

通気攪拌槽内の気-液間物質移動

論文

別所 永康*・谷口 尚司*2・菊池 淳*2

Mass Transfer between Gas and Liquid in a Gas-stirred Vessel

Nagayasu BESSHO, Shoji TANIGUCHI and Atsushi KIKUCHI

Synopsis :

Experimental and theoretical studies were made in order to discuss the characteristics of the mass transfer between gas and liquid in the gas-stirred system. Carbon dioxide was injected into water. The concentration of carbon dioxide in water was measured by the carbon-dioxide electrode.

The volumetric coefficient ($k_L a$) was defined by assuming the uniform concentration in the water, where k_L is mass-transfer coefficient, and a is the specific area of the gas-liquid interface. The coefficients were obtained from the concentration change with time under the following conditions: gas-flow rate= $1.67 \times 10^{-5} \sim 1.67 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$, radius of vessel= $0.055 \sim 0.145 \text{ m}$, depth of water= $0.1 \sim 0.4 \text{ m}$, and nozzle diameter= 0.6 cm .

A mathematical model for the mass transfer was proposed under the assumptions that the both mass-transfer coefficients (k_L) for bubbles and the free surface were given by the HIGBIE's penetration theory. The model consists of the equations for the continuity of solute with constant effective diffusivity and the equations for the flow field proposed previously. Although the computed concentration profiles were not uniform, it was shown that the relation between $\ln((C_{eq}-C_0)/(C_{eq}-C))$ and time was linear and that the slope of the straight line was independent of the location in the vessel, where C is local concentration, C_{eq} is equilibrium concentration, and C_0 is initial concentration. Volumetric coefficients ($k_L a$) obtained from the slope under the various conditions were consistent with those calculated by the HIGBIE's model, and also were roughly consistent with observed ones.

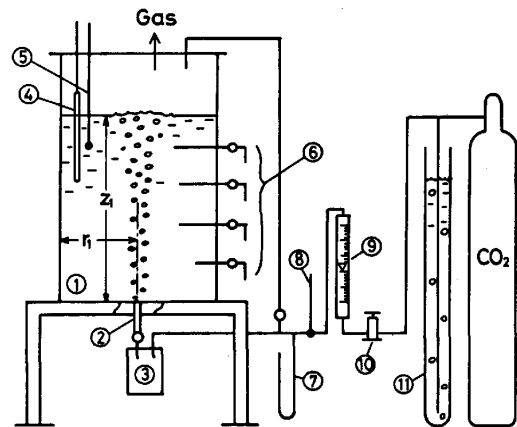
1. 結 言

動モデルにより、理論的に考察した。

通気攪拌下の精錬反応特性を明確にするためには、系内の流動および物質移動特性を知る必要がある。この観点から前報¹⁾において通気攪拌下の流体の流れに関する数値解析を行い、系内のフローパターンおよびガスホルダップ分布などについて考察した。本報では前報¹⁾に引きつづき、通気攪拌下の気-液間物質移動について考察する。

従来、気-液間物質移動に関する研究としては、気泡塔を用いた物質移動あるいは反応を伴う物質移動に関する実験的研究が多い^{2)~4)}。しかし、系内に気泡分散領域と液本体の領域とがあり、液が回分式である前報のような系における気-液間物質移動に関する研究は少ない⁵⁾。また、系内の流動特性を考慮して気-液間物質移動特性を考察した研究も少ない。

そこで本報ではまず CO_2 -水系の吸収実験を行い、容量係数に対する諸因子の影響を実験的に検討した。ついでその結果を、前報¹⁾の流れの数値解に基づいた物質移



① Vessel, ② Nozzle, ③ Gas chamber, ④ Heater, ⑤ Thermoregulator, ⑥ Sampling tube, ⑦ Manometer, ⑧ Thermometer, ⑨ Flow meter, ⑩ Needle valve, ⑪ Pressure controller

Fig. 1. Schematic diagram of experimental apparatus.

昭和 57 年 4 月本会講演大会にて発表 昭和 60 年 2 月 15 日受付 (Received Feb. 15, 1985)

* 川崎製鉄(株)鉄鋼研究所 (Iron & Steel Research Laboratories, Kawasaki Steel Corp.)

*2 東北大学工学部 工博 (Faculty of Engineering, Tohoku University, Aza-Aoba Aramaki Sendai 980)

2. CO₂-水系の吸収実験

2.1 実験方法

Fig. 1 に実験装置の概要を示した。槽①は透明アクリル製円管で、その側面に液採取管⑥を数本とりつけてある。槽内の液は蒸留水で、その温度はヒーター④と制御器⑤により 20±0.5°C に保つた。CO₂ はポンプよりニードルバルブ⑩、流量計⑨、蓄気室③ (約 0.5×10⁻³ m³) およびガラス製ノズル② (内径 0.6×10⁻² m) を経て、槽底部の中心から液中に吹き込んだ。

実験はつぎのようにして行つた。まず槽上部から CO₂ を槽内に流入させ、上部の空間を置換した。その後、ガスの流路を切り替えて水中に CO₂ を吹き込み、吸収を開始した。実験中、適当な時間間隔で採取管から液を 5~50 ml 採取し、液中の CO₂ 濃度を測定した。その測定には市販のガス感応電極† を用いた。

実験条件は以下のとおりである。ガス流量 $q_G = 1.67 \times 10^{-5} \sim 1.67 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$ 、槽半径 $r_1 = 0.055 \sim 0.145 \text{ m}$ 、槽内液高さ $z_1 = 0.1 \sim 0.4 \text{ m}$ 。

本実験において、CO₂ 吸収は気泡分散領域における気泡-液体間のみでなく、液上部の領域におけるガス-液体間でも進行すると考えられる。本報ではこれら二つの領域の物質移動をあわせて含んだ全容量係数を求めた。

系内の液中 CO₂ 濃度および CO₂ 分圧を位置によらず一定と仮定し、(1)式で系内の全容量係数 $k_L a$ を定義した。

$$\left. \begin{aligned} \frac{dC}{dt} &= k_L a (C_{eq} - C) \\ C_{eq} &= H p_{CO_2} \end{aligned} \right\} \dots\dots\dots (1)$$

ここに k_L は液側物質移動係数、 a は槽単位体積当たりの気-液界面積、 C_{eq} は CO₂ 分圧 p_{CO_2} と平衡する液中 CO₂ 濃度で、 p_{CO_2} は大気圧に等しいとした。

$k_L a$ を時間および濃度に無関係として(1)式を積分すると(2)式が得られる。

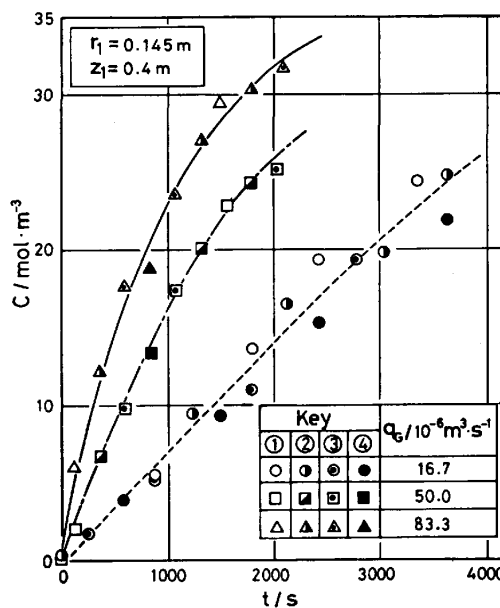
$$\ln \frac{C_{eq} - C_0}{C_{eq} - C} = k_L a t \dots\dots\dots (2)$$

本報では液中 CO₂ 濃度の経時変化より、(2)式を用いて $k_L a$ を算出した。

2.2 実験結果

(1) 液中 CO₂ 濃度の経時変化

Fig. 2 に液採取位置 (r, z) を種々変えて求めた液中 CO₂ 濃度の経時変化をガス流量 q_G をパラメーターとして示した。図より、 q_G が一定の場合、いずれの採取位



① $r=0.1 \text{ m}, z=0.05 \text{ m}$, ② $r=0.05 \text{ m}, z=0.15 \text{ m}$, ③ $r=0.05 \text{ m}, z=0.25 \text{ m}$, ④ $r=0.03 \text{ m}, z=0.35 \text{ m}$.
Fig. 2. Concentration change with time at the various points in vessel.

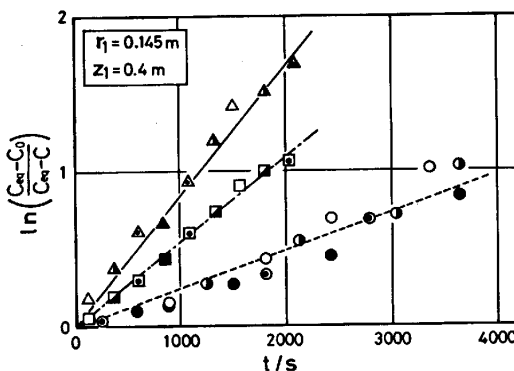


Fig. 3. $\ln((C_{eq} - C_0)/(C_{eq} - C))$ vs. t . Keys as in Fig. 2.

置における液濃度もほぼ一つの曲線であらわされている。なお、他の実験条件の場合も同様であつた。

つぎに、Fig. 2 の結果より(2)式を用いて $k_L a$ を求めた。その結果を Fig. 3 に示した。図より、(2)式左辺と t との関係はいずれの q_G の場合も直線であらわされており、濃度および時間に無関係な $k_L a$ を求めることができた。

(2) $k_L a$ に対する諸因子の影響

Fig. 4~6 に $k_L a$ と諸因子との関係を示した。まず、Fig. 4 と Fig. 5 は $z_1 = 0.2 \text{ m}$ の場合の $k_L a$ の q_G 依存性と r_1 依存性をみたものである。図より、 $k_L a$ は q_G の増加とともに大となり、 r_1 の増加とともに小となる傾向を示している。Fig. 6 には $k_L a$ の z_1 依存性を示し

† pH 電極のガラス膜の外側に炭酸塩の緩衝液を含ませたガス透過性の薄膜をかぶせたもので、あらかじめ液中 CO₂ 濃度と pH 値との関係を検定して用いた。

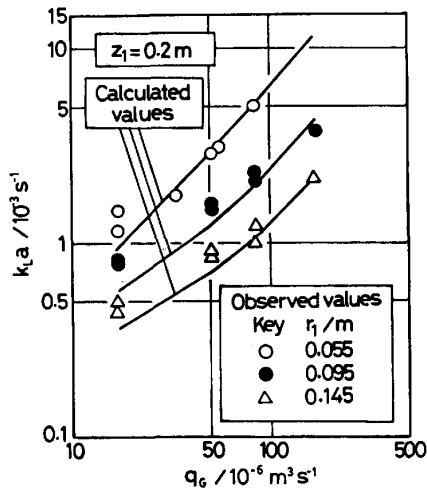


Fig. 4. Effects of q_G on k_{LA} at various values of r_1 .

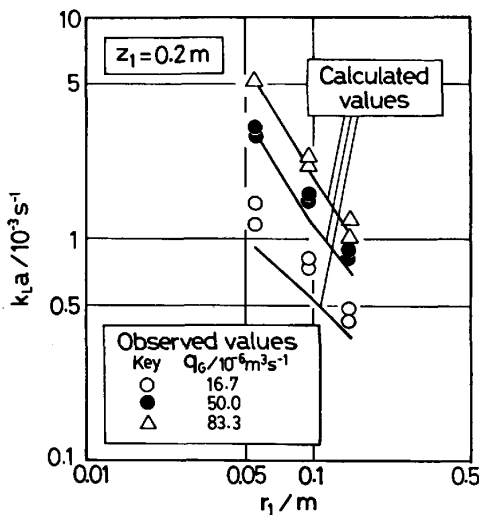


Fig. 5. Effects of r_1 on k_{LA} at various values of q_G .

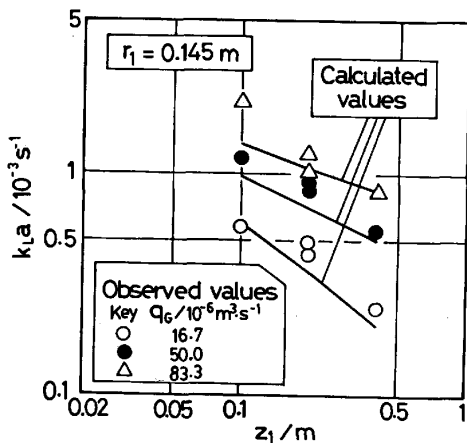


Fig. 6. Effects of z_1 on k_{LA} at various values of q_G .

たが、 k_{LA} は z_1 の増加につれて小さくなっている。

3. 気-液間物質移動モデル

通気攪拌下の気-液間物質移動機構はきわめて複雑で、これを厳密に考察することは困難と考えられる。

そこで本報では、前報¹⁾の解析に使用した流れの諸仮定の下における気-液間物質移動を以下のように考察した。

3.1 物質移動係数の定義

前述のように、本報の実験条件下の気-液間物質移動は気泡分散領域における気泡-液界面と液自由表面における気-液界面で進行する。

いま、気泡-液界面および自由表面における溶質のモル流束 N_B および N_S を(3)式のようにあらわし、これにより液側物質移動係数 k_L^B および k_L^S を定義した。

$$\left. \begin{aligned} N_B &= k_L^B [C_{eq} - C(r, z)] \\ N_S &= k_L^S [C_{eq} - C(r, z_1)] \end{aligned} \right\} \dots \dots \dots (3)$$

物質移動係数に関しては HIGBIE の浸透説⁶⁾⁷⁾を適用した。すなわち、 k_L^B および k_L^S を(4)、(5)式で与えた¹²⁾。

$$k_L^B = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \sqrt{\frac{DLw}{d_B}} \dots \dots \dots (4)$$

$$k_L^S = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \sqrt{\frac{DLu_{S,av}}{r_1}} \dots \dots \dots (5)$$

ここに、 d_B および w はそれぞれ気泡の直径および気泡の相対速度で、それらは前報¹⁾と同様、只木-前田の式⁸⁾⁹⁾より算出した。また $u_{S,av}$ は自由表面の平均液流速で、その値は前報¹⁾の手法で得た CO_2 -水系の流速分布の数値解より(6)式で算出される。

$$u_{S,av} = \frac{1}{\pi r_1^2} \int_0^{r_1} u|_{z=z_1} 2\pi r dr \dots \dots \dots (6)$$

以上の k_L^B および k_L^S を用いて、系内物質移動の数値解析を行った。

3.2 数値解析法

CO_2 -水系の吸収実験より、液採取位置による濃度の差異は小さいことが示された。しかし他の位置の濃度は不明であり、その意味で系内の全物質移動界面で(1)式の濃度推進力を一定とみなしうるか否かは十分明確ではない。

そこで、まず前報¹⁾の流れの数値解に基づいた物質移動の数値解析を行い、系内濃度分布について検討した。

前報¹⁾の流れに関する諸仮定に加え、溶質の有効拡散

¹²⁾ (3)式の k_L^B , k_L^S として気-液界面の局所値を与えることは困難であるので、それぞれ1個の気泡表面全面および自由表面全面の平均物質移動係数を与えた。

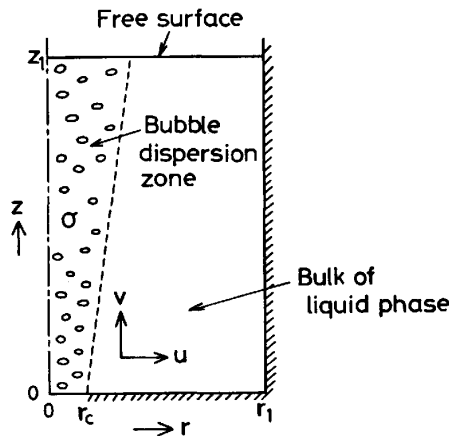


Fig. 7. Coordinate system.

係数 $D_{e,c}$ を場所によらず一定と仮定する. Fig. 7 の軸対称円柱座標を用いると, 物質移動の基礎式は(7)式で示される.

$$\frac{\partial C}{\partial t} + u \frac{\partial C}{\partial r} + v \frac{\partial C}{\partial z} = D_{e,c} \left[\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial C}{\partial r} \right) + \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \right] + \frac{6}{d_B} \sigma k_L^B (C_{eq} - C) \quad (7)$$

ここで $D_{e,c}$ は前報¹⁾で示した有効動粘度 ν_e と同一とし³⁾, その値は ad hoc モデル¹⁰⁾より算出した.

初期および境界条件は(8)式で示される.

$$\left. \begin{aligned} t=0, 0 < r < r_1, 0 < z < z_1 : C=C_0 \\ t>0, r=0, 0 < z < z_1 : \frac{\partial C}{\partial r} = 0 \\ r=r_1, 0 < z < z_1 : \frac{\partial C}{\partial r} = 0 \\ 0 < r < r_1, z=0 : \frac{\partial C}{\partial z} = 0 \\ 0 < r < r_1, z=z_1 : D_{e,c} \frac{\partial C}{\partial z} = k_L^S (C_{eq} - C) \end{aligned} \right\} \quad (8)$$

以上の諸式を(9)式の諸無次元量で無次元化し, さらに無次元流速 U, V を(10)式のように流れの関数 ϕ であらわすと, 結局(11), (12)式を得る.

$$\left. \begin{aligned} R=r/r_1, Z=z/r_1, Z_1=z_1/r_1, \\ U=r_1 u/\nu, V=r_1 v/\nu, E=D_{e,c}/\nu \\ Y=(C-C_0)/(C_{eq}-C_0), \tau=\nu t/r_1^2 \\ K_B=6k_L^B r_1^2/d_B \nu, K_S=r_1 k_L^S/\nu \\ Q_G=q_G/r_1 \nu \end{aligned} \right\} \quad (9)$$

$$U = \frac{1}{R} \frac{\partial \phi}{\partial Z}, V = -\frac{1}{R} \frac{\partial \phi}{\partial R} \quad (10)$$

$$\frac{\partial Y}{\partial \tau} + \frac{1}{R} \frac{\partial \phi}{\partial Z} \frac{\partial Y}{\partial R} - \frac{1}{R} \frac{\partial \phi}{\partial R} \frac{\partial Y}{\partial Z} = E \left[\frac{1}{R} \frac{\partial}{\partial R} \left(R \frac{\partial Y}{\partial R} \right) + \frac{\partial^2 Y}{\partial Z^2} \right] + K_B \sigma (1-Y) \quad (11)$$

$$\left. \begin{aligned} \tau=0, 0 < R < 1, 0 < Z < Z_1 : Y=0 \\ \tau > 0, R=0, 0 < Z < Z_1 : \frac{\partial Y}{\partial R} = 0 \\ R=1, 0 < Z < Z_1 : \frac{\partial Y}{\partial R} = 0 \\ 0 < R < 1, Z=0 : \frac{\partial Y}{\partial Z} = 0 \\ 0 < R < 1, Z=Z_1 : E \frac{\partial Y}{\partial Z} = K_S (1-Y) \end{aligned} \right\} \quad (12)$$

以上の式を upwind 法¹¹⁾と ADI 法¹²⁾により解き, 系内濃度分布の非定常解を求めた. なお, ϕ および σ は CO_2 -水系について前報¹⁾の手法で求めた数値解を用いた.

数値計算は $Q_G=115 \sim 1150$ ($q_G=1.67 \times 10^{-5} \sim 1.67 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$), $Z_1=1.38$ ($r_1=0.145 \text{ m}$, $z_1=0.2 \text{ m}$) の場合について行つた. また, 格子間隔 $\Delta R, \Delta Z$ および時間きざみ $\Delta \tau$ はつぎのように定めた.

$$\begin{aligned} \Delta R &= 0.05 (0.25 < R < 1), \\ \Delta R_i &= 0.85 \Delta R_{i+1} (0 < R < 0.25) \\ \Delta Z &= Z_1/30 (0 < Z < 1.15), \\ \Delta Z_j &= 0.72 \Delta Z_{j-1} (1.15 < Z < Z_1) \dagger \\ \Delta \tau &= 10^{-6} \end{aligned}$$

計算には東北大学大型計算機センター ACOS シリーズ 77 NEAC システム 1000 を用いた.

3.3 k_{La} の導出

系内が完全混合であるような理想的な場合には(1)式あるいは(3)式の濃度推進力は一定である. この場合には(1)式で定義される k_{La} は(13)式で与えられることになる.

$$k_{La} = k_L^B a_B + k_L^S a_S \quad (13)$$

ここに a_B および a_S は気-液間および液自由表面の比表面積であり, それぞれつぎのようにして求められる.

系内単位体積当たりの滞在気泡数を n_B とすれば, a_B は(14)式で与えられる.

$$a_B = n_B \pi d_B^2 \quad (14)$$

n_B は系内の平均ガスホルダップ σ_{av} より(15)式で与えられ, σ_{av} は局所ガスホルダップ σ の数値解より(16)式で算出される.

$$n_B = \frac{\sigma_{av}}{(1/6) \pi d_B^2} \quad (15)$$

$$\sigma_{av} = \frac{1}{\pi r_1^2 z_1} \int_0^{z_1} \int_0^{r_1} \sigma 2\pi r dr dz \quad (16)$$

一方, a_S は(17)式で与えられる.

$$a_S = \frac{1}{z_1} \quad (17)$$

†⁴ 流れの計算では $Z=0 \sim Z_1$ で $\Delta Z=Z_1/30$ としたが, 濃度の計算では液自由表面近傍の濃度勾配をあらわすために, 液自由表面に近づくほど間隔が等比数的に小となる不等間隔格子を用いた. 不等間隔格子点上の ϕ および σ は流れの数値解を格子点間で直線補間して求めた.

†³ 乱流下の溶質の移動機構が乱流渦による運動量移動機構と同じであることを意味する.

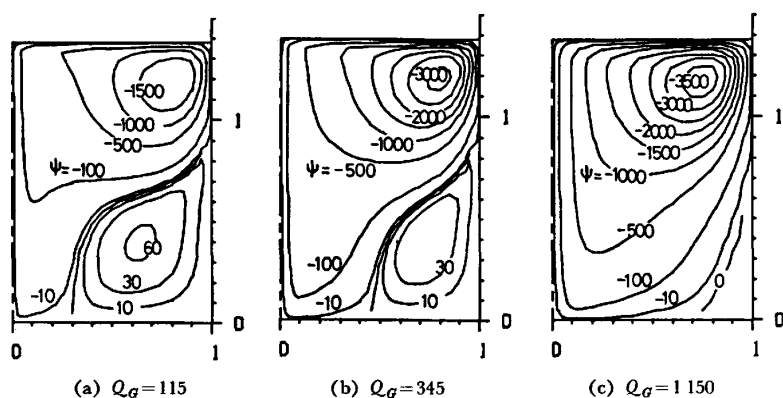


Fig. 8. Flow patterns obtained for various values of Q_G .

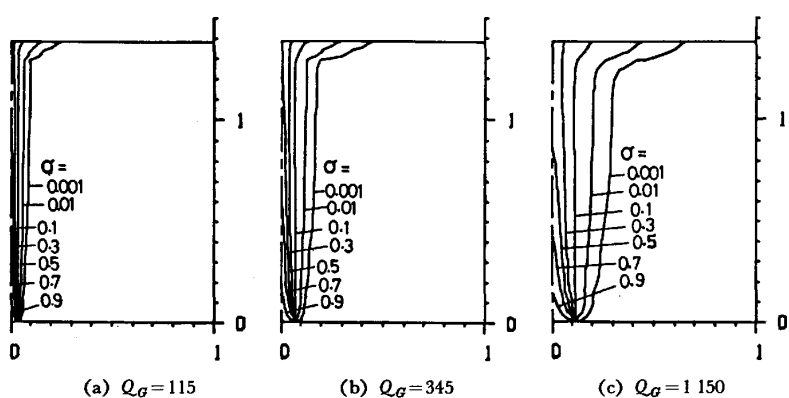


Fig. 9. Gas-holdup distributions obtained for various values of Q_G .

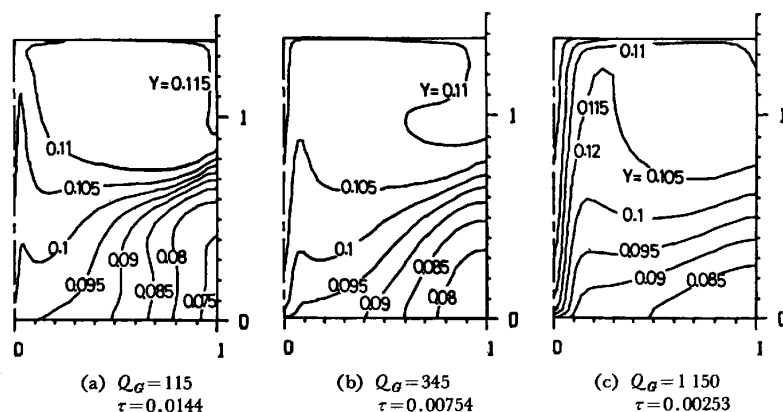


Fig. 10. Concentration profiles at $Y_{av} = 0.1$ for various values of Q_G .

なお、(16)式の σ_{av} は本報の全実験条件下で前報¹⁾と同様の数値計算により算出した。

3.4 計算結果および考察

(1) 系内濃度分布

Fig. 8 および 9 にフローパターンおよびガスホルダップ分布の数値解を示した^{†5}。また Fig. 10 にはこれらの数値解にもとづいて求めた系内濃度分布の非定常解の例を示した。

まず Fig. 8 より、系内には上部に時計まわりの循環流が、また下部の側壁近傍には反時計まわりの循環流が

あり、上部の循環流はガス流量 Q_G の増加につれて大きく発達している^{†6}。

つぎに Fig. 9 をみると、系内には r および z 方向にガスホルダップの分布があり、 Q_G の増加につれて r 方向の分布が大きく広がっているのがわかる。この傾向は前報¹⁾の結果と同様である。

Fig. 10 には系内平均濃度 Y_{av} が 0.1 の場合の濃度分布の例を各 Q_G について比較して示した。当然であるが、 $Y_{av} = 0.1$ となる時間 τ は Q_G が大きくなるほど

^{†5} 系内の流速分布はその 1 例を前報¹⁾、Fig. 3 に示した。

^{†6} q_G および装置条件は前報¹⁾と同様であるが、液の物性値がことなるため、 Q_G は前報とことなっている。

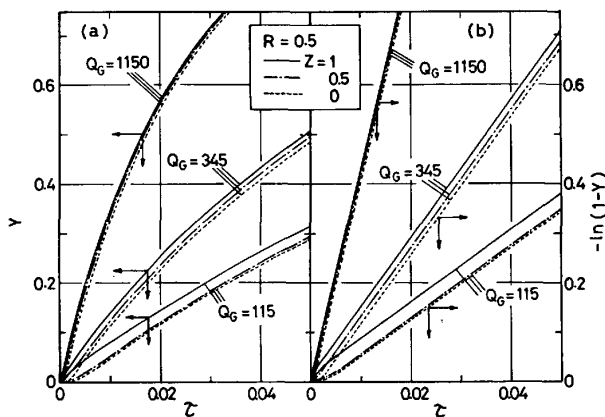


Fig. 11. Concentration change with time (computed results).

短くなっている。系内濃度は中心軸および液自由表面の近傍で高く、系下部の側壁近傍で最も低くなっている。また Q_G が小さい場合 (Fig. 10(a)) には、Fig. 8 (a) のフローパターンにみられる二つの循環流の境界の部分で濃度勾配が急になつているのに対し、 Q_G が大きい場合 (Fig. 10(c)) には気泡分散領域内で濃度勾配が急になつているのがみとめられる。なお、 $Y_{av}=0.1$ 以外の場合にも濃度分布の傾向は Fig. 10 (a)~(c) と類似であつた。

このように系内に濃度分布がある場合にも k_{La} を定義しうるか否かは不明である。そこで今仮に (1) 式における濃度 C を局所濃度 $C(r, z)$ におきかえ、実験と同様の手法でみかけの k_{La} を求めてみた。

$R=0.5$ で $Z=0, 0.5$ および 1 の系内 3 箇所における無次元濃度 Y の経時変化を Fig. 11(a) に示した。図より各位置の Y はいずれの Q_G の場合にも初期を除けば互いにはば一定の差異を保ちながら曲線的に増加している。

つぎに、この関係を (2) 式と類似の関係に変換して Fig. 11(b) に示した。図よりいずれの位置においても、 Q_G が一定であれば $-\ln(1-Y)$ と τ との関係は初期を除いて勾配の等しい直線であらわされている。この勾配 ($r^2 k_{La} / \nu$) より、みかけの k_{La} を算出すると Table 1 のようになった。表には系内に濃度分布がな

Table 1. Calculated values of k_{La} .

Q_G	$q_G / 10^{-6} \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$	$k_{La} / 10^{-4} \text{ s}^{-1}$	
		Fig. 11 (b)	Eqs. (4) - (6), (13) - (17)
115	16.7	3.48	3.57
345	50.0	6.61	6.97
1150	167	19.9	21.6

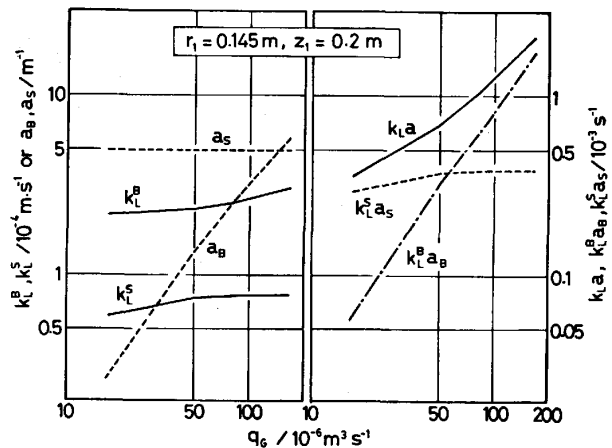


Fig. 12. Effects of q_G on $k_L^B, k_L^S, a_B, a_S, k_L^B a_B, k_L^S a_S,$ and k_{La} (computed results).

い場合の k_{La} の計算値 ((4)~(6)式, (13)~(17)式) もあわせて示したが、Fig. 11(b) より求めた k_{La} はこれらと近い値となつている¹⁷⁾。そこで以後は系内に濃度分布がない場合の k_{La} の計算値を示すことにする。

(2) k_{La} に対する諸因子の影響

(4)~(6)および(13)~(17)式より得られる $k_L^B, k_L^S, a_B, a_S, k_L^B a_B, k_L^S a_S$ および k_{La} の各計算値に対する q_G, r_1 および z_1 の影響をそれぞれ Fig. 12, 13 および 14 に示した。

Fig. 12 より k_{La} の計算値は q_G の増加につれて大きくなつてはいるが、これはおもに a_B の増加によるものであることがわかる。また、 q_G が小さいと $k_L^S a_S > k_L^B a_B$ であり、液自由表面の物質移動の役割が大きい、 q_G が大きくなると逆に $k_L^B a_B > k_L^S a_S$ となり、気泡分散領域における物質移動の役割が大きくなつてはいることもわかる。

同様に Fig. 13 および 14 より、 k_{La} が r_1 および z_1 の増加とともに小となつており、その理由が r_1 の増加につれて a_B と k_L^S が減少し、 z_1 の増加につれて a_S が減少するためであることがわかる。また図より r_1 が小さく z_1 が大きいほど気泡分散領域の物質移動の寄与が大きくなつてはいることもわかる。

以上の k_{La} の計算値に対する諸因子の影響は実験結果のそれと類似している。そこで k_{La} の計算値を Fig. 4~6 に実測値とあわせて示し、両者を比較してみた。図より k_{La} の計算値は実測値の傾向をよくあらわしており、定量的にも実測値とほぼ一致している。

しかし、本モデルの妥当性をさらに検討するために

¹⁷⁾ このように系内に濃度分布がある場合にも局所濃度の経時変化からその場所によらず一定の k_{La} を求めることが数値計算結果から示されたわけで、複雑な物質移動現象を一つの k_{La} で代表して表しうることは便利である。このことは高周波誘導攪拌下の気-液間物質移動に対しても見出されている¹³⁾。

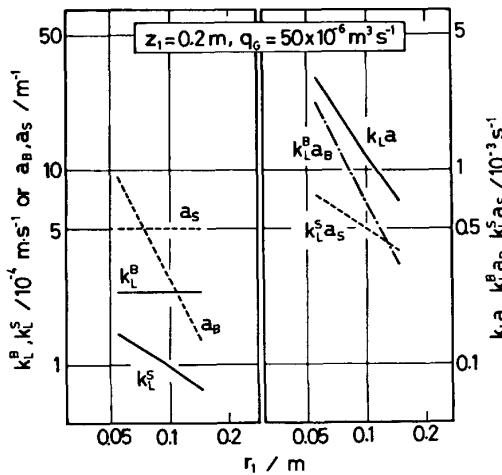


Fig. 13. Effects of r_1 on k_L^B , k_L^S , a_B , a_S , $k_L^B a_B$, $k_L^S a_S$, and k_{LA} (computed results).

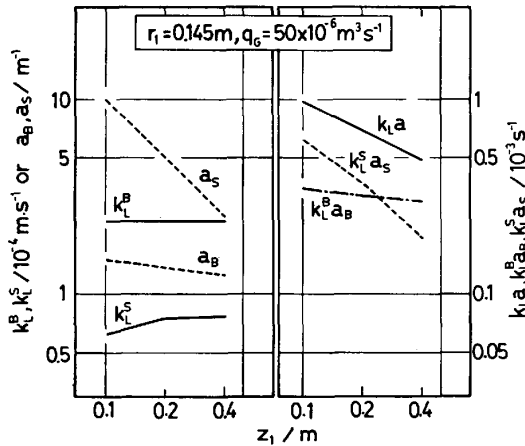


Fig. 14. Effects of z_1 on k_L^B , k_L^S , a_B , a_S , $k_L^B a_B$, $k_L^S a_S$, and k_{LA} (computed results).

は、 $k_L^S a_S$ および $k_L^B a_B$ を実験的に分離して求める必要があると考える。

4. 結 言

通気攪拌下の気-液間物質移動について検討することを目的として、 CO_2 -水系の吸収実験ならびに前報の流れの数値解に基づく物質移動のモデル解析を行い、以下の結果を得た。

(1) CO_2 -水系の吸収実験より、(1)式で定義される気-液間容量係数 k_{LA} を求めた。 k_{LA} はガス流量とともに増加し、液高さおよび槽半径の増加とともに減少することが示された。

(2) Higbie の浸透説により気泡-液間および液自由表面の物質移動係数を求め、前報¹⁾ の流れの数値解に基づいた物質移動の数値解析を行った。その数値解より、系内濃度は系の中心および上部で高く、下部の側壁近傍で低いことが示された。また、このように系内に濃度分

布がある場合にも一定位置における濃度の経時変化より、位置および時間に無関係な k_{LA} を求めることができた。

(3) 系内が完全混合の場合の k_{LA} の計算値を浸透説と流れの数値解とを組み合わせ求めて求めた。その値は系内濃度の数値解の経時変化から求めた k_{LA} と近く、 CO_2 -水系の実測値ともほぼ一致した。さらに、計算値に基づいて系内物質移動に対する気泡分散領域および液自由表面の物質移動の寄与が考察された。

本研究の一部は文部省科学研究費(奨励研究(A)、昭和57年度)の補助により行われたものである。記して謝意を表す。また本研究に対し斎藤正氏(現:沖電気工業(株))および斎木浩一氏(現:本田技研工業(株))の協力を得た。併せて謝意を表す。

記 号

- a_B = 槽単位体積当たりの気泡-液間の界面積 [m⁻¹]
- a_S = 液自由表面の比表面積 [m⁻¹]
- C = 液中 CO_2 濃度 [mol·m⁻³]
- C_0 = 液中 CO_2 の初濃度 [mol·m⁻³]
- $C_{eq} = p_{\text{CO}_2}$ と平衡する液中 CO_2 濃度 [mol·m⁻³]
- D_L = 液中 CO_2 の分子拡散係数 [m²·s⁻¹]
- $D_{e,c}$ = 液中 CO_2 の有効拡散係数 [m²·s⁻¹]
- d_B = 気泡の直径 [m]
- $E = D_{e,c}/\nu$ [—]
- H = ヘンリー定数 [mol·m⁻³·Pa⁻¹]
- $K_B = 6 k_L^B r_1^2 / d_B \nu$ [—]
- $K_S = r_1 k_L^S / \nu$ [—]
- k_L^B = 気泡-液間の液側物質移動係数 [m·s⁻¹]
- k_L^S = 液自由表面の液側物質移動係数 [m·s⁻¹]
- k_{LA} = 槽内の全容量係数 [s⁻¹]
- n_B = 槽単位体積当たり存在する気泡数 [m⁻³]
- p_{CO_2} = 槽内の CO_2 分圧 [Pa]
- $Q_G = q_G / r_1 \nu$ [—]
- q_G = CO_2 の流量 [m³·s⁻¹]
- $R = r / r_1$ [—]
- r = 槽の中心軸から半径方向の距離 [m]
- r_1 = 槽の半径 [m]
- t = 時間 [s]
- $U = r_1 u / \nu$ [—]
- u = 半径方向の流速 [m·s⁻¹]
- u_s, u_o = 液自由表面の平均液流速 [m·s⁻¹]
- $V = r_1 v / \nu$ [—]
- v = 軸方向の流速 [m·s⁻¹]
- w = 液に対する気泡の相対速度 [m·s⁻¹]
- $Y = (C - C_0) / (C_{eq} - C_0)$ [—]
- $Z = z / r_1$ [—]
- $Z_1 = z_1 / r_1$ [—]
- z = 槽底面から軸方向の距離 [m]
- z_1 = 液高さ [m]
- ギリシヤ文字
- ν = 液の分子動粘度 [m²·s⁻¹]
- ν_e = 有効動粘度 [m²·s⁻¹]
- σ = 局所ガスホルダップ [—]
- σ_{av} = 槽内平均ガスホルダップ ((16)式) [—]
- $\tau = \nu t / r_1^2$ [—]
- ϕ = 流れの関数 ((10)式) [—]

文 献

- 1) 別所永康, 谷口尚司, 菊池 淳: 鉄と鋼, 71 (1985), p. 1117
- 2) 只木楨力, 前田四郎: 化学工学, 27 (1963), p. 808
- 3) F. YOSHIDA and K. AKITA: AIChE J., 11 (1965), p. 9
- 4) P. S. LI, F. B. WEST, W. H. VANCE and R. W. MOULTON: AIChE J., 11 (1965), p. 581
- 5) 稲田爽一, 渡辺哲弥: 鉄と鋼, 63 (1977), p. 37
- 6) 只木楨力: 化学工学, 27 (1963), p. 864
- 7) R. HIGBIE: Trans. Am. Inst. Chem. Engrs., 31 (1935), p. 365
- 8) 只木楨力, 前田四郎: 化学工学, 27 (1963), p. 147
- 9) 只木楨力, 前田四郎: 化学工学, 25 (1961), p. 254
- 10) T. Deb Roy and A. K. MAJUMDAR: (Unpubl. Rep.) Imperial College, London (1977)
- 11) A. K. RUNCHAL: Int. J. Num. Meth. Engng., 4 (1972), p. 541
- 12) 山内二郎, 森口繁一, 一松 信: 数理科学シリーズ 3, 電子計算機のための数値計算法 II (1967), p. 175 [培風館]
- 13) A. KIKUCHI, S. TANIGUCHI, T. TADAKI and S. MAEDA: Proc. Symposium of the International Union of Theoretical and Applied Mechanics Symposium held at Cambridge, UK in 1982 (1984), p. 79 [The Metals Society, London]