

JIEJINGMEI

最新**洁净煤**生产加工技术 标准与质量监督检验实用手册

zuixin jiejingmei shengchan
jiagongjishu biao zhun yu zhiliangjiandu
jianyan shiyongshouce

● 刘鹏飞



安徽文化音像出版社

第三节 流化床燃烧脱硫

一、概述

煤的流化床燃烧技术是本世纪 60 年代开始发展起来的新型煤燃烧技术,30 多年来发展很快,其应用范围从小型工业流化床锅炉发展到大型电站锅炉,投入运行的最大容量为 250MW,并已具备 300MW 以上容量的能力。流化床燃烧技术也由第一代所谓的鼓泡床(俗称沸腾床)发展到第二代循环床。在我国,自 1965 年建成第一台燃烧油页岩的工业流化床锅炉以来,很快在全国得到推广,现已有数千台鼓泡床及数百台循环床锅炉投入运行,但均为中小型工业锅炉,目前正在向大型化发展,世界上许多国家都十分重视这种新型煤燃烧技术的发展,着重在发展电站容量的大型循环床锅炉。

(一)流化床煤燃烧技术的优点

流化床煤燃烧技术在较短的时间内得到迅速的发展和广泛的应用,是因为它有一些常规的煤燃烧技术如层燃和煤粉燃烧都不具备的优点,这些优点主要是:

1. 能够在燃烧过程中有效地控制 NO_x 和 SO_x 的排放

这是一种“清洁”的燃烧方式。流化床内的燃烧特点是任何时候床内惰性热物料都占全部床内固体物料的 97% ~ 98%,床内的含碳量只占 1.95% ~ 2.18%,因而可以将燃烧温度控制在 800 ~ 900℃ 的范围内而保证稳定和高效的燃烧。这种低温燃烧方式可以有效地抑制 NO_x 的生成和排放(见第五章),使其 NO_x 生成量仅为煤粉燃烧的 1/3 ~ 1/4,可将鼓泡床的 NO_x 排放量控制在小于 300 ~ 400ppm,将循环床的 NO_x 排放量控制在小于 100 ~ 200ppm。此外,在燃烧过程中直接向床内加入石灰石或白云石,由于燃烧温度正是石灰脱硫反应的最佳温度,因而可以有效地脱除在燃烧过程

中生成的 SO_2 。根据煤中含硫量的大小投入床内适当的石灰石量,可以达到 90% 的脱硫效率。因此,流化床是一种最经济有效的低污染煤燃烧技术,这也是它在世界范围内受到重视,得到很快发展的最根本的原因。

2. 燃料适应性广

由于床内 98% 以上惰性热物料的巨大热容量,以及流态化燃烧过程中十分良好的传热、传质和混合过程,因此流化床燃烧虽然是一种低温燃烧方式,但它却可以燃用一切种类的燃料并达到很高的燃烧效率,其中包括高灰分、高水分、低热值、低灰熔点的劣质燃料(如泥煤、褐煤、油页岩、炉渣、木屑、洗煤厂的煤泥、洗矸、煤矿的煤矸石等),以及难以点燃和燃尽的低挥发分燃料(如贫煤、无烟煤、石油焦和焦炭等)。它的这一优点,对于充分利用当地的低质燃料,尤其是高硫含量的燃料,改善燃料消耗的平衡有重要意义,这也是我国在过去几十年里流化床锅炉能够迅速得到推广应用的主要原因。

3. 燃烧热强度大

此种锅炉单位床面积的出力大,可以减小炉膛的截面和体积。鼓泡床的炉膛截面热负荷为 $1 \sim 3 \text{ MW/m}^2$,循环床的截面热负荷为 $3 \sim 8 \text{ MW/m}^2$,是链条炉的 2~6 倍。流化床的容积热负荷为 $1.5 \sim 2 \text{ MW/m}^3$,是煤粉炉的 8~11 倍。因此,流化床锅炉的体积可以做得比常规锅炉的小。

4. 床内传热能力强

可以节省受热面的金属消耗。对鼓泡床,床内气固两相混合物对床内埋管受热面的传热系数可达 $233 \sim 326 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)}$,循环床炉膛内气固两相混合物对水冷壁的传热系数在 $50 \sim 450 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)}$ 的范围内,比煤粉炉的传热系数大得多,可节省受热面的金属消耗,使受热面的布置更为紧凑。

5. 负荷调节性能好

负荷调节幅度大,其负荷调节范围可从 100% 到 20%,在低负荷下也能保持稳定燃烧。

6. 燃烧的腐蚀作用小

由于燃烧温度低、灰渣不会软化和粘结,燃烧的腐蚀作用也比常规锅炉的小。此外,低温燃烧所产生的灰渣,具有较好的活性,而且飞灰和灰渣的含碳量低,通常低于 4%~5%,可以用做制造水泥的掺合料或其它建筑

材料的原料,有利于灰渣的综合利用。

(二)鼓泡床存在的问题

但是,和循环流化床相比,由于鼓泡床还存在以下的问题,因而当前流化床技术发展的主要方向是发展循环流化床。

1. 飞灰量大

当燃用宽筛分的燃料(一般筛分在 $0 \sim 12\text{mm}$)时,未燃尽细颗粒飞灰的飞出量大,尤其在燃用低质燃料时,会造成固体未完全燃烧损失增加,降低了燃烧效率。同时,由于飞灰排出量大,为了控制粉尘的排放量,必须采用价格昂贵的静电除尘器或袋式除尘器,否则难以达到环境保护标准的要求。

2. 耗用石灰石较多

在向鼓泡床内直接加入石灰石脱硫时,石灰石的钙利用率较低。要使脱硫效率达到 90% ,则脱硫所需的 Ca/S 摩尔比一般应在 3 以上,而循环床只需 $1.5 \sim 2$,因而鼓泡床脱硫需耗用大量石灰石。

3. 鼓泡床的床内埋管受热面及炉墙的磨损问题有待解决

4. 床面积过大,不便布置

按照鼓泡床的截面热负荷,每 1m^2 的床面积约可生产 $2 \sim 4\text{t/h}$ 蒸汽,因此随着锅炉容量的增加,床的截面积势必增加。例如,一台 400t/h 的锅炉的床面积将会达到 100m^2 以上,这在布置上会带来许多困难。由此可见,鼓泡床锅炉的大型化会受到床面积的限制。

(三)循环流化床的问题

虽然循环流化床没有上述鼓泡床的那些缺点,因而成为流化床技术发展的主要方向,但就循环床本身而言,还存在以下的缺点;

1. 初投资大

由于循环床的炉膛内传热系数与炉内沿炉膛高度的气固浓度比密切相关,炉膛上部稀相段的传热系数小于下部浓相段的传热系数,再加上温压低、烟气流速高、床截面小,因而必须增加炉膛高度,否则四周墙面积不足以布置必要的受热面,从而增加了锅炉的初投资。

2. 耗电量

循环床的分离循环系统比较复杂,布风板及系统阻力增大,锅炉自身

耗电量较大,约为机组发电量的7%左右,导致运行费用增加。

3. 磨损及腐蚀

由于床内流速高、固体粒子浓度大、为控制 NO_x 排放而采用分级燃烧时炉膛内存在还原性气氛的区域等因素,会造成受热面与吊挂管的磨损与腐蚀。

因此,在选用燃煤设备时,除了常规的层燃炉和煤粉炉与流化床锅炉有技术经济比较的必要外,就流化床锅炉本身,选用鼓泡床或循环床,也需进行技术经济比较。一般,对容量小于 35t/h 的工业锅炉,鼓泡床仍然是可以考虑的选择方案。

综上所述,流化床由于能在低温下燃烧等一系列特点,它是当前在燃烧中脱硫的最佳煤燃烧方式。

二、流化床燃烧脱硫原理

在流化床燃烧过程中脱硫最经济有效的方法是,采用石灰石(CaCO_3)和白云石($\text{CaCO}_3 \cdot \text{MgCO}_3$)作为脱硫剂,在燃烧过程中石灰石或白云石分解成石灰(CaO),在氧化性气氛下 CaO 与烟气中的 SO_2 及氧反应生成硫酸钙(CaSO_4)。

CaCO_3 分解为 CaO 和 CO_2 的热分解温度为 88°C 左右。由于反应过程中 CaCO_3 颗粒转变成 CaO 颗粒时其摩尔体积缩小了45%,因而使原 CaCO_3 内的自然孔隙扩大了许多,这有利于多孔隙的 CaO 与 SO_2 进行式的脱硫反应而生成 CaSO_4 ,这一反应的最佳温度是 $800 \sim 850^\circ\text{C}$ 左右,但是,由 CaO 转变成 CaSO_4 的反应过程其摩尔体积会增大180%左右,因此在反应一开始,就会在 CaO 的表面生成一层厚度约为 $32\mu\text{m}$ 的致密 CaSO_4 薄层,这一 CaSO_4 薄层的孔隙比 SO_2 分子的尺寸小,因而阻碍了 SO_2 进入 CaSO_4 薄层进一步扩散到 CaO 颗粒内层进行反应,所以在燃烧过程中用石灰石脱硫时,其钙利用率通常很低。

在理论上脱除1个摩尔的硫需要1个摩尔的钙,或者说每脱除1kg的硫需要3.125kg的石灰石。由于石灰石并不是百分之百的 CaCO_3 ,因此在脱硫时为达到一定脱硫效率的石灰石需要量,正比于煤中的含硫量,反比于石灰石中 CaCO_3 的含量。在煤燃烧过程中,石灰石中的钙能否被有效地

用来脱硫,还取决于石灰石本身的反应性,煤燃烧设备的运行条件,如燃烧温度、石灰石的颗粒度、反应物浓度及停留时间等。为了确定为达到一定的脱硫效率所需要消耗的脱硫剂量,常用钙和硫的摩尔比值(Ca/S)作为一个综合指标,来说明在用 CaCO_3 脱硫时钙的有效利用率。所需的 Ca/S 越高,钙利用率则越低。

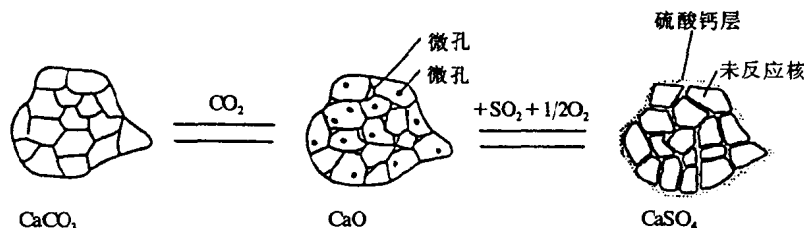


图 2-2-18 石灰石在燃烧过程中的脱硫原理

如煤中的含硫量为 $S(\%)$, 为达到一定的脱硫效率所需的钙硫摩尔比为 Ca/S , 则需加入流化床中的脱硫剂量 $G(\text{kg}/\text{h})$ 可用下式计算:

$$G = \frac{100 \text{Ca}}{32 \text{S}} \frac{S(\%)}{\text{CaCO}_3(\%)} B \quad (\text{kg}/\text{h}) \quad (2-2-15)$$

或

$$\frac{\text{Ca}}{\text{S}} = \frac{32 \text{CaCO}_3(\%)}{100 S(\%)} \frac{G}{B} \quad (2-2-16)$$

式中 G ——为达到一定脱硫效率需向流化床中加入的脱硫剂量(kg/h);

$\frac{100}{32}$ —— CaCO_3 和 S 转化为摩尔数的转换系数, 其中 100 是 CaCO_3 的分子量, 32 是 S 的分子量;

$\frac{\text{Ca}}{\text{S}}$ ——为达到一定脱硫效率所需的钙硫摩尔比值;

S ——燃料中含硫量的重量百分数($\%$);

CaCO_3 ——脱硫剂中 CaCO_3 含量的重量百分数($\%$);

B ——燃料消耗量(kg/h)。

由上述 CaCO_3 在燃烧过程中的脱硫原理可知, 实际上并不是全部 CaO 都能参与反应, 因此在 $\text{Ca}/\text{S} = 1$ 时, 实际的脱硫效率并不高。所谓脱硫效率, 是指在烟气中的 SO_2 被脱硫剂吸收的百分数。在最佳的脱硫反应温度

850℃、 $\text{Ca}/\text{S} = 1$ 时, 理论上的脱硫效率 $\eta_{\text{SO}_2} = 60\%$, 而在实际的鼓泡床运行条件下, 在 $\text{Ca}/\text{S} = 1$ 时, 其脱硫效率不超过 50%。而要达到 90% 的脱硫效率, Ca/S 值需要达到 3 ~ 5。这就要加入大量的石灰石, 不仅增加运行费用, 而且 CaCO_3 的热分解吸热会降低锅炉的出力; 灰渣量的增大不仅增加物理热损失, 增加了受热面的磨损, 还增加了灰渣处理系统的投资。因此, 要研究燃烧过程中影响脱硫效率的因素, 以便最大限度地提高脱硫的钙利用率。

三、鼓泡床燃烧过程的特点及影响其脱硫效率的因素

(一) 鼓泡床燃烧特点

流化床燃烧的脱硫特性, 和其燃烧过程的气固两相流的流动及燃烧特性密切相关, 图 2-2-19 所示, 为一台我国设计的小型工业鼓泡床锅炉结构

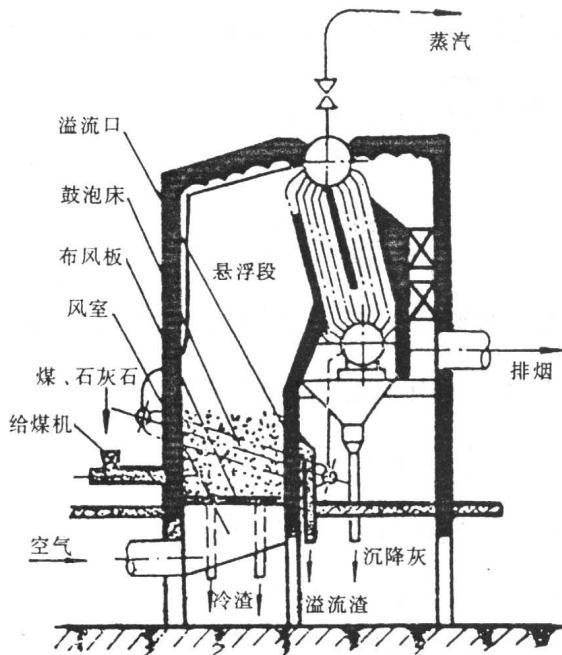


图 2-2-19 鼓泡床锅炉结构示意图

构示意图。碾碎成细粒的燃料及石灰石从前墙通过螺旋给料机送入床内, 空气由风箱经过床底部的布风板送入床层。当空气流速超过临界风速以后, 床层进入流态化的过程, 此时在布风板上固体颗粒的一部或全部会产

生双向运动,即在风压的作用下颗粒上升和浮起,又在重力的影响下下落。此时超过临界风速的气体不是均匀地从固体颗粒之间流过,而是形成气泡,并以气泡的形式携带一些固体颗粒向上通过床层。气泡的产生是流化床气固两相流动中不可避免的现象。气泡起初很小,在上升的过程中逐步合并成大气泡。在气泡以外的部分称为乳化相。在乳化相中,气体分散在固体颗粒群中,最多也只能聚集成一些小气泡,而大气泡在床层底部生成后就通过乳化相迅速上升。气泡上升的速度很快,在达到床层表面时即破裂而逸出,并把大量固体粒子抛入床层上部空间。这种大气泡生成、上升和破裂逸出现象,称之为鼓泡。因此以鼓泡方式运行的流化床,又称之为鼓泡床。

鼓泡床的一个特点是,当气体流速刚刚达到临界风速时,床层内只有乳化相,而当流化速度增加时,在乳化相中固体颗粒和气体的比例一直保持在开始流化的那个临界状态,所增加的气体则以气泡的形式通过床层。此时,乳化相里的固体颗粒并没有活动的原动力,但是由于大气泡通过乳化相而形成流化床里剧烈的搅拌、掺混和固体颗粒的流动,大大强化了床内的传质、传热和混合过程。这时整个流化床的运动,看起来就像沸腾的液体,使床内的温度分布十分均匀。因此,如将床内燃烧温度控制在 850°C 左右,床层内的气固运动及燃烧工况十分有利于石灰石脱硫反应的进行。

但是,当大量气泡在床层表面破裂时,起伏很大,不但夹带大量固体颗粒溅出床层,而且在其上部空间,由于受气泡破裂的影响,气体流速很不均匀,局部地区速度很高,并有很大的脉动,有较强的夹带固体颗粒的能力。因此,由于气泡破裂而被抛出床层的固体颗粒,被带入悬浮段,在这里进行着颗粒的夹带、分离和沉降过程。沿悬浮段向上,由于气泡破裂造成的气体流速不均匀的峰值逐渐衰减,因而越来越多的颗粒沉降回到床层。这使沿悬浮段高度的固体颗粒浓度变化很大,接近床层表面处的浓度可达每立方米几十千克,而在炉膛出口处则减少到每立方米几百克,在这一低浓度区域,气固两相混合物的热容量很小,在炉膛出口附近温度很快下降,使在此处未燃尽的细颗粒燃料和氧化钙被带出炉膛。这是鼓泡床锅炉在燃烧密筛分燃料时燃烧效率不高及脱硫反应钙利用率低的主要原因。

根据鼓泡床燃烧过程的特点,影响其脱硫效率的因素可以综述如下。

(二)影响鼓泡床脱硫效率的因素

1. 脱硫剂的颗粒度

由于石灰在脱硫反应过程中当 CaO 表面形成一薄层 CaSO_4 后,颗粒内部的氧化钙不能再参与反应,因此石灰石颗粒越大,其反应表面积就越小,实践表明,对颗粒尺寸大于 3mm 的石灰石,其钙利用率不到 5% 。因此,用于鼓泡床脱硫的石灰石粒径一般不宜超过 2mm 。减小石灰石粒径虽然能增加颗粒的比表面积,但是石灰石颗粒过细,小于 $500\mu\text{m}$ 时,则由于在炉内的停留时间太短而不能参与反应。因此,鼓泡床要达到 90% 的脱硫效率, Ca/S 往往要超过 3 ,这就是鼓泡床脱硫钙利用率不高的根本原因。

2. 脱硫剂的反应性

脱硫剂中 CaCO_3 的含量及其结构状况会影响脱硫剂的脱硫效果。晶体石灰石内部自然孔隙少,而非晶体石灰石内部的自然孔隙多,因此非晶体石灰石的脱硫反应性比晶体石灰石的好。白云石的孔隙率大,其脱硫反应性比石灰石的好,但白云石中 MgCO_3 没有脱硫作用,因此在相同的 Ca/S 比下需要消耗更多的白云石,且排渣中 MgCO_3 的含量大,需要处理。但在加压下由于白云石的孔隙率及反应表面积大,反应生成的 CaSO_4 不易将孔隙堵塞,因而其脱硫效果远比石灰石的好。因此白云石宜用于增压流化床燃烧脱硫。炉膛运行压力对不同脱硫剂脱硫效率的影响,可见图 2-2-20。

为了改善天然石灰石孔隙小、脱硫反应性差的缺点,清华大学将石灰石颗粒与粘结剂及适当添加剂混合,经处理成型制成人造合成脱硫剂,可在其颗粒尺寸大于或等于 5mm 时使用。由于大大增加了人造脱硫剂的孔隙率及孔隙尺寸,从而增加了脱硫剂的反应性。图 4-10 和 4-11 分别表示了人造脱硫剂和天然石灰石脱硫的钙利用率 X_{CaO} 与脱硫剂在炉内的停留时间及燃烧温度的关系。

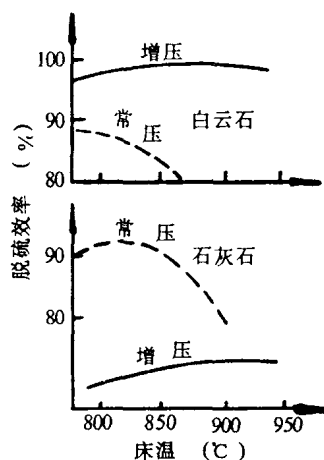


图 2-2-20 炉膛运行压力
对不同脱硫剂脱硫效率的影响

由图 2-2-21 可见,停留时间越长,人造脱硫剂和天然石灰石相比其

钙利用率越高。由于人造脱硫剂可以在其颗粒尺寸为 5mm 的情况下大大提高其反应性,从而解决了在鼓泡床运行时又要脱硫剂粒径小、又要其停留时间长的矛盾。

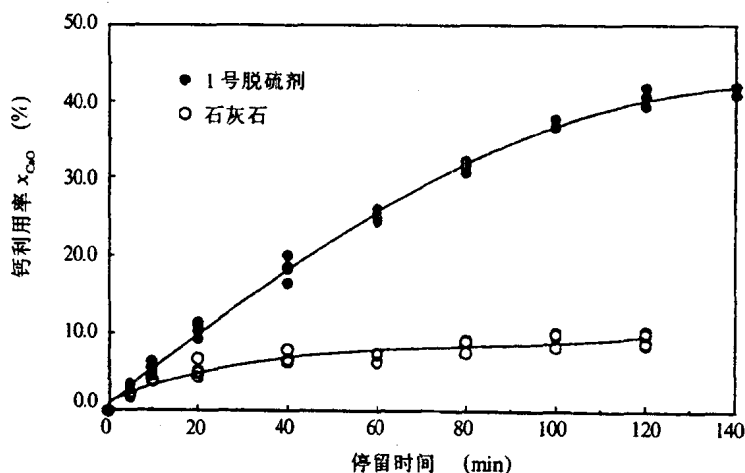


图 2-2-21 不同脱硫剂的钙利用率与停留时间的关系

在对人造脱硫剂加入适当添加剂后,不但可改善其脱硫反应性能,而且可以提高其脱硫反应的最佳反应温度。由图 2-2-22 可见,2 号人造脱硫剂的最佳脱硫反应温度为 1000 ~ 1050℃,这可使流化床锅炉在使用难以燃烧的燃料如低挥发分无烟煤时,可在不影响脱硫效果的情况下将燃烧温度提高到 1000℃左右,从而提高其燃烧效率。

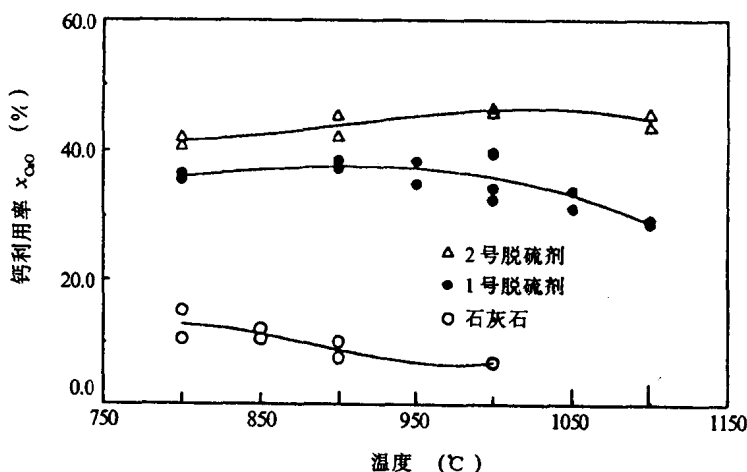


图 2-2-2-2 不同脱硫剂的钙利用率与燃烧温度的关系

因此,在选择脱硫剂时,一定要对脱硫剂的脱硫反应性进行试验,并通过试验确定为达到所要求的脱硫效率的钙硫比(Ca/S)

3. 钙硫比与脱硫效率的关系

由前述可知,使用某一煤种,为在硫化床燃烧中达到一定的脱硫效率,需对所选定的脱硫剂确定所需的钙硫比(Ca/S)。因此,钙硫比首先取决于脱硫剂的反应性。但是,钙硫比还受运行因素的影响。图 2-2-23 与图 25-2-24 所示,为鼓泡床的脱硫效率和钙硫比与床温和流化速度(停留时间)的关系。

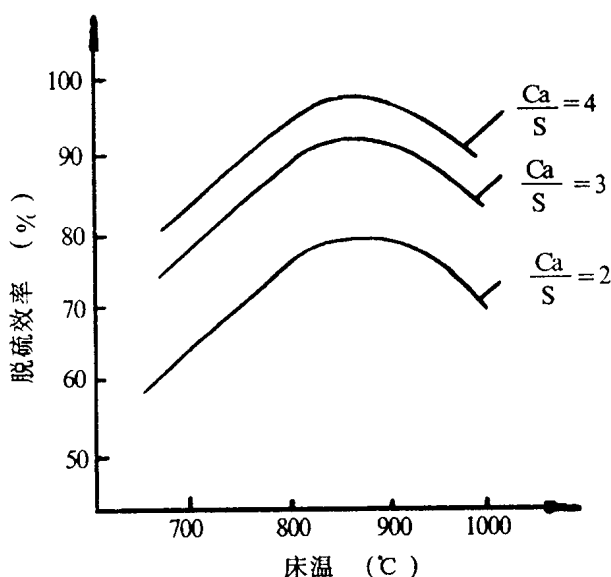


图 2-2-23 鼓泡床的脱硫效率与钙硫摩尔比和床温的关系

由图 2-2-23 可见,在以石灰石为脱硫剂时,最佳的脱硫温度为 800~850℃,低于或高于这个温度范围都会降低脱硫效率。实际上,当温度低于 750℃时, CaCO_3 分解反应已不能进行,因而也就不存在 CaO 的脱硫反应;而当床温高于 850℃时,逆反应速度随温度的升高而增加,从而导致脱硫效率的迅速降低。另一方面,在温度相同时,脱硫效率随 Ca/S 的增大而增加,从而增大了石灰石的消耗量。

图 2-2-24 是脱硫效率与钙硫比和流化速度的关系。由图可见,当 Ca/S 一定时,鼓泡床的脱硫效率随流化速度的升高而减小。因为流化速度

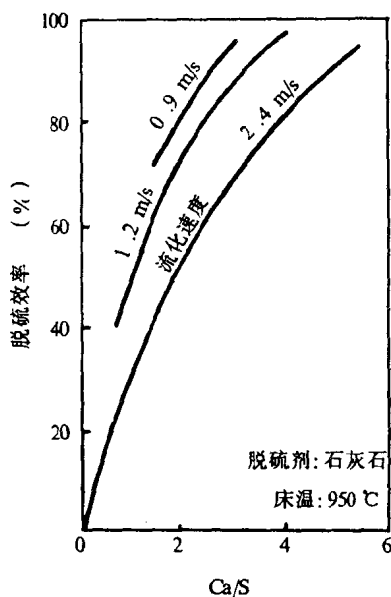


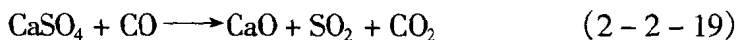
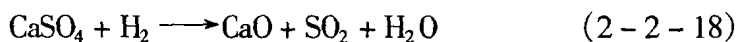
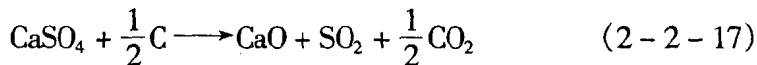
图 2-2-24 鼓泡床脱硫
效率与钙硫摩尔比和流
化速度的关系

越高,脱硫剂的停留时间越短,因而脱硫效率降低。当流化速度一定时,脱硫效率则随 Ca/S 的增大而增大。例如, $\text{Ca/S} = 2$, 则流化速度在 $2.4 \sim 0.9\text{m/s}$ 之间变化时,脱硫效率为 $50\% \sim 80\%$ 。

四、脱硫剂的再生和 SO_2 的回收

鼓泡床燃烧脱硫时脱硫剂的钙利用率低,脱硫剂消耗量大,如果需要,可对脱硫剂进行再生和将硫回收。

脱硫剂再生的原理是,硫酸钙在 1100°C 以上的还原性气氛中会进行如下的反应:



上述再生反应如在 1100°C 的条件下使反应物停留 30min 以上时, CaO

的再生率可超过 90%。因此,采用鼓泡床作为再生反应器可以实现上述目标。一般,再生尾气中的 SO_2 浓度可达 6% ~ 7%,因而可以用来制造硫酸,再生后的 CaO 可以送入鼓泡床燃烧室重新利用,从而可以减少石灰石的消耗量。由于再生鼓泡床的面积只为鼓泡床燃烧室截面积 10%,因此鼓泡床锅炉在需要将脱硫剂再生时,只需增加一辅助的吸收床,而不会显著增加锅炉的总体积。

五、循环流化床燃烧过程的特点 及影响其脱硫效率的因素

(一)循环流化床燃烧过程的特点

由前述可知,鼓泡床燃烧脱硫的主要缺点是钙利用率低。循环流化床在很大程度上可以弥补鼓泡床的这一缺点,因而可以在较小的钙硫比时达到更高的脱硫效率。

图 2-2-25 所示,为一循环流化床锅炉的流程图。由于循环床内的烟

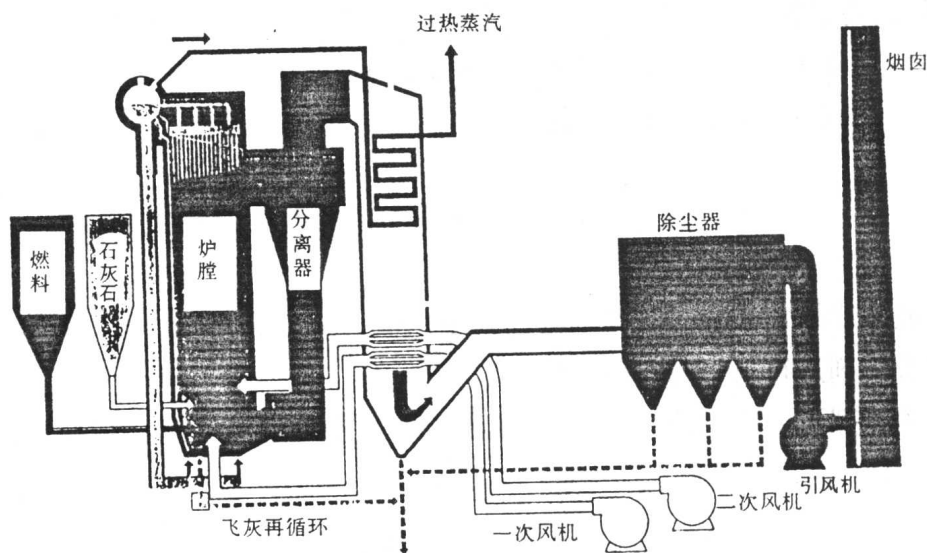


图 2-2-25 循环流化床锅炉的流程图

气流速为 4.5 ~ 7m/s,比鼓泡床的高,因而可以把相当数量的固体物料带出炉膛。在炉膛出口处安装的高效分离器,能将带出的固体颗粒分离

出来,再将其送回炉膛底部,以维持炉膛内床料总量不变的连续工作状态。

在循环床运行工况下,整个炉膛内的床料密度要比鼓泡床的床层内密度低得多,此时在整个炉膛内,除了气体向上流动外,固体颗粒亦向上流动,此时气固两相之间存在的相对速度称为滑移速度,如图 2-2-26 所示。和鼓泡床不同,循环床炉膛中气固两相混合物的密度不单纯取决于流化速度,还与当时颗粒的质量流率 $[\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})]$ 有关。在一定的气流速度下,质量流率越大,则床料密度越大;固体颗粒的循环量越大,则气固间的滑移速度也越大。

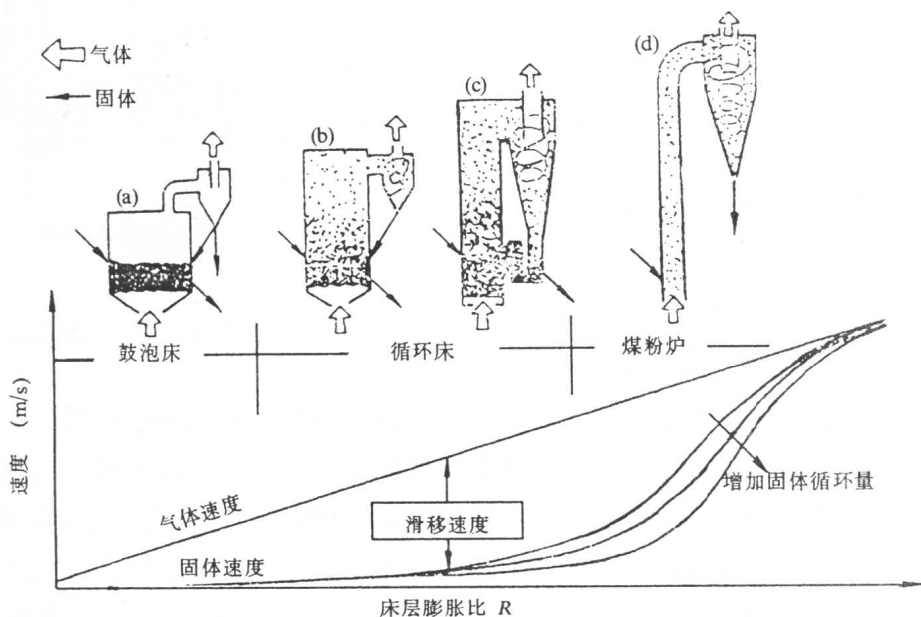


图 2-2-26 不同型式的流化床与其气固间滑移速度和床层膨胀比的关系

循环床的气固两相动力学的研究表明,此时床内的大气泡已完全消失,气泡被粉碎成小的空隙,以曲折的路线向上急速运动,这些空隙可以看成是一条条连续的气体通道。而原来在鼓泡床状态时的连续乳化相,则弥散形成了颗粒团或颗粒带,变成了非连续相。这种固体颗粒的聚集和团聚作用,是循环床内颗粒运动的一个特点。研究表明,当床料密度为 $8 \sim 10 \text{kg}/\text{m}^3$ 时,床内细颗粒就会团聚成大粒子团。粒子团由于重量增加、体积加大,有较大的自由沉降速度,在一定的气流速度下,大粒子团不是被吹上去,而是逆着气流沿着四周的炉墙向下运动,如图 2-2-27 所示。这些粒

子团在沿着炉墙下流过程中,气固间产生较大的相对速度,然后被上升的气流打散成细颗粒,再被气流带动向上运动,又再聚集成粒子团,再沉降下来,这种粒子团不断聚集、下沉、吹散、上升又再聚集的物理过程,使循环床内发生强烈的热量和质量交换。燃烧温度 $800 \sim 900^{\circ}\text{C}$ 烟气流速 $4.5 \sim 7\text{m/s}$ 由于粒子团沿炉墙沉降和边壁效应,循环床中气固流动形成近炉壁处很浓的粒子团以旋转状向下运动,炉膛中心则是相对较稀的气固相向上运动,产生一个强烈的炉内循环运动,大大强化了炉内的传热和传质过程,使刚进入炉内的新鲜燃料和脱硫剂颗粒在瞬间即被加热到 850°C 的炉膛温度,并保证了在整个炉膛内纵向和横向都具有十分均匀的温度分布,从而使脱硫剂和 SO_2 的脱硫反应能够

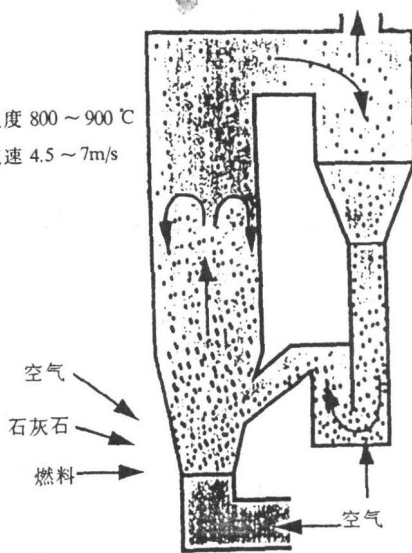


图 2-2-27 循环床内气固流动示意图

在整个炉膛内和分离器内进行,可以达到比鼓泡床更好的脱硫效果。

当循环床锅炉所用燃料不是很细很均匀、而是 $0 \sim 12\text{mm}$ 粒径的宽筛分燃料时,其平均粒径为 1.5mm 。则这时相应于所采用的流化速度,对大的颗粒,可能刚刚超过其临界风速,仍处于鼓泡床的运行工况,但是对细的颗粒,气流速度可能已超过输运速度。这时炉内就会出现:下部是大颗粒组成的鼓泡床或湍流床,因而炉膛下部仍有气泡存在,但在炉膛上部却是上述的循环床运行工况。

由于循环床中被烟气带出的细颗粒能在旋风分离器中被分离出来并送回炉内再进行反应,因而大大延长了脱硫剂的停留时间。在炉膛内的内循环和整个物料通过分离器的外循环过程中,脱硫剂的颗粒会被磨碎而出现新的反应表面,而在整个固体物料的循环系统内有均匀的 850°C 温度分布,这一切大大改善了脱硫性能,提高了脱硫剂的钙利用率。一般用循环床加脱硫剂脱硫时,当 $\text{Ca/S} = 1.5 \sim 2.0$ 时,就可以达到 90% 的脱硫效率。

(二)影响循环流化床脱硫效率的因素

和鼓泡床一样,影响循环床脱硫效率的也是炉膛温度、脱硫剂的颗粒度和反应性以及钙硫比等。

1. 煤中含硫量及脱硫剂颗粒度的影响

图 2-2-27 为脱硫效率与煤中含硫量及石灰石粒径的关系。曲线 1 和 2 是在同一台循环床锅炉中,采用同一种石灰石和相同的石灰石颗粒分布下,当锅炉燃烧含硫量不同的煤种时,其脱硫效率与 Ca/S 的关系。比较曲线 1 和 2,在相同的 Ca/S 下,含硫量越高的煤,其脱硫效率也越高,这是因为高硫煤会使炉膛内产生高的 SO_2 浓度,因而增加了脱硫反应的速度。

图 2-2-28 中曲线 3 是燃用含硫量较低的煤种但石灰石的颗粒度较粗时的试验结果。由图可见,石灰石粒度大时其脱硫效率明显下降,这是因为脱硫剂的反应表面小而使钙利用率降低。但石灰石的颗粒也不能太细,因为现在常用的旋风分离器只能分离出大于 $75\mu\text{m}$ 的颗粒,而小于 $75\mu\text{m}$ 的颗粒由于不能再返回炉膛而降低了利用率。研究表明,用于循环床脱硫的石灰石最佳颗粒度为 $0.2 \sim 1.5\text{mm}$ 。

2. 脱硫剂反应性的影响

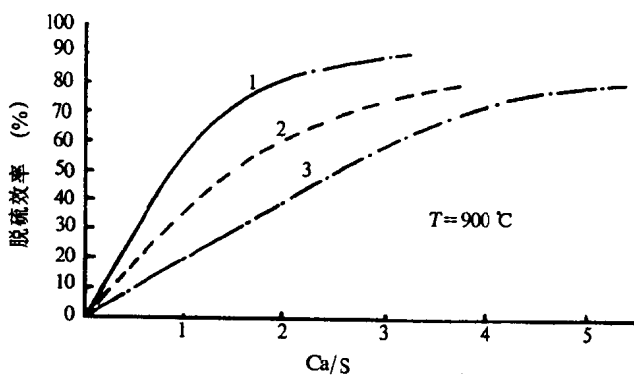


图 2-2-28 脱硫效率与煤的含量和石灰石灰粒径的关系

1——煤样 C, $S=2.03\%$, 石灰石粒度 $0 \sim 5\text{mm}$;

2——煤样 B, $S=1.55\%$, 石灰石粒度 $0 \sim 5\text{mm}$;

3——煤样 A, $S=0.78\%$, 石灰石粒度 $0 \sim 13\text{mm}$;

图 2-2-29 为循环床在燃烧中-高硫煤时石灰石的反应性与脱硫效率及 Ca/S 的关系。由图可见,只有采用高反应性石灰石,才能在 $\text{Ca/S} = 1.5 \sim 2$ 时达到 90% 以上的脱硫效率。相同的钙硫比对中等反应性的石灰

石只能达到 80% 的脱硫效率。因此,脱硫剂的选用对提高脱硫时的钙利用率、减少脱硫剂的消耗十分重要。

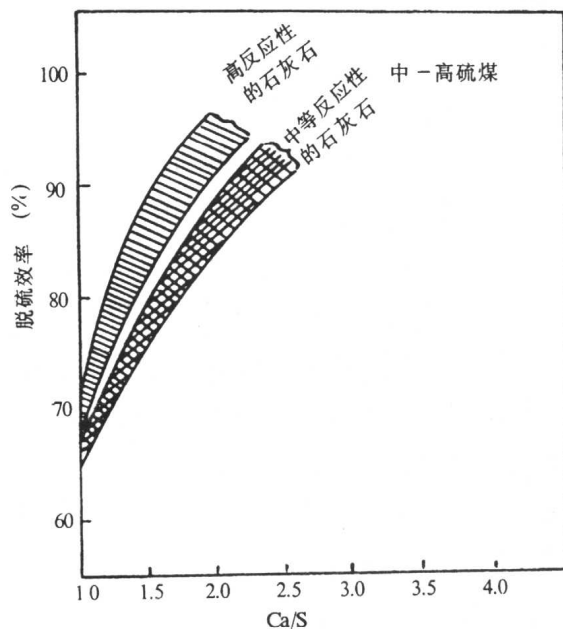


图 2-2-29 石灰石的反应性在燃烧中
高硫煤时对脱硫效率的影响

第四节 高硫煤的洗选脱硫

我国的高硫煤蕴藏量很多,据统计东北地区大部分是低硫煤;西南地区大部分为高硫煤,南方煤田基本上属高硫煤,个别煤田含硫高达 10% 以上。目前,我国所采煤炭中约 1/6 为高硫煤。

高硫动力煤的燃烧,对大气造成严重的污染;炼焦煤中过高的硫分,不仅降低焦炭的质量,又对生铁产量及质量造成严重的影响。另外,硫是化学工业的重要原料,国内需求很大。因此,煤炭的脱硫和回收有着重要的现实意义。