

• 469473

469473

5176124  
33798

# 氧气转炉烟气的冷却和净化

成都图书馆  
基本馆藏



辽宁省炼钢情报网

一九七七年六月

76124  
33798  
211

# 目 录

<b>第一章 氧气转炉排烟管道</b> .....	1
1. 排烟管道系统.....	1
2. 转炉排烟方法.....	2
3. 排烟管道的防爆作业条件.....	4
4. 排烟方法的原理及结构特性.....	5
5. 排烟方法和一氧化碳放空.....	7
<b>第二章 排烟管道设计的工作条件和原始数据</b> .....	8
1. 生铁杂质的影响.....	8
2. 炉气的分解及其成分.....	9
3. 转炉的炉气量.....	12
4. 烟气的含尘量和烟气温度.....	13
<b>第三章 转炉烟气的冷却</b> .....	15
1. 烟气的冷却.....	15
2. 烟气冷却器的分类.....	17
3. 烟气水冷却器.....	18
4. 转炉烟气蒸汽锅炉冷却器.....	20
5. 冷却器计算.....	30
<b>第四章 转炉烟气的净化</b> .....	38
1. 湿法净化.....	39
2. 干法净化.....	48
3. 烟气净化器的防腐蚀保护.....	51
4. 烟气净化的循环周期.....	52
<b>第五章 抽 风 装 置</b> .....	56
1. 排烟系统和抽风机特性.....	56
2. 抽风机参数的计算.....	58
3. 抽风机的设备.....	62

<b>第六章 转炉排烟管道的布置</b> .....	64
<b>第七章 热控制和自动调节</b> .....	73
1. 热控制和信号设备的范围.....	73
2. 自动调节和连锁系统.....	74
3. 操作室.....	75
4. 热控制系统的生产组织.....	76
5. 用以报导和控制工艺过程, 在排烟管道内进行的计测.....	76
<b>第八章 烟气排出、冷却和净化系统的选择</b> .....	80
<b>第九章 排烟管道的作业</b> .....	84
1. 烟气冷却器的作业.....	84
2. 湿式净化器的操作和调整.....	103
3. 部分燃烧和未燃气管道的工作.....	107
4. 抽风机转子的冲洗.....	109
5. 烟气进一步燃烧和氧化氮.....	110
<b>第十章 泥渣脱水设备的操作</b> .....	111
<b>第十一章 净化和冷却系统设备的管理机构和维修</b> .....	115
1. 管理机构.....	115
2. 设备的维修.....	116
3. 设备修理的手续和移交.....	117
<b>第十二章 对设备安全提出的要求和投产前的准备工作</b> .....	120
<b>第十三章 排烟管道的事故和损坏</b> .....	125

# 第一章 氧气转炉排烟管道

## 1. 排烟管道系统

所有氧气转炉都应配备保证转炉烟气或它的燃烧产物冷却和净化的系统。这些系统称为氧气转炉排烟管道。排烟管道由下列主要单元组成：转炉烟气冷却器，包括（如有必要）转炉和冷却器本身之间缝隙的遮蔽或密封装置；烟气净化设备；管道各单元之间带附件的废气或烟气管道；抽风机（排烟机）；燃烧产物放空的烟囱或放空前点燃转炉烟气的燃烧装置；送往贮气罐，升压机、烟气过滤器的阀门。

每座氧气转炉的排烟管道原则流程如图 1, a 所示。

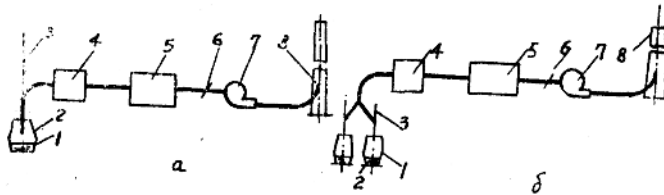


图 1 一座氧气转炉的排烟管道(a)及两座转炉共用一个管道(b)的流程:

- 1—转炉； 2—金属料； 3—氧枪； 4—冷却器；  
5—烟气净化器； 6—闸板； 7—排烟机(抽风机)； 8—烟囱

早期的氧气转炉车间，特别是在国外，只有两座转炉，其中一座吹炼。对于这样的车间有时为两座转炉设置一套排烟管道(图1, b)。冷却器的主要部分，烟气净化系统，排烟机，烟囱是共用的。

大多数使用布置在零点标高的烧结压气机作为抽风机的车间采用图2, a所示的流程。每座转炉配备单独的冷却器，烟气净化系统，排烟机。但在排烟机后面具有公用烟道和公用烟囱，燃烧产物经此放散于大气中。

某些国外的车间采用不同于图2, a 的流程(图2, b)，在烟气净化系统后面设有连通管道，必要情况下能够用几台抽风机从一座转炉中抽出烟气。

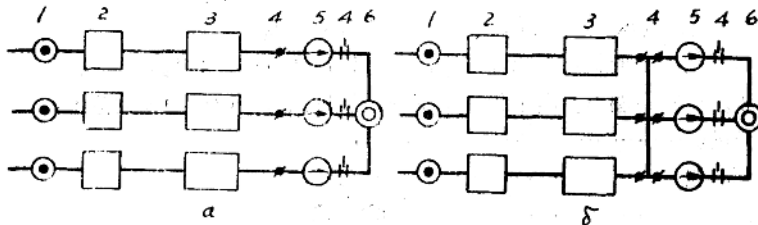


图 2 有公用烟囱的(a)和烟气净化器后有公用连通管道的(b)转炉车间排烟管道流程:

- 1—转炉； 2—冷却器； 3—烟气净化系统； 4—闸板； 5—排烟机； 6—烟囱

## 2. 转炉排烟方法

转炉排烟有各种方法，它们的主要区别是冷却器出口处的空气过剩系数不同：

- 1)  $\alpha \geq 1.0$ —吸入空气且炉气完全燃烧；
- 2)  $1 > \alpha > 0.75$ —吸入空气但炉气不全燃；
- 3)  $0.6 > \alpha > 0.3$ —吸入空气而炉气部分燃烧；
- 4)  $0.15 > \alpha > 0$ —不吸入空气且炉气不燃烧。

不全燃排烟法与部分燃烧法的原则区别在于第一种情况下排烟管道中有不可燃气体，而在第二种情况下有易爆气体。在1973年底大部分转炉是按吸入空气并完全燃烧的流程操作的。

在转炉和冷却器之间经常留有缝隙以便加废钢、兑铁水、出钢和放渣时保证转炉的旋转。根据所采用的排烟方法在转炉和冷却器之间的缝隙处保持负压，或正压，或零压。

当缝隙处于负压下保证所有从转炉放出的炉气排入冷却器，此时沿着气流周边不可避免地会吸入空气。因为气流温度很高，它的边缘层迅速燃烧。如果抽力如此大，从而保证吸入超过化学计算比例所需的大量空气 ( $\alpha > 1$ )，实际上所有炉气在等于十倍炉口直径的路途中烧完。如果抽力不太大而空气吸入较少 ( $1 > \alpha > 0.75$ )，则发生炉气不全燃或部分燃烧 ( $0.6 > \alpha > 0.3$ )，在不大的抽力或不大的压力下过程的特征数值是  $0.15 > \alpha > 0$ 。

当转炉上方保持正压时不能有空气吸入。如果转炉和冷却器之间的缝隙处压力不大，则间歇地出现不大的火舌或烟气被吸入冷却器。这些波动与从转炉放出的气流波动相对应。当炉口上方为正压时发生不可避免的烟气溢出，从而引起车间污染。所以力图避免缝隙处为正压，使之保持最小的抽力。在用氧吹炼的初期和末期转炉和冷却器之间缝隙处保持负压，而在主要吹炼期则保持零压。通过排烟管道相应地流过或者燃烧产物，或者部分燃烧的烟气，或者实际上是转炉烟气。

被烟气从转炉带出并在排烟管道范围内放出的热量 ( $Q_p$ ) 等于：

$$Q_p = Q_\phi + \alpha Q_H^r + Q_n \text{ 千卡/米}^3,$$

此处  $Q_\phi$ —转炉烟气的物理热；

$Q_H^r$ —燃烧热；

$\alpha$ —冷却器中的空气过剩系数，当  $\alpha \geq 1$  时用  $\alpha = 1$  的值代入上式；

$Q_n$ —烟尘的焓，约等于  $0.05 Q_\phi$  物；在按  $\alpha > 0.2$  方案计算时这个值可以忽略；

只在按  $\alpha = 0 - 0.15$  方案计算时才予以考虑。

考虑到一氧化碳的燃烧热为  $3028$  千卡/米<sup>3</sup> 而转炉烟气中有  $90\%$   $CO$ ，按这个公式的计算结果列入图3。在同一图中标出了相应于下列转炉排烟方法  $\alpha$  值的大致范围：

- 完全燃烧.....  $\alpha \geq 1$
- 不全燃.....  $1 > \alpha > 0.75$
- 部分燃烧.....  $0.6 > \alpha > 0.3$
- 平均值.....  $\alpha \approx 0.45$
- 未燃；

理论.....  $\alpha = 0$   
 实际.....  $(0.15 > \alpha > 0.0)$   
 平均.....  $\alpha \approx 0.07$

对于最具有代表性的空气过剩系数在上述排烟方法中放出如下热量（在排烟通道范围内\*）：

$\alpha$	1.0	0.75	0.45	0.07
热量千卡/米 <sup>3</sup>	3350	2650	1900	900

从这些数据得出，随着空气过剩系数的减小，燃烧时由转炉烟气中放出的热量减少。在不同制度下，冷却器表面和湿法烟气净化系统中的水可以吸收的热量波动不大（主要决定于烟气的给热系数）。因而当由 $\alpha > 1$ 的排烟方法过渡到 $\alpha < 1$ 的方法时，同一排烟管道可以通过更多的转炉烟气量（表1）。

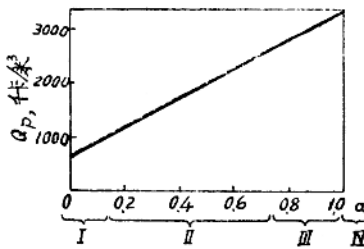


图3 冷却器中转炉烟气所放出的热量与空气过剩系数的关系：

I—未燃； II—一部份燃烧； III—在防爆范围内不完全燃；  
 IV—完全燃烧

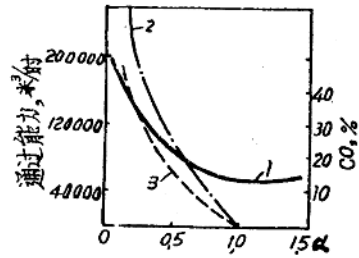


图4 管道的通过能力与冷却器后空气过剩系数的关系

排烟管道通过能力与所排出烟气中空气过剩系数的关系

表 1

	空气过剩系数 $\alpha$			
	1.0	0.75	0.45	0.07
在管道范围内烟气放出的热量，千卡/米 <sup>3</sup>	3350	2650	1900	900
通过1000米 <sup>3</sup> /时湿法烟气净化器排烟管道所吸收的热量，百万千卡/时	3.2	3.2	3.2	3.2
转炉烟气通过量，米 <sup>3</sup> /时	1000	1200	1700	3600
同上，%	100	120	170	360

综合于表1的计算结果也描绘在图4上。曲线1表示同一个排烟管道的通过能力与冷却器出口处空气过剩系数的关系。已经指出过， $\alpha < 1$ 时管道的通过能力增加。烟气的流速仍旧大致相同。 $\alpha > 1$ 时同样出现通过能力增加的趋势，这可解释为带入大气的热量增加，同时既增加烟气速度又增加冲刷磨损。所以用大量过剩空气作业是不合适的。曲线2和3相应地表示冷却器后及排烟机前烟气中一氧化碳的含量。

\* 此处及以后指的是标准状态。

### 3. 排烟管道的防爆作业条件

当采用冷却器出口处空气过剩系数小于0.75的排烟方法时一氧化碳含量接近于着火下限。所谓着火下限是指在与空气混合的混合物中用体积百分数表示的可燃气体的最小含量，达到这一含量就足以着火。着火下限对一氧化碳为12.5%，对氢气为4.5%。所谓着火上限是指混合物中可燃气体的最大含量在此含量下已不会发生着火。上限对于一氧化碳等于74.5%，对于氢气为67.5%。增加混合物中惰性气体的含量会提高着火下限并降低上限。

加热含可燃成分在上下限之间范围的烟气与空气（或氧气）混合物时，在一定温度下烟气开始着火。一氧化碳（CO）在氧气和空气中的着火温度为650℃，氢气（H<sub>2</sub>）为580℃。管道中为负压时着火温度升高。

标准压力下，火焰传播速度对一氧化碳当它在混合物中的含量为80—50%（体积）时等于10—30厘米/秒，对于氢气当其含量为10—45%时这个速度等于10—200厘米/秒。在负压下火焰传播速度增加。

从上述得出，负压下工作的排烟管道为着火或爆炸创造着更有利的条件。爆炸意味着在封闭空间中燃烧。爆炸极限近似地用列复特列公式确定。

$$\frac{n_1}{N_1} + \frac{n_2}{N_2} + \dots + \frac{n_i}{N_i} = 1, \quad (2)$$

此处， $n_1, n_2$ —混合物中可燃成分的体积百分数；

$N_1, N_2$ —纯气体的着火（及爆炸）极限。

这样，在以空气过剩系数小于0.75排烟时沿冷却器后面的管道流动着含有可燃成分并能在有空气参加下燃烧和爆炸的烟气。

在冷却器范围内一般气体温度（>700℃）大大超过着火温度；在冷却器范围内空气的吸入导致烟气的燃烧（没有爆炸危险）。在管道的低温（低于600—650℃）区域内吸入空气已经不会引起烟气的燃烧，形成具有着火速度的烟气空气混合物。当存在引火物（火花、静电积聚等）时这个混合物可能爆炸（产生爆音）。

用排除可燃气体与空气的接触来保证排烟管道可靠地工作，特别在低温区域，该处烟气不燃烧并形成爆炸性混合物。为了排除空气与可燃气体的接触，必需至少遵守下列两个条件：

- 1) 排烟管道应该是密封的，从而消除渗漏；
- 2) 惰性气体的充填物应沿管道随可燃气体的流动，然后才是空气。

当工作正常而管道状况令人满意时不会形成爆炸浓度。系统工作完全可靠。

在与氧气和惰性气体的混合物中一氧化碳的着火极限如图5所示。由图5得出，随着惰

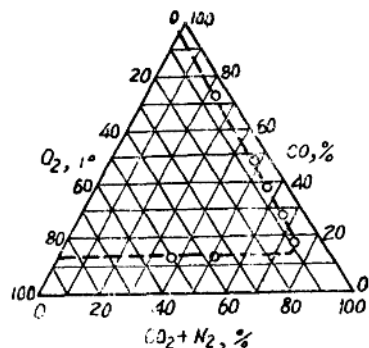


图5 一氧化碳的爆炸极限  
(用虚线划定烟气的爆炸区域)

性气体的减少(从75%到零)一氧化碳的爆炸下限约从12.5%增加到15%;当氧量超过5%时含有大于12.5%CO的气体混合物变成爆炸性的。

#### 4. 排烟方法的原理及结构特性

吸入空气并完全燃烧的排烟按不可调与可调流程实行。按不可调流程操作时转炉和冷却器之间的缝隙完全敞开;缝隙大小仅仅根据炉口结瘤量而变;吸入空气量同样根据管道堵塞情况及抽风机前烟气温度波动而变。管道的气体动力学特性及抽风机的工作点(风机和管道特性曲线交点)也都随吹炼过程而变。

按可调流程操作时转炉和冷却器之间的缝隙用活动罩圈调节。在此情况下无论转炉上方的缝隙敞开度或管道的堵塞程度以及抽风机前的温度波动全都影响空气吸入量。

空气吸入量可以根据敞缝处正压一负压用抽风机前闸板或改变抽风机转数(用液压联轴节,波尔沃思联轴节等)来调节。用罩圈调节缝隙时作业的复杂性在于按照管道堵塞情况及抽风机前温度波动的变化应该随时对系统进行微调,以便在冷却器及管道中保证所采用的计算空气过剩系数。因此,所有完全燃烧的转炉排烟设备照例都按转炉和冷却器之间缝隙敞开的不可调流程操作。在设有调节缝隙用罩圈的地方都固定在上位而不利用它们。

不全燃排烟实际按不可调流程实行。当系统启动或改变转炉作业的工艺条件时(改变氧耗量及其它条件时)实行系统的调正。同时抽风机前的闸板这样定位,使得最大降碳期在管道中通过转炉和冷却器之间的缝隙吸入不足量的空气而冷却器后烟气中的一氧化碳含量湿法净化时不超过12%,干法静电净化时不超过5—6%。上述CO浓度在烟气净化系统及后继的管道单元中低于爆炸极限。不全燃系统的作业根据冷却器后一氧化碳含量来控制。图6引用了不全燃作业时冷却器后一氧化碳和二氧化碳含量的纪录图表。

烟气部分燃烧作业时以这样的计算来安排使得最大降碳期空气过剩系数的值将等于0.3—0.6(平均0.45);当提高吹炼强度时空气过剩系数也可以减少到零,亦即系统将以不可调的不燃烧排烟作业。部分燃烧的系统作业根据冷却器后管道中的一氧化碳及氧含量来控制。

不吸入空气也不燃烧的排烟以控制空气吸入来保证,在此情况下空气过剩系数为 $0.15 > \alpha > 0$ 。因此这种方法被起名为可调的未燃排烟法。得到最大普及的可调未燃排烟流程是:IRSID—CAFL系统(法国)及Oxygen Gas—OG或OG—BD系统(日本)。

IRSID—CAFL流程 预定吹炼时在排烟管道的任何地点及任何吹炼时刻排除烟气与空气接触并形成爆炸性混合物的可能性。为此在开始吹氧时从转炉放出的炉气完全燃烧,沿管道流动着惰性气体充填物,洗出系统中的空气。紧跟惰性气体之后流动着转炉煤气。结束吹炼前同样燃烧全部炉气而充填物清洗出管道中的转炉煤气。紧跟着充填物之后沿系统流动着空气(在吹炼间歇时期)。

向下扩大并悬挂在转炉上方的钟罩(裙罩)是IRSID—CAFL系统的结构特征(图7)。钟罩直径大于炉口直径0.5—1.5倍;钟罩超出炉口约1米高。压力接收器装在钟罩上部的表面并通过调节器作用于管道中的闸板。转炉和冷却器之间的缝隙实际是敞开的。吹炼开始和结束时钟罩升起,在主要吹炼期钟罩下降。钟罩的作用是缓和烟气量的波动。



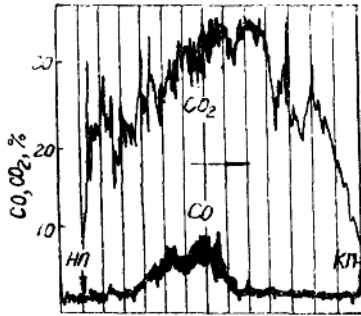


图 6 不全燃作业时冷却器后烟气中的一氧化碳和二氧化碳含量 (HII和-KII吹炼开始和结束)

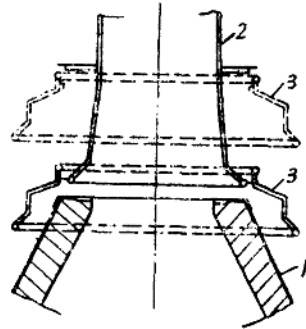


图 7 在转炉上部带悬挂烟罩的转炉和冷却器示意图 (虚线—吹炼开始和结束时, 实线—主要吹炼期); 1—转炉, 2—冷却器, 3—活动烟罩。

图 8 所示图表提供关于 IRSID—CAFL 系统作业制度的概念。点 1—吹氧间歇期通过排烟管道吸入的空气量; 1'—开始吹氧前经过管道吸入的空气量; 2—开始吹氧; 3—点燃转炉放出的炉气并指令降罩。在点 4 钟罩占据最低位置, 此时接通自动调节系统。在点 3 全部炉气完全燃烧—惰性燃烧产物流过管道。按照钟罩的下降和抽风机前闸板的下落缩减吸入空气量并增加转炉烟气量。在管道中紧跟惰性产物流动着不完全燃烧的烟气, 然后是转炉煤气, 但管道中没有氧气, 因系统作业完全可靠。在点 4—7 之间沿管道只通行转炉煤气。在点 7 操作者发出升罩命令。吸入空气量增加, 但同时烟气完全燃烧, 而在出现过剩空气时后者只和燃烧产物接触。在点 9 结束吹炼, 而在点 10 抽风机转换为较低转数或者闸板开到它的吸入端。

由图 8 得出, 在 1'—2 期间管道被空气所清洗, 在 2—4 期间—被燃烧产物和烟气的完全燃烧产物清洗, 4—7—被转炉煤气, 7—9—被不完全燃烧产物和燃烧产物, 9—10—被空气。由图看出, 转炉煤气任何地方也不和过剩空气接触, 因而保证可靠的排出转炉未燃烟气。

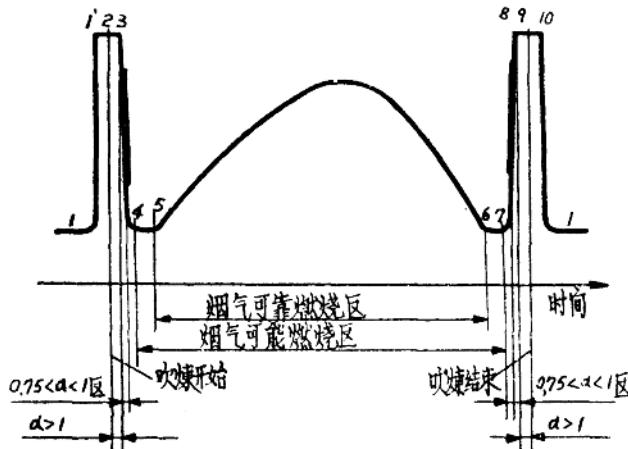


图 8 按 IRSID—CAFL 系统作业时抽风机出率图表

Oxygen—Gas 系统 (OG或OG—BD) 特点是转炉和冷却器之间缝隙用活动套筒密封并向这个缝隙供给氮气以吹扫系统 (OG—BD即Oxygen Gas—Baumco Demag, 《Baumco》和《Demag》公司对OG系统应用了文氏管和阿尔布分离器)。

供氮时间及其耗量介绍于图9 ( $N_2$ 曲线)。由图9看出, 供氮主要在开始吹氧前以驱逐空气, 甚至在转炉上方烟气火焰确实点燃以后; 吹炼末期供氮直到吹炼完毕; 在完成吹氧及吹扫管道以后切断供氮。

在文献中发表了很多关于改进密封套筒结构以便密封转炉和冷却器之间缝隙并缩减耗氮量的建议。例如, 美国提出了包括圆筒形外壳沿着冷却器下部移动的设备。壳的上部这样弯折, 使得弯边的末端转向下弯, 低于转炉炉口断面设有带砂封或液封的平台。下降时圆筒形外壳下端及弯边的末端落入砂封或液封中。

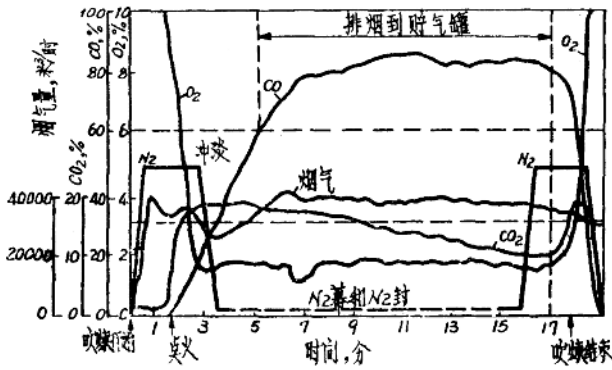


图9 向OG—BD系统的排烟通道中鼓入氮气, 转炉烟气流及其成分变化图表

在OG系统作业的最初几年耗氮量达到每吨钢水70米<sup>3</sup>, 1964年—40米<sup>3</sup>, 1967年—7米<sup>3</sup>, 而1970年—只有3米<sup>3</sup>。氮的纯度超过99%。日本“八幡”和“君津”两厂的转炉车间有不用氮幕作业的OG系统。

从氧气转炉排烟的方法和结构不限于所援引的例子。因此, 推荐未燃排烟的可调系统, 在此系统中冷却器中的压力作为开闭冷却器后闸板的脉冲。

## 5. 排烟方法和一氧化碳放空

在所有空气过剩系数小于1的排烟系统中一氧化碳放空是不可避免的。为了把放散的一氧化碳量缩减到最低限度, 部分燃烧或可调未燃排烟系统都配备有安装在放散烟囱上的点火装置。被水份饱和了的烟气当中含有不少于20~25%CO时被点火燃烧。

不全燃排烟时 ( $I > \alpha > 0.75$ ) 一氧化碳含量在冷却器后为10~12% (见图6), 而在抽风机处为5~6%。这样的烟气不能燃烧。放空的一氧化碳量可按图6的图表估算, 这个数值约为每吨钢水1~2米<sup>3</sup>。

部分燃烧排烟时有些时期烟气中一氧化碳含量在烟气净化系统后抽风机处及放空时达到20%。这种排烟方法放空的一氧化碳量可达每吨钢水3~5米<sup>3</sup>。图10显示吹氧期间抽风机

的出率变化 (1) 及转炉烟气回收率的变化 (2)。

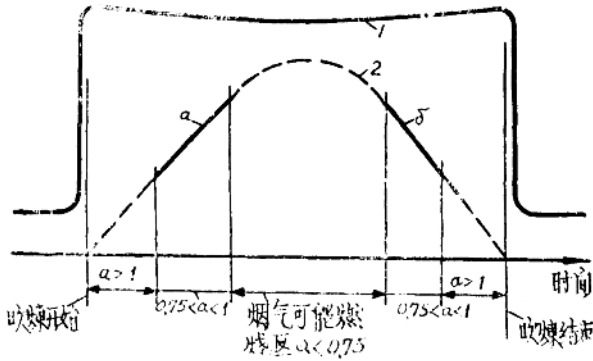


图10 部分燃烧作业时抽风机出率变化图表(1),

转炉烟气回收率(2)( $\alpha$ 及 $\delta$ 段—含一氧化碳的烟气放空时期)

未燃排烟可调法(例如, IRSID—CAFL 系统)在主要吹炼时期转炉烟气点燃或送往贮气罐以用于生产。这时没有一氧化碳的放空。在开始及结束时期烟气全部烧光—同样没有放空。极短时期(见图8)在个别区段3~4当 $\alpha = 1$ 时刻过渡到 $\alpha = 0.6$ 时刻及在区段7~8由 $\alpha = 0.6$ 时刻过渡到 $\alpha = 1$ 时刻不可避免地要放空。这样的放空时间以秒计算(由点3过渡到点4整个时间长约10~12秒);一氧化碳放散量在这些系统中不超过每吨钢水0.2米<sup>3</sup>。

应当指出,大量一氧化碳放空是限制部分燃烧系统推广的主要缺点。

## 第二章 排烟管道设计的工作条件和原始数据

### 1. 生铁杂质的影响

不仅是通常的生铁杂质(碳、硅、锰、磷、硫)是很少遇到的,例如钒,还有吹氧进行的方法,都在一定程度上影响排气管道的工作。

碳与吹入熔池的氧反应是转炉热能的主要来源,而且还决定着转炉的热功率和排气管道部件的排烟能力。

硅、锰、磷、硫、钒影响吹氧制度。所以在吹炼高硅、高锰、高磷和含钒生铁时,为了倒渣,大部分要进行间断吹氧。吹炼高锰和含钒生铁时,大约在吹炼进行到三分之一的时间倒渣。

倒渣要引起中断吹氧,有时倒出半成品也要中断吹氧,从而延长了总的吹炼时间。因此气体的冷却器和净化器的最大热负荷比不间断吹炼时要低一些。

随着转炉操作的改进,吹炼这些生铁的上述流程也变化,举例说,文献中发表的关于氧气吹炼高磷生铁的报导,不停吹,也不中间倒渣。

随着转炉操作的改进,生铁质量对吹炼过程的影响就很明显了。研究表明,转炉在吹炼

低锰生铁时，金属喷溅增加，喷枪，转炉炉口粘钢加剧，由转炉炉气带走的烟尘颗粒也增加。在西伯利亚冶金工厂已经成功地克服了这些困难，使吹炼进行很正常，操作也不复杂。

## 2. 炉气的分解及其成分

图11所给为一般炼钢生铁吹氧过程杂质的氧化曲线和脱碳曲线。可见，转炉的最大炉气量，最大热量与最大的脱碳速度是一致的。随着吹炼过程的强化， $dc/dt$ 值增加。

下面研究形成转炉炉气的过程。

氧化亚铁 (FeO) 与溶于生铁中的碳 (C) 进行反应，同时析出一氧化碳 (CO) 气体。



生铁中全部的碳 (约4%) 氧化到一氧化碳理论上要求的供氧量为

$$4 \times 10 \times 0.933 = 37.4 \text{ 米}^3。$$

对一吨生铁，1%的碳等于10公斤碳。一吨钢吹氧消耗50—55米<sup>3</sup>氧气。过剩的氧量消耗在杂质 (硅、锰、磷) 和铁的氧化，以及一氧化碳在转炉炉口的燃烧上。

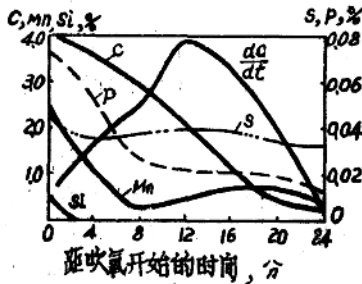
纯氧与一氧化碳的反应是可逆反应  $2\text{CO} + \text{O}_2 \rightleftharpoons 2\text{CO}_2$ 。

在混合气体中CO, CO<sub>2</sub>和O<sub>2</sub>的比例，可以根据由CO, CO<sub>2</sub>和O<sub>2</sub>的浓度确定的平衡常数K<sub>c</sub>和由气体的分压力确定的平衡常数K<sub>p</sub>值来计算，K<sub>c</sub>和K<sub>p</sub>值与气体的浓度成正比即

$$K_c = \frac{C_{\text{CO}_2}^2 C_{\text{O}_2}}{C_{\text{CO}}^2} \text{ 或 } K_p = \frac{P_{\text{CO}_2}^2 P_{\text{O}_2}}{P_{\text{CO}}^2} \quad (5)$$

平衡常数K<sub>c</sub>和K<sub>p</sub>值及纯气体的分解度列于表2和表3。

根据已有的试验数据，在气体中有纯的自然铁存在的条件下，气体的分解温度降低。但是所指的具有极大活性的纯铁在转炉炉气中不可能分布的很充分，这是由于炉气中CO<sub>2</sub>和N<sub>2</sub>的含量很高以及存在污染成分 (CaO, P<sub>2</sub>O<sub>5</sub>, SiO<sub>2</sub>等) 的缘故。因此在积累经验之前推荐，转炉炉气分解度利用表2和表3的数据。



距吹氧开始的时间, 分  
图11 吹氧期间生铁杂质氧化曲线和脱碳曲线

平衡常数和温度的关系用下式表示:

$$\frac{d \ln K}{dT} = \frac{Q}{4.574 T_r^2} \quad (6)$$

$P = 1$  公斤/厘米<sup>2</sup>,  $X_2Y \rightleftharpoons XY + \frac{1}{2}Y_2$  类型的反应  
 $CO_2 \rightleftharpoons CO + \frac{1}{2}O_2$  的平衡常数  $K_p$  和分解度  $\alpha$

表 2

温度, t	$K_p = \frac{P_{CO} P_{O_2}^{0.5}}{P_{CO_2}}$	$\alpha$	温度, t	$K_p = \frac{P_{CO} P_{O_2}^{0.5}}{P_{CO_2}}$	$\alpha$
800	$5.92 \times 10^{-10}$	$8.83 \times 10^{-7}$	1600	$4.11 \times 10^{-4}$	$6.94 \times 10^{-3}$
1000	$8.49 \times 10^{-8}$	$2.43 \times 10^{-5}$	1800	$2.30 \times 10^{-3}$	$2.19 \times 10^{-2}$
1200	$3.13 \times 10^{-6}$	$2.69 \times 10^{-4}$	2000	$9.48 \times 10^{-3}$	$5.49 \times 10^{-2}$
1400	$4.82 \times 10^{-5}$	$1.67 \times 10^{-3}$	2300	$1.319 \times 10^{-1}$	$2.75 \times 10^{-1}$

$P = 1$  公斤/厘米<sup>2</sup>,  $X_2Y \rightleftharpoons X_2 + \frac{1}{2}Y_2$  类型的反应  
 $H_2O \rightleftharpoons H_2 + \frac{1}{2}O_2$  的平衡常数  $K_p$  和分解度  $\alpha$

表 3

温度, t	$K_p = \frac{P_{H_2} P_{O_2}^{0.5}}{P_{H_2O}}$	$\alpha$	温度, t	$K_p = \frac{P_{H_2} P_{O_2}^{0.5}}{P_{H_2O}}$	$\alpha$
800	$6.67 \times 10^{-10}$	$3.62 \times 10^{-7}$	1800	$4.93 \times 10^{-4}$	$7.86 \times 10^{-3}$
1000	$5.33 \times 10^{-8}$	$1.78 \times 10^{-5}$	2000	$1.77 \times 10^{-3}$	$1.83 \times 10^{-2}$
1200	$1.312 \times 10^{-6}$	$1.51 \times 10^{-4}$	2200	$5.22 \times 10^{-3}$	$3.72 \times 10^{-2}$
1400	$1.51 \times 10^{-5}$	$7.70 \times 10^{-4}$	2400	$1.309 \times 10^{-2}$	$6.73 \times 10^{-2}$
1600	$1.091 \times 10^{-4}$	$2.87 \times 10^{-3}$	2600	$2.90 \times 10^{-2}$	$1.12 \times 10^{-1}$

当  $Q > 0$ , 即当放热反应和  $d \ln K / dT > 0$  时, 可以得到如下的结论: 随着温度升高, 平衡常数  $K$  增加, 这可以由原始物质  $CO$  和  $O_2$  浓度增加, 产物  $CO_2$  浓度降低而得到证实。

在转炉中金属的上面, 进入的氧在反应区中总是进行放热反应 ( $Q > 0$ ), 因而, 在这种情况下是保持着原始物质  $CO$  和  $O_2$ , 而  $CO_2$  几乎不存在。随着炉气运动到转炉炉口, 炉气温度有某些降低, 这时就有一部份一氧化碳氧化成二氧化碳。

苏联的多数设计院和国外公司都采用 90%  $CO$  和 10%  $CO_2$  的转炉出口炉气成分作为设计的原始数据。

为了确定上述的转炉出口炉气成份, 曾设计了一种专门氧枪, 在氧枪上固定铜管, 用铜管从转炉炉膛里取样。铜管固定在能使抽气水平面位于炉口以下 90—100 毫米处 (根据炉衬磨损情况而定) 取出的气体沿不锈钢弯管进入气体分析器。除了吹氧的最后几秒钟之外, 因为这时存在未反应的氧或吸入空气, 所以转炉中  $CO$  和  $CO_2$  的总浓度等于 100%。在吹氧期间内, 二氧化碳含量波动在 5~30% 的范围; 吹氧中期, 二氧化碳为 10%, 一氧化碳等于 90%。转炉出口炉气中还遇有硫, 氮和氢。

硫在一定条件下小于 50% 的硫转入炉渣, 少量的硫转入气相。但是发现有时, 在吹氧以后, 钢中含硫量没有降低或降低得不多, 甚至还增加。这时石灰是决定的因素。石灰中的硫在很大程度上可以转入钢中, 而只是部分地进入渣中。

从排气管道的角度感兴趣的是有多少硫进到气相。气相中的含硫量正比于石灰中的硫量与生铁中硫量之比。随着这个比值的提高，转炉炉气中含硫量增加（图12）。根据中央黑色冶金科学研究所的资料，吹氧时炉中（冶炼低磷生铁时）约7%的硫进入气相。转炉炉气中硫的绝对量不大，比值 $S_{II}/S_{I} = 0.11$ 时，约为105毫克/米<sup>3</sup>， $S_{II}/S_{I} = 0.22$ 时，约为210毫克/米<sup>3</sup>（ $S_{II}$ —石灰中的硫， $S_{I}$ —生铁中的硫），

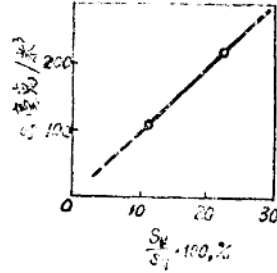


图12. 转炉炉气中的含硫量与石灰带入的硫量( $S_{II}$ )和生铁带入的硫量( $S_{I}$ )之比的关系

硫对排气管道的影响主要决定于排气系统。在排出不燃烧，部分燃烧或者不完全燃烧的烟气时，烟气中含有二氧化碳，一氧化碳，硫或者二氧化硫。但是由于没有氧，二氧化硫不能转变为三氧化硫，在管道内形成还原性气氛，对管道不发生腐蚀。

在排出完全燃烧 ( $\alpha > 1.03$ ) 的烟气时，由于在烟气中存在过剩的氧，二氧化硫可以转变为三氧化硫。在湿法烟气净化的条件下，三氧化硫同水份（有时同空气中的水蒸汽）进行反应而生成稀硫酸。在这种条件下，整个管道从气体净化（湿法）一开始就应该防腐。

用干法气体净化时，管道防腐应从可能达到露点温度的地方开始。

氮 已经指出，进行吹氧的氧纯度不能低于99.5%，因此氧气中所含的杂质（氮和氩）不超过0.5%。甚至如果忽略转入金属熔池的氮的部分，炉气中氮的最高含量也不能超过：

$$\frac{0.005 \times 60}{4 \times 10 \times 1.86} = 0.004 \text{米}^3/\text{米}^3 \text{ (0.4\%)},$$

式中：0.005—1米<sup>3</sup>氧气中氮的绝对量，米<sup>3</sup>；

60—1吨生铁的氧耗量，米<sup>3</sup>；

4—生铁中的含碳量，%；

10—百分数换算成公斤数的换算系数；

1.86—1公斤碳全部燃烧时转炉炉气的体积，米<sup>3</sup>。

由于数量很少，所以转炉炉气中氮的影响可以不考虑。

氢 在通过严密的喷嘴吹氧（不掉水）和供给标准规定的散状料时转炉炉气的含氢量仅为痕迹。

随着氧气转炉炼钢的普及，出现了不太令人满意的冷却水辐射暗流的喷嘴。因此喷枪的寿命不高（50—250炉）。个别车间还用漏水的喷嘴工作。水和散状料中的水份是水蒸汽的来源，有时也是氢的来源。在有些排气管道上，供给水蒸汽是为了密封散状料流嘴和喷枪孔，这样同样可能成为管道中水蒸汽和氢的补充来源。

在排出完全燃烧的烟气时，氢被全部地烧掉，因此不产生任何问题。排出未燃烧或部分燃烧的烟气时，在 $CO + CO_2 + H_2$ 混合气体中，氢大大地降低了混合气体燃烧的下极限。

### 3. 转炉的炉气量

吹炼过程中，转炉炉气量是变化的。炉气生成量曲线及其绝对量与进行吹氧的方法，加料制度及加料种类，喷枪结构及喷枪位置，冶炼的生铁种类，吹氧强度有关。

在氧气转炉炼钢发展的最初年代，石灰的加入批量很大，经常是加石灰和矿石的时间与最大降碳期相吻合。随着操作的改进，很多炉子是在兑铁水之前就把石灰加到炉料的废钢上，或者分成小批量加入，而且基本上是在吹氧的前三分之一的时间内加完。

因此，在最近一些年来，实际上，在多数炉子上，散状料并没有增加计算的，通过排气管道的最大炉气量。

从转炉排出的炉气量，可以按最大的脱碳速度计算，也可以按供入转炉的氧量计算。

当炉料中生铁量为 $G_{\text{Fe}}$ 时，按最大脱碳速度计算的（最大）炉气量为：

$$V_{\text{max}}^{\text{r}} = 1.86 \times 10 \times \left( \frac{dC}{dt} \right)_{\text{max}} \times G_{\text{Fe}}, \text{米}^3/\text{分}。 \quad (7)$$

如果在最大脱碳期既不加矿石，又不加石灰，这个公式是正确的。如果在最大脱碳期加矿石（ $G_{\text{p}}$ 公斤/分），则计算最大炉气量的公式得到下面的形式：

$$V_{\text{max}}^{\text{r}} = 1.86 \times 10 \times \left( \frac{dC}{dt} \right)_{\text{max}} G_{\text{Fe}} + 0.15 G_{\text{p}}, \text{米}^3/\text{分}。 \quad (8)$$

在用多孔喷枪时，最大脱碳量和平均脱碳量之比约等于1.4。

平均脱碳速度等于生铁中的含碳量与吹氧时间之比。吹氧时间是由需要的氧量（每吨钢水52—60米<sup>3</sup>）与每分钟的氧耗量之比来确定。

按氧耗计算炉气量的试验性和半经验性公式是这样的：

三孔喷枪，冷却剂是矿石

$$V_{\text{max}}^{\text{r}} = 2.2 V_{\text{O}_2}; \quad (9)$$

三孔喷枪，冷却剂是废钢

$$V_{\text{max}}^{\text{r}} = (1.86 \sim 2) V_{\text{O}_2}; \quad (10)$$

单孔喷枪，冷却剂是矿石

$$V_{\text{max}}^{\text{r}} = 2.57 V_{\text{O}_2}; \quad (11)$$

单孔喷枪，冷却剂是废钢

$$V_{\text{max}}^{\text{r}} = 2.38 V_{\text{O}_2}; \quad (12)$$

对一吨炉料，从转炉内析出的炉气量

$$V^{\text{r}} = 18.6 \times \frac{a}{100} \times C \text{米}^3, \quad (13)$$

式中：a—生铁含量，%

C—生铁中的碳含量，%

同样，对每吨钢（收得率为7，%）

$$V^{\text{r}} = 18.6 \times \frac{a}{7} \times C \text{米}^3. \quad (14)$$

例1 计算从一吨金属料和对一吨钢（收得率  $\eta = 90\%$ ）析出的炉气量。金属料中80%为生铁（4.5%碳），20%为废钢。对一吨炉料计有

$$V^r = 18.6 \times \frac{80}{100} \times 4.5 = 67 \text{米}^3。$$

对一吨钢

$$V^r = 18.6 \times \frac{80}{90} \times 4.5 = 74 \text{米}^3。$$

一炉钢（吹氧时间）析出的总炉气量

$$V = 18.6 \times \frac{a}{\eta} \times C \times G, \text{米}^3/\text{时}, \quad (15)$$

式中：G—钢水量，吨。

例2 计算150吨转炉最大脱碳期（0.5%C/分）析出的炉气量。炉料中铁水为70%，含碳4%；废钢为30%，钢水收得率为88%。

按公式（7）计算最大炉气量

$$V_{\max}^r = 18.6 \times 0.5 \times 150 = 1400 \text{米}^3/\text{分} \text{或} 84000 \text{米}^3/\text{时}。$$

按公式（15）计算一炉钢（吹氧时间）析出的实际炉气量为

$$V^r = 18.6 \times \frac{70}{88} \times 4 \times 150 = 8900 \text{米}^3。$$

当吹氧时间为12分钟时，平均炉气排出量为  $8900/12 = 740$  米<sup>3</sup>/分，即对所研究的条件，最大炉气量超过平均炉气量一倍。

#### 4. 烟尘的含尘量和烟气温度

转炉出口的烟气含尘量可以间接地根据吹氧期间金属炉料（装料量）的损失来估计。例如，取熔尘损失为1.5%，计算转炉烟气的平均含尘量

$$\frac{1.5 \times 10 \times 1000}{18.6 \times \frac{70}{100} \times 4.5} = 250 \text{克/米}^3，$$

式中：1.5 × 10 × 1000——吨金属炉料的灰尘量，克；

$$18.6 \times \frac{70}{100} \times 4.5 \text{——吨金属炉料的炉气体积，米}^3。$$

实际上，在个别时期，特别是在加散状料（石灰和矿石）期，带走的尘量要大得多，因此，上述计算的平均含尘量（250克/米<sup>3</sup>）数值并不能反映实际带走的烟尘情况。

例如，对容量为300吨（其中235吨铁水），供氧量1000米<sup>3</sup>/分，吹氧时间16分钟（1.5%烟尘损失），单位时间带走的平均烟尘量为

$$\frac{300 \times 1.5 \times 10}{16} = 280 \text{公斤/分}。$$

• 原文误为18.66—译者注。



氧耗1500米<sup>3</sup>/分（吹氧时间减少到11分钟），烟尘损失为1.5%时，带走的烟尘量为

$$\frac{300 \times 1.5 \times 10}{11} = 420 \text{ 公斤/分。}$$

因此，单位时间带走的烟尘量是随着吹氧强度的提高而增加。在冷却器表面蚀损的情况下，这种情况对冷却器中气流速度的选择以及对气体净化系统能力均有重要的影响。

烟尘粒度与吹氧方法之间的关系

表 4

烟尘粒度， 微米	吹氧时的烟尘量，%	
	吹成钢	吹成半成品(倒钢渣时)
0-6	20	70
6-10	35	15
>10	45	15

烟尘的化学成分及粒度可以由离转炉炉口一定距离，即在烟气净化器的范围内，取样确定。吹氧方法，加料时间以及转炉的排烟方法对烟尘粒度和成分都有重要的影响（表4）。

因此，吹成钢比吹成半成品的烟尘粒度要大一点。冷却器后烟尘密度为4.45克/厘米<sup>3</sup>，冷却器后的烟尘堆比重为4.6克/厘米<sup>3</sup>。

烟尘粒度与排烟方法<sup>1</sup>之间的关系示于图13。

排出未燃的烟气时，烟尘的粒度比较大，烟尘呈灰色或深灰色。排出燃烧的烟气时，烟尘细，烟尘呈黑褐色。

冶炼过程的温度越高（因为温度高要形成铁蒸气）以及烟尘冷却的越激烈，所形成的烟尘质点越小。吹炼开始，由于熔池温度低（~1300℃），所以回收的烟尘由较大的质点（0.5微米）组成，当熔池温度达到1600—1700℃时，发现多数烟尘质点粒度在0.1—0.02微米的范围。

散状料的加入方法对烟气的含尘量和烟尘的颗粒组成有很大影响。在吹氧期间，散状料以小批量加入，烟气带走的烟尘，比在兑铁水前就把大部份石灰加到废钢上（剩余部份的散状料在吹氧开始时大批量加入）所带走的烟尘量要大得多。因为后者的转炉炉气与散状料带入的质点接触时间较短。同时，石灰的加入批量小时，炉气气流与散状料接触时间较多，因而被炉气带到管道里的烟尘也多一些。

烟尘中平均含60—70%的金属铁，5—17%的石灰和0.7—3%的硅。

转炉排出的烟气温度，随着吹氧的进行，从铁水温度（1250—1300℃）提高到钢水温度，甚至还高一点（1600—1700℃）。

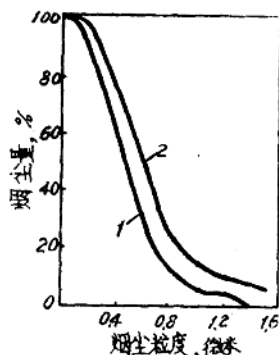


图13 烟尘粒度和排烟方法之间的关系

1—完全燃烧法；2—未燃法

• 原文误为1.6克/厘米<sup>3</sup>——译注