



石灰石湿法烟气脱硫系统 设备运行 与 事故处理

卢啸风 饶思泽 等 编著



中国电力出版社

www.cepp.com.cn

石灰石湿法烟气脱硫系统 设备运行 与 事故处理

卢啸风 饶思泽 等 编著



中国电力出版社

www.cepp.com.cn

内 容 提 要

本书为适应国内电站燃煤锅炉烟气脱硫装置迅速普及的需要而编写。本书针对湿式石灰石—石膏法烟气脱硫技术,系统介绍了湿法烟气脱硫系统工艺化学和浆液流动基础知识、烟气脱硫系统的布置特性、脱硫吸收塔的结构与工作原理、辅助系统主要设备的结构与工作原理、烟气脱硫系统的运行与事故处理操作等内容。本书重点介绍了湿式石灰石—石膏法烟气脱硫系统的一些新技术与新设备以及新经验,如应用于吸收塔内的一些新型结构、新型石灰石浆液制备设备与石膏浆液过滤设备、烟气脱硫系统的运行优化等。

本书紧密结合工程实例,实用性强,通俗易懂,可供从事湿式石灰石—石膏法烟气脱硫系统研究、设计、安装、调试、运行等工作的技术、管理人员学习和参考,也可作为大专院校相关专业师生的参考书。

图书在版编目(CIP)数据

石灰石湿法烟气脱硫系统设备运行与事故处理/卢啸风等编著. —北京:中国电力出版社, 2009

ISBN 978-7-5083-7977-7

I. 石… II. 卢… III. 热电厂-湿法-烟气脱硫
IV. X773.013

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2008)第 198070 号

中国电力出版社出版、发行

(北京三里河路 6 号 100044 <http://www.cepp.com.cn>)

北京丰源印刷厂印刷

各地新华书店经售

*

2009 年 5 月第一版 2009 年 5 月北京第一次印刷
787 毫米×1092 毫米 16 开本 14.75 印张 362 千字
印数 0001—3000 册 定价 40.00 元

敬 告 读 者

本书封面贴有防伪标签,加热后中心图案消失
本书如有印装质量问题,我社发行部负责退换

版 权 专 有 翻 印 必 究

湿式石灰石—石膏法烟气脱硫技术 (FGD 或 WFGD) 是目前电站煤粉锅炉采用最多的烟气脱硫技术, 该脱硫技术能满足各种燃煤或燃油锅炉烟气脱硫的要求。自问世以来, 在世界各主要工业国家得到大力发展和推广应用, 目前单台 (套) FGD 系统的烟气处理量, 已超过 1000MW 锅炉的排烟量。

我国自 20 世纪 90 年代开始引进 FGD 技术以来, 在短短的十多年, 已有近 2 亿 kW 火力发电机组安装了烟气脱硫装置, 其中绝大部分采用了湿式石灰石—石膏法烟气脱硫装置。这些脱硫装置建成并投运后, 对降低我国大气 SO_2 污染起到了关键作用。

随着国民经济的高速发展以及环境保护要求的不断提高, 烟气脱硫装置运行维护也遇到了新的问题。煤炭市场的变化, 使入厂煤的发热量和含硫量发生较大变化, 因此锅炉排烟的含硫量发生变化, 导致烟气脱硫装置有时很难在设计工况下运行, 脱硫效果欠佳, 运行维护费用增大; 环境保护要求的提高, 也导致个别烟气脱硫装置难以达到新的排放要求。面对新形势, 国内大批从事 FGD 系统设计、安装、调试、运行、检修人员以及对 FGD 技术有兴趣的大中专院校师生, 迫切需要一本系统介绍 FGD 技术与系统配置、运行特性、现场经验的专业参考书。本书就是为满足这一要求而编写的。

本书除绪论外, 共分七章。在绪论中, 简要介绍了几种湿式烟气脱硫技术的基本原理以及常用术语; 第一章介绍了石灰石 FGD 工艺化学的基础知识, 使读者了解 FGD 系统中发生的主要化学反应; 第二章讨论了脱硫吸收塔类型及其塔内主要部件, 使读者对脱硫反应装置有一个基本的概念; 第三章讨论了石灰石浆液制备系统及其主要浆液设备, 使读者进一步加深对浆液处理设备结构及工作原理的理解; 第四章讨论了脱硫副产品石膏的生产流程及其主要设备, 包括各种浆液过滤设备; 第五章着重介绍了烟气再热系统及其烟风道主要设备, 重点介绍了各种烟气再热系统及其装置; 第六章介绍了 FGD 电气系统及其主要设备; 第七章阐述了 FGD 系统运行与事故处理操作, 并简要讨论了 FGD 系统的运行优化问题。

本书由多位作者编写而成。其中, 陈继辉博士编写第一章, 刘汉周博士编写第四、五章, 周祖富同志编写第六章, 饶思泽高级工程师和闫军同志共同编写了第七章, 其余章节由卢啸风教授编写 (编译)。全书由卢啸风教授统稿。在本书的编写过程中, 主要参考了美国政府研究报告《Electric Utility Engineer's FGD Manual》的相关内容。此外, 本书还大量参考或使用了国内外 FGD 系统设计、制造厂商的相关技术资料, 在此表示深深的感谢。

本书的主要内容曾被编写成 CFB 锅炉电厂运行人员的培训教材, 在中国华电集团

公司四川宜宾发电总厂（ $2\times 200\text{MW}$ FGD 和 $2\times 100\text{MW}$ FGD）脱硫运行人员技术培训中使用。

在本书编写过程中，重庆市电力公司肖剑波副总工程师和重庆发电厂有关领导提供了许多帮助和宝贵意见，在此表示衷心的感谢。

作者要特别感谢中国国电集团公司王龙陵副总工程师（教授级高级工程师）和中国国电集团公司国电环境保护研究院总工程师朱林高级工程师，在百忙中抽出时间对本书进行了认真仔细的审阅，并提出了许多宝贵意见，使本书质量得到进一步提高。

由于水平所限，加之烟气脱硫技术的快速发展，书中难免存在不妥之处，恳请读者批评指正。

作者

2009 年 4 月

前言

绪论	1
第一章 石灰石 FGD 工艺化学基础	11
第一节 FGD 工艺系统的基本化学反应	11
第二节 FGD 系统的物料平衡	23
第二章 吸收塔系统布置及其主要设备	28
第一节 FGD 系统的基本布置	28
第二节 吸收塔的类型及其基本特点	41
第三节 吸收塔内的主要部件	52
第三章 浆液制备系统及其主要设备	79
第一节 石灰石浆液制备系统	79
第二节 石灰石浆液磨制设备	83
第三节 浆液系统中的主要设备	95
第四章 副产品处理系统及其主要设备	120
第一节 副产品固体物处理系统	120
第二节 副产品脱水设备	131
第五章 烟气再热与烟风道设备	154
第一节 湿烟卤及其特性	154
第二节 烟气再热系统	160
第三节 烟道及其附属设备	168
第四节 增压风机	179
第六章 FGD 电气系统	187
第七章 烟气脱硫系统设备运行与维护	198
第一节 FGD 系统关键运行参数的控制与调节	198
第二节 FGD 系统的启动操作	203
第三节 FGD 系统运行中的检查及维护	211
第四节 FGD 系统的停机操作	215
第五节 FGD 系统运行事故的预防与处理	220
第六节 FGD 系统的运行优化简介	227
参考文献	230

绪 论

一、我国大气 SO₂ 污染现状及其对策

我国是燃煤大国,煤炭占一次能源消费总量的 75% 以上。煤炭燃烧是造成大气 SO₂ 污染的主要原因,我国每年因燃煤而排放的 SO₂,约占 SO₂ 排放总量的 80%~90%。随着国民经济的高速发展,煤炭消费的不断增长,燃煤排放的 SO₂ 也不断增加。自 2005 年开始,每年 SO₂ 排放总量已超过 2500 万 t,居世界首位。2007 年上半年,我国 SO₂ 排放总量仍达 1263.4 万 t。

我国是仅次于美国的世界第二大电力生产国。截止到 2006 年底,发电总装机容量已达 6.22 亿 kW,其中火电装机容量达 4.84 亿 kW,约占总装机容量的 77.82% 左右。预计到 2007 年底,全国发电装机容量会达 7.2 亿 kW,其中火电装机容量将达到 5.5 亿 kW。我国 99% 左右的火电机组都是燃煤机组,2006 年,火电机组耗煤 12 亿 t 左右;2007 年上半年 1~4 月,全国发电耗煤已达 3.878 亿 t。由于火电厂消耗大量原煤,因而成为 SO₂ 排放大户,所排放的 SO₂ 约占全国总排放量的 40%~50%。火电装机容量的大幅增加,既加大了电力工业生产对煤炭的需求,也增加了环境保护的压力。

SO₂ 可形成酸雨,危害植物、腐蚀金属、影响人类健康。根据有关资料介绍,我国每排放 1t SO₂,平均造成的社会经济损失为 420 元人民币,每年因排放 SO₂ 造成的社会经济损失已超过 100 亿人民币。近年也有研究表明,每吨 SO₂ 平均造成的社会经济损失可能远远大于 420 元人民币。

为遏制大气 SO₂ 污染,我国政府目前已采取了多种有效手段,要求在 2010 年,在社会用煤量继续增大的条件下,要使 SO₂ 排放总量在“十五”末的基础上降低 10%。为此,我国在“十一五”启动了“燃煤电厂烟气脱硫工程”项目,加强对火电厂烟气排放的在线监测,大幅提高污染排放收费标准[收费标准已由原来的 0.2 元/kg(SO₂) 提高到 0.60 元/kg(SO₂)],将脱硫装置的投运率和脱硫率作为是否享受脱硫电价的依据,将是否投运烟气脱硫装置作为发电厂电量竞价上网的依据之一。对还未配备烟气脱硫装置的约 3.3 亿 kW 火电机组安装烟气脱硫装置,并使其中至少三分之二机组的 SO₂ 排放达标。力争在 2020 年,使我国火电厂 SO₂ 排放总量控制在 784 万 t 以内。

在国家环保部门及社会各界的共同努力下,发展清洁电力已成为共识,烟气处理设备已与发电设备一样,成为火电厂必不可少的设备。投运脱硫设备,火电厂每年需要增加数千万元的运行、维护成本。如何使脱硫设备经济、可靠的运行,合理消化脱硫成本,是摆在火电厂面前的又一个新问题。

二、烟气脱硫技术分类及其应用概况

目前,适用于大型电站锅炉烟气脱硫技术有多种,常用的有以下几种。

(一) 石灰石(石灰)—石膏湿法脱硫工艺

石灰石(石灰)—石膏湿法脱硫工艺采用价廉易得的石灰石或石灰作脱硫剂,石灰石经破碎研磨成粉状与水混合搅拌成吸收浆液。当采用石灰为吸收剂时,石灰粉经消化处理后加水搅拌成吸收浆液。在吸收塔内,吸收浆液与烟气接触混合,烟气中的 SO_2 与浆液中的碳酸钙以及鼓入的氧化空气进行化学反应被脱除,最终反应产物为石膏。脱硫后的烟气经除雾器除去烟气中的细小液滴,经换热器(湿烟囱无此设备)加热升温后排入烟囱。脱硫石膏浆液中的石膏经脱水装置脱水后回收。湿式石灰石—石膏脱硫法如图 0-1 所示。

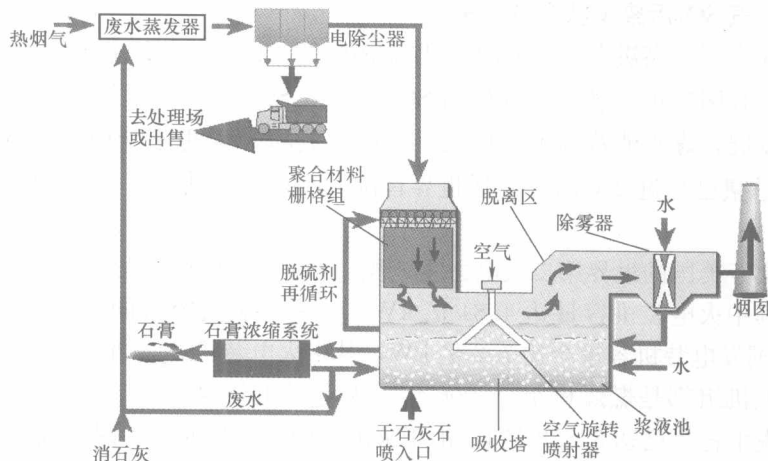


图 0-1 湿式石灰石—石膏脱硫法

石灰石(石灰)—石膏湿法脱硫工艺的主要特点如下:

- (1) 脱硫效率高。石灰石(石灰)—石膏湿法脱硫工艺的脱硫效率高达 95% 以上。
- (2) 技术成熟,运行可靠性好。国外火电厂石灰石(石灰)—石膏湿法脱硫装置投运率一般可达 98% 以上。
- (3) 对煤种变化的适应性强。该工艺适用于任何含硫量的煤种的烟气脱硫。
- (4) 占地面积大,一次性建设投资相对较大。
- (5) 吸收剂资源丰富,价格便宜。在脱硫工艺的各种吸收剂中,石灰石价格最便宜,破碎磨细较简单,钙利用率较高。
- (6) 脱硫副产物便于综合利用。
- (7) 技术进步快。近年来,国外对石灰石(石灰)—石膏湿法脱硫工艺进行了深入的研究与不断的改进,通过技术进步和创新,可望使该工艺占地面积较大、造价较高的问题逐步得到妥善解决。

石灰石(石灰)—石膏湿法脱硫工艺是目前世界上技术最为成熟、应用最多的脱硫工艺,特别在美国、德国和日本,应用该工艺的机组总容量约占电站脱硫装机容量的 80% 以上,应用该工艺的单机容量最大已达 100 万 kW。

(二) 喷雾干燥法脱硫工艺

喷雾干燥法脱硫工艺属于半干法脱硫工艺。它是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 发生化学反应而生成亚硫酸钙,烟气中的

SO₂ 被脱除。与此同时,吸收剂带入的水分迅速被蒸发而干燥,烟气温度的下降。脱硫副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。旋转喷雾干燥法脱硫系统如图 0-2 所示。

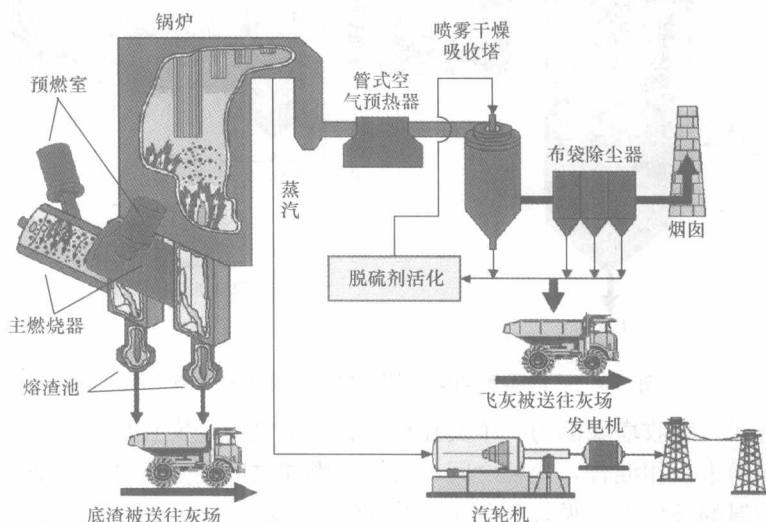


图 0-2 旋转喷雾干燥法脱硫系统示意

喷雾干燥法脱硫工艺具有技术成熟、工艺流程较为简单、系统可靠性高等特点,脱硫效率可达 85%。该工艺在美国及西欧一些国家有一定的应用范围(市场占有率 8%左右)。脱硫灰渣可用作制砖、筑路,但多抛弃至灰场或回填废旧矿井。

(三) 炉内喷钙加尾部烟气增湿活化脱硫工艺

炉内喷钙加尾部烟气增湿活化脱硫工艺是在炉内喷钙脱硫工艺的基础上在炉尾增设了增湿段,以提高脱硫效率。该工艺多以石灰石粉为吸收剂,石灰石粉由气力喷入炉膛 850~1150℃温度区,石灰石受热分解为氧化钙和二氧化碳,氧化钙与烟气中的 SO₂ 反应生成亚硫酸钙。由于反应在气固两相之间进行,受到传质过程的影响,反应速度较慢,吸收剂利用率较低。炉内喷钙加尾部烟气增湿活化脱硫系统如图 0-3 所示。

在尾部增湿活化反应器内,增湿水以雾状喷入,与未反应的氧化钙接触生成氢氧化钙,进而与烟气中的 SO₂ 反应。当钙硫比控制在 2~2.5 时,系统脱硫率可达到 65%~80%。由于增湿水的加入使烟气温度下降,一般控制出口烟气温度比露点温度高 10~15℃,增湿水由于烟温加热被迅速蒸发,未反应的吸收剂、反应产物呈干态随烟气排出,被除尘器收集下来。

炉内喷钙加尾部烟气增湿活化脱硫工艺在芬兰、美国、加拿大、法国等国家得到应用,采用这一脱硫技术的最大单机容量已达 30 万 kW。

(四) 烟气循环流化床脱硫工艺

烟气循环流化床脱硫工艺由吸收剂制备、吸收塔、脱硫灰再循环、除尘器及控制系统等部分组成,如图 0-4 所示。该工艺一般采用干态的消石灰粉作为吸收剂,也可采用其他对 SO₂ 有吸收反应能力的干粉或浆液作为吸收剂。由锅炉排出的未经处理的烟气从吸收塔(即

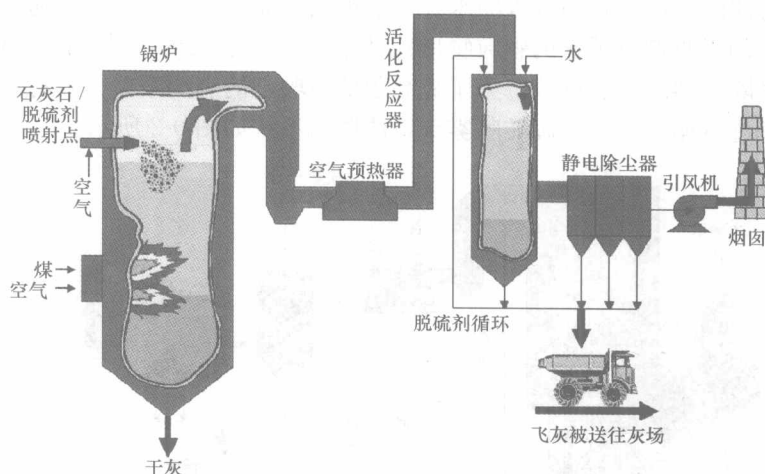


图 0-3 炉内喷钙加尾部烟气增湿活化脱硫系统示意

流化床)底部进入。吸收塔底部为一个文丘里装置,烟气流经文丘里管后速度加快,并在此与很细的吸收剂粉末互相混合,颗粒之间、气体与颗粒之间剧烈摩擦,形成流化床。在喷入均匀水雾降低烟温的条件下,吸收剂与烟气中的 SO_2 反应生成亚硫酸钙和硫酸钙。脱硫后携带大量固体颗粒的烟气从吸收塔顶部排出,进入再循环除尘器,被分离出来的颗粒经中间灰仓返回吸收塔,由于固体颗粒反复循环达百次之多,故吸收剂利用率较高。

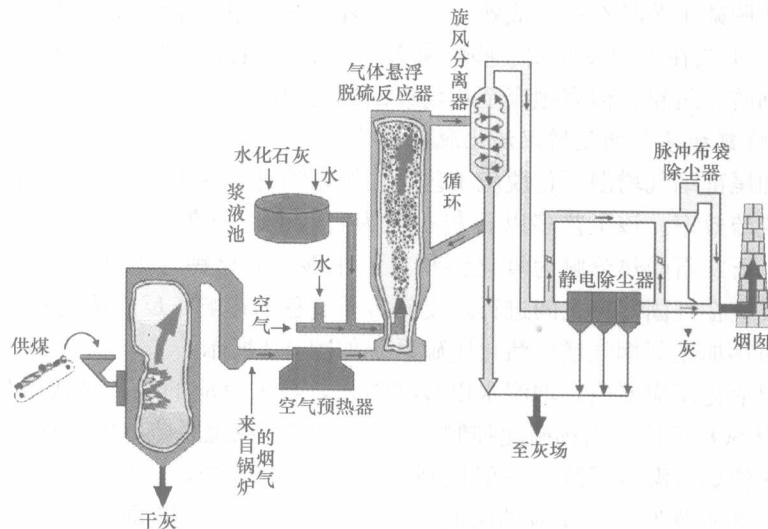


图 0-4 烟气循环流化床脱硫系统示意

烟气循环流化床脱硫工艺所产生的副产物呈干粉状,其化学成分与喷雾干燥法脱硫工艺类似,主要由飞灰、亚硫酸钙、硫酸钙和未反应完的吸收剂氢氧化钙等组成,适合用于废矿井回填、道路基础等。

典型的烟气循环流化床脱硫工艺,当燃煤含硫量在 2% 左右,钙硫比不大于 1.3 时,脱硫率可达 90% 以上,排烟温度约 70°C 。该工艺在国外目前应用于 10~20 万 kW 等级机组,

由于占地面积少,投资较省,尤其适合于老机组烟气脱硫。

(五) 海水脱硫工艺

海水脱硫工艺是利用海水的碱度达到脱除烟气中 SO_2 的一种脱硫方法。在脱硫吸收塔内,大量海水喷淋洗涤进入吸收塔内的燃煤烟气,烟气中的 SO_2 被海水吸收而除去,净化后的烟气经除雾器除雾、经烟气换热器加热后排放。吸收 SO_2 后的海水与大量未脱硫的海水混合后,经海水处理装置(曝气池)曝气处理,使其中的亚硫酸根离子被氧化成稳定的硫酸根离子,并使海水的 pH 值与 COD (Chemical Oxygen Demand) 调整达到排放标准后排入大海。海水脱硫工艺系统如图 0-5 所示。

海水脱硫工艺一般适用于靠海边、扩散条件较好、用海水作为冷却水、燃用低硫煤的电厂。海水脱硫工艺在挪威比较广泛用于炼铝厂、炼油厂等工业炉窑的烟气脱硫,先后有 20 多套脱硫装置投入运行。近几年,海水脱硫工艺在电厂的应用取得了较快的进展。该工艺最大的问题是,烟气脱硫后可能产生的重金属沉积和对海洋环境的影响需要长时间的观察才能得出结论,因此在环境质量比较敏感和环保要求较高的区域要慎重考虑。

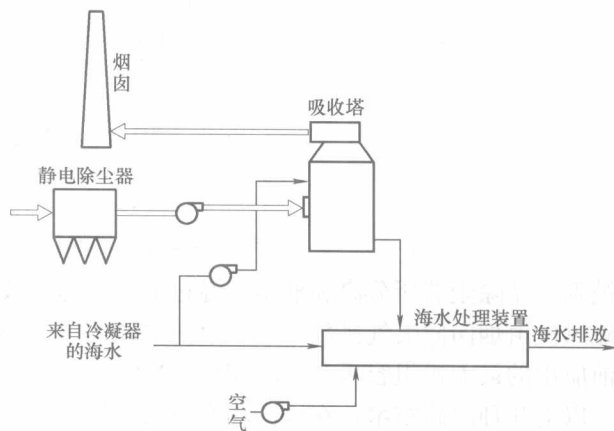


图 0-5 海水脱硫工艺系统示意

(六) 氨水洗涤法脱硫工艺

氨水洗涤法脱硫工艺以氨水为吸收剂,副产品为硫酸铵化肥。锅炉排出的烟气经烟气换热器冷却至 $90\sim 100^{\circ}\text{C}$,进入预洗涤器经洗涤后除去 HCl 和 HF ,洗涤后的烟气经过液滴分离器除去水滴进入前置洗涤器中。在前置洗涤器中,氨水自塔顶喷淋洗涤烟气,烟气中的 SO_2 被洗涤吸收除去,经洗涤的烟气排出后经液滴分离器除去携带的水滴,进入脱硫洗涤器。

在脱硫洗涤器中,烟气进一步被洗涤,经洗涤塔顶的除雾器除去雾滴,再经过烟气换热器加热后经烟囱排放。洗涤工艺中产生的浓度约 30% 的硫酸铵溶液排出洗涤塔,可以送到化肥厂进一步处理或直接作为液体氮肥出售,也可以把这种溶液进一步浓缩蒸发干燥加工成颗粒、晶体或块状化肥出售。氨水烟气脱硫工艺系统如图 0-6 所示。

(七) 电子束法脱硫工艺

电子束法脱硫工艺流程由排烟预除尘、烟气冷却、氨的充入、电子束照射和副产品捕集等工序所组成。锅炉所排出的烟气,经过除尘器的粗滤处理后进入冷却塔,在冷却塔内喷射冷却水,将烟气冷却到适合于脱硫、脱硝处理的温度(约 70°C)。烟气的露点通常约为 50°C ,被喷射呈雾状的冷却水在吸收塔内完全得到蒸发,因此不产生废水。通过冷却塔后的烟气流进反应器,在反应器进口处将一定的氨水、压缩空气和软水混合喷入,加入氨的量取决于硫氧化物的浓度和氮氧化物的浓度,经过电子束照射后,硫氧化物和氮氧化物在自由基作用下生成中间产物硫酸和硝酸。然后硫酸和硝酸与共存的氨进行中和反应,生成粉状微粒(硫酸氨与硝酸氨的混合物)。这些粉状微粒一部分沉淀到反应器底部,通过输送机排出,其

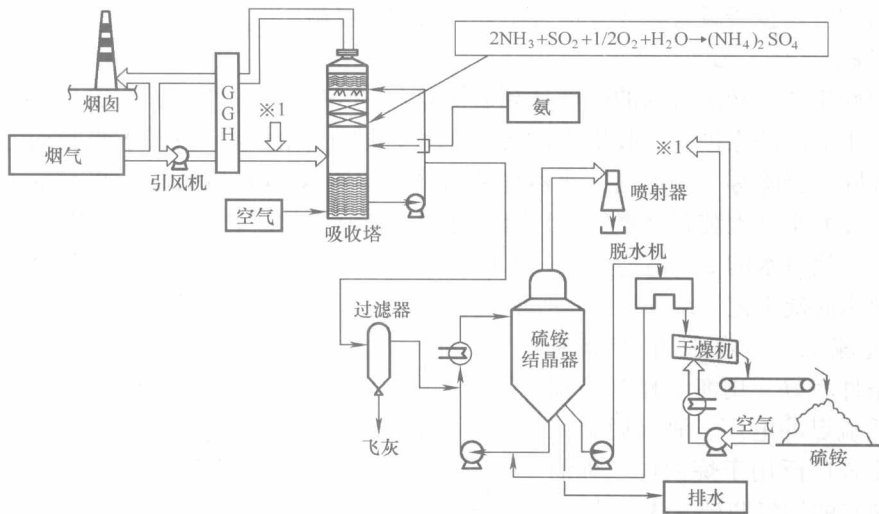


图 0-6 氨水烟气脱硫工艺系统示意

余被副产品除尘器所分离和捕集，经过造粒处理后被送到副产品仓库储藏。净化后的烟气经脱硫风机由烟囱向大气排放。电子束法脱硫适用于中高硫煤，一般脱硫效率可达 90% 以上，目前应用的最大机组容量为 200MW（日本）。

以上几种脱硫技术，在国内均有应用，见表 0-1。

表 0-1 国内烟气脱硫示范项目基本情况

项 目	珞璜电厂一期	珞璜电厂二期
脱硫机组容量	2×360MW	2×360MW 处理 85% 烟气
脱硫工艺	石灰石—石膏湿法(填料塔)	石灰石—石膏湿法(溢柱塔)
烟气条件	(1) 烟气量 108.7 万 m ³ /h(标准状态) (2) 烟温 142℃ (3) 入口 SO ₂ 浓度 3500mg/L(干烟气)	(1) 烟气量 91.55 万 m ³ /h(标准状态) (2) 烟温 142℃ (3) 入口 SO ₂ 浓度 3500mg/L(干烟气)
主要技术参数	(1) 系统脱硫率 95% (2) 液气比 261/m ³ (标准状态) (3) 钙利用率 93% (4) 石灰石粉细度 250 目，筛余 5% (5) 石灰石耗量 24t/(h·台) (6) 石膏纯度 90% 以上	(1) FGD 脱硫率 95% (2) 系统脱硫率大于等于 80% (3) 液气比 201/m ³ (标准状态) (4) 石灰石粉细度 250 目，筛余 5% (5) 石灰石耗量 17t/(h·台) (6) 石膏纯度 90% 以上
技术负责	日本三菱	日本三菱
投运时间	1991 年	1998 年
项 目	太原第一热电厂	黄岛电厂
脱硫机组容量	从 300MW 机组上抽 60 万 m ³ /h(标准状态)烟气	从 200MW 机组上抽 30 万 m ³ /h(标准状态)烟气
脱硫工艺	简易石灰石—石膏湿法	旋转喷雾干燥法
烟气条件	(1) 烟气量 60 万 m ³ /h (2) 烟温 140℃ (3) 入口 SO ₂ 浓度 2000mg/L(干烟气)	(1) 烟气量 30 万 m ³ /h(标准状态) (2) 烟温 145℃ (3) 入口 SO ₂ 浓度 2000mg/L(干烟气)

续表

项 目	太原第一热电厂	黄岛电厂	
主要技术参数	(1) FGD 脱硫率 80% (2) 液气比 151/m ³ (标准状态) (3) 石灰石过剩率 10% (4) 石灰石粉细度 100 目, 筛余 5% (5) 石灰石耗量 4.64t/h (6) 石膏纯度 85%以上	(1) FGD 脱硫率 70% (2) 钙硫比 1.4 (3) 生石灰耗量 3t/h (4) 生石灰纯度 70% (5) 吸收反应塔出口烟气温度 60~65℃	
技术负责	日本电源开发和日立	日本电源开发和三菱	
投运时间	1996 年	1994 年	
项 目	深圳西部电厂	下关电厂	成都热电厂
脱硫机组容量	300MW	2×125MW	从 200MW 机组抽 30 万 m ³ /h(标准状态)烟气
脱硫工艺	海水洗涤法	炉内喷钙尾部增湿活化	电子束法
烟气条件	(1) 烟气流 110 万 m ³ /h(标准状态) (2) 烟温 123℃ (3) 燃煤含硫量: 设计 0.63%, 校核 0.73%	(1) 烟气流 54.5 万 m ³ /h(标准状态) (2) 烟温 160℃ (3) 燃煤含硫量 0.92%	(1) 烟气流 30 万 m ³ /h(标准状态) (2) 烟温 112℃ (3) 入口 SO ₂ 浓度 1800mg/L(干烟气)
主要设计技术参数	(1) 系统脱硫率 90% (2) 脱硫海水流量 12m ³ /s (3) 脱硫海水温度 27~40℃ (4) 脱硫海水盐度 2.3% (5) 曝气池出口海水 pH 值大于 6.5 (6) FGD 出口烟温 70℃	(1) 系统脱硫率 75% (2) 钙硫比 2~2.5 (3) 石灰石纯度 95% (4) 石灰石粉细度 325 目, 筛余 20% (5) 活化反应器出口烟温 70℃ (6) 电除尘器出口烟温 70℃	(1) FGD 脱硫率 80% (2) 脱硝率 10% (3) 吸收剂氨的化学计量比 0.8 (4) 液氨消耗量 654kg/h (5) 副产品(硫氮含量 90%以上)产量 2470kg/h
技术负责	挪威 ABB	芬兰 IVO	日本荏原
投运时间	1999 年	1999 年	1998 年

我国地域广大,各个地区的情况千差万别,具体的工程项目必须因地制宜进行技术和经济比较后,再确定适宜的脱硫工艺。

三、石灰石湿法脱硫工艺的基本原理与工作过程

图 0-1 是一个石灰石/石灰湿法烟气脱硫工艺流程图,已标示出脱硫工艺中所有重要的设备。烟气流过一个或多个吸收塔,在吸收塔中,烟气中的 SO₂ (还包括某些 O₂) 被吸收到循环浆液中,炽热烟气在吸收塔中被冷却下来并达到水汽平衡状态。图 0-1 所示是一个逆流喷雾塔,逆流的意思就是吸收塔中烟气的流动方向与浆液的流动方向相反。采用泵将循环浆液连续地从位于吸收塔底部的反应罐送到从四周插入到吸收塔内的一个或多个喷雾母管中。每个喷雾母管有若干个能将浆液雾化液滴的喷嘴。在某些吸收塔中,喷雾母管下方还设置了多孔淋盘或填料。多孔淋盘可改善烟气在塔内的分布特性,而且多孔淋盘和填料都可提高脱硫率。

处理后的烟气流经一个除雾器后排出吸收塔。除雾器可除去进入烟气中的浆液液滴。为保持通畅,需要定期进行除雾器清洗。

石灰石脱硫剂采用粉磨的方式制备；石灰脱硫剂采用消化的方式制备。配制好的脱硫剂都储存在脱硫剂浆液池中。其他化学添加剂也可送入脱硫剂浆液池中或送入反应罐中以增强 SO_2 的吸收效果或控制亚硫酸盐氧化过程。通过自动调整新鲜浆液流入反应罐的速率以控制反应罐中液体的 pH 值。

脱硫剂与 SO_2 反应的同时，固态副产品颗粒就在反应罐中析出。在石灰石强制氧化工艺中，向反应罐内喷射的压缩空气使反应产物转化成硫酸盐并析出石膏。在抑制氧化工艺中，副产品是含有亚硫酸钙和硫酸钙的浆液。

从反应罐排出的排放浆液（简称排浆）用泵输送到脱水系统，排放浆液含有必须从反应罐排出的固体副产品颗粒。用于处理亚硫酸钙废浆液的脱水设备主要有浓缩罐和真空过滤机。在强制氧化工艺中，浓缩罐经常用水力旋流分离器代替。经过脱水系统后，固体副产品颗粒就从排放浆液中分离出来。脱水后的固体副产品既可卖掉，也可送到垃圾填埋场。在某些条件下，部分脱水的固体副产品颗粒可泵送到废浆池。如果 FGD 系统产生的副产品是商业级石膏，则业主可将其出售给第三方加以利用。

从排放浆液分离系统分离出的稀浆液储存在回收水箱中。为补充在吸收塔中被高温烟气蒸发带走的水分，以及被副产品石膏带走的水分，须向回收水箱中加入补充水。补充水与回收水混合后返回到吸收塔反应罐，或用作除雾器冲洗水，也可用于配制新鲜浆液。也可设计单独的补充水用于上述用途并作为浆液泵密封水。泵密封水的作用是阻止浆液从旋转轴和泵外壳之间的缝隙泄漏出来。

为控制浆液的固体（特别是氯化物）溶解度，在某些工艺中需排掉部分废浆液。

四、常用技术术语

本书常用专业参数和专业术语如下：

1. 专业参数

(1) 吸收塔烟气流速 (Absorber Gas Velocity)。饱和烟气在吸收塔中的平均表观速度等于烟气体积流率除以垂直于烟气流动方向的吸收塔横截面积。计算式中不扣除吸收塔内部支撑、雾化母管及其他结构所占截面积。

(2) 液气比 (Liquid-to-Gas) (L/G)。 L/G 等于循环浆液流率除以饱和烟气流率。

(3) 反应罐 pH (Reaction Tank pH)。反应罐中混合浆液的 pH 值是一个关键的工艺控制参数。

(4) 固体停留时间 (Solid Retention Time)。固体停留时间等于反应罐容积除以排浆速度，也等于反应罐中副产品颗粒总量除以固态副产品的生产速度。

(5) 脱硫剂利用率 (Reagent Utilization)。脱硫剂利用率等于从烟气中脱除的 SO_2 总摩尔数除以所加脱硫剂包含的总钙摩尔数。

(6) 氧化率 (Oxidation Fraction)。氧化率等于从系统中排出的硫酸盐总摩尔数（扣除补充水中加入的硫酸盐）除以从烟气中脱除的 SO_2 总摩尔数。

2. 专业术语

(1) 吸收塔 (Absorber)。在 FGD 工艺流程中，用于促使烟气中 SO_2 进入到石灰石或石灰浆液中的容器。

(2) 排放浆液 (Blowdown)。为控制浆液中的固体溶解量而从 FGD 系统中排出的浆液。

(3) 副产品固形物 (Byproduct solids)。亚硫酸钙、硫酸钙、碳酸钙、飞灰以及其他来

自湿法石灰石/石灰脱硫工艺固态反应产物的混合物。

(4) 化学添加剂 (Chemical additives)。少量加入到 FGD 工艺过程中以改善工艺性能的化合物。

(5) 逆流喷雾塔 (Countercurrent spray tower)。经常设计用于石灰石 FGD 工艺过程的吸收塔。在这个吸收塔中, 烟气向上流动并与向下喷洒的液滴接触。

(6) 脱水系统 (Dewatering system)。一套设计用于将副产品固形物从工艺浆液中分离出来的工艺设备。分离后的稀浆液可重新送回到系统中, 脱水后的固形物 (石膏) 则运走。

(7) 抛浆池 (Disposal pond)。设计用于副产品固形物的部分脱水及永久存放的池塘。

(8) 强制氧化 (Forced oxidation)。一种将空气喷入到反应罐将浆液吸收的 SO_2 氧化成 SO_4^{2-} (硫酸盐) 的工艺。

(9) 水力旋流分离器 (Hydrocyclones)。利用离心力将副产品固形物从工艺浆液中分离出来的设备。

(10) 抑制氧化 (Inhibited oxidation)。一种采用化学添加剂 (通常用硫乳) 防止浆液中吸收的 SO_2 被氧化的工艺及运行方式。

(11) 垃圾填埋场 (Landfill)。永久抛弃脱水后的副产品固形物的地点。

(12) 补充水 (Makeup water)。加入到 FGD 工艺过程中的新鲜水, 用于补充因蒸发、排放浆液以及副产品带走而失去的水分。

(13) 除雾器 (Mist eliminator)。从洁净烟气中将液滴分离出来的装置。在 FGD 系统中, 最常见的设计是采用 V 形叶片, 以除去带入洁净烟气中的浆液液滴。

(14) 除雾器冲洗水 (Mist eliminator wash)。用于冲洗除雾器的水。

(15) 填料 (Packing)。放置在吸收塔中用以提供循环浆液分布表面以加强气液接触和 SO_2 吸收的材料。

(16) 多孔盘 (Perforated tray)。为改善气液接触和 SO_2 吸收而放置在吸收塔中的薄金属多孔盘。吸收塔内部的气体 and 浆液以逆流方式流过盘底的孔洞。

(17) 泵密封水 (Pump seal water)。一股清洁的、用于防止浆液进入浆液泵轴端的密封水。

(18) 反应罐 (Reaction tank)。一个用于完成石灰石/石灰吸收 SO_2 反应的容器。某些 FGD 系统制造商也将其称为再循环罐 (Recirculation tank)。

(19) 反应罐 pH 值 (Reaction tank pH)。反应罐中浆液的 pH 值, 是关键的工艺控制参数。

(20) 反应剂 (Reagent)。用于中和浆液所吸收的 SO_2 的石灰石或石灰。

(21) 储浆池 (Reagent slurry tank)。配制好石灰石或石灰的浓浆液在加入工艺系统前的存放装置。

(22) 回收水 (Reclaim water)。在脱水设备中从副产品固形物中分离出来并回到工艺流程中的水。

(23) 回收水箱 (Reclaim water tank)。用于存放返回到 FGD 工艺流程中的回收水和补充水的水箱。

(24) 循环浆液 (Recycle slurry)。在吸收塔中与烟气接触的浆液。

(25) 排放浆液 (Slurry bleed)。将副产品固形物从反应罐输送到脱水系统的浆液。

(26) 雾化喷嘴 (Spray nozzles)。将循环浆液雾化成液滴以改善气液接触和 SO_2 吸收效果的装置。

(27) 雾化母管 (Spray header)。连接雾化喷嘴并向各喷嘴分配循环浆液的管道。

(28) 雾化泵 (Spray pump)。将反应罐中的浆液再循环至雾化母管的泵 (组), 也称为再循环泵 (recirculation pump 或 recycle pump)。

(29) 浓缩器 (Thickener)。通过静置而使副产品固形物部分脱水的容器。

(30) 真空过滤机 (Vacuum filter)。通过一种布类过滤介质, 采用真空方法从副产品固形物中除去水分的脱水设备。

石灰石FGD工艺化学基础

总体来说,石灰石和石灰两种湿式烟气脱硫工艺化学过程是非常相似的。两种工艺都是采用碱性溶液吸收烟气中的 SO_2 , 所产生的脱硫副产品都含有亚硫酸钙和硫酸钙, 只是两者的一些工艺流程细节和运行特性有所不同。本章阐述石灰石/石灰湿式烟气脱硫工艺的基本化学过程。

第一节 FGD 工艺系统的基本化学反应

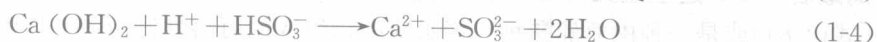
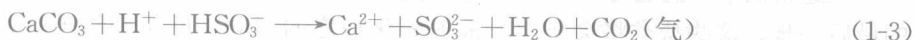
一、 SO_2 的脱除

从烟气中脱除 SO_2 的工艺包含气—液和固—液两类反应。在整个脱硫过程中, 主要经历以下反应步骤:

(1) SO_2 被吸收到液的反应方程式为



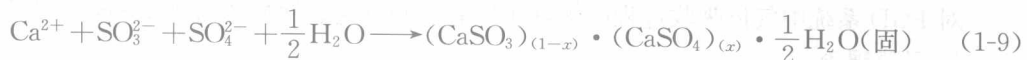
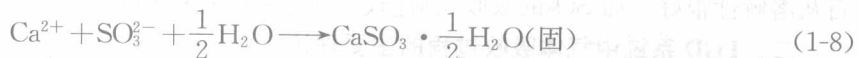
(2) 反应剂的溶解以及中和反应的反应方程式为



(3) 氧化反应的反应方程式为



(4) 析出反应的反应方程式为



式中 x ——浆液吸收的 SO_2 完全氧化成 SO_4^{2-} 的份额。

在第一个吸收反应[式(1-1)]中, 可溶性酸性气体 SO_2 扩散到液相中并与水反应生成 H_2SO_3 。 H_2SO_3 快速分解生成 HSO_3^- 和 H^+ [式(1-2)]。随着 SO_2 被不断地吸收, 必须降低浆液的酸度或中和在第二步反应[式(1-2)]中生成的 H^+ 。否则, 浆液的 pH 值就会不断降低, 直到浆液不再吸收 SO_2 为止。