泡鐘塔の液側物質移動速度について*

早 川 豊 彦**・藤 田 重 文**

1. 緒 言

泡鐘塔は代表的な段塔であり、従来段塔の物質移動は主に効率を対象としてなされてきた。効率なる考えは実用上便利であるがこれを解析して操作条件、構造因子、物性などに関係づけるには不便であり、いろいろな人により各種の効率が提唱されこれら相互の比較も厄介である。同じ段塔を扱いながら蒸溜は理想段をもとにして、効率の面から物質移動速度を研究し、吸収は物質移動速度を正面から解析している。Walter と Sherwood³⁾ は 1941 年に泡鐘塔にも移動速度の考えを持ちこみ、総括ガス移動単位数 N_{OG} について一つの実験式を提出し、効率推定の基準を与えた。Gerster ら⁴⁾ はこの考えをさらに進めて次式

$$1/N_{OG} = 1/N_G + (mG_M/L_M)/N_L \quad (1)$$

にもとづき空気の増湿実験より N_G の実験式をだし、水中の酸素の放散実験から N_L の実験値を得、さらにこれらを広く各種の系に適用するためシュミット数を用いて補正することを考えた。その後も引き続きこの線にそった研究が行われて、 N_G についてはガス流量、液流量、液深の影響が割合小さく、諸家の実測値もある程度一致しているが N_L については実測値も少なくまだはっきりした結論はでていないようである。

ガス吸収において充填塔と段塔の比較の問題は長年の課題であり、また段塔の吸収は単に吸収操作のみならず蒸溜の各種効率解析の基礎としても重要であると考え、炭酸ガス-水系を使用し、泡鐘塔の液側物質移動速度におよぼす泡鐘の数とその配列、液流量、ガス流量の影響をあきらかにしてその一般式を求める目的をもって実験を行った。

2. 実験装置

実験装置の概略を Fig. 1 に示す。A は装置の本体である泡鐘塔で鋼鉄製、直径 10 インチ、段間隔 5 インチ、段数 1 段の塔である。泡鐘段は遊動フランジで取付けられ自由に交換できる

ようになっており、段として泡鐘 1 コのもの (No. 1 plate) 泡鐘 3 コのもの (No. 2 plate) 泡鐘 7 コのもの (No. 3 plate) の 3 種を用いた。泡鐘も泡鐘段のガス上昇管にねじ止めされ自由に交換できるようになっているが、本研究では直径 40 φ、高さ 40 mm スカートクリアランス零のもののみ使用した。塔頂および塔底の蓋も遊動フランジで取付けられ交換可能であり、これらにはそれぞれガス出口管、液入口管、ガス温、液温測定用温度計挿入口、試料採取口、およびガス入口管、液出口管、ガス温、液温測定用温度計挿入口、試料採取口が設けられている。ガス入口管の先端にはガスの分布をよくするための分配器がつけてあり、また下降管、溢流管を流れる液流量の変動を防ぐのと、気液接触流動距離を一定に保つため上流および下流の両方に邪魔板を使用し気液接触域をこの区間内に区切った。水位計 L.G は液溢流管 D 内

A: Bubble-cap plate B: Blower C: Bubble-cap D: Weir E: Excess gas outlet F: Mist catcher G: Gas distributor H: Baffle L.G: Level gauge O: Orifice meter Pt: Pressure tap S: Sampling tube T: Tank t: Thermometer V: Valve or cock

Fig. 1 Experimental apparatus

* 昭和 33 年 10 月 3 日受理

昭和 33 年 4 月 5 日東京にて講演

** 東京工業大学

Table 1 Experimental conditions

Observer		Gerster et al. ⁽¹⁾	Walter & Sherwood ⁽²⁾	Authors	
System		Desorption of O ₂ from water	Desorption of CO ₂ from water	Absorption of CO ₂ by water	Absorption of CO ₂ by water
Column and Plate	Inside diameter of column [in]	13	5	10	10
	Plate spacing [in]	24		5	5
	No. of caps per plate (n_c)	13	1	1, 2, 3	7
	No. of rows of caps (n_r)	3	1	1	3
	No. of caps in 1st, 2nd and 3rd rows (n_s)	4, 5, 4	1	1, 2, 3	2, 3, 2
Caps	Cap spacing	Equilateral triangular spacing			Equilateral triangular spacing
	Distance between cap centers [in]	$2\frac{3}{4}$		2.36 (60 mm)	3.15 (80 mm)
	O. D., [in]	$1\frac{1}{2}$	$3\frac{1}{2}$	$1\frac{5}{8}$ (40 mm)	$1\frac{5}{8}$ (40 mm)
Slots	Over-all height [in]	$2\frac{1}{2}$		$1\frac{5}{8}$ (40 mm)	$1\frac{5}{8}$ (40 mm)
	Skirt clearance [in]	$3/4$	$1/4$	0	0
Weirs	Shape	Trapezoidal with semicircular top	Rectangle	"	"
	Height [in]	$1\frac{1}{8}$	$5/8$	0.414 (10.5 mm)	0.414 (10.5 mm)
	Width at base [in]	$5/8$	$1/8$	0.178 (4.52 mm)	0.141 (3.58 mm)
	Width at top [in]	$1/4$	$1/8$	0.178 (4.52 mm)	0.141 (3.58 mm)
	No. per cap, spaced equally	5	38	14	16
Operating Variables	Total slot area per cap [cm ²]	10.8	19.2	6.63	6.01
	Weir height [in]	4	$2\frac{1}{8}$	1.02 (26 mm)	1.02 (26 mm)
HL	Effective liq. depth [in]	3.29~4.29	1.82	0.82 (21 mm)	0.82 (21 mm)
	Liquid rate [m ³ /hr]	2.27~11.35	0.0177~0.0245	0.02~0.33	0.077~0.71
	Gas rate [m ³ /hr]	1.91~7.30	22.2	1.94~12.0	6.4~18.3
	Working temp. [°C]	31	13~17	6~10	18.8~22.8
	Working press. [atm]	1	1	1.0~1.1	1
HL	HL [m]	0.1~0.34	0.06~0.17	0.05~0.30	0.07~0.33

の水位をみるためのもので、これにより実験中はD内の水位を堰の4~5cm程度下方の一定位置に保ち、この部分における吸収効果を最小限に防いだ。実験は流れ方向の列数(n_s)を変えて、

1) 泡鐘1コの場合 No. 1 plate を使用し泡鐘は塔の中心に取付ける。

2) 泡鐘2コの場合 No. 2 plate を使用し流れに直角な塔径上に2コ取付ける。

3) 泡鐘3コの場合 No. 2 plate を使用し流れに直角な塔径上に3コ取付ける。以上3種の場合(気液接触流動距離、すなわち邪魔板間の距離は8.6cm)と流れに直角方向の行数(n_r)を変えて、

4) 泡鐘7コの場合 No. 3 plate を用い流れに直角方向の行数 $n_s=3$, $n_r=2, 3, 2$ の正三角形配置(ピッチ8.0cm)気液接触流動距離14.5cm。

の場合につき行い、全実験を通じて溢流管に外径40.3φの円筒をねじで取付けて堰として使用し、堰高は段上26mmとし、溢流管は泡鐘3コまでの場合は内径21.8φのもの1本、泡鐘7コの場合は内径25φのもの2本使用した。その他構造の細部寸法はTable 1にのせてある。

3. 実験方法

まず塔およびガス溜Fを水で満した後、ポンベから炭酸ガスを塔頂に送りこみつつ塔底より排水して、装置内

を純炭酸ガスで置換し、Eから常に少量の炭酸ガスを流出させて、塔内圧を大気圧よりやや高く保ちつつバルブを切り変えて、ガスを系内に循環させる。系内ガス濃度が100%に達したことを確認してから水を流す。液面および溢流管部における吸収量をするため泡鐘をとりさった段について実験し、この吸収量をできるだけ小さくするには溢流管D内の水位を管上端より4cm程度下方に保てばよいことを知った。

つぎに泡鐘数を1~7コに変化させた段のおのおのにつき液流量、ガス流量の影響をみた。液、ガスの温度変化は少なく、ほぼ等温吸収とみなしてもよいのでとくに温度の調節はしなかった。実験中循環ガスの純度は水中の空気の放散などのために95%位であった。溢流管出口より液試料25ccをビペットで採り、あらかじめ炭酸ガスを除いた空気で置換してある25ccの1/10N Ba(OH)₂水溶液を入れてある栓付三角フラスコに入れ、十分反応した後に1/10N HClで逆滴定を行った。毎回2コの試料が実験誤差内で一致したもののみデータとして採用した。なお入口水道水中の炭酸ガス濃度はほぼ一定なので一連の実験の前後においてのみ分析した。

4. 実験値の整理

実験値の整理にあたってはすべて代表値を用いることとし(1次元流れ、1次元拡散として取扱い)重力場における等温下の各種塔型の気液接触装置の液側物質移動

に關係する因子として

$\rho, \mu, D_L, \bar{u}, X, Z, H_L, g$
 のときものを考え、装置の性能を示す液側の $H.T.U.$ (H_L) を $\rho, \mu, D_L, \bar{u}, X, Z, g$ を変数として次元解析すれば、たとえばつぎのとき無次元項を得る。

$$H_L/(\mu^2/\rho^2g)^{1/3} = f[\rho\bar{u}X/\mu, \mu/\rho D_L, X/(\mu^2/\rho^2g)^{1/3}, Z/(\mu^2/\rho^2g)^{1/3}]$$

左辺は無次元化された $H.T.U.$ で以後 N_{HL} で表わす。右辺はそれぞれレイノルズ数 Re_L 、シュミット数 S_o 、無次元化された X (N_X) および Z (N_Z) である。

i) H_L について 実験値はすべて次式による $H.T.U.$ で整理した。

$$H_L = Z/N_L = Z/\ln(C^* - C_{L1})/(C^* - C_{L2}) \quad (1)$$

ここで Z は 2 枚の邪魔板間の距離、 C_{L1} は下降管入口、 C_{L2} は溢流管出口における液濃度の実測値を採用した。したがって C_{L2} には溢流管内での吸収効果も含まれているが、これを補正する適当な方法がないので一応このまま計算を行った。ただし参考のため泡鐘を取り除いた場合の実測値についても N_L を算出し Fig. 2 に示した。泡鐘のない場合の吸収量は溢流管内の液面の位置で左右されるから溢流管内の吸収が支配的と考えて、泡鐘をつけぬ場合の N_L が、同一操作条件の泡鐘をつけた場合の N_L の何%になるかを見ると液流量（または Re_L ）のごく少ない所で、一番大きいけれども 7% 程度であった。

ii) Re_L について 泡鐘塔のレイノルズ数 Re_L も濡壁塔などと同じく濡縁当りの流量を基準にして考えればよいが、泡鐘塔の気液接触の際の濡縁、あるいは気液接触面積 a については信頼すべき実測値はほとんどないので近似的に、段上を液が流れる時に塔の中心で液の流

Fig. 2 Blank test

れに直角な断面を基準にとり、この断面における濡縁基準の Re_L を採る。すなわちこの断面における濡縁とは液だけが流れたと考えたときに液の接する塔壁、泡鐘側部、段などの長さの総和で具体的に泡鐘配列、泡鐘の形、大きさ、堰など塔構造がわかっていれば、ある任意の液流量に対して（堰上の液深も考えた）塔中心の断面での清澄液深がもとめられ、この断面における断面図が Fig. 3 a のようにかけるからこれにもつき液で濡れている縁の長さ（同図の太線の部分）がもとまり、この濡縁当りの流量がわかる。つきにこの濡縁当りの流量の 4 倍を粘度で割って Re_L を求める。実際にガスが流れると液は泡立ち濡縁も液だけのときと変るが、液流量、ガス流量で濡縁がどうかかわるか今のところはっきりしないので、このような近似的 Re_L をとった。それでガス流量の影響を考えつぎの液が流れないと考えた場合のガスのレイノルズ数をも考える。逆に言えば正しい液のレイノルズ数を、液だけ流れたと考えたときの近似液レイノルズ数とガスだけ流れたと考えたときの近似ガスレイノルズ数の 2 つであらわそうとしたわけである。

iii) Reg について 液のレイノルズ数を正しくとることができず近似的にガス流量零のときの液レイノルズ数を採用した結果、ガスのレイノルズ数の影響も考えなければいけない。ガスのレイノルズ数も厳密には気液接触面積がわからないといけませんが、これも近似的に切欠基準のガスレイノルズ数を考える。さらにこれも実際の切欠開口を基準に考えるべきであるが切欠開口については現在、諸家の研究に異同があり、定説を得ていないので切欠開口ではなく切欠基準のレイノルズ数を採用した。またスカートクリアランスがある場合には、気液界面の縁をもガスに対する濡縁とした。すなわちスカートクリアランスがある場合の矩形の切欠については、幅と高さの和の 2 倍をもってガスに対する切欠 1 箇の濡縁と考えた。

5. 実験結果

以上のように考えて S_o の指数は 0.5 を仮定し、 $N_{HL}/S_o^{0.5}$ と Re_L を点綴すれば Fig. 4 にみるごとく Reg を

Fig. 3 a Cross-sectional diagram of bubble-cap plate column showing the periphery (bold lines)

Fig. 4 Effect of liquid Reynolds number on $N_{HL}/Sc^{0.5}$ for bubble-cap plate columns

Fig. 5 Effect of gas Reynolds number on $N_{HL}/Sc^{0.5}$ for bubble-cap plate columns

パラメーターとする一群の曲線を得る。これより Re_L を一定とした場合の $N_{HL}/Sc^{0.5}$ と Re_G の関係を求めると Fig. 5 のごとく Re_G の増加とともに $N_{HL}/Sc^{0.5}$ は減少し $Re_G > 2500$ の範囲では Re_G に無関係に一定の値となる。これは実際の泡鐘塔で水と空気により、その気液の接触状況を観察した結果と考え合せ、この程度のガス流量で吹き抜け現象を起し、これ以上ではガス流量の増加によって濡縁あるいは気液接触面積が増加しないためと思われる。Fig. 5 には比較のため Gerster ら¹⁾, Walter ら³⁾ の実験結果も再計算してのせてある。 Re_G が 2500 付近で曲線が折れて水平になる事実は 3 者とも一致している。しかし、 Re_G の影響については著者らおよび Gerster らの結果がほぼ一致するのに反し Walter らの結果は Re_G の影響が比較的大きく出ている。Fig. 5 の結果から Re_G の影響を指数関数で近似し、それをもって $N_{HL}/Sc^{0.5}$ を除した値と Re_L を点綴したのが Fig. 6 である。これによれば流れ方向の列数 n_x が 1 列のもののみ値が多少高めにでているが、列数 n_x

Fig. 6 Correlation of data on liquid phase mass transfer for bubble-cap plate columns

が 2 列, 3 列の実験値および流れに直角方向の行数 n_z を変えた実験値は, ほぼ 1 本の曲線によってあらわされるとみてよく, その延長上に Gerster らの実験値もつてきた。Walter らの実験値はやや低い値を示し一致しなかったが, 彼らの実験結果はガスレイノルズ数の影響についても著者および Gerster らと異なった結果が出ており使用した塔が 5 吋平方でその中に 3.5 吋径の泡鐘 1 コを取付けた特殊なものであるためと思われる。

6. 結果に対する考察

Fig. 6 で n_z が 1 列の実験値が多少高めにでたのは, 泡鐘から離れた所を通る液がガスと十分接触せずに近路するためと思われ, 液の流れに直角方向の泡鐘間隔をあまり大きくしてはいけないことがわかる。 n_z が 2 列と 3 列の実験値が一致することから, この程度の泡鐘間隔なら間隔の大小は影響しないことがわかる。もちろん, あまり泡鐘間隔をつめすぎても干渉作用で悪くなると思われる。流れ方向の泡鐘間隔については, $n_z=1$ ($Z=8.8$ cm), $n_z=3$ ($Z=14.5$ cm) の実測値が一致することから間隔がこの程度なら間隔の影響はないものとみなされ結局液の流れ方向, および液の流れに直角方向の泡鐘間

隔を適当にとり, あまり広すぎたり狭すぎたりしなければ列数 (n_x), 行数 (n_z) に関係なく Fig. 6 の結果を用いる。図には泡鐘 1 個の場合の実験値を除外した残りの実測値の平均直線がひいてある。直線をひいたため, Re_L の低い範囲では実験値とややはずれるが, 実用上はこのように Re_L の小さい所で操作することは, まずないと思われるので実用的にはこの平均直線が ±20% 程度の誤差で, 著者らの実験値ならびに Gerster らの実験値をあらわすとみてよい。Gerster ら¹⁾ の実験値が Re_L の大きい方で右下りの傾向を示すのは, このように液流量の多い所では液溢流管がよく働かなくなり, ガス巻き込みを起すためとみられ著者らの実験においても液流量を多くした場合にこのような結果が得られ, 実験はこの限度以下で行った。

粘度の影響 Walter ら³⁾ は実験的に泡鐘塔においては $k_L a \propto \mu^{-0.58}$ といっているが, 今 Fig. 6 の代表直線の式 $N_{HL} = 2.22 S_c^{0.5} \cdot e^{200/Re_g} \cdot Re_L^{0.55}$ を変形すれば容量係数 $k_L a \propto \mu^{-0.62}$ となり粘度の影響は両者一致する。

ガス流量の影響 泡鐘塔の気液接触面積 a については最近 Ju Chin Chu ら²⁾ が高速度写真を用いた研究結果を発表しているが, 将来この方面の研究が進み泡鐘塔

の液レイノルズ数を実際の濡縁当りの流量を基準にしてあらわしうようになれば、ガス流量の影響は気液接触面積 a の変化のなかに含まれレイノルズ数としては正しい液のレイノルズ数のみ考えればよくなる可能性がある。

表面張力の影響 本研究では水以外の液体を使用しなかったため、表面張力の影響はわからないが充填塔の場合と同じく気液接触面積 a に影響するものと思われ、ガス流量の少ないところでは表面張力の影響が大であるといわれている。

Z の影響 本研究の範囲では N_G の影響はないとみなしたが N_G の範囲が狭い (Z として 8.8~14.5 cm) ので Z を大幅にかえた実験が望まれ、とくに Z の大きい範囲の研究が液面勾配とも関連して重要である。

7. 例 題

1) Gerster ら¹⁾ が用いた装置について MeOH-H₂O 系の全還流の際の段効率を推定する。*

〔仮定〕 段上の液組成 $x=0.5$ 、液温 71°C、圧力 1 気圧、空塔基準 F-因子=0.6、塔構造は Table 1 のとおり、 $L_M/G_M=1$ 。

〔解〕 x - y 曲線より $x=0.5$ 、 $y^*=0.78$

理想気体として

$$\rho_G = [(18 \times 0.22 + 32 \times 0.78) / 22.4] \times [760 / 760]$$

$$\times [273 / 344] = 1.025 \text{ g/l} \quad \text{または} \quad 0.064 \text{ lb/ft}^3$$

$$G_M = V_G \rho_G / M = (0.6 \times 3.6 \times 10^3 / 28.92) \cdot (0.064)^{1/2}$$

$$= 18.9 \text{ lb-moles/ft}^2 \cdot \text{hr}$$

$$L_M = G_M = 18.9 \text{ lb-moles/ft}^2 \cdot \text{hr}$$

$$V_L = [18.9 \times (18 \times 0.5 + 32 \times 0.5)] / 53[(\pi \cdot 13^2) / 4 \times 144]$$

$$= 8.3 \text{ ft}^3/\text{hr} \quad \text{または} \quad 0.236 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$\text{濡縁 } B_L = 57.3'' \quad \text{または} \quad 1.46 \text{ m}$$

$$Re_L = 4V_L / B_L \cdot \nu_L = 4 \times 0.236 / 1.46 \times 2.16 \times 10^{-3} = 300$$

$$Re_G = F \times \sqrt{\rho_G} \times (\pi D_T^2 / 4) \times (4 / B_G) \times (1 / \mu_G)$$

$$= 0.6 \times \sqrt{0.064} \times 0.923 \times 0.3375$$

$$\times (1 / 1.19 \times 10^{-4} \times 6.72 \times 10^{-2})$$

$$= 5.91 \times 10^3$$

$$S_{cL} = 89.5$$

(以上の計算で ν_L は実測値、 μ_G は Wilke の式より推算、 D_L は推定値)

Fig. 6 の実験式より

$$N_L = 7 \times 2.54 / 2.22(89.5)^{0.5} \cdot e^{200/5910(300)^{0.55}}$$

$$\times (0.36 \times 10^{-4} / 9.8 \times 10^2)^{1/3} = 10.9$$

Gerster らの実験結果より air-H₂O 系の $N_G=2$

$S_{cG}=0.6$ 、MeOH-H₂O 系の $S_{cG}=0.452$ (D_G は藤田の式より算出)

$$N_G = 2.0(0.6/0.452)^{1/2} = 2.34$$

$$x$$
- y 曲線より $x=0.5$ における $m=0.48$

これより (1) 式を用いて $1/N_{OG}=0.472$ 、段効率=88%

Gerster らがこの塔について実験した段効率は 85% 程度。

2) 毎時 3.0 ton の水 (10°C とする) に純炭酸ガスを吸収させ、出口濃度を平衡値の 80% までもっていくのに必要な泡鐘塔を設計せよ。液入口濃度は零とみてよい。

〔仮定〕 塔径 30 cm、泡鐘径 4.0 cm、高さ 4.0 cm で配列はピッチ 8.0 cm の正三角形配置、液は cross flow とし堰高は 2.5 cm。

〔解〕 塔径と泡鐘配列より $n_z=3$ 、 n_x は順次 2, 3, 2 と定める。液の流れに直角な塔径を含む断面の濡縁 B は段上の清澄液深を堰の高さと同じと考え、塔壁、泡鐘側面、段などの液で濡らされる縁の長さの総和をとり

$$B = 2.5 \times 8 + (30 - 4 \times 3) = 38 \text{ cm} \quad (\text{Fig. 3 b 参照})$$

Fig. 3 b
Calculating basis of the periphery
of illustration

$$Re_L = 4 \times 3.0 \times 10^3 / 3.8 \times 10^{-1} \times 1.31 \times 3.6 = 6.7 \times 10^3$$

$$\text{Fig. 6 より } N_{HL} / S_{cL}^{0.5} e^{200/Re_G} = 2.8 \times 10^2$$

これより $H_L = 0.467 \text{ m}$ 全気液接触流動距離は

$$Z = H_L \times N_L = 0.467 \times \ln[1 / 1 - 0.8] = 0.75 \text{ m}$$

1 段当りの気液接触流動距離は $8 \times \sin 60^\circ \times 3 = 21 \text{ cm}$

$$\text{段数} = 0.75 / 0.21 \approx 4$$

飛沫同伴などを考慮して段間隔を 25 cm に選べば塔高は 1 m となる。

この吸収を内径 30 cm、1 インチラシヒリングをつめた充填塔で行うとして計算すると、塔高は約 1.3 m となる。

付 記

本研究は文部省科学研究費によって行ったことを感謝し、併せて実験に協力された松久庸安君に謝意を表する。

Nomenclature

a : wetted specific surface area
of packing

[m²/m³]

** Sherwood & Pigford "Absorption & Extraction" 2nd ed. p. 310. McGraw-Hill Book Co., Inc., N. Y. (1952) 参照。ただし計算間違があるから注意。

B : wetted perimeter	[m]	N_z : dimensionless group	
C : concentration	[kg-moles/m ³]	$[=Z/(\mu^2/\rho^2g)^{1/3}]$	[—]
C_{L1}, C_{L2}, C^* : average concn. at the inlet		n_c : number of caps	[—]
and outlet of the plate and		n_z : number of lines	[—]
saturated concn.	[kg-moles/m ³]	n_s : number of rows	[—]
C_{L2}' : average concn. at the outlet of		Re_G, Re_L : Reynolds number of gas	
the plate for the blank test	[kg-moles/m ³]	and liquid	[—]
D : diffusivity	[m ² /hr]	S_c : Schmidt number ($=\mu/\rho D$)	[—]
G_M : molar gas mass velocity		$\bar{u}$: average velocity	[m/hr]
	[kg-moles/m ² ·hr]	V : total flow rate	[m ³ /hr]
g : acceleration due to gravity	[m/hr ²]	X : dimensions of tower in X -direction	
H_L : height of an individual-liquid film		or equivalent dia.	[m]
transfer unit	[m]	Z : dimensions of tower in Z -direction,	
k_L : liquid film transfer coefficient	[m/hr]	or length of horizontal path of liquid	
L : mass velocity of liquid	[kg/m ² ·hr]	across a tray	[m]
L_M : molar liquid mass velocity		ρ : density	[kg/m ³]
	[kg-moles/m ² ·hr]	μ : viscosity	[kg/hr·m]
m : slope of equilibrium line ($=dy^*/dx$)	[—]	Subscripts	
N_A : rate of mass transfer	[kg-moles/hr]	G : gas	
N_G : number of gas film transfer		L : liquid	
units	[—]		
N_{HL} : dimensionless group			
$[=H_L/(\mu^2/\rho^2g)^{1/3}]$	[—]		
N_L : number of liquid film transfer			
units	[—]		
N_{OG} : number of over-all gas-phase			
transfer units	[—]		
N_X : dimensionless group			
$[=X/(\mu^2/\rho^2g)^{1/3}]$	[—]		

Literature cited

- 1) Gerster, J. A., et al. : *Trans. Am. Inst. Chem. Engrs.*, **39**, 37, 715 (1943)
Ibid., **40**, 119 (1944)
Ibid., **41**, 393 (1945)
Chem. Eng. Progress, **45**, 716 (1949)
Ibid., **47**, 523, 621 (1951)
- 2) Chu, J. C., et al. : *A. I. Ch. E. Journal*, **3**, 16 (1957)
- 3) Walter, J. F., and Sherwood, T. K. : *Ind. Eng. Chem.* **33**, 493 (1941)

Liquid Phase Mass Transfer in Bubble-cap Columns

Toyohiko Hayakawa* and Shigefumi Fujita*

Owing to the stagewise contact which takes place in bubble-cap plate columns, performance data for such equipments are usually expressed in terms of plate efficiency. A considerable number of investigations on plate efficiencies ever reported have failed to give a coherent picture, because of a great many unknown factors usually involved in them.

The present work has been performed for the purpose of obtaining an expression for predicting the liquid phase mass transfer rate for bubble-cap plate columns. The data presented are derived from the experiment on the absorption of pure CO₂ by city water in a 10 in. I. D. steel column containing one plate and a varying number of caps, from 1 to 7, with 2 and 3 coming in between for the runs, respectively. The bubble-cap is 40 mm in diameter, 40 mm in height and contains 16 (10.5 mm by 3.6 mm) rectangular slots per piece. The general layout of the equipment is shown in Fig. 1.

When correlating the data thus obtained, a dimensionless equation has been obtained from the basic differential equation (for liquid phase mass transfer at isothermal absorption in a tower-type absorber), as follows :

$$N_{BL} = f(Re_L, S_o, N_X, N_Z)$$

where :

$$N_{BL} = H_L/(\mu^2/\rho^2g)^{1/3}, \quad Re_L = \rho \bar{u}X/\mu, \quad S_o = \mu/\rho D_L$$

$$N_X = X/(\mu^2/\rho^2g)^{1/3}, \quad \text{and} \quad N_Z = Z/(\mu^2/\rho^2g)^{1/3}$$

The liquid film, $H.T.U.$, H_L , is calculated from the observed values of N_L and the length of the path of liquid flow across the plate. In calculating the true Reynolds number of liquid, it is necessary to have on hand the data on the wetted perimeter or the contact area between gas and liquid flowing on the plate, but since it is impossible to obtain reliable data of such kinds, the approximate Reynolds number of liquid are employed. The one used in this work is based on the depth of clear liquid on the plate and the minimum space between the caps at the center of the plate without gas flow. Because of this approximation, the Reynolds number of gas must also be taken into consideration as one of the necessary operating variables. In this case the Reynolds number of gas employed is calculated from the slot gas velocity and the hydraulic mean diameter of the slot.

A general correlation applicable to the bubble-cap plate columns is presented as within a range of 20% (cf. Fig. 6), but the effect of N_Z is not satisfactorily established by this only and further investigation will have to be conducted. The data obtained by Walter and Sherwood³⁾ and Gerster et al.¹⁾ are plotted. The data of Gerster et al. show satisfactory agreement with the authors' and the effect of liquid viscosity on H_L observed by Walter and Sherwood agrees with the effect predicted from the present investigation.

* Tokyo Institute of Technology

再処理工場で使用されている抽出装置の大きさ

現在再処理工場では、溶媒抽出法が実用化され抽出装置として充填塔、脈動塔、K. A. P. L 型¹⁾ ミキサー・セトラが主に用いられているが、これらの大きさを比較してみると興味深い。U・Pu と核分裂生成物との分離を目的とする抽出装置の大体の大きさを次に示してみよう。

図

1) B. V. Coplan et. al. . *Chem. Eng. Prog.* 50, 403 ('54)

2) R. B. Richards TID-7534 p 49

(E. Y)