

第六篇

转炉炼钢的环境保护

第一章 转炉烟气净化与回收系统

第一节 转炉烟气与烟尘概述

氧气转炉吹炼过程中,产生大量含有 CO、少量 CO₂ 及微量其它成分高温气体。在气体中央带着大量氧化铁、金属铁和其它颗粒细小的固体烟尘,即炉口观察到的棕红色浓烟。这股高温含尘气流冲出炉口进入烟罩与净化系统,在气体流出炉口进入烟罩的同时,或多或少地吸入部分空气使 CO 燃烧。炉内原生气体叫炉气,炉气冲出炉口以后叫烟气。转炉烟气的特点是温度高、气体多、含尘量大,气体具有毒性与爆炸性。倘若这种烟气任其放散,就会污染环境,损害周围农作物,影响人民身体健康。根据环境卫生的要求,73 年国家规定工业企业废气含尘量不得超过 150 毫克/标米³。小于 12 吨转炉不超过 200 毫克/标米³。所以必须对转炉烟气进行净化处理。

此外,转炉烟气中含有大量的物理热、化学热以及氧化铁粉尘。应该加以回收利用,变害为宝。

转炉烟气和烟尘在不同条件下具有不同的特征。而烟气净化设备必须适应转炉烟气烟尘的变化规律,才能更好研究和选择最合理最经济的烟气净化与回收设备。

一、转炉烟气的特征

1. 烟气来源及化学组成 在吹炼过程中,熔池碳氧反应生成的 CO 和 CO₂ 是转炉烟气的基本来源。其次是炉气从炉口喷出吸入部分空气燃烧后所生成的废气,也有少量

来自炉料和炉衬中的水分及生烧石灰中分解出来的 CO_2 气体。

冶炼过程中烟气成分是不不断变化的。这种变化规律可用图 6-1-1 加以说明。转炉烟气成分的变化给烟气净化带来较大困难。但作为主要回收的气体 CO ,在较长一段时间内基本上是稳定的,这个规律为烟气回收提供了依据。

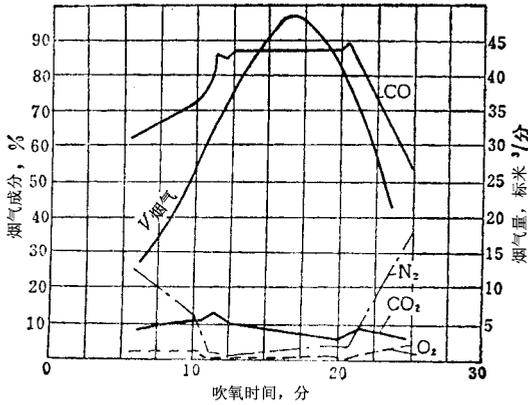


图 6-1-1 在吹炼过程中烟气成分变化曲线

转炉烟气的化学成分随烟气处理方法不同而异。燃烧法与未燃法两种烟气成分差别甚大。见表 6-1-1。

表 6-1-1 未燃法和燃烧法烟气成分范围比较

烟气成分(%)	CO	CO ₂	N ₂	O ₂	H ₂	CH ₄
未燃法(烟气)	60~80	14~19	5~10	0.4~0.6	—	—
燃烧法(废气)	0~0.3	7~14	74~80	11~20	0~0.4	0~0.2

2. 转炉烟气的温度 未燃法烟气温度一般为 $1400 \sim 1600^\circ\text{C}$,燃烧法废气温度一般为 $1800 \sim 2400^\circ\text{C}$ 。因此在转炉烟气净化系统中必须设置冷却设备。

3. 转炉烟气的数量 未燃法平均烟气量为 $60 \sim 80$ 标米³/吨钢左右。燃烧法的废气量为未燃法的 $4 \sim 6$ 倍。

转炉烟气的数量在一炉钢生产过程中变化甚大,这给烟气净化回收操作带来很大困难。

4. 转炉烟气的发热量 在未燃法中烟气含 $60 \sim 80\%$ CO 时,其发热量波动在 $7445 \sim 10500$ 千焦/标米³ ,燃烧法之废气仅含有物理热。

二、转炉烟尘的特征

1. 转炉烟尘的来源 氧气转炉吹入高纯度氧气,在氧流作用区局部温度可以高达 $2400 \sim 2600^{\circ}\text{C}$,因而使部分金属铁或铁的氧化物蒸发。随着炉气上升脱离反应区后,由于温度降低而冷凝成细小的固体微粒存在于烟气中,这种极细的尘雾叫蒸发尘。同时由于气流喷射和喷溅等原因,在烟尘中还混有不少细小渣粒、金属微粒和造渣料的粉尘等物,称为机械尘。

显然,机械尘的颗粒度远远大于蒸发尘,因而在净化过程中易于除净,而蒸发尘由于尘粒微细难以净化。所以转炉净化工艺主要依据蒸发尘的特性来研制最合理的净化设备与净化系统。

2. 烟尘的成分 未燃法烟尘主要成分是氧化亚铁,即60%以上为 FeO 。其颜色呈黑色,燃烧法的主要成分是三氧化二铁,即90%以上为 Fe_2O_3 。其颜色为红棕色。

据某厂生产中实测的转炉烟尘的成分如表6-1-2所示。

表 6-1-2 未燃法和燃烧法烟尘的成分比较

烟尘成分(%)	金属铁	FeO	Fe ₂ O ₃	SiO ₂	MnO	P ₂ O ₅	CaO	MgO	C
未燃法	0.58	67.16	16.20	3.64	0.74	0.57	9.04	0.39	1.68
燃烧法	0.4	2.3	92.00	0.8	1.60	—	1.6	1.6	—

由表可见,转炉的烟尘是含铁量很高的精矿粉,可作成烧结矿,球团矿供高炉作原料,亦可作为转炉的冷却剂,应该回收利用。

3. 烟尘的粒度 通常把粒度为 $5 \sim 10\mu\text{m}$ 之间的尘粒叫做灰尘,把由蒸气凝聚成的直径在 $0.3 \sim 3\mu\text{m}$ 之间的微粒,呈固体的称为烟,呈液体的叫做雾。

转炉烟尘的粒度分布范围如表6-1-3所示。

表 6-1-3 燃烧法与未燃法烟尘分散度比较

燃 烧 法	未 燃 法
$> 1\mu\text{m} 5\%$	$> 40\mu\text{m} 16\%$
$0.5 \sim 1\mu\text{m} 45\%$	$10 \sim 40\mu\text{m} 53\%$
$< 0.5\mu\text{m} 50\%$	$2 \sim 10\mu\text{m} 30\%$
	$< 2\mu\text{m} 1\%$

由表可见,燃烧法尘粒小于1微米的约占90%以上,接近烟雾较难清除;未燃法尘粒大于10微米的达70%,接近于灰尘,其除尘比燃烧法相对容易些。这就是氧气转炉除尘

系统比较复杂的原因之一。

4. 烟尘的数量 氧气转炉的含尘量,一般以每标准立方米烟气中含尘的重量表示,单位为克/标米³或毫克/标米³。氧气转炉的含尘浓度变化在 80~150 克/标米³ 范围内。在设计上取平均含尘量为 80~100 克/标米³。相当于转炉金属装入量的 1~2%,对于一个年产 100 万吨钢的炼钢车间,一年内由炉口带出的尘粒达 1~2 万吨之多,可回收金属铁近万吨。

第二节 烟气处理方法及净化系统设备组成

一、转炉烟气处理方法

1. 燃烧法 将含有大量 CO 的炉气(在出炉口时)与大量空气混合使之完全燃烧,废气经冷却除尘后排放到大气中去。燃烧法是借过量空气来降低废气温度的。在采用余热锅炉时,空气过剩系数可控制在 1.2~1.5 范围内。燃烧法的主要缺点有:煤气未进行回收,吸入大量空气,使废气量增大,从而使净化系统容量增大,投资与运转费用增加;燃烧法的烟尘粒度细小,烟气净化困难。因此国内新建大中型转炉,一般不采用燃烧法。此法控制操作简便,系统运行安全,对不回收煤气的小型转炉仍可采用。

2. 未燃法 转炉炉气出炉口后,利用一个活动烟罩将炉口与烟罩之间的缝隙缩小并采取其他措施控制空气的渗入,使炉气中的 CO 只有少量(一般约为 8~10%)燃烧成 CO₂,而绝大部分不燃烧,然后经过冷却和除尘,加以回收,或点火放散。

未燃法的烟气是一种 CO 含量很高的可燃气体,需要注意防爆防毒,要求整个除尘系统必须严密,另外需设置升降烟罩的机械和控制空气吸入的系统。未燃法具有能够回收煤气、烟气量小、烟尘粒度较大的优点,故目前在国内外采用此法甚多。

控制炉口一烟罩间隙吸入空气量的方法,有三种型式:

(1)氮幕法。此法的基本原理是活动烟罩与炉口之间设置氮气密封圈向外吹氮,将空气与烟气隔绝。此法在炉口基本上不吸入外界空气,烟气量少,回收系统容量小,设备费用低,但要消耗大量的氮气(仅炉口氮消耗为 15~20 标米³/吨钢)。

(2)炉口微压差控制法。微压差控制法又称单烟罩法。维持烟罩口内外压差 ΔP 等于零或稍大于零。实际操作中就是通过设在烟罩口的微压差调节系统,控制烟气流量调

节流,使烟罩内外保持一个微小的正压力差(一般为 $0 \sim 29.43$ 帕,即 $0 \sim 3$ 毫米水柱,最好为 ± 19.62 帕,即 ± 2 毫米水柱)。这样就能保证抽气系统不吸入空气,达到煤气回收的目的。

此法的优点既保证了煤气质量达到用作燃料与化工原料的要求,又不用消耗大量氮气。为国内外煤气回收系统广泛采用。

(3)双烟罩法。炉口不用密封,而使用双层烟罩。即在主烟罩外套一个同心的副烟罩,自成一个较小的排气系统,见图 6-1-2。

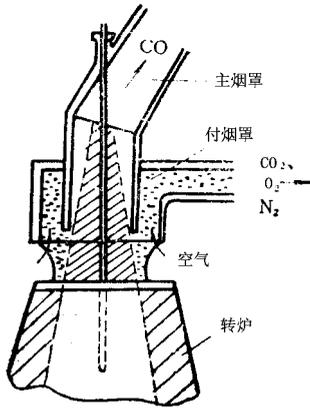


图 6-1-2 双烟罩回收烟气原理

炉口压力控制原理,与单烟罩法基本相同。转炉喷出的炉气绝大部分($95 \sim 97\%$)进入主烟罩,而让气流的外缘部分($3 \sim 4\%$)的气体与吸入空气混合燃烧生成 CO_2 ,利用 CO_2 隔离炉气不致燃烧。主系统抽走的是炉内的原始成分,因而 CO 含量高,其烟气体量又最小,故称最小气量法。副系统抽走被燃烧后的 CO_2 和吸入的多余空气。

此法的优点在于烟气中 CO 含量较高,车间卫生条件有所改善。但其设备、电耗量显著增加。此外厂房高度也有所增加。

二、烟气净化系统设备组成

净化系统可概括为烟气的收集与输导,降温与净化,抽引与放散等三部分。

烟气的收集装置有活动烟罩和固定烟罩两种型式。

烟气的输导管道又称烟道,它兼起降温作用。因而常由水冷烟罩、汽化冷却烟道或余热锅炉等设备组成,采用后两者还能回收余热。

使烟气降温是净化系统和净化工艺的要求。烟气温度高,严重影响设备寿命,尤其

是抽风机无法适应。对应用流体力学原理的净化系统而言,烟气温度高,气体体积流量变大,相应减少单位体积气体含尘浓度,不利于净化效率的提高。目前用以降温的设备有溢流文氏管和洗涤塔等。

烟气净化装置是系统的关键设备。由于转炉烟尘粒度小、浓度高,一般均采用多级净化。初级净化设备去除烟尘中的粗颗粒,次级净化设备(包括脱水器)去除微细烟尘。

湿法净化设备也常常兼有降温作用,如除尘文氏管既可去除约80~90%的烟尘还可显著降温,而平面旋风除尘器主要用于净化,也可降温350℃左右。此外也有仅供除尘而降温效果很小的设备,如布袋过滤器和电除尘器等。

抽引装置是为克服净化系统阻力而设置的。系统阻损大小是选择风机类型的主要依据之一,系统总阻力损失(即风机前的总负压)低于16578.9帕,则一般采用8-18型低压风机,当系统总阻力损失大于22563帕,则采用D型高压风机。在烟气放散时,采用烟囱抽引。

煤气回收时,系统还必须设置煤气柜与回火防止器等设备。

三、烟气净化方法

在操作工艺上分为全湿法、干湿结合法和全干法三种型式。

1. 全湿法 烟气进入一级净化设备立即与水相遇,叫全湿法除尘系统。

全湿法除尘系统分为双塔一文式(如首钢30吨转炉),双文一塔式(如上钢一厂30吨转炉),复喷管式(如上钢三厂25吨转炉)。

虽然型式不同,但整个除尘系统中,都是采用喷水的方式来达到烟气降温 and 除尘的目的。除尘效率与文氏管、洗涤塔(喷淋塔)的用水量有关。这种系统耗水量大,且需要有处理大量泥浆的设备。

2. 干湿结合法 烟气进入次级净化设备才与水相遇,叫做干湿结合法除尘系统。

对于小型氧气转炉车间,一般采用“二吹一”操作,不需单独设置泥浆浓缩、干燥等设备,采用于湿结合除尘系统(一平一文式)。

除尘系统主要由平面旋风除尘器,文氏管与脱水器等主要设备组成。进入烟罩内的高温烟气经汽化冷却烟道冷却,然后进入平旋器除尘,可以除去50~70%的粗尘(干尘),余下的细小的烟尘,采用溢流文氏管进行净化。因此,需要处理的污水量甚小,污水处理简单,系统阻损小,除尘效果亦能基本上满足小型转炉的要求。

3. 全干法 净化过程烟气完全不与水相遇,叫全干法除尘系统。

全干法除尘所得的烟尘是干的。布袋除尘是全干法除尘。静电除尘与颗粒层除尘

分为干法与湿法两种。用干法静电除尘时 清除沉积板上的集尘 ,采用喷入少量的水 ,保持烟尘的湿润 ,用机械震动的方法除去。而湿法除尘清除集尘 ,则用机械震动和用水冲洗相结合的方法 ,因此除尘后需要有污水处理设备。颗粒层除尘 ,颗粒层中的集尘用反吹风的方法可以得到干灰 ,用水反冲洗集尘则得到的是湿泥。

第三节 烟气净化与回收设备

一、转炉烟罩及烟道

1. 活动烟罩与固定烟罩 在未燃法烟气净化系统中 ,烟罩由活动烟罩和固定烟罩两部分所组成 ,二者之间用水封连接 (见图 6-1-3)。活动烟罩的主要作用 ,是使转炉烟气顺利地进入烟罩 ,既不使烟气外逸 ,又不吸入大量空气 ,以提高煤气的质量。

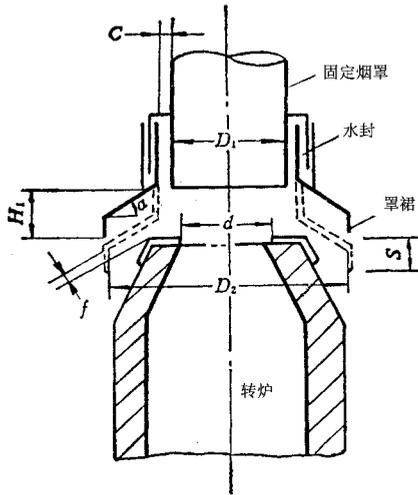


图 6-1-3 未燃法单烟罩

活动烟罩的下沿直径应大于炉口直径 ($D_2 = 2.5 \sim 3d$)。应使罩口下沿能降到炉口以下 80 毫米处。当活动烟罩升到最高位置时 ,应保证转炉倾动时炉口不碰到烟罩下沿。活动烟罩的行程约 350 ~ 550 毫米。固定烟罩的下沿与炉口之间的距离 ,应根据活动烟罩的高度 (一般取 $H_1 = 0.5d$) 及行程来决定。

固定烟罩的直径要大于烟气射流进入烟罩时的直径。烟气从炉口喷出 ,可认为是自

由射流,其扩张角在 $18 \sim 26^\circ$ 之间。由此即可求出烟气射流直径。此外,也可根据最大烟气和选定烟气在烟罩内的流速来决定,可取为 $12 \sim 18$ 米/秒。

烟罩全高决定于在吹炼最不利的条件下,喷出的钢渣不致带到斜烟道内造成堵塞,一般为 $3 \sim 4$ 米。烟罩斜段的倾斜角要求大一些,则烟尘不易沉积在斜烟道内。但倾斜角越大,吹氧管插入口水套的标高就越高,从而增加了厂房的高度。倾斜角一般为 $55 \sim 60^\circ$ 。

根据修炉或吊装炉体操作的要求,烟道可设有移动装置,分旋转台架,台车开出和小车侧面开出等形式,应根据修炉方式和车间布置的具体情况确定。一般 12 吨以下转炉为活炉座,多采用旋转台架; 12 吨以上转炉,多采用台车式或高架吊挂小车式。台车式因下部轨道、开出结构等易受热变形,在结构设计中应予改进。

不论哪种形式,均要求定位准确,生产中不变形,确保与烟道联接处的密封性。从目前使用情况看,活动烟罩的升降机构以采用绳轮卷扬的形式较好;而丝杆、气缸和液压等,不易作到同步,使烟道升降不平稳,常卡住不能升降,影响烟气回收操作。

在固定段烟罩上,设有加料孔,氧枪插入孔,以及密封装置(氮气或蒸汽密封)。

活动烟罩分敞口式与闭环式两种。敞口式活动烟罩将下口作成喇叭状(见图6-1-3),其特点是能容纳烟气瞬时变化量的范围较大,使炉气不致外逸。但由于烟罩敞开,对于控制罩口吸气量,需要较精确的调节装置。闭环式烟罩(OG法活动烟罩,见图6-1-4)的特点:当活动烟罩下降至最低位置时,使烟罩下沿与炉口之间处于最小距离,以利于控制罩口微压差,甚至进而实行闭罩操作,对提高回收煤气的质量,减少炉下清渣量和实现自动连续定碳等均带来有利条件。

燃烧法一般均不设活动烟罩,而仅设固定烟罩。罩口上径等于烟道内径,罩口下径大于烟罩上径,其锥度大于 60° 。

固定烟罩的冷却有箱型水冷、排管水冷和汽化冷却等形式。箱式水冷烟罩,由于不易消除循环水的死角,易被烧坏。排管水冷虽然不存在死角,但因结垢恶化排管的导热性而降低寿命,同时水耗量大。汽化冷却具有水耗小(为水冷却的 $1/30 \sim 1/60$),不易结垢,使用寿命较长等优点,在生产中使用效果良好。活动烟罩的冷却一般采用排管式或外淋式水冷。目前我国采用矩形无缝钢管拼焊水冷活动烟罩效果十分良好。外淋式水冷烟罩具有结构简单和易于检修维护等优点,为小厂广泛采用。

2. 汽化冷却烟道 烟道的作用在于引导烟气进入除尘器,并冷却烟气,进行余热回收。进入烟道的烟气温度很高($1400 \sim 16000^\circ\text{C}$),为了保护设备和提高净化效率,烟道必须冷却(出口气温应低于 900°C)。烟道的冷却形式有水冷烟道,废热锅炉和汽化冷却烟

道三种。

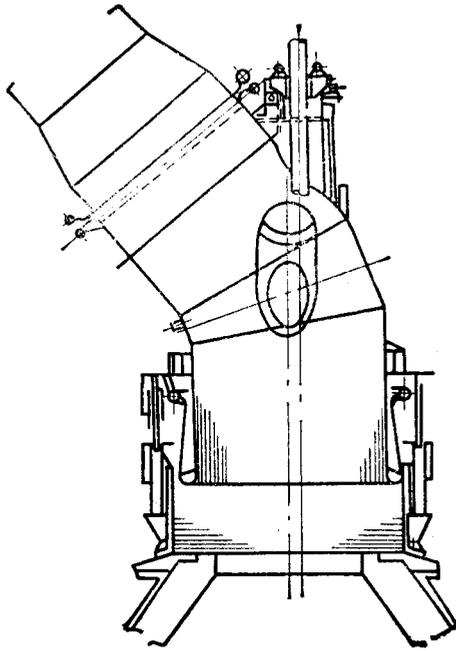


图 6-1-4 活法 OG 动烟罩

水冷烟道因耗水量大,余热未利用,容易漏水且寿命低。目前很少采用。

废热锅炉是由辐射段和对流段组成(见图 6-1-5)。适于燃烧法,可充分利用煤气的物理热和化学热生产蒸汽。烟气出锅炉的温度为 300°C 以下。它的缺点是锅炉设备复杂,在转炉停吹时还要有烧煤气或重油的装置,体积庞大,自动化水平要求高,又不能回收煤气。

目前国内新设计的转炉均采用汽化冷却烟道(见图 6-1-6)。它与废热锅炉不同,没有对流段,只有辐射段。烟气出烟道的温度为 $900 \sim 1000^{\circ}\text{C}$ 。缺点是回收热量较少。但烟道结构简单,适用于未燃法煤气回收操作。

汽化冷却烟道是由无缝钢管排列围成的筒状烟道,其结构作过许多改进,见图 6-1-7。水管式烟道容易变形,隔板管式烟道的加工费时,焊接处容易开裂且不易修补,密排管式烟道加工简单,只需在筒状的密排管外边加上几道钢箍,再在箍与排管接触处点焊而成,密排管即使烧坏,更换也较方便。

汽化冷却器的用水是经过软化处理和除氧处理的。

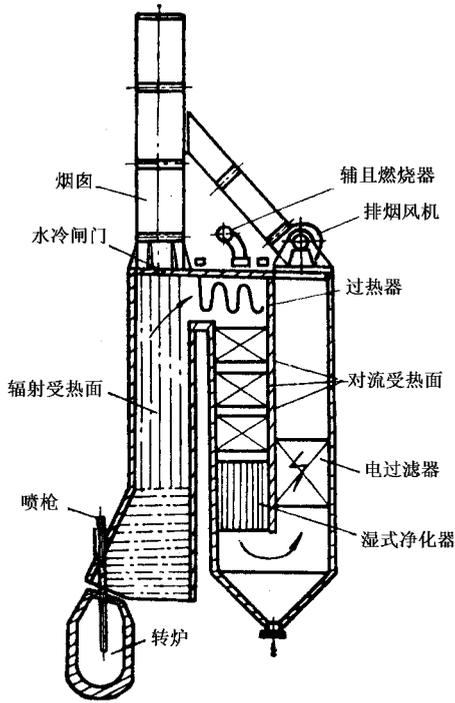


图 6-1-5 全废热锅炉

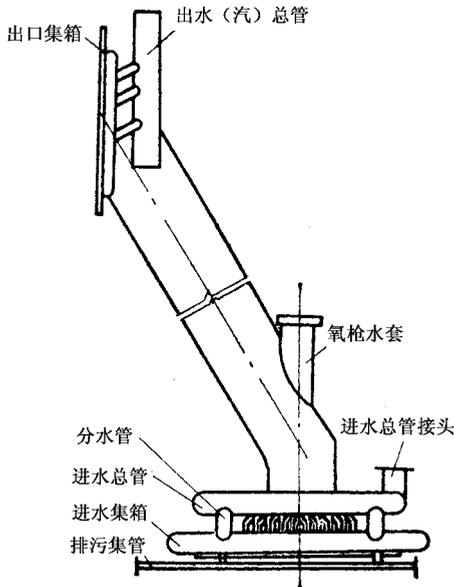


图 6-1-6 汽化冷却烟道

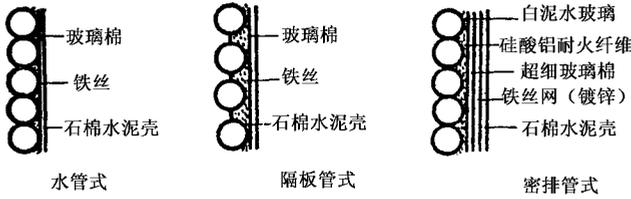


图 6-1-7 烟道管壁结构

汽化冷却系统有自然循环和强制循环。图 6-1-8 为汽化冷却系统流程。汽化冷却烟道内由于汽化产生的蒸汽同水混合(汽水混合物),经上升管进入汽包,使汽水分离;汽水分离后,热水经下降管到循环泵,又送入汽化冷却烟道继续使用(取消循环泵,自然循环的效果也很好)。当汽包内蒸汽压力升高到 $(6.87 \sim 7.85) \times 10^5$ 帕,气动薄膜调节阀自动打开,使蒸汽进入蓄热器供用户使用。当蓄热器的蒸汽压力超过一定值时,蓄热器上的气动薄膜调节阀自动打开放散。当汽包需要补给软水时,由软水泵送入。

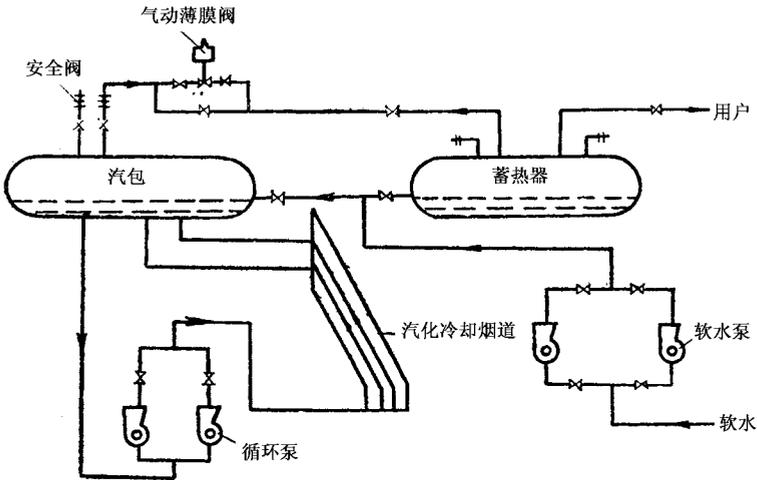


图 6-1-8 汽化冷却系统流程

汽化冷却系统的汽包布置高度应高于烟道顶面。一个炉子设有一个汽包,汽包不宜合用,也不宜串联。

考虑到汽化冷却烟道的受热膨胀位移,烟道本体采用弹簧支架吊挂在楼板梁上。烟道受热时往两端膨胀伸长,上端热伸长量在一文水封中得到补偿;下端热伸长量在烟道的水封中得到补偿。

二、转炉常用除尘器与脱水器

除尘器的任务在于使悬浮于烟气中的尘粒从烟气中分离出来,以达到净化烟气的目的。

除尘器按其工作原理有离心除尘(旋风除尘器、平旋除尘器、旋风水浴除尘器)、过滤除尘(布袋除尘器、颗粒层除尘器)、静电除尘(干式、湿式静电除尘器)、洗涤除尘(文氏管除尘器、复喷除尘器)等。

除尘器按有效处理粒度范围和除尘效率划分,如表 6-1-4 所示。

表 6-1-4 除尘器分类

除尘器名称	处理烟尘粒度范围	除尘效率
旋风除尘器	40 ~ 60 μ m	60 ~ 70%
平面旋风除尘器	> 10 μ m	70 ~ 80%
复喷除尘器	0.5 ~ 2 μ m	80 ~ 90%
电除尘器	0.5 ~ 1 μ m	90% 以上
文氏管除尘器	0.01 ~ 1 μ m	90% 以上
布袋除尘器	0.001 ~ 1 μ m	90% 以上
颗粒层除尘器		90% 以上

粗除尘一般采用离心除尘(旋风除尘、平旋除尘)和洗涤塔除尘(湿法)。精除尘器有文氏管除尘、旋风水浴除尘(湿法)、静电除尘(干、湿均可)、布袋除尘(干法)、颗粒层除尘(干、湿均可)。

目前国内氧气转炉主要采用的除尘方式:大中型转炉采用双文氏管高压湿法系统;小型转炉采用平旋器—文氏管低压干湿结合系统。

采用湿法除尘都有一个水、气分离问题,即脱水(污)问题。脱水(污)的效果直接影响到除尘效果。因此,对于湿法除尘器的总效率应包括湿法除尘器和脱水器两部分。

当前常用的脱水器有:重力脱水器,弯头脱水器,平面旋风脱水器,挡水板水雾分离器,叶轮脱水器,湍流塔脱水器,丝网脱水器等。

1. 离心除尘

(1)旋风除尘器。图 6-1-9 为旋风除尘器。旋风除尘器为干式除尘。其原理是含尘气体以一定速度从切线方向引入除尘器上部,然后气流向除尘器下方作螺旋下降流动,再转 180°,气流上升从排气管抽走,在离心力的作用下尘粒被掷向器壁,烟尘由于重力作用沿壁下沉,掉入锥形灰斗实现气尘分离。

旋风除尘器的缺点在于气体自切线方向进入除尘器圆筒部分时,在旋转过程中产生

紊流,一则阻损增大(与平旋器比较),二则一部分烟尘(细小的)再被气流旋转上升进入烟气中使除尘效率大为降低,同时烟气量的变化对除尘效率的影响很大,目前使用甚少。

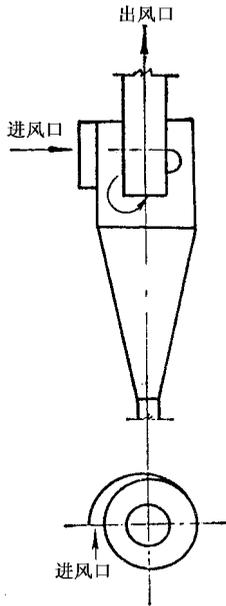


图 6-1-9 旋风除尘器

(2)平面旋风除尘器。平面旋风除尘器简称平旋器。在圆筒形除尘器内加了一个蜗形芯管,见图 6-1-10。

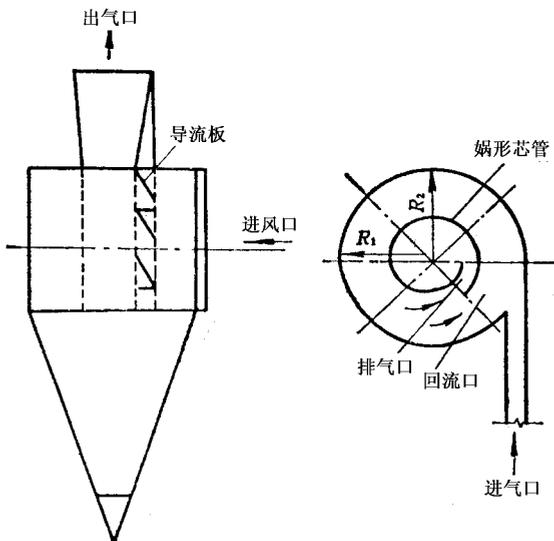


图 6-1-10 平面旋风除尘器

平旋器是利用气流作平面涡旋运动产生的离心力达到除尘的目的。由于蜗形芯管的导向作用,边沿含尘气体至少在平旋器内旋转两周以上,使被分离的烟尘依靠惯性沿外壁成螺旋状下降,接近平旋器中心部分的气流旋转一周后进入芯管继续旋转上升,并清除部分烟尘。因此平旋除尘器不存在一般旋风除尘器所特有的旋转下降和旋转上升两股气流互相干扰造成第二次扬尘的问题。同时,经一次旋转后周边含尘较多的气体可形成回流与新进入的气体混合进行二次分离,因而提高了细小颗粒的分离作用。所以平旋器的净化效率较一般旋风除尘器为高。

平旋器对收集 $10\mu\text{m}$ 以上的粉尘有较高的净化效率(70~80%),但在处理烟尘粒度在 $5\mu\text{m}$ 以下时,效率大为降低。

采用平旋除尘器可以降低烟气净化系统的阻力损失(阻力为 1471.5 帕、降温效果 300°C),同时也减少了污泥的处理量(占总灰量的 70~80%)。

平旋器的缺点,在于夹层水套内容易漏水,造成结瘤使清灰增加困难,还待进一步改进。

目前平旋器多用于干湿结合系统的小转炉上作第一级粗除尘设备。也有作为脱水设备以解决一般脱水器的堵塞现象。

2. 过滤除尘

(1)布袋除尘器。布袋除尘器是一种干式除尘器。含尘气体通过织物过滤而使气体和尘粒分离。过滤器一般作成袋状,整个除尘器是由许多单体布袋所组成。

布袋除尘器除尘效率、阻力、滤料寿命及除尘器工作的可靠性等都与清灰方法和清灰效果有关,而粉尘的性质、滤布的结构和过滤速度等都对清灰有影响。因此,布袋除尘器往往按照清灰方法分为机械清灰袋式除尘器、逆气流清灰袋式除尘器、联合清灰袋式除尘器等类型。在各类清灰方法中,又包括各种各样的结构形式。现就典型的脉冲喷吹布袋除尘器介绍如下。

脉冲喷吹布袋除尘器是 20 世纪 60 年代发展的除尘技术。这种除尘器采用先进的清灰方式,布袋寿命长,效率高,同时可以提高过滤风速(从而减少除尘器体积)。

脉冲除尘器的结构及工作原理示于图 6-1-11。含尘气体由进口 13 进入中部箱体 11,其中装有若干排滤袋 10。含尘气体由袋外进入袋内,粉尘被阻留在滤袋外表面。已净化的气体经过文氏管 7 进入上箱体 1,最后由排气管 18 排出。滤袋通过钢丝框架 9 固定在文氏管上。

每排滤袋上部均装有一根喷吹管 2,喷吹管上有 6.4 毫米的喷射孔与每条滤袋相对应。喷吹管前装有与压缩空气包 4 相连的脉冲阀 6,控制仪 12 不停地发出短促的脉冲信

号,通过控制阀有程序地控制各脉冲阀使之开启。当脉冲阀开启(只需 0.1 ~ 0.12 秒)时,与该脉冲阀相连的喷吹管与气包相通,高压空气从喷射孔以极高的速度喷射出去。在高速气流周围形成一个比自己的体积大 5 ~ 7 倍的诱导气流,一起经文氏管进入滤袋,使滤袋急剧膨胀引起冲击振动。同时在瞬间内产生由内向外的逆向气流,使粘在袋外及吸入滤袋内部的粉尘被吹扫下来。吹扫下来的粉尘落入下箱体 19 及灰斗 14,最后经卸灰阀 16 排出。

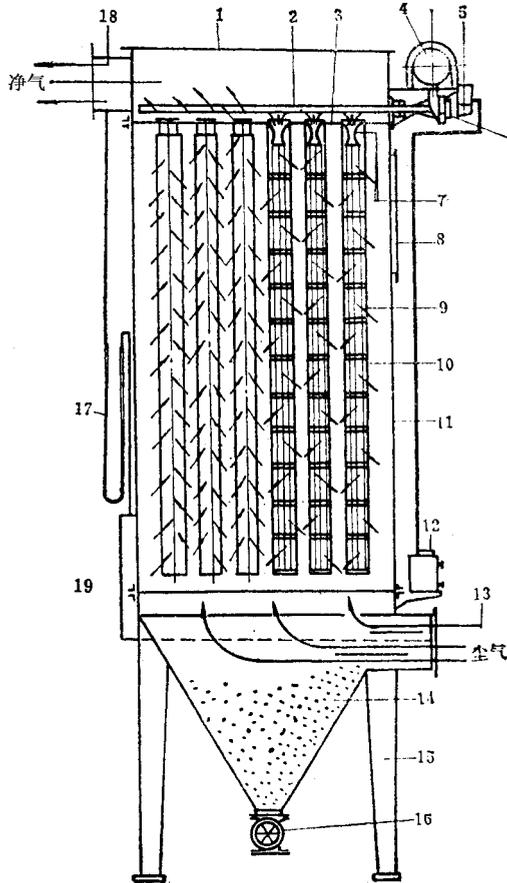


图 6-1-11 脉冲袋式除尘器

- 1—上箱 2—喷吹管 3—花板 4—气包 5—排气阀 6—脉冲阀 7—文氏管;
 8—检修孔 9—框架 10—滤袋 11—中箱 12—控制仪 13—进口管 14—灰斗;
 15—支架 16—卸灰阀 17—压力计 18—排气管 19—下箱体

控制仪以一定周期发出信号,在一个周期内各排滤袋都得到一次吹扫,使滤袋始终保持良好的透气性。

袋式除尘器作为一种高效除尘器广泛地用于除尘系统中。它比电除尘器结构简单,工作稳定,还可回收因电阻高而难于回收的粉尘。它与文氏管除尘器相比,可以回收干粉尘,便于综合利用,而免去泥浆处理的困难,同时动力消耗也较少。

袋式除尘器的缺点之一是不能耐高温。虽然采用某些耐高温合成纤维、玻璃纤维等滤袋,情况有所改善,但在一般情况下温度应低于 130°C ,这样在进入布袋前要对烟气进行冷却降温处理。如用冷却空气混合,则会增加处理烟尘的气量,除尘设备、动力消耗都会增加。用喷雾蒸发冷却会导致露点温度的提高,粉尘会粘在滤袋上面使孔隙堵塞,这对布袋除尘器是不利的。此外,还可采用干式表面换热器或余热锅炉,但这要增加庞大的设备,而这些设备本身的清灰也较困难。因此,采用何种冷却方式要根据具体条件进行选择。

(2)颗粒层除尘器。颗粒层除尘器是利用普通的物料颗粒(如砂石、砾石等)作为过滤层以净化含尘气体。具有耐高温、耐腐蚀、净化效率高等特点,是一种有发展前途的新型除尘器。

多层塔式颗粒层除尘器的工作原理见图 6-1-12。含尘气体由入口 25 切向进入,在离心力作用下粗颗粒粉尘被分离在积灰斗 13,未被分离的细颗粒粉尘由进口管 11 经翻板阀 5 同时进入三层壳体,通过颗粒层 9 过滤后,粉尘积聚于颗粒层表面及颗粒层之中,干净气体由出风管 23 经主风机 26 排至室外。

当颗粒层积尘渐增时,阻力上升,达一定值后,采用机械自动控制装置,按一定周期分别清除三层颗粒层内的积灰,当一层反吹时,该层耙子立即转动,反吹结束,耙子停止转动。耙子转动机构见图 6-1-13。

三层塔式颗粒除尘器与其他旋风型颗粒层除尘器相比,具有结构紧凑、占地面积小等特点。但采用缺齿轮、轴套轴间歇传动机构,安装、检修均不便,尤其层数愈多,困难愈大。在新的设计中已作改进。将每层耙子传动机构采用一根短轴,通过链条、链轮、离合器与除尘器外侧的一根竖轴连锁,这样,传动比较简单,也提高了严密性。

颗粒层除尘器的性能是由颗粒层物料粒径、厚度、阻力、过滤风速、净化效率、反吹风速、反吹周期和反吹时间等参数决定的。

颗粒层除尘器净化效率一般在 95% 以上,除尘器的阻力损失在 2000 帕以内。

3. 静电除尘

这种除尘器将许多集尘电极板和放电电极线交互悬吊着,其间加上数万伏直流电压(两电极间电压降约为 44 伏/厘米)。烟气在两个电极间通过时,气体分子被电离成带正、负电荷的离子,离子与灰尘质点相遇而附于其上,使烟尘也带有电荷,被电极吸引而

从气体中除去。

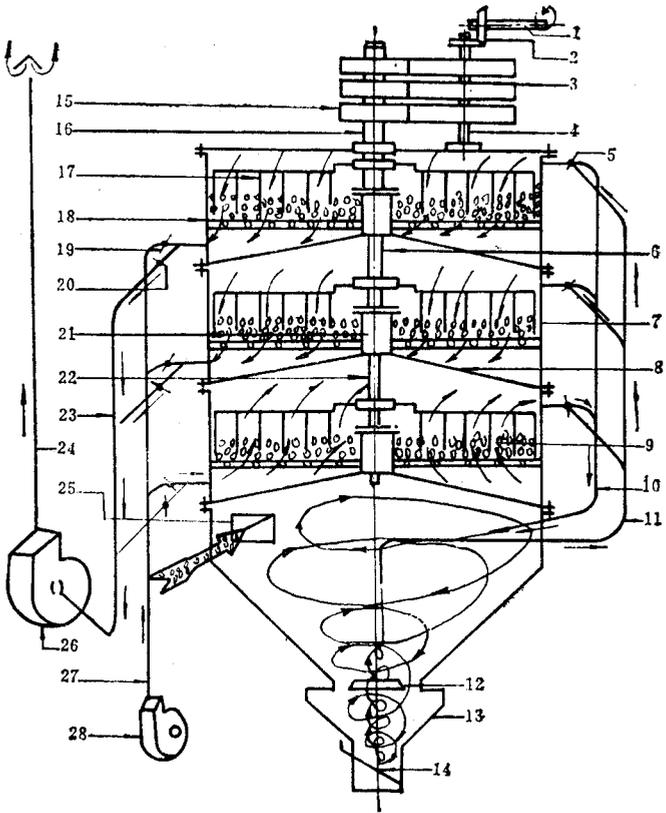


图 6-1-12 多层塔式除尘器的工作原理

- 1、4、6、22—轴 2—圆锥齿轮 3—缺齿轮 5—翻板阀 7—壳体 8—隔板；
 9—颗粒层；10—反吹风排气管；11—含尘空气进口管；12—反射屏；13—积灰斗；
 14—插板阀；15—齿轮；16—齿轮轴；17—耙子；18—筛网；19、20—蝶阀 21—套管；
 23、24—净化空气出风管 25—含尘空气进口 26—主风机 27—反吹风进口管 28—反吹风机

电除尘器的工作原理如图 6-1-14。一般以导线(电晕线)作放电电极(-),以金属管或板作集尘电极(+),由于两个电极形状的特点,造成不均匀电场,在导线附近电力线密集,电场强度较大,使正电荷(如气体正离子)束缚在导线附近,在空间中则电子或负离子较多,于是在空间中通过的烟尘大部分捕获了电子,带上负电荷,得以向正极移动,到达正极时,即失去电子而沉降到电极表面上,达到烟气与烟尘分离的目的。

电除尘器的主要结构部件由放电电极(电晕电极)、收尘电极、气流分布装置、外壳和供电设备等组成,图 6-1-15 为电除尘器各部构件。

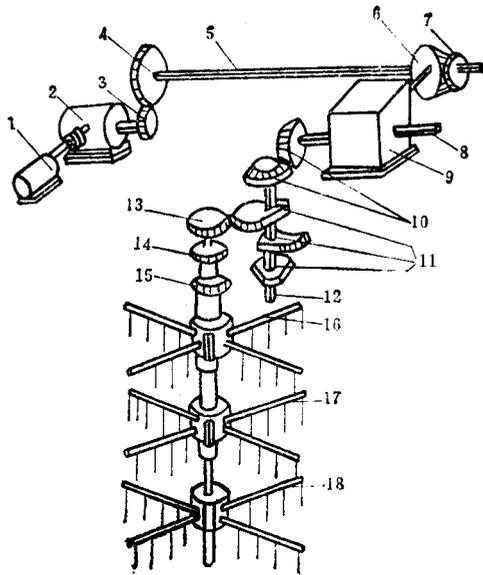


图 6-1-13 颗粒层除尘器的耙子传动机构

1—电动机 2、9—蜗轮减速机 3、4—齿轮 5—快轴 6、7、10—伞齿轮 8—慢轴；
11—缺齿轮；12—缺齿轮轴；13、14、15—齿轮轴；16、17、18—耙子

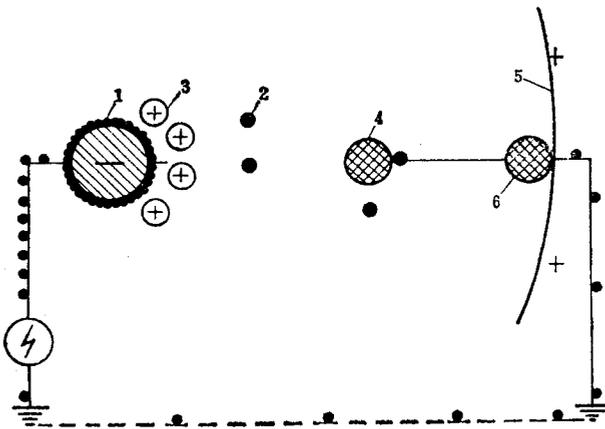


图 6-1-14 电除尘器的工作原理

1—放电电极 2—炉气电离后产生的电子 3—炉气电离后产生的正离子；
4—捕获电子后的尘粒 5—集尘电极 6—放电后的尘粒

整个电除尘器分为几个彼此分开的而又互相串接的降尘区，每个降尘区由许多静电除尘元件组成，元件数目（即除尘流通截面）决定于处理烟气量的大小。电除尘的供电设备首先由升压变压器把低压交流电变为高压交流电，再经整流器把高压交流电变为高压

直流电。输出的高压直流电对电除尘器的效率有很大影响,电压越高,效率越高。因此,电除尘器的操作电压应尽可能接近火花击穿电压。此外,气流速度应控制适当,气速过高造成二次扬尘,流速过低时,延长了停留时间而造成浪费,一般气流速度为 $1\sim 2$ 米/秒。

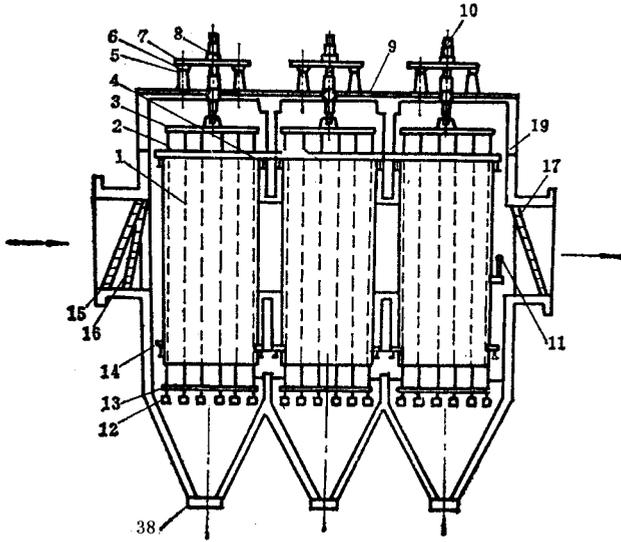


图 6-1-15 电除尘器的结构

- 1—收尘电极 2—电晕电极 3—电晕极上架 4—收尘极上部支架 5—绝缘支座;
 6—石英绝缘管 7—电晕极悬吊管 8—电晕极支撑架 9—顶板 10—电晕极振打装置;
 11—收尘极振打装置 12—电晕极下架 13—电晕极吊锤 14—收尘极下部隔板;
 15—进口第一块分流板 16—进口第二块分流板 17—出口分流板 18—排灰装置 19—外壳

当含尘气流连续地通过几个电场时,在不同电场内的含尘浓度及收尘板上积尘情况也都不相同,因而在其中所能达到的最高电压也不同。如果对各电场采取用分电场供电,可以使前面的电场(按气流方向)电压低些,以后的电场电压高些。这对于收集低浓度、高分散度的粉尘是很重要的,因而总的除尘效率也有所提高。

电除尘器按清灰方法分为干式和湿式两种类型。干式静电除尘器是利用专门的锤击振打机构将沉降在电极上的烟尘打落下来,再由输灰机送走。湿式电除尘器是用水冲洗沉降在电极上的烟尘,所得为泥浆。

为了防止易燃气体的爆炸,对转炉烟气进行完全燃烧而后进入电除尘器。最近国外已有未燃法的电除尘系统投入生产,可以回收烟气和获得干尘。从而给转炉烟气处理系统提供了除尘效率高、烟量最小、阻损最小的新的干式除尘装置。

4. 洗涤除尘

洗涤除尘器是一种湿法机械除尘装置,兼有降温和除尘的作用。

(1)文氏管除尘器。文氏管最初用于流量测量方面,20世纪40年代末期开始用于气体净化,是当前效率较高的湿法除尘设备。

文氏管除尘器由雾化器、文氏管本体及脱水器等三部分组成(图6-1-16)。它们在文氏管除尘器中分别起着雾化、凝聚和脱水作用。

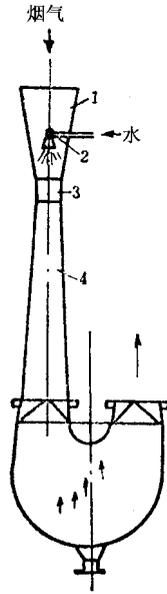


图 6-1-16 文氏管除尘器的组成

1—文氏管收缩段 2—碗形喷嘴 3—喉口 4—扩张段

文氏管本体构造系由收缩段、喉口段、扩张段三部分组成。在运行过程中文氏管的收缩段经碗形喷嘴喷入中压雾化水幕。

1)文氏管降温除尘原理:

雾化:含尘的烟气通过收缩段被逐渐加速到 60~120 米/秒,高速气流在喉口处冲击喷入之液滴或水幕,使液体雾化成比尘粒直径大 100 倍以下的液珠。喷水量一般为 0.5~1.5 升/米³ 烟气。在一定的喷水量下,气流速度愈大,喷嘴喷出的水滴越小和在喉口分布越均匀,则雾化效果越好。

冷却和凝聚:在高速紊流气流中,液滴和气体之间迅速进行传热和传质过程。液体迅速蒸发使气体冷却,一般在 1/50~1/150 秒内就能使进口温度为 800~1000℃的烟气在喉口段迅速冷却到 70℃左右。同样在高速紊流气流中,尘粒与液滴具有很高的相对速

度,在文氏管的喉口段和扩张段内互相撞击而凝聚成较大的颗粒。大于 $1\mu\text{m}$ 的微粒主要由于相互碰撞而凝聚在一起;小于 $1\mu\text{m}$ 的微粒可能由于布朗运动和静电吸引而发生凝聚。

分离:在文氏管内凝聚成的大颗粒的含尘液滴经扩张段降速为气、液两相分离创造条件,最后经脱水器利用重力、惯性或离心沉淀作用,使含污液滴与气体分离而达到烟气净化的目的。

文氏管具有很高的冷却效应和除尘效率(高达 99%),适于捕集 $1\mu\text{m}$ 以下的烟尘,同时结构简单,占地面积小。但是阻力损失大,有的竟高达 14715 帕,因此运转费用较高。烟气量的变化对除尘效率影响较大。在采用可调喉口文氏管时,能克服这一缺点。

2)文氏管的类型:目前在冶金工厂使用的文氏管形式甚多,对几种文氏管的说明列于表 6-1-5 中。

表 6-1-5 几种文氏管的结构及供水方式

序号	断面形状	喉管	供水方式	备注
1	圆形	定径	辐射式外供水,不预雾	用于第一级,需加溢流
2	圆形	定径	辐射式内供水,不预雾	用于第一级,需加溢流
3	圆形	定径	预雾内喷(碗形喷嘴)	用于第一级,需加溢流
4	圆形	定径	预雾内喷(螺旋形喷嘴)	即小文氏管用于第二级除尘
5	圆形	定径	中心喷嘴供水,由溅泼板雾化	用于电炉一级除尘
6	矩形	定径	两侧外喷,溅泼后二次雾化	
7	圆形	重铰调节,上下移动	内雾,预雾化,倒装	用于第二级除尘
8	圆形	重铰调节,上下移动	内雾,预雾化,顺装	用于第二级除尘
9	矩形	翼板,两侧翻动	两侧喷水,不预雾化	用于第二级除尘
10	矩形	翼板,两侧翻动	中心喷水	用于第二级除尘
11	矩形	滑块,左右移动	两侧喷水,溅泼雾化	用于第二级除尘

从文氏管的断面形状来划分,有圆形和矩形两种。

在喉口部分无调节设备的称为定径文氏管,有调节设备的称为调径文氏管。对于圆型文氏管,一般采用重铰式调节。重铰上下移动即可改变喉口的大小;对于矩形文氏管,通常采用两侧翻动的翼板或采用左右移动的滑块。

从供水方式来分,可分成预雾化和不预雾化两种。通常不预雾化的方式阻力较大,因气流一部分能量用于将液体粉碎成雾滴。供水的位置可设于管中心(内喷),也可设于管四周成辐射状喷出(外喷),对矩形文氏管可设于两长边。

内喷式的喷雾点有的设在喉管前,有的设在喉管内。常用的雾化喷嘴有碗形喷嘴、

对喷式喷嘴及离心式喷嘴等。对转炉烟气应用最广的是碗形喷嘴。

溢流文氏管：在采用双文氏管串联的湿法除尘系统中，第一级通常采用溢流降温文氏管（图 6-1-17），主要用于降温，能使烟气温度从 $800^{\circ}\text{C} \sim 1000^{\circ}\text{C}$ 冷却到 $70 \sim 75^{\circ}\text{C}$ ，同时也进行粗除尘，除尘效率为 $80 \sim 90\%$ 。由于文氏管内大量喷水，烟气中的火星至此熄灭，保证了系统的安全。文氏管收缩段入口气速一般为 $20 \sim 25$ 米/秒，喉口速度为 $50 \sim 60$ 米/秒。收缩段入口收缩角为 $23 \sim 25^{\circ}$ 。喉口长度为 $0.5 \sim 1D_{\text{喉}}$ （小炉子取上限，大炉子取下限）。扩张段出口气速为 $15 \sim 20$ 米/秒，扩张角为 $6 \sim 8^{\circ}$ 。溢流文氏管阻力损失约为 $1962 \sim 3433.5$ 帕（即 $200 \sim 350$ 毫米水柱）。

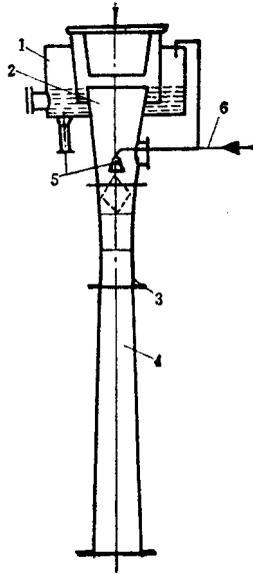


图 6-1-17 定径圆形内喷文氏管

- 1—溢流水封 2—收缩管 3—腰鼓形喉口(铸件) 4—扩散管；
6—碗形喷嘴(内喷) 5—溢流供水管

计算文氏管断面积根据气体流量公式求得：

$$F = \frac{Q}{3600 \times W}$$

式中 Q ——烟气流量 标米³/时；

W ——烟气流速 米/秒；

3600——小时换算成秒。

$$\text{因 } F = \frac{\pi D^2}{4} \quad \text{则 } D = \sqrt{\frac{4 \times Q}{3600 \times \pi \times W}} = 1.88 \times 10^{-2} \sqrt{\frac{Q}{W}}$$

转炉炉气量的计算：

本公式是按日本“OG”法实践整理得出。假定吹炼期平均炉气量为 1，考虑到强化吹炼和加矿石时炉气量突然增大的因素，取其最大值为 1.8。其计算公式如下：

$$Q_0 = G(C_1 - C_2) \times \frac{22.4}{12} \times \frac{60}{\tau} \times 1.8 \text{ (标米}^3\text{/时)}$$

式中 Q_0 ——按经验公式计算的炉气量，标米³/时；

G ——铁水最大装入质量，t 千克；

C_1 ——铁水中平均含碳量，%；

C_2 ——钢水中最终含碳量，%；

22.4——1 千摩尔气体在标准状态下的体积，标米³/千摩尔；

12——碳原子量，标米³/千摩尔；

1.8——经验系数；

τ ——吹氧时间，分。

转炉烟气量的计算：

转炉烟气量是指气体在标准状态下所产生的标况体积。而工况体积 Q_{oc} 因受 d 、 P 、 t_{gi} 的影响则需校正，其公式如下：

$$Q_{oc} = Q_0 \times \left(1 + \frac{d}{0.804} \right) \times \frac{273 + t_{gi}}{273} \times \frac{1.0133 \times 10^5}{P - \Delta H} \text{ (米}^3\text{/时)}$$

式中 Q_{oc} ——高温工况状态下的烟气量，米³/时；

Q_0 ——转炉在标准状态下产生的烟气量，标米³/时；

d ——单位体积湿烟气中含水汽质量，t 千克/标米³。

由烟气净化设计参考资料查得：

55℃， $d = 0.15$ ；65℃， $d = 0.265$ ；70℃， $d = 0.359$ ；72℃， $d = 0.408$ ；

75℃， $d = 0.497$ 。

0.804—— $\gamma_0 = 18/22.4 = 0.804$ 在标准状态下水蒸气的比重，t 千克/标米³；

t_{gi} ——喉口段烟气工况温度，℃；

P ——当地大气压强，帕；

ΔH ——系统前阻力，帕。

溢流文氏管尺寸计算举例

1) 转炉炉气量计算：设转炉公称容量为 50 吨，后期铁水最大装入量为 70 吨，铁水平均含碳量为 4%，冶炼终点含碳为 0.1%，一炉钢纯吹氧时间为 15 分，则炉气量为：

$$Q_0 = 70 \times 10^3 (4.0\% - 0.1\%) \times \frac{22.4}{12} \times \frac{60}{15} \times 1.8 = 36691 (\text{标米}^3/\text{时})$$

2) 转炉烟气流量的计算: 设入口处烟气工况温度为 900°C , 入口处负压(阻力)为 294.3 帕(即 30 毫米水柱), 当地大气压为 1.002416×10^5 帕(752 毫米汞柱), 则入口段工况烟气流量为:

$$Q_1 = 36691 \times \frac{273 + 900}{273} \times \frac{1.0133 \times 10^5}{1.002416 \times 10^5 - 0.00294 \times 10^5}$$

$$= 159795 (\text{米}^3/\text{时})$$

3) 文氏管入口直径计算: 取入口烟气流速 $w = 20$ (米/秒), 则溢流文氏管入口直径 D_1 :

$$D_1 = 1.88 \times 10^{-2} \sqrt{\frac{159795}{20}} = 1.68 (\text{米})$$

4) 喉口段的流量和直径的计算: 设喉口处负压为: $\sum \Delta H = 294.3 + 2943$ (300 毫米水柱) = 3237.3 帕 = 0.03237×10^5 帕

喉口段烟气工况温度取 70°C , 查得烟气含湿量 $d = 0.359$, 其工况烟气流按下列式计算:

$$Q_2 = 36691 \times \left(1 + \frac{0.359}{0.804}\right) \times \frac{273 + 70}{273} \times \frac{1.0133 \times 10^5}{1.002416 \times 10^5 - 0.03237 \times 10^5}$$

$$= 69636 (\text{米}^3/\text{时})$$

取喉口流速 $w_{\text{喉}} = 58$ (米/秒), 则喉口直径 $D_{\text{喉}} = 1.88 \times 10^{-2} \sqrt{\frac{69636}{58}} = 0.65$ (米)

5) 扩张段出口直径计算: 取扩张段出口气速为 18 米/秒, 则扩张段出口直径 D_2 :

$$D_2 = 1.88 \times 10^{-2} \sqrt{\frac{69636}{18}} = 1.17 (\text{米})$$

6) 喉口段长度计算: 取喉口长 $L = 0.6 \times D_{\text{喉}} = 0.6 \times 0.65 = 0.39$ (米) = 390 毫米

7) 入口段长度计算: 取收缩角 $\alpha_1 = 24^\circ$, 则入口段长度 L_1

$$L_1 = \frac{1}{2} (1680 - 650) / \text{tg} 12^\circ = 2422 (\text{毫米})$$

8) 出口段长度计算: 取扩张角 $\alpha_2 = 7^\circ$, 则出口段长度 L_2 :

$$L_2 = \frac{1}{2} (1170 - 650) / \text{tg} 3.5^\circ = 4262 (\text{毫米})$$

9) 溢流文氏管总长:

$$L_{\text{总}} = 390 + 2422 + 4262 = 7074 (\text{毫米})$$

采用溢流式的作用 :1)由于溢流水在入口管道壁上形成水膜 ,防止烟尘在管道壁上的干湿交界处结垢造成堵塞 2)溢流箱为开口式 ,一旦发生爆炸时可以泄压 3)调节汽化冷却烟道因热胀冷缩而引起的位移 ,溢流所需要的水量为每米周边 500 ~ 1000 千克/时。

为了保证溢流面均匀溢流 ,防止集灰堵塞 ,溢流面必须保持水平 ,故在结构上溢流面应作成球面可调式。

文氏管内喷水常用碗形喷嘴(图 6-1-18) ,外喷水常用针形喷嘴。内喷水比外喷水冷却、除尘效果好 ,阻损小。缺点是喷嘴供水管背面容易集灰 ,因此在供水管背上设冲水管经常冲洗 ,以防集灰堵塞。

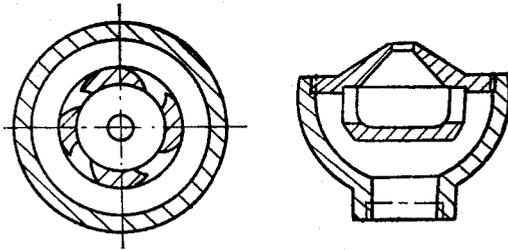


图 6-1-18 碗形喷嘴

碗形喷嘴应使喷出之水流为雾状水幕 ,并完全封住文氏管喉口。当喉径在 $\phi 500$ 毫米以下时 ,用单个内喷嘴 ;超过 $\phi 500$ 毫米 ,可用多个内喷嘴 ,其布置见图 6-1-19。喷嘴安装的位置应保证喷出水滴经撞击文氏管收缩管壁后 ,再反射到文氏管喉口的进口断面 ,并交在文氏管的中心线上 ,如图 6-1-20 所示 ,致使烟气流两次穿越水幕 ,提高净化效率。

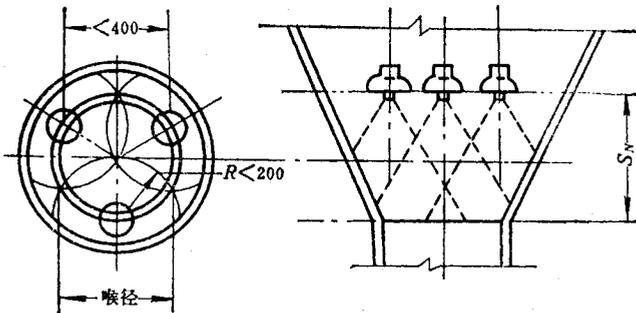


图 6-1-19 内喷圆形文氏管多嘴布置

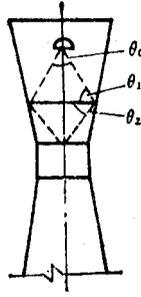


图 6-1-20 内喷文氏管喷嘴位置

圆形可调喉口文氏管:为了解决文氏管除尘效率受烟气量波动的影响,将文氏管喉口断面作成可以调节的。这样,当烟气量发生变化时能保证通过喉口的气流速度不变,以稳定其除尘效率。

可调喉口文氏管一般用于整个除尘系统的第二级除尘(精除尘)。它的作用主要是进一步净化烟气,清除烟气中粒度较细的烟尘,当然,也起一定降温作用,但因烟气的热含量大,而文氏管的供水量有限,故烟气降温幅度不大。若将喉口调节与炉口微压差调节合并,由可调喉口文氏管直接控制炉口微压差,这样,可调喉口文氏管就兼有炉口微压差的调节机构的作用。

喉口一般用重铰调节。其结构如图 6-1-21 所示。当炉气量增大时重铰向上移,通道断面变大;当炉气量减少时,重铰向下移,通道断面变小,从而保持气流速度不变(100~120 米/秒),使之获得较高的除尘效率(一般可达 90~95%)。用重铰调节的可调喉口文氏管阻力损失要比溢流文氏管大 3~6 倍,即 11772~13734 帕(1200~1400 毫米水柱),所以能获得较高的除尘效率。但阻力损失大,所带来的问题是必须配置高压抽风机,为了克服重铰调节阻力损失过大的缺点,目前国内外新建转炉都采用矩形可调喉口文氏管。

矩形可调喉口文氏管(P-A 文氏管):矩形可调喉口文氏管的喉口为矩形断面。调节方式是通过翼板(图 6-1-22)或滑块的展开或闭合以变更喉口断面。可调范围在 350~200 毫米左右。

矩形可调喉口文氏管克服了喉口用重铰调节时气体产生涡流而阻损增大的缺点,此外具有翼板调节起动力矩小,设备制作容易等优点。

近来日本对矩形可调喉口文氏管又作了新的改进。用圆弧形—滑板调节(R-D 文氏管)代替翼板调节。二级文氏管采用 R-D 型喉口,文氏管喉口安设米粒形阀板(图 6-1-23)。由炉口微压差调节阀板,控制喉口开度,以适应烟气量的变化,保证气流以高

速状态通过喉口,达到精除尘目的。二文的阻损控制在 7848 帕(800 毫米水柱)以上,在放散期可调节到 11576 帕(1180 毫米水柱)以上。二文供水采用外喷,喷孔布置在喉口两侧,在非吹炼期用氮气自动清扫。为降低二文阻损,在阀板上部设置导流板,下部导流板因易于堵塞,不再设置。

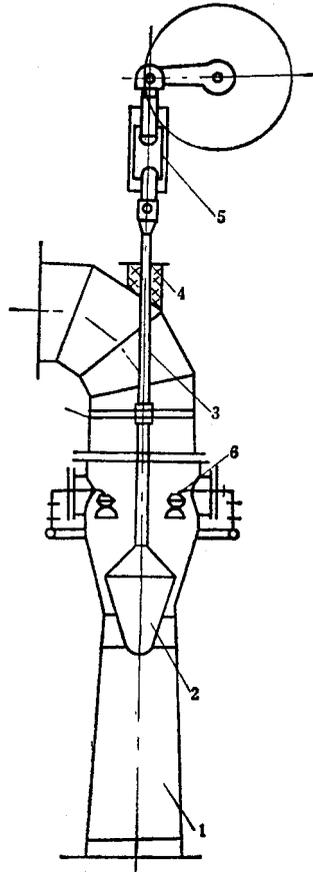


图 6-1-21 圆形重铊式顺装文氏管

- 1—文氏管 2—重铊 3—拉杆 4—压盖 5—联结件;
6—碗形喷嘴(内喷×3个)

R—D 型文氏管是新日铁 1969 年的专利,具有以下特点:

1) 喉口阀板调节性能好,喉口开度与气体流量在相同的阻损下基本上呈一次函数关系。R—D 文氏管性能如图 6-1-24 所示。阀板与水平面夹角在 30° (全闭状态 $\sim 80^\circ$) 时,与气体流量基本上是直线函数,这样能准确地调节喉口的气流速度,提高喉口调节精度。另外,阀板是用液压传动控制的,可与炉口微压差同步,也使调节精度得到提高。

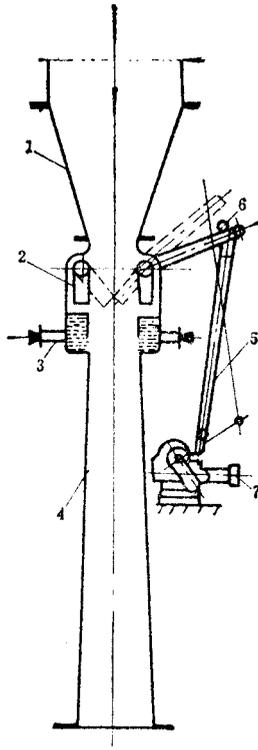


图 6-1-22 矩形翼板式调径文氏管

1—收缩段 2—调径翼板 3—喷水管 4—扩散管；
5—连杆 6—杠杆 7—油压缸

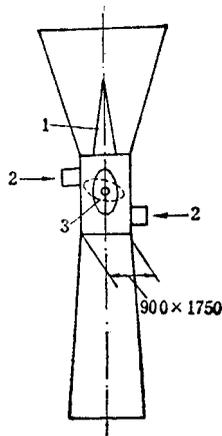


图 6-1-23 圆弧形—滑板调节(R-D)文氏管

1—导流板 2—供水 3—可调阀板

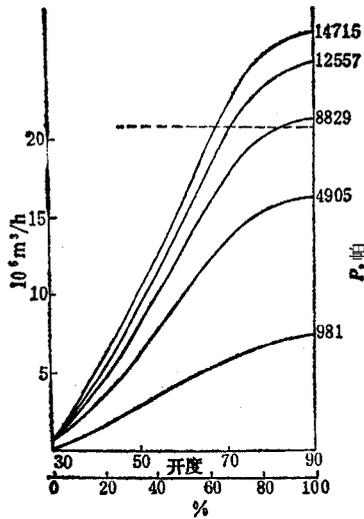


图 6-1-24 R-D 文氏管性能

2) 喉口阀板上设置了导流板。把进入喉口的气流分成两股,导流板呈三角形,其锥度接近于收缩段的夹角,相当于一个文氏管分成两个小文氏管,减少了高速气流对阀板的冲刷,降低了二文的阻损。

3) 在喉口最狭窄处进行喷水,气流在喉口最高处与水接触,使水充分雾化与烟尘凝聚,提高了除尘效率。

4) 由于调节阀板采用米粒形,表面圆滑,减少了高速气流对滑板的磨损。此点与 P—A 文氏管及重铤式文氏管相比,在耐磨性上显示了一定优越性。

5) 由于阀板的传动轴在中心,驱动时两边受力相互平衡,受气流影响较小,因此驱动力矩不大。而 P—A 文氏管的传动轴在挡板的端部,挡板收缩时受到反向气流推力的影响,驱动力矩较大。另外重铤式文氏管在调节时也会受到气流的影响且铤杆受到气流的冲刷。

冲击式文氏管:冲击式文氏管是一种外喷反溅矩形文氏管(图 6-1-25)。液体是通过喉口上部外侧两组冲击式喷嘴喷入,射向反溅板中心反溅形成除尘需要的水滴,并在喉口中心交会形成一个封闭水幕,使含尘烟气得到润湿和捕捉。冲击式文氏管采用外部喷水消除了干湿交界面,避免了文氏管喉部的积尘现象。但由于耗水量大,除尘效果也低于文氏管,已很少使用。

(2) 复喷除尘器。上钢三厂 25 吨转炉曾采用了两级复喷管除尘装置(图 6-1-26)。一复喷采用二层喷嘴,二复喷采用九层喷嘴,喷水方向与气流方向相反。使高温含尘的气体通过多排逆向的高速沫化水幕进行传热、传质以达到冷却、除尘的目的。复喷管效

率随喷射排数增加而增加，随喷嘴雾化程度和液速降低而降低。复喷除尘器的主要缺点是总的耗水量比单文氏管多，喷嘴使用的数量和维修工作量大，除尘效率也低于双文氏管系统。上钢三厂早已将本系统改成双文氏管系统。

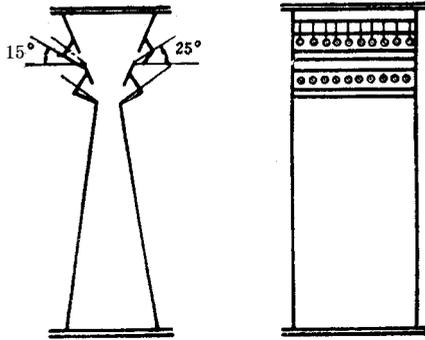


图 6-1-25 冲击式文氏管结构

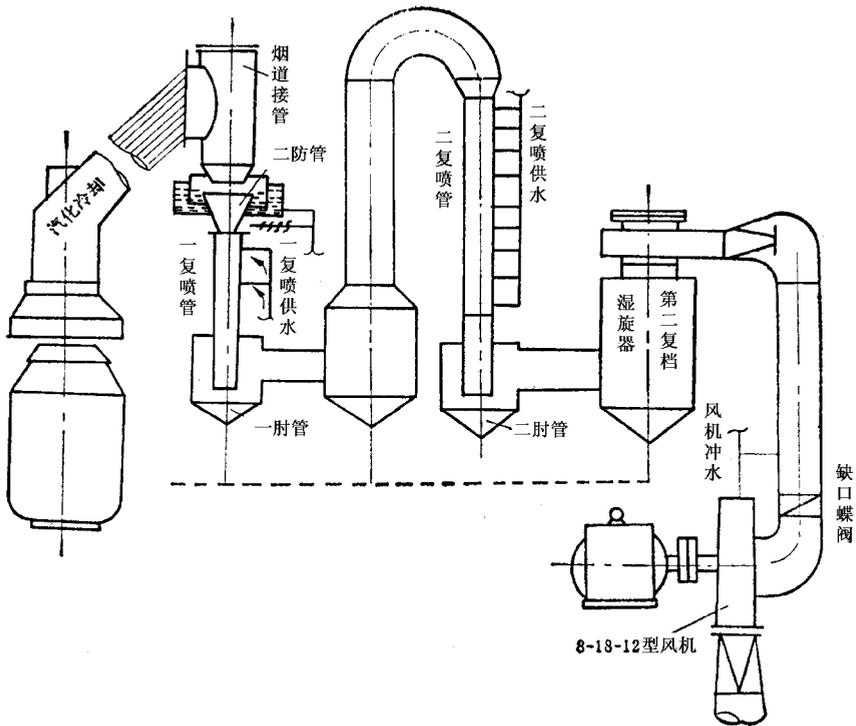


图 6-1-26 复喷管全温法除尘系统

(3) 洗涤塔。洗涤塔可同时起降温与除尘两种作用。在氧气转炉净化中可将高温烟(800~450℃)降到饱和温度并除掉大于5微米尘粒。若用在次级净化能起减湿降温

和脱除机械水作用。无论用在哪一级,洗涤塔均可与其他净化设备联用,作为氧气转炉烟气净化和降温设备。

洗涤塔容积大,喷淋量大,故当气量变化时对其降温及净化效果影响较小,且阻损小,运行可靠。

按目前转炉烟气净化系统中采用的洗涤塔的结构和作用可大致分为:

1)溢流快速冷却塔:一般作为烟气净化流程中的第一级设备,可将高温烟气冷却至饱和温度。烟气由上向下流动,进口设有溢流水封(三防管),具有设备简单、冷却效率高、阻力小等优点(见图6-1-27)。

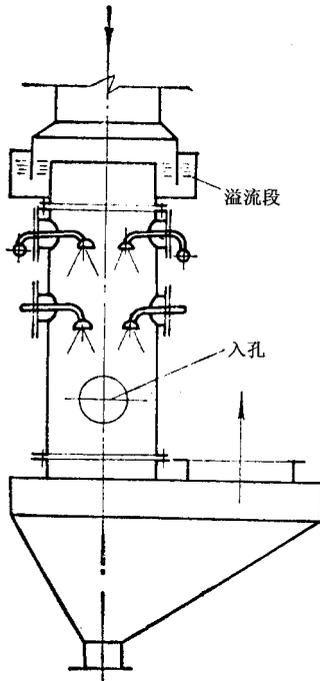


图6-1-27 溢流快速洗涤塔

2)快速空心洗涤塔:可作精除尘设备,用于二文后减湿降湿,并冲洗掉气流中夹带的含尘污水滴,起到除尘作用。

转炉烟气净化系统中采用快速洗涤塔是从湍动塔演化来的。由于湍动塔内塑料球不能正常流态化,故去掉塑料球其传热效果仍很高,变成了具有二层筛板的空心洗涤塔(见图6-1-28)。

3)低速空心洗涤塔:低速是指塔内断面流速在1~1.5米/秒左右,可降温至饱和温度并能粗除尘。但由于流速小,塔体庞大,水消耗量大,目前设计中已很少采用(见图6-1-29)。

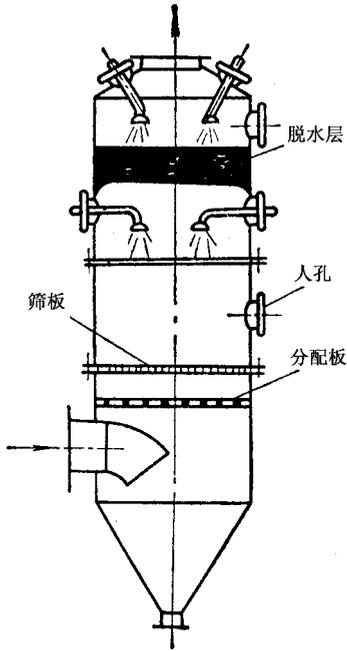


图 6-1-28 快速洗涤塔

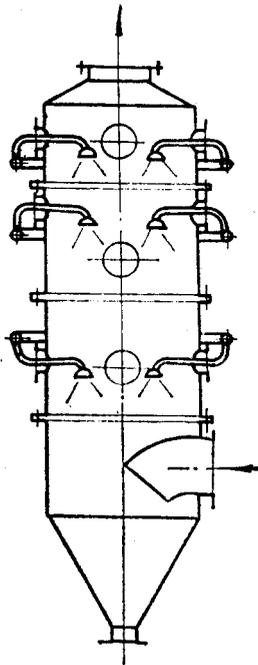


图 6-1-29 低速空心洗涤塔

5. 脱水器 在湿法和干湿法净化系统中,脱水情况直接关系到烟气的净化效率,风机叶轮寿命和管道阀门的维护等,而脱水效率与脱水器的结构有关。

根据脱水方式不同可分重力式、撞击式和离心式三种。通常用于氧气转炉烟气净化系统中的脱水器型式列于表 6-1-6。

表 6-1-6 脱水器型式

脱水器型式	脱水器名称	进口风速 v (米/秒)	阻力 Δp N/m ² (Pa)	脱水效率(%)	适用范围
重力式脱水器	灰泥捕集器	12	196.2 ~ 490.5Pa (20 ~ 50 毫米水柱)	80 ~ 90	粗脱
撞击式脱水器	重力挡板脱水器	15	294.3Pa (30 毫米水柱)	85 ~ 90	粗脱
	丝网除雾器	~ 4	147.15 ~ 245.25Pa (15 ~ 25 毫米水柱)	99	精脱
离心脱水器	平旋脱水器	18	1275.3 ~ 1471.5Pa (130 ~ 150 毫米水柱)	95	精脱
	弯头脱水器	12	196.2 ~ 490.5Pa (20 ~ 50 毫米水柱)	90 ~ 95	粗脱
	叶轮旋流脱水器	14 ~ 15	490Pa (50 毫米水柱)	95	精脱
	复式挡板脱水器	~ 25	392.4 ~ 490Pa (40 ~ 50 毫米水柱)	95	精脱

(1)灰泥捕集器。灰泥捕集器是重力脱水器的一种。气流进入脱水器后因流速下降和流向的改变,靠水自身重力作用实现气水分离,重力脱水器对细水滴的脱除效率不高,但其结构简单,不易堵塞,一般用作第一级脱水设备。

灰泥捕集器的入口风速一般不小于 12 米/秒,筒体流速一般采用 4 ~ 5 米/秒。灰泥捕集器的结构如图 6-1-30 所示。

(2)重力挡板脱水器。是利用气流作 180°转弯时水雾靠自身重力而分离下来。另有数道垂直之带钩挡板起截留水雾之用。烟气进出口流速取 15 米/秒,箱体内流速取 5 米/秒。重力挡板脱水器结构见图 6-1-31。

(3)丝网除雾器。丝网除雾器用以脱除较小雾状水滴。由于丝网的自由体积大,气体很容易通过丝网。夹带在气体中的雾粒以一定的流速与丝网的表面相碰撞,雾粒碰在丝网表面后被捕集下来并沿细丝向下流到丝与丝交叉的接头处聚集成液滴,液滴不断变大,直到聚集的液滴足够大,致使本身重量超过液体表面张力与气体上升浮力的合力时,

液滴就脱离丝网沉降,达到除雾的目的。

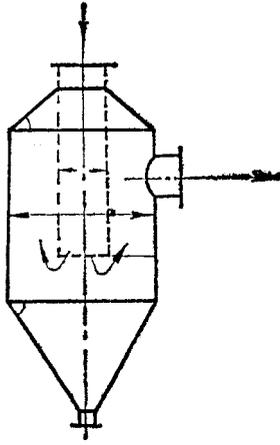


图 6-1-30 灰泥捕集器

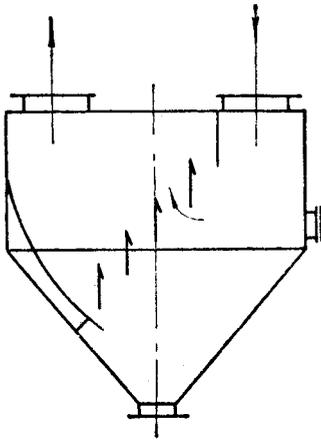


图 6-1-31 重力挡板脱水器

丝网脱水器是一种高效率的脱水装置,能有效地除去 $2\sim 5$ 微米的雾滴。具有阻力小、重量轻、耗水量小等优点,一般用作风机前精脱水设备。但丝网除雾器长期运转有被堵塞的可能,所以每炼一炉钢冲洗一次,冲洗时间为3分钟。为防止腐蚀,丝网材料最好用不锈钢丝或紫铜丝编织。其规格为 0.1×0.4 毫米扁丝,丝网厚度有100和150毫米两种。丝网可直接放在净化设备内,也可单独构成丝网除雾器。丝网的编织结构与除雾器结构如图6-1-32和图6-1-33所示。

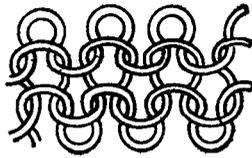


图 6-1-32 金属丝网

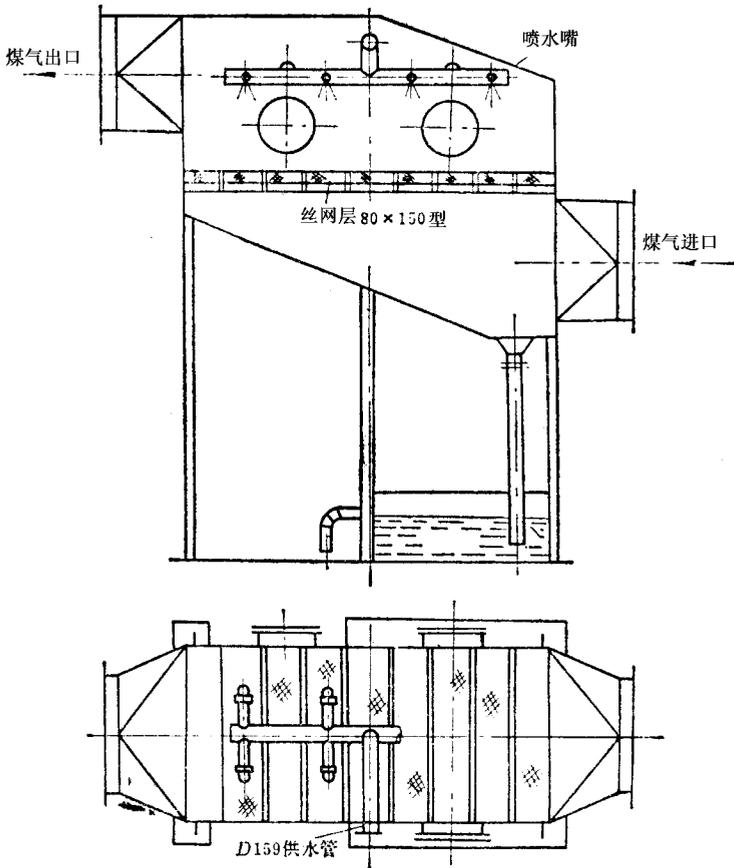


图 6-1-33 大型丝网除雾器结构外形

(4)平面旋风脱水器。脱水原理与平面旋风除尘的原理完全相同,其结构也基本相同,只是不考虑水冷却措施。平面旋风脱水器有脱水效率高、设备小、积灰少等优点。可作为第一级粗脱水或第二级精脱水的脱水设备。

复式挡板脱水器是属于旋风脱水器类型中的一种,所不同的是在器内增加了若干同心圆挡板,见图 6-1-34。

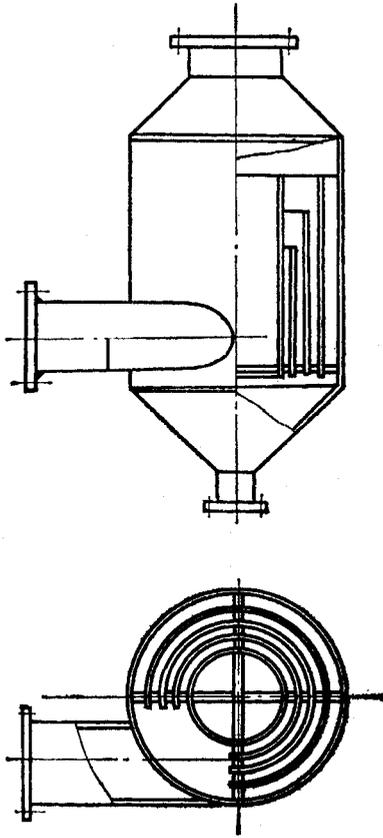


图 6-1-34 复式挡板脱水器

由于器内挡板增多,则烟气中水的粒子碰撞落下的机会也更多,可提高脱水效率。但材料制作重量、造价都有所增加。

(5)弯头脱水器。弯头脱水器主要是利用含污水滴的气流进入脱水器后,因受惯性及离心力的作用,水滴被甩至脱水器的叶片及器壁上沿壁流下,通过排水槽排走。

弯头脱水器按其弯曲角度不同,有 90° 及 180° 两种。其结构如图6-1-35和图6-1-36所示。

设计弯头脱水器一般入口流速为 $10\sim 12$ 米/秒,出口气流速度为 $7\sim 9$ 米/秒。脱水器内的截面流速为 $5\sim 10$ 米/秒。 90° 弯头多为单叶片。 180° 弯头为多叶片(5~6片),叶片间距为 $160\sim 200$ 毫米。

国内工厂的“双文”湿法除尘系统大多采用 180° 弯头脱水器。在生产中普遍反应用于一级脱水的弯头脱水器极易堵塞且不易清理,现“一弯”已基本被其他脱水器代替。但从日本第三代OG法来看,“一弯”与“二弯”均系 90° 弯头脱水器,并在弯头脱水器背面增

设冲水装置,使用效果良好。

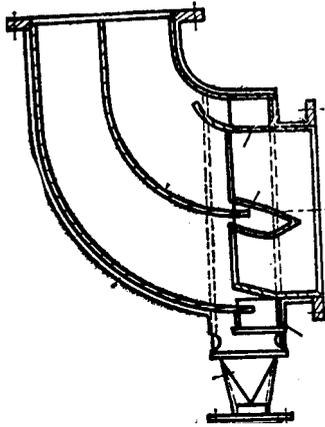


图 6-1-35 90°弯头脱水器

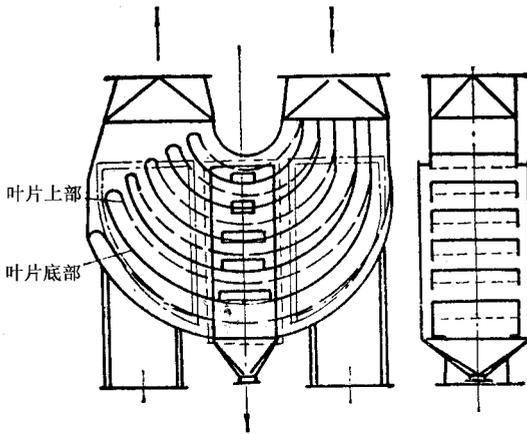


图 6-1-36 180°弯头脱水器

(6) 叶轮旋流脱水器。是由叶轮管和脱水器两部分组成。叶轮管的结构是由一个中空的轴套其外焊以螺旋形的叶片(8-12片),在叶轮管的上端是一个中空的圆筒形管体称为脱水器($d=0.8\sim 0.9D$)。其结构如图 6-1-37 所示。

叶轮旋流脱水器是属于离心脱水器的一种。当夹带水滴的气流进入叶轮时,由于细小液滴在叶片上的撞击积聚形成大颗粒水滴,并在气流的带动下,使水滴沿着叶片按离心方向甩至脱水器内壁流下。同时,部分夹带在气体中的水滴也由于气流的旋转作用而分离。

叶轮旋流脱水器的脱水效率高,阻损较小,结构简单,制造与安装容易,可用在转炉

烟气湿法除尘系统中作最后一级脱水设备。

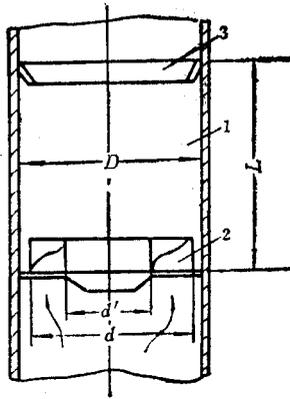


图 6-1-37 叶轮旋流脱水器外形

1—脱水器 2—旋流器 3—挡水板

(7)挡水板水雾分离器。它是由多折挡水板组成(图 6-1-38)。曲折的挡板对气流有导向作用,气流中央带的雾化水被撞击在折叠板上达到气、水分离的目的。本脱水器具有离心和挡板脱水的两重作用。为了减少积灰,在挡板上方安有清洗喷嘴,在非吹炼期由顺序控制对挡水板进行自动清洗。挡水板水雾分离器虽阻损较大,但具有结构简单,脱水效率高,不易堵塞等优点。在日本 OG 法系统中是关键的精脱水器设备之一。

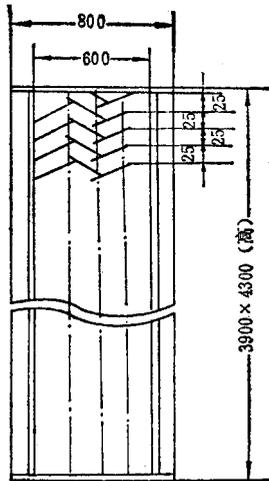


图 6-1-38 挡水板水雾分离器

三、转炉煤气回收设备

图 6-1-39 为上钢一厂 30 吨氧气顶吹转炉煤气回收系统 10000 米³ 煤气柜。

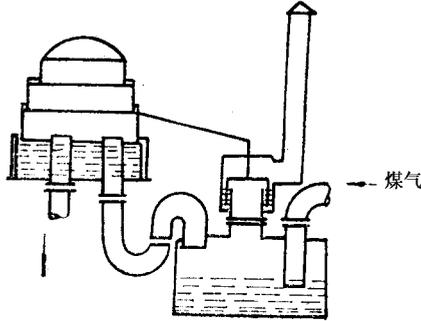


图 6-1-39 气柜自动放散

为了保证煤气柜安全运转,规定最大贮气量不得超过 9500 米³,需要安装有自动放散装置来保证贮气柜的安全。

自动放散装置由放散网、放散管、钢丝绳等组成。钢丝绳一端固定在放散阀顶头经滑轮导向,另一端固定在第三级煤气柜边某一点上,该点高度经实测得出。当气柜上升至贮气量为 9500 米³ 时钢丝绳呈拉紧状态提升放散阀,脱离水封面而使煤气从放散管内放散掉,从而稳定煤气量。当贮气量小于 9500 米³ 时,放散阀借自重座落在水封中,钢丝绳呈松弛状,由重锤来调整。

转炉煤气回收过程中,在系统中易形成爆炸性气体。为了保证设备的安全和回收煤气的质量,在回收过程中要有防爆安全措施。

整个系统要求保证严密。回收煤气时,炉口必须是正压,并规定当煤气中含 $O_2 > 2\%$ 时停止回收。

烟罩采用水封设施,氧枪孔、料仓采用充氮密封保持正压,防止混入氧气形成爆炸性气体成分。

为了防止高速煤气与管道壁摩擦产生静电火花,要求整个系统设备用导线接地,并严禁其他火种接近系统设备。

在控制入柜煤气含氧量和杜绝火种的同时,还应防止煤气用户回火造成贮气柜爆炸的可能性,因此在煤气加压机和煤气用户之间加一个回火防止器(如图 6-1-40),保证煤气柜安全。

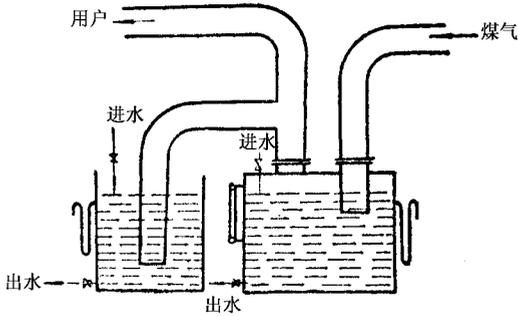


图 6-1-40 水封式回火防止器

第四节 转炉烟尘及污水处理

烟尘处理分为两种形式,一种为干式净化设备排出的干灰处理,另一种为湿式净化设备排出的含泥污水处理。

一、干灰的处理

1. 机械运输 干灰从净化设备排出后直接通过螺旋输送机卸入灰仓,然后通过灰仓底部的卸灰阀定期用汽车或渣盘运走。
2. 风力输灰 干灰由净化设备排出后直接通过螺旋输送机卸入发送器,间歇性地利用压缩空气送至卸灰料仓,定期通过汽车或火车运走。

二、污水处理

污水处理实质为液相悬浮系的分离过程。湿法净化系统排出大量污水经沉淀、过滤、干燥(或烧结)再回收利用。为便于回收要求烟尘含水量少,结成块状,以利运输和使用。

国内某厂污水处理工艺流程见图 6-1-41 所示。由一文、二文、丝网除雾器和其它设备排出的洗涤污水(含尘 5%,含水 95%),放至 $2 \times \phi 18$ 米辐射式浓缩机,经沉淀后由浓缩机(刮浆机)将浓缩后(含水 60%)的泥浆刮至浓缩池底部中心部位,再由泥浆泵送到 18 m^2 圆盘真空过滤机,经过真空过滤机(SZ-3 型水环式真空泵)把水份抽出(余下为含水 30%的泥浆),然后用压缩空气吹风使泥块落下,进入 18 m^2 蜂窝网带干燥机烘干,制

成为泥并运烧结厂,浓缩池溢流出较清洁的水供循环使用。

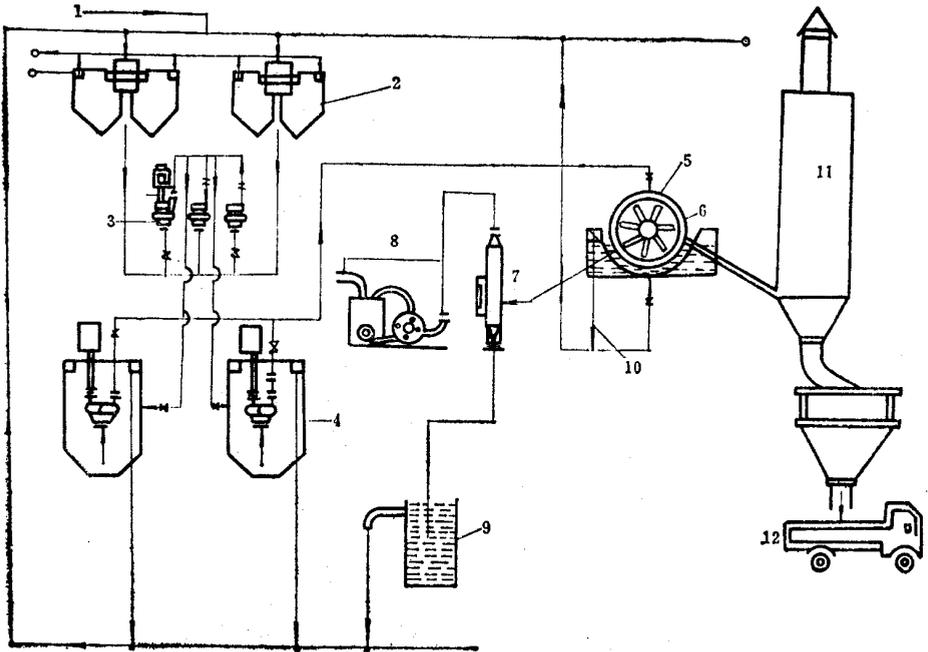


图 6-1-41 污水处理工艺流程

- 1—文、二文、脱水器污水 2— $\phi 18$ 米辐射式浓缩机 3—泥浆泵 4—二次加压池；
5— 18 m^2 圆盘真空鼓形过滤机 6—压缩空气反吹风 7—滤液罐 8—真空泵 9—水封槽；
10—溢流水流入浓缩池 11— 15 m^2 蜂窝网带式干燥机 12—汽车

该厂污泥处理系统存在的主要问题:现使用的浓缩池容量太小,对污泥浓缩程度不够,蜂窝网带式干燥机的链条容易脱落,维修困难,还待进一步改进。

近年来国外大型转炉车间,对转炉污水处理只要求在沉淀池沉淀和真空过滤处理,所得产品为泥浆。然后用泥浆泵经管道输送至烧结厂,汇同炼铁、炼焦、选矿场的粉料与炼铁厂污泥一起进行球团烧结处理。由于烧结厂设备齐全,处理量大,其成本也较低,免除了炼钢车间由于干燥成型而带来的许多困难。

第五节 除尘风机与放散烟窗

一、除尘风机的选用原则

一般进入鼓风机前的转炉烟气温度的波动在 $35 \sim 65^{\circ}\text{C}$,含尘量为 $100 \sim 150$ 毫克/标米³ ,CO 含量约为 60% ,含水 ,另外烟气的量波动很大。为适应上述特点 ,除尘风机应满足下列要求 :

- (1)要求在调节抽风量时 ,其压力变化不大 ,同时当风机在小风量运转时不喘震 ;
- (2)具有良好的密封和防爆性能 ,机壳与机轴间应设密封装置 ,以防空气或烟气的渗入与泄出 ;
- (3)叶轮、外壳具有较高的抗磨性和一定的耐腐蚀性 ;
- (4)机壳上应设有水冲洗或其他清灰装置 ;
- (5)具有较好的防振和抗震性能。

目前国内转炉烟气净化系统主要采用两种类型风机。高压 D 型煤气鼓风机。它适用于转炉烟气介质 ,压力较高 ($P = 26487$ 帕) ,密封性好 ,能满足净化及回收系统的需要。要求煤气含尘量较低 (低于 50 毫克/标米³) ,故运行中叶轮磨损非常严重。如将 D 型风机叶片材质改用 30CrMnSiA 钢或叶片加厚与镀铬 ,使用效果大为改善。8-18 型风机原系空气正压鼓风用 (目前最高铭牌压力为 16578.9 帕) ,现用于转炉烟气净化的负压抽风系统 ,在选用时需采取下述几方面的改进措施 :

- (1)风机轴孔加设密封圈 ;
- (2)风机外壳钢板由原来的 $3.5 \sim 6$ 毫米加厚到 $6 \sim 10$ 毫米 ;
- (3)外壳增设清灰孔 ;
- (4)进风口处增设喷水装置 ,清洗叶轮。

由于风机是转炉烟气在整个净化系统内流动的动力来源 ,因此选择风机的主要参数是抽风量和风压。风机的抽风量应大于转炉产生的最大烟气量 ,风压应足以克服风机前全程的阻损值与机后正值之和 ,并参照国内各鼓风机厂的系列规格选定。风机铭牌是在规定介质重度下的风量和风压 ,实际工况介质不同时 ,应予换算。

一般在“双文一塔”全湿法净化回收系统中采用 D 型煤气鼓风机 ,干湿结合净化系统

采用 8-18 型空气鼓风机, 燃烧法净化系统则采用锅炉引风机。

二、放散烟囱的选取原则

氧气顶吹转炉烟气的放散烟囱在设计原则上与一般工业用烟囱不同。一般工业烟囱若系自然通风, 其高度仅决定于热工设备系统阻损值同时考虑周围建筑物标高, 一般比周围 100 米内的最高建筑物高出 3~6 米即可。烟囱内烟气流速也较低, 不必考虑回火爆炸等安全措施。但对于氧气顶吹转炉烟气放散烟囱必须予以特殊考虑。

1. 烟囱高度的确定 据对国内各厂调查, 放散烟囱高度均高出厂房屋顶 3~6 米。目前除个别工厂已回收烟气和采用未燃法外, 大多数厂均采用燃烧法和半燃烧法操作。由于回收系统未配套投产, 故未燃和半燃烟气直接放散, 其中含有烟尘和大量 CO, 造成大气污染。

原有烟囱设计均有出口点火装置, 使 CO 在烟囱出口处烧掉。但应考虑到有时点火装置不能正常使用, 故氧气转炉放散烟囱的标高主要应根据附近居民区距离和卫生标准来决定烟气排放点的高度。

2. 放散烟囱结构形式的选择 当风机布置在厂房中部或上部平台时, 皆单独放散, 即一个系统一个烟囱。这样, 管道短而方便, 互不干扰。

若风机布置在地面, 可几座炉子合用一个放散烟囱。对未燃法操作可能出现生产炉子的烟气向不生产炉子的烟道中倒灌, 即使有切断阀也不能完全避免。同时当只有一个炉子生产时, 烟囱内气速低, 当气速低于火焰传播速度时点火后就产生回火, 很不安全。故即使合用一座混凝土烟囱也应在烟囱内隔开, 并在顶部单独装设燃烧器。

钢质烟囱防震性好, 施工方便, 在北方寒冷地区要考虑防冻措施。

3. 烟囱直径的确定 放散烟囱直径应根据以下两因素决定:

(1) 烟囱内最低气速应大于火焰在烟囱内的传播速度以防回火。

(2) 三通切换阀后回收与放散两路系统阻力应相平衡, 以免引起罩口压力波动, 影响烟气回收质量。

解决压力平衡问题通常有下列几点措施:

1) 在放散管路上加一水封器可以防止回火。水封阻损可达 1962~3433.5 帕。见前图 6-1-40。

2) 在放散管路上加一阻力平衡阀。

3) 放散管内气速取高一些, 以提高沿程阻损值。

如采取前二项措施解决压力平衡问题时, 放散烟囱气速选一般煤气管道流速, 即 12

~ 18 米/秒即可。

第六节 烟气净化系统

烟气从炉口逸出经烟罩到烟道口放散或进入煤气柜回收，这中间经过降温、除尘、抽引等一系列设备，称为转炉烟气净化系统。根据从烟气中分离出来的烟尘是干燥状态或是泥浆状态，将烟气净化系统分为全湿法净化系统、干湿结合净化系统、全干法净化系统。

一、干湿结合净化系统

目前我国小型转炉上采用干湿结合法的平旋器—文氏管烟气净化低压流程甚多，该系统流程如图 6-1-42。

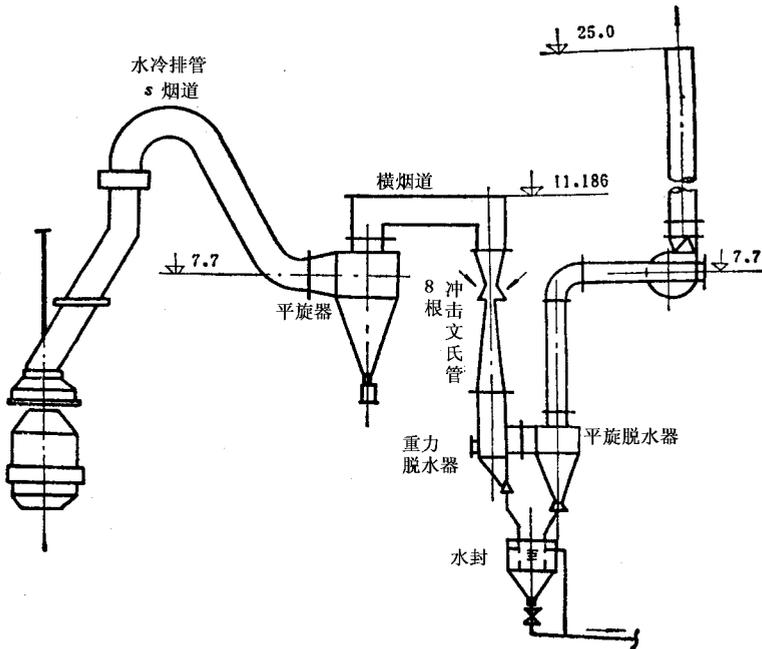


图 6-1-42 “平一文”干湿结合系统

溢流外淋式活动烟罩—溢流外淋式固定烟道下段—半排管固定烟道上段—水冷排管 S 烟道—平旋器—水冷横烟道—溢流式文氏管—重力脱水器—平旋脱水器—8-18 型 8 号风机—烟囱放散

该系统活动烟罩与固定烟道下段采用外淋式水冷方式,具有结构简单维修方便等优点。固定烟道上段采用半排管壁烟道则减少了烟道里面漏水的机会。系统采用了平旋器作为第一级干法除尘,第二级采用了文氏管湿法除尘,以重力脱水器作粗脱水装置,平旋脱水器作精脱水装置。

平旋器具有降温和除粗尘的作用。降温效果在 350°C 左右,除尘效率可达 $70\sim 80\%$,烟尘大部分以干灰除去。文氏管具有除细尘的作用,除尘效率一般在 90% 以上,降温效果在 260° 左右。

系统阻力平旋器为 1962 帕左右,文氏管为 5886 帕左右,脱水器为 1962 帕左右,总阻损低于全湿法系统。

该系统在风机入口含尘浓度为 200 毫克/标米³ 左右,放散烟气含尘浓度为 180 毫克/标米³ 左右。除尘效率低于全湿法。

干湿结合净化系统的优点:1)污泥处理量少,对于小型转炉炼钢车间不必建立污泥处理系统;2)系统阻力损失小,可用低压风机,风机磨损小。缺点:1)除尘效果不如全湿法好;2)单位耗水量比全湿法高;3)用于大、中型转炉需建立两套(干与湿)清灰系统。本净化系统只适于远离城市的山区小型转炉上采用。

二、全湿法“双文”净化系统

图 6-1-43 为上钢一厂 30 吨氧气转炉煤气净化与回收系统装置。该系统应用炉口微压差法进行转炉煤气回收。

烟气净化与回收装置流程如下:

活动单烟罩→汽化冷却烟道→溢流文氏管→重力脱水器→可调喉口文氏管→喷淋箱→复挡脱水器→抽风机→切换阀→水封逆止阀→贮气柜

该厂原净化系统是采用二文一塔湿法高压流程。为了减少或防止设备的结灰堵塞,除加大系统尺寸外,取消原系统中“两弯一塔”的脱水装置,改为上图所示的新系统以确保二文有足够的压力降,获得较高的除尘效果。

在此系统中高温($1300\sim 1600^{\circ}\text{C}$)含尘($80\sim 100$ 克/标米³)的炉气从炉口逸出后,经活动烟罩、固定烟罩进入汽化冷却烟道内进行热交换,以降低烟气温度至 1000°C 左右,再进入两级串联的内喷式文氏管除尘。第一级是溢流式低速常径喉口文氏管,其主要作用:一是降低烟气温度至 $70\sim 80^{\circ}\text{C}$;二是烟气中大量的粗烟尘被雾化水凝聚经重力脱水器而净化。第二级是高速可调喉口文氏管,主要是进行烟尘的精除尘及调节烟气流。二文出口烟气温度降至 67°C 左右,含尘量在 100 毫克/标米³ 以下。二文后的喷淋箱和复挡

脱水器起进一步水洗烟气和脱水作用。

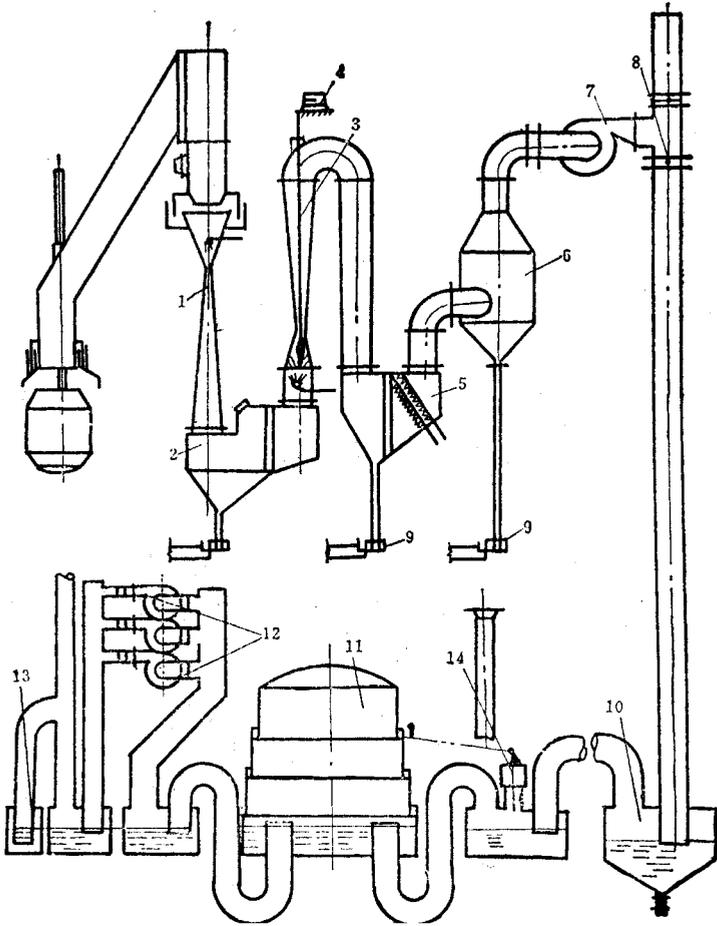


图 6-1-43 上钢一厂 30 吨转炉烟气净化回收系统

- 1—溢流文氏管 2—重力脱水器 3—可调喉口文氏管 4—电动执行机构 5—喷淋箱；
6—复挡脱水器 7—D700-13 鼓风机 8—切换阀 9—排水水封器 10—水封逆止阀；
11—10000 米³ 贮气柜 12—D110-11 煤气加压机 13—水封式回火防止器；
14—贮气柜高位放散阀

在煤气回收过程中为了提高煤气质量和保证系统安全,在一炉钢吹炼的前、后期,采用燃烧法(提升烟罩)不回收煤气。在吹炼中期进行煤气回收操作。

全湿法净化系统的优点:1)净化效率较高,抽风机前烟尘浓度能降到 100 毫克/标米³ 以内,煤气质量能达到作为燃料和化工原料的要求;2)采用汽化冷却烟道能节约大量冷却水,并回收烟气物理热生产蒸汽。但是:1)系统总阻损较高(抽风机前阻损约 17265.6

帕)需使用高转速(2900转/分)风机,除电耗较高外,其叶轮磨损亦较快;2)自控系统和仪表精度要求高,操作管理比较复杂。

在上钢一厂烟气净化系统经验的基础上,重钢六厂对烟气净化系统的流程改进如下:

活动烟罩→汽化冷却烟道→溢流圆形定径文氏管→重力挡板脱水器→矩形R-D可调喉口文氏管→90°弯头脱水器→挡水板水雾分离器→丝网脱水器→除尘风机。

本系统用矩形R-D可调喉口文氏管代替上钢一厂的圆形重铊可调喉口文氏管使系统阻力降低,出二文后由原来二级脱水改为三级脱水,脱水效果也明显得到改善。两者的效果使风机的寿命可以提高。

三、日本 OG 法净化系统

日本 OG 法净化装置是目前世界上湿法系统净化效果较好的一种。1962年3月日本第一座 OG 法装置在广畑厂 130 吨转炉上投产,这是第一代 OG 法装置。1965 年设计了改良型 OG 法,在日本堺厂 150 吨转炉上投产,这是第二代 OG 法装置。1968 年 12 月日本君津厂 250 吨转炉投产,这是第三代 OG 法装置。第三代 OG 法装置在技术装备上日趋完善。

日本君津厂 OG 法净化装置如图 6-1-44 所示。

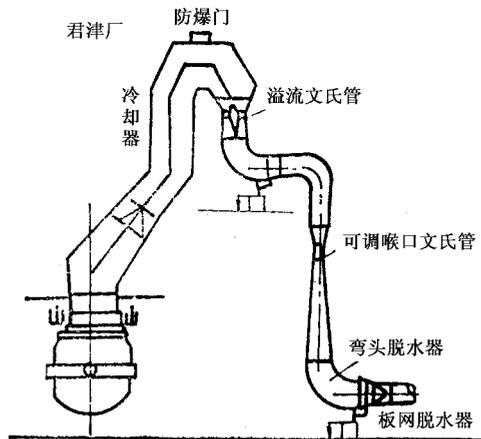


图 6-1-44 君津厂 OG 法系统

君津厂 OG 法净化装置是采用炉口微压差控制烟气量的调节。活动烟罩是采用闭环式活动烟罩。冷却器采用密排管式汽化冷却器。冷却器顶面设有防爆门。第一级除尘

器采用溢流矩形可调(P-A)文氏管。但用手动时,运转初期将它调到合适的位置固定起来,以后就不动了。第二级除尘器采用矩形可调(P-A)文氏管,它与炉口微压差信号相连接。在新设计中则采用R-D文氏管代替P-A文氏管。一文、二文的脱水器均采用90°弯头脱水器,风机前的精脱水采用板网脱水器,对脱水器内集泥设有清洗装置。抽风机后设有三通阀、放散烟囱、水封转换阀、V型水封阀、气柜等装置。

第三代OG法装置主要特点:1)净化系统由繁到简实现了管道化,有利于安全生产和工艺布置;2)采用炉口微压差控制二文调节来适应各冶炼期烟气量的变动和回收放散的转换;3)二文污水用作一文循环使用,减少供水量;4)炉口取消了氮封,利用燃烧期废气来清洗管道;5)系统的安全装置比较完善,设有CO与烟气中含氧量的测定装置,以保证回收与放散系统的安全;6)烟气排放含尘浓度低于100毫克/标米³(回收期),有利环境卫生;7)实现了煤气、烟尘的综合利用。

第七节 车间除尘

车间除尘包括局部除尘和厂房除尘两部分。

一、局部除尘

局部除尘又称二次除尘。炼钢车间内部需要经过局部除尘的设备项目有:1)铁水装入转炉时的烟尘;2)转炉炉口因回收煤气采用微正压差冒出的烟尘;3)混铁炉(混铁车、混铁罐)倾注铁水时的烟尘;4)铁水排渣时的烟尘;5)铁水脱硫处理的烟尘;6)清理氧枪粘钢产生的烟尘;7)转炉拆炉、修炉的烟尘;8)钢锭模清理时的烟尘;9)在辅助原料分配部和中转部产生的粉尘。局部除尘又可根据扬尘地点与处理烟气量大小分为:分散除尘系统与集中除尘系统两种型式。图6-1-45为局部集中除尘系统型式。

局部除尘装置使用较多的是布袋除尘器。布袋除尘器具有构造简单,基建投资少,操作管理方便等优点。

布袋除尘装置的主要部分由除尘器、风机、吸尘罩和管道所组成,作为这些设备的附属设备还有自动除灰器、各种阀门、冷却器、控制温度的装置、控制流量的装置、灰尘输送装置、灰尘贮存漏斗和消音器等。

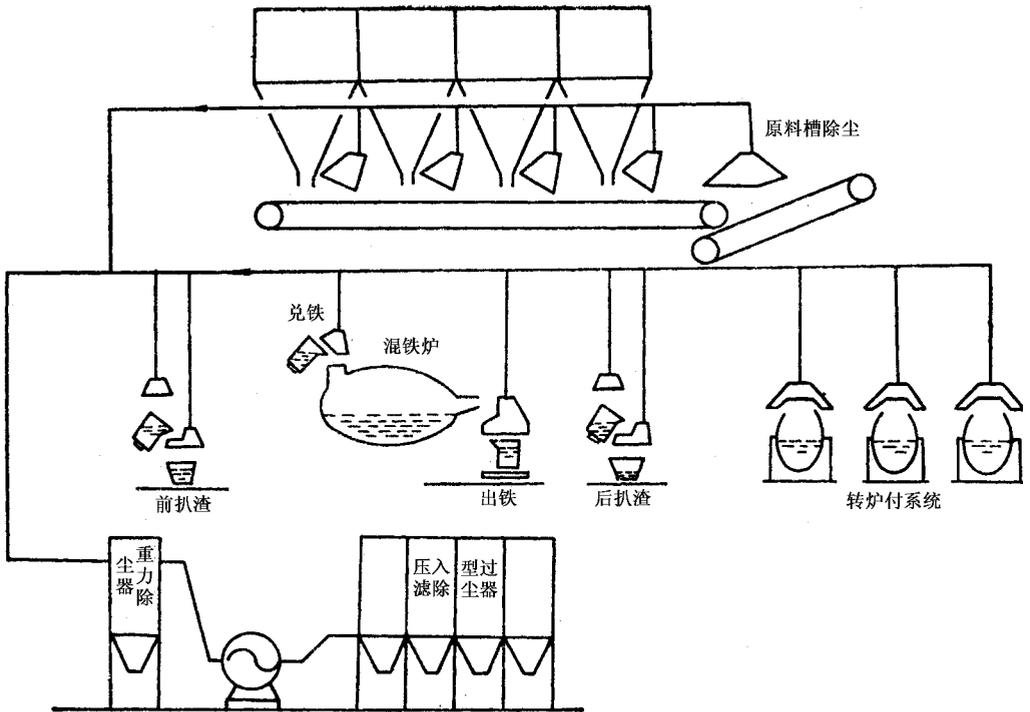


图 6-1-45 转炉车间局部集中除尘系统

布袋的材质为普通涤纶,它可以适应的烟气温度在 130°C 以下。布袋直径为 $\phi 150 \sim \phi 300$ 毫米左右,最长达 10 米。尺寸的选择应根据灰尘的浓度、含水量、设置间隙等条件决定,另外在袋内每隔 1 米镶上一个环。布袋上端是封闭的,下端是开口的。布袋上端用弹簧、链条悬挂起来,下端用螺钉与分流板对位固定。

布袋除尘器分为压入型与吸入型两种(图 6-1-46)。

压入型的风机设在布袋除尘器前面。含尘气体由下部丁字管导入灰仓,其中粗颗粒灰尘经过分流板的撞击作用,以及容积变化的扩散作用而沉降,只有细尘进入过滤室。过滤室由几个部分组成,每个部分中设有专门的滤袋。含尘气体均匀地流入各滤袋,干净气体从顶层巷道排出。当连续经过一段长时间的滤尘后,滤袋内表面上积附灰尘。在这种情况下,清灰装置即按预先安排好的时间继电器程序进行反吸风,布袋压缩剥落下来的灰尘被收集到底部灰仓中,并由排灰器排到外边。

吸入型的风机设在布袋除尘器后面。含尘气体由下部丁字管导入灰仓,干净气体由顶部排气管排出。与压入型不同,排气换向装置与反吹风管设在除尘器的顶部。

压入型布袋除尘器处理高温烟气较为理想,因为烟气温度在 0°C 以上运行不会造成烟气冷凝结露而堵塞滤袋。压入型除尘器是开放型结构,布袋过滤器内部即使滞留有害

炸性气体,也无发生爆炸事故的危險。由于是开放型结构,除尘器器壁结构也较简单。但压入型烟尘对风机的磨损加快。

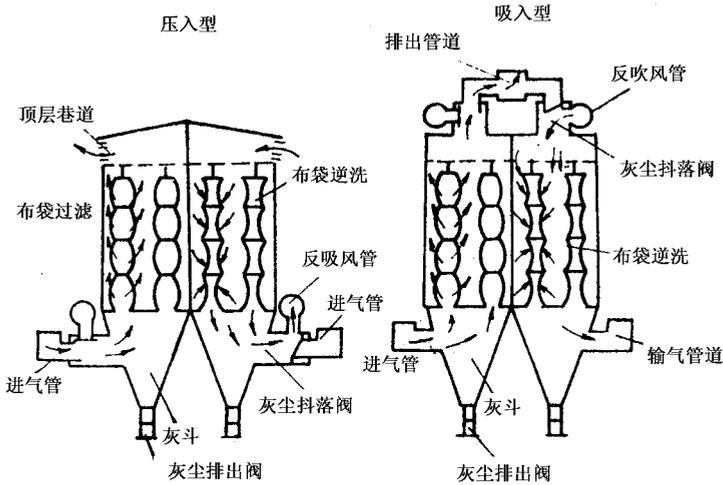


图 6-1-46 布袋除尘器构造

吸入型除尘器处于负压下工作,漏风率比较大,因而系统风机加大,运转费用增加。但风机在净化系统后面,对风机磨损较小。一般局部除尘因含尘量较大,多采用压入型净化系统。

局部除尘对各个排风点并非同时排烟,都设有电动阀门来适应各排风点的抽风要求。而且风机本身有自动调节风量与风压的装置,以节约动力。所以风机一般配有液力偶合器或对电机进行调频调压装置,来调节风机风量达到节电及风机正常运行的目的。

二、厂房除尘

上述两种局部除尘系统中都不能把转炉炼钢车间产生的烟尘完全排出。例如转炉烟气净化只能抽走所产生烟气量的 80%,其余 20%的烟气逸散在车间里。而遗留下来的烟尘大多是小于 2 微米以下的微尘,这种微尘对人体危害最大,因此在国际上采用厂房除尘来解决。采用厂房除尘还有利于整个车间进行换气降温,从而改善车间作业环境条件。但厂房除尘不能代替局部除尘,只有二者结合起来,才能对车间除尘发挥更好的效果。

厂房除尘要求厂房上部为密封结构。一般利用厂房的天窗部分作为吸引部(见图 6-1-47)。

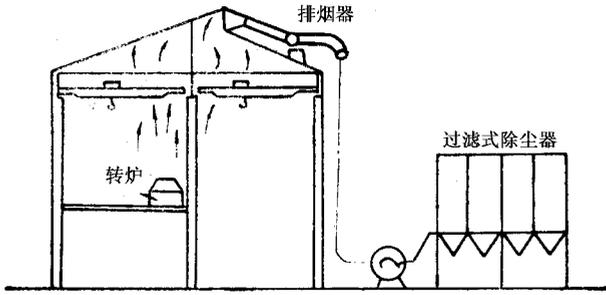


图 6-1-47 厂房除尘

由于含尘量较少,一般采用大风量压入型布袋除尘器。布袋除尘器的构造已如前述(见图 6-1-46)。

经过厂房除尘的车间空气中的含尘量可以降低到 5 毫克/标米³ 以下,与一般环境空气中的含尘量相近似。

第二章 转炉炼钢三废的综合利用

第一节 烟气、烟尘的利用

一、烟气的利用

1. 烟气热能的利用 炼钢生产过程中产生的烟气,温度很高。如氧气转炉燃烧期,烟气温度高达 1600℃。可以通过汽化冷却烟道,将这部分物理热回收。据现场经验,每炼一吨钢,可回收 60~70 千克的蒸汽。

氧气转炉烟气,又是一种很好的燃料,可供转炉车间混铁炉保温、钢水罐及铁合金烘烤等用。转炉煤气的含氢量少,燃烧时不产生水汽,而且煤气中不含硫,可用来作为均热炉的燃料,以加热钢锭。同时,转炉煤气也可送入厂区煤气管网,供全厂使用。

转炉煤气的发热值,可按下列公式计算:

$$Q = 12644.74 \times \text{CO}\% + 10760.59 \times \text{H}_2\% \text{ ,千焦/标米}^3$$

式中 Q ——转炉烟气的低发热值,千焦/标米³;

$\text{CO}\%、\text{H}_2\%$ ——转炉烟气中 $\text{CO}、\text{H}_2$ 的容积百分数。

按转炉烟气 CO 含量为 60% 计算,其低发热值也在 7745.95 千焦/标米³ 左右。在国内氧气转炉未燃法回收中,每炼一吨钢,可回收含 CO 气体 50~70% 的转炉烟气 60~70 米³,而日本君津厂 1、2 号转炉煤气回收量达 100~120 标米³/吨钢的指标。

2. 作化工原料

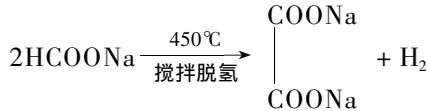
(1) 制甲酸钠 甲酸钠是染料工业中生产保险粉的一种重要原料。以往均用金属锌粉作主要原料。为节约金属,工业上采用发生炉煤气与氢氧化钠合成甲酸钠。1971年有关厂试验用转炉煤气合成甲酸钠制成保险粉,经使用证明完全符合要求。

用转炉煤气合成甲酸钠,要求煤气中的CO含量为60%左右(高一些更好),氮含量小于20%。其化学反应式如下:



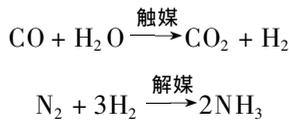
每生产一吨甲酸钠,需用600立方标米转炉煤气。

甲酸钠又是制草酸钠(COONa)的原料,其化学反应式为:



目前采用转炉煤气合成甲酸钠的工艺,已投入工业性生产。

(2) 制合成氨,进而制各种氮肥。合成氨是我国农村普遍需要的一种化学肥料。由于转炉煤气的CO含量较高,所含磷、硫等杂质很少,是生产合成氨的一种很好的原料,国内已试制成功。利用煤气中的CO,在触媒作用下与蒸汽转换成氢。氢又与煤气中的氮,在高压(150个大气压)下合成为氨(NH_3)。



生产一吨合成氨,需用转炉煤气3600标米³。以30吨转炉为例,每回收一炉煤气,可生产500公斤左右的合成氨。

用转炉煤气转换合成氨原料气时,对转炉煤气的要求如下:

- 1) $(\text{CO} + \text{H}_2) / \text{N}_2$ 应大于3.2以上;
- 2) CO浓度要求大于60%,最好稳定在60~65%范围内,其波动不宜过大;
- 3) 氧气含量小于0.8%;
- 4) 含尘量小于10毫克/标米³。

利用合成氨,还可制成多种氮肥。如氨分别与硫酸、硝酸、盐酸、二氧化碳作用,可以获得硫酸铵、硝酸铵、氯化铵、尿素或碳酸氢铵等。

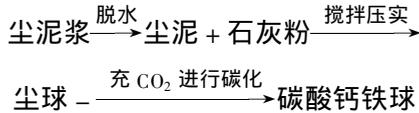
二、烟尘的利用

转炉烟气经过除尘而聚积的烟尘,其中含铁达60%以上,其量可占铁水装入量的1~2%。以120吨(三吹二)转炉车间为例,每年即可从烟气中回收氧化铁2.5~5万吨,

约相当于一座 80 立方米的高炉一年需用的矿石量。

烟尘的回收随净化流程不同,分为干灰和湿泥两种。对于干灰,处理方法较简单。对于湿泥净化下来的泥浆处理,目前有几种方法。一种是经脱水成泥后,用汽车运至烧结车间,装入存泥料仓,由螺旋输送机送到配料搅拌机内,与矿粉、石灰搅拌混匀,作为烧结原料;另一种是采用碳化成球法,作为转炉的冷却剂。其碳化的原理是使 $\text{Ca}(\text{OH})_2 + \text{CO}_2 \longrightarrow \text{CaCO}_3 + \text{H}_2\text{O}$, CaCO_3 转变成结晶体,具有较高的强度。

尘泥碳化成球的工艺流程:



碳化过程中需用的 CO_2 系取自石灰窑排出的废气。也可从高炉煤气、转炉煤气充分燃烧获得。

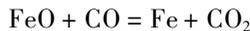
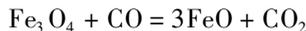
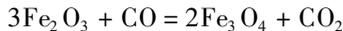
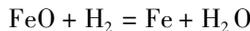
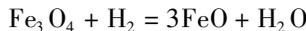
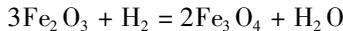
制成的碳酸钙铁球,其强度可达 60 ~ 120 公斤/厘米²。

利用转炉烟尘制成铁粉,为发展粉末冶金制品,创造了新的原料条件。比将烟尘返回转炉作造渣剂,或者将烟尘作为烧结原料更经济合理。具有流程短,经济收入大,利用价值高等优点。为综合利用烟尘开辟了新的道路。

目前我国氧气转炉的钢产量,约占全部钢产量的二分之一以上。估计每年产生转炉烟尘近五十万吨。充分利用这项资源,作机械工业、汽车制造业的金属制品,可大量节约钢材消耗量。

转炉烟尘制作铁粉,其反应原理与高炉铁矿石还原基本相同。

如用 H_2 、 CO 还原转炉烟尘铁氧化物,还原温度选择 800 ~ 1100℃ 之间,其反应为:



H_2 与 CO 气体,可由天然气转化制取。四川等地天然气资源丰富。采用天然气还原,还有利于提高铁粉品位及纯度。

如用固体碳还原转炉烟尘铁氧化物,通常在不低于 900 ~ 1000℃ 的温度下进行,其反应为:

定数量的石墨(如中高强度粉末制品,石墨量为1.0~1.3%)和0.8%左右的硬脂酸锌。进行压制,压制力为 $(4905 \sim 9810) \times 10^5$ 帕。压件在专用炉中进行烧结,烧结最高温度为1080~1100℃左右,并通入氢气予以保护。由于制品中含有V、Ti元素,机械性能显著提高,其压馈强度可达 $(0.687 \sim 1.079) \times 10^5$ 帕,布氏硬度为130~230,从金相组织看珠光体占70%左右,适宜于制作中高强度粉末冶金制品机械零件。

第二节 转炉渣的利用

钢渣占金属重量12~15%。长期以来,钢渣被当成“废物”弃之渣场,通过国内近几年的试验研究,炼钢炉渣可以进行多方面的综合利用。

一、钢渣水淬

用水冲击液体炉渣得到直径小于5毫米的颗粒状的钢渣。如图6-2-1所示。

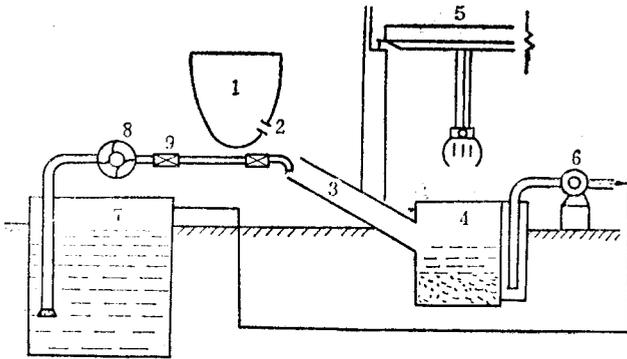


图6-2-1 水淬钢渣

- 1—渣罐 2—节流器 3—淬渣槽 4—沉渣室 5—抓斗吊 6—排水泵;
7—回水池 8—抽水泵 9—阀门

根据现有经验,可以考虑在炉下的渣罐或翻渣间的中间罐下面侧面,开一个扁平的节流器,炉渣经节流器流出。淬渣槽的坡度应大于5%。水量为渣重的13~15倍,水压为 2.94×10^5 帕。水渣混合物经淬渣槽流入沉渣池沉淀,用抓斗将淬渣装入汽车或车皮,运往用户。

含有10~20% P_2O_5 的水渣,可作钢渣磷肥使用。一般水渣可供建筑材料使用,如打

砖、铺路、制造水泥。经过磁选,可以回收 6~8% 的金属铁粒,这部分金属可作为返回废钢加以利用。

二、用返回渣代替部分造渣剂

转炉采用返回渣代替部分造渣材料造渣,是近年来国内外试验的重要新工艺。用返回渣造渣,成渣快、渣子熔点低、去磷效果好,并可取代萤石,减少石灰用量,降低成本,尤其是在白云石造渣的情况下,对克服粘枪有一定效果。

1. 返回渣的准备

(1) 返回渣在熟料工段热泼。热泼渣的操作顺序是:渣罐→中间渣场→重锤打破渣壳→起吊。将液态渣热泼在倾斜角为 4 度的地面热泼床上,自然冷却 20~30 分钟,使表面温度降到 400~500℃,再用人工打水冷却,使热泼渣表面温度降到 100~150℃。用落锤砸碎结壳渣块及较厚渣层,并用磁盘分离废钢,渣块破碎至 10~50 毫米,然后用推土机堆集备用。

(2) 返回渣加入方法。转炉初期渣可全部使用返回渣,在加入铁水和废钢之后倒进转炉。吹炼过程中造渣,可与石灰、白云石搭配使用。

(3) 返回渣加入数量。平均加入量为 15.4~28 千克/吨钢。

(4) 返回渣成分

$\sum \text{Fe}$ 15~24%	FeO 14~19%	SiO ₂ 13~15%
Al ₂ O ₃ 1.5% ±	CaO 49~51%	MgO 2~6%
P ₂ O ₅ 0.8%~1.0%	MnO 0.4~0.7%	

(5) 用返回渣造渣的终渣成分:

$\sum \text{Fe}$ 15~18%	FeO 12~15%	SiO ₂ 15~20%
Al ₂ O ₃ 1.5~2.0%	CaO 48~52%	MgO 5.5~6.0%
P ₂ O ₅ 1.0~1.5%	MnO 0.7~1.0%	R 2.5~4.0

2. 使用效果

(1) 加入返回渣后化渣快,当每吨钢加入返回渣大于 20 千克时,化渣时间最长三分三十秒,最短为二分,较不加返回渣快一分半至二分。

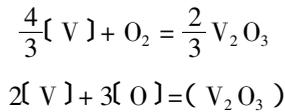
(2) 当返回渣加至 30 千克/吨钢以上时,可减少或不用萤石,吹炼操作得当,也能避免粘枪问题发生。

(3) 有利前期去磷,同时也可减少酸性渣对炉衬的侵蚀,提高炉龄。

三、钒渣利用

1. 钒渣炼钒铁 钒渣是冶炼钒铁和生产其它钒制品的主要原料。采用转炉双联法炼取的钒渣,作为火法炼钒铁的原料是可行的。为了使提钒不占用转炉,并且把铁水中的钒全部回收,某厂采取了每小时处理 180 吨铁水的雾化炉,雾化炉的工业性试验表明,它优于转炉双联法提炼钒渣。

转炉双联法吹炼钒渣与雾化炼钒渣原理是一致的。其反应为:



高温液态渣为 V_2O_3 , 凝固固体渣为 V_2O_5 。

无论转炉提钒与雾化提钒都是在高温下进行,称火法提钒。除此之外,还有水法提钒。

2. 含钒钢渣水法提钒 某厂含钒生铁直接炼钢后的钢渣中含有大量的钒。以五氧化二钒计算达 4~8%(74 年该厂统计)。若控制小渣量冶炼可达 8~11%,若含钒铁水与半钢水各半炼钢时为 3~5%。但这种钢渣含钙很高,以 CaO 计,达 40~60%,属于高钙含钒原料,用传统的水法提钒无效,因而大量废弃。现采用“气体搅拌碳酸化浸出槽提钒”的新方法,钢渣中加入 18% 的纯碱,在 1100℃ 下焙烧,熟料经湿球磨后用泵打入浸出槽内,同时用二氧化碳进行气体搅拌并碳酸化浸取。钒的转化浸取率可达 76.27%,沉淀率大于 95%,钒的总回收率(从钢渣至红饼)约为 70%。所得粗红饼含五氧化二钒大于 80%,质量符合冶炼钒铁的要求。每吨纯五氧化二钒的成本为 1.5~1.8 万元。

含钒钢渣水法提钒的碳酸化浸出设备,如图 6-2-2 所示。

利用气体在中心管底部鼓泡,上升的气泡夹带液体或矿浆迅速上升,并在液面上形成 200 毫米左右的泡沫层,同时液体或矿浆迅速向中心管底部补充,因而造成矿浆在槽内的强烈循环(物料翻动激烈),中心管内流体向上,环间流体向下。待溶液 pH 达到 8.5 以后,即将矿浆由底部送入浓缩机(经过滤机排渣)。料浆全部放出后,即可停气,等待下一次作业。若采用多层浸出槽,不仅作业连续,也有利于提高 CO_2 的利用效率。

为获得良好的钒的转化浸取率,其工艺参数应是:长径比 2~3,槽体直径与中心管直径的比 7~8,中心管内气体的空管气速为 0.5~1 米/秒,温度 50~60℃,液固比 5:1 左右,1.5~2 小时气体搅拌,即可获得好的效果。

采用本工艺有以下特点:

(1) 含钒生铁吹炼成钢后,用水法从钢渣中提钒,不占用转炉吹钒,也无需要雾化炉、

槽式提钒装置、振动罐(摇包)等设备,有助于发挥转炉生产潜力,不致因提钒而对钢的产量、钢种和质量带来不利影响。钒的总回收率高于前述的其它提钒方法。

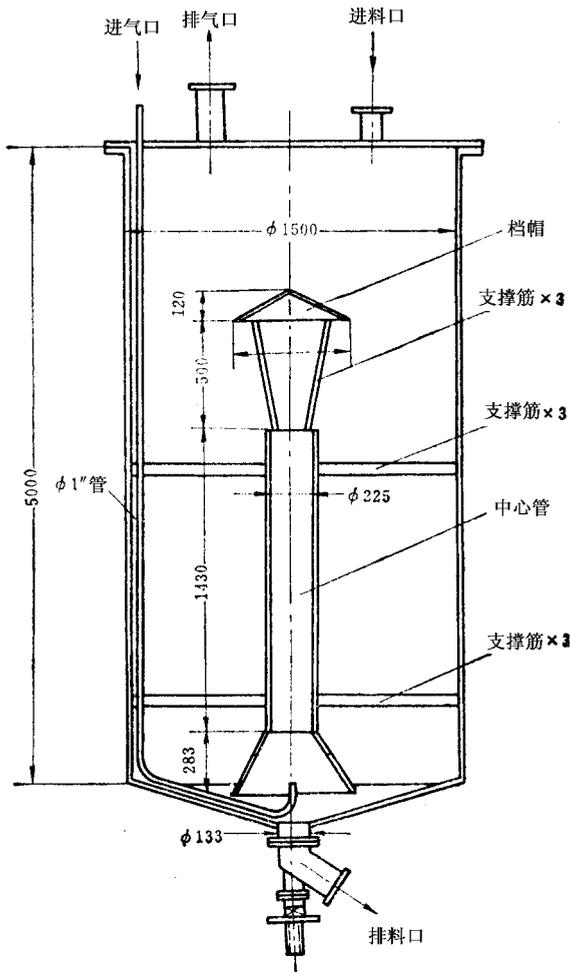


图 6-2-2 气体搅拌碳化浸出槽

(2)水法提钒流程短,结构简单。可利用石灰窑气或烟道废气作 CO_2 气,成本低廉。

3. 钒渣直接合金化 钒作为合金元素,常以钒铁形式加入钢中。目前钒铁生产工序长、成本高、收得率低。为了合理利用钒资源,在炼钢电弧炉中,采用钒渣代替钒铁直接冶炼含钒(0.07~0.6%)低合金钢,试验结果证明是完全可行的。这就给我国多快好省地发展含钒合金钢创出一条新路。

某厂雾化钒渣 V_2O_5 含量为 15.08~15.90%,在电炉炼钢预脱氧后,根据钢种的含碳量,可分别造白渣或电石渣精炼。钒渣采用下列方法加入:1)薄渣溶化后,加入钒渣、

石灰、萤石的混合物,熔化后加入还原剂混合物(碳粉、硅铁粉);2)薄渣溶化后,加入钒渣混合物(钒渣、石灰、萤石、碳粉、硅铁粉);3)预脱氧后立即加入钒渣混合物,此方法实用于高碳钢中,一般增碳量在0.30%~0.40%之间。封闭炉门15~20分钟。余下的还原剂混合物分2~3批加入,每批间隔5~7分钟。最后调整出钢温度和化学成分,出钢时在钢包中插铝。

钒渣加入量按下式计算:

$$Q_{\text{渣}} = \frac{[V] \times T}{0.56 \times (V_2O_5) \times 0.8}$$

式中 $Q_{\text{渣}}$ ——扣除金属铁的钒渣重,千克;

$[V]$ ——冶炼钢种钒含量,%;

T ——钢水重,千克;

V_2O_5 ——钒渣中 V_2O_5 的百分数;

0.56——五氧化二钒折合成钒的换算系数;

0.80——渣中钒的收得率。

在加入钒渣或钒渣混合物后,经30~40分钟还原,钒渣中的钒基本还原完全。先造薄渣,然后加入钒渣混合物,此操作制度,能有效地控制钢液增碳,钒回收率也较高,试验证明,碱度控制在2~3左右,熔渣具有良好的流动性,钒的回收率也是较高的。

用钒铁合金化,钒的总回收率才62%,而钒渣直接合金化,钒的回收率达85~95%。成本也有所降低。

钒渣直接合金化的缺点:一是还原时间有所增长,二是钒渣中含有高达30~45%的铁的氧化物,不仅增大渣重,也增加了渣子的氧化性,影响了钢质量。采用钒渣压块经预先还原后,再合金化,就能清除上述缺点。

钒渣压块合金化的操作过程:先将钒渣破碎并研成150目的粉末,再加入150目的矽铁粉(每一千克钒渣加入矽铁粉0.16千克),再加入150目萤石粉(每一千克钒渣加入萤石粉0.14千克)。以稀的水玻璃为粘结剂造球,球团粒度为 $\phi 7 \sim 12$ 毫米。在竖炉中用裂化天然气进行钒渣预处理(使铁的氧化物还原),还原温度控制在1100~1150℃,铁的氧化物约75%还原成金属铁。钒渣压块还原工艺与铁矿石直接还原法相似。经过预处理后的钒铁块,像钒铁一样,可在电炉出钢前直接合金化。当钒渣压块熔化后立即出钢。钒的平均回收率为90.4%。比使用钒铁总回收率提高25.9%。由于对钒渣进行预处理,渣中氧含量较低(实践证明加入钒渣压块不会增加钢中的氧含量)。钢的成份稳定也易控制,对冶炼无任何特殊要求。

第三节 废水的利用

氧气转炉车间有大量的污水排出,其污染物浓度远远超过排放标准。

转炉污水中悬浮物粒度甚小,而燃烧法比未燃法的粒度更小。鉴于转炉的周期性吹炼,使污水中悬浮物含量时浓时稀、颜色时红时黑、温度时高时低、pH 值时大时小、各种溶解物时多时少。因此,仅采用标准浓缩池进行一般的沉淀处理,难手达到密闭循环的目的。

当前我国各转炉炼钢厂一般都用沉淀池(包括平流式沉淀池、立式沉淀池、辐射式沉淀池)来处理炼钢污水。但多数转炉厂的污水经沉淀池自然沉淀后,因其水质很差而外排,往往造成农田和江河的污染。

国内只有少数炼钢厂使用循环的转炉污水,多数转炉使用部分循环水。

由于沉淀池不能将转炉污水的悬浮物降到排放标准(150 毫克/升)以下。为此,近年来在转炉污水处理上,高分子絮凝剂获得了广泛的应用。它能以极少的投加量(一般为转炉污水量的百万分之 1~2)而取得较好的净化效果。高分子聚合物(如聚丙烯酰胺)的线型分子较长,它通过在微粒间的化学架桥作用,将微粒絮凝成较大的絮凝物,加速了悬浮物的沉降。高分子絮凝剂的使用,使沉淀池的单位负荷大大提高,处理水质得到改善。用高分子絮凝剂作转炉污水净化处理的一般流程如图 6-2-3 所示。

首钢炼钢厂转炉污水在不加聚丙烯酰胺时,沉淀池出口水中悬浮物含量为 500~800 毫克/升,当往污水中加 1 毫克/升左右聚丙烯酰胺以后,沉淀池出口澄清水中的悬浮物含量均小于 100 毫克/升。

近年来,国内外都在转炉污水的磁处理方面作了一些工作。试验证明,它能最经济地利用原来的沉淀池来提高转炉污水的净化效率,它完全有可能从根本上取代传统的沉淀池。

图 6-2-4 为磁处理污水流程。

目前对磁处理的研究,概括起来有以下三个方面:

- (1) 转炉污水预磁沉淀处理;
- (2) 转炉污水磁盘法;
- (3) 转炉污水磁滤净化处理。

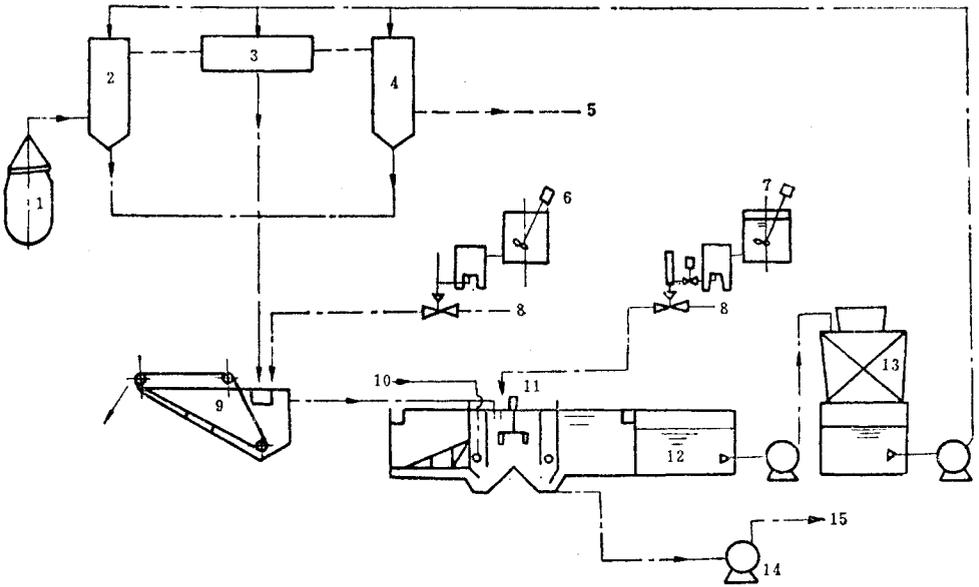


图 6-2-3 转炉烟气除尘污水处理系统

- 1—转炉 2—冷却塔 3—一次除尘器 4—二次除尘器 5—净化后的烟气；
 6—苛性钠注入装置 7—高分子凝聚剂注入装置 8—压力水 9—粗粒分离器；10—压缩空气；
 11—辐射式沉淀池；12—清水罐；13—冷却塔；14—排泥泵；15—真空过滤机

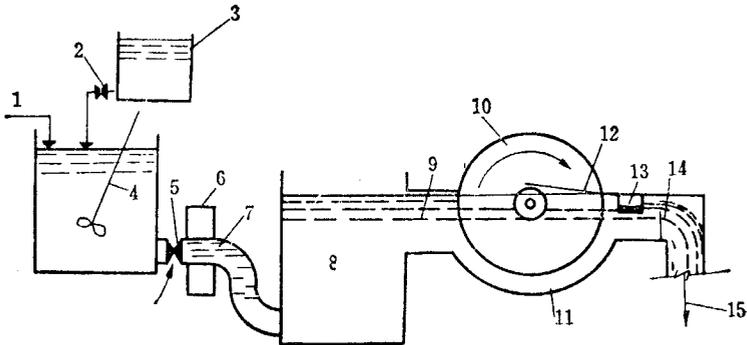


图 6-2-4 磁盘法污水处理流程

- 1—污水 2—药量调节阀 3—贮存箱 4—混合室 5—污水流量调节阀 6—预磁；
 7—非导磁弯管 8—反应室 9—缓冲槽 10—磁盘 11—磁盘水槽；12—刮泥板；
 13—输泥槽 14—溢流闸板 15—清水

预磁沉淀处理 转炉污水通过磁场，污水中所含悬浮物（70%是氧化铁）颗粒，在磁场作用下被磁化，因而互相吸引聚集成大颗粒。磁聚体在形成的过程中也“团聚”了很多非

铁磁微粒。经预磁处理的转炉污水,其沉降效果要比未经预磁处理的高3~5倍,加磁沉降后澄清水的澄清度,明显地比自然沉降高。

前苏联在直径为30米的辐射式沉淀池入口,安设了电磁铁预磁槽,磁极面(槽壁)磁场强度为600奥斯特,槽心为300奥斯特,处理转炉污水量为1200米³/小时。在未经磁处理时,沉淀池出口污水悬浮物含量为250毫克/升,经预磁处理的则为80毫克/升,沉淀率提高30~70%。若以药(聚丙烯酰胺)磁(850~1000奥斯特)综合处理,沉淀效率可提高至57~84%。

磁盘法处理转炉污水,磁化后悬浮物被磁铁吸附而从污水中分离出来。磁盘机是由一条通键铜轴以一定间距装有数块(1~14)磁盘,磁盘转动系由马达经减速而低速转动,悬浮物吸附在磁盘上,离开水面后,由刮泥板刮下。

首钢炼钢厂试验,原污水悬浮物浓度在5000毫克/升时,出水悬浮物浓度可降到150毫克/升以内,污水经磁盘吸附,可去除悬浮物87~98%。若加絮凝剂,然后再用磁盘吸附,可去除悬浮物95~99%,出水悬浮物可降到100毫克/升以下。

磁滤净化装置:由纯铁的小球作为滤料,外加磁场。由于滤料被磁场所磁化,污水流过滤层间隙时,污泥被吸附在截面滤层内,而使污水得到澄清。其装置如图6-2-5所示。

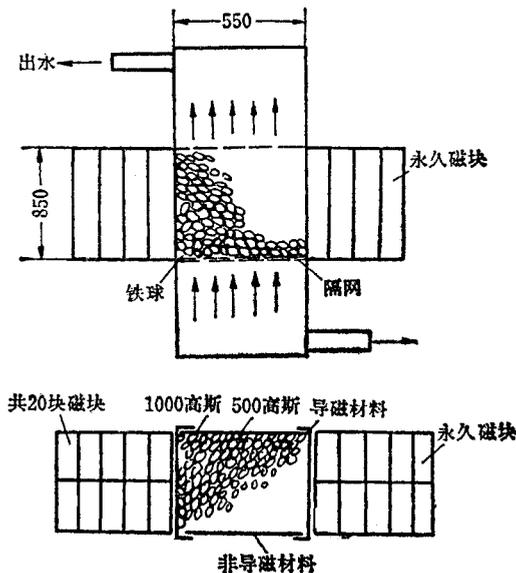


图 6-2-5 磁滤装置

磁滤适用于磁盘或沉淀池之后,以便滤除低浓度的极细小的悬浮物。滤层截面污泥

饱和后,可除去磁场,用高压水进行反冲洗。

为了实现转炉污水密封循环,仅解决循环水的净化问题还不够,还需解决水质的稳定问题。

转炉污水水质,受水温、 pH 、 OH^- 、 HCO_3^- 、永硬、负硬等值的影响。根据水质的 pH 值大小,可以将转炉污水分为三种类型:

(1)结垢型污水(强碱性)。转炉污水平均 $\text{pH} > 9$ 为结垢污水。这种碱性强、永硬性高的转炉污水,不经处理而循环使用是行不通的。未燃法的上钢一厂,半燃烧法的上钢三厂就属于这一类。

(2)相对稳定的弱碱性污水。当 $\text{pH} = 8 \sim 9$ (平均 8.7)时,属于此种类型。这种碱性弱,负硬性高的转炉污水,全部循环后,除 Ca^{++} 、 Mg^{++} 不累积外,水中 K^+ 、 Na^+ 累积得非常高。这种污水虽未经任何处理,但长期循环基本不结垢,如首钢炼钢厂的转炉污水就是这样。

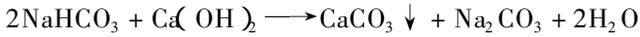
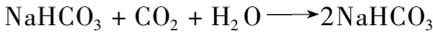
(3)腐蚀型污水。当 $\text{pH} < 8$ 时,为腐蚀型污水。在吹炼过程中,污水 pH 变化在 2.9 ~ 9.2(平均 7.45),它以酸性、碱性交替出现。当污水进入沉淀池混合后,仍是一种趋向腐蚀的不稳定污水,不经处理也难于循环利用。如南京钢厂二号炉,未燃法及半燃烧法转炉污水均如此。

各厂转炉污水性质及其巨大差异是什么因素造成的呢?这是一个十分复杂的问题。它既与造渣剂的用量及粒度有关,又与烟气中 CO_2 含量及烟气净化设施有关,同时还与炉龄有关。

造渣剂中 CaO 的用量及粒度,影响转炉污水 Ca^{++} 、 Mg^{++} 的含量。在冶炼过程中,凡是 CaO 的用量多、粒度细(未过筛)吹氧强度大的情况,烟气带入水中 CaO 的粉末就越多。 CaO 溶于水生成 $\text{Ca}(\text{OH})_2$,使污水 pH 值上升,碱性增强,硬度增大。这种情况,在造渣剂投入后的较短时间内,表现极为明显。

烟气中 CO_2 的含量及烟气净化设施,影响污水的 CO_2 含量。凡吹炼中足以使烟气含有大量 CO_2 ,烟气净化设施又足以使 CO_2 充分溶解于水的情况下,由于 CO_2 能使 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 转变成 CaCO_3 沉淀,大量 CO_2 溶于水,有助于污水 pH 的降低,碱性减弱,硬度减少。

某些补炉材料中含有 K 、 Na 化合物(例如水玻璃、三聚磷酸钠等),因此炉龄情况影响污水钾、钠的含量。水中某些钠盐(如 Na_2CO_3 、 NaOH ,钾与钠性质相同),在长时间水雾喷淋中,能充分吸收 CO_2 ,生成 NaHCO_3 ,进而与 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 作用,使之转变成 CaCO_3 沉淀:



因此污水中大量 Na_2CO_3 的存在,使污水对 CO_2 的吸收起到调节作用,因而有助于污水 pH 值的降低,碱性减弱,硬度减少。

通过上述分析,影响转炉污水性质的主要因素是,污水中 CaO 和 CO_2 的含量。当 CO_2 大量溶于水中,其作用超过 CaO 的作用时,则污水呈酸性,pH 值小于 7,将使管路设备受到腐蚀,首钢转炉循环初期,就是这种情况。当 CaO 的作用大于 CO_2 的作用时,污水呈强碱性,使设备结垢,如上钢一厂及全国多数转炉厂的污水均如此。在某种特殊条件下, CO_2 与 CaO 的作用相当,污水性质相对稳定,基本上不结垢也不腐蚀,如首钢炼钢厂的转炉污水,pH 值为 8.7 左右,能长期循环。

为使 CaO 和 CO_2 的作用相当,达到平衡,使污水性质相对稳定,在未燃法污水 CO_2 含量有限的情况下,可以从下列三个方面为转炉污水的水质稳定创造条件。

严格控制 CaO 的粒度,使作为污水中被处理对象的 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 含量大大减少。

烟气充分净化,使烟气在净化设施中长时间与雾状洗涤水接触, CO_2 能尽可能多的溶解于水中(若 CO_2 仍不够时,可引入石灰窑的废气 CO_2 ,通入沉淀池予以补充)。

循环初期投入适量的 Na_2CO_3 ,使污水吸收更多的 CO_2 ,以调节污水中 CO_2 的含量。