二、莫来石質輕質磚的强度大于一般粘土輕質磚甚多，在小試片的試驗結果中約大10倍。各种配料制成的試样，在气孔率为60%时的耐压强度有下列的順序：

生料莫来石質制品＞莫来石質結合剂的多孔莫来石熟料制品＞莫来石質結合剂的燒結粘土熟料制品＞莫来石質結合剂的輕燒粘土熟料制品＞粘土結合剂的輕燒熟料制品＞粘土結合剂的燒結熟料制品。

因此可以看出磚的强度主要取决于結合剂及結合剂与熟料間的結合。

三、莫来石是硅酸鋁質耐火材料中高温稳定的晶体，其形成和發育可以减少磚在高温下出現的熔体的量，根据上列两点实驗結果，并可进一步推断莫来石質輕質耐火材料的高温强度与安全使用温度必然高于一般粘土輕質耐火材料。同时莫来石晶体的热异率比粘土磚內可能出現的其他类型的晶体为低，对降低磚的热异率亦有意义。至于由于莫来石質輕質耐火材料的燒成温度較高所帶来的生产技术上的困难，当可在生产技术的改善上寻求解决的途徑。根据我們的試驗結果所發現的莫来石質輕質耐火材料的优越性是值得注意的。

譚丙煜　陈显求　梁美姝
（中国科学院金屬研究所）
1957年2月12日

填充床層热的傳导——床層的温度分布

温度是化学反应的一个很重要的參数。温度的高低常会直接影响到化学产品的收率。因此一般在工業上进行反应器設計的时候，总是希望反应过程能在最有利的温度范圍內进行。要想达到这个目的，唯一的路徑就是予先通曉反应器內部的温度分布，这样就可以根据最理想的温度范圍进行反应器設計。

然而，反应器內部的温度分布不是很容易能够知道的，因为在一个反应器的內部，温度分布受多方面因素的影响，例如傳热、傳質及化学反应等。它們之間相互联系，相互抑制，在这样一个复杂的情况下，求取床層的温度分布是很困难的。工業上处理这个問題一般是采用孤立变数的方法，因为假如我們能分别求得各个有关过程的变化規律，那么整个系統的变化規律也就不难掌握。反应器的情况也是这样。假如孤立傳質及化学反应，单独考虑傳热对温度分布的影响，然后再把所得到的規律与傳質及化学反应的規律联系起来，那么整个反应器的温度分布就不难得到。

近代由于各种化学工業的飞躍發展，填充床層的傳热問題已引起人們的注意，总括前人的工作，大致可分为三类：

1. 不考虑床層內部温度分布，将床層全部傳热阻力以傳热系数 h 代表[1-6]；

2. 不单独考虑管壁薄膜傳热系数 h_w，而将床層全部傳热能力以总有效导热系数 K_{eo} 表示[7,8]；

3. 将床層傳热过程分为床層內部导热 K_e 及管壁薄膜傳热 h_w 两部分[9-10]。

其中第一、二类所得結果，因不能用来确定床層温度分布，故仅能用于填充換热器，而不适于反应器，只有第三类所得結果才比較符合实际情况，对換热器及反应器的設計都具有重要的意义。Coberly Marshall[9], Bunnel Smith[10], Campbell[11], Argo, Smith[12], Аэров, Умник[12], 前田[13], Plautz[14], Quinton[15] 等从事了这方面的工作，但他們的結果之間尚存在若干分歧，同时对某些有关因素，如 D_p/D_t, L/D_t, K_f, ψ 等沒有考虑进去。

为了求得一个更全面的准数方程式，本文除掉了文献上已有的变数而外，并着重对上述四个因素进行了探討。

作者用低导热系数（包括玻璃、瓷）的球体、圓柱体、环柱体与高导热系数（包括鉄、紫銅）的球体、圓柱体为填充物，以空气为傳热介質，使其在管徑为81毫米的填充床層內冷却，改变流体流量、床層高度及填充物的大小，通过試驗測出不同条件下床層的徑向温度分布，并应用圖解法、积分法和直流电模拟法求得床層的有效导热系数及管壁薄膜傳热系数。

在試驗范圍：低导热系数 D_p'/D_t 自0.071—0.254；高导热系数 D_p/D_t 自0.12—0.2，L/D_t 自5—15，R_e 准数自130—1400，即直綫速度自1800—5750米/小时，若以床層进出口平均温度的数学平均值为定性温度，則床層的有效导热系数及管壁薄膜傳热系数可分别归納于下式：

低导热系数填充物：

$$K_e=0.182K\left(\frac{D_t}{D_p'}\right)^{0.45}R_e^{0.75}$$

$$h_w=65e^{-4\frac{D_p'}{D_t}}\frac{K}{D_t}\left(\frac{D_t}{L}\right)^{0.2}R_e^{0.4}$$

高导热系数填充物：

$$K_e=0.3K\left(\frac{D_t}{D_p'}\right)^{0.6}R_e^{0.72}$$

$$h_w=5.1\frac{K}{D_t}\left(\frac{D_t}{D_p'}\right)^{0.8}\left(\frac{D_t}{L}\right)^{0.1}R_e^{0.46}$$

应用上述結果，作者用理論解和电模拟法求得床

层的温度分布，所得結果与实驗值基本上一致。

朱葆琳　王学松

（中国科学院石油研究所）

1957年2月7日

文中所用符号

D_p'＝填充物与球体具有相同表面面积的球徑(L)，

Dt ＝管徑(L)，h_w＝管壁薄膜傳热系数($H/L^2\theta d$)，

K ＝流体的导热系数($H/L\theta d$)，

K_e ＝有效导热系数($H/L\theta d$)，

L ＝管长或填充床層高度(L)，

R_e ＝修正 Reynold 准数$=\frac{D_p'G}{\mu}$，無因次，

L＝长度，M＝質量，H＝热量，θ＝时間，

d＝溫度，G＝流体質量速度，μ＝流体粘度($M/L\theta$)。

〔1〕 A. P. Colburn, I. E. C., **23**, 910 (1931).

〔2〕 M. Leva, I. E. C., **39**, No. 7, 857 (1947).

〔3〕 M. Leva, I. E. C., **40**, No. 3, 415 (1948).

〔4〕 M. Leva, I. E. C., **40**, No. 3, 747 (1948).

〔5〕 朱葆琳、游文泉，中国科学院石油研究所研究报告与資料，第2号 (1956).

〔6〕 朱葆琳、游文泉，同上，第6号 (1956).

〔7〕 J. O. Hougen & E. L. Piret, C. E. P., **47**, No. 6, 295 (1951).

〔8〕 D. F. Molino & J. O. Hougen, C. E. P., **48**, No. 3, 147 (1952).

〔9〕 C. A. Coberly & W. R. Marshall, C. E. P., **47**, No. 6, 141 (1951).

〔10〕 D. C. Bunnel & J. M. Smith, I. E. C., **41**, No. 9, 1977 (1949).

〔11〕 J. M. Campbell & R. L. Huntington, Pet. Ref., **31**, No. 2, 123 (1952).

〔12〕 М. Э. Аэров и Н. Н. Умник, Ж. Т. Ф., XXI, вып1., 1351 (1951).

〔13〕 前田四郎，化学机械，**13**, 79 (1949).

〔14〕 D. A. Plautz & H. F. Johnstone, A. I. Ch. E., **1**, No. 2, 193 (1955).

〔15〕 J. H. Quinton & J. A. Storrow, Chem. Eng. Science, **5**, No. 6, 245 (1956).

〔16〕 W. B. Argo & J. M. Smith, C. E. P., **49**, No. 8, 443 (1953).

固定床接触反应器的溫度分布与濃度分布

近代化学工業广泛地采用了催化加工过程。对于热效应不大或者溫度选擇性不高的化学反应，一般皆采用絕热式反应器，計算这种反应器的縱向溫度和濃度分布是沒有什么困难的。但是对某些热效应較大与溫度选擇性較高的反应过程来說，反应器內必須具有換热設备，計算这种反应器的縱向和徑向的溫度分布与濃度分布是很困难的，因为在反应器內同时进行着傳热、傳質和化学反应三个过程，这些过程又是相互联系、相互抑制的。对于这样复杂的問題过去一直求諸于試驗，但是应該注意到固定床接触反应器的操作經常是很稳定的，有許多反应可以維持数年之久而沒有显著变化，这說明反应器內傳热、傳質和化学反应等过程虽然复杂，而它們之間却存在着一定的規律。

在稳定状态下，流体流过具有內部放热或吸热的非均相系統，傳热的关系可以取無限小的单元体积进行微量的热平衡：

对气相：

$$\mathrm{div}(\vec{UC}_p\rho T)=\mathrm{div}(K\mathrm{grad}T)+h_v(T_s-T)\cdots\cdots(1)$$

对固相：

$$h_v(T_s-T)=\mathrm{div}(K_s\,\mathrm{grad}\,T_s)+\gamma\Delta H\cdots\cdots(2)$$

(1)＋(2)：

$$\mathrm{div}(\vec{UC}_p\rho T)=\mathrm{div}(K\mathrm{grad}T)+\mathrm{div}(K_s\,\mathrm{grad}\,T_s)+\gamma\Delta H\cdots\cdots(3)$$

(3) 式应用于圓柱形反应管，經过簡化又可写成：

$$C_pG\frac{\partial T}{\partial x}=Ke\left(\frac{\partial^2T}{\partial r^2}+\frac{1}{r}\frac{\partial T}{\partial r}\right)+\gamma\Delta H\cdots\cdots(4)$$

(4) 式的边界条件为：

$$\left.\begin{array}{ll} x=0 & T=T_0 \\ r=0 & \dfrac{\partial T}{\partial r}=0 \\ r=r_0 & -Ke\dfrac{\partial T}{\partial r}=h_w(T_{r_0}-T_w)\end{array}\right\}\quad(5)$$

同理，通过微量物料平衡，圓柱型反应管的傳質关系可以写成

$$u\frac{\partial c}{\partial x}=E_t\left(\frac{\partial^2c}{\partial r^2}+\frac{1}{r}\frac{\partial c}{\partial r}\right)+\gamma\cdots\cdots(6)$$

化学反应速率γ是溫度与作用物濃度的函数，即

$$\gamma=bf(c)e^{-\frac{E}{RT}}\cdots\cdots(7)$$

床層的有效导热系数K_e，系K, K_s, K_{series}, K_r之和，其值可参見前文[1]。但由填充換热器測得的K_e应用于反应器必須加以校正，因为在反应器內，化学反应主要在催化剂上进行，催化剂的溫度恒較周圍气体为高（放热的情况），因此，热量不能通过催化剂顆粒来傳遞，即K_{series}已不再發揮作用，所以K_e应用于反应器需要减去K_{series}。

丁普生[2]，Topper[3]不考虑傳質，并假設$\gamma\cdot\Delta H=q_0$及$\gamma\cdot\Delta H=q_0+aT$，解(4)式求得

$$\frac{T-T_w}{T_0-T_w}=\sum_{n=1}^{\infty}\left\{1+\frac{q_0r_0^2}{K_e\lambda_n^2(T_w-T_0)}\right\}\frac{2J_1(\lambda_n)J_0\left(\lambda_n\frac{r}{r_0}\right)}{\lambda_n[J_0^2(\lambda_n)+J_1^2(\lambda_n)]}\exp\left(-\lambda_n^2\frac{K_eX}{C_pGr_0^2}\right)+\frac{q_0r_0^2}{(T_0-T_w)4K_e}\left[1+\frac{2K_e}{h_wr_0}-\left(\frac{r}{r_0}\right)^2\right]\cdots\cdots(8)$$