

科學圖書大庫

換熱器之設計

編譯者 黃正雄 莊博雄
校閱 孫廣年

華北電力學院
北京研究生部圖書館藏書

徐氏基金會出版

TM 915.3

H927

科學圖書大庫

換熱器之設計

編譯者 黃正雄 莊博雄
校閱 孫廣年

徐氏基金會出版

徐氏基金會科學圖書編譯委員會

科學圖書大庫

監修人 徐銘信 科學圖書編譯委員會主任委員
編輯人 林碧銓 科學圖書編譯委員會編譯委員

版權所有

不許翻印

中華民國六十三年六月十五日初版
中華民國六十四年九月五日再版

換熱器之設計

基本定價 4.80

編譯者 黃正雄 高雄煉油廠化學工程師
莊博雄 北部煉油廠化學工程師
校閱 孫廣年 美國密西根大學機械工程碩士

(63)局版臺業字第0116號

出版者 財團法人 臺北市徐氏基金會 臺北市郵政信箱53-2號 電話 7813686 號
發行者 財團法人 臺北市徐氏基金會 郵政劃撥賬戶第15795號
承印者 中 美 美 術 印 刷 廠

我們的工作目標

文明的進步，因素很多，而科學居其首。科學知識與技術的傳播，是提高工業生產、改善生活環境的主動力，在整個社會長期發展上，乃人類對未來世代的投資。從事科學研究與科學教育者，各就專長，竭智盡力，發揮偉大功能，共使科學飛躍進展，同把人類的生活，帶進更幸福、更完善之境界。

近三十年來，科學急遽發展之成就，已超越既往之累積，昔之認為絕難若幻想者，今多已成為事實。人類一再親履月球，是各種科學綜合建樹與科學家精誠合作的貢獻，誠令人有無限興奮！時代日新又新，如何推動科學教育，有效造就科學人才，促進科學研究與發展，允為社會、國家的基本任務。培養人才，起自中學階段，學生對普通科學，如物理、數學、生物、化學，漸作接觸，及至大專院校，便開始專科教育，均仰賴師資與圖書的啓發指導，不斷進行訓練。從事科學研究與科學教育的學者，志在貢獻研究成果與啓導後學。旨趣崇高，至足欽佩！

科學圖書是學人們研究、實驗、教學的精華，明確提供科學知識與技術經驗，本具互相啓發作用，富有國際合作性質，歷經長久的交互影響與演變，遂產生可喜的收穫。我國民中學一年級，便以英語作主科之一，然欲其直接閱讀外文圖書，而能深切瞭解，並非數年所可苛求者。因此，本部編譯出版科學圖書，引進世界科技新知，加速國家建設，實深具積極意義。

本基金會由徐銘信氏捐資創辦，旨在協助國家發展科學知識與技術，促進民生樂利。民國四十五年四月成立於美國紐約。初由旅美學人胡適博士、程其保博士等，甄選國內大學理工科優秀畢業生出國深造，前後達四十人，返國服務者十不得一。另贈國內大學儀器設備，輔助教學頗收成效；然審度衡量，仍嫌未能普及，乃再邀承國內外權威學者，設置科學圖書編譯委員會，主持「科學圖書大庫」編譯事宜。主任委員徐銘信氏為監修人，編譯委員林碧銓氏為編輯人，各編譯委員擔任分組審查及校閱。「科學圖書大庫」首期擬定二千冊，凡四億言，叢書百種，門分類別，細大不捐；分為叢書，合則大庫。從事翻譯之學者五百位，於英、德、法、日文中精選最新基本或實

用科技名著，譯成中文，編譯校訂，不憚三復。嚴求深入淺出，務期文圖並茂，供給各級學校在校學生及社會大眾閱讀，有教無類，效果宏大。賢明學人同鑑及此，毅然自公私兩忙中，撥冗贊助，譯校圖書，心誠言善，悉付履行，感人至深。其旅居國外者，亦有感於為國人譯著，助益青年求知，遠勝於短期返國講學，遂不計稿酬菲薄，費時又多，迢迢乎千萬里，書稿郵航交遞，報國熱忱，思源固本，僑居特切，至足欽慰！

今科學圖書大庫已出版七百餘冊，都一億八千餘萬言；排印中者，二百餘冊，四千餘萬字。依循編譯、校訂、印刷、發行一貫作業方式進行。就全部複雜過程，精密分析，設計進階，各有工時標準。排版印製之衛星工廠十餘家，直接督導，逐月考評。以專業負責，切求進步。校對人員既重素質，審慎從事，復經譯者最後反覆精校，力求正確無訛。封面設計，納入規範，裝訂注意技術改善。藉技術與分工合作，建立高效率系統，縮短印製期限。節節緊扣，擴大譯校複核機會，不斷改進，日新又新。在翻譯中，亦三百餘冊，七千餘萬字。譯校方式分爲：(1)個別者：譯者具有豐富專門知識，外文能力強，國文造詣深厚，所譯圖書，以較具專門性而可從容出書者屬之。(2)集體分工者：再分爲譯、校二階次，或譯、編、校三階次，譯者各具該科豐富專門之知識，編者除有外文及專門知識外，尚需編輯學驗與我國文字高度修養，校訂者當爲該學門權威學者，因人、時、地諸因素而定。所譯圖書，較大部頭、叢書、或較有時間性者，人事譯務，適切配合，各得其宜。除重質量外，並爭取速度，凡美、德科學名著初版發行半年內，本會譯印之中文本，廣即出書，欲實現此目標，端賴譯校者之大力贊助也。

謹特掬誠呼籲：

自由中國大專院校教授，研究機構專家、學者，與從事科學建設之工程師；

旅居海外從事教育與研究學人、留學生；

大專院校及研究機構退休教授、專家、學者。

主動地精選最新、最佳外文科學名著，或個別參與譯校，或聯袂而來譯校叢書，或就多年研究成果，撰著成書，公之於世。本基金會樂於運用基金，並藉優良出版系統，善任傳播科學種子之媒介。祈學人們，共襄盛舉是禱！

編者序

記得在第一次太陽神登月火箭升空的那一天，有一位寫實派的畫家蹲在幾哩外的人群中提前為這幕人類的創舉作畫，他把甘迺迪角的發射台與那高聳雲間的火箭輕描淡寫之後，接着塗上一層薄薄的黑煙，衆人頗爲不解，唯獨作畫的老人得意洋洋地頻點着頭，真有衆人皆醉，唯我獨醒之概。其實，當我們平心靜氣，仔細想想也許會領悟其中道理來，在這一幕幕黑煙瀰漫之下，不正塑造出一座座龐大的工業設備，刻劃出人類文明昌盛的標誌嗎？是的，這個飛躍的時代，工業發展突飛猛進，尤其化學工業的擴張更是一日千里。昔日以人工爲主的迷你型化學工藝漸次被淘汰，代之而起的是錯綜複雜的自動化工廠，以龐大的力量推動着嶄新的工業巨輪，我們不能再因循，更不能裹足不前，我們所迫切需要的是創造更進步的明天。基於這個原則，也基於國家處在工業經濟的發展過程中，我們每個人都有接受新知識的權利，也有傳播新知識的義務，故奮而編成此書，以饗讀者。

本書內容包含甚廣，除了參考書籍，著名雜誌之文獻外，並參有編者個人多年來在程序設計(PROCESS DESIGN)工作上的一些經驗累積，還有最新電腦程式的觀念與應用。爲求讀者更爲深刻的理解實際的材料模型，全文力求以語體文敘述，並配合實際圖形，引用適當的範例，有條理的呈獻給讀者。不論對化工廠程序設計的從業人員，或是即將踏入化學工業的人都是很適當的參考資料，特別是對於化工系在校同學更是一本有價值的讀物，因爲它是融合理論與實際的知識，把學校與工廠縮得更緊密，讓你們畢業後工作更能勝任愉快。

「熱傳送」(HEAT TRANSFER)是化學工程三大課題之一，而其中「換熱器」又是熱傳送應用方面的主題，蓋對換熱器的學理及應用如能融會貫通，則必收舉一反三之效。在目前國內理論科學方面著作較多，而實用書籍較少的情況下，編者爲求均衡發展，特以業餘時間編撰此書，望能對社會有些許貢獻。個人自忖才能有限，心中不免有惶悚之感，尚祈先輩師長不吝指正。

黃正雄

莊博雄

六十二年十月於高雄

目 錄

編 者 序

第一章 緒論..... 1

- 1-1 物體之熱傳導..... 1
- 1-2 對 流..... 9
- 1-3 輻 射..... 11
- 1-4 換熱器之形式種類
與構造..... 12
- 1-5 溫 度..... 24
- 1-6 壓力降..... 39
- 1-7 最適宜的換熱器條件..... 45
- 1-8 強制對流與自然對流..... 52

第二章 雙套管換熱器..... 63

- 2-1 雙套管換熱器簡介..... 63
- 2-2 管內流體之薄熱膜熱傳
送係數..... 64
- 2-3 外環部分流體之薄膜熱
傳送係數..... 64
- 2-4 總熱傳送係數與積垢因子..... 66
- 2-5 雙套管換熱器內外管之
壓力差降..... 67
- 2-6 雙套管換熱器串聯連接
時之計算實例..... 68
- 2-7 串聯與並聯相互排列之
雙套管換熱器..... 76
- 2-8 串並聯相互排列之雙套
管換熱器計算實例..... 77

第三章 殼管式換熱器無相 的變化..... 84

- 3-1 定 義..... 84
- 3-2 種 類..... 87
- 3-3 殼式換熱器之計算..... 88
- 3-4 用水的換熱器..... 102
- 3-5 利用水蒸氣加熱的換
熱器..... 104
- 3-6 無擋板的換熱器..... 117

第四章 冷凝器..... 121

- 4-1 緒 言..... 121
- 4-2 凝結現象..... 122
- 4-3 冷凝器的種類..... 122
- 4-4 起泡點、露點與驟餾
平衡的計算..... 122
- 4-5 冷凝器設計條件的決
定..... 139
- 4-6 凝結傳熱理論與凝結
傳熱係數的求法..... 139
- 4-7 冷凝器的壓力降..... 146
- 4-8 冷凝器的設計..... 148

第五章 再沸器..... 187

- 5-1 沸騰現象..... 187
- 5-2 再沸器流動流程的種
類..... 188

5-3 流程的選擇.....	189	7-9 空氣冷卻器的缺點..	301
5-4 再沸器的種類.....	190	第八章 各種換熱器困難之排除	304
5-5 再沸器形式的選擇.....	193	第九章 特殊換熱器設備之應用	312
5-6 再沸器的設計.....	193	第十章 換熱器之捷徑設計法	346
第六章 儲管換熱器	229	10-1 殼管式換熱器——無相的變化、殼側是交流.....	346
6-1 縱長形鱗片研究.....	229	10-2 殼管式換熱器——無相變化、殼側是平流.....	354
6-2 橫形鱗片之研究.....	253	10-3 冷凝器(一).....	360
第七章 空氣冷卻式換熱器	266	10-4 冷凝器(二).....	367
7-1 空氣冷卻式換熱器與水冷式之比較.....	266	10-5 冷凝器(三).....	374
7-2 空氣冷卻式換熱器之特性及應用.....	267	10-6 冷凝器(四).....	381
7-3 應用空氣冷卻式換熱器的經濟價值，須依下列各點加以考慮.....	268	10-7 再沸器.....	387
7-4 空氣冷卻式換熱器之型式及其選擇.....	269	第十一章 電子計算機在換熱器設計上之應用	396
7-5 普通空氣冷卻式換熱器設計上應考慮之點.....	271	附 錄	419
7-6 空氣冷卻式換熱器之設計步驟.....	272	參考資料	480
7-7 空氣冷卻式換熱器最適宜的設計條件.....	287		
7-8 空氣冷卻式換熱器之優點.....	300		

第一章 緒論

「熱傳送」(HEAT TRANSFER)是研究冷熱兩物體間熱交換之科學。工程上常藉熱力學之基本知識解決各種熱傳送現象，大凡固相，液相或氣相物質之存在，其本身皆蘊含有固定之能量，固相物質之分子或原子緊密集合；液相物質則含有較多之熱量，分子間隙較大，堅硬度也就差些；至於氣相物質，因有充分之熱能，分子與分子間完全分離，故在一定空間之內分子任意運動。

同一種物質成分以不同物態存在時，其熱性質亦有差異，譬如單位質量物質之比熱 (SPECIFIC HEAT)，以固相最小，氣相次之，液相最高。在「熱傳送」科學之領域裡，對於任何物體熱量之吸收與喪失，皆應考慮它究係顯熱 (SENSIBLE HEAT) 變化？潛熱 (LATENT HEAT) 變化？抑或是該兩種變化形態同時存在之熱交換系統？始為完全。

熱之傳送有三種不同的方式，它們是傳導 (Conduction)，對流 (Convection) 及輻射 (Radiation)。

1-1 物體之熱傳導

假設有一靜止器壁（如圖 1-1），其表面係恒溫狀態，且為均勻系。在恒壓系統內，熱量應以垂直方向傳於器壁表面，當熱源由器壁左面往右邊傳送時，單位時間內通過之熱量是與通過器壁之溫度變化成正比，同時亦與器壁之表面積 (A) 成正比。今假設 t 是器壁上任一點之溫度， x 是器壁之厚度（熱流方向上），則熱流量為：

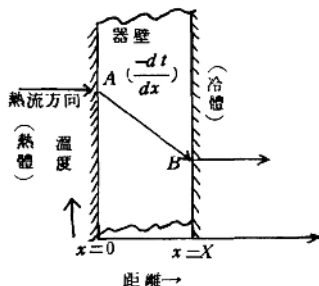


圖 1-1

$$dQ = KA \left(-\frac{dt}{dx} \right), \text{ Btu/Hr} \dots\dots\dots (1-1)$$

式中 $\left(-\frac{dt}{dx} \right)$ 稱為溫度梯度 (Temperature gradient)，其符號為負，這是表示溫度隨器壁熱流方向距離之增加而遞減之緣故 ($A \rightarrow B$ 點)。比例常數 K 被稱為熱傳導度 (Thermal conductivity)，固態物質 K 值變化很大，有良導體 (如金屬材料) 與不良導體 (如石棉等) 之別。

熱傳導現象之基礎是根據 Fourier 之理論而來，即熱流量與作動潛力 (Driving potential) 成正比，而與該傳送系統所受之阻力 (Resistance) 成反比。

$$\therefore \text{熱流量} \propto \frac{\text{作動潛力}}{\text{阻力}} \dots\dots\dots (1-2)$$

當「熱」流經物體時，物體冷熱兩端之溫度差 (Δt) 便是促使熱流動之作動潛力；而熱流所受阻力之倒數又稱為熱導 (Conductance)，其單位為 Btu/Hr $^{\circ}\text{F}$ ，因此 (1-2) 式改寫成：

$$\text{單位時間內熱流量} = (\text{熱導}) \times (\Delta t) \dots\dots\dots (1-3)$$

當「熱導」被認為是對一呎厚之物體，在一平方呎傳熱表面積內溫度差適為 1°F 時，每小時所傳送的熱量，則又稱為熱傳導度。故對某一厚度 L 呎，表面積 A 平方呎之固體，其「熱導」與「熱傳導度」(K) 之間的關係為：

$$\text{熱導} = K \cdot \frac{A}{L} \dots\dots\dots (1-4)$$

將 (1-4) 式代入 (1-3) 式，則

$$\text{單位時間之熱流量} = Q = K \cdot \frac{A}{L} \cdot (\Delta t) \dots\dots\dots (1-5)$$

(1-5) 式可寫成 $K = \frac{QL}{A \cdot (\Delta t)}$ ，故熱傳導度 (K) 之單位為 Btu/Hr ft^2 ($^{\circ}\text{F}/\text{ft}$)。

一般熱傳導 (Conduction) 大部份發生於固態物體，液、氣態則較少。
熱傳導情況之討論：

1. 熱量流經單一種材質之物體時：當熱量由物體之一方傳導於另一方時，

$$\text{其傳熱量 } Q = \frac{KA}{L}(\Delta t)$$

例題 1.1: 有一 6 吋厚白瓷土絕緣磚，其傳熱面大小為 12×16 呎，熱冷兩方之溫度分別為 1500°F 與 300°F ，試問流經該絕緣磚之熱流量為何？

$$\text{解：該白瓷土絕緣磚之平均溫度爲 } t_m = \frac{1500 + 300}{2} = 900^\circ\text{F}$$

$$\therefore \text{在 } 900^\circ\text{F} \text{ 時, } K = 0.15 \text{ Btu/Hr} \cdot \text{ft}^2 (^\circ\text{F}/\text{ft})$$

$$\Delta t = 1500 - 300 = 1200^\circ\text{F}$$

$$A = 16 \times 12 = 192 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{6}{12} = 0.5 \text{ ft}$$

$$\therefore Q = 0.15 \times \frac{192}{0.5} \times 1200 = 69200 \text{ Btu/Hr}$$

2. 熱量流經數層不同材質之物體時（如圖 1—2）：正如加熱爐爐壁或是鍋爐周圍之耐火泥一樣，將數種不同材質之物體聚集一塊，使爐腔中央之高溫經耐火層之熱阻力之後，爐子外表面之溫度降低。對於整個混合層壁而言，通過之熱量 $Q = \frac{\Delta t}{R}$

$$Q = \frac{\Delta t}{R}$$

。若各單獨層（分別冠以 a, b, c ……等符號）之材質不同，且厚薄亦不同，則除了其熱傳導度（ K ）互異之外，各層之熱阻力（ R ）亦異。但是通過每一層之熱量則恒等，因它們是串聯排列的緣故。

但是通過每一層之熱量則恒等，因它們是串聯排列的緣故。

$$\therefore Q = \frac{\Delta t}{R} = \frac{\Delta t_a}{R_a} = \frac{\Delta t_b}{R_b} = \frac{\Delta t_c}{R_c}$$

$$\therefore Q = \frac{\Delta t}{R} = \frac{t_0 - t_1}{R_a} = \frac{t_1 - t_2}{R_b} = \frac{t_2 - t_3}{R_c}$$

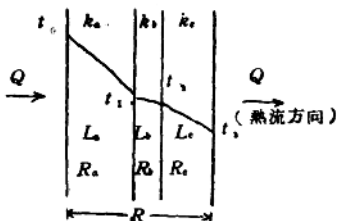


圖 1-2

$$\therefore R = \frac{L}{KA}$$

$$\therefore Q = \frac{\Delta t}{R} = \frac{t_0 - t_3}{R_a + R_b + R_c} = \frac{t_0 - t_3}{\left(\frac{L_a}{K_a A}\right) + \left(\frac{L_b}{K_b A}\right) + \left(\frac{L_c}{K_c A}\right)} \quad (1-6)$$

例題 1.2: 有一火爐內襯三層磚塊，最內一層火磚 8 吋厚 [$K=0.68 \text{ Btu/Hr} \cdot \text{ft}^2 (\text{°F}/\text{ft})$]，中間圍以 4 吋厚之絕熱磚 ($K=0.15$)，最外一層則為 6 吋建築磚 ($K=0.40$)，該火爐爐膛內溫度為 1600°F ，外層溫度維持 125°F ，試問每平方呎表面積熱量之耗失為何？且各層交界面之溫度又為何？

解：對火磚而言： $R_a = \frac{L_a}{K_a A} = \frac{8}{12 \times 0.68 \times 1} = 0.98 \text{ hr}^\circ\text{F/Btu}$

對絕熱磚而言： $R_b = \frac{L_b}{K_b A} = \frac{4}{12 \times 0.15 \times 1} = 2.22 \text{ hr}^\circ\text{F/Btu}$

對建築磚而言： $R_c = \frac{L_c}{K_c A} = \frac{6}{12 \times 0.4 \times 1} = 1.25 \text{ hr}^\circ\text{F/Btu}$

$$\therefore R = R_a + R_b + R_c = 4.45 \text{ hr}^\circ\text{F/Btu}$$

$$\therefore \text{每平方呎表面積之熱量耗失} = Q = \frac{\Delta t}{R} = \frac{1600 - 125}{4.45} = 332$$

Btu/hr

對於各層交界面之溫度：

$$\therefore Q = \frac{\Delta t}{R} = \frac{\Delta t_a}{R_a} = \frac{\Delta t_b}{R_b} = \frac{\Delta t_c}{R_c}$$

$$\therefore \Delta t_a = Q \cdot R_a = 332 \times 0.98 = 325^\circ\text{F}$$

$$\therefore t_1 = 1600 - 325 = 1275^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_b = Q \cdot R_b = 332 \times 2.22 = 738^\circ\text{F}$$

$$\therefore t_2 = 1275 - 738 = 537^\circ\text{F}$$

例題 1.3: 上題假設火磚與絕緣磚之間多隔一層 $\frac{1}{4}$ 吋厚之空氣層，且內外溫

度仍維持 1600°F 與 125°F ，試問其熱量漏失又該如何？

解：由附錄第 5 表查知：空氣在 572°F 之熱傳導度為 $0.0265 \text{ Btu/hr}\cdot\text{ft}^2(^{\circ}\text{F}/\text{ft})$ ，恰好這個溫度與該層之溫度極為接近，故 K (空氣) = 0.0265 。

$$\therefore R_d(\text{空氣}) = \frac{\left(\frac{1}{4}\right)}{12 \times 0.0265 \times 1} = 0.79 \text{ hr } ^{\circ}\text{F}/\text{Btu}$$

$$\therefore R = 4.45 + 0.79 = 5.24 \text{ hr } ^{\circ}\text{F}/\text{Btu}$$

$$\therefore Q = \frac{\Delta t}{R} = \frac{1600 - 125}{5.24} = 281 \text{ Btu/hr}$$

由上面二個例題不難看出在三層磚頭之間多填進一層空氣層 ($\frac{1}{4}$ 吋) 時，其熱量漏失減少 $\frac{332 - 281}{332} = 15\%$ 。

3. 熱量流經圓形管壁時：上述 1, 2 兩種情況之熱量流經平面層時，在沿「熱」流動之方向上，其傳熱面積為恒定。但是對於單位長度之圓管子而言，其傳熱表面積隨 r_1 至 r_2 逐漸增加 (如圖 1-3)，而非恒定不變的。假定管子內外徑分別為 D_i 與 D_o ，而且管內溫度高於管外，則其熱流量應為：

$$q = \frac{2\pi K(t_i - t_o)}{2.3 \log\left(\frac{r_o}{r_i}\right)} = \frac{2\pi K(t_i - t_o)}{2.3 \log\left(\frac{D_o}{D_i}\right)}$$

其中 r 為半徑， D 為直徑。

同理，若管壁是由數種不同材質之物質構成時 (如圖 1-4)，其各交界

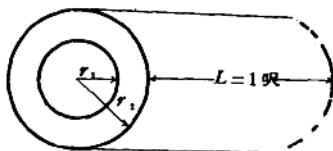


圖 1-3

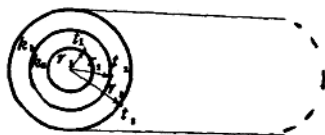


圖 1-4

層之溫度爲：

$$t_1 = t_2 + \frac{2.3q}{2\pi K_a} \log\left(\frac{D_2}{D_1}\right) \dots\dots\dots (1-7)$$

$$t_2 = t_3 + \frac{2.3q}{2\pi K_b} \log\left(\frac{D_3}{D_2}\right) \dots\dots\dots (1-8)$$

$$\therefore t_1 - t_3 = \frac{2.3q}{2\pi K_a} \log\left(\frac{D_2}{D_1}\right) + \frac{2.3q}{2\pi K_b} \log\left(\frac{D_3}{D_2}\right) \dots\dots\dots (1-9)$$

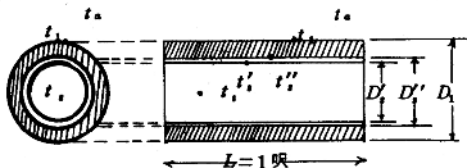
例題 1.4：有一輸送流體之玻璃管子其內外直徑分別爲 5 吋及 6 吋，管內保持 200°F 恒溫，若管外欲維持 175°F 時，則熱流率爲何？

解：∵玻璃在 $t_{av} = \frac{200+175}{2} = 187.5^\circ\text{F}$ 時之熱傳導度

$$K = 0.63 \text{ Btu/hr ft}^2 (^\circ\text{F/ft})$$

$$\begin{aligned} \therefore q &= \frac{2\pi K(t_i - t_o)}{2.3 \log\left(\frac{D_o}{D_i}\right)} = \frac{2 \times 3.14 \times 0.63 \times (200 - 175)}{2.3 \log\left(\frac{6}{5}\right)} \\ &= 538 \text{ Btu/ft.hr} \end{aligned}$$

上述各種情況皆假設管子外表面維持一定之溫度。事實上管子外表面之溫度不僅受熱冷兩面之阻力影響，而且受管子外圍冷空氣移去管子外表熱量之能力的影響。故對單位長度管子而言，若令管內熱流體溫度 (t_i) 及外界冷空氣溫度 (t_a) 爲已知時，則總作動潛力 (Overall driving force) 等於 ($t_i - t_a$)，而其間所受阻力包含有 (1) 管子內層冷凝物之薄膜阻力 (2) 管壁 (Tube Wall) 阻力 (3) 管外絕緣物質之熱阻力，以及 (4) 周圍冷空氣從最外表面移去熱量之阻力。從實驗結果證明冷凝薄膜阻力很小，可忽略不計。再者一般管子管壁厚度亦很小，管壁阻力幾可忽略。僅 (3), (4) 兩項是有意義的，必須加以考慮。



■ 1-5

如圖 1-5 所示：假設有一鋼管，外縛以絕熱材料，內充以溫度 t_s 之水蒸氣。外界冷空氣溫度為 t_a ，則其熱流方向上所受之阻力分別為：

(1) 管內蒸汽冷凝層之阻力為 $\frac{1}{h_s \pi D'_i}$ ，通過此層之熱量

$$q = h_s \pi D'_i (t_s - t'_s) \dots\dots\dots (1-10)$$

(2) 管壁阻力為 $\frac{2.3}{2 \pi K_b} \log \frac{D''_o}{D'_i}$ ，而通過此層之熱量

$$q = \frac{2 \pi K_b}{2.3 \log \left(\frac{D''_o}{D'_i} \right)} (t'_s - t''_s) \dots\dots\dots (1-11)$$

(3) 絕熱層之阻力為 $\frac{2.3}{2 \pi K_c} \log \frac{D_1}{D''_o}$ ，通過此層之熱量

$$q = \frac{2 \pi K_c}{2.3 \log \frac{D_1}{D''_o}} (t''_s - t_1) \dots\dots\dots (1-12)$$

(4) 最外表面輻射及對流於空氣之阻力為 $\frac{1}{h_a \pi D_1}$ ，而通過此層之熱量

$$q = h_a \pi D_1 (t_1 - t_a) \dots\dots\dots (1-13)$$

各項合併後，整理之：

$$\therefore (t_s - t_a) = q \left(\frac{1}{h_s \pi D'_i} + \frac{2.3}{2 \pi K_b} \log \frac{D''_o}{D'_i} + \frac{2.3}{2 \pi K_c} \log \frac{D_1}{D''_o} + \frac{1}{h_a \pi D_1} \right)$$

因右邊括號內前兩項可忽略，故由管內流失於空氣中之總熱量為：

$$q = \frac{\pi (t_s - t_a)}{\frac{2.3}{2 K_c} \log \frac{D_1}{D''_o} + \frac{1}{h_a D_1}} \dots\dots\dots (1-14)$$

其中經最外表面輻射及對流於空氣之熱傳送係數 h_a 可由圖 1-6 查出來。

例題 1.5：有一 2 吋標準管 (Nominal pipe size)，外縛以保溫棉 ($K=0.033$)

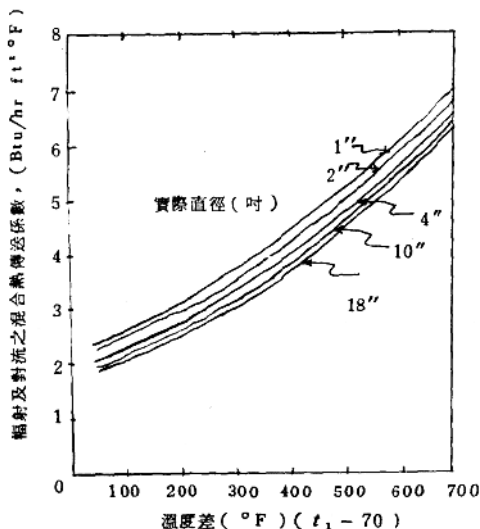


圖 1-6

約 $\frac{1}{2}$ 吋厚；管內蒸汽溫度為 300°F ，外圍空氣溫度為 70°F

，試求單位長度（呎）內熱量之耗失？

解：假設 $t_1 = 150^{\circ}\text{F}$ （保溫棉外表之溫度）。則

$t_1 - 70 = 150 - 70 = 80^{\circ}\text{F}$ ，由圖 1-6 查出

$h_s = 2.23 \text{ Btu/hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}$

$$\therefore q = \frac{3.14 \times (300 - 70)}{\frac{2.3}{2 \times 0.033} \log \frac{3.38}{2.38} + \frac{1}{2.23 \times \frac{3.38}{12}}}$$

$$= 104.8 \text{ Btu / (hr)(ft)}$$

$$\text{校對之：熱從管內傳至管外層表面} = q = \frac{2\pi K(t_i - t_o)}{2.3 \log\left(\frac{D_o}{D_i}\right)}$$

$$\therefore q = 104.8 = \frac{2 \times 3.14 \times 0.033 \times (300 - t_1)}{2.3 \log \frac{3.38}{2.38}}$$

$\therefore t_1 = 123.5^\circ\text{F}$ 與原假設 150°F 不符。

再假設 $t_1 = 125^\circ\text{F}$ $\therefore t_1 - 70 = 125 - 70 = 55^\circ\text{F}$

$\therefore$ 由圖 1-6 查出 $h_a = 2.10 \text{ Btu/hr}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}$

$$\therefore q = \frac{3.14 \times (300 - 70)}{\frac{2.3}{2 \times 0.033} \log \frac{3.38}{2.38} + \frac{1}{2.10 \times \frac{3.38}{12}}}$$

$$= 103.2 \text{ Btu/(hr)(ft)}$$

$$\text{校對之: } q = 103.2 = \frac{2 \times 3.14 \times 0.033 \times (300 - t_1)}{2.3 \log \frac{3.38}{2.38}}$$

$\therefore t_1 = 125.8^\circ\text{F}$ (與原假設 125°F 甚為接近)

$\therefore$ 每呎長度之熱量耗失 $= 103.2 \text{ Btu/hr}$

1-2 對流

接近熱表面之冷流體吸收熱量後密度減少，熱能增加，其分子則往周圍的冷液體流動，同時密度大之冷流體亦往密度小之熱流體方向流動，而使液體充分混合，熱量平均散佈。此種經由流體之流動而傳遞熱量之現象稱為「對流」。

對流有二種：藉流體自然流動的傳熱方式是為「自然對流」(Free or natural Convection)。相反地，經機械攪拌方式而完成傳熱手續者是為「強制對流」Force Convection。

自然對流與強制對流熱量傳送之速率有極大之差異，後者之熱傳送最為迅速，而且常發生於一般流程中，因為冷熱兩種流體常以相當大之速率流動於換熱器之兩端。至於自然對流在換熱設備裡雖然較少發生，但是典型的現象可由熱量經由管壁傳於大氣中覺察出來，亦可由體積較大之原料存槽經由底部旋管 (coil) 的加熱緩慢增高溫度顯露出。提起熱量從管內經管壁再傳入大氣之現象，它並非單靠傳導作用，實際上仍伴有對流與輻射作用產生。譬如說；熱量由管壁散發於大氣這一過程就是對流與輻射之現象，在某些溫度