

附件 4

火电厂污染防治最佳可行技术指南

(征求意见稿)

Guideline on Best Available Technologies of Pollution Prevention
and Control for Thermal Power Plant

目 录

前 言.....	I
1 总则.....	1
1.1 适用范围.....	1
1.2 术语和定义.....	1
1.2.1 标准状态.....	1
1.2.2 火电厂.....	1
1.2.3 可行技术.....	1
1.2.4 最佳可行技术.....	1
1.2.5 颗粒物.....	1
1.2.6 含氧量.....	1
1.2.7 超低排放.....	2
2 生产工艺、产污环节及污染物排放.....	2
2.1 燃用固体燃料的火电厂.....	2
2.1.1 生产工艺.....	2
2.1.2 产污环节.....	2
2.1.3 污染物排放.....	3
2.1.3.1 大气污染物排放.....	3
2.1.3.2 水污染物排放.....	3
2.1.3.3 固体废物.....	4
2.1.3.4 噪声排放.....	4
2.2 燃用气体燃料的火电厂.....	4
2.3 燃用液体燃料的火电厂.....	5
3 工艺过程污染防治技术.....	5
3.1 煤炭装卸、贮存与输送环节的防尘技术.....	5
3.1.1 煤炭装卸环节防尘技术.....	5
3.1.2 封闭式煤场防尘技术.....	6
3.1.3 防风抑尘网防尘技术.....	6
3.1.4 输煤系统防尘技术.....	6
3.1.5 煤炭装卸、储存与输送过程扬尘污染防治可行技术.....	6
3.2 脱硫剂装卸、贮存与输送环节的防尘技术.....	6
3.2.1 石灰或石灰石粉的贮存防尘技术.....	6
3.2.2 脱硫剂储存与输送过程扬尘污染防治的可行技术.....	6

3.3 灰场扬尘防治技术.....	7
3.4 液氨、氨水的装卸、贮存与输送环节相关规定及防泄漏技术	7
3.5 节水技术.....	7
3.5.1 循环冷却水系统节水技术.....	7
3.5.2 气力除灰和干除渣节水技术.....	8
3.5.3 空冷系统节水技术.....	8
3.5.4 烟气除水技术.....	8
3.5.4.1 烟气冷却除水技术.....	8
3.5.4.2 声波团聚除水除尘技术.....	8
3.5.5 城市污水回用技术.....	9
3.5.6 矿井疏干水回用技术.....	9
3.5.7 海水淡化回用技术.....	9
4. 烟气污染防治技术.....	9
4.1 烟气除尘技术	9
4.1.1 电除尘技术.....	9
4.1.1.1 技术原理.....	9
4.1.1.2 技术特点及适用性.....	10
4.1.1.3 技术发展与应用.....	10
4.1.1.4 主要工艺参数及使用效果.....	13
4.1.2 电袋复合除尘技术.....	14
4.1.2.1 技术原理.....	14
4.1.2.2 技术特点及适用性.....	15
4.1.2.3 技术发展与应用.....	16
4.1.2.4 主要工艺参数及使用效果.....	18
4.1.3 袋式除尘技术.....	18
4.1.3.1 技术原理.....	18
4.1.3.2 技术特点及适用性.....	18
4.1.3.3 技术发展与应用.....	19
4.1.3.4 主要工艺参数及使用效果.....	20
4.1.4 烟尘达标排放可行技术.....	20
4.1.5 烟尘超低排放最佳可行技术.....	20
4.2 烟气脱硫技术.....	21
4.2.1 石灰石-石膏湿法脱硫技术	21
4.2.1.1 技术原理.....	21
4.2.1.2 技术特点及适用性.....	22
4.2.1.3 技术发展与应用.....	22
4.2.1.4 主要工艺参数及使用效果.....	23

4.2.1.5	二次污染及防治措施.....	24
4.2.2	烟气循环流化床脱硫技术.....	24
4.2.2.1	技术原理.....	24
4.2.2.2	技术特点及适用性.....	25
4.2.2.3	技术发展和应用.....	25
4.2.2.4	主要工艺参数及使用效果.....	26
4.2.2.5	二次污染及防治措施.....	26
4.2.3	氨法脱硫技术.....	26
4.2.3.1	技术原理.....	26
4.2.3.2	技术特点及适用性.....	26
4.2.3.3	技术发展和应用.....	27
4.2.3.4	主要工艺参数及使用效果.....	27
4.2.3.5	二次污染及防治措施.....	27
4.2.4	海水脱硫技术.....	28
4.2.4.1	技术原理.....	28
4.2.4.2	技术特点及适用性.....	28
4.2.4.3	主要工艺参数及使用效果.....	28
4.2.4.4	二次污染及防治措施.....	28
4.2.5	其他脱硫技术.....	29
4.2.5.1	活性焦脱硫技术(资源化技术).....	29
4.2.5.2	有机胺脱硫技术(资源化技术).....	29
4.2.5.3	生物脱硫技术(资源化技术).....	29
4.2.6	二氧化硫达标可行技术.....	29
4.2.7	二氧化硫超低排放最佳可行技术.....	31
4.3	低氮燃烧与烟气脱硝技术.....	32
4.3.1	低氮燃烧技术.....	32
4.3.1.1	技术原理.....	32
4.3.1.2	技术特点及适应性.....	33
4.3.1.3	技术发展和应用.....	34
4.3.1.4	主要工艺参数及使用效果.....	34
4.3.2	SCR 脱硝技术.....	34
4.3.2.1	技术原理.....	34
4.3.2.2	技术特点及适应性.....	35
4.3.2.3	技术发展和应用.....	35
4.3.2.4	主要工艺参数及使用效果.....	37
4.3.3	SNCR 脱硝技术.....	37
4.3.3.1	技术原理.....	37
4.3.3.2	技术特点及适应性.....	38
4.3.3.3	技术发展和应用.....	38

4.3.3.4 主要工艺参数及使用效果	39
4.3.4 SNCR/SCR 联合脱硝技术	39
4.3.4.1 技术原理	39
4.3.4.2 技术特点及适应性	39
4.3.4.3 技术发展和应用	40
4.3.4.4 主要工艺参数及使用效果	40
4.3.5 氮氧化物达标可行技术与最佳可行技术	40
4.3.5.1 技术选择原则	40
4.3.5.2 达标可行技术与最佳可行技术	40
4.4 汞污染防治技术	42
4.4.1 燃烧前汞污染控制技术	42
4.4.1.1 洗煤技术	42
4.4.1.2 煤低温热解技术	42
4.4.2 燃烧中汞污染控制技术	42
4.4.3 燃烧后汞污染控制技术	42
4.4.3.1 协同控制技术	42
4.4.3.2 单项脱汞技术	42
4.4.3.3 多污染物控制技术	43
4.4.4 汞达标可行技术	43
5 烟气污染物超低排放技术路线	43
5.1 技术路线选择的基本原则	43
5.2 颗粒物超低排放技术路线	44
5.3 二氧化硫超低排放技术路线	45
5.3.1 超低排放需要的脱硫效率	45
5.3.2 超低排放脱硫技术路线的选择	46
5.4 氮氧化物超低排放技术路线	46
5.5 典型的烟气污染物超低排放技术路线	47
5.5.1 以湿式电除尘器做为二次除尘的超低排放技术路线	47
5.5.2 以湿法脱硫协同除尘做为二次除尘的超低排放技术路线	48
5.5.3 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	48
6 水污染防治技术	49
6.1 废水处理工艺分类	49
6.2 废水分类处理技术	49
6.2.1 锅炉停炉保护和化学清洗废水（含有机清洗剂）处理	49
6.2.2 空气预热器、省煤器和锅炉烟气侧等设备冲洗排水处理	49
6.2.3 化学水处理工艺废水处理	49

6.2.4 煤泥废水处理.....	50
6.2.5 冲灰废水处理.....	50
6.2.6 含油废水处理.....	50
6.2.7 脱硫废水处理.....	51
6.2.8 生活污水处理.....	51
6.3 废水集中处理技术.....	51
6.4 废水零排放技术.....	51
6.5 废水处理与回用最佳可行技术路线.....	52
7 噪声治理技术.....	52
7.1 燃料制备系统噪声治理技术.....	52
7.2 燃烧系统噪声治理技术.....	53
7.3 发电系统噪声治理技术.....	53
7.4 冷却系统噪声治理技术.....	54
7.5 脱硫系统噪声治理技术.....	55
7.6 补充说明.....	55
7.7 噪声控制的最佳可行技术路线.....	55
8 固体废物综合利用及处置技术.....	55
8.1 粉煤灰综合利用技术.....	56
8.1.1 粉煤灰磨细加工.....	56
8.1.2 粉煤灰分级.....	56
8.1.3 利用高铝粉煤灰提炼硅铝合金.....	56
8.1.4 综合利用.....	56
8.2 脱硫渣综合利用及处置技术.....	56
8.2.1 脱硫石膏的应用.....	56
8.2.2 半干法脱硫灰渣的应用.....	56
8.2.3 循环流化床脱硫灰渣的应用.....	56
8.3 污泥处置.....	57
8.4 废弃脱硝催化剂处置.....	57
8.5 废弃滤袋.....	57
8.5.1 回收利用.....	57
8.5.2 焚烧.....	57
8.5.3 土地填埋.....	57
8.6 固体废物处理处置最佳可行技术路线.....	58

前 言

为贯彻执行《中华人民共和国环境保护法》、《中华人民共和国大气污染防治法》、《中华人民共和国水污染防治法》等，防治环境污染，完善环境保护技术与管理工作，制定本指南。

本指南内容以当前技术发展和应用状况为依据，可作为火电厂项目环境影响评价、工程设计及运行管理等环节的技术依据，是各级环境保护部门、设计单位以及电厂使用的指导性文件。

本指南由环境保护部科技标准司组织制订。

本指南起草单位：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。

本指南由环境保护部解释。

1 总则

1.1 适用范围

本指南适用于使用单台出力 65t/h 以上除层燃炉、抛煤机炉外的燃煤发电锅炉；各种容量的煤粉发电锅炉；单台出力 65t/h 以上燃油、燃气发电锅炉；各种容量的燃气轮机组的火电厂；单台出力 65t/h 以上采用煤矸石、生物质、油页岩、石油焦等燃料的发电锅炉。不适用于各种容量的以生活垃圾、危险废物为燃料的火电厂。

本指南以 100MW 及以上的燃煤电厂烟气治理为重点，既包括烟气污染物达标排放的可行技术，也包括实现超低排放的最佳可行技术。

1.2 术语和定义

1.2.1 标准状态

指温度为 273.15K、压力为 101325Pa 时的状态，简称“标态”。本指南涉及的大气污染物浓度如无特别说明均以标准状态下的干烟气为基准。

1.2.2 火电厂

燃烧固体、液体、气体燃料的发电厂。

1.2.3 可行技术

针对火电厂生产全过程可能产生的污染，考虑技术、经济等因素，采用在国内火电厂得到应用的且有效、先进、可行的污染防治技术、节能和资源有效利用技术以及二次污染防治技术。

1.2.4 最佳可行技术

在考虑环境、能耗、经济成本等因素下可以获得的能达到最大减排量的技术。

1.2.5 颗粒物

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物。

1.2.6 含氧量

燃料燃烧时，烟气中含有的多余的自由氧，通常以干基容积百分数来表示。

2.1.3 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。

2.1.3.1 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、SO₂、NO_x，此外还有重金属、未燃尽炭等物质。

(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10g/m³~30g/m³，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15g/m³~50g/m³。

另外，在煤炭、脱硫剂（如石灰石粉）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（SO₂）的形式产生并排放。此外还有极少部分被氧化为三氧化硫（SO₃）吸附到颗粒物上或以气态排放。

(3) 氮氧化物

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（NO₂）及氧化亚氮（N₂O）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。

2.1.3.2 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，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、脱硫废水和生活污水等，主要污染物是有机物、金属及其盐类、悬浮物。

2.1.3.3 固体废物

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、废弃催化剂和污水处理产生的污泥等。

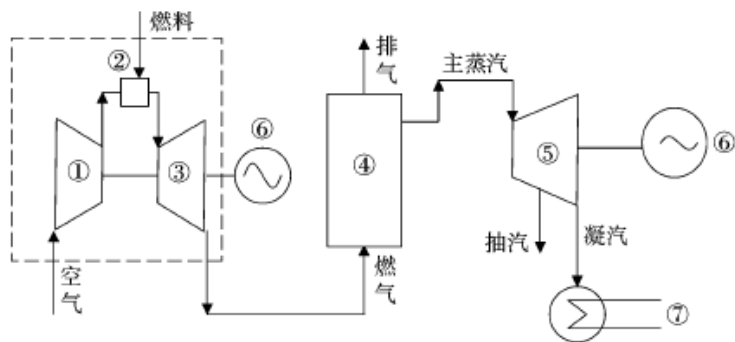
2.1.3.4 噪声排放

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。

2.2 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，目前主要是高炉煤气、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 2 所示为燃气轮机联合循环发电的工艺流程。

燃气电厂基本不产生烟尘、SO₂ 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；①+②+③燃气轮机

图 2 燃气轮机联合循环发电流程图

2.3 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，由燃机—汽机联合发电。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 $500^{\circ}\text{C}\sim 600^{\circ}\text{C}$ ，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°C 左右，经烟囱排入大气。如使用重油作燃料，为使重油顺利燃烧，需配辅助锅炉，用以加热重油使之降低粘稠度。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。

3 工艺过程污染防治技术

3.1 煤炭装卸、贮存与输送环节的防尘技术

3.1.1 煤炭装卸环节防尘技术

燃煤电厂煤炭的装卸应当采取密闭、喷淋等方式防治扬尘污染。

3.1.2 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。

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。

3.1.3 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%。

3.1.4 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配置袋式除尘器。

3.1.5 煤炭装卸、储存与输送过程扬尘污染防治可行技术

煤炭装卸、储存与输送过程扬尘污染防治的可行技术见表1。

表1 煤炭装卸、储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
水雾喷淋、密闭与袋式除尘器	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
储煤筒仓		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

3.2 脱硫剂装卸、贮存与输送环节的防尘技术

3.2.1 石灰或石灰石粉的贮存防尘技术

使用筒仓储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。

3.2.2 脱硫剂储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、储存与输送过程扬尘污染防治可行技术见表2。

表2 石灰或石灰石粉储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	石灰石粉或石灰的储存扬尘	
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	

3.3 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。

3.4 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、氨水的储存、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。

液氨储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》。

液氨、氨水的运输需采用密封罐车，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。

液氨储罐属于压力容器，需定期进行安全、防泄漏检查。液氨储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。

3.5 节水技术

3.5.1 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。

3.5.2 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型式，以压力型式为主。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。该技术应用会带来一定的投资和电耗。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。

3.5.3 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。

3.5.4 烟气除水技术

3.5.4.1 烟气冷却除水技术

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的排放。

3.5.4.2 声波团聚除水除尘技术

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，同时实现除水和去除细颗粒物。

由于声波装置及除雾器较小，可直接安装在湿法脱硫后的烟道内，不占场地。

3.5.5 城市污水回用技术

将城市污水作为水源，在二级处理的基础上进行深度处理，回用作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。

3.5.6 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。

3.5.7 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。

4. 烟气污染防治技术

4.1 烟气除尘技术

燃煤电厂烟气除尘技术主要包括电除尘、电袋复合除尘和袋式除尘技术，除尘技术的选择主要取决于环保要求、燃煤性质、飞灰性质、现场条件、电厂规模和锅炉类型等。

4.1.1 电除尘技术

4.1.1.1 技术原理

电除尘技术是在高压电场内，使悬浮于含尘气体中的粉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、冲刷等使其从电极表面脱落，同时在重力的作用下落入灰斗，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，湿电仅用于湿法脱硫后的二次除尘（深度除尘）。

为电除尘器供电的电源主要有高频电源、三相电源、恒流电源和脉冲电源等，

工频电源的使用不断减少。

4.1.1.2 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、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。

(2) 技术适用性

电除尘技术适用于工况比电阻在 $10^4 \Omega \cdot \text{cm} \sim 5 \times 10^{11} \Omega \cdot \text{cm}$ 范围内的粉尘去除，可在范围很宽的温度、压力和烟尘浓度条件下运行。

(3) 性能主要影响因素

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。其中，工况条件中煤、飞灰成分对电除尘器性能的影响最大。

(4) 污染物排放与能耗

电除尘器除尘效率为 99.2% ~ 99.85%，甚至更高，出口烟尘浓度可达到 $20 \text{mg}/\text{m}^3$ 以下，其能耗主要为电耗。与使用工频电源供电相比，使用高频、脉冲等新型电源时，可保效节能或减少污染物排放。

(5) 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粉尘荷电不充分等导致除尘效率下降的问题。

(6) 应用情况

截至 2015 年 12 月，约占全国燃煤机组容量的 70%。

4.1.1.3 技术发展与应用

(1) 低低温电除尘技术

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。

低低温电除尘技术因烟气温度降至酸露点以下，粉尘比电阻大幅下降，且击穿电压上升，烟气流量减小，可实现较高的除尘效率；同时，烟气温度降至酸露点以下，气态 SO_3 将冷凝成液态的硫酸雾，通过烟气中粉尘吸附及化学反应，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。但粉尘比电阻降低会削弱捕集到阳极板上粉尘的静电黏附力，从而导致二次扬尘有所增加。

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。

截至 2015 年 12 月，投运及在建的低低温电除尘器超过 150 台套，总装机容量约 95000 MW，其中投运约 70 台套，总装机容量超 40000 MW，已有单机 1000 MW 机组的低低温电除尘器投运。

（2）湿式电除尘技术

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型式、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。

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

（3）高频电源

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。

高频电源在纯直流供电方式下，二次电压纹波系数小于 3%，其供给电场内的平均电压比工频电源供给的电压可提高 25%~30%，电晕电流可提高约一倍，烟尘排放可降低 30%~50%；高频电源在间歇脉冲供电方式下可有效克服高比电阻粉尘的反电晕，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。

(4) 脉冲电源

脉冲高压电源是电除尘配套使用的新型高压电源，脉冲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120微秒及以下。

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%至70%。已有多个电厂成功应用。

(5) 移动电极、离线振打等清灰技术

移动电极是通过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。截至2015年12月，投运及在建的移动电极电除尘器超150台套，总装机容量超70000 MW，其中投运超100台套，总装机容量超50000 MW。

离线振打清灰是将需要清灰的烟气通道出口或进、出口烟气档板关闭，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。档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。

(6) 机电多复式双区电除尘技术

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。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。截至2015年12月，机电多复式双区电除尘器已投运60多台套，总装机容量16868 MW，已有单机1000 MW机组投运。

(7) 电凝聚技术

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 250 Pa。

截至 2015 年 12 月，已投运的电凝聚器近 20 台套，总装机容量约 10000 MW。

4.1.1.4 主要工艺参数及使用效果

(1) 干式电除尘器

干式电除尘器的主要工艺参数及使用效果见表 3。干式电除尘器对煤种的除尘难易性评价方法见表 4。

(2) 湿式电除尘器

湿式电除尘器的主要工艺参数及使用效果见表 5。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 3 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、300 MW 级及以下的低低温电除尘器)			
		≤2 (300 MW 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 /s)	D1≥100	D2≥120	D3≥140	出口浓度≤50 mg/m ³
		D1≥110	D2≥140	—	出口浓度≤30 mg/m ³
		D1≥130	—	—	出口浓度≤20 mg/m ³
低低温电除尘器比集尘面积	m ² /(m ³ /s)	D1≥80	D2≥90	D3≥100	出口浓度≤50 mg/m ³
		D1≥95	D2≥105	D3≥115	出口浓度≤30 mg/m ³
		D1≥110	D2≥120	D3≥130	出口浓度≤20 mg/m ³
除尘效率	%	电除尘器 (新技术组合)			99.2~99.85 以上
		低低温电除尘器 (新技术组合)			99.2~99.9 以上
注：D1、D2、D3 为入口含尘浓度≤30 g/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 4) 时的比集尘面积。当入口含尘浓度大于 30 g/m ³ 时，表中比集尘面积酌情增加 5 m ² /(m ³ /s)~15 m ² /(m ³ /s)。					

表 4 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) $\text{Na}_2\text{O} > 0.3\%$ ，且 $S_{\text{ar}} \geq 1\%$ ，且 $(\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{SiO}_2) \leq 80\%$ ，同时 $\text{Al}_2\text{O}_3 \leq 40\%$ ； b) $\text{Na}_2\text{O} > 1\%$ ，且 $S_{\text{ar}} > 0.3\%$ ，且 $(\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{SiO}_2) \leq 80\%$ ，同时 $\text{Al}_2\text{O}_3 \leq 40\%$ ； c) $\text{Na}_2\text{O} > 0.4\%$ ，且 $S_{\text{ar}} > 0.4\%$ ，且 $(\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{SiO}_2) \leq 80\%$ ，同时 $\text{Al}_2\text{O}_3 \leq 40\%$ ； d) $\text{Na}_2\text{O} \geq 0.4\%$ ，且 $S_{\text{ar}} > 1\%$ ，且 $(\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{SiO}_2) \leq 90\%$ ，同时 $\text{Al}_2\text{O}_3 \leq 40\%$ ； e) $\text{Na}_2\text{O} > 1\%$ ，且 $S_{\text{ar}} > 0.4\%$ ，且 $(\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{SiO}_2) \leq 90\%$ ，同时 $\text{Al}_2\text{O}_3 \leq 40\%$ 。
一般	a) $\text{Na}_2\text{O} \geq 1\%$ ，且 $S_{\text{ar}} \leq 0.45\%$ ，且 $85\% \leq (\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{SiO}_2) \leq 90\%$ ，同时 $\text{Al}_2\text{O}_3 \leq 40\%$ ； b) $0.1\% < \text{Na}_2\text{O} < 0.4\%$ ，且 $S_{\text{ar}} \geq 1\%$ ，且 $85\% \leq (\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{SiO}_2) \leq 90\%$ ，同时 $\text{Al}_2\text{O}_3 \leq 40\%$ ； c) $0.4\% < \text{Na}_2\text{O} < 0.8\%$ ，且 $0.45\% < S_{\text{ar}} < 0.9\%$ ，且 $80\% \leq (\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{SiO}_2) \leq 90\%$ ，同时 $\text{Al}_2\text{O}_3 \leq 40\%$ ； d) $0.3\% < \text{Na}_2\text{O} < 0.7\%$ ，且 $0.1\% < S_{\text{ar}} < 0.3\%$ ，且 $80\% \leq (\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{SiO}_2) \leq 90\%$ ，同时 $\text{Al}_2\text{O}_3 \leq 40\%$ 。
较难	a) $\text{Na}_2\text{O} \leq 0.2\%$ ，且 $S_{\text{ar}} \leq 1.4\%$ ，同时 $(\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{SiO}_2) \geq 75\%$ ； b) $\text{Na}_2\text{O} \leq 0.4\%$ ，且 $S_{\text{ar}} \leq 1\%$ ，同时 $(\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{SiO}_2) \geq 90\%$ ； c) $\text{Na}_2\text{O} < 0.4\%$ ，且 $S_{\text{ar}} < 0.6\%$ ，同时 $(\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{SiO}_2) \geq 80\%$ 。
注： S_{ar} 指收到基煤中含硫量，氧化物指飞灰中的成份。	

表 5 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	$\text{m}^2/(\text{m}^3/\text{s})$	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	
漏风率	%	≤ 1 （板式）	
		≤ 2 （蜂窝式）	
出口颗粒物浓度	mg/m^3		≤ 10 或 ≤ 5
除尘效率	%		70~90

4.1.2 电袋复合除尘技术

4.1.2.1 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，利用后级滤袋区过滤拦截剩余的烟尘，实现烟气净化。未被前级电区捕集的荷电粉尘，由于电荷作用使细微颗粒极化或凝并成粗颗粒，同时由于同性电荷的排斥作用，到达滤袋表面堆积的粉尘层排列有序、结构疏松，呈棉絮状，粉尘层阻力低，容易清灰剥离，因而产生了荷电粉尘增强过滤性能的效应，降低运行阻力，延长滤袋寿命。

电袋复合除尘器按照结构型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。

4.1.2.2 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，除尘器出口就能实现 10 mg/m^3 以下的超低排放要求，甚至可以做到小于 5 mg/m^3 。

(2) 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。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) 性能主要影响因素

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。尤其是要注意滤料型式的选型要与烟气成分相匹配，运行温度宜高于酸露点 $10^\circ\text{C} \sim 20^\circ\text{C}$ 。

(4) 污染物排放与能耗

电袋复合除尘器能够长期稳定可靠保持污染物达标或超低排放，除尘效率为 $99.5\% \sim 99.99\%$ ，出口烟尘浓度通常可控制在 20 mg/m^3 以下；采用超净电袋复合除尘器可控制出口烟尘浓度在 10 mg/m^3 或 5 mg/m^3 以下，同时协同脱除二氧化硫和汞及其化合物等重金属。

电袋复合除尘器的能耗主要为高压供电设备电耗、引风机克服阻力的电耗、绝缘子加热器电耗等。一体式电袋复合除尘器占地面积较小。

(5) 应用情况

截至 2015 年 12 月，配套应用电袋复合除尘器的装机容量超过 2.0 亿千瓦，约占全国燃煤机组容量的 22%，其中 1000MW 级机组超过 18 台，600MW 级机组超过 100 台。

4.1.2.3 技术发展与应用

(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 $10\text{mg}/\text{m}^3$ 或 $5\text{mg}/\text{m}^3$ 。

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。超净电袋复合除尘器已成功应用于燃煤电厂 1000MW 机组，截止 2016 年 6 月，配套应用装机容量已超过 23000MW。

(2) 耦合增强电袋复合除尘技术

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电捕集，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。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，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 $5\text{mg}/\text{m}^3$ 。

(3) 高精过滤和强耐腐滤料技术

① 高精过滤滤料

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 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 PPS（聚苯硫醚）、PI（聚酰亚胺）、PTFE（聚四氟乙烯）。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。

(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。

(5) 长袋高效清灰技术

4 英寸大口径脉冲阀喷吹 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。

(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，其滤袋型式、滤袋材质与烟气工况的匹配选型至关重要。滤袋与烟气条件匹配选型得当，可保障滤袋长寿命和良好的经济性。

(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未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。

(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。

4.1.2.4 主要工艺参数及使用效果

电袋复合除尘器的主要工艺参数和使用效果见表 6。

表 6 电袋复合除尘器的主要工艺参数和使用效果

项目	单位	工艺参数与使用效果		
处理烟气量	m ³ /h (工况)	≤7.0×10 ⁶		
运行烟气温	℃	≤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 /s)	≥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
滤料型式		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
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 40 m ² / (m ³ ·s ⁻¹)，滤袋区的过滤速度宜不大于 0.9 m/min。				

4.1.3 袋式除尘技术

4.1.3.1 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。袋式除尘是一个过滤与清灰交替进行的非稳态过程。当含尘气体进入袋式除尘器后，颗粒大、比重大的粉尘，由于重力的作用沉降下来，落入灰斗，含有较细小粉尘的气体在通过滤料时粉尘被阻留，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：脉冲喷吹类袋式除尘器、反吹风类袋式除尘器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。

4.1.3.2 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，具有较为稳定的低排放、占地面积小、控制系统简单等特点。

(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的影响，较为稳定保持低排放。

(3) 性能主要影响因素

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。尤其是要注意滤料型式的选型要与烟气成分相匹配，运行温度宜高于酸露点 $10^{\circ}\text{C}\sim 20^{\circ}\text{C}$ 。滤袋选型要充分考虑烟气温度、煤的含硫量、烟气中的含氧量和氮氧化物浓度等因素的影响。。

(4) 污染物排放与能耗

袋式除尘器的除尘效率为 $99.5\%\sim 99.99\%$ ，出口烟尘浓度可控制在 30 mg/m^3 或 20 mg/m^3 以下；当采用高精过滤滤料时，可以实现 10 mg/m^3 以下。袋式除尘器的能耗主要来源为引风机克服阻力的电耗、空压机系统电耗。

(5) 应用情况

截至 2015 年 12 月，配套应用袋式除尘器的装机容量约 0.78 亿千瓦，占全国燃煤机组容量的 8% 左右。

4.1.3.3 技术发展与应用

(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中。

(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。16 英寸大规格脉冲阀和大型低压脉冲清灰的适配技术；3 英寸、4 英寸阀喷吹 18~28 条长滤袋(6~10m) 的喷吹技术。

4.1.3.4 主要工艺参数及使用效果

袋式除尘器的主要工艺参数和使用效果见表 7。

表 7 袋式除尘器的主要工艺参数及使用效果

项目	单位	工艺参数及使用效果		
处理烟气量	m ³ /h (工况)	≤4.0×10 ⁶		
运行烟气温度的	℃	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
滤料型式		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 0.7 m/min

4.1.4 烟尘达标排放可行技术

由于燃煤电厂加装脱硫装置后才可满足排放标准要求，而脱硫装置基本上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，除尘器出口浓度应低于 50 mg/m³；执行 20 mg/m³ 排放标准限值时，除尘器出口浓度应低于 30 mg/m³。

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（评价方法详见表 4），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。

4.1.5 烟尘超低排放最佳可行技术

烟尘超低排放实际上是指烟气中颗粒物的超低排放，排放烟气中不仅包括烟尘，而且包括湿法脱硫过程中产生的次生颗粒物。因此除尘技术选择一般包括烟气脱硝后烟气中烟尘的去除，称之为一次除尘技术，主流技术包括电除尘、电袋复合除尘和袋式除尘技术；脱硫后对烟气中颗粒物的再次脱除或烟气脱硫过程中

对颗粒物的协同脱除，称之为二次除尘或深度除尘技术，脱硫后对烟气中颗粒物的脱除主要采用湿式电除尘器，脱硫过程中对颗粒物的协同脱除主要采用复合塔脱硫技术，并采用高效的除雾器或在湿法脱硫塔内增加湿法除尘装置。

当电除尘器对煤种的除尘难易性为“较易”时，宜选用电除尘技术；当煤种除尘难易性为“较难”时，宜优先选用电袋复合除尘技术，300MW 等级及以下机组也可选用袋式除尘技术；对于一次除尘就要求烟尘浓度小于 $10\text{mg}/\text{m}^3$ 或 $5\text{mg}/\text{m}^3$ 不依赖二次除尘实现超低排放的，宜优先选择超净电袋复合除尘技术。其他情况下（包括煤种的除尘难易性为“一般”），可结合二次除尘技术效果、煤质波动情况、场地条件、投资与运行费用等因素综合考虑选择。

一次除尘器出口烟尘浓度为 $30\text{mg}/\text{m}^3\sim 50\text{mg}/\text{m}^3$ 时，二次除尘宜选用湿式电除尘器；一次除尘器出口烟尘浓度小于 $30\text{mg}/\text{m}^3$ ，二次除尘也可选用湿式电除尘器，实现更低的颗粒物排放浓度，更好地适应煤炭市场等因素的变化，投资与运行费用也会适当增加。一次除尘器出口烟尘浓度为 $10\text{mg}/\text{m}^3\sim 30\text{mg}/\text{m}^3$ 时，二次除尘宜选用复合塔脱硫技术协同除尘，并确保复合塔的除雾除尘效果。

4.2 烟气脱硫技术

按照脱硫工程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。湿法脱硫工艺包括用钙基、钠基、镁基、海水和氨等碱性物质作为液态吸收剂，其脱硫效率主要受浆液 pH 值、液气比、停留时间、吸收剂品质及用量的影响；湿法脱硫还具有协同除尘功效，在实现 SO_2 达标或超低排放的同时捕集烟气中的颗粒物，辅助实现烟气颗粒物超低排放。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 SO_2 。

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，占脱硫机组容量的 92.46%（含电石渣法）；其它技术还有：烟气循环流化床法脱硫（1.93%）、海水脱硫（2.67%）、氨法脱硫（1.94%）等。

4.2.1 石灰石-石膏湿法脱硫技术

4.2.1.1 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。吸收塔型包括喷淋塔、液柱塔、鼓泡塔、填料塔、托盘

塔等，其中喷淋塔由于其运行可靠、操作简单，应用最为广泛。在吸收塔内，烟气中 SO_2 与石灰石反应形成亚硫酸钙，再鼓入空气强制氧化，最后生成副产物石膏，从而达到脱除 SO_2 的目的，脱硫净烟气经除雾器除雾后排放。

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。系统脱硫效率可达 98.5% 以上。

4.2.1.2 技术特点及适用性

石灰石-石膏湿法脱硫技术成熟度高，堵塞、腐蚀等负面影响因素可控，运维成本低，脱硫塔内调节手段较多，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。因此石灰石-石膏湿法脱硫技术对煤种、负荷变化均具有较强的适应性，对 SO_2 浓度低于 $12000\text{mg}/\text{m}^3$ 的燃煤烟气均可实现 SO_2 达标（ $100\text{mg}/\text{m}^3$ 或 $50\text{mg}/\text{m}^3$ ）。此技术还可部分去除烟气中的 SO_3 、颗粒物和重金属，随着燃煤电厂大气污染物超低排放的全面实施，湿法脱硫塔协同高效除尘已成为超低排放技术路线的重要组成部分。石灰石-石膏法脱硫效率主要受浆液 pH 值、液气比、停留时间、吸收剂品质及用量、塔内气流分布等多种因素的影响。

我国石灰石资源广泛，价格便宜，石灰石-石膏湿法脱硫具有良好的地域适应性和经济可行性，是电力行业烟气脱硫技术中的主流技术。但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。

4.2.1.3 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空塔 pH 分区技术。不同的石灰石-石膏湿法脱硫工艺，石灰石浆液在吸收塔内布置、输送方法不尽相同，导致在相同入口烟气条件下虽均能实现 SO_2 达标排放或超低排放，但基建设备投资、运行维护成本和性能稳定性方面也有所差别，需根据电厂实际情况综合考虑性能指标、运行指标和经济指标，选择应用工艺路线。

(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托盘类或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，完成一级 SO₂ 脱除。吸收塔上部喷淋层通过调整喷淋密度及雾化效果，完成对烟气 SO₂ 的深度洗涤，实现 SO₂ 达标或超低排放。上述 SO₂ 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，复合塔系统的颗粒物协同脱除效率一般可按 50%~80% 计。该类技术的典型代表包括旋汇耦合、沸腾泡沫、旋流鼓泡、双托盘均流增效板等工艺。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。

(2) pH 分区技术

包括在喷淋塔内加装隔离体等手段从而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 的分区控制。部分脱硫浆液 pH 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(5.8~6.4)，最终保证对烟气 SO₂ 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 分区系统颗粒物协同脱除效率一般可按 50%~70% 计。典型工艺包括石灰石-石膏法单塔循环、双塔循环(pH 物理分区)、石灰石-石膏法单塔双区、塔外浆液箱 pH 分区(pH 自然分区)等脱硫工艺。其中双循环工艺的装机容量已达 30000MW 以上，单塔双区技术的装机容量为 65000MW。

当前各类石灰石-石膏湿法脱硫工艺在确保 SO₂ 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，还受到运行条件，如入口颗粒物浓度等条件影响，同时还需兼顾相应能耗。除雾器作为脱硫系统的一部分应保证逃逸雾滴浓度低于 50mg/m³，雾滴含固量宜控制在 5% 以下。

4.2.1.4 主要工艺参数及使用效果

石灰石-石膏湿法脱硫主要工艺参数及使用效果见表 8。

表 8 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
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	6-25 (空塔单循环宜在 12-25; 空塔 pH 分区宜在 6-18; 复空塔宜为 10-25)	
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	%		95-99.7
入口烟气 SO ₂ 浓度	mg/m ³	≤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/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
		10-30	无湿式静电, 出口颗粒物达标排放或超低排放

4.2.1.5 二次污染及防治措施

脱硫系统会产生脱硫副产物石膏、脱硫废水及噪声污染, 同时脱硫原烟气中夹带的粉尘, 除部分被脱硫浆液捕集进入脱硫石膏和脱硫废水外, 残余烟气粉尘和逃逸脱硫浆液中的石膏还会进入大气造成颗粒物二次排放污染。

脱硫石膏可以外运综合利用; 脱硫废水应处理后回用; 尽可能选用低噪声设备, 在设计中着重从消声、隔声、减振上进行考虑。通过脱硫塔内浆液喷淋分布优化提高协同除尘效率、除雾器提效并优化运行管理等措施, 进而降低脱硫净烟气中颗粒物浓度。

4.2.2 烟气循环流化床脱硫技术

4.2.2.1 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除尘技术, 通过循环流化床吸收塔内与塔外的吸收剂的多次再循环, 使吸收剂与烟气接触时间增加, 从而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-液三相的离子型反应, 烟气中 SO₂ 及其它酸性气体与吸收剂 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收集脱硫副产物，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。

4.2.2.2 技术特点及适用性

烟气循环流化床脱硫技术具有技术成熟、工艺流程简洁、占地面积小、节能节水、排烟无需再热、设备烟囱无需防腐、没有废水产生等特点，副产物为干态，便于综合利用。

烟气循环流化床脱硫效率受多种因素影响，包括钙硫比、反应温度、喷水量、停留时间等。

烟气循环流化床脱硫技术对吸收剂品质要求较高，生石灰活性 T60 小于 4 分钟，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。

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。吸收塔入口 SO_2 浓度低于 $3000\text{mg}/\text{m}^3$ 时可实现达标排放，低于 $1500\text{mg}/\text{m}^3$ 时可实现超低排放。

4.2.2.3 技术发展与应用

(1) 660MW 大型化烟气循环流化床脱硫技术

通过吸收塔和袋式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，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 台 660MW 机组进行了工程示范，在脱硫塔入口 SO_2 浓度小于 $1500\text{mg}/\text{m}^3$ 时，实现 SO_2 浓度小于 $35\text{mg}/\text{m}^3$ 的排放。

(2) 循环氧化吸收协同脱硝技术

循环氧化吸收协同脱硝技术（Circulating Oxidation and Absorption，简称 COA），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 ，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 技术已经在 30 多台（包括 300MW 等级）燃煤机组上得到应用。

4.2.2.4 主要工艺参数及使用效果

烟气循环硫化床脱硫技术的主要工艺参数及使用效果见表 9。

表 9 烟气循环硫化床脱硫技术主要工艺参数及使用效果

项目	单位	工艺参数及使用效果		
入口 SO ₂ 浓度	mg/m ³	≤3000	≤2000	≤1500
入口烟气温度	°C	≥100		
运行烟气温度	°C	高于烟气露点 15°C~25°C 之间		
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，烟囱及设备无须防腐。

4.2.2.5 二次污染及防治措施

烟气循环流化床脱硫系统产生脱硫副产物为干灰渣，可外运进行综合利用，如制砖、干粉砂浆、路基材料、土壤复垦等；整个系统为干态运行，没有废水产生；烟囱外排烟气无需再热。脱硫系统会产生噪声污染，尽可能选用低噪声设备，在设计中着重从消声、隔声、减振上来降低噪声污染。

4.2.3 氨法脱硫技术

4.2.3.1 技术原理

氨法脱硫原理是溶解于水中的氨和烟气接触时，与其中的 SO₂ 发生反应生成亚硫酸铵，亚硫酸铵进一步与烟气中的 SO₂ 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 SO₂，氨法脱硫的最终副产品为硫酸铵。脱硫效率可达到 98% 以上。

4.2.3.2 技术特点及适用性

由于氨气碱性强于石灰石，故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。但此工艺对入口烟气含尘量要求较严，一般小于 35mg/m³。

氨法脱硫对煤中硫含量的适应性广，但考虑到经济可行性，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。

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。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,因此需定期外排净化。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。

电力行业采用氨法烟气脱硫技术约为脱硫装机总容量的 1.94%,主要用于化工企业自备电厂 10 万 kW 等级及以下的燃煤机组。

4.2.3.3 技术发展与应用

与现有的氨法相比,新氨法(NADS)脱硫工艺在工艺上更为灵活,工艺中的 NH_3 和 H_2O 是分别进入吸收塔,可以根据不同的情况生产硫酸铵、磷酸一铵或硝酸铵化肥,并连产高纯度的 SO_2 气体。浓缩后的 SO_2 气体可用于生产高质量的工业硫酸。吸收塔的吸收温度在 50°C 左右, SO_2 吸收率大于 95%,吸收后的烟气进入再热器,升温到大于 70°C ,进入烟囱排放,吸收塔为多级循环吸收,一般级数为 3~5 级。

此工艺吸收塔出口烟气中 NH_3 含量低,氨损耗小;吸收液的循环量小、液气比小、能耗低。

4.2.3.4 主要工艺参数及使用效果

氨法脱硫技术的主要工艺参数及适用效果见表 10。

表 10 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	$^\circ\text{C}$	≤ 140 (100-120 较好)	
吸收塔运行温度	$^\circ\text{C}$	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	
出口氨逃逸	mg/m^3	< 8	
系统阻力损失	Pa	< 1600	
硫酸铵纯度	%	> 95	
脱硫效率	%		95~99.7
入口烟气 SO_2 浓度	mg/m^3	3500-12000	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

4.2.3.5 二次污染及防治措施

氨法脱硫过程中会产生氨逃逸,必须加装静电除雾器或超声波团聚器等颗粒物捕集装置,减少对环境的二次污染;氨法脱硫工艺理论上可实现废水零排放,

但由于吸收液循环利用过程中内杂质富集过多，影响脱硫稳定运行，需定期净化处理后外排。

4.2.4 海水脱硫技术

4.2.4.1 技术原理

海水中含有相当数量的 OH^- 、 HCO_3^- 、 CO_3^{2-} 等碱性离子，pH 值约为 8，从而使海水具有较强的吸收 SO_2 和酸碱缓冲能力。海水烟气脱硫技术就是利用天然海水的这种特性，脱除烟气中 SO_2 ，再用空气强制氧化为硫酸盐溶于海水中的一种湿式烟气脱硫方法。系统脱硫效率可达 98% 以上。

4.2.4.2 技术特点及适用性

海水法烟气脱硫技术是以海水为脱硫吸收剂，除空气外不需其它添加剂，既保护环境，又节约石灰石和淡水资源，且工艺简洁，运行可靠，维护方便。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 达标或超低排放。但受地域限制，仅适用于拥有较好海域扩散条件的滨海火电厂，且其平均燃煤含硫率不宜高于 1%。

4.2.4.3 主要工艺参数及使用效果

海水脱硫的主要工艺参数及适用效果见表 11。

表 11 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	°C	≤140(100-120 较好)	
吸收塔运行温度	°C	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
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，颗粒物超低排放
		20~30	无湿式静电，颗粒物达标排放
		<20	无湿式静电，颗粒物超低排放

4.2.4.4 二次污染及防治措施

洗涤烟气后的海水 pH 值和盐度等指标发生变化，需经处理达到当地海域水质环境要求后，才可直接排放。

4.2.5 其他脱硫技术

4.2.5.1 活性焦脱硫技术（资源化技术）

当烟气中有 O_2 和水蒸汽时，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。

技术特点是可节水 80% 以上，适合水资源匮乏地区；脱硫温度在 $140^\circ C$ 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，故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，在国内电力行业尚无工程应用。

4.2.5.2 有机胺脱硫技术（资源化技术）

有机胺 SO_2 脱除技术是利用专用有机胺作为吸收剂吸收烟气中的 SO_2 ，再将 SO_2 解析出来形成纯净的气态 SO_2 ；解析出来的 SO_2 送入常规硫酸生产流程中，进行硫酸的生产。该技术脱硫效率可达 99.8%，回收利用 SO_2 形成硫酸，无二次污染。但是，有机胺脱硫法对脱硫原烟气中粉尘、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问题需进一步研究解决。专用有机胺价格昂贵、一次投资大，运行能耗和成本较高。国内仅有一个工程应用。

4.2.5.3 生物脱硫技术（资源化技术）

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 转化成硫磺的资源化脱硫技术。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。

4.2.6 二氧化硫达标可行技术

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，一般脱硫效率在 93%~98% 之间，对于烟气中 SO₂ 浓度在 3000mg/m³ 以下的中低硫煤，SO₂ 排放浓度可满足 100mg/m³ 的要求。适合于 300MW 等级燃煤锅炉及中小型工业锅炉的 SO₂ 污染治理，并已在 600MW 等级燃煤机组进行工程示范，对循环流化床锅炉增加炉外脱硫改造和缺水地区更为适用。

氨法脱硫技术的脱硫吸收剂主要采用氨水和液氨，脱硫效率在 95% 以上，脱硫系统阻力小于 1600Pa。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、扩建火电厂的 SO₂ 治理，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 SO₂ 吸收，系统脱硫效率可达 98% 以上。对于入口 SO₂ 浓度低于 2000 mg/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。

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 分区）适用于各种煤种的新、改、扩建火电厂的 SO₂ 治理，实现达标排放，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 SO₂ 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 12。

表 12 火电厂 SO₂ 达标排放可行技术

SO ₂ 入口浓度 (mg/m ³)	地域	单机容量 (MW)	炉型	达标可行技术
≤3000	缺水地区	≤300	煤粉炉 CFB	烟气循环流化床
≤2000	沿海地区	300~1000	煤粉炉	海水脱硫
3000~10000	电厂周围 200 公里内有稳定氨源	≤300	煤粉炉	氨法脱硫
≤2000	一般和重点地区	所有容量	煤粉炉	传统空塔喷淋
			CFB	复合塔喷淋
				空塔 pH 分区
2000~3000	一般地区		煤粉炉	传统空塔喷淋
			CFB	复合塔喷淋
	重点地区		煤粉炉	复合塔喷淋
			CFB	空塔 pH 分区
3000~6000	一般和重点地区		煤粉炉	复合塔喷淋
		CFB	空塔 pH 分区	
>6000	一般和重点地区	煤粉炉	复合塔喷淋	
		CFB	空塔 pH 分区	

4.2.7 二氧化硫超低排放最佳可行技术

SO₂ 超低排放技术应采用成熟可靠、运行安全稳定、技术经济合理的脱硫工艺技术，满足在电厂规定的原烟气 SO₂ 浓度范围内实现排放低于 35mg/m³，并需优先考虑脱硫装置的长期运行的可靠性和稳定性。

基于石灰石浆液吸收 SO₂ 并生成石膏的湿法脱硫工艺是当前应对各类煤种实现 SO₂ 超低排放的最佳可行技术；另一方面，火电厂污染物超低排放要求排放烟气同步实现颗粒物小于 10mg/m³、SO₂ 小于 35mg/m³、NO_x 小于 50mg/m³，因此各类石灰石-石膏湿法脱硫工艺在确保 SO₂ 达到超低排放限值前提下还应考虑协同脱除颗粒物效率。

对于烟气 SO₂ 浓度在 1000mg/m³ 以下的低硫煤，传统空塔喷淋石灰石-石膏法是超低排放最佳可行技术；对于烟气 SO₂ 浓度在 1000~2000mg/m³ 的低硫煤，旋汇耦合、沸腾泡沫、旋流鼓泡、双托盘均流增效板等复合塔脱硫技术和单塔双循环、双塔双循环、单塔双区等空塔 pH 分区技术是超低排放最佳可行技术，该类脱硫工艺系统协同除尘效率按 60%~70% 计。

对于烟气 SO₂ 浓度在 2000-6000mg/m³ 之间的中硫煤，复合塔技术为超低排放最佳可行技术，但是系统能耗将有所增加；pH 分区技术亦为超低排放最佳可行技术，但设备造价、占地上升。结合高效除尘除雾装置，雾滴浓度可控制在 20 mg/m³ 以下，整个系统协同除尘效率可按 60%~80% 计。

对于烟气中 SO₂ 浓度在 6000mg/m³ 以上的高硫煤，空塔 pH 物理分区技术为超低排放最佳可行技术，旋汇耦合也可作为最佳可行技术。结合高效除尘除雾装置，雾滴浓度可控制在 20 mg/m³ 以下，整个系统协同除尘效率可按 60%~80% 计。

在拥有较好海域扩散条件的滨海火电厂，入口烟气 SO₂ 浓度在 2000mg/m³ 以下，海水脱硫是最佳可行技术。加装三级除雾器等高效除雾器后，脱硫系统协同除尘效率可按 50%~60% 计。

对于缺水地区入口烟气 SO₂ 浓度在 1500mg/m³ 以下 300MW 级以下的低硫煤机组或有炉内脱硫的 CFB 机组，烟气循环流化床脱硫技术可为超低排放最佳可行技术。

对于电厂周围有稳定氨源且厂址附近居民较少、环境不敏感的 300MW 级以下的煤电机组，氨法脱硫技术可为超低排放最佳可行技术，关键是要解决氨逃逸问题，确保颗粒物实现超低排放。

上述各种超低排放技术适用性见表 13。

表 13 火电厂 SO₂ 超低排放最佳可行技术

SO ₂ 入口浓度 (mg/m ³)	地域	单机容量 (MW)	炉型	最佳可行技术
≤2000	沿海地区	300~1000	煤粉炉	海水脱硫
≤1500	缺水地区	≤300	煤粉炉、CFB 炉	烟气循环流化床
3000~10000	电厂周围 200 公里内有稳定氨源	≤300	煤粉炉	氨法脱硫
≤1000	所有地区	所有容量	煤粉炉	传统空塔喷淋
			CFB	
1000~6000			煤粉炉	复合塔喷淋空塔 pH 分区
			CFB	
>6000			煤粉炉	空塔 pH 分区旋汇耦合
			CFB	

4.3 低氮燃烧与烟气脱硝技术

4.3.1 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 NO_x 燃烧器、空气分级燃烧、燃料分级燃烧等技术。

4.3.1.1 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 进入该区域时将还原性组分反应生成 N₂，达到降低炉内 NO_x 生成的技术。

4.3.1.2 技术特点及适应性

(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。

a) 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 减排率可达 20%-50%。

b) 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 NO_x 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 减排率可达 40%-60%。

c) 燃料分级燃烧：对于低挥发分煤 NO_x 的排放控制也具优越性，可以解决其它低氮燃烧技术在燃用低挥发份煤种效果较差的问题，其 NO_x 减排率可达 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份煤种 NO_x 的减排也具有较好的适应性，但一般用于中小型锅炉，且该技术在国内外应用相对较少。

(3) 性能主要影响因素

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。

a) 低氮燃烧器：燃烧器的种类、煤粉细度、烟气流场等有关。

b) 空气分级燃烧：主燃烧区过量空气系数和燃烧温度有关。

c) 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。

(4) 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；一次性投资在 10~40 元/kW，单位发电量运行费用为 0.02 分/kWh-0.06 分/kWh。

(5) 存在主要问题

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。

(6) 应用情况

国内 200MW 及以上煤粉炉，均采用低氮燃烧技术。近年来该技术还成功应用于循环流化床和中小型煤粉锅炉上。

4.3.1.3 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，开发出一系列新型低氮燃烧器，如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，以实现NO_x的减排、增加锅炉运行的稳定性。

4.3.1.4 主要工艺参数及使用效果

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减排效果见表 14。

表 14 低 NO_x 燃烧技术及使用效果

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

4.3.2 SCR 脱硝技术

4.3.2.1 技术原理

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、NO₂）还原成无害的氮气（N₂）和水（H₂O），从而达到脱除 NO_x 的目的。

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。SCR 反应器多为高尘高温布置，即安装在

锅炉省煤器与空预器之间。

4.3.2.2 技术特点及适应性

(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320℃~420℃，不同种类的催化剂SCR运行温度区间存在差异。

(3) 性能主要影响因素

影响脱硝效率的因素主要包括催化剂性能、温度、反应器及烟道的流场分布均匀性、氨氮比等。

(4) 能耗和经济性

脱硝系统阻力一般不大于1000Pa；脱硝系统电耗在0.1%~0.3%之间。

SCR的一次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，一次性单位投资在50元/kW~180元/kW，单位发电量运行成本在0.6分/kWh~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。

(5) 存在主要问题

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；氨逃逸和SO₃的产生导致硫酸氢氨生成，进而导致催化剂和空预器堵塞；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；氨逃逸引起的二次污染等问题。

(6) 应用情况

新建、现役煤粉炉主要以SCR技术为主，占火电机组总容量的90%以上。

4.3.2.3 技术发展与应用

近年来我国在全负荷脱硝、脱硝增效、催化剂等方面取得了重要进展。

(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，生成的硫酸氢氨沉积

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、加热省煤器给水旁路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-TiO₂催化剂的基础上，通过添加其它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。

(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。

a) 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，可能造成空预器堵塞等问题。

b) 高效喷氨混合和流场优化技术

在脱硝效率保证的前提下，通过优化喷氨格栅或涡流混合器设计确保氨氮混合均匀、结合实际工况进行计算流体力学（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，解决氨混合不匀、流场不均易导致的脱硝系统效率下降、氨逃逸增加等问题，保障系统稳定运行。

(3) 脱硝催化剂

a) 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SO₂/SO₃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，减少硫酸氢氨生成，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。

b) 催化剂再生

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乃至完全的恢复。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,SO₂/SO₃转化率低于1%,氨逃逸低于2.28mg/m³,再生成本为5000元/m³~15000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,且可减少废弃催化剂的处置问题。

c) 催化剂全过程管理

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。

4.3.2.4 主要工艺参数及使用效果

SCR脱硝技术主要工艺参数及使用效果见表15。

表15 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	℃	一般在 320~420 之间	
入口 NO _x 浓度	mg/m ³	根据实际烟气参数确定	
氨氮摩尔比	/	由脱硝效率和氨逃逸浓度确定, 小于 1	
反应器入口烟气参数的偏差数值	/	速度相对偏差≤±15%; 温度相对偏差≤±15%; 氨氮摩尔比相对偏差≤±5%; 烟气入射角度≤±10°	
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 50 mg/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%, 硫转化率宜低于 1.0%; 燃煤硫分高于 1.5%, 硫转化率宜低于 0.75%。	
阻力	Pa	<1000	

4.3.3 SNCR 脱硝技术

4.3.3.1 技术原理

选择性非催化还原法(SNCR)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 N₂ 和 H₂O。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。

4.3.3.2 技术特点及适应性

（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。

（3）性能主要影响因素

性能主要影响因素主要包括：反应区域温度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。

（4）能耗和经济性

SNCR 脱硝系统阻力较小、运行电耗低，投资为 30 元/kW ~40 元/kW；运行成本一般低于 0.5 分/kWh。

（5）存在主要问题

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。

（6）应用情况

该技术在各种容量的循环流化床锅炉和中小型煤粉炉应用较多，300MW 及以上煤粉锅炉应用很少。

4.3.3.3 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 技术研究与工程应用等方面。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。

4.3.3.4 主要工艺参数及使用效果

SNCR脱硝技术主要工艺参数及使用效果见表16。

表 16 SNCR 脱硝技术主要工艺参数及使用效果

项目	主要工艺参数及使用效果
温度区间	采用尿素时温度区间：850℃~1150℃； 采用液氨和氨水时温度区间：850℃~1050℃
还原剂类型	尿素、氨水和液氨
氨氮摩尔比	煤粉炉 1.0~1.4；循环流化床锅炉：1.3~1.8
还原剂停留时间	宜大于 0.5s
脱硝效率（%）	循环流化床锅炉：60%~80%；中小型煤粉炉：30%~50%
氨逃逸浓度（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 ）	100~300

4.3.4 SNCR/SCR 联合脱硝技术

4.3.4.1 技术原理

SNCR/SCR 联合脱硝技术是将 SNCR 技术与 SCR 技术联合应用，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储存系统、还原剂混合喷射系统、催化剂及监测控制系统等组成。

4.3.4.2 技术特点及适应性

（1）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，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。

（3）性能主要影响因素

受 SNCR 和 SCR 性能影响因素的联合作用影响。

（4）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，初投资为 60 元/kW ~100 元/kW；运行成本为 0.4 分/kWh ~0.6 分/kWh。

（5）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露对下游设备

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。

(6) 应用情况

较多应用于受空间限制无法加装大量催化剂的现役中小型锅炉。

4.3.4.3 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。

4.3.4.4 主要工艺参数及使用效果

SNCR/SCR联合脱硝技术主要工艺参数及使用效果见表17。

表 17 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 900~1150℃; 采用液氨和氨水时 850~1050℃; SCR: 320~420℃
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
氨逃逸浓度	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

4.3.5 氮氧化物达标可行技术与最佳可行技术

4.3.5.1 技术选择原则

氮氧化物可行技术选择时，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且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。

4.3.5.2 达标可行技术与最佳可行技术

氮氧化物达标可行技术与最佳可行技术见表 18。

表 18 火电厂 NO_x 达标可行技术与最佳可行技术

燃烧方式	煤种	锅炉容量(MW)	最大生成浓度(mg/m ³)	达标可行技术		最佳可行技术	
				排放浓度≤200 mg/m ³	排放浓度≤100 mg/m ³	排放浓度≤50 mg/m ³	
切向燃烧	无烟煤		850	低氮燃烧+SCR(2+1)	低氮燃烧+SCR(3+1)	无成熟技术	
	贫煤		800				
	烟煤	20%≤Vdaf≤28%	≤100	400	低氮燃烧+SCR(1+1)或低氮燃烧+SNCR	低氮燃烧+SCR(2+1)或SNCR/SCR(1+1)联合脱硝(300MW及以下机组)	低氮改造+SCR(3+1)或SNCR/SCR联合脱硝(300MW及以下机组)
			200	350			
			300	320			
		≥600	290				
		28%≤Vdaf≤37%	≤100	300			
			200	290			
	300		240				
	37%<Vdaf	≥600	200				
		≤100	290				
		200	240				
		300	200				
		≥600	180				
		≤100	300				
褐煤	200	260					
		300	200				
		≥600	200				
墙式燃烧	无烟煤	尚无此类情况					
	贫煤		650	低氮燃烧+SCR(2+1)	低氮燃烧+SCR(2+1)	无成熟技术	
	烟煤	所有容量	20%≤Vdaf≤28%	450	低氮燃烧+SCR(1+1)或低氮燃烧+SNCR	低氮燃烧+SCR(2+1)或低氮燃烧+SNCR/SCR(1+1)联合脱硝(300MW及以下机组)	低氮改造+SCR(3+1)
			28%≤Vdaf≤37%	380			
			37%<Vdaf	260			
褐煤	260						
W火焰燃烧	无烟煤		900				
	贫煤		800	低氮燃烧+SCR(3+1)	无成熟技术	无成熟技术	
CFB	烟煤、褐煤		150			低氮改造+SNCR	
	无烟煤、贫煤		200	低氮燃烧	低氮燃烧+SNCR	低氮改造+SNCR/SCR联合脱硝	
注：(1) SCR 脱硝：单层催化剂脱硝效率按 50%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) 燃煤无烟煤、贫煤的 W 火焰煤粉锅炉尚无成熟可借鉴的 NO _x 超低排放技术案例。							

4.4 汞污染防治技术

燃煤电厂汞污染防治技术可分为三类：燃烧前控制、燃烧中控制和燃烧后控制。

4.4.1 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。

4.4.1.1 洗煤技术

煤中的汞与黄铁矿有密切的关系，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。

4.4.1.2 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。

4.4.2 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。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。

4.4.3 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。

4.4.3.1 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 Hg²⁺，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，Hg²⁺易于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。

4.4.3.2 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。

4.4.3.3 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，例如：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。

4.4.4 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。

5 烟气污染物超低排放技术路线

5.1 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，统筹协调，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、灰份较低、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，不失为是一种经济合理的选择。对于煤质波动大、灰份较高、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份与性质的影响。如循环流化床锅炉，适用于劣质燃料的燃烧，通常灰份含量高，颗粒粒径较煤粉炉大，排烟温度也普遍较高，可根据实际燃烧煤质情况选择除尘方式。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，对于燃烧煤矸石等劣质燃料的

循环流化床锅炉宜采用电袋复合除尘器或袋式除尘器。燃用无烟煤或低挥发份煤的 W 型火焰锅炉或者煤粉炉，则关注飞灰中的含炭量，炭的存在影响电除尘器的除尘效率。

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。

统筹协调，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。如目前我国燃煤电厂排放要求中，对烟气中的二氧化硫排放没有要求，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份的影响等等，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一次性投资，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。

5.2 颗粒物超低排放技术路线

燃煤电厂要想实现颗粒物超低排放，至少面临二方面技术的选择。

一是烟气脱硝后烟气中烟尘的去除，可以称之为一次除尘技术，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是脱硫后对烟气中颗粒物的脱除，可以称之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塔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19。

表 19 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/m ³)	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	≥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	0	3	1
		20~30	2	2	0	2	2
		≤20	3	1	1	1	3
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 5 mg/m³ 不依赖于二次除尘就实现超低排放的，宜优先选择电袋复合除尘器。
 （3）一次除尘器出口烟尘浓度为 30 mg/m³~50 mg/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 10 mg/m³~30 mg/m³ 时，二次除尘宜选用湿法脱硫（WFGD）协同除尘。
 （4）表中数字表示技术适宜程度：0 不适宜，1 适宜，2 较适宜，3 最适宜。

5.3 二氧化硫超低排放技术路线

5.3.1 超低排放需要的脱硫效率

不同脱硫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 SO₂ 浓度按 30mg/m³ 控制，则可以算出，入口浓度 1000mg/m³ 时，脱硫效率需不低于 97%；入口浓度 2000mg/m³ 时，脱硫效率需不

低于 98.5%；入口浓度 3000mg/m³ 时，脱硫效率需不低于 99%；入口浓度 6000mg/m³ 时，脱硫效率需不低于 99.5%；入口浓度 10000mg/m³ 时，脱硫效率不低于 99.7%。脱硫塔入口浓度范围是超低排放应严格控制的条件，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。

5.3.2 超低排放脱硫技术路线的选择

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 SO₂ 浓度低于 2000 mg/m³ 的电厂，可以选择先进的海水脱硫技术。

对于缺水地区，吸收剂质量有保证，入口 SO₂ 浓度低于 1500 mg/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 级以下的燃煤机组，可以选择氨法脱硫。

其他情况下主要采用石灰石-石膏湿法脱硫，对于脱硫效率要求在 97% 以下时，可以选择传统空塔喷淋提效技术；对于脱硫效率要求在 98.5% 以下时，可以选择复合塔脱硫技术中的双托盘塔、沸腾泡沫塔等；对于脱硫效率要求在 99% 以下时，可以选择旋汇耦合、双托盘塔等技术；对于脱硫效率要求在 99.5% 以下时，可以选择单塔双 pH 值、旋汇耦合技术；对于脱硫效率要求在 99.7% 以下时，可以选择双塔双 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。详见表 20。

表 20 石灰石-石膏湿法脱硫超低排放技术路线

SO ₂ 入口浓度 (mg/m ³)	要求脱硫效率及脱硫工艺				
≤1000	空塔提效	97%			
≤2000	双托盘、沸腾泡沫		98.5%		
≤3000	旋汇耦合、双托盘			99%	
≤6000	单塔双 pH 值、旋汇耦合			99.5%	
≤10000	双塔双 pH 值、旋汇耦合				99.7%

5.4 氮氧化物超低排放技术路线

锅炉低氮燃烧技术是控制氮氧化物的首选技术，在保证锅炉效率和安全的前提下应尽可能降低锅炉出口氮氧化物的浓度。

对于煤粉锅炉，应通过燃烧器改造和炉膛燃烧条件的优化，确保锅炉出口氮氧化物浓度小于 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，实现氮氧化物超低排放。

对于循环流化床锅炉，应通过燃烧调整，确保氮氧化物生成浓度小于 200mg/m^3 。通过加装 SNCR 脱硝装置，实现氮氧化物超低排放；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 型火焰锅炉，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氮氧化物的浓度。但目前尚难以做到较低，仅靠炉后的 SCR 较难稳定满足氮氧化物的超低排放要求，国内外尚无成功案例，需要进一步研究。

各种炉型氮氧化物超低排放技术路线见表 21。

表 21 氮氧化物超低排放技术路线

炉型	入口浓度 (mg/m^3)	脱硝效率 (%)	SCR 催化剂层数	出口浓度 (mg/m^3)
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）	
煤粉炉（W 型火焰燃烧）		>90	4+1	<100

5.5 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到烟气中颗粒物的超低排放、二氧化硫的超低排放以及氮氧化物的超低排放，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到一次除尘，而且涉及到二次除尘（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。

5.5.1 以湿式电除尘器做为二次除尘的超低排放技术路线

湿式电除尘器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 $\text{PM}_{2.5}$ 粉尘、 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，WESP 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 WESP 较为普遍。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，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 $5\text{mg}/\text{m}^3$ 时，WESP 入口颗粒物浓度宜小于 $20\text{mg}/\text{m}^3$ ，不宜超过 $30\text{mg}/\text{m}^3$ 。当要求颗粒物排放限值为 $10\text{mg}/\text{m}^3$ 时，WESP 入口颗粒物浓度宜小于 $30\text{mg}/\text{m}^3$ ，不宜超过 $60\text{mg}/\text{m}^3$ 。当然，WESP 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 WESP 的除尘效率，实现颗粒物的超低排放。

5.5.2 以湿法脱硫协同除尘做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，采用了旋汇耦合、双托盘、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%，可以做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 $5\text{mg}/\text{m}^3$ 时，湿法脱硫入口颗粒物浓度宜小于 $20\text{mg}/\text{m}^3$ 。当要求颗粒物排放限值为 $10\text{mg}/\text{m}^3$ 时，湿法脱硫入口颗粒物浓度宜小于 $30\text{mg}/\text{m}^3$ 。

5.5.3 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 $<10\text{mg}/\text{m}^3$ 或 $5\text{mg}/\text{m}^3$ 。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物） $<10\text{mg}/\text{m}^3$ 或 $5\text{mg}/\text{m}^3$ ，满足超低排放要求。

该技术路线适用于各种灰份的煤质，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。

6 水污染防治技术

6.1 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。这种方式的特点是处理工艺和处理后的水质相同。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。不同类型的废水采用不同的工艺处理，处理后的水质可以按照不同的标准控制。

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。

6.2 废水分类处理技术

6.2.1 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。

6.2.2 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，然后再送入中和、混凝澄清等处理系统。

6.2.3 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 6~9 之间，出水直接排放或回用。工艺系统一般包括中和池、酸储槽、碱储槽、在线 pH 计、中和水泵和空气搅拌系统等。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照 75% 设计，则反渗透装置进水流量的 1/4 以废水的形式排出，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。

6.2.4 煤泥废水处理

煤泥废水一般情况下处理后循环使用。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。

6.2.5 冲灰废水处理

冲灰废水的 pH 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 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 范围内。

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。

6.2.6 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。

6.2.7 脱硫废水处理

脱硫废水水质特点是悬浮物浓度高、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。

6.2.8 生活污水处理

生活污水的可生化性好，大部分火电厂生活污水的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。

6.3 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。

6.4 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，属于高盐水，目前实现零排放的技术主要包括：烟气余热喷雾蒸发干燥、多效或低温蒸发结晶等。蒸发干燥或蒸发结晶前，为减少废水量，可采用反渗透、膜浓缩等预处理工艺。

烟气余热喷雾蒸发干燥，可通过声波雾化喷嘴将浓缩后的脱硫废水喷入烟道内，雾化后的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。

6.5 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22。

表 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、过滤	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
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、混凝澄清、中和、膜软化、膜浓缩、蒸发干燥或蒸发结晶	零排放

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。

7 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。

7.1 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 dB(A)~110 dB(A)。中速磨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 100dB(A)~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 10 dB(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 95 dB(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。

7.2 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，影响范围可达方圆几公里。

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 dB(A)~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。

7.3 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

90 dB(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结构，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。

7.4 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器的合理设计，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。

7.5 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，其噪声水平一般在 85 dB(A)~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，其降噪量在 15dB(A)~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。

7.6 补充说明

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。

7.7 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 23。

表 23 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 厂房内壁面吸声处理	降噪量 20 dB(A)左右 降噪量 6 dB(A)左右	罩内吸声
引风机、送风机	72~115	消声器 管道外壳阻尼	消声量 25 dB(A)左右 整体噪声降到 85 dB(A)以下	/
给水泵、循环泵、灰浆泵等	82~108	隔声罩	降噪量 25 dB(A)以上	罩内吸声
磨煤机、湿磨机	82~120	隔声罩 筒体外壳阻尼 隔声套	降噪量 20 dB(A)左右 整体噪声降到 95 dB(A)左右 降噪量 10 dB(A)左右	罩内吸声 / 检修不便
冷却塔	70~85	隔声屏障 进风口消声器 消声垫	降噪量 10 dB(A)左右 消声量 15 dB(A)左右 消声量 8 dB(A)左右	尽量靠近塔体
空冷岛	60~80	低噪声风机 吸声板 消声装置	风机噪声可降至 63.2 dB(A) 吸声量 8 dB(A)左右 消声量 8 dB(A)左右	
氧化风机、空压机	82~105	隔声罩 消声器	降噪量 20 dB(A)左右 消声量 30 dB(A)以上	罩内吸声
锅炉排汽 (偶发噪声)	115~130	排汽放空消声器	消声量 30 dB(A)以上	/

8 固体废物综合利用及处置技术

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，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。

8.1 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。

8.1.1 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。

8.1.2 粉煤灰分级

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。

8.1.3 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。

8.1.4 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。

8.2 脱硫渣综合利用及处置技术

8.2.1 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。

8.2.2 半干法脱硫灰渣的应用

半干法脱硫灰渣主要成分是 CaSO_4 、 CaSO_3 等，具有强碱性和自硬性，目前国内应用尚不普遍，主要用于筑路和制砖。

8.2.3 循环流化床脱硫灰渣的应用

与煤粉炉粉煤灰相比，循环流化床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。

8.3 污泥处置

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染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。

8.4 废弃脱硝催化剂处置

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，故除填埋外可送至金属冶炼厂进行回用。

8.5 废弃滤袋

废弃滤袋处理方式有回收利用、焚烧、土地填埋等。

8.5.1 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。

8.5.2 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。

8.5.3 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。

8.6 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24。

表24 固体废物处理最佳可行技术

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》（GB18598）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》（GB18599）处置