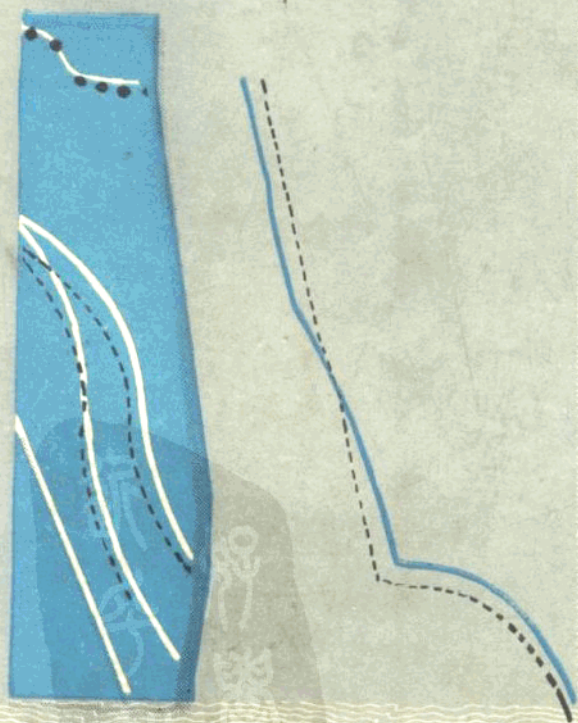


炼铁过程的解析与模拟



冶金工业出版社

炼铁过程的解析 与模拟

秦民生 杨天钧 编著

310553/13



内 容 提 要

本书讨论了现代炼铁理论的一些主要内容,侧重介绍了近年来炼铁过程模拟和解析方法的进展,其中包括作者近年来从事研究生教学和科学研究的体会。第一章从物理化学和传输原理出发讨论了炼铁过程反应工程基础,第二章介绍了非高炉炼铁教学模拟的基本方法,第三章介绍了高炉现象模拟与解析的发展和新成果。本书的特点是较多地讨论炼铁过程的基本理论问题,较少涉及炼铁的工艺技术内容。

本书可作为钢铁冶金专业研究生和大学生教学参考书,也可供从事炼铁科学研究的工程技术人员参考。

炼铁过程的解析与模拟

秦民生 杨天钧 编著

冶金工业出版社出版发行

(北京北河沿大街嵩祝院北巷33号)

新华书店总店科技发行所经销

冶金工业出版社印刷厂印刷

850×1168 1/32 印张 12 1/4 字数 324千字

1991年3月第一版 1991年3月第一次印刷

印数00,001~800册

ISBN 7-5024-0734-0

TF·161 定价8.00元

前 言

炼铁生产过程历史悠久，直至本世纪20年代，炼铁技术还被认为是以经验为主的冶金工艺，炼铁高炉给人们的主要印象还是巨大的生产能力和庞大的设备。20年代到60年代是炼铁理论重要发展时期，这一时期对于高炉中的还原过程、炉料与气流运动、渣铁反应以及高炉热交换等规律有了比较深入的认识，逐步形成了比较系统的经典高炉炼铁工艺理论。

经典高炉炼铁工艺理论解释了许多高炉现象，揭示了许多冶炼规律，建立了热平衡、物料平衡的计算方法，推动了高炉生产的发展。60年代以来，高炉解剖研究揭示了许多鲜为人知的炉内状况，使人们对炉内反应有了更深入的认识。随着高炉大型化、现代化，以及直接还原等非高炉炼铁方法的发展，炼铁理论发展到一个新阶段，形成具有下述特点的现代炼铁理论：

1. 不是以高炉法作为唯一的炼铁方法，而是研究高炉、直接还原和熔融还原等多种形式反应器和生产流程基本规律的广义炼铁理论。60年代以来非高炉炼铁方法从生产到理论研究都取得了许多成果，因而近代炼铁理论在广度上扩展了经典炼铁理论。

2. 对炼铁工艺的物理化学变化有了更深入的研究，尤其是反应动力学研究取得了长足的进步，并与相关学科如传输理论、控制论及近代数学有了更多的结合，使得复杂的炼铁现象和规律得到深入的解释，因而近代炼铁理论比经典炼铁理论有了质的发展。

3. 由于电子计算机和计算技术的发展，以及近代监测技术的进步，实验模拟和计算解析有可能对复杂的炼铁过程进行定量的描述，克服了经典炼铁理论只能定性分析的缺点。在此基础上建立的炼铁过程数学模型有力地推动了生产发展，许多领域开始

成功地实现了多目标自动控制。

目前还没有一本系统总结现代炼铁理论的专著，作者结合研究生教学和从事科学研究的体会，编著本书作为尝试，仅供钢铁冶金专业研究生教学和炼铁研究工作者参考。由于炼铁理论仍在不断发展和进步，建议读者不必过分重视本书引用的结论，而应重点参考本书介绍的分析研究方法。

本书第一章由秦民生、杨天钧编著，第二章由秦民生编著，第三章由杨天钧编著。研究生吴铿、张郁亭、左广庆、赵民革、张开旗等参加了资料收集整理工作，北京科技大学冶金系许多老师提出了宝贵意见，在此一并表示诚挚的谢意。

由于作者水平有限，书中可能存在不少缺点和错误，希望读者批评指正。

秦民生 杨天钧

1989年7月

目 录

1 炼铁反应工程基础	1
1.1 炼铁反应动力学模型	1
1.1.1 铁矿石气体还原	1
1.1.2 铁矿石直接还原与碳的熔损反应	14
1.1.3 铁矿石的液态还原	29
1.1.4 脱硫反应	40
1.2 炼铁过程传输原理	49
1.2.1 气流—填充床传输过程的特征参数	49
1.2.2 填充床气流运动方程	54
1.2.3 填充床内气体与液体的相对运动	69
1.2.4 流态化	73
1.2.5 气相与固相间的传热、传质	78
参考文献	93
2 非高炉炼铁	95
2.1 直接还原	95
2.1.1 直接还原铁成分模拟	95
2.1.2 竖炉直接还原过程	98
2.1.3 其他气体直接还原法	117
2.1.4 回转窑直接还原法	123
2.2 熔融还原	141
2.2.1 熔融还原的概念与意义	141
2.2.2 铁矿石熔融还原速率模型	143
2.2.3 一步熔融还原法	148
2.2.4 二步熔融还原法	155
参考文献	168
3 高炉过程的模拟与解析	171
3.1 高炉数学模型概述	171
3.1.1 P.理查德 (Reichard) 图	171
3.1.2 操作线图	176
3.1.3 动力学模型	179
3.1.4 控制模型	189
3.1.5 基于高炉监测的炉况判断模型	197

3.2 风口循环区、炉缸反应及其数学模拟	199
3.2.1 风口循环区的观测与研究	199
3.2.2 风口循环区的数学模拟	202
3.3 高炉一维静态数学模型	238
3.3.1 炉身温度分布的解析	238
3.3.2 炉顶炉料与煤气温度的计算	241
3.3.3 炉顶煤气流量与成分、出铁量与渣量	245
3.3.4 风口平面上煤气流量与成分、煤气与焦炭温度	246
3.3.5 炉顶、风口间的数学模型	250
3.3.6 计算方法与计算结果	254
3.3.7 改变操作条件对高炉的影响	262
3.4 高炉二维动力学模型	271
3.4.1 高炉煤气分布的数值解析	271
3.4.2 高炉动力学模型的建立	279
3.4.3 高炉操作数值分析及计算结果	285
3.4.4 稳定态二维模型	288
3.4.5 稳定态二维模型数值解析及计算结果	295
3.5 高炉二维模型的有限元方法	299
3.5.1 煤气流动的分析与计算	299
3.5.2 煤气流动与传热的综合分析	308
3.6 高炉软融带控制模型	315
3.6.1 软融带数学模型概述	316
3.6.2 软融带模型与高炉操作参数的关系	336
3.7 高炉热状态控制模型	344
3.7.1 高炉热状态控制模型概要	344
3.7.2 炉热指数 T_r 计算模型	346
3.7.3 高炉铁水含硅量和铁水温度预报模型	352
3.7.4 根据过去动作响应的高炉下部铁水含硅量和铁水温度 预报模型	355
3.7.5 动作单位计算模型	359
3.8 高炉多目标综合控制模型	360
3.8.1 新日铁AGOS高炉操作管理系统	360
3.8.2 川崎GO—STOP多目标综合控制模型	363
参考文献	382

1 炼铁反应工程基础

1.1 炼铁反应动力学模型

1.1.1 铁矿石气体还原

铁矿石中氧化铁用气体还原剂 (CO 及 H_2) 还原的反应是炼铁过程中最重要的化学反应。此反应的速率及在反应器中完成的程度是决定炼铁生产技术经济指标的主要因素。因此, 对铁矿石还原速率模型进行了广泛研究并提出许多描述铁矿石还原速率特征的数学模型。最常用的有下列四种。

1.1.1.1 拟均相模型^[1]

假定铁矿石还原反应是在矿石整体中进行并忽略扩散影响时, 则还原速率只与未还原的氧化铁量呈正比, 并由化学反应动力学决定还原速率。对于球形颗粒, 其还原速度 v_R 应为:

$$v_R = k_c(1-R)(C_A - C_B/K_s) \cdot \frac{4}{3} \pi r_0^3 \cdot \rho_p \cdot M_0$$

而球形矿石总含氧量为 M'_0 ,

$$M'_0 = \frac{4}{3} \pi r_0^3 \rho_p M_0$$

$$\dot{R} = \frac{v_R}{M_0}$$

$$= \frac{k_c(1-R)(C_A - C_B/K_s) \cdot \frac{4}{3} \pi r_0^3 \rho_p M_0}{\frac{4}{3} \pi r_0^3 \rho_p M_0}$$

当使用的矿石条件不变时, 还原速率可写成下式:

$$\dot{R} = k_c(1-R)(C_A - C_B/K_e)$$

以 $\frac{dR}{d\tau}$ 代替 R 并把 $k_c(C_A - C_B/K_e)$ 看作常数 K , 将上式积分得,

$$-\ln(1-R) = K\tau \quad (1-1)$$

式 (1-1) 表示微粒矿石还原时还原度与时间的关系。以上各式中的符号意义如下:

$\dot{R}$ ——以反应率表示的还原速度, $\dot{R} = \frac{dR}{d\tau}$ (τ 为时间);

C_A ——还原性气体 (H_2 或 CO) 的百分浓度;

C_B ——氧化性气体 (CO_2 及 H_2O) 的百分浓度;

k_c ——氧化铁还原反应速率常数;

K_e —— H_2 或 CO 还原氧化铁的平衡常数;

ρ_p ——铁矿石密度 (g/cm^3);

M_0 ——矿石含氧量 (%重量)。

式 (1-1) 适用于矿石粒径小于 $50\mu m$ 或孔隙率大于 90% 以上的铁矿石。在流态化还原操作中可以应用这一还原模型。

1.1.1.2 未反应核模型^[2,3]

化学反应可以认为只在反应界面上进行, 而此反应界面随着反应进程由外层逐步向核心收缩。在固体物中心形成一个未反应的核心。而外面由已反应过的产物层所包围, 这就是大家熟知的还原模型形式。根据气固相反应机理, 它有下列三个控制步骤:

1) 外扩散: 通过边界层的传质的控制范围。煤气通过边界层的传质, 如按球形颗粒计算, 则气体通量 G_g 为:

$$G_g = K_m 4\pi r_0^2 (C_{A_s} - C_{A_r}) \rho_g M_0 \quad (1-2)$$

式中 K_m ——传质系数;

r_0 ——颗粒原始半径;

C_{A_s} ——反应气体在空间的摩尔浓度;

C_{A_r} ——反应气体在固体表面的摩尔浓度。

如反应量为 M' , 反应率为 R , 时间为 τ , 则反应速率为 $\dot{R}$ 。

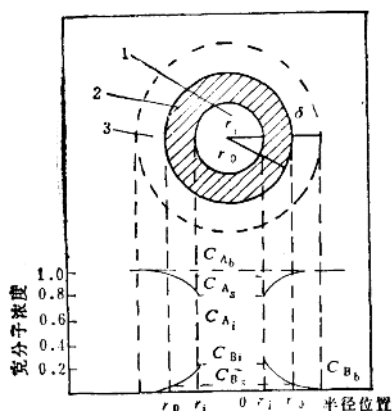


图 1-1 未反应核模型示意图
1—致密氧化物核；2—多孔铁层；3—气膜

由于
$$\frac{dR}{d\tau} = \frac{G_r}{M'_0}$$

其中
$$M'_0 = \frac{3}{4} \pi r_0^3 \rho_p M_0$$

将 M'_0 及式 (1-2) 代入上式，得：

$$\frac{dR}{d\tau} = \frac{3K_m}{r_0} (C_{A_b} - C_{A_s}) \quad (1-3)$$

由此分析，在外扩散控制下，还原速度主要取决于传质系数 K_m 。而气流速度越大，边界层厚度越小，传质系数 K_m 就越大，还原速度也相应越大。上式可写成：

$$G_{A_b} = G_{A_s} \frac{dR/d\tau}{3K_m} \quad (1-4)$$

2) 内扩散：通过反应层的扩散反应过程中，与煤气分子的传递速度相比，界面的移动速度要小得多。因此，可以把它看成相对静止的。于是，反应速度可用在多孔层内任意半径 r_i 处的扩

散速度来表示。对于球颗粒，煤气通过多孔层的扩散通量为；

$$G_g = 4\pi r^2 \left(\frac{dC_A}{dr} \right) \rho_v \cdot M_0$$

此式积分可得：

$$\int_{C_{A_1}}^{C_{A_2}} dC_A = \frac{G_g}{4\pi D_e \rho_v M_0} \int_{r_0}^{r_1} \frac{dr}{r^2}$$

$$G_g = \frac{4\pi r_0 r_1 \rho_v M_0}{r_0 - r_1} D_e (C_{A_2} - C_{A_1}) \quad (1-5)$$

式中 C_{A_1} ——反应界面处的还原气体摩尔浓度；

r_1 ——未反应核的半径；

D_e ——还原气体在反应层中的有效扩散系数。

如还原速度为 $\frac{dR}{d\tau}$ ，则

$$\frac{dR}{d\tau} = \frac{G_g}{4/3\pi r_0^3 \rho_p}$$

根据式 (1-5)，则

$$\frac{dR}{d\tau} = \frac{3r_0 r_1}{(r_0 - r_1)} D_e (C_{A_2} - C_{A_1}) / r_0^3 \quad (1-6)$$

因为

$$R = \frac{4\pi r_0^3 \rho_p - 4\pi r_1^3 \rho_p}{4\pi r_0^3 \rho_p} = 1 - \left(\frac{r_1}{r_0} \right)^3$$

所以

$$r_1 = r_0 (1 - R)^{1/3}$$

代入 (1-6) 式，得：

$$\frac{dR}{d\tau} = \frac{3r_0^2 (1 - R)^{1/3} D_e}{r_0 [1 - (1 - R)^{1/3}]} (C_{A_2} - C_{A_1}) / r_0^3$$

将上式同除以 $(1 - R)^{1/3}$ ，得：

$$\frac{dR}{d\tau} = \frac{3D_e}{r^2 [(1 - R)^{1/3} - 1]} (C_{A_2} - C_{A_1}) \quad (1-7)$$

在 D_e 及煤气成分不变时对上式积分可得：

$$r_0 \left[\frac{1}{2} - \frac{1}{3} R - \frac{1}{2} (1-R)^{1/3} \right] = K \cdot \tau \quad (1-8)$$

此式为确定扩散控制的判据。

3) 动力学控制: 对于球形颗粒, 反应速率为:

$$v_R = 4\pi r_i^2 K_c (C_{A_i} - C_{B_i}/K_e) \rho_p M_0 \quad (1-9)$$

式中 C_{B_i} ——界面反应产物气体的摩尔浓度;

K_e ——平衡常数。

还原速度:

$$\begin{aligned} \frac{dR}{d\tau} &= \frac{v_R}{M_0} = \frac{4\pi r_i^2 K_c (C_{A_i} - C_{B_i}/K_e)}{4/3\pi r_0^3} \\ &= 3 \frac{r_i^2}{r_0^3} K_c (C_{A_i} - C_{B_i}/K_e) \end{aligned}$$

由 $R = 1 - \left(\frac{r_i}{r_0} \right)^3 \quad r_i = r_0 (1-R)^{1/3}$

$$\frac{dR}{d\tau} = 3K_c (1-R)^{1/3} (C_{A_i} - C_{B_i}/K_e) \quad (1-10)$$

由 $C_{A_i} + C_{B_i} = C_{A^*} + C_{B^*} = 100\% \quad (\text{或常数})$

C_{A^*} 及 C_{B^*} 为还原气体及氧化气体的平衡浓度。

$$\begin{aligned} C_{B_i} &= C_{A^*} + C_{B^*} - C_{A_i} = C_{A^*} + K_e C_{A^*} - C_{A_i} \\ &= C_{A^*} (1 + K_e) - C_{A_i} \end{aligned}$$

代入式 (1-10), 得:

$$\frac{dR}{d\tau} = 3(1-R)^{1/3} \frac{(1+K_e)K_c}{r_0 K_e} (C_{A_i} - C_{A^*}) \quad (1-11)$$

分离变量积为:

$$\begin{aligned} \frac{dR}{(1-R)^{2/3}} &= -3 \left(\frac{1+K_e}{r_0 K_e} \right) K_c (C_{A_i} - C_{A^*}) d\tau \\ \frac{1}{3} r_0 \left[1 - (1-R)^{1/3} \right] &= \left(\frac{1+K_e}{K_e} \right) K_c (C_{A_i} - C_{A^*}) \tau \end{aligned}$$

在煤气成分和温度, 压力一定时, $\tau-R$ 关系为:

$$r_0[1 - (1 - R)^{1/3}] = K\tau \quad (1-12)$$

此关系为判断局部化学反应控制的依据。

式 (1-11) 可改写成：

$$C_{A_1} - C_{A^0} = \frac{dR/d\tau}{3(1-R)^{2/3} \left(\frac{1+K_s}{K_s} \right) K_c \cdot r_0} \quad (1-13)$$

4) 复合控制速度方程：如果确定了控制步骤，可按上述方法分别计算还原速率。但实际上还原速度常常不由一步绝对控制，而且控制步骤也经常变化和难以断定。因为三项阻力随着反应进程发生变化。计算数据表明，反应的控制步骤随着反应进程而发生转移，在反应开始时还原属于化学反应控制，随着反应层加厚，扩散阻力增加，还原反应转入内扩散控制。因此需要一个表达三种阻力都能起影响的综合控制模型。将式 (1-4)、(1-9)，

(1-13) 合并后得到：

$$\frac{dR}{d\tau} = \frac{(C_{Ab} - C_{A^0})}{\frac{r_0}{3K_m} + \frac{r_0^2[(1-R)^{-1/3} - 1]}{D_e} + \frac{r_0 K_s}{3(1-R)^{2/3} \cdot 3(1+K_s)K_c}} \quad (1-14)$$

此式中的浓度差 $(C_{Ab} - C_{A^0})$ 称为还原反应的推动力，而分母部分则为综合反应阻力系数 (K_{ov}) ：

$$K_{ov} = \frac{r_0}{3K_m} + \frac{r_0^2[(1-R)^{-2/3} - 1]}{D_e} + \frac{r_0 K_s}{3(1-R)^{2/3}(1+K_s)K_c} \quad (1-15)$$

式中第一项称为边界层传质阻力，第二项为反应层扩散阻力，第三项为界面反应阻力。 K_{ov} 的倒数 $\bar{K}$ 称为综合还原反应系数。式 (1-14) 可改写成为如下形式：

$$\frac{dR}{d\tau} = \bar{K}(C_{Ab} - C_{A^0}) \quad (1-16)$$

未反应核模型为最通用的铁矿石还原模型。广泛适用于天然块矿，球团矿及烧结矿。

1.1.1.3 三界面未反应核模型[5]

在实际过程中,铁矿石颗粒还原到一定程度后,形成了具有多层壳特征的结构。为了说明各层中间氧化物还原速度的变化,斯皮泽尔 (Spitzer) 等人提出了多界面的数学模型[2]。模型示意于图1-2。

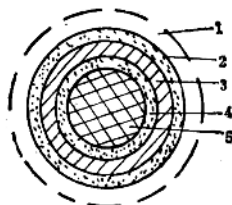


图 1-2 三界面未反应核模型

1—气膜层, 2—产物Fe层, 3—FeO层, 4—Fe₃O₄层, 5—Fe₂O₃层

矿石的还原反应是在各层之间的相界面上同时进行的。同一界面的反应速度可用一个单界面还原模型表示:

$$\frac{dR_{(r-s)}}{d\tau} = \bar{K}_{(r-s)} (C_{Ab(r-s)} - C_{AO(r-s)})$$

式中 $r-s$ 表示 $\text{Fe}_2\text{O}_3 \rightarrow \text{Fe}_3\text{O}_4$, $\text{Fe}_3\text{O}_4 \rightarrow \text{FeO}$, $\text{FeO} \rightarrow \text{Fe}$ 还原的各个阶段, 而总的还原速率按各阶段还原速率之和计算。

$$\begin{aligned} \Sigma \frac{dR}{d\tau} = & 0.111 \frac{dR_{(H-M)}}{d\tau} + 0.189 \frac{dR_{(M-W)}}{d\tau} \\ & + 0.700 \frac{dR_{(W-F)}}{d\tau} \end{aligned} \quad (1-17)$$

1.1.1.4 多孔模型[6]

参照化工中固相催化模型, 建立了一个描述气体还原剂在进行的扩散同时也进行矿石还原反应的数学模型。这种模型如图所示, 在反应中, 粒子内部浓度不同, 从而造成反应速度和温度不同。

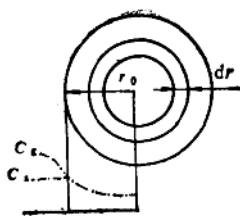


图 1-3 多孔模型示意图

设半径为 r_0 的球型粒子，在其上进行等温不可逆的一级反应。取任何一半径 r 处厚度为 dr 的壳层作物料平衡，则有：

$$4\pi(C+dr)^2 \cdot D_1 \frac{d}{dr} \left(C + \frac{dC}{dr} \cdot dr \right)$$

[($r+dr$)面进入量]

$$-4\pi r^2 D_1 \frac{dC}{dr} = 4\pi r^2 dr K_r C$$

(r 面出去的量)

(反应掉的量)

整理上式得：

$$\frac{d^2 C}{dr^2} + \left(\frac{2}{r} \right) \frac{dC}{dr} = \frac{K_r}{D_1} \cdot C \quad (1-18)$$

式中 K_r 是以推集体积作基础的反应速度常数。此式的边界条件为：

$$r=0, \quad dC/dr=0,$$

$$r=r_0, \quad C=C_s, \quad C_s = (C_A - C_B/K_c)$$

现定义无因次的内扩散模数 ϕ 为：

$$\phi = r_0 \sqrt{\frac{K_r \cdot C_s^{m-1}}{D_1}} \quad (1-19)$$

ϕ 是表征内扩散作用的重要参数，对于一级反应 $m=1$

$$\phi = \sqrt{\frac{K_r}{D_1}}, \text{ 于是式 (1-19) 可改写为:}$$

$$\frac{d^2 C}{dr^2} + \frac{2}{r} \cdot \frac{dC}{dr} = \left(\frac{\phi_s}{r_0}\right)^2 \cdot C$$

令 $b = \frac{\phi_s}{r_0}$, 则: $\frac{d^2 C}{dr^2} + \frac{2}{r} \left(\frac{dC}{dr}\right) = b^2 \cdot C$

如令: $C = \frac{\xi}{r}$

则上式成为:

$$\frac{d^2 \xi}{dr^2} + \frac{2}{r} \cdot \frac{d\xi}{dr} = b^2 \xi$$

上式的解为: $\xi = C_1 r + A_2 C^{-b r}$

及 $C = \frac{1}{r} (A_1 C^{b r} + A_2 C^{-b r}) = \frac{2A}{r} \sinh b r$

式中 A_1 及 A_2 为积分常数, 根据边界条件 $A_1 = A_2$ 得出:

$$C = \frac{A}{r} (e^{b r} + e^{-b r}) = \frac{2A}{r} \sinh b r$$

又据边界条件: $r = r_0$ 时, $C = C_s$, 可得:

$$C_s = \frac{2A_1}{r} \sinh b r,$$

$$\frac{C}{C_s} = \frac{\sinh\left(\phi_s \frac{r}{r_0}\right)}{(r/r_0) \sinh \phi_s} \quad (1-20)$$

此即颗粒内的浓度分布式, 完全由 r/r_0 及 ϕ_s 值决定。由于整个颗粒内的反应速度等于从粒子外表面定常扩散进去的速度, 故

$$V_R = 4\pi r_0^2 D_s (dC/dr)_{r=r_0} \quad (1-21)$$

对 (1-20) 式微分:

$$\frac{dC}{dr} = \frac{C_s (\phi_s \cosh(\phi_s \cdot r/r_0) - (C_s/r) \sinh(\phi_s \cdot r/r_0))}{(r/r_0) \sinh \phi_s}$$

故 $\left(\frac{dC}{dr}\right)_{r=r_0} = \frac{C_s (\phi_s \cosh \phi_s - \sinh \phi_s)}{r_0 \cdot \sinh \phi_s}$

$$= \frac{c_s \phi_s}{r_0} \left(\frac{1}{\tanh \phi_s} - \frac{1}{\phi_s} \right)$$

代入 (1-21) 式得:

$$V_R = 4\pi r_0 \phi_s D_e c_s \left(\frac{1}{\tanh \phi_s} - \frac{1}{\phi_s} \right)$$

$$\therefore \frac{dR}{dr} = \frac{V_R}{\frac{\pi}{3} n r^3 \cdot \rho_s} = \frac{3\phi_s D_e \left(\frac{1}{\tanh \phi_s} - \frac{1}{\phi_s} \right)}{r_0^3} (C_A - C_B/k) \quad (1-22)$$

而均相反应速度 V 则为:

$$V_s = \left(\frac{3}{4} \right) \pi r_0^3 K c_s$$

于是由定义: $n = V_R / V_s$, 可得:

$$\eta = 3/\phi_s \left(\frac{1}{\tanh \phi_s} - \frac{1}{\phi_s} \right) \quad (1-23)$$

可见在这种情况下, η 之值完全由 ϕ_s 决定。图 (1-4) 即给出了这一曲线。

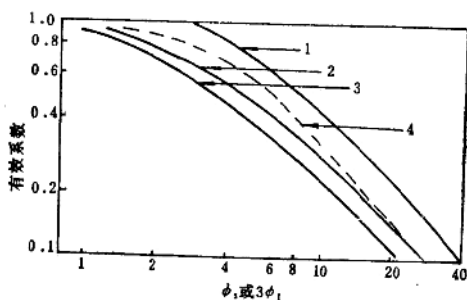


图 1-4 催化剂的有效系数

1—球形, 0级; 2—球形, 1级; 3—球形, 2级; 4—片型, 1级