

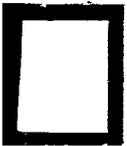
44

662434

化 工 原 理

嚴 演 存 編

兵 工 學 校 印 刷 所 印 製



MG
7902
1

第 二 卷

化 工 原 理

弁 言

- 一、吾國化學工程書籍，甚為缺乏。可用者教科書者，僅張克忠謝明山兩氏之化學工程機械一書，而似尚嫌淺簡。此書乃應其項需要而為作者。張謝兩氏之書似以 Badger—McGabe : Elements of chemical engineering 一書為學本，本書則乃脫胎於 Walker, Lewis, McAdams, Gilliland 氏之 Principles of Chemical Engineering, 惟第一章第二章第七章均已澈底重寫，第五章亦多改變，其餘則大致自前述四氏所編之書意譯而成。
- 二、本書分兩編。今所付梓者為第一編。其內容包括液體之流動，熱之傳送，揮發之基本原理，蒸發，滲透原理，吸收，蒸溜，濕度，空氣調節，烘乾，分離，濾過十二章。其他單元操作，擬於第二編述之。大體言之，第一編多理論及計算，第二編多敘述及圖例。因取爭刊印刷困難，故第二編暫緩出版，且第二編之題材，頗可參考張謝兩氏之書及韓紹康氏所譯之化工機械也。
- 三、本書擬用為課本，故材料不能詳博。中國化學工程學會中國化學會及中華化學工業會擬聯合出版化學工程叢書，(其中包括抽著之部分蒸溜論及傳熱論兩書。)則對每一單元操作，分別詳盡之研討，可供參考也。
- 四、本書係初稿，所以率爾問世者，一則應其求上之需要，再則欲就正於化工界同仁。倘有指教，不勝歡迎。



3 1771 0632 9

目 錄

- 弁 言
- 第一章 流體之流動
- 第二章 熱之傳遞
- 第三章 桿登之基本原理
- 第四章 蒸發
- 第五章 滲透原理
- 第六章 吸收
- 第七章 蒸溜
- 第八章 濕度
- 第九章 空氣調節
- 第十章 烘乾
- 第十一章 分離
- 第十二章 濾過
- 習 題
- 附 錄

化工原理

—嚴演存編—

第一編

第一章 流體之流動

流體之輸送，比固體之輸送為便，故工廠中物質之輸送，在可能範圍內務以流體狀態舉行之。

第一節 基本定律

(1) 作穩態狀態(Steady state)流動時之物質清算(material balance)。

第一圖中 1 及 2 兩點之間，別無流體加入或流出，則達穩態狀態後，在每 1 點處單位時間內由流通之物質，其量必等於第 2 點處單位時間內所流過者，即

$$w = \frac{V_1 S_1}{u_1} = \frac{V_2 S_2}{u_2} = G_1 S_1 = G_2 S_2 \dots\dots\dots (1)$$

w 為單位時間內流過之質量(稱質量流速 mass rate)。

S 為斷面。V 為平均流速，即單位時間流過之體積以斷面積所得之商數，

u 為在該點之比積，即單位質量之體積。

G 為單位斷面上單位時間內流過之質量，可稱為質量速度(mass velocity)。

(2) 作穩態狀態流動時之總共能量清算。



(南)

第一編 第一章 流體之流動

設一單位重量(一公斤或一磅)之流體，在第一斷面處流入，則此時此流體所具總之能量為 $\dots\dots\dots$ 則此時其總之能量為 $\dots\dots\dots$

流 體 力 學

(i) 位置潛能 (Potential energy)..... 對任意之標準面而言，較高 x_1 長單位 (米或呎)，則所具之潛能為 x_1 米公斤或 x_1 呎磅。

(ii) 運動能 (Kinetic energy)..... $\frac{u_1^2}{2g}$

(iii) 內能 (Internal energy) 包括熱能化學能等.....

當流體之進入此斷面，乃由於其後方壓力之故。故每流入一單位量之物質，必施以若干機械工作，工作為力與在施力方向所行之距離之積，而力為壓力與斷面積之積。單位重量所行之距離則為單位重量之流體所佔之體積以斷面除所得之商，故工作必為流體之比積與壓力之積 $p \cdot v_1$ ，可稱之曰流動工作 (Flow work)。

在第一斷面處，同樣亦有以上各項，在第二斷面則，則可假若 Q 之熱量加入， W 之工作加入，於是依能量不穩定律。

$$x_1 + p_1 v_1 + \frac{u_1^2}{2g} + E_1 + Q + W = x_2 + p_2 v_2 + \frac{u_2^2}{2g} + E_2 \dots \dots \dots (2)$$

此公式絕對準確，惟應用時須逐項加以注意： Q 必須為自外界淨算加入之熱，如熱損失，則為負數，如流體摩擦生熱，則此熱非由外界而來，不在計算之列。又加入熱後溫度未必升高，因能並可轉換也， W 亦為外界加上之淨工作，例如唧筒所加於流體之淨工作，倘流體本身施工作於外界，如水車等，則 W 為負數，內能則與熱力學中定義相同，其絕對值無法決定，但其差則可求知，又 E 及 pv 均為一定狀態下之性質 (properties)，故 $E + pv$ 亦為性質，名之曰熱內容 (heat Content or enthalpy)，亦可求得其差。倘為理想氣，則 $dE = C_v dT$ ， $dh = dE + d(pv) = C_v dT + R dT = C_p dT$ 。

又上列公式，嚴格言，只適用於一無限細之管 (Differential tube of flow)。普通流體之斷面上各點，其速度並非均勻，故運動能一項，應改為下列形式：

$$\frac{1}{w} \int_{v_1}^w \frac{u^2}{2g} \times dw$$

u 為每一點之速度。如斷面上各點速度均相同，則 u 即為平均速度 V 。要點列舉

分即成爲 $\frac{V^2}{2g}$ 。斷面上各點速度不同，則算出者非 $\frac{V^2}{2g}$ ，後文可證明 $V^2/2g > K.E. > u^2/2g$ ，

又 x 及 pv 嚴格言亦應是積分，但事實上此兩項可無須嚴格修正，蓋其修正值已遠在其他各項精確度之外也。

今舉一例題，以說明上述定理之應用。

例一，過熱蒸汽以一定流速流過一外包絕緣物之水平管。在第一斷面上平均流速爲 250 呎/秒，溫度爲 600°F，絕對壓爲 2 吋水銀柱。在第二斷面上絕對壓爲 1 吋水銀柱，溫度爲 590°F。又此蒸汽能下之過熱蒸汽，近似爲理想氣體， $C_p = 0.48$ ，試計算每磅蒸汽流過管子中時所受之熱損失。

解：管子爲水平，則 $x_1 = x_2$ 。無節高，故 $w = 0$ 。故(3)式成爲

$(C_p)_{平均} (T_1 - T_2) + \frac{V_1^2 - V_2^2}{2gJ} = -Q$ 。損失於外界之熱。 J 爲工作單位變爲熱單位之轉換值。(即 778 呎磅 = 1 B.T.U.) 又因近乎爲理想氣體，故

$$V_1 \frac{V_2}{V_1} = V_1 \left(\frac{T_2}{T_1} \right) \left(\frac{P_1}{P_2} \right) = 250 \left(\frac{1050}{1060} \right) \left(\frac{2}{1} \right) = 495 \text{ 呎/秒}$$

代入，得 $0.48(600 - 590) + \frac{250^2 - 495^2}{84.3 \times 778} = 4.8 - 3.65 = 1.15 \text{ B.T.U./Lb}$

如不將動能計入，僅自溫度之降低計算，則爲 4.8 B.T.U./Lb，錯誤爲 317%

(3) 作穩定狀態流動時之機械工作清算

如流體乃不可壓縮者(液體)且倘無外界之工作，則流入時所具之機械能，殆即爲流出時所具有者，其減少即爲摩擦。但如流體爲可壓縮者(氣體)則流出時之機械能，有時反大於流入時者，蓋因流動之時，因壓力降低，流體自動膨脹而作工作，換言之，即將一部分內能變爲機械能。假設此膨脹爲可逆的(reversible)，則爲

$\int_1^2 P dv$ ，將此項修正後，則流出時機械能之減少，即由於摩擦，故

$$x_1 + p_1 v_1 + \frac{u_1^2}{2g} + \int_1^2 P dv + w = x_2 + p_2 v_2 + \frac{u_2^2}{2g} + \sum F \dots \dots \dots (3)$$

* 為流體對於流體之有用工作。ΣF 為各類摩擦之總和，包括管壁及管中流體之摩擦。此定律稱為 Bernoulli 定律。

第三式亦可變換成下列式：

$$w - \int_1^2 v dp = x_2 - x_1 + \frac{u_2^2 - u_1^2}{2g} + \Sigma F \dots \dots \dots (3a)$$

式中之積分，並非僅為兩極限情形之函數，而合乎所觀察之情形，一般身部假設定，方可求出。

(2) (3) 兩式，如應用於相距甚小之兩點，則成爲下列形式：

$$dQ = dx + \frac{u du}{g} + dh \dots \dots \dots (2a)$$

$$-v dp = dx + \frac{u du}{g} + dF \dots \dots \dots (3b)$$

第三式中各項之單位為長度，但對於單位重量之流體言，亦即為工作或能量。一般稱之謂流體頭(Fluid head)，x 稱為位能頭(Potential head)， $u^2/2g$ 稱為速度頭(Velocity head)， $p_1 v_1$ 稱為壓力頭(Pressure head)，ΣF 稱為摩擦頭(Friction head)。流體頭以密度乘之，即化為壓力。

例二、有一離心式風扇，自 40°F 及大氣壓之室中吸收空氣，出口(12吋內徑)之輪在入口(16吋內徑)之上一呎，出口管之空氣之壓力較大氣壓高 1.2 吋水柱。流速速度為 2.5 磅/秒。(自一流速表測出)風扇所用之動力(Power input)為 0.8 馬力，空氣之比熱為 0.24 B.T.U/磅°F。(a) 忽略與室內空氣之熱交換，計算空氣出口處之溫度。(b) 忽略摩擦，計算理論上所需要之動力。

解：(a) 實際加入之工作為 $W = \frac{550 \times 0.8}{2.5} = 176$ 呎磅/磅以與吸入口同水平

面之室內處為第一斷面，則 $x_1 = 0$ ， $V_1 = 0$ 室內空氣之比積 $\frac{359}{39 \times 492} = 12.58$ 立方呎/磅，在出口處空氣之壓力及溫度變化均不大，故此積可視為仍為此值。

故 $V_2 = \frac{2.5 \times 12.58}{4 \left(\frac{12}{16} \right)^2} = 40.2$ 呎/秒。

在此類情形下，空氣可視為理想氣體，故

$$E + pv = (C_p)_a (T_2 - 40)_c$$

於是用呎磅為單位，第二式成為

$$0.24 \times 778 (T_2 - 40) = 176 - 1 - \frac{40.2^2}{64.3}$$

$$\therefore T_2 - 40 = 0.8^\circ\text{F}$$

(b) 應用第三式，以 v 為常數，忽略摩擦，則

$$w = v \int_1^2 \frac{dp}{v} + (x_2 - x_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = \frac{12.85 \times 1.6 \times 62.3}{12} + 1 + \frac{40.2^2 - 0^2}{64.3}$$

$$= 104.6 \text{ 呎磅/磅}$$

此式與例題一之結果相同。故總共效率

$$\text{為 } 100 \times \frac{104.6}{176} = 59.4\%$$

例三，計算例題一所示管件之摩擦。

應用第三式，並以之為理想氣體，即 $v = \frac{RT}{Mp}$ ，復以 T 為定數，積分之

得：

$$\frac{1543}{M} \ln \frac{p_1}{p_2} + \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} = \frac{V_1^2}{2g} + \frac{1543}{M} \ln \frac{p_1}{p_2}$$

$$\text{即 } \frac{1543}{18.02} \times 10551 \times \frac{1}{1} - 778 \times 3.65 = 62400 - 2840 = 59560 \text{ B.T.U./磅}$$

$$= \frac{59560}{778} = 76.6 \text{ B.T.U./磅}$$

第二節 壓力之測量

流動之流體中，在與流動方向平行之面上所作用之壓力，稱曰靜壓力。欲測靜壓力，可在管壁磨一小孔，而接一壓力計，以測其壓力。惟如所測之點離管壁或其他阻礙物較近，則因而流體對壁之方向有速度，所得壓力非復為靜壓力。又如斷面上各點之靜壓力不均勻，則可使用第二圖所示之壓力計圈。(Piezometer ring)。

第二圖

流體之壓力，如與大氣壓力相差甚多，測其壓力，工業上往往用 Bourdon 式壓力計測之。此種壓力計，在一大氣壓下，其指針應指於零，如流體之壓力與大氣壓力相差不多，則往往用液體柱壓力計 (manometer)。其中有種種式樣：

- (1) 如為液體，可即用一垂直之開口管。液柱之昇高即表示其壓力。
- (2) 測量流體之壓力，亦可用一 U 管，內局部充以另一較重而與所測之液體不混合之液體。一端通大氣，另一端通於所測之液體，此壓力計應裝於液體管之下方。
- (3) 測氣體之壓力，亦可用一垂直 U 管，內局部充以液體，一端通大氣，另一端再通下接於器上。U 管須置在器之上方，以免氣中可凝部分凝集於液體面上。
- (4) 如所測之壓力差甚小，則可用傾斜之 U 管，使讀出之數值，可為垂直方向液面差之數倍乃至十數倍。(第三圖)

(此)種儀器其同效用，亦可測甚小之壓力者，有[放大壓力計](multiplying manometer)，如第四圖所示。內充以兩種液體，須互不混合，而比重相差甚大。兩液體接觸面近乎水平，且兩液體均不粘附於管壁。

自液柱壓力計讀出之數，可計算壓力差，其原理如下(第四圖)

- 1 點..... P_1
- 2 點..... $P_1 + (R + A)\rho_A$
- 3 點..... $P_1 + (R + A)\rho_A$
- 4 點..... $P_1 + (R + A)\rho_A - A\rho_B$
- 5 點..... $P_1 + (R + A)\rho_A - A\rho_B - R\rho_2 = P_2$

第 四 圖

$$\therefore P_1 - P_2 = R(\rho_B - \rho_A) \quad (4)$$

如 ρ_A 與 ρ_B 相形之下甚小，則

$$P_1 - P_2 = R \rho_B \quad (4a)$$

傾斜管之計算原理圖，惟此所讀出者為傾斜管上之距離，故

$$P_1 - P_2 = (\rho_B - \rho_A) R \sin \alpha \quad (\text{第三圖 b})$$

$$P_1 - P_2 = (\rho_B - \rho_A) R \tan \alpha \quad (\text{第三圖 a})$$

兩端接五分之裝置，則因上部斷面遠比 U 管之斷面為大，故兩端液面亦同一
 液面，於是

$$\begin{aligned}
 1 \dots\dots\dots p_1 \\
 2, 3 \dots\dots\dots p_1 + \rho_L h \\
 4 \dots\dots\dots p_1 + \rho_L h - \rho_H h \\
 5 \dots\dots\dots p_1 + \rho_L h - \rho_H h (A - R) \rho_L
 \end{aligned}$$

第五節

$$\therefore p_1 - p_2 = R(\rho_H - \rho_L) \quad (5)$$

總之液柱壓力計，以直接測定壓力與讀出值之關係為更妥。

第三節 流體流動速度之測定

1. 直接測量：流體可直接注入容器而積之。氣體則可置其於積量筒中。氣
 工廠所用之 Gasometer 即為一金屬製之反裝圓筒形器，套入另一裝於水之同心圓
 筒內。如無氣體，則內器中充滿水，通入氣體後，器筒即上昇，其體積即為氣體之

體積。另一測量氣之方法，乃體積不變，而測其溫度壓力。例如壓縮空氣之量，每以此法測之。

2. 增加(或減除)數量或另一物質：在流體中以一定速度注入另一物質，隔相當距離，俟其完全混和，乃測其濃度。於是可算出流體之濃度。例如電解池所發生之氯，可於其放出後，以一定速度加入空氣，分析加入空氣前後之氯之濃度，即可計算氯之速度。又空氣之速度，可加入氮以測定之。又如水流中以一定速度加入少許一定濃度之食鹽溶液，分析水中之氯根，可計水之速度，例如下例為一實際試驗所得之結果。

標準食鹽溶液 0.2650 克 NaCl/c.c.

加入之速度 840 c.c./分

即 222.6 克 NaCl/分

在隔若干距離處取水樣，分析其中氯根，得結果如下：

時間	NaCl(克/立升)	NaCl-Blank
0	0.0040	0
1	0.1354	0.1314
2	0.1380	0.1340
3	0.1374	0.1324
4	0.1380	0.1340
5	0.1328	0.1288
6	0.0040	0

$$\therefore \text{並每分鐘流過之體積} = \frac{222.6}{0.1340} = 166 \text{ 立升}$$

其錯誤約為 6% 左右。

另一方法，加入鹽溶液，置在水流中一定距離間置兩對電極，鹽達該點電抵抗即大為降低，事實上乃測電壓。如圖六圖所示為電壓與時間之關係。

第六圖

$$\text{測 } A, B, C, \quad D = B - \frac{A}{2} + \frac{C}{2}$$

de 知，並知兩對電極間之距，則可算出速度。

以同樣原理，僅加入者非物質而為氣體，亦可測出流速。煤氣液中所用之 Thomas gas flowmeter，即為此原理(第七圖)。管上擴大一部分，其中有 2, 3 兩電極溫度計，接於一 Wheatstone Bridge 上，1 為加熱之抵抗線。1, 3 之間有一風扇之類，使氣體混合均勻。流過之氣體，由於 1 之加熱，2, 3 兩溫度計間略有相差(注意此溫度差與流速成反比例)，因而 G 上有電通過，遂自動的使 1 中所流過之電增減，使 G 仍無電通過為止。1 中流過之電，已有電量計表示，事實上即刻刻為流速。若干流速計，且可自動的積分，俾顯出總共流過之量。

又電熱之白金測球，置於氣流之中，其熱損失為球之溫度及氣流速之函數，倘此等關係已鑒檢定，則可藉以測定氣體之速度。

3. 機械作用之流速計：市上有種種出售之流速計，或用以測液體，或用以測氣體。

4. 球流速計(rotameter)

一垂直之玻璃管，上寬下狹，中有一浮物液體自下而上流出，因而浮物上托，由浮物之位置可定流速。

5. 應用流體動力學之原理測定流速之諸方法

水平流動之流體，忽略外界之工作及摩擦，則 Bernoulli 定理變為

$$-\int_1^2 v dp = \frac{u_2^2 - u_1^2}{2g}$$

如密度之變化甚小，則可採用一平均值，得

$$v(p_1 - p_2) = \frac{u_2^2 - u_1^2}{2g}$$

H 即為流體頭之差，如其中一速度近於零，則 $H = u^2 / 2g$ 利用此等簡單之關係，以測定流速之裝置，有 Pitot 管，Venturi 計，各種小口計(Orifice meter)噴口(nozzle)等。惟事實上不若上述之簡單(斷面各點速度不同，所謂流體之斷面亦每不易知摩擦，密度之變化，測量力之兩點不確定等等)，故須根據實驗，將上述之簡單公式加以修正。

茲分述各種測流速計如下：

a. Pitot 管(第八圖)

流線以縱橫方向進行。其中放一小棒 B，以橫力固定之使勿動。今以底線所
 示之極小之流體管而論，則在 2 斷面上 $u_2 = 0$ ，因斷面大為增加也。又在緊過 B
 之 近，各個流體速度均將近零，故幾無相對速度，故摩擦為零。又 1, 2 斷面間
 當然無外界之工作，故應用 Bernoulli 定理得

$$p_1 - p_2 = \rho \frac{u_1^2}{2g} \dots \dots \dots (6)$$

雖 $p_1 - p_2$ 可用下法測知：以一空管代替 B 物，接液柱壓力計如第九圖所示。於是
 自讀出之數值，可算出 $p_1 - p_2$ ，此種裝置，稱曰 pitot tube 或 Impact tube。

空管 B 之断面須小，以免攪亂流體，使成湍流，而增加摩擦，B 之面應準確
 與流體方向垂直。否則 2 點之速度不復為零。

第 九 圖

若于 pitot 管作成種種形式，以便使用，如第十圖所示，為一種式樣。

第 十 圖

外管四周各有一孔，俾所讀壓較準。事實上應用(6)式於 pitot 管時，宜在式之右方乘以一係數 c ，用實驗決定此係數。各廠家所製之 pitot 管，其 c 之值均各不同。

pitot 管所測得之速度，乃一點之速度，在鄰近喉處及管之配件或管之斷面變更之處，同一斷面上速度之變化殊不規則，但距離甚遠，大於管徑之五十倍以上，則流動情形正常。此時根據實驗，平均流速與管中心之最大流速之比，視乎 $du_{max} \rho / \mu$ 之值。 $du_{max} \rho / \mu$ 稱為 Reynold 數，內中各項用同一系統之單位時，則此數無單位，僅為一數字。第十一圖為 V / u_{max} 與 $dV\rho / \mu$ 或 $du_{max} \rho / \mu$ 之關係(參考第四節)。

第十一圖

pitot tube 每用於已經避夜之器具上，自一小孔即可插入，測後仍可取出，小孔仍可閉塞。又有時管壁中流體之流動極不均勻，每用此法以測定許多點之速度。

pitot tube 用於氣體時，因氣體之密度小，當其速度不大時，壓力差計甚小，因而液柱壓力計讀出之數甚小，有不易精確之弊。例如 70°F 及大氣壓下之空氣，以 10 呎/秒之速度流動時，水柱壓力計僅為 0.0224 吋，如以 30 呎/秒之速度流動，則為 0.203 吋，此時非用傾斜或放大之液柱壓力計不可，倘所測者為水。

則在同標基度下，所讀出之數為上述之 $81.3/0.075=632$ 倍。

因 pitot tube 之存在而致之摩擦損失殊小，可以不計。

例題四。某一 pitot tube，如第十圖所示者，裝於十二吋內徑之橡皮管之中心，管中流動者為 70°F 及比大氣壓大 2 吋水壓之空氣。U 管上橫方向讀出之值為 2 吋水柱。該 U 管為傾斜者，橫方向 10 吋相當於垂直方向一吋。此 pitot tube 裝接之處，離轉彎或管之附件約為管徑之五十倍。試計算 (a) 所測之該點之速度，(b) 該斷面上之平均速度，(c) 流速，以立方呎/分表示；(d) 以磅/小時表示。氣壓計為 29.75 吋水銀柱。

解：測該之該點之氣體密度為

$$\rho = \frac{29 \times 492(29.75 + 2/13.6)}{359 \times 630 \times 29.9} = 0.0750 \text{ 磅/立方呎}$$

傾斜 U 管中實際垂直方面液面差為 $2/10=0.2$ 吋水柱，故

$$p_1 - p_2 = 0.2/12 \times 62.3 = 1.04 \text{ 磅/平方呎，代入(6)式}$$

$$u_{\text{max}} = \sqrt{\frac{64.3 \times 1.04}{0.075}} = 29.9 \text{ 呎/秒}$$

按空氣在 $70^{\circ}\text{F}=21^{\circ}\text{C}$ 時之粘度為 0.018 centipoise，化為磅/秒呎，須乘以 0.000872 故

$$Du_{\text{max}} \rho / \mu = 1 \times 29.9 \times 0.075 / 0.000872 \times 0.018 = 135000 \text{ 自第十一圖，知}$$

$$V = 0.815 U_{\text{max}} = 0.815 \times 29.9 = 24.4 \text{ 呎/秒}$$

按斷面為 $\pi/4 = 0.785$ 平方呎，故流速為

$$24.4 \times 60 \times 0.785 = 1160 \text{ 立方呎/分，即 } 1160 \times 60 \times 0.075 = 5200 \text{ 磅/小時}$$

b. 小孔 (Orifices) 及噴口 (nozzles)

茲先討論應用於液體之時，如第十二圖，液體裝於小孔即縮管，至某一點。自收縮口 (Vena contracta) 以後，乃漸漸放大。茲以極小之流體管而論，應用 Bernoulli 定理於 A、B 兩點，

$$v(p_1 - p_2) = \frac{u_2^2}{2g} - \frac{u_1^2}{2g}$$

如對於流體全部而言，則須將無限個極小之流管積分。按在 B 點，斷面各點之速度均相同，在 A 點則各點不同，故(參考第四節)

$$v(p_1 - p_2) = \frac{V_v^2}{2g} - \frac{V_1^2}{2c_1^2} = H_v$$

式中 c_1 為 1 與 $\frac{1}{2}$ 之間之數字

$$\therefore V_v = \frac{\sqrt{2gH_v}}{\sqrt{1 - S_v^2/S_1^2 c_1^2}}$$

但一般所欲求者，乃在小孔之處之速度，而非在收縮口處之速度。

$$\therefore V_o = \frac{S_v}{S_o} \frac{\sqrt{2gH_v}}{\sqrt{1 - S_v^2/S_1^2 c_1^2}}$$

第十二圖

但實用上一般將上式改成下列形狀：

$$V_o = \frac{c\sqrt{2gH_v}}{\sqrt{1 - S_o^2/S_1^2}} \dots\dots\dots (7)$$

即 $V_o^2 - V_1^2 = C^2 2g H_v \dots\dots\dots (7a)$

其中 $c = \frac{S_v}{S_o} \frac{\sqrt{1 - S_o^2/S_1^2}}{\sqrt{1 - S_v^2/S_1^2 c_1^2}} \dots\dots\dots (8)$

C 稱為洩放係數(Coefficient of discharge)，又 $S_v/S_o = C_c$ 稱曰收縮係數(Coefficient of contraction)

friction contraction) 又事實上吾人難以確知收口之位, 故(7a), (7'式)中, C_v 係以 C 代之。

C 之數值, 宜以實驗決定, 但其大概值(誤差約百分之幾)則可用第十三圖決定。當 D_0/D_1 及 $D_0 V_0 \rho / p$ 兩者已知後, 自圖可決定 C 。此圖適用於上流接頭與小孔之距離與管長相等而下流接口與小孔板之距離為管徑之三分之一時。此種接頭稱為喉接法(throat connection)。自圖可知, 如 $D_0 V_0 \rho / p$ 於 0.000 時, 此時 $c=0.61$ 。

(7'式)又可書成下列式樣。

$$G = V_0 S_0 = \frac{C S_0 \sqrt{2g H_2}}{\sqrt{1 - (D_0/D_1)^4}} \dots \dots \dots (7b)$$

$$= C' S_0 \sqrt{2g H_2}$$

事實上吾人不能確知收口口之位置, 一般離小孔為 $0.3D_0 / 0.7D_1$ 故 C 或 C' 之值視接口之位置而異, 但如小孔不甚大, 又 $D_0 V_0 \rho / p$ 頗大之時, 其值與位置之關係尚不大。第十四圖為 C' 與 $D_0 V_0 \rho / p$ 及 D_0 / D_1 之關係, 一般縱然兩接口均在小孔板之附近, (稱邊接法 flange connection) 亦每可勉強用第十三圖之值。

流體經小孔後, 以大速度衝於後行之流體, 故機械能甚大為損失, 而變為紊能。參考第十二圖, 縱然速度已降低, 壓力亦不能恢復。此項永久損失之壓力, 究為若干, 可自第十五圖計算。圖中 p_3 為離小孔板 $8D_1$ 處之壓力, p_2 為離 $0.3D_1$ 處之壓力, p_1 為離小孔 D_1 處之上流之壓力。 $p_1 - p_2$ 為讀出之壓力(相當於 H_2) $p_1 - p_3$ 即為損失之壓力。

小孔計之上流, 必有相當長之一段, 為無阻礙之直管, 如不可能時, 宜在六倍管徑以上之處, 設一束小管, 使流動變為直線形。

小孔一般均在中心, 但偶亦有使小孔與管之底相切者。此時之係數多由檢定, 不能用前述之值。

第十五圖

以上之小孔計，其指脫邊小孔(Sharp-edged orifice)如第十六圖上兩圖所示。

第十六圖

第十六圖之下方兩圖之圓形小孔及噴口孔，其係數 c 須另以實驗決定，其大流值可用復文 Venturi 計算之係數 c_{40} 倍。

例題五，油流徑一吋半之標準鋼管，其中裝一吋之銳邊小孔計以細小孔管與 \$D_1\$ 或 \$3D_1\$ 處，各接一垂直管，中間流速 400 gal/hr 時，兩垂直管中液面差幾何？油之溫度為 100°F，比重 0.87，粘度 23.6 Centipoise。

解： $V_0 = 400 \times 144 \times 4 / 7.48 \times 3600 = 2.72 \text{ mps}$
 $D_0 V_0 \rho / \mu = (1/2) \times 2.72 \times 0.87 \times 62.3 / (0.000672 \times 20.6) = 380$

所謂一吋半鋼管， $D_1 = 1.61$ ，故 $D_0 / D_1 = 1 / 1.61 = 0.62$ ，應用第十三圖， $C = 0.76$ 。

$$\therefore H_v = \frac{2.72^2}{64.3 \times 0.76} (1 - 0.62^4) = 0.170 \text{ 呎}$$

以上所述者均乃液體。如測氣體速度，則壓力降低之時，密度同時變化，即多 $\int \rho dv$ 一項，此時可分別幾種情形討論之。

(1) 壓力之降低，僅為逆壓力之百分之一時，可用數學之 (7) (7a) (7b) (7c) 式，而 V 用相當於壓力之算術平均值之 V_{av} 。

事實上此時密度乃自讀出之溫度及壓力計算而得，即

$$v = \frac{1}{\rho} = \frac{p_2}{\rho_1 T_2} \frac{T}{p_{av}} \quad (\rho_1 T_1 \text{ 為標準狀況下者})$$

$$\therefore V_0 = \frac{c \sqrt{2g}}{\sqrt{1 - S_0^2 / S_1^2}} \sqrt{\frac{T(p_1 - p_2)}{p_{av}}} \sqrt{\frac{p_2}{\rho_1 T_1}} \quad (9)$$

$$Q = V_0 S_0 = \frac{c S_0 \sqrt{2g}}{\sqrt{1 - S_0^2 / S_1^2}} \sqrt{\frac{T(p_1 - p_2)}{p_{av}}} \sqrt{\frac{p_2}{\rho_1 T_1}} \quad (9a)$$

$$W = \rho_{av} q = \frac{p_1 M}{RT} q = \frac{c^2 M}{\sqrt{1 - S_0^2 / S_1^2}} \sqrt{\frac{p_2 (p_1 - p_2)}{T}} \sqrt{\frac{2g M}{R}} \sqrt{\frac{p_2}{\rho_1 T_1}} \quad (9b)$$

例題六，天然煤氣(成分與全為甲烷)流量一呎而長之十吋標準鋼管，其中插入一 2.5 吋之銳邊小孔，在小孔之前，有總長 30 呎，550 磅/平方吋之壓力 (Gauge pressure) 在讀出口之時，若一與本例同樣長度之鋼管，讀出 9.18 吋

求此兩管間之氣體流量差若干？

解：(1) $D_0/D_1 = 2.50/10.19 = 0.246$ ， R_0 可假設為 30,000，則 $c = 0.61$ (參十四圖)，又平均壓力為

$$P_2 = 19.7 - \frac{0.18 \times 62.3 \sin 15^\circ}{2 \times 12 \times 144} = 19.67 \text{ 磅/平方吋絕對壓力}$$

$$\rho = \frac{16}{389} \times \frac{19.67}{14.7} \times \frac{492}{540} = 0.0540 \text{ 磅/立方呎}$$

$$W_2 = \frac{0.18 \sin 15^\circ}{12} \times \frac{62.3}{0.0540} = 153.7 \text{ 呎}$$

$$\therefore V_0 = 0.61 \sqrt{64.5 \times 153.7} = 60.7 \text{ 呎/秒}$$

此時可獲致 R_0 是否大於 30,000

$$R_0 = D_0 V_0 \rho = \frac{2.50 \times 60.7 \times 0.0540}{12 \times 0.011 \times 0.000672} = 92,800$$

$$W = 60.7 \times \frac{7}{4} \times \frac{2.50^2}{144} \times 0.0540 \times 3600 = 493 \text{ 磅/小時}$$

(2) 如壓力之降低較大，則用下列式

$$W = CYS \sqrt{\frac{2g(P_1 - P_2)\rho_1}{1 - (D_0/D_1)^4}} \dots\dots\dots (10)$$

其中 C 之值仍是十三圖，Y 之值見下：

$$Y = 1 - \frac{P_1 - P_2}{P_1 K} \left[0.41 + 0.36 - (D_0/D_1)^4 \right] \dots\dots\dots (10a)$$

K 為定壓與定容下比熱之比。

此式可適用於 $D_0/D_1 = 0.2 \sim 0.75$ 之銳邊小孔，除(10)式在 $P_2/P_1 < 0.5$ 時錯誤 $< 1\%$ 。

(3) 倘壓力之降低更大，則必須應用含有 $\int v dP$ 之式，舉行積分，所得式較複雜。惟凡應用小孔計以測流速，壓力之降低決不致大至如此程度。故茲不詳述。一八八 (Venturi meter) 原理與小孔計同，惟斷面積漸能變更；(見第十七圖所示)。

頸部直徑為管徑四分之一至二分之一。頸部之長不應大於頸部之直徑。頸部須準確
 旋平，以青銅包繞。上下流均用壓力區接於液柱壓力計之兩端。

第十七圖

第十八圖

原理及計算所用之公式，均同於小孔計。惟因斷面乃逐漸縮小者，故收縮係數
 為1。係數 c 之值較大。第十八圖為圖(7b)式中之 C 值，可用於液體及壓力降低頗小
 時之氣體，在後者時 v 用 v_1 及 v_2 之算術平均值。

Venturi meter 之優點，在於其管口以後逐漸擴大，故摩擦損失僅為 $P_1 - P_2$ 之
 $\frac{1}{10}$ 。此乃 venturi meter 之大優點。惟初估地位較大，價亦較昂，是其缺
 點。煤礦工業以及許多礦工廠常用之。其圖式於前一章在圖 16 中。

若其液面(liquid)在開口之槽中大致呈垂直之槽，液體流過時，自槽面止溢出之
高，與流量有一定關係。

矩形： $q = kLH^3/2$(11a)

k	3.33	水溶液
k	3	油類
L		寬度
H		溢出之高

有時式中 L，以(L-0.2H)代之。

三角形： $q = k(\tan \alpha / 2)^2 H^3$(11b)

α三角頂端之角度

k	2.505	} 水溶液
a	0.996	
b	2.47	

準確值須用實驗測定。

第十九章

第四節 流體流動之內部實際狀況

(mechanism of flow)

Reynold 氏曾作一有名之實驗(一般稱 Reynold 實驗)其要旨至為簡單。茲

第二十四圖

A 中注入液體，B 毛細管中注以紅色液體，如 A 中注入液體之速度不大，則 B 中加入之紅色液體，始終保持一直線，在 C 管中前進。但如 A 中注入之液體速度大，則紅色線即消滅。此即證明，倘流體之速度低，則其各部分均以直線形與流動方向平行之方向前進。倘流體之速度高，則不復如此。前者流動情形稱曰「流線形流動」(Streamline flow)，或粘性流動(viscous flow)。後者之流動情形稱曰湍狀流動(turbulent flow)，分界點之速度曰臨界速度(critical velocity)。

此項現象，不惟何種流體，均具有之。一定之流體，在一定大小之管中，兩種流動情形之分界點，視乎速度，即臨界速度。然綜合一切流體而言，則流動究竟為線形或湍狀，視乎 $Du\rho/\mu$ 之數值。D 為管之大小(如在圖則為直徑)；U 為速度， ρ 為流體之密度， μ 為流體之粘度，在不受擾動之直形圓管。上述數值大於 4000 必為湍狀，小於 2100 必為線狀，在 2100 與 4000 之間則不甚確定。

$Du\rho/\mu$ 中各項，均用同一系統之單位，則算出之數值無單位，乃純粹之數字。故稱曰 Reynold 數，每以 R. 代表之。

例如	d	呎	} $Du\rho/\mu$ 無單位
	u	呎/秒	
	ρ	磅/立方呎	
	μ	磅/呎秒	

d	厘米	} Du/ρ 無單位
u	厘米/秒	
ρ	克/立方厘米	
μ	poise (即克/厘米秒)	

流體情形視乎 Reynold 數值，已有理論及實驗之證明，本章中及下一章中隨時將 R 之應用。(參照本章第三節第五節及第二章第二節)。

流體在管中流動時，因粘於管壁之故，近壁處之流速必小，中心處速度較大。在絕對光滑管壁之處，速度為零，極近管壁之處速度必極小，在此處必為線流。

管中流體速度之分佈，如在線流之時，可用理論導出，假若假設此流體，分為無數個同心之套管，中心者流動最快，四周者流動最慢，至壁處者為零。因各層間速度不同，遂必加以壓力方能前進(由於粘度之故)，積分之則得總之壓力。於是遂可得一公式，內有流體各點之速度。此公式乃 poiseuille 所首先證明，稱曰 poiseuille 式。

設管中心 r 處之管狀流體與相鄰管之速度相差為 du ，相接面積為 $2\pi rL$ (L 為管長)，與相鄰之管狀流體之距離為 dr ，故該點之推動力量為 $F = \rho \cdot 2\pi rL \cdot \frac{du}{dr}$ 。總推動力量各點而不同，即 F 非常數，必為 Y 之函數。就該點變化率而言則為

$$dF = 2\pi rL \Delta p$$

$$\therefore r^2 \Delta p = 2\pi rL \int du + c_1$$

因 $r=0$ 時 du 之函數為

$$\therefore r^2 \Delta p = 2\pi rL \int du / dr$$

$$r dr \Delta p = 2\pi L du$$

$$\therefore r^2 \Delta p = 4\pi L u + c_2$$

因 $r=r$ 時 $u=0$

$$\therefore \Delta p (r^2 - r_1^2) = 4\pi L u$$

$$\text{即 } u = \frac{-\Delta p(r_1^2 - r^2)}{4\mu L} \dots \dots \dots (12)$$

$r = 0$ 時 u 最大，即

$$u_{\max} = \frac{-\Delta p r_1^2}{4\mu L} \dots \dots \dots (12a)$$

u 與 r 之關係，或 u/u_{\max} 與 r/r_1 之關係。如繪成曲線，成爲拋物線形
(第二十一圖)

第二十一圖

在斷面上總其流體之體積，可用積分求之：

$$q = \int_{r=0}^{r=r_1} u 2\pi r dy = \int_{r=0}^{r=r_1} \Delta p \frac{\pi(r_1^2 - r^2)}{2\mu L} dr$$

$$= \frac{-\pi \Delta p}{2\mu L} \left[\frac{r_1^2 r^2}{2} - \frac{r^4}{4} \right]_{r=0}^{r=r_1} = \frac{-\pi \Delta p r_1^4}{8\mu L} \dots \dots \dots (12b)$$

故平均速度可求出

$$V = q / \pi r_1^2 = \frac{-\pi \Delta p r_1^4}{8\mu L} \cdot \frac{1}{\pi r_1^2} = \frac{-\Delta p r_1^2}{8\mu L} \dots \dots \dots (12c)$$

即平均速度爲最大速度之半。

(12c)式又可改寫成下式：

$$\Delta p = \frac{8\mu V r_1^2}{D^2} \dots \dots \dots (12d)$$

此式稱曰 poiseuille 式。 $-\Delta p$ 之負號表示壓力沿流動方向而降低。如用

pound force. 工程單位 \$L\$ 則 (12d) 可改寫如下:

$$-\Delta p = \frac{82\mu\tau_1}{gD^2} \dots\dots\dots (11e)$$

將上列各式 \$V\$ 並可計算總共運動能量。自 (12e) 式得:

$u = 2V(r_1^2 - r^2) / r_1^2$
每一小管之運動能量為 $u^2 dm / 2g$ 。積分之，則得單位質量之運動能量。

$$K.E. = \frac{1}{M} \int_0^{r_1} \frac{u^2}{2g} dm = \frac{1}{\pi r_1^2 \Delta p} \int_0^{r_1} \frac{u^2 2\pi r \rho dr}{2g} = \frac{8V^2}{g r_1^2} \int_0^{r_1} (r_1^2 - r^2)^2$$

$$r dr = \frac{8V^2}{r_1^6} \int_0^{r_1} (r_1^6 r dr - 3r_1^4 r^3 dr + 3r_1^2 r^5 dr - r^7 dr) = \frac{8V^2}{g r_1^8} \left(\frac{r_1^8}{2} - \frac{3}{4} r_1^8 + \right.$$

$$\left. \frac{3}{8} r_1^8 - \frac{1}{8} r_1^8 \right) \frac{V^2}{g}$$

$$\text{即 } K.E. = \frac{V^2}{g} \quad (\text{每單位重}) \dots\dots\dots (12f)$$

四一十二章

以上所述，均乃線流之情形。如乃湍流則除各層間因粘滯而起之摩擦外，尚有因互相衝擊而生之摩擦。此時難以用數學表示，所可知者，速度必較為不均，(第二十圖右方) V 與 u_{max} 較相近，K.E. 較近乎為 $1/2 / 2g$ 。故一般以 K.E. 為

$$V^2 / (2g) \dots\dots\dots$$

V / u_{max} 之關係實隨決定者如第十一圖，與理論頗符也。

出來可對表試平流

(21) 第五節 流體流動時之阻力 $\rho \Delta \pi \nu p = V$

凡固體與流體作相對運動時，其間單位面積上之摩擦係數與流體之密度 ρ 、粘滯 μ 、與固體之相對速度 V 、固體之形狀及大小以及其表面上之光滑與否之影響，今暫不顧表面之光滑與否，其餘諸項為一定，則其大小可用任一邊之大小 D 表示，即

阻礙力 F 與 V 之關係為 $F = C \Delta \pi \rho V^2$ 左 $coefficient$ 曰阻礙係

欲此函數式成爲一有物理根據之恆等式，則該式中各因子之積次(dimensions)互消，成爲無積次。今設函數中包含

$$(F/A)^a \rho^b V^c D^d p^e$$

而 $F/A, \rho, V, D$ 等各項之積次爲

$$F/A \dots\dots\dots ML^{-1}T^{-2}$$

$$\rho \dots\dots\dots ML^{-3}$$

$$V \dots\dots\dots LT^{-1}$$

$$D \dots\dots\dots L$$

$$p \dots\dots\dots ML^{-1}T^{-2}$$

故 $(ML^{-1}T^{-2})^a (ML^{-3})^b (LT^{-1})^c (L)^d (ML^{-1}T^{-2})^e$ 之積，必無積次，

$$\Sigma M: a+b+c=0$$

$$\Sigma L: -a-3b+c+d=0$$

$$\Sigma T: -2a-c-e=0$$

$$\therefore b = -a - c; \quad d = -c; \quad e = -2a - c$$

$$\left(\frac{F}{A} \right)^a \left(\frac{1}{\rho^2} \right)^c \left(\frac{DV\rho}{p} \right)^{-c} = 0$$

即 $F/A = AV^2 \rho^2 \left(\frac{DV\rho}{p} \right)^{-c}$ 化爲工程單位

$$F/A = \rho V^2 / g^{c+1} (DV\rho/p) \dots\dots\dots (13)$$

今應用於流動於管中之液體

$$\Delta P = \frac{F}{A} \times \frac{\text{受濕之面積}}{\text{斷面}} = \frac{F}{A} \frac{\text{管壁之總長}}{\text{斷面}}$$

$$\therefore (DV\rho/p) \dots\dots\dots (14)$$

其中 $r' = \frac{\text{斷面}}{\text{受濕之總長}}$ 稱曰水力半徑(hydraulic radius)

如爲圓管，則 $r' = D/4$

$$\left(\frac{D \cdot P}{\rho}\right) \dots \dots \dots (13b)$$

此公式每有種種變形，茲列表並說明如下：

$$\Delta H_f = \frac{\Delta P_f}{\rho}$$

圓 管

任何斷面之管

$\frac{4V^2}{g} \frac{L}{D} \phi(DV\rho/E)$	$\frac{V^2}{g} \frac{L}{r} \phi(DV\rho/E)$	} Badger 等常用
$V^2 \frac{L}{D} \phi(DV\rho/E)$	$V^2 \frac{L}{4r} \phi(DV\rho/E)$	

$\frac{2V^2}{g} \frac{L}{D} f_f$	$\frac{V^2}{g}$	Fanning (14c)
----------------------------------	-----------------	---------------

$\frac{V^2}{2g} \frac{L}{D} f_c$	$\frac{V^2}{8g} \frac{L}{r} f_c$	Chezy (14d)
----------------------------------	----------------------------------	-------------

此等公式，亦可將 V 作為其變數之函數而表示之，如 Chezy 式在水力學上每表成下列形狀：

$$V = C_s \sqrt{S_r} \dots \dots \dots (14e)$$

$$S_r = \Delta H_f / L \dots \dots \dots \text{水力傾度}$$

(hydraulic gradient)

此外有種種實驗式，如水管常用之 Hagen-William 式

$$V = C_w r^{10.65} g^{0.54} \rho^{0.01} \dots \dots \dots (14f)$$

各式中係數之相互關係如下式所示：

$$\phi = \frac{F/A}{\rho \frac{V^2}{2g}} = \frac{f}{2} = \frac{g}{4} \phi = \frac{f_c}{8} = \frac{g}{C_c^2} \dots \dots \dots (15)$$

ϕ, f, f_c 無單位； ϕ 之單位為 $L^{-1}T^3$ ， C_c 之單位為 $L^{1/2}T^{-1}$ ， C_w 之單位為 $L^{1/2}T^{-1}$ 。

f_f 等之數值，應根據實驗求出，Reynold, Stanton, Swinon, Tanden, Gibson, Beule-Docksen, Hodgser 諸氏，曾用銅管，鋼管，木管，鉛管，鐵管，鋼管等試驗；結果各異，此自在意料之中。因以上諸君時，未將管之光滑與否考慮也。一般所常遇見之鋼或鐵管(1—4 吋)及玻璃，瓷管(0.5—6 吋)中之情形，分別見第二十二圖之上下兩線，圖中檢核為 $LV\rho/\mu$ 即 Re ，縱標為 f_f 兩線在 $Re < 100$ 時即合而為一。注意圖中曲線，顯然斷為兩段。此蓋因流動有線流及湍流之兩標也。

$\frac{LV\rho}{\mu} = Re$ 之值小於 2100 時，流動為線形，

$$f_f = 16 \frac{\mu}{DV\rho} \dots\dots\dots (16a)$$

此與前文(11e)式相符，即實驗與理論相符也。

如 Re 值大，致及湍流之時，則無法與理論印證。此時圖中之數值，可用實驗式示之。下列為各家提出之實驗式：

$$\left. \begin{aligned} f_f &= 0.04 Re^{-0.16} \quad (\text{一般}) \\ f_f &= 0.046 Re^{-0.2} \\ f_f &= 0.0018 + 0.1526 Re^{-0.38} \quad (\text{光滑黃銅管}) \\ f_f &= 0.004 + 0.282 Re^{-0.44} \quad (\text{鋼管}) \\ f_f &= 0.001392 + 0.12432 Re^{-0.38} \quad (\text{光滑黃銅管}) \\ f_f &= 0.0020496 + 0.18736 Re^{-0.38} \quad (\text{鋼管}) \end{aligned} \right\} \dots(16b)$$

此等公式，均不能準確，因 f_f 與 Re 以對數曲線表示時，非直線也。(圖二十二)。

第二十二圖為根據一千餘項之實驗值而繪出者，所用試管之長度，不外差至 3.50 倍，精度相差至 3750 倍，速度 1600 倍，管徑 126 倍。各數字與圖中曲線之相差，至多 5%，是可視為可靠矣。

工業上流體在管中輸送時， f_f 常在 0.0017 與 0.005 之間者為多，蓋于工業

上所用之空氣或水或水蒸汽之抵抗式。每乃假定 f_f 為一常數者。例如下列為一般通用於空氣之公式：

$$\text{Cramp 氏之式： } h = 0.0011 \frac{V^2 L}{D} \dots\dots\dots (17)$$

- V 米 / 秒
- L 米
- D 厘米
- h 厘米水銀

即 $f_f = 0.0088$

$$\text{Sturtevant 式： } q = 53 \sqrt{\frac{D^5}{\rho L}} \Delta p \dots\dots\dots (18)$$

- q 立方呎秒 (在大氣壓下)
- D 吋
- Δp 磅 / 平方吋
- L 呎
- ρ 磅 / 立方呎

即 $f_f = 0.006$

$$\text{又式： } V = \sqrt{\frac{2500 D \Delta p}{L}} \dots\dots\dots (19)$$

- D 吋
- L 呎
- V 呎 / 秒
- Δp 兩 / 平方吋

以上抵抗係數。乃清潔之管中之情形。事實土均因管壁之狀況而變。下表乃從各種舊管中流動時， f_f 上應乘之數字：

例 1''-6''

煤氣管，大徑	1.0
煤氣管，小徑	1.10
煤氣管，用三年後	1.30
煤氣管，用十年後	1.56
7-8'	
一級粗石油	1.0
侵蝕性之粗石油	1.1
水 5 年	1.16
10 年	1.31
15 年	1.47
20 年	1.63
25 年	1.78
30 年	1.94
35 年	2.11
40 年	2.25

煤氣管，大徑.....1.0

同一種管子，如有接縫(例如以鑄釘接成者)，則折抗應增加如下

$DVP/\mu < 500$	增 15%
5000 ~ 20000	增 10%
72000	增 5%

(14)式抵抗公式，用於液體時無問題。用於氣體之時，則內在流體基程中， V 及 P 均因壓力而變化，故殊有問題。倘壓力之降低，為最初壓力之 5% 以下，則仍可用 (14) 式，而式中 v 及 V 為最終之壓力速度。若是算得之 ΔP ，稍失之過大。

若壓力之降低，在最初壓力之 10% 以上，則宜使用 Bernoulli 式而稍為之

$$\frac{v^2}{2g} + vdp + dE = 0$$

$$\text{即 } \frac{u du}{g\infty} + v dp + \frac{2u^2}{g} \frac{dr}{D} - f_l = 0$$

溫度不變，則 Du/ρ 不變，即 f_l 為常數。

$$\text{又 } v = \frac{1}{\rho} = \frac{1}{\rho_1} \frac{p_1}{p}$$

$$u = u_1 \frac{p_1}{p} \quad du = -u_1 p_1 \frac{dp}{p^2}$$

$$\therefore \frac{-u_1^2 p_1^2 dp}{p^3 g\infty} + \frac{p_1}{\rho_1} \frac{dp}{p} + \frac{2u_1^2 p_1^2 f_l}{g p^2 D} dL = 0$$

$$\frac{u_1^2 p_1^2}{g\infty} \ln \frac{p_1}{p_2} + \frac{p_1}{2\rho_1} (p_2^2 - p_1^2) + \frac{2u_1^2 p_1^2 f_l L}{g} = 0$$

$$\therefore \frac{r_1^2 - R^2}{2\rho_1} = \frac{u_1^2 p_1}{g\infty} \left[\ln \frac{p_1}{p_2} + 2 \left(f_l \frac{L}{D} \right) \right] \dots \dots \dots (20)$$

如 L/D 甚大 (如 > 100)，則 $p_1 \geq 1.20 p_2$ 時，前一項均可忽略。

(20) 式中，因 $\frac{p_1 + p_2}{2} = p_{av}$

$$u_1^2 \rho_1 = u_{av}^2 \rho_{av} \frac{p_{av}}{p_1}$$

$$\therefore \rho_1 - p_2 = \frac{u_{av}^2 \rho_{av}}{g\infty} \left[\ln \frac{p_1}{p_2} + 2 \left(f_l \frac{L}{D} \right) \right] \dots \dots \dots (20a)$$

以上所論，為直管中之摩擦。在管徑變大縮小之處，則因面發生之摩擦，分見下列諸項：

(1) 突然擴大 (第二十三圖)。

液管斷水乎 $V_2 = \frac{V_1 S_1}{S_2}$

$$\frac{V_1^2}{2g} + h_1 = \frac{V_2^2}{2g} + h_2 + h_e$$

第二十三節

$$h_e = \frac{V_1^2 - V_2^2}{2g} + h_1 - h_2$$

使流體之速度自 V_1 變為 V_2 所須之力為 $\frac{1}{2}(V_2 - V_1)\rho V_2 S_2$ 亦即與兩斷面總共壓
 力之差，即

$$h_1 \rho S_2 - h_2 \rho S_2$$

$$\text{即 } h_1 \rho S_2 - h_2 \rho S_2 = \frac{1}{2}(V_2 - V_1)\rho V_2 S_2$$

$$\therefore h_1 - h_2 = \frac{V_2^2 - V_1 V_2}{g} \quad \text{代入前式，得}$$

$$h_e = \frac{V_1^2}{2g} + \frac{V_2^2 - V_1 V_2}{g} = \frac{(V_1 - V_2)^2}{2g} \quad (21)$$

有時加以實驗之修正，得

$$h_e = 1.038 \frac{(V_1 - V_2)^{1.919}}{2g} \quad (21a)$$

$$\text{如 } S_2 = \infty, \text{ 即 } V_2 = 0 \text{ 則 } h_e = \frac{V_1^2}{2g} \quad (21b)$$

(2) 漸漸擴大(第二十四圖)

$$h_e = \frac{f}{2g} (V_1^2 - V_2^2) \dots \dots \dots (22)$$

第二十四圖

$\theta =$	3°	14°	20°	30°	40°	60°	90-180°
$f =$.15	.25	.45	.7	.95	1.1	1.6

 $\theta = 7.5 \sim 35$ 之間，可用下列式示之

$$h_e = 3.5 (\tan^2 \frac{\theta}{2})^{1.22} \left(\frac{V_1 - V_2}{2g} \right)^2 \dots \dots \dots (22a)$$

(3) 管入口處(第二十五圖)

設 v 為管中之速度，又入管前與入管後流體壓力顯因相差為 h 則可得 (2)

$$v = c \sqrt{2gh} \dots\dots\dots \text{或 } h = \frac{v^2}{2gc^2} \dots\dots\dots \text{或 } h = \frac{1}{2g} \left(\frac{v}{c} \right)^2 \dots\dots\dots (2)$$

如無摩擦，則 $h = \frac{v^2}{2g}$

二、由摩擦面損失之流體損失

$$h_f = \left(\frac{1}{c^2} - 1 \right) \frac{v^2}{2g} \dots\dots\dots (3)$$

(4) 突然收縮 (第二十六圖)

第二十六圖

第二十七圖

$$h_e = K \frac{V_2^2}{2g} \dots\dots\dots (4)$$

K 之值見第二十七圖

(5) 突然擴張 (第二十八圖)

$$\Delta h = c \frac{V^2}{2g} \dots\dots\dots (5)$$

$\theta = 16^\circ \quad 20^\circ \quad 30^\circ \quad 40^\circ \quad 45^\circ \quad 60^\circ \quad 70^\circ \quad 80^\circ \quad 100^\circ \quad 120^\circ \quad 140^\circ$

$c = -0.2 \quad -0.3 \quad -0.7 \quad -1.4 \quad -1.8 \quad -2.35 \quad -3.74 \quad -5.98 \quad -11.52 \quad -18.88 \quad -27.43$

(6) 圓管垂直旋轉(第二十九圖)

二十九

$$\Delta H = C \frac{V^2}{2g} \dots \dots \dots (26)$$

$D/\phi = 0.1$	0.2	0.5
$C = 0.157$	0.250	0.526

又據另一書

$D/\phi = 1.0$	1.3	2	2.6	4	
	0.4	0.42	0.5	0.75	1.0

又在湍流之時，可將其相當於若干倍管徑長之直管而計其抵抗。

$\phi/D = 0.5$	1	1.5	2	2.5	3	3.5	4	4.5	5	
倍數	67	30	16	10	7.5	6.0	5.0	4.3	4.1	3.8
$\phi/D = 7$	8	9	10	11	11					
倍數	0.5	0.2	0.5	0.5	0.8	1.0				

又另一式爲

$$L = 12.85H(D/\phi)^{0.42} \dots \dots \dots (26)$$

式中 α 為彎管之角度

倘彎管之角度非為九十度，則可用下式表示：

$$0.9202 \alpha^{1.10} (DV\theta/\mu)^{0.032} X \quad (265)$$

式中 α 為彎管之角度， X 為 θ/D 之函數，見第三十圖。

第三十圖

(7) 蛇管。以 D 為蛇管之直徑， R 為蛇管之半徑，則當給流之時，應在同樣直徑之抵抗管，乘以 f 之荷加次：

D/R	0.01	0.02	0.03	0.04	0.05	0.06	0.07	0.08	0.09	0.1
f	1.03	1.06	1.11	1.13	1.17	1.21	1.25	1.29	1.33	1.37
D/R	0.12	0.14	0.16	0.18	0.20	0.22	0.24	0.26	0.28	0.30
f	1.46	1.55	1.65	1.76	1.87	2.00	2.13	2.26	2.41	2.57

給流之時， f 為 $(DV\theta/\mu)(D/R)$ 之函數，見第三十一圖。

第三十一圖

蛇管中自餘流變為湍流之臨界 Re 值，如下表所示：

$D/2k^{0.6}$	Gr	white 測定	Taylor 測定
1/15.15	7690	—
1/16.5	—	7600
1/18.7	—	7100
1/25	—	7200
1/31.9	—	6350
1/51.21	6020	—
1/100	—	4860
1/2025	2270	—
1/10	—	2020

1.6 肘管 (elbow) 插管 (Tee) 球形活門 (globe valve) 等。

$$\Delta H = C \frac{u^2}{2g} \dots \dots \dots (27)$$

C 之值如次：

90° 肘管	0.8-1.2
插管	1.0-1.8
球形活門	1.0-1.6

光滑之管用較低之值，粗糙不平者用較大值。湍流之時，又可用和管徑若干

管長之直管計算之。

90° 肘管	3/8" ~ 2 1/2"	30
	3 — 6"	40
	7 — 10"	50
45° 肘管	} 1 — 3"	15-20
90° 大轉彎肘管		
插管用作肘管	3/4 — 1"	60-80
方形肘管	3 — 4"	50
球形活門	3/4"	20
	1 — 2"	30
	3 — 6"	60
	7 — 10"	75
閉門式活門	} 可忽略	
接 頭		
水 表		

又可用下列式計算之：

$$Le = 43.7 r D^{1.2} \dots \dots \dots (27e)$$

Le 乃相當於直管之管長(呎)，D 為管徑(呎)，r 為各種配件之常數，其值如

開門式活門.....	0.25	大角度之肘管.....	0.33
梯形管(直線上).....	0.33	標準肘管	} 0.67
中角度之肘管	} 0.42	梯形管(直線上)	
而縮小大小		而縮小大小	
自旁出口之梯管.....		1.33	轉灣活門.....
球形活門.....	2.00		

(9) 活栓

$$\Delta H = C \frac{V^2}{2g} \dots\dots\dots (28)$$

c 之數見下表，表中 θ 為活栓轉過之角度，

	0	5	10	15	20	25	30	35	40
c	0.05	0.29	0.75	1.56	3.10	5.47	9.68	17.3	
	45	50	55	60	65	82			
	312	52.6	186	206	486				

(10) 小口計, venturi 計

經小口計之抵抗，為小口計所讀出之 ΔH 之部分，已見第十五圖，經 venturi 計之抵抗，為 ΔH 之 $1/8-1/10$

輸送流體所用管件之適當大小 按輸送一定量之流體，如用大管，則摩擦較小，即輸送時所耗之動力較少。用小管則反之。但管件之價格，則愈大者愈昂。故選用大過小者均不經濟，設計工廠時應根據本節所述之方法，計算採用各種管件時所消耗之動力，動力 = 單位時間之體積 \times 壓力之降低，以與經費比較，遂可決定最經濟之管件大小。

未解決之問題

(1) 一部分蒸汽一部分液體之混合物，在管中流動時之摩擦，文獻上缺少研究

• 據現今少數研究之結果，液體之粘滯比蒸氣者重要，管壁所粘附者乃液體而非蒸氣也。又 Fanning 式中查表時應使用進口的液體之比重，而式中之 ρu^2 之 ρ 則當使用混合物之比重。

(2) 管子如同時加熱，則抵抗減少，如冷却則抵抗增加，第三十二圖乃依在管中加熱或冷却時抵抗上應乘之係數。

第三十二圖

如流在管中流動，外部能加熱，或冷却時，倘 $DV\rho/P < 2100$ ， $f_t = 17.6\mu/D$
 ρv 其中 ρ 為相當 v 之液體之密度，而

$$t = t_f + (t_w - t) / 4$$

如 $DV\rho/P > 2100$ ，則可用二十二圖，而橫標用 $DV\rho/P$ ， ρ' 相當 t

$$t = t_f [(t_w - t) / 2]$$

第三章 熱之傳送

一般化學反應，均放出熱或吸收熱，並須維持一定溫度。故化學工程之一般器械，須可傳送熱量。其餘縱無化學反應之步驟，每亦仍須加熱或冷卻，故熱之傳送之理論，有研究之必要。

熱之傳送，有三種方式：

1. 傳導 熱自物體之一部傳至他部，或自甲物體傳至與之接觸之乙物體，而物體之各粒子並未移動。

2. 對流 液體之一部與他部混和，因而熱亦隨之傳送。液體流動之原因，或乃由於風扇之力，或乃由於因溫度不全而生之密度差異。

3. 輻射 熱物體向四週放射能量，能量接觸另一物體，則一部分反射，一部分透過，其餘部分則吸收而變為熱能，除非起光化學反應之類。

第一節 傳 導

Fouquier 或 Newton 定律 假想一固體棒，一端熱，他端冷，四週則以保絕，使無熱損失則熱必自一端傳至他端。同時溫度亦沿此方向降低。今以與熱流動方向垂直之一斷面為 A ，在 dt 之時間內，傳過 dQ 之熱，在此點之溫度梯度 (temperature gradient) 為 $-dt/dL$ ，則

$$\frac{dQ}{dt} = -kA \frac{dt}{dL} = -A \frac{1}{r} \frac{dt}{dL} \dots \dots \dots (1)$$

Q 及 dt/dL 均為向量 (vector)。k 稱為熱導度 (thermal conductivity) r 稱為熱阻度 (thermal resistivity)。一般用 k 、 r 之積次為熱單位 / 時間 · 長度 · 溫度，下列單位均所常用：

$$B.T.U./ft.hr. \quad ^\circ F \quad \text{cal/cm/m}^2 \cdot \text{sec.} \quad ^\circ C$$

又有以 Q/θ 為瓦 watt， t 為 $^\circ C$ ， A 、 L 均為厘米 cm，則 r 之單位為熱阻係 (thermal rhm)，用於電爐之計算甚便。

由這些結果，知凡各方向性質均為各向同性 (otropic substances) 之低溫液體之熱傳，則熱力之關係頗似 (隨球方面稍增，又大多數金屬， k 與溫度之變有不大之變，與時間在實驗之精度範圍內，可用一次方程式表示之，各種物體之 k ，可稱溫度，其值比水大 10000 倍，一定成分及密度之液體上，雖非均一物體，而仍有一定之溫度度。又物體中少有雜質，或其中之空氣從孔孔量其溫度至鉅。

(1) 式為條件適用者，今討論一般之穩定情形 (steady state)，則各點之溫度不變，單位時間內通過之熱量為一定，此時 $dQ/d\theta$ 可改為 Q/θ ，以 q 代之，即

$$q = -kA \frac{d\theta}{dL} \dots \dots \dots (12)$$

$$q \, dL / A = -k \, d\theta$$

$$q \int_{L_1}^{L_2} \frac{dL}{A} = - \int_{t_1}^{t_2} k \, d\theta$$

物體之形狀一定，則式左首之積分可求出， k 與 θ 之關係已知，則式右首之積分亦可求出，一般 k 與 θ 為一次式之關係，故

$$- \int_{t_1}^{t_2} k \, d\theta = k_{av} (t_1 - t_2)$$

k_{av} 為平均溫度 $(t_1 + t_2) / 2$ 之熱傳度， dL/A 之積分一般亦皆成 $(L_2 - L_1) / A_{av}$ ， A_{av} 須視物體之形狀而定。

$$q \frac{L_2 - L_1}{A_{av}} = k_{av} (t_1 - t_2)$$

以 $t_1 - t_2 = \Delta t$ ， $L_2 - L_1 = L$ ，則

$$q = \frac{k_{av} A_{av} \Delta t}{L} = \frac{\Delta t}{L / k_{av} A_{av}} \dots \dots \dots (2)$$

A_{av} 須視物體之形狀而定，可用積分求得。倘熱乃傳經平壁，則 A 為不變之數，即 $A_{av} = A$

$$q = \frac{k_{av} A \Delta t}{L} \dots \dots \dots (3)$$

第三十三圖

如熱經由(形而傳導)一般之管件，則 A_{av} 之值可用下法計算(第三十三圖)

* 設以距中線 L 處厚 dl 之小圓筒而討論之。熱傳之斷面積為 $2\pi LN$ 。依

$$\frac{L_1 - L_2}{A_{av}} = \int_{L_1}^{L_2} \frac{dL}{A} = \int_{L_1}^{L_2} \frac{dl}{2\pi LN} = \frac{1}{2\pi N} \ln \frac{L_2}{L_1}$$

$$\therefore A_{av} = \frac{2\pi N(L_2 - L_1)}{\ln L_2 / L_1} = \frac{A_2 - A_1}{\ln A_2 / A_1} \dots \dots \dots (4)$$

若是算出之 A_{av} ，稱為 $A_1 A_2$ 之對數平均值(logarithmic mean)，下列稱為算術平均值。

$$A_{av} = (A_1 + A_2) / 2 \dots \dots \dots (5)$$

對數平均值與算術平均值之關係如下：

$$\text{按 } \ln(1+x) = x - \frac{x^2}{2} + \frac{x^3}{3} \dots \dots \dots$$

$$\ln(1-x) = -x - \frac{x^2}{2} - \frac{x^3}{3} \dots \dots \dots$$

$$\therefore \frac{1}{2} \ln \frac{1+x}{1-x} = x + \frac{x^3}{3} + \frac{x^5}{5} + \dots \dots \dots$$

$$\text{令 } \frac{1+x}{1-x} = \frac{A_2}{A_1} \quad \text{則 } x = \frac{A_2/A_1 - 1}{A_2/A_1 + 1}$$

$$\therefore \ln \frac{A_2}{A_1} = 2 \left(\frac{A_2/A_1 - 1}{A_2/A_1 + 1} + \frac{1}{3} \frac{(A_2/A_1 - 1)^3}{(A_2/A_1 + 1)^3} + \dots \right)$$

$$= 2 \frac{A_2 - A_1}{A_2 + A_1} \left(1 + \frac{1}{3} \frac{(A_2/A_1 - 1)^2}{(A_2/A_1 + 1)^2} + \dots \right)$$

$$\therefore \frac{A_2 - A_1}{\ln \frac{A_2}{A_1}} = \frac{A_2 + A_1}{2} \left[\frac{1}{1 + \frac{1}{3} \frac{A_2/A_1 - 1}{A_2/A_1 + 1} + \dots} \right] \dots \dots (6)$$

是可知對數平均値比算術平均値為小， A_2/A_1 之值愈近 1，則兩者之差別愈小。如 $A_2/A_1 < 1.5$ ，則 (6) 式之右方括弧內之值 > 0.99 。如 $A_2/A_1 < 3.2$ ，則括弧內之值 > 0.9 。換言之，如 $A_2/A_1 < 1.5$ 時，用算術平均値以代對數平均値，其錯誤不達百分之一；如 $A_2/A_1 < 3.2$ ，則錯誤不達百分之十。

又自 (6) 式，可知倘 $A_2/A_1 < 1.02$ ，則以 A_1 或 A_2 代替對數平均値，錯誤不達百分之一，如 $A_2/A_1 < 1.24$ ，則以 A_2 或 A_1 代之，錯誤不達百分之十。

第三十四圖為對數平均與算術平均値之比較。

(4) 式適用於圓管，如為扁圓形之柱體，尚須修正適用。

倘物體為長方形其各內邊之長在厚之二倍以下，則可用下列諸式計算：

(1) 如各邊之長 1 為厚 L 之 $1/2$ 倍以上，則用下式計算。

$$A_{av} = A_1 + 0.54L \sum e + 1.2L^2 \dots \dots (7a)$$

式中 A_1 為內面積， $\sum l$ 為各邊 (2 邊) 之長之和。

(2) 如僅有四內邊之長不及厚之 $1/2$ ，則計算 $\sum l$ 時忽略此四邊，而用下式計算：

$$A_{av} = A_1 + 0.465L \sum l + 0.35L^2 \dots \dots (7b)$$

(3) 如八內邊之長均不及厚之 $1/2$ ，餘四邊為 E ，則用下式計算：

$$A_{av} = \frac{2.78 E l}{\log \frac{A_2}{A_1}} \dots \dots (c)$$

(4) 如十二內通之長均不及 L 之 $1/5$ ，則

第三十四節

$$A_2 = 0.72 \sqrt{A_1 A_3} \dots \dots \dots (7d)$$

經幾層阻體之傳熱

如若下層之阻體，熱自一面傳至他面，則因在穩定狀態下，傳過各層之熱 q 必須相等，即自(2)式

$$q = \frac{\Delta t_1}{L_1 / (k_{12} A_{12})} = \frac{\Delta t_2}{L_2 / (k_{23} A_{23})} = \frac{\Delta t_3}{L_3 / (k_{34} A_{34})} \dots \dots (8a)$$

$$\therefore \Delta t = \Delta t_1 + \Delta t_2 + \Delta t_3 + \dots \dots \dots$$

$$q = \frac{\Delta t}{\frac{I_1}{k_{s1}A_{s1}} + \frac{I_2}{k_{s2}A_{s2}} + \frac{I_3}{k_{s3}A_{s3}} + \dots} \quad (8)$$

第三十五圖

1/kA 可稱爲熱抵抗，相當於電抵抗；Δt 相當於電壓，q 相當於電流，(8) 或相當於電學中之歐姆定律(Ohm Law)。 (8) 式則表示熱運載各層傳熱時，其抵抗爲相加的，猶之電壓經各物時，其抵抗亦爲相加也。故(8)式亦可改書爲

$$q = \frac{\Delta t}{\sum R} \quad (8a)$$

$$\text{其中 } R_1 = \frac{I_1}{k_{s1}A_{s1}}, R_2 = \frac{I_2}{k_{s2}A_{s2}} \quad (9)$$

專用上圖(8)式計算時，各層間必須絕對密接，無空隙，無氣泡。微細之氧化物微膜之類，可生極大之影響。故計算時熱之熱傳導，須先在實驗室中造成一模型，所用之材料(mortar)與實際所用者同，試驗其熱傳度，如此算得之數乃已包括材料在內之熱傳之總熱度也。

各層之溫度可自(2a)及(8a)式求得

$$\Delta t_1 : \Delta t_2 : \Delta t_3 : \dots : \Delta t_n = R_1 : R_2 : R_3 : \dots : \sum R \dots (10)$$

此一爐之垂直壁為 7 呎耐火磚 ($k_{av} = 0.75$)，3 吋絕緣材料 ($k_a = 0.08$)
 1/4 吋鋼 ($k_{av} = 26$ ，均英制) 所組成，內壁之平均溫度為 2600，外壁為 220°F 假 (a)
 每小時每平方呎爐壁所損失之熱，(b) 耐火材料之冷表面之溫度。

解：(a) 用(8)式

$$\frac{q}{A} = \frac{2600 - 220}{\frac{0.625}{0.75} + \frac{0.25}{0.08} + \frac{0.021}{26}} = 410 \text{ B.T.U./hr.ft}^2$$

(b) 耐火材料層之溫度降低，可用(10)式

$$\Delta t_{nR} = 1780 \times \frac{0.823}{3.96} = 375^\circ\text{F}$$

故耐火材料之冷冷一面之溫度為 $2000 - 375 = 1625^\circ\text{F}$ 。

按 k_a 之值視溫度而定，如上題之 0.75 為耐火材料在 2000 與 1625°F 間之平均 k 。然 1625°F 並非已知之數，故嚴格言之 k_a 之值不能確知。凡若干層疊置，且兩面之溫度相差頗遠時，宜用試探法 (trial and error) 求之。

不穩定狀態 (unsteady state) 傳導。

如各點之溫度常在變化之中，(即隨時間而變化)。此時之情形謂曰不穩定狀態。研究此問題，以應用向量分析 (vector analysis) 為便，茲藉以最簡單之數學說明之。用立體直角坐標 xyz 以極小固體 $dx \cdot dy \cdot dz$ 而論，自(1)式得

$$dQ = -k \frac{dt}{dL} A \delta \theta$$

今研究自 x 方向傳入之熱， A 為 $dy \cdot dz$ ， dL 即為 dx ， dt/dL 應改為 $\partial t/\partial x$ 。

於是傳入此小固體之熱為

$$(\delta Q)_x = (Q)_{in} - (dQ)_{out} = \frac{\partial}{\partial x} k \frac{\partial t}{\partial x} dy \cdot dz \cdot \delta x$$

同樣，在 y 方向及 z 方向傳入之熱為

$$d(Q)_{yz} = \frac{\partial}{\partial x} k \frac{\partial t}{\partial y} dy dx dz$$

$$d(Q)_{xz} = \frac{\partial}{\partial y} k \frac{\partial t}{\partial z} dy dx dz$$

若是傳入之熱，均用以外高溫度，此點在 $d\theta$ 時間內昇高溫度所費之熱為

$$\underbrace{dx \, dy \, dz \, \rho}_{\text{質量}} \underbrace{c_p (\partial t / \partial \theta) d\theta}_{\text{溫度升高}}$$

$$\begin{aligned} \therefore dx dy dz \left[\frac{\partial}{\partial x} k \frac{\partial t}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial y} k \frac{\partial t}{\partial y} + \frac{\partial}{\partial z} k \frac{\partial t}{\partial z} \right] d\theta \\ = dx dy dz \cdot \rho \cdot c_p \left(\frac{\partial t}{\partial \theta} \right) d\theta \end{aligned}$$

$$\therefore \frac{1}{\rho c_p} \left[\frac{\partial}{\partial x} k \frac{\partial t}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial y} k \frac{\partial t}{\partial y} + \frac{\partial}{\partial z} k \frac{\partial t}{\partial z} \right] = \frac{\partial t}{\partial \theta} \dots (11)$$

k 與 x, y, z 無關，即乃均勻之物體，則

$$\frac{k}{\rho c_p} \left[\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right] = \frac{\partial t}{\partial \theta} \dots (12)$$

$k/\rho c_p$ 稱為熱擴散度 (thermal diffusivity)，以 α 代表之。如熱傳在一方向傳導，則

$$\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} = \frac{\partial t}{\partial \theta} \dots (13)$$

其中 $\alpha = k/\rho c_p \dots (14)$

(13)式所示係微分方程式之解決，應乎界限情形 (boundary conditions)，令其一

厚 $2R$ 之平板，其初溫度均為 t_1 ，兩面均置於 T 溫度之環境中，且表面上傳熱甚易，即表面立刻達 T ，則界限情形為

$$\left. \begin{aligned} t(x, 0) &= t_1 & t(x, \infty) &= T \\ t(0, 0) &= T & t(2R, 0) &= T \end{aligned} \right\} \dots (15)$$

令 $t = T + \theta$ ，即以變數 θ 代變數 t ，則

$$t_r(0, \theta) = 0 \quad \dots \quad t_r(2R, \theta) = 0 \dots$$

$$t_r(x, 0) = t_1 - T \quad t_r(x, \infty) = 0$$

$$\propto \frac{\partial^2 t_r}{\partial x^2} = \frac{\partial t_r}{\partial \theta}$$

此偏微分方程式之一解為

$$t_r = (c_3 \sin bx + c_4 \cos bx) e^{-b^2 \theta}$$

$$\therefore t_r(0, \theta) = 0 \quad \therefore c_4 = 0$$

$$\therefore t_r(2R, \theta) = 0 \quad \therefore b \cdot 2R = n\pi, \quad b = \frac{n\pi}{2R}$$

$$\therefore t_r = \sum_{n=1}^{\infty} A_n \sin \frac{n\pi}{2R} x \cdot e^{-\frac{n^2 \pi^2}{4R^2} \theta}$$

$$\therefore A_n(x, 0) = t_1 - T$$

$$\therefore t_1 - T = \sum_{n=1}^{\infty} A_n \sin \frac{n\pi}{2R} x$$

將 $t_1 - T$ 展成週期為 $4R$ 之僅含正弦項之富里級數 (Fourier series) 則

$$\frac{A_n}{2} = \frac{1}{2R} \int_0^{2R} (t_1 - T) \sin \frac{n\pi}{2R} x \cdot dx$$

$$= \left[-\frac{1}{n\pi} (t_1 - T) \cos \frac{n\pi}{2R} x \right]_0^{2R} = \frac{-1}{n\pi} (t_1 - T) (\cos n\pi - 1)$$

$$= \frac{2}{n\pi} (t_1 - T) \dots \dots \dots \text{如 } n \text{ 為奇數}$$

$$\text{或 } = \dots \dots \dots \text{如 } n \text{ 為正數}$$

$$\therefore t_1 - T = \frac{4}{\pi} (t_1 - T) \sin \frac{\pi}{2R} x \cdot e^{-\frac{\pi^2}{4R^2} \theta} + \frac{4}{3\pi} (t_1 - T)$$

$$\sin \frac{3\pi}{2R} x \cdot e^{-\frac{9\pi^2}{4R^2} \theta} + \frac{4}{5\pi} (t_1 - T) \sin \frac{5\pi}{2R} x \cdot e^{-\frac{25\pi^2}{4R^2} \theta} \dots$$

假 $t_1 = t_1 - T$

$$\therefore \frac{t-T}{t_1-T} = \frac{4}{\pi} \left[\sin \frac{\pi}{2R} x \cdot e^{-\beta} + \frac{1}{3} \sin \frac{3\pi}{2R} x \cdot e^{-9\beta} + \frac{1}{5} \sin \frac{5\pi}{2R} x \cdot e^{-25\beta} + \dots \right] \dots (16)$$

$$\text{式中 } \beta = \frac{\pi^2}{4R^2} \theta \dots (17)$$

β 為無量之數，自(16),(17)式，知每一尺之厚度內，於 x 處之溫度，則所需時間 θ ，與厚薄 $2R$ 之平方成正比，與熱擴散度 α 成反比例，(如煤層之煤層加寬二倍，一般所需時間，近乎延長四倍)。

欲至 θ 時所止，共導入之熱，可用下式求之。

$$Q = \int_0^{2R} (t-t_1) \rho c_p A \cdot dx$$

極小一片所吸之熱

$$\text{令 } \frac{T-t}{T-t_1} = X \quad t = -X(T-t_1) + T$$

代入，得之

$$\begin{aligned} Q &= \rho c_p A \int_0^{2R} [T-t_1 - X(T-t_1)] dx \\ &= \rho c_p A (T-t_1) \int_0^{2R} (1-X) dx \\ &= \rho c_p A (T-t_1) 2R - \frac{4\theta}{2\pi} A (T-t_1) \int_0^{2R} \left[e^{-\beta} \sin \frac{\pi x}{2R} + \frac{1}{3} e^{-9\beta} \sin \frac{3\pi x}{2R} - \frac{1}{5} e^{-25\beta} \sin \frac{5\pi x}{2R} + \dots \right] dx \\ &= \rho c_p A (T-t_1) 2R - \frac{4}{\pi} \rho c_p A (T-t_1) \left[\frac{2R}{2} e^{-\beta} \right] \end{aligned}$$

$$\left[\frac{4R}{9z} e^{-\beta} + \frac{4R}{25z} e^{-25\beta} + \dots \right]$$

$$\therefore \frac{Q}{2\rho_p A(T-t_f)} = 1 - \frac{8}{\pi} \left[e^{-\beta} + \frac{1}{9} e^{-9\beta} + \frac{1}{25} e^{-25\beta} + \dots \right] \dots \dots$$

.....(18)

(18)式左邊之分子，乃全體昇至最高溫度所需之熱。(18)式僅適用於平板，且其界限情形為(15)式所示者。如為他種形狀，或圓筒狀之柱體，則可應用類似之方法解之。

第二節 對 流

流體之流動，有線狀渦狀之別，凡已在第一章敘述。屬在渦狀流動，其靠近固體表面之處，其速度甚小，此處必成爲線狀流動。更處液體之各層間其無混合，各層間熱之傳送殊不易，故熱經固體而自甲液體傳至乙液體此其流度之小化倍於如三十六圖。

t_1, t_2 為流體之平均溫度，即為該流體截面積和量之溫度，其數字之定義為

$$\int_{L=0}^{L=L_1} \left(\frac{T-t'}{T_0-T_0} c_p dT \right) u \rho ds$$

$$= \int_{L=0}^{L=L_1} u \rho ds \cdot \left[\frac{T-t'}{T_0-T_0} c_p dT \right] \dots \dots \dots (19)$$

此公式為平均溫度之定義，其比為 ρ 為各點溫度 t' 之各點溫度， u 為各點之速度， ds 為各點之流體面積， L 為與流動方向垂直之距離。

每一點傳出之熱可用下式表示(第三四圖)

$$dq = h_1 (t_2 - t_1) = h_2 (t_2 - t_a) \dots \dots \dots (20)$$

h_1, h_2 謂之膜係數。(film coefficients)

凡熱自一液體(經)壁傳至另一液體，在穩定狀況下以每一點而言，

$$dq = h_1 (t_2 - t_1) = h_2 (t_2 - t_a)$$

$$= \frac{K}{L} (t_2 - t_1) \dots \dots \dots (20a)$$

變化之，得

$$dq = \frac{t_2 - t_1}{\frac{1}{h_1 dA_1} + \frac{1}{kdA_w} + \frac{1}{h_2 dA_2}} \dots \dots \dots (21)$$

如有 n 層固體，則亦得以類似方法，證得下列公式：

$$dq = \frac{\Delta t}{\frac{1}{h_1 dA_1} + \sum \frac{L}{kA} + \frac{1}{h_2 dA_2}} \dots \dots \dots (21a)$$

$$\text{令 } U_1 = \frac{1}{\frac{1}{h} + \sum \frac{dA_2 L}{kdA_w} + \frac{dA_1}{h_2 dA_2}} \dots \dots \dots (22a)$$

$$U_2 = \frac{1}{\frac{1}{h_2} + \sum \frac{dA_2 L}{kdA_w} + \frac{dA_2}{h_1 dA_1}} \dots \dots \dots (22b)$$

則 $q = U_1 \Delta T \cdot dA_1 = U_2 \Delta T \cdot dA_2$ (23)

U_1 及 U_2 謂之對於 dA_1 及 dA_2 之總傳熱係數 (Overall heat transfer coefficient).

如 h_1 之值遠比 K/L 及 h_2 為小，則

$$U_1 = \frac{1}{\frac{1}{h_1} + \frac{L}{K} + \frac{1}{h_2}} \quad (24a)$$

同樣，倘 h_2 之值遠比 K/L 及 h_1 為小，則

$$U_2 = \frac{1}{\frac{1}{h_2} + \frac{L}{K} + \frac{1}{h_1}} \quad (24b)$$

如 h_1 之值甚小，則

$$U_1 \approx h_1 \quad (25a)$$

如 h_2 之值甚小，則

$$U_2 \approx h_2 \quad (25b)$$

此等情形可於後之例題中討論之。

膜係數之一般的討論。

膜係受管之形狀大小，液體速度，密度，粘度，比熱，諸無量綱之支配。吾人

用積次分析 (dimensional analysis) 研究之如次：

- $k \dots \dots \dots \frac{Ht}{L} \dots \dots \dots Ht^{-1}$
- $h \dots \dots \dots Ht^{-1}$
- $D \dots \dots \dots L$
- $\mu \dots \dots \dots \frac{M}{L \cdot t}$
- $\rho \dots \dots \dots \frac{M}{L^3}$
- $c \dots \dots \dots \frac{Ht}{M \cdot L} \dots \dots \dots Ht^{-1} M^{-1}$

式中 h 代表熱傳係數， t 代表時間， θ 代表溫度， L 代表長度。

設各變量間之關係為

$$h^a u^b c^c (g\beta \Delta t)^d k^e D^f \rho^g \mu^h$$

$$\text{即 } (H/\theta L^2 t)^2 (L/\theta)^b (H/\theta M)^c (L/A^2)^d (H/\theta t)^e (M/I^3)^f (M/\theta)^g$$

則必須無積次，故

$$a + c + e = 0$$

$$-a - b - 2d - e - h = 0$$

$$-2a + b + d - e + f - 2g - h = 0$$

$$-a - c - e = 0$$

$$-c + g + h = 0$$

解之，得

$$c = -(a + e)$$

$$h = -(a + b + 2d + e) = c - b - 2d$$

$$f = b + 2d + a$$

$$g = b + 2d$$

$$\text{即 } h^a u^b c^c (g\beta \Delta t)^d k^{-a-e} D^{b+a+2d} \rho^{a+e} \mu^{-b-2d-a}$$

$$= \left(\frac{hD}{K}\right)^a \left(\frac{Du\theta}{\mu}\right)^b \left(\frac{c^2}{K}\right)^e \left(\frac{g\beta \Delta t D^3 \rho^2}{\mu^2}\right)^d$$

$$= (N_u)^a (R_e)^b (P_r)^e (G_r)^d$$

$$\text{其中 } N_u \text{ (Nusselt 數)} = \frac{hD}{K} \dots \dots \dots (26)$$

$$R_e \text{ (Reynold 數)} = \frac{Du\theta}{\mu} = \frac{DG}{\mu} \dots \dots \dots (27)$$

$$P_r \text{ (Prandtl 數)} = \frac{c^2}{K} \dots \dots \dots (28)$$

$$G_r \text{ (Grashof 數)} = \frac{g\beta \Delta t D^3 \rho^2}{\mu^2} \dots \dots \dots (29)$$

以上四數，故須令其用一致之單位，以便計算。

Re 數主要乃表示流動之情形，Pr 則次要，不致變 (G) 數自然會沈不顯。

凡實驗結果，析為此種因，而研究之。蓋此種實驗式下，乃較簡的表示形也。

管中不流不凝結之液體 (湍流時，Dittus-Boelter 式)。

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.4} \dots \dots \dots (30)$$

p. 中須用膜平均溫度下之粘度 μ_f ，即

$$h = 0.023 \frac{K}{D} \left(\frac{d\rho\rho}{\mu_f} \right)^{0.8} \left(\frac{c_p f}{K} \right) \dots \dots \dots (30')$$

僅從溫度須算出 h_1, h_2, \dots 後方能求，故為簡單計，仍以液體平均溫度下之粘度 μ_f 代之。此時 p. 之係數改為 m 即

$$0.023 \frac{K}{D} \left(\frac{d\rho\rho}{\mu_f} \right)^{0.8} \left(\frac{p}{K} \right) \dots \dots \dots (31)$$

$$m = 0.4 \dots \dots \dots \text{液體被加熱時}$$

$$\dots \dots m = 0.3 \dots \dots \dots \text{液體被冷卻時}$$

(30) 式適用於 $Re > 2100$ 之光滑而不太短之管，用相當之管材料， Re 數相差 10 倍，p. 數為 49 倍，管徑 12 倍。在此廣汎之範圍內，(30) 式與實驗所得結果，至多相差 50%，其大數之錯誤為 15%。

按在湍流之時，液體抵抗式中 f 近乎為 (第二章 16(b) 式之二)：

$$f = 0.046 Re^{-0.2}$$

$$\text{又 } \frac{hD}{K} = \frac{h}{c_p u \rho} = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{C_p \rho c_p}{K}$$

$$\text{又令 } u/\rho = G$$

$$\text{故 (30) 式或為 } \left(\frac{h}{c_p G} \right) \left(\frac{c_p \rho f}{K} \right)^{0.8} = 0.023 \left(\frac{DG}{\mu_f} \right)^{0.8} \dots \dots \dots (30'')$$

$$h = \left(\frac{h}{C_p G} \right) \left(\frac{C_p u}{k} \right)^{0.8} \dots \dots \dots (32)$$

一定之液體， $C_p u/k$ 近乎為常數。上式即表示液體抵抗係數 f 與膜係數間之關係也。

(30)(31)式為無維次的，可適用於一切液體。稱為

Dittus-Boelter 式。見第三十五個之 A、B、C 條。下列乃幾種特殊情形下可適用之公式。惟為有積次者，必須要用一定單位。

(i) 水：

$$h = a(1 + 0.01c)u^{0.8} / D^{0.2} \dots \dots \dots (33)$$

$$a = 150 - 180$$

$$t = \dots \dots \dots \text{°F}$$

$$u = \dots \dots \dots \text{呎/秒}$$

$$D = \dots \dots \dots \text{吋}$$

(ii) 一般氣體

$$h = a \frac{C_p (u\rho)^{0.8}}{D^{0.2}} \dots \dots \dots (34)$$

$$a = 0.0144$$

$$u = \dots \dots \dots \text{呎/}$$

$$\rho = \dots \dots \dots \text{磅/平方呎}$$

$$D = \dots \dots \dots \text{呎}$$

(iii) $T_f = 628 - 1650 \text{ 呎} \left. \begin{array}{l} \\ \end{array} \right\} \text{ 間之氣體，可適用之公式；}$
 $u\rho = 0.2 - 30$

$$h = \frac{0.33 C_p T_f^{1/3} (u\rho)^{0.8}}{D^{0.2}} \dots \dots \dots (35)$$

(36) $D = \dots \dots \dots \text{吋}$

$$(iv) D = \frac{1}{4} \sim 3'$$

$$T_f = 100 - 300^\circ F$$

空氣或煤油等氣用之近似公式

$$h = 4 (u \rho)^{0.5} \dots \dots \dots (16)$$

列 Frost 式：適用於水，但各種長短之管件，均可適用：

$$h = \frac{14.5k}{D} \left(1 + 50 \frac{D}{K} \right) \left(\frac{Du \rho}{Z} \right)^{0.5} \dots \dots \dots (37)$$

蛇管中氣體之膜係數，可用下式求之。

$$\frac{hD}{K} = 9.0 \rho^{0.5} \left(1 + \frac{2.54D}{10c} \right) (Re \cdot XPr)^{0.76} \dots \dots \dots (38)$$

式中 D_c 為蛇管間之直徑。

(36) — (37) 式亦可適用於圓形以外之管件。此時

$$D = \frac{4 \times \text{斷面積}}{\text{傳熱之直徑}} = 4m \dots \dots \dots (39)$$

非圓形直管內外之液膜係數 ($Re > 2100$)

$$Re = \frac{dn \rho}{\mu f} = \frac{4mG}{\mu f}$$

$$m = \varepsilon / p$$

$$G = w / s$$

式中 S 為斷面積； p 為傳熱半徑，即管之半徑； w 為每單位時間流過之液體。

$$\therefore Re = \frac{4w}{p \mu f} = \frac{4T}{\mu f} \dots \dots \dots (40)$$

$$\text{式中 } f = \nu / p \dots \dots \dots (41)$$

按如 Re 值相同，不論管中是否充滿液體， f 均為相同。又 $C_p \rho / K$ 不變。故自 (32) 式知不論管中是否充滿液體， w 一定則 h/G 一定。但管中倘未充滿液體，而係淋下者，則 G 自較大，故 h 亦較大。

按淋下之時抵抗即應與管長相等，故自 Sanning 式，

$$f = \frac{C_p \mu}{\rho v} = 2g \mu^2$$

$$\therefore G = \left(\frac{2g \rho^2 v}{f \rho} \right)^{1/3} \dots (42)$$

式(42)與(41)式合併，得

$$\frac{h}{C_p^2 \sqrt{2g \rho^2 p}} = \frac{1}{2} f^{2/3} \left(\frac{k}{C_p \mu} \right)^{2/3} \dots (43)$$

$$f = 0.048 Re^{-0.2}$$

$$\therefore \frac{h}{C_p^2 \sqrt{2g \rho^2 p}} = \frac{(C_p \mu)^{2/3}}{k} = 0.008 Re^{-0.2} \dots (44)$$

故 h 比為於 $p^{0.2}$ ，即 $w^{0.2}$ 在充滿液體之管中，則 h 比為於 $w^{0.41}$ ，液流下之利益，在速度低時為甚，速度高時則漸消失。(43)(44) 式與另外在 2' 清潔之直管中 $Re = 3000 - 60000$ 時之實驗結果相符

垂直於管件 第三七圖中 GH 線為垂直於單獨之圓筒流動之液體之摩擦數，亦可照 Fanning 氏公式示之，

$$h D / k = a (d \mu / \rho v)^m (c \mu / \rho l)^n \dots (45)$$

$$\left(\frac{h}{C_p^2 G} \right) \left(\frac{-C_p \mu}{k \rho} \right)^{1-m} = a \left(\frac{DG}{\mu} \right)^{n-1} \dots (46)$$

Re	a	m	n
0.1-40	0.91	0.31	0.355
40-10,000	0.80	0.31	0.50

其代表平均膜厚度下之情形。

第三十七圖

在 0.001—3.75 吋管外之氣速可用下列公式：

$$\frac{hD}{\mu r} = 0.45 + 0.33 \left(\frac{DG}{\mu r} \right)^{0.5c} \dots \dots \dots (45)$$

在 0.60—3.75 吋管外氣速可用下列計算：

$$h = \frac{0.62 \cdot 0.56}{D^{0.44}} \dots \dots \dots (46)$$

流體與管壁之直徑垂直流動 (第三十八圖)

見第三十七圖之 JR 線

第三十八圖

如尋常見氣體，亦可用下列 Reher 氏公式計算：

$$h = 0.81 \frac{K_f}{D} \left(\frac{DG_{ac}}{PF} \right)^{0.7} \dots \dots \dots (47)$$

式中 ρ 表示在該溫度下之情形， G_{ac} 表示在第三八圖中 a-a 斷面處之 G

如為空氣，則可用下列公式計算：

$$h = 1.75 T^{0.5} (G_{ac})^{0.7} / D^{0.5} \dots \dots \dots (48)$$

式中 G_{ac} 為每平方呎之小管徑上每秒流過之磅數，D 為管徑之呎數，T 為氣體溫度 (°R)

沿流動方向各點之總熱情形

(30)-(48) 諸式，嚴格言只適用於某一點，事實上沿流動方向各點之 μ, K 等均不同，因而 h 亦不同其總熱傳情形，要用積分決定之。今假設其總體功與管

的流入一熱交換器，經一金屬壁而傳熱，則其情形如下：

第三十九圖

$$wcdt = Ua(T-t)dL$$

$$\therefore \int_{t_1}^{t_2} \frac{wcdt}{Ua(T-t)} = L_1 \dots \dots \dots (49)$$

式中 w 為單位時間內流過一橫流體之量，其一點之溫度為 t ，其流該流體之比熱為 c ，該點另一流體之溫度為 T ，在此種情形下算出 t_1, t_2 ，因而算出該點之 U 。乃用微積分法解(49)式。式中 a 為每一單位長所具之傳熱面積。

倘以比熱及 U 為常數則(49)式可以數式的積分令以最簡單之逆流及順流而證之。

(i) 順流 (Parallel Current) (第三十九圖) 此時兩種流體，向相同之方向流動，最熱者與最冷者相鄰，在氣中較熱之流體漸冷，較冷之流體漸熱而有同一處流出。

$$dq = U(T-t)adL = wcdt$$

$$WC(T_1 - T) = wc(t - t_1)$$

$$\therefore T = T_1 + \frac{wc}{WC}(t_1 - t)$$

$$wcdt = U \left[T_1 + \frac{wc}{WC}(t_1 - t) - t \right] a dL$$

$$\therefore \int_{t_1}^{t_2} \frac{wcdt}{t_1 + \frac{w}{WC}t_1 - \left(\frac{wc}{WC} + 1\right)t} = Ua \int_{L_1}^{L_2} dL$$

$$\text{即 } \frac{wc}{\frac{w}{WC} + 1} \ln \frac{T_1 + \frac{wc}{WC}t_1 - \left(\frac{wc}{WC} + 1\right)t_2}{T_1 + \frac{wc}{WC}t_1 - \left(\frac{wc}{WC} + 1\right)t_1} = UaL_2$$

$$\text{即 } \frac{wc(t_2 - t_1)}{(\frac{w}{WC} + 1)(T_2 - t_1)} \ln \frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_2} = UaL_2$$

$$\text{即 } q = UaL_2 \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = Ua \Delta t_{lm} \dots \dots \dots (50)$$

$$\text{其中 } \Delta t_{lm} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \dots \dots \dots (51)$$

(ii) 逆流 (第四十圖) (Counter Current) 此時兩種液體之相反方向流動。

$$wcdL = U(T - t)dL$$

$$wc(t_1 - t) = WC(T_1 - T)$$

$$\text{即 } T = T_1 - \frac{wc}{WC}(t_1 - t)$$

$$\therefore wcdt = U \left[T_1 - \frac{wc}{WC}(t_1 - t) - t \right] dL$$

積分之，得與 (50) 式相同之結果。

(如 U 及 F 為常數(凝結或沸騰), 則

$$w \cdot dt = U(T - t) a dL$$

$$w \int_{t_1}^{t_2} \frac{dt}{T - t} = U a L$$

$$-w \ln \frac{T - t_2}{T - t_1} = U a L$$

即仍得(50)式。

總之, (23) 式給之只適用於一壁者, 亦即其片數僅至數, 惟 Δt 用對數溫度差之對數平均值而已。對 Δ 平均值與算術平均值之關係, 見第三十四圖。惟對數平均值之使用, 當僅限於前述之 (i), (ii), (iii) 之三種情形。倘 T 之一區其影響, 另一段遠比熱而變(第四十一圖) 則須分段各用對數平均值計算。

倘 U 並非常數, 則自宜用(49)式分段解算, 惟 U 與 Δt 之間何為一可方程式之關係, 則用前乎所述之方法, 可證明

第四十一圖

$$\frac{q}{A} = \frac{U_1 \Delta t_1 - U_2 \Delta t_2}{\ln \frac{U_1 \Delta t_1}{U_2 \Delta t_2}} \dots \dots \dots (52)$$

在不給續法, 應稱為變換溫度繼續變化, 此時仍可用(51)式及(52)式+(53)式求 q 為 Q 之。

實際工業中所用熱交換器非單純連續流動, 例如第四十二圖有橫流之

管子陣之情形，

$$\begin{aligned} w c_1 dt' &= U(a/2) dx (T-t) \\ -W C_2 dt &= U(a/2) dx (T-t') \\ W C_2 dT &= w c_1 (dt' - dt) \end{aligned}$$

第四十二圖

解此聯立方程式，可得

$$w c_1 (t_2 - t_1) = U a N \Delta t_m = U A \Delta t_m$$

$$\text{其中 } \Delta t_m = \frac{\sqrt{(T_1 - T_2)^2 + (t_2 - t_1)^2}}{\ln \frac{T_1 + T_2 - t_1 - t_2 + \sqrt{(T_1 - T_2)^2 + (t_2 - t_1)^2}}{T_1 + T_2 - t_1 - t_2 - \sqrt{(T_1 - T_2)^2 + (t_2 - t_1)^2}}} \dots \dots \dots (53)$$

倘為其他之特殊佈置，則 Δt_m 自另異其值。一般為簡單計，仍用對數平均值而加以一修正係數，修正係數 F 均小於一，見第四十三圖。

圖中 A 為外殼(shell)為一道(one Pass) 而管成二道；(如第四十二圖之佈置 B 為外殼為二道，管成四道或四道以上；C 為外殼成三道，而管成六道或六道以上；D 為外殼四道管成八道或八道以上；E 為外殼成六道，管成十二道以上；F 為垂直方向之交叉流(Cross flow)，壳及管均示環流；

第四十三節

又圖中 T_1 = 熱流體入口之溫度

T_2 = 熱流體出口之溫度

t_1 = 冷流體入口之溫度

t_2 = 冷流體出口之溫度

$$Z = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1)$$

F = 應用之平均溫度相差值

逆流時之熱數平均溫度相差值

管中線狀流動之立體膜係數 (30)式適用於湍流之流體，所求者為任何一點之膜係數。再沿流動方向積分即知總共所傳之熱，然線狀流動(若干其他情形下之流動，——如凝結之氣體——亦然)則不能如此研究。蓋此時在沿流動方向某一點處，斷面各點之溫度不同，而此項溫度差異情形，視乎流體經至此某一點時，所經過之流量情形及傳遞之熱。第四十四(甲)示湍流時之情形，此時某一點之傳熱情形，可自 t_w 及 t 決定。(乙)示線流之情形，此時每一點之傳熱情形，須自該點之溫度分佈曲線及 t_w 決定，而溫度分佈曲線則受流體之經過情形影響。故此時一般應用平均膜係數，而平均膜係數中必包括管長 N 。

第四十四圖(乙)

綜合現今實驗結果，可用下式表示：

$$\frac{h_a \cdot m \cdot D}{k} = 1.56 \left(\frac{wcp}{kN} \right) \left[\frac{h_a}{\mu} \right]^{0.25} \left(\frac{1 + 0.015 \sqrt{Gr}}{\sqrt{Gr}} \right) \quad (54)$$

式中 $h_a m = q / A_s \Delta t_{am}$

μ = 膜溫度之粘度

N = 管長

註：如常

如管徑甚小或 W 甚小，則近乎可用下列式表示：即

$$\frac{h_a m D}{k} = \frac{2}{3} \frac{W_c}{kN} \quad (55)$$

(54, 55) 式可用第四五圖表示，其中 $\frac{2}{3}$ 代表

$$\sqrt[3]{\frac{\mu}{\mu_f}} (1 + 0.016^3 \sqrt{Gr})$$

第四十五圖

凡 $Re > 7000$ ，用(30)式； $Re < 2100$ ，用(64)式。如 Re 在 2100 與 7000 間，則可用內插法解決之，按(54)式可改變成與(30)式相似，蓋

$$\frac{Wc_p}{KN} = \frac{\pi}{4} (D/K) \left(\frac{C_p H_f}{k} \right) \left(\frac{DG}{\mu_f} \right)$$

$$\text{故 } \left(\frac{h_{an}}{C_p G} \right) \left(\frac{C_p \mu_f}{k} \right)^{2/3} = \alpha \left(\frac{DG}{\mu_f} \right)^{-2/3} \dots (54a)$$

其中 $\alpha = 1.5(D/N)^{1/2} (\mu/\mu_f)^{1/2} (1 + 0.016^3 \sqrt{Gr})$

(36)式與(54)式，均可繪於四六圖上。其中ED代表Gr，被突，KH代表Gr

較小之情形。Re=2100~7000 時可用內插法自四六圖中 B 至 H、F 或 D 之一段上求之。

粘度甚大之油類，可用(56)式代替(54)式，

$$\frac{h_{2m} D}{k} = 2.0 \left(\frac{w C_p}{k N} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \dots \dots \dots (56)$$

又以四七圖代替四六圖

第 四 十 六 圖

第 四 十 七 圖

以電力而淋下或滲流時之膜係數。

$$\frac{h_{\text{conv}} L}{k} = 1.0 \left(\frac{CLT}{kN} \right)^{1/4} \left(\frac{\rho_w}{\rho} \right)^{1/4} \quad (57)$$

其中 $L = \sqrt{3\mu\Gamma/\rho^2g}$ (58)

圖在 CLT/kN 值小時，漸變為

$$\frac{h_{\text{conv}} L}{k} = \frac{21C^2\Gamma}{kN} \quad (59)$$

(57)(58)式可用第四十八圖示之。

如左端以直方流通一排水管，每管之長為 N ，則乃可以假設計算，而令

$$\left. \begin{aligned} N &= n \cdot w N / 2 \\ \Gamma &= w / 2N \end{aligned} \right\} \dots\dots\dots (60)$$

此一公式適用於若干排水管外淋下之水，

$$h = 61V^{0.27} \frac{1 + 9.6699t}{D^{0.05}} \dots\dots\dots (61)$$

式中 V 為每英尺之管每小時淋下之水量(磅)， D 為垂直面上若干管直徑之和(吋)

與水平平行流動之流體膜係數

在氣體時，現今之實驗結果，可歸納於下式

$$\left(\frac{hav}{C_p V_{\infty} \rho_{\infty}} \right) \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{2/3} = f / z \dots\dots\dots (62)$$

$$f / z = 0.036 (NV_{\infty} \rho_{\infty} / \mu)^{-0.2} (NV_{\infty} \rho_{\infty} / \mu > 16200) \dots\dots (63)$$

$$\text{或} \quad = 0.86 (NV_{\infty} \rho_{\infty} / \mu)^{-0.5} (NV_{\infty} \rho_{\infty} / \mu < 16200)$$

$$\text{又} \quad hav = \frac{q}{A} = \frac{i}{t_w - t_{\infty}}$$

式中 ∞ 表示離板適當距離速度已均勻處之情形， W 乃半圓盤之情形，第三項中 z 係印(62)式之顯示也。

又下列公式，乃適用於一般氣體之近似式：

$$h = 1 + 3\mu z \dots\dots\dots (64)$$

式中 μ 須化為 $70^{\circ}F$ 下之速度。

又如空氣速度在 10 呎/秒以下時，可用下式計算：

$$h = 0.56u^{0.75} \dots\dots\dots (65)$$

自然對流(Natural Convection)時之膜係數。

(i) 單獨之水平圓筒外之流體：

$$Nu = \frac{1}{a} Gr^m Pr^n \dots\dots\dots (66)$$

管甚長時： $a=2.6$ $n=0.27$ $m=0.26$

一般情形下之近似值： $a=2.12$ $n=m=0.26$

又另一法乃用下列表格之值解決

LogNu	log(Pr × Gr)
-4	-0.81
-2	-0.18
0	0.085
2	0.325
4	0.73
6	1.21
8	1.71

以常溫之空氣而論可簡化為下列近似式

$$h = 0.42 \left(\frac{\Delta t}{D} \right)^{0.25} \dots\dots\dots (67)$$

式中 D' 為管徑，以吋表示， Δt 為溫度差以 °F 表示。其他情狀之固體，其損失於空氣之熱，可用下列簡式表示：

長垂直管 $h = 0.4 \left(\frac{\Delta t}{D} \right)^{0.25} \dots\dots\dots (68)$

小垂直板 $h = 0.28 \left(\frac{\Delta t}{H} \right)^{0.25} \dots\dots\dots (69)$

大垂直板 $h = 0.3 \Delta t^{0.25} \dots\dots\dots (70)$

向上水平板 $h = 0.35 \Delta t^{0.25} \dots\dots\dots (71)$

向下水平板 $h = 0.3 \Delta t^{0.25} \dots\dots\dots (72)$

其中 H 為板表示，D' 以吋表示。

(ii) Langmuir 式

$$q/A = \frac{\phi_2 - \phi_1}{B} \dots \dots \dots (73)$$

q/A 為每平方厘米上瓦特(Watts), ϕ_2 及 ϕ_1 為溫度之函數, 見下表 B 之數值如下:

垂直平面	0.45
向上水平面	0.41
向下水平面	0.92

以上數值適用於 $T_2 - T_1 > 50^\circ\text{C}$ 之時。如 $< 50^\circ\text{C}$ 時, B 之值較大。

T(°K)	空氣	氫	氮	二氧化碳
0	0	0	0	0
100	0.0041	0.0329	0.0054	0.0036
200	0.0168	0.1294	0.0188	0.0082
300	0.0387	0.278	0.0417	0.0207
400	0.0689	0.476	0.0717	0.0396
500	0.1017	0.700	0.1031	0.0635
700	0.189	1.261	0.1989	0.1318
900	0.297	1.961	0.3119	0.2274
1100	0.426	2.787	0.4450	0.3626
1300	0.575	3.726	0.5989	0.5455
1500	0.744	4.787	0.7710	0.7325
1700	0.931	5.945	0.9620	0.9370
1900	1.133	7.255	1.172	1.117
2100	1.358	8.655	1.361	1.363
2300	1.608	10.18	1.649	1.684
2500	1.871	11.82	1.918	1.932

2700	—	13.56	2.202	—
2900	—	15.54	2.511	—
3100	—	17.42	2.834	—
3300	—	19.50	3.176	—
3500	—	21.79	3.540	—

凝結中之純粹氣體

(i) 水平管中 (Nusselt 式)。

$$h = 0.725 \sqrt{\frac{\lambda \rho^2 k^3 g}{\mu D \Delta t}} \dots \dots \dots (74)$$

式中 λ 為凝結潛熱 (B.T.U/磅), ρ 為凝結物之密度 (磅/立方呎), k 為凝結物之熱導度, g 為重力恆數 (呎/平方呎), μ 為粘度 (磅/呎小時), D 為管直徑 (呎), Δt 為膜兩邊之溫度相差; μ 及 k 及 ρ 均指在膜之平均溫度下者。

如為飽和蒸汽, 又可用下式:

$$h = (2290 + 11.6 t) / (D \sqrt{\Delta t}) \dots \dots \dots (75)$$

式中 D' 為管徑, 以吋表示者,

又自下式可得粗致值:

$$h = 2200 \text{ KJ} \dots \dots \dots (76)$$

式中 h 為凝結物之傳熱度, J 為凝結物對於 68°F 水之相對流動度 (fluidity) • 流動度者即粘度之反數也。

(ii) 垂直或傾斜之管 (Nusselt 式)。

$$\sqrt{\frac{\lambda^3 \rho^2 g \sin \theta}{\mu \Delta t}} \dots \dots \dots (77)$$

式中 θ 為管與水平方向所成之角, L 為管長, 以呎計。當全 (43) 式,

(53)(56) 式乃以誘導面得者, 誘導時假設凝結物沿壁下流 • 成爲膜。此種情形 • 稱爲膜狀凝結 (film-type condensation) • 有時凝結物成爲點狀面流下, 稱爲

逐滴凝結(drop-wise condensation) 如於滴形凝結，則其熱傳係數 h 實較大。判其凝結之狀態，何時成逐滴凝結，則與壁之狀況有關；壁之光滑者易成逐滴凝結，其凝結係數：

(54) — (57) 式均適用於各種可凝之氣體。倘其中含有部分不凝之氣體，則傳熱係數之大將與一般以蒸汽加熱之時，蒸汽中亦混有空氣，如不可逆勢以常溫電器凝之氣門以洩放之。下列簡式，可當估計水汽汽膜係數之助。

$$\log_{10} h = 1 + 0.0246\% \text{Vol 水汽} \dots \dots \dots (78)$$

凝結膜

此處係一般之公式可用。須個別以實驗決定。例如下列乃 212°F 之沸水在垂直凝結管之膜係數。

Δt	2	4	8	16°F
h (不攪拌)	450	630	810	10°0
h (200rpm)	13070	1360	1310	

下列為沸之液體在水平凝結管之膜係數：

Δt	10	15	20	25	30	35	40	45	50
沸水	735	1260	2130	—	—	—	—	—	—
沸乙醇	—	—	230	330	490	830	2150	—	—
沸甲苯	—	—	—	184	195	212	248	267	415

工業上凡盛裝液體之器皿，其壁每點有垢(Scale)，因而顯影響其傳熱，垢之厚度及凝結度，其不甚易確知，故一般以進行值之修正係數係數 U 為妥。

第三節 輻射

基本關係。

一切物體均輻射能量，且溫度愈高，輻射愈速。又因體液體可輻射之光帶(Spectra)為連續者，一部分或可透過。其一表面之總輻射能力 E 者，為該表面

單位面積單位時間內所輻射之能量也。輻射之總量，若其表面，取一單位面積，則其輻射總量，一部分反射，一部分再被吸收。故輻射之不能輻射之部分，被吸收部分與反射部分，各以分數表示，稱為吸收率 (Absorptivity) 與反射率 (Reflectivity)。其和必為 1 如吸收率為 1，則此物體稱為黑體 (black body)。天然之物嚴格言之，一絕對黑體。

設有兩無邊大平行之面 S_A 及 S_B ，面積均極大，溫度相同， S_B 為黑體，而 S_A 非是。 S_A 所射出之能量為 E_A ，全部為 S_B 所吸收； S_B 所射出之能量為 E_B ，而僅 $a_A E_A$ 被 S_A 吸收，(a_A 為 S_A 之吸收率) $(1-a_A) S_B$ 仍反射而為 S_B 所吸收。然根據熱力學第二定律， S_A 及 S_B 間不能有能量之運送，故

$$E_A = a_A E_B \dots \dots \dots (49)$$

即任何表面之輻射能力，與同溫度之黑體之輻射能力之比，即為該表面在該溫度對外界輻射之吸收率。因吸收率至多為 1，故同一溫度之黑體輻射之能量最大，故黑體亦可稱為全射體 (perfect radiator)。任何表面之輻射能力，僅為全射體於同一溫度下輻射之一部分，此部分稱曰該表面之輻射率 (emissivity)，以 p 似之。而 p 實即等於 a 也。

如取一密閉器，不拘其為何種形狀，其內部亦不啻為黑體。在其上鑿一極小之孔，則凡輻射之能量，均於此小孔上，進入密閉器，非且被吸收則必反射，再被吸收，罕有再自小孔逸出之機會；故此小孔實即為黑體。其輻射之光帶，如第四九圖所示。其各波長之能量，視其溫度，與某波長範圍內 (λ 與 $\lambda + d\lambda$ 間) 之能量為 $e_{\lambda B} d\lambda$ ，而 $e_{\lambda B}$ 為黑體之單色放射能力 (monochromatic emissive power) $e_{\lambda B}$ 。在某一波長 λ_m 處為最大，倘以 λ_m 之單位為 micron， T 之單位為 $^{\circ}R$ ，則 $\lambda_m = 5200/T$ 。溫度愈高則此波長之曲線愈左，而其最高峰亦愈高。

任何實際表面與同溫度之黑體之 e_{λ} 之比，稱為單色輻射率 (monochromatic emissivity)。即 $p = e_{\lambda} / e_{\lambda B}$ p_{λ} 亦等於 a_{λ} ，視乎該物之性質及溫度。故在單色輻射

如 ϵ 及 D_n 已知，則該表面之輻射即一定。如某一表面之 D_n 在各波長時均確全等，則此表面之溫度，與黑體者甚相近，如第五十圖所示。此種物體稱為灰體 (Grey body)。

第四十九圖

第五十圖

在工程師所常遇之溫度範圍內，輻射之主要部分為紅內光，而大多數物體，除光滑之金屬外，對於此種波長，均為灰體，一般 P 在 0.7 與 0.97 之間。光滑之金屬則不同，如鉛為 0.04—0.06，而表面在 1100°F 氧化者， P 僅 0.2，且此種 P 之值，隨波長而異。

關於 Stefan-Boltzmann 定律。

$$E_b = \sigma T^4 \quad (30)$$

若以英制單位， E_b 以 B.t.u./小時，平方呎為單位，則 σ 為 0.173×10^{-8} 。若 T 以 °R 為單位， E_b 以 Cal/秒平方厘米為單位，則 σ 為 1.37×10^{-12} 。

面之輻射 $q = \epsilon E_b$

此式為 Stefan-Boltzmann 定律之簡化式。

第五十一圖

第五十二圖

第五十一圖中 dA_1 為黑體，其一面輻射熱能四週， dA_2 為另一黑體，單位時間自 dA_1 所輻射之光線乃比例於 dA_2 處所見之投影面積 dA'_1 ， dA_2 面所切者則為比例於 dA_2 之投影面積 dA'_2 。又輻射之強度，反比例於距離之平方，故

$$dq_{1 \rightarrow 2} = i_1 \frac{dA'_1 dA'_2}{r^2} \dots\dots\dots (81)$$

又自第五十二圖， AB 為 dA_1 之廣大，在 BC 方向之投影為 dA'_1 。顯然可知 $dA'_1 = dA_1 \cos \phi_1$ 。同樣 $dA'_2 = dA_2 \cos \phi_2$ ， ϕ_1 及 ϕ_2 為 r 與面之法線(normal)線所成之角。

$$\therefore dq_{1 \rightarrow 2} = i_1 (dA_1 \cos \phi_1) (dA_2 \cos \phi_2) / r^2 \dots\dots\dots (81a)$$

亦可改成正則形式，因

$$dW_1 = dA_2 / r^2$$

$$dW_2 = dA_1 / r^2$$

dW_1 為 dA_2 對 dA_1 處所成之立體角， dW_2 為 dA_1 在 dA_2 處所成之立體角

$$\therefore dq_{1 \rightarrow 2} = i_1 dA_1 \cos \phi_1 dW_2 \dots\dots\dots (81b)$$

$$= i_1 dA_2 \cos \phi_2 dW_1 \dots\dots\dots (81c)$$

i_1 稱為自 dA_1 面之輻射強度(intensity of radiation)

dA_1 面向向一半圓範圍內輻射，其總共值即為 E_{B1} ，故

第五十三圖

第五十四圖

$$E_{B1} = \int_{A_1}^{A_2} i_1 \cos \phi_1 \cdot dA_1 = i_1 \int_{A_1}^{A_2} \cos \phi_1 \cdot dA_1$$
 由第五十四圖， $dA_2 = 2\pi r \sin \phi_1 \cdot r d\phi_1$ ， $dA_2 = dA_1$

$$\therefore dA_1 = 2\pi r \sin \phi_1 \cdot r d\phi_1 \dots \dots \dots \frac{r^2 \sin^2 \phi_1 \cdot d\phi_1}{r^2} = i_1 \dots \dots \dots$$

$$\therefore E_{B1} = 2\pi r^2 i_1 \int_0^{\pi/2} \sin^2 \phi_1 \cdot d\phi_1 = i_1 (\sin^2 \phi_1) \cdot \frac{\pi}{2} = \pi i_1$$

$$\therefore i = \frac{E_1}{\pi} = \frac{\sigma T^4}{\pi} \dots \dots \dots (82)$$

自 dA_2 所射至 dA_1 之輻射，亦可用(81)(81a)(81b)(81c)及(81d)等式推求其值。因黑體對輻射全部吸收，故抵消後之熱交換仍可用(81a)(81b)(81c)表示，惟 i_1 改為 $(i_1 - i_2)$ ，或 $(E_{B1} - E_2) / \pi$ 而已。

將以上諸式，應用於無限大之面，而在有限大小之面，則必須將(81)及(81d)式乘積積分。例如兩平行且相等之圓板間之熱交換，其值如下圖。

$$dA_1 = d\rho_1 \cdot \rho_1 d\phi_1 \dots \dots \dots r_2 b_1 \cos \phi_1 \cdot d\phi_1 =$$

$$dA_2 = d\rho_2 \cdot \rho_2 d\phi_2 \dots \dots \dots r_1 b_2 \cos \phi_2 \cdot d\phi_2 =$$

$$\cos \phi_1 = \frac{r_1}{r} \dots \dots \dots \text{由(81)式推求其值，其值如下圖。}$$

第五十五圖

$$\cos\phi_1 = K/r$$

$$r = \sqrt{\rho_1^2 + \rho_2^2 - 2\rho_1\rho_2\cos(\Psi_2 - \Psi_1) + k^2}$$

$$\text{而 } dq_{\text{net}} = \frac{(E_{B1} - E_{B2})dA_1 \cos\phi_1 dA_2 \cos\phi_2}{\pi r^4}$$

$$\therefore q_{\text{net}} = E_{B1} - E_{B2} \int_0^{2\pi} \int_0^{2\pi} \int_0^b \frac{\rho_1 \rho_2 k^2 d\rho_1 d\rho_2 d\Psi_1 d\Psi_2}{\pi [\rho_1^2 + \rho_2^2 - 2\rho_1\rho_2\cos(\Psi_2 - \Psi_1) + k^2]^2}$$

$$= (E_{B1} - E_{B2}) \left\{ \frac{\pi}{2} [b^2 + a^2 + k^2 - \sqrt{(b^2 + a^2 + k^2)^2 - 4a^2b^2}] \right\} \dots (83)$$

按 A_1 與一無限大之平行面間之熱交換為 $(E_{B1} - E_{r,1})A$ 故(83)式，大括號中之數，可視為 $A_1 F_{12}$ ， F_{12} 代表 A_1 之輻射為 A_2 所交者。同樣亦可視為 $A_2 F_{21}$ ， F_{21} 代表 F_2 之輻射為 A_1 所交者。

以任何兩面論，

$$q_{\text{net}} = (E_{B1} - E_{B2}) A F_A = \sigma A [T_1^4 - T_2^4] F_A \dots (84)$$

如 A 為小面積，為另一面所完全包圍，則 $F_A = 1$

$$\therefore q_{\text{net}} = (E_{B1} - E_{B2}) A = \sigma A (T_1^4 - T_2^4) \dots (85)$$

第五六圖示各圖版，方形物及極長之薄方形面之 F_A

灰體間之熱輻射 嚴格之理論研究，甚為複雜，但實際上可仿(84)式，用下列公式計算：

$$q = \sigma A (T_1^4 - T_2^4) F_A F_B \dots \dots \dots (85)$$

式中 F_A 視乎兩面之相對位置及大小，見第五十六圖及五十七圖， F_B 視乎兩面之輻射係數 P_1 見下表。

式中之係數之值

編號	情形	面積 A	F_A	F_E
1	無限大平面	任何面	1	$\frac{1}{(1/P_1) + (1/P_2) - 1}$
2	一面為另一面之鏡像	被包圍之面 A_1 (註一)	1	P_1
3	全半球或同心之無限大圓筒。(註二示被包圍者)	A_1	1	$\frac{1}{\frac{1}{P_1} + \frac{A_1}{A_2} \left(\frac{1}{P_2} - 1 \right)}$ 或 $\frac{1}{\frac{1}{P_1} + \frac{1}{P_2} - 1}$ (註二)
4	dA 及另一線始終平行於 dA 並平行於彼此位置而移動所成之面。經 dA 之法線並與另一面之法線相垂直。作成一面。在此面內， ϕ 及 ϕ' 為 dA 與另一面之邊所連線與 dA 法線間所成之角。	dA	$(\sin^2 \phi - \sin^2 \phi') / 2$	$P_1 P_2$
5	相等平行圓板，中心相連之線，垂直於圓板。	任一面	五十六圖 1 線	$P_1 P_2 < F_E$
6	相等正方形，且正相對	任一面	五十六圖 2 線	$\frac{1}{\frac{1}{P_1} + \frac{1}{P_2}} > F_E$
7	相等長方形，且正相對	任一面	$F_A = \frac{\sqrt{F_A' \times F_A''}}{2}$ (註三)	(註四·六)
8	平行正方形或圓板，以不傳熱而可反射之黑體壁相連。	任一面	五十六圖 3 線	$P_1 P_2$ (註六)
9	兩長方形互相垂直具一公共之邊	任一面	五十六圖 3 線	$P_1 P_2$ (註六)
10	平行之長方形，以不傳熱而可反射之黑體壁相連。	任一面	(註五)	$P_1 P_2$ (註六)

若干露於空氣中之管線，其損失熱係由於輻射及對流兩項之作用，今合併言之。

茲將表 59 中之數據(即表 58 中之數據)：

第五十九圖為一般鋼管露於 70°F 大氣時之 $q/A\Delta t$ 之數值，其單位為 Btu/hr-ft²。

第五十九圖

又下列為水平管露 81°F 大氣時之 $q/A\Delta t$ 。

$\Delta t(^{\circ}F)$

管徑(吋)	30	50	100	150	200	250	300	350	400	450	500
1	2.16	2.26	2.50	2.73	3.00	3.29	3.60	3.85	4.34	4.78	5.16
3	1.97	2.08	2.25	2.47	2.73	3.00	3.31	3.69	4.08	4.43	4.86
5	—	1.95	2.15	2.36	2.61	2.90	3.20	3.54	3.90	—	—
10	1.80	1.87	2.07	2.29	2.54	2.80	3.12	3.47	3.84	—	—
	550	600	650	700							
	5.89	6.05	6.31	6.58							
	5.26	5.71	6.19	6.66							
	—	—	—	—							
	—	—	—	—							

爲減少管件之熱損失，專於管外包以絕緣物。然包絕緣物後 L 固增，而 A 亦增。如在小管外包以過厚之絕緣物不佳之物，熱損失反可增加。例如第五十八圖爲管包以 $k=0.18$ 之石棉之情形，可見包之厚之石棉後，其熱損失可與不包者相同，逾此反有損矣。

第六十圖

測溫時因輻射而生之錯誤 溫度計置於一管道中，測管道之氣體之溫度。倘此時氣體之溫度與管道壁之溫度不同，則溫度計因受管道壁輻射之影響，其所示溫度，非準確的爲氣體之溫度，

$$T_g = T_w + \frac{p_g}{p_g + p_w} (T_w - T_g) \quad (90)$$

式中 T_g 爲氣體之溫度， T_w 爲溫度計之溫度， T_w 爲管道壁之溫度， p_g 爲溫度計之輻射係數， p_w 爲氣體在溫度計外之對流膜係數。

分子，大小相差無幾，故其壓止必一半為等分子一半為等分子，故等分子之逸出之面，僅有一半，而氣態弱分子逸於表面，則無論所遇為折角，均可進入，故此等弱分子之逸出為總逸出之二分之一。另一方面，如膠與水之混合物，其表面之半為膠分子所蓋，此一個水蒸氣之水分子遇於表面之水，則進入液體；如遇於表面之膠，則因不能代替此大分子，遂反射面仍成爲蒸汽，故此時之情形與表面之半以玻璃蓋過無異，故此等之蒸氣壓與純水無異。按膠之分子大，故分子分數小，是以一般言之，任何可揮發物之蒸氣壓與溶液中該物質分子分數(mol fraction)成比例。

揮發熱——當物體表面之分子，逸至器內之空氣中或其他氣體中之時，即上述之平衡，先成立於定態該物體之靜止氣態膜之內表面。分子以滲透作用(diffusion)經此膜至膜之外表面，復漸滲散及對流而至器之其他部分。如容器未密封，則空氣被推至前述之空間，仍保持正常之大氣壓，故總共大氣壓爲該物質之蒸氣壓(達平衡之時，與毫無空氣存在時同)，與未外推部分空氣壓力之和。

故欲使在一定溫度下進行揮發，則前述動的平衡，必須破壞。如該物質之表面暴露於大氣中，揮發之分子可藉空氣流以掃去之；於乾燥及在空氣中之蒸發均然。如容器係密閉者，則揮發出之分子可通至壓力較低之處；換言之，即分子較少之處。所以能維持壓力較低者，或乃由於溫度較低，致分子之數及速度均較小，因而壓力較低，如冷凝等量；或用機械力，將其抽出，如製糖時所用之蒸汽壓輪法量，或將分子吸於具有吸收力之媒質中，分子遇之可被吸收而不復能逸出，例如硫磺之乾燥法量。

揮發之液體溫度，不能始終保持一定，蓋速度較大之分子，都具有較大之動能，故此等分子逸出後平均動能爲之降低，即溫度降低。如欲維持一定溫度，則必需於外方加入。此種揮發熱，視各物體而不同，並以壓力與溫度之比而異。下列爲關於揮發熱之諸定律：

(a) Trouton 規則：

$$\frac{L_v}{T_v} = K$$

T_s 爲一般氣壓下之沸點， L_s 爲 T_s 時每分子之揮發熱。

K 爲常數，如 T_s 以 $^{\circ}K$ 爲單位， L 以每克分子之小卡計，則許多非極化物質之 K 爲 21) Trouton 規則僅適用於不極化之物 (non-polar substances)。

(b) Kistyakowsky 式：

$$\frac{L_s}{T_s} = 8.75 + 4.871 \log T_s..$$

此式仍不適用於極化物，如水等。

(c) Watson 式：

$$\frac{L}{T} = r \frac{L_s}{T_s}$$

L 爲 T 溫度下之揮發熱， r 爲 T/T_a 及 T_s/T_c 之函數。(見第六十一圖)
 T_c 爲該物質之臨界溫度。此式可適用於一切液體。

與純乙醇在大氣壓下之沸點為 78°C 。其汽化之揮發熱為 201 小卡/克。隨溫度變遷為 1.10 。試求 180°C 時之揮發熱。

$$\text{按 } \frac{T_B}{T_C} = \frac{273+78}{273+243} = \dots 0.680$$

$$\frac{T}{T_C} = \frac{273+180}{273+243} = \dots 0.680$$

$$\text{自隨 } r = \dots 0.50$$

$$\therefore L = 0.5 \times 201 \times \frac{273+180}{273+78} = 132 \text{ 小卡/克}$$

(d) Claperon 式：

$$\frac{dn}{dT} = \frac{L}{T(V_g - V_L)}$$

p 為 T 溫度之蒸汽壓， V_g 為蒸汽之分子量體積， V_L 為液體之分子量之體積；如 T 溫度時之蒸汽壓，隨溫度之變化率已知，則自此式可導出求出 T 溫度下之揮發熱。

(e) Claperon 式並用 dihring 規則

$$\frac{dp}{dT} = \frac{L}{T(V_g - V_L)} = \frac{pL}{RT^2}$$

應用 dihring 規則(見後文)

$$L = r \frac{T^2}{T_r^2} \frac{dT_r}{dT}$$

r 表示某一標準物， T, T_r 為 dihring 線上一點(即同壓力下) $\frac{dT_r}{dT}$ 為 dihring 線之斜度。

例如自後文之 dihring 線，知乙醇 40°C 之蒸汽壓與水在 58°C 者同，又 dihring 線之斜度為 1.10 ，又水在 58°C 之揮發熱為 $18,280 \text{ B.T.U./磅分子}$ 。

$$\therefore Lv = 18280 \left(\frac{40 + 273}{58 + 273} \right)^{2.0} \times 1.16$$

$$= 17950 \text{ B. 爾耳/磅分子}$$

實驗測得 40°C 時乙醇之潛熱為 17800 u.T.u/磅分子。

(f) Hildebrand 曲線 (見第六十二圖)。

沸點——按分子運動主受溫度之支配，故液體中凡具有足以逸出之速度之分子百分數越多，最後，溫度愈增高，可使蒸汽壓與大氣壓相同，空氣無限的被推至他方。此時之溫度，稱為該物質在該大氣壓下之沸點。沸點隨壓力而增，其關係見 Claperon 式，實際上可用 duhring 規則估之。據此規則，任何兩物質相較，如以其一之沸點為橫標，另一在同壓力下之沸點為縱標，則所成之線為直線，稱 duhring 線 (見圖)。作 duhring 線時，可能時宜以相似之物質比較，依此法，理論上只須知兩溫度之蒸汽壓或兩壓力下之沸點，即可求其每壓力下之沸點，事實上，能多加幾點，則自更為準確第六十三圖至第六十五圖，苯胺羧氧化鈉之沸點曲線及 duhring 線。

符號：

M—分子量

r = L 潛熱(小卡/克)

T—絕對溫度(°K)

p—蒸汽壓(毫米水銀柱)

 $\frac{M}{T}$ 克分子^{°K} 磅分子^{°R}
 $\frac{M}{T}$ 克分子^{°K} 磅分子^{°R}

干(°C) 乙(°F)

) (°C) 轉(°F)

(°C) 轉(°F)

°C

第六十五圖

按壓力與沸點之關係，亦即溫度與蒸氣壓之關係。此種關係，除用 *dühring* 線外，尚可用 *Cox* 圖解決之。*Cox* 圖之作法如下：在圖上任作一線，代表水之蒸氣壓與溫度之關係，橫標劃分為對數格，代表蒸氣壓。各溫度下水之蒸氣壓均已知，故縱標之溫度分格，於焉決定。此後用此座標，將任何物質之蒸氣壓與溫度之關係劃出，均近似成直線，且種類者均交於一點。故任何種之某一溫度之蒸氣壓已知，則其他溫度之蒸氣壓均可知。（見圖六十六）

然類如石油之分子不明者，可自沸點估其平均分子量，其式如下：

$$\log_{10} M = 2.51 \log_{10} (t + 3931 - 4.7123)$$

t 為華氏溫度表示之沸點。

蒸氣壓所受之其他影響：

(a) 外界壓力如甚大時，蒸氣壓可受影響。其關係可用下列近似式計之。（溫度不劇變時）：

$$\frac{d_p}{dp} = \frac{U_s}{U_g}$$

圖六十六續

動大氣壓變化 d_p ，則蒸汽壓隨之變 d_s ； U_1 、 U_2 為液體及蒸汽同量之體積；在低壓下， U_2 甚小，故 $dp=0$ 。

(b) 液體面之凹凸亦有影響於蒸汽壓；凸出者蒸汽壓較大凹入者蒸汽壓較小，故知蒸汽已起過飽和之變，(即溫度在露點之下)而無任何足以成爲凝結之核心之粒子存在，則雖然蒸汽分子凝爲極小液體粒，此小粒之凸出度甚大，蒸汽壓走過於平常之所需蒸汽壓，故仍揮發；換言之，即並不凝結，成爲過冷現象，惟事實上共有微塵粒子，足爲凝結之核心耳。

支配揮發之因子——a) 液體四周之蒸汽壓，較之該液體在該溫度下之蒸汽壓爲低，則必揮發；揮發時必消耗熱，如熱不自外方供給，則其初雖仍進行揮發，而液體之溫度爲之降低因而蒸汽壓減低，故最後必使蒸汽與四周之蒸汽，屬平衡。此時揮發即停止。故知凡欲使液體繼續揮發，必合下列二條件：

第一、揮發所需之熱，必由熱供給。

第二、液體蒸氣與四周之該蒸氣之熱平衡之程度，必隨熱破壞。

機械能力問題——蒸氣發生器或乾燥器之能力，亦與揮發之快慢，視乎熱加入之快慢。一般熱係以傳導對流而來，故可用下式表示之。

$$Q/\theta = U \cdot A_{av} \cdot \Delta t_{av}$$

其中 Q/θ 為單位時間傳導之熱， A_{av} 為平均傳熱面積， Δt_{av} 為傳熱點與受熱點之平均溫度差， U 為傳熱係數。如熱係藉輻射而來，則熱通視乎 (1) 面積及其佈置，(2) 絕對溫度之四次方之差 (3) 表面之放射率。如熱係藉輻射傳導對流而來，則為兩者分別計算後之和。凡此已在第二章中述及矣。

第四章 蒸 發

第一節 總 論

基本因子——欲使一揮發性液體揮發，須合下列兩條件即可：

第一、供給熱於液體。

第二、驅散所生蒸汽，自液體表面附近除去，勿使聚積。

1. 熱之供給——熱必供給於液體本身，其供給方式有三：

- (1) 直接暴露於熱源。
- (2) 間接經壁而傳熱。

2. 蒸汽之除去——亦有兩方式

- (1) 與空氣等廢氣混合。
- (2) 不混合。

蒸發方法之分類——根據上述，蒸發方法可有四種。

第一類——熱直接傳於液體，蒸汽與他氣體混合。

第二類——熱直接傳於液體，蒸汽不與他氣體混合。

第三類——熱經壁而傳於液體，蒸汽與他氣體混合。

第四類——熱經壁而傳於液體，蒸汽不與他氣體混合。

第一類(熱直接傳於液體蒸汽與他氣體混合)

此類方法之長處，為器壁不必用傳熱之物製造，故可免上述腐蝕問題；在沉積垢，亦無關係。又倘熱源即為氣體，可使氣體直接傳熱於表面。其缺點為蒸汽之潛熱，不能用多量式以利用之。

1. 日光蒸發——此乃最廉之方法。惜一般不甚可倚靠，因日光不能永有也。有時將水裝於淺盤或池中用此法蒸發得鹽。

2. 木架——亦係用以蒸鹽水者，其法以木堆成架，鹽水自頂上之分佈桿淋下，利用風力將水分蒸發，木板上往往結有圓體，為鹽水中所含之石膏之類。

所有熱氣皆應加熱之液，則其熱源之數目，亦非與蒸氣之數同也。

（蒸氣有較廉價之液體，蒸氣不與其他氣體混合）

一般之蒸發器對於其熱源，熱源可為（1）熱氣或燃燒機之廢氣；（2）熱油或其他液體；（3）蒸汽，即用水蒸汽。其中最重要者為水蒸汽。本書之後文均以對這此種蒸汽加熱之蒸發器為志。

1. 直接加熱之蒸發器——此種稱為熱壁或管壁之釜，直接置於火上，始有定熱源之效果，方接觸各液。否則未燃氣之熱，因熱源之溫度降低，熱氣之溫度亦低。直接加熱之蒸發器中，多起之氣打打乃在燃燒室管口面，直接加於釜中液體，亦不能大增蒸發器之能力。惟如液體甚粘，則須加以攪拌，以免局部過熱。蒸發器之能力中，支配於蒸發器之受熱面積，及熱源與液體溫度之相差。

近代所用一種管式釜(Pipe still)乃若干管管，下置燃燒室，其外蒸發之管，液體自密封之管流入，先以將入煙囪之廢氣加熱，後入所謂「裂解段」熱管外燃燒氣以對流傳熱於管；最後乃入爐之燃燒部分受輪空及對流傳熱之作用，放出真品。此種管式釜蒸氣，乃流出至分離器，以分開液體與蒸氣。

2. 油加熱之蒸發器——倘普通壓力之水蒸汽，不能達所需之溫度，而又不能直接加火，則可用熱油以加熱。任何用蒸汽之蒸發器(下述)皆可改用油，而一般以用高壓油為便，用油以加熱時，須具與水釜式鍋爐相仿之油加熱管，及自動保險裝置，以防油之過熱。

3. 蒸汽加熱之蒸發器——水蒸汽用為熱源。有加熱均勻，管制容易，操作方便之利。(詳參考拙著化學工廠中之蒸汽問題，見丁程學報一卷四期)一般最常見之蒸發器，均用此類，如有低壓之廢水蒸汽可資利用，則用之自甚經濟；如因而須使液體方面成爲真空，應獲必要之溫度差，亦所不能。如所需之溫度甚高，水蒸汽在一般壓力下不能達之，則可用其他蒸汽。如一氣壓之蒸汽於674°F，二氣壓於750°F，然究不常用也。

以所用之器具言，可分為兩種，一為夾層鍋，一為普通之蒸發器。後者於第二節以下之詳述。夾層鍋則甚為簡單，歐美廠家，製有各種機器，其構造之大略如

其製造方法：材料亦有種種，如銅、鋼、鐵、鋁、玻璃以及搪瓷等。

第二節 一般之蒸發器

任何蒸發器，務須使水蒸汽得以達加熱面；凝結之水及水蒸汽中之空氣得以排除；沸液體所生蒸汽有空隙得以與液體分開，且得以迅速排出；液體得以加入流出。至加熱面之本身則每為許多管子，蓋管子之加熱面積，遠比簡單之水層器為大。為易於製造起見計，每為直管，(但亦偶有例外)，或水平或垂直或傾斜。沸液體或在管內，或在管外。另一面則為水蒸汽。又沸液體可或全至要覆佈於加熱面上；或僅在加熱面上成一薄膜。茲根據此等可能特性，分類如下：—

- | | | | |
|---------|-------|--------|-----|
| 橫管 | 液體在管外 | 管浸於液體中 | (1) |
| | | 液體成膜 | (2) |
| | 液體在管內 | 管浸於液體中 | (3) |
| | | 液體成膜 | (4) |
| 垂直管或斜管 | 液體在管外 | 管浸於液體中 | (5) |
| | | 液體成膜 | (6) |
| | 液體在管內 | 管浸入液體中 | (7) |
| | | 液體成膜 | (8) |
| 其他..... | | | (9) |

每一類中，又可有種種式樣；各廠家各有其出品，標以專名。

第一式 橫管，液體在管外，管浸於液體中) 屬此類者甚多。圓筒形或長方扁面均可。器中須有一部不為蒸汽管所穿過，或在中央，或在兩旁，俾便液體之循環。此等佈置，與傳熱係數亦有關係。液體之加入口，可在液面以上，或在液層以下。

第二式 橫管，液體在管外，成膜狀) 屬此式者甚少，以 Shell 蒸發器為惟一重要之例。其概要多蒸汽管一束，聯於一公共汽箱，蒸汽管稍傾。此凝結水倒流回；不能凝結之氣體則自管之端逸出管外。液體滯於上橫管之外面，積於底部，若是則其接觸高溫之液體量不多，即液體接觸熱之時間不久，故凡火熱可變壞之物質

，宜爲此類橫管。

第六十七圖

第一種蒸發器中之液體如開始沸泡，可將液層降低，使管中受熱者爲液體膜；此時此蒸發器應列入第二種。

第三式（橫管，液在管內，液浸滿管面，）與類極難實施，因蒸汽導出時，必夾帶若干液體也。水管式為適宜近於此，但此時加熱並非用水蒸汽。

第四式（橫管，液體在管內，成膜狀）Varyen 蒸發器屬於此類。

第五式（垂直管，液體在管外，管浸於液體中，管時常用，然加熱管安置不便，且妨礙液體之循環，故今已不用）。

第六式（垂直管，液體在管外，成膜狀）與第五種具同一缺點，故已不用。

第七式（垂直管，液體在管內，管浸於液體中，）此類最爲重要，最常見者，顯

謂標準式，乃將若干垂直管之兩端分別固定於兩板上，兩板間橫隔蒸發器，於是兩板之間，即形成一蒸汽室，但中央須隔一大圓筒，以爲循環之通道。

另一式則將蒸汽加熱部分，作成一較蒸發器內徑爲小之圓筒，中央爲水蒸汽口，四周鋪佈垂直管，此種蒸發器稱爲籃式蒸發器，因加熱部分懸於中央，如籃懸吊也。

屬於本式之蒸發器，其優點爲易於清除管內之積垢標準式蒸發器在器壁上有小孔(mashole)，可自此以回轉之「清理管子器」(Tube cleaner)清理管件。籃式蒸發器則卸開器中層之螺旋帽接聯，可以打開，而將整個籃子提出，另換入備用之籃子。

鹽水每含易結垢之硫酸鈣，故宜用本式之器以蒸發之。

第八式(垂直管，液體在管內，成膜狀)。垂直或傾斜之長管一束，兩端各牢固固定於兩板，成爲蒸汽室，整個有如加熱器(heater)然。惟液體僅裝至管之下半部。加蒸至沸，則液體高速噴上，成爲蒸汽與液體之混合物，宜分離之。如頂上之部分不夠大，則另設一分離器，蒸汽上昇而出，液體落下，一部分作爲成品，一部分與新液體混合後再蒸發。此式傳熱係數大，因液體經管中之速度頗大。此式宜用於易起泡之液體。

第九式用側筒增加在管內之速度，使傳熱係數增加，因而蒸發之能力增加。

第三節 蒸 發 之 操 作

以下述蒸發器之操作情形及需要之條件，

在真空中蒸發——現今之蒸發器均接冷凝器及真空抽筒，以使其在真空中蒸發。若干人每懷有一種錯誤之想，以爲真空中沸點較低故揮發所需較少之能量，實則不然。至沸點雖低，而揮發潛熱隨之增加，且真空必用抽筒，亦消耗一部分能量也。使用真空之實際困難，爲：(1)液體之沸點降低，故蒸汽與液體間之溫度差增加，因而蒸發較速。惟如沸點之降低增溫度差甚分大，反於熱點不利耳，(2)揮發潛熱之低使蒸汽量(3)許多物質特別爲有機物，在太氣壓下加熱至沸可多變質，價

液深淺度，孔，液槽設等。(4) 若干物質之結晶大小及厚氣質，可藉變換液面液體之溫度而調節之；如糖之蒸發量。

真空之維持——自前文知蒸發器中宜維持真空，因蒸發能力較大，因之蒸發器中若生液蒸汽，必用真空唧筒抽出。而經唧筒之前，每先經片凝結儘量凝結，俾使唧筒所露之工作減少，如忽略凝結出口管口後之厚膜，且無不能凝結之氣體存在，則蒸發器內之真空壓力，即為冷凝器中在接觸蒸汽處所達之最低溫度下之蒸汽壓。事實上因有不能凝結之蒸汽存在，故壓力較大。自此，復可知其一一蒸發設備中可能達到之最高真空度，視乎冷水溫度(冷水愈冷愈佳)。

冷凝器——冷凝器有兩式，其一，冷水與凝結之蒸汽以壁分開，稱為「表面冷凝器」(Surface condenser)。又一冷水直接噴射凝結之蒸汽，稱「噴式冷凝器」(Jet condenser)。

噴式冷凝器轉速迅，故機器能力大，構造簡單，低廉，故一般業用之。但噴式冷凝器冷水亦必用真空唧筒抽出，又冷水中之空氣，易逸至蒸發器中，致壓力稍增，減其缺點耳。

液體與氣體均應以唧筒抽出。如兩者分別抽出，則所用抽空氣之唧筒，稱乾唧筒，如兩者混合後一併抽出則稱濕唧筒。如將冷凝器置於高處，噴出之水，經一長管流出，形成所謂「氣壓脚」(barometric leg)，則可不另唧筒，但仍以接一導出空氣之乾唧筒為妥。又使用氣壓脚時，冷水須以唧筒揚至冷凝器，仍須耗費等動力也。

起泡及蒸汽中夾雜氣體——按蒸發器之目的，乃將蒸汽與液體分開，故蒸汽在未過冷凝器以前，必完全與液體分開。

起泡 (frothing) 者，即液體成為泡沫，而隨氣體同昇之現象也。如遇此等現象，宜將蒸發器中液面降低，使氣泡與加熱面接觸，因而脹破氣泡而氣化。惟液面只須降至泡沫全部消滅即可，更降則徒然的減少加熱面積，採用此種方法，易致封垢為其缺點。凡易起泡之液體，宜用膜狀蒸發器。

除泡中，蒸汽中尚有夾雜之小粒子。此時冷凝器中凝聚之蒸汽中，設有蒸質

此種現象，如單位面積單位時間放熱之數，多，易於發火；而與液體之粘度，粘度，表面積均均有關係，因此與液體之性質有極大之關係。宜留 30 吋以上乃至 6—15 呎高之空間，其間不得有收縮部分，致造成積水，液體不能分出。故凡位於液體之液體，液面上必須留此空間，液體以凝結在壁面或管內者，則每用抽吸或擊心力等出之分離器以分離液體。

液面上留有空隙，當然使機器形狀龐大，且熱之損失極大，但大機器，後者之影響不甚著。

起泡現象可自發器上之觀察玻璃或玻璃管看出。

蒸氣之供給：蒸氣器中所用蒸氣，欲能力量溫度愈高愈佳。但現今蒸氣均不能到達高，而蒸氣中蒸氣，縱使是飽和蒸氣，亦迅速變為飽和蒸氣，故壓力不能高，溫度亦不能高。所用蒸氣應自飽和蒸氣，或係用電力蒸氣機之蒸氣。蒸氣用蒸氣管上必設自動節壓裝置；使壓力不至過高；其節壓器之用法，則蒸氣來源必須充足，俾保證以後壓力決不至不等的蒸氣管破裂；以免因斷流而壓力減至太低；蓋此項影響，於低壓蒸氣影響殊大也。

蒸氣所成凝結水之除去——此項極為重要。加熱所用管件不得過長，致後使積留凝結之水，無傳熱作用，管子均應向蒸汽流動方向傾斜，使凝結之水得以排出，凝結水宜用「凝結水捕集器」(trap)，以捕集凝結水；又蒸汽管之端或底部之蒸汽室端，應設玻璃管以察覺有無未蒸盡之凝結水。

水蒸汽中空氣之除去——水蒸汽中如夾有空氣則傳熱不良，且有蒸氣室之壓力與溫度不互相符合之情形，如為夾有空氣之蒸汽之去法，宜時時啓一放氣管，將空氣排出，而洩於蒸氣器之液面之上，即凝結於液面。

液體之加入或抽出——蒸氣器可有二種操作法，其一，為將液體充滿至適當高度後，調節液體流入速度，使液面一定，同時液面逐漸增高，往後規定高度，乃逐漸抽出；係何種液體之操作，另一為液體法，液體由蒸氣器之液面一面抽出，或分液體，其面如不能維持，保持結後在液面之溫度，不致結法操作時液體噴出，或因溫度過高，或因化之氣，故應注意調節；其法則由液面所需液體及液

• 流入及流出溫度永不變，管理方便。故一般採用之。惟連續法操作中，液體常在最高濃度，即溫度差常為最小之值。此其缺點耳。

液體之流入速度，用活門調節，或用手操縱，或用浮遊活門(float valve)之類，自動管制，使液面常為一定。凡液體成膜狀之蒸發器，液體進口必有一定位置；在液體受熱管子之蒸發器，則液體進口不論在何處，均可；蓋液體加入後即迅速混合也。液體之出口宜與入口相連，以免液體成短路而流出，亦宜用一自動管制之活門，由濃度管制之。蒸發器之壓力在大氣壓以下，故其流出須用唧筒。器內液面之高低可自玻璃旁管上觀察之。

固渣之除去——若干溶液，蒸發時有固渣沉澱，例如自硬水蒸鹽量。此時宜在蒸發器上設可開下除鹽器(Salt catch)除鹽器裝於蒸發器之下部，上下各設一活門，平時與上部活門與蒸發器相通，而閉下活門。此種蒸發器底部必稍斜。使渣均落於其中。待鹽積滿後，乃閉上活門，使與蒸發器不通，啓下活門，取出鹽。此種捕鹽器，一般有兩個，可交換使用。有機器中有濾板，俾母液可淋下，鹽留於其上；乃可用水洗，用乾蒸汽及空氣乾之。在電能製鹼工業，蒸發器折出之鹽，洗後溶於熱水，用唧筒抽出。

第四節 關於蒸發氣之傳熱問題

傳熱之總力比例於下列三因子：傳熱面積、水蒸汽與沸液體面之溫度相差，及蒸汽傳熱至沸液體之總傳熱係數。

傳熱面積即為管子面積，惟如液體太淺一部分液體不與管件接觸，則與該管管子之面積無效。又蒸汽之凝結水如不立刻流出，管內凝結之水體積聚其中，即成無有效之傳熱面積。故之惟非即時無論是否全部面積有效，其採用全管管之面積。故以上致項，表面上均使傳熱係數減小。

溫度相差，即為水蒸汽之溫度與沸液之溫度相差。水蒸汽凝為水蒸汽，而進入蒸發器後因受隔壁較低溫度之影響，這部分至稍減其壓力及飽和溫度，以致凝結，凝結之水凝結降溫凝結後方流出。因顯熱比潛熱為小，故其顯熱狀態變為極

和，以及自飽和之水變爲較冷之水，均甚迅速。事實上，溫度其始終於相當壓力飽和溫度下。一般均以此計算。至於另一方面，即溶液之沸點，則在一定壓力下，本一定；可自 duhring 線估計，一般因所蒸者爲水溶液，故均以該壓力水之沸點爲標準，而稱液體沸點較高之溫度爲「沸點增高」(boiling point rising)。沸點增高愈大，則溫度相差愈小，即機器之能力降低。復按之實際工廠作業，往往不查 duhring 線，(有時根本無此線可用)而蒸發器中只測壓力不測溫度，故此時只能作爲水而計算其沸點，即忽略沸點增高。此時根據機器能力，算出之傳熱係數，稱爲「表面之總共傳熱係數」(apparent overall heat transfer coefficient)如根據 duhring 線算出沸點而計算，則稱「修正後之總共傳熱係數」(Corrected overall heat transfer coefficient)與此相當之溫度相差，名稱「表面之溫度相差」(Apparent temperature difference)及「修正後之溫度相差」(Correct temperature difference)。

與此有同樣影響者，爲液層之壓力影響。一般所稱壓力，爲上部空間壓力，而實際液體所受壓力，爲此空間壓力與液柱壓力之和，壓力既較高，沸點亦遂高。實際上液體在底部并不沸，在上昇時，一面溫度昇，一面壓力降，未達表面之前即已沸。故嚴格言，沸點殊難確定。一般假定平均沸點相當於液層中點之壓力。而有時顧及此層。惟因而求出之總共傳熱係數，與液層高低更有關係。液層過高，則因此項影響，而傳熱小，故算出之傳熱係數減小；惟如液層過底，則因管之面積一部無效，故算出之傳熱係數又小耳。

總共傳熱係數，係包括液層之膜及固體而言，茲分別研究之。

1. 水蒸氣之膜係：水蒸氣之膜係頗大，較一般有機蒸汽之膜係數爲大。如乃黏狀凝結，則更易傳熱。
2. 傳熱壁之導熱度及管壁厚：銅之導熱度約爲鋼之九倍，則薄則者近，故僅就比層言，銅比鋼器之傳熱能力應大九倍。但事實上固體壁之熱抵抗與整體抵抗抗抵較，每殊小，故以銅代鋼所勝有限；如兩方之膜係數愈大，則以銅代鋼之優點愈顯明，但即在最有利之情形下，即一方爲純蒸汽，另一方爲攪拌激烈之液體，其所勝

與液體之接觸面積，其值與液體之物理性質及設備之情形。凡無阻礙之液體在管中流動，其值與管徑之平方成正比。若液體在管中流動，其值與管徑之平方成正比。若液體在管中流動，其值與管徑之平方成正比。

若液體在管中流動，其值與管徑之平方成正比。若液體在管中流動，其值與管徑之平方成正比。若液體在管中流動，其值與管徑之平方成正比。若液體在管中流動，其值與管徑之平方成正比。若液體在管中流動，其值與管徑之平方成正比。

若液體在管中流動，其值與管徑之平方成正比。若液體在管中流動，其值與管徑之平方成正比。若液體在管中流動，其值與管徑之平方成正比。若液體在管中流動，其值與管徑之平方成正比。若液體在管中流動，其值與管徑之平方成正比。

- 水之蒸發 (Bağcı and others, Chem. Metallurg. 33, 282, 1920)
- Q 1920 (Clausse, Zeit. ver. d. chem. - 46, 418, 1902)
- Δ 1920 (Forreg and Pratt M.I.T. Theses 1915)
- × 1918 (溫度之蒸發, fibid)

一切水溶液之沸熱度，不隨液面而大異(溫度稍高時黏滯，黏度則隨液面而大異。溫度用則亦增，尤以高濃度時為然；溫度高低則為之增加。黏度增加時，不特使蒸發之厚增加，且使對流滯緩。如溶質之沸度隨溫度而增加而減少，如硫酸銅之類，則在等熱面上成一層導熱度低之固體，謂之結垢，致使其傳熱係數減少。溶質之分解，表面之浸蝕，雜質之存在，亦均可使結垢。

4. 結垢：結垢後傳熱係數減少，其數關係可如下研究之。在任何時間 θ 之傳熱係數為 U ，則

$$dQ/d\theta = U \cdot A \cdot \Delta$$

假設垢之厚乃比例於截至 θ 時其蒸出之水，或即其熱為其傳熱之熱，則

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{U_0} + \beta Q$$

U_0 為無垢時之傳熱係數，消去 dQ 而積分，得

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{U_0} + \beta A \Delta \theta = a + b\theta$$

換言之， $1/U$ 與 θ 之關係為直線。因為 20 天以內某蒸發器實驗之結果，時間久則 U 減少稍慢，想因垢不復易聚於壁耳(圖六十五)。

自上述各關係，可得截至各時間傳熱之熱，即得：

$$\frac{dQ}{dt} = U A \Delta$$

$$1/U^2 = a + b\theta$$

$$\therefore Q = \frac{2A\Delta(\sqrt{a+b\theta} - \sqrt{a})}{b}$$

Q, θ 之關係，亦可由實驗試得。已知此關係，並知清潔費，蒸汽價，蒸發器價等，則可知該垢之蒸發器每隔幾何時間，應清理一次；蓋久不清理則能力降低，清理過頻，則清理費時，故不經濟也。

第五節 多效蒸發

蒸發時理論上所謂之能量——蒸發之最終結果，乃將溶液中一部分溶劑，與其他物分開；自熱力學上可以計算理論上至少所需之能量。令 T 為絕對溫度， P_0 為該溫度下之純溶劑之蒸氣壓， P 為溶液之蒸氣壓， R 為氣體常數，今以一克分子量之不揮發之溶質及 N 克分子量之溶劑論，則自由能 (Free energy) 之變化亦即至少所需之工作為：

$$W = \int v dp = RT \left\{ \frac{N_1}{N_2} \ln \frac{P_0}{P} \right\} dN$$

若與 N 之關係已知，可用解微積分法求上式之值。假如假定 Raoult 定律適用，則

$$P = P_0 \frac{N_1}{N_1 + 1}$$

代入前式， $W = RT \left\{ \frac{N_1}{N_2} \ln \frac{N_1 + 1}{N_1} \right\} dN$

$$= RT \ln \left[\frac{(N_2)^{N_2} N_2 (N_1 + 1)^{N_1 + 1}}{(N_1)^{N_1} N_1 (N_2 + 1)^{N_2 + 1}} \right]$$

N_1 及 N_2 為蒸發之起始及最終時與一克分子量溶劑全量有在之溶劑之真分子量。此式當然不準，但有時錯誤仍不過百分之幾。如溶劑完全除去，即 $N_2 = 0$ ，則

$$W = RT \ln N_1 \left(\frac{N_1 + 1}{N_1} \right)^{N_1 + 1}$$

例如自 99°F 之 10% 甘油液，將水完全除去，則 $N_1 = \frac{9 \times 92}{18} = 46, R = 1.99$

$$\therefore W = 1.99 \times 550 \ln 46 \left(\frac{47}{46} \right)^{47} = 5290 \text{ B.T.U.}$$

即 $5290 \div 838 = 6.4 \text{ B.T.U.}$ ，對蒸去之每磅水言。

如溶液始終在飽和狀態，蒸發之際維持結晶，則因 p 不變，

$$\begin{aligned} w &= RT \int_{N_2}^{N_3} \ln \frac{p_0}{p} dN = RT \ln \frac{p_0}{p} \int_{N_2}^{N_3} dN \\ &= RT N_3 \ln \frac{p_0}{p} = RT N_3 \ln \frac{N_3 + 1}{N_2} \end{aligned}$$

總之濃度愈高，則分出溶劑所需能量益大；然即為濃溶液，其值亦仍小，如為膠性溶液， $p = p_0$ ，故所需能量更小，如為純溶劑，則所需能量為零。

以上所需者為工作，非僅為熱量，惟單位為熱單位表示而已。現今之熱機，可將熱量之 20% 以上變為工作，依理論上蒸去一磅水，所需熱量為 $6.4 / 0.2 = 32 \text{ B.T.U.}$ 之譜；但在現今蒸發器中，蒸去一磅水，所需熱量每遠在此止。自此項觀點而言，蒸發器實為一不經濟之機構。蒸發器中消耗之巨量之熱，除上述 w (10% 甘油為例，為 6.4 B.T.U./磅水) 外，其餘應均可設法回收，或節省。所消耗巨量之熱，均不轉變為蒸出之蒸汽之潛熱，并未消失，凝結時仍可利用。

多效蒸發器之原理——多效蒸發器，即係設法利用蒸發所生蒸汽之潛熱。故所生蒸汽，其熱量與凝結所用水蒸氣相差并不多，但凝結時即可放出熱量。惟凝結之溫度，即其蒸出之溫度，(如忽略液體之沸點昇高等影響)，故倘復用於蒸發器中，無溫度差，即不能傳熱。但今如用此項蒸汽於另一蒸發器，該蒸發器所蒸者為乙醇，其沸點較低，則固有溫度差，此熱量即可利用。所生乙醇之蒸汽，含熱量仍甚多，可同以蒸發另一蒸發器中之乙醇。

上述情形，實際上不便應用。於蒸餾乙醇之蒸餾器，乙醇之沸點較低，今如有甲乙酒精，而酒精液低其壓力，即乙醇之蒸餾器，若是以若干個蒸餾器相連，則蒸餾乙醇之蒸餾器，即可蒸餾酒精。互用者，稱多效蒸餾法 (multiple effect, or partition) 每一蒸餾器稱爲一效。

多效蒸餾法之佈置如第六十九圖。A, B, C 爲第二節所述任何一種蒸餾器。惟 A 器所出之蒸汽，用以加熱 B 器；B 器所出者用以加熱 C 器；C 器之蒸餾器即通入冷液至 D 以抽成 25 吋之汞柱真空。故 C 中液體之沸點，必相當於壓力為 125° 時。故 A 器中通入新蒸汽，其壓力爲 2.5 磅壓力，即 220° 時。在開始工作之時，蒸汽導入 A 器，A 器液面以上之空氣排至 B 器之蒸汽室，而 B 器之蒸汽室都下，有一小管與 B 器之液面以上之部分相聯，或直排至真空室，以管排至蒸餾器，空氣經此管排至 B 器液面以上，復類此經 C 器以入冷液室而排出。故 A, B, C 三器之空氣，均可被排盡。此使 C 器聯至真空室之管，則在 C 器中，得以排盡蒸汽中夾入及器外所滲入之空氣而已。若器中無空氣，又 B 對 A 言即不爲冷液器，C 即爲 B 之冷液器；設 A 器中，液體沸於 t_1 度，B 器中液體沸於 t_2 度，復假定無沸點昇高之現象，又忽略液體之顯熱 (Sensible heat) 則：

$$(320 - t_1) U_1 A_1 = (t_1 - t_2) U_2 A_2 = (t_2 - 125) U_3 A_3$$

若 U_1, U_2, U_3 爲 A, B, C 三器之傳熱係數， A_1, A_2, A_3 爲三器之傳熱面積，均爲定數。自此，可知 t_1 及 t_2 均可解求。即 A, B 器中液體之沸點，自動定定數，而沸點爲壓力之函數，亦即壓力自動定定數。

A 器中所凝成之水，經「捕集器」後流至大氣中；因其壓力比第一蒸餾器，故毋需唧筒。B 器中所凝成之水，經「捕集器」收價經筒而流出；或不用唧筒而用特殊之「捕集器」亦可。C 器者亦然。A 之凝結水一般送回貯槽，B 管之凝結水則每再流至 B 器之蒸汽室，利用其熱。(B 之凝結水溫度較 C 中蒸汽溫度爲高) 最後一效之凝結水，則不必利用其熱。

流體之流動方向：——上圖中液體，係加入 A (稱第一氣) 經 BC 順次流過，遂即從 D 而流出；此種流法，稱順流法，即蒸汽之方向與液體之方向完全相反，

第七十四圖

吾人亦可將液體加入 C (末一效) 經 B 而至 A 流出，稱逆流法。順流法之缺點，在於 A 至 B 至 C，故乃自高壓力流至低壓力，毋須唧筒；故無論有若干效，只需首尾兩唧筒。逆流法則液體係自低壓力處，流至高壓力處。每效各需具一唧筒，故在效數多時，需唧筒甚多。惟逆流法亦有一缺點，即在最末效中，溫度最低，濃度最高，故粘度特大；因而此效之 U 通分小，致整個機器能力減小。故凡液體之粘度隨濃度而增加甚快者，宜用逆流法。即將液體加入第二效依順流法流至最末之效，流出後復入第一效，若逆則所用唧筒較順流法多一個，而最濃之液體可有較高溫度下蒸發。

另一種方法，係維持各蒸發器中液體均為最大濃度，而液分則加入各器，同時流出一部分濃液。此法不特需用太唧筒，且各蒸發器中液體，均常呈最大濃度，沸點之增高最大，致機器能力為之減低。故其法一般不用。惟熬取食鹽有時用之耳。

多效蒸發法之利弊——姑忽略液體之顯熱，且不顧這熱與溫度之關係，則第一效中一磅水蒸發凝結所放出之熱，應可使一磅水揮發，成為第二效之蒸汽，在第二效中凝結，又使一磅水揮發。故 n 效蒸發法一磅水可蒸出 n 磅水。即對一定之揮發量言多效蒸發器之蒸汽消耗較少。一磅蒸汽共可蒸出之液體，謂之蒸發之「經濟程度」(economy)嚴格言，n 效之蒸發器經濟程度非為 n，(因有顯熱，且潛熱與溫度有關)但必隨 n 而增加，殆無疑義。此多效之利也。

既所用水蒸汽壓力及冷凝器之冷水所能維持之真空度為一定，則兩端之溫度均定，各效之溫度，必在其間，故效數愈多，每效之溫度相差愈小，即有效之蒸發能力減少。以文字言。

$$\begin{aligned} \Delta t_1 + \Delta t_2 + \Delta t_3 + \dots &= \Delta t \\ Q &= U_1 A_1 \Delta t_1 + U_2 A_2 \Delta t_2 + \dots \\ \text{設 } U_1 &= U_2 = \dots = U \\ A_1 &= A_2 = \dots = A \\ \text{則 } Q &= UA(\Delta t_1 + \Delta t_2 + \dots) = UA \Delta t \end{aligned}$$

式中 $\Delta t_1, \Delta t_2, \dots$ 為各效之溫度相差， U_1, U_2, \dots 為各效之傳熱係數。 A_1, A_2, \dots 為各效之傳熱面積， Δt 為所用水蒸汽溫度與最末效中相當已知真空度之沸點之差。自上式，知 n 效蒸發器總共傳過之熱，與單效之採用同樣蒸汽及冷凝器者無甚異。按 Q 而比例於產量，換言之，以同一產量言，如用 n 效蒸發器須多用 n 個，即需不加多，冷凝器及其他附件不甚變，故設備費當為單效時者之 n 倍。

合宜之效數，應就下列情形計算，採用各級效數之成本，而擇其最經濟者用之，一般熱源便宜之處，效數宜少。規模小之工廠，宜用單效，其腐蝕之液體，不能採用多效。一般三效四效者甚用，五效以上用者頗罕。

沸點增高之影響——多效蒸發器之能力，受沸點增高之影響甚大。例如 33.3% 之氫氧化鈉溶液，沸點增高為 34°C，故單一效之產量相差較蒸水之產量

34°F。第一效可蒸出之水蒸汽，過飽和未增高，而第二效之液體，又有 34°F 之沸點增高，即溫度相差，又少 24°F。故第二效之蒸發器，總共溫度相差，須 34°F。故即就此點言，不宜效太多也。

操作方法——將多效蒸發器迅速管制使上軌道，頗須謹慎操作。一般之手續，乃在各器中澆裝液體，真空唧筒開動後冷水通入冷凝器，乃使液體流入第一效，將水蒸汽通入第一效之蒸汽室，待液體已至適當之溫度，乃流至第二效第三效。其速度須維持所需之溫度即可。至達所需之濃度，乃即流出，以後繼續流進，便能維持溫度即可。

管理：——蒸發器在軌道後，應可以近似一定之速度流出濃液。如發覺流出濃度必須減低，方可維持所需之濃度，則當為已有缺點。此時可依下列差據，推斷其凝結所在，而補救之。

(1) 凝結器之能力不足：例如冷水溫度比較預定者高，則使冷凝器凝結時溫度高，壓力增大，沸點增高，即最末效之溫度相差減少，在此效傳過之熱，亦必減少，傳過之熱少，即最末效凝結之蒸汽少，則前一效之壓力必增，因而沸點亦高，溫度相差亦減，總而言之，結果各效之溫度相差均減少，蒸發能力減少。

(2) UA 之減小：如某一效之 UA 減小，則此效傳過之熱必減，但多效蒸發法乃連續式，某一效傳過之熱減，則蒸出蒸汽及凝結蒸汽亦均較少，其前後之傳熱，遂均減少。總之他效之溫度相差均減，而其發生故障之處，溫度相差亦增。自此易察知凝結所在。

至於 UA 減小之原因，則最普通者，係由於蒸汽中凝結水未即除去，此可查蒸汽室之玻璃計上察知。或由於液面太低此亦可自玻璃計上察見。或由於不凝結之氣體未除去。如非由於以上各項原因，則當由於管面之結垢。

(3) 蒸汽漏：蒸汽漏之可能有三，其一，蒸發器之管子某處漏氣，致兩邊相通；其二，放空氣管蓋分多啓；其三，凝結水自「捕集器」流至末效時攜帶蒸汽同行，(因捕集器不佳)。蒸汽漏使蒸汽消耗增加，但與機器之能力無礙。

單效多效之應用：——多效與單效之利弊，已見前文。多效之利為蒸汽省，單

蒸發之經濟能方法(以制糖業為例)。今將工廠之蒸發器若開至數部，則其耗費大極下，亦可節省甚多，而平時適用作多效式之用。若是則適合其大多數者平時則設作單效器，實為兩便。或若干個蒸發器，之時片聯成多效，必應時分別成多效數。之在在或三套亦可。

蒸氣壓縮法(Vapor compression)前文已述及蒸發時理論上所需之工作甚少，所耗之熱大部分仍存在於所蒸出之水蒸氣中。此項水蒸氣之熱，才能應用者，因其溫度甚低耳。今如將此蒸氣以機械力加壓，使壓力增高，則飽和溫度隨之增高，此蒸氣即可應用。蒸氣之法用機械壓縮極固可；但所需機械壓縮極每甚太大，務不難；一法將蒸氣噴霧器(Steam ejector)此法可見於單效或多效。

第六節 蒸發之計算

一假之假定——在蒸發器中，蒸發一般濃度下之溶液，(20% 以下) 或如濃度較淺，而最高壓力與最低壓力相差不過二三倍，則吾人可採用下列假定，以便計算：(1) 一定濃度之溶液，其沸點增高，與溫度壓力無關。(2) 溶液中蒸出單位量之溶劑，與溶液之沸點之下蒸出純溶劑單位量所需之熱相同。即於言，前者與後者差一溶解熱。另一項計算之假定，則云溶液中蒸出單位量溶劑之熱量，與純溶液中蒸出之單位量溶劑之熱量在同壓力下者相同。(3) 溶液之比熱，與其中純溶劑成正比。此例，如 10% 溶液之比熱為 0.9。

公式：——在下列公式中吾人採用下列符號：

- C = 相當每份溶劑之溶劑量。
- w = 單位時間之溶劑量。
- t = 薄液溫度。
- T = 加熱管中蒸氣溫度。
- r = 單位重量溶劑之揮發熱。
- s = 溶液之比熱。
- A = 每一效之加熱面積。

U_0 總共傳熱係數。

q = 單位時間經傳熱面傳遞之熱。

- o 對於入第一效之液質言，
- 1 對於第一效言或離第一效者而言。
- 2 對於第二效言，或離第二效者而言，
- a 對於蒸汽室方面言。
- b 對於沸液方面言。

液質均不揮發者，故、

$$C_1 W_0 = C_1 W_1 = C_2 W_2 = \dots$$

為簡單計，凝結之水假定即流出，則逐效傳遞之熱為

$$q_1 = W_s [(1 + C_s) S_0] (t_1 - t_0) + (W_0 - W_1) (\alpha_1) = U_1 A_1 (T_1 - t_1)$$

$$q_2 = (W_0 - W_1) [0.48 (t_1 - T_2) + (\gamma_2)]$$

$$= U_2 A_2 (T_2 - t_2)$$

而 $T_2 = t_1 + \text{沸點增高}$

計算時，不必代入上列公式，可自熱量之不變及傳熱公式寫出各式而解之。

例一：今欲設計一被膜式四效蒸餾器，各效之加熱面積相同，將 20% 之溶液濃縮至 46%。液質之分子量甚大，故沸點增高可忽略。每小時加入 100000 磅溶液，其溫度為 100°F，蒸汽壓為 52 磅/平方吋計吸力。冷凝器之冷水為 100°F，使最末效之溫度為 120°F。凝結之水立即流出，(a) 計算各效之加熱面積，(b) 計算各效每小時之蒸發量，(c) 將各效之溫度相差算出列表，(d) 計算通入每一磅水蒸汽於第一效，其可蒸出幾磅水。說明為何此數遠不及 4。

註：忽其物質之出入量，算得每小時總共蒸發量為 5850 磅。若暫假定各效之蒸發量相同，即 1413 磅/小時，故離第一效溶液之濃度為 $0.2 \times 10000 / (10000 - 1413) = 0.213$ 磅固體/磅溶液，故其比熱為 0.767。同樣，離第二效第三效之溶液之比熱為 0.721 及 0.658。

以後之問題，即為逐次試探法之計算，第一次假定各效傳遞之熱相同，即

$$q_1/A_1 = q_2/A_2 = q_3/A_3 = \dots$$

$$400\Delta_1 = 350\Delta_2 = 300\Delta_3 = \dots$$

$$\text{即 } \Delta_2 = 1.14\Delta_1$$

$$\Delta_3 = 1.33\Delta_1$$

$$\Delta_4 = 2\Delta_1$$

$$\therefore 390 - 120 = (1 + 1.14 + 1.33 + 2.00)\Delta_1$$

$$\therefore \Delta_1 = 33^\circ\text{F} \quad t_1 = 267^\circ\text{F}$$

$$\Delta_2 = 37^\circ\text{F} \quad t_2 = 230^\circ\text{F}$$

$$\Delta_3 = 44^\circ\text{F} \quad t_3 = 186^\circ\text{F}$$

$$\Delta_4 = 66^\circ\text{F} \quad t_4 = 120^\circ\text{F}$$

令 y 為第一效每小時所加之蒸汽磅數， E_1, E_2, E_3, E_4 各為每小時之蒸發量，于是第一效為

$$933E_1 = 9.0y - 10000 \times 0.80(267 - 100)$$

$$\therefore E_1 = 0.975y - 1431$$

第二效半則

$$959E_2 = 933E_1 - (10000 - E_1)0.767(267 - 230)$$

$$\therefore E_2 = 0.220y - 1085$$

同樣 $E_3 = 0.324y - 625$

$$E_4 = 0.637y - 49$$

而 $E_1 + E_2 + E_3 + E_4 = 5650$

$$\therefore y = 2580 \text{ 磅/小時}$$

$$q_1 = 910y = 2,350,000 \text{ B.T.U./小時}$$

$$q_2 = 933E_1 = 1,010,000$$

$$q_3 = 959E_2 = 1,254,000$$

$$q_4 = 986E_3 = 1,504,000$$

$$\therefore A_1 = 176 \text{ 呎}^2, A_2 = 270 \text{ 呎}^2, A_3 = 286 \text{ 呎}^2, A_4 = 234 \text{ 呎}^2$$

平均面積 $A = 1170$ 呎

a. 但各蒸發器之加熱面積應相等，故須重加計算。此後可將 q 及 U 作第二次之計算。第二次算得平均面積為 1150 平方呎， $q = 2500$ 磅/小時，與前相近，可毋庸重算。

b. 列表如下：

	第一次試算	第二次試算
E_1	1084	1156 磅/小時
E_2	1318	1317 磅/小時
E_3	1535	1488 磅/小時
E_4	1728	1688

	第一次試算	第二次試算
Δ_1	33	52°F
Δ_2	37	35
Δ_3	44	37
Δ_4	66	66

d. 第一次試算，每磅蒸汽可蒸出 $5650/2500 = 2.2$ 磅水。第二次試算，此比為 $5650/2500 = 2.3$ 磅水。

自第一次試算，第一效傳過之熱為 $2,350,000$ B.T.U./小時，而用於蒸發者為 1010000 B.T.U./小時，即

$(1010000/2350000)100$ 即 43%。自第二次試算，得 46%，換言之，即 43%

之熱直接用於蒸發，其餘 57% 之熱均蒸於液體中。更請二效揮發，換言之，此 57% 之熱之效，並非四效，此所以每磅水蒸汽，僅能蒸出重防銹水也。凡第一效所出之液體所計之熱愈多，則總計每磅蒸汽所蒸出之水愈少。如加入之液體量多，

其溫度較第一效之溫度為低者，易有此弊；故凡此種在真冷者，宜用此法，液
體溫度必用常用溫度法。

以上係計算時，有忽略 10 度之關係，而嚴格計算則有缺點及此點。

例二：今欲每天將 40000 磅之 10% 溫度之氯化鈉液蒸至 35% 濃度，有汽鍋
為冷卻之器，有除濕器，單效蒸發器值 \$400 元，附件價在外。折舊利息之數每年
45%，蒸汽每千磅值 0.4 元，又設用 n 效，則每磅蒸出可蒸出 0.85n 磅水，問
用幾效為最經濟？假設每年工作 300 天，又工資與效數無關：

解：以一天為標準。

蒸氣價 = 40000

$$\text{蒸氣價} = 40000 \times \left(\frac{9}{1} - \frac{65}{35} \right) \times \left(\frac{1}{0.85n} \right) \times \frac{0.40}{1000} = \frac{134.4}{n}$$

$$\text{設備費} = \frac{0.45 \times 400n}{300} = 9.60n$$

	一效	二效	三效	四效	五效
固定費	9.60	19.20	28.00	33.40	48.00
蒸 汽	134.4	67.20	44.00	33.60	26.88
	144.00	86.40	72.00	72.00	74.88

即以四效時為最經濟。或用數式待決之亦可，即總共價 = 9.6n + 134.4/n。

$$\text{數 (分)} \quad n = \sqrt{\frac{\text{蒸汽價}}{\text{機 器 價}}} = \sqrt{\frac{134.4}{9.6}} = 3.75$$

例三：某一蒸發器，液層深 4 呎，凝結器其真空度為 26 吋水銀柱（大氣
壓為 29.91 吋）問將 10000 磅/小時之 2% 氯化鈉液，蒸至 25%，溶液（比
重 = 1.2），須加熱而費何？液體進入之溫度為 65°F，假定 $\eta = 100$ ，又所用蒸汽
為 5 吋真空之廢汽。

解：0.333 磅 NaOH/lb 水(即 25% 濃度 NaOH)之沸點增高為 $116^{\circ}\text{C} = 20.7^{\circ}\text{F}$ 。液體面上之絕對壓力為 $(29.91 - 26) \times 14.7 / 2.308 = 1.92$ 每平方吋(即 124.6°F)。故沸點為 $124.6 + 20.7 = 145.3^{\circ}\text{F}$ 。系統熱為 1011 B.T.U./lb。
 每 10000 磅通入之液體中，有 9800 磅水及 200 磅氫氧化鈉。後者之量始終不變，故作為計算之標準。流出者，每 300 磅氫氧化鈉同時有 600 磅水；即每 10000 磅進入之液體蒸出 92.2 磅水。故所需要之揮發水之熱為 9200×1011 B.T.U. 又液體之平均溫度為相當液層中點之壓力之溫度。加上升溫增高，液層所施之平均壓力為

$$\frac{2 \times 1.3 \times 610}{144} = 1.11 \text{ 磅/平方吋}$$

即平均壓力為 $1.92 + 1.11 = 3.03$ 磅/平方吋，即相當於 141.4°F ，加入 20.7°F 之沸點增高，得 162.1°F ，假定溶液之比熱與水者相同，則加熱 10000 磅之 2% 溶液，需熱 $10000 \times 0.98 (162.1 - 65)$ B.T.U. 故加熱管之面積，可以計算。

$$q = 9800(162.1 - 65) + 9200 \times 1011$$

$$= 100A(201 - 162.1)$$

$$\therefore A = 2040 \text{ 平方呎}$$

如不顧及因液層壓力之沸點增高，則面積為 1810 平方呎。

第五章：滲透原理

第一節 與滲透有關之諸操作

固體、液體或氣體之一，均可用另一固體、液體、或氣體處理之，使某一物質自一相滲透移入另一相中。茲據以分類之如下：

1. 氣體以氣體處理。因氣體之互相混合，故不能用。
2. 氣體以液體處理，是 氣體洗滌 (gas scrubbing)。例如煤氣中氨，以水洗去，天然煤氣中油以溶解洗出，煉鐵時所生氣體以水洗出三氧化硫，爐氣以鹼金屬之硫化物洗去三氯化磷。煤氣中苯、甲苯及二甲苯以溶解洗出，以及以硫酸除去空氣中水分，均屬此類。
3. 氣體以固體處理，活性炭，膠性砂，活性氧化鋁等可吸着氣體，工業上今利用之者甚多，如自天然煤氣中吸汽油，工業上攝發溶劑之回收均屬。
4. 液體以氣體處理，前述第二項吸收氣體後之液體，可加熱並通入蒸汽之類以驅出氣體，蒸汽蒸溜 (Steam distillation) 亦屬此原理。又水與空氣接觸，可使空氣達所期之溫度或增降水之溫度。
5. 液體以液體處理，例如飽和煙中不飽和物及芳香族物可藉二氧化硫以溶去之。
6. 液體以固體處理。液體中之色質或高分子量之化合物可藉骨炭，活性炭或漂土等除去之；糖汁，動植物油，礦油等之脫色，均用此法。
7. 固體以氣體處理，固體中含少量可揮發之液體，可藉氣體以驅去之；例如烘乾骨炭等類，又如活性炭所吸汽油，可用過熱水蒸汽驅出，而凝聚之，同時凝結之水，可傾瀉分開。
8. 固體以液體處理，固體中含有溶之成分，可用液體溶浸而出。例如舊法鐵檢所得黑灰含碳酸鈉，可用水抽出；硝土中之硝，亦係用水抽出；樹皮中鞣質之提出亦然。又羊毛上之油脂，油渣餅中油，均可用溶劑抽洗而得，以水抽取之時，每

稱浸取 (Leaching)；以溶劑抽取時稱抽取 (Extraction) 實則一也。

9. 以固體處理固體，無實例。

第二節 操作時有關之諸子

平衡物質在兩相間分佈，終必達平衡乃止。例如二氧化碳，無論是否與空氣混合，倘與 10°C 水接觸則最後水中二氧化碳之濃度，必為空氣中者之六十倍。反之，如含二氧化碳之水，與空氣接觸，則一部分二氧化碳，必逸出，至達平衡狀態乃止。

滲透速度，物質自一相移至另一相，需要時間；實際操作時未必即達平衡，究達如何程度，與速度大有關係。按一相與另一相之間，可認為有一比較靜止之膜存在；滲透之物質，經此膜時幾全憑分子之運動，經膜後，則以攪拌而混合，此情形與熱傳經液體時相近，單位面積單位時間傳遞之熱係比例於膜兩端之溫度相差及導熱度，故單位面積單位時間滲透之量，亦比例於膜兩端之濃度相差及「滲透度」，量乃 Fick 定律，攪拌之類，可使膜減薄，故增滲透度。溫度昇高，可增滲透度，但此時須防平衡生不利之變化，致滲透數反少。

逆流，因平衡之故。欲將一相中某一成分一次抽盡，則所用抽取之劑，必須為量異常多或對於該成分具特別之親和力方理。如僅用量異常多，自不經濟；而其特別親和力之物，將來分開必困難；故一次抽盡，一般決不可能。惟如採用逆流原理，使原液將已飽和之物質接觸，復與未抽過而未飽和者接觸，最後始與新物質接觸之另一方面，新物質初與將飽和之溶劑接觸，次與稍稀者接觸，最後始與新溶劑接觸，若正用溶劑後而抽取者，所得溶液中抽出物之濃度高。

溫度之調節，物質自一相移至另一相往往有溫度之變化。例如自然蒸汽能移至液體狀態，必放出熱，致溫度昇高；如溫度低，此項影響，在低濃度，尚不甚甚；如濃度高則此影響甚大（按溫度變遷，亦能影響於平衡及滲透度），故溫度須加以調節。

第三節 平 衡

在每一相內，如各點濃度不同，則生滲透現象。除氣體液體外，固體亦可滲透。如：在鉛中滲透，炭在鉛點下數百磅之鋼中甚為罕見。兩相間之滲透，則並非必自高濃度至低濃度，亦並非濃度相同時方滲透，而乃視乎平衡關係，即兩相間之濃度，在一定平衡關係時，始不滲透。平衡狀況，可分為下列幾類：

1. 直線的分佈。

- a. 氣體與液體。
- b. 液體與氣體。
- c. 特殊情形。

2. 吸着。

- a. 固體與氣體。
- b. 固體與液體。
- c. 氣體與液體。

3. 完全之化學作用。

4. 不完全之化學作用。

1. 直線的分佈。

氣體與液體，若干氣體在液體中之濃度，服從亨利定律， c 溶於液體中之濃度。此例於該氣體在氣體狀態之部分壓，而氣體之部分壓係比例於濃度，故亦即液體中之濃度，與氣體中之濃度成比例。圖為各種氣體與濃度之關係。注意溫度增加則濃度減，復須注意溶液係與部分壓比例，而非與總共壓力比例。例如 100°C 時氧在氣體之部分壓為一氣壓，則水中氧之濃度為每體積水中可溶 9017 體積氧，惟 100°C 時水之蒸汽壓即為一氣壓，(少許氧溶入其中，無大影響)故其總共壓力非為二氣壓不可。

Rapalcé 定律，即為亨利定律之一特例。又如乙炔溶於丙酮之時，若將乙炔在丙酮中之濃度用另一式表示，即可適用亨利定律。第七十圖。

例題：含有 1% 酒精蒸汽計之氣體，用含有 0.5% 苯之煤油洗滌。(a) 如在 20°C 吸收，問之若千百分數可被吸收？(b) 如在 30°C 吸收，如何？

已知純苯在 20°C 時之蒸氣壓為 15 毫米汞柱，30°C 時之蒸氣壓為 120 毫米汞柱，大氣壓為 760 毫米。又苯之部分蒸氣壓可用 Raoult 定律計算。並以煤油之分子量為 230。

解：氣體中向須被吸收去，故必用逆流原理，此時可能之最大回收量，即為空氣中苯與進入塔之溶液相平衡。故在 20°C 下空氣之部分蒸氣壓為，

$$\frac{75 \times \frac{0.5}{728}}{\frac{0.5}{75} + \frac{99.5}{230}} = 1.10 \text{ 毫米汞柱}$$

故在 20°C 時至多可將約自 7.6 毫米汞柱 1.1 毫米之壓力，故能除去之百分數為：

$$\frac{\frac{7.6}{760 - 7.6} - \frac{1.10}{760 - 1.10}}{\frac{7.6}{760 - 7.6}} \times 100 = 88.6\%$$

同理，在 30°C 時至多可收回 77.2%，是可知吸收時溫度宜低也。各種溫度下之計算結果，可繪成第七十一圖。

液體與液體，確實在兩互不混雜之液劑間之濃度分佈，亦為比例的，但在高濃度時，此定律每不適用。

草、紙漿、纖維等固體，其孔隙中可吸有若干液體，而可用另一較稀之液液抽取之。此時每單位體積之溶質之濃度，與外界與之平衡之液液之濃度成比例。如同器中貯含溶質，超過充滿內部孔隙之飽和溶液之溶質以上，即除溶液外并含有單獨固體溶質，則不富後者之多寡，均與外界之飽和溶液相平衡。

2. 吸着，

固體與氣體，若干固體與氣體，可結合成一化合物，或安定或不安定。而與真正之化合作用如氧化鈣與 CO_2 結合或生成鈣仍不同。蓋并非以分子式之比例結合。且結合後化合物之有壓強，視所吸收氣體量而異，例如第七十二圖為活性炭吸着二氧化碳或氯之情形。

注意在二氧化碳部分降低之時，相對而言，所吸氣體頗多，如氣體之部分壓增加則所吸者亦增加，但殊不若比例增加之速，最後則欲增加所吸之量須大堆之體之驗分壓方可。圖中所示氣之吸着，而在部分壓低時吸着減少。

至於吸着之經過情形，現今尚為在爭辯中之問題，似乎有時吸着乃氣體與固體表面之原子之游離價結合，而有時則為氣體液化而留於固體之毛細孔之中，不時似與等異種作用並列而未吸着於攝注。在低蒸氣壓時，吸着量與蒸氣壓力前，可用後述之 Freundlich 表示；蒸氣漸高，吸着量趨近於一常數，更增加其蒸氣壓則吸着量又增；故或以為低蒸氣壓時之吸着，乃化學作用，高蒸氣壓時則乃毛細管作用；或則以為前者乃吸着於極細之毛細管中，後者則乃吸着於較粗之毛細管中。

無論其問題過詳情形如何，蒸氣或氣體與固體之平衡關係，在某範圍內，可推測的函數，即

$$p = bx^n$$

p 為與固體平衡之蒸氣壓， x 為單位固體所吸氣體量， b 及 n 為常數。吸着之時， x 每大於 1；如 $n=1$ ，則為適合 Henry 定律之溶液；例如 CO_2 溶於固體橡皮量。

如 $n < 1$ ，則稱爲負的吸着，在工業上殊無甚價值也。如氣體吸着於固體則 n 之值愈大， b 之值則比例於吸着固體之有效面積。此式雖不甚準確，但爲內插(interpolation) 外插之用，則已儘足。如將 p 與 x 在對數格上劃出，則應成一直線；其斜度即爲 n 。此法可用以試驗 Freundlich 式是否可適用。

吸着之量自視各物質而不同，一般言之，分子量愈大，揮發程度愈低，則愈易被吸着，故有時式中之 p 即可用 p/p_0 代之。 p_0 爲該溫度下之飽和蒸汽壓(若水蒸汽去時 p/p_0 即爲相對溫度)，此時所得之公式，與溫度無甚關係。又如二氯化硫吸於膠質二氯化矽之時，各溫度下之平衡，可用下式示之。

$$x = b(p/p_0)^{1/n}$$

式中 σ 爲表面張力，

在近乎飽和之時，Freundlich 式不復適用。

吸着與揮發溫度大有關係，故已吸有易揮發之物(如乙烷及烷等)復與不甚易揮發之氣體(如戊烷等)接觸，則前者可被排而後者被吸；天然氣中收潤汽油即用此原理也。

固體單位表面所吸着之氣體量至小，即氣體膜極薄。故所用固體，必須表面積極大。粉末物表面積可大，但處理不便，一般係用極多孔之物。例如良好之活性炭，每分子之密度爲 8.83，而炭本身之密度爲 1.89，即炭中具有 56% 之孔隙也。

固體與液體，固體可吸溶液中溶質，其經過情形與與氣體之吸着相近，仍可適用 Freundlich 式。織物之與直接染料，皮革植物纖維之與鹼，漂土骨炭，活性炭之與有機色質，均屬此類。

例二，水中有機色質，用礬及石灰吸之，每百萬份水用 5 份礬及石灰，可使色質減至原來之 25%。如用 10 份則可減至 3.5%，向如欲減至 0.5%，宜用幾份？

解 令 y 爲水中尚含有之色質對於原有色質之比數， x 爲吸着之色與固體之比，則 $y = bx^n$ 或即 $\log y = \log b + n \log x$ 。即

$$\log y_1 / y_2 = n \log x_1 / x_2$$

$$\log 0.75 / 0.035 = n \log \frac{75/5}{99.5/z}$$

$$\therefore n = 4.45$$

$$\log y_1 / y_2 = 4.45 \log x_1 / x_2$$

$$\text{即 } \log 0.75 / 0.035 = 4.45 \log \frac{75/5}{99.5/z}$$

$$\therefore Z = 16.0$$

氣體與液體，液體一般不能分佈成極小粒，其表面可吸着多量氣體，惟有時所得平衡關係，與吸着之過程相類。如硫酸與水蒸汽之關係是，第七十三圖其實乃化學作用，惟作用不完全，與普通之化學結合不同耳。

第七十二圖

第七十三圖

2. 化學的結合。

如氣體與一吸收物化學地結合，則只須有過剩之吸收物存在，氣體之百分壓極小。故如氫吸於過量硫酸(煤氣工業中硫酸鐵之製造)或二氧化碳吸於過量之氫氧化鈉(如氣體分析)加以充分接觸之後，氣體之不溶者殊少。固體之吸氣體亦然，如空氣液化前之精製，每用 CaO 吸收 CO₂；如所用 CaO 過多接觸充分，CO₂ 殆全部結合。

下列之例與化學結合有關。HAC 溶於 C₆H₆ 成雙分子化合物，溶於鹽則成單分子；假若苯中有少量單分子，其濃度與雙分子之濃度相平衡，又與鹽中單分子物之濃度平衡，則根據質量作用定律，平衡時 HAC 在兩溶液間之分佈，有如下式：

$$y^2 = jx.$$

其中 y 為鹽中 HAC 之濃度， x 為苯中 HAC 之濃度， j 為平衡常數。

凡化學作用之吸收物，故不甚佳，蓋如作用不完全，則蒸氣壓大，吸收不完全；如作用完全則以後難以驅出。例如碳酸鈣中驅出 CO₂，須加熱至 900°C。

第四節 吸收之速度

凡兩相互相接觸之境界上，兩相必互相平衡。液體與氣體接觸，此項事實已有實驗證明。至於固體與液體，則晶體在若干溶液中，亦與上述理論相符。固體方面，則實驗數字尙少可證實者。但一切實驗數字，均無與上述相矛盾者。故以後均假定接觸面達到平衡。

此項假定，即不管云兩相間接觸之處，作用甚快，不需時間；支配兩相間作用快慢之因子，為經過各相之滲透。吸收所用器具之大小，視乎此項，故滲透速度與平衡有同樣之重要焉。滲透可分為兩段，一為經過表面膜之分子之滲透，一為整個相中漣流的滲透，茲逐次論之。

氣體中之分子之滲透，氣體滲透之基本微分式，首由 Maxwell 誘導，後由 Stefan 氏重加檢討。茲略述其概槪如次：

假設分子為 A 之某一分子，經一分子為 A 及 B 之混合物中，向一方向滲透。實驗證明滲透時運動所受之摩擦，與滲透距離 dx 及相對速度比例，又與阻礙路

徑之 B 分子之數相成比例，即比例於 B 之分子密度 W_B 。假設此數項決定每一分子所受之抵抗，則總其所受之抵抗，應再乘以 A 分子之數。亦即比例於分子 W_A 。故總共抵抗為

$$\beta_{AB} W_A W_B (u_A - u_B) dz$$

式中 u_A 及 u_B 為 A 成分及 B 成分在 Z 方向之速度。

略去外界力量及溫度變遷等不計，則此項摩擦抵抗，應恰為 A 部分壓之降低所抵消，即

$$-dp_A = \beta_{AB} W_A W_B (u_A - u_B) dz$$

$$\text{即 } -dp_A / dz = \beta_{AB} W_A W_B (u_A - u_B) \dots\dots\dots (1)$$

對於另一成分，亦可得類似之方程式，

$$dp_B / dz = \beta_{BA} W_A W_B (u_A - u_B) \dots\dots\dots (2)$$

如氣體在滲透方向，幾無整個之運動，則在此方向之壓力 p ，殆無變更，即 $p = p_A + p_B$ 為常數， $dp_A = -dp_B$ 與(1)(2)式相合併，乃得 $\beta_{AB} = \beta_{BA}$ ，即 A 在 B 中滲透之係數，與 B 在 A 中滲透之抵抗係數相等，故以 β 即可表示 AB 相互間之摩擦。

用分子單位較用體積單位為便，按

$$W_A u_A = dN_A / dA$$

$$W_B u_B = dN_B / dA$$

$$W_A = p_A / RT$$

$$W_B = p_B / RT$$

其中 R 為氣體常數，T 為絕對溫度。

$$\therefore -dp_A / dz = +dp_B / dz$$

$$= \frac{1}{D_m} \left(\frac{p_A dN_A}{dA} - \frac{p_B dN_B}{dA} \right) \dots\dots\dots (3)$$

其中 RT/β 以 D_m 代之，稱為滲透度(diffusivity)。

此基本定律可視滲透時之情形而積算之成複雜之結果。

1. 單一成分在氣體中之滲透。此情形極為重要，如液體之蒸發，及蒸氣自氣體混合物中之凝結成液體物是。

此時 B 組分不滲透，即 $dN_B = 0$ ，(3)式成爲

$$dN_A / dA = - \frac{Dm}{p_B} \frac{dp_A}{dz} \dots\dots\dots (3a)$$

換言之，A 之分子滲透速度，正比於滲透度及經膜之部分壓力降低陡度 (partial pressure gradient)，反比於不滲透成分之部分壓。

如膜內各點 p_B 之變化不大， p_B 可以 $(p_B)_{av}$ 代之。(3a)式可積分成爲

$$- \frac{dN_A}{dA} = - \frac{Dm}{(p_B)_{av} B_f} (p_A' - p_{Ai}) \dots\dots\dots (4)$$

式中 B_f 爲膜之厚， p_A' 及 p_{Ai} 爲膜兩端 A 之部分蒸氣壓。

如 p_B 之變化不能忽略，則(3a)式中 $-dp_A$ 可以 $d p_B$ 代之，積分，得

$$-dN_A / dA = \frac{Dm}{B_f} \ln \frac{p_{Ai}}{p_B'} \dots\dots\dots (5)$$

(5)式可改變成下式

$$-dN_A / dA = \frac{Dm}{B_f} \frac{p_A' - p_{Ai}}{(p_B)_{Lm}} \dots\dots\dots (5a)$$

式中 $(p_B)_{Lm}$ 爲 p_B' 與 p_B 之對數平均值，

2. 雙組分之氣體中，兩成分反向滲透，達穩定狀況後之情形——分溜塔中之情形，屬於此類。例如氨與水之混合物分溜時，任何一點均爲氨自液體面經氣體膜滲透而至氣體中，水則自氣體經氣體膜而入液體面。但氣體中之水及液體中之氨，均自下露上之蒸汽及自上流下之液體所補充，故濃度仍不變。一般 $dN_B = -dN_A$ ，故(3)式爲

$$\begin{aligned} -dp_A / dz &= \frac{1}{Dm} \left(\frac{p_A dN_A}{dA} + \frac{p_B dN_B}{dA} \right) \\ &= \frac{p}{Dm} \frac{dN_A}{dA} \dots\dots\dots (6) \end{aligned}$$

按蒸氣中之分子分數 (mol fraction) y 為 PA/P ，即

$$dy = d(PA/P), \text{ 故(3)式改為 } dNA/dA = -Dm(dy/dz)$$

自左之一端至他端，即 z 至 Bf ， g 至 g' 積分，得

$$dNA/dA = \frac{Dm(y_1 - y)}{Bf} = k_A(y_1 - y) \dots \dots \dots (7)$$

其中 dNA/dA 為每單位表面上易揮發組分之揮發速度， y' 為此組分在氣體中分子分數； y_1 為液體與氣體交界處該組分之分子分數。

以上各方程式，應用時需要 Dm 及 Bf 之值，關於 Dm ，Maxwell 氏曾推導一公式；其後 Sutherland 等復加以修正，其下列公式：

$$Dm = 5.24 \times 10^{-3} \frac{1}{(V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2} \sqrt{T \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)} \dots (8)$$

其中 N_A, M_B 為分子量， T 為絕對溫度 (°K)

V_A, V_B 為分子體積，其值可自其標準計算，例如 SO_2 為 $V = 25.6 + 7.4 + 7.4 = 40.4$ 。

Br	27.0	H	3.7
S	11.6	N 一般	15.6
O	7.4 酸	10.5
一般	9.1 鹼	12.0
甲酯中	11.0	苯環	-15.0
其他酯及鹼中酸中	12.0	鹼環	-30.0
C	14.6	H ₂	14.3
Cl	24.6	空氣	29.9

有時計算用單位面積單位時間滲透之體積，則用 D 以代 Dm ，

$$D = \frac{DmRT}{P} \dots \dots \dots (9)$$

本章之末附有 Dm 之值，列成表以供參考。

膜厚「B」幾乎流動之情形。有如傳熱章中所述之膜然。且可能在相似情形下，兩者之膜厚即相同。在一定流動情形且滲透物質之濃度，低時，膜之厚度對各種滲透物質均相同。

3. 多組分之滲透——此時亦可得滲透方程式，惟殊為複雜，難於應用。假設各滲透成分之濃度不大，則每一分子，仍可用雙組分混合物之方程式，以其他組分為靜止不點。例如以水吸收空氣中之氮，氮之濃度不大，則此時雖有三組分，而仍可用前章之方程式，以計算氮及水之滲透。

液體中之滲透，Stefan 衍導得下列液體中滲透之方程式：

$$\frac{-dN_A}{dA} = \frac{D_L}{B_L} \Delta C_A = K_L (C_L - C_L) \dots \dots \dots (10)$$

其中 D_L 為經液膜之滲透度，按膜之厚度為 B_L ， ΔC_A 為兩相交界面 A 之濃度，減去液體整個濃度之差， K_L 則稱其滲透係數，其定義即由(10)式決定。

液體之滲透定律，用實驗證實時，不若氣體中滲透定律之滿意。蓋液體方面有遊離，結合，分離等影響，且自能對流難以盡免也。但在一定溫度下，無遊離或重合之時，實驗與理論可符合。例如若干有機化合物，在另一有機化合物中滲透，或氣體在液體中滲透，所得 D_L 值與若干「半理論」之方程式相符。此種雙組分之物體中，滲透度與分子量之反數之和之平方根成反比。因液體之粘度與溫度之關係較氣體者為大，故溫度對滲透度之關係亦較大。此項實驗數值尚不多，但就現有者而觀，滲透度約與粘度之 $1/2$ 成反比。本章之末有液體中之滲透度。

本部中(Main body)之傳送 經過膜之滲透，已如上述。至若氣體本部或液體本部之為流的滲透，則未甚解決，因對流之經過情形今甚不明也。依理而論，液體之流動情形一定之時，任何物質經之滲透，均應相同。

傳送係數(Transfer Coefficient)工程計算中所需者，非膜及本部兩者之滲透度，而為淨算有效之透過係數。此等係數之定義，視下式可明。

$$\frac{-dN_A}{dA} = k_G (P - P_1) = k_y (Y - y_1) \dots \dots \dots (11)$$

其中 k_G 為滲透之組分用部分壓表示時之係數， k_r 為滲透組分用每分子 B 中所含 A 分子數表示時之係數，在討論「去濕」及「增濕」等問題時，則用下列各式。
 dw 為用質量單位之揮發量， H 為絕對溫度，即 A 對 B 之質量比，式中之 $k_{H_1} = M_B K_r$ 。

$$\frac{-dw}{dA} = k_H(H_1 - H) \dots \dots \dots (11a)$$

物質之透過與熱之傳送殊相類，亦可視為透氣體膜及氣體本體，即總抵抗 r 為兩者抵抗之和 $r_c + r_f$ 。

$$\begin{aligned} \dots \frac{dN_A}{dA} &= \frac{p - p'}{r_c} = \frac{p' - p_i}{r_f} \\ &= \frac{p_c - p_i}{r_c r_f} = \frac{p_c - p_i}{r} \\ &= k_G(p_c - p_i) \end{aligned}$$

自(10a)式知 $r_f = B_f(p_c - p_i) L_m / D_m$ 。

$$\therefore \frac{1}{k_G} = r_c + \frac{B_f(p_c - p_i) L_m}{D_m} \dots \dots \dots (12)$$

現今 r_c 之值無法直接求得，惟可自(12)式及實驗決定之 k_G 決定。(10)式中 B_f 不能直接測定，但所幸並無妨礙。蓋吾人可將兩不同物質在第三組分中滲透，保持此兩組分之流動情形不變，測定兩者之 k_G ，按兩者之 D_m 均已知， k_G 又測出，兩者之 r_c 及 B_f 遂可計算，此值可用以估算同樣情形下之他物質之透過係數。此項例題見下章，事實上熱之傳送亦可合併利用於計算中。問題見濕度章。

液體擴滲過交界之速度愈大，則 r_f 及 r_c 愈小。Prandtl 研究傳熱與摩擦之關係，知速度增時 r_f 之減少比 r_c 為快；在一定之流動情形下， r_c 與 r_f 之比，視乎滲透度，滲透度大時 r_c 重要，滲透度小時 r_f 重要；在前者時，增加擾動可助傳遞；在後者則無效。

透過係數與傳熱係數相似，亦可根據實驗數值，應用「無積次之率」(dimen-

tionless Groups) 以表示。例如 $k_G Dd(p_1)_{lm}/Dm$ 為 Regnold 數及 p/MDm 之函數，後者與傳熱問題中之 prandtl 數相當。另一方法，則假想一膜厚 B ，使 $B/Dm(p_B)_{lm}=1/k_G$ ； B 比實際膜厚 B_f 為大；(自(12)式可知)； B 之值乃應實驗以無積次羣表示之。凡此見本書第六章。

1. 氣體與液體，

自前文可知物質透氣體之速度，與氣體本部及氣體液體交界點之溶質之濃度之差成正比。如液體所吸着者為純氣體，則自不能有氣體膜存在；惟此種情形，在工業上罕有存在，微量之雜氣體即能使此膜生成。另一方面，透氣液體之速度，比例於液體在交界點之濃度與液體本部濃度之差。按膜均甚薄，故膜中所含之溶質，較之透過之量殊可忽略；故通過一膜者，必通過另一膜，兩膜可視為兩相聯之抵抗。有時某一膜較另一膜之抵抗遠為大，故另一膜之抵抗可以忽略。

單位時間經兩膜透過之溶質為 dN ，透過速度比例於交界表面， dA ，故今可討論 dN/dA 。此值為透過係數(氣體時為 k_G ，液體時為 k_L)乘以濃度之差，即

$$-\frac{dN}{dA} = k_G(p_3 - p_1) = k_L(C_i - C_L) \dots\dots\dots (13)$$

其中 p 為氣體中滲透物質之部分壓， C 為液體中之濃度， G, i, L 等表示氣體本部，氣體液體交界之點，及液體本部。

k_G, k_L 之數值，顯然視氣體及液體之濃度所用單位而異，此等單位，儘可任意選定。本章中除另外聲明者外，部分壓均用氣壓為單位，液體中濃度均用立方厘米中之克為單位。蓋此時在許多情形下， k_L, k_G 之數值均相距不遠也。

現今之實驗結果，似證明縱在滲透甚快，即膜中濃度變化甚大之時，液氣之交界點之液體及氣體完全平衡，故在表面點，

$$p_i = f(C_i) \dots\dots\dots (14)$$

此函數即為溶解之平衡關係。如 k_L 及 k_G 之值均知，自(11)式即可求出 p_i 及 c_i ，

總共係數(Overall coefficients)一般以總共係數，較分別用液相氣相之透氣係數便。使用總共係數之時，應同時使用液體本部濃度之差(當然須以同樣單位

表示)則液體蒸氣度用部分壓 P_G ,則液體濃度則使用與液體成分 c_L 相平衡之 Γ_L^Δ 。如蒸氣度全用 P_G 表示,則氣體應使用與 P_G 相平衡之液體濃度 c_G^Δ ,即(13)式表示

$$-\frac{dN}{dA} = k_G(P_G - P_L^\Delta) = k_L(c_G^\Delta - c_L) \dots\dots\dots (15)$$

若(14)(15)式,知各層抵抗與總抵抗之比為

$$1/k_G \div 1/k_G = (P_G - P_i) / (P_G - P_L^\Delta)$$

$$1/k_L \div 1/k_L = (c_i - c_L) / (c_G^\Delta - c_L)$$

k_G 或 k_L 與 $k_G k_L$ 之關係,可用下法求得之

$$\Delta P = n \Delta C$$

一般為溫度及濃度之函數,但在 Henry 定律適用時,僅為溫度之函數,故自(13)(15)式得

$$\begin{aligned} -\frac{dN}{dA} &= k_G(P_G - P_L^\Delta) = \frac{k_G}{n} (P_G - P_L^\Delta) \\ &= k_G(P_G - P_i) = \frac{k_L}{n} (P_i - P_L^\Delta) \end{aligned}$$

其中 $n' = (P_i - P_L^\Delta) / (c_i - c_L)$, $n'' = (P_G - P_i) / (c_G^\Delta - c_L)$

$$\therefore 1/k_G = 1/k_G + n' / k_L = n'' / k_L \dots\dots\dots (16)$$

若 Henry 律適用, $p = c/H$, 則 $n' = n'' = \frac{1}{H}$, 故

$$\frac{1}{k_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{1}{Hk_L} = \frac{1}{Hk_L} \dots\dots\dots (17)$$

溶解度之影響,使用本章前述之單位, k_G 及 k_L 之數值大約相等。故(16)式適合 k_G 及 k_L 兩項之重要性,適乎 n' 之值,而 n'' 之值,即視乎溶解度之溶

溶解度之氣體， n' 之值小， K_G 約即為 k_G ；此時稱為受氣體膜之支配。溶解度小，則 n' 之值大， n'/k_L 對 k_G 殊大，此時稱為受液體膜之支配。溶解度中者，則液體氣體之抵抗均重要。

此等情形用圖解表示，最為明白，(13)式可寫為

$$k_L/k_G = (p_G - p_i) / (c_i - c_L)$$

在以部分壓與濃度為坐標之圖中， (p_G, c_L) 與 (p_i, c_i) 相聯，即為斜度為 $-k_L/k_G$ 之線。氣體液體之平衡關係，亦可繪成曲線， p_i, c_i 必為此曲線上之一點，圖為氨及水在 30°C 時之情形(中等溶度)其中 OA 為平衡曲線，設今以每立方厘米含 0.005 毫克之水溶液，與部分壓為 0.3 氣壓之氣體接觸，而吸其中之氨。此等情形圖中可用 F 點表示之，其縱標為 p_G 橫標為 c_L ，如 $k_L = k_G$ ，則經 F 點作 FD 線，交 OA 曲線之點，即為 c_i, p_i ；此時 $p_i = 0.195$ 氣壓， $c_i = 0.105$ 克/立方厘米； $p_L \triangle$ 近乎零，氣相抵抗與總共抵抗之比，即 $(p_G - p_i) / p_G - p_L \triangle$ 為 $0.105 / 0.3 = 0.35$ ，即氣相之抵抗約為總共抵抗之 35%；液相抵抗為總共抵抗之 65%。如用濃度表示，則 $(c_G \triangle - c_i) / (c_G \triangle - c_L) = 0.04 / 0.145 = 0.276$ ，即氣相抵抗為總共抵抗之 27.6%， n' 為經 p_i, c_i 及 $p_L \triangle, c_L$ 線(即 OD 線)之斜度。是以此時重要者為 FD 線之斜度，(即為 $-k_L/k_G$)與 OD 線斜度(即 n')之相互關係，如 $n' = -k_L/k_G$ ，兩相之抵抗相等；如 $n' > -k_L/k_G$ ，液相抵抗超過氣相抵抗；如 $n' < -k_L/k_G$ ，則反之。此等情形視下三圖第七四至七六圖可知，此三圖乃氨水，(n' 值中等)氨水(n' 之值高)氯化氫—水(n' 之值低)之情形。液體氣體之濃度均同， $k_L/k_G = 1$ 。氨水時液相之抵抗約在 99% 以上，氯化氫，水之情形，則氣相抵抗在 99% 以上。

若干物質，可在甲情形下液相抵抗重要，而在乙情形下，氣相抵抗重要。其原因或由於氣體或液體之濃度不同，或由於溫度之變更，例如氯化氫之時，如在 F 之情形下，(第七六圖)交界點之情形為 D，液相抵抗為 3% 以下，如溫度及液體濃度

不飽，而氣體濃度增至 F' 點，則交界點成 D' ，液相抵抗約為全體抵抗之 30%。

第七十四圖

第七十五圖

第七十六圖

其他變數：以上僅討論溶解度對吸收速度之影響，而 k_L 、 k_G 實亦為重要變數，此則視吸收方法而類異。凡可使膜減薄或使渦流增加之因子，均同時使係數增加，吸收速度增快。例如將液體攪拌，則更易透過液體；氣體速度增大，則易使透氣。其對整個吸收快慢之影響，則視視氣相及液相抵抗之大小程度而異。例如將氣體速度增大，使氣相抵抗減小，此時使氯化氫之吸收增速，而對氧之吸收則無甚裨益。

溫度之影響較為複雜。蓋對於平衡及透過係數兩者均有影響也。溫度增加時，則密度減小，致吸收減少；但同時溫度升高，可使 k_L 增高，因膜較薄，粘度較低，而渦流增加，滲透亦較大也。 k_G 與溫度之關係，則不一定，其隨溫度之變化並不大。

氣體經液體或氣泡而噴出，與液體滲入氣體中，兩者之情形殊不同。前者液相之表面常變，而氣相不甚受擾動，故宜於吸難溶之氣體。後者則氣相之表面常變，而液相不甚受擾動，故宜於吸易溶之氣體。 k_L/k_G 之值可因器具之式樣而異。故中等溶度之氣體如 SO_2 如能用一靜止之液體面吸收，吸收之主要抵抗為液相者矣。

如氣體（氣泡）液體噴出，則吸收之主要抵抗為氣相者。

2. 液體與固體。

固體之吸氣體液體，每為吸着作用。現今所用關於吸着氣體之少數實驗結果，似證明乃氣相滲透。但氣膜不僅在粒子外面，且存於粒子內部之微孔上，（如活性炭每磅有 30 英尺 areas 之面積）故將氣體速度增加，氣相抵抗之減少殊有限度。因同樣原因，初吸着快，其後吸着漸慢；蓋其初吸着於毛細管之口，其後必滲透內部，故慢也。惟此種滲透在氣體時甚為迅速，實際上限制吸着者為平衡而非速度問題。

固體之吸液體中之溶質，則不然，此時固體雖仍具毛細管組織，而溶質之分子量每甚大，故毛細管內部均無效；如骨炭之吸糖中色質，漂土之吸油中色質；此等色質分子構造均複雜，均為膠質或半膠質，故均不易透入毛細管內部，毛細管之作用頗乎虛器，其口不久即為吸着之色質所塞。因此發生兩項結果。其一，如毛細管之口與外界溶液近乎平衡後，此後吸着即甚緩，此雖未達真正之平衡，而實已遠假平衡；工程上有關者即為此項假平衡。其二，固體之總其吸着能量，非與毛細孔之總其表面積成比例（亦即與固體重量比例）而乃與粒子之表面積成比例。故如將 20-mesh 之煤，壓至 0.001 毫米直徑以下，僅可使吸氣體之能力增加 8%，而吸液體中色質之能力則隨其表面積之增加成比例增加，故如活性炭以吸氣體，為便於通氣計，宜用較大粒子；如用以吸收液體中溶質或色質，則宜用細粒。

固體之吸液體中溶質，經過情形甚複雜，即在一定之濃度差，仍為初快而繼緩。但實驗證明，大體言仍比例於固體粒子之總其表面積及濃度差，（即液體中濃度及與之固體平衡之液體濃度之差）。

吸着能力與表面積比例，而每一樣品之粒子之表面積，殊難控制及確算。活性炭之活化工作，亦難絕對得一定之結果。活性炭，骨炭及漂土等使用後之「重活化」工作，更難控制。故吸收速度之計算，頗有困難。一般工廠採作結果，可推測吸收速度；此可應用於設計。惟仍須加以充分之安全係數。

本章符號一覽：

A = 面積。

B = 常數

B_1, B_L, B = 膜厚，分別指真氣體滲透之膜，液體膜，及有效之氣體膜。

C, C^{Δ} = 液體濃度。

D_m, D_L = 氣體及液體之滲透度。

D_G = 直徑。

d = 微分號。

H = Henry 律常數， $P=c/H$ 。

h = 相對溫度。

K_G, K_L = 總共傳送係數。

k_G, k_y, k_x = 氣相傳送係數，氣體用部分壓，分子比，分子分數表示。

k_L = 液相傳送係數。

M = 分子量

N = 傳送率，以分子數計。

n = 指數，弦(chord)之斜度。

p = 總共壓力

p_G, p', p, p^{Δ} = 氣體本部之部分壓，氣體膜外端之部分壓與液體平衡之部分

壓。

R = 氣體律之常數，用分子單位。

r, r_1, r_c = 總共抵抗，膜抵抗，中心抵抗。

$u = z$ 方向之淨滲透速度。

X = 吸着量與吸着劑之比。

x = 液體中分子分數。

y, y', y^{Δ} = 氣體本部之分子分數，真氣體膜外端之分子分數，與液體平衡之氣體分子分數。

Y = 氣體中溶質與另一成分之比，

Z = 距離，

β = Stefan 式中之抵抗因數，

r = 表面張力，

Δ = 推動力，

μ = 絕對粘度，

π = 總共壓力，

w = 部分分子密度 = p/RT 。

A, B 對於兩成分言，

C 對於中心言，

f 對膜言，

G 對於氣體本體言，

i 對於氣體交界點言，

L 對於液體本體言，

Lm 對於對數平均值言，

附 表 一

25°C 時氣體之滲透度 D_m = 克分子 / 厘米秒

Sgstem	$D_m \times 10^4$	Sgstem	$D_m \times 10^4$
Air-H ₂ O	0.105	H ₂ -SO ₂	0.247
Air-NH ₃	0.105	H ₂ -N ₂ O	0.299
Air-CO ₂	0.0746	H ₂ -CH ₄	0.323
Air-H ₂	0.343	H ₂ -C ₂ H ₄	0.287
Air-O ₂	0.0771	H ₂ -N ₂	0.323
Air-SO ₂	0.0542	CO ₂ -N ₂	0.0741
Air-CO	0.0746	CO ₂ -CH ₄	0.0859
CO ₂ -C ₂ H ₄	0.0257	H ₂ -CH ₃ OH	0.210
Air-CH ₃ COOC ₂ H ₅	0.0401	H ₂ -C ₂ H ₅ OH	0.221
Air-CH ₃ COOH	0.0551	H ₂ -C ₆ H ₆	0.175
Air-CH ₃ OH	0.0741	CO ₂ -CH ₃ COOC ₂ H ₅	0.0316
Air-C ₂ H ₅ OH	0.0576	CO ₂ -CH ₃ COOH	0.0439
Air-C ₂ H ₂	0.0431	CO ₂ -CH ₃ OH	0.0600
Air-n-C ₃ H ₈	0.0317	CO ₂ -CH ₃ CH ₂ OH	0.0464
H ₂ -C ₂ H ₅ COOC ₂ H ₅	0.162	CO ₂ -C ₆ H ₆	0.0342
H ₂ -CH ₃ COOH	0.219		

附 表 二

液體之滲透度 $D = \text{厘米}^2 / \text{秒}$

溶 劑	溶 質	溫 度 $^{\circ}\text{C}$	$D_L \times 10^5$
H_2O	H_2	20	5.94
	O_2	20	2.08
	CO_2	20	1.74
	NH_3	20	2.04
	CH_3OH	20	1.46
	$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	20	1.16
	CH_3COOH	20	1.02
	HCl	12	2.3
	H_2SO_4	20	1.73
	NaCl	18	1.20
CH_3OH	CH_3COCH_3	20	2.68
	CCl_4	15	1.69
CH_3OH	$\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}$	15	2.07
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	CHCl_3	20	1.23
C_6H_6	CHCl_3	15	2.11
	$\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}$	15	1.90

第六章 氣體之吸收

第一篇 吸收氣體所用之設備

用液體吸收氣體所用之設備，有下列數種。

(1) 盛充填物之塔('packed towers')除碎石，焦炭等外，並可用 Raschig 圓球或各種特殊形狀之充填物；要之以容積多，表面多，重量輕為佳。或係砌入，或係亂堆，材料可為金屬，搪瓷器，或玻璃物等。塔之直徑最大者可達 20 呎，但一般不超過 10-12 呎，高每為直徑之 4-6 倍。形狀或圓或方。用鋼製，磚，耐酸石器所製，亦有內層為磚而外層為鉛或銅者。耐酸石器之塔每為數節所造成。

(2) 板式塔(plate towers)其設備見第七章蒸餾。

(3) 塔中噴以液體，亦不用塔面用其他形狀。

(4) 塔中橫隔以有孔之板，流下之液體，分散成細流。

(5) 塔內具特殊形狀之攪拌器，使液體成雨狀落下。如洗滌煤炭所用者是。

(6) 鹼酸工業所用之 woulffe 瓶，collarless 瓶等。

一般氣體自下而上，液體自上而下，有時若干個塔順列，第一個塔之液體入第二個塔，再入第三個塔，氣體則反之，成逆流裝置。倘液體少，氣體多，則可將每一個塔所用之液體循環使用；此時塔中上部下部液體之濃度變化少，為縮短接觸管，可使相隣之塔上部連接，或下部連接，以通過氣體。

以上諸器具中，以盛充填物之塔最為普通，具侵蝕性之物質，更以用此為便。氣體經過此種塔之抵抗，可用下列 Chilton-colburn 式計算：

$$\Delta P = \frac{2f A_w A_p A_s \rho u^2 h}{g d_p} \dots \dots \dots (1)$$

式中 u 為塔單位斷面上流過之流速。

A_p 為充填物之大小。

ρ 為氣體之密度。

b. 爲塔中盛充填物層之高。

註：見第七十七圖。如係大直徑之塔，氣液漸下，用實心之充填物則可也，否則須乘以 $A_w A_L A_p$ 等值。

A. 氣液沿塔壁之流動與中心者不同，因而須乘以係數，見第七十八圖。

saddle)所須乘之係數，見第七九圖。

， A_1 爲液體淋下面積乘之係數。第八十圖及八十一圖爲幾種情形下淋下水時之係數。

第七十九圖

第八十圖

最注意者，倘液體速度大，則 A_1 急增，因而氣體所受抵抗大。倘液體速度達某一值，則整個液體不復能淋下，而爲全體噴出之勢，此點稱爲(溢流點)。(flooding)

point)。事實上未達此點前，已有液體之點隨氣體而出，此點稱為「滿荷點」(Loading point)。操作時不宜超「滿荷點」，更決不能達「溢流點」；一般每呎間如有 10~15 磅/平方呎之抵抗，每已近滿荷點，如達 40~50 磅/平方呎，即為溢流點矣。八二圖為溢流點，即可容許之最大液體速。惟此圖僅適用鹼水，如醇油類則更易溢流，醇類則較不易。另一法則係將最大可容許之液體速度及氣體速度及其他數字間繪成第八十三圖。

第 八 十 三 圖

第 二 節 盛 充 填 物 塔 之 吸 收 計 算

第 八 十 四 圖 示 一 吸 收 塔， L 代 表 每 小 時 流 入 不 含 溶 質 之 液 體 量； G 代 表 每 小 時 流 入 不 含 溶 質 之 氣 體 量； X 代 表 液 體 中 溶 質 量，對 於 單 位 乾 液 體 量 而 言； Y 代 表 氣 體 中 溶 質 量，對 於 單 位「乾」氣 體 而 言。

第八十四圖

按任何一點 $Gdy = Ldx$.

$$\therefore G(y_1 - y_2) = L(x_1 - x_2) \dots\dots\dots (2)$$

故塔中任何一點之 x, y 在 (x, y) 圖中必為直線，經 $(x_1, y_1), (x_2, y_2)$ 兩點。

第五章均用 p, c 圖，本章則每用 y, x 圖，自 p, c 圖可換算為 x, y 圖，其間關係如下：

$$\left. \begin{aligned} X &= \frac{C}{p-c} = \alpha c \\ Y &= \frac{bp}{\pi-p} = \beta p \end{aligned} \right\} \dots\dots\dots (3)$$

$$\left. \begin{aligned} \text{即 } p &= \frac{\pi y}{b+y} \\ c &= \frac{x\rho}{1+x} \end{aligned} \right\} \dots\dots\dots (3')$$

其中 b 為溶質與「乾」氣體兩者分子量之比； π 為總氣體壓力； p, c, x, y 同前。

液體與氣體量之比。吸收之時，自不宜用過多之液體，蓋不特吸收後之濃度因之而低；且易將同時存在本不欲吸收之其他雜物吸入。但所用液體過少，則不能達吾人所希望之吸收程度。茲以下例說明之。

水在硫酸與空氣間之平衡關係如第八十五圖之 OABC 曲線。倘入口處空氣 $Y_1=0.028$ ，所用硫酸 $x_2=2$ 。今欲使空氣中水分減少，使 $Y_2=0.008$ ，同時酸之水分增加，成爲 $X_1=9$ 。於是塔中各點之氣體及液體之濃度，可用 EF 代表，謂之操作線。此線必在平衡曲線之上，決不能與平衡曲線相割，至多可切該線，倘有一點切於平衡曲線，或與平衡曲線相交於一點，則在此點之 X、Y 已達平衡；在此點附近則與平衡狀態相差極微，因而吸收之速度極小，勢必用無限大之接觸面；對於一定大小之器具而言，亦即機器能力極小。

第八十五圖

根據第(2)式，EF 線之斜度即爲 L/G' 在上例即爲 0.00286，即對於每分子量之空氣，純硫酸爲 0.00286 分子量。此雖無不可，但硫酸實尙可少用，即斜度尙可減小。按 $Y_1=0.028$ ， $X_2=2$ ， $Y_2=0.008$ 三者已不變動，則自圖可知，不割平衡線之斜度最小之操作線爲 FH，此時流出塔之硫酸中水分爲 $X_1=14.2$ ， $L/G=(0.028-0.008)/(14.2-2)=0.00164$ ，即每分子量乾空氣用純硫酸

0.00164 分子量，此乃最小可用之硫酸量。倘所用硫酸較此少，則決不能用 $X_2 = 2$ 之流液，使 $Y_1 = 0.028$ 之空氣變為 $Y_2 = 0.008$ 。倘所用硫酸恰為此量，則因在 T 點附近已達平衡，故對一定之產量言，需無限大之器具，或對一定器具言，機器之能力無限小；倘所用硫酸稍較此多，即可以在有限大之器具中，達上列之目的。

吸收速度 自第五章(13)式

$$\frac{dN}{dA} = k_G(p_3 - p_1) = k_L(c_1 - c_L)$$

但 $dA = a S dl$ ，S 為塔之斷面，a 為塔之單位體積中所具之接觸面， dA 為 dl 高之一段塔中面積。

將(B)式代入，得

$$\begin{aligned} dN &= \pi K_G a \left(\frac{Y}{b+Y} - \frac{Y_1}{b+Y_1} \right) dl = \rho k_L a S \left(\frac{X_1}{1+X_1} - \frac{X}{1+X} \right) \\ &= G dY = L dx \dots \dots \dots (4) \end{aligned}$$

k_G 及 a 與充填物之種類及速度等操作情形有關，可合併成一實驗係數。(4)式包圍 dl ，當可用以計算所需之塔高。茲分三項情形研究之。

氣相為主要抵抗 此時液相膜表面之液體濃度，幾即為 X ，故氣相膜之一端為 Y ，另一端與 X 平衡之 Y 值，即 Y_{Δ} 。即液體交界點之 X_1, Y_1 為 $X_1 = X, Y_1 = Y_{\Delta}$ ；即第八十五圖 p 點情形之交界點情形為 A，故自(4)式

$$\begin{aligned} \pi K_G a \left(\frac{Y}{b+Y} - \frac{Y_{\Delta}}{b+Y_{\Delta}} \right) dl &= G dY \\ \frac{\pi k_L a S l}{G} &= \int_{Y_1}^{Y_2} \frac{dY}{Y \left(\frac{1}{b+Y} - \frac{1}{b+Y_{\Delta}} \right)} \dots \dots \dots (5) \end{aligned}$$

Y 與 Y_{Δ} 之關係，即為八十五圖中之 p 點 A 點之關係。故(5)式之積分，用圖解積分之。倘 Y 之值較之 b 甚小，則(5)式可成爲

$$\int_{Y_1}^{Y_2} \frac{dY}{Y - Y_1} = \frac{k_G a S l}{G} \dots \dots \dots (6)$$

液相為主要抵抗。此時氣相膜表面之氣體濃度，實即為 Y ，故液相膜之一端為 X ，另一端為與 Y 平衡之 X 值，即 X^Δ ；即液氣交界點之 X_1, Y_1 為 $X_1 = X^\Delta$ ； $Y_1 = Y$ ；參八十五圖 p 點情形之交界點情形為 B，故自(4)式

$$\rho K_L a S \left(\frac{X^\Delta}{1+X^\Delta} - \frac{X}{1+X} \right) = -l dx$$

$$\text{即 } \frac{\rho k_L a S}{L} \int_{x_1}^{x_2} \frac{dX}{1+X^\Delta} = \frac{X}{1+X} \dots \dots \dots (6)$$

倘 X, X^Δ 之值對 1 甚小，則可簡化如下：

$$\int_{x_1}^{x_2} \frac{dX}{X^\Delta - X} = \frac{K_L a S}{L} \dots \dots \dots (6')$$

(6)或(6')式可用圖解法。解之式中 X 與 X^Δ 之關係如第八十五圖之 p 點與 B 點。

一般情形，倘氣相膜與液相膜兩者均需要，即相當 p 點之 X_1, Y_1 ，非 A 非 B，而為介乎 A 及 B 間之某點，在 (p, c) 圖中可自 p 點作斜度為 $-k_L/k_G$ 之線，交平衡曲線之點，即為 (c_1, p_1) 。在 (x, y) 圖中，則為自 p 點作斜為 $-\beta k_L/\alpha k_G$ 之線，交平衡曲線之點即為 X_1, Y_1 。

事實上 k_L/k_G 每為不知，故上法不甚能實用。所可知者，此項 X_1 必小於 X^Δ ， Y_1 必大於 Y^Δ ，故倘氣體膜實並不能忽略，而習人仍使用(5')式，則 $(Y - Y^\Delta)$ 失之過大，積分值失之過小，即計算所得之 l ，失之過小。倘液相膜實並不能忽略，而習人仍使用(6)式，則因 $X_1 < X^\Delta$ ($X_1 - X$) < ($X^\Delta - X$)，(6)式計算所得積分值，失之過小，即 l 亦失之過小。換言之，用(5')(6)式所得之 l 值，在一般情形下均嫌太小。惟氣相膜及液相膜之一，抵抗特別重要時，始可分別用(5)(6)式準確的計算耳。

Henry 定律適用，且濃度甚低；

自(3)式 $x = \frac{c}{\rho - c} = \frac{1}{\rho} \cdot c$

$$Y = b \frac{p}{\pi - p} = \frac{b}{\pi} p$$

而 c, p 間為直線關係，即 X, Y 間亦為直線關係，亦即平衡曲線成直線。又 $\alpha = \frac{1}{\rho}$ 及 $\beta = \frac{b}{\pi}$ 均為常數，故 $(\beta k_L / \alpha k_G)$ 亦為常數，在第八十六圖中 PD 之方向為一定，即自各個 P 點給 PD 線均為平行線。按 $Y - Y_i = PA$ ，而 $Y - Y_i = PN$ ；PA 與 PN 之比各點均相同，故以 PA 代 PN，即以 $Y - Y_i^\Delta$ 代 $Y - Y_i$ ，並無不可；惟係數 k_L 整個改變其值而已。

又操作線與平衡曲線既均為直線，則自下列基本式。

$$K_G a S (Y - Y_1) dl = G dY$$

$$K_L a S (X_1 - X) dl = L dX$$

$$\text{可得 } G(Y_1 - Y_2) = K_G a S I (\Delta Y)_{av} \dots \dots \dots (7)$$

$$L(X_1 - X_2) = K_L a S I (\Delta X)_{av} \dots \dots \dots (8)$$

式中 $(\Delta Y)_{av}$ 為 $(Y - Y_1)$ 與 $(Y - Y_1)_2$ 之對數平均值， $(\Delta X)_{av}$ 為 $(X_1 - X)$ 與 $(X_1 - X)_2$ 對數平均值。

倘 $Y_1 Y_2$ 間平衡曲線與操作線均為直線，則可用(7)式；倘 $X_1 X_2$ 間為直線，則可用(8)式。

例：某空氣乾濕塔，硫酸在塔中淋下，自 92% 濃度降為 47.6%，25°C 空氣自 70% 相對濕度自塔底進入，出口之空氣則 25°C 時每立方英尺空氣含水 309 克。塔中裝冷蛇管，保持溫度始終為 25°C。

今欲另設一塔，其能力與前塔相同，操作條件亦各，惟硫酸流速增加一倍，問此塔較之原塔之大小如何？

平衡曲線見第八十五圖，25°C 時水蒸汽壓力為 23.76 毫米汞柱，假設主要之抵抗為氣相方面者。

$$\text{解 } X_2 = \frac{100 - 92}{92} \times \frac{98}{18} = 0.476$$

$$X_1 = \frac{100 - 47.6}{47.6} \times \frac{98}{18} = 5.69$$

$$Y_1 = \frac{23.76(0.70)}{760 - 23.76(0.70)} = 0.0224$$

$$Y_2 = \frac{(3.09)(273 + 25)(24.4)}{(1000)(273)(18)} = 0.042$$

第八十七圖

第八十八圖

操作線 OA 遂可與平衡曲綫同繪於第八十七圖。自圖中各點得下列之數

Y	Y^A	$Y - Y^A$	$1 / (Y - Y^A)$
0.0042	0	0.0042	238
0.006	0.00007	0.00593	169
0.008	0.0008	0.0072	138
0.012	0.0028	0.0092	110
0.014	0.0047	0.0093	107.5
0.020	0.0110	0.0090	111
0.0224	0.0131	0.0093	107.5

將 $1/(Y-Y^{\Delta})$ 與 Y 繪成第八十八圖，求得曲線下面積為 56.5 方格，而每方格之大小為 $(20 \times 0.002) = 0.04$ ，故面積為 2.26，且 $(5')$ 為

$$2.26 = \frac{\pi}{b} \frac{K_a}{G} S_1$$

今欲換新塔 L/G 為前塔之倍，即操作線之斜度須加倍，即前塔之斜度為

$$\frac{0.0224 - 0.0042}{5.99 - 0.473} = 0.0033$$

$$\text{故 } \frac{0.0224 - 0.0042}{X_1 - 0.473} = 0.0033 \times 2$$

$$\therefore X_1 = 3.23$$

即新塔之 $X_1 = 3.23$ 操作線，為第八十七圖中之 OB 線，依前文同樣方法，可求得下列之表，並繪於第八十八圖中。

Y	Y^{Δ}	$Y - Y^{\Delta}$	$1/(Y - Y^{\Delta})$
0.0042	0	0.0042	238
0.006	0	0.006	167
0.008	0.00008	0.00792	126
0.012	0.0005	0.0115	87
0.016	0.00145	0.01455	69
0.020	0.00293	0.01707	58.5
0.0224	0.00405	0.01835	54.5

自第八十七圖，知面積為 44 方格，即 $44 \times 0.04 = 1.76$ 。

$$1.76 = \frac{\pi}{b} \frac{K_a}{G} S_1$$

按今操作情形相同，故係數均同。

$$\frac{1'}{1} = \frac{1.26}{1.76} = 0.78$$

即新塔高可為原塔之 78%。

發熱之影響 以上係假定吸收過程中溫度不變。在稀氣體與稀液體，此假定每向可通用，但若干情形，例如鹽氣之吸於水中，所發生之熱，足使塔中溫度頗有變化。溫度昇高時，因平衡關係之變更，使吸收減少；故吸收鹽酸等氣體時，往往須同時加以充分之冷卻，方能造成濃液。

發熱對於平衡之影響，可用熱清算及物質清算計算而得。蓋自物質清算，X 與 Y 間必有一定關係；又自比熱，溶解熱等數字，可計算成身為 X_2 之點與任一端之因成分變化所發生之熱，因而算出溫度相差，故遂可得一溫度與 X 之關係曲線。今在某 X 點，應用該溫度下之平衡曲線，求得 Y 值，遂得一 X, Y 值，聯之得 X, Y 曲線，是即將熱影響計算在內之平衡曲線也。可以之計算如同前文所述。

第三節 板狀塔之計算及其結果之應用於盛充填物之塔

理論板之計算 板式塔之計算，有種種方法，其最簡單者為理論板之計算。第八十九圖為板式塔之簡圖，每一橫線均各代表一板。所謂理論板者，液體與氣體在板上之接觸充分良好，故離板之時，已互成平衡，即 X_n 與 Y_n 互成平衡。復自物質清算，知第 n 個板之液體成分與在其下一板之氣體成分，必有下列關係。

$$(Y_{n-1} - Y_2)G = L(X_n - X_1)$$

$$\text{即 } Y_{n-1} = L/GX_n + (Y_2 - L/GX_1) \dots \dots \dots (9)$$

按 X_2, Y_2, L, G 均為定數，故 X_n 與 Y_{n-1} 間成一直線，其斜度為 L/G 。第九十圖中 ON 代表平衡曲線，AZ 代表操作線。若塔底之型為 A，即 X_1, Y_1 ，亦即離最末個板之液體成分為 X_1 。根據理論板之定義，看該板之情形當如 B 點，即離此板之氣體成分當為 B 點之縱標。將此縱標值代入 (9) 式，即上一個板之液體成分。事實上不必代入，只須在 (9) 式所代表之直線上求相當該縱標值之橫標值即可，亦即 C 點也。以此類推，可繪出 ABCDE 一之階梯，即不管代入平衡關係及 (9) 式。階梯之數即為所需之理論板。第九十四圖之情形，需四個理論板。

第八十九圖

第九十圖

倘乎此曲線為直線，以 $Y^{\Delta} = K^{\Delta} X^{\Delta}$ 代表，則依照上述迭次代替之方法，可導出下列結果：

$$\begin{aligned} & (Y_1 - Y_2) \left[1 + \frac{L}{GK^{\Delta}} + \frac{L^2}{G^2K^{\Delta}} + \dots + \frac{L^n}{G^nK^{\Delta^n}} \right] \\ & = (Y_1 - K^{\Delta} Y_2) \left[\frac{L}{GK^{\Delta}} + \frac{L^2}{G^2K^{\Delta}} + \dots + \frac{L^n}{G^nK^{\Delta^n}} \right] \end{aligned}$$

$$\ln \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1 - K^* X_2} = \frac{(L/K^* G)^{n+1} - (L/K^* G)}{(L/K^* G)^{n+1} - 1} \dots \dots \dots (10)$$

Y_1, Y_2, K^*, L, G 之值均知，則可用試探法解(10)式，求出 n 。或以 n 為常數，將式之左邊與 $L/K^* G$ 繪成曲線；（此殊簡單）以備設計時應用此等曲線。自 $L/K^* G$ 及式之左邊值求 n 值即可。

板效率事實上之板，並非為理論板。實際板與理論板之關係，稱為板效率（plate efficiency）。板效率有種種定義。其最普遍者曰總板效率（Overall plate efficiency），即為某塔之理論板數，與實際所用板之比，用百分數表示者。

板效率難以預計。置一方面言，理論板係假定逐個板之作用，或為階梯狀，事實上近乎為完全逆流，故一個實際板不止為一個理論板。但另一方面言，液體氣體之接觸不盡充分，每向未達平衡；且液體可為氣體衝出而滲至上一個板，致破壞逆流狀況。兩者相抵後，尚以後者之影響為大，故一般板效率，低者為 70%，高者達 90%；視板之設計，所蒸物質之性質及操作情形而異。

相當理論板之高（Height equivalent to theoretical Plate, H. E. T. P.，按板狀塔與盛充填物之塔，平衡曲線與操作線均相同。惟在盛充填物之塔，除平衡曲線恰為直線之特例以外，均需用圖解板分法，殊為費事。故有設計時使用下列方法：即依設計板狀塔之方法計算理論板數，以此除實驗所需塔高，即得相當理論板之高，遂可用此值以作其他塔之設計。此項相當理論板之高視所蒸之物質，操作時之情形，塔之直徑，充填物之大小等而異；在實驗室之蒸餾塔，此值僅數吋；大塔則至可數呎。

總論上言，此種方法，並不妥當，因盛充填物之塔之作用完全為逆流的，而板狀塔之作用則為階梯的；但如理論板之數甚大，每個板之濃度變化小，則用此種設計方法，其錯誤實甚小也。

傳送單位之高（height of a transfer unit; H. T. U.）傳送單位（Transfer

unit) 空氣流過。 $\frac{Y_2}{Y_1} = \frac{dY_2}{Y - Y_2}$ 或 $\frac{X_2}{X_1} = \frac{dX}{(Y - X)}$ 此值與塔之高比例，故將塔高以

數值代之，稱爲傳送單位之高。其求法如下：設 A1 爲操作線，NC 爲平衡線。今作 CD 線，其縱軸值爲平衡曲線與操作線之縱軸值之差，自 C 起，作直線交 CD 於 E，作 EK=LE，於是自幾何原理： $AK=2EK=FG$ ，用 CK 爲 L 及 K 間之 ΔY ，FG 爲 I 及 L 間之平均 $Y - Y_2$ ，故 I 及 L 間， $\Delta Y = Y - Y_2$ 故 $\int \frac{dY}{Y - Y_2} = 1$ 。故此四階段之數，即爲上述積分值。對 X 之值亦可同樣求得。

倘平衡線與操作線平行，則相當理論板之高與傳送單位之高相等。

例：10% 之 40% 空氣之混合物，在每一階下層內與水接觸，其溫度達之 99.5%。塔中設完善之冷却設備，俾始終在 48°F 操作。

求：(a) 氣水之平衡關係，見第九十二頁。(b) 每平方呎塔面上傳送過之空氣爲 735 磅。(c) 問水之流速至少須若干。(d) 氣水之速度比若干。(e) 塔中所裝充填物爲 3 吋球柱形磚，試用前述平衡值之方法求吸收塔之高度。(f) 用圖解法求上述值。(g) 求所需之理論板。(h) 求相當理論板之高。(i) 求傳送單位數。(j) 求傳送單位高。

解 (a) $Y_1 = \frac{0.10}{0.90} = 0.1111$ 分子空氣 / 分子空氣。

$Y_2 = Y(0.005) = 0.000555$

$X_2 = 0$

經上列 (X, Y) 及 (Y, X) 點之斜度最小之線爲 ON 故 $X_1 = 0.1143$

則 $G/S = \frac{735(0.9)}{0.9 \times 29 + 0.1 \times 17} = 23.8$ 磅分子空氣 / 小時，平方呎

$= 23.8(0.1143 - 0.000555) / (1.143 - 0) / 0.75$

第九十一圖

∴ $L/s = 23.0$ 磅分子量水/小時，平方呎。

(b) 今 $L/s = 23 \times 1.2 = 27.6$

$$23.8(0.1111 - 0.090555) = 27.6(X_1 - 0)$$

∴ $X_1 = 0.0953$

遂可作 OB 線，即為操作線，

第九十二圖

$$Y - Y^{\Delta} = 0.000555 - 0 = 0.000555 \dots\dots\dots X_2 \text{ 處}$$

$$Y - Y^{\Delta} = 0.1111 - 0.0881 = 0.023 \dots\dots\dots X_1 \text{ 處}$$

$$\therefore (Y - Y^{\Delta})_{av} = \frac{0.023 - 0.000555}{\ln \frac{0.023}{0.000555}} = 0.00604$$

K_{Ga} 之值見本章第一頁，即 $k_{Ga} = 0.122(V_{av})^{0.7}$ ，其中 V_{av} 如下：

$$V_{av} = \frac{735 + (735 - (0.1111)(0.995)(17)(23.8))}{2} = 713 \text{ 磅/小時, 平方呎}$$

$$\therefore k_{Ga} = (0.122)(713)^{0.7} = 23.6$$

$$l = G(Y_1 - Y_2) / K_{Ga}(Y - Y^{\Delta})_{av} = (23.8)(0.1111 - 0.000555) / (23.6)(0.00604) = 18.5 \text{ 呎}$$

(c) 圖解法

Y	Y^{Δ}	$Y - Y^{\Delta}$	$1 / (Y - Y^{\Delta})$
0.000555	0	0.000555	1800
0.004	0.0021	0.0019	526
0.0071	0.0044	0.0027	370
0.0119	0.0073	0.0046	213
0.0233	0.0150	0.0083	121
0.0350	0.0230	0.0120	83
0.0581	0.0480	0.0173	58
0.0815	0.0509	0.0206	48
0.111	0.0881	0.0230	43

作成第九十三圖，求得面積為 12.7。

第九十三圖

第九十四圖

$$L = \frac{G}{K_{Ga}S} \int_{Y_2=0.00055}^{Y_1=0.1111} \frac{dY}{Y-Y^*} = \frac{(23.8)(12.7)}{23.6} = 12.3 \text{ 呎}^2$$

(d) 在第九十二圖中，依階梯法求得理論板數為 10.5

(e) $H. E. T. P. = 12.3 / 10.5 = 1.22$ 呎

(f) 依第九十三圖求得傳送單位為 12，

(g) $H. T. U = 12.3 / 12 = 1.07$ 呎，

第四章 多組分系統之設計方法

有時吾人須將兩倍或兩倍以上之蒸汽吸去。如自空氣中吸取苯、甲苯及二甲苯，或自天然氣 (Natural gas) 或石油分溜時所生氣體中吸取可揮發之烴。此時設計時宜針對最難溶之成分；倘此成分可完全吸收，則其餘者更可吸收，惟倘其餘成分之種類多則仍宜顧及。

(2) 式代表之操作線，對任何組分，均能適用。即係斜度為 L/G 之直線，故各組分之操作線，均為平行線。至於氣之平衡曲線，每可用 $Y = K^{\Delta} X$ 表示。其中 Y 及 X 為某一組分在氣體及液體之分子分數， K^{Δ} 為平衡常數，為溫度壓力之函數，而與液體成分氣體成分亦稍有關係；如均改為分子數，則

$$\frac{Y^{\Delta}}{1 + \sum Y^{\Delta}} = K^{\Delta} \frac{X^{\Delta}}{1 + \sum X^{\Delta}}$$

倘溫度甚低，則 $Y^{\Delta} = K^{\Delta} X^{\Delta}$ 故如為板式塔，可用 (10) 式；如為盛充填物之塔，可用 (7) (8) 式。

例：輕油在塔中以礦油吸收，流入之礦油不含烴油，流出者每百磅礦油含 2 磅烴。

氣體原含 1.2% 輕油：(以體積計) 其成分為 67% 苯 12% 甲苯 7.1% 二甲苯，其餘者可平均視為沸點之 136°C 平均分子量 110 之氣體。可收回 86% 之苯塔中溫度為 20°C 吸收時主要抵抗在氣相方面，蒸汽壓可用下列數字及 Raoult 定律計算：

	苯	甲 苯	二 甲 苯	其 餘 烴	礦 油
20°C 時蒸汽壓 (毫米汞)	75	22	5.2	5.4	0
平均分子量	78	92	110	100	110

試求：甲、乙、二甲苯及他種烴，在使用板式塔時可收回若干？在盛充填物之塔如何？

解：以 100 分子量進入之氣體言。

	分 子 數	Y_1
其餘氣體	98.8	1.0
苯	$1.2 \times 0.87 = 0.804$	$0.804 / 98.8 = 0.00818$
甲 苯	$1.2 \times 0.12 = 0.144$	$0.144 / 98.8 = 0.00146$
二 甲 苯	$1.2 \times 0.071 = 0.0852$	$0.0852 / 98.8 = 0.00086$
其 餘 烴	$1.2 \times 0.139 = 0.167$	$0.167 / 98.8 = 0.0017$

$$\text{對苯言 } Y_2 = 0.804(0.14) / 98.8 = 0.00114$$

$$X_2 = 0$$

$$X_1 = \frac{(78)(220)}{(78)(100)} = 0.0564$$

因氣體甚稀，故 Raoult 氏定律為 $Y^{\Delta} = (P/P^{\Delta})X^{\Delta}$ ，如 $K^{\Delta} = 75/760$

$$= 0.0987$$

$$L = \frac{(0.804) 0.6}{0.0564} = 12.26$$

$$L / K^{\Delta} G = \frac{12.26}{(98.8)(0.0987)} = 1.259$$

代入 (10) 式

$$\frac{0.00818 - 0.00114}{0.00818 - 0} = \frac{(1.259)^{n+1} - 1.259}{(1.259)^{n+1} - 1}$$

$$\therefore n+1 = 4.55$$

今可應用同樣之 n 計算甲苯及二甲苯，例如對於甲苯：

$$K^{\Delta} = \frac{32}{760} = 0.02895$$

$$L/K^{\Delta}G = \frac{0.124}{0.02895} = 4.29$$

$$\text{吸收百分} = 100 \left(\frac{Y_1 - Y_2}{Y_1 - K^{\Delta}X_2} \right) \% = 100 \left[\frac{(4.29)^{4.55} - 4.29}{(4.29)^{4.55} - 1} \right] = 99.6\%$$

對於甲苯及其他煙，計算結果，近乎為 100%

$$(b) \quad G(\bar{Y}_1 - \bar{Y}_2) = K_{Ga} S (\Delta Y)_{L,m}$$

$$\frac{(Y_1 - Y_2)_B}{(Y_1 - Y_2)_T} = \frac{(K_{Ga})_B}{(K_{Ga})_T} \frac{\Delta Y_{L,m,B}}{(\Delta Y)_{L,m,T}}$$

K_{Ga} 約與 D_m 之平方根成比例。(見本章第五節) 今設除所欲吸收之煙以外之氣體為甲烷，則可算得 D_m 之值如下：

	D_m	$D_m^{1/2}$	$(D_1/D_2)^{1/2}$
苯	4.15×10^{-5}	2.04×10^{-2}	1
甲苯	3.8×10^{-5}	1.95×10^{-2}	1.05
二甲苯及其他	3.5×10^{-5}	1.87×10^{-2}	1.01

$$\text{又對於苯言} \quad Y_1^{\Delta} = K^{\Delta} X_2 = (75/760) (0.0564) = 0.00556$$

$$\Delta Y_1 = 0.00813 - 0.00556 = 0.00257$$

$$\Delta Y_2 = 0.00114 - 0 = 0.00114$$

$$(\Delta Y)_{L,m} = \frac{0.00257 - 0.00114}{L_m(0.00257/0.00114)} = 0.00176 \dots \dots \dots (A)$$

∴ 對甲苯言

$$\frac{0.00813 - 0.00114}{0.00146 - Y_2} = 1.05 \frac{0.00176}{(0.00146 - Y_1) - (Y_1 - 0)}$$

$$L_n \frac{0.00146 - Y_1}{Y_2}$$

$$Y_1 = (L/G) (X_1) = 0.029 X_1 \dots\dots\dots (B)$$

又 $Y_1 - Y_2 = (L/G) (X_1 - X_2)$

即 $0.00146 - Y_2 = 0.121 X_1 \dots\dots\dots (C)$

將 (A) (B) (C) 式用試探法解之，得 $Y = 0.000,6$

∴ 淨之回收百分數為 $\frac{0.144 - 988(00006)}{0.144} \times 100 = 96\%$

其餘兩成分，可用簡法算得為 97.2%。

	收 回 之 百 分 數	
	板 式 塔	盛 充 填 物 之 塔
苯	96	96
甲 基	99.6	98
二 甲 基	100	97.2
其 他 煙	100	97.2

第五節 吸 收 係 數

本節討論各類吸收器具中氣體速度，液體速度，溫度，所用氣體液體之性質以及器具大小，對吸收係數之影響。

盛充填物塔中係數(a)氣相膜為主要之抵抗。

此種 $k_{1a} = k_{1a} + v_{1a}$

之值見第一表，

第一表

充 填 物	溶 劑	加 劑	估計之面積 ^a 平方呎/立方呎	液 體 磅/小時平方呎	塔 之 大小 直徑×充填物之高	η
0.25×0.4吋玻璃圓 0.5—0.75 顆炭	苯 氯乙烷	洗 油 油 油	163—408 500 75—573 130—4740	2.8×3.6 3.05×27 2.85×27 2.85×27	0.046 0.057 0.084 0.071
0.35—0.63 吋煤炭	氯 氯	水	325	0.083
0.45 吋碎石	氯 氯	水	123	500	6×48	0.116
0.60 吋碎石	氯 氯	水	79	500	6×48	0.106
0.75 吋碎石	氯 氯	水	58	500	6×54	0.071
0.6 吋煤	氯 氯	水	94	500	6×48	0.108
0.75 吋煤	氯 氯	水	64	500	6×48	0.088
1 吋煤	氯 氯	水	65	500	6×108	0.067
1 1/2—1 1/4 吋碎石炭	氯 氯	水	30	500	16×48	0.147
3 吋煤炭	氯 氯	水	30	500	16×48	0.122
4 吋煤炭	氯 氯	水	22	500	16×48	0.136
木炭	氯 氯	水	32	500	16×48	0.132
3 吋煤炭	氯 氯	水	650—1780	12×69	0.23

製 造 日 誌

第 一 表

若用噴霧器之塔中吸收氣體之速率與塔中液體之量無關，則其速率與塔中液體之量無關。此種情況之塔中吸收速率，可表示如下式：

$$K_G = \frac{6.7 \times 10^{-4}}{d_s^{0.4} d_G} \left[\frac{V}{d_s + d_r} \right]^{1.8} \quad (19)$$

K_G 為每小時每平方呎每氣壓相差之磅分子每二氣之指數。 V 為塔總之斷面每平方呎每小時流過之氣體磅數。 d_s 為木格間距離之呎數， d_G 為每一層木格高之呎數， d_r 為木格之厚之呎數。

液體速度增加時， K_G 亦增加。此蓋大部由於面積 a 之增加，小部由於液體氣體相對速度之增加。例如在 4 呎高 16 吋直徑之盛 2 吋螺絲牙磅之塔中，以水吸收氣，水之速度自 60 磅/小時平方呎增至 600，氣體速仍不變，則 $K_G a$ 加倍。

溫度對於 $K_G a$ 之影響甚小，蓋溫度增高時，一方面滲透率增大，另一方面因粘度增而膜變厚，兩者當相抵消也。

(b) 液體相為主要抵抗 此時液體速度影響甚大，氣體速度則影響較小。根據現今已有之少量實驗結果，可用 $K_G a = 1/HK_L a + (1/K_G^*) a + (1/HK_L a + (1/K_G^*) a)^{0.8}$ 表示之。其值見第二表。

表二

充 填 物	溶 質	G	a 塔之大小	h_L
1 吋鐵質圓	CO ₂	150-167	10 × 66	0.016L ^{0.92}
0.75 吋玻璃球	CO ₂	5-27	3.5 × 33	0.0186L ^{0.86}
1 吋焦炭	C	47-116	6 × 48	0.028L ^{0.78}
0.4 × 0.45 吋外徑玻璃球	CO ₂	10	3.5 × 33	0.108L ^{0.80}

溫度之影響甚大，蓋溫度增高時，滲透率增大，且因液體粘度減小，膜為之減薄也。

在 (a) 一般情形 以水吸收二氧化硫時，兩相之抵抗均重要。其時可假定適用 Henry 定律，遂得 $1/K_G a = (1/HK_L a) + (1/K_G^*) a = 1/HK_L a + (1/K_G^*) a^{0.8}$

噴霧式塔 此種設備，用於氣相為主要抵抗之時為宜。蓋此時液體本身中無甚運動，液相抵抗甚大，而此時液相抵抗本甚小，稍增並無妨礙。第九十五圖為此種塔中以水吸收氯時之係數 $K_G a$

第九十五圖

濕壁之塔 氣相與傳遞之情形 每用濕壁之塔作實驗以測定之。蓋向液體在此等器具中揮發時，可無液相存在，而僅有氣相膜。此種情形下之實驗結果，可歸納為下式：

$$\frac{Dt}{B} = 0.023 \left(\frac{DtV}{\mu} \right)^{0.83} \left(\frac{\mu}{UD_m} \right)^{0.44} \quad (13)$$

其中 D_t 為濕壁塔之直徑， D_m 為分子滲透率； V 及 N 為氣體之質量速度，結皮及平均分子量； B 為假想之膜厚度，氣體分子在其中滲透時之抵抗，與實際之總共氣相抵抗相同。事實上 $1/K$ 當為兩部分所組成，其一為膜中之抵抗，與滲透率成反比；另一為氣相上之抵抗，與滲透率無關，惟因便利計，故合併估計故 K_G 與 D_m 比例， n 為 1 與 0 間之數值。根據 (13) 式 $K_G \propto D_m / B \mu$ ，即 K_G 比例於 $D_m^{0.56}$ 一般為簡單計，可假定 K_G 比例於 $D_m^{0.5}$ 。

(13) 式與第二卷中之 Diffus-Boefler 式相近，惟以 μ/UD_m 代 prandtl 數，以 $K_G D_t (P_b)_{lm} / D_m$ 代 $h D_t / K$ 而已。

第七章 蒸 溜

第一節 基本關係

相律 (Phase rule)。

$$P + v = c + 2 \dots \dots \dots (1)$$

式中 P 當某一系統 (System) 之相 (Phase) 之數；例如氣體為一相，兩種不混合之溶液各為一相，鋼中之純鐵 (ferrite) 與氧化鐵 (Cementite) 各為一相。C 為組分 (component) 之數，即為組成該系統所需純化合物之至少數。V 為自由度 (degree of freedom)；該系統中之溫度，壓力或濃度等可以變化之數，而該系統並不因而改變者，是謂自由度。

單組分之系統 (One-Component System) 中，C=1，相與自由度之和為三；故倘有液態與氣態兩相存在，則自由度為一，即壓力溫度之一決定，即整系統之狀態隨之而定，亦即一定溫度下有一定之蒸汽壓也。第九十六圖為苯 (benzene) 及甲苯 (toluene) 之蒸汽壓曲線。

雙組分之系統 (two-component System)，相與自由度之和為四。倘此兩種組分為兩個互可混和之液體或為一溶液，則僅有液氣兩相，故自由度為二。此時除溶液之成分 (Composition) 已定，則溫度或壓力，僅有一項可自由變化。

倘雙組分系統中兩液體不混合，則此時有兩液相一氣相，自由度為一，此時溫度定，整個系統即決定，成分不復能變化。

三組分以上之系統，其原理仍同前，作較為複雜矣。

舉，甲苯系統之諸曲線 (蒸汽壓曲線，沸點曲線，蒸氣曲線，平衡曲線) 之造成與甲苯之系統，倘壓力不異常大，則可適用 Raoult 定律，Dalton 定律等單體定律，自此可計算其蒸汽壓，沸點等，從而造成各種曲線，今以實例說明之。

(1) 100°C. E. 苯之蒸汽壓為 1344；甲苯之蒸汽壓為 560。(根據第九十六圖) 故根據 Raoult 定律，含 50 分子百分數 (mol Percent) 之溶

第九十六圖

例題 571. 甲苯之蒸汽壓為 280; 總蒸汽壓為 952。(壓力均以毫米水銀柱表示) 其
 組成之溶液之蒸汽壓亦可用類似方法求得, 用公式表示, 即為:

$$P = P_1 x + P_2 (1-x) \quad (2)$$

式中 P_1 及 P_2 為純組分之蒸汽壓; x 及 $(1-x)$ 為溶液中該兩組分之分子分
 (mol fraction); P 為該溶液之總蒸汽壓。

亦可不用公式，而用圖解法，如第九十七圖所示。100°C. 時純苯之蒸氣壓為 B，純甲苯之蒸氣壓為 A，則根據 Raoult 定律，溶液中苯之部分蒸氣壓為 DB 線，甲苯之部分蒸氣壓為 CA 線，其總蒸氣壓為 AB 線，其他溫度下之蒸氣壓亦均可用同樣方法求得，遂得第九十七圖之各溫度下之蒸氣壓曲線 (vapor pressure curves)。

第九十七圖

(2) 倘壓力為 760 毫米，則自第九十七圖，知 100°C. 沸之溶液，其成分必為 25.7% 苯，90°C. 沸之溶液，其成分必為 58% 苯，遂可繪成壓力為 760 毫米下之沸點曲線 (boiling Point Curve)，如第九十八圖中之 A.E.B. 曲線。

(3) 100°C. 沸之溶液，其苯之部分蒸氣壓為 257×1344 ，總其壓力為 760；故依 Dalton 部分壓定律，蒸汽中苯之分子分數 (mol fraction) 必為 $0.257 \times 1344 / 760 = 0.454$ ，亦即分子百分數 (mol Percent) 為 45.4。以圖表示，即第九十八圖相當 E 點之液體，其蒸汽成分為 D 點。若是得下列數值，可繪成 ADE 曲線，稱為蒸汽成分曲線 (vapor composition curve)。

第九十八圖

第九十九圖

t	x	y
105	0.125	0.254
100	0.257	0.454
95	0.403	0.625
90	0.552	0.772
85	0.77	0.888

本章中 x 及 y 為液體中及氣體中較易揮發組分之分子分數，在此處較易揮發組分為苯。前述計算方法，用公式表示，即為

$$Y = P_1x/P_2 \dots\dots\dots (3)$$

(4) x 與 y 之關係，繪成曲線，稱平衡曲線 (equilibrium curve) 如第九十九圖為苯甲苯之平衡曲線。

一般情形 苯甲苯系統可如上計算，若干同類極之混合物亦可如上計算。但對一般之物質言，Raoult 定律不能適用於一切濃度之溶液。故不能計算。根據相律，必仍有蒸汽壓曲線，沸點曲線，蒸汽成分曲線，平衡曲線。惟必用實驗決定耳。

實驗所得沸點曲線及平衡曲線，可分為三型，其一型大體與第九十八圖第九十九圖之形狀相似，餘兩型則形狀殊異。第 100 圖(甲)I 為迷蒙精丙酮系統，II 為苯醇系統之沸點曲線；第 100(乙)圖為其平衡曲線。注意迷蒙精丙酮系統具一極大沸點 (maximum boiling point)，苯乙醇系統具一極小沸點。相當於極大沸點或極小沸點之成分之溶液稱定沸點混合物 (azeotropic mixture)。此時之氣體成分與液體成分相同。

第一〇〇圖(乙)

第一〇一圖

水與乙醇，乙醇與醋酸乙酯 (ethyl acetate) 甲醇與丙醇等均可成極小沸點。
水與氯化氫，水與硝酸等均可成極大沸點。

關於沸點及液汽平衡時之成分等數字，可查 International critical tables 等專書。其較常見者可查 Perry: Chemical Engineers Handbook 等書。

壓力之影響 壓力變更，則沸點曲線及蒸汽成分曲線隨之而變，但時平衡曲線之影響殊不大。故 760 毫米下測得之平衡曲線，可應用於一般蒸餾問題。惟如壓力變化過大，則平衡曲線向對角線之方向推移，即 x 與 y 相差之程度減少。第

① 正丙醇(正丙醇)與正己烷(正己烷)之相狀曲線，倘壓力甚大，則若干範圍內之成分，或為臨界以上之情形，則不復有蒸氣相液相之分，故圖中此等部均係液相。

揮發度(Volatility)及相對揮發度(relative volatility)。

在某一溫度下，甲物比乙物之蒸氣壓大，自可云甲物較易揮發，惟此乃指純物質而言。倘兩物成爲一溶液，則兩物表現之蒸氣壓，與液體之成分有關。例如含蒸10%含甲物，90%之溶液，其蒸氣壓自比甲物爲小。故自未便以蒸氣壓表示其揮發與否。另一方面，以純物質之蒸氣壓表示在溶液中某物之量，亦未爲盡妥。因一物在溶液中之性質，與純粹時不同也。合理之方法，乃比較蒸氣之成分與液體之成分，即以揮發度爲 y/x 。兩個組分之揮發度之比稱相對揮發度，即

$$\alpha_{AB} = \frac{y_A x_B}{x_A y_B} \dots \dots \dots (4)$$

倘 Raoult 律適用，則揮發度即爲純組分之蒸氣壓。相對揮發度可表示該兩組分以蒸溜方法互相析開之易否。其值大於一，即表示 A 比 B 易析發；小於一，即表示 A 比 B 難析發，與一之值相距愈遠，則愈易將 A B 析開。

第二節 各種蒸溜方法

自第九十八圖第九十九圖，可知自液體所蒸出之氣體，其中所含易揮發組分之成分，較液體中原含者爲多。利用此點，當可將某一系統中之兩組分析開。

蒸溜之方法有平衡蒸溜 (equilibrium distillation) 及微分蒸溜 (differential distillation) 兩種。另有分溜 (rectification) 一法，則實不啻多次蒸溜。此外有部分冷凝 (partial condensation) 亦具蒸溜之功效，茲分述之。

平衡蒸溜 F 分子量數 (mol number) 之原料，其成分爲 x_1 ，加熱使 v 分子量數之蒸氣，俟後始將蒸氣與液體分開，則對易揮發之組分列出熱質計算，得

$$F x_1 = v y_1 + (F-v)x_2 \dots \dots \dots (5)$$

式中 xy 必互相平衡，即為平衡曲線上之一點，將平衡曲線上之各點之值代入於 (5) 式，其適合者，即為答案也。

微次蒸溜 此時蒸溜過程中所生蒸汽，生成後立刻與液液相離而導出，參考圖九十八圖，設液體之成分為 E 點。今加熱至沸，則第一瞬間所生微量之蒸汽，其成分為 F 點；因 F 點較富於易揮發組分，故根據物質計算，在第二瞬間，液體之成分，非復為 E 點，而在 E 點微左方之點；因而蒸出之氣體亦為 F 點微左方之點。若是繼續，至蒸去若干部分之時，殘餘液體成分必為 E 點左方之某成分，而蒸汽成分（指逐次蒸出蒸汽之混合物而言）則必為 E 點與 F 點間之某一成分。

根據上述原理，可用微分公式表示其間關係。設 L 為蒸溜過程中某瞬間之液體之分子數，其成分為 x ；蒸出之蒸汽，其成分必為 y ， x 與 y 互為平衡。因蒸汽之蒸出，而液體之成分變于自物質清算，得

$$(L-dL)(x-dx) + y dL = xL$$

$$\therefore \frac{dL}{L} = \frac{dx}{y-x}$$

此式稱 Rayleigh 式。如最初之液體分子數為 L_1 ，其成分為 x_1 ；最終為 L_2 ，其成分為 x_2 ，則

$$\ln \frac{L_1}{L_2} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{y-x} \quad \dots \dots \dots (6)$$

此式一般可用平衡曲線所示之 y, x 之關係，以圖解積分法 (graphic integration) 求之。亦可用相對揮發度以計算，蓋一般 α 應成分之變化不甚大，可用一平均值，代入 (6) 式而計算。自 (4) 式

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$$

$$\ln \frac{L_1}{L_2} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x_2 + (\alpha - 1)x - x} = \frac{1}{\alpha - 1} \ln \frac{x_1(1 - x_2)}{x_2(1 - x_1)} + \ln$$

$$\frac{1-x_2}{1-x_1} \dots \dots \dots (6a)$$

蒸溜物之成分，則可自 x_1, x_2, L_1, L_2 以物質精算求得之。

一般題目中， L_1, L_2, x_1 已知，而須求 x_2 。此時必用試探法以解決之。

蒸溜瓶中之蒸溜，近似為微次蒸溜。

部分冷凝 蒸溜係將液體之一部分變為蒸汽，藉以使蒸汽中含易揮發之成分較富。反之，將汽體之一部分冷凝以成爲液體，亦可達蒸溜之同樣目的；是謂部分冷凝。部分冷凝需熱較蒸溜爲多，須將全部汽化，故一般不如使用蒸溜法。惟蒸溜時所生蒸汽有時可不全部冷凝，而使之部分冷凝，其餘蒸汽在另一冷凝器中全部冷凝。

部分冷凝之操作情形，亦有平衡冷凝 (equilibrium condensation) 及微次冷凝 (differential condensation) 兩法。倘冷凝器中保持一層冷凝後之液體，汽體吹入其中，冷凝一部分。其餘即導出；增加之液體繼續流出；若是即爲平衡冷凝。倘冷凝器中液體絕對不容其積滯，隨凝隨即流出，則爲微次冷凝。一般之工業上情形，在兩者之間。

(1) 平衡冷凝

$$y_1 V_1 = y V_2 + x (V_1 - V_2) \dots \dots \dots (7)$$

式中 V_1 爲原有汽體之分子數， y_1 爲其成分； V_2 爲未冷凝之分子數， y 爲其成分； x 爲冷凝之液體之成分。

(2) 微次冷凝

$$y V = (y - dy) (V - dV) + x dV$$

$$\frac{dV}{V} = \frac{dy}{x - y}$$

$$\therefore \ln \frac{V_1}{V_2} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y - x} \dots \dots \dots (8)$$

式中 V_1 爲原有汽體之分子數， y_1 爲其成分； V_2 爲未冷凝之分子數， y_2 爲其成分。

其成分。至冷凝物之成分，則可用物質計算求之。

亞多蒸餾 無論用平衡蒸餾抑或次蒸餾，均決不能獲得純粹之組分。倘欲得純
組分則必須蒸餾多次。此可用第102圖以說明之。

...第102圖...

第103圖

此種方法，極為煩瑣費事，儘可用其他較簡之方法代之，即分溜 (rectification)

...

分溜之原理 設用第 103 圖之裝置，以蒸滌第 104 圖所示之混合物。蒸滌器 A, B, C, 等，各具加熱蛇管。A 器中盛成分為 x_1 之液體，C 器中盛成分為 x_2 之液體，以下類推。（ x_1, x_2 等及 t_1, t_2 等若見第 104 圖）A 器中液體沸於 t_1 ，B 器中液體沸於 t_2 ，C 器中液體沸於 t_3 。按自 A 器蒸出之蒸汽溫度 t_1 ，較 B 中液體之沸點 t_2 為高，故若入 B 器之加熱管中，可自身一部分冷凝，放出其熱，傳於 B 中液體，使之沸騰。同樣，B 所生蒸汽，可導入 C 之加熱蛇管，使 C 中液體沸騰，而自身一部分冷凝。蛇管中蒸汽之冷凝物，可流至受器 D, E 等；但 B 中之液體成分與 A 之蒸汽成分同，即 B 蛇管中冷凝物與 B 器中液體成分相同，儘可混合，亦可毋需蛇管，直接將 A 之蒸汽導入 B 器可也。然 B 中液體蒸出之蒸汽較富於二硫化碳，（此處以此為例）故液體之二硫化碳濃度不減少趨勢，今如將 B 中液體繼續取出，流回 A 器，則 B 中液體成分漸變為富於二硫化碳之趨勢可以減低；同時，A 器之二硫化碳可加多。同樣，C 之蒸汽可流回 B，若以 A 器中繼續加蒸汽，即可成爲繼續的蒸滌，每一器相當於第 104 圖中一個階梯。自純二硫化碳變爲純四氯化碳需要幾個階梯，即需要幾個器。

以上乃原理，事實上所用裝置爲分溜塔 (rectifying tower, fractionating tower) 第 105 圖示其概要。塔中具若干個板 (plates)，每一板具第 103 圖之蒸滌器之功效。

此法費力少而可得純粹之成品，一般工業上最廣用之。詳見第四節。

分溜所能達到之純度 應用分溜方法，可將第 104 圖中任何成分之混合物，析爲 A 與 B 兩組分。理論上析爲純 A 純 B，需無限個蒸滌器或分溜板，但事實上以有限個之分溜板，即可達工業上所需之純度。

但具有定沸點成分之混合物，則不能以單純之分溜析爲兩種純組分。參考第 100 圖，C 成分之混合物可析爲純乙醇與成分爲 a 之混合物，但不能得純 a；a 成分之混合物可析爲純 a 與成分爲 b 之混合物，但不能得純乙醇。

乙醇與水，亦可成爲小沸點，其中水之分子百分數爲 19.57%，此沸點在標準大氣壓下爲 78.15°C。故蒸酒精蒸滌，至多可得含乙醇 89.43% (分子數對) 之

濃酒精。

若欲將上述不能用簡單分溜方法所開之混合物，析其純組分，則必用其他方法。例如加入第三成分，或變更其壓力，使平衡曲線變更。

第一〇四圖

第一〇五圖

第三節 減壓蒸溜、加壓蒸溜、水蒸汽蒸溜

壓力之影響：壓力增加時，平衡曲線移向鈍角線，即與真沸之相差減少，亦即趨於不易拆開。就這點言，減壓為有利。

惟此事實，現今之使用減壓蒸溜，其目的亦非在此。而加壓蒸溜亦非若干特殊情形下偶仍有使用之必要。此即所謂不則。

加壓蒸溜：倘蒸汽之沸點過低，冷凝困難，則須加壓蒸溜，使在冷凝器中仍具相當壓力，易於冷凝。自天然氣 (natural gas) 吸收而得之特種汽油 (英文名 absorption naphtha) 須加以蒸溜，以蒸去沸點過低之部份，此時每用半餘氣蒸之壓力。

減壓蒸溜或真空蒸溜 (Vacuum distillation) 減壓蒸溜，使用頗多。貴者下物質，在常壓下沸點過高，蒸溜時可致分解。有機物質，使用尤多。

水蒸汽蒸溜 若干有機物質，在普通之真空度下，沸點仍嫌高；高度真空，則工程上困難頗多。此時倘此物與水不混合，則以用水蒸汽蒸溜法 (steam distillation) 為最宜。其法將水蒸汽直接吹入沸騰液體中，使其蒸汽與水蒸汽同時蒸出。於是因總共壓力為水蒸汽壓力與液體之蒸汽壓之和，在不甚高之溫度，液體之蒸汽壓即是達到此條件而沸騰，故可達與真空蒸溜同樣之目的。而裝置上簡單多多，倘同時使用減壓，即相當於高度之真空蒸溜之作用。

水蒸汽蒸溜之操作情形，可分兩類；一為兩液相者，一為單液相者。

水蒸汽蒸溜法之基本原理，乃為兩種不混和之兩液體，各具本身之蒸汽壓，其和為總共蒸汽壓。

兩液相之水蒸汽蒸溜 設所用水蒸汽為飽和者，或雖本為過飽和而入鍋後即變為飽和，則鍋中必有冷凝所成之水；因水不溶於所蒸溜之液體，故成爲兩液層。在一定之溫度下，水蒸汽之蒸汽壓為 P_v ，所蒸物質之蒸汽壓為 P_s ，其和為 π ；溫度定則 π 定，反之 π 定，則溫度亦定，即在一定壓力下，鍋中溫度自動達某一定值。

$$P_s + P_v = \pi \dots\dots\dots (a)$$

單液相之水蒸汽蒸溜 設所用水蒸汽為飽和者，且自外加熱，保持其不冷凝，則僅有一液相，根據相律，當多一自由度，即溫度與壓力間無一定之關係。此時仍可用 (a) 式， P_v 為相當於該溫度之液體之蒸汽壓（因有液體存在，故必為飽和） P_s 則與溫度無計，故 π 亦與溫度無關。

無論用何種方法，均不管即為在 P_v 壓力下舉行真空蒸溜，編號証正仍同施在 π 壓力下之蒸溜。

冷凝之物，可用傾析法與水分開，因與水不混合也。

水蒸汽之消耗量 蒸出之水蒸汽量，可用下式計算：

$$\frac{S_v E}{S_r} = \frac{W_s M_v}{W_v M_s} = \frac{P_s}{P_v} = \frac{\pi - P_r}{P_v}$$

$$\text{故 } \frac{W_s}{W_v} = \left(\frac{\pi - P_r}{P_v} \right) \left(\frac{M_s}{M_v} \right) \quad (10)$$

式中 \$S_v\$ 爲所蒸出之水蒸汽之分子數，\$S_r\$ 爲所蒸出之液體分子數，\$W_s\$ 爲所蒸出之水蒸汽之重量，\$W_v\$ 爲所蒸出之液體重量，\$M_s\$ 及 \$M_v\$ 爲水蒸汽及液體之分子量，\$P_s\$ 及 \$\pi\$ 同前。事實上所用之水蒸汽，有時超過此數，因有一部分滲入於鍋中也。

上列公式中之 \$P_r\$，有時即視爲該物質純淨狀態時之蒸汽壓，但嚴格言之，則水蒸汽蒸溜時往往不及達平衡，故應以一等係數 \$E\$，即

$$\frac{W_s}{W_v} = \left(\frac{\pi - EP_r}{EP_v} \right) \left(\frac{M_s}{M_v} \right) \quad (10a)$$

\$E\$ 值視裝置操作等而異。

計算例 硬脂酸 (stearic acid) 在真空中舉行水蒸汽蒸溜，吸入過熱水蒸汽，鍋外以直接火加熱，鍋中蒸汽離液體處溫度爲 \$240^\circ\text{C}\$。(10a) 式中 \$E\$ 爲 \$70\%\$。大蒸壓爲 \$748\$ 毫米汞柱，鍋中真空度爲 \$662\$ 毫米；加入之原料溫度本爲 \$70^\circ\text{F}\$ 其總計算時所需用之數字查得如下：

固態硬脂酸之平均比熱	0.4
蒸汽態硬脂酸之平均比熱	0.47
液態硬脂酸之平均比熱	0.55
硬脂酸之熔化潛熱	47.6 小卡/克
硬脂酸之熔點	\$64^\circ\text{C}\$.
\$240^\circ\text{C}\$ 時硬脂酸之汽化潛熱	66.0 小卡/克
硬脂酸之蒸汽壓，\$240^\circ\text{C}\$.	19 毫米汞
\$220^\circ\text{C}\$.	8
\$200^\circ\text{C}\$.	3
\$340^\circ\text{C}\$ 飽和蒸汽之熱 (對 \$70^\circ\text{F}\$ 水言)	1167 英熱單位/磅

$$V_n = O_{n+1} + D \quad (11)$$

$$V_n Y_n = O_{n+1} X_{n+1} + D X_D$$

$$\therefore Y_n = \frac{O_{n+1}}{V_n} X_{n+1} + \frac{D}{V_n} X_D \quad (12)$$

$$= \frac{O_{n+1}}{O_{n+1} + D} X_{n+1} + \frac{D}{O_{n+1} + D} X_D \quad (12a)$$

在加料板之下，亦可同樣求得：

$$Y_n = \frac{O_{n+1} X_{n+1} + W X_W}{V_n} \quad (13)$$

$$= \frac{O_{n+1} X_{n+1}}{O_{n+1} - W} + \frac{W X_W}{O_{n+1} - W} \quad (13a)$$

根據前文，在加料板以上之 O 及 V ，各為常數，與板數無關；在加料板以下者亦然。惟加料板以上及加料板以下者，互不相等，因(11)式在加料板並不成立也。

今復假定板上之蒸汽與液體接觸充分，致離開每個板之液體與蒸汽互相平衡。則其成分為平衡曲線上之各點。此種板稱為理論板，(theoretical Plate)。

設計分餾塔時， X_D X_W F X_f 及原料之溫度等項必均已知，並須假定某一定之 O_R/D ；自此應用物質衡算，可計算 D 、 O_R 及 W 。於是應用(12) (13)式及理論板之定義，可逐層計算各板之成分。

今試自塔頂開始估計。因冷凝器中塔頂第一板所出蒸汽全部冷凝，故 $Y_1 = X_D$ 。自平衡曲線，知 X_1 之值，代入(12)式，可求出 Y_2 。復自平衡曲線，知 X_2 之值，代入(12)式，可求出 Y_3 。若是繼續，待¹處之 X 與 Z_f 相近，則原料宜在此處加入。(假定原料為沸騰之液體)在加料板以下，應用(13)式，其中 $O_n = O_n + F$ 。依同樣原理，可逐層求出各板之成分，至 X 與 X_W 相同為止。於是，遂可知加料板以上，及加料板之下，均各需幾個理論板。

倘 $O_{n+1} = O_n$ ， $O_{n+1} = O_n$ ，則作各層板之計算時，尚須應用該板之熱衡算，類

為複雜，茲不贅。此等嚴格之計算，可參考作者所譯之「蒸餾論」第十四章。

Melabs—Thiele 法 此法實即 Sorel 法，惟應用圖解法而已。蓋 $O_{n+1} = O_n$ ，則(12)式在 $Y-X$ 座標中成一直線；稱操作線(Operating line)；其斜度為 O_n/V_n ，經對角線 $Y=X$ 於 $X=X_D$ 之點，(一〇七圖之 AB 線)，同樣，在加料板以下為(13)式所示之 CD 線，斜度為 O_m/V_m ，經對角線於 $X=X_W$ 。欲計算所需之理論板，可自操作線上之 $X=X_D$ 點出發，(即 $Y_1=X_D$)畫垂直線交平衡曲線，得 X_1 ；復自此點作垂線交操作線，得 Y_2 ；若是逐次畫橫線垂線，成其階梯形，此階梯已置兩操作線之交點處，乃改用 CD 線，繼續畫階梯，至 $X=X_W$ 處為止。每一階梯即代表一個理論板。

精溜段操作線與平衡曲線間一個階梯代表精溜段之一個理論板，脫溜段操作線與平衡曲線間一個階梯代表脫溜段之一個理論板；故跨越兩操作線之階梯即為加料板。參考第一〇七圖。在 e 點以後，即可移至脫溜段操作線，但並非必繫於 e 點即移至脫溜段操作線，在 e 點以前均可移。故加料板之位置可稍為活動。惟吾人希望在一定之操作情形下所需板數最少，即各階梯宜大。今 eb 之間，abc 與平衡曲線間之階梯比 ebd 與平衡曲線間者為大，b' 與 e' 間，則 eba 與平衡曲線間之階梯比 abc 與平衡曲線間者為大。故 eb 之間宜用操作線 abc；bc 之間宜用操作線 ebd，即相當加料板之階梯宜正跨過 b 點。

第一〇八圖

操作線之交點，兩操作線間之相對關係，視乎原料之成分及其狀態而定。令

$$p = (O_{1H} - O_1) / F \dots \dots \dots (14)$$

自物質清算。

$$(p+1) = (V_1 - V_{1-1}) / F \dots \dots \dots (14a)$$

令 X_1 及 Y_1 為兩操作線交點之座標，在此點 $X_1 = X_{1-1}$ ， $Y_1 = Y_{1-1}$ ，又自物質平衡組分之物質清算，得 $DX_0 + WX_0 = FZ_0$ ，應用(12)(13)式，得

$$V_T X_i = O_{T+1} X_i + D X_{D-1}$$

$$V_{T-1} X_i = O_T X_i + W X_{W-1}$$

將(14)式代入，並相減，得

$$Y_i = \frac{O}{p+1} X_i + \frac{Z_i}{p+1} \dots \dots \dots (15)$$

液相主線之交點之斜率為直線，稱為 p 線，其斜度為 p / (p+1)，且原點下

等式：

$$Y_i = X_i = Z_i$$

p 隨變更，則(15)式代表之 P 線亦隨之變更，其影響可用第一〇八圖表示。

由(15)式，並應用精算板加料板，可知 p 約略為使一磅原料汽化所需之熱，以原料之蒸發潛熱除後所得之商，設原料為沸點下之液體，即 P = -1，P 線為一〇八圖之 4 線；設原料為沸點下之蒸汽，則 P = 0，P 線為一〇八圖之 2 線；如一部分為蒸汽一部分為液體，則 P 在一 1 與 0 之值，P 線為一〇八圖之 3 線；如為過熱蒸汽，即 P > 0，P 線為一〇八圖之 1 線。如原料為不及沸點之液體則 P < -1，P 線為一〇八圖之 5 線。

最少板數及最小回流比。精溜段操作線之斜度為 $O_n / CO_n + D$ ，必小於 1。倘 $R = 0 / D = \infty$ ，則斜度為 1，操作線與對角線重合。此時操作線與平衡線間相隔最遠，所給階梯數可最少，即此時之板數乃為最小限。此時回流比 R 為無限大，亦即完全回流，即冷凝器冷凝之液體全回流回塔中。

反之，如回流比減少，則操作線向平衡曲線之方向移動；如第一〇九圖之 acb 線為操作線，則其斜率自 a 作階梯經 b 至 c，必須無限階梯方可；換言之，相對於此線之回流比為最小限。

第一〇圖乃乙醇與水之平衡曲線，自 A 作諸操作線，其最接近平衡曲線而不割過平衡曲線之線，即自 A 作之切線 (tangent)，此 A、C 線之回流比最小。

最有利之回流比 (Optimum reflux ratio)。通常回流比之選擇，乃一經濟問題。倘回流比太小，則需極多之板數；一般塔中各板之距離不能過分近，(操作

$$V_n = O_{n+1} + D$$

$$V_n Y_n = O_{n+1} X_{n+1} + D X_D$$

$$\therefore Y_n = \frac{O_{n+1}}{V_n} X_{n+1} + \frac{D}{V_n} X_D \dots \dots \dots (12)$$

$$= \frac{O_{n+1}}{O_{n+1} + D} X_{n+1} + \frac{D}{O_{n+1} + D} X_D \dots \dots \dots (12a)$$

在加料板之下，亦可同樣求得

$$Y_n = \frac{O_{n+1} X_{n+1}}{V_n} = \frac{W X_w}{V_n} \dots \dots \dots (13)$$

$$= \frac{O_{n+1} X_{n+1}}{O_{n+1} - W} = \frac{W X_w}{O_{n+1} - W} \dots \dots \dots (13a)$$

根據前文，在加料板以上之 O 及 V ，各為常數，與板數無關；在加料板以下，加料板以上及加料板以下者，互不相等， $V(X_{n+1})$ 在加料板並不成立，亦然。

板之蒸汽與液體接觸充分，致離開每個板之液體與蒸汽互相平衡。

今復假定曲線上之各點。此種板稱為理論板，(theoretical Plate)。

設計分餾塔時， X_D, X_w, F, X_f 及原料之溫度精確等必均已知，並須假定某一定之 O_R/D ；自此應用物質衡算，可計算 D, O_n 及 W 。於是應用(12) (13)式及理論板之定義，可逐層計算各板之成分。

今試自塔頂開始設計。因冷凝器中塔頂第一板所出蒸汽全部冷凝，故 $Y_1 = X_D$ 。自平衡曲線，知 X_1 之值，代入(13)式，可求出 Y_2 。復自平衡曲線，知 X_2 之值，代入(12)式，可求出 Y_3 。若是繼續，待ⁿ處之 X 與 Z_f 相近，則原料宜在此處加入。(假定原料為沸騰之液體)在加料板以下，應用(13)式，其中 $O_n = C_n + F$ 。按同樣原理，可逐層求出各ⁿ之成分，至 X 與 X_w 相同為止。於是，遂可知加料板以上，及加料板之下，均各需幾個理論板。

倘 $O_n \dots O_2, O_{n+1} = O_n$ ，則作各板之計算時，尚須應用該板之熱衡算，頗

為複雜，茲不贅。此等嚴格之計算，可參考作者所譯之「蒸餾論」第十四章。

Melab-Tiele 法 此法實即 Sorel 法，惟應用圖解法而已。蓋 $O_{n+1}=O_n$ ，則(12)式在 $Y-X$ 座標中成一直線；稱操作線(Operating line)；其斜度為 O_n/V_n ，經對角線 $Y=X$ 於 $X=X_D$ 之點，(一〇七圖之 AB 線)；同樣，在加料板以下為(13)式所示之 CD 線，斜度為 O_n/V_n ，經對角線於 $X=X_W$ ，欲計算所需之理論板，可自操作線上之 $X=X_D$ 點出發，(即 $Y_1=X_D$) 畫橫線交平衡曲線，得 X_1 ；復自此點作垂線交操作線，得 Y_2 ；若是至次要橫線垂線，成為階梯形。這階梯已至兩操作線之交點處，乃改用 CD 線，繼續畫階梯，至 $X=X_W$ 處為止。每一階梯即代表一個理論板。

第一〇八圖

操作線之交點 兩操作線間之相關關係，視乎原料之成分及其狀態而定。令

$$p = (O_{i+1} - O_i) / F \dots \dots \dots (14)$$

自物質清算。

$$(p+1) = (V_i - V_{i-1}) / F \dots \dots \dots (14a)$$

令 X_i 及 Y_i 為兩操作線交點之座標，在 p 處 $X_p = X_n$ ， $Y_p = Y_n$ ，又自物質保

衡分之物質清算，得 $DX_D + WX_W = FZ_F$ ，應與(12)(13)式

則 P 與 O 之值， P 線為 O 之切線。如 $P > O$ ， P 線為 O 之割線。如 $P < O$ ， P 線為 O 之割線。如 $P = O$ ， P 線為 O 之切線。如 $P > O$ ， P 線為 O 之割線。如 $P < O$ ， P 線為 O 之割線。

最少板數及最小回流比。精餾段操作線之斜度為 $O_n / C(O_{n+1} - D)$ ，必小於 1。倘 $R=O/D=\infty$ ，則斜度為 1。操作線與平衡線重合。此時操作線與平衡線相離最遠，所給階數可最少。但此時之板數乃最少限。此時回流比 R 為無限大，亦即完全回流。精餾器冷卻之散熱全皆流回塔中。

反之，如回流比減少，則操作線向平衡線之方向移動。如第一圈之 aeb 線，倘操作線移為 aeb' ，則改裝塔自 a 作階高經 a 至 b ，必須無限個階高乃可。換言之，相當此線之回流比為最小限。

第一圈之 O 乃乙與水之平衡曲線，自 A 作諸操作線，其最貼近平衡曲線者，不向者平衡曲線之線，即自 A 作之切線 (tangent)。此 $A'O$ 線之回流比最小。

最有利之回流比 (Optimum reflux ratio) 適當回流比之選擇，乃一經濟問題。倘回流比過高，則塔中各板之距離不能過分近，(全塔)

後文「板效率」項）板數多則塔必甚高，設備不經濟也。反之，倘回流比過大，則對一定量之成品言， V 必甚大；但塔中上昇之蒸汽速度不能過大（參看後文「板效率」項）故 V 大則塔高而必大，因而設備上仍不經濟。且回流比過大時，對一定成品之 V 大，塔底所耗熱量亦大。操作費亦不經濟。故變化回流比對於單價之影響如第一一〇圖所示。虛線所示之處為最有利之回流比。

作者曾研究得一公式，以計算最有利之回流比。詳參考拙著蒸餾論。

第一〇九圖

第一一〇圖

部分冷凝器(Partial condenser)與完全冷凝器(total condenser)之比較。

以上討論時係假定使用完全冷凝器，即塔頂蒸出之蒸汽全部冷凝，一部分回流，餘均作為成品。現今工程上有時使用部分冷凝器；僅一部分冷凝回流塔中，其餘仍以蒸汽狀態通出，在另一冷凝器凝結。此種根據第二節所述之理論，冷凝器具有分餾之作用。但近年一般化工學者之意見，以為用完全冷凝器更經濟，分餾之作用，可完全由分餾塔任之。惟部分冷凝器在下兩種情形下，則用之自為經濟：(1) 冷凝器中以原料為冷卻劑，即對於原料言，以蒸出之蒸汽為加熱劑；冷凝器成為熱交換器；其未凝結之蒸汽在另一冷凝器中以水冷凝之。(2) 倘蒸出之蒸汽中，含輕沸

凝之物甚多，則可認其不冷凝，而以氣體輸至另一塔槽。例如汽油之揮發 (Sublimation) 即除去低沸點物) 時，蒸出 C_3, C_4 外尚有 C_2 等類，在冷凝器中前者冷凝，而後者仍以氣體輸出。

第一一四圖

熱損失之影響 分餾塔之塔壁，液氣製造等工業外，其溫度均高於大氣溫度，故必因輻射及對流而傳熱於周圍空氣。一般計算時，均忽此點。嚴演存生茲爾氏曾顧及此點，導得方程式，加以研究。證明熱損失可使理論板數減省，但在一般之工業情形下，所減省之板數不及一個；而蒸溜所需之熱則大為增加，蒸餾每時為 2—6%，煤石油時可達 10%。相較之下，弊甚於利，故一般分餾塔宜包以絕緣也。

不連續法分餾 一般分餾計算，均限於連續操作者。倘非為連續，則問題較為複雜。此時鍋中先加一定成分之原料若干，倘用一定之回流比，則蒸出之液分必繼續變稀，因鍋中液體繼續變稀也。如欲維持蒸出物之濃度不變，則回流比必繼續增加。又蒸溜全程中所需之熱及所需時間，作者曾導得公式。(嚴馬劉三氏十二

屆工程師學會年會論文。)

分溜塔之實際構造 分溜塔之最重要部分為分溜板。分溜板之構造有兩種：

(1) 鐘罩式板(bubble-cap plate)。如一二圖。A 為板，B 為蒸汽口，C 為鐘罩，D 為鐘罩式底蓋，E 為螺旋帽，F 為液體流下管，G 為自上一個板流下液體之管。(2) 篩孔板(Sieve plate)。板上有許多細孔，蒸汽自此噴過；另有流下液體之管。如一二圖之 F 管。因蒸汽之壓力之故，液體不致自細孔流過。

兩種板之作用，均乃使自上一板流下之液體與自下一個板噴出之氣體，密切接觸，達平衡後分別上噴及下流。篩孔板構造較簡單，適當設計者效率亦佳；但若不按照預定之操作情形，則效率銳減。

無論用何種板，一個板之作用，並非相當於一理論板。分溜塔理論上所需之與實際上板數之商，稱為總共板效率(Overall plate efficiency)。一般效率不及 100%，即一個實際板之其作用不及一理論板；但因蒸汽與液體之接觸，不能十分充分，使達平衡也。偶亦有效率超 100% 者，則因板即大，使蒸汽成體在板上逆流接觸也。

倘板間距離過近，或蒸汽上昇速度過大，則液體粒子具隨蒸汽而上揚，此時板效率降低。

裝充填物之塔 另一種分溜塔，即乃吸收塔中所運之裝充填物之塔。

(Packed tower) 實驗室或實驗工廠之小型塔，以用此種塔為經濟。

根據吸收章所述之原理，

$$V \cdot \frac{dy}{dl} = O \frac{dx}{dl} = KA(y^{\Delta} - y) = K^1 A(x - x^{\Delta}) \dots \dots (16)$$

式中 dl 為塔中極短之一段，k 及 k¹ 為比例常數，A 為單位塔高中之蒸汽與液體接觸之面積，y^Δ 為與 x 相平衡之蒸汽成分，x^Δ 為與 y_i 平衡之液體成分。故在加料板上

$$1 = \frac{V_0}{kA} \int_{y=y_1}^{y=y_2} \frac{dy}{y^{\Delta} - y} = \frac{O_0}{k^1 A} \int_{x=x_1}^{x=x_2} \frac{dx}{x - x^{\Delta}} \dots (17)$$

在該板之下，

$$U = \frac{V_n}{kA} \int_{y=y_w}^{y=y_t} \frac{dy}{y - y_{\Delta}} = \frac{Q_w}{k'A} \int_{x=x_w}^{x=x_t} \frac{dx}{x - x_{\Delta}} \dots\dots (18)$$

式中 x_t, y_t 為塔中加料板處之液體及蒸汽之成分， x_w, y_w 為塔頂之成分， x_{Δ}, y_{Δ} 為塔底之成分。

假定各 y_{Δ} 值，以物質清算求出 x_{Δ} 值，自平衡曲線求出 y_{Δ} 值，乃可對 y 舉行積分。或求出 x_{Δ} 而對 x 積分亦可。式中係數 kA 或 $k'A$ ，係用已知塔之實驗結果求之。

上述之計算方法，較階梯法複雜。故有時仍用階梯法計算，而以塔之若干層相當於一假想板，稱「相當理論板之高」。(height equivalent to theoretical plate, H. E. T. P.) 自實驗決定此值後，即可應用於類似情形下之設計。

另一種計算方法，乃傳遞單位 (transfer unit) 之計算。下將蒸氣與液體傳遞單位之數。

$$T.U. = \int_{y_t}^{y_r} \frac{dy}{y_t - y} \quad \text{或} \quad \int_{x_t}^{x_r} \frac{dx}{x - x_{\Delta}}$$

以傳遞單位數除塔高，稱為傳遞單位高。(height of a transfer unit H.T.U.)

在每一傳遞單位間 $y_{\Delta} - y$ 變化不大，故可用算術平均值。根據此原理，用第一種之作圖法。即作 ab 線，其縱座標之值，為平衡曲線與操作線間之平均值。自 A 點起，作縱線交 ab 線於 D ，延至 C 使 $AD = DC$ ，自 C 繪垂直線交操作線於 G 。自三角形原理，因 $AD = DC$ ，故 $CG = 2ID = EF$ 。但 CG 為 A 與 G 間之 ΔY ，又因平衡曲線曲度不大， E 為與 G 間 $Y^* - Y$ 之平均值，故上列積分在 A 與 G 間為 1。亦即自 A 至 G 為一個傳遞單位也。

第五節 複雜混合物之分餾

多組分混合物 (multiple-component system) 之分餾計算 就基本原言之，其計算方法與雙組分混合物之分餾計算實相同。每一組分有一操作線，其方程式與

變換身其合於常例。於是利用此操作法及蒸餾液體之平衡關係，可逐層計算每板之蒸餾蒸汽成分。按事實上計算方法，推測多層，蒸餾液體分選合時，壓力定，液體之成分定，則溫度及蒸汽之成分亦隨之而定；換言之， $Y-X$ 曲線可以繪出。假在 A 溫度之混合時，壓力既定，而另須定 $(n-1)$ 個溫度，其值則此系統決定。實際繪圖之例，可參照後節圖例。

第一一二圖

第一一三圖

分餾操作之若干原則 (1) 倘將原料加入塔之中部，則在加料點以上，塔之功效乃將蒸餾物中脫除之不堪易揮發之組分除去；在加料點以下，塔之功效乃使塔底蒸出之液體中之易揮發組分減少。故倘欲將其折為比較純之兩部分，則原料必加入塔之中部。

(2) 蒸餾塔底部必加熱，上部必用冷凝等方法以凝結。在加熱點以下，及冷海凝以上之部分，均與分餾作用無關。

(3) 分餾塔所容許之蒸汽速度，與其所蒸之物質無關。體如所蒸物質極易起泡，則自應作別論。

(4) 除在極特殊之情形外，每一個塔僅能達一個折潤之目的，即不能得三個或

酒精蒸餾 酒精係由糖漿造成。醱酵液中，含乙醇 5—10%。但除水及乙醇外，並含多量懸浮之固體物，及各種之溶解鹽；並有副生之有機酸，酯 (esters)，醛 (aldehydes) 高級醇，含氮物等。

自醱酵液提出酒精，須經兩次手續。第一步蒸成粗酒精，含乙醇 30—50%，仍含有機雜質，而已無懸浮之固體物及溶解鹽，此項粗酒精，宜以適量之鹼中和酸性，再在另一蒸溜器中蒸成酒精。

酒精蒸餾 酒精係由糖漿造成。醱酵液中，含乙醇 5—10%。但除水及乙醇外，並含多量懸浮之固體物，及各種之溶解鹽；並有副生之有機酸，酯 (esters)，醛 (aldehydes) 高級醇，含氮物等。

自醱酵液提出酒精，須經兩次手續。第一步蒸成粗酒精，含乙醇 30—50%，仍含有機雜質，而已無懸浮之固體物及溶解鹽，此項粗酒精，宜以適量之鹼中和酸性，再在另一蒸溜器中蒸成酒精。

各頂板之溫度，可用一六圖表示。自圖可知，在頂板上之第十二層板，乙牌已達最高溫度。圖此點之「頂」之溫度為此頂處之十五分之一。故宜在此處取樣酒精。

醇液物在 Q 或 R 取出，與水析而用器取出。

第一一六圖

第一一七圖

石油蒸溜 石油蒸溜設備，種類頗多，詳可參考專書。此圖僅舉其最簡單之種。石油蒸溜設備之一種為例。(第一一七圖)原料經多次預熱後入管狀爐，以直接火加熱。製入塔中，以蒸溜析為若干部份。此塔自作用上言，等於已提塔，事實上提物(kerosene)及柴油(gas oil)往往再各另經一小塔，以蒸汽通入之，使夾雜之低沸雜物除去而仍通回大塔。

第八章 濕 度

第一節 定 義

濕度者，所以示空氣中水分量之多寡者也。第九章第十章所討論之單質操作，均以此點為中心。故本章詳述其概念及其度量之單位。今先將可者簡者開之定義。

濕度 (humidity) 與每單位量乾空氣同時存在之水蒸汽之單位量數，謂之濕度或絕對濕度 (absolute humidity) 每以 H^a 示。

絕對濕度之百分數 (Per cent absolute humidity) 或百分濕度 (Percentage humidity) 空氣之絕對濕度，與同溫度下該空氣最大可能之絕對濕度之比，以百分數表示之，謂之該空氣之絕對濕度之百分數。或稱百分濕度。

干、積濕度百分數 (Relative relative humidity) 計算皆為 $100 p/p_s$ ，其半量均為水蒸汽之部分蒸汽壓， p_s 為同溫度下水之蒸汽壓。

按絕對濕度百分數為 $100 [p / (\pi - p) \div P_s / (\pi - P_s)]$

相對濕度百分數為 $100 p/p_s$

故絕對濕度百分數每比相對濕度百分數為小。

露點 (dew point) 在某空氣於其某溫度下開始有水凝結之溫度。此溫度至之水之飽和蒸汽壓與空氣中水蒸汽之部蒸汽壓相等，其溫度稱該空氣之露點。

濕熱 (humid heat) 將內含一磅乾空氣之潮空氣昇高華氏一度所需之熱，以英熱單位 (B. T. U.) 表示之謂之濕熱。按一般情況下，空氣之比熱為 0.24，水蒸汽之比熱為 0.45，故濕熱為 $0.24 + 0.45$ 其數隨其量增。

濕積積 (humid volume) 內含一磅乾空氣之潮空氣所占體積之立方呎數。謂之濕積積。此為溫度，溫度與壓力之函數 (function)。

飽和積積 (Saturated volume) 飽和空氣之濕積積。謂之飽和積積；為溫度與壓力之函數。

溼體積即為該空氣露點下之飽和體積，乘以空氣之絕對溫度，除以露點之絕對溫度而得。

一般計算時，均以大氣壓 P 為 760 毫米水銀柱。

第二節 濕空氣圖 (humidity chart)

第一一八圖將下列各項溫度之關係繪示，未項則與 H 計算而繪圖。惟計算時係以大氣壓為 760 毫米水銀柱。

1. 各種百分溫度之空氣濕度-H

$$H = \frac{359}{760 - p} \sqrt{\frac{18.02}{t - 29}} \dots\dots\dots (1)$$

其中 p 為空氣中水蒸汽之部分壓力，在一定溫度下，飽和空氣之 p 為一定，查水蒸汽表 (steam tables) 即知。於是代入上式，即求得該溫度下空氣之飽和濕度，於是各乘以 10%、20% 等，可得各種百分溫度之空氣在該溫度下濕度。聯各種溫度下同一百分溫度之點，即得諸曲線。

2. 乾空氣之比積 (specific volume) - 應用氣體定律，可求將空氣之比積為

$$\text{比積} = \frac{(359)(t + 460)}{28.97 \times 492} \dots\dots\dots (2)$$

其中 t 為華氏溫度。由此可知比積隨溫度而增，在圖上為一直線。

119 飽和體積及飽和體積：根據前節定義，濕體積如右式所示：

$$\left(\frac{1}{28.97} + \frac{H}{760 - p} \right) (359) \left(\frac{t + 460}{492} \right) \dots\dots\dots (3)$$

此乃 H 與 t 之函數。和氣飽和空氣，則一定溫度下具一定之 H，故上式隨溫度之函數，可繪成曲線。是飽和體積。濕體積可由飽和體積曲線及比積曲線，圖度其溼度百分數以內插法 (interpolation) 求之。

120 蒸發潛熱：自水蒸汽表查得此值後，可繪於圖上，一般溫度增加蒸發潛熱減。

4. 絕熱濕化曲線 (Adiabatic humidification curve) 亦名絕熱冷卻曲線 (adiabatic cooling line) 其煤氣等物中，往往即利用熱空氣，並未另行加熱。故濕度增而溫度減，其間情形，可用絕熱加濕曲線表示之。其間與符號：

假設空氣與水接觸，空氣自 t_1 溫度冷卻至 t_2 ，溫度自 H_1 增為 H_2 ，以 T^1 溫度之水補充其水之損失：則自熱平衡，可得：

$$(H_2 - H_1)(t_1 - T^1 + r_0) = S_1(t_1 - t_2) \dots \dots \dots (4)$$

倘接觸甚充分，空氣終飽和，其溫度為 t_2 ，濕度為 H_2 ，則：

$$(H_2 - H_1)(t_1 - T^1 + r_0) = S_1(t_1 - t_2) \dots \dots \dots (5)$$

按 H_2, r_0 為 t_2 之函數，故倘 T^1 為一定，則 t_1 與 H_1 間可作成一曲線，曲度向上。今以 $t_2 = T^1$ ，即成爲：

$$\frac{H_2 - H_1}{t_2 - T^1} = \frac{S_1}{T^1} \dots \dots \dots (5a)$$

繪成曲線，則其終點為 H_2, t_2 ，向右斜傾，愈向右則傾度愈減。圖中相當各 t_1 每隔 5 度作一曲線。

倘接觸並不十分充分，則最後空氣未達 t_2 ，而達 t_1 ；但 t_2, t_1 仍必在 t_2 之絕熱冷卻曲線上。

倘準確計算， t_2 與 T^1 之相異亦應計入，但一般可以不必，運用 (5a) 式 (即圖中曲線) 可耳。

第三節 濕度之測定

空氣中水分，當然可以用化學方法分析決定，或測定露點後計算而得。但工程上以用乾濕溫度計爲便。茲對此加以詳述，以資參考。測定濕度之重要方法，並可藉以說明液體揮發之現象也。

液體揮發之經過情形

設不飽和之空氣中，放入一滴水，其溫度較空氣之露點稍高，則水即揮發。其自水之表面滲入空氣，係指滲透作用，故其揮發速度當用於水滴表面全水蒸氣之總

要與空氣中水蒸氣之分壓之差，並比例於水滴之表面積。令以水滴之表面積為 A ，其溫度為 T ，水在 T 溫度下之蒸氣壓為 P ，空氣之溫度為 t ，其水蒸氣之分壓為 p ，則在此瞬間之揮發速度為

$$W = kA(P - p) \quad (5)$$

其中 k 為水滴面上氣膜之滲透係數。

倘水之溫度較空氣冷，則就可自空氣傳入熱，該瞬間傳熱之速度，可用第二章之 Newton 式表示即

$$Q = hA(t - T) \quad (6)$$

其中 h 為熱氣體與之隔熱係數。由於熱之傳入水中， T 增加， P 亦隨之增加，故傳入熱之速度減少，揮發之速度增加。終至達到動平衡狀態，其時自空氣傳入之水之熱，恰用以供給揮發所需，即

$$Q = r_w W = kAr_w(P - p) = hA(t - T) \quad (6)$$

此時水之溫度為 T_w ，稱為濕球溫度 (wet-bulb temperature)。

以上係假定水之溫度較空氣為低者。如最初水之溫度較空氣為高，仍達 (6) 式所示之平衡情形。倘空氣本已飽和，則並不揮發，濕球乾球及飽和溫度均相同。濕球及乾球溫度計 (濕度計) 一滴液體放於空氣中，則迅速達 (6) 式所示之溫度，應用此原理，可測得空氣之濕度。其計使用兩溫度計，其一為普通者，用以測空氣之溫度，另一溫度計之球以濕布或濕紙包裹，溫度即為濕球溫度。於是

$$P = P_w - \frac{h}{kr_w} (t - T_w) \quad (6a)$$

若 P_w 已算出， r_w 相當於水之蒸氣壓。始欲知空氣中水之量，只須知 $h/kr_w = J$ 即可。 $(t - T_w)$ 之值稱為濕球溫度差 (wet-bulb depression or psychrometric difference) J 之值實為溫度壓力之函數，但在一般工程計算中可以視為常數；如溫度為攝氏，水蒸氣之壓力為汞柱之毫米數，則 J 之值在一般壓力下為 0.6。

$$(P_1 - P) = \alpha \frac{h_c(t - t_w)}{k} = J(t - t_w) \dots \dots \dots (6b)$$

h_c 之值可用第二章所舉之方法，加以若干假定而求得。空氣速度愈大， h_c 較之愈小，愈近為 1。其關係係如一九圖。

第一一八圖

第一一九圖

一減小時， J 亦減小，漸近常數。故凡靜止式之濕度計之 J 值，其比氣體流動時之 J 值為大。按欲使空氣絕對靜止，極為困難；倘空氣有微小之運動，速度稍變， J 之值亦隨之變大；故一般宜使空氣速度頗大，俾 J 值近為常數。

一般所用之濕度計，以搖轉式 (Sling Psychrometer) 為普通。即將乾燥兩溫度計裝於棒上，棒上有活柄，可持柄使棒急轉每秒達 15—25 呎之速度。另法則將溫度計固定，而用風扇或手按之橡皮球鼓空氣通過溫度計。至於固定且可設法使空氣流動之濕度計，固亦有使用者，而準確度實低也。

大凡使用濕度計時，倘有若輩應注意之點。若未誌之前，應使濕度計之溫度，比所測空氣之濕溫度稍高少許，(濕溫度之值可預先粗測知之。) 乃其法也。其法詳

溫度計所示之溫度，漸降至濕溫度，保持此溫度片刻，待水完全乾後溫度始上昇，如第一二〇圖中之 2a 曲線所示。倘原來水之濕度過高，則冷至濕溫度，頗長時間，可俾在未達濕溫度以前，溫度又已上昇，如第一二〇圖中曲線一所示。倘水之溫度本比濕溫度為低，則溫度始終上昇，如曲線 2a 或曲線 3 所示，惟在濕溫度之處停滯片刻。第一二〇圖中諸情形，濕熱以曲線 2a 為最於簡單。

第一二〇圖

自乾濕溫度求出濕度，乾濕溫度與空氣中水蒸汽部分壓之關係，已見(6b)式。今欲將其關係納於「濕空氣圖」中，須將部分壓換算為濕度。按

$$H = \frac{p}{760 - p} \cdot \frac{18}{29} = \frac{\kappa}{760} \cdot \frac{18}{29}$$

$$\kappa = \frac{k_1}{p_{at}} = \frac{k_1}{760}$$

式中 p_{at} 代表空氣中水蒸汽以外氣體之平均部分壓，近似即為全部壓力，代入(6b)式

$$\frac{H_w - H}{t - t_w} = \frac{h_c}{r_w k^1} \dots \dots \dots (6c)$$

式中 $k^1 = k_i \frac{29}{18}$

根據 Drogkia 所作實驗。空氣速度每秒每平方呎為 0.94 — 2.5 磅時，亦即 70°F，及常壓下為每秒 12.6—53.3 呎時， h_c/k^1s 之值平均為 0.945。按自一九四 G' = 1.25，即每秒 16.7 呎時， $\alpha = 1.052$ ，此時 (6c) 式成爲

$$\frac{H_w - H}{t - t_w} = \frac{S}{r_w}$$

是亦即 (5a) 所示之絕熱蒸化曲線也。換言之，如經過濕球之空氣溫度每秒每平方呎為 1.25 磅，則濕球溫度即絕熱飽和溫度，空氣之濕度可自濕空氣圖之絕熱曲線讀出，即在飽和曲線上讀出濕球溫度，自此點繪一與以上諸絕熱曲線平行之線，在該線上相當於乾球溫度點之濕度，即爲該空氣之濕度也。倘空氣速度較 1.25 磅/平方呎爲高，則濕球溫度較絕熱飽和溫度稍低；倘速度較上值中低，則反之。

惟以上乃自現今已有之數據所推衍而得之結論，此等數據，情尙不多，現有之數據均乃根據溫度頗低之情形實驗而得者。如欲精確測定濕度，仍以用化學法爲宜。

按 $h_c/k^1s = 1$ ，乃僅爲空氣與水之情形，在其其他物質則並非如此。例如空氣與甲苯之混合物， $h_c/k^1s = 1.8$ ，於是濕球溫度遠較絕熱飽和溫度爲高。c. 即如第一二一圖，設原來之空氣乾球溫度爲 t_1 ，濕球溫度爲 t_{w1} ，與 t_1 之水在密閉器中絕熱接觸，致空氣冷至 t_2 ，則此時空氣之濕球溫度爲 t_{w2} ，而 $t_{w2} < t_{w1}$ ；即在絕熱冷卻之過程中，濕球溫度逐漸降低，至成爲飽和空氣，濕球溫度始與飽和溫度相同。惟在空氣與水之混合物，則在絕熱冷卻中，濕球溫度始終不變耳。

第四節 濕空氣圖之應用

倘空氣僅隨其溫度，則在濕溫度圖中可用一橫線代表，至飽和處爲止。斜線代表絕熱之蒸發，自乾濕溫度以求濕度，亦用此等線。空氣所增之水分，可自濕球之

第一二二圖亦為濕空氣圖，較之第一一八圖之範圍較大，若其製圖用尺月厚多，若先舉法例以取之。

第一二一圖

第一二二圖

例一 某烘乾機中每小時想去之水為 200 磅，空氣原為 75°F 濕度為 0.0100 磅，入烘乾機之前，加熱至 155°F，再入烘乾機，烘乾機後空氣溫度為 100°F，乾球溫度為 130°F。關於烘乾機之構造，以及所給熱乾之物料之種類，均不加以假定。試求所需之空氣量。

解： 烘乾機之空氣之濕度，可自飽和曲線上 100°F 起，沿絕熱蒸化曲線至 130°F，得 $H=0.0356$ ，而入烘乾機之空氣溫度為 0.0256，濕度之增加為其差，即 0.0356，亦即每磅乾空氣所供去之水分也。按每小時須烘去水 200 磅，故所需乾空氣為 $200 / 0.0256 = 7810$ 磅。

上題中預熱前及預熱後之空氣體積各為幾何？

解： 預熱前之空氣濕度為 0.0100，溫度為 75°F，自濕空氣圖知其濕度百分數為 56。自飽和蒸氣曲線及比容曲線，知 75°F 時此項空氣之蒸體積為每磅

13, 70 立方呎。同樣，在離開預乾器時濕度為 0.0190，溫度為 155°F，濕度百分數為 4。繼續用內插法求出為 6 磅乾空氣 13, 70 立方呎。

可以附帶言及者，風扇宜設於進入預熱器之前，至同一風扇，處理冷空氣時每單位時間所推動之質量可較多也。

例三 上述物料入烘乾機時之溫度為 70°F 計算除蒸發空氣本身之熱外，烘機中尚須供給熱幾何？(b) 預熱器中所需之熱幾何？假定無熱損失。

解：物料中之水原為 70°F，最後變為 130°F 之蒸汽，所需潛熱為 1020 (潛熱)，顯熱為 $130 - 70 = 60$ ，總共每磅為 1080 英熱單位。對每磅乾空氣言為 $1080 \times 0.0256 = 27.7$ 英熱單位。每磅乾空氣在烘乾機中放出之熱為其溫度之降差 $(155 - 130)$ 乘以濕熱 0.244，即 0.1 英熱單位。故尚缺 $27.7 - 6.1 = 21.6$ 英熱單位。此乃對一磅乾空氣言者，總其則為 $21.6 \times 7810 = 169,000$ 。

預熱器中空氣自 55 昇至 155°F，溫度昇 80°F，空氣濕熱為 0.215，故預熱器所需供給之熱為 $80 \times 0.215 \times 7810 = 153,000$ 英熱單位。

其他應用見第九章。

第九章 空氣調節 (air conditioning)

第一節 概 明

空氣調節包括：(1) 增濕 (humidifying)，(2) 減濕 (dehumidifying)。而此外水之冷卻，雖非屬空氣調節，但其作用相仿，亦於本章述之。

今如欲使空氣之濕度增加，固可直接噴入水蒸汽；但因而溫度昇高，且可致混入雜質。又如空中因機械操作之故，發生多量之熱，此時噴入冷水固可使溫度降低，濕度增高，但仍不能使之通風。凡此等情形下，宜將空氣送至調節空氣之設備中，使其達一定溫度及濕度，此設備或形狀頗小，可設於室內；或則在室外，以管道與室相通。

下列各種化學工業，均宜設空氣調節之裝置，內此外機器工廠紡織工業以及一般房屋中(戲院，酒店，旅館，教室，等)亦有用之者。

酸鹼之研究室	血清
醇粉	照相底片
高貴之醫藥品	護紙
糖果	人纖維之製造
火藥工業(如無烟火藥之「涼藥」)	火柴之乾燥
醇粉	肥皂—冷法製造中之結晶
裝藥用之小管 (capsules)	

基本原理 水與空氣接觸，水之表面為一層飽和空氣所籠罩，故氣膜內層之濕度，必與該溫度 t_1 下之飽和濕度 H_1 同。如 H_1 大於空氣中濕度 H ，則水蒸汽必滲透空氣中，但膜內飽和始終飽和，故水必繼續揮發。反之，如 H_1 小於 H ，則水蒸汽必向液面滲透，但 H_1 已飽和，則勢必凝結成水。

要空氣中熱之傳動方向，則視乎空氣與水之溫度。倘 $t > t_1$ ，則熱必向液面方向流動。倘 $t_1 > t$ ，則熱自液面傳至空氣中。倘水溫度之變化，則與揮發潛熱存

顯，蓋在液面上有水之揮發及凝結之現象，此時必吸收水之熱或放出熱於水。此項熱係由空氣傳入之熱，方為該水膜之熱之變化。倘水溫度為空氣之溼球溫度，則空氣傳入水之熱，恰足抵消蒸發所需之熱，此時水之溫度不變。倘水之溫度在溼球溫度以上，則必降；倘水之溫度在溼球溫度以下，則必昇。

此中關係，可用第一二三四圖至一二六圖以表示。第一二三四圖之空氣溫度高於水溫度，溼度則低於相當水溫度之飽和溼度，即氣膜內壁之溼度，故空氣溼度降低，溼度增加。在氣膜中，顯熱自空氣向內傳，潛熱自內傳向空氣；兩者如不相等，則水之溫度昇或降低，終必使兩者恰相等，水之溫度此後不再變。一般加溼器 (humidifier) 均用此原理，水循環流動，僅補充少量，故實際溫度不復變。第一二四圖之水溫度甚低，致其飽和溼度仍較空氣溫度為低，故水蒸汽向內滲透，潛熱亦與顯熱同方向內流動，故空氣溫度減，水溫度增。此乃減溼器 (dehumidifier)。

第一二五圖：

第一二六圖：

之情形。第一二五圖第一二六圖乃水冷却器 (water cooler) 之情形，此時相當水溫度飽和溼度，大於空氣之溫度，水之溫度則或高於空氣溫度，或則較之為低；倘水溫度高於空氣溫度，則水顯熱顯熱兩者，溫度自降，倘水溫度低於空氣溫度，

而水蒸氣之損失大於濕氣之獲得，則水濕度仍減，第一二六圖之終極情形或與第一二五圖之情形，水之溫度不復變。事實上水冷却器乃以此較少之水與空氣接觸，則因蒸發而得少量之水與空氣接觸，故兩者之情形常為一二三圖所示。兩者之其差漸小，則趨變化，可自一二五圖變為一二六圖終達一二三圖之情形。

第一二五圖

第一二六圖

茲再分別述實際構造如下。

濕化器 第一二七圖乃最普通之噴水式濕化器。空氣先經加熱管加熱，再在噴水室中與冷水接觸。冷水用唧筒使經過噴嘴噴出。因冷水之溫度實際不變，故為常數，故逆流順流本應無關，但一般均使噴孔之方向與水流方向相同，俾可助水體之流動。空氣又經插板或過濾板，使水滴不能帶去。此後再入加熱器，加熱器所器之溫度。

第一二八圖之 A 點為原來之空氣情形，B 點為所需之空氣情形。作 BCDA 線，使 GD 為絕濕化曲線。先將空氣在加熱器中加熱至 D 點，在噴水器中變為 C 點，再加熱為 B 點之狀態。

（注：人亦見濕化器 B 之條件，彼不用一二七圖之裝置，而用米蓋洗滌液

入噴水含之冷水中，使之維持 15 溫度。用空蒸氣室中噴水，水桶通至噴
 室中之噴水室，亦可改用塔式構造，內盛充填物。鐵板式固可採用，且一般
 三個版已使空氣飽和，但其緣太貴，不能實用。

第六二七圖

減濕器 (dehumidifier) 如欲從空氣中除去水分，常用吸着或吸收法，
 (見第五章第六章) 但倘僅欲減少其水分，即可藉冷又冷卻，使空氣中水分一部分
 冷凝。其情形如第一二四圖：按空氣及水之溫度其總熱變更，故宜用逆流位置，或
 用盛充填物之塔，或用數個噴水室順序聯接。冷水在塔中或噴水室中流出後經管狀
 冷卻器以冰桶或正在低溫蒸發之液體冷卻之。此種濕蒸發之液體即為在空氣中之
 水。真空保箱蒸汽抽氣器保持者。另一法則將水室或塔內通濕氣之管另外噴冷水，
 當氣經過室中，按濕器上直接用通水層之管則以冷却空氣，實無不可，但氣體之傳
 熱係數極小，故用如此設備費用極其甚大。

若用濕器噴水室之噴水，宜使水之體積大，可使空氣對水之接觸面在濕器內器器
 噴水室之噴嘴，則宜使水流甚細，使揮發面積大。減濕器中空氣速度宜為每分鐘
 40呎至 50呎，而水蒸氣器則宜為每英寸 0.5 至 2.0 呎。
 通風機及房屋等之空氣調節每用此種濕器，其通風機在器外，使空氣經過濕器再
 抽回機房，其濕器之通風機則收回機房，例如吸濕之乾燥器之空氣在濕器中

口處及出口處各以上及 2 示之。於是總共水之清淨機算，

$$L_1 - L_2 = w(H_1 - H_2) \dots \dots \dots (1)$$

忽略與外界之交換，則熱清算可書成下列四式。此四式係各以 T_1, T_2, t_1, t_2 為準溫度而書者，內容實同，惟形式不同耳。

$$L_2(T_1 - T_2) = WS_1(t_1 - T_1) + W(H_1 - H_2)r_s - WS_2(t_2 - T_1) \dots \dots \dots (2a)$$

$$L_1(T_1 - T_2) = WS_1(t_1 - T_2) + W(H_1 - H_1)r_s - WS_2(t_2 - T_2) \dots \dots \dots (2b)$$

$$L_1(T_1 - T_1) - L_2(T_2 - T_1) = WS_2(t_1 - T_2) + W(H_1 - H_2)r_s \dots \dots \dots (2c)$$

$$L_1(T_1 - t_2) - L_2(T_2 - t_1) = WS_1(t_1 - T_2) + W(H_1 - H_2)r_s - WS_2(t_2 - T_1) \dots \dots \dots (2d)$$

式中 S 為潛熱， r 為汽熱， H 為濕度，餘符號均見前文。

此四式係各以 T_1, T_2, t_1, t_2 為準溫度而書者，內容實同，惟形式不同耳。此四式係各以 T_1, T_2, t_1, t_2 為準溫度而書者，內容實同，惟形式不同耳。

$$\frac{dL}{dt} = \frac{1}{r} W dH \dots \dots \dots (2a')$$

$$\frac{dL}{dt} = \frac{1}{r} W dH - W r dH \dots \dots \dots (2a'')$$

在此段中液體與氣體接觸之面積為 dA ，乃 dV 與單位體積中所具接觸面積之數。故在溫度空氣與 t_1 溫度之水表面間熱之傳送為

$$-WSdt = h_G adV \cdot (t - t_1) \dots \dots \dots (3)$$

空氣具有濕度 H ，水表面處具有濕度 H_1 ，故水蒸氣之傳送為 (4) 係對圖

$$-WdH = k' adV(H - H_1) \dots \dots \dots (4)$$

水表面之溫度為 t_1 ，水本身之溫度為 T ，其間之熱傳送為

$$-LdT = h_L adV(t_1 - T) \dots \dots \dots (5)$$

自以上五方程式，及實驗所得之各係數，應可得在穩定狀態 (Steady state) 下空氣與水間之一般的解法。

將(4)式以(3)式除之，得下列各式其關係如下。示2英1呎各出口出及進口

(1) dH / (h2 - H1) = (t2 - t1) / (H2 - H1) * w = (t2 - t1) / (H2 - H1) * J

此式表示t2/T及H2/H1之關係。其關係如下。若將(1)式與(2)式相乘，則得

液水及空氣之熱 hc/k's 近乎為 1，故設為

(2) (t2 - t1) * c * W = (H2 - H1) * W + (t2 - t1) * c * W = (t2 - t1) * J

(3) dH / dt = (H2 - H1) / (t2 - t1)

(4) (t2 - t1) * c * W = (H2 - H1) * W + (t2 - t1) * c * W = (t2 - t1) * J

是乃空氣溫度變化與濕度變化間之關係也。

絕熱加濕器 (adiabatic humidifier) 在絕熱加濕器，由空氣傳至水之熱，有將水加熱之趨勢；無水之蒸發，則趨於使水溫降低。一般乃將水循環者，故最難水能達至濕潤，水溫不再變更。dT_w = 0。熱計算成爲

(5) L2 - L1 = WS * (t1 - t2) / (t2 + t1 - T2)

此式與(5)式相類，但此處所用之水，其溫度即為飽和溫度 t2，則吾人可即使用濕空氣中之絕熱加濕曲線。

按此時水本部並未傳入熱或放出熱，故無須使用(5)式。又(3)(4)式之係數互有關係，故可以任用其一。今如選用(3)式，並以 t2 = t_w，且設為常數，則得

Iu = (t1 - t_w) / (t2 - t_w) * WS / ws

同樣將(4)式積分，得

Iu = (H2 - H1) / (Hw - H1) = K' * av

自(3a)(4a)式，並令 t_w = t1 則得

(H2 - H1) / (Hw - H1) = 1 - e^(-K' * av / w)

$$\frac{t_1 - t_2}{t_1 - t_w} = 1 - e^{-\frac{H_1 - H_2}{ws}} \quad (3b)$$

按(4b)式之意義，為空氣中水分之增加。與達平衡時水分增加之比，與氣膜為主要抵抗時之 Murphree 板效率之定義相合。一般值取式板之具數每塔為 0.8。

絕無液膜傳 在塔中斷面上一點，空氣尚未飽和，如一二九圖之 H_1, t_1 ，水表面之情形為 H_2, t_2 為飽和情形。 $H > H_1$ ，故空氣溫度漸減，水之溫度則因空氣顯熱之傳入，及空氣中水分凝於水面時放出之熱，而為之增加。

§ 129 圖

故當冷水自塔頂流下時，其表面溫度 t_1 漸增，在飽和曲線上向上移動。換言之，對空氣向上流而言，漸流溫度較低之冷水，在任一點(3a)式均可適用。而自(3a)式，可知 H, t 路線之變更，即為該寺 $H - H_1$ 與 $t - t_1$ 之比。此種情形，在一二九圖上畫得與圖 129 點相當於 O 點，O 點相當於 A 點，B 點相當於 C 點，H 減少顯明亦減少(即 $H_2 < H_1$)，故 H_2, t_2 之狀態(AB 曲線)必為向下移動者。如另有 A 點之數字，則 $t_2 = t_1 + \frac{H_1 - H_2}{ws}$ (在水與空氣間此關係可成立)，則自(3)(4)式(3a)式可以用圖解法求得以圖器之空度。或不用圖解法，而散置具身多時

多小段，每段均用(6)(4)(6)式，假式中假分可換為有限之一小段， t_1 之值用(6a)式計算。

倘氣體之溫度較環境溫度為高，則濕器可勿加加熱。惟如用以加濕水，則其熱外。倘用以調節夏季之空氣，室中之溫度較環境溫度為低，則濕器應加以加熱。

倘空氣入容區時已飽和，則冷却時仍仍飽和；惟如與水之溫度相差甚大，氣液中有生成之趨勢。計算飽和空氣之濕度問題，每用下節空氣冷却器之簡略方法。

水冷却：在器之某一斷面上，水表面之溫度較空氣本節之濕球溫度為高，則縱然空氣被熱，水亦將降低溫度。如空氣之溫度較水之溫度為低，則冷却更迅速。每時用空氣填充物之塔，蓋可用逆流俾 $T-t_1, t_1-t, H_1-H$ 等平均值較大，且才流下時其濕繼續被破壞，破壞後又生成，若是 h_1a 可較大也。計算方法，本可用(1) - (5)諸式。但在盛充填物之塔中，設 h_1a 甚大，致 $t_1=T$ ，則(6)式可勿顧及；

(H_1-H)可用 $k(H_1-H)$ 代替，(4)式(3)式成為

$$wdH = kadv(H_1-H) \dots\dots\dots (7)$$

$$wsdt = U_cadv(T-t) \dots\dots\dots (8)$$

其中 U_c 為該壁面其溫度差之總共傳熱係數，此兩式中之 U_c/K_2 不必等於 s ；自實驗結果知其進比 s 為大。(7)(8)兩簡略式可用於若干小段；以該段之 H_1-H 或 $T-t$ 之平均值計算。按水溫度及 H_1 在器中各點不同。設計水冷却器時，水之終始溫度 T_1 及 T_2 均已知，水之進入之速度 L_2 亦已知，空氣進入處之溫度 t_1 濕度 H_1 亦已知。 U_c 及 K_2 亦已預先由實驗法實驗決定。於是應用(7)(8)式及濕空氣圖，可計算所需之空氣量，器中之產量及離空氣冷却器之空氣溫度及濕度。計算時，而先假空氣之溫度較離器其之溫度能斷斷斷斷，此假設之值再必與計算。

(3) 濕度之值，其值係以實驗決定者，或單位為每小時每平均精定度每壹十英大英熱單位濕熱。按式中之 h 為氣液接觸中液體與氣體接觸之面積，應與器具之面積及其設計大有關係，但間接的間接及氣體流之影響， h 值更受速度與粘度之影響，此值亦有重要關係決定其值，故其值不與 h 值無關，此值亦與 h 值無關，此值亦與 h 值無關。

按(11)式可改換為

$$\left(\frac{K M_m}{G M_m}\right) \left(\frac{P}{P_0}\right) = 0.023 \left(\frac{d_p G}{G M_m}\right) \dots\dots\dots (11a)$$

此與第二章之 Dittus-Boelter 式相似。

表 11-5 例題 11-1 之數據：(a) 每分鐘 21,000 立方呎之空氣，(b) 每磅水之冷卻水在 93°F 冷至 75°F，空氣溫度為 85°F，補充所用之水溫度為 80°F，計算 (a) 所需噴嘴之數，(b) 噴水室器具之大小；(c) 每分鐘所需循環之水之加命數；(d) 每分鐘補充所需之水之加命數。

已知數據——倘每一噴嘴每分鐘噴 12 磅水，每平方呎斷面有 2 噴嘴，各排噴嘴相距 8 呎。(在空氣流動之方向)噴嘴口之壓力為 20 磅計壓力。在此情形下， h_{2a} 為 90。

解：——自溼空氣圖，知 85°F 飽和之空氣，其溼度為 0.0100，濕球溫度為 70°F。將其與水接觸絕熱冷卻至 75°F，其溼度為 0.0147。

自原來空氣之狀態，知其濕體積為 14.30 立方呎/磅乾空氣。 $w = 22000 / 14.30 = 1550$ 磅乾空氣/分鐘。空氣之溼熱為 0.2445，自 93 度降至 75 度，其所出之熱即 $1550(93 - 75)(0.2445) = 7690$ B.T.U./分鐘，水之溫度為濕球溫度 70°F。故溫度差在入口為 95-70，在出口為 75-70。自(8a)式

$$\frac{h_{cav}}{ws} = \ln \frac{(t-t_1)_1}{(t-t_1)_2}$$

$$\ln V = \left(\ln \frac{25}{5}\right) 1550(0.2445)(60) / (90) = 409 \text{ 立方呎。}$$

按此項 h_{2a} 之項，乃相當於每 14 立方呎具一個噴嘴。每平方呎斷面有一個噴嘴之情形。故應具噴嘴數為 1020。斷面應為 51 平方呎，長度應為 8 呎。水速每分鐘為 $(102)(12) / 3.33 = 1224$ 磅/分鐘加命。水每磅：

根據(1)式，所需補充之水為 $(1550)(0.0147 - 0.0100) = 7.3$ 磅/分，即約一加命。按 7.3 磅 80°F 之水與 1224 磅 70°F 之水混合，自不要使水之溫度太甚

果高也。

試計算此塔所需之水量為若干？

$$\frac{(62.2)(35,000)}{(62.2)(35,000)} = 1.78 \text{ 加侖}$$

噴霧上塔之水量亦受塔頂之溫度所影響，故在塔頂之溫度

空氣始大，噴霧上塔之水量亦受塔頂之溫度所影響，故在塔頂之溫度

0.05 磅水之噴霧上塔之水量亦受塔頂之溫度所影響，故在塔頂之溫度

例二 減濕器——今欲設計一盛焦炭之塔以製成每分鐘 2000 磅之 80°F 一氣壓之飽和空氣，塔底 55°F 飽和空氣，塔頂有之冷水溫度為 50°F 而塔之直徑及高應為若干？

數據：——塔 3 吋焦炭之塔，當 L/G 為 1.50，G 為 1200 磅/小時，則塔高 50 呎。

解：——倘 L/G 與 G 均於或大於上列之值，則當可用上述之 U₂ 值，進口之濕空氣體積為 14.08 立方呎/磅；故 w 為 2000 × 60 / 14.08 = 8530 磅乾空氣/小時。而塔底為 8530 / 1200 = 7.11 呎方呎，自塔底至 D₂ 為 $\sqrt{7.11 \times 0.785} = 3.01$ 呎。

進口之水速度為 1180 (7.11) = 8180 磅/小時，故 (2a) 式成為 8180 (T₁ - 80) = 8530 (0.25) (80 - T₁) - 8530 (0.244) (85 - 50) + 8530 (0.01805) (1051.5)，故 (T₁ - 80) = 0.25 (80 - T₁) - 0.244 (85 - 50) + 0.01805 (1051.5) / 0.756，此值比進口空氣溫度 80 度為小，故對其合理 (倘使此塔加水之速度) 空氣與水之溫度相差有底有為 80 - 66.5 = 13.5°F，在頂部為 55 - 50 = 5°F，算塔平均差為 9.25°F，於是傳熱式為 (8530) (0.247) (80 - 55) = 210 (7.11Z) (9.25)，∴ Z = 3.2 呎，自塔底至 220.6

倘進入之空氣並非飽和，則須計算將空氣冷至 55°F 時之出口溫度。此時須用 (2b) 式，其 Z 值，後看例三。

例三：塔頂和塔底一盛有塔之溫度每分鐘 2000 磅之水，自塔底 110 度冷至 50 度，空氣自底部以 500 立方呎/分，平均速度鼓入。在塔底

劣之情形下，空氣溫度本為 80°F 之飽和空氣。

今自另一類似之塔中，以 3120 磅 / 小時，平方呎之速度，獲得液體之熱傳係數 25 G, $U_G/k = 0.33$ 。自此數據並忽略對流塔之熱損失 (計算 (a) 每分鐘進入塔之空氣體積 (b) 塔之高及斷面 (c) 出口處之空氣溫度及濕度。

解：今欲採用前塔之速度，故塔斷面為 (40) (600) 或 (33) / 3120 平方呎。本塔之風扇之能力在 80°F 時為 (472) (600) 或 283200 立方呎 / 分。送入之空氣之濕度為 14.1 立方呎 / 磅乾空氣。故 G 為 (472) (600) (40) (24.8) = 1,000,000 磅空氣 / 小時。換言之，每小時永剩濕乾空氣 94 磅。

今以乾空氣為基準，其計算式為：

$$(1,000,000)(s_{1,1}) - (1,000,000)(s_{2,1}) = (1,000,000)(s_{1,2}) - (1,000,000)(s_{2,2})$$

..... (6) 或 (7) 式

雖然傳至空氣之式 (6) 式可放為：

$$1,000,000(s_{1,1}) - (1,000,000)(s_{2,1}) = U_G a V \left(\frac{t_1 - t_2}{2} \right)$$

今 $G = (40)(16,700) / (472) = 21200$ 磅乾空氣 / 小時，平方呎， $k_a = (0.017)(11.7) = 0.2$ 磅 / 小時，平方呎， $t_1 = 80$ ， $t_2 = 111.6$ ， $U_G a = (0.33)(211.6) = 70$ ，故上式成爲：

$$(1,000,000)(s_{1,1}) - (1,000,000)(s_{2,1}) = (70)(V)(11.6 - t_2) / 2 \dots \dots \dots (B)$$

水蒸汽滲透之方程式，即 (7) 式，或爲：

$$(1,000,000)(H_{2,1} - 0.0220) = (112)(V) \left(\frac{0.0584 - H_{2,2} + 0.0260 - 0.0220}{2} \right)$$

$$\frac{(112)(V)(0.0824 - H_{2,2})}{8} \dots \dots \dots (C)$$

換成 $s_{1,1} = 0.24 + 0.46 \left(\frac{0.0220}{H_{2,1}} \right)$

但爲簡單計，將 $s_{1,1}$ 視為常數，自 (A) (B) (C) 三式解 V , $H_{2,2}$ 及 t_2 。其後再置換 (C) 式中之 $H_{2,2}$ 於 (B) 式以進入之求之溫度值。若獲得 $t_2 = 10$ 則表示

$H_2 = 0.0512$ 或 95% 飽和。
(given) 等

$V = 47000$ 立方呎。

高度 = $47000 / 472 = 99.6$ 呎

按以上乃根據最惡之情況而設計者。倘空氣未飽和，或較 80°F 為低，則水而冷至 65°F 以下，但已與算出之 99.6 呎高度相符合，設計者或可改用較短之塔，稍減供水之淨冷程度。

第十章 烘 乾

第一節 使物質變乾燥之方法

欲使固體或液體中之水分，藉機械力以去之，即可稱為烘乾，但通常的言，則乃指固體、液體或氣體中比較少量水分，用任何方法除去之謂。倘其氣體中水分可成爲水蒸汽，或爲霧。如爲液體，則僅水分存在極少，方稱爲 drying，否則即屬蒸發或蒸溜矣；例如雜醇油 (fusil oil) 乙醇、丙醇、油中少量水之除去均是。若體中水分，則水分可自極少乃至極多。

茲將各種可用之方法列下：

1. 使水分以水或冰之狀態析開。
2. 使水分解。
3. 化學的沉澱。
4. 吸收。
5. 吸着。
6. 藉機械力以分離。
7. 使水分揮發。

今一一分述之。

使水分以水或冰之狀態析開 第九章之空氣去濕，即係屬於此類。菓汁及具有香郁氣味之酒，可用冷卻法使水以冰之狀態析開，冰可用離心機與液體析開。

水分解 例如乙醚，中所含少量之水，可藉置入金屬鈉以去之，所生成苛性鈉附於鈉之表面。又如「變壓器油」中水分，可加氯化鈣使之分解，此時之去水程度，視乎攪拌之徹底與否。與生成物相平衡之水量即極微，可以忽略。

3. 化學的沉澱 如加石灰以去水，使生成氫氧化鈣；又如以無水硫酸鈉或無水磷酸鈉吸水，生成結晶物。沉澱之水即相當於與氫氧化鈣或結晶後平衡之才之汽。五氧化二磷或氯化鈣可用以使氣體乾燥，或用於牙齦之乳膏之液體。所乾之水

本與纖維織物之水蒸汽壓。

程(製成吸性)陶器工業中土型之鑄品，置於液態型中，以除去其大部之水。此乃利用石膏之毛細管作用。若干糖菓亦係置於液態型中以除去其水分。

5. 曝曬之用，以使氣體乾燥已見第五章第六章。

6. 機械的分離(紡織品，糧食等)可在離心機，壓手，或螺旋壓機中除去水。

7. 揮發 此乃最常用之方法。本章後文均係就此而論。即所謂軟乾之drying，可譯為烘乾。

第二節 烘乾之基本原理

烘乾，蒸發，蒸溜三者實均乃揮發之利用。故讀者宜再複習第三章。又第八章亦有複習及隨時參考之必要。

與濕固體平衡之水蒸汽壓 凡不吸濕之固體置於空氣中，倘空氣未飽和，則濕分必揮發，除非固體完全不含水，始不復揮發。但在該物體具吸濕性，則在一定溫度下，必吸一定量之水分；換言之，倘該物體含某定量之水分，在某溫度之空氣中，不復揮發；此項不揮發之水分，稱為在某溫度之空氣中之平衡水分(equilibrium water)。第一三〇圖為數種紡織物在各種溫度下之平衡水分。注意平衡水分隨溫度百分數而增；在同一溫度百分數，溫度越高時則減少。木材，紙，革，麵粉等在常見之溫度下，平衡水分均不容忽視。總其水分中除去平衡水分，稱為自由水分(free moisture)在一定之空氣溫度濕度下，僅自由水分可烘去；倘欲烘去更多之水，則必用較熱較乾之空氣方可。

烘乾之快慢——烘乾之經過情形 以上所論，乃平衡時情形，即含若干水分之固體，與若干溫度之空氣平衡。至其烘乾之快慢，則係複雜之問題。探討此問題詳見第四節；此處先說明其概念。

烘乾之快慢，除與固體之性質有關外，並與空氣之濕度及溫度有關。倘空氣之溫度濕度及通過物體之速度均不變，則所顯在一定之烘乾情形(constant drying conditions)之速率所烘乾之薄片狀物體，其厚度越薄，則烘乾而獲

可謂為兩平面，其邊緣可以忽略。其初水分均勻分佈，其蒸發所用之空氣與剛使水表面水分開始蒸發時，表面水分濃度因之降低。因而表面與內部之水分濃度不同，因而液體水自內向表面滲透。表面蒸發及內部滲透之兩作用，實為維持蒸發之兩步驟；換言之，蒸發時水分自內部至表面所受兩重抵抗，即為內部滲透之抵抗。一為表面蒸發之抵抗，有時單項特別重要，有時之項特別重要。

第一三〇圖

若干多孔性物體，固體內部亦有蒸發作用。又各種大小顆粒所組成之多孔性物體，水分之移動，可由於毛細管 (capillary) 作用，而非由於水分濃度之不同。

若干物質，烘乾時主要之抵抗為水分之內部滲透；如木材泥塑等是。烘乾時其初表面烘乾太快，內部滲透不足以補充表面之水分，則表面乾而內部猶未乾者有收縮，因而可致表面裂開。故此種情形下，空氣所用空余勿太乾，俾表面緩慢烘乾。

反之，若干物質，表面則為烘乾之主要抵抗。例如紙，棉花等。其纖維維狀組織，水分容易透其纖維，此時烘乾之快慢，繫乎表面之折皺，表面水分之揮發立為內部滲透作用所求之水分所彌補。按水之揮發速度比例於紙之面積，而比例於膜兩端之水蒸氣壓差及紙纖維之厚。按膜之厚度速度之增加而減少，膜外面之

水蒸氣壓，即為空氣之水蒸氣壓；內面之蒸氣壓，則為相當於固體表面溫度之飽和水蒸氣壓。設固體表面潮濕，且無輻射等影響，則表面達空氣之濕球溫度；倘有輻射作用，或固體直接與熱物體接觸，則固體表面每較濕球溫度為高。倘固體表面已漸乾，則烘乾速度減慢，而熱之傳入仍依舊，故表面溫度漸昇高。

綜此而觀，空氣速度增大，溫度減少，或加濕使固體表面溫度增高，均使烘乾加快；惟須內幕之滲透作用足以補充表面之揮發也。

倘所供之物類溶於水，則因溶液之蒸氣壓減低作用，其表面之水蒸氣壓較純水亦屬減低者為低；但烘乾速度乃比例於蒸氣壓與空氣中水蒸氣壓之差，故此等物之烘乾速度較低。例如鹽之烘乾比沙之烘乾為慢。

第三節 烘乾所用機器及附件

烘乾有兩基本條件：熱之供給，及新生水蒸氣之除去。除用日光為熱源並以空氣之自然流動以帶去水蒸氣外，一般必用一容器以置放所烘之物質。就烘乾之分類，可有兩觀點：一為自熱之供給之觀點而分類；一為自物體及空氣在器中移動之方式之觀點而分類。

自熱之供給之觀點上烘乾機之分類

(1) 蒸氣加熱——所烘物體，直接與固體之熱源接觸，熱源本身由水蒸氣加熱

• 此類機器，適用於乾時易生粉塵之濃厚之液體或漿狀物，如顏料是；或用於須迅速揮發之物，此牛乳是。固體表面溫度，須不致損壞所烘之物體。倘更欲溫度低，可用真空。屬於此類之機器，有後文所述之筒狀烘乾機。(drum drier)

(2) 直接火加熱——直接用爐之熱氣加熱。適用於顆相狀及塊狀之物，不易生成粉塵，且對熱不敏感者。如後文之回轉烘機 (rotary drier)，隧道烘機 (tunnel driers) 均屬此類。

A. 熱氣與所烘物直接接觸。

- a. 逆流 (Counter Current)
- b. 順流 (Parallel Current)

烘乾機 (59 Hot Air Current)

不宜烘乾機

烘乾機

B. 迴流。

烘乾機 (59 Hot Air Current) 用於較軟之物質。

A. 絕熱烘乾機，保持最高之溫度；——適用於溼時對熱敏感，乾時不敏感之物質。

B. 迴流烘乾機，保持明確容許之最高空氣溫度，適用於乾時對熱敏感而溼時不敏感之物質，如紡織物，棉皮等。

C. 管制溫度之烘乾機——適用於對溫度狀況甚敏感之物質。

a. 倘溫度太高太低，可致分解，如含結晶水之物質及不宜完全脫水之物質。應在容許之溫度範圍內，調節其溫度使烘乾速度。

b. 倘烘乾速度太慢，則應可致損壞，如木柱，油漆，紙，藥品，藥片等。宜調節其溫度，使烘乾速度不超過所容許之上限。此時往往可用在烘乾機。

自物質及空氣在器中之移動情形將烘乾分類。

- A. 不迴流烘乾機
 - { 烘房 (loft)
 - { 烘箱
- B. 迴流式烘乾機
 - { 槽式
 - { 順流
 - { 迴流
 - { 筒式
 - { 大氣壓
 - { 真空
 - { 回轉式
 - { 順流
 - { 迴流
 - { 真空
 - { 噴霧式
 - { 大氣壓
 - { 真空

熱空氣
過熱蒸汽

不連續式烘箱與連續式烘箱之比較。在不連續式烘箱中，濕物當置入櫃中，待其乾燥後乃取出，再放入第二批物體。在連續式烘箱，則一罐濕物置入，他罐則將物體取出，斷不己。

不連續式烘箱之優點為極其經濟，操作簡單，可採用各種不同之烘乾情形。故實為工作或小規模之工廠所宜之。

另一方面，連續式烘箱具一種優點，所耗人工較少；且其操作甚為簡單及容易。又不連續式烘箱乾燥時空氣中濕度漸變，熱之利用亦較節省。

不連續式烘箱中，溫度溫度不能均勻，故一部分物料已烘乾時，另一部分未烘乾。勢必一部分未烘乾即取出；或則犧牲烘乾力，待全部烘乾後方取出。但另一方面，不連續式烘箱之烘乾情形，可以較易於管理。故倘烘乾時濕度須常管理下變更，則宜用不連續式者。

烘房 (loft driers) 此乃最簡之烘機。其法在一具承承器之室中，將厚板之料懸掛於牆上或架上，或將其放於有網孔之盤中而置於烘架上；此則與許多之膠狀性質之料同者而異。此法殊為簡單，室內空氣極不勻，若干空氣差度甚大，若干空氣速度不足。因而成品不能均勻。但非每架烘乾物均須用料取出，則烘乾力殊低。倘將一部分烘乾者先取出，補入濕料，則空氣之存在，必將乾之物料受不利之影響。此外費人工多，佔地亦大，均其缺點也。

烘箱 (cabinet, compartment and chamber driers) 類如烘房，惟形式較小，空氣循一定路線以風扇鼓入。其規模至採用形式最多。

烘箱與烘房之區別在於空氣循環與濕度之控制。烘箱之空氣循環與濕度之控制，其法與烘房之區別在於空氣循環與濕度之控制。烘箱之空氣循環與濕度之控制，其法與烘房之區別在於空氣循環與濕度之控制。

第一三種為供木材所用之烘箱，空氣藉自然對流而循環。木材烘箱之烘乾空氣循環與濕度之控制，其法與烘房之區別在於空氣循環與濕度之控制。烘箱之空氣循環與濕度之控制，其法與烘房之區別在於空氣循環與濕度之控制。

隧道式烘乾(tunnel drier) 前述二種烘乾，乃不連續式者；以下所述均乃連續式者。

第一三三圖

圖中所示物體，置於圓筒中，或懸掛於輪軸上，在烘乾室中，物料當在一輪、履帶或其他運輸器上，則即成爲連續操作。此種烘乾器必甚良，故其液體或氣體之溫度，第一三三圖及第一三四圖均屬此類。若此種烘乾器製造不費，操作及產品均使人滿意，故常被使用。

第一三三圖

第一三四圖

空氣與所供物料或成順流，或成逆流。就熱效率及空氣之烘乾效力言，自以逆
流法為佳。但如欲所供物料離烘機時尚具一定數水分；或所供物料易於重復化
則宜欲順流法，因其溫度溫度較易管理也。

有時可用第一三五圖之方法，機之內設有若干風扇，使空氣與物料之運動外，
尚具有橫方向之運動。若是可使空氣速度增加，而所供空氣量並未增加。且其烘
機，可使之常在某一固定之最高溫度操作。

筒形烘乾機 (drum driers) —— 固體用 倘所供之物料為整個薄片者，如紙
，布之類，則可使之繞於水蒸汽加熱之筒，或由於本身之張力，或則兼用 繩索帶之
力。筒之溫度可能達沸點；且反覆繞過各筒，物料之正反面迭次被熱，故烘乾甚快
。有時為增進烘乾，筒外以熱空氣烘之。

此一類烘乾機包括若干個圓筒，所供之料迭次繞過各筒。較前乾機之缺點在於筒
之直徑及筒間距離相同，則不能受一轉道之延遲而致其溫度之低與量之不足。然
倘將各筒直徑與間距變異，則將各筒直徑與間距變異，則其溫度可致其變
也。

筒形烘乾機：——液體用 四轉之筒面，浸於濃厚之液體中，於四轉之際，將物料帶一層液體，回轉之時，則液體即離，倘需要使液體能面受之範圍內力求其高，液層之厚，由一括刀調節之，並烘乾後另有一括刀將物料括下。

第一三五圖

另有一式，不用筒面用一四轉之頂盤，原料自其上方之一小縫流下，以括刀到中央或四周括。

倘需要在低溫下迅速烘乾，則宜外加罩蓋，或抽成真空。倘筒上物體之吸著薄，或保持真空，則牛乳之類亦得迅速在低溫烘乾，倘物料可耐高溫，則可用真空同時用高壓水蒸汽，俾烘乾極其迅速。惟其在筒形烘乾機之構造極為複雜，蓋原料須逐量加入，成品可繼續取出，而不破壞其真空也。

回轉烘乾機 (rotary driers) 此種烘乾機與滾石爐之類極相似，即回轉之長圓筒，或放傾斜，物料自較高之端加入，一面回轉，一面藉重力向他端流出。在其中要熱力烘乾，與軸筒平行方向有若干個格板，筒回轉時物料被格板托起，轉至垂直位置，若此處物料非常潮濕，較易烘乾，倘格板為鋼板所成，外加潤滑，承以輥子，並改齒輪帶動之。此類機器，適用於一切不因回轉而結成大塊狀之顆粒狀產品狀及

粉狀物料之乾燥。

1. 倘所乾燥者不用與物料接觸之熱氣直接接觸而受熱者，則可使熱氣直接與物料間接接觸，俾透氣與乾燥中空氣分為逆流，順流與迴流三種。

逆流者，自爐子所生熱氣，進入烘櫃之下端，與物料逆流而行。此法可充分利用熱氣之熱力及其帶去水汽之能力。但同時亦具缺點。第一：乾燥物遇極熱空氣而過分灼熱，致損壞或燃着之虞，如果是。又低細之粒子被風力所托，落下甚慢，經過下層時更久；而高層之粒子，則乾實變快；故微細顆粒極易被過分灼熱。第二：物體所出之熱甚多。第三：冷原料加入之處，需要預熱及緩發，而此處熱氣甚少；同時空氣行至中段時，含水量已甚多，致接觸冷物體時，有允許水暫時凝結之可能。若粉狀物質，可因而結成大塊。倘遇此種現象，可將空氣流速增加，或將物料速度減少以補救之。但如欲根本補救，則宜勿用此種設計，而用順流之裝置。

順流者，氣體之流動方向，與固體之移動方向相同也。此時爐子置於另一端。冷物料受熱之氣體接觸，而僅遇極冷之固體，與已頗溫且不甚熱之氣體接觸；若品或品之水分不致少於某一定值，有時甚至乃所為空者；更不要有過分乾燥之危險。

2. 適宜之迴流式而取其優點去其短。當使熱氣先與固體間方向流動，而不直接接觸固體；或在筒之外作一圓形迴道；或筒成為同心之兩圓筒，熱氣在中心，固體在兩圓筒之間。其後熱氣與固體直接接觸，逆流而行。應用此法，則進入之熱氣體與冷固體雖非直接接觸，而兩者間溫度差甚大，故氣體溫度降下甚快，固體亦極易變快。接觸成品之氣體，雖仍為乾的，而溫度已不甚高，故無灼燒之虞。

無論用何種式樣，熱氣可藉煙囪或風扇使之通風。風扇較煙囪為佳，常維持穩定之通風力，氣體必相當熱，因而熱之損失頗大。其長處易於調節，不至於空氣接觸面與產品均勻。此外應設一個逆與烘櫃平行，俾當一烘櫃停止時，可使熱氣不滯於烘櫃而導入焙道，以免櫃中物料受過分之熱也。

3. 就其方面，熱氣溫度愈高愈佳。蓋每磅空氣可烘乾較多之水也。但若干物質經極灼熱致壞；又溫度過高，則產品變形或受蝕。熱氣溫度應保持 1400°F 以下。

製製機身當經人妨，尤其採用順流或迴流。可使焙乾入口處，溫度不致過高。氣流速度大，亦可增機器之能力，但對每一種物體，氣體速度有一限度，逾此則可被吹起也。

上述機器，可適用於煤，矽砂，水泥石，礫石等等。凡結性之物，均不能在烘等機中烘乾，但如該物質烘時粘而將乾時不粘，且頗有吸致力，則仍可用此等烘機，而將一部分乾成品與濕原料則接再進入機中。

烘乾色質用煤土，高嶺土，粘土等類料用品，均不能用直接火，以免顏色受影響；宜用間接加熱，烘乾適用之大麥，棉子，飼料等有機物則必用低溫度，可用水蒸氣管以代替爐子；或則與筒軸平行，筒長筒長；多根水蒸氣管，均通達於下箱之一公共蒸氣箱，凝結之水可流回此箱，再經轉軸心而流出。烘乾玻璃及瓷器之沙之類，或其由品做錫之物，宜用水蒸氣加熱而筒內包木之回轉烘機。

噴霧式烘機(spray driers) 有時欲將液體中大量水分，迅速烘去，則宜應用此類烘機。其法將液體加熱，經噴嘴而噴入圓筒式烘機，燒油之爐或其他爐所生熱氣亦與之全入。爐中設有若干水平之懸鏈子，俾液體不致積聚於器壁。此法所生成品甚細，有時竟需空氣分離器(air separator)以折取之。(見第十一章)無機鹽之濃溶液，可用此法烘乾。

造紙等項廢液，可在此類圓筒式烘機中烘乾，全時加以灼燒，去其有機物，僅餘成爲碳酸鈉。

另一種噴霧式烘機，則係將液體噴入一室，其中全時循環過熱水蒸汽。此法宜用於熱時對空氣敏或之液體。(第一三六圖)近年此類烘機，應用漸廣。

過熱蒸汽之應用 倘有欲烘之物不宜以空氣烘乾，而本身又傳熱慢，不宜藉可傳熱物烘乾之，則可應用過熱之蒸汽。例如羊毛或革以那夫他(naphtha)溶去油污法，欲將其烘乾，即屬於此種情形。其法將過熱之那夫他蒸汽通過其中，再經冷凝器使一部分那夫他冷凝，其餘仍通入羊毛或革中；冷凝之那夫他，恰等於流出之量，故可循環繼續工作。

減音熱之方法 烘乾所需空氣，直接取自戶內，而間接取自戶外，因戶內空

氣，必得戶外所補充，使室內烘乾所需之熱殊大，蓋必須將室內戶外溫度之差，補足所需之溫度也，當然冬日有空氣較乾之優點，但缺點不足以抵補其缺點，故乾燥機，可有三種方法。

第一三六圖

a. 出烘機之熱空氣與冷空氣，在熱交換器內作熱之交換。此法可不犧牲空氣乾燥之優點，而熱可減省。但傳熱係數甚小，致熱交換器之傳熱面積必甚大，殊不便。故此法一般不若下兩法之滿意。

b. 離烘機之熱空氣，經冷卻加熱之設備以減濕，再通過烘機；若是循環。倘離烘機之熱空氣已近乎飽和，用此法為便。但如空氣在烘機中所增之水分殊不多。例如不連續式操作時之將終了期，則此法之熱效率殊不佳。此時宜用後述另一法。

c. 離烘機之熱空氣之一部分，完全去濕，再與其餘濕熱空氣混和，循環使用此法可得良好之熱效率。

溫度濕度之管制 烘乾機中溫度濕度，宜用自動方法管制之，使維持一定。現今之溫度管制器(thermostatic regulators)，常有數式樣；其之，其利用最

一、乾燥之設備，就其所欲控制其溫度之點，溫度之變化發生某種物理的效應，或化學的反應。如：(1) 乾燥所用之物種為粉狀或為全固之膠狀，或為液體之膠狀，或為膠質之電液體，其溫度在華氏 6 度以內變化者，其構造尚其簡單；倘欲控制之溫度變化在 1 度以內，亦無不可；但此等種則構造愈複雜，便且則愈需留意耳。(2) 乾燥等控制點之空氣，必均勻與勻，以與平均製者為局無而非全體。

倘溫度管制器之對需乾燥部分，以液體保持其溫度，置於其相宜溫度之空氣中，則將具有濕球溫度，因而將管制器以空氣之濕球溫度，倘乾球溫度及濕度溫度均被管制，則空氣之溫度濕度均定矣。

例如，今欲某烘箱中空氣，保持 100°F. 30% 濕度，則可將直接水蒸汽吹入空氣中，再經過水蒸氣蛇管，入烘箱處設一乾溫度管制器，使之接續水蒸汽蛇管之活門；復置一濕溫度管制器；接續直接水蒸汽之活門，將溫度節至 100°F. 濕度則至 75%。若倘溫度比 100°F 低或高，蒸汽蛇管之活門即為關閉，倘溫度比 70% 低或高，則直接水蒸氣之活門為之關閉。

另一法乃將外界之冷空氣與烘箱後之濕熱空氣混和加熱後再使用。乾溫度管制器操縱加熱之水蒸汽蛇管；濕溫度管制器操縱濕熱空氣循環管上之副板，(baffle) 溫度過低，則可將副板使轉動之濕空氣循環，溫度過高則反之。

若烘箱有三層之烘箱，其兩個乾燥溫度管制器，一在噴水器之後，水熱蛇管之前，其所管制者實為濕度；另一在無熱蛇管之後，所管制者乃溫度，溫度及濕度均隨溫度而定矣。

此種空氣之循環，燥乾之時，空氣必須具有足夠之速度，使粉狀物或液體小塊狀物時，高速度之空氣，可以完成乾燥之進行。倘製器甚厚，或塊子甚大，則其量則益無大益，因重要之抵抗乃內部之滲透作用。但乾燥空氣仍必甚勻，俾可均勻乾燥。故各種構造之不同，急轉時，特別在英法德之造，其造更見。

倘烘乾所需空氣量不多，而吾人仍希望空氣速度大，則宜在板之兩面設風扇，使空氣有橫的流動。

若倘所烘者為片狀物，則空氣流必與片狀物之面平行流動，此為片狀物之透氣，

積空氣流至空架者，構造特殊，致成品生不規則之收縮。故宜保縫連接，勿使受熱空氣之衝擊。例如將物料放於木框或角鐵架框之鐵絲網中，木框可以保護物料之邊緣。

鼓空氣入烘爐，需相當之壓力，以抵消其摩擦；但鼓氣則不必甚大，故宜根據條件定其適當之風扇。烘爐內若主橫方向運動之風扇，則所需能力須大；若轉盤則所需空氣所遭抵抗不大，俾可用推進葉式風扇 (propeller-type fan)，以其價格更宜。而可以推動大體積之空氣，經抵抗不甚大之管道也。

第四節 在一定烘乾情形下之烘乾速度

烘乾是水分與烘乾之兩個問題。所謂一定之烘乾情形者，即所居空氣之溫度與速度及其速度均一定。設所欲烘之物體，其水分均勻，且水層頗多，其表面可於視為顯露，此種物體與熱空氣接觸，表面之水即開始揮發，水蒸氣為空氣流所帶以同去。表面之水減少，內區之水立須補充。在乾燥期內，表面溫度逐漸結實不變，(如無輻射或直接接觸熱物之影響，)則即為濕球溫度，)外區傳入之熱，全部用以供水之揮發。

但如繼續烘乾，則表面水分漸降，終至不復能蒸發，表面揮發速度減低，且隨烘乾之進行，而繼續減低，其後所需之熱，為耗漸較慢，並同時固體表面漸成硬層。

如將烘乾速度 (即單位時間內單位面積所烘去之水量) 與固體之含水量相對照，則含水量在 100 百分數以上，速度為常數，在此以下，逐漸漸減。此分界之水分稱隱隱水 (retentive water content)。

惟在烘乾計算中，吾人將固體含水量百分數，均在各製乾區範圍內，若大於 10% 水分，乃則稱之為 10% 製乾區，則為 10% 製乾區，則為 10% 製乾區。若此隱隱含水量，則烘乾時始之水分百分數，即以此相減，其差即為所烘去之百分數；乘以烘乾區之積，即為烘去之水。

若將烘乾速度定為單位時間內單位面積所烘去之水量，以 W 為其烘去之水量， T 為固體之厚度，

A 為加烘之面積， ρ 為每單位體積所含之乾物質， θ 為時間， W 為水分。則圖中橫座為 T ；縱座為 $dw/Ad\theta = -\rho \cdot dT/d\theta$ 。在臨界水分 T_c 以上，成為直線 BD；當水分為平衡水分（與外界之空氣平衡之水分） E 之時，烘乾停止，速度為零。BD 一段稱恆速期 (constant rate period)，DE 一段稱降速期。恆速期在圖上必為直線，降速期在圖上則可成種種形狀，必藉實驗始能確定。查與恆速期之烘乾速度，物料之厚薄，液體經內部滲透之易否，均有關係。第一三七圖所示，非一般之情形也。

第一三七圖

恆速時期 自然消算可得下列公式：

$$(A/A_w [h_c(t-t_0) + h_r(t-t_0)])\lambda_s = k(H_s - H) \dots \dots \dots (1)$$

式中 t 為空氣溫度， H 為空氣濕度， t_0 為與烘所烘物體之四周同體之溫度；在所選一定烘乾情形，此等數字均一定。 h_c 為對流及傳導之熱傳送係數， k 為自固體表面水分滲透至空氣中之傳送係數，均由空氣流動之方向及速度決定；在一定之烘乾情形下，亦為常數。A 為所烘物體之表面積， A_w 為所烘物體之可以蒸氣之表面積。

今將為一定。若為所烘物體表面之溫度，且為該物體下之乾和溫度，其乾燥速度之變化， α 為單位面積上單位時間內所除去之水量。自(1)式，可知乾燥速度之變化，即在一定乾燥情形下，如表面均溫，則表面之溫度及乾燥速度均隨之而變，且始終不變。

若 $A=A_0$ ，且無裂縫存在，則 t_0 即為空氣之濕球溫度。一般則 t_0 均比濕球溫度為大，故 α 亦較大。

惟在烘乾之初，固體表面溫度未必為 t_0 ，故在此短時期內，烘乾速度非為 α ，而溫度旋即變為 t_1 ，烘乾速度變為 α_1 。如第一三七圖 A 點或 C 點所示。

下列為實驗所得各種物質在恆速時期之烘乾速度，(單位為克/小時，平方厘米可揮發表面)。

物質	速度
水	0.27
白顏料	0.21
黃銅屑末	0.74
黃銅箔片	0.24
沙	0.20—0.24
土	0.23—0.27

烘乾情形為 130°F 之空氣，溫度甚低，速度約每秒 11 呎， $A/A_0=1.60$ ，可注意者，各種物質之 α 均近似相同。按自(1)式，各種物質在同一烘乾情形下烘乾速度應皆相同。今所以稍不同者，一則為 h ，與固體表面之狀態稍有關係，再則裂縫可使 H_0 變更為 H_1 。

計算烘乾所需時間，可用變相之(1)式如下：

$$Q = \frac{A_0 H_0 (T_1 - T_2)}{A [h_0 (T_1 - T_0) + h_1 (T_1 - t_1)]} \quad (2)$$

式中 Q 為固體之乾量， T_1 為最初之水分， T_2 為最後之水分。(但兩者必均大於 t_0 ，且多等於 T_0) t_0 為烘乾所需時間。

欲促其乾，可將空氣溫度加高、濕度減低，循環加 $t-t_c$ ；或增加輻射熱或固體直接接觸之傳熱；或增加空氣速度，以增 h_c 及 k' 。

實驗結果 均大體與理論相符。

降速 凡含有不甚多孔性之物體，在一定情形下加烘。設在恆速時期之烘乾速度甚慢， $\Sigma g = k' A (t - t_c)$ 水分達某一程度以下，烘乾速度降低，但其內部水分仍足以滲透至近表面層，故 h_c 及 k' 之速度之降低，乃於表面不復完全蒸濕。假如在恆速時期之烘乾速度甚快，則最後降速時期之時，內部水分不及滲透至表面，此時係在表面以下之一個面上揮發，蒸汽再滲透而出。

由等溫層之中心溫度測出，因而計算此點與空氣間之總傳熱係數 U ，則亦可繪成圖。倘揮發之面向固體內部退移，則傳熱時多一層抵抗， U 為之減小，第一三九圖為糖上之烘乾速度，第一三九圖為亞硫酸紙漿板之烘乾速度；前者始終為表面揮發，後者則揮發面向固體內部退移。一般多孔性物體較易近後者之情形。

若干多孔性物體，或顆粒大小不均之不吸濕性物，蒸發管作用甚為重要，此時水分自內部至表面非僅為滲透作用也。

第一四〇圖

假設一三七圖至一三九圖中降速部分之曲線亦為直線，則

$$-dT/d\theta = K(T-E) \dots \dots \dots (3)$$

令 $T-E=W$ ，即自由水分。

$$-dW/d\theta = KW \dots \dots \dots (3a)$$

$$\therefore \theta = \frac{1}{k} \ln \frac{T_1-E}{T_2-E} = \frac{1}{k} \ln \frac{W_1}{W_2} \dots \dots \dots (4)$$

式中 T_1, T_2 均須 $< T_c$ ，至多等於 T_c 。

倘在降速時期以前，已有一恆速時期；換言之，水分自 T_1 降至 T_c ，（即自由水分自 W_1 降至 W_c ）為恆速時期，自此以後為降速時期，則因在臨界點前時期之速度相同，故

$$KW_c = (W_1 - W_c) / \theta_c$$

$$\text{即 } \theta_c = \frac{W_c - W_c^0}{k W_c} \dots \dots \dots (5)$$

$$\text{又 } \theta_F = \frac{1}{k} \ln \frac{W_c}{W}$$

$$\text{故 } \Sigma \theta = \frac{1}{k} \left[\frac{W_c - W_c^0}{W_c} + \ln \frac{W_c}{W} \right] \dots \dots \dots (6)$$

$$\text{又 } \frac{\theta_c}{\theta_F} = \frac{\ln \frac{W_c}{W}}{\frac{W_c - W_c^0}{W_c}} \dots \dots \dots (7)$$

即恆溫時期之烘乾時間，與降速時期之烘乾時間之比，與 k 值無關，僅視乎始終水分及臨界水分之值。

自(4)式，可知烘乾時間，與水分減低之部分數成比例，而與水分之絕對值無關；又可知僅減少許水分之烘去，甚為費時。例如自 20% 烘至 10%，10% 烘至 5%，5% 烘至 2.5%，所費時間均相同。

以上兩系，均乃建立於(3)式者，實驗證明(3)式近乎可以成立，例如一四〇圖為粘土塊之烘乾時間，與(4)式甚符，凡無確切之實驗結果可用時，均宜用(3)(4)式。倘已有實驗結果如第一三八及第一三九圖，則可用圖解積分法求 θ_F ，令第一三九圖第一四〇圖之降速部分之曲線方程式為 $f(w) = -\rho^2 dw / d\theta$ ，則

$$\theta_F = \rho L \int_{w_2}^{w_1} \frac{dw}{f(w)} \dots \dots \dots (8)$$

$f(w)$ 與 w 之關係，自圖上可讀出，故(3)式可用圖解積分法解之也。

理論研究——臨界點及恆速時期 按臨界水分乃指整個固體之水分而言，但控制烘乾情形者，全為表面之水分，倘表面之水分濃度在某一定值以上，則表面有如水面之烘乾速率一定，倘表面之水分在某一定值以下，則表面與本體不同，不復能自由揮發，令此分界點之表面水分濃度為 w_c ，將理想推想 w_c 限可將第一三〇圖之曲線分為兩段，溫度時所得之 E_{1c} ，乘 ρ 得之 E_c 為單位重量乾物所含之水之電量， C 乃單位重量乾物所含水之重量，兩者既自相差一 ρ (乾物之密度) 和 E_c 乘 C

部結合水分 (bound moisture) C_c 為物質之性質，與烘乾速率無關；但 T_c 及 $C_c = T_c \rho$ 乃整個之水分，烘乾過程，物體各點之水分不平均，其分佈則與烘乾之快慢有關，故 T_c 及 C_c 與烘乾快慢有關。

設水分本為均勻的，其濃度為 C_0 ，倘烘乾甚快，則表面水分迅速下降為 C_{c0} ，但整個水分尚來及改變，故此時 $T_c = C_0 \rho$ 反之，倘烘乾甚慢，則表面水分將為 C_{c0} 。

當甚長之時間，此時水分分佈甚勻，故 $T_c = C_{c0} \rho$ 。一般之情形則如圖一，各線代表垂直距離各點之水分濃度，其初濃度為 C_0 ，逐漸成曲線下降，至表面成 C_{c0} 時，該曲線之平均長度 C ，即相當於 T_c 。

可見臨界水分，對同一物質，視烘乾速度而異。

第一圖 一圖

應用滲透原理，可更作嚴格之說明，假設一厚 $2L$ 之薄片，水分為 T_0 ，溫度為 t_0 ，兩面之烘乾速度均為 w 。今欲研究隔 θ 時間後右離面 x 處之水分 T_x 。按在 dx 之極短一段內， $d\theta$ 時間內自一端透入量與他端滲透出量之差，即為該段內濃度之變化。

$$d\left(D \frac{dc}{dx}\right) dx, d\theta = dc, dx$$

$$\text{即 } D \frac{d^2c}{dx^2} = \frac{dc}{d\theta} \dots\dots\dots (9)$$

$$\text{而 } x=0 \quad \frac{dc}{dx} = \frac{\alpha}{D} \quad \left(\text{因 } \alpha = \frac{dc}{dx} \right)$$

$$x=2L \quad -\frac{dc}{dx} = \frac{\alpha}{D}$$

式中 D 為滲透率 (diffusivity)

$$\text{又 } T_0 \rho = C_0$$

$$T \rho = c$$

解之，得下式：

$$\frac{(T_0 - T_s) D \rho}{\alpha L} = \left[\frac{(X-L)^2}{2L^2} - \frac{1}{6} \frac{X}{L} - \frac{2}{\pi^2} \sum \frac{(-1)^n}{n^2} e^{-\pi^2 n^2 x} \right] \dots\dots\dots (10)$$

可繪成一四三圖，其中 Y 軸為 (T₀-T_s)Dρ，Z 軸為 X/L，或為 (T₀-T_s)Z = Dρ/L，其值為 0.74 以上。

繪圖時，與 Y 軸圖，可得第一四三圖，即表面之水分與平均水分之關係。

第一四三圖之 ABC 段，近乎為直線，其斜度為 0.74。

$$\text{即 } \frac{T_0 - T}{T_0 - T_s} = 0.74 \frac{(T_0 - T_s) D \rho}{(T_0 - T_s) Z}$$

$$\text{化之，得 } \frac{T}{T_0 - T_s} = 1 - 0.74 \left(\frac{D \rho}{Z} \right) \frac{(T_0 - T_s)}{T_0 - T_s} \dots\dots\dots (11)$$

自一四三圖，知 αL 大，(即烘乾快，物體為厚)則 T_c=T₀；倘 αL 小(即烘乾慢，物體薄)則 T_c 與 T₀ 有差。是即前節所說之乾燥速率與物料——其得濕率

$$\frac{X_c - X}{\theta_c} = \frac{(T - T_c) \sqrt{D}}{2L} \quad (11)$$

應用一四三圖之(11)式，可求出臨界水分。例如令有一0.8厘米厚之土片，滲透率為每小時0.4平方厘米，乾密度為每立方厘米1.55克，最初水分為每克乾質有0.27(克水) 濕度之情形，即(0.27克水) 小時每平方厘米。其平衡水分曲線，推知與100% 濕度平衡之水分約為0.05。於是第一四三圖之橫標為 $(T - T_c) \sqrt{D} / 2L = (0.27 - 0.05)(0.4)(255) / (2)(0.4) = 1.71$ ，縱標為 $\theta_c = 0.3$ ，即 $(0.27 - T_c) / (0.27 - 0.05) = 0.3$ ，故 $T_c = 0.27 - 0.3(0.27 - 0.05)$ 故得此圖之橫標時間為 $(0.176)(0.4)(1.55) / (0.2) = 0.545$ 小時。

倘此片狀物加厚五倍，則第一四三圖之橫標為0.34，此時應用一四二圖，或代入(11)式，均可求得 T_c 為0.215， θ_c 為0.86 小時。

(11)..... $\frac{X_c - X}{\theta_c} = \frac{(T - T_c) \sqrt{D}}{2L}$ 故 $T_c = T - \frac{2L(X_c - X)}{\theta_c \sqrt{D}}$

應用同一方法，倘烘乾時間已實驗求得， θ_c 可以計算。此乃求滲透率之一方法

濕度研究——降速時期由氣流溫度與乾物水分滲透率表面積揮發量關係

以數學的方法研究。但此中又可依據兩種假定而研究之。

[甲]假定在降速時期以前有一恆速時期。將恆速時期之總共時間代入(10)式，可得此問題之情形。是即降速時期開始時之情形。(10)式未盡，宜加以簡化。以適應用按倫(1)已和量狀態即在降速時期之前已有相當次之恆速時期。(10)式亦甚大，因而在該等各項均應和在各忽略之。並令大共(1)與(1)。

第一四三圖

$$\frac{T_0 - T_1}{\alpha L} - D\rho = \frac{1}{6} + X$$

$$\frac{T_0 - T_2}{\alpha L} - D\rho = \frac{1}{2} - \frac{1}{6} + X$$

$$\frac{(T_0 - T_2)}{\alpha L} - D\rho = \frac{(X - \frac{1}{6})}{2L^2}$$

聯合之並以 $T\rho = c$ 得

$$\frac{C_m - c}{C_m - c_0} = \frac{(X^2 - 2LX + L^2) e^{-\frac{X^2}{4Dt}}}{L^2} \dots \dots \dots (12)$$

其時 \$x\$ 為距表面 \$x\$ 距離之水分濃度，\$c_0\$ 為中心點之濃度，\$c\$ 為表面點之濃度。
 (12)式表示在任意降速之瞬時，水分在板中之分佈為拋物線狀。(原書四四頁)查該
 定在降速時期，仍可保存此式之值 \$c_0\$ (亦即自隨降速而變)。將此式微分，並在各
 \$x=0\$ 及 \$x=L\$ 處，遂得在表面之水分降低坡度為

$$-\left(\frac{dc}{dx}\right)_s = F \frac{2(C_m - c_0)}{L} \dots \dots \dots (13)$$

面平均水分濃度 \$C_m\$ 可自(12)式算得，即

$$C_m = \left(\frac{1}{L}\right) \int_0^L c dx = C_m - \frac{(C_m - c_0)}{3}$$

第一四四圖

$$\therefore C_m - c_0 = \frac{2(C_m - c_0)}{3} \dots \dots \dots (14)$$

單位表面單位時間蒸出之水量與時間 θ

$$\frac{Ldc_m}{d\theta} = D \left(\frac{dc}{dx} \right) \dots \dots \dots (15)$$

將(15)(13)(13)式，得

$$\frac{Ldc_m}{d\theta} = L \left(\frac{dc}{dx} \right) = \frac{3D}{L} (c_m - c_s) = \frac{3D}{L} (c_1 - c_s) = \frac{3D}{L} (c_1 - c_s) \dots \dots \dots (16)$$

此式為自內部滲透至表面之觀點上所示之烘乾速度， $(c_m - c_s)$ 乃內部與表面平均濃度相差，為對 $L/3D$ 為對滲透之抵抗。

$$-L \frac{dc_w}{d\theta} = -L\rho \frac{dT}{d\theta} \text{ 為單位表面單位時間蒸去之水，在臨界面點部}$$

為 α (與 $C = T_p$) 故

$$\frac{(T_c - T_c) \rho \alpha}{\alpha L} = \frac{\alpha}{3} \dots \dots \dots (16)$$

(16)式與第一四二圖或(11)式之意義相同，但(16)式乃忽略式(10)式之以後各項者。例如在上段之例， $\alpha = 0.2, D = 0.4, P = 1.55, L = 0.4, T_{sc} = 0.05$ 代入(16)式

$$\frac{(T_c - 0.05)(1.55)(0.4)}{(0.2)(0.4)} = \frac{1}{3},$$

$$T_c = 0.05 + 0.043 = 0.093$$

此與自第一四二圖所得之結果幾相同。

即由自內部滲透之情形，另一方面，表面之揮發速度，應與表面濃度及空氣中水蒸氣分壓差之比例， $C_1 - C_s$ 之差成比例。

$$-L\rho \frac{dT}{d\theta} = \frac{C_1 - C_s}{r_s} \dots \dots \dots (17)$$

r_1 為對表面揮發之抵抗。c. 根據其定義 r_1 與平均水分 T_1 之差成一定之比例 (17) 式, 得

(17) 式, 得
(21).....

$$\frac{T_1 - T_2}{T_2 - E} = \frac{r_1}{r_2} \dots\dots\dots (21)$$

故 r_1/r_2 已定時, T_1 與平衡水分之差 (即平均水分與 T_2 之差) 成一定之比; 烘乾進行時, 此兩項推動烘乾之原動力均漸減小。

在烘乾期開始時, 其速度即為恆速時期之速度, 故 r_2 之值可求出:

$$(T_{sc} - E)\rho / r_2 = -b'(H_{sc} - H)$$

對其表面與體內之 $(\rho - \rho_0)$, 對其溫度之示函上:

$$\therefore r_2 = \frac{(T_{sc} - E)\rho}{k(H_{sc} - H)}$$

自 (16) 式 (17) 式消去 C 及蒸發期之單位重

$$-\frac{dT}{T - E} = \frac{d\theta}{L(r_1 r_2)} = Kd\theta \dots\dots\dots (22)$$

按 (20) 式或 (21) 式或 (22) 式乃實驗式, 今根據若干假定 (假定恆速期水分之分佈為拋物線式) 證明之。以下討論 K 值。

茲以 (21) 式之關係 (在 (21) 式) 代入 (20) 式 (15) (16) 式, 得

$$\frac{1}{K} = L \left[\frac{L}{bD} + \frac{\rho(T_{sc} - E)}{\alpha} \right] \dots\dots\dots (23)$$

K 之討論, 可分三種情形論之。 $\frac{1}{K} = \frac{(L, 0)(0, 0, 1)(0, 0, 0 - T)}{L, 0)(E, 0)}$

(a) 內部滲透為主要之抵抗, (滲透慢, 所烘物厚; 如木材, 肥皂, 泥土塊等)

$$K = \frac{3D}{L^2} \dots\dots\dots (24)$$

此種情形 (23) 式或 (24) 式與 (25) 式空氣溫度與烘乾所需時間 (就其時期) 無關; 溫度亦僅有間接關係, 一般溫度增則粘度低, 故 D 增, K 亦增, 烘乾時間亦縮短。

另一方面, 所烘物之厚度, 最有關係, 烘乾之時間與厚度之平方成反比例。

(VI).....
(b) 表面揮發為主要抵抗

$$K = \frac{k'(H_{sc} - H)}{L' \rho (T_{sc} - E)} \dots \dots \dots (23)$$

此時 K 與厚度之方成比例，而與 k' 及 (H_{sc} - H) 成反比例；烘乾所需時間與其相反。故欲縮短烘乾之時間，可減薄厚度，增加空氣速度 (增 k')，增高空氣溫度，降低空氣濕度。

(c) 兩項抵抗均重要

此時須用 (21) 式。但將同一物體，變其厚度，在各種情形下烘乾，則僅 α、L、E 為變數；自每次實驗所得結果，應用 (20) 式可求出 K，此值自視 α、L、E 而變。將 1/KL² 與 (T_{sc} - E) / αL 作圖，應得直線，其斜度為 ρ，1/KL² 軸上所割之點為 1/α，此法除用以証該 (21) 式之正確性外，並乃求滲透率之一方法也。

自滲透率 D 之另一方法，乃自 k' 之實驗式 (第九章) 求出 α，代入 (21) 式求 D。

例如一四五圖為將白顏料塊以一定空氣速度烘乾時之結果。L 為自 0.315 至 1.91 厘米間，α 及 t_w 為自 10 至 16 度間；E 之值甚小，可忽略；t_s = t_w，故圖中以 1/KL² 與 1/(L)(t - t_s) 間作圖，遂得直線，且 x_D = 0.44，即 D = 0.76 平方厘米/小時。

[乙] 前文乃假定在降速時期之前已有一恆速時期，故水分在固體內之分佈成拋物線狀；且在降速期內，水分仍始終在拋物線形。今假定降低期之重無恆速期，水分之分佈其初為甚勻的，且應用滲透率律，

$$\frac{\partial C}{\partial \theta} = D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2}$$

$$\begin{aligned} C = c_0, & \quad x = 0 \\ C = c_e, & \quad x = 3L \\ C = c_0, & \quad \theta = 0 \end{aligned}$$

解之，得

第一四五圖

$$C = \frac{4}{\pi} \left(e^{-\frac{\pi^2 D \theta}{4 L^2}} \sin \frac{\pi x}{2L} + \frac{1}{9} e^{-\frac{9 \pi^2 D \theta}{4 L^2}} \sin^2 \frac{3\pi x}{2L} + \frac{1}{25} e^{-\frac{25 \pi^2 D \theta}{4 L^2}} \sin \frac{5\pi x}{2L} + \dots \right)$$

而 $C_0 = T \rho = 1/L \int_0^L C dx$

$$\text{故 } \frac{W}{W_0} = \frac{T-E}{T_0-E} = \frac{3}{\pi^2} \left[e^{-\frac{\pi^2 D \theta}{4 L^2}} + \frac{1}{9} e^{-\frac{9 \pi^2 D \theta}{4 L^2}} + \frac{1}{25} e^{-\frac{25 \pi^2 D \theta}{4 L^2}} + \dots \right] \quad (24)$$

將 $\ln \frac{W}{W_0}$ 與 θ 圖繪圖，當 $\frac{W}{W_0} > 0.6$ 時為凹面向上之曲線， $\frac{W}{W_0} < 0.6$ 時

變為直線。故加水多少時，(24)式與(4)式相同。

全而阻止(揮發)兩端並由均乃建立於水分蒸發之速率估計其發者。計算之而在
物料層中漸向內移。而前文公式不能適用。因將詳細管帶用。則不能建立。蓋
實事實上之情形。已於前文述及矣。

第五節 烘乾機之設計

設計之步驟：(1)選擇適當之烘乾機式樣，並擬定使用之烘乾情形。用該情形可容
許之最高溫度。

物料之性質(濕度)將用選擇四種之種類。分別註明在出口處所烘乾之溫度(或水升
。取其其差數量。以該差數之溫度溫度。可將時除出入口外。在烘乾之其
他點亦將此等數字記明。

- (2)根據所需之機器能量，計算所需之空氣量。(見第八章例題)
- (3)計算所需之熱量。(見第八章例題)惟須將外界之熱損失及運輸
器所帶出之熱計入。
- (4)選擇管帶中各點之溫度溫度之方法(本章第三節)；亦圖上顯示
之。
- (5)計算烘乾所需時間，烘機之斷面及長度。
- (6)計算所需之加熱面積，佈置之便合乎所要求之烘乾條件(第二章)
- (7)計算維持空氣流通所需之壓力降低及風扇之馬力。(第一章)

以上各步計算，以第六步最為困難。其原理仍不外第四節所述者，惟缺少數情
形外，第四節之公式均不能直接應用。因第四節之公式均乃建立於一定烘乾情形之
下者。而實際烘乾時並非如此：——在連續式烘機，物料在機中移動時，所經過
之烘乾情形繼續變更；在不連續式烘機，機中烘乾情形繼續變更。

故今分別討論各種烘機之計算：

第一種蒸氣加熱之烘機設計：例如筒形烘機 (drum driers) 盤形烘機 (tray driers)
箱形烘機 (box driers) 均屬此類。其內或置火層內之熱源極簡內之液，其液體之生
所烘固體物或所烘之液體膜。(參照本章第三節筒形烘機) 其氣體之溫度，則將受

空氣之溫度在烘燥時將隨其乾燥之速度而增加(即乾燥速率)之高低而定。在乾燥速率較快時，空氣之溫度將隨其乾燥之速度而增加。故聯合傳熱式及蒸發式之烘燥機，其乾燥速率與出揮發之速度也。

欲項無抵抗中，往往以烘燥物本身之熱抵抗為最大。此種烘燥時間與固體物之厚薄之關係，往往厚薄增加，則其乾燥時間亦增加。在無抵抗烘燥(即烘燥物與空氣之接觸面積)一固定時，其烘燥紡織品在筒形烘燥機上烘乾時 K 之值。

在烘燥物之厚度增加時，其乾燥速率亦隨之而增加。在烘燥物之厚度增加時，其乾燥速率亦隨之而增加。在烘燥物之厚度增加時，其乾燥速率亦隨之而增加。

密蘇對中國 六 四

同轉烘機之設計 所烘物體在同轉烘機中前進時，其溫度之變化之順序二四七
 同轉烘機之設計 所烘物體在同轉烘機中前進時，其溫度之變化之順序二四七
 同轉烘機之設計 所烘物體在同轉烘機中前進時，其溫度之變化之順序二四七

測之以預熱煤機所需之空氣。

答：——煤機上所用之熱包括下列三項：

$$\text{將灰砂自 } 70 \text{ 度熱至 } 440 \text{ 度：} (12,000)(0.34)(0.18)(240-70) = 855600$$

英熱單位/小時

$$\text{揮發 (華氏 } 70 \text{ 度)} \quad (1092)(1920) = 2,098,600 \text{ 英熱單位/小時}$$

總共

$$2,407,000 \text{ 英熱單位/小時}$$

此項熱量，藉熱氣體自 1665 度降至 160 度以供給之。自此當可計算所需之熱氣體量。但吾人須先知氣體之比熱。

按 76 度露點之空氣，其部分壓為 22.8 毫米。故 100 分子量數之乾氣體，外有 $[22.8 / (760 - 22.8)] 100 = 3.09$ 分子量數之水蒸汽。故比熱可計算如下：

		(1665-160)(MC _g)	總 共
CO ₂	3.3	10140	32500
O ₂	17.3	6916	130000
N ₂	79.5	6544	520000
H ₂ O	3.09	7829	24200
	103.09		696700

故倘忽略揮發之損失，則所需熱氣體量為 $(2407000) / (696700) = 3.45$ 磅每磅乾氣體。亦即 3.45 磅揮發量為 100 磅乾氣體。故每小時揮發之熱氣體總共為 494 磅乾氣體。在華氏 160 度時為 310000 立方英尺。或 1.5 萬加侖。

至於計算各段之傳熱，假設在 200 度揮發，分三段研究之。

$$\text{第一段：將 } 2000 \text{ 磅濕砂自 } 70 \text{ 度昇至 } 200 \text{ 度 } (1200)(0.2)(1920) + (120)(0.18)(10,180) = 486000 \text{ 英熱單位。}$$

$$\text{第二段：將 } 200 \text{ 度下 } 1000 \text{ 磅水揮發 } (1020)(974) = 1,070,000 \text{ 英熱單位}$$

$$\text{第三段：自 } 200 \text{ 度昇至 } 140 \text{ 度 } (1200)(40)(0.18)(75600) = 626,400 \text{ 英熱單位}$$

	溫度	Δt
輸入冷却機之空氣溫度	70	25.5
離冷却機之礦砂溫度	95.5	
入冷却機之礦砂溫度	240	64
離冷却機之空氣溫度	176	41.8
對數溫度差	

$$\text{故 } hA = \frac{q}{\Delta T_m} = \frac{(0.85)(305000)}{(41.8)} = 6290$$

今用與烘機直徑相同之冷却機，則空氣速度相同。因而 h 相同。A 比例於機之面積，故冷却機之長度為烘機長度之 $6290/1060 f = 60\%$ 。

本運之烘機，在操作時常見發生故障，即離烘機之所烘物品，其溫度變化甚大。倘物料加入速度稍失之低，離烘機時固體溫度即甚高。倘加入速度稍失之過快，則離烘機之固體可求全烘乾。原因乃揮發以後之過熱段太短，氣體溫度過高。欲操作時更為安全，宜將氣體溫度降低，過熱段加長。使用迴流式，即可達此目的。

空氣烘乾機之設計

按自第四節，知在一定烘乾情形下之烘乾速度如下：

$$\text{在恆速時期：} \quad -\frac{dw}{d\theta} = B(H_s - H) \dots\dots\dots(25)$$

$$\text{在降速時期：} \quad -\frac{dw}{d\theta} = f(w) \dots\dots\dots(26)$$

在連續式烘機，各點之烘乾情形不同。但每點之情形各為一定，不因時間而變。故各點均適用 (25) (26) 式，積分之即得整個情形。

自水分之質量消算，可求得 H 與 W 之關係，令 m 為乾空氣與乾物料之量之比。

則

$$-dW = \pm mdH \dots\dots\dots(27)$$

記號視乎空氣與物料之流動方向。

將(25)(27)式合併，得

$$\frac{B\theta}{m} = f \int \frac{dH}{H_s - H} \dots\dots\dots(28)$$

惟欲(28)式適用，必最後之水分 W ；在該點烘乾情形之 W_c 以上，如在 W_c 以下，則為降速時期。在降速時期，按理亦可將(26)(27)式合併，而得一公式。但此時情形甚為複雜。設厚壁之主要抵抗為內部滲透，則根據(22)式， K 為物體之本身之常數，與烘乾情形無關，故在整個烘機中仍為常數。(4)式即可應用，即

$$\ln \frac{W_1}{W_2} = K\theta = \frac{3D}{L^2}\theta$$

但如表面揮發之主要抵抗，則如第四節(23)所示，故

$$-\frac{dw}{d\theta} = \frac{\beta w}{L} = \frac{f(G)(H_s - H)w}{L} \dots\dots\dots(29)$$

惟此式之積分，則須分別各種情形。

(1) 逆流絕熱烘乾機。

物料入烘機處之水分及溫度以 O 示之，則應用(27)式，得

$$H = H_s - \frac{W_s - W}{m} \dots\dots\dots(30)$$

在絕熱烘機， $H_s = H_w$ ，即濕溫度之飽和溫度，為常數，故將(30)式，代入(29)式，自臨界點起積分，得

$$\ln \frac{W_s(M - W_2)}{W_2(M - W_s)} = \frac{f(G)M(\theta_2 - \theta_c)}{Lm} \dots\dots\dots(31)$$

其中 $M = m(H_w - H_s) + W_s \dots\dots\dots(31a)$

θ_2 為總共烘乾時間

θ_c 為恆速期之烘乾時間，

(2) 順流絕熱烘機

應用(27)式，得

$$H = H_0 + \frac{W_0 - W}{m} \dots\dots\dots (32)$$

將(32)式代入(29)式，自臨界點起積分，得

$$\ln \frac{W_2(N+W_2)}{W_1(N+W_1)} = \frac{f(G) N(\theta_2 - \theta_c)}{L} \dots\dots\dots (33)$$

式中 $N = m(H_w - H_0) - W_0 \dots\dots\dots (33a)$

(3) 恆溫法機。

大塊厚物，如橡皮之類，烘乾溫度不可超某一定限度。

蓋光等物滲透慢，往往外面乾而內部濕，故內面雖冷，而表面可幾達空氣溫度，故空氣溫度，不可超某一定限度。目下又有同此種烘機以含結晶水之鹽者，實則此時採用後文之管制濕度之烘機為妥也。

自將(29)式，得

$$- \int_{W_0}^{W_2} \frac{dW}{W(\Delta H)} = \frac{f(G)(\theta_2 - \theta_c)}{L} \dots\dots\dots (34)$$

W 與 ΔH 間有一定關係。假設各種 W 之值，自(27)式計算 H 。已知空氣溫度及空氣溫度 H ，可自濕空氣圖讀出濕溫度 H_w ； H_w 減 H 即為 ΔH ，已知 W 與 ΔH 之關係，(34)式即可積分矣。

倘空氣溫度超過華氏 200 度，烘乾過程 ΔH 之值不甚變。此時可用烘機中降濕期之兩端之 ΔH 之算術平均值，得

$$\ln \frac{W_2}{W_1} = \frac{f(G)(\theta_2 - \theta_c)(\Delta H)_a}{L} \dots\dots\dots (35)$$

例二 今欲設計一烘乾機，每小時產量為 1400 磅。濕物及於有相織絲綢之盤上。盛於車中。機中有二排車，機中有風扇及水蒸汽管，使空氣在機中循環，維持

溫度為 170°F. 車 5% 呎長，上裝七個盤，每盤均為 5 呎長，4 呎寬，10 吋深；盤上每平方呎可盛 3 磅乾物，換言之，每盤可盛 60 磅乾物。濕物含水 116%。成品含水 10%，均為對乾物之量而言。冷空氣本為華氏 70 度，相對濕度為 80%，在預熱器中熱至華氏 170 度。

為欲得計算所需之數據，將物放全式之烘機中在華氏 95 度，7% 濕度下烘乾，空氣速度與所欲設計者同，得下列結果：

時間(分)	%水(對乾物言)	時間(分)	%水(對乾物言)	時間(分)	%水(對乾物言)
0	116.0	211	57.4	415	28.8
17	111.7	226	53.6	438	26.4
36	106.0	242	49.6	465	24.9
58	100.0	255	46.6	506	22.8
80	95.5	277	42.8	541	22.2
97	88.9	287	41.0	601	15.4
125	81.0	302	38.6	615	14.6
144	75.5	313	37.1	635	13.5
160	71.2	345	33.3	785	11.4
176	66.6	362	31.4	822	10.2
194	61.8	390	29.2		

平衡水分之數字如下：

% 溫度	10	20	30	40	50	60	70	80	90
E(乾物言)	3.0	3.2	4.1	4.8	5.4	6.1	7.2	8.8	10.7

假定臨界自由水分($T_c - E$)與空氣溫度溫度無關，又烘乾速度與溫度差($H_a - H$)比例。

今計算烘機之長度。假設離烘機之空氣濕度為 60%。分別計算逆流順流兩種情形。

解：自實驗結果，得下列之表，可繪成圖如一四八圖。

100 T	$\frac{-100dT}{d\theta}$
110-53.....	0.279
54.....	0.237
47.....	0.202
40.....	0.153
34.5.....	0.115
26.....	0.084
17.3.....	0.0515

第一四八圖

第一四九圖

自物質清算，得下表之首兩列。自溫度及 H 求得第三列。自前表得第四列。自溫度及 H 得 H_w ，遂得第五列。第七列係自一四八圖求得，惟此乃在 95°F 、 7% 濕度下之情形，即 $H_w - H = 0.082$ ，今將第七列之值，用第五列及 0.082 乘

動之，得第八列之值。第九列爲其反數，即 $\frac{d\theta}{dT} \frac{1}{100}$ 。對 T 行圖解積分，如

四九圖，即得 θ 。

T	H	%濕度	E	H _w -H	T-E	烘乾速度 (95°F)	烘乾速度 (170°F)	1/速度
逆 流								
10	0.0125	5	1.1	0.0190	8.9	0.027	0.0625	16.0
25	0.0393	16	2.7	0.0159	22.3	0.073	0.142	7.05
40	0.0665	24	3.6	0.0133	36.4	0.139	0.226	4.42
55	0.0933	32	4.3	0.0118	50.8	0.234	0.335	2.98
70	0.120	40	4.8	0.0102	65.2	0.279	0.348	2.89
85	0.147	47	5.2	0.0089	79.8	0.279	0.302	3.31
100	0.174	53	5.6	0.0083	94.4	0.279	0.282	3.54
116	0.203	60	6.1	0.0071	109.9	0.279	0.241	4.15
順 流								
10	0.203	60	6.1	0.0071	3.9	0.012	0.0104	96.1
25	0.175	53	5.6	0.0081	19.4	0.062	0.061	16.4
40	0.148	48	5.2	0.0090	34.8	0.131	0.144	6.95
55	0.121	40	4.8	0.0100	50.2	0.228	0.278	3.65
70	0.095	33	4.3	0.0118	65.7	0.279	0.400	2.5
85	0.068	24	3.6	0.0133	81.4	0.279	0.468	2.14
100	0.041	16	2.8	0.0159	97.2	0.279	0.529	1.89
116	0.0125	5	1.1	0.0190	114.9	0.279	0.645	1.55

H 及 H_w 與 T 間之關係，並已繪於一四八圖。

自圖解積分，求得逆流烘機之乾時間爲 8.5 小時，順流者爲 18.7 小時。按烘機中物料進行之速度爲 $(1400)/(2 \times 7 \times 60/5.5) = 9.15$ 呎/小時，故烘機之長度逆流式者應爲 $8.5 \times 9.15 = 78$ 呎，順流式者應爲 $18.7 \times 9.15 = 171$ 呎。

4) 管制溫度之烘機。含結晶水之物，或過乾可致損壞之物，(如紙及吸氣體) 既經烘乾(天)為不宜在溫度過低之大氣中烘乾，而所容許之最低溫度，與溫度有一定關係。另一方面，為希望迅速烘乾，溫度不能過高，溫度不能過低，因此吾人可選定若干溫度與濕度之關係並，依此烘乾。其計算方法，與恆溫烘機之計算甚相似。惟其 H_1 係自 H_2 相當該 H_2 之 t 而計算所得。茲以下例說明其應用。

例三 濕 $\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$ 結晶烘乾時，溫度過高則潮解，過低則風化。下列為各種溫度下之飽和蒸氣壓 P_0 ，及全溫度下水之蒸氣壓 P ，兩者均化為溫度，其比值為該溫度下安定之濕度百分數下限，溫度低於此則風化。可繪成一五〇之 AB 線。

t	P	H_1	$\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$		% 濕 度
			P_0	H_0	
43.2	4.61	0.00378	7.39	0.00616	62.0
51.5	6.38	0.00526	9.69	0.00800	65.7
59.0	8.84	0.00736	12.73	0.01056	69.1
63.1	10.53	0.00872	14.70	0.01223	71.6
58.3	13.09	0.01087	17.56	0.01470	73.9
73.4	16.19	0.01360	21.0	0.01764	76.5
80.6	21.58	0.01814	26.5	0.02243	80.6

今欲自各種溫度下飽和溶液之蒸氣壓以計算濕度之上限。此項數字，現今尚無直接之實驗值，今間接推算之。按在不十分濃之溶液，溶液蒸氣壓與全溫度下純溶劑蒸氣壓之比，在各溫度下相同 (Raoult 氏定律之推論，已於第三章述及，) 亦即其一定溶液之蒸氣壓降低之百分數與溫度無關。

今華氏 312 度下各種濃度溶液之蒸氣壓均已知，即其蒸氣壓降低之百分數已知；同時各種溫度下之溶度亦已知，換言之，即相當各種濃度，有一飽和溫度；這才求出之蒸氣壓降低之百分數，應仍適用於飽和溫度，而飽和溫度下純水之蒸氣壓已知，故飽和溶液之蒸氣壓亦知；此即所需求之數字也。

第一五〇圖

t	J	$760 - P_{760}$	$100(760 - P_{760})$	760	P.	$P_0 - P_s$	P_s	H_s	H_0	X/H
30.4	1.9	3.23	.425	4.29	0.02	4.27	0.00357	0.00352	97.6	
32	2.5	4.35	.559	4.58	0.03	4.55	0.00374	0.00370	99.3	
50	3.9	6.62	.871	9.18	0.08	9.16	0.00752	0.00758	99.2	
68	9.3	15.78	2.070	17.41	0.36	17.05	0.01485	0.01454	98.0	
86	24.1	38.3	5.03	51.56	1.59	29.97	0.02547	0.02600	94.7	

其中 t 為溫度，華氏

J 為該溫度之溶解度，克 / 100 克水

P_{760} 為上列濃度溶液在 212°F. 時之蒸汽壓

$760 - P_{760}$ 為上列濃度溶液在 212°F. 時之蒸汽壓降低

P. 為 t 溫度純水之蒸汽壓。

P_2 為 t 溫度 J 溶液在 $212^\circ F.$ 之水蒸汽壓。

$$\frac{P_0 - P_2}{P_0} = \frac{760 - P_{260}}{760}$$

H_1 為相當 P_1 之溫度

H_2 為相當 P_2 之溫度

% H 為濕度百分數。

上表之未列與首列間之關係，即為濕度之上限。可繪成一五〇圖之 BC 線。

事實上烘乾時必有安全範圍，故在 DGEF 範圍內烘乾。而欲期烘乾迅速，濕度務低，溫度務高，故今選 GH 為操作線，即進入之空氣，溫度為 70° 度，濕度為 80%；出機之空氣，溫度為 79° 度，濕度為 85%。

第一五一圖

今欲每小時得 200 磅成品，含水 0.5%；原來含水 5%（均對濕物言）成品比重為 0.9。此物之臨界水分在 0.05 以上，故無恆速時期之烘乾。無平衡水分。結晶物在盤中鋪成一吋厚，各盤間相距一吋。在其間空氣以每分鐘每平方呎斷面

35 磅之速度通過。在此情形下 $t(G)/L=3.0$ (時間以分鐘為單位)。

解：每小時除去之水自物質清算知為 9.48 磅，所烘乾物料 F 每分鐘為 3.32 磅，進入之空氣濕度為 0.0125，出機時為 0.0188，自此算得所需空氣量每小時為 1505 磅。即每分鐘為 25.1 磅，故烘機之斷面須為一平方呎，總斷面為 2 平方呎，(盤之厚忽略不計)

令機中所有之乾物料之磅數為 Q ，則

$$\ln \frac{M_1}{M_2} = \frac{t(G)}{L} \times \frac{(\Delta H)_{av} \cdot Q}{F}$$

濕結晶之表面為飽和溶液，但其溫度並非為普通之溫度，因溶液具水蒸汽壓降低也，今假定表面上相當於 98% 飽和之情形。按入口處 70 度及 $H=0.0125$ ，其溫度下飽和濕度 $H_m=0.01345$ ，今 98% 飽和，則依絕熱冷却線內插得 0.01336，故 $\Delta H=0.00086$ 。同樣，在 75°F 時 $\Delta H=0.00077$ ；80°F 時 $\Delta H=0.00066$ 故 $(\Delta H)_{av}$ 可令為 0.00075。

代入前式，得 $Q=5465$ 磅。按此物之密度為 56.1 磅/立方呎，故給體積 97.4 立方呎，今斷面為 1 平方呎，故機之長應為 97.4 呎。

就數字上言，此題目已解決。但 2 平方呎斷面 97.4 呎長之烘機，不便實際使用。故宜將烘機改造如第一五一圖，每一車子高 5 呎，分三十格，故仍適合固體厚 1 吋之條件。空氣之途徑如圖所示，每車長 2 呎 8 吋，而高度間分五格，故除去邊緣外，斷面約仍為 2 平方呎。車寬為 8 呎；故每車可裝 $(30)(3)(2.67)$

$(1/22) = 20$ 立方呎之物料。故約需 3 車；為安全計，可用六車。於全身烘機長約 16 呎，寬 4 呎，高 5 呎。

機中須佈設適當之加熱裝置，能維持一定之溫度濕度。

不連續式絕熱烘機之設計 不連續式烘機具有種種缺點，其著者一為最後烘乾頗慢，二為各點空氣之溫度濕度不同，因而各點之烘乾快慢不等。

惟今如用一短回轉或烘機，機中物料充分混和，或則將空氣流動方向時常改換。在此種情形下，恆速時期之烘乾，甚易計算。在降速時期，則烘乾速度為時間及

在烘中之位置沿著之函數，當空氣經過烘櫃中，溫度自隨之而變，全時因物料漸漸
 乾燥，故空氣中溫度之變化，與時間亦有關係；當空氣溫度與物料溫度自呈關係。其
 關係函數可用偏微分方程式解之。

令 Z 為烘 θ 時間後，櫃中共有之水分。

c 為料中之水之濃度。

a 為料之表面積，烘櫃每單位體積所具有。

S 為櫃之斷面。

y 為進空氣出口端之距離。

ΔZ 為 dy 段中共存之水分。

H 為 y 點之空氣溫度。

H_w 為相當於濕球溫度之飽和濕度。

W 為單位時間通過烘櫃之乾空氣。

ΔH 為在 Δy 段中之溫度變化。(注意與一塊之 ΔH 定義不同)。

於是

$$\frac{d(\Delta Z)}{d\theta} = \frac{f(G)}{L} caS\Delta yL(H_w - H)$$

上式各端乃揮發至空氣中之水分，故

$$w \Delta H = -f(G) \cdot C (H_w - H) aS\Delta y$$

積分，得

$$L \ln \frac{H_w - H}{H_w - H_0} = \frac{f(G) c a s y}{W}$$

此式適用於 θ 時間。而

$$-dz = w (H_s - H) d\theta$$

$$\text{故} \quad \frac{H_w - H_0}{H_w - H} = 1 - \frac{H_0 - H}{H_w - H} = 1 - \frac{-f(G) c a s y}{W}$$

.....(35) 表示物料溫度與時間之關係。

$$-dZ = W(H_w - H) \left[1 - \frac{f(G) C_a S_y / W Z_0}{W Z_0} \right] d\theta$$

.....(36) 表示物料溫度與時間之關係。
令 $f(G) C_a S_y / W Z_0 = \lambda$, 則

$$-dZ = W(H_w - H) (1 - \lambda e^{-rZ}) d\theta$$

積分之，得

$$\frac{Z_0}{Z} - 1 - \frac{1}{rZ} \left[1 - e^{-rZ} \right] - 1 \left(1 - e^{-rZ_0} \right) = -\frac{W(H_w - H)\theta}{Z} \dots\dots\dots(36)$$

$$\lambda = -\frac{1}{rZ} \left[\ln \left(1 - e^{-rZ} \right) \right]$$

$$r_0 = -\frac{1}{rZ_0} \left[\ln \left(1 - e^{-r_0} \right) \right]$$

$$\text{則 } r + \frac{Z_0}{Z} (1 - r_0) - 1 = W(H_w - H) \frac{\theta}{Z} \dots\dots\dots(37)$$

結論 設計烘機之步驟，已於本節之首說明。其中主要之困難點為烘乾時間之計算。本節就各種烘機，將此點加以研討。計算之時，除說明物體之物理常數等外，尚須根據實驗，決定臨界水分及烘乾速度之若干數據，方能着手設計。此等數據係第四節，因可自理之計算；但均乃建立於許多假定上者，其可靠程度殊可疑。故必須根據實驗。實驗時規模可甚小，但實驗材料愈大，則將亦應用此設計。除工廠中之機器時可能發生之誤差愈小。實驗時所用之操作條件，與實際工廠中所用者愈相近愈佳。物體之形狀大小，所含水分及溫度，烘機式樣，空氣速度等均應相同。例如 $f(G)$ 值依各種物質而不同，凡表面積少之烘機，此值亦小，但與烘機之大小無關。

本節諸公式，有兩種用途，其一，根據實驗結果設計某一烘機。其二，根據已有烘機之操作情形，估計此烘機在構造上或操作上變更某項因素可能引起之影響。前者之時，所用係數，即自實際操作情形求出。

倘保持後列諸條件，則蒸餾之能力與其之大小成比例，可毋庸用公式計算。

- (1) 空氣量絕對與所欲蒸去之水量比例，(2) 流經回體之空氣速度不變，(3) 物體起始之水分及終了之水分均各不變，(4) 物體之平均厚度大小不變，(5) 空氣經輪之溫度濕度不變，(6) 表面暴露於空氣之程度不變。

第十一章 機械分離 (mechanical separation)

烘乾、蒸溜、蒸發三者之目的，均乃將兩物質分離；且均建立於熱之作用上。可稱熱的分離。(thermal separation) 與之相反者為機械的分離。即藉熱力匯聚機械力，以達分離的目的。茲就所分離物質之為固態，液態稱氣態，而分述之於下列數節。

第一節 固體與固體之分離

分離固體，可有兩種目的；一為將均質而大小不均之物質，分為若干部分，每部分大小均勻，另一乃將兩種以上物體分開，各成身為幾種之物體。一般此兩目的，罕能在一部採作中達到目的。

所以能分離者，必物體間有不同之性質。一般可應用於分離之性質有下列諸項：

- A. 物體粒子之大小不同，因而
 - (1) 硬比能通過孔隙或否
 - (2) 懸濁一媒質中落下時所受之抵抗不同
- B. 物體之密度不同，
 - (1) 真比重
 - (2) 短時間內表現之假之比重
- C. 其他性質
 - (1) 磁力
 - (2) 導電度

茲分述之如下文。

第一類 利用能否通過孔隙之性質以達分離之目的(滲透)

語言——給予高粒子以通過孔隙之機會，則小者通過，而大者不能。倘此孔隙大減三分之一時，其大小以 子水平至放時所能通過之最大粒子之一半其 (linear

dimension) 表示。其小於三分之一吋者，每以一分吋子中具有幾于孔表示。前者之方法，不甚正確，因實際孔之大小，尚視可亂經緯之粗細也。現今各國，已有標準篩子，其網之粗細一定，因而篩孔亦具一定之大小。Rittinger 氏謂篩子之總面積若干，每分之篩孔面積倍於其次號者。

篩分時之粘聚力 (cohesion) 及篩子與粉子間之粘附力 (adhesion) 可致小粒聚成微粒，小孔被堵或成小孔，致礙篩分。故宜弱力避免此兩弊。而此兩性，要為物體水分之指數，故篩分之物體，須成則甚乾，或則和水甚多。篩子受壓力可致孔變大，此亦一可能之弊，故必要時宜在其上抵一粗篩，以承受較重之重。所篩之物體，必在篩子上不斷運動，俾得以採取各種途徑之機會。運動之時，則粉子必向孔之方向移動，而非離孔之方向。若若干式樣之分離機器。其因此原理而設小效。

類是易堵塞，故現今此類機器，除用高品質材料或貴者外，其罕用鐵者唯 20 號以上之粉體，以其篩分甚慢而篩子易壞，殊不為濟也。

不動之篩，將柵狀格子或有孔紋，傾斜者放之，傾角約為 30 度 (angle of repose)，使物體藉重力在其上停留，則小粉子可翻滾於孔或於網之縫而落下。例如將尖劈 (Wedge) 形之柵樣橫置於固定之孔，則實為一體之 grizzly，尖劈之尖端向下，俾物體經縫後即可漏下，不致被堵。此法每用以篩煤及碎石。其用粗網者可用於砂及小石子之手工分。此法可用於不需精確分離 (廉價格) (設備費) (維持費) 必須便宜之處。

回轉之篩，每稱 Trommel，即德文中桶之意也。篩面多網或穿孔板或板所圍，或長圓筒形，以若干子臂支持於一旋轉之長軸上，因而篩面可回轉，轉於旋轉筒中，因長筒略具傾斜，且又回轉，故物料沿筒向出口處移動，且漸入孔而漏出。有時筒分幾節，俾可得幾種成品。此類機器之效率受下列條件之限制：第一，物料入筒之時，內有許許水塊物，則受重力之故，致礙篩分，使小粉子不得通過。第二，網篩受大塊物之衝擊，則損其網之壽命。第三，回轉時大粉子有積於底部之趨勢，此與所期望者正相反。第四，以同一時間費，90% 以上之網面積均無效。

圖 11-4 篩子之所以不能操作者，乃由於其上方時因水本身重量壓下之故。此種對於小粒狀物不適用。以上諸點，其第一點至二點可如此要付：若干個篩筒，以垂直法，粗者在前，細者在後，前者之篩下者，係從水中取出之料，其顆粒較粗，應將前者圓筒完全洗淨，粗者在最中心，和篩筒深部無接觸時用水洗淨，則水即自空桶中流出。為免除篩水所受攪方劑之甚功，而係其原料及圓筒之應用至其水要知高液狀空筒，若其地面仍為原料。

篩水運動係一水乃長厚平流之種，其細粒其在料水外亦被粘附之裝置，如 (eng. l. of res.) 之裝置，由重而至輕運動；但細篩筒其狀復運動，而使原料向在字之方向運動，除往復運動，而並非無運動。何種篩筒可要緊密，其運動之甚功，或由於篩本身過於彈簧，而受傾輪 (c.m.) 之作用；或由於磁石之磁氣吸引，或由於篩下許多之皮球之打擊，而於皮球則乃以橫架之裝置而緊密。中 (其篩之運動係由動) 無多能，其篩筒之大小亦皆之動，則其亦者，使之受攪之運動，粗者下落，細者留上。

第二種 利用在流體中沉降之不同以分離之

原理 固體粒在流體中運動時，其所受浮力或阻力，可用下式表示：

$$R = fAPV^2 \quad (1)$$

式中 A 為固體粒垂直投影面積， ρ 為液體密度，V 為固體粒與液體之

速度差。固體粒之圓形則，其投影面積為 πR^2 (R 為半徑)。

$$\left. \begin{aligned} 0.1 < f < 0.4 & \dots \dots \dots f = 24/Re \quad (\text{近似}) \\ 0.4 < f < 2 & \dots \dots \dots f = 18.5/Re^{0.6} \quad (\text{近似}) \\ 2 < f < 500 & \dots \dots \dots f = 0.44 \quad (\text{近似}) \\ 500 < f < 100,000 & \dots \dots \dots f < 0.44, \text{不規則} \end{aligned} \right\} (2)$$

$f = 24/Re^2$ 則 (時) 其速度

$$R = \frac{2}{9} \rho DV^2 \quad (3)$$

稱 Stokes 氏定律，此式適用於 Re 極小，或固體粒極低之時。倘 Re 過小，

圓盤之大小與其被推于水中自由流徑相配，則此圓盤將項加以修正則可能應

效。關於此法，可參看第 11 章，以其有類似處及相關處也。

此項說明將固體放在流體之中，倘在某一時刻，該固體所受之合力趨於零，則其速度將發生無速度因而速度增加；倘速度增加則抵抗增加，終必抵抗與向下列之合力相抵為已，此後速度不再變。反之，倘速度原來甚大，則受甚大之抵抗，趨於減小，直至合力趨於零，則速度亦必趨於一固定速度。此種之速度抵抗與向下列之合力亦同時使固體本小於定速度之固體於一定流體中，其最終速度是一定速度。

、說明固體所受之合力即為重力與固體所受流體阻力之和

$$F_{net} = F_g - F_d = \rho V g - \frac{1}{2} C_D \rho A v^2$$

其中 ρ 為固體之密度，

但在流體中向下列之浮力，此即為阿基米德流體之重量 (Archimedes 定理)

$$F_b = \rho V g$$

其中 ρ 為流體之密度，故其向下列之合力為

$$F_{net} = \rho V g - \frac{1}{2} C_D \rho A v^2$$

倘先與 (1) 式之 R 相等，並因此得 $A = \frac{2Vg}{C_D v^2}$ ，則

$$\rho V g - \frac{1}{2} C_D \rho A v^2 = \rho V g - \frac{1}{2} C_D \rho \left(\frac{2Vg}{C_D v^2} \right) v^2 = \rho V g - \rho V g = 0 \quad (3)$$

此式示一固體在一定流體中最終必達之速度，唯因 R 與 v 之函數，其函數包括 D 及 v ，故 (3) 式用於實際計算時，須用試探計算法 (trial-and-error) 為避免此項不便，可繪製 $f(R)$ 與 R 之曲線 $A'B'C'D'$ 及 $f(R)$ 與 R 之曲線 $A'B'C'D'$ 。

$$f(R) = \frac{4gV(\rho_s - \rho)}{3\rho^2 V^2} R^2$$

其中不含 D ，故已知速度而求 D 時，可用 $A'B'C'D'$ 曲線與 $f(R)$ 與 R 之曲線 $A'B'C'D'$ 乃知 D 。

$$f(R) = \frac{4gV(\rho_s - \rho)}{3\rho^2 V^2} R^2$$

其中不含 V_2 ，故已知 D 而求 V 時，可用 A'B'C'D' 曲線；即自 $f(R_c)$ 求 V ，乃知 V 。

第一五一圖

例：直徑 0.05 厘米密度 2.65 克/立方厘米之球，在水中落下，測速度時
幾何；用 A'B'C'D' 曲線，縱標為

$$\frac{4(0.01)(\rho_s - \rho)g}{3\mu^2} = \frac{4(0.01)(0.05)(1)(9.8)}{3(0.01)^2} = 270$$

初而橫徑為 $\delta = (0.05)(v)(1)/0.01$ ，故 $V = 1.6$ 厘米/秒。

如將同樣粒子，在空氣 ($\rho = 0.00121$ 克/立方厘米， $\mu = 0.00018$ po. s) 中懸浮，則縱徑為 1620， $Re = 24$ ， $V = 77$ 厘米/秒。

倘懸浮物體為長圓筒狀，圓板狀或不規則形，則式中常數變更。

(4) 式與 (2) 式合併，可得下列兩式：

$$V = K_E \sqrt{\frac{gD(\rho_s - \rho)}{\rho}} \dots \dots \dots (5)$$

$$V = K_g D^2 (\rho_s - \rho) / \mu \dots \dots \dots (6)$$

(5) 式適用於渦流；圓球形之時， $K_E = \sqrt{4/3t} = \sqrt{4/(3)} = 1.15$ 。
 倘一平圓板以其較大之面成水平方向落下，則 $K_1 = 1.35 \sqrt{t/D}$ ；若側面落下，則 $K_2 = 1.8 \sqrt{t/D}$ 。其中 t 為圓板之厚。(6) 式適用於線流，圓球形 $K_g = 1/18$ 。圓板水平落下時為 $2\pi t/64D$ ，垂直時為 $3\pi t/64D$ 。

法。原理：與前圖之原理相同，但此處不將流體攪拌，而是將流體攪拌。若則 a 中下部之固體可落於最近之處，而原狀以原形之流體加入。若流體之速度須均勻不變。第一五三圖為利用風力者。

另一方法乃使固體在一向上昇之流體中落下，倘其落下速度大於流體上昇之速度，則仍下降；反之，則上昇而與流體同出。第一五四圖為風力機之一種；a 為風扇，b 為回轉之分佈盤，固體落於盤上而四散分佈落下，c 為加入固體之漏斗，i 為可調節之百葉窗，f 為一環狀物，固體自 b 滾起後，為 f 所導，可均勻的落下；氣體之流動方向如箭所示，於是細者自 t 出，粗者自 g 出。此類機器每用於每時 40 孔以上之細粒。

研細機之上，往往附有風篩，將研細部分與尚未研細者析開。後者可再入研細機研細。

第一五四圖

第一五五圖

第一五五圖為所謂尖箱 (spitzkasten) 原料和水自一端入，他端出。鐵錘形物之速度漸增，其容積逐漸增大，故水速度漸減，物體之潤者亦逐漸下降，故第一個錘

式處每層又備之特最輕。第二層者所用沉澱物較細。第三層者最細。均可自該處取出。第一層式之機器能從底層入少許水。便於離其渣滓(第一五六圖)。

第一五六圖

一五七圖為Dorr氏分離器(Dorr classifier)乃傾斜之沉澱床，原料和水加入。細物自下端流出，粗者沉澱，可藉巴子巴起向上移動而取出。巴子之運動乃沿沉澱床向上移動少許便提起，離沉澱床向下往復，故可具巴之作用。將多量細物與雜物分離廣用此種機器。又自明礬中溶取某一成分，亦頗用之。

第三類 利用比重之不同而分離

利用比重不同將數種物質分開，在選礦方面久已應用。一般磁砂比石重，又煤比所採之雜質輕，故分離似甚簡單。但事實上有多項困難：第一，原料中若干粒子為兩種物質之混合物，其比重介乎兩者間。第二，粒子之大小亦具其比厚同種之影響。根據(3)(4)式，在流體中具同樣速度落下之兩粒子，必具下列條件：

$$\frac{D_1}{D_2} = \left(\frac{\rho_1 - \rho}{\rho_2 - \rho} \right)^{\frac{1}{n}} \quad (7.)$$

式中 D_1, D_2 為兩粒子之直徑， ρ_1, ρ_2 為其密度， ρ 為液體之密度， u 為沉澱速度。
 在給流時為 $\frac{1}{2}$ 。吾人目的乃欲將比重不同之兩物質分離，前者之速度大於後者。但兩粒子之大小並非一致，故必重物質之最小粒之速度，亦必大於輕物質之最大粒之速度。而此式乃重物質與輕物質與速度時兩者粒子大小之比，故倘兩者粒子大小之比超過 (7) 式所示之限度，則重物質之最小者，其速度反低於輕物質之最大者，遂不能將兩者物質分離。必兩者粒子之比在 (7) 式所示之範圍以內，始能使一切重物質之粒子，其速度均大於輕物質之粒子。故欲將兩物質分開，必須兩子之大小均相宜，在 (7) 式所示之範圍內。因而必先經篩分或其他分離方法，使粒子均勻。自 (7) 式可知，以大為宜，故一般均使落時液體為渦流。倘粒子過小，致成爲懸液，則分離較難。

第一五七圖

例如比重 2.65 (石) 與比重 7.6 (磁砂) 之混合物，在水中分離，自 (7) 式計算，知其比為 1.7，即最大粒子與最小粒子相差四倍以內時，可完全將石與磁砂分離。Richards 氏實測得為 3—3.7。
 滲漏沉澱 (hindred settling) 以上所論者乃自由沉澱 (free settling)，與之相反

第一五九圖

Wilféy 床 (Wilféy table) 如第一五九圖。圖中上方之端較高，水自處流下，原料在其一角流下。板上若有若干棒，形成許多溝槽；機械給予一往復運動，與溝之方向平行。於是重者在 B 流出，(B 為「渣」Bérge 之意) 中間部分自 Z_w 流出，(Z_w 為 Zwischen produkt 之意) 輕者在 K 流出。(K 為煤 Koble 之意，因今乃假定原料為含石之煤也。)

第四類 利用比重之暫時變化以行分離

較比重之固體，倘內含有空氣，則可浮於水面。製干物質，特別為硫化金屬，可依附於一空氣泡，致暫時的有似輕於水然。利用此項性質，可將硫化金屬等礦砂，與石英等分離。其法將原料之原料約 1 噸，加五噸水中，加 0.1 磅所屬泡沫劑 (frother) 如重氮苯 (diazaminobenzene) 等，復加 0.2-0.3 磅聚合劑 (collector) 如松油 (pine oil) 等，混和後入一箱，下鼓入空氣，使生成氣泡，或藉攪拌使生成氣泡。礦砂浮於氣泡上，隨水流出，石英等則沉下。礦砂可藉過濾與水分離。

、起沫劑之作用使易生成氣泡，聚合劑之作用使生成之氣泡安定。倘有其它藥劑，可添加之以達其目的。

此種分離方法，稱為浮選法 (flotation)，乃選礦中常用之方法。近年有應用於水泥工業中以精選原料者，其他工業中亦有應用之可能。

第五類 其他方法

1. 利用磁力 造紙所用原料如破布等，在蒸煮之前，或麥粒在磨粉之前，每為塊之成層層流下，經一回轉磁力，使吸去一切鐵質物。利用同樣原理，亦可將磁砂與渣滓分開，因前者多少具有磁性也。

2. 利用電導度 例如第一六〇圖，原料自漏斗H落下，接觸通地之金屬板M，E 為在木塊中之高壓電之銅線，EM 間放電，較易傳電之粒子受放電之影響較大，吸向 E 方，而較不易傳電者則直接落下；B 則為混合物。

第一六〇圖

第一六一圖

第三節 固體與氣體之分離

沉落室 (settling chambers) 簡單之長方形室，氣體以低速度通過，則氣體

中漂浮小粒子可落下。此法效率自不甚佳。因往往粒子尚未沉落到底，即為氣流所帶出也。較佳之方法乃在室中橫置若干平行架子，氣體通過各架子間時，固體粒沉積於架上。若是則固體粒子沉降短距離後即可接觸架子，不致為氣流所帶去也。隨後工業中所用 Howard 除塵器每用之。

離心除塵器 (centrifugal separators) 第一六一圖為常用之 cyclone, a 為風扇，鼓動含固體粒之氣體，以切線方向入 b，固體粒受離心力之作用，被擲擊壁，沿壁落下，自 d 帶出。氣體則自 c 而出。

布袋器 (bag filters) 粒子甚細，不能用前兩法使之與氣體分離，則可使之經棉或棉布以濾除之。煉鋅工業之收回氧化鋅，空氣之濾過，均可用之。

與水衝擊將以分離固體 煤氣工業業頗用之。水自圓筒壁淋下，內含固體帶之氣體衝擊於其上；或則水成雨狀淋下，含固體之氣體通過其中；若是則固體將可析出。且被沖洗去，另一法乃使氣體中以水蒸氣飽和，一部分冷漸之，則水液均凝於固體塵粒上面落下。

除塵器 (cottrell precipitator) 含固體塵粒之氣體經高電壓之電極間。極而氣體電離化，因塵粒接觸電離化之氣體而被賦電荷，因而團聚成大粒。復受高電壓之電極之吸力而沉附於電極上。此法近年應用日廣，以其可除去極細之粒子。高溫度之氣體亦能使用，氣體中固體之多寡與氣壓關係，且氣體通過此器具所受之抵抗甚小。

第三節 液體與液體之分離

傾分法 (decantation) 不相混合之液體，可藉傾分法分離，即靜置之使析成兩層，自不同之水平面上分別導出。活動之橡皮管一端通出管外，地端則浸於液面稍齊之處，則該層液體可以流出。例如製造硝化甘油所用洗滌器中水與硝化甘油之分離，每用此法。

倘兩液體之密度幾相同，不易折開，則可加入對一種液體易溶之物，使此液體之密度增大。

離心機 僅守操指重力；倘重力不足以達此目的，則可利用離心力。將液體與一物流入高速旋轉之容器，則因離心力之故，較重之液體被 至器壁，較輕者留於中心；由層液體逐漸昇高；在適當位置有一 隔板，兩液體遂可分別流出。牛乳工業所用之 Delaval 分乳器 (cream separator) 即係此也。

其他方法 兩液體間之溶解度，可因第三物質之加入而改變。例如乙醇與水，加乙醇與水均可藉此類方法；降低其相互之溶度，因而使其易於分離。

倘兩液體互相混和，則須用蒸餾方能將其析開，不屬於機械的分離之矣矣。

第四節 液體與氣體之分離

液體與氣體互相混和之時，可有兩種情形。

氣體中夾雜液體 例如煤蒸餾工業所得氣體，其中每夾有少許煤膏，又如蒸餾所得氣體，亦每夾有液體。使此氣體與潤滑之固體鹽或石板接觸，則液體每可析出。

溶解於液體中之氣體 此時可採下列兩手段之一。第一，液中之硫酸鹽加少許碳酸鹽，水中之氧化碳可加少許石灰以除去之。第二，將氣體液體之電氣關係更變。例如將液體加熱，將另一氣體通入液體中，或將液體置於真空中等。

第五節 氣體與氣體之分離

氣體之混合物可藉下列三方法之一分離之。

第一，利用經過膜滲透速度之不同。

第二，利用選擇吸收或選擇吸着。

第三，利用部分冷凝。

滲透 現今工業上尚少利用。

選擇吸收或選擇吸着 氣體分析中每使用氣體之選擇吸收。防毒面具之作用係選擇吸着。工業 應用此等原理者現尚不多。

部分冷凝 氧氣之分離，天然氣中之凝得，理論上均可用此方法。(嚴格說

種法應已屬於熱的分離，不能屬於機械的分離矣。）但事實上現今均稱爲其是種液體，再經分離以析開之。

第六節 固體與液體之分離

此類機器又可分爲數類。

第一類 沉澱 液體流經一容器，固體粒沉澱於器底。粒子愈大，沉澱愈速。欲使粒子增大，有兩法可循。其一：加熱攪拌，使小粒併成大；置小粒子之厚度，比大粒子者薄大也。其二：加某一物質，使生夫或體積膨大之沉澱，將固體攪拌以顯下。

倘粒子之大小較勻，則沉澱與液體間之分界線甚明晰。倘小粒子之質身數較多，則分界線較模糊。

沉澱 可分三個時期。第一時期爲自由沉澱時期 (free settling)，此期內沉澱之速度爲常數。第二時期爲中間時期，此期內沉澱速度漸降。第三時期爲妨礙沉澱 (hindered settling) 時期，此期內之沉澱速度可用 $-dk/Co = k(h-h_{co})/h_{co}$ 表示。每期均以某一值之 h/h_{co} 爲分界，式中 h 爲 t 時間之沉澱層之高， h_{co} 爲 $t=0$ 時沉澱層之高。在妨礙沉澱期內，有兩一定 h/h_{co} 界限內所需時間，與 h_{co} 比例。例如：1 呎深之槽，沉澱沉爲原深之十分一，需時一小時，則在 10 呎深之槽中，沉澱沉爲原深之十分一，需約五小時。

圓形式沉澱器，清液體之出口，宜竭力接近沉澱與清液體之交界面，而同時又不可過分接近，致沉澱有被流出之液體體攪擾之虞。

離液式沉澱器，一般所常用者爲 Dorr 沉澱器 (Dorr thickener) 此乃淺而大之容器，液體及固體之混合物自中心加入，固體漸沉澱，被一轉板環繞之巴爾葉片向中央流出。(沉澱均呈漿狀。) 液體自器之周圍流出。

第二類 離心機 物體置於一有孔之籃中，籃以高速旋轉，則物體中液體經籃之孔而被取出。籃爲鋼，青銅等所製，籃內往往尚佈有濾布一層。物料有自底部取出者，有自上部取出者。帶動籃之皮帶輪有置於上方者，亦有置於下方者。其結構上

之要點，蓋須使盤子可以稱量，蓋中負荷不能絕與各方平衡，倘有不平衡，蓋至子絕與固定，不能擺動，則機身有被搖撞之虞也。物體所受離心力如下式所示：

$$F = \frac{wv^2}{gR} = \frac{W(\omega^2 R N)^2}{gR \cdot 3600} = 0.000341 W R N^2$$

蓋盤之內力則比例於 $R^2 N^2$ 。式中 R 為之半徑， N 為轉數， V 為同轉速度。故大離心機之轉數不能過大，又在蓋盤材料所能承受之內力範圍內，物體在大蓋盤而小直徑之離心機中之離心力較大。

離心機有連續式者，即物料可繼續加入，乾固體繼續自動將卸出。

第三類 浮遊法 (flotation) 倘固體比液體輕，則可使之浮遊於液面而除去之。一般將精液於池底部噴入，使固體易於浮起。油脂、樹脂膠等可用此法。

第四類 滷滷 此法甚為重要，專列第十二章以論述之。

離心機亦可列為過濾機之一種。

第十二章 濾 過

第一節 各種濾過機

濾過——固體與液體藉濾過法分離，乃工業上所常用者。液體所以能透過濾層者，必受一種力量之推動。此力量或為重力，或為真空力，或為壓力；毋末一項又可為壓縮空氣或直接機械壓力。真空可比重力之力量為大，而壓力更可比真空力為大；因使用真空時濾層兩面之壓力差至多為 15 磅平方吋也。

濾層之孔可分三種。第一：通過濾液之孔比固體粒為小，故固體粒不能通過，留於其上。第二：通過濾液之孔比固體粒為大，但固體粒可粘於孔壁，故通過者僅為濾液。第三：通過濾液之孔比固體或為大；但旋即為固體粒所堵塞，或為小孔，僅濾液可通過。此項堵塞作用之固體或為固體粒本身，即為所謂助濾劑 (filter aids) 如砂藻土，漂土，細砂，木漿，硫酸鈣，碳酸鉀等。在前三種情形，其透過之濾液並不清晰，惟旋即清晰。

就濾層之材料言，濾過機可分為四類。第一，濾層為粒狀者。第二，濾層為織物材料。第三，濾層為有孔性之固體。第四，濾層為半透氣性之膜。茲就此分類法分述各種濾過機如下：

I. 粒狀濾層之濾機 具有假底之容器，堆置深層之粒狀物，使所濾之物自然流下，則濾液流下，而固體均被吸於濾層。所用粒狀物，視濾過物之性質而異。例如粗粒之木屑，適用於木材發溜所出之木焦酸 (pyroligneous acid) 以除去重質 (heavy tar)。粗石子，細石子及帆布所成之濾層適用於普通溶液；帆布之上每放鐵格子，藉此可除去沉渣而不損及帆布。一般濾液常用細石或砂為濾層；鹼性溶液每用壓碎之大連石或礮石灰石。濾過之作用，一部分由於固體粒不能通過，一部分則為粘附之作用。待沉渣已多，必須清理，乃用水逐向通過，同時吹空氣，或將濾層以機械力加以擾動，則固體均可洗去。此後可以重用矣。本式之濾機，濾過速度每不甚快，故濾過面積須大；且固體不能回收。

II. 懸液定層之過濾。倘液體中所含固體甚多，或固體必須收回，則舊式之濾機最合用。此時可用織物濾層。織物可有種，弱酸可見羊毛氈馬毛，弱鹼則用絲麻織物可用石棉，強酸或高壓力可用細之麻織。所用濾機之形狀為長方或圓形，底面為有孔板，濾布鋪於其上；板底之下接一集渣之匣，右其抽塞，或集渣之匣有封塞，旁透入口處加以壓力，壓力可高至每平方吋 100 乃至 100 磅。惟壓力亦得施之初不能過大，因沉澱物如為結晶狀，固屬無害；倘沉澱物為膠狀，則固體在被過之壓力壓入濾布之孔中，將其堵塞而礙濾過也。此外有布袋形之濾器，亦最重要之製本類之濾機，為壓濾機及葉濾機。今分述之如下：

(1) 壓濾機 壓濾機之作用，等於若干個篩濾更狀之濾器。此機乃若干個板，直直排放於一架上。架之一端為固定之板，他端亦有一板，以水壓力或機械力將其壓緊。第一六二圖為一種壓濾機之板，圖中示兩種構造之板，上方者稱一鈕板 (one-button plate)，下方者稱三鈕板。三鈕板在右上角多一溝槽，視 CD 斷面可知。原料自 AB 斷面所示之溝道通過，流入兩板間因板之凹面所形成之濾過室 (chamber) 板上均鋪有濾布，濾液經濾布沿板上之槽自 AB 斷面所示之出口流過。CD 斷面所示之溝道乃通入洗水者，鈕板與三鈕板間隔裝置，且洗時將一鈕板之開口關閉，故洗水必須通於兩板間之濾過室——此時室中充滿沉澱——方能流出。第一六三圖中布與板間之空間故查擴大繪示，俾較其明白。

所謂一鈕板及三鈕板者，因板之外緣釘一鈕或三釘，使工人易於拆也。板之構造，可有種種。例如板上之槽，有成一六二圖所示之放射線形者，有成交叉齒線形者；出口有如圖所示之活栓者，有為小孔而可用木塞堵塞者，有不具洗滌溝道，沉澱不加洗滌者。又一六二圖一六三圖所示之板，板面凹入，因面形成一濾過室，此種板稱凹式板 (recessed plates) 此外尚有一種平面板 (flush plates)，其板面與平者。另設架指 (frames) 夾於板間，遂可形成一濾過室。凡固體少而難洗者，宜用凹面板，蓋薄層沉澱之洗滌較易也；但凹面板之布受折撓過甚，易於破裂；故固體多者，宜用平面板。

壓濾機可用鐵，鋁，鉛，包鉛之鐵青銅或木，視所處理之物件之性質而異。有

設備中時，被過濾水與汽水接觸，其溫度亦隨之。

過濾速度與其濾層厚度，濾層面積與水質改變及物料損失時間，壓動力耗費及濾層大小。

第一六三圖

葉狀濾機 (leaf filters) 此種濾機之主要部分為濾葉，其構造如第一六四圖所示。將此濾葉裝於所濾液之罐中，內層為濾布，外面被板蓋，其液體於葉之外面。

或則加壓力於濾葉外之壓液濾過物，俾便其濾過。此種濾葉之構造，其外殼由鋼製成，其內為一剛性之濾葉，其濾葉之構造，其外殼由鋼製成，其內為一剛性之濾葉。再由反方向壓入水或空氣，則濾葉外之沉澱物即被吹落，濾葉送可重用。事實至其濾過機，均有許多種葉。依其佈置方式，有 Moore 式，Kelly 式，Sweetland 式等。

第一六三圖

繼續旋轉濾機 (continuous rotary filters) 濾過面成爲圓筒之筒，一部分浸於所欲濾之物中。筒分若干格，各按於軸心之若干孔。軸心之孔分三道，甲接濾液受器及真空機，乙接洗液受器及真空機，丙接壓縮空氣管。筒亦分三格，浸於液面之一格，通於甲孔；已離液面之格，通於乙孔，同時外傳噴水洗之；另一格離液面之格，通於丙孔，沉澱物被空氣吹落，以承受器受之。筒旋轉一次，如有沉澱生成，洗淨並裝於受器，即可繼續操作。此種人工操作，此種用於過濾最速之沉澱，其不甚長。

揮發之液體。第一六五圖示其構造如下。

第一六四圖

第一六五圖

III. 空實而多孔性之濾層 倘普通器業品在低溫鑄成，則成爲多孔，可用爲濾過器之濾層。此外復有種種特製之砂質等器業品，又有硬橡皮質者，可造成種種形狀，如圓筒形等；或則造成磚塊狀而膠結後使用之。

半透過性之濾層 若干半透過性之薄膜，如動物膜之類，可容溶液中結晶物通過，而不能容溶液中膠狀物通過。羅布糖之製造中，曾可應用建立於其原理上之濾機，其外形頗似壓濾機。

IV. 其應用水力或大氣壓加壓，可將固體與液體分離。榨油，將石臘所含油壓出榨果汁等用之。

第二節 濾機之操作

離心機已見第十一章。

真空 使用真空時，須防熱蒸液因真空而濾機之操作洗滌，酸性碳酸鈣或鹼性

礦水之直接可利而失去其氧化性。故此時須將礦液若未經過濾之礦，其力與其濃太弱等。

唧筒之選擇 往復式唧筒 (reciprocating pump) 離心式唧筒 (centrifugal pump) 及推擠作用之旋轉唧筒 (rotary displacement pump) 均可使用。但往復式者壓力不均勻，且結構易損唧筒之活門。離心式者壓力勻，但筒型式過大，可因操作而難保穩定。旋轉推擠式者則合兩者之長。

應設一管路，使唧筒之出口除通至濾機外並可通至貯料器。噴筒動力，超過濾機能力時可以利用此副路。

助濾劑 (filter aids) 若干膠狀沉澱，濾過時殊為困難，因可將濾層之孔堵塞。重濾液亦不能通過也。此時宜使用助濾劑，如加入矽煤土或酸膠之類，混和後濾過；或先使助濾劑和水濾過後，再濾膠狀沉澱。此時實際有效之濾層為助濾劑所成之沉澱。

沉澱之均勻 凡沉澱之欲加以洗滌者，必須均勻。故如使用助濾劑之時，或所濾之物本非均勻之時，濾過之時同時必加以攪拌，否則經過固體沉澱不均，將來濾液將一部分過濾，一部分洗不淨。

凡屬於自己沉澱之固體，宜先用傾析法 (decantation) 與濾液分開後再濾過。

濾布之壽命 倘所處理之物體為酸性或鹼性物，則濾機不用之時，宜勿使濾布乾。否則濾布極易脆。濾機亦其保持濕。蓋此種情形下因腐蝕所生之氧化物，實甚難具於除去也。濾布最難腐，則抵抗過甚，而不復能用；有時可用蒸劑將其清除，有時則甚為困難，不得不將布棄去。使用助濾劑，可改善其點。

濾機之選擇 業濾機之使用壓力者，可處理難以濾過之物。沉澱亦可長時間被濾洗滌。溶液及洗水均可用溫度較高者，不致滯留。

壓濾機亦可用高壓力與高溫度。但洗滌之效力不及葉濾機，且洗水之流動路線，與溶液之流動路線不同。(參考一六三圖) 蓋因沉澱中生成新之多結，原有沉澱中裹餘之濾液並不能為水直接排出，而與水混和後漸漸排出，其效力自不若葉水直接排出之佳也。對於單位面積面積，壓濾機之設備費較廉，但如裝所費人工較昂；

數凡含固體少，及不必常清理機器之處，用此式為經濟。小規模工廠區甚便何種葉
面機等經濟。又葉面機可造成乾面硬之沉澱。

如過濾之物質，不必洗滌者，或只須稍洗滌者，可用此種機器。如洗滌
面機，則最為適用。其機之規模必和當天。

大量水中除去少許固體物，以用沙濾為宜。淨水工程中用之。小規模處理量
過之固體，則用壓狀濾器最為適當之。

極易過濾之物，可用離心機以去渣液。凡非十分細之結晶物，(每公升 30-400)
乳酪可用離心機除水至 5%。

第三節 濾過之計算

流體經過細管中之流動，其速度當受 Poiseuille 定律之支配，即

$$v = \frac{32 \mu L \Delta p}{\pi D^4}$$

或即 $(2) \dots \frac{dV}{dt} = R \frac{\pi D^4 P \Delta p}{32 \mu L}$

式中 V 為 t 時間止所得之濾液， μ 為濾液之粘度，D 為微細管之直徑，L 為細管
之長，即沉澱之厚；K 為微細管之數；A 為沉澱之面積，即過濾面積；P 為經沉
澱層及濾層之壓力。

D 及 K 不直接知曉，致上式不能直接應用。但濾過速度當可畫成下式：

$$\frac{dV}{dt} = \frac{P}{\mu (R + R_1)}$$

R 為沉澱之抵抗，R₁ 為濾層之抵抗。R 正比於沉澱之厚，反比於濾過面積
R 又必為經沉澱之壓力降低之函數，因後者影響於沉澱之鬆密也。故

$$R = \frac{\mu^2 L^2 (R - P_1)^2}{A}$$

又 $LA = \mu^2 V$

其式為 $R = \frac{C_1 V^2}{A^3}$

若令 S 為滲透層之常數， V 為單位面積滲透層之速度， P_1 為滲透層之壓力降，故 $(P - P_1)$ 為滲透後本層之壓力降， P_1 為滲透層之壓力降， C_1 為滲透層之滲透係數， A 為滲透層之面積。

層之抵抗 R_1 反比於滲透面積，且為滲透後本層之壓力降。

$$R_1 = \frac{C_1 V^2}{A}$$

其中 C_1 及 P_1 為須實驗決定之常數。

$$\frac{dV}{d\theta} = \frac{P}{\left\{ \frac{PA^3}{A^3} (1 - P_1/P)^2 + \frac{C_1 V^2}{A} (1 - P_1/P)^2 \right\}} \quad (2)$$

倘 P_1/P 之值甚小，則上式成為

$$\frac{dV}{d\theta} = \frac{PA^3}{\rho (r^2 V P^3 + \rho A P m)} \quad (3)$$

若滲透層之壓力不變，則微分得

$$\frac{P\theta}{V/A} = \frac{r^2}{2} V P^3 \left(\frac{V}{A} \right) + \rho A P m \quad (4)$$

倘滲透層之壓力不變，則 $\frac{dV}{d\theta} = \frac{V}{A}$ 故

$$\frac{P\theta}{V/A} = \frac{r^2 V P^3}{2} \left(\frac{V}{A} \right) + \rho A P m \quad (4)$$

倘滲透層之壓力不變，則 $(P - P_1)$ 無誤，即 $s = 0$ 。

倘滲透層為混合物，則滲透之抵抗，復受滲透速度之影響，故 (3) 式分母

第一項中可加 $\frac{dV}{d\theta}$ 一項。但若是所得之式太繁，不便實用。

當壓力為一定之時，根據 (3) 式， $\frac{P_0}{V}$ 與 V/A 圖當成直線關係。其斜

度為 $r^2 v P^2 / 2$ 在縱座標軸上交割之點為 $p^1 P P m$ 第一六六圖為氫氧化鎂沉澱過渡

之結果，與此相符。

第一六六圖

第一六七圖

將 $\frac{r^2 v P^2 S_1}{2}$ 及 $P^1 P P m$ 與 P 用圖表格作圖，如第一六七及一六八圖，斜度實

為 S 及 m 。現今實驗結果，砂礫土膠體鈣等 S 為 $m, 0.10$ ，氫氧化鎂、氫氧化

鋁、氫氧化鋁等 S 為 $0.6-0.88$ ；前者不甚能被壓密，後者則甚易被壓密。

倘沉澱速度不變，且沉澱本身抵抗小時，則將 $\frac{P_0}{V/A}$ 與 $P^1 \frac{V}{A}$ 作成圖，

應成直線， S 之值係自另外實驗（恆速沉澱）決定者。此亦可自實驗驗證。

固體懸浮物之性質，與操作者一切情況均有關，且懸浮液之性質，與操作之時間有關。故小規模試驗之結果，應用於設計之時，必須十分慎重。根據計算機

設計機器之時，必預留擴充設備地步，因恐計算之結果不可靠也。

倘自工廠操作結果所得之平均結果以作擴充或改良之計劃，則此等公式原為可靠。

第一六八圖

洗滌速度可用(1)(2)式計算。式中 V 為總共之濾液量。查洗滌時濾液之速度應與濾過時最後一刹那之速度相同也。惟在壓濾機，因洗水所經面積僅為濾過時之半，而沉渣之厚則倍於濾過時者，故洗滌速度，為濾過期最後一刹那之速度之四分之一。惟洗滌速度，計算值不甚準確可能時宜用實驗定之。

例一 將某一固體與液體之混合物濾過，先以一定速度濾過 15 分鐘，壓力昇達每平方吋 50 磅乃，保持壓力不變，將其濾畢。在恆速期濾過之濾液，為全部濾液之三分之一。假定濾層之抵抗可以忽略，計算(a)總共濾過時間，(b)倘濾過面積不變，而濾液減半，則總共濾過時間為幾久？(c)倘用一唧筒，平行聯接，使濾過時間縮短幾久？(d)倘要每清理時間每次為 20 分鐘，則每次濾過時間幾久，方能使濾層達最大能力？

解：令在恆壓期末之時間為 θr ，濾液體積為 V_r ，假令 $P^2 = A^2 / v^2 = k$ ，則

(c) 式或為 $V_1 / \theta = k / V_r$ 。在恆壓期間， $\frac{dV}{d\theta} = k / V_r$ ，故 $V^2 - V_1^2 = 2$

$k(\theta - \theta)r$ ，將 k 消去，得

$$\theta = \frac{\theta r}{2} \left[\left(\frac{V}{V_r} \right)^2 + 1 \right]$$

(a) 今 $V = 3V_r$ ， $r = 0.25$ 小時，故

$$\theta = 0.25(9+1)/2 = 1.25 \text{ 小時}$$

(b) $V_1 = \frac{3}{2} V_r$ ， $\theta_1 = 0.468$ 小時

(c) $V'' / \theta r'' = 2V_r / \theta r$ ，且此時因速度加倍，故濾層減半，即當已達最大壓，故 $V'' r'' = \frac{1}{2} V_r$ ， $\theta r'' = \theta r / 8 = 0.0625$ 小時。但總共濾液量不變，故 $V r'' = V / 8$ ， $\theta'' = 0.6625 (36+1) / 2 = 1.18$ 小時。

(d) 最大壓力之時， $V / (\theta \pm \theta)$ 應為最大值。

$$\text{按 } V = \sqrt{V_1^2 + 2K(\theta - \theta r)} = \sqrt{2k\theta - k\theta r}$$

微分 $\frac{V}{\theta + \theta r}$ ，令之為零，得：

$$\theta - \theta r = \theta r$$

每恆壓期之濾過期間應為 $\frac{1}{2}$ 小時。上式乃假定濾層之抵抗可忽略而得者。倘不加此假定，則所得數式甚繁；但用此解法表示甚便。即將 V 與 θ 之關係繪成圖，如前一六九圖，自原點作該曲線之切線，則所切之點，即表示最便宜之濾過終了點，相當此點之機器總其能力最大。

例二，亞氧化鐵與亞氧化鋁之沉澱在一壓濾機中以常壓濾過。壓濾機之框為 3 呎見方 1 吋厚。在所用壓力之下，每平方呎濾面積濾過 4.5 立方呎濾液後，濾乃為沉澱所充滿。裝料需時間 40 分鐘，濾完 6.5 小時，不加洗滌。

(a) 今欲用濾液重三分之一之洗水將沉澱洗淨。試求機之壓力因何而減小

考于?

第一六九面

今欲購買一新濾機，葉式或壓濾機均可。壓濾機應仍為3呎見方，葉式濾機應30分鐘裝卸。15分鐘裝水壓力及擠壓壓力均與舊者同。試求下列各項。

- (b)(c) 兩項係對壓濾機言者，(d)(e) 兩項係對葉濾機言者。
- (b) 倘不加洗滌，框之厚度為幾何，濾機方可達最大壓力？
- (c) 倘用濾液三分之一量之洗水洗滌，框之厚度為幾何，濾機方可達最大壓力？

力？

解：(d) 葉濾機之若干濾過面積，相當於已有之壓濾機之一平方呎面積。葉濾機每小時洗滌兩達最大壓力。

(e) 同上，但葉濾機用濾液三分之一量之水洗滌。

假定葉濾機之價為每平方呎濾過面積2.5美金，葉濾機每平方呎6.5美金，安裝費亦包括在內。利息，維修，折舊等每年45%，操作費及攤費則每平方呎每小時在濾量洗滌時為0.014分。在卸裝時為0。

(f) 倘每年工作250天，每天10小時，則壓濾機之部屬厚若干，葉濾機？

厚度若干？

(K) 同上，但每年工作360天，每天24小時。

解：假設渣層之抵抗可以忽略，則在恆壓下流量為體積與渣層面積及時間之關係可用下式表示

$$V^2/A^2 = KQ^2$$

$$\theta = 6.5 \cdot V/A = 4.5 \cdot K = 3.12$$

令 Q 為 $1/n$ 噸，則每平方呎渣層面積之渣液為 $4.5/n$ 立方呎。且每 $4.5/n$ 立方呎吹渣液，須清理 n 次，即照現今之產量，須工作 n 次。

將上式微分，得 $dV/d\theta = 0.12A^2/V$ 。將總共渣液體積代入，即得吹渣之渣液速度。是即葉濾機之渣液速度。葉濾機之渣液速度則為其 $1/4$ 。例如 $n=4$ ，則

$$V/A = 4.5/4 = 1.125, \text{ 代入 } V^2/A^2 = 3.12, \text{ 故 } \theta = 0.41 \text{ 小時}$$

$$dV/A = \frac{0.12 \times 1.125}{3.12} = 1.39, \text{ 洗滌速度} = 1.39/4 = 0.347, \text{ 洗水量為 } 1.125/3 = 0.375, \text{ 故洗滌時間為 } 0.375/0.347 = 1.08 \text{ 小時。故每次工作時間為 } 2.16 \text{ 小時。}$$

若葉濾機之沉渣厚 $1/2$ 吋，則相當於壓濾機中 1 吋厚之渣者，乃兩面就渣者而言。

於是算得各種厚薄之沉渣時壓濾機與葉濾機中每平方呎上渣量 4.5 立方呎吹渣之時間，以小時計。

壓 濾 機

工作次數	渣厚 (吋)	每次渣通過時間	每次洗滌時間	每次裝卸時間	n次工作時間(不洗)	n次工作時間(連洗)
1	1	6.5	17.33	0.67	7.17	24
2	1/2	1.62	4.33	0.67	4.59	12.2
3	1/3	0.72	1.93	0.67	4.17	9.93
4	1/4	0.41	1.08	0.67	4.32	8.64
5	1/5	0.36	0.69	0.67	4.65	7.95
6	1/6	0.18	0.49	0.67	5.10	8.0
8	1/8	0.10	0.47	0.67	5.10	8.3

潔 淨 機

工作次數	沉澱厚	每次 通過時間	每次 洗滌時間	每次裝卸 及換水時間	n 次總共 時間(不洗)	n 次總共 時間(總洗)
1	1/2	6.5	4.33	0.58	6.5	11.44
2	1/4	3.62	1.08	0.58	3.96	6.56
3	1/3	0.72	0.48	0.58	2.17	5.36
4	1/2	0.41	0.37	0.58	2.96	6.94
5	1/10	0.26	0.17	0.58	2.96	8.06
6	1/12	0.18	0.12	0.58	3.06	8.28
8	1/16	0.10	0.066	0.58	3.44	8.36

至於價格計算，亦甚簡單。每年工作 2800 小時者，壓濾機每平方呎每小時產量約 250 磅之折舊維持利息等共 $250 \times 0.45 / 2800 = 0.0402$ 分；電機，葉正機應佔 0.3645 分。故前者之總共價在通過期為 $0.0402 + 0.014 = 0.0542$ 分/小時；若總期為 $0.0402 + 0.17 = 0.1502$ 分。葉濾機之數字為 0.1135 及 0.3145，將此兩乘此等數字，即得費用。結果如下表：

壓濾機 (每年 2800 小時)

次 數	沉 厚 1/n	n 次 通過費	n 次 洗滌費	n 次 裝卸費	n 次總共 費(不洗)	n 次總共 費(總洗)
1	1/2	0.325	0.94	0.1	0.452	1.392
2	1/4	0.176	0.469	0.2	0.376	0.885
3	1/3	0.117	0.312	0.3	0.417	0.731
4	1/4	0.0882	0.235	0.4	0.488	0.715
5	1/5	0.0705	0.187	0.5	0.571	0.969
6	1/6	0.0587	0.156	0.6	0.559	0.815
8	1/8	0.0433	0.117	0.8	0.343	0.980

表 12-1-1 普通鋼板每年每噸 600 小時

次數	沉澱厚 1/n	n 次 澆過費	n 次 洗滌費	n 次 裝卸換水費	n 次總共 費(不洗)	n 次總共 費(澆洗)
1	1/2	0.770	0.517	0.120	0.841	1.409
2	1/4	0.385	0.257	0.250	0.528	0.892
3	1/6	0.257	0.171	0.376	0.472	0.802
4	1/8	0.193	0.128	0.501	0.479	0.822
5	1/10	0.154	0.103	0.625	0.511	0.882
6	1/12	0.128	0.085	0.749	0.555	0.962
8	1/16	0.095	0.063	0.998	0.664	1.156

壓泥機 (每年 360 天·每天 24 小時)

次數	沉澱厚 1/n	n 次 澆過費	n 次 洗滌費	n 次 裝卸費	n 次總共 費(不洗)	n 次總共 費(澆洗)
1	1	0.176	0.468	0.082	0.558	0.726
2	1/2	0.0878	0.234	0.164	0.262	0.456
3	1/3	0.0583	0.156	0.246	0.304	0.360
4	1/4	0.0443	0.117	0.328	0.372	0.449
5	1/5	0.0381	0.098	0.41	0.448	0.518
6	1/6	0.0293	0.078	0.492	0.521	0.599
8	1/8	0.0216	0.058	0.655	0.633	0.746

葉篩機 (每年 360 天·每天 24 小時)

次數	沉澱厚 1/n	n 次 澆過費	n 次 洗滌費	n 次 裝卸換水費	n 次總共 費(不洗)	n 次總共 費(澆洗)
1	1/2	0.311	0.207	0.084	0.359	0.602
2	1/4	0.155	0.104	0.168	0.251	0.427
3	1/6	0.104	0.069	0.252	0.345	0.495
4	1/8	0.078	0.052	0.330	0.370	0.490
5	1/10	0.062	0.042	0.419	0.391	0.522
(6)	1/12	0.052	0.034	0.501	0.345	0.555
8	1/16	0.038	0.025	0.685	0.322	0.735

(a) 現用之濾機不洗滌之操作時間為 70 小時，洗滌及操作時間為 24 小時，故機器能力自 $4.5/7.17=0.628$ 立方呎/小時減至 $4.5/24=0.1875$ 立方呎/小時，即減小 70%。

(1) 自表知，不洗滌時濾機之最大能力相當於 70 磅壓。

(2) 洗滌時濾機之最大能力相當於 0.5 吋水壓。

(3) 葉濾機以 1/4 吋沉澱厚時之滲透時間為 2.17 小時，而現有者之滲透時間為 0.17 小時，故為新葉濾機能力之 0.11%，故葉濾 1 平方呎滲透面積，新機僅需 0.411 平方呎。

(4) 現有之濾機需 24 小時，葉濾機在最大能力時僅需 5.04 小時，故前者僅為後者能力之 21%；故現有之滲透面積 2 平方呎，新葉濾機僅需 0.21 平方呎。

(5) 壓濾機不洗滌時最經濟之滲厚為 1/4 吋，洗滌時最經濟之滲厚為 1/4 吋。葉濾機無論洗滌與否最經濟之滲厚原為 1/4 吋。

將壓濾機與葉濾機之最大能力比較，不洗滌時前者之時間為 4.19 小時，後者為 3.37 小時，故前者為後者能力之 63.3%，洗滌時前者之時間為 8.64 小時，後者為 6.06 小時，故前者為後者能力之 16%。

(6) 壓濾機之最經濟厚為 1/4 吋，與 (5) 同。

按壓濾機之數值求其於葉濾機，(約相差三倍)而工作則兩機甚相近：

每年工作 2800 小時，則葉濾機較高；倘終年不息工作則壓濾機較高。

惟本年期僅為一週示，實際上折舊等其作為投資之一定百分數，以及葉濾機之數值其作與其機器能力比，均不無商榷地。

第四節 匣減器之計算

每一種沉澱其少壓即為液層之壓力，或保持不變。

$$\frac{dv}{d\theta} = KHA$$

兩端取之，得 $V = KHA\theta + \text{常數}$

倘充滿某高度後即其降者，則

$$Adt = dV.$$

$$\text{故 } \ln \frac{H_1}{H_2} = K\theta \dots\dots\dots (6)$$

H_1 及 H_2 為起首及終了時液面之高。

第二種情形——固體立即沉降

倘 $L = L_0 + \alpha \frac{V}{A}$ 將終不不變，沉澱之厚與液液之體積成比例。每

$$\text{故 } \frac{dV}{d\theta} = \frac{VHA}{L} = \frac{KHA}{L_0 + \frac{\alpha V}{A}}$$

$$\text{積分之得 } \frac{L_0 V}{A} + \frac{\alpha V^2}{2A^2} = KH\theta + \text{常數} \dots\dots\dots (7)$$

倘 H 時常變更，則仍用 6 式。因液體中沉澱在溫度開始時即全部沉降，每單位液層加厚而已。

習 題

第一章 流體之流動

(1) 空氣以每秒 0.532 磅之速度，在內徑 0.902 吋之管內流動。在第一斷面上溫度為華氏七十度，絕對壓力為 0.2 氣壓，在第二斷面上絕對壓力為 0.1 氣壓。兩斷面間用 150 瓦特之電加熱。空氣之平均比熱為每磅華氏一度 0.24 英熱單位。計算第二斷面之溫度。

(2) 在某一化學工廠吸收塔所用碳酸鹽溶液自置於地面之貯槽，經 4 吋鋼管（內徑 3.826 吋）送至塔頂，經一噴嘴噴出。貯槽中液面之深為 5 呎，自槽底至噴嘴處之垂直距離為 105 呎。

今以此器具舉行試驗，得下列結果：液速，每小時 200 美加侖；液面之垂直距離 1.10；自貯槽至噴嘴之壓力降低，每磅為 15 磅磅；噴嘴處之計壓力為每平方吋 5 磅；噴嘴所發出之效率為 14 馬力。計算噴嘴之效率。

(3) 一銳邊圓小孔計，用以測量水之流速；水之流速最大時為每小時 1200 立方呎，其時壓力頭應約為 10 呎。今知 $D_1/D_0 = 5$ ，問小孔之直徑應幾何？

(4) 某淨水工程之水流量，用一頸部 12 吋直徑之標準 Venturi 計以測之。上流與頸部間之壓力相差，以充滿汞及水之垂直 U 管量之，測得為 3 呎，計算每日二十四小時流過之水量。以美加侖為單位。

(5) 石油在內徑 4.03 吋之水平管中經過，溫度始終不變。一 Pitot 管插入管中之中心，接於充滿汞及油之垂直 U 管，測得水面相差為 3 呎試求每分鐘流過之油量。該油之比重為 0.900，粘度為 200 Saybolt 秒。

(6) 內徑 13.25 吋之鋼管，每 24 小時輸送 48,000 桶油，自油井輸至煉油廠，其間距離為 578 哩。油井與煉油廠在同一水平面上。(a) 計算克服摩擦所需之馬力，(b) 管中任何一節之最大壓力不能超過每平方吋 650 磅。故管上須裝若干噴嘴。則至少須設幾隻噴嘴？在該溫度範圍內，油之平均粘度為 40 centipoise，比重為 0.87。

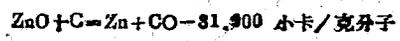
(7) 華氏 80 度之天然煤油在 20 呎長之鋼管中流動；管段為水平，500 哩長，壓力自 40 氣壓降為 20 氣壓。油之平均分子量為 17.3，粘度為 0.011 centipoise。求該管每小時流通之油量（以華氏 60 度及 1 氣壓單位）。

第二章 熱之傳送

傳 導

(1) 某爐之壁係由耐火磚 (silico brick) 10 吋厚通磚組成。爐內壁溫度為華氏 1400 度，外壁溫度 110 度。計算每平方呎每小時損失之熱。並計算各層交界點之溫度。

(2) 有一鉛銻之圓爐，形為空圓筒，其內部為 15 厘米直徑，120 厘米長，係由火泥製成。爐內平均溫度為攝氏 1200 度，因而內壁溫度為 1250 度。此圓爐在火中加熱。假定外壁溫度為 1600 度，並假定爐中所起化學反應如次：



爐壁厚 4 厘米厚或 2 厘米厚。試分別計算下列三項：

- (a) 傳導熱之熱
- (b) 每小時之產量
- (c) 倘若每小時得 3 仟克銻，圓爐外壁之溫度應為幾何？

(3) 某時外徑之管，外包以石棉。假定管外壁溫度必為華氏 400 度，石棉外壁溫度必為 80 度(後者之假定與事實不能盡符)，以圖示法表示包各種厚度之石棉時每呎管子每小時損失之熱。

對 流

(4) 溫度為華氏 100 度壓力為 30 磅計算壓力之二氧化氮，每小時 1300 立方呎，流經 1 吋外徑 7/8 吋內徑之銅管，今欲將其冷至 60 度，其外包 1.5 吋內徑之帶水管，冷水之溫度原為華氏 60 度，與氣體逆向而行。問應具之管長為幾何。

(5) 油以每秒 3 呎之速度流入 2 吋標準細管(外徑 2.375，內徑 2.047) 今欲用 5 磅計算壓力之蒸汽將其自華氏 60 度加熱至 200 度。油之平均比重為 0.82，平均比熱為 0.47，平均熱傳導率為 0.178；粘度在 100 時為 40 centipoise，200 度時為 5.4，且可假定粘度之對數與溫度之對數作成圓時，可得一直線。蒸汽其熱值可假定為 2160。問應管長幾何？

(6) 每小時 2500 磅之一氣壓飽和水蒸氣，欲凝結之並冷卻為華氏 80 度。凝結時膜係數為 1500，凝結物冷卻時之膜係數為 215。蒸汽係在 $1\frac{1}{8}$ 吋外徑，16 B.W.G. (即 0.066 吋壁厚之管中，其外為 3 吋標準鋼管 (內徑 3.06 吋)。冷水在兩管間流過。入口為華氏 60 度，出口為 190 度。管長度若干。冷水量每磅。值為幾加倫？

(7) 某動力廠之表面冷凝器在三種水速度下試驗。新時試驗，用舊後復加試驗，求得出如下表，試自此求：

- (a) 水蒸汽膜之 h ，對於外部表面管。
- (b) 結垢之 $h=k/L$ 值，對於內部表面管。
- (c) 水流速為每秒 4 呎時之水膜之 h 值。

管之情形	新			舊		
	3	4	5	3	4	5
水流速 (呎/秒)						
乙	857	550	795	293	410	534

水在管內流動。管壁材料之導熱係數為 63 英單位，管外徑為 1 吋，內徑為 .902 吋。

(8) 每分鐘 1500 立方呎之空氣，用水蒸汽管自華氏 60 度加熱至 120 度。蒸汽管乃 80 根直管，分為 4 排，每排二十二根。各管均為 1 吋標準鋼管 (內徑 1.049，外徑 1.315) 各管之中心聯成一 $2\frac{3}{8}$ 吋邊之等邊三角形，每管均 6 呎長。露管之外，套以 54 吋寬 6 呎 2 吋高之匣子，管內通以 5 磅計算壓力之水蒸汽。倘忽略聯接各管之接觸熱，試計算應需此等水蒸汽幾匣？

(9) 2 吋標準鋼管 (見第五題)，內通 5 磅計算壓力之水蒸汽，浸於水中。試求水為華氏 70 度時之傳熱係數。

(10) 空氣經過一溫度為華氏 600 度之管道。有一測溫計，包於外徑 1 吋之鍍錫管中，其所指示之溫度為華氏 400 度。經過溫度計之速度為每小時每平方呎為 3600 磅。估計空氣之實際溫度。

第三章 揮發之基本原理

利用下列數字，繪表：Dühring 線，並決定 739 毫米汞柱壓力下沸點。

50.3% CaCl_2 溶液之各壓力下之沸點。

沸點(攝氏) 82.10 90.28 95.45 100.85 106.16 110.61

壓力(毫米汞柱) 111.9 167.3 202.6 253.9 311.6 371.3

第四章 蒸氣正置

雙效蒸氣器每小時蒸 20,000 磅之 5% 溶液，濃液成時 35%。原料之溫度為華氏 170 度，溶液與蒸氣之方向相同。今使用華氏 220 度之蒸氣於第一效，所用真空度第二效中濃液沸於華氏 120 度。冷凝水均立即流出。應用下列數字，計算下列各項：

- a. 進入第一效之蒸氣之磅數
- b. 第一效中溶液之沸點
- c. 每效之加熱面積
- d. 第一效每小時蒸去之水

註：一兩效之加熱面積相同，損失於環境之數可以忽略。溶液之比熱為 0.95。
 → 忽略沸點增高，假定兩效之總共傳熱係數各為每平方呎每度每小時 400 及 200 英熱單位。

第六章 氣體之吸收

(1) 含 12.7% (分子量數計) 苯之廢氣，在大氣壓及攝氏 43 度下在盛有填物之塔中連續用煤油洗滌。每小時處理 36,000 立方呎之氣體，出塔之氣體含 1.5% (分子量數計) 苯。入塔之煤油含 1.0% (分子量數計) 苯，速度每小時僅 28 磅分子。若在溶液中可合 Raoult 定律。攝氏 43 度時蒸氣壓為 0.363 氣壓。塔中最大之氣體速度為每秒 1 呎，假定每一傳送單位之高為 2 呎，試求塔底之高。

(2) 某合成氨廠之氣體含 4% 氮，0.05% 氫氣等。此氣體在降溫式塔中用 5 氣壓之水洗滌，塔中用冷水維持之為華氏 68 度，水速度及氣體速度各為每平方呎塔面每分鐘 0.38 及 4.0 磅，氮氣氫等氣體之平均分子量為 21。圖如欲得 13% (重量計) 之氨水，所需理論板幾層？

下表為氨水在華氏 68 度時之平衡數據

部分壓 (毫米汞) p_a 12.0 13.28 14.7 16.0 17.5 19.0 20.6 22.1

100 磅水之氣克數 G 0.75 0.85 1.0 1.15 1.3 1.5 1.7 1.9

(3) 操作情形同上之兩塔由蒸氣及(3)段之兩石蕊，兩塔應高幾何？(H.E.F. 及 H.T.U. 各為幾何？)

(4) Mannheim 爐之氣體含 25% 氫氣及 75% 氮氣。水用純化，一氧化氮等。在大氣壓下攝氏 20 度下用冷水洗滌。所需理論板含(3)段之 25% (重量計) 吸收。試求此塔相當之理論板數。

下圖為攝氏 20 度之數據：

部分壓 (毫米汞) p_a 13.88 16.79 19.8 20.8 22.1

%H₂O (重量計) 26 30 32 34 35 36 37 38 39

第七章 蒸 溜

(1) 根據下列汽壓與溫度之數值，並假定 Raoult 定律及 Dalton 定律應用，繪製下列蒸餾線。

- (a) 1 氣壓下之平衡曲線，分子重量單位
- (b) 沸點曲線
- (c) 相對揮發度 α
- (d) 用平均 α 值計算 y 與 x 之關係
- (e) 1 氣壓下之平衡曲線，重量單位

溫度(攝氏)	89	90	100
正庚烷	427	589	
正辛烷	1759.96	4035.47	12145.81

(2) 求與甲苯之等分子量和物在 1 氣壓下之 69 度沸點之蒸餾線。

(a) 餾液是 40% (以分子重量計) 均蒸出，計算：

- i. 蒸餾物之濃度
- ii. 餾中原料之液體之濃度

iii. 蒸餾物中所含苯對於原料中所含之苯之百分數。

(b) 餾液是 40% 均蒸出，計算 i, ii, iii 兩項，並計算蒸餾物對於原料之分子量之百分數。

(3) 在壓力下之液體，含 50% 苯及 50% 甲苯 (均以分子重量計) 被蒸餾至 1 氣壓，同時溫度降為攝氏 66.6 度。

- (a) 與降壓後混合物有若干部分為蒸汽？
- (b) 倘在未降壓前壓力甚高，致無解蒸汽，問其時之溫度為幾何？

— 蒸汽壓 (汞柱毫米)

溫度(攝氏)	90	94.6	98.6	102.4	106.3
飽和汽壓	1068	1173	1271	1368	1453
單位汽化熱	404	489	499	545	527

液體之平均分子比熱為每度每克分子量為 36 克卡，液體在攝氏 98.6° 時之汽化潛熱為每克分子量 7100 克卡。假定試驗時不凝縮者，且忽略運動熱之變化。

(4) 硬脂酸以攝氏 200° 度在直接加火之釜中舉行水蒸汽蒸餾，釜頂部包有石棉，防止冷凝。水蒸汽以小汽泡導入熔融之硬脂酸，離釜之酸蒸汽中硬脂酸之部分至為 700 度下純重蒸餾者之 70%。(純硬脂酸在 200 度之蒸汽壓為 0.0005 毫米水柱) 計算 750 至 25 毫米汞柱之各種壓力下每磅水蒸汽所能蒸出之硬脂酸之磅成曲線。

(5) 今欲將含 10% 氣(分子量數計)之水溶液繼續蒸餾，得含 33% (分子量數)之蒸餾物，其餘每 100 分子量原液，計算用下列兩蒸餾法所得之蒸餾物量。

- a. 繼續簡單蒸餾，無回流。
- b. 在洗滌塔中繼續蒸餾，該塔具一個錐形及一個加熱釜。

導入之液體為在沸點，釜以在關閉蛇管中之水蒸汽加熱，蒸餾自釜中繼續流出。平衡時氣在蒸汽中之分子量數與液體中者為 6.38 倍。

(6) 今欲設計一板式分溜塔，繼續 b 產生 95% 果，蒸餾液含 5% 果。(均按分子量數計)原料含 80% 乙及 50% 甲(分子量計)，蒸餾時加入於蒸餾之板至四板及 2 小時加入之原料為 1000 磅，用一完全冷凝器，壓力為 1 氣壓。計算：

- (a) 精溜段之最小回流比。
- (b) 回流比為精溜段時之最少板數。
- (c) 當回流比為最小回流比之 25 倍時，計算
 混合器塔板之數及精溜塔板之數及半精溜塔板之數。

所需之實驗板數(假定效率為 90%)

其精板之位置:

(7) 餾原液 50% 蒸氣 50% 餾液體 P (分子量數, 試求上題之各項)

(8) 液空氣好分溜塔之頂部加, 氣之 40% 均成爲蒸氣, 自塔頂逸出; 此氣體中含氮 0.2。假定塔之回流量上下相同, 即爲加入之原料之分子量數。液空氣含 29.9% 氧, 79.1% 氮。在 1 氣壓下平衡關係如下:

溫度 (絕對攝氏)	%N ₂ , 液體中 (分子量數計)	%N ₂ , 蒸汽中 (分子量數計)
77.35	100.00	100.00
77.98	90.00	97.17
78.73	79.00	93.62
79.44	70.00	90.31
80.33	60.00	85.91
81.35	50.00	80.46
82.54	40.00	73.80
83.91	30.00	64.08
85.63	20.00	50.81
87.67	10.00	31.00
90.17	0.00	0.00

(a) 離塔頂之氣體之成分

(b) 塔頂蒸出之分子量數, 對 100 分子量數原料言。

(c) 所需實驗板數。

(9) 液空氣流入板式分溜塔之中部, 塔係在 1 氣壓下操作。塔頂氣體含 99.8% 氮, 以分子量數計。假定用無限個板, 問底部流液之氮濃度爲幾何? 假使問之百分數爲幾何?

(10) 某一蒸溜塔, 相當於兩理論板。0.1% 氣空液液 (分子量數計) 化爲蒸汽後, 進入兩理論板之間。自上兩理論板蒸出之蒸氣流入完全平衡器 (汽液物一部份回流, 餘則爲成品) 自塔底蒸出之液體之一部份加水成餾液, 液體自餾液出, 蒸

汽仍入蒸溜塔底部。對每一分子量原料，鍋中蒸出 0.6 分子量數之蒸汽，1.3 分子量數回流入塔頂。在本題有關之溫度範圍內，氣之平衡關係為 $y^0=12.6$

- 計算：(a) 塔底流出之殘渣之成分。
 (b) 蒸溜物之成分
 (c) 自上首之板流下之液體成分。
 (d) 自下首之板流下之液體成分。

(11) 今有 100 分子量之混合物，內含 20% 苯 80% 氯苯(均分子量數計)兩物之相對揮發度為 4.13 塔中有四蒸溜板。完全回流。待最後達穩定狀態，且底部濃度達 0.1% 時，乃將回流物及塔底鍋中之液體分別流出。忽略在塔中之液體，計算底部流出物之量。

(12) 若，甲苯，二甲苯之混合物繼續在鍾罩式塔中在一氣壓下蒸溜，塔下接直接加火之釜。在脫溜段對每分子量蒸汽有 1.092 分子量數之液體回流。底部之流出物其濃度為 1.76% 苯，62.14% 甲苯，36.10% 二甲苯。求甲苯二甲苯之蒸汽壓如下：

		蒸汽壓(汞柱毫米呎)				
溫度(攝氏)	130	118	117	115	113	
苯	2215	2138	2090	1993	1895	
甲苯	990	920	895	850	805	
二甲苯	450	420	405	390	365	

- 試求(a) 鍋中之溫度
 (b) 鍋上一個板上之液體成分。

第八章 濕 度

【1】應用水蒸汽表，並假定壓力為一大氣壓力計算。

(a) 華氏 130 度之飽和空氣之溫度。

(b) 上列空氣之飽和體積，假定理想氣體律可適用。

(c) 華氏 130 度之 5% 相對濕度之空氣，其絕對百分濕度為幾何？

(d) 溫度華氏 130 度及露點 56 度之空氣之絕對飽和濕度及濕球溫度。

將計算值與自一表圖讀出者相比較。

【2】5% 濕度華氏 70 度之空氣，加熱至 160 度。計算加熱前後之濕球溫度及焓熱值之溫度百分數。

第九章 空氣調節

(1) 今欲將每分鐘 20,000 立方呎之空氣，自華氏 90 度冷至 72 度，其用水之噴式濕化器，空氣與水並流。空氣濕度原為對每磅乾空氣含有 0.011 磅水。冷凝之水積聚器中，仍經噴霧噴出。此外補充華氏 70 度之水。根據後文所列之數據，計算：

- a. 噴水室之斷面。
- b. 每小時噴出之水。
- c. 每小時補充之水。
- d. 噴水室之長度。
- e. 離開水室之空氣之溫度。

數據：噴水速度每平方呎每小時 1210 磅，空氣速度每平方呎每小時 2400 呎， U_a 為 90 B.F.U./小時，華氏度相差，立方呎噴水室

(2) 今於設計一充填焦炭之減濕器，每分鐘將 2000 立方呎之飽和空氣自華氏 130 度變為 65 度。冷水原，為華氏 55 度，可容許其昇至 110 度。氣體速度為每平方呎斷面每小時 1200 磅。操作時係在 1 氣壓。水層度至少為每平方呎每小時 1150 磅，此時可應用第九章之例題之係數值。計算所需之塔高及直徑，以及每小時之冷水量。

(3) 2200 立方呎體積之冷却塔，操作時得下列記錄：

- 進塔頂之冷水溫度 = 105 度
- 離塔底之冷水溫度 = 84.7 度
- 進塔底之空氣溫度 = 71 度
- 離塔頂之空氣溫度 = 90 度
- 進塔底之空氣濕度 = 0.0063
- 離塔頂之空氣濕度 = 0.0295
- 離塔之空氣體積 = 每分鐘 55900 立方呎

進塔之水總積—每分鐘 707 加侖

今尚在夏季之上午，空氣溫度為 100 度，絕對溫度不變，其他操作情形不變。

則水塔塔頂空氣溫度

第十章 烘乾

(1) 今有一烘乾機，將物料之水分自 108% 烘至 10%，均為對乾物料而言，空氣溫度原為華氏 70 度，絕對溫度為 0.010。今將其加熱至 120 度，乃入烘乾機。出口之空氣為 110 度及 70% 溫度。對於每小時 1000 磅之乾物，試計算下列諸項：

- (a) 進空氣加熱器前之空氣體積，每分鐘之立方數？
- (b) 進烘乾機之空氣體積，
- (c) 加熱器中所須加之熱
- (d) 烘乾機中所須之熱
- (e) 蒸去每磅水共費之熱
- (f) 入加熱器前，入烘機前，及出烘機處之空氣乾球溫度及濕球溫度。

(2) 今有一濕固體，在一定之乾燥情形下，在 5 小時內將水分自 36% 烘至 8%，臨界水分為 14%，平衡水分為 4%（水分均對乾量而言者）試算在同樣情形下烘成水分 5.5% 所需之烘乾時間。

(3) 繼續逆流絕熱回轉烘機用以烘含 30% 水分之結晶固體。烘成 2% 水分，每小時成品為 500 磅。進烘機之空氣乾球溫度為 230 度，濕球溫度為 102 度。離烘機之溫度為 115 度。因結晶固體，故空氣速度每平方呎斷面每分鐘至多 10 磅。

- (a) 計算每分鐘所需乾空氣。
- (b) 計算烘機之斷面

(4) 今欲應用絕熱滲透式烘機，將片狀物自 100% 水烘成 50%，水分均對乾量而言，臨界水分為 40%，平衡水分為 5%，亦均對乾物料言，每片之大小為 6 呎 × 2 呎 × 1/4 吋，重 15 磅，且兩面加烘。空氣之濕球溫度為華氏 50 度，進入時溫度為 133 度，出口處溫度為 90 度，空氣與物料之面以平行方向流過，對每平方面積言，每小時流過空氣為 8600 磅。傳熱係數為每度每平方呎每小時

英國單位

(a) 計算烘乾所需之時間

(b) 假定各國陸面之空氣為 6% 濕度，計算每小時所需之空氣量，及應有之風速按表列下：

第七章 機械分離

石英（比重 2.65）與方鉛礦（比重 7.5）之混合物（其粒子直徑 0.0042 至 0.00250 厘米）在水中用沉澱法分離，將三部分，一為石英，一為方鉛礦，另一則為混合物，試問各部分之粒子大小為幾何？

第十三章 過濾機

(A) 100 米³ 混合粉在過濾機中得下列操作之結果：

	θ (分鐘)	V (吹液之立方呎數)
速度不變	0-10	0-25.4
壓力不變	10-35	35.4-86.7

自 10 分至 35 分鐘間之 V^2 與 θ 繪圖可得一直線每次濾後須將濾機清理，費時 15 分鐘。唧筒已達最高能力。今欲將工作程序改變，使機器能達最大。問應如何改變？(即每次濾過時間需幾分鐘)每 24 小時之總共能力為幾何？假定濾液所受抵抗僅為沉澱物本身者。

(B) 今有一葉圖機，其工作情形如下：

	θ (分鐘)	V (立方呎)
恆速期	0-53.3	0-80
恆壓期	53.3-68.3	80-100

在恆壓期， V_2 與 θ 間成直線關係。

今欲增大唧筒之能力，使恆速期間之濾過速度加倍，最大壓力仍不變，裝卸清濾之時間每次為 15 分鐘。試計算

- (a) 每天最大之能力；
- (b) 達最大能力時之工作方法。
- (c) 用大唧筒後機器能力增加之百分數。

附 錄

(一) 粘 度

氣體之粘度見第一七〇圖

一七〇圖 $2\frac{1}{2}'' \times 2\frac{1}{2}''$

水之粘度見下表：

$t = ^\circ F$, $\mu = \text{centipoise}$

t	n'	t	n'	t	n'	t	n'
50	1.31	104	0.654	164	0.388	220	0.270
54	1.23	110	0.617	170	0.372	230	0.255
60	1.12	116	0.593	174	0.362	240	0.242
64	1.06	120	0.560	180	0.347		
70	0.975	124	0.539	184	0.333		
74	0.929	130	0.511	190	0.325		
80	0.861	134	0.493	194	0.317		
84	0.820	140	0.470	200	0.305		
90	0.764	144	0.454	204	0.298		
94	0.751	150	0.432	212	0.284		
100	0.684	156	0.419				
		160	0.400				

(二) 導熱係數 (B.T.U. / 小時·平方呎·華氏/呎)

溫度 (華氏) K

紫銅	32	224
	212	218
	392	215
	572	212
	752	210
生鐵	32	29
	212	28
軟鐵	212	29

	392	26
	572	25
	752	23
石棉(36磅/立方呎)	32	0.08
	752	0.13
石棉板(120方呎)	68	0.43

磚

普通磚	68	0.4
紅磚(27.7磅/平方呎)	400	0.051
軟磚(27.7磅/平方呎)	1600	0.077
火泥	392	0.58
火泥	2552	1.02
空氣	32	0.0139
氧	212	0.0165
二氧化碳	32	0.0079
，，	212	0.0110
水蒸汽	212	0.0126
水	86	0.347
，，	167	0.372

關於此等數字，可參照下列書籍：

International Critical tables

Landolt-Boerstein: physikalische Tabellen.

1