

钢研译丛之一

高炉气体动力学论文集

鞍钢钢铁研究所

一九八〇年十二月

前 言

本译文集是以1975年澳大利亚国际高炉气体力学专题讨论会议论文集为主要内容，并汇集了近年来国际有关高炉气体力学方面的一些文章，加以选译编印的。文集内容大体上包括：生产高炉气体力学的研究；实验室气体力学的理论研究；高炉喷吹燃料的气体力学以及数学模型的研究等。这些文章对从事炼铁生产和科研等方面的人员有一定的参考价值。

文集主要由鞍钢钢研所炼铁室的同志翻译。由成兰伯同志负责编审，李志端、马树涵、安云沛、曾祥明同志负责校核，许振民同志负责出版校订，王丽华同志负责图表描绘。

凡文末未注明文献出处者，均译自“AUS.I.M.M. ILLAWARRA BRANCH—B.F.A. SYMPOSIUM, WOLLONGONG, 1975”一书。

承蒙鞍山钢院李思再、李文忠、陈世超、佟发勇同志供稿，鞍钢炼铁厂陈铭铨同志，情报研究所沈钟、徐新华同志校稿，特此感谢。

由于时间仓促，水平所限，错误在所难免，请批评指正。

编 者

一九八〇年六月



B 036740

目 录

高炉气体动力学	马树涵译	徐新华校 (1)
炉料在高炉冶炼过程中对流体力学的影响	马树涵译	沈 钟校 (13)
炉料分布和透气性的研究—№ 7 高炉透气性的改进	李世原译	李 仁校 (26)
焦炭及其对高炉气体动力学的影响	李世原译	陈铭铨校 (34)
在高炉料层上部煤气流偏转与炉料分布的相互作用	安云沛译	颜家喻校 (43)
半径方向上的透气性分布和软熔带位置对煤气流动的影响	安云沛译	颜家喻校 (45)
高炉炉身透气性模型的实际应用	李志端译	马树涵校 (47)
炉腹和炉缸对高炉煤气流影响的重要性	李志端译	徐新华校 (55)
高炉气体动力学过程及其瞬变的研究	李世原译	徐新华校 (62)
大型高炉煤气流的改善	何新芳译	沈 钟校 (68)
高炉操作参数对炉喉煤气温度分布的影响	马树涵译	李志端校 (76)
高炉过程的气体动力学研究	李世原译	李志端校 (85)
应用纤维光学镜或窥孔镜对试验炉高温区的研究	马树涵译	李世原校 (91)
用电导纸研究高炉内的煤气流动	安云沛译	颜家喻校 (98)
钢铁冶炼反应的模型解析	黎超玉译	安云沛校 (100)
高炉中煤气流的不均匀分布	安云沛译	成兰伯校 (108)
新的液泛试验成果及其对高炉气体动力学的重要性	姜 森译	李志端校 (117)
高炉炉身透气性的模型实验	何新芳译	许彦斌校 (121)
在相似于高炉滴下带条件下气—液对流充填层的物理特性	戴家惠译	安云沛校 (130)
高炉下部两相对流流动的研究	戴家惠译	安云沛校 (132)
炉料分层装入的充填层和移动层中的煤气流动	安云沛译	戴家惠校 (134)
融着充填层中的传热机构	曾祥明译	安云沛校 (142)
软熔带高炉煤气分布的影响	佟发勇译	霍庆贵校 (150)
模拟高炉下部情况的散料灌液层水力学阻力的研究	李文忠译	陈世超校 (158)
高炉炉身喷吹煤气的某些原理	何大华译	马树涵校 (162)
高炉喷吹辅助燃料的气体动力学研究	李志端译	陈铭铨校 (166)
高炉炉身喷吹还原气体时的气体力学状况	李 仁译	李志端校 (179)
高炉操作理论分析	钱雪珍译	徐新华校 (188)
风口进风的充填式冶金炉中气体动力学研究	李思再译	马树涵校 (196)
高炉内窑面的确定	王有满译	徐新华校 (204)
把Ergun公式扩展到二维流动充填层	何新芳译	戴家惠校 (209)

炉身分层装料的气流分析·····	何新芳译	戴家惠校 (212)
水平分层装料的高炉操作数学模型·····	何新芳译	戴家惠校 (222)
倾斜分层装料的高炉操作数学模型·····	安云沛译	戴家惠校 (236)
回旋区、风口直径及炉墙结物对高炉中煤气流动的影响·····	安云沛译	戴家惠校 (247)
融着充填层的煤气流动与传热分析·····	曾祥明译	安云沛校 (257)

高炉气体动力学

R.Jbnetar, W.Pötke, V.Petersen and K.Polthier

摘 要 本文阐述了高炉冶炼过程中某些气体力学因素,并概述了需要进一步研究的领域。对干区湿区的压损进行了详细的讨论并为维持最小压差而规定了焦炭的最佳粒度。研究了各种装料制度对炉身煤气分布的影响及炉身喷吹注意事项。概述了限制高炉产量的流化现象以及气体动力学对料床运动的影响,其中包括流化、液泛以及回旋区的形成。提出必须进一步研究碱金属、硫、锌、软化和喷油与增加风速对高炉经济的综合影响。

一、前 言

为了进一步改善高炉效率,一定容积的高炉需要提高产量,降低焦比。用产量表征高炉经济功能,在尽量减少休风影响的情况下,目前只能达到日产一万吨铁水。

高炉为一个对流反应器,如图1所示。干区焦炭和矿石炉料向下运动,湿区焦炭、熔融铁和熔渣向下沉落或滴下。煤气流之间的相互作用,煤气流与固体运动之间的相互作用都影响到高炉产量和焦炭消耗并破坏高炉生产的稳定。本文不能详细涉及到与高炉气体力学所有的问题,但是对于目前尚未解决的问题,力图作进一步的探讨。

二、高炉干区气相的压力损失

高炉主要要求之一是通过高炉的煤气流具有最小的压力损失。本文就未出现熔化的铁水和炉渣的干区所进行的大量模型试验给予简要叙述。但是必须指出,所有这些压力损失的测定,均是在静态料床中进行的,需要补充研究的是,确定在高炉中的移动床是否有同样的关系。

煤气流压力损失 ΔP ,基本上只由雷诺规范数 Re 决定的无因次摩擦系数 ψ 来计算。图2表示均匀粒度、混合粒度以及均匀与混合粒状料床的大量试验结果。必须注意,对于混合粒度型摩擦系数,也取决于 ϵ_s/ϵ_m 之比值。其中 ϵ_s 为仅仅具有最小直径所组成的均匀粒度型料床的空隙度。

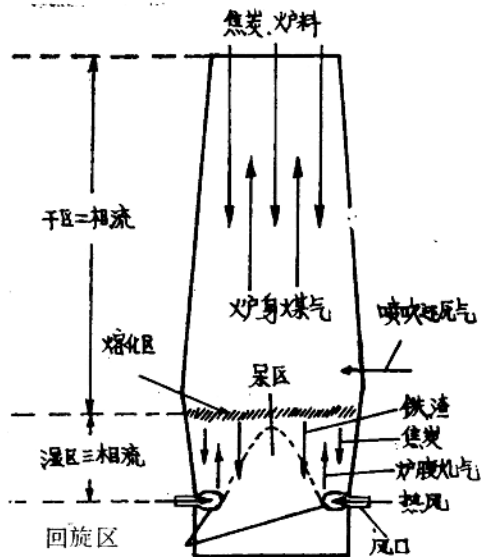


图1 高炉内流相示意图

在雷诺数Re与摩擦系数 φ 项中， ΔP 为气相压力损失，H为料床高度。 W_g 为煤气表面速度， ρ_g 为气体密度， ν_g 为气体动粘度及 $d_{r,e}$ 分别代表（r）和当量e颗粒直径。指数r根据1970年Polthier建议是代表计算的颗粒料的象征性直径，首先测量等于颗粒直径的球状体积直径；然后将这个球状直径，应用所谓球体或者形状系数转换至象征性颗粒直径。球体或形状系数由球体表面与同体积粒状颗粒表面之比决定。指数e是按照方程（1）计算平均颗粒直径时混合粒度料床的导出指数。

$$d_{r,e} = \frac{1}{\frac{V_1}{V_{co1}} \cdot \frac{1}{d_{r1}} + \frac{V_2}{V_{co1}} \cdot \frac{1}{d_{r2}} + \frac{V_n}{V_{co1}} \cdot \frac{1}{d_{rn}}} \quad (1)$$

方程1内 V_{co1} 为颗粒之总体积， V_1, V_2 等为粒径为 d_{r1}, d_{r2} 等的单个颗粒的体积。

最大的困难是精确的决定非均匀直径颗粒混合料的空隙度 ϵ_m 。对于两种或三种规定粒度的混合颗粒，可以找出其比较简单的关系。图3为分别按照 V_s/V_{co1} 和 V_1/V_{co1} 的比表示两种粒度，如烧结矿和矿石或球团矿混合料的一些试验结果。 V_{co1} 为颗粒的总体积， V_s 是直径 d_s 的最小颗粒的体积。 V_1 为 d_1 直径的大颗粒体积。混合料空隙度 ϵ_m 总比均匀粒度料的空隙度小。因而 d_s/d_1 愈小时则其空隙度变得愈小。

三种球形颗粒混合料类似的试验结果示

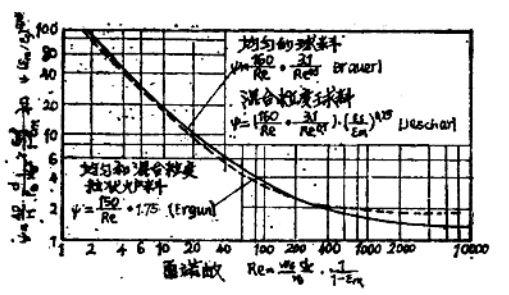


图2 无烧液料床摩擦阻力系数

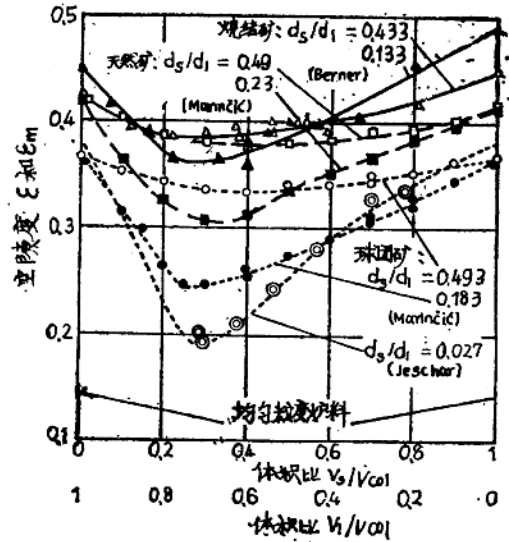


图3 两种粒度球形料床阻力系数

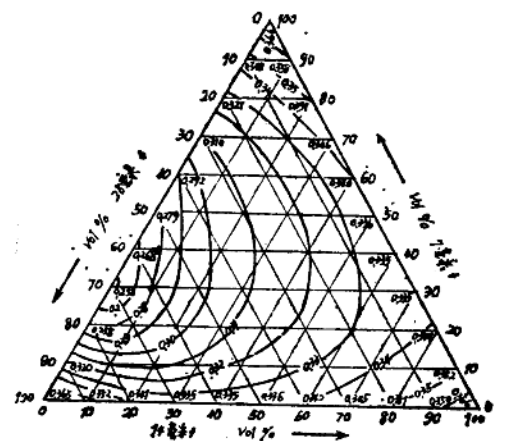


图4 三种粒度球形混合料空隙度

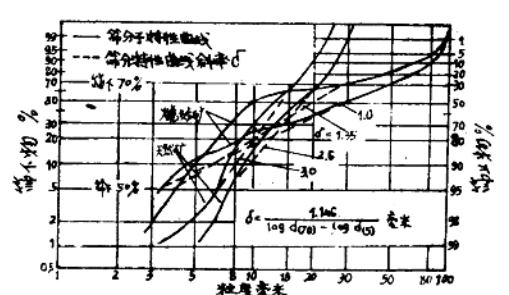


图5 高炉炉料筛分特性曲线

于图4。单个球粒的直径为7毫米, 14毫米和28毫米。每种球单一均匀粒度的空隙度为0.336。每一种混合料空隙度比单一均匀粒度小。发现当采用70%直径为28毫米球料和30%直径为7毫米球状料的混合料时, 空隙度最小 $\epsilon_m = 0.258$ 。

但是, 装入高炉的固体炉料—焦炭和含铁炉料, 不是两种或三种粒度的混合物。在图5筛分曲线内表明两种烧结矿和两种矿石的粒度分布是最好的。图中示出了筛下和筛上颗粒的体积百分数, 它取决于所用筛子的筛网眼大小。根据Marincic筛分特性曲线的斜率 δ , 能够满意的用直线表示, 该直线是联接70%和5%两

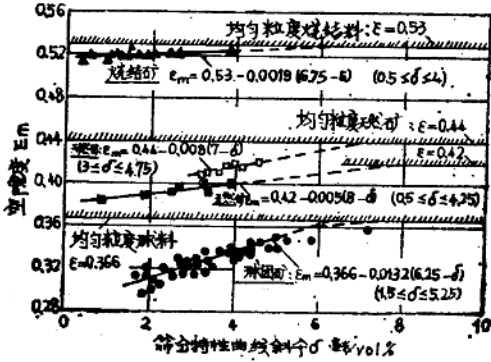


图6 取决于筛分特性曲线斜率高炉料层空隙度

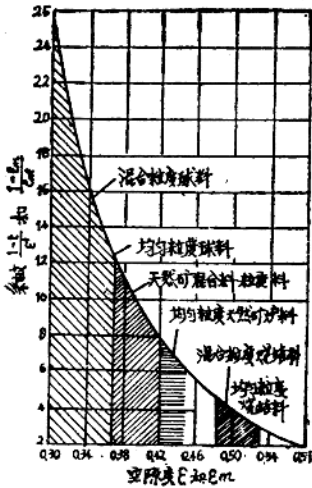


图7 高炉炉料空隙度

点绘制成的。这些直线也表示在图5(虚线), 而且当这些曲线斜率一致时, 则毫米/体积%按照方程2计算:

$$\delta = \frac{1.146}{\log d(70) - \log d(5)} \text{毫米/体积\%} \quad (2)$$

方程(2)内 $\log d(70)$ 和 $\log d(5)$ 分别为70%和5%筛下粒度以10为底的对数。后来 Marincic 借助于筛分曲线的斜率计算出混合粒度的平均空隙度。测定结果示于图6。

图6表示平均空隙度为筛分特性曲线斜率 δ 的函数。上面曲线为烧结矿, 中间两条曲线

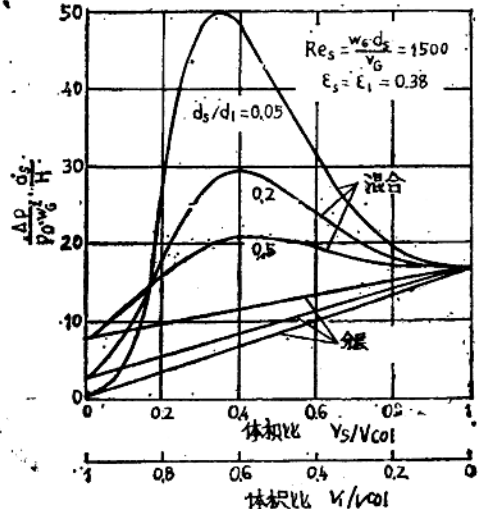


图8 不同粒径的球形层状和混合料床煤气压差

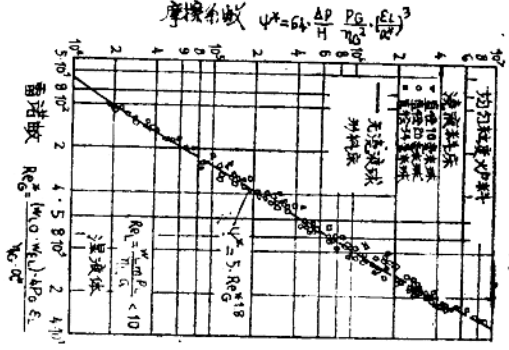


图9 无液液球床摩擦系数

为两种不同矿石, 下面曲线为球团矿。单一均匀粒度烧结矿空隙度等于0.53, 两种矿石为0.44和0.42, 球团矿为0.366。方程给出了各种情况下用以计算作为斜率 δ 的函数混合料空隙度 ϵ_m , 以及有效范围。应当注意, 混合烧结矿空隙度, 甚至在低 δ 值即粒度范围宽, 也大约仅降到0.52, 因此和均匀粒度烧结矿的0.53差别不大。

应用图6所示的方程计算空隙度 ϵ_m , 如果混合料内具有筛下物时(小块), 必须予以校正。筛下物最小粒径由直径 du 求出。

$$du = 0.35d_c \dots\dots\dots (3)$$

式中 d_c 为混合料当量颗粒直径。

所有不同粒度混合料的体积低于 du 这个值的都要作为筛下物分离除去, 然后计算筛下物的平均空隙度, 可以用下列方法求出:

$$\epsilon_{mu} = \epsilon_m - \frac{V_u/V_{co1}}{1 - V_u/V_{co1}} (1 - \epsilon_m) \dots\dots\dots (4)$$

式中 V_u 是筛下颗粒体积。

与图6相同, 图7表示高炉炉料空隙度。其值位于粒度均匀的烧结矿 $\epsilon = 0.53$ 和混合粒度的球料床 $\epsilon = 0.3$ 之间。图7表示计算煤气压力损失时, 关键问题是尽可能精确的确定空隙度。因为当空隙度由0.53减至0.3时, 摩擦系数内包含的因素 $(1 - \epsilon_m)/\epsilon_m^3$ 或 $(1 - \epsilon)/\epsilon^3$ 由3上升至26。小块炉料和大颗粒焦炭中交替以层状从炉顶装入高炉, 若求出焦炭和炉料的当量直径, 则可将料层结构看成是均匀颗粒料床的料层的交接。

高炉料床所具有的总压损失假定可以由单一料层压力损失叠加求出。但是如果焦炭和炉料在炉身下降过程中发生混合, 而且压力损失大幅度增加时, 其情况就不同。上述情况示于图8。图8分别以体积比 V_s/V_{co1} 和 V_l/V_{co1} 为横坐标表示出公式 $\Delta P \cdot ds / (P_g \cdot W_g^2 \cdot H)$ 压差降低。图内曲线适用于球状颗粒, 以小颗粒与大颗粒直径之比表示, 只由大小球状料组

成的单一粒度料床, 其空隙度均为0.38。

应用较小球料直径 ds 求出气体雷诺数 Re 为1500。图8明确地表示出混合料床的压力损失是如何随着大、小粒径比值而上升的, 直径比 ds/d_l 愈小, 则压损失愈大。

因此, 高炉内气体压力损失明显地取决于焦炭和炉料在高炉下降过程中, 是否保持层状结构或者两种炉料相混合。所以今后对高炉内固体运动应该进行大量的研究。

三、高温湿区的煤气压力损失

高炉内湿区的固相, 只是由与上升煤气成逆流并随熔化铁水和炉渣液相下降的焦炭块床所组成。因为液流影响煤气压力损失, 所以本文对高炉干区其他关系加以详细比较, 但是目前高炉液泛程度较低, 可以认为气体和液体彼此不产生严重的相互影响。Jeschar和Bredehofft发现: 在这种情况下, 由于单一粒度料层被浇液可以像固体料床未经浇液一样来使用同样的关系。但是料床内液相的体积, 必须包括在空隙度的定义中。而且滴落膜的表相速度, 必须考虑到相应雷诺数。其研究结果示于图9。图9浇液料床的修正摩擦系数 ϕ^* 表达为修正雷诺数 Re 的函数。在 ϕ^* 的定义中, 除预先规定参数外, ϵ_L 为浇液均匀粒度球团矿料床的空隙度, a^* 为浇床的比表面积, ϵ_L 按下式求出:

$$\epsilon_L = \epsilon - V_L/V_{co1} \dots\dots\dots (5)$$

式中 ϵ 为浇液均一料床的空隙度。

V_L 为液体体积。

V_{co1} 为颗粒料体积。 a 由下式求出:

$$a^* = \frac{6}{d} (1 - \epsilon_L) \dots\dots\dots (6)$$

式中 d 为球团矿直径。

雷诺数中 W_{Lo} 为滴膜的表相速度, 由下式求出:

$$W_{Lo} = 1.5W_{Lm} \dots\dots\dots (7)$$

W_{Lm} 为滴膜的平均速度, 因此 $W_{\epsilon L}$ 是考虑空隙度 ϵ_L 时料床煤气速度。 $W_{\epsilon L}$ 项按下式求出。

$$W_{\epsilon L} = \frac{W_g}{\epsilon_L} \dots\dots\dots (8)$$

式中 W_g 为高炉自由横断面煤气的表相速度。

对球料直径为10, 20和34毫米的三种均匀粒度料床进行了研究。当液体流雷诺数 $Re_L < 10$ 时, 按下式计算 Re 是正确的。

$$Re_L = \frac{W_{Lm} \cdot \rho_L}{\eta_L \cdot a} \dots\dots\dots (9)$$

式中 ρ_L —液体密度。

η_L —液体动力粘度。

a —为无浇液料床的比表面, 其公式与方程6相同:

$$a = \frac{6}{d} (1 - \epsilon) \dots\dots\dots (10)$$

式中 ϵ 为无浇液料床的空隙度。

其测定值可以用1960年Brauer提出的无浇液均一球团矿料床经验曲线, 十分精确地进行校正。其结果示于图9。方程式为:

$$\varphi = 5 Re^{0.1} \dots\dots\dots (11)$$

因此, 若已知被悬滞液体体积 V_L 则可以计算出无浇液料床中的煤气压力损失。1968年Gelbe提出, 采用已知液体的物理性质和料床颗粒的几何参数, 可以计算出压力损失。按照1971年Bredehoft和1968年Gelbe的意见认为: 空心颗粒研究的结果, 可以转用到球形颗粒。

四、最小气相压差的最佳焦炭粒度

高炉内气相压力损失, 由湿区压降和干区压降两部份组成。湿区仅有焦炭料床, 而干区由焦炭和炉料的混合料组成。

与图10所示相同, 假设干区焦炭和矿石, 一部分为层状结构, 另一部混合。如上所述对

随着固体料床的移动, 炉料发生混合的详细研究尚未进行。由于测定高炉内料块的粒度属于反应动力学范围, 根据Bogdandy与Engell 1967年的建议, 料块粒度不应该大于某一最大粒度值, 即应当维持比较小的粒度。因为高炉干区焦炭和矿石彼此混合, 为了使干区煤气阻力比较小, 就应当使焦炭粒度大体上与矿石粒度相近, 如图8所示。但是, 高炉湿区内随着焦炭颗粒直径增加, 压损降低。由此可以推断, 若焦炭和矿石在干区内完全混合, 此时必有一个最佳焦炭粒度, 其压差最小。Bredehoft的试验结果示于图11。压损降低 ($\Delta P \cdot d_B / (\rho_{Gn} \cdot W_{G,n}^2)$) 是矿石 (指数B) 和焦炭 (指数C) 直径比的函数, 指数 n 表示标准状况。在液相雷诺数 Re_L 内, d_c 为焦炭块的当量直径, ϵ_c 为焦炭床的空隙度。以 V_m 为混合料床体积, $V_{col, dry}$ 为干料床总体积, $V_m = 0.5 V_{col}$ 为基数矿石体积 V_B 与干料床总体积之比在0.3, 0.4, 0.5 范围内变化。如图所示, 煤气最小压损位于矿石对焦炭的粒度比 d_B/d_c 0.25 和0.3之间。所以在研究的条件下, 要获得最小压损, 焦炭粒度应3~4倍于矿石粒度。混合料床百分比愈低则上述比值 (焦炭对矿石之比值)

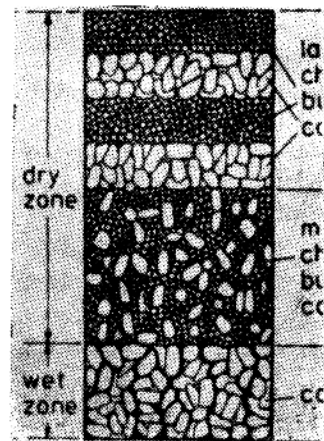


图10 高炉各区简图

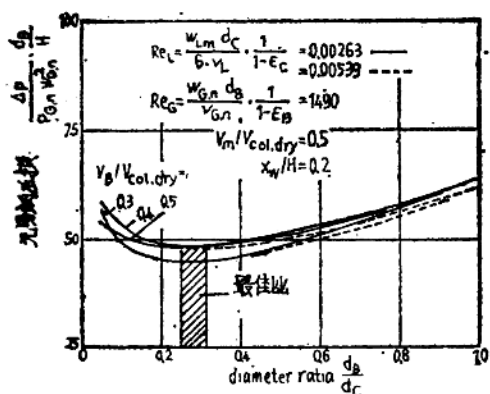


图11 煤气压损与矿石和焦炭块度比之关系

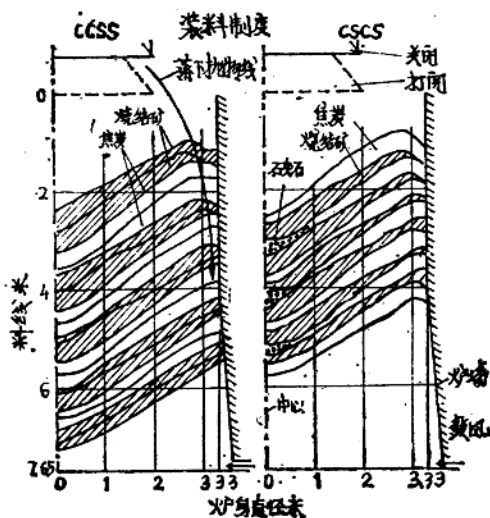


图12 高炉内料面分布

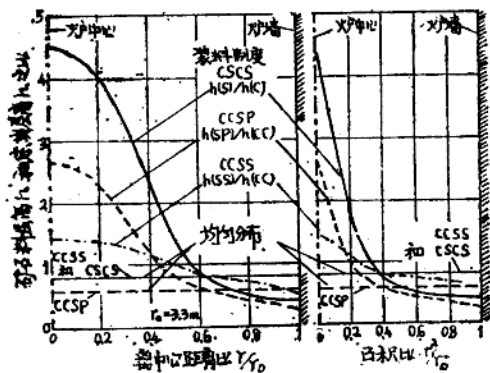


图13 高炉炉喉矿石和焦炭的分布

变得愈大，反之亦然。因此，更准确的判断最小压损时的最佳焦炭粒度，只有在焦炭和矿石混合有效地利用后才能实现。

五、高炉炉身煤气流分布

获得高炉高产十分重要的因素是保持通过料床的煤气流均匀的分布，以保证矿石均匀还原和炉料在下降过程中充分的加热。然而整个高炉截面气流的分布，在很大程度上取决于相应粒度分布。而原料的粒度在整个截面上的分布又取决于高炉炉顶装料的方法。

目前高炉炉顶结构如图12所示形成粒度偏析，料层倾斜的炉料分布。由于大块沿斜面向下滚动和滑动而集中于炉中心，而小块停留在斜坡顶部呈环状。图12表示半径 $r_0 = 3.3$ 米与实际高炉同样大小的模型上部料柱剖面。距大钟开启位置最深为7.65米。每层料床曲线为各种情况下料床表面曲线，并且适用于大钟开启位置到装入炉料堆尖之间的任何距离。若该距离大，则形成相当于落下抛物线的V型曲线。若距离较小，则形成不太明显的M型料面。左图装料制度为CCSS，右图改变装料制度为CSCS。此处C和S分别代表焦炭和烧结矿。右图说明烧结矿和焦炭颗粒的安息角不同引起的偏析。大块焦炭倾角较大为 $35 \pm 1^\circ$ ，并且集中于高炉环形区域。烧结矿倾角较小为 $30 \pm 1.5^\circ$ ，并且堆集中于高炉中心。但是如左图所示，若装料制度是CSCS而不是CCSS时，该偏析情况在颇大程度上得到纠正。

将上述结果进一步整理归纳示于图13。横座标为距中心距离之比 r/r_0 和面积之比 r^2/r_0^2 ，纵座标为料床矿石和焦炭层高度比 $h_{\text{矿}}/h_{\text{焦}}$ 。如上所述，当装料制度为CSCS时，发现在整个高炉径向横截面，焦炭和烧结矿最不均匀，装料制度为CSCS时最均匀。实际上原料分布与大钟开启位置到堆尖的距离无关。用球团矿代替1/2烧结矿并采用CCSP装料制度时

其情况介于上述二种装料方法之间。

不仅是原料分布对高炉截面煤气分布产生影响，而更主要的是粒度分布。例如如图 14 所示，是以没有分级的烧结矿为 S，装料制度为 SS，分级粒度范围狭窄的烧结矿，装料制度为 S•S•S 以及焦炭装料制度为 CC 时，面积比 r^2/r_0^2 为横座标，块度直径比 d_r/d_e 为纵座

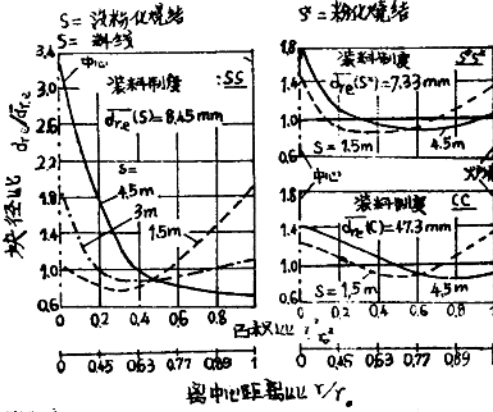


图14 炉喉炉料和焦炭块粒的分布

标的关系图。 d_r, e 为炉内一定区域炉料颗粒当量直径， $\bar{d}_r, \bar{e}$ 为整个料床的平均当量直径。图 14 内所有原料装入料线 $s = 4.5$ 米，由于形成 V 形剖面，所以大块烧结矿基本上在炉中心，而粉矿集中在边缘环圈形成堆尖区域)。在最高料线 $s = 1.5$ 米处发现形成 M 形剖面从而导致大

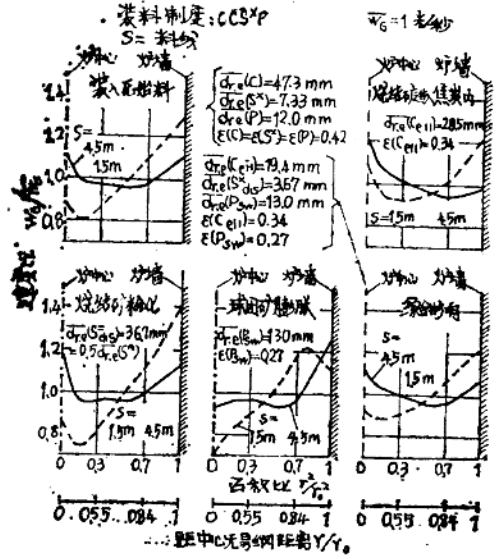


图16 料床结构变化对炉身流量分布的影响

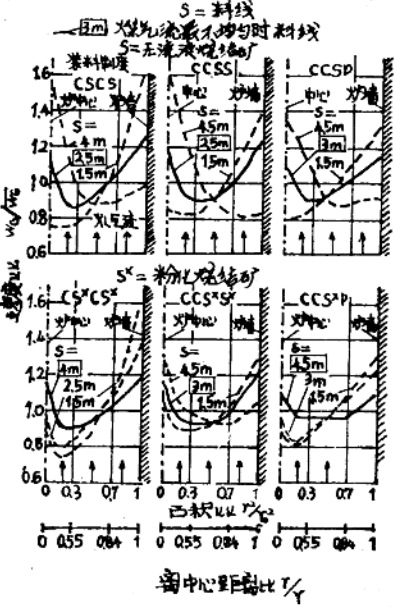


图15 高炉炉喉气流分布

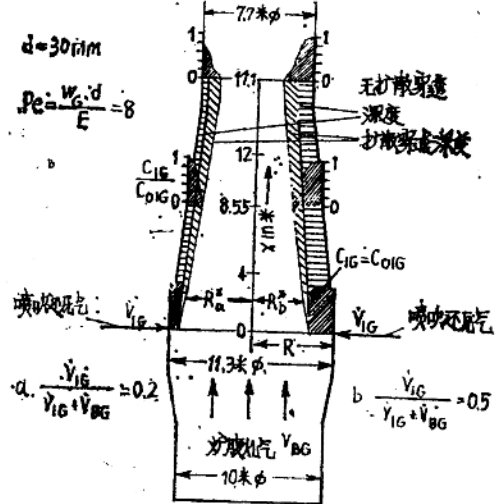


图17 炉身喷吹还原气穿透深度

块集中在边沿和炉中心。因此可以通过改变料线来控制炉身断面粒度分布与煤气分布。前面已经指出, 炉内烧结矿, 焦炭, 球团矿在整个高炉截面的分布几乎与料线无关, 而仅受装入制度的影响。由原料及粒度分布决定的煤气流分布与截面面积比 r^2/r_0^2 示于图15。 W_0 为每种情况下的局部煤气速度, $W_0=1$ 米/秒为平均表相煤气速度。图中6种曲线表示最高料线 $s=1.5$ 米和最低料线 $s=4$ 和 4.5 米时煤气流的分布。同样实线表示各料线下最均匀的气流分布。图上部三种曲线为没有分级烧结矿, 而下部三种曲线为分级烧结矿。左边图表示装料制度为CSCS和CS*CS*的情况, 中间图表示CSCS和CCS*S*装料制度的曲线, 而左图适于CCSP和CCS*P装料制度。上面三种曲线可以认为采用 4.5 米料线会导致炉身中心煤气十分发展, 而料线为 1.5 米时, 高炉边缘煤气流发展。上述现象在装入分级烧结矿时不明显, 尤其在 4 和 4.5 米料线时, 除中心区域外炉子边缘透气性较好。为了使整个高炉截面尽可能具有均匀煤气流分布, 需用分级烧结矿代替不分级烧结矿。同样装料制度分别由CSCS或CS*CS*变为CCSS或CCS*S*也能有一点效果。但是如右图所示, 当采用球团矿代替烧结矿时, 其效果显著。实际上就这方面而言, 除了最佳料线抵销装入球团矿引起的影响外, 精确地控制料线是十分重要的。上述试验表明, 装入球团矿和没过筛的烧结矿最佳距离为 3 米, 过筛烧结矿和球团矿为 4.5 米, 此距离较没有球团矿时大。

根据装入原料表面所测定的粒度和炉料分布, 计算出如图15所示气流分布曲线。如果装入炉料的表面形状在料床下降过程中不发生变化, 则此图示煤气流分布曲线适用于高炉下部区域。由于这种可能的混杂结构尚不能详细研究, 所以炉身下部区域煤气流分布曲线应进一步研究并留有修正的余地。为此研究了烧结矿进入焦炭内烧结矿的粉化和球团矿的膨胀的

影响。其结果示于图16。其中局部煤气速度 W_a 和平均煤气速度 W_0 ($W_0=1$ 米/秒) 之比为纵坐标, 无因次面积之比 r^2/r_0^2 为横坐标。计算适用于装料制度CCS*P。图内左上部分相当于图15的右下部分, 表示料线为 4.5 和 1.5 米时, 炉料的基本结构的流量分布。烧结矿, 球团矿和焦炭的平均当量直径分别为 12.0 毫米、 7.33 毫米和 47.3 毫米。三种原料之平均空隙度为 0.42 。图内右上部分是由于烧结矿粉粒进入焦炭内而产生的气流变化曲线。目前焦炭空隙度 $\epsilon=0.34$, 而实际焦炭块当量降至 0.28 , 如果原来结构不变, 就可以求出其他数值。料线 $s=4.5$ 米时, 气流分布显然比原来料床结构更坏。而料线 $s=1.5$ 米时, 曲线获得令人满意的改善。但是必须注意, 烧结矿粉粒进入焦炭内, 导致煤气压力损失增加。如图左下侧所示, 料线为 1.5 米时, 烧结矿粉化造成较差的气流分布, 而料线为 4.5 米时, 气流分布大体上维持不变。在本计算中烧结矿的平均当量直径比原粒度减小一半至 3.67 毫米。球团矿的膨胀。对煤气流产生最不利影响。图内中下部表明, 在上述两种料线下, 气流分布非常不均, 中心气流小, 边沿气流大。这主要是由于球团矿在装料过程中滚到斜坡下边而集聚于炉中心, 在此处球团矿膨胀使料床阻力显著增加。对此研究情况, 假定随着球团矿平均直径由 12 增至 13 毫米, 体积增加 25% , 则空隙度降到 0.27 , 而其他变量不变。图的右下部表示所有上面谈到的现象同时发生时综合气流曲线。目前焦炭、烧结矿和球团矿平均当量直径分别为 19.4 、 3.67 和 13.00 毫米。焦炭空隙度为 0.34 、球团矿为 0.27 、烧结矿不变为 0.42 。料线 4.5 米、 1.5 米的曲线表明, 原始结构的气流分布对于第一种情况变化甚微, 而在料线 $S=1.5$ 米, 第二种情况下, 可以看到气流分布显著改善, 这主要是由于烧结矿粉矿渗入焦炭内的结果。

六、高炉喷吹还原气

向高炉炉腹上部，炉腰部位喷吹还原气体是近年来提高高炉产量，降低焦比的措施之一。这是一个有前途的措施。问题是如何提高还原煤气在炉内的渗透性，而即如何达到炉身整个截面浓度均匀。

根据目前所掌握的资料，图17算出两种特殊情况下的穿透深度和浓度。所研究的高炉炉容是有代表性的，炉缸直径10米，喷吹还原气位置直径11.3米，炉喉直径7.7米，喷吹平面到料面的距离是17米。在第一种情况（a）下，没喷吹煤气量 V_{1G} 与总煤气量 $V_{1G}+V_{nG}$ （此处 V_{1G} 为炉腹煤气量）之比为0.2，而第二种情况（b）其比值为0.5。在喷吹位置，喷吹煤气穿透深度（ $R-R^*$ ）是在假定喷吹煤气量和炉腹煤气量按其比例占据炉子截面积的条件下，进行计算的。这个假定已由Miyashita和其他一些人证实。渗透深度可由下式计算：

$$R^*/R = \sqrt{1 - \frac{V_{1G}}{V_{1G} + V_{nG}}} \quad (12)$$

在图17情况内

$$R^*_a = 0.894R \text{ 和 } R^*_{pb} = 0.707R$$

图表示高炉三个不同位置的浓度剖面。局部浓度 C_{1G} 与喷吹位置的浓度 C_{01G} 之比表示为距高炉中心线径向距离的函数，假定在喷吹位置上，整个穿透深度的浓度为 C_{01G} ，而在炉身每一平面喷吹煤气以其体积比所占据的穿透深度用横影线表示。由于涡流的影响，喷吹煤气穿透深度表示为斜线。不考虑煤气上升过程中由于化学反应产生的浓度变化。浓度曲线表明，喷吹煤气向炉中心的涡流扩散是相当小。根据1955年Fahien和Smith的建议，涡流扩散系数 E 由气流雷诺数下的Peclet数 $Pe = \frac{W_G \cdot d}{E}$

计算。在高炉雷诺数条件下，Peclet数接近于

常数 $Pe = 8$ 。公式中 W_G 为空炉煤气表相速度； d 是料床的颗粒直径。后者常取平均值 $d = 30$ 毫米。1972年Traustel等人，用高炉实际测定的煤气浓度曲线与上述假定理论结果进行比较。并发现喷吹煤气向炉中心扩散比用Fahien和Smith等人在冷态模型和一座高炉通过测定进行比较，证明了这种结果。按照Traustel的意见，上述观点可以由Fahien和Smith著作中提出的由于移动料床煤气扩散系数高于静态料床扩散系数得到解释。为了弄清这个问题需要进一步研究。

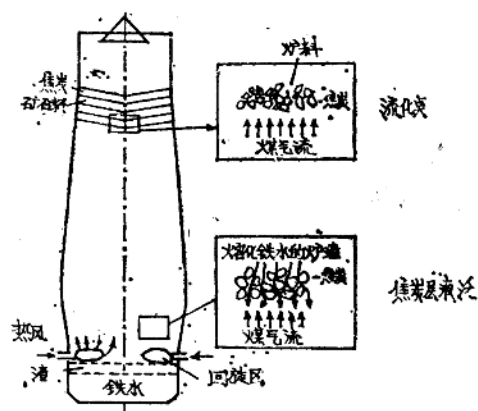


图18 限制高炉产量的流化现象

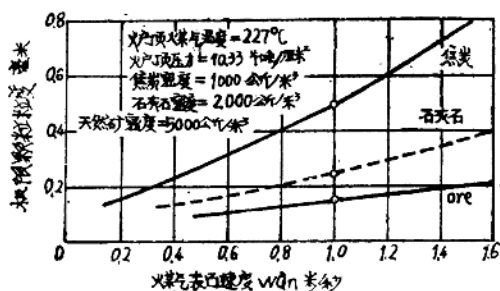


图19 高炉炉喉实际流化条件

七、限制产量的流化现象

随着高炉产量增加引起炉身煤气量和渣铁量增加。但是二个流柱其中一个只能增加到一

定程度,直到其中一项达到限制标准。这个情况大体上都已了解,本文只做简单讨论。如图8所示,在炉身粉化的粉料被吹起,可能沉积于料中。因此,煤气流通过不同的通道从而使炉顶煤气温度升高,间接还原度降低和焦炭消耗增加。另一限制条件是炉腹煤气作用使炉渣停滞下降到产生液泛。由于粉粒堵塞空隙造成风量减少必然导致生产率降低。此失常现象只有以降低风量来消除。在这方面,注意到这一点是有意义的,即喷吹还原气会减少炉腹煤气量,因为炉腹煤气量减少了,降低熔渣产生液泛的危险。但是因为炉腹煤气量增加使粉状炉料产生流化沉积到空隙内的危险都增加。然而风口喷油同时采用富氧鼓风就能减少炉顶煤气量。关于粉粒流化和继而形成炉尘的高炉炉顶条件(炉顶温度 227°C 和炉顶压力 1.013公斤/厘米^2)示于图19。流化的极限颗粒直径(毫米)可以用标准状态下煤气的表相速度的函数表示。极限粒径是正好被上升煤气流开始形成悬滞状态的粒径。曲线适用于比重为 1000公斤/米^3 的焦炭, 2000公斤/米^3 的石灰石和 5000公斤/米^3 的矿石。在炉身料床下部区域,与炉顶相比温度比较高,而相应的升高煤气速度,所以计算的极限粒径也比炉顶条件下大。

为了能够估算在什么条件下,炉腹炉渣被上升煤气流的作用造成液泛或悬滞。可以采用1965年Mersmann提出如图20的曲线。曲线最初用于化学工业中具有湿液体流过的料粒,具有浇液的柱状料床中,非浇液料床无量纲压力损失可以表达为无量纲因次浇液密度的函数。高炉条件下 ΔP_t 参数是非浇液料床煤气压差, g 为重力加速度, $\rho_r = 3000\text{公斤/米}^3$ 为炉渣比重, H 为料床高度, ψ 为摩擦系数, ρ 为煤气密度和 W 为炉内温度 1500°C 时操作条件下的煤气表相速度,而 dp 为焦炭的当量直径用球形或用 0.75 的形状系数来计算。 $e = 0.4$ 为焦炭空隙度, $\nu_t = \eta_t / \rho_r$ 为炉渣的动力粘度, B 为浇液物密度 $\text{米}^3/\text{米}^2\text{秒}$,即下降铁水和熔渣的混合物。

假定温度为 1450°C 时,炉渣的动力粘度(决定于 CaO/SiO_2 之比)在4到12之间变化。图20表示浇液料床产生停滞和液泛之极限曲线仅在无浇液情况下的压差($\Delta p_i / g \cdot \rho_r \cdot H$),此处 ΔP_i 为浇液料床的煤气压差变化。因而,表示为悬滞液体体积和空隙度之比。在前面所说的假定炉缸直径(1970, 1973年Polhier)的典型高炉操作条件下,均在略低于液泛水平下操作,而多数高炉位于停滞点以上。但是必须注意,停滞和液泛的定义是假定在高炉截面液流和气

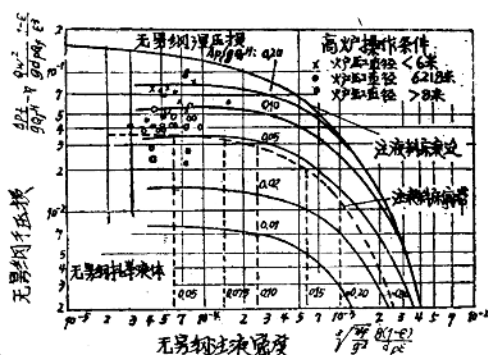


图20 一些类型高炉液泛图

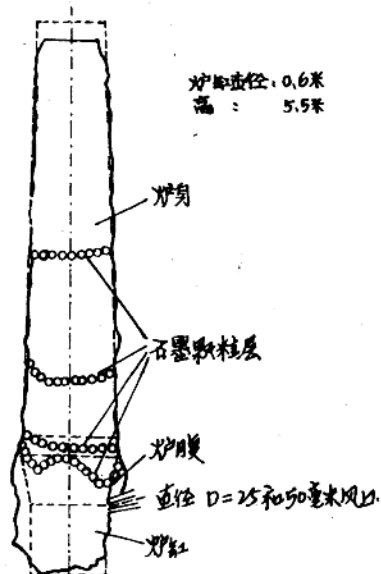


图21 福岛试验高炉料床运动



图22 高炉模型内炉料运动

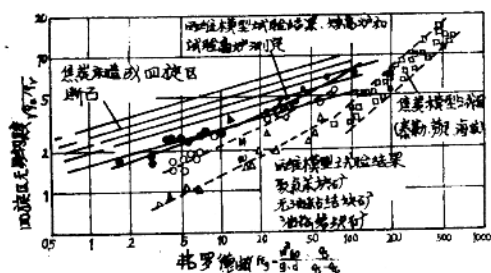


图23 高炉回旋区长度

流均匀的情况下。但是在水平方向供风的高炉内，这个情况当然不是如此，而且从这个观点出发，图20必须予以校正。液泛水平曲线特性也取决于液体和固体料床之间“湿润”程度。为此，高炉液泛水平可能偏离图20所表示的值。但是到现在仍然没有对铁水和焦炭之间以及炉渣和焦炭之间湿润行为作充分研究。

八、高炉内气体力学 对料床运动的影响

煤气流除了影响高炉液体流外，也显著地影响固体料床通过炉身的运动情况。图21表示1970年福島在直径0.8米，高5.5米试验高炉生产时，对运动料床的研究与沿斜柱轴线剖开进行解体调查的结果，为了清楚地显示炉料运动状况，在炉料分层按一定间隔加入石墨粒。发现整个炉身断面料床完全均匀下降，而炉腹料床在风口前回旋区上部快速下降。二维高炉模型试验结果示于图22。装入炉料由一层染了

红色的苯球组成，由风口吹入室温空气，当苯升华时，就象在高炉内一样风口前便形成回旋区。实际上用这种方法就可以定性的模拟焦炭气化。由图中可看出，料床在回旋区上部迅速下降。如在三维模型试验中表明，风口上部形成漏斗状空腔，与之相似在空腔之上也形成漏斗状空腔。与研究空洞同时发现的情况相似，在漏斗中也形成料拱，这个料拱阻止料床往下移动。1974年Jescher等人认为，这些料拱只能在鼓风完全停止时才能崩下。

为了借助于回旋区理论，预测高炉炉况，必须进行其他试验工作。但是可以认为风口前回旋区的形成，明显地受炉腹料床运动的影响。由图23可以看出，回旋区的长度是各影响变量的函数，这里 $(1/D) \sqrt{(\rho_a/\rho_w)}$ 表达煤气Froude数 Fr_G 的函数。符号1代表回旋区长、D风口直径、 ρ_a 、 ρ_w 热风密度和回旋区内高温煤气密度。在Froude数 Fr_G 中，如果认为气体由风口进入，则 W_{Gn} 是代表回旋区内煤气速度、g为重力加速度，d为焦炭直径， ρ_c 为焦炭密度。图23粗线上的黑点为高炉，矮高炉和试验高炉的测定结果。虚线和圆圈以及三角形均表示标准氯苯球模型试验结果。在曲线b内各颗粒重叠一块，在曲线a的试验中无此现象。由图可以明显的看出，焦炭比规则的标准氯苯球具有更高的粘结性和结合力。同样由Taylor、Lonie和Hay在1952年进行的焦炭模型试验，没有出现与实际高炉一致的结果。因为焦炭只会被冷空气推出远离风口，而不会同时在热风炉中燃烧，应用一个二维焦炭模型，引入一个方断面的回旋区，此时模型试验与高炉实际试验十分一致。该回旋区由通过风口的高速初始气流稳定地维持。逐渐减少风量直到焦炭床崩溃。假定回旋区崩溃时风速就是保持具有一定几何形状的回旋区稳定时所必要的风速。应用这个风速去求出适宜的Froude数。在试验中回旋区长和宽的比值 $1/b$ 如图23所示，在1到3之间变化。把上述试验结果与

高炉得到的曲线进行比较, 定性的说明回旋区长和宽的比值是随着 Frouds 数增加而增加的。于是穿透深度 L 随着风口煤气速度增加比回旋区宽度 b 增加的更快, 而其他参数不变。

九、今后高炉气体力学研究的问题

虽然本文希望涉及高炉气体力学有关的各方面问题, 但是还不能详细而全面的进行研究, 因为高炉内存在碱、硫和锌的循环。这些物质在高炉下部高温区蒸发, 随煤气流上升, 并在高炉炉身上部低温区凝结。因此, 上述物质在炉内集聚, 将其排除仍然还是问题。因而本文没有涉及熔融渣铁从熔融区通过焦床流入炉缸的问题。除此之外, 焦炭是否被熔渣和铁水湿润以及如何湿润正是研究的问题。其中包括: 哪条道路在上升煤气流的影响下产生熔化产物和有多少焦炭表面被下流的液体滴下物所覆盖, 解答这个问题对计算高炉下部煤气和焦炭以及液相之间的热交换是很主要的问题。虽然在一定程度上讨论了与喷吹还原煤气有关的一些问题。但是风口喷油问题没有研究。例如研究油滴在喷咀中分散以后的运动轨迹是十分有意义的问题。应当避免油和风口面接触, 因为油和风口面接触会产生烟炭并可能损坏风口。

关于上述回旋区形成的问题, 已谈到随着风速增加, 回旋区深度增加, 呆区减少, 炉缸活跃区增加, 因此可能增加单位炉缸面积生铁产量。但是另一方面, 风速增加也有不良的影响, 例如增加风速就会加速风口磨损从而缩短使用寿命, 这个情况也表明, 风口前回旋区气流分布对高炉正常生产是多么重要。如上述问题一样, 这个问题也会把人们引向为取得好的

经济效果而进行有意义的研究工作。

参考文献

- [1] Bogdandy, L. V., and Engell, H. J., 1967, Die Reduktion Der Eiscuerze (Heidelberg, N. Y.).
- [2] Brauer, H., 1960, Resistance law for irrigated vertical columns with countercurrent gas flow, *Chemie, Ing. Tech.*, 32:585&719.
- [3] Bredehöft, R., 1971, Dr.-Ing. Dissertation, Techn. University, Clausthal.
- [4] Fahien, R. W. and Smith, J. M., 1955, Mass transfer in packed beds, *A. I. Ch. E. Journal*, 1:28—37.
- [5] Fukushima, T., 1970, Distribution of materials and make-up of fusion zone in the blast furnace (Investigation of the experimental blast furnace-1). *Tetsu-to-Hagane* 56:5350.
- [6] Gelbe, H., 1968, Liquid hold-up in rectification Columns and Packed beds, *Max Planck Institute for Flow Research, Göttingen*.
- [7] Mersmann, A., 1965, On Calculation of flooding Points in Packed beds *Chem. Ing. Tech.*, 37:218—66.
- [8] Polthier, K., 1970, Pressure loss in the blast furnace, *Stahl Eisen*, 90:240—6.
- [9] Taylor, J., Lonie, G. and Hay, R., 1957, Calculation of raceway size in blast furnaces, *J. I. S. I.*, 187:330—7.
- [10] Traustel, S., et al. 1972, Comparison of RI gas Profiles, *Tech. University, Braunschweig*.
- [11] Suzuki, G., Kobayashi, T., Miya-Iron shita, T. and Fukuya, K. 1971, 30th Iron-making Conference AIME, Pittsburgh.
- [12] V. D. E. h., 1968, Viscosities of some B. F. slags Düsseldorf.

马树涵译 徐新华校

炉料在高炉冶炼过程中对流体力学的影响

S. Palella, M. Giuli, P. Barnaba, R. Sacerdote, F. Tammaro

摘要 本文根据液泛、流化和软化对高炉鼓风极限影响的理论研究,阐述了这些参数对生产的影响。报导了奥斯卡、西尼加利亚厂4号高炉工业试验结果,并同理论和实验室结果进行了比较。在这些试验中,高炉经常处在远低于(80~90%)理论计算流态化水平的状态下生产,而高烧结配比时实际生产铁量接近于液泛极限产量。但是当烧结矿配比减少时,实际生产率较液泛生产率低。这一差距在以其含铁炉料(主要是酸性的)代替碱性烧结矿时扩大了,这可以用炉腹部位炉料的软化来解释。

测定各种炉料软化指数提供了这种解释的基础。用自熔性烧结矿代替混合块矿,每增加大约1%则焦比降低1.1公斤/吨铁,酸性球团矿为0.6公斤/吨铁。文章提出了粉化和还原性能的结果,并与实际生产作了比较。还提出了改善生产的措施。

研究结果,搞清楚了针对炉料来选择高炉操作条件的几个问题,保证最经济的生产。

一、前言

近几年来,对高炉冶炼现象的认识有了很大进展。因此,当遇到世界钢铁市场出现新的变化时,我们能妥善安排以保证生产尽可能的稳定。

促进高炉生产状况改善的技术之一,是普遍采用喷吹燃料有时伴以富氧鼓风。另一个因素是设计满足高风温的热风炉。所有工业国都一直在致力于集中研究炉料和煤气逆流的高炉冶炼过程,提供逆流的极限速度,这也是极其重要的。

中央冶金研究院与意大利冶金公司,密切合作进行了这方面的研究工作。联合的工作范围包括从理论研究到炉料工艺试验以及生产高炉的长期冶炼试验情况。

本文研究高炉气体动力学方面的影响因素,重点是与炉料物化性能有关的现象。

根据意大利冶金公司奥西尼加利亚厂4号高炉长期进行的大范围内不同炉料配比的试验结果,讨论了上述因素对高炉生产尤其是对生产率的影响。

二、高炉生产能力的极限

为了获得良好的生产指标,必须使炉身煤气尽可能均匀上升与固体炉料顺利下降。因为煤气具有加热、还原和熔化合铁炉料所需要的有效热量与还原能,所以当煤气量最大时,生产能力最高。气固比则取决于冶炼过程需要的能量。

因此,高炉的最高生产能力,直接取决于气体动力学现象。若炉料加热或还原不充分则需要增加每吨生铁煤气量,这种情况也属于流体力学方面的问题。

高炉的流体力学特性,从逆流反应器的极限流量观点看,通常可用下列方程概括地表示:

$$\frac{dp}{dH} = A Q^n \dots \dots \dots (1)$$

式中 $\frac{dp}{dH}$ — 单位料床高度的压降;

Q — 煤气流量;