环保公益性行业科研专项经费项目系列丛书

火电厂污染防治技术手册

朱法华 等 著



中国电力出版社
CHINA ELECTRIC POWER PRESS

环保公益性行业科研专项经费项目系列丛书

火电厂污染防治技术手册

朱法华 等 著



贵州师范学院内部使用

中国电力出版社
CHINA ELECTRIC POWER PRESS

内 容 提 要

为满足燃煤电厂超低排放国家专项行动、水污染防治行动计划等要求，近几年火电厂污染防治技术得到了快速发展。

本书以燃煤电厂烟气治理为重点，兼顾废水、固体废物、噪声等污染物治理，对火电厂污染防治技术，特别是燃煤电厂烟气治理达标排放可行技术及超低排放可行技术进行了系统梳理与全面总结，主要内容包括火电厂生产工艺及主要产污环节、火电厂工艺过程污染防治技术、烟气除尘技术、烟气脱硫技术、低氮燃烧与烟气脱硝技术、汞污染防治技术、主要污染物治理设施的相互影响、烟气污染物超低排放技术路线及典型案例、废水处理与回用技术及典型案例、噪声治理技术、固体废物综合利用及处置技术等。

本书以当前技术发展和应用状况为依据，详细客观地剖析了火电厂不同污染防治技术，并对具有应用前景的新技术进行了介绍，可作为火电建设项目环境影响评价、工程设计及运行管理等环节的技术依据，也是各级环保部门、火电企业环境管理的重要参考。同时，本书还可作为电力行业与环保系统的科研人员、工程技术人员、管理人员及相关专业的大专院校师生学习、了解火电厂污染防治技术的重要参考。

图书在版编目（CIP）数据

火电厂污染防治技术手册 / 朱法华等著 . —北京：中国电力出版社，2017.5
（环保公益性行业科研专项经费项目系列丛书）
ISBN 978-7-5198-0755-9

Ⅰ. ①火… Ⅱ. ①朱… Ⅲ. ①火电厂—污染防治—手册 Ⅳ. ① X773-62

中国版本图书馆 CIP 数据核字（2017）第 089313 号

出版发行：中国电力出版社
地　　址：北京市东城区北京站西街 19 号（邮政编码 100005）
网　　址：http://www.cepp.sgcc.com.cn
责任编辑：郑艳蓉（010-63412379）　柳　璐
责任校对：王开云
装帧设计：郝晓燕　左　铭
责任印制：蔺义舟

印　　刷：北京盛通印刷股份有限公司
版　　次：2017 年 5 月第一版
印　　次：2017 年 5 月北京第一次印刷
开　　本：787 毫米 ×1092 毫米　16 开本
印　　张：17.75
字　　数：408 千字
印　　数：0001—2000 册
定　　价：100.00 元

版 权 专 有　侵 权 必 究

本书如有印装质量问题，我社发行部负责退换

贵州师范学院内部使用

环保公益性行业科研专项经费项目系列丛书

编著委员会

顾　问　黄润秋

组　长　邹首民

副组长　刘志全

成　员　禹　军　陈　胜　刘海波

本书编写组

主　任　朱法华

副主任　黄　炜　高　翔　王　圣　郦建国

庄　烨

委　员　龙　辉　刘英华　莫　华　李　磊

岳　涛　孙雪丽　李　辉　许月阳

郑成航　郭　俊　陈奎续　陈丽艳

刘含笑　程俊峰　张　斌



序

目前，全球性和区域性环境问题不断加剧，已经成为限制各国经济社会发展的主要因素，解决环境问题的需求十分迫切。环境问题也是我国经济社会发展面临的困难之一，特别是在我国快速工业化、城镇化进程中，这个问题变得更加突出。党中央、国务院高度重视环境保护工作，积极推动我国生态文明建设进程。党的十八大以来，按照“五位一体”总体布局、“四个全面”战略布局以及“五大发展”理念，党中央、国务院把生态文明建设和环境保护摆在更加重要的战略地位，先后出台了《环境保护法》《关于加快推进生态文明建设的意见》《生态文明体制改革总体方案》《大气污染防治行动计划》《水污染防治行动计划》《土壤污染防治行动计划》等一批法律法规和政策文件，我国环境治理力度前所未有，环境保护工作和生态文明建设的进程明显加快，环境质量有所改善。

在党中央、国务院的坚强领导下，环境问题全社会共治的局面正在逐步形成，环境管理正在走向系统化、科学化、法治化、精细化和信息化。科技是解决环境问题的利器，科技创新和科技进步是提升环境管理系统化、科学化、法治化、精细化和信息化的基础，必须加快建立持续改善环境质量的科技支撑体系，加快建立科学有效防控人群健康和环境风险的科技基础体系，建立开拓进取、充满活力的环保科技创新体系。

“十一五”以来，中央财政加大对环保科技的投入，先后启动实施水体污染控制与治理科技重大专项、清洁空气研究计划、蓝天科技工程等专项，同时设立了环保公益性行业科研专项。根据财政部、科技部的总体部署，环保公益性行业科研专项紧密围绕《国家中长期科学和技术发展规划纲要（2006-2020 年）》《国家创新驱动发展战略纲要》《国家科技创新规划》和《国家环境保护科技发展规划》，立足环境管理中的科技需求，积极开展应急性、培育性、基础性科学研究。“十一五”以来，环境保护部组织实施了公益性行业科研专项项目 479 项，涉及大气、水、生态、土壤、固废、化学品、核与辐射等领域，共有包括中央级科研院所、高等院校、地方环保科研单位和企业等几百家单位参与，逐步形成了优势互补、团结协作、良性竞争、共同发展的环保科技“统一战线”。目前，专项取得了重要

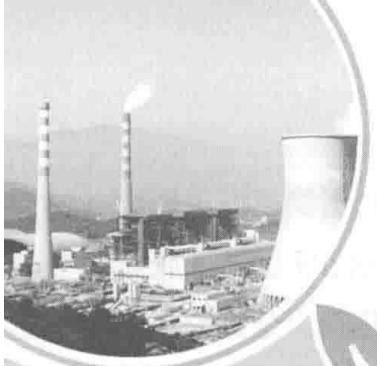
研究成果，已验收的项目中，共提交各类标准、技术规范 997 项，各类政策建议与咨询报告 535 项，授权专利 519 项，出版专著 300 余部，专项研究成果在各级环保部门中得到较好的应用，为解决我国环境问题和提升环境管理水平提供了重要的科技支撑。

为广泛共享环保公益性行业科研专项项目研究成果，及时总结项目组织管理经验，环境保护部科技标准司组织出版环保公益性行业科研专项经费系列丛书。该丛书汇集了一批专项研究的代表性成果，具有较强的学术性和实用性，是环境领域不可多得的资料文献。丛书的组织出版，在科技管理上也是一次很好的尝试，希望通过这一尝试，能够进一步活跃环保科技的学术氛围，促进科技成果的转化与应用，不断提高环境治理能力现代化水平，为持续改善我国环境质量提供强有力的科技支撑。

中华人民共和国环境保护部副部长

黄润秋

2017 年 4 月



前　言

2011年，我国颁布了史上最严格的《火电厂大气污染物排放标准》（GB 13223—2011），规定了包括燃气轮机组在内的火电厂大气污染物排放限值。因个别特大型城市禁止建设燃煤电厂，面临天然气资源缺乏和电力短缺的双重矛盾，2012年“如新建的燃煤电厂达到燃气轮机组的大气污染物排放限值是否可以建设”的问题被提出来，进而有电力企业在现有煤电机组上进行了有益尝试。2014年6月，国务院办公厅印发《能源发展战略行动计划（2014—2020年）》（国办发〔2014〕31号），首次提出“新建燃煤发电机组污染物排放接近燃气机组排放水平”，由此拉开了我国燃煤电厂“超低排放”的序幕。2015年3月，两会通过的政府工作报告中要求“加强煤炭清洁高效利用，推动燃煤电厂超低排放改造”，“超低排放”首次正式出现在政府文件中。同年12月，我国将“燃煤电厂超低排放与节能改造”提升为国家专项行动。

2015年4月，环保公益性行业科研专项经费项目《大气污染防治新技术和新模式的应用示范研究》正式启动，本人有幸参与了该项目的实施，并负责火电行业的课题研究工作。课题实施过程中，恰逢环境保护部委托我牵头编制环境保护行业标准《火电厂污染防治最佳可行技术指南》（以下简称《指南》），课题研究工作同时得到了该指南编制团队的大力支持。课题组联合《指南》编制团队深入火电厂现场开展调研，足迹遍布全国20余个省份，对近百台火电机组的烟气治理设施进行了现场实测与性能评估，获取了逾300台火电机组污染防治技术的第一手资料。在对我国火电厂污染控制技术的发展与应用现状进行系统梳理和分析的基础上，识别出一批具有示范和推广前景的火电厂污染物控制新技术及其组合，支撑了项目的总体研究工作，部分研究成果也在《指南》中得到体现。

为了提高研究成果的实用性，促进其推广应用，课题组在研究报告及《指南》编制说明的基础上，进行了调整、充实和完善，形成本书。

本书充分体现了燃煤电厂超低排放国家专项行动推动下，我国燃煤电厂烟气污染物控制技术取得的重大突破。近年来，湿式静电除尘、低低温电除尘、旋转电极电除尘、高频

电源供电电除尘、超净电袋复合除尘等技术在颗粒物超低排放工程中得到了快速发展和应用；在二氧化硫控制方面，脱硫技术在传统空塔提效的基础上，研发出双 pH 值循环脱硫技术、复合塔脱硫技术等；在氮氧化物控制方面，开发了系列功能型催化剂、全负荷脱硝及脱硝系统优化增效技术等，这些技术及其组合不仅在优质燃煤电厂实现了超低排放，而且在高灰分煤、高硫煤以及煤质变化幅度大的机组上实现了超低排放。当然，现有燃煤电厂超低排放工程应用过程中积累了大量设计与运行经验的同时，也出现部分工程将各种技术简单堆积，造成改造费用过高、能耗过高；设计时仅考虑烟气中烟尘、二氧化硫、氮氧化物满足超低排放要求，忽视三氧化硫、重金属、细颗粒物（$PM_{2.5}$）等的协同治理等诸多问题。

与此同时，随着我国环境管理向以环境质量改善为核心的管理模式转移，以及污染防治“三大战役”的全面打响，《水污染防治行动计划》《土壤污染防治行动计划》也先后出台，环境保护工作对火电厂的废水、固体废物、噪声等污染物的防治要求也将不断提高，尤其是针对废水零排放、废弃脱硝催化剂、废弃滤袋等一系列新生问题将进一步凸显和受到重视。

本书以燃煤电厂烟气治理为重点，兼顾废水、固体废物、噪声等污染物治理，对火电厂污染防治技术，特别是燃煤电厂烟气治理达标排放可行技术及超低排放可行技术，进行了系统梳理与全面总结，主要内容包括火电厂生产工艺及主要产污环节、火电厂工艺过程污染防治技术、烟气除尘技术、烟气脱硫技术、低氮燃烧与烟气脱硝技术、汞污染防治技术、主要污染物治理设施的相互影响、烟气污染物超低排放技术路线及典型案例、废水处理与回用技术及典型案例、噪声治理技术、固体废物综合利用及处置技术等。

本书是在环保公益性行业科研专项和《指南》经费的支持下完成的，在专项执行、《指南》编制以及本书编写过程中，环境保护部邹首民司长、刘志全司长、禹军处长、王泽林处长、李磊同志，清华大学郝吉明院士、李俊华教授给予了指导与关心，在此一并表示感谢。同时，特别感谢国电环境保护研究院、中国电力工程顾问集团有限公司、浙江大学、福建龙净环保股份有限公司、浙江菲达环保科技股份有限公司、北京国电龙源环保工程有限公司、北京清新环境技术股份有限公司、环境保护部环境工程评估中心、北京市劳动保护科学研究所等单位的相关领导和专家，参与了《指南》的编制工作，并对本书成稿给予的大力支持。感谢在现场调研及案例编写过程中给予大力支持的各电力企业。

由于作者水平限制和编写时间的仓促，书中难免存在不足之处，恳请读者批评指正。

朱法华

2017 年 4 月



目　录

序

前言

1　火电厂生产工艺及主要产污环节 …… 1

1.1　燃用固体燃料的火电厂 …… 1

1.2　燃用气体燃料的火电厂 …… 4

1.3　燃用液体燃料的火电厂 …… 5

2　火电厂工艺过程污染防治技术 …… 6

2.1　煤炭装卸、贮存与输送环节的防尘技术 …… 6

2.2　脱硫剂装卸、贮存与输送环节的防尘技术 …… 7

2.3　灰场扬尘防治技术 …… 7

2.4　液氨、氨水的装卸、贮存与输送环节相关规定及防泄漏技术 …… 8

3　烟气除尘技术 …… 9

3.1　电除尘技术 …… 9

3.2　电袋复合除尘技术 …… 31

3.3　袋式除尘技术 …… 41

3.4　烟尘达标排放可行技术 …… 45

4　烟气脱硫技术 …… 47

4.1　石灰石-石膏湿法脱硫技术 …… 47

4.2　烟气循环流化床脱硫技术 …… 59

4.3　氨法脱硫技术 …… 66

4.4　海水脱硫技术 …… 69

4.5　其他脱硫技术 …… 71

4.6　SO_2 达标排放技术 …… 72

5 低氮燃烧与烟气脱硝技术 …… 74

5.1 低氮燃烧技术 …… 74
5.2 SCR 脱硝技术 …… 78
5.3 SNCR 脱硝技术 …… 86
5.4 SNCR-SCR 脱硝技术 …… 94
5.5 NO_x 达标排放技术 …… 96

6 汞污染防治技术 …… 98

6.1 汞污染防治技术 …… 98
6.2 汞达标可行技术 …… 102
6.3 汞监测技术 …… 103

7 主要污染物治理设施的相互影响 …… 113

7.1 烟气脱硝系统对下游污染物治理设施的影响 …… 113
7.2 除尘器对湿法脱硫设施的影响 …… 122
7.3 湿法烟气脱硫系统对其他设施的影响 …… 133
7.4 烟气治理系统全过程分析 …… 141

8 烟气污染物超低排放技术路线及典型案例 …… 143

8.1 技术路线选择的基本原则 …… 143
8.2 颗粒物超低排放技术路线及典型案例 …… 144
8.3 二氧化硫超低排放技术及典型案例 …… 182
8.4 氮氧化物超低排放技术及典型案例 …… 189
8.5 典型的烟气污染物超低排放技术路线 …… 198

9 废水处理与回用技术及典型案例 …… 200

9.1 火电厂用水分类 …… 200
9.2 火电厂排水分类 …… 201
9.3 废水处理工艺分类 …… 202
9.4 废水分类处理技术 …… 203
9.5 废水集中处理技术 …… 204
9.6 节水技术 …… 205
9.7 废水零排放技术及典型案例 …… 213
9.8 废水处理与回用最佳可行技术路线 …… 227

10 噪声治理技术 …… 228

10.1 噪声分类 …… 228

10.2 燃料制备系统噪声治理技术 …… 228
10.3 燃烧系统噪声治理技术 …… 229
10.4 发电系统噪声治理技术 …… 229
10.5 冷却系统噪声治理技术 …… 229
10.6 脱硫系统噪声治理技术 …… 230
10.7 封闭式隔声机房噪声治理技术 …… 230
10.8 噪声控制的最佳可行技术路线 …… 230

11 固体废物综合利用及处置技术 …… 232

11.1 固体废物分类 …… 232
11.2 粉煤灰综合利用技术 …… 232
11.3 脱硫渣综合利用及处置技术 …… 233
11.4 污泥处置技术 …… 233
11.5 废弃脱硝催化剂处置技术 …… 233
11.6 废弃滤袋处置技术 …… 233
11.7 固体废物处理处置最佳可行技术路线 …… 234

附录 火电厂污染防治最佳可行技术指南 …… 235

参考文献 …… 270



1

火电厂生产工艺及主要产污环节

火力发电厂简称火电厂，是利用可燃物作为燃料生产电能的工厂，其基本生产过程是：燃料在燃烧时加热水生成蒸汽，将燃料的化学能转变成热能，蒸汽压力推动汽轮机旋转，热能转换成机械能，然后汽轮机带动发电机旋转，将机械能转变成电能。根据燃料不同，火电厂包括：燃用煤炭、煤矸石、油页岩等固体燃料的火电厂；燃用天然气、高炉煤气等气体燃料的火电厂；燃用石油等液体燃料的火电厂。

1.1 燃用固体燃料的火电厂

燃用固体燃料的火电厂，主要包括燃用煤炭、煤矸石、煤泥、油页岩、石油焦、秸秆等燃料的电厂，我国火电厂中90%以上的装机容量为燃煤电厂，这里以燃煤电厂为例介绍燃用固体燃料的火电厂生产工艺、产污环节及污染物排放。

1.1.1 生产工艺

燃煤电厂常见生产工艺流程为：原煤运至电厂后碾磨成粉，经气力输送方式以一定风煤比和温度将煤送进锅炉炉膛，经化学处理后的水在锅炉内被加热成高温高压蒸汽推动汽轮机高速运转，汽轮机带动发电机旋转发电。燃煤电站锅炉主要有煤粉炉和循环流化床锅炉两种，炉内粉煤按燃烧方式又可分为四角切圆燃烧、墙式燃烧、W火焰燃烧等。燃煤电厂常见工艺流程见图1-1。

汽轮机排汽的冷却方式分为湿冷和空冷。湿冷又可分为循环冷却和直流冷却，空冷则可以分为直接空冷和间接空冷。

1.1.2 产污环节

燃煤电厂生产过程中会向大气、水体和声环境中排放污染物质，其中大气污染是主要的环境问题，燃煤电厂主要产污环节见图1-2。

贵州师范学院内部使用

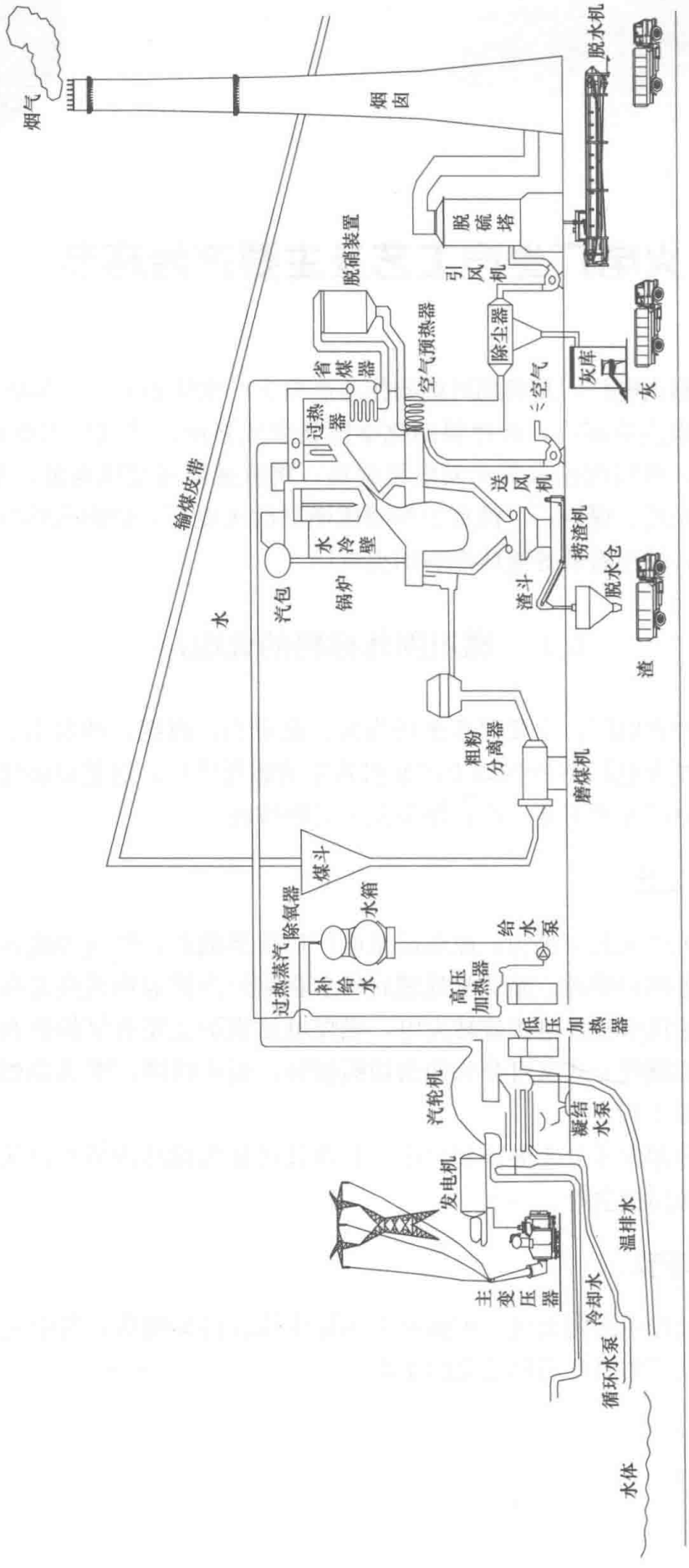


图1-1　燃煤电厂工艺流程图(直流冷却、煤粉炉、烟气脱硝、除尘和脱硫)

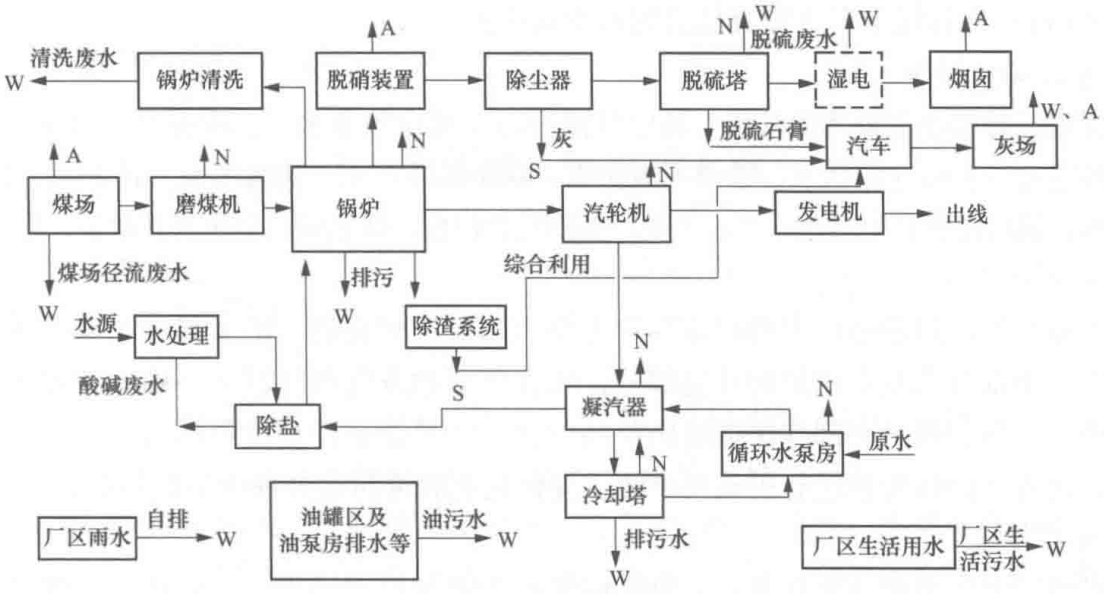


图 1-2 燃煤电厂主要产污环节

A—气产污点；W—水产污点；S—灰渣产污点；N—噪声点

1.1.3 污染物排放

燃煤电厂污染物主要包括大气污染物、水污染物、固体废物、噪声等。

1. 大气污染物排放

燃煤电厂大气污染物排放主要来源于锅炉，从烟囱高空排放，主要污染物包括颗粒物、SO_2、NO_x，此外还有 Hg 及其化合物等重金属。

（1）颗粒物。燃煤电厂通过烟囱排放的颗粒物由未被除尘器收集的烟尘及脱硝、脱硫工艺过程产生的次生物构成。烟尘排放情况与锅炉炉型、燃煤灰分、除尘设施等因素有关，次生物与烟气脱硝、脱硫设施及运行状况等因素有关。燃煤电厂多为煤粉炉，也有部分流化床锅炉。煤粉炉烟尘排放的初始浓度大多为 10～30g/m^3，循环流化床锅炉由于主要燃用劣质煤或煤矸石，烟尘排放的初始浓度大多为 15～50g/m^3。

另外，在煤炭、脱硫剂（如石灰石粉）、脱硫石膏和灰渣等易产生扬尘物料的运输、装卸和贮存过程中会产生扬尘。

（2）硫氧化物。硫氧化物排放主要是由于煤中硫的存在而产生的。硫在煤炭中以无机硫或有机硫的形式存在，燃烧过程中绝大多数硫氧化物以二氧化硫（SO_2）的形式产生并排放，还有极少部分被氧化为三氧化硫（SO_3）吸附到颗粒物上或以气态排放。《火电厂大气污染物排放标准》（GB 13223—2011）中尚未规定 SO_3 的排放标准。

（3）NO_x。煤炭燃烧过程中排放的氮氧化物（NO_x）是一氧化氮（NO）、二氧化氮（NO_2）及氧化亚氮（N_2O）等的总称，其中以一氧化氮为主，约占 95%。NO_x 的形成主要包括热力型 NO_x 和燃料型 NO_x，热力型 NO_x 的形成与燃烧温度密切相关，燃料型 NO_x 的形成主要取决于燃料含氮量，电厂燃用煤炭收到基含氮量多在 2%以下。

（4）重金属。重金属排放来源于煤炭中含有的重金属成分，大部分重金属（砷、镉、铬、铜、汞、镍、铅、硒、锌、钒）以化合物形式（如氧化物）和气溶胶形式排放。煤中的重金属含量通常比燃料油和天然气高几个数量级。《火电厂大气污染物排放标准》（GB

13223—2011）中仅规定了汞及其化合物的排放标准。

2. 水污染物排放

燃煤电厂外排水主要为冷却水，其中直流冷却水属含热废水，二次循环冷却水含盐量较高。另外还有少量的含油污水、输煤系统排水、锅炉酸洗废水、酸碱废水、冲灰水、冲渣水、脱硫废水、氨区废水和生活污水等，主要污染物是有机物、酸或碱、金属及其盐类、悬浮物等。

3. 固体废弃物

燃煤电厂生产过程中产生的固体废物主要为飞灰和炉底渣。绝大部分飞灰经除尘器收集并去除，小部分飞灰在锅炉的其他部分，如省煤器和空气预热器灰斗中收集并去除。底灰不可燃，沉降到锅炉底部并保持疏松灰的形式；若燃烧温度超过灰熔点，则以炉底渣形式存在。此外，固体废物还有脱硫副产物、废催化剂和废污水处理产生的污泥等。

4. 噪声排放

燃煤电厂中各类噪声源众多，主要噪声源包括磨煤机、锅炉、汽轮机、发电机、直接空冷的风机和循环冷却的冷却塔，噪声源声功率级较大。

1.2　燃用气体燃料的火电厂

燃用气体燃料的火电厂，主要指燃用天然气的火电厂，也有燃用高炉煤气、焦炉煤气等综合利用电厂。燃气发电主要有两种方式：一是利用天然气、高炉煤气、焦炉煤气等在常规锅炉中燃烧，产生高温高压蒸汽推动蒸汽轮机，从而带动发电机发电，此种发电方式由于热效率较低，一般只有40%左右，主要是高炉煤气、焦炉煤气等综合利用电厂应用；二是燃气轮机联合循环发电，利用天然气在燃气轮机中直接燃烧做功，使燃气轮机带动发电机发电，此时为单循环发电，如果再利用燃气轮机产生的高温尾气，通过余热锅炉，产生高温高压蒸汽后推动蒸汽轮机，带动发电机发电，此时为联合循环发电（GTCC）。联合循环发电的工艺流程为：具有一定压力的天然气和经过压气机压缩后的空气一起进入燃气轮机的燃烧室，形成的高温高压燃气进入透平做功，通过发电机发电；做功后的燃气再进入余热锅炉加热，蒸发锅炉给水，产生的蒸汽推动蒸汽轮机发电。图1-3所示为燃气轮机联合循环发电的工艺流程。

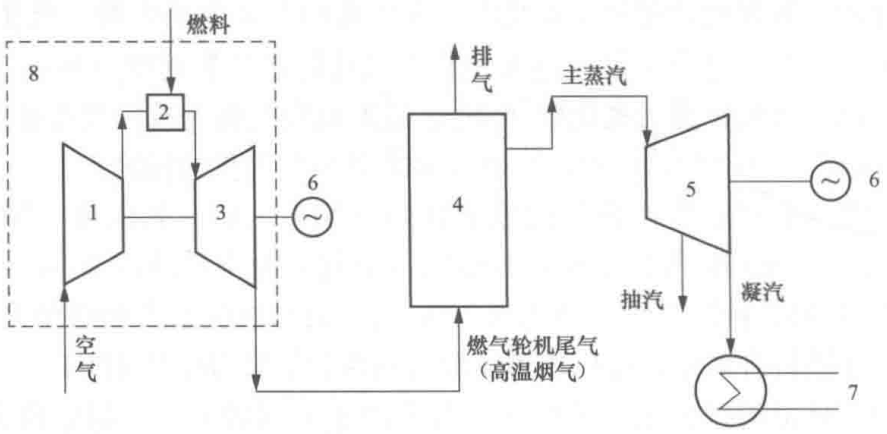


图1-3　燃气轮机联合循环发电流程图

1—压气机；2—燃烧室；3—燃气透平；4—余热锅炉；5—蒸汽透平；6—发电机；7—凝汽器；8—燃气轮机

燃气电厂基本不产生烟尘、SO_2 和固体废物，主要产生 NO_x 和工业废水，以及噪声影响，其处理工艺与燃煤电厂类似。

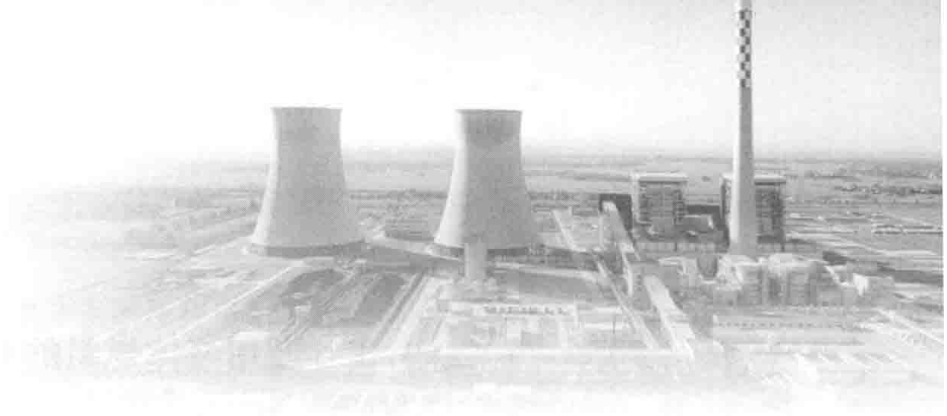
1.3 燃用液体燃料的火电厂

燃用液体燃料的火电厂，主要指燃油电厂，燃油电厂的生产工艺简单，由燃气轮机-汽轮机联合发电。燃油电厂发电流程与燃天然气电厂发电流程相类同，主要是采用燃气-蒸汽联合循环机组。

燃气-蒸汽联合循环发电机组的工艺流程为：油与压缩的空气雾化混合后经燃烧产生高温、高压气流推动燃气轮机并带动发电机组产生电能，燃气轮机的排气温度为 500～600℃，排出的气体再进入余热锅炉，使炉内水变为中温中压蒸汽，带动蒸汽轮机发电。从蒸汽轮机排出的烟气温度降低至 170℃左右，经烟囱排入大气。如使用重油做燃料，为使重油顺利燃烧，需配辅助锅炉，用以加热重油使之降低黏稠度。辅助锅炉与燃机同步使用。

燃气轮机也可以单独运行发电，在余热锅炉投产之前或停炉检修时使用，高温烟气从旁路烟囱排放，称单循环（SC）工艺。

与燃煤电厂相比，燃油电厂无灰、渣产生，主要污染物为 SO_2、NO_x 和工业废水、噪声等，其处理技术与燃煤电厂相似。



2 火电厂工艺过程污染防治技术

由于我国火电厂中90%以上的装机容量为燃煤电厂，所以以燃煤电厂作为代表介绍火电厂工艺过程污染防治技术。

2.1 煤炭装卸、贮存与输送环节的防尘技术

2.1.1 煤炭装卸环节防尘技术

燃煤电厂煤炭的装卸应当采取封闭、喷淋等方式防治扬尘污染，如煤码头卸煤鼓励采用封闭式螺旋卸船机。

2.1.2 封闭式煤场防尘技术

封闭式煤场是以煤炭封闭贮存的方式控制煤堆扬尘的有效措施。煤场内设有多个喷水装置，在煤堆装卸时洒水降尘，可防止煤堆自燃。采用封闭式煤场，煤堆的风蚀和作业扬尘可完全得到控制。

应用较多的封闭式煤场主要有条形封闭煤场、圆形封闭煤场（俗称蒙古包煤场），此外，还有个别电厂采用蜂窝式封闭煤场。

燃煤电厂的煤场应当封闭，不能封闭的可考虑采用防风抑尘网。

2.1.3 防风抑尘网防尘技术

防风抑尘网通过大幅度降低风速而达到减少露天堆放煤场扬尘的目的。采用防风抑尘网，煤场的风蚀和作业扬尘可在一定程度上得到控制，四级以上大风天气的情况下减风率大于60%。

2.1.4 输煤系统防尘技术

煤炭输送过程中防尘技术包括：输煤栈桥、输煤转运站应采用密闭措施并根据需要配置除尘器，如圆管带式输送机，除尘器可根据煤炭挥发分的实际情况选择干式电除尘器或干式袋除尘器；也可选择冲击式、水激式、文丘里式等湿法除尘器＋湿式电除尘器，更好地减少煤尘排放，但会产生含煤废水，需进行处理。

2.1.5 煤炭装卸、贮存与输送过程扬尘污染防治可行技术

煤炭装卸、贮存与输送过程扬尘污染防治的可行技术见表 2-1。

表 2-1 煤炭装卸、贮存与输送过程扬尘污染防治的可行技术

最佳可行技术	污染控制环节	技术适用性
降低高度与喷雾	煤炭装卸作业过程扬尘	新建或现役燃煤机组
封闭式螺旋卸船机		新建燃煤机组
封闭式汽车、火车卸煤		新建或现役燃煤机组
圆管带式输送机	煤输送作业过程扬尘	新建或现役燃煤机组
水雾喷淋、封闭、袋式除尘器、静电除尘器	输煤栈桥、输煤转运站及碎煤机室输送过程扬尘	新建或现役燃煤机组
露天煤场设喷洒装置＋干煤棚＋周边绿化	贮煤场扬尘	适用于南方多雨、潮湿的地区且周围无环境敏感目标的现有煤场
贮煤筒仓＋库顶式除尘器		适用于贮煤量较小、配煤要求高的电厂
喷洒装置＋防风抑尘网		适用于不能封闭的煤场
喷洒装置＋封闭式煤场		适用于能够封闭的煤场

2.2 脱硫剂装卸、贮存与输送环节的防尘技术

2.2.1 石灰或石灰石粉的贮存防尘技术

使用筒仓贮存易产生扬尘的石灰或石灰石粉脱硫剂，可有效减少石灰、石灰石粉贮存过程中产生的风蚀扬尘和作业扬尘。

2.2.2 脱硫剂贮存与输送过程扬尘污染防治的可行技术

石灰或石灰石粉在装卸、贮存与输送过程扬尘污染防治可行技术见表 2-2。

表 2-2 石灰或石灰石粉贮存与输送过程扬尘污染防治的可行技术

最佳可行技术	污染控制环节	技术适用性
密闭罐车	石灰石粉或石灰的运输扬尘	新建或现役燃煤机组
筒仓	石灰石粉或石灰的贮存扬尘	
密闭罐车配置的卸载设备（如罗茨风机）	石灰石粉或石灰的装卸作业扬尘	
袋式除尘器	石灰石粉仓受料时排气中粉尘的分离与收集	

2.3 灰场扬尘防治技术

电厂灰场应分块使用，尽量减小作业面。对于干灰场，灰渣运至灰场后要及时洒水、碾压，风速较大时应暂停作业，必要时可进行覆盖。对于水灰场，应保证灰场表面覆水。

2.4　液氨、氨水的装卸、贮存与输送环节相关规定及防泄漏技术

液氨、氨水的装卸、贮存场所禁止设置在学校、医院、居民区等人口稠密区附近，具体卫生防护距离应符合相关要求。

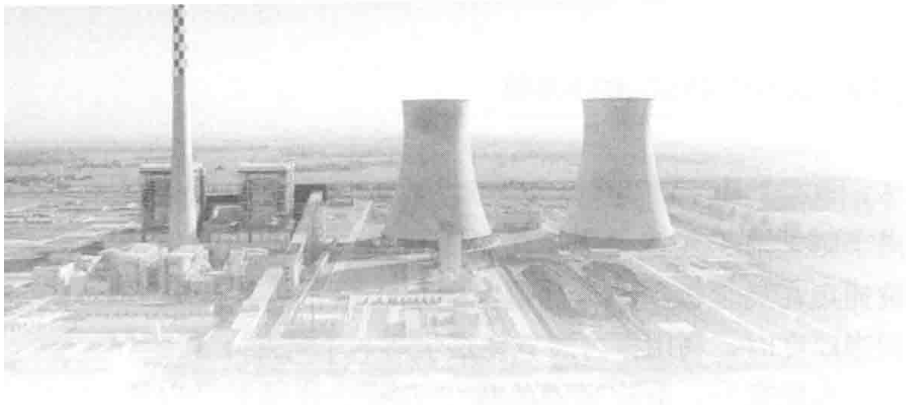
液氨、氨水的装卸、贮存、输送与使用场所应与生活、办公区分开布置。

液氨、氨水的贮存、装卸、使用场所应设置明显的安全警示标志和安全告知牌。安全告知牌应注明液氨特性、危害防护、处置措施等内容。

液氨贮罐区属于火灾危险性乙类场所，与建筑物的防火间距应符合《建筑设计防火规范》(GB 50016—2014)。

液氨、氨水的运输需采用密封罐车或管道，并需对罐车定期进行安全、防泄漏检查，运输单位与驾驶员均需按国家相关规定持证。

液氨贮罐属于压力容器，需定期进行安全、防泄漏检查。液氨贮罐区需设置氨泄漏在线监测报警装置、水自动喷淋装置与眼部清洗等防护设施。



3

烟气除尘技术

“十二五”期间，我国燃煤电厂烟尘排放浓度限值经历了从 50mg/m³ 到 30mg/m³ 再到 10mg/m³ 的三级跳，电除尘及电袋复合除尘技术的开发和应用不断突破，低低温电除尘、湿式电除尘、移动电极电除尘等新技术应运而生，并入选了国家发展改革委“重大环保技术装备与产品产业化工程实施方案”、环境保护部“国家鼓励发展的环境保护技术目录”、工业和信息化部“国家鼓励发展的重大环保技术装备”、科技部“大气污染防治先进技术汇编”等多项技术目录，成为推动我国火电厂超低排放的重要力量。

随着《火电厂大气污染物排放标准》（GB 13223—2011）的颁布实施及 2014 年我国对燃煤电厂超低排放的政策要求，燃煤电厂除尘设施进行了大范围改造，低低温电除尘、湿式电除尘、移动电极电除尘、电袋复合除尘等高效除尘技术开始在一些新建机组和改造机组上大规模应用。随着新环保法的实施以及日益严格的环境监管，长期可靠地保持低排放的先进除尘技术进入了快速规模化应用时期。

对于脱硫、脱硝技术而言，主要依靠各自污染物脱除设备本身的效果，其他污染物脱除设备一般不具有或只有较低的协同脱除效果，设备出口污染物浓度与排放浓度基本一致。

而对于除尘技术来说，烟尘排放除了与除尘器出口烟尘浓度有关外，还受湿法脱硫协同除尘效果、湿式电除尘器除尘效果的影响，且实际工程表明湿法脱硫是可以实现较高协同除尘效率的，如日本应用的以低低温电除尘技术为核心的烟气协同治理技术路线中，湿法脱硫的协同除尘效率可达 70%～90%，国内也已有湿法脱硫的协同除尘效率达到 70%及以上的工程应用。

因此，根据湿法脱硫协同除尘效果、湿式电除尘器除尘效果的不同，当除尘器出口烟尘浓度为 20～50mg/m³ 时，可分别实现烟尘达标排放和超低排放。

3.1 电除尘技术

3.1.1 技术概况

3.1.1.1 技术原理

图 3-1 所示为平板式电除尘器的集尘原理图，中间实心圆点为高压放电极，在此电极上受到数万伏高压时，放电极与集尘极之间达到火花放电前引起电晕放电，空气绝缘被破

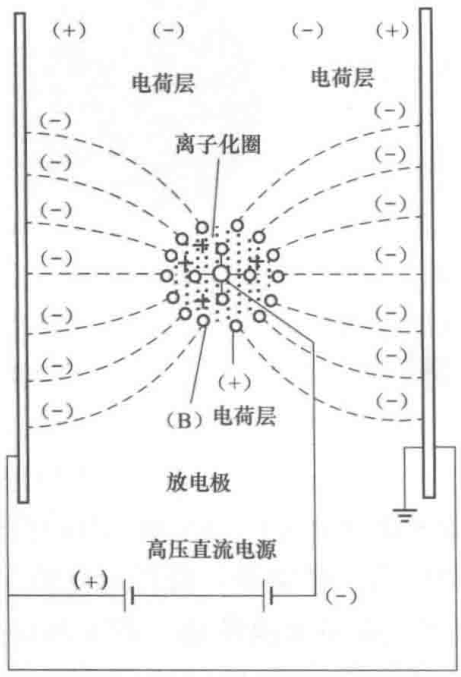


图 3-1　电除尘器的集尘原理

坏；电晕放电后产生的正离子在放电极失去电荷，负离子则黏附于气体分子或尘粒上，由于静电场的作用被捕集在集尘极上；当静电集尘电极板上的尘粒达到相当厚度时，利用振打装置使烟尘落入下部灰斗。

由此可知，电除尘器的集尘主要是利用电晕电场中烟尘粒子荷电后移向异性电极而从气流中分离出来的原理。为此，必须在高电场的作用下，首先要使气体电离，使尘粒荷电，然后荷电尘粒移向集尘电极。

电除尘器由除尘器本体和供电装置两部分组成。除尘器本体包括放电电极、集尘电极、振打机构（干式电除尘器）、气流分布装置、高压绝缘装置、外壳及灰斗等部件。电除尘器有干式、湿式之分，前者为干式清灰，后者为湿式清灰。

根据气流流动方式的不同，电除尘器可分为立式及卧式，电厂中使用较多的是卧式电除尘器。在卧式电除尘器内，气流水平通过。在长度方向根据结构及供电要求，通常每隔一定长度划分成单独的电场。对 300MW 机组来说，常用 4 个电场；对 600MW 及以上的机组，常用 5 个电场。

3.1.1.2　技术特点及适用性

1. 技术特点

电除尘技术具有除尘效率高、适用范围广、运行费用较低、使用维护方便、干式电除尘器无二次污染等优点，但其除尘效率受煤、灰成分等影响较大，且占地面积较大。湿式电除尘器由于有水雾存在，水雾与粉尘结合后，使得粉尘比电阻大大降低，且粉尘易形成大颗粒，粉尘更易被捕集。湿式电除尘器采用水流冲洗清灰，没有振打装置，不会产生二次扬尘。清灰用的冲洗工艺水经灰水分离后，多次循环使用，会产生少量废水，该废水一般用作湿法脱硫工艺水的补充水。

（1）电除尘器的主要优点体现在以下几个方面：

1）除尘效率高。对于常规电除尘器，正常运行时，其除尘效率一般都高于 99%，有的甚至高达 99.9%。能够捕集 0.01μm 以上的细微粉尘。在设计中可以通过设定不同的技术参数，来满足所要求的除尘效率。

2）阻力损失小。电除尘器的阻力损失一般为 150～300Pa。

3）处理烟气量大。电除尘器结构上易实现装置大型化。单台电除尘器的电场截面积超过 400m^2，可满足大机组大烟气量的应用。

4）允许操作温度范围广。高温电除尘器烟温一般在 350～400℃，低温电除尘器（常规电除尘器）烟温一般在 120～170℃，低低温电除尘器烟温一般在 85～100℃，湿式电除尘器烟温一般在 40～50℃。

5）运行可靠、维护费用低。

（2）干式电除尘器的主要缺点有以下几个方面：

1）对于高比电阻粉尘易出现反电晕，使除尘效率下降。

2）电除尘器占地面积较大。

2. 适用性

常规干式电除尘技术适用于工况比电阻在 $1\times10^{4}\sim1\times10^{11}\Omega\cdot cm$ 范围内的烟尘去除，可在范围很宽的温度、压力和烟尘浓度条件下运行，低低温电除尘对烟尘比电阻的适用性有所放宽。

3. 能耗情况

干式电除尘器的能耗主要为电耗。《燃煤电厂污染防治最佳可行技术指南（试行）》（HJ-BAT-001）中指出，干式电除尘器电耗占相应机组发电量的 0.1%～0.4%。

浙江菲达环保股份有限公司（简称菲达环保）于 2013 年 8 月～2015 年 10 月，调研了国内主要的电除尘器本体厂家和电源厂家提供的 200 套电除尘器的电耗，调研机组容量约占现役电除尘容量的 80%以上，单机容量涉及 300～1050MW，其中 300MW 级机组 78 套，600MW 级机组 102 套，1000MW 级机组 20 套。根据调研数据，淘汰比电耗较大的前 10%后，300、600、1000MW 级机组配套电除尘器电耗占相应机组发电量的比例范围分别为 0.2%～0.4%、0.1%～0.4%、0.1%～0.3%。

4. 投资及运行费用

（1）干式电除尘器初始投资费用。《燃煤电厂污染防治最佳可行技术指南（试行）》（HJ-BAT-001）中，干式电除尘器初始投资费用为 50～100 元/kW；《燃煤电厂烟气超低排放技术》中，干式电除尘器单位投资费用为 73.14 元/kW；《电除尘器选型设计指导书》中，600MW 级机组配套 5 个电场和 6 个电场电除尘器单位投资费用分别为 52.5 元/kW 和 61.7 元/kW。

虽然不同的煤种、技术要求、厂家等条件下电除尘器的初始投资费用会有差异，且常规电除尘器、移动电极电除尘器和低低温电除尘器等不同类型的干式电除尘器的初始投资费用也存在差异，但不会是倍数的差别。

（2）干式电除尘器运行费用。《燃煤电厂污染防治最佳可行技术指南（试行）》（HJ-BAT-001）中，电除尘治理成本约为每吨烟尘 30～80 元。

《国华舟山电厂 350MW 燃煤机组烟气污染物超低排放环保示范项目性能评估报告》（环境保护部环境工程评估中心）中，干式电除尘器物耗成本主要为电耗成本，电费按 0.4461 元/kWh 计，机组利用小时按 4500h/年计，干式电除尘器年运行费用为 472.5 万元，单位发电量运行费用为 0.3 分/kWh。

《电除尘器选型设计指导书》中，除尘器运行费用按电耗费用与维护费用之和计算。电费按 0.35 元/kWh、机组利用小时按 7000h/年计，颗粒物排放标准为 $30mg/m^3$ 时，600MW 级机组配套 5 个电场和 6 个电场电除尘器单位发电量运行费用分别为 0.067 分/kWh 和 0.074 分/kWh；若机组运行小时按 4500h/年计，单位发电量运行费用分别为 0.073 分/kWh 和 0.082 分/kWh。

超低排放工程的相关评估报告中运行费用计算方法过于复杂，且不同工程财务成本、管理成本等差别很大，借鉴《电除尘器选型设计指导书》计算方法，电除尘器运行费用按

电耗费用与维护费用之和计算，结合调研的电除尘器电耗数据，电费按 0.35 元/kWh、利用小时按 4500h/年计，300、600、1000MW 级机组配套电除尘器维护费用分别按 30 万、50 万、70 万元/年计，淘汰掉比电耗较大的前 10%后，得出由干式电除尘器单位发电量运行费用为 0.04～0.16 分/kWh；若电费按 0.4461 元/kWh 计，则干式电除尘器单位发电量运行费用为 0.05～0.19 分/kWh。

电除尘器运行费用按电耗费用与维护费用之和计算，干式电除尘器单位发电量运行费用取介于 0.04～0.20 分/kWh。

（3）湿式电除尘器初始投资费用。根据《燃煤电厂烟气超低排放技术》中 300、600MW 级和 1000MW 级机组各类湿式电除尘器的初始投资费用和单位投资费用，得出湿式电除尘器的初始投资费用约为 30～70 元/kW。结合相关厂家近几年的合同数据，湿式电除尘器的初始投资费用一般介于 30～70 元/kW。

（4）湿式电除尘器运行费用。湿式电除尘器能耗除电耗外，还有水耗，导电玻璃钢、柔性极板湿式电除尘器水耗较小，而金属板式湿式电除尘器水耗较大，且需一定碱耗。

《国华舟山电厂 350MW 燃煤机组烟气污染物超低排放环保示范项目性能评估报告》中，运行费用包含了投资折旧成本、物耗成本、财务成本、维修成本、人工成本和管理费等，湿式电除尘器物耗成本包括电耗、水耗、碱耗成本。电费按 0.4461 元/kWh、机组运行小时按 4500h/年计，湿式电除尘器年运行费用为 378 万元，单位发电量运行费用为 0.24 分/kWh。

根据《燃煤电厂烟气超低排放技术》，运行费用仅指湿式电除尘器物耗费用与维护费用之和，电费按 0.35 元/kWh、运行小时按 5500h/年计，300、600、1000MW 级机组配套湿式电除尘器的单位发电量运行费用约为 0.03～0.12 分/kWh；若电费按 0.35 元/kWh、运行小时按 4500h/年计，湿式电除尘器的单位发电量运行费用仍为 0.03～0.12 分/kWh；若电费按 0.4461 元/kWh、运行小时按 4500h/年计，则湿式电除尘器单位发电量运行费用为 0.04～0.13 分/kWh。

因此，湿式电除尘器运行费用按物耗费用与维护费用之和计算，湿式电除尘器单位发电量运行费用一般介于 0.03～0.15 分/kWh。

3.1.1.3　影响干式电除尘器性能的主要因素

影响干式电除尘器性能的因素很多，可以大致归纳为如下四大类：

（1）粉尘特性。主要包括粉尘的粒径分布、真密度和堆积密度、黏附性和比电阻等。

（2）烟气性能。主要包括烟气温度、压力、成分、湿度、流速和含尘浓度等。

（3）结构因素。主要包括电晕线的几何形状、直径、数量和线间距，收尘极的形式、极板断面形状、极间距、极板面积以及电场数、电场长度、供电方式、振打方式（方向、强度、周期）、气流分布装置、外壳严密程度、灰斗形式和出灰口锁风装置等。

（4）操作因素。主要包括伏安特性、漏风率、气流短路、二次飞扬和电晕线肥大等。

在影响电除尘性能的诸多因素中，对电除尘器满足新标准、实现超低排放的主要影响因素进行分析。

1. *烟气的温度、湿度与压力*

（1）烟温高会使粉尘比电阻增大，易形成反电晕，造成电除尘器除尘效率下降。当排

烟温度在150℃左右时，粉尘的比电阻最高，电除尘器更易出现低电压、大电流的反电晕现象，造成除尘效率下降。反之，降低温度，可降低气体比电阻，从图3-2所示的气体温度与粉尘比电阻的关系曲线可看出，烟温从150℃下降到100℃左右时，对应的粉尘的比电阻将降低1个数量级以上。

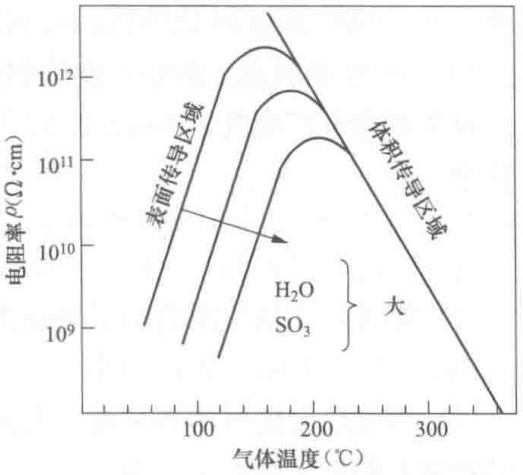


图3-2 气体温度与粉尘比电阻的关系曲线

（2）烟气的温度和压力影响电除尘器电晕始发电压，起晕时电晕极表面的电场温度，电晕极附近的空间电荷密度和分子、离子的有效迁移率等。温度和压力对电收尘性能的某些影响可以通过烟气密度 δ 的变化来进行分析，见式（3-1），即

$$\delta = \delta_0 \frac{T_0}{T} \cdot \frac{p}{p_0} \tag{3-1}$$

式中 δ——烟气的实际密度，kg/m^3；

δ_0——烟气在 T_0 和 p_0 时的密度，kg/m^3；

T_0——标准温度，273K；

T——烟气实际温度，K；

p_0——标准大气压，1.01325×10^5Pa；

p——烟气的实际压力，Pa。

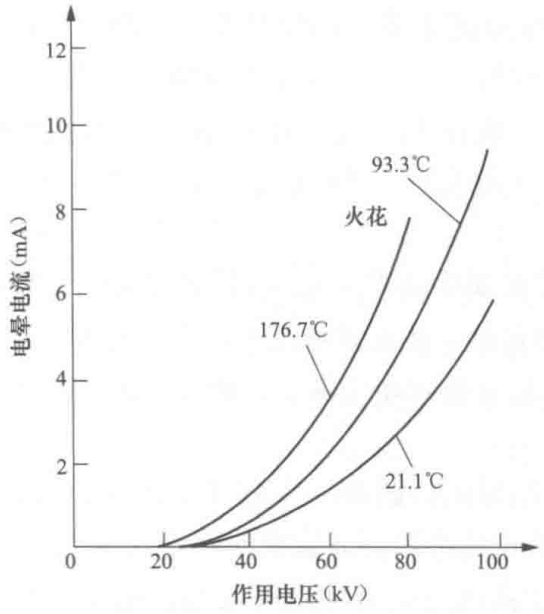


图3-3 温度对伏安特性和火花放电电压的影响

δ 随着温度的升高和压力降低而减小。当 δ 降低时，电晕始发电压、起晕时电晕极表面电场强度和火花放电电压等都要降低。图3-3表示温度对伏安特性和火花放电电压的影响，从图中可以看出，温度升高，伏安特性曲线会向左偏移并有更陡的斜率，偏移是由于电晕始发电压降低，斜率更陡是由于离子的有效迁移率增大。当烟气压力降低时，烟气的密度会减少，火花放电电压也降低。

烟温每升高10℃，电场击穿电压下降3%。经验公式为

$$U = \frac{U_0}{\left(\frac{T_t}{T_0}\right)^{\frac{2.1T_t-386}{T_0}}} \tag{3-2}$$

其中

$$T_t = \text{上升温度(℃)} + 273$$

$$T_0 = 273$$

（3）排烟温度升高，使电除尘器处理烟气量增大。根据式（3-1）可以得出

$$\upsilon = \upsilon^0 \frac{T}{T_0} \times \frac{p_0}{p} = 3.71 \times \upsilon^0 \frac{T}{p} \times 10^2 \tag{3-3}$$

$$\upsilon = 1/\delta$$

其中　υ——烟气的实际比体积，m^3/kg；

υ^0——标准状态下的烟气比体积，m^3/kg。

对于燃煤电厂烟气，$\upsilon^0 \approx 0.77 m^3/kg$（标准状态）。因此，可以得到烟气比体积的简化公式为

$$\upsilon \approx 2.86 \frac{T}{p} \times 10^2 \tag{3-4}$$

可以算出，在烟气压力不变的条件下，当烟温从150℃降至110℃时，烟气量将下降大约10%。

（4）烟温高会使气体的黏滞性变大，导致烟尘颗粒在烟气中的驱进速度减缓，造成电除尘效率下降。

（5）烟气的湿度同样影响着粉尘的比电阻值。烟气的湿度和锅炉燃烧的煤种有关，也和锅炉负荷、过量空气系数大小有关。如果烟气中有足够的水分，使粉尘表面导电，会降低粉尘比电阻值。因此，烟气中的水分是降低粉尘比电阻简便而又重要的调质剂。实践证明，水分增加1%～3%，可使高比电阻降低1～2个数量级。

根据以上分析，燃煤电厂烟气温度降低、烟气的湿度增大所引起的飞灰比电阻下降，烟气密度的提高和烟气量减小，对于提高电除尘效率都是有益的。

2. 烟气的成分、煤、飞灰参数

（1）烟气的水分。水分高可以抓住电子形成重离子，使电子的迁移速度下降，从而提高间隙的击穿电压。所以水分高击穿电压升高，表面比电阻降低，除尘效率提高。烟气中X_{H_2O}由煤中的水分、过剩空气带入的水分、氢燃烧生成的水分三部分组成。除褐煤外，氢燃烧生成的水分要占烟煤、无烟煤燃烧后总水分的60%～70%，因此要特别关注H_{ar}的多少。一般烟气中X_{H_2O}在9%以上时，粉尘的比电阻一般在$10^9 \sim 10^{10}\ \Omega \cdot cm$，除尘性能好。另外，$2H_2 + O_2 = 2H_2O$，H和$H_2O$的质量比是1∶9的关系，煤中的氢高，烟气中的水分也高。

（2）煤中的硫。S_{ar}<1%属低硫煤、S_{ar}=1%～2%属中硫煤、S_{ar}>2%属高硫煤。煤中的硫燃烧时产生二氧化硫（SO_2）的数量取决于硫的含量，在正常情况下，大约有0.5%～1%的SO_2氧化成SO_3，SO_3与H_2O结合产生H_2SO_4并吸附在飞灰上，能大大地降低飞灰的比电阻。

（3）煤中的碳。煤含碳量越高，发热量就高，燃尽也较困难，飞灰中含碳量也较高。应注意，无烟煤的飞灰可燃物含碳量较高，会导致粉尘比电阻低而造成的除尘效率下降。

（4）煤中的灰分。煤中的灰分含量越大，电除尘器的入口含尘浓度越高，电除尘器的负荷就越高，在要求统一排放限值时，要求的除尘效率也越高，达标的难度也越大。另外，应注意第一电场电晕封闭的发生。

（5）挥发分。挥发分高的煤易燃烧；反之，挥发分少的着火难，也不容易完全燃烧。挥发分含量是对煤进行分类的重要依据，$V_{daf} \leqslant 10\%$为无烟煤，$V_{daf} \geqslant 37\%$为褐煤，$10\% < V_{daf} < 37\%$为贫煤和烟煤。

（6）发热量。由于各种煤的发热量差别很大，对于一定额定出力的锅炉而言，烧较低发热量的煤，就意味着要多烧煤，使排烟温度升高、烟气量增大，除尘效率降低。

（7）Na_2O。Na_2O 为 1.5%～2%时，飞灰的体积电导增加，使比电阻下降，有利于除尘。有的低硫煤，若 Na_2O 在 2%以上时，不但不发生反电晕，除尘效率仍很高。美国南方研究所实测结果：当 $Na_2O=1.1\%$ 时，$\rho=9.34\times10^{10}\ \Omega\cdot cm$；当 $Na_2O=2\%$ 时，$\rho=2.46\times10^{10}\ \Omega\cdot cm$；当 $Na_2O=3\%$ 时，$\rho=9.94\times10^{9}\ \Omega\cdot cm$。

（8）K_2O。它和 Na_2O 作用一样，但要通过 Fe_2O_3 起作用，所以它比氧化钠的作用小。

（9）SiO_2。高熔点、导电性差，是飞灰高比电阻的主要因素。电厂锅炉飞灰中 SiO_2 的含量占 40%～60%，它的含量越高，飞灰比电阻越高，越不利于除尘。

（10）Al_2O_3。同 SiO_2 一样，它熔点高、导电性差，电厂锅炉飞灰中 Al_2O_3 含量为 20%～50%，其含量越高，飞灰比电阻越高。

（11）Fe_2O_3。本身比电阻在 $10^{10}\ \Omega\cdot cm$ 左右，不是太高，而且它可使灰熔点降低，K_2O 通过它使飞灰体积电导率增加，可视为有利因素。

（12）CaO 和 MgO。它们易和 SO_3 反应生成 $CaSO_4$、$MgSO_4$，从而削弱 SO_3 的作用，并导致飞灰变细，所以是不利因素。灰中 CaO 易结垢，应注意系统漏风和加强电除尘器振打。

（13）C_{fh}。飞灰可燃物 $C_{fh}=1\%\sim10\%$ 时，可使飞灰比电阻下降，可视为有利因素。当 $C_{fh}>10\%$ 后易造成飞灰的二次飞扬，为不利因素。一般电厂都尽量将 C_{fh} 控制在 5%以下。

3. 烟气的含尘浓度

（1）电除尘器的入口浓度、除尘效率、所需阳极板总集尘面积三者之间存在着一定的关系。按浓度法计算除尘效率，见式（3-5），即

$$\eta=\frac{C_{in}-C_{out}(1+\Delta a)}{C_{in}}\times100\% \tag{3-5}$$

式中 η——电除尘器除尘效率，%；

C_{in}、C_{out}——进、出口烟气含尘浓度（标准状态下干烟气），mg/m^3；

Δa——电除尘器漏风率。

可以看出，当电除尘器的出口浓度为一定值时，则电除尘器的除尘效率需随入口浓度值增大而提高，电除尘器所需的阳极板总集尘面积也随除尘效率提高而增大。

（2）电晕外区不仅有气体负离子形成的空间电荷，还有许多已荷电的粉尘粒子，由于粒子空间电荷的加入，电晕电流的变化受自身空间电荷影响的情况就要加剧。当电除尘器处理含尘浓度高、粉尘粒度细（比表面积大）的烟气时，电晕外区的空间电荷就由气体的负离子和粉尘的负粒子组成，其总量比纯气体负离子大得多，而主要成分是负粒子。由于负粒子的迁移速度比负离子小得多（近 1000 倍），所以，其对电场的影响就比纯负离子的影响大得多，它使得电晕极附近的场强削弱得更厉害。当烟气中的含尘浓度高到一定程度时（或者粉尘粒度非常细），甚至能把电晕极附近的场强减少到电晕的始发值，电晕电流大大降低，甚至会趋于零，这种现象被称为“电晕封闭”。另外，当烟气速度增加时，则在每一单位时间内停留在电场中的粉尘浓度增大，因而也在不同程度上会产生电晕闭塞现象，其结果是电流逐渐下降，收尘效率也逐渐降低。

4. 粉尘的比电阻

根据粉尘的比电阻对电除尘性能的影响，大致可分为三个范围：

1）$\rho<10^6\ \Omega\cdot cm$，比电阻在这一范围内的粉尘，称为低比电阻粉尘；

2）$10^6<\rho<10^{11}\ \Omega\cdot cm$，比电阻在这范围内最适合于电除尘；

3）$\rho>10^{11}\ \Omega\cdot cm$，比电阻在这一范围内的粉尘，称为高比电阻粉尘。

（1）低比电阻粉尘。如果粉尘的比电阻 $\rho<10^6\ \Omega\cdot cm$，则当粉尘到达收尘表面不仅立即释放电荷，而且因静电感应获得和收尘极同极性的正电荷，若正电荷形成的排斥力大得足以克服粉尘的黏附力，则已经沉积的粉尘将脱离收尘极而重返气流，重返气流的粉尘在空间又与离子相碰撞，会重新获得和电晕极同极性的负电荷再次向收尘极运动。结果形成在收尘板上跳跃的现象，最后可能被气流带出电除尘器。飞灰可燃物比电阻低，燃用无烟煤应控制好飞灰可燃物值。

（2）高比电阻粉尘。当粉尘比电阻超过临界值 $5\times10^{11}\ \Omega\cdot cm$ 后，电除尘器的性能就随着比电阻的增高而下降，采用常规电除尘器就难以获得理想的效率，甚至发生通常所说的反电晕。燃用准格尔煤的粉尘是典型的高比电阻粉尘。

（3）反电晕。反电晕就是沉积在收尘极表面上高比电阻粉尘层产生的局部放电现象。荷电后的高比电阻粉尘到达收尘极后，电荷不易释放。随着沉积在极板上的粉尘层增厚，释放电荷更加困难。此时，一方面由于粉尘层未能将电荷全部释放，其表面仍有电晕极相同的极性，便排斥后来的荷电粉尘；另一方面，由于粉尘层电荷释放缓慢，于是在粉尘间形成较大的电位梯度。当粉尘层中的电场强度大于其临界值时，就在粉尘层的孔隙间产生气体击穿，产生与电晕极板性相反的正离子，所产生的离子便向电晕极运动，在电场内形成正、负离子流，其结果形成低电压、大电流，做负功，导致收尘性能显著恶化。

（4）影响比电阻的因素。粉尘比电阻将直接影响收尘效率。影响比电阻的因素，在某种意义上是随温度的变化而变化的，飞灰比电阻和温度的关系，一般温度在150℃时比电阻达到最高；温度超过225℃后，比电阻随温度的升高而降低，与烟气的成分无关；温度低于150℃，比电阻随温度的降低而降低，并与烟气湿度和其他成分有关。

将粉尘的比电阻看成是两种独立的导电机体，一种导电是通过粉尘层内部（体积导电）；一种是沿粉尘粒子的表面（表面导电），并与吸附在粉尘表面的气体和冷凝水有关。

1）影响体积比电阻的因素。工业烟气净化所碰到的粉尘，其体积导电与温度有关，通常当温度大于150℃后，体积导电开始起作用，当温度大于220℃时体积导电开始起主导作用。在粉尘中钠、钾、锂离子导电的情况下，温度增高会使粉尘比电阻下降。

2）影响表面比电阻的因素。表面导电需要在粉尘表面建立一个吸附层，烟气中含有 SO_3 和水蒸气，若温度足够低，便能在粉尘表面形成吸附层。当温度低于150℃以下时，由吸收的水分或化学成分在低温下所形成的低电阻通道就形成表面导电，即降低了比电阻。

注意：技术文件中的粉尘比电阻是实验室比电阻，由于它没有工况条件下的 SO_3 和水蒸气，所以实验室比电阻（即体积比电阻，又称固有比电阻）一般要比工况比电阻高1～3个数量级。

5. 粉尘的粒径分布、密度和黏附性

（1）粉尘的粒径分布。粉尘的粒径分布对电除尘器总的收尘效率有较大影响，这是因为荷电粉尘的驱进速度，随粉尘粒径的不同而变化。粉尘粒径越大，收尘效率越高。细微粉尘对电除尘器除尘效率的影响如下：

1）由于电荷与粉尘粒径的比值不同，荷电粉尘的驱进速度随粉尘粒径不同而异，图 3-4 所示为粉尘的理论驱进速度与粒径的关系。粒径大于 0.5μm 主要是电场荷电，粒径小于 0.2μm 主要是扩散荷电，粒径介于两者之间时两种荷电机理都起作用。试验证明，带电粉尘向收尘极板移动的速度与粉尘的半径呈正比，对于 1μm 以上的粉尘，粒径越大，除尘效率越高；而粒径为 0.2～0.5μm 时，驱进速度值最低；在此范围之外，驱进速度均有所提高。

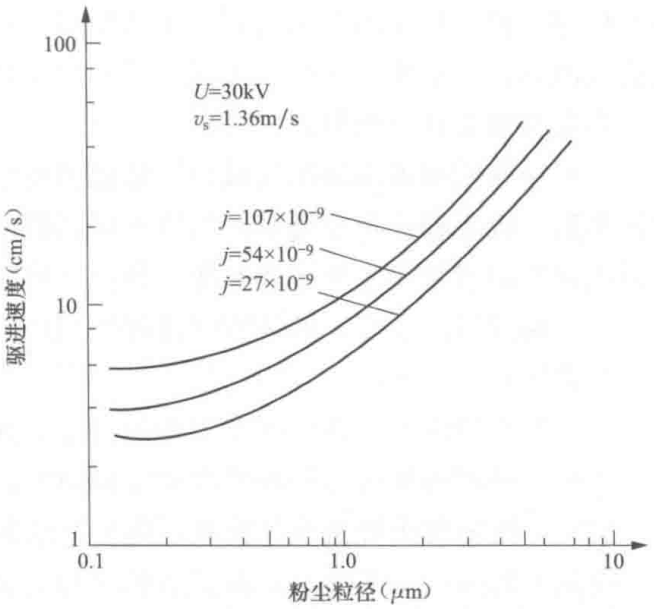


图 3-4　粉尘粒径与驱进速度的关系

2）飞灰存在体积导电和表面导电两种导电机理，这两种导电机理均与飞灰的粒径有关。其中，飞灰的体积导电特性受自身空隙率的影响，而表面导电受颗粒的比表面积影响。飞灰越细，其空隙率越大，则比电阻越高。因为在一定空隙占据了固体物质的空间，若空隙率提高 25%，则飞灰比电阻将升高约一个数量级。

3）当细微颗粒粉尘较多时，由于其表面积大，荷电粉尘颗粒数量比较多，而荷电粉尘迁移率较低，能抑制电晕电流。空间电荷抑制效应导致伏安特性曲线偏移，对于给定的电流，伏安特性曲线偏向高电压区，这意味着维持相同的电流，必须输入更高的电压。

（2）粉尘的密度。一般有粉尘的真密度、堆积密度之说。粉尘的真密度对电除尘的影响虽不像靠重力和离心力进行的机械除尘装置那样重要，但是已经分离出来的粉尘在落入灰斗时也要靠重力，所以粉尘的真密度对提高除尘器的性能也是有影响的。

堆积密度是指固体微粒的集合体，测出包括粒子间气体空间在内的体积并取固体粒子的质量求得的密度，粒子间的空间体积与包括粒子群在内的全部体积之比，通常称为空隙率，用字母 P 表示。空隙率 P、真密度 r 与堆积密度 r_a 之间的关系为

$$r_a = (1-P)r$$

真密度 r 对一定的物质而言是一定的，而堆积密度 r_a 则与空隙率 P 有关，随着充填程度不同而有大幅度的变化。如果 r 与 r_a 之比越大，则由于粉尘再飞扬而对除尘性能的影响也就越大。如 r/r_a 比值在 10 左右时，则由于烟气的偏流或漏风对粉尘再飞扬的影响会很大。所以在电收尘运行时应予以重视，r/r_a 比值在 10 左右的粉尘，要注意防止漏风。

（3）粉尘的黏附性。粉尘有黏附性，可使细微粉尘粒子凝聚成较大的粒子，这对粉尘的捕集是有利的。但是粉尘黏附在收尘器壁上会堆积起来，这是造成收尘器发生堵塞故障的主要原因。在电除尘器中，若粉尘的黏附性强，粉尘就会黏附在电极上，即使加强振打，也不容易将粉尘振打下来，会出现电晕线肥大和收尘极板粉尘堆积的情况，影响电晕电流与工作电压升高，使除尘效率降低。

6. 气流分布

电除尘器内气流分布不均对电除尘器总收尘效率的影响是比较明显的，甚至不亚于电

场内作用于粉尘粒子的电场力对除尘效率的影响。气流形态决定着粒子运动的特性，被干扰的气流形态呈紊流、气喷、漩涡、脉动以及其他不稳定状态，对除尘效率造成严重的影响，主要有以下几方面原因：

（1）在气流速度不同的区域内所捕集的粉尘量是不一样。即气流速度低的地方可能收尘效率高，收集粉尘量也会多，气流速度高的地方，收尘效率低，可能捕集的粉尘量就少。但因风速低而增大粉尘捕集并不能弥补由于风速过高而减少的粉尘捕集量。

（2）局部气流速度高的地方会出现冲刷现象，将已沉积在收尘极板上和灰斗内的粉尘再次大量扬起。

（3）除尘器进口的含尘浓度不均匀，导致除尘器内某些部位堆积过多的粉尘，若在管道、弯头、导向板和分布板等处存积大量粉尘，会进一步破坏气流的均匀性。

（4）如果通道内气流明显紊乱，则振打清灰时粉尘容易被气流带走。

电除尘器内气流不均与导向板的形状和安装位置、气流分布板的形式和安装位置，管道设计以及除尘器与风机的连接形式等因素有关。这些因素综合起来往往会使除尘器的效率降低20%～30%，因此对气流分布要特别予以重视。

7. 漏风和气流旁路

（1）漏风。电除尘器和大气相接处密封不严，就会从外部漏入冷空气，使通过电除尘的风速增大，收尘性能下降。如果从灰斗或排灰装置漏入空气，将会造成收下的粉尘产生再飞扬，使收尘效率降低；会使灰受潮、黏附灰斗造成卸灰不流畅，甚至产生堵灰；还会使绝缘子爬电和产生低温腐蚀，因此防止漏风至关重要。

（2）气流旁路。气流旁路是指电除尘器的气流不通过收尘区，而是从收尘极板的顶部、底部和极板左右最外边与壳体壁形成的通道中通过。只要气流有5%的气体旁路，收尘效率就不能大于95%。气流旁路会导致气流紊乱，并在灰斗内部和顶部产生涡流，其结果是使灰斗大量集灰和振打时粉尘重返气流。因此，阻流板应予合理设计和布置。

（3）粉尘二次扬尘。已收集到收尘极的粉尘重返气流称为二次扬尘。造成二次扬尘有以下几个原因：①收尘极上的粉尘直接受到冲刷、气流穿过灰斗卷起粉尘、粗尘粒冲撞收尘面、电风卷起粉尘及振打制度不合理形成粉状下落等；②振打本身会产生一定的二次扬尘。研究表明，排放浓度的20%是由振打清灰造成的，排放浓度越低，振打清灰产生的影响越大，因此在超低排放要求下，要重视和解决振打清灰产生的二次扬尘。

3.1.1.4　影响湿式电除尘器性能的主要因素

湿式电除尘技术是用水冲刷吸附在电极上的粉尘。根据阳极板的形状，湿式电除尘器分为板式、蜂窝式和管式等，应用较多的是板式与蜂窝式。湿式电除尘器安装在脱硫设备后，可有效去除烟尘及湿法脱硫产生的次生颗粒物，并能协同脱除SO_3、汞及其化合物等。

影响湿式电除尘器性能的主要因素有湿式电除尘器的结构形式、入口浓度、粒径分布、气流分布、除尘器技术状况和冲洗水量。

湿式电除尘器除电耗外，还有水耗、碱耗，外排废水宜统筹考虑作为湿法脱硫系统补充水。

3.1.1.5 国内外技术发展现状

电除尘器具有高效率、低能耗、使用简单、维护费用低且无二次污染等优点，对国内大部分煤种具有良好的适应性，在国内外工业烟尘治理领域，特别在电力行业一直占据着主导地位，是国际公认的高效除尘设备。我国电除尘器行业经过30多年的发展，技术水平已达到世界先进水平。到2013年，已投产燃煤电厂绝大部分采用电除尘器，约占火电装机容量的90%。到2015～2016年，随着超低排放对技术发展的要求，电袋复合除尘、袋式除尘得到了快速发展。截至2015年底，电除尘器机组容量占煤电机组容量的69.08%。

美国燃煤电厂应用电除尘器比例约占80%，欧盟约占85%，在日本则绝大部分燃煤电厂采用电除尘器，经电除尘器处理后烟尘排放浓度普遍在30mg/m^{3}以下。欧洲暖通空调协会联盟组织认为“干式电除尘器的排放在10～20mg/m^{3}是比较平常的事情，而且还可以保证降到5mg/m^{3}低排放值”。

近年来，随着《火电厂大气污染物排放标准》（GB 13223—2011）的执行以及超低排放的政策要求，通过电除尘行业的坚持不懈努力，围绕我国烟尘控制的实际状况与急需解决的问题，我国电除尘在技术创新方面成效显著，一系列新技术新工艺在实践中取得了良好的业绩。已开发并得到成功应用的电除尘新技术有低低温电除尘、湿式电除尘、移动电极式电除尘、机电多复式双区电除尘、SO_3烟气调质、粉尘凝聚、关断气流断电振打技术、隔离振打电除尘技术、新型高压电源及控制等。新技术、新工艺的研发，为电除尘器实现超低排放进一步创造了有利条件，得到了较为广泛的应用，取得了可喜的成绩。为应对超低排放的要求，我国电力行业开辟了燃煤电厂烟气污染物综合治理的工艺路线，形成了多种污染物的综合协同治理新模式，实现了烟尘超低排放。

3.1.2 技术发展与应用

电除尘器运行可靠、维护费用低、设备阻力小、除尘效率高，但除尘效率和出口烟尘浓度易受煤、飞灰等成分变化的影响。“十二五”期间，通过优化工况条件，改变除尘工艺路线，解决反电晕和二次扬尘等方面的大量研究，开发出了大批高效新型电除尘技术，使电除尘技术适应范围显著扩大、除尘效率持续提高。福建龙净环保股份有限公司（简称龙净环保）、浙江菲达环保股份有限公司、国电环境保护研究院等企业，以及清华大学、浙江大学等高校，依托国家863计划、国家科技支撑计划等重大项目（课题），对低低温电除尘、湿式电除尘、移动电极电除尘、粉尘凝聚、高效电源供电等电除尘新技术进行了深入研究。

低低温电除尘技术、湿式电除尘技术、移动电极电除尘技术、机电多复式双区电除尘技术、电凝聚技术、高频电源和脉冲电源技术是近几年发展较快的电除尘技术，这些技术与常规电除尘技术或常规电源技术相比有较大的提升，均已有实际投运案例，且长期运行测试证明这些技术是稳定可靠的。

3.1.2.1 低低温电除尘技术

1. 工作原理

在空气预热器和电除尘器之间有烟气换热器，其运行温度由通常的低温状态（120～

170℃）下降到低低温状态（90～110℃），这种烟气换热器和电除尘器的组合称为低低温电除尘器。

低低温电除尘技术从调节电除尘入口烟气温度着手，采取余热利用工艺技术，一方面实现烟气调温，使之适应电除尘高效工作，同时也可实现一定的节能运行；另一方面，通过借助现有电除尘器先进技术与研发平台，将烟气余热利用装置与电除尘器有机复合在一起，开发出集烟气降温、高效收尘与减排节能控制技术为一体，实现粉尘减排、节煤、节电、节水以及 SO_3 减排的新一代高效节能电除尘器产品。

2. 技术特点

（1）烟气的体积流量得以降低，相应的，电场烟气通道内的烟气流速也得以降低。烟温下降 10℃，烟气量一般下降 2.5%。

（2）比电阻下降到 10^8～$10^{10}\Omega \cdot cm$，是电除尘器最佳工作范围，克服了电除尘器对粉尘比电阻敏感这一弊病，避免了反电晕的发生，是解决电除尘器对付高比电阻粉尘的治本之措。

（3）烟温下降 10℃，烟气的击穿电压升高 3%，对电除尘器提效非常有利。

（4）可降低湿法脱硫工艺水量约 30%。

（5）回热去低压加热系统，可节煤 1～3g/kWh。

（6）系统阻力下降，引风机节电约 10%。

（7）在灰硫比大于 100 时，SO_3 的去除率最高可达 95%，大大减少下游系统的低温腐蚀。

3. 适用条件

低低温电除尘器有两种工艺路线，一是烟气余热回收利用系统，该系统以余热利用节能减排为主要目的，即由热回收器、低低温电除尘器、管路系统、烟温自适应控制系统、辅助设备等组成，通过管路系统将热回收器回收的热量带至汽轮机凝结水系统，用以加热汽轮机凝结水，排挤汽轮机抽汽，增加汽轮机做功，实现降低发电煤耗、高效除尘的双重目的；二是烟气余热回收-再热系统，该系统以烟气余热回收再热为主要目的，即由热回收器、低低温电除尘器、再加热器、管路系统、烟温自适应控制系统、辅助设备组成，通过管路系统将热回收器回收的热量带至再热器，用以加热脱硫后的烟气，提高烟囱入口烟气温度和烟气抬升高度，减轻烟囱腐蚀，消除“烟羽”等视觉污染。适用条件如下：

（1）进入低低温电除尘器系统的烟气含尘浓度不大于 $100g/m^3$。

（2）燃煤收到基硫分应不大于 2%，烟气灰硫比宜大于 100。

（3）入口烟气温度：热回收器应小于 200℃，再加热器宜为 50℃左右。

（4）低低温电除尘器应工作在 85～110℃范围内，再加热器应不小于 70℃。

（5）低低温电除尘器换热介质宜采用水媒介，烟气与水换热冷端端差、热端端差应大于 20℃。

4. 实际应用

低低温电除尘技术于 2010 年 12 月在广东梅县粤嘉电厂循环流化床锅炉烟气治理中首次应用，2012 年 6 月成功应用于 600MW 煤粉炉大型燃煤机组，并经第三方测试除尘器出口粉尘排放低于 $20mg/m^3$，且有较强的 SO_3、$PM_{2.5}$、汞等污染物协同脱除能力。在此基

础上，该技术成果迅速推广，在中电投江西电力有限公司新昌发电分公司600MW级机组、天津国投津能发电有限公司（简称国投北疆发电厂）1000MW机组等一大批大型燃煤发电机组上应用，不但实现了20mg/m³以下的低排放，还通过烟气余热回收利用，使供电煤耗降低超过1.5g/kWh，达到了节能减排的双重目的。此外，调温循环节能系统（LGGH）工艺的研究也在加快推进。

以低低温电除尘技术为核心的烟气协同控制也取得了较大突破，通过烟气冷却器降低烟气温度至酸露点以下，降低粉尘比电阻，同时使低低温电除尘器击穿电压升高、烟气量减小，除尘效率大幅提高，且低低温电除尘器的出口粉尘粒径将增大，可大幅提高湿法脱硫的协同除尘效果，并通过优化湿法脱硫关键部件结构、布置方式等提高其协同除尘效率达70%以上，协同控制技术研究于2014年被列入国家科技支撑项目。在“超低排放”的背景下，该技术已取得成功应用，如浙江华能长兴电厂2×660MW机组，2014年12月中旬投运，经测试，电除尘器出口烟尘浓度约12mg/m³，脱硫后烟尘、SO_2、NO_x排放分别为3.64、2.91、13.6mg/m³，湿法脱硫的协同除尘效率约70%；山西华能榆社电厂300MW机组，2014年8月上旬投运，经测试，ESP出口烟尘浓度为18mg/m³，经湿法脱硫系统后，烟尘排放浓度为8mg/m³。

3.1.2.2 湿式电除尘技术

1. 工作原理

湿式电除尘器（WESP），其除尘原理与常规干式电除尘器除尘原理相同，而工作的烟气环境不同。干式电除尘器主要处理含水很低的干气体，湿式电除尘器主要处理含水较高乃至饱和的湿气体。两者都是向电场空间输送直流负高压，通过空间气体电离，烟气中粉尘颗粒和雾滴颗粒荷电后在电场力的作用下，收集在收尘极表面，干式电除尘器是利用振打清灰（或移动刷除）的方式将收集到的粉尘去除，而湿式电除尘器则是利用在收尘极表面形成的连续不断的水膜将粉尘冲洗去除。湿式电除尘器除尘过程也要经历荷电、收集和清灰三个阶段。该过程大致为：通过进气口和气流分布系统将含尘烟气输送到除尘器电场中，而水则在喷嘴的作用下呈雾状喷入，其中喷嘴同时配置在进气口和电场的上方，在除尘器的入口部分，含尘烟气中的粉尘会与水雾相碰撞，并以颗粒的形式落入到灰斗中，在电场区中，水雾使粉尘凝并，水雾和粉尘一起荷电，一起被收集，当集尘极捕获到足够多的水滴后则会在集尘极板上形成水膜，被捕获的粉尘先通过水膜的流动流入灰斗中，然后再通过灰斗排入沉淀池中。

有的湿式电除尘器不设置形成水膜的喷水系统，利用过饱和湿烟气中收集下来的水雾在收尘极上形成湿润的水膜，可增强极板的导电性，同时部分清除极板上附着的粉尘。有的只设置定期冲洗喷水、喷雾系统，对收尘极和放电极进行定期大水量冲洗，保持收尘极、放电极清洁，保证运行效果。

湿式静电除尘器能够高效地去除亚微米粒子、雾滴、粒径小至0.01μm的微尘，除尘效率根据运行的电场数不同而不同，最高可达到99.9%以上。不过湿式电除尘器很少单独使用，一般作为湿法脱硫后的二级除尘使用，即终端烟气净化装置，要求的除尘效率一般为70%～90%。

2. 技术特点

（1）湿式电除尘器优点。湿式电除尘器具有除尘效率高、没有高比电阻反电晕、没有运动部件、没有二次扬尘、运行稳定、压力损失小、操作简单、能耗低等优点。

湿式电除尘器采用液体冲刷集尘极表面来进行清灰，可有效收集微细颗粒物（$PM_{2.5}$粉尘、SO_3酸雾、液滴）、重金属（Hg、As、Se、Pb、Cr）、有机污染物（多环芳烃、二噁英）等，综合治理能力强。使用湿式电除尘器后，烟气中的烟尘排放可达10mg/m^{3}甚至5mg/m^{3}以下。在燃煤电厂湿法脱硫之后使用，可解决湿法脱硫带来的石膏雨、蓝烟、酸雾问题，缓解下游烟道、烟囱的腐蚀，节约防腐成本。湿式电除尘器能实现超低排放，彻底解决烟囱排放问题，达到“一劳永逸”的效果。

（2）湿式电除尘器的缺点。由于湿式电除尘器用水清灰，耗水量大。湿式电除尘器排出的水含有酸又含有大量颗粒物，直接排放就要产生二次污染。不解决水的循环利用问题，就要影响湿式电除尘器的应用。

湿式电除尘器所处环境腐蚀性强，不解决湿式电除尘器的防腐问题，湿式电除尘器就不能可靠运行。

3. 适用条件

湿式电除尘技术按照极板材料不同分为金属极板湿式电除尘器、柔性阳极湿式电除尘器、玻璃钢阳极湿式电除尘器三种。三种不同技术分别有不同的技术适用性。

（1）金属极板湿式电除尘器。金属极板湿式电除尘器适合用于排放要求高，烟尘排放浓度低于特别排放限值，同时对多种污染物排放均有较高要求。该技术较为适用于前端除尘器改造难度大、费用高的场合，以及湿法脱硫后烟尘浓度增加导致排放超标，且湿法脱硫系统改造难度大，难以实现烟尘稳定达标排放的项目。

该技术需要进一步优化喷淋水循环系统，实现零水耗。

（2）玻璃钢阳极湿式电除尘器。玻璃钢阳极湿式电除尘器具有抗腐蚀性强、水耗低等特点，适用于排放要求高，同时对多种污染物排放均有较高要求的地区，适用温度范围为小于或等于85℃。该技术较适用于前端除尘器改造难度大、费用高的情况，以及湿法脱硫后烟尘浓度增加导致排放超标，且湿法脱硫系统改造难度大，难以实现烟尘稳定达标排放的项目。

玻璃钢阳极湿式电除尘器极板不宜过高，一般采用6m。

（3）柔性阳极湿式电除尘器。柔性阳极湿式电除尘器阴极系统需要定期断电冲洗，阳极系统安装精度要求比较高，柔性阳极布的使用寿命有待验证。

4. 推广应用情况

截至2015年12月，投运及在建的湿式电除尘器超400套，总装机容量约190000MW，其中投运的超180套，总装机容量超90000MW，且有多套单机1000MW机组投入运行。

（1）金属极板湿式电除尘器技术。金属极板湿式电除尘器在国际上应用较广泛，在美国、日本和欧洲至少有27台套的应用案例。如美国久益（Joy）公司于1975年在宾夕法尼亚电力照明公司燃烧无烟煤的萨德伯里（Sudbury）电站，美国巴威（Babcock & Wilcox，B & W）公司1986年在爱依斯深水（AES Deepwater）电厂，美国埃克西尔（Xcel）能源公司2001年在舍本（Sherburne）县电厂（2×750MW），采用了金属极板湿式电除尘器；日本姬路（Himeji）第一电厂于1982年建设了一套金属极板湿式电除尘器，日本碧南

(Hekinan) 电厂于1991～1993年建设了6套金属极板湿式电除尘器。美国巴威公司、美国南方环保有限公司 (The Southland Corporation)、日本三菱公司 (Mitsubishi Heavy Industries Ltd.)、日本日立公司 (Hitachi Limited)、欧洲阿尔斯通公司 (Alsthom Ltd.) 都拥有金属极板湿式电除尘器技术。

国内金属极板湿式电除尘器也已得到推广应用，有十几台应用业绩，并取得良好的效果。在燃煤电厂湿法脱硫后配置金属极板湿式电除尘器，烟尘排放均实现低于10mg/m^3，有的达到燃机标准，实现了超低排放。如山东淄博电厂6号炉1×330MW机组、山东黄岛发电有限责任公司670MW机组6号炉、浙江神华国华舟山电厂二期350MW机组、浙能台州第二发电厂2×1000MW机组、广州恒运热电 (D) 厂2×330MW机组、广州华润热电有限公司二期2×300MW机组等。

(2) 玻璃钢阳极湿式电除尘器。玻璃钢阳极湿式电除尘器在化工及冶炼行业也叫做电除雾器。我国从20世纪60年代开始电除雾器的研究和应用，直到80年代通过引进消化吸收才取得突飞猛进的发展。电除雾器在化工、冶金行业的发展，其阳极材料经历了铅、PVC和导电玻璃钢三个阶段。导电玻璃钢技术已成为主流，应用已有数百台，积累了丰富的设计、制造和使用经验，技术成熟可靠。玻璃钢阳极湿式电除尘器在国内电力行业的应用是近几年开始研究的，但发展迅速，已成为我国主流的湿式电除尘技术之一。在国内燃煤电厂上有超过300台机组的工程应用，应用最大的单机容量机组为1000MW级。如安徽合肥电厂5号660MW机组、广东中山电厂2号300MW机组、山东黄台电厂8号300MW机组、上海石洞口一电厂3号300MW机组、内蒙古蒙西电厂1号300MW机组、江苏国电泰州电厂二期工程2×1000MW机组、安徽铜陵电厂5号1000MW机组等均采用了玻璃钢阳极湿式电除尘器。

(3) 柔性阳极湿式电除尘器。柔性阳极湿式电除尘器在国外应用较少。其概念最早由美国俄亥俄大学 (OHIO University) 于1998年提出，后将该技术转让给美国南方环保有限公司，只有斯莫非特-斯通集装箱公司 (Smurfit-Stone Container Corp) 的电厂燃油锅炉一个应用案例。

国内有几家供应商采用柔性阳极湿式电除尘器，在燃煤电厂上应用也有几个工程，如甘肃玉门油田水电厂六期2×220t/h锅炉、湖南益阳电厂300MW 1号机组、江西国电九江电厂350MW 5号机组、天津国电北塘热电厂2×330MW机组、山东辛店发电有限公司2×300MW机组、河南国电荥阳电厂600MW 2号机组、河南国电民权发电有限公司2×600MW机组2号炉等。

3.1.2.3 机电多复式双区电除尘技术

1. 工作原理与技术特点

在电场结构上不仅将粉尘荷电区与收尘区分开，而且采用连续的多个小双区进行复式配置，同时在配电上，采用独立电源分别对荷电区与收尘区供电，使荷电与收尘各区段的电气运行条件最佳化。

由于收尘区采用了高场强的圆管-板式极配，实现了高电压、低电流的运行特性，有效提高了对电除尘器后级电场细微粉尘的捕集，并可有效抑制高比电阻粉尘条件下的反电晕

发生和低比电阻粉尘条件下的粉尘二次反弹，从而提高并稳定除尘效率。

双区电除尘器是一种强化电除尘荷电与收尘机理的电除尘模式，其荷电区和收尘区在结构上是完全分开的。双区电除尘器克服了常规单区电除尘器荷电与收尘互相牵制的缺点，对细粉尘、高比电阻粉尘捕集具有特殊效果。

2. 适用性

适用于布置在最后一个电场，且比电阻比较高的场合。当燃用无烟煤时，飞灰可燃物C_{fh}常会大于10%，对此要注意防止低比电阻引起的反弹和二次飞扬时，双区电除尘器也是适用的。

3. 应用情况

自2004年国内燃煤电厂第一台双区电除尘器投运以来，已经过许多项目的实际验证，在同样电除尘器规格条件下，对驱进速度的改善系数均在10%以上，最高达到16%。新型双区技术已经被许多用户接受，在燃煤电厂采用双区技术的新型电除尘器已达100多台套，最大配套煤电装机容量为1000MW机组。

3.1.2.4　移动电极电除尘技术

1. 工作原理

移动电极电场中阳极部分采用回转的阳极板和旋转的清灰刷，其收尘机理与常规电除尘器相同，移动电极电场一般被布置在最后一个电场。附着于回转阳极板上的粉尘在尚未达到形成反电晕的厚度时，就被布置在非电场区的旋转清灰刷彻底清除，因此不会产生反电晕现象并最大限度地减少了二次扬尘，增加粉尘驱进速度，提高电除尘器的除尘效率，降低排放浓度，同时降低对煤种变化的敏感性。

2. 技术特点

（1）保持阳极板清洁，避免反电晕，有效解决高比电阻粉尘收尘难的问题。

（2）最大限度地减少二次扬尘，显著降低电除尘器出口烟尘浓度。

（3）减少煤、飞灰成分对除尘性能影响的敏感性，增加电除尘器对不同煤种的适应性，特别是高比电阻粉尘、黏性粉尘，应用范围比常规电除尘器更广。

（4）可使电除尘器小型化，占地少。

（5）特别适合于老机组电除尘器改造，在很多场合，只需将末电场改成移动电极电场，不需另占场地。

（6）在保证相同性能的前提下，与常规电除尘器相比，初始投资略高、运行费用较低、维护成本几乎相当。从整个生命周期看，移动电极电除尘器具有较好的经济性。

（7）对设备的设计、制造、安装工艺要求较高。

3. 适用范围

适用于最后一个电场，移动电极电场入口粉尘浓度要求不大于100mg/m^3，与前级固定电极电场的粉尘出口排放浓度有关。一般认为，固定电极电场出口粉尘浓度小于或等于80mg/m^3，移动电极电场出口粉尘浓度可以达到小于或等于30mg/m^3；固定电极电场出口粉尘浓度小于或等于50mg/m^3，移动电极电场出口粉尘浓度可以达到小于或等于20mg/m^3。

4. 推广应用情况

“十一五”末期，我国建成热态移动电极电除尘中试装置、移动电极电场等试验装备，在此基础上完成了大量试验验证，全面掌握了核心技术，攻克了设备的可靠性、零部件的使用寿命、选型设计的准确性等多项技术难点，并对阳极板同步传动方式、清灰刷组件结构等进行了创新设计，提高了设备的可靠性。同时，针对移动电极电除尘的主动轴、链条、链轮、清灰刷、旋转阳极板等关键零部件的设计、材料选取、热处理、加工工艺等做了进一步研究和优化设计，使设备的可靠性和零部件的使用寿命得到了充分的保证。菲达环保承担的国家863计划“燃煤电站$PM_{2.5}$捕集增效优化技术与装备研制”课题中，对该技术进行了深入的研究。该技术成果在北方联合电力有限责任公司达拉特发电厂330MW机组应用，第三方测试出口烟尘浓度为29.2mg/m³。移动电极电除尘技术已在数十套大中型机组上应用，截至2014年底已签订的300MW及以上机组移动电极电除尘器的合同装机总容量超50000MW。

3.1.2.5 电除尘器供电电源技术

在工业应用中，高频电源可以提高电除尘器的除尘效率，减少烟尘排放30%～70%，同时，减少电除尘器供电电能50%～80%，甚至更高。经过几年发展，高频电源已经作为电除尘器供电电源的主流产品在工程中广泛应用，产品容量32～160kW，电流0.4～2.0A，电压50～80kV，已形成系列化设计与产品，并在大批百万千瓦机组电除尘器中得到应用。当前，我国高频电源总体水平已达到国外先进水平，并出口欧洲、非洲等地。脉冲高压电源作为除尘供电电源最重要的方向之一，国内外对其工业应用的研究从未停止过。我国自20世纪90年代初制成工业样机试运行以来，经过多年沉寂后重新开始重视和研发该项技术，2014年终于研制成功基于新型大功率半导体开关器件IGBT的SuPulse型脉冲高压电源，并已在多个电厂的电除尘器中配套应用，大幅度提高了除尘效率，粉尘排放降低约30%，对于高比电阻粉尘，改善系数可达1.2以上。同时，电除尘节能优化控制、三相工频高压电源、中频电源等电源技术的快速发展，也推动了电除尘节能减排性能的深度优化。

3.1.2.6 关断气流断电振打技术

1. 工作原理

关断气流断电振打除尘器由相互独立的多个小室组成，每个室沿气流方向完全隔离，通过关闭其中一个室所对应的进出口隔离挡板门，将这个室的气流完全隔离关断，让其内部气流处于静止零风速状况，所以称为关断气流；然后在该室所有电场高压断电的情况下同步进行振打，所有静电吸附力被消除以协助粉尘彻底从极板、极线上脱落下来，提高电极的清洁效果，届时电极上的粉尘基本都会被清除，所以称为断电振打；最后让隔离的气流自然被放置一段时间，使振落的灰尘通过自由沉降落到灰斗内，然后将隔离气流重新连接到主烟道系统中去，投入高压正常工作收尘，以上综合起来说就是关断气流断电振打。接着下一个室按以上步骤进行关断气流断电振打，如此循环。

关断气流断电振打能够彻底地避免出现常规除尘器的二次扬尘、气流扰动、高比电阻

反电晕等问题，同时能够时刻保持电极处于清洁状况，从而降低平常运转过程中的二次扬尘，这些都将大幅度提高电除尘器的除尘效率，从而达到电除尘器的出口排放要求。工艺路线如图 3-5 所示。

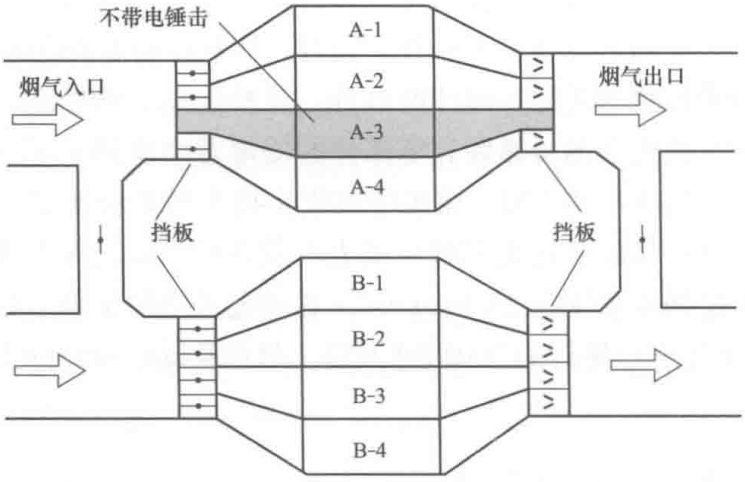


图 3-5　关断气流断电振打电除尘器

2. 技术研发情况

在日本，关断气流断电振打技术最早于 1997 年在东北电力股份公司原町火力 1 号机组、中国电力股份公司的三隅发电所 1 号机组开始投入使用，后期又在电源开发股份公司橘湾火力发电站 1 号机组等多个电厂投入使用，效果都相当不错。日本关断气流断电振打技术虽然很成熟，但技术转让费用高，且由于工艺上布置的差异，部分技术难以直接使用。为了解决二次扬尘和反电晕等问题，保持极板时刻清洁以保证排放稳定长期满足要求，近年来，我国已开始重点研究使用此项技术。

3. 技术特点

（1）杜绝二次扬尘，提高除尘效率。关断气流断电振打技术由于在零风速情况下进行振打，能彻底解决二次扬尘问题，有效提高电除尘器的收尘效率。在比集尘面积相同的情况下，理论研究证明，关断气流断电振打的除尘效率远高于常规电除尘器。

（2）清洁极板，保证长期稳定低排放。长期以来，常规干式电除尘器随着运行时间的推移，由于不能彻底将极板、极线上包裹的粉尘清除，粉尘会越积越厚，将带来极间距变化、反电晕等一系列问题，最终除尘效果越来越差。而关断气流断电振打技术是在不带电荷的情况下加强对极板、极线的振打强度，能够有效彻底清除附着其上面的粉尘，保证极板、极线时刻保持清洁，运行状况时刻保持最优，保证长期稳定低排放。

（3）无复杂的机械传动机构，维护检修简易。关断气流断电振打电除尘器相比常规干式电除尘器只是增多了前后的挡板门，振打控制策略上有所不同，没有复杂的机械传动机构，维护检修相对简易，国内已有 600MW 机组的应用业绩。

3.1.2.7　SO_3 烟气调质技术

1. 工作原理与技术特点

SO_3 烟气调质就是将少量（5×10^{-6}～25×10^{-6}）可控制的 SO_3 喷射到烟气中，SO_3 与

烟气中的水分结合生成硫酸气溶胶吸附在粉尘颗粒表面，形成一个低比电阻导电通道，使粉尘更易收集，从而提高电除尘器除尘效率。

2. 适用条件

（1）注入 SO_3 后无灰酸露点高于烟气温度，且运行温度小于 145℃。

（2）灰成分 $SiO_2+Al_2O_3\geqslant 90\%$，三氧化二铝含量偏高或灰呈弱碱性。

（3）煤种含硫量小于 1.5%。

（4）烟气调质不能解决电除尘器由于自身的缺陷导致的效率下降，如电场闪络、旁路、漏风等。

3. 推广应用情况

我国通过引进技术国产化的 SO_3 烟气调质设备早已成功应用，已经取得了许多 SO_3 烟气调质的应用业绩，至今已完成 2 台 200MW 机组、4 台 300MW 机组、12 台 600MW 机组、4 台 1000MW 机组的工程应用。

3.1.2.8 粉尘凝聚技术

1. 工作原理

含尘气体进入除尘器前，先对其进行分列荷电处理，使相邻两列的烟气粉尘带上正、负不同极性的电荷，并通过扰流装置的扰流作用，使带异性电荷的不同粒径粉尘产生速度或方向差异而有效凝聚，形成大颗粒后被电除尘器有效收集。

2. 研发应用情况

国外公司从 1999 年就开始研究粉尘凝聚技术，2002 年开始工业应用，据不完全统计至今已有 10 余套应用业绩。设备运行良好，效果显著。

国内相关企业关注该技术的发展与应用已有多年，相关单位自 2008 年开始研发粉尘凝聚技术，与科研院所合作，在国家工程实验室内进行试验研究，在模拟工况下，利用静电低压撞击仪（ELPI）测试了使用粉尘凝聚装置前后电除尘器出口不同粒径粉尘数量浓度、质量浓度的变化。研究表明，实验室粉尘凝聚装置对微细粉尘具有一定的凝聚效果，可以提高电除尘器除尘效率。现已掌握了核心技术，并获多项国家发明专利和实用新型专利，具有自主知识产权，分别在 300、135MW 机组上得到了应用。截至 2013 年 3 月底，已签订粉尘凝聚装置的机组合同共 8 套，分别为 660MW 机组 1 套、300MW 机组 3 套、135MW 机组 4 套。

3.1.3 主要工艺参数的确定

3.1.3.1 干式电除尘器主要工艺参数

根据相关国家标准、行业标准及文献资料，并结合实际工程经验，对干式电除尘器的主要工艺参数进行了界定，并给出使用效果，见表 3-1。

对燃煤电厂而言，不同的处理烟气量、允许最大进口含尘浓度、设计压力，干式电除尘器都是能满足的，无非是设备容量大小和强度要求不同而已。

表 3-1　　干式电除尘器的主要工艺参数及使用效果

项目	单位	主要工艺参数			使用效果
入口烟气温度	℃	干式电除尘器无要求			
		低低温电除尘器（90±5）			
同极间距	mm	300～500			
烟气流速	m/s	0.8～1.2			
气流分布均匀性相对均方根差		≤0.25			
灰硫比		＞100（低低温电除尘器）			
压力降	Pa	≤250			
流量分配极限偏差	%	±5			
漏风率	%	≤3（电除尘器、300MW 级及以下的低低温电除尘器）			
		≤2（300MW 级以上的低低温电除尘器）			
常规电除尘器比集尘面积	$m^2/(m^3 \cdot s^{-1})$	$D_1 \geqslant 100$	$D_2 \geqslant 120$	$D_3 \geqslant 140$	出口浓度小于或等于 50mg/m³
		$D_1 \geqslant 110$	$D_2 \geqslant 140$	—	出口浓度小于或等于 30mg/m³
		$D_1 \geqslant 130$	—	—	出口浓度小于或等于 20mg/m³
低低温电除尘器比集尘面积	$m^2/(m^3 \cdot s^{-1})$	$D_1 \geqslant 80$	$D_2 \geqslant 90$	$D_3 \geqslant 100$	出口浓度小于或等于 50mg/m³
		$D_1 \geqslant 95$	$D_2 \geqslant 105$	$D_3 \geqslant 115$	出口浓度小于或等于 30mg/m³
		$D_1 \geqslant 110$	$D_2 \geqslant 120$	$D_3 \geqslant 130$	出口浓度小于或等于 20mg/m³
除尘效率	%	电除尘器（新技术组合）			99.2～99.85
		低低温电除尘器（新技术组合）			99.2～99.9

注　D_1、D_2、D_3 为入口含尘浓度小于或等于 30g/m³ 时电除尘器对煤种的除尘难易性为较易、一般、较难（评价方法见表 3-2）时的比集尘面积。当入口含尘浓度大于 30g/m³ 时，表中比集尘面积酌情增加 5～15m²/(m³ · s⁻¹)。

1. 入口烟气温度

《电除尘器》（JB/T 5910—2013）规定，常规电除尘器烟气温度应不大于 400℃，其中大于 250℃为高温型电除尘器，而高温型电除尘器主要应用于冶金等行业，因此对常规电除尘器的入口烟气温度不做规定。低低温电除尘器的入口烟气温度参考了《低低温电除尘器》（JB/T 12591—2015）。

2. 气流分布均匀性相对均方根差

参考《电除尘器气流分布模拟试验方法》（JB/T 7671—2007）。气流分布的均匀性对除尘效率影响很大，气流分布不均匀时，在流速低处所提高的除尘效率远不足以弥补流速高引起除尘效率的降低，因而使除尘总效率降低。除尘器设计效率越高，气流分布对除尘效率的影响越大。干式电除尘器合理的气流分布能有效减少二次扬尘。气流分布对烟气冷却器的换热效果也有重要影响，烟气冷却器入口气流分布越均匀，换热效果越好。综合考虑后，规定低低温电除尘器气流分布均匀性相对均方根差不大于 0.25。

3. 比集尘面积

影响干式电除尘器性能的因素很复杂，但大体上可以分为三大类。对燃煤电厂而言，首先是工况条件，包括燃煤性质（成分、挥发分、发热量、灰熔融性等）、飞灰性质（成分、粒径、密度、比电阻、黏附性等）、烟气性质（温度、湿度、烟气成分等）等；其次是电除尘器的技术状况，包括结构形式、极配形式、同极间距、电场划分、气流分布的均匀

性、振打方式、振打力大小及其分布（清灰方式及效果）、制造及安装质量以及电气控制特性等；第三则是运行条件，包括操作电压、板电流密度、积灰情况、振打（清灰）周期等。这些影响因素中，工况条件为主要影响因素，其中煤、飞灰成分对电除尘器性能的影响最大。

煤、飞灰成分对电除尘器性能的影响可表现为电除尘器对煤种的除尘难易性。表 3-1 中常规电除尘器和低低温电除尘器比集尘面积参数中“电除尘器对煤种的除尘难易性评价方法”参考了《燃煤电厂电除尘器能效限定值及节能评价值》。根据《燃煤电厂电除尘器能效限定值及节能评价值》，电除尘器对煤种的除尘难易性是在给定的煤、飞灰及烟气成分、烟气温度和飞灰粒度等条件下，电除尘器达到性能指标的难易程度，其评价可分为“较易”“一般”“较难”。评判方法详见表 3-2。

表 3-2　　电除尘器对煤种的除尘难易性评价方法

电除尘器对煤种的除尘难易性	煤、飞灰成分重量百分比含量所满足的条件（满足其中一条即可）
较易	（1）$Na_2O>0.3\%$，且 $S_{ar}\geqslant1\%$，且 $(Al_2O_3+SiO_2)\leqslant80\%$，同时 $Al_2O_3\leqslant40\%$； （2）$Na_2O>1\%$，且 $S_{ar}>0.3\%$，且 $(Al_2O_3+SiO_2)\leqslant80\%$，同时 $Al_2O_3\leqslant40\%$； （3）$Na_2O>0.4\%$，且 $S_{ar}>0.4\%$，且 $(Al_2O_3+SiO_2)\leqslant80\%$，同时 $Al_2O_3\leqslant40\%$； （4）$Na_2O\geqslant0.4\%$，且 $S_{ar}>1\%$，且 $(Al_2O_3+SiO_2)\leqslant90\%$，同时 $Al_2O_3\leqslant40\%$； （5）$Na_2O>1\%$，且 $S_{ar}>0.4\%$，且 $(Al_2O_3+SiO_2)\leqslant90\%$，同时 $Al_2O_3\leqslant40\%$
一般	（1）$Na_2O\geqslant1\%$，且 $S_{ar}\leqslant0.45\%$，且 $85\%\leqslant(Al_2O_3+SiO_2)\leqslant90\%$，同时 $Al_2O_3\leqslant40\%$； （2）$0.1\%<Na_2O<0.4\%$，且 $S_{ar}\geqslant1\%$，且 $85\%\leqslant(Al_2O_3+SiO_2)\leqslant90\%$，同时 Al2O3≤40%； （3）$0.4\%<Na_2O<0.8\%$，且 $0.45\%<S_{ar}<0.9\%$，且 $80\%\leqslant(Al_2O_3+SiO_2)\leqslant90\%$，同时 $Al_2O_3\leqslant40\%$； （4）$0.3\%<Na_2O<0.7\%$，且 $0.1\%<S_{ar}<0.3\%$，且 $80\%\leqslant(Al_2O_3+SiO_2)\leqslant90\%$，同时 $Al_2O_3\leqslant40\%$
较难	（1）$Na_2O\leqslant0.2\%$，且 $S_{ar}\leqslant1.4\%$，同时 $(Al_2O_3+SiO_2)\geqslant75\%$； （2）$Na_2O\leqslant0.4\%$，且 $S_{ar}\leqslant1\%$，同时 $(Al_2O_3+SiO_2)\geqslant90\%$； （3）$Na_2O<0.4\%$，且 $S_{ar}<0.6\%$，同时 $(Al_2O_3+SiO_2)\geqslant80\%$

电除尘器对煤种的除尘难易性对应的比集尘面积值分别参考了《电除尘器选型设计指导书》和华能国际电力股份有限公司企业标准《燃煤电厂烟气协同治理技术指南》，比集尘面积的值体现了不同出口烟尘浓度限值时，电除尘器对煤种适应性的差异，以及低低温电除尘器比常规电除尘器对煤种有更好的适应性。例如，当出口烟尘浓度限值为 $30mg/m^3$，电除尘器对煤种的除尘难易性为“较难”时，不建议采用常规电除尘技术，但低低温电除尘器比集尘面积不小于 $115m^2/(m^3\cdot s^{-1})$ 时即可满足要求。

电除尘器进口烟尘浓度对其出口烟尘浓度也有较大影响，烟尘浓度高，所消耗的表面导电物质的量大，对高硫、高水分的有利作用折减幅度大，综合来讲，高烟尘浓度对电除尘器的烟尘排放是不利的。以某 600MW 机组电除尘器为例，不同进口烟尘浓度、出口烟尘浓度与除尘效率变化情况如图 3-6 所示。随着进口烟尘浓度增加，出口烟尘浓度升高，除尘效率提高。

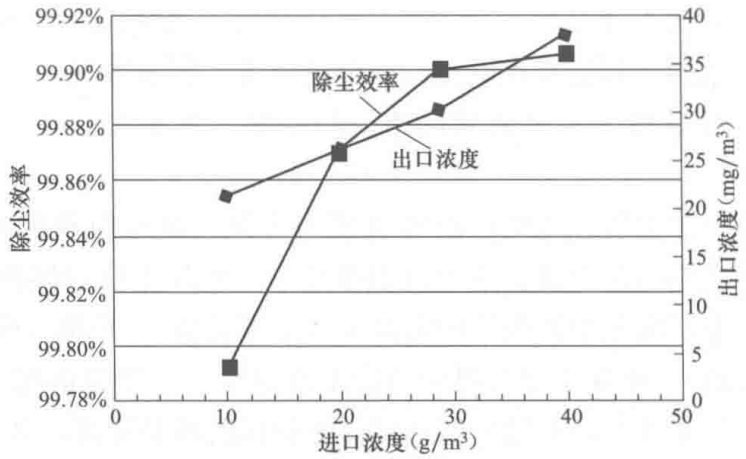


图 3-6　某 600MW 机组由除尘器进、出口烟尘浓度与除尘效率

结合行业多年的电除尘器选型设计经验及实际工程情况，当电除尘器入口烟尘浓度大于 30g/m³ 时，与不大于 30g/m³ 时相比，其比集尘面积可酌情分别增加 5～15m²/(m³ · s⁻¹)，比集尘面积增加幅度视入口烟尘浓度增加幅度而定。

4. 其他工艺参数

其他工艺参数主要参考了《低低温电除尘器》(JB/T 12591—2015)。

5. 出口烟尘浓度及除尘效率

常规电除尘器扩容提效及采用低低温电除尘、移动电极电除尘等新技术，可使干式电除尘器出口烟尘浓度大幅降低，根据实际工程测试数据，干式电除尘器出口烟尘浓度可达 20mg/m³ 以下，除尘效率一般可达 99.2%～99.85%以上，其中低低温电除尘器除尘效率可达 99.2%～99.9%以上。干式电除尘器后一般装有湿法脱硫装置，湿法脱硫装置具有协同除尘的效果。因此，为满足不同排放要求，不仅需要考虑干式电除尘器的出口烟尘浓度，还需考虑湿法脱硫装置的协同除尘效果。例如，当干式电除尘器出口烟尘浓度为 50mg/m³ 时，若湿法脱硫装置除尘效率不小于 80%，也可实现超低排放；反之，当干式电除尘器出口烟尘浓度为 20mg/m³ 时，若湿法脱硫装置除尘效率小于 50%，也只能满足特别排放限值的要求。

3.1.3.2　湿式电除尘器主要工艺参数

湿式电除尘器的主要工艺参数及使用效果见表 3-3。

表 3-3　　湿式电除尘器的主要工艺参数及使用效果

项目	单位	主要工艺参数	使用效果
入口烟气温度	℃	＜60（饱和烟气）	
比集尘面积	m²/(m³ · s⁻¹)	7～20（板式）	
		12～25（蜂窝式）	
同极间距	mm	250～400	
烟气流速	m/s	≤3.5（板式）	
		≤3.0（蜂窝式）	
气流分布均匀性相对均方根差		≤0.2	

续表

项目	单位	主要工艺参数	使用效果
压力降	Pa	≤250（板式）	
		≤300（蜂窝式）	
流量分配极限偏差	%	±5	
出口颗粒物浓度	mg/m^3		≤10 或≤5
除尘效率	%		70～90

1. 入口烟气温度

因湿式电除尘器需要喷淋系统，若内部运行温度高，水很容易汽化，将导致阴、阳极短路，甚至无法正常运行。所以湿式电除尘器入口烟气需为饱和烟气，入口烟气温度应在饱和烟气温度以下，一般不大于 60℃。

2. 比集尘面积

参考了华能国际电力股份有限公司企业标准《燃煤电厂烟气协同治理技术指南》和《燃煤电厂烟气超低排放技术》，并结合实际工程经验，板式湿式电除尘器比集尘面积一般为 7～20$m^2/(m^3 \cdot s^{-1})$，蜂窝式比集尘面积一般为 12～25$m^2/(m^3 \cdot s^{-1})$。

3. 压力降

板式湿式电除尘器压力降参数参考了《燃煤烟气湿法脱硫后湿式电除尘器》（JB/T 12593—2015），根据实际工程测试数据，并结合蜂窝式湿式电除尘器的结构特点，其压力降一般不大于 300Pa。

4. 流量分配极限偏差

湿式电除尘器的流量分配极限偏差参考了电除尘器、电袋复合除尘器和袋式除尘器的规定，即其值为±5%。

5. 其他工艺参数

其他工艺参数主要参考了华能国际电力股份有限公司企业标准《燃煤电厂烟气协同治理技术指南》和《燃煤烟气湿法脱硫后湿式电除尘器》（JB/T 12593—2015）。

6. 出口颗粒物浓度

根据实际工程测试数据，湿式电除尘器可满足很低的颗粒物排放浓度要求，其出口颗粒物浓度一般不大于 $10mg/m^3$，最低可达 $5mg/m^3$ 以下。

7. 除尘效率

除尘效率参数参考了华能国际电力股份有限公司企业标准《燃煤电厂烟气协同治理技术指南》，根据国外相关技术经验及实际工程测试数据，极板湿式电除尘器 1 个电场的除尘效率为 70%～80%，2 个电场除尘效率可达 90%，蜂窝式湿式电除尘器的除尘效率为 70%～85%。

3.2 电袋复合除尘技术

3.2.1 技术概况

3.2.1.1 技术原理

电袋复合除尘技术是电除尘技术与袋式除尘技术有机结合的一种复合除尘技术，利用

前级电场收集大部分烟尘，同时使烟尘荷电，利用后级袋区过滤拦截剩余的烟尘，实现烟气净化。

电袋复合除尘器按照结构形式可分为一体式电袋复合除尘器、分体式电袋复合除尘器和嵌入式电袋复合除尘器。其中一体式电袋复合除尘器技术最为成熟，应用最为广泛。

1. 分级、复合除尘机理

电袋复合除尘器的电场区充分利用电除尘技术前级电场收尘效率高和对烟尘荷电的特点，利用1～2个电场除掉烟气中80%以上的烟尘，可以大幅度地降低进入布袋除尘区烟气的含尘浓度，剩余10%～20%的细粒子由后级滤袋过滤捕集，大大降低了滤袋区负荷并避免粗颗粒对滤袋的冲刷磨损，并改善滤袋表面粉尘层结构。两区分级除尘，大大提高了整体除尘效率，实现稳定达标排放。

在一个紧凑型箱体内同时工作的电场区和滤袋区，两者之间存在相互影响及补偿机理：后级滤袋区的结构牵涉电场区的流场分布，从而影响电场区的除尘效率；电场区的结构决定进入滤袋区的颗粒物浓度和粒径分布；来自电场区的颗粒荷电会影响滤袋区的粉尘层结构，进而提高过滤及清灰性能；两区协同清灰有助于抑制清灰期间的颗粒物排放。因此，电袋复合除尘技术的除尘机理既有分级除尘，又有复合除尘，两者协同作用，形成一个有机的工作机制。

2. 荷电粉尘的过滤机理

含尘烟气经过电场时，在高压的作用下气体发生电离，粉尘颗粒被荷电或极化而产生凝并，荷电粉尘在静电力的作用下被收尘极捕集，未被捕集的粉尘在流向滤袋区的过程中，再次因静电力的作用而凝并，粉尘粒径增大而不容易穿透滤料；同时，荷电粉尘在向滤袋表面沉积的过程中受库仑力、极化力和电场力的协同作用，使得微细粉尘颗粒吸附、凝并、有序排列，从而实现对烟尘的高效脱除。

3. 高效脱除$PM_{2.5}$的机理

采用不同技术途径使细颗粒物结合长大成大颗粒物，然后再捕集，是有效捕集细颗粒物的最有效方法之一。如利用电场、声场、磁场等外场作用及在烟气中喷入少量化学团聚剂等措施增进细颗粒物间碰撞接触促进其长大等。

电袋复合除尘器充分发挥了电除尘技术和袋式除尘技术各自的技术优势，并将其进行有机结合，利用前级电场高效除尘的同时使粉尘荷电，荷电使细颗粒产生极化形成颗粒链或凝并长大，形成较大颗粒，被滤袋区高效捕集。相关试验研究表明，在电袋复合除尘器中，细颗粒物在经过电场区时发生了极化和凝并，形成大粒径颗粒，而且随着颗粒荷电量的增大，其极化和凝并效果越显著。

3.2.1.2　技术特点及适用性

1. 技术特点

电袋复合除尘器具有长期稳定低排放、运行阻力低、滤袋使用寿命长、运行维护费用低、占地面积小、适用范围广的特点。近年来发展形成的超净电袋复合除尘器，出口就能实现$10mg/m^3$以下的超低排放要求，甚至可以做到小于$5mg/m^3$。

电袋复合除尘器的主要技术特点体现在以下几个方面：

（1）烟尘排放不受煤质变化影响，长期稳定保持低排放。电袋复合除尘器的除尘过程由电场区和滤袋区分工完成，对烟尘性质、比电阻值等特性不敏感，出口排放浓度由滤袋区把关。因此，电袋复合除尘器适应工况条件更为宽广，出口排放浓度值低于 20mg/m³，甚至 5mg/m³，并长期稳定。

（2）在相同工况和运行条件下，运行阻力比袋式除尘器低。电袋复合除尘器在电场区的预除尘与荷电作用下，进入滤袋区的烟尘浓度下降了约 80%，滤袋单位面积处理的烟尘负荷量少，且经前级电场荷电后，在滤袋表面形成疏松的粉尘层，透气性更好。与袋式除尘器相比，在相同的工况条件和清灰制度下，电袋复合除尘器运行阻力上升缓慢，平均运行阻力比袋式除尘器低 300～500Pa。

（3）滤袋使用寿命长。工程实践揭示，袋式除尘器滤袋破损主要由两种原因造成：一是物理性破损，由烟尘的冲刷、滤袋之间相互摩擦磕碰及其他外力所造成，这种原因会造成滤袋不均匀破损，提高异常破损率；二是化学性破损，由烟气中化学成分引起滤袋腐蚀、氧化、水解而破损。电袋复合除尘器由于自身的机理优势，电场区捕集了绝大部分粗颗粒烟尘，大大降低滤袋区入口浓度，有效减缓了滤袋被烟尘的冲刷磨损。同时，滤袋区工作负荷降低，清灰效率提高，清灰周期延长，可以有效减少滤袋清灰造成的机械磨损。因此，电袋复合除尘器在正常情况下使用寿命可以达到 4 年以上，目前最长使用寿命已达到 8 年。

（4）操作便捷、维护简单。袋式除尘器的除尘机理、结构形式和清灰控制相比电除尘器更为简单，日常操作维护相比电除尘器更加便捷。而电袋复合除尘器相比袋式除尘器，滤袋破损率更低、平均运行阻力更小，大大减轻了滤袋的维护及换袋的工作量。

（5）节能明显。配置高压电源数量及容量仅为传统常规电除尘器的 1/4 左右，大幅度节省了除尘器电耗；电袋复合除尘器平均运行阻力低、滤袋区清灰频率低，压缩空气耗量少，节省了引风机、空气压缩机的电耗。

（6）捕集细颗粒物（$PM_{2.5}$）效率高。电袋复合除尘器协同发挥电场区使细颗粒物发生极化或凝并，以及滤袋区高效过滤的作用，对细颗粒物（$PM_{2.5}$）具有极高的捕集效率。经多个项目研究性测试表明，电袋复合除尘器对 $PM_{2.5}$ 的脱除效率超过 98%，河南新密电厂 1000MW 机组电袋复合除尘器对 $PM_{2.5}$ 的脱除效率达到 99.89%。

（7）高效协同脱除三氧化硫和汞及其化合物。电袋复合除尘器中进入袋区的荷电粉尘在滤袋表面形成的粉饼层具有较大的比表面积，三氧化硫、气态汞在穿透粉饼层的过程中与粉饼层充分接触，被物理吸附或被飞灰中碱性氧化物化学吸附，从而达到高效协同脱除的效果。

2. 适用性

电袋复合除尘技术适用于国内大多数燃煤机组燃用的煤种，特别是高硅、高铝、高灰分、高比电阻、低硫、低钠、低含湿量的煤种，不受煤质、烟气工况变化的影响，排放长期稳定可靠，尤其适用于排放要求严格的环境敏感地区及老机组除尘系统改造。

3. 能耗情况

环境保护技术文件《燃煤电厂污染防治最佳可行技术指南（试行）》（HJ-BAT-001）中，电袋复合除尘器电耗占发电量的 0.1%～0.3%。

国家标准《燃煤电厂电袋复合除尘器能效限定值及节能评价值》编制期间，龙净环保

调研了电力行业运行的84套电袋复合除尘器的电耗，其中300MW级机组52套、600MW级机组26套、1000MW级机组6套。根据调研数据，淘汰比电耗较大的前10%后，300、600、1000MW级机组配套电袋复合除尘器电耗占相应机组发电量的比例范围分别为0.16%～0.23%、0.16%～0.22%、0.14%～0.18%。

因此，电袋复合除尘器电耗占发电量的比例介于0.1%～0.3%。

4. 投资及运行费用

(1) 电袋复合除尘器初始投资费用。电袋复合除尘器根据实际工况，其袋区过滤风速一般在0.9～1.2m/min范围内选取，由此会引起滤袋数量及总费用有一定的波动。根据2014～2016年全国主要工程项目数据统计汇总，电袋复合除尘器出口烟尘浓度小于20mg/m^{3}时，初始投资费用为35～50元/kW；电袋复合除尘器出口烟尘浓度小于10mg/m^{3}时，初始投资费用为40～65元/kW。

(2) 电袋复合除尘器运行费用。电袋复合除尘器运行费用按电耗费用与维护费用之和计算。电耗费用按龙净环保调研电力行业运行的84套电袋项目比电耗数据，300MW级机组的比电耗为（0.289～0.360）$\times10^{-3}$kWh/m^3，平均值为0.314$\times10^{-3}$kWh/m^3；600MW级机组的比电耗为（0.288～0.356）$\times10^{-3}$kWh/m^3，平均值为0.314$\times10^{-3}$kWh/m^3；1000MW级机组的比电耗为（0.306～0.327）$\times10^{-3}$kWh/m^3，平均值为0.313$\times10^{-3}$kWh/m^3。颗粒物排放标准按达到20mg/m^3，滤袋采用PPS+PTFE基布，寿命按5年计，袋笼寿命按10年计，300、600、1000MW机组电区检修维护费用分别按10万、20万、25万元/年计，电费按0.35元/kWh、机组利用小时按4500h/年计。淘汰掉运行费用较大的前10%后，得出1000MW机组电袋复合除尘器运行费用为0.089～0.113分/kWh，平均值为0.099分/kWh；600MW机组电袋复合除尘器运行费用为0.099～0.137分/kWh，平均值为0.116分/kWh；300MW机组电袋复合除尘器运行费用为0.116～0.152分/kWh，平均值为0.140分/kWh。

3.2.1.3　影响电袋复合除尘器性能的主要因素

电袋复合除尘器的性能影响因素主要有设备的运行条件、设备的设计、制作和安装质量。尤其是要注意滤料形式的选型要与烟气成分相匹配，运行温度宜高于酸露点10～20℃。

3.2.1.4　国内外技术发展现状

自2003年我国第一台电袋复合除尘器工业应用以来，电袋复合除尘技术快速发展。特别是近5年来，电袋复合除尘器解决了耦合结构、长滤袋高效清灰、大型化、气流分布、滤袋长寿命、滤料与烟气匹配选型、特大型电袋及应用等多项关键技术难题，工程推广应用十分迅猛，连续突破应用到300、600、1000MW等级机组。截至2015年12月，累计配套应用电袋复合除尘器的600MW等级机组共100台，1000MW等级机组共18台，总装机容量已突破2.0亿kW，约占全国燃煤机组装机容量的22%，已形成了一个全新的除尘产业，成为电力环保烟尘治理的主流除尘设备之一。2014年，电袋复合除尘技术的研究成果获国家科技进步二等奖，成为全国环保除尘领域技术创新的标志性成果。

1. 整体式电袋复合除尘器研究进展

整体式电袋复合除尘器采用“将电除尘与袋除尘技术有机复合，获得1+1>2更强优势”的思路，实现分级、复合除尘。通过前级电区去除80%以上的烟尘，大大降低后级袋区的负荷，同时电区和袋区紧密复合，强化荷电粉尘的过滤效率，提高烟尘的捕集率，降低运行阻力。近十余年来，我国在建立电袋复合除尘器中试装置的基础上，通过反复的试验和工程验证，攻克并掌握了电袋有机复合及强化耦合的规律、两区最佳复合结构以及两区最佳匹配选型和结构设计技术；开发出电袋复合结构下的气流均布数值模型和数值计算方式，开发了错层式气流分布技术，建立了大型电袋物理模型平台和试验，基本掌握了百万千瓦机组特大型电袋气流均布技术，使各净气分室的流量相对偏差小于5%、各分室内通过每个滤袋的流量相对均方根差小于0.25；研制了脉冲喷吹阀性能测试平台并开发了均流喷吹技术，从而最大限度地保证清灰力的均匀性，提高清灰效果，减小滤袋破损几率，延长滤袋寿命；建立了大型全尺寸脉冲喷吹清灰实验平台，开展滤袋脉冲清灰机理试验研究，深入掌握滤袋规格、清灰压力、清灰耗气量等相互关系和变化规律，突破了4in（1in=0.0254m）大口径脉冲阀匹配喷吹25条以上8～10m大口径长滤袋的高效清灰技术；开发出了PTFE基布+PPS纤维、PPS+PTFE混纺、P84+PTFE混纺的多品种高强耐腐、耐高温的长寿命滤袋，以及超细纤维多梯度高密面层、微孔覆膜等高过滤精度滤袋；建立了滤袋生命周期管理档案和数据库，分析总结了不同烟气条件下，不同滤料在运行过程中的性能变化规律，研发出烟气诊断分析、滤料与烟气条件匹配选型技术规范，以及滤料选型专家程序，有效保障了滤袋长寿命和良好的经济性。相关研究成果的应用，填补了国内外空白。

整体式电袋复合除尘器被快速推广应用到燃煤锅炉烟尘治理上，最大应用单机容量为1000MW机组，共18台，其中河南新密电厂100万kW机组电袋复合除尘器是世界上首台投运的最大型电袋复合除尘器。已投运的电袋复合除尘器超过474台，实测烟尘排放浓度4～30mg/m^3，其中低于20mg/m^{3}占50%以上；运行阻力560～1100Pa，平均852Pa；95%的项目滤袋寿命大于4年。其中部分工程项目实现了5mg/m^{3}以下的超低排放，如广东省粤电集团有限公司沙角C电厂2号机组660MW机组，电袋出口烟尘浓度为3.7mg/m^3，脱硫出口烟尘排放浓度为2.66mg/m^3，实现超低排放。经过十余年的开发，我国已经建立了比较完整的电袋复合除尘器技术标准体系，核心技术获专利100多项，其中发明专利超过30项，制定完成了42项国家标准、13项行业标准。

2. 分体式电袋除尘器研究进展

分体式电袋除尘器将静电除尘和袋式除尘通过出口喇叭、连接烟道进行前后独立串联，其结构与美国电科院（EPRI）的COHPAC Ⅰ型分体组合式电袋结构相似。分体式电袋采用分级除尘的思路，解决了袋区浓度高容易破袋的问题，并能较好地实现袋区的在线检修。但带电粉尘经过电场后级长距离的流动并压缩、扩散，电荷已基本释放掉，无荷电粉尘的过滤效应。分体式电袋复合除尘器可实现烟尘排放小于30mg/m^{3}甚至10mg/m^{3}以下。该形式的电袋除尘器有少量工程项目试用，但实践证明占地面积大、运行阻力高，已基本未再发展应用。

3. 耦合增强电袋复合除尘器研究进展

我国高校和企业根据静电增强过滤的原理，将电收尘区和袋收尘区相间交错布置在同

一壳体内，开发了嵌入式电袋复合除尘技术。通过缩短荷电粉尘到滤袋表面的距离，解决了带电粉尘的电荷损失问题，强化了荷电粉尘的过滤效应。2010 年我国企业引进美国（北达科他州立大学能源与环境研发中心（Energy & Enviromental Research Center，EERC）的嵌入式电袋专利技术，并吸取国外工程应用的失败教训，结合我国自主创新的电袋技术与经验，将前电后袋整体式电袋技术与嵌入式电袋技术有机结合，深度耦合，并优化选型设计参数，通过二次开发形成了新结构的耦合增强电袋复合除尘技术。首台 50MW 机组耦合增强电袋复合除尘器示范工程在唐山燕山钢铁有限公司投入运行，烟尘排放浓度小于 5mg/m^3。该技术具有高过滤风速、烟尘超低排放、滤袋更换及维护费用低的优点，是电袋复合除尘技术重要的发展方向之一。

我国电袋复合除尘技术相比国外，虽然起步较晚，但发展很快。十余年来，我国采用分级、复合的技术思路，系统深入地开展了电袋复合除尘技术试验研究、产品设计、工程优化及配套技术与材料研究，开发了电袋有机复合及强化耦合、复合结构、大型化气流均布、长寿命滤料、高效脉冲清灰技术、烟气工况和滤料配选型技术等系列关键技术，基本掌握了 100 万 kW 机组特大型电袋复合除尘技术，投运了世界上首台最大型电袋复合除尘器，填补了国内外空白。目前，我国电袋复合除尘技术的总体技术水平、大型化技术和工程业绩均已领先全球，正在引领电袋复合技术行业的发展。

3.2.2　技术发展与应用

超净电袋复合除尘技术、耦合增强电袋复合除尘技术、高精过滤和强耐腐滤料技术、大型电袋流场分布技术、长袋高效清灰技术、金属滤料、电袋协同脱汞技术等，是近几年发展起来的技术。其中，应用较多的技术为超净电袋复合除尘技术、大型电袋流场布置技术、长袋高效清灰技术及高精过滤和强耐腐滤料技术。

3.2.2.1　超净电袋复合除尘技术

超净电袋复合除尘技术是基于最优耦合匹配、高均匀多维流场、微粒凝并、高精过滤技术等多项关键技术，创新开发的新一代电袋复合除尘技术，可实现烟尘排放浓度长期稳定小于 10mg/m^3 或 5mg/m^3。超净电袋复合除尘器与湿法脱硫装置组合，不设湿式电除尘器的超低排放工艺路线，具有工艺系统简洁、投资低、占地少、运行维护费用低、技术经济性好的特点。

近两年来，超净电袋在燃煤电厂超低排放工程中得到快速推广。截至 2016 年 11 月，燃煤机组超净电袋配套总装机容量超过 30000MW，其中单机容量 1000MW 机组有 8 套。投运超净电袋除尘器出口烟尘浓度均小于 10mg/m^3 或 5mg/m^3，平均运行阻力 663Pa。并出口土耳其、柬埔寨、塔吉克斯坦等多个国家，出口项目总装机容量 8240MW。其中，土耳其泽塔斯电厂（Tasmania power plant）4 号炉 660MW 机组超净电袋复合除尘器实现烟尘排放浓度小于 7mg/m^3，阻力低于 500Pa，各项技术指标优良。

2016 年 1 月，《燃煤电厂超净电袋复合除尘器》（DL/T 1493—2016）颁布实施，有效规范了超净电袋的设计、生产、安装与使用，助力燃煤电厂超低排放技术路线选择的多样化，在西部地区劣质煤电厂的超低排放中，超净电袋将发挥更大的作用。

3.2.2.2 耦合增强电袋复合除尘技术

耦合增强电袋复合除尘技术是将前电后袋整体式电袋技术与嵌入式电袋技术有机结合，开发的新型电袋复合除尘技术。前级电场区预收尘和荷电作用，降低了进入后级混合区的入口浓度；后级混合区采用电区与袋区相间布置，深度耦合，使荷电粉尘到达滤袋表面的距离极短，有效减少带电粉尘的电荷损失。由于混合区的粉尘可以实现在线反复荷电与捕集，增强了粉尘的荷电效果和捕集性能。同时可以快速有效地收集滤袋清灰过程中的扬尘，减少粉尘二次飞扬。已成功应用于工程项目，实现除尘器出口烟尘排放浓度小于 $5mg/m^3$。

3.2.2.3 高精过滤和强耐腐滤料技术

1. 高精过滤滤料

高精过滤滤料是滤袋采用特殊结构和先进的后处理工艺，使滤袋表面的孔径小、孔隙率大，有效防止细微粉尘的穿透，提高过滤精度的新型滤袋技术。典型的高精过滤滤料有聚四氟乙烯（PTFE）微孔覆膜滤料和超细纤维多梯度面层滤料。高精过滤滤料制成滤袋后，需进一步采用缝制针眼封堵技术，防止极细微粉尘从针眼穿透。高精过滤技术已广泛应用于超净电袋复合除尘器中。

2. 强耐腐滤料

燃煤烟气常用滤料纤维主要为聚苯硫醚（PPS）、聚酰亚胺（PI）、聚四氟乙烯（PTFE）。我国燃用煤种多变，烟气成分复杂，烟气性质对不同材质纤维的影响程度不同。创新开发 PPS、PI、PTFE 高性能纤维按不同组合、不同比例、不同结构进行混纺的系列滤料配方和生产工艺，形成了 PTFE 基布＋PPS 纤维、PPS＋PTFE 混纺、PI＋PTFE 混纺的多品种高强度耐腐蚀系列滤料，适应各种复杂的烟气工况，延长了滤袋的使用寿命。强耐腐滤料广泛应用于电袋复合除尘器和袋式除尘器，配套应用机组超过 1 亿 kW。

3.2.2.4 大型电袋流场均布技术

采用数值模拟和物理模型相结合的方法，保证各种容量等级的机组，特别是百万千瓦机组的特大型电袋复合除尘器各净气室的流量相对偏差小于 5%，各分室内通过每个滤袋的流量相对均方根差小于 0.25，已在多个工程中得到验证。

3.2.2.5 长袋高效清灰技术

4in（1in=0.0254m）大口径脉冲阀喷吹 25 条以上大口径长滤袋（8～10m）的高效清灰技术，确保了长滤袋的清灰效果。该技术已广泛应用于大型化电袋复合除尘器，提高了电袋复合除尘器空间利用率，简化总体结构布置。

3.2.2.6 滤料与烟气工况匹配选型技术

滤袋是电袋复合除尘器的核心之一，其滤袋形式、滤袋材质与烟气工况的匹配选型至关重要。滤料与烟气条件匹配选型得当，可保障滤袋寿命和良好经济性。

3.2.2.7　金属滤料技术

采用金属材质的原料，经特殊的制造工艺制成的多孔过滤材料。按制作工艺分为烧结金属纤维毡和烧结金属粉末过滤材料。烧结金属纤维毡由具有耐高温、耐腐蚀性的不锈钢材质制成的金属纤维经过无纺铺制后烧结而成，通常采用梯度分层纤维结构。烧结金属粉末过滤材料是由球形或不规则形状的金属粉末或合金粉末经模压成形与烧结而制成，以铁铝金属间化合物膜最为典型。金属滤袋是滤袋技术发展的前沿技术，已成功在燃煤锅炉上完成中试试验。

3.2.2.8　电袋协同脱汞技术

电袋协同脱汞技术是以改性活性炭等作为活性吸附剂脱除汞及其化合物的前沿技术。该技术在电场区和滤袋区间设置活性吸附剂吸附装置，活性吸附剂与浓度较低的粉尘在混合吸附后经后级滤袋过滤、收集，达到去除气态汞的目的，其气态汞脱除效率可达90%以上。滤袋区收集的粉尘和吸附剂的混合物经灰斗循环系统多次利用，以提高吸附剂的利用率，直到吸附剂达到饱和状态而被排出。该技术正在开展工业试验。

3.2.3　主要工艺参数的确定

根据相关国家标准、行业标准及文献资料，并结合实际工程经验，对电袋复合除尘器的主要工艺参数进行了界定，并给出了使用效果。

电袋复合除尘器的主要工艺参数及使用效果见表3-4。对燃煤电厂而言，不同的处理烟气量、允许最大进口含尘浓度、设计压力，电袋复合除尘器都是能满足的。

表3-4　　电袋复合除尘器的主要工艺参数及使用效果

项目	单位	工艺参数与使用效果		
运行烟气温度	℃	≤250（含尘气体温度不超过滤料允许使用的温度）		
除尘设备漏风率	%	≤2		
气流分布均匀性相对均方根差		≤0.25		
电区比集尘面积	$m^2/(m^3 \cdot s^{-1})$	≥20	≥25	≥30
过滤风速	m/min	≤1.2	≤1.0	≤0.95
除尘器的压力降	Pa	≤1200	≤1100	≤1100
滤袋整体使用寿命	年	≥4	≥5	≥5
滤料形式		不低于《燃煤电厂用电袋复合除尘器》（JB/T 11829—2014）的要求	不低于《燃煤电厂超净电袋复合除尘器》（DL/T 1493—2016）的要求	不低于《燃煤电厂超净电袋复合除尘器》（DL/T 1493—2016）的要求
流量分布均匀性		宜符合JB/T 11829—2014的要求	宜符合DL/T 1493—2016的要求	宜符合DL/T 1493—2016的要求
除尘器出口烟尘浓度	mg/m^3	≤20	≤10	≤5

注　处理干法或半干法脱硫后的高粉尘浓度烟气时，电区的比集尘面积宜不小于$40m^2/(m^3 \cdot s^{-1})$，滤袋区的过滤速度宜不大于0.9m/min。

1. 电区比集尘面积

电区比集尘面积是电袋复合除尘器选型设计的一个重要参数。在相同烟气工况条件下，比集尘面积越大，电区的除尘效率越高，后级的袋区粉尘负荷就越低，除尘器的除尘性能越优，但经济性会发生变化。参照《燃煤电厂用电袋复合除尘器》（JB/T 11829—2014）和《燃煤电厂超净电袋复合除尘器》（DL/T 1493—2016）的相关规定，并考虑工程实际条件，当除尘器出口烟尘浓度要求不大于 20mg/m³ 时，选取比集尘面积为不小于 $20m^2/(m^3 \cdot s^{-1})$；当出口烟尘浓度要求不大于 10mg/m³ 时，选取比集尘面积为不小于 $25m^2/(m^3 \cdot s^{-1})$；当出口烟尘浓度要求不大于 5mg/m³ 时，选取比集尘面积为不小于 $30m^2/(m^3 \cdot s^{-1})$。

2. 袋区过滤风速

袋区过滤风速是电袋复合除尘器选型设计的重要参数。过滤风速大小对除尘器的运行阻力有极大的影响，对设备投资也有较大的影响，对出口排放浓度和滤袋使用寿命也有一定影响。

根据《燃煤电厂超净电袋复合除尘器》（DL/T 1493—2016）的相关规定，对处理干法或半干法脱硫后的高粉尘浓度烟气时，电区的比集尘面积宜达到 $40\sim45m^2/(m^3 \cdot s^{-1})$，此时过滤速度宜小于 0.9m/min。若比集尘面积不能满足 $40\sim45m^2/(m^3 \cdot s^{-1})$ 的要求，则宜降低滤袋过滤速度。对于处理一般烟尘浓度烟气时，当出口烟尘浓度要求不大于 10mg/m³ 时，规定过滤速度上限不大于 1.0m/min；当出口烟尘浓度要求不大于 5mg/m³ 时，规定过滤速度上限不大于 0.95m/min。

对于出口烟尘浓度要求不大于 20mg/m³ 的电袋复合除尘器，可以适当增大过滤速度，大量工程招标文件表明用户能接受的上限是 1.2m/min，且此值呈降低的趋势。大量工程实践表明，若过滤速度超过 1.2m/min，虽然烟尘排放浓度可满足要求，但部分工程项目后期阻力会超过设计标准。考虑到上述因素，对于出口烟尘浓度要求不大于 20mg/m³ 的电袋复合除尘器，规定的过滤速度上限为 1.2m/min。

3. 压力降

《电袋复合除尘器》（GB/T 27869—2011）中要求电袋复合除尘器的压力降不大于 1200Pa，但当出口烟尘浓度限值降低时，过滤风速更低，因此，出口烟尘浓度不大于 10mg/m³ 甚至低于 5mg/m³ 时，压力降会适当降低。

4. 滤袋使用寿命

参考了《电袋复合除尘器》（GB/T 27869—2011）。滤料材质和滤袋制作工艺有了长足的发展，实际除尘工程中使用的滤袋寿命已能达到 4 年及以上。由于对超净电袋复合除尘技术的要求更高，滤袋的使用寿命要求达到 5 年及以上。

5. 滤料形式

工程实践证明滤料的形式对电袋复合除尘器的除尘性能影响较大，是一项关键的技术选型参数，且出口烟气含尘浓度不大于 20mg/m³ 与不大于 10mg/m³、不大于 5mg/m³ 时对滤袋的过滤精度及制造要求不同。

根据实际工程经验，出口烟气含尘浓度不大于 20mg/m³ 时规定为：不低于《燃煤电厂用电袋复合除尘器》（JB/T 11829—2014）的要求，即滤料和滤袋技术条件应符合图样和《环境保护产品技术要求　袋式除尘器用滤料》（HJ/T 324—2006）、《环境保护产品技术要求　袋式除尘器用覆膜滤料》（HJ/T 326—2006）、《环境保护产品技术条件　袋式除尘器

滤料》（HJ/T 327—2006）的规定，滤料材质和克重选用应符合表 3-5 的规定。滤袋袋口上弹性环材质应采用 1Cr17Ni7 的不锈钢，其厚度应不小于 0.4mm，宽度应不小于 25mm。

表 3-5　　电袋复合除尘器滤料选用（出口含尘浓度不大于 20mg/m³）

序号	煤含硫量 S	烟气温度 t（℃）	滤料		
			纤维	基布	克重（g/m²）
1	S<1.0%	120≤t≤160	PPS[a]	PTFE 或 PPS	≥550
2	1.0%≤S<1.5%	120≤t≤160	70%PPS+30%PTFE	PTFE	≥600
3	1.5%≤S<2.0%	120≤t≤160	50%PPS+50%PTFE	PTFE	≥620
4	1.0%≤S<2.0%	170≤t≤240	15%PI	PTFE	≥650
5	S≥2.0%	120≤t≤160	30%PPS+70%PTFE	PTFE	≥640
6	S≥2.0%	170≤t≤240	PTFE	PTFE	≥750

[a] 以 PPS 纤维为主的滤料，烟气中含氧量应不大于 8%，NO_2 的含量应不大于 15mg/m³。

出口烟气含尘浓度不大于 10mg/m³、不大于 5mg/m³ 时规定为：不低于《燃煤电厂超净电袋复合除尘器》（DL/T 1493—2016）的要求，即滤料和滤袋技术条件应符合图样和《环境保护产品技术要求　袋式除尘器用滤料》（HJ/T 324—2006）、《环境保护产品技术要求　袋式除尘器用覆膜滤料》（HJ/T 326—2006）、《环境保护产品技术条件　袋式除尘器滤料》（HJ/T 327—2006）的规定，滤料材质和克重选用宜符合表 3-6 的规定，也可采用经过验证可满足工况要求的其他滤料。当除尘器出口烟尘浓度要求小于 5mg/m³ 时，应选用高过滤精度的滤料。滤袋袋口上弹性环薄板弹簧材质应采用 1Cr17Ni7 的不锈钢等奥氏体板带材料制作，其厚度应不小于 0.4mm，宽度应不小于 25mm。

表 3-6　　超净电袋复合除尘器滤料选用（出口含尘浓度小于 10mg/m³）

序号	煤含硫量 S	烟气温度 t（℃）	滤料		
			纤维	基布	克重（g/m²）
1	S<1.0%	120≤t≤160	PPS[a]	PTFE 或 PPS	≥580
2	1.0%≤S<1.5%	120≤t≤160	70%PPS+30%PTFE	PTFE	≥630
3	1.5%≤S<2.0%	120≤t≤160	50%PPS+50%PTFE	PTFE	≥650
4	1.0%≤S<2.0%	160≤t≤200	15%PI	PTFE	≥680
5	S≥2.0%	120≤t≤160	30%PPS+70%PTFE	PTFE	≥670
6	S≥2.0%	160≤t≤200	PTFE	PTFE	≥780

[a] 以 PPS 纤维为主的滤料，烟气中含氧量应不大于 8%，NO_2 的含量应不大于 15mg/m³。

6. 流量分配极限偏差及气流分布均匀性相对均方根差

根据实际工程经验及相关标准要求，规定出口烟气含尘浓度不大于 20mg/m³ 时流量分配极限偏差宜符合《燃煤电厂用电袋复合除尘器》（JB/T 11829—2014）的要求，即除尘器各室的烟气流量偏差采用 CFD 计算宜不大于 5%；出口烟气含尘浓度不大于 10mg/m³、不大于 5mg/m³ 时流量分配极限偏差宜符合 DL/T 1493 的要求，即进口各烟道、袋区各室的烟气流量应采用计算流体力学（CFD）计算，偏差宜不大于 5%，各分室滤袋的流量应采用 CFD 计算，相对均方根差宜不大于 0.2。

电袋复合除尘器的气流分布均匀性与电除尘器相同，均是指一电场进口端，深入电场的距离不超过 900mm（实体尺寸）的断面上的气流分布均匀性（《电除尘器气流分布模拟试验方法》（JB/T 7671—2007）、《电袋复合除尘器气流分布模拟试验方法》（JB/T

12114—2015)。参照《电除尘器气流分布模拟试验方法》(JB/T 7671—2007)等标准，确定电袋复合除尘器电场区气流分布均匀性相对均方根差应不大于0.25。

7. 其他工艺参数

其他工艺参数主要参考了《燃煤电厂用电袋复合除尘器》(JB/T 11829—2014)和《电袋复合除尘器》(GB/T 27869—2011)。

8. 出口烟尘浓度

电袋复合除尘器有机结合了电除尘器和袋式除尘器的优点，较袋式除尘器而言可达到更低的出口排放浓度，根据实际工程经验，完全可以实现表3-4中出口烟尘浓度。

3.3 袋式除尘技术

3.3.1 技术概况

3.3.1.1 技术原理

袋式除尘技术是利用纤维织物的拦截、惯性、扩散、重力、静电等协同作用对含尘气体进行过滤的技术。当含尘气体进入袋式除尘器后，颗粒大、比重大的烟尘，由于重力的作用沉降下来，落入灰斗，含有较细小烟尘的气体在通过滤料时烟尘被阻留，使气体得到净化，随着过滤的进行，阻力不断上升，需进行清灰再生。按清灰方式分为脉冲喷吹类、反吹风类及机械振打类袋式除尘器，电厂主要应用脉冲清灰类袋式除尘器，又可细分为固定行喷吹和旋转喷吹脉冲袋式除尘器。

袋式除尘器滤料对烟尘的捕集，主要有两个阶段：一是纤维层本身对尘粒的捕集；二是粉尘层对尘粒的捕集。在设备使用初期，其过滤过程为洁净滤料对含尘气体的过滤，此时，起主要作用的是滤料纤维，因而符合纤维过滤的机理。随着过滤的进行，不断有尘粒被捕集，沉积在纤维表面，少量微细尘粒渗入纤维层内部与纤维体共同参与对后续尘粒的捕集，捕集的烟尘堆积在滤料表面，形成粉尘层。当粉尘层达到一定厚度时，须对滤袋实施清灰再生，清灰后，仍然黏附在纤维层表面，不再脱落的粉尘层被称为一次粉尘层，对后续的含尘气流起主要过滤作用；清灰后能有效剥离的粉尘层被称为二次粉尘层。从某种意义上说，袋式除尘器是依靠一次粉尘层的过滤作用，建立并保持稳定的一次粉尘层是袋式除尘器实现高效除尘的关键。

3.3.1.2 技术特点及适用性

1. 技术特点

袋式除尘器适用煤种及工况条件范围广，具有除尘效率高、低排放较稳定、运行维护简单等特点。

(1) 除尘效率高、排放浓度低。袋式除尘器的除尘效率为50%～99%，出口烟尘浓度可控制在30mg/m^{3}或20mg/m^{3}以下；当采用高精过滤滤料时，可以实现10mg/m^{3}以下。

(2) 工况适应范围广，烟尘排放长期稳定。袋式除尘捕集烟尘的主要原理为过滤，对煤质和入口烟尘工况的适应性强，不因烟尘的比电阻等特性而影响除尘效率，同时对入口

烟尘浓度的变化不敏感，当入口烟气量和浓度变化时，除尘效率的波动较小。

（3）运行维护简单。袋式除尘运行过程中的动作部件仅脉冲阀，相对于其他除尘方式，故障点少，故障率低，日常运行、维护简单。

2. 技术适用性

袋式除尘技术适应性较强，除尘效率基本不受燃烧煤种、烟尘比电阻和烟气工况变化等影响，能较稳定地保持低排放。袋式除尘器比较适合等离子点火的机组，也适用于油枪点火的机组，但应做好滤袋的预喷涂工作。

袋式除尘器出口烟尘排放不受煤种和烟尘工况变化的影响，可稳定达到较低的排放浓度。袋式除尘器在燃煤电站不同的炉型、不同的煤种和烟尘工况上均有应用，大部分的烟尘减排性能优良。因此，袋式除尘器对燃煤锅炉烟尘的适用性较广，尤其适用于煤种波动大、烟尘比电阻高、排放标准严（20mg/m^3 以下）的锅炉烟气除尘。

当入口烟尘浓度较大，烟尘中 $SiO_2+Al_2O_3$ 等硬质成分含量较高时，烟尘对滤袋的冲刷磨损较严重，清灰频繁，导致滤袋使用寿命较短，除尘器运行阻力偏大。

当燃用准格尔煤、霍林河煤等高比电阻烟尘的煤种，要求达到 10mg/m^3 以下排放浓度时，袋式除尘器的初始投资和占地面积略优于静电除尘器和电袋复合除尘器，但其综合运行维护费用比电袋复合除尘器高。当入口烟尘浓度小于 10g/m^3 时，袋式除尘器则具有较佳的技术经济性。

3. 能耗情况

袋式除尘器的能耗主要来源为引风机克服阻力的电耗、空气压缩机系统电耗。

《燃煤电厂污染防治最佳可行技术指南（试行）》（HJ-BAT-001）中，袋式除尘器电耗占发电量的 0.2%～0.4%。

《袋式除尘器能效限定值及节能评价值》编制期间，调研了国内 21 套袋式除尘器电耗，200MW 级机组电耗占相应机组发电量比例为 0.25%～0.34%，300MW 级及以上机组电耗占相应机组发电量比例为 0.14%～0.28%。此外，袋式除尘器本体阻力会影响引风机负荷，从而影响除尘器电耗，在确定电耗占发电量比例范围时应考虑一定余量。

因此，袋式除尘器电耗占相应机组发电量比例为 0.2%～0.4%。

4. 投资及运行费用

为了分析袋式除尘器的初始投资费用及经济性，根据相关标准、测试报告、文献资料及合同技术数据，具体说明如下。

（1）袋式除尘器初始投资费用。《燃煤电厂污染防治最佳可行技术指南（试行）》（HJ-BAT-001）中，袋式除尘器初始投资费用约为 100 元/kW。

随着近几年滤料费用的下降导致袋式除尘器初始投资费用也随之下降。为了适应不同工况条件，袋式除尘器过滤风速在 0.8～1.0m/min 范围内选取，因此滤袋成本及除尘器初始投资费用也会有较大差别。根据近三年项目统计数据，确定袋式除尘器的初始投资费用为 35～65 元/kW。

（2）袋式除尘器运行费用。袋式除尘器运行费用按电耗费用与维护费用之和计算。电耗费用按调研电力行业运行的 19 套电袋项目比电耗数据，200MW 机组的比电耗为 $(0.306\sim0.472)\times10^{-3}$kWh/m^3，平均值为 0.375×10^{-3}kWh/m^3；300MW 机组的比电耗

为（0.303～0.406）×10^{-3}kWh/m^3，平均值为0.342×10^{-3}kWh/m^3。颗粒物排放标准按达到30mg/m^3，滤袋采用PPS+PTFE基布，寿命按3年计，袋笼寿命按8年计，电费按0.35元/kWh、机组利用小时按4500h/年计，淘汰运行费用较大的10%，得出200MW机组袋式除尘器运行费用为0.201～0.235分/kWh，平均值为0.221分/kWh；300MW机组袋式除尘器运行费用为0.144～0.200分/kWh，平均值为0.18分/kWh。

3.3.1.3 影响袋式除尘器性能的主要因素

袋式除尘器的性能影响因素主要有设备的运行条件、入口烟尘浓度、设备的设计、制作和安装质量。尤其是要注意滤料形式的选型要与烟气成分相匹配，运行温度宜高于酸露点10～20℃。滤袋选型要充分考虑烟气温度、煤含硫量、烟气含氧量和NO_x浓度等因素影响。

3.3.1.4 国内外技术发展现状

随着火力发电污染物排放标准的日趋严格，袋式除尘器在滤料、清灰方式等方面均有改进，尤其是滤料在强度、耐温、耐磨以及耐腐蚀等方面综合性能有大幅度提高，袋式除尘器已成为电力环保烟尘治理的主流除尘设备之一，并且应用规模逐年稳定增长。

国内电力行业应用的袋式除尘技术，主要是从德国和法国引进的，通过消化吸收、试验研究、创新开发和大量的工业应用。历经十余年工程实践和不断的技术改进，我国已突破和掌握多项袋式除尘器关键技术，取得了较好的技术进步。开发出大型袋式除尘器的气流均布数值模型和数值计算方式，组合物理模型试验和工程现场试验，攻克并掌握了大型电袋气流均布技术，实现了各分室的流量相对偏差小于5%，有效减少了运行阻力和延长了滤袋寿命；建立了大型全尺寸脉冲喷吹清灰实验平台，深入研究脉冲清灰机理，突破和掌握了大口径长滤袋的高效脉冲清灰技术；开发和应用针对不同烟气工况的多种形式纤维混纺的高强耐腐、耐高温的长寿命滤袋，以及超细纤维多梯度高密面层、微孔覆膜等高过滤精度滤袋，大大丰富了滤袋的形式，有效延长了滤袋使用寿命；成功开发配套600MW机组的大型袋式除尘器，以及应用于干法脱硫工艺后高浓度（1500g/m^3）烟尘的大型袋式除尘器。

我国袋式除尘器通过不断的结构改进、技术创新和工程实践总结，逐步改善了运行阻力大、滤袋寿命短的问题，可实现烟尘稳定排放小于30mg/m^3甚至10mg/m^3以下，运行阻力小于1500Pa，滤袋寿命大于3年。自2001年大型袋式除尘器在内蒙古丰泰电厂200MW机组成功应用以来，近十余年，袋式除尘器在我国电力燃煤机组中得到了大量推广应用，最大配套单机容量600MW，据不完全统计，累计配套总装机容量逾8万MW，成为电力燃煤机组重要的除尘装置。

国内外袋式除尘器技术对比方面，国外袋式除尘技术发展应用较早，技术较成熟；我国总体技术接近国际先进水平，但是在技术创新突破、结构优化、高精制造、工装设备方面，与国外相比尚有一定的距离。

3.3.2 技术发展与应用

袋式除尘器先进技术主要有针刺水刺复合滤料、高效清灰控制技术、大型化袋式除尘

技术等。

1. 针刺水刺复合滤料

应用针刺与水刺相结合的工艺生产的三维毡滤料，先针刺后水刺。既克服针刺工艺的刺伤纤维和留有针孔两大弊端，延长滤袋寿命和提高过滤精度；又可降低生产成本，提高经济性。该滤料已广泛应用于袋式除尘器。

2. 高效清灰控制技术

包括连发、多阀联喷、跳跃清灰等控制方式，定时与定压差结合、排序清灰时间控制或流量函数控制、优先在线清灰、大型化集散监控系统等控制技术，广泛应用于袋式除尘器。

3. 大型化袋式除尘技术

改变传统的下进上出风方式，开发应用下进风、端进端出气的进出风方式，以及阶梯形花板、挡风导流板、各通道或分室设置阀门等结构，有效调节各通道和各室流场的均匀分布，解决大型袋式除尘器气流均布难题。

3.3.3　主要工艺参数的确定

袋式除尘器的主要工艺参数及使用效果见表 3-7。

表 3-7　　袋式除尘器的主要工艺参数及使用效果

项目	单位	工艺参数与使用效果		
运行烟气温度	℃	高于烟气酸露点 15℃以上且不大于 250℃		
除尘设备漏风率	%	≤2		
流量分配极限偏差	%	±5		
过滤风速	m/min	≤1.0	≤0.9	≤0.8
除尘器的压力降	Pa	≤1500	≤1500	≤1400
滤袋整体使用寿命	年	≥4	≥4	≥4
滤料形式		常规针刺毡	常规针刺毡	高精过滤滤料
出口烟尘浓度	mg/m^3	≤30	≤20	≤10

注　处理干法、半干法脱硫后的高粉尘浓度烟气时，过滤风速宜不大于 0.7m/min。

1. 漏风率

参考《燃煤锅炉烟气袋式除尘器》（JB/T 10921—2008）的规定。随着排放标准的日趋严格以及除尘器制造安装水平的提升，使袋式除尘器的漏风率下降。根据实际工程测得的数据，袋式除尘器的漏风率不大于 2%。

2. 过滤风速

影响袋式除尘器性能的主要工艺参数为过滤风速，过滤风速大小对除尘器出口排放浓度、运行阻力、滤袋使用寿命和设备投资具有较大影响。在编制《袋式除尘器能效限定值及节能评价值》时，编制人员对燃煤电厂除尘用袋式除尘器的过滤速度取值进行了研究，掌握的袋式除尘器运行数据显示：为了提高袋式除尘器的可靠性，针对达标排放，袋式除尘器的过滤速度选取范围一般小于 1.0m/min，甚至低于 0.9m/min。大量工程招标文件表

明，用户能接受的最高限值也是 1.0m/min，且此值呈降低的趋势。因此，结合实际工程经验，为了提高袋除尘器的可靠性，当出口烟尘浓度不大于 30mg/m³ 时，过滤风速不大于 1.0m/min；当出口烟尘浓度不大于 20mg/m³ 时，过滤风速不大于 0.9m/min；当出口烟尘浓度不大于 10mg/m³ 时，过滤风速不大于 0.8m/min。当处理干法或半干法脱硫后的高粉尘浓度烟气时，其过滤风速宜不大于 0.7m/min。

3. 压力降

袋式除尘器的压力降要求参考了《火电厂除尘工程技术规范》（HJ 2039—2014）的规定，即袋式除尘器终期阻力一般不超过 1500Pa。但当出口烟尘浓度限值降低时，过滤风速更低，压力降可以适当降低。因此规定出口烟尘浓度不大于 30mg/m³ 和出口烟尘浓度不大于 20mg/m³ 时，压力降不大于 1500Pa；出口烟尘浓度不大于 10mg/m³ 时，压力降不大于 1400Pa。

4. 滤袋的使用寿命

随着滤料材料及制袋工艺的发展，实际除尘工程中滤袋的使用寿命已能达到 4 年及以上。

5. 流量分配极限偏差

参照《燃煤锅炉烟气袋式除尘器》（JB/T 10921—2008）规定，即各过滤仓室处理风量的误差不应大于 5%，袋式除尘器流量分配极限偏差规定为±5%。

6. 其他工艺参数

其他工艺参数主要参考了《燃煤锅炉烟气袋式除尘器》（JB/T 10921—2008）。

7. 出口烟尘浓度

根据实际工程中袋式除尘器使用情况，除尘器出口烟尘浓度完全可以实现表 3-7 中出口烟气浓度的使用效果。另外，湿法脱硫装置可实现协同除尘效果，其协同除尘效率的不同会对烟尘排放浓度产生影响。

3.4 烟尘达标排放可行技术

烟尘达标排放可行技术的选取应遵循“技术可行、经济合理，且尽量不增加二次污染”的原则。

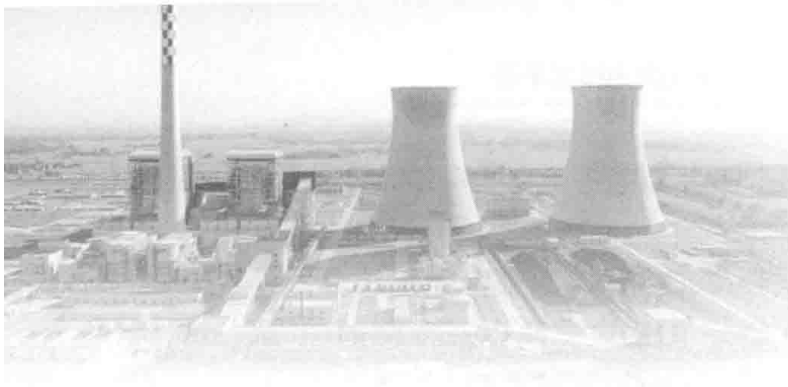
由于燃煤电厂必须加装脱硫装置，SO_2 才可满足排放标准限值要求，而脱硫装置一般均布置在烟气除尘装置后，因此，烟尘达标排放实际上是指烟气中的颗粒物达标排放。考虑到湿法脱硫对颗粒物的洗涤作用，执行 30mg/m³ 排放标准限值时，除尘器出口浓度宜低于 50mg/m³；执行 20mg/m³ 排放标准限值时，除尘器出口浓度宜低于 30mg/m³。

电除尘、电袋复合除尘、袋式除尘均是燃煤电厂达标排放可行技术。当电除尘器对煤种的除尘难易性为“较易”或“一般”时（评价方法见表 3-2），宜优先选用电除尘技术；当煤种除尘难易性为“较难”时，600MW 级及以上机组宜优先选用电袋复合除尘技术，300MW 级及以下机组可以选用电袋复合除尘技术或袋式除尘技术。

电除尘器宜优先选用高频电源、脉冲电源等高效电源供电。绝缘子应有防结露的措施，

当采用低低温电除尘和湿式电除尘技术时，宜采用防露节能型绝缘子或设置热风吹扫装置。

具体工程项目应根据排放要求、入口浓度、煤质、飞灰比电阻、煤种来源稳定性等，按达标排放可行技术选择的基本原则来确定具体的除尘方式。当多种除尘方式均可满足达标排放要求时，应按同等出口排放要求进行投资、占地、能耗、运行维护费用等技术经济性比较分析，根据实时钢材、滤袋材料、人工等成本情况具体项目具体分析。



4

烟气脱硫技术

根据 SO_2 控制在煤炭燃烧过程中的位置，可将脱硫技术分为燃烧前、燃烧中和燃烧后三种。燃烧前脱硫主要是选煤、煤气化、液化和水煤浆技术；燃烧中脱硫指的是低污染燃烧、型煤和流化床燃烧技术。本章主要介绍燃烧后脱硫，即烟气脱硫技术。

按脱硫产物是否回收，烟气脱硫可分为抛弃法和再生回收法；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。湿法脱硫工艺包括用钙基、钠基、镁基、海水和氨作为吸收剂，其中石灰石（石灰）-石膏湿法脱硫是使用最广泛的脱硫技术。半干法主要是喷雾干燥技术。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。

当前电力行业烟气脱硫技术中以石灰石-石膏湿法脱硫工艺为主，其他脱硫方法还包括循环流化床法脱硫、氨法脱硫、海水脱硫等，但因其工艺特性或原料要求等外部条件使得应用范围受到一定限制。

截至 2015 年底，根据电力行业相关统计数据，各种脱硫工艺市场占比中，石灰石-石膏法占 92.87%（含电石渣法），海水法占 2.58%，烟气循环流化床法占 1.80%，氨法占 1.81%，其他脱硫工艺占 0.94%。

4.1 石灰石-石膏湿法脱硫技术

4.1.1 技术概况

4.1.1.1 技术原理

石灰石-石膏湿法脱硫技术以含石灰石粉的浆液为吸收剂，吸收烟气中 SO_2、HF 和 HCl 等酸性气体。脱硫系统主要包括吸收系统、烟气系统、吸收剂制备系统、石膏脱水及贮存系统、废水处理系统、除雾器系统、自动控制和在线监测系统。

从烟气中脱除 SO_2 的过程是在气、液、固三相中进行的，先后或同时发生了气-液反应和液-固反应，其主要步骤可用以下化学反应式来描述。

（1）吸收反应。其反应式为

$$SO_2(g) + H_2O \longleftrightarrow H_2SO_3(l)$$

$$H_2SO_3(l) \longleftrightarrow H^+ + HSO_3^-$$

$$HSO_3^- \longleftrightarrow H^+ + SO_3^{2-}$$

（2）溶解和中和反应。其反应式为

$$CaCO_3(s) \longrightarrow CaCO_3(l)$$

$$CaCO_3(l) + H^+ + HSO_3^- \longrightarrow Ca^{2+} + SO_3^{2-} + H_2O + CO_2(g)$$

$$SO_3^{2-} + H^+ \longrightarrow HSO_3^-$$

（3）氧化反应。其反应式为

$$SO_3^{2-} + 1/2O_2 \longrightarrow SO_4^{2-}$$

$$HSO_3^- + 1/2O_2 \longrightarrow SO_4^{2-} + H^+$$

（4）结晶反应。其反应式为

$$Ca^{2+} + SO_3^{2-} + 1/2H_2O \longrightarrow CaSO_3 \cdot 1/2H_2O(s)$$

$$Ca^{2+} + (1-x)SO_3^{2-} + xSO_4^{2-} + 1/2H_2O \longrightarrow (CaSO_3)_{(1-x)} \cdot (CaSO_4)_{(x)} \cdot 1/2H_2O(s)$$

$$Ca^{2+} + SO_4^{2-} + 2H_2O \longrightarrow CaSO_4 \cdot 2H_2O(s)$$

式中　x——被吸收的 SO_2 氧化成 SO_4^{2-} 的摩尔分率。

（5）总反应式。其反应式为

$$CaCO_3 + 1/2H_2O + SO_2 \longrightarrow CaSO_3 \cdot 1/2H_2O + CO_2(g)$$

$$CaCO_3 + 2H_2O + SO_2 + 1/2O_2 \longrightarrow CaSO_4 \cdot 2H_2O + CO_2(g)$$

石灰石-石膏湿法脱硫工艺的脱硫反应速率主要取决于上述（1）～（4）这 4 个控制步骤。

典型石灰石-石膏湿法脱硫系统流程见图 4-1。

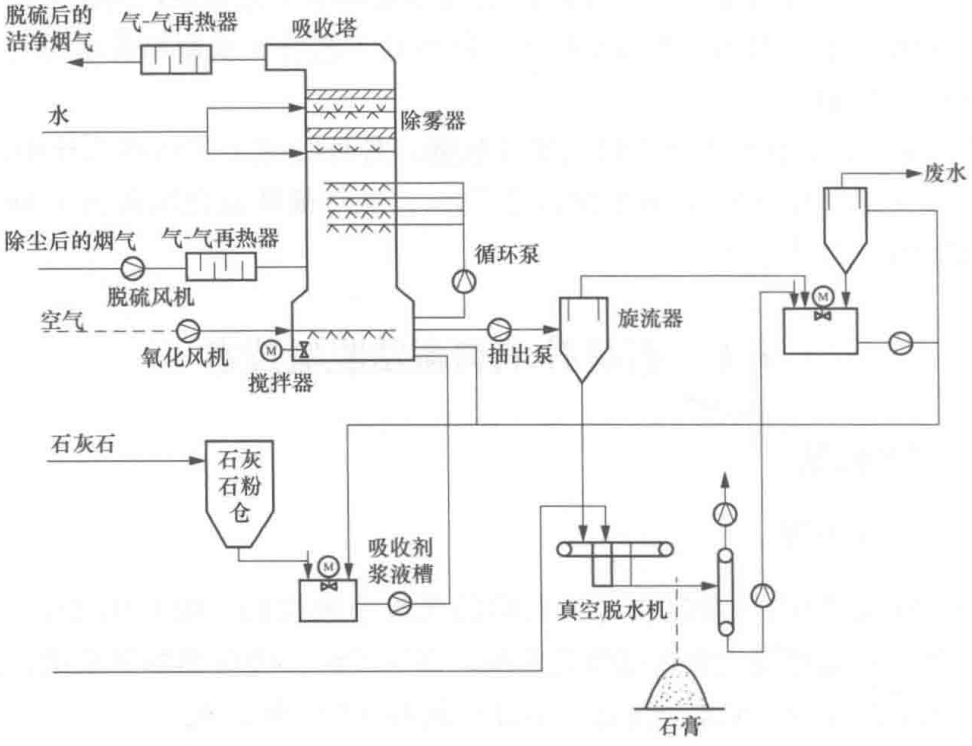


图 4-1　典型石灰石-石膏湿法脱硫系统流程

4.1.1.2　技术特点与适用性及存在的主要问题

1. 技术特点

石灰石-石膏湿法脱硫技术成熟度高，可根据入口烟气条件和排放要求，通过改变物理

传质系数或化学吸收效率等多种手段调节脱硫效率，保持长期稳定运行并实现达标排放。

2. 技术适用性

石灰石-石膏湿法脱硫技术对煤种、负荷变化具有较强的适应性，对 SO_2 浓度低于 12000mg/m³ 的燃煤烟气均可实现 SO_2 达标（100mg/m³ 或 50mg/m³），甚至超低排放（35mg/m³）。

3. 污染物排放与能耗

石灰石-石膏湿法脱硫效率为 95%～99%，甚至更高，其能耗主要为电耗，可占对应机组发电量的 1%～1.5%。此技术还可部分去除烟气中的 SO_3、颗粒物和重金属，随着燃煤电厂超低排放的全面实施，湿法脱硫吸收塔高效协同除尘已成为超低排放技术路线的重要组成部分。

4. 存在的主要问题

石灰石-石膏湿法脱硫的机理和技术虽然已经比较成熟，但从内部看，存在的主要问题包括设计的针对性、脱硫设施建设和运行管理。从已投运脱硫设施的运行情况来看，大多数电厂由于受脱硫工艺设计、脱硫设施建设以及运行管理等因素的影响，实际运行时的有效脱硫效率和终端排放，仍有达不到设计要求的情况，少数设施不能很好地满足污染物浓度和总量控制要求，脱硫设施的环保作用尚不能得到充分发挥，需要进一步优化、升级或改进。

从外部看，吸收剂石灰石的开采，对周边生态环境可能造成一定程度的影响，所产生的脱硫石膏如无法实现资源循环利用也有可能产生一定的环境影响，脱硫后的净烟气会挟带少量脱硫过程中产生的次生颗粒物。此外，还会产生脱硫废水、风机噪声、浆液循环泵噪声等。

（1）设计参数变化的问题。脱硫系统入口烟气参数有烟气量、SO_2 浓度、烟尘浓度、烟气温度等，这些参数是脱硫装置重要设计参数，决定了脱硫装置各主要设备的主要技术参数和主要辅助系统设备的容量。

大多数脱硫项目都规定了脱硫装置应在锅炉燃用设计煤种时脱硫效率能够达到保证值，但由于近年来我国电煤供需矛盾突出或电厂低价采购劣质煤，电煤质量下降严重，一些电厂实际燃用煤种已与原设计煤种有较大差异，加之褐煤、泥煤等劣质煤的掺烧，入炉煤中硫含量和灰分明显增加，这造成了脱硫系统烟气量、SO_2 浓度、烟尘浓度等严重超过设计要求，这不但严重影响了锅炉的安全运行，也给脱硫装置的稳定运行带来巨大影响。例如，当进入吸收塔的烟气量不变而烟气中 SO_2 含量增大时，受气体、液体接触面积和传质速率的限制，脱硫效率将会显著下降；另外，进入浆液中的 SO_2 摩尔数增加使得浆液池中的吸收反应和氧化结晶的时间和空间不足，浆液的 pH 值将下降，对设备的安全性带来影响。同时，浆液中亚硫酸钙质量浓度增高，影响石膏脱水系统的正常运行。当进入吸收塔的 SO_2 质量数增大到一定数值后，整个吸收塔的动态平衡将被破坏，脱硫系统将无法维持运行。

（2）工艺设计层面的问题。调查结果显示某些电厂的脱硫设施在投运的过程中，出现了脱硫技术性能达不到设计要求；由于系统结垢等影响，使连续稳定运行和系统运行可靠性明显降低等问题。从工艺设计层面分析，这些问题可归纳 3 个方面：

1）输入条件偏差大。原始设计数据包括燃料特性参数，烟气特性参数、吸收剂特性参数等。原始设计参数直接影响脱硫设施的技术性能，是脱硫技术性能保证的关键。相当一部分电厂存在实际运行参数大大偏离原始设计参数的问题。例如，某电厂提出的设计煤种含硫量为2.29%，而实际使用煤种的含硫量达到4.5%，严重偏高设计数据。原始设计参数的确定和裕量问题急需规范。

2）设计参数余量少。液气比、空塔流速、氧化倍率、浆池停留时间等设计参数对烟气脱硫系统连续稳定运行有着重要影响，是保证高脱硫效率、氧化效率、石膏的纯度和品质的关键，在设计中应合理选择设计参数，并留有一定的裕量。而实际建设设计过程中，因早期工程造价等因素，相关设计参数被过度“优化”，导致设计裕度小，系统实际处理能力明显下降的问题。

3）设备选型裕度小。设备选型问题在现役脱硫设施比较普遍，有因为工程造价低参数过度优化的因素，也有设计本身存在缺陷的原因。如氧化风机、循环泵等的流量和扬程设计时，按低氧化倍率、低液气比设计的情况，也有设计本身未能充分考虑运行工况变化和运行后设备出力下降因素，实际运行出力偏低的问题。

（3）实际运行维护的问题。实际生产中，脱硫设施的运行维护主要存在以下几方面问题：

1）输入条件把控不严。如：对煤质灰分、含硫量、热值等对烟气量、飞灰含量、SO_2浓度等对脱硫效率影响较大的指标考核不严，导致运行中部分烟气参数远超设计值，引致小时浓度超标；吸收剂品质（粒度、有效含量、可磨系数、泥沙含量等）管理不到位，导致浆液制备及供应系统出力不足、故障频发、经济性差；脱硫用水品质关注少，有吸收塔起泡、脱硫效率下降、腐蚀严重、石膏外官及品质差等情况。

2）关键参数控制宽泛。如：pH值、浆液密度等核心控制表计不准，参数调整范围过宽，直接影响运行的安全可靠性和经济性。

3）设备维护不够及时。如：未将脱硫设施纳入主设备管理；设备故障检修及维护滞后；表计未按要求定期比对，校验不及时，标气过期，比对频次低；跑冒滴漏现象较多，文明生产方面欠缺。

4）化学监督不到位。如：pH值、浆液密度等分析比对次低，不利于运行监督；石灰石、石膏、浆液分析频次低、分析项不全，不利于输入条件控制及运行监管。

（4）副产物问题。

1）“石膏雨”问题。在部分燃煤电厂烟气脱硫（flue gas desulfurization，FGD）系统中，烟囱附近会出现“石膏雨”现象，地面上可出现一层石膏粉。其直接原因是脱硫烟气中携带了大量的石膏，间接原因有以下几方面：

a. 除雾器问题。如除雾效率差；浆液捕捉能力差；除雾器堵塞，导致局部流速过高带浆；除雾器坍塌等。

b. 吸收塔设计流速过高，除雾器带浆多，因此，吸收塔的流速设计异常重要。

c. 浆液喷嘴设计选型不当，雾化粒径分布不合理，加之泵的选型不匹配，雾化超细粒径比例偏高，被带出吸收塔，在烟道、烟囱里碰撞富集，然后在烟囱附近沉降。

要从根本上消除“石膏雨”，良好的吸收塔设计、除雾器设计、相关设备选型匹配、运

行维护等均非常重要。

2）脱硫废水问题。脱硫装置产生的废水来自石膏旋流站溢流液，经废水旋流站由废水泵送至废水处理系统。在典型的废水处理系统中，废水经加入石灰浆控制 pH 值范围进行碱化处理，部分重金属以氢氧化物的形式沉淀出来；通过加入有机硫化物，使某些重金属如镉、汞等沉淀出来；通过添加絮凝剂及助凝剂，使固体沉淀物以更易沉降的大粒子絮凝物形式絮凝出来，在澄清浓缩器中将固形物从废水中分离后脱水外运、合格的澄清液外排或回用。在实际运行过程中，澄清液中的一些排放指标达不到设计要求，如 COD、F^- 以及部分重金属等。

在脱硫废水中，形成 COD 的因素不是有机物，而是还原态的无机离子，一般通过氧化降低其含量。氧化剂通常采用空气，系统曝气在废水箱中完成，曝气时间为 6～8h，气水比为 2∶1，实践表明，脱硫废水经曝气处理后，COD 去除率只能达到 8%～10%，因此经常超标。这源于我国对脱硫废水中的 COD 处理研究还不够，脱硫废水的 COD 处理工艺与通常的 COD 处理工艺不一致，并成为脱硫废水处理中的一个难点，国内学者对此难点的研究明显落后于国外同行。日本火电厂一般采用专用的吸附剂或专用树脂来吸附脱硫废水中的 COD，吸附饱和的吸附剂或树脂能够再生循环利用，反复进行吸附处理。处理脱硫废水中 COD 的另外一种方法是酸解，即向脱硫废水中加入无机酸，在酸性条件下加热废水，使其中的连二硫酸、氮硫化合物分解，这种方法已在日本得到应用。日本还研究开发出一种能选择吸附氟离子的吸附剂，并正在研究将其应用于脱硫废水处理。

脱硫废水中氟化物主要来源于煤燃烧后产生 HF，其含量与煤质关系很大。一般采用直接加入石灰的方法对氟离子进行处理，即在调节废水 pH 值时选用石灰作为碱化剂进行除氟处理。同时，由于脱硫废水含有一定量的镁、铁、铝等金属离子，在碱性条件下生成氢氧化物沉淀。因此，当采用石灰进行碱化处理时，通过以下三个途径将氟离子除去：$Ca(OH)_2$ 与 F^- 直接反应生成 CaF_2 而沉淀下来；$Mg(OH)_2$ 絮凝物吸附 F^-；氟化物与 $Al(OH)_3$、$Fe(OH)_3$ 沉淀物共沉淀。上述的反应对 pH 值有很高的要求，但在实际运行过程中，因各种原因使 pH 值与设定值的偏差往往过大，造成 F^- 的去除效果不佳而超标，同样使部分重金属的排放不合格。

另外，对脱硫废水水质进行分析时，人们往往会忽略其中氨氮化合物的分析。脱硫废水中氨氮化合物也是煤燃烧后产生的，氨氮化合物含量也超过《污水综合排放标准》（GB 8978—1996）中规定的排放指标，需要经过处理后才能排放。

3）可见烟羽问题。首次发现燃煤电厂出现“蓝烟、黄烟”等可见烟羽现象，是 2000 年美国电力公司加文（Gavin）电厂在总容量为 2600MW 的多个机组上安装了选择性催化还原（SCR）装置和湿法烟气脱硫（FGD）装置硫后，烟囱排烟由原来几乎看不到、不明显的烟羽，改变为较为浓厚、明显的蓝色、黄色烟羽，对电厂的景观产生严重的影响。随着越来越多的选择性催化还原装置和湿法烟气脱硫装置的投运，我国部分电厂也出现了类似的现象，如江苏利港电厂、河北龙山电厂、广东韶关电厂、江苏常熟第二电厂等在建设湿法脱硫装置后，烟囱排烟的烟羽则出现了明显的黄色或蓝色烟羽。

烟囱排烟出现可见烟羽的主要原因包括以下某一方面或某几方面：烟囱排出的烟气中含有硫酸的气溶胶；排出烟气中亚微米颗粒粉尘的存在，使得 H_2SO_4 以亚微米颗粒粉尘作

为凝结中心，加强了凝结过程；硫酸气溶胶的粒径非常小，对光线产生散射等。由于颗粒的尺寸和可见光的波长接近，属于瑞利散射。瑞利散射的特点是：散射光的强度与波长的四次方成反比，因此短波的蓝色光线散射要比长波的红色光线强许多，最终使得烟囱在阳光照射的反射侧，排烟的烟羽呈现蓝色，而在烟羽的另一侧（透射侧）呈现黄褐色。

经研究分析，燃煤电厂 SO_3 的排放是影响烟羽颜色和不透明度的重要因素之一。“蓝烟、黄烟”问题主要是烟气中 SO_3 以及硫酸的气溶胶对短波长蓝色光的散射视觉效果。

（5）SO_3 的形成。SO_3 是有色烟羽形成的主要原因，在环境空气中，SO_3 还是形成灰霾的重要前体物之一。

1）SO_3 生成的途径。SO_3 的生成非常复杂，燃煤电厂从燃料制备、燃烧、直到最终排放，SO_3 形成的主要途径有：

a. 锅炉炉膛燃烧产生 SO_3。燃煤在锅炉炉膛的燃烧过程中，几乎所有的可燃性硫都被氧化成为气态 SO_2 和 SO_3，其中绝大部分是 SO_2，仅有 1%～5%的 SO_2 会进一步氧化成 SO_3。在火焰区的一些化学反应也可以形成或消耗部分 SO_3，但是这些反应的影响较小。

b. 锅炉省煤器温度范围内产生 SO_3。在锅炉省煤器 420～600℃的温度范围内，部分 SO_2 在烟尘和管壁中氧化铁的催化作用下生成 SO_3。SO_3 生成的多少取决于 SO_2 的浓度、烟尘成分和流量、对流段的表面积、烟气和管道表面的温度分布以及过剩空气量等。

c. 在 SCR 反应器中产生 SO_3。随着环保要求的日趋严格，燃煤电厂已越来越多地使用 SCR 技术来控制 NO_x 的排放。SCR 中以 TiO_2 为载体、V_2O_5 或 V_2O_5-WO_3、V_2O_5-MoO_3 为活性组分的催化剂，既具有较高的脱硝效率，但同时也促进了 SO_2 向 SO_3 的转化，其转化程度取决于催化剂的配方和 SCR 的运行工况。一般来说，对于烟煤每层催化剂 SO_2 的转化率约为 0.25%～0.5%，对于低硫次烟煤每层的转化率约为 0.75%～1.25%。因此，在有 2～3 层催化剂的 SCR 系统中，SCR 出口烟气中 SO_3 的浓度会比入口增加约 50%。

2）气溶胶在湿法脱硫中的生成。当含有气态 SO_3 或 H_2SO_4 的烟气通过湿法烟气脱硫系统时，由于烟气被急速冷却到酸露点之下，且这种冷却速率比气态 SO_3 或 H_2SO_4 被吸收塔内吸收剂吸收的速率要快得多，因此，SO_3 或 H_2SO_4 不仅不能有效脱除，而且会快速形成难于捕集的亚微米级的 H_2SO_4 酸雾。一般来说，酸雾中颗粒较大的雾滴是可以被吸收塔除去的，但是对亚微米级的雾滴，吸收塔则无能为力，形成的亚微米级的雾滴只能通过烟囱排入大气。

湿法烟气脱硫系统不仅不能有效脱除烟气中的 SO_3 或 H_2SO_4，而且会快速形成难于捕集的亚微米级的 H_2SO_4 酸雾，通过烟囱直接排入大气，成为形成可见烟羽的罪魁祸首。

3）SO_3 对机组运行的影响。SO_3 浓度过高，会引起下游设备的低温腐蚀、硫酸盐的结垢、沾污和堵塞等。

a. 低温腐蚀。SO_3 会和烟气中的水蒸气结合形成硫酸，在露点温度之下，H_2SO_4 就会凝结，并且沉积在烟气通路上温度相对低的区域，如空气预热器，腐蚀与之接触的金属部件。

b. 高温结垢。在 600～650℃的温度区域，SO_3 会与氧化金属表面发生催化反应，生成三硫化铁或亚硫酸盐而结垢。

c. 堵塞设备。SO_3 还会与 SCR 脱硝喷入的还原剂 NH_3 反应形成硫酸盐颗粒，尤其是

硫酸铵 [$(NH_4)_2SO_4$] 和硫酸氢铵 (NH_4HSO_4)，这些物质会导致低温设备部件的沾污和堵塞，如堵塞脱硝催化剂的微孔，降低脱硝效率，影响吹灰，导致空预器结垢影响换热，增加阻力，加重下游除尘器和风机的负荷等。

4.1.1.3 影响石灰石-石膏脱硫性能的主要因素

石灰石-石膏湿法脱硫效率主要受 SO_2 产生浓度、浆液 pH 值、液气比、钙硫比、停留时间、吸收剂品质、塔内气流分布等多种因素的影响。

1. SO_2 产生浓度对脱硫效率的影响

当燃料含硫量增加时，排烟 SO_2 浓度随之上升，在 FGD 工艺中，在其他运行条件不变的情况下，脱硫效率将下降（见图 4-2）。这是因为入口 SO_2 浓度较高时能更快地消耗液相中可供利用的碱量，造成液膜吸收阻力增大。由于火电厂排烟 SO_2 浓度通常都较低，随着入口 SO_2 浓度升高脱硫效率下降的幅度较小。甚至当入口 SO_2 浓度特别低时，在一定范围内，增加 SO_2 浓度，还会出现脱硫效率上升的现象。这是因为，在这种情况下入口 SO_2 浓度上升对吸收浆液中碱度的降低不大，但增大了入口 SO_2 浓度与达到吸收平衡时塔内 SO_2 平衡蒸汽的浓度差，此差值越大，气膜吸收的推动力越大，而气膜吸收速率与气膜吸收推动力呈正比，因此反使脱硫效率略有升高。

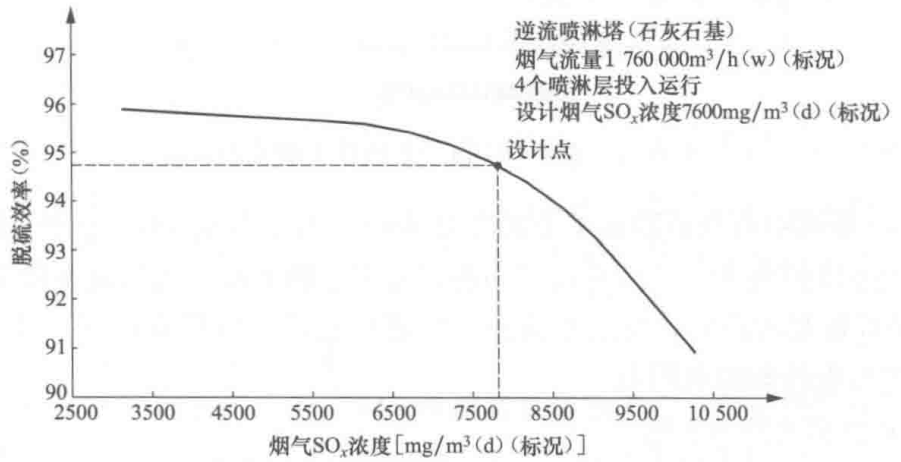


图 4-2 烟气 SO_2 产生浓度与脱硫效率的关系

此外，当吸收塔入口 SO_2 浓度增加较大，而鼓入反应罐的氧化空气量未随之增加，特别当 SO_2 浓度超过设计值，氧化空气量不能再增加时，由于严重氧化不足，浆液中会出现过量 HSO_3^-，甚至超过其饱和度，因而会阻止 SO_2 脱除的正向化学反应进行。另外，过量的 HSO_3^- 会降低 $CaCO_3$ 的溶解度，会出现脱硫效率急剧下降的现象。

入口 SO_2 浓度变化对采用强碱性吸收剂 [如 $Ca(OH)_2$ 和 NaOH 等] 的脱硫效率的影响要小得多。

2. 浆液 pH 值对脱硫效率的影响

浆液 pH 值对脱硫效率的影响最为显著，在一定范围内两者之间呈线性或几乎呈线性关系。浆液 pH 值是通过液膜增强系数 Φ 来影响脱硫效率，Φ 值随 pH 值的提高而增大，从而使总传质系数 K 也增大。

浆液 pH 值通过以下两个途径来影响 Φ 值：首先，提高浆液 pH 值就意味着增加了可溶性碱性物质的浓度，例如提高了亚硫酸根离子浓度，而亚硫酸根离子具有中和吸收 SO_2 后产生的 H^+ 的作用；其次，浆液中未溶解的吸收剂在浆液吸收 SO_2 的过程中具有缓冲作用，提高浆液 pH 值就增加了循环浆液中未溶解的石灰或石灰石的总量（即提高了钙硫比 Ca/S），当循环浆体液滴在塔内下落过程中吸收 SO_2 碱度降低后，液滴中有较多的吸收剂可供溶解，可以显著地减缓液滴 pH 值的下降。

石灰石-石膏湿法 FGD 填料塔和液柱塔浆液 pH 值与脱硫效率的关系见图 4-3。

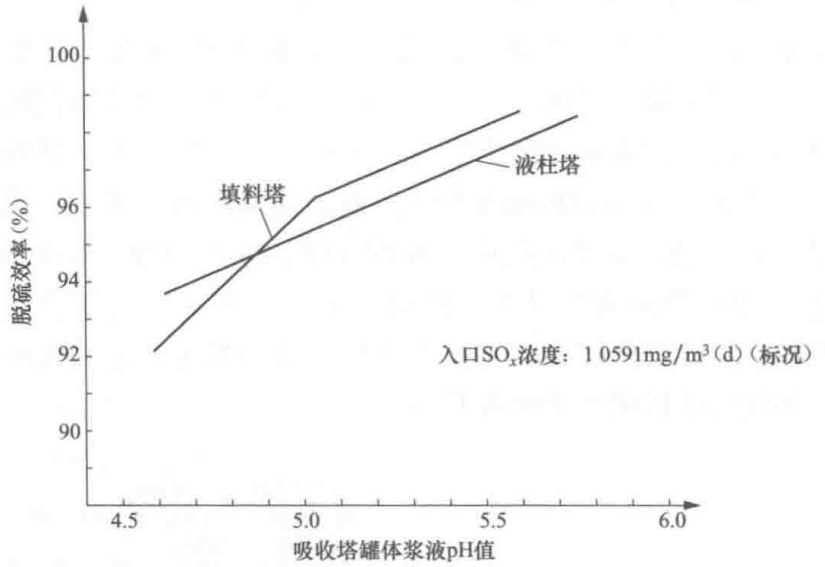


图 4-3　浆液 pH 值与脱硫效率的关系

通过对 FGD 系统中石灰石溶解平衡的计算表明，石灰石基 FGD 系统 pH 值最高限值为 6.0～6.1，当 pH 值高于 5.7 后石灰石的溶解速率急剧下降，脱硫效率的提高趋于缓慢。因此，当 pH 值控制得较高时，要求浆液在反应罐中有较长的停留时间，才能在提高脱硫效率的同时，提高吸收剂的利用率。

3. 液气比对脱硫效率的影响

液气比（L/G）是湿法 FGD 系统设计和运行的重要参数之一，L/G 的大小反映了吸收过程推动力和吸收速率的大小，对 FGD 系统的技术性能和经济性具有重要的影响，是必须合理选择的一个重要设计参数，L/G 直接决定了循环泵的数量和容量，也决定了氧化槽的尺寸，对脱硫效果、系统阻力、设备初始投资和运行能耗等影响很大。

液气比（L/G）与脱硫效率之间的关系趋势图见图 4-4。

4. 钙硫摩尔比对脱硫效率的影响

对于使用钙基脱硫剂的脱硫系统，钙硫摩尔比（Ca/S）是系统运行经济性的重要指标。

钙硫摩尔比就是用来表示达到一定脱硫效率时所需要钙基吸收剂（折合成 CaO）的过量程度，它反映单位时间内吸收剂原料的供给量，通常以浆液中的吸收剂浓度作为衡量度量，也说明在用钙基吸收剂脱硫时钙的有效利用率。一般用钙与硫的摩尔比值表示，即 Ca/S，所需的 Ca/S 越高，钙的利用率则越低。

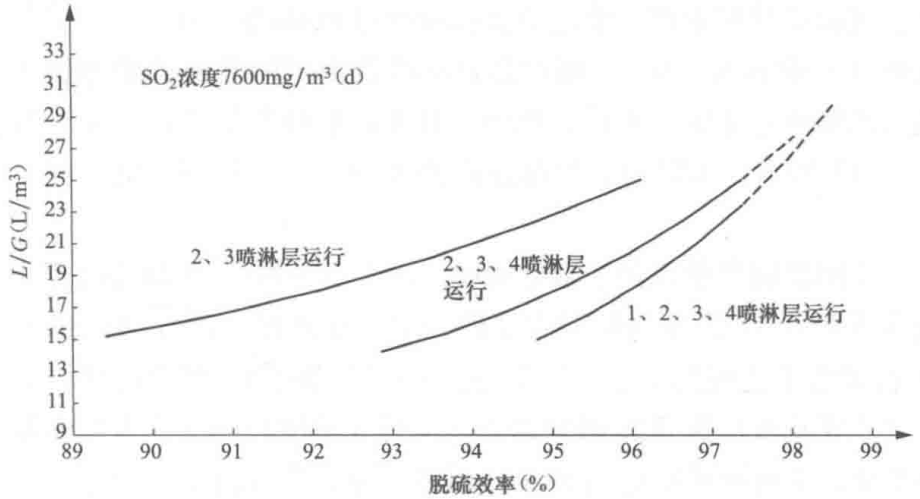


图 4-4 液气比（L/G）与脱硫效率的关系图

湿法脱硫工艺的反应是在气相、液相和固相之间进行的，反应条件比较理想，因此，在脱硫效率为 90%以上时，其钙硫摩尔比略大于 1，国外脱硫公司的先进技术一般不超过 1.05，最佳状态可达 1.01～1.02。

浆液 pH 值的控制应在达到要求的脱硫效率的前提下，寻求最佳 Ca/S。最佳 Ca/S 的确定还需要考虑吸收剂的费用、投资成本以及提高液气比造成的能耗成本。但当石膏纯度是系统性能保证值时，最大 Ca/S 往往受石膏纯度的限制。

5. 固体物停留时间（τ_t）对脱硫工艺性能的影响

固体物停留时间（τ_t）是石灰石 FGD 系统设计的一个重要参数，适当的 τ_t 值有利于提高吸收剂的利用率和石膏纯度，有利于石膏结晶的长大和脱水。但是 τ_t 过大，氧化槽体积较大，会增加投资成本。另外，固体物在氧化槽中的停留时间过长，由于大型循环泵和搅拌器对石膏结晶体有破碎作用，对石膏脱水会产生不利影响。

6. 塔内气流分布对脱硫效率的影响

在石灰石-石膏法的脱硫工艺中，如果保持其余参数不变，仅改变塔内气流分布，使得气流流场均化程度进一步提高，或提高吸收塔内烟气流速来改变塔内气流分布，也可以提高气液两项流的湍动，降低烟气与液滴之间的膜厚度，提高传质效果，从而提高脱硫效率。另外，由于烟气流速提高，喷淋液滴的下降速度将相对降低，使单位体积内持液量增大，进一步增大了传质面积，从而提高脱硫效率。

另外，烟气速度增加，也会使气液接触时间缩短，脱硫效率可能下降。试验表明烟气流速在 2.44～3.66m/s 逐渐增大时，脱硫效率会产生下降；但烟气流速在 3.66～24.57m/s 逐渐增大时，脱硫效率几乎与烟气速度变化无关。

4.1.1.4 国内外技术发展现状

石灰石-石膏湿法烟气脱硫工艺是目前世界上应用最广泛、最成熟的 SO_2 脱除技术，约占已安装 FGD 机组容量的 90%。该法以石灰石为脱硫吸收剂，通过向吸收塔内喷入石灰石浆液，使之与烟气充分接触、混合，其中 SO_2 与浆液中的碳酸钙在鼓入的氧化空气的气氛下发生化学反应，最后生成石膏，从而达到脱除 SO_2 的目的。该工艺具有脱硫效率高、

运行可靠性高、吸收剂利用率高、能适应大容量机组和高浓度 SO_2 烟气条件、吸收剂价廉易得、钙硫比低（一般小于 1.03）、副产品具有综合利用的商业价值等特点。应用此法进行烟气脱硫最多的国家是中国、美国、德国、日本，单机容量已达 1000MW。主要由吸收剂制备与供应、SO_2 吸收、烟风道、脱硫副产物处理、废水处理、电气和自动控制等系统组成。

近十年来，我国脱硫产业得到了迅猛发展，其中石灰石-石膏湿法已经成为烟气脱硫的主流工艺。随着对 FGD 工艺原理和工程实践的进一步理解，设计和运行经验的积累和改善，石灰石-石膏湿法工艺得到了进一步发展。如单塔的使用、塔型的设计和总体布置的改进等，使得该工艺脱硫效率提高到 97%以上。运行可靠性和经济性大幅提高，对电厂运行的影响已降到最低，系统可用率达到 98%。而且，随着系统的逐步简化，国产化程度及装备水平提高，运行维护更为方便，造价也有所下降。但该工艺存在占用场地较大，产生脱硫废水，部分地区脱硫副产品的利用率不高等问题。

4.1.2　技术发展与应用

为满足日益严格的排放要求，传统石灰石-石膏喷淋空塔脱硫工艺通过调整塔内喷淋布置、烟气流场优化、加装提效组件等方法提高脱硫效率，形成多种新型高效脱硫工艺，主要分为复合塔技术和 pH 值分区技术。

4.1.2.1　复合塔技术

在脱硫塔底部浆液池和上部喷淋层之间以及喷淋层之间加装湍流类、托盘类、鼓泡类等气液强化传质装置，形成稳定的持液层，烟气穿越持液层时气液固三相传质速率得以提高；通过调整喷淋密度及雾化效果，改善气液分布。上述 SO_2 脱除增效手段还有协同捕集烟气中颗粒物的辅助功能，再联合脱硫塔内、外加装的高效除雾器或高效除尘除雾器，复合塔系统的颗粒物协同脱除效率一般可按 50%～80%计。该类技术应用较多的有旋汇耦合、沸腾泡沫、旋流鼓泡、双托盘、湍流管栅等工艺。其中，旋汇耦合脱硫工艺在超低排放工程中应用较为广泛，投运及在建机组装机容量 88635MW。

4.1.2.2　pH 值分区技术

设置 2 个喷淋塔或在 1 个喷淋塔内加装隔离体对脱硫浆液实施物理分区或依赖浆液自身特点（流动方向、密度等）形成自然分区，达到对浆液 pH 值的分区控制。部分脱硫浆液 pH 值维持在较低区间（4.5～5.3），以确保石灰石溶解和脱硫石膏品质，部分脱硫浆液 pH 值则提高至较高区间（5.8～6.4），最终保证对烟气中 SO_2 的吸收效率。与此同时，优化脱硫浆液喷淋（喷淋密度、雾滴粒径等），不仅可以提高脱硫效率，对烟气中细微颗粒物的协同捕集也有增效作用，再联合脱硫塔内、外加装的高效除雾器，pH 值分区系统颗粒物协同脱除效率一般可按 50%～70%计。典型工艺包括单塔双 pH 值（又称单塔双循环）、双塔双 pH 值（又称双塔双循环）、单塔双区等。其中，双 pH 值工艺（包括单塔、双塔）应用的装机容量已达 30000MW 以上，单塔双区技术应用的装机容量为 65000MW。

各类石灰石-石膏湿法脱硫工艺在确保 SO_2 达到超低排放限值前提下，还应考虑协同脱

除颗粒物效率。具体的颗粒物协同脱除效率除取决于所采用的技术外，还受到入口颗粒物浓度等运行条件的影响。除雾器或除尘除雾器，作为脱硫系统的一部分，应保证逃逸雾滴浓度低于 25mg/m³，雾滴中可过滤颗粒物含量宜控制在 10%以下。

4.1.2.3 烟气冷却技术

如果没有采用低低温电除尘器，烟气进入脱硫系统前的温度为 130℃左右，进入脱硫系统后，迅速降低为 50℃左右的饱和蒸汽，在这个过程中，汽化了大量吸收塔中的液态水。可以在脱硫塔前加装低温省煤器（烟气换热器），将进入脱硫塔的烟气温度降低到 80℃左右，再进入吸收塔，既可节能节水，又可提高脱硫效率。

由于烟气温度低于酸露点，通常采用氟塑料（PTFE）或高等级合金钢等耐腐蚀的材料作为换热元件的材质。

4.1.3 主要工艺参数的确定

典型湿法烟气脱硫工艺的主要设计参数有烟气流量（G）、烟气流速（μ）、原烟气 SO_2 浓度、液气比（L/G）、浆液 pH 值、钙硫比（Ca/S）、循环浆液固体物浓度、固体物停留时间、吸收区高度、塔内流速、浆液在吸收区的停留时间、浆液雾化粒径等。按参数用途可以分为设计输入参数、工艺设计参数、性能指标参数、设备选型参数、运行控制参数五类。

石灰石-石膏湿法脱硫主要工艺参数及使用效果见表 4-1。

表 4-1　　石灰石-石膏湿法脱硫主要工艺参数及使用效果

项目	单位	工艺参数	使用效果
吸收塔运行温度	℃	50～60	
空塔烟气流速	m/s	3～3.8	
喷淋层数		3～6	
钙硫摩尔比		＜1.05	
液气比	L/m³	6～25（空塔宜在 12～25；pH 值分区宜在 6～18；复合塔宜为 10～25），具体数值与燃煤含硫量有关	
浆液 pH 值		4.5～6.5	
石灰石细度	目	250～325	
石灰石纯度	%	＞90	
系统阻力损失	Pa	＜2500	
脱硫石膏纯度	%	＞90	
脱硫效率	%		95.0～99.7
入口烟气 SO_2 浓度	mg/m³	≤12000	出口 SO_2 浓度达标排放，超低排放时入口 SO_2 浓度不宜超过 6000
入口烟气粉尘浓度	mg/m³	30～50	有湿式静电，出口颗粒物超低排放；无湿式静电，出口颗粒物达标排放
		20～30	可采用复合塔脱硫技术协同除尘，也可采用湿式电除尘，出口颗粒物超低排放
		＜20	宜选用复合塔脱硫技术协同除尘，出口颗粒物超低排放

1. 液气比（L/G）

在石灰石-石膏湿法脱硫工艺中，液气比（L/G）表示洗涤单位体积饱和烟气（m^3）的吸收塔循环浆液体积（L），即

$$L/G = \frac{Q \times 10^3}{V}$$

式中　L/G——液气比，L/m^3；

Q——循环浆液体积，m^3；

V——烟气量，m^3。

L/G 通常是以洗涤 1 标准立方米湿烟气所需的循环浆液升数来表示，烟气标准状态是 1 个大气压（atm）、273.15K（0℃）。这里的“烟气”有几种情况，不同设计单位或工程公司选取不同，有指吸收塔入口的烟气、有指吸收塔出口的烟气，也有指两者平均值。与 L/G 有关的另一个问题是烟气干、湿状态。在 FGD 装置设计中，L/G 的计算是取吸收塔出口标准状态下的饱和湿烟气流量，但有些资料中则取吸收塔入口湿基或干燥基烟气流量。因此，在提到 L/G 时应明确烟气的状态及计算取点位置。

利用液气比可以确定吸收剂的单位用量。如汽化损失为常数，则也可间接作为衡量物质交换面积的一个尺度。根据烟气的 SO_2 浓度，也可借助液气比调节单位洗涤液的 SO_2 浓度。所以液气比是决定脱硫效率的一个主要参数。石灰石洗涤塔的液气比一般为 8～25。

2. 钙硫摩尔比（Ca/S）

钙硫摩尔比（Ca/S），又称吸收剂耗量比或称化学计量比，定义为每脱除 1mol SO_2 需加入 $CaCO_3$ 或 CaO 的摩尔数，即

$$\text{Ca/S} = \frac{\text{耗钙基摩尔数}}{\text{脱 } SO_2 \text{ 摩尔数}}$$

理论计算 Ca/S=1，但在实际运行中，Ca/S 的典型范围是 1.01～1.10，国内标准设计中，当石灰石品质即 $CaCO_3$ 有效含量大于 90%时，要求 Ca/S 不超过 1.03。Ca/S 还表示浆液中过量吸收剂的数量，Ca/S 是吸收剂利用率（η_{Ca}）的倒数，即 $\text{Ca/S}=1/\eta_{Ca}$，例如 Ca/S=1.05，等同于吸收剂的利用率为 95.2%。

3. 浆液 pH 值

循环浆液 pH 值表示浆体液相中 H^+ 浓度，是 FGD 工艺控制的一个重要参数，pH 值的高低直接影响包括脱硫效率在内的系统多项性能。循环浆液 pH 值也是湿法 FGD 系统运行中的一个主要控制参数。测定浆液 pH 值的位置多数在从吸收塔氧化区底部抽出浆液至脱水系统的管道上，也有在混合了新鲜吸收剂浆液的循环浆液管道上。前一种测得的浆液 pH 值比后一种约低 0.2 左右。

在烟气脱硫过程中，通过自动调节回路控制加入工艺过程中的吸收剂浆量，使浆液的 pH 值等于设定值，并使脱硫效率达到要求值。

4. 浆液循环停留时间（τ_c）

浆液循环停留时间（τ_c），是确定吸收塔氧化槽的容积和尺寸的关键参数，它表示氧化槽内浆液全部循环洗涤一次的平均时间，此时间等于氧化槽浆液体积（V）除以循环浆液流量（Q），即

$$\tau_c = \frac{60V}{Q}$$

式中 τ_c——浆液循环停留时间，min；

V——氧化槽正常运行时浆液体积，m^3；

Q——循环浆液流量，m^3/h。

当氧化槽浆液体积一定时，τ_c 随循环浆液流量（m^3/h）的增大而减小，也就是说 τ_c 与液气比有关。石灰石-石膏湿法脱硫工艺的 τ_c 一般为 3.5～7min，典型的 τ_c 为 5min 左右。提高 τ_c 值有利于在一个循环周期内，在氧化槽中完成氧化、中和和沉淀析出反应，有利于 $CaCO_3$ 的溶解和提高石灰石的利用率。

5. 吸收塔塔内流速（μ）

吸收塔塔内烟气流速 μ，即空塔烟气平均流速，是吸收塔内饱和烟气的表观平均流速。计算公式为

$$M = 4G/(3600\pi D^2) \text{ 或 } 4G/(3600ab)$$

式中 G——标准状态下饱和烟气的体积流量，m^3/h；

D——圆塔空塔内径，m；

a、b——方塔断面长、宽，m。

烟气在塔内的流速一般为 2.5～3.8m/s（逆流式脱硫塔），顺流塔带淋水填料时，烟气流速可以达到 4m/s 以上。提高流速有利于提高脱硫效率，因为，一方面通过湍流过程可加强传质；另一方面，在逆流塔上可将更多的水滴保持在悬浮状态（流化床效应）。同样，从由此而减小脱硫塔直径角度考虑也是有利的，其不利之处是烟气侧阻力损失会增加，因为喷嘴出口水滴速度高达 10m/s，对烟气起阻挡作用，但在顺流塔上不存在这一缺点。

6. 烟气 SO_2 浓度（c_{SO_2}）

烟气 SO_2 浓度（c_{SO_2}）指单位体积中 SO_2 的质量（mg/m^3）。国内工程设计及日常统计中，正式场合所指烟气 SO_2 浓度一般指标态、干燥基、6%氧条件下，单位体积烟气中 SO_2 含量（mg/m^3）。

$$c_{SO_2} = M_{SO_2}/G(\text{标态,干燥基,6\% 氧})$$

式中：M_{SO_2}——《火力发电厂石灰石-石膏湿法烟气脱硫系统设计规程》（DL/T 5196—2016）中式（1），新建机组 G 按照锅炉计算值考虑 20%裕度，对现有机组按照实测值放大 20%裕度考虑；考虑系统设备可靠性，c_{SO_2} 选择时应结合电厂煤质预期考虑 20%～50%裕度。

4.2 烟气循环流化床脱硫技术

4.2.1 技术概况

4.2.1.1 技术原理

烟气循环流化床脱硫技术是以循环流化床原理为反应基础的烟气脱硫技术，通过循环

流化床吸收塔内与塔外的吸收剂的多次循环，使吸收剂与烟气接触时间增加，提高脱硫效率和吸收剂的利用率。

原烟气从底部进入吸收塔，经过文丘里段加速，与吸收剂、循环灰等混合形成烟气循环流化床，在循环流化床内，通过喷入的降温湿润水、高浓度颗粒间的激烈地湍动与混合，发生气-固-液三相反应，烟气中 SO_2 及其他酸性气体与吸收剂 $Ca(OH)_2$ 反应而被脱除。同时，喷入的水分被充分蒸发干燥，含尘烟气从吸收塔顶部排出进入下游的脱硫除尘器，除尘器收集的副产物大多循环回吸收塔，进行高倍率循环反应利用，少量脱硫副产物通过输送设备外排。最后净化后的烟气经过引风机外排。

该技术通过吸收塔内激烈湍动的高密度、高比表面积碱性颗粒的吸附和吸收作用，可以对其他污染物（如 NO_2、重金属、二噁英等）进行部分脱除，从而实现一套装置内的多污染物协同净化。

燃煤电厂烟气脱硫工艺除湿法脱硫工艺之外，有工业化应用业绩的脱硫技术主要有干法或半干法工艺，主要包括烟气循环流化床法（CFB-FGD）、喷雾干燥法（SDA）和增湿灰半干法（NID），其中应用较多的是烟气循环流化床法（CFB-FGD）。

4.2.1.2　技术特点与适用性及存在的主要问题

1. 技术特点

烟气循环流化床脱硫技术具有技术成熟、工艺流程简洁、脱硫除尘一体化、占地面积小、节能节水、排烟无需再热、设备烟囱无需特别防腐、没有废水产生等特点，副产物为干态，便于综合利用。该技术为脱硫除尘一体化及多污染物的协同净化工艺，烟气中的 SO_2、SO_3、NO_x、HCl、HF 等酸性气体及粉尘和重金属可实现高效协同脱除。

2. 技术适用性

我国是水资源贫乏的国家，人均水资源仅为世界的 1/4。我国煤炭资源分布与水资源分布呈反比，拥有煤炭资源 70%以上的西部是严重的缺水地区，即所谓的“富煤缺水”地区。我国西部地区，特别是煤储量第一的新疆地区煤的含硫量普遍低于 1%，这些西部地区的大型燃煤电厂烟气脱硫特别适合采用干法脱硫技术。

同时，循环流化床锅炉是近几年快速发展的一种环保燃烧技术，具有对劣质燃料适应性强、负荷容易调节等特点，特别是经过炉内喷钙脱硫以及低温燃烧，SO_2 和 NO_x 排放均较低，符合当前日益严格的环保大趋势，近年来已经得到了广泛应用。满足新排放标准的 CFB 锅炉炉后烟气脱硫，采用干法脱硫技术作为二级脱硫工艺，可充分利用飞灰中未完全反应的 CaO 作为吸收剂，降低运行成本。

该技术适用于燃用中低硫燃料或有炉内脱硫的 CFB 机组，尤其是对于 600MW 及以下机组燃烧低硫煤机组、循环流化床锅炉特别适用采用烟气循环流化床脱硫技术进行烟气的多污染物协同净化。另外，循环流化床脱硫技术特别适合缺水地区。一般吸收塔入口 SO_2 浓度低于 3300mg/m^3 的工程较为经济。

3. 污染物排放与能耗

烟气循环流化床吸收塔入口 SO_2 浓度低于 3000mg/m^3 时可实现达标排放，低于 1500mg/m^3 时可实现超低排放。能耗主要为电耗，占对应机组发电量的 0.5%～1.0%。

4. 存在的主要问题

从运行、应用及综合利用等方面，烟气循环流化床脱硫技术主要存在以下几个方面的问题。

（1）脱硫剂生石灰需由石灰石煅烧而成，品质要求较高。脱硫副产物中 CaO、SO_3 含量较高，综合利用受到一定的限制。

（2）吸收塔的塌床。烟气循环流化床吸收塔内的颗粒床层是依靠烟气经过文丘里管加速而托起的，因此，当烟气量变小的时候，经过文丘里管的烟气流速也变小，烟气流速小于一定值时，将无法托住床层颗粒，导致颗粒经过文丘里管掉落到吸收塔底，该现象称为塌床。只要将文丘里管的烟气流速运行在一定的范围，流化床就不会出现塌床。龙净环保开发的烟气循环流化床脱硫技术（LJD-FGD）工艺通过设置专门的清洁烟气再循环系统，将脱硫引风机后的烟气自动补偿回文丘里管入口烟道，保证文丘里管的通过烟气量维持在一定的范围内，以有效避免低烟气负荷的“塌床”出现。

（3）结垢及堆积。干法脱硫系统的物料结垢及堆积问题主要是由于水分的蒸发不充分和物料的不流动所造成，因此在设计和运行中保证工艺水的充分蒸发和物料的充分流化是解决结垢和堆积的根本措施。

（4）脱硫效率低。由于设计不当、吸附剂品质未满足要求及操作运行不当使脱硫效率低，要使干法脱硫达到高的脱硫效率，要从吸收剂品质、颗粒停留时间、塔内颗粒浓度、钙硫比、反应温度等影响脱硫效率的因素进行保证。实践证明，只要从工艺设计、设备选择、工程实施及运行维护等方面进行全过程系统的保证，LJD-FGD 工艺就可以达到 95% 以上，甚至 98%的脱硫效率。

（5）布袋糊袋。LJD-FGD 工艺下游，配套超低压脉冲袋式除尘器，清灰空气压力小于 0.09MPa，温度高于露点 20℃以上，能够有效避免节流制冷效应，从清灰工艺源头避免温度下降而结露糊袋。另外，LJD-FGD 工艺可保证喷入到系统的烟气降温水得到充分蒸发，一直保持气态水存在，可杜绝烟气中的水分冷凝导致的糊袋出现。

4.2.1.3 影响烟气循环流化床脱硫性能的主要因素

影响烟气循环流化床脱硫效果的主要因素包括钙硫比、吸收剂品质、塔内局部颗粒浓度、塔内颗粒停留时间、反应温度（近绝热饱和温度，approaches to the adiabatic saturation temperature，AAST）等。其中，吸收剂品质对脱硫效率影响较大，一般要求生石灰粉细度小于 2mm，氧化钙含量不小于 80%，加适量水后 4min 内温度可升高到 60℃。同时系统需加装清洁烟气再循环以稳定吸收塔入口烟气负荷。

1. 钙硫比对脱硫效率的影响

烟气循环流化床干法脱硫工艺的钙硫比（Ca/S）指脱除 SO_2 所用钙与入口 SO_2 之间的摩尔比。Ca/S 对脱硫的影响见图 4-5，SO_2 脱除效率随钙硫比的增加而增加。在相同的脱硫效率情况下，不同的入口浓度钙硫比也不同，例如脱硫效率 90%时，在含硫量 2000mg/m^3 时，Ca/S 最小。

2. 吸收剂品质对脱硫效率的影响

吸收剂消石灰的品质包括纯度、比表面积等指标。吸收剂纯度越高，比表面积越大，脱硫效率越高。图 4-6 所示为比表面积与钙硫比的关系。

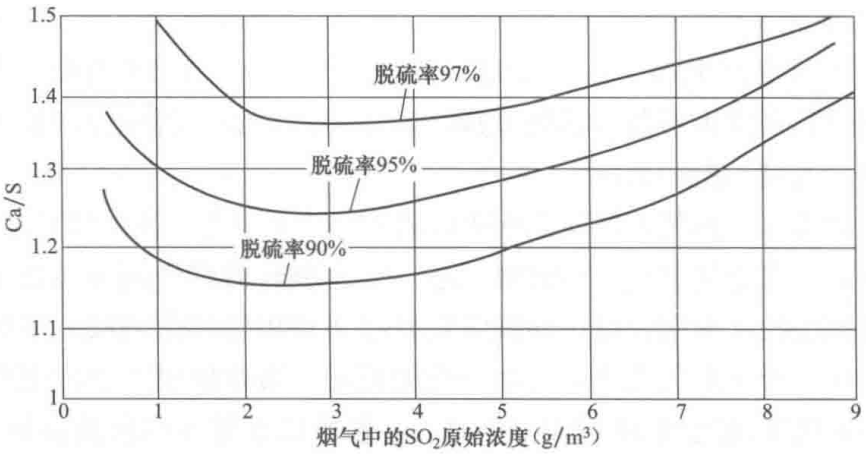


图 4-5　钙硫比与脱硫效率的关系

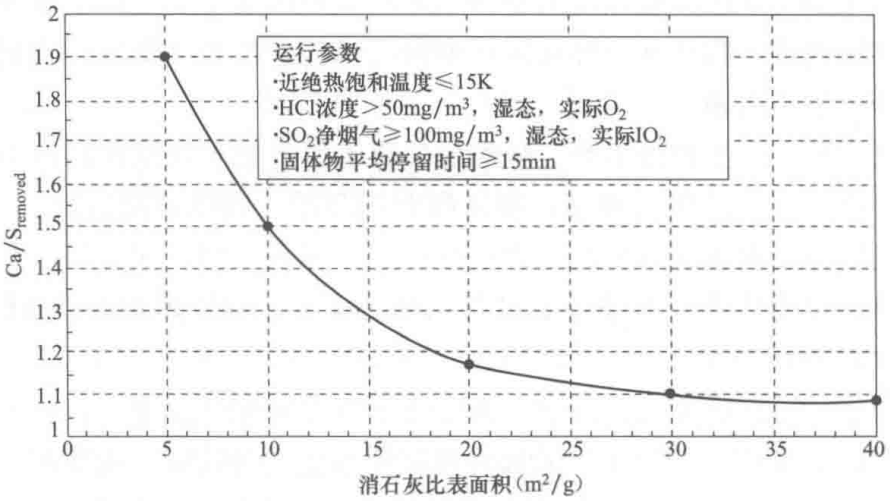


图 4-6　消石灰比表面积与钙硫比的关系

3. 塔内颗粒物浓度对脱硫效率的影响

烟气循环流化床具有较高的脱硫效率，其中一个重要原因就是在吸收塔文丘里管出口具有一个高湍动、高颗粒浓度区，能有效对酸性气体进行吸收脱除，该区域的颗粒浓度为10～20kg/m³。随着颗粒浓度的升高，脱硫效率也随之升高。塔内颗粒浓度通常采用吸收塔的床层压降来进行表示。

4. 颗粒物停留时间对脱硫效率的影响

干法吸收塔内的颗粒停留时间为塔内物料总量与外排灰量之比，通常按分钟（min）表示，颗粒停留时间越长，SO_2 脱除越彻底，吸收剂的利用率越高。图 4-7 所示为固体颗粒停留时间与钙硫比的关系。

5. 反应温度对脱硫效率的影响

在烟气循环流化床脱硫工艺中，用吸收塔出口烟气温度与绝热饱和稳定之差（近绝热饱和温度，AAST）来表示反应温度的影响。在相同的 Ca/S 时，脱硫效率随 AAST 的增大而下降。在典型设计中，AAST 控制在 15～20℃。AAST 与 Ca/S 的关系见图 4-8。

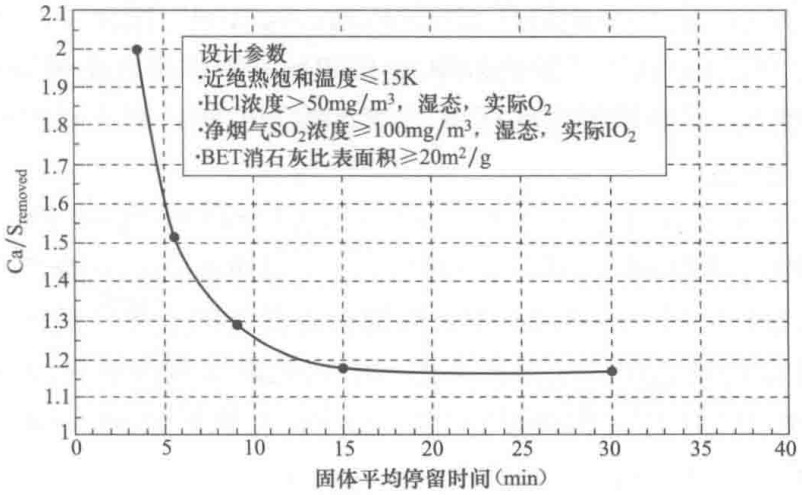


图 4-7 固体颗粒停留时间与钙硫比的关系

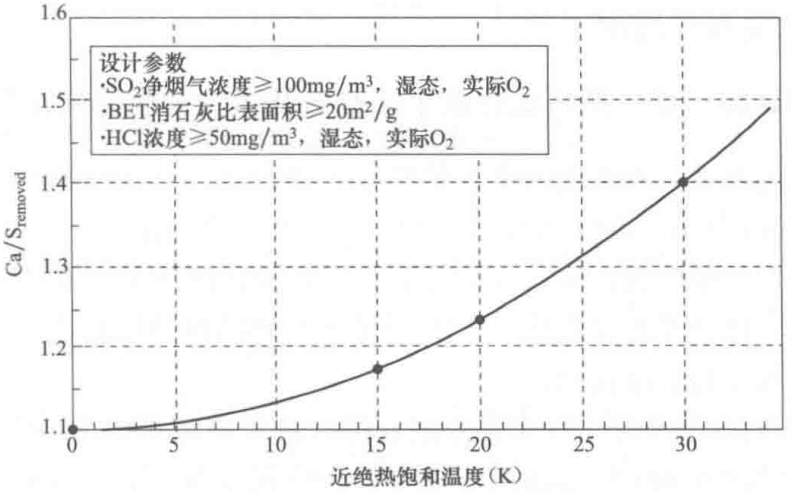


图 4-8 近绝热饱和温度与钙硫比的关系

4.2.1.4 国内外技术发展现状

循环流化床烟气脱硫技术（CFB-FGD）实验室研究始于 20 世纪 60 年代末，1972 年全世界首套 CFB-FGD 装置由德国鲁奇（LURGI）公司研制，在德国格雷文布罗伊希（Grevenbroich）电解铝厂得到应用，用于脱除电解铝烟气中的 HF。该装置主设备为高 10m 矩形流化床吸收塔和布袋除尘器，处理烟气量为 15000m³/h，净化后的烟气 HF 浓度低于 1mg/m³。随后，鲁奇公司开发了圆形吸收塔配静电除尘器的净化系统，该净化系统具有阻力小、投资低的特点。电解铝 CFB-FGD 净化工艺以氧化铝作为吸收剂，吸收烟气中 HF 的氧化铝粉，经过除尘器收集后被重新返回电解炉中进行电解，生产电解铝。

在 20 世纪 80 年代，CFB-FGD 净化工艺开始应用于垃圾焚烧烟气的脱酸除尘治理。到 80 年代中后期，由于 CFB-FGD 净化工艺具有工艺简洁、投资省、占地小、节水、无废水产生、设备烟囱无需特别防腐、多污染物净化、排烟透明等优点，被火电用户关注，但由于当时德国已经基本完成火电厂烟气脱硫治理，因此 CFB-FGD 净化工艺主要用于工业锅炉或中小机组。1984 年，CFB-FGD 脱硫示范装置在德国一家褐煤电站得到应用，处理烟

气量为 254000m³/h（标况），采用消石灰为脱硫剂，入口 SO_2 浓度 4250mg/m³（标况）出口降为 200mg/m³（标况）以下，脱硫效率大于 90%，粉尘排放小于 50mg/m³。至 20 世纪末，CFB-FGD 净化工艺在欧美大致有 40 多套的应用业绩，最大规模的处理烟气量相当于 200MW 机组。

21 世纪初，我国先后有多家脱硫公司引进 CFB-FGD 或 RCFB-FGD 技术，并在 300MW 机组以下电厂得到推广应用。龙净环保在 2001 年引进德国鲁奇 CFB-FGD 净化技术的基础上，从大型化应用、多领域应用、关键核心设备国产化等进行二次自主创新，形成了自主知识产权的 LJD 新型烟气循环流化床干法脱硫及多污染物协同净化技术（LJD-FGD），至今该技术已经有 220 多套应用业绩，最大应用机组为 660MW，成为烟气干法脱硫技术的典型代表。

烟气循环流化床脱硫技术已经在 320 多台燃煤电厂机组上得到了应用，最大应用机组为 660MW 机组，总装机容量已达 53800MW。

4.2.2　技术发展与应用

4.2.2.1　LJD 新型烟气循环流化床干法脱硫及多污染物协同净化技术

随着环保要求的趋严，在火电行业旋转喷雾干燥技术（spray dry absorber，SDA）和新型一体化脱硫（new integrated desulfurization，NID）工艺已经基本淘汰，只有烟气循环流化床法适用于燃用低硫煤、缺水地区及部分循环流化床锅炉。在引进消化吸收的基础上，通过技术创新，已经开发并形成了 LJD 干法烟气超洁净协同控制技术、低温同步脱硝一体化技术等先进的干法脱硫技术。

在国内，LJD-FGD 已经有 230 多套应用业绩，最大应用机组为 660MW，突破了循环流化床干法脱硫技术在 600MW 等级机组上大型化应用的瓶颈，实现脱硫效率 95%以上，SO_2 排放小于 100mg/m³，粉尘排放低于 20mg/m³，成为我国（半）干法烟气脱硫工艺的典型代表。2013 年以来，LJD 干法工艺在总结一百多套项目应用的基础上，对流化床吸收塔结构及运行进行优化，改善雾化降温喷嘴布置、优化塔内 Ca/S 及悬浮颗粒密度、强化气固传质、延长反应时间等关键技术，开发出新型循环灰阀、高活性石灰消化器、超滤布袋除尘器等关键设备。进一步提高脱硫效率，以满足出口 SO_2 小于 35mg/m³ 的超低排放要求。

CFB 锅炉是我国近年来积极推广的清洁环保燃烧技术，虽然通过炉内脱硫，锅炉出口的 SO_2 浓度较低，但是随着新标准及超低排放要求的出台实施，CFB 锅炉炉后也需增设烟气脱硫设施，特别是燃用高硫煤的 CFB 锅炉。基于锅炉出口烟气 SO_2 浓度较低，而且经过炉内脱硫后烟气中含有大量未完全反应的 CaO 等工况特点，采用干法脱硫工艺作为炉后的二级脱硫工艺，具有很好的性价比，可充分利用这些 CaO 作为吸收剂，实现“以废治废”的目的，并降低运行成本。

4.2.2.2　循环氧化吸收协同脱硝技术

在流化床吸收塔内实现脱硫脱硝一体化是提升流化床技术应用范围的目标之一，已经开发的循环氧化吸收协同脱硝技术（circulating oxidation and absorption，COA），其反应

机理是在特殊设计的循环流化床吸收塔内，利用循环流化床激烈湍动的、巨大表面积的颗粒作为反应载体，通过烟气自身或外加氧化剂的氧化作用，促进烟气中难溶于水的 NO 转化为易溶于水的 NO_2，然后与碱性吸收剂发生中和反应实现脱硝，经济协同脱硝效率 40%～60%。COA 技术可单独用作电厂炉后的烟气脱硝，也可与 SCR 或 SNCR 脱硝技术进行有机结合，作为烟气 NO_x 超低排放的工艺选配。

COA 技术通过对脱硝剂、添加设备、脱硫脱硝协同技术等关键技术与设备的开发，成功实现了高效脱硫的同时进行同步脱硝，脱硝效率一般达到 40%～60%。该技术工艺简单，附属设备少，工况适应性强、调节灵活，特别是在同步脱硝的同时可提升脱硫效率，对其他污染物的脱除也有促进作用。在 NO_x 超低排放的大背景下，COA 技术可作为燃煤电厂 SCR、SNCR 等主流脱硝工艺的有益补充或单独应用，已经在山西大同煤矿集团有限责任公司 2×300MW 机组、内蒙古京海电厂 2×350MW 机组、中国石油化工股份有限公司广州分公司 2×100MW 机组、厦门新阳热电有限公司 3×75t/h 锅炉、兖州煤业榆林能化有限公司 2×220t/h 锅炉、杭州杭联热电有限公司 130t/h＋4×75t/h 锅炉等 30 多个项目中得到应用。

4.2.2.3 660MW 大型化烟气循环流化床脱硫技术

我国烟气循环流化床干法脱硫工艺技术水平总体处于世界先进水平，该技术在我国西部、北方等富煤缺水地区有应用优势。通过吸收塔和布袋除尘器及相关设备的大型化应用研发，采用多塔烟气分配及平衡技术，已经实现烟气循环流化床脱硫技术 660MW 大型化应用的突破，并已在 2 套 660MW 机组进行了工程示范。

随着我国燃煤电站大型化的趋势要求，以及雾霾问题的亟待解决，开发 1000MW 机组大型干法脱硫除尘一体化技术与装置将成为新的研究重点，从而可以为提升燃煤烟气治理成效、改善我国空气质量提供技术支撑。

4.2.3 主要工艺参数的确定

烟气循环流化床脱硫技术的主要工艺参数及使用效果见表 4-2。

表 4-2　　烟气循环流化床脱硫技术主要工艺参数及使用效果

项目	单位	工艺参数与使用效果		
入口 SO_2 浓度	mg/m^3	≤3000	≤2000	≤1500
入口烟气温度	℃	≥100		
运行烟气温度	℃	高于烟气露点 15～25		
钙硫摩尔比		1.2～1.8（循环流化床锅炉炉外部分）		
吸收塔流速	m/s	4～6		
布袋除尘器过滤风速	m/min	0.8～0.9	0.7～0.8	≤0.7
出口 SO_2 浓度	mg/m^3	≤100	≤50	≤35
出口烟尘浓度	mg/m^3	≤30	≤20	≤10 或≤5

注　没有废水产生，排烟无需再热，烟囱及设备无需特殊防腐。

4.3 氨法脱硫技术

4.3.1 技术概况

4.3.1.1 技术原理

氨法脱硫是指以氨基物质（液氨、氨水等）作吸收剂，脱除烟气中的SO_2并回收副产物硫酸铵化肥的烟气脱硫工艺。其原理是溶解于水中的氨和烟气接触时，与其中的SO_2发生反应生成亚硫酸铵，亚硫酸铵进一步与烟气中的SO_2反应生成亚硫酸氢铵，亚硫酸氢铵再与氨水反应生成亚硫酸铵，通过亚硫酸氢铵与亚硫酸铵不断的循环，以及连续补充的氨水，不断脱除烟气中的SO_2，氨法脱硫的最终副产品为硫酸铵。脱硫效率可达到98%以上。

4.3.1.2 技术特点与适用性及存在的主要问题

1. 技术特点

由于氨水碱性强于石灰石浆液，因此，氨法脱硫工艺可在较小的液气比条件下实现98%以上的脱硫效率，加之采用空塔喷淋技术，系统运行能耗低，且不易结垢，也不产生废水。但对入口烟气含尘量要求较严，一般小于35mg/m^3。

另外，氨法脱硫还具有以下特点：技术成熟，运行可靠性高；该脱硫工艺以氨水为吸收剂，副产品为硫酸铵化肥，有很高的利用价值；脱硫塔吸收反应速度快，脱硫效率高（>95%）；脱硫系统可以采用较小液气比，能耗低；原材料来源较广泛，可以采用液氨、氨水、废氨水；与石灰石-石膏法相比，占地面积小，布置具有较大灵活性；亚硫酸铵溶液不会产生结垢现象，能确保脱硫塔长周期运转；脱硫系统装置阻力较小。

2. 技术适用性

氨法脱硫对煤中硫含量的适应性广，但考虑到经济性，该技术主要用于中、高硫煤脱硫，氨法脱硫的副产品硫酸铵为重要的化肥原料，因此氨法脱硫是资源回收型环保工艺。由于以氨气、氨水为吸收剂，因此采用该工艺电厂周边应有稳定氨来源。适用于电厂周围200km范围内有稳定氨源，且电厂周围没有学校、医院、居民密集区等环保目标的300MW及以下的燃煤机组。

3. 污染物排放与能耗

氨法脱硫可以实现很高的脱硫效率，入口烟气浓度小于12000mg/m^{3}时，可以实现达标排放；入口浓度小于10000mg/m^{3}时，可实现超低排放。能耗主要为电耗，占对应机组发电量的0.4%～1.3%。

4. 存在的主要问题

液氨、氨水属于危险化学品，其装卸、运输与贮存须严格遵守相关的管理与技术规定。当燃煤、工艺水中氯、氟等杂质偏高时会导致杂质在脱硫吸收液中逐渐富集，影响硫酸铵结晶形态和脱水效率，因此，浆液需定期处理，不得外排。脱硫过程中容易产生氨逃逸（包括硫酸铵、硫酸氢铵等），需要严格控制。副产品硫酸铵具有腐蚀性，故吸收塔及下游

设备应选用耐腐蚀材料。

在实际运行过程中，还存在以下问题：

（1）高效脱硫的同时需控制氨逃逸和气溶胶。氨水作为吸收剂，脱硫反应速度快、效率高，但同时存在氨逃逸和气溶胶问题。由于氨法烟气脱硫的脱硫剂价格较高，氨回收率是决定氨法脱硫系统运行经济的重要因素。因其脱硫剂为挥发性物质，脱硫过程存在氨逃逸、亚铵盐氧化等技术难题，这些问题不仅涉及系统是否产生二次污染，又直接关系到氨回收率的高低和系统的经济性。

（2）亚硫酸铵盐氧化问题。脱硫的中间产物亚硫酸铵盐的氧化，不仅影响氨的逃逸和气溶胶的产生，而且对最终产品的品质及生产现场的环境影响较大。

（3）传统氨法脱硫能耗高。传统氨法脱硫中蒸汽的消耗占脱硫成本的很大一部分，蒸汽主要是用于硫铵料浆的后续处理。考虑到进脱硫系统的烟气仍具有较高的温度，携带有较多的热量，参考已成功推广的氨法脱硫装置，利用烟气热量实现硫铵料浆浓缩结晶的工艺路线，以有效降低能耗，节省成本。

4.3.1.3 影响氨法脱硫性能的主要因素

氨法脱硫效率主要受浆液 pH 值、液气比、停留时间、吸收剂用量、塔内气流分布等多种因素的影响。烟气中氯、氟等杂质在脱硫过程中逐渐富集于吸收液中，影响硫酸铵结晶形态和脱水效率，因此需定期外排并做净化处理。副产品硫酸铵具有腐蚀性，故吸收塔及下游湿式静电除雾器等应选择耐腐蚀材料。

4.3.1.4 国内外技术发展现状

湿法氨水脱硫工艺最早由德国克卢伯（Krupp Kroppers）公司开发于 20 世纪七八十年代的氨法沃尔瑟（Walther）工艺，80 年代初有一定的应用，包括一台处理烟气量 750000m^3/h 的装置。Walther 工艺没有解决氨法脱硫后净烟气中的气溶胶问题，能捷斯·比晓夫（Lentjes Bischoff）公司买断该工艺，并进行完善形成氨法 AMASOX 法。主要改进是将传统的多塔改为结构紧凑的单塔，并在塔内安装湿式电除尘器解决气溶胶问题。20 世纪 90 年代初，美国通用电气公司（General Electric Company，GE）进一步开发了这一方法，并探索工程化应用。由于技术经济等方面的原因，氨法脱硫在世界上应用较少。

我国在“七五”期间，开展了氨法脱硫的研究工作，并在四川豆坝发电厂 100MW 的燃煤机组上建成了一套烟气处理量为 5000m^3/h 的中试装置。

经过多年的发展，氨法脱硫工艺已从早先的简易氨法、单循环空塔喷淋技术等发展成为多段复合型吸收塔氨法脱硫技术，对煤种具有很好的适应性，在低、中、高含硫烟气治理上的脱硫效率达 99%以上。

国内主要的氨法脱硫技术供应商有江南环保工程建设有限公司（简称江南环保）、北京国电龙源环保工程有限公司（简称龙源环保）等。江苏国电宿迁热电 2×135MW 机组、中石化扬子石油化工有限责任公司热电厂 5～9 号锅炉、广西田东电厂 2×135MW 机组均采用氨法烟气脱硫。除火电行业外，氨法脱硫技术还在钢铁烧结烟气、化工含硫尾气等领域得到推广应用，最大单塔处理烟气量达到 140 万 m^3/h（标况）（最大单塔氨法脱硫烟气量

与300MW燃煤发电机组烟气量相当），最大工程为神华宁夏煤业集团有限责任公司400万t煤制油10台640t/h燃煤锅炉氨法脱硫工程。

电力行业采用氨法脱硫技术约为脱硫装机总容量的1.94%，主要用于工业企业的自备电厂。

4.3.2　技术发展与应用

4.3.2.1　改进型高效低排放技术

随着我国对SO_2排放浓度要求的日益严格，不断改进氨法脱硫工艺及设备，开发专有的多段塔型、塔盘及喷淋结构，有效改善烟气分布，从而适应各种烟气条件下高效低排放要求。

4.3.2.2　塔内饱和结晶技术

利用烟气热量实现硫铵料浆浓缩结晶，可有效降低装置能耗，节省装置运行成本。

4.3.2.3　细微颗粒物控制技术

开发了脱硫中提升烟尘洗涤效率的喷淋分布技术、控制吸收液携带技术和高效的超声波除尘除雾器，从而控制脱硫净烟气细微颗粒物排放，以使脱硫净烟气中的烟尘含量低于10mg/m^3。

4.3.2.4　氨法超声波脱硫除尘一体化技术

江南环保对上述技术进行组合，并形成氨法超声波脱硫除尘一体化技术。通过高效喷淋、高效气液分布、高效氧化技术对吸收系统进行提效，实现了高效脱硫并显著控制了气溶胶的生成和氨逃逸，脱硫效率达到99%以上，保证脱硫塔出口烟气满足SO_2浓度低于35mg/m^{3}的超低排放要求。此外，脱硫后的净烟气中携带有吸收液液滴、烟尘和吸收剂，经充分除雾后进入超声波除尘装置，在超声波的作用下，尘和气溶胶等细微颗粒物发生共振结合、凝并增大，细微颗粒物的粒径显著增加，去除效果大大提升。最后采用多级高效除雾器，实现净烟气总尘含量满足10mg/m^{3}或5mg/m^{3}的超低排放要求。

氨法超声波脱硫除尘一体化技术在浙江万华化学（宁波）热电有限公司5号锅炉440t/h的烟气超低排放工程中得到应用。

4.3.3　主要工艺参数的确定

氨法脱硫技术的主要工艺参数及使用效果见表4-3。

表4-3　　氨法脱硫主要工艺参数及使用效果

项目	单位	工艺参数	使用效果
入口烟气温度	℃	≤140（100～120较好）	
吸收塔运行温度	℃	50～60	

续表

项目	单位	工艺参数	使用效果
空塔烟气流速	m/s	3～3.5	
喷淋层数		3～6	
浆液 pH 值		4.5～6.5	
出口氨逃逸	mg/m^3	＜2	
系统阻力损失	Pa	＜1800	
硫酸铵的氮含量	%	＞20.5	
脱硫效率	%		95.0～99.7
入口烟气 SO_2 浓度	mg/m^3	＜12000	出口 SO_2 浓度达标排放或超低排放，超低排放时入口浓度不宜超过 10000
入口烟气粉尘浓度	mg/m^3	＜35	出口颗粒物浓度达标排放或超低排放

4.4 海水脱硫技术

4.4.1 技术概况

4.4.1.1 技术原理

海水脱硫技术是利用天然海水的碱性，脱除烟气中的 SO_2，再用空气强制氧化为硫酸盐溶于海水中。天然海水中含有大量 HCO_3^-、CO_3^{2-} 等离子，碱度为 1.2～2.5mmol/L，pH≈8.0，具有较强的 SO_2 吸收和酸碱缓冲能力。

4.4.1.2 技术特点与适用性及存在的主要问题

1. 技术特点

海水法烟气脱硫技术是以海水为脱硫吸收剂，除空气外不需其他添加剂，工艺简洁，运行可靠，维护方便。

2. 技术适用性

通过优化塔内烟气流场分布、液气比、加装海水均布装置等手段，可实现 SO_2 达标和或超低排放要求。但受地域限制，仅适用于燃煤含硫量不高于 1%、有较好海域扩散条件的滨海燃煤电厂，须满足近岸海域环境功能区划要求。

3. 污染物排放与能耗

海水脱硫效率可达 98%以上，对于入口 SO_2 浓度小于 $2000mg/m^3$ 的烟气，可以实现 SO_2 超低排放。

4. 存在的主要问题

海水脱硫在国内有适合条件的电厂已经得到了较好的应用和推广。但是，海水脱硫产生的对于周边海域的环境污染，以及对周边海域海水温度、pH 值、盐度、重金属等可能存在潜在的影响，尤其是对于海水 pH 值、盐度等局地指标的干扰，在国内重视环境保护的大背景下，日益受到关注。解决海水脱硫的伴生污染问题也是此项脱硫技术的重要研究议题之一。

4.4.1.3　影响海水脱硫性能的主要因素

海水脱硫效率受海水碱度、液气比、塔内烟气流场分布等因素影响。

4.4.1.4　国内外技术发展现状

海水脱硫最早由艾波比集团公司（Asea Brown Boveri，ABB）在20世纪70年代初开发的弗莱克-海德鲁（Flakt-Hydro）工艺，海水采用一次直流的方式吸收烟气中的SO_2，然后进入曝气池，在曝气池注入大量的海水和空气，将SO_2氧化成硫酸根离子，至其水质恢复后又流入大海。1988年以前，海水脱硫工艺多应用于冶金行业的炼铝厂及炼油厂等。印度塔塔电力公司（Tata Power）先后于1988年和1994年在特朗贝（Trombay）电厂建成两套125MW机组容量的海水脱硫装置。1995年西班牙恩德萨（Uneclo）电力公司在大加那利岛（Gran Canaria）燃油电厂2台80MW和特里尼弗岛（Tenerife）燃油电厂2台80MW建成4套海水脱硫装置。

我国第一座海水脱硫工程也是采用ABB技术，应用在深圳西部电厂的300MW机组上，于1999年投产运行。此后，海水脱硫在我国沿海多个电厂上得到应用。截至2014年底，国内投运的海水脱硫机组容量共计21754MW。其中，2010年投运的神华国华舟山发电有限公司3号机组（1×300MW）是国内首个海水脱硫的特许经营项目，至今运行状态良好；广东华能海门电厂4×1036MW机组是当前世界单台机组容量最大的海水烟气脱硫工程之一；2014年6月建成投产的神华国华舟山发电有限公司4号机组（1×350MW）海水脱硫工程，是国内首个环保达到超低排放要求的机组。

4.4.2　技术发展与应用

传统的直接利用海水的脱硫工艺，脱硫效率一般达到90%，难以实现SO_2超低排放的要求。在国家863计划的支持下，龙源环保通过优化吸收塔内烟气流场分布、液气比，并加装海水均布等装置，提高传质效率，开发出第三代海水脱硫技术，可实现脱硫效率99%以上，满足《火电厂大气污染物排放标准》（GB 13223—2011）特别排放限值50mg/m^{3}及超低排放35mg/m^{3}的要求。

在神华国华舟山发电有限公司4号机组的海水脱硫工程中，通过改用低压力大孔径喷嘴，防止小颗粒物堵塞、覆盖喷淋死区，改善烟气流场和海水配水流场的不均匀性，脱硫效率可达99%以上，在燃煤含硫量小于1%的情况下，稳定实现SO_2的超低排放，是国内首个实现烟气污染物超低排放的新建机组。

4.4.3　主要工艺参数的确定

海水脱硫的主要工艺参数及使用效果见表4-4。

表4-4　海水脱硫主要工艺参数及使用效果

项目	单位	工艺参数	使用效果
入口烟气温度	℃	≤140（100～120较好）	
吸收塔运行温度	℃	50～60	

续表

项目	单位	工艺参数	使用效果
空塔烟气流速	m/s	3～3.5	
喷淋层数		3～6	
液气比	L/m^3	5～25	
系统阻力损失	Pa	＜2500	
脱硫效率	%		95～99
入口烟气 SO_2 浓度	mg/m^3	＜2000	出口烟气 SO_2 浓度达标或超低排放
入口烟气粉尘浓度	mg/m^3	30～50	有湿式静电，出口颗粒物超低排放；无湿式静电，出口颗粒物达标排放
		20～30	可采用复合塔脱硫技术协同除尘，也可采用湿式电除尘，出口颗粒物超低排放
		＜20	宜选用复合塔脱硫技术协同除尘，出口颗粒物超低排放

4.5 其他脱硫技术

4.5.1 活性焦脱硫技术

当烟气中有 O_2 和水蒸气时，利用活性焦表面的催化作用，将其吸附的 SO_2 氧化为 SO_3，SO_3 再和水蒸气反应生成硫酸。随着活性焦表面硫酸的增加，活性焦的吸附能力也逐渐降低，因此，需通过洗涤或加热方式再生。

与石灰石-石膏湿法脱硫相比，该技术可节水 80%以上，适合水资源匮乏地区；脱硫温度在 140℃左右，烟气不用再热；腐蚀性小，可实现硫的资源利用，对环境二次污染小，在活性焦输送、筛分过程中产生粉尘。该技术需在较低气流速度下进行吸附，所需活性焦体积较大，且运行中活性焦存在磨损、失活等问题。该技术脱硫效率大于 95%，同时具有脱硝、除汞等功能，在国内电力行业工程应用较少。

4.5.2 有机胺脱硫技术

利用专用有机胺作为吸收剂吸收烟气中的 SO_2，再将 SO_2 解吸出来形成纯净的气态 SO_2；解吸出来的 SO_2 送入常规硫酸生产流程中，进行硫酸的生产。

有机胺脱硫法对脱硫烟气中粉尘、氯、氟含量要求较严，需对原烟气进行高效预处理。此外，有机胺的抗氧化性以及脱硫过程中生成的热稳定盐脱除等问题，需进一步研究解决。专用有机胺价格昂贵、初始投资大，运行能耗和成本较高，应用较少。该技术脱硫效率可达 99.8%。

4.5.3 生物脱硫技术

生物脱硫技术是将生物脱硫技术和洗涤技术相结合，用可不断再生的碱溶液将烟气中的 SO_2 洗涤进入液相后，利用需氧、厌氧菌的生物特性将 SO_2 转化成硫黄的资源化脱硫技术。

利用高浓度化学需氧量（COD）废水作为微生物的营养源，以污治污。整个工艺流程水耗低、产品利用价值高，具有典型的循环经济特点。国内有少量工程应用。

4.5.4　镁法脱硫

镁法脱硫技术的脱硫原理和石灰石-石膏法脱硫技术一致，其脱硫剂为 MgO 或 $Mg(OH)_2$。其脱硫终产物为 $MgSO_4$ 溶液，可直接排放入大海（海水中 $MgSO_4$ 的含量在 0.21%左右）。镁法脱硫塔出口的烟气温度较低，烟气可以直接通过湿烟囱排放，但对于改造工程，为了尽量利用原设备，减少投资，故可在脱硫塔烟气出口装设升温装置，再引至烟囱排放。脱硫终产物无副产品回收，因此系统较石灰石-石膏法简单很多，占地面积相应减少很多。因此，初始投资低，脱硫效率高（一般在 95%左右），该技术在日本、欧洲以及我国台湾地区的中小型电站应用极为普遍，我国内地已有应用。

4.5.5　双碱法脱硫技术

双碱法是采用钠基脱硫剂进行塔内脱硫，由于钠基脱硫剂碱性强，吸收二氧化硫后反应产物溶解度大，不会造成过饱和结晶及结垢堵塞问题。脱硫产物被排入再生池内用氢氧化钙进行还原再生，再生出的钠基脱硫剂循环使用。该工艺因 Na_2SO_3 氧化副反应产物 Na_2SO_4 较难再生，需不断补充 NaOH 或 Na_2CO_3 而增加碱的消耗量。另外，Na_2SO_4 的存在也将降低石膏的质量，该技术在大型电站上应用较少，小型锅炉技改中有很多应用。

4.6　SO_2 达标排放技术

石灰石-石膏法、烟气循环流化床法、海水脱硫、氨法脱硫等技术均可实现火电厂 SO_2 达标排放，但不同的脱硫工艺，由于其吸收剂种类、吸收剂在脱硫塔内布置、输送方法不尽相同，导致不同脱硫工艺的适用范围也各有侧重。

烟气循环流化床脱硫技术主要以消石灰粉或消石灰浆液为吸收剂，一般脱硫效率为 90%～98%，对于烟气中 SO_2 浓度在 3000mg/m^3 以下的中低硫煤，SO_2 排放浓度可满足 100mg/m^3 的要求。适合于 300MW 等级燃煤锅炉的 SO_2 污染治理，并已在 600MW 等级燃煤机组进行工程示范，对缺水地区的循环流化床锅炉在炉内脱硫的基础上，增加炉外脱硫改造更为适用。

氨法脱硫技术的吸收剂主要采用氨水或液氨，脱硫效率在 95%以上，脱硫系统阻力小于 1800Pa。氨法脱硫技术对煤种、负荷变化均具有较强的适应性，适用于各种煤种的新、改、扩建燃煤电厂，尤其适用于附近有稳定氨源，且电厂周围环境不敏感、机组容量在 300MW 以下燃用中、高硫煤的电厂。

海水脱硫技术利用海水天然碱性实现 SO_2 吸收，系统脱硫效率可达 98%以上。对于入口 SO_2 浓度低于 2000mg/m^3 的滨海电厂且海水扩散条件较好，并符合近岸海域环境功能区划要求时，可以选择海水脱硫。

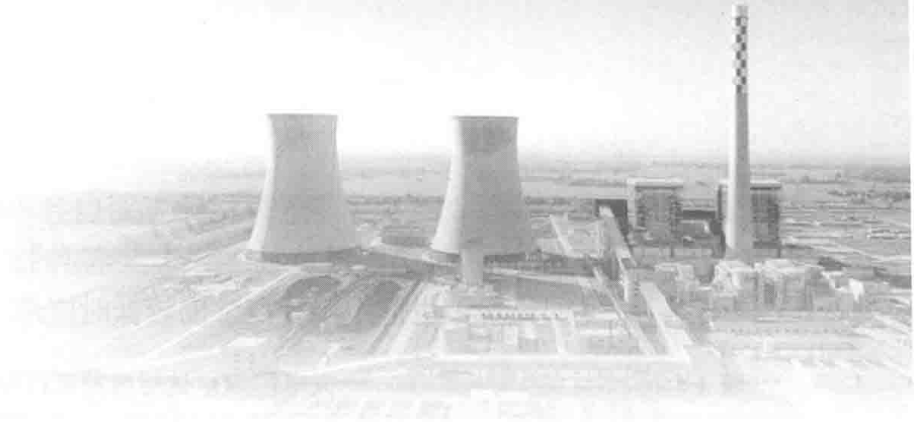
以石灰石-石膏法为基础的多种湿法脱硫工艺（传统空塔、复合塔、pH 值分区）适用于各种煤种的新、改、扩建燃煤电厂，但基于脱硫浆液在塔内传质吸收方式的差异，上述

工艺在脱硫效率、能耗、运行稳定性等指标方面也各不相同，应统筹考虑，选择适用于不同烟气 SO_2 浓度条件下的达标排放技术。上述各种技术的达标适用性见表 4-5，适用于 SO_2 入口高浓度的技术，也适用于入口浓度较低时应用。

表 4-5　　火电厂 SO_2 达标排放可行技术

SO_2 入口浓度（mg/m^3）	地域	单机容量（MW）	达标可行技术	
≤3000	缺水地区	≤300	烟气循环流化床脱硫	
≤2000	沿海地区	300～1000	海水脱硫	
≤12000	电厂周围 200km 内有稳定氨源	≤300	氨法脱硫	
≤2000	一般和重点地区	所有容量	石灰石-石膏湿法脱硫	传统空塔； 双托盘
2000～3000	一般地区			传统空塔； 双托盘
	重点地区			双托盘； 沸腾泡沫
3000～6000	一般和重点地区			旋汇耦合、湍流管栅； 单塔双 pH 值、单塔双区
>6000	一般和重点地区			旋汇耦合； 双塔双 pH 值、单塔双 pH 值

5



低氮燃烧与烟气脱硝技术

我国火电厂 NO_x 控制的历程较短，1996 年版、2003 年版《火电厂大气污染物排放标准》（GB 13223）中，对 NO_x 的控制原则都是基于低氮燃烧技术能达到的排放水平来制订的。自《国民经济和社会发展第“十二五”个五年规划纲要》提出“十二五”期间单位国内生产总值 NO_x 排放减少 10%的约束性指标以来，我国陆续颁布了《节能减排“十二五”规划》《重点区域大气污染防治“十二五”规划》《大气污染防治行动计划》以及《火电厂大气污染物排放标准》（GB 13223—2011）等一系列政策、标准，极大地促进了 NO_x 控制技术的发展与进步。

“十二五”期间，我国燃煤发电机组控制 NO_x 采取的技术路线是：大力普及低氮燃烧器（LNB）技术，积极开发和示范空气分段供给燃烧技术（CCOFA、SOFA）和超细煤粉再燃技术（MCR），推进各种烟气脱硝技术（SCR、SNCR、SNCR-SCR 联合）的中外合作工作并实现烟气脱硝技术的国产化。

5.1 低氮燃烧技术

燃煤电厂 NO_x 控制应首先考虑加装或改造低氮燃烧系统，燃煤电厂应用较多的低氮燃烧技术包括低氮燃烧器、空气分级燃烧、燃料分级燃烧等技术。

5.1.1 技术概况

5.1.1.1 技术原理

低氮燃烧技术是通过合理配置炉内流场、温度场及物料分布以改变 NO_x 的生成环境，从而降低炉膛出口 NO_x 排放的技术。

低氮燃烧器是通过特殊设计的燃烧器结构，控制燃烧器喉部燃料和空气的动量及流动方向，使燃烧器出口实现分级送风并与燃料合理配比，降低 NO_x 生成的技术。

空气分级燃烧技术是通过控制空气与煤粉的混合过程，将燃烧所需空气逐级送入燃烧火焰中，使燃料在炉内分级分段燃烧，降低 NO_x 生成的技术。

燃料分级燃烧技术是在主燃烧器形成初始燃烧区的上方喷入二次燃料，从而形成富燃料燃烧的再燃区，当 NO_x 进入该区域时将与还原性组分反应生成 N_2，达到降低炉内 NO_x 生成的技术。

5.1.1.2 技术特点与适用性及存在的主要问题

1. 技术特点

低氮燃烧技术不需要任何脱硝剂，投资和运行费用低，使用简单、维护方便、无二次污染等，但由于其 NO_x 减排效果的限制，单独使用很难满足较为严格的 NO_x 控制要求。其 NO_x 减排效率因燃烧方式、煤种、炉型和锅炉容量差别较大。

低氮燃烧器：锅炉改造容易、投资的费用相对较少；适用于烟煤和褐煤，NO_x 减排率 20%～50%。

空气分级燃烧：是电站锅炉普遍采用的降低 NO_x 生成的技术，对现役机组实施改造较为方便，改动量小，投资低，适合于高挥发分的煤种，在燃用挥发分较高的烟煤时，采用低氮燃烧器配合空气分级燃烧在不降低锅炉效率的同时，实现 NO_x 减排率 40%～60%。

燃料分级燃烧：对于低挥发分煤 NO_x 的排放控制具优越性，可以解决其他低氮燃烧技术在燃用低挥发分煤种效果较差的问题，NO_x 减排率 30%～50%；但系统相对复杂。

2. 技术适用性

低氮燃烧技术仅需对锅炉内部进行改造，因此，对新建和现役机组均适用。低氮燃烧器在国内外燃煤电站中应用最广，一般配合空气分级燃烧或燃料分级燃烧使用，可实现较高的 NO_x 减排率；空气分级燃烧适合高挥发分的煤种；燃料分级技术在解决低挥发分煤种 NO_x 的排放，具有较好的适应性，一般用于中小型锅炉，在国内应用相对较少。

3. 能耗和经济性

低氮燃烧系统经济性较好，投资和运行费用较低，运行成本主要是建设投资引起的折旧成本、财务成本等固定成本以及燃料损失成本；初始投资在 10～40 元/kW，单位发电量运行费用为 0.02～0.06 分/kWh。

4. 存在的主要问题

易导致锅炉中飞灰的含碳量上升，降低锅炉效率；若运行控制不当会出现炉内结渣、水冷壁腐蚀等现象，影响锅炉运行稳定性。

据国内外的研究、分析、统计，采用低氮燃烧技术后，大部分锅炉的飞灰含碳量约上升 1%。随着锅炉飞灰含碳量的增加，水冷壁腐蚀及炉内结渣等现象将会出现，使电厂运行效率降低，而且对火焰的稳定性、燃烧效率、过热蒸汽温度的控制等均带来影响。为此，在锅炉运行中，在确保锅炉受热面不腐蚀结渣及飞灰含碳量不增加的前提下，应尽量减少过剩空气量，同时有效分配各燃烧器的风煤比，并保证其均匀性，否则会导致局部飞灰含碳量增高，降低锅炉效率。

5.1.1.3 影响低氮燃烧性能的主要因素

影响低氮燃烧系统性能的主要因素有炉型、机组容量、煤种、燃烧方式（切向燃烧、前后墙对冲式燃烧、W 火焰燃烧）、低氮燃烧技术种类等。

低氮燃烧器：与燃烧器的种类、煤粉细度、烟气流场等有关。

空气分级燃烧：与主燃烧区过量空气系数和燃烧温度等有关。

燃料分级燃烧：与二次燃料的种类有关，采用碳氢类气体或液体燃料作为二次燃料时

NO_x 控制效果较好；当用煤粉作为二次燃料时，煤粉挥发分和细度高有助于 NO_x 减排。

5.1.1.4　国内外技术发展现状

低氮燃烧技术是通过优化燃料在炉内的燃烧状况或采用低氮燃烧器来减少 NO_x 产生的控制技术，主要包括低过剩空气燃烧、空气分级燃烧、燃料分级燃烧、烟气再循环技术等。低氮燃烧技术在发达国家已较成熟，近年来新技术的研究步伐放缓。2010 年环境保护部发布的《火电厂 NO_x 防治技术政策》中提出要将低氮燃烧技术作为燃煤电厂 NO_x 控制的首选，《重点区域大气污染防治“十二五”规划》中也明确指出要大力推进火电行业 NO_x 控制、加快燃煤机组低氮燃烧技术改造。“十二五”期间，低氮燃烧技术在全国范围内得到广泛的推广与应用，我国单机 200MW 以上的燃煤机组已基本全部完成低氮燃烧技术改造。

低氮燃烧器方面，世界许多先进的锅炉制造公司对低 NO_x 燃烧器技术进行大量的优化和改进，成效显著，在实际运行中 NO_x 减排率可达 50%～60%。日本的三菱公司、日立公司，德国的斯坦谬勒（Steinmuller Limited）公司，美国的艾波比集团-燃烧工程（ABB-CE）公司、福斯特惠勒（FW）公司、巴威公司，英国的三井巴布考克（MBEL）能源有限公司等在低 NO_x 燃烧器开发与应用上均有良好的业绩。

空气分级燃烧技术方面，在空气分级燃烧技术的改进研究上，美国摩博泰科公司（MOBOTEC）开发了旋转对冲燃尽风技术（ROFA），从锅炉二次风中抽取 30%左右的风量，通过不对称安放的喷嘴，以高速射流方式射入炉膛上部，形成涡流，改善炉内的物料混合和温度分布，从而大幅降低 NO_x 生成。该技术在欧美发达国家有良好的应用业绩，容量从 50MW 到 600MW 不等。据其在美国某电站 154MW 机组应用情况，使用 ROFA 后，NO_x 的排放量由 740mg/m^3 降低到 330mg/m^3，减排超过 50%。

燃料分级燃烧技术方面，应用广泛、NO_x 减排效果较好的是二次燃料再燃技术，思路是在燃烧器中补入部分二次燃料、将已生成的 NO_x 还原成氮气的二次燃料再燃技术。其中超细煤粉再燃技术、天然气再燃技术均有很好的工程应用实例，脱硝效果显著，但燃料的分级燃烧技术需要燃料具有易着火、含氮低、热值高等特性，且在实际应用中存在炉膛易结焦、高温腐蚀严重、电耗较高等问题，限制了该技术的推广应用。

我国低氮燃烧技术研究起步较晚，在研究初期主要引进美国燃烧工程（CE）公司的低 NO_x 型集中燃烧系统（LNCFS）技术和日本三菱重工（Mitsubishi Heavy Industries）以 PM 燃烧器为代表的低 NO_x 切圆燃烧技术。但由于我国煤质复杂多变、灰硫含量较高等问题，国外引进的先进技术并不完全适应我国电厂锅炉运行的实际情况，影响了 NO_x 的减排效果。因此，开发和推广适合我国燃煤特点、炉型特征的国产低氮燃烧技术，对控制燃煤电厂 NO_x 排放具有重要的意义。

近十几年来，我国开展了大量的低氮燃烧技术研究和改进工作。上海理工大学、华中科技大学、宝山钢铁股份有限公司发电厂联合进行燃煤锅炉气体燃料分级低氮燃烧技术的研发，在 350MW 机组上实施改造，NO_x 脱除量达到 200～350mg/m^3，投资成本小于 50 元/kW。哈尔滨工业大学对内蒙古元宝山电厂 600MW 机组进行超细煤粉再燃技术改造，NO_x 浓度由 600mg/m^3 下降到 300mg/m^3，脱硝效率达 50%，减排明显。

低氮燃烧器的研发在国内得到了广泛的关注，大量高校、科研院所和企业致力于开展

具有自主知识产权的新型低 NO_x 燃烧器研发。清华大学的多功能船型煤粉燃烧器和双通道低 NO_x 粉燃烧器、浙江大学的可调式浓淡燃烧器、哈尔滨工业大学的风包粉系列低 NO_x 燃烧器、华中科技大学的高浓度煤粉燃烧器、上海锅炉厂有限公司（简称上海锅炉厂）的低 NO_x 同轴改良型燃烧器等，均在减少 NO_x 的排放量、增加锅炉运行的稳定性等方面展示出较强的优势，并已在工程上得到示范应用。应用结果表明，采用上述国产低氮燃烧器在燃用烟煤时的 NO_x 排放水平可控制到 350mg/m^3，具有广阔的应用前景。

5.1.2 技术发展与应用

针对我国燃煤电厂煤质多变、机组负荷频繁变动的特点，在引进消化吸收以及自主创新的基础上，我国已经开发形成了双尺度低氮燃烧控制技术、高级复合空气分级低氮燃烧技术、MACT 低氮燃烧技术等一系列先进的自主燃烧技术和低氮燃烧器，以实现 NO_x 的减排、增加锅炉运行的稳定性。

5.1.2.1 双尺度低氮燃烧控制技术

该技术是由烟台龙源电力技术股份有限公司（简称烟台龙源公司）自主研发的低氮燃烧技术，可以有针对性地解决燃煤锅炉运行和环保方面的难题，具有强防渣、防腐蚀、高效稳燃、超低 NO_x 排放等功能。该技术发展较成熟，已在国内外 130 余台锅炉上成功应用，经测试在燃用烟煤或褐煤的四角切圆锅炉上能够将 NO_x 的排放量降低到 200mg/m^3 以下，下一步将向 100mg/m^3 以下的目标迈进。2014 年初，在该技术的基础上，烟台龙源公司研究完成了具有自主知识产权的双尺度低 NO_x 燃烧控制系统，该系统实现了环境因素变化情况下锅炉低氮燃烧的智能调风和 NO_x 排放指标的动态向稳，针对生产过程历史数据进行趋势分析，有利于提高火电机组运行的自动化水平，实现电厂节能增效的目标，具有较好的经济效益。

5.1.2.2 高级复合空气分级低氮燃烧技术

该技术是上海锅炉厂在第一代对冲同心正反切圆燃烧、第二代引进型低 NO_x 切向燃烧系统 LNCFS 的基础上自主研发的第三代技术，拥有多项专利。2012 年，该技术成果通过专家鉴定，被认定达到国际领先水平。该技术的特点在于建立早期的稳定着火和空气分段燃烧技术，在实现 NO_x 排放值大幅降低的同时，提高了燃烧效率、减轻了炉膛结渣问题。该技术已在广东台山电厂、陕西渭河电厂、浙江北仑电厂等多台 300、600MW 的燃煤发电机组上实现成功应用。

5.1.2.3 MACT 低氮燃烧技术

该技术采用燃料分级燃烧，以 PM 型燃烧器作为主燃烧器，80%～85%的煤粉通过一次燃料主燃烧器送入炉膛下部的一级燃烧区，在主燃烧区上部火焰中形成过量空气系数接近 1 的燃烧条件，以尽可能地提高燃料的燃尽率。二次燃料也采用煤粉，其中 15%～20%的煤粉用再循环烟气作为输送介质将其喷入炉膛的再燃区，在过量空气系数远小于 1 的条件下将 NO_x 还原，同时抑制了新的 NO_x 的生成。该系统燃烧稳定，在不影响锅炉燃烧效

率的情况下，可将 NO_x 的排放控制在 308～328mg/m³。福建漳州后石电厂、浙江华能玉环电厂均采用该燃烧技术。

5.1.2.4　LYSC 低氮燃烧技术

LYSC 技术是以稳燃型低氮旋流燃烧器为基础，结合锅炉整体配风技术，实现墙式燃烧煤粉锅炉 NO_x 减排的技术。由烟台龙源公司自主研发的 LYSC 系列低 NO_x 燃烧器，能够适应不同煤种，在不影响机组整体安全性、经济性的前提下，抑制 NO_x 在燃烧过程中的生成，具有以下特点：①强化煤粉浓淡分离，将煤粉气流分为浓、淡两股，主气流煤粉浓度提高至 1kg/kg 以上，实现高浓度燃烧，有利于抑制 NO_x 生成；②深化炉内空气分级燃烧，分离后的淡煤粉气流与内二次风同向射流，削弱了主气流的刚性，在燃尽风率提高至 25%以上时，仍能保证良好的动量比，主燃区过量空气系数可以控制得更低；③推迟燃烧器二次风混入时机，利用环形回流区将淡煤粉气流和二次风与主气流隔开，推迟煤粉着火后的供氧时机，有利于促使 NO_x 还原；④内置回流区促进燃烧，卷吸高温烟气到浓、淡两股煤粉气流之间，增大燃料受热面积，有利于煤粉提前着火、稳定燃烧；⑤“风包火”燃烧方式，避免了燃烧器喷嘴的烧损和附近水冷壁的结渣。

5.1.3　主要工艺参数的确定

低氮燃烧技术 NO_x 减排效果，因煤种、炉型、机组容量和燃烧方式不同而存在差异，主要低氮燃烧技术及减排效果见表 5-1。

表 5-1　　低 NO_x 燃烧技术及减排效果

技术名称		NO_x 减排率	适用性
低氮燃烧器		20%～50%	适用烟煤、褐煤，所有容量机组
低氮燃烧器	空气分级	40%～60%	所有燃料，所有容量机组
	燃料分级	40%～60%	所有燃料，所有容量机组
空气分级燃烧		20%～50%	所有燃料，所有容量机组
燃料分级燃烧（再燃）		30%～50%	所有燃料，尤其适用于挥发分较低的煤种，大容量机组应用较少

5.2　SCR 脱硝技术

5.2.1　技术概况

5.2.1.1　技术原理

选择性催化剂还原（SCR）技术是指利用脱硝还原剂，在催化剂作用下选择性地将烟气中的 NO_x（主要是 NO、NO_2）还原成无害的氮气（N_2）和水（H_2O），从而达到脱除 NO_x 的目的。

SCR 脱硝系统一般由还原剂贮存系统、还原剂混合系统、还原剂喷射系统、反应器系统及监测控制系统等组成。SCR 反应器多为高尘高温布置，即安装在锅炉省煤器与空气预热器之间。

SCR 脱硝系统技术原理见图 5-1。

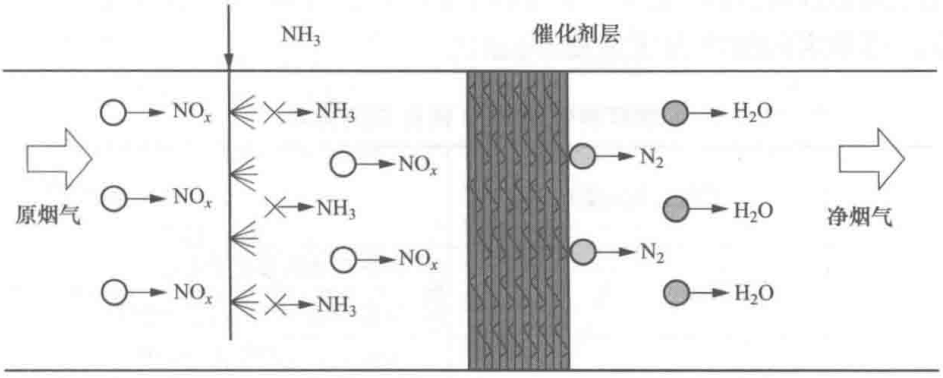


图 5-1 SCR 反应示意图

5.2.1.2 技术特点与适用性及存在的主要问题

1. 技术特点

SCR 脱硝技术对场地要求相对较高，需要新建 SCR 反应器；脱硝效率较高，可达 90%以上；初始投资和运行成本较高。

2. 技术适用性

SCR 脱硝技术适应性强，适合我国燃煤机组煤质多变、机组负荷变动频繁的特点；适用于新建和现役机组改造；运行温度范围一般为 300～420℃，不同种类的催化剂 SCR 运行温度区间存在差异。

3. 能耗和经济性

脱硝系统阻力一般不大于 1000Pa；脱硝系统电耗为 0.1%～0.3%。

SCR 的初始投资和运行成本较高，受机组容量、初始 NO_x 浓度、排放限值影响较大，初始单位投资为 50～180 元/kW，单位发电量运行成本为 0.6～1.2 分/kWh，运行成本主要表现在催化剂的更换、还原剂的消耗以及脱硝系统电耗。

4. 存在的主要问题

锅炉启停机及低负荷时，烟气温度达不到催化剂运行温度要求，导致 SCR 脱硝系统无法投运；逃逸氨和 SO_3 反应生成硫酸氢铵，导致催化剂和空气预热器堵塞；废弃催化剂的处置；采用液氨做还原剂时安全防护等级要求较高；逃逸氨引起的二次污染等问题。

5.2.1.3 影响 SCR 脱硝性能的主要因素

影响 SCR 脱硝效率的因素主要包括燃料特性、催化剂性能、温度、反应器及烟道的流场分布均匀性、氨氮摩尔比等。

1. 燃料特性

我国的燃煤煤种变化和煤质变化大，近年来煤质掺烧、高灰分情况比较普遍，且给 SCR 催化剂的设计选型带来很大挑战，此外，技改项目输入条件的确认时缺乏严肃性，煤质、烟气参数确定不具有代表性，尤其烟气携带的重金属等含量数据未能提供，会增大砷化物和碱金属等使催化剂中毒失活的风险。煤种的变化要求催化剂能够适应不同的燃料和

烟气成分的要求。

对SCR有影响的燃料特性主要有燃料的含灰量、含硫量、碱土金属、氯离子、氟离子、重金属等，可采用的解决方法见表5-2。

表5-2　　燃料特性对SCR催化剂的影响

项目	对催化剂的影响	解决方法
含灰量	通道堵塞	选择合适的催化剂孔径
		设置合适的灰斗除去大颗粒
	冲蚀	垂直向下的均匀流场设计
		采取抗冲蚀的催化剂（板式或者顶端固化的蜂窝式）
	表面覆盖层	采用蒸汽式或者声波式吹灰器
		在催化剂前端设置金属丝网
	表面黏附	选择合适的烟气流速
含硫量	表面覆盖	催化剂微孔优化
	通道堵塞	吹灰器
	二氧化硫向三氧化硫转化	降低催化剂中的五氧化二钒的含量； 提高三氧化钨的比重
	空气预热器堵塞，飞灰污染	氨逃逸率降到最低
	低负荷硫酸氢铵污染	安装省煤器旁路； 采用低温SCR
	棕色烟雾，增加腐蚀	向炉后烟气中喷射MgO； 运行湿法脱硫
碱金属Na、K	减少催化剂的活性反应位	设定合适的催化剂余量； 改变催化的组成（添加钨）
碱土金属Ca	催化剂表面形成釉质覆盖层	选择合适的催化剂体积； 安装吹灰器
重金属As	催化剂活性成分失去活性	选择合适的催化剂体积； 优化催化剂的毛细孔结构； 采用抗As型催化剂； 采用尾部型SCR工艺
Cl/F	催化剂表面结釉	选择合适的催化剂体积； 安装吹灰器； 设置省煤器旁路以维持合适的烟气温度

2. 催化剂性能

催化剂一般保证2～3年寿命。由于长期处于高温、高尘的环境中，催化剂的微孔会逐渐变形、堵塞，同时烟气中的各种微量重金属也会对催化剂产生毒化作用。研究表明，一般情况下经过16000h（约2年）的使用，SCR催化剂的活性会降至初始的0.8。催化剂的实际使用寿命因催化剂类型、操作条件而不同，催化剂要求活性高、寿命长、耐磨、防堵、抗中毒。

3. 温度

烟气温度是影响NO_x脱除效率的重要因素。一方面，当烟气温度低时，催化剂的活性

会降低，NO_x 的脱除效率随之降低，且 NH_3 的逃逸率增大，SO_3 与 NH_3 反应生成 $(NH_4)_2SO_4$ 和 NH_4HSO_4，硫铵盐沉积在催化剂表面，降低催化剂的活性，同时，硫铵盐可导致空气预热器堵塞、烟道积灰与腐蚀。为防止这一现象产生，既要严格控制氨逃逸量和 SO_2 氧化率，减少 NH_4HSO_4 在催化层和后部空气预热器上的形成，又要保证 SCR 反应温度高于 300℃。另一方面，温度高于 400℃时，NH_3 的副反应发生，导致烟气中的 NO_x 增加，同时又容易发生催化剂的熔结，微孔消失，使催化剂失效。因此一般 SCR 反应温度都控制在 300～400℃。在系统设计和运行时，选择和控制好烟温尤为重要。图 5-2 为 NO_x 脱除效率和温度的关系曲线图。

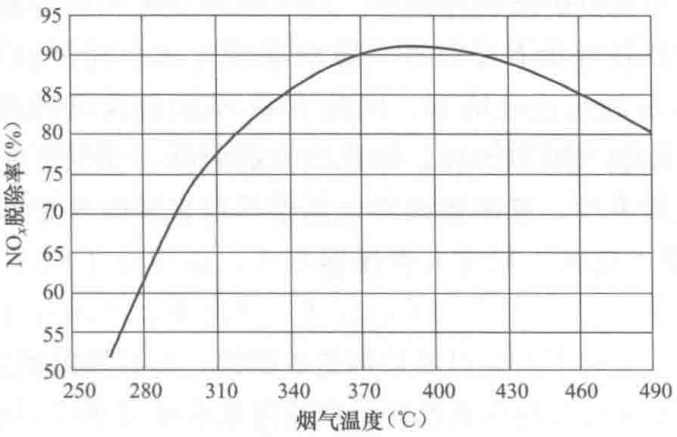


图 5-2 NO_x 脱除效率和温度的关系

4. 烟气流速

对于 SCR 反应器，衡量烟气（标准状态下的湿烟气）在催化剂容积内的停留时间尺度的指标是空间速度（space velocity，SV），它在某种程度上决定反应物是否完全反应，同时也决定着反应器催化剂骨架的冲刷和烟气的沿程阻力。空间速度大，烟气在反应器内的停留时间短，在同等反应活性条件下可以节省催化剂的体积，降低成本，但反应有可能不完全，NH_3 的逃逸量大，同时烟气对催化剂骨架的冲刷也大。对于固态排渣炉高灰段布置的 SCR 反应器，由于设计的脱硝效率的不同，空间速度可以在 1500～6000h^{-1}进行选择，脱硝效率越高，空间速度越小，脱硝效率越低，空间速度越大。设计脱硝效率为 80%～85%时，空间速度一般为 2500～3000h^{-1}。

不同的催化剂厂家，设计流速各不相同，且在一定的 NH_3 逃逸率下，不同催化剂厂家的操作烟气流速变化范围也不同，反应器内的烟气流速一般为 4～6m/s。

5. 氨氮摩尔比与烟气均匀性

理论上，1mol NO_x（NO）需要 1mol 的 NH_3 去脱除，NH_3 量不足会导致 NO_x 的脱除效率降低；但 NH_3 过量时，多余的 NH_3 与烟气中的 SO_3 反应形成硫铵盐，导致空气预热器堵塞、烟道积灰与腐蚀。另外，NH_3 吸附在飞灰上，会影响飞灰的再利用价值，氨泄漏到大气中对大气造成新的污染，故氨的逃逸量一般要求控制在 3×10^{-6} 以下。当 NH_3 逃逸量超过允许值时，必须额外安装催化剂或用新的催化剂替换掉失活的催化剂。实际运行过程中喷入的 NH_3 量随着机组负荷的变化而变化，SCR 装置负荷变化的响应时间跟随能力约为 5～30s。运行中，通常取 NH_3 ∶ NO_x（摩尔比）为 0.8～0.85，最大不超过 1.05。

烟气的均匀混合对于既保证 NO_x 的脱除效率，又保证较低的氨逃逸量是很重要的。如果 NH_3 与烟气混合不均，即使 NH_3 的输入量不大，NH_3 与 NO_x 也不能充分反应，不仅达不到脱硝的目的还会增加氨的逃逸率。因此，速度分布均匀，流动方向调整得当时，NO_x 转化率、氨逃逸率和催化剂的寿命才能得以保证。采用合理的喷嘴格栅，并为氨和烟

气提供足够长的混合烟道，是使氨和烟气均匀混合的有效措施，可以避免由于氨和烟气的混合不均所引起的一系列问题。

6. 飞灰

在锅炉燃烧过程中，由于煤种变化和局部燃烧扰动，通常在炉膛或对流受热面形成多孔且形状不规则的“爆米花状”灰，其粒径可达 10mm。对于 SCR 催化剂，4mm 或 5mm 就会造成堵塞，因此有些 SCR 催化剂顶层会出现被“爆米花状”灰堵塞的情况，导致烟气阻力增加，催化剂性能降低，甚至可能造成 SCR 装置停运。可以通过采用加强吹灰手段，选用板式催化剂等手段来消除其影响。如美国巴威公司不仅设计了偏转板使“爆米花状”灰进入省煤器灰斗，还设计了筛式挡板用来收集灰，并把它们送入省煤器灰斗。

飞灰不但会对催化剂造成磨蚀，而且能沉积在催化剂上，引起催化剂小孔堵塞。因此，需要在设计反应系统时采取措施来有效减少通过催化剂的飞灰含量，此外，应利用吹灰器对催化剂进行定期吹扫，必要时应设置催化剂前置吹灰系统，可以保证及时清理积灰。如果出现“爆米花状”灰时，则应装设拦截网。在 SCR 装置停炉检修之前，应当对所有催化剂层进行 1～2 次强行吹扫，清除已有的积灰，并进行一次真空吸尘。在启动过程中，应加强反应器吹灰，避免催化剂上沉积碳粒过多着火。停机后锅炉吹扫应在催化剂温度降到 200℃以下后再进行，避免催化剂着火。

5.2.1.4　国内外技术发展现状

SCR 烟气脱硝技术具有较高的脱硝效率，能达到 60%～90%，是一种成熟的、可行的商业最佳的电站烟气脱硝技术。自 20 世纪 70 年代后期日本安装第一台电厂 SCR 装置以来，SCR 技术得到迅猛发展，日本几乎所有的煤电机组都配置了 SCR 装置；欧洲自 1985 年引进 SCR 技术以来，也迅速得到普及；2012 年底美国 67%的燃煤发电机组建设了 SNCR 或 SCR，其中约 80%的机组采用 SCR 工艺。SCR 烟气脱硝设施已成为很多发达国家燃煤发电机组的必需装备。

“十二五”期间，我国燃煤电厂脱硝改造呈全面爆发的增长趋势，其中 SCR 技术占火电机组脱硝容量的 95%以上。催化剂是 SCR 技术的核心，国内外采用的催化剂主要为 V_2O_5-TiO_2 体系（添加 WO_3 或 MoO_3 作为助剂），该催化剂效率高、稳定可靠。近年来我国在催化剂原料生产、配方开发、国情及工况适应性等方面均取得了很大进步，如浙江大学的硝汞协同控制催化剂、龙源环保的高灰分耐磨催化剂、国电环境保护研究院的低温脱硝催化剂、南京工业大学的无钒催化剂等新型催化剂技术的研究突破，同时对失活催化剂再生技术、废催化剂回收技术、吹灰改进技术、反应器流场优化、全负荷脱硝技术等的研发也取得令人瞩目的成果。随着电力环保进入超低排放阶段，SCR 超低技术及全负荷脱硝已经成为技术研究和攻关的重点，近年来发展迅速，涌现出了大量新型工艺。

5.2.2　技术发展与应用

近年来，我国在全负荷脱硝、脱硝增效、催化剂、全截面多点法测量与喷氨优化等方面取得了重要进展。

5.2.2.1 全负荷脱硝技术

锅炉启停机及负荷较低时，反应器入口烟气温度较低，生成的硫酸氢铵沉积在催化剂和下游设备上，导致催化剂活性下降和设备堵塞，系统无法正常运行。为保证 SCR 脱硝系统全负荷运行，主要技术路线有：通过改造锅炉热力系统或烟气系统，提高低负荷阶段 SCR 反应器入口温度；采用宽温催化剂，提高催化剂低温活性。

提升脱硝装置入口烟温主要有省煤器分级改造、加热省煤器给水、省煤器烟气旁路、省煤器水旁路、省煤器分割烟道等方案。其中省煤器分级改造、加热省煤器给水和省煤器分割烟道有较多应用。

宽温度窗口催化剂是在常规 V-W-TiO_2 催化剂的基础上，通过添加其他元素改进催化剂性能，提高低温下催化剂活性，实现全负荷脱硝。

5.2.2.2 脱硝增效技术

SCR 脱硝增效技术主要包括增加催化剂用量、高效混合喷氨和流场优化技术等。

1. 增加催化剂用量

采用增加运行催化剂层数至 3～4 层或更多（或增加每层催化剂有效高度至 1.2m），脱硝效率可提高至 90%以上，以满足更高的 NO_x 排放要求。该技术单纯利用增加催化剂实现 NO_x 的高效脱除，可能造成空气预热器堵塞等问题。

2. 高效喷氨混合和流场优化技术

通过优化喷氨格栅或涡流混合器设计确保氨氮混合均匀、结合实际工况进行流体力学（CFD）模拟优化流场设计、在 SCR 入口竖向烟道增设大颗粒拦截网、定期抽检催化剂活性、锅炉热系统调节，以及全截面多点实时监测和动态精准按需喷氨调控技术等手段，确保 SCR 系统温度场、浓度场、速度场满足反应要求，解决氨混合不匀、流场不均易导致的脱硝效率下降、逃逸氨增加等问题，保障系统稳定运行。

5.2.2.3 脱硝催化剂技术

在催化剂补充、更换、再生、运行优化等方面建立一套先进的管理模式，对催化剂的性能、寿命、运行优化等多方面提供准确的检测数据，在实现脱硝效率保证值的同时，延长催化剂使用寿命，降低烟气脱硝系统运行成本。

1. 催化剂改进技术

在催化剂原料生产、配方开发、煤种及工况适应性等方面均取得重要进展。针对高灰分煤种，通过优化催化剂载体结构强度，提高催化剂耐磨损及耐冲刷性能；针对高硫分煤种，通过优化催化剂配方，降低催化剂 SO_2/SO_3 转化率，同时采用精确喷氨控制技术和流场优化技术减少氨逃逸，减少硫酸氢铵生成，减缓下游空预器堵塞及烟道腐蚀；针对汞控制问题，通过改变脱硝催化剂配方，提高零价汞的氧化率，结合湿法脱硫装置的洗涤除汞功能，实现汞的协同脱除。

2. 催化剂再生技术

失活催化剂再生技术，是通过物理或化学手段去除失活催化剂上的有害物质或使中毒

活性恢复，使催化剂活性得以部分甚至完全恢复。催化剂再生包括现场再生和固定点再生，再生后催化剂活性可达到最初性能的90%以上，SO_2/SO_3转化率低于1%，氨逃逸低于2.5mg/m³，再生成本为5000～15000元/m³。该技术可有效延长催化剂的使用寿命，降低更换催化剂成本，实现资源循环利用，且可减少废催化剂的处置。催化剂再生工艺流程见图5-3。

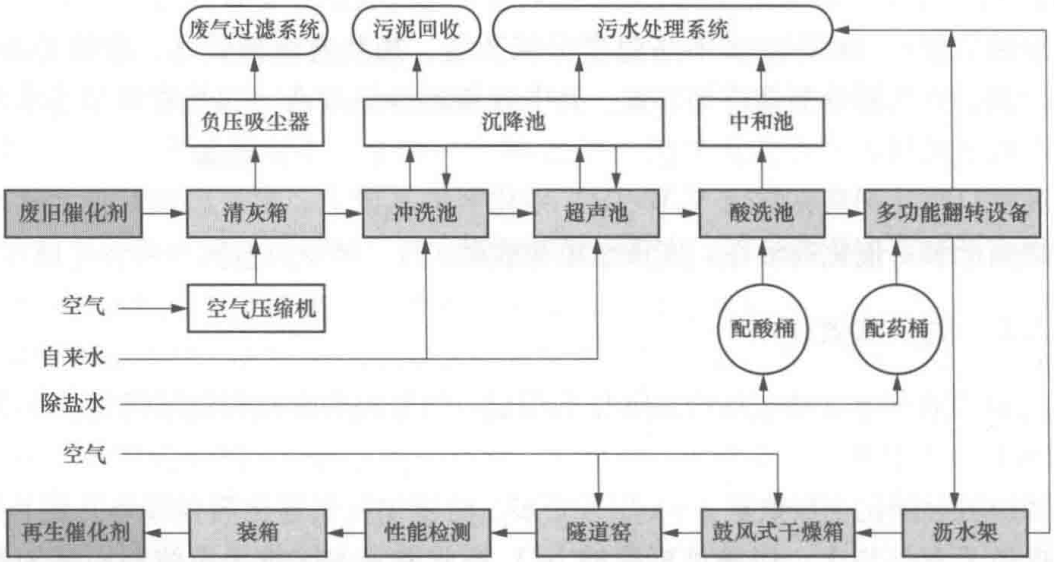


图5-3　催化剂再生工艺流程

3. 催化剂（回收）资源化技术

失活催化剂不可再生后属于危废，如果处置不当将会引起二次污染，鉴于催化剂中含有V、W、Ti等金属元素，开发废弃催化剂中金属元素回收技术及装备研究，能在很大程度上提高催化剂的资源利用率，具有较好的经济性。但对失活催化剂收集、贮存、运输、再生、利用处置活动应严格执行《关于加强废烟气脱硝催化剂监管工作的通知》《废烟气脱硝催化剂危险废物经营许可证审查指南》等相关法律法规和规范的要求。随着环保要求的提高以及国家对SCR技术研发的大力支持，“十二五”期间针对我国燃煤灰分、硫分、碱金属含量高，成分复杂多变，容易引起催化剂磨损、失活、中毒、效率下降等问题，我国SCR技术取得了重大突破。

在低温催化剂和抗硫中毒催化剂方面，浙江大学研发的具有良好的低温活性和抗硫中毒能力Ce-Cu-Ti体系催化剂，该体系催化剂有望成为钒钛系催化剂的替代；在催化剂配方研发及生产成套工艺方面，浙江大学形成具有自主知识产权的原料、生产设备以及催化剂成套生产工艺与技术，并依托该技术建成产能已达5万m³/年的脱硝催化剂生产基地，其中“复合载体烟气选择性催化还原法脱硝催化剂及制备方法”获得2014年第十六届中国专利奖、2014年度浙江省科技进步一等奖；在催化剂再生技术方面，浙江大学开发适用于构型多样、配方差异大、失活机理复杂的废脱硝催化剂再生改性技术，研发国际首套3000m³/年的可移动式再生改性成套装备及核心技术，并获得了2014年度国家重点新产品计划立项。

针对催化剂中毒与抗中毒问题，清华大学课题组抗中毒机理进行深入研究，提出相应的抗中毒机理与配方研究；该团队的“燃煤电厂烟气催化脱硝关键技术研发及应用”获得

了2014年环境保护科技一等奖。此外，南京工业大学课题组的“新型选择性催化还原（SCR）脱硝催化剂技术及产业化应用”获得了2013年江苏省科技进步一等奖。

我国在SCR脱硝技术领域的基础研究和产业化应用方面取得了重要突破和进展，与国外先进技术水平的差距正在逐渐缩小，且有部分技术达到国际领先水平。

5.2.2.4 全截面多点法测量与喷氨优化技术

SCR截面上NO_x分布不均匀，NO_x单点测量以点代面喷氨，导致低NO_x区域氨过量，从而增加硫酸氢铵的生成，使催化剂活性下降和下游设备堵塞，为减少喷氨过量生成硫酸氢铵，提出NH_3/NO_x摩尔比全截面多点测量与喷氨优化技术，主要技术路线：采用多个自动调节阀门进行喷氨，SCR出、入口截面布置多点测量NO_x，实现测量-调整-测量的闭环自动控制，实现最优的NH_3/NO_x摩尔比，减少氨逃逸。

5.2.2.5 减少氨逃逸技术

引起脱硝机组氨逃逸的原因有很多，如氨混合不匀、流场不均、通道堵塞、烟温过低、催化剂失活等。通过优化喷氨格栅、涡流混合器设计确保氨混合均匀、利用在线NO_x全截面多点法测量与喷氨优化技术减少喷氨量、结合实际工况进行CFD模拟优化流场设计、在SCR入口竖向烟道增设大颗粒拦截网以及锅炉热系统调节确保喷氨温度、定期抽检催化剂活性等手段，确保系统运行的优化状态，可有效减少氨逃逸。

脱硝喷氨支阀不能根据出口NO_x或氨逃逸分布情况实现分区域自动调整是导致机组各负荷段氨逃逸率高且波动大的主要原因。将喷氨支阀设计为电动门并完善出口NO_x或氨逃逸率测量系统，实现根据机组负荷分区域智能调节喷氨量。

利用在线烟气NO_x全截面多点法测量系统与喷氨优化技术相结合的方式，实行闭环自动控制优化喷氨，实现最优的NO_x/NH_3等摩尔比。对SCR出、入口NO_x和O_2的实时断面扫描测量，设计了SCR出口NO_x前馈-反馈均衡控制器。均衡控制器的前馈部分根据不同的工况组合（锅炉负荷、磨煤机组合、风门开度等）生成AIG格栅门组的开度指令，实现变工况时的快速调节；均衡控制器的闭环部分根据SCR出口格栅间NO_x标准差实现对AIG格栅门组开度的精细调节。应用该系统后可显著减小SCR出口NO_x浓度偏差，SCR出口NO_x分布的平均偏差值小于12%；减少喷氨量大于3%，氨逃逸小于3×10^{-6}，延长催化剂的使用寿命。

5.2.3 主要工艺参数的确定

SCR脱硝技术主要工艺参数及使用效果见表5-3。

表5-3　　SCR脱硝技术主要工艺参数及使用效果

项目	单位	主要工艺参数及使用效果
入口烟气温度	℃	一般为300～420
入口NO_x浓度	mg/m^3	根据实际烟气参数确定
氨氮摩尔比		由脱硝效率和逃逸氨浓度确定，小于1.05，一般取0.8～0.85

续表

项目		单位	主要工艺参数及使用效果
反应器入口烟气参数的偏差数值			速度相对偏差在±15%范围内；温度相对偏差在±15℃范围内；氨氮摩尔比相对偏差在±5%范围内；烟气入射角度在±10°范围内
催化剂	种类		根据烟气中灰的特性进行确定
	层数（用量）	m^3	根据反应器尺寸、脱硝效率、催化剂种类及性能进行确定
	空间速度	h^{-1}	2500～3000
	烟气速度	m/s	4～6
	催化剂节距		根据烟气中灰的特性进行确定
脱硝效率		%	50以上，最高可达90以上
NO_x 排放浓度		mg/m^3	根据催化剂层数变化，排放浓度发生变化，可以控制在50mg/m^3以下
氨逃逸浓度		mg/m^3	≤2.5
SO_2/SO_3 转化率		%	燃煤硫分低于1.5%，转化率宜低于1.0；燃煤硫分高于1.5%，转化率宜低于0.75
阻力		Pa	<1400

5.3　SNCR脱硝技术

5.3.1　技术概况

5.3.1.1　技术原理

选择性非催化还原（SNCR）技术是指在不使用催化剂的情况下，在炉膛烟气温度适宜处（850～1150℃）喷入含氨基的还原剂（一般为氨或尿素等），利用炉内高温促使氨和NO_x反应，将烟气中的NO_x还原为N_2和H_2O。典型的SNCR系统由还原剂贮存系统、还原剂喷入装置及相应的控制系统组成。

当温度低于850℃时，反应不完全，NH_3的逃逸率高，造成二次污染，导致脱硝不完全。当温度过高时，NH_3将被氧化为NO。温度过高或过低都不利于对污染物排放的控制。适宜的温度区间被称为温度窗口，在SNCR的应用过程中，温度窗口的选择是至关重要的。

典型的SNCR工艺系统见图5-4。

5.3.1.2　技术特点与适用性及存在的主要问题

1. 技术特点

与SCR技术相比，不需要催化剂和催化反应器，占地面积较小，建设周期短，改造方便，初始投资低，脱硝效率中等。

2. 技术适用性

SNCR脱硝技术对温度窗口要求严格，对机组负荷变化适应性差，适用于小型煤粉炉和循环流化床锅炉，300MW及以上的煤粉锅炉应用很少。

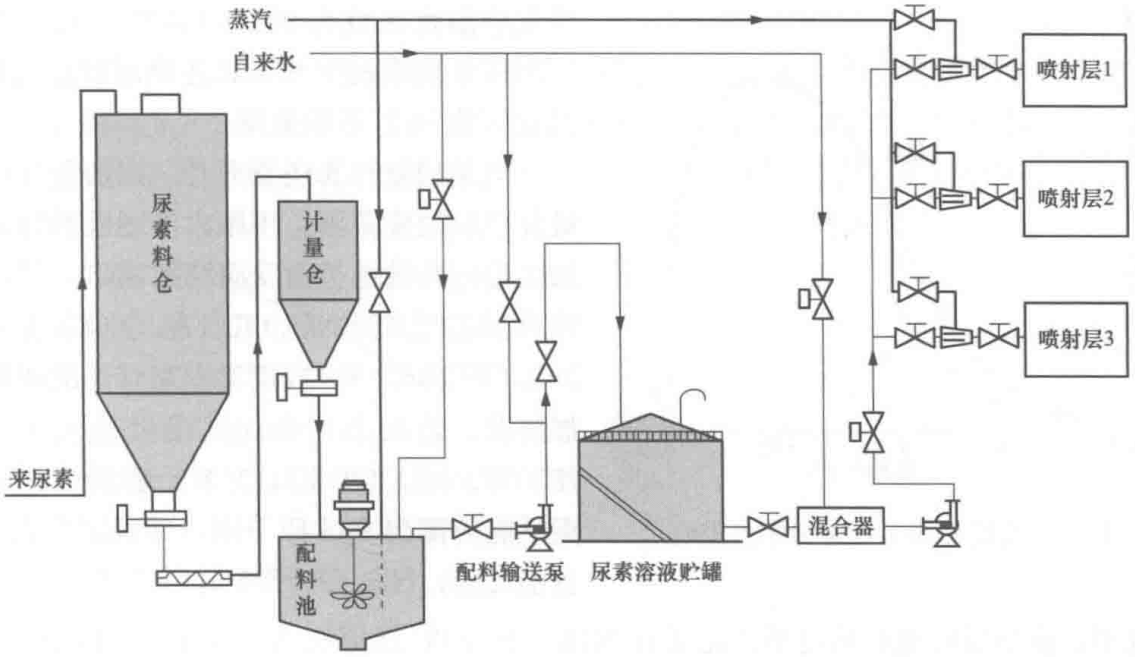


图 5-4 典型的 SNCR 工艺系统

3. 能耗和经济性

SNCR 脱硝系统阻力较小、运行电耗低，初始投资为 20～40 元/kW；运行成本一般低于 0.5 分/kWh。

4. 存在的主要问题

锅炉运行工况波动易导致炉内温度场、速度场分布不均匀，脱硝效率不稳定；氨逃逸量较大，导致下游设备的堵塞和腐蚀等问题。

（1）合适的反应温度区域窄。如果炉内降温速度快，适合反应的温度区间内停留时间不足，将引起尾部氨逃逸；在高温区域喷入还原剂又会降低脱硝效果，甚至生成更多的 NO_x。

（2）混合问题。炉膛的尺寸越大，充分混合越困难；锅炉温度梯度大，混合时间长会影响脱硝效果；炉内喷入位置有限制，要取得好的效果，工程量就会增大。

（3）工况变化的波动影响大。负荷、煤种、磨煤机的停用、炉内吹灰等工况变化都对炉内的温度场、速度场、浓度场的分布有一定的影响，进而影响 SNCR 技术的应用效果。如果锅炉 CO 的浓度水平较高，合适的还原剂喷入温度降低，炉内工况变化情况对 SNCR 技术采用的控制调节策略提出更高的要求。

（4）产生副产物 NH_3 和 N_2O 排放。NH_3 不但会引起尾部烟道设备沾污腐蚀，还是很大的环境污染隐患。N_2O 是重要的温室气体，对气候和臭氧层具有破坏作用，被认为是比 NO 危害更严重的污染物。

5.3.1.3 影响 SNCR 脱硝性能的主要因素

性能 SNCR 主要影响因素包括反应区域温度场和速度场分布均匀性（烟气与还原剂混合均匀度）、还原剂停留时间、氨氮摩尔比、还原剂类型等。

1. 反应温度

使用液氨作为还原剂，最佳反应温度区域为 870～1100℃；使用尿素作为还原剂，最

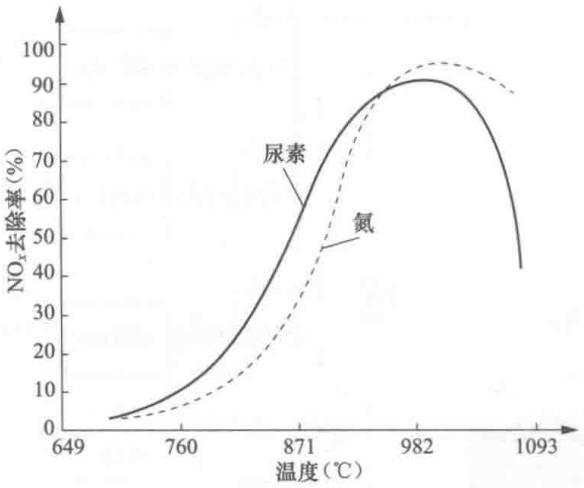


图 5-5　温度对 NO_x 去除效率的影响

佳反应温度区域为 900～1150℃。图 5-5 显示了用尿素和液氨作 SNCR 还原剂时在锅炉不同温度下的 NO_x 脱除效率。

当采用氨作为还原剂时，添加氢气可减小最佳反应温度范围。用尿素作还原剂时应用添加剂也能有效地扩大反应温度窗口。工业应用的典型还原剂为 NO_x OUTA、NO_x OUT34 和 NO_x OUT83。NO_x OUTA 为 45%的尿素溶液加防腐、防垢添加剂，其温度范围为 950～1050℃；NO_x OUT34 为多元醇混合剂，在高温下能分离出 OH 原子团，使尿素在 850℃下也能反应；NO_x OUT83 可用于 700～850℃的低温范围，在该温度窗口内可分离出活性 NH_3，使 NO_x 还原成 N_2。炉内烟气温度与锅炉的设计和运行条件有关，这些参数的确定，一般是由满足锅炉蒸汽发生的要求而确定的，而对于 SNCR 系统来说，通常不理想。不同锅炉之间炉膛上部对流区的烟温可相差±150℃。另外，锅炉负荷的波动也影响炉内温度，在低负荷时炉内温度就低。为适应锅炉负荷的波动，必须在炉膛内几个不同高度处安装喷射器，以保证在适当的温度喷入反应剂。

2. 烟气和还原剂的混合均匀程度

要发生还原反应，还原剂必须与烟气分散和混合均匀，两者的充分混合是保证充分反应的又一技术关键，也是保证在适当的 NH_3/NO_x 摩尔比下得到较高的 NO_x 脱除效率的基本条件之一。混合程度取决于锅炉形状和气流通过锅炉的方式。还原剂被特殊设计的喷嘴雾化成小液滴由喷入系统完成，喷嘴可控制液滴的粒径和粒径分布及喷射角度、速度和方向。大液滴动量大，能渗透到更远的烟气中，但是大液滴挥发时间长，需要增加停留时间才行。增加喷入液滴的动量，增多喷嘴的数量、增加喷入区的数量和对喷嘴节能型优化设计可提高还原剂与烟气的混合程度。

通过对烟气和还原剂的数值模拟可对喷射系统进行优化设计。还原剂与烟气混合不好会使 NO_x 还原反应效果降低，可用下列方法改善混合效果：①增加传给液滴的能量；②增加喷嘴的个数；③增加喷射区的数量；④改进雾化喷嘴的设计以改善液滴的大小、分布、喷雾角度和方向。以上四方面因素都涉及 SNCR 还原剂的喷射系统，所以在 SNCR 中，还原剂喷射系统的设计是一个非常重要的环节。

只有在以上四方面的要求都满足时，NO_x 脱除才会有令人满意的效果。大型燃煤电站锅炉由于炉膛尺寸大、锅炉负荷变化范围大，从而增加了对这 4 个因素控制的难度，随着锅炉容量的增大，SNCR 的 NO_x 脱除效率呈下降的趋势。工程运用中通常采用的措施是优化雾化器的喷嘴，控制雾化液滴的粒径、喷射角度、穿透深度及覆盖范围。增加雾化器的数量，设置可伸入炉膛的多喷嘴尿素喷射器。强化尿素喷射器下游烟气的湍流混合，增加反应温度区域内的 NH_3/NO_x 扩散，提高反应速率。国外的实际运行结果表明，应用于大型电站煤粉锅炉的 SNCR 的 NO_x 脱除效率只有 40%。

3. 还原剂停留时间

还原剂必须和 NO_x 在合适的温度区域内有足够停留时间，才能保证烟气中的 NO_x 脱除率。滞留时间是指还原剂在化学反应区，即炉膛上部和对流区存在的总时间。当还原剂离开锅炉前，SNCR 系统必须完成所有以下过程：①喷入的尿素与烟气的混合；②水的蒸发；③尿素分解成 NH_3；④NH_3 再分解成 NH_2 等自由基；⑤NO_x 的还原反应。

若反应窗口温度较低，为获得相同的 NO_x 去除率，就需要有较长的滞留时间。加大停留时间有利于质量的输运和化学反应，从而提高反应效率。滞留时间在 0.001～10s 范围内波动，但为获得较好的 NO_x 脱除率，要求最低的滞留时间为 0.5s。实验研究表明：停留时间从 100ms 增加到 500ms，NO_x 最大脱除效率从 70%上升到了 93%左右。在实际情况下，一般不低于 0.5s。停留时间的大小决定于烟气路径的尺度和流速，图 5-6 所示为滞留时间对 NO_x 脱除效率的影响。反应剂在反应温度窗口的滞留时间与锅炉气流通道及其沿程烟气的体积流量有关，而为了避免管路的腐蚀，还原剂的最低流速也需要高于一定值。这些参数通常是从锅炉运行角度而不是从 SNCR 系统运行考虑而优化设计的，因此它们对 SNCR 系统来说是不算太理想，这也是 SNCR 效率低的原因之一。

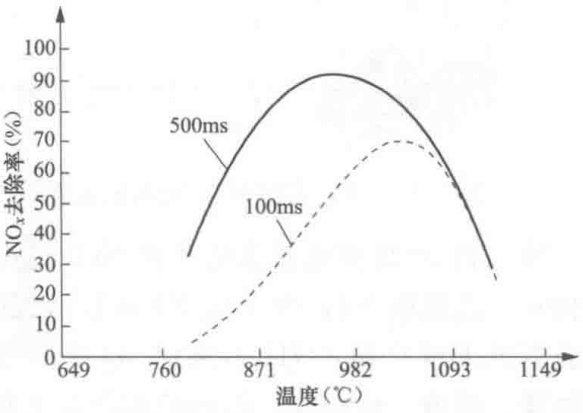


图 5-6 滞留时间对 NO_x 去除率的影响

4. 氨氮摩尔比（化学计量比 NSR）

根据 NO_x 和氨或尿素的反应式，理论上用 1mol 的尿素或 2mol 的氨可去除 2mol 的 NO_x。而实际上喷入锅炉烟气中的还原剂要比此值高，这是因为 NO_x 和注入还原剂的化学反应复杂性，以及还原剂与烟气的混合等因素所致。典型的 NSR 值一般为 0.5～3。已有的运行经验显示，NH_3/NO_x 摩尔比一般控制在 1.0～2.0，最大不要超过 2.5。NH_3/NO_x 摩尔比过大，虽然有利于 NO_x 脱除，但氨逃逸加大又会造成新的问题，同时还增加了运行费用。因 SNCR 的建设与运行费用的高低与还原剂的用量有关，因此决定合适的 NSR 值非常关键。影响 NSR 值的因素包括：①NO_x 的还原率；②处理前烟气的 NO_x 浓度；③NO_x 还原反应的温度和滞留时间；④还原剂与烟气在炉内的混合程度；⑤允许的氨逃逸量。

图 5-7 所示为 NO_x 脱除效率（去除率）与 NSR 的关系曲线示意，随 NSR 增加 NO_x 脱除效率增加。但当 NSR 继续增加时，NO_x 还原反应的增值将按指数下降。当 NSR 值超过 2.0 时，增多还原剂用量不会显著提高 NO_x 脱除效率。

在 SNCR 实际运行中，NSR 值要求比理论摩尔比注入更多的还原剂。另外，被去除的 NO_x 量一般要比待处理的 NO_x 量少得多，这就使得注入的还原剂大部分未完全反应就离去。在此过程中，多数过剩还原剂会通过一系列化学反应而被破坏，但少量还原剂将以氨逃逸的方式留在烟气中。图 5-8 所示为不同氨逃逸水平下对于煤粉炉处理前 NO_x 体积分数为 0.012%时所能达到的 NO_x 去除率的个例。

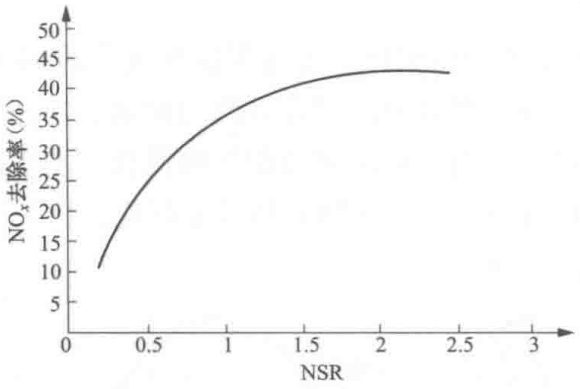


图 5-7　NO_x 去除率与 NSR 的关系

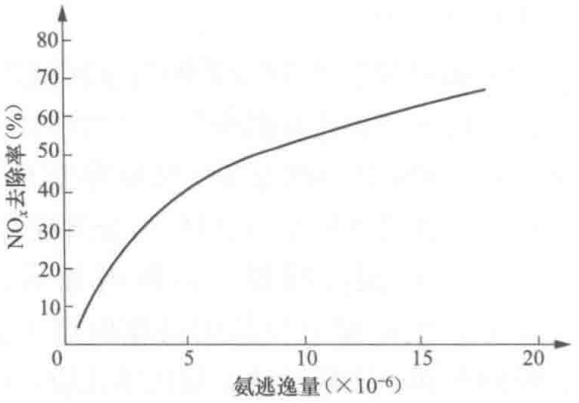


图 5-8　NO_x 去除率与 NH_3 逃逸量的关系

喷入高 NSR 值的尿素能改善 NO_x 还原率，但氨的逃逸量也相应增加。当燃料中含氯化物时，逃逸的 NH_3 会生成 NH_4Cl，引起烟囱烟羽能见度问题；当燃烧含硫燃料时，会生成 NH_4HSO_4 和 $(NH_4)_2SO_4$，这些硫铵盐会沉积、堵塞和腐蚀锅炉尾部设备，如空气预热器、烟道、风机等，销售的副产物飞灰也会受到氨的影响。一般来说，SNCR 系统控制氨逃逸量在 $8mg/m^3$ 以下。

5. 氮还原剂类型

国外研究了氨、尿素、氰尿酸（异氰酸）等三种不同的还原剂的脱硝过程，发现三种还原剂在不同的氧量和温度下还原 NO_x 的特性不一样，氨的合适反应温度最低，异氰酸的合适反应温度最高，氨、尿素、氰尿酸三种还原剂分别在 1%、5%和 12%的氧量下脱硝效果最好。尿素在热解过程中等量地生成 NH_3 和 HCN，因此，尿素的脱硝过程应该是异氰酸和氨的组合。还有研究发现，氨作为还原剂比尿素好，虽然不同还原剂的反应机理各有不同，但是其脱硝过程的主要特性是相似的。

6. 还原剂喷入点的选择

NO_x 的还原是在特定的温度下进行的，在这个温度下能够提供所需要的热量。在较低温度下，反应速率非常慢，造成大量氨的逃逸；而在过高温情况下，氨又会氧化生成 NO_x。氨喷入的理想温度是 850～1050℃，尿素为 900～1100℃。在尿素中可以添加一些附加成分以扩大反应的温度范围。一般来说，注入位置在锅炉的过热器和再热器的辐射对流区，这个位置有合适的温度范围。适当的喷射位置能保证很高的 NO_x 脱除效率。

SNCR 反应模拟尿素喷射温度窗口和炉内 NO_x 浓度分布如图 5-9 所示。

喷入点位置选择取决于炉膛温度的制约。一般采用计算机模拟和流体力学、计算燃烧学来模拟锅炉内烟气的流场分布和温度分布，同时辅以冷态与实物等比例缩小的流场装置试验，以此为设计依据来合理选择喷射点和喷射方式。

喷入点位置模拟应着重考虑以下几方面：①还原剂的分布均匀性；②喷入点反应温度、基线 NO_x 浓度；③尿素与 NO_x 的反应结合及停留时间；④喷射区 CO 浓度及氨逃逸比例。

7. 添加剂

在还原剂中加入添加剂可降低最佳操作温度，但是也会影响脱除效率。如在 1mol NH_3 中加入 0.5mol 的甲烷时，最佳操作温度从 1030℃下降到 916℃，但最大 NO_x 脱除率从 68%下降到 60%，当甲烷与 NH_3 的比为 1∶1 时，最大的 NO_x 脱除效率又有所下降。

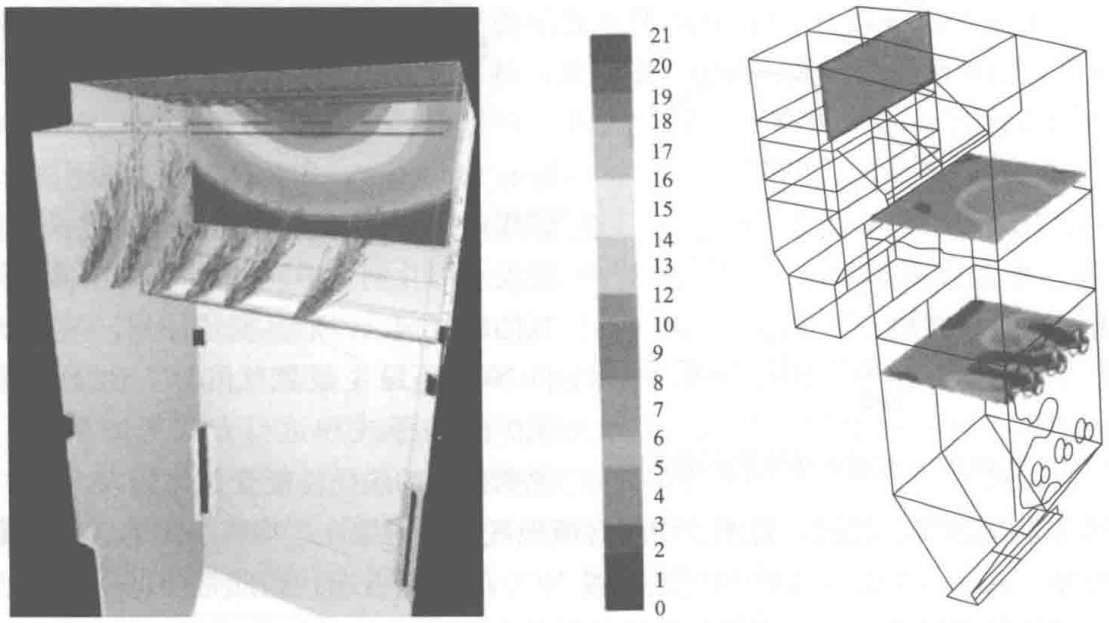


图 5-9 SNCR 反应模拟尿素喷射窗口和炉内 NO_x 浓度分布

在尿素中添加有机烃类，如酒精、糖类、纤维有机酸等，可增加烟气中的烃基浓度，从而增强对 NO 的还原，还可以使操作温度降低 20℃左右。使用辅助剂在保证尿素 SNCR 系统中 NO_x 脱除效率的同时，还能抑制 N_2O 的生成。

此外，其他含氮物质（如胺、羟胺、蛋白质、换装含氮化合物、吡啶、有机胺盐等）也可用来还原 NO_x，有的还原剂所需要的还原温度比尿素还低，如吡啶在 160℃左右也很有效。

8. *烟气气氛*

烟气中的 O_2、CO、H_2O、H_2、CH_i 等成分都对 NH_3-NO 反应产生一定的影响。在有氧的情况下，SNCR 反应才能进行，但是氧浓度从 0.5%上升到 50%，脱硝的最佳温度从 1000℃左右下降到 800℃左右，脱硝效率从超过 95%降到低于 60%。同时 NO_2、N_2O 的浓度随着氧浓度的升高而升高。在低温下，当低浓度的水蒸气能促进 NO 还原，高浓度时则阻碍 NO 还原。CO 浓度上升，脱硝的最佳温度下降，但脱硝率有所下降。H_2 和 CH_i 的存在使反应的温度窗口向低温方向移动，但对脱硝效率的影响尚不明确。

9. *NO_x 初始浓度*

在烟气 SNCR 过程中，随着初始 NO 浓度的下降，脱硝效率下降。存在一个 NO 的临界浓度，NO 的初始浓度如果小于这个临界值，那么无论如何增加氨氮摩尔比，也不能脱除 NO。但从 SNCR 脱硝过程的脱硝效率来看，许多实验都表明了在合适的温度下，能达到超过 90%的脱硝效率，能达到的最低 NO 浓度基本下降到 10×10^{-6} 以下，因此临界初始浓度的讨论对实际的技术应用意义只在于指明在高温下 NO 浓度的下降受到一个动力学平衡的限制。反应物的浓度对 NO_x 的还原反应也有影响，反应动力学随反应物浓度的降低而下降，这是因为从热力学考虑，在低 NO_x 浓度下还原反应受到限制。对于较低的入口 NO_x 浓度，所需的最佳反应温度也较低，因而 NO_x 还原百分数也较低。图 5-10 所示为 NO_x 还原效率与三种 NO_x 浓度的关系曲线。

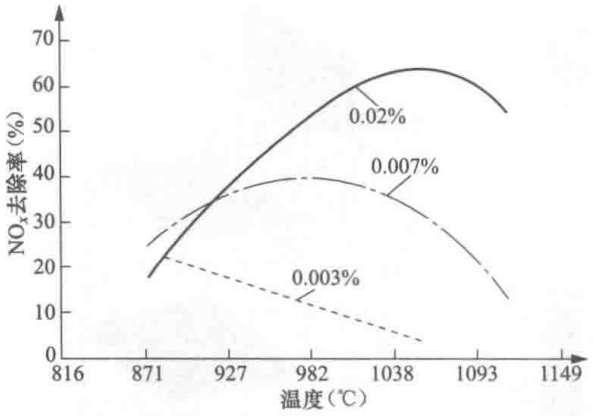


图 5-10　初始 NO_x 浓度对还原效率的影响

5.3.1.4　国内外技术发展现状

选择性非催化还原（selective non-catalytic reduction，SNCR）烟气脱硝技术是当前燃煤电厂采用的炉内脱硝技术之一。该工艺在没有催化剂、温度 850～1100℃范围内，将氮的还原剂（一般是氨或尿素）喷入烟气中，将 NO_x 还原生成氮气和水。由于受到煤种、锅炉结构形式和运行方式等的影响，SNCR 脱硝技术的脱硝性能变化比较大。

在欧美发达国家、韩国、日本、中国台湾地区以及内地电厂均有一定的应用。据统计，其脱硝效率（30%～50%）未能达到现阶段 NO_x 的控制需求，因此常与低 NO_x 技术协同应用。SNCR 脱硝技术的实际应用受到锅炉设计和运行条件的种种限制，且存在反应温度范围窄、炉内混合不均匀、工况变化波动影响大以及 NH_3 逃逸和 N_2O 排放等问题，很大程度上影响其工业应用。而随着火电行业环保要求的趋严，以及 SCR 技术应用范围的快速扩张，近年来 SNCR 技术的市场应用份额逐年减少。

发达国家 SNCR 技术研究起步早，开展了大量有关 SNCR 反应机理、反应特性、工程应用的研究，收集了较完备的运行关键参数，形成了大量核心专利。而我国相关技术研究起步较晚、减排任务重，相关研究大都借鉴国外经验基础上，结合国内煤种、掺烧等实际情况开展，由于缺乏长期工程数据积累以及部分关键技术设备及零部件与国外产品存在差距，在实际工程应用中存在系统运行不稳定、脱硝效率不高等问题，为解决这些问题同时形成具有自主知识产权的 SNCR 烟气脱硝技术，我国的研究主要集中在系统优化、CFD 模拟技术应用、循环流化床 SNCR 技术研究与工程应用等方面。

我国从 20 世纪末期开始 SNCR 技术的研究与应用，在 SNCR 反应机理、关键参数与影响因素、工程应用与系统优化等方面做了大量研究工作。经过多年的研究，对温度、氨氮摩尔比、停留时间、添加剂及循环灰等因素对 SNCR 脱硝技术的影响规律取得一定的成果。

针对 SNCR 脱硝技术存在混合不均匀、工况波动影响大、NH_3 和 N_2O 排放等问题，我国研究者从高温 NH_3 非催化还原 NO 动力学机理实验和模型研究等方面开展工作，研究 SNCR 技术合适的反应条件，以加强混合、优化 SNCR 喷嘴布置等方式，使还原剂与气体的均匀混合，提高脱硝效率。系统优化方面，中国华能集团公司（简称华能集团）基于系统原理研究开发了控制策略，以适用于大型 CFB 锅炉的 SNCR 烟气脱硝系统控制。该控制系统应用于河北秦皇岛秦热发电有限责任公司 2×300MW 机组锅炉，结果表明该控制系统运行稳定，满足控制要求，平均脱硝效率超过 80%。此外，为提高 SNCR 烟气脱硝系统运行经济性，将进一步优化相关系统控制策略。

随着《火电厂大气污染排放标准》（GB 13223—2011）的颁布，循环流化床锅炉 NO_x 排放浓度限值 200mg/m^3，原有 CFB 锅炉 NO_x 减排技术已无法满足要求，需进行脱硝改造。SNCR 脱硝技术系统设备简单，造价相对低廉，且 CFB 锅炉温度正好处于 SNCR 最佳反应温度窗口，因而 SNCR 脱硝技术是 CFB 锅炉脱硝改造首选技术，该技术近年来在我国

得到迅速发展。大量的研究围绕 SNCR 脱硝技术特点和对 CFB 锅炉烟气脱硝的适用性展开，研究结果表明 CFB 锅炉采用 SNCR 技术进行烟气脱硝，无论是采用尿素、液氨还是氨水作为还原剂，都可有效控制锅炉烟气 NO_x 浓度，脱硝效率在 50%～80%，同时氨逃逸率低于 $8mg/m^3$。

国内最早在江苏徐州阚山电厂、江苏利港电厂等电厂的大型煤粉炉上应用 SNCR，随后在循环流化床锅炉得到大量应用。工程实践表明煤粉炉 SNCR 脱硝效率一般 30%～50%，循环流化床锅炉配置 SNCR 效率可达 50%～80%。随着超低排放概念的提出，2014 年我国开始在循环流化床锅炉上试点 SNCR 超低排放控制技术。中国石油化工股份有限公司对广州某热电厂 2 台 465t/h 锅炉进行脱硝改造，采用选择性 SNCR＋催化氧化吸收(COA)，工程于 2014 年 6 月进行 SNCR 脱硝系统进行 72h 试运，改造完成后经地方环保部门检测，两台 CFB 锅炉脱硫除尘装置出口 NO_x 排放量稳定控制在 $50mg/m^3$ 以下，排放指标达到超低排放要求，脱硝效率大于 70%，减排效果明显。据统计，2012 年全国投运火电脱硝项目中 SNCR 技术占比 6.28%，到了 2013 年底该占比下降到 3.29%，2014 年参与环保产业等级的 SNCR 脱硝技术下降至 2.7%。

5.3.2 技术发展与应用

近年来研究主要集中在系统优化、CFD 模拟技术应用、循环流化床 SNCR 的工程应用等方面。针对 SNCR 脱硝技术存在混合不均匀、工况波动影响大、氨逃逸量大等问题，研究 SNCR 技术合适的反应条件，优化温度场和速度场的均匀性，以强化还原剂与烟气混合，提高脱硝效率；针对 SNCR 脱硝反应温度区间较为苛刻，采用脱硝添加剂，扩展 SNCR 温度反应区间，以提高该技术温度适应性。

同时，随着 SNCR 技术和氮还原反应的深入理解，SNCR 技术又有了很多新的发展。实践已经证明，它与燃料分级、空气分级、SCR 技术之间可以产生协同作用，是一种工程应用背景很强的技术。因此无论从理解 NO_x 生成和控制原理，还是从发展先进的 NO_x 控制技术的角度来说，对 SNCR 的反应原理和应用技术上的发展都是至关重要的。从混合良好的实验室实验结果来看，SNCR 可达到很高的脱硝效率；而实际大型工业应用中，SNCR 脱硝技术的脱硝率为 30%～75%，而且和现场的工况条件联系很密切。而针对以上提到的 SNCR 脱硝技术存在的四点问题，国内外众多研究机构及其研究人员都在从高温 NH_3 非催化还原 NO 的动力学机理实验和模型研究等方面出发，研究 SNCR 脱硝技术合适的反应条件，再从加强混合等角度出发，提高 SNCR 脱硝技术的脱硝率。

5.3.3 主要工艺参数的确定

SNCR 脱硝技术主要工艺参数及使用效果见表 5-4。

表 5-4　　SNCR 脱硝技术主要工艺参数及使用效果

项目	单位	主要工艺参数及使用效果
温度区间	℃	采用尿素时温度区间：950～1150。 采用液氨和氨水时温度区间：850～1050

续表

项目	单位	主要工艺参数及使用效果
还原剂类型		尿素、氨水和液氨
氨氮摩尔比		煤粉炉 1.0～2.0；循环流化床锅炉 1.2～1.5
还原剂停留时间	s	宜大于 0.5
脱硝效率	%	循环流化床锅炉 60～80；中小型煤粉炉 30～40
逃逸氨浓度	mg/m^3	≤8
CFB 锅炉 NO_x 排放浓度	mg/m^3	对于锅炉出口 NO_x 控制较好的机组，最低可以控制在 50 以下
煤粉炉 NO_x 排放浓度	mg/m^3	150～300

5.4　SNCR-SCR 脱硝技术

5.4.1　技术概况

5.4.1.1　技术原理

SNCR-SCR 联合脱硝技术是将 SNCR 与 SCR 联合应用，即在炉膛上部 850～1150℃的高温区域对 NO_x 进行脱除，同时在锅炉尾部利用较少的催化剂进一步脱除 NO_x，减少系统的氨逃逸。SNCR-SCR 联合脱硝系统一般由还原剂贮存系统、还原剂混合喷射系统、催化剂及监测控制系统等组成。SNCR-SCR 联合脱硝技术原理示意见图 5-11。

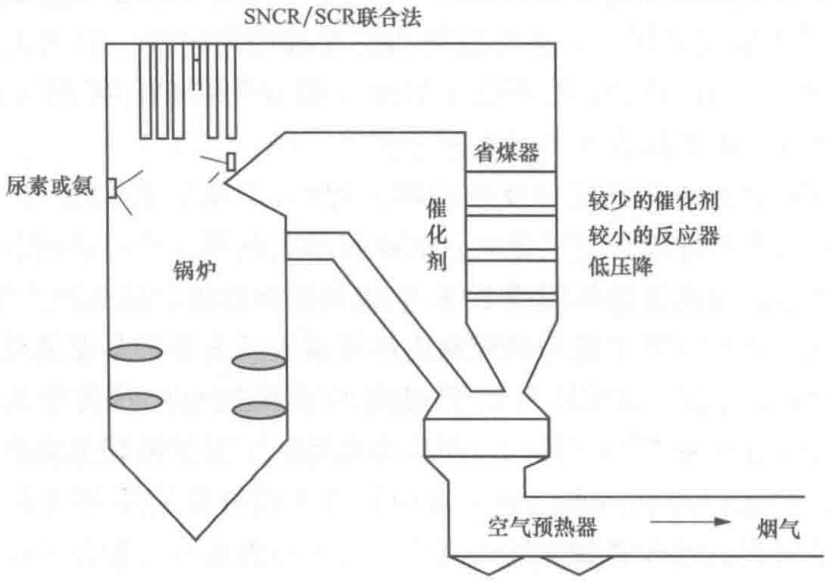


图 5-11　SNCR-SCR 联合技术原理示意

5.4.1.2　技术特点与适用性及存在的主要问题

1. 技术特点

在 SCR、SNCR 及联合 SNCR-SCR 三个工艺中，SNCR 工艺脱硝效率最低，一般在 40%以下，联合工艺同 SCR 工艺一样，可获得相似的脱硝效率。但从经济角度来说，通常脱硝效率设计在 80%以下。另外，与 SCR 脱硝技术相比，SNCR-SCR 联合脱硝技术中的 SCR 反应器一般较小，催化剂层数较少，且一般不再喷氨，而是利用 SNCR 的逃逸氨进行脱硝。

2. 技术适用性

适合受空间限制无法加装大量催化剂的现役中小型锅炉的改造。另外，SNCR-SCR 联合技术的初始投资只有 SCR 的一半左右，对于资金不是很充足的新建大型燃煤机组的烟气脱硝特别适用。

3. 能耗和经济性

脱硝系统能耗和经济性介于 SNCR 脱硝技术和 SCR 脱硝技术之间，初始投资为 60～100 元/kW；运行成本为 0.4～0.6 分/kWh。

4. 存在主要问题

对喷氨精确度要求较高，在保证脱硝效率的同时防止氨逃逸泄漏对下游设备的堵塞和腐蚀。该技术应用于高灰分煤及循环流化床锅炉时，需注意催化剂的磨损。

5.4.1.3 影响 SNCR-SCR 脱硝性能的主要因素

受 SNCR 和 SCR 性能影响因素的联合作用影响。

5.4.1.4 国内外技术发展现状

SNCR-SCR 联合脱硝技术是将 SNCR 工艺中还原剂喷入炉膛的技术同 SCR 工艺中利用逸出氨进行催化反应的技术结合起来，从而进一步脱除 NO_x。利用这种联合脱硝技术可以实现 SNCR 出口的 NO_x 浓度再降低 50%～60%，氨的逃逸量小于 3.8mg/m^3，上游 SNCR 技术的使用降低了 SCR 入口的 NO_x 负荷，可以减少 SCR 催化剂使用量，从而降低催化剂投资；而 SCR 利用 SNCR 系统逃逸的 NH_3，可减少氨逃逸量，是一种结合 SCR 技术高效、SNCR 技术投资省的特点而发展起来的新型组合工艺。SNCR-SCR 最早由美国燃烧技术（FLUETech）公司提出，以其优势在世界范围内得到应用。美国南加州的某燃煤锅炉应用该组合技术，NO_x 脱除效率可达到 70%～90%；新泽西州某燃煤锅炉应用此技术，脱硝效率可达 90%，氨逃逸在 1.52mg/m^3 以下。

SNCR-SCR 联合脱硝技术是应用在燃煤电站锅炉上的成熟烟气脱硝技术，是除了 SCR 和 SNCR 之外的主要技术之一，对我国燃煤电厂有很大的适用性。SNCR-SCR 脱硝技术是一种联体工艺，尤其在我国中小型锅炉中具有广阔的应用前景。

5.4.2 技术发展与应用

针对联合脱硝后端 SCR 反应中还原剂的不足问题，一般在锅炉尾部烟道布置补氨喷枪，提高系统脱硝效率；针对联合脱硝技术催化剂安装位置特殊，磨损较大的问题，采用防磨损部件及耐磨损催化剂，以延长催化剂的使用寿命。

另外，由于运行过程中前段 SNCR 脱硝区域的逃逸氨量控制困难，在保证脱硝效率的同时，还要保证逃逸氨量能够满足后端 SCR 区域脱硝的需求，实际控制比较困难。而氨气与烟气在到达催化剂之前的混合不均匀问题，也会很大程度地影响 SCR 脱硝效率。这些问题都是 SNCR-SCR 联合脱硝技术在将来需要重点解决的。

5.4.3 主要工艺参数的确定

SNCR-SCR 联合脱硝技术主要工艺参数及使用效果见表 5-5。

表 5-5　　联合脱硝技术主要工艺参数及使用效果

项目	单位	工艺参数及使用效果
温度区间	℃	SNCR：采用尿素时 950～1150；采用液氨和氨水时 850～1050。 SCR：300～420
还原剂类型		尿素、氨水和液氨等
氨氮摩尔比		1.2～1.8
还原剂停留时间	s	SNCR 区域停留时间宜大于 0.5
催化剂		符合 SCR 技术催化剂参数
脱硝效率	%	55～85
阻力	Pa	≤600
逃逸氨浓度	mg/m^3	≤3.8
CFB 锅炉 NO_x 排放浓度	mg/m^3	最低可以控制在 50 以下
煤粉炉 NO_x 排放浓度	mg/m^3	一般不大于 200；最低可控制在 50 以下

5.5　NO_x 达标排放技术

NO_x 达标可行技术选择时，应首先考虑加装或改造低氮燃烧系统。选择低氮燃烧技术时，应考虑不降低锅炉效率，同时考虑对着火稳燃、燃尽、结渣、腐蚀等影响。脱硝技术选择时煤粉炉宜优先选择 SCR 技术，循环流化床锅炉宜优先选择 SNCR 技术。受空间限制无法加装大量催化剂的现役中小型锅炉的改造宜采用 SNCR-SCR 联合脱硝技术。

NO_x 达标可行技术见表 5-6。

表 5-6　　火电厂 NO_x 达标可行技术

燃烧方式	煤种		锅炉容量（MW）	低氮燃烧控制炉膛 NO_x 浓度上限值（mg/m^3）	达标可行技术	
					排放浓度 ≤200mg/m^3	排放浓度 ≤100mg/m^3
切向燃烧	无烟煤		所有容量	950	SCR（2+1）	SCR（3+1）
	贫煤			900		
	烟煤	20%≤V_{daf}≤28%	≤100	400	SCR(1+1)或+SNCR	SCR（2+1）
			200	370		
			300	320		
			≥600	310		
		28%≤V_{daf}≤37%	≤100	320		
			200	310		
			300	260		
			≥600	220		
		V_{daf}>37%	≤100	310		
			200	260		
			300	220		
			≥600	220		
	褐煤		≤100	320		
			200	280		
			300	220		
			≥600			

续表

燃烧方式	煤种		锅炉容量（MW）	低氮燃烧控制炉膛 NO_x 浓度上限值（mg/m^3）	达标可行技术	
					排放浓度 $\leqslant 200mg/m^3$	排放浓度 $\leqslant 100mg/m^3$
墙式燃烧	无烟煤		尚无此类情况			
	贫煤		所有容量	670	SCR（2+1）	SCR（3+1）
	烟煤	$20\% \leqslant V_{daf} \leqslant 28\%$		470		
		$28\% \leqslant V_{daf} \leqslant 37\%$		400	SCR（1+1）或+SNCR	SCR（2+1）
		$V_{daf} > 37\%$		280		
	褐煤			280		
W火焰燃烧	无烟煤			1000	SCR（3+1）	SCR（4+1）
	贫煤			850		
CFB	烟煤、褐煤			200	SNCR	
	无烟煤、贫煤			150		

注 1. SCR脱硝：单层催化剂脱硝效率按60%考虑；两层催化剂脱硝效率按75%～85%考虑；三层催化剂脱硝效率按85%～92%考虑。

2. 联合脱硝技术脱硝效率按55%～85%考虑。

3. （n+1），其中n代表催化剂层数，取值“1～4”；1代表预留备用催化剂层安装空间。



6 汞污染防治技术

汞因其具有持久性、易迁移性、高度的生物富集性、毒性强且对人类健康和生态环境危害大等污染特点，已成为燃煤电厂继烟尘、SO_2 和 NO_x 后，需要严格控制的污染物。燃煤汞的排放约占全球汞排放量的 40%。我国燃煤消耗量约占全球 60%，已成为全球范围内汞污染最严重的区域之一。《火电厂大气污染物排放标准》（GB 13223—2011）首次将汞及其化合物排放浓度纳入排放限值，标志着我国大气汞污染控制正式提上日程。2013 年我国正式签署了国际汞控制公约。因此，无论是从国际履约还是国内汞污染防治的角度，我国均面临着巨大的汞减排压力。

6.1 汞污染防治技术

燃煤电厂汞污染防治技术可分为燃烧前控制、燃烧中控制和燃烧后控制三类。燃烧前控制主要包括洗煤技术和煤低温热解技术，燃烧中控制主要通过改变优化燃烧和在炉膛中喷入添加剂氧化吸附等方式，结合后续设施加以控制。燃烧后控制主要有 3 种，一是基于现有非汞控制设施的协同控制技术，利用现有非汞污染物控制设施（包括 SCR、ESP、FGD 等）对汞的协同控制作用；二是基于现有设施改进的单项控汞技术，如改性 SCR 催化剂汞氧化技术、除尘器前喷射吸附剂（如活性炭、改性飞灰、其他多孔材料等）、脱硫塔内添加稳定剂、脱硫废水中加络合（螯合）剂等技术，实现更高的汞控制效果；三是通过专门的多污染物控制技术（等离子、臭氧、活性焦、有机胺、双氧水等）及装备实现汞、硫、氮等多污染物联合脱除。此外，汞的监测和检测技术发展迅速，既可以在线监测，又可以手工采样监测。

汞污染控制技术分类见图 6-1。

6.1.1 燃烧前汞污染控制技术

燃烧前汞污染控制主要包括洗煤技术和煤低温热解技术。

6.1.1.1 洗煤技术

煤中的汞与黄铁矿有密切的关系。洗煤技术主要是指利用磁分离法去除黄铁矿，同时也可以除去与黄铁矿结合在一起的汞。另外，化学方法、微生物方法等也可以将汞从原煤中分离。

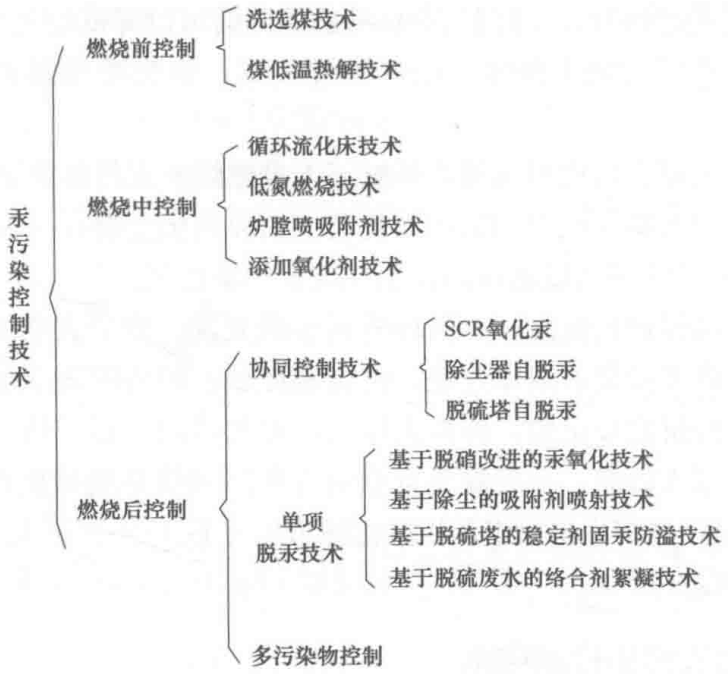


图 6-1 汞污染控制技术分类

近年来，美国、日本、德国及澳大利亚等国开展了如微细磁铁矿重介旋流器、静电选、高梯度磁选、浮选柱、油团选、选择性絮凝等深度降灰、脱硫、脱汞等重金属的洗选煤技术研究工作，美国在微泡浮选柱和油团选煤方面已实现工业化。在化学选煤和微生物脱硫方面，美国、澳大利亚、日本也处于研发阶段，已经取得一定进展。

我国洗选煤技术及产业发展滞后于国外，且原煤入洗率不高。20 世纪 80 年代后期开始得到一定程度发展，通过技术引进消化形成了相对成熟的国产化技术并得到应用，国内研制的设备已基本满足 400 万 t/a 以下各类选煤厂建设需要，部分工艺指标达到或接近世界先进水平。我国选煤技术（淘汰 56%、重介质 26%、浮选 14%、其他 4%）研发已步入世界先进行列。国内大中型选煤厂技术改造已由过去单纯注重降灰转为降灰与脱硫、脱汞等多污染物并举及回收洗研中的黄铁矿，无压重介质旋流器和旋流静态微泡浮选柱等洗选煤技术取得重要成果。

6.1.1.2 煤低温热解技术

由于汞的高挥发性，在煤加热的过程中，汞会由于受热而挥发出来。

国外众多研究学者和机构都对在煤燃烧前利用温和热解方法脱除原煤中的汞进行了研究，考察了不同煤种在温和热解过程中汞的释放特性。有研究表明通过洗选煤和低温热解可脱除 70%的汞。

国内从事煤热解的企业和研究机构也自主研发了多套热解工艺和技术，如多段回转炉（MRF）、带式炉、LCC 技术、固体载热法干馏等。

6.1.2 燃烧中汞污染控制技术

燃烧中控制是通过改变优化燃烧和在炉膛中喷入添加剂氧化吸附等方式，结合后续设施加以控制。燃烧中汞污染控制技术能够通过改进燃烧方式，在降低 NO_x 的同时，抑制一

部分汞的排放，流化床燃烧方式在降低 NO_x 排放的同时可以降低烟气中汞及其他微量重金属的排放。主要包括循环流化床技术、低氮燃烧技术、炉膛喷吸附剂技术、添加氧化剂技术。

在国外，欧美相关研究机构和人员，开展了大量燃烧中汞污染控制试验，从混煤掺烧、生物质掺烧，再发展到在燃煤或炉内添加氧化剂（如卤族化合物），在燃烧过程中将汞高效氧化（90%），再结合后续环保设施协同控制实现汞污染控制。

在我国，国电环境保护研究院、中国环境科学研究院、清华大学等科研机构及高等院校已经开展了燃煤生物质掺烧、混煤掺烧、燃煤添加剂、炉内喷吸附剂或氧化剂等相关燃烧中汞污染控制技术的研究及试验，但尚未进入产业化阶段，相关技术对现有生产设施的运行影响有待进一步深入研究，今后需要重点结合我国国情开展对机组适应性相关影响因素分析。国内某 300MW 燃煤发电机组利用溴化钙添加与 FGD 协同脱汞，烟气中二价汞占总汞的比例从 35%显著提高到 90%，烟气汞排放浓度下降 30%～60%，具有较好的脱汞效果。

6.1.3　燃烧后汞污染控制技术

燃烧后控制主要包括协同控制技术、单项脱汞技术、多污染物控制技术。

6.1.3.1　协同控制技术

燃煤电厂现有的脱硝装置、除尘器和脱硫装置等烟气处理设施对烟气中的汞具有一定的去除作用。烟气脱硝装置可以促进烟气中零价态的汞氧化为 Hg^{2+}，以颗粒态形式存在的汞在经过电除尘器、电袋复合除尘或袋式除尘器时可以被去除，Hg^{2+} 易溶于湿法脱硫浆液中而被去除。湿式电除尘器、烟气循环流化床脱硫等烟气治理设施对汞及其化合物均有一定的脱除效果。

1. 脱硝设施协同脱汞

选择性催化还原烟气脱硝技术（SCR）用于烟气脱硝处理，在燃用烟煤、无烟煤的电厂，燃煤可以使出口烟气中的氧化汞的含量增加 35%以上，有利于后续设施除汞。

2. 除尘设施协同脱汞

由于烟尘具有吸附烟气中汞的作用，因此除尘设施具有附带除汞功能。不同形态汞的脱除效果也不同，对于煤粉炉燃烧产生的烟气，颗粒态汞占煤燃烧中汞排放总量的比例小于 5%，且大多存在于亚微米颗粒中，一般电除尘器对其脱除效率约 37%。布袋除尘器（FF）通常用来脱除高比电阻粉尘和微细粉尘，尤其在脱除易富集汞的超细粉尘有其独特的效果，因此布袋除尘器在脱除元素汞和离子汞方面有很大的潜力。同时，飞灰吸附颗粒汞的效果随烟温降低而稍有增加，并且大约有 5%的颗粒汞在飞灰中某些金属氧化物催化氧化下能够转化为 Hg^{2+}。

3. 脱硫设施协同脱汞

由于 Hg^{2+} 易溶于水，汞氧化后可以在吸收塔中被捕捉掉，且烟气脱硫系统的温度相对较低，利于元素汞的氧化和二价汞的吸收，在湿法脱硫系统中，Hg^{2+} 脱除率大于 85%，而对 Hg^0 效果不明显。平均数据表明，干法脱硫系统的脱汞效率一般为 35%～85%。

现有大气污染治理设施及其组合的除汞效率见表 6-1。可以看出，烟气污染控制大部

分还是停留在简单的单一控制上，虽然可能对某种污染物具有很好的脱除效果，对 Hg 也有一定附带脱除作用，但效果不够显著，也难以适应日趋严格的环保形势，结合现有设施的多污染物协同控制技术是当前最务实的控制途径。

表 6-1　　现有大气污染控制设备脱汞率

控制措施	脱汞率（%）
电除尘器（ESP）	10～40
袋式除尘器（FF）	20～60
ESP/FF＋湿法烟气脱硫（WFGD）	40～90
选择性催化还原法（SCR）＋ESP/FF＋WFGD	50～95

6.1.3.2　单项脱汞技术

单项脱汞技术是基于现有设施改进的单项控汞技术，如改性 SCR 催化剂汞氧化技术、除尘器前喷射吸附剂（如活性炭、改性飞灰、其他多孔材料等）、脱硫塔内添加稳定剂、脱硫废水中加络合（螯合）剂等技术，实现更高的汞控制效果。

国外针对燃烧后烟气汞污染控制开展了大量研究，如美国环保署（EPA）和能源部（DOE）针对基于现有设施的协同除汞效果开展了大量测试试验工作，开发了许多基于现有设施改进的脱汞技术或独立的单项脱汞技术（见图 6-2），如改性 SCR 催化剂氧化汞技术，在除尘器前喷射各种配方的活性炭、改性飞灰、钙基吸收剂以及一些新型吸收剂来减少汞的排放，结合现有设施研究了通过添加氧化剂（如臭氧、卤素等）、脱硫洗涤添加稳定剂或在脱硫废水中添加络合（螯合）剂的方式脱汞。

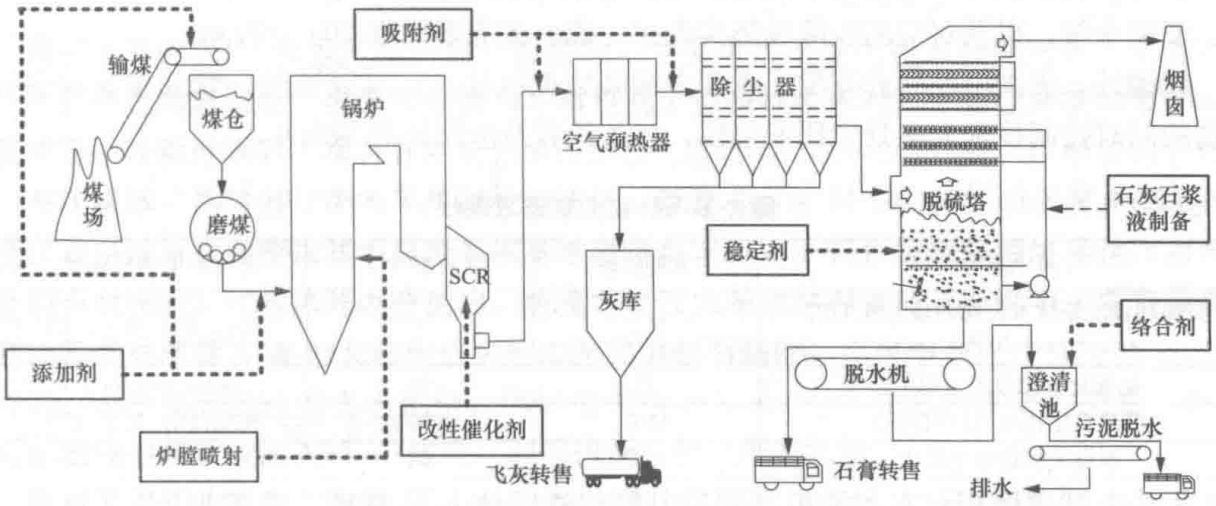


图 6-2　燃煤电厂单项脱汞技术流程

在国内，随着《火电厂大气污染物排放标准》（GB 13223—2011）首次将汞及其化合物排放浓度纳入排放限值，基于现有设施改进的脱汞技术或独立的单项脱汞技术研究发展迅速。浙江大学率先开展了改性 SCR 催化剂氧化汞技术研究，汞氧化率达 90%；国电环境保护研究院开发的微量喷射除汞技术脱汞效率可达 90%以上；神华国华（北京）电力研究院有限公司利用华北电力大学的改性吸附剂喷射技术，汞污染排放可在现有基础上降低 30%～50%。

1. 基于除尘的吸附剂喷射技术

吸附剂喷射技术核心是特定配方的吸附剂，通常是以溴化活性炭为代表的各种溴素吸

附剂、改性飞灰、其他配方的粉体吸附剂等。

吸附剂喷射装置由贮仓、给料机、罗茨风机、喷射器、气力输送管路、分布管、喷枪组成，物料通过气力输送进入烟气排放系统，一般在空气预热器前或除尘器前喷入烟气系统，吸附脱汞后随飞灰被除尘器捕集。采用该方法时，由于吸附剂用量很少或性质与飞灰匹配，一般不会影响飞灰的质量及其综合利用。

2. 基于脱硫的稳定剂固汞防溢技术

该技术往往与煤基脱汞添加剂联合使用，煤基脱汞添加剂在燃烧中释放出氧化剂将促进元素汞的氧化，氧化态汞随烟气在湿法脱硫塔内被洗涤进入浆液，当浆液中 Hg^{2+} 浓度达到一定数值时，汞洗涤效率就会下降，随后增加稳定剂，通过其络合作用固定汞等重金属元素，可有效防止汞的逃逸，提高汞的洗涤效率。

3. 基于废水的络合剂絮凝脱汞技术

通过向脱硫废水中添加对汞具有高亲和性和选择性的有机高分子螯合剂或络合剂，通过络合物、螯合物的形式促进了絮凝物的产生，在常规水处理过程中通过沉淀、过滤将之除去，并使排水中所产生的汞等重金属污染物浓度降低。

4. 基于脱硝改进的汞氧化技术

通过改进脱硝 SCR 催化剂配方提高烟气中元素汞的氧化效率，以形成 Hg^{2+} 在后续除尘、脱硫过程中被捕集。

6.1.3.3　多污染物控制技术

多污染物控制技术是通过专门的多污染物控制技术，如等离子、臭氧、活性焦、有机胺、双氧水等，以及对应的脱除设施实现汞、硫、氮等多污染物联合脱除。

在国外，美国已经研究开发了系列多污染物控制技术，可以通过一套装置实现多种污染物的同时控制技术大多处于研发阶段，相关研究及应用进展见表 6-2。

表 6-2　　**国外多污染物控制技术现状**

技术名称	发展阶段	除汞率（%）	其他污染物脱除率（%）
美国环保洗涤技术公司的玻尔曼工艺（Enviroscrub/Pahlman）	B/P	7	SO_2，99；NO_x，93～97
电催化氧化技术（ECO）	D	90	SO_2，98；NO_x，90
低温氧化技术（LOTOX）	D/C	90	SO_2，95；NO_x，70～95
等离子强化静电除尘	B/P	98	SO_2，90（与 WFGD 连用）
K-燃料技术	D/C	70	SO_2，30；NO_x，45

注　发展阶段：B—台架测试；P—试点阶段；C—商用；D—示范。

国内也有对汞等多污染物联合控制技术的相关研究，但部分技术因受投资、能耗、运维、外部条件、成熟度等诸多因素尚未规模应用，如臭氧氧化技术、双氧水氧化技术、硫硝汞一体化技术、电子束试验、湿式静电多污染物控制技术、等离子多污染物脱除技术等。

6.2　汞达标可行技术

燃煤电厂现有的除尘、脱硫和脱硝等环保设施对汞的脱除效果明显，基本都可以达标。

对于个别燃烧高汞煤，汞排放超标的电厂，可以采用单项脱汞技术。

国外20世纪80年代就开始了汞污染控制相关工作，研究起步较早，不仅完成了从燃煤汞污染的排放特性、迁移规律、监测方法等基础研究工作，还开展了大量最佳可行技术研究，落实了相应的法律法规配套。

国内汞污染控制技术研究发展相对滞后，大多数研究集中在燃煤汞污染的排放测试及现有环保设施的减排摸底等前期研究方面，近几年才陆续开展基于现有环保设施的协同控制研究及专门的脱汞技术试验。目前，国内环保设施的技改或配套程度已经超过了欧美，在各种设施的协同控制作用下，几乎所有设施都能达到现行标准要求，因此相关控制技术的研究及应用试点进度缓慢。

6.3 汞监测技术

对于燃煤电厂痕量元素汞的浓度测量，由于样品中通常存在其他干扰物质且浓度低于测量方法的检出限，必须采用合适的分离富集方法对样品进行适当处理，将待测汞组分与干扰组分分开，将汞的浓度提高，降低检出限，提高分析结果的精密度和准确度。

燃煤电厂汞的测量具有以下特点：

(1) 形态复杂。样品包括固态煤、灰、渣、石膏；液态补充水、脱硫废水；气态烟气及多种存在形式。

(2) 含量相差很大。尤其是石膏和炉渣中的汞含量很低，对测试方法的检测限要求很高。

(3) 气态汞干扰气体成分较多。因此需要采取有效的预处理手段，进而增加了系统的复杂性。

(4) 由于需要对汞污染控制技术效果进行评价，同时还要实现对电厂实施汞排放监测，故需要实时在线测量技术的开发。

对于溶液或液体样中的汞浓度分析技术比较成熟可靠，对于固体样品通常采用适当的方法使固体中汞化合物定量地分离转换成某种成分简单、空白值低的可溶性汞离子样品溶液进行分析测定，也可采用新兴的直接测量法直接测量固体样品中的汞浓度。烟气汞采样分析方法经过多年发展，已发展出多种成熟可靠的测试技术。

6.3.1 固体样品汞的测量

固体样品中汞浓度的测量，一般适当处理固体样品，使固体样品中汞化合物定量地分离转换成某种成分简单、空白值低的可溶性离子样品溶液，继而采用原子吸收法、原子荧光法、ICP-MS法等即可测定其中的汞。固体样品预处理方法分类见表6-3。

表6-3　　固体样品预处理方法分类

方法	原理	代表方法
消解法	固体样品 $\xrightarrow{\text{强氧化剂}}$ 液态汞离子	湿式消解法 微波消解法 EPA Method 7471

续表

方法	原理	代表方法
燃烧法	固体样品$\xrightarrow{\text{燃烧}}$气态汞原子⟶溶液吸收	氧瓶燃烧法 氧弹燃烧法
汞齐化法	固体样品$\xrightarrow{\text{热解}}$气态汞原子⟶汞齐化	EPA Method 7473

固体样品预处理方法主要有湿式消解法、微波消解法、美国 EPA Method 7471、氧瓶燃烧法等。由于汞易挥发，采用燃烧法易造成元素损失影响测定结果的准确度，故应用较少，应用较多的是湿式消解法和微波消解法，氧瓶燃烧法是最新采用的一种技术。通常消解法总汞溶出率高、酸耗量少、消化时间短，但操作费时费力，试剂用量大，空白值高；且高温消解易导致挥发性元素损失和引入外来污染物，样品消解不彻底，总汞分析结果往往偏低。燃烧法设备成本低、操作简便，但同样存在样品处理量少的缺点，且样品难以完全分解，氧瓶随瓶内氧压的增大有爆炸危险，工作不安全。

由于常规的固体样品汞分析方法都需要消解过程，因而测定的准确度受固体样消解效果好坏的直接影响。研究者已将电热蒸发进样技术与 ICP-MS 联用，可直接进样，省去消解过程，避免了消解效果对精度的影响，如意大利迈思拓（Milestone）公司开发的 DMA-80 直接测定汞仪可测定固体、液体中的汞含量而不需要进行任何样品前处理过程，每一个样品分析时间可在 5～6min 内完成，大大提高了分析过程中的工作效率。

DMA-80 直接测定汞仪的工作原理：由自动进样器将样品（固体或液体）带入热解管中，在氧气的作用下进样高温热分解，样品的分解产物经催化管催化后进入金汞齐化器，金汞齐化器对样品中汞进行选择性吸附。吸附完毕后，汞齐化器被迅速加热，释放出原子汞进入原子吸收光谱仪测量。DMA-80 直接测定汞仪具有长时间稳定性，一开机即可进行样品分析，日常分析无需样品标准化，一般 3～6 个月做一次仪器标准化，使用普通水溶液汞标准即可。值得一提的是，美国环保总署（EPA）关于汞测定的分析方法 EPA 7473 方法是通过 DMA-80 直接测定汞仪制定的。

6.3.2　烟气中汞的测量

相对于燃煤电厂其他污染物而言，烟气汞的准确测量难度更大。这是由于以下几方面原因：

（1）形态复杂。汞在烟气中存在形态复杂，分为元素汞（Hg^0）、氧化态汞（Hg^{2+}）和颗粒态汞（Hg^P）三种形态，而且在特定的条件下三种形态的汞之间会发生相互转化。

（2）浓度较低。燃煤电厂烟气中汞的典型排放浓度比 SO_2、NO_x 等低四五个数量级，达到 10^{-9} 级。

（3）高灰特性。我国燃煤烟气中尘的含量很高，会导致采样管线的堵塞以至于不能正常采样，给连续监测的实现带来困难。

（4）干扰成分较多。烟气中的酸性气体（如 HCl、SO_2）会对监测系统产生干扰，需要增加抗干扰环节，增加了系统复杂性以及可靠运行的风险。

上述问题给前期采集有代表性的样品、中期样品预处理以及后期汞的测定带来了很大的困难。从 20 世纪 90 年代至今，国内外针对燃煤电厂烟气中汞的测试方法的探索开展了

大量工作，形成了一些具有实际应用价值的方法。这些方法按照测量方式可以归纳为取样分析方法和在线分析方法两大类。

6.3.2.1 取样分析方法

1. 气样采集及处理

取样分析方法是采用一定的手段实现烟气中不同形态汞的分离。分离颗粒形式存在的汞和气相形式的汞有选择性吸附法和扩散管法两种方法。选择性吸附法是使用最多的收集颗粒汞的方法，它一般采用石英纤维或玻璃纤维等材料的滤膜。扩散管法理论上可解决所有滤膜技术收集颗粒汞方法中存在的所有问题，但由于扩散管在制造上存在一定难度，其应用远不如滤膜技术广泛。通过滤膜或扩散管的大部分是气相汞，其中包括二价汞、单质汞。对于气相汞分形态采样，采集方法主要有湿化学方法和干转化技术两类。

(1) 湿化学方法。湿式取样分析法主要有安大略法（OHM）、EPA Method29、EPA Method101A、三经甲基氨基甲烷缓冲液法（tris buffer method）、EN-13211 以及 RTI 法等几种。近年来，OHM 方法被美国环保署（EPA）和能源部（DOE）推荐为美国采集和分析燃煤电厂烟气中不同形态汞的标准方法，故下面以安大略法为例对湿式取样分析法进行介绍。

安大略法（OHM）适用于元素汞、氧化态汞、颗粒态汞和总汞浓度大约在 0.5～100$\mu g/m^3$ 条件下的测量。总取样时间应至少 2h，但不能超过 3h。后期样品分析需要 2～3 周的时间。安大略方法取样系统示意见图 6-3，主要由石英取样管、加热装置、过滤器（石英纤维过滤纸）、一组置于冰浴中的吸收瓶、流量计和真空泵等组成。采样流程是首先从烟气中等速抽取样气，然后分别经过滤器、吸收瓶组，最后排出系统。其中颗粒态汞，由位于取样枪前端的石英纤维滤膜捕获，而两种气态汞则分别被装有不同溶液的吸收瓶吸收。需要注意的是采样时取样管线的温度应维持 120℃或者与采样点烟气温度相同（烟气温度高于 120℃，以防止出现冷凝。吸收瓶组由 8 个吸收瓶组成，1、2、3 号吸收瓶盛有 1mol/L KCl 溶液，4 号吸收瓶盛有 5%HNO_3(V/V)+10%H_2O_2 (V/V)，5、6、7 号吸收瓶盛有 4%$KMnO_4$(W/V)+10%H_2SO_4 (V/V)，8 号吸收瓶盛有干燥剂用于吸收水分。其中 1～3 号吸收氧化态汞，4～7 号吸收元素态汞。

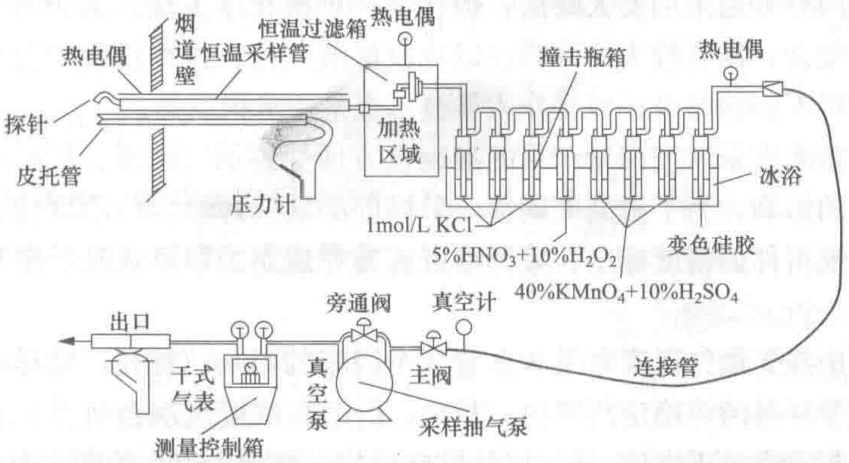


图 6-3 安大略方法取样系统示意图

恒温采样管的长度为 2.13m，内部为玻璃或石英内插管，其外部包有石棉隔热材料，最外部为不锈钢外套。采样管上装有静压测量管，与压力计连接，用于测量静压；皮托管（S 型或 L 型），与皮托计连接，用于测量流速动压；热电偶，与温度计连接，用于测量烟道温度。采样管的前端是玻璃管嘴，为烟道气的入口，通过更换不同内径的管嘴来进行等速采样。采样管的温度控制在 120℃左右，主要为了防止烟气中的水蒸气凝结而使烟气中的汞没有完全进入采样收集系统。

恒温过滤箱内的主要部分是用于收集颗粒态汞的过滤器，主要由玻璃滤嘴、玻璃纤维滤膜以及特氟龙（Teflon）滤垫组成。烟气中的颗粒态汞收集到玻璃纤维滤膜上，采集一定量的烟气后连同滤膜一起密封保存，待分析。恒温控制器的温度控制在 120℃左右。当颗粒物较大时需要在过滤器前加旋风分离器。

采样时间一般为 1.5～3h，根据烟气中汞含量的多少，现场进行调整，采集的干烟气体积一般为 1.0～2.5m^3（标况），每个采样点需要进行两次以上平行测试。

待采样管冷却下来，就开始样品的回收。擦干每个吸收瓶的外表面，并再次称量并记录每个吸收瓶的质量（包括装有硅胶的吸收瓶）。前三个吸收瓶（即 1、2、3 号瓶）用 10%的 HNO_3 清洗（包括连接的弯管），使留在吸收瓶和弯管内壁上的液滴完全进入吸收液中，少量滴加 5%的 $KMnO_4$ 溶液，滴加的目的是中和溶液中溶解的 SO_2，直到溶液恰好变为浅紫色，若溶液颜色过深，用还原性溶液［15%$(NH_2OH)_2 \cdot H_2SO_4$＋10%NaCl］回滴，最后加入 1mL 5%的 $K_2Cr_2O_7$溶液，用于保存。

4 号瓶用 1mol/L 的 HNO_3 清洗（包括连接的弯管），接着大量滴加 5%的 $KMnO_4$ 溶液，使溶液中的 H_2O_2 完全被反应，溶液恰好变为浅紫色，若溶液颜色过深，用还原性溶液［15%$(NH_2OH)_2 \cdot H_2SO_4$＋10%NaCl］回滴，最后加入 1mL 5%的 $K_2Cr_2O_7$ 溶液，用于保存。

后三个吸收瓶（即 5、6、7 号瓶）用 1mol/L 的 HNO_3 清洗（包括连接的弯管），直接加入还原性溶液，使溶液达到浅紫色，最后加入 1mL 5%的 $K_2Cr_2O_7$ 溶液，用于保存。完成样品的提取之后，再分别称量每个吸收瓶的质量。

样品被恢复、消解后，烟气样品吸收液的提取液用冷蒸汽原子吸收光谱法（CVAAS）或冷原子焚光光谱法（CVAFS）测定汞含量。

虽然目前国内外普遍采用安大略法，但作为一种湿化学方法，其仍存在不足，如：取样测试操作流程复杂；需要较大的取样量以克服溶液空白；操作过程中会产生有毒有害物质，容易产生预料不到的污染；对操作人员技术水平要求很高等。

液态吸附剂技术在汞浓度测量结果的准确性方面受到烟气浓度、取样操作程序、设备参数等诸多因素的影响。为了提高准确性，采样前必须选择适合的取样位置，进行系统查漏，完成显示系统组件的精度标定；采样结束后遵守规定的样品恢复、制剂和分析的操作规程对样品进行分析。

取样位置的选择受烟气温度和飞灰含量两个因素的影响，首先，取样点处的烟气温度在取样器和过滤器材料的热稳定范围内；其次，由于高浓度飞灰会对三种汞的形态分布产生影响，导致形态汞测量不准确，所以测试点应尽量选在颗粒物控制设施之后。如果将取样点设置在颗粒物浓度较高的区域时，取样枪的过滤网上会很快吸附大量飞灰。飞灰会带

来两个方面的影响：一是当被抽取的烟气通过吸附着飞灰的过滤网表面时，气态汞会被飞灰吸附；二是由于飞灰具有催化氧化的作用，可以将部分元素态汞转化为氧化态汞。上述现象都对形态汞的测量结果产生影响，但总汞量不变。上述各种形态汞之间相互转化的量值受煤质、飞灰浓度、飞灰温度、烟气成分以及采样时长等因素的影响。

当锅炉尾部设有湿法脱硫装置时，会使得其下游烟气中存在液滴，而等速取样无法采集到烟气中的液滴。由于氧化态汞易溶于水，液滴内含有的汞则无法被检测到，所以会影响汞含量的准确测量。

（2）干法转化技术。1991 年由美国电科院（EPRI）首次将干法转化技术应用于燃煤电厂烟气中汞浓度的测量，此后多个机构研究出测量气态总汞和形态汞的方法。经过长期实际测试的应用，发现干式取样分析法在采集颗粒汞以及不同价态气态汞（Hg^0、Hg^{2+}）分离方面精度不高。现阶段在美国被广泛应用的干式取样分析法是基于美国环境保护署（EPA）30B 方法（Method 30B）原理设计的吸附碳管法，该方法只进行气态总汞的测量。

相对于湿式取样，干式取样在吸附剂选择以及采样系统的结构方面进行了很大的调整。吸附剂采用固态物质，主要是以改性后的活性炭为主。利用安装在取样探管内部的几个单元式收集器对气态汞进行捕集，取代了湿式中取样探管后设置的吸收瓶组。Method 30B 规定取样探管内至少前后依次布置两节装有吸附剂的收集器，第一节用于捕集绝大部分的气态汞，第二节用于捕集穿过第一个吸收管的剩余气态汞。

干式取样流程是样气在真空泵的抽吸作用下进入取样探管，当通过收集器时吸附剂将气态汞吸附下来。样气随后进入除湿装置除去水分，最后经气体流量计后被排出采样系统。取样结束后将收集器内的吸附剂取出，进行样品恢复将汞提取出来，而后经紫外光原子荧光法（UVAF）、紫外光原子吸收法（UVAA）（根据汞含量选择是否需要预先进行金汞齐富集）或者 X 射线荧光分析法（XRF）对汞含量进行测量。其中恢复方法包括浸析法、消解法、热解析法等。图 6-4 所示是 EPA Method 30B 取样系统示意图。

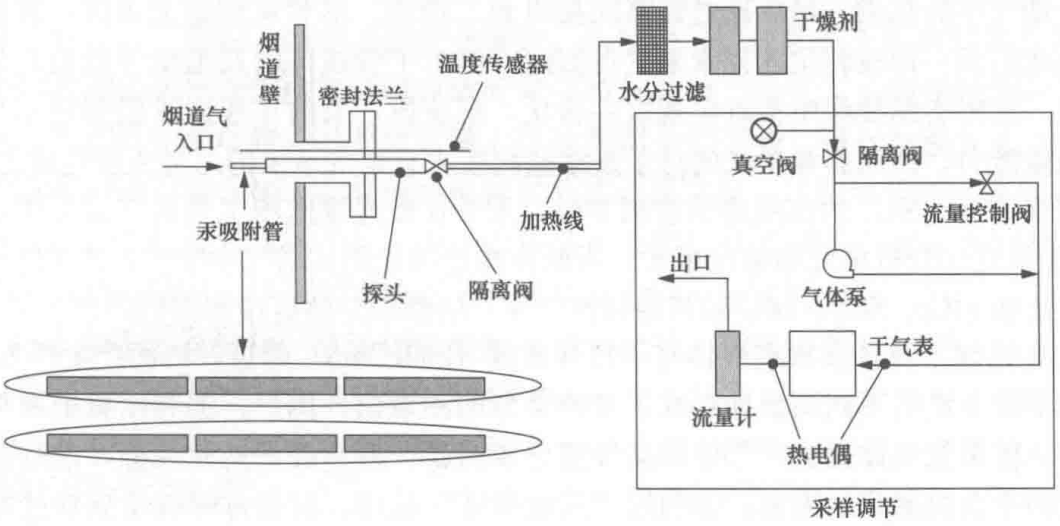


图 6-4　EPA Method 30B 取样系统示意图

干式取样分析法的整个采样系统不需要任何的化学清洗，具有可操作性强、稳定性好、成本低等优点。但是这种方法所测结果是取样周期内的平均值，并且样品必须送回实验室

进行分析，结果的获得有一定的滞后性。同时，取样介质的选择吸收特性、吸收效率以及分析物的回收效率等不确定因素对该测试系统的使用和发展形成了一定的制约。

2. 样品处理

经湿化学方法或干转化技术采集后的含汞样品在进入分析仪之前要进行适当的处理，以满足测试要求。从处理方法上主要分为干法处理（固体样品首选）和湿法处理两种。

干法处理分以下四个步骤：①直接将样品加热至650℃，将所有汞转化成蒸气；②利用催化管在850℃下将蒸气中的二价汞转化成零价汞；③利用金管捕集零价汞；④加热金管释放零价汞，并使其进入分析单元。

同样，湿法也分为四个主要步骤：①固体样品利用王水消解（微波）转化成消解液样品；②液体样品进行氧化处理；③向液体样品加入氯化亚锡还原剂将二价汞还原为零价；④通过气液分离将零价汞蒸气分离出来，进入分析单元。

最后，含汞样品经处理后用冷蒸汽原子荧光光谱法（CVAFS）、冷蒸汽原子吸收光谱法（CVAAS）、仪器中子活化分析法（INAA）或X射线荧光光谱分析法（XRF）进行汞浓度的测定。

6.3.2.2　在线分析方法

虽然湿式和干式取样分析法能够有效地测定总汞和各种形态汞的含量，但是两种方法测得的结果是取样周期内的平均值，并且抽取样品后必须送至实验室进行分析，不能及时得到测试结果。而在燃煤电厂汞排放规律研究、汞脱除技术的研发以及对电厂实施汞排放连续监测等方面，都需要在线分析技术的支持。

汞的在线连续监测（continuous emissions monitor system，CEMS）技术是一项正在发展中的新型技术，它可以实现在线、连续和实时的分析及监测，它是基于冷蒸汽原子吸收法、冷原子荧光法、原子放射光谱和新兴的化学微传感器等先进技术而建立发展起来的，它可以直接测量烟气中的单质汞，也可以配备一个转化器将二价汞还原成单质汞，这样就可以测量烟气中的总汞，最后通过计算间接得到二价汞。尽管从理论上来讲，颗粒态汞也可以像氧化态汞一样被转化成元素汞进行测定，但由于管线传输及烟尘等颗粒物的潜在干扰等问题，使得实际操作中很难实现这种转化，现阶段，汞的在线连续监测还不具备颗粒态汞的测量能力，因而通常意义的总汞连续监测技术只是气态汞的总量浓度连续监测。

与现有SO_2、NO_x的在线连续监测类似，汞的在线连续监测主要由三部分组成，即预处理/转化单元、分析单元和标定单元。汞的在线连续监测从烟气中取样，并消除潜在的干扰气体（比如HCl、SO_2、SO_3和其他酸性气体）的影响，然后检测得到汞的含量。

烟气中的SO_2及许多稀有气体与汞特性谱线（253.7nm）邻近，因而产生严重的干扰。由于消除干扰方法的不同而设计制成了多种类型的测汞仪。例如：①利用贵金属捕集器使汞被截留，使干扰气体逸去；②使样品气流分成两股，将一股中的汞去除，然后比较同一光源通过两个吸收室时的输出；③利用“压致展宽”效应，将通过吸收室后的光线分成两股，一股再通过饱和汞蒸气室，然后测量两股透出光线强度的比值；④利用“塞曼效应”，比较在光源上施加磁场与不加磁场时通过吸收室的光线强度的比值。

1. 预处理及转化单元

预处理单元即实现气态汞和颗粒态汞的浓度分离并根据不同的干扰消除原理对烟气进

行预处理，提高分析气体中的汞浓度；转化单元是通过湿化学或干式热催化还原法将烟气中的二价汞转化为单质态的汞，进入分析单元。主流预处理及转化单元的原理主要有以下几种：

（1）预处理单元。

1）扩散管技术和扩散网技术。扩散管技术用于分离气态汞和颗粒态汞有较理想的效果。在石英扩散管内壁涂覆能选择性阻留气态汞组分的金膜，待测气体以一定流速流过石英扩散管时，由于气态汞和颗粒态汞扩散系数的差别，气态汞被扩散管壁上的金膜捕获（有效率可达96%以上），颗粒态汞则不受影响直接通过石英扩散管。扩散网技术则是用于分离烟气中的氧化汞和元素汞。利用烟气中二价汞的水溶特性提取二价汞，利用烟气中元素汞的汞齐化特性，将元素汞捕集在镀金的扩散网上，再用硝酸消解提取元素汞，从而达到分离氧化汞和元素汞的目的。扩散网技术较扩散管技术有更高的采样量，采样烟气流速最高可达6L/min。

2）金汞齐技术。汞齐又称汞合金，是汞与一种或几种其他金属所形成的合金，汞有一种独特的性质，它可以溶解多种金属（如金、银、钾、钠、锌等），溶解以后便组成了汞和这些金属的合金。利用金汞齐原理，使烟气中的汞在金上预浓缩富集，然后再加热使汞蒸气释放，利用氩气（氮气）送入分析单元，一方面可以提高样气中汞的浓度，提高数据准确度，另一方面可以消除其他气体的干扰。

（2）汞形态转化单元。

1）汞形态转化-湿化学法。湿化学法汞形态转化单元即采用液相试剂将二价汞还原为零价汞，通常采用氯化亚锡作为还原剂。采样后将样气平均分为两路，将其中一路样气中的氧化态汞完全去除，测量得到样气中仅剩的元素汞的含量；另一路样气通过湿化学法汞形态转化单元，将氧化态汞全部还原成元素汞，测量得到样气中的气态总汞含量；气态氧化汞含量为二路样气测量结果之差。

尽管在实验室和手工分析汞的过程中，湿化学法使用广泛，但在汞CEMS在线监测过程中被证明存在不少问题：当使用氯化亚锡时，烟气中的二氧化硫会影响氧化态汞的转化；氯气由于易与零价汞结合形成氯化汞导致元素汞被氧化成二价汞，会对汞的形态测量产生较大影响，当烟气中氯气组分较高时，需去除这类组分的干扰。湿化学法汞形态转化单元前必须安装颗粒物过滤装置，如烟气中酸性组分浓度较高时，还需加装酸性气体去除装置，去除这些组分对烟气汞测量的干扰。由于湿化学法采用的化学试剂需要定期更换且试剂本身都具有腐蚀性，这些化学试剂更换后的废弃处理也应引起重视。

2）汞形态转化-热转化。热转化法汞形态转化单元，通常也被称为干法转换单元。烟气在热转化单元中被加热，在催化剂的作用下，氧化态汞被还原为元素汞，但转化后的元素汞在到达分析单元前有再次被氧化的可能。为解决这一问题，通常可使催化反应在较低温度下进行以降低元素汞被氧化反应发生的概率；也可在干法转化单元后用纯净的稀释气体使烟气快速淬冷。采用稀释方法时，还可在检测器前采用汞合金齐化技术以减少酸性气体对汞富集表面的腐蚀，同时样气经过稀释后汞的浓度进一步降低，对灵敏度较高的冷原子突光法有更好的适应性。

干法转化单元在汞在线监测过程中也存在不少问题，如干法转化单元的热催化剂在较

高酸性烟气氛围下使用会降低使用寿命，造成形态转化反应不彻底，对形态汞浓度测量造成偏差，可通过将转化单元的温度维持在酸性气体露点之上，使酸性气体不会在催化剂表面凝结缓解这一问题。

2. 校准单元

汞 CEMS 系统作为计量仪器，不管采用何种转化单元或测量原理，仪器在使用过程必须定期进行校准检验。仪器校准过程既可采用标准参考物质，也可通过选配的气体校准单元来进行。

（1）零点校准。通常汞的在线连续监测系统零点校准易于实现，可通过在系统中注入不含汞的纯净氮气或氦气进行校准。

（2）跨度校准。汞标源主要有两种：一种是购买汞标准钢瓶气，价格昂贵而且在线监测设备使用频率较高，成本太高；另一种是采用汞蒸气发生装置。

元素汞蒸气发生装置，主要是利用元素汞的饱和蒸气压随温度变化的特性，将一定温度下的饱和汞蒸气按一定比例进行稀释，从而可得到校准单元输出的元素汞蒸气浓度。

氧化汞蒸气发生装置原理，是将一定量的氯化亚汞注入到一定流量的气化单元中，将气化单元加热到 200℃以上进行气化，再通过流量控制器用氮气稀释，得到校准单元所需要浓度的二价汞标气；还有一种方法是将元素汞蒸气发生装置所产生的元素汞标准气与氯气发生氧化反应，生成标准的氯化汞标气，这种方法大大降低了汞的在线连续监测系统的维护和校准运行成本，并且由于氯气钢瓶可安放于汞的在线连续监测小间之外，大大提高运行人员的安全性。

汞的在线连续监测系统跨度校准主要有以下两种方式：

1）手动加标。手动注入已知浓度的气态汞标准气进行校准。

2）自动加标。利用系统内部（或外部）的校准汞蒸气发生装置，这些汞蒸气发生装置可在采样探头入口处产生高浓度的气态汞标准气体，以验证整个采样系统的完整性以及测量单元的准确性。

3. 分析单元

在燃煤烟气中汞的分析方法主要还是采用原子光谱法，原子光谱法是由原子外层或内层电子能级的变化产生的，它的表现形式为线光谱。属于这类分析方法的有原子发射光谱法（AES）、冷原子吸收光谱法（CVAAS）、原子荧光光谱法（AFS）以及 X 射线荧光光谱法（XFS）等。

（1）冷原子吸收光谱法（CVAAS）。AAS（原子吸收光谱）是基于物质所产生的原子蒸气对特征谱线（通常是待测元素的特征谱线）的吸收作用来进行元素定量分析的一种方法。原子吸收光谱是痕量汞分析应用最为广泛的检测方法之一，尤其是冷蒸气原子吸收法，它极大地提高了测定的灵敏度，可方便的进行 10^{-9} 级汞的分析，是汞分析中主要普及的方法。汞原子蒸气对 253.7nm 的紫外光有选择性吸收。在一定浓度范围内，吸光度与汞浓度成正比。经预处理及转换单元处理后的样气进入测量单元，在吸收池内测定吸光度，利用吸光度的值与汞蒸气浓度呈正比特性进行汞原子吸收测定。

（2）塞曼调制原子吸收光谱法（ZAAS）。塞曼效应是指在磁场作用下，原子发射线或吸收线发生分裂和偏振化，其实质是原子内部能级发生裂解。塞曼调制原子吸收光谱法将

光源（汞灯）放置在恒磁体内，汞的共振谱线（253.7nm）分裂成三个极化的塞曼分量（π线、σ^+线和σ^-线）。当射线沿着磁场方向传播时，光检测器只检测σ^-组分。其中一条属于吸收线，而另一条从外磁场通过。当分析池中不含汞蒸气，σ^-组分的辐射强度相同。当吸收原子（汞）在分析池中出现时，σ^-组分的吸收强度差异随着汞蒸气浓度的增大而增大，并呈线性关系。非选择性干扰的背景吸收在σ^+线和σ^-线上的吸收是等量的，但不会改变分析谱线与对比谱线强度比较的差值，所以采用塞曼调制原子吸收光谱法可有效校正仪器背景，但SO_2、NO_x和H_2S等气体由于在汞共振谱线253.7nm附近有较强原子吸收，仍然会对仪器的响应造成偏差。

（3）原子发射光谱法（AES）。在正常情况下，组成物质的原子是处于基态的（稳定状态），它的能量最低。通过电致发光（电弧）、热致发光（火花）或光致激发光源（等离子体激发光源）作用，原子获得能量，外层电子从基态跃迁到较高能级变为激发态，处于激发态的原子很不稳定，外层电子从较高能级回到较低能级或基态时，多余能量的发射可得到一条特征谱线，经分光装置分离成线状光谱，用检测器检测光谱中谱线的波长和强度，根据汞元素的特征谱线及谱线强度定性与定量分析。根据原子发射光谱法原理，由于待测气体各个组分在检测器之前被等离子体激发源分离成元素形态，因而其他气体成分对汞的干扰较少，理论上它不需要样气预处理单元及汞的转化单元，即可用于测量烟气中任何形态的汞，包括颗粒态汞。另外，根据原子发射光谱法原理，它可用于多种痕量金属元素的浓度监测分析。尽管AES法技术上有很大优势，但AES法在Hg的CEMS中还没有得到广泛应用。

（4）冷原子荧光法（CVAFS）。CVAFS法是原子荧光分析中最常见的一种分析技术，它主要是用于汞的测定。接受低压汞灯发出的波长为253.7nm的激发光照射后，基态汞原子外层电子跃迁到激发态，当返回到较低能态或基态，发射出与原子激发波长相同的辐射即为原子突光（光致二次发光），由光电倍增管测量产生的突光强度，在特定条件下和较低浓度范围内荧光强度与汞的浓度呈正比。由于只有汞原子会发荧光，因而增加了方法对汞的选择性。

受激发的汞除了自发的返回基态而辐射荧光外，也会与样气中其他组分发生碰撞（尤其是氧气、氮气）而把能量转变为粒子的热运动，降低了荧光强度，造成荧光猝灭，从而导致汞的测定灵敏度降低。因此冷原子荧光法通常采用金膜齐化富集汞，来消除其他组分的影响，富集后的汞经高温解吸，随后由载气带入分析单元，分析单元中的汞原子被脉冲汞放电灯激发出荧光，突光强度由光电倍增管进行监测，进而换算成汞的含量。

由于受激发汞原子与氩气碰撞的失活概率比空气中的氮气、氧气、二氧化碳等小得多，从而所引起的荧光猝灭小得多，因此氩气做载气时比用氮气时仪器灵敏度要高得多。相比而言，CVAFS法比CVAAS法灵敏度高，由于这一优势，这种方法正逐渐被应用到各种汞检测仪器。有一些汞的连续测量仪器采用的是CVAFS探测系统，比如Tekran分析仪器公司的在线烟气测汞仪。

4. 现有的汞CEMS

目前，汞的连续测量技术还处于进一步研究和发展的过程中，发展较为成熟的CEMS装置主要有ThermoFisher Mercury Freedom™ System、Tekran 3300系列以及IRM-915/

Lumax 等。

（1）Mercury Freedom™ System/Thermo Fisher。赛默飞世尔的 Mercury Freedom™ 系统基于稀释采样技术和冷原子荧光分析技术，对样品中的总汞和元素汞进行采样、转化和测量，并得到氧化汞浓度，现阶段已有 450 套以上的应用业绩，我国正在积极推进的燃煤电厂大气汞排放监测试点工作选用的大多也是该系统。

（2）Tekran 3300 系列。Tekran 3300 系统采用稀释采样方式，汞分析仪采用原子荧光与纯金汞齐富集相结合的方法测定烟气中的汞含量。Tekran 3300 系统可实现烟气中总汞、元素汞、氧化态汞、烟气流量、烟气温度、烟气压力、烟气含水量、烟气含氧量的实时监测，并支持远程诊断与远程协助（安全服务器）。Tekran 3300 系列汞连续排放监测系统在美国已具有 170 套以上的应用业绩。该系统由探头、复合取样管、3310 元素汞校准器、3315 离子汞校准器、3320 样气处理单元、2537S 汞分析仪、控制器七部分组成。

（3）IRM-915/Lumax。Lumax 开发的 IRM-915 系统相对于上述两套系统具有体积小巧，装卸便捷（2～3h）等特点，这使得这套系统能够实现在电厂不同采样点进行移动监测的目的。该套系统在美国亚利加尼能源-阿莫斯特朗火电厂等部分电厂具有安装实例。该系统工作原理主要涉及冷原子吸收光谱法（AAS）、塞曼背景校正、稀释法采样、干法转化技术。系统组成包括探头模块、转化单元、主机。



7

主要污染物治理设施的相互影响

我国燃煤电厂烟气治理经历了从“除尘”到“除尘＋脱硫”，再到“脱硝＋除尘＋脱硫”及“脱硝＋除尘＋脱硫＋湿电”的演变，随着烟气治理设备的不断增加，系统工艺也发生了较大变化。现有烟气治理技术在实施过程中往往注重单一设备脱除单一污染物的效果，对不同污染治理设施之间的相互影响重视不够，因此，需要了解主要污染物治理设施之间的相互影响，统筹协同烟气治理系统，才可最大限度地实现经济效益与环境效益的统一。

7.1 烟气脱硝系统对下游污染物治理设施的影响

在燃煤电厂烟气净化系统中，烟气脱硝系统的安装和运行会对与其关联的设施产生不同程度的影响。

7.1.1 烟气脱硝系统非正常运行的几种状况

选择性催化还原（SCR）烟气脱硝系统在运行过程中会出现脱硝效率下降、系统压力损失变大等问题，主要原因有催化剂性能下降（如积灰、中毒、磨损、烧结等）、催化剂选型不当、催化剂堵塞造成的压损过大及反应器内流场设计不佳等，这些异常的状况会对脱硝反应器及其他设施产生影响。

7.1.1.1 SCR 烟气脱硝系统可能造成的外部影响及因素

1. 逃逸 NH_3 及其影响

SCR 烟气脱硝反应需要使用还原剂 NH_3，反应器中未参加还原反应的 NH_3 一般被称为逃逸 NH_3。有研究指出，当逃逸 NH_3 的含量较少时（$\leqslant 1\times10^{-6}$），其造成负面影响不明显，同时，少量的 NH_3 会起到一定的烟气调质作用，对烟气中的粉尘污染物净化会有正面效果；但是，当逃逸 NH_3 的量较大时，则会引起负面效应，逃逸 NH_3 会与烟气中的 SO_3 反应生成具有黏附性的硫酸氢铵，从而堵塞脱硝装置及其下游的其他设施，而且，过多的逃逸 NH_3 还会造成还原剂的浪费，增加运行成本。

2. 硫酸氢铵（ABS）的形成及其影响

硫酸氢铵（ABS）是由逃逸 NH_3 与烟气中的 SO_3 发生反应而生成的，从工程实际运

行情况来看，SCR 烟气脱硝过程中形成的 ABS 具有明显的负面影响。首先，一部分 ABS 会黏附在脱硝催化剂表面，影响催化效果，使得脱硝效率下降；其次，脱硝反应中形成的 ABS 还会黏附在空气预热器上面，造成空气预热器堵塞。

3. SCR 对协同脱汞的影响

SCR 烟气脱硝过程使用的催化剂具有一定的催化作用，因此烟气中的 Hg^0 在经过烟气脱硝反应装置时，部分会被催化氧化成 Hg^{2+}，而 Hg^{2+} 容易吸附在飞灰上，最终被除尘器收集。同时，Hg^{2+} 还具有水溶性，可以溶于湿法脱硫装置中的石膏浆液中从而被脱除。所以，SCR 烟气脱硝系统有利于烟气脱汞。有文献指出，SCR 脱硝过程中汞的氧化程度会在较宽的范围内变化，因为这个氧化过程受到煤种变化等因素的影响，总的来说 SCR 烟气脱硝具有较好的协同脱汞作用。

7.1.1.2　催化剂选型不当导致的系统脱硝效率偏低

脱硝效率是 SCR 脱硝系统中最重要的性能指标，部分系统在运行之初或运行一段时间之后，其脱硝效率便低于设计值，可能原因是脱硝催化剂的设计选型不合理。

SCR 脱硝催化剂是整个 SCR 系统最重要的部分，主要有蜂窝式、板式及其他形式 3 种类型。其中蜂窝式催化剂采用二氧化钛做骨架材料，将 V_2O_5 和 TiO_2 混合后挤压成型，经干燥、烧结后裁切装配而成，市场份额约占 60%～70%；板式催化剂采用金属板作为基材，浸渍催化剂后烧结成型，市场份额占 20%～30%；其他如波纹式催化剂采用玻璃纤维板或陶瓷板作为基材，浸渍催化剂后烧结成型，市场份额占 6%左右。

蜂窝式催化剂主要供应商有德国的 KWH 催化剂有限公司/成都东方凯特瑞环保催化剂有限责任公司（KWH Katalysatoren Gmbh/DKC）、美国康宁（Cormetech）公司、奥地利富蓝德陶瓷制造有限公司（Ceram/Frauenthal）和德国雅基隆（Argillon）公司等；板式催化剂主要供应商有日本巴布科克日立株式会社（BHK）和德国雅基隆（Argillon）公司等；波纹式催化剂供应商主要是丹麦托普索（Topson）公司。蜂窝式催化剂具有模块化、相对质量比较小、长度易于控制、比表面积大、回收利用率高等优点；板式催化剂具有对烟气的高尘环境适应力强的优点，但比表面积小，相对压降大。板式和蜂窝式催化剂通常制作成独立的催化剂单元箱体。波纹式催化剂的单元箱体由几个催化剂单元拼装成标准化模块，便于运输、安装和检修维护，其优点是比表面积比较大，压降比较小。对于高粉尘烟气考虑到压降和磨损，一般选取催化剂的水力直径是 6mm，比表面积是 400～500 m^2/m^3；而对于低粉尘烟气，水力直径通常是 3mm，比表面积将增加到 700～900m^2/m^3，由于通过层流边界层时管路的水力直径较小，抗分散性较小，催化剂活性与催化剂的比表面积比例非常一致。燃煤电厂通常使用的三种类型催化剂的比较见表 7-1。

表 7-1　　**三种类型催化剂的对比**

比较内容	催化剂类型		
	蜂窝式	板式	波纹式
催化剂活性	高	中等	中等
SO_2/SO_3 转化率	高	高	较低

续表

比较内容	催化剂类型		
	蜂窝式	板式	波纹式
压力损失	1.0	0.9	小于1.0
抗冲刷性	中等	高	中等
抗中毒性	高	中等	中等
防灰堵能力	差	很强	中等
耐热性	中等	中等	高
比表面积	高	低	中等
空隙率	低	高	高
表面抗磨损性	高	低	很低
内部抗磨损性	高	低	很低
再生情况	很有效	无效	无效
重量	<1.0	1.23～1.5	<0.9
占用空间	<1.0	1.2～1.4	<0.9
建设成本	中等	高	中等

注 表中数字系数是以蜂窝状催化剂为基准进行对比的结果。

SCR系统催化剂选择应充分考虑电厂的锅炉炉型、所要达到的控制指标、煤灰特性及其N和S及微量元素含量、灰中的CaO和As_2O_3含量、灰的黏性和细度及分布等参数。具体布置多少层催化剂，是根据SCR系统的要求脱硝效率值来确定的，一般考虑催化剂的活性以及NO_x的转化率要求。一般SCR反应器中设置有3～4层催化剂安装空间，初次布置3层催化剂，预留1层布置空间，可延长催化剂更换周期，节省25%的需要更换的催化剂用量，脱硝效率基本可以达到80%～90%。而国内很多SCR烟气脱硝工程项目采用布置两层催化剂、预留一层空间的“2+1”模式，此时，脱硝效率可以达到60%～80%。

可见，如果SCR脱硝催化剂的设计选型不合理，则容易造成催化剂的磨损、堵塞，并影响其脱硝效率和使用寿命，而且也会降低NH_3的利用率，从而加剧NH_3的逃逸，并对相关烟气治理设施造成不利影响。

7.1.1.3 脱硝系统压力损失及流场设计问题

1. SCR脱硝系统的压损问题

SCR脱硝系统的性能保证参数除了脱硝效率、氨逃逸量及SO_2/SO_3转化率之外，还有系统压降，实际工程中SCR反应装置的压降一般在1000Pa左右。随着系统的运行，催化剂堵塞、积灰等问题会造成反应器压力损失增大，同时，如果为了提高SCR脱硝效率，加装第3层催化剂，则系统压降将会进一步增加，而压降的增加将会增加SCR装置的运行能耗。通常可以通过优化反应器及烟道内的烟气流态、减少设施堵灰、优化选择脱硝催化剂节距来降低压力损失。

2. SCR脱硝系统的流场设计问题

SCR反应器的流场是一个关键因素，这是因为从内部环境考虑，脱硝效率的高低取决于反应器入口烟气速度、烟气中NH_3与NO_x混合物在催化剂截面上的分布均匀性、入口烟气温度分布、烟气混合物在催化剂中的停留时间等。为达到设计要求，国内外各脱硝公

司还会在脱硝反应器的结构设计上进行 CFD 模拟，使阻力尽量减小，尽量优化反应塔入口烟道设计，减少异型件使用，避免烟气在烟道中产生涡流、激荡，影响混合物的均匀度。

丹麦托普索公司的脱硝反应器，在 90°折弯区采用导流叶片，导流叶片的位置和设计基于 1∶10 比例的流量模型测试而定，并设计成垂直立式结构，数块导流板布置成非等距结构。这是因为烟气在弯道处将产生严重的不稳定、非等量过流，在弯烟道内壁附近易形成涡流，依据理论和软件模拟计算，在弯道处非等距布置导流板，可明显减小涡流作用。

一般来说，在设计流场的同时，也会将喷氨装置和氨/烟气混合装置考虑在内，因为还原剂和烟气的混合均匀度也会对脱硝效率产生较大影响，所以 SCR 工艺设计的关键之一是保证还原剂氨和烟气混合均匀。为了达到这一要求，就必须设置好喷氨装置及混合器。目前比较成熟的产品为传统的喷氨格栅，喷射系统位于 SCR 反应器上游烟道内，喷射系统由给料总管和连接管、分配管、喷管及喷嘴组成，连接管向分配管供料，分配管向各个配有喷嘴的喷管供料。传统的喷射格栅氨混合器长期运行会出现喷嘴堵塞现象，造成混合不均匀，而且系统调节复杂。下面介绍几种常用的改进型氨喷射及混合装置。

奥地利安博巨环境能源公司（ENVIRGY）的 SCR 氨喷射/混合系统（见图 7-1）。每个氨气喷嘴部分稀释氨气的流速都可通过安装在供气管道上的流量调节装置来调节。为确保氨气和烟气均匀混合，每个喷嘴的下游（沿烟气方向）都装有静态混合叶片。

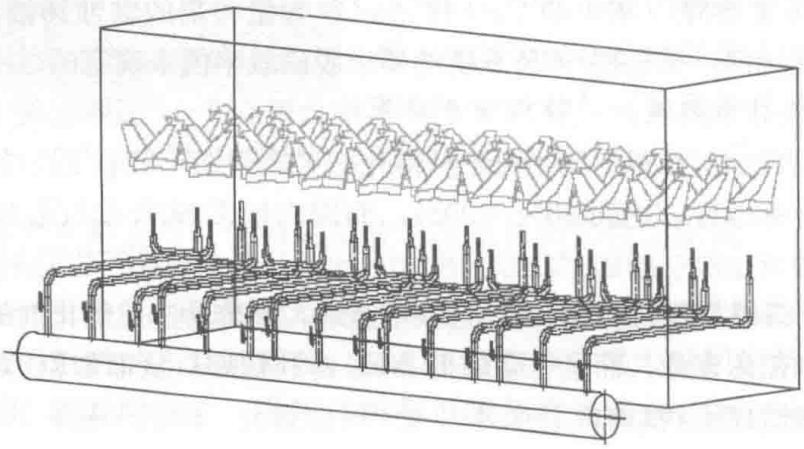


图 7-1　奥地利安博巨环境能源公司的氨喷射/混合系统

德国费赛亚巴高科环保公司（FBE）的涡流混合器（Vortexmixer）氨涡流混合技术（见图 7-2），其除了可优化烟气和氨混合状况，还具有以下优点：减少了注射孔；降低了喷嘴因氨中颗粒而形成堵塞的概率；控制简便，调试时间短；压力损失小，节约装置用电。

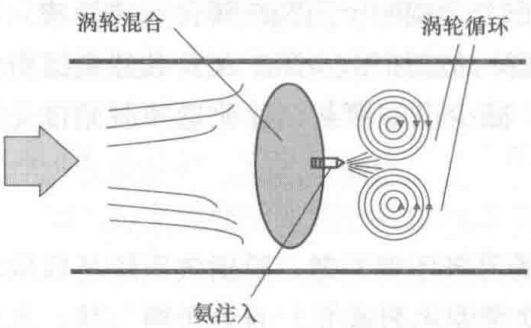


图 7-2　FBE 公司的涡流混合器示意图

德国巴克-杜尔公司（BALCKE DURR）的三角翼（DELTA WING）静态混合器（见图 7-3），其原理是在环形、椭圆形或三角板（板与气流呈一定角度放置）的前缘产生广延恒温态的旋涡，这些旋涡呈双向、圆锥形分布，转向相反，离开板后直径逐渐扩大。旋涡的强力旋转可引起大量的流体成分沿干流方向正常分布，因此可在干流方向上混合不同密度、温度和浓度的介质。这样，

可使 SCR 反应器尺寸最小，并能够在最短的烟道里确保 NH_3 和烟气 NO_x 的混合。

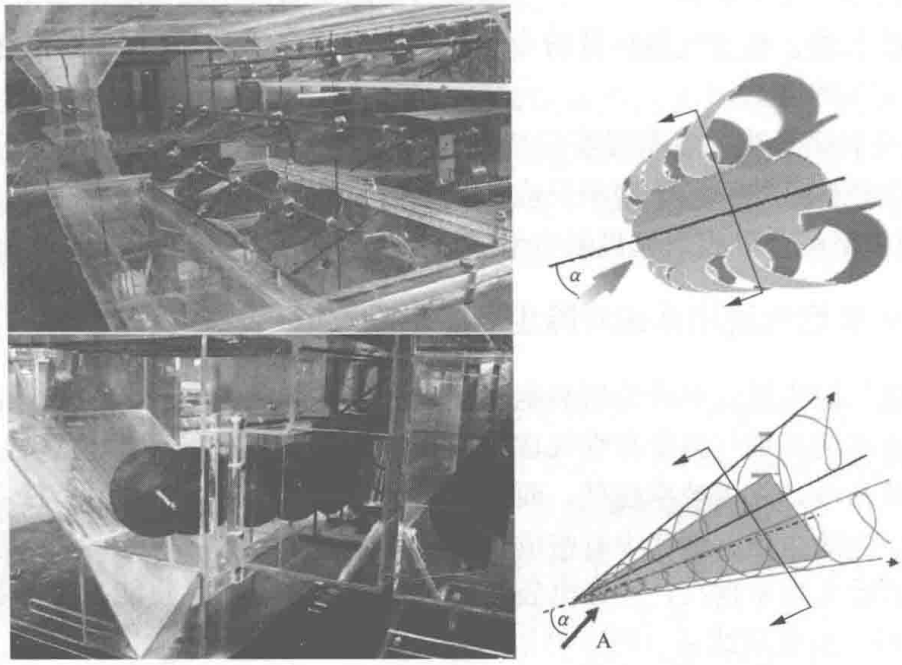


图 7-3　巴克-杜尔公司的三角翼混合器示意图

总之对于具体工程项目，首先应充分考虑 SCR 反应器前端烟道的长度与布置、系统的压力损失、混合距离、投资、运行费用及安装灵活性等问题，然后选择合适的喷氨方式。

7.1.2　SCR 烟气脱硝系统对空气预热器的影响

当烟气中的 NH_3 含量远高于 SO_3 浓度时，主要生成干燥的粉末状硫酸铵，不会对空气预热器产生黏附结垢；当烟气中的 SO_3 浓度高于逃逸氨浓度时，主要生成硫酸氢铵。硫酸氢铵是一种黏性物质，当含有高灰分的锅炉烟气温度在 146～207℃时，硫酸氢铵会转变为黏稠状液体，并与烟气中的飞灰颗粒相结合，附着于温度 150～190℃的金属表面，而此温度区间正好与空气预热器中温段下部至冷段间温度相当，因此硫酸氢铵极易在以碳钢和考登钢为材质的空气预热器内壁黏附，造成空气预热器堵塞和腐蚀（燃煤中含硫量越高冷端腐蚀程度越严重）。硫酸氢铵生成的反应速率主要与温度、烟气中 NH_3、SO_3 及 H_2O 浓度有关，对于实际运行的火电机组，锅炉烟气中 SO_3 及 H_2O 浓度为不可控因素。因此，必须对烟气中未反应的 NH_3 的浓度（氨逃逸量）加以严格控制。

根据工程实践摸索，加装 SCR 脱硝系统后，空气预热器需进行改造以防止其发生堵塞，一般有以下几种方法：

（1）将空气预热器传热元件由三段布置改为两段布置。此方法主要是增大冷端涵盖液态硫酸氢铵的生成温度范围，从而避免硫酸氢铵的沉积区域产生分段，避免分段处堵灰。

（2）将空气预热器冷端材料改为大通道的波纹板。大通道波纹板在烟气流通方向上是直通的，因而烟气流通截面大、波形平滑，在换热器运行过程中硫酸氢铵、灰尘、煤渣等不易附着，且易于清除，所以换热面不易堵塞，长期运行压力损失小，送风机、引风机、增压风机等设施所需功率明显降低。

（3）在钢板表面设搪瓷镀层以提高空气预热器冷端传热元件的抗黏附特性。搪瓷元件

可以防止低温腐蚀，表面比较光滑，受热元件不易粘污，即使粘污也易于清除，能有效防止空气预热器低温段发生堵塞。

（4）增设吹灰器。在空气预热器的冷端和热端配置蒸汽和高压水双介质吹灰器，以保持空气预热器元件的清洁。

此外，SCR 脱硝系统一般布置在空气预热器之前，烟气流经 SCR 反应器之后直接进入空气预热器烟气侧换热，由于脱硝反应器及烟道为新增项目且脱硝系统为负压运行，因此加装 SCR 脱硝系统会导致引风机阻力增加，空气预热器漏风率也相应增加。

7.1.3　SCR 烟气脱硝系统对除尘器的影响

我国燃煤电厂除尘器以电除尘器和电袋复合除尘器为主。影响除尘器除尘性能的因素较多，其中最重要的是烟气温度和烟气成分。烟气温度越高，处理烟气量越大，灰尘在电除尘器中也越难荷电，除尘效率越低，而电袋复合除尘器的布袋在高温条件下也容易损坏，寿命缩短。对于电除尘器，烟气中有些成分含量越多（如 H_2O、SO_2、SO_3 等），粉尘越易荷电，电除尘器除尘效率越高；但在电袋复合除尘器中，如果氧化能力强的物质如 SO_3 和 NO_2 等含量过高，易造成滤袋（PPS 材质）损坏，减少其使用寿命。

7.1.3.1　烟气成分变化的影响

在 SCR 脱硝系统中喷入氨和混合空气，反应器内的 NH_3 在一定的温度和催化剂的作用下，选择性地将烟气中的 NO_x 还原成 N_2 和 H_2O，此过程会使烟气成分发生变化。加装 SCR 脱硝系统后，在能保证不高于 3×10^{-6} 的氨逃逸量以及不高于 1% 的 SO_2/SO_3 转化率时，烟气组成中水分子的含量显著提高，有利于改善电除尘器的性能。而对于电袋复合除尘器，烟气中 NO_x 浓度的降低也能够减轻 NO_2 对 PPS 滤袋的腐蚀损坏，延长滤袋使用寿命。

此外，加装催化剂后，烟气中的少量 SO_2 被氧化成 SO_3，粉尘吸附一定量的 SO_3 之后，有利于降低飞灰比电阻，提高电除尘器的除尘效率。

7.1.3.2　烟气温度变化的影响

加装 SCR 脱硝反应器后，如未进行空气预热器改造或改造后空气预热器运行控制管理不佳，造成空气预热器堵塞，将导致除尘器进口烟气温度升高。而烟气温度的上升，不仅会导致 ESP 处理烟气量增大，电场风速提高，而且还会引起火花电压和起晕电压降低，粉尘比电阻升高。

此外，当采用低氮燃烧或低氮燃烧＋SCR 脱硝工艺进行 NO_x 减排时，由于低氮燃烧改造将扩大燃烧区域，抬升高温烟气在锅炉中位置，从而导致空气预热器进口烟气温度升高。因此在进行空气预热器改造时需综合考虑加装 SCR 脱硝系统对空气预热器出口烟气温度及除尘效率的影响，不仅需要考虑防堵塞能力，还需考虑加装 SCR 脱硝系统后对空气预热器换热效率的影响。

7.1.3.3　烟气量及含尘浓度变化的影响

喷氨和混合空气，以及加装 SCR 系统后所增加的漏风，会使进入 ESP 的烟气量有所

增大，但实际喷氨和混合的空气量相对锅炉燃烧后的烟气量而言很小，只要严格控制 SCR 系统的漏风，风量增大对除尘器的影响可以控制到较小。

由于 SCR 反应器内烟气流速低（4～6m/s），容易形成积灰。为保证催化剂的催化效果，必须在 SCR 反应器中布置吹灰器，定期将该区域内的积灰吹走。因此，经过 SCR 反应器后的烟尘浓度会出现阵发性变化，可能会对除尘器的除尘效果产生影响。工程实践证明，只要在保留省煤器灰斗的基础上，增加 SCR 反应器后置灰斗，那么吹灰器造成粉尘浓度阵发性变化的影响可以消除，对下游的除尘器收尘性能基本不产生影响。

7.1.3.4 积灰和腐蚀的影响

燃煤锅炉后的烟气中含有的大量 SO_2 在催化剂的作用下会被部分氧化生成 SO_3，SO_3 与泄漏的氨和水反应生成黏性沉积物铵盐，而且 SO_3 与水反应也会生成腐蚀性较强的硫酸，这些物质可能造成 SCR 反应器后的除尘器等设施堵塞和腐蚀。

在 SCR 系统运行中，氨逃逸量和 SO_2/SO_3 转化率都是要严格控制的指标。正常情况下，烟气中大量的烟尘还会吸附一部分氨，但 SCR 反应器出口逃逸氨应小于 3×10^{-6}，SO_2/SO_3 转化率应控制在 1%以下。实际工程经验表明，黏堵和腐蚀有时也会发生在除尘器前的空气预热器上，但是，如果降低氨逃逸量和 SO_2/SO_3 转化率，则不会造成除尘器黏堵和腐蚀。

7.1.3.5 管道负压的变化

加装 SCR 脱硝系统会增加烟气系统的阻力，由于 SCR 反应器及其前后连接管道的存在，并且管道还会多次改向，使得烟气处理系统在除尘器前段的运行阻力加大（1500Pa 左右）。新增阻力主要由 SCR 反应器（约 1000Pa）、新增烟道阻力、空气预热器改造增加阻力（约 500Pa）三方面造成，而整个烟气净化系统的阻力为 2500Pa～3500Pa（BMCR 工况，负荷 300～600MW 时）。可见，SCR 脱硝系统的阻力将占整个烟气净化系统阻力的很大部分，会在很大程度上影响烟气净化系统的烟道阻力特性，再加上催化剂运行中的堵灰现象和生成硫酸氢铵对空气预热器造成的堵塞，风机的出力将需要大大增加。

对于近些年新建的机组，通常情况下引风机选型预留一定余量，因此当未加装 SCR 脱硝系统时，引风机处于低效率区运行，加装 SCR 脱硝系统后有利于提高引风机运行效率，提高节能水平。而对于老机组，加装 SCR 时由于引风机压头不够，需进行扩容改造，在确定改造方案时应综合考虑一段时间内其他设施改造的可能性以及对引风机出力的需求。如除尘器改造方案对引风机出力的需求，脱硫系统取消旁路后增压风机与引风机合并对引风机出力的需求等。随着引风机压头的增大，除尘器所承受的负压相应提高，这对原有除尘器的耐压强度有了新的要求，必要时应进行校核和加固，对于新建除尘器，需要考虑这个因素。

7.1.4 SCR 对其他污染物净化工艺的影响分析

目前，燃煤电厂锅炉后的烟气净化系统中主要去除的污染物依次有 NO_x、粉尘及 SO_x，其他的污染物（如汞等重金属）并没有单独布置净化吸收装置，所以烟气脱硝主要

会对除尘和脱硫的工艺产生影响。

7.1.4.1　SCR 对除尘工艺的影响

无论是采用电除尘工艺路线，还是采用电袋复合除尘（或者袋式除尘）工艺路线，主要关注的对象是粉尘，粉尘的性质改变对除尘效率有很重要的影响作用。有文献指出，在布置了 SCR 反应装置后，SCR 反应器出口的 SO_3 浓度比没有安装之前增加了一倍，这是由于 SCR 反应装置里面的催化剂会将部分 SO_2 氧化成 SO_3（而这一部分 SO_3 是烟气净化系统中全部 SO_3 的两个主要来源之一，另外一个主要来源是锅炉中煤燃烧产生的 SO_3），因此烟气中粉尘会吸附更多的 SO_3。粉尘吸附 SO_3 之后，其比电阻会下降，此时如果选择电除尘工艺，除尘效率会有一定程度的提高，但是如果选择袋式除尘工艺，除尘效率则不会因此而受到影响。

烟气脱硝装置一般布置在除尘器之前，如果没有安装烟气脱硝装置，进入除尘器中的烟气中会含有大量 NO_x（其中 NO 占 90%左右，NO_2 占 5%～10%）。有研究表明，NO_2 会对布袋滤料产生较大的影响，电袋复合除尘或袋式除尘工程中使用的滤料大多为聚苯硫醚（PPS），NO_2 在一定烟气温度下会直接与 PPS 反应，取代苯环上的 S 原子，使得 PPS 硝基化，硝基化的最终结果是滤料在宏观上表现出破损现象，从而影响袋式除尘和电袋复合除尘器的运行，从这个方面分析，高浓度的 NO_x（主要是其中的 NO_2）在一定程度上限制了袋式除尘和电袋复合除尘工艺的应用。一旦安装了烟气脱硝装置（SCR 脱硝系统）后，烟气中 NO 和 NO_2 的浓度都会大幅度下降，NO_2 对布袋滤料的负面影响就会相应减小，基于这一点，在考虑除尘工艺时，就不用顾虑 NO_x 会对袋式除尘或者电袋复合除尘工艺产生负面效果。

7.1.4.2　SCR 对脱硫工艺的影响

SCR 脱硝装置的 SO_2/SO_3 转化率一般要求控制在 1%以下，假设锅炉燃烧的煤含硫量为 2%，则锅炉出口烟气中 SO_2 含量为 1600×10^{-6}，SO_3 含量约为 25×10^{-6}（有文献指出，锅炉出口 SO_3 浓度约为 SO_2 浓度的 1/80～1/40）。经过 SCR 脱硝装置后，SO_2 的浓度变为 1584×10^{-6}，SO_3 的浓度变为 41×10^{-6}，总的来说，SCR 脱硝装置对 SO_2 浓度影响较小，但对 SO_3 浓度影响较大。

目前，实际工程中应用较多的是石灰石-石膏湿法脱硫工艺，湿法脱硫的吸收塔布置在除尘器之后、烟囱入口之前。因此，SCR 脱硝系统与湿法脱硫装置之间并没有明显相互影响作用，但需要注意的是，SCR 反应装置会较大幅度地增加 SO_3 的浓度，而湿法脱硫工艺对 SO_3 的脱除效率相对较低（一般在 50%左右），所以如果采用 SCR 脱硝＋除尘＋湿法脱硫的工艺路线，则 SO_3 的排放浓度及控制需加以注意。

7.1.5　SNCR 烟气脱硝系统对锅炉的影响

选择性非催化还原脱硝（SNCR，也称喷氨法）工艺不需要催化剂，但脱硝效率较低，高温喷射也会对锅炉受热面的安全有一定影响。此外，由于水平烟道处的温度随锅炉负荷和运行周期而变化，而且锅炉中 NO_x 浓度的不规则，也会使该工艺应用时变得较复杂。在

同等脱硝效率的情况下，该工艺的 NH_3 消耗量相对较高，如果要提高脱硝效率，最终 NH_3 的逃逸量会增加很多。

7.1.5.1 SNCR 对锅炉内部运行环境的影响

SNCR 工艺需要将还原剂（通常为尿素）喷入锅炉内温度为 900～1100℃的烟气区，还原剂与烟气中的 NO_x 按比例充分混合对于强化脱硝效果至关重要。为了保证最大的脱硝效率，还原剂喷射器采用多层布置方式，喷射器一般采用壁面固定式或可伸缩式。壁面固定式喷射器的喷口处于锅炉水冷壁上，喷口固定不动；可伸缩式喷射器的喷口可伸入锅炉烟气内一定的距离，以利于还原剂与锅炉内部烟气混合，增强还原剂的渗透性。还原剂喷射器的安装与锅炉的吹灰器相似，需要对水冷壁管或壁式受热面（壁式过热器和再热器）进行弯管。可伸缩式喷射器由于其喷氨口需要伸入锅炉烟气内一定的距离，且经常布置在上层，其位置可能与锅炉悬挂式受热面（悬挂式过热器和再热器）接近。

对于在役的电站锅炉，应在尽量不改变锅炉悬挂式受热面的情况下布置还原剂喷射器。国外的运行经验表明，烟气中喷入尿素或者氨，不会造成受热面的腐蚀，这是因为尿素或者氨只有和烟气中的某些成分（如水、硫化物等）相结合，产生酸性物质并沉积在这些受热面上时，才会造成受热面腐蚀，而还原剂喷射区受热面的温度和烟气的温度均很高，不会形成有害物质。

7.1.5.2 SNCR 对锅炉热效率的影响

尿素水溶液喷入锅炉炉膛出口的烟气中，对锅炉内烟气的辐射特性和热物理性质有影响，并增加烟气的流量，吸收烟气的热量。然而，尿素水溶液加入的量与烟气中 NO_x 流量呈正比，在不采用低氮燃烧技术的情况下，烟气中 NO_x 的浓度为 1000×10^{-6}，即占烟气总流量的 0.1%左右，而尿素水溶液蒸发后在烟气中的浓度与此相当。由于浓度很低，不会明显影响烟气的辐射传热，亦不会明显改变烟气的热物理性质和增加烟气的流量，从而不会明显影响对流传热。尿素水溶液的蒸发会吸收一些烟气热量，相当于煤的水分增加，使水蒸发吸收的汽化潜热总量增加。由于锅炉排烟温度高于水的蒸发温度，所以这部分热量无法被锅炉受热面回收，从而增加锅炉排烟热损失，使锅炉热效率降低。根据相关计算公式，对于采用 SNCR 脱硝工艺的某 600MW 燃煤发电机组，计算的锅炉热效率约降低 0.5%。

7.1.5.3 SNCR 对空气预热器的影响

SNCR 反应过程中，部分未参与反应的 NH_3 随烟气进入下游烟道，在一定的温度区间内，NH_3 与烟气中的 SO_3 反应生成黏性较强的 NH_4SO_4，造成空气预热器低温段受热面堵塞和腐蚀。

图 7-4 所示是空气预热器入口烟气中 NH_3 与 SO_3 浓度对空气预热器的影响：区域Ⅰ，不需要任何措施，为安全运行区域；区域Ⅱ，可能会发生轻微的堵塞和腐蚀，不需要经常的水冲洗；区域Ⅲ，硫酸氢铵的堵塞和腐蚀非常危险，需要频繁的水冲洗；区域Ⅳ，将随时导致机组停运。

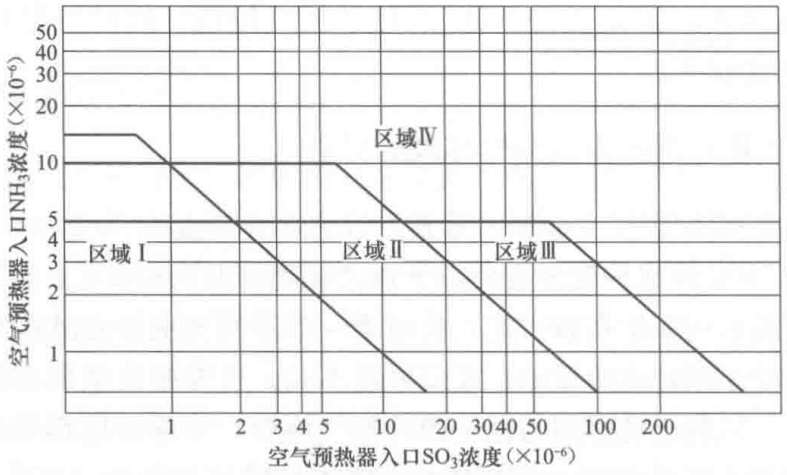


图 7-4　NH_3 与 SO_3 对空气预热器的影响

7.2　除尘器对湿法脱硫设施的影响

由于湿法 FGD 系统对其入口烟气中的粉尘浓度有严格的要求，如果除尘器的除尘效率下降，可能导致浆液中毒、石膏脱水困难和设施磨损等问题。情况严重时不仅会影响湿法烟气脱硫副产物的质量，而且还会影响湿法烟气脱硫装置中一些关键设施和部件的使用及寿命。

7.2.1　除尘器高粉尘浓度排放的几种状况

对于燃煤电厂而言，能够达到现行环保标准要求的除尘设施只有电除尘器、袋式除尘器和电袋复合除尘器。下面主要对电除尘器、布袋除尘器和电袋复合除尘器高粉尘浓度排放的几种状况进行介绍。

7.2.1.1　电除尘器高粉尘浓度排放的几种状况

1. 机组运行状态不稳定

正常负荷下，烟气流量、排烟温度、烟气含尘浓度等参数值与电除尘器设计的参数值相差不大，电除尘器能很好地正常运行。当锅炉超额定负荷运行时，烟气流量增大，排烟温度升高，同时锅炉超负荷运行用风量增加往往低于给粉量增加，烟气含尘浓度也增加。这些都使得电除尘器运行工况恶化甚至使电除尘器超载运行，除尘效率降低。锅炉负荷在低到某程度时，为使燃烧稳定，部分发电厂投加重油或天然气助燃，会使烟气温度增加，烟气中出现大量黏稠物（重油助燃时），电除尘器极线和极板清灰困难，久而久之，阴极线肥大、阳极板积灰，导致在额定二次电压下二次电流明显下降，除尘效率显著降低。

锅炉空气预热器堵灰（造成排烟温度升高，实际烟气流量增加），以及空气预热器泄漏（造成烟气过量空气系数增大，烟气量增加），这两者也都会使电除尘器内烟气流速上升，后者还会令烟气温度场不均匀，局部烟气温度过低，使其通过的电场局部积灰，甚至导致极板腐蚀。而且，炉内水、汽泄漏，也将增加烟气湿度，虽然在极短时间内因烟气被调质而降低了煤灰比电阻，除尘效率会升高，但时间稍长，电除尘器将严重积灰，尤其当泄漏

量大时，极板甚至结垢，从而影响除尘效率。

此外，由于电厂燃煤采购是市场经济模式，煤种变化很大，燃煤量、灰分波动会造成锅炉的烟气量、排烟温度及粉尘浓度等发生变化。多数电厂实际煤种品质比设计煤种要差，造成除尘器设计与实际运行产生一定的偏差，超出了电除尘器收集粉尘能力。

2. 供电控制不佳以及除尘电压低

电除尘器直流高压由 380V 交流经晶闸管整流变压器供给，控制特性几乎都采用临界火花或恒定火花频率，控制参数是二次电压极大值或二次电压极大值出现的频次，对电压的控制则通过控制晶闸管在交流每半波的导通角或晶闸管在一定时间内的开关比来实现。为使电场获得最大的电晕功率，就二次电压而言，应使其平均值最高，显然这需要提高非极大值时的电压。因而，对电压大范围的调整应通过变压器抽头实现，而小范围调整由晶闸管完成。也就是说，要获得最高平均电压，晶闸管的导通角或开关比应尽可能大。这一点，因个别发电厂对控制特性、控制方式和晶闸管调压原理的理解尚存在偏颇而被忽视。

整流变压器电场电压升不上来，程控电压值和实际就地电压值不符。电场振打编程时间不准确导致极线、极板上的粉尘不能及时清除下来，有的电场阴阳极同时振打，造成了收尘过程中的二次飞扬，使电除尘器收尘量下降。所以电气部分设施不能正常运行等问题，都会影响电除尘器的除尘效率。

3. 振打清灰制度不合理

电力行业使用的电除尘器，主要采用振打方式清灰。在振打力度和均匀性都满足要求时，振打制度是否合理对电除尘器除尘效率影响极大。振打过频，收集在阳极板上的粉尘不能成块状落入灰斗，二次飞扬严重，尤其末级电场的二次飞扬，将大大降低除尘效率。反之，振打间隔时间过长，阳极板上积灰太厚，使空间电场电压下降，二次电流降低，电晕功率减小，除尘效率下降。如果阳极板严重积灰甚至形成反电晕，造成电场伏安特性的改变，则会使已经被收集在阳极板上的粉尘再次进入气流。图 7-5 所示为反电晕时电场的伏安特性。

所以，清灰效果好是保证电除尘器正常工作的重要条件之一，也是影响最终除尘效率的重要因素。建立正确的振打制度，要遵从必需的程序，采用恰当的试验方法才能完成。在振打强度已定的条件下，振打频率应根据锅炉负荷的变化而设，但很多电厂电除尘器的振打系统自投产后很少对振打频率进行调整，影响了电除尘器的正常运行。

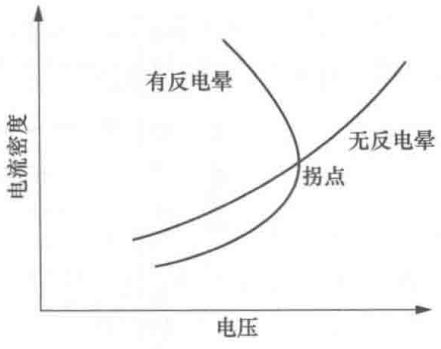


图 7-5 反电晕时电场的伏安特性

阴极线的振打：阴极线积的粉尘一般都比较少，但是对放电的影响很大，如果粉尘不能及时清除掉，就会在阴极线上产生灰球封闭和灰柱，使除尘效率降低。当灰球封闭和灰柱达到一定程度时，甚至会使除尘器完全停止工作。因此对阴极线通常采用连续振打方式，使粉尘到达阴极线后能很快被振打下来。

阳极板的振打：阳极板上的集尘最后是否落入灰斗对电除尘器的除尘效率影响很大，

对阳极板的振打均采取间歇振打。振打强度的大小应考虑到阳极板上的尘层在振打后能剥落入灰斗，又要使剥落的片状灰团尽量不再破碎造成二次飞扬的增大而影响除尘效率。

4. 运行监督不力

有效的运行监督，必须要有有效的监督制度和完善的监督仪表。火力发电厂都有各自的电除尘器运行监督制度，但如果监督仪表配备不完善，只有最基本的配置（如各电场一次、二次电压及电流表，晶闸管导通角指示表，灰斗温度计、灰位计等）也会对除尘器的运行造成较大影响。一些仪表同时用于运行控制，因而对其适用性及可靠性的要求则更高。而事实上，现有仪表多数为早期产品，受技术、元器件质量、工艺水平等限制，恰恰在适用性及可靠性上存在差距。仪表的不足，固然需要改进、完善和更换，但现实前提下，还需要充分发挥人的作用予以弥补。

7.2.1.2　袋式除尘器高粉尘浓度排放的几种状况

由于脉冲喷吹袋式除尘器的清灰效果好，而且适应性强、使用灵活、运行稳定，因而是目前世界上应用最为广泛的袋式除尘装置。下面主要对脉冲喷吹袋式除尘器高粉尘浓度排放的几种状况进行介绍。

1. 滤袋表面初始粉尘不够

在袋式除尘器的工作中，如果排放超标且除尘器的运行压力比设计值低时，极有可能是滤袋的表面初始粉层不足。其原因是新装的洁净滤袋孔隙较大，过滤速度太快，清洗周期过短，喷吹压缩空气压力过高，则使得粉尘的负载性降低。此外，过高的风速以及粉尘的冲刷还极易导致滤袋的织物松散和造成滤袋的过度磨损。随着过滤的进行，粉尘在滤袋的外表面堆积形成粉尘层，使滤袋外表面的孔隙变小，除尘效率提高，“尘滤尘”的作用可去除微细粉尘 99%以上。一般脉冲袋式除尘器在连续使用 1 个月后，能够达到最佳的过滤状态和高效的除尘性能。图 7-6 所示为某滤料在不同状态下对各种粒度粉尘的除尘效率。

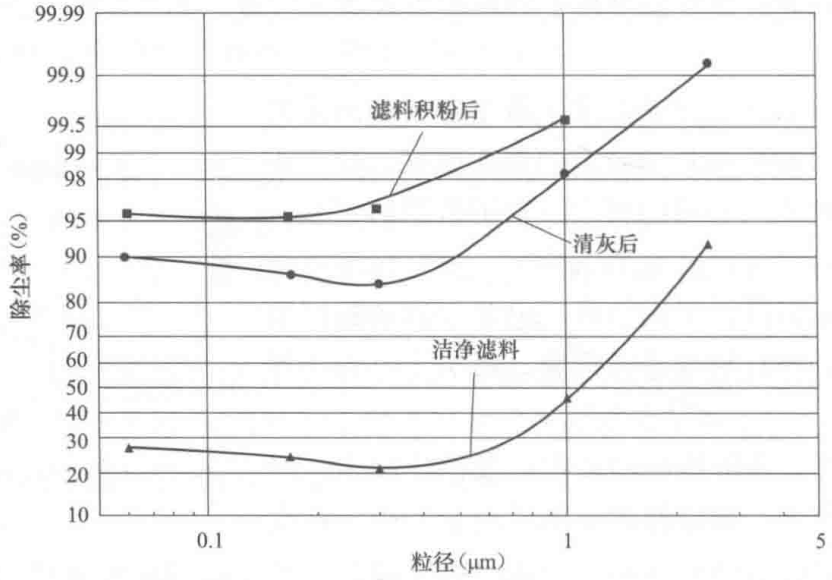


图 7-6　某滤料在不同状态下对各种粒径粉尘的除尘效率

2. 滤袋安装及中间隔板焊接问题

在脉冲袋式除尘器的安装过程中，滤袋的安装质量是监督检查的重点之一。通常的脉

冲袋式除尘器，依靠缝制于滤袋口的弹性胀圈将滤袋嵌压在花板孔内，通过花板将中箱体尘气室与上箱体净气室严格区分。如果滤袋口的弹性胀圈未能与花板孔完全密合，出现了缝隙，就会导致含尘气流直接进入净气室，导致排尘浓度增高。可以逐一检查除尘滤袋口的安装情况，发现缝隙的要压紧密封。

对于进风通道与出风通道仅用隔板分开的袋式除尘器，须检查中间隔板是否焊接严密。如果中间隔板出现焊缝、缺口，进风通道中的高浓度粉尘会窜入出风通道，导致排尘浓度增高。确保中间隔板的焊接质量，使进风通道与出风通道完全分隔，是袋式除尘器制作安装当中质量检查的另一重点。

3. 滤袋堵塞与破损

在袋式除尘器中如果滤袋出现磨损、烧毁以及腐蚀都会出现除尘器排放粉尘超标。造成除尘器滤袋被烧毁的主要原因是烟气温度过高，如果除尘器处理的烟气温度长期超过滤袋的工作条件，容易使滤袋硬化收缩，或融化产生破洞，在选择更换滤袋时尤为重要。而滤袋腐蚀的原因是气流中的水汽冷凝结露，使滤袋受潮，大量粉尘黏附在滤袋表面，堵塞滤袋的孔隙，而且喷吹压缩空气也无法较好地清除。当滤袋表面的初始粉尘层由于含有水分的原因而干燥后，会使粉尘凝固、板结，从而导致滤袋失去弹性，如果在此条件下脉冲清洗滤袋，将加速滤袋的损坏。

4. 电磁脉冲阀漏气

电磁脉冲阀是脉冲袋式除尘器的关键部件，堪称脉冲袋式除尘器的“心脏”，其性能优劣直接影响除尘器运行的效果。一旦出现电磁脉冲阀漏气，分气包的气压急速下降，袋式除尘器所有的脉冲阀都无法工作，除尘器运行阻力持续增加，通风量迅速降低。而造成电磁脉冲阀漏气的常见原因有：电磁脉冲阀的膜片损坏；膜片的垫片与出气口端面之间有铁锈、焊渣等杂物，二者无法密合；对于淹没式脉冲阀，如果气包中的喷吹管有漏洞，也会导致压缩空气不经过脉冲阀直接进入喷吹管泄漏掉。

7.2.1.3 电袋复合除尘器高粉尘浓度排放的几种状况

电袋复合除尘技术已经成为应用前景较好的高效除尘器，它结合了电除尘和袋除尘的优点，但在电袋复合除尘器的应用过程中，除了要防止上述袋式除尘器的不利因素外，还需注意以下情况。

1. 静电除尘单元和布袋除尘单元的结合形式

大型电袋复合除尘器的静电除尘单元通常采用卧式，但在布袋除尘单元，烟气要求从下向上流动。气流的均匀性不仅影响静电除尘单元的除尘效率，而且会由于局部流速过高而对布袋除尘单元造成冲刷磨损，从而影响布袋除尘单元中布袋的使用寿命。因此，需要研究烟气流场的分布特点，采取适当的布风措施，使烟气在静电除尘单元和布袋除尘单元中都能均匀分布，同时还能尽量减少压力损失。

2. 静电除尘单元和布袋除尘单元的优化设计

对于静电除尘单元，选择合适的供电条件和电极配置结构及参数，可有利于降低设施费用；再者，合理分配静电除尘单元和布袋除尘单元的负荷，也便于系统的整体优化。对于布袋除尘单元，可根据进入烟气的粉尘浓度、粒度选择气布比，确定喷吹压力、清灰周

期、脉冲宽度，选择合理的参数则有利于确保除尘效率，降低运行费用。

3. 操作因素的影响

电袋复合除尘器的性能好坏，也与运行操作是否合理息息相关。其电场区主要包括设定合理电压电流参数、设定合理的振打清灰周期，滤袋区主要包括设定合理清灰压力和清灰方式。另外，除尘器漏风率的控制和灰斗的及时排灰，也是保证除尘器稳定运行和安全的重要运行举措。

7.2.2　高粉尘浓度排放对脱硫浆液的影响

进入脱硫系统的粉尘（飞灰）是一种白色或者灰色粉末物料，它的组成与性质随燃煤品种、燃烧温度及燃烧方式不同而变化。其亲水性较好，因此在湿法脱硫中，烟气中的大部分粉尘能够被浆液所吸收，同时由于它比表面积较大，还具有类似于固体吸附剂的性能。粉尘随着烟气进入湿法脱硫塔，然后与喷淋浆液逆流接触，而脱硫浆液滴对粉尘有一定的捕集作用。当粉尘粒径较大时，惯性沉降和截留起主要作用；当粉尘粒径较小（$d_p<1\mu m$）时，布朗扩散起主要作用。运行经验表明，石灰石-石膏湿法脱硫装置的除尘效率一般为50%～70%，所以脱硫塔入口烟气中的大部分粉尘，会被捕集下来而进入脱硫浆液。

粉尘对脱硫浆液的影响是多方面的，是由粉尘本身的物理和化学性质来决定的。首先，由于烟气粉尘的主要成分是金属和非金属的氧化物（我国燃煤锅炉烟气粉尘的元素组成见表7-2），在脱硫浆液的酸性环境中会溶出部分 Al^{3+} 和 Cu^{2+} 等金属阳离子，这些离子会和浆液中存在的 Cl^-、F^-、SO_4^{2-}、SO_3^{2-}、CO_3^{2-} 等阴离子发生复杂的化学反应。其次，由于粉尘粒径非常细小，并且具有一定的吸附性能，在浆液中存在大量的粉尘会影响浆液的某些物理性质，如黏度、密度、沉降性能等，进而对脱硫系统的运行产生相应的影响。图7-7所示为某机组脱硫塔脱硫效率与其烟气粉尘含量的关系。

表7-2　　**我国燃煤电厂烟气粉尘（粉煤灰）的元素组成**

元素	含量	元素	含量
O	约47.83%	Si	11.48%～31.14%
Al	6.40%～22.91%	Fe	1.90%～18.51%
Ca	0.30%～25.10%	K	0.22%～3.10%
Mg	0.05%～1.92%	Ti	0.40%～1.80%
S	0.03%～4.75%	Na	0.05%～1.40%
P	0.00%～0.90%	Cl	0.00%～0.12%
其他	0.50%～29.12%		

7.2.2.1　高粉尘浓度对脱硫浆液 SO_2 吸收性能的影响

脱硫浆液对烟气 SO_2 的吸收也是气相中的吸收质经过相际传递到液相的过程。根据经典的“双膜理论”（见图7-8），当气体与液体相互接触时，即使在流体的主体中已呈湍流，气液相际两侧仍分别存在有稳定的气体滞流层（气膜）和液体滞流层（液膜），而吸收过程是吸收质分子从气相主体运动到气膜面，再以分子扩散的方式通过气膜到达气液两相界面，

在界面上吸收质溶入液相，再从液相界面以分子扩散方式通过液膜进入液相主体。尽管气膜和液膜均极薄，但传质阻力仍集中在这两个膜层中，即 SO_2 吸收过程的传质总阻力可以简化为两层膜的扩散阻力。也就是说，气液两相间的传质速率取决于通过气膜和液膜的分子扩散速率，亦即 SO_2 脱除速率受 SO_2 在气、液两膜中分子扩散速率的控制。

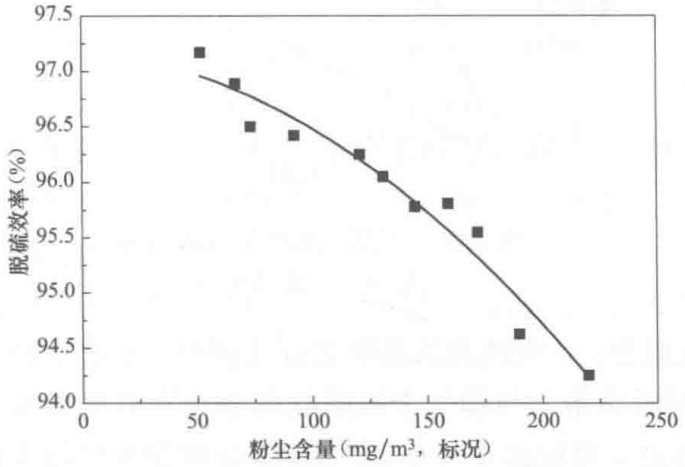


图 7-7 某机组脱硫塔脱硫效率与其烟气粉尘含量的关系

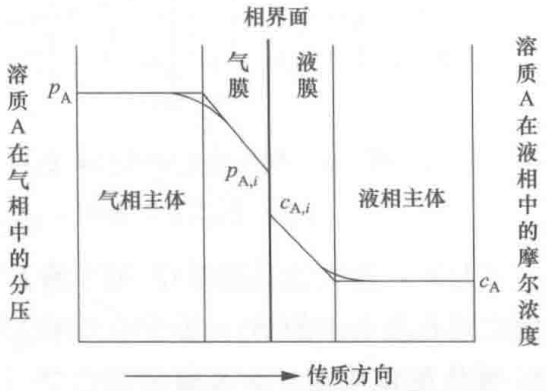


图 7-8 双膜理论示意图

浆液中的粉尘在一定程度上会影响气液两相的接触面，进而增大 SO_2 吸收的传质阻力，而且粉尘在 SO_2 向液相主体扩散过程中也有一定的阻碍作用。在喷淋塔吸收区，脱硫浆液液滴下落过程中，一边吸收 SO_2，一边溶解液滴中的石灰石。SO_2 气体从烟气中扩散到液滴表面，在液滴表面和水反应生成亚硫酸并解离成氢离子和亚硫酸根离子，然后扩散到整个液滴内部，石灰石和氢离子反应溶解扩散，而浆液中由粉尘形成的细小惰性物质在此扩散过程中起负面作用，降低了亚硫酸根和氢离子的扩散速率，导致 SO_2 吸收速率下降。

此外，由于湿粉尘具有一定的黏性，如果浆液中粉尘含量较高，则浆液的黏度可能会有较大的变化，这对 SO_2 吸收同样会有一定的负面影响。浆液黏度增大，可能会导致喷淋浆液的颗粒分布变大，从而使单位气液接触比面积降低，这相当于降低了液气比，最终导致脱硫效率的降低。

7.2.2.2 高粉尘浓度对脱硫浆液中吸收剂活性的影响

一般火力发电厂湿法烟气脱硫系统的吸收剂为石灰石，而石灰石的反应活性与其化学组成、粒径以及所处的物理化学环境（浆液的 pH 值、温度、Mg^{2+}、Cl^-、SO_4^{2-}、烟气粉尘含量等）等因素有关。

烟气粉尘在一定程度上阻碍了 SO_2 与脱硫剂的接触，降低了石灰石的溶解速率。同时，由于粉尘中所含的可溶性碱性氧化物释放出一些金属阳离子（如 Fe^{3+}、Al^{3+} 等）会与 CO_3^{2-} 结合，形成难溶的碳酸盐沉淀覆盖在石灰石颗粒表面，阻碍 H^+ 向石灰石颗粒表面的扩散从而抑制其溶解。图 7-9 所示为烟气粉尘中可溶性铝对石灰石利用率的影响。而且，金属阳离子对石灰石溶解的抑制作用与相应金属碳酸盐的溶解度有关，金属阳离子与 CO_3^{2-} 结合所形成的难溶性碳酸盐的溶解度越小，这种抑制效果越明显。石灰石活性的降低可导致浆液 pH 值下降，从而引起脱硫吸收效率的降低。图 7-10 所示为某机组脱硫塔脱硫效率与浆液 pH 值的关系。

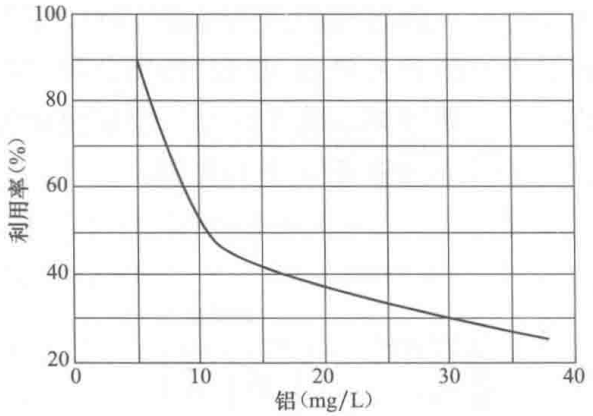


图 7-9　烟气粉尘中可溶性铝对石灰石利用率的影响

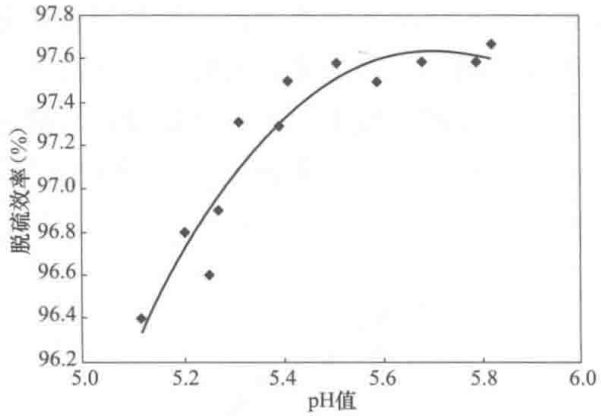


图 7-10　某机组脱硫塔脱硫效率与浆液 pH 值的关系

此外，粉尘也是浆液中 Al^{3+} 的重要来源之一。湿法脱硫系统运行过程中，来源于烟气粉尘或石灰石中的 Al^{3+} 等会在吸收塔内不断富集，与烟气中被吸收的 HF 所电离出来的 F^- 发生配位反应，形成氟铝络合物（AlF_x，x 可取值 1～6）并附着在石灰石颗粒的表面严重抑制其溶解，甚至在液相中 AlF_x 浓度很低时也是如此。有学者通过电镜观察这种 AlF_x 络合物，发现是一种氟代磷灰石类不溶化合物［分子式为 $CaAlF_3(OH)_2 \cdot CaF_2$］，且络合物是直径约为 0.1～0.3μm 的细微颗粒，覆盖在石灰石颗粒表面，阻碍了液相主体与石灰石颗粒表面之间的传质，因此严重抑制石灰石的溶解而造成其致盲（也称浆液中毒），对湿法脱硫系统的运行产生不良影响。亦即在此种情况下，即使投入等摩尔的 $CaCO_3$，也无法与 SO_2 反应，从而导致 Ca 的供给量不足，吸收塔浆液 pH 值降低，脱硫效率下降。

氟铝络合物的存在形式与浆液 pH 值有关：当石灰石浆液的 pH 值在 5 以内时，液相主体中的氟铝络合物以 AlF_3 为主，其次是 AlF_2^+ 和 AlF_4^-，游离状态下存在的 Al^{3+} 和 F^- 浓度几乎为零，此时没有固态 CaF_2 和 $Al(OH)_3$ 产生；当 pH 值高于 5 时，液相中的 AlF_3 和 AlF_2^+ 等的浓度急剧下降；当 pH 值高于 5.5 时，固态 CaF_2 和 $Al(OH)_3$ 为主要存在形式，此时 AlF_x 对湿法脱硫特性影响很小；当 pH 值大于 6 时，几乎全部为固态的 CaF_2 和 $Al(OH)_3$。因此，当湿法脱硫系统中由于氟铝络合物的存在抑制石灰石溶解而造成石灰石致盲时，可以通过向浆液中加入强碱以分解 AlF_x，减轻其对石灰石溶解的抑制作用来保证系统的正常运行。

7.2.2.3　高粉尘浓度对脱硫浆液中亚硫酸钙的影响

脱硫浆液吸收 SO_2 后生成亚硫酸钙，而影响亚硫酸钙氧化的主要因素有反应温度、pH 值、催化剂或抑制剂的浓度等。适当提高反应温度可促进氧化反应进行。pH 值主要影响亚硫酸钙的溶解度，低 pH 值可提高浆液中 HSO_3^- 的浓度，从而促进亚硫酸钙的氧化（图 7-11 所示为 pH 值对 HSO_3^- 氧化速率的影响）。催化剂也是影响亚硫酸钙氧化过程的重要因素，在非均相反应时更加明显，起催化作用的金属离子主要有 Fe^{3+}、Mn^{2+}、Cu^{2+} 等。

一般实验条件下亚硫酸钙的均相湿式氧化为一个链式反应，一般认为该氧化反应是通过自由基引发的，而高价金属离子（如 Fe^{3+}、Mn^{2+} 等二价以上金属离子）在该反应中可

催化最初自由基离子的生成，从而引发整个氧化反应，但自由基的噬体，如醇类、苯酚、硫代硫酸盐、EDTA 等，即使是微量也会抑制氧化反应的进行。在实际湿法脱硫工艺条件下的多相环境中，亚硫酸钙的氧化过程可分为三个步骤：①氧气的传质，由气相进入液相；②亚硫酸钙的溶解，由固相进入液相；③亚硫酸根和溶解氧发生化学反应。该过程包括液相中的化学反应以及反应物在不同相际间的传质扩散，因而机理更加复杂，对于这一反应过程，到目前为止还没有成熟的理论来进行解释。

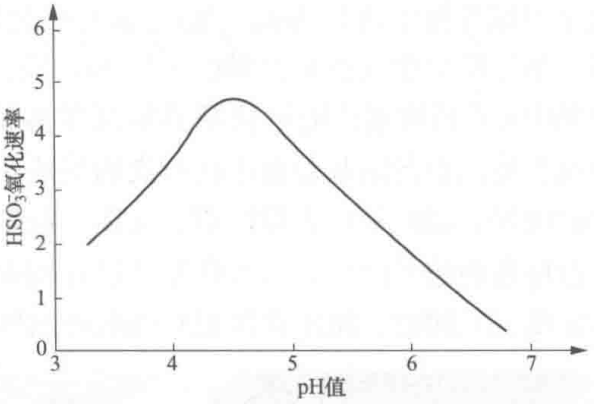


图 7-11　pH 值对 HSO_3^- 氧化速率的影响

综合以上分析，烟气粉尘对亚硫酸钙的氧化反应有正负两方面的影响：一方面，粉尘在浆液环境中可溶出部分金属离子，如 Fe^{3+}、Mn^{2+} 等促进亚硫酸钙的氧化；另一方面，如果粉尘含量过多，在浆液中悬浮并覆盖在亚硫酸钙固体表面，阻碍其溶解和向液相中释放亚硫酸根离子，同时粉尘对氧气在由气相进入液相的传质过程中也起到了一定的阻碍作用，从而降低了亚硫酸钙的氧化速率。对氧化起催化促进作用的 Fe^{3+}、Mn^{2+} 等金属离子需量极少，一般作为吸收剂的石灰石中也可以提供，因此，烟气粉尘在亚硫酸钙氧化方面主要表现为负面作用，即增大了氧化反应的传质阻力。

7.2.2.4　高粉尘浓度对脱硫浆液起泡的影响

吸收塔中浆液起泡是多数脱硫设施会发生的问题，锅炉投油、劣质燃煤、入口粉尘浓度过高、吸收剂品质不合格、工艺水水质差、氧化风机搅拌方式等都可能会造成吸收塔内起泡。在实际运行中，常常会出现因电除尘器出口排放粉尘浓度过高或者是油污而造成的吸收塔内浆液起泡现象。若吸收塔内起泡造成溢流，有的甚至倒流进入烟道，会严重危害设施安全运行。如果吸收塔浆液从溢流管外溢，则泡沫中的悬浮杂质会造成溢流透气管堵塞，此时液位一旦出现偏高溢流，就会引发虹吸现象，造成大量浆液从溢流管外溢（图 7-12 所示为脱硫塔浆液溢流泡沫）。泡沫会阻碍 SO_3^{2-} 的氧化反应，也会造成虚假液位，进而影响脱硫运行而降低脱硫效率。因此，有必要对脱硫浆液泡沫的产生和消除进行分析，以减少其不利影响，一般可以通过添加消泡剂解决。



图 7-12　脱硫塔浆液溢流泡沫

7.2.3　高粉尘浓度排放对脱硫石膏及废水的影响

脱硫石膏中粉尘含量和浆液中粉尘浓度直接相关，而浆液中粉尘浓度，即酸不溶物（SiO_2、Al_2O_3、Fe_2O_3、Mn_3O_4 等）的浓度，又与烟尘浓度和脱除 SO_2 的相对量有关，也

就是说烟气粉尘含量越高，脱除 SO_2 的量越低，石膏浆液和脱水石膏中的粉尘含量也越高。烟气粉尘中在含有大量的 Al、Si、Fe、Ca 元素的同时，也含有大量的 Cl 等元素。当浆液中 Cl^- 浓度过高时，会明显降低浆液的沉降性，继而对石膏结晶也造成一定的影响，导致生成的石膏结晶会有不同程度的缺陷，如在不饱和的条件下，大大加快了石膏结晶的溶解速度，最终形成大量的细小晶体。粉尘含量过高不仅影响脱硫反应的进行，而且其中大量存在的酸不溶物，对石膏品质也有较大的影响，主要体现在石膏的色度、纯度、重金属含量上，同时，粉尘含量也是吸收塔固体中存在多少粉尘及其他惰性物质的量度标准。



图 7-13　脱水困难的低品质石膏

脱硫石膏的质量保证值一般为：石膏含水率低于 10%，固相中二水硫酸钙含量超过 90%。由于成品石膏粒径大小为 20～100μm，10μm 以下小粒径石膏晶体十分少，而烟气粉尘粒径通常在 20μm 左右，如果浆液中粉尘含量过高，细颗粒粉尘将会夹杂在石膏晶体中阻塞结晶水通道，并导致石膏脱水困难，使得石膏含水率超标，并且二水硫酸钙含量将达不到保证值，同时会造成石膏白度下降，甚至呈黑色或灰褐色稀泥状（图 7-13 所示为脱水困难的低品质石膏）。石膏品质降低将导致脱硫石膏综合利用的难度增加或者根本无法再利用，使得经济效益降低。

此外，脱硫石膏用于生产墙板及水泥，也可作为调理剂以改善差的土壤，墙板制造商规定石膏中的飞灰含量不能超过 1.0%。因为，首先它会影响石膏颜色，使石膏颜色发暗，而正常石膏的色度应相当于干燥石灰石的白度；其次，设计值对石膏的纯度要求应大于 90%。如果飞灰含量高，会使石膏中的杂质增加，而且由于飞灰的火山灰（凝硬性）性质会导致黏结反应，使石膏黏结成块。另外，飞灰含量增加会使石膏中的镁等可溶性盐随之增加，从而降低石膏的煅烧温度，影响纸与石膏的黏结能力，引起粉化。而且，其中含有的镁盐、水溶性的镁离子会随着水分的蒸发而迁移至石膏制品表面，出现盐析，脱硫石膏砌块出现的泛霜现象，主要也是因为可溶性盐超标。

湿法脱硫系统中排出的废水取自废水旋流器的溢流，夹杂了从粉尘、脱硫剂中带来的杂质以及未溶解的石灰石，由于这些杂质大多质量较轻，当石膏浆液流到皮带机滤布上时，较轻的杂质易漂浮在浆液的上部，并且颗粒较石膏颗粒细、黏性大，因此石膏饼表面常被一层深褐色的物质覆盖，这层物质手感很黏，且很快会析出水分。如果废水系统不能正常投用，系统中杂质就会累积，导致石膏脱水越来越困难。而且烟气粉尘含量过高，也势必会导致脱硫排放的废水中来自于粉尘的有害物质升高，从而会加大脱硫废水的处理难度和造成二次污染。

7.2.4　高粉尘浓度排放对湿法脱硫关键设施及其寿命的影响

脱硫塔内烟气和吸收浆液中含有过量的粉尘，会对吸收塔、除雾器、真空皮带脱水机、增压风机、浆液循环泵叶轮和管道、搅拌器、石膏旋流器等关键设施运行及寿命造成一定影响。

7.2.4.1　高浓度粉尘对吸收塔壁及除雾器等结垢堵塞的影响

在建筑行业中烟气粉尘（粉煤灰）可作为制水泥的基础胶凝原料，粉煤灰作为胶凝材料是由其密度、细度、比表面积等物理特性及粉煤灰活性（包括粉煤灰的火山灰活性和自硬性）决定的。粉煤灰的火山灰活性是指其在常温常压下与石灰反应生成具有胶凝性能的水化产物的能力，通常需要在一定的物质或方法激发后才能表现出来，它是一种潜在的活性，且主要来自活性 SiO_2（玻璃体 SiO_2）和活性 Al_2O_3（玻璃体 Al_2O_3）在一定碱性条件下的水化作用。所以粉煤灰中 SiO_2 与 Al_2O_3 的比值越大，活性越高。人们通常使用石灰、水泥、石膏、硫酸盐早强剂等激发粉煤灰的活性，制备粉煤灰胶结材料，使其具有较高的机械强度。而在湿法脱硫环境中，脱硫浆液所含的石灰石、石膏正好是粉煤灰的激发剂，如果吸收塔浆液中含有较高浓度的粉尘，则很有可能在吸收塔部件上形成类水泥的硬质垢，所以有些脱硫机组的吸收塔壁以及除雾器的结垢和堵塞严重，究其原因可以归结为烟气中粉尘含量偏高。

烟气中粉尘含量过高时，黏附在除雾器板片上的粉尘也相应增加，粉尘与烟气中残留的 SO_2、SO_3 及浆液相互作用后形成硅酸盐硬垢，粉尘本身所含有的 SiO_2、Al_2O_3 及可溶性盐也形成硬垢，附着在除雾器板面上，造成板片结垢和堵塞，会导致除雾器局部区域烟气流速超过临界流速，撕裂板片上已经形成的液膜，使烟气中夹带的液量骤然增大，并且其中大粒径的液滴明显增多，即所谓的二次带水，破坏除雾器的正常工作。这种结垢和堵塞现象的发生，使得与结垢和堵塞部位相邻区域的烟气流速增大，从而更助长了堵塞和结垢的蔓延，加速恶化除雾器的性能。当除雾器积灰和结垢现象达到一定程度时，将造成部分变形、坍塌，从而导致整个脱硫系统的停运（图 7-14 所示为除尘器的结垢、堵塞及坍塌）。

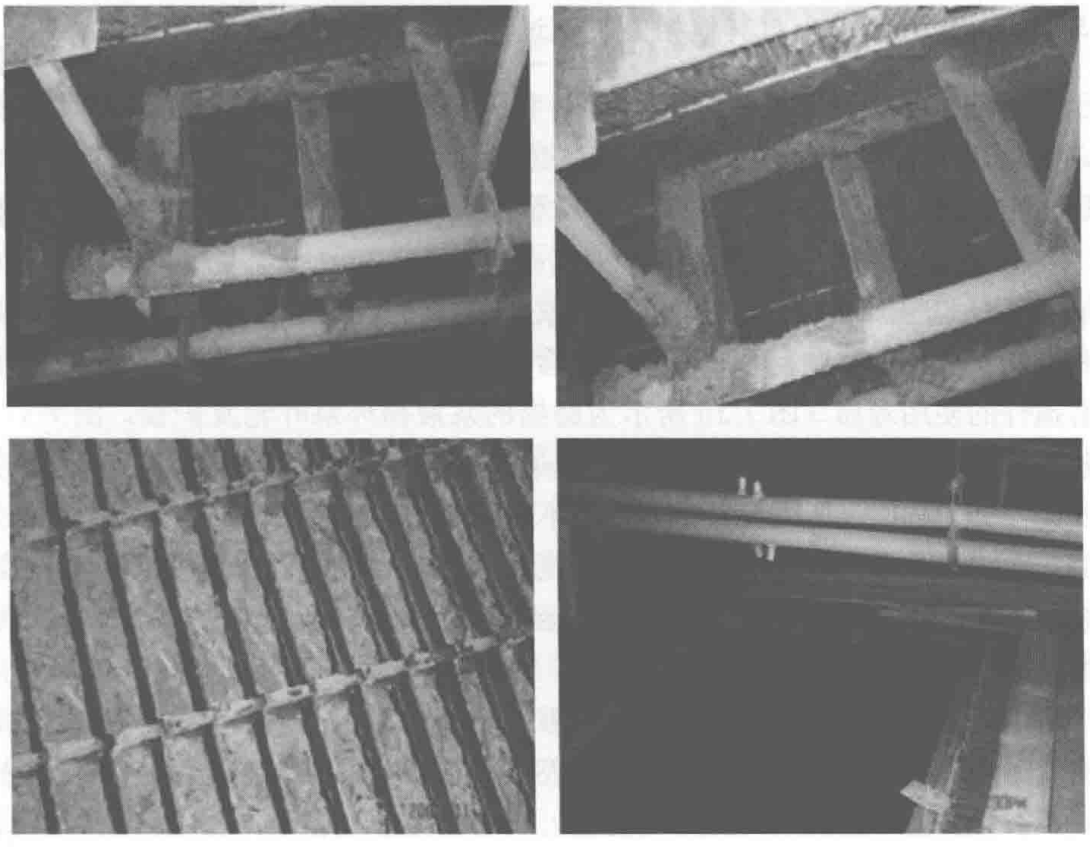


图 7-14　除雾器的结垢、堵塞及坍塌

除雾器虽然设置有冲洗水系统，但其投运需综合考虑各方面因素，特别是在吸收塔消耗的水量与补充的水量不能保持平衡，吸收塔出现溢流时，不适宜对除雾器进行冲洗，因此，防止除雾器堵塞及结垢，需严格控制进入脱硫系统中烟尘浓度。此外，通常石灰石粉粒径约为45μm，但经除尘器净化后进入吸收塔的粉尘粒径绝大部分小于10μm，甚至小于2.5μm，远远小于石灰石粉的粒径，所以浓度高、粒径小的粉尘极易造成脱硫喷嘴和管道的堵塞从而影响脱硫效果，对其控制也应加以重视。

7.2.4.2　高浓度粉尘对真空皮带脱水机的影响

由于烟气粉尘的颗粒度远远小于石膏结晶后的颗粒度，脱硫系统的真空皮带脱水机无法有效去除粉尘类的固体颗粒物，从而会使得吸收塔内浆液密度不断增加。脱水皮带是石膏脱水的核心部分，一旦堵塞，很难清除，只能报废，而且脱水皮带价格昂贵，给使用者带来经济负担的同时还增加了维护工作量。图7-15所示为粉尘含量高时，皮带脱水机的情况。



图7-15　粉尘含量高时，皮带脱水机的情况

如果浆液长时间密度过高，小颗粒的粉尘会镶嵌到皮带脱水机的滤布中，冲洗水也无法冲洗干净，不断堆积的颗粒也必然会影响滤布的通流面积，进而影响脱水皮带机的出力及脱水效果，同时也会使得真空泵的电流增大。这种工况的解决办法只能是人工清洗皮带脱水机的滤布，并进行大量的浆液置换，但置换出的污染浆液亦很难处理。

7.2.4.3　高浓度粉尘对其他相关脱硫过流设备和部件的影响

由于烟气粉尘含量中80%的物质是SiO_2和Al_2O_3，这两种物质相当于模具的材料，非常坚硬，而且是表面粗糙的不规则颗粒，在高速流动中会增大对浆液泵及其叶轮、喷嘴、浆液管道、搅拌器、石膏旋流子、增压风机等过流部件的磨损，并使得它们的使用周期缩短。

浆液循环泵和脱硫塔搅拌器在电化学腐蚀和冲刷磨损的共同作用下，加速了泵的金属过流件和搅拌器叶片的磨蚀，特别当烟气中含尘量较大以及浆液中Cl^-浓度较高时，将大大缩短磨损件的使用寿命（图7-16所示为磨损的浆液循环泵叶轮及护板，图7-17所示为磨损的浆液搅拌器叶片）。落入浆液中的粉尘过多，对石膏旋流子的磨损也是致命的，由于口径的变大，会影响旋流子的旋流作用，达不到预期的旋流效果。并且由于粉尘比重较轻，会使旋流器的旋流效果不是很明显，底流密度相对过小，同时溢流密度又相对过高，也影响了后续脱水和废水处理等相关系统的正常运行。另外，烟气粉尘浓度过高，对增压风机叶片也将造成较大程度的磨损。

烟气粉尘含量增加还会导致烟道积灰严重，对烟道造成磨损和腐蚀，甚至在系统大修时可以从烟道内清理出数以吨计的灰量。在吸收塔进口处的干、湿界面，如果浆液被带回到该区域，被干燥且以由硫酸钙及烟气粉尘组成的硬垢形式积聚。在该区域的结垢会引起烟气进入吸收塔后气流分布不均，而烟气分层对除雾器运行有很大的损害。

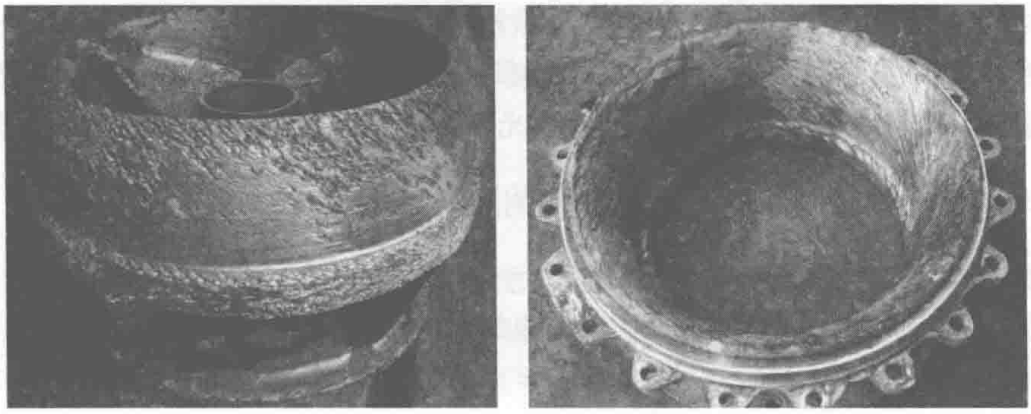


图 7-16　磨损的浆液循环泵叶轮及护板

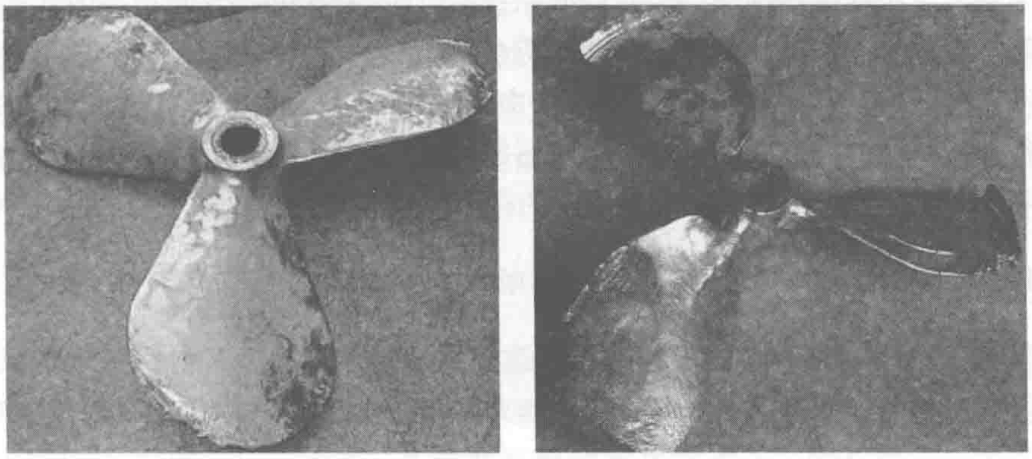


图 7-17　磨损的浆液搅拌器叶片

此外，烟气中含有的大量的强腐蚀性气体（HF、HCl、SO_3 及 SO_2 等）低温下会生成酸冷凝液，由于酸冷凝液的强腐蚀性，本来就会导致系统内部发生不同程度的腐蚀现象降低系统的运行效率，而来自于烟气和粉尘的氯离子的存在，还会造成脱硫设施金属点蚀的现象，伴随着酸度的增加，该现象会日益严重。

针对烟气粉尘对湿法脱硫系统运行的影响，在脱硫系统运行中应尽量降低入口粉尘浓度，所以要控制和调整除尘器使之保持良好的运行状态，最好能够使脱硫入口烟气粉尘降低到 $100mg/m^3$ 以下，甚至更低。

7.3　湿法烟气脱硫系统对其他设施的影响

湿法（石灰石-石膏法）烟气脱硫工艺是目前在我国应用最广泛、技术最成熟的 SO_2 脱除技术，能够达到 95%以上的脱硫效率，但经过脱硫装置之后，烟气成分和性质也发生了较大变化，如烟气含湿量较高（饱和）、烟温较低且烟气中含有酸性气体、浆液滴、粉尘等，会对脱硫系统后续设施如换热装置（GGH）、尾部烟道及烟囱造成一定的影响。

此外，当湿法脱硫系统运行参数发生改变（或出现异常）时，也会影响湿法脱硫后续设施并造成相关环境问题。例如：烟气量大于设计烟气流量引起吸收塔内除雾器流速过高，除雾器除雾效果达不到设计要求，从除雾器逃逸的石膏浆液滴含量增加，由于温度降低，

在脱硫后续设施会析出含有石膏的浆液，导致形成“石膏雨”问题；燃煤烟气经过湿法脱硫系统的喷淋洗涤后，烟气中颗粒物的粒径分布峰值向小粒径方向迁移，且细颗粒成分明显增加，在烟囱出口酸液滴与细颗粒凝结，并在光的照射下发生散射而产生“蓝烟”现象等。

7.3.1　湿法烟气脱硫系统后潜在影响因素分析

石灰石-石膏湿法脱硫工艺由于具有脱硫剂原料廉价易得、脱硫效率高、技术成熟、运行可靠等优点，已成为我国燃煤电厂烟气脱硫的首选工艺。目前我国大部分电厂湿法脱硫系统不设烟气换热器（GGH），在完成烟气 SO_2 的吸收后，吸收塔出口烟气温度较低，且含有饱和水蒸气，烟气处于全结露现象。对一台 600MW 机组来说，烟气中水气结露后形成的具腐蚀性水液的理论计算量约 40～50t/h，它主要依附于烟囱内侧壁流下来至专设的排液口排到脱硫系统的废液池中。经过脱硫系统后，烟温降至 45～55℃，烟气中含有水蒸气和氯化氢、氟化氢、二氧化硫、三氧化硫等酸性气体。低温下含饱和水蒸气的净烟气很容易产生冷凝酸。据实测，在净烟道或烟囱中的凝结物 pH 值约为 1～2，硫酸浓度可达 60%，具有很强的腐蚀性。因而对脱硫系统后续设施如尾部烟道及烟囱存在一定的腐蚀风险。烟气中 SO_3（或 H_2SO_4 酸雾）和浆液滴的存在可能形成“石膏雨”“蓝烟”等环境问题。

7.3.1.1　脱硫后烟气中 SO_3 的潜在影响

湿法脱硫工艺对 SO_2 脱除效率很高（高达 95%甚至 98%以上），但对造成湿烟气腐蚀及形成“蓝烟”的主要成分 SO_3，脱除效率相对较低。关于湿法脱硫系统对烟气中 SO_3 的脱除效率存在不同的说法：美国环保署斯里瓦斯塔瓦（Srivastava RK）认为大约 50%的 SO_3 被脱除；美国通用电气公司（General Electric Company，GE）认为湿法脱硫系统可以脱除 60%的 SO_3，且脱除效率与烟气中的 SO_3 浓度或运行工况无关；国内文献大多认为湿法脱硫系统对 SO_3 的脱除效率较低，一般为 30%～50%，杨杰认为 SO_3 的脱除效率为 30%，解保安甚至认为烟气中只有 20%左右的 SO_3 被脱除。总之，湿法脱硫工艺对烟气中 SO_3 的脱除效率较低，且脱硫塔出口烟气中的 SO_3 会对后续设施产生一定的影响。一方面，湿法脱硫系统出口净烟气中的 SO_3 重新溶解，会在烟囱内壁上形成腐蚀性很强的硫酸液造成设施的腐蚀；另一方面，当烟气通过湿法脱硫系统时，由于烟气被急速冷却至酸露点之下，其中的 SO_3 会形成难以捕集的 H_2SO_4 酸雾，排出烟囱后以亚微米级的颗粒粉尘为凝结中心发生凝结，当烟气中硫酸气溶胶的浓度超过 10×10^{-6} 时，在光照射时对光线产生散射，会出现“蓝烟”现象。

7.3.1.2　脱硫后烟气中氯化物、氟化物的潜在影响

烟气冷凝物中氯化物或氟化物的存在将大大提高腐蚀程度，在 20℃和一个标准大气压下，氟化氢和氯化氢的质量分数超过 0.025%、0.1%时易形成腐蚀强度高、渗透性较强，且较难防范的低温高湿稀酸型腐蚀，腐蚀等级为高级。

7.3.1.3　脱硫后烟气中酸性氧化物冷凝结露的潜在影响

脱硫后的烟气温度一般为 40～50℃，湿度很大并处于饱和状态，该温度低于烟气结露

温度。烟气中的酸性氧化物容易冷凝结露，并在潮湿环境下产生腐蚀性的液滴。另外，冷凝酸液的温度为40～80℃时，对结构材料的腐蚀性特别强。以钢材为例，40～80℃时腐蚀速度比在其他温度时高出3～4倍。

7.3.1.4 脱硫后烟气低温特性的潜在影响

(1) 脱硫后，烟气温度低，上抽力小，流速低，容易产生烟气聚集并对排烟筒内壁产生压力，局部会出现正压区，这时对排烟筒壁产生渗透压力，加快腐蚀进程。

(2) 由于烟温较低，脱硫净烟气中夹带的粉尘和浆液滴在排出烟囱后，由于烟温的降低发生冷凝，会造成烟囱冒白烟，还可能在烟囱出口附近落到地面形成“石膏雨”。

部分电厂为提高脱硫净烟气的温度在湿法脱硫出口设置了烟气换热器，这种方式可以提高污染物的扩散程度，降低烟羽的可见度。但是，脱硫出口烟气低温、高湿及含有酸性气体成分的特点会对加热器换热元件造成腐蚀，同时烟气中的粉尘及浆液滴也会造成烟气换热器换热元件的结垢和堵塞。并且，尽管烟气换热器可提高烟气温度至80℃左右，能够减缓烟气冷凝结露产生的腐蚀性液体，但是烟气湿度、水分等诱发设施腐蚀的因素依然存在。

7.3.2 湿法烟气脱硫对“石膏雨”形成的影响

由于早期的装有烟气换热器的湿法脱硫系统容易产生堵灰、腐蚀问题，进而导致故障频发，严重影响系统的安全运行，因而在2006年之后大部分湿法脱硫系统取消或未设置烟气换热器。但是，取消烟气换热器后，净烟气排放温度较低，容易出现大量细小液滴的夹带排放，并在烟囱周围形成降雨，且在雨滴蒸发后形成较难清理的白色固体痕迹，即“石膏雨”。石膏雨的形成与湿法烟气脱硫系统直接相关。“石膏雨”的产生会造成烟囱外表及邻近建、构筑物的腐蚀，污染电厂及周边环境。

7.3.2.1 “石膏雨”的形成过程及机理

石灰石-石膏湿法烟气脱硫系统的喷淋层向下喷出脱硫浆液，烟气逆流向上流动，通过气液传质完成烟气中SO_2的吸收。在烟气流动过程中，烟气会夹带脱硫浆液滴进入除雾器，除雾器对直径几十微米的液滴有较佳的脱除效果，但对粒径较小的液滴脱除效果不佳。由于排放的烟气具有低温高湿特性，烟气中的过饱和水分会在烟气中的粉尘或细小颗粒表面凝结，使其粒度增大。烟气排入大气后，烟温再次降低，进一步发生凝结现象，细颗粒物粒度进一步增大，在烟气抬升高度低和扩散距离短的情况下，粒度较大的石膏浆液液滴发生飘落，最终形成“石膏雨”。

石灰石-石膏湿法脱硫塔出口烟气中携带的石膏浆液来源于浆液喷淋层喷嘴雾化形成的细小液滴，一般湿法脱硫吸收塔安装的除雾器要求出口烟气携带的雾滴性能保证含量低于75mg/m^3（干燥基）。在经过除雾器后，直径大于22μm的雾滴去除率一般为99.99%，直径15～22μm的液滴去除率为50%，而直径小于15μm的雾滴无法有效去除，大部分处于该范围内的浆液滴会从除雾器逃逸，直接排放。当湿法脱硫塔的除雾器运行效果不佳时，脱硫塔出口烟气携带浆液必然增加。

由于烟气换热器在运行过程中易发生堵塞问题，大部分电厂采用了湿烟囱排放，即取消烟气换热器，因而脱硫后未增设烟气再热设施，烟气的温度一般为50℃左右，且含有大量的饱和水蒸气。在流经脱硫后的烟道及烟囱的过程中，烟气温度降低，导致烟气中携带的大量的饱和水蒸气冷凝析出。经测算，某电厂1000MW机组吸收塔出口净烟气每降温1℃，总的冷凝水量会达到16t/h左右。冷凝水部分会从烟囱底部排出，其余均随着烟气从烟囱顶部排出。

尽管烟囱内设有冷凝液收集装置，但烟囱内的冷凝液也极易被高速流动的烟气携带出烟囱出口而形成“石膏雨”落到地面。烟气温度降低导致烟气中饱和水蒸气析出，高烟气流速将冷凝液带出是导致无烟气换热器脱硫装置形成“石膏雨”的主要原因。另外，脱硫后净烟气在抬升高度和扩散能力方面相对较差，烟气来不及扩散，烟气中的饱和水蒸气遇冷成为冷凝液形成了“雨”，在冬季表现得尤为明显。

7.3.2.2　湿法烟气脱硫对“石膏雨”形成的影响

石灰石-石膏湿法烟气脱硫系统运行过程中，以下几个因素可能会影响“石膏雨”的形成。

1. 烟气流速

吸收塔设计烟气流速一般为3.0～4.0m/s，除雾器的设计流速稍高于吸收塔设计流速。当烟气流速设计不当或者机组运行负荷过高时，导致排烟量的剧增，通过吸收塔除雾器的烟气流量大，流速随之增大，导致吸收塔出口烟气携带浆液量增加，除雾效果不好，易于引发“石膏雨”。

2. 除雾器的性能

常见的除雾器对于粒径小于15μm的雾滴基本不起作用，因而净烟气中必定含有一部分石膏浆液液滴。除雾系统对液滴的脱除及液滴的二次夹带与除雾装置的结构参数、布置级数、冲洗方式、除雾器与吸收塔顶层喷淋层的间距、烟气通过除雾器的流速及气流分布的均匀性存在较大关系，特别是当烟气通过除雾器的流速过高、气流分布不均匀以及冲洗不当造成除雾器堵塞的情况下，会显著降低除雾器的除雾效果，并导致已捕集雾滴的二次夹带。另外，如果除雾器离喷淋浆液管道太近，经喷淋管喷出的细小雾滴就很容易被烟气带入除雾器中而难以被捕集。

3. 取消烟气换热器

取消烟气换热器后，烟气排烟温度降低，烟气扩散能力减弱，将直接导致烟气携带的石膏浆液滴在烟囱附近落地，形成“石膏雨”。另外，取消烟气换热器后，一方面，吸收塔入口烟气温度升高，吸收塔水耗明显增加；另一方面，吸收塔出口含有饱和水的烟气没有升温设施，烟气经过烟道和烟囱有2～4℃的降温，大量冷凝水和酸液冷凝，加剧了“石膏雨”发生的可能性。

4. 浆液喷嘴选型问题及其他影响因素

喷淋层浆液喷嘴的设计选型不当，雾化粒径分布不合理，加之浆液循环泵选型不匹配时，雾化超细粒径的比例偏高，更多的超细粒径浆液被带出吸收塔，在后续净烟气烟道和烟囱发生碰撞凝聚后，在烟囱附近冷凝沉降，产生“石膏雨”。

此外，还有吸收塔浆液 pH 值、原烟气颗粒物含尘量等，都会对吸收塔出口烟气携带的浆液量产生影响。

7.3.2.3 “石膏雨”的控制措施

燃煤电厂应深入分析产生“石膏雨”的主要原因，采取合理的治理方案。

1. 选择合适的吸收塔内流速

湿法脱硫吸收塔内烟气流速高，烟气携带石膏浆液的可能性加大，反之减小。所以需要选择合适的吸收塔内流速，优化脱硫系统的设计及运行。

2. 选择合适的除雾器类型，优化除雾器运行效果

平板式除雾器的设计流速一般为 3.5～4.5m/s，屋脊式除雾器设计流速通常比平板式除雾器高，流速一般为 3.8～7m/s，所以屋脊式除雾器对通过的烟气流速的适应范围要更宽些，建议优先选择屋脊型除雾器或平板式除雾器与屋脊式除雾器的组合。

二级除雾器的冲洗对石膏浆液夹带的影响比较大，湿法脱硫塔出口净烟气中浆液滴浓度可能达到正常的 5～6 倍，建议分析除雾器冲洗方式与石膏雨的影响关系，从而对除雾器冲洗方式进行优化，并定期对除雾器进行检修维护，以尽量减少通过除雾器逃逸的浆液滴的量。

3. 烟囱内筒设计形式改变

为了有效地收集烟气带入的较大液滴并防止烟囱内壁上的液体被二次携带，烟囱内筒形线和内衬表面应尽可能平滑，烟囱排烟筒内的烟气流速不得超过酸液液膜撕裂时的临界流速。同时，在烟囱排放口之前设置一个出口收缩段，单台机组运行时，净烟道与烟囱入口的位置为微负压状态，可有效避免运行中的烟气串风现象。

4. 加装其他设施去除净烟气中的颗粒

可以在烟道上设置第三层除雾器、在烟囱出口设置除雾器、在脱硫后增设湿式电除尘器等。这些方式能够增加冷凝液的收集力度，在一定程度上减轻“石膏雨”现象。

5. 提高净烟气温度

提高湿烟气排烟温度是从根本上消除无烟气换热器脱硫装置“石膏雨”现象的方法。脱硫后净烟气的加热方案主要包括采用烟气换热器换热、火焰加热、热管换热器换热、二次热风加热、复合相变换热器换热等。

7.3.3 湿法脱硫对湿式电除尘器的影响

在湿法脱硫塔后布置湿式静电除尘器作为燃煤烟气污染物的最终控制手段，可满足颗粒物 10mg/m^3 甚至更严格的颗粒物排放标准。现在广为采用的燃煤电厂除尘设备如静电除尘器、电袋复合除尘器等，只能解决脱硫塔前的粉尘浓度问题，对 SO_3 气溶胶及脱硫塔排放的石膏浆液滴无能为力。而湿式电除尘器可以有效控制这些污染物的排放，这是其他除尘设备不能比拟的。湿法脱硫作为湿式电除尘器前端的装置，当其出口粉尘或 SO_2 浓度较高时，会对湿式电除尘器的性能造成一定影响。

7.3.3.1 湿法脱硫出口高粉尘浓度对湿式电除尘器的影响

湿式电除尘器对所净化的气体含尘浓度有一定的适应范围，如果超过一定的范围，除

尘效率会降低，甚至终止除尘过程。尽管湿法脱硫装置对粉尘具有一定的洗涤作用，能够脱除一部分来自除尘器的粉尘。但湿法脱硫装置的除雾器对直径小于15μm的雾滴无法有效去除，经过湿法脱硫后，含有亚硫酸钙和硫酸钙等成分的超细浆液滴会逸出进入湿式电除尘器，在一定程度上增加了湿式电除尘器对超细颗粒物去除的负荷。

当湿法脱硫除雾效果不佳时，从除雾器逃逸的浆液滴的含量增加，势必会增加湿式电除尘器的负担，可能影响其性能。一方面，当湿法脱硫装置出口烟气中的粉尘浓度过高时，虽然荷电尘粒所形成的电晕电流不大，但是所具有的空间电荷却很多，会抑制电晕电流的产生，使尘粒不能获得足够电荷，除尘效率显著降低，尤其在1μm左右的数量越多，这种现象越严重。当烟气粉尘浓度达到某一数值时，电晕现象可能消失，尘粒在电场中根本得不到电荷，电晕电流几乎减小到零，失去除尘作用，即电晕闭塞。另一方面，随着湿式电除尘器的运行，大量的粉尘会呈胶泥状附着在阴极线、极板上，且不易冲刷，会缩小阴极线与极板之间的间距，可能导致火花放电。

7.3.3.2　湿法脱硫出口 SO_2 浓度对湿式电除尘器的影响

由于湿法脱硫除去了大部分的SO_2（一般在95%以上），因此进入湿式电除尘器的烟气中SO_2浓度较低，SO_2的溶解量较少，在湿式电除尘器本体等设施冷凝的浆液滴的酸性相对较低，减少了酸性气流对湿式电除尘器金属结构的腐蚀作用，对湿式电除尘器具有一定的保护作用。

但是，当湿法脱硫装置脱硫效率降低时，出口SO_2排放浓度较高，在湿式电除尘器的低温高湿环境下，部分SO_2在湿式电除尘器的部件上发生冷凝，增强了冷凝液的酸性，易引起部件发生低温腐蚀。

7.3.3.3　湿法脱硫出口超细浆液对湿式电除尘器的影响

荷兰的鲁德梅（Ruud Meij）等分析安装有石灰石-石膏法脱硫装置的烟气再热系统出口超细浆液的组成发现，其中颗粒飞灰占40%，石膏组分占10%，其余50%为脱硫浆液滴蒸发形成的固态微粒。若脱硫出口超细浆液浓度过高，所形成的泥浆进入湿式电除尘器后不易冲洗，容易导致湿式电除尘器效率下降甚至引发除尘器故障。

此外，由于湿法脱硫出口的浆液呈弱酸性，并且还夹杂着硫酸根离子、氯离子和氟离子，这些物质具有一定腐蚀性，所以会对湿式电除尘器内部，特别是烟气进口段干湿结合处的金属极板、极线框架等造成较大的威胁，影响湿式电除尘器的整体运行和使用寿命。

7.3.4　湿法烟气脱硫对尾部换热装置、烟道及烟囱的影响

湿法烟气脱硫系统后续设施包括尾部换热装置、烟道及烟囱等，烟气经湿法脱硫系统后成分和性质均会发生改变，会对这些设施造成一定的影响。

7.3.4.1　湿法烟气脱硫对尾部烟气换热装置的影响

回转式烟气换热器是火电厂烟气脱硫工程中应用较多的换热装置，其结构紧凑、处理

烟气量大。但在运行过程中面临着腐蚀和结垢堵塞的问题。在湿法脱硫系统运行过程中，烟气换热器易发生传热元件腐蚀、受热面结垢堵塞等现象，在电厂燃用高硫煤时，其腐蚀、结垢倾向更加明显，严重影响了烟气脱硫系统及锅炉的安全、稳定运行。

1. 湿法脱硫出口烟气对尾部换热装置造成的腐蚀

烟气换热器元件的腐蚀是典型的低温腐蚀，主要与烟气的露点有关，其腐蚀机理属于电化学腐蚀。脱硫后，尽管烟气中的 SO_2 含量大为降低，但湿法脱硫对烟气中的 SO_3 脱除效率较低。SO_3 极易溶于烟气中的水蒸气，形成硫酸蒸汽，使得烟气露点显著提高，有关资料介绍，当烟气中的 SO_3 体积含量为 0.05% 时，烟气露点温度可高达 150℃。当换热器低温受热面的金属壁温低于烟气露点温度时，硫酸蒸汽发生冷凝、浓缩，沉积在金属壁面的表面，形成对金属壁面的低温腐蚀（图 7-18 所示为某电厂烟气换热器的腐蚀）。脱硫系统净烟气这种低温高湿的特点使烟气腐蚀进一步加剧，通常被视为“高”等级的化学腐蚀，即强腐蚀性烟气等级。

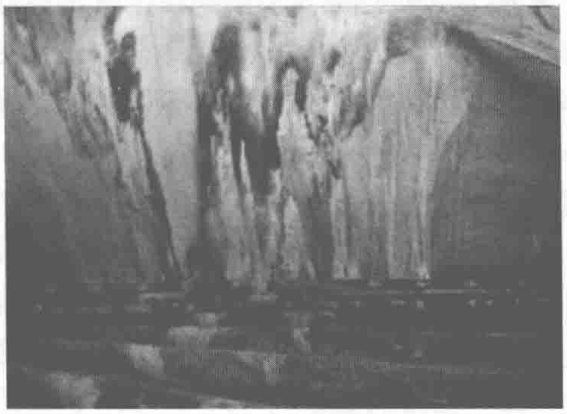


图 7-18 某电厂烟气换热器的腐蚀

2. 湿法脱硫对尾部换热装置造成的结垢堵塞

从喷嘴雾化的部分粒径较小的浆液滴及原烟气中的部分粉尘颗粒会穿过除雾器并附着在换热器元件的表面，当浆液滴的水分蒸发后，会形成固体结垢物，造成烟气换热器换热元件的堵塞，增加烟气换热器的压降。

湿法脱硫系统运行效果不佳也会造成烟气换热器结垢堵塞现象。主要原因体现在以下几个方面：

（1）除雾器性能下降，烟气透过除雾器的液滴过多，液滴中的石膏沉积在换热板上使得压差增大。当黏附在换热板上的浆液转至原烟气侧时，经高温烟气加热水分蒸发，石膏颗粒黏结在换热元件发生结垢。

（2）吸收塔长期处于高液位运行时，吸收塔浆液品质恶化，浆液表面产生大量的泡沫，而液位测量仪无法反映出液面上虚假的部分，造成泡沫从吸收塔原烟气入口倒流回烟气换热器时，导致烟气换热器堵塞。

（3）吸收塔出口烟道壁上的浆液和冷凝液直接流入或被烟气带入烟气换热器净烟气侧的冷端。

（4）吸收塔入口烟道倾斜度设计较小，烟道较短，在吸收塔液位失去控制或出现起泡现象时，浆液可能溢流入烟气换热器。当系统未进烟，循环泵在运行且吸收塔排空门和净烟气挡板门开启时，喷淋下来的浆液可能被带入烟气换热器造成结构及堵塞。

（5）湿法脱硫系统烟气含尘量较大时易造成烟气换热器堵灰。同时，飞灰中的 CaO 可以激发飞灰的活性，使得飞灰、CaO 与烟气换热器上沉积的石膏与冷凝过程产生的硫酸在烟气换热器的换热部件上相互反应，生成类似于水泥的硅酸盐并逐渐硬化形成硬垢，且难以清除。

7.3.4.2　湿法烟气脱硫装置对尾部烟道及烟囱的影响

安装湿法烟气脱硫装置后，烟气温度大幅降低，因而进入烟囱内的烟温也很低（一般低于80℃），烟温的显著降低会对尾部烟道和烟囱带来一定影响。

1. 由于烟气温度的降低出现酸结露现象，造成尾部烟道和烟囱内部腐蚀

原烟气经湿法脱硫装置净化处理后，水分含量高、湿度大、温度较低，烟气易发生结露现象。当残余的SO_3溶解在结露于尾部烟道和烟囱内壁的液滴后，形成了腐蚀性很强的稀硫酸液。湿法脱硫系统未设烟气换热装置时，烟气温度一般约50℃，湿度较大并处于饱和状态，该温度低于烟气结露温度。由于温度降低，烟囱内的上抽力减小，流速降低，容易产生烟气聚集并对排烟筒内壁产生压力。由于湿法脱硫后烟囱内烟气的上述特点，对烟囱腐蚀的影响有：

（1）烟气湿度大，含有腐蚀性介质，在烟气压力和湿度的双重作用下，烟囱内侧结构致密度差的材料内部很容易遭到腐蚀，影响结构耐久性。

（2）低浓度的稀硫酸液比高浓度的酸液腐蚀性更强。

（3）酸液的温度为40～80℃时，对结构材料的腐蚀性特别强。以钢材为例，40～80℃时的腐蚀速度比在其他温度时高出约3～8倍。

国际工业烟囱协会（International Committee On Industrial Chimneys），在其发布的标准中对脱硫后的烟气腐蚀性能说明如下：

（1）烟气冷凝物中的氯化物或氟化物的存在将提高腐蚀程度，在20℃和1个标准大气压下，氟化氢、氯元素、氯化氢浓度超过0.025%（300mg/m³）、0.1%（1300mg/m³）、0.1%（1300mg/m³）时，腐蚀等级（化学荷载）为高级。

（2）处于烟气脱硫系统下游的浓缩或饱和烟气条件通常被视为高腐蚀等级（化学荷载）。

（3）含有硫氧化物的烟气腐蚀等级（化学腐蚀）是按照烟气中SO_3的含量确定的。

（4）烟气中的氯离子遇水蒸气形成盐酸，它的化合温度约为60℃，低于盐酸露点温度时，就会产生严重的腐蚀，即使是化合中很少量的氯化物也会造成严重腐蚀。

2. 烟温降低，影响烟气抬升高度及烟气扩散

烟气抬升高度计算方式为

$$\Delta H = 1.303 Q_H^{1/3} H_S^{2/3} / U_S$$

式中　ΔH——烟气抬升高度，m；

Q_H——烟气热释放率，kJ/s；

H_S——烟囱几何高度，m；

U_S——烟气抬升计算风速，m/s。

以某2×125MW机组共用一套湿法脱硫装置为例，经过计算，脱硫后烟气抬升高度降低约80m。地面烟气的最大浓度与污染物排放量呈正比，与有效源高（烟囱的几何高度加烟气抬升高度）的平方呈反比。虽然脱硫后烟气抬升高度降低，但由于脱硫后烟气中污染物已大为减少，因而不会造成更大的环境污染。

3. 烟温降低，造成烟囱内正压区范围扩大

如烟囱内出现正压，则烟气会通过内壁裂缝，渗透到钢筋混凝土筒身表面，导致腐蚀

的增强，对烟囱的安全运行不利。脱硫后进入烟囱的烟气温度降低幅度较大（135℃降至80℃），烟气密度增大，烟囱的自吸能力降低，使烟囱内压力分布改变，正压区扩大。

4. 由于烟囱内烟气温度的变化使烟囱的热应力发生改变

烟囱热应力与烟囱内、外温度差成正比。增设湿法脱硫装置后，烟囱内、外温度差大幅度减小，使得热应力减小，对烟囱的安全运行有利。

考虑到湿法脱硫后烟气的高湿、低温、强腐蚀性，运行工况十分复杂，因此，需根据电厂的实际运行情况，选择合理的尾部烟道和烟囱防腐方案，以保证电厂的安全运行。

7.4 烟气治理系统全过程分析

由于可供选择的燃煤烟气污染物治理技术种类繁多，对电厂来说，选择合理的烟气治理系统，需结合我国不同区域经济、资源、环境条件、煤质差异以及各烟气治理设施之间的相互影响等进行系统化全过程考虑。在满足达标排放的同时，也可以综合考虑污染物的协同控制、系统运行和安全、节能降耗、副产物的综合利用等问题，实现烟气治理系统的经济高效运行。

7.4.1 根据煤质差异及烟气条件合理选择烟气治理系统

我国电力用煤（动力煤）丰富，煤炭资源的种类较多，在现有探明储量中，烟煤占75%、无烟煤占12%、褐煤占13%。我国煤炭质量总体较好，已探明的储量中，灰分小于10%的特低灰煤占20%以上，如神府东胜煤、神华煤等；硫分小于1%的低硫煤约占65%～70%；硫分1%～2%的约占15%～20%。高硫煤主要集中在西南、中南地区。华东和华北地区上部煤层多低硫煤，下部多高硫煤。而且不同的锅炉炉型，燃烧所产生的烟气条件也会有所不同。

在考虑粉尘治理技术方案时，要注意煤的硫分高低和飞灰成分，不同煤种燃烧后所产生的飞灰成分 SiO_2、Al_2O_3、Fe_2O_3、Na_2O、K_2O、CaO 和 MgO 等含量差别很大，要围绕项目所用煤种进行设备的设计选型，以除尘设备设计选择为例来说：神华煤、神木烟煤、神府东胜煤、珲春煤、晋北煤、水城烟煤等选用电除尘器较为合适，可有效降低设备的运行和维护费用；而对于淮北煤、平顶山煤、塔山煤、来宾煤、准格尔煤等选用电除尘器，运行效果不好，从满足国家排放标准出发，应该选用电袋复合除尘器，避免设备初始投资过大。

在选择脱硫工艺时，要认真考虑煤种含硫量对脱硫工艺选择及关键工艺参数的影响，我国部分电厂设计煤种含硫量与实际使用煤种含硫量差距甚大，给脱硫系统带来诸多不利影响，如：供浆量、制浆量增大，电耗、水耗增大，吸收塔浆液密度增大、循环泵运行功耗增大，浆液管道磨损加剧，石膏脱水系统运行时间延长，脱水电耗增加。

对于 SCR 脱硝系统的选型设计，也要根据烟气飞灰含量及颗粒尺寸、反应器空间布置和烟气阻力要求，来设计和选择合适类型的催化剂。

7.4.2 优化污染物脱除工艺，实现污染物协同控制

大部分燃煤电厂采用 SCR 烟气脱硝工艺进行 NO_x 的脱除，由于 SCR 一般布置于除尘

器之前，粉尘浓度较高，易发生 SCR 催化剂结垢堵塞问题而影响整个烟气治理系统的运行。因此，需要对 SCR 脱硝装置进行流场优化，防止催化剂堵塞，一方面，保证了系统的达标排放；另一方面，优化流场可降低 SCR 反应器的阻力，达到节能减排的目的。同时，采用 SCR 催化剂可以将部分 Hg^0 氧化为 Hg^{2+}，之后被除尘器吸附及湿法脱硫塔吸收，实现了烟气 Hg 的协同脱除。

除尘装置的选型与粉尘本身的性质有关，根据粉尘的性质合理选用除尘器类型。当选用静电除尘器时，可充分利用低低温的优势，采用低低温高效烟气治理系统，在提高除尘效率的同时，还能有效控制烟气中 SO_3 排放，且达到了节能效果。

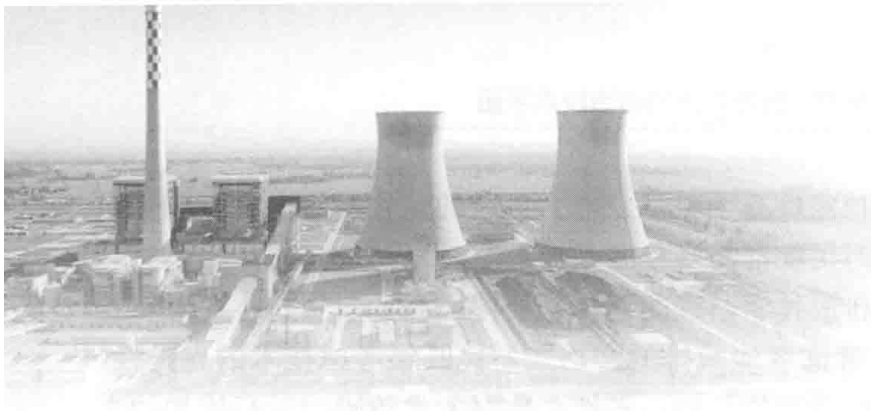
燃煤电厂烟气脱硫工艺的选择与区域、资源及环境条件有关。例如，在西部部分缺水且燃煤含硫低于 1%的区域，可选择应用以烟气循环流化床干法除尘脱硫脱汞一体化为核心的多污染物治理工艺技术路线，结合锅炉低氮燃烧以及 SNCR 或 SCR 烟气脱硝技术，实现节能、节水、多污染物综合治理的目标。对于湿法脱硫后烟气中的硫酸雾及细颗粒物等，可在湿法脱硫后装设湿式电除尘器，防止脱硫后设施的腐蚀。对于脱硫废水的处理，可采用废水烟道回用技术，通过静电除尘器和湿法脱硫的上下协调作用，扬长避短，达到脱硫废水零排放。

7.4.3　烟气治理系统整体设计，集成管控，高效管理

从整个燃煤电厂锅炉系统出发，对各种污染物治理工艺进行一体化整体设计，节约占地，并采用集成控制，可以降低系统的复杂性、减少各子系统之间的不利影响，充分发挥烟气治理设施之间相互协同控制优势，使整个烟气治理系统成为一个有机的整体，而并非各设备之间的简单连接。同时，有效配置动力、配电、输送等配套系统，最大化地降低污染物的投资、占地、能耗及运行费用，减少二次污染。

在施工及安装过程中集成管控，可以提高生产效率，在保证质量的同时缩短生产周期，降低经济成本。合理借鉴电力基建的程序，加强管理机构、管理制度的建设，提高管理制度的指导力和执行力，确保落实到位。通过合理的集成管理制度可优化不同烟气治理设施之间的钢结构，做到上下游工艺设备施工衔接良好有序，统一施工，统一管理，避免重复作业，通过改善硬件环境，优化整体工程。

在运行控制方面，通过集成控制使得各个污染物治理工艺的控制和调整得到统一的协调，从整体的角度来规划操作工艺，尽可能发挥多污染物协同治理的有利因素，在运行过程中达到性能最优化、能耗和物料消耗最低化，从而在整体上提高系统运行的科学性和经济性，实现整个烟气治理系统的高性能和经济性，同时满足节能减排的要求。



8

烟气污染物超低排放技术路线及典型案例

8.1 技术路线选择的基本原则

考虑到我国的环境状况，国家对煤电企业的环境监管日益严格，燃煤电厂在选择超低排放技术路线时，应选择技术上成熟可靠、经济上合理可行、运行上长期稳定、易于维护管理、具有一定节能效果的技术。烟气污染物超低排放技术路线选择时应遵循“因煤制宜，因炉制宜，因地制宜，统筹协同，兼顾发展”的基本原则。

因煤制宜，不仅要考虑设计煤种、校核煤种，更要考虑随着市场变化，电厂可能燃烧的煤种与煤质波动，要确保在燃用不利煤质条件下，污染物能够实现超低排放。例如，对于煤质较为稳定、灰分较低、易于荷电、灰硫比较大的烟气条件，选择低低温电除尘器＋复合塔脱硫系统协同除尘作为颗粒物超低排放的技术路线，是一种经济合理的选择。对于煤质波动大、灰分较高、荷电性能差、灰硫比较小的烟气条件，则应优先选择电袋复合除尘器或袋式除尘器进行除尘，后面是否加装湿式电除尘器，则取决于除尘器的出口浓度以及后面采用的脱硫工艺的协同除尘效果，湿式电除尘器是应对不利因素的最佳选择。

因炉制宜，主要是考虑不同炉型对飞灰成分与性质的影响。如循环流化床锅炉，适用于劣质燃料的燃烧，通常灰分含量高，颗粒粒径较煤粉炉大，排烟温度也普遍较高，原则上优先选择电袋复合除尘器或袋式除尘器；对于燃烧热值较高煤炭的循环流化床，可选用余热利用的低低温电除尘器。

因地制宜，既要考虑改造机组的场地条件，也要考虑机组所处的海拔高程。如采用双塔双pH值脱硫工艺、加装湿式电除尘器、增加电除尘器的电场数等一般都需要场地或空间条件。对于高海拔的燃煤电厂，还应考虑相应高程的空气影响烟气条件，从而影响电除尘器的性能。

统筹协同，烟气超低排放是一项系统工程，各设施之间相互影响，在设计、施工、运行过程中，要统筹考虑各设施之间的协同作用，全流程优化，实现控制效果好、运行能耗低、成本最经济的最佳状态。

兼顾发展，就是不仅要满足现在的排放要求，还应考虑排放要求的发展以及技术、市场的发展变化。如我国燃煤电厂排放要求中，对烟气中的三氧化硫排放暂时没有要求，对汞及其化合物的排放要求还比较宽松，技术路线选择时就应考虑下一步排放限值的发展。此外，污染防治技术也在不断发展，需要考虑技术进步及其改造的可能性。煤炭市场、电

力市场等均处于不断变化之中，煤质稳定性有无保障，电力负荷的变化与煤电深度调峰对烟气成分的影响等，在选择技术路线时可能都需要考虑。

总之，燃煤电厂烟气污染物超低排放技术路线的选择既要考虑初始投资，也要考虑长期的运行费用；既要考虑投入，也要考虑节能减排的产出效益；既要考虑技术的先进性，也要考虑其运行可靠性；既要考虑超低排放的长期稳定性，也要考虑故障时运行维护的方便性；既要立足现在，也要兼顾长远。

8.2　颗粒物超低排放技术路线及典型案例

8.2.1　颗粒物超低排放技术路线

燃煤电厂要实现颗粒物超低排放，至少面临两方面技术的选择。

一是烟气脱硝后烟气中烟尘的去除，可以称为一次除尘技术，主流技术包括电除尘技术、电袋复合除尘技术和袋式除尘技术。电除尘技术通过采用高效电源供电、先进的清灰方式以及低低温电除尘技术等有机组合，可以实现除尘效率不低于99.85%，电袋复合除尘器及袋式除尘器可以实现除尘效率不低于99.9%。

二是烟气脱硫过程中对颗粒物的协同脱除或脱硫后对烟气中颗粒物的脱除，可以称为二次除尘或深度除尘，对于复合塔工艺的石灰石-石膏湿法脱硫，采用高效的除雾器或在湿法脱硫系统内增加湿法除尘装置，协同除尘效率一般大于70%，湿法脱硫后加装湿式电除尘器，颗粒物去除效果一般均在70%以上，且除尘效果较为稳定；对于干法、半干法脱硫，脱硫后烟气中颗粒物浓度较高，均是采用袋式除尘器或电袋复合除尘器，如不能实现颗粒物超低排放要求，也需加装湿式电除尘器。

具体工程实际选择时需要结合工程实际情况具体分析，考虑到各种技术的原理、特点及适用性、影响因素、能耗、经济性、成熟度等因素，综合考虑给出燃煤电厂颗粒物超低排放技术路线，见表8-1。

表8-1　　颗粒物超低排放技术路线

锅炉类型（燃烧方式）	机组规模（万kW）	入口烟气含尘浓度（g/m³）	一次除尘			二次除尘	
			电除尘（效率不小于99.85%）	电袋复合除尘（效率不小于99.9%）	袋式除尘（效率不小于99.9%）	湿式电除尘器（效率不小于70%）	湿法脱硫协同（效率不小于70%）
煤粉炉（切向燃烧、墙式燃烧）	≤20	≥30	1	3	3	3	1
		20～30	2	2	2	2	2
		≤20	3	1	1	1	3
	30	≥30	1	3	2	3	1
		20～30	2	2	1	2	2
		≤20	3	1	1	1	3
	≥60	≥30	1	3	1	3	1
		20～30	2	2	1	2	2
		≤20	3	1	1	1	3

续表

锅炉类型（燃烧方式）	机组规模（万 kW）	入口烟气含尘浓度（g/m³）	一次除尘			二次除尘	
			电除尘（效率不小于99.85%）	电袋复合除尘（效率不小于99.9%）	袋式除尘（效率不小于99.9%）	湿式电除尘器（效率不小于70%）	湿法脱硫协同（效率不小于70%）
煤粉炉（W 火焰燃烧）		≥30	1	3	2	3	1
		20～30	2	3	1	2	2
		≤20	3	2	1	1	3
CFB 锅炉			1	3	2	3	1

注 1. 一次除尘方式的选择首先应结合煤质与灰的性质判断是否适合采用电除尘，如不适用则应优先选择电袋复合除尘或袋式除尘。

2. 对于一次除尘就要求烟尘浓度小于 10mg/m³ 或 5mg/m³ 不依赖于二次除尘实现超低排放的，宜优先选择超净电袋复合除尘器。

3. 一次除尘器出口烟尘浓度为 30～50mg/m³ 时，二次除尘宜选用湿式电除尘器（WESP）；一次除尘器出口烟尘浓度为 20～30mg/m³ 时，二次除尘宜选用湿法脱硫（WFGD）协同除尘或湿式电除尘器；一次除尘器出口烟尘浓度小于 20mg/m³ 时，二次除尘宜选用湿法脱硫协同除尘。

4. 表中数字表示技术适宜程度：1—适宜；2—更适宜；3—最适宜。

8.2.2 颗粒物超低排放典型案例

8.2.2.1 以湿式电除尘器作为二次除尘的超低排放

【案例 8-1】 神华国华舟山发电有限责任公司二期 4 号 350MW 新建机组（煤质好、富裕度大）

1. 工程概况

电厂位于舟山本岛定海区白泉镇外山嘴，靠近浪洗村，北临黄大洋，距定海约 20km，距白泉镇 6km，总装机容量 910MW。该项目的干式和湿式电除尘器采用 EPC 总承包方式，于 2012 年 11 月 28 日开工建设，同步配套建设烟气海水脱硫装置和一套 SCR 脱硝装置。机组于 2014 年 6 月 25 日成功投运，为国内首台（套）湿式电除尘器的成功应用项目。

电厂 4 号机 350MW 机组烟气治理采用的工艺流程为低氮燃烧器＋SCR 脱硝装置＋ESP（末电场采用移动电极电除尘技术）＋海水脱硫装置＋湿式电除尘器（WESP）。其中 WESP 采用金属极板水平烟气流湿式电除尘技术。

2. 设计参数和技术指标

设计参数和技术指标主要包括煤质、烟气参数、主要技术参数、考核指标等。

（1）煤质工业分析、元素分析、灰熔融性。煤质工业分析、元素分析、灰熔融性见表 8-2。

表 8-2　　煤质工业分析、元素分析、灰熔融性

类别	名称	符号	单位	设计煤种	校核煤种 1
				神华混煤	神华混煤
工业分析	全水分	M_t	%	14.33	12.62
	空气干燥基水分（分析基）	M_{ad}	%	7.09	6.88
	收到基灰分	A_{ar}	%	12.80	19.41
	干燥无灰基挥发分（可燃基）	V_{daf}	%	35.96	35.33
	低位发热量	$Q_{net,ar}$	kJ/kg	22000	20070
	高位发热量	$Q_{gr,ar}$	kJ/kg	23050	21020

续表

类别	名称	符号	单位	设计煤种	校核煤种 1
				神华混煤	神华混煤
元素分析	收到基碳	C_{ar}	%	59.12	54.06
	收到基氢	H_{ar}	%	3.56	3.25
	收到基氧	O_{ar}	%	9.15	9.38
	收到基氮	N_{ar}	%	0.64	0.71
	全硫	$S_{t,ar}$	%	0.41	0.58
	哈氏可磨性系（指）数	HGI		57	64
灰熔融性	变形温度	DT	℃	1110	1250
	软化温度	ST	℃	1120	1260
	半球温度	HT	℃	1130	1270
	流动温度	FT	℃	1140	1280

（2）飞灰成分分析。飞灰成分分析见表 8-3。

表 8-3　　飞 灰 成 分 分 析

序号	名称	符号	单位	设计煤种	校核煤种 1
				神华混煤	神华混煤
1	二氧化硅	SiO_2	%	55.52	49.31
2	氧化铝	Al_2O_3	%	17.77	30.94
3	氧化铁	Fe_2O_3	%	8.86	7.26
4	氧化钙	CaO	%	7.77	4.84
5	氧化镁	MgO	%	1.15	0.59
6	氧化钠	Na_2O	%	1.30	0.93
7	氧化钾	K_2O	%	2.31	1.32
8	氧化钛	TiO_2	%	1.02	1.30
9	三氧化硫	SO_3	%	3.73	2.88
10	二氧化锰	MnO_2	%	0.060	0.030

（3）烟气参数。该项目各烟气治理装置的烟气参数见表 8-4。

表 8-4　　各烟气治理装置的烟气参数

装置	参数名称	单位	技术参数	
			设计煤种	校核煤种 1
脱硝装置	入口烟气量（工况）	m^3/h	2231658	—
	入口 NO_x 浓度	mg/m^3	300	—
	入口烟尘浓度	g/m^3	25	—
	入口 SO_2 浓度	mg/m^3	1400	—
	入口 SO_3 浓度	mg/m^3	30	—
	烟气温度	℃	371	—
电除尘器	入口烟气量（湿基，不考虑裕量，工况）	m^3/h	1835950	1866785
	入口烟尘浓度	g/m^3	14.7	24.1
	烟气温度	℃	122	127

续表

装置	参数名称	单位	技术参数	
			设计煤种	校核煤种 1
脱硫装置	入口 SO_2 浓度	mg/m^3	950	—
湿式电除尘器	入口烟气量（湿基，不考虑裕量，工况）	m^3/h	2577360	—
	入口烟尘浓度	mg/m^3	≤16.5	—
	入口雾滴浓度	mg/m^3	≤75	—
	入口 SO_3 浓度	mg/m^3	≤25	—
	烟气温度	℃	16～45	—
	烟气压力	Pa	1000	—

（4）主要设计技术参数。该项目各烟气治理装置的主要设计技术参数见表 8-5～表 8-8。

表 8-5　　SCR 脱硝装置主要设计技术参数（锅炉 50%～100%BMCR 负荷状态）

序号	参数名称		单位	技术参数
1	催化剂形式			板式
2	活性物质			二氧化钛、钒化合物
3	每个反应器催化剂层数		层	初装 2，预留 1
4	催化剂体积		m^3/炉	289
5	NO_x 脱除率		%	≥80
6	氨逃逸率		μL/L	≤2.5
7	SO_2/SO_3 转化率		%	<1
8	最低烟温	电厂控制投入	℃	291
		厂家保证连续运行		304
9	最高烟温（连续运行）		℃	420

表 8-6　　电除尘器主要设计技术参数

序号	项目	单位	参数	
			设计煤种	校核煤种 1
1	设计效率	%	99.94	99.94
2	保证效率	%	99.89	99.89
3	室数/电场数		2/4+1	
4	通道数	个	前四电场 2×22，第五电场 2×19	
5	电场有效长度	m	第一电场 4.5，后四电场 4.0	
6	比集尘面积/一个供电区不工作时的比集尘面积/末电场比集尘面积	$m^2/(m^3 \cdot s^{-1})$	131.2/120/38.9	
7	驱进速度/一个供电区不工作时	cm/s	5.65/5.67	
8	烟气流速	m/s	0.93	
9	烟气停留时间	s	22.04	
10	阳极系统同极间距	mm	前四电场 400，第五电场 430	
11	阳极系统振打方式/最小振打加速度		侧部机械振打/150g	
12	沿气流方向阴极线间距	mm	500	
13	阴极系统振打方式/最小振打加速度		侧部机械振打/50g	
14	高频电源数量	台	20	
15	总功耗	kW	855	

表 8-7　　脱硫装置主要设计技术参数

序号	参数名称	单位	技术参数
1	排水 pH 值		≥6.8
2	上塔水量	m^3/h	11000
3	吸收塔尺寸	m	ϕ15×18.3
4	填料容积	m^3	1150
5	设计效率	%	98

表 8-8　　湿式电除尘器主要设计技术参数

序号	参数名称	单位	技术参数
1	台/室数		1/2
2	电场数	个	1
3	流通面积	m^2	146
4	烟气流速	m/s	3.11
5	总集尘面积	m^2	4023
6	比集尘面积	$m^2/(m^3 \cdot s^{-1})$	9.65
7	同极间距	mm	300
8	极配形式		CN 阳极板＋DS 针刺线
9	除尘效率	%	>70
10	$PM_{2.5}$ 去除率	%	≥70
11	雾滴去除率	%	≥70
12	SO_3 去除率	%	≥60
13	外排废水量（每炉）	t/h	8
14	NaOH 耗量（每炉）	t/h	0.065
15	高压电源装置形式、规格、数量		高频电源，1.8A/60kV，2 台
16	总功耗	kW	≤235

（5）考核指标。该项目考核指标见表 8-9。

表 8-9　　各烟气治理装置的考核指标

装置	指标名称	单位	技术指标
脱硝装置	出口 NO_x 浓度	mg/m^3	≤50
移动电极电除尘器	出口烟尘浓度	mg/m^3	≤30
	本体阻力	Pa	≤200
	本体漏风率	%	≤1.5
脱硫装置	出口颗粒物浓度	mg/m^3	≤16.5
	出口 SO_2 浓度	mg/m^3	≤35
	出口 SO_3 浓度	mg/m^3	≤25
湿式电除尘器	出口颗粒物浓度	mg/m^3	≤5
	出口 NO_x 浓度	mg/m^3	≤50
	出口 SO_2 浓度	mg/m^3	≤35
	出口 SO_3 浓度	mg/m^3	≤9
	出口汞及化合物浓度	$\mu g/m^3$	≤3
	本体阻力	Pa	≤200

3. 运行效果

运行效果主要包括排放效果，以及能耗情况、阻力、水耗、药剂消耗、运行维护难易度等。

（1）排放效果。2014 年 6 月 20 日经浙江省环境监测中心测试，移动电极电除尘器出口烟尘浓度为 16.53mg/m³，脱硫出口颗粒物浓度为 10.76mg/m³，湿式电除尘器出口颗粒物、SO_2、NO_x 排放浓度分别为 2.55、2.86、20.5mg/m³。

2014 年 11 月 25～29 日，环境保护部环境工程评估中心委托浙江省环境监测中心、浙江大学能源工程设计研究院等单位对其进行现场测试。机组颗粒物排放浓度监测值为 0.60～0.68mg/m³，SO_2 排放浓度的监测值小于 3mg/m³，NO_x 排放浓度的监测值为 32～35mg/m³，均满足超低排放要求。

（2）稳定性分析。环境保护部环境工程评估中心在对电厂 4 号机进行稳定性评估时，收集了机组新建后稳定运行三个月（2014 年 7～9 月）的 CEMS 数据，进行烟尘超低排放稳定性分析。统计数据表明，达到超低排放水平的小时数占统计时数的 100%。机组出口烟尘排放数据统计见图 8-1 和图 8-2。

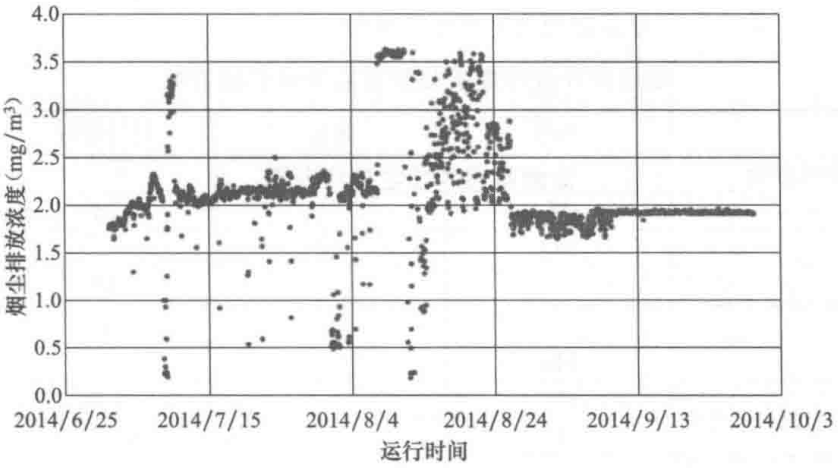


图 8-1 机组烟尘排放浓度变化图

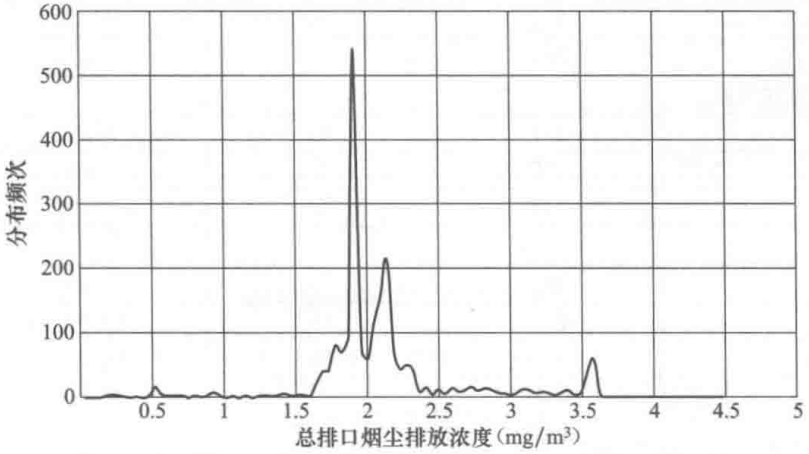


图 8-2 机组总排口烟尘排放浓度分布频次

3 个月统计数据表明，NO_x 排放浓度达到超低排放水平的小时数占统计时数的 99.18%；出口 SO_2 浓度 0.71～27.74mg/m³（平均值为 2.19mg/m³），小时浓度达标率为 100%；机组总排口颗粒物排放浓度为 0.18～3.62mg/m³，平均值为 2.12mg/m³，颗粒物

排放浓度达到超低排放水平的小时数占统计时数的100%。

（3）能耗情况。根据业主提供数据，2014年7～9月稳定性分析期间，4号机组脱硫系统单位时间耗电量为1201.8kWh/h，平均发电负荷为66.2%；SCR脱硝系统单位时间耗电量为70kWh/h，用电率为0.033%；电除尘器单位时间耗电量为674.4kWh/h，湿式电除尘器单位时间耗电量为84.4kWh/h。

脱硝系统还原剂耗量为0.042t/h；湿式电除尘系统工艺水耗量187.2t/d，NaOH耗量0.085t/d。

【案例8-2】 神华河北国华定州发电有限责任公司4号660MW机组改造（煤质好、富裕度大）

1. 工程概况

电厂位于河北省保定市辖区定州市西南部。电厂规划容量为4×600MW等级，电厂二期工程为2×660MW超临界空冷机组。

工程设计煤种为神府东胜烟煤，校核煤种为神木大柳塔烟煤。煤质分析及灰成分分析资料见表8-10。

表8-10　　项目设计校核煤质分析及灰成分分析资料

项目	符号	单位	设计煤种	校核煤种
1. 工业元素及可磨性分析				
全水分	M_t	%	14	15.32
空气干燥基水分	M_{ad}	%		
灰分	A_{ar}	%	11	15.45
碳	C_{ar}	%	60.16	55.48
氢	H_{ar}	%	3.62	3.44
氧	O_{ar}	%	9.94	8.93
氮	N_{ar}	%	0.7	0.7
全硫	$S_{t,ar}$	%	0.58	0.68
高位发热量	$Q_{gr,ar}$	kcal/kg		
低位发热量	$Q_{net,ar}$	kcal/kg	5445	5113
干燥无灰基挥发分	V_{daf}	%	36.44	38.32
哈氏可磨性系数	HGI		56	55
2. 灰熔融性（弱还原性气氛）				
变形温度	DT	℃	1130	1197
软化温度	ST	℃	1160	1221
熔化温度	MT	℃	1210	1263
3. 灰成分				
二氧化硅	SiO_2	%	36.71	39.25
三氧化二铝	Al_2O_3	%	13.99	14.48
三氧化二铁	Fe_2O_3	%	11.36	9.86
氧化钙	CaO	%	22.92	22.23
氧化镁	MgO	%	1.28	0.86
氧化钠、氧化钾	Na_2O、K_2O	%	1.28	1.27
二氧化钛	TiO_2	%	0.78	0.68
三氧化硫	SO_3	%	9.3	8.55
其他		%	2.38	2.82
4. 原煤冲刷磨损指数	Ke			

注　1cal=4.1858518J。

2. 超低排放技术实施情况

（1）工艺路线。4 号机组改造内容主要包括：

1）除尘系统改造。增加低温省煤器、增加湿式电除尘器、静电除尘器三相电源改造。

2）脱硫系统提效改造。脱硫塔增加一台浆液循环泵、吸收塔增加一层喷淋层、将两层平板式除雾器改为两层屋脊式、一层管式除雾器。

3）脱硝系统改造。SCR 系统增加一层催化剂。

4 号机组中采用的工艺路线为低氮燃烧＋SCR＋低低温烟气余热利用设备＋电除尘器（ESP）＋脱硫装置＋湿式电除尘器（WESP），见图 8-3。

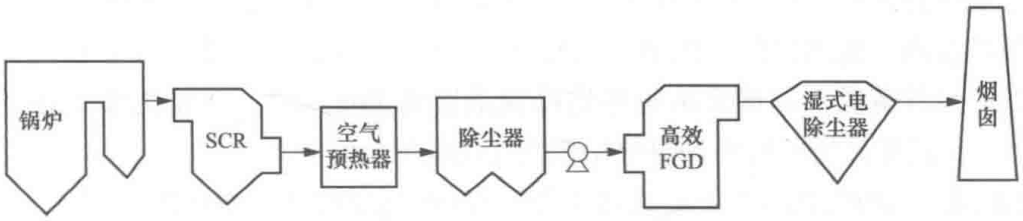


图 8-3　4 号机组烟气治理工艺路线示意图

（2）湿式电除尘器性能参数。该项目湿式电除尘器性能参数见表 8-11。

表 8-11　　湿式电除尘器性能参数表

项目名称	单位	设计煤种	备注
入口湿烟气量	m^3/h	2482972	标态，湿基，实际氧
入口烟气量	m^3/h	2937729	工况
入口烟气温度	℃	50	耐热
入口烟尘浓度	mg/m^3	15	标态，干燥基，6%O_2 考虑脱硫岛除尘效率 50%
入口雾滴浓度	mg/m^3	50	标态，干燥基，6%O_2
入口雾滴中石膏浓度	mg/m^3	10	标态，干燥基，6%O_2 浆液浓度按 20%计算
入口烟尘浓度（含石膏）	mg/m^3	25	标态，干燥基，6%O_2
保证除尘效率	%	80	当入口烟尘浓度大于或等于 25mg/m^3 时
出口烟尘浓度	mg/m^3	5	当入口烟尘浓度小于 25mg/m^3 时

（3）工程投资。项目工程投资见表 8-12。

表 8-12　　4 号机组超低排放改造费用统计　　万元

项目名称	设备费用	安装费	土建费用	总体费用	备注
脱硝改造	—	—	—	—	原脱硝已满足要求，本次未改造
脱硫改造	1600	1340	350	约 3300	湿法脱硫增加喷淋层，实施引增合一改造
除尘改造					
静电除尘器	420	80	0	500	三相电源改造
低温省煤器	2630	440	0	3070	除尘器前增设低温省煤器
湿式电除尘器	2250	500	200	2950	增设水泵房
合计				约 9820	

3. 投运效果

4号炉湿式电除尘器于2015年1月通过168h投入运行，南京电力设备质量性能检验中心于2015年9月23日、10月13日对该湿式电除尘器进行了试验，试验结果：4号炉湿式电除尘器出口烟尘质量浓度为1.88mg/m³（标态、干燥基）、折算烟尘质量浓度为1.80mg/m³（标态、干燥基、6%O_2）；系统漏风率为−0.74%；本体压力降为423Pa；湿式电除尘器出口液滴质量浓度为2.7mg/m³（标态、干燥基、6%O_2）；湿式电除尘器SO_3去除率为60.4%；细颗粒物（$PM_{2.5}$）去除率为81.1%；出口Hg质量浓度为2.99ug/m³（标态、干燥基、6%O_2）。

河北省环境监测站2015年1月对电厂4号机组近零排放改造工程锅炉外排口废气污染物进行了现场监测，监测期间，机组负荷在90%以上，监测结果表明：4号机组在各污染治理设施正常运行情况下，烟尘小时平均排放浓度为2mg/m³、二氧化硫小时平均排放浓度为7mg/m³、氮氧化物小时平均排放浓度为21mg/m³。

【案例8-3】 国电常州发电有限公司1号630MW机组改造（增加相变凝聚、富裕度大）

1. 工程概况

电厂位于常州市新北区春江镇境内。电厂一期工程2×630MW超临界1号机组于2006年5月投产，2号机组与2006年11月投产。

根据环境保护部《关于做好2014年煤电机组环保改造示范工作的通知》，电厂1号机组被列为2014年煤电机组环保改造的示范项目之一。根据“三部委”联合颁发的《关于煤电机组达到燃机排放水平环保改造示范项目的验收方案》的要求，1号机组改造后，在基准氧含量为6%的条件下，烟尘、二氧化硫、氮氧化物（含一氧化氮、二氧化氮）排放浓度分别不高于10、35、50mg/m³。电厂于2014年开始对1号（630MW）燃煤机组进行超低排放改造。

2. 设计参数与技术指标

在可研阶段，根据电厂近年来机组燃用的煤质情况及现有锅炉、环保设备的使用状况分析，重新确定了超低排放改造的最终设计参数。

（1）脱硝部分。入口烟气量4698000m³/h（工况），烟气NO_x浓度400mg/m³（氧含量6%，干燥基），烟气温度298～400℃，NO_x排放浓度小于50mg/m³（6%O_2，干燥基），NO_x脱除率不小于87.5%。

（2）脱硫部分。入口烟气量2150000m³/h（标态，干燥基，实际O_2）；烟气SO_2浓度3600mg/m³（标态，干燥基，6%O_2）；烟气粉尘含量100mg/m³（标态，干燥基，6%O_2）；烟气温度140℃（最高180℃）；脱硫装置出口烟气参数，烟气SO_2含量小于35mg/m³（标态，干燥基，6%O_2）、烟气粉尘含量小于15mg/m³（标态，干燥基，6%O_2）、烟气水分含量不大于75mg/m³（标态，干燥基）；脱硫效率不小于98.75%。

（3）除尘部分。入口烟气量2780666m³/h（工况），入口粉尘浓度（粉尘＋石膏）小于15mg/m³（标态，干燥基，6%O_2），入口SO_3浓度小于60mg/m³（标态，干燥基，6%O_2），出口粉尘浓度（粉尘＋石膏）小于5mg/m³（标态，干燥基，6%O_2），出口SO_3浓度小于15mg/m³（标态，干燥基，6%O_2），粉尘脱除率大于70%，$PM_{2.5}$脱除率大于75%，SO_3脱除率大于75%。

3. 超低排放技术路线选择

电厂根据现有环保设备的使用情况，结合厂区的总体布置，为达到机组的超低排放，对脱硝、脱硫、除尘分别进行了改造，以满足排放标准，具体措施如下：

（1）脱硝。2012年电厂采用了选择性催化还原脱硝（SCR）装置脱除烟气中的氮氧化物，单台机组配置2台SCR反应器，催化剂采用18孔蜂窝式，脱硝层数按“2+1”设置。氮氧化物超低排放的改造未增加其他附属设备，仅将原有的一层催化剂备用层投入使用。

（2）脱硫。仍采用石灰石作为吸收剂并生产二水石膏（$CaSO_4 \cdot 2H_2O$）的石灰石-石膏湿法脱硫工艺。将原吸收塔利旧改造为一级吸收塔，拆除一层喷淋层和循环浆液泵，增设一套二级吸收塔系统，同时拆除原有的GGH系统。即采用双塔双循环石灰石-石膏湿法脱硫工艺。

（3）除尘。电厂1号机作为国家煤电机组环保改造示范项目，要求机组在投运期间实现烟囱出口粉尘全时段、全工况稳定排放（排放浓度小于5mg/m³）。因此在1号机组湿法脱硫后创新性采用了柔性湿除+湿式相变凝聚一体化技术，由国电环境保护研究院、西安交通大学等联合研发并实施，为国内首创。

除了对上述二氧化硫、氮氧化物、烟尘实现超低排放之外，电厂还采用了湿式相变凝聚技术，湿式相变凝聚设备与湿除同步设计，并将湿式相变凝聚换热本体布置于湿除内部（烟气入口处）。凝聚器本体由数量众多的柔性冷凝管排组成，其原理是通过对进入湿除内的饱和湿烟气进行降温，使得饱和烟气中的水蒸气发生相变，由汽态冷凝成液态，从而增加局部区域内的雾滴浓度，促使烟气中含尘的微细颗粒物长大并脱除。与此同时，当烟气携带灰颗粒进入凝聚器后，较大粒径颗粒由于自身惯性和柔性管排的拦截作用而被壁面水膜黏附脱除。通过后期测试表明，相变凝聚装置有30%～40%的预除尘作用，将该设备与湿除一体化布置，可有效保证湿除因停电场冲洗或局部电场出现故障不能正常运行时出口粉尘浓度仍能满足排放要求。湿式相变凝聚技术的采用，可以进一步提高湿式电除尘器的除尘效率，增强对微细粉尘的脱除效果，从而可实现粉尘全时段、全工况满足超低排放要求。同时，还可以协同实现粉尘、SO_3、可溶性盐、Hg等多污染物的高效联合脱除，以及在节水的同时，减少烟气水含量，减缓“大白烟”现象。

4. 运行效果

在1号机组试运行半年后，分别对脱硝、脱硫、湿式电除尘的性能进行了测试，测试数据分别见表8-13～表8-16。

表8-13　　1号机组脱硝系统性能试验结果汇总表

序号	项目	单位	保证值	试验值	试验结论	备注
1	脱硝效率	%	≥87.5	91.1	合格	
2	净烟气NO_x质量浓度	mg/m³	≤50	38.4	合格	标态、干燥基、6%O_2
3	氨逃逸浓度	mg/m³	≤2.25	0.45	合格	标态、干燥基
4	SO_2/SO_3转化率	%	≤1	0.79	合格	
5	NH_3/NO_x摩尔比	mol/mol	—	0.913	—	
6	系统压力损失	Pa	≤1000	543.6	合格	
7	氨消耗量	kg/(h·炉)	288	344.2	—	

表 8-14　　1 号机组脱硫系统性能试验结论汇总表

序号	项目		单位	设计值	试验值	试验结论	备注
1	脱硫效率		%	≥98.6	99.3	合格	
2	净烟气 SO_2 质量浓度		mg/m^3	≤35	15.8	合格	标态、干燥基、6%O_2
3	净烟气温度		℃	—	52.2	—	
4	净烟气烟尘质量浓度		mg/m^3	—	4.23	—	标态、干燥基、6%O_2
5	电能消耗量		kW	≤6186	4937.5	合格	
6	工艺水消耗量		t/h	≤150	51.6	合格	
7	石灰石消耗量		t/h	≤15	8.67	合格	
8	系统压力损失		Pa	—	1652.9	—	
9	Ca/S			—	1.026	—	
10	除雾器液滴质量浓度		mg/m^3	≤75	16.56	合格	标态、干燥基
11	石膏品质	含水率	%（质量百分比）	≤10	13.3	不合格	检测期间平均值
		$CaSO_4 \cdot 2H_2O$	%（质量百分比）	—	95.26	—	
		$CaCO_3$	%（质量百分比）	≤3	1.40	合格	
		$CaSO_3 \cdot 1/2H_2O$	%（质量百分比）	—	0.06	—	
		可溶性 Cl^-	%（质量百分比）	≤0.01	0.01	合格	
		可溶性 F^-	%（质量百分比）	≤0.01	0.004	合格	

表 8-15　　1 号机组湿式静电除尘器性能试验结论汇总表

序号	项目	单位	保证值	检测值	试验结论
1	粉尘去除率（含石膏）	%	≥75	79.27	合格
2	除尘器出口的烟气含尘（包含尘＋石膏）	mg/m^3（标态、干燥基）	≤5	1.74	合格
3	SO_3 去除率	%	≥75	76.0	合格
4	液滴去除率	%	≥75	75.2	合格

表 8-16　　细颗粒物（$PM_{2.5}$）质量浓度测试结果　　mg/m^3（标态、干燥基）

试验日期	机组负荷（MW）	湿式静电除尘器进口			湿式静电除尘器出口			脱除效率（%）
		$PM_{2.5}$	O_2（%）	$PM_{2.5}$（折算）	$PM_{2.5}$	O_2（%）	$PM_{2.5}$（折算）	
1 月 15 日	612.2	2.128	3.92	1.869	0.504	3.98	0.444	76.2
		1.526	3.92	1.340	0.366	3.98	0.323	75.9
1 月 16 日	604.4	2.043	4.13	1.816	0.472	4.17	0.421	76.8
		2.503	4.13	2.226	0.486	4.17	0.433	80.5
平均值		2.050	4.03	0.183	0.457	4.08	0.405	77.4

测试数据显示在设计工况条件下，该套系统实现了超低排放要求，各项数据均满足排放限值，且整套系统运行稳定，保障了机组的正常运行及达标排放。

8.2.2.2　以超净电袋复合除尘为基础不依赖二次除尘的超低排放

【案例 8-4】 中电投河南电力有限公司平顶山发电分公司 2×1030MW 机组改造（高灰煤）

1. 工程概况

一期工程址位于平顶山市鲁山县辛集乡北部，位于我国中部地区，属于《重点区域大

气污染防治“十二五”规划》划定的一般控制区。一期工程建设 2×1030MW 超超临界燃煤机组，分别于 2010 年 11 月和 12 月投产。原烟尘控制措施为三室五电场静电除尘器，比集尘面积 104.6$m^2/m^3/s$，保证除尘效率 99.8%，除尘器出口烟尘排放浓度长期在 100mg/m^3 以上。因此，1 号机组进行了低低温除尘改造，在除尘器前加装低低温省煤器，其设计温降 30℃，除尘器入口烟气温度 95℃。在低温省煤器退出运行时，电除尘器入口烟气温度年平均 120℃，最高达 135℃。由于 1 号机组除尘器入口烟尘浓度较大，因此，在低低温除尘改造后，除尘器出口的烟尘排放浓度在 60mg/m^3 以上，仍不满足设计要求。随着三部委《煤电节能减排升级与改造行动计划（2014—2020 年）》提出，超低排放要求提上日程。因此，本次提效，电厂 2×1030MW 机组 1 号机组直接采用超低排放改造。

2. 设计参数及技术指标

项目燃用煤种为山西长治贫煤，灰分较大，高达 39.78%，并且飞灰中 SiO_2 和 Al_2O_3 含量较高，比电阻较大，是典型的劣质煤，其燃煤成分与特性见表 8-17。

表 8-17　　燃煤成分与特性表

序号	名称	符号	单位	设计煤种
1	煤种			山西长治贫煤
2	工业分析			
	收到基全水分	M_t	%	7.50
	收到基灰分	A_{ar}	%	39.78
3	元素分析			
	收到基碳分	C_{ar}	%	42.36
	收到基氢分	H_{ar}	%	3.43
	收到基氧分	O_{ar}	%	5.84
	收到基氮分	N_{ar}	%	0.83
	收到基硫分	$S_{t,ar}$	%	0.26
4	灰成分分析			
	二氧化硅	SiO_2	%	64.08
	三氧化二铝	Al_2O_3	%	27.15
	三氧化二铁	Fe_2O_3	%	3.57
	氧化钙	CaO	%	1.06
	氧化钠	Na_2O	%	0.41
	氧化钾	K_2O	%	0.76

针对该工程燃用劣质煤、灰分大、入口烟尘浓度高的特点，结合超低排放的要求，采用超净电袋复合除尘技术对原有电除尘器进行改造，采用“两电三袋”方案。主要技术参数见表 8-18。

表 8-18　　主要技术参数表

序号	项目	单位	参数
1	入口烟气量（最大工况）	m^3/h	5889400
2	烟气温度	℃	≤165
3	除尘器入口烟尘浓度	g/m^3	53.8

续表

序号	项目	单位	参数
4	除尘器出口烟尘浓度	mg/m^3	≤10
5	本体总阻力（正常/最大）	Pa	≤1050（滤袋寿命终期）
6	本体漏风率	%	≤1.8
7	过滤速度	m/min	约 1.0
8	滤袋材质		高精过滤滤料
9	电磁脉冲阀规格型号		淹没式/4in

3. 运行效果

1 号机组超净电袋复合除尘器于 2015 年 6 月成功投运，设备运行良好稳定，清灰周期长达 18h，性能优越。河南电力科学研究院于 2015 年 7 月 12～13 日对 1 号机组在 1010MW 负荷下（98%满负荷）进行了热态性能测试。结果表明：超净电袋除尘器 A、B 两列的除尘效率分别为 99.980%、99.979%，漏风率为 1.72%、1.76%，阻力为 646、658Pa，烟尘排放浓度为 8.39、8.76mg/m^3，满足设计要求，烟囱出口烟尘排放浓度为 4.36mg/m^3，均满足超低排放要求。

同时，提取 2015 年 6 月 30 日～7 月 15 日的 CEMS 在线数据进行达标性与稳定性分析。在此期间，除尘器出口烟尘排放浓度为 1.92～9.39mg/m^3，平均浓度为 4.82mg/m^3；烟囱出口烟尘排放浓度为 0.71～7.82mg/m^3，平均浓度为 3.10mg/m^3，低于 10mg/m^3 达标保证率均为 100%，满足超低排放要求。

4. 技术经济分析

该项目 1 号机组 1030MW 机组超净电袋复合除尘器总投资约为 3650 万元，除尘器占地面积为约 3180m^2。实际运行电耗（含空气压缩机、引风机）约为 684 万 kWh/年，滤袋袋笼更换维护费用约 236 万元/年。运行维护费用约为 475.4 万元/年。

该项目是首台百万机组、高烟尘浓度超净电袋，脱硫同步超净提效，是“超净电袋＋高效脱硫”，免用湿电，实现超低排放的典型案例，具有工艺简单、占地面积小、设备投资低、运行维护费用少等优点。自投运以来运行一年多，长期稳定实现超低排放。

【案例 8-5】 广东粤电集团有限公司沙角 C 电厂 2 号 660MW 机组改造（煤质好）

1. 工程概况

2 号机组为原 ABB-CE 公司生产的 660MW 机组亚临界中间再热控制循环汽包锅炉，于 1996 年投入运行。锅炉最大连续蒸发量 2100.1t/h。原配套除尘器为一台四电场卧式电除尘器，设计除尘效率为 99.3%。从 1994 年运行至 2014 年，其中 2008 年 10 月对第一、二电场内部极线、极板进行了局部更换。原除尘器的比集尘面积较小，除尘效率过低、烟尘排放浓度高，随着运行年限的增加，已无法满足国家标准规定的排放限值要求。2013 年，电厂为响应国家和广东地方政府不断提高燃煤机组大气污染物排放的政策要求，将 2 号机组作为超低排放先行试点。因受现有场地、燃煤及运行等条件限制，经电厂多方调研，最终决定采用超净电袋复合除尘技术改造方案。

2. 设计参数及技术指标

该工程设计煤种为神府东胜烟煤，近几年燃用的煤种主要有四种，包括国产神华煤

（产地为山西）、平煤（产地为山西），进口印尼煤和澳大利亚煤。常用四种入厂煤的比例平均为82.15%，煤种基本可控。燃煤成分与特性见表8-19。

该改造方案是采用超净电袋复合除尘技术对原有电除尘器进行改造，不加长柱距，不加宽跨距。保留原支架、壳体、灰斗、进口喇叭等。第一电场阴阳极系统、振打系统全部更换。阴极系统采用前后分区供电方式，原整流变利旧。第二、三、四电场空间改造为长袋中压脉冲行喷吹袋式除尘区。

改造后：每台炉配套一台电袋复合除尘器，每台除尘器设4个进口烟道和4个出口烟道。电场区沿烟气方向设1个电场3个供电区，垂直烟气方向分2个分区，共计6个供电区；滤袋区沿烟气方向共设置4个烟气通道。主要技术参数见表8-19和表8-20。

表8-19　　燃煤成分与特性表

序号	名称	符号	单位	设计煤种
1	煤种			神府东胜烟煤
2	工业分析			
	收到基水分	M_{ar}	%	12.00
	收到基灰分	A_{ar}	%	13.00
3	元素分析			
	收到基碳分	C_{ar}	%	60.51
	收到基氢分	H_{ar}	%	3.62
	收到基氧分	O_{ar}	%	9.94
	收到基氮分	N_{ar}	%	0.70
	收到基硫分	$S_{t,ar}$	%	0.43
4	灰成分分析			
	二氧化硅	SiO_2	%	36.71
	三氧化二铝	Al_2O_3	%	13.99
	三氧化二铁	Fe_2O_3	%	11.36
	氧化钙	CaO	%	22.92
	氧化钠	Na_2O	%	1.23
	氧化钾	K_2O	%	0.73

表8-20　　主要技术参数表

序号	项目	单位	参数
1	入口烟气量	m^3/h	3787901
2	烟气温度	℃	≤150
3	除尘器入口烟尘浓度	g/m^3	≤25
4	除尘器出口烟尘浓度	mg/m^3	≤5
5	除尘效率	%	≥99.98
6	本体总阻力（正常/最大）	Pa	800/1150
7	本体漏风率	%	≤1.9
8	比集尘面积	$m^2/(m^3 \cdot s^{-1})$	23.95
9	过滤速度	m/min	约1.0
10	滤袋材质		高精过滤滤料
11	电磁脉冲阀规格型号		淹没式/4in

3. 运行效果

2015 年 1 月，2 号机组超净电袋复合除尘器项目成功投运。经第三方测试，电袋出口烟尘排放为 3.7mg/m³，本体压力降为 780Pa，漏风率 1.0%，烟囱出口排放 2.66mg/m³，各项指标良好，达到超低排放的要求。

4. 技术经济分析

2 号炉 660MW 机组电袋复合除尘器总投资约为 2300 万元，除尘器占地面积约为 1492m²。实际运行电耗（含空气压缩机、引风机）约为 559.8 万 kWh/年，滤袋袋笼更换维护费用约 158.9 万元/年。运行维护费用约为 354.9 万元/年。

该项目是首个超净电袋项目，在脱硫系统未改造的情况下，免用湿电，实现超低排放，成为广东省首个成功执行超低排放的示范工程。

8.2.2.3　以湿法脱硫协同除尘为二次除尘的超低排放

【案例 8-6】 华能长兴电厂 2×660MW 新建机组（煤质好）

1. 工程概况

电厂位于浙江省长兴县雉城镇，始建于 1959 年，现总装机容量为 260MW，为新建 2×660MW 超超临界燃煤发电机组，同步建设烟气脱硫、脱硝装置，并留有扩建条件。机组按带基本负荷设计，并具有一定的调峰性能。机组于 2014 年 12 月中旬投入使用，是国内首次采用以低低温电除尘技术为核心的烟气协同治理技术路线，未采用湿式电除尘器实现超低排放的新建项目，该项目低低温电除尘器荣获省内首台（套）产品。

电厂 1、2 号机 2×660MW 机组采用以低低温电除尘技术为核心的烟气协同治理技术路线，系统中不设置湿式电除尘器，每台炉配套 2 台双室五电场电除尘器，脱硫装置为一炉一塔设置，采用高效除尘的深度脱硫装置，不设置烟气旁路，不设置烟气换热器，采用引增合一方案。烟气治理采用的工艺流程为 SCR 脱硝装置＋热回收器＋低低温电除尘器＋高效湿法脱硫装置（WFGD），如图 8-4 所示。

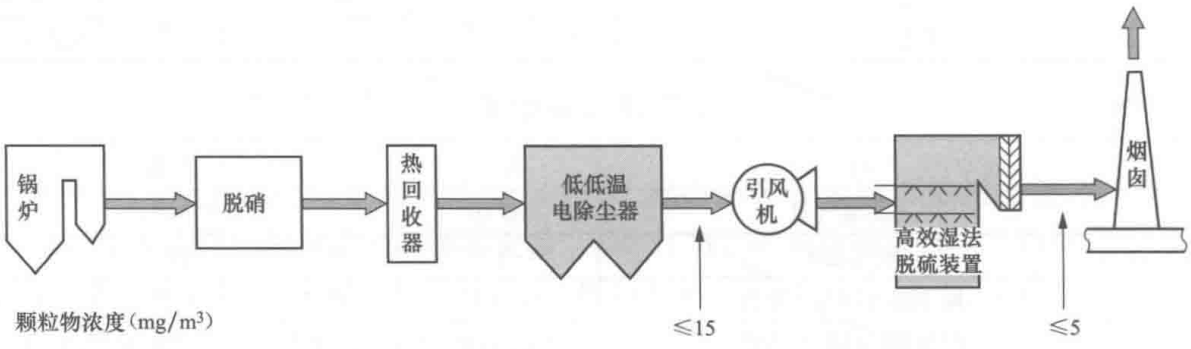


图 8-4　2×660MW 机组烟气治理工艺流程图

2. 设计参数和技术指标

（1）煤质工业分析、元素分析、灰熔融性。煤质工业分析、元素分析、灰熔融性见表 8-21。

表 8-21　　煤质工业分析、元素分析、灰熔融性

类别	名称	符号	单位	设计煤种	校核煤种 1
				神华混煤	混煤
工业分析	全水分	M_t	%	21.1	13.5
	空气干燥基水分（分析基）	M_{ad}	%	8.82	2.46
	收到基灰分	A_{ar}	%	6.6	18.04
	干燥无灰基挥发分（可燃基）	V_{daf}	%	36.51	38
	低位发热量	$Q_{net,ar}$	kJ/kg	21710	20920
元素分析	收到基碳	C_{ar}	%	58	54.1
	收到基氢	H_{ar}	%	2.99	3.63
	收到基氧	O_{ar}	%	10.13	9.11
	收到基氮	N_{ar}	%	0.61	0.95
	全硫	$S_{t,ar}$	%	0.57	0.67
	哈氏可磨性系（指）数	HGI		58	68
灰熔融性	变形温度	DT	℃	1110	1230
	软化温度	ST	℃	1110	1250
	流动温度	FT	℃	1130	1310

（2）飞灰成分分析。飞灰成分分析见表 8-22。

表 8-22　　飞 灰 成 分 分 析

序号	名称	符号	单位	设计煤种	校核煤种 1
				神华混煤	混煤
1	二氧化硅	SiO_2	%	42.98	45.8
2	氧化铝	Al_2O_3	%	27.92	37.17
3	氧化铁	Fe_2O_3	%	8.61	7.09
4	氧化钙	CaO	%	11.75	4.98
5	氧化镁	MgO	%	2.05	0.7
6	氧化钠	Na_2O	%	2.98	0.38
7	氧化钾	K_2O	%	0.94	0.39
8	氧化钛	TiO_2	%	0.78	1.18
9	三氧化硫	SO_3	%	2.7	1.5
10	五氧化二磷	P_2O_5	%	0.12	0.1

（3）烟气参数。各烟气治理装置的烟气参数见表 8-23。

表 8-23　　各烟气治理装置的烟气参数

装置	参数名称	单位	技术参数	
			设计煤种	校核煤种 1
脱硝装置	入口烟气量（工况）	m^3/h	1944418	—
	入口 NO_x 浓度	mg/m^3	350	—
	入口烟尘浓度	g/m^3	23.6	—
	入口 SO_2 浓度	$\times10^{-6}$	800	—
	入口 SO_3 浓度	$\times10^{-6}$	64	—
	入口烟气温度	℃	373	—

续表

装置	参数名称	单位	技术参数	
			设计煤种	校核煤种 1
低低温电除尘器	入口烟气量（考虑裕量，工况）	m^3/h	2906640	2920176
	入口烟尘浓度	g/m^3	9.17	24.82
	入口烟气温度	℃	90	90
脱硫装置	入口烟气量（标态，干燥基，6%O_2）	m^3/h	2100000	—
	入口烟尘浓度	mg/m^3	15	—
	入口 SO_2 浓度	mg/m^3	2692	—
	入口烟气温度	℃	90±1	—

（4）主要设计技术参数。采用苏联公式，对电厂 1、2 号机 2×660MW 机组低低温电除尘器的酸露点进行了计算，设计煤种与校核煤种 1 的酸露点值分别为 98.87℃ 和 96.82℃。计算设计煤种灰硫比为 218，校核煤种 1 灰硫比值为 484，可以认为不存在低温腐蚀风险，适合采用低低温电除尘技术。

项目各烟气治理装置的主要设计技术参数见表 8-24～表 8-26。

（5）考核指标。考核指标见表 8-27。

表 8-24　　SCR 脱硝装置主要设计技术参数

序号	参数名称	单位	技术参数
1	催化剂形式		蜂窝式
2	活性物质		二氧化钛、钒化合物
3	每个反应器催化剂层数	层	初装 2，预留 1
4	氨逃逸率	μL/L	≤3
5	脱硝装置可用率	%	≥98
6	脱硝效率	%	≥80
7	SO_2/SO_3 转化率	%	<1
8	整体系统阻力	Pa	≤800
9	最低连续运行烟温	℃	300
10	最高连续运行烟温	℃	420

表 8-25　　低低温电除尘器主要设计技术参数

序号	项目	单位	参数	
			设计煤种	校核煤种 1
1	保证效率（热回收器正常投运）	%	≥99.84	≥99.94
2	比集尘面积/一个供电区不工作时的比集尘面积	$m^2/(m^3 \cdot s^{-1})$	162.1/146.9	161.33/146.21
3	驱进速度/一个供电区不工作时的驱进速度	cm/s	3.78/4.17	4.51/4.87
4	烟气流速	m/s	0.74	0.744
5	噪声	dB（A）	<80	
6	有效断面积	m^2	483.6	
7	长高比		1.55	

续表

序号	项目	单位	参数	
			设计煤种	校核煤种 1
8	室数/电场数		2/5	
9	通道数	个	2×39	
10	气流均布系数		≤0.15	
11	阳极系统振打方式/最小振打加速度		机械挠臂自回转锤振打/150g	
12	阴极系统振打方式/最小振打加速度		机械挠臂自回转锤振打/50g	
13	高压电源装置形式、规格、数量		高频电源、2.0A/72kV、10 台	
14	总功耗（每炉）	kW	≤1043	

表 8-26　　脱硫装置主要设计技术参数

序号	参数名称	单位	技术参数
1	吸收塔阻力	Pa	2730
2	水耗	m^3/h	78.5
3	设计效率	%	98.7

表 8-27　　各烟气治理装置的考核指标

装置	指标名称	单位	技术指标
脱硝装置	出口烟尘浓度	g/m^3	≤22
	出口 NO_x 浓度	mg/m^3	≤70
	出口 SO_2 浓度	mg/m^3	≤2150
	出口 SO_3 浓度	mg/m^3	≤47
低低温电除尘器	出口烟尘浓度	mg/m^3	≤15
	本体阻力	Pa	≤200
	本体漏风率	%	≤1.5
脱硫装置	出口颗粒物浓度	mg/m^3	≤5
	出口 SO_2 浓度	mg/m^3	≤35

3. 运行效果

（1）排放效果。2014 年 12 月 16～18 日，经浙江省环境监测中心测试，结果显示：满负荷工况，1 号机组出口颗粒物、SO_2、NO_x 排放浓度分别为 3.64、2.91、13.6mg/m^3；2 号机组出口颗粒物、SO_2、NO_x 排放浓度分别为 3.32、5.91、15.8mg/m^3。1 号机组电除尘器出口烟尘浓度约为 12mg/m^3，湿法脱硫装置的协同除尘效率约 70%。

（2）稳定性分析。环境保护部环境工程评估中心在进行稳定性评估时，收集了机组改造后稳定运行三个月（2015 年 10～12 月）的 CEMS 数据，进行烟尘超低排放稳定性分析。低低温电除尘器出口烟尘浓度见图 8-5 和表 8-28。

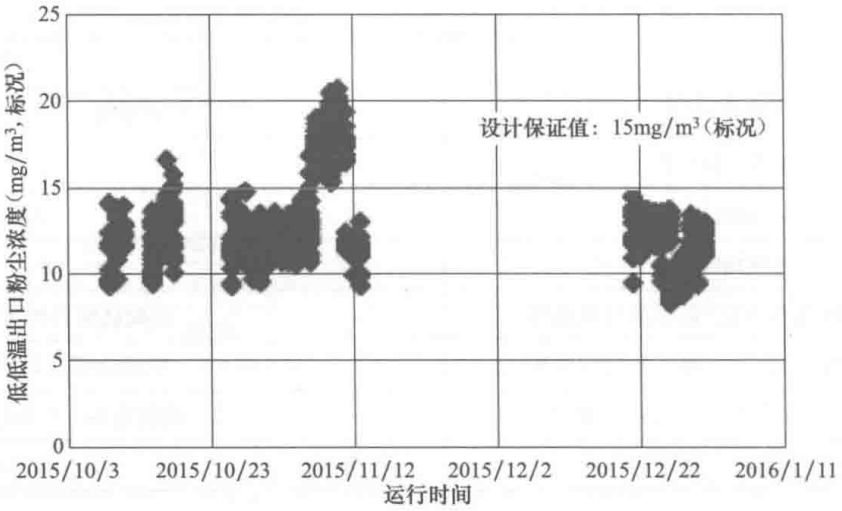


图 8-5　2 号机组低低温电除尘器出口烟尘浓度变化图

表 8-28　　低低温电除尘器出口烟尘浓度及小时浓度达标率

烟尘浓度	单位	除尘器出口
平均浓度	mg/m^3	12.8
$15mg/m^3$ 达标率	%	85.6
$30mg/m^3$ 达标率	%	100

评估期间，低低温电除尘器出口烟尘排放浓度为 8.38～20.67mg/m^3，平均值为 12.8mg/m^3，低于 15mg/m^3 的小时排放浓度保证率为 85.6%，低于 30mg/m^3 的小时排放浓度保证率为 100%。SO_2、NO_x 排放浓度也满足超低排放要求。

【案例 8-7】 山西大唐国际云冈热电有限责任公司 3 号 320MW 机组改造（高灰煤）

1. 工程概况

二期原为 2×300MW 供热发电机组，在 2014 年 6 月将其扩容至 2×320MW。2014 年 8 月，采用单塔一体化技术对 3 号机组脱硫系统进行改造。该示范工程已于 2014 年 9 月完成改造，成功投运。其改造内容包括安装管束除尘除雾器、喷淋层改造、旋汇耦合装置更换。改造后烟气达到二氧化硫及烟尘超净排放。

改造后的脱硫系统是投运最早的完成旋汇耦合＋管束除尘技术改造的系统，该机组投运后烟气数据分别接受了华北电力科学研究院、大同市环境监测站、山西省环境监测站、环境保护部环境工程评估中心的检测，数据表明机组在不同负荷下均能达到超低排放。

2. 设计参数和技术指标

该项目设计参数和技术指标见表 8-29。

表 8-29　　云冈电厂基本资料表

设计资料		
收到基碳 C_{ar}	%	49.12
收到基氢 H_{ar}	%	3.43
收到基氧 O_{ar}	%	8.19
收到基氮 N_{ar}	%	0.82

续表

收到基硫 S_{ar}	%	0.94
收到基灰分 A_{ar}	%	32.7
收到基水分 M_{ar}	%	4.78
干燥无灰基挥发分 V_{daf}	%	40.78
收到基低位发热量 $Q_{net,ar}$	kJ/kg	19260
哈氏可磨性指数 HGI		54.8
灰变形温度 DT	℃	>1500
灰软化温度 ST	℃	>1500
灰流动温度 FT	℃	>1500
原烟气参数（吸收塔入口）		
CO_2	% （湿基，标态，体积百分比）	13.2
O_2		5.6
N_2		80
SO_2		0.095
H_2O		7.4
烟气量	m^3/h（标态，干燥基，6%O_2）	1179874
烟气温度	℃	118
SO_2	mg/m^3	3000
烟尘浓度	mg/m^3	30
FGD 性能保证值		
脱硫效率	%	98.4
出口 SO_2 浓度	mg/m^3	35
出口烟尘浓度	mg/m^3	5
出口雾滴浓度	mg/m^3	30

3. 运行效果

2015 年 9 月，环境保护部环境工程评估中心对 3 号机组超低排放技术及装备系统进行了测试与评估。通过性能测试、专家诊断、统计分析、费效评估等手段，对 3 号机组超低排放技术措施的达标可靠性、长期稳定性、运行经济性、效益显著性进行了分析与评估。评估中心调取了测试前后各三个月的数据，结合测试结果，经过 4 个多月的比对分析及评估，形成评估报告。2016 年 3 月，评估中心组织了十多位环保专家对评估报告进行了评审，并最终形成了电厂 3 号机组的评估文件。评估结果显示：电厂 3 号机组经过旋汇耦合＋管束除尘技术方案改造后，可实现烟气污染物长期稳定达到燃气轮机组排放限值（即在含氧量 6%的基准条件下，烟尘不大于 5mg/m³，SO_2 不大于 35mg/m³，NO_x 不大于 50mg/m³）的要求，技术路线及装置可靠性好，减排效果显著。

分析期间调取了该机组改造后连续三个月运行数据（2014 年 11 月 17 日～2015 年 2 月 17 日），其中二氧化硫超低排放率（<35mg/m³）达到 99.77%，固体颗粒物超低排放率（<5mg/m³）达到 99.69%。具体见图 8-6。

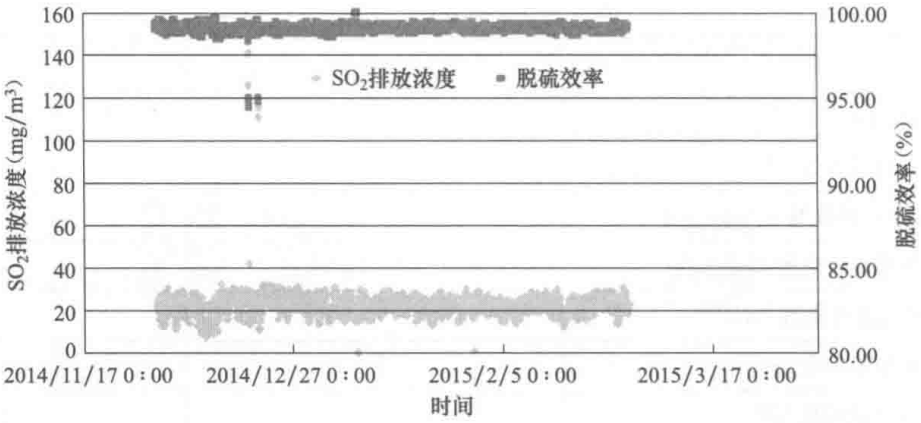


图 8-6　3 号机组总排口 2014 年 12 月～2015 年 2 月 SO_2 排放 CEMS 数据统计

图 8-6 所描述的 2014 年 11 月～2015 年 3 月期间，电厂 3 号机组脱硫入口二氧化硫浓度在 1500～3200mg/m³ 间变化，脱硫系统效率稳定，出口二氧化硫浓度均值 22.75mg/m³，符合超低排放要求，具体见图 8-7。

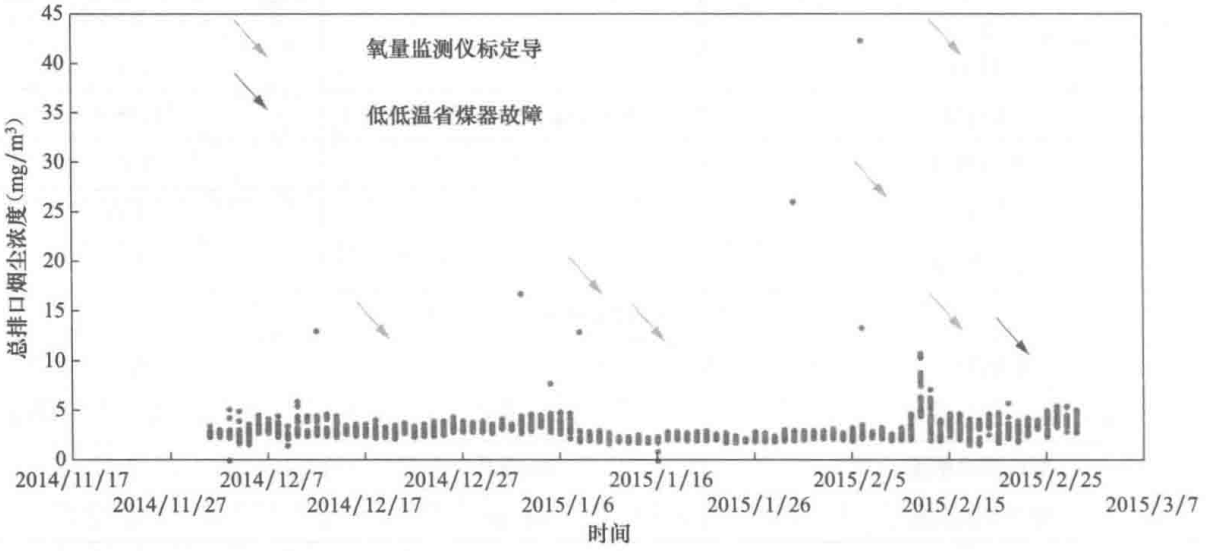


图 8-7　3 号机组烟尘排放浓度变化图

图 8-7 所描述的 2014 年 11 月～2015 年 3 月期间，电厂 3 号机组脱硫入口烟尘浓度最大值为 82.99mg/m³，其中低于 30mg/m³ 设计保证值的小时数占 61.11%，在此条件下，脱硫系统烟尘排放达到 5mg/m³ 的小时数占 99.69%。

【案例 8-8】 武乡西山发电有限责任公司 1 号 600MW 机组改造（高灰、高硫煤）

1. 工程概况

电厂 2×600MW 燃煤发电机组，分别于 2006 年 10 月与 2007 年 1 月投入商业运行。机组同步建设两套选择性催化还原（SCR）法烟气脱硝装置；二套脱硫装置，一炉一塔配置，采用石灰石-石膏湿法烟气脱硫工艺。脱硫、脱硝装置均由国内有资质并经批准的环保公司特许经营的方式建设及运营管理，并对脱硫脱硝系统的性能负责。随着我国环保政策的日趋严格，该电厂于 2015 年年底对脱硫系统完成了旋汇耦合加管束除尘超净排放提效改造，脱硫装置入口二氧化硫、烟尘浓度不变，出口二氧化硫浓度不大于 35mg/m³，出口烟尘浓度不大于 5mg/m³。电厂基本情况见表 8-30。

表 8-30 电厂基本资料表

基本信息		
项目名称		2×600MW 脱硫改造 BOT 项目
初建时间		2006
超低改造时间		2015 年 11 月
装机容量		2×600MW
性能测试单位		山西省环境监测中心
性能测试时间		2015 年 11 月
性能测试出口 SO_2	mg/m^3	6～17
性能测试出口烟尘	mg/m^3	2.37～3.84
设计资料		
收到基碳 C_{ar}	%	50.80
收到基氢 H_{ar}	%	2.54
收到基氧 O_{ar}	%	4.16
收到基氮 N_{ar}	%	0.69
收到基硫 S_{ar}	%	2.68
收到基灰分 A_{ar}	%	36.43
收到基水分 M_{ar}	%	3.1
干燥无灰基挥发分 V_{daf}	%	25.95
收到基低位发热量 $Q_{net,ar}$	kJ/kg	19430
原烟气参数		
CO_2	%（湿基，标态，体积百分比）	12.21
O_2		6.24
N_2		75.69
SO_2		0.21
H_2O		5.66
CO_2	%（干燥基，标态，体积百分比）	13.36
N_2		80.74
SO_2		0.25
O_2		5.65
烟气量	m^3/h（湿基）	227000
烟气温度	℃	140
SO_2	mg/m^3	7400
SO_3	mg/m^3	≤50
Cl（HCl）	mg/m^3	≤50
F（HF）	mg/m^3	≤10
烟尘浓度	mg/m^3	≤30
烟气脱硫设计保证值		
脱硫效率	%	≥99.5
出口 SO_2 浓度	mg/m^3	35
出口烟尘浓度	mg/m^3	5
出口雾滴浓度	mg/m^3	50

2. 运行稳定性分析

电厂 1 号机组超净排放改造完成，正式投运日期为 2015 年 11 月，稳定性分析选取了该机组 2015 年 11 月～2016 年 2 月期间的连续运行数据进行分析。具体见表 8-31。

表 8-31　　电厂连续三个月运行数据表

项目	单位	数值	设计指标	达标（保证值）率
SO_2 平均浓度	mg/m^3	16.69	≤35	—
SO_2 平均脱除效率	%	99.67	—	—
SO_2 浓度范围	mg/m^3	0.1～39.5	≤35	99.99%
SO_2 脱除效率范围	%	98.94～99.99	99.5%	88.5%

在选取的连续三个月运行数据中，1 号机组脱硫出口二氧化硫、烟尘排放浓度达到超净排放。其中烟气含量的存在范围性变化的情况，其原因是周期性的 CEMS 采样仪手动精确测量校准造成。

3. 循环泵电流

1 号机组脱硫超低排放机组连续三个月运行数据中，循环泵电流在单台运行（63A）到 4 台运行（300A）中变化时，脱硫效率维持稳定，没有明显的变化趋势。从图 8-8 中可以看出，系统运行过程循环泵调整运行过渡平滑，浆液循环泵循环量的调节与污染物负荷的贴合性好，运行中能够保证各种工况下的总出口二氧化硫数据稳定，运行可靠。

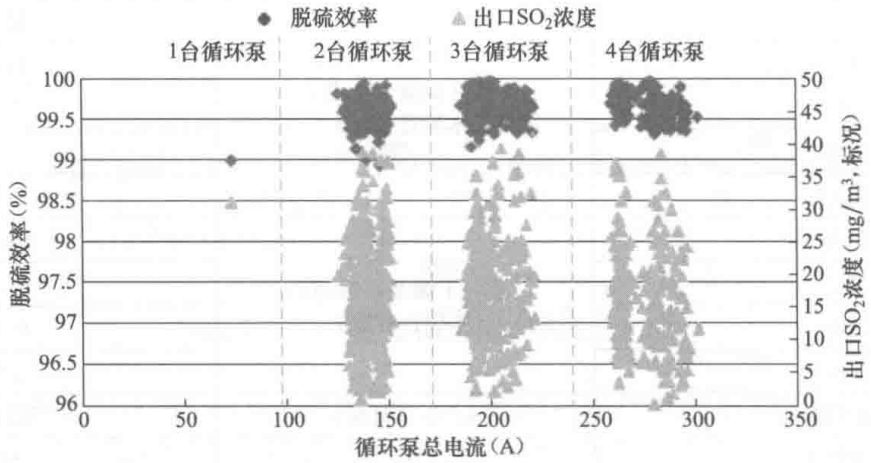


图 8-8　电厂循环泵总电流与脱硫效率关系图

4. pH 值

机组脱硫系统运行过程中，烟气脱硫吸收塔浆液 pH 值大部分时间保持在 4.8～5.4，此 pH 值控制区间在正常脱硫合理运行值范围内。总体来说，电厂脱硫系统 pH 值控制稳定，在运行过程中，运行人员会随着系统条件的变化及时调整浆液 pH 值，具体见图 8-9。

5. 烟气流量与脱硫系统阻力的关系

2015 年 11 月 1 日～2016 年 2 月 1 日期间，1 号机组负荷均值 442MW，脱硫系统烟气量在 744.2～2271.5km^3 间变化。当烟气量增加时，烟气脱硫系统阻力随之跳变式缓慢增加。

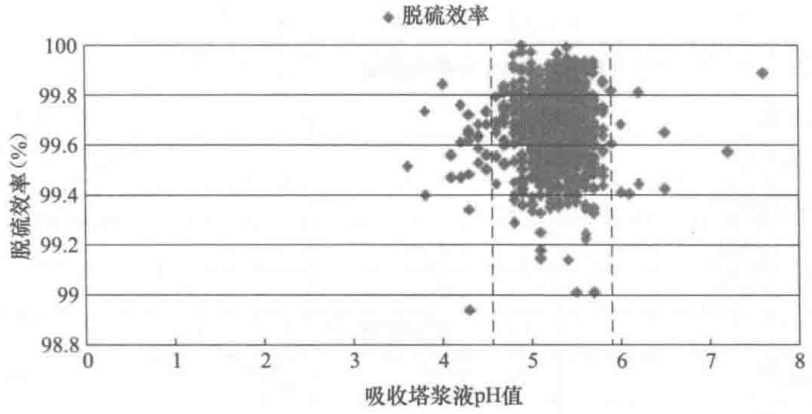


图 8-9 电厂浆液 pH 值与脱硫效率关系图

由图 8-10 中可知，烟气量成倍增加的条件下，烟气脱硫系统阻力并没有出现大幅度的增长，说明系统适应性较强，能够承受机组高负荷工况下的高烟气量条件，并保持系统的合理阻力区间。

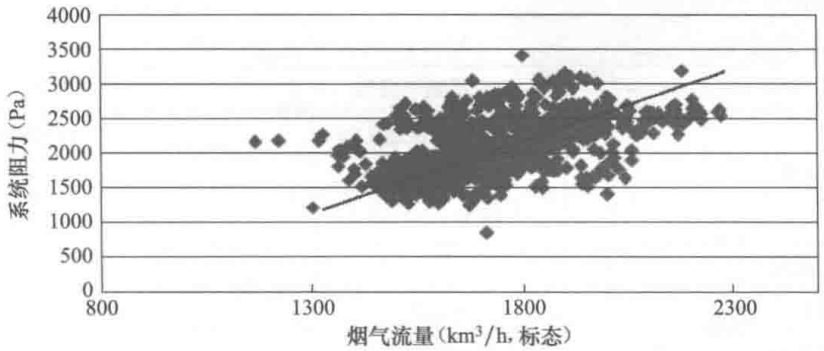


图 8-10 电厂烟气流量与系统阻力关系图

【案例 8-9】 山西平朔煤矸石发电有限责任公司 2 号 300MW 机组改造（特高灰分）

1. 工程概况

电厂二期工程设置两台 300MW 煤矸石循环流化床直接空冷机组，每台机组配备 1 台最大连续出力为 1060t/h 的亚临界锅炉，同时配套炉内脱硫、全烟气脱硝、除尘设施。原脱硫采用炉内协同脱硫工艺，0～1mm 的石灰石粉为脱硫剂。超前脱硫控制系统、炉前脱硫控制系统和炉前物料输送系统形成了脱硫剂多点、多途径加入的方式。此前 SO_2 排放浓度小于 200mg/m³。脱硝采用循环流化床燃烧技术＋SNCR 技术联合的方式。

为实现超净排放要求，电厂于 2015 年年底完成了二期两台 300MW 机组超净控制改造工作。通过烟气污染物协同脱除的方式实现烟气超低排放，脱硫系统采用单塔一体化脱硫除尘深度净化技术，每台炉设置一座脱硫吸收塔。电厂基本信息见表 8-32。

表 8-32 **电厂基本信息表**

基本信息		
项目名称		3、4 号 CFB 机组烟气超低排放 BOT 承包项目
初建时间		—
改造时间		2015 年 10 月 25 日

续表

基本信息		
装机容量		2×300MW
性能测试单位		环保部门 CEMS 比对
性能测试时间		2015 年 10 月
性能测试出口 SO_2	mg/m^3	—
性能测试出口烟尘	mg/m^3	—
设计资料		
收到基碳 C_{ar}	%	32.99
收到基氢 H_{ar}	%	3.06
收到基氧 O_{ar}	%	9.64
收到基氮 N_{ar}	%	0.36
收到基硫 S_{ar}	%	1.2
收到基灰分 A_{ar}	%	46.36
收到基水分 M_{ar}	%	7.09
干燥无灰基挥发分 V_{daf}	%	50.12
收到基低位发热量 $Q_{net,ar}$	kJ/kg	12111
原烟气参数		
烟气量	m^3/h（湿基）	1250000
	m^3/h（标态，干燥基，6%O_2）	1150000
烟气温度	℃	135
SO_2	mg/m^3	3000
烟尘浓度	mg/m^3	20
烟气脱硫性能保证值		
脱硫效率	%	—
出口 SO_2 浓度	mg/m^3	＜35
出口烟尘浓度	mg/m^3	＜5
出口雾滴浓度	mg/m^3	＜30

2. 运行稳定性分析

电厂流化床机组于 2015 年底完成脱硫系统超低排放改造，本次评估基于稳定运行 3 个月后的连续三个月（2016 年 1～4 月）CEMS 数据，进行 SO_2 超低排放稳定性分析。统计数据表明，排除分析仪表定期标定、氧量折算显示“假超标”等厂方难以克服的因素后，达到超低排放水平的小时数占 98.9%。具体见表 8-33。

表 8-33　　电厂总出口排放指标及脱除率（2016 年 1 月 13 日～4 月 13 日）

项目	单位	数值	设计指标	达标（保证值）率
SO_2 平均浓度	mg/m^3	17.61	≤35	—
SO_2 平均脱除效率	%	99.19	—	—
SO_2 浓度范围	mg/m^3	0.4～43.1	≤35	98.9%
SO_2 脱除效率范围	%	98.22～99.85	—	—

在选取的连续三个月运行数据中，电厂2号机组脱硫出口二氧化硫、烟尘排放浓度达到超净排放。其中烟气含量的存在范围性变化的情况，其原因是周期性的CEMS采样仪手动精确测量校准造成。

3. 循环泵电流

电厂2号机组脱硫超低排放机组连续三个月运行数据中，循环泵电流在两台运行（123A）到三台运行（220A）中变化时，脱硫效率维持稳定，没有明显的变化趋势。从图8-11中可以看出，系统运行过程循环泵调整运行过渡平滑，浆液循环泵循环量的调节与污染物负荷的贴合性好，运行中能够保证各种工况下的总出口二氧化硫数据稳定，运行可靠。

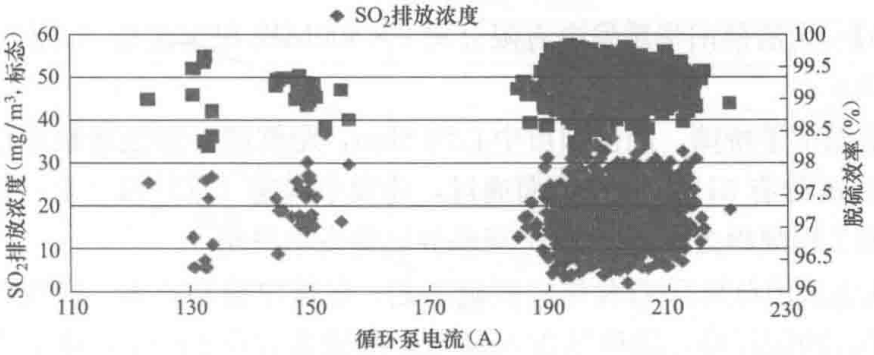


图8-11 循环泵总电流与脱硫效率关系图

4. pH值

电厂机组脱硫系统运行过程中，烟气脱硫吸收塔浆液pH值大部分时间保持在4.8～6.4，此pH值控制区间在正常脱硫合理运行值范围内。总体来说电厂脱硫系统pH值控制稳定，在运行过程中，运行人员会随着系统条件的变化及时调整浆液pH值。具体见图8-12。

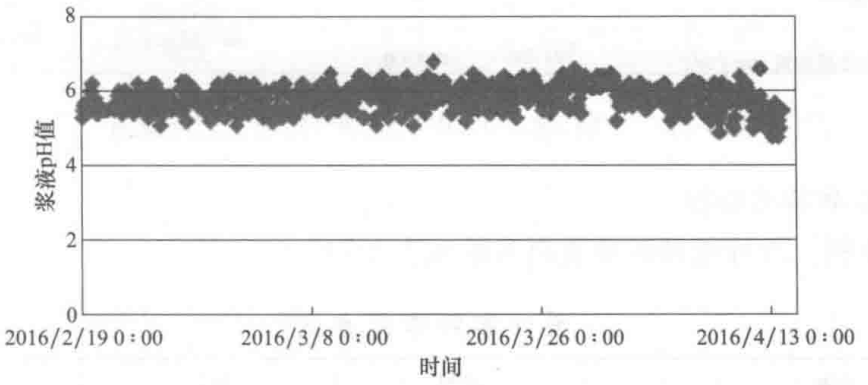


图8-12 电厂浆液pH与脱硫效率关系图

5. 烟气流量与脱硫系统阻力的关系

2016年1月13日～4月13日期间，2号机组负荷均值219MW，脱硫系统烟气量在759.7～1265.7km^{3}间变化。当烟气量增加时，烟气脱硫系统阻力随之跳变式缓慢增加。由图8-13中可知，烟气量成倍增加的条件下，烟气脱硫系统阻力并没有出现大幅度的增长，说明系统适应性较强，能够承受机组高负荷工况下的高烟气量条件，并保持系统的合理阻

力区间。

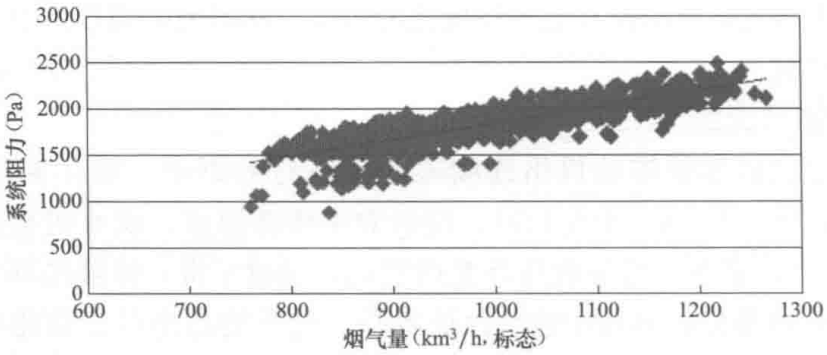


图 8-13　电厂烟气流量与系统阻力关系图

【案例 8-10】 大唐信阳华豫发电有限公司 2×300MW 机组改造（高灰煤）

1. 工程概况

电厂位于信阳市平桥镇，距信阳市中心约 8km，距铁路专用线接轨站信阳站 3.16km，厂址往北约 2.5km 处有 312 国道东西向通过，建设中的南（京）西（安）铁路从 312 国道北侧通过。本期工程规模为 2×300MW 亚临界燃煤发电机组。

本期工程脱硫采用石灰石-石膏湿法脱硫工艺，单塔单循环技术，吸收塔内设四层喷淋层，三层增效环，两层托盘，脱硫装置入口 SO_2 浓度为 3200mg/m³，烟尘浓度为 35mg/m³ 时，脱硫装置出口 SO_2 浓度小于 28mg/m³，固态颗粒物排放浓度小于 4.5mg/m³，达到超低排放要求。

项目烟气治理工艺流程见图 8-14。

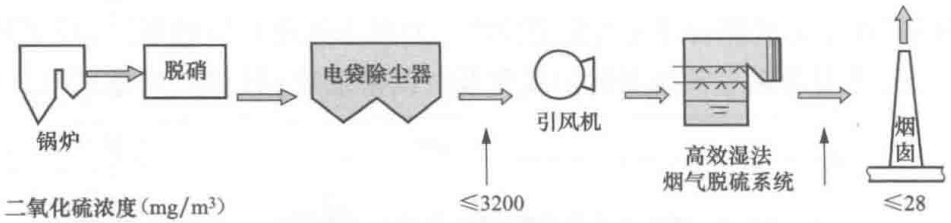


图 8-14　一期 2×300MW 机组烟气治理工艺流程图

2. 设计参数和技术指标

（1）煤质资料。设计煤种煤质资料参数见表 8-34。

表 8-34　　**设计煤种煤质参数**

名称	符号	单位	数值
低位发热量（收到基）	$Q_{net,ar}$	MJ/kg	18.89
碳（收到基）	C_{ar}	%	49.02
氢（收到基）	H_{ar}	%	2.51
氧（收到基）	O_{ar}	%	3.62
氮（收到基）	N_{ar}	%	0.81
硫（收到基）	S_{ar}	%	1.23
全水	M_{ar}	%	8.25
灰分	A_{ar}	%	34.56

续表

名称	符号	单位	数值
水分（空气干燥基）	M_{ad}	%	0.64
挥发分（无灰干燥基）	V_{daf}	%	17
耗煤量		t/h	148

（2）主要设计技术参数。该项目各烟气治理装置的主要设计技术参数表8-35。

表8-35　　脱硫装置主要设计技术参数

序号	项目名称	单位	数据	备注
1	性能数据			
(1)	FGD入口烟气数据			
	烟气量（标态，湿基，6%O_2）	m^3/h	1145245.7	
	烟气量（标态，干燥基，6%O_2）	m^3/h	1075348.1	
	烟气量（标态，湿基，实际O_2）	m^3/h	1363731.9	
	烟气量（标态，干燥基，实际O_2）	m^3/h	1280499.4	
	FGD工艺设计烟温	℃	120	
(2)	FGD入口处烟气成分			
	N_2	%（体积百分比，干燥基）	80.745	
	CO_2	%（体积百分比，干燥基）	11.9	
	O_2	%（体积百分比，干燥基）	7.3	
	SO_2	%（体积百分比，干燥基）	0.055	
	H_2O	%（体积百分比，湿基）	6～7	
(3)	FGD入口污染物浓度（6%O_2，标态，干燥基）			
	SO_2	mg/m^3	3200	
	SO_3	mg/m^3	50	
	HCl以Cl表示	mg/m^3	50	
	HF以F表示	mg/m^3	25	
	最大烟尘浓度	mg/m^3	35	
(4)	一般数据			
	总压损	Pa	2100	
	吸收塔	Pa	1900	含除雾器
	除雾器	Pa	300	
	全部烟道	Pa	200	
	化学计量比$CaCO_3$/去除的SO_2	mol/mol	1.03	
	SO_2脱除率	%	99.13	
	液气比（标态，干燥基，6%O_2）	L/m^3	15.04	
	烟囱前烟温	℃	47.8	
	烟道内衬长时间抗热温度/时间	℃/min	180/20	
	FGD装置可用率	%	98	
(5)	消耗品			
	石灰石（规定品质）	t/h	6.3	
	工艺水（辅机冷却水排水，平均/最大）	m^3/h	—	
	工艺水（工业水，平均/最大）	m^3/h	62	

续表

序号	项目名称	单位	数据	备注
(5)	电耗（所有运行设备实际电耗）	kW	3303	总电耗
	电耗（6kV 馈线处功率）	kW		
	仪用压缩空气	m^3/h	150	
	蒸汽（如果有）	t/h	无	
	设备冷却水量	m^3/h	—	
	冷却水温差 Δt	℃	10	
	其他			
(6)	FGD 出口污染物浓度（6%O_2，标态，干燥基）			
	SO_x 以 SO_2 表示	mg/m^3	27.8	
	SO_3	mg/m^3	25	
	HCl 以 Cl 表示	mg/m^3	1	
	HF 以 F 表示	mg/m^3	0.5	
	固态颗粒物	mg/m^3	3.9	
	NO_x	mg/m^3	—	
	除雾器出口液滴含量	mg/m^3	20	
	最小液滴尺寸（对应于液滴测量方法：冲击测量法）	μm	20	
(7)	噪声等级（最大值）			
	氧化风机（进风口前 1m 远处测量）	dB（A）	85	
	其余设备（距声源 1m 远处测量）	dB（A）	80	
	建筑物内机械设备噪声		70	
	控制室、办公室和相关房间最大总计噪声水平	dB（A）	65	
(8)	石膏品质			
	湿度		10	
	产量	m^3/h	10.1	
	密度	t/m^3	1.3	
	$CaSO_4 \cdot 2H_2O$	%	90	
	pH 值	%	6～8	
	颜色（白度）	%（质量百分比）	—	
	气味		中性	
	平均粒径		30～40	
	Cl（水溶性）	%	<0.01	
	$CaSO_3 \cdot 1/2H_2O$	%	<1	
	$CaCO_3$ 和 $MgCO_3$	%	<3	
	可氧化有机物		—	
	烟灰（以 C 表示）	%（质量百分比）	1	
	总溶解固体	mg/L	—	
2	机械设备			
(1)	吸收塔			
	吸收塔形式			喷淋塔
	流向逆流			逆流
	吸收塔前烟气量（标态，湿基，实际 O_2）	m^3/h	1363731.9	

续表

序号	项目名称	单位	数据	备注
(1)	吸收塔后烟气量（标态，湿基，实际 O_2）	m^3/h	1441742.2	
	设计压力	Pa	±5000	
	浆液循环停留时间	min	4.00	
	浆液全部排空所需时间	h	12	
	液/气比（L/G）（入口湿烟气，标态）		15.04	
	塔内烟气流速	m/s	3.27	
	烟气在吸收塔内停留时间	s	6.4	
	化学计量比 $CaCO_3$/去除的 SO_2	mol/mol	1.03	
	浆池固体含量（最小/最大）	%（质量百分比）	12/18	
	浆液含氯量	g/L	20	
	浆液 pH 值		5～5.8	
	吸收塔吸收区直径（或长×宽）	m	13.6	
	吸收塔吸收区高度	m	14.22	
	浆池区直径（或长×宽）	m	13.6	
	浆池高度	m	11.8	
	浆池液位正常/最高/最低	m	11.8/12.3/11.3	
	浆池容积	m^3	1714	
	吸收塔总高度	m	50	（含临时烟囱）
	材质			
	吸收塔壳体/内衬		碳钢/鳞片	
	吸收塔壳体壁厚	mm		利旧
	吸收塔底部厚度	mm		利旧
	入口烟道材质			利旧
	入口烟道厚度/长度	mm/m	—	
	喷淋层/喷嘴		FPR/SiC	
	搅拌器轴/叶轮		1.4529 相当	
	氧化空气管/喷嘴		合金	
	喷淋层数/层间距	—/m	4/2.0	
	每层喷嘴数		205	
	喷嘴形式		空心锥型	
	搅拌器或搅拌设备数量	个/塔		利旧
	搅拌器或搅拌设备轴功率	kW	—	
	搅拌器比功率	kW/m^3	—	
	氧化空气喷嘴数量		—	利旧
	氧化空气喷嘴位置		吸收塔底部	
	吸收塔烟气阻力（含除雾器）	Pa	1900	
(2)	除尘除雾装置			
	制造厂			
	位置		吸收塔顶部	
	级数		四	
	高度	m	8.5	
	材质		PP	

续表

序号	项目名称	单位	数据	备注
(2)	冲洗喷嘴数量	个/塔	1920	
	喷嘴压力	Pa	2	
	喷嘴材料		PP	
	喷嘴流量	L/min	28	
	冲洗方式（连续/断续）		断续	
	冲洗水平均消耗量	m^3/(h·台)	40	
	冲洗水瞬时最大消耗量	m^3/(h·台)	138	
	烟气阻力	Pa	300	

（3）考核指标。该项目考核指标见表 8-36。

表 8-36　　各烟气治理装置的考核指标

装置	指标名称	单位	技术指标
脱硝装置	出口 NO_x 浓度	mg/m^3	≤40
电袋除尘器	出口烟尘浓度	mg/m^3	≤4
脱硫装置	出口颗粒物浓度	mg/m^3	≤4.5
	出口 SO_2 浓度	mg/m^3	≤28
	出口 SO_3 浓度	mg/m^3	≤25

3. 运行效果

电厂委托国网河南省电力公司电力科学研究院（简称国网河南电科院）于 2016 年 2 月 15～29 日对 2 号机组进行烟气超低排放监测试验，测得在大于 90%负荷设计煤种时（空气干燥基全硫为 1.13%），烟尘平均排放浓度为 2.8mg/m^3，二氧化硫平均排放浓度为 15.5mg/m^3，氮氧化物平均排放浓度为 25.4mg/m^3。

在大于 90%负荷近两年环保指标最差煤种时（空气干燥基全硫为 1.42%），烟尘平均排放浓度为 3.0mg/m^3，二氧化硫平均排放浓度为 19.8mg/m^3，氮氧化物平均排放浓度为 17.8mg/m^3；在大于 90%负荷近期煤种时（空气干燥基全硫为 0.98%），烟尘平均排放浓度为 3.1mg/m^3，二氧化硫平均排放浓度为 10.2mg/m^3，氮氧化物平均排放浓度为 28.2mg/m^3。

在 75%负荷近期煤种时（空气干燥基全硫为 0.97%），烟尘平均排放浓度为 2.9mg/m^3，二氧化硫平均排放浓度为 19.0mg/m^3，氮氧化物平均排放浓度为 23.0mg/m^3。

在 50%负荷近期煤种时（空气干燥基全硫为 1.15%），烟尘平均排放浓度为 3.4mg/m^3，二氧化硫平均排放浓度为 16.0mg/m^3，氮氧化物平均排放浓度为 33.6mg/m^3。

【案例 8-11】 广东粤电集团有限公司大埔电厂“上大压小”新建 2×660MW 机组（煤质好）

1. 工程概况

电厂位于大埔县三河镇，是广东省“十二五”重点能源建设项目和“上大压小”的新建工程项目，一期建设 2×660MW 国产超超临界燃煤发电机组，同步配套建设高效除尘、脱硫和脱硝装置，环保节能设施投入近 6 亿元，约占项目总投资的 12%。该项目环境影响

报告书于2012年下半年获环境保护部正式批复，2013年底获国家发展改革委批准，2014年底动工兴建。

2. 设计参数和技术指标

项目设计煤种为淮南烟煤，校核煤种1为神华混煤，校核煤种2为晋北烟煤，煤质分析及灰成分分析见表8-37和表8-38。

表8-37　　项目煤质分析资料表

项目	符号	单位	设计煤种（淮南烟煤）	校核煤种1（神华混煤）	校核煤种2（晋北烟煤）
收到基水分	M_{ar}	%	7.46	17.5	10.05
空气干燥基水分	M_{ad}	%	1.67	11	2.85
收到基灰分	A_{ar}	%	22.31	8.25	25.09
干燥无灰基挥发分	V_{daf}	%	39.28	35	28
收到基碳	C_{ar}	%	58.34	58.6	53.41
收到基氢	H_{ar}	%	3.63	3.71	3.06
收到基氧	O_{ar}	%	6.58	10.2	6.64
收到基氮	N_{ar}	%	1.03	0.83	0.72
收到基全硫	$S_{t,ar}$	%	0.65	0.91	1.03
收到基低位发热量	$Q_{net,ar}$	MJ/kg	22.36	23	20.348
哈氏可磨系数	HGI		60	55	57

表8-38　　成分分析资料表

项目	符号	单位	设计煤种（淮南烟煤）	校核煤种1（神华混煤）	校核煤种2（晋北烟煤）
二氧化硅	SiO_2	%	58.50	29.8	50.41
三氧化二铝	Al_2O_3	%	30	13	15.73
三氧化二铁	Fe_2O_3	%	3.5	15	23.46
氧化钙	CaO	%	2.2	28	3.93
氧化镁	MgO	%	1.5	1.2	1.27
氧化钠	Na_2O	%	0.6	1	2.33
氧化钾	K_2O	%	0.85	1	
二氧化钛	TiO_2	%	1.5	—	—
三氧化硫	SO_3	%	1.35	11	9.3
其他		%	—	—	
变形温度	DT	℃	≥1500	1100	1300
软化温度	ST	℃	≥1500	1150	1390
流动温度	FT	℃	≥1500	1190	1470

3. 超低排放技术路线

该项目粉尘治理、脱硫均采用以低低温电除尘技术为核心的烟气高效协同治理技术路线，主要设置有烟气余热回收-再热装置系统（LGGH系统）、低低温电除尘器、高效湿法脱硫及脱硫后高效除尘除雾装置，具体如图8-15所示。

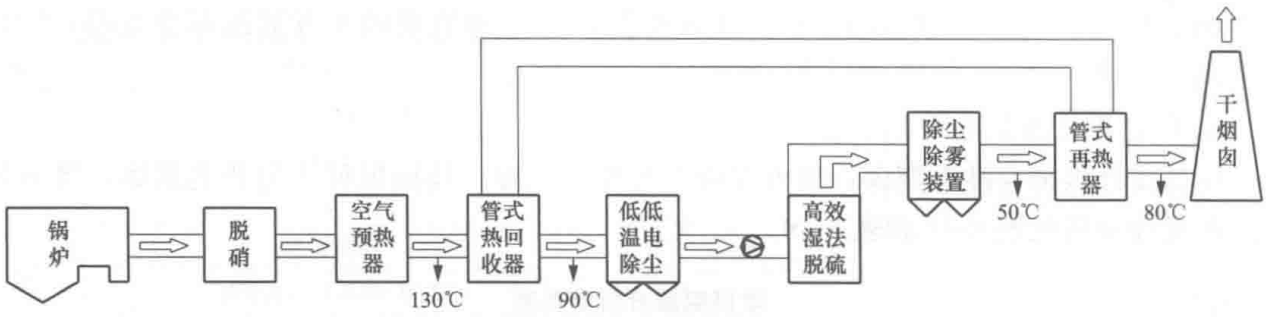


图 8-15　电厂“上大压小”新建工程 2×660MW 机组工艺流程图

电除尘器选型参数见表 8-39，第一、二级换热器性能数据见表 8-40 和表 8-41。其中，脱硝出口 NO_x 排放浓度低于 50mg/m³、脱硫出口 SO_2 排放浓度低于 35mg/m³、高效除尘除雾装置出口烟尘浓度低于 5mg/m³。

表 8-39　　低低温电除尘器性能参数表（单台除尘器，每台炉配 2 台除尘器）

项目	单位	设计煤种（淮南烟煤）	校核煤种 1（神华混煤）	校核煤种 2（晋北烟煤）
入口飞灰浓度（标况湿烟气，实际含氧量）	g/m³	24.11	9.09	29.79
烟气量	m³/h	1764611	1498789	1540869
烟气温度	℃	138	124	128
设计煤种效率（MGGH 未投） 校核煤种 1 设计效率（MGGH 未投） 校核煤种 2 设计效率（MGGH 未投） 保证效率（MGGH 未投） 设计煤种效率（MGGH 投入） 校核煤种 1 设计效率（MGGH 投入） 校核煤种 2 设计效率（MGGH 投入） 保证效率（MGGH 投入）	%	≥99.8 ≥99.5 ≥99.85 ≥99.85 ≥99.9 ≥99.7 ≥99.91 ≥99.91		

表 8-40　　第一级换热器性能数据表（每台炉配 2 台换热器）

项目	单位	设计煤种					校核煤种 1	校核煤种 2
		BMCR	BRL	75% BMCR	50% BMCR	30% BMCR	BMCR	BMCR
入口湿烟气量	m³/h	3166323	2989662	2408501	1750647	1096418	3067855	3154668
入口烟气温度	℃	124.4	123.4	114.7	105.2	95.6	120.6	124.4
出口烟气温度	℃	90	90	90	90	90	90	90
烟气侧压力损失（投运后一年内）	Pa	400	400	330	200	120	400	400
烟气侧压力损失（一个大修期内）	Pa	500	500	400	250	170	500	500

表 8-41 第二级换热器性能数据表（每台炉配一台换热器）

项目	单位	设计煤种					校核煤种 1	校核煤种 2
		BMCR	BRL	75% BMCR	50% BMCR	30% BMCR	BMCR	BMCR
入口湿烟气量	m^3/h	2912556	2732280	2277855	1679061	1086213	2938768	2896153
入口烟气温度	℃	48	47	50	50	50	54	50
出口烟气温度	℃	80	80	80	80	80	78	78
烟气侧压力损失（投运后一年内）	Pa	550	500	400	250	120	550	550
烟气侧压力损失（一个大修期内）	Pa	650	550	450	300	170	650	650

4. 工程投资

项目工程投资见表 8-42。

表 8-42 1 号机组超低排放费用统计 万元

项目名称	设备费用	安装费	土建费用	总体费用
脱硝系统	3700	970	130	4800
脱硫系统	5800	1600	860	8260
除尘系统				
静电除尘器	3300	480	130	3910
MGGH 装置	2000	250	40	2290
静电除尘除雾装置	500	70	20	590
合计				19850

5. 投运效果

电厂 1 号炉机组于 2015 年 11 月投入运行，低低温烟气调温及脱硫后高效除尘除雾设备各项运行正常。性能测试结果见表 8-43。

表 8-43 电厂 1 号炉配套烟气除尘、调温、除雾设备性能试验

序号	项目	单位	检测值
1	热回收器入口烟温	℃	134
2	热回收器出口烟温	℃	90
3	再加热器入口烟温	℃	50
4	再加热器出口烟温	℃	81.5
5	EPM 除尘除雾装置出口含尘浓度（烟囱出口）	mg/m^3（含石膏，6%O_2）	2.9

2016 年 4 月，广东省环境监测中心对电厂“上大压小”新建工程 2×660MW 机组 1 号炉的脱硝、除尘、脱硫进行项目竣工环境保护验收监测。监测结果：综合脱硝效率范围为 95.3%～99.9%，电除尘综合效率 99.99%，脱硫效率范围为 99.4%～99.9%；烟囱出口污染物排放浓度最大值分别为烟尘 $2mg/m^3$、二氧化硫 $16.7mg/m^3$、氮氧化物 $14mg/m^3$、汞及其化合物 $0.0065mg/m^3$、烟气黑度小于 1 级（林格曼黑度）。

【案例 8-12】 山西阳光发电有限责任公司 3 号 320MW 机组改造（高灰、高硫煤）

1. 工程概况

电厂地处阳泉，西距太原 110km，东距石家庄 130km。现有总装机容量 1280MW（4×320MW），1999 年全部投产发电。

电厂采用 SPC-3D 单塔一体化脱硫除尘深度净化技术对 3 号机组（320MW）脱硫系统进行超低排放改造，2015 年 9 月完成改造，成功投运。其改造内容包括安装管束除尘除雾器、喷淋层优化改造、新增旋汇耦合装置。改造后烟气达到二氧化硫及烟尘超净排放。

改造后的电厂 3 号机组脱硫系统采用旋汇耦合＋管束除尘技术的系统，该机组投运后烟气数据接受了山西中环宏达环境检测技术有限公司的检测，数据表明机组在不同负荷下均能达到超净排放。

2. 设计参数和技术指标

项目设计参数和技术指标分别见表 8-44 和表 8-45。

表 8-44　　改造项目设计煤质

序号	名称	设计煤种
1	收到基碳 C_{ar}（%）	54.14
2	收到基氢 H_{ar}（%）	2.43
3	收到基氧 O_{ar}（%）	2.91
4	收到基氮 N_{ar}（%）	0.81
5	收到基硫 S_{ar}（%）	2.50
6	收到基灰分 A_{ar}（%）	29.59
7	收到基水分 M_{ar}（%）	7.62
8	收到基总成分（%）	100
9	空气干燥基水分 M_{ad}（%）	1.25
10	干燥无灰基挥发分 V_{dar}（%）	12.69
11	收到基低位发热量 $Q_{net,ar}$（kJ/kg）	20368

表 8-45　　改造设计烟气参数表

原烟气参数（吸收塔入口）		
CO_2	%（湿基，标态，体积百分比）	12.6494
O_2		5.7129
N_2		75.3016
SO_2		0.1884
H_2O		6.1477
烟气量	m^3/h（标态，湿基，实际 O_2）	1157910
烟气温度	℃	120
SO_2	mg/m^3	5990
烟尘浓度	mg/m^3	30
FGD 性能保证值		
脱硫效率	%	99.5
出口 SO_2 浓度	mg/m^3	30
出口烟尘浓度	mg/m^3	5

3. 运行效果

性能试验：

山西中环宏达环境检测技术有限公司于 2015 年 10 月 20 日对 3 号机组配套石灰石-石膏湿法烟气超低排放系统进行性能试验。测试内容包括烟气中 SO_2 浓度、粉尘浓度、脱硫效率、吸收剂消耗量、电耗、水耗、烟气参数等。

3 号机组烟气超低排放系统性能试验烟气浓度测量结果、结论汇总见表 8-46 和表 8-47。

表 8-46　　烟气浓度测试结果

测试项目	单位	组数	3 号机组			
			测试时间：2015 年 10 月 20～21 日			
			2015 年 10 月 20 日		2015 年 10 月 21 日	
			入口	出口	入口	出口
SO_2	mg/m^3	总平均	5961	25	4546	21
烟尘	mg/m^3	总平均	22.2	3.72	19.8	3.62
HF	mg/m^3	总平均	—	0.43	—	0.46
HCl	mg/m^3	总平均	—	1.21	—	1.14

表 8-47　　性能试验结果汇总表

项目	单位	设计参数	测试日期	检测值	实验结论
出口 SO_2 浓度（6%O_2，标态，干燥基）	mg/m^3	≤35	2015.10.20	24.32	合格
			2015.10.21	20.86	
出口颗粒物浓度（6%O_2，标态，干燥基）	mg/m^3	≤4	2015.10.20	3.42	合格
			2015.10.21	3.60	
出口 HF 浓度	mg/m^3	≤2.5	2015.10.20	0.42	合格
			2015.10.21	0.45	
出口 HCl 浓度	mg/m^3	≤8	2015.10.20	1.18	合格
			2015.10.21	1.11	
脱硫效率	%	≥99.5	2015.10.20	99.55	合格
			2015.10.21	99.51	

注　10 月 20 日机组负荷 310MW，10 月 21 日机组负荷 260MW。

【案例 8-13】 重庆大唐国际石柱发电有限责任公司 2 号 350MW 机组改造（特高硫、高灰煤）

1. 工程概况

电厂位于重庆市石柱县西沱镇，总装机容量 700MW（2×350MW），2014 年投产发电。

电厂采用了 SPC-3D 单塔一体化脱硫除尘深度净化技术对 2 号机组（350MW）脱硫系统进行超低排放改造，2016 年 8 月完成改造，成功投运。其改造内容包括安装管束除尘除雾器、新增喷淋层改造。改造后烟气达到二氧化硫及烟尘超净排放。

改造后的电厂脱硫系统采用旋汇耦合＋管束除尘技术的系统，该机组投运后烟气数据接受了南京电力设备质量性能检验中心的检测，数据表明机组在不同负荷下均能达到超净排放。

2. 设计参数和技术指标

项目设计参数和技术指标见表 8-48，项目 FGD 入口烟气参数见表 8-49。

表 8-48　　改造项目煤质参数

项目	符号	单位	设计煤种	备注
收到基碳	C_{ar}	%	54.21	
收到基氢	H_{ar}	%	2.58	
收到基氧	O_{ar}	%	1.48	
收到基氮	N_{ar}	%	0.76	
收到基硫	S_{ar}	%	5.0	
收到基灰分	A_{ar}	%	34.86	
收到基水分	M_{ar}		3.9	
干燥无灰基挥发分	V_{daf}	%	16.96	
收到基低位发热量	$Q_{net,ar}$	MJ/kg	19.87	
哈氏可磨性指数	HGI	%	103	
灰变形温度	DT	℃	1270	
灰软化温度	ST	℃	1280	
灰流动温度	FT	℃	1340	
煤中游离二氧化硅		%	5.25	
煤中氟		μg/g	224	
灰成分				
比电阻（120℃）		Ω·cm	9.15×10^{11}	
比电阻（150℃）		Ω·cm	2.90×10^{11}	
二氧化硅 SiO_2		%	46.41	
三氧化二铝 Al_2O_3		%	20.14	
三氧化二铁 Fe_2O_3		%	18.74	
氧化钙 CaO		%	4.98	
氧化镁 MgO		%	0.99	
氧化钾 K_2O		%	5.00	
氧化钠 Na_2O		%	0.48	
三氧化硫 SO_3		%	1.98	
二氧化钛 TiO_2		%	1.15	
二氧化锰 MnO_2		%	0.042	

表 8-49　　FGD 入口烟气参数表

原烟气参数（吸收塔入口）		
CO_2	% （湿基，标态，体积百分比）	12.472
O_2		5.588
N_2		75.881
SO_2		0.388
H_2O		5.671
烟气量	m^3/h （标态，湿基，实际 O_2）	1211140

续表

原烟气参数（吸收塔入口）		
烟气温度	℃	160
SO_2	mg/m^3	11627
烟尘浓度	mg/m^3	50
FGD性能保证值		
脱硫效率	%	99.7
出口 SO_2 浓度	mg/m^3	35
出口烟尘浓度	mg/m^3	5

3. 运行效果

南京电力设备质量性能检验中心出具的性能测试结果见表8-50～表8-52。

表8-50　　原烟气 SO_2 质量浓度试验结果

试验日期	机组负荷（MW）	O_2（%）	SO_2（标态、干燥基）（mg/m^3）	SO_2（标态、干燥基、6%O_2）（mg/m^3）
9月5日	352.9	4.51	12988.5	11814.6
9月6日	351.4	4.70	11048.4	10145.8
9月7日	348.9	3.90	12654.4	11097.9
三天满负荷总平均值	351.1	4.37	12230.4	11019.4
9月10日	278.5	5.65	13380.4	13077.4
原烟气 SO_2 浓度设计值：11627.0mg/m^3（标态，干燥基，6%O_2）				

表8-51　　脱硫系统吸收塔浆液液相分析试验结果

试验日期	9月5日13：30	9月6日10：40	9月7日11：20	9月10日17：00
机组负荷（MW）	352.9	351.4	348.9	278.5
pH值（DCS显示值）	5.55	5.48	5.81	5.73
pH值（试验值）	5.40	5.51	5.78	5.66
浆液密度（DCS显示值）（kg/m^3）	1083	1100	1096	1087
浆液密度（试验值）（kg/m^3）	1133.8	1141.2	1139.4	1145.4

表8-52　　脱硫系统性能检测结果

序号	项目		单位	保证值	检测值	检测结论	备注
1	脱硫效率		%	>99.7	99.74	合格	
2	净烟气 SO_2 质量浓度		mg/m^3	<35.0	28.0	合格	标态、干燥基、6%O_2
3	净烟气 NO_x 质量浓度		mg/m^3	≤50	46.1	合格	标态、干燥基、6%O_2
4	石膏品质	含水率	%	≤10	9.69	合格	
		纯度	%	≥90	90.20	合格	
		$CaCO_3$	%	<3	2.24	合格	
		$CaSO_3 \cdot 1/2H_2O$	%	≤1	0.08	合格	

8.3　二氧化硫超低排放技术及典型案例

8.3.1　二氧化硫超低排放技术

燃煤发电机组在实施二氧化硫超低排放控制技术的选择过程中应遵循以下原则：

（1）所选择的技术实施后 SO_2 排放浓度、总量控制应符合国家环保及地方超低排放要求。

（2）选用国内外经证实为成熟可靠的烟气脱硫技术，对现役机组应充分考虑原有技术及装备充分利旧，避免资源浪费。

（3）脱硫输入条件应可控，尤其是煤质、烟气参数（入口烟气量及浓度）等应在合适的范围内。

（4）综合比较初投资和运行费用，推荐年运行成本相对较低的方案。

针对不同入口浓度满足超低排放要求时，需要不同的脱硫效率，为实现稳定超低排放，脱硫塔出口 SO_2 浓度按 30mg/m³ 控制。采用石灰石-石膏湿法脱硫，入口浓度不大于 1000mg/m³ 时，脱硫效率要求在 97%以上，可以选择传统空塔喷淋提效技术；入口浓度不大于 2000mg/m³ 时，脱硫效率要求在 98.5%以上，可以选择复合塔脱硫技术中的双托盘、沸腾泡沫等；入口浓度不大于 3000mg/m³ 时，脱硫效率要求在 99%以上，可以选择旋汇耦合、双托盘塔等技术；入口浓度不大于 6000mg/m³ 时，脱硫效率要求在 99.5%以上，可以选择单塔双 pH 值、旋汇耦合、湍流管栅技术；入口浓度不大于 10000mg/m³ 时，脱硫效率要求在 99.7%以上，可以选择空塔双 pH 值、旋汇耦合技术。当然，脱硫效率较高的脱硫技术能满足脱硫效率较低的要求，技术选择时应同时考虑经济性、可靠性，新建机组技术选择相对简单，而现役机组的应用技术、装备条件、场地等对技术选择影响很大，详见表 8-53。

表 8-53　　石灰石-石膏湿法脱硫超低排放技术

SO_2 入口浓度（mg/m³）	要求脱硫效率及主要脱硫工艺				
≤1000	空塔提效	97%			
≤2000	双托盘、沸腾泡沫	98.5%			
≤3000	旋汇耦合、双托盘、湍流管栅	99%			
≤6000	单塔双 pH 值、旋汇耦合、湍流管栅	99.5%			
≤10000	空塔双 pH 值、旋汇耦合	99.7%			

对于缺水地区，吸收剂质量有保证，入口 SO_2 浓度不大于 1500mg/m³ 的 300MW 级以下的燃煤机组，可以选择烟气循环流化床脱硫技术；结合循环流化床锅炉的炉内脱硫效率，可以应用于 300MW 级以下的中等含硫煤的循环流化床机组。对于滨海电厂且海水扩散条件较好，符合近岸海域环境功能区划要求时，对于入口 SO_2 浓度不大于 2000mg/m³ 的电厂，可以选择先进的海水脱硫技术。对于氨水或液氨来源稳定，运输距离短，且电厂附近环境不敏感，300MW 级及以下的燃煤机组，可以选择氨法脱硫。详见表 8-54。

表 8-54 烟气循环流化床、海水法、氨法脱硫超低排放技术

SO_2 入口浓度（mg/m^3）	地域	单机容量（MW）	超低排放技术
≤1500	尤其适合缺水地区	≤300	烟气循环流化床脱硫
≤2000	沿海地区	300～1000	海水脱硫
≤10000	电厂周围 200km 内有稳定氨源	≤300	氨法脱硫

8.3.2 二氧化硫超低排放典型案例

【案例 8-14】 山西国金电力有限公司 2×350MW 煤矸石发电新建工程（炉内＋炉外半干法）

1. 工程概况

电厂煤矸石综合利用发电工程厂址位于山西省文水县，工程规划容量 2×350MW 超临界循环流化床机组。根据工程燃用煤质含硫量情况（煤种最大含硫量 1.8%），并结合国家 SO_2 排放浓度和排放总量的要求，脱硫方案采用炉内一级喷钙脱硫＋炉外循环流化床半干法二级脱硫的方案。总脱硫效率不低于 99%，该工程 1 号机组于 2015 年 9 月成功投运。

2. 设计参数和技术指标

（1）煤质参数。该项目煤质参数见表 8-55。

表 8-55 国金项目煤质参数

名称	符号	单位	设计煤种	校核煤种
收到基碳	C_{ar}	%	31.57	28.06
收到基氢	H_{ar}	%	2.23	2.24
收到基氧	O_{ar}	%	2.68	2.73
收到基氮	N_{ar}	%	0.66	0.66
收到基硫（全硫）	$S_{t,ar}$	%	1.6	1.8
收到基灰分	A_{ar}	%	45.46	52.41
收到基水分（全水分）	$M_{t,ar}$	%	15.8	12.12
收到基总成分		%	100.00	100.00
空气干燥基水分	M_{ad}	%	2.01	2.05
干燥无灰基挥发分	V_{daf}	%	32.34	33.68
收到基低位发热量	$Q_{net,ar}$	kJ/kg	12510	11307
		2988	2701	kcal/kg

（2）主要设计参数。该项目设计参数见表 8-56。

表 8-56 设 计 参 数

序号	项目	单位	参数
1	机组大小	MW	2×350MW CFB 机组
2	设计处理烟气量（干燥基，标态）	m^3/h	1150000
3	设计处理烟气量（湿基，标态）	m^3/h	1284000
4	设计入口 SO_2 浓度	mg/m^3	775

续表

序号	项目	单位	参数
5	设计脱硫效率	%	≥95.5
6	设计 FGD 入口温度	℃	140
7	设计 FGD 出口温度	℃	约 70
8	设计 FGD 出口 SO_2 浓度	mg/m^3	≤35
9	设计 FGD 出口粉尘浓度	mg/m^3	≤5
10	投运时间		2015 年 9 月

3. 运行效果

运行满足超低排放要求，系统运行能耗较低，无废水排放，烟囱排放透明，智能化水平高，运行维护程度简单容易。运行效果见表 8-57。

表 8-57　　运行效果表（单台炉）

项目名称		电厂超低排放工程
运行指标（在线监测）	SO_2	15.1mg/m³
	烟尘	0.16mg/m³
运行指标（环保验收值）	SO_2	9～12mg/m³
	烟尘	2～4mg/m³
脱硫除尘系统增加的阻力（Pa）		3400
实际运行电耗（kWh）		548
实际运行水耗（t/h）		40
吸收剂（CaO）耗量（t/h）		1.2
废水处理		无废水产生
烟囱排放效果		烟囱排烟透明，无蓝烟
运行维护难易程度		系统简单，智能化高

山西省环境监测中心站环保验收与监测报告（晋环监验字〔2015〕第 037 号）监测结果表明：监测期间，袋式除尘器出口烟气中烟尘的排放浓度为 2～4mg/m³，二氧化硫的排放浓度范围为 9～12mg/m³，氮氧化物的排放浓度范围为 18～20mg/m³，均达到了山西省人民政府晋政办发〔2014〕62 号《山西省人民政府办公厅关于推进全省燃煤发电机组超低排放的实施意见》中规定的标准限值要求，烟尘、二氧化硫、氮氧化物的平均去除效率为 99.9%、97.9%、67.7%。

监测期间，除尘器出口烟气中氨的排放速率范围为 0.230～1.330kg/h，达到了《恶臭污染物排放标准》（GB 14554—1993）标准限值要求。

根据检测结果，电厂煤矸石综合利用电厂项目排放的烟尘、二氧化硫、氮氧化物排放浓度均达到了山西省人民政府晋政办发〔2014〕62 号文中规定的低热值煤发电机组排放标准要求，氨排放速率也满足相关标准要求。

【案例 8-15】 中国国电集团公司谏壁发电厂七期 2×1000MW 机组改造（单塔双循环脱硫）

1. 项目概况

电厂位于江苏省镇江市京口区谏壁镇，七期新建 2×1000MW 超临界凝汽式燃煤发电

机组，分别于2011年5月21日、2012年6月24日投入商业运营。2015年初，采用单塔双循环技术对原石灰石-石膏湿法烟气脱硫系统进行提效改造，并在FGD后加装湿式电除尘器，脱硫系统方案如下：

每台炉设1套SO_2吸收系统，设计处理100%烟气量。每台炉设置1座吸收塔和1座AFT塔。吸收塔中部位置设置导流锥和收集碗分隔一、二级浆液。

吸收塔ϕ21.5m×61.8m，一级循环设3层喷淋层，对应设3台浆液循环泵，每台循环泵流量10800m^3/h，扬程分别为22.0、23.8、25.6m。正常运行液位9.0m，浆池容积3595m^3，正常浆液循环停留时间约6.66min。

AFT塔ϕ11m×31.2m，二级循环设3层喷淋层，对应设3台浆液循环泵，每台循环泵流量10800m^3/h，扬程分别为21.5、23.3、27.4m。正常运行液位29.2m，浆池容积2756m^3，正常浆液循环停留时间约4.59min。

AFT塔浆液通过AFT塔旋流站送至一级循环浆液中控制二级循环浆液密度。一级循环浆液通过石膏排出泵去石膏旋流站。同时，二级循环设置自流管道至一级循环。一、二级循环浆液由氧化风机强制送风，采用侧进式搅拌器方式。主要参数及投资见表8-58。

表8-58　　单塔双循环脱硫装置主要参数及投资费用

序号	项目	单位	数值	备注
1	机组容量	MW	2×1000	
2	脱硫装置处理烟气量（标态，湿基，实际氧）	m^3/h	3373701	设计值（单台）
3	烟气温度（设计工况）	℃	128	有低温省煤器
4	设计烟气SO_2浓度（标态，干燥基，6%O_2）	mg/m^3	3500	
5	实际烟气入口SO_2浓度（标态，干燥基，6%O_2）	mg/m^3	2300	
6	设计出口烟气SO_2浓度（标态，干燥基，6%O_2）	mg/m^3	35	
7	实际出口烟气SO_2浓度（标态，干燥基，6%O_2）	mg/m^3	20	
8	实际脱硫率	%	99.1	
9	FGD入口烟尘浓度	mg/m^3	13	
10	FGD出口烟尘浓度	mg/m^3	1.1	湿除后
11	系统厂用电率（以配套脱硫装置后的厂用电增加量为基准）	%	0.69	年均值，无增压风机、烟气换热器、湿式磨煤机
12	装置建设投资费用	万元	21864	
13	脱硫装置增加的静态发电单位成本	元/kW	193	
14	脱硫成本（每吨SO_2）	元	876	（2016年6月）

2. 运行稳定性

选取该机组3个月（2016年4月1日～6月30日）的CEMS监测SO_2排放数据进行分析，SO_2浓度范围为0～40mg/m^3，达标率为99.99%，平均浓度为17.40mg/m^3，如图8-16所示。

总体上讲，电厂七期2台1000MW机组的石灰石-石膏湿法单塔双循环脱硫装置自投运以来，能够高效、稳定、连续地运行，满足超低排放需求。

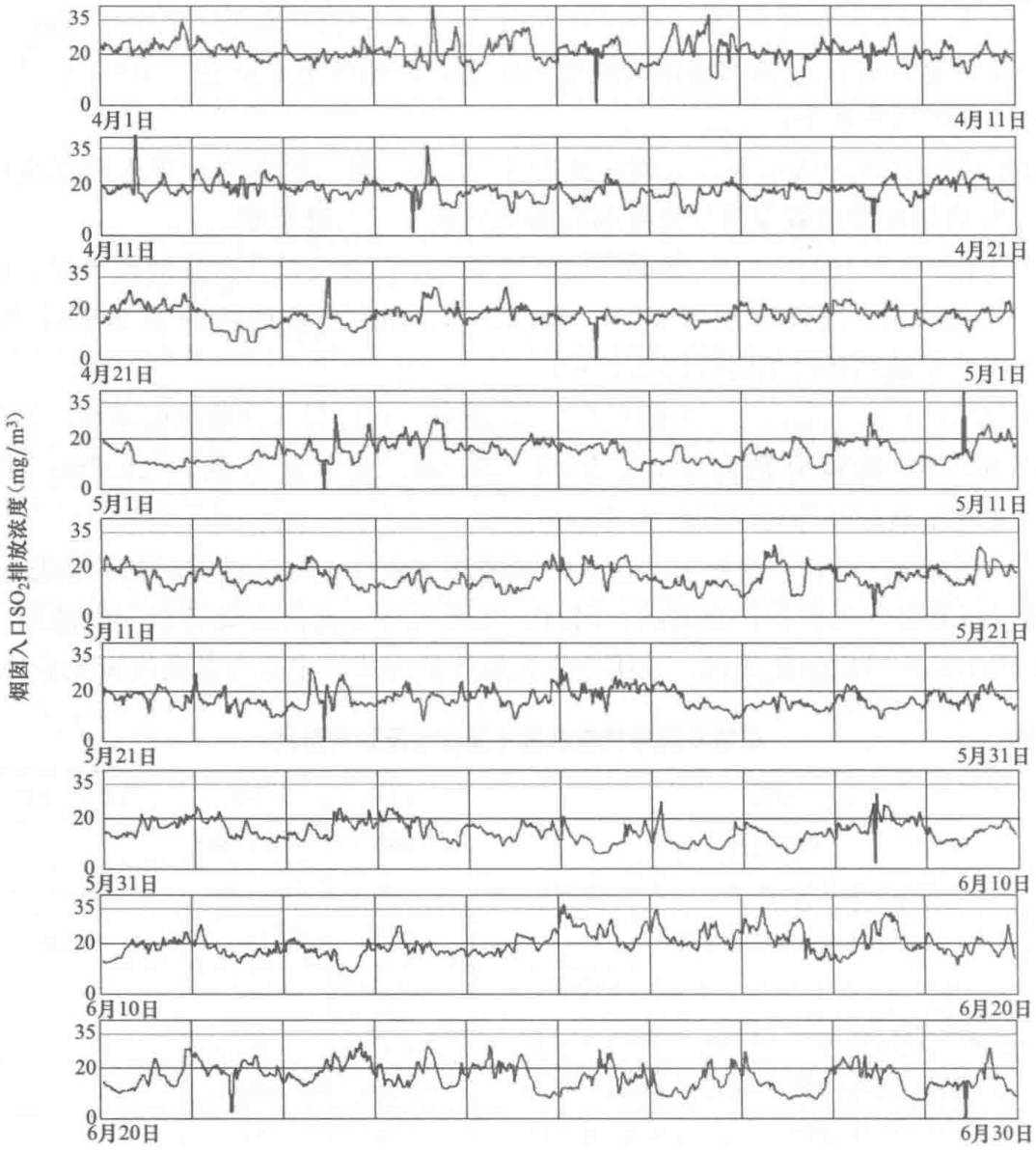


图 8-16　SO_2 排放浓度随时间变化图（每 10 天一组曲线）

【案例 8-16】 万华化学（宁波）热电有限公司新建 410t/h CFB 锅炉（氨法脱硫）

1. 工程概况

电厂新建 1 台 410t/h 高温高压循环流化床锅炉及配套设施。锅炉采用 SNCR+SCR 工艺，脱硝剂为氨水。锅炉空气预热器出口烟气经烟道进入布袋除尘器，经布袋除尘器除尘后烟气由锅炉引风机进入脱硫系统，最后经烟囱排出。

工程采用氨法脱硫工艺，结晶方式采用塔内饱和结晶工艺，脱硫剂为液氨（99.6%），烟气经脱硫塔脱硫后经塔顶的钢质烟囱（总高 100m）直接排放。脱硫塔采用氨法脱硫协同除尘超低排放技术，达到《煤电节能减排升级与改造行动计划（2014—2020 年）》和《全面实施燃煤电厂超低排放和节能改造工作方案》等文件提出的超低排放要求。烟气中的二氧化硫被吸收剂吸收，形成亚硫酸铵溶液，经氧化、浓缩、结晶后得到硫酸铵浆液。硫酸铵浆液通过硫酸铵后处理系统，经旋流、离心分离、干燥，包装成袋装成品。

氨法脱硫超低排放项目脱硫系统工程投资 2400 万元，超低排放投资 468 万元。年直接运行成本约 2084 万元，副产物硫酸铵销售收入约 1381 万元，扣除销售收入的年综合脱硫

运行成本约703万元（按设计正常工况510000m³/h，入口二氧化硫浓度3000mg/m³计算）。

2. 设计参数与技术指标

脱硫塔设计参数如下：锅炉烟气量额定工况510000m³/h，最大连续工况560000m³/h；烟气进口温度额定工况140℃，最大连续工况160℃；吸收塔进口烟气SO_2浓度（标态、干燥基、6%O_2）额定工况3000mg/m³，最大连续工况4500mg/m³；吸收塔进口粉尘浓度（标态、干燥基、6%O_2）不大于20mg/m³；脱硫效率不小于98.5%；出口烟气SO_2浓度（标态、干燥基、6%O_2）不大于35mg/m³；出口烟尘浓度（标态、干燥基、6%O_2）不大于5mg/m³；尾气氨逃逸浓度（标态、干燥基、6%O_2）不大于6mg/m³；脱硫岛压力降不大于1.8kPa。

该工程主要燃料为烟煤，分析资料见表8-59。

表8-59　　电厂化学热电项目煤质分析

项目	单位	设计煤种	校核煤种
碳C_{ar}	%	56.75	51.45
氢H_{ar}	%	4.0	4.2
氮N_{ar}	%	1.0	0.85
氧O_{ar}	%	10.05	9.0
硫S_{ar}	%	1.0	1.2
水分M_{ar}	%	14.2	15.3
灰分A_{ar}	%	13.0	18.0
挥发分V_{daf}	%	22.0	22.8
低位发热量$Q_{net,ar}$	kJ/kg	22358	20902

3. 运行效果

浙江省环境监测中心于2015年11月27日对5号脱硫塔进行了现场监测，为了评估5号脱硫塔在设计指标下的运行效果，监测期间5号脱硫塔处理5号锅炉满负荷运行工况下的全部烟气和4号锅炉的部分烟气。

监测期间入炉煤质成分分析见表8-60。

表8-60　　万华化学热电项目监测期间入炉煤煤质分析

日期	全硫$S_{t,ar}$（%）	全水分M_t（%）	灰分A_{ar}（%）	挥发分V_{ar}（%）	高位发热量$Q_{gr,ar}$（MJ/kg）	低位发热量$Q_{net,ar}$（MJ/kg）
2015-11-27	1.25	9.1	23.8	26.78	21.68	20.73

监测期间5号脱硫塔废气监测结果见表8-61。

表8-61　　电厂化学热电项目监测期间5号脱硫塔废气监测结果

序号	断面	测试项目	单位	第一周期	第二周期
1	脱硫设施进口	烟气温度	℃	110	120
2		烟气平均流速	m/s	11.2	11.5
3		管道截面积	m²	16	16
4		全压	kPa	1.38	1.49

续表

序号	断面	测试项目		单位	第一周期	第二周期
5	脱硫设施进口	烟气含湿量		%	7.5	7.5
6		标态干烟气量		m^3/h	4.67×10^5	4.56×10^5
7		含氧量		%	3.75	3.76
8		烟尘	实测排放浓度	mg/m^3	43.7	44.8
9			排放速率	kg/h	20.4	20.4
10		二氧化硫	实测排放浓度	mg/m^3	2.97×10^3	2.98×10^3
11			排放速率	kg/h	1.39×10^3	1.36×10^3
12		氮氧化物	实测排放浓度	mg/m^3	39.2	38.7
13			排放速率	kg/h	18.3	17.6
14	脱硫设施出口	烟气温度		℃	53	53
15		管道截面积		m^2	13.2	13.2
16		全压		kPa	0.03	0.04
17		实测烟气量		m^3/h	6.46×10^5	6.32×10^5
18		标态干烟气量		m^3/h	4.74×10^5	4.64×10^5
19		烟气含氧量		%	3.93	3.94
20		烟尘	6%基准含氧量换算后排放浓度	mg/m^3	4.31	4.76
21			排放速率	kg/h	2.33	2.51
22		二氧化硫	6%基准含氧量换算后排放浓度	mg/m^3	5.03	7.54
23			排放速率	kg/h	2.71	3.98
24		氮氧化物	6%基准含氧量换算后排放浓度	mg/m^3	28.8	30.7
25			排放速率	kg/h	15.5	16.2
26		氨	6%基准含氧量换算后排放浓度	mg/m^3	0.250	<0.235
27	脱硫塔脱硫效率			%	99.81	99.71
28	脱硫塔除尘效率			%	88.58	87.70
29	脱硫塔脱硝效率			%	15.30	7.95
30	脱硫塔压力损失			kPa	1.35	1.45

注　脱硫塔入口有变径，入口风量按出口风量减脱硫塔氧化风机铭牌风量计（根据技术协议氧化风机风量为 $2\times65m^3/min$）。

监测期间脱硫塔主要监测指标统计见表 8-62。

表 8-62　　电厂化学热电项目监测期间 5 号脱硫塔主要监测指标

指标	脱硫塔脱硫效率（%）		净烟气中二氧化硫排放浓度（mg/m^3）		净烟气中烟尘排放浓度（mg/m^3）		氨逃逸浓度（mg/m^3）	
监测周期	第一周期	第二周期	第一周期	第二周期	第一周期	第二周期	第一周期	第二周期
监测值	99.81	99.71	5.03	7.54	4.31	4.76	0.250	<0.235
设计目标值	≥98.5		≤35		≤5		≤6	

该项目性能测试检测数据见表 8-63。

表 8-63　　电厂化学热电项目性能测试检测数据

测试项目	单位	数值
进口标态干烟气量	m^3/h	467000
进口烟气温度	℃	110

续表

测试项目	单位	数值
进口烟气含氧量	%	3.75
进口烟气含湿量	%	7.5
进口实测烟尘浓度	mg/m^3	43.7
进口烟尘排放速率	kg/h	20.4
进口实测 SO_2 浓度	mg/m^3	2970
进口 SO_2 排放速率	kg/h	1390
出口烟气温度	℃	53
出口实测烟气量	m^3/h	646000
出口标态干烟气量	m^3/h	474000
出口烟气含氧量	%	3.93
出口烟尘浓度（标态、干燥基、6%O_2）	mg/m^3	4.31
出口 SO_2 浓度（标态、干燥基、6%O_2）	mg/m^3	5.03
氨逃逸浓度（标态、干燥基、6%O_2）	mg/m^3	0.25
脱硫效率	%	99.81
压力降	kPa	1.35

8.4 氮氧化物超低排放技术及典型案例

8.4.1 氮氧化物超低排放技术

燃煤发电机组在实施 NO_x 超低排放控制技术的选择过程中应遵循以下原则：

（1）环保原则。NO_x 排放浓度、总量、脱硝工程技改方案符合国家和地方标准及相关文件的要求。

（2）技术原则。选用国内外成熟可靠的低氮燃烧技术和烟气脱硝技术。

（3）经济原则。综合比较初投资和运行费用，推荐年成本最低的方案。

锅炉低氮燃烧技术是控制 NO_x 的首选技术，在保证锅炉效率和安全的前提下应尽可能降低锅炉出口 NO_x 的浓度。

对于煤粉锅炉，应通过燃烧器改造和炉膛燃烧条件的优化，确保锅炉出口 NO_x 浓度小于 $550mg/m^3$。炉后采用 SCR 烟气脱硝，通过选择催化剂层数、精准喷氨、流场均布等措施保证脱硝设施稳定高效运行，实现 NO_x 超低排放。

对于循环流化床锅炉，应通过燃烧调整，确保 NO_x 生成浓度小于 $200mg/m^3$。通过加装 SNCR 脱硝装置，实现 NO_x 超低排放；如不能满足超低排放要求，可在炉后增加 SCR，采用一层催化剂。

对于燃用无烟煤的 W 形火焰锅炉，也应在保证锅炉效率和安全的前提下尽可能降低锅炉出口 NO_x 的浓度。但目前尚难以做到较低，仅靠炉后的 SCR 较难稳定满足 NO_x 的超低排放要求，国内外尚无成功案例，需要进一步研究。

各种炉型 NO_x 超低排放技术路线见表 8-64。

表 8-64　　NO_x 超低排放技术

炉型	入口浓度（mg/m³）	脱硝效率（%）	SCR 催化剂层数	出口浓度（mg/m³）
煤粉炉（切向燃烧、墙式燃烧）	＜200	80	2＋1	＜50
	200～350	80～86	3＋1	
	350～550	86～91		
循环流化床锅炉		60～80	SNCR（＋SCR）	

燃煤电厂在进行锅炉低氮燃烧技术改造时，应充分挖掘低氮燃烧器和空气分级燃烧在降低 NO_x 方面的潜力，同时避免出现锅炉效率降低、腐蚀和结焦等问题。在技改可研报告等设计文件中，应有防止锅炉效率降低、腐蚀和结焦等问题的措施。

8.4.2　氮氧化物超低排放典型案例

【案例 8-17】 神华河北国华定州发电有限责任公司 4 号 660MW 机组改造（省煤器分组布置、全负荷脱硝）

1. 工程概况

电厂位于河北省定州市开元镇。

该项目通过低氮燃烧＋SCR（全负荷脱硝＋“2＋1”层催化剂）工艺路线实现氮氧化物超低排放。

2. 原脱硝工艺说明

4 号机组锅炉为上海锅炉厂产品，超临界参数变压运行螺旋管圈直流炉，单炉膛、一次中间再热、四角切圆燃烧方式、平衡通风、Ⅱ型露天布置、固态排渣、全钢架悬吊结构。该工程 4 号机组催化剂采用 2＋1（2 初始层，1 附加层），采用选择性催化还原法（SCR）脱硝装置，在设计煤种及校核煤种、锅炉最大连续出力工况（BMCR）、处理 100%烟气量条件下脱硝效率不小于 80%。但实际运行期间 4 号炉存在 SCR 入口烟气温度偏低的情况，在满负荷工况下，SCR 入口烟气温度约为 330℃（比原设计值降低约 46℃，原设计值为 376℃）；当负荷降至 50%时，SCR 入口烟温降至 300℃以下，已低于催化剂允许投入的最低温度，SCR 脱硝装置被迫停止喷氨；低于 30%负荷工况下，SCR 入口烟气温度只有 260℃左右（比原设计值降低约 12℃，原设计值为 272℃），根本无法投入 SCR 脱硝。

3. 改造情况

对省煤器进行分级改造，将脱硝系统 SCR 入口的省煤器割除 27%，移至 SCR 出口，改造后脱硝系统在 40%～100%负荷工况可全程投入，满足机组调峰状态下脱硝投入的要求。

项目脱硝系统设计参数见表 8-65。

表 8-65　　机组脱硝系统设计参数表

项目	单位	数据
省煤器出口烟气成分（过量空气系数 1.2）		
CO_2	%(体积百分比)	14.4/14.23

续表

项目	单位	数据			
O_2	%(体积百分比)	3.25/3.24			
N_2	%(体积百分比)	73.48/73.16			
SO_2	%(体积百分比)	0.05/0.06			
H_2O	%(体积百分比)	8.83/9.31			
省煤器出口烟温度和烟气量					
项目	单位	BMCR	THA	75%THA	50%THA
省煤器出口烟气量(设计煤种)	kg/s	770.1	714.6	590.8	432.9
省煤器出口烟气温度	℃	376	363	344	312
脱硝系统入口烟气中污染物成分(标态，湿基，含氧量)					
项目	单位	数据			
烟尘浓度	g/m^3	7.36			
NO_x(以 NO_2 计)	mg/m^3	300(标态，干燥基，6%O_2)			
SO_2	mg/m^3	1680			
SO_3	mg/m^3	43			
NH_3/NO_x 摩尔比		0.8205			
性能保证					
项目	单位	数据			
脱硝效率	%	≥80			
氨的逃逸氯	$\times10^{-6}$	≤3			
SO_2/SO_3 转化率	%	<1			
压力损失	Pa	1000(设计煤种，100%BMCR 工况，不考虑附加催化剂层投运后增加的阻力) 1200(设计煤种，100%BMCR 工况，并考虑附加催化剂层投运后增加的阻力)			

4. 全负荷脱硝关键技术特点

采用省煤器分组布置的方式能够保证进入空气预热器的烟气温度基本保持不变，省煤器出口的给水温度也能基本保持不变，保证锅炉的热效率基本不变，可以维持锅炉运行方式不变，锅炉安全性高。但该方法改造投资成本高，SCR 反应区的烟气温度会整体提升不具备烟温调节功能，高负荷时存在烟气超温的风险。

5. 运行监测结果

为系统验证电厂 4 号机组环保设施的排放性能，委托国网河北电力科学研究院、西安交通大学和东南大学等有专业资质的第三方组成同流程同步测试小组，2015 年 4 月 15～17 日和 2015 年 6 月 2～6 日，分别在 100%负荷和 75%负荷下开展脱硝系统相关的测试，测试期间，脱硝装置入口氮的 NO_x 浓度为 169～224mg/m^3，低于低氮燃烧器 300mg/m^3（干燥基，6%O_2）的设计限值要求；SCR 反应器出口 NO_x 浓度为 28～40mg/m^3，低于设计限值 50mg/m^3；NH_3 逃逸的浓度为 1.63×10^{-6}～2.62×10^{-6}，满足设计值低于 3×10^{-6}（2.28mg/m^3）要求；脱硝效率为 80.1%～87.5%，优于设计脱硝效率 80%；SO_2/SO_3 转化率低于 1%，均满足超低排放要求。

【案例 8-18】 浙江浙能嘉华发电有限公司 1000MW 机组改造（协同氧化单质汞催化剂）

1. 工程概况

电厂锅炉为 1000MW 超超临界参数变压运行直流炉，锅炉燃用烟煤，原设计煤种为神

木1号煤，校核煤种为神木2号煤和烟混煤，干燥无灰基挥发分约36.50%±5%；收到基氮成分0.70%；收到基硫成分0.41%±0.3%，煤粉燃烧器为四角切圆燃烧。炉内脱氮采用低氮燃烧和空气分级燃烧技术，烟气脱硝采用高效SCR烟气脱硝技术；SCR反应器布置在省煤器与空气预热器之间的高含尘区域，不设置省煤器旁路和SCR旁路，催化剂选用2层蜂窝式+1层备用蜂窝式催化剂，设计反应温度为290～420℃，脱硝还原剂为液氨。本次改造增加预留层的催化剂。

2. 关键技术及设计

（1）锅炉主燃烧器采用低NO_x的煤粉燃烧器，通过设置多级OFA风实现炉膛内低氮燃烧系统。

（2）采用具有自主知识产权的高效SCR脱硝成套工艺技术，烟气均流及导流板优化技术可以保证催化剂内的高效脱硝反应效率，降低系统压降。

（3）采用在线烟气NO_x网格法（全截面多点法）测量系统及喷氨优化技术，实现了AIG格栅门组开度的精细调节，减小了SCR出口NO_x浓度偏差，SCR出口NO_x分布的平均偏差值小于12%。

（4）采用具有自主知识产权的协同氧化单质汞催化剂，可保证单质汞的氧化率不小于50%。

（5）结构优化设计可以有效分配系统荷载，降低系统造价成本。

3. 主要技术指标

额定工况下锅炉出口NO_x排放浓度达到250mg/m³以下，全工况NO_x浓度达到280mg/m³以下；SCR脱硝设计入口NO_x浓度为300mg/m³，设计NO_x脱除率为85%［出口浓度低于50mg/m³，氨逃逸小于3×10^{-6}（2.28mg/m³），SO_2/SO_3转化率小于1%］。

4. 运行效果

选取该机组一个季度的CEMS监测NO_x排放数据进行分析，NO_x浓度范围为5～50mg/m³，平均浓度约为28mg/m³，达标率为100%，总体上该机组脱硝装置稳定可靠，满足超低排放需求。

具体运行效果见图8-17。

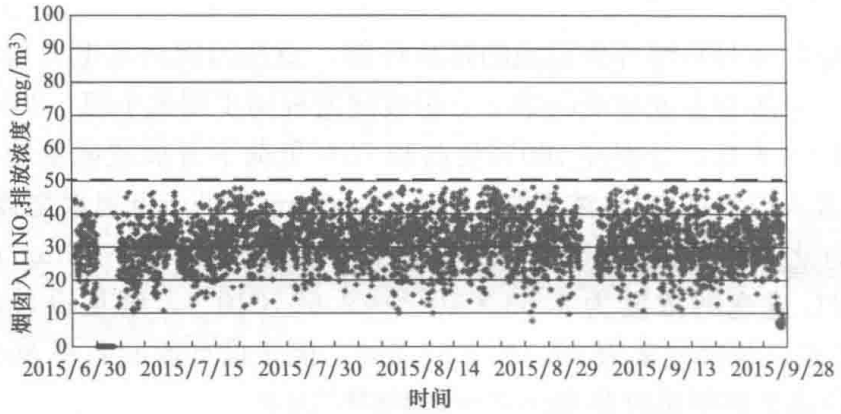


图8-17　一个季度时间内NO_x排放浓度随时间变化

5. 投资及运行效益分析

（1）投资费用。工程脱硝改造总投资约2800万元。

（2）运行费用。脱硝系统的日常运行费用相对较低，针对该项目单台炉的液氨耗量为300.5kg/h。液氨蒸发用蒸汽耗量0.20t/h，压缩空气耗量117.6m³/h，电耗40kW，催化剂每隔三年更换（再生）一层的用量为447m³。

【案例8-19】 神华国华舟山发电有限公司4号350MW新建机组（2+1层板式催化剂）

1. 项目概况

电厂4号机组容量为350MW，2014年6月投运。该项目氮氧化物超低排放技术采用低氮燃烧技术（低氮燃烧器+空气分级燃烧技术）+SCR高效脱硝（2层板式催化剂+1层备用层）。

项目锅炉采用四角切圆燃烧方式，直流燃烧器在热态运行中一、二次风均可上下摆动，一次风最大摆角为±20°、二次风最大摆角为±30°，并在燃烧器上部装设分离燃尽风（SOFA），锅炉出口NO_x排放浓度不超过300mg/m³。

低氮燃烧器参数见表8-66。

表8-66　　4号机组低氮燃烧器主要参数

项目	单位	参数
燃烧器形式		直流燃烧器
燃烧器出口直径	mm	500×500
燃烧器数量	每排只数×层数	4×5
燃烧器组高度	m	6.836

电厂4号炉煤质参数见表8-67所示。

表8-67　　电厂4号炉燃料基本特性

项目	煤耗量（t/d）	低位发热量$Q_{net,ar}$（MJ/kg）	硫分$S_{t,ar}$（%）	干燥无灰基挥发分V_{daf}（%）	灰分A_{ar}（%）
设计煤种		22.00	0.41	35.96	12.80
校核煤种		20.07	0.58	35.33	19.41

4号机组在BMCR工况下，按省煤器出口NO_x浓度300mg/m³和SCR脱硝效率不低于83.3%进行设计，根据入口NO_x浓度调控喷氨量、调节SCR脱硝效率。SCR反应器入口即省煤器出口烟气参数及SCR设计参数见表8-68和表8-69。

表8-68　　4号机组锅炉不同负荷时的省煤器出口设计参数（设计煤种）

项目	单位	BMCR	BRL	THA	75%THA	50%THA	40%THA
省煤器出口湿烟气量	m³/h	1115829	1069459	1045813	789711	613705	524439
省煤器出口烟气温度	℃	371	366	357	331	298	279
过量空气系数		1.2	1.2	1.21	1.31	1.32	1.27
NO_x（干燥基，6%O_2）	mg/m³	300	300	300	300	300	300
烟尘浓度（湿基，6%O_2）	g/m³	25	25	20	20	20	18
SO_2（湿基，6%O_2）	mg/m³	1400	1400	1400	1200	1000	1000
SO_3（湿基，6%O_2）	mg/m³	30	30	30	25	20	20

表 8-69　　4 号机组 SCR 脱硝系统设计参数

项目		锅炉 50%～100%BMCR 负荷状态
催化剂形式		板式
活性物质		二氧化钛、钒化合物
每个反应器催化剂层数		2+1（初装 2 层，预留 1 层）
催化剂体积		289m³/炉
性能考核 NO_x 脱除率		≥83.3%
氨逃逸率		≤2.28mg/m³
SO_2/SO_3 转化率		<1%
最低烟温	电厂控制投入	291℃
	厂家保证连续运行	304℃
最高烟温（连续运行）		420℃

2. 关键技术及设计

采用先进的低氮燃烧技术确保锅炉出口 NO_x 浓度排放达标；根据入口 NO_x 浓度实现喷氨量精确调控，在实现高效脱硝的同时，可控制较低的氨逃逸浓度。

3. 运行效果

2014 年 11 月 25～29 日，委托第三方组成了同流程同步测试小组，测试结果见表 8-70、表 8-71。

表 8-70　　4 号机组脱硝装置监测结果（100%负荷）

项目		A 侧	B 侧	综合	单位
进口	NO_x 浓度	216	176	196	mg/m³
进口	SO_2 浓度	924.69	909.4	917.09	mg/m³
进口	SO_3 浓度	4.29	3.87	4.08	mg/m³
出口	NO_x 浓度	25.7	48.6	37.1	mg/m³
出口	SO_3 浓度	5.18	4.75	4.97	mg/m³
出口	NH_3 浓度	0.11	0.15	0.13	mg/m³
脱硝效率		88.09	72.42	81.05	%

表 8-71　　4 号机组脱硝装置监测结果（75%负荷）

项目		A 侧	B 侧	综合	单位
进口	NO_x 浓度	181.1	158.9	170.1	mg/m³
进口	SO_2 浓度	1011.67	1037.32	1024.42	mg/m³
进口	SO_3 浓度	5.22	4.23	4.73	mg/m³
出口	NO_x 浓度	23.3	37.5	30.4	mg/m³
出口	SO_3 浓度	5.52	4.57	5.05	mg/m³
出口	NH_3 浓度	0.146	0.078	0.112	mg/m³
脱硝效率		87.13	76.40	82.11	%

测试期间，脱硝装置入口 NO_x 浓度为 170.1～196mg/m³，低于低氮燃烧器 200mg/m³ 的设计限值要求。测试期间，NO_x 出口浓度为 30.4～37.1mg/m³，低于设计限值 50mg/m³；脱

硝效率为81.05%～82.11%。监测期间，NH_3 逃逸的浓度为 0.112×10^{-6}～0.13×10^{-6}，满足设计值低于 3×10^{-6}（2.28mg/m³）的要求。

4. 投资及运行效益分析

（1）低氮燃烧系统投资及运行费用。低氮燃烧器初投资为1386万元，年发电小时数为5000h，单位供电煤耗量为307.78g/kWh，低氮燃烧器运行成本为0.00336元/kWh。

（2）SCR脱硝投资及运行费用。4号机组SCR脱硝工程总投资额为3650万元；单台机组催化剂用量为289m³；SCR脱硝系统耗电量为70kW，脱硝厂用电率为0.033%，电厂年发电小时数为5000h，脱硝运行成本0.0096元/kWh。

【案例8-20】 广州华润热电有限公司1号330MW机组改造（3层蜂窝式催化剂）

1. 项目概况

电厂1号机组于2009年10月投运。该项目氮氧化物超低排放技术采用低氮燃烧技术（低氮燃烧器＋空气分级燃烧技术）＋SCR高效脱硝（3层蜂窝式催化剂）。

采用亚临界、一次中间再热、燃煤、固态排渣、单炉膛平衡通风、燃烧器四角切圆布置、全钢构架、三分仓回转式空气预热器、平衡通风、悬吊结构、露天布置煤粉炉。

2014年6～7月，对1号机组实施超低排放工程改造，其煤质分析见表8-72。

表8-72　　超低排放改造工程设计与校核煤种煤质分析

项目	符号	单位	设计煤种	校核煤种
干燥无灰基挥发分	V_{daf}	%	31.65	37.7
空气干燥基水分	M_{ad}	%	16.51	24.01
收到基灰分	A_{ar}	%	14.51	25.6
全水分	M_t	%	24.01	36.9
收到基碳	C_{ar}	%	49.3	40.13
收到基氢	H_{ar}	%	3.32	2.75
收到基氧	O_{ar}	%	6.64	10.75
收到基氮	N_{ar}	%	0.72	1.08
收到基硫	$S_{t,ar}$	%	1.5	1.5
收到基低位发热量	$Q_{net,ar}$	MJ/kg	17.57	15.32
变形温度	DT	℃	1290	1500
软化温度	ST	℃	1290	1500
流动温度	FT	℃	1310	1500
可磨度系数	HGI		63	38
燃煤量	t/h		163	186.9

2. 脱硝概况

（1）原脱硝措施。1号机组锅炉采用四角切圆燃烧方式，配备有浓淡分离分级燃烧的低氮燃烧器，下部布置有两室四层的浓一次风煤粉低氮齿形燃烧器，中间为落三层的浓淡上下分离低氮齿形煤粉燃烧器，上部为两室四层的淡一次风煤粉低氮齿形燃烧器。

1号机组SCR脱硝系统，催化剂选用蜂窝型催化剂，设计操作温度为294～420℃，脱硝还原剂为液氨。

脱硝系统每台SCR反应器总共设置3层催化剂床层。最初投运时，安装两层催化剂以确保当脱硝装置入口烟气中NO_x的含量不大于350mg/m³（标态，干燥基，6%O_2）时，脱硝装置出口烟气中的NO_x含量不大于90mg/m³（标态，干燥基，6%O_2）。

（2）脱硝系统改造措施。2011年7月，1号机组脱硝系统在第三层备用层加装催化剂，对脱硝系统进行扩容改造，改造方案如下：

1）脱硝扩容改造方案。脱硝系统一共设计两个反应器，平行布置。每个反应器采用固定床平行通道形式，安装两层蜂窝式脱硝催化剂，每层布置42个模块（6×7），其中第一层催化剂前端有耐磨层，减弱飞灰对催化剂的冲刷作用。本次改造是在预留位置加装一层催化剂，增加脱硝催化剂用量150m³，并配套的声波吹灰等辅助系统。

2）喷氨和流场优化。

a. 喷氨优化调整。在机组常规负荷下，逐渐提高脱硝效率到设计效率，根据SCR反应器出口截面的NO_x浓度分布，对反应器进口的AIG喷氨格栅手动蝶阀开度进行调节，最大限度提高反应器出口NO_x分布均匀性。

b. 流场优化。反应器左上角增加直形导流板，反应器右上角导流板之间增加1块弧-直型导流板，共增加8块弧-直型导流板，得到速度不均匀系数为10%；较好的导流板布置方案为：反应器右上角导流板之间增加1块弧-直型导流板，共增加8块弧-直型导流板，得到速度不均匀系数为13%。

脱硝系统设计保证值见表8-73。

表8-73　　脱硝系统设计保证值

序号	项目	设计保证值	备注
1	脱硝效率	≥85%	设计煤种，设计条件下，100%BMCR工况
2	脱硝出口NO_x质量浓度	≤50mg/m³（标态，干燥基，6%O_2）	
3	氨逃逸质量浓度	≤2.28mg/m³（标态，干燥基，6%O_2）	
4	SO_2/SO_3转化率	<1%	
5	连续运行烟温	最低连续运行烟温为294℃；最高连续运行烟温为420C	NO_x脱除率、氨的逃逸率及SO_2/SO_3转化率满足性能保证条件

3. 关键技术及设计

采用先进的低氮燃烧技术确保锅炉出口NO_x浓度排放达标；根据入口NO_x浓度实现喷氨量精确调控，在实现高效脱硝的同时，可控制较低的氨逃逸浓度。

4. 运行效果

2014年12月27～30日，委托南京电力设备质量性能检验中心开展脱硝系统超低排放要求及装置性能检测。在1号机组92%与75%负荷工况条件下，SCR脱硝反应器进出口烟气监测结果见表8-74和表8-75。

表 8-74 1号机组脱硝装置监测结果（75%负荷）

试验时间	项目	SCR入口	SCR出口	脱硝效率（%）
		NO_x（标态，干燥基，6%O_2）（mg/m³）	NO_x（标态，干燥基，6%O_2）（mg/m³）	
12月27日	A反应器平均值	266.1	40.5	84.8
	B反应器平均值	259.9	14.6	94.4
	总平均值	263	27.5	89.6
12月28日	A反应器平均值	334.4	41.4	87.6
	B反应器平均值	316.4	16.9	94.7
	总平均值	325.4	29.1	91.1

表 8-75 1号机组脱硝装置监测结果（92%负荷）

试验时间	项目	SCR入口	SCR出口	脱硝效率（%）
		NO_x（标态，干燥基，6%O_2）（mg/m³）	NO_x（标态，干燥基，6%O_2）（mg/m³）	
12月29日	A反应器平均值	331.4	36.3	89.0
	B反应器平均值	348.8	14.7	95.8
	总平均值	340.1	25.5	92.4
12月30日	A反应器平均值	347.5	47.9	86.2
	B反应器平均值	335.9	30.1	91.0
	总平均值	341.7	39.0	88.6

（1）监测期间，1号机组在75%负荷工况条件下。脱硝装置入口 NO_x 浓度为263～325.4mg/m³，低于低氮燃烧器 350mg/m³ 的设计限值要求。脱硝装置出口 NO_x 浓度为27.5～29.1mg/m³，低于设计限值 50mg/m³；脱硝效率为89.6%～91.1%，满足设计脱硝效率85%。

（2）监测期间，1号机组在92%负荷工况条件下。脱硝装置入口 NO_x 浓度为340.1～341.7mg/m³，低于低氮燃烧器 350mg/m³ 的设计限值要求。脱硝装置出口 NO_x 浓度为25.5～39.0mg/m³，低于设计限值 50mg/m³；脱硝效率为88.6%～92.4%，满足设计脱硝效率85%。

（3）氨逃逸和硫转化率。1号机组脱硝系统氨逃逸浓度高负荷平均值为1.59mg/m³（标态、干燥基、6%O_2），满足设计保证值要求；1号机组脱硝系统氨逃逸浓度低负荷平均值1.21mg/m³（标态、干燥基、6%O_2），满足设计保证值要求。

1号机组脱硝 SO_2/SO_3 转化率高负荷试验总平均值为0.72%，满足设计保证值要求；1号机组脱硝 SO_2/SO_3 转化率低负荷试验总平均值为0.80%，满足设计保证值要求。

5. 投资及运行效益分析

改造前后电厂年运行小时数分别为5897h和5495h。改造前单台机组脱硝工程总投资额为3500万元，改造提效投资1807.5万元，改造后单台机组脱硝装置总投资额为5307.5万元。改造前后脱硝厂用电率分别为0.19%和0.23%，改造前后发电成本分别为0.0082元/kWh和0.0122元/kWh，改造后发电成本净增0.004元/kWh。

改造前，NO_x 减排量为 4454t/a，改造后 NO_x 减排量为 4496t/a，年减排量增加 42t。改造前 NO_x 出口浓度为 65mg/m³，改造后 NO_x 出口浓度为 40mg/m³，达到超低排放的要求。

8.5　典型的烟气污染物超低排放技术路线

烟气污染物超低排放涉及烟气中颗粒物的超低排放、二氧化硫的超低排放以及 NO_x 的超低排放，每种污染物的超低排放都可以有多种技术选择，同时还需考虑不同污染物治理设施之间的协同作用，因此会组合出很多的技术路线，适用于不同燃煤电厂的具体条件。颗粒物的超低排放技术不仅涉及一次除尘，而且涉及二次除尘（深度除尘），比较而言，技术路线选择较多，这里仅以颗粒物超低排放为例，介绍近几年发展起来的得到较多应用的典型技术路线。

8.5.1　以湿式电除尘器作为二次除尘的超低排放技术路线

湿式电除尘器（WESP）作为燃煤电厂污染物控制的精处理技术设备，一般与干式电除尘器和湿法脱硫系统配合使用，也可以与低低温电除尘技术、电袋复合除尘技术、袋式除尘技术等合并使用，可应用于新建工程和改造工程。对 $PM_{2.5}$、SO_3 酸雾、气溶胶等多污染物协同治理，实现燃煤电厂超低排放。

根据现场场地条件，湿式电除尘器可以低位布置，占用一定的场地；如果没有场地，也可以高位布置，布置在脱硫塔的顶端。颗粒物的超低排放源于湿式电除尘器的应用，2015 年以前燃煤电厂超低排放工程中应用湿式电除尘器较为普遍。湿式电除尘器去除颗粒物的效果较为稳定，基本不受燃煤机组负荷变化的影响，因此，对于煤质波动大、负荷变化幅度大且较为频繁等严重影响一次除尘效果的电厂，较为适合采用湿式电除尘器作为二次除尘的超低排放技术路线。

当要求颗粒物排放限值为 5mg/m³ 时，湿式电除尘器入口颗粒物浓度宜小于 20mg/m³，一般不超过 30mg/m³。当要求颗粒物排放限值为 10mg/m³ 时，湿式电除尘器入口颗粒物浓度宜小于 30mg/m³，一般不超过 50mg/m³。当然，湿式电除尘器入口颗粒物浓度过高时，还可通过增加比集尘面积、降低气流速度等方法提高湿式电除尘器的除尘效率，实现颗粒物的超低排放。

8.5.2　以湿法脱硫协同除尘作为二次除尘的超低排放技术路线

石灰石-石膏湿法脱硫系统运行过程中，会脱除烟气中部分烟尘，同时烟气中也会出现部分次生颗粒物，如脱硫过程中形成的石膏颗粒、未反应的碳酸钙颗粒等。湿法脱硫系统的净除尘效果取决于气液接触时间、液气比、除雾器效果、流场均匀性、脱硫系统入口烟气含尘浓度、有无额外的除尘装置等许多因素。

对于实现二氧化硫超低排放的复合脱硫塔，采用了增强型的喷淋系统以及管束式除尘除雾器和其他类型的高效除尘除雾器等方法，协同除尘效率一般大于 70%，可以作为二次除尘的技术路线。2015 年以后越来越多的超低排放工程选择该技术路线，以减少投资及运行费用，减少占地。

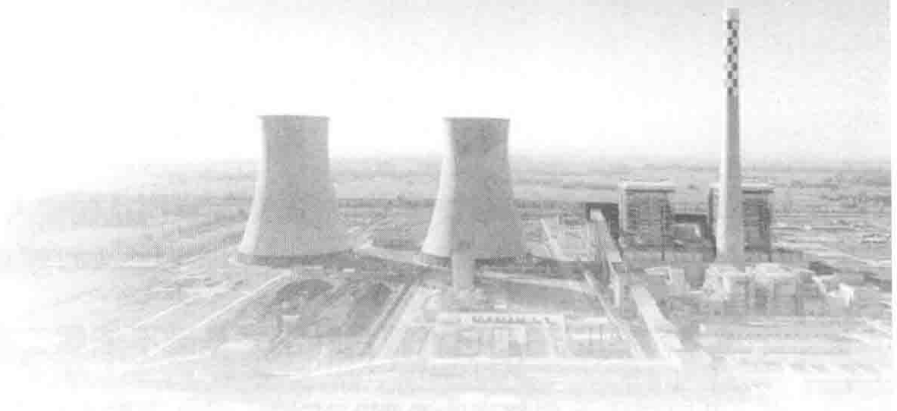
当要求颗粒物排放限值为 5mg/m³ 时，湿法脱硫入口颗粒物浓度宜小于 20mg/m³。当要求颗粒物排放限值为 10mg/m³ 时，湿法脱硫入口颗粒物浓度宜小于 30mg/m³。

8.5.3 以超净电袋复合除尘为基础不依赖二次除尘的超低排放技术路线

采用超净电袋复合除尘器，直接实现除尘器出口烟尘小于 10mg/m³ 或 5mg/m³。对后面的湿法脱硫系统没有额外的除尘要求，只要保证脱硫系统出口颗粒物浓度不增加，就可以实现颗粒物（包括烟尘及脱硫过程中生成的次生颗粒物）小于 10mg/m³ 或 5mg/m³，满足超低排放要求。

该技术路线适用于各种灰分的煤质，且占地较少，电袋复合除尘器的出口烟尘浓度基本不受煤质与机组负荷变动的影响。2015 年以后在燃煤电厂超低排放工程中，该技术路线的应用明显增多。

9



废水处理与回用技术及典型案例

9.1 火电厂用水分类

火电厂用水按照用途及对供水水质要求可归纳为以下几类。

9.1.1 冷却水

火电厂冷却水分为间接冷却水和直接冷却水两种。

1. 间接冷却水

其特点是通过热交换器换热，冷却水基本上不受传热介质污染。间接冷却水对水质的要求是对换热器管不腐蚀、不结垢。间接冷却水主要用于凝汽器、主冷油器、发电机空气冷却器、氢气冷却器、辅机冷油器等设备。

2. 直接冷却水

其特点是冷却水和散热介质直接接触冷却，如轴承冷却水。一般来说，直接冷却水应无杂质、低温、不腐蚀设备。

9.1.2 冲灰（渣）水

冲灰（渣）水用于冲灰、冲渣，其对水质要求不高，但常需考虑防止结垢。

9.1.3 锅炉补给水

锅炉补给水主要用来补给汽、水系统的汽水损失。原水经除盐等处理后送入锅炉。

9.1.4 生活、消防用水

厂区生活用水可取自地下水或由市政给水系统供给或使用经处理的地表水。消防用水一般直接使用原水或取自市政给水系统。

9.1.5 其他用水

包括厂区杂用水、机房杂用水、输煤系统冲洗水、油罐区用水、脱硫系统用水、液氨贮存区用水等，这类用水对水质无特殊要求。

9.2 火电厂排水分类

9.2.1 按排水来源分类

按排水来源不同，常见的有：

（1）凝汽器开式（直流供水）冷却系统的排水和闭式（循环供水）冷却系统冷却装置的排污水。前者的特点是水量大，水温一般较原来水温高 8～12℃；后者特点是水量较小，含盐量较高。

（2）冲灰冲渣系统排水。包括冲灰水、冲渣水汇合经水力输灰管道至灰场沉淀后排出的水。干式除尘水力输灰系统中的灰水普遍呈碱性，pH 值高达 9.5～11.5；在湿式除尘水力输灰系统中，灰水一般呈弱酸性或中性；燃用含氟量高的燃煤，灰水中氟及其化合物有时含量较高，可达 15～30mg/L。如灰场容量过小或灰场排水构筑物设计、管理不当，灰场排水悬浮物也会超过国家规定的排放标准。随着干除灰、干灰场的普遍采用，冲灰、冲渣水越来越少。

（3）化学水处理阳、阴离子交换器再生、清洗等废液。其中酸性废水 pH 值为 1～5，碱性废水 pH 值为 8～13，废水排放一般是间断的。

（4）锅炉化学清洗废液。酸性废液中主要含游离酸（盐酸、氢氟酸或柠檬酸）、酸洗产物（三氧化铁、四氧化铁等金属氧化物）和缓蚀剂；钝化废液中主要含过剩的钝化剂，如联胺或亚硝酸钠等有毒物质。水质的特点是 pH 值低、COD 值高、金属离子含量高等。

（5）停炉保护排水。水中含有氨、氢氧化钠等碱性物质和一定量的铜铁化合物，排水 pH 值高。

（6）含油废水。含油量约 6～10mg/L。

（7）含煤废水。水中含有呈悬浮状态的细煤粉，外感呈褐色或暗褐色。含硫量高的煤，下雨过程的浸出水 pH 值较低，呈酸性或弱酸性；中、低含硫量的煤堆，水一般呈中性。随着封闭煤场的大量采用，含煤废水产生量明显减少。

（8）生活污水。水中含有粪便、合成洗涤剂、病原微生物等，水质特点是 COD 值、BOD 值和悬浮物含量高。

（9）锅炉水侧、火侧、空气预热器和烟囱等清洗废水，属间断排放，主要含悬浮物和重金属离子。

（10）脱硫废水。脱硫装置的排放废水主要为石膏脱水机的滤液，含有石膏、飞灰等悬浮物，并含有铜、镍、铬、镁、锌等重金属离子和强酸阴离子，如氯离子、硫酸根离子。

（11）氨区废水。氨区废水包括液氨贮存或氨水贮存区卸氨后设备及管道中氨气、事故或长期停机状态下氨罐及管道中氨气排至吸收槽用水稀释产生的废水、氨泄漏时稀释废水、夏季气温较高时对液氨贮罐进行冷却产生的废水。氨区废水水质特点是氨氮较高、pH 值稍高，且不连续产生。

不同项目的排水，所含的污染物与具体电厂的用排水处理工艺有关，表 9-1 给出了一般情况下各类排水的性质。

表 9-1　　火电厂各类排水性质

废水	频率	可能超标的水质参数
冷却塔排污	连续	
锅炉排污	连续	
原水预处理废水	连续	SS
锅炉给水处理废水	间断	pH、SS
锅炉及设备清洗废水	间断	pH、SS、Fe、Cu 等
灰场排水	连续	pH、SS 等
锅炉渣斗密封及冷却水	连续或间断	pH、SS
煤场及输煤系统排水	间断	SS
杂用水排水（包括地面清洗等）	间断	SS、油
脱硫系统排水	连续	pH、SS 等
氨区排水	间断	NH_3-N、pH
油罐区排水	间断	SS、油
生活污水	连续	SS、COD、BOD

9.2.2　按产生过程分类

火电厂的废水按产生过程可分为工业废水和生活污水两大类。工业废水指发电过程中产生的一切废水。生活污水指生活及办公等过程中产生的废水。尽管目前仍然有人将电厂废水分为工业废水和生活污水，但在《火力发电厂废水治理设计技术规程》（DL/T 5046—2006）中已回避了工业废水这一名词，特别是将灰水单独作为一类废水，因此火电厂的工业废水常指电厂厂区除生活污水和循环水以外的所有生产过程中产生的废水，包括含油污水、输煤系统冲洗排水、酸碱废水、脱硫废水、氨区废水、工业杂用水排水等。将电厂废水分为工业废水、灰水、生活污水和冷却塔排水四大类，还比较常见。

9.2.3　按排水频率分类

火电厂排水按排水频率可分为经常性排水和非经常性排水，经常性排水又有间断与连续之分。经常性排水包括原水预处理装置的排水、锅炉补给水处理系统再生排水、凝结水精处理系统再生排水、化学试验室排水等。非经常性排水包括锅炉化学清洗排水、锅炉空气预热器冲洗排水、机组启动排水、锅炉烟气侧冲洗排水、经初沉淀后不合格的煤场及输煤系统排水等。由于火电厂废水来源情况复杂，因此各厂废水水量和水质相差较大，且有许多用水系统的排水可回收再用。

9.3　废水处理工艺分类

火电厂废水通常有两种处理方式：一种是集中处理，另一种是分类处理。集中处理是指将各种来源的废水集中收集，然后进行处理；分类处理是指将水质类型相似的废水收集在一起进行处理。

火电厂废水的种类很多，水质差异很大，大多数废水需要处理回用，因此，大部分电厂采用分类处理与集中处理相结合的处理方案。

9.4 废水分类处理技术

9.4.1 锅炉停炉保护和化学清洗废水（含有机清洗剂）处理

该类废水水质特点是停炉保护废水的联胺含量较高；用柠檬酸或 EDTA 化学清洗后的废液中残余清洗剂量很高。为降低过高的 COD，在常规的 pH 调整、混凝澄清处理工艺之前增加了氧化处理环节。通过加入氧化剂（通常是双氧水、过硫酸铵或次氯酸钠等）氧化，分解废水中的有机物，降低其 COD 值。

9.4.2 空气预热器、省煤器和锅炉烟气侧等设备冲洗排水处理

该类废水为锅炉非经常性排水，其水质特点是悬浮物和铁的含量很高，不能直接进入经常性排水处理系统。处理方法常采用化学沉淀法，即处理时首先进行石灰处理，在高 pH 值下沉淀出过量的铁离子并去除大部分悬浮物，然后再进入中和、混凝澄清等处理系统。也可采用氧化、化学沉淀法，即处理首先进行曝气氧化，再进行中和、混凝澄清等处理系统。

9.4.3 化学水处理工艺废水处理

化学水处理因工艺不同，可产生酸碱废水或浓盐水。酸碱废水多采用中和处理，即采用加酸或碱调节 pH 值至 6～9，出水直接排放或回用。工艺系统一般包括中和池、酸贮槽、碱贮槽、在线 pH 计、中和水泵、空气搅拌系统等。运行方式大多为批量中和，即当中和池中的废水达到一定容量后，再启动中和系统。

为尽量减少新鲜酸、碱的消耗，离子交换设备再生时应合理安排阳床和阴床的再生时间及再生酸碱用量，尽量使阳床排出的废酸与阴床排出的废碱相匹配，以减少直接加入中和池的新鲜酸和碱量。

采用反渗透预脱盐系统的水处理车间，由于反渗透回收率的限制，其排水量较大。如果反渗透系统回收率按 75%设计，则反渗透装置进水流量的 1/4 以废水形式排出，废水量远大于离子交换系统。但其水质基本无超标项目，主要是含盐量较高，大都可以直接利用或排放。

9.4.4 煤泥废水处理

一般情况下，煤泥废水处理后循环使用。为达到循环使用的水质要求，通常采用混凝沉淀、澄清和过滤处理工艺，以除去废水中的悬浮物（主要是煤粉）。

煤泥废水处理系统包括废水收集、废水输送、废水处理等系统。煤场的废水收集一般通过沟道汇集至煤场附近的沉煤池；输煤栈桥的废水一般根据地形设置数个废水收集井，由液下泵送至沉煤池或煤泥废水处理系统。

其他集水井主要是汇集废水和预沉淀，先将废水中携带的大尺寸的煤粒沉淀下来，然后再将上面的清液送经混凝、澄清和过滤处理后回用。

微滤或超滤处理工艺广泛应用于煤泥废水处理。其优点是出水水质好，尤其是出水浊度很低，可以小于 1NTU；缺点是要进行频繁的反洗（自动进行）和定期进行化学清洗。

9.4.5　冲灰废水处理

冲灰废水的 pH 值和含盐量较高。通过灰浆浓缩池进行闭路循环的灰水悬浮物也较高；灰场的水经过长时间沉淀，悬浮物浓度一般很低。冲灰废水处理主要解决 pH 值和悬浮物超标问题。其中，只要保证水在灰场有足够的停留时间，并采取措施拦截“漂珠”，悬浮物大多可满足排放要求。pH 值则需要通过加酸，使其降至 6～9。

冲灰废水一般循环使用，而不用于其他途径。循环使用的处理工艺主要为物理沉淀法，并添加阻垢剂，以防止回水系统结垢。

由于燃煤电厂普遍采用干出灰，灰渣立足于综合利用，剩余部分采用干贮灰方式，冲灰废水越来越少。

9.4.6　含油废水处理

含油废水主要有油罐脱水、冲洗含油废水、含油雨水等。含油废水的处理工艺通常采用气浮法进行油水分离，出水经过滤或吸附后回用或排放。

此外，还有活性炭吸附法、电磁吸附法、膜过滤法、生物氧化法等除油方法，在电厂应用较少。

9.4.7　脱硫废水处理

脱硫废水水质特点是悬浮物浓度高、COD 高、pH 值呈酸性。其处理工艺是：先通过加石灰浆对脱硫废水进行中和、沉淀处理，后经絮凝、澄清、浓缩等步骤处理，清水回收利用，沉降物脱硫废水污泥经脱水机脱水后用运泥汽车将其运出处置。

9.4.8　氨区废水处理

液氨贮存或氨水贮存区存在氨泄漏稀释废水或夏季气温较高时对液氨贮罐的冷却水，这些废水中仅氨氮较高、pH 值稍高，且不连续产生。一般将氨区废水送入厂区酸碱废水处理系统进行中和处理后回用。

9.4.9　生活污水处理

生活污水可生化性好，大部分火电厂生活污水处理采用二级生化处理，消毒后回用或排放。此外，膜生物反应器工艺由于具有出水水质优良、性能稳定、占地面积小等优势，在电厂生活污水处理中得到越来越多的应用，特别适用于处理后再利用。

9.5　废水集中处理技术

废水集中处理站是火电厂规模最大、处理废水种类最多的废水集中处理系统，处理后的废水根据水质情况达标排放或回收利用。废水集中处理站所处理的废水主要是各种经常性排水和非经常性排水。

典型的废水集中处理站设有多个废水收集池，根据水质差异进行分类收集，如高含盐

量的化学再生废水、锅炉酸洗废液、空气预热器冲洗废水等，都单独收集。各池之间根据实际用途也可以互相切换，主要设施包括废水收集池、曝气风机、废水泵和酸、碱贮存罐，以及清水池、pH 调整槽、反应槽、絮凝槽、澄清器、加药系统等。

9.6 节 水 技 术

9.6.1 循环冷却水系统节水技术

在燃煤电厂各种用水中，循环冷却水量最大，约占燃煤电厂耗水量的 80%。循环冷却水的损失，由蒸发损失、风吹损失和排污损失三部分组成。

自然通风湿式冷却塔内装设除水器，可有效减少循环冷却水的风吹损失。带冷却塔的循环冷却水系统的浓缩倍率，应根据水源条件、节水及环保要求、水处理费用、药品来源等因素确定，一般应控制在 3～5 倍，需要实现废水零排放的电厂，循环冷却水的浓缩倍率应控制在 8～10 倍。提高浓缩倍率的主要方法是使用高性能的缓蚀剂和对环境友好且具有长效稳定性能的阻垢剂，以及降低循环水的碱度、硬度或盐度。可采用加酸处理降低循环水的碱度、采用反渗透膜法处理降低循环水的盐度。

9.6.2 气力除灰和干除渣节水技术

燃煤电厂水力除灰耗水量大，锅炉除灰用水约占电厂耗水量的 15%，因此采用气力除灰和干除渣方式，是节水和减少污染的有效途径。

气力除灰系统有压力和自流两种形式，以压力形式为主。压力输送系统又可分为负压、正压和负压-正压联合系统三种类型。水资源贫乏地区和新建大中型机组均应采用该技术。

干除渣系统是不用水的干除渣技术，其工艺是由钢带或防磨带输送，同时引入适量自然风有效冷却炽热的炉底粗渣，再用碎渣机将粗渣粉碎后冷却，输送至贮渣仓贮存，供综合利用或运走。

9.6.3 空冷系统节水技术

空冷系统采用空气来替代水作为冷却介质，具有很好的节水效果。由于排汽压力高，其煤耗、厂用电率等均会有所增加，适用于缺水地区和煤炭坑口地区。

9.6.4 烟气除水技术及典型案例

9.6.4.1 烟气冷凝除水及声波除雾技术

在湿烟气排放前加装烟气冷却凝结装置，净烟气中的饱和水汽会冷凝成水，可回收用作脱硫系统的补充水、循环冷却水或锅炉补给水等，回收水量与烟气冷却温降及当地环境条件有关。同时，减少外排烟气带水，并减少烟气中可溶解盐类和可凝结颗粒物的排放，必要时可对除水后的烟气进行再热，以进一步减少白烟。

声波团聚是利用高强度声场，使气溶胶中微米、亚微米级的雾滴及细颗粒物发生相对运动，提高它们的碰撞团聚速率，使雾滴、细颗粒物在很短的时间内实现团聚，粒径从小

变大，颗粒数目浓度减少。团聚后的水滴及细颗粒物易被后续的高效除雾器去除，既可减少烟气水雾排放，除下来的水也可经处理后利用。

9.6.4.2　烟气冷凝除水案例

【案例 9-1】 上海外高桥第三发电有限公司 7 号机组烟气冷凝除水（冷却水与烟气不接触）

1. 工程概况

电厂 1000MW 超超临界燃煤发电机组（即 7 号机组），锅炉最大连续蒸发量为 2953t/h（蒸汽），烟气量 853.2m³/s（湿态、标准状况、设计煤种）。烟气脱硫采用日本川崎重工（KHI）喷淋塔技术，建设脱硫效率为 95%的全容量湿式石灰石-石膏烟气处理装置。每套烟气脱硫装置出力在锅炉 BMCR 工况的基础上设计，最小可调能力与 30%MCR 工况的烟气流量相适应，吸收塔后设置三级除雾器。

电厂的烟气污染物排放指标已达到超低排放要求，NO_x、SO_2 和烟尘的平均排放浓度分别为 19.27、14.83、2.42mg/m³，符合国家超低排放要求（在基准氧含量为 6%的条件下，烟尘、二氧化硫、氮氧化物排放浓度分别不高于 10、35、50mg/m³），也低于上海市三年行动计划的规定限值。

2. 改造目的

（1）继续深度减排、缓解烟囱“大白烟”现象。因经湿法脱硫洗涤后的出口烟气是饱和湿烟气，其中含有大量的水蒸气，经烟囱排出后，进入温度较低的环境空气中，由于在低温下空气的允许含水量（饱和比湿）降低，在烟气温度降低的过程中，烟气中的水蒸气就会凝结成微小的液滴，从而造成烟囱“白烟”现象。烟囱“白烟”的烟羽视觉效果很差，会直接对电厂的社会形象产生不利影响。特别是电厂紧邻上海自贸区，治理“大白烟”可以提升电厂在国内外的企业形象，提高企业的社会效益。同时，这些带有较高酸度的水汽（凝结水 pH 值一般为 2～3）客观上仍然会对大气产生一定的污染。

（2）回收水分，节约用水，减少脱硫水耗力争达到零水耗。湿法脱硫是电厂运行中的用水大户，百万机组脱硫蒸发水量约为 100t/h，目前水资源日益匮乏，各国都在积极推进火电厂烟气水分回收的相关工作，而随着我国 2015 年 9 月最新《水污染防治行动计划》（简称“水十条”）政策出台，对水资源的利用将趋于严格，要求火电行业促进再生水利用、控制用水总量、提高用水效益。因此，降低燃煤电厂的水耗，对烟气水分回收是当前的大趋势。

3. 设计参数、技术指标

该项目设计参数、技术指标见表 9-2。

表 9-2　　项目设计参数、技术指标

序号	名称	单位	参数（校核煤质）
1	设备入口烟气量	kg/h	4030690
2	冷凝换热器尺寸	m	24.1×13×3.5
3	入口烟气温度	℃	50
4	出口烟气温度	℃	46.5
5	管间烟气流速	m/s	5.54
6	烟气入口压力	Pa	1100

续表

序号	名称	单位	参数（校核煤质）
7	冷凝器设备压降	Pa	200
8	循环水入口温度（全年平均）	℃	18.1
9	循环水出口温度（全年平均）	℃	34.86
10	循环冷却水流量	t/h	3700
11	循环冷却水流速	m/s	0.4
12	最大计算析出水量	t/h	53.6
13	热负荷	MW	40
14	换热面积	m^2	12600
15	电耗	kW	384

4. 改造技术路线选择

根据电厂的排放现状及存在问题，希望寻找一种能够回收水分、改善烟羽视觉效果，同时进一步回收烟气中的酸性物质、粉尘、重金属等污染物的技术，此外，也不应显著增加对大气的二次污染排放（包括热污染和 CO_2 及水蒸气产生的温室气体效应）。

改善烟羽视觉效果，减轻烟囱白烟现象，通常采用的技术有烟气脱水、烟气加热、MGGH 等；进一步回收脱硫后烟气中的污染物，通常采用的技术为脱硫后增设湿式静电除尘器。

现有常规的加热方法（热风烟气混合式加热法或 MGGH）仅能够消除白色烟羽的视觉感受，无法回收水分，不能减少污染物和水汽的排放，烟气中所携带的 $PM_{2.5}$、Hg、SO_3 等多种污染物也并不因烟气被烘干后而消失，对大气环境而言，烟气中的污染物排放总量并未因视觉的改善而减少，仍会对大气环境造成不利影响。

脱硫后增设湿式静电除尘器，能够进一步去除烟气中的污染物，但无法回收烟气中的气态水，节水效果差，并且现场场地限制，不具备改造条件。

综合考虑经济成本、运行效益及安全可靠性，在经过充分技术调研及论证后，计划采用凝变技术（冷凝法烟气除湿减排技术），能够收集大量烟气凝结水的同时，还能协助多污染物的联合脱除，同时改善烟羽视觉效果。

电厂自主提出结合烟气冷凝技术消除烟囱白色烟羽的总体设想，并创新地设计了冷凝干烟系统，在较低能耗的情况下，完全消除了大白烟现象。

5. 冷凝法（相变凝聚）深度除湿减排技术

在该项目中，冷凝换热器（相变凝聚器）设备作为一个单独的系统，布置在脱硫出口水平烟道上。冷凝器本体由数量众多的柔性冷凝管排组成，其原理是通过对进入湿除内的饱和湿烟气进行降温，使得饱和烟气中的水蒸气发生相变，由汽态冷凝成液态，从而增加局部区域内的雾滴浓度，促使烟气中含尘的微细颗粒物长大并脱除。与此同时，当烟气携带灰颗粒进入凝聚器后，较大粒径颗粒由于自身惯性和柔性管排的拦截作用而被壁面水膜黏附脱除。

该项目在脱硫除雾器之后增设烟气冷凝析水换热装置。烟气冷凝析水换热装置采用高导热性耐腐蚀 CAC 改性塑料换热器，通过循环泵用开式长江水降温。

烟气析水除湿装置的烟气换热器部分采用在线水清洗方式。为便于换热器的安装和日

后的维修，烟气冷凝析水换热装置采用模块化设计。

整套系统包括：烟气系统；析水除湿换热装置设备；开式循环水系统；在线清洗系统；除雾器系统；排放系统；收集水处理系统；公用系统——管道等配套设备及相关的电气、控制、土建辅助专业。

6. 实施效果

（1）节水效果。2016 年 8 月投运以来，此时环境温度较高，循环水温度未达到设计值，但节水效果已经非常明显，冷凝收集烟气中水分约 50t/h；预计在设计温度下运行时，收水可达 80t/h 以上。电厂经过一系列节能减排创新后，脱硫实际蒸发水量约为 70～80t/h，可实现脱硫零水耗。

（2）去除多污染物效果。因尚未达到设计温度，性能试验尚未完成，故根据电厂 2015 年 2 月 12 日测试的烟囱冷凝水报告进行分析，冷凝水主要成分见表 9-3。

表 9-3　　**电厂烟囱冷凝水测试报告**

主要项目	单位	数值	年收集量（t/a）
K	mg/L	1.114	0.28
Na	mg/L	5.598	1.39
Ca	mg/L	34.78	8.61
Mg	mg/L	6.273	1.55
Al	mg/L	10.07	2.49
Si	mg/L	11.27	2.79
Fe	mg/L	6.543	1.62
PO_4^{3-}	mg/L	0.516	0.13
SO_4^{2-}	mg/L	683.2	169.09

根据电厂烟囱冷凝水测试报告，冷凝法除湿减排工程投运以后，按年利用小时数 5500h 计算，可减排多污染物（含可溶性盐分）约 200t。

（3）消除“大白烟”效果。2016 年 8 月投运，当仅投入冷凝系统之后，“大白烟”现象明显减轻，烟羽颜色很淡且很短。9 月烟气加热系统投入之后，仅提高温度 6℃，“大白烟”即完全消除，效果显著。

7. 投资及运行费用

投资费用由两部分组成，设计及设备供货（EP）投资费用为 3053 万元；安装施工总投资费用 1500 万元（含部分安装），总体投资费用为 4553 万元。

年运行费用：按表 9-4 可知，连续投运，其年运行费用约为 79 万元。

表 9-4　　**运 行 费 用 统 计 表**

序号	名称	运行电耗（kWh/h）	运行费用（万元）	备注
1	冷凝器	384	79	运行时只产生电耗，无其他外部消耗

注　运行费用估算按年运行时间 5500h，厂用电 0.35 元/kWh 条件计算。

【案例 9-2】 内蒙古大唐国际托克托发电有限责任公司 6 号机组烟气冷凝除水（冷却水与烟气接触＋空冷）

1. 工程概况

电厂 6 号机组节水项目采用的是北京清新环境技术股份有限公司开发的湿法脱硫零

补水技术，即烟气冷却除水技术，是通过在传统脱硫吸收塔后串联冷却凝结塔的方式，回收脱硫净烟气中的饱和水汽，从而达到脱硫零补水的效果。工艺中，冷却塔采用“旋汇耦合”技术后，在极小的液气比条件下即可实现气液的充分接触换热，提高了换热效率。同时，旋汇耦合装置拥有良好的气液接触功能也保证了烟气中夹带的尘和石膏液滴的捕悉，再经过管束除尘器进一步除尘。系统整体不但能够回收水分，同时可以对污染物进行二次脱除。

湿法脱硫零补水新工艺中试项目在电厂 6 号 600MW 机组脱硫岛内展开，搭建了满负荷约 20000m^3/h（标态）烟气量的热态试验台架。实验人员通过调整不同工况下的节水装置运行方式，验证装置的可行性，获得不同工况下的试验数据，通过试验手段量化不同运行参数对节水系统效率的影响、对烟风系统的阻力影响、对二氧化硫、粉尘的二次脱除效果影响，测评不同运行条件对水回收系统的影响，验证了技术的可行性。

2. 技术原理

如图 9-1 所示，脱硫吸收塔排出的饱和净烟气进入冷却凝结塔，经过旋汇耦合装置与喷淋的冷却循环水进行剧烈的汽水混合，实现换热降温冷凝，大颗粒的冷凝液被循环喷淋水捕集直接进入冷凝塔底水池，其余的细小液滴被管束式除尘除雾器捕集后进入水池。当冷凝塔捕集下的水逐渐增加，液位超过塔底水池溢流液位时，冷凝水通过溢流管转移至缓冲箱。缓冲箱设置循环冷却水泵，将箱内的冷凝水泵送至空冷器降温后，喷淋到冷凝塔内，实现冷凝水系统的循环工作。多余的冷凝水通过缓冲箱冷凝外排水泵，或者缓冲箱溢流收集，最终实现冷凝水回收。

自脱硫吸收塔来的净烟气经过循环冷却水降温，热量转移至冷凝塔塔底水池内的冷凝循环水，该循环水转移至循环水箱后，由空冷器降温，最后热量转移至环境空气，此过程实现系统热量循环。

冷却凝结塔冷却凝结下来的冷凝液可作为脱硫系统的工艺水补水、除雾器冲洗水、制浆用水等，基本实现脱硫系统零耗水。此外，冷却凝结塔循环喷淋的低温凝结水溶液可促进净烟气中少量的 SO_2 的吸收，有助于降低出口冷凝烟气的 SO_2、烟尘浓度，可作为超净排放的二次屏障，使脱硫系统的脱硫效率和系统的稳定性更高。

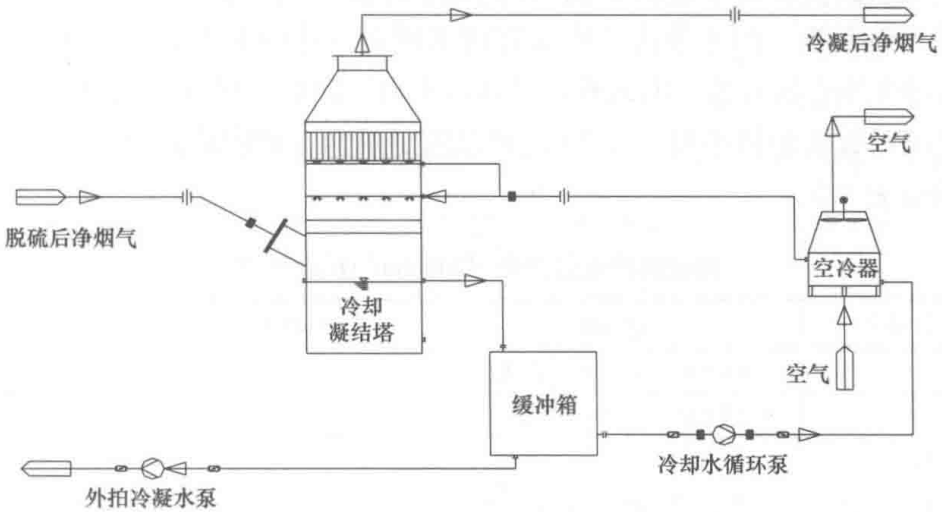


图 9-1 零补水湿法脱硫工艺流程图

冷却塔采用旋汇耦合技术后，在极小的液气比条件下即可实现气液的充分接触换热，提高了换热效率。同时，旋汇耦合装置拥有良好的气液接触功能也保证了烟气中夹带的尘和石膏液滴的捕悉。再经过管束除尘器进一步除尘后，可将最终的尘排放量浓度控制在3mg/m³（标态，干燥基，6%O_2）以下。管束式除尘器同时也起到降低冷凝烟气夹带水量的作用。

冷却凝结塔循环喷淋的低温凝结水溶液可促进净烟气中少量的SO_2溶解，有助于降低出口冷凝烟气的SO_2浓度，可作为保证SO_2排放浓度的保障措施，使脱硫系统的脱硫效率和系统稳定性更高。

冷却凝结塔内利用气液直接接触的高效换热，冷却循环液通过空冷器间壁气液换热，换热效率高，可有效保证和控制净烟气的降温凝结过程。空气与烟气直接冷凝换热过程中，换热系数仅46～57W/(m²·℃)；该工艺喷淋液与净烟气在湍流器作用下空间换热系数高达20000W/(m³·℃)以上；循环冷却液与空气在空冷器内的换热系数610～730W/(m²·℃)；从换热系数上可以，看出该工艺的换热效率要高于常规的空气间壁直接冷凝。对于原烟气温度与设计温度发生较大变化时，该工艺可以采取的措施包括：调整喷淋量、调整运行温度、调整冷却空气流量等，来保证烟气冷凝水量的稳定；在极端条件下，还可以采用空冷器喷淋的方式强制降温，来保证冷凝烟气的稳定运行。该工艺采用冷却凝结塔构造，下部可贮存大量的凝结水。夏季白天极高温环境条件下，无法回收大量水供给吸收塔消耗时，可用贮存水补充；夜间低温时，回收过量的水贮存在冷凝塔内。冷却凝结塔内的凝结水因为吸附少量净烟气中的SO_2，水质呈酸性pH≈2.7，塔内衬玻璃鳞片防腐，塔内喷淋水管采用FRP管道。塔外阀门、管道等均按防腐蚀衬胶管道，冷却循环泵按耐酸腐蚀泵选型，空冷器过流部件选用316材质。

同时，冷却凝结塔内也设置管束式除尘器，用于减少冷凝烟气的夹带水量。

工艺应用的设备包括冷却凝结塔和空冷器。空气冷却器是常规成熟设备。冷却循环塔即是喷淋循环冷却水的一座脱硫吸收塔，也是成熟可靠设备。

3. 运行效果

在电厂6号机组进行的湿法脱硫零补水试验，其满负荷烟气量约为20000m³/h，其相当于600MW机组满负荷烟气量的1%。在固定空冷器工况以及循环冷却水流量的工况下，逐步增加节水系统负荷。由于节水效率跟环境温度有一定的关系，试验选取了包含一天中的各个时间段温度变化的数据。由试验结果可以看出，回收水量平均量为0.618m³/h，折合成600MW机组回收水量将达到60m³/h，可以满足单台600MW机组脱硫系统用水量。系统回收水效果见表9-5。

表9-5　　系统回收水效果表（20000m³/h烟气量）

日期（年/月/日）	时间段	负荷率（%）	回收水量（m³/h）
2015/7/10	08：00～16：00（白天）	40	0.596
2015/7/10	16：00～24：00（夜间）	40	0.583
2015/7/11	00：00～08：00（凌晨）	40	0.509
2015/7/11	08：00～16：00（白天）	60	0.622
2015/7/11	16：00～24：00（夜间）	60	0.549

续表

日期（年/月/日）	时间段	负荷率（%）	回收水量（m^3/h）
2015/7/12	00：00～08：00（凌晨）	60	0.659
2015/7/12	08：00～16：00（白天）	80	0.7
2015/7/12	16：00～24：00（夜间）	80	0.571
2015/7/13	00：00～08：00（凌晨）	80	0.622
2015/7/13	08：00～16：00（白天）	100	0.683
2015/7/13	16：00～24：00（夜间）	100	0.622
2015/7/14	00：00～08：00（凌晨）	100	0.698

4. 检测报告

6号机组湿法脱硫零补水系统在运行过程中，委托南京电力设备质量性能检验中心对系统进行了系统评估。评估工作分别在2015年5月26～28日和2015年7月6～8日分两次完成。评估中对吸收塔脱硫效率、冷却凝结塔脱硫效率、冷却凝结塔除尘效率、空冷器的换热系数、冷却凝结塔空间换热系数、回收水量、冷却凝结塔阻力、冷却循环水泵运行能耗、空冷器风机运行能耗、回收水能耗和回收水成分分析等项目进行了系统分析，结果表明对于节水效果非常好。具体见表9-6。

表9-6　　项目节水性能测试结果

系统名称	6号机组湿法脱硫新工艺中试试验装置	规格型号	20208m^3/h烟气量（标态，干燥基）
受检单位	大唐托克托电厂	商标	—
联系人		联系电话	
生产单位	北京清新环境技术股份有限公司		
抽样地点	电厂6号机组湿法脱硫新工艺中试试验装置	抽样日期	2015年5月26～28日 2015年7月6～8日
样品数量	3	抽样者	滕××、严××等
抽样基数	3	原编号或生产日期	—
检验项目	SO_2质量浓度、吸收塔脱硫效率、冷却凝结塔脱硫效率、SO_3质量浓度、HF质量浓度、HCl质量浓度、O_2体积分数、烟尘质量浓度、冷却凝结塔除尘效率、空冷器的换热系数、冷却凝结塔空间换热系数、回收水量、冷却凝结塔阻力、冷却循环水泵运行能耗、空冷器风机运行能耗、回收水能耗和回收水成分分析		
检验结论	能实现湿法脱硫净烟气中冷凝液回收，实现高效脱硫除尘以及湿法脱硫系统废水零排放		
检验解释	试验期间由于6号机组负荷不太稳定，6号机组负荷的变化导致引风机出口烟气参数的变化，调频增压风机出口（中试试验装置入口）的烟气参数相应发生变化		
备注			

5. 适用性

脱硫冷却凝结水装置的运行影响因素包括：

（1）循环水量。循环冷却水量直接影响了冷却凝结塔内的气液传质过程，大流量的循环冷却水量可以在冷凝塔内形成更好的喷淋效果，理论上有利于饱和烟气的冷凝效果，但

是流速过快的循环水在空冷器处降温的效果会被削弱，反而不利于饱和烟气降温，且流量越大能耗越高。

（2）室外温度。该工艺对脱硫出口的饱和烟气冷凝回收水的实质工艺原理是利用环境与脱硫出口烟气的温差，对脱硫饱和净烟气进行降温冷凝。在室外温度较低的工况下，空冷器的换热效率更高，回收冷凝器水的效率随之升高。

（3）负荷与流速。运行中机组负荷高时烟气量大，烟气流速快，脱硫后饱和水汽在冷凝塔内的停留时间短，会影响换热效率，影响水回收效率。

（4）空冷器负荷。空冷器是节水系统的核心部件之一，循环冷却水由空冷器冷却后与饱和烟气造成的温差是水分冷凝的动力来源。空冷器负荷高时换热效率高但是会带来较高的能耗。调整合适的空冷器工况时节水系统运行的重要工作。

基于以上特点可以看出，该饱和水回收装置在工程应用方面确实存在一些局限性。首先，装置需要一定的占地空间，装置主体包括了几乎和脱硫吸收塔同样尺寸的冷却凝结塔，工程应用中的空冷器组同样需要充分的场地，此外，需要增加冷凝水缓冲箱。

6. 应用情况

烟气冷凝水回收系统作为一个完整的烟气处置单元，需要配备相应的运行检测设备以及管理系统。根据该工艺的运行特点，运行管理中的重点内容包括循环冷却水量的调整、空冷器负荷的调整、回收水量的监控、回收水质的监控，以及烟气指标的监控。

该工艺存在的主要问题是其工艺展开对环境条件的要求。由于工艺是利用环境与烟气温差进行换热冷凝器过程，故该工艺比较合适寒冷地区应用。非寒冷地区在夏季高温的环境下，脱硫出口烟气温度与室外温度差距较小，空冷器的换热效果将大幅下降，不利于系统的高效节能运行。

零补水湿法脱硫工艺研发过程中，已经成功运用到电厂 6 号 600MW 机组脱硫岛内满负荷约 20000m^3/h 烟气量的热态试验并稳定运行。试验通过调整不同工况下的节水装置运行方式，验证装置的可行性，获得不同工况下真实有效的试验数据，量化不同运行参数对节水系统效率的影响、对烟风系统的阻力影响、对二氧化硫、粉尘的二次脱除效果影响。目前该技术正处于推广阶段，包括神华北电胜利能源有限公司胜利电厂、内蒙古京能锡林发电有限公司五间房煤电一体化坑口电厂项目正在进行相关前期工作。

9.6.5　城镇污水回用技术

将城镇污水作为水源，在二级处理的基础上进行深度处理，回用做电厂循环冷却水补充水、锅炉补给水、工业用水等，可大幅度减少新鲜水的取用量，是解决电厂水资源紧缺、防止环境污染的重要途径。根据来水水质及回用水水质要求的不同，可以采用不同的深度处理工艺。一般的水处理方法包括混凝澄清、石灰处理、深层过滤、超滤、反渗透、曝气生物滤池、膜生物反应器等。

9.6.6　矿井疏干水回用技术

位于煤矿区的电厂应优先使用矿井疏干水作为水源。根据疏干水水质及用水要求，可采取混凝澄清、石灰处理、过滤等技术进行处理。

9.6.7 海水淡化回用技术

滨海电厂除了使用海水作为冷却水外，还可采用海水淡化水作为电厂生产与生活水源。海水淡化产生的浓盐水应妥善处理，避免产生二次污染。

9.7 废水零排放技术及典型案例

9.7.1 废水零排放技术

火电厂除脱硫废水外，各类废水经处理后，基本上均能实现“一水多用，梯级利用”，实现废水不外排。实现燃煤电厂废水零排放主要是要实现脱硫废水零排放。脱硫废水经初步处理后，主要是含盐量过高，属于高盐废水，实现零排放的技术主要包括烟气余热喷雾蒸发干燥、高盐废水蒸发结晶等。蒸发干燥或蒸发结晶前，为减少废水量，宜采用反渗透、电渗析等膜浓缩预处理工艺。

烟气余热喷雾蒸发干燥，可通过雾化喷嘴将浓缩后的高盐废水喷入烟道或旁路烟道内，雾化后的高盐废水通过烟气加热迅速蒸发，溶解性盐在废水蒸发过程中结晶析出，并随烟气中的灰一起在除尘器中被捕集。

高盐废水蒸发结晶是利用烟气、蒸汽或热水等热源蒸发废水，蒸发水汽可冷凝成水用于冷却塔补水、锅炉补给水等，废水中的溶解盐被蒸发结晶，干燥后装袋外运，并进行综合利用，避免产生二次污染。

9.7.2 废水零排放典型案例

【案例 9-3】 深能合和电力（河源）有限公司（河源电厂）全厂废水零排放（多效蒸发结晶）

1. 工程概况

电厂紧邻东江，东江是香港、深圳、惠州、河源等地唯一饮用水源，根据环评要求，河源电厂不能设置废水排放口，废水须零排放。面临没有退路的环保压力，电厂进行了大量的国内外调研和总结，并进行了大量试验研究与工程实施，真正实现了河源电厂废水零排放。

2. 电厂废水种类

燃煤电厂废水包括经常性废水和非经常性废水。经常性废水是指电厂日常生产过程中产生的废水，一般包括净化站产生的含泥废水（以海水或城市中水为水源的，则为浓缩废水）、锅炉补给水系统产生的浓缩废水或再生酸碱废水、精处理装置产生的再生酸碱废水和反洗废水、循环冷却水系统产生的浓缩排污水、脱硫系统排放的脱硫废水、输煤系统与煤场产生的含煤废水、主厂房产生的含油废水与员工生活废水等；非经常性废水主要是机组大小修期间产生的废水，如锅炉酸洗废水、空气预热器与脱硫 GGH 化学清洗废水、机组启动冲洗废水等。

电厂 2×600MW 机组设有循环冷却水系统，废水种类齐全，其废水种类、废水量和主要污染因子见表 9-7。

表 9-7　　电厂 2×600MW 机组废水种类、废水量及其污染因子

废水名称		废水量	主要污染物	备注
经常性废水	净水站含泥废水	20～50m³/h	SS	
	冷却塔浓缩排污水	100～125t/h	盐类、药剂、SS	浓缩倍率按 10 计
	锅炉补给水系统	超滤反洗废水 4.6m³/h	SS	
		反渗透浓缩水 20m³/h	盐类、TDS（约 1000mg/L）	
	精处理系统	前置过滤器废水 1.5m³/h	SS、Fe	
		再生废水 12.5m³/h	SS、Fe、NH_4、TDS（约 45000mg/L）	
		冲洗废水 0.4～1m³/h	酸碱废水、NH_4	
	脱硫废水	6～12t/h	pH（5～6）、SS（1.5～3%）、TDS（25000～30000mg/L）、Cl（约 13000mg/L）、饱和硬度、砷、汞、铅、镍、锌、氟等	
	含油污水	0～1m³/h	油类、SS	
	含煤废水	0～7t/h	SS、重金属等	
	生活污水	10t/h	COD、BOD、SS、细菌	
非经常性废水	锅炉水压试验排水	600t/次	SS、Fe	
	机组酸洗	酸洗废水 1300t/次	COD（>6000mg/L）、TDS（>15000mg/L）、F^-、Fe 离子等，深黄色	
		管道碱洗 1200t/h	SS、Fe、碱洗液	
		冲洗废水 2000t/h	SS、Fe	
	锅炉冷态启动冲洗废水	4000t/次	SS、Fe、COD	
	锅炉热态启动废水	约 15000t/次	SS、Fe、COD	
	锅炉烟气侧冲洗废水	2250t/次	SS、Fe、COD	
	空气预热器冲洗废水	8000t/次	SS、Fe、COD	

可知，在循环冷却水系统浓缩倍率为 10 倍的情况下，电厂两台 600MW 机组经常性废水量为 165～244m³/h，每次大小修期间产生的非经常性废水约 34000t 左右。废水种类较多，废水量较大。

3. 废水零排放关键技术

（1）废水零排放系统开发。电厂废水种类齐全，同时设置有循环冷却水系统，冷却塔浓缩排污水需要复用，较为典型。结合各类废水特点和现有成熟的废水处理工艺出水水质的保障情况，为实现废水复用，建立了以“一水多用、梯级使用、循环利用”为架构的废水零排放系统。

设备冷却水与处理后的生活废水、工业废水等作为冷却塔的补充水；冷却塔的浓缩排污水作为脱硫系统的工艺补充水，经脱硫系统浓缩为脱硫废水；脱硫废水为全厂末端废水，先经预处理将其中污泥分离，再蒸发结晶处理将盐分分离，形成凝结水又回到冷却塔，如此构成“一水多用、梯级使用、循环利用”的废水零排放系统。

（2）废水零排放关键技术。

1）循环冷却水极限浓缩倍率技术开发。根据水量平衡要求，循环冷却系统浓缩排污水量须控制范围为 80～90m³/h，据此计算浓缩倍率则在 10 左右。为解决该问题，需进行高浓缩倍率模拟试验，寻找合适的药剂，控制循环水水质指标，避免结垢与腐蚀产生。据相

关研究，在合理选用药品、控制循环水浊度的情况下，加药浓度达到一定值后，电厂循环冷却水系统在 10.5 以内的浓缩倍率（以氯离子或碱度计）工况下，其腐蚀与结垢趋势可控。

在电厂循环冷却水处理系统中，设置循环冷却系统旁流过滤装置，保证循环水水质浊度满足要求；旁路过滤器容量的大小取决于冷却塔补水水质和冷却塔周围空气质量；旁流过滤器反洗废水主要污染物为悬浮物，其盐含量同循环水水质，进入电厂工业废水处理系统处理。循环水系统添加阻垢剂、缓蚀剂与杀菌剂，在日常生产中对药品浓度与水质指标跟踪监测，药品浓度不能低于模拟试验值，水质指标严格控制在设定范围内。若循环水盐度或硬度或硅含量或氯离子含量接近设定值，则排出部分循环水至复用水池，并及时补充新鲜水，确保循环水系统不结垢、不腐蚀。

2）末端脱硫废水蒸发结晶处理系统开发。为保证安全运行，石灰石-石膏湿法脱硫系统在运行中需定期排放一定量的废水，即脱硫废水。脱硫废水为全厂的末端废水，其 pH 值为 5～6，盐含量高达 25000～55000mg/L，含有 Cl^-、悬浮物、过饱和的亚硫酸盐、硫酸盐与重金属等，该废水易结垢，腐蚀性强性。采用常规工艺处理后，可实现达标排放，但因处理后的废水硬度高、Cl^- 未减少，腐蚀性强，不能实现复用，处理后一般外排或用于粉煤灰调湿。国内外还没有脱硫废水回用于前端设备的先例。

要实现脱硫废水的复用，关键是要将废水中的氯离子和硬度去除，避免复用设备发生腐蚀与结垢。电厂率先开发的“二级预处理＋多效蒸发结晶”脱硫废水处理工艺，成功将废水中的污泥与盐分进行了分离，处理后的水质接近蒸馏水，回用于冷却塔，全过程中没有任何废水排放。

处理工艺机理如下：设置废水缓冲池，并曝气处理，使得水质均匀，为后续设备稳定处理创造条件。在一级反应器中投加石灰乳，使废水 pH 值提升至 10.0 以上，Fe^{3+}、Mg^{2+}、Zn^+、Cu^{2+}、Ni^+、Cr^{3+} 等重金属离子形成难溶氢氧化物而沉淀；石灰乳中的 Ca^{2+} 同废水中的 F^- 离子反应生成难容的 CaF_2；在一级反应器还添加絮凝剂，使废水中细小而分散的颗粒和胶体物质在一级澄清器内凝聚成大颗粒物；同时，添加助凝剂使得细小的絮凝物变大，形成更容易沉积的絮状物。废水中的重金属、悬浮物等在一级澄清器内浓缩，经脱水处理后变成污泥外排。

废水从反应器出来后，进入中间水箱，Hg^{2+}、Pb^{2+}、Ca^{2+} 离子仍在废水水中。增设二级反应器，添加有机硫和软化剂，并适当调整 pH 值，Hg^{2+}、Pb^{2+} 同有机硫（TMT-15）反应生成难溶的硫化物沉淀，Ca^{2+} 同软化剂发生反应而被去除，经絮凝澄清后进入蒸发结晶系统前清水箱。软化后的废水进入蒸发结晶系统基本不发生结垢。

采取四效蒸发结晶系统。动力蒸汽取自辅助蒸汽，对一效蒸发器进行加热，动力蒸汽冷凝后回用；废水经一效蒸发器蒸发浓缩，其形成的二次蒸汽（红色线条，下同）作为二效蒸发器的热源；浓缩后的废水（黄色箭头，下同）进入二效蒸发器进一步浓缩，其形成的二次蒸汽又作为三效蒸发器的热源；如此类推，浓缩废水进入四效蒸发器后最后一次浓缩并结晶，经脱水将结晶盐提出。四效蒸发器出来的蒸汽最后进入凝汽器冷凝成水（绿色箭头），该水即为脱盐后的蒸馏水，水质很好，回用于冷却塔。

为节约能耗，从各效蒸发器抽取部分二次蒸汽用于废水的预热。投运后数据表明，每

吨废水的蒸汽能耗为 0.28t。

3）废水污泥与结晶盐综合利用。若分离后的废水污泥与结晶盐不经妥善处理，遇水后仍会返回环境产生二次污染。为避免二次污染，实现废水污泥与结晶盐资源化综合利用是最佳方案。

污泥制砖试验，试验结果表明水泥、石灰等固化料与污泥按一定比例的情况下，污泥砖强度满足使用要求，达到国家行业标准；并经浸出试验，无重金属析出，满足环保要求。因污泥盐分含量高，污泥砖仅用于围墙、公园路面等建设用砖，不能用作房屋建筑材料。

为提取高纯度的结晶盐，充分利用各种盐分特性，提高结晶盐中 NaCl 含量，提出的结晶盐满足《工业盐》（GB/T 5462—2015），作为原料用于印染等行业。

【案例 9-4】 内蒙古大唐国际托克托发电有限责任公司 5 号机组废水零排放（浓缩减量＋烟道蒸发）

1. 工程概况

电厂位于内蒙古呼和浩特托克托县燕山营燕山营乡托电工业园内，西南距黄河取水口蒲滩拐 12km，南距准格尔大型煤田 50km。电厂接入系统以 500kV 输电线路经安定和霸州开闭所接入京津唐电网，对稳定京津唐地区的电力供应具有重要意义，是国家重点建设项目，也是国家“西部大开发”和“西电东送”的重点工程。电厂装机容量为 8×600MW＋2×300MW。

全厂共 10 台机组全部采用石灰石-石膏湿法烟气脱硫工艺，全厂共产生脱硫废水约 1500t/d，脱硫废水已经过三联箱、澄清器去除重金属、悬浮物等。现采用“浓缩减量＋烟道蒸发”的技术路线实现脱硫废水零排放。脱硫废水烟道蒸发项目基于电厂 5 号机（600MW）实施。

2. 技术原理

经处理合格的脱硫废水，与雾化压缩空气一起，经高效雾化喷枪雾化，喷入高温烟气。

在高温烟气中，液滴与灰尘相互吸附，形成潮湿的灰尘，含盐液体填塞在灰尘的微小空隙内。潮湿的灰尘随高温烟气流动的过程中，水分被高温烟气加热而蒸发成水蒸气。

液体中的盐分以细小结晶盐的形式析出，并填塞在灰尘的微小孔隙内，最终随灰尘一起被电除尘器或布袋除尘器等除尘装置捕捉而离开系统。

液滴与灰尘混合的过程中，一定程度上会提高灰的沉降速度，因此会有一部分灰不能被烟气带走，而在烟道底部沉降下来。对于这部分灰，需要设计足够的沉降高度以确保其得到充分的加热，使其水分得到充分蒸发。最终通过烟道底部的排灰装置排出系统。技术原理系统具体见图 9-2。

3. 设计参数和技术指标

设计参数和技术指标主要包括烟气参数、废水水质参数、烟道轮廓图、设计技术参数、考核指标。

（1）烟气参数。烟气参数见表 9-8。

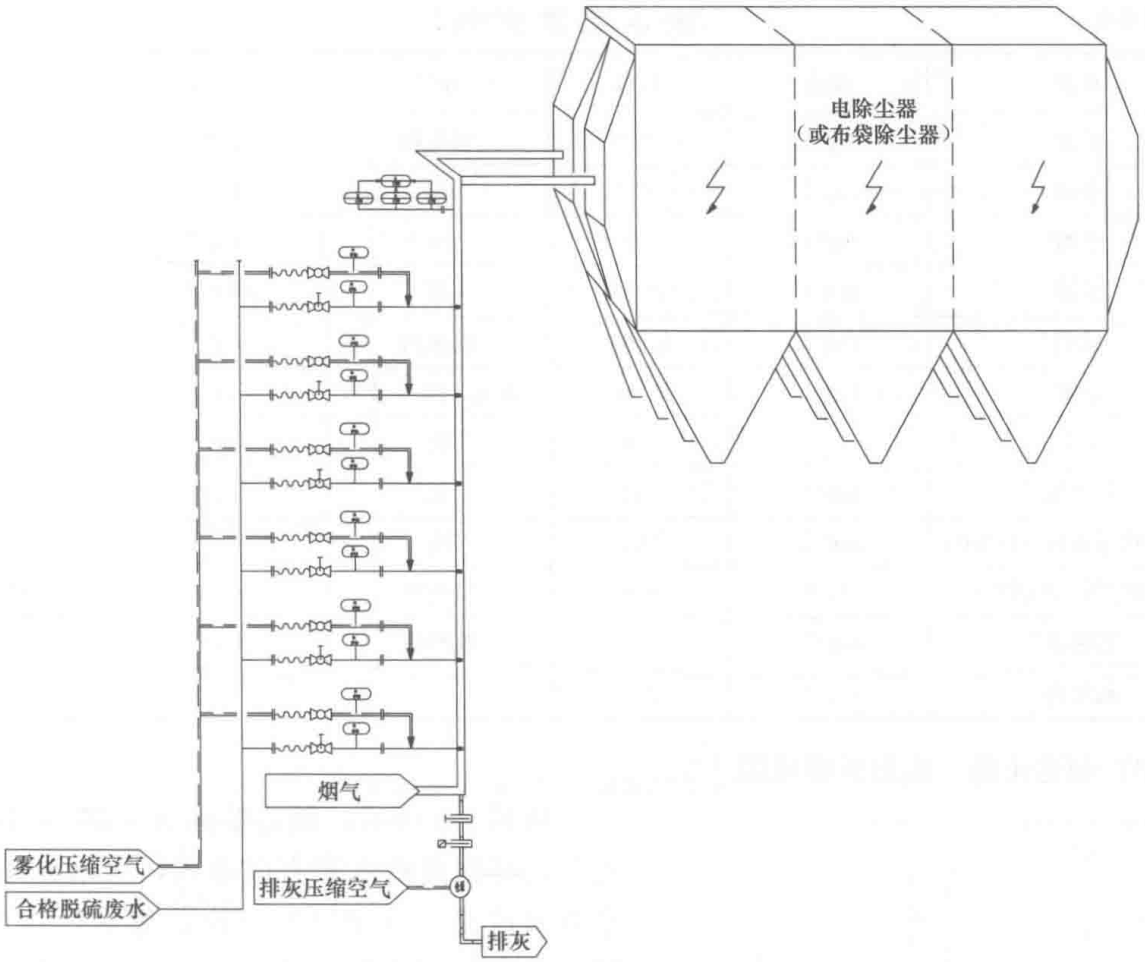


图 9-2 技术原理系统图

表 9-8 **烟 气 参 数**

项目	说明	符号	单位	数值
体积流量	湿基，标态，实际 O_2	V_0	m^3/h	2200000
温度		t	℃	135
压力	相对压力	p	Pa	−1000
大气压		p_0	Pa	90620
水	湿基	H_2O	%（体积百分比）	8.85
氧	干燥基，实际 O_2	O_2	%（体积百分比）	4.01
二氧化碳	干燥基，6%O_2	CO_2	%（体积百分比）	15.15
二氧化硫	干燥基，6%O_2	SO_2	mg/m^3	1500
灰	干燥基，6%O_2	A_{sh}	mg/m^3	40000

（2）废水水质参数。废水水质参数见表 9-9。

表 9-9　　废 水 水 质 参 数

项目	单位	数值	项目	单位	数值
总汞	mg/L	0.00498	氰化物	mg/L	0.339
总镉	mg/L	0.0032	铜	mg/L	0.03
总铬	mg/L	<0.01	锌	mg/L	<0.006
总砷	mg/L	0.0043	锰	mg/L	43.7
总铅	mg/L	0.004	硫化物	mg/L	<0.005
总镍	mg/L	0.34	氨氮（以 N 计）	mg/L	266
pH		7.46	铁	mg/L	0.4
悬浮物	mg/L	111	钙	mg/L	522
五日生化需氧量（BOD5）	mg/L	31.2	镁	mg/L	8680
化学需氧量（CODCr）	mg/L	440	氯化物	mg/L	11300
石油类	mg/L	<0.04	硫酸盐	mg/L	31900
氟化物	mg/L	122			

（3）烟道轮廓。烟道轮廓见图 9-3。

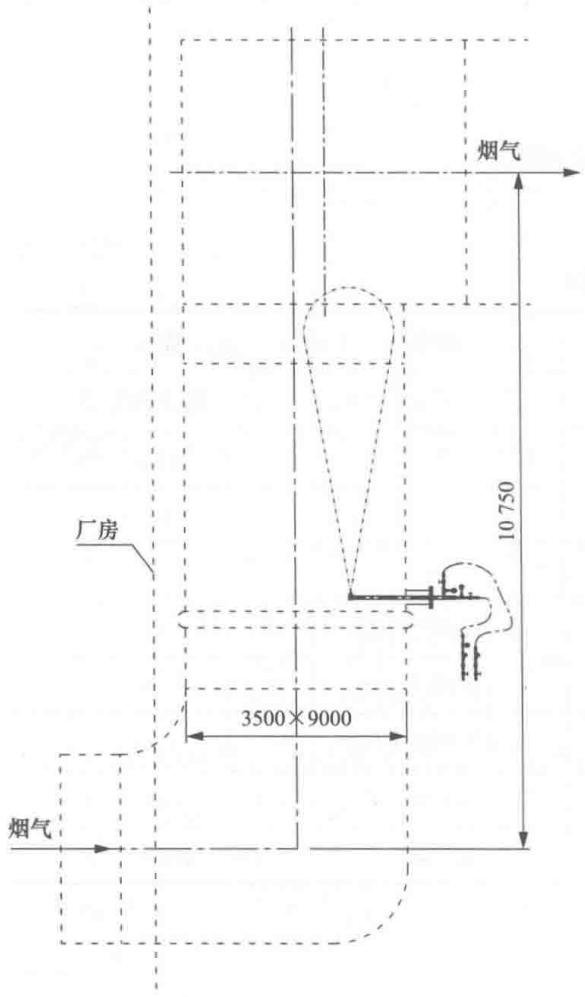


图 9-3　烟道轮廓图（mm）

如图 9-3 所示，烟道整体呈“Z”字形，烟气从底部侧面沿水平方向流入，从顶部面沿水平方向流出。其中烟气来流侧紧靠厂房墙壁。竖直烟道的截面尺寸为 9m×3.5m，竖直烟道的高度大约 15m。每台机组具有如图 9-3 所示的烟道两处，每处烟道流过机组产生的 50%烟气量。

竖直烟道内部的内撑杆呈“廿”字状，将 9m×3.5m 的流道截面均匀的划分为 6 个相对独立的部分，每个部分截面尺寸约为 3m×1.75m。为实施便利考虑，该项目利用 6 个相对独立的子流道中的 3 个，整套机组 2 处烟道共 6 个子流道可供使用。每个子流道安装 2 支喷枪，该项目共安装 12 支喷枪。

（4）主要设计技术参数。主要设计技术参数见表 9-10。

（5）考核指标。该项目考核指标见表 9-11。

4. 运行效果

运行效果主要包括蒸发效果、能耗情况、灰沉降数量及含水率、设备故障率等。

（1）蒸发效果。该项目 12 支喷枪运行情况见表 9-12。

表 9-10　　主要设计技术参数

项目	单位	数值	项目	单位	数值
蒸发技术参数			废水水质控制指标		
烟气流量	m^3/h	2525945	固体颗粒度	目	≥200
烟气温度	℃	135	总固体	mg/L	≤30000
温降	℃	1.56	喷枪技术参数		
蒸发量	kg/h	2160	气相压力	bar	5～6
蒸发时间	s	0.09	液相压力	bar	3～4
烟气流速	m/s	14	气相流量	L/min（标况）	15～30
蒸发时间	m	1.3	液相流量	L/min	3～6
增湿率	g/m^3（标况）	0.855	气液比	L/L（标况）	70
排灰技术参数			液滴粒径	μm	≤30
灰沉降速率	kg/h	480	安装数量	支	12
排灰设备能力	kg/h	2000			
压缩空气压力	bar	5～6			

注　1bar=10^5Pa。

表 9-11　　脱硫废水烟道蒸发装置的考核指标

项目	单位	数值
气液比	L/L（标况）	≤140
液滴粒径	μm	≤50
温降	℃	≤5
蒸发量	kg/h	≥1500 ≤3000
灰沉降速率	kg/h	≤1000
灰含水率	%	≤5
喷枪故障率	%	≤1

表 9-12　　雾化喷枪运行记录

序号	阶段	小时数（h）	喷枪根数 支	合计（支·h）	喷水量（t）
1	第 1 阶段	695.0	6	4170.0	781.7
2	第 2 阶段	1367.0	6	8202.0	1531
3	第 3 阶段	1204.0	12	14448.0	2572.1
4	第 4 阶段	1453.0	12	17436.0	3293.3
5	第 5 阶段	1602.4	12	19229.0	3448.8
6	合计（支·h）	6321.4		63485.0	
7	喷水量（t）				11626.9

12 支喷枪合计运行 63485h，累计处理废水 11626.9t。

经开启烟道人孔门，人工目视查看烟道内部情况，未发现腐蚀、沾壁现象，说明水雾蒸发良好，没有导致酸腐蚀，也没有导致灰尘粘接。

（2）能耗情况。根据业主提供的数据，项目进行期间共消耗电能 8532kWh，合每吨水

0.734kWh；雾化、排灰共消耗压缩空气 2748599m³，合每吨水 322m³。

（3）灰沉降数量与含水率。设备运行期间对烟道底部排出的灰尘的检测数据如表 9-13 所示。

表 9-13　　烟道底部排出的灰尘检测数据

序号	阶段	排灰量（kg）	灰样 1（g）			灰样 2（g）		
			原重	干重	含水	原重	干重	含水
1	第 1 阶段	90507	100	96.19	3.81	100	95.9	4.1
2	第 2 阶段	190426	100	96.18	3.82	100	95.92	4.08
3	第 3 阶段	315296	100	95.84	4.16	100	96	4
4	第 4 阶段	377375	100	95.96	4.04	100	96.04	3.96
5	第 5 阶段	455360	100	95.97	4.03	100	96.08	3.92
6	合计（kg）	1428964						

与电除尘器收集的粉煤灰相比，烟道底部排出的灰尘粒度较粗，密度较大（灰尘微小孔隙被盐填塞），流动性尚佳，表观特性类似于建筑用细沙。

（4）设备故障率。未发生设备故障。

（5）总结。通过该项目的执行，确认了脱硫废水烟道蒸发工艺成功运行的核心关键如下。

1）喷雾粒度必须小于 30μm。

2）脱硫废水含固量及其粒度必须合格。

3）烟道内流场须合理规划，尤其不能盲目追求处理能力而导致水雾浓度过大、蒸发路径过长、雾羽碰撞烟道内部构件等问题。

4）给烟道底部的沉降灰尘留出足够的蒸发空间。

5）将烟道底部的沉降灰尘及时排出烟道。

【案例 9-5】 河南焦作万方铝业股份有限公司热电厂废水零排放（浓缩减量＋烟道蒸发）

1. 工程概况

电厂位于河南省焦作市马村区待王镇，电厂总装机容量为 2×350MW，电厂脱硫采用石灰石-石膏法，脱硫系统产生脱硫废水 20m³/h，总投资 3500 万元。脱硫废水处理选用盛发环保科技（厦门）有限公司“双碱法软化预处理＋双膜法淡化减量＋烟道蒸发”零排放处理工艺，实现脱硫废水零排放，系统已稳定运行 1 年。

2. 技术简介

脱硫废水经双碱法软化预处理后，通过双膜法回收淡水 60%直接用于脱硫系统补水，剩余 40%浓水通过双流体雾化喷嘴在高效节能废水蒸发结晶器（旁路烟道）内雾化，高效节能废水蒸发结晶器从空气预热器前端引如少量高温烟气，雾化后的废水利用引入烟气的高温迅速蒸发，废水完全蒸发产生的水蒸气和结晶盐随烟气一起并入空气预热器与静电除尘器之间烟道，结晶盐随烟尘一起在静电除尘器内被捕捉去除。示意如图 9-4 所示。

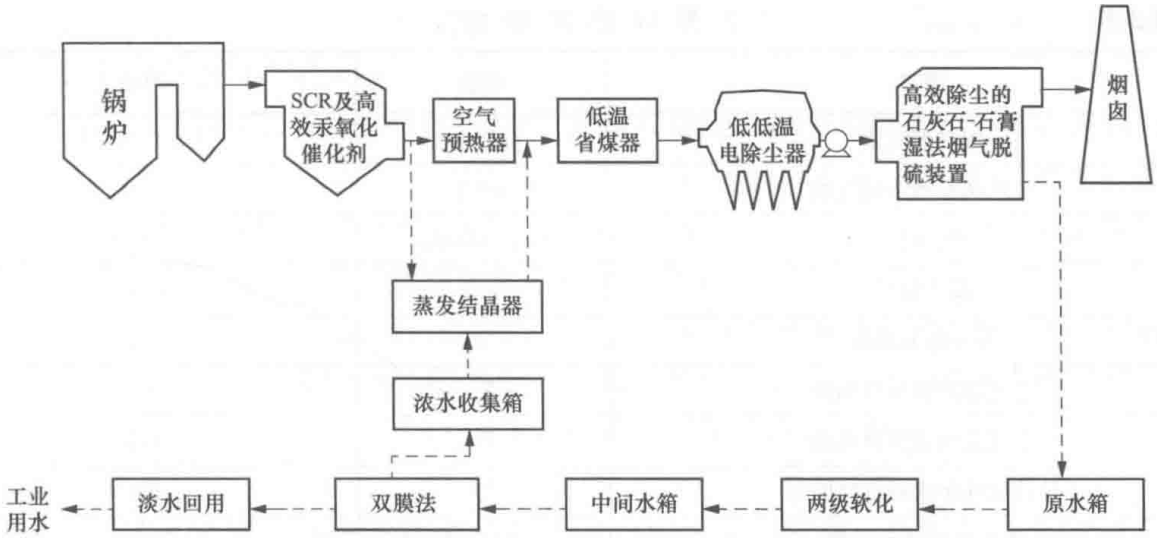


图 9-4 高效节能废水蒸发结晶器（旁路烟道）示意图

技术优势：

（1）高效节能废水蒸发结晶器，从空气预热器前端引入高温气体，实现脱硫废水的完全蒸发结晶，有效解决电厂低负荷运行排烟温度偏低的问题。

（2）旁路烟道设计充足的蒸发时间和有效蒸发距离，解决了烟道内雾化蒸发烟道长度不足、蒸发时间短的问题。同时，旁烟道内部结构简单，避免了烟道内部挂灰、结垢的风险。

（3）高效节能废水蒸发结晶器虽与电厂烟道相连接，但为独立的运行机制；锅炉即使在运行状态下，结晶器也能单独进行维护和检修；杜绝了对电厂其他设备的影响。

（4）精确控制高效节能废水蒸发结晶器出口烟温，控制出口温度不低于 120℃，不影响低低温省煤器的运行。

3. 设计参数和技术指标

设计参数和技术指标主要废水水质参数、设计技术参数、考核指标等。

（1）废水水质参数。废水水质参数见表 9-14。

表 9-14 **废 水 水 质 参 数**

分析项目	脱硫废水	三联箱出水
pH 值	5.6～6.5	6～9
电导率（mS/cm）	35～41	30～40
Mg^{2+}（mg/L）	8000～12000	8000～12000
Ca^{2+}（mg/L）	200～600	200～600
Cl^-（mg/L）	7000～12000	7000～12000
SO_4^{2-}（mg/L）	33000～50000	33000～50000
悬浮物（%）	3.0～5.5	0.01～0.1

（2）设计参数。设计参数见表 9-15。

表 9-15　　设 计 技 术 参 数

项目	单位	数值
锅炉烟气量	m^3/h	1053720.09
废水蒸发抽取烟气量	m^3/t	10000
气水比	L/L（标况）	≤150
雾化粒径	μm	≤50
有效蒸发时间	s	≥2.5
空气预热器进口烟温	℃	399
空气预热器出口烟温	℃	127
设计空气预热器出口烟温	℃	127
收到基低位发热量	kJ/kg	22100
收到基灰分	%	25.63
设计供电煤耗	g/kWh	305.5959

（3）考核指标。系统运行实现废水零排放，系统淡水回收率不低于 60%，旁路烟道蒸发结晶器出口烟气温度 120℃。

1）回收淡水水质指标见表 9-16。

表 9-16　　回 收 淡 水 水 质

序号	项目	单位	数值
1	钙离子	mg/L	0.878
2	镁离子	mg/L	4.83
3	总碱度（以 $CaCO_3$ 计）	mg/L	23
4	总硬度（以 $CaCO_3$ 计）	mg/L	25.9
5	二氧化硅（以 SiO_2 计）	mg/L	<0.1
6	氯化物	mg/L	87.3
7	硫酸盐	mg/L	8.6

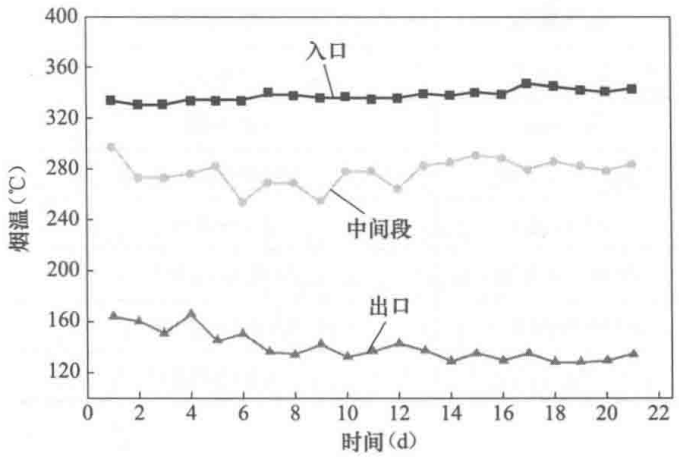


图 9-5　进出口烟温关系图

2）对烟气温度的影响。高效节能废水蒸发结晶器从空气预热器前端引入高温烟气，完成废水蒸发结晶后，烟气再并入空气预热器与低低温省煤器之间烟道；装置内设置多个烟气流量、烟气温度实时监测设备，有效控制高效节能废水蒸发结晶器出口烟温。图 9-5 所示为现场运行监测数据。

由图 9-5 可以看出，现场实际运行过程中，结晶器引入烟气温度稳定在 350℃左右，废水完全蒸发结晶后，结晶器出口

温度稳定控制在120℃以上，与电厂锅炉系统设计空气预热器出口烟温相符，不影响低低温省煤器等下游设备的稳定运行。

3）对除尘器的影响。系统运行过程中，对电厂除尘器相关参数进行监测，得到以下数据：反渗透产生的40%的浓水完全蒸发结晶后形成水蒸气，增加了烟气相对湿度，理论上烟气湿度增加，粉煤灰比电阻降低，提高了除尘器的除尘效率；通过图9-5中的数据也可以看出，废水完全蒸发后，对除尘器的除尘效率不产生影响。

4）对脱硫效率影响。系统运行过程中，对电厂脱硫系统相关参数进行监测，得到以下数据：反渗透产生的40%的浓水，经过烟道蒸发结晶后，水蒸气进入脱硫塔得以回用，减少脱硫补水，雾化前后脱硫效率大约95%，对脱硫岛脱硫效率无影响。

4. 运行状况

电厂脱硫废水零排放处理工程采用烟道蒸发技术成功示范。盛发环保科技有限公司（简称盛发环保）从2014年5月开始进行中试，经过近5个月的试用，电厂确定与盛发环保签署了脱硫废水零排放治理合作协议，采用盛发环保“烟道余热蒸发结晶”专利技术，该项目于2015年9月完成工程验收，系统稳定运行1年。

5. 经济效益

烟气余热蒸发脱硫废水“零排放”技术具有低成本、高经济性的特点。以电厂2台350MW机组设计处理水量20m^3/h为例，根据计算，采用该技术直接经济效益：脱硫废水100%回收利用，其中淡水回收量60%，为12m^3/h；浓水40%，为8m^3/h，以每吨水收费7元计算，该项每年即可节约123万元左右；节约排污费，以市政排污费2.8元/t计，该项每年可节约49万元。采用该技术间接经济效益：符合环评“零排”要求，避免环保考核，节约废水排污费；确保脱硫塔内浆液Cl^-浓度20000mg/L以下，保证脱硫效率，减缓管路腐蚀，延长脱硫系统使用寿命；提高石膏回收品质，增加石膏回收价值，电厂间接年经济效益达千万元以上；节能减排，助力电厂创建“环境友好型企业”。

烟道蒸发脱硫废水零排放技术具有工艺简单、投资、运行成本及占地面积仅及同期调研的独立热源蒸发技术的1/3，运行稳定，废水100%回收利用，实现真正意义的脱硫废水零排放。

【案例9-6】 国电汉川发电有限公司三期扩建工程废水零排放（浓缩减量＋蒸发结晶）

1. 工程概况

电厂位于湖北省汉川市曹家台，汉川电厂地处汉江平原，汉江下游北岸，湖北省汉川市曹家台。毗邻武汉市郊新沟镇，东南至武汉市区45km，西至汉川市10km。电厂一、二期工程装机容量为4×330MW，分别于1991年和1998年建成投产，是湖北省第一个大型火电厂。

电厂三期扩建工程拟建设2×1000MW超超临界燃煤机组，分阶段实施，先行建设的5号1×1000MW超超临界燃煤机组，于2010年9月27日正式开工建设，2012年12月21日通过168h试运行。6号机组建设1×1000MW超超临界燃煤机组。本期工程主机采用国产超超临界参数机组，同步建设烟气脱硫、脱硝装置。

该工程1～6号机组烟气脱硫系统均采用石灰石-石膏湿法脱硫工艺。1～6号机组脱硫废水量共计36m^3/h，已按常规方案即采用“中和（碱化）＋絮凝＋澄清”方案建成并投

运。现拟采用“预处理软化＋浓缩减量＋蒸发结晶”的技术路线实现脱硫废水零排放。该脱硫废水深度处理工程项目基于全厂脱硫废水实施。

2. 工艺流程

经达标排放处理的脱硫废水进入深度处理站的预处理系统，预处理达到两个目的：①通过投加氢氧化钠和碳酸钠，基本去除废水中的钙镁硬度，大大降低了膜浓缩系统和蒸发结晶系统的结垢风险；②通过分盐膜将废水中的氯化钠和硫酸钠进行分离，便于后续蒸发结晶获得高纯度的氯化钠工业盐。

废水经过分盐膜处理之后，分成两股水，一股水以氯化钠为主，进入膜浓缩减量系统；另一股水以硫酸钠和部分氯化钠为主，返回原脱硫废水处理系统，废水中的硫酸根和石灰反应生成石膏沉淀。以氯化钠为主的废水经过高压抗污染反渗透膜（即 SCRO＋DTRO）的浓缩处理后，生成 80％的淡水返回电厂锅炉补给水系统，20％的浓缩液（约 8t/h）去蒸发结晶系统。

浓缩液经过机械蒸汽压缩再循环（MVR）蒸发结晶器处理后，废水中的氯化钠结晶成了纯度大于 97.5％以上的工业盐，可广泛应用于氯碱化工、磷化工、印染等行业，实现资源回收利用。

具体工艺流程见图 9-6。

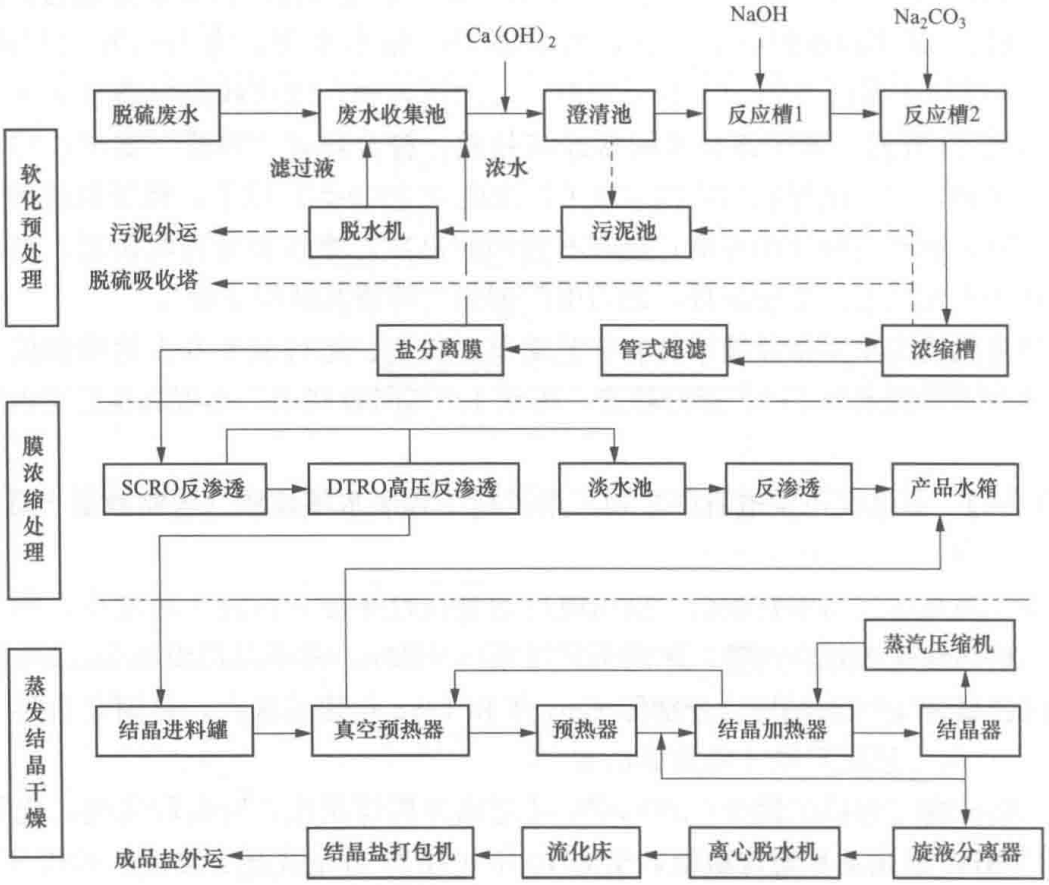


图 9-6　工艺流程图

3. 设计参数和技术指标

设计参数和技术指标主要包括废水水质参数、设计技术参数、考核指标。

（1）废水水质。该项目废水水质见表 9-17。

表 9-17　　废 水 水 质 表

序号	项目	单位	含量
1	pH 值		6～9
2	悬浮物（SS）	mg/L	≤70
3	化学需氧量（COD）	mg/L	≤95
4	氨氮	mg/L	15～25
5	硫化物	mg/L	≤1.0
6	氟化物	mg/L	≤6
7	氯根离子（Cl^-）	mg/L	8000～15000
8	硫酸根离子（SO_4^{2-}）	mg/L	3000～6000
9	全硅（SiO_2）	mg/L	5～10
10	钠离子（Na^+）	mg/L	500～2000
11	钙离子（Ca^{2+}）	mg/L	1000～2500
12	镁离子（Mg^{2+}）	mg/L	1500～4500
13	总铁（Fe）	mg/L	10～20
14	总重金属	mg/L	≤5
15	TDS	mg/L	15000～38000

（2）设计技术参数。该项目设计技术参数见表 9-18。

表 9-18　　项 目 设 计 参 数

系统名称	系统进水（m^3/h）	系统出力（m^3/h）	装置数量（套）	回收率（%）
管式超滤膜	53	50	1	95
盐分离膜装置	50	40	2	80
SCRO 反渗透装置	40	24	2	40
SCRO 浓缩装置	24	16	1	33.5
DTRO 装置	16	8	2	50
BWRO 反渗透装置	31	28	2	90

（3）考核指标。该项目出水水质见表 9-19。

表 9-19　　出 水 水 质 表

序号	项目	单位	含量	备注
1	pH 值		6.8～7.8	
2	电导率（25℃）	μS/cm	≤25	包含挥发性电导率
3	氨氮	mg/L	≤2	
4	氟化物	mg/L	≤0.01	
5	氯根离子（Cl^-）	mg/L	≤6	
6	硫酸根离子（SO_4^{2-}）	mg/L	≤0.6	
7	钠离子（Na^+）	mg/L	≤5	
8	钙离子（Ca^{2+}）	mg/L	≤0.15	
9	镁离子（Mg^{2+}）	mg/L	≤0.06	
10	TDS	mg/L	≤100	包含挥发性 TDS
11	TOC	mg/L	≤2	包含挥发性 TOC

结晶盐化学指标达到《工业盐》GB/T（5462—2015）所规定的精制工业盐二级标准，具体指标见表 9-20。

表 9-20　　结晶盐化学指标

序号	化学成分	含量（%）	备注
1	氯化钠（NaCl）	≥97.5	
2	水分（H_2O）	≤0.80	
3	水不溶物	≤0.20	
4	钙镁离子	≤0.60	
5	硫酸根离子	≤0.90	

4. 运行效果

运行效果主要包括预处理软化效果、膜浓缩系统回收率、蒸发结晶盐品质。

（1）预处理软化效果。该项目预处理软化效果见表 9-21。

表 9-21　　预处理软化效果

项目	单位	软化系统出水
pH 值	—	8.0
浊度	NTU	<1.0
钙离子	mg/L	<10
镁离子	mg/L	<8
溶解态二氧化硅	mg/L	<10
钡离子	mg/L	<0.1
锶离子	mg/L	<0.1

脱硫废水经过预处理软化系统处理后，出水硬度降到了非常低的水平，完全满足膜处理的进水要求，大大降低了膜结垢风险。

（2）膜浓缩系统回收率。经过 2 个月试运行，膜工艺段运行良好，废水总体回收率稳定在 82%以上，进入蒸发器的浓缩液 5～6t/h，减少了废水蒸发量，节能效果明显。

（3）蒸发结晶盐品质。结晶盐经干燥处理后，氯化钠含量大于 98%，含水率小于 0.5%，优于精制工业盐二级标准。现已销往电厂附近一家磷化工企业，实现了循环经济，变废为宝。

5. 总结

通过该项目的执行，确认了脱硫废水“预处理软化-膜浓缩-蒸发结晶”工艺成功运行的核心关键如下：

（1）软化系统出水总硬度小于 100mg/L（以碳酸钙计）。

（2）盐分离膜产水氯化钠浓度大于 90%。

（3）膜系统通量小于 13L/(m^2 · h)，运行压力小于 10MPa。

（4）离心机出盐含水率小于 5%。

9.8 废水处理与回用最佳可行技术路线

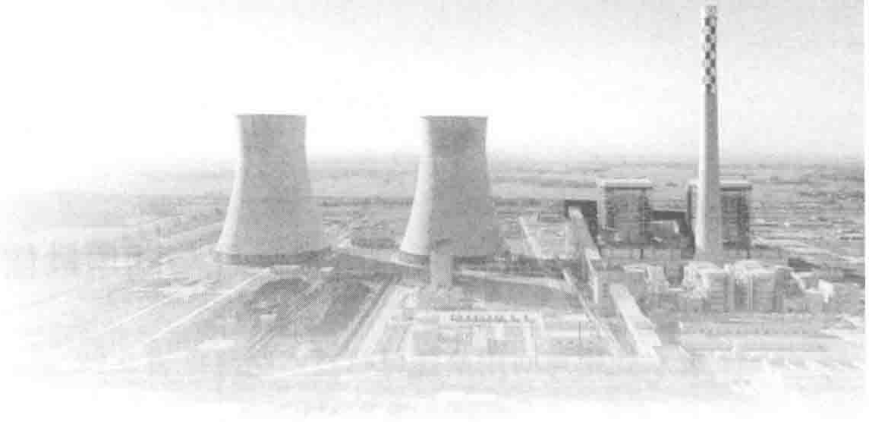
废水处理与回用最佳可行技术路线见表 9-22。

表 9-22　　废水处理与回用最佳可行技术路线

废水种类	主要污染因子	最佳可行技术	去向或回用途径
锅炉酸洗废水	COD、SS、pH 等	氧化、混凝、澄清	集中处理站
锅炉非经常性废水	pH、SS 等	沉淀、中和	集中处理站
酸碱废水	pH	中和	烟气脱硫系统
含煤废水	SS、胶体	混凝、澄清、过滤	重复利用
含油废水	油、SS	油水分离	煤场喷洒
冲渣水	SS、pH	沉淀、中和	重复利用
灰水	SS、pH 等	加阻垢剂	闭路循环
主厂房冲洗水	SS	混凝、澄清	集中处理站
锅炉排污水	温度	—	冷却水系统或化水系统
循环冷却系统排水	盐类	反渗透等除盐工艺	除灰、脱硫、喷洒等利用或除盐后回冷却系统
生活污水	COD、BOD、SS	二级生化处理	绿化、集中处理站
直流冷却系统	温度	—	直接排入水环境
初期雨水	SS、油等	不处理或混凝、澄清	集中处理站
高含盐废水（反渗透浓水、循环水排污等）	盐类	石灰处理、絮凝、沉淀、超滤、反渗透	回冷却系统、脱硫系统等
氨区废水	氨氮、pH	中和	回用
脱硫废水	pH、SS、重金属等	石灰处理、混凝、澄清、中和	干灰调湿、灰场喷洒、冲渣水、冲灰水或达标排放
		石灰处理（双碱法处理）、混凝、澄清、中和、膜软化、膜浓缩、蒸发干燥或蒸发结晶	喷雾蒸发干燥时脱硫废水进入烟气。蒸发结晶时脱硫废水蒸发的水汽冷凝后可在厂内利用，结晶盐外运综合利用

具体电厂应从全局出发，加强全厂水务管理。对电厂的水源、用水和排水做全面规划管理，选择最优的全厂用水分配方案，经济合理地处理各种废水，最大限度地提高废水回用率。

10



噪声治理技术

噪声控制应当尽量采用低噪声设备，按照环境功能合理布置声源，采取有效的降噪措施，并按时进行设备维护与检修。

10.1 噪声分类

燃煤电厂噪声主要来源于燃煤制备系统（燃料制备系统中主要噪声设备是磨煤机）、燃烧系统（燃烧系统中的最主要噪声源是锅炉排汽噪声）、发电系统（发电系统中的主要噪声源是汽轮机、发电机及励磁机等）、冷却系统（冷却系统中最大的噪声是自然通风冷却塔的淋水噪声）、脱硫系统（脱硫系统主要噪声源为氧化风机、增压风机噪声、系列泵的噪声）。

10.2 燃料制备系统噪声治理技术

燃料制备系统中的主要噪声设备是磨煤机，可分为低速、中速和高速三种。近年来新建机组大多为中速磨煤机，其噪声主要为排气噪声，噪声水平为 95～110dB(A)。中速磨煤机的噪声治理主要方法为局部隔声法，在磨机底部排气口噪声能量最大处安装隔声装置，为便于排气口散热，在隔声装置外侧设置低噪声轴流风机和消声器，其降噪量能达到 20dB(A)。

早期燃煤机组大多采用钢球磨煤机即低速磨，其噪声水平在 100～120dB(A)，对于钢球磨煤机的噪声治理，有效措施主要包括以下三种：

(1) 筒体外壳阻尼层。阻尼材料的厚度一般应为外壁厚度的 2～3 倍，可降噪 10dB(A) 左右。

(2) 隔声套。将多层吸声、隔声阻尼材料组合在一起，把磨煤机筒体紧紧地捆箍起来，与筒体一起旋转。隔声套一般采用组合式结构，可将设备噪声降至 95dB(A) 左右；缺点是增加自重、检修不便等。

(3) 隔声罩。降低钢球磨煤机噪声最常用的措施是隔声罩，隔声罩一般由隔声罩板和吸声材料等组成，通过将钢球磨煤机封闭在隔声罩内，减少噪声辐射，一般可降噪 10～30dB(A)。需注意的关键是：通风散热要好，便于拆卸与维修，结构材料轻质、高效，隔声量高。磨煤机附属的电动机一般采用能通风、可拆卸的隔声罩。

10.3 燃烧系统噪声治理技术

燃烧系统中的最主要噪声源是锅炉排汽噪声，高达130dB(A)以上，频谱呈中高频特性。锅炉排汽噪声是电厂影响面较大的高空突发噪声，一般排汽时间几分钟，影响范围可达几公里。

锅炉排汽噪声控制是在喷口安装具有扩张降速、节流降压、变频或改变喷注气流参数等功能的排气放空消声器。一般采用消声量30dB(A)以上的排气放空消声器。

燃烧系统中锅炉及炉后部分连续噪声也是较突出的空气动力噪声，噪声水平为85～115dB(A)。应对锅炉送、引风机及管路系统空气动力噪声加以治理，风机本体采用吸隔声材料进行处理，可达到不小于20dB(A)的降噪效果，同时考虑检修、散热等因素。需加装检修门和通风散热照明等设施。管路系统采用隔声包覆措施，减少噪声辐射。进、排气管道加装消声器，一般采用阻性片式消声器，可以根据消声量对吸声材料、通流截面、消声器长度等进行合理设计。

10.4 发电系统噪声治理技术

发电系统中的主要噪声源是汽轮机、发电机及励磁机等，运行噪声可达90dB(A)。很多电厂的发电机组在设备出厂时就已同时配置隔声罩，一般有20dB(A)左右的降噪效果。在隔声罩内喷刷阻尼材料能够进一步提高隔声罩的隔声性能。另外在设备安装时，在基座下安装隔振支撑，能够有效减少结构噪声。

主厂房内声源设备众多，使得厂房内噪声偏高，建筑围护结构的降噪量一般仅在10dB(A)左右，因此应注意厂房的密闭性和隔声性能，控制噪声对外辐射。厂房主体建筑的隔声降噪，应保证墙体具有足够的隔声性能，同时需要采用隔声门窗，其隔声量应与墙体的隔声量相匹配。在厂房的内壁同时需要安装吸声材料或吸声构件，设计良好的模块化吸声体的平均吸声系数可以达到0.85，通过吸收掉一部分混响声，可降低厂房内的总噪声。

10.5 冷却系统噪声治理技术

火电厂冷却系统中最大的噪声是自然通风冷却塔的淋水噪声或直接空冷岛的风机噪声。

自然通风冷却塔的淋水噪声，一般采用下述三种噪声治理措施：

(1) 部分进风口安装冷却塔通风消声器。在冷却塔底部的部分进风口区域安装由若干通风导流消声片组成的进风消声器，一般可使冷却塔的设备噪声级降低15dB(A)以上。设计中特别要控制进风消声器的压力损失，确保其不影响冷却效果，综合平衡消声器的消声量和压力损失两个主要参数，推荐使用阵列式消声器。设计中同时要注意预留通道，以方便设备的检修与维护。

(2) 隔声屏障。冷却塔采用隔声屏障降噪，隔声屏障应尽量靠近塔体，防止阻挡噪声敏感区的通风和日照等。屏障高度应高于冷却塔进风口高度，结构可采用高效轻质隔声型、

土坡型、钢筋混凝土型等，从抗震、抗风等方面予以严格设计。

（3）消声垫。消声垫是降低冷却塔淋水噪声的有效办法。消声垫可用金属的网垫、天然纤维垫、透水性能好的泡沫塑料垫等多孔材料制作。将消声垫铺放在冷却塔的下塔体，用金属网支撑或铺放在接水盘上，能降低淋水噪声 5～10dB(A)。

对于采用直接空冷方式的冷却系统，空冷平台的风机噪声影响较大。为保证足够的消声量和较小的压力损失，建议采用阵列式消声器，宜根据空冷平台的降噪需求进行消声措施的合理设计，普通的消声器应当具备 15dB(A) 以上的插入损失和较小的压力损失。

10.6　脱硫系统噪声治理技术

脱硫系统主要噪声源为氧化风机、增压风机噪声，其噪声水平一般为 85～110dB(A)。氧化风机的噪声治理一般采用加装隔声罩和室内布置，隔声量一般在 20dB(A)。增压风机的降噪一般采用和锅炉送引风机相同的阻尼复合减振降噪措施，其降噪量为 15～20dB(A)。另外，需严格把握风机和隔声罩的安装质量，防止因安装质量问题引起噪声问题。

10.7　封闭式隔声机房噪声治理技术

采用封闭式隔声机房（隔声罩）设计时，要注意封闭结构内的气流组织和封闭空间内外气流交换通道的消声问题，要提供足够的换气量，以保证人员的正常工作和设备的正常运转，室内外气流交换通道均应采取有效的消声措施。

10.8　噪声控制的最佳可行技术路线

噪声污染治理的最佳可行技术路线及其降噪水平见表 10-1。

表 10-1　　噪声污染治理的最佳可行技术及其降噪水平

噪声源	噪声源声级水平 dB（A）	最佳可行技术	降噪水平	备注
发电机、励磁机及汽轮机组	76～108	隔声罩	降噪量 20dB（A）左右	罩内吸声
		厂房内壁面吸声处理	降噪量 6dB（A）左右	
引风机、送风机	72～115	消声器	消声量 25dB（A）左右	
		管道外壳阻尼	整体噪声降到 85dB（A）以下	
给水泵、循环泵、灰浆泵等	82～108	隔声罩	降噪量 25dB（A）以上	罩内吸声
磨煤机、湿磨机	82～120	隔声罩	降噪量 20dB（A）左右	罩内吸声
		筒体外壳阻尼	整体噪声降到 95dB（A）左右	
		隔声套	降噪量 10dB（A）左右	检修不便
冷却塔	70～85	隔声屏障	降噪量 10dB（A）左右	尽量靠近塔体
		进风口消声器	消声量 15dB（A）左右	
		消声垫	消声量 8dB（A）左右	

续表

噪声源	噪声源声级水平 dB（A）	最佳可行技术	降噪水平	备注
空冷岛	60～80	低噪声风机	风机噪声可降至 63.2dB（A）	
		吸声板	吸声量 8dB（A）左右	
		消声装置	消声量 8dB（A）左右	
氧化风机、空气压缩机	82～105	隔声罩	降噪量 20dB（A）左右	罩内吸声
		消声器	消声量 30dB（A）以上	
锅炉排汽（偶发噪声）	115～130	排汽放空消声器	消声量 30dB（A）以上	

11



固体废物综合利用及处置技术

11.1 固体废物分类

燃煤电厂固体废物主要包括粉煤灰、脱硫石膏、污泥、失效脱硝催化剂、废气滤袋等。

随着发电燃煤量的不断增加以及煤质灰分的变大，粉煤灰排放总量急剧增加，故应提高其综合利用率。此外，对燃煤电厂产生的固体废物，还有脱硫副产物、污水处理污泥、失效脱硝催化剂等，必须采用适当的处理处置方法，加大资源化利用，避免二次污染。

11.2 粉煤灰综合利用技术

粉煤灰综合利用是指采用成熟工艺技术对粉煤灰进行加工，将其用于生产建材、回填、建筑工程、提取有益元素制取化工产品及其他用途。

11.2.1 粉煤灰磨细加工

粉煤灰磨细加工是指改进粉煤灰的细度和均匀性。磨细后细度增大，烧失量变化不大，密度增大，需水量比减小，抗压强度比提高。

11.2.2 粉煤灰磨分级

粉煤灰分级一般采用干法多级离心分离器，分离出符合商品要求的产品，便于综合利用。

11.2.3 利用高铝粉煤灰提炼硅铝合金

利用电厂产生的高铝粉煤灰为原料，通过电热法冶炼硅铝系列合金及从高铝粉煤灰中提取氧化铝并可联产白炭黑等硅产品。

11.2.4 综合利用

粉煤灰综合利用途径很多，利用价值大，主要可用于生产粉煤灰水泥、粉煤灰砖、建筑砌块、混凝土掺料、道路路基处理、矿井回填材料、土壤改良、微生物复合肥等。

11.3 脱硫渣综合利用及处置技术

11.3.1 脱硫石膏的应用

在参数合理配比运行的情况下，脱硫石膏的纯度能够达到90%。脱硫石膏主要用做水泥缓凝剂或制作石膏板，还可用于生产石膏粉刷材料、石膏砌块、矿井回填材料及改良土壤等。

11.3.2 半干法脱硫灰渣的应用

半干法脱硫（包括烟气循环流化床脱硫）灰渣主要成分是$CaSO_4$、$CaSO_3$等，具有强碱性和自硬性，国内应用尚不普遍，主要用于筑路和制砖。

11.3.3 循环流化床锅炉炉内脱硫灰渣的应用

与煤粉炉粉煤灰相比，循环流化床锅炉炉内脱硫灰渣具有烧失量较高、CaO含量高、SO_3质量浓度高、玻璃体较少、具有一定的自硬性等特点，可综合利用于废弃矿井、采空区回填和筑路等方面。

11.4 污泥处置技术

电厂废水处理产生的污泥主要包括给水、工业废水、脱硫废水等处理过程产生的污泥，如污泥中的重金属含量符合国家相关标准要求，可贮存在灰场内。也可以将污泥干燥后按照适当比例掺入原煤系统中进行焚烧处理。对于脱硫废水处理产生的污泥须进行危险废物鉴定，如属于危险废物，需按危险废物的处理处置要求委托有资质单位进行处理。

11.5 废弃脱硝催化剂处置技术

废弃脱硝催化剂是指不能再生利用的催化剂，应作为危险废物来处理。对于蜂窝式催化剂，一般的处理方法是压碎后进行填埋，填埋过程中应严格遵照危险固体废物的填埋要求。对于板式催化剂，由于其中含有不锈钢基材，应破碎取出不锈钢基材回收利用，并将催化剂粉填埋。

11.6 废弃滤袋处置技术

废弃滤袋处理方式有回收利用、焚烧、土地填埋等。

11.6.1 回收利用

根据不同的滤袋材质可选用机械破碎、回炉熔化拉丝、高温裂解等方法进行处理。

机械破碎是利用机械力将 PPS、PTFE、玻璃纤维等废弃滤袋由滤布变为纤维或粉粒的方法，该方法简单、实用、投资较低，可适用于各种滤袋材质。

回炉熔化拉丝是将废弃滤袋进行机械破碎、清洗、干燥后，高温熔融再拉丝重新制成纤维，然后再进行加工生产滤袋或其他产品，循环使用。

高温裂解是废弃滤袋纤维在一定的高温下，使大分子分解成小分子，再回收其中有用的小分子。

11.6.2　焚烧

焚烧是指对废弃滤袋进行高温燃烧，使废弃滤袋变成惰性残留物，并对燃烧余热进行利用，最大限度地减少废弃滤袋的体积和质量。对含有 PTFE 短纤维或基布的滤袋不应进行焚烧处理。

11.6.3　土地填埋

土地填埋是指将废弃滤袋在合适的场地填埋后进行封存处理，其特点是处理简单、处理费用低、处理量大。土地填埋需注意选择填埋地点、填埋工艺与渗透液处理等问题。

11.7　固体废物处理处置最佳可行技术路线

固体废物处理处置最佳可行技术路线见表 11-1。

表 11-1　　固体废物处理处置最佳可行技术

最佳可行技术		技术适用性
粉煤灰利用	粉煤灰磨细加工	适用于电除尘器一、二级电场和袋式除尘器收集的粉煤灰
	粉煤灰干法分级	适用于各种粉煤灰
	提炼硅铝合金	适用于高铝粉煤灰
脱硫石膏板生产技术		适用于石灰石/石灰-石膏法烟气脱硫产生的脱硫石膏
污泥掺入原煤系统焚烧技术		适用于经检定后确定为一般废物的
废弃脱硝催化剂冶炼回用技术		适用于含有不锈钢基材的板式催化剂
高温裂解、回炉熔化拉丝或高温焚烧		适用于废弃滤袋
固体废物填埋、处置技术		经检定后确定为危险废物的，按照《危险废物安全填埋污染控制标准》（GB 18598—2001）处置；经检定后确定为一般废物的，按照《一般工业固体废物贮存、处置场污染控制标准》（GB 18599—2001）处置

附录　火电厂污染防治最佳可行技术指南

1　适用范围

本标准明确了火电厂污染防治可行技术及最佳可行技术。

本标准适用于GB 13223中规定的火电企业，其中烟气污染防治技术以100MW及以上的燃煤电厂烟气治理为重点。

2　规范性引用文件

本标准引用下列文件或其中的条款。凡是不注日期的引用文件，其最新版本适用于本标准。

GB 252	普通柴油
GB 5085	危险废物鉴别标准
GB 13223	火电厂大气污染物排放标准
GB 18598	危险废物安全填埋污染控制标准
GB 18599	一般工业固体废物贮存、处置场污染控制标准
GB 50016	建筑设计防火规范
GB 50192	河港工程设计规范
GB 50660	大中型火力发电厂设计规范
DL/T 1493	燃煤电厂超净电袋复合除尘器
HJ 562	火电厂烟气脱硝工程技术规范　选择性催化还原法
HJ 563	火电厂烟气脱硝工程技术规范　选择性非催化还原法
HJ 2040	火电厂烟气治理设施运行管理技术规范
JB/T 11829	燃煤电厂用电袋复合除尘器
JTJ 211	海港总平面设计规范

3　术语和定义

下列术语和定义适用于本标准。

3.1　标准状态　standard condition

温度为273K、压力为101325Pa时的状态，简称“标态”。本标准涉及的大气污染物浓度，如无特别说明，均以标态下的干烟气、氧含量6%为基准。

3.2　达标可行技术　available technology

针对火电厂生产全过程可能产生的污染，在国内火电厂得到应用的达到国家污染物排放（控制）标准要求的污染防治技术及二次污染防治技术，简称“可行技术”。

3.3　最佳可行技术　best available technology

在达标可行技术中，综合考虑环境、能源、经济等因素下，可以获得的能达到最大减排量的技术。

3.4　**颗粒物**　particulate matter

悬浮于排放烟气中的固体和液体颗粒状物质，包括除尘器未能完全收集的烟尘颗粒及烟气脱硫、脱硝过程中产生的次生颗粒物。

3.5　**超低排放**　ultra-low emission

燃煤电厂排放烟气中颗粒物、SO_2、NO_x 浓度分别不高于 10mg/m³、35mg/m³、50mg/m³。

4　工艺过程污染防治技术

4.1　煤炭装卸、输送与贮存的扬尘防治技术

4.1.1　燃煤电厂煤炭装卸、输送与贮存设施的设计应按 GB 50660 的要求进行。

4.1.2　燃煤电厂煤炭的装卸应当采取封闭、喷淋等方式防治扬尘污染。水路来煤时，专用卸煤码头的设计应符合 JTJ 211 和 GB 50192 的环保要求，卸船机械宜采用桥式抓斗绳索牵引式卸船机、封闭式螺旋卸船机。汽车来煤时，受煤站宜采用缝式煤槽卸煤装置，除汽车进、出端外应采取封闭措施。铁路来煤时，卸煤设施除火车进、出端外应采取封闭措施。

4.1.3　厂内煤炭输送过程中，输煤栈桥、输煤转运站应采用密闭措施，也可采用圆管带式输送机，并根据需要配置除尘器。除尘器可根据煤炭挥发分的实际情况选择袋式除尘器或干式电除尘器以及冲击式、水激式、文丘里式等湿法除尘器与湿式电除尘器的组合，见表 1。湿式除尘所产生的含煤废水需进行处理。

4.1.4　厂内煤炭贮存宜采取封闭式煤场。封闭式煤场可以采用条形封闭煤场、圆形封闭煤场、筒仓式煤场等。煤场内应设喷水装置，防止煤堆自燃。不能封闭的煤场可考虑采用防风抑尘网，风力四级以上天气情况下，防风抑尘网的减风率应大于 60%。贮煤场应根据环保要求、气候特征、储煤量大小等因素选择适宜的扬尘防治措施，见表 1。

表 1　　煤炭装卸、贮存与输送过程扬尘防治可行技术

扬尘防治环节	可行技术	适用性
煤炭装卸作业过程扬尘防治	(1) 封闭式螺旋卸船机、桥式抓斗绳索牵引式卸船机	水路来煤
	(2) 缝式煤槽卸煤装置，两侧封闭	汽车来煤
	(3) 卸煤设施除进、出端外应采取封闭措施	铁路来煤
厂内煤炭输送作业过程扬尘防治	(1) 圆管带式输送机或封闭输煤栈桥	适用于所有电厂煤炭输送
	(2) 转运站配袋式除尘器	适用于各种煤质
	(3) 转运站配静电除尘器	适用于低挥发分煤
	(4) 转运站采用湿式除尘器与湿式电除尘器的组合	适用于各种煤质，环境较敏感地区
厂内贮煤场扬尘防治	(1) 露天煤场设喷洒装置、干煤棚，周边进行绿化	适用于南方多雨、潮湿的地区且周围无环境敏感目标的现有煤场
	(2) 露天煤场设喷洒装置与防风抑尘网组合	适用于不能封闭的煤场
	(3) 储煤筒仓配置库顶式除尘器	适用于贮煤量较小、配煤要求高的电厂
	(4) 封闭式煤场设置喷洒装置	适用于能够封闭的煤场

4.2　脱硫剂装卸、输送与贮存的扬尘防治技术

4.2.1　常用脱硫剂为石灰或石灰石粉。

4.2.2　装卸作业扬尘防治宜采用密闭罐车配置卸载设备，如罗茨风机。

4.2.3　运输扬尘防治应采用密闭罐车。

4.2.4　贮存扬尘防治应采用筒仓贮存配袋式除尘器，受料时排气中粉尘的分离与收集也应采用袋式除尘器。

4.3　灰场扬尘防治技术

4.3.1　电厂灰场应分块使用，尽量减小作业面。

4.3.2　对于干灰场，调湿灰通过自卸密封车运至灰场，及时铺平、洒水、碾压，风速较大时应暂停作业，必要时可进行覆盖。

4.3.3　对于水灰场，应保证灰场表面覆水。

4.4　液氨、氨水装卸、输送与贮存污染防治技术

4.4.1　液氨、氨水的选择与设计应符合 GB 50660 的要求。

4.4.2　液氨、氨水的装卸、运输、贮存应符合 HJ 562 及 HJ 563 的要求。

4.4.3　液氨贮罐区属于火灾危险性乙类场所，与建筑物的防火间距应符合 GB 50016 的要求。

5　烟气污染防治技术

5.1　一般规定

5.1.1　烟气污染防治主要采用烟气除尘、脱硫、低氮燃烧与烟气脱硝、汞污染防治等技术。

5.1.2　燃煤电厂除尘、脱硫和脱硝等环保设施对汞的脱除效果明显，大部分电厂都可以达标。对于个别燃烧高汞煤、汞排放超标的电厂，可以采用单项脱汞技术。

5.1.3　应从锅炉点火方式、入炉煤的配比、锅炉送风送料及升降负荷速率的控制、烟气治理设施的运行条件等方面，尽可能减少机组启停时烟气污染物的产生与排放。

5.1.4　锅炉启动时应使用等离子点火或清洁燃料（如天然气、GB 252—2015 中规定的普通柴油）进行点火，一旦开始投入煤粉进行燃烧，除干法烟气脱硫和选择性催化还原法（SCR）烟气脱硝以外的所有烟气治理设施必须运行。

5.1.5　锅炉停机阶段必须保证所有烟气治理设施正常运行。炉内停止投入煤粉等燃料后，在保证机组操作和安全的前提下，仍可运行的烟气治理设施应继续运行。

5.1.6　烟气污染防治设施运行管理按 HJ 2040 执行。

5.2　烟气除尘技术

5.2.1　一般规定

5.2.1.1　燃煤电厂烟气除尘主要采用电除尘、电袋复合除尘和袋式除尘技术。

5.2.1.2　除尘技术应根据环保要求、燃煤性质、飞灰性质、现场条件、电厂规模和锅炉类型等进行选择。

5.2.2　电除尘技术

5.2.2.1　技术原理

a）电除尘技术是在高压电场内，使悬浮于烟气中的烟尘或颗粒物受到气体电离的作用而荷电，荷电颗粒在电场力的作用下，向极性相反的电极运动，并吸附在电极上，通过振打、水膜清除等使其从电极表面脱落，实现除尘的全过程。依据电极表面灰的清除是否用水，分为干式电除尘和湿式电除尘。干式电除尘常被称作电除尘，湿式电除尘常被称作

湿电。

b）为电除尘器供电的电源主要有高频电源、三相电源、恒流电源、脉冲电源和工频电源等。

5.2.2.2　技术特点及适用性

a）技术特点

电除尘技术具有除尘效率高、适用范围广、运行费用较低、使用维护方便、无二次污染等优点，但其除尘效率受煤、灰成分等影响较大，且占地面积较大。

b）技术适用性

电除尘技术适用于工况比电阻在 $1\times10^{4}\Omega\cdot cm\sim1\times10^{11}\Omega\cdot cm$ 范围内的烟尘去除，可在范围很宽的温度、压力和烟尘浓度条件下运行。

c）影响性能的主要因素

影响电除尘器性能的主要因素有工况条件、电除尘器的技术状况和运行条件。

d）污染物排放与能耗

电除尘器除尘效率为 99.20%～99.85%，出口烟尘浓度可达到 $20mg/m^3$ 以下，其能耗主要为电耗。电除尘器使用高频、脉冲等新型电源供电，与使用工频电源供电相比，可减少污染物排放或在同等除尘效率下实现节能。

e）存在的主要问题

常规电除尘技术存在高比电阻粉尘引起的反电晕、振打引起的二次扬尘及微细烟尘荷电不充分等导致除尘效率下降的问题。

5.2.2.3　技术发展与应用

a）低低温电除尘技术

① 低低温电除尘技术是通过烟气冷却器降低电除尘器入口烟气温度至酸露点以下的电除尘技术。烟尘工况比电阻大幅下降，烟气流量减小，可实现较高的除尘效率；同时，烟气中气态 SO_3 将冷凝成液态的硫酸雾，通过烟气中烟尘吸附及化学反应，可去除烟气中大部分 SO_3；在达到相同除尘效率前提下，与常规干式电除尘器相比，低低温电除尘器的电场数量可减少，流通面积可减小，运行功耗降低，节能效果明显。但烟尘比电阻降低会削弱捕集到阳极板上烟尘的静电黏附力，从而导致二次扬尘有所增加。

② 低低温电除尘器适用于灰硫比大于 100 的烟气条件，灰硫比是指低温省煤器（烟气冷却器）入口烟气中烟尘质量浓度与 SO_3 质量浓度之比。

b）湿式电除尘技术

① 湿式电除尘技术是用水膜清除吸附在电极上的颗粒物。根据阳极板的形状，湿式电除尘器分为板式和管式等，应用较多的是管式中的蜂窝式与板式。湿式电除尘器安装在脱硫设备后，可有效去除烟尘及湿法脱硫产生的次生颗粒物，并能协同脱除 SO_3、汞及其化合物等。

② 影响湿式电除尘器性能的主要因素有湿式电除尘器的结构形式、入口浓度、粒径分布、气流分布、除尘器技术状况和冲洗水量。

③ 湿式电除尘器除电耗外，还有水耗、碱耗，外排废水宜统筹考虑作为湿法脱硫系统

补充水。

c）高频电源技术

① 高频电源是应用高频开关技术，将工频三相交流电源经整流、高频逆变、升压、二次整流输出直流负高压的高压供电电源。

② 高频电源在纯直流供电方式下，烟尘排放可降低30%～50%；高频电源在间歇脉冲供电方式下，可节能50%～70%；高频电源控制方式灵活，其本身效率和功率因数较高，均可达0.95；还具有重量轻、体积小、结构紧凑、三相平衡等特点，在燃煤电厂得到了广泛的应用。

d）脉冲电源技术

① 脉冲电源是电除尘配套使用的新型高压电源，通常由一个直流高压单元和一个脉冲单元叠加组成，直流高压单元可采用工频电源、三相电源、高频电源。脉冲电源可较大幅度地提高电场峰值电压，脉冲电压宽度一般为120μs及以下。

② 脉冲电源在提高电场电压的同时可保持较低的平均直流电流，抑制反电晕的发生，因此能提高除尘效率；脉冲高压、脉冲重复频率等参数单独可调，对不同工况的粉尘变化具有良好的适应性。同等工况下，与工频电源相比，可减少烟尘排放50%以上，降低能耗30%～70%，已有多个电厂成功应用。

e）移动电极、离线振打等清灰技术

① 移动电极是改变传统的振打清灰为清灰刷清灰，可避免反电晕现象并最大限度地减少了二次扬尘，增大了粉尘驱进速度，可提高除尘效率，但其对设备的设计、制造、安装工艺要求较高。

② 离线振打清灰是将需要清灰的烟气通道出口或进、出口烟气挡板关闭，并停止供电，进行振打清灰，大幅减少清灰过程中的二次扬尘。挡板关闭会影响电除尘器本体内的流场，需通过风量调整装置来防止流场恶化。一般在电除尘器末电场使用，已有多个电厂成功应用。

f）机电多复式双区电除尘技术

① 机电多复式双区电除尘技术是荷电区与收尘区交替布置，荷电区与收尘区分别供电的电除尘技术。荷电区由放电能力强的极配形式构成，布置在收尘区的前端；收尘区由数根圆管组合的辅助电晕极与阳极板配对，运行电压高，场强均匀，电晕电流小，能有效抑制反电晕。

② 由于圆管电晕极的表面积大，可捕集正离子粉尘，从而达到节电和提高除尘效率的目的。一般布置于末电场，单室应用时需增加一套高压设备。

g）电凝聚技术

电凝聚技术是通过双极荷电及扰流聚合实现细颗粒的有效凝聚，形成大颗粒后被电除尘器有效收集，是减少细颗粒物排放的电除尘器增效技术，压力降小于250Pa。

5.2.2.4　主要工艺参数及效果

a）干式电除尘器

干式电除尘器的主要工艺参数及效果见表2。干式电除尘器对煤种的除尘难易性评价方法见表3。

表 2　　干式电除尘器的主要工艺参数及效果

项目	单位	主要工艺参数及效果		
入口烟气温度	℃	干式电除尘器（无）		
		低低温电除尘器（90±5）		
同极间距	mm	300～500		
烟气流速	m/s	0.8～1.2		
气流分布均匀性相对均方根差	—	≤0.25		
灰硫比	—	>100（低低温电除尘器）		
压力降	Pa	≤250		
流量分配极限偏差	%	±5		
漏风率	%	≤3（电除尘器、300MW 级及以下的低低温电除尘器）		
		≤2（300MW 级以上的低低温电除尘器）		
除尘效率	%	99.20～99.85（电除尘器）		
		99.20～99.90（低低温电除尘器）		
常规电除尘器比集尘面积	$m^2/(m^3 \cdot s^{-1})$	≥100（D_1）	≥110（D_1）	≥130（D_1）
		≥120（D_2）	≥140（D_2）	—
		≥140（D_3）	—	—
低低温电除尘器比集尘面积	$m^2/(m^3 \cdot s^{-1})$	≥80（D_1）	≥95（D_1）	≥110（D_1）
		≥90（D_2）	≥105（D_2）	≥120（D_2）
		≥100（D_3）	≥115（D_3）	≥130（D_3）
出口烟尘浓度	mg/m^3	≤50mg/m^3	≤30mg/m^3	≤20mg/m^3

注： D_1、D_2、D_3 为入口含尘浓度不大于 30g/m^3 时电除尘器对煤种的除尘难易性为较易、一般、较难（评价方法见表 3）时的比集尘面积。当入口含尘浓度大于 30g/m^3 时，表中比集尘面积酌情增加 5$m^2/(m^3 \cdot s^{-1})$～15$m^2/(m^3 \cdot s^{-1})$。

表 3　　电除尘器对煤种的除尘难易性评价方法

除尘难易性	煤、飞灰主要成分重量百分比含量所满足的条件（满足其中一条即可）
较易	a）$Na_2O>0.3\%$，且 $S_{ar}\geqslant 1\%$，且 $(Al_2O_3+SiO_2)\leqslant 80\%$，同时 $Al_2O_3\leqslant 40\%$； b）$Na_2O>1\%$，且 $S_{ar}>0.3\%$，且 $(Al_2O_3+SiO_2)\leqslant 80\%$，同时 $Al_2O_3\leqslant 40\%$； c）$Na_2O>0.4\%$，且 $S_{ar}>0.4\%$，且 $(Al_2O_3+SiO_2)\leqslant 80\%$，同时 $Al_2O_3\leqslant 40\%$； d）$Na_2O\geqslant 0.4\%$，且 $S_{ar}>1\%$，且 $(Al_2O_3+SiO_2)\leqslant 90\%$，同时 $Al_2O_3\leqslant 40\%$； e）$Na_2O>1\%$，且 $S_{ar}>0.4\%$，且 $(Al_2O_3+SiO_2)\leqslant 90\%$，同时 $Al_2O_3\leqslant 40\%$
一般	a）$Na_2O\geqslant 1\%$，且 $S_{ar}\leqslant 0.45\%$，且 $85\%\leqslant(Al_2O_3+SiO_2)\leqslant 90\%$，同时 $Al_2O_3\leqslant 40\%$； b）$0.1\%<Na_2O<0.4\%$，且 $S_{ar}\geqslant 1\%$，且 $85\%\leqslant(Al_2O_3+SiO_2)\leqslant 90\%$，同时 $Al_2O_3\leqslant 40\%$； c）$0.4\%<Na_2O<0.8\%$，且 $0.45\%<S_{ar}<0.9\%$，且 $80\%\leqslant(Al_2O_3+SiO_2)\leqslant 90\%$，同时 $Al_2O_3\leqslant 40\%$； d）$0.3\%<Na_2O<0.7\%$，且 $0.1\%<S_{ar}<0.3\%$，且 $80\%\leqslant(Al_2O_3+SiO_2)\leqslant 90\%$，同时 $Al_2O_3\leqslant 40\%$
较难	a）$Na_2O\leqslant 0.2\%$，且 $S_{ar}\leqslant 1.4\%$，同时 $(Al_2O_3+SiO_2)\geqslant 75\%$； b）$Na_2O\leqslant 0.4\%$，且 $S_{ar}\leqslant 1\%$，同时 $(Al_2O_3+SiO_2)\geqslant 90\%$； c）$Na_2O<0.4\%$，且 $S_{ar}<0.6\%$，同时 $(Al_2O_3+SiO_2)\geqslant 80\%$

注： S_{ar}指煤收到基中含硫量，氧化物指飞灰（烟尘）中的成分。

b）湿式电除尘器

湿式电除尘器的主要工艺参数及效果见表 4。湿式电除尘器出口颗粒物浓度取决于入口的颗粒物浓度以及湿式电除尘器的具体参数。

表 4　　湿式电除尘器的主要工艺参数及效果

项目	单位	主要工艺参数及效果
入口烟气温度	℃	＜60（饱和烟气）
比集尘面积	$m^2/(m^3 \cdot s^{-1})$	7～20（板式）
		12～25（蜂窝式）
同极间距	mm	250～400
烟气流速	m/s	≤3.5（板式）
		≤3.0（蜂窝式）
气流分布均匀性相对均方根差	—	≤0.2
压力降	Pa	≤250（板式）
		≤300（蜂窝式）
流量分配极限偏差	%	±5
出口颗粒物浓度	mg/m^3	≤10 或≤5
除尘效率	%	70～90

5.2.3　电袋复合除尘技术

5.2.3.1　技术原理

a）电袋复合除尘技术是电除尘与袋式除尘有机结合的一种复合除尘技术，利用前级电场收集大部分烟尘，同时使烟尘荷电，利用后级袋区过滤拦截剩余的烟尘，实现烟气净化。

b）电袋复合除尘器按照结构形式可分为一体式电袋复合除尘器、分体式电袋复合除尘器和嵌入式电袋复合除尘器。其中，一体式电袋复合除尘器技术最为成熟，应用最为广泛。

5.2.3.2　技术特点及适用性

a）技术特点

电袋复合除尘器具有长期稳定低排放、运行阻力低、滤袋使用寿命长、运行维护费用低、占地面积小、适用范围广的特点。

b）技术适用性

电袋复合除尘技术适用于国内大多数燃煤机组燃用的煤种，特别是高硅、高铝、高灰分、高比电阻、低硫、低钠、低含湿量的煤种。该技术的除尘效率不受煤质、烟气工况变化的影响，排放长期稳定可靠，尤其适用于排放要求严格的地区及老机组除尘系统改造。

c）影响性能的主要因素

影响电袋复合除尘器性能的主要因素有设备的运行条件、设备的设计、制作和安装质量。要考虑滤料选型与烟气成分匹配，运行温度宜高于酸露点 10℃～20℃。

d）污染物排放与能耗

① 电袋复合除尘器能够长期稳定保持污染物达标或超低排放，除尘效率为 99.50%～99.99%，出口烟尘浓度通常在 $20mg/m^3$ 以下。

② 电袋复合除尘器的能耗主要为高压供电设备电耗、引风机电耗、绝缘子加热器电耗等。

5.2.3.3　技术发展与应用

a）超净电袋复合除尘技术

超净电袋复合除尘技术是基于最优耦合匹配、高均匀多维流场、微粒凝并、高精过滤

等多项技术组合形成的新一代电袋复合除尘技术，可实现除尘器出口烟尘浓度长期稳定小于 10mg/m³，甚至可达到小于 5mg/m³。

b）耦合增强电袋复合除尘技术

耦合增强电袋复合除尘技术是将前电后袋整体式电袋技术与嵌入式电袋技术相结合形成的新型电袋复合除尘技术。该技术具有高过滤风速、滤袋更换及维护费用低的优点，是电袋复合除尘技术重要的发展方向之一，可实现除尘器出口烟尘浓度小于 5mg/m³。

c）高精过滤和强耐腐滤料技术

① 高精过滤是指滤袋采用特殊结构和先进的后处理工艺，使滤袋表面的孔径小、孔隙率大，有效防止细微粉尘的穿透，提高过滤精度的新型滤袋技术。典型的高精过滤滤料有 PTFE（聚四氟乙烯）微孔覆膜滤料和超细纤维多梯度面层滤料。高精过滤滤料制成滤袋后，需进一步采用缝制针眼封堵技术，防止极细微粉尘从针眼穿透。

② 强耐腐滤料是指 PPS（聚苯硫醚）、PI（聚酰亚胺）、PTFE（聚四氟乙烯）高性能纤维按不同组合、不同比例、不同结构进行混纺的系列滤料配方和生产工艺，形成了 PTFE 基布＋PPS 纤维、PPS＋PTFE 混纺、PI＋PTFE 混纺的多品种高强度耐腐蚀系列滤料，适应各种复杂的烟气工况，可延长滤袋使用寿命。

d）大型电袋流场均布技术

采用数值模拟和物理模型相结合的方法，保证各种容量等级的机组，特别是百万千瓦机组的特大型电袋复合除尘器各净气室的流量相对偏差小于 5%，各分室内通过每个滤袋的流量相对均方根差不大于 0.25。

e）长袋高效清灰技术

长袋高效清灰技术是采用 10.16cm（4in）大口径脉冲阀对 25 条以上大口径长滤袋（8m～10m）进行喷吹的清灰技术。该技术可确保长滤袋的清灰效果，提高电袋复合除尘器空间利用率，简化总体结构布置。

f）前沿技术

① 金属滤料技术

采用金属材质的原料，经特殊的制造工艺制成的多孔过滤材料。按制作工艺分为烧结金属纤维毡和烧结金属粉末过滤材料。烧结金属纤维毡由具有耐高温、耐腐蚀性的不锈钢材质制成的金属纤维经过无纺铺制后烧结而成，通常采用梯度分层纤维结构。烧结金属粉末过滤材料是由球形或不规则形状的金属粉末或合金粉末经模压成形与烧结而制成，以铁铝金属间化合物膜最为典型。

② 电袋协同脱汞技术

电袋协同脱汞技术是以改性活性炭等作为活性吸附剂脱除汞及其化合物的前沿技术。该技术在电场区和滤袋区之间设置活性吸附剂吸附装置，活性吸附剂与浓度较低的粉尘在混合吸附后经后级滤袋过滤、收集，达到去除气态汞的目的，其气态汞脱除效率可达 90% 以上。滤袋区收集的粉尘和吸附剂的混合物经灰斗循环系统多次利用，以提高吸附剂的利用率，直到吸附剂达到饱和状态而被排出。

5.2.3.4　主要工艺参数及效果

电袋复合除尘器的主要工艺参数和效果见表 5。

表 5　　电袋复合除尘器的主要工艺参数及效果

项目	单位	工艺参数及效果		
运行烟气温度	℃	≤250（含尘气体温度不超过滤料允许使用的温度）		
除尘设备漏风率	%	≤2		
气流分布均匀性相对均方根差	—	≤0.25		
电区比集尘面积	$m^2/(m^3 \cdot s^{-1})$	≥20	≥25	≥30
过滤风速	m/min	≤1.2	≤1.0	≤0.95
除尘器的压力降	Pa	≤1200	≤1100	≤1100
滤袋整体使用寿命	年	≥4	≥5	≥5
滤料形式	—	不低于 JB/T 11829 的要求	不低于 DL/T 1493 的要求	不低于 DL/T 1493 的要求
流量分布均匀性	—	宜符合 JB/T 11829 的要求	宜符合 DL/T 1493 的要求	宜符合 DL/T 1493 的要求
出口烟尘浓度	mg/m^3	≤20	≤10	≤5
注：处理干法或半干法脱硫后的高粉尘浓度烟气时，电区的比集尘面积宜不小于 $40m^2/(m^3 \cdot s^{-1})$，滤袋区的过滤速度宜不大于 0.9m/min。				

5.2.4　袋式除尘技术

5.2.4.1　技术原理

袋式除尘技术是利用纤维织物的拦截、惯性、扩散、重力、静电等协同作用对含尘气体进行过滤的技术。当含尘气体进入袋式除尘器后，颗粒大、比重大的烟尘，由于重力的作用沉降下来，落入灰斗，烟气中较细小的烟尘在通过滤料时被阻留，使烟气得到净化，随着过滤的进行，阻力不断上升，需进行清灰。按清灰方式分为脉冲喷吹类、反吹风类及机械振打类袋式除尘器。电厂主要采用脉冲喷吹类袋式除尘器，可采取固定行喷吹或旋转喷吹方式。

5.2.4.2　技术特点及适用性

a）技术特点

袋式除尘器除尘效率基本不受燃烧煤种、烟尘比电阻和烟气工况变化等影响，占地面积小，控制系统简单，可实现较为稳定的低排放。

b）技术适用性

袋式除尘技术适用煤种及工况条件范围广泛。

c）影响性能的主要因素

影响袋式除尘器性能的主要因素有设备的运行条件、入口烟尘浓度、设备的设计、制作和安装质量。要考虑滤料选型与烟气成分匹配，运行温度宜高于酸露点 10℃～20℃。滤袋选型要充分考虑烟气温度、煤含硫量、烟气含氧量和 NO_x 浓度等因素影响。

d）污染物排放与能耗

袋式除尘器的除尘效率为 99.50%～99.99%，出口烟尘浓度可控制在 $30mg/m^3$ 或 $20mg/m^3$ 以下。当采用高精过滤滤料时，出口烟尘浓度可以实现 $10mg/m^3$ 以下。袋式除尘器的能耗主要为引风机和空气压缩机系统的电耗。

5.2.4.3　技术发展与应用

a）针刺水刺复合滤料技术

采用先针刺后水刺工艺生产三维毡滤料的技术，可克服针刺工艺刺伤纤维和留有针孔

两大弊端，延长滤袋寿命和提高过滤精度，同时可降低生产成本，提高经济性。

b）大型化袋式除尘技术

采用下进风、端进端出气的进出风方式，以及阶梯形花板、挡风导流板、各通道或分室设置阀门等结构，有效调节各通道和各室流场的均匀分布，实现大型袋式除尘器的气流均布。如40.64cm（16in）大规格脉冲阀和大型低压脉冲清灰的适配技术，7.62cm（3in）、10.16cm（4in）阀喷吹18条～28条长滤袋（6m～10m）的喷吹技术。

5.2.4.4　主要工艺参数及效果

袋式除尘器的主要工艺参数和效果见表6。

表6　　袋式除尘器的主要工艺参数及效果

项目	单位	工艺参数及效果		
运行烟气温度	℃	高于烟气酸露点15以上且≤250		
除尘设备漏风率	%	≤2		
流量分配极限偏差	%	±5		
过滤风速	m/min	≤1.0	≤0.9	≤0.8
除尘器的压力降	Pa	≤1500	≤1500	≤1400
滤袋整体使用寿命	年	≥4	≥4	≥4
滤料形式	—	常规针刺毡	常规针刺毡	高精过滤滤料
出口烟尘浓度	mg/m^3	≤30	≤20	≤10
注：处理干法、半干法脱硫后的高粉尘浓度烟气时，过滤风速宜小于等于0.7m/min。				

5.2.5　烟尘达标可行技术

5.2.5.1　电除尘、电袋复合除尘、袋式除尘均是达标排放可行技术。当电除尘器对煤种的除尘难易性为“较易”或“一般”时（评价方法见表3），宜选用电除尘技术；当煤种除尘难易性为“较难”时，600MW级及以上机组宜选用电袋复合除尘技术，300MW级及以下机组可选用电袋复合除尘技术或袋式除尘技术。

5.2.5.2　电除尘器优先选用高频电源、脉冲电源等高效电源供电。绝缘子应有防结露的措施，当采用低低温电除尘、湿式电除尘技术时，宜采用防露节能型绝缘子或设置热风吹扫装置。

5.2.5.3　考虑到湿法脱硫对颗粒物的洗涤作用，当颗粒物排放浓度执行$30mg/m^3$标准限值时，除尘器出口烟尘浓度宜低于$50mg/m^3$；当颗粒物排放浓度执行$20mg/m^3$标准限值时，除尘器出口烟尘浓度宜低于$30mg/m^3$。

5.3　烟气脱硫技术

5.3.1　一般规定

5.3.1.1　按照脱硫工艺是否加水和脱硫产物的干湿形态，烟气脱硫技术分为湿法、干法和半干法三种工艺。

5.3.1.2　湿法脱硫工艺选择使用钙基、镁基、海水和氨等碱性物质作为液态吸收剂，在实现SO_2达标或超低排放的同时，具有协同除尘功效，辅助实现烟气颗粒物超低排放。

5.3.1.3　干法、半干法脱硫工艺主要采用干态物质（例如消石灰、活性焦等）吸收、吸附烟气中SO_2。

5.3.2 石灰石-石膏湿法脱硫技术

5.3.2.1 技术原理

石灰石-石膏湿法脱硫技术以含石灰石粉的浆液为吸收剂，吸收烟气中 SO_2、HF 和 HCl 等酸性气体。脱硫系统主要包括吸收系统、烟气系统、吸收剂制备系统、石膏脱水及贮存系统、废水处理系统、除雾器系统、自动控制和在线监测系统。

5.3.2.2 技术特点及适用性

a）技术特点

石灰石-石膏湿法脱硫技术成熟度高，可根据入口烟气条件和排放要求，通过改变物理传质系数或化学吸收效率等调节脱硫效率，可长期稳定运行并实现达标排放。

b）技术适用性

石灰石-石膏湿法脱硫技术对煤种、负荷变化具有较强的适应性，对 SO_2 入口浓度低于 12000mg/m^3 的燃煤烟气均可实现 SO_2 达标排放。

c）影响性能的主要因素

石灰石-石膏湿法脱硫效率主要受浆液 pH 值、液气比、钙硫比、停留时间、吸收剂品质、塔内气流分布等多种因素影响。

d）污染物排放与能耗

石灰石-石膏湿法脱硫效率为 95.0%～99.7%，还可部分去除烟气中的 SO_3、颗粒物和重金属。能耗主要为浆液循环泵、氧化风机、引风机或增压风机等消耗的电能，可占对应机组发电量的 1%～1.5%。湿法脱硫系统是烟气治理设施耗能的主要环节。

e）存在的主要问题

吸收剂石灰石的开采，会对周边生态环境造成一定程度的影响。烟气脱硫所产生的脱硫石膏如无法实现资源循环利用也会对环境产生不利影响。脱硫后的净烟气会挟带少量脱硫过程中产生的次生颗粒物。此外，还会产生脱硫废水、风机噪声、浆液循环泵噪声等环境问题。

5.3.2.3 技术发展与应用

a）复合塔技术

在脱硫塔底部浆液池及其上部的喷淋层之间以及各喷淋层之间加装湍流类、托盘类、鼓泡类等气液强化传质装置，形成稳定的持液层，提高烟气穿越持液层时气液固三相传质效率；通过调整喷淋密度及雾化效果，改善气液分布。这些 SO_2 脱除增效手段还有协同捕集烟气中颗粒物的辅助功能，再配合脱硫塔内、外加装的高效除雾器或高效除尘除雾器，复合塔系统的颗粒物协同脱除效率可达 70%以上。该类技术目前应用较多的工艺包括：旋汇耦合、沸腾泡沫、旋流鼓泡、双托盘、湍流管栅等。

b）pH 值分区技术

设置 2 个喷淋塔或在 1 个喷淋塔内加装隔离体对脱硫浆液实施物理分区或依赖浆液自身特点（流动方向、密度等）形成自然分区，达到对浆液 pH 值的分区控制。部分脱硫浆液 pH 值维持在较低区间（4.5～5.3），以确保石灰石溶解和脱硫石膏品质，部分脱硫浆液 pH 值则提高至较高区间（5.8～6.4），提高对烟气中 SO_2 的吸收效率。与此同时，优化脱硫浆液喷淋（喷淋密度、雾滴粒径等），不仅可以提高脱硫效率，对烟气中细微颗粒物的协

同捕集也有增效作用，再配合脱硫塔内、外加装的高效除雾器或除尘除雾器，pH 值分区系统颗粒物协同脱除效率可达到 50%～70%。典型工艺包括：单塔双 pH 值、双塔双 pH 值、单塔双区等。

c）烟气冷却与除雾技术

① 烟气冷却技术。在未采用低低温电除尘器的情况下，可在脱硫塔前加装低温省煤器（烟气换热器），将进入脱硫塔的烟气温度降低到 80℃左右，提高脱硫效率的同时，可实现节能节水。通常采用氟塑料或高级合金钢等耐腐蚀材料作为烟气换热器换热元件材质。

② 烟气除雾技术。在脱硫塔顶部或塔外应安装除雾器或除尘除雾器，在除雾器后还可采用声波团聚技术进一步减少烟气雾滴排放。在控制逃逸雾滴浓度低于 25mg/m^3，雾滴中可过滤颗粒物含量小于 10%时，可协同实现颗粒物超低排放。

d）烟气除水与再热技术

① 烟气除水技术。在湿烟气排放前加装烟气冷却凝结装置，使净烟气中饱和水汽冷凝成水回收利用，回收水量与烟气冷却温降及当地环境条件有关。该技术同时可减少外排烟气带水，并减少烟气中可溶解盐类和可凝结颗粒物的排放，必要时可对除水后的烟气进行再热，以进一步减少白烟。

② 烟气再热技术。在湿烟气排放前通过管式热媒水烟气换热器（MGGH）将净烟气加热至 75℃左右后排放。

5.3.2.4　主要工艺参数及效果

石灰石-石膏湿法脱硫主要工艺参数及效果见表 7。

表 7　　石灰石-石膏湿法脱硫主要工艺参数及效果

项目	单位	工艺参数及效果		
吸收塔运行温度	℃	50～60		
空塔烟气流速	m/s	3～3.8		
喷淋层数	—	3～6		
钙硫摩尔比	—	＜1.05		
液气比*	L/m^3	12～25（空塔技术） 6～18（pH 值分区技术） 10～25（复合塔技术）		
浆液 pH 值	—	4.5～6.5		
石灰石细度	目	250～325		
石灰石纯度	%	＞90		
系统阻力损失	Pa	＜2500		
脱硫石膏纯度	%	＞90		
脱硫效率	%	95.0～99.7		
入口烟气 SO_2 浓度	mg/m^3	≤12000		
出口烟气 SO_2 浓度	mg/m^3	达标排放或超低排放		
入口烟气粉尘浓度	mg/m^3	30～50	20～30	＜20
出口颗粒物浓度	—	达标排放；可采用湿电，实现颗粒物超低排放	可采用复合塔脱硫技术协同除尘或采用湿电，实现颗粒物超低排放	可采用复合塔脱硫技术协同除尘，实现颗粒物超低排放
* 液气比具体数值与燃煤含硫量有关。				

5.3.3　烟气循环流化床脱硫技术

5.3.3.1　技术原理

利用循环流化床反应器，通过吸收塔内与塔外的吸收剂的多次循环，增加吸收剂与烟气接触时间，提高脱硫效率和吸收剂的利用率。

5.3.3.2　技术特点及适用性

a）技术特点

烟气循环流化床脱硫技术具有工艺流程简洁、占地面积小、节能节水、排烟无需再热、烟囱无需特殊防腐、无废水产生等特点。副产物为干态，便于处理处置。

b）技术适用性

该技术适用于燃用中低硫煤或有炉内脱硫的循环流化床机组，特别适合缺水地区。

c）影响性能的主要因素

烟气循环流化床脱硫效率受吸收剂品质、钙硫比、反应温度、喷水量、停留时间等多种因素影响。其中，吸收剂品质对脱硫效率影响较大，一般要求生石灰粉细度小于 2mm，氧化钙含量不小于 80%，加适量水后 4min 内温度可升高到 60℃。

d）污染物排放与能耗

烟气循环流化床脱硫技术脱硫效率为 93%～98%。烟气循环流化床吸收塔入口 SO_2 浓度低于 3000mg/m³ 时可实现达标排放，低于 1500mg/m³ 时可实现超低排放。能耗主要为风机、吸收剂输送及再循环系统等消耗的电能，可占对应机组发电量的 0.5%～1.0%。

e）存在的主要问题

脱硫剂生石灰需由石灰石煅烧而成，对脱硫剂品质要求较高，且煅烧过程会增加能耗及污染物排放。脱硫副产物中 CaO、SO_3 含量较高，综合利用受到一定限制。

5.3.3.3　技术发展与应用

a）循环氧化吸收协同脱硝技术（circulating oxidation and absorption，COA）是在烟气循环流化床脱硫技术的基础上，利用循环流化床激烈湍动的、巨大表面积的颗粒作为反应载体，通过烟气自身或外加氧化剂的氧化作用，将烟气中 NO 转化为 NO_2，再与碱性吸收剂发生中和反应实现脱硝，协同脱硝效率一般控制在 40%～60%。

b）COA 技术在实现烟气脱硫的同时可单独用作电厂炉后的烟气脱硝，也可与 SCR 或选择性非催化还原（SNCR）脱硝技术组合应用，作为烟气 NO_x 超低排放的工艺选配。

5.3.3.4　主要工艺参数及效果

烟气循环流化床脱硫技术的主要工艺参数及效果见表 8。

表 8　　烟气循环流化床脱硫技术主要工艺参数及效果

项目	单位	工艺参数及效果		
入口烟气温度	℃	≥100		
运行烟气温度	℃	高于烟气露点 15～25		
钙硫摩尔比	—	1.2～1.8（循环流化床锅炉炉外部分）		
吸收塔流速	m/s	4～6		
入口 SO_2 浓度	mg/m³	≤3000	≤2000	≤1500
袋式除尘器过滤风速	m/min	0.8～0.9	0.7～0.8	≤0.7
出口 SO_2 浓度	mg/m³	≤100	≤50	≤35
出口烟尘浓度	mg/m³	≤30	≤20	≤10 或≤5

5.3.4　氨法脱硫技术

5.3.4.1　技术原理

氨法脱硫技术是溶解于水中的氨与烟气中的 SO_2 发生反应，最终副产品为硫酸铵。

5.3.4.2　技术特点及适用性

a）技术特点

氨水碱性强于石灰石浆液，可在较小的液气比条件下实现 95%以上的脱硫效率。采用空塔喷淋技术，系统运行能耗低，且不易结垢。该技术要求入口烟气含尘量小于 35mg/m^3。副产品硫酸铵作为化肥原料，可实现资源回收利用。

b）技术适用性

氨法脱硫对煤中硫含量的适应性广，适用于电厂周围 200km 范围内有稳定氨源，且电厂周围没有学校、医院、居民密集区等环境敏感目标的 300MW 级及以下的燃煤机组。

c）影响性能的主要因素

氨法脱硫效率主要受浆液 pH 值、液气比、停留时间、吸收剂用量、塔内气流分布等多种因素影响。

d）污染物排放与能耗

氨法脱硫效率为 95.0%～99.7%，入口烟气浓度小于 12000mg/m^3 时，可实现达标排放；入口浓度小于 10000mg/m^3 时，可实现超低排放。能耗主要为循环泵、风机等电耗，可占对应机组发电量的 0.4%～1.3%。

e）存在的主要问题

液氨、氨水属于危险化学品，其装卸、运输与贮存须严格遵守相关的管理与技术规定。当燃煤、工艺水中氯、氟等杂质偏高时会导致杂质在脱硫吸收液中逐渐富集，影响硫酸铵结晶形态和脱水效率，因此，浆液需定期处理，不得外排。脱硫过程中容易产生氨逃逸（包括硫酸铵、硫酸氢铵等），需要严格控制。副产品硫酸铵具有腐蚀性，吸收塔及下游设备应选用耐腐蚀材料。

5.3.4.3　技术发展与应用

a）氨法脱硫技术目前主要采用多段复合型吸收塔氨法脱硫工艺，对煤种适应性好，在低、中、高含硫烟气治理上的脱硫效率达 99%以上。

b）氨法脱硫技术主要用于工业企业的自备电厂，最大单塔氨法脱硫烟气量与 300MW 燃煤发电机组烟气量相当。

5.3.4.4　主要工艺参数及效果

氨法脱硫技术的主要工艺参数及效果见表 9。

表 9　　氨法脱硫主要工艺参数及效果

项目	单位	工艺参数及效果
入口烟气温度	℃	≤140（100～120 较好）
吸收塔运行温度	℃	50～60
空塔烟气流速	m/s	3～3.5
喷淋层数	—	3～6
浆液 pH 值	—	4.5～6.5

续表

项目	单位	工艺参数及效果	
出口逃逸氨	mg/m^3	<2	
系统阻力损失	Pa	<1800	
硫酸铵的氮含量	%	>20.5	
脱硫效率	%	95.0～99.7	
入口烟气 SO_2 浓度	mg/m^3	≤12000	≤10000
出口烟气 SO_2 浓度	—	达标排放	超低排放
入口烟气烟尘浓度	mg/m^3	<35	
出口颗粒物浓度	—	达标排放或超低排放	

5.3.5 海水脱硫技术

5.3.5.1 技术原理

海水脱硫技术是利用天然海水的碱性，脱除烟气中的 SO_2，再用空气强制氧化为硫酸盐排入海水中。

5.3.5.2 技术特点及适用性

a）技术特点

海水法烟气脱硫技术是以海水为脱硫吸收剂，除空气外不需其他添加剂，工艺简洁，运行可靠，维护方便。

b）技术适用性

适用于燃煤含硫量不高于1%，有较好海域扩散条件的滨海燃煤电厂，须满足近岸海域环境功能区划要求。

c）影响性能的主要因素

海水脱硫效率受海水碱度、液气比、塔内烟气流场分布等因素影响。

d）污染物排放与能耗

海水脱硫效率为95%～99%，对于入口 SO_2 浓度小于2000mg/m^3 的烟气可实现超低排放。

e）存在的主要问题

海水脱硫排水对周边海域海水温度、pH值、盐度、重金属等可能存在潜在影响。

5.3.5.3 主要工艺参数及效果

海水脱硫的主要工艺参数及效果见表10。

表10　　海水脱硫主要工艺参数及效果

项目	单位	工艺参数及效果
入口烟气温度	℃	≤140（100～120较好）
吸收塔运行温度	℃	50～60
空塔烟气流速	m/s	3～3.5
喷淋层数	—	3～6
液气比	L/m^3	5～25
系统阻力损失	Pa	<2500
脱硫效率	%	95～99

续表

项目	单位	工艺参数及效果		
入口烟气 SO_2 浓度	mg/m^3	＜2000		
出口烟气 SO_2 浓度	—	达标或超低排放		
入口烟气粉尘浓度	mg/m^3	30～50	20～30	＜20
出口颗粒物浓度	—	达标排放；可采用湿电，实现颗粒物超低排放	可采用复合塔脱硫技术协同除尘或采用湿电，实现颗粒物超低排放	可采用复合塔脱硫技术协同除尘，实现颗粒物超低排放

5.3.6　脱硫新技术

5.3.6.1　活性焦脱硫技术

a）当烟气中有 O_2 和水蒸气时，利用活性焦表面的催化作用，将其吸附的 SO_2 氧化为 SO_3，SO_3 再和水蒸气反应生成硫酸。随着活性焦表面硫酸的增加，活性焦的吸附能力逐渐降低，需通过洗涤或加热方式再生。

b）与石灰石-石膏湿法脱硫相比，该技术可节水 80%以上，适合水资源匮乏地区；脱硫烟气温度在 140℃左右，腐蚀性小，烟气不用再热。该技术脱硫效率大于 95%，可实现硫的资源利用，同时具有脱硝、除汞等功能，对环境二次污染小。该技术需在较低气流速度下进行吸附，所需活性焦体积较大，运行中活性焦存在磨损、失活等问题，且在输送、筛分过程中产生粉尘。

5.3.6.2　有机胺脱硫技术

a）利用有机胺作为吸收剂吸收烟气中的 SO_2，再将 SO_2 解吸出来形成纯净的气态 SO_2；解吸出的 SO_2 可用于生产硫酸。该技术脱硫效率可达 99.8%。

b）有机胺脱硫技术对脱硫烟气中粉尘、氯、氟含量要求较严，需对原烟气进行高效预处理。此外，有机胺的抗氧化性以及脱硫过程中生成的热稳定盐脱除等问题，需进一步研究解决。该技术初始投资大，运行能耗和有机胺成本高。

5.3.6.3　生物脱硫技术

a）生物脱硫技术是用可再生的碱溶液将烟气中的 SO_2 洗涤进入液相后，利用需氧、厌氧菌的生物特性将 SO_2 转化成硫黄的资源化脱硫技术。该技术工艺流程水耗低、产品利用价值高，具有典型的循环经济特点。

b）该技术利用高浓度化学需氧量（COD）废水作为微生物的营养源，实现了以污治污，但其应用会受到废水来源的限制。

5.3.7　SO_2 达标可行技术

a）石灰石-石膏法、烟气循环流化床法、海水脱硫、氨法脱硫等技术均可实现火电厂 SO_2 达标排放，但不同的脱硫工艺，由于其吸收剂种类、吸收剂在脱硫塔内布置、输送方法等有所不同，导致不同脱硫工艺的适用范围有所差异，详见表 11。

b）以石灰石-石膏法为基础的多种湿法脱硫工艺（传统空塔、复合塔、pH 值分区）适用于各种煤种的燃煤电厂，脱硫效率 95.0%～99.7%。由于不同工艺使用的脱硫浆液在塔内传质吸收方式上存在差异，造成脱硫效率、能耗、运行稳定性等指标方面各不相同，应统筹考虑，选择适用于不同烟气 SO_2 入口浓度条件下的达标排放技术。

c）烟气循环流化床脱硫技术主要以生石灰粉或生石灰浆液为吸收剂，脱硫效率一般在93%～98%之间，对于烟气中 SO_2 浓度在 3000mg/m³ 以下的中低硫煤，SO_2 排放浓度可满足 100mg/m³ 的要求。适合于 300MW 级及以下燃煤锅炉的 SO_2 污染治理，并已在600MW 燃煤机组进行工程示范，对缺水地区的循环流化床锅炉，在炉内脱硫的基础上增加炉外脱硫改造更为适用。

d）氨法脱硫技术的吸收剂主要采用氨水或液氨，脱硫效率 95.0%～99.7%，脱硫系统阻力小于 1800Pa。氨法脱硫技术对煤种、负荷变化均具有较强的适应性，适用于附近有稳定氨源、电厂周围环境不敏感、机组容量在 300MW 级及以下燃煤电厂。

e）海水脱硫技术利用海水天然碱性实现 SO_2 吸收，系统脱硫效率 95%～99%。对于入口 SO_2 浓度低于 2000mg/m³ 的滨海电厂且海水扩散条件较好，并符合近岸海域环境功能区划要求时，可以选择海水脱硫。

表 11　　火电厂 SO_2 达标排放可行技术

SO_2 入口浓度（mg/m³）	地域	单机容量（MW）	达标可行技术	
≤2000	一般和重点地区	所有容量	石灰石-石膏湿法脱硫	传统空塔 双托盘
2000～3000	一般地区			传统空塔 双托盘
	重点地区			双托盘 沸腾泡沫
3000～6000	一般和重点地区			旋汇耦合、湍流管栅 单塔双 pH 值、单塔双区
>6000	一般和重点地区			旋汇耦合 双塔双 pH 值、单塔双 pH 值
≤3000	缺水地区	≤300	烟气循环流化床脱硫	
≤2000	沿海地区	300～1000	海水脱硫	
≤12000	电厂周围 200km 内有稳定氨源	≤300	氨法脱硫	
注：适用于 SO_2 入口高浓度的技术，也适用于入口浓度较低时应用。				

5.4　低氮燃烧与烟气脱硝技术

5.4.1　一般规定

5.4.1.1　锅炉低氮燃烧技术应作为火电厂 NO_x 控制的首选技术，与烟气脱硝技术配合使用实现 NO_x 达标排放或超低排放。

5.4.1.2　烟气脱硝技术主要有选择性催化还原技术（SCR）、选择性非催化还原技术（SNCR）和 SNCR-SCR 联合脱硝技术。

5.4.2　低氮燃烧技术

5.4.2.1　技术原理

a）低氮燃烧技术是通过合理配置炉内流场、温度场及物料分布以改变 NO_x 的生成环境，从而降低炉膛出口 NO_x 排放的技术，主要包括低氮燃烧器（LNB）、空气分级燃烧、燃料分级燃烧等技术。

b）低氮燃烧器（LNB）技术是通过特殊设计的燃烧器结构，控制燃烧器喉部燃料和空气的动量及流动方向，使燃烧器出口实现分级送风并与燃料合理配比，减少 NO_x 生成的技术。

c）空气分级燃烧技术是通过控制空气与煤粉的混合过程，将燃烧所需空气逐级送入燃烧火焰中，使燃料在炉内分级分段燃烧，减少 NO_x 生成的技术。

d）燃料分级燃烧技术是在主燃烧器形成初始燃烧区的上方喷入二次燃料，从而形成富燃料燃烧的再燃区，当 NO_x 进入该区域时与还原性组分反应生成 N_2，减少 NO_x 生成的技术。

5.4.2.2　技术特点及适用性

a）技术特点

低氮燃烧技术具有不需要添加脱硝剂，改造容易，投资和运行费用低，运行简单、维护方便、无二次污染等特点，但其 NO_x 减排效率会受到燃烧方式、煤种、炉型和锅炉容量等因素影响。

b）技术适用性

低氮燃烧技术仅需对锅炉内部进行改造，适用性强，是控制 NO_x 的首选技术。低氮燃烧器（LNB）一般配合空气分级燃烧使用，应用广泛。燃料分级燃烧对二次燃料要求较高，系统相对复杂，应用受到限制。

c）影响性能的主要因素

① 影响低氮燃烧系统性能的主要因素有炉型、机组容量、煤种、燃烧方式（切向燃烧、前后墙对冲式燃烧、W 火焰燃烧）、低氮燃烧技术种类等。

② 低氮燃烧器减少 NO_x 的性能主要受燃烧器的种类、煤粉细度、烟气流场等影响。空气分级燃烧减少 NO_x 的性能主要受主燃烧区过量空气系数和燃烧温度等影响。燃料分级燃烧减少 NO_x 的性能主要受二次燃料种类的影响，采用碳氢类气体或液体燃料作为二次燃料时 NO_x 控制效果较好；采用煤粉作为二次燃料，煤粉挥发性高和细度小时 NO_x 控制效果较好。

d）污染物排放与能耗

低氮燃烧器技术 NO_x 减排率可达 20%～50%。空气分级燃烧技术在燃用挥发分较高的烟煤时，配合低氮燃烧器使用，在不降低锅炉效率的同时，可实现 NO_x 减排率 40%～60%。燃料分级燃烧技术 NO_x 减排率可达 30%～50%。低氮燃烧技术一般不增加能耗。

e）存在的主要问题

低氮燃烧器技术易导致锅炉中飞灰的含碳量上升，降低锅炉效率；若运行控制不当会出现炉内结渣、水冷壁腐蚀等问题，影响锅炉运行稳定性。

5.4.2.3　技术发展与应用

针对燃煤电厂煤质多变、机组负荷波动较大的特点，采用多功能船型煤粉燃烧器、双通道低 NO_x 煤粉燃烧器、可调式浓淡燃烧器、风包粉系列低 NO_x 燃烧器、高浓度煤粉燃烧器、低 NO_x 同轴改良型燃烧器等技术，可实现 NO_x 的减排、增加锅炉运行的稳定性。

5.4.2.4　主要工艺参数及效果

低氮燃烧技术 NO_x 减排效果，因煤种、炉型、机组容量和燃烧方式不同而存在差异，主要低氮燃烧技术及效果见表 12。

表 12　　低 NO_x 燃烧技术及效果

技术名称	NO_x 减排率
低氮燃烧器（LNB）技术	20%～50%
空气分级燃烧技术	20%～50%
燃料分级燃烧（再燃）技术	30%～50%
低氮燃烧器与空气分级燃烧组合技术	40%～60%
低氮燃烧器与燃料分级燃烧组合技术	40%～60%

5.4.3　SCR 脱硝技术

5.4.3.1　技术原理

a）选择性催化还原（SCR）技术是指利用脱硝还原剂（液氨、氨水、尿素等），在催化剂作用下选择性地将烟气中的 NO_x（主要是 NO、NO_2）还原成氮气（N_2）和水（H_2O），从而达到脱除 NO_x 的目的。

b）SCR 脱硝系统一般由还原剂储存系统、还原剂混合系统、还原剂喷射系统、反应器系统及监测控制系统等组成。

5.4.3.2　技术特点及适用性

a）技术特点

SCR 脱硝技术需要设置 SCR 反应器，多为高尘高温布置，安装在锅炉省煤器与空气预热器之间，对场地有一定要求，初始投资和运行成本较高。

b）技术适用性

SCR 脱硝技术对煤质变化、机组负荷波动等具有较强适应性，应根据烟气特点选择适用的催化剂。

c）影响性能的主要因素

影响脱硝效率的因素主要包括催化剂性能、烟气温度、反应器及烟道的流场分布均匀性、氨氮摩尔比等。

d）污染物排放与能耗

SCR 脱硝技术的脱硝效率为 50%～90%。脱硝系统阻力一般控制在 1400Pa 以下，能耗主要是风机的电耗，占对应机组发电量的 0.1%～0.3%。

e）存在的主要问题

锅炉启停机及低负荷时，烟气温度达不到催化剂运行温度要求，此时 SCR 系统不能有效运行，会造成短时 NO_x 排放浓度超标。逃逸氨和 SO_3 会反应生成硫酸氢铵，导致催化剂和空气预热器堵塞。逃逸氨及废弃催化剂处置不当会引起二次污染。采用液氨作为还原剂会存在一定环境风险。

5.4.3.3　技术发展与应用

a）全负荷脱硝技术

① 通过改造锅炉热力系统或烟气系统，提高低负荷下 SCR 反应器入口烟气温度，或者采用宽温催化剂，实现各种负荷条件下 SCR 脱硝系统运行。

② 提高低负荷下 SCR 反应器入口烟气温度的措施主要有省煤器分级改造、加热省煤器给水、省煤器烟气旁路、省煤器水旁路、省煤器分割烟道等。其中，省煤器分级改造、加热省煤器给水和省煤器分割烟道应用较多。

③ 宽温催化剂是在常规 V-W-TiO_2 催化剂的基础上，通过添加其他成分改进催化剂性能，提高低温下催化剂活性，保障各种负荷条件下 SCR 脱硝系统运行。

b）脱硝增效技术

① 增加催化剂用量。采用增加运行催化剂层数或有效层高，脱硝效率可提高至 90%以上。该技术单纯利用增加催化剂实现 NO_x 的高效脱除，可能造成空气预热器堵塞等问题。

② 高效喷氨混合和流场优化技术。结合实际工况进行流场模拟设计，对喷氨格栅或涡流混合器进行优化，运行时采用自动控制系统实现全截面多点测量与喷氨反馈及优化，确保 SCR 系统温度场、浓度场、速度场满足反应要求，实现系统稳定运行。

c）脱硝催化剂技术

① 催化剂改进技术。针对高灰分煤种，优化催化剂载体结构强度，提高催化剂耐磨损及耐冲刷性能；针对高硫分煤种，优化催化剂配方，降低催化剂 SO_2/SO_3 转化率；针对汞控制问题，改变脱硝催化剂配方，提高零价汞的氧化率，结合湿法脱硫装置的洗涤除汞功能，实现汞的协同脱除。

② 催化剂再生技术。通过物理或化学手段去除失活催化剂上的有害物质，恢复催化剂活性，再生后催化剂活性一般可达到初始性能的 90%以上，该技术可有效延长催化剂的使用寿命，降低更换催化剂成本，减少废弃催化剂，实现资源循环利用。

③ 催化剂全过程管理技术。在对催化剂的性能、寿命、运行工况等方面准确检测的基础上，建立催化剂补充、更换、再生、运行优化的管理系统，在保证脱硝效率的同时，延长催化剂使用寿命，降低烟气脱硝成本。

5.4.3.4　主要工艺参数及效果

SCR 脱硝技术主要工艺参数及效果见表 13。

表 13　　SCR 脱硝技术主要工艺参数及效果

项目		单位	主要工艺参数及效果
入口烟气温度		℃	一般为 300～420
入口 NO_x 浓度		mg/m^3	≤1000（由实际烟气参数确定）
氨氮摩尔比		—	≤1.05（由脱硝效率和逃逸氨浓度确定，一般取 0.8～0.85）
反应器入口烟气参数的偏差数值		—	速度相对偏差在±15%范围内 温度相对偏差在±15℃范围内 氨氮摩尔比相对偏差在±5%范围内 烟气入射角度在±10°范围内
催化剂	种类	—	根据烟气中灰的特性确定
	层数（用量）	层	2～5（根据反应器尺寸、脱硝效率、催化剂种类及性能确定）
	空间速度	h^{-1}	2500～3000
	烟气速度	m/s	4～6
	催化剂节距	—	根据烟气中灰的特性确定
脱硝效率		%	50～90
逃逸氨浓度		mg/m^3	≤2.5
SO_2/SO_3 转化率		%	燃煤硫分低于 1.5%时，宜低于 1.0 燃煤硫分高于 1.5%时，宜低于 0.75
阻力		Pa	<1400
NO_x 排放浓度		—	达标排放或超标排放

5.4.4　SNCR 脱硝技术

5.4.4.1　技术原理

选择性非催化还原（SNCR）技术是指在不使用催化剂的情况下，在炉膛烟气温度适宜处（850℃～1150℃）喷入含氨基的还原剂（一般为氨水或尿素等），利用炉内高温促使氨和 NO_x 反应，将烟气中的 NO_x 还原为 N_2 和 H_2O。典型的 SNCR 系统由还原剂储存系统、还原剂喷入装置及相应的控制系统组成。

5.4.4.2　技术特点及适用性

a）技术特点

与 SCR 技术相比，不需要催化反应器，占地面积较小，初始投资低，建设周期短，改造方便，运行维护简单。

b）技术适用性

SNCR 脱硝技术对温度窗口要求严格，对机组负荷变化适应性差，适用于小型煤粉炉和循环流化床锅炉。

c）影响性能的主要因素

影响性能的主要因素包括反应区域温度和流场分布均匀性、烟气与还原剂混合均匀度、还原剂停留时间、氨氮摩尔比、还原剂类型等。

d）污染物排放与能耗

煤粉炉采用 SNCR 脱硝技术的脱硝效率为 30%～40%，循环流化床锅炉采用 SNCR 脱硝技术的脱硝效率为 60%～80%。SNCR 系统阻力较小，运行能耗低。

e）存在的主要问题

SNCR 技术受锅炉运行工况波动导致的炉内温度场、流场分布不均影响较大，脱硝效率不稳定，氨逃逸量较大，下游设备存在堵塞和腐蚀的风险。

5.4.4.3　技术发展与应用

结合实际工况进行流场模拟设计和系统优化，提高温度场和流场均匀性，强化还原剂与烟气混合效果，提高脱硝效率；采用脱硝添加剂，扩展 SNCR 温度窗口，提高温度适应性。

5.4.4.4　主要工艺参数及效果

SNCR 脱硝技术主要工艺参数及效果见表 14。

表 14　　SNCR 脱硝技术主要工艺参数及效果

项目	单位	主要工艺参数及效果
温度窗口	℃	950～1150（采用尿素为还原剂） 850～1050（采用氨水为还原剂）
氨氮摩尔比	—	1.0～2.0（煤粉炉） 1.2～1.5（循环流化床锅炉）
还原剂停留时间	s	≥0.5
脱硝效率	%	60～80（循环流化床锅炉） 30～40（煤粉炉）
逃逸氨浓度	mg/m^3	≤8
NO_x 排放浓度	mg/m^3	≤50（循环流化床锅炉） 150～300（煤粉炉）

5.4.5　SNCR-SCR 联合脱硝技术

5.4.5.1　技术原理

SNCR-SCR 联合脱硝技术是将 SNCR 与 SCR 组合应用，即在炉膛上部的高温区域（850℃～1150℃）采用 SNCR 技术脱除部分 NO_x，再在炉外采用 SCR 技术进一步脱除烟气中 NO_x。SNCR-SCR 联合脱硝系统一般由还原剂储存系统、还原剂混合喷射系统、反应器系统及监测控制系统等组成。

5.4.5.2　技术特点及适用性

a）技术特点

与 SCR 脱硝技术相比，SNCR-SCR 联合脱硝技术中的 SCR 反应器一般较小，催化剂层数较少，一般利用 SNCR 的逃逸氨进行脱硝。

b）技术适用性

一般适用于受空间限制无法加装大量催化剂的中小型机组。

c）影响性能的主要因素

与影响 SNCR 和 SCR 技术性能的因素一致。

d）污染物排放与能耗

SNCR-SCR 联合脱硝技术的脱硝效率一般为 55%～85%。脱硝系统能耗介于 SNCR 技术和 SCR 技术的能耗之间。

e）存在的主要问题

该技术对喷氨精确度要求较高。用于高灰分煤、循环流化床锅炉烟气脱硝时，催化剂磨损较大。

5.4.5.3　技术发展与应用

在 SCR 反应器之前烟道内布置补氨喷枪，提高系统脱硝效率；采用防磨损部件及耐磨损催化剂，延长催化剂使用寿命。

5.4.5.4　主要工艺参数及效果

SNCR-SCR 联合脱硝技术主要工艺参数及效果见表 15。

表 15　　SNCR-SCR 联合脱硝技术主要工艺参数及效果

项目	单位	工艺参数及效果	
温度区间	℃	SNCR	950～1150（采用尿素为还原剂） 850～1050（采用氨水为还原剂）
		SCR	一般为 300～420
氨氮摩尔比	—	1.2～1.8	
还原剂停留时间	s	＞0.5（SNCR 区域）	
催化剂	—	与 SCR 技术催化剂参数一致	
脱硝效率	%	55～85	
阻力	Pa	≤600	
逃逸氨浓度	mg/m^3	≤3.8	
NO_x 排放浓度		可实现达标排放或超低排放	

5.4.6　NO_x 达标可行技术

5.4.6.1　NO_x 达标可行技术选择时，应首先考虑低氮燃烧技术。选择低氮燃烧技术时，

应综合考虑锅炉效率、着火稳燃、燃尽、结渣、腐蚀等因素。选择烟气脱硝技术时，煤粉炉优先选择SCR技术，循环流化床锅炉优先选择SNCR技术，中小型机组因空间限制无法加装大量催化剂时宜采用SNCR-SCR联合脱硝技术。

5.4.6.2　NO_x达标可行技术见表16。

表16　　火电厂NO_x达标可行技术

燃烧方式	煤种		锅炉容量（MW）	低氮燃烧控制炉膛NO_x浓度上限值（mg/m³）	达标可行技术	
					排放浓度≤200mg/m³	排放浓度≤100mg/m³
切向燃烧	无烟煤		所有容量	950	SCR(2+1)	SCR(3+1)
	贫煤			900		
	烟煤	20%≤V_{daf}≤28%	≤100	400	SCR(1+1)或+SNCR	SCR(2+1)
			200	370		
			300	320		
			≥600	310		
		28%≤V_{daf}≤37%	≤100	320		
			200	310		
			300	260		
			≥600	220		
		37%<V_{daf}	≤100	310		
			200	260		
			300	220		
			≥600	220		
	褐煤		≤100	320		
			200	280		
			300	220		
			≥600			
墙式燃烧	无烟煤		目前尚无此类情况			
	贫煤		所有容量	670	SCR(2+1)	SCR(3+1)
	烟煤	20%≤V_{daf}≤28%		470		
		28%≤V_{daf}≤37%		400	SCR(1+1)或+SNCR	SCR(2+1)
		37%<V_{daf}		280		
	褐煤			280		
W火焰燃烧	无烟煤			1000	SCR(3+1)	SCR(4+1)
	贫煤			850		
CFB	烟煤、褐煤			200	SNCR	
	无烟煤、贫煤			150		

注1： SCR技术单层催化剂脱硝效率按60%考虑，两层催化剂脱硝效率按75%～85%考虑，三层催化剂脱硝效率按85%～92%考虑。

注2： SNCR-SCR技术脱硝效率一般按55%～85%考虑。

注3： SCR(n+1)，其中n代表催化剂层数，取值“1～4”，1代表预留备用催化剂层安装空间。

6　烟气超低排放技术路线

6.1　技术路线选择的基本原则

6.1.1　燃煤电厂在选择超低排放技术路线时，应遵循“因煤制宜，因炉制宜，因地制宜，

统筹协同，兼顾发展”的基本原则，选择技术成熟可靠、经济合理可行、运行长期稳定、维护管理简单方便、具有一定节能效果的技术。

6.1.2 因煤制宜。不仅要考虑设计煤种和校核煤种，更要考虑实际燃用煤种与煤质波动，确保燃用不利煤质时能够实现超低排放。例如：

a）对于煤质较为稳定，灰分较低、易于荷电、灰硫比较大的烟气条件，优先选择低低温电除尘器与复合塔脱硫系统的技术组合，作为颗粒物超低排放技术路线。

b）对于煤质波动大，灰分较高、荷电性能差、灰硫比较小的烟气条件，优先选择电袋复合除尘器或袋式除尘器进行除尘。根据除尘器出口烟尘浓度及下游脱硫工艺的协同除尘效果，必要时选择加装湿式电除尘器。

6.1.3 因炉制宜。考虑不同炉型的烟气特点（飞灰成分、性质等），选择不同的超低排放技术路线。例如：

a）循环流化床锅炉燃用劣质燃料时，灰分含量高，颗粒粒径较煤粉炉大，排烟温度普遍较高，优先选择电袋复合除尘器或袋式除尘器。

b）循环流化床锅炉燃用热值较高的煤炭时，宜选用低低温电除尘器。

6.1.4 因地制宜。应考虑机组所处的海拔高程和改造机组的场地条件，选择不同的超低排放技术路线。例如：

a）采用双塔双 pH 值脱硫工艺、加装湿式电除尘器、增加电除尘器的电场数等一般都需要场地或空间条件。

b）对于位于高海拔地区的燃煤电厂，还应考虑相应高程的大气条件对烟气性质的影响，选择适宜的除尘器类型。

6.1.5 统筹协同。烟气超低排放是一项系统工程，各设施之间相互影响，在设计、施工、运行过程中，要统筹考虑各设施之间的协同作用，全流程优化，实现污染物最佳控制效果。

6.1.6 兼顾发展。不仅要达到当前的排放要求，还应考虑环境管理要求提高、经济技术发展和电力煤炭市场变化等因素，选择适宜的超低排放技术路线。

6.2 颗粒物超低排放技术路线

6.2.1 燃煤电厂应综合采用一次除尘和二次除尘措施，实现颗粒物超低排放。

6.2.1.1 一次除尘措施。为实现超低排放，在湿法脱硫前对烟尘的高效脱除，称为一次除尘，主流技术包括电除尘技术、电袋复合除尘技术和袋式除尘技术。电除尘技术通过采用高效电源供电、先进清灰方式以及低低温电除尘技术等有机组合，实现不低于 99.85%的除尘效率；采用超净电袋复合除尘器及高效袋式除尘器，实现不低于 99.9%的除尘效率。

6.2.1.2 二次除尘措施。为实现超低排放，在烟气湿法脱硫过程中对颗粒物进行协同脱除、在烟气脱硫后采用湿式电除尘器进一步脱除颗粒物，称为二次除尘。石灰石-石膏湿法脱硫复合塔技术配套采用高效的除雾器或在脱硫系统内增加湿法除尘装置，协同除尘效率可不低于 70%；湿法脱硫后加装湿式电除尘器，除尘效率可不低于 70%，且除尘效果稳定。

6.2.2 燃煤电厂工程实际应用中应综合考虑各种技术的特点、适用性、经济性、成熟度及二次污染等，选择颗粒物超低排放技术路线，详见表 17 和图 1。

表 17　　颗粒物超低排放技术路线

锅炉类型（燃烧方式）	机组规模（万 kW）	入口烟气含尘浓度（mg/m³）	一次除尘			二次除尘	
			电除尘（效率≥99.85%）	电袋复合除尘（效率≥99.9%）	袋式除尘（效率≥99.9%）	WESP（效率≥70%）	WFGD 协同（效率≥70%）
煤粉炉（切向燃烧、墙式燃烧）	≤20	≥30000	★	★★★	★★★	★★★	★
		20000～30000	★★	★★	★★	★★	★★
		≤20000	★★★	★	★	★	★★★
	30	≥30000	★	★★★	★★	★★★	★
		20000～30000	★★	★★	★	★★	★★
		≤20000	★★★	★	★	★	★★★
	≥60	≥30000	★	★★★	★	★★★	★
		20000～30000	★★	★★	★	★★	★★
		≤20000	★★★	★	★	★	★★★
煤粉炉（W 火焰燃烧）		≥30000	★	★★★	★★	★★★	★
		20000～30000	★★	★★★	★	★★	★★
		≤20000	★★★	★★	★	★	★★★
CFB 锅炉			★	★★★	★★	★★★	★

注 1： 一次除尘措施的选择首先应结合煤质与灰的性质判断是否适合采用电除尘器，如不适用则应优先选择电袋复合除尘器或袋式除尘器。

注 2： 对于一次除尘就要求烟尘浓度小于 10mg/m³ 或 5mg/m³ 实现超低排放的，宜优先选择超净电袋复合除尘器。

注 3： 一次除尘器出口烟尘浓度为 30mg/m³～50mg/m³ 时，二次除尘宜选用湿式电除尘器（WESP）；一次除尘器出口烟尘浓度为 20mg/m³～30mg/m³ 时，二次除尘宜选用湿法脱硫（WFGD）协同除尘或 WESP；一次除尘器出口烟尘浓度小于 20mg/m³ 时，二次除尘宜选用 WFGD 协同除尘。

注 4： 表中★表征技术推荐程度，★越多综合效果越好，优先推荐。

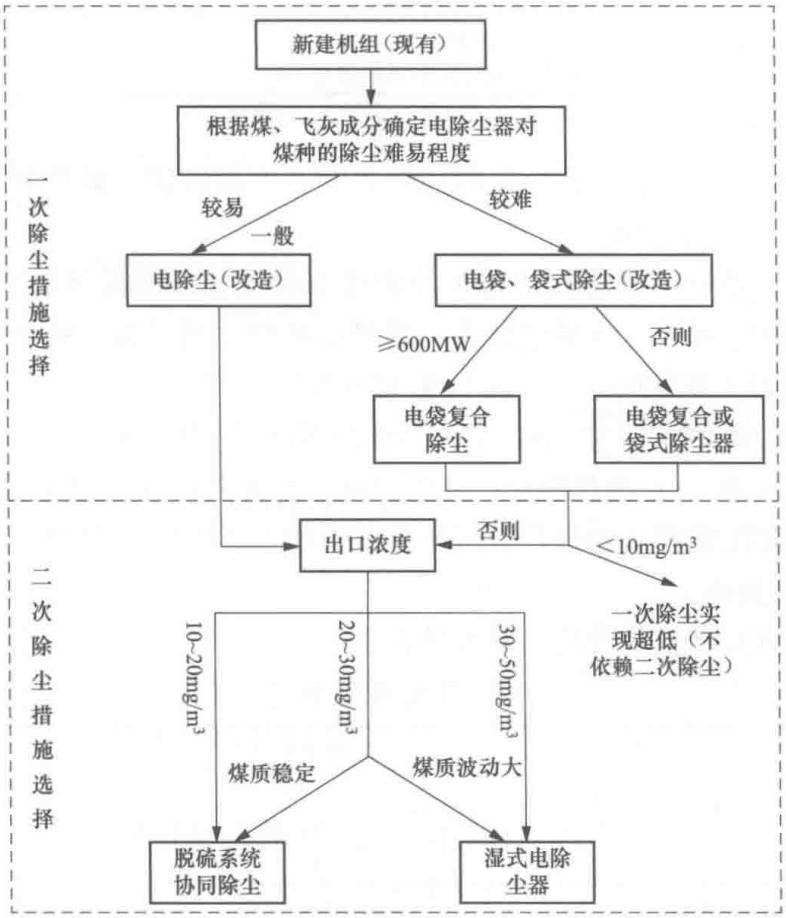


图 1　颗粒物超低排放技术路线

6.3　SO_2 超低排放技术

6.3.1　采用石灰石-石膏湿法脱硫，为稳定实现超低排放，对于不同的 SO_2 入口浓度，需采用不同的脱硫工艺，具体工艺选择时应同时考虑经济性和成熟度，详见表 18。

表 18　　石灰石-石膏湿法脱硫超低排放技术

SO_2 入口浓度（mg/m^3）	脱硫工艺及脱硫效率	
≤1000	空塔提效	97%
≤2000	双托盘、沸腾泡沫	98.5%
≤3000	旋汇耦合、双托盘、湍流管栅	99%
≤6000	单塔双 pH 值、旋汇耦合、湍流管栅	99.5%
≤10000	空塔双 pH 值、旋汇耦合	99.7%
注 1：为实现稳定超低排放，脱硫效率按脱硫塔出口 SO_2 浓度 $30mg/m^3$ 计算。 **注 2**：适用于 SO_2 入口高浓度的技术，也适用于入口浓度较低时应用。		

6.3.2　在缺水地区、吸收剂质量有保证的条件下，对于入口 SO_2 浓度不大于 $1500mg/m^3$ 的 300MW 级及以下的燃煤机组，可选择烟气循环流化床脱硫技术。考虑循环流化床锅炉的炉内脱硫效率，烟气循环流化床脱硫技术可用于 300MW 级及以下燃用中等含硫煤的循环流化床机组。在海水扩散条件较好、符合近岸海域环境功能区划要求时，对于入口 SO_2 浓度不大于 $2000mg/m^3$ 的滨海电厂，可选择高效海水脱硫技术。在氨来源稳定、运输距离短、环境不敏感条件下，300MW 级及以下的燃煤机组可选择氨法脱硫技术。详见表 19。

表 19　　烟气循环流化床、海水法、氨法脱硫超低排放技术

SO_2 入口浓度（mg/m^3）	地域	单机容量（MW）	超低排放技术
≤1500	尤其适合缺水地区	≤300	烟气循环流化床脱硫
≤2000	沿海地区	300～1000	海水脱硫
≤10000	电厂周围 200km 内有稳定氨源	≤300	氨法脱硫

6.4　NO_x 超低排放技术

6.4.1　锅炉低氮燃烧技术是控制 NO_x 的首选技术，在保证锅炉效率和安全的前提下应尽可能降低锅炉出口 NO_x 的浓度。

6.4.2　煤粉锅炉应通过燃烧器改造和炉膛燃烧条件优化，确保锅炉出口 NO_x 浓度小于 $550mg/m^3$。炉后采用 SCR 烟气脱硝技术，通过选择催化剂层数、精准喷氨、流场均布等措施保证脱硝设施稳定高效运行，实现 NO_x 超低排放。

6.4.3　循环流化床锅炉应通过燃烧调整，确保 NO_x 生成浓度小于 $200mg/m^3$，再加装 SNCR 脱硝装置，实现 NO_x 超低排放；必要时可采用 SNCR-SCR 联合脱硝技术。

6.4.4　燃用无烟煤的 W 型火焰锅炉采用低氮燃烧技术及炉后 SCR 烟气脱硝技术，仍难满足 NO_x 的超低排放要求。

6.4.5　各种炉型 NO_x 超低排放技术路线见表 20。

表 20　　NO_x 超低排放技术

炉型	入口浓度（mg/m^3）	脱硝效率（%）	SCR 催化剂层数
煤粉炉（切向燃烧、墙式燃烧）	<200	80	2+1
	200～350	80～86	3+1
	350～550	86～91	
循环流化床锅炉		60～80	SNCR(+SCR)
注："n+1" 中 n 代表催化剂层数，1 代表预留备用催化剂层安装空间。			

6.5　典型的烟气污染物超低排放技术路线

6.5.1　烟气污染物超低排放涉及烟气中颗粒物、SO_2 及 NO_x 的超低排放，每种污染物的超低排放都可以有多种技术选择，见图 2。工程实际应用中需考虑不同污染物治理设施之间的协同作用，针对不同燃煤电厂的具体条件选择适宜的技术路线，具体见 6.2、6.3 和 6.4。

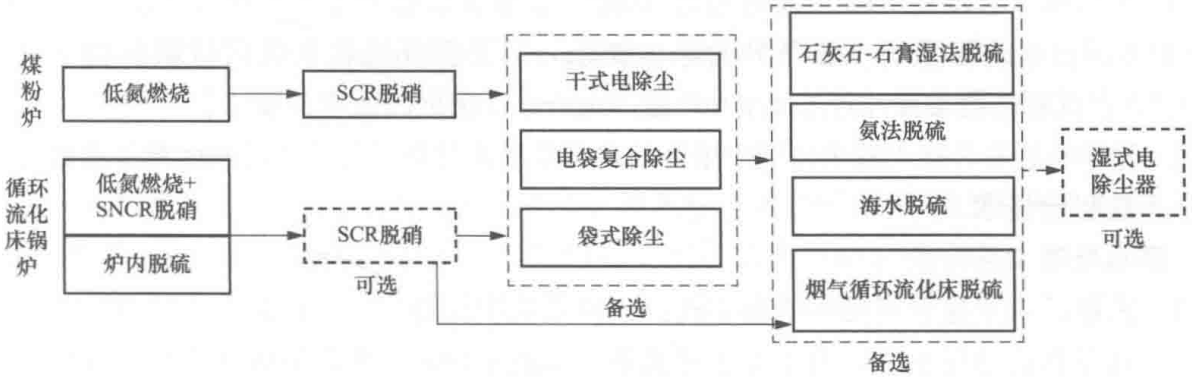


图 2　燃煤电厂超低排放技术路线

6.5.2　与 SO_2 和 NO_x 的超低排放技术相比，颗粒物的超低排放技术不仅涉及一次除尘措施，而且涉及二次除尘措施，技术路线选择较多，典型技术路线如下：

a）以湿式电除尘器作为二次除尘的超低排放技术路线

① 湿式电除尘器（WESP）去除颗粒物的效果较为稳定，基本不受燃煤机组负荷变化的影响，因此，对于煤质波动大、负荷变化幅度大且较为频繁等严重影响一次除尘效果的电厂，适合采用湿式电除尘器作为二次除尘的超低排放技术路线。

② WESP 作为燃煤电厂污染物控制的强化处理设备，一般与干式电除尘器和湿法脱硫系统配合使用，也可与低低温电除尘技术、电袋复合除尘技术、袋式除尘技术等组合使用，对 $PM_{2.5}$、SO_3 酸雾、气溶胶等多污染物协同治理，实现燃煤电厂超低排放。

③ 当要求颗粒物排放浓度小于 $10mg/m^3$ 时，WESP 入口颗粒物浓度宜小于 $30mg/m^3$，一般不超过 $50mg/m^3$。当要求颗粒物排放浓度小于 $5mg/m^3$ 时，WESP 入口颗粒物浓度宜小于 $20mg/m^3$，一般不超过 $30mg/m^3$。

④ 当 WESP 入口颗粒物浓度较高时，可通过增加比集尘面积、降低气流速度等方法提高除尘效率。

⑤ 根据现场场地条件，WESP 可以采用不同布置形式，低位布置占用一定场地，高位布置不占用场地。

b）以湿法脱硫协同除尘作为二次除尘的超低排放技术路线

① 石灰石-石膏湿法脱硫系统可脱除烟气中部分烟尘，同时烟气中也会生成少量次生颗粒物，如脱硫过程中形成的石膏颗粒、未反应的碳酸钙颗粒等，应采取配套治理措施实现超低排放。

② 湿法脱硫系统的净除尘效果取决于气液接触时间、液气比、除雾器效果、流场均匀性、脱硫系统入口烟气含尘浓度、有无额外的除尘装置等诸多因素。

③ 为实现 SO_2 超低排放，复合塔脱硫技术通过采用增强型的喷淋系统以及管束式除尘

除雾器和其他类型的高效除尘除雾器等方法，协同除尘效率一般大于70%，可以作为二次除尘的超低排放技术路线。

④ 当要求颗粒物排放浓度小于10mg/m³时，湿法脱硫入口烟尘浓度宜小于30mg/m³。当要求颗粒物排放浓度小于5mg/m³时，湿法脱硫入口烟尘浓度宜小于20mg/m³。

c）以超净电袋复合除尘为基础不依赖二次除尘的超低排放技术路线

① 采用超净电袋复合除尘器可直接实现除尘器出口烟尘浓度小于10mg/m³或5mg/m³。对下游湿法脱硫系统没有额外的除尘要求，只要保证脱硫系统出口颗粒物浓度不增加，就可实现颗粒物浓度小于10mg/m³或5mg/m³，满足超低排放要求。

② 超净电袋复合除尘器出口烟尘浓度基本不受煤质与机组负荷变动的影响，占地较少。

7　水污染防治技术

7.1　废水处理工艺分类

7.1.1　火电厂废水通常有两种处理方式：一种是集中处理，另一种是分类处理。

7.1.2　对于新建燃煤电厂，由于废水种类多，水质差异大，大多数废水需要处理回用，因此，应采用分类处理与集中处理相结合的处理技术路线。

7.2　废水分类处理技术

7.2.1　锅炉停炉保护和化学清洗废水（含有机清洗剂）处理

停炉保护废水联胺含量较高；锅炉化学清洗方式较多，用柠檬酸或EDTA进行锅炉酸洗产生的废液中残余清洗剂量很高。上述锅炉酸洗废水水质特点是COD、SS含量较高。为降低过高的COD，在常规pH调整、混凝澄清处理工艺之前应增加氧化处理环节。通过加入氧化剂（通常是双氧水、过硫酸铵或次氯酸钠等）氧化，分解废水中的有机物，降低COD值。

7.2.2　空气预热器、省煤器和锅炉烟气侧等设备冲洗排水处理

该类废水为锅炉非经常性排水，其水质特点是悬浮物和铁的含量很高，不能直接进入经常性排水处理系统。处理方法常采用化学沉淀法，即首先进行石灰处理，在高pH值下沉淀出过量的铁离子并去除大部分悬浮物，然后再进入中和、混凝澄清等处理系统；也可采用氧化、化学沉淀法，即首先进行曝气氧化，再进行中和、混凝澄清等处理。

7.2.3　化学水处理工艺废水处理

7.2.3.1　化学水处理因工艺不同，可产生酸碱废水或浓盐水。

7.2.3.2　酸碱废水多采用中和处理，即采用加酸或碱调节pH值至6～9，出水直接排放或回用。该工艺系统一般由中和池、酸储槽、碱储槽、在线pH计、中和水泵和空气搅拌系统等组成，运行方式大多为批量中和，即当中和池中的废水达到一定容量后，再启动中和系统。

7.2.3.3　为尽量减少新鲜酸、碱的消耗，离子交换设备再生时应合理安排阳床和阴床的再生时间及再生酸碱用量，尽量使阳床排出的废酸与阴床排出的废碱相匹配，减少直接加入中和池的新鲜酸和碱量。

7.2.3.4　采用反渗透预脱盐系统的水处理车间，受反渗透回收率的限制，排水量较大。如果反渗透系统回收率按75%设计，反渗透装置进水流量的1/4以废水形式排出，废水量远大于离子交换系统。但其水质基本无超标项目，主要是含盐量较高，可直接利用或排放，必要时可进行脱盐处理。

7.2.4　煤泥废水处理

7.2.4.1　煤泥废水一般采用混凝沉淀、澄清和过滤处理工艺，去除废水中悬浮物（主要是煤粉）后循环使用。

7.2.4.2　煤泥废水处理系统由废水收集、废水输送、废水处理系统等组成。

7.2.4.3　煤场的废水经集水池预沉淀，先将废水中携带的大尺寸的煤粒沉淀下来，然后再将上面的清液送经混凝、澄清和过滤处理后回用。

7.2.4.4　微滤或超滤处理工艺广泛应用于煤泥废水处理。其优点是出水水质好，尤其是出水浊度很低，可小于1度（NTU）；缺点是要进行频繁的反洗（自动进行）和定期进行化学清洗。

7.2.5　冲灰废水处理

7.2.5.1　采用水力除灰方式会产生冲灰废水。冲灰废水水质特点是pH值和含盐量较高；通过灰浆浓缩池进行闭路循环的灰水悬浮物较高；灰场的水经过长时间沉淀，悬浮物浓度一般很低。只要保证水在灰场有足够的停留时间，并采取措施拦截“漂珠”，悬浮物大多可满足排放要求。pH值则需要通过加酸，使pH值降至6～9。

7.2.5.2　冲灰废水一般采用物理沉淀法处理后循环使用。处理过程中需添加阻垢剂，防止回水系统结垢。

7.2.6　含油废水处理

含油废水主要包括油罐脱水、冲洗含油废水、含油雨水等。含油废水处理通常采用气浮法进行油水分离，出水经过滤或吸附后回用或排放；也可采用活性炭吸附法、电磁吸附法、膜过滤法、生物氧化法等除油方法。

7.2.7　脱硫废水处理

脱硫废水水质特点是悬浮物浓度高、COD高、pH值呈酸性。其处理工艺是通过加石灰浆对脱硫废水进行中和、沉淀处理，然后经絮凝、澄清、浓缩等步骤处理后，清水回收利用，沉降物脱硫废水污泥经脱水后运出处置。

7.2.8　氨区废水处理

氨区废水包括液氨贮存或氨水贮存区卸氨后设备及管道中氨气、事故或长期停机状态下氨罐及管道中氨气排至吸收槽用水稀释产生的废水、氨泄漏时稀释废水、夏季气温较高时对液氨储罐进行冷却产生的废水等。氨区废水水质特点是氨氮较高、pH值稍高，且不连续产生。一般将氨区废水送入厂区酸碱废水处理系统进行中和处理后回用。

7.2.9　生活污水处理

生活污水可生化性好，宜采用二级生化处理，消毒后回用或排放。也可采用膜生物反应器工艺处理后再利用，该工艺具有出水水质优良、性能稳定、占地面积小等优势。

7.2.10　其他废水及排水处理

除上述废水外，电厂还会产生冲渣水、主厂房冲洗水、初期雨水等废水，以及锅炉排污水、循环冷却系统排水、直流冷却系统排水等水质较好的水，处理方式见表21。

7.3　废水集中处理技术

7.3.1　燃煤电厂废水集中处理站（系统）规模大、处理废水种类多，处理后的废水根据水质情况达标排放或回收利用。废水集中处理站（系统）可用于处理各种经常性排水和非经常性排水。

7.3.2　典型的废水集中处理站设有多个废水收集池，根据水质差异进行分类收集，如高含盐量的化学再生废水、锅炉酸洗废液、空气预热器冲洗废水等。各池之间根据实际用途可互相切换，主要设施包括废水收集池、曝气风机、废水泵和酸、碱储存罐，以及清水池、pH 调整槽、反应槽、絮凝槽、澄清器、加药系统等。

7.4　废水近零排放技术

7.4.1　火电厂除脱硫废水外，各类废水经处理后基本能实现“一水多用，梯级利用”、废水不外排，因此，实现废水近零排放的关键是实现脱硫废水零排放。

7.4.2　脱硫废水经初步处理后，含盐量过高。目前脱硫废水零排放技术主要包括烟气余热喷雾蒸发干燥、高盐废水蒸发结晶等。

7.4.3　烟气余热喷雾蒸发干燥是通过雾化喷嘴将浓缩后的高盐废水喷入烟道或旁路烟道内，雾化后的高盐废水经过烟气加热迅速蒸发，溶解性盐结晶析出，随烟气中的烟尘一起被除尘器捕集。

7.4.4　高盐废水蒸发结晶是利用烟气、蒸汽或热水等热源蒸发废水，蒸发产生的水汽可冷凝成水用于冷却塔补水、锅炉补给水等，废水中的溶解盐被蒸发结晶，干燥后装袋外运，进行综合利用或处置，避免产生二次污染。

7.4.5　蒸发干燥或蒸发结晶前，宜采用反渗透、电渗析等膜浓缩预处理工艺减少废水量。

7.5　废水处理与回用可行技术路线

7.5.1　废水处理与回用可行技术路线见表 21。

表 21　　废水处理与回用可行技术路线

废水种类	主要污染因子	可行技术	去向或回用途径
锅炉酸洗废水	COD、SS、pH 等	氧化、混凝、澄清	集中处理站
锅炉非经常性废水	pH、SS 等	沉淀、中和	集中处理站
酸碱废水	pH	中和	烟气脱硫系统
煤泥废水	SS	混凝、澄清、过滤	重复利用
冲灰废水	SS、pH 等	加阻垢剂	闭路循环
含油废水	油、SS	油水分离	煤场喷洒
脱硫废水	pH、SS、COD、重金属等	石灰处理、混凝、澄清、中和	干灰调湿、灰场喷洒、冲渣水、冲灰水或达标排放
		石灰处理（双碱法处理）、混凝、澄清、中和、膜软化、膜浓缩、蒸发干燥或蒸发结晶	喷雾蒸发干燥时脱硫废水进入烟气。蒸发结晶时脱硫废水蒸发的水汽冷凝后可在厂内利用，结晶盐外运综合利用
氨区废水	氨氮、pH	中和	回用
生活污水	COD、BOD、SS	（1）二级生化处理 （2）膜生物反应器工艺	绿化、集中处理站
冲渣水	SS、pH	沉淀、中和	重复利用
主厂房冲洗水	SS	混凝、澄清	集中处理站
初期雨水	SS、油等	不处理或混凝、澄清	集中处理站
锅炉排污水	温度	—	冷却水系统或化水系统
循环冷却系统排水	盐类	反渗透等除盐工艺	除灰、脱硫、喷洒等利用或除盐后回冷却系统
直流冷却系统排水	温度	—	直接排入水环境
高含盐废水（反渗透浓水、循环水排污等）	盐类	石灰处理、絮凝、沉淀、超滤、反渗透	回冷却系统、脱硫系统等

7.5.2　电厂应从全局出发，加强全厂水务管理。对电厂的水源、用水和排水做全面规划管理，选择最优的全厂用水分配方案，经济合理地处理各种废水，最大限度地提高废水回用率。

8　噪声治理技术

8.1　一般规定

火电厂应尽量采用低噪声设备，按照环境功能合理布置声源，采取有效的降噪措施，并按时进行设备维护与检修，从而有效控制噪声对周围环境的影响。

8.2　燃料制备系统噪声治理技术

8.2.1　燃料制备系统中主要噪声设备是磨煤机。

8.2.2　中速磨煤机噪声主要为排气噪声，噪声水平为 95dB（A）～110dB（A）。中速磨煤机噪声治理宜采用局部隔声法，在磨煤机底部排气口噪声能量最大处安装隔声装置，在隔声装置排气口外侧设置低噪声轴流风机和消声器，降噪量能达到 20dB（A）。

8.2.3　低速磨煤机（即钢球磨煤机）噪声水平为 100dB（A）～120dB（A），噪声治理主要采用以下三种措施：

a）筒体外壳阻尼层。阻尼材料的厚度一般应为外壁厚度的 2～3 倍，可降噪 10dB（A）左右。

b）隔声套。一般采用多层吸声、隔声阻尼材料组合式结构，把磨煤机筒体紧紧地捆箍起来，与筒体一起旋转，可将设备噪声降至 95dB（A）左右；其缺点是增加自重、检修不便等。

c）隔声罩。一般由隔声罩板和吸声材料等组成，通过将钢球磨煤机封闭在隔声罩内，减少噪声辐射，一般可降噪 10dB（A）～30dB（A）。磨煤机附属的电动机一般采用能通风、可拆卸的隔声罩。

8.3　燃烧系统噪声治理技术

8.3.1　锅炉排汽噪声

8.3.1.1　燃烧系统中最主要噪声源是锅炉排汽噪声，噪声水平为 115dB（A）～130dB（A），频谱呈中高频特性，属于影响面较大的高空偶发噪声，一般排汽时间短（几分钟），噪声影响范围大（可达数千米）。

8.3.1.2　锅炉排汽噪声控制是通过在喷口安装具有扩张降速、节流降压、变频或改变喷注气流参数等功能的放空消声器。一般采用消声量 25dB（A）以上的小孔（喷注）消声器，电厂应用的节流降压消声器消声量可达 30dB（A）以上。

8.3.2　空气动力噪声

8.3.2.1　燃烧系统中锅炉及炉后部分产生的连续噪声是较突出的空气动力噪声，噪声水平为 85dB（A）～115dB（A）。

8.3.2.2　应对锅炉送、引风机及管路系统空气动力噪声加以治理，风机本体采用吸隔声材料进行处理，可达到不小于 20dB（A）的降噪效果，同时考虑检修、散热等因素。需加装检修门和通风散热照明等设施。管路系统采用隔声包覆措施，减少噪声辐射。进、排气管道加装消声器，一般采用阻性片式消声器，可以根据消声量对吸声材料、通流截面、消声器长度等进行合理设计，消声量一般 25dB（A）左右。

8.4　发电系统噪声治理技术

8.4.1　发电系统中主要噪声设备是汽轮机、发电机及励磁机等，运行噪声水平为76dB（A）～108dB（A）。发电机组在设备出厂时一般已配置隔声罩，可降噪20dB（A）左右。在隔声罩内喷刷阻尼材料可进一步提高隔声罩的隔声性能；设备安装时在基座下设置隔振支撑，可有效减少结构噪声。

8.4.2　主厂房内声源设备多，噪声偏高，建筑围护结构的降噪量一般仅在10dB（A）左右，因此，应注意厂房的密闭性和隔声性能，控制噪声对外辐射。汽机房主体建筑应采用隔声门窗，在面对办公区的厂房立面安装可调节通风型消声百叶窗。

8.5　冷却系统噪声治理技术

8.5.1　火电厂冷却系统中最大噪声源是自然通风冷却塔的淋水噪声或直接空冷岛的风机噪声。

8.5.2　自然通风冷却塔的淋水噪声水平为70dB（A）～85dB（A），噪声治理一般采用以下三种措施：

a）部分进风口安装冷却塔通风消声器。在冷却塔底部的部分进风口区域安装由若干通风导流消声片组成的进风消声器，一般可降噪15dB（A）以上。设计中特别要控制进风消声器的压力损失，确保其不影响冷却效果，综合考虑消声器的消声量和压力损失两个主要参数，推荐使用阵列式消声器。

b）隔声屏障。冷却塔采用隔声屏障降噪时，一般可降噪10dB（A）左右。隔声屏障应尽量靠近塔体，屏障高度应高于冷却塔进风口高度，可采用高效轻质隔声型、土坡型、钢筋混凝土型等结构，从抗震、抗风等方面予以严格设计。

c）消声垫。消声垫是降低冷却塔淋水噪声的有效办法。消声垫可用金属的网垫、天然纤维垫、透水性能好的泡沫塑料垫等多孔材料制作。将消声垫铺放在冷却塔的下塔体，用金属网支撑或铺放在接水盘上，能降低淋水噪声5dB（A）～10dB（A）。

8.5.3　直接空冷岛的风机噪声水平为70dB（A）～80dB（A），噪声治理宜根据空冷平台的降噪需求对消声措施进行合理设计，建议采用阵列式消声器，保证足够的消声量和较小的压力损失。普通的消声器应具备10dB(A)～15dB（A）降噪效果。

8.6　脱硫系统噪声治理技术

脱硫系统主要噪声源为氧化风机、增压风机噪声，噪声水平一般在85dB（A）～110dB（A）。氧化风机噪声治理一般采用加装隔声罩和室内布置，隔声量一般20dB（A）。增压风机噪声治理一般采用和锅炉送引风机相同的阻尼复合减振降噪措施，降噪量15dB（A）～20dB（A）。

8.7　封闭式隔声机房噪声治理技术

采用封闭式隔声机房（隔声罩）设计时，要注意封闭结构内的气流组织和封闭空间内外气流交换通道的消声问题。

8.8　其他噪声治理技术

在电厂运行过程中，各种给水泵、循环泵、灰浆泵等，噪声水平为82dB（A）～108dB（A）。噪声治理一般采用加装隔声罩，隔声量可达25dB（A）以上。

8.9　噪声治理可行技术

噪声治理可行技术及效果见表22。

表 22　　噪声治理可行技术及效果

分类	噪声源	噪声源声级水平［dB(A)］	可行技术	效果	备注
燃料系统	磨煤机	95～120	筒体外壳阻尼 隔声套 隔声罩	降噪量 10dB(A) 左右 整体噪声降至 95dB(A) 左右 降噪量 10dB(A)～30dB(A)	检修不便 罩内吸声
燃烧系统	锅炉排汽（偶发噪声）	115～130	排汽放空消声器	消声量 30dB(A) 以上	
	引风机、送风机	85～115	消声器 管道外壳阻尼	消声量 25dB(A) 左右 降噪量 20dB(A) 以上	
发电系统	汽轮机、发电机及励磁机	76～108	隔声罩厂房内壁面吸声处理	降噪量 20dB(A) 左右 降噪量 10dB(A) 左右	罩内吸声
冷却系统	自然通风冷却塔淋水	70～85	进风口消声器 隔声屏障 消声垫	消声量 15dB(A) 以上 降噪量 10dB(A) 左右 消声量 5dB(A)～10dB(A)	尽量靠近塔体
	空冷岛风机	70～80	低噪声风机 吸声板 消声装置	风机噪声可降至 63.2dB(A) 吸声量 8dB(A) 左右 消声量 10dB(A)～15dB(A)	
脱硫系统	氧化风机、增压风机	85～110	隔声罩 管道外壳阻尼	降噪量 20dB(A) 左右 消声量 15dB(A)～20dB(A)	罩内吸声
其他	给水泵、循环泵、灰浆泵等	82～108	隔声罩	降噪量 25dB(A) 以上	罩内吸声

9　固体废物综合利用及处置技术

9.1　一般规定

燃煤电厂产生的固体废物有粉煤灰、脱硫副产物、污水处理污泥、废弃脱硝催化剂、废弃滤袋等，应优先采用有利于资源化利用的处理方法，或采用适当的处置方法，避免二次污染。

9.2　粉煤灰综合利用技术

9.2.1　粉煤灰磨细加工技术

粉煤灰磨细加工是指改进粉煤灰的细度和均匀性，便于综合利用。粉煤灰磨细后细度增大，烧失量变化不大，密度增大，需水量比减小，抗压强度比提高。

9.2.2　粉煤灰分级技术

粉煤灰分级一般采用干法多级离心分离器，分离出符合商品要求的产品，便于综合利用。

9.2.3　利用高铝粉煤灰提炼硅铝合金技术

利用电厂产生的高铝粉煤灰为原料，通过电热法冶炼硅铝系列合金及从高铝粉煤灰中提取氧化铝并可联产白炭黑等硅产品。

9.2.4　综合利用

粉煤灰综合利用是指采用上述成熟工艺技术对粉煤灰进行加工，将其用于生产建材、回填、建筑工程、提取有益元素制取化工产品及其他用途。粉煤灰综合利用途径主要有生产粉煤灰水泥、粉煤灰砖、建筑砌块、混凝土掺料、道路路基处理、矿井回填材料、土壤改良、微生物复合肥等。

9.3　脱硫副产物综合利用及处置技术

9.3.1　脱硫石膏综合利用

脱硫石膏主要可用做水泥缓凝剂或制作石膏板，还可用于生产石膏粉料、石膏砌块、矿井回填材料及改良土壤等。

9.3.2　半干法脱硫灰渣综合利用

半干法脱硫（包括烟气循环流化床脱硫）灰渣主要成分为 $CaSO_4$、$CaSO_3$ 等，具有强碱性和自硬性，主要可用于筑路和制砖。

9.3.3　循环流化床锅炉炉内脱硫灰渣综合利用

与煤粉炉产生的粉煤灰相比，循环流化床锅炉炉内脱硫灰渣具有烧失量较高、CaO 含量高、SO_3 质量浓度高、玻璃体较少、具有一定的自硬性等特点，可综合利用于废弃矿井、采空区回填和筑路等。

9.4　污泥处置技术

电厂废水处理产生的污泥主要包括给水、工业废水、脱硫废水等处理过程产生的污泥。污泥中重金属含量符合 GB 5085 要求时，可贮存在灰场内。也可将污泥干燥后按照适当比例掺入原煤系统中进行焚烧处理。脱硫废水处理产生的污泥经检定确定为危险废物的，按照 GB 18598 处置；经检定后确定为一般废物的，按照 GB 18599 处置。

9.5　废弃脱硝催化剂处置技术

废弃脱硝催化剂是指不能再生利用的催化剂，属于危险废物。蜂窝式催化剂一般应压碎后按照 GB 18598 要求填埋。板式催化剂由于其中含有不锈钢基材，应破碎取出不锈钢基材回收利用，催化剂粉应按照 GB 18598 要求填埋。

9.6　废弃滤袋处置技术

9.6.1　回收利用

9.6.1.1　根据不同的滤袋材质可选用机械破碎、回炉熔化拉丝、高温裂解等方法进行处理后回收利用。

9.6.1.2　机械破碎是利用机械力将 PPS、PTFE、玻璃纤维等废弃滤袋由滤布变为纤维或粉粒，该方法简单、实用、投资较低，可适用于各种滤袋材质。

9.6.1.3　回炉熔化拉丝是将废弃滤袋进行机械破碎、清洗、干燥后，高温熔融再拉丝重新制成纤维，然后再加工生产滤袋或其他产品，循环使用。

9.6.1.4　高温裂解是废弃滤袋纤维在一定的高温下，使大分子分解成小分子，回收其中有用的小分子。

9.6.2　焚烧

焚烧是对废弃滤袋进行高温燃烧，使废弃滤袋变成惰性残留物，并对燃烧余热进行利用，最大限度地减少废弃滤袋的体积和质量。对含有 PTFE 短纤维或基布的滤袋不应进行焚烧处理。

9.6.3　土地填埋

土地填埋是指将废弃滤袋在合适的场地填埋后进行封存处理，其特点是处理简单、处理费用低、处理量大。土地填埋需注意填埋地点选择、填埋工艺与渗透液处理等问题。

9.7　固体废物综合利用及处置可行技术

固体废物综合利用及处置可行技术见表 23。

表 23　　固体废物综合利用及处置可行技术

分类	可行技术		技术适用性
粉煤灰	综合利用	（1）粉煤灰磨细加工	适用于电除尘器一、二级电场和袋式除尘器收集的粉煤灰
		（2）粉煤灰干法分级	适用于各种粉煤灰
		（3）提炼硅铝合金	适用于高铝粉煤灰
脱硫石膏	（1）脱硫石膏做水泥缓释剂 （2）脱硫石膏板生产技术		适用于石灰石/石灰-石膏法烟气脱硫产生的脱硫石膏
半干法脱硫灰渣	用于筑路和制砖		适用于半干法烟气脱硫（包括烟气循环流化床脱硫）产生的灰渣
循环流化床锅炉炉内脱硫灰渣	用于废弃矿井、采空区回填和筑路		适用于循环流化床锅炉炉内脱硫产生的灰渣
污泥	污泥掺入原煤系统焚烧		适用于经检定后确定为一般废物的污泥
废弃脱硝催化剂	破碎取出不锈钢基材回用		适用于含有不锈钢基材的板式催化剂
废弃滤袋	高温裂解、回炉熔化拉丝或高温焚烧后回收利用		适用于各种废弃滤袋
固体废物填埋、处置技术			经检定后确定为危险废物的，按照 GB 18598 处置；经检定后确定为一般废物的，按照 GB 18599 处置

参 考 文 献

[1] 朱法华，王圣. 煤电大气污染物超低排放技术集成与建议 [J]. 环境影响评价，2014，(5)：25-29.

[2] 刘建民，薛建明，王小明，等. 火电厂氮氧化物控制技术 [M]. 北京：中国电力出版社，2012.

[3] 莫华，朱法华，王圣，易玉萍. 湿式电除尘器在燃煤电厂的应用及其对 $PM_{2.5}$ 的减排作用 [J]. 中国电力，2013，46 (11)：62-65.

[4] 王志轩. 直面雾霾-中国电力发展和环境保护的新思考. [M]. 北京：中国电力出版社，2014.

[5] 朱法华，王圣，孙雪丽，等. 氮氧化物控制技术在电力行业中的应用 [J]. 中国电力，2011 (12)：55-59.

[6] 郝吉明. 控制氮氧化物 改善环境质量 [N]. 中国环境报，2010-3-160.

[7] 钟秦. 燃煤烟气脱硫脱硝技术及工程实例 [M]. 北京：化学工业出版社，2002.

[8] 王志轩，潘荔，张晶杰，等. 我国燃煤电厂“十二五”大气污染物控制规划的思考 [J]. 环境工程技术学报，2011，1 (1)，63-71.

[9] 朱法华，王圣，孟令媛. 燃煤超低排放的减排潜力及其实施的必要性 [J]. 环境保护，2016，44 (7)，42-46.

[10] 陈进生. 火电厂烟气脱硝技术-选择性催化还原法 [M]. 北京：中国电力出版社，2008.

[11] 莫华，朱法华，王圣. 火电行业发展面临的环境问题 [J]. 环境污染与防治，2013，35 (10)，77-80.

[12] 孙克勤，钟秦. 火电厂烟气脱硝技术及工程运用 [M]. 北京：化学工业出版社，2007.

[13] 王圣，朱法华，孙雪丽. 火电行业氮氧化物减排从哪里着手? [J]. 环境保护，2011 (13)：11-13.

[14] 毛剑宏. 大型电站锅炉 SCR 烟气脱硝系统关键技术研究 [D]. 杭州：浙江大学，2011.

[15] 李云涛，毛宇杰，钟秦，等. SCR 催化剂的组成对其脱硝性能的影响 [J]. 燃料化学学报，2009，37 (5)：601-606.

[16] 朱法华，许月阳，王圣. 燃煤电厂超低排放技术重大进展回顾及应用效果分析 [J]. 环境保护，2016，44 (6)，59-63.

[17] 张洁，张杨. 燃煤电站 SCR 烟气脱硝工程技术关键问题研究 [J]. 电力科技与环保，2011，27 (2)：38-41.

[18] YI H，HAO J，DUAN L，et al. Fine particle and trace element emissions from an anthracite coal-fired power plant equipped with a bag-house in China [J]. Fuel，2008，87 (10)：2050-2057.

[19] 莫华，朱法华. 治理雾霾首要举措：严控火力发电细颗粒物污染 [J]. 环境保护，2013 (24)：20-22.

[20] Low dust SCR system experience for coal fired boilers [D]. Electric Power 2003 Conference，2003.

[21] 杨述芳，徐树元，陶若虹，等. 催化剂的壁厚设计与寿命管理 [C]. 中国环境科学学会学术年会论文集，2012.

[22] 王志轩，张建宇，潘荔. 中国电力减排研究：2011 [M]. 北京：中国市场出版社，2011.

[23] 胡耘，王圣，郭同书. 超低排放形势下火电环境存在的问题与建议 [J]. 环境影响评价，2017，39 (1)，20-22.

[24] 朱文斌. 燃煤电厂 SCR 烟气脱硝装置的冷模实验和 CFD 数值计算研究 [D]. 上海：上海交通大学，2008.

[25] SCOT PRITCHARD. Optimizing SCR Catalyst Design and Performance for Coal Fired Boilers [C]. EPA/EPRI 1995 Joint Symposium Stationary Combustion NO_x Control, 1995.

[26] H J HOLM. SCR design issues in thermal power plants [C]. Russia Power, 2007.

[27] 王志轩. 煤电是中国治霾关键 [J]. 中国电力企业管理, 2014, (9), 36-40.

[28] 姜烨, 高翔, 吴卫红, 等. 选择性催化还原脱硝催化剂失活研究综述 [J]. 中国电机工程学报, 2013, 33 (14): 18-31.

[29] ISATO MORITA. Development and Operating Results of Low SO_2 to SO_3 Conversion Rate Catalyst for DeNO_x application.

[30] 于旻. 选择性非催化还原脱硝技术的实验研究 [D]. 杭州: 浙江大学, 2013.

[31] 王圣, 朱法华. 我国火电行业烟气脱硫相关问题分析及政策建议 [J]. 中国环境科学, 2012, S2 (32): 41-46.

[32] 周俊虎, 杨卫娟, 周志军, 等. 选择非催化还原过程中的 N_2O 生成与排放 [J]. 中国电机工程学报, 2005, 25 (13): 91-95.

[33] 吕洪坤, 杨卫娟, 周志军, 等. 选择性非催化还原法在电站锅炉上的应用 [J]. 中国电机工程学报, 2008, 28 (23): 14-19.

[34] 莫华, 朱法华, 王圣. 火电行业大气污染物排放对 $PM_{2.5}$ 的贡献及减排政策 [J]. 中国电力, 2013, 46 (8): 1-6.

[35] TUCKER W. An overview of $PM_{2.5}$ sources and control strategies [J]. Fuel Processing Technology, 2000, 65: 379-392.

[36] LEE S W, HE I, YOUNG B. Important aspects in source $PM_{2.5}$ emissions measurement and characterization from stationary combustion systems [J]. Fuel Processing Technology, 2004, 85 (6): 687-699.

[37] USDOE. Clean coal technology program, selective catalyst reduction (SCR) technology for the control of nitrogen oxide emissions from coal-fired boilers [R]. 2005.

[38] 沈伯雄. 选择性非催化还原脱除氮氧化物的影响因素分析 [J]. 中国电机工程学报, 2008, 28 (23): 53-59.

[39] 胡敏. 大型电站锅炉深度低氮燃烧耦合 SNCR 和 SCR 脱硝研究 [D]. 杭州: 浙江大学, 2012.

[40] 胡琦. SCR 与 SNCR 混合脱硝技术在燃煤电厂的应用 [D]. 保定: 华北电力大学, 2009.

[41] 陈璟. SNCR/SCR 联合脱硝技术在 410t/h 电站锅炉上的应用研究 [D]. 保定: 华北电力大学, 2010.

[42] 杨洲. 恒运电厂脱硝产生的问题以及处理措施分析. 华南理工大学, 2012.

[43] 赵翀. 某火电厂选择性催化还原烟气脱硝系统的运行研究. 南昌大学, 2013.

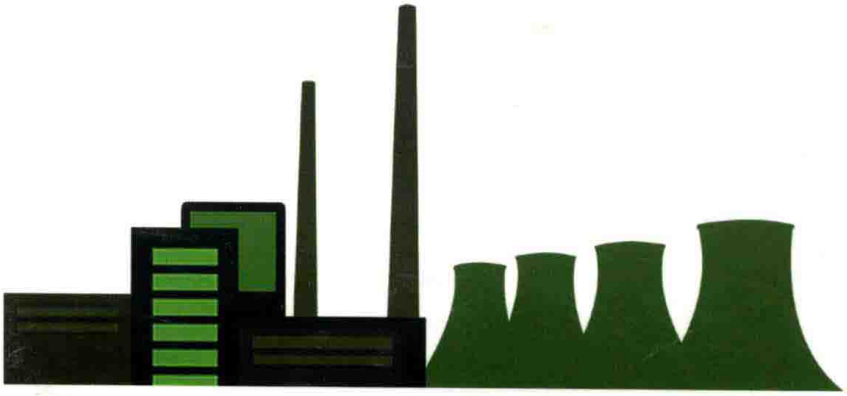
[44] 岑可法, 姚强, 骆仲泱, 等. 燃烧理论与污染控制 [M]. 北京: 机械工业出版社, 2004.

[45] 曹丽红, 帅伟, 陆瑛, 金月潭. 火电行业大气污染集成控制技术研究 [J]. 环境保护, 2013 (24): 58-61.

[46] 黄三明, 陆春媚. 燃煤电厂 SCR 烟气脱硝对电除尘器的影响. 第十四届中国电除尘学术会议论文集, 2011.

[47] 中国环境保护产业协会电除尘委员会. 电除尘器选型设计指导书. 北京: 中国电力出版社, 2013.

[48] 中国环境保护产业协会电除尘委员会. 燃煤电厂烟气超低排放技术. 北京: 中国电力出版社, 2015.



火电厂污染防治技术手册

中国电力出版社官方微信

ISBN 978-7-5198-0755-9

定价：100.00 元

上架建议：电力工程 / 火力发电