

1 设计概况

以煤炭为主的能源构成是我国长期的政策,合理利用煤炭和防治由燃煤产生的污染是关系到我国经济发展和环境保护的重要问题。

当前,我国的煤烟型大气污染已经达到相当严重的程度。煤的燃烧和利用引发的资源和环境问题,已成为制约我国国民经济和社会可持续发展的一个重要影响因素。我国降尘和总悬浮微粒普遍超过国家环境质量标准,北方采暖季节二氧化硫污染日益突出,长江以南许多地区出现酸雨。从总体来看,我国的大气污染已成为影响工农业生产和人民生活的突出问题。鉴于烟尘和二氧化硫为主要污染物的煤烟型污染是我国大气污染防治的重要内容,作为煤烟型污染重要来源的锅炉烟气脱硫除尘刻不容缓。脱硫除尘技术的研发显得十分重要。

1.1 设计目的

能否实现脱硫除尘系统最优化设计将是关系到企业运营成本,效益和环境保护等方方面面的重要问题,考虑到各项经济,技术,效率指标的最优设计对中国未来将长期存在的燃煤问题的改善将具有重要意义。

1.2 设计依据

1.2.1 锅炉设备的主要参数

表 1 锅炉设备的主要参数

锅炉型号	蒸发量	出口蒸汽压	燃烧方式	排烟温度	飞灰率
SG-400/14 0 型	400t/h	140MPa	沸腾炉	160 ℃	34 %

所配发电机组功率	空气过剩系数	设计耗煤量	锅炉出口前阻力	排放标准	净化系统概况
125MW	1.2	42t/h	1060Pa	2 类区标准	假设长度为450m，90°弯头 60 个

1.2.2 设计内容及要求

- （1）根据燃煤的原始数据计算锅炉燃烧产生的烟气量，烟尘和二氧化硫浓度。
- （2）净化系统设计方案的分析，包括净化设备的工作原理及特点；运行参数的选择与设计；净化效率的影响因素等。
- （3）除尘设备结构设计计算
- （4）脱硫设备结构设计计算
- （5）烟囱设计计算
- （6）管道系统设计，阻力计算，风机电机的选择
- （7）根据计算结果绘制设计图，系统图要标出设备、管件编号、并附明细表；除尘系统、脱硫设备平面、剖面布置图若干张，以解释清楚为宜，最少 4 张 A4 图，并包括系统流程图一张。

1.2.3 执行排放标准

按锅炉大气污染排放标准（GB13271-2001 ）中二类区标准执行：

- （1）烟尘浓度排放标准（标准状况下）： 200mg/m³；
- （2）二氧化硫排放标准（标准状况下）： 900mg/m³。

2 设计计算

2.1 标准状态下理论空气量

根据已知数据：

设计煤成分： $C_Y=62.5\%$ $H_Y=4\%$ $O_Y=3\%$ $N_Y=1\%$ $S_Y=1.5\%$ $A_Y=20\%$

$W_Y=8\%$ $V_Y=15\%$ ；属于中硫烟煤

设计耗煤量：42t/h

排烟温度：160℃

空气过剩系数=1.2

飞灰率=34%

理论空气需要量为^[1]：

$$V_0 = 0.0889w_C + 0.2654w_H + 0.0333w_N + 0.0333w_S + 0.0889 \frac{62.5}{100} + 0.2654 \frac{4}{100} + 0.0333 \frac{1}{100} + 0.0333 \frac{1.5}{100} + 0.0333 \frac{20}{100} = 6.6162 \text{ m}^3/\text{kg}$$

2.2 标准状态下烟气量

已知燃煤，不用雾化蒸汽， G_m 为 0，根据公式得烟气量为：

$$V_y = 0.01866w_C + 0.007w_S + 0.008w_N + 0.0124w_W + 0.111w_H + 1.016aV_0 + 0.12V_0 + w_A = 0.34 \\ 0.01866 \frac{62.5}{100} + 0.007 \frac{1.5}{100} + 0.008 \frac{1}{100} + 0.124 \frac{8}{100} + 0.111 \frac{4}{100} + 1.016 \frac{1.2}{100} \times 6.61625 + 0.12 \frac{6.61625}{100} + 20 \frac{0.34}{100} = 16.69 \text{ m}^3/\text{kg}$$

则有标况下该锅炉产生的烟气流量Q 为：

$$Q = 16.69 \times 42 \times 10^3 = 700980 \text{ m}^3/\text{h} = 194.7 \text{ m}^3/\text{s}$$

2.3 标准状态下烟尘与二氧化硫浓度

烟尘浓度为： $c_{\text{粉尘}} = 200 \times 0.34/V_y = 4070 \text{ mg/m}^3$

SO₂浓度为： $c_{\text{SO}_2} = 15/32 \times 64/V_y = 1800 \text{ mg/m}^3$

3 方案设计

3.1 除尘方案

3.1.1 除尘效率

$$\eta = 1 - \frac{C_s}{C} \tag{3-1}$$
$$\eta = 1 - \frac{200}{4070} = 95.08\%$$

式中：C——标准状态下烟气含尘浓度，mg /m³；

C_s——标准状态下锅炉烟尘排放标准中规定值mg /m³。

3.1.2 除尘技术比选

除尘技术主要有机械除尘，电除尘，袋式除尘，湿法除尘等等^[2]。目前，国内除尘以袋式除尘和静电除尘为主。为提高对微粒的捕集效率，近年来也陆续也出现了综合几种除尘机理的一些新型除尘器，如通量力 / 冷凝（FF/C）洗涤器、高梯度磁分离器、荷电袋式过滤器、荷电液滴洗涤器等，但它们远不如前几种除尘器应用广泛。

（1）机械除尘：包括重力除尘器，旋风除尘器，旋风除尘器。指利用质量力的作用使颗粒与气流分离的装置。

重力沉降室：含尘气流进入重力沉降室后，因扩大了流动截面积而使气体流速大大降低，使较重颗粒在重力作用下缓慢向灰斗沉降。

优点：结构简单，投资少，压力损失小（一般为 50~100Pa），维修管理容易。

缺点：体积大，效率低，只能作为高效除尘的预除尘装置，除去较大和较重的粒子，属于粗净化。

惯性除尘器：是在沉降室内设置各种形式的挡板，使含尘气流冲击在挡板上；气流方向发生急剧改变，借助尘粒本身的惯性力作用，使其与气流分离。

特点：回旋气流的曲率半径越小，愈能分离捕集细小的离子。惯性除尘器用于净化密度和粒径较大的金属或矿物性粉尘时，具有较高除尘效率。对粘结性和纤维性粉尘，则因易堵塞而不宜采用。因其净化效率不高，故一般只用于多级除尘中的第一级除尘，压力损失为 100~1000Pa，属于粗净化。

旋风除尘器：利用旋转气流产生的离心力使尘粒从气流中分离的装置。

特点：结构简单，应用广泛，种类繁多。其净化效率较前两种高，但压力损失也是最大的，约为 2kPa，属于中净化。

（2）袋式除尘器：使用编制或毡织的滤布作为过滤材料来达到分离气体中粉尘的装置。含尘气流从下部孔板进入圆筒形滤袋内，在通过滤料的滤孔时，粉尘被捕集于滤料上，透过滤料的清洁气体由排出口排出。经过一段时间后，在滤袋表面会形成粉尘初层，它会成为袋式除尘器的主要过滤层。

优点：

- 1) 它运行可靠稳定，结构比较简单，操作维护方便，使用灵活；
- 2) 除尘效率高达 99.9% 以上，出口处气体的含尘浓度可达 $20\sim 30\text{mg}/\text{m}^3$ ；
- 3) 对亚微米粒径的细尘有较高的分级除尘效率，最小可以捕集 0.1 微米左右的粉尘；
- 4) 处理气体量的范围大，并可处理高浓度含烟尘气，造价和运行费用低于电除尘器；
- 5) 对粉尘的特性不敏感，不受粉尘比电阻的影响。

缺点：

- 1) 对操作和维护的要求较高；
- 2) 锅炉负荷不稳定，尤其在点炉、启动和停炉等情况下烟气的性质也不同，这会影响袋式除尘器的使用寿命；压力损失较大，一般在 $1\sim 1.5\text{kPa}$

（3）电除尘器：利用静电力实现粒子与气流分离的一种除尘装置。

优点：

- 1) 除尘效率能捕集 $1\mu\text{m}$ 以下的细微粉尘，可控制一个合理的除尘效率。
- 2) 具有高效低阻的特点，电除尘器压力损失仅 $100\sim 200\text{Pa}$ 。
- 3) 处理烟气量大，可用于高温（可高达 500°C ）、高压和高湿的场合，连续运转。

缺点：

- 1) 设备庞大，耗钢多，需高压变电和整流设备，通常高压供电设备的输出峰值电压为 $70\sim 100\text{kV}$ ，故投资高。
- 2) 制造，安装和管理的技术水平要求较高。
- 3) 此外，对初始浓度大于 $30\text{g}/\text{cm}^3$ 的含尘气体需设置预处理装置。
- 4) 除尘效率受粉尘比电阻影响大，一般对比电阻小于 $10^4\sim 10^5\Omega\cdot\text{cm}$ 或大于

1012~1015 $\Omega \cdot \text{cm}$ 的粉尘，若不采取一定措施，除尘效率将受到影响。

(4) 湿式除尘器:湿式除尘器把水浴和喷淋两种形式合二为一，水与含尘气流的接触有：水滴、水膜和气泡三种形式。使尘粒与水接触的作用机理主要有：惯性碰撞、截留和扩散。一般来说，水滴小且多，比表面积加大。接触尘粒机会就多，产生碰撞、扩散、凝聚效率也高。尘粒的容重、粒径与水滴的相对速度愈大，碰撞凝聚效率就愈高；而液体的黏度、表面张力愈大，水滴直径大。分散得不均匀，碰撞凝聚愈低。亲水性粒子比疏水性粒子容易捕集，亲水性粒子很容易通过水膜的缘故。当尘粒直径和密度小，除尘效率明显降低。为了提高疏水性粉尘和细微粒子效率，可以往水中加入某些化学药剂。

优点：

- 1) 非常适合化工、喷漆、喷釉、颜料等行业产生的带有水份、粘性和刺激性气味的灰尘；
- 2) 不仅可除去灰尘，除去一部分异味和有害性气体，如少量的二氧化硫、盐酸雾；
- 3) 结构简单，造价低；
- 4) 能处理湿度大、温度高的气体。

缺点：

- 1) 能耗大，耗水量大；
- 2) 有废液、洗涤污泥，要解决污泥和污水处理问题；
- 3) 在北方或寒冷地区使用需防冻。

综上所述，要实现 90% 以上的处理效率，由此可知应选用除尘效率较高的除尘器，所以可选用袋式除尘器、电除尘器和湿式的文丘里洗涤器。由于烟气中含尘量、含 SO_2 较高，若采用文丘里洗涤器，会对喉管磨损、使喷嘴堵塞，且产生的废水易造成二次污染，对设备的腐蚀严重，同时它的压力损失大，设备运行费用高。经过综合比较后可知，袋式除尘器和电除尘器更为适宜，对于这两种除尘器，应在设计计算后再进行具体评价与选择。显然只能在袋式除尘和电除尘之间做出选择。

3.2 脱硫方案

3.2.1 脱硫效率计算

已求出烟气中二氧化硫浓度为 1800g/m³,排放标准中按 2 类区新建排污项目执行，锅炉二氧化硫最高允许排放浓度为 900mg/m³,由此可求最低脱硫效率为：

$$\frac{c(\text{SO}_2) - c_0(\text{SO}_2)}{c(\text{SO}_2)} = \frac{1800 - 900}{1800} = 50\%$$

3.2.2 脱硫方法比选

表 2 烟气脱硫技术综合评价

FGD 方法	湿式石灰石/石灰法	喷雾干燥法	炉内喷钙尾部增湿法	电子束氨法	新氨法
使用煤种含硫	≥1.5%	1%~2%	<2%	<5%	>1.5%
脱硫效率	>90%	70%~80%	60%~85%	>90%	85%~90%
Ca/S 比	1.01~1.02	1.5	2~3	—	—
占电厂总投资比	15%~20%	8%~12%	7% 左右	10%~15%	8%~10%
设备占地面	大	较大	小	较大	较大
结垢、堵塞	有	有	有	无	无
运行费用	高	较高	较低	高	高
脱硫副产品	脱硫渣为 CaSO ₄ 及少量烟尘，可综合利用或送堆渣场堆放	脱硫渣为烟尘、硫酸钙、亚硫酸钙、氢氧化钙的混合物，目前尚不能利用	脱硫渣为烟尘、硫酸钙、亚硫酸钙、氧化钙的混合物，目前尚不能利用	副产品为硫酸铵与硝酸铵混合物，可做化肥	副产品为磷酸铵与高浓度二氧化硫气体
技术成熟程度	商业化	国内工业示范	国内工业示范	国内工业示范	国内工业试验
脱硫剂利用率	>90%	40%~50%	35%~40%	>90%	>90%

按脱硫产物的干湿形态，烟气脱硫又可分为湿法、半干法和干法工艺。

湿法烟气脱硫工艺绝大多数采用碱性浆液或溶液作吸收剂，其中石灰石或石灰为吸收剂的强制氧化湿式脱硫方式是目前使用最广泛的脱硫技术。石灰石或石灰洗涤剂与烟气中 SO_2 反应，反应产物硫酸钙在洗涤液中沉淀下来，经分离后即可抛弃，也可以石膏形式回收。目前的系统大多数采用了大处理量洗涤塔，300MW 机组可用一个吸收塔，从而节省了投资和运行费用。系统的运行可靠性已达 99% 以上，通过添加有机酸可使脱硫效率提高到 95% 以上。其它湿式脱硫工艺包括用钠基、镁基、海水和氨作吸收剂，一般用于小型电厂和工业锅炉。以海水为吸收剂的工艺具有结构简单、不用投加化学品、投资小和运行费用低等特点。氨洗涤法可达很高的脱硫效率，副产物硫酸铵和硝酸铵是可出售的化肥。

喷雾干燥法属于半干法脱硫工艺。该法利用石灰浆液作吸收剂，以细雾滴喷入反应器，与 SO_2 边反应边干燥，在反应器出口，随着水分蒸发，形成了干的颗粒混合物。该副产物是硫酸钙、硫酸盐、飞灰及未反应的石灰组成的混合物。喷雾干燥技术在燃用低硫和中硫煤的中小容量机组上应用较多。当用于高硫煤时石灰浆液需要高度浓缩，因而带来了一系列技术问题，同时由于石灰脱硫剂的成本较高，也影响了其经济性。但是近年来，燃用高硫煤的机组应用常规旋转喷雾技术的比例有所增加。喷雾干燥法可脱除 70-95% 的 SO_2 ，并有可能提高到 98%，但副产物的处理和利用一直是个难题。

干法脱硫工艺主要是喷吸收剂工艺。按所用吸收剂不同可分为钙基和钠基工艺，吸收剂可以干态、湿润态或浆液喷入。喷入部位可以为炉膛、省煤器和烟道。当钙硫比为 2 时，干法工艺的脱硫效率可达 50-70%，钙利用率达 50%。这种方法较适合老电厂改造，因为在电厂排烟流程中不需要增加什么设备，就能达到脱硫目的。再生工艺有些已具有商业可行性，但尚未被广泛采用。由于反应后的吸收剂需经加热和化学反应后重新使用，产物需要回收，因此成本较高，工艺复杂。以下主要对石灰石——石膏法，喷雾干燥法进行比较

(1) 湿式石灰石/石灰法

石灰石—石膏法脱硫工艺是世界上应用最广泛的一种脱硫技术，日本、德国、美国的火力发电厂采用的烟气脱硫装置约 90% 采用此工艺。

它的工作原理是：将石灰石粉加水制成浆液作为吸收剂泵入吸收塔与烟气充分接触混合，烟气中的二氧化硫与浆液中的碳酸钙以及从塔下部鼓入的空气进行

氧化反应生成硫酸钙，硫酸钙达到一定饱和度后，结晶形成二水石膏。经吸收塔排出的石膏浆液经浓缩、脱水，使其含水量小于10%，然后用输送机送至石膏贮仓堆放，脱硫后的烟气经过除雾器除去雾滴，再经过换热器加热升温后，由烟囱排入大气。由于吸收塔内吸收剂浆液通过循环泵反复循环与烟气接触，吸收剂利用率很高，钙硫比较低，脱硫效率可大于95%。

湿式石灰石/石灰法脱硫的主要工艺参数：

- (1) 运行过程中的 $\text{PH} > 9$ ；
- (2) 烟气流速：1~5m/s；
- (3) 石灰/石灰石浆液质量浓度：10%~15%；
- (4) 除雾器残余水分： $< 100\text{mg}/\text{m}^3$ ；
- (5) 液气比：8~25L/ m^3 ；
- (6) 气液反应时间：3~5s；
- (7) 喷嘴出口流速：10m/s；
- (8) 一般喷淋层 3~6 层，喷淋交叉覆盖率：200%~300%；
- (9) 再热烟气温度： $> 75^\circ\text{C}$ ；
- (10) 脱硫石膏含水率：40%~60%；
- (11) 脱硫系统阻力：2500~3000Pa。

湿式石灰石/石灰法的优点：(1) 脱硫效率高，可达 95% 以上，烟气处理量大，脱硫后的烟气含尘量也较低。(2) 技术成熟，运行可靠，不会因脱硫设备而影响锅炉的正常运行，特别是新建的大机组采用湿法石灰石 /石灰脱硫，设备使用寿命长，具有良好的投资效益。(4) 吸收剂资源丰富，价格便宜。作为该脱硫工艺吸收剂的石灰石，在我国分布很广，资源丰富；在脱硫工艺采用的吸收剂中，价格最便宜，钙利用率较高。其缺点在于：系统结构复杂，占地面积大，投资费用高，运行费用高，占地面积大；由于石灰石活性不高，为达到较高的脱硫效率，要求液气比高达 15-20L/ m^3 ，耗水量，耗电量大；有少量污水排放，易造成二次污染。

(2) 旋转喷雾干燥烟气脱硫工艺

喷雾干燥法脱硫工艺以石灰为脱硫吸收剂，石灰经消化并加水制成消石灰乳，消石灰乳由泵打入位于吸收塔内的雾化装置，在吸收塔内，被雾化成细小液

滴的吸收剂与烟气混合接触，与烟气中的 SO_2 发生化学反应生成 CaSO_3 ，烟气中的 SO_2 被脱除。与此同时，吸收剂带入的水分迅速被蒸发而干燥，烟气温度随之降低。脱硫反应产物及未被利用的吸收剂以干燥的颗粒物形式随烟气带出吸收塔，进入除尘器被收集下来。脱硫后的烟气经除尘器除尘后排放。为了提高脱硫吸收剂的利用率，一般将部分除尘器收集物加入制浆系统进行循环利用。该工艺有两种不同的雾化形式可供选择，一种为旋转喷雾轮雾化，另一种为气液两相流。

喷雾干燥法特点：喷雾干燥法投资较低，能耗低，只有湿法的 $1/2 \sim 1/3$ ，设备腐蚀性小；增加了除尘负荷，但减少了烟气再热系统，系统简单，运行可靠性高；脱硫产物呈干粉状，减少了废物体积，可用传统的灰渣处理系统处理。

综合以上各脱硫工艺的优缺点，并结合 SG-400/140 型火电厂锅炉的实际情况，考虑到湿式石灰石/石灰法工艺脱硫效率高，原料来源广且价格便宜，综合技术指标和经济，效率指标。最终选用湿式脱硫法。

4 除尘工艺设计计算

4.1 袋式除尘设计计算

因烟气温度较高，则选用玻璃纤维作为滤料，玻璃纤维滤料可长期工作在 260°C 左右；选用脉冲喷吹的清灰方式，它可以实现全自动清灰净化效率可达 99%， $V_F = 2.0 \sim 4.0 \text{ m/min}$ ，取 $V_F = 4 \text{ m/min}$

由除尘效率为 95.08%，烟气流量为 $700980 \text{ m}^3/\text{h}$

4.1.1 计算总过滤面积

计算公式

$$A = \frac{Q}{60V_F}$$

$$A = \frac{Q}{60V_F} = \frac{700980}{60 \times 4} = 2921 \text{ m}^2$$

(4-1)

4.1.2 滤袋尺寸的计算

本设计采用圆形滤袋，这种圆形滤袋直径通常在 $0.1 \sim 0.4 \text{ m}$ 之间。袋长为 $2 \sim 6 \text{ m}$ ，袋间距一般为 $0.05 \sim 0.07 \text{ m}$ 。滤袋与外壳距离设为 700 mm 。

取直径 $D=0.4\text{m}$ ，袋长 $l=6\text{m}$ ，袋间距 $d=0.05\text{m}$

(1) 每条滤袋面积 a

计 算 公 式 : $a=\pi D l$ (4-2)

$$a=3.14\times 0.4\times 6=7.536\text{m}^2$$

(2) 滤袋条数 n

计 算 公 式 : $n=\frac{A}{a}$ (4-3)

$$n=\frac{A}{a}=\frac{2921}{7.536}=388\text{条}$$

(3) 对 $n=388$ 进行校核

校 核 : $V_F=\frac{Q}{60na}$ (4-4)

$$V_F=\frac{700980}{60\times 388\times 7.536}=3.99\text{m}^3/\text{min}$$

根据过滤面积和烟气流量，选定型号为 LDML 型低压离线长袋脉冲袋式除尘器
其基本参数为过滤面积： $50\text{m}^2\sim 7680\text{m}^2$ ，处理风量为 $7500\text{m}^3/\text{h}\sim 921600\text{m}^3/\text{h}$

4.1.3 除尘器外形尺寸的计算

388 个袋分成 2 组，每组 194 个，取 196 个，取 14×14 的矩阵排列，则
除尘室宽 $14\times 0.4+13\times 0.05=7.65\text{m}$
除尘室长 $7.65+2\times 0.7=14.6\text{m}$
在除尘袋上方加净气室，高 1.5m
则除尘器的总高 $=1.5+6=7.5\text{m}$

4.1.4 灰斗的相关计算

在底部安装灰斗，设倾角为 60° ，灰斗安装在距布袋边缘 100mm 处，由：
 $7.65-2\times (0.7-0.1)=6.45$
所以，灰斗上口尺寸 $6.45\text{m}\times 6.45\text{m}$ 。设下口尺寸为： $500\text{mm}\times 500\text{mm}$
可算出灰斗高为： $\sqrt{3}\times (6.45-0.5)/2=5.0\text{m}$

(1) 灰斗的容积

计 算 公 式 :

$$V = \frac{1}{3} h_1 (s_1 + s_2 + \sqrt{s_1 s_2})$$

(4-5)

式中: h_1 —灰斗高度

s_1 —上底面积

s_2 —下底面积

$$V = \frac{1}{3} \times 5.0 \times (0.5^2 + 6.25^2 + 0.5 \times 6.25) = 70.7 \text{ m}^3$$

4.2 电除尘设计计算

4.2.1 集尘极的总面积计算及校核

煤粉的有效驱进速度一般在 0.10—0.14m/s,取粉尘的有效驱进速度为 $w=0.14\text{m/s}$ 由除尘效率至少应达到 95.08%, 则按照下式可求得集尘极的总面积 A_1 :

$$1 = \exp\left(\frac{A_1 w}{Q}\right)$$

(4-6)

则集尘极的总面积: $A_1 = \frac{Q}{w} \ln\left(\frac{1}{1 - \eta}\right) = \frac{700980}{0.14 \times 3600} \ln\left(\frac{1}{1 - 95.08\%}\right) = 4195 \text{ m}^2$

参照实际生产情况, 取校正系数1.5因此其需要的集尘极的总面积为:

$$A_1 = 6292 \text{ m}^2,$$

取实际集尘极面积为: 6300 m^2

校核除尘效率: $1 = \exp\left(\frac{A_1 w}{Q}\right) = 1 = \exp\left(\frac{6300 \times 3600}{700980 \times 0.14}\right) = 98.9\%$

因其大于95.08%, 满足要求。

4.2.2 有效截面积计算

取气体速度 $v=1.5\text{m/s}$ 则电式除尘器有效截面积:

以上内容仅为本文档的试下载部分，为可阅读页数的一半内容。如要下载或阅读全文，请访问：<https://d.book118.com/358007050033007004>