低ガス速度における多孔板塔の圧力損失・泡の高さについて*

横 田 範 之**

1. 緒 言

蒸溜、吸収などに使われる通常操作の多孔板塔の圧力損失や泡の高さなどに関する研究は Drew¹⁾, Arnold²⁾, 高松・亀井^{3,4)} によってなされているが、これらの既往研究は低ガス速度の条件に対しては適用されがたい。

本報文で取扱う低ガス速度とはガス見掛速度 u が $1 \sim 8 \text{ cm/sec}$ の範囲をいい、この条件で多孔板塔を操作すると泡沫層の形成は不完全になり、泡沫層は多孔板上の液清澄層上部に形成される状態となるが、気液比のきわめて小さい制限条件のある場合、例えば水銀法食塩電解液の脱塩素回収操作⁷⁾ などでは、多孔板の液流路幅に対し液流路長さを長くし、低ガス速度の条件で設計する方が段効率の点で有利である。

筆者はかかる目的から低ガス速度範囲 ($u = 1 \sim 8 \text{ cm/sec}$), 高液流量範囲 ($L' = 1,200 \sim 14,400 \text{ kg/m} \cdot \text{hr}$) において、多孔板塔の圧力損失および泡の高さに関する実験を行い、それらの実験値を整理して実験式を導き、低ガス速度での特異な現象などについて考察した結果を報告する。

2. 圧力損失を構成する要素とその基礎式

本報文では多孔板塔一段あたりの圧力損失 ΔP を構成する要素を ΔP_h , ΔP_d , ΔP_g とし、その収支を (1) 式によってあらわした。

$$\Delta P = \Delta P_h + \Delta P_d + \Delta P_g \quad (1)$$

これら三つの圧力損失項を (1) 式に示される圧力損失収支から求め、またその結果を整理するにあたって、必要な基礎式を次に説明する。

ΔP_d は乾燥多孔板をガスが通過する際の圧力損失であるから、直接に測定し得る項であり、 u_h , ρ_g および多孔板の構造から定まる C によって (2) 式のごとくあらわされる^{3,6)}。

$$\Delta P_d = \frac{u_h^2 \cdot \rho_g}{2g \cdot C^2} \quad (2)$$

ΔP_g はガスが孔における表面張力に打勝って通り抜けることによる圧力損失をあらわし、孔における気泡の曲率半径と液の表面張力に関する圧力損失項であり、(3) 式であらわされる。

$$\Delta P_g = 2\sigma/r_g \quad (3)$$

泡の曲率半径 r をプレートの孔径 d の $1/2$ に補正係数 f' の逆数を乗じたものとする (3) 式は (4) 式で示される。

$$\Delta P_g = f' \frac{4\sigma}{dg} \quad (4)$$

ΔP_h は液停滞量による圧力損失項であって (5) 式によってあらわすことができる。

$$\Delta P_h = f(Z + \Delta Z)\rho_l \quad (5)$$

ここに f は堰高、液高、ガス速度などによって変化する泡立係数であって、 ΔP_h および $Z + \Delta Z$ の測定値から、(5) 式の関係によって求めることができる。

本報文の操作範囲ではプレートに清澄な液流層が存在し、その上部に泡沫層が形成せられるから、 ΔP_h を (5) 式と異なった見方から (6) 式であらわすことができる。

$$\Delta P_h = \Delta P_e + \Delta P_f \quad (6)$$

(6) 式において、 $\Delta P_e = h_e \cdot \rho_l$ とすると、 ΔP_f は (7) 式のようになる。

$$\Delta P_f / \rho_l = \Delta P_h / \rho_l - h_e \quad (7)$$

(7) 式の ΔP_f と h から泡沫密度が求められるが、本報文では液の比重に無関係な数値としてあらわすため、 ρ_f を (8) 式のように定義した。

$$\rho_f = \Delta P_f / \rho_l \cdot h \quad (8)$$

3. 実験装置と実験の方法

(1) 実験装置 実験装置の概略は Fig. 1 に示されている。定水位槽 A によって一定の静水圧に保たれた

液はオリフィス G

によって流量を測定して多孔板塔 B

に送られる。一方

空気は圧縮機 C からオリフィス D

を通して流量調節弁

E および F によって調節して多孔板

の下部から送入し

多孔板上で液と接

触させて泡沫を形

Fig. 1
Experimental apparatus

* 昭和 33 年 10 月 16 日受理

** 大阪曹達株式会社

Table 1 Dimensions of plates

Plate No.	d [cm]	p [cm]	R	Number
1	0.1	1.1	11	45
2	0.2	2.0	10	15
3	0.2	1.3	6.5	32
4	0.2	1.0	5	60
5	0.2	0.66	3.3	135
6	0.2	—	—	1

Hole: Regular triangle arrangement
 Outlet weir height $Z=0\sim 2.0$ cm
 Outlet weir—last law of holes
 distance: 1.0 cm
 Thickness of plate: 0.2 cm

成せしめて塔外に出される。塔内圧力は圧力計Hによって測定した。

実験に用いた多孔板は、液流路長さ 120 mm、堰幅 60 mm の矩形であり、多孔板に穿けられた孔は正三角形配置で、孔径、ピッチ、 R 、孔数、堰高は Table 1 に示されている。

(2) 多孔板、堰高の選定について ガス速度の高い通常操作では R は 2.0~5.0 が適当とされているが⁶⁾、本実験のガス速度の低い条件では、ガスが全体の孔から一様に泡出するためには R が 10 から 11 程度のものが必要であって、この関係は Fig. 2 に示されている。同図の泡出率とは、ガスが上昇している孔数と全孔数に対する比率を示すものである。多孔板塔の安定した操作を期するためには泡出率 100% のところで、多孔板の構造を設計すべきであるが、操作上ガス量の増減する場合を考え、 $R=10\sim 11$ を実験の基準とし、さらに 6.5, 5.0, 3.3 のプレートによっても実験を行った。

また、実験に使用した出口堰の高さは 0~20 mm であり、本操作範囲でさらに高い堰を使用することは、泡沫層も高くなり、また圧力損失が高くなるだけで、段効率の向上は望めないため省略した。

(3) 測定範囲 液流量は、単位堰幅あたりの流量 L' [kg/m.hr] であらわし、1200~14,400 の範囲で、またガス速度は堰幅、液流路長さで示される有効多孔板面を通過するガス速度 u [cm/sec] であらわし、1~8 の範囲で実験を行った。なお P_d , P_o の測定の場合には、ガス速度を多孔板の孔を通過する速度 u_k [cm/sec] とし、200~1000 の範囲で測定を行った。

(4) 実験の方法 (1) 式における ΔP は多孔板塔一段あたりの全圧力損失を、 ΔP_d は溢流管を封じた乾燥せる多孔板を通るガスの圧力損失を Fig. 1 の H の圧力計によって実測し、求めることができる。(5) 式の ΔZ は Francis の式から計算されるが、本実験ではガスを通

Fig. 2 Bubbling ratio vs. u by various plates

Fig. 3 Measurement of static head in foaming layer

さない場合の液流によって生ずる堰部の堰を超える液高をスケールによって実測し求めた。

ΔP_o は次に示す方法によって決定し、(1) 式の収支から ΔP_k を求めることができる。ガス速度の高い完全泡沫形成域で求められた既往の研究²⁾によると ΔP_o は孔径と液の表面張力にのみ関係し、粘度、ガス速度、液流量に対して一定な数値として取扱われているが、筆者は ΔP_k が $(Z + \Delta Z)\rho_l$ として確定される $f=1$ の領域で (1) 式の収支から ΔP_o を実験的に求め、また Fig. 3 に示される静圧測定法による ΔP_k から求めた ΔP_o と比較し、その値が一定であるかどうかを確認した上で、 $f < 1$ の領域においてその値を用い (1) 式の圧力収支から ΔP_k を決定した。

なお、低ガス速度範囲での ΔP_o と u_k の関係は、孔一つを有する No. 6 のプレートによって実験を行った。

清澄液層および泡沫層の層高 h , h_c は多孔板に垂直に保持されたスケールによって測定した。多孔板での液高が極端に低くなると Fig. 4 に示すように泡の形成は不均一になり、孔の直上部分の液流表面から通り抜ける傾向を示すが、この場合の泡の高さは同図に示した泡の高さ h を以てあらわした。 ΔP_f は ΔP_k , h_c の実測値より (7) 式により、また ρ_f は ΔP_f , h の値から (8) 式によって算出した。

a) Discrete foam formation

b) Regular foam formation

Fig. 4 Measurement of h in discrete foam formation (a), as compared with that in regular foam formation (b)

Fig. 6 $1-f$ vs. u (based on selected data in Fig. 5)

4. 実験結果と考察

(1) f について 空気-水系について行った f の値は、Fig. 5 に示されており、同図から f は 1 に近い値を示し、 $1 \sim 0.8$ を示すことがわかる。

ΔP_h を (5) 式のようにあらわす方法は、ガス速度の高い範囲を扱っている既往文献⁹⁾にもみられる方法である。この場合には f は可成り低い値が予想されるが、設計の場合 $f=1$ として計算せられており⁹⁾、ガス速度、液流量増高などの要因に対する f の関係は未だ求められていない。

Fig. 5 の結果より、本測定範囲における要因 u , L/ρ_l , Z に対する f の関係を明らかにし、また求めた実測値を整理するため、各 Z , L/ρ_l に対する $(1-f)$ 対 u の関係を Fig. 6 のようにあらわした。同図の実線と横軸の交点は $f=1$ から偏位を示す限界ガス速度 u_0 を示し、 u_0 は実際には各 Z , L/ρ_l に対して異なった値を示している。

Fig. 5 f vs. u

Fig. 7 $1-f$ vs. $Z \cdot \rho_l [(u-u_0)/L]$

が、これから関係式を導くと複雑になるから、 $(1-f)$ 対 u の関係を同図破線に示されるように近似的な修正を行った。同図の破線は $u_0=3.5$ cm/sec を通る直線をあらわし、その傾斜は $Z/(L/\rho_l)$ に比例する関係が得られたから、Fig. 7 に示すように実測値を点綴すると、おのこの点は、二つの直線で整理され、その直線から (9), (10) 式の関係が得られた。

$u-u_0 \leq 0$ のとき ($u_0=3.5$ cm/sec)

$$f = 1 \quad (9)$$

$u-u_0 \geq 0$ のとき

$$1-f = 0.074 Z \cdot \rho_l \left(\frac{u-u_0}{L} \right) \quad (10)$$

(2) ΔP_d , ΔP_o について ΔP_d と u_h の関係を No. 2 のプレートについて実験し、その結果を Fig. 8 に示した。図中の P_d 対 u_h の直線は、既往文献⁹⁾によるこのプレートに相当する流量係数、 $C=0.633$ とした (2) 式の関係であらわしたもので、実測値とよく一致する。

Table 2 Experimental results of ΔP_o

Run No.	L' [kg/m·hr]	u [cm/sec]	u_h [cm/sec]	f	$Z+\Delta Z$ [cm]	ΔP_h $f(Z+\Delta Z)$ exp.	ΔP [g/cm ²]	$\Delta P_d+\Delta P_o$ [g/cm ²]	ΔP_d [g/cm ²]	ΔP_o [g/cm ²]
1	6240	1.92	230	1.0	2.0	2.0	—	3.2	1.2	0.08
2	22790	"	"	"	1.5	1.5	—	2.6	1.1	"
3	10500	"	"	"	2.3	2.3	—	3.3	1.0	0.92
4	6240	2.16	260	"	2.0	2.0	—	3.1	1.1	1.00
5	1200	"	"	"	1.3	1.3	—	2.25	0.95	0.85
6	1200	2.33	280	"	1.3	1.3	—	2.45	1.15	1.03
7	6240	2.42	290	"	2.0	2.0	—	3.40	1.40	1.27
8	2790	"	"	"	1.5	1.5	—	2.8	1.30	1.17
9	10500	2.75	330	"	2.3	2.3	—	3.75	1.45	1.29
10	1200	3.16	380	"	1.3	1.3	—	1.85	1.55	1.31
11	2790	"	"	"	1.5	1.5	—	1.95	1.45	1.21
12	2790	3.50	430	"	1.5	1.5	—	3.10	1.60	1.31
13	10500	4.00	480	"	2.3	2.3	—	3.99	1.60	1.25
14	6240	4.40	530	"	2.0	2.0	—	3.75	1.75	1.32
15	2790	5.25	630	"	1.5	1.5	—	3.30	1.80	1.17
16	6240	5.50	700	"	2.0	2.0	—	4.05	2.05	1.28
17	1200	5.80	710	0.95	1.3	1.2	1.2	3.10	1.90	1.12
18	1200	6.66	800	0.93	1.3	1.2	1.2	3.50	2.30	1.31
19	2790	"	"	0.98	1.5	1.5	—	3.65	2.15	1.16
20	10500	7.08	850	0.99	2.3	2.3	—	4.70	2.40	1.25
21	2790	7.75	930	0.97	1.5	1.4	1.4	3.95	2.55	1.38
22	2790	8.34	1090	0.96	1.5	1.4	1.4	4.10	2.70	1.53
23	1200	"	"	0.89	1.3	1.2	1.2	3.80	2.60	1.07

Fig. 8 Relation between ΔP_d , $\Delta P_d + \Delta P_o$, ΔP_o and u_h

ΔP_o について、水-空気系によって行った実験結果は Fig. 8 に示し、その算出の基礎数値として、 L' , u , u_h , f , $Z+\Delta Z$, ΔP_h , ΔP , ΔP_d の数値を Table 2 に示した。同表の ΔP_h の項の中 $f(Z+\Delta Z)$ は (9), (10) 式の f と $Z+\Delta Z$ から (5) 式により式めたものであり、実測値

Fig. 9 Effect of u_h and ν on $\Delta P_d + \Delta P_o$

(exp.) は Fig. 3 に示される静圧測定法によったものであるが、両者はよく一致している。また前者の ΔP_h から求めた $\Delta P_d + \Delta P_o$, ΔP_o を Fig. 8 においては $\circ \square \Delta$ で示し、後者の ΔP_h から求めたものを $\bullet \blacksquare \blacktriangle$ で示したが、同図の結果から、 $u_h > 300$ cm/sec の範囲では ΔP_o は液流量、ガス速度に無関係な数値として取扱得ることがわかり、完全泡沫形成域で求められた既往文献¹⁾ とし一致して、 $f' = 0.815$, すなわち (11) 式の関係が成立することがわかる。

$$\Delta P_o = 0.815 \cdot 4\sigma / dg \quad (11)$$

$u_h < 300$ cm/sec の場合には、同図に示されるように、 ΔP_o は (11) 式から偏位し、その測定値も乱れている。この偏位は測定の誤差によるものではなく、低ガス速度での特異の現象であることは Fig. 9 の実験結果から明

らからである。同図は No. 6 のプレートによって水-空気系について得られたものであるが、 ΔP_o はガスを供給する側の空間容積 v にも影響しており、R. Hughes, A. E. Handlos の単一孔の泡の形成に関して行われた既往の研究⁵⁾ とよく似た現象と思われるが、その要因は複雑であって明らかでないが、筆者の求めた Fig. 8, 9 に示された実験結果より、 $u_h < 300 \text{ cm/sec}$ のガス速度で多孔板塔を操作する場合、 ΔP_o の異常現象がみられることは確かである。

(3) h について No. 2 の多孔板による水-空気系についての泡沫層の高さ h と $Z+\Delta Z$, 液流量, ガス速度の関係は Fig. 10 に示されている。同図から h と $Z+\Delta Z$ の相関は $Z+\Delta Z=1.3 \text{ cm}$ を限界点として二つの領域にわけられ、 $Z+\Delta Z < 1.3 \text{ cm}$ の領域では一定 u に対して、 $Z+\Delta Z$ の増加と共に h は増加し、 $Z+\Delta Z > 1.3$

Fig. 10 h vs. $Z+\Delta Z$

Fig. 11 h vs. u

Fig. 12 $h/0.92 u^{0.6}$ vs. $[(Z+\Delta Z)/1.3]$

cm の領域では h は一定値を示す。

$Z+\Delta Z > 1.3 \text{ cm}$ の領域について、泡の高さ h に対するガス速度、液流量、プレートの孔径、ピッチ、液粘度の諸因子の影響を整理し、 h と u の関係を対数目盛で点綴し Fig. 11 に示した。同図の結果から、 h は液流量、孔径、ピッチ、液粘度に無関係に (12) 式の実験式が導かれる。

$$Z+\Delta Z \geq 1.3 \text{ cm に対して} \\ h = 0.92 u^{0.6} \quad (12)$$

$Z+\Delta Z < 1.3 \text{ cm}$ の領域では、 $Z+\Delta Z$ の減少につれ、(12) 式で示される泡の高さより減少する。 $(Z+\Delta Z)/1.3$ 対 $h/0.92 u^{0.6}$ をとり、結果を整理すると、Fig. 12 に示されるように、一つの直線でまとめられ、その直線の傾斜から、(13) 式の実験式が求められる。

$$Z+\Delta Z < 1.3 \text{ cm に対して} \\ h = 0.92 \left(\frac{Z+\Delta Z}{1.3} \right)^{0.5} u^{0.6} \quad (13)$$

なお、Fig. 12 には一部、空気-50% Glycerol system による実験値を示し、この系での h の値が、液粘度に関係せず、同じく (13) 式の関係であらわされることを示した。

(4) h_o , ΔP_f , p_f について

Table 3 は $Z+\Delta Z \geq 1.3 \text{ cm}$ の領域で、空気-水系、空気-飽和食塩水系で行った実験結果を示したものである。同表には、 u , L' , Z の実験条件に対する (9), (10) 式および (5) 式から算出した $f(Z+\Delta Z)$, 測定値 h_o , (7) 式によって求めた $\Delta P_f/p_i$, (12), (13) 式より算出した h , および (8) 式による p_f の値が総括されている。

$\Delta P_f/p_i$ と u の関係は Fig. 13

Table 3 Experimental results of $\Delta P_f/\rho_i$ and ρ_f

Run No.	u [cm/sec]	L' [kg/m.hr]	Z [cm]	$f(Z+\Delta Z)$ [cm]	h_c [cm]	$\Delta P_f/\rho_i$ [cm]	$(h)_{calc}$ [cm]	ρ_f	system
101	2.20	1200	1.0	1.30	0.8	0.50	1.5	0.33	air-water
102	3.10	"	"	"	0.7	0.60	1.8	0.33	"
103	4.10	"	"	1.29	0.6	0.69	2.2	0.31	"
104	5.00	"	"	1.25	0.5	0.75	2.5	0.30	"
105	6.10	"	"	1.23	0.4	0.83	2.8	0.30	"
106	8.00	"	"	1.17	0.3	0.88	3.2	0.27	"
107	1.70	3600	"	1.75	1.3	0.45	1.28	0.35	"
108	2.70	"	"	"	1.2	0.55	1.7	0.32	"
109	8.00	"	"	1.70	0.8	0.90	3.2	0.28	"
110	2.00	6000	"	1.95	1.5	0.45	1.4	0.32	"
111	3.40	"	"	"	1.4	0.55	1.9	0.29	"
112	3.80	"	"	"	1.3	0.65	2.05	0.32	"
122	5.40	"	"	1.93	1.2	0.73	2.55	0.29	"
123	1.80	12,000	"	2.45	2.0	0.45	1.30	0.35	"
124	2.90	"	"	"	1.9	0.55	1.75	0.31	"
125	7.00	"	"	2.43	1.6	0.83	3.0	0.28	"
126	8.00	"	"	"	1.5	0.93	3.2	0.29	"
127	1.50	1200	2.0	2.30	1.9	0.40	1.2	0.33	"
128	4.10	"	"	2.23	1.6	0.63	2.2	0.29	"
129	8.00	"	"	1.84	0.9	0.94	3.2	0.29	"
130	2.50	3600	"	2.75	2.2	0.55	1.6	0.34	"
131	5.00	"	"	2.69	2.0	0.69	2.45	0.28	"
132	8.00	"	"	2.56	1.7	0.86	3.20	0.27	"
133	3.50	6000	"	2.95	2.3	0.65	2.0	0.33	"
134	8.00	"	"	2.83	1.9	0.93	3.2	0.28	"
135	1.60	12,000	"	3.45	3.0	0.45	1.2	0.37	"
136	3.80	"	"	"	2.8	0.65	2.1	0.31	"
137	8.00	"	"	3.38	2.5	0.88	3.2	0.27	"
138	1.50	1420	1.0	1.30	0.9	0.40	1.2	0.33	air-NaCl soln
139	4.10	"	"	1.29	0.7	0.59	2.2	0.27	"
140	6.10	"	"	1.23	0.4	0.83	2.8	0.30	"
141	8.00	"	"	1.17	0.3	0.87	3.2	0.27	"
142	1.50	7080	"	1.95	1.5	0.45	1.2	0.38	"
143	4.50	"	"	1.93	1.2	0.73	2.3	0.32	"
144	8.00	"	"	1.91	1.0	0.91	3.2	0.38	"

Fig. 13 $\Delta P_f/\rho_i$ vs. u Fig. 14 ρ_f vs. u

に示すような結果となり、おのこの $\Delta P_f/\rho_i$ の値は u に対して、図中の直線でまとめられ、その直線から (14) 式の関係が求められる。

$$Z + \Delta Z \geq 1.3 \text{ cm に対して} \quad \Delta P_f/\rho_i = 0.32 \cdot u^{0.5} \quad (14)$$

(8), (12), (14) 式から (15) 式が導かれる。

$$Z + \Delta Z \geq 1.3 \text{ cm に対して} \quad \rho_f = 0.35 u^{-0.1} \quad (15)$$

なお、Table 3 の ρ_f と u の関係を対数目盛で点綴し、Fig. 14 に示した。図中の直線は (15) 式の関係を示したものであるが、Table 3 の ρ_f の値が (15) 式の関係を可成よく満していることがわかる。

$Z + \Delta Z$ の減少による (14) 式からの偏位を求めるために $(Z + \Delta Z)/1.3$ 対 $\Delta P_f/\rho_i \times 0.32 \times u^{0.5}$ について点綴すると、Fig. 15 に示される関係が得られ、 h に関する実験結果のところ、のべた領域と同じように、 $(Z + \Delta Z)/1.3 = 1$ を境とし二つの領域に区分される。 $(Z + \Delta Z)/1.3 \geq 1$ の場合には $Z + \Delta Z$ に無関係に (14) 式が、 $(Z + \Delta Z)/1.3 < 1$ の場合には (16) 式の関係が成立する。なお (16) 式は同図の直線から求められたものである。

$Z + \Delta Z < 1.3 \text{ cm}$ に対して

Fig. 15 $\Delta P_f / \rho_f \cdot 0.32 \times u^{0.5}$ vs. $[(Z + \Delta Z) / 1.3]$

Fig. 16 Comparison of $(\Delta P_f / \rho_f)_{exp}$ and $\Delta P_f / \rho_f$ calculated by Eq. (16)

$$\Delta P_f / \rho_f = 0.32 \left(\frac{Z + \Delta Z}{1.3} \right)^{1.7} u^{0.5} \quad (16)$$

(16) 式の計算値と実測値の比較は Fig. 16 に示し、同図から両者の値がよい一致を示すことが認められる。

(15) 式の誘導と全く同様に、(8), (13), (16) 式から (17) 式が導かれる。

$Z + \Delta Z < 1.3 \text{ cm}$ に対して

$$\rho_f = 0.35 \left(\frac{Z + \Delta Z}{1.3} \right)^{1.2} u^{-0.1} \quad (17)$$

液高 $Z + \Delta Z$ が極端に低くなると Fig. 4 に示すような不均一な泡沫層が形成せられる傾向があることはすでに説明し、また泡の高さ h の表示法も Fig. 4 に示した。かかる場合の泡沫密度 ρ_f は、高さ h としての泡沫層の密度の平均値をあらわすものであり、部分的な真の泡沫層密度より低い値を示すことが推定される。

しかしながら、液高を低くし、操作することは、(13) 式に示したように泡沫層高さが低くなるために実用的価値に乏しく、また堰高を高くし液高を高くしすぎることも好しくないことは、液高の増加によって泡沫層が高くなるならない (12) 式の関係から明らかである。

5. 結 言

多孔板塔をガス液比の小さい条件で使用するため、低ガス速度範囲 ($u = 1 \sim 8 \text{ cm/sec}$)、高液流量範囲 ($L' = 1,200 \sim 14,400 \text{ kg/m.hr}$) において、数種のプレート (Table 1 参照) を用いて、圧力損失、泡の高さに関し実験を行い次の結論を得た。

(1) ΔP を構成する圧力損失要素を ΔP_h , ΔP_d , ΔP_e とし、おのおのを (1) 式の収支に基いて実験により求めその考察を行った。

(2) ΔP_h の基礎数値 f を (9), (10) 式の実験式であらわし低ガス速度では、1 に近い値となることを示し

た。

(3) ΔP_d は既往文献と一致して、(2) 式であらわされ ΔP_e は、 $u_h > 300 \text{ cm/sec}$ の条件では液流量、液高に関係せず (11) 式が成立するが、 $u_h < 300 \text{ cm/sec}$ では (11) 式から偏位し、その偏位が低ガス速度での特異の現象であることを示した。

(4) h , $\Delta P_f / \rho_f$, ρ_f の実験値を考察し、そのおのおのが、 $Z + \Delta Z = 1.3 \text{ cm}$ を境界点とする二つの領域に分けられることを示した。

(5) $Z + \Delta Z \geq 1.3 \text{ cm}$ の領域では、 $Z + \Delta Z$ に無関係に、 h は (12) 式、 $\Delta P_f / \rho_f$ は (14) 式、 ρ_f は (15) 式の実験式であらわされる。

(6) $Z + \Delta Z < 1.3 \text{ cm}$ の領域では、 $Z + \Delta Z$ の影響を受け、 h は (13) 式であらわされ、 $\Delta P_f / \rho_f$, ρ_f はそれぞれ (16), (17) 式の実験式によってあらわされる。

付記： 本研究において、いろいろ御指導いただいた京大工学部阿田辰三教授、吉沢四郎教授、高松武一郎助教授に厚く感謝いたします。

Nomenclature

C : coefficient of discharge	[—]
d : diameter of hole	[cm]
f : aerated factor	[—]
f' : correct factor in Eq (4)	[—]
h : foaming height	[cm]
h_0 : clear liquid depth	[cm]
L : liquid rate per unit weir length	[g/cm.sec]
L' : liquid rate per unit weir length	[kg/m.hr]

p : pitch of hole	[cm]	v : back volume	[cm ³]
ΔP : total pressure drop through a plate	[g/cm ²]	Z : height of weir	[cm]
ΔP_c : pressure drop due to the clear liquid layer on the plate	[g/cm ²]	ΔZ : weir elevation	[cm]
ΔP_d : pressure drop through the dry plate	[g/cm ²]	ρ_g : density of gas	[g/cm ³]
ΔP_f : pressure drop due to the foaming layer on the plate	[g/cm ²]	ρ_l : density of liquid	[g/cm ³]
ΔP_h : pressure drop due to the liquid head on the plate	[g/cm ²]	ρ_f : density of foam defined by Eq. (8)	[g/cm ² · cm ³ /g · l/cm]
ΔP_σ : pressure drop due to the surface tension of liquid acting on the hole	[g/cm ²]	σ : surface tension	[dyne/cm]
R : ratio p to d	[—]	Literature cited	
u : gas velocity through the plate	[cm/sec]	1) Drew, Walter, Green, Lee : <i>Ind. Chem. Eng.</i> , 44 , 2238 (1952)	
u_0 : gas velocity shown in Eq. (10)	[cm/sec]	2) Arnold, Planck : <i>Chem. Eng. Prog.</i> , 48 , 633 (1952)	
u_h : gas velocity through the hole	[cm/sec]	3) Kamei, Takamatsu : <i>Chem. Eng. (Japan)</i> , 18 , 108 (1954)	
		4) Kamei, Takamatsu : <i>Chem. Eng. (Japan)</i> , 18 , 309 (1954)	
		5) Hughes, Handlos, Evan : <i>Chem. Eng. Prog.</i> 51 , 557 (1955)	
		6) Leibson, Kelly : <i>Petroleum Refiner</i> , 36 , 125 (1957)	
		7) Yokota : Soda To Enso (Japan), 9 , 485 (1958)	

Studies on the Pressure Drop and Foam Height of a Sieve Plate Tower Operating at Low Gas Rates

Noriyuki Yokota*

In order to design a sieve plate tower operating at a low gas-liquid ratio, experimental studies were made on the pressure drop and foam height at low gas rates ($U=1\sim 8$ cm/sec) and high liquid rates ($L'=1,200\sim 14,400$ kg/m²·hr), using several series of perforated plates (Table 1).

The results obtained are as follows :

(1) It is considered that ΔP is composed of the sum of ΔP_h , ΔP_d , and ΔP_σ , as shown by Eq. (1), each of which can be deduced experimentally.

(2) The aerating factor, f , defined by Eq. (5), is represented by Eqs. (9) and (10).

(3) ΔP_d can be calculated by Eq. (2). ΔP_σ is independent of gas rates and may be represented by Eq. (11), in case $u_h > 300$ cm/sec. When $u_h < 300$ cm/sec., deviations were observed between the results obtained from Eq. (11) and those by experiments. The data given in Figs. 8 and 9 are to be considered as an anomaly occurring at low gas rates.

(4) The experimental results obtained of h , $\Delta P_f/\rho_l$ and ρ_f are classified into two groups with the limiting liquid height ($Z+\Delta Z=1.3$ cm) as a diverging point.

(5) In the region where $Z+\Delta Z \geq 1.3$ cm, h , $\Delta P_f/\rho_l$ and ρ_f are independent of liquid heights and can be represented experimentally by Eqs. (12), (14) and (15), respectively.

(6) In the region where $Z+\Delta Z < 1.3$ cm, h , $\Delta P_f/\rho_l$ and ρ_f are dependent on liquid heights and can be represented by Eqs. (13), (16) and (17), respectively.

* Osaka Sada Co.