2次元セル内の界面攪乱と物質移動*

中 池 康 夫**・佐 藤 恒 彦***

郷 龍 夫****

群馬大学工学部 化学工学科**

緒 言

異相間界面を通しての物質移動において界面およびその近傍に自然発生する小さな乱れ(界面攪乱)が物質移動速度に影響を与えることは興味ある問題である。

この問題について Sherwood と Wei¹⁾ は抽出速度が浸透説で計算した理論値と異なっていることやその偏倚が溶質濃度、攪乱の強さなどに関係していることを指摘した。また Olander と Reddy⁶⁾ はこの偏倚を数量的に表わすために理論値と実測値との比を用い、攪拌槽の実験でこの比が溶質濃度の増加とともに 1.5~4 の値になるという結果を得たが、Bakker ら¹⁾ は平行流で 2~3、駒沢ら³⁾ は静止液で 1~2.5 の値を得た。これらの値の不一致は実験方法の相違によると考えられているが、他方においては界面攪乱の物質移動速度に与える影響が攪乱現象の特性を検討することなく溶質濃度のみに依存すると見做されてきたことに原因すると思われる。一方

Ruckenstein⁸⁾, Ruckenstein と Berbente⁹⁾, は polygonal cell が生ずる場合の移動速度についていわゆる 2 次元の攪乱モデルを用いて理論的に解析して浸透説や表面更新説の適用を検討し, Maroudas と Sawistowski¹⁰⁾ は eruption の場合についての理論の適用を実験的に検討した。しかし今のところその適否が種々議論されている段階で定説を得るためには更に多くの研究が必要であろう。また Orell と Westwater⁷⁾, Gross と Hixson²⁾ らは攪乱現象, たとえば発生頻度, 振幅および周期などについて検討を行なっているが, 物質移動速度への影響を対象としたものではない。著者らは前報⁹⁾ において界面攪乱が発生している場合の攪乱点付近の濃度分布を観察することによって界面攪乱現象についての定性的知見を報告した。それによると界面攪乱はその発生から消滅に至るまで種々の形態を伴って変化するが, 本研究では主として安定攪乱¹⁾ が発生している場合の界面攪乱現象の物質移動速度に及ぼす影響について定量的知見を得るために安定な界面攪乱が発生している場合の界面付近の濃度分布を追跡し, 1 個の界面攪乱からの物質移動量を測定した。すなわちセル内では数個の界面攪乱を生ずるが, そのうちの 1 個の界面攪乱からの物質移動量を測定した。この測定結果から界面近傍での濃度分布の異常性を指摘し, 界面攪乱が発生している時の物質移動量の実測値と浸透説にもとづく計算値とを比較することによる界面攪乱の移動促進効果について新たに攪乱の波長を考慮して検討した。さらに界面攪乱が発生している時の溶剤相側物質移動係数についての実験式を得た。

Fig. 1 Experimental apparatus

* <The Effect of Interfacial Turbulence upon Mass Transfer Rate in Two Dimensional Test Cell>
 Received on July 27, 1972

** Yasuo Nakaike (正会員) Dept. of Chem. Eng., Gunma Univ., Kiryu, Japan

*** Tsunehiko Sato (正会員) 富士フィルム (株) Fuji Photo Film Co. Ltd., Minamiashigara, Japan

**** Tatsuo Go (学生会員) 昭和電工 (株) Showa Denko Co. Ltd., Chichibu, Japan

¹⁾ 溶質濃度の小さな乱れの増幅と減衰の繰返しによって発生した攪乱同士が動的釣り合いの状態を保ち, 定常的な攪乱流とはほぼ一定の波長を有する場合をいう。

1. 実験装置と実験方法

1.1 実験装置

実験装置にはマッハツェンダー干渉計, 補償用セルおよびテスト用セルを使用した。その概略を Fig. 1 に示す。干渉計の光源部には 100 W の超高圧水銀ランプと単色光を得るための 548 mμ の非金属干渉フィルターを使用した。また受光部には f=200 mm の望遠レンズ, ペローズおよびカメラを使用した。補償用セルは窓ガラス

Table 1 Physical properties of solvent and solute

	Molecular weight	Specific gravity (20°C)	Solubility (water) (wt%)	Refractive index (20°C)	Viscosity [10^{-2} g/cm $\cdot$ sec] (20°C)	Diffusivity (in solvent) [10^{-5} cm 2 /sec]
Solvent:						
Di-normal buthyl phthalate $C_6H_4(CO_2C_4H_9)_2$	278.35	1.047	0.04	1.4927	16.5	
Solute: Acetic acid CH_3CO_2H	60.05	1.0492	∞	1.3716	1.22	2.04
Propionic acid $C_2H_5CO_2H$	74.08	0.99336	∞	1.3865	1.10	1.74
Butyric acid $CH_3CH_2CH_2CO_2H$	88.11	0.9587	∞	1.3979	1.54	1.53

を固定したステンレス製の窓枠2個とテフロン製のOリングとからなっている。その詳細を Fig. 2 (a) に示す。テスト用セルは補償用セルと同じものを窓ガラスのほぼ中央、図の XX' で切断し、Fig. 2 (b) に示すように摺動によって界面形成ができるようにした。セルを組み立てる場合には測定誤差の原因となる窓ガラスの歪みの発生の有無および2枚の窓ガラスの間隙の均一性を調べるために平面測定器およびオートコリメータを使用した。またセルに用いたすべての窓ガラスは脈理、気泡、歪みのない屈折率の等しい粗材を平面度 $\lambda/6$ 以下、面の平行度5秒以内に研磨して使用した。

1・2 実験方法

本研究では界面攪乱が発生しやすい系としてジノルマルブチルフタレート-溶質-水系を選び、溶質には酢酸10wt%と20wt%、プロピオン酸15wt%および酪酸30wt%を用い、溶質を溶剤相から水相に移動させた。これらの物質の物理的性質を Table 1 に示す。まず組み立てられた補償用セルに溶液を入れ実験装置内の所定の位置におく。つぎに Fig. 2 (b) に示すように組み立てられたテスト用セルの一方に溶液を、もう一方に脱イオン水を入れた状態で実験装置内の所定の位置に水平においた後、テスト用セルの溶剤相側と補償用セルの光路長を調整する。適当な光路差を得たならば、テスト用セルの可動ねじを作用して界面を形成する。この時を測定開始時として適当な時間間隔で写真撮影した。この場合水平におかれたテスト用セル内の液相の深さは0.1mm以下であるから物質移動によって生ずる溶質濃度の変化が原因すると考えられる自然対流は無視して差支えないであろう。したがってこの方法によれば、界面における溶質濃度の局所的変化のみによって生ずる攪乱現象が現われるのでその現象は自然対流などを含まない比較的簡単な状態で取扱える利点がある。

1・3 移動量の求め方

安定攪乱が発生している場合の干渉縞の写真を Fig. 3 に示す。この図から等濃度線は界面と平行になっていないので通常の物質移動の場合のように濃度勾配曲線から移動量を求めることは困難である。そこで本研究では次のような方法を用いて移動量を求めた。今、Fig. 4 のように干渉縞を液本体の方から順に $Z_1, Z_2, Z_3, \dots, Z_m$ とす

Fig. 2 (a) Compensation cell

Fig. 2 (b) Cross section of the test cell

る。 j 本目の干渉縞の位置の液体の屈折率 n は

$$|n - n_0| = \lambda Z_j / d \quad (1)$$

から得られる。ここで n_0 は本体液の屈折率、 d は液相の厚さ、 λ は単色光の波長、 Z_j は干渉縞の次数である。干渉縞から得られた屈折率は Abbe の屈折計を用いて実測した屈折率対濃度との関係によって濃度に交換される。また図中の A および B は 2 次元流れの湧き出し点および吸い込み点である。攪乱 1 個当りの移動量とは A において湧き出す本体液が左右に分れて B に達する間に界面を通して移動する溶質量のことである。BB 区間は攪乱の波長 L である。しかしながら吸い込み点 B を正確に判断することは難しいので、隣りあった A における流れ状態が全く等しいと仮定して BB 間からの移動量の代りに AA 間の移動量を求めた。すなわち Fig. 4 において干渉縞 $Z_1, Z_2, Z_3, \dots, Z_m$ のおのおのと界面とによって囲まれる面積 $S_1, S_2, S_3, \dots, S_m$ に液相の厚さ d を乗ずれば各干渉縞と界面とによって囲まれる部分の液量

Fig. 3 A photograph of stable turbulence

Fig. 4 Typical pattern of interference fringes when stable turbulence is generated

Fig. 5 Explanation chart for mass transfer rate

$V_1, V_2, V_3, \dots, V_m$ が得られ、 Z_j と Z_{j+1} の干渉縞と界面とによって囲まれる領域の液量は、 $V_j - V_{j+1} = \Delta V_j$ となる。またこの部分の溶質濃度には干渉縞 Z_j, Z_{j+1} に対する溶質濃度 C_j, C_{j+1} の算術平均を用いた。したがって Z_j, Z_{j+1} および界面によって囲まれる領域に残存する溶質量は $\Delta V_j \{ (C_j + C_{j+1}) / 2 \}$ となり、溶質の移動量 q_j は物質移動による溶質の減少量に等しく、 $\Delta V_j \{ C_b - [(C_j + C_{j+1}) / 2] \}$ となる。それゆえ AA 間の全移動量は $q_1, q_2, q_3, \dots, q_m$ の総和となる。これを Fig. 5 に示す。

2. 実験結果および考察

2.1 濃度分布

界面攪乱が発生しない場合には界面および界面近傍に液の乱れがないので浸透説が適用される。密度 ρ および拡散係数 D が一定ならば Fick の第 2 法則により次式が成立する。

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} \quad (2)$$

ここで t は測定時間、 y は界面からの距離、

C は溶質濃度である。Eq. (2) を次の境界条件 Eq. (3) のもとで解くと Eq. (4) が得られる。

$$\left. \begin{array}{l} t=0 \quad y>0 \quad C=C_b \\ t>0 \quad y=0 \quad C=C_i \\ y=\infty \quad C=C_b \end{array} \right\} \quad (3)$$

$$C = C_i + (C_b - C_i) \operatorname{erf}(y / \sqrt{4Dt}) \quad (4)$$

ここで C_b は液本体の溶質濃度、 C_i は界面の溶質濃度である。Eq. (4) は分子拡散の場合の濃度分布を示す。一方安定な攪乱が発生している場合には界面および界面近傍に生ずる液の 2 次元流れによって等濃度線は Fig. 3 のようになり、等濃度線が界面に平行となる分子拡散の場合と異なっていることは前報においてすでに明らかである。等濃度線が Fig. 3 のような場合の濃度分布曲線を Fig. 6 に示す。参考のために図中に Eq. (4) の計算値をプロットした。縦軸は溶質濃度、横軸は界面からの垂直距離、攪乱点（2 次元流れの湧き出し点）から界面に沿って計った距離をパラメータとした。いずれの場合も界面から垂直に約 0.02 cm の領域内の濃度分布は不明であるが、攪乱点では前報⁵⁾ および Fig. 3 から明らかにように界面近傍まで本体濃度となっている。攪乱点から界面に沿って 0.16 cm 離れたところでは界面から垂直に 0.05~0.06 cm のところに溶質濃度の極小値が認められる。この傾向は攪乱点に近接した領域の濃度分布曲線にみられる。そしてこの極小値の位置は経過時間によってほとんど変化しない。また攪乱点から界面に沿って 0.62 cm および 1.05 cm のところでは溶質濃度は界面から垂直に 0.1~0.2 cm 位まではほぼ一定になっている。このような濃度分布から 1 個の攪乱では攪乱点近接の濃度分布曲線が極小値をもつ領域以外の領域の界面の濃度勾配は浸透説の場合よりも小さな値を示していると考えられる。一方攪乱点において界面の濃度勾配が著しく大きいことは前報⁵⁾ や Fig. 3 より明らかであるが、攪乱点に近接した領域も濃度分布曲線に極小値が存在することから攪乱点からの湧き出し流れの影響が著しく、界面の濃度勾配の大きいことが推定される。

2.2 物質移動量

安定な界面攪乱が発生している場合の移動量対測定時

Fig. 6 Concentration profile in the presence of interfacial turbulence

Fig. 7 Typical mass transfer rate with stable turbulence

間との関係の一例を Fig. 7 に示した。この図から移動量対測定時間との間に三つの異なる過程のあることがわかる。点線 OA は界面形成後約 4~5 秒経過して安定な攪乱が発生するまでの増幅期である。すなわち前報⁵⁾において明かなように、(1)物質移動が分子拡散による場合とはほぼ同じような濃度分布を示す場合、(2) Marangoni 効果によって濃度分布に小さな乱れを生ずる場合、(3) 小さな濃度の乱れがお互に干渉し合いながら増幅と減衰とを繰り返して安定な攪乱が生ずる場合、などが含まれる過渡的狀態である。それゆえこの増幅期の移動量は測定時間の 0.5 乗に比例し、その勾配は浸透説の場合よりもやや大きいと思われる。実線 AB は安定な攪乱が発生している場合で数分~数十分持続する。この間の移動量は増幅期と同様に測定時間の 0.5 乗に比例しているが、その比例定数は増幅期より大きくなっている。また B 付近に近づくとき攪乱の発生と消滅が周期的に繰り返される不安定な状態(前報では振動攪乱と名づけた)を呈する場合もあるが、移動量にはほとんど影響していない。これは周期内における攪乱の発生時間が消滅時間に比して充分に長いことや発生中の移動量が消滅時間の移動量より大きいことなどの原因によると思われる。点線 BC は界面攪乱の消滅後の場合で、物質移動は分子拡散によって行なわれる。

Fig. 8 Influence of wave length on mass transfer rate

Fig. 9 The relation between q/A and $\sqrt{t}$

次にプロピオン酸の初期濃度 1.50 wt% の場合の移動量対測定時間との関係を Fig. 8 に示す。図中の点線は浸透説の場合すなわち Eq. (4) から計算によって得られる移動量 q/A である。この図から溶質濃度が同じ場合でも移動量 q/A は攪乱の波長 L によって異なり、波長 L が 0.54~2.4 cm の範囲では実測値と計算値との比 F が 2~4 の値になることがわかる。これらの結果を既往の研究結果とともに Table 2 に示した。文献 (1) の wave length は roll cell size で、同じ界面に多発した大

Table 2 Effects of interfacial turbulence upon F

System	Interface	Concentration	Wavelength	F	Reference
Acetic acid in ethyleneglycol-ethylacetate	Interface of stationary liquid system	0.08~1.6 kg-mol/m ³	0.025~0.13 cm	1.57~3.14	(1)
Aceton in water-monochlorobenzene, aceton in toluene-water	"	0~0.1g/100 cc	—	1~2.5	(3)
Isobutanol-water, 85%TBP in CCl ₄ -water, 85%TBP in <i>n</i> -hexane-water	Interface of liquids in the stirred vessel	0~0.5 mol/liter	—	1.5~4	(6)
15 wt% propionic acid in di- <i>n</i> -butyl phthalate-water	Interface of liquid in the two dimensional cell	15 wt% (2.1 mol/liter)	0.54~2.4 cm	2~4	present work

Fig. 10 The relation between concentration of interface and time

Fig. 11 The correlation of mass transfer coefficient accompanied by the interfacial turbulence

小様々な roll cell 中の数個の roll cell の測定値である。この値が著者らの波長と一桁程度異なる理由については実験系、装置および方法などが異なるためと思われるが、今後検討を要するところである。また既往の研究

の F は攪乱が発生している時の物質移動を総括的に扱って求められているのに対して著者らの F は攪乱の現象的要素を考慮するために1個の攪乱の移動量から求められている。したがって F の値を直接比較することはできないが、既往の研究の F が溶質濃度によって影響されるのに対して著者らの場合は前述のように F が攪乱の波長によって影響されている。

酢酸、プロピオン酸、酪酸のような分配係数の異なる溶質について移動量対測定時間との関係を Fig. 9 に示した。移動量は各溶質の物質移動の推進力に応じて異なっているが、溶質の種類および濃度、攪乱の波長を規定すればいずれの場合も測定時間の 0.5 乗に比例している。

2・3 物質移動係数

攪乱が発生している時の移動量は前述のように溶質濃度、測定時間および攪乱の波長などによって影響されるので、まず溶質濃度の影響を吟味するために移動量から溶剤相側物質移動係数を求めた。この場合の濃度推進力には本体濃度 C_b と界面濃度 C_i との差 ΔC を用いたが、界面濃度 C_i は次のようにして求めた濃度を用いた。すなわち界面近傍では、i) 干涉縞が密である、ii) 干涉縞の乱れは攪乱点付近が最も激しく、吸い込み点に近づくにつれて穏やかとなる、iii) 界面におけるメニスカスの存在、などのために界面濃度に対応する干涉縞の判断が難しいので攪乱のために本体から湧き出す液体は界面に達した瞬間に分配平衡が成り立ち、一定の界面濃度で吸い込み点に流れてゆくと考えた*。そして吸い込み点付近において観察することができる干涉縞のうち界面に最も近い干涉縞から求めた濃度を測定時間に対して点綴すると Fig. 10 が得られる。この図から縦軸の濃度がほぼ一定になった時の値を界面濃度とした**。溶剤相側物質移動係数 k_s と測定時間 t および攪乱の波長 L との関係を Fig. 11 に示した。この図から溶剤相側物質移動係数 k_s は次式によって示されることがわかる。

$$k_s = 1.1 \times 10^{-2} L^{1/2} t^{-1/2} \quad (5)$$

ただし、 $L=0.54\sim 2.4$ cm, $t=15\sim 1,300$ sec である。また Fig. 9 では溶質の種類によって移動量は著しく異なっているが、物質移動係数は溶質の種類によって酢酸>

* 界面濃度一定と考えることは Marangoni effect によって攪乱が発生することと矛盾するが、移動量や移動係数を求めるために便宜的に界面濃度一定とした。

** 真の界面濃度を実際に求めることはできないが、吸い込み点付近では界面近傍の濃度勾配が時間の経過とともにゆるやかになるので、その時の界面近傍の濃度を真の界面濃度と見做しても問題ないと思われる。

プロピオン酸>酪酸の順に僅かに異なっている。溶質の種類による影響をみるために $k_0 t^{1/2}/L^{1/2}$ 対 D の関係をプロットしたが、データのばらつきが大きいので拡散係数の影響を明らかにすることはできなかった。

結 言

2次元セル内において安定な界面攪乱が発生している場合の溶質の移動量をマッハツェンダー干渉計を用いて測定し、次の結果を得た。

1) 攪乱が発生している時の濃度分布は分子拡散の場合のように一様ではない。すなわち本体液が界面に湧き出すところでは本体から界面の極く近くまで溶質濃度は

一定であるが、湧き出し点近傍の濃度分布曲線には極小値が存在する。さらに吸い込み点に近づくとき界面近傍の濃度分布曲線はほぼ界面濃度と等しい値で水平となる。

2) 移動量は界面攪乱が発生する前、発生している時および消滅後の3段階に区別され、攪乱が発生している時の移動量は界面形成後の経過時間の平方根に比例する。

3) 界面攪乱が発生している時の移動量は攪乱の波長の平方根に比例し、分子拡散の場合の2~4倍となる。

4) 界面攪乱が発生している時の溶剤相側物質移動係数が攪乱の波長と経過時間によって示される実験式を得た。

Nomenclature

A	= area of the interface	[cm ²]	n	= refractive index	[-]
C	= concentration of solute	[mol/cm ³]	q	= amount of mass transfer	[mol]
D	= diffusion coefficient	[cm ² /sec]	t	= time elapsed after interface is formed	[sec]
d	= width of liquid layer	[cm]	V	= liquid volume	[cm ³]
F	= ratio of mass transfer flux accompanied by the interfacial turbulence to that of molecular diffusion	[-]	y	= distance from the interface	[cm]
k	= mass transfer coefficient	[cm/sec]	<Greek>		
L	= wave length of interfacial turbulence	[cm]	λ	= wave length of monochromatic light	[μ]
			ρ	= density	[g/cm ³]

Literature cited

- 1) Bakker, C.A.P., F.H.F. van Vlissingen and W.J. Beek: *Chem. Eng. Sci.*, **22**, 1349 (1967)
- 2) Gross, B. and A.N. Hixson: *Ind. Eng. Chem., Fundamentals*, **8**, 288 (1969)
- 3) Komazawa, I., T. Saito and T. Otake: *Kagaku Kōgaku*, **35**, 1131 (1971)
- 4) Maroudas, N.G. and H. Sawistowski: *Chem. Eng. Sci.*, **19**, 919 (1964)
- 5) Nakaike, Y., Y. Tadenuma, T. Sato and K. Fujinawa: *J. Heat Mass Transfer*, **14**, 1951 (1971)
- 6) Olander, D.R. and L.B. Reddy: *Chem. Eng. Sci.*, **19**, 67 (1964)
- 7) Orell, A. and J.W. Westwater: *A. I. Ch. E. Journal*, **8**, 350 (1962)
- 8) Ruckenstein, E.: *J. Heat Mass Transfer*, **11**, 1753 (1968)
- 9) Ruckenstein, E. and C. Berbente: *Chem. Eng. Sci.*, **19**, 329 (1964)
- 10) Sherwood, J.K. and J.C. Wei: *Ind. Eng. Chem.*, **49**, 1030 (1957)

気-固系流動層内の濃厚相の沈降速度と膨張率について(諸岡成治・西中誠幸・加藤康夫, 化学工学, 37, 485~490 (1973))

内径 6.6 cm の流動層を用いて, FCC 粒子, アルミナ球粒子, ガラスビード, ポリ塩化ビニル粒子の沈降速度 $-U_d + u_f'$ と濃厚相の膨張率 $(L_e - L_c)/L_c$ の測定を行なった。その結果, 沈降速度は流動時に濃厚相中を流れるガス流速にほぼ等しく, また, 粒子の種類, 性状によって異なることがわかった。すなわち, 平均粒径が大きい場合には, 沈降速度は流動化開始速度 u_{mf} にほぼ等しいが, 平均粒径が小さく, また粒径分布の幅が広くなるにつれて沈降速度は u_{mf} よりしだいに大きくなる。濃厚相の膨張率は平均粒径が小さく, また粒径分布の幅が広くなる程大きくなる。沈降速度および濃厚相の膨張率がガス流速に無関係な範囲について, つぎの実験式が得られた。

$$[(-U_d + u_f') - u_{mf} - 1] = 34[(L_e - L_c)/L_c]^2$$

相異なる温度をもつ垂直平板間の自然対流熱伝達(宮武修・藤井 哲, 化学工学, 37, 491~496 (1973))

無限流体中に設置された相異なる一様温度をもつ 2 枚の垂直平行平板間の自然対流に関して, 流れの発達の様子と熱伝達特性についての知見を得るために数値解析を行なった。Prandtl 数が 0.7 および 10 の流体について, 流速, 温度, 誘起流量, 局所および平均 Nusselt 数の変化の様子を示した。両平板が同一の温度をもつ場合については, 数値解析結果とこれまでに報告されている実験結果との比較を行なった。

液系流動層の壁面における物質移動(伊藤龍象・駒川義雄・沢野一雄・山本真雄, 化学工学, 37, 497~503 (1973))

液系流動層の壁面における剪断力と物質移動係数を電極反応を用いて測定した。流動層内の流れのモデルとして 2 領域モデルを提出し, そのモデルに基づいて摩擦係数は γ のみで, St は γ と Sc で相関されることが導かれた。これらの関係は広範囲の粒子径と流速に対して実験的に確かめられた。無次元数 γ は Re_m , Fr_m , 密度比の積である。とりわけ Fr_m の効果は従来の研究において見過ごされていた。運動量および物質移動に対し渦拡散係数が適用され, 物質移動係数の計算値は実験結果と良く一致した。

2 次元セル内の界面攪乱と物質移動(中池康夫・佐藤恒彦・郷 龍夫, 化学工学, 37, 504~509 (1973))

物質移動に伴って生ずる密度変化によるレイリイ効果が無視できるようなセルを用いて, 水-ジノルマルブチルフラート系の液液静止界面で 3 種の有機酸を移動させ, これに伴う界面攪乱現象をマッハツェンダー干渉計を用いて観察し, 攪乱点近傍での濃度分布を測定することにより攪乱を伴う場合の移動量および移動速度を検討した。その結果, 攪乱を伴う場合の単位時間, 単位面積当りの移動量は物質移動の推進力および界面形成後の経過時間が等しい場合でも攪乱の波長によって影響され, 攪乱の波長が 0.54~2.4 cm の範囲では浸透説にもとづく計算値の 2~4 倍になる。また攪乱を伴う場合の物質移動係数は攪乱の波長の 0.5 乗に比例し, 界面形成後の経過時間の 0.5 乗に比例する実験式を得た。

水酸化マグネシウム球の乾燥と熱分解の速度論的研究(佐藤享司・白井 隆, 化学工学, 37, 510~515 (1973))

水酸化マグネシウム球を流動層内で乾燥・熱分解させて, その試料球内の温度分布の変化を連続的に測定し, 解析した。試料球は活性な MgO 粉末に石英粉末を混入し, 水で練って調整した。

乾燥の実験結果に石田らの反応線図を適用して試料球の有効拡散係数を算出したところ, 細粒分布と気体の透過率の測定から理論的に算出した値とよく一致した。

熱分解の場合, 試料球内の圧力が大気圧よりも高くなる高温域で実験を行ない, 非等温系として解析し, 反応界面圧力を推定した。この反応界面圧力は平衡圧力よりもかなり低く現われ, この反応の化学反応抵抗が重要な役割を果していることを示した。

管内流れの軸方向混合モデル(井上一郎・殿岡康彦, 化学工学, 37, 515~521 (1973))

定常的に乱れた円管内流れにおける軸方向混合現象を, 乱流理論で用いられている 1 次元の非定常混合モデルで表わした。この場合, 分散は摩擦係数, 平均流速, 管の長さおよび特性長さの関数として表わせる。この関係を確かめるために, 種々の長さの管径とをもつ平滑管を用いて, パルステスト法による実験を行なった。その結果, 分散の実測値は上の関係をほぼ満足し, 非定常領域の大きさを表わす特性長さは管径にのみ比例することを明らかにした。さらに, 非定常混合モデルから得られる分散係数およびペクレ数と 1 次元拡散モデルから得られるそれらの数とについてそれぞれ比較検討した。

The Effect of Interfacial Turbulence upon Mass Transfer Rate in Two Dimensional Test Cell, Yasuo Nakaike (Gunma Univ.), Tsunehiko Sato (Fuji Photo Film Co., Ltd.) and Tatsuo Go (Showa Denko Co., Ltd.)

Kagaku Kōgaku, 37, 504~509 (1973)

The mass transfer of three different organic acids in the di-*n*-butylphthalate-water system was observed in two dimensional test cell. The mass transfer rate through the interface accompanied by interfacial turbulence was measured by the concentration profile of these acids near the interface obtained by Mach-Zender interferometric method. These three acids were transferred perpendicular to the gravitational axis so that Rayleigh effect due to the density change of solution might be neglected.

Mass flux accompanied by interfacial turbulence is strongly affected by the wave length of interfacial turbulence under the same driving force and time after making interface. The mass flux with 0.54~2.4 cm wave length was 2~4 times larger than that calculated by the penetration theory. An empirical equation of mass transfer coefficient was obtained.

Kinetic Studies of Drying and Thermal Decomposition of Magnesium Hydroxide Spheres, Kyoji Sato (Gov. Industrial Development Laboratory) and Takashi Shirai (Tokyo Inst. of Tech.)

Kagaku Kōgaku, 37, 510~515 (1973)

The change of temperature profile within the spherical samples of magnesium hydroxide during drying and decomposition in a fluidized bed was recorded continuously and analysed. The samples were prepared by hydrating the mixture of activated MgO powder, quartz powder and water.

The effective diffusivities of the sample spheres during the drying process were obtained by the non-isothermal analysis applying the reaction diagram of Ishida and Shirai. They quite well agreed with those calculated theoretically based upon the pore size distribution and gas permeability measurements.

The thermal decomposition was performed under high temperature region where the pressure within the spherical sample becomes much higher than the atmospheric pressure. The pressure at the reaction surface estimated by the non-isothermal analysis appeared much lower than the equilibrium pressure, indicating that the chemical reaction resistance plays an important role in the rate of this reaction.

Axial Mixing Model in a Turbulent Pipe Flow, Ichiro Inoue and Yasuhiko Tonooka (The Inst. of Phys. and Chem. Research)

Kagaku Kōgaku, 37, 515~521 (1973)

The axial mixing phenomena in a turbulent pipe flow is described by the one dimensional dispersion model in the transient domain, which is frequently used in turbulent field theory. In this case, the formula which expresses the dispersion of time or space can be related to the friction factor, the mean velocity, the pipe length and the characteristic length. To confirm this relation, experiments by means of the pulse testing method were made by using smooth pipes of different length and diameter. The experimental results satisfy approximately with the relation. And the characteristic length, which is important factor describing the scale of the transient domain, is proportional to the pipe diameter only. Besides, the parameter of mixing, such as the dispersion coefficient or the Peclet number, is examined from view points of application.

Sedimentation Velocity and Expansion Ratio of Emulsion Phase in Gas-Solid Fluidized Bed, Shigeharu Morooka, Masayuki Nishinaka and Yasuo Kato (Kyushu Univ.)

Kagaku Kōgaku, 37, 485~490 (1973)

Sedimentation velocity $-U_d + u_f'$ and expansion ratio of emulsion phase $(L_e - L_c)/L_c$ of FCC particles, alumina particles, glass beads and polyvinyl chloride particles were measured in 6.6 cm inside-diameter fluidized bed. The results obtained are as follows: The sedimentation velocity is nearly equal to superficial gas velocity flowing in emulsion phase and depends on the properties of solid particles. That is, in the case of solid particles with large mean particle diameter, the sedimentation velocity is equal to superficial minimum fluidizing gas velocity u_{mf} . However, it becomes gradually higher than u_{mf} and expansion ratio of emulsion phase larger, with decrease of the mean particle diameter and increase of the size distribution. For the range where the sedimentation velocity and the expansion ratio of emulsion phase are independent of gas velocity respectively, the following empirical equation is obtained.

$$\{(-U_d + u_f')/u_{mf} - 1\} = 34(L_e - L_c)/L_c^2$$

Natural Convective Heat Transfer between Vertical Parallel Plates with Unequal Uniform Temperatures, Osamu Miyatake and Tetsu Fujii (Kyushu Univ.)

Kagaku Kōgaku, 37, 491~496 (1973)

A numerical analysis has been performed to determine the flow development and the heat transfer characteristics for laminar natural convection between two fully submerged, heated vertical parallel plates with unequal uniform wall temperatures.

Numerical results are presented for the variations of velocity, temperature, induced flow rate, and local and mean Nusselt numbers for fluids having Prandtl number 0.7 and 10.

For the plates with equal wall temperatures, the numerical results are compared with the experimental results hitherto reported.

Mass Transfer at the Wall of Liquid Fluidized Beds, Ryuzo Ito, Yoshiteru Komagawa, Kazuo Omodaka and Masao Yamamoto (Osaka Univ.)

Kagaku Kōgaku, 37, 497~503 (1973)

The shear stresses and the mass transfer coefficients at the wall of liquid fluidized bed were measured electrochemically. Based on a two-region model newly proposed for the flow behavior in particulate fluidized bed, it is demonstrated that friction factors are correlated with only one variable $\bar{\tau}$ and also S_t with $\bar{\tau}$ and S_c . These relationships were verified experimentally over wide ranges of particle size and fluid velocity. The dimensionless variable $\bar{\tau}$ is the product of Re_{ps} , Fr_m and density ratio. Among them the effect of Fr_m has been overlooked in the previous investigations. Eddy diffusivity was applied to both momentum and mass transfer process, and the estimated values of mass transfer coefficients were in fair agreement with experimental results.