

79.511

7104

填充吸收塔的設計

[英國] G. A. 馬立斯 J. 傑克遜 著

譚興業 譯

000441

科學技術出版社

內 容 提 要

詳述填充吸收塔的設計，从實驗室的設備开始，最后列举一系列的
实际設計及計算。在塔的設計方法是采用模系数法及傳質單位法，
在各项計算及公式中都以公制与英制兩單位平行使用，傾于參攷应用。

填 充 吸 收 塔 的 設 計

ABSORPTION TOWERS

原 著 者 [英國] G. A. Morris, J. Jackson

原出版者 Butterworths Scientific Publications, 1953 年版

譯 者 譚 興 業

科 学 技 術 出 版 社 出 版

(上海南京西路 2004 号)

上海市書刊出版業營業許可證出 079 号

土山灣印刷厂印刷 新華書店上海發行所总經售

統一書号：15119·567

開本 787×1092 1/27·印張 6 2/27·字數 122,000

1957 年 10 月第 1 版

1957 年 10 月第 1 次印刷·印數 1—1,000

定價：(10) 1.00 元

原 序

气体的吸收与脱吸是許多化学工厂里的重要操作、本書以討論吸收操作中最常用的填充吸收塔为主,其他各种吸收設備,則只作簡括的說明。本書的目的是供給化学工程師以多种方法和数据,使其在实际設計工作中能達到技术上与經濟上的要求。因此,本書在理論方面的討論較少,与普通吸收操作的經典著作的內容不同。由于着重于实际設計,故有关擴散的基本原理,流体之間的阻力以及热与質量的傳遞等均不涉及。另一方面,則以較大的篇幅詳細叙述液体分布系統的設計,以及在設計中的經濟因素等。

本書所列举的一些設計方法,大部分都是根据英國皇家化学工業公司研究的結果,有些数据是还没有公布的。不过,实际上是尽可能利用正式公布的資料。所有的設計方法,在該公司內均曾廣泛采用,并認為都是比較適用的。气体吸收塔的数据,一般是不容易实地測定的,正式生產的大型吸收塔一直还没有公認的測定数据。因此,凡采用本書所列举的方法進行設計时,必須慎重,并適當的考慮安全系数。同时,希望工程技術人員能通过本書所列举的一些方法,在实际操作中,得出可靠的数据。

本書共列举兩種設計方法,一个是膜系数法一个是傳質單位法,其中以膜系数法較為重要,不过傳質單位法比較簡單,在某些情況下,还有其一定的价值,因此同时提出。在任何特定設計中,若有关因素都完全考慮,則兩法的結果应能一致。

本書內容首先研究一些實驗室用的簡單的吸收設備,然后再進一步研究比較複雜的填充吸收塔。这样,可以通过實驗室的結果,使与填充吸收塔的实际操作進行比較。兩種情況的結果,都是用双膜理論表示。一般凡是在吸收操作中沒有化学反应伴生时,

這是一種很簡單而適用的設計方法。除此以外，在設計中有关機械問題（如液体分布器）与經濟因素都進行了討論，另外還有一章是專門討論伴有化學反應的吸收操作。最后，列举一些实际具体的設計計算，以說明所述方法在实际工作中的应用，一旦掌握了这些方法以后，則本書的最后一章是最重要的部分。

在設計工作中，关于計算單位的選擇問題，在本書得到了適當的解决，在討論實驗室設備時，全部采用 C.G.S. 制，以適合工作的需要。在其他各章涉及設計方法時，則都是公制与英制同时并列，但在最后的設計計算中，則只列兩者之一。

目 錄

原序	1
第一章 緒論	1
第1節 吸收設備的種類	策4節 總膜係數
第2節 雙膜理論	策5節 填充物的高度
第3節 氣體與液體分膜係數	第6節 薄膜阻力的相對大小
第二章 實驗室的吸收設備	10
第1節 降膜濕壁吸收塔	第2節 標準圓盤吸收塔
1. 氣膜係數的計算	1. 塔的校正
2. 相對於液體表面的氣體速度	2. 液膜係數的計算
3. 降膜濕壁塔的应用	3. 標準圓盤吸收塔的应用
第三章 填充物	18
第1節 填充物的種類	第3節 氣體速度的極限
1. 條條	1. 載速
2. 圓環	2. 泛速
3. 固體填充物	第4節 壓力降
第2節 沿填充物上的液體分布	
第四章 填充吸收塔的設計	33
第1節 塔的截面積	3. 推動力中值的应用
1. 常壓與低壓吸收塔	4. 圖解積分法
2. 高壓吸收塔	5. 潤濕程度的影响
第2節 填充物的高度	第3節 伴有顯著溫度上升的氣體吸收操作
1. 膜係數的計算	第4節 填充物的選擇
2. 推動力圖	
第五章 傳質單位法	60
第1節 總傳質單位	1. 填充物的高度
第2節 氣膜與液膜傳質單位	2. 吸收操作情況的推算
第3節 傳質單位高度的計算	3. 分布不均的影响
第4節 傳質單位在設計中的应用	

第六章 設計中的机械問題	75
第1節 填充物的材料	第2節 填充物的支撐座架
1. 木料	第3節 分布系統
2. 陶瓷	1. 气体的分布
3. 金屬	2. 液体的分布
4. 碳素(如石墨)	3. 液体分布器的種類
5. 石英及玻璃	第4節 消霧器
第七章 經濟因素	88
第1節 固定費用	第3節 經濟的气体速率
第2節 維修費用	
第八章 伴有化学反应的吸收操作	94
第1節 薄膜原理的应用	第2節 設計的方法
第九章 設計計算	99
第1節 根据实验結果計算总膜系数	7. 設計概要
第2節 用硫酸吸收水分的空气干燥塔	第4節 氯化氫的吸收塔
1. 填充物的選擇	1. 填充物的選擇
2. 塔的截面積	2. 塔的截面積
3. 填充物的高度	3. 填充高度
第3節 用水吸收 SO_2 的吸收塔	4. 液体分布器的設計
1. 填充物的選擇	5. 压力降
2. 塔的截面積	6. 設計概要
3. 总膜系数均值的使用問題	第5節 吸收塔操作效率的測算
4. 填充物的高度	(伴有化学反应)
5. 液体分布器	1. 塔の容量
6. 压力降	2. 塔的操作
	第6節 吸收塔操作效率的測算
	(伴有化学反应)
附錄一 經濟的气体速率	139
附錄二 气体的性質	143
参考文献	147
重要符号及其單位	149
名詞彙釋	154
索引	157

第一章 緒 論

在化学操作中,时常需要自混合气体中除去其中的一个组分。这一组分的所以要除去或者其本身有一定的经济价值,或者作为制备某种化合物的一个程序,或者因为不除去时,就可能在大气中发生不良的影响。除去的方法,一般都是用一种能够使这种气体溶解的液体去吸收,即所谓吸收操作。相反的,有时又需要自液体中分离所溶解的气体,就是使它与一种不溶的气体相接触,这是与吸收作用相反的操作,名为脱吸作用。最常见的吸收操作,例如在制造硫酸的接触法中,用浓硫酸吸收三氧化硫,及在处理某些工厂的废气时,首先使其通过洗涤器,以除去其中有害气体如硫化氢、二氧化硫等,然后再放入大气中。又如自水中驱除二氧化碳,则为一种脱吸作用。

本章首先讨论吸收与脱吸设备的种类与型式,但本书的重点是讨论填充塔,因为这是一种最普遍而常见的设备。此外,本章还简括地叙述有关气体吸收的一些基本理论。⁽¹⁾

第一節 吸收设备的种类

吸收设备的作用是使要进行处理的¹气体及液体直接接触,以便吸收工作能够顺利进行。当大量气体被一单位体积的液体所吸收时,结果必使温度显著上升,因此,如何除去此种因吸收反应所发生的热,在整个设计上是一个重要问题。除填充吸收塔以外,首先简略地讨论其他吸收设备,如搅拌吸收器,泡罩层塔,冷凝吸收器与喷雾塔等。

(1) 搅拌吸收器

这是一种将气体直接导入液体之内,然后用适当的搅拌器,机

械地使这种气体在液体之内擴散的設備。此种設備主要是用在当吸收操作進行时，所溶解的气体与液体中的某一組分之間有緩慢的化学反应發生，并且需要有充分的时间，才能使这种反应達于完全的吸收操作中。另外，在某些操作中，需要对反应進行嚴格的控制，以避免生成不必要的副產物时，也要用此种設備。

攪拌吸收器适用于分批式的操作。否則，在几个單獨的攪拌器中也可進行逆流操作，在并列的几組攪拌吸收器中也可以進行連續操作。通过攪拌吸收器的压力降通常比填充塔要高些，若因全系的阻力过高，操作不方便时，最好用几个填充吸收塔并列，用一定量的吸收液体，使在塔内反复循环，效果更好。

(2) 泡罩层塔

在气体吸收操作中所用的泡罩層塔与蒸餾操作上用的相同。系由許多層淺盤或槽所構成，液体逐層下降而流入塔底。气体則自塔底而入，使其通过每層上面的許多泡罩帽，泡帽的形式是多种多样的，不过最普通的是一种倒立杯形，底边有許多缺口，使气体变为小泡而通过液体。泡罩層塔的構造如圖 1 所示。

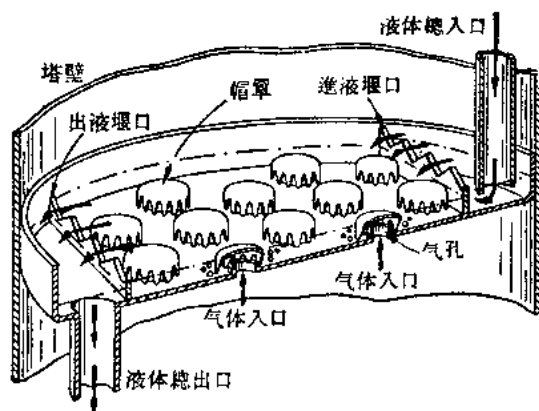


圖 1 典型泡罩板的示意圖

圖內表示層流板上泡罩帽的位置，以及气体通入泡罩帽的气孔及使液体逐層下降的降液管。進液堰口同时可以使液体在層流板上均勻分布，而出液堰口則經常維持一定高度的液面。

泡罩層塔在下列情況之下，优于填充吸收塔：

(1) 当液体量过少，在填充吸收塔内此种少量的液体，几乎不可能使塔内的填充物完全湿润。

(2) 吸收作用進行困难，即在塔的進出口兩端气体的組成接近于与液体平衡时的組成。在填充吸收塔内，由于气体与液体分布的不勻，而降低其吸收效率，使整个作用不易達于完全。

(3) 固体物質的淤塞，因泡罩層塔上通常設有人孔，比填充吸收塔容易清理，不致發生淤塞的危險。

(4) 液体中發生緩慢的化学反应，与攪拌吸收器相似，在泡罩層塔内有充分的时间可以使反应達于完全。

通过泡罩層塔的压力降要比填充吸收塔大些，每層約为 0.003 大气压（即 1.2" 水柱）。在吸收困难的情况下，若压力降为一定，則应考虑將填充吸收塔及泡罩層塔合并使用。即在塔的后面安裝数層泡罩板，使气体的組成在此与液体接近平衡。泡罩層塔的操作是用板效率來表示，即在每層之上所表示的气体与液体所達到的平衡狀況。虽然，在蒸餾操作中，泡罩層塔的效率很高，但在吸收或脱吸操作中，若气体的溶解度低，則其板效率一般都小于 10%。

(3) 冷凝吸收器

在气体的吸收操作中，若同时產生大量的热，則在吸收設備中必須考慮除热的設備。例如，可以使用并列的几座填充吸收塔，使每一塔内所循环的液体流經一外冷却器，但目前有几种冷却吸收器，可使吸收操作在一座單独的塔内進行。此种吸收器的構造材料，必須具有較高的導热系数，并可抵抗操作中的腐蝕作用。例如在制造高濃度的鹽酸时，必須要使在吸收过程中的液体能夠充分冷却，塔的材料可用玻璃、鈹及石墨等。最常見的一种玻璃冷却吸收器，是在玻管内安裝許多層的薄玻璃片制成的蛇管，在鹽酸的制造上最为有效。另外，在鹽酸制造中，还有一种石墨冷却吸收器，

是一种由許多水平横管所組成，管內有冷却水流过，吸收溶液則自上而下落于管上，气体則自下而上，其他如陶瓷吸收器，石英質S型管等，在近代操作中已不大常見。

(4) 噴霧塔

噴霧塔是一个空心塔，液体用各种不同型式的噴嘴，自塔頂噴入，所生成的霧点在塔內緩慢下降，使与自塔底上升的气体充分接觸。使用噴霧器，虽然可以大大地增加与气体的接觸面積，但操作的效率，还要根据所產生的霧点的大小來決定。不过，很小的霧点是不容易產生的；同时，对过小的霧点來講，即算气体的流速不大，也会產生攔液現象而为气体所帶走；其次，接觸表面也会因霧点的積聚而減小。因此，接觸面積不可能希望很大，否則，便会發生截留液体，或使液体在塔內產生循环等現象，而不可能產生逆流作用。所以一座單獨的噴霧塔，只适用于气体容易吸收的操作。在吸收困难的条件下，可以用多塔并列，此时，在每个單獨的塔內，虽然不是逆流操作，也沒有什麼妨碍。

(5) 填充吸收塔

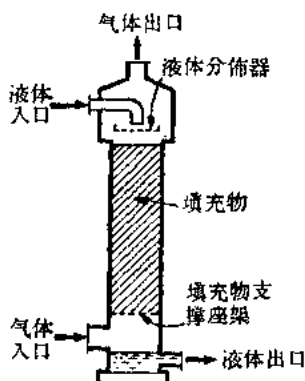


圖 2. 标准填充吸收塔
逆流操作的填充吸收塔的
裝置情形。

填充吸收塔是一座中間充滿適當填充物的塔。液体自塔頂導入，流經填充物而下達塔底，这样，气体与液体的接觸面積極大。气体可任意自塔頂或塔底導入，因气体与液体在塔內可以相向或逆向而行。当然逆向流动更为常見。塔內填充物的種類很多，由普通的焦炭，石英石以至制成的特种填充物。填充吸收塔內所用填充物的性能，詳見第三章，关于塔的設計，則詳于4-8章。典型的填充吸收塔的式样如圖2所示。

第二節 雙膜理論

在氣體吸收操作中，不論設備的性質如何，其中有一主要共同之點，即為氣體與液體的直接接觸。此時若發生吸收作用，則氣體混合物中的可溶性組分一定由氣相向液相移動。這是由於可溶性氣體因擴散作用，通過氣相到達氣液界面，然後再進入液相。因此，吸收作用實際上是一種擴散作用。擴散作用的推動力是由於可溶性氣體在兩相中的濃度差而產生的，表示此種推動力的方法見第6~7頁。

物質的擴散，與擴散阻力有關，有如電流通過電路時有電阻一樣。一般而言，可溶性氣體的擴散，同時與氣相及液相的阻力都有關係。雙膜理論，對此種現象作了明確的解釋，對吸收塔的設計，提供了強有力的理論基礎⁽²⁾。根據雙膜原理的假定：在吸收操作中，氣體與液體互相接觸時，彼此都是在一種

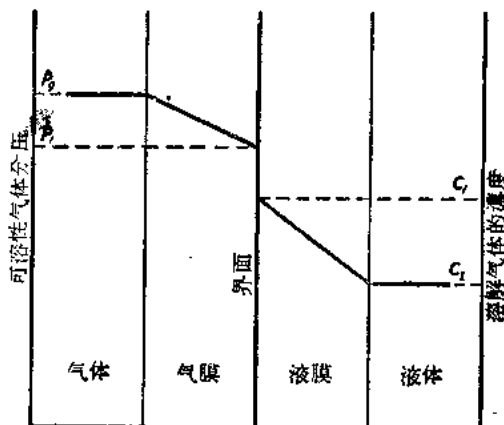


圖 3. 雙膜學說原理

圖示在相鄰氣液界面上兩邊的氣體薄膜與液體薄膜的情況，並說明可溶性氣體的分壓與液相內所溶解的氣體的濃度。界面上所表示的折斷部分，系由於用以測量壓力與濃度的單位之間的不同而來，並不是代表界面上對擴散作用的界面阻力。通過氣膜的推動力，等於 $(p_g - p_i)$ ，通過液膜的推動力則等於 $(c_i - c_l)$ 。

湍流情況之下流動，然後互相均勻混合。但是在相鄰界面的每一邊，則假定氣體與液體薄膜是在滯流狀況之下流動。另外，又假定可溶性氣體的擴散阻力完全在此種薄膜之內，而氣體與液體本身及界面則並無阻力。雙膜理論的原理可由圖3說明之。

第三節 气体与液体分膜系数

吸收作用進行的速度,可以用下式表示:

吸收速度 = 吸收系数 $\times$ 表面積 $\times$ 推动力

上式可适用于气膜与液膜操作,故吸收系数即为气膜系数或液膜系数。通过气膜的推动力,为可溶性气体的实际分压与在界面的分压之差。通过液膜的推动力,为可溶性气体在界面上的浓度与在整个液体当中的浓度之差。(見圖3)

所以在塔内任何一点的气液界面上的極小面 dA 上,可成立下列公式:

$$dW = k_g \cdot dA \cdot (p_g - p_i) \quad (1a)$$

$$dW = k_l \cdot dA \cdot (c_i - c_l) \quad (1b)$$

此处 W = 吸收速率。

k_g = 气膜系数。

k_l = 液膜系数。

A = 气液交界面積。

p_g = 可溶性气体的实际分压。

p_i = 可溶性气体在界面上的分压。

c_i = 可溶性气体在界面上的浓度。

c_l = 可溶性气体在液体内的实际浓度。

第四節 总膜系数

公式 (1a), (1b) 在实际工作中不甚适用, 因在界面上的情况不易确定。如用总膜系数, 則通过各分膜的吸收速率均可計算, 所謂总膜系数的定义, 可以根据总推动力的不同, 表示如下:

(1) 以气相为准: 总推动力为可溶性气体的实际分压力 p_g , 与相当于与 c_l 浓度的液体相平衡时的分压力 p_i 之差, 即 $(p_g - p_i)$ 。

(2) 以液相为准: 总推动力为相当于与分压为 p_g 的气体相平

衡时的濃度 c_g , 与可溶性气体的实际濃度 c_l 之間的差, 即 $(c_g - c_l)$ 。

因此在塔内任何一点, 計算通过气膜或液膜的吸收速率的公式应为

$$dW = K_g \cdot dA \cdot (p_g - p_l) \quad (2a)$$

$$dW = K_l \cdot dA \cdot (c_g - c_l) \quad (2b)$$

此处 K_g = 以气相为准的总膜系数。

K_l = 以液相为准的总膜系数。

p_l = 与濃度为 c_l 的液体相平衡的可溶性气体的分压。

c_g = 与分压为 p_g 的气体相平衡的可溶性气体的濃度。

总膜系数不能直接从全系的物理性質及流量推出, 但須从个别膜系数推出。因此, 建立分膜系数与总膜系数之間的关系就極為重要。把系数了解为導电率就可建立出这种关系。气膜与液膜的擴散阻力, 等于膜系数的倒数, 根据串联电阻的相加性, 可知分膜系数的倒数之和应与总膜系数的倒数相等。因分压濃度的單位不同, 因此須增加一个因素, 使不同的單位一致, 此即溶解度系数 H 。分膜系数与总膜系数之間的关系, 可以用公式表之如下:

$$\frac{1}{K_g} = \frac{1}{k_g} + \frac{1}{Hk_l} \quad (3a)$$

$$\frac{1}{K_l} = \frac{H}{k_g} + \frac{1}{k_l} \quad (3b)$$

此处 H 等于溶解度系数, 即所溶解的气体的濃度变化, 与平衡中的分压变化之比。

根据亨利定律:

$$c_l = \text{常数} \times p_l \quad (4)$$

若上述定律可以適用, 則在恒温之下, 溶解度系数 H 应为常数, 否則其值將随濃度而轉移。此时总膜系数因吸收操作進行而随着变化。

第五節 填充物的高度

在吸收塔的設計中，最重要的問題是吸收所需的表面積，換言之，亦即所需填充物的高度。若能將公式(2a)，(2b)進行積分，則容易計算所需面積，但必須先求出適當的推動力中值(見第53頁)。如求出了這個中值，並假定通過全塔的總膜系數的變化不大，用平均值已足夠正確，則用公式(2a)，(2b)，可以求得吸收所需的總表面積如下：

$$A = \frac{W}{K_{gm} \cdot \Delta p_m} \quad (5a)$$

$$A = \frac{W}{K_{lm} \cdot \Delta c_m} \quad (5b)$$

此處 Δp_m = 以氣相為準的平均推動力。

Δc_m = 以液相為準的平均推動力。

K_{gm} = 以氣相為準的平均總膜系數。

K_{lm} = 以液相為準的平均總膜系數。

推動力中值的計算問題，將在第53-57頁討論。根據推動力圖，很容易看出推動力與吸收操作進行的關係，典型的推動力圖，如圖(18A)及(18B)所示，(第51頁)，最簡單的推動力圖，僅由兩根直線構成，如圖(34)，(第108頁)。

計算填充物的高度，須先求出填充物的每一單位體積內的表面積數。若所需的總吸收面積為

$$A = S \cdot a \cdot l \quad (6)$$

此處 S = 單位體積內填充物的表面積數。

a = 塔的截面積。

l = 填充物的高度。

則

$$l = \frac{W}{K_{gm} \cdot S \cdot a \cdot \Delta p_m} \quad (7a)$$

$$l = \frac{W}{K_{lm} \cdot S \cdot a \cdot \Delta c_m} \quad (7b)$$

第六節 薄膜阻力的相对大小

在所有的吸收操作中，可溶性气体必定是首先通过气膜然后再到達气液界面上，因此，必須考慮在过程中所產生的擴散阻力。如果气体不容易溶解于吸收液体，則另外還要考慮所溶解的气体通过液膜的阻力。如果同时考慮气膜与液膜的兩種阻力，則有下列三种可能的情况：

(1) 气膜为唯一的阻力。(2) 气膜与液膜同时有一定的阻力。(3) 液膜的阻力比气膜的阻力高出很多。上述兩種極端情况，分別名之为气膜或液膜控制反应。在設計中，最好要能从吸收系的物理性質指出对擴散作用的主要阻力的所在。用分压單位 $\frac{1}{k_g}$ 与 $\frac{1}{Hk_l}$ 表示的气膜与液膜的阻力的相对大小的确定，其主要因素是溶解度常数 H ，因气体的溶解度常数，一般变化范围較大，例如对容易溶解的气体而言，其 H 值必很大， $1/Hk_l$ 就很小，因此这种吸收操作就为气膜所限制，即屬於气膜控制反应。另外一个比較准确的無因次比，即 ρ_g/HP ，亦可用作判断反应的類型，其中 ρ_g 为可溶性气体在气体的实际温度与压力下的密度， P 为总压力，在此式中 ρ_g/P 可視為在气体混合物中，可溶性气体的單位分压变化內的濃度变化，因此在实际上与 H 相似。

在大气压力下，若吸收操作中不作有任何化学变化，則下列准则大体上可用以計算气膜与液膜阻力的相对大小：

- (1) 当 ρ_g/HP 的值小于 5×10^{-4} 时，則吸收操作屬气膜控制型。
- (2) 当 ρ_g/HP 的值大于 0.2 时，則吸收操作屬液膜控制類型。
- (3) 当 ρ_g/HP 的值在此兩者之間，則兩種阻力都有相当的影响。

常見气体的密度及其在水中的溶解度(用于計算 ρ_g/HP 之值)列于第 8 表及第 26 表(第 43 頁、145 頁)。

第二章 實驗室的吸收設備

氣體吸收操作，常需在實驗室進行研究。在討論填充吸收塔之前，首先需要研究實驗室的特殊吸收設備，一方面，此種設備比較簡單，另一方面，也可將實驗室的标准數據與實際吸收塔的数据進行比較。在研究由氣膜控制的操作中，降膜濕壁吸收塔為一最適當的設備，這是由一根垂直的管子所構成的吸收塔，使液體呈薄膜狀沿內壁下降，氣體則自管底逆向上升。有時，也可以使氣體與液體成并向流動。研究由液膜所控制的操作，則用标准圓盤吸收塔⁽⁸⁾最為適宜。

第一節 降膜濕壁吸收塔

實驗室用的降膜濕壁吸收塔的裝置有如第4圖所示。中心垂直管最好用玻璃做成，這樣，可以很容易發現液體不均勻分布和不完全濕潤的情況，管長約5呎（1.5米），若出口處可溶性氣體的比列太小，不容易準確的測定排出氣體的組成時，則可適當的縮短。在設計氣體進口管時，要盡量避免氣體發生干擾現象，尤其在中心管較短時更要注意。因此必須使進氣管的直徑與塔（即中心管）的直徑相似。並且要平整光滑，其長度至少約為塔徑的20倍，若塔的長度少於3呎（0.9米）時，則在塔頂也需要同樣的裝置。小於塔直徑的進氣管，不宜使用。

進入塔內的液體量，應用適當的流量計測定。除使用自來水以外，則蓄水池內的液面，必須經常保持一定的高度，蓄水池的大小及式樣，應在進水時不影響出池液體的流速，否則寧可用容量較大的水池，使至少能供半小時實驗之用。塔的頂端可以另做一個小堰，因此可使液體以薄膜形式流入塔的內壁。在取試樣之前，應

使气体充分混合均匀,在出口处所取的试样,应不使有雾沫与液体。进出液体的温度,应尽可能在靠近塔口处进行测量。

在正常实验中,降膜湿壁塔的液体流量,不会被气体流量所影响。对一定的液体流速来讲,超过一定限度的气体流速势必开始拦截塔内的液体。因此,在实验时,不宜采用此种超限度的气流速度。对于低度至中度的润湿率(见第23页)0.4~1.0 (厘米)³/(秒)(厘米)来说,气流速度应在300~600厘米/秒之间(即10~20呎/秒)为宜。

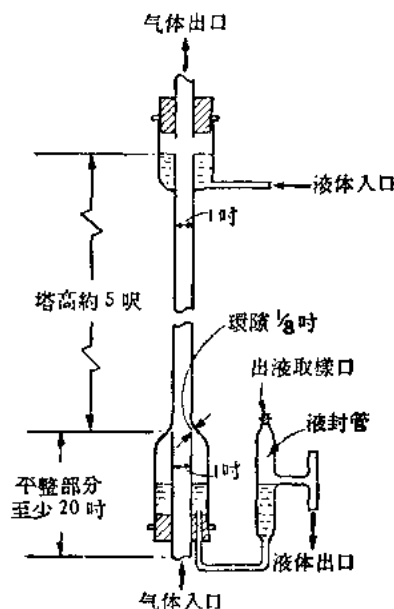


图 4. 降膜湿壁吸收塔的设置

塔的高度约5呎(1.5米),进塔导管的长度,应不少于塔径的20倍。采用较大的导管,可以避免入口处的干扰。塔顶与其中心轴应恰成直角。图内未表示气体与液体导管及流量计的详细位置。

1. 气膜系数的计算
根据理论与实验的证明(后面我们还要详细讨论)降膜湿壁吸收塔内的气膜系数,可用一无因次羣的公式计算,经整理之后,公式的最后形式如下:

$$k_g = 0.04 \left(\frac{v \rho_g}{P} \right) (\text{雷诺氏准数})^{-0.25} (\text{施密特准数})^{-0.7} (\text{推动因数})$$

$$= 0.04 \left(\frac{v \rho_g}{P} \right) \left(\frac{v d \rho}{\eta} \right)^{-0.25} \left(\frac{\eta}{\rho D} \right)^{-0.6} \left[\frac{P}{(P-p)_m} \right] \quad (8)$$

此处 k_g = 气膜系数, 克/(秒)(厘米)²(大气压);
 v = 相对于液体表面的气体速度, 厘米/秒;
 d = 降膜湿壁塔的直径, 厘米;
 D = 绝对气体扩散系数 (厘米)²/秒;