

中华人民共和国国家环境保护标准

HJ 2301-2017

火电厂污染防治可行技术指南

**Guideline on available technologies of pollution prevention
and control for thermal power plant**

(发布稿)

本电子版为发布稿。请以中国环境科学出版社出版的正式标准文本为准。

2017-05-21 发布

2017-06-01 实施

环 境 保 护 部 发 布

目 次

前 言.....	ii
1 适用范围.....	1
2 规范性引用文件.....	1
3 术语和定义.....	1
4 工艺过程污染防治技术.....	1
5 烟气污染防治技术.....	2
6 烟气超低排放技术路线.....	17
7 水污染防治技术.....	21
8 噪声治理技术.....	23
9 固体废物综合利用及处置技术.....	25

前 言

为贯彻执行《中华人民共和国环境保护法》等法律法规，防治环境污染，完善环境保护技术与管理工作，制定本标准。

本标准明确了火电厂工艺过程污染、烟气污染与水污染等防治技术，以及噪声治理技术和固体废物综合利用及处置技术。

本标准为指导性文件。

本标准首次发布。

本标准由环境保护部科技标准司组织制订。

本标准起草单位：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。

本标准环境保护部2017年5月21日批准。

本标准自2017年6月1日起实施。

本标准由环境保护部解释。

火电厂污染防治可行技术指南

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、SO₂、NO_x 浓度分别不高于 10 mg/m³、35 mg/m³、50 mg/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份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	适用于低挥发份煤
	(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 $1 \times 10^4 \Omega \cdot \text{cm} \sim 1 \times 10^{11} \Omega \cdot \text{cm}$ 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 $20 \text{mg}/\text{m}^3$ 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。

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 120 μ s 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 250 Pa。

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、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）		
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 /s)	≥100（D1）	≥110（D1）	≥130（D1）
		≥120（D2）	≥140（D2）	-
		≥140（D3）	-	-
低低温电除尘器比集尘面积	m ² /(m ³ /s)	≥80（D1）	≥95（D1）	≥110（D1）
		≥90（D2）	≥105（D2）	≥120（D2）

项目	单位	主要工艺参数及效果		
		≥100 (D3)	≥115 (D3)	≥130 (D3)
出口烟尘浓度	mg/m ³	≤50 mg/m ³	≤30 mg/m ³	≤20 mg/m ³

注：D1、D2、D3 为入口含尘浓度不大于 30 g/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）时的比集尘面积。当入口含尘浓度大于 30 g/m³ 时，表中比集尘面积酌情增加 5 m²/(m³/s)~15 m²/(m³/s)。

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 ₂ O>0.3%，且 S _{ar} ≥1%，且 (Al ₂ O ₃ +SiO ₂) ≤80%，同时 Al ₂ O ₃ ≤40%； b) Na ₂ O>1%，且 S _{ar} >0.3%，且 (Al ₂ O ₃ +SiO ₂) ≤80%，同时 Al ₂ O ₃ ≤40%； c) Na ₂ O>0.4%，且 S _{ar} >0.4%，且 (Al ₂ O ₃ +SiO ₂) ≤80%，同时 Al ₂ O ₃ ≤40%； d) Na ₂ O≥0.4%，且 S _{ar} >1%，且 (Al ₂ O ₃ +SiO ₂) ≤90%，同时 Al ₂ O ₃ ≤40%； e) Na ₂ O>1%，且 S _{ar} >0.4%，且 (Al ₂ O ₃ +SiO ₂) ≤90%，同时 Al ₂ O ₃ ≤40%。
一般	a) Na ₂ O≥1%，且 S _{ar} ≤0.45%，且 85%≤(Al ₂ O ₃ +SiO ₂) ≤90%，同时 Al ₂ O ₃ ≤40%； b) 0.1%<Na ₂ O<0.4%，且 S _{ar} ≥1%，且 85%≤(Al ₂ O ₃ +SiO ₂) ≤90%，同时 Al ₂ O ₃ ≤40%； c) 0.4%<Na ₂ O<0.8%，且 0.45%<S _{ar} <0.9%，且 80%≤(Al ₂ O ₃ +SiO ₂) ≤90%，同时 Al ₂ O ₃ ≤40%； d) 0.3%<Na ₂ O<0.7%，且 0.1%<S _{ar} <0.3%，且 80%≤(Al ₂ O ₃ +SiO ₂) ≤90%，同时 Al ₂ O ₃ ≤40%。
较难	a) Na ₂ O≤0.2%，且 S _{ar} ≤1.4%，同时 (Al ₂ O ₃ +SiO ₂) ≥75%； b) Na ₂ O≤0.4%，且 S _{ar} ≤1%，同时 (Al ₂ O ₃ +SiO ₂) ≥90%； c) Na ₂ O<0.4%，且 S _{ar} <0.6%，同时 (Al ₂ O ₃ +SiO ₂) ≥80%。

注：S_{ar} 指煤收到基中含硫量，氧化物指飞灰（烟尘）中的成份。

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	°C	<60 (饱和烟气)
比集尘面积	m ² /(m ³ /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
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。

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 $10^{\circ}\text{C}\sim 20^{\circ}\text{C}$ 。

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 $99.50\%\sim 99.99\%$ ，出口烟尘浓度通常在 $20\text{mg}/\text{m}^3$ 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 $10\text{mg}/\text{m}^3$ ，甚至可达到小于 $5\text{mg}/\text{m}^3$ 。

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 $5\text{mg}/\text{m}^3$ 。

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 （4 英寸）大口径脉冲阀对 25 条以上大口径长滤袋（ $8\text{m}\sim 10\text{m}$ ）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 /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
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。				

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/m³ 或 20mg/m³ 以下。当采用高精过滤滤料时，出口烟尘浓度可以实现 10mg/m³ 以下。袋式除尘器的能耗主要为引风机和空压机系统的电耗。

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 (16 英寸) 大规格脉冲阀和大型低压脉冲清灰的适配技术，7.62cm (3 英寸)、10.16cm (4 英寸) 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。

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。

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，过滤风速宜小于等于 0.7 m/min

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/m³ 标准限值时，除尘器出口烟尘浓度宜低于 50 mg/m³；当颗粒物排放浓度执行 20 mg/m³ 标准限值时，除尘器出口烟尘浓度宜低于 30 mg/m³。

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 SO₂ 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 SO₂。

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 SO₂、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 SO₂ 入口浓度低于 12000mg/m³ 的燃煤烟气均可实现 SO₂ 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 SO₃、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，改善气流分布。这些 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 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/m³,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

注: *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 SO₂ 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、SO₃ 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，简称 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 NO₂，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 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		
入口 SO ₂ 浓度	mg/m ³	≤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/m ³	≤100	≤50	≤35
出口烟尘浓度	mg/m ³	≤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 SO₂ 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/m³。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/m³ 时，可实现达标排放；入口浓度小于 10000mg/m³ 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	°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	
浆液 pH 值	-	4.5~6.5	
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 SO₂，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，除空气外不需其它添加剂，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 SO₂ 浓度小于 2000mg/m³ 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		
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 O₂ 和水蒸汽时, 利用活性焦表面的催化作用, 将其吸附的 SO₂ 氧化为 SO₃, SO₃ 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 SO₂, 再将 SO₂ 解吸出来形成纯净的气态 SO₂; 解吸出的 SO₂ 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 SO₂ 洗涤进入液相后, 利用需氧、厌氧菌的生物特性将 SO₂ 转化成硫磺的资源化脱硫技术。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 SO₂ 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 SO₂ 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 SO₂ 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 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 级及以下燃煤锅炉的 SO₂ 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 SO₂ 吸收, 系统脱硫效率 95%~99%。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。

表 11 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)	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 SO₂ 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 N₂，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、NO₂) 还原成氮气 (N₂) 和水 (H₂O)，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SO₃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-TiO₂催化剂的基础上，通过添加其它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SO₂/SO₃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	°C	一般在 300~420 之间	
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≤±15% 温度相对偏差≤±15°C 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°C~1150°C)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 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。

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	
		SNCR	950~1150 (采用尿素为还原剂) 850~1050 (采用氨水为还原剂)
温度区间	°C	SCR	一般在 300~420 之间
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/m ³)	达标可行技术	
					排放浓度 ≤200 mg/m ³	排放浓度 ≤100 mg/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		
		37%<V _{daf}	≤100	310		
			200	260		
	300		220			
	≥600		220			
褐煤		≤100	320			
		200	280			
		300	220			
		≥600	220			
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；(2) SNCR-SCR 技术脱硝效率一般按 55%~85%考虑；(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，统筹协调，

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，更要考虑实际燃煤煤种与煤质波动，确保燃煤不利煤质时能够实现超低排放。例如：

a) 对于煤质较为稳定，灰份较低、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，灰份较高、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（飞灰成份、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，灰份含量高，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/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	≥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。
 (2) 对于一次除尘就要求烟尘浓度小于 10mg/m³ 或 5 mg/m³ 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 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 20 mg/m³~30 mg/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 20 mg/m³ 时，二次除尘宜选用 WFGD 协同除尘。
 (4) 表中★表征技术推荐程度，★越多综合效果越好，优先推荐。

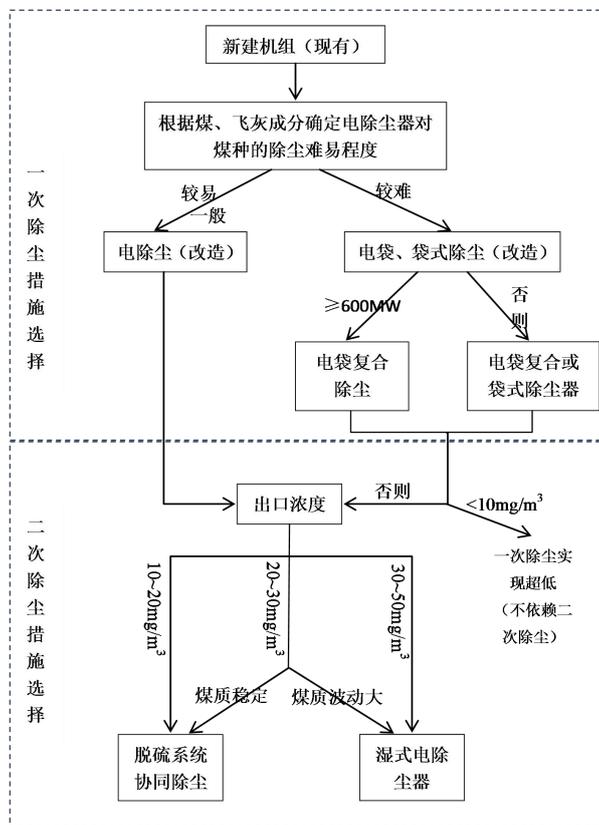


图 1 颗粒物超低排放技术路线

6.3 SO₂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 SO₂ 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。

6.3.2 在缺水地区、吸收剂质量有保证的条件下，对于入口 SO₂ 浓度不大于 1500 mg/m³ 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 SO₂ 浓度不大于 2000mg/m³ 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 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 SO₂ 浓度 30mg/m³ 计算。
 (2) 适用于 SO₂ 入口高浓度的技术，也适用于入口浓度较低时应用。

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 内有稳定氮源	≤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/m³。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 200 mg/m³，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到烟气中颗粒物、SO₂ 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 部分。

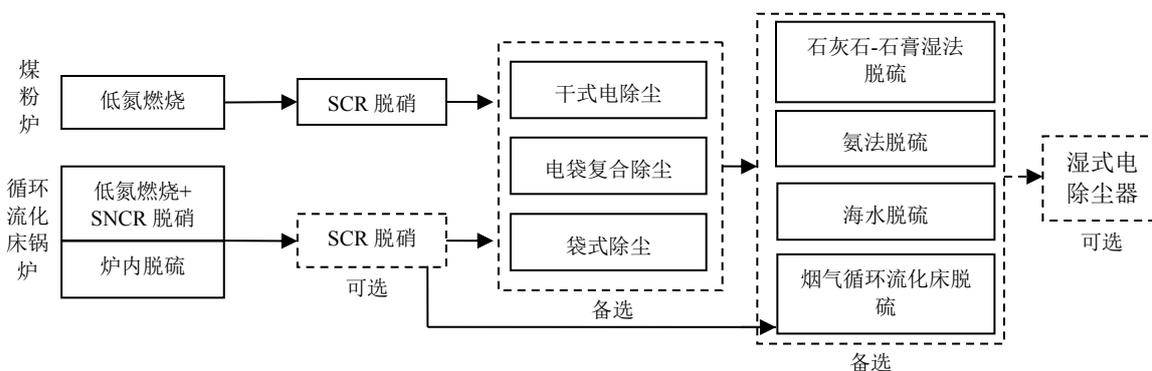


图 2 燃煤电厂超低排放技术路线

6.5.2 与 SO₂ 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到一次除尘措施，而且涉及到二次除尘措施，技术路线选择较多，典型技术路线如下：

a) 以湿式电除尘器做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。

②WESP 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}、SO₃ 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/m³ 时，WESP 入口颗粒物浓度宜小于 30mg/m³，一般不超过 50 mg/m³。当要求颗粒物排放浓度小于 5mg/m³ 时，WESP 入口颗粒物浓度宜小于 20mg/m³，一般不超过 30mg/m³。

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做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 SO₂ 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%，可以做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 10 mg/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 10 mg/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 之间，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 范围内。

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 95 dB(A)~110 dB(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 20 dB(A)。

8.2.3 低速磨煤机（即钢球磨煤机）噪声水平为 100 dB(A)~120 dB(A)，噪声治理主要采用以下三种措施：

- 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。
- 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 95 dB(A)左右；其缺点是增加自重、检修不便等。
- 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 dB(A)~30 dB(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 115 dB(A)~130 dB(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（可达数公里）。

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 25 dB(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 30 dB(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 85 dB(A)~115 dB(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 20 dB(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、流通截面、消声器长度等进行合理设计，消声量一般 25 dB(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 76 dB(A)~108 dB(A)。发电机组在设备出厂时一般已配置隔声罩，可降噪 20 dB(A) 左右。在隔声罩内喷涂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 10 dB(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 70 dB(A)~85 dB(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 15 dB(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 10 dB(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 5 dB(A)~10 dB(A)。

8.5.3 直接空冷岛的风机噪声水平为 70 dB(A)~80 dB(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 85 dB(A)~110 dB(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 20 dB(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 15 dB(A)~20 dB(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 82 dB(A)~108 dB(A)。噪声治理一般采用加装隔声罩，隔声量可达 25 dB(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 10 dB(A) 左右 整体噪声降至 95 dB(A) 左右 降噪量 10 dB(A)~30 dB(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 30 dB(A) 以上	
	引风机、送风机	85~115	消声器 管道外壳阻尼	消声量 25 dB(A) 左右 降噪量 20 dB(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 20 dB(A) 左右 降噪量 10 dB(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	消声量 15 dB(A) 以上 降噪量 10 dB(A) 左右	尽量靠近塔体

			消声垫	消声量 5 dB(A)~10 dB(A)	
	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 63.2 dB(A) 吸声量 8 dB(A)左右 消声量 10 dB(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 20 dB(A)左右 消声量 15 dB(A)~20 dB(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 25 dB(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CaSO₄、CaSO₃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、SO₃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	(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