物質移動を伴う充填層内の軸方向混合について*

河添 邦太朗**・川井 利長**

東京大学 生産技術研究所

緒 言

吸着操作あるいはクロマトグラフ分離操作においては、低流速が用いられ軸方向混合が無視し得ないことがしばしばある。従って吸着破過特性に及ぼす軸方向混合の影響は工業的に重要な意味を有する。充填層内の軸方向混合については、流体がガスの場合 McHenry ら¹⁾、Carberry ら²⁾、Sinclair ら³⁾などの測定があるが、吸着塔のように混合拡散過程と同時に充填粒子と流体との間に物質移動過程が存在する系について報告されたものは極めて少ない。Chao ら⁴⁾はガスクロマトグラフィにおける軸方向混合係数を算出して、物質移動のない場合よりも小さいペクレ数が得られるとしている。著者らは Chao らがとったインパルス応答における skewness からのペクレ数の算出はかなり誤差の大きいものではないかと考え、吸着剤固定層の破過曲線の解析から物質移動を伴う場合の軸方向混合の値を算出して、この点について検討した。

すなわち前に ⁸⁵Kr-N₂ 混合ガスを使用して ⁸⁵Kr の吸着剤固定層における吸着破過曲線を求め、吸着剤の粒内拡散係数を求めた⁵⁾が、この方法を軸方向混合が無視できない低レイノルズ数領域まで適用して、理論解と比較して軸方向混合係数を求めた。その結果物質移動を伴う場合も純粋な軸方向混合のみの場合とペクレ数に関しては同様に考えてよいことが判ったのでこれを報告する。

1. 混合を含む吸着破過曲線の解

軸方向混合を考慮に入れた吸着塔内の物質収支の式

$$\gamma \frac{\partial q}{\partial t} + \varepsilon \frac{\partial c}{\partial t} + u \frac{\partial c}{\partial z} = \varepsilon D_L \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \quad (1)$$

の直線平衡系に関する破過曲線の解は無限積分の形で与えられ、更にその解は誤差関数表示で漸近できることが Babcock らによって示されており⁶⁾、この漸近解の形を変えて境膜および粒内物質移動係数⁵⁾等を用いて表現すると次のごとくなる。

$$\frac{c}{c_0} = \frac{1}{2}(1 + \operatorname{erf} E) \quad (2)$$

$$\theta = \left(2\beta\gamma \sqrt{\frac{z}{u} \cdot \frac{1}{K_F a_v}} \right) E + \beta\gamma \frac{z}{u} \quad (3)$$

$$\frac{1}{K_F a_v} = \frac{1}{k_F a_v} + \frac{1}{\beta k_d a_v} + \frac{D_L \varepsilon}{u^2} \left(1 + \frac{\varepsilon}{\beta\gamma} \right)^2 \quad (4)$$

ここに E は Eq. (2) の誤差関数表示によって換算した濃度であり、また以下本稿で用いる $K_F a_v$ は軸方向混合の項を含む見掛けの総括容量係数を表わす。ペクレ数を導入すれば Eq. (4) は次のようになる。

$$\frac{1}{K_F a_v} = \frac{1}{k_F a_v} + \frac{1}{\beta k_d a_v} + \frac{D_p}{P_e u} \left(1 + \frac{\varepsilon}{\beta\gamma} \right)^2 \quad (5)$$

また吸着帯の平均移動速度 $V_F = u/(\beta\gamma + \varepsilon)$ を用い、かつ $z = V_F t$ とおくと E は次の形で表わされる。

$$E = \frac{V_F \sqrt{t} - z/\sqrt{t}}{2\sqrt{\left(\frac{\beta\gamma}{\beta\gamma + \varepsilon} \right)^2 \cdot \frac{u^2}{\beta\gamma + \varepsilon} \cdot \frac{1}{K_F a_v}}} \quad (6)$$

2. 実験装置および方法

実験装置および方法の要は粒内拡散係数の測定に用いた既報⁵⁾のものと同じである。測定に用いた ⁸⁵Kr-N₂ 混合ガス中の ⁸⁵Kr の濃度は極めて低く ⁸⁵Kr の吸着平衡は直線的であり、吸着破過曲線と N₂ ガスによる脱着曲線とは完全な対称性を示す。従って吸着および脱着の両者を用いて測定を行っている。カラムは、吸着剤がペレット状活性炭の場合は内径 4.26cm、破碎炭の場合は内径 2.20cm であり、層高は 1m である。カラム内の温度は恒温槽の水をジャケットに循環させることによって 30±0.5°C に保った。使用した吸着剤の性質を Table 1 に示す。ペレット状活性炭 HGR-510 は一様な粒径の粒子を撰別し、研磨によって粒子の長さをほぼ一様に揃えた。破碎炭 HGR-513 の粒径は篩目開き寸法の幾何平均粒径をとった。充填空隙率は水銀置換法によって測定し、ガス流量は約 400cc/min 以上はガスメータで校正したロータメータを用い、約 400cc/min 以下は石鹼流量計で校正した液柱差圧流量計を用いて測定した。

3. 実験結果

3・1 吸着帯の長さ

* <Axial Dispersion in Packed Bed Wherein Mass Transfer between Fluid and Particle Exists>

Received on November 10, 1967

** Kunitaro Kawazoe and Toshinaga Kawai (Inst. of Industrial Science, Univ. of Tokyo, Tokyo, Japan)

Fig. 1 Length of mass transfer zone

Table 1 Properties of adsorbents

adsorbent	particle size [cm]	ϵ [—]
HGR 510 (Pellet)	$0.427 \phi \times 0.496$	0.41
HGR 513 (6/8 #)	0.283	0.43
" (8/10 #)	0.200	0.43
" (10/14 #)	0.142	0.44

破過曲線の形状は流速に拘らず大体既報⁵⁾のごとくである。層高 1m の固定層の出口端におけるその破過曲線の c/c_0 が、0.1 から 0.9 までの時間幅に吸着帯の移動速度 $u/(\beta r + \epsilon)$ を乗じたものが流速によってどのように変化するかを Fig. 1 に示した。この時間幅に吸着帯移動速度を乗じたものは曲線平衡系では吸着帯の長さとなる。直線平衡系では吸着帯長さは吸着帯の移動とともにその入口からの距離の 1/2 乗に比例して長くなるので、この場合上記の値は厳密には吸着帯長さではないが、吸着帯の中心が層高 1m の位置に来たときの吸着帯の長さと思わせよう。

3・2 物質移動係数およびペクレ数

総括物質移動容量係数を求めるために、先づ Eqs. (2), (3) に基づいて破過曲線の erf プロットを E vs. θ で行った。その例を Fig. 2 (a), (b) に示した。ただし Fig. 2 では表示の便宜上横軸に $(\theta - t_0)/t_0$ を用いた。この erf プロットは低レイノルズ数領域のデータでは良好な直線性を示したが、高レイノルズ数領域では直線からの若干の偏倚がみられた。

次に Eq. (6) に基づき若干の例について E vs. $(V_F \sqrt{t - \tau}/\sqrt{t})$ のプロットを行ったところ測定した全範囲にわたって良好な直線性が得られた。Fig. 2(a), (b) と同一の破過曲線に基づいた対応する後者の erf プロットの例を Fig. 3(a), (b) に示した。

(a)

(b)

Fig. 2 E vs. $\frac{\theta - t_0}{t_0}$

Eq. (3) に基づく erf プロットの傾斜から物質移動係数を求める方法は高レイノルズ数領域では任意性のある余地があるので、 $Re > 1$ ではすべてのデータについて後者のプロットを行い、その傾斜から Eq. (6) によって総括物質移動係数を算出した。 $Re < 1$ では若干の例について両者の方法によって得られる物質移動係数の値が良好な一致を示すことを確かめた上で Eq. (3) に基づく方法で算出を行った。なお βr の値は $c/c_0 = 1/2$ ($E = 0$) の点における θ の値から Eq. (3) によって求めた。

流速が増すと総括物質移動係数の中で占める軸方向混合の役割が低下し、Eq. (4) 右辺第 3 項は次第に無視できるようになるので、流速の最も大きいデータについて上記で得た総括物質移動係数と境膜物質移動係数の推算値から粒内物質移動係数を求めた。境膜物質移動係数の推算は Yoshida ら⁷⁾の式に従い、充填層単位容積当りの粒子外表面積 a_0 は、ペレットについては幾何学的寸法と粒子数から求め、破砕炭については比表面積形状係数を 7.5 として Table 1 の充填空隙率および粒径から算出した。使用した各吸着剤の粒内物質移動係数の決定に関する数値を Table 2 に示した。

(a)

(b)

Fig. 3 E vs. $(V_F \sqrt{t} - z/\sqrt{t})$

Table 2 Calculation of intraparticle mass transfer coefficient

adsorbent	u [cm/sec]	Re [—]	Pr [—]	$\frac{1}{K_{Fav}}$ [sec]	$\frac{1}{k_{Fav}}$ [sec]	$\frac{1}{K_{Fav}} - \frac{1}{k_{Fav}}$ [sec]	$\frac{1}{\beta k_{Fav}}$ [sec]
HGR-510 (Pellet)	3.40	9.08	21.3	0.996	0.080	0.916	} av. 0.888
	4.07	10.9	21.3	1.02	0.074	0.946	
	4.52	12.1	21.8	0.947	0.070	0.877	
	5.00	13.4	21.5	0.966	0.066	0.900	
	5.14	13.7	21.8	0.951	0.065	0.886	
HGR-513 (6/8 #)	6.51	11.5	17.4	0.248	0.043	0.205	} av. 0.173
	8.99	15.9	17.3	0.220	0.036	0.184	
	9.68	17.1	17.5	0.247	0.035	0.212	
	12.8	22.7	17.5	0.200	0.030	0.170	
	15.7	27.8	17.8	0.204	0.027	0.177	
	17.6	31.2	17.7	0.197	0.025	0.172	
HGR-513 (8/10 #)	3.20	4.00	17.4	0.197	0.031	0.166	} av. 0.114
	4.45	5.56	17.1	0.165	0.026	0.129	
	6.50	8.13	17.8	0.136	0.022	0.114	
	10.2	12.6	17.6	0.130	0.017	0.113	
	19.9	24.9	17.7	0.127	0.013	0.114	
HGR-513 (10/14 #)	7.85	6.97	17.2	0.0695	0.011	0.0585	} av. 0.053
	11.2	9.97	18.0	0.0620	0.0092	0.0528	
	17.0	15.1	18.2	0.0614	0.0075	0.0539	

Fig. 4 Peclet number as a function of Reynolds number

次に軸方向混合の影響が顕著な低流速のデータについて、総括、粒内および境界物質移動係数の値から Eq. (5) によってペクレ数を求めたが、この際 D_p としてはペレットについてはペレット円筒径、破砕炭については Table 1 の粒径を用いた。得られた結果を総括して Fig. 4 に示した。その詳細な数値は破砕炭 HGR-513, 6/8 # を例にとって示すと Table 3 のごとくである。

空隙率が 0.4 程度の充填層における tortuosity factor は $\sqrt{2}$ とされており、分子拡散のみによる混合のペクレ数は $\sqrt{2} (\mu/\rho D_M) (D_p \rho/\epsilon \mu)$ に相当する。Fig. 4 においては Miller ら⁹⁾ になってこの計算値と実測値との比較を行った。また eddy diffusivity D_E を用い、 $D_L =$

Table 3 Detailed data for HGR-513 (6/8#)

u [cm/sec]	Re [—]	βr [—]	$\frac{1}{K_F a_v}$ [sec]	$\frac{1}{k_F a_v}$ [sec]	$\frac{1}{\beta k_{sa_v}}$ [sec]	$\frac{D_p}{Pe \cdot u} \left(1 + \frac{e}{\beta r}\right)^2$ [sec]	Pe [—]
0.0637	0.113	18.0	15.7	0.45	0.173	15.1	0.312
0.095	0.169	17.7	7.62	0.37	"	7.08	0.402
0.136	0.241	18.4	4.57	0.30	"	4.10	0.537
0.162	0.287	17.7	3.06	0.28	"	2.61	0.704
0.208	0.369	18.1	2.39	0.24	"	1.95	0.738
0.254	0.448	17.7	1.64	0.22	"	1.25	0.944
0.453	0.800	18.0	0.874	0.163	"	0.538	1.24
0.632	1.12	17.7	0.545	0.137	"	0.235	2.05
0.965	1.71	17.8	0.432	0.111	"	0.148	2.10
1.31	2.31	18.3	0.386	0.095	"	0.118	1.95

$D_E + D_M/\sqrt{2}$ が成立つものとし、かつ $D_p u/\epsilon D_E$ を 2 とした場合の総括のペクレ数の計算値を Fig. 4 中に鎖線で記入した。

なお N_2 - ^{85}Kr 系の分子拡散係数は Lennard-Jones ポテンシャルを用いる方法⁹⁾ により推算しており、30°C で $D_M = 0.156$ [cm²/sec] である。

4. 考 察

4・1 吸着帯の長さについて

Fig. 1 が示すように、吸着帯の長さは粒内拡散抵抗が支配的である高レイノルズ数領域では吸着剤の粒径による差が顕著であり、分子拡散混合が支配的となる低レイノルズ数領域では粒径による差は次第になくなる。その中間の領域には吸着帯が最も短い点が存在し、この極小点の位置は粒径によって異なる。また Eq.(3) から導かれるように吸着帯の長さの二乗が粒内および境膜抵抗並びに混合拡散の単独な各因子に関する吸着帯の長さの二乗の和の形で表わされる性質がある。

4・2 理論解の近似性

解 (2)~(6) の近似性を調べるために吸着速度が無有限の場合に関する次の厳密解¹⁰⁾ と比較することができる。

$$\frac{c}{c_0} = \frac{1}{2} \left\{ 1 - \operatorname{erf} \left(\frac{z - Kt}{2\sqrt{Ht}} \right) + e^{\frac{K}{H}} \left[1 - \operatorname{erf} \left(\frac{z + Kt}{2\sqrt{Ht}} \right) \right] \right\} \quad (7)$$

ただし

$$H = \frac{\epsilon D_L}{\beta r + \epsilon}, \quad K = \frac{u}{\beta r + \epsilon}$$

Eq.(7) 中 $\exp(Kz/H)$ のかかった項は充填層入口において上流方向への拡散が存在しないという意味を含むステップ入力境界条件に由来するものであるが、 $\operatorname{erf}[(z + Kt)/2\sqrt{Ht}]$ が極めて急速に 1 に漸近するために、 $\exp[Kz/H]$ のかかった項全体が通常無視できる。Eq.(7) からこの項を省くと Eq.(6) で吸着速度を無限大としたものと一致する。従ってレイノルズ数が低く混合の影響が支配的になる程 Eq.(6) が厳密に成立する筈であ

る。このような事情が生じた理由は、Babcock らの解の誘導の途中で行なわれたラプラス変換形での二項展開の近似が $z = V_F t$ の仮定によって却って厳密解の形に戻されたためと考えられる。

粒内物質移動抵抗が支配的な場合における Eq.(3) の誤差関数近似が成立するための条件として、Rosen¹¹⁾ は有効層高 $X = [(1/5) \cdot (z/u) \cdot (\beta k_{sa_v})]$ 並びに $\nu = [(1/5) \cdot (\beta k_{sa_v}) / (k_F a_v)]$ をパラメーターとして $X \geq 50$, $\nu \leq 0.01$ を与えている。この条件によれば erf プロットの傾斜のみならず c/c_0 の絶対値も 1% 以内の誤差で近似できる。一方 Babcock らの数値計算の結果によれば E vs. $(V_F \sqrt{t} - z/\sqrt{t})$ のプロットを用いれば遙かに低い有効層高まで直線状のプロットが得られ、Eq.(6) を用いて傾斜の値から $K_F a_v$ を算出するには $\nu = 0.051$ で $X \geq 2.0$ で十分である⁶⁾。

本実験においては最小の有効層高はペレット状活性炭で $Re = 13.4$ の場合の $X = 4.7$ ($\nu = 0.013$) であり、上記の Babcock の条件を満たしている。Fig. 2 および Fig. 3 の結果は以上の考察と符合しているとみられる。

粒内物質移動抵抗が支配的な場合に E vs. $(V_F \sqrt{t} - z/\sqrt{t})$ のプロットが直線状を示すことは先の混合拡散支配の場合と異なり理論的な意味を持つものではなくむしろ見掛け上の効果によるものと解すべきであるが、物質移動係数を求めるという目的にはこのプロットを用いるのが実際的に有用である。しかしこの方法は多少計算が複雑となるから、 E vs. θ のプロットで十分な直線性が得られる低レイノルズ数領域では Eq.(3) の方法を用いて差支えない。

4・3 境膜および粒内物質移動係数について

物質移動係数の決定における誤差が最終的に得られるペクレ数の値にどのような影響を与えるかについて考察する。

境膜物質移動係数 k_F の推算には Yoshida らの式を用いたが、 k_F の推算式としては他に Carberry の式¹²⁾、Chu らの式 (適用範囲 $Re > 1$)¹³⁾ などがあり、各々の間には若干の差がある。しかし Table 2 および Table 3 か

ら判るように $1/k_{Fav}$ の値は測定全範囲にわたり Eq. (4) 右辺の他の二項の和に比べて極めて小さいからこの差は重要でなく、何れの式による k_F の値を用いても得られるベクレ数の値はほぼ一定である。

粒内物質移動係数の決定においては軸方向混合の影響をできるだけ小さくするために流速が最も高いところのデータを用いたが、なお若干の混合の影響は考えられる。物質移動が存在しない場合のベクレ数はこのレイノルズ数領域ではほぼ2であるから仮りにこの値を用いて計算すると、混合の影響の無視により $1/\beta k_{Fav}$ の値は次の割合で過大に評価したことになる：ペレット状活性炭、5%；破砕炭 6/8#, 5%；8/10#, 7%；10/14#, 10%。レイノルズ数の低下とともに混合の果す役割が次第に支配的となるから、Fig. 4 において測定値のプロットを行った領域では上記の $1/\beta k_{Fav}$ の誤差の影響は小さいものである。例えば $1/\beta k_{Fav}$ の決定を行ったレイノルズ数領域におけるベクレ数が1であるとしても Fig. 4 にプロットしたベクレ数の値に及ぼす影響は最高15%に過ぎない。

4・4 粒子内空隙の軸方向混合への寄与について

これまで軸方向混合は専ら粒子間の充填空隙で生ずるものとみなしてきた。多孔性粒子の粒子内空隙が軸方向混合に及ぼす影響については明らかではないが、本実験に用いた活性炭の場合充填層単位容積当りのマクロ孔容積が0.16~0.15程度でありかつマクロ孔の tortuosity factor がほぼ4である¹⁵⁾ことからすると、粒子内空隙の軸方向混合への寄与は粒子間空隙の効果の1/7以下に過ぎず、前記のベクレ数の値に著しい影響を与えるものではない。

4・5 物質移動を伴う充填層内の混合特性

Fig. 4 および Table 3 から明らかなように、得られたベクレ数の値は低レイノルズ数領域では tortuosity factor を $\sqrt{2}$ として分子拡散係数から求めた計算値に漸近し $Re > 1$ で2に近づく、このことは物質移動のない充填層内での混合に関する既往のデータと一致している。 $Re < 1$ には完全な分子拡散支配に達する¹⁾までの遷移領域が存在しており、その傾向は Sinclair らが示したものに近い。この遷移領域については混合長さを分子拡散および eddy diffusion に基づく各混合長さの和として求める方法も提案されており¹⁴⁾、これは Fig. 4 に鎖線で示したものに他ならないが、近似的にはこのような方法を用いて軸方向混合の効果を算定することが可能であろう。

結 言

⁸⁵Kr-N₂ ガスを用い活性炭固定層において広い流量範囲で吸着の破過曲線を得、これに軸方向混合を考慮に入れた理論解の漸近式を適用してベクレ数を求めた。その結果、ベクレ数の値は物質移動の存在しない充填塔における単純な混合に関する既往のデータとよく一致することを認めた。従って Chao らが報告した物質移動の存在によるベクレ数の低下という現象は生じておらず、軸方向混合拡散係数またはベクレ数については物質移動の有無に拘らず同様に考えてよいことが判った。よって低流量域における吸着塔の破過特性の計算に Eqs. (2)~(6) が利用できる。

本研究に協力された宝角茂氏に対して謝意を表する。

Nomenclature

a_v : surface area of particle per unit volume of bed	[cm ² /cm ³]	q : amount of adsorbate in adsorbent	[mol/g]
c : concentration in gas phase	[mol/cm ³]	Re : Reynolds number ($=D_p u \rho / \mu$)	[—]
c_0 : concentration at entrance of bed	[mol/cm ³]	Sc : Schmidt number ($=\mu / \rho D_M$)	[—]
D_L : axial diffusivity	[cm ² /sec]	t : time	[sec]
D_M : molecular diffusivity	[cm ² /sec]	t_0 : $\beta \tau z / u$	[sec]
D_p : diameter of particle	[cm]	u : superficial velocity of gas	[cm/sec]
D_E : eddy diffusivity	[cm ² /sec]	V_F : velocity of adsorption front ($=K$)	[cm/sec]
E : concentration function defined by equation (2)	[—]	X : effective bed length	[—]
H : $(\epsilon D_L) / (\beta \tau + \epsilon)$	[cm ² /sec]	z : bed length	[cm]
K : velocity of adsorption front	[cm/sec]	β : adsorption coefficient	[cm ³ /g]
K_{Fav} : apparent overall mass transfer coefficient [1/sec]		γ : packed density	[g/cm ³]
k_{Fav} : gas film mass transfer coefficient [1/sec]		ϵ : void fraction in fixed bed	[—]
k_{sav} : mass transfer coefficient in solid [g/cm ³ ·sec]		θ : $t - \epsilon z / u$	[sec]
Pe : Peclet number ($=D_p u / \epsilon D_L$)	[—]	μ : viscosity of gas	[g/cm·sec]
		ν : $(1/5) \cdot (\beta k_{sav}) / (k_{Fav})$	[—]
		ρ : density of gas	[g/cm ³]

Literature cited

- 1) McHenry, K. W. Jr. & R. H. Wilhelm: *A. I. Ch. E. Journal*, **3**, 83 (1957)
- 2) Carberry, J. J. & R. H. Bretton: *ibid.*, **4**, 367 (1958)
- 3) Sinclair, R. J. & O. E. Potter: *Trans. Inst. Chem. Engrs.*, **43**, T 3 (1965)
- 4) Chao, R. & H. E. Hoelscher: *A. I. Ch. E. Journal*, **12**, 271 (1966)
- 5) Kawazoe, K.: *Kagaku Kōgaku (Chem. Eng., Japan)*, **31**, 354 (1967)
- 6) Babcock, R. E., D. W. Green & R. H. Perry: *A. I. Ch. E. Journal*, **12**, 922 (1966)
- 7) Yoshida, F. et al.: *ibid.*, **8**, 5 (1962)
- 8) Miller, S. F. & C. J. King: *ibid.*, **12**, 767 (1966)
- 9) Reid, R. C. & T. K. Sherwood: *The Properties of Gases and Liquids*, McGraw-Hill (1958)
- 10) Fukuda, Y. & K. Kawazoe: *Kagakuikai Kyōkai Nenpō*, **7**, 114 (1949)
- 11) Rosen, J. B.: *J. Chem. Phys.*, **20**, 387 (1952)
- 12) Carberry, J. J.: *A. I. Ch. E. Journal*, **6**, 460 (1960)
- 13) Chu, J. C. et al.: *Chem. Eng. Progr.*, **49**, 141 (1953)
- 14) Perry, J. H.: *Chemical Engineers' Handbook*, 4th ed. 16-13 (1963)
- 15) Kawazoe, K. et al.: *Kagaku Kōgaku (Chem. Eng., Japan)*, **30**, 1007 (1966)

技術報告

各種のプレート型熱交換器の伝熱係数と圧力損失について*

岡田 克人**・小野 実信**
富村 俊雄**・今野 宏卓***
大谷 茂盛***

森永乳業**・東北大学工学部***

緒 言

プレート型熱交換器は従来の多管式熱交換器とは全く異なる構造で、種々の特徴をもっている¹⁾。近年食品工業および化学工業などで盛んに使用されている本器の伝熱係数の値は他の熱交換器に比較してかなり大きい。実用器における伝熱係数の測定値については、2, 3の報告^{1, 4, 6, 8)}がみられるが、その伝熱機構について

はほとんど検討が行なわれていない。著者らは前報²⁾の基礎的研究において、その伝熱機構の解明と設計上の基本的資料を得る目的でモデル実験を行ない、伝熱係数におよぼす諸因子の影響を解析した。

本報では、各種の実用器のプレートを用い、その流路形状、および間隙などの諸因子が伝熱係数におよぼす影響を検討し、前報のモデル実験の推論との関連性を考察した。なお、伝熱係数の測定と同時に各種のプレートについての圧力損失を実測した。

1. 実験装置と試験方法

1.1 供試伝熱板

実用のプレート型熱交換器の略図を Fig. 1 に示した。その構造および特長などに関してはすでに概説した^{2, 7)}。

伝熱板はプレス加工により、各種の波型 (Fig. 2) や半球殻など種々の凹凸がつけられており、実在するプレ

Fig. 1 Plate heat exchanger

* <Studies on the Heat Transfer Coefficient and Pressure Drop of Several Kinds of Plate Heat Exchanger>

Received on March 5, 1968

化学工学東北地方大会および第一回化学工学秋季大会(昭42年)にて講演発表

** Katsuto Okada, Minobu Ono, Toshio Tomimura (Morinaga Milk Industry Co., Tokyo)

*** Hiroataka Konno, Shigemori Ohtani (Dept. of Chem. Eng., Tohoku Univ., Sendai, Japan)

本 号 の 研 究 論 文 要 旨

単一成分が析出する固液平衡（吉田高年・山田幾穂・町井弘明，化学工学，32，1091～1094（1968）） 筆者らは，単一成分が析出する数種の2成分系および3成分系の凝固点を実測し，気液平衡で示された方法（化工，25，158（1961））による3成分系溶液の凝固点の推算値が実測値と大略一致することを示した。

境界および粒子内輸送の影響を考慮した触媒層総括有効係数（後藤繁雄・浅井昌明・森田徳義，化学工学，32，1094～1099（1968）） 触媒粒子の有効係数を触媒充填層に関連づけるために触媒層総括有効係数を定義し，反応流体本体は等温栓流であるが，境界および粒子内での物質および熱輸送の影響を考慮した場合について，その計算法を示した。これをエチレンの水素化反応に適用し，種々の粒径のニッケル・けいそう土触媒を使って行なった実験結果から得られる触媒層総括有効係数の実験値と計算値とがかなり良く一致することを示した。

重量平均粒子径の統計的偏り（森芳郎・菅沼彰，化学工学，32，1099～1105（1968）） 個数基準のデータから計算された重量平均粒径の統計的偏りについて検討した。モンテカルロ法シミュレーションで求めた相対的偏り $d_n = 1 - E(x_{wn})/X_w$ は $D(x^2)E(x^2)^{1/2}/m$ に対するプロットとしてほぼ整理できる。ここに x は粒径， x_{wn} は標本重量平均径， X_w は真の重量平均径， m はサンプルサイズである。 $\{D(x^2)/E(x^2)\}^{1/2}$ が大きい母集団から X_w の偏りのない推定値を得るためには予備的な分級が必要かつ有効である。

凝集性スラリの沈降と堆積（後藤圭司・酒井烈・加藤宏夫・白戸紋平，化学工学，32，1105～1110（1968）） 凝集性酸化第二鉄サスペンションの沈降について検討した。まず希薄濃度領域における沈降速度を実測し，これを干渉沈降に対する実験式に適用して凝集体の直径と内部空隙率を求めた。本文ではこの凝集体の内部空隙率を沈降状態を考察するための1つの尺度に選んだ。その結果，沈降曲線はこの凝集体が存在できる限界濃度と，凝集体の填充率にんに対応する濃度によって3つの形に分けることができる。また，沈降管内の固体量と平衡堆積層の空隙率との関係がわかれば，限界濃度より濃厚な領域における沈降曲線が(5)式から求められる。

流速分布による粒子の部分分離効率（井伊谷綱一，田中善之助，堀本隆弘，化学工学，32，1110～1115（1968）） 流体の流れによって重力または遠心力で固体粒子の分級を行う場合，流速分布の存在が分級の鋭さに影響を与える。本報告は重力下の粒子に対して，円管，スリットおよび二重管における流体の速度分布による部分分離効率を層流について理論的に求め，水流による単分散ガラス球の実験で検討を行いよい一致を得た。なお粒子径は無次元表示を用いているが，粒子の抗力については，Stokes，Allen および Newton の三領域に分けて考察した。

攪拌槽の混合特性（高松武一郎，沢田達郎，化学工学，32，1115～1121（1968）） 前の報文では，攪拌槽の混合モデルが筆者らによって提案され，そのモデルが広い範囲の混合現象を合理的に，定量的に表示されることが示された。ここでは，数式モデルの種々のパラメータの値を予測するための実験結果が示された。実験は，平板2枚バドル，平板6枚バドル，6枚タービン羽根で直径10 cmの小さな攪拌槽を用いた。得られたパラメータの値は，領域の容積，循環流量，物質交換量，混合時間などである。それらの結果は，Fig. 4，Fig. 9，Fig. 11 に示されている。実験は，電導度法，比色法，粒子の軌跡の方法等によって測定されている。

物質移動を伴う充填層内の軸方向混合について（河添邦太郎・川井利長，化学工学，32，1122～1127（1968）） 活性炭固定層における N_2 ガス中の ^{85}Kr の吸脱着破過曲線を $Re = 30 \sim 0.1$ の範囲で測定した。測定結果に粒内および境界の物質移動係数並びに軸方向混合拡散係数の三つの因子を考慮した近似的な理論解を適用して，軸方向のペクレ数を求めた。得られた数値は，単純な混合のみが存在する充填層内の軸方向混合に関する既往のデータとはほぼ一致した。これにより軸方向混合が無視できない場合の直線平衡系吸着破過特性の推算法が得られた。

＜技術報告＞

各種のプレート型熱交換器の伝熱係数と圧力損失について（岡田克人，小野実信，富村俊雄，今野宏卓，大谷茂盛，化学工学，32，1127～1132（1968）） プレート型熱交換器の乱流伝熱機構を解明するため前報においてはモデル実験により基礎的な検討を行なった。本報は各種の実用器のプレートを用いて実験を行ない強制対流における乱流伝熱係数および圧力損失におよぼすプレート間隙および凹凸の形状などの諸因子の影響を検討し，さらにモデル実験との関連性を考察した。結果として，プレート型熱交換器の伝熱係数は前回のモデル実験と同様，平滑管に較べて約5倍にも向上することを示した。また相似形状のプレートについて伝熱係数および圧力損失に関する実験式を求めた。

パンチプレートの精留性能（飯島徳治，葛岡常雄，化学工学，32，1133～1136（1968）） 本報告は新型塔内構造について精留性能を検討したもので，棚段は一辺を垂直に折りまげた長方形孔を多数設けた簡単なものであり，これを塔内に充填して表面接触で物質移動を行なわせる。実験は270 φ塔を使用しメタノール-水系で全還流で実験した。

実験結果では H. T. U. は $0.15 \sim 0.35 \text{ m}$ であり，溢流速度は $0.4 \sim 0.7 \text{ m/s}$ である。そして溢流限界点は隔壁塔の溢流限界実験式とよく一致した。また棚段圧力損失は10 φラシリング充填物とはほぼ同等である。