

空氣污染防治(五)

肆、有毒氣體控制—吸收(上)

鄭 福 田*

一、緒 言

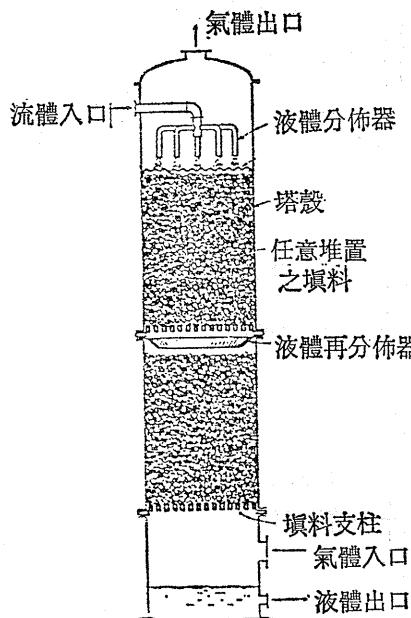
吸收作用乃是使氣體和液體接觸，而使氣流中之某種或多種成份溶解於液體中，此種程序早已被使用於化學工業中，用以生產或回收有用之化學物質。以空氣污染防治之觀點而言，吸收作用可以減少或消除污染物之排放，此外也可回收有用之物質，藉吸收以控制二氧化硫，硫化氫、氯化氫、氯氣、氨、氮氧化物，氟化氫及輕分子量碳氫化物等有毒化學氣體之排放。

二、吸收設備之型式

氣體吸收設備最主要之功能乃促使氣體和液體發生充分之接觸，進行物質傳送 (transfer) 之作用，為達此目的而有下列各種型式：

(一) 填充吸收塔 (packed tower)

此種設備如圖一，乃是一種液相分散型設備，塔內填充各種不同形狀之惰性物質，使自塔頂



圖一、填充吸收塔

* 本小組委員

臺大環境工程研究所副教授

噴灑下之吸收液體分散成薄膜，和自塔底來之廢氣發生連續充分之接觸、冷卻、濕化 (humidification)、吸收作用，這種型式吸收設備較適合於下列三種情況之操作：

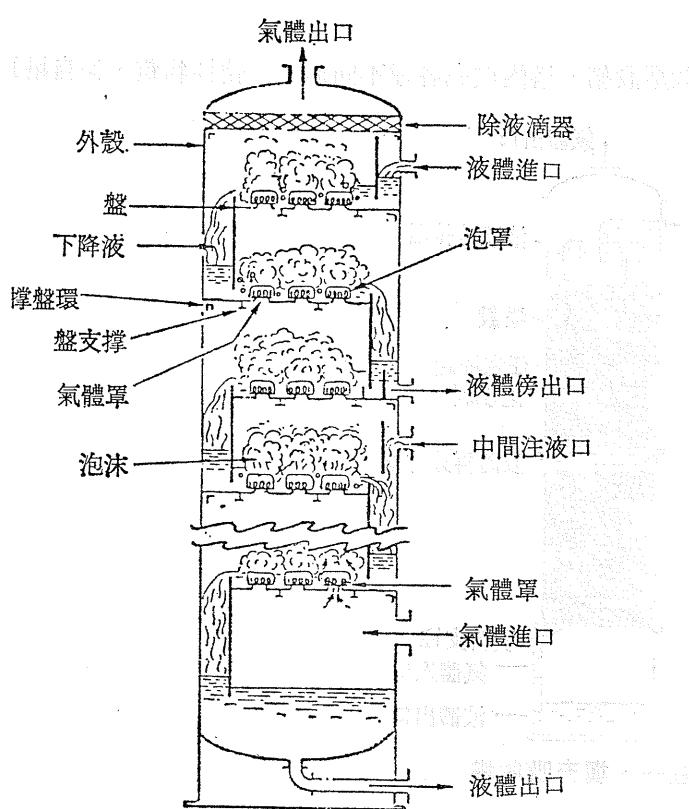
1. 欲處理之廢氣量大。
2. 污染物對吸收之液體溶解度不大。
3. 吸收反應之速率慢。

二板式吸收塔 (plate towers)

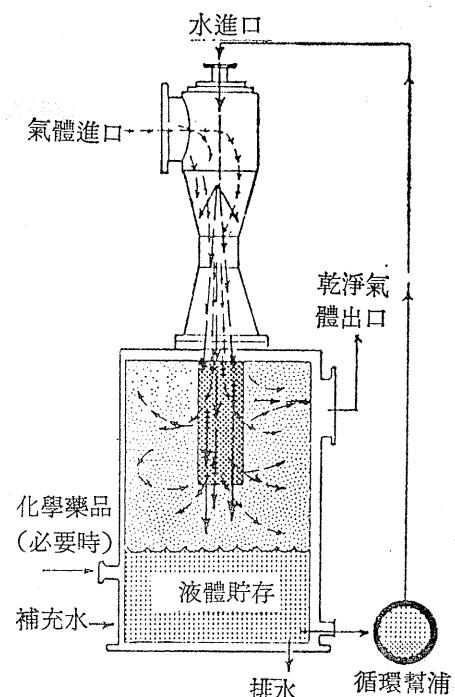
板式吸收塔又分為兩種，即泡罩塔 (bubble-cap column) 與篩板塔 (Sieve-plate column)，圖二所示即為泡罩塔，塔中有平行板多個，每板上有許多氣孔，氣孔上蓋以鐘形罩，廢氣自板底通過氣孔，沿罩之邊緣以氣泡逸出，與板上之液體接觸，產生吸收作用。篩板塔則構造比前者更簡單，僅在板上開挖小孔，大小為 $3/16$ — $1/4$ 吋，即成篩板，因此價格較便宜。

三冲淋塔 (spray chambers)

此型式如圖三所示，液體自塔頂向下以霧狀 (或小液滴) 噴灑而下，廢氣則由塔頂 (同向流) 或塔底 (逆向流) 進入，達到氣液接觸吸收之目的，此型主要可用於冷卻廢氣之溫度，氣體調理 (gas conditioning) 及顆粒物質之去除，由於其對氣體吸收之效果較差，較少應用於有毒氣體之吸收。



圖二、泡罩吸收塔

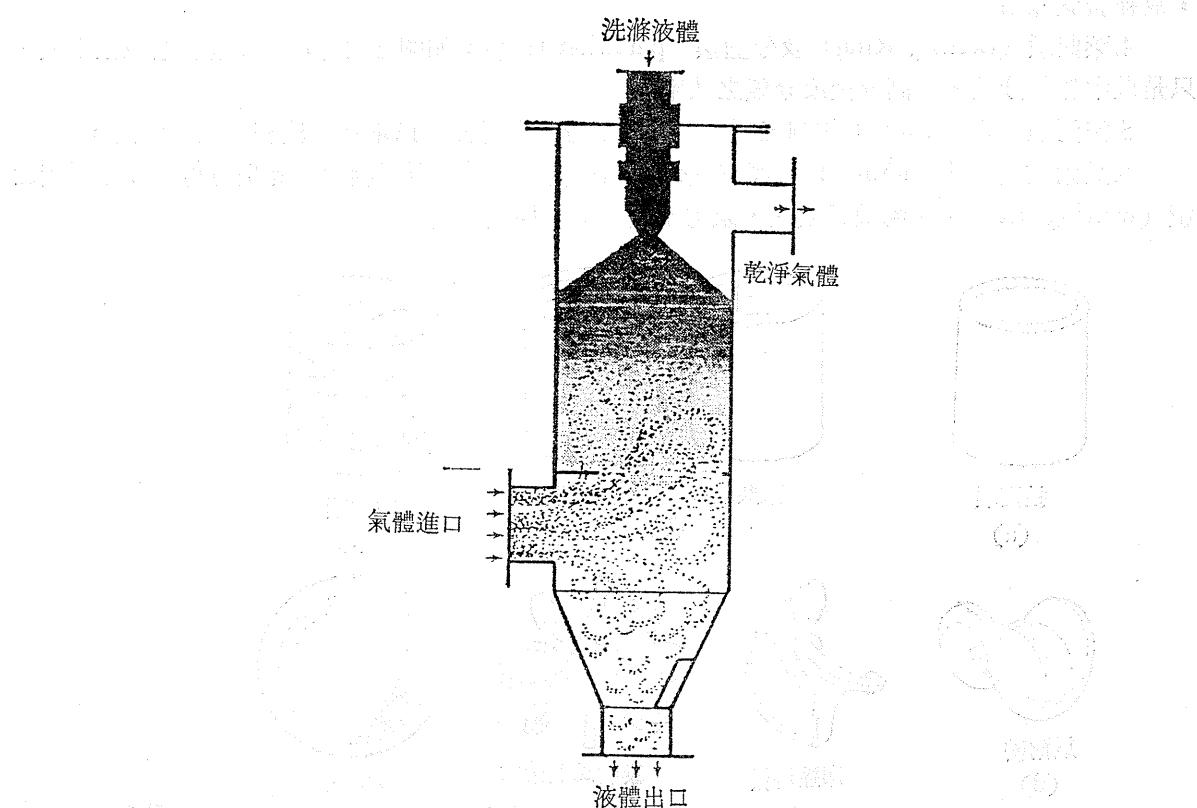


圖三、沖淋塔

(四)高能量吸收器 (high energy Absorbers)

常用者為文氏洗滌器 (Venturi scrubbers)，如圖四。都使用於同向流、液相分散型，由於停留接觸時間較填充塔或板式吸收塔為短，故氣液接觸效果較差。文氏洗滌器，需要使用 10~20 psig 之低壓液體，氣體在喉部之速度為每分鐘 5000 呎，當液體由喉部射入時，高速度廢氣穿剪而過，使吸收液變成霧狀小液滴，產生接觸吸收作用，由於接觸時間較短，此型較適用於極易溶解或具有反應之氣體處理。

由以上可見，各種型式吸收塔之設計乃促使氣、液產生良好之接觸作用。如以氣液之流向而分，則有同向流型 (co-current flow)，逆向流型 (Counter-current flow) 及垂直向流型 (cross-flow absorbers)。沖淋塔和文氏洗滌器亦屬於除塵器之一部份，另有專文討論，本文乃就填充塔及板式吸收塔加以介紹。



圖四、文氏洗滌器

三、填充塔吸收器

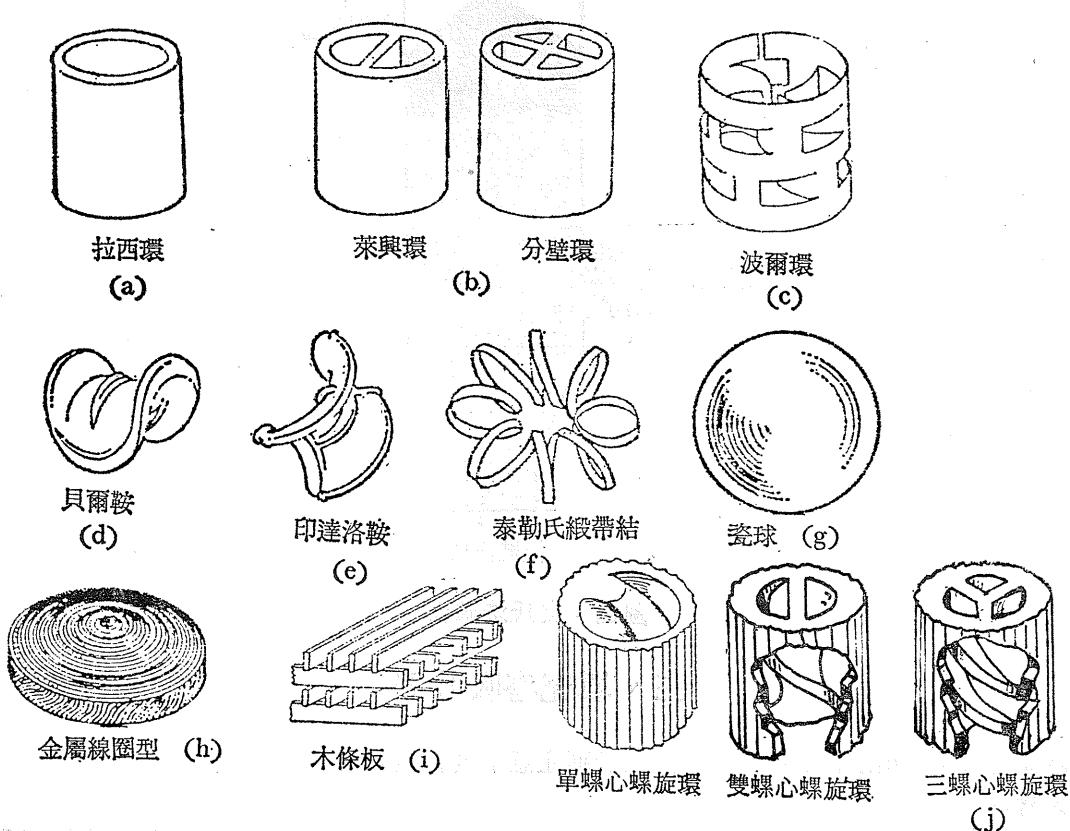
為促進氣、液相之接觸機會，塔之設計應注意下列各點：

(一)填充材料

填充材料，具有均勻分散氣體和液體之功能，因此良好之填充材料，應具有疏鬆之表面，較大之自由容積，和較大之表面積，使氣、液體之接觸停留時間長，同時填充料之間宜有較大小空

塔，減少氣體向上升之阻力，減少壓力降，節省動力，此外使用較輕之填充料，可以減輕全塔之重量，減少塔身及塔底基礎之建造費用，採用堅固耐用不與氣體或液體起化學作用之材料，也可降低處理成本，因此一般可使用田黏土，瓷器或碳等物質製成之填充料，亦偶而使用鋁、鎳三屬或其他合成材料製成者。常用之填充料有下列各種：

1. 碎石：使用碎石之優點為化學惰性，堅固耐用，價格便宜，但表面組織緊密，重量大，僅限於硫酸工業及紙漿廠使用。
2. 焦炭：其優點為質輕，表面多孔隙，價格低廉，但焦炭本身易脆，表面細孔易被堵塞，此外焦炭本身含有可溶性雜質，亦為其缺點，僅限於較小型之操作場合。
3. 拉西環 (Rasching ring)：為由瓷器、黏土、碳或金屬製成，直徑與長度相等之薄壁環，如圖五之 (a)，其優點為價格低廉，質量不重，而且可以設計製成空隙大、表面積多，阻力小者，故被廣泛採用。
4. 萊興環 (Lessing Ring) 及分壁環 (partition ring)：如圖五之 (b)，其型狀近似拉西環，只是環中加設分壁，提高分液或分氣之效率。
5. 波爾環 (Pall ring)：如圖五 (c)，環壁部份向內彎曲，以增加氣液相之循環流動。
6. 貝爾鞍 (Berl saddle)：如圖五 (d)，和前提三種環狀填料相比，此型可得較多之濕潤面積 (wetting area)，接觸效果較佳，阻力不大，但價格較昂貴。



圖五、填充料之種類

7. 印達洛鞍 (Intalox saddle)：如圖五 (e)，此型狀設計之主要目的，乃在於隨意堆置填料時，能得到較高之濕潤面積。

8. 泰勒氏綵帶結 (Teller rosette)：可用塑膠製，低壓力降，溢流限制比拉西環或貝爾鞍高，質輕，但價格貴，如圖五 (f)。

9. 陶球 (Ceramic ball)：如圖五 (g)，接觸效果比拉西環佳，但壓力降大，易生流動化。

10. 線圈型 (Wire mesh packing)：如圖五 (h)，效率高，壓力降低。

11. 木材：如圖五 (i)，可適用於中性、微酸或微鹼性之液體。

12. 螺旋環 (Spiral ring)：如圖五 (j) 表示三種不同形狀之螺旋環，乃拉西環之改良，可增加填料之表面積，但需要整齊堆置於吸收塔內，增加人工成本。

填充料之裝填一般有兩種方式，即隨意堆置 (dumped)，前提填充料之前十種適用此種方式之裝填，通常用於小型填充塔。另一種裝填方式為整齊堆置 (stacked)，如木材或螺旋環之裝填，適用於大型吸收塔。表一及表二 (美制) 乃各種填料之物理特性。

表一、某些填充料之物理特性

種類	材料	大小,吋	平均整體密度 千克/每立方 公尺塔容積	表面積, a m^2/m^3	孔隙度, ε
隨意堆置之填料					
拉西環	不銹鋼	$1\frac{1}{2} \times 1\frac{1}{2}$	1236	420	0.84
		1×1	1172	187	0.85
拉西環	瓷器	$1\frac{1}{2} \times 1\frac{1}{2}$	803	400	0.64
		1×1	642	190	0.73
		2×2	594	92	0.74
拉西環	碳	$1\frac{1}{2} \times 1\frac{1}{2}$	433	374	0.74
		1×1	433	187	0.74
		2×2	433	93.5	0.74
萊興環	瓷器	1×1	803	226	0.66
		2×2	786	105	0.68
波爾環		1×1	530	217.5	0.934
		2×2	441	120	0.94
貝爾鞍	瓷器	$\frac{1}{2}$	867	466	0.63
		1	722	249	0.69
		$1\frac{1}{2}$	610	144	0.75
印達洛鞍	瓷器	$\frac{1}{2}$	546	623	0.73
		1	546	256	0.78
		$1\frac{1}{2}$	482	197	0.81
整齊堆置之填料：					
拉西環	瓷器	2×2		105	0.80
單螺心螺旋環	粗陶	$3\frac{1}{4} \times 3$	835	111.5	0.66
		4×4	883	91.8	0.67
		6×6	819	62.3	0.70

表二、某些填充料之特性（隨意堆蓋）

填 充 料	材 料	1/4	3/8	1/2	5/8	3/4	1	1-1/4	1-1/2	2	3	3-1/2
印 達 洛 軟 鞍	製 瓷	F : 600 $\epsilon : 0.75$	330 —	200 0.78	—	145 0.77	98 0.775	—	52 0.81	40 0.79	22 0.79	—
a : 300			—	190	—	102	78	—	59.5 36	—	—	—
F : 1,600 ^{a,c}	製 瓷	1,000 ^{a,c}	640 ^d	380 ^d	255 ^d	160 ^e	125 ^{e,f}	95 ^f	65 ^g	37 ^{a,h}	—	—
$\epsilon : 0.73$		0.68	0.63	0.68	0.73	0.73	0.74	0.71	0.74	0.78	—	—
a : 240		155	111	100	80	58	45	38	28	19	—	—
F : 900 ^a	製 瓷	—	240 ^a	—	—	170 ⁱ	110 ⁱ	—	65 ⁱ	45 ^a	—	—
$\epsilon : 0.60$		—	0.63	—	—	0.66	0.69	—	0.75	0.72	—	—
a : 274		—	142	—	—	82	76	—	44	32	—	—
F :	塑 膠	—	—	—	97	—	52	—	32	25	—	16
$\epsilon :$		—	—	—	—	0.88	—	0.90	—	0.905	0.91	—
a :		—	—	—	—	110	—	63	—	39	31	23.4
F :	屬 金	—	—	—	—	70	—	48	—	28	20	—
$\epsilon :$		—	—	—	—	0.902	—	0.938	—	0.953	0.964	—
a :		—	—	—	—	131.2	—	66.3	—	48.1	36.6	—
F : 700 ^a	屬 金	390 ^a	300 ^a	258	185 ^a	115 ^a	—	—	—	—	—	—
$\epsilon : 0.69$		—	0.84	—	—	0.88	0.92	—	—	—	—	—
a : 236		—	128	—	—	83.5	62.7	—	—	—	—	—
F :	屬 金	—	—	410	290	230	137	—	110 ^a	—	—	—
$\epsilon :$		—	0.73	—	—	0.78	0.85	—	83	57	32 ^a	—
a :		—	118	—	—	71.8	56.7	—	49.3	41.2	31.4	20.6

F : 填充系数， ϵ : 孔隙率，ft³/ft³，a : 比填充面積 ft²/ft³ 塔體積。

a : 外插值，b : 壁厚 1/32吋，c : 壁厚 1/16吋，d : 壁厚 3/32吋。

e : 壁厚 1/8吋，f : 壁厚 3/16吋，g : 壁厚 1/4吋，h : 壁厚 3/8吋，i : Leva 氏資料。

(二) 分液設施

吸收液是否均勻分佈於吸收塔，影響吸收之效率甚大，塔頂之分液裝置效果不佳或塔內填充料形成槽化現象 (Channeling)，均會使氣、液接觸機會大大減少，通常每一平方呎塔截面積至少應有五個注液點，以確保填充料完全之潤濕，同時液體量要達到最小濕潤率 (Minimum wetting rate, MWR)，濕潤率 W (wetting rate) 為單位周長 (填充塔) 之液體流量 (L_v'')

$$W = \frac{L_v''}{P} = \frac{L''A}{P} \dots\dots (1) \quad (L'' \text{ 是單位截面積之流率}) ,$$

但 $\frac{P}{A} = a$, (a 為每單位塔體積之填充料表面積) ,

$$\therefore W = \frac{L''}{a} = \frac{\bar{L}}{a\rho_L} \dots\dots (2) \quad (\bar{L} : \text{單位截面積之 (液體之質量流率)})$$

Morris 及 Jackson 建議 MWR 如表三，而液體之最小質量流率為：

表三、最小濕潤率 (MWR)

填 充 料	MWR
1. 環形者，小於 3 吋 (拉西環，來興環)	0.85
2. 格形者，間距 2 吋 (如木材等)	0.85
3. 所有直徑大於 5 吋 之填充料	1.30
4. 光滑之金屬製填充料 及難於濕潤之表面 (如一些塑膠，加紹 之瓷製品)	1.30—2.50

$$\bar{L}_{\min} = (MWR) \times (\rho_L) \times (a) \dots\dots (3)$$

單位：磅／小時 \times 平方呎

公式(3)乃最小液體流量之決定法，但不能無限制使用吸收液體，否則造成無謂之浪費，因此可用圖解法以求得最大之加液量，其方法乃利用圖六而依下列步驟決定之：

$$1. \text{ 計 算 } \frac{G''}{L_v''} = \frac{V'\rho_L}{L'\rho_G}$$

其中： G'' ：氣體之體積流率 ft^3/hr .

L_v'' ：液體之體積流率 ft^3/hr .

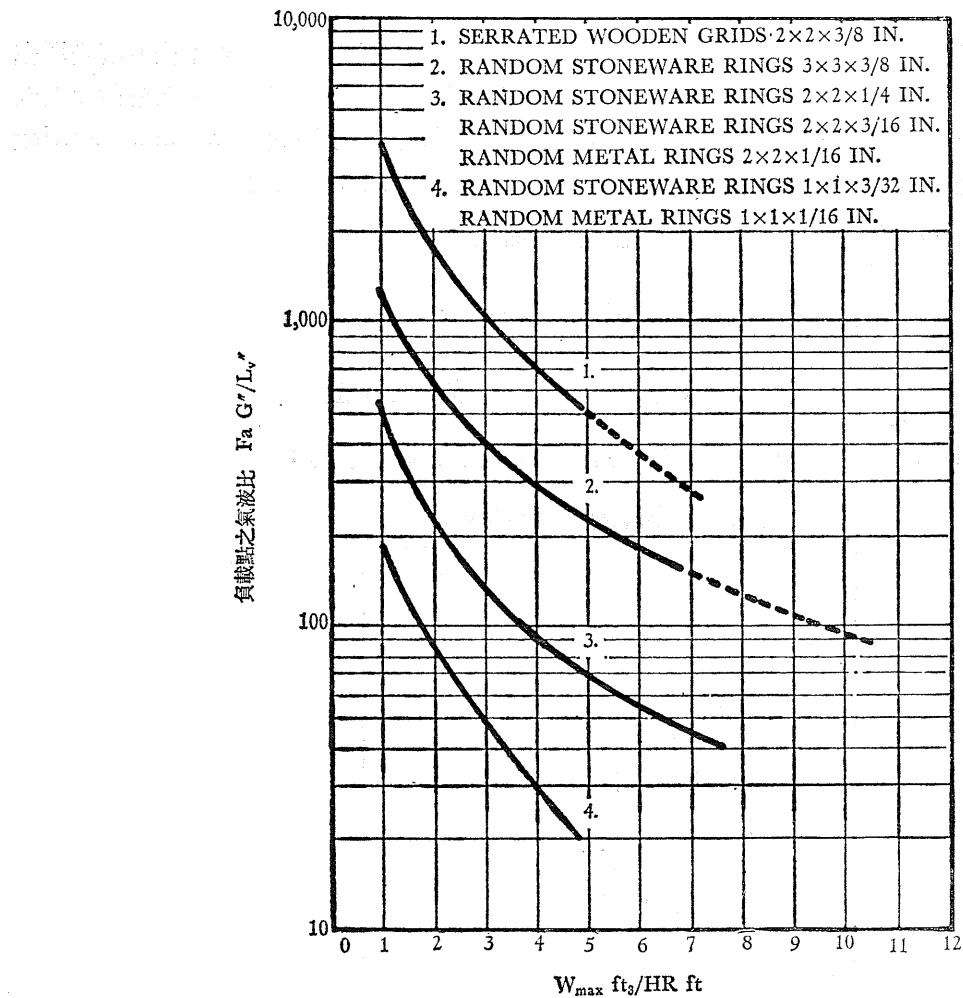
V' ：氣體之質量流率 lb/hr .

L' ：液體之質量流率 lb/hr .

ρ_L ：液體之密度 lb/ft^3 .

ρ_G ：氣體之密度 lb/ft^3 .

$$2. \text{ 計 算 } F_a = \left(\frac{\rho_G}{\rho_{air, 20^\circ C}} \right)^{0.5} \quad \rho_{air, 20^\circ C} : \text{空氣在攝氏 } 20^\circ C \text{ 之密度}$$



圖六、不同填充料之負載率 (Loading rates)

3. 計算 $F_a \times \frac{G''}{L_v''}$ ，利用圖六可得 W_{max}

$$L_{max} = W_{max} \times \rho_L \times a \quad (4)$$

所需液體量 L 為 $L_{min} < L < L_{max}$

根據 Treybal 每平方呎吸收塔截面積至少應有 800 磅之液體。隨意混亂堆置之吸收塔塔壁容易發生槽化現象，如塔甚高，則每 10 至 15 呎塔高應設一集液盤再重新均勻分佈至其下之填料中。較小之填充料有利於槽化現象之改善，最好填充料小於吸收塔直徑之八分之一。

(三) 吸收塔之處理能力 (Tower capacity)

所謂處理能力乃吸收塔所能處理之最大氣體量，對吸收塔而言，如固定其填充料及吸收液體之流率而變化氣體流率，則塔中壓力降隨氣體流率之增加而增加，如圖七所示。當氣體之流率增加至如圖七中點 A 處時，其所造成之壓力差降即開始阻滯塔內液體之向下流動，同時填料亦開始

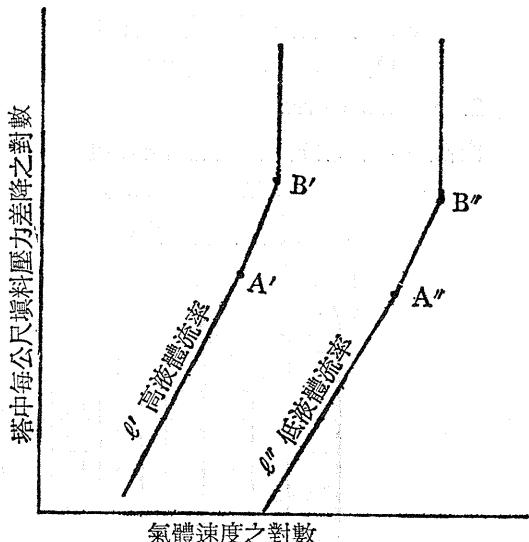
有液體累積之現象，點A即所謂負載點 (loading point)。如繼續增加氣體流率，塔中累積之液體逐漸增加，線 ℓ', ℓ'' 斜率變大，壓力差降增加變快，至點B時，液體已佔滿填料間之孔隙且因受阻無法流下而一直往上累積直到溢出塔外為止，氣體則從液體中成氣泡穿出，此乃所能處理氣體之最大極限，稱為溢流速度 (flooding velocity)。改變液體之流率，可得不同之負載點與溢流點，如圖七之 ℓ', ℓ'' 線，液體流率越大，則相對之壓力降亦越大，處理能力相對減少，氣體速度不可能操作並至溢流點以上，即使在負載點操作也不穩定，故通常以溢流速度之60—75%設計。溢流速度大小之決定在下節吸收塔之直徑中一併討論。

(四)吸收塔直徑之決定

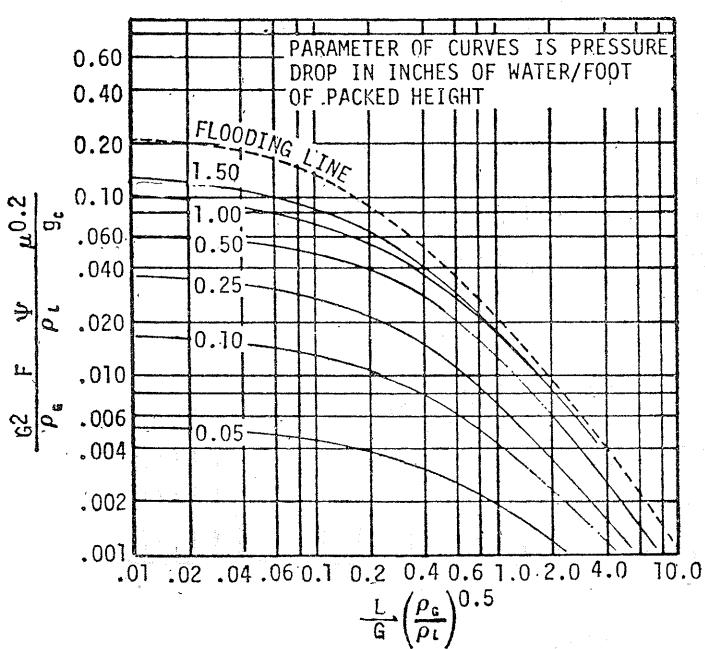
吸收塔直徑之決定有下列三種方法：

1. 壓力降和直徑關係法：

此乃最普遍之方法，乃利用圖八，其步驟如下：



圖七、填充塔內之壓力落差



圖八、壓力降與直徑之關係

L : 液體流率 $lb/sec//ft^2$
G : 氣體流率 $lb/sec/ft^2$
 ρ_L, ρ_G : 液體、氣體之密度 lb/ft^3
F : 填充係數
 μ : 液體黏滯性, (centipoise)
ψ : 水密度與液體密度之比值
 g_c : 重力加速度32.2

(1) 計算橫座標 $L/G \times (\frac{\rho_G}{\rho_L})^{0.5}$

(2) 由(1)之計算值和對應之溢流線查出縱座標值(y)，

$$(3) \text{利用下式求 } G \text{ 值 } y = \frac{G^2}{\rho_G} \times \frac{E\psi\mu^{0.2}}{\rho_L \times g_c}$$

$$(4) \text{利用下式計算吸收塔之截面積 } S = \frac{\nabla}{f \times G}$$

∇ ：單位截面積之氣體質量流率

f：溢流速度之百分比 (60—75%)

(5) 由下式計算吸收塔直徑：

$$D_T = 1.13 \times S^{0.5} \text{ (呎)}$$

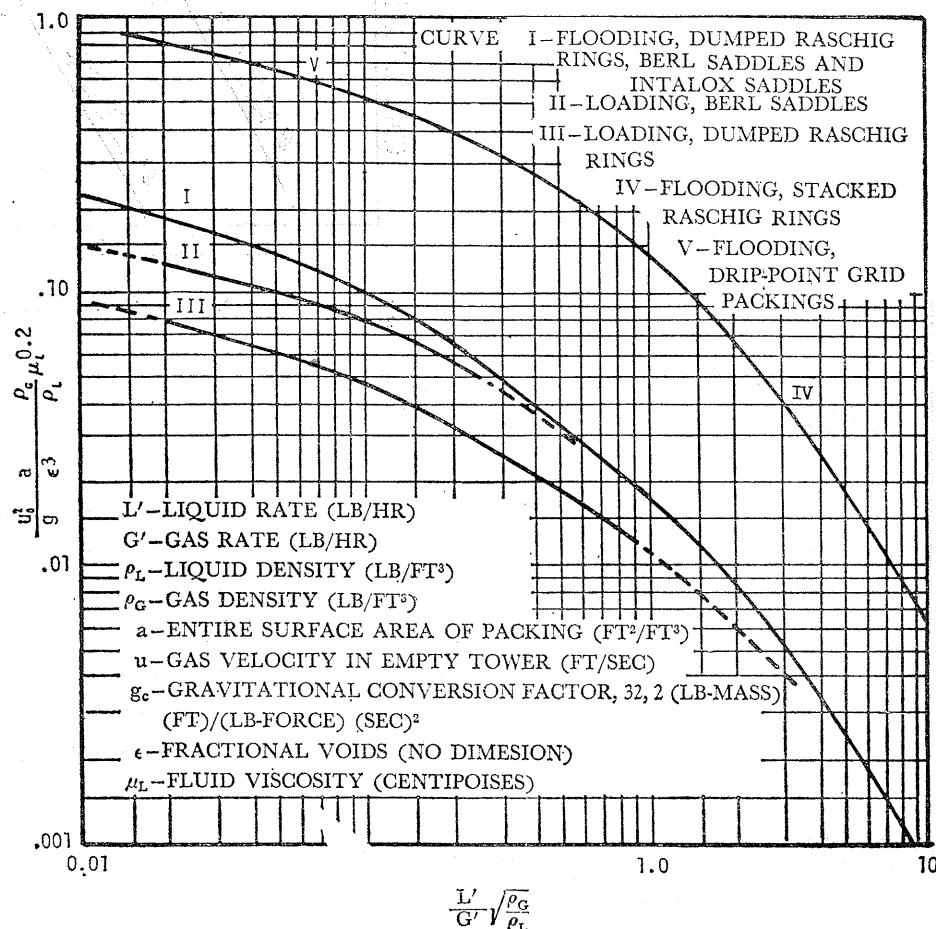
2. Leva's Correlation

由圖九可得相對應之氣體溢流速度 (u_0)，再利用下式以求得填充塔之直徑：

$$D_T = (G''/0.785 \times f \times u_0)^{0.5}$$

G'' ：進入塔中氣體之體積流率

f：溢流速度之百分比

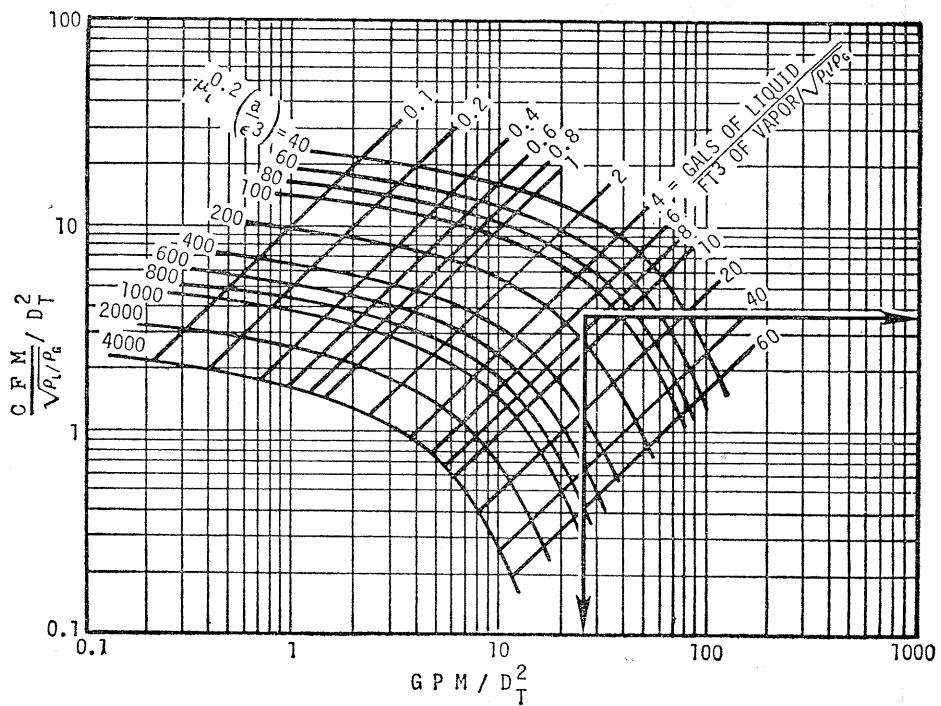


圖九、負載點與溢流速度 (Leva's)

3. Zenz Correlation

Zenz 把各種有關因素間之關係畫成如圖十之最簡單形式，如已知氣液體之流率，黏滯性及密度，填充料特性等，求得下列二值

- (1) 液體流率（每分加侖數）
氣體流率（每分立方呎） $\left(\rho_L/\rho_G\right)^{0.5}$
- (2) $\mu_L^{0.2} \times \left(\frac{a}{e^3}\right)$



圖十、Zenz 氏關係

利用(1)(2)值得相對點A，由點A得相對之D_T 值 (a, e 可由表二查得)

(五) 壓力降

經過吸收塔之壓力降，可利用 Leva 氏之經驗公式求得

$$\frac{\Delta p}{z_t} = m_1 (10^{-8}) \times (10)^{n \times \frac{\bar{L}}{\rho_L}} \times \left(\frac{\bar{V}}{\rho_G}\right)$$

求中 Δp ：壓力以 kg/m^2 或 lb/ft^2 表示

z_t ：塔中填料高度，m或 ft

\bar{L} , \bar{V} ，液體及氣體之流率， kg/hr/m^2 或 lb/hr/ft^2

m_1 , n 為常數，見表四或表五（英制）

表四、充填塔內氣流壓力落差之填料常數

填	充	料	公稱尺寸(吋)	m	n
拉	西	環(磁製)	3/4	354	0.0148
拉	西	環(磁製)	1	346	0.0142
拉	西	環(磁製)	1½	130	0.0131
拉	西	環(磁製)	2	121	0.00967
拉	西	環(金屬製)	5/8	519	0.0159
拉	西	環(金屬製)	1	181	0.0119
拉	西	環(金屬製)	1½	126	0.0114
拉	西	環(金屬製)	2	99.4	0.00768
貝	爾	鞍(磁製)	3/4	259	0.00967
貝	爾	鞍(磁製)	1	173	0.00967
貝	爾	鞍(磁製)	1½	86.4	0.00740
凹	膨	鞍(磁製)	1	134	0.00910
凹	膨	鞍(磁製)	1½	60.5	0.00740
孔		環(金屬製)	1	64.8	0.00853
孔		環(金屬製)	1½	3.46	0.00910
孔		環(金屬製)	2	2.59	0.00683

表五、填充塔內壓力降之填料常數

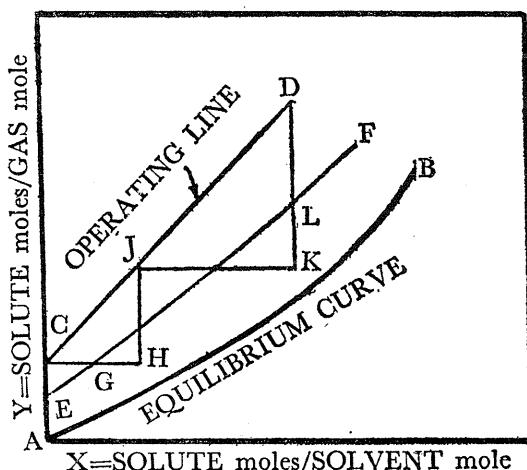
填	充	料	公稱尺寸(吋)	m	n
拉	西	環	1/2	139	0.00720
			3/4	32.90	0.00450
			1	32.10	0.00434
			1-1/2	12.08	0.00398
			2	11.13	0.00295
貝	爾	鞍	1/2	60.40	0.00340
			3/4	24.10	0.00295
			1	16.01	0.00295
			1-1/2	8.01	0.00225
印	達	洛	1	12.44	0.00277
			1-1/2	5.66	0.00225
Drip-point grid tiles			No. 6146	1.045	0.00214
			Continuous flue		
			Cross flue	1.218	0.00227
			No. 6295	1.088	0.00224
			Continuous flue		
			Cross flue	1.435	0.00167

傳送單位數 (Number of transfer unit, NTU)

所謂傳送單位數乃物質傳送操作難易之量度，受氣體溶解度及濃度之影響，以 N_{OG} 或 N_{OL} 表示， N_{OG} 及 N_{OL} 分別表示氣膜或液膜阻力控制之傳送單位數，如氣體對液體之溶解度大，則氣膜阻力控制，反之則為液膜，在空氣污染控制上，由於污染物濃度低而通常又選用對其溶解度較高之液體，故大半均以氣膜阻力控制 (N_{OG}) 來設計。 N_{OG} 之決定可用數學積分式計算，但實際上以 Baker 氏之圖解法較廣受使用。

其作法如圖十一所示，圖中 ABB 平衡線，可由實驗求出，CD 線乃連接 C 與 D 兩點之操作線 (直線)，D 點代表塔底溶質在氣體進口及液體出口之情況，而 C 點代表塔頂溶質在出口氣體及進口液體中之情況，因此 C、D 兩點可事先決定。當氣膜阻力控制時，在 CD 及 AB 兩線間畫出中線 EF，使 EF 線上每一點均在 CD 與 AB 兩線對應點之中間，而後由 C 點畫 CG 平行 X 軸並延長使 $CG = GH$ ，由 H 點畫 HJ 平行 Y 軸，交 CD 線於 J，三角形 CHJ 即為一傳送單位，同樣作法得三角形 JKD 亦為另一傳送單位，如是進行到塔底之 D 點為止，如本圖即為兩個傳送單位。

如為液膜阻力控制，則 EF 之點應為 CD 與 AB 兩線間之水平距離中點者，由 D 點開始，畫垂直線使 $DL = LK$ ，再由 K 點畫水平線交操作線於 J 點，得一傳送單位，如是進行至 C 點為止。



圖十一、傳送單位圖解法

(七) 傳送單位高度 (Height of transfer unit)

傳送單位高度之決定，可用下列兩個經驗公式：

$$H_G = \frac{\alpha \bar{V}^\beta}{L^\gamma} \left(\frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \right)^{0.5}$$

$$H_L = \phi \left(\frac{L}{\mu_L} \right)^n \times \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{0.5}$$

H_G, H_L ：分別代表氣膜阻力或液膜阻力控制之傳送單位高度，用呎表示

\bar{V}, L 分別代表氣體及液體之流率 $lb/hr/ft^2$,

α, β, γ 為填充常數，如表六

μ_G, μ_L 分別為氣體及液體之黏滯性， $lb/hr/ft$

ρ_G , ρ_L : 氣體及液體之密度, lb/ft³

D_G , D_L : 氣體、液體之擴散係數, ft²/hr.

$(\frac{\mu_G}{\rho_G \cdot G_G})$, $(\frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_L})$ 為施密特數 (Schmidt Numbers), 如表七及表八

ϕ , η 亦為塔之填充數, 如表九。

以上二公式均忽略其他相膜阻力之存在, 但實際上即使如氨氣等極易溶解於水之氣體, 仍然有液膜阻力存在, 因此必須利用下式加以修正。

$$H_{OG} = N_G + m \times \left(\frac{G_m}{L_m} \right) \times (H_L)$$

m : 平衡線之斜率

G_m , L_m : 氣體、液體之磅一模爾流率 lb-mole/hr.

雖然 Leva, 及 Cornell 氏分別其他之公式, 但以上式最被廣泛使用。

表六、決定氣膜阻力控制傳送單位交度之常數表

Packing	α	β	γ
Raschig rings			
3/8 in.	2.32	0.45	0.47
1 in.	7.00	0.39	0.58
	6.41	0.32	0.51
1-1/2 in.	17.30	0.38	0.66
	2.58	0.38	0.40
2 in.	3.82	0.41	0.45
Berl saddles			
1/2 in.	32.40	0.30	0.74
	0.81	0.30	0.24
1 in.	1.97	0.36	0.40
1-1/2 in.	5.05	0.32	0.45
3-in. partition rings	650	0.58	1.06
Spiral rings (stacked staggered)			
3-in. single spiral	2.38	0.35	0.29
3-in. triple spiral	15.60	0.38	0.60
Drip-point grids			
No. 6146	3.91	0.37	0.39
No. 6295	4.56	0.17	0.27

表七、氣體及蒸汽在空氣中之擴散係數 (25°C—大氣壓)

Substance	D, cm ² /sec	$\frac{\mu}{\rho D}$	Substance	D, cm ² /sec	$\frac{\mu}{\rho D}$
Ammonia	0.236	0.66	Valeric acid	0.067	2.31
Carbon dioxide	0.164	0.94	i-Caproic acid	0.060	2.58
Hydrogen	0.410	0.22	Diethyl amine	0.105	1.47
Oxygen	0.206	0.75	Butyl amine	0.101	1.53
Water	0.256	0.60	Aniline	0.072	2.14
Carbon disulfide	0.107	1.45	Chloro benzene	0.073	2.12
Ethyl ether	0.093	1.66	Chloro toluene	0.065	2.38
Methanol	0.159	0.97	Propyl bromide	0.105	1.47
Ethyl alcohol	0.119	1.30	Propyl iodide	0.096	1.61
Propyl alcohol	0.100	1.55	Benzene	0.088	1.76
Butyl alcohol	0.090	1.72	Toluene	0.084	1.84
Amyl alcohol	0.070	2.21	Ethyl benzene	0.077	2.01
Hixyl alcohol	0.059	2.60	Propyl benzene	0.059	2.62
Formic acid	0.159	0.97	Diphenyl	0.068	2.28
Acetic acid	0.133	1.16	n-Octane	0.060	2.58
Propionic acid	0.099	1.56	Mesitylene	0.067	2.31
i-Butyric acid	0.081	1.91			

表八、在液體中之擴散係數 (20°C)

Solute ^a	$n \times 10^5$ (cm ² /sec) $\times 10^5$	$\frac{\mu}{\rho D}$
O ₂	1.80	558
CO ₂	1.50	570
N ₂ O	1.51	665
Cl ₂	1.76	570
Br ₂	1.22	824
H ₂	5.13	196
N ₂	1.64	613
HCl	2.64	381
H ₂ S	1.41	712
H ₂ SO ₄	1.73	580
HNO ₃	2.60	390
Acetylene	1.56	645
Acetic acid	0.88	1,140
Methanol	1.28	785
Ethanol	1.00	1,005
Propanol	0.87	1,150
Butanol	0.77	1,310

Allyl alcohol	0.93	1,080
Phenol	0.84	1,200
Glycerol	0.72	1,400
Pyrogallol	0.70	1,440
Hydroquinone	0.77	1,300
Urea	1.06	946
Resorcinol	0.80	1,260
Urethane	0.92	1,090
Lactose	0.43	2,340
Maltose	0.43	2,340
Glucose	0.60	—
Mannitol	0.58	1,730
Raffinose	0.37	2,720
Sucrose	0.45	2,230
Sodium chloride	1.35	745
Sodium hydroxide	1.51	665
CO ₂ ^b	3.40	445
Phenol ^b	0.80	1,900
Chloroform ^b	1.23	1,230
Phenol ^c	1.54	479
Chloroform ^c	2.11	350
Acetic acid ^c	1.92	384
Ethylene dichloride ^c	2.45	301

a : 以水為溶劑

b : 丁醇為溶劑

c : 苯為溶劑

表九、由液膜阻力控制傳送單位高度之常數表

Packing	ϕ	η	Packing	ϕ	η
Raschig rings			1-1/2 in.	0.00625	0.28
3/8 in.	0.00182	0.46	3-in. partition rings	0.0625	0.09
1/2 in.	0.00357	0.35	Spiral rings (stacked staggered)		
1 in.	0.0100	0.22	3-in. single spiral	0.00909	0.28
1-1/2 in.	0.0111	0.22	3-in. triple spiral	0.0116	0.28
2 in.	0.0125	0.22	Drip-point grids		
Berl saddles			No. 6146	0.0154	0.23
1/2 in.	0.00666	0.28	No. 6295	0.00725	0.31
1 in.	0.00588	0.28			

(八)吸收塔高度 (Z_t)

吸收塔高度等於傳送單位數乘以傳送單位高度。

$$Z_t = NTU \times H_{OG} = N_{OG} \times H_{OG}$$

四、填充吸收塔設計實例

假設有一含氨之廢氣，其含氨量體積百分比為 10%，其餘為空氣，此混合物為一大氣壓，68°F 廢氣流率為 80 lb-mole/hr. 擬用填充吸收塔，用水為吸收液處理，欲達95%之處理效果，吸收水不含氨，塔內用一吋之拉西環，假設操作至溢流速度之60%，等溫操作，吸收水不循環，試設計此吸收塔。

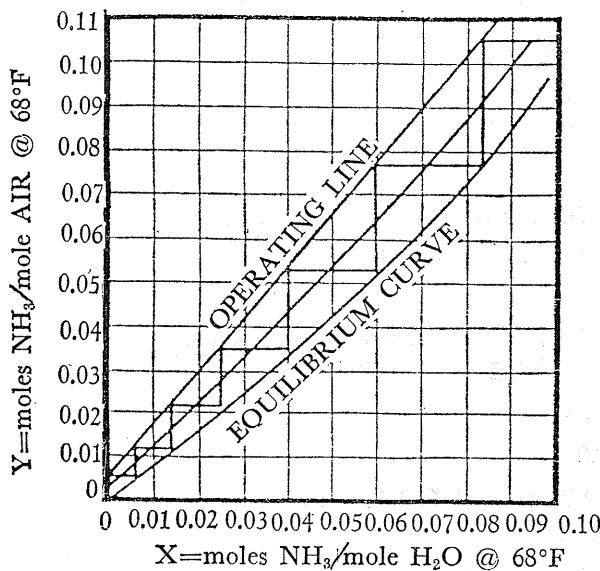
〔設 計〕

(一)需水量計算

氨之平衡資料如下

X 0.0206 0.0310 0.0407 0.0502 0.0735 0.0962
Y 0.0158 0.0240 0.0329 0.0418 0.0660 0.0920

將以上資料畫成圖十二之平衡線，此平衡線之斜率約為 0.75 (近於直線)，應用下式以求需水量，



圖十二、氨水平衡系統圖

$$\frac{G_m \times (m)}{L_m} = 0.70$$

m = 平衡線之斜率 = 0.75

G_m = 氣體流率 = 80 lb-mole/hr.

L_m = 液體流率

$$\therefore L_m = \frac{G_m \times m}{0.70} = \frac{80 \times 0.75}{0.70} = 85.8 \text{ lb-mole/hr.}$$

(二)氣、液體密度之計算

氨之去除率為95%，進水量為 85.8 lb-mole/hr. 進氣量為 80 lb-mole/hr. 經計算列如下表

	lb-mole/hr.	lb/hr.	密度 lb/ft ³
進氣 (塔底)	80	2,221	0.0720
出氣 (塔頂)	72.4	2,092	0.0750
進水 (塔頂)	85.8	1,542	62.4
出液 (塔底)	93.4	1,671	62.4 (近似值)

(三) 計算塔之直徑

(1) 以塔頂為準：

$$\left(\frac{L}{V} \times \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0.5}\right) = \left(\frac{1,542}{2,092}\right) \times \left(\frac{0.0750}{62.4}\right)^{0.5} = 0.0256$$

由圖八得縱座標值 $y = 0.19$

又由表二查得 $F = 160$

$$\text{故 } 0.19 = \frac{G^2 \times F \times \psi \times \mu^{0.2}}{\rho_G \times \rho_L \times g_c} = \frac{G^2 \times 160 \times 1 \times (1)^{0.2}}{0.075 \times 62.4 \times 32.2}$$

解得 $G = 0.424 \text{ lb/sec-ft}^2$

以溢流速度之60%設計

$$\therefore G_f = G \times 0.60 = 0.254 \text{ lb/sec-ft}^2$$

塔截面積

$$S = \frac{2092 \text{ lb/hr}}{(0.254 \text{ lb/sec-ft}^2) \times (3600 \text{ sec/hr})} = 2.29 \text{ ft}^2$$

(2) 以塔底為基準：

$$\left(\frac{L}{V} \times \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0.5}\right) = \left(\frac{1,671}{2,221}\right) \left(\frac{0.0720}{62.4}\right)^{0.5} = 0.0256$$

由圖八得 y 值 = 0.19,

由表二得 $F = 160$

$$\therefore G = \frac{(0.19)(32.2)(0.0720)(62.4)}{160 \times (1)^{0.2}} = 0.415 \text{ lb/sec-ft}^2$$

$$\therefore G_f = 0.415 \times 0.60 = 0.249 \text{ lb/sec-ft}^2$$

$$S = \frac{2,221 \text{ lb/hr}}{(0.249 \text{ lb/sec-ft}^2) (3600 \text{ sec/hr.})} = 2.48 \text{ ft}^2$$

由(1)及(2)選 $S = 2.48 \text{ ft}^2$ 設計

$$\text{塔直徑 } D_T = \left[\frac{(2.48)(4)}{3.14} \right]^{0.5} = 1.78 \text{ ft},$$

(四) 傳送單位之決定

(1) 操作線之決定

$$\text{塔底 : } y_1 = \frac{8}{72} = 0.111 \text{ mole NH}_3/\text{mole air}$$

$$x_1 = \frac{7.6}{85.8} = 0.088 \text{ mole NH}_3/\text{mole/mole air}$$

$$\text{塔頂: } y_2 = \frac{0.4}{72} = 0.0056 \text{ mole NH}_3/\text{mole air}$$

$$x_2 = 0$$

利用 Baker 氏圖解法得傳送單位 NTU = 6 (如圖十二)

(b) 傳送單位高度之決定

$$(1) H_G = \frac{\alpha \bar{V}^{\beta}}{\bar{L}^{\gamma}} \times \left(\frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \right)^{0.5}$$

$$\bar{V} = \frac{2221 \text{ lb/hr}}{2.48 \text{ ft}^2} = 896 \text{ lb/hr/ft}^2$$

$$\bar{L} = \frac{1542}{2.48} = 622 \text{ lb/hr/ft}^2$$

由表六得 $\alpha = 7.00, \beta = 0.39, \gamma = 0.58$

$$\text{由表七得 } \frac{\mu_G}{\rho_G D_G} = 0.66$$

$$\therefore H_G = \frac{(7.00)(896)^{0.39} \times (0.66)^{0.5}}{(622)^{0.58}} = 1.92 \text{ ft}$$

$$(2) H_L = \phi \left(\frac{\bar{L}}{\mu_L} \right)^n \times \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{0.5}$$

由表九得 $\phi = 0.01, n = 0.22$

$$\mu_L = 1 \text{ centipoise} = 2.42 \text{ lb/hr-ft}$$

$$\text{由表八得 } \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} = 570$$

$$\therefore H_L = 0.01 \times \left(\frac{622}{2.42} \right)^{0.22} \times (570)^{0.5} = 0.79 \text{ ft}$$

$$(3) H_{OG} = H_G + m \times \left(\frac{G_m}{L_m} \right) \times H_L = 1.92 + \frac{0.75 \times 80 \times 0.79}{85.8} = 2.47 \text{ ft}$$

(c) 填充塔高度之決定

$$Z_t = \text{NTU} \times H_{OG} = 6 \times 2.47 = 14.8 \text{ ft}$$

(d) 壓力降計算

$$\frac{\Delta p}{Z_t} = m_1 (10^{-8}) (10^{n \times \frac{\bar{L}}{\rho_L}}) \times \left(\frac{\bar{V}^2}{\rho_G} \right)$$

由表五得 $m_1 = 32.10, n = 0.00434, \rho_L = 62.4 \text{ lb/ft}^3$

$$\bar{V} = 896 \text{ lb/hr/ft}^2, \bar{L} = 622 \text{ lb/hr/ft}^2$$

$$\rho_G = 0.036 \text{ lb/ft}^3 \text{ (取平均值)}$$

$$\therefore \Delta p = \frac{(32.1 \times 10^{-8}) \times 10^{0.00434 \times 622/62.4}}{0.0736} \times 896^2 \times 14.8 = 57.2 \text{ lb/ft}^2 = 11.0 \text{ 吋水柱}$$

註：板式吸收塔之原理，設計與應用下期續完

參考資料：

1. Robert M. Bethea "Air pollution control Technology" 1978
2. A. J. Buonicore & L. Theodore "Industrial Control Equipment for gaseous pollutant" volume 1, CRC Press
3. U.S. HEW "AIR pollution Engineering Manual"
4. Kenneth Wark and Cecil F. Warner "Air pollution" 1980
5. Arthur C. Stern "Air pollution" third edition volume IV
6. 葉和明「單元操作」三民書局