

摘要

熔融还原始于 20 世纪 20 年代。当今世界上熔融还原炼铁的主要流程有 COREX、DIOS、AISI、Hismelt、CCF 等，只有 COREX 是目前唯一形成工业化的非高炉炼铁工艺，其余都处在工业性试验阶段，尚待进一步的研究和改进。COREX 所用的燃料及还原剂系块煤，由于块煤难于获得，通常购买的块煤中 $<6\text{mm}$ 的粉煤约占 35%。

2006 年我国上海宝钢浦钢公司从奥钢联引进了目前世界上最大的熔融炼铁装置 COREX 3000，但浦钢新建厂区无烧结及高炉炼铁系统，粉煤很难得到有效利用，如何实现粉煤的有效利用是企业迫切需要解决的问题之一。目前高炉喷煤技术已经相当成熟，部分企业已经实现了无烟煤与烟煤混合喷吹，先进企业的喷煤比已经达到了 300kg/t。中冶赛迪工程技术股份有限公司借助高炉喷煤的经验，提出了将煤粉从熔融气化炉直接喷入的技术方案。因此，本课题主要是针对这一情况，在实验室进行实验研究，来论证粉煤是否可以像高炉喷煤一样采取通过从风口直接喷入熔融气化炉内的方式来得到有效利用，研究煤粉在气化炉内的行为。

在理论计算的基础之上进行了煤粉喷吹试验，通过对不同粒度组成的煤粉进行单一喷吹及混合喷吹试验得出以下结论：

- ① COREX 熔融还原炼铁工艺从喷氧口喷入煤粉是可行的。
- ② 在进行单一煤种喷吹实验时，随着煤粉粒度的降低，燃烧率大幅度提高。但当煤粉粒度降低到一定程度以后，再降低粒度对煤粉燃烧率的影响并不明显。
- ③ 如果只考虑煤粉燃烧率，-100 目是最理想的粒度。
- ④ 若综合考虑生产成本、安全生产与煤粉燃烧率等多种因素，-24 目是单一煤种喷吹的最佳粒度。
- ⑤ 在用-24 目的煤粉进行喷入量的实验时，喷煤量从 16g/min 增加至 60g/min，增加近 4 倍，煤粉燃烧率未出现明显下降趋势，说明没有得到在实验室条件下的极限喷煤量。
- ⑥ 在进行多种粒度混合喷吹实验时，随着粗粒度煤粉比例的增加和细粒度煤粉的降低，燃烧率呈现出下降趋势。
- ⑦ 在粒度为-24 目的煤粉中混入 15% 的-100 目与 5% 的-200 目煤粉进行喷吹后，煤粉的燃烧率有了明显的提高。在生产过程中，对煤粉进行整粒时必然会有多种粒度的煤粉产生，所以不同粒级煤粉混合喷吹既符合生产实际，又能满足对煤粉燃烧率的要求，是本次实验得到的最佳喷吹方案。

关键词: COREX, 熔融还原炼铁, 熔融气化炉, 还原竖炉, 煤粉喷吹, 煤粉粒度, 喷煤量, 煤粉燃烧率

ABSTRACT

Smelting reduction began in the 1920s. In the contemporary world, the main processes include COREX, DIOS, AISI, HIs melt, CCF and so on. COREX is the only industrialization form of non-BF ironmaking technology, the others are all at industry experimental stage and need further research and improvement. COREX process uses lump coal as fuel and reducing agent. However, It is difficult to get lump coal, and the pulverized coals usually account for approximately 35% .

In 2006, Shanghai Baoshan Steel Corporation pudong steel company introduced the biggest smelting ironmaking device COREX 3000 from VAI, but the new factory of pudong steel company has no sinter and blast furnace ironmaking system, thus the pulverized coals are very difficult to use effectively. How to effectively use the pulverized coals is one of the urgent questions that need to solve by the enterprises. Today, the blast furnace pulverized coals injection technology has been already quite mature, and some plants have adopted blind coal and soft coal mixed injection. In some advanced plants, coal rate has already achieved 300kg/t. On the base of the BF injection experience, the CISDI ENGINEERING CO., LTD put forwards a technique project that pulverized coals are injected directly into the smelter gasifier. Therefore, this topic mainly studies whether the pulverized coal can be effectively used through direct injection as the blast furnace by experiments, including the status of pulverized coal in the smelter gasifier.

On the basis of theoretical calculation, the following conclusion were drawn through carrying on the different size pulverized coal injection and mixed size pulverized coal injection experiment.

① It is feasible that pulverized coal injection from the tuyere in COREX smelting reduction process.

② When we carried on the sole coal injection experiment, along with the pulverized coal size reduced, its burning rate greatly increased. When the pulverized coal size reduced to a certain degree, the influence on its burning rate would not be obvious if the pulverized coal size was continually reduced.

③ In terms of the pulverized coal burning rate only, -100 mesh is the most ideal size.

④ In terms of comprehensive factors, such as production cost, the safe production and the pulverized coal burning rate, and so on, -24 mesh is the best size for the sole coal to inject.

⑤ In the pulverized coal injection quantity experiment, Pulverized coal quantity increased from 16g/min to 60g/min, proved nearly 4 times, its burning rate did not obviously decrease; we can not obtain the biggest amount of pulverized coal injection under the laboratory condition.

⑥ When the multi-granularity mixed size injection experiment was being conducted, with the coarse particle size pulverized coal's proportion increasing, its burning rate decreased.

⑦ Comparing with the result with sole -24 mesh pulverized coal injection, when the -100 mesh 15% and -200 mesh pulverized coal 5% were put into -24 mesh pulverized coal during the experiment, the pulverized coal burning rate had a distinct increase under the same condition. In the process of production, many kinds of size pulverized coal product are inevitably produced. When deal with the lump coal, different size pulverized coal mixed injection is the best plan, which is obtained in this experiment, because it not only conforms to the production reality but also can satisfy the demand of pulverized coal burning rate.

Key words: COREX, melting reduction, melter gasifier, reduction shaft, pulverized coal injection, pulverized coal size, injection quantity, pulverized coal burning rate

独 创 性 声 明

本人声明所呈交的学位论文是本人在导师指导下进行的研究工作及取得的研究成果。据我所知，除了文中特别加以标注和致谢的地方外，论文中不包含其他人已经发表或撰写过的研究成果，也不包含为获得 重庆大学 或其他教育机构的学位或证书而使用过的材料。与我一同工作的同志对本研究所做的任何贡献均已在论文中作了明确的说明并表示谢意。

学位论文作者签名: 宋国利 签字日期: 2007 年 5 月 10 日

学 位 论 文 版 权 使 用 授 权 书

本学位论文作者完全了解 重庆大学 有关保留、使用学位论文的规定，有权保留并向国家有关部门或机构送交论文的复印件和磁盘，允许论文被查阅和借阅。本人授权 重庆大学 可以将学位论文的全部或部分内容编入有关数据库进行检索，可以采用影印、缩印或扫描等复制手段保存、汇编学位论文。

保密 ，在 ____ 年解密后适用本授权书。

本学位论文属于

不保密 。

(请只在上述一个括号内打“√”)

学位论文作者签名: 宋国利 导师签名: 张华光

签字日期: 2007 年 5 月 10 日

签字日期: 2007 年 5 月 10 日

1 绪 论

1.1 广义的熔融还原

广义的熔融还原是指非高炉冶炼方中那些获得液态生铁的冶炼工艺。20世纪60年代瑞典冶金学家埃克托普^[1]为了将这种生产液态生铁的方法与直接还原加以区别，称其为熔融还原。早期的熔融还原技术思想是既不需要铁矿粉造块又不使用昂贵的冶金焦炭、既能生产高质量液态生铁又极少污染环境的钢铁新工艺。经过多年的研究开发，当前一般认为即使用铁矿石、烧结矿、球团矿作为原料，甚至使用少量焦炭，但只要不以其作为主要燃料的生产液态铁水的非高炉炼铁方法均属于熔融还原的范畴。

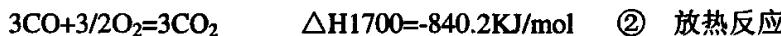
熔融还原以加速还原过程、降低能耗、简化流程和工艺设备为原则。其突出优点在于生产过程少量使用或不使用焦炭，以解决全球性焦煤的短缺问题和炼焦对环境的污染，根据其工艺过程的特征可分为一步法和二步法。^[2]

一步法熔融还原是指在一个冶金反应器中完成矿石还原和渣铁熔化分离的工艺方法。二步法熔融还原是指在二个冶金反应器中完成矿石还原和渣铁熔化分离。在预还原容器内进行铁矿石的预还原，然后在终还原容器中进行进一步还原、渣铁熔化分离并产生还原气性气体供给预还原的工艺方法。

1.2 熔融还原的发展

高炉炼铁已经有几百年的历史了。但是近年来，随着高炉的大型化，其固有的一些缺点也不断暴露出来。如基建投资大、受高炉料柱中软熔带的影响操作灵活性差、需要高质量的矿石和焦炭、对环境的污染严重等^[4]，这些因素决着传统的高炉炼铁工艺能否继续生存下去。随着炼焦煤资源短缺现象的日益加剧以及人们环保意识的增强，传统的高炉炼铁工艺必将面临更加严峻的挑战。采用能降低生产成本、提高经济效益、改善环境、实现人与自然协调发展的新工艺取代全部或部分高炉已经成了历史发展的必然要求。在此情况下，熔融还原炼铁工艺应运而生了。

熔融还原始于20世纪20年代，最初该法的概念基于铁氧化物的全部还原反应在熔融状态下用碳还原，依靠下列反应来完成^{[1][2]}。



由于反应①、②式均在熔融高温下进行，高价铁氧化物极易还原成FeO，熔解碳(C)还原(FeO)的速度很快，是固相碳或CO还原(FeO)速度的10~100

倍，因此该工艺过程主要体现为(FeO)还原成金属铁。

根据上述论点，熔融还原速度快、碳素消耗量低，所以50年代开始研究的熔融还原多属于典型的“一步法”，其方法有Dored、Retored、CIP及Eketorp—Vallak法等^[5]。而一步法熔融还原在开发期间遇到热传递速度过快和炉衬寿命低等技术难题，致使一步法熔融还原的绝大部分工艺难以实现工业化。

原因有三：

- ① 还原反应和燃烧反应在空间上必须分开，而为了提高传热效率，传热传质过程却无法分开；
- ② 熔融还原产生的高FeO渣在高温区严重侵蚀炉衬^[6]；
- ③ 生产过程产生的高温气体排出反应器使热能利用降低。

1.3 熔融还原的变革

20世纪70年代开始，世界各国开始放弃对这种理想化的一步法熔融还原的研究，转而从事开发利用终还原的尾气对铁矿石或铁矿粉进行适当预还原以减轻终还原热负担的二步法熔融还原工艺的研究。当今世界上的主要流程二步法有COREX、DIOS、AISI、CCF等^[7]。从这几种流程的技术特点看，铁氧化物已不是100%在熔融状态下进行还原的。在这几种工艺中目前只有COREX是唯一形成工业化的非高炉炼铁工艺，其余都处在工业性试验阶段，尚待进一步的研究和改进。

采用不同的非高炉炼铁技术路线，生铁质量差别很大。其中DIOS、HiSmelt、CCF生产的铁水含S高，C、Si含量低。高二次燃烧率导致炉渣中的FeO含量高(2%~5%)^[8]，致使炉渣的脱硫能力降低，同时降低了碳在铁水中的溶解度。用FINEX、COREX法生产的铁水、炉渣成分与高炉炉渣接近，渣中含FeO很低(<1%)^[9]，使其具有良好的脱S能力，这些工艺有较高的脱硫率和较低的二次燃烧率。

1.4 COREX工艺

COREX工艺^[10]原称KR法。该流程是由德国Korf公司与澳钢联(VAI)合作开发的一种靠氧、煤在高温熔池或风口区提供反应过程需要的热量，用煤作还原剂的二步还原法，商标定为COREX。

1.4.1 COREX 工艺流程

COREX 炼铁过程是在两个反应器中完成。上部的预还原竖炉将铁矿石还原成金属化率约 90%^[11]的海绵铁；下部的熔融气化炉将海绵铁熔炼成铁水同时造出还原竖炉所需要的煤气，工艺流程如图 1.1^[12]。

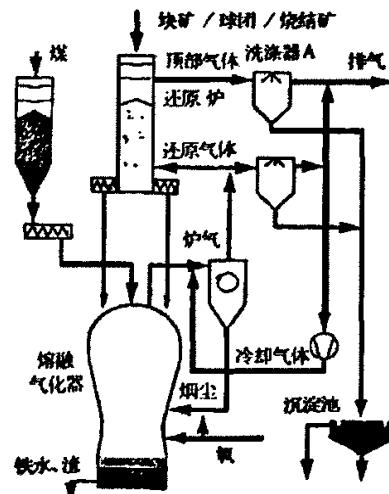


图 1.1 COREX 工艺流程图

Fig 1.1 Corex process flow diagram

通过装料设备和布料装置，从预还原竖炉顶部装入铁矿石、球团矿和熔剂等炉料，热还原煤气从竖炉下部输入，炉料在逐渐下降的过程中，与逆流而上的还原煤气发生一系列物理化学反应，含铁炉料被还原并到达竖炉下部，经 6~8h^[13]被还原成金属化率约 90% 海绵铁。在高温煤气的作用下，部分熔剂在此发生分解反应。竖炉下部的热态海绵铁和熔剂及其分解产物等炉料分别由几台液压传动、转速可调的水冷螺旋给料机连续热送入下面的熔融气化炉，同时通过另一套给料系统将储存在压力仓内的煤连续加入到熔融气化炉。

熔融气化炉是一个气-固-液多相高温复杂反应的容器。在 COREX 熔融还原炼铁工艺过程中起着非常重要的作用，在此主要完成燃煤造气和海绵铁熔化，熔剂分解、熔化，生铁脱 S、渗 C，造渣及渣铁分离等反应。加入熔融气化炉中的煤在下降过程中与高温煤气相遇，在 200℃ 时即开始有部分挥发物生成，气化炉下部温度越来越高，煤挥发的速度也越来越快，500℃ 左右挥发份大量挥发出来，到 800℃~1000℃ 时，煤中大部分挥发份都已脱除，煤挥发份脱除过程见图 1.2。^[14] 挥发份脱除后，逐步成为半焦直至焦炭，在流态化床下部依次形成主要由焦炭颗粒构成的固定床和类似高炉的死料区。^[15-16]

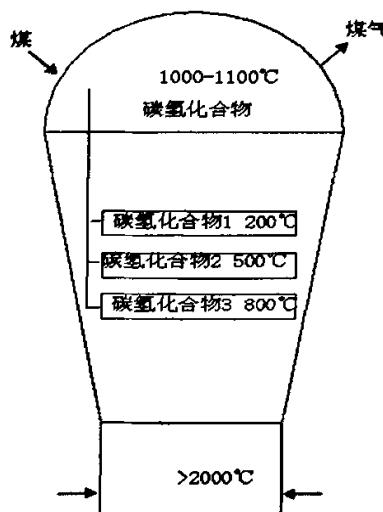


图 1.2 COREX 工艺煤的气化图

Fig 1.2 Chart of coal gasify in the corex technology

从上部竖炉下来的海绵铁和熔剂在穿过气化炉的上部扩大空间和小颗粒形成的流态化床过程中，被上升的高温煤气加热，然后落到半焦或焦炭形成的固定床上。在气化炉炉腰部由环形分布的多个风口连续吹入氧气，使固定床中的焦炭燃烧并在风口附近形成回旋区，产生 2000°C 以上的高温煤气，高温煤气在流经焦炭固定床和流化床区过程中使煤或焦炭发生气化反应，同时使海绵铁、残余铁氧化物和熔剂熔化和最终还原，煤气本身的物理热和化学热得到利用，煤气温度降低，化学成分也会发生变化。熔化后的物料经渣铁分离、渗碳、脱硫和脱硅等过程，最终得到 1400-1500°C 的铁水和熔渣进入气化炉下部炉缸，从铁口和渣口排出。^[17]

熔融气化炉出口处的还原煤气温度高达 1000-1100°C^[18]，主要成分为 CO 和 H₂，分别占 65%~70% 和 20%~25%^[19]，兑入部分净化处理后的冷煤气，温度降至 850°C，再经热旋风除尘器除尘，将含尘量从 150g/m³ 降至 20g/m³ 左右^[20]，85~90%^[21] 送入预还原竖炉作为还原气体；剩余部分通过填料洗涤器、文氏洗涤器和水脱除器后，作为冷却净煤气输出。

旋风除尘器分离出的粉尘含 C50%、Fe15%、CaO+MgO35%^[22-23]，经炉尘返吹装置喷回熔融气化炉内用氧燃烧。还原竖炉出口煤气也经填料洗涤器、文氏洗涤器和水除尘器后作为净煤气输出。

1.4.2 COREX 发展现状^{[24][25]}

① 南非伊斯科 COREX 1000

世界上第一个产业化的 COREX 工厂，1989 年投产，设计能力 30 万 t/a。使用当地的块矿和煤炭，成功地运行了 10 年后拆除。

② 韩国浦项 COREX 2000

1995年11月投产，设计能力为80万吨/年。第一代炉龄为5年零9个月，共生产出质量与高炉相同的铁水440万吨，经大修后2001年10月重新投产。第二代炉龄设计为10年，使用球团和块矿为原料，在以球团为主时产量高。煤为高挥发分煤，所产煤气用于发电，设备运行稳定，设备使用寿命与高炉相近。

浦项和奥钢联正在联合开发FINEX工艺，2003年5月开始进行试生产。其预还原装置是一种直接使用粉矿生产海绵铁的流化床反应器，如果开发成功将可取代现在COREX的预还原竖炉，可以大幅度降低生产成本。^[26]

③ 南非萨尔达纳 COREX 2000

1998年12月31日投入运行，其主要特点是排出的煤气在MIDREX竖炉中生产海绵铁。使用原料为60%~70%块矿，30%~40%的球团，年产80万吨铁水和80万吨海绵铁。铁水和海绵铁成分均匀，钢厂产生的灰尘和泥浆都在气化炉中加以回收。

生产的铁水与直接还原铁一起在150t电弧炉中取代废钢，以较低的能耗生产高质量的钢，用薄板坯连铸机和轧机每年生产约123万吨热轧带卷。这是世界上第一条紧凑、连续、高效的钢铁生产线，在生产实践中显示了巨大的优越性。

④ 印度京德勒两座 COREX 2000

该厂1号炉1999年8月投产，2号炉2001年4月投产，总生产能力160万吨/年。输出煤气用于年产300万吨球团厂的生产以及邻近两个发电厂的发电。

原料为本国球团矿、块矿和进口煤。从熔融气化炉中直接加入部分细的铁矿粉(6~12mm)、球团粉，在需要快速调节炉渣成分时部分石灰石粉(小于6mm)，也通过输煤管线加入到炉内，这样不仅提高了铁水产量，还有助于均衡地控制工艺参数。

该厂设备运行稳定，生产率稳步提高，其产量、质量和消耗等指标都表现优异，比南非和韩国的同类设备要好许多，被认为是最现代化、生产率最高且对环境最友好的钢铁厂。

1.5 COREX 反应原理

1.5.1 预还原竖炉内的基本反应

铁矿石在预还原竖炉内的还原过程属于间接还原的范畴。铁矿石的主要成分是铁的氧化物，在化学结构上有三种形式^[27]，即赤铁矿 Fe_2O_3 、磁铁矿 Fe_3O_4 和浮士体 Fe_xO 。由于在低于570℃以下时浮士体 Fe_xO 将分解成磁铁矿和金属铁，因此，在自然界中铁的氧化物以 Fe_2O_3 和 Fe_3O_4 这两种形式存在。在竖炉中主要完成铁矿石的还原以及熔剂的分解等反应，竖炉内主要反应见表1.1。

表 1.1 还原竖炉内反应^{[1][28-29]}

Tab1.1 Reaction in reduction shaft

Reduction	ΔH_{298} (KJ/mol)
$3\text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{CO} \rightarrow 2\text{Fe}_3\text{O}_4 + \text{CO}_2$	-43
$\text{Fe}_3\text{O}_4 + \text{CO} \rightarrow 3\text{FeO} + \text{CO}_2$	+19
$\text{FeO} + 3\text{CO} \rightarrow \text{Fe} + 2\text{CO} + \text{CO}_2$	-11
$3\text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{H}_2 \rightarrow 2\text{Fe}_3\text{O}_4 + \text{H}_2\text{O}$	-3
$\text{Fe}_3\text{O}_4 + \text{H}_2 \rightarrow 3\text{FeO} + \text{H}_2\text{O}$	+60
$\text{FeO} + 3\text{H}_2 \rightarrow \text{Fe} + 2\text{H}_2 + \text{H}_2\text{O}$	+30
$\text{Fe}_2\text{O}_3 + 6\text{CO} \rightarrow 2\text{Fe} + 3\text{CO} + 3\text{CO}_2$	-43
$\text{Fe}_2\text{O}_3 + 6\text{H}_2 \rightarrow 2\text{Fe} + 3\text{H}_2 + 3\text{H}_2\text{O}$	+98
Calcination	ΔH_{298} (KJ/mol)
$\text{CaCO}_3 \cdot \text{MgCO}_3 \rightarrow \text{CaO} \cdot \text{MgO} + 2\text{CO}_2$	+296
$\text{CaCO}_3 \rightarrow \text{CaO} + \text{CO}_2$	+179
Carbon	ΔH_{298} (KJ/mol)
$2\text{CO} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{C}$	-173
$\text{H}_2 + \text{CO} \rightarrow \text{H}_2\text{O} + \text{C}$	-131
$3\text{Fe} + 2\text{CO} \rightarrow \text{Fe}_3\text{C} + \text{CO}_2$	-150
Sulphur	ΔH_{298} (KJ/mol)
$\text{CaO} + \text{H}_2\text{S} \rightarrow \text{CaS} + \text{H}_2\text{O}$	-64
$\text{MgO} + \text{H}_2\text{S} \rightarrow \text{MgS} + \text{H}_2\text{O}$	+33
$\text{Fe} + \text{H}_2\text{S} \rightarrow \text{FeS} + \text{H}_2$	-75

① 铁氧化物的还原反应

铁氧化物的还原反应是逐级进行的，当温度高于 570℃时反应如式(1.1)所示，当温度低于 570℃时反应如式(1.2)所示。

$t > 570^\circ\text{C}$ 时



$t < 570^\circ\text{C}$ 时



进入竖炉中的还原煤气温度约为 850℃，煤气在竖炉中上升过程中物理热不断被炉料吸收，温度随之降低，至出口处温度降到 300℃以下，煤气中 $\text{CO} + \text{H}_2$ 含量高达 85%以上，所以铁氧化物的还原反应包括上述两个反应过程。

② 碳酸盐的分解反应

为了充分利用煤气物理热，除了在快速调整炉渣成分时熔剂可在熔融气化炉加入以外，碳酸盐基本上都加入到竖炉中， $\text{CaCO}_3\text{--MgCO}_3$ 分解温度(T)约为 720~780℃，所以大部分熔剂在竖炉中完成分解反应。

③ 析碳反应

CO 的析炭反应在温度低于 400~600℃ 时即可发生，特别是还原竖炉中得到的金属铁对 CO 分解起到了催化作用，促进了析炭反应的发生。

④ 吸 S 反应

还原煤气中的 S 一部分要与碳酸盐分解的产物进行化学反应，使煤气中的硫又被炉料吸收，随炉料一起加入气化炉；另一部分 S 则被煤气带走。

1.5.2 熔融气化炉内的反应

进入熔融气化炉内的矿石中铁氧化物的存在形式取决于其在预还原竖炉中的还原度(金属化率)，在不同的还原度下进入气化炉的铁氧化物形式不同。在气化炉中要进行煤的气化与燃烧反应、铁氧气物的还原、熔剂造渣和生铁的脱 S 反应，以及生铁的渗 C 等反应，熔融气化炉内主要反应见表 1.2。

表 1.2 熔融气化炉内的反应^{[1][28-29]}

Tab1.2 reaction in smelting gsifier

Gas Reaction	ΔH_{298} (kJ/mol)
$\text{C} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO} + \text{H}_2$	+132
$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{H}_2 + \text{CO}_2$	-41
$\text{C} + \text{CO}_2 \rightarrow 2\text{CO}$	+173
$\text{CH}_4 \rightarrow 2\text{H}_2 + \text{C}$	+74
Coal Pyrolysis	
$\text{Coal} \rightarrow a\text{CO} + b\text{H}_2 + c\text{N}_2 + d\text{CH}_4 + \text{etc}$	
Calcination	
$\text{CaCO}_3\text{--MgCO}_3 \rightarrow \text{CaO}\text{--MgO} + 2\text{CO}_2$	+296
$\text{CaCO}_3 \rightarrow \text{CaO} + \text{CO}_2$	+179
Reduction	
$\text{FeO} + \text{CO} \rightarrow \text{Fe} + \text{CO}_2$	-11
$\text{FeO} + \text{C} \rightarrow \text{Fe} + \text{CO}$	+162
$\text{MnO} + \text{C} \rightarrow \text{Mn} + \text{CO}$	+275
$\text{SiO}_2 + 2\text{C} \rightarrow \text{Si} + 2\text{CO}$	+690

续前表：

Gasification	
$C + O_2 \rightarrow CO_2$	-394
$CO_2 + C \rightarrow 2CO$	+173
$C + 1/2O_2 \rightarrow CO$	-111
Sulphur	
$CaO + H_2S \rightarrow CaS + H_2O$	-64
$MgO + H_2S \rightarrow MgS + H_2O$	+33
Metallurgy	
$FeS + CaO \rightarrow FeO + CaS$	-19
$2FeO + Si \rightarrow 2Fe + SiO_2$	-367
$FeO + Mn \rightarrow Fe + MnO$	-113
$3Fe + C \rightarrow Fe_3C$	+23

① 气化反应

熔融气化炉主要任务之一就是要在此完成煤的气化反应，为上部还原竖炉提供大量高质量的煤气。煤的气化燃烧按以下三个过程进行，首先煤粉被加热，挥发分分解析出；然后挥发分燃烧脱气；最后发生挥发剩余物质的非均相燃烧。

② 煤的热解

熔融气化炉炉顶温度高于 1100℃以上，确保煤中挥发份裂解反应进行的比较彻底，既产生了生产需要的高质量还原煤气，又可以防止大量未裂解的煤粉在进入除尘器或煤气管道后发生裂解反应，生成的煤焦油堵塞管道。

③ 碳酸盐的分解反应

在上部竖炉中加入的熔剂未分解完的部分或是生产中为了快速调整炉渣成分从气化炉直接加入的熔剂均要在此发生分解反应。

④ 铁氧化物的还原反应

从还原竖炉加入到气化炉中的含铁原料金属化率已经达到了 90%以上，铁氧化物主要以 FeO 的形式存在，在气化炉中主要以 C 的直接还原反应为主。但由于气化炉中加入了 15%左右的粉矿，所有仍有部分间接还原反应发生。

⑤ C 的氧化(燃烧)反应

C 的燃烧为渣、铁的熔化，铁氧气物的还原化学反应提供了热源。气化炉中 C 过剩，所以 C 在风口区燃烧的最终产物只能是 CO。

⑥ 脱 S 反应

硫主要来源于煤或焦碳，约占总入炉料中的 80%左右，硫挥发或燃烧后形成的 SO₂、H₂S、S 蒸汽等除少数被煤气带走、一小部分进入生铁外，大部分会与碳

酸盐分解的产物 CaO 或 MgO 等发生化学反应, 生成的 CaS、MgS 进入炉渣, 使硫得以脱除。

⑦ 金属的形成

金属形成过程中要发生金属热还原反应、造渣反应、生铁的渗 C 反应等。

1.6 COREX 炼铁工艺技术的优点

1.6.1 环境污染小

由于COREX 工艺主要用煤直接炼铁, 基本不需要焦炭, 所以不需配套建设焦炉, 避免了冶金工厂的主要污染部分—焦炉。据有关资料表明, COREX和高炉两种工艺的SO₂、NO_x、灰尘排放量以及废水中酚类、硫化物、氨的排放物数量, 前者比后者要低得多, 两者的比较情况如图1.3、1.4所示。^[30]

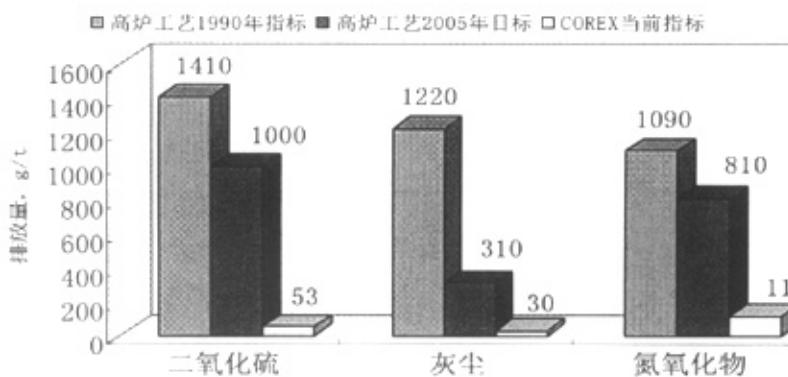


图1.3 COREX和高炉工艺废气排放物的比较图

Fig1.3 Compare chart of the exhaust air in corex and BF technology

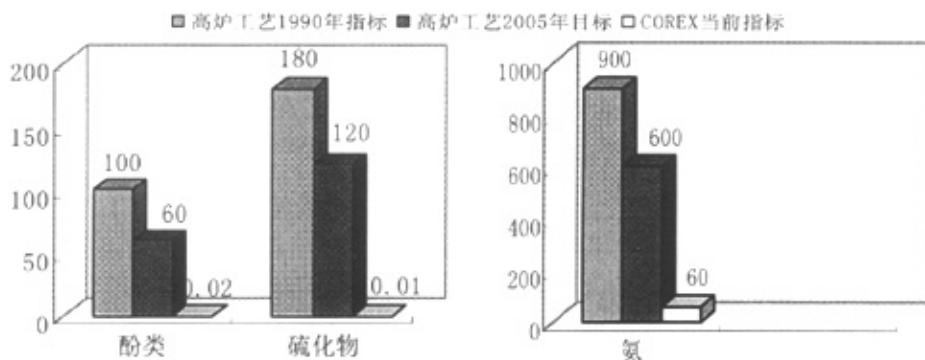


图1.4 COREX和高炉工艺废水中排放物的比较图

Fig1.4 compare chart of the wast water in corex and BF technology

1.6.2 原料适用性强

COREX 工艺可以使用块矿、球团矿或者两者的混合物, 较高比例的非炼焦煤,

焦炭用量少，约占5%^[31]左右，并可使用15%^[32]左右的粉矿。

1.6.3 劳动生产率高、生产成本低

在相同的生产能力下，与高炉相比，COREX更为复杂及庞大，如果不包括氧气站，其投资要多30%；如果包括氧气站，投资则要多60%。但是，COREX工艺不建焦炉，与传统的高炉加焦炉流程相比，COREX投资约低10%。

以年产150万吨铁水为例，COREX的吨铁投资比高炉低18.4%，所需人员少56.5%，高炉与COREX的投资和定员情况如下表。

表 1.3 高炉与 COREX 的投资和定员情况对照表[30]

Tab1.3 parallel table of investment and fixed number of persons in BF and corex

流程	焦 炉	烧 结	高 炉	COREX	氧 气 站	合 计
高炉工艺投资 DM/t	240	70	315			625
定员 人	200	50	30			310
COREX 投资 DN/t				410	100	510
定员 人				120	15	135

1.6.4 煤气可以多级利用

COREX炼铁工艺的主要副产品是高质量的还原煤气，CO和H₂含量在60%以上，杂质含量低于5mg/m³。这种高纯净度、高发热值的煤气，可以用来生产DRI，生产DRI的尾气又可以用于发电或给钢厂的加热炉或其他设备进行加热，可以实现煤气的多级利用。

COREX出口煤气，可以替代焦炭、重油、天然气从喷吹系统喷到现有的高炉内，可使高炉焦炭消耗降低，高炉渣量降低3~5%。由于COREX煤气含硫量较低，入炉总硫量下降，从而可降低铁水脱硫的费用；同时高炉炉顶煤气的净热值增加，有利于高炉煤气的后续利用。^[31]

1.6.5 工艺灵活

相同生产能力的COREX工艺与高炉工艺比较，COREX工艺从矿石入炉到出铁水的时间仅为高炉工艺的1/3^[32]。从还原竖炉排入到熔融气化炉的海绵铁可以随时采样分析，有利于及时调整炉况和铁水成分。熔剂主要从还原竖炉加入，也可以根据生产需要直接加入熔融气化炉，可以在3~4h^[32]内精确调整炉渣成分；炉子开停比高炉方便得多，停炉仅需45min左右，休风后再次复风在4h之内可再次满负荷生产^[33]。

1.6.6 回收废料或替代料^[34]

钢厂产生的废料、粉料或细料(如灰尘、泥浆、含油轧钢屑、有机残余物)可以

直接加入到 COREX 工艺中, 加入方式有:

- ① 直接通过煤线向气化炉加入粉矿、轧钢屑、切碎轮胎、废塑料等回收料。
- ② 将灰尘和泥浆粒化后加到熔融气化炉内。
- ③ 使用一种无机粘结剂将回收废料压块后加入还原竖炉。

1.6.7 开发潜力大

现代高炉发展了几百年, 已趋于成熟, 1989年第一座COREX 1000型的投产到目前发展时间只有17年, 处于技术成长期, 还有很大的发展空间。浦项和奥钢联还积极进行开发, 目前已形成利用粉矿直接生产铁水的FINEX新工艺。通过对COREX 工艺的开发, 完全可以进一步开发煤气使用技术, 并形成拥有自主知识产权的新工艺和专有技术。

1.7 COREX 炼铁工艺在我国发展前景^[35]

我国煤炭资源已探明的可采量达 6000 亿吨以上, 焦煤仅占 37%, 其中主焦煤仅占 6%, 而且分布不均。COREX 炼铁工艺实现了以煤代焦, 减轻了炼焦环节对环境的污染, 符合国家建立和谐社会的国策, 我国一向以煤炭为主的能源结构, 为应用 COREX 炼铁法提供了有利条件, 从长远看有广阔的发展前景。

COREX 工艺可以解决冶金联合企业内的煤气平衡及消化炼钢、轧钢产生出的含铁废料, 甚至含有较高有害元素的废料, 这一点高炉是难以解决的。因此, 在环境保护要求高, 焦炭资源稀缺的地区建设钢铁厂, 在生产规模适当的情况下, 可以考虑采用 COREX 与高炉同时并存的混合流程, 以形成优势互补, 可以使高炉用料更精, 产能发挥更大, 使 COREX 工艺更好的发挥其工艺特性, 最终实现炼铁工序成本最优化。

我国的电炉生产厂, 尤其是钢管厂、特钢厂等, 多年来一直为无稳定的炼钢原料及缺乏高热质煤气困扰。若采用 COREX 技术, 不仅可以缓解废钢原料的紧缺, 而且用一定比例的直接还原铁和铁水作为稀释剂与废钢配搭可生产出高质量的产品。同时 COREX 炉产生的多余煤气还可替代钢厂当前使用的外购重油、化工煤气或天然气, 从而可显著降低钢厂能耗, 进一步降低生产成本, 提高企业竞争力和经济效益。

COREX 铁水含有较高的碳、硅、锰等元素外, 还具有温度较高的优点。

与转炉炼钢配合, 可以实现热装, 大大节约炼钢工序能耗, 降低成本。印度的 JVSL 厂采用 COREX+转炉+连铸+热轧工艺路线, 生产的热轧钢卷成本与印度其它同样钢铁厂同样产品成本比较是最低的。

南非普勒陀利亚厂的 COREX 炉(30 万 t/a)曾与 120t 电弧炉配合, 铁水加入量达到 50% 左右, 得到了降低电极、电力、耐火材料消耗及提高生产率的效果, 同时钢水质量得到改善, 含氢及残留元素均有降低。

1.8 中国宝钢 COREX 3000

宝钢集团浦钢公司正在建设的 COREX 项目, 不但是中国第一座 COREX, 同时也是世界上第一座 COREX 3000 型的熔融还原炼铁工艺。计划于 2007 年 9 月投产, 设计生产能力为 150 万 t/a。

1.8.1 COREX 3000 装置

COREX 3000 的预还原竖炉总高 29m, 还原段高 12m、内径 8m, 下部水平沿圆周方向布置 8 台 DRI 螺旋排料机, 连续地在热状态下向熔融气化炉供料, 竖炉装置见图 1.5^[36], 熔融气化炉装置见图 1.6^[36]。

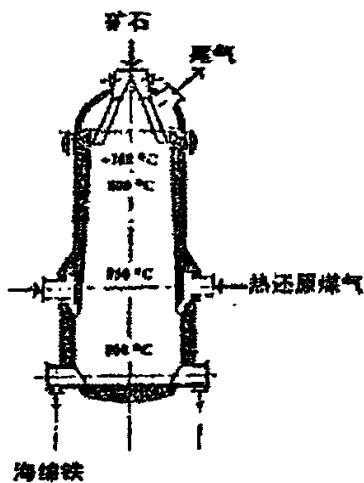


图 1.5 C3000 装置还原竖炉

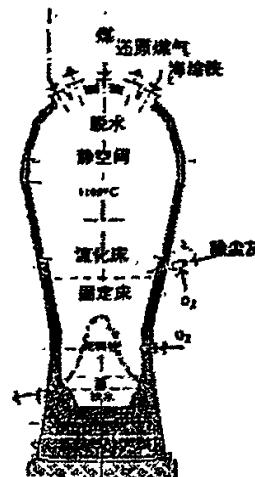


图 1.6 C3000 装置熔化气化炉

Fig 1.5 Reduction shaft of the C3000 equipment Fig 1.6 Melter gasifier of the C3000 equipment

熔化气化炉高度为 32.6m, 上部球顶直径 15.59m, 下部炉缸直径 9.4m, 采用冷却壁冷却, 炉衬采用碳质、碳化硅材质。冷却系统采用 10 段冷却壁, 风口以上炉腹采用了两段铜冷却壁以改善炉体的冷却效果, 实现对炉体的有效保护。

铁口以上 4.13m 处有 28 只氧气风口, 每个风口装有一支氧枪, 向炉内供氧, 氧气纯度 99.5%, 氧气风口由风口小套、风口大套及氧枪组成。

在 COREX 熔融气化炉内部自上而下有一个流化床, 一个上固定床, 一个下固定床, 渣层和铁水层组成, 并存在一个类似于高炉炉缸中的死料柱。熔融气化

炉在风口上方半焦床的高度为 10 m，在下部存在半焦和焦炭组成的死料柱。固定床和死料柱的存在，使熔化的渣、铁在高温区与焦炭的接触时间增加，铁水温度升高，铁、硅、锰被还原，渗碳、脱硫等反应有条件充分进行，同时固定床和死料柱起到碳源的作用，提供铁水碳饱和及降低渣中残余 FeO 所需的碳。由于有上述特点、其生产的铁水可与高炉铁水相媲美，固定床见图 1.7^[37]。



图 1.7 熔融气化炉中的固定床

Fig 1.7 Fixed bed in the melter gasifier

正常生产时料线 8.2m，风口以上 9.2m 处布置 4 个除尘器粉尘喷入口，该段还有 4 对料位仪检测固定床的高度。热旋风除尘器收集的粉尘经粉尘喷吹系统由熔融气化炉上部拱顶的 4 个燃烧喷枪返送回熔融气化炉，除尘器下接粉尘返吹装置。在半焦固定床上方的拱顶空间设有 6 个氧气烧嘴以改善和调整熔融气化炉拱顶的热状态，此处吹氧约占总氧量的 1/3。^[38]

气化炉顶部有 4 个对称布置的荒煤气正常出口，并分别与就近的 4 套热旋风除尘器相连接，从熔融气化炉引出的高温煤气管道及除尘器内壁衬有耐火材料。热旋风除尘器除尘效率可以达 85% 以上，在其下部设有 4 套除尘灰返吹装置。

炉子工作压力为 0.4MPa，上部工作温度一般控制在 1000-1100℃ 范围内。COREX 3000 的熔融气化炉设有 2 个出铁口，铁口间夹角 180°，水渣采用新英巴法粒化，脱水后用汽车外运。

1.8.2 COREX 3000 在设计方面的主要改进^[39]

奥钢联借鉴高炉与 C3000 的成功经验对 COREX 3000 熔融气化炉的设计进行了多项改进。

① 熔融气化炉设计方面的改进

吸收了大型富氧喷煤高炉长寿的经验, 加大了炉腹角, 将冷却壁置于 5×12 呎线以外, 如图 1.9 所示。炉腹角增大到 22°, 以避免冷却壁被烧蚀。风口以上采用了 2 段铜冷却壁, 增大了半焦碳固定床的体积。增加了出铁口的长度及死铁层深度以减轻铁水对炉缸的冲刷侵蚀。

同时在 C3000 气化炉的其它方面设计也进行了改进, 比如半焦固定床上方拱顶自由空间比 C2000 有所减少, 发生煤气管道出口角度的增加, 改进优化了灰尘再循环系统, 拱顶自由空间的灰尘烧嘴之间的氧气喷嘴由 C2000 的 4 个增加到 6 个。

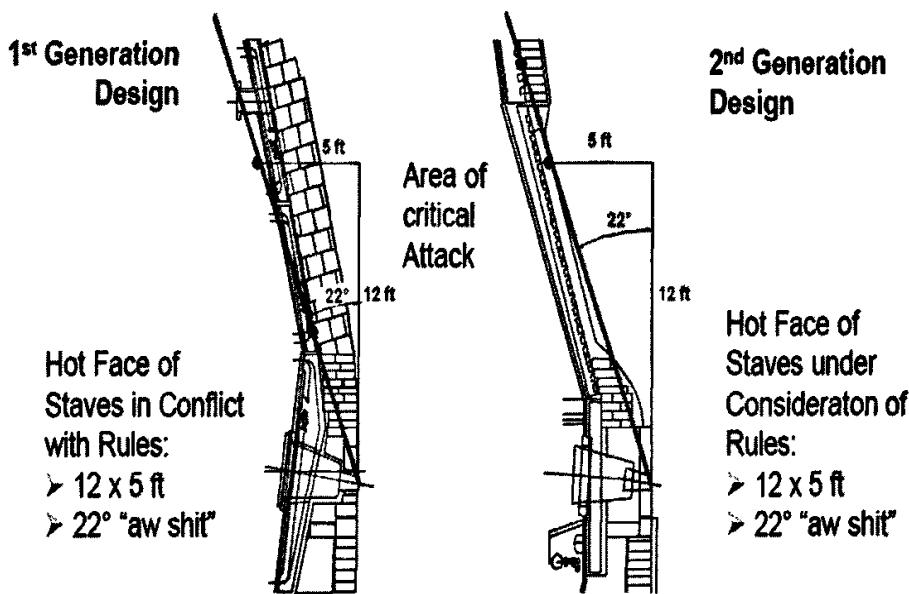


图 1.8 熔融气化炉冷却壁

Fig 1.8 Melter Gasifier Profile-“Bosh Angle”

上的半焦床的高度由 C2000 的 7 m 增加到了 10 m 等。

② 还原竖炉设计的改进

为适应炉料在还原过程中的体积膨胀, C3000 在设计过程中对还原竖炉的炉身角度进行了调整, 以利于炉料的顺行。

COREX 3000 增大了还原竖炉煤气围管的直径及围管以下部分的高度,改进了耐火材料的设计,增加竖炉下部的压差,尽量减少气化炉高温煤气通过海绵铁下料管料腿直接窜入还原竖炉,导致局部炉料温度过高产生粘结。同时,为了减少海绵铁粘结块的堵塞,COREX-3000 在设计过程中还对海绵铁螺旋排料机的长度、直径以及海绵铁下料管直径进行了调整。

③ 炉体冷却系统设计改进

根据 COREX 2000 的生产实践经验,为了改善熔融气化炉粉尘烧嘴以下半焦固定床段的炉体冷却,C3000 对熔化气化炉的冷却系统进行了设计改进,冷却壁由 9 段增加到 10 段,同时在冷却壁的材质的选择上也作了改进,风口以上炉腹采用了两段铜冷却壁以改善炉体的冷却效果,实现对炉体的有效保护。

④ COREX 布料系统的设计改进

1) 改进布料的目的

降低成本

降低焦比和燃料比

稳定工艺条件(铁水、炉渣和煤气质量)

降低炉壁和耐材热负荷等

2) 布料改进主要内容

改进还原竖炉矿石布料

改进气化炉粒煤布料

改进气化炉海绵铁布料

3) 还原竖炉布料系统的设计改进

为了解决还原竖炉布料粒度偏析、密度偏析以及料面分布不均匀等缺点,竖炉布料方式由原有的蜘蛛脚布料方式改为 Gimbal 型动态布料器布料的方式,可有效改善竖炉内的煤气分布,提高煤气利用率及海绵铁质量的均匀性;

4) 熔融气化炉海绵铁布料器的设计改进

C3000 在海绵铁布料上采用了角度可以调节的挡料板(图 1.9),通过对挡料板角度的调节来控制海绵铁的分布,使海绵铁在半焦床料面区域尽量均匀分布,改善气化炉内海绵铁熔化终还原的工艺条件。

5) 熔融气化炉煤布料系统的设计改进

COREX 3000 的熔融气化炉增加了 Gimbal 型环型旋转动态布料器如图 1.10,可以根据工艺的需要对煤的布料模式及范围进行有效的控制,动态效果如图 1.11 所示,避免煤集中落到料面中心,使煤尽量均匀分布在半焦床表面广大区域,改善炉内煤气化结焦的工艺条件,使工艺过程更加平稳。

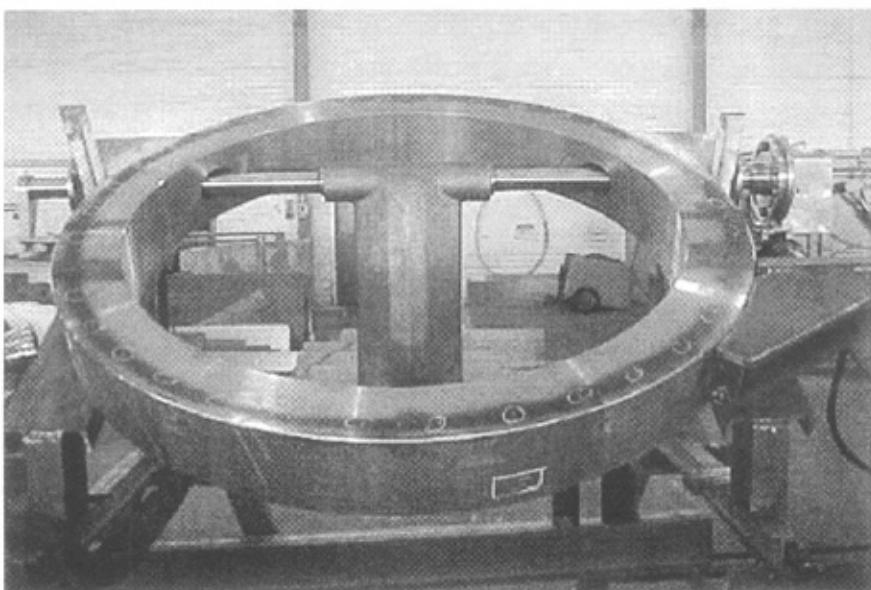


图 1.9 海绵铁布料挡料板

Fig 1.9 Sponge iron distributing striker plate

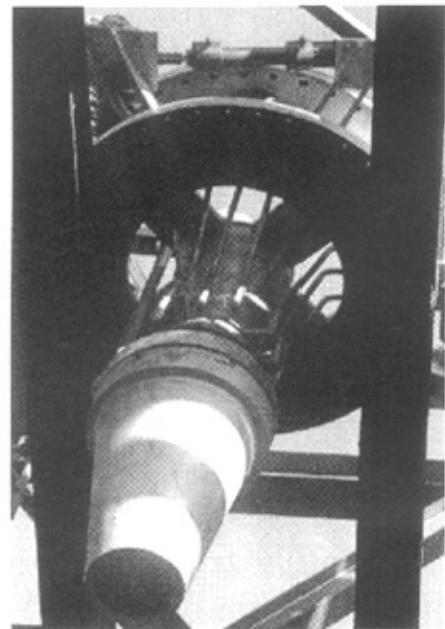
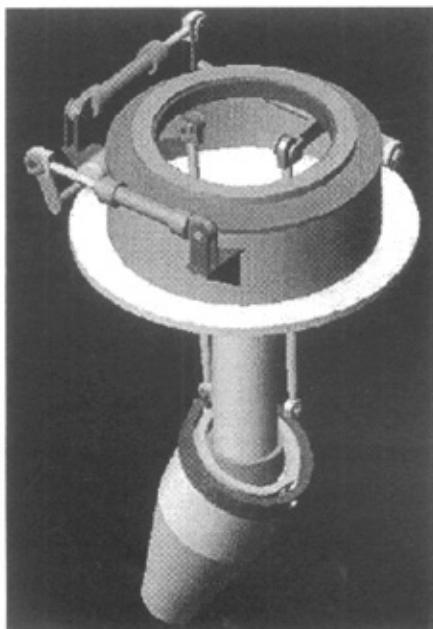


图 1.10 Gimbal 环型旋转动态布料器

Fig 1.10 Gimbal ring shaped Dynamic revolution distributing device

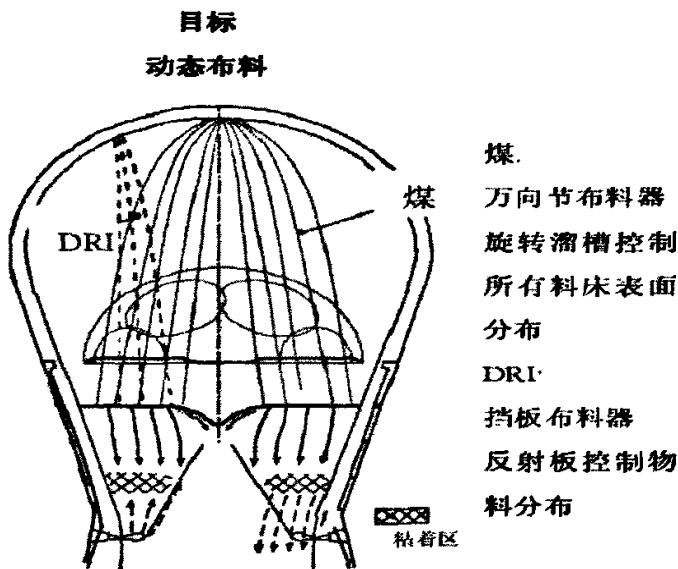


图 1.11 熔融气化炉的煤及 DRI 布料效果图

Fig 1.11 Dynamic Coal and DRI Distribution of melter gasifier

⑤ 耐材设计的改进

根据 C2000 的设计、生产经验, COREX 3000 对熔融气化炉和还原竖炉的耐火材料设计中作了很多改进, 改进了竖炉煤气围管耐材的设计, 提高了耐材的结构稳定性, 同时有利于改善竖炉的煤气流分布; 同时对竖炉下部的人工死料柱进行了一体化设计, 以改善下降炉料的顺行, 有利于减少竖炉炉料堵塞; 结合宝钢高炉的经验对 COREX3000 炉缸的耐材做了优化设计, 在炉缸耐火材料的配置及设计方面进行了较多改进, COREX3000 的一代炉役设计寿命可达 10-15 年。

⑥ 其它设计方面的改进

COREX 3000 在 COREX 2000 的基础上对粉尘返吹系统的结构进行了改进, 由原来的“CLOSE”模式改为“OPEN”模式, 同时改进了 T 型混合器的结构, 增加了粗颗粒过滤栅, 可以有效的减少粉尘返吹系统的堵塞情况。

同时改进了 COREX 3000 的煤气管道设计, 以更有效的减少进入竖炉的煤气中的粗颗粒粉尘的含量, 提高还原竖炉料柱的透气性。

1.9 课题来源及研究目的

1.9.1 课题的来源

COREX 熔融还原炼铁所用的燃料及还原剂系块煤。由于块煤难于获得，通常购买的块煤中 $<6\text{mm}$ 的粉煤约占 35%^[40]。另外，COREX 对煤粒度要求严格，一般在 6-50mm，小于 2 mm 的粉末不得超过 10%，在块煤破碎和整粒过程中仍然要产生大量的粉煤。目前世界上已经投产的 COREX 熔融还原炼铁工艺中对粉煤的处理方式均为压块后加入熔融气化炉内。煤压块工艺不但存在投资过高的缺点，而且由于强度很难满足生产的要求，所以压块煤的使用比例也不能太高，作为该方法的创始者奥钢联到目前为止并未解决这一问题。

2006 年我国上海宝钢浦钢公司从奥钢联引进了目前世界上最大的熔融炼铁装置 COREX 3000，但浦钢新建厂区无烧结及高炉炼铁系统，粉煤很难得到有效利用。如何实现粉煤的有效利用是企业迫切需要解决的问题之一。

目前高炉喷煤技术已经相当成熟，绝大部分高炉均采用了喷煤技术，部分企业已经实现了无烟煤与烟煤混合喷吹，先进企业的喷煤比已经达到了 300kg/t。在借鉴高炉富氧喷煤的成功经验的基础上，中冶赛迪工程技术股份有限公司提出了将煤粉从熔融气化炉直接喷入的技术方案。该方案如能成功实施，可以大幅度降低生铁成本、减少粉煤转动过程中对环境的污染，特别是对于象宝钢集团浦东钢铁公司这样没有烧结及炼铁系统的企业意义尤其巨大。

1.9.2 研究的目的及内容

宝钢集团浦东钢铁公司的 C3000 虽然将于 2007 年 9 月份投产，但粉煤的利用问题却一直没有一个较好的办法解决。通过本实验的研究，为中冶赛迪工程技术股份有限公司设计提供有力的理论依据，研究内容如下。

- ① 粉煤是否可以像高炉喷煤一样采取通过从风口直接喷入熔融气化炉内的方式来得到有效利用，即煤粉在炉内气化和燃烧反应是否可以满足生产要求。
- ② 煤粉粒度与燃烧率的关系。
- ③ 喷煤量与燃烧率的关系。
- ④ 煤粉粒度组成与燃烧率的关系。
- ⑤ 实验室条件下的极限喷煤量。
- ⑥ 煤粉入炉后对炉内温度的影响，找出喷吹量与温降的关系。

1.9.3 研究的意义

COREX 工艺是一种新兴的、符合时代要求的熔融还原炼铁工艺。如何合理的利用生产过程中产生的粉煤是其迫切需要解决的问题，尤其是对于那些要扩大企业产能、优化产品结构，而以前没有炼铁工序的钢管厂、特钢厂意义更为重大。为了更好地了解其生产原理和内部过程，为以后的实际生产提供有价值的参考，

通过本次实验室的基础研究工作，验证煤粉喷入熔融气化炉的可行性及煤粉在气化炉内的行为。这一研究工作的完成必将对中冶赛迪工程技术股份有限公司提出的煤粉喷入方案给以基础理论上的支持。

目前世界上所有正在生产的 COREX 工艺均采用压块后加入熔融气化炉的方式处理粉煤，还没有应用于 COREX 工艺的喷煤装置。本研究项目如能取得成功将会使制约 COREX 技术的粉煤利用问题基本上得到解决，并可大幅度降低生产成本，为 COREX 熔融还原炼铁技术在我国和世界范围内的推广作出巨大贡献。因此，该项目具有很好的应用前景和理论价值。

2 煤粉燃烧的机理

2.1 高炉喷煤的现状^[41]

高炉喷煤技术始于 1840 年 S.M.Banks 关于喷吹焦炭和无烟煤的设想, 至今已有 160 余年的发展历史。世界最早将喷煤应用在工业上即是根据这一设想于 1840~1845 年间在法国博洛涅附近的马恩省炼铁厂实现的。但此后的 100 多年中, 高炉喷煤技术发展却相对缓慢, 基本上没有大的提高。直至 20 世纪 60 年代初, 欧洲及中国、美国的一些工厂才陆续开始在高炉上试验喷煤。70 年代末, 涉及全球的第二次石油危机的出现, 促使人们加快了对高炉喷煤技术的研究和发展, 特别是欧洲和日本更是在实际应用上取得了重大突破。到 90 年代初, 欧洲和日本已有少部分高炉月均喷煤比超过了 200 千克 / 吨铁大关。

目前, 日本、中国和荷兰的一些高炉拥有月均喷煤比超过 250 千克 / 吨铁的世界最好成绩。在未来的 3~5 年中, 世界一流水准的喷煤比指标应在 260 ~280 千克 / 吨铁以上。

2.2 煤粉燃烧的机理^[42~46]

煤的燃烧是一个复杂的物理化学反应过程, 分为煤的气化、热分解、固定 C 的燃烧等。

2.2.1 煤的气化燃烧

煤的气化燃烧按以下三个过程进行, 首先煤粉被加热, 挥发分分解析出; 然后挥发分燃烧脱气; 最后发生挥发剩余物质的非均相燃烧。

2.2.2 煤的热分解

大量研究表明, 散装煤粉颗粒的热分解两步进行, 快速分解和慢速分解。慢速分解是煤在反应区内停留时间足够长才能进行, 对于高炉喷煤及本实验来说是难以实现的, 主要研究煤的快速分解。

煤粉的热分解是一个非常复杂的过程。因为煤不是一种均匀物质, 所以常用热分解产物来说明不同类型的煤的热分解, 研究得出的一般规律是:

- ① 1000°C 时煤的热分解反应基本完成, 但仍有少量残余的挥发物质。
- ② 热分解的挥发产物量取决于分解反应时的终了温度, 终了温度高则挥发分的量增加。
- ③ 煤粉快速分解时, 高的加热速度和高的终了温度使挥发分的增加量明显超过工业分析时所得到的挥发分量, 甚至超过两倍。
- ④ 快速热分解的挥发分中 C/H 之比要比工业分析的 C/H 比高, 而且先挥发出

来的碳含量比后释放出来的挥发分的碳含量高，在整个快速热分解过程中碳含量比在工业分析中的碳含量高。

⑤ 在最初快速热分解反应中得到的挥发分成分与环境气体的成分无关，但分解得到的产物与环境气体反应是可能的，所以得到的最终气体成分与环境气体的成分有关。

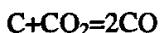
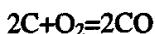
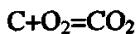
⑥ 关于煤粉颗粒尺寸对热分解的影响，尚无统一认识。但大多数人认为大的颗粒粒煤与粉煤在特性上不大相同，普遍认为炭表面提供了发生二次反应的场所。靠近煤颗粒中心处产生的热分解产物，必然向煤颗粒外部迁移而逸出，在迁移的过程中，它们可以裂解、凝聚或聚合而生成碳的沉积物；煤颗粒愈大，沉积量愈大，因而得到的挥发分量就愈少。

⑦ 环境压力与煤粉挥发分含量呈成反比例关系，即环境压力低，有利于大量挥发物的析出。

⑧ 高速热分解中煤粉颗粒的形状变化有不同的研究结果，一些研究表明，在脱除挥发分期间煤颗粒膨胀，并变成多孔状。而另一些研究结果得出，在热分解的早期状态时，煤颗粒先变成塑性状态，失去了棱角而变得更接近于球形，但其它尺寸并没有发生大的变化，既没有大的膨胀，也没有大的收缩，而大部分颗粒呈现为空心球状的“气泡”组织。

2.2.3 碳的燃烧氧气反应

碳的燃烧氧气反应是煤燃烧气化的最后一个阶段，是 C 与氧化气体(O_2 、 CO_2 等)进行非均相氧气反应，它占颗粒燃烧的一多半时间。主要反应如下：



这些反应都是在煤粉进入燃烧带内时均可发生的，但是由于 C 过量以及在高温下 CO 稳定性高于 CO_2 ，所以离开燃烧带以后最终气体产物只能是 CO 和 H_2 。

煤粉燃烧主要受动力学方面的限制，其决定因素是煤粉的燃烧速度。碳与气相的 O_2 、 CO_2 、 H_2O 的反应都是气固相反应，所以遵循气—固反应的一般规律。在气流中碳颗粒被气体所包围，气体反应物向固体碳粒扩散(颗粒表面和颗粒气孔内)，然后被固体表面吸附，并与碳发生界面反应，气固生成物解析，并脱离表面向外扩散。

在碳燃烧反应中限制因素可以是化学因素也可以是物理因素，一般的说在温度较低时，化学反应因素起主导作用，而高温时扩散的作用大。在两者之间有一

个过渡阶段，化学和物理因素共同起作用。除此以外，影响反应速度的气—固相接触面大小也有影响。由于煤的热分解产生很多内气孔，所以反应界面增加很多，这样造成反应加快，另一因素是活化和催化作用，一些氧气物和碳酸盐对煤的燃烧起催化作用。

2.3 影响煤粉燃烧的因素^[47—51]

高炉喷吹煤粉的情况下，影响或控制煤粉燃烧率的因素是温度、煤粉颗粒尺寸、氧气的浓度以及煤粉本身结构等。

2.3.1 温度

普遍的规律是温度高能加快煤粉挥发物的挥发速度和燃烧速度，因为它既能加快化学反应速度也能增大氧气的扩散速度，关系表达式如下：

$$K_s = AT^n e^{-nRT}$$

$$D = D_0 (T/273)^n$$

其中 $n=1.5—2.0$ ； K_s 为化学反应平衡常数； D 为扩散系数； A 、 R 、 D_0 均为常数， T 为温度。

2.3.2 煤粉粒度

反应速率与碳的活性、内部和外部表面积有关，煤粉的比表面积越大，活性越大，而且纯碳比炭活性小，品位低的碳比品位高的炭活性大。一般说来，煤粉愈细则燃烧时间愈短。由斯波尔丁(Spalding)的研究可知^[3]，直径为 d_p 的固体炭燃烧时，在燃烧及气体扩散控制的前提下，煤粉的燃烧时间与其粒径的平方(d_p^2)之间应具有如下函数关系

$$t_b = B_0 d_p^2$$

式中 t_b —煤粉燃烧时间，ms；

B_0 —气氛中氧浓度一定时，该量为常数，ms/m²；

d_p —煤粉颗粒的粒径，m。

随着煤粒燃烧程度的增加，反应速率先增加后下降。这是因为在燃烧开始阶段的气孔扩展，暴露出越来越多的内表面，气孔表面扩展到一定程度，气孔发生接合，内部面积又开始减少，随之燃烧速度也下降。

研究表明，在碳燃烧的最后烧尽阶段，煤颗粒破碎成若干碎屑，这对煤的烧尽起着良好的作用，但在碎裂前颗粒直径几乎一直保持不变。西欧(英国、法国、德国)一些厂采用粒煤喷吹，就利用了这种煤粒破碎成碎屑的因素。

2.3.3 氧气的浓度

碳的气化反应是与气相中氧的浓度成正比例的，在任何反应中反应物的浓度差是反应进行的动力，浓度差越大，反应速率就越大。从燃烧的动力学等角度来

分析, 高温下碳的气化是经历了复杂的过程, 碳表面发生 $C+CO_2=2CO$, $2CO+O_2=2CO_2$, 也就是说氧气的浓度不大或者是供氧速度慢时, 氧气达不到碳的表面就已经与 CO 发生反应生成了 CO_2 , CO_2 再与 C 反应。如果氧气的浓度高, 供氧速度快, 使部分氧气达到碳的表面, 则固体 C 不仅被 CO_2 也被 O_2 氧化, 燃烧速度就大大提高, 同时氧气浓度提高以后减少了 N_2 的浓度, 也减少了 N_2 占领 C 表面活性点的机率, 使活性点被 CO_2 和 O_2 占领的机会增大, 也有利于加快燃烧反应速度。因此, 提高氧气的浓度和加快氧气向碳表面传递速度是加快碳燃烧的重要因素, 这也是当前高炉富氧鼓风以提高喷煤量的重要依据。

2.3.4 煤中所含杂质及本身结构性质等

煤中所含杂质分两类, 一种是影响燃烧, 另一种是对燃烧起催化作用。如氧化物和碳酸盐对于 $C+O_2$ 、 $C+HO_2$ 、 $C+CO_2$ 、反应就有一定的催化作用。

煤的结构性质, 如其着火点高低、挥发份含量, 结晶水等对煤的燃烧性能和速度均有较大的影响。成煤期短的烟煤比成煤期长的无烟煤着火点低, 在同等条件下易于挥发与燃烧。

2.4 煤粉燃烧率的计算方法

煤中灰份是不可燃的, 固定碳及挥发份均为可燃物质, 所以可以根据实际喷吹的煤粉量与计算所得的煤粉喷进量及煤的化学成分, 用可燃物质平衡计算法计算煤粉的燃烧率。^[52-53]

$$R=1-\frac{W_1 \times (1-A_1)}{W_0 \times (1-A_0)}$$

式中: R ——可燃物质平衡计算法得出的煤粉燃烧率;

W_1 ——燃烧产物的质量 kg;

W_0 ——原煤的质量 kg;

A_1 ——燃烧产物的灰分含量%;

A_0 ——原煤的灰分含量%。

2.5 煤粉气化率计算方法

未气化或气化不完全的煤粉在进入煤气管道和除尘器后还要发生气化反应产生大量煤焦油, 堵塞煤气管道而影响生产。所以, 为了检验煤粉在气化炉内的挥发情况, 本次实验特别对气化率进行了单独分析, 实验中将气化率定义如下。

$$Q=1-\frac{W_1 \times (1-V_1)}{W_0 \times (1-V_0)}$$

W_1 ——燃烧产物的质量 kg;

W_0 ——原煤的质量 kg;

V_1 ——燃烧产物的挥发分含量%;

V_0 ——原煤的挥发分含量%。

2.6 本章小结

本章介绍了煤粉燃烧的机理和影响煤粉燃烧的因素，总结了煤粉燃烧率和气化率的计算方法，为 COREX 喷煤实验数据处理和实验结果分析打下了坚实的基础。

3 COREX 3000 工艺计算

配料计算、物料平衡及热量平衡计算是工程设计和生产操作的重要依据，也是检查能量利用状况的计算基础^[54]。该计算的目的是计算不同炉料在 COREX 3000 的工艺过程中，理论上的技术经济指标。如吨铁的原料燃料和熔剂消耗量、吨铁的渣量及炉渣成分、气化炉出口煤气量及煤气成分、竖炉出口煤气量及煤气成分、吨铁的氧气消耗量、竖炉和气化炉的能量分配、竖炉和气化炉的热损失、全工艺的理论最低煤比、风口回旋区尺寸、理论燃烧温度等。

3.1 原燃料成分

① 铁石矿化学成份

表 3.1 铁矿石化学成份

Tab 3.1 Chemical composition of ore

原料名称	TFe	Mn	P	S	Fe ₂ O ₃	FeO	MnO ₂	MnO	CaO	MgO
球团矿	65.83		0.040	0.020	94.04	0.003		0.02	1.23	0.17
块矿	66.59		0.090	0.040	94.66	0.42		0.05	0.04	0.05
原料名称	SiO ₂	Al ₂ O ₃	P ₂ O ₅	FeS ₂	FeS	SO ₂	烧损	Others	R	Σ
球团矿	2.72	0.45					0.400	0.907	0.45	100
块矿	2.97	1.02					0.500	0.158	0.01	100

② 熔剂化学成份

表 3.2 熔剂化学成份

Tab 3.2 Chemical composition of flux

原料名称	TFe	Mn	P	S	Fe ₂ O ₃	FeO	MnO ₂	MnO	CaO	MgO
石灰石	0.10		0.001	0.001	0.00	0.13		0.0	54.46	0.42
白云石	0.70		0.001	0.001	1.00	0.00		0.0	29.16	18.98
硅石	0.35		0.001	0.001	0.00	0.45		0.0	0.01	0.00
原料名称	SiO ₂	Al ₂ O ₃	P ₂ O ₅	FeS ₂	FeS	SO ₂	烧损	Others	Σ	
石灰石	1.82	0.13					42.92	0.018	100	
白云石	4.79	2.20					43.168	0	100	
硅石	96.09	1.78					0.01	1.308	100	

③煤及焦的化学成份

表 3.3 煤、焦化学成份

Tab 3.3 Chemical composition of coal and coke

煤种	Cfix %	元素分析%							灰份(A)%				配比 %	水份 %	
		C	H	N	O	S	ΣV	SiO ₂	Al ₂ O ₃	CaO	MgO	Fe ₂ O ₃	ΣA		
CXCO2	64.00	76.90	4.40	0.85	9.06	0.90	28.11	50.00	18.00	3.00	2.00	20.00	7.89	45	5.00
CXCO4	54.00	71.10	4.76	1.25	9.50	0.58	33.19	51.50	30.90	3.20	1.25	3.62	12.81	40	5.00
CXCO5	84.50	84.80	3.60	1.34	3.61	0.30	9.15	39.78	26.04	7.56	3.58	10.96	6.35	10	5.00
COKE	87.18	86.55	0.08	1.02	0.21	0.77	1.45	46.60	36.10	4.99	1.32	6.96	11.37	5	5.00
混合煤	63.21	75.85	4.25	1.07	8.25	0.71	26.91	49.41	24.87	3.64	1.82	11.89	9.88	100	5.00

④铁水成份

表 3.4 铁水成份

Tab 3.4 Chemical composition of hot metal

成份 %	Fe	Mn	Si	P	S	C	合计
含 量	94.85	0.02	0.65	0.09	0.04	4.35	100.00

⑤ 各种元素在炉渣、生铁及煤气中的分配率

表 3.5 元素在炉渣、生铁及煤气中的分配率

Tab 3.5 Distribution rate of elements in slag hot metal and gas

元 素	炉渣(μ)	生铁(η)	煤气(λ)
Fe	0.002	0.998	
Mn	0.3	0.7	
P	0	1	
S	0.85	0.07	0.05

3.2 计算矿石、熔剂用量及渣量.渣成分^[55-59]

① Fe 元素平衡

$$\sum_i W_i \times (1 - H_2O_i) \times TFe_i + W_{recycled-dust} \times TFe_{recycled-dust} = W_{pig} \times [Fe] +$$

$$W_{pig} \times [Fe] \times \mu_{Fe-slag} / \eta_{Fe-pig} + W_{dust} \times TFe_{dust}$$

② 渣中 FeO

$$W_{FeOslag} = W_{pig} \times [Fe] \times \mu_{Fe-slag} / \eta_{Fe-pig} \times 72/56$$

$\mu_{Fe-slag}$ —元素铁在炉渣中的比率

η_{Fe-pig} —铁元素在生铁中的比率

③ CaO 平衡

$$W_{CaOslag} =$$

$$\sum_i W_i \times (1-H_2O_i) \times CaO_i - W_{dust} \times CaO_{dust} + W_{recycled-dust} \times CaO_{recycled-dust} - W_{Sslag} \times 56/32$$

④ SiO₂ 平衡

$$W_{SiO2slag} =$$

$$\sum_i W_i \times (1-H_2O_i) \times SiO_{2i} - W_{dust} \times SiO_{2dust} + W_{recycled-dust} \times SiO_{2recycled-dust} - 60/28 \times W_{pig} \times [Si]$$

⑤ Al₂O₃ 平衡

$$W_{Al2O3slag} = \sum_i W_i \times (1-H_2O_i) \times Al_2O_{3i} - W_{dust} \times Al_2O_{3dust} + W_{recycled-dust} \times Al_2O_{3recycled-dust}$$

⑥ MgO 平衡

$$W_{MgOslag} = \sum_i W_i \times (1-H_2O_i) \times MgO_i - W_{dust} \times MgO_{dust} + W_{recycled-dust} \times MgO_{recycled-dust}$$

⑦ MnO 平衡

$$W_{MnOslag} = \sum_i W_i \times (1-H_2O_i) \times MgO_i - W_{pig} \times [Mn] \times 71/55 - W_{dust} \times MnO_{dust}$$

$$+ W_{recycled-dust} \times MnO_{recycled-dust}$$

⑧ S 元素平衡

在熔融气化炉中，硫除进入铁水和渣外，大部分随煤气流进入竖炉内。在竖炉内，气体中硫与熔剂作用依附在固体炉料中再次进入熔化气化炉，最终这部分硫进入渣中，故假定进入熔化气化炉中的硫只在金属铁与炉渣之间进行分配。

进入渣中的硫量

$$W_{Sslag} = \sum_i W_i \times (1-H_2O_i) \times S_i \times \mu_S$$

μ_S —S 在炉渣中分配系数

S 以 CaS 形式进入渣中，有 $W_S \times 72/32 - W_{cas} = 0$

⑨ P 元素平衡

假设原料中的 P 全部进入生铁

$$W_P = \sum_i W_i \times (1-H_2O_i) \times P_i - W_{dust} \times P_{dust} + W_{recycled-dust} \times P_{recycled-dust} - W_{pig} \times [P]$$

按炉渣碱度及对 Al₂O₃ 的要求列如下三个方程，可解出石灰石、白云石、硅石的用量

$$R_2 = \frac{W_{CaOslag}}{W_{SiO2slag}}$$

$$R_4 = \frac{W_{\text{CaO} \text{ slag}} + W_{\text{MgO} \text{ slag}}}{W_{\text{SiO}_2 \text{ slag}} + W_{\text{Al}_2\text{O}_3 \text{ slag}}}$$

$$(\text{Al}_2\text{O}_3)\% = \frac{W_{\text{Al}_2\text{O}_3 \text{ slag}}}{W_{\text{slag}}} \times 100\%$$

⑩渣量

$$W_{\text{slag}} = (W_{\text{FeO} \text{ slag}} + W_{\text{CaO} \text{ slag}} + W_{\text{SiO}_2 \text{ slag}} + W_{\text{Al}_2\text{O}_3 \text{ slag}} + W_{\text{MgO} \text{ slag}} + W_{\text{MnO} \text{ slag}} + W_{\text{S} \text{ slag}}/2)$$

以上诸式中 $i = \text{ore, coal, Limestone, dolomite, silica}$ 。

W_i 为入炉原料中 i 物质的质量(kg/t.Fe), H_2O_i 为 i 物质中 H_2O 的质量百分率, 炉渣成分及数量列表中。

表 3.6 炉渣成份

Tab 3.6 Composition of slag

成分	SiO ₂	CaO	Al ₂ O ₃	MgO	MnO	FeO	S/2	Σ渣	R ₂
kg	127.77	146.85	38.11	27.62	0.39	2.44	3.31	346	1.15
%	36.93	42.44	11.01	7.98	0.11	0.71	0.96	100	

3.3 直接还原度 rd 计算

球团矿和生块矿从竖炉加入, 另有一部分粉矿直接加入到气化炉中。设球团矿和生块矿占总入炉含铁原料的比率为 ξ , 粉矿(球团矿和生矿粉)的比例为 $1-\xi$ 。竖炉中得到的固态海绵铁的金属化率约为 MR, 直接还原铁量为:

$$WFe_{rd} = \sum_i W_{ore} \times \xi \times Fe_i \times (1-MR) + \sum_i W_{ore} \times (1-\xi) \times Fe_i$$

$$\text{直接还原度 } r_d = \frac{WFe_{rd}}{W_{pig} \times [Fe]} \times 100\%$$

3.4 熔融气化炉 C 量平衡^[53-55]

$$\sum W_{coal} \times (1-H_2O_{coal}) \times C_{fix} + \sum W_{coal} \times (1-H_2O_{coal}) \times V_{coal} \times CO_{coal} \times 12/28 + \sum W_{coal} \times (1-$$

$$H_2O_{coal}) \times V_{coal} \times CO_{2coal} \times 12/44 - W_{dust} \times C_{dust} + W_{recycled-dust} \times C_{recycled-dust} + \sum W_{flux} \times (1-H_2O_{flux}$$

$$) \times CO_{2i} \times 44/12 \times (1-\lambda_{flux}) + \sum W_{ore} \times (1-\xi) \times (1-H_2O_{ore}) \times CO_{2ore} \times 44/12$$

$$= W_{pig} \times [C] + V(CO + CO_2)_{gasifier} \times 12/22.4 + V_{CH4 \text{ gasifier}} \times 12/22.4$$

V_{coal} 煤的挥发份, λ_i 熔剂在竖炉中的分解率, $flux = \text{Limestone, dolomite, silica}$

①气化炉中消耗的 C 量

$$W_{C\text{ 气化炉消耗}} = V(CO + CO_2)_{\text{gasifier}} \times 12/22.4 - \sum_i W_{\text{coal}} \times (1 - H_2O_{\text{coal}}) \times V_{\text{coal}} \times CO_{\text{coal}} \times 12/28 - \sum_i W_{\text{coal}} \times (1 - H_2O_{\text{coal}}) \times V_{\text{coal}} \times CO_{2\text{coal}} \times 12/44 - \sum_i W_i \times (1 - H_2O_i) \times CO_{2i} \times 44/12 \times (1 - \lambda_i)$$

②气化炉内燃烧的 C 量

$$W_{C\text{ 气化炉燃烧}} = W_{C\text{ 气化炉消耗}} - WC_{\text{rd}} - WC_{\text{Fe}} - W_{H2O}$$

$$WC_{\text{rd}} = WC_{\text{Fe}} + WC_{\text{Si}} + WC_{\text{Mn}} + WC_{\text{P}}$$

$$WC_{\text{Fe}} = WFe_{\text{rd}} \times 12/56$$

$$WC_{\text{Si}} = W_{\text{pig}} \times [\text{Si}] \times 24/28$$

$$WC_{\text{Mn}} = W_{\text{pig}} \times [\text{Mn}] \times 12/55 = 0.04 \text{ kg}$$

$$WC_{\text{P}} = W_{\text{pig}} \times [\text{P}] \times 60/62 = 0.87 \text{ kg}$$

$$W_{H2O} = \sum_i W_i \times H_2O_i \times \eta_{H2O} \times 12/18$$

η_{H2O} —与 C 发生反应的 H_2O

3.5 氧气消耗量

氧气消耗量可由熔融气化炉 C 平衡求得。因为温度高时 CO 比 CO_2 稳定，所以假设在风口区 C 与氧气全部结合成 CO。

由于在熔融气化炉设有炉尘返吹装置，喷吹炉尘的同时也喷一定量的氧气(约占入炉总氧量的 30%)，所以 H_2 中一部分要与氧进行燃烧反应生成水，设 H_2 的二次燃烧率为 η_{H2} ，另有一部分 CO 与喷吹炉尘处的 O_2 进行二次燃烧，设其二次燃烧率为 η_{CO} 。

$$W_{O2} = W_{C\text{ 气化炉燃烧}} \times 16/12 + W_{C\text{ 气化炉燃烧}} \times 16/12 \times \eta_{CO} + \left(\sum_i W_{\text{coal}} \times (1 - H_2O_{\text{coal}}) \times H_2_{\text{coal}} \times 22.4/2 - 2 \times V_{CH4} + \sum_i W_{\text{coal}} \times H_2O_{\text{coal}} \times 22.4/18 \right) \times \eta_{H2} \times 16/2$$

3.6 熔融气化炉产生的荒煤气组分和煤气量

① 熔化气化炉 CH_4 的体积

设生成 CH_4 的 C 占入炉 C 量的 2%

$$V_{CH4} = \sum_i W_{\text{coal}} \times (1 - H_2O_{\text{coal}}) \times C_{fix} \times 2\% \times 22.4/12 \quad m^3$$

②熔化气化炉 H_2 的体积

1) 熔融气化炉中 H_2 平衡

熔融气化炉中的 H_2 主要来源于煤的挥发份，另炉料煤带入的部分水在高温下

与 C 发生反应生成 CO 和 H₂, H₂ 平衡如下。

$$\sum_i W_{\text{coal}} \times (1-H_2O_{\text{coal}}) \times H_{2\text{coal}} + \sum_i W_i \times H_2O_i \times \eta_{H2O} \times 2/18 = V_{CH4}/22.4 \times 4 + V(H_2+H_2O)_{\text{gasifier}}/22.4 \times 2$$

2) 气化炉中 H₂ 体积

$$V_{H2} = \left(\sum_i W_{\text{coal}} \times (1-H_2O_{\text{coal}}) \times H_{2\text{coal}} \times 22.4/2 - 2 \times V_{CH4} + \sum_i W_i \times H_2O_i \times \eta_{H2O} \times 22.4/18 \right) \times (1-\eta_{H2})$$

η_{H2O} —炉料带入的水在气化炉中的分解率, %

η_{H2} —氢气在气化炉中的燃烧率, %

③ 气化炉中氮气的体积

氮气来自煤中挥发份和炉尘返吹系统

$$V_{N2} = W_{\text{coal}} \times N_{2\text{coal}} \times 22.4/28 + V_{N2 \text{返吹炉尘}}$$

④ 气化炉中 CO 的体积

气化炉中的 CO、CO₂ 来源于气化炉内 C 的燃烧、氧化物的直接还原及煤的挥发份, 其中一部分 CO₂ 还来自熔剂在竖炉中未分解完全部分, 气化炉内 CO+CO₂ 体积 V(CO+CO₂)_{gasifer} 可由气化炉 C 平衡求得。

因为 C 无论是完全燃烧产生 CO₂ 还是不完全燃烧生成 CO, 等量 C 生成气体的体积是相同的。

$$V_{CO_{\text{gasifer}}} = [V(CO+CO_2)_{\text{gasifer}} - \sum_i W_i \times (1-H_2O_i) \times CO_{2i} \times 44/12 \times (1-\lambda_i)] \times (1-\eta_{CO})$$

⑤ 气化炉中 CO₂ 的体积

$$V_{CO_2_{\text{gasifer}}} = V(CO+CO_2)_{\text{gasifer}} - V_{CO_{\text{gasifer}}}$$

⑥ 气化炉中 H₂O 蒸气的体积

H₂ 在上升过程中与炉尘返吹处的氧气发生燃烧反应, 生成 H₂O 蒸气。

$$V_{H2O_{\text{gasifer}}} = \left[\sum_i W_{\text{coal}} \times (1-H_2O_{\text{coal}}) \times H_{2\text{coal}} \times 22.4/2 - 2 \times V_{CH4} + \sum_i W_i \times H_2O_i \times (1-\eta_{H2O}) \times 22.4/18 \right] \times \eta_{H2}$$

η_{H2O} —炉料带入的水在气化炉中的分解率, %

η_{H2} —氢气在气化炉中的燃烧率, %

以上诸式中 i=ore,coal,Limestone,dolomite,silica。

⑦ 气化炉出口处荒煤气体积

$$V_{\text{荒煤气}} = V_{CO_{\text{gasifer}}} + V_{CO_2_{\text{gasifer}}} + V_{H2O_{\text{gasifer}}} + V_{H2_{\text{gasifer}}} + V_{CH4_{\text{gasifer}}} + V_{N2_{\text{gasifer}}}$$

荒煤气中各组分体积百分率为

$$X_i = \frac{V_i}{\sum V_{\text{荒煤气}}} \times 100\%$$

i= CO、CO₂、H₂O、H₂、CH₄、N₂

气化炉煤气成份见表 3.7。

表 3.7 气化炉煤气成份

Tab 3.7 Composition of gas of melter gasifier

成份	CO	CO ₂	H ₂	N ₂	CH ₄	H ₂ O	合计
m ³ /t	1065	118.33	381.14	38	26.38	67.26	1696.11
%	62.79	6.98	22.47	2.24	1.56	3.97	100

3.7 炉尘量和熔融气化炉返吹炉尘量的计算

熔融气化炉出口煤气温度在1010℃，煤气含尘量150g/m³，还原竖炉入口煤气温度850℃，煤气含尘量20g/m³；还原竖炉出口煤气温度300℃，煤气含尘量22g/m³，炉顶输出煤气温度40℃，煤气含尘量0.005g/m³。

熔融气化炉出口煤气温度在1010℃左右，经过将除法后冷煤气与之混合后再经过旋风除法器进行粗除法，假定经热旋风除尘器除下的粉尘的温度为T_{气化炉炉尘}，全部再返吹入熔化气化炉内。热旋风除尘器出口的煤气再经过洗涤器时只降温除尘，煤气成分与熔融气化炉煤气成分保持一致。

① 冷却煤气需要量的计算

熔化气化炉出口的高温煤气1010℃左右，通过兑入部分经除法后冷却净煤气获得竖炉所需要的850℃左右的煤气。冷却煤气需要量主要取决于从熔化气化炉出来的荒煤气温度、煤气量和煤气成分，要通过热平衡计算来获得。

在温度T(K)下1kg炉尘和1Nm³气体所含显热分别为

$$H_{\text{dust}} = 0.83736 \times (T_{\text{气化炉炉尘}} - 298)$$

式中 0.83736——为炉尘的比热容，KJ/Kg℃

$$C_{p,m} = a + bT + cT^2$$

煤气气体的平均热容

$$C_{p,m \text{ 平均}} = \sum (X_i \times V_i \times C_{p,m}(B)_i) \quad \text{J.K}^{-1}.\text{mol}^{-1}$$

$$H_{\text{煤气}} = C_{p,m \text{ 平均}} \times (T - 298) / 22.4 \quad \text{KJ/Nm}^3$$

参数 a、b、c 取值如表 3.1^[60]

表 3.8 参数 a、b、c 取值

Tab 3.8 Parameter of a b c

i	a	b	c	适用温度 K
CO	26.537	7.6831×10^{-3}	-1.172×10^{-6}	298-2500
CO2	26.75	42.258×10^{-3}	-14.25×10^{-6}	293-2500
H2	26.88	4.347×10^{-3}	-0.3265×10^{-6}	298-3000
N2	27.32	6.226×10^{-3}	-0.9502×10^{-6}	298-2500
CH4	14.15	75.496×10^{-3}	-17.99×10^{-6}	293-1500
H2O	29.16	14.49×10^{-3}	-2.022×10^{-6}	273-3800

$$H_{\text{气化炉煤气}} = C_{p,m \text{ 平均}} \times (T_{\text{气化炉煤气}} - 298) / 22.4 \quad \text{KJ/Nm}^3$$

则 1Nm^3 荒煤气热焓为

$$H_{\text{荒煤气}} = H_{\text{dust}} \times 150 / 1000 + H_{\text{气化炉煤气}}$$

熔融气化炉煤气经过热旋风除沫器后煤气温度降至 850°C ($T_{\text{还原煤气}}$), 煤气含尘量 20g/m^3 , 此时 1Nm^3 煤气的热焓

$$H_{\text{还原煤气}} = H_{\text{dust}} \times 20 / 1000 + C_{p,m \text{ 还原平均}} \times (T_{\text{还原煤气}} - 298) / 22.4$$

熔融气化炉多余部分煤气与还原竖炉产生的煤气一起作为输出煤气, 炉顶输出煤气温度 40°C , 煤气含尘量 0.005g/m^3 , 1Nm^3 煤气热焓值为:

$$H_{\text{输出煤气}} = H_{\text{dust}} \times 0.005 / 1000 + C_{p,m \text{ 输出平均}} \times (T_{\text{输出煤气}} - 298) / 22.4$$

② 冷却煤气量

因熔融气化炉出来的高温煤气必须在与其产生的冷却煤气混合后温度至 850°C 后才能作为还原煤气进入竖炉, 假设在旋风除沫器的热损失为 5%, 这部分冷煤气量可以由热平衡求得,

$$(V_{\text{荒煤气}} \times C_{p,m \text{ 荒平均}} \times T_{\text{荒煤气}} + V_{\text{冷煤气}} \times C_{p,m \text{ 冷平均}} \times T_{\text{冷煤气}}) \times 95\% = (V_{\text{荒煤气}} + V_{\text{冷煤气}}) \times C_{p,m \text{ 荒平均}} \times T_{\text{还原煤气}}$$

$$V_{\text{冷煤气}} = \frac{V_{\text{荒煤气}} \times (T_{\text{还}} - 0.95T_{\text{荒}})}{(0.95T_{\text{还}} - T_{\text{还}})}$$

③ 炉尘量和返回炉尘量的计算

融气化炉出口煤气含尘量 150g/m^3 , 还原竖炉入口煤气含尘量 20g/m^3 , 还原竖炉出口煤气含尘量 22g/m^3 , 炉顶输出煤气含尘量 0.005g/m^3 。

因此气化炉出口煤气炉尘量和返吹入炉炉尘量分别为:

$$W_{\text{dust}} = V_{\text{荒煤气}} \times 150 / 1000 \quad \text{kg}$$

$$W_{\text{recycled-dust}} = W_{\text{dust}} + V_{\text{冷煤气}} \times 5 / 1000 - (V_{\text{荒煤气}} + V_{\text{冷煤气}}) \times 20 / 1000 \text{ kg}$$

3.8 熔融气化炉物料平衡^{[59][61][62]}

① 收入项

1) 煤量 W_{coal}

2) 氧气量 W_{O_2}

3) 熔剂在竖炉分解后进入气化炉部分 $\sum_i W_i - \sum_i W_i \times (1-H_2O_i) \times CO_{2i} \times \lambda_i$

$i = \text{Limestone, dolomite, silica}$

4) 进入气化炉的金属化球团

球团矿和块矿占总入炉铁料的 ξ , 固态海绵铁的金属化率约为 MR, 则这部分铁量为:

$$WFe_{\text{ni}} = \sum_i W_{\text{ore},i} \times \xi \times \xi_{\text{ore},i} \times Fe_i \times MR$$

ξ 块矿的比例, $\xi_{\text{ore},i}$ 为各种矿的比例

还原至 FeO 的 Fe 量

$$WFe = \sum_i W_{\text{ore}} \times \xi \times Fe_i \times (1-MR)$$

损失的氧气量

$$WO_{2\text{LOSS}} = WFe_{\text{ni}} \times 48/112 + WFe \times 16/112 \quad \text{kg}$$

$$\text{混合矿中的 CO}_2 \text{ 量 } W_{\text{CO}_2\text{ore}} = \sum_i W_i \times (1-H_2O_i) \times CO_{2i}$$

进入气化炉的金属化球团质量为:

$$W_{\text{金属球}} = \sum_i W_{\text{ore}} - WO_{2\text{LOSS}} - W_{\text{CO}_2}$$

进入气化炉的粉矿质量为

$$\sum_i W_{\text{ore}} \times (1-\xi) \text{ kg}$$

5) 喷吹炉尘用 N_2

② 支出项

1) 生铁

2) 炉渣

3) 煤气

4) 炉尘

5) 水

表 3.9 气化炉物料平衡表

Fig 3.9 Mass balance of the melter gasifier

收入 kg		支出 kg	
焦 煤	945	生铁	1000
氧	803.39	炉渣	334.36
熔剂分解后	209.1	煤气	1664.06
金属化球团	936.88	水	54.05
粉矿	142.45		
N2	37.5	炉尘	30
Σ	3060.32	Σ	3082.41

3.9 熔融气化炉热平衡^{[59][61-63]}

3.9.1 熔融气化炉热量收入

① 碳素氧化热

碳素氧化热(C 氧化成 CO₂ 和 CO 放热)

$$Q_c = Q_{CO_2} + Q_{CO} = V_{CO_2} \times 33410.66 \times 12/22.4 + V_{CO} \times 9797.11 \times 12/22.4 \quad \text{KJ}$$

式中 33410.66——C 氧化为 CO₂ 热效应, KJ/Kg

9797.11——C 氧化为 CO 热效应, KJ/Kg

② 成渣热

炉料中以 CaO、MgO 在炉内形成钙铝硅酸盐 1kg 放出的热量

炉料中的 CaO 的量为 W_{CaOslag}

炉料中的 MgO 的量为 W_{MgOslag}

$$Q_{渣热} = (W_{CaOslag} + W_{MgOslag}) \times 1131.3 \quad \text{KJ}$$

式中 1131.3——每千克(CaO+MgO)热效应, KJ/Kg

③ H₂ 氧化热

$$Q_{H2} = V_{H2\text{gasifier}} \times 18/22.4 \times 13454.09 \quad \text{KJ}$$

式中 13454.09——H₂ 氧化的热效应, KJ/Kg

④ CH₄ 生成热

$$Q_{CH4} = V_{CH4\text{gasifier}} \times 16/22.4 \times 4709.56 \quad \text{KJ}$$

式中 4709.6——甲烷生成热效应, KJ/Kg

⑤ 炉料的显热

$$\sum_i W_i \times H_i + W_{recycled-dust} \times H_{recycled-dust} = 0.83736 \times (T_{气化炉炉全} - 298) (i = Fe_{\beta}, FeO, gangue)$$

其中金属化球团

$$W_{Fe} = \left[\sum_i W_i \times (1-H_2O) \times TFe_i + \sum_r W_r \times \zeta_{Fe_r} \times TFe_{Fe_r} \right] \times MR$$

$$W_{FeO} = \left[\sum_i W_i \times (1-H_2O) \times TFe_i + \sum_r W_r \times \zeta_{Fe_r} \times TFe_{Fe_r} \right] \times (1-MR) \times 72/56$$

i=coal,Limestone, dolomite,silica

$$W_{gangue} = \sum_i W_i \times (1-H_2O) \times (SiO_2 + CaO + Al_2O_3 + MgO)_i + \sum_r W_{Fe_r} \times \zeta_{Fe_r}$$

$$\times (SiO_2 + CaO + Al_2O_3 + MgO)_{Fe_r}$$

i=coal,Limestone, dolomite,silica

返吹炉尘

$$H_{recycled-dust} = 0.83736 \times (T_{recycled-dust} - 298)$$

3.9.2 熔融气化炉热输出^{[59][61-63]}

① 铁氧化物的分解热

铁氧化物的分解热由 Fe_2O_3 、 FeO 两部分组成

$$Q_{Fe} = Q_{Fe2O3} + Q_{FeO}$$

$$Q_{Fe2O3}$$

$$[\sum W_{ore} \times (1-\zeta) \times Fe_2O_{3_{Fe_r}}]$$

$$+ \sum W_{coal} \times (1-H_2O) \times V_{coal} \times Fe_2O_3 + \sum_i W_i \times (1-H_2O) \times Fe_2O_3 - W_{dust} \times Fe_2O_{3dust} + W_{recycled-dust} \times Fe_2O_{3recycled-dust}] \times 5156.59$$

$$Q_{FeO}$$

$$[W_{FeO \text{ 全属球}} + \sum W_{ore} \times (1-\zeta) \times FeO_{Fe_r}]$$

$$+ \sum_i W_i \times (1-H_2O) \times FeO + \sum W_{coal} \times (1-H_2O) \times V_{coal} \times FeO - W_{dust} \times FeO_{dust} +$$

$$W_{recycled-dust} \times FeO_{recycled-dust}] \times 4075.01$$

5156.59— Fe_2O_3 分解热, KJ/Kg

4075.01— FeO 分解热 KJ/Kg

② 其它氧化物还原耗热

$$Q_{Si} = W_{pig} \times [Si] \times 31102.37 \quad KJ$$

$$Q_{Mn} = W_{pig} \times [Mn] \times 7366.02 \quad KJ$$

$$Q_P = W_{pig} \times [P] \times 35782.6 \quad KJ$$

式中 31102.37——由 SiO_2 分解产生 1Kg 硅吸收的热量, KJ/Kg

7366.02——由 MnO 分解产生 1Kg 锰吸收的热量, KJ/Kg

35782.6——由 $Ca(PO_4)_2$ 分解产生 1Kg 磷吸收的热量, KJ/Kg

③ 脱硫

$$Q_s = W_{pig} \times [S] / 2 \times 1000 \times 8359.05 \text{ KJ}$$

8359.05——脱除 1Kg 硫吸收的热量, KJ/Kg

④ 游离水蒸发热:

$$Q_{H_2O \text{ 蒸发}} = [\sum W_{coal} \times H_2O + \sum W_{ore} \times (1 - \eta_{H_2O}) \times H_2O] \times 2862 \text{ KJ}$$

式中 2862——1Kg 水由 0°C 变为 100°C 水气吸热, KJ/Kg

⑤ 水份分解吸热:

$$Q_{H_2O \text{ 分解}} = [\sum W_{coal} \times H_2O + \sum W_{ore} \times (1 - \eta_{H_2O}) \times H_2O] \times 13454.1 \text{ KJ}$$

式中 13454.1——水分分解热, KJ/Kg

⑥ 铁水带走热:

$$Q_{铁水} = W_{pig} \times 1173 \text{ KJ}$$

式中 1173——铁水热容量, KJ/Kg

⑦ 炉渣带走热:

$$Q_{炉渣} = W_{渣} \times 1760 \text{ KJ}$$

式中 1760——炉渣热容量, KJ/Kg

⑧ 炉顶荒煤气带走

$$Q_{荒煤气} = H_{荒煤气} \times V_{荒煤气}$$

⑨ 水蒸汽带走的热

$$Q_{水蒸汽} = V_{H_2O} \times 1.065 \times (T_{荒煤气} - 298)$$

式中 1.065——水蒸汽比热容, KJ/m³·°C

⑩ 煤分解热

$$Q_{煤分解} = [\sum W_{coal} \times (1 - H_2O) - W_{coke} \times (1 - H_2O)] \times 1256 \text{ KJ}$$

式中 1256——煤的分解热, KJ/Kg

⑪ 碳酸盐分解热

因为矿石中的碳酸盐非常少, 可以忽略不计, 为计算方便, 设其在竖炉中全部分解, 以粉矿形式加入到气化炉中的矿石中碳酸盐全部在气化炉中发生分解反应。

$$\sum_i W_i \times (1 - H_2O_i) \times (CaO_i \times 44/56 \times 4048 + MgO_i \times 44/40 \times 2489) \times (1 - \lambda_i) + \sum W_{ore} \times (1 - \xi) \times (C$$

$$aO_{块} \times 44/56 \times 4048 + MgO_{块} \times 44/40 \times 2489)$$

式中 4048、2489——分别为由 CaCO₃、MgCO₃ 分解 1Kg 的 CO₂ 吸热, KJ/Kg

i=Limestone, dolomite, silica

表 3.10 气化炉热平衡表
Tab 3.10 Heat balance of the smelter gasifier

热收入项	KJ	%	热支出项	KJ	%
碳素氧化热	7707538.69	82.57	铁氧化物的分解热	923474	9.89
成渣热	190160.22	2.04	其它氧化物还原耗热	235842.95	2.53
H ₂ 氧化热	727169.54	7.79	脱硫	26289.21	0.28
CH ₄ 生成热	88741.57	0.95	游离水蒸发热	133389.64	1.43
炉料的物理热	621266.89	6.65	水份分解吸热	627057.16	6.72
			铁水带走热	1173000	12.57
			炉渣带走热	588473.6	6.30
			水蒸汽带走的热	72348.2	0.78
			炉尘	66126.3	0.71
			气化炉出煤气带走热	2781358.64	29.80
			煤分解热	1169336	12.53
			热损失	1538181.21	16.48
Q 总	9334876.91				

3.10 竖炉物料平衡^{[59][61-63]}

3.10.1 进入竖炉还原煤气量的确定

从 Fe₂O₃ 还原成 Fe_i(CO+H₂)的耗量为 0.6m³/kg

从 Fe₂O₃ 还原成 FeO_i(CO+H₂)的耗量为 0.2m³/kg

竖炉中需要的还原剂量(CO+H₂)_{shaft}

$$V_{(CO+H_2)shaft} = \sum W_{ore} \times \xi \times Fe_i \times MR \times 0.6 + \sum W_{ore} \times \xi \times Fe_i \times (1-MR) \times 0.2$$

当温度高于810℃时H₂还原能力强于CO的还原能力，而温度低于810℃情况则正好相反，所以设竖炉中还原过程中对CO和H₂的消耗的比例为1: 1，其中还原煤气成分与气化炉出口煤气成分相同。

需要的还原煤气的体积=V_{(CO+H₂)shaft} / [(X_{CO}+X_{H₂})/2]还原煤气

煤气过剩系数为 α ，则进入竖炉的还原煤气体积为

$$V_{shaft} = V_{(CO+H_2)shaft} / [(X_{CO}+X_{H_2})/2]_{还原煤气} \times \alpha$$

3.10.2 竖炉煤气成分

① 竖炉中CO₂

$$V_{CO_2 shaft} = [\sum_i W_{ore} \times \xi \times CO_2 + \sum_i W_i \times (1-H_2O_i) \times \lambda_i \times CO_{2i}] \times 22.4/44 + V_{shaft} \times CO_2 + V$$

$V_{\text{shaft}} \times CO \times \gamma_{CO}$

$i = \text{Limestone, dolomite, silica}$

γ_{CO} —竖炉中CO利用率

② 竖炉中CO

$V_{CO_{\text{shaft}}} = V_{\text{shaft}} \times CO \times (1 - \gamma_{CO})$

③ 竖炉中CH₄

$V_{\text{shaft}} \times CH_4$

④ 竖炉中N₂

$V_{\text{shaft}} \times N_2$

⑤ 竖炉中H₂

$V_{\text{shaft}} \times H_2 \times (1 - \gamma_{H2})$

γ_{H2} —竖炉中H₂利用率

⑥ 竖炉中H₂O蒸汽

$V_{\text{shaft}} \times H_2 \times \gamma_{H2} + [\sum W_{\text{ore}} \times \xi \times H_2O + \sum_i W_i \times H_2O_i] \times 22.4/44 + V_{\text{shaft}} \times H_2O$

⑦ 竖炉炉顶煤气量

$\sum V_{\text{shaft}} = V_{CO_{\text{shaft}}} + V_{CO_{\text{shaft}}} + V_{CH_4_{\text{shaft}}} + V_{N_2_{\text{shaft}}} + V_{H_2_{\text{shaft}}} + V_{H_2O_{\text{shaft}}}$

$$X_i = \frac{V_i}{\sum V_{\text{shaft}}} \times 100\%$$

$i = CO, CO_2, H_2O, H_2, CH_4, N_2$

竖炉煤气成分见表 3.11。

表 3.11 竖炉煤气成份

Tab 3.11 composition of gas of reduction shaft

成份	CO	CO ₂	H ₂	N ₂	CH ₄	H ₂ O	合计
m ³ /t	574.08	545.78	237.35	33.8	23.54	161.63	1573.24
%	36.49	34.50	15.09	2.15	1.50	10.27	100

3.10.3 竖炉物料平衡

竖炉收入项包括矿石、熔剂、还原煤气及炉尘、炉料物理水，支出项包括熔剂分解产物、金属化球团、煤气、水蒸汽、炉尘。

表 3.12 竖炉物料平衡

Tab 3.12 Mass balance of reduction shaft

收入 kg		支出 kg	
炉料物理水	48.14	熔剂分解产物	209.1
熔剂	335	金属化球团	936.88
矿石	1282.05	煤气	1864.15
煤气	1480.62	水	129.88
炉尘	30	炉尘	35.8
Σ	3179.17	Σ	3179.17

3.11 竖炉热平衡^{[55][57][58]}

① 还原煤气显热

$$Q_{\text{还原煤气}} = V_{\text{shaft}} \times H_{\text{还原煤气}}$$

② H_2 氧化热

$$QH_2_{\text{shaft}} = V_{\text{shaft}} \times H_2 \times \gamma_{H_2} \times 13454.09 \quad \text{KJ}$$

式中 13454.09—— H_2 氧化热效应, KJ/Kg

③ CO 氧化热

碳素氧化热(CO 氧化成 CO_2 放热)

$$QCO_{\text{shaft}} = V_{\text{shaft}} \times CO \times \gamma_{CO} \times 12650.12 \quad \text{KJ}$$

式中 12650.12——CO 氧化为 CO_2 热效应, KJ/m³

④ 碳酸盐分解热

$$\sum_{i=L\text{imestone, dolomite, silica}} W_i \times (1-H_2O_i) \times (CaO_i \times 44/56 \times 4048 + MgO_i \times 44/40 \times 2489) \times \lambda_i$$

⑤ 铁氧化物分解热

$$[\sum_i W_{\text{ore}} \times \xi \times Fe_2O_3 + \sum_i W_i \times (1-H_2O) \times Fe_2O_3] \times 5156.59$$

⑥ 炉料的物理热

$$\sum_i W_i \times H_i + W_{\text{recycled-dust}} \times H_{\text{recycled-dust}} = 0.83736 \times (T_{\text{气化炉炉尘}} - 298) (i = Fe_{\beta}, FeO, gangue)$$

⑦ 煤气带走热

$$H_{\text{竖炉煤气}} \times V_{\text{竖炉煤气}}$$

⑧ 水蒸汽带走的热

$$V_{H2O} \times 1.065 \times (T_{H2O} - 298)$$

式中 1.065——水蒸汽比热容, KJ/m³ °C

表 3.13 竖炉热平衡表

Tab 3.13 Heat balance of reduction shaft

热收入项	KJ	%	热支出项	KJ	%
煤气带入的热	2255407.05	27.66	碳酸盐分解热	497258.12	6.10
H ₂ 氧化热	1099727.71	13.49	铁氧化物的分解热	5645422.89	69.23
CO 氧化热	4723806.74	57.93	炉料的物理热	621266.89	7.62
煤气中水带入热	54233.53	0.67	煤气带走热	1167482.31	14.32
炉尘带入热	21352.68	0.26	炉尘带走热	9837.31	0.12
			水蒸汽带走的热	51640.79	0.63
			热损失	161619.40	1.98
Q _总	8154527.71				

3.12 整个工艺物料平衡和热平衡

由熔融气化炉、竖炉物料平衡和热平衡可以得到整个熔融还原工艺的物料平衡和热平衡, 见表 3.14-3.15。

表 3.14 全工艺物料平衡

Fig 3.14 Mass balance of the whole system

收入 kg		支出 kg	
焦 煤	946	生铁	1000
氧	803.39	炉渣	334.36
N ₂	37.5	煤气	2047.59
熔剂	335	水	135.79
矿石	1439.5	炉尘	43.65
Σ	3609.53	Σ	3609.53

表 3.15 全工艺热量平衡

Fig 3.15 Heat balance of the whole system

热收入项	KJ	%	热支出项	KJ	%
成渣热	190160.22	1.31	1 氧化物的分解热脱硫	6831029.05	46.99
碳素氧化热	12431345	85.51	2 碳酸盐分解热	497258.12	3.42
H ₂ 氧化热	1826897	12.57	3 水蒸汽带走的热	69755.46	0.48
CH ₄ 生成热	88741.57	0.61	4 游离水蒸发热	133389.64	0.92
		5 水份分解吸热	627057.16	4.31	
		6 铁水带走热	1173000	8.07	
		7 炉渣带走热	588473.6	4.05	
		8 煤分解热	1169336	8.04	
		9 炉尘带走热	54610.93	0.38	
		10 煤气带走热	1693433.9	11.65	
		11 热损失	1699800.61	11.69	
Q	14537144		Q	14537144	

3.13 理论最低煤比计算^[64-65]

① 直接还原耗C量

$$W_{Cr_d} = WC_{Fe_d} + WC_{Si} + WC_{Mn} + WC_P + WC_{Fe} + C_{CH4} + W_{H2O} \quad ①$$

② 间接还原耗C量

$$WC_n = WC_{Fe_i} + WC_{Si} + WC_{Mn} + WC_P + WC_{Fe_{slag}} + WC_{CH4} + W_{H2O} \quad ②$$

$$C_{Fe_i} = 12/56 \times n \times (1 - R_d) \times W_{pig} \times [Fe] \quad n \text{ 取 } 2.33$$

③ 热量消耗耗C计算

从以上热平衡可知热收入 $\sum Q$ 收入 KJ

气化炉中燃烧的 C 量 = $W_{C_{气化炉燃烧}}$ kg, 燃烧 1kgC 产生的热量为

$$q_c = \sum Q \text{ 收入} / W_{C_{气化炉燃烧}} \quad \text{KJ/kgC}$$

根据珂普定律,计算氧化物还原热时可按下式进行

$$Q_1 = \{677.3 \times 10^3 [Fe] \times r_d + 5266 \times 10^3 [Si] + 1215 \times 10^3 [Mn] + 3700 \times 10^3 [P]\} \times 4.1868$$

$$Q_{\text{支出}} = Q_1 + Q_{2-10}$$

当冶炼条件不变时生铁品种也一定时, Q_{SiMnP} 及 Q_{2-10} 为常数, 且 $Q_{\text{收入}} = Q_{\text{支出}}$ 则热量消耗碳

$$C_H = Q_{\text{支出}} / q_c \quad ③$$

用热平衡计算结果可以得到 COREX 在该原料条件下的理论最低煤比。

计算的依据是 $C_{ri} = f(r_d)$ 、 $C_{rd} = w(r_d)$ 、 $C_Q = \omega(r_d)$, 当风口前燃烧碳所产生的 CO 量与直接还原耗 C_{rd} 所产生的 CO 量, 刚好能满足间接还原所需要的 CO 量时, 即为理想状态。根据有关碳消耗量与 r_d 的关系式, 可以算出此还原度时的煤比, 即理论最低煤比, COREX 能量消耗图见图。

因理想状态时, 间接还原耗碳与热量耗碳相等, 即 $C_n = C_Q$, 得 r_d , 根据 r_d 可求出理论碳素消耗量为 C 理论消耗, 最低理论煤比为 $K = C_{\text{理论消耗}} / C_{fix} \text{ % kg/t}$ 。

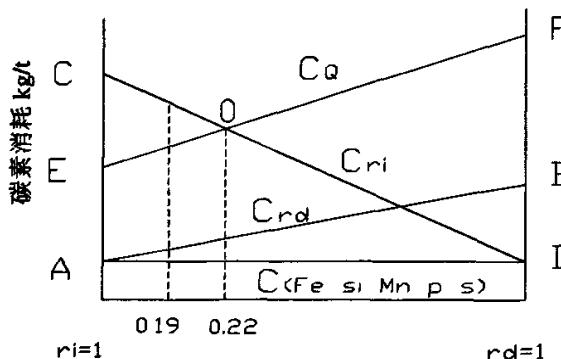


图 3.1 COREX 能量消耗图

Fig 3.1 COREX energy consumption diagram

AB-直接还原耗碳与 r_d 的关系、CD-间接还原耗碳与 r_d 的关系、EF-作为发热剂的碳量与 r_d 的关系

其中：0.19—为本计算条件下实际的直接还原度

0.22—为本计算条件下最适宜的直接还原度

3.14 理论燃烧温度^[63]

$$T_{\text{理}} = \frac{Q_{\text{CO}} + Q_{\text{氧}} + Q_{\text{物}} - Q_{\text{分}}}{C_{\text{理}} V_{\text{理}}}$$

$T_{\text{理}}$ —风口前理论燃烧温度,℃

Q_{CO} —碳素燃烧生成 CO 所放出的热量,KJ/t(铁)

$Q_{\text{氧}}$ —氧气所带的热量,KJ/t(铁)

$Q_{\text{物}}$ —燃料带入的物理热,KJ/t(铁)

$Q_{\text{分}}$ —煤分解消耗的热量,KJ/t(铁)

$C_{\text{理}}$ —煤气在 $T_{\text{理}}$ 时的平均热容,KJ/m³·℃

$V_{\text{理}}$ —风口前 C 燃烧产生的煤气量 m³/t(铁)

3.15 实际风速计算^[62]

$$\text{实际风速 } V = \frac{Q_0}{60 * n * F} \times \frac{P_0 * T}{T_0 * P}$$

Q_0 —标准状态下鼓风量, m³/min

n —风口个数

F —每个风口面积 m²

$P_0 \ T_0$ —标准状态下的大气压 Mpa、温度、K

$P \ T$ —工作状态下热风的压力 Mpa、温度、K

3.16 计算程序结构图

根据以上计算过程, 编制计算机程序, 结构图如图 3.2 所示。

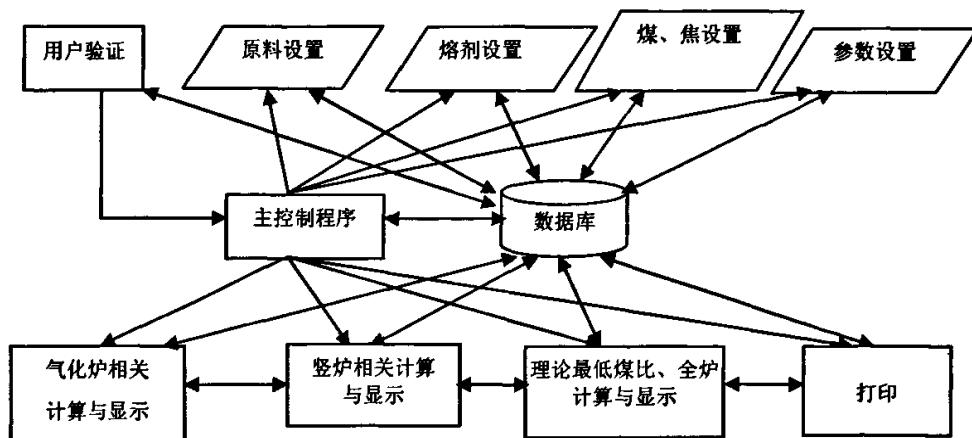


图 3.2 COREX 物料平衡与热平衡计算程序结构图

Fig 3.2 Calculation procedure of corex mass balance and Heat balance

3.17 COREX C3000 能量利用特征

高炉炼铁工艺的最大优点之一是热效率高。对 COREX C3000 熔融还原炼铁工艺进行物料平衡和热平衡计算，并与综合燃料比为 548.5Kg/t(煤比为 140kg/t.TFe)的高炉热平衡计算结果进行比较可知，COERX 的吨铁热量消耗远高于高炉的热耗。COERX 的吨铁热耗为 14537144KJ/t，而高炉为 11404207KJ/t，比高炉多耗热 3132937KJ/t，相当于高炉总热收入的 27.5%。COERX 的吨铁能耗高于高炉主要表现在以下几个方面：

① 煤气带走的热量高

COREX 输出的煤气分为两个部分，一部分是由熔融气化炉产生未完全被竖炉利用的熔融气化炉煤气。1010℃的高温气化炉煤气直接进入洗涤器，冷却至 40℃左右，这部分气化炉煤气带走的热量占气化炉热量的 2.5%。另一部分是从竖炉炉顶排出的温度约 300℃煤气，带走热占竖炉热平衡的 14.32%。在整个热平衡中由煤气带走的热量占总热量的 11.65%，而高炉炉顶煤气带走的热量仅占总热量的 5%左右。

② 炉尘带走的热量比高炉大

COERX 过程产生的炉尘分为熔融气化炉和竖炉两个部分，其中气化炉煤气携带的炉尘经热旋风除渣器处理后绝大多数又返吹入气化炉，得到了循环利用。炉尘返吹系统喷入熔融气化炉的炉尘经过热旋风除渣器后温度从 1010℃降低至 700℃左右，损失一部分热量。竖炉煤气温度 300℃，炉尘带走一部分热量，整个系统炉尘带走的热量占总热支出的 0.38%，而高炉占 0.03% 左右。

③ 煤分解消耗的热量大

COREX 炼铁工艺所用的燃料为非焦煤, 煤的分解热占总热量的 8.04%。在高炉炼铁工艺中由于所用燃料主要为焦炭, 按煤比 140kg/t.TFe 计算, 煤的分解热为仅占总热量的 1.67%。

④ 外部热损失大

COERX 的热损失为 11.69%, 高炉 3%左右。

3.18 COREX 降低煤比的途径

① 根据原燃料条件确定适宜的直接还原度

由 COREX 能量消耗图 3.2 可知, 熔融还原炼铁系统中碳素消耗不仅要满足还原的 C 需要, 同时也必须满足发热需要。 r_d 值过高或过低都会造成煤比升高。适宜的直接还原度是随着冶炼条件的不同而有所改变的, 并非是愈低愈好。在一定的冶炼条件下, 只有一个最适宜的 r_d 值。

② 回收利用煤气显热

COREX 流程中, 离开熔融气化炉的粗煤气温度约为 1000~1100℃, 冷却到 850℃后再进入还原竖炉, 从竖炉炉顶排出的煤气温度为 300℃, 这两部分煤气显热占整个热量支出的 11.65%。

③ 提高COREX输出煤气的利用率

COERX 工艺的理论碳素消耗量虽然比高炉的高出 100Kg/t 左右, 但是输出的煤气质量要比高炉的好得多, $CO+H_2$ 含量高达 60%以上, 发热值超过 $7500kJ/m^3$, 是宝贵的二次能源, 提高 COREX 输出的煤气的利用率可以进一步降低能量消耗。

④ 降低外部热损失

制定合理的冷却制度, 在确保冷却壁和炉衬耐火材料正常工作的条件下, 减少冷却水和炉壳带走的热。

3.19 小结

本章进行了 COREX 3000 物料平衡及热平衡计算, 得到了单位生铁的原燃料消耗、氧气量、气化炉及竖炉煤气量和煤气成分、冷却煤气量等, 为生产及设计提供了理论基础, 也为本次实验提供了依据。在热量平衡计算的基础上与高炉相比较, 对 COREX 3000 熔融还原炼铁工艺的能量利用特征进行了较详细的阐述, 指出了 COREX 工艺比高炉炼铁工艺能耗高的原因, 指明了降低能耗的方向。

4 COREX 3000 实验设备设计

人们对物理现象的研究有两种基本方法，数学分析法和实验法^[66]。分析法是从物理概念出发以数学为手段，对物理过程的一种研究方法。实验法是以实测为手段，直接对具体物理过程中有关的物理量进行测定，由实验结果找出相关物理量之间的联系的变化规律。

数学分析法和简单实验法对自然科学的发展有着重要的推动作用，但这两种方法都有一定的局限。对复杂的物理过程，由数学分析法所确定的微分方程式，求解时要有足够的开始及边界条件，即使条件具备，求解也往往是极为繁重和困难的。同时，由求解条件选定的不当，使得结果失真。简单实验法局限在于所得结果只能反映具体实验条件下的运动规律，而不容易找到现象的本质和运动的发展方向。

单纯地以分析法或实验法均不能有效地解决生产技术和科学研究中心出现的日益复杂的问题，因此，在这两种方法的基础上形成了一种数理结合的研究方法，即相似理论和相似模型法。^[67]

4.1 相似原理和相似模型法^[3]

相似理论和相似模型法是在相似条件下，对物理过程进行数理解析和实验研究，并将所得到的结果推广应用于与之相似的同类过程中。相似理论为进行模型实验提供了理论基础，相似模型法是相似理论应用的一个重要方面。

相似模型法的关键就在于，如何保证模型实验与所模拟的实际过程相似。根据相似理论，模型实验应具备下述相似条件。

4.1.1 几何相似

模型较实际设备按一定比例缩小，保证模型各部分的尺寸与实际设备相似，即各部分的尺寸比例应为一相同的常数。在条件允许时，模型可按实际设备尺寸确定。

4.1.2 物理条件相似

在模型与实际设备中所进行的应为同类性质的物理过程，即以相同数学方程描述的、具有相同物理量的过程。所研究过程的各物理量是相似的，即模型与实际设备的各相应点和对应时间上存在于各物理量相应的相似常数。而且，相应的

相似准数在数值上相等。

4.1.3 开始及边界条件相似

开始条件是指物理过程进行开始条件和物理状态的初始条件。边界条件是指在进行物理过程的系统边界上的几何及物理特征。

但是, 对热工设备进行模型研究时, 要求模型完全遵守上述条件是很难做到的。因此, 一般是将次要的相似条件忽略, 仅保证对所研究过程起主导作用的重要条件, 即进行近似模型实验所以在实践过程中往往对模型做近似处理而又不致造成较大的误差。

4.2 近似模型法^[68]

近似模型法就是在进行设计模型和进行模化实验时, 可以根据流体流动和热量交换过程的某些特性, 允许我们不完全遵守以上的相似条件, 只考虑主要的、起决定作用的因素并保证相应的相似条件忽略次要的、非决定性的因素和相应的条件, 使得实验能得以顺利进行, 而又不会导致实验结果出现严重的偏差。

4.3 粘性流体的自模化性^{[69][70]}

粘性流体在流动时显示出一种特殊的性质—自模化性, 在自模化区内, Re 的决定作用就不明显, 甚至消失。

当流动处于层流状态时, Re 在一定数值之内。实践证明: 流动只要处于层流状态范围内, 流股断面上的速度分布总是呈抛物线状, 与流体的速度无关, 也就是与 Re 数值无关, 这种现象叫“自模性”。使流体保持在层流的这一 Re 数界限值, 称为“第一临界值”。

当 Re 大于第一临界值后流动呈紊流状态, 随着 Re 数的增加, 流体紊乱程度和速度分布最初变化很大, 但以后影响逐渐减小。当 Re 值大于一定值后, 这种影响几乎不存在。管流断面上速度分布保持在一定形状而与速度无关, 也就是与 Re 无关。流体的流动进入自模化状态, 这时的 Re 值称为“第二临界值”。常将 Re 小于第一临界值的范围叫第一自模化区, 而将 Re 大于第二“第二临界值”的范围叫第二自模化区。实践证明, 只要流体速度分布相似, 就能实现运动相似。

当实物的 Re 处于自模化区以内, 则模型的 Re 不必与实物的 Re 相等, 只要与实物处于同一自模化区, 就能保证运动相似。这一性质给实验带来很大的方便。

由实测得, 对于表面光滑的圆管道中, 当 $Re \leq 2300$ 时, 不论管子的直径及流

体的粘性如何都呈层流流动。一般情况下，当以同样的平均速度流动时，只有当 $Re \geq 10000$ 时，才能呈现稳定的紊流流动。

4.4 模型参数的确定^{[71][72]}

喷煤过程属于气固两相的粘性流体的受迫运动，在运动过程中，雷诺准数 Re 是对流动状态起决定作用的因素，可以通过实物及模型的 Re 来确定模型的实验参数。

$$Re = \frac{Wd}{\nu}$$

Re —雷诺准数

W —平均流速，m/s

d —管道直径，s

ν —气体的动力粘度系数， m^2/s

COREX 熔融气化炉风口区氧气流量 $1019.7 m^3/min$ ， $25^\circ C$ 氧气动力粘度系数为 $15.86 \times 10^{-6} m^2/s$ ，模型与实物比例为 $1:60$ 。实验介质为 $25^\circ C$ 的空气，动力粘度系数为 $15.02 \times 10^{-6} m^2/s$ ，风口模型直径为 $20mm$

$$\text{计算原型速度: } W_0 = \frac{Q_0}{60 * n * F} \times \frac{P_0 * T}{T_0 * P} = 483.25 \text{ m/min}$$

Q_0 —标准状态下鼓风量， m^3/min

n —风口个数

F —每个风口面积 m^2

$P_0 T_0$ —标准状态下的大气压 Mpa、温度、K

$P T$ —工作状态下热风的压力 Mpa、温度、K

$$\text{原型雷诺准数: } Re_0 = \frac{W_0 d_0}{\nu_0} = \frac{483.25 \times 0.02}{15.86 \times 10^{-6}} = 0.61 \times 10^6$$

由 $Re_0 = Re_m$ 可以计算出模型需要的速度

$$W_m = Re_m \frac{\nu_m}{d_m} = \frac{0.61 \times 10^6 \times 15.02 \times 10^{-6}}{0.02} = 458.11 \text{ m/min}$$

但是由此得到的模型速度 W_m 太大，由于条件限制，实验过程中无法满足。根据粘性流体的自模化性可知，在当实物的 Re 处于自模化区以内时，模型的 Re 不必与实物的 Re 相等，只要与实物处于同一自模化区，就能保证运动相似。

当原型雷诺准数 ≥ 10000 时可认为处于第二自模化区，原型雷诺准数为

2.63×10^6 , 已经处于第二自模化区, 所以模型雷诺准数只需要取 10000 就可以满足实验的要求。

$$W_m = 10000 \times \frac{V_m}{d_m} = \frac{10000 \times 15.02 \times 10^{-6}}{0.02} = 7.51 \text{ m/min}$$

$$\text{风量} = 7.51 \times (0.01)^2 \times 3.14 \times 1000 = 2.36 \text{ mL/min}$$

4.5 实验设备

4.5.1 C3000 实际炉型尺寸如下图所示

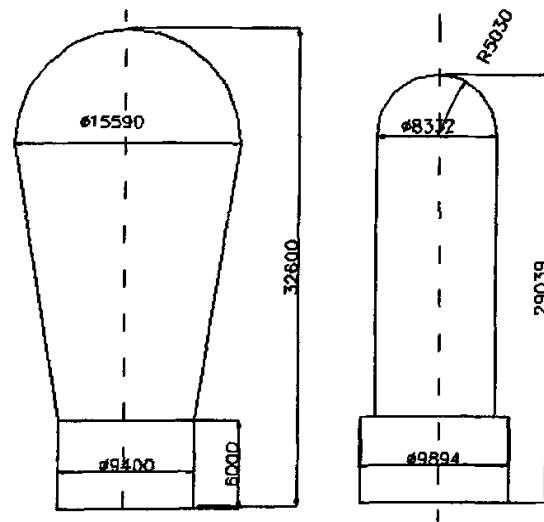


图 4.1 C300 熔融气化炉及竖炉实际炉型

Fig 4.1 Size of Smelter gasifier and Reduction shaft antetype

4.5.2 熔融气化炉模型

气化炉模型是整个实验设备的关键, 模型与 COREX 熔融气化炉原型按 1:60 的比例制作, 主体由刚玉粉整体浇注而成, 并且在上部和下部都留有为喷煤实验准备的喷煤口。设备的可承受的最高温度为 1500℃, 熔融气化炉实验设备如图 4.2、4.3 所示。

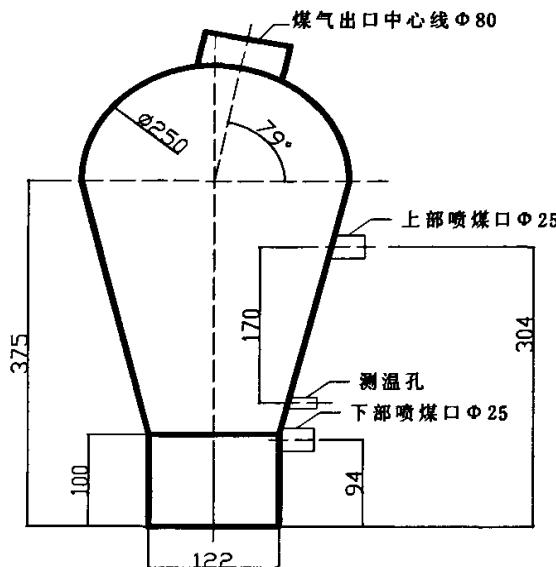


图 4.2 熔融气化炉模型

Fig 4.2 Size of Smelter gasifier mode

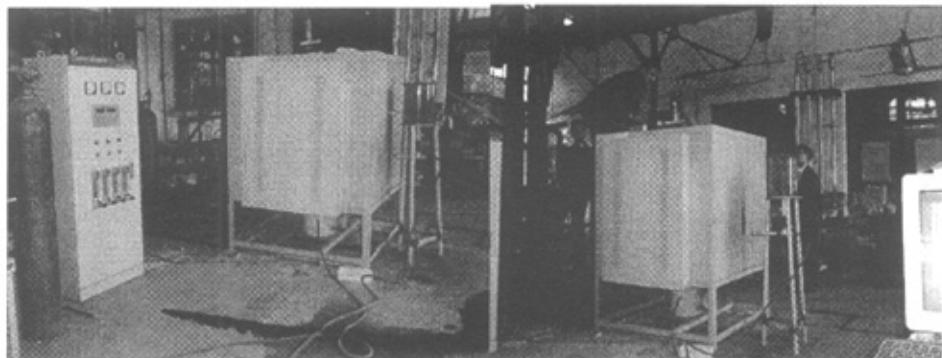


图 4.3 熔融气化炉模拟设备

Fig 4.3 Simulate Equipment of smelter gasifier

4.5.3 实验装置

整套实验装置由炉体、加热装置、煤粉喷吹系统、燃烧产物收集系统、煤气收集除尘系统、温度控制系统、供气系统等几部分组成，实验装置图如图 4.4。

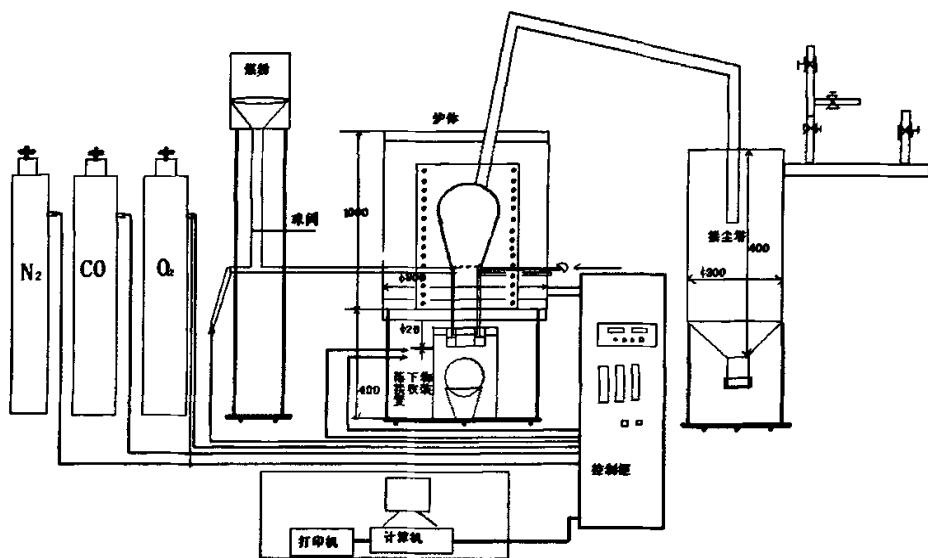


图 4.4 实验装置总图

Fig 4.4 Fig of the equipment

① 炉体

COREX 熔融气化炉的主体由刚玉粉整体浇注而成，可确保实验在 1100°C~1500°C 条件下稳定进行。

② 加热装置

本套设备采用电炉外部加热的方式提供热源，外加热电炉用三组硅碳棒作发热体，分三段控温。

③ 燃烧产物收集装置

炉膛下部设有密封罐，煤粉燃烧、热解后的残余物、半焦以及未燃烧煤粉落下后在这里存储，经取样分析后，可以得知煤粉在气化炉中的燃烧情况。

④ 煤气收集和除尘系统

从炉体上部排出的煤气经重力除尘器降温、除尘后再用纱布代替布袋进行二次除尘后，部分煤气进入红外气体分析器，分析煤气中的 CO 变化情况，与除尘过滤所得的固体样本一起作为研究煤粉在炉内行为的重要依据。

⑤ 供气系统

由空气压缩机提供喷煤需要的载气，还原性气体 CO 及 N₂ 均由瓶装 CO、N₂ 气体提供，在实验中可根据实验需要的气体量进行调节。

⑥ 煤粉喷吹系统

喷吹系统由常压有机玻璃罐、喷吹管道和闸板阀组成。煤粉用压缩空气作载气由炉体下部喷吹口喷入，在喷吹过程中，可以通过调节闸板阀的开度来控制下煤的速度，进而达到控制喷煤量的目的。

⑦ 温度控制系统

温度控制系统由控制柜和计算机组成，在升温过程中通过控制电流值可以进行自动升温的。

4.6 本章小结

喷煤过程属于气固两相的粘性流体的受迫运动，在运动过程中，雷诺准数 Re 是对流动状态起决定作用的因素。根据相似原理和相似模型法，利用粘性流体的自模化性，在设计模型时对实物的雷诺准数 Re 做了适当处理，使得在实验室条件下取得的结果能反映真实情况。在此基础上，按模型与实物 1: 60 的比例设计了熔融气化炉实验模型，及整套实验设备。

5 COREX 喷吹煤粉的实验室研究

按照 COREX 炼铁工艺生产的需要及试验室设备条件, 将煤粉粒度设定为-200 目($74\mu\text{m}$)80%、-100 目($150\mu\text{m}$)、-24 目(1mm)、-8(3mm)目四个粒级。炉内气体环境为氧化性气氛, 因为在风口回旋区中含有少量 CO, 所以试验过种中加入了部分 CO 气体。

由于瓶装气体的流量不足, 不能将煤粉顺利喷入气化炉模型内所以试验过程中用压缩空气作载气, 通过变动入炉氧气量以调节炉内氧气的浓度。

5.1 CO 及 N_2 量的确定^[73-74]

在实验中受实验室条件限制, 模型风口区无法填充焦炭, 所以势必会造成煤粉在炉内停留时间短, 影响燃烧率。实验中按不同粒度煤粉做等速沉降对气流速度的要求, 配入部分 CO 和 N_2 延长煤粉在风口区保持悬浮状态的时间, 以期获得较为可靠的实验数据。

$$W_0 = \frac{d^2(r_s - r_g)}{18\mu} \text{ m/s}$$

d—颗粒直径, m

r_s —颗粒物密度, kg/m^3

r_g —气体密度, kg/m^3

μ —气体粘度, $\text{kg}/\text{s} \cdot \text{m}^2$

由上式可计算出-200 目 80%、-100 目、-24 目、-8 目四个粒级煤粉在实验炉内做等速沉降时所需要的气体量分别为 0.01 L/min 、0.04 L/min 、1.83 L/min 、16.5 L/min 。

5.2 喷煤量

在实验室条件下, 由于设备简单, 单位时间喷煤量的准确计量非常困难, 所以在实验中采取每次喷吹煤粉 500g, 以喷完 500g 的所用的时间来控制单位时间煤粉喷吹量的方法。

5.3 实验用煤粉的化学成分

由于气化炉中加入的煤既要满足熔化渣铁所需要的热量, 又要为还原竖炉提供高质量的还原煤气, 所以一般选用高挥发份的煤种。本次试验选用的煤粉参照气化炉对煤的质量要求, 选用了挥发份 27%的煤, 其工业分析见下表。

表 5.1 实验用煤的工业分析(%)

Table 5.1 Industry analyse of the equipment coal (%)

煤 种	灰 分	挥 发 分	固定碳	硫	物理水
CM1	9. 26	29.72	64.02	0.51	1.55
CM1	9.76	27.91	62.33		
平 均	9.51	27.32	63.18	0.51	1.55

5.4 第一阶段喷煤实验

5.4.1 第一阶段实验结果

第一阶段实验主要研究煤粉粒度对煤粉在炉内燃烧率和气化率的影响，实验结果如表 5.2 所示。

表 5.2 第一阶段实验结果

Table 5.2 Result of the fist stage experiment

试样编号	煤粉粒度	O ₂ %	喷煤量 g/min	燃烧率%	气化率%	煤气带走的煤粉与燃烧产物质量比
CM1-1	-8	20.33	25.0	27.61	41.88	0.03
CM1-2	-24	20.33	20.0	79.19	90.22	0.282
CM1-3	-100	20.33	6.67	96.73	98.79	1.200
CM1-4	-200	20.33	12.5	98.16	98.23	3.654
CM1-5	-8	27.95	20.0	31.21	38.48	0.020
CM1-6	-24	27.95	25.0	80.08	93.72	0.284
CM1-7	-100	27.95	17.9	98.86	97.68	3.476
CM1-8	-200	27.95	16.7	98.79	98.42	4.260
CM1-9	-8	36.09	25.0	31.32	36.02	0.06
CM1-10	-24	36.09	20.00	81.57	94.61	0.264
CM1-11	-100	36.09	20.5	97.65	98.27	1.992
CM1-12	-200	36.09	12.5	96.43	97.26	4.807
CM1-13	-8	41.08	16.67	29.89	39.10	0.027
CM1-14	-24	41.08	16.67	79.97	92.77	0.179
CM1-15	-100	41.08	20.00	98.32	97.61	3.413
CM1-16	-200	41.08	20.00	99.15	97.12	7.452
平均值	-8			30.01	38.87	0.03
平均值	-24			80.20	92.83	0.25
平均值	-100			97.89	98.09	2.52
平均值	-200			98.13	97.76	5.04

5.4.2 第一阶段实验结果分析

由实验结果可以看出主要工艺参数对煤粉的燃烧率和气化率的影响规律非常明显，实验结果的再现性很好，有较好的参考价值。煤粉粒度与燃烧率、气化率及煤气带走的煤粉与燃烧产物质量之比的关系如图 5.1~5.4。

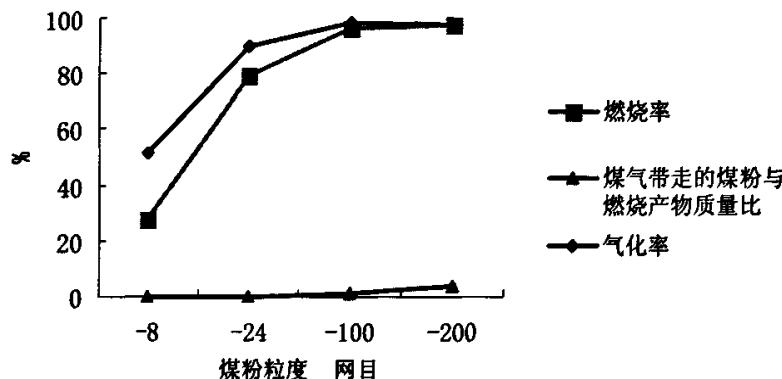


图 5.1 氧气浓度 20.33% 煤粉粒度的影响

Fig 5.1 Effect of PC size when oxygen concentration is 20.33%

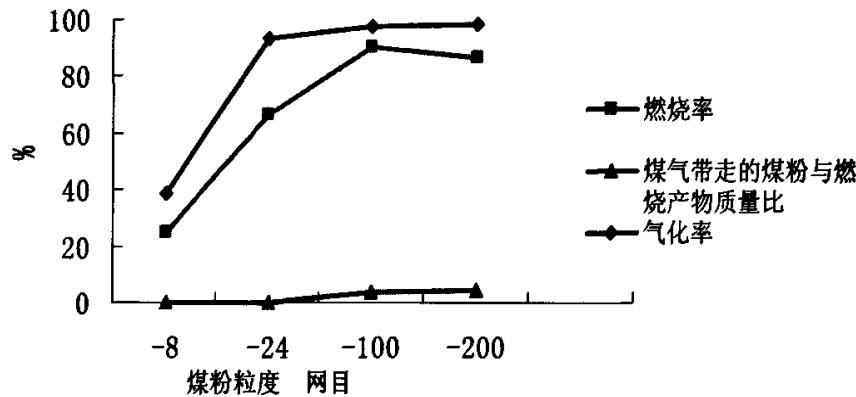


图 5.2 氧气浓度 27.95% 煤粉粒度的影响

Fig 5.2 Effect of PC size when oxygen concentration is 27.95%

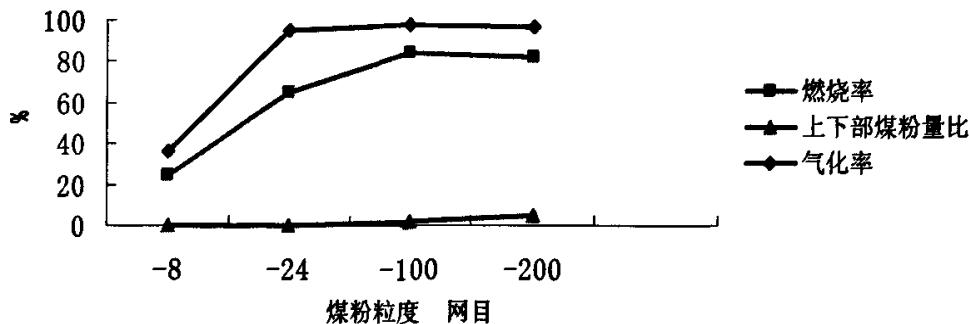


图 5.3 氧气浓度 36.09% 煤粉粒度的影响

Fig 5.3 Effect of PC size when oxygen concentration is 36.09%

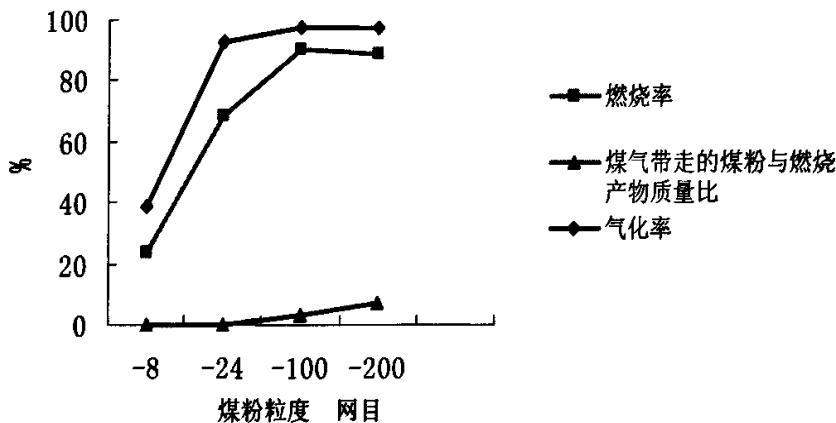


图 5.4 氧气浓度 41.08% 煤粉粒度的影响

Fig 5.4 Effect of PC size when oxygen concentration is 41.08%

由图 5.1~5.4 可以看出：在喷吹单一煤种的煤粉时，粒度是影响煤粉在炉内燃烧率和气化率的决定因素。随着煤粉粒度的降低，其在炉内的燃烧率和气化率随之增大。实验过程中随着煤粉粒度的变化，存在两个煤粉燃烧率和气化率激变区和一个缓变区。

第一个激变区是煤粉粒度从-8 目(3mm)降至-24 目(1mm)时燃烧率由 27.61%~31.32% 增大到 79.19%~81.57%，平均增幅高达 50%。气化率从 36.02%~41.88% 增大到 90.22~94.21%，平均增幅达 53.96%。

第二个激变区是在煤粉粒度由-24 目(1mm)减小粒度至-100 目时，燃烧率增大到 96.73%~98.86%，平均增幅在 18% 左右，气化率增大到 97.61%~98.79%，平均增幅在 6% 左右。

缓变区是在煤粉粒度由-100 目减小粒度至-200 目时，燃烧率和气化率基本上不再增加，燃烧率平均增幅为 0.24%，平均气化率减小了 0.33%。

随煤粉粒度减小燃烧率出现激变区及缓变期的原因是：

煤粉燃烧的反应速率与碳的活性、内部和外部表面积有关，煤粉愈细比表面积就越大，碳的活性也就越大，则燃烧时间越短。粗颗粒的煤粉由于加热所需要的时间长，表面温度升高慢，使得热分解开始时间晚，在有限的反应空间和一定的停留时间内，热分解过程及固定碳的燃烧尚未进行。在相同的条件下，粒度细的煤粉比粒度粗的煤粉有较好的燃烧条件，所以其相应的燃烧率也就越高。^{[75][76]}

烟煤是煤炭中煤化度较低的煤种，在其主要结构镜质体中存在大量气孔，燃烧方式为内孔燃烧与表面燃烧同时进行^[77]。当表面燃烧达到一定程度的时候，内

部 $1\sim2\mu\text{m}$ ^[78]的大孔对内部有机质的燃烧反应起主要作用，是反应气体向颗粒内部扩散的主要通道。此时，煤粉燃烧主要依赖于内孔而受比表面积大小的影响较小，如果烟煤磨得过细，还可能导致结焦性能提高，破坏传质条件，反而影响燃烧率。这就是煤粉粒度从-100 目降低到-200 目时燃烧率没有明显提高的原因。^[79-80]

由图 5.1~5.4 可以看到随着煤粉粒度的减小，煤气带走的煤粉与燃烧产物质量比大幅度提高，从-8 目的 0.03 增长到-200 目的 5.04，平均增大了 168 倍，其中最大增幅在 248 倍。这说明在同等条件下，粒度越小的煤粉越容易出现短路的情况，所以如果尝试在返吹炉尘处喷吹煤粉时，应该考虑选用粒度较粗的煤粉。

5.4.3 单煤种喷吹最佳粒度

① 通过上述试验结果可知，随着煤粉粒度的减小，燃烧率大幅度提高，但是当粒度降到-200 目时，与-100 目煤粉相比，燃烧率和气化率相差不大，基本保持在同一水平，再降低粒度已经不能提高煤粉燃烧率和气化率。所以，若只从考虑煤粉燃烧率的角度出发，-100 目是单煤种喷吹的最佳粒度。

② 当煤粉粒度为-24 目时，燃烧率已达到了 79.19%~81.57%，平均值达 80.2%，比-100 目煤粉燃烧率(96.73%~98.86%)低 18%左右，气化率 90.22%~94.21%，仅比-100 目煤粉的 97.67%~98.79%低 6%左右。根据高炉喷煤的经验，煤粉在风口区若燃烧率>65%，其它剩余煤粉将会在炉内参与燃烧、还原、渗 C 等反应，得到有效利用，不会影响高炉生产^[81]。

因此从既能降低制粉费用，又可以满足生产需要的角度出发，COREX 生产工艺单煤种喷吹的最佳粒度是-24 目。

5.5 第二阶段实验

通过对第一阶段实验过程及结果进行分析后，得出-24 目是单煤种喷吹的最佳粒度。但是在第一阶段实验中由于细粒度煤粉在喷吹过程中出现了喷吹困难的问题，喷煤量计量不准确，很难看出煤粉燃烧率与喷煤量的关系。在第二阶段实验中选用-24 目煤粉进行加大喷煤量的实验，主要研究喷吹量对煤粉燃烧率和气化率的影响。

5.5.1 第二阶段实验结果

试验结果见表 5.3，根据表 5.3 中的实验数据可以得到煤粉燃烧率与喷煤量的关系，见图 5.5~5.7。

表 5.3 第二阶段试验结果

Table 5.3 Result of the second experiment

试样编号	煤粉粒度 (目)	喷煤量 g/min	O ₂ %	燃烧率 %	气化率 %
CM1-2	-24	20	20.33	79.19	90.22
CM2-1	-24	50.00	20	80.24	91.82
CM2-2	-24	62.5	20	82.63	94.93
CM1-6	-24	25	27.95	80.08	93.72
CM2-3	-24	50	30	84.92	96.28
CM2-4	-24	62.5	30	83.08	93.15
CM1-14	-24	16.67	41.08	79.97	92.77
CM2-5	-24	40	40	83.21	92.27
CM2-6	-24	48	40	85.73	94.99
CM2-7	-24	62.5	40	85.73	93.56
平均值	-24			82.48	93.37

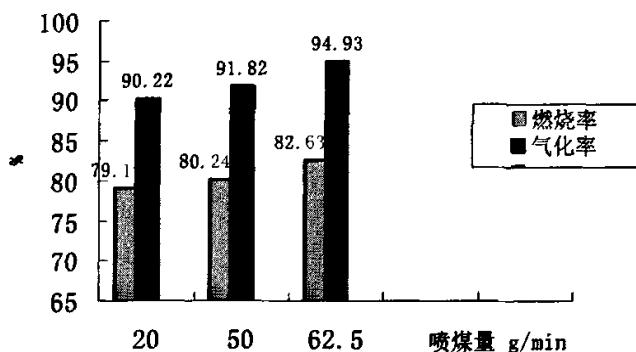


图 5.5 氧气浓度 20% 时煤粉燃烧率、气化率与喷吹量的关系

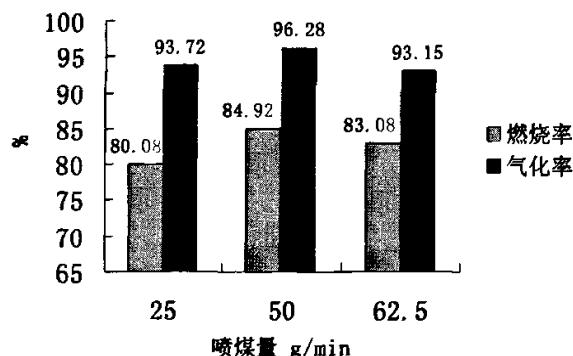
Fig 5.5 Relationship of PC burning rate gasifier rate and blowing amount
when oxygen concentration is 20%

图 5.6 氧气浓度 30% 时煤粉燃烧率、气化率与喷吹量的关系

Fig 5.6 Relationship of PC burning rate gasifier rate and blowing
amount when oxygen concentration is 30%

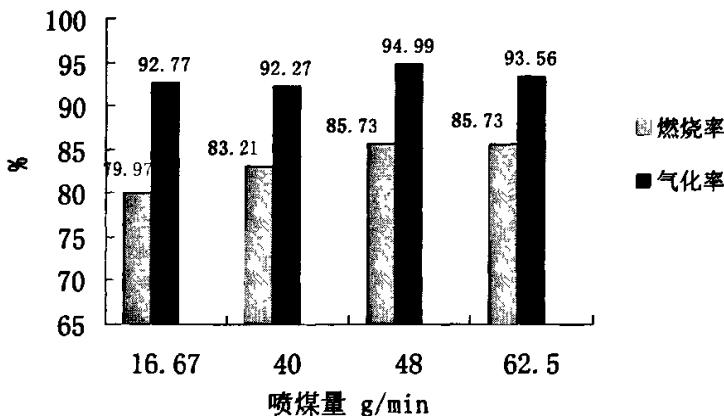


图 5.7 氧气浓度 40% 时煤粉燃烧率、气化率与喷吹量的关系

Fig 5.7 Relationship of PC burning rate gasifier rate and blowing

amount when oxygen concentration is 40%

5.5.2 第二阶段实验结果分析

根据高炉喷煤的经验，喷煤量较小时，煤粉燃烧率随着喷煤量的变化幅度不大，未燃烧煤粉在高炉内能够得到有效利用，不会影响生产。当高炉喷吹煤粉达到一定量后，如果在其它条件如富气量、热风温度、焦炭强度等方面没有改善的情况下，再增加喷煤量，煤粉燃烧率将会大幅度降低，甚至会出现未燃煤粉影响炉渣和煤气流动影响高炉正常生产的现象，这时的喷煤量被称为在该条件下的极限喷煤量。

从表 5.3 和图 5.5~5.7 可知：在本阶段的实验中用粒度为-24 目的煤粉进行喷入量实验时，喷煤量从 16g/min 增加至 60g/min，增加了 3.75 倍。煤粉燃烧率未出现明显下降趋势，燃烧率均保持在 82% 左右、气化率保持在 93% 左右，这充分说明并没有达到本实验条件下的极限喷煤量。

如果将此实验结果运用到 COREX 3000 熔融还原炼铁工艺中，按日产生铁量 4000 吨进行计算，吨铁喷煤量为 37.3kg。显然，该喷煤量大大低于现在高炉的喷煤量。究其原因是因为实验室所用空气压缩机型号小，粉煤输送困难，所以在下一阶段实验中还应进一步增加喷煤量，找到该实验条件下的极限喷煤量。

5.6 混合粒度喷吹实验

在生产现场制粉过程中要制取单一粒级的煤粉从经济上来说是不可行的，所以一般都采取不同粒度煤粉混合喷入的方式。为了检验不同粒度煤粉混合后的燃烧效果，在这一阶段实验中进行了-24、-100、-200 目四种粒度煤粉的混合喷吹实验。每次喷入总煤粉量均为 500g，实验过程中通过调节不同粒度煤粉比例的方法来检验混合喷吹对燃烧率的影响，实验结果见表 5.4。

表 5.4 混合粒度喷吹实验结果

Table 5.4 Result of mixed size injection

试样编号	煤粉粒度(目)的比例 %			氧浓度 %	喷煤量 g/min	燃烧率 %	气化率 %
CM3-1	-24	-100	-200	20.39	25.0	93.96	94.83
CM3-2	40	40	20	30.0	25.0	94.63	97.63
CM3-3	40	40	20	40.0	25.0	95.28	97.00
平均值						94.62	96.49
CM3-4	60	30	10	20.39	25.0	93.37	96.36
CM3-5	60	30	10	30.0	25.0	91.17	96.81
CM3-6	60	30	10	40.0	25.0	91.52	97.48
平均值						92.02	96.88
CM3-7	80	15	5	20.39	25.0	89.11	96.18
CM3-8	80	15	5	30.0	25.0	86.92	95.78
CM3-9	80	15	5	40.0	25.0	88.46	95.24
平均值						88.16	95.73

对表 5.4 中数据进行处理后可以得到不同粒级煤粉混合喷吹的燃烧率与粒级组成的关系，见图 5.8。

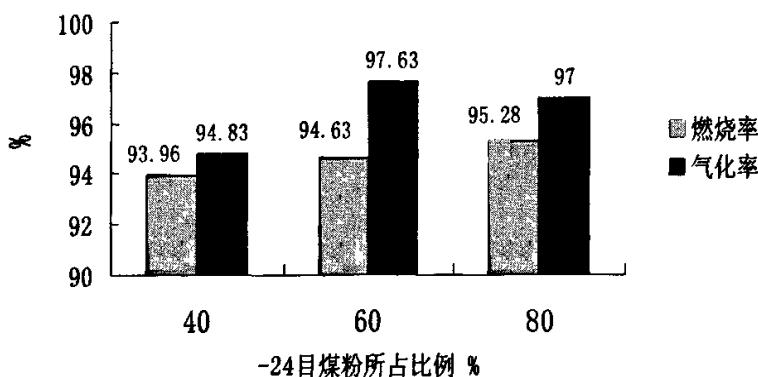


图 5.8 煤粉混合喷吹时燃烧率与粒度关系

Fig 5.8 Relationship of mixed PC injection and PC size

由上图可见, 随着粗粒度煤粉比例的增加和细粒度煤粉的降低, 煤粉燃烧率呈现出下降趋势。-24 目占 40%、60%、80% 时燃烧率平均值分别为 94.62%、92.02%、88.16%, 这与第一阶段单一粒度组成的煤粉进行喷吹试验时得到的结论是一致的。

5.7 混合粒度喷吹与单一粒度喷吹的比较

不同粒度煤粉机械地混合, 其燃烧性能一般按加和的方法进行计算, 即

$$R = \sum_{i=1}^n R_i \cdot n_i$$

式中 R —不同粒度混合喷吹的燃烧率或气化率 %;

R_i —某一粒度煤粉喷吹的燃烧率或气化率 %;

n_i —某一粒度煤粉占混合煤粉的分数;

n —混合煤粉中单一粒度煤粉的种类数;

将 100% 的-24 目单一粒度煤粉燃烧率(本实验确定为最佳单一粒度)与混合粒度喷吹效果最差的-24 目 80%、-100 目 15%、-200 目 5% 的实验结果进行比较, 比较结果见表 5.5。

表 5.5 混合喷吹与单一粒度喷吹效果比较

Table 5.5 Result Compare of mixed size injection and single size injection

喷吹方式及粒度	氧含量 %	喷吹量 g/min	燃烧率 %		气化率 %	
			计算值	实际值	计算值	实际值
-24 目单喷	20	20		79.19		90.22
	30	25		80.08		93.72
	40	16.67		79.97		92.77
	平均值			79.75		92.24
-24 目 80%、-100 目 15%	20	25	82.77	89.11	91.91	96.18
-200 目 5%混合喷吹	30	25	83.83	86.92	94.55	95.78
	40	25	83.68	88.46	93.71	95.24
平均值			83.43	88.16	93.39	95.73

根据表 5.5 可以得到混合喷吹与单一粒度煤粉喷吹燃烧率的关系, 见图 5.9、5.10。

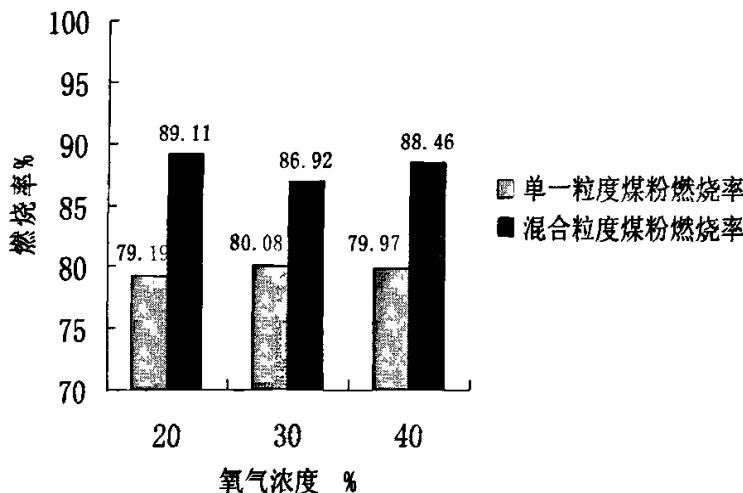


图 5.9 单一粒度喷吹与混合喷吹煤粉燃烧率比较

Fig 5.9 Compare of burning rate of mixed size injection and single size injection

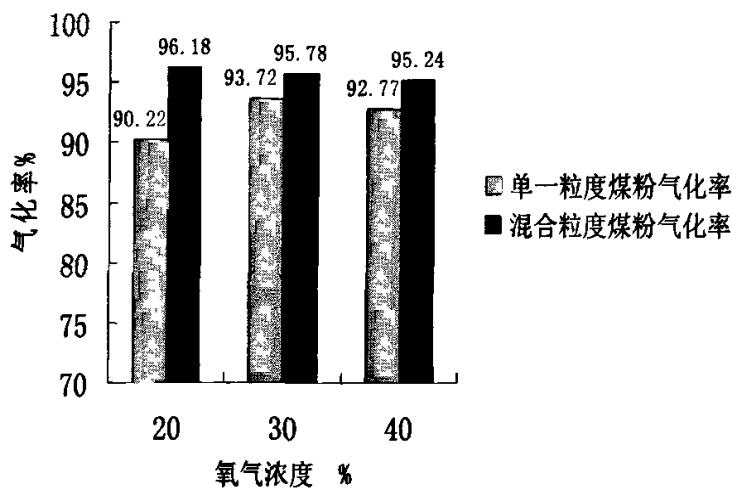


图 5.10 单一粒度喷吹与混合喷吹煤粉气化率比较

Fig 5.10 Compare of gasityetr rate of mixed size injection and single size injection

在同等条件下，将在-24 目的煤粉中混入 15% 的-100 目和 5% 的-200 目煤粉进行混合喷吹后的燃烧率与-24 目煤粉单独喷吹时的燃烧率进行比较，可以发现煤粉的燃烧率均有了明显的提高，无论燃烧率或气化率实验结果均大大高于计算结果。燃烧率从 79.75% 提高到 88.16%，气化率从 92.24% 提高到 95.73%，分别提高了 8.41% 和 3.49%。

这是因为本次实验装置不能填充物料，粗粒度煤粉加热速度慢、煤粉挥发份析出以及固定碳燃烧所需要的时间长。由 2.3.2 煤粉燃烧时间与粒度关系公式，可以计算出各粒度煤粉燃烧所需要的时间。

$$t_b = B_0 d_p^2$$

式中 t_b —煤粉燃烧时间, ms;

B_0 —气氛中氧浓度一定时, 该量为常数, ms/m²;

d_p —煤粉颗粒的粒径, m.

-24 目(1mm)、-100 目(150μm)、-200 目(74μm), 燃烧时间分别为 $10^{-6} B_0$ ms、 $1.5 \times 10^{-7} B_0$ ms、 $7.4 \times 10^{-8} B_0$ ms, 1g-100 目煤粉, 即 24 目煤粉燃烧时间分别是-100 目和-200 目煤粉燃烧时间的 6.7 倍、13.5 倍。

进行不同粒级煤粉混合喷吹后, 细粒度煤粉比表面积大, 燃烧时间短, 喷入炉内瞬间燃烧释放的热量, 补充了粗粒度煤粉延迟燃烧过程中传热以及水份、碳氢化合物等分解所需要的热量, 对粗粒度煤粉有较强的助燃作用。^[82]

在生产过程中制备-24 目粒度的煤粉时, 必然要产生部分细粒度煤粉, 因此采用适当的比例将不同粒级的煤粉进行混合后喷吹是符合生产实际的。

5.8 喷吹煤粉对炉内温度的影响

在高炉实施风口喷煤技术后, 因为煤粉进入风口后热分解需要吸收大量的热, 所以会降低风口理论燃烧温度。本次实验也将喷吹煤粉对炉内温度的影响考察作为一个实验的内容, 喷吹过程中炉内温度变化曲线如图 5.10。

从图 5.10 可以看出: 在喷吹过程中, 炉内温度没有出现较大幅度的下降, 在喷吹细粒度煤粉时, 温度反而有小幅度的上升, 升温幅度在 10℃左右。究其原因可能是因为煤粉喷吹的量少, 喷入炉内的煤粉燃烧后产生的热量迅速补偿了其吸收的热量。

喷吹粗粒度煤粉时, 煤粉在燃烧区域停留时间短, 部分挥发分析出后使煤粉粘结在一起, 迅速落到收集装置中, 所以尽管粗粒度煤粉燃烧率低, 其对炉内温度的影响也不明显。

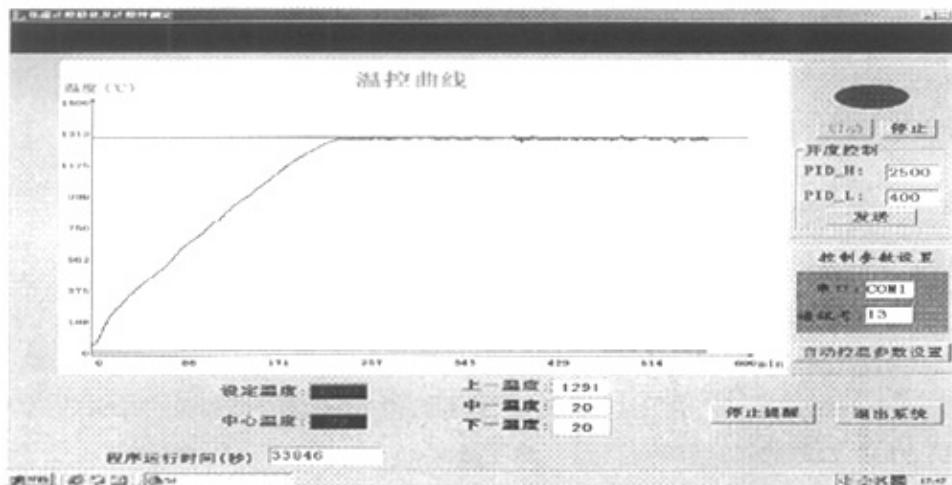


图 5.11 喷煤过程中炉内温度曲线图

Fig5.11 Furnace temperature curve in the course of PC injection

5.9 本章小结

通过对不同粒度组成、不同含氧量的煤粉进行单一喷吹及混合喷吹试验得出以下结论：

- ① COREX 熔融还原炼铁工艺从下部喷氧口附近喷入煤粉是可行的。
- ② 在进行单一煤种进行喷吹时，随着煤粉粒度的降低，燃烧率和气化率大幅度提高，伴随着煤粉粒度的变化，存在两个燃烧率和气化率激变区和一个缓变区。第一个激变区是煤粉粒度从-8 目降至-24 目时，第二个激变区是在煤粉粒度由-24 目减小至-100 目时。
- 缓变区是在煤粉粒度由-100 目减小粒度至-200 目时，燃烧率和气化率基本上不再增加。
- ③当煤粉粒度降到-200 目时，与-100 目煤粉相比，燃烧率和气化率相差不大，基本保持在同一水平，再降低粒度已经不能提高煤粉燃烧率和气化率。所以，仅从考虑煤粉燃烧率的角度出发，-100 目是最理想的粒度。
- ④综合成本与燃烧率等多种因素，-24 目是单煤种喷吹的最佳粒度。
- ⑤用粒度为-24 目的煤粉进行喷入量的实验时，喷入量从 16g/min 增加至 60g/min，增加近 4 倍，燃烧率和气化率未出现明显下降趋势，所以没有得到极限喷煤量。
- ⑥在进行多粒度混合喷吹实验时，随着粗粒度煤粉比例的增加和细粒度煤粉的降低，燃烧率呈现出下降趋势，这与第一阶段进行单一粒度组成的煤粉进行喷吹试验时得到的结论是一致的。

⑦ 在同等条件下，将混合喷吹效果最差方案(-24 目的煤粉中混入 15% 的-100 目和 5% 的-200 目)的燃烧率与-24 目煤粉单独喷吹时的燃烧率进行比较，可以发现煤粉的燃烧率和气化率均有了明显的提高。因此，不同粒级煤粉混合喷吹是最好的喷吹方案。

⑧ 从两个阶段的实验结果可以看出，随着氧气浓度的增加，氧气浓度由 20% 提高到 40%，煤粉燃烧并没有大幅度的提高，基本保持在同一水平。

⑨ 随着煤粉粒度的降低，煤气带走的煤粉与燃烧产物质量比大幅度提高，从-8 目的 0.03 增长到-200 目的 5.04，平均增大了 168 倍，其中最大增幅在 248 倍。所以如果尝试在返吹炉尘处喷吹煤粉时，应该考虑选用粒度较粗的煤粉。

6 结 论

本文阐述了熔融还原炼铁工艺的发展历程、现状及特点，并对 COREX 熔融还原反应的原理和 COREX 3000 在设计方面的改进进行了较为详细的说明。对 COREX 3000 熔融还原炼铁工艺进行了物料平衡和热平衡计算，并编制了计算程序；找到了 COREX 3000 熔融还原炼铁与高炉相比在能量利用方面的不同点。如煤气带走的热量高、炉尘带走的热量、煤分解消耗大量热、外部热损失大，在此基础上提出了降低能耗的措施，如根据原燃料条件确定适宜的直接还原度、回收利用煤气显热、提高 COREX 输出煤气的利用率、降低外部热损失等。

在理论计算的基础之上进行了煤粉喷吹试验，通过对不同粒度组成的煤粉进行单一喷吹及混合喷吹试验得出以下结论：

- ① COREX 熔融还原炼铁工艺从喷氧口喷入煤粉是可行的，由于喷吹纯氧气，理论燃烧温度高，为喷吹煤粉提供了有利的条件，同时采用煤粉喷吹工艺后增加了下部调剂的方法，更有利于生产调节。
- ② 在进行单一煤种喷吹实验时仅从考虑煤粉燃烧率和气化率的角度出发，-100 目是最理想的粒度。
- ③ 在第一阶段的粒度实验时，-24 目煤粉燃烧率均保持在 79% 以上，综合成本与燃烧率等多种因素，-24 目是单煤种喷吹的最佳粒度。
- ④ 用粒度为-24 目的煤粉进行喷入量的实验时，喷入量从 16g/min 增加至 60g/min，增加近 4 倍。燃烧率和气化率未出现明显下降趋势，说明并没有得到实验室条件下的极限喷煤量。
- ⑤ 在进行多种粒度混合喷吹实验时，随着粗粒度煤粉比例的增加和细粒度煤粉的降低，燃烧率呈下降趋势。
- ⑥ 在块煤整粒及粉煤破碎过程中要产生不同粒级的煤粉，获限单一粒级煤粉的做法是不经济的。因此从确保煤粉利用率及生产成本等多方面考虑，不同粒级煤粉混合喷吹是最好的喷吹方案。
- ⑦ 从两个阶段的实验结果可以看出，随着氧气浓度的增加，氧气浓度由 20% 提高到 40%，煤粉燃烧并没有大幅度的提高，基本保持在同一水平。
- ⑧ 随着煤粉粒度的降低，煤气带走的煤粉与燃烧产物质量比大幅度提高，所以如果尝试在返吹炉尘处喷吹煤粉时，为防止发生煤粉短路现象，应该考虑选用粒度较粗的煤粉。

⑨ 在整个喷煤实验过程中，由于喷煤量较小，加之控温系统为温度自动补偿，所以喷煤后对炉内温度的影响并不明显。喷煤后对炉内温度的影响到底如何，还需要进行实验加以验证。

致 谢

本文的研究工作是在我的导师张丙怀教授的精心指导和悉心关怀下完成的。在三年的学业和论文的研究工作中无不倾注着导师辛勤的汗水和心血。导师严谨治学的态度、渊博的知识、独具慧眼的科学洞察力和活跃的学术思维都给我留下了深刻的印象，并将使我受益终生。还要特别感谢导师对学生的信任以及在学生遇到困难时悉心的帮助和热情的鼓励，在此我要向我的导师致以最衷心的感谢和最崇高的敬意！

在实验研究中得到了本课题组白仕平、阳海彬、王明军、曹希荣等同学的大力帮助，他们参与了我的大量实验工作，在生活和学习上给予了我无私的帮助，使我顺利完成了实验研究工作，在此表示真诚的感谢。

本次实验得到了张正荣老师的大力帮助，中冶赛迪工程技术股份有限公司炼铁所的彭华国老师为本次实验提供了数据资料，重庆科技学院材料学院的吴明全副书记、梁中渝教授在学习和生活上给了我大量帮助，在此一并表示感谢。

在此，我要特别感谢远在千里之外的妻子，在我读书的三年间，她一个人独自承担了养育儿子的重任。感谢我的岳父母对我和妻儿的无私帮助！感谢我的父母、弟弟、妹妹对我的大力支持！感谢我三姨一家人多年来对我们的大力支持！正是由于他们的鼎力相助，我才得以顺利完成学业。

再次向所有关心和帮助我的家人、老师、同学和朋友表示深深的谢意！

衷心感谢在百忙之中评阅论文和在座参加答辩的各位专家、教授！

贾国利

二〇〇七年四月 于重庆大学

参考文献

- [1] 杨天钧 黄典冰 孔令坛等,熔融还原,冶金工业出版社,1998.
- [2] 杨天钧,刘述临编著熔融还原技术北京:冶金工业出版社, 1991.12
- [3] Rolf steffen.the corex process:first operation results in hot metal making,metallurgical plant and technology 1992,(2)
- [4] 王成善,COREX 工艺分析与模拟,东北大学博士论文
- [5] 植村健一郎.,熔融还原炼铁法的开发现状. 国外钢铁,1997(3) :6~11
- [6] Eketop,S.,Process Metallurgy,Part 1,(1983),No3
- [7] 金咸栋,选择非高炉炼铁工艺,钢铁,1998(4):3
- [8] 胡俊鸽等,熔融还原工艺发展现状与评析,冶金信息导刊,2004(3):5
- [9] 吕庆,COREX熔融气化炉内硅还原反应的特点,钢铁研究学报,1998(12):4
- [10] Michi.haru.Hatanoe tc: Aerodynamic Study on Raceway in Blast Furnace, Ironmaking proceeding, Uol.42,1983:577
- [11] 王定武,南非 ISCOR 公司的 COREX 熔融还原装置,特殊钢,1994(6):2
- [12] 范虹,澳钢联技术资料,能源工程,1995(3):1
- [13] 陈炳庆,张瑞祥,周渝生,COREX 熔融还原炼铁技术,钢铁,1998(2):1
- [14] 许海川,COREX尾气竖炉过程的模拟与仿真,钢铁研究总院,博士论文
- [15] Xu Hai chuan.Simulation and Training Package on Corex Process.J.Iron&Steel Research.2002(5):1
- [16] Seung Cheol LEE ,The effects of operational parameters on the transport phenomena in corex melter gasifier isij intermatipnal 2000(11):2-3
- [17] Wang li xin, xu zhi hong and zheng yuan .Clean productipn and smelting reductipn technology,journal of chemical industry and engineering 2000(12):3
- [18] 庞春芬,COREX 工艺的操作经验及发展前景,河南冶金,1994(9):1
- [19] 张传秀,浅谈 Corex 炼铁法的环境效益,上海金属,1999(3):2
- [20] 蔡可信,COREX炼铁技术的考察,宝钢技术,1994(3):3
- [21] Lemperle等,COREX法的今天和明天,武钢技术,1999(6):4
- [22] 吴正清,COREX熔融还原炼铁法,宝钢技术,1994(4):5
- [23] Q.liu,Study on the varlatipn mechanism of carbon content of liquid iron in smelter gasifier,acta metallurgica sinica 2003(14):2-3
- [24] A.Eberle等,COREX技术的现状及最新进展,钢铁,2003(10):4
- [25] 鲁军,高晋生.煤熔铁气化还原炼铁—COREX技术的开发,煤化工,1999 (11):4

- [26] C.Bohm ,R. Millner ,J. Stockinger ,L. Gould,温室气体排放与钢铁工业—聚焦COREX技术, 中国冶金,2004(4):3
- [27] 张玉柱.高炉炼铁.北京: 冶金工业出版社,1995(12)
- [28] COREX iron making process VAI 资料
- [29] 黄希祜.钢铁冶金原理.北京: 冶金工业出版社, 2000.
- [30] 徐国群.COREX 技术的最新进展与发展前景,炼铁,2004(4):5-6
- [31] 周渝生,李维国.关于钢铁厂与城市协调发展及熔融还原新技术的考察,中国冶金, 1999(2):1
- [32] Corex炼铁法的环保优势分析,东方金属,2006.
- [33] J. Wurm, M. G. Eden, et al, use of COREX Export Gas in Blast Furnaces, Iron & Steel Review July 2001
- [34] 金焱,甘宅平.大型钢铁联合企业应用COREX工艺的探讨,上海金属,2004(5):2
- [35] 陈茂熙,Corex炼铁法的发展及在我国的的前景,炼铁,1994(2):3
- [36] 周波,COREX 熔融还原工艺熔化气化炉炉缸区域模拟仿真研究,东北大学硕士学位论文
- [37] 赵华盛,COREX 工艺熔融气化炉风口回旋区数学物理模拟, 东北大学, 硕士学位论文
- [38] Eberle A , Schiffer W , Siuka D(Posco, 浦项钢厂的COREX C2000工厂的投产和前期操作结果,奥钢联工程技术公司
- [39] 孙逸文,周渝生等.建设中的宝钢 COREX3000 在技术上的主要改进,2006 年中国非高炉炼铁会议论文集, 3-5
- [40] 刘随芹,徐振刚,李文华.中国工业型煤技术的现状与展望,山西能源与供电,1997(3):2
- [41] 温大威.世界高炉喷煤技术现状及发展,中国冶金报,2006(12):2-3
- [42] M.A.Elliott .Chemistry of coal utilization , chemical industry and engineering ,1991
- [43] 郭树才.煤化工工艺学,化学工业出版社,1992
- [44] E.J.Hoffman,Coal Coversion.冶金工业出版社.1988
- [45] L.D.Smoot 等,粉煤燃烧与气化,清华大学出版社,1983
- [46] L.D.Smoot 等,煤的燃烧与气化,科学出版社,1992
- [47] 郭树才.煤化学工程,冶金工业出版社,1991
- [48] 何佩鳌等,煤粉燃烧器设计及运行,机械工业出版社,1987
- [49] 刘步周.八钢高炉大喷煤技术研究 , 西安建筑科技大学硕士学位论文 2004
- [50] 高炉喷吹煤粉知识问答,汤清华等编著,冶金工业出版社,1997(3):185-188
- [51] 杨福. 未燃煤粉对高炉炉渣性能的影响,武汉科技大学硕士学位论文
- [52] 王国雄.高炉喷吹用煤粉混合燃烧的研究,炼铁,1992(5):15~20
- [53] 高斌.多种物料喷吹对煤粉燃烧率的影响.炼铁,1994(5):21~24
- [54] 东北大学炼铁教研室编.高炉炼铁(中册),冶金工业出版社,1978
- [55] 王明海.炼铁原理与工艺.北京: 冶金工业出版社, 2006

- [56] 卢宇飞.炼铁工艺.北京:冶金工业出版社, 2006
- [57] 任贵义.炼铁学.北京:冶金工业出版社, 2004
- [58] 赵润恩.炼铁工艺设计原理.北京:冶金工业出版社, 1993.10
- [59] 那树人.炼铁计算.北京:冶金工业出版社, 2005
- [60] 天津大学物理化学教研室主编.物理化学.高等教育出版社出版,1993
- [61] 张玉柱,胡长庆.炼铁节能与工艺计算.北京:冶金工业出版社, 2002.6
- [62] 成兰伯.高炉炼铁工艺及计算[M].北京:冶金工业出版社,1995.
- [63] 魏庆成.冶金热力学[M].重庆:重庆大学出版社,1996.
- [64] 罗吉敷.炼铁学.冶金工业出版社,1994. 6
- [65] Pandit, S.M. et al. 34TH Iron making Conf.pro., Toronto, 1975 PP.403~415
- [66] Guodong JD. Modeling and simulation of liquid pulsed particulate fluidized beds.powder technology.2005,15(4):138
- [67] 高家锐.动量、热量、质量传输原理.冶金工业出版社,1987
- [68] 李之光.相似与模化.国防工业出版社,1982.
- [69] 刘人达.冶金炉热工基础.冶金工业出版社,1980.
- [70] 孙学信.燃煤锅炉燃烧试验技术与方法.中国电力出版社,2001.
- [71] 秦民生,杨天钧.炼铁过程的解析与模拟.北京:冶金工业出版社,1991
- [72] Seung Cheol LEE,A Development of Computer Model for Simulating the Transport Phenomena in COREX Melter-gasifier .isij intermatipnal 2000(11):1-2
- [73] 李传薪.钢铁厂设计原理.北京:冶金工业出版社, 1995
- [74] LBhm C.etal. Greehouse Gas Emission and the Iron & Steel Industry with a Focus on COREX Technoloty.VAI网站
- [75] Gupta S K. Experience of Jindal Vijayanagar Steel on Operation of COREX based Integrated Steel Comlex—Performance of COREX C2000 Iron Making Technology VAI网站
- [76] Wieder K. Confronting the Coke Shortage with the Corex Technology.SEASI Quarterly , 2004 ,33(4),8~15
- [77] Peter Sikstrom etc.,Injection of BOF Slag through Blast Furnace Tuyeres-Trails in an Experimetnal Blast Furnace, 2002 Ironmaking Conference Proceedings,257~266.
- [78] S.M.Pandi, J.A.Clum and S.M.Wu. Iron making Processing.1975(4):403
- [79] 郁建宁,马钢 2500m³ 高炉烟煤无烟煤混合喷吹的研究,河北理工大学硕士论文,2005
- [80] 周传典.高炉炼铁生产技术手册.北京:冶金工业出版社, 2002
- [81] Walker,H,Blast Furnace practice II in Blast Furnace Iron making. 1997,Lu,W.K.Editor,Mc Master University,Hamilton,Canada,pp.17~33

[82] Wieder K. et al. COREX Development of the Refractory Design in the Hearth and in the Char Bed Zone. 澳钢联网站

附录

A. 作者在攻读硕士学位期间发表的论文目录

- [1] 贾国利,张丙怀,张涛等. COREX 3000 熔融还原炼铁能量利用特征. 中国冶金, 2007,3(已发表)
- [2] 贾国利, 张丙怀. 采用复合喷吹法处理高炉瓦斯灰的研究. 中国冶金,2007,5 (已录用)

B. 第三章计算公式说明

W_i —入炉原料中 i 物质的质量(kg/t.Fe), $i=ore,coal,Limestone,dolomite,silica$

H_2O_i — i 物质中 H_2O 的质量百分率, %

TFe_i — i 物质中的 TFe 百分含量, %

$W_{recycled-dust}$ —返吹入气化炉中的炉尘的质量, kg

$TFe_{recycled-dust}$ —返吹入气化炉中的炉尘含铁量, %

W_{pig} —生铁质量, kg

$[Fe]$ —生铁中铁的百分含量, %

$\mu_{Fe-slag}$ —铁元素在炉渣中的分配比, %

η_{Fe-pig} —铁元素在炉渣中的分配比, %

W_{dust} —系统产生的炉尘的质量, kg

TFe_{dust} —系统产生的炉尘的含铁量, %

$W_{FeOslag}$ —炉渣中 FeO 的质量, kg

$W_{CaOslag}$ —炉渣中 CaO 的质量, kg

CaO_i — i 物质中 CaO 的质量百分率, %, $i=ore,coal,Limestone,dolomite,silica$

CaO_{dust} —系统产生的炉尘中 CaO 的百分含量, %

$CaO_{recycled-dust}$ —返吹入气化炉中的炉尘中 CaO 的含量, %

$W_{S_{slag}}$ —炉渣中 S 的质量, kg

$W_{SiO2slag}$ —炉渣中 SiO₂ 的质量, kg

SiO_{2i} — i 物质中的 SiO₂ 百分含量, %, $i=ore,coal,Limestone,dolomite,silica$

SiO_{2dust} —系统产生的炉尘中 SiO₂ 的百分含量, %

$SiO_{2recycled-dust}$ —返吹入气化炉中的炉尘中 SiO₂ 的含量, %

$[Si]$ —生铁中 Si 的百分含量, %

$W_{Al2O3slag}$ —炉渣中 Al₂O₃ 的质量, kg

Al_2O_{3i} — i 物质中的 Al₂O₃ 百分含量, %, $i=ore,coal,Limestone,dolomite,silica$

Al_2O_{3dust} —系统产生的炉尘中 Al₂O₃ 的百分含量, %

$Al_2O_{3recycled-dust}$ —返吹入气化炉中的炉尘中 Al₂O₃ 的百分含量, %

$W_{MgOslag}$ —炉渣中 MgO 的质量, kg

MgO_i — i 物质中的 MgO 百分含量, %, $i=ore,coal,Limestone,dolomite,silica$

MgO_{dust} —系统产生的炉尘中 MgO 的百分含量, %

$MgO_{recycled-dust}$ —返吹入气化炉中的炉尘中 MgO 的百分含量, %

$W_{MnOslag}$ —炉渣中 MnO 的质量, kg

MgO_i —炉渣中 MnO 的百分含量, %

$[Mn]$ —生铁中 Mn 的百分含量, %

MnO_{dust} —系统产生的炉尘中 MnO 的百分含量, %

$MnO_{recycled-dust}$ —返吹入气化炉中的炉尘中 MnO 的百分含量, %

W_j —入炉原料中 j 物质的质量(kg/t.Fe), $j=ore, coal, Limestone, dolomite, silica, coal, coke$

S_j — j 物质中的 S 百分含量%, $j=ore, coal, Limestone, dolomite, silica, coal, coke$

μ_s — S 在炉渣中分配系数,

P_j — j 物质中的 P 百分含量, %

P_{dust} —返吹入气化炉中的炉尘中 P 的百分含量, %

$P_{recycled-dust}$ —系统产生的炉尘中 P 的百分含量, %

$[P]$ —生铁中 P 的百分含量, %

W_{slag} —炉渣的质量, kg/t.Fe

R_2 —炉渣的二元碱度

R_4 —炉渣的四元碱度

$(Al_2O_3)\%$ —炉渣中 Al_2O_3 的百分含量, %

rd —直接还原度

WFe_{rd} —直接还原生铁的质量, kg

W_{ore} —含铁原料的质量, kg

ξ —块矿在含铁原料中的比例, %

$100-\xi$ —粉矿在含铁原料中的比例, %

MR —金属化率, %

Fe_i — i 种铁矿石的品位, %

W_{coal} —入炉燃料的质量, kg

H_2O_{coal} —燃料中水的百分含量, %

C_{fix} —燃料固定 C 含量, %

V_{coal} —燃料中挥发份的百分含量, %

CO_{coal} —燃料挥发份中 CO 的百分含量, %

CO_{2coal} —燃料挥发份中 CO_2 的百分含量, %

C_{dust} —炉尘中 C 的百分含量, %

$C_{recycled-dust}$ —返吹入气化炉的炉尘中 C 的百分含量, %

CO_{2flux} —入炉熔剂中 CO_2 的百分含量, % $flux=Limestone, dolomite, silica$

λ_{flux} —熔剂在竖炉中分解率, %

$[C]$ —生铁中 C 的百分含量, %

$V(CO+CO_2)_{gasifier}$ —气化炉中 CO 和 CO_2 的体积, m^3

$V_{CH4\ gasifier}$ —气化炉中 CH_4 的体积, m^3

W_C —气化炉中消耗的 C 量, kg

- $W_{C_{\text{gasifier}}}$ —气化炉中燃烧的 C 量, kg
 $W_{C_{\text{red}}}$ —直接还原耗 C 量, kg
 C_{Fe} —生铁中溶解的 C 量, kg
 W_{H_2O} —水分解消耗的 C 量, kg
 $W_{C_{\text{Fe}}}$ —铁的直接还原耗 C 量, kg
 $W_{C_{\text{Si}}}$ —Si 直接还原耗 C 量, kg
 $W_{C_{\text{Mn}}}$ —Mn 直接还原耗 C 量, kg
 $W_{C_{\text{P}}}$ —P 直接还原耗 C 量, kg
 W_{H_2O} —入炉原料带入的水量, kg
 η_{H_2O} —与 C 发生反应的 H_2O 的百分比, %
 W_{O_2} —消耗氧气量, kg
 η_{CO} —CO 在气化炉内燃烧的比例, %
 $H_{2\text{coal}}$ —燃料中的 H_2 百分含量, %
 $V_{CH_4\text{gasifier}}$ —气化炉中 CH_4 的体积, m^3
 η_{H_2} — H_2 在气化炉内燃烧率, %
 η_{H_2O} —炉料带入的水在气化炉中的分解率, %
 $V(H_2+H_2O)\text{gasifier}$ —熔融气化炉中 H_2 和水的体积, m^3
 $V_{H_2\text{gasifier}}$ —气化炉中 H_2 的体积, m^3
 $V_{N_2\text{gasifier}}$ —气化炉中氮气的体积, m^3
 $N_{2\text{coal}}$ —燃料中氮气的百分含量, %
 $V_{N_2\text{返吹炉尘}}$ —返吹炉尘带入的氮气量, m^3
 $V_{N_2\text{gasifier}}$ —气化炉中的氮气的体积, m^3
 $V(CO+CO_2)\text{gasifier}$ —气化炉内 CO 和 CO_2 体积, m^3
 $V_{CO\text{gasifier}}$ —气化炉内 CO 的体积, m^3
 $V_{CO_2\text{gasifier}}$ —气化炉中 CO_2 的体积, m^3
 $V_{H_2O\text{gasifier}}$ —气化炉荒煤气中 H_2O 蒸气的体积, m^3
 V_{gasifier} —气化炉出口处荒煤气体积
 H_{dust} —在温度 T(K)下 1kg 炉尘显热, KJ
 $T_{\text{气化炉炉尘}}$ —气化炉炉尘温度, °C
0.83736—为炉尘的比热容, KJ/Kg°C
 C_{p,m_i} —i 气体的热容, $J \cdot K^{-1} \cdot mol^{-1}$
 $C_{p,m_{\text{平均}}}$ —荒煤气的平均热容, $J \cdot K^{-1} \cdot mol^{-1}$
 X_i —荒煤气中 i 气体的百分含量, %
 V_i —i 气体的体积, m^3

- $H_{\text{荒煤气}}$ —1Nm³气体所含显热, KJ
 $H_{\text{荒煤气}}$ —1Nm³荒煤气热焓, KJ
 $H_{\text{输出煤气}}$ —1Nm³输出煤气热焓, KJ
 $C_{p,m_{\text{输出平均}}}$ —输出煤气的平均热容, J.K⁻¹.mol⁻¹
 $T_{\text{输出煤气}}$ —输出煤气的温度, °C
 $V_{\text{冷却煤气}}$ —冷却煤气量, m³
 $T_{\text{还原煤气}}$ —还原煤气温度, 约850°C
 $W_{\text{O2 LOSS}}$ —竖炉中铁矿石还原失氧量, kg
 W_{CO2ore} —矿中的CO₂量, kg
 $W_{\text{金属球}}$ —进入气化炉的金属化球团的质量, kg
 Q_c —碳素氧化热, KJ
 Q_{CO2} —碳素氧化成CO₂的氧化热, KJ
 Q_{CO} —碳素氧化成CO的氧化热, KJ
33410.66—C氧化为CO₂热效应, KJ/Kg
9797.11—C氧化为CO热效应, KJ/Kg
 $Q_{\text{成渣热}}$ —成渣热, KJ
1131.3—(CaO+MgO)的热效应, KJ/Kg
 Q_{H2} —H₂氧化热, KJ
13454.09—H₂氧化的热效应, KJ/Kg
 Q_{CH4} —CH₄生成热, KJ
4709.6—甲烷生成热效应, KJ/Kg
 Q_{Fe} —铁氧化物的分解热, KJ
 Q_{Fe2O3} —Fe₂O₃的分解热, KJ
 Q_{FeO} —FeO的分解热, KJ
5156.59-Fe₂O₃分解热, KJ/Kg
4075.01-FeO分解热, KJ/Kg
 Q_{Si} —Si还原耗热, KJ
 Q_{Mn} —Mn还原耗热, KJ
 Q_{P} —P还原耗热, KJ
31102.37—由SiO₂分解产生1Kg硅吸收的热量, KJ/Kg
7366.02—由MnO分解产生1Kg锰吸收的热量, KJ/Kg
35782.6—由Ca(PO₄)₂分解产生1Kg磷吸收的热量, KJ/Kg
 Q_{S} —脱硫耗热, KJ
8359.05—脱除1Kg硫吸收的热量, KJ/Kg

- $Q_{H2O\text{蒸}}\text{—游离水蒸发热, KJ}$
 2862——1Kg 水由 0°C 变为 100°C 水气吸热, KJ/Kg
 $Q_{H2O\text{分解}}\text{—水份分解吸热, KJ}$
 13454.1——水分分解热, KJ/Kg
 $Q_{铁水}\text{—铁水带走热, KJ}$
 1173——铁水热容量, KJ/Kg
 $Q_{炉渣}\text{—炉渣带走热, KJ}$
 1760——炉渣热容量, KJ/Kg
 $Q_{荒煤气}\text{—荒煤气带走, KJ}$
 $Q_{水蒸汽}\text{—水蒸汽带走的热, KJ}$
 1.065——水蒸汽比热容, KJ/m³. °C
 $Q_{煤分解}\text{—煤分解热, KJ}$
 $W_{coke}\text{—焦炭质量, Kg}$
 1256——煤的分解热, KJ/Kg
 $V_{(CO+H2)shaft}\text{—竖炉中铁矿石还原需要的还原剂量(CO+H₂), m}^3$
 $\alpha\text{—煤气过剩系数为}$
 $V_{shaft}\text{—进入竖炉的还原煤气体积, m}^3$
 $V_{CO2\text{ shaft}}\text{—竖炉中CO}_2, m^3$
 $\gamma_{CO}\text{—竖炉中CO利用率, \%}$
 $V_{CO\text{ shaft}}\text{—竖炉中CO, m}^3$
 $V_{CH4\text{ shaft}}\text{—竖炉中CH}_4, m^3$
 $V_{N2\text{ shaft}}\text{—竖炉中N}_2, m^3$
 $V_{H2\text{ shaft}}\text{—竖炉中H}_2, m^3$
 $\gamma_{H2}\text{—竖炉中H}_2\text{利用率, \%}$
 $V_{H2O\text{ shaft}}\text{—竖炉中H}_2O\text{蒸气体积, m}^3$
 $\sum V_{shaft}\text{—竖炉炉顶煤气量, m}^3$
 $Q_{还原煤气}\text{—还原煤气显热, KJ}$
 $H_{还原煤气}\text{—还原煤气热焓, KJ/ m}^3$
 $Q_{H2\text{ shaft}}\text{—H}_2\text{氧化热, KJ}$
 $Q_{CO\text{ shaft}}\text{—CO 氧化热, KJ}$
 $WC_i\text{—间接还原耗 C 量, kg}$
 $T_{\pi}\text{—风口前理论燃烧温度, }^{\circ}\text{C}$
 $Q_{co}\text{—碳素燃烧生成 CO 所放出的热量,KJ/t(铁)}$
 $Q_{O2}\text{—氧气所带的热量,KJ/t(铁)}$

$Q_{\text{生}}$ —燃料带入的物理热, KJ/t(铁)

$Q_{\text{分}}$ —煤分解消耗的热量, KJ/t(铁)

$C_{\text{气}}$ —煤气在 $T_{\text{气}}$ 时的平均热容, KJ/m³·°C

$V_{\text{气}}$ —风口前 C 燃烧产生的煤气量, m³/t(铁)

V —实际风速, m/s

Q_0 —标准状态下鼓风量, m³/min

n —风口个数, 个

F —每个风口面积, m²

P_0 —标准状态下的大气压, Mpa

T_0 —标准状态下的温度, K

P —工作状态下热风的压力, Mpa

T —工作状态下热风的温度, K