

附件 7

# 《烟气循环流化床法脱硫工程 通用技术规范（征求意见稿）》

## 编制说明

编制组

2017 年 6 月

项目名称：烟气循环流化床法脱硫工程通用技术规范

项目统一编号：2013-GF-010

承担单位：中国环境保护产业协会、福建龙净环保股份有限公司、武汉凯迪电力股份有限公司

主要起草人：刘媛、陈树发、彭溶、韩旭、詹威全、王建春、吴孝敏、刘碧莲、赵红

标准所技术管理负责人：姚芝茂

技术处项目经办人：李磊

# 目 次

1 任务来源.....	1
2 规范修订的必要性.....	1
3 主要工作过程.....	3
4 国内外相关标准研究.....	4
5 同类工程现状调研.....	7
6 标准主要技术内容及说明.....	26
7 标准实施的环境效益及技术经济分析.....	35
8 标准实施建议.....	36

## 1 任务来源

2013 年环境保护部《关于开展 2013 年度国家环境技术管理项目计划工作的通知》（环办函〔2013〕51 号）要求，下达《火电厂烟气脱硫工程技术规范 烟气循环流化床法》（HJ/T 178-2005）的修订任务，项目统一编号 2013-GF-010。

按照财政部项目资金管理要求以及环境保护部和中国环境科学研究院项目管理的有关规定，由中国环境保护产业协会承担《火电厂烟气脱硫工程技术规范 烟气循环流化床法》（HJ/T 178-2005）的编制任务，参编单位有福建龙净环保股份有限公司、武汉凯迪电力股份有限公司。

## 2 规范修订的必要性

### 2.1 SO<sub>2</sub>危害

我国是一个“富煤、缺油、少气”的国家，长期以来，一次能源中的70%左右依赖于煤炭。煤炭中80%的硫分是可燃的，煤炭燃烧时硫分大部分以SO<sub>2</sub>的形式产生并排入大气，其中少量SO<sub>2</sub>进一步被氧化为SO<sub>3</sub>而吸附到颗粒物上或以硫酸雾（硫酸盐）的形式排放。

SO<sub>2</sub>对人体的危害很大，尤其是当SO<sub>2</sub>被氧化成硫酸雾或形成硫酸盐后，与空气中的细小颗粒物结合在一起进入人体呼吸道和肺部，可引起支气管炎、肺炎、肺水肿等恶性疾病。SO<sub>2</sub>是形成“酸雨”的元凶，对环境的危害也较大。酸雨会严重破坏森林生态系统、土壤生态系统和水生生态系统，造成森林枯萎死亡，使森林面积减少；造成土壤酸化，使土壤贫瘠，农作物减产；造成湖泊酸化，使水生生态系统紊乱，影响水生生物的生长和繁殖。此外，酸雨还会腐蚀破坏建筑物和金属材料等。据统计，SO<sub>2</sub>污染产生的酸雨危害面积已达国土总面积的30%。

### 2.2 我国大气环境现状及主要行业二氧化硫排放情况

我国大气污染较严重，主要呈现为煤烟型污染特征。大气环境中颗粒物浓度普遍超标，二氧化硫污染程度仍较高，氮氧化物污染呈加重趋势。据2014年全国环境状况公报，废气中二氧化硫排放量为1974.4万t，其中工业二氧化硫排放量为1740.4万t；氮氧化物排放量2078.0万t，其中工业氮氧化物排放量为1404.8万t；全国废气中烟（粉）尘排放量1740.8万t，其中工业烟（粉）尘排放量为1456.1万t。近年来，由于国家环保要求的不断提高及人民群众环保意识的增强，我国大气污染防治工作取得了很大的成效，但大气污染仍然十分严重。2015年中国环境状况公报显示，全国338个地级以上城市中有73个城市环境空气质量达标，占21.6%，平均达标天数比例为76.7%，轻度污染天数比例为15.9%，中度污染为4.2%，重度污染为2.5%，严重污染为0.7%。

在各类二氧化硫排放源中，电站锅炉排放量占到35%。据中电联统计数据，2014年，我国火电行业SO<sub>2</sub>排放量约620万t，同比下降约20.5%；机组SO<sub>2</sub>的排放浓度普遍在

200mg/m<sup>3</sup> 以下，不到 10%的机组 SO<sub>2</sub> 排放浓度可以达到 35mg/m<sup>3</sup> 及以下。钢铁行业是我国仅次于火电行业的第二大 SO<sub>2</sub> 排放产业，每年排放的 SO<sub>2</sub> 约占全国总排放量的 10%左右。我国锅炉以燃煤为主，燃煤工业锅炉保有量大、分布广、能耗高。燃煤工业锅炉污染物排放强度较大，年排放颗粒物、二氧化硫、氮氧化物分别约占全国排放总量的 33%、27%、9%。有色金属工业企业排放的废气成分非常复杂，采选工业废气含工业颗粒物，冶炼废气含硫、氟、氯等，有色加工废气含硫酸、碱和油等；其二氧化硫的排放浓度较高，2011 年，我国工业二氧化硫废气排放中有色冶金行业排放的二氧化硫量占 6.04%。

### 2.3 国家及环保主管部门的相关要求

随着我国工业化和城市化进程的加快，空气污染问题日益突出，持续发生的大面积雾霾事件，引起了全社会对环境空气质量的关注。近年来，党中央、国务院对生态文明建设和环境保护作出一系列重大决策部署，2011 年国务院印发的《“十二五”节能减排综合性工作方案》（国发〔2011〕26 号）明确提出了“十二五”二氧化硫减排 8%的约束性指标。同时，国务院印发的《加强环境保护重点工作的意见》（国发〔2011〕35 号）明确提出对烟气排放实行 SO<sub>2</sub> 排放总量控制，继续加强烟气脱硫设施建设。

2013 年国务院印发《大气污染防治行动计划》（国发〔2013〕37 号），作为大气污染防治的纲领性文件，提出加快重点行业脱硫、脱硝、除尘改造工程建设。所有燃煤电厂、钢铁企业的烧结机和球团生产设备、石油炼制企业的催化裂化装置、有色金属冶炼企业都要安装脱硫设施，20t/h 及以上的燃煤锅炉要实施脱硫。

为进一步加强环境质量管理，环境保护部针对重点行业相继制修订了大气污染物排放标准，进一步加严了烟气中 SO<sub>2</sub> 的排放限值，包括：《火电厂大气污染物排放标准》（GB 13223-2011）将颗粒物、SO<sub>2</sub>、NO<sub>x</sub> 的排放限值降至 20mg/m<sup>3</sup>、50mg/m<sup>3</sup>、100mg/m<sup>3</sup>，还新增了汞及其化合物的排放限值（0.03mg/m<sup>3</sup>）；《钢铁烧结、球团工业大气污染物排放标准》（GB 28662-2012）规定现有企业烧结机球团焙烧设备执行颗粒物、NO<sub>x</sub>、SO<sub>2</sub> 的排放限值为 50mg/m<sup>3</sup>、300mg/m<sup>3</sup>、200mg/m<sup>3</sup>；《锅炉大气污染物排放标准》（GB 13271-2014）规定新建燃煤锅炉颗粒物、NO<sub>x</sub>、SO<sub>2</sub> 的排放限值为 50mg/m<sup>3</sup>、300mg/m<sup>3</sup>、300mg/m<sup>3</sup>，燃油锅炉为 30mg/m<sup>3</sup>、250mg/m<sup>3</sup>、200mg/m<sup>3</sup>，燃气锅炉为 20mg/m<sup>3</sup>、200mg/m<sup>3</sup>、50mg/m<sup>3</sup>。此外，2015 年底环境保护部、国家发展和改革委员会、国家能源局联合发布《全面实施燃煤电厂超低排放和节能改造工作方案》，全面实施燃煤电厂超低排放要求，将颗粒物、SO<sub>2</sub>、NO<sub>x</sub> 的排放限值再次降低至 10mg/m<sup>3</sup>、35mg/m<sup>3</sup>、50mg/m<sup>3</sup>。

由此可见，重点行业大气污染物 SO<sub>2</sub> 排放标准的不断提高，对污染物治理技术水平提出了更高的要求，因此，修订《火电厂烟气脱硫工程技术规范 烟气循环流化床法》以适用于重点行业控制 SO<sub>2</sub> 排放是必要的。

### 2.4 烟气循环流化床脱硫技术的发展

烟气循环流化床法是可以与石灰石/石灰—石膏湿法在工程应用上进行比选的一种干法/

半干法脱硫工艺。作为排放 SO<sub>2</sub> 的主要贡献者：火电行业，对其 2014 年已投运的烟气脱硫设施的分类和统计，烟气循环流化床法脱硫约占 2.9%，仅次于石灰石/石灰—石膏湿法，位居第二。

从烟气循环流化床工艺本身来说，它在适用范围、脱除性能、工艺系统、自动化控制水平等方面都有了较大的优化改进，主要表现在五个方面。一是脱硫性能提高，通过行业多年技术的发展，脱硫装置已实现“超低排放”，脱硫效率可长期稳定运行在 98% 以上；脱硫系统运行稳定性提高，脱硫系统投运率达到 98% 以上。二是烟气循环流化床脱硫技术由于其脱硫效率高、运行稳定等特点，已在烧结、有色冶金、垃圾焚烧、炭黑尾气、煤化工尾气等重点领域烟气 SO<sub>2</sub> 控制中得到了尝试性应用。三是实现超细颗粒净化，通过循环流化床吸收塔内的“凝并”效应，同时配套高效袋式除尘器，系统具备良好的细颗粒净化功能，出口颗粒物浓度可保持在 5mg/m<sup>3</sup> 以下。四是集约化治理，多污染物协同净化效果凸显：（1）在不增加吸附剂前提下，利用循环流化床中高密度、大比表面积、激烈湍动的钙基吸收剂可协同脱除 SO<sub>3</sub>、HCl 和 HF 等多种酸性气体；（2）催化氧化剂促进 Hg<sup>0</sup> 向 Hg<sup>2+</sup> 氧化，提高脱汞效率。五是工艺系统的协调性和自动化程度提高，脱硫系统实现智能化运行，极大提高了可靠性，同时降低了人力物力的投入。

《火电厂烟气脱硫工程技术规范 烟气循环流化床法》（HJ/T 178-2005）实施至今已近 10 年，这十年正是国内火电厂烟气净化设施的建设高潮，规范对国内火电机组烟气循环流化床法脱硫工程的设计、建设、施工及运营维护等起到了很好的指导作用。但是，经过 10 年的发展，排放标准（要求）、脱硫技术的发展、烟气循环流化床工艺本身的技术内容和适用范围都发生了很大的变化，该规范的内容已无法完全表征和规范新的烟气循环流化床治理技术，同时也束缚了该技术的发展，有必要对《火电厂烟气脱硫工程技术规范 烟气循环流化床法》（HJ/T 178-2005）进行修订，从而为重点行业烟气 SO<sub>2</sub> 治理采用烟气循环流化床法进行烟气脱硫治理工程的设计、施工及安装、调试、验收和运行管理等提供技术依据，促进排放企业可持续发展和烟气污染治理行业技术进步。

### 3 主要工作过程

#### （1）编制组成立

2013 年 4 月，中国环境保护产业协会与福建龙净环保股份有限公司、武汉凯迪电力股份有限公司签订《火电厂烟气脱硫工程技术规范 烟气循环流化床法》编制合同，成立了编制组，讨论并明确了规范编制的工作目标和具体任务分工。

#### （2）开题论证

2014 年 1 月，环保部科技标准司在北京主持召开了《火电厂烟气脱硫工程技术规范 烟气循环流化床法》开题论证会。与会专家充分听取了规范编制组关于标准修订的必要性、适用范围、重点修订内容的汇报，经质询与讨论，形成如下意见：（1）进一步明确规范的边界

条件和适用范围。(2) 修订的重点为吸收塔的改进、脱硫除尘器的要求、脱硫系统的运行维护、吸收剂的品质、消化和制备要求及脱硫灰的利用与处理。(3) 加强专题调研,收集和归纳达到最新排放标准的技术措施,吸纳各主要脱硫企业的工程经验,强化对资料性附录的编制。

### (3) 第一次征求意见

按照开题论证会上专家意见,编制组深入现场,开展专题调研。在实际调研、理论研究及工程数据分析的基础上,于2014年5月初步完成了《火电厂烟气脱硫工程技术规范 烟气循环流化床法》(初稿)及其编制说明。为确保规范内容的科学性、合理性,编制组于2014年6月及10月邀请行业有关专家分别在厦门及广州召开了两次专家评审会。随后依据专家意见对规范正文和编制说明进行了多次补充和完善,形成征求意见稿及其编制说明上报环境保护部科技标准司。

2016年2月,科技标准司下发了关于征求国家环境保护标准《火电厂烟气脱硫工程技术规范 烟气循环流化床法(征求意见稿)》意见的函,函中确立了向国家发改委、工业和信息化部、各省环保厅、科研院校、环保设备企业、应用企业以及环保部各职能部门等69个单位、部门发送征求意见稿,征求意见期间回函提出修改意见的单位有12个,共收到反馈意见83条,编制组认真分析和吸取了各条修改意见并对规范的征求意见稿进行了修改和完善。

### (4) 调整为工艺类规范后再次形成征求意见稿

2016年8月30日和9月8日环境保护部科技标准司召开了两次火电行业技术文件编制工作会议,根据会议要求,科技标准司要求将已完成征求意见的《火电厂烟气脱硫工程技术规范 烟气循环流化床法》修订为适用于各行业的《烟气循环流化床法脱硫工程通用技术规范》,即将原来污染源类规范调整为各行业均适用的工艺类规范。按照部里的统一要求,编制组通过进一步的扩展调研和内部专家讨论,在《火电厂烟气脱硫工程技术规范 烟气循环流化床法》的基础上,进行了多次补充、完善和调整,于2017年6月再次形成征求意见稿和编制说明。

## 4 国内外相关标准研究

### 4.1 污染物排放标准

#### (1) 火电

我国燃煤电厂现行的有效标准为《火电厂大气污染物排放标准》(GB 13223-2011),其规定的SO<sub>2</sub>排放标准如下表4-1所示。该标准同时规定重点地区的火力发电锅炉需执行大气污染物特别排放限值(其中SO<sub>2</sub><50mg/m<sup>3</sup>)。

《煤电节能减排升级与改造行动计划(2014-2020年)》的出台,将燃煤发电锅炉烟气二氧化硫的排放浓度降低至35mg/m<sup>3</sup>。

表 4-1 燃煤发电锅炉烟气 SO<sub>2</sub> 排放限值

燃料类型	污染物项目	适用条件	限值 (mg/m <sup>3</sup> )
燃煤锅炉	二氧化硫	新建锅炉	100 200 <sup>(1)</sup>
		现有锅炉	200 400 <sup>(1)</sup>
注： (1) 位于广西壮族自治区、重庆市、四川省和贵州省的火力发电锅炉执行该限值。 (2) 采用 W 型火焰炉膛的火力发电锅炉，现有循环流化床火力发电锅炉，以及 2003 年 12 月 31 日前建成投产或通过建设项目环境影响报告书审批的火力发电锅炉执行该限值。			

表 4-2 汇总了国外主要国家（或组织）新建大型燃煤电厂 SO<sub>2</sub> 排放浓度限值，由表中的数据可见，美国、欧盟、日本、澳大利亚等发达国家和地区新建燃煤电厂的排放限值一般均在 200mg/m<sup>3</sup> 以下。

表 4-2 主要国家和地区新建大型燃煤电厂 SO<sub>2</sub> 排放浓度限值

国家和地区	排放限值 (mg/m <sup>3</sup> )	国家和地区	排放限值 (mg/m <sup>3</sup> )
美国	113	加拿大	740
日本	200	新西兰	350
欧盟	150~400	瑞士	400
澳大利亚	200	土耳其	1000
朝鲜	770	越南	500
菲律宾	760	印尼	750

以美国为例，随着“汞及大气有毒物排放标准”（Mercury and Air Toxics Standards，简称 MATS）的签署和执行，燃煤烟气多污染物协同治理的需求与日俱增。MATS 不仅提高了 SO<sub>2</sub> 等常规烟气污染物的排放标准，还提出了 HCl 等酸性气体和汞（Hg）及其化合物等重金属的排放要求。同时，日益严格的废水排放标准导致脱硫系统综合治理费用的不断攀升（湿法脱硫废水中 30 天内平均总 Hg 排放浓度 119ng/L，总 Se 排放浓度 10ug/L 等）。

#### (2) 钢铁烧结

《钢铁烧结、球团工业大气污染物排放标准》（GB 28662-2012）对烧结（球团）企业现有的各种污染物控制技术和设施提出了严峻的挑战（见表 4-3），且对许多还未配套烟气治理装置的现有企业提出了更高的要求。



表 4-3 钢铁烧结、球团 SO<sub>2</sub> 排放限值

污染物项目	GB28662-2012 <sup>(1)</sup>	GB28662-2012 <sup>(2)</sup>	GB28662-2012 <sup>(3)</sup>
SO <sub>2</sub> (mg/m <sup>3</sup> )	600	200	180
注：（1）实施时间：现有钢铁烧结（球团）企业在 2015 年 1 月 1 日前执行的排放要求。 （2）实施时间：新建企业自 2012 年 10 月 1 日起执行的排放要求；现有钢铁烧结（球团）企业在 2015 年 1 月 1 日后执行的排放要求。 （3）大气污染物特别排放限值。			

钢铁烧结烟气与燃煤电厂燃煤烟气的成分性质差别很大，烧结烟气成分复杂，除含有基本的大气污染物：SO<sub>x</sub>、NO<sub>x</sub>、颗粒物（含 PM<sub>2.5</sub>）等，同时含有大量的剧毒大气污染物：二噁英、HF、HCl、重金属等。2011 年 12 月 20 日，国务院印发了国家环境保护“十二五”规划的通知，通知要求钢铁行业全面实施烧结机烟气脱硫，新建烧结机配套安装脱硫脱硝设施。

### （3）其他行业

除火电及烧结外，我国还对生活垃圾、炼焦、玻璃等行业制定了相应的大气污染物排放标准，见表 4-4。

表 4-4 其他行业 SO<sub>2</sub> 排放限值

行业名称	排放限值 (mg/m <sup>3</sup> )	适用条件	引用	备注
生活垃圾焚烧炉	100		GB18485-2014	1 小时均值
	80			24 小时均值
炼焦化学工业	50/100		GB16171-2012	
	30/70/80			特别排放限值
玻璃熔窑	400		GB26453-2011	
锅炉	200	燃煤	GB13271-2014	特别排放限值
	100	燃油		
	50	燃气		

## 4.2 环境工程设计、建设规程和规范

针对烟气循环流化床法脱硫工程的设计、调试、施工及运营的相关规范、规程相对较少。2005 年，原国家环保总局发布《火电厂烟气脱硫工程技术规范 烟气循环流化床法》（HJ/T 178-2005），对于适用范围、脱除性能、脱除工艺系统等方面进行相应规定，对烟气循环流化床法脱硫工程的设计、施工、验收、运行和维护等方面起到较好的指导作用。

为了规范火电厂烟气治理工程的运行管理，防治环境污染，提高和改善环境空气治理，《火电厂烟气治理设施运行管理技术规范》（HJ 2040-2014）应运而生。该标准对 200MW 及以上机组配套的火电厂烟气治理设施运行、检修和维护管理方面提出相关要求，不断提高脱

硫装置的运行管理水平。

此外，《燃煤烟气脱硫设备 第2部分：燃煤烟气干法/半干法脱硫设备》（GB/T 19229.2-2011）对于干法/半干法脱硫的术语、技术性能进行了重新约定，促进了脱硫技术的发展。

## 5 同类工程现状调研

### 5.1 循环流化床脱硫工艺原理及技术特点

以循环流化床净化技术为核心，在循环流化床反应器内，喷水增湿的烟气与喷入的吸收剂（消石灰）强烈混合进行反应，脱除烟气中的  $\text{SO}_2$ 、 $\text{SO}_3$ 、 $\text{HCl}$ 、 $\text{HF}$  等酸性气态污染物，并协同脱除颗粒物、 $\text{Hg}$  等重金属污染物。

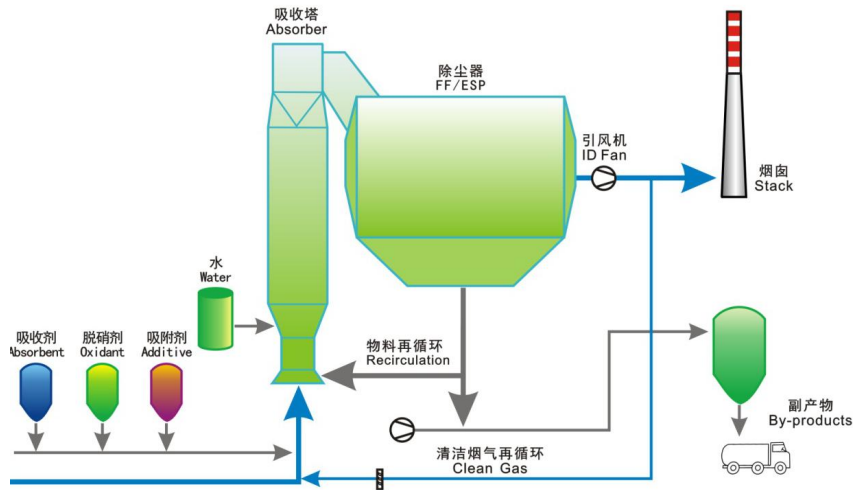


图 5-1 循环流化床法多污染物净化工艺流程示意图

在该工艺技术中，烟气进入到循环流化床双段式吸收塔内，在第一段的高温区域输送床中完成  $\text{HF}$  和  $\text{HCl}$  的高效净化，以及大部分  $\text{SO}_3$  和部分  $\text{SO}_2$  的脱除。然后，烟气通过第二段低温反应区域循环流化床中，在高密度床层的湍动下，完成  $\text{SO}_x$ （主要为  $\text{SO}_2$ ）和其他多污染物的高效协同净化，通过吸收塔高效脱硫和后续滤袋滤饼层的协同脱硫，最终实现  $\text{SO}_2$  的达标排放。其主要特点有：

- (1) 可实现  $\text{SO}_2$ 、 $\text{NO}_x$ 、 $\text{HF}$ 、 $\text{HCl}$ 、重金属等多种污染物协同脱除；
- (2) 系统无废水产生，设备无需防腐；
- (3) 该工艺相对简单，而且对于循环流化床锅炉炉后配套半干法脱硫而言，可直接利用循环流化床锅炉内一次脱硫而产生的富含  $\text{CaO}$  的飞灰作为脱硫吸收剂。

### 5.2 循环流化床脱硫技术应用与发展

- (1) 适用范围的扩展

上世纪七十年代末,德国鲁奇公司为了解决石灰石—石膏湿法烟气脱硫技术存在的投资大、耗水、耗能、维护费用高等问题,在循环流化床锅炉应用研究的基础上,率先将循环流化床技术应用于烟气脱硫。据不完全统计,目前我国在火电、烧结、有色冶金、垃圾焚烧、炭黑尾气、煤化工尾气等领域已建烟气循环流化床脱硫工程超过 300 个,其中火电行业的配套装机容量就已经超过 25GW。

循环流化床脱硫工艺早期在我国主要应用于 300MW 以下机组。经过不断的实践,探索出循环流化床脱硫工艺采用文丘里多管结构可适用于 300MW~660MW 机组,单塔处理烟气体积流量可超过 2800000m<sup>3</sup>/h。

在全面总结数百套火电厂烟气循环流化床脱硫工艺成功应用的基础上,进行优化组合与技术创新,以 450m<sup>2</sup> 烧结机烟气脱硫工程为依托,成功地将循环流化床脱硫工艺运用到钢铁烧结烟气脱硫治理中,目前最大运用业绩为 600m<sup>2</sup>。

### (2) 吸收剂选择的扩展

循环流化床脱硫工艺普遍采用外购生石灰经现场消化成消石灰或直接外购消石灰作为脱硫吸收剂。在循环流化床锅炉炉内脱硫时,锅炉飞灰中携带大量高活性的生石灰,可直接作为循环流化床脱硫工艺脱硫的吸收剂,以降低循环流化床脱硫工艺吸收剂耗量。随着循环流化床脱硫工艺应用领域的不断拓宽,开发出另一种脱硫吸收剂—电石渣。

电石渣的主要成分是 Ca(OH)<sub>2</sub>,是煤炭—电石化工产品(如溶解乙炔、PVC 和 PVA 等)的工业废渣。电石渣中粒径为 1μm~50μm 的颗粒约占 80%以上,其多孔状结构和比表面积大的原因,使其保水性极强,仅需对其含水率做适当控制和调整,即可用作循环流化床脱硫工艺的优质吸收剂。采用电石渣作为脱硫吸收剂,目前已在北元化工、新疆天富西热电、君正化工等项目成功投运,其中,北元化工长期采用电石渣粉进行烟气脱硫,脱硫率可达 95%以上。电石渣的应用实现了“以废治废、节能降耗”的环保理念。

### (3) 多种污染物协同脱除

循环流化床脱硫工艺在完全脱除 SO<sub>2</sub>、SO<sub>3</sub>、HCl、HF 等酸性气体的基础上,可通过预留添加氧化剂的接口,共用循环流化床脱硫吸收塔,即可在脱硫的同时实现部分 NO<sub>2</sub> 脱除,脱硝效率一般达到 40%~60%。

通过吸收剂的吸附作用,在脱硫的同时能够去除烟气中微量的重金属污染物。以重金属汞为例,循环物料中的 Ca(OH)<sub>2</sub> 与气态汞元素单质 (Hg(g)) 的相互作用可能发生在两个方面。一方面,SO<sub>2</sub> 的存在促进了 Ca(OH)<sub>2</sub> 对气态汞元素单质 (Hg(g)) 的化学吸附;另一方面,烟气中含有一定量的 HCl,经研究发现,HCl 可以通过与 Ca(OH)<sub>2</sub> 发生反应提供活性位或者将气态汞元素单质 (Hg(g)) 氧化成气态离子汞 (Hg<sup>2+</sup>) 来促进对汞的吸附,完成脱汞过程。

通过循环流化床吸收塔内的“凝并”效应,配套高效袋式除尘器,脱硫系统具备良好的细颗粒净化功能,出口颗粒物浓度可保持在 5mg/m<sup>3</sup> 以下。

#### (4) 脱硫副产物应用范围的扩展

经过多年的研发，脱硫副产物在多个领域得到综合利用，如：用于填堤、土地回填、路基、建材行业的混凝土砖切块、粉刷石膏（干粉砂浆）、轻集料、免烧砖及砌块、装饰陶板砖、强化板、蒸压砖、蒸压加气混凝土砌块等。

### 5.3 同类工程案例分析

选择火电、钢铁烧结、炭黑等行业在规模和性能两方面具有代表性的几个案例详述如下。

#### 5.3.1 河北某电厂2×660MW机组烟气脱硫工程

##### (1) 工程概况

河北某电厂一期工程的2台660MW燃煤发电机组的配套煤粉炉为2026.8t/h亚临界、一次中间再热、单炉膛、平衡通风、W火焰燃烧、固态排渣汽包炉。本工程脱硫项目采用两级风机串联布置方式建设脱硫系统，即在现有引风机后的烟道上引出原烟气进入脱硫系统进行脱硫除尘，脱硫除尘后的净烟气通过脱硫引风机送回进入烟囱，然后通过烟囱排入大气。

脱硫系统采用一台炉配两套脱硫系统，两台炉配有四套脱硫系统的形式进行布置；脱硫系统利用现有的电除尘器作为一级除尘器，利用现有的引风机作为一级风机。

##### (2) 脱硫装置入口烟气参数见表5-1。

表5-1 脱硫装置入口烟气参数（单台炉两台套）

序号	项目	单位	数值
1	机组规模	MW	660
2	脱硫装置处理烟气量	m <sup>3</sup> /h（工况） m <sup>3</sup> /h（干标）	4200000 2550000
3	入口烟气温度	℃	135（均值）
4	入口烟气SO <sub>2</sub> 浓度	mg/m <sup>3</sup> （干态）	2100
5	入口烟尘浓度	mg/m <sup>3</sup> （干态）	1000

##### (3) 脱硫装置主要性能指标见表5-2。

表5-2 脱硫装置主要性能指标（单台炉两台套）

序号	项目	单位	数值	备注
1	整套脱硫装置可用率	%	98	
2	脱硫主体装置使用寿命	a	30	
3	脱硫设备质量保质期	a	1	
4	脱硫效率	%	≥97	
5	反应摩尔比		1.4	
6	烟尘排放浓度	mg/m <sup>3</sup>	≤30	
7	脱硫装置SO <sub>2</sub> 排放浓度	mg/m <sup>3</sup>	≤100	

序号	项目	单位	数值	备注
8	汞及其化合物排放浓度	mg/m <sup>3</sup>	≤0.03	
9	重金属的综合脱除效率	%	≥90	
10	脱硫装置 SO <sub>3</sub> 排放浓度	mg/m <sup>3</sup>	≤1	
11	氟化物排放浓度	mg/m <sup>3</sup>	≤6	
12	排烟温度	℃	70~75	高于露点温度 15℃~20℃
13	年运行小时	h	7920	
14	电负荷	kW	5960	
15	厂用电率增加	%	1.02	
16	工艺水耗	t/h	80	
17	吸收剂耗量（生石灰）	t/h	10.5	
18	生产运行人员数	人	4	四值三班
19	设备噪声： 1) 主要设备：引风机、流化 风机、清灰风机、工艺水泵等 2) 控制室设备	dB(A)	≤85 <60	

(4) 脱硫系统设计参数见表 5-3。

表 5-3 脱硫系统设计参数（单台套）

脱硫系统组成	项目	单位	数值
吸收塔	吸收塔塔径	m	10.5
	文丘里数量	个	7
	吸收塔高度	m	58.290
脱硫袋式除尘器	设计效率	%	≥99.997
	入口烟尘浓度	g/m <sup>3</sup>	650~1000（脱硫时）
	出口烟尘浓度	mg/m <sup>3</sup>	≤30
	每台除尘器室数	个	8
	每台除尘器单元数	个	16
	滤袋数量	个	11520
	每台除尘器灰斗数	个	8
吸收剂仓	生石灰仓容积	m <sup>3</sup>	500
	消石灰仓容积	m <sup>3</sup>	350（2台公用）
	消化器出力	t/h	10

### (5) 调试及运行

该工程于 2008 年 12 月通过 168 小时试运行, 试运行期间, 各项性能指标均优于设计值。吸收塔入口 SO<sub>2</sub> 平均浓度为 2100mg/m<sup>3</sup>, 吸收塔出口 SO<sub>2</sub> 排放浓度 ≤100mg/m<sup>3</sup>, 平均脱硫效率为 95.23%。

### (6) 运行成本分析

该装置年运行 7920 小时, 年脱除 SO<sub>2</sub> 约 7.4 万 t。年直接运行成本 (包括吸收剂消耗、电耗、水耗、压缩空气消耗、维修费、运行管理人工工资及福利等) 为 2×5280 万元, 脱硫成本为 0.008 元/(kW·h), 每吨 SO<sub>2</sub> 的直接脱硫成本为 1422.8 元。

## 5.3.2 福建某电厂 2×330MW 机组烟气脱硫工程

### (1) 工程概况

该项目原采用炉内脱硫, 满足 SO<sub>2</sub> 排放浓度 ≤200mg/Nm<sup>3</sup>; 除尘器采用电袋除尘器, 烟尘达到 30mg/Nm<sup>3</sup> 排放标准。2015 年根据国家超低排放的环保要求, 进行升级改造。

### (2) 脱硫装置入口烟气参数见表 5-4。

表 5-4 脱硫装置入口烟气参数 (单台套)

序号	参数	单位	数值
1	机组规模	MW	330
2	炉型		循环流化床锅炉
3	脱硫配置方式		一炉一塔
4	脱硫装置处理烟气量	m <sup>3</sup> /h (干标、6%O <sub>2</sub> ) m <sup>3</sup> /h (湿标、实际氧)	1037256 1113792
5	入口烟气温度	℃	120
6	入口烟气 SO <sub>2</sub> 浓度	mg/m <sup>3</sup> (干态)	2650
6	入口烟尘浓度	mg/m <sup>3</sup> (干态)	5557

### (3) 脱硫装置主要性能指标见表 5-5。

表 5-5 脱硫装置主要性能指标 (单台套)

序号	项目	单位	数值	备注
1	整套脱硫装置可用率	%	99	
2	脱硫主体装置使用寿命	a	30	
3	脱硫设备质量保质期	a	1	
4	脱硫效率	%	≥98.9	
5	反应摩尔比		1.8	
6	烟尘排放浓度	mg/m <sup>3</sup>	≤5	

序号	项目	单位	数值	备注
7	脱硫装置 SO <sub>2</sub> 排放浓度	mg/m <sup>3</sup>	≤35	
8	汞及其化合物排放浓度	mg/m <sup>3</sup>	≤0.03	
9	重金属的综合脱除效率	%	≥90	
10	脱硫装置 SO <sub>3</sub> 排放浓度	mg/m <sup>3</sup>	≤1	
12	排烟温度	℃	70~75	高于露点温度 15℃~20℃
13	年运行小时	h	7920	
14	电负荷	kW	850	不含脱硫装置引起阻力损失产生的电耗
15	厂用电率增加	%	0.26	
16	工艺水耗	t/h	37	烟气温度 120℃
17	吸收剂耗量（生石灰）	t/h	5	当炉内脱硫时，脱硫系统入口 SO <sub>2</sub> 浓度 400mg/m <sup>3</sup> 以下，脱硫系统直接利用炉内脱硫产生的有效 CaO，不需要另外增加吸收剂
18	生产运行人员数	人	4	四值三班
19	设备噪声： 1) 主要设备：引风机、流化风机、清灰风机、工艺水泵等 2) 控制室设备	dB(A)	≤85 <60	

(4) 脱硫系统设计参数见 5-6。

表 5-6 脱硫系统设计参数（单台套）

脱硫系统组成	项目	单位	数值
吸收塔	吸收塔塔径	m	9.8
	文丘里数量	个	7
	吸收塔高度	m	59.3
脱硫袋式除尘器	设计效率	%	≥99.9995
	入口烟尘浓度	g/m <sup>3</sup>	800~1000
	出口烟尘浓度	mg/m <sup>3</sup>	≤5
	每台除尘器室数	个	6
	每台除尘器单元数	个	12
	每台除尘器滤袋数	个	13392
	每台除尘器灰斗数	个	6

脱硫系统组成	项目	单位	数值
吸收剂仓	生石灰仓容积	m <sup>3</sup>	350 (1 座)
	消石灰仓容积	m <sup>3</sup>	250 (2 座)
	消化器出力	t/h	10

(5) 调试及运行

该工程于 2015 年 6 月通过 168 小时试运行。试运行期间各项性能指标均优于设计值。吸收塔入口烟气 SO<sub>2</sub> 平均浓度为 1200mg/m<sup>3</sup>，吸收塔出口烟气 SO<sub>2</sub> 排放浓度≤35mg/m<sup>3</sup>（最低小于 10mg/m<sup>3</sup>），平均脱硫效率为 98%以上。

(6) 运行成本分析见表 5-7。

表5-7 运行成本分析（单台套）

序号	项目	单位	数值	备注
1	处理烟气量	m <sup>3</sup> /h（干标）	1037256	
2	FGD 入口 SO <sub>2</sub> 浓度（平均）	mg/m <sup>3</sup>	1200	168 小时运行期间，FGD 入口 SO <sub>2</sub> 浓度平均值（STP、干态）
3	FGD 脱除 SO <sub>2</sub> 量	t/h	1.21	
4	吸收剂单价	元/t	320	CaO 纯度 85%生石灰
5	水价	元/t	1.5	
6	电价	元/(kW·h)	0.32	
7	吸收剂耗量	t/h	1.21	炉后脱硫利用炉内脱硫飞灰中的 CaO 作为吸收剂，无需另外再添加
8	吸收剂费用	元/h	387.2	
9	水耗量	t/h	37.05	
10	水费用	元/h	55.6	
11	电耗量	kW·h	850	
12	电费用	元/h	272	
13	脱每吨 SO <sub>2</sub> 的费用	元	591	
14	168 小时脱硫运行总成本	万元	12.014	168 小时，不含折旧
15	脱硫成本	元/(kW·h)	0.0024	

5.3.3 广东某热电厂（2×220t/h、2×420t/h）锅炉烟气脱硫除尘改造工程

(1) 工程概况

广东某电厂 2×420t/h 原燃烧高硫燃料 CFB 炉，原保证 SO<sub>2</sub> 排放限值为 200mg/m<sup>3</sup>，烟尘



排放限值为 30mg/m<sup>3</sup>，脱硫装置于 2008 年投入使用，脱硫装置稳定运行，性能符合设计要求。2014 年 6 月根据国家超低排放的环保要求，进行升级改造，升级改造后主要污染物满足“50355”超低排放要求。

同时，随着国家超低排放环保要求的提出，同厂中的 2×220t/h 煤粉炉也进行“50355”超低排放改造，并于 2014 年 8 月和 12 月分别投入使用。

(2) 脱硫装置入口烟气参数见表 5-8。

表 5-8 脱硫装置入口烟气参数（单台炉）

序号	项目	单位	数值	
			220t/h	420t/h
1	炉型		煤粉炉	CFB 炉
2	脱硫配置方式		一炉一塔	
3	脱硫装置处理烟气体量	m <sup>3</sup> /h	236279 (湿标)	787442 (工况)
4	入口烟气温度	℃	145	145
5	入口烟气 SO <sub>2</sub> 浓度	mg/m <sup>3</sup> (干态)	1850	800~1500 (炉内脱硫后)
6	入口烟尘浓度	mg/m <sup>3</sup> (干态)	1000	64600

(3) 脱硫装置主要性能指标见表 5-9。

表 5-9 脱硫装置主要性能指标（单台炉）

序号	项目	单位	数值		备注
			220t/h	420t/h	
1	整套脱硫装置可用率	%	98		
2	脱硫主体装置使用寿命	a	30		
3	脱硫设备质量保质期	a	1		
4	脱硫效率	%	≥98.1	≥97.7	
5	反应摩尔比		1.5		
6	颗粒物排放浓度	mg/m <sup>3</sup>	≤5		
7	脱硫装置 SO <sub>2</sub> 排放浓度	mg/m <sup>3</sup>	≤35		
8	汞及其化合物排放浓度	mg/m <sup>3</sup>	≤0.03		
9	重金属的综合脱除效率	%	≥90		
10	脱硫装置 SO <sub>3</sub> 排放浓度	mg/m <sup>3</sup>	≤5		
11	排烟温度	℃	70~75		高于露点温度 15℃~20℃

序号	项目	单位	数值		备注
			220t/h	420t/h	
12	年运行小时	h	8000		
13	电负荷	kW	231	346	不含脱硫引风机电耗
14	厂用电率增加	%	0.46	0.35	
15	工艺水耗	t/h	10	22	
16	吸收剂耗量（生石灰）	t/h	0.63	0.53~1.00	
17	生产运行人员数	人	0		1) 由热电厂原有人员兼顾运行 2) 五班四运转
18	设备噪声： 1) 主要设备：引风机、流化风机、清灰风机、工艺水泵等 2) 控制室设备	dB(A)	≤85 <60		

(4) 脱硫系统设计参数见表 5-10。

表 5-10 脱硫系统设计参数（单台套）

脱硫系统组成	项目	单位	数值	
			220t/h	420t/h
吸收塔	吸收塔塔径	m	5.2	6.8
	文丘里数量	个	7	7
	吸收塔高度	m	41.5	44.2
脱硫袋式除尘器	设计效率	%	≥99.9995	
	入口烟尘浓度	g/m <sup>3</sup>	650~1000（脱硫时）	
	出口烟尘浓度	mg/m <sup>3</sup>	≤5	
	每台除尘器室数	个	4	8
	每台除尘器单元数	个	8	16
	滤袋数量	个	3008	4632
	每台除尘器灰斗数	个	4	8
吸收剂仓	生石灰仓容积	m <sup>3</sup>	101	151
	消石灰仓容积	m <sup>3</sup>	63	50
	消化器出力	t/h	4	

(5) 调试及运行

2台煤粉炉烟气脱硫除尘升级改造工程分别于2014年8月和12月成功投运；2台CFB炉烟气脱硫除尘升级改造工程于2014年6月一次性顺利成功投运。升级改造后，排放烟气 $SO_2 \leq 35mg/Nm^3$ 、颗粒物 $\leq 5mg/Nm^3$ 、 $SO_3 < 5mg/Nm^3$ 、 $Hg < 3\mu g/Nm^3$ 。

(6) 运行成本分析

具体运行成本如表5-11所示。

表5-11 运行成本分析（单台套）

序号	项目	单位	数值		备注
			220t/h	420t/h	
1	处理烟气体量	m <sup>3</sup> /h	236279 (湿标)	787442 (工况)	
2	FGD 入口 SO <sub>2</sub> 浓度 (平均)	mg/m <sup>3</sup>	1850	1150 (800~1500) (炉内脱硫后)	
3	FGD 脱除 SO <sub>2</sub> 量	t/h	0.61	0.74(0.51~0.97)	
4	吸收剂单价	元/t	320		CaO 纯度 85%
5	水价	元/t	1.5		
6	电价	元/(kW·h)	0.32		
7	吸收剂耗量	t/h	0.63	0.765 (0.53~1.00)	
8	吸收剂费用	元/h	201.6	244.8 (169.6~320)	
9	水耗量	t/h	10	22	
10	水费用	元/h	15	33	
11	电耗量	kW·h	231	346	不含引风机电耗
12	电费用	元/h	73.92	110.72	
13	脱每吨 SO <sub>2</sub> 的费用	元	476.3	525 (均值)	
14	168 小时 脱硫 运行总成本	万元	4.88	6.53 (均值)	168 小时, 不含 折旧
15	脱硫成本	元/(kW·h)	0.0058	0.0039	

5.3.4 上海某钢铁厂（600m<sup>2</sup>、450m<sup>2</sup>）烧结烟气脱硫除尘工程

(1) 工程概况

上海某炼铁厂新建 600m<sup>2</sup> 烧结机，为目前世界上最大型的烧结机。为了满足国家及上海市的减排要求及自身“十三五”规划，对新建的 600m<sup>2</sup> 大型烧结机同步配套建设烟气脱硫除尘净化装置。600m<sup>2</sup> 烧结烟气脱硫系统采用“一机两塔”形式布置，450m<sup>2</sup> 烟气脱硫系统采用“一机一塔”形式布置。

(2) 脱硫装置入口烟气参数见表 5-12。

表 5-12 脱硫装置入口烟气参数

序号	项目	单位	数值	
			600m <sup>2</sup>	450m <sup>2</sup>
1	脱硫方式		全烟气脱硫 (一机两塔)	全烟气脱硫
2	脱硫装置处理烟气量 (主抽入口)	m <sup>3</sup> /h (工况)	3240000 (两套)	2400000
3	入口烟气温度	°C	平均 150, max 200	130, max180
4	入口烟气 SO <sub>2</sub> 浓度	mg/m <sup>3</sup> (干态)	300~1000	850~1000
5	入口烟尘浓度	mg/m <sup>3</sup> (干态)	平均 100	平均 80

(3) 脱硫装置主要性能指标见表 5-13。

表 5-13 脱硫装置主要性能指标 (单台套)

序号	项目	单位	数值		备注
			600m <sup>2</sup>	450m <sup>2</sup>	
1	整套脱硫装置可用率	%	大于 95%		
2	脱硫主体装置使用寿命	a	30		
3	脱硫设备质量保质期	a	1		
4	脱硫效率	%	>95%	>98%	
5	反应摩尔比		1.4		
6	颗粒物排放浓度	mg/m <sup>3</sup>	≤10		
7	脱硫装置 SO <sub>2</sub> 排放浓度	mg/m <sup>3</sup>	≤35		
8	装置出口二噁英当量浓度	ngTEQ/m <sup>3</sup>	≤0.5		装置自身的净化作用
9	排烟温度	°C	70~75		高于露点温度 15°C~20°C
10	年运行小时	h	8000		
11	电负荷	kW	458	539	不含脱硫引风机耗电
12	工艺水耗	t/h	36	42	
13	吸收剂耗量 (生石灰)	t/h	1.3	2.5	入口及出口 SO <sub>2</sub> 分别按 1000mg/m <sup>3</sup> 、 35mg/m <sup>3</sup> 计
14	生产运行人员数	人	4		四值三班
15	设备噪声: 1) 主要设备: 引风机、流 化风机、清灰风机、工艺 水泵等 2) 控制室设备	dB(A)	≤85 <60		

(4) 脱硫系统设计参数见表 5-14。

表 5-14 脱硫系统设计参数表（单台套）

脱硫系统组成	项目	单位	数值	
			600m <sup>2</sup>	450m <sup>2</sup>
吸收塔	吸收塔塔径	m	8.4	9.8
	文丘里数量	个	7	7
	吸收塔高度	m	53.5	58.2
脱硫袋式除尘器	设计效率	%	≥99.5	
	入口烟尘浓度	g/m <sup>3</sup>	650~1000（脱硫时）	
	出口烟尘浓度	mg/m <sup>3</sup>	<5	
	每台除尘器室数	个	4	8
	每台除尘器单元数	个	8	16
	滤袋数量	个	8672	11648
	每台除尘器灰斗数	个	4	8
吸收剂仓	生石灰仓容积	m <sup>3</sup>	200（1座）	100（1座）
	消石灰仓容积	m <sup>3</sup>	100（2座）	100（1座）
	消化器出力	t/h	4（2台）	4（1台）

(5) 调试及运行

600m<sup>2</sup> 烧结项目于 2013 年 12 月整体经过 168 小时考核运行。450m<sup>2</sup> 烧结项目脱硫除尘装置于 2011 年一次顺利成功投运。原烟气经过脱硫除尘装置后出口净烟气 SO<sub>2</sub> 浓度低于 35mg/Nm<sup>3</sup>，同时烟尘排放低于 10mg/Nm<sup>3</sup>（最低小于 5mg/Nm<sup>3</sup>），并且高效协同脱除其他污染物，各项性能指标均满足设计要求。

(6) 运行成本分析

具体运行成本如表 5-15 所示。

表5-15 运行成本分析（单台套）

序号	项目	单位	数值		备注
			600m <sup>2</sup> (一机两塔)	450m <sup>2</sup>	
1	处理烟气量	m <sup>3</sup> /h	1620000	2400000	
2	FGD 入口 SO <sub>2</sub> 浓度	mg/m <sup>3</sup>	300~1000	850~1000	
3	FGD 脱除 SO <sub>2</sub> 量	t/h	0.22~0.79	0.34~1.25	

序号	项目	单位	数值		备注
			600m <sup>2</sup> (一机两塔)	450m <sup>2</sup>	
4	吸收剂单价	元/t	320		CaO 纯度 85% 生石灰
5	水价	元/t	1.5		
6	电价	元/(kW·h)	0.54		
7	吸收剂耗量	t/h	1.3	2.5	
8	吸收剂费用	元/h	416	800	
9	水耗量	t/h	36	42	
10	水费用	元/h	15	33	
11	电耗量	kW·h	458	539	不含引风机电耗
12	电费用	元/h	247.32	291.06	
13	脱每吨 SO <sub>2</sub> 的费用	元	1343	1414	均值
14	168 小时脱硫运行总成本	万元	22.56(均值)	23.76(均值)	168 小时, 不含折旧

### 5.3.5 上海某炭黑尾气脱硫除尘工程

#### (1) 工程概况

来自生产线的炭黑尾气（一台）及干燥器（两台）的干燥气，进入余热锅炉进行余热回收。烟气从三台余热锅炉风机出口汇合烟道引出，汇合后进入循环流化床法脱硫装置。该项目于 2012 年 4 月成功投运。

#### (2) 脱硫装置入口烟气参数见表 5-16。

表 5-16 脱硫装置入口烟气参数

序号	参数	单位	数值
1	脱硫方式		旁路布置
2	脱硫装置处理烟气量 (余热锅炉出口)	m <sup>3</sup> /h (湿标)	正常: 239,117 最大: 271,254
3	入口烟气温度	°C	最大: 250 正常: 200
4	入口烟气 SO <sub>2</sub> 浓度	mg/Nm <sup>3</sup> (干态)	2000 (最大)
5	入口烟尘浓度	mg/Nm <sup>3</sup> (干态)	小于 50

#### (3) 脱硫装置主要性能指标见表 5-17。

表 5-17 脱硫装置主要性能指标

序号	项目	单位	数值	备注
----	----	----	----	----

序号	项目	单位	数值	备注
1	整套脱硫装置可用率	%	>99	
2	脱硫主体装置使用寿命	a	30	
3	脱硫设备质量保质期	a	1	
4	脱硫效率	%	≥90	
5	烟尘排放浓度	mg/m <sup>3</sup>	≤30	
6	脱硫装置 SO <sub>2</sub> 排放浓度	mg/m <sup>3</sup>	<200	
7	排烟温度	°C	70~75	高于露点温度 20°C
8	年运行小时	h	>8320	
9	电负荷	kW	199	不含脱硫装置引起阻力损失产生的电耗
10	工艺水耗	t/h	16	
11	吸收剂耗量（消石灰）	t/h	0.56	
12	生产运行人员数	人	-	不新增，利用厂原运行维护人员
13	设备噪声： 1) 主要设备：引风机、流化风机、清灰风机、工艺水泵等 2) 控制室设备	dB(A)	≤85 <60	

(4) 脱硫系统设计参数见表 5-18。

表 5-18 脱硫系统设计参数

脱硫系统组成	项目	单位	数值
吸收塔	吸收塔塔径	m	5.2
	文丘里数量	个	1
	吸收塔高度	m	39.8
脱硫袋式除尘器	设计效率	%	≥97
	入口烟尘浓度	g/m <sup>3</sup>	650~1000
	出口烟尘浓度	mg/m <sup>3</sup>	≤30
	每台除尘器室数	个	2
	每台除尘器单元数	个	4
	每台除尘器滤袋数	个	2896
	每台除尘器灰斗数	个	2
吸收剂仓	消石灰仓容积	m <sup>3</sup>	80

(5) 调试及运行

该工程于 2012 年 4 月通过 168h 试运行，试运行期间，各项性能指标均优于设计值。吸收塔入口 SO<sub>2</sub> 浓度约为 2000mg/Nm<sup>3</sup>，吸收塔出口 SO<sub>2</sub> 排放浓度≤200mg/Nm<sup>3</sup>，平均脱硫效率为 90%以上。

(6) 运行成本分析见表 5-19。

表5-19 运行成本分析

序号	项目	单位	数值	备注
1	处理烟气体量	m <sup>3</sup> /h	正常: 239,117 最大: 271,254	湿标
2	FGD 入口 SO <sub>2</sub> 浓度	mg/Nm <sup>3</sup>	2000	最大
3	FGD 脱除 SO <sub>2</sub> 量	t/h	>0.28	
4	吸收剂单价	元/t	450	消石灰
5	水价	元/t	1.5	
6	电价	元/(kW·h)	0.54	
7	吸收剂耗量	t/h	0.56	消石灰
8	吸收剂费用	元/h	252	
9	水耗量	t/h	16	
10	水费用	元/h	24	
11	电耗量	kW·h	199	
12	电费用	元/h	107.46	
13	脱每吨 SO <sub>2</sub> 的费用	元	<1370	
14	168 小时脱硫运行总成本	万元	23	168 小时，不含折旧

5.3.6 1000t/d玻璃炉窑余热烟气脱硫除尘工程

(1) 工程概况

玻璃窑炉采用重油、天然气和石油焦等为燃料，排出的烟气经余热利用后再进入烟气循环流化床脱硫吸收塔进行脱硫。该项目于 2015 年成功投运。

(2) 脱硫装置入口烟气参数见表 5-20。

表 5-20 脱硫装置入口烟气参数

序号	参数	单位	数据
1	生产线规模	t/d	1000
2	脱硫方式		一窑一塔，与余热锅炉串联布置
3	脱硫装置处理烟气体量	m <sup>3</sup> /h (湿标)	200000



序号	参数	单位	数据
4	入口烟气温度的	℃	150~170
5	入口烟气 SO <sub>2</sub> 浓度	mg/Nm <sup>3</sup> (干态)	≤3000
6	入口粉尘浓度	mg/Nm <sup>3</sup> (干态)	800

(3) 脱硫装置主要性能指标见表 5-21。

表 5-21 脱硫装置主要性能指标

序号	项目	单位	数值	备注
1	整套脱硫装置可用率	%	≥98	
2	脱硫主体装置使用寿命	a	30	
3	脱硫设备质量保质期	a	1	
4	脱硫效率	%	≥94	
5	颗粒物排放浓度	mg/m <sup>3</sup>	≤30	
6	脱硫装置 SO <sub>2</sub> 排放浓度	mg/m <sup>3</sup>	≤200	
7	排烟温度	℃	70~75	高于露点温度 20℃
8	年运行小时	h	8000	
9	电负荷	kW	155	不含脱硫装置引起阻力损失产生的电耗
10	工艺水耗	t/h	9	
11	吸收剂耗量 (生石灰)	t/h	0.98	
12	生产运行人员数	人	-	不新增, 利用厂原运行维护人员
13	设备噪声: 1) 主要设备: 引风机、流化风机、清灰风机、工艺水泵等 2) 控制室设备	dB(A)	≤85 <60	

(4) 脱硫系统设计参数见表 5-22。

表 5-22 脱硫系统设计参数

脱硫系统组成	项目	单位	数值
吸收塔	吸收塔塔径	m	4.5
	文丘里数量	个	1
	吸收塔高度	m	39.9
脱硫袋式除尘器	设计效率	%	≥97
	入口颗粒物浓度	g/m <sup>3</sup>	650~1000

脱硫系统组成	项目	单位	数值
	出口颗粒物浓度	mg/m <sup>3</sup>	≤30
	每台除尘器室数	个	1
	每台除尘器单元数	个	2
	每台除尘器滤袋数	个	2128
	每台除尘器灰斗数	个	1
吸收剂仓	生石灰仓容积	m <sup>3</sup>	100 (1座)
	消石灰仓容积	m <sup>3</sup>	80 (1座)
	消化器出力	t/h	4 (1台)

(5) 调试及运行

该工程于 2015 年通过 168 小时试运行，试运行期间，各项性能指标均优于设计值。吸收塔入口 SO<sub>2</sub> 浓度约为 23000mg/Nm<sup>3</sup>，吸收塔出口 SO<sub>2</sub> 排放浓度≤200mg/Nm<sup>3</sup>，平均脱硫效率为 94%以上。

(6) 运行成本分析见表 5-23。

表 5-23 运行成本分析

序号	项目	单位	数值	备注
1	处理烟气量	m <sup>3</sup> /h	200000	湿标
2	FGD 入口 SO <sub>2</sub> 浓度	mg/Nm <sup>3</sup>	3000	最大
3	FGD 脱除 SO <sub>2</sub> 量	t/h	>0.51	
4	吸收剂单价	元/t	320	生石灰，纯度>85%
5	水价	元/t	1.5	
6	电价	元/(kW·h)	0.54	
7	吸收剂耗量	t/h	0.98	
8	吸收剂费用	元/h	313.6	
9	水耗量	t/h	9	
10	水费用	元/h	13.5	
11	电耗量	kW·h	155	
12	电费用	元/h	83.7	
13	脱每吨 SO <sub>2</sub> 的费用	元	<805.5	
14	168 小时脱硫运行总成本	万元	13.5	168 小时，不含折旧

### 5.3.7 福建某炼油厂120t/d废物焚烧炉烟气脱硫除尘工程

#### (1) 工程概况

废物进入焚烧炉后，炉后烟气按一炉一塔的布置方式进入循环流化床脱硫装置。该项目于2007年底成功投运。

#### (2) 脱硫装置入口烟气参数见表 5-24。

表 5-24 脱硫装置入口烟气参数表（单台炉）

序号	参数	单位	数据
1	脱硫装置处理烟气体积	m <sup>3</sup> /h（工况）	30968
2	入口烟气温度	℃	160
3	入口烟气 SO <sub>2</sub> 浓度	mg/Nm <sup>3</sup> （干态）	1450
4	入口颗粒物浓度	g/Nm <sup>3</sup> （干态）	13.36

#### (3) 脱硫装置主要性能指标见表 5-25。

表 5-25 脱硫装置主要性能指标（单台炉）

序号	项目	单位	数值	备注
1	整套脱硫装置可用率	%	>98	
2	脱硫主体装置使用寿命	a	30	
3	脱硫设备质量保质期	a	1	
4	脱硫效率	%	90	
5	颗粒物排放浓度	mg/m <sup>3</sup>	≤50	
6	脱硫装置 SO <sub>2</sub> 排放浓度	mg/m <sup>3</sup>	≤200	
7	HCl 排放浓度	mg/m <sup>3</sup>	≤60	
8	二噁英排放浓度	ng/m <sup>3</sup>	≤0.5	
9	排烟温度	℃	70~75	高于露点温度 20℃
10	年运行小时	h	8000	
11	电负荷	kW	33	不含脱硫装置引起阻力损失产生的电耗
12	工艺水耗	t/h	0.3	
13	吸收剂耗量（消石灰）	t/h	0.04	
14	生产运行人员数	人	0	不新增，利用厂原运行维护人员
15	设备噪声： 1) 主要设备：引风机、流化风机、清灰风机、工艺水泵等 2) 控制室设备	dB(A)	≤85 <60	

(4) 脱硫系统设计参数见表 5-26。

表 5-26 脱硫系统设计参数 (单台炉)

脱硫系统组成	项目	单位	数值
吸收塔	吸收塔塔径	m	1.8
	文丘里数量	个	1
	吸收塔高度	m	19.25
脱硫袋式除尘器	设计效率	%	≥95
	入口颗粒物浓度	g/m <sup>3</sup>	650~1000
	出口颗粒物浓度	mg/m <sup>3</sup>	≤50
	每台除尘器室数	个	1
	每台除尘器单元数	个	1
	每台除尘器滤袋数	个	224
	每台除尘器灰斗数	个	1
吸收剂仓	消石灰仓容积	m <sup>3</sup>	16

(5) 调试及运行

该工程于 2007 年底通过 168 小时试运行, 试运行期间, 各项性能指标均优于设计值。吸收塔入口 SO<sub>2</sub> 浓度约为 1450mg/Nm<sup>3</sup>, 吸收塔出口 SO<sub>2</sub> 排放浓度≤200mg/Nm<sup>3</sup>, 平均脱硫效率为 90%以上。

(6) 运行成本分析见表 5-27。

表5-27 运行成本分析

序号	项目	单位	数值	备注
1	处理烟气量	m <sup>3</sup> /h	30968	工况湿标
2	FGD 入口 SO <sub>2</sub> 浓度	mg/Nm <sup>3</sup>	1450	
3	FGD 脱除 SO <sub>2</sub> 量	t/h	>0.02	
4	吸收剂单价	元/t	450	消石灰
5	水价	元/t	1.5	
6	电价	元/(kW·h)	0.54	
7	吸收剂耗量	t/h	0.04	消石灰
8	吸收剂费用	元/h	18	
9	水耗量	t/h	0.3	
10	水费用	元/h	0.45	

序号	项目	单位	数值	备注
11	电耗量	kW·h	33	
12	电费用	元/h	17.82	
13	脱每吨 SO <sub>2</sub> 的费用	元	<1813.5	
14	168 小时脱硫运行总成本	万元	30.47	168 小时，不含折旧

## 6 标准主要技术内容及说明

### 6.1 适用范围

本标准规定了烟气循环流化床法脱硫工程的设计、施工、调试、验收、运行和维护等方面的技术要求。

本标准适用于采用循环流化床脱硫工艺的烟气治理工程，可作为建设项目环境影响评价、环境保护设施设计、施工、调试、验收和运行与管理的技术依据。

烟气循环流化床脱硫工艺在火电领域最大已经运用到 660MW 机组，原有标准的适用范围为 300MW 等级以下，无法满足技术发展后的要求。原有烟气循环流化床法主要针对电厂的运用，经过不断的探索、实践，该法已在供热、钢铁、有色冶金、垃圾焚烧、玻璃窑炉、炭黑尾气、煤化工尾气等行业的烟气脱硫取得了成功运用，其中在钢铁烧结领域最大运用规模达 600m<sup>2</sup>，这些行业的脱硫工程设计、施工、验收、运行和维护的技术要求除满足本标准的规定之外，还应满足相关行业技术规范的要求。

### 6.2 规范性引用文件

本标准引用六十多个国家和行业标准、规程、规范，凡不注明日期的引用文件，其有效版本适用于本标准。

引用的标准中新增引用 GB 150 对钢制压力容器进行规定，新增引用 GB 912 对脱硫装置使用的材料进行规定，新增引用 GB 2894 对脱硫装置的安全标志进行规定，新增引用 GB 4053 对固定式钢梯及平台安全要求进行规定，新增引用 GB/T 3077 对脱硫装置的合金结构钢进行规定，新增引用 GB/T 4272 对脱硫装置的保温进行规定，新增引用 GB/T 6719 对脱硫袋式除尘器进行规定，新增引用 GB 50010 对混凝土结构设计进行规定，新增引用 GB 50016 对建筑防火设计进行规定，新增引用 GB 50017 对钢结构设计进行规定，新增引用 GB 50019 对脱硫装置采暖通风与空气调节设计进行规定，新增引用 GB 50029 对压缩空气系统设计进行规定，新增引用 GB 50034 对工业企业照明设计进行规定，新增引用 GB/T 50065 对脱硫装置交流电气装置的接地设计进行规定，新增引用 GB 50093 对脱硫装置自动化仪表工程施工及质量验收进行规定，新增引用 GB 50116 对脱硫装置火灾自动报警系统设计进行规定，新增引用 GB 50187 对脱硫工程总平面设计进行规定，新增引用 GB 50231 对机械设备安装工程及验收进行规定，新增引用 GB 50254 对脱硫装置电气装置安装工程低压电器施工

及验收进行规定，新增引用 GB 50259 对脱硫装置电气装置安装工程电气照明装置施工及验收进行规定，新增引用 GB 50300 对脱硫工程的施工质量验收进行规定，新增引用 GB 50755 对脱硫装置钢结构施工进行规定，新增引用 GB/T 19229.2 对脱硫装置的设计进行规定，新增引用 GB/T 19587 对电石渣比表面积测试进行规定，新增引用 GB/T27869 对脱硫除尘器采用电袋复合除尘器时设计进行规定，新增引用 GB/T 50655 对脱硫装置蒸汽系统设计进行规定，新增引用 DLT 5072 对脱硫装置的保温油漆设计进行规定，新增引用 DL 5121 对脱硫装置的烟风煤粉管道设计进行规定，新增引用 DL/T 5403 对脱硫工程调整试运及质量验收进行规定，新增引用 HJ/T 75、HJ/T 76 用于污染源烟气排放连续监测及检测方法规定，新增引用 HJ 2040 用于脱硫装置的运行管理，新增引用 HJ/T 325、HJ/T 327、JB/T 10191 用于脱硫用袋式除尘器的滤袋框架、滤袋、分气箱的设计使用规定，新增引用 HJ 2028 用于脱硫装置中的电除尘器设计进行规定，新增引用 JB/T 11076 用于脱硫装置消化器规定，新增引用 JB/T 11646 用于流化槽规定，新增引用 JB/T 12116 用于脱硫装置用高压回流式水喷枪规定，新增引用 JB/T 4735 用于常压容器规定，新增引用 JB/T 8532 用于袋式除尘器规定，新增引用 JB/T 8470 用于副产物气力输送规定，新增引用 JC/T 478 用于吸收剂化验。

GBJ 11 关于抗震设计与 GB 50191、GB 50011 和 GB 50260 重复，不再引用；因更改为通用性要求，电力行业的标准 GB 13223、GB 5022、DLGJ 56、DL/T 621、DL 5000、DL 5009.1、DL/T 5035、DL/T 5041、DL/T 5044、DL 5053、DL 5136、DL 5153、DL 5175 取消引用；脱硫装置电气设计没有涉及直流系统，DL/T 5120 不再引用；NDGJ 16 关于自动化设计与 DL/T 5196、DL/T 5175 重复，不再引用；专门针对火电站的引用，部分改为通用标准/规范，部分删除。

### 6.3 术语和定义

《火电厂烟气脱硫工程技术规范 烟气循环流化床法》(HJ/T 178-2005) 定义了脱硫岛、吸收剂、一级除尘器、二级除尘器、分离器、生石灰消化装置、脱硫塔、脱硫副产物、近绝热饱和温度、装置可用率及脱硫效率 11 个术语。

本标准对上述术语的修订如下：

——“脱硫岛、一级除尘器、二级除尘器、生石灰消化装置、脱硫塔、脱硫副产物”依次更名为“脱硫工程、预除尘器、脱硫除尘器、石灰消化器、吸收塔、副产物”；

——“吸收剂”重新定义；

——删除“分离器、装置可用率”相关内容；

——增加“烟气循环流化床脱硫工艺、脱硫装置、脱硫效率、反应摩尔比、空塔压降、床层压降、吸收塔压降、漏风率、颗粒物”的定义。

在计算漏风率时，需要扣除因工艺需要加入脱硫装置的风量，含除尘器灰斗、灰循环中的流化风量、袋式除尘器清灰风量及消化器排气等。

### 6.4 污染物与污染负荷

烟气中主要污染物及污染负荷随着主体工程燃料和负荷的变化而变化。新建脱硫装置的烟气设计参数宜采用主体工程最大连续工况的烟气参数，校核值宜采用主体工程烟气中二氧化硫浓度最高时的烟气参数；其他行业可以参照燃煤锅炉二氧化硫计算公式进行计算。改建项目加装烟气脱硫装置时，其设计工况和校核工况宜根据脱硫装置入口处实测烟气参数确定，并充分考虑烟气负荷变化、及烟气性质的变化趋势。

对烟气循环流化床脱硫工艺的主要应用领域进行说明，包括电力行业、石油行业、冶金行业、化工行业、工业窑炉。

烟气条件的确定，包括排放污染物的成因、种类与理化性质、位置分布与数量、排放形式与途径、排放量与排放强度、排放规律等，作为工程设计的原始数据和依据。原始设计资料应真实、可靠，以测试报告、设计资料为准；当用户无法提供时，可以采取实测获得。

## 6.5 总体要求

### 6.5.1 一般规定

本节是对脱硫技术方案、设备、材料的选择，颗粒物、SO<sub>2</sub>排放浓度、脱硫效率，自动连续监测系统（CEMS）的设置做了一般性规定。对脱硫工程建设的质量、安全、卫生、消防、环保等方面做了一般性规定。对脱硫装置的协同治理，及控制二次污染产生进行了约定。对脱硫工程设计、建设过程中的隔声、消声、绿化等进行了一般性规定。

### 6.5.2 工程构成

按照《导则》要求，本节为新增内容。本节规定了烟气循环流化床法脱硫工程的工程构成，包括脱硫工艺系统和辅助系统。明确了工艺系统和辅助系统各自的组成部分。

### 6.5.3 总平面布置

本节对脱硫工程的布置作出通用性要求，包括脱硫工程整体布置的位置、脱硫控制室布置的位置、脱硫装置与主体工程各建构筑物的间距、吸收剂及副产物的卸料储存场所布置的位置、脱硫工程管道的布置、脱硫工程内道路设计、脱硫场地外排水设计。

脱硫工程属于主体工程的一部分，主体工程在总平面布置时已对脱硫工程进行初步规范，原有标准中涉及到的电厂整体规范不再体现，修订后进行精简。

## 6.6 工艺设计

本章节原标准为脱硫工艺系统，包括两部分：工艺流程、脱硫主要工艺系统，其中工艺系统中包括吸收剂制备系统、烟气系统、二氧化硫吸收系统、设备布置、脱硫灰（脱硫副产物）处理系统等五部分；本章节结构修订后更改为工艺设计，包括一般规定、工艺路线、烟气系统、吸收剂制备及供应系统、预除尘系统、吸收系统、脱硫除尘系统、灰循环系统、工艺水系统、副产物系统、压缩空气系统、加热系统等 12 部分，同时增加了二次污染控制措施及突发事件应急措施；修订后的规范完善了脱硫装置的系统组成及调整了脱硫装置中子系统的先后顺序。

此外，原有标准中“设备布置”一节主要提出了设备布置顺序、设备露天布置时应采取

的措施、检修平台设置的要求，因设备布置顺序与工艺流程相关联，修订后的规范不再涉及；设备露天布置时应采取的措施，属于设备性能要求，修订后的规范不再涉及；修订后的规范对检修平台设置的要求也体现在各个系统中。

#### 6.6.1 一般规定

确定工艺参数时，需要考虑主体工程的烟气参数、燃料品质、污染物控制规划和污染物排放浓度要求、吸收剂供应、水源情况、副产物综合利用、厂址场地布置等因素，并对这些参数进行全面分析优化。脱硫装置主设备的设计寿命与主体工程相匹配，新建项目的脱硫主体设备的设计使用寿命应与主体工程相同，已建项目的脱硫主体设备设计使用寿命不低于主体工程剩余寿命。

原标准这部分内容放在总则中的实施原则及总体设计章节。烟气循环流化床脱硫技术成熟，运行稳定，实际运行中与主体工程同步运行率可达 99%以上；目前环保要求越来越严，脱硫装置须与主体工程同步运行，脱硫装置停则主体工程必须停机；原有标准中系统的可用率不低于 95%，已无法完全表征现有的技术水平，无法满足现有的运行要求，修订后更改为脱硫装置须与主体工程同步启停。同时修订后的标准还新增对平台、扶梯的设置要求。

本章节新增脱硫装置的设计脱硫效率要求；随着烟气循环流化床脱硫工艺技术的发展，脱硫装置实现“超低排放”，脱硫效率长期稳定运行在 98%以上。脱硫设计效率应根据所要求的排放限值进行综合确定；一般脱硫效率为 93%~98%。若脱硫装置出口 SO<sub>2</sub> 浓度要求低于 35mg/m<sup>3</sup> 超低排放时，脱硫装置的设计脱硫效率应高于 98%。

#### 6.6.2 工艺路线

本章节对烟气循环流化床脱硫工艺的系统组成进行描述，并附脱硫工艺简易流程图；同时针对一级引风机串联及二级引风机串联路线进行确定。修订后的标准对原脱硫系统进行补充，新增工艺水系统、压缩空气系统；并对其他系统也进行了完善。

#### 6.6.3 烟气系统

吸收塔形成流化床体所需最低烟气量一般为设计工况的 50%~70%负荷，脱硫工程设置清洁烟气再循环系统，以确保吸收塔形成稳定的流化床体，脱硫工程正常稳定运行。同时，设置脱硫装置可以先于主体工程投运、晚于主体工程退出，与主体工程同步启停，实现污染物达标排放。由于经过脱硫装置烟气中的 SO<sub>3</sub> 几乎完全被脱除，烟气的露点温度为纯水露点温度，而脱硫装置运行温度高于露点温度 15℃~20℃，脱硫后的烟道、烟囱不需要防腐设计。

本章节规定了脱硫装置引风机、烟道系统、脱硫装置烟道的漏风率、挡板门的设计要求，还对烟气系统的平台、测试孔、人孔设置，烟道系统的保温、伴热设计进行了规定。因引风机的设置及设计已有相关的规范，修订后的规范不再涉及；烟气旁路已有相关规范要求取消，修订后不再涉及。原标准要求脱硫装置漏风率低于 6%，修订后规范提高了要求，低于 5%。

#### 6.6.4 吸收剂制备及供应系统



脱硫用消石灰的品质直接影响脱硫效率、吸收剂耗量；消石灰的品质要求：纯度 $\geq 80\%$ 、比表面积 $\geq 15\text{m}^2/\text{g}$ 、含水率 $\leq 1.5\%$ ；消石灰储存时间过长容易失效易形成  $\text{CaCO}_3$  等，同时直接外购消石灰成本高；为提高消石灰活性，节省运行成本，建议在现场配套消化器直接消化消石灰。消化器的出力宜不小于设计工况生石灰消耗量的 150%。如果当地有电石渣资源的，可以直接利用电石渣进行脱硫，但脱硫装置设计时应针对采用电石渣进行特殊设计；电石渣利用时应先进行烘干，烘干后的品质详见附录 C。

吸收剂仓的有效容积根据吸收剂的品质及供应运输情况确定；生石灰仓的有效贮粉量宜满足锅设计工况下 2d~4d 的消耗量，消石灰仓的有效贮粉量宜满足设计工况下 1d~2d 消耗量；直接外购消石灰、电石渣时，吸收剂仓的有效贮粉量宜满足设计工况下 3d~5d 的消石灰（电石渣）消耗量。吸收剂仓的储存量至少为吸收剂额定运输的 1.5 倍，避免吸收剂卸车时须分几次卸车。

吸收剂的加入需要设置计量调节装置，计量调节吸收剂加入量。计量调节装置宜设置两套，既作为备用，也增加调节装置的调节范围。

因吸收剂并不是完全采用就地生石灰消化获得，可直接外购消石灰或电石渣，本章节将原标准命名吸收剂制备系统修订为吸收剂制备及供应系统；修订后的标准新增电石渣作为吸收剂，此外，增加吸收剂加入吸收塔的进料方式、生石灰仓、消石灰仓的流化方式、保温要求等内容。

#### 6.6.5 预除尘系统

本节为新增内容。炉内有脱硫时，考虑利用炉内脱硫剩余的固硫剂，脱硫装置可不设预除尘器；炉内无脱硫，粉煤灰的综合利用途径比脱硫灰广，粉煤灰的比例较大会造成吸收剂的耗量增加；根据经验当脱硫装置入口颗粒物浓度高于  $10\text{g}/\text{m}^3$  时，应设置预除尘器，预除尘器宜采用电除尘器；经过分析，在考虑粉煤灰的综合利用、消耗的能耗及固硫剂的消耗，综合分析，预除尘器的除尘效率宜在 80% 左右。已建主体工程加装烟气脱硫装置时，可利用原有除尘器作为预除尘器。

#### 6.6.6 吸收系统

本章节对吸收塔系统的组成、设计容量等内容进行规定。

目前，单吸收塔最大的处理烟气体积约为工况 252 万  $\text{m}^3/\text{h}$ ，基于目前的技术及运用经验，工况烟气体积 260 万  $\text{m}^3/\text{h}$  以上时宜采用一机两塔脱硫装置，工况烟气体积 260 万  $\text{m}^3/\text{h}$  以下时宜采用一机一塔脱硫装置。多机一塔脱硫装置按当量烟气体积参照执行。

吸收塔压降包括床层压降及空塔压降。床层压降体现吸收塔内物料量，物料量大小决定了塔内的有效钙量、喷入塔内水蒸发的载体面积；为了确保吸收塔内有足够的有效钙量及水蒸发的载体面积，吸收塔建立的物料床层压降至少在 800Pa 以上。吸收塔空塔压降的大小是由吸收塔各部位的设计流速确定的，应根据锅炉的负荷情况进行设计，以便在适应锅炉负荷的情况下同时降低空塔压降和锅炉负荷。同时为了确保脱硫反应完全及喷入的水得到有效的

蒸发，烟气在塔内的停留时间至少在 4s 以上。由于塔内有大量的潮湿粘性物料，为避免板结及被磨损，吸收塔内不宜设内撑杆件；塔内的  $\text{SO}_3$  被完全脱除，吸收塔内部不需要防腐。

原标准命名为二氧化硫吸收系统。原标准中吸收塔的数量要求根据锅炉容量、吸收塔的容量和可靠性等确定；修订后更改为吸收塔的数量应根据烟气量确定；修订主要是依据目前现有的技术能力及目前国内对主机的划分来进行规范。原标准只对吸收塔的总压降进行约定，修订后对吸收塔压降、空塔压降、床层压降值进行规范，同时根据目前的技术能力总压降由原来 2500Pa 更改为 2200Pa。

修订后的规范新增吸收塔内烟气停留时间、直管段设计流速、塔内壁是否设计支撑、吸收塔型式等内容。原有标准中关于水系统相关内容在工艺水系统进行规范；因现有的脱硫除尘器均是采用袋式除尘器，入口采用下进风，已经有分离器作用，原有标准中关于分离器设置不再赘述；若有采用电除尘器，分离器作为电除尘器整体的一部分设置；除尘器入口颗粒物浓度设计移至脱硫除尘系统进行规定。

#### 6.6.7 脱硫除尘系统

吸收塔利用塔内大量的物料进行脱硫，吸收塔出口的颗粒物浓度高达  $800\text{g}/\text{m}^3 \sim 1200\text{g}/\text{m}^3$ ，同时吸收塔内的物料高湿高粘性；脱硫除尘器应按高颗粒物、高湿高粘性物料进行设计；当吸收塔出口的颗粒物浓度高达  $650\text{g}/\text{m}^3 \sim 1000\text{g}/\text{m}^3$ ，要保证出口颗粒物浓度低于  $30\text{mg}/\text{m}^3$ ，脱硫工况时的袋式除尘器气布比宜不大于  $0.8\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{min})$ ；要保证出口颗粒物浓度低于  $10\text{mg}/\text{m}^3$ ，脱硫工况时的袋式除尘器气布比宜不大于  $0.7\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{min})$ 。除尘器可以采用袋式除尘器、电袋复合除尘器，除尘器的设计符合相关标准规定。脱硫装置有大量的物料循环，为确保各个灰斗的物料平衡，灰斗宜采用大灰斗形式。同时因除尘器收集的物料高湿高粘性，除尘器应设伴热及振打装置，防止物料结块板结。

原有标准没有对预除尘器的要求；修订后对袋式除尘器在不同的除尘效果情况下的过滤风、对除尘器的灰斗料位设置及灰斗形式进行规定；入口颗粒物浓度原标准要求按  $800\text{g}/\text{m}^3 \sim 1000\text{g}/\text{m}^3$ ，新标准扩展了应用范围，增加为  $800\text{g}/\text{m}^3 \sim 1200\text{g}/\text{m}^3$ 。

#### 6.6.8 灰循环系统

本章节规定了灰循环系统的组成、物料循环系统及配套的流化风设计选型要求。

循环物料高湿高粘性，储存物料需要加热后的流化风流化，流化风温度应加热至  $80 \sim 120^\circ\text{C}$ 。原标准没有对灰循环系统进行规定；修订后新增灰循环的输送方式、流化风、选型依据等内容。

#### 6.6.9 工艺水系统

工艺水箱容量宜按设计工况下吸收塔  $0.5\text{h} \sim 1\text{h}$  的耗水量设计，作为进水短暂故障检修的缓冲及过滤粗颗粒杂质用。水箱入口、水泵入口宜设置滤网装置，过滤杂质，避免水泵、喷枪磨蚀。水泵的出力与选用的配枪相匹配；水泵容量宜按喷枪额定出力的  $1.3 \sim 1.5$  倍选取；水泵压力按喷枪要求的最大压力与所选泵容量相应管道系统阻力之和的  $1.1$  倍选取。

原标准中工艺水系统相关内容涵盖在二氧化硫吸收系统中,消化水系统相关内容涵盖在吸收剂制备系统中,修订后的标准将这两部分内容合并于本节,并新增对水系统的选型设计原则。

#### 6.6.10 副产物输送系统

脱硫副产物应积极综合利用,无法进行综合利用的应妥善进行处理。脱硫副产物根据理化性质特点,可综合利用领域包括:加气混凝土砌块、蒸压砖、矿渣微粉、砂浆、污泥固化、工程和结构填充(路基、垫层及矿区复垦等)。副产物输送出力宜根据副产物的产量的2.0倍进行选型,并设置必要的紧急事故处理设施。

副产物中转缓冲储存仓的容量根据运输条件确定,但至少满足储存燃用设计燃料时主体工程最大负荷工况的脱硫副产物量贮存12h以上;因脱硫灰长期储存容易导致板结,脱硫副产物在灰库内储存时间不宜超过72h。同时,脱硫灰需连续流化;流化风温度需加热至80℃~120℃,避免流化风温度偏低,导致副产物中水分冷凝析出,脱硫灰结块。

本节仅对副产物输送、中转或缓冲进行规定,无副产物的综合利用相关内容,因此将脱硫灰(脱硫副产物)处理系统更名为副产物输送系统。修订后的规范中新增仓泵的控制要求。考虑工作人员作息时间及运输情况,将中转或缓冲库副产物贮存时间由原标准的8小时更改为12小时,贮存库的贮存时间由原标准的24小时更改为72小时。

#### 6.6.11 压缩空气系统

根据当地的环境条件及用气设备确定压缩空气品质。本章节为新增内容,增加了对压缩空气系统的设计、选型、压缩空气品质要求。

#### 6.6.12 加热系统

脱硫装置需要进行局部加热,对加热的部位、加热方式进行约定。蒸汽加热存在加热稳定、均衡、温度变化小,主体工程有蒸汽资源的宜直接采用蒸汽加热;采用蒸汽加热时,蒸汽的品质要求较低,可以采用0.3MPa、150℃的低压过热蒸汽;蒸汽系统应设置疏水系统,并对疏水进行汇总回收。如果主体工程没有蒸汽资源可采用电加热。

#### 6.6.13 二次污染控制措施

按照《导则》要求,本节为新增内容。脱硫工程运行过程中产生的二次污染如生石灰仓及消石灰(电石渣)仓内二次扬尘、地面冲洗水及设备冷却水、脱硫副产物等,对可采用的各项措施进行规定。

#### 6.6.14 突发事故应急措施

针对脱硫装置在运行中出现突发事故时采取的一些措施。吸收塔在运行过程中可能出现塌床,需要将塔底的灰排出;脱硫除尘器中滤袋有一定的适用温度范围,超过适用温度应对烟气进行降温,可以直接开启吸收塔工艺水系统进行降温。

### 6.7 主要工艺设备和材料

根据《导则》的规定,本章为新增内容。主要工艺设备包括吸收塔、脱硫除尘器、石灰

消化器、脱硫装置引风机、水喷枪、气动流量控制阀、空气斜槽、灰斗流化槽，及脱硫装置中应用的主要材料。

### 6.7.1 主要工艺设备

吸收塔反应后的脱硫灰高浓度、高湿高粘性，脱硫除尘器入口颗粒物浓度高达 $800\text{g}/\text{m}^3\sim 1000\text{g}/\text{m}^3$ ，脱硫灰的含湿量1.5%以上，温度约为 $70^\circ\text{C}$ ；除尘器除尘后颗粒物浓度需要达到 $30\text{mg}/\text{m}^3$ 以下甚至 $5\text{mg}/\text{m}^3$ 以下；除尘器的除尘效率需要高达99.997%以上，目前国内一般采用低压旋转脉冲袋式除尘器除尘。消化器性能的好坏直接影响消石灰品质，对消化生石灰的消化器要求高的转化率、保持干态较低的含水率，以便于脱硫，消化器的转化率应高于95%，含水率应低于1.5%；消化器应设计有足够长的反应时间，确保灰水反应完全，同时喷入的水得到完全蒸发；消化器能够根据生石灰品质不同进行调整，适应各种品质生石灰消化；消化后的消石灰粒径小，比表面积大。

水喷枪要求能够提供适合粒径的雾滴，以满足作为脱硫反应媒介用；同时能够精确提供喷水量，保证吸收塔反应温度。同时水喷枪材质能够符合吸收塔内高温、低温、快速降温及快速升温的要求，及适应吸收塔内高浓度物料耐磨的要求。水喷枪宜采用回流式喷枪或双流体喷枪，喷头采用碳化硅，枪体宜采用316L。

脱硫装置的物料循环量大，300MW机组每个小时的循环量高达1000t以上；吸收塔的床层压降要求控制在 $\pm 100\text{Pa}$ 之内，要求循环阀有较高的控制精度。循环大量的物料，控制阀需要采用耐磨材质。气动流量控制阀采用滚筒式调节阀，滚筒材质采用不锈钢；同时循环斜槽帆布表面铺设防磨铁丝。

### 6.7.2 材料

1) 烟气循环流化床脱硫工艺可以几乎完全脱除 $\text{SO}_3$ ，脱硫在露点温度 $15^\circ\text{C}\sim 20^\circ\text{C}$ 以上运行，脱硫后不会出现腐蚀，不需要防腐，吸收塔及烟道可以直接采用碳钢材料。

2) 脱硫袋式除尘器处理的脱硫灰浓度大、高湿高粘性，同时考虑滤袋的适用温度，原烟气温较低时脱硫除尘器滤袋宜选择PPS滤料，原烟气温较高时如垃圾焚烧脱硫装置宜采用PTFE。

3) 烟气脱硫设备不需要进行防腐，采用普通材质的钢材可以满足要求；所用的钢材应符合GB 912及GB/T 3077的规定。

4) 烟气脱硫设备中的非金属设备及管道应符合GB/T 19229.2的规定。烟气脱硫设备的保温、油漆应符合国家相关规定。

## 6.8 检测与过程控制

本章节对烟气循环流化床脱硫工艺的检测内容、检测手段进行了规定；对脱硫系统的过程控制内容进行了规定。

烟气脱硫装置的自动化系统应符合国家相关规定。烟气脱硫装置的控制可采用以分散控制器为基础的分散控制系统（DCS）或可编程控制系统（PLC）。

过程检测包括参数的确定, 连锁保护、过程报警及控制系统的实施等内容。脱硫系统过程控制至少包括脱硫装置出口SO<sub>2</sub>浓度自动控制、吸收塔床层压降控制及吸收塔出口温度控制。当设置脱硫引风机、且独立于前级引风机时, 宜对吸收塔入口压力进行自动控制。当设置清洁烟气再循环系统时, 宜对流经吸收塔的烟气量进行自动控制。

增加烟气连续在线监测系统控制说明及分析检测的相关规定。

根据《导则》的规定, 本章为新增条款, 包含原标准中第8章节中的热工自动化部分内容, 但因热工自动化部分相关的规范更多、更全面, 此次修订在原有标准的基础上进行了精简。

## 6.9 主要辅助工程

原标准中本章节为环境保护与安全卫生, 修订后将热工自动化部分调整至第8章节检测与过程控制, 保留了电气系统、建筑及结构、给排水及消防系统、采暖通风与空气调节、道路绿化。此次修订在原有标准的基础上进行了精简, 主要参考各系统现行的相关标准。

### 6.9.1 电气系统

本章节对电气系统的设计要求作了一般规定。包括供电系统、照明和检修系统、电缆敷设、防雷和接地、控制保护及自动装置、直流系统、交流保安电源和交流不停电电源(UPS)、二次线、热工电源和气源等。

### 6.9.2 建筑及结构

本章节主要对建筑及结构的设计要求作了一般规定。本规定是根据国家现行有关规范并参考火力发电厂烟气脱硫工程(烟气循环流化床)特点制定的。凡本规范未涉及的部分, 应符合国家现行的有关标准的规定。

### 6.9.3 给排水、火灾报警与消防系统

本章节主要对给排水、火灾报警与消防系统的设计进行规定。

### 6.9.4 采暖与通风

本章节主要对采暖通风与空气调节系统的设计施工要求做了一般规定。采暖通风与空气调节系统的设计施工中应符合 GB 50019 和 GB 50243 的规定。

### 6.9.5 道路与绿化

本章节对脱硫工程的道路、绿化设计进行了规定。

## 6.10 劳动安全与职业卫生

该章节是工程通用技术规范中规定的必要内容, 其目的就是要求在设计、建设和运行过程中要高度重视环境保护与安全卫生, 并有章可依、有法可循。在设计过程中, 要遵守原有的国家和行业标准, 如《生产过程安全卫生要求总则》(GB 12801)、《安全标志》(GB 2894)等。在建设和运行过程中的劳动安全与职业卫生已有多年的经验和办法, 本章节在参考各个行业的规章制度的基础上归纳出本规范条文。

原标准中本章为环境保护与安全卫生, 根据《导则》规定, 本章更改为劳动安全与职业

卫生；修订后的标准取消了环境保护部分内容，劳动安全与职业卫生与原有标准一致。

### 6.11 施工与验收

本章节规范了工程施工、调试与验收的基本原则。施工单位除遵守相关的施工技术规范以外，还应遵守国家有关部门颁布的劳动安全及卫生、消防等国家强制性标准。脱硫装置调试按 DL/T 5403 的规定执行。脱硫工程验收应按相应专业现行验收规范和本规范的有关规定进行组织。工程施工、调试与验收主要参考现行规范，此次修订在原有标准的基础上进行了精简。

原标准中本章为施工与验收，本章节增加了调试相关内容。

### 6.12 运行与维护

本章节规定了脱硫装置的运行、维护的相关内容。对于脱硫系统日常维护管理的具体要求可参考附录 D。

原标准对运行与维护进行了简单的规定，对脱硫装置的运行维护指导性不强；为更好的指导生产运行维护管理，提高生产运行维护管理水平，此次修订在原有标准的基础上进行了补充和完善，对人员与运行管理、维护保养、事故应急处理措施等进行详细规定；具体可以参照 HJ2040 的规定执行。人员方面包括人员的素质、人员的培训等内容。运行管理包括系统的启停步骤程序、各个系统的运行管理、吸收剂的管理、运行记录等内容。维护保养包括定期的检查、更换及维修必要的部件，常见的故障分析，维护周期等内容。事故应急处理措施包括运行过程中出现事故的应对措施。

## 7 标准实施的环境效益及技术经济分析

### 7.1 环境效益分析

近几年来，循环流化床脱硫技术得到了发展；脱硫系统的同步投运率普遍在 98%以上，脱硫效率可长期稳定在 95%以上，同时能够几乎完全脱除  $\text{SO}_3$ 、 $\text{HCl}$ 、 $\text{HF}$  等酸性气体， $\text{Hg}$  等重金属的综合脱除效率达到 90%以上，极大改善了大气环境质量及大大降低土壤的毒化速率，同时脱硫副产物经过多年的研发，脱硫副产物在多个领域得到综合利用，如：用于填堤、土地回填、路基、建材行业的混凝土砖切块、粉刷石膏（干粉砂浆）、轻集料、免烧砖及砌块、装饰陶板砖、强化板、蒸压砖、蒸压加气混凝土砌块等。

### 7.2 技术经济分析

#### 7.2.1 工程投资

循环流化床脱硫装置的投资与主体工程的规模、场地情况、烟气量、烟气性质、性能要求等密切相关。以 300MW 机组烟气脱硫工程为例，工程总投资为 5955 万元，各部分组成见表 7-1。

表 7-1 300MW 机组烟气脱硫除尘工程投资分析（含除尘系统）

设备购置费 (万元)	建筑工程费 (万元)	安装工程费 (万元)	其他费用 (万元)	合计 (万元)
4180	625	718	432	5955
70.2%	10.5%	12.1%	7.3%	100%

### 7.2.2 运行费用

运行费用主要包括吸收剂消耗、能源动力（水、电、气）消耗、人工费用、折旧费、维修费用等，与处理的烟气量及烟气中 SO<sub>2</sub> 浓度、性能要求密切相关，脱硫系统的运行费用通常在 0.001 元/(kW·h)~0.01 元/(kW·h)，其中吸收剂费用通常占到全部费用的 45%以上，其次为电消耗，占全部费用的 30%以上，其他各项费用占比均较小。

## 8 标准实施建议

烟气循环流化床脱硫技术具有系统简单、灵活布置、系统运行稳定，设备维护量少，系统能耗低，操作简单，启停方便，自动化程度高，同步率高，脱 SO<sub>2</sub> 的同时，可同时高效脱除 SO<sub>3</sub>、NO<sub>x</sub>、HCl、HF、重金属 Hg 等多组分污染物，无废水排放，无需防腐，操作弹性大；符合国家“实施多种大气污染物综合控制”的环保要求。但目前烟气循环流化床脱硫技术较多运用在中小主体工程烟气脱硫，建议根据技术的发展，逐步推广至较大主体工程烟气脱硫上，同时逐步推广至其他领域的烟气脱硫治理上。

脱硫副产物的利用仅靠用户及脱硫厂家来推广，力量单薄、推广难度大；建议国家能在政策上进行支持。