

附件 5

《火电厂污染防治最佳可行技术指南
(征求意见稿)》

编制说明

《火电厂污染防治最佳可行技术指南》编制组

二〇一六年九月

项目名称：火电厂污染防治最佳可行技术指南

项目统一编号：

项目承担单位：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

项目编制组成员：朱法华、王圣、高翔、庄烨、黄炜、郦建国、龙辉、刘英华、莫华、岳涛、孙雪丽、李辉、许月阳、郑成航、郭俊、陈奎续、陈丽艳、林慧、刘含笑、程俊峰、余志良、张斌、魏志勇、户文成、左朋莱、宋瑞祥、吴瑞为

环保部科技司项目管理人：王泽林、李磊

目录

1 项目背景	1
1.1 任务由来	1
1.2 项目承担单位	1
1.3 立项目的和意义	1
1.4 主要编制过程	1
1.4.1 申报指南发布.....	1
1.4.2 工作方案准备.....	1
1.4.3 工作方案答辩.....	2
1.4.4 现场调研、研讨与指南编制.....	2
1.4.5 指南内容汇报及修改.....	2
2 火电行业发展及污染物排放概况	2
2.1 能源及火电行业背景.....	2
2.2 火电行业发展现状.....	4
2.3 火电行业大气污染物排放现状	5
2.4 火电行业发展趋势	8
3 指南编制的必要性	8
3.1 环境改善的要求.....	8
3.2 火电发展的要求.....	9
3.3 技术进步的要求	10
3.4 环境管理的要求.....	11
4 火电厂主要工艺及污染防治技术	11
4.1 火电厂主要工艺及产污环节	11
4.2 烟气污染防治技术.....	15
4.2.1 烟尘污染防治技术.....	15
4.2.1.1 电除尘技术.....	15
4.2.1.2 电袋复合除尘技术.....	26
4.2.1.3 袋式除尘技术.....	34
4.2.1.4 烟尘达标排放可行技术.....	39
4.2.1.5 烟尘超低排放可行技术.....	40
4.2.2 二氧化硫污染防治技术.....	41
4.2.2.1 石灰石-石膏湿法脱硫技术.....	41

4.2.2.2 循环流化床脱硫技术.....	43
4.2.2.3 氨法脱硫技术.....	45
4.2.2.4 海水脱硫技术.....	46
4.2.2.5 资源化技术.....	46
4.2.2.6 其他脱硫技术.....	49
4.2.3 氮氧化物污染防治技术.....	49
4.2.3.1 低氮燃烧技术.....	51
4.2.3.2 烟气脱硝技术.....	55
4.3 废水污染防治技术.....	62
4.3.1 废水分类.....	62
4.3.2 废水污染防治技术.....	62
4.4 固体废物污染防治技术.....	65
4.4.1 固体废物分类.....	65
4.4.2 固体废物污染防治技术.....	65
4.5 噪声污染防治技术.....	67
4.5.1 噪声分类.....	67
4.5.2 噪声污染防治技术.....	67
5 烟气污染物超低排放最佳可行技术路线.....	69
5.1 技术路线选择的基本原则.....	69
5.2 颗粒物超低排放最佳可行技术路线.....	70
5.3 二氧化硫超低排放最佳可行技术路线.....	71
5.4 氮氧化物超低排放最佳可行技术路线.....	72
6 烟气污染防治典型案例.....	73
6.1 颗粒物超低排放典型案例.....	74
6.1.1 以湿式电除尘器做为二次除尘的超低排放.....	74
6.1.1.1 神华国华舟山二期 4 号 350MW 新建机组（煤质好、富裕度大）.....	74
6.1.1.2 国华定洲 4 号 660MW 机组改造（煤质好、富裕度大）.....	79
6.1.1.3 国电常州 1 号 630MW 机组改造（增加相变凝聚、富裕度大）.....	82
6.1.2 以超净电袋复合除尘为基础不依赖二次除尘的超低排放.....	86
6.1.2.1 河南平顶山发电分公司 2×1030MW 机组改造（高灰煤）.....	86
6.1.2.2 广东粤电沙角 C 电厂 2 号 660MW 机组改造（煤质好）.....	88
6.1.3 以湿法脱硫协同除尘为二次除尘的超低排放.....	90
6.1.3.1 华能长兴电厂 2×660MW 新建机组（煤质好）.....	90
6.1.3.2 山西云冈热电 3 号 320MW 机组改造（高灰煤）.....	94
6.1.3.3 山西武乡西山发电 1 号 600MW 机组改造（高灰、高硫煤）.....	97

6.1.3.4	山西平朔煤矸石发电 2 号 300MW 机组改造（特高灰份）	100
6.1.3.5	大唐信阳发电 2×300MW 机组改造（高灰煤）	104
6.1.3.6	广东大埔电厂“上大压小”新建 2×660MW 机组（煤质好）	108
6.1.3.7	山西阳光发电公司 3 号 320MW 机组改造（高灰、高硫煤）	111
6.1.3.8	重庆大唐国际石柱 2 号 350MW 机组改造（特高硫、高灰煤）	113
6.2	二氧化硫超低排放典型案例	116
6.2.1	山西国金 2×350MW 煤矸石发电新建工程（炉内+炉外半干法）	116
6.2.2	国电谏壁七期 2×1000MW 机组改造（单塔双循环脱硫）	117
6.2.3	万华化学（宁波）热电新建 410t/h CFB 锅炉（氨法脱硫）	119
6.3	氮氧化物超低排放典型案例	123
6.3.1	神华国华定洲 4 号 660MW 机组改造（省煤器分组布置、全负荷脱硝）	123
6.3.2	浙能嘉华电厂 1000MW 机组改造（协同氧化单质汞催化剂）	124
6.3.3	国华舟山电厂 4 号 350MW 新建机组（2+1 层板式催化剂）	126
6.3.4	广州华润热电 1 号 330MW 机组改造（3 层蜂窝式催化剂）	128
7	节水及废水污染防治典型案例.....	133
7.1	大唐托克托 6 号机组烟气冷凝除水（冷却水与烟气接触+空冷）	133
7.2	上海外高三 7 号机组烟气冷凝除水（冷却水与烟气不接触）	138
7.3	深圳河源电厂全厂废水零排放（多效蒸发结晶）	142
7.4	大唐托克托 5 号机组废水零排放（浓缩减量+烟道蒸发）	145
7.5	河南焦作万方电厂废水零排放（浓缩减量+烟道蒸发）	150
7.6	国电汉川电厂三期扩建工程废水零排放（浓缩减量+蒸发结晶）	152

1 项目背景

1.1 任务由来

为适应国家环境保护管理工作需要，进一步完善国家环境技术管理体系，根据环境技术管理项目立项计划和中央财政资金管理有关规定，环保部决定开展2017年度国家环境技术管理项目研究工作。

1.2 项目承担单位

承担单位有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。

1.3 立项目的和意义

本项目以燃煤电厂烟气治理为重点，兼顾废水、固体废物、噪声等污染治理，对火电厂污染治理措施进行系统梳理与研究，特别是燃煤电厂烟气治理达标排放可行技术及超低排放可行技术路线研究和案例分析，掌握电力行业污染物排放与控制水平以及控制技术发展现状，并结合当前环境管理战略转型的要求，进一步提出引领电力行业未来污染防治技术的发展方向。该项目成果可为实施排污许可证制度提供技术支撑，同时推动超低排放技术发展规范，对进一步削减火电行业大气污染物排放，改善大气环境质量具有显著的社会效益与环境效益。

1.4 主要编制过程

1.4.1 申报指南发布

2016年7月13日，环保部文件《关于征集2017年度国家环境技术管理项目承担单位的通知》（环办科技函[2016]1291号）在环保部网站发布，决定开展2017年度国家环境技术管理项目承担单位征集工作。其中包括《火电厂污染防治可行技术指南》，并提出了相关的研究目标、考核指标、研究内容等。

1.4.2 工作方案准备

2016年7月13日至19日，国电环境保护研究院牵头，联合中国电力工程顾问集团有限公司、浙江大学、福建龙净环保股份有限公司、浙江菲达环保科技

股份有限公司、北京国电龙源环保工程有限公司、北京清新环境技术股份有限公司、环境保护部环境工程评估中心、北京市劳动保护科学研究所等单位，依据发布的指南要求，认真准备工作方案，并对准备的工作方案进行了研讨。

1.4.3 工作方案答辩

2016年7月21日，中国环境科学研究院环境工程研究所在北京组织召开了2017年度国家环境技术管理项目工作方案答辩会，参加会议的有环保部科技标准司及有关单位的专家。国电环境保护研究院代表《火电厂污染防治最佳可行技术指南》编制项目组在会上对工作方案进行了汇报，得到与会专家的一致认可。

1.4.4 现场调研、研讨与指南编制

2016年7月22日起指南编制项目组根据各承担单位的特点，进行了分工。分工后，各承担单位按照承担的编制内容，对技术的应用现场进行了广泛调研，对超低排放技术路线进行筛选，查阅国内外相关文献、标准等资料，编制初稿交牵头单位汇总。汇总后再次召开研讨会，对指南的编制内容进行充分讨论。牵头单位依据编制组各单位提出的意见，对指南进行修改后，再内部征求编制组意见。

1.4.5 指南内容汇报及修改

2016年8月30日上午，指南牵头单位国电环境保护研究院及各参加单位在北京市向环境保护部科技标准司的领导详细汇报了指南的具体内容、编制说明，听取了科技标准司相关领导的意见。

2016年8月30日下午，指南编制单位在北京组织召开了指南初稿修改研讨会，进行了广泛讨论，确定了修改原则。此后，牵头单位国电环境保护研究院对指南及编制说明进行了修改完善，形成内部征求意见稿。

2016年9月14日，国电环境保护研究院将内部征求意见稿发送各编制单位及相关单位，征求意见。根据征集到的意见，再次进行修改完善，形成公开征求意见稿。

2 火电行业发展及污染物排放概况

2.1 能源及火电行业背景

改革开放以来，中国经济得到了快速发展，与此同时，能源消费总量也持续增加，2015年中国的能源消费总量43亿吨标准煤，其中煤炭占64%，水电、风

电、核电、天然气等清洁能源占 17.9%。2014 年中国能源消费总量 42.6 亿吨标准煤，占全球能源消费总量的 23%，净增长量占全球增长量的 61%。能源消费量排在第二位的国家是美国，其 2014 年能源消费总量占全球的 17.8%。

尽管我国能源消费总量世界第一，但能源资源储量却非常有限。2014 年我国煤炭、石油、天然气的探明储量占世界总储量的比例分别为 12.8%、1.1%和 1.8%，我国人口占到世界总数的 18.7%，因此我国煤炭、石油、天然气的人均储量仅是世界平均水平的 68.4%、5.9%和 9.6%，可见，我国严重缺少石油与天然气资源，我国的石油天然气资源仅占化石能源的 5.78%。2014 年我国石油进口依存度已经突破 60%，超过了 50%的警戒线，天然气进口依存度也高达 32.7%。此外，由于我国远洋自主运输能力不足、地缘政治形势等因素影响，难以形成稳定可靠的油气供应来源，大量依赖进口直接影响中国的能源安全，从而影响经济安全。中国能源资源禀赋与能源消费世界第一的特点，决定了中国以煤为主的能源格局短期内难以改变。燃煤发电是煤炭利用最为集中、高效、清洁的方式。

为贯彻执行《中华人民共和国环境保护法》等法律法规，推动火电行业污染防治技术进步，增强环境管理决策的科学性，引导环保产业发展，2010 年 2 月，环保部组织制订并发布了《燃煤电厂污染防治最佳可行技术指南(试行)》(HJ-BAT-001)，该指南为我国“十二五”期间燃煤电厂污染防治技术的选择发挥了重要作用。

2013 年我国东部地区严重的灰霾污染，激发了全社会重视治理大气污染的共识，2014 年 6 月 7 日国务院以国办发[2014]31 号文印发了“能源发展战略行动计划(2014-2020 年)”，首次在政府文件中明确：提高煤电机组准入标准，新建燃煤发电机组污染物排放接近燃气机组排放水平。2014 年 6 月 13 日习近平同志在中央财经领导小组第六次会议上提出：提高煤电机组准入标准，对达不到节能减排标准的现役机组限期实施改造升级。与此同时，各级政府与煤电行业积极响应，主动作为，大力推进煤电“超低排放”行动，煤电超低排放取得了卓越的成效，在减排技术上也取得了重大突破。

随着大气环境改善的呼声日益高涨，我国的环境管理已转移到以环境质量改善为核心的管理模式上，积极推进企业的排污许可证管理制度。为适应当前正在改变的新形势，并将 BAT 从燃煤发电向火电延伸，环保部启动“火电厂污染防治

最佳可行技术指南研究”，以达到通过火电行业污染防治最佳可行技术指南对火电行业污染防治全过程所应采用的技术及管理措施进行指导，推动火电企业排污许可证的实施与管理。

2.2 火电行业发展现状

截至 2015 年年底，全国全口径发电装机容量 150673 万千瓦，同比增长 8.1%，其中火电新增装机 7431 万千瓦。火电装机容量 99000 万千瓦（含煤电 88419 万千瓦、气电 6637 万千瓦），占全部装机容量的 65.7%，比上年降低 1.6%。

截至 2015 年年底，全国全口径发电量 56184 亿千瓦时，比上年增长 0.6%。其中火电发电量 42102 亿千瓦时，同比下降 2.3%，占全国发电量的 74.9%，比上年降低 0.3%。

我国火电装机容量及占总装机比例见图 2.2-1。

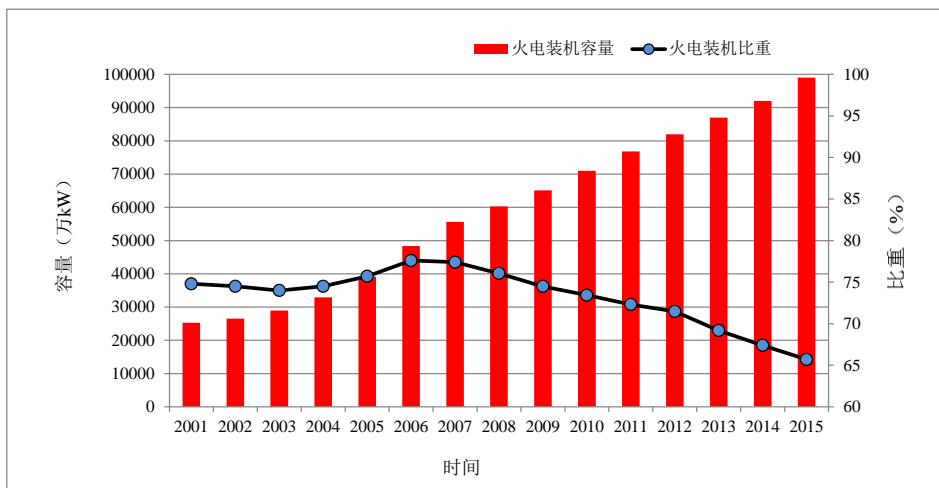


图 2.2-1 我国火电装机容量及占总装机比例情况

2010~2014 年近 5 年全国火电装机容量累计增长 30.15%；年均增长 6.03%，年均净增容量 4279 万千瓦。截至 2014 年年底，纳入行业 6000 千瓦及以上机组统计调查范围的火电机组容量为 89723 万千瓦，占全国 6000 千瓦及以上火电机组容量的 97.67%。调查范围内火电机组平均单机容量 12.53 万千瓦。在调查范围内的火电机组中，60 万千瓦及以上火电机组容量所占比重达到 41.58%，比上年提高 0.44 个百分点，比 2005 年提高 29.9 个百分点，反映大容量、高参数的火电机组自“十一五”以来得到迅速发展。2014 年年底全国统计调查范围内火电机组容量等级结构见表 2.2-1。

表 2.2-1 2014 年年底全国统计调查范围内火电机组容量等级结构

指标分类		计算单位	总容量	占统计调查范围内火电容量比例 (%)
6000 千瓦及以上机组		台	7162	100
		万千瓦	89723	
其中	60 万千瓦及以上机组	台	553	41.58
		万千瓦	37305	
	30 万~60 万千瓦机组 (不包含 60 万千瓦)	台	983	35.75
		万千瓦	32080	
	20 万~30 万千瓦机组 (不包含 30 万千瓦)	台	260	6.21
		万千瓦	5568	
	10 万~20 万千瓦机组 (不包含 20 万千瓦)	台	463	7.08
		万千瓦	6348	
	不足 10 万千瓦机组	台	4903	9.39
		万千瓦	8422	

我国各省电力结构不均衡,火电机组主要分布在华东地区的江苏省、浙江省、山东省、安徽省和上海市,华北的内蒙古、山西省和河北省,华南地区的广东省和华中地区的河南省、湖北省。青海、海南和西藏火电机组容量相对较少。截至 2014 年底,全国有 7 个省份的火电装机容量超过 5000 万千瓦,装机容量排名前三位的是江苏省 7727 万千瓦、山东省 7203 万千瓦、广东省 6963 万千瓦。全国火电机组容量分布图见图 2.2-2。

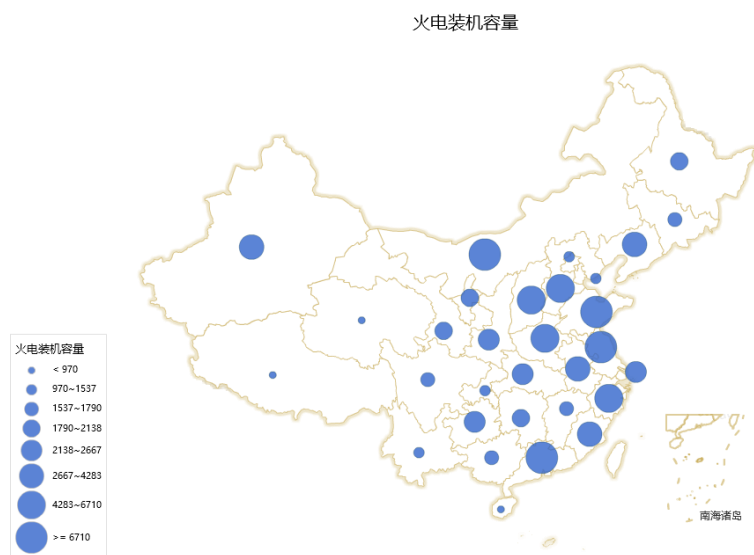


图 2.2-2 全国火电机组容量分省分布图

2.3 火电行业大气污染物排放现状

(1) 烟尘排放与控制

2014 年,我国火电行业烟尘排放量约 98 万吨(中电联快报),同比下降约

31%；烟尘平均排放绩效约 0.23g/kWh，比 2010 年下降约 54%、比 2005 年下降约 87%，与美国 2011 年水平 0.15g/kWh 有一定差距（美国火电机容量中约四成为气电）。近 5 年我国火电行业烟尘排放量和排放绩效见图 2.3-1。

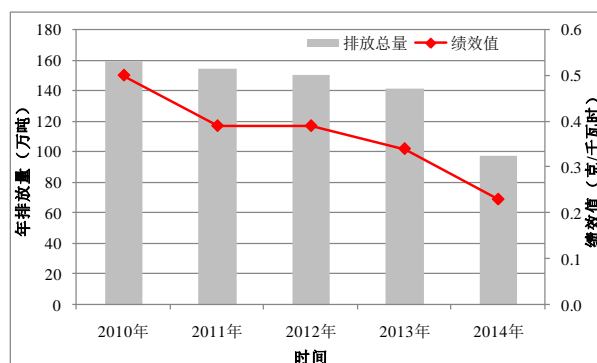


图 2.3-1 近 5 年我国火电行业烟尘排放量和绩效值

随着电除尘器的迅速推广，燃煤电厂烟尘排放绩效值由 1980 年的 16.5g/kWh 降至 2000 年的 2.9g/kWh，再到当前的平均排放绩效约 0.23g/kWh。2010 年后新建火电企业综合除尘效率一般高于 99.9%。

2014 年，电除尘器、袋式除尘器、电袋复合除尘器分别占全国煤电机组容量的约 77.1%、9.1%（约 0.75 亿 kW）、13.8%（约 1.14 亿 kW），当年约 2.4 亿千瓦现役燃煤机组实施除尘改造，初步统计 2014 年煤电平均除尘效率≥99.75%，比 2013 年提高约 0.1%。

(2) 二氧化硫排放与控制

2014 年，我国火电行业 SO₂ 排放量约 620 万吨（中电联快报），同比下降约 20.5%；SO₂ 平均排放绩效约 1.49g/kWh，比 2010 年下降约 45%、比 2005 年下降约 77%，好于美国 2012 年水平 2.45g/kWh。近 5 年我国火电行业二氧化硫排放量和排放绩效见图 2.3-2。

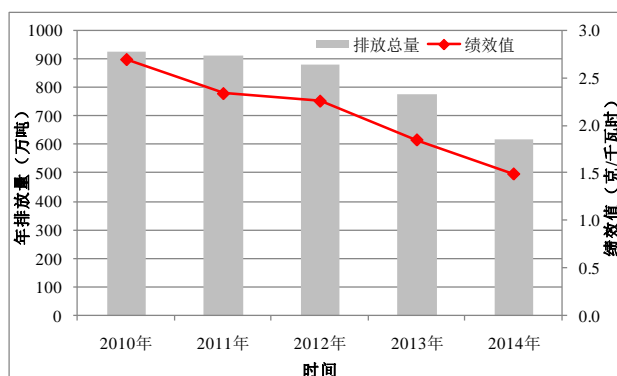


图 2.3-2 近 5 年我国火电行业二氧化硫排放量和绩效值

2014年，全国现役燃煤机组实施脱硫增容改造约1.3亿千瓦，另外约1.4亿千瓦机组拆除脱硫烟气旁路。2014年，全国已投运火电厂烟气脱硫机组容量约7.6亿千瓦（其中第三方特许经营0.97亿千瓦），占煤电机组容量的比例由2005年约14.3%提高到约92.1%，2015年上半年，6400万千瓦火电机组新建或改造脱硫设施，脱硫机组占全国煤电总装机容量进一步提高到约96%。

2014年全国火电行业脱硫工艺以石灰石-石膏法为主，占92.4%，其次为海水脱硫2.0%、烟气循环流化床脱硫2.9%、氨法脱硫1.3%，此外还有少量干法/半干法、酸碱法、镁法等。

（3）氮氧化物排放与控制

2014年，我国火电行业NO_x排放量约620万吨（中电联快报），同比下降约25.7%；NO_x平均排放绩效约1.49g/kWh，比2010年下降约46%、比2005年下降约59%，与美国2008年水平1.14g/kWh有一定差距。近5年我国火电行业氮氧化物排放量和排放绩效见图2.3-3。

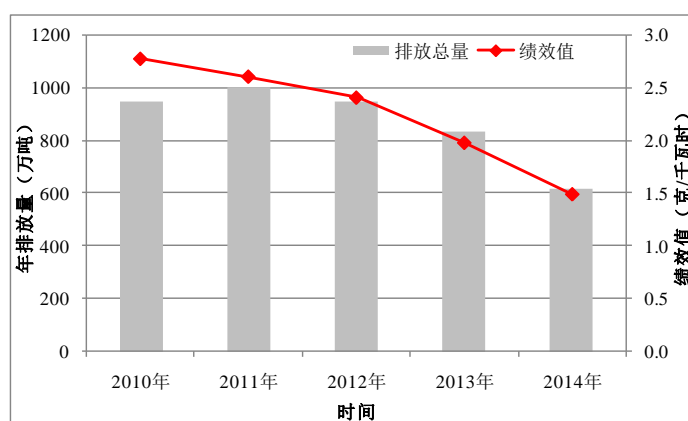


图 2.3-3 近 5 年我国火电行业氮氧化物排放量和绩效值

2014年，全国现役燃煤机组实施脱硝改造约2.6亿千瓦，全国已投运火电厂烟气脱硝机组容量约6.87亿千瓦（其中第三方特许经营0.19亿千瓦），占煤电机组容量的比例由2005年约0.9%提高到约83.2%，2015年上半年，新增火电脱硝机组5980万千瓦，脱硝机组占全国煤电总装机容量进一步提高到约87%。

2014年火电行业脱硝工艺主要是选择性催化还原法（SCR），约占总容量的95.0%，其次为非选择性催化还原法（SNCR）约2.7%、SNCR+SCR和CFB锅炉循环氧化吸收（COA）约2.3%。

2.4 火电行业发展趋势

截至 2014 年底，火电机组平均单机容量 12.51 万千瓦，60 万千瓦及以上火电机组容量所占比重达到 41.54%，大容量、高参数的火电机组比重进一步提高。

为有效控制火电厂大气污染物排放，我国采取了发展清洁发电技术，降低发电煤耗，淘汰落后产能，强化节能减排，关停小火电机组，推进电力工业结构调整等一系列重要措施，并取得了显著成效。但我国人均装机容量却远低于发达国家平均水平，我国的能源结构决定了在今后相当长的时间内火电机组装机容量还将不断增长。

所以，在将来相当长时期内，火电行业发展一方面需要加强电力结构调整，多发展清洁能源，一方面则要加强当前主要发电形式的煤电节能减排工作。从电力技术而言，620℃超超临界发电技术、700℃超超临界发电技术、二次再热、纯氧发电等技术都能有效实现节能降耗；从电力环保而言，超低排放，以及下一步的超超低排放则是实现减排的主要技术方向。

3 指南编制的必要性

3.1 环境改善的要求

随着我国工业化和城市化进程的加快，空气污染问题日益突出，持续发生的大面积雾霾事件，引起了全社会对环境空气质量的关注。导致雾霾的主要原因是燃煤、机动车尾气排放和工业污染排放，而其中燃煤量巨大成为多数城市大气污染的主要原因。2014 年，中国电力行业耗煤量约占全国煤炭总消耗量的一半。因此，控制燃煤电厂的大气污染物排放就成了重中之重。从 2011 年环保部颁布《火电厂大气污染物排放标准(GB13223-2011)》到 2013 年环保部颁布的《关于执行大气污染物特别排放限值的公告》，国家针对燃煤电厂采取了严格的大气环境管理措施，严格控制大气污染物新增量，倒逼产业结构的升级和企业的技术进步，从而推动大气环境质量不断改善。2013 年 9 月，国务院出台了《大气污染防治行动计划》（大气十条）。为了落实此项计划，2014 年 9 月，国家发改委、环保部、国家能源局联合印发《煤电节能减排升级与改造行动计划（2014-2020 年）》（2093 号文），要求“东部地区新建燃煤发电机组大气污染物排放浓度基本达到燃气轮机组排放限值，中部地区新建机组原则上接近或达到燃气轮机组排放

限值，鼓励西部地区新建机组接近或达到燃气轮机组排放限值。”2015年3月，两会通过的政府工作报告中要求“加强煤炭清洁高效利用，推动燃煤电厂超低排放改造”。

为贯彻落实2015年第114次国务院常务会议精神，环境保护部、国家发改委、国家能源局联合发布《全面实施燃煤电厂超低排放和节能改造工作方案》（环发[2015]164号），指出：到2020年，全国所有具备改造条件的燃煤电厂力争实现超低排放（即在基准氧含量6%条件下，烟尘、二氧化硫、氮氧化物排放浓度分别不高于10、35、50毫克/立方米）。全国有条件的新建燃煤发电机组达到超低排放水平。加快现役燃煤发电机组超低排放改造步伐，将东部地区原计划2020年前完成的超低排放改造任务提前至2017年前总体完成；将对东部地区的要求逐步扩展至全国有条件地区，其中，中部地区力争在2018年前基本完成，西部地区在2020年前完成。

为尽快实现环境根本改善，出台包括火电行业在内的不同行业污染防治最佳可行技术是十分需要的。

3.2 火电发展的要求

我国的火力发电机组单机容量经历了从小到大的漫长发展历程，20世纪50年代，单机容量以6MW、12MW、25MW、50MW为主；20世纪60、70年代，单机容量以100MW高压及125MW、200MW超高压为主；20世纪80、90年代，单机容量以300MW及600MW亚临界为主；进入21世纪以来，单机容量以600MW级超（超）临界及1000MW级超超临界为主，其中玉环发电厂1000MW超超临界发电机组的投运，成为中国当时投产单机容量最大发电机组；灵武电厂二期工程的2台1000MW空冷机组的投产，成为世界上投产单机容量最大的空冷发电机组；白马电厂600MW超临界循环流化床机组的投产，成为世界上投产单机容量最大的CFB机组；石狮鸿山电厂2台600MW超临界热发电机组投运，成为中国投产单机容量最大的热电联产机组。目前，我国的火电逐渐以中大型容量以及热电联产为主。

从人均能源消费、人均电力消费来看，2014年我国人均能源消费约是2.2吨油当量/人，美国、加拿大人均能源消费分别是7.1、9.4吨油当量/人，日本、德国、法国、俄罗斯人均能源消费分别是3.6、3.8、3.7、4.8吨油当量/人。在假定我国人口不变的情况下，中国经济翻一番，能源消费增长50%，人均能源消费将达到

3.3吨油当量/人，接近日本、德国、法国的水平。按照2014年能源消费总量42.6亿吨标煤计算，能源消费总量将达到63.9亿吨标煤。从人均电力消费来看，2014年中国人均电力消费为4050千瓦时，相当于美国1961年、英国1967年、日本1973年、韩国1995年的水平。

“十三五”期间或更长时间内我国经济仍需保持中高速发展，能源发展、电力发展是刚性需求，是我国实现“全面建成小康社会新目标”的刚性需求。而从我国能源资源禀赋来看，以煤电为主的火电发展仍然是中长期电力发展主流。我国的煤电技术已经达到世界先进水平，如供电煤耗、可靠性和自动化控制等发电指标。但如果烟气处理系统环保指标达不到世界先进水平，就不能成为名副其实的世界先进水平。因此，在我国煤电大规模走向世界的时候，超低排放显得尤为重要。

从火电自身发展而言，出台火电行业污染防治最佳可行技术是十分需要的。

3.3 技术进步的要求

目前我国燃煤电厂环保技术出现重大突破，以超低排放为核心，环保技术呈现多元化发展的趋势。除尘技术方面除湿式静电除尘外，低低温电除尘、旋转电极电除尘、高频电源供电电除尘、超净电袋复合除尘、袋式除尘等技术也得到快速发展和应用，另外粉尘凝聚技术、烟气调质、隔离振打、分区断电振打、脉冲电源、三相电源供电等一批新型电除尘技术也已在个别电厂中得到应用；脱硫技术在传统空塔提效技术的基础上，又出现了双pH值循环脱硫技术（如单塔双循环、双塔双循环等工艺）、复合塔脱硫技术（如旋汇耦合脱硫、沸腾泡沫、旋流鼓泡等工艺）等；并且在高灰分煤、高硫煤以及煤质变化幅度大的机组上实现了超低排放。现有燃煤电厂超低排放工程应用过程中积累了大量设计与运行经验的同时，也出现部分工程将各种技术简单堆积，造成改造费用过高、能耗过高；设计时仅考虑烟气中烟尘、二氧化硫、氮氧化物满足超低排放要求，忽视SO₃、重金属、PM_{2.5}的协同治理等诸多问题。

为更好地落实环境保护部、国家发展和改革委员会、国家能源局联合发布的《全面实施燃煤电厂超低排放和节能改造工作方案》（环发[2015]164号），在2020年前完成燃煤电厂超低排放改造任务，迫切需要设立燃煤电厂超低排放示范工程，通过发挥示范工程的引领、带头作用，引导企业选择可靠合理的超低排放技术路线。

在火电行业技术进步的同时，火电行业污染防治技术需求主要体现在以下几个方面：

(1) 烟气超低排放技术需求。颗粒物排放浓度如何稳定小于 $10\text{mg}/\text{m}^3$ ，同时进一步实现对 $\text{PM}_{2.5}$ 的减排；二氧化硫排放浓度如何稳定小于 $35\text{mg}/\text{m}^3$ ，同时进一步降低 SO_3 产生与排放；氮氧化物主要是低负荷造成的烟气温度偏低，会导致燃煤机组烟气脱硝装置退出运行，如何解决并稳定小于 $50\text{mg}/\text{m}^3$ 。另外，还需要成熟并可行的协同控制技术路线，同时实现上述污染物同时达到超低排放。

(2) 废水零排放技术需求。废水零排放主要是脱硫废水如何实现零排放。

(3) 固废综合治理技术需求。主要是催化剂失效后的处理处置。

无论从火电行业自身技术进步而言，还是从电力环保的技术进步而言，出台火电行业污染防治最佳可行技术是十分需要的。

3.4 环境管理的要求

随着大气环境改善的呼声日益高涨，我国的环境管理已转移到以环境质量改善为核心的管理模式上，积极推进企业的排污许可证管理制度。为适应当前正在改变的新形势，并将 BAT 从传统污染防治技术向超低排放技术延伸，环保部启动“火电厂污染防治可行技术指南研究”，以达到通过火电行业污染防治最佳可行技术指南对火电行业污染防治全过程所应采用的技术及管理措施进行指导，推动火电企业排污许可证的实施与管理。

所以，为实现对当前排污许可证管理制度的支撑，从火电行业而言，出台火电行业污染防治最佳可行技术是十分需要的。

综上所述，鉴于火电厂污染物对环境的不利影响以及目前火电厂污染物排放控制的严峻形势，本技术政策的制订是非常必要的。

4 火电厂主要工艺及污染防治技术

4.1 火电厂主要工艺及产污环节

火电厂主要包括燃煤发电厂、燃气发电厂（包括燃气发电锅炉、燃气轮机组）、燃油发电厂、生物质发电厂等，还包括燃用煤矸石、煤泥、油页岩、石油焦等燃料。我国火电厂中 90% 以上的装机容量为燃煤电厂，所以以燃煤电厂为例介绍燃用固体燃料的火电厂生产工艺、产污环节、污染物排放及防治最佳可行技术等。

燃煤电厂常见生产工艺流程为：原煤运至电厂后，需将原煤碾磨成细粉并经气力输送方式以一定风煤比和温度将煤送进锅炉炉膛，经化学处理后的水在锅炉内被加热成高温高压蒸汽，推动汽轮机高速运转，汽轮机带动发电机旋转发电。燃煤电站锅炉主要有室燃炉（煤粉炉）和循环流化床锅炉两种。冷却方式分为水冷和空冷。湿冷又可分为循环冷却（设有冷却塔、冷却池）和直流冷却（全部循环水一次冷却后排入接纳水体）。空冷又可以分为直接空冷和间接空冷。

燃烧电厂常见工艺流程见图 4.1-1。燃煤电厂主要产污环节见图 4.1-2。

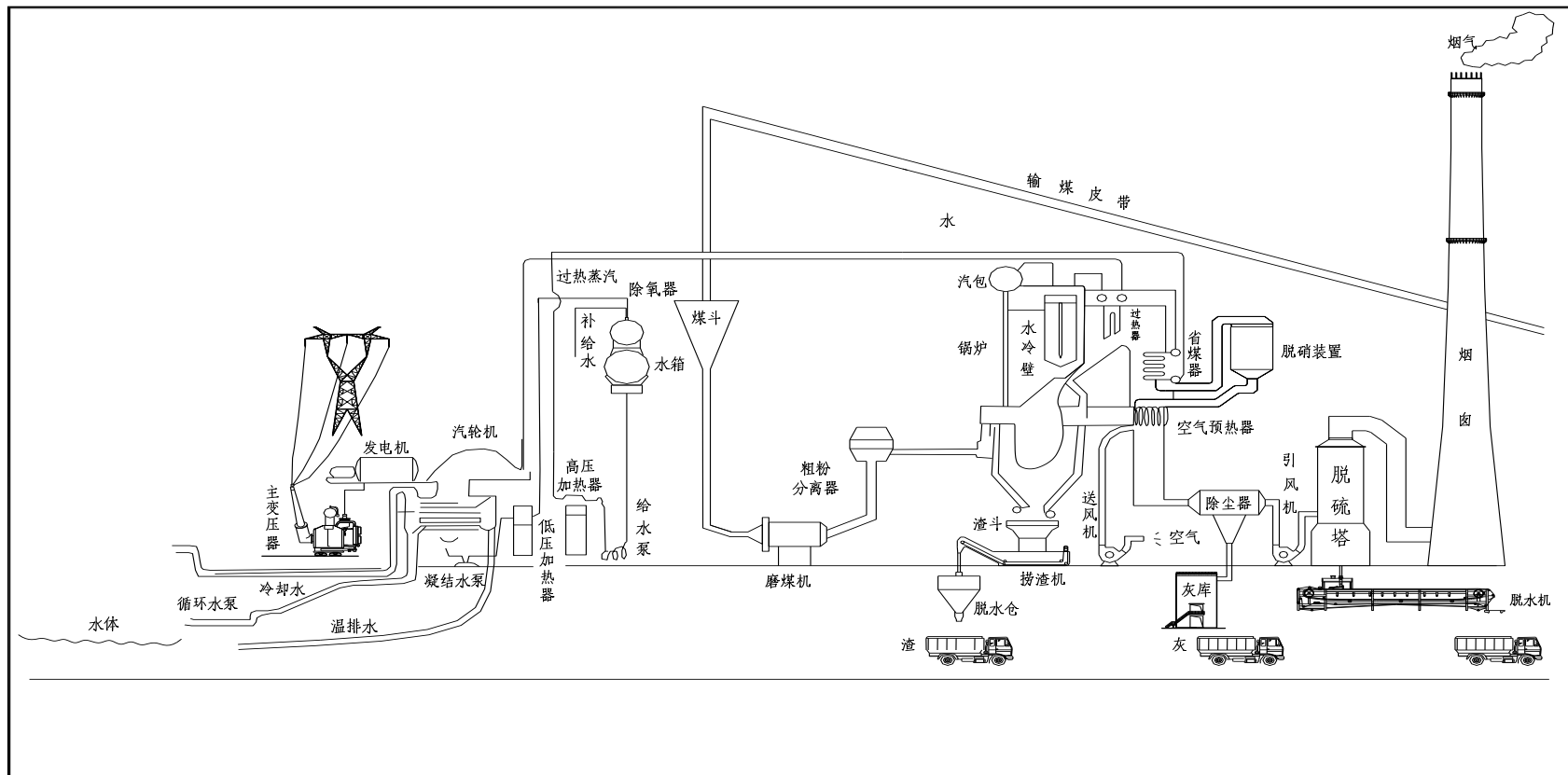


图 4.1-1 燃煤电厂工艺流程图（直流冷却、煤粉炉、烟气脱硝、除尘和脱硫）

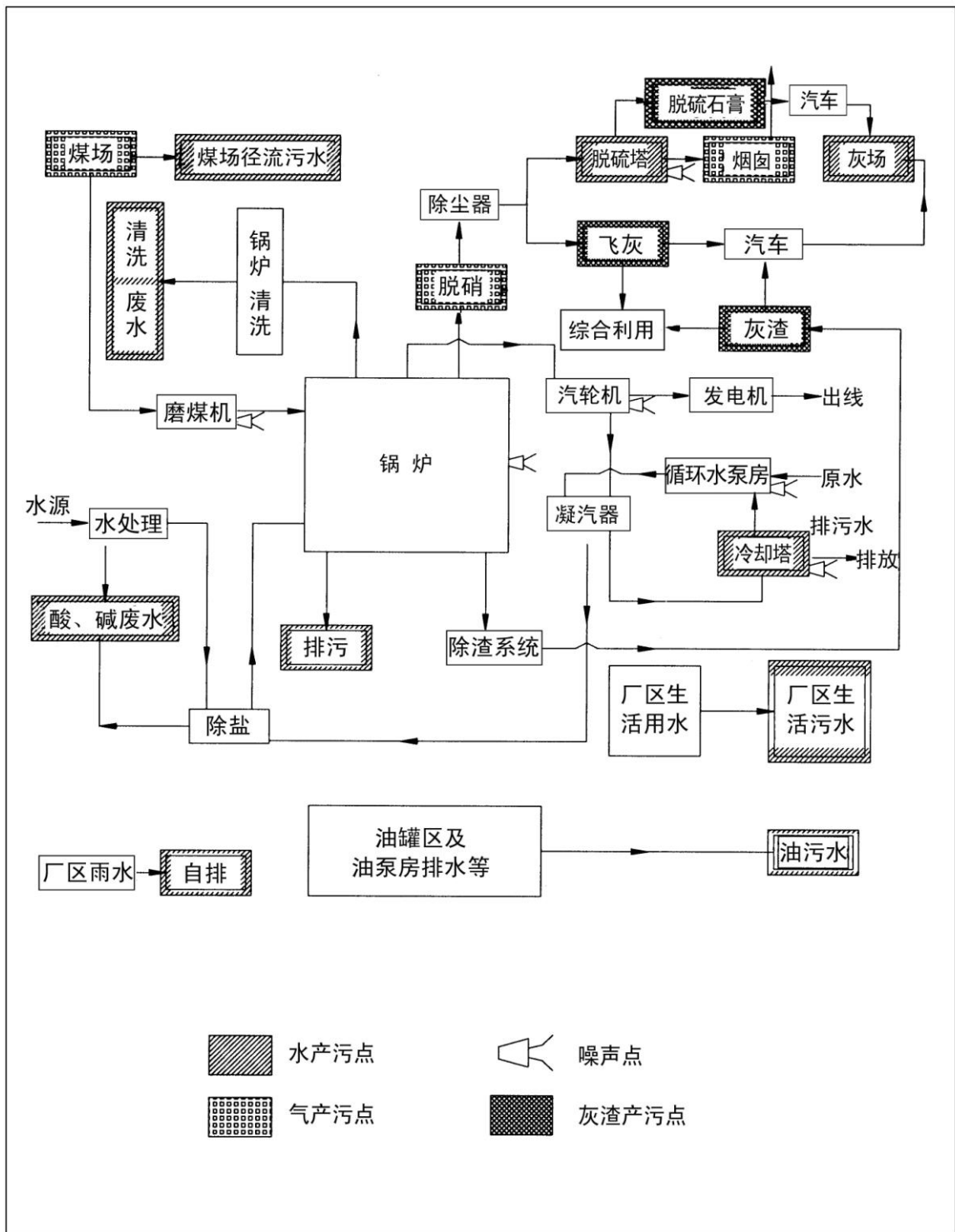


图 4.1-2 燃煤电厂主要产污环节

4.2 烟气污染防治技术

“十二五”期间，我国燃煤电厂烟尘排放限值经历了从 $50\text{mg}/\text{m}^3$ 到 $30\text{mg}/\text{m}^3$ 再到 $10\text{mg}/\text{m}^3$ 的三级跳，电除尘及电袋复合除尘技术的开发和应用如火如荼，低低温电除尘、湿式电除尘、移动电极电除尘等新技术应运而生，并入选了国家发改委“重大环保技术装备与产品产业化工程实施方案”、环保部“国家鼓励发展的环境保护技术目录”、工信部“国家鼓励发展的重大环保技术装备”、科技部“大气污染防治先进技术汇编”等多项技术目录，成为推动我国火电厂低排放、超低排放的最重要力量。2014年，按照修订后的《火电厂大气污染物排放标准》（GB13223-2011），燃煤电厂除尘设施进行了大范围改造，低低温电除尘、湿式电除尘、电袋复合除尘、移动电极电除尘等高效除尘技术开始在一些新建机组和改造机组上大规模应用。随着火力发电烟气污染物排放标准的日益严格，新环保法的实施以及日益严格的监管，长期可靠地保持低排放的先进除尘技术将进入快速规模化应用时期。

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

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

因此，根据湿法脱硫协同除尘效果、湿式电除尘器除尘效果的不同，当除尘器出口烟尘浓度为 $50\text{mg}/\text{m}^3\sim 20\text{mg}/\text{m}^3$ 以下不等时，可分别实现烟尘达标排放和超低排放。本指南的编制充分考虑了除尘器的这一特点。

4.2.1 烟尘污染防治技术

4.2.1.1 电除尘技术

电除尘器运行可靠、维护费用低、设备阻力小、除尘效率高，但除尘效率和出口烟尘浓度易受煤、飞灰等成分变化的影响。“十二五”期间，通过优化工况条件，改变除尘工艺路线，解决反电晕和二次扬尘等方面的大量研究，开发出了大批高效

新型电除尘技术，使电除尘技术适应范围显著扩大、除尘效率持续提高。龙净环保、菲达环保等行业龙头企业，以及清华大学、浙江大学等高校，依托863计划、国家科技支撑计划等重大项目（课题），对湿式电除尘、低低温电除尘、移动电极电除尘、粉尘凝聚等电除尘新技术进行了深入研究并在工程应用上取得了突出的成效。

①低低温电除尘技术。“十一五”末针对大量火电厂锅炉排烟温度普遍高于设计值带来的烟气体积流量增大、烟尘比电阻升高影响除尘效率、引风机电耗增大及湿法脱硫降温水耗增大、发电成本上升等问题，我国环保企业对低低温电除尘器提效机理、电除尘效率与粉尘比电阻关系、烟气特性与烟气温度内在变化规律等进行了深入研究，并攻克了余热利用装置与电除尘有机结合机理、余热利用装置、烟温调节与电除尘自适应控制等关键技术。该技术成果 2010 年 12 月在广东梅县粤嘉电厂首次应用，2012 年 6 月成功应用于 600MW 大型燃煤机组，并经第三方测试除尘器出口粉尘排放低于 $20\text{mg}/\text{m}^3$ ，且有较强的 SO_3 、 $\text{PM}_{2.5}$ 、汞等污染物协同脱除能力。在此基础上，该技术成果迅速推广，在中电投新昌 700MW 机组、国投北疆 1000MW 机组等一大批大型火力发电机组上应用，不但实现了 $20\text{mg}/\text{m}^3$ 以下的低排放，还通过烟气余热回收利用，使供电煤耗降低超过 $1.5\text{g}/\text{kWh}$ ，达到了节能减排的双重目的。此外，调温循环节能系统（LGGH）工艺的研究也在加快推进。目前，我国自主开发的低低温电除尘技术已取得十几项专利，经省部级鉴定“综合性能和技术水平达到当前国际先进水平”，并被科技部认定为“国家重点新产品”。

以低低温电除尘技术为核心的烟气协同控制也取得了较大突破，通过烟气冷却器降低烟气温度至酸露点以下，降低粉尘比电阻，同时使低低温电除尘器击穿电压升高、烟气量减小，除尘效率大幅提高，且低低温电除尘器的出口粉尘粒径将增大，可大幅提高湿法脱硫的协同除尘效果，并通过优化湿法脱硫关键部件结构、布置方式等提高其协同除尘效率达 70% 以上，协同控制技术研究于 2014 年被列入国家科技支撑项目。在“超低排放”的背景下，该技术已取得较成功的应用，如华能长兴电厂 $2\times 660\text{MW}$ 机组，2014 年 12 月中旬投运，经测试，电除尘器出口烟尘浓度约 $12\text{mg}/\text{m}^3$ ，脱硫后烟尘、 SO_2 、 NO_x 排放分别为 $3.64\text{mg}/\text{m}^3$ 、 $2.91\text{mg}/\text{m}^3$ 、 $13.6\text{mg}/\text{m}^3$ ，湿法脱硫的协同除尘效率约 70%。华能榆社电厂 300MW 机组，2014 年 8 月上旬投运，经测试，ESP 出口烟尘浓度为 $18\text{mg}/\text{m}^3$ ，经湿法脱硫系统后，烟尘排放浓度为 $8\text{mg}/\text{m}^3$ 。

②移动电极电除尘技术。我国“十一五”末建成热态移动电极电除尘中试装置、

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

③其它电除尘技术。粉尘凝聚、烟气调质、隔离振打、关断气流断电振打等一批新型电除尘技术，已在国电谏壁 1000MW 机组、广东平海 1000MW 机组、焦作龙源电厂 2×660MW、宣城电厂 600MW 机组等大型燃煤机组烟气除尘工程中应用，较好地实现了细颗粒物的捕集。此外，这些新型电除尘技术在不同烟气工况条件下的组合应用，也成为了我国应用电除尘实现超低排放控制的重要技术。

④电除尘供电电源技术。在工业应用中，高频电源可以提高电除尘器的除尘效率，减少烟尘排放 30%~70%，同时，减少电除尘器供电电能 50%~80%甚至更高。经过几年发展，高频电源已经作为电除尘供电电源的主流产品在工程中广泛应用，产品容量从 32kW~160kW，电流从 0.4A~2.0A，电压从 50kV~80kV，已形成系列化设计，并在大批百万千瓦机组电除尘器中应用。当前，我国高频电源总体水平已接近国外先进水平，已出口欧洲、非洲等地。脉冲高压电源作为除尘供电电源最重要的方向之一，国内外对其工业应用的研究从未停止过。我国自上世纪 90 年代初制成工业样机试运行以来，经过多年沉寂后重新开始重视和研发该项技术，2014 年终于研制成功基于新型大功率半导体开关器件 IGBT 的 SuPulse 型脉冲高压电源，并已在多个电厂的电除尘器配套应用，大幅度提高了除尘效率，粉尘排放降低约 30%，对于高比电阻粉尘，改善系数可达 1.2 以上。同时，电除尘节能优化控制、三相工频高压电源、中频电源等电源技术的快速发展，也推动了电除尘节能减排性能的深度优化。

(1) 技术原理

参考了国家标准《除尘器术语》GB/T 16845 修订后报批稿，并精简而成。

(2) 技术特点及适用性

“技术特点及适用性”部分包含了技术特点、技术适用性、性能主要影响因素、污染物排放及能耗、存在的主要问题和应用情况六个方面的内容，这些内容主要参考了《燃煤电厂污染防治最佳可行技术指南(试行)》(HJ-BAT-001)、国家标准《除尘器术语》GB/T 16845 修订后报批稿、华能国际电力股份有限公司企业标准《燃煤电厂烟气协同治理技术指南》、中电联电力行业节能环保公众服务平台《火电厂除尘公司 2015 年度业绩排序列表(四)》、中国环境保护产业协会电除尘器委员会编写的《电除尘器选型设计指导书》(中国电力出版社 ISBN 9787512349926)和《燃煤电厂烟气超低排放工程》(中国电力出版社 ISBN 9787512383203)中的相关内容。其中应用情况主要参考了中电联电力行业节能环保公众服务平台《火电厂除尘公司 2015 年度业绩排序列表(四)》。

通过查阅相关标准、测试报告及文献资料，对干式电除尘器的能耗及经济性进行了分析，其说明如下。

①干式电除尘器能耗

干式电除尘器的能耗主要为电耗。环境保护技术文件《燃煤电厂污染防治最佳可行技术指南(试行)》(HJ-BAT-001)中，干式电除尘器电耗占发电量的 0.1%~0.4%。

强制性国家标准《燃煤电厂电除尘器能效限定值及节能评价值》编制期间，菲达调研了国内主要的电除尘器本体厂家和电源厂家提供的 200 台套电除尘器的高低电压单位时间电耗，这些厂家的业绩占现役电除尘器总数的 80%以上，被调研的机组容量涉及 300 MW~1050 MW，其中 300 MW 级机组 78 套，600 MW 级机组 102 套，1000 MW 级机组 20 套。根据调研数据，淘汰比电耗较大的前 10%后，300 MW 级、600 MW 级、1000 MW 级机组配套电除尘器电耗占发电量的比例范围分别为 0.2%~0.4%、0.1%~0.4%、0.1%~0.3%。

《电除尘器选型设计指导书》(中国电力出版社 ISBN 9787512349926)中以 600 MW 级机组为例，5 个电场和 6 个电场电除尘器电耗占发电量的比例分别为 0.11%、0.13%。

因此，电除尘器电耗约占发电量的比例仍取 0.1%~0.4%

②干式电除尘器一次性投资费用

《燃煤电厂污染防治最佳可行技术指南(试行)》(HJ-BAT-001)中,干式电除尘器一次性投资费用为 50 元/kW~100 元/kW;《燃煤电厂烟气超低排放技术》及《国华舟山电厂 350MW 燃煤机组烟气污染物超低排放环保示范项目性能评估报告》中,干式电除尘器单位投资费用为 73.14 元/kW;《电除尘器选型设计指导书》中,600 MW 级机组配套 5 个电场和 6 个电场电除尘器单位投资费用分别为 52.5 元/kW 和 61.7 元/kW。

虽然不同的煤种、技术要求、厂家等条件下电除尘器的一次性投资费用会有差异,且常规电除尘器、移动电极电除尘器和低低温电除尘器等不同类型的干式电除尘器的一次性投资费用也存在差异,但不会是倍数的差别,根据上述描述,并结合相关厂家近几年的合同数据,电除尘器一次性投资费用仍取 50 元/kW~100 元/kW。

③干式电除尘器运行费用

环境保护技术文件《燃煤电厂污染防治最佳可行技术指南(试行)》(HJ-BAT-001)中,电除尘治理成本约为 30 元/t~80 元/t 烟尘。

《国华舟山电厂 350 MW 燃煤机组烟气污染物超低排放环保示范项目性能评估报告》中,干式电除尘器物耗成本主要为电耗成本。电费按 0.4461 元/kWh 计,机组运行时间按 4500 h/年计,干式电除尘器年运行费用为 472.5 万元,单位发电量运行费用为 0.3 分/kWh。

《电除尘器选型设计指导书》中,除尘器运行费用按电耗费用与维护费用之和计算。电费按 0.35 元/kWh、机组运行时间按 7000 h/年计,达到 30 mg/m³ 颗粒物排放标准时,600 MW 级机组配套 5 个电场和 6 个电场电除尘器单位发电量运行费用分别为 0.067 分/kWh 和 0.074 分/kWh;若机组运行时间按 4500 h/年计,单位发电量运行费用分别为 0.073 分/kWh 和 0.082 分/kWh。

超低排放工程的相关评估报告中运行费用计算方法过于复杂,且不同工程财务成本、管理成本等差别很大,借鉴《电除尘器选型设计指导书》计算方法,电除尘器运行费用按电耗费用与维护费用之和计算,结合调研的电除尘器电耗数据,电费按 0.35 元/kWh、运行时间按 4500 h/年计,300 MW 级、600 MW 级、1000 MW 级机组配套电除尘器维护费用分别按 30 万元/年、50 万元/年、70 万元/年计,淘汰掉比电耗较大的前 10%后,得出由干式电除尘器单位发电量运行费用为 0.04 分/kWh~

0.16 分/kWh；若电费按 0.4461 元/kWh 计，则干式电除尘器单位发电量运行费用为 0.05 分/kWh~0.19 分/kWh。

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

(3) 技术发展与应用

低低温电除尘技术、湿式电除尘技术、移动电极电除尘技术、机电多复式双区电除尘技术、电凝聚技术、高频电源和脉冲电源技术是近几年发展较快的电除尘技术，这些技术与常规电除尘技术或常规电源技术相比有较大的提升，目前均已实际投运案例，且长期运行测试证明，这些技术是稳定可靠的。因此，本部分选取以上技术进行描述，主要对这些技术的技术原理、技术特点和应用情况等进行了说明。依次为本体方面的改进技术、供电电源技术、清灰技术等。

电除尘技术包括干式电除尘和湿式电除尘技术，二者的技术特点及适用性存在较大差异，正文“4.1.1.2 技术特点及适用性”中主要对干式电除尘技术的技术特点及适用性进行了描述，为了表述更清晰，本部分对湿式电除尘器的技术特点、技术适用性、性能主要影响因素、污染物排放及能耗和经济性、存在的主要问题和应用情况均进行了描述。

通过查阅大量相关文献资料，对湿式电除尘器的能耗及经济性进行了分析，其说明如下。

① 湿式电除尘器一次性投资费用

根据《燃煤电厂烟气超低排放技术》中 300 MW 级、600 MW 级和 1000 MW 级机组各类湿式电除尘器的一次性投资费用和单位投资费用，得出湿式电除尘器的一次性投资费用约为 30 元/kW~70 元/kW。结合相关厂家近几年的合同数据，湿式电除尘器的一次性投资费用一般介于 30 元/kW~70 元/kW。

② 湿式电除尘器运行费用

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

《国华舟山电厂 350 MW 燃煤机组烟气污染物超低排放环保示范项目性能评估报告》中，运行费用包含了投资折旧成本、物耗成本、财务成本、维修成本、人工成本和管理费等，湿式电除尘器物耗成本包括电耗、水耗、碱耗成本。电费按 0.4461

元/kWh、机组运行时间按 4500h/年计，湿式电除尘器年运行费用为 378 万元，单位发电量运行费用为 0.24 分/kWh。

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

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

(4) 主要工艺参数及使用效果

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

① 干式电除尘器主要工艺参数及使用效果

干式电除尘器的主要工艺参数及使用效果如表 4.2-1 所示，这里仅对有要求的主要工艺参数进行了界定。对燃煤电厂而言，不同的处理烟气量、允许最大进口含尘浓度、设计压力，干式电除尘器都是能满足的，无非是设备容量大小和强度要求不同而已，因此这里无需界定，湿式电除尘器、袋式除尘器、电袋复合除尘器同理。

➤ 入口烟气温度

行业标准《电除尘器》(JB/T 5910-2013)规定，常规电除尘器烟气温度应不大于 400 °C，其中大于 250 °C 为高温型电除尘器，而高温型电除尘器主要应用于冶金等行业，因此本部分对常规电除尘器的入口烟气温度不作规定。低低温电除尘器的入口烟气温度参考了行业标准《低低温电除尘器》(JB/T 12591-2015)。

➤ 气流分布均匀性相对均方根差

参考了行业标准《电除尘器气流分布模拟试验方法》(JB/T 7671-2007)。气流分布的均匀性对除尘效率影响很大，气流分布不均匀时，在流速低处所提高的除尘效率远不足以弥补流速高引起除尘效率的降低，因而使除尘总效率降低。除尘器设计效率越高，气流分布对除尘效率的影响越大。干式电除尘器合理的气流分布能有效

减少二次扬尘。气流分布对烟气冷却器的换热效果也有重要影响，烟气冷却器入口气流分布越均匀，换热效果越好。综合考虑后，规定低低温电除尘器气流分布均匀性相对均方根差不大于 0.25。

表 4.2-1 干式电除尘器的主要工艺参数及使用效果

项目	单位	主要工艺参数			使用效果
入口烟气温度	℃	无要求（干式电除尘器）			
		90±5（低低温电除尘器）			
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			
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）			
流量分配极限偏差	%	±5			
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			99.2~99.85 以上
		低低温电除尘器			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（评价方法见附录）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)。					

➤ 比集尘面积

影响干式电除尘器性能的因素很复杂，但大体上可以分为三大类。对燃煤电厂而言，首先是工况条件，包括燃煤性质（成分、挥发分、发热量、灰熔融性等）、飞灰性质（成分、粒径、密度、比电阻、黏附性等）、烟气性质（温度、湿度、烟气成分等）等。其次是电除尘器的技术状况，包括结构形式、极配型式、同极间距、电场划分、气流分布的均匀性、振打方式、振打力大小及其分布（清灰方式及效能）、制造及安装质量以及电气控制特性等；第三则是运行条件，包括操作电压、板电流密度、积灰情况、振打（清灰）周期等。这些影响因素中，工况条件为主要影响因素，其中煤、飞灰成分对电除尘器性能的影响最大。

煤、飞灰成分对电除尘器性能的影响可表现为电除尘器对煤种的除尘难易性。

表中常规电除尘器和低低温电除尘器比集尘面积参数中“电除尘器对煤种的除尘难易性评价方法”参考了强制性国家标准《燃煤电厂电除尘器能效限定值及节能评价价值》。根据强制性国家标准《燃煤电厂电除尘器能效限定值及节能评价价值》，电除尘器对煤种的除尘难易性是在给定的煤、飞灰及烟气成分、烟气温度和飞灰粒度等条件下，电除尘器达到性能指标的难易程度，其评价可分为“较易”、“一般”、“较难”。评判方法详见表 4.2-2。

表 4.2-2 电除尘器对煤种的除尘难易性评价方法

电除尘器对煤种的除尘难易性	煤、飞灰成分重量百分比含量所满足的条件（满足其中一条即可）
较易	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 $(\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{SiO}_2) \geq 80\%$ 。

电除尘器对煤种的除尘难易性对应的比集尘面积值分别参考了中国环境保护产业协会电除尘委员会编写的《电除尘器选型设计指导书》（中国电力出版社 ISBN 9787512349926）和华能国际电力股份有限公司企业标准《燃煤电厂烟气协同治理技术指南》，比集尘面积的值体现了不同出口烟尘浓度限值时，电除尘器对煤种适应性的差异，以及低低温电除尘器比常规电除尘器对煤种有更好的适应性，例如：当出口烟尘浓度限值为 30 mg/m^3 ，电除尘器对煤种的除尘难易性为“较难”时，不建议采用常规电除尘技术，但低低温电除尘器比集尘面积不小于 $115 \text{ m}^2/(\text{m}^3/\text{s})$ 时即可满足要求。

电除尘器进口烟尘浓度对其出口烟尘浓度也有较大影响，烟尘浓度高，所消耗的表面导电物质的量大，对高硫、高水分的有利作用折减幅度大，综合来讲，高烟尘浓度对电除尘器的烟尘排放是不利的。以某 600MW 机组电除尘器为例，不同进口烟尘浓度、出口烟尘浓度与除尘效率变化情况如图 4.2-1 所示。随着进口烟尘浓度

增加，出口烟尘浓度升高，除尘效率提高。

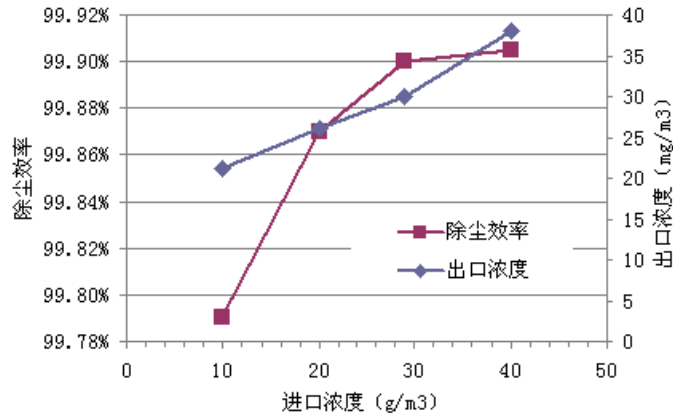


图 4.2-1 某 600 MW 机组 ESP 不同进口含尘浓度出口烟尘浓度与除尘效率变化情况

结合行业多年的电除尘器选型设计经验及实际工程情况，当电除尘器入口烟尘浓度大于 30 g/m^3 时，与不大于 30 g/m^3 时相比，其比集尘面积可酌情分别增加 $5 \text{ m}^2/(\text{m}^3 \text{ s}^{-1}) \sim 15 \text{ m}^2/(\text{m}^3 \text{ s}^{-1})$ ，比集尘面积增加幅度视入口烟尘浓度增加幅度而定。

➤ 其他工艺参数

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

➤ 出口烟尘浓度及除尘效率

常规电除尘器扩容提效及采用低低温电除尘、移动电极电除尘等新技术，可使干式电除尘器出口烟尘浓度大幅降低，根据实际工程测试数据，干式电除尘器出口烟尘浓度可达 20 mg/m^3 以下，除尘效率一般可达 $99.2\% \sim 99.85\%$ 以上，其中低低温电除尘器除尘效率可达 $99.2\% \sim 99.9\%$ 以上。干式电除尘器后一般装有湿法脱硫装置，湿法脱硫装置具有协同除尘的效果。因此，为满足不同排放要求，不仅需要考虑干式电除尘器的出口烟尘浓度，还需考虑湿法脱硫装置的协同除尘效果。例如当干式电除尘器出口烟尘浓度为 50 mg/m^3 时，若湿法脱硫装置除尘效率不小于 80% ，也可实现超低排放；反之，当干式电除尘器出口烟尘浓度为 20 mg/m^3 时，若湿法脱硫装置除尘效率小于 50% ，也只能满足特别排放限值的要求。

② 湿式电除尘器的主要工艺参数及使用效果

湿式电除尘器的主要工艺参数及使用效果如表 4.2-3 所示。

➤ 入口烟气温度

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

气温度应在饱和烟气温度以下，一般不大于 60℃。

表 4.2-3 湿式电除尘器的主要工艺参数及使用效果

项目	单位	主要工艺参数	使用效果
入口烟气温度	℃	<60（饱和烟气）	
比集尘面积	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）	
漏风率	%	≤1（板式）	
		≤2（蜂窝式）	
流量分配极限偏差	%	±5	
出口颗粒物浓度	mg/m ³		≤10 最低可达5以下
除尘效率	%		70~90

➤ 比集尘面积

参考了华能国际电力股份有限公司企业标准《燃煤电厂烟气协同治理技术指南》和《燃煤电厂烟气超低排放技术》（中国电力出版社 ISBN 9787512383203），并结合实际工程经验，板式湿式电除尘器比集尘面积一般为 7 m²/(m³/s)~20m²/(m³/s)，蜂窝式比集尘面积一般为 12 m²/(m³/s)~25 m²/(m³/s)。

➤ 压力降

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

➤ 漏风率

板式湿式电除尘器漏风率参数参考了华能国际电力股份有限公司企业标准《燃煤电厂烟气协同治理技术指南》；蜂窝式湿式电除尘器漏风率参数参考了行业标准《燃煤烟气湿法脱硫后湿式电除尘器》（JB/T 12593-2015）。

➤ 流量分配极限偏差

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

➤ 其他工艺参数

其他工艺参数主要参考了华能国际电力股份有限公司企业标准《燃煤电厂烟气

协同治理技术指南》和行业标准《燃煤烟气湿法脱硫后湿式电除尘器》(JB/T 12593-2015)。

➤ 出口颗粒物浓度

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

➤ 除尘效率

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

4.2.1.2 电袋复合除尘技术

电袋复合除尘器是指在一个箱体内紧凑安装电场区和滤袋区，将电除尘的荷电除尘及袋除尘的过滤拦截有机结合的一种新型高效除尘器，按照结构可分为整体式电袋复合除尘器、嵌入式电袋复合除尘器和分体式电袋除尘器。它具有长期稳定的低排放、运行阻力低、滤袋使用寿命长、运行维护费用低、适用范围广及经济性好的优点，并能实现 5 mg/m^3 以下的超低排放。自 2003 年我国第一台电袋复合除尘器工业应用以来，电袋复合除尘技术快速发展。特别是近 5 年来，电袋复合除尘器解决了大型化应用、气流均布、滤料选型配方等多项关键技术难题，工程推广应用十分迅猛，连续突破应用到 300MW、600MW、1000MW 等级机组。截止 2014 年底，累计配套应用电袋复合除尘器的 600MW 等级机组共 80 台，百万千瓦等级机组共 12 台，总装机容量已突破 20 万千瓦，已形成了一个全新的除尘产业，成为电力环保烟尘治理的主流除尘设备之一。2014 年，电袋复合除尘技术的研究成果获国家科技进步二等奖，成为全国环保除尘领域技术创新的标志性成果。

①整体式电袋复合除尘器研究进展。整体式电袋复合除尘器采用“将电除尘与袋除尘技术有机复合，获得 1+1>2 更强优势”的思路，实现分级、复合除尘。通过前级电区去除 80% 以上的烟尘，大大降低后级袋区的负荷，同时电区和袋区紧密复合，强化荷电粉尘的过滤效率，提高烟尘的捕集率，降低运行阻力。近十余年来，我国在建立电袋复合除尘器中试装置的基础上，通过反复的试验和工程验证，攻克并掌握了电袋有机复合及强化耦合的规律、两区最佳复合结构以及两区最佳匹配选型和

结构设计技术；开发出电袋复合结构下的气流均布数值模型和数值计算方式，开发了错层式气流分布技术，建立了大型电袋物理模型平台和试验，基本掌握了百万千瓦机组特大型电袋气流均布技术，使各净气分室的流量相对偏差小于 5%、各分室内通过每个滤袋的流量相对均方根差小于 0.25；研制了脉冲喷吹阀性能测试平台并开发了均流喷吹技术，从而最大限度地保证清灰力的均匀性，提高清灰效果，减小滤袋破损几率，延长滤袋寿命；建立了大型全尺寸脉冲喷吹清灰实验平台，开展滤袋脉冲清灰机理试验研究，深入掌握滤袋规格、清灰压力、清灰耗气量等相互关系和变化规律，突破了 4 英寸大口径脉冲阀匹配喷吹 25 条以上 8~10 米大口径长滤袋的高效清灰技术；开发出了 PTFE 基布+PPS 纤维、PPS+PTFE 混纺、P84+PTFE 混纺的多品种高强耐腐、耐高温的长寿命滤袋，以及超细纤维多梯度高密面层、微孔覆膜等高过滤精度滤袋；建立了滤袋生命周期管理档案和数据库，分析总结了不同烟气条件下，不同滤料在运行过程中的性能变化规律，研发出烟气诊断分析、滤料与烟气条件匹配选型技术规范，以及滤料选型专家程序，有效保障了滤袋长寿命和良好的经济性。相关研究成果的应用，填补了国内外空白。

整体式电袋复合除尘器被快速推广应用到燃煤锅炉烟尘治理上，最大应用单机容量为 1000MW 机组，共 12 台，其中新密电厂 100 万千瓦机组电袋是迄今为止世界上首台投运的最大型电袋复合除尘器。目前，配套应用总装机容量已突破 20 万千瓦，已形成了一个全新的除尘产业。目前已投运的电袋复合除尘器超过 350 台，实测烟尘排放浓度 $4\sim 30\text{mg}/\text{m}^3$ ，其中低于 $20\text{mg}/\text{m}^3$ 占 50% 以上；运行阻力 $560\sim 1100\text{Pa}$ ，平均 852Pa ；95% 的项目滤袋寿命大于 4 年。其中部分工程项目实现了 $5\text{mg}/\text{m}^3$ 以下的超低排放，如珠海电厂 $2\times 700\text{MW}$ 机组，分别实现了 $2.55\text{mg}/\text{m}^3$ 、 $3.15\text{mg}/\text{m}^3$ 的烟尘排放。经过十余年开发，我国已经建立了比较完整的电袋复合除尘器技术标准体系，核心技术获专利 100 多项，其中发明专利超过 20 项，制订完成了 4 项国家标准、10 项行业标准。电袋复合除尘器 2009 年被认定为“国家自主创新产品”、2012 年获环保部科技进步一等奖、福建省科技进步一等奖，2014 年电袋复合除尘技术成果获国家科技进步二等奖。

②分体式电袋除尘器研究进展。分体式电袋除尘器将静电除尘和袋式除尘通过出口喇叭、连接烟道进行前后独立串联，其结构与美国电力研究所（EPRI）的 COHPAC I 型分体组合式电袋结构相似。分体式电袋采用分级除尘的思路，解决了

袋区浓度高容易破袋的问题，并能较好地实现袋区的在线检修。但带电粉尘经过电场后级长距离的流动并压缩、扩散，电荷已基本释放掉，无荷电粉尘的过滤效应。分体式电袋复合除尘器可实现烟尘排放小于 $30\text{mg}/\text{m}^3$ 甚至 $10\text{mg}/\text{m}^3$ 以下。该型式的电袋除尘器有少量工程项目试用，但实践证明占地面积大、运行阻力高，目前已基本未再发展应用。

③嵌入式电袋复合除尘器研究进展。我国高校和企业根据静电增强过滤的原理，将电收尘区和袋收尘区相间交错布置同一壳体内，开发了嵌入式电袋复合除尘技术。通过缩短荷电粉尘到滤袋表面的距离，解决了带电粉尘的电荷损失问题，强化了荷电粉尘的过滤效应。2010年我国企业引进美国 EERC 的嵌入式电袋专利技术，并吸取国外工程应用的失败教训，结合我国自主创新的电袋技术与经验，优化选型设计参数，通过二次开发形成了新结构的嵌入式电袋复合除尘技术。首台 50MW 机组嵌入式电袋复合除尘器示范工程在燕山钢铁投入运行，烟尘排放浓度小于 $5\text{mg}/\text{m}^3$ 。但嵌入式电袋复合除尘器占地面积大，结构相对复杂，在产品技术经济性、大型化结构设计方面还有工作要做。

我国电袋复合除尘技术相比国外，虽然起步较晚，但发展很快。十余年来，我国采用分级、复合的技术思路，系统深入地开展了电袋复合除尘技术试验研究、产品设计、工程优化及配套技术与材料研究，开发了电袋有机复合及强化耦合、复合结构、大型化气流均布、长寿命滤料、高效脉冲清灰技术、烟气工况和滤料配选型技术等系列关键技术，基本掌握了 100 万千瓦机组特大型电袋复合除尘技术，投运了首台迄今为止世界上最大型电袋复合除尘器，填补了国内外空白。目前，我国电袋复合除尘技术的总体技术水平、大型化技术和工程业绩均已领先全球，正在引领电袋复合技术行业的发展。

(1) 技术原理

参考了国家标准《除尘器术语》GB/T 16845 修订后报批稿，并分别对电场区和后级袋区的作用作了简要的补充。

(2) 技术特点及适用性

本部分主要包含技术特点、技术适用性、性能主要影响因素、污染物排放及能耗和经济性、存在的主要问题和应用情况六个方面的内容，主要参考了《燃煤电厂

污染防治最佳可行技术指南(试行)》(HJ-BAT-001)、全国环保产品标准化技术委员会环境保护机械分技术委员会牵头编写的《电袋复合除尘器》(中国电力出版社 ISBN 9787512383647)、行业标准《燃煤电厂用电袋复合除尘器》(JB/T 11829-2014)和中国环境保护产业协会电除尘器委员会编写的《电除尘器选型设计指导书》(中国电力出版社 ISBN 9787512349926)的相关内容。其中“技术适用性”部分还结合实际改造工程经验对适用煤种、风机裕量作了相应说明。

电袋复合除尘器除尘效率参考了《燃煤电厂污染防治最佳可行技术指南(试行)》(HJ-BAT-001)。根据实际工程经验,电袋复合除尘器出口烟尘浓度可控制在 20 mg/m^3 甚至 5 mg/m^3 以下。

另外,结合实际工程数据,查阅相关标准及文献资料,对电袋复合除尘器的能耗及经济性进行了分析,其说明如下。

①电袋复合除尘器能耗

电袋复合除尘器能耗主要为电耗。

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

《电除尘器选型设计指导书》中以 600MW 级机组为例,一体式和分体式电袋复合除尘器电耗占发电量的比例分别为 0.21% 和 0.25% 。

强制性国家标准《燃煤电厂电袋复合除尘器能效限定值及节能评价值》编制期间,调研了电力行业运行的 84 台套电袋复合除尘器电耗。其中 300MW 级机组 52 套, 600MW 级机组 26 套, 1000MW 级机组 6 套。根据调研数据,淘汰比电耗较大的前 10% 后, 300 MW 级、 600 MW 级、 1000 MW 级机组配套电袋复合除尘器电耗占发电量的比例范围分别为 $0.16\% \sim 0.23\%$ 、 $0.16\% \sim 0.22\%$ 、 $0.14\% \sim 0.18\%$ 。

因此,电袋复合除尘器电耗占发电量的比例一般介于 $0.1\% \sim 0.3\%$ 。

②电袋复合除尘器一次性投资费用

《电除尘器选型设计指导书》中, 600 MW 级机组配套的电袋复合除尘器,若电除尘部分设置 2 个电场,袋区过滤速度取 1.2 m/min ,则一体式和分体式电袋复合除尘器单位投资费用均为 57.5 元/kW 。

电袋复合除尘器根据实际工况,其袋区过滤风速一般在 $0.9 \text{ m/min} \sim 1.2\text{m/min}$ 范围内选取,由此会引起滤袋数量及总费用有一定的波动。因此,电袋复合除尘器的

一次性投资费用一般介于 45 元/kW~90 元/kW。

③电袋复合除尘器运行费用

《电除尘器选型设计指导书》中，除尘器运行费用按电耗费用与维护费用之和计算，电费按 0.35 元/kWh、机组运行时间按 7000 h/年计，要求达到 30 mg/m³ 颗粒物排放标准，600 MW 级机组配套的一体式和分体式电袋复合除尘器单位发电量运行费用分别为 0.12 分/kWh 和 0.14 分/kWh。若电费按 0.35 元/kWh、机组运行时间按 4500 h/年计，则单位发电量运行费用分别为 0.15 分/kWh 和 0.17 分/kWh。

为了对现役电力行业电袋复合除尘器的运行费用有较直观的了解，对《燃煤电厂电袋复合除尘器能效限定值及节能评价值》编制期间调研统计的 84 台套电袋复合除尘器运行费用进行估算。年运行费用参考《电除尘器选型设计指导书》计算方法，按电耗费用和维护费用之和计算，电费按 0.35 元/kWh、机组运行时间按 4500 h/年计，电袋复合除尘器的单位发电量运行费用为 0.1 分/kWh~0.4 分/kWh。

因此，运行费用按电耗费用与维护费用之和计算，电袋复合除尘器单位发电量运行费用一般介于 0.10 分/kWh~0.40 分/kWh。

(3) 技术发展与应用

超净电袋复合除尘技术、大型电袋流场分布技术、长袋高效清灰技术、嵌入式电袋复合除尘技术、电袋协同脱汞技术、梯度滤料生产技术和水刺滤料生产技术，是近几年发展起来的技术，因此对这些技术的技术原理、技术特点等进行了说明，其中应用较多的技术为超净电袋复合除尘技术、大型电袋流场布置技术、长袋高效清灰技术及梯度滤料生产技术。嵌入式电袋复合除尘技术虽然它的技术原理与常规的电袋复合除尘技术相同，且在电厂的应用业绩也较少，但考虑到作为技术发展的一类所以也列入。电袋协同脱汞技术虽暂没有应用业绩，但考虑到此技术是以后脱汞技术的发展方向，所以也纳入。

(4) 主要工艺参数及使用效果

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

电袋复合除尘器的主要工艺参数及使用效果如表 4.2-4 所示。这里仅对有要求的主要工艺参数进行了界定。对燃煤电厂而言，不同的处理烟气量、允许最大进口含尘浓度、设计压力，电袋复合除尘器都是能满足的，无非是设备容量大小和强度要

求不同而已，因此这里无需界定。

4.2-4 电袋复合除尘器的主要工艺参数及使用效果

项目	单位	工艺参数与使用效果		
处理烟气量	m ³ /h (工况)	≤7.0×10 ⁶		
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)		
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
流量分配极限偏差	—	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。				

➤ 漏风率

参考了行业标准《燃煤电厂用电袋复合除尘器》(JB/T 11829-2014)。随着排放标准的日趋严格以及现今除尘器制造安装水平的提升，使电袋复合除尘器的漏风率下降。根据实际工程测得的数据，电袋复合除尘器的漏风率不大于 2%。

➤ 比集尘面积

比集尘面积是电袋复合除尘器选型设计的一个重要参数。在相同烟气工况条件下，比集尘面积越大，电区的除尘效率越高，后级的袋区粉尘负荷就越低，除尘器的除尘性能越优，但经济性会发生变化。参照《燃煤电厂用电袋复合除尘器》(JB/T 11829-2014)和《燃煤电厂超净电袋复合除尘器》(DL/T 1493-2016)的相关规定，并考虑工程实际条件，选取其当出口烟尘浓度要求≤20 mg/m³时，选取比集尘面积为≥20m²/(m³/s)；当出口烟尘浓度要求≤10 mg/m³时，选取比集尘面积为≥25m²/(m³/s)；当出口烟尘浓度要求≤5 mg/m³时，选取比集尘面积为≥30m²/(m³/s)。

➤ 过滤风速

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

根据《燃煤电厂超净电袋复合除尘器》(DL/T 1493-2016)的相关规定,对 300MW 及以上的机组,比集尘面积宜达到 $\geq 40\sim 45\text{m}^2/(\text{m}^3/\text{s})$,此时过滤速度宜“小于 $1.0\text{m}/\text{min}$ ”。若比集尘面积不能满足 $\geq 40\sim 45\text{m}^2/(\text{m}^3/\text{s})$ 的要求,则“宜降低滤袋过滤速度”。参照该要求,并考虑工程实际条件,当出口烟尘浓度要求 $\leq 10\text{mg}/\text{m}^3$ 时,规定过滤速度上限不大于 $1.0\text{m}/\text{min}$;当出口烟尘浓度要求 $\leq 5\text{mg}/\text{m}^3$ 时,规定过滤速度上限不大于 $0.95\text{m}/\text{min}$ 。

对于出口烟尘浓度要求 $\leq 20\text{mg}/\text{m}^3$ 的电袋复合除尘器,可以适当增大过滤速度,大量工程招标文件表明用户能接受的上限是 $1.2\text{m}/\text{min}$,且此值呈降低的趋势。大量工程实践表明,即使过滤速度的上限是 $1.2\text{m}/\text{min}$,仍有许多电袋复合除尘器的后期阻力超过设计标准。尽管以后技术会有进步,但在同样的技术水平下,过滤速度低的必然设备阻力低,这是毋庸置疑的。而设备阻力却是电袋复合除尘器的一块短板。降低设备阻力有利于改善和保障电袋复合除尘器的性能,有利于提高用户对电袋复合除尘器的接受度,有利于推广电袋复合除尘技术。考虑到上述因素,对于出口烟尘浓度要求 $\leq 20\text{mg}/\text{m}^3$ 的电袋复合除尘器,本规范规定的过滤速度上限为 $1.2\text{m}/\text{min}$ 。

➤ 压力降

国家标准《电袋复合除尘器》(GB/T 27869-2011)中要求电袋复合除尘器的压力降不大于 1200Pa ,但当出口烟尘浓度限值降低时,过滤风速更低,因此,出口烟尘浓度不大于 $10\text{mg}/\text{m}^3$ 甚至低于 $5\text{mg}/\text{m}^3$ 时,压力降会适当降低。

➤ 滤袋使用寿命

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

➤ 滤料型式

工程实践证明滤料的型式对电袋复合除尘器的除尘性能影响较大,是一项关键的技术选型参数,且出口烟气含尘浓度 $\leq 20\text{mg}/\text{m}^3$ 与 $\leq 10\text{mg}/\text{m}^3$ 、 $\leq 5\text{mg}/\text{m}^3$ 时对滤袋的过滤精度及制造要求不同。

根据实际工程经验,出口烟气含尘浓度 $\leq 20\text{mg}/\text{m}^3$ 时规定为:不低于JB/T 11829的要求,即:“滤料和滤袋技术条件应按图样和HJ/T 324、HJ/T 326、HJ/T 327的规定,滤料材质和克重选用应按表4.2-5的规定。滤袋袋口上弹性环材料应采用

1Cr17Ni7 的不锈钢，其厚度应不小于 0.4 mm，宽度应不小于 25 mm”。

表 4.2-5 除尘器滤料选用

序号	煤含硫量 S	烟气温度 t (°C)	滤料		
			纤维	基布	克重 ^d (g/m ²)
1	S<1.0%	120≤t≤160	PPS ^a	PTFE 或 PPS	≥550
2	1.0%≤S<1.5%	120≤t≤160	70%PPS+30%PTFE ^b	PTFE	≥600
3	1.5%≤S<2.0%	120≤t≤160	50%PPS+50%PTFE	PTFE	≥620
4	1.0%≤S<2.0%	170≤t≤240	15%PI ^c +85%PTFE	PTFE	≥650
5	S≥2.0%	120≤t≤160	30%PPS+70%PTFE	PTFE	≥640
6	S≥2.0%	170≤t≤240	PTFE	PTFE	≥750

a: PPS 为聚苯硫醚缩写，以 PPS 纤维为主的滤料，烟气中含氧量应不大于 8%、NO₂ 的含量应不大于 15mg/m³；
 b: PTFE 为聚四氟乙烯缩写；
 c: PI 为聚酰亚胺缩写；
 d: 当除尘器的出口气体含尘浓度低于 30 mg/m³（标态，干基）时，克重应当相应增大。

出口烟气含尘浓度≤10 mg/m³、≤5 mg/m³时规定为：不低于 DL/T 1493 的要求，即：“滤料和滤袋技术条件应按图样和 HJ/T 324、HJ/T 326、HJ/T 327 的规定，滤料材质和克重选用宜符合表 4.2-6 的规定,也可采用经过验证可满足工况要求的其他滤料。当除尘器出口烟尘浓度要求小于 5mg/m³时，应选用高过滤精度的滤料。滤袋袋口上弹性环薄板弹簧材料应采用 1Cr17Ni7 的不锈钢等奥氏体板带材料制作，其厚度应不小于 0.4 mm，宽度应不小于 25 mm”。

表 4.2-6 超净电袋复合除尘器滤料选用

序号	煤含硫量 S	烟气温度 t °C	滤料		
			纤维	基布	克重(g/m ²)
1	S<1.0%	120≤t≤160	PPS ^a	PTFE 或 PPS	≥580
2	1.0%≤S<1.5%	120≤t≤160	70%PPS+30%PTFE ^b	PTFE	≥630
3	1.5%≤S<2.0%	120≤t≤160	50%PPS+50%PTFE	PTFE	≥650
4	1.0%≤S<2.0%	160≤t≤200	15%PI ^c +85%PTFE	PTFE	≥680
5	S≥2.0%	120≤t≤160	30%PPS+70%PTFE	PTFE	≥670
6	S≥2.0%	160≤t≤200	PTFE	PTFE	≥780

a PPS 为聚苯硫醚缩写，以 PPS 纤维为主的滤料，烟气中含氧量应不大于 8%、NO₂ 的含量应不大于 15mg/m³。
 b PTFE 为聚四氟乙烯缩写。
 c PI 为聚酰亚胺缩写。

➤ 流量分配极限偏差及气流分布均匀性相对均方根差

根据实际工程经验及相关标准要求，规定出口烟气含尘浓度≤20 mg/m³时流量分配极限偏差宜符合 JB/T 11829 的要求，即“除尘器各室的烟气流量偏差采用 CFD 计算宜不大于 5%”；出口烟气含尘浓度≤10 mg/m³、≤5 mg/m³时流量分配极限偏差宜符合

DL/T 1493的要求,即“进口各烟道、袋区各室的烟气流量应采用计算流体力学(CFD)计算,偏差宜不大于5%,各分室滤袋的流量应采用CFD计算,相对均方根差宜不大于0.2”。

电袋复合除尘器的气流分布均匀性与电除尘器相同,均是指“一电场进口端,深入电场的距离不超过900mm(实体尺寸)”的断面上的气流分布均匀性(《电除尘器气流分布模拟试验方法》(JB/T 7671-2007)、《电袋复合除尘器气流分布模拟试验方法》(JB/T 12114-2015))。参照《电除尘器气流分布模拟试验方法》(JB/T 7671-2007)等标准,确定气流分布均匀性相对均方根差应不大于0.25。

➤ 其他工艺参数

其他工艺参数主要参考了行业标准《燃煤电厂用电袋复合除尘器》(JB/T 11829-2014)和国家标准《电袋复合除尘器》(GB/T 27869-2011)。

➤ 出口烟尘浓度

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

4.2.1.3 袋式除尘技术

袋式除尘技术是通过利用纤维编织物制作的袋状过滤元件,来捕集含尘气体中的固体颗粒物,达到气固分离的目的,其过滤机理是惯性效应、拦截效应、扩散效应和静电效应的协同作用。袋式除尘器具有长期稳定的高效率低排放、运行维护简单、煤种适用范围广的优点,并能实现超低排放。电力行业最常用的袋式除尘器按清灰方式可分为低压回转脉冲喷吹袋式除尘器和中压脉喷吹袋式除尘器。随着火力发电污染物排放标准的日趋严格,袋式除尘器在滤料、清灰方式等方面均有改进,尤其是滤料在强度、耐温、耐磨以及耐腐蚀等方面综合性能有大幅度提高,袋式除尘器已成为电力环保烟尘治理的主流除尘设备之一,并且应用规模逐年稳定增长。

国内电力行业应用的袋式除尘技术,主要是从德国和法国引进的,通过消化吸收、试验研究、创新开发和大量的工业应用,历经十余年工程实践和不断的技术改进,我国已突破和掌握多项袋式除尘器关键技术,取得了较好的技术进步。开发出大型袋式除尘器的气流均布数值模型和数值计算方式,组合物理模型试验和工程现场试验,攻克并掌握了大型电袋气流均布技术,实现了各分室的流量相对偏差小于5%,有效减少了运行阻力和延长了滤袋寿命;建立了大型全尺寸脉冲喷吹清灰实验

平台，深入研究脉冲清灰机理，突破和掌握了大口径长滤袋的高效脉冲清灰技术；开发和应用针对不同烟气工况的多种形式纤维混纺的高强耐腐、耐高温的长寿命滤袋，以及超细纤维多梯度高密面层、微孔覆膜等高过滤精度滤袋，大大丰富了滤袋的型式，有效延长了滤袋使用寿命；成功开发配套 600MW 机组的大型袋式除尘器，以及应用于干法脱硫工艺后高浓度（1500g/m³）烟尘的大型袋式除尘器。

我国袋式除尘器通过不断的结构改进、技术创新和工程实践总结，逐步改善了运行阻力大、滤袋寿命短的问题，可实现烟尘稳定排放小于 30mg/m³ 甚至 10mg/m³ 以下，运行阻力小于 1500Pa，滤袋寿命大于 3 年。自 2001 年大型袋式除尘器在内蒙古丰泰电厂 200MW 机组成功应用以来，近十余年，袋式除尘器在我国电力燃煤机组中得到了大量推广应用，最大配套单机容量 600MW，据不完全统计，累计配套总装机容量逾 8 万兆瓦，成为电力燃煤机组重要的除尘装置。

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

（1）技术原理

袋式除尘技术的技术原理主要参考了中国环境保护产业协会袋式除尘委员会组编的《袋式除尘技术手册》（机械工业出版社 ISBN 9787111289586）中的相关内容，并经过概括简化得到的。

（2）技术特点及适用性

本部分中袋式除尘器的技术特点参考了《袋式除尘技术手册》（机械工业出版社 ISBN 9787111289586），技术适用性和除尘效率参考了《燃煤电厂污染防治最佳可行技术指南(试行)》（HJ-BAT-001），实际工程应用情况表明，对袋式除尘器技术适用性的描述是合理的。根据实际工程经验，袋式除尘器出口烟尘浓度可控制在 20mg/m³ 甚至 10mg/m³ 以下。

为了分析袋式除尘器的一次性投资费用、能耗及经济性，编制组查阅了相关标准、测试报告、文献资料及合同技术数据，具体说明如下。

①袋式除尘器能耗

袋式除尘器的能耗主要可分为设备阻力引起的能耗及清灰引起的能耗，主要都为电耗。

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

《电除尘器选型设计指导书》(中国电力出版社 ISBN 9787512349926)中以600MW级机组为例,袋式除尘器电耗占发电量的比例为0.27%。

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

因此,袋式除尘器电耗占发电量比例一般介于0.2%~0.4%。

②袋式除尘器一次性投资费用

环境保护技术文件《燃煤电厂污染防治最佳可行技术指南(试行)》(HJ-BAT-001)中,袋式除尘器一次性投资费用约为100元/kW。

《电除尘器选型设计指导书》中,600MW级机组配套的袋式除尘器过滤风速选取1 m/min,单位投资费用为50元/kW。

以上数据差异较大,其主要原因为近几年滤料费用的下降导致袋式除尘器一次性投资费用也随之下降。为了适应不同工况条件,袋式除尘器过滤风速在0.8 m/min~1.0 m/min范围内选取,因此滤袋成本及除尘器一次性投资费用也会有较大差别。最终确定袋式除尘器的一次性投资费用介于40元/kW~80元/kW。

③袋式除尘器运行费用

根据环境保护技术文件《燃煤电厂污染防治最佳可行技术指南(试行)》(HJ-BAT-001),运行费用包括运行时电耗、滤料更换及维修费用等,治理成本为300元/t烟尘。

《电除尘器选型设计指导书》中,除尘器运行费用按电耗费用与维护费用之和计算,电费按0.35元/kWh、机组运行时间按7000 h/年计,达到30 mg/m³颗粒物排放标准时,600MW级机组配套袋式除尘器单位发电量运行费用为0.16分/kWh。若机组运行时间按4500 h/年计,单位发电量运行费用为0.19分/kWh。

为了对现役电力行业袋式除尘器的运行费用有较直观的了解,对《袋式除尘器能效限定值及节能评价值》编制期间调研统计的21台套袋式除尘器的运行费用进行

估算，运行费用参考《电除尘器选型设计指导书》计算方法，按电耗费用和维护费用之和计算，电费按 0.35 元/kWh、机组运行时间按 4500 h/年计，袋式除尘器单位发电量运行费用为 0.2 分/kWh~0.5 分/kWh。

现役电力行业袋式除尘器运行费用与《电除尘器选型设计指导书》中估算的费用有一定差距，考虑到袋式除尘器运行过程中阻力的变化对电耗费用有一定影响，年运行费用的波动是合理的。因此，袋式除尘器运行费用按电耗费用与维护费用之和计算，单位发电量运行费用约为 0.20 分/kWh~0.50 分/kWh。

(3) 技术发展与应用

袋式除尘器先进技术主要有长袋高效清灰技术、梯度滤料生产技术、水刺滤料生产技术等，电袋复合除尘器相应部分已作相关说明，此处不再赘述。

(4) 主要工艺参数及使用效果

袋式除尘器的主要工艺参数及使用效果如表 4.2-7 所示。这里仅对有要求的主要工艺参数进行了界定。对燃煤电厂而言，不同的处理烟气量、允许最大进口含尘浓度、设计压力，袋式除尘器都是能满足的，无非是设备容量大小和强度要求不同而已，因此此处无需界定。

表 4.2-7 袋式除尘器的主要工艺参数及使用效果

项目	单位	工艺参数与使用效果		
处理烟气量	m ³ /h (工况)	≤4.0×10 ⁶		
运行烟气温度	℃	高于烟气酸露点 15 且≤250		
漏风率	%	≤2		
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
流量分配极限偏差	%	±5	±5	±5
出口烟尘浓度	mg/m ³	≤30	≤20	≤10
注：处理干法或半干法脱硫后的高粉尘浓度烟气时，袋区的过滤风速宜不大于 0.7m/min。				

➤ 漏风率

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

➤ 过滤风速

影响袋式除尘器性能的主要工艺参数为过滤风速，过滤风速大小对除尘器出口排放浓度、运行阻力、滤袋使用寿命和设备投资具有较大影响。在编制国家标准《袋式除尘器能效限定值及节能评价值》时，编制人员对燃煤电厂除尘用袋式除尘器的过滤速度取值进行了研究，掌握的袋式除尘器运行数据显示：为了提高袋式除尘器的可靠性，针对达标排放，袋式除尘器的过滤速度选取范围一般小于 1.0m/min，甚至低于 0.9m/min。大量工程招标文件表明用户能接受的最高限值也就是 1.0m/min，且此值呈降低的趋势。另外，虽然技术有了进步，但在同样的技术水平下，过滤速度低的必然设备阻力低，这是毋庸置疑的，降低设备阻力有利于改善和保障袋式除尘器的性能。因此结合实际工程经验，为了提高袋式除尘器的可靠性，当出口烟尘浓度 $\leq 30\text{mg}/\text{m}^3$ 时，过滤风速 $\leq 1.0\text{m}/\text{min}$ ；当出口烟尘浓度 $\leq 20\text{mg}/\text{m}^3$ 时，过滤风速 $\leq 0.9\text{m}/\text{min}$ ；当出口烟尘浓度 $\leq 10\text{mg}/\text{m}^3$ 时，过滤风速 $\leq 0.8\text{m}/\text{min}$ 。当处理干法或半干法脱硫后的高粉尘浓度烟气时，其过滤风速宜不大于 0.7 m/min。

➤ 压力降

袋式除尘器的“压力降”要求参考了行业标准《火电厂除尘工程技术规范》（HJ 2039-2014）中的规定，即袋式除尘器“其终期阻力一般不超过 1500Pa”。但当出口烟尘浓度限值降低时，过滤风速更低，压力降可以适当降低。因此规定出口烟尘浓度 $\leq 30\text{mg}/\text{m}^3$ 和出口烟尘浓度 $\leq 20\text{mg}/\text{m}^3$ 时，压力降不大于 1500Pa；出口烟尘浓度不大于 $10\text{mg}/\text{m}^3$ 时，压力降不大于 1400Pa。

➤ 滤袋的使用寿命

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

➤ 流量分配极限偏差

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

➤ 其他工艺参数

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

➤ 出口烟尘浓度

根据实际工程中袋式除尘器使用情况，除尘器出口烟尘浓度完全可以实现表中

出口烟气浓度的使用效果。另外，湿法脱硫装置可实现协同除尘效果，其协同除尘效率的不同会对烟尘排放浓度产生影响。

4.2.1.4 烟尘达标排放可行技术

烟尘达标排放可行技术的选取遵循技术可行、经济合理且尽量不增加二次污染的原则。

《电除尘器选型设计指导书》（中国电力出版社 ISBN 9787512349926）中曾以达到 30 mg/m³ 烟尘排放标准，新建一套 600 MW 机组配套除尘设备（处理烟气量按 3,600,000 m³/h 计）为例，对电除尘器、袋式除尘器、电袋复合除尘器进行了技术经济性分析，各除尘设备运行 30 年期间的总费用对比如图 4.2-2 所示。从整机寿命 30 年来看，电除尘器（包括 5 个电场、6 个电场）的经济性最好，一体式电袋其次，分体电袋较一体式电袋经济性差，袋式除尘器经济性最差。运行时间越长，电除尘器经济性越显著。即使采用 6 电场电除尘器，仍具有较好的经济性。若使用低低温电除尘或移动电极电除尘技术，经济性更佳。

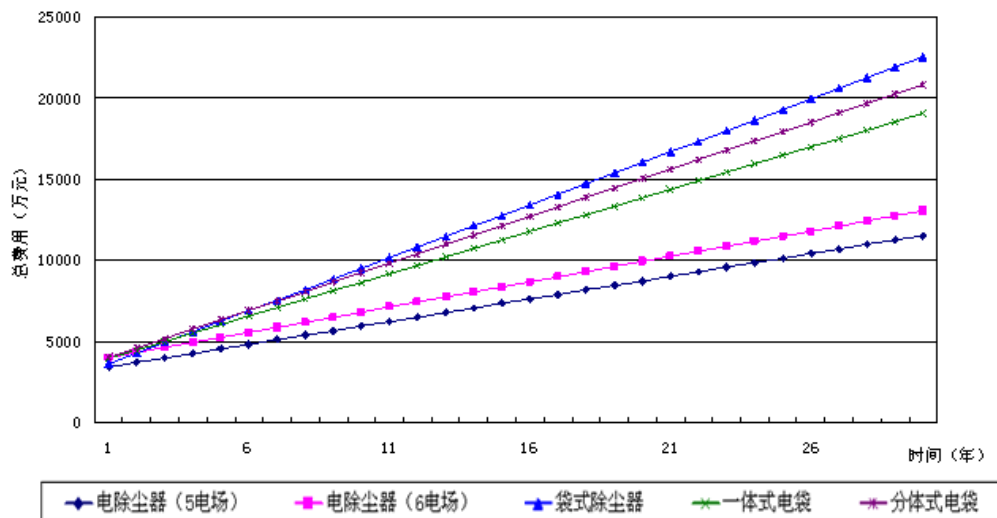


图 4.2-2 各除尘设备运行 30 年期间的总费用

三类除尘设备技术经济性综合比较如表 4.2-8 所示。从投资角度看，除了电除尘器除尘较难的煤种外，对于国内大部分煤种，电除尘器都具有较好的技术经济性，运行管理也比袋式除尘器、电袋复合除尘器简单；从运行成本看，电除尘器的阻力低，风机运行能耗低，不需要滤料的更换，无二次污染，实际能耗也不高，节能运行后能耗明显低于其它除尘设备，所以电除尘器的运行费用是比较低的。

表 4.2-8 三类除尘设备技术经济性综合比较

序号	设备名称		技术特点及安全可靠性比较	经济性比较	占地面积比较
1	电除尘器	五电场	优点： 除尘效率高、压力损失小、适用范围广、使用方便且无二次污染、对烟气温度及烟气成分等影响不像袋式除尘器那样敏感；设备安全可靠性好。 缺点： 除尘效率受煤、飞灰成分的影响。	设备费用较低； 年运行费用低； 经济性好。	占地面积大
		六电场		设备费用高； 年运行费用较低； 经济性较好。	
2	袋式除尘器		优点： 不受煤、飞灰成分的影响，出口烟尘浓度低且稳定；采用分室结构的能在 100% 负荷下在线检修。 缺点： 系统压力损失最大；对烟气温度、烟气成分较敏感；若使用不当滤袋容易破损并导致排放超标；目前旧滤袋资源化利用率较小。	设备费用低； 年运行费用高； 经济性差。	占地面积小
3	电袋复合除尘器	一体电袋	优点： 不受煤、飞灰成分的影响，出口烟尘浓度低且稳定。破袋对排放的影响小于袋式除尘器。 缺点： 系统压力损失较大；对烟气温度、烟气成分较敏感；一般不能在 100% 负荷下在线检修；目前旧滤袋资源化利用率较小。	设备费用较高； 年运行费用较高； 经济性较差。	占地面积较小
		分体式电袋		优点： 不受煤、飞灰成分的影响，出口烟尘浓度低且稳定；能在 100% 负荷下分室在线检修；在点炉、高温烟气等恶劣工况下可正常使用电除尘器但滤袋不受影响；设备对高温烟气、爆管等突发性事故的适应性好。破袋对排放的影响小于袋式除尘器。 缺点： 压力损失大；对烟气温度、烟气成分较敏感；目前旧滤袋资源化利用率较小。	设备费用较高； 年运行费用较高； 经济性较差。

鉴于电除尘器与电袋复合除尘器、袋式除尘器相比具有较好的技术经济性，因此，建议当电除尘器对煤种的除尘难易性为“较易”或“一般”时，优先采用电除尘技术；当煤种除尘难易性为“较难”，电除尘器不能或很难满足要求时，可采用电除尘技术的组合、电袋复合除尘技术或袋式除尘技术。

在正文中规定了满足达标排放时不同除尘技术所满足的主要参数的最低要求，如电除尘器的比集尘面积、电袋复合除尘器的比集尘面积及过滤风速、袋式除尘器的过滤风速等。参考相关标准、规范及文献资料，并结合实际工程经验，给出了实现达标排放时电除尘器、电袋复合除尘器、袋式除尘器的最低要求，均为出口烟尘浓度限值为 50 mg/m^3 时的参数要求，其中对于电除尘器来说，为电除尘器对煤种的除尘难易性为“较易”时的比集尘面积。

4.2.1.5 烟尘超低排放可行技术

根据湿法脱硫协同除尘效果的不同，当除尘器出口烟尘浓度为 $50 \text{ mg/m}^3 \sim 20 \text{ mg/m}^3$ 以下不等时，可分别实现烟尘达标排放和超低排放，且遵循相同的技术选取原则。鉴于湿式电除尘器可实现较低的烟尘排放，但需增加较高的投资及运行费用，

因此建议对于烟尘排放要求较高的新建工程和除尘设备及湿法脱硫设备技改难度大或费用很高的超低排放技改工程，采用该技术。

参考相关标准、规范及文献资料，并结合实际工程经验，给出了实现超低排放时电除尘器、电袋复合除尘器、袋式除尘器的最低要求，分别为出口烟尘浓度限值为 30 mg/m^3 时的参数要求，其中对于电除尘器来说，为电除尘器对煤种的除尘难易性为“较易”时的电除尘器比集尘面积。

4.2.2 二氧化硫污染防治技术

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

按脱硫产物是否回收，烟气脱硫可分为抛弃法和再生回收法；按脱硫产物的干湿形态，烟气脱硫又可分为湿法、半干法和干法工艺。湿法脱硫工艺包括用钙基、钠基、镁基、海水和氨作为吸收剂，其中石灰石（石灰）—石膏湿法脱硫是目前使用最广泛的脱硫技术。半干法主要是喷雾干燥技术。干法脱硫工艺主要是喷吸收剂工艺，按所用吸收剂不同可分为钙基和钠基工艺，吸收剂可以干态、湿润态或浆液喷入。

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

截至 2014 年年底，根据中电联的统计数据，各种脱硫工艺市场占比中，石灰石-石膏法占 92.46%（含电石渣法），海水法占 2.67%，烟气循环流化床法占 1.93%，氨法占 1.94%，其它脱硫工艺占 1.0%。

4.2.2.1 石灰石-石膏湿法脱硫技术

石灰石-石膏湿法脱硫技术采用吸收塔，以石灰石浆液为吸收剂，雾化洗涤烟气中的 SO_2 、 HF 和 HCl 等酸性气体，其中 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进入烟囱排放。

国外石灰石-石膏湿法脱硫技术经过历年发展基本形成了逆流喷淋空塔、鼓泡塔、液柱塔、托盘塔等核心塔技术。

国内在引进消化吸收的基础上，多数技术已经得到推广应用，石灰石-石膏湿法脱硫作为主流技术其应用市场占比已超过 90%。近五年来，随着排放标准趋严以及技术发展，逐步形成了系列超低排放技术，总结起来主要包括以下几个方向。

①传统脱硫技术提效

基于传统石灰石-石膏湿法脱硫技术，开发的各类提效技术，如环保院开发的凹凸环技术、分级耦合循环洗涤，组合喷淋技术、深度氧化、超细吸收剂等自主技术，利用流场均化技术、匹配组合喷淋技术，提高吸收塔有效液气比，并通过分级耦合和强化传质提效、辅助净化脱硫液提效节能等技术集成创新，形成了多维度耦合脱硫提效超低排放集成技术。这些提效技术能够提高对负荷与复杂工况的适应性以及对突发状态的应急能力，解决脱硫设施可靠、稳定及经济运行问题。脱硫效率不低于 98%，可实现终端超低排放，SO₂ 排放浓度小于 35mg/m³。

②双循环脱硫工艺

通过两级石灰石浆液吸收以实现 SO₂ 超低排放。烟气首先进入一级循环，浆液 pH 值控制在 4.5-5.3，脱硫效率一般在 30-70%。酸性环境外加充足的停留时间，保证了亚硫酸钙的充分氧化，提高脱硫石膏品质，且脱硫石膏含水率降至 6%，同时烟气中各类杂质如飞灰、HCl 和 HF 等，也在一级循环中予以脱除，为二级循环中实现高效脱硫提供保障。经过一级洗涤的脱硫烟气进入二级循环，由于不用考虑氧化结晶的问题，所以 pH 值可维持在较高水平，可实现在较低液气比条件下的高效脱硫。根据场地条件、新（改）建工程等不同情况，可以采取单塔双循环或双塔双循环形式，具有广阔的应用前景。

同时，应用双循环脱硫技术能够实现一定的颗粒物协同脱除效用，这已经在工程运行上得到了验证。如何充分运用双循环技术达到最大限度的颗粒物脱除效果，从而助力超净排放或者近零排放的实现，也日益受到重视。

国内部分电厂如国电泰州电厂 1000MW 机组采用双循环脱硫技术路线，脱硫效率达到 98.5% 以上。

③双托盘技术

在原托盘塔基础上，增加一层托盘，并增加喷淋层和循环泵，提高液气比，增

强洗涤效果，该技术吸收塔阻力增加较多，运行经济性有待进一步考察。浙江嘉华电厂采用该技术实现了 SO₂ 超低排放。

④单塔双区技术

通过在吸收塔浆池中设置分区调节器，结合射流搅拌技术控制浆液的无序混合，通过石灰石供浆加入点的合理设置，可以在单一吸收塔的浆池内形成上下部两个不同的 pH 值分区，其中上部低值区有利于氧化、下部高值区有利于喷淋吸收。张家港沙洲电力公司 2×630MW 脱硫装置，大唐河北马头电厂 9#机组 1×300MW 脱硫装置增容改造都采用了该技术方案，脱硫效率 98% 以上。

⑤旋汇耦合湿法脱硫技术

旋汇耦合湿法脱硫技术是一项在国内应用较广的自主高效脱硫技术，该技术在传统吸收塔内增加旋汇耦合层，能够有效提高系统脱硫效率。其中旋汇耦合装置基于多相紊流掺混的强传质机理，利用气体动力学原理，通过特制的旋汇耦合装置产生气液旋转翻腾的湍流空间，气液固三相充分接触，大大降低了气液膜传质阻力，大大提高传质速率，迅速完成传质过程，从而达到提高脱硫效率的目的。

⑥其他相关技术

针对脱硫设施运行、管理、维护、监督、考核、评价生产全过程，在研究及应用过程中逐渐总结形成了脱硫设施运行、优化、诊断、评价等系列生产应用及服务性技术，如国电环境保护研究院开发的脱硫设施运行状态评价及性能诊断技术、运行深度优化技术、烟气治理设施运行管理技术等生产应用及服务技术。

总的说来，国外脱硫技术研究相对比较成熟，在最大限度的趋于无害化、减量化的同时，追求运行的经济性、设备的可靠性，有条件的尽可能优先向资源化方向发展。我国近年来脱硫技术发展很快，并且在引进技术消化吸收的基础上，实现了技术和装备的国产化，但技术和装备发展水平、运行和管理的精细化水平与国外还有一定差距。近十几年来，我国排放标准发展很快，倒逼了技术和装备升级，也推进了相关技术的研究发展进程。但我国技术发展及应用相对单一，以石灰石-石膏湿法为主，吸收剂主要为石灰石，需要消耗大量石灰石矿山，长久发展下去对生态环境必将造成不利影响。

4.2.2.2 循环流化床脱硫技术

目前，燃煤电厂烟气脱硫工艺除湿法脱硫工艺之外，有工业化应用业绩的脱硫

技术主要有干法或半干法工艺，主要包括烟气循环流化床法（CFB-FGD）、喷雾干燥法（SDA）和增湿灰半干法（NID），其中应用最多的是烟气循环流化床法（CFB-FGD）。

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

在国内，LJD 新型烟气循环流化床干法脱硫及多污染物协同净化技术（简称 LJD-FGD）目前已经有 230 多套应用业绩，最大应用机组为 660MW，突破了循环流化床干法脱硫技术在 600MW 等级机组上大型化应用的瓶颈，实现脱硫效率 95% 以上，SO₂ 排放小于 100 mg/m³，粉尘排放低于 20mg/m³，成为我国（半）干法烟气脱硫工艺的典型代表。2013 年，LJD 干法工艺在总结一百多套项目应用的基础上，对流化床吸收塔结构及运行进行优化，改善雾化降温喷嘴布置、优化塔内 Ca/S 及悬浮颗粒密度、强化气固传质、延长反应时间等关键技术，开发出新型循环灰阀、高活性石灰消化器、超滤布袋除尘器等关键设备。进一步提高脱硫效率，以满足出口 SO₂ 小于 35mg/m³ 的超低排放要求。

CFB 锅炉是我国近年来积极推广的节能环保燃烧技术，虽然通过炉内脱硫，锅炉出口的 SO₂ 浓度较低，但是随着新标准及超净标准的出台实施，CFB 锅炉炉后也需增设烟气脱硫设施，特别是燃用高硫煤的 CFB 锅炉。基于锅炉出口烟气 SO₂ 浓度较低，而且经过炉内脱硫后烟气中含有大量未完全反应的 CaO 等工况特点，采用干法脱硫工艺作为炉后的二级脱硫工艺，具有很好的性价比，可充分利用这些 CaO 作为吸收剂，实现“以废治废”的目的，并降低运行成本。

在流化床吸收塔内实现脱硫脱硝一体化是提升流化床技术应用范围的目标之一，福建龙净开发的低温同步脱硫脱硝一体化技术（简称 COA 技术）的反应机理是在特殊设计的循环流化床吸收塔内，以激烈湍动的、巨大表面积的颗粒作为载体，额外添加脱硝剂，通过脱硝剂的氧化作用，促进烟气中难溶于水的 NO 转化为易溶于水的 NO₂，然后与碱性吸收剂反应，从而实现氮氧化物的脱除。通过对脱硝剂、添加设备、脱硫脱硝协同技术等关键技术与设备的开发，成功实现了高效脱硫的同

时进行同步脱硝，脱硝效率一般达到 40-60%。本技术工艺简单，附属设备少，工况适应性强、调节灵活，特别是在同步脱硝的同时可提升脱硫效率，对其他污染物的脱除也有促进作用。在 NO_x 超低排放的大背景下，COA 技术可作为燃煤电厂 SCR、SNCR 等主流脱硝工艺的有益补充或单独应用，目前已经在山西同煤 2×300MW 机组、内蒙京海 2×350MW 机组、广州石化 2×100MW 机组、厦门新阳 3×75t/h 炉、兖州榆林 2×220t/h 炉、杭州杭联 130+4×75t/h 炉等 30 多个项目中得到应用。

我国烟气循环流化床干法脱硫工艺技术水平总体处于世界先进水平，该技术在我国西部、北方等富煤缺水地区有应用优势。但目前因市场等诸多因素，该技术的推广应用步伐缓慢，特别是在 600MW、1000MW 等级的机组上大型化应用极少，随着我国燃煤电站大型化的趋势要求，以及雾霾问题的亟待解决，开发 1000MW 机组大型干法脱硫除尘一体化技术与装置将成为新的研究重点，从而可以为提升燃煤烟气治理成效、改善我国空气质量提供技术支撑。

4.2.2.3 氨法脱硫技术

氨法空塔脱硫工艺以碱性氨为吸收剂与 SO_2 发生中和反应，实现烟气脱硫，副产品硫酸铵是重要的化肥原料，具有较高的利用价值。由于氨气碱性强于石灰石，故脱硫系统可在较小液气比（6 左右）实现 98% 以上的脱硫效率，且循环浆液量小，系统能耗低。氨法脱硫普遍应用于制酸行业的硫回收，在中小电厂的烟气脱硫应用也已成熟，现已逐步向大型火电厂应用过渡。目前，国内已有数十套氨法脱硫装置成功投运，其中规模最大的是国电宿迁热电有限公司 2×135MW 机组氨法脱硫装置。我国是贫硫国家，每年的硫酸铵需求量超过 500 万吨，氨法脱硫作为一种资源回收型技术路线在脱硫行业具有广阔发展前景。

目前，国内氨法脱硫技术已成功运用到 300MW 机组上，技术日趋成熟。其优点在于脱硫效率高，脱硫副产品附加值大，系统能耗低；但设备腐蚀较明显，且对入口烟气含尘浓度要求较高。氨法脱硫适用于具备以下条件的火电厂脱硫机组：火电厂周围有稳定氨来源，具有合成氨厂或产生废氨水的化工厂，可以实现变废为宝，实现双赢；高含硫地区；对脱硫效率要求较高的地区。目前，国内主要的氨法脱硫技术供应商有江南环保工程建设有限公司、国电龙源环保工程有限公司等。国电宿迁热电 2×135MW 机组、扬子石化热电厂 5~9 号炉、田东电厂 2×135MW 机组均采用氨法烟气脱硫。现国内湿式氨法脱硫最大的应用项目是天津永利电力公司的

600MW 机组烟气脱硫装置。

相比石灰石-石膏法，氨法更易于实现副产品的资源化利用。但是，氨法对于运行条件要求高，并存在设备腐蚀及伴生废水难以处理的弊端，在一定程度上限制了其资源化的效益。国内氨法脱硫的应用，尤其是在大容量机组上的应用仍受限于这些方面。目前，国内部分脱硫工程技术公司已经在氨法的设备腐蚀、废水处理等方面开展相关的技术攻关。相比之下，国外氨法脱硫尽管有多种方案和技术形式，但大多未针对中国电力行业有相应的调整和应用。

4.2.2.4 海水脱硫技术

海水烟气脱硫是利用海水的天然碱性吸收烟气中 SO_2 的一种脱硫工艺。天然海水含有大量 HCO_3^- 、 CO_3^{2-} 等离子，碱度为 1.2~2.5 mmol/L， $\text{pH}\approx 8.0$ ，具有较强的 SO_2 吸收和酸碱缓冲能力。目前，第三代海水脱硫技术通过优化塔内烟气流场分布、液气比，并加装海水均布等装置，提高传质效率，可实现脱硫效率 99% 以上，满足《火电厂大气污染物排放标准》（GB13223—2011）排放限值 50 mg/m^3 的要求。

截至 2014 年底，国内投运的海水脱硫机组容量共计 21754MW。其中，2010 年投运的浙江舟山电厂 #3 机组（ $1\times 300\text{MW}$ ）是国内首个海水脱硫的特许经营项目，至今运行状态良好；华能海门电厂 $4\times 1036\text{MW}$ 机组是当前世界单台机组容量最大的海水烟气脱硫工程之一；2014 年 6 月建成投产的神华国华舟山电厂 4 号机组（ $1\times 350\text{MW}$ ）海水脱硫工程，是国内首个环保达到“近零排放”要求的机组。

海水法烟气脱硫工艺简洁可靠，利用天然碱性海水替代石灰石进行烟气脱硫，既保护了环境，又节约了资源、降低了能耗，其建设与运行成本低，运行维护简便，且能满足 SO_2 超低排放要求，但有地域限制，仅适用于拥有较好海域扩散条件的滨海火电厂，平均燃煤含硫率宜不高于 1%。

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

4.2.2.5 资源化技术

① 有机胺脱硫技术

有机胺 SO_2 回收技术是利用专用有机胺吸收烟气中的 SO_2 ，再将 SO_2 解吸出来，

形成纯净的气态 SO_2 ；解吸出的 SO_2 送入常规硫酸生产工艺，进行硫酸的生产。该技术特点是脱硫效率高达 99.8%、工艺流程简单、系统运行可靠、运行维护简便、无二次污染、可回收利用 SO_2 ，从而可以降低运行成本、实现循环经济，工艺流程见图 4.2-3。

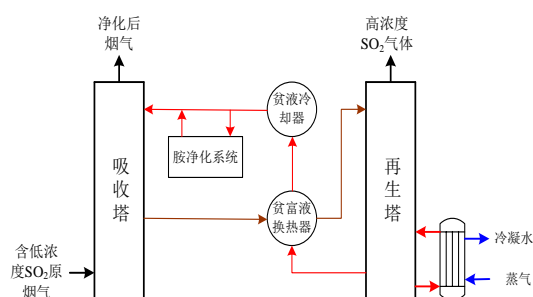


图 4.2-3 有机胺脱硫工艺流程

有机胺脱硫技术具有技术先进性、环保实用性和资源循环利用等优点。但是，目前一次投资过大，需下游配套硫酸或硫磺回收系统，设备耐腐蚀性要求高，再生蒸汽消耗量较大，能耗较高。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尚需进一步研究解决。

有机胺法一般应用于炼油厂脱除 H_2S ，该工艺在选择性脱除 H_2S 上已经取得了巨大成功。上世纪 80 年代后，有机胺法才开始应用于脱除 SO_2 。1988 年，加拿大联合碳化公司首次进行了 Cansolv 系统脱除 SO_2 的技术开发；2001 年，CANSOLV 可再生胺法脱硫技术成功地商业化。

在国内，目前中铝贵州分公司自备电厂（相当于 200MW 机组烟气处理量）、山莱芜钢铁厂烧结炉（约合一台 125MW 机组烟气处理量）及都匀电厂 2 台 600MW 机组已经建立了示范，都匀电厂 2×600MW 机组也是目前世界上最大的有机胺脱硫工程。由于引进的国外公司的相关技术在国外尚未经过类似的大机组运行检测，相比技术本身，有机胺法的日常经济有效运行是国内工程技术和科研单位关注的重点环节。有机胺液各项指标的监控、调整，关系到脱硫能否正常运行以及脱硫效率是否满足要求。因此胺液中各项指标控制在合理范围之内，是调试及运行过程中非常关键的工作内容。

③ 活性焦脱硫技术

活性焦法是通过移动床，利用活性焦吸附解吸 SO_2 ，进而回收高纯 SO_2 送至硫酸生产工艺制备硫酸。该技术的特点是脱硫效率可达 98% 以上，可同时脱除氮氧化

物、重金属等多种污染物。其优点是：节水 80% 以上，适合水资源匮乏地区；腐蚀小，脱硫在 $60^{\circ}\text{C}\sim 150^{\circ}\text{C}$ ，烟气不用再热；可实现硫的综合利用，对环境没有二次污染。在国外，活性焦脱硫技术在德国、日本等国均有在大型电厂中的应用案例，日本的新矶子电厂已有 $2\times 600\text{MW}$ 机组的应用业绩。在国内，该技术目前主要用于化工冶金行业，在电力行业大型机组上的应用尚需建立示范工程开展系统研究。该技术存在的主要问题是活性焦价格高、运行费用高与维护工作量大、在吸附和解吸过程中防腐尤其是低温区的酸腐蚀需要考虑。在电力行业大型机组尚需建立示范工程开展系统研究，工艺流程见图 4.2-4。

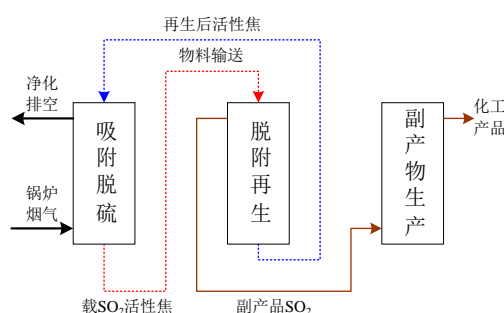


图 4.2-4 活性焦脱硫技术

④ 生物脱硫技术

生物脱硫技术是将洗涤技术与生物脱硫技术集合，用可不断再生的碱溶液将烟气中的 SO_2 洗涤进入液相后，通过生物技术转化成硫磺的资源化脱硫技术。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，以污治污，整个处理流程为闭环设计，水耗低，产品利用价值高，具有典型的循环经济特点，工艺流程见图 4.2-5。目前，国内宜兴协联电厂引进美国孟莫克环境化学公司技术，建立有 2 台 300MW 和 2 台 135 机组强碱洗涤生物脱硫系统。

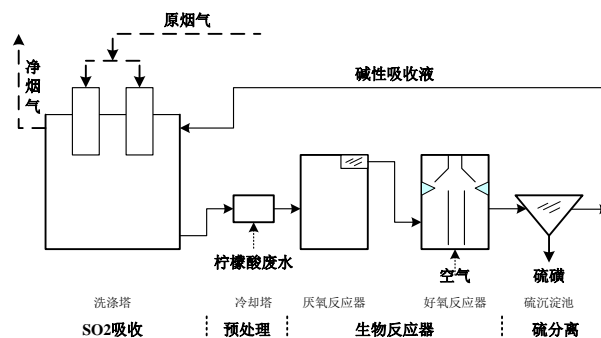


图 4.2-5 生物脱硫技术

4.2.2.6 其他脱硫技术

① 镁法脱硫

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

② 双碱法脱硫技术

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

4.2.3 氮氧化物污染防治技术

火电厂氮氧化物控制的历程较短，无论是 1996 版还是 2003 版的《火电厂大气污染物排放标准》中，对氮氧化物的控制原则都是基于低氮燃烧技术能达到的排放水平来制订的；自《经济和社会展“十二五”规划纲要》提出“十二五”期间单位国内生产总值氮氧化物排放减少 10% 的约束性指标以来，我国陆续颁布了《节能减排“十二五”规划》、《重点区域大气污染防治“十二五”规划》、《大气污染防治行动计划》以及《火电厂大气污染物排放标准》（GB 13223-2011）等一系列政策、标准，极大促进了 NO_x 控制技术的发展与进步。具体见表 4.2-6。

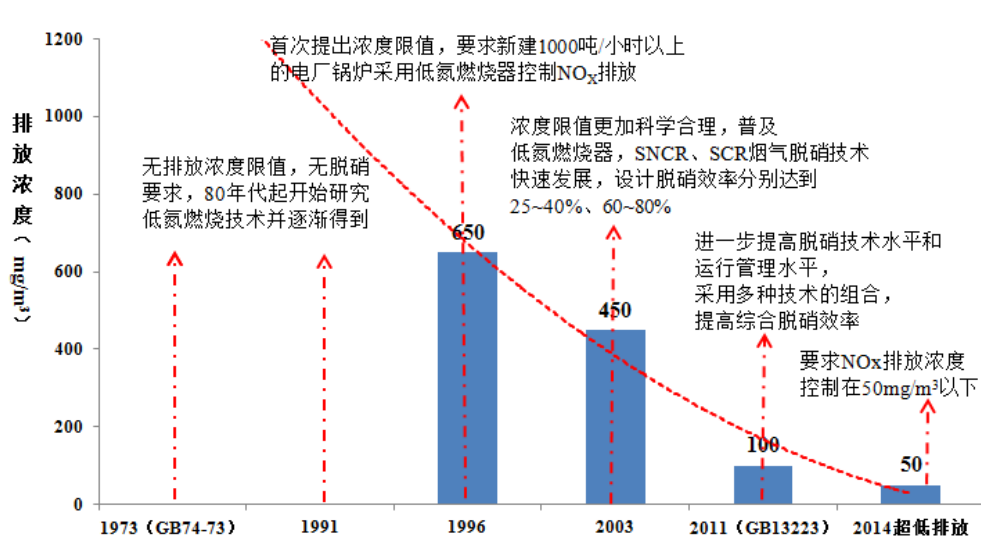


图 4.2-6 NO_x 排放限值及控制演变

在日益严格的环保标准监督下，我国掀起了脱硝设备的升级和改造热潮。2010年全国脱硝装机容量占火电装机容量 11.2%，到 2013 年投运火电厂烟气脱硝机组容量达 2 亿千瓦，较上一年增加了 1 倍。2015 年当年投运火电厂烟气脱硝机组容量约 1.6 亿千瓦；截至 2015 年底，已投运火电厂烟气脱硝机组容量约 8.5 亿千瓦，占全国火电机组容量的 85.9%，占全国煤电机组容量的 95.0%。烟气脱硝技术快速发展和市场化运行对实现达标排放提供了有力的技术支撑。

目前，燃煤电厂NO_x排放控制技术主要分为生成源控制和烟气脱硝技术两类。生成源控制又称一次措施，其特征是通过各种技术手段控制燃烧过程中NO_x的生成，主要有低氮燃烧（LNB）技术、空气分级（LEA、OFA、AS）技术、燃料再燃（FR）技术、富氧燃烧（OIOA）技术等。低NO_x燃烧技术应用成本较低，但小机组的NO_x生成率较高，且对锅炉存在一定负面影响。烟气脱硝技术是指对烟气中已经生成的NO_x进行治理，主要包括选择性催化还原法（Selective Catalytic Reduction, SCR）、选择性非催化还原法（Selective Non-Catalytic Reduction, SNCR）、SNCR/SCR、等离子体法、直接催化还原分解法、生物质活性炭吸附法等。我国燃煤电厂NO_x控制技术详见图4.2-8。“十二五”期间，我国氮氧化物控制技术发展迅速，在实现烟气脱硝技术的国产化的同时开展各种烟气脱硝技术（SCR、SNCR、SNCR/SCR联用）的国际合作，广泛普及低NO_x燃烧器（LNB）技术、开发和示范空气分段供给燃烧（CCOFA和SOFA）技术和超细煤粉再燃（MCR）技术，实现燃煤烟气中氮氧化物的有效控制。SCR脱硝技术是目前最成熟、实用业绩最多的一种烟气脱硝工艺；目

前新建、现役煤粉炉主要以SCR技术为主，2014年参与环保产业登记的脱硝工艺主要是选择性催化还原法（SCR），约占总容量的95.0%；近年来SNCR技术的市场应用份额逐年减少，2012年全国投运火电脱硝项目中SNCR技术占比6.28%，到了2013年底该占比下降到3.29%，2014年参与环保产业等级的SNCR脱硝技术下降至2.7%；2014年参与环保产业等级的SNCR/SCR联合脱硝技术下降至2.3%。

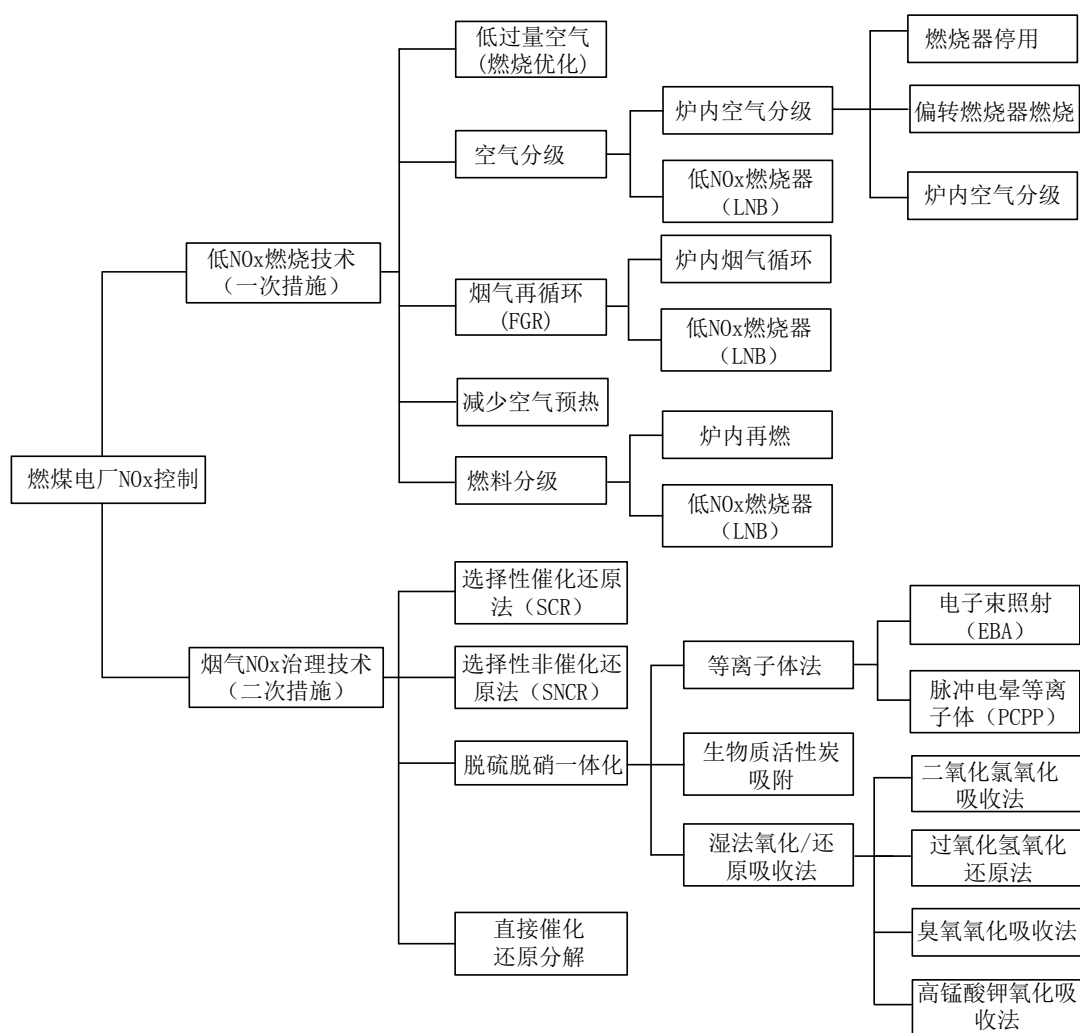


图4.2-7燃煤电厂NO_x控制技术示意图

4.2.3.1 低氮燃烧技术

低氮燃烧技术是通过优化燃料在炉内的燃烧状况或采用低氮燃烧器来减少NO_x产生的控制技术，主要包括低过量空气燃烧、燃料分级燃烧、空气分级燃烧、烟气再循环技术等。该技术特点是锅炉改造容易、投资的费用相对较少，但由于其氮氧化物减排效果的限制，单独使用很难满足较为严格的NO_x控制要求。低氮燃烧技术在发达国家已较成熟，近年来新技术的研究步伐放缓。我国在2010年环保部发布的

《火电厂NO_x防治技术政策》中提出要将低氮燃烧技术作为燃煤电厂氮氧化物控制的首选，《重点区域大气污染防治“十二五”规划》中也明确指出要大力推进火电行业氮氧化物控制、加快燃煤机组低氮燃烧技术改造。“十二五”期间，低氮燃烧技术在全国范围内得到广泛的推广与应用，目前我国单机200MW以上的燃煤机组已基本全部完成采用低氮燃烧技术改造。

在空气分级燃烧技术的改进研究上，美国MOBOTEC公司开发了旋转对冲燃尽风技术（ROFA），从锅炉二次风中抽取30%左右的风量，通过不对称安置的喷嘴，以高速射流方式射入炉膛上部，形成涡流，改善炉内的物料混合和温度分布，从而大幅降低NO_x生成。目前，该技术在欧美发达国家有良好的应用业绩，容量从50WM到600WM不等。据其在美国某电站154WM机组应用情况，使用ROFA后，NO_x的排放量由740mg/m³降低到330mg/m³，减排超过50%。

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

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

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

近十几年来，我国开展了大量的低氮燃烧技术研究和改进工作。上海理工大学、华中科技大学、宝钢发电厂联合进行燃煤锅炉气体燃料分级低氮燃烧技术的研发，

在350WM机组上实施改造，NO_x脱除量达到200~350mg/m³，投资成本小于50元/kW。哈尔滨工业大学对元宝山电厂某600MW机组进行超细煤粉再燃技术改造，NO_x浓度由600 mg/m³下降到300 mg/m³，脱硝效率达50%，减排明显。

低氮燃烧器的研发在国内得到了广泛的关注，大量高校、科研院所和企业致力于开展具有自主知识产权的新型低NO_x燃烧器研发。清华大学的多功能船型煤粉燃烧器和双通道低NO_x粉燃烧器、浙江大学的可调式浓淡燃烧器、哈尔滨工业大学的风包粉系列低NO_x燃烧器、华中科技大学的高浓度煤粉燃烧器、上海锅炉厂的低NO_x同轴改良型燃烧器等，均在减少NO_x的排放量、增加锅炉运行的稳定性等方面展示出较强的优势，已在工程上得到示范应用。应用结果表明，采用上述国产低氮燃烧器在燃用烟煤时的NO_x排放水平可控制到350mg/m³，具有广阔的应用前景。

目前，在引进消化吸收以及自主创新的基础上，我国已经开发形成了“双尺度”低氮燃烧控制技术、高级复合空气分级低氮燃烧技术、MACT低氮燃烧技术等一系列先进的自主燃烧技术和低氮燃烧器。

①双尺度低氮燃烧控制技术

该技术是由烟台龙源电力技术股份有限公司自主研发的低氮燃烧技术，可以有针对性地解决燃煤锅炉运行和环保方面的难题，具有强防渣、防腐蚀、高效稳燃、超低NO_x排放等功能。目前该技术发展较成熟，已在国内外130余台锅炉上成功应用，经测试在燃用烟煤或褐煤的四角切圆锅炉上能够将NO_x的排放量降低到200mg/m³以下，下一步将向100mg/m³以下的排放目标迈进。2014年初，在该技术的基础上，烟台龙源研究完成了具有自主知识产权的“双尺度低NO_x燃烧控制系统”，该系统实现了环境因素变化情况下锅炉低氮燃烧的智能调风和NO_x排放指标的动态向稳，针对生产过程历史数据进行趋势分析，有利于提高火电机组运行的自动化水平，实现电厂节能增效的目标，具有较好的效益前景。

②高级复合空气分级低氮燃烧技术

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

300MW、600MW的燃煤发电机组上实现成功应用。

③MACT低氮燃烧技术

该系统采用燃料分级燃烧，以PM型燃烧器作为主燃烧器，80%~85%的煤粉通过一次燃料主燃烧器送入炉膛下部的一级燃烧区，在主燃烧区上部火焰中形成过量空气系数接近1的燃烧条件，以尽可能地提高燃料的燃尽率。二次燃料也采用煤粉，其中15%~20%的煤粉用再循环烟气作为输送介质将其喷入炉膛的再燃区，在过量空气系数远小于1的条件下将NO_x还原，同时抑制了新的NO_x的生成。该系统燃烧稳定，在不影响锅炉燃烧效率的情况下，可将NO_x的排放控制在308~328mg/m³之间。我国福建漳州后石电厂、浙江玉环电厂均采用该燃烧系统，NO_x排放浓度在369mg/m³左右。

目前，低氮燃烧技术已成为我国燃煤电厂NO_x控制的基本配置技术，在国内新建的大型电站燃煤锅炉的燃烧系统中广泛应用。这些技术大多是随锅炉主设备一起引进的，也有一些是通过借鉴国外先进技术自行设计开发的。近年来，随着对低氮燃烧技术的研发，国内已基本具备自行设计、自行制造和自行安装调试的能力，但与发达国家成熟的低氮燃烧技术体系相比，我国在低氮燃烧领域依然缺乏独立知识产权的产品。

在低氮燃烧技术相关专利申请方面，全球低氮燃烧技术专利申请企业排名的前10位的企业中日本占有6家，美国有3家。但随着发达国家的低氮燃烧技术进入成熟稳定阶段，近年来的专利申请数量也有所减少，而中国则成为了低NO_x燃烧技术专利申请量增长最迅速的国家，在一定程度上体现了近年来我国在该技术领域的迅速发展。其主要原因主要在于我国环保标准的日趋严格，对NO_x等污染物控制技术的需求不断提高。但与此同时，我国的技术实施领域主要在于改造，设计领域存在计算模型简单、中间试验不完备、商业运行缺乏系列数据积累、模型验证过程不严密等问题，导致这些自主研发技术难以形成制造标准、产品标准化程度较低，加之国内燃煤煤种、煤质、工况多变，掺烧情况普遍，部分机组改造后低氮燃烧的效果仍然不尽如人意。因此，提高自主知识产权技术的适应性和国产设备运行的可靠性，研究采用低氮燃烧技术后对火焰稳定性、燃烧效率、炉内结渣，腐蚀等问题的影响，是今后低氮燃烧技术的重点研究方向。

4.2.3.2 烟气脱硝技术

单纯依靠低氮燃烧技术的氮氧化物减排效果，不能满足日益严格的排放要求，因此需要结合烟气脱硝技术联合作用脱除氮氧化物。烟气治理脱硝技术，是指对烟气中已经生成的NO_x进行治理，烟气NO_x治理技术主要包括SCR、SNCR、SNCR/SCR、脱硫脱硝一体化、等离子体法、直接催化分解法、生物质活性炭吸附法等。这些方法主要是利用氧化或者还原化学反应将烟气中的NO_x脱除。目前成熟应用在燃煤电站锅炉上的烟气脱硝技术主要有SCR、SNCR以及SNCR/SCR的联合脱硝技术，其中SCR技术应用最广。

① SCR技术

SCR技术是指利用NH₃、CO、H₂、烃类等还原剂，在催化剂作用下有选择性地还原烟气中的NO_x成N₂和H₂O的过程。在几种主要脱硝技术中，SCR的脱硝效率最高，基于反应器和催化剂的合理选型和优化布置情况下脱硝效率最高可达90%以上，是目前世界上商业化应用最多、最为成熟的氮氧化物控制技术。“十二五”期间，燃煤火电厂脱硝改造呈全面爆发的增长趋势，其中SCR技术占火电机组脱硝项目的95%以上。催化剂是SCR技术的核心，目前国内外采用的催化剂主要为V₂O₅-TiO₂体系（添加WO₃或MoO₃作为助剂），该催化剂效率高、稳定可靠，但仍存在催化剂本身具有一定的毒性、价格昂贵、易受煤质成分影响而失活、低温下活性较低以及温度窗口受限等问题，最新的研究表明钒钛系催化剂的使用还会将SO₂氧化为SO₃，造成新的污染。针对上述问题，国内外开展了新型催化剂配方开发、催化剂中毒与抗中毒问题研究、宽温度窗口催化剂研发以及废旧催化剂的再生利用等方面的大量研究，并且取得了一定成果。

近年来我国在催化剂原料生产、配方开发、国情及工况适应性等方面均取得了很大进步，如浙江大学的硝汞协同控制催化剂、北京龙源高灰分耐磨催化剂、国电环保院的低温脱硝催化剂、南京工业大学的无钒催化剂等新型催化剂技术的研究突破，同时对失活催化剂再生技术、废弃催化剂回收技术、吹灰改进技术、反应器流场优化、全负荷脱硝技术等研发也取得的令人瞩目的成果。随着电力环保进入超低排放阶段，SCR超低技术及全负荷脱硝已经成为技术研究和攻关的重点，近年来发展迅速，涌现出了大量新型工艺。

A. 催化剂改进技术

a1.无钒催化剂配方技术

传统商用催化剂主要以钒钛体系为主，属于有毒有害物质，环保部门已明确要求将此类脱硝催化剂按照危险废弃物处理。近年来无钒催化剂配方的开发已成为一种发展新趋势。例如，将稀土掺入过渡金属复合氧化物以替代剧毒的钒钛体系，该技术采用国产原料进行化学活性修饰及纳米化改性，机械强度高、耐水防湿，失效后可多次再生利用，且废弃的催化剂无毒、无二次污染，可制作保温砖或铺地渗水砖，有效地实现了废弃催化剂资源化利用。

a2.拓展SCR汞氧化功能

火电厂大气污染物排放新标准首次将Hg列入控制指标，众多研究表明通过改变传统脱硝催化剂配方、结合烟气中HCl含量、适度调整或增加Mn及Fe等化合物含量，可以提高零价汞的氧化率，充分发挥后续湿法脱硫洗涤装置的洗涤除汞功能，实现多种污染物的协同脱除。如嘉兴电厂1000MW机组采用浙江大学研发的确汞协同催化剂，在高效脱除NO_x的同时，实现零价汞的高效转化脱除。

a3.高灰高钙SCR技术

通过优化催化剂载体结构，增加催化剂入口耐磨强度，提高催化剂的耐磨损及耐冲刷性能，以适应对高灰份煤种的适应性。

a4.增加催化剂用量

采用增加运行催化剂层数至3-4层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. 全负荷脱硝技术

随着我国经济发展转型，火电机组年利用小时数呈下降趋势，多数机组运行负荷不高，甚至长期中低负荷运行，提高低负荷脱硝效果及投运率成为环保管理及火电机组面临的客观问题。目前，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反应器入口温度或者采用宽温催化剂，确保机组低负荷时烟气喷氨脱硝条件，可有效提高机组低负荷段脱硝效果及投运率，但尚有许多工作需要进一步研究和完善。

宽温度窗口催化剂是在常规V₂O₅/TiO₂催化剂的基础上，通过添加其他的过渡金属元素制备了复合氧化物催化剂，从而加宽催化剂的反应温度窗口。目前浙江大学

开发的低温催化剂技术已经在浙能温州电厂实现示范应用，可将SCR脱硝催化剂工作窗口拓展到275℃。经检测，在100%THA工况下，SCR入口烟气温度的为370℃，SCR出口NO_x浓度为mg/Nm³，脱硝效率为85.31%；氨逃逸为2.45ppm，SO₂/SO₃转化率为0.84%；在低负荷下，SCR入口烟气温度的为272℃时，SCR出口NO_x浓度为mg/Nm³，脱硝效率为83.23%；氨逃逸为2.90ppm。

采用低负荷时提高烟气温度的方法采取的改造方案主要有以下几种：1、增加省煤器烟气旁路；2、增加省煤器工质旁路；3、省煤器采取分组布置；4、低负荷时提高给水的温度（加热省煤器给水温度）。

各技术的特点比较如表4.2-9所示。

表 4.2-9 SCR 装置入口烟温提升技术比较

方案	省煤器分组布置	低负荷时提高省煤器给水温度	增加省煤器烟气旁路	增加省煤器工质旁路
投资	高	较高	较高	低
改造工期	长	一般	较长	短
锅炉安全性	无影响	降低	降低	降低
烟温提升效果	好	好	好	一般
锅炉效率影响	无影响	降低	降低	降低

上海吴泾电厂#11 机组采用省煤器分隔烟道方案，在低负荷时 SCR 入口烟温提升约 30℃。安徽平圩电厂#1、#2 机组采用省煤器水旁路方案，低负荷时 SCR 入口烟温提升约 10℃。惠神华国华州热电 1 号机组通过将原 SCR 脱硝装置前的省煤器进行分级布置，减少 SCR 装置前的吸热量，提高 SCR 入口烟气温度的，避免低负荷时 SCR 入口烟气温度的低而退出运行，SCR 前原省煤器受热面积保留 40%；SCR 出口新增省煤器受热面积约 80%；改造后在 100% 负荷下，SCR 烟气入口温度在 370~390℃ 之间变化；75% 负荷下，SCR 烟气入口温度在 350~400℃ 之间变化；50% 负荷下，SCR 烟气入口温度在 325~342℃ 之间变化；在锅炉低负荷下可满足催化剂运行温度（302~420℃）要求；同时通过吸热面的增加，使排烟温度降低约 10℃，提高锅炉效率，降低煤耗约 1.5g/kWh；定洲发电厂对#4 机组进行脱硝全程投入改造，主要是对省煤器进行分级改造，将脱硝系统 SCR 入口的省煤器割除 27%，移至 SCR 出口，改造后低负荷时 SCR 入口烟气温度的满足设计和催化剂投运温度要求。外高桥第一电厂机组采用炉水加热省煤器给水，机组 40% 负荷时 SCR 烟气温度的提升约 30℃。

C. 减少氨逃逸技术

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

D. 吹灰改进技术

采用传统蒸汽吹灰，因其往复间隙运行，有部分电厂出现堵塞情况。针对低灰分煤种燃烧状态较好、无大颗粒灰渣飞出炉膛的情况，采用声波吹灰，既省投资又节能。对中高灰分煤种，建议采用蒸汽吹灰与声波吹灰匹配组合，可有效防止催化剂堵塞。

E. 流场优化技术

经过对多家电厂脱硝装置的调研，发现有部分电厂脱硝效率低、氨逃逸浓度超标，其主要原因是流场不均匀。针对上述情况研究开发了新型导流整流技术，如等压力整流器、新式导流装置等，可有效优化流场改善脱硝效率及减少氨逃逸情况。

F. 催化剂全过程管理

面对中国，近几年大量新建脱硝装置和新装SCR催化剂，SCR催化剂的管理势在必行，构件催化剂管理的一系列模式，即催化剂全过程管理。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。

F.1. 催化剂再生技术

目前大多数SCR催化剂失活运行时间在24000-30000小时，由于该种催化剂在生产及失活后处理过程中会污染环境，国家已将该催化剂列为危险化学品，使之生产、失活后的处理难度加大，国家及行业正大力提倡优先考虑将失活脱硝催化剂进行再生利用。根据对催化剂再生案例的调研分析，单层催化剂SO₂/SO₃转化率不超过0.5%；氨逃逸低于3ppm；再生后催化剂活性一般高于最初性能的90%以上；使用寿命不低于24000小时；再生后催化剂的机械性能与再生前催化剂相比不降低；再生催化剂层压差宜不增加，且年递增率小于20%。催化剂再生工艺流程见图4.2-8。

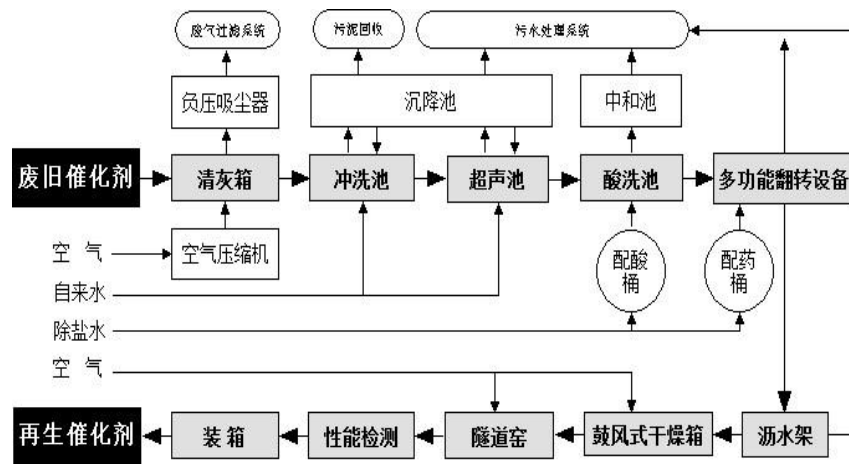


图4.2-8催化剂再生工艺流程

F.2. 催化剂（回收）资源化技术

失活催化剂不可再生后属于危废，如果处置不当将会引起二次污染，鉴于催化剂中含有V、W、Ti等金属元素，开发废弃催化剂中金属元素回收技术及装备研究能在很大程度上提高催化剂的资源利用率，具有较好的经济性。但对失活催化剂收集、贮存、运输、再生、利用处置活动应严格执行《关于加强废烟气脱硝催化剂监管工作的通知》、《废烟气脱硝催化剂危险废物经营许可证审查指南》等相关法律法规和规范的要害。随着环保要求的提高以及国家对SCR技术研发的大力支持，“十二五”期间针对我国燃煤灰分、硫分、碱金属含量高，成分复杂多变，容易引起催化剂磨损、失活、中毒、效率下降等问题，我国SCR技术取得了重大突破。在低温催化剂和抗硫中毒催化剂方面，浙江大学研发的具有良好的低温活性和抗硫中毒能力Ce-Cu-Ti体系催化剂，该体系催化剂有望成为钒钛系催化剂的替代；在催化剂配方研发及生产成套工艺方面，浙江大学形成具有自主知识产权的原料、生产设备以及催化剂成套生产工艺与技术，并依托该技术建成产能已达5万m³/年的脱硝催化剂生产基地，其中“复合载体烟气选择性催化还原法脱硝催化剂及制备方法”获得2014年第十六届中国专利奖，2014年度浙江省科技进步一等奖；在催化剂再生技术方面，浙江大学开发适用于构型多样、配方差异大、失活机理复杂的废弃脱硝催化剂再生改性技术，研发国际首套3000m³/年的可移动式再生改性成套装备及核心技术，并获得了2014年度国家重点新产品计划立项。针对催化剂中毒与抗中毒问题，清华大学的李俊华课题组抗中毒机理进行深入研究，提出相应的抗中毒机理与配方研究；该团队的“燃煤电厂烟气催化脱硝关键技术研发及应用”获得了2014年环境保护科技一

等奖。此外，南京工业大学祝杜民课题组的“新型选择性催化还原（SCR）脱硝催化剂技术及产业化应用”获得了2013年江苏省科技进步一等奖。

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

②SNCR技术

SNCR 技术是指在不使用催化剂的情况下，在炉膛烟气温度的适宜处（850~1150℃）喷入含氨基的还原剂（一般为氨或尿素），利用炉内高温促使氨和 NO 选择性还原，将烟气中的 NO_x 还原为 N₂ 和 H₂O。由于不需要催化剂和催化塔，该技术具有建设周期短、投资少、对锅炉改造方便、技术成熟等特点，在欧美发达国家、韩国、日本、我国台湾地区以及内地电厂均有一定的应用。据统计，其脱硝效率（30-50%）未能达到现阶段 NO_x 的控制需求，因此常与低 NO_x 技术协同应用。SNCR 脱硝技术的实际应用受到锅炉设计和运行条件的种种限制，且存在反应温度范围窄、炉内混合不均匀、工况变化波动影响大以及 NH₃ 逃逸和 N₂O 排放等问题，很大程度上影响其工业应用。而随着火电行业环保要求的趋严，以及 SCR 技术应用范围的快速扩张，近年来 SNCR 技术的市场应用份额逐年减少，2012 年全国投运火电脱硝项目中 SNCR 技术占比 6.28%，到了 2013 年底该占比下降到 3.29%，2014 年参与环保产业等级的 SNCR 脱硝技术下降至 2.7%。

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

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

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

随着新《火电厂大气污染物排放标准》(GB 13223-2011)的颁布，循环流化床锅炉 NO_x 排放浓度限值 $200\text{mg}/\text{m}^3$ ，原有 CFB 锅炉氮氧化物减排技术已无法满足要求，需进行脱硝改造。SNCR 脱硝技术系统设备简单，造价相对低廉，且 CFB 锅炉温度正好处于 SNCR 最佳反应温度窗口，因而 SNCR 脱硝技术是 CFB 锅炉脱硝改造首选技术，该技术近年来在我国得到迅速发展。大量的研究围绕 SNCR 脱硝技术特点和对 CFB 锅炉烟气脱硝的适用性展开，研究结果表明 CFB 锅炉采用 SNCR 技术进行烟气脱硝，无论是采用尿素、液氨还是氨水作为还原剂，都可有效控制锅炉烟气 NO_x 浓度，脱硝效率在 40%~70%，同时氨逃逸率低于 $6\text{mg}/\text{m}^3$ 。

国内最早在江苏阚山电厂、江苏利港电厂等电厂的大型煤粉炉上应用 SNCR，随后在循环流化床锅炉得到大量应用。工程实践表明煤粉炉 SNCR 脱硝效率一般 30%~50%，循环流化床锅炉配置 SNCR 效率可达 40%~75%。随着超低排放概念的提出，2014 年我国开始在循环流化床锅炉上试点 SNCR 超低排放控制技术。中国石油化工股份有限公司对广州某热电厂 2 台 $465\text{t}/\text{h}$ 进行脱硝改造，采用选择性 SNCR+催化氧化吸收(COA)，工程于 2014 年 6 月进行 SNCR 脱硝系统进行 72 小时试运，改造完成后经地方环保部门检测，两台 CFB 锅炉脱硫除尘装置出口 NO_x 排放量稳定控制在 $50\text{mg}/\text{m}^3$ 以下，排放指标达到超低排放标准，脱硝效率大于 70%，减排效果明显。

③ SNCR/SCR联合脱硝技术

SNCR/SCR 联合脱硝技术是将 SNCR 工艺中还原剂喷入炉膛的技术同 SCR 工艺中利用逸出氨进行催化反应的技术结合起来，从而进一步脱除 NO_x 。利用这种联合脱硝技术可以实现 SNCR 出口的 NO_x 浓度再降低 50%~60%，氨的逃逸量小于

5mg/m³，上游 SNCR 技术的使用降低了 SCR 入口的 NO_x 负荷，可以减少 SCR 催化剂使用量，从而降低催化剂投资；而 SCR 利用 SNCR 系统逃逸的 NH₃，可减少氨逃逸量，是一种结合 SCR 技术高效、SNCR 技术投资省的特点而发展起来的新型组合工艺。SNCR/SCR 最早由美国 FLUETech 公司提出，以其优势在世界范围内得到应用。美国南加州的某燃煤锅炉应用该组合技术，NO_x 脱除效率可达到 70%~90%；新泽西州某燃煤锅炉应用此技术，脱硝效率可达 90%，氨逃逸率在 1.52mg/m³ 以下。

SNCR/SCR 在我国中小型锅炉中具有广阔的应用前景，然而运行过程中前段 SNCR 脱硝区域的逃逸氨量控制困难，在保证脱硝效率的同时，还要保证逃逸氨量能够满足后端 SCR 区域脱硝的需求，实际控制比较困难。而氨气与烟气在到达催化剂之前的混合不均匀问题，也会很大程度地影响 SCR 脱硝效率。为解决 SCR 还原剂不足的问题，国内研究者提出在锅炉尾部烟道布置补氨喷枪；针对氨气与烟气混合不充分的问题，解决办法有在反应器进口烟道中增加特殊的流场混合器/导流板，使氨气和烟气在烟道内短时间混合充分。优化后的 SNCR/SCR 联合技术在实际工程中取得了较好的效果。

4.3 废水污染防治技术

4.3.1 废水分类

燃煤电厂的废水主要包括：循环水排污水、灰渣废水、工业冷却水排水、机组杂排水、煤场及输煤系统产生的含煤废水、油库冲洗水、化学水处理工艺废水、锅炉化学清洗废水、生活污水、脱硫废水、脱硝废水等。电厂废水中主要为无机物，有机污染物较少；另外间断性排水较多。

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。对于新建燃煤电厂，由于废水的种类很多，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。

4.3.2 废水污染防治技术

针对不同类型的废水，燃煤电厂的废水防治采用不同的技术。

1、经常性排水

经常性排水主要有：辅机冷却水，热力系统排水，过滤器反洗排水；厂房冲洗水，含煤废水，含渣废水，含油废水，生活污水，原水预处理站泥水；化学再生废水（酸碱废水、精处理排水），原水及化学车间反渗透浓水，循环水排污水；脱硫废水等。

根据水质特性、处理工艺、分级利用要求等因素，可分为四类：

（1）I类排水：包括辅机冷却水、热力系统排水、过滤器反洗排水。此类排水悬浮物及含盐量较低，可不处理或降温等简单处理后回用。

①空冷机组的辅机冷却水宜设置独立的循环冷却水系统，其排污水宜用于脱硫等后续可接纳的生产环节。

②循环冷却机组的辅机冷却水应直接用于循环冷却水补水。

③热力系统排水可直接用作热网水的补水或降温后作为化学车间进水、循环冷却水补水。

④过滤器反洗排水宜回收至原处理系统或原水预处理系统。

（2）II类排水：包括厂房冲洗水、含煤废水、含渣废水、含油废水、生活污水、原水预处理站泥水。此类排水悬浮物或COD较高，需经混凝沉淀、气浮、生物法等常规处理后回用。

①含煤、含渣废水应经絮凝沉淀+过滤处理后返回原系统，补充水宜取自工业废水处理站净水或循环水排污水。

②含油废水经油水分离处理后可用于煤场喷淋、渣仓冲洗补水，或进入工业废水集中处理系统回用。

③生活污水经生物接触氧化法处理后可用于绿化、回至工业水处理系统等；也可经曝气生物滤池处理后用于绿化、回至工业水处理系统或高含盐废水处理系统等。有中水深度处理系统的电厂，也可纳入中水深度处理系统处理回用。

④厂房冲洗水可经混凝沉淀(+气浮)处理后回至原水预处理系统。

⑤原水预处理站泥水经脱水处理后宜滤水返回本系统，泥饼外运。

（3）III类排水：包括化学再生废水（酸碱废水、精处理排水）、原水及化学车间反渗透浓水、循环水排污水。此类排水含盐量较高需经反渗透等深度处理后回用。循环冷却机组的III类水占全厂排水的70%-80%，是电厂水污染治理的重点。

①化学再生废水（酸碱废水、精处理排水）可经 pH 调整后用于脱硫工艺水；或进一步软化除盐处理后产水用于化学车间补水，浓水用于脱硫工艺水。

②原水及化学车间反渗透浓水可用于脱硫工艺水、循环冷却水补水；或进一步软化除盐处理后产水用于化学车间补水，浓水用于脱硫工艺水或根据水质指标进行高含盐废水浓缩处理。

③循环水排污水：

当允许排放时，应优先用于脱硫、除灰渣及其他系统，剩余外排。

当不允许排放时，应优先用于脱硫、除灰渣及其他系统；仍有剩余时可经软化除盐处理后产水用于化学车间补水、工业及循环系统补水，浓水用于脱硫系统或根据水质指标进行高含盐废水浓缩处理。

（4）IV类排水：脱硫废水。脱硫废水具有高含盐、高悬浮物的特点，应经中和絮凝澄清处理后综合利用或达标排放，无法综合利用且要求零排放时需特殊处理。此类水是电厂水污染治理的难点。

脱硫废水立足处理后回用，剩余时达标排放；有零排放要求时，可采用蒸发干燥或蒸发结晶等特殊处理。

蒸发干燥：将脱硫废水通过新增废水输送泵送至分配计量防堵装置，与压缩空气一起，经过分配计量防堵装置合理分配后，通过声波雾化喷嘴喷至静电除尘器入口烟道内。雾化后的废水通过静电除尘器入口烟道中的烟气加热迅速蒸发。同时末端废水中的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静电除尘器中被捕集。

以 300MW 机组为例，单炉的静电除尘器入口烟道共有 4 个，本系统在每个入口烟道处设 2 台可调频声波离散装置和 1 套声波喷雾装置。增设可调频高强声波离散装置，利用声波离散机理，起到预防由于烟气喷雾加湿、降温后急速团聚沉降的颗粒沉积，使其随烟气均匀进入静电除尘器内净化处理，实现水、固分离的目的；利用超高频声波雾化喷嘴细化雾滴粒径，最大程度上减少废水完全蒸发所需的距离。

据燃煤的收到基低位发热量、含硫量、灰分及纯水蒸汽的露点估算烟气酸露点。计算得出废水增湿后烟气酸露点温度，将废水增湿后的烟气温度控制在酸露点以上，确保不会对除尘器及下游设备造成酸腐蚀。

根据锅炉负荷的变化及静电除尘器入口烟温的变化，自动调整废水喷量；在废

水喷雾装置后，设烟温实测点，接入 DCS 系统，实现当烟温达到酸露点时，自动停运废水喷雾装置。

实际应用中，需根据静电除尘器入口烟气成分、烟温及烟道布置、废水量等参数进行系统设计。

本系统耗气量低，用气量低，声波喷雾装置对水质品质要求低：固体粒径 < 2.2mm，溶解盐浓度低于 200g/L。可根据静电除尘器烟温变化，自动调整废水量；当烟温达到酸露点时，自动停运废水；并在烟道内壁采取防腐耐磨措施。

脱硫废水蒸发干燥零排放已在北方联合电力上都发电有限公司 600MW 机组、华电土右旗电厂 600MW 机组、华电灵武发电有限公司 1000MW 机组等燃煤电厂中得到应用。

蒸发结晶：利用蒸汽或烟气对浓缩后的脱硫废水进行蒸发，溶解性盐结晶析出，产生固体废物工业盐。最早应用于深圳河源电厂，目前已有华能浙江长兴电厂、国电湖北汉川电厂等应用，实现废水零排放。

2、非经常性排水

非经常性排水主要有：氨站事故喷淋水、锅炉停炉保护和采用化学清洗废水（含有机清洗剂）、空气预热器、省煤器和锅炉烟气侧等设备冲洗排水。上述排水应集中收集后经工业废水处理系统处理回用，处理方案与 II 类排水类似。

4.4 固体废物污染防治技术

4.4.1 固体废物分类

燃煤电厂固体废物主要包括：粉煤灰、脱硫石膏、污泥、失效脱硝催化剂、废气滤袋等。

随着发电燃煤量的不断增加以及煤质灰分的变大，粉煤灰排放总量急剧增加，故应提高其综合利用率。此外，对燃煤电厂产生的固体废物，还有脱硫副产物、污水处理污泥、失效脱硝催化剂等，必须采用适当的处理处置方法，加大资源化利用，避免二次污染。

4.4.2 固体废物污染防治技术

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。

（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。

（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。

（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。

（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、土壤改良等。

2、脱硫渣综合利用及处置技术

（1）脱硫石膏的应用

脱硫石膏的纯度取决于脱硫装置的 Ca/S 比、石灰石纯度和除尘器的除尘效率。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。

（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。

（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。

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。

4、失效脱硝催化剂处置

失效催化剂应再生或回收处理。处理首选催化剂再生，处理方法为水洗再生、热再生和还原再生。其中主要是水洗再生，即把失去活性的催化剂通过浸泡洗涤、添加活性组分以及烘干的程序使催化剂恢复大部分活性。再生过程会产生少量含有重金属的废水，因属危险废物，应集中处理。

失效催化剂应作为危险固体废弃物来处理。对于蜂窝式催化剂，目前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。

4.5 噪声污染防治技术

4.5.1 噪声分类

燃煤电厂噪声主要来源于：燃煤制备系统（燃料制备系统中主要噪声设备是磨煤机）、燃烧系统（燃烧系统中的最主要噪声源是锅炉排汽噪声）、发电系统（发电系统中的主要噪声源是汽轮机、发电机及励磁机等）、冷却系统（冷却系统中最大的噪声是自然通风冷却塔的淋水噪声）、脱硫系统（脱硫系统主要噪声源为氧化风机、增压风机噪声、系列泵的噪声）

4.5.2 噪声污染防治技术

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。

1、燃料制备系统

燃料制备系统中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，中速磨噪声主要为排气噪声，噪声水平在 95 dB(A)~110 dB(A)。中速磨的噪声治理主要方法为局部隔声法，对磨机底部排气口噪声能量最大处安装隔声装置，为便于排气口散热，在隔声装置外侧设置低噪声轴流风机和消声器，其降噪量能达到 20dB(A)。

早期燃煤机组大多采用钢球磨煤机即低速磨，其噪声水平在 100 dB(A) ~120 dB(A)，对于钢球磨煤机的噪声治理，有效措施包括以下三种：

(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，需注意的关键几点是：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，隔声量一般不低于 dB(A)。

2、燃烧系统

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。目前一般采用消声量 25dB(A) 以上的小孔（喷注）消声器，电厂应用的节流降压消声器消声量可达 30dB(A) 以上。

燃烧系统中锅炉及炉后部分连续噪声也是较突出的声源，其噪声水平为 85 dB(A)~115dB(A) 的空气动力噪声。应对锅炉送、引风机及管路系统空气动力噪声加以治理，主要采用阻尼复合减振降噪法，此方法作用于风机及管路系统的外层，通过阻尼复合材料的减振隔声作用，可有效降低噪声 15dB(A)~20dB(A)。

3、发电系统

发电系统中的主要噪声源是汽轮机、发电机及励磁机等，运行噪声可达 90 dB(A)。目前很多电厂的发电机组在设备出厂时就已同时配置了隔声罩，一般有 20dB(A) 左右的降噪效果。主厂房内声源设备众多，使得厂房内噪声偏高，加之建筑围护结构的降噪量一般仅在 10dB(A) 左右，因此应注意厂房的密闭性和隔声性能，控制噪声对外辐射。汽机房主体建筑的隔声降噪措施，主要采用隔声门窗，在面对办公区的厂房立面安装可调节通风型消声百叶窗。

4、冷却系统

冷却系统中最大的噪声是自然通风冷却塔的淋水噪声，一般采用以下二种噪声治理措施：

(1) 部分进风口安装冷却塔通风消声器。自然通风冷却塔附近的噪声敏感区大多集中在塔的某一侧，故可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通风消声器，一般可使冷却塔的设备噪声级降低 15dB(A) 以上。设计中

要控制通风消声器的压力损失，确保其不影响冷却效果。

(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晒等。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。

5、脱硫系统

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)。

5 烟气污染物超低排放最佳可行技术路线

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。烟尘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，要确保在燃用煤质条件下，烟尘能够实现超低排放。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，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。对于燃烧热值较高的电煤的循环流化床，可选用余热利用低低温电除尘器，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。如采用双塔双循环脱硫工艺、加装湿式电除尘器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，燃煤电厂烟尘超低排放技术路线的选择不是一件容易的事情，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；是对决策者能力与智慧的综合考验。

5.2 颗粒物超低排放最佳可行技术路线

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，主流技术包括静电除尘技术、电袋复合除尘技术和袋式除尘技术，静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；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 5.2-1。

表 5.2-1 颗粒物超低排放技术路线

锅炉类型 (燃烧方式)	机组规模 (万 kW)	入口烟气 含尘浓度 (g/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 二氧化硫超低排放最佳可行技术路线

燃煤发电机组在实施二氧化硫超低排放控制技术的选择过程中应遵循以下原则：

(1) 所选择的技术实施后 SO₂ 排放浓度、总量控制应符合国家环保及地方超低排放要求；

(2) 选用国内外经证实为成熟可靠的烟气脱硫技术，对现役机组应充分考虑原有技术及装备充分利旧，避免资源浪费；

(3) 脱硫输入条件应可控，尤其是煤质、烟气参数（入口烟气量及浓度）等应在合适的范围内；

(4) 综合比较初投资和运行费用，推荐年运行成本相对较低的方案。

针对不同脱硫入口浓度满足不同排放限值所要求达到的脱硫效率。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 SO_2 浓度按 $30\text{mg}/\text{m}^3$ 控制，则可以算出，入口浓度 $1000\text{mg}/\text{m}^3$ 时，脱硫效率需不低于 97%；入口浓度 $2000\text{mg}/\text{m}^3$ 时，脱硫效率需不低于 98.5%；入口浓度 $3000\text{mg}/\text{m}^3$ 时，脱硫效率需不低于 99%；入口浓度 $6000\text{mg}/\text{m}^3$ 时，脱硫效率需不低于 99.5%；入口浓度 $10000\text{mg}/\text{m}^3$ 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。

针对我国燃煤及电厂现状，推荐超低排放技术路线如下：

(1) 缺水地区的中小型机组， SO_2 入口浓度在 $1500\text{mg}/\text{m}^3$ 以下，要满足超低排放限值要求，可考虑采用改进的烟气循环流化床技术；

(2) SO_2 入口浓度在 $3000\text{mg}/\text{m}^3$ 以下，要满足超低排放限值要求，可考虑采用基于单塔双循环、双塔双循环技术、旋汇耦合技术、双托盘技术等石灰石-石膏湿法脱硫技术，对于沿海电厂 SO_2 入口浓度在 $2000\text{mg}/\text{m}^3$ 以下的还可以考虑采用海水法；

(3) SO_2 入口浓度在 $3000\text{mg}/\text{m}^3$ 以上，建议采用单塔双循环、双塔双循环、旋汇耦合等石灰石-石膏湿法脱硫。

(4) 对于具备化工、冶金等多种产业共存的工业区，建议通过资源配置优化和整合，优先考虑绿色循环经济路线的脱硫工艺，如氨法脱硫、强碱洗涤生物脱硫、有机胺脱硫、活性焦吸附再生脱硫等。

5.4 氮氧化物超低排放最佳可行技术路线

燃煤发电机组在实施氮氧化物超低排放控制技术的选择过程中应遵循以下原则：

(1) 环保原则：氮氧化物排放浓度、总量、脱硝工程技改方案符合国家和地方标准及相关文件的要求；

(2) 技术原则：选用国内外成熟可靠的低氮燃烧技术和烟气脱硝技术；

(3) 经济原则：综合比较初投资和运行费用，推荐年成本最低的方案。

锅炉低氮燃烧技术是控制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 $550\text{mg}/\text{m}^3$ 。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 $200\text{mg}/\text{m}^3$ 。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。

燃煤电厂在进行锅炉低氮燃烧技术改造时，应充分挖掘低氮燃烧器和空气分级燃烧在降低 NO_x 方面的潜力，同时避免出现锅炉效率降低、腐蚀和结焦等问题。在技改可研报告等设计文件中，应有防止锅炉效率降低、腐蚀和结焦等问题的措施。

6 烟气污染防治典型案例

本次典型案例选择时，遵循以下原则：①一般情况下，机组实现超低排放后能够稳定、可靠运行 1 年以上；②机组使用的炉型、煤质等条件具有代表性；③机组采用的超低排放技术（或技术路线）具有代表性；④机组超低排放运行效果经第三方权威检测机构测试合格，且工程资料、数据齐全。

编制组对国内两百多台已投运超低排放燃煤机组进行广泛调研的基础上，按照上述原则筛选出具有代表性的超低排放案例，然后组织内部专家进行评审，确定典型案例。本编制说明中所选典型案例机组的工程资料和数据均由企业或设计总包单位提供，并获得企业的书面同意意见。

6.1 颗粒物超低排放典型案例

6.1.1 以湿式电除尘器做为二次除尘的超低排放

6.1.1.1 神华国华舟山二期4号350MW新建机组（煤质好、富裕度大）

（1）工程概况

电厂位于舟山本岛定海区白泉镇外山嘴，靠近浪洗村，北临黄大洋，距定海约20km，距白泉镇6km，总装机容量910MW。本项目的干式和湿式电除尘器采用EPC总承包方式，于2012年11月28日开工建设，同步配套建设烟气海水脱硫装置和一套SCR脱硝装置。机组于2014年6月25日成功投运，为国内首台（套）湿式电除尘器的成功应用项目。

舟山电厂4号机350MW机组烟气治理采用的工艺流程为：低氮燃烧器+SCR脱硝装置+ESP（末电场采用移动电极电除尘技术）+海水脱硫装置+湿式电除尘器（WESP）。其中WESP采用金属极板水平烟气流湿式电除尘技术。

（2）设计参数和技术指标

设计参数和技术指标主要包括煤质、烟气参数、主要技术参数、考核指标等。

1) 煤质工业分析、元素分析、灰熔融性

煤质工业分析、元素分析、灰熔融性见表6.1-1。

表 6.1-1 煤质工业分析、元素分析、灰熔融性

类别	名称	符号	单位	设计煤种	校核煤种 1
				神华混煤	神华混煤
工业分析	全水分	M_t	%	14.33	12.62
	空气干燥基水分（分析基）	M_{ad}	%	7.09	6.88
	收到基灰分	A_{ar}	%	12.80	19.41
	干燥无灰基挥发分（可燃基）	V_{daf}	%	35.96	35.33
	低位发热量	$Q_{net,ar}$	kJ/kg	22000	20070
	高位发热量	Q_{gr}	kJ/kg	23050	21020
元素分析	收到基碳	C_{ar}	%	59.12	54.06
	收到基氢	H_{ar}	%	3.56	3.25
	收到基氧	O_{ar}	%	9.15	9.38
	收到基氮	N_{ar}	%	0.64	0.71
	全硫	$S_{t,ar}$	%	0.41	0.58
	哈氏可磨性系（指）数	HGI	-	57	64
灰熔融性	变形温度	DT	°C	1110	1250
	软化温度	ST	°C	1120	1260
	半球温度	HT	°C	1130	1270
	流动温度	FT	°C	1140	1280

2) 飞灰成分分析

飞灰成分分析见表 6.1-2。

表 6.1-2 飞灰成分分析

序号	名称	符号	单位	设计煤种	校核煤种 1
				神华混煤	神华混煤
1	二氧化硅	SiO ₂	%	55.52	49.31
2	氧化铝	Al ₂ O ₃	%	17.77	30.94
3	氧化铁	Fe ₂ O ₃	%	8.86	7.26
4	氧化钙	CaO	%	7.77	4.84
5	氧化镁	MgO	%	1.15	0.59
6	氧化钠	Na ₂ O	%	1.30	0.93
7	氧化钾	K ₂ O	%	2.31	1.32
8	氧化钛	TiO ₂	%	1.02	1.30
9	三氧化硫	SO ₃	%	3.73	2.88
10	二氧化锰	MnO ₂	%	0.060	0.030

3) 烟气参数

本项目各烟气治理装置的烟气参数见表 6.1-3。

表 6.1-3 各烟气治理装置的烟气参数

装置	参数名称	单位	技术参数	
			设计煤种	校核煤种 1
脱硝装置	入口烟气量 (工况)	m ³ /h	2231658	-
	入口 NO _x 浓度	mg/m ³	300	-
	入口 烟尘浓度	g/m ³	25	-
	入口 SO ₂ 浓度	mg/m ³	1400	-
	入口 SO ₃ 浓度	mg/m ³	30	-
	烟气温度	°C	371	-
电除尘器	入口烟气量 (湿基, 不考虑裕量, 工况)	m ³ /h	1835950	1866785
	入口 烟尘浓度	g/m ³	14.7	24.1
	烟气温度	°C	122	127
脱硫装置	入口 SO ₂ 浓度	mg/m ³	950	-
WESP	入口烟气量 (湿基, 不考虑裕量, 工况)	m ³ /h	2577360	-
	入口 烟尘浓度	mg/m ³	≤16.5	-
	入口 雾滴浓度	mg/m ³	≤75	-
	入口 SO ₃ 浓度	mg/m ³	≤25	-
	烟气温度	°C	16~45	-
	烟气压力	Pa	1000	-

4) 主要设计技术参数

本项目各烟气治理装置的主要设计技术参数见表 6.1-4~6.1-7。

表 6.1-4 SCR 脱硝装置主要设计技术参数（锅炉 50%~100%BMCR 负荷状态）

序号	参数名称		单位	技术参数
1	催化剂型式		-	板式
2	活性物质		-	二氧化钛、钒化合物
3	每个反应器催化剂层数		层	初装 2，预留 1
4	催化剂体积		m ³ /炉	289
5	NO _x 脱除率		%	≥80
6	氨逃逸率		μL/L	≤2.5
7	SO ₂ /SO ₃ 转化率		%	<1
8	最低烟温	电厂控制投入	℃	291
		厂家保证连续运行		304
9	最高烟温（连续运行）		℃	420

表 6.1-5 电除尘器主要设计技术参数

序号	项目	单位	参数	
			设计煤种	校核煤种 1
1	设计效率	%	99.94	99.94
2	保证效率	%	99.89	99.89
3	室数/电场数	-	2/4+1	
4	通道数	个	前四电场 2×22，第五电场 2×19	
5	电场有效长度	M	第一电场 4.5，后四电场 4.0	
6	比集尘面积/一个供电区不工作时的比集尘面积/末电场比集尘面积	m ² / (m ³ /s)	131.2/120/38.9	
7	驱进速度/一个供电区不工作时	cm/s	5.65/5.67	
8	烟气流速	m/s	0.93	
9	烟气停留时间	s	22.04	
10	阳极系统同极间距	mm	前四电场 400，第五电场 430	
11	阳极系统振打方式/最小振打加速度	-	侧部机械振打/150g	
12	沿气流方向阴极线间距	mm	500	
13	阴极系统振打方式/最小振打加速度	-	侧部机械振打/50g	
14	高频电源数量	台	20	
15	总功耗	kW	855	

表 6.1-6 脱硫装置主要设计技术参数

序号	参数名称	单位	技术参数
1	排水 pH	-	≥6.8
2	上塔水量	m ³ /h	11000
3	吸收塔尺寸	m	φ15×18.3
4	填料容积	m ³	1150
5	设计效率	%	98

表 6.1-7 WESP 主要设计技术参数

序号	参数名称	单位	技术参数
1	台/室数	-	1/2
2	电场数	个	1
3	流通面积	m ²	146
4	烟气流速	m/s	3.11
5	总集尘面积	m ²	4023
6	比集尘面积	m ² / (m ³ /s)	9.65
7	同极间距	mm	300
8	极配型式	-	CN 阳极板+DS 针刺线
9	除尘效率	%	>70
10	PM _{2.5} 去除率	%	≥70
11	雾滴去除率	%	≥70
12	SO ₃ 去除率	%	≥60
13	外排废水量 (每炉)	t/h	8
14	NaOH 耗量 (每炉)	t/h	0.065
15	高压电源装置型式、规格、数量	-	高频电源、1.8A/60kV、2 台
16	总功耗	kW	≤235

5) 考核指标

本项目考核指标见表 6.1-8。

表 6.1-8 各烟气治理装置的考核指标

装置	指标名称	单位	技术指标
脱硝装置	出口 NO _x 浓度	mg/m ³	≤50
移动电极电除尘器	出口烟尘浓度	mg /m ³	≤30
	本体阻力	Pa	≤200
	本体漏风率	%	≤1.5
脱硫装置	出口颗粒物浓度	mg/m ³	≤16.5
	出口 SO ₂ 浓度	mg/m ³	≤35
	出口 SO ₃ 浓度	mg/m ³	≤25
湿式电除尘器	出口颗粒物浓度	mg/m ³	≤5
	出口 NO _x 浓度	mg/m ³	≤50
	出口 SO ₂ 浓度	mg/m ³	≤35
	出口 SO ₃ 浓度	mg/m ³	≤9
	出口汞及化合物浓度	μg/m ³	≤3
	本体阻力	Pa	≤200

(3) 运行效果

运行效果主要包括排放效果，以及能耗情况、阻力、水耗、药剂消耗、运行维护难易度等。

1) 排放效果

2014年6月20日经浙江省环境监测中心测试，移动电极电除尘器出口烟尘浓度为 16.53 mg/m^3 ，脱硫出口颗粒物浓度为 10.76 mg/m^3 ，WESP 出口颗粒物、 SO_2 、 NO_x 排放浓度分别为 2.55 mg/m^3 、 2.86 mg/m^3 、 20.5 mg/m^3 。

2014年11月25日至29日，环保部环境工程评估中心委托浙江省环境监测中心、浙江大学能源工程设计研究院等单位对其进行现场测试。机组颗粒物排放浓度监测值为 $0.60 \text{ mg/m}^3 \sim 0.68 \text{ mg/m}^3$ ， SO_2 排放浓度的监测值小于 3 mg/m^3 ， NO_x 排放浓度的监测值为 $32 \text{ mg/m}^3 \sim 35 \text{ mg/m}^3$ ，均满足超低排放要求。

2) 稳定性分析

环保部环境工程评估中心在对舟山电厂4号机进行稳定性评估时，收集了机组新建后稳定运行三个月（2014年7月~2014年9月）的CEMS数据，进行烟尘超低排放稳定性分析。统计数据表明，达到超低排放水平的小时数占统计时数的100%。机组出口烟尘排放数据统计见图6.1-1和图6.1-2。

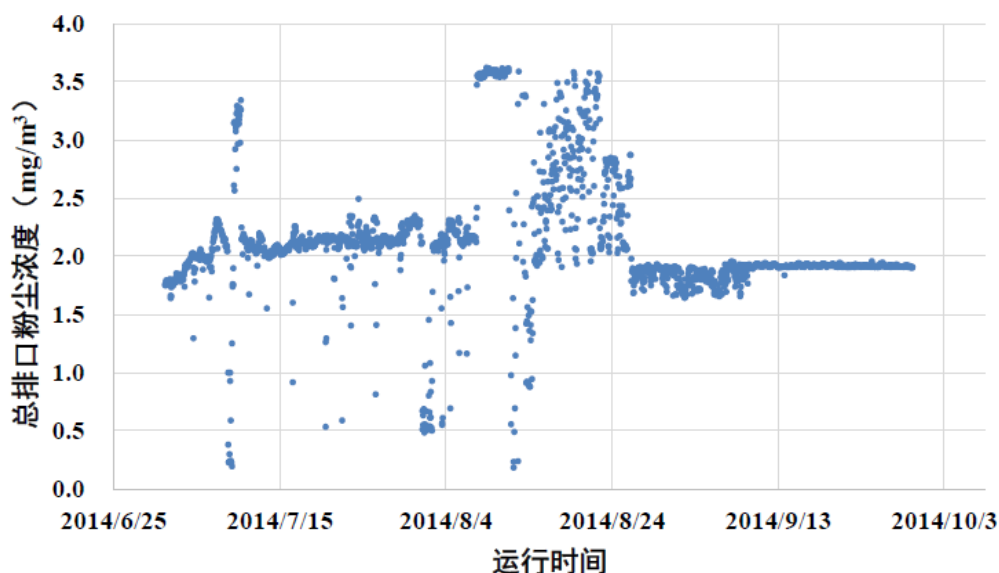


图 6.1-1 机组烟尘排放浓度变化图

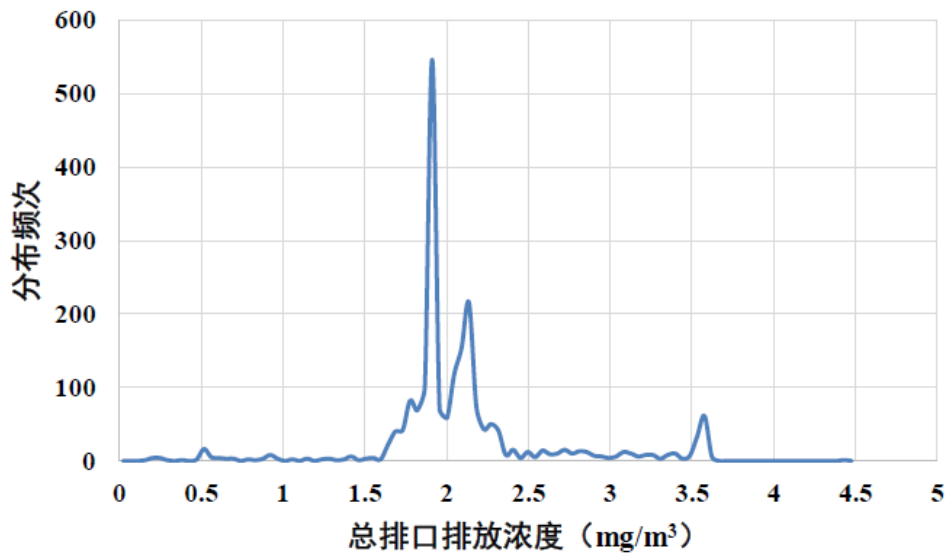


图 6.1-2 机组总排口烟尘排放浓度分布频次

3 个月统计数据表明，NO_x 排放浓度达到超低排放水平的小时数占统计时数的 99.18%；出口 SO₂ 浓度 0.71mg/m³~27.74mg/m³（平均值为 2.19 mg/m³），小时浓度达标率为 100%；机组总排口颗粒物排放浓度在 0.18mg/m³~3.62mg/m³，平均值为 2.12 mg/m³，颗粒物排放浓度达到超低排放水平的小时数占统计时数的 100%。

3) 能耗情况

根据业主提供数据，2014 年 7 月~2014 年 9 月稳定性分析期间，4 号机组脱硫系统单位时间耗电量为 1201.8kWh/h，平均发电负荷为 66.2%；SCR 脱硝系统单位时间耗电量为 70kWh/h，用电率为 0.033%；电除尘器单位时间耗电量为 674.4kWh/h，湿式电除尘器单位时间耗电量为 84.4kWh/h。

脱硝系统还原剂耗量为 0.042t/h；湿式电除尘系统工艺水耗量 187.2t/d，NaOH 耗量 0.085t/d。

6.1.1.2 国华定洲4号660MW机组改造（煤质好、富裕度大）

（1）工程概况

国华定洲发电有限责任公司 3、4#机组，该厂位于河北省保定市辖区定州市西南部。电厂规划容量为 4×600MW 等级，电厂二期工程为 2×660MW 超临界空冷机组。

工程设计煤种为神府东胜烟煤，校核煤种为神木大柳塔烟煤。煤质分析及灰成份分析资料见表 6.1-9。

表 6.1-9 项目设计校核煤质分析及灰成份分析资料

项目	符号	单位	设计煤种	校核煤种
1) 工业元素及可磨性分析				
全水份	Mt	%	14	15.32
空气干燥基水份	Mad	%		
灰份	Aar	%	11	15.45
碳	Car	%	60.16	55.48
氢	Har	%	3.62	3.44
氧	Oar	%	9.94	8.93
氮	Nar	%	0.7	0.7
全硫	St,ar	%	0.58 (注)	0.68
高位发热量	Qgr,ar	kcal/ kg		
低位发热量	Qnet,ar	kcal/ kg	5445	5113
干燥无灰基挥发份	Vdaf	%	36.44	38.32
哈氏可磨性系数	HGI		56	55
2) 灰熔融性 (弱还原性气氛)				
变形温度	t ₁	°C	1130	1197
软化温度	t ₂	°C	1160	1221
熔化温度	t ₃	°C	1210	1263
3) 灰成份				
二氧化硅	SiO ₂	%	36.71	39.25
三氧化二铝	Al ₂ O ₃	%	13.99	14.48
三氧化二铁	Fe ₂ O ₃	%	11.36	9.86
氧化钙	CaO	%	22.92	22.23
氧化镁	MgO	%	1.28	0.86
氧化钠, 氧化钾	Na ₂ O, K ₂ O	%	1.28	1.27
二氧化钛	TiO ₂	%	0.78	0.68
三氧化硫	SO ₃	%	9.3	8.55
其他		%	2.38	2.82
4) 原煤冲刷磨损指数				
	Ke			

(2) 超低排放技术实施情况

1) 工艺路线

国华定洲发电有限责任公司 4#机组改造内容主要包括:

除尘系统改造: 增加低温省煤器、增加湿式电除尘器、静电除尘器三相电源改造;

脱硫系统提效改造: 脱硫塔增加一台浆液循环泵、吸收塔增加一层喷淋层、将两层平板式除雾器改为两层屋脊式+一层管式除雾器;

脱硝系统改造: SCR 系统增加一层催化剂。

国华定洲发电有限责任公司 4#机组中采用的工艺路线为: 低氮燃烧+SCR+低低温烟气余热利用设备+ESP+脱硫装置+WESP。见图 6.1-3。

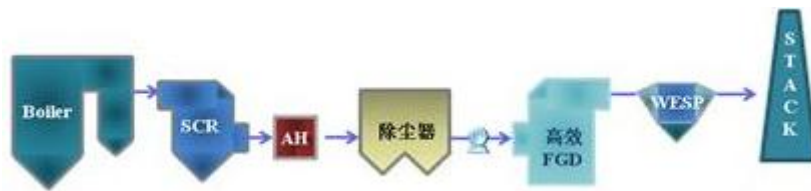


图 6.1-3 国华定州发电有限责任公司 4#机组烟气治理工艺路线示意图

2) WESP 性能参数

项目湿式电除尘器性能参数见表 6.1-10。

表 6.1-10 WESP 性能参数表

项目名称	单位	设计煤种	备注
入口湿烟气量	m ³ /h	2482972	标态, 湿基, 实际氧
入口烟气量	m ³ /h	2937729	工况
入口烟气温度	℃	50	耐热
入口烟尘浓度	mg/m ³	15	标态, 干基, 6%O ₂ 考虑脱硫岛除尘效率 50%
入口雾滴浓度	mg/m ³	50	标态, 干基, 6%O ₂
入口雾滴中石膏浓度	mg/m ³	10	标态, 干基, 6%O ₂ 浆液浓度按 20% 计算
入口烟尘浓度 (含石膏)	mg/m ³	25	标态, 干基, 6%O ₂
保证除尘效率	%	80	当入口烟尘浓度大于或等于 25mg/m ³ 时
出口烟尘浓度	mg/m ³	5	当入口烟尘浓度小于 25mg/m ³ 时

3) 工程投资

项目工程投资见表 6.1-11。

表 6.1-11 4#机组超低排放改造费用统计 (单位: 万元)

项目名称	设备费用	安装费	土建费用	总体费用	备注
脱硝改造	/	/	/	/	原脱硝已满足要求, 本次未改造
脱硫改造	1600	1340	350	约 3300	湿法脱硫增加喷淋层, 实施引增合一改造
除尘改造					
1、静电除尘器	420	80	0	500	三相电源改造
2、低温省煤器	2630	440	0	3070	除尘器前增设低温省煤器
3、湿式电除尘器	2250	500	200	2950	增设水泵房
合计				约 9820	

(3) 投运效果

河北国华定州发电有限责任公司 4#炉湿式电除尘器于 2015 年 1 月通过 168 小时投入运行, 南京电力设备质量性能检验中心于 2015 年 9 月 23 日、10 月 13 日对该湿式电除尘器进行了试验, 试验结果: 4#炉湿式电除尘器出口烟尘质量浓度为 1.88mg/m³ (标态、干基)、折算烟尘质量浓度为 1.80mg/m³ (标态、干基、6%O₂);

系统漏风率为-0.74%；本体压力降为 423Pa；湿式电除尘器出口液滴质量浓度为 2.7mg/m³（标态、干基、6%O₂）；湿式电除尘器 SO₃ 去除率为 60.4%；细颗粒物（PM_{2.5}）去除率为 81.1%；出口 Hg 质量浓度为 2.99ug/m³（标态、干基、6%O₂）。

河北省环境监测站 2015 年 1 月对河北国华定州发电有限责任公司 4#机组近零排放改造工程锅炉外排口废气污染物进行了现场监测，监测期间，机组负荷在 90% 以上，监测结果表明：4#机组在各污染治理设施正常运行情况下，烟尘小时平均排放浓度为 2mg/m³、二氧化硫小时平均排放浓度为 7mg/m³、氮氧化物小时平均排放浓度为 21mg/m³。

6.1.1.3 国电常州1号630MW机组改造（增加相变凝聚、富裕度大）

（1）工程概况

国电常州发电有限公司（简称“常州电厂”）位于常州市新北区春江镇境内。常州电厂一期工程 2x630MW 超临界#1 机组于 2006 年 5 月投产，#2 机组与 2006 年 11 月投产。

依据环保部《关于做好 2014 年煤电机组环保改造示范工作的通知》，常州电厂 #1 机组被列为 2014 年煤电机组环保改造的示范项目之一。根据“三部委”联合颁发的《关于煤电机组达到燃机排放水平环保改造示范项目的验收方案》的要求，#1 机组改造后，在基准氧含量为 6%的条件下，烟尘、二氧化硫、氮氧化物（含一氧化氮、二氧化氮）排放浓度分别不高于 10、35、50mg/m³。常州电厂于 2014 年开始对#1（630MW）燃煤机组进行超低排放改造。

（2）设计参数与技术指标

在可研阶段，根据常州电厂近年来机组燃用的煤质情况及现有锅炉、环保设备的使用状况分析，重新确定了超低排放改造的最终设计参数。

①脱硝部分

入口烟气量：4698000m³/h（工况）

烟气 NO_x 浓度：400mg/m³（氧含量 6%，干基）

烟气温度：298~400℃

NO_x 排放浓度：<50mg/m³（氧含量 6%，干基）

NO_x 脱除率：<87.5%

②脱硫部分

入口烟气流： 2150000 m³/h (标态、干基、实际 O₂)

烟气 SO₂ 浓度： 3600mg/m³ (标干, 6%O₂)

烟气粉尘含量： 100 mg/m³ (标态、干基、6% O₂)

烟气温度： 140 °C (最高 180°C)

脱硫装置出口烟气参数：

烟气 SO₂ 含量： <35mg/m³ (标态、干基、6% O₂)

烟气粉尘含量： <15 mg/m³ (标态、干基、6%O₂)

烟气水分含量： ≤75 mg/m³(标态、干基)

脱硫效率： >98.75%

③除尘部分

入口烟气流： 2780666 m³/h (工况)

入口粉尘浓度 (粉尘+石膏)： <15 mg/m³(标态、干基、6%O₂)

入口 SO₃ 浓度： <60 mg/m³(标态、干基、6%O₂)

出口粉尘浓度 (粉尘+石膏)： <5 mg/m³(标态、干基、6%O₂)

出口 SO₃ 浓度： <15 mg/m³(标态、干基、6%O₂)

粉尘脱除率： >70%

PM_{2.5} 脱除率： >75%

SO₃ 脱除率： >75%

(3) 超低排放技术路线选择

常州电厂根据现有环保设备的使用情况，结合厂区的总体布置，为达到机组的超低排放，对脱硝、脱硫、除尘分别进行了改造，以满足排放标准，具体措施如下：

①脱硝：2012年常州电厂采用了选择性催化还原脱硝（SCR）装置脱除烟气中的氮氧化物，单台机组配置2台SCR反应器，催化剂采用18孔蜂窝式，脱硝层数按“2+1”设置。氮氧化物超低排放的改造未增加其它附属设备，仅将原有的一层催化剂备用层投入使用。

②脱硫：仍采用石灰石作为吸收剂并生产二水石膏（CaSO₄·2H₂O）的石灰石-石膏湿法脱硫工艺。将原吸收塔利旧改造为一级吸收塔，拆除一层喷淋层和循环浆

液泵，增设一套二级吸收塔系统，同时拆除原有的GGH系统。即采用双塔双循环石灰石-石膏湿法脱硫工艺。

③除尘：常州电厂#1机作为国家煤电机组环保改造示范项目，要求机组在投运期间实现烟囱出口粉尘全时段、全工况稳定排放（排放浓度 $<5\text{ mg/m}^3$ ）。因此在#1机组湿法脱硫后创新性采用了柔性湿除+湿式相变凝聚一体化技术，由国电环境保护研究院、西安交通大学等联合研发并实施，为国内首创。

除了对上述二氧化硫、氮氧化物、烟尘实现超低排放之外，常州电厂还采用了湿式相变凝聚技术，湿式相变凝聚设备与湿除同步设计，并将湿式相变凝聚换热本体布置于湿除内部（烟气入口处）。凝聚器本体由数量众多的柔性冷凝管排组成，其原理是通过进入湿除内的饱和湿烟气进行降温，使得饱和烟气中的水蒸气发生相变，由汽态冷凝成液态，从而增加局部区域内的雾滴浓度，促使烟气中含尘的微细颗粒物长大并脱除。与此同时，当烟气携带灰颗粒进入凝聚器后，较大粒径颗粒由于自身惯性和柔性管排的拦截作用而被壁面水膜粘附脱除。通过后期测试表明，相变凝聚装置有30%~40%的预除尘作用，将此设备与湿除一体化布置，可有效保证湿除因停电场冲洗或局部电场出现故障不能正常运行时出口粉尘浓度仍能满足排放要求。湿式相变凝聚技术的采用，可以进一步提高湿式电除尘器的除尘效率，增强对微细粉尘的脱除效果，从而可实现粉尘全时段、全工况满足超低排放要求。同时，还可以协同实现粉尘、 SO_3 、可溶性盐、Hg等多污染物的高效联合脱除，以及在节水的同时，减少烟气水含量，减缓“大白烟”现象。

（4）运行效果

在常州#1机组试运行半年后，分别对脱硝、脱硫、湿式电除尘的性能进行了测试，测试数据分别见表6.1-12~6.1-15。

表 6.1-12 #1 机组脱硝系统性能试验结果汇总表

序号	项目	单位	保证值	试验值	试验结论	备注
1	脱硝效率	%	≥ 87.5	91.1	合格	—
2	净烟气 NO_x 质量浓度	mg/m^3	≤ 50	38.4	合格	标态、干基、 $6\% \text{O}_2$
3	氨逃逸浓度	mg/m^3	≤ 2.25	0.45	合格	标态、干基
4	SO_2/SO_3 转化率	%	≤ 1	0.79	合格	—
5	NH_3/NO_x 摩尔比	mol/mol	—	0.913	—	—
6	系统压力损失	Pa	≤ 1000	543.6	合格	—
7	氨消耗量	kg/h/炉	288	344.2	—	—

表 6.1-13 #1 机组脱硫系统性能试验结论汇总表

序号	项目	单位	设计值	试验值	试验结论	备注	
1	脱硫效率	%	≥98.6	99.3	合格	—	
2	净烟气 SO ₂ 质量浓度	mg/m ³	≤35	15.8	合格	标态、干基、6%O ₂	
3	净烟气温度	°C	—	52.2	—	—	
4	净烟气烟尘质量浓度	mg/m ³	—	4.23	—	标态、干基、6%O ₂	
5	电能消耗量	kW	≤6186	4937.5	合格	—	
6	工艺水消耗量	t/h	≤150	51.6	合格	—	
7	石灰石消耗量	t/h	≤15	8.67	合格	—	
8	系统压力损失	Pa	—	1652.9	—	—	
9	Ca/S	—	—	1.026	—	—	
10	除雾器液滴质量浓度	mg/m ³	≤75	16.56	合格	标态、干基	
11	石膏品质	含水率	%(Wt)	≤10	13.3	不合格	检测期间平均值
		CaSO ₄ ·2H ₂ O	%(Wt)	—	95.26	—	
		CaCO ₃	%(Wt)	≤3	1.40	合格	
		CaSO ₃ ·1/2H ₂ O	%(Wt)	—	0.06	—	
		可溶性 Cl ⁻	%(Wt)	≤0.01	0.01	合格	
		可溶性 F ⁻	%(Wt)	≤0.01	0.004	合格	

表 6.1-14 #1 机组湿式静电除尘器性能试验结论汇总表

序号	项目	单位	保证值	检测值	试验结论
1	粉尘去除率（含石膏）	%	≥75	79.27	合格
2	除尘器出口的烟气含尘（包含尘+石膏）	mg/m ³ (标态、干基)	≤5	1.74	合格
3	SO ₃ 去除率	%	≥75	76.0	合格
4	液滴去除率	%	≥75	75.2	合格

表 6.1-15 细颗粒物（PM_{2.5}）质量浓度测试结果单位：mg/m³ (标态、干基)

试验日期	机组负荷 MW	湿式静电除尘器进口			湿式静电除尘器出口			脱除效率 %
		PM _{2.5}	O ₂ %	PM _{2.5} (折算)	PM _{2.5}	O ₂ %	PM _{2.5} (折算)	
1月15日	612.2	2.128	3.92	1.869	0.504	3.98	0.444	76.2
		1.526	3.92	1.340	0.366	3.98	0.323	75.9
1月16日	604.4	2.043	4.13	1.816	0.472	4.17	0.421	76.8
		2.503	4.13	2.226	0.486	4.17	0.433	80.5
平均值		2.050	4.03	0.183	0.457	4.08	0.405	77.4

测试数据显示在设计工况条件下，该套系统实现了超低排放要求，各项数据均满足排放限值，且整套系统运行稳定，保障了机组的正常运行及达标排放。

6.1.2 以超净电袋复合除尘为基础不依赖二次除尘的超低排放

6.1.2.1 河南平顶山发电分公司2×1030MW机组改造（高灰煤）

(1) 工程概况

平顶山发电分公司一期工程址位于平顶山市鲁山县辛集乡北部，位于我国中部地区，属于《重点区域大气污染防治“十二五”规划》划定的一般控制区。一期工程建设2×1030MW超超临界燃煤机组，分别于2010年11月和12月投产。原烟尘控制措施为三室五电场静电除尘器，比集尘面积104.6m²/m³/s，保证除尘效率99.8%，除尘器出口烟尘排放浓度长期在100mg/m³以上。因此，1号机组进行了低低温除尘改造，在除尘器前加装低低温省煤器，其设计温降30℃，除尘器入口烟气温95℃。在低温省煤器退出运行时，电除尘器入口烟气温年平均120℃，最高达135℃。由于1号机组除尘器入口烟尘浓度较大，因此，在低低温除尘改造后，除尘器出口的烟尘排放浓度在60mg/m³以上，仍不满足设计要求。随着三部委《煤电节能减排升级与改造行动计划（2014-2020年）》提出，超低排放要求提上日程。因此，本次提效河南平顶山发电分公司2×1030MW机组1号机组直接采用超低排放改造，

(2) 设计参数及技术指标

本项目燃用煤种为山西长治贫煤，灰分较大，高达39.78%，并且飞灰中SiO₂和Al₂O₃含量较高，比电阻较大，是典型的劣质煤，其燃煤成分与特性见表6.1-16。

表 6.1-16 燃煤成分与特性表

序号	名称	符号	单位	设计煤种
1	煤种			山西长治贫煤
2	工业分析			
	收到基全水分	Mt	%	7.50
	收到基灰分	Aar	%	39.78
3	元素分析			
	收到基碳分	Car	%	42.36
	收到基氢分	Har	%	3.43
	收到基氧分	Oar	%	5.84
	收到基氮分	Nar	%	0.83
	收到基硫分	St.ar	%	0.26
4	灰成分分析			
	二氧化硅	SiO ₂	%	64.08
	三氧化二铝	Al ₂ O ₃	%	27.15
	三氧化二铁	Fe ₂ O ₃	%	3.57
	氧化钙	CaO	%	1.06
	氧化钠	Na ₂ O	%	0.41
	氧化钾	K ₂ O	%	0.76

针对本工程燃用劣质煤，灰分大，入口烟尘浓度高的特点，结合超低排放的要求，采用超净电袋复合除尘技术对原有电除尘器进行改造，采用两电三袋方案。主要技术参数如表 6.1 -17 所示。

表 6.1-17 主要技术参数表

序号	项目	单位	参数
1	入口烟气流（最大工况）	m ³ /h	5889400
2	烟气温度	℃	≤165
3	除尘器入口烟尘浓度	g/m ³	53.8
4	除尘器出口烟尘浓度	mg/m ³	≤10
5	本体总阻力（正常/最大）	Pa	≤1050（滤袋寿命终期）
6	本体漏风率	%	≤1.8
7	过滤速度	m/min	~1.0
8	滤袋材质		高精过滤滤料
9	电磁脉冲阀规格型号		淹没式 /4 英寸

（3）运行效果

河南平顶山发电分公司 1 号机组超净电袋复合除尘器于 2015 年 6 月成功投运，设备运行良好稳定，清灰周期长达 18 小时，性能优越。河南电力科学研究院于 2015 年 7 月 12~13 日对 1 号机组在 1010MW 负荷下（98%满负荷）进行了热态性能测试。结果表明：超净电袋除尘器 A、B 两列的除尘效率分别为 99.980%、99.979%，漏风率为 1.72%、1.76%，阻力为 646Pa、658Pa，烟尘排放浓度为 8.39mg/m³、8.76mg/m³，满足设计要求，烟囱出口烟尘排放浓度为 4.36mg/m³，均满足超低排放要求。

同时，提取 2015 年 6 月 30 日~7 月 15 的 CEMS 在线数据进行达标性与稳定性分析。在此期间，除尘器出口烟尘排放浓度为 1.92~9.39mg/m³，平均浓度为 4.82mg/m³；烟囱出口烟尘排放浓度为 0.71~7.82mg/m³，平均浓度为 3.10mg/m³，低于 10mg/m³ 达标保证率均为 100%，满足超低排放要求。

（4）技术经济分析

本项目 1#机组 1030MW 机组超净电袋复合除尘器总投资约为 3650 万元，除尘器占地面积为约 3180m²。实际运行电耗（含空压机、引风机）约为 684 万度/年，滤袋袋笼更换维护费用约 236 万元/年。运行维护费用约为 475.4 万元/年。

本项目是首台百万机组、高烟尘浓度超净电袋，脱硫同步超净提效，是“超净电

袋+高效脱硫”，免用湿电，实现超低排放的典型案列，具有工艺简单、占地面积小、设备投资低、运行维护费用少等优点。自投运以来运行一年多，长期稳定实现超低排放。

6.1.2.2 广东粤电沙角C电厂2号660MW机组改造（煤质好）

（1）工程概况

广东粤电集团沙角C电厂2号机组为原ABB-CE公司生产的660MW机组亚临界中间再热控制循环汽包锅炉，于1996年投入运行。锅炉最大连续蒸发量2100.1 t/h。原配套除尘器为一台四电场卧式电除尘器，设计除尘效率为99.3%。从1994年运行至2014年，其中2008年10月对第一、二电场内部极线、极板进行了局部更换。原除尘器的比集尘面积较小，除尘效率过低、烟尘排放浓度高，随着运行年限的增加，已无法满足国家标准规定的排放限值要求。2013年，广东粤电集团沙角C电厂为响应国家和广东地方政府不断提高燃煤机组大气污染物排放的政策要求，将2号机组作为超低排放先行试点。因受现有场地、燃煤及运行等条件限制，经电厂多方调研，最终决定采用超净电袋复合除尘技术改造方案。

（2）设计参数及技术指标

本工程设计煤种为神府东胜烟煤，近几年燃用的煤种主要有四种，包括国产神华煤（产地：山西）、平煤（产地：山西），进口印尼煤和澳大利亚煤。常用四种入厂煤的比例平均为82.15%，煤种基本可控。燃煤成分与特性见表6.3-1。

本改造方案是采用超净电袋复合除尘技术对原有电除尘器进行改造，不加长柱距，不加宽跨距。保留原支架、壳体、灰斗、进口喇叭等。第一电场阴阳极系统、振打系统全部更换。阴极系统采用前后分区供电方式，原整流变利旧。第二、三、四电场空间改造为长袋中压脉冲行喷吹袋式除尘区。

改造后：每台炉配套一台电袋复合除尘器，每台除尘器设4个进口烟道和4个出口烟道。电场区沿烟气方向设1个电场3个供电区，垂直烟气方向分2个分区，共计6个供电区；滤袋区沿烟气方向共设置4个烟气通道。主要技术参数见表6.1-18~6.1-19。

表 6.1-18 燃煤成分与特性表

序号	名称	符号	单位	设计煤种
1	煤种			神府东胜烟煤
2	工业分析			
	收到基水分	Mar	%	12.00
	收到基灰分	Aar	%	13.00
3	元素分析			
	收到基碳分	Car	%	60.51
	收到基氢分	Har	%	3.62
	收到基氧分	Oar	%	9.94
	收到基氮分	Nar	%	0.70
	收到基硫分	St.ar	%	0.43
4	灰成分分析			
	二氧化硅	SiO ₂	%	36.71
	三氧化二铝	Al ₂ O ₃	%	13.99
	三氧化二铁	Fe ₂ O ₃	%	11.36
	氧化钙	CaO	%	22.92
	氧化钠	Na ₂ O	%	1.23
	氧化钾	K ₂ O	%	0.73

表 6.1-19 主要技术参数表

序号	项目	单位	参数
1	入口烟气量	m ³ /h	3787901
2	烟气温度	℃	≤150
3	除尘器入口烟尘浓度	g/m ³	≤25
4	除尘器出口烟尘浓度	mg/m ³	≤5
5	除尘效率	%	≥99.98%
6	本体总阻力（正常/最大）	Pa	800/1150
7	本体漏风率	%	≤1.9
8	比集尘面积	m ² /m ³ /s	23.95
9	过滤速度	m/min	~1.0
10	滤袋材质		高精过滤滤料
11	电磁脉冲阀规格型号		淹没式 /4 英寸

(3) 运行效果

2015 年 1 月，沙角 C 厂 2 号机组超净电袋复合除尘器项目成功投运。经第三方测试，电袋出口烟尘排放为 3.7mg/m³，本体压力降为 780Pa，漏风率 1.0%，烟囱出口排放 2.66mg/m³，各项指标良好，达到超低排放的要求。

(4) 技术经济分析

本项目 2#炉 660MW 机组电袋复合除尘器总投资约为 2300 万元，除尘器占地面积约为 1492m²。实际运行电耗（含空压机、引风机）约为 559.8 万度/年，滤袋袋笼

更换维护费用约 158.9 万元/年。运行维护费用约为 354.9 万元/年。

本项目是首个超净电袋项目，在脱硫系统未改造的情况下，免用湿电，成功实现超低排放，成为广东省首个成功执行超低排放的示范工程。

6.1.3 以湿法脱硫协同除尘为二次除尘的超低排放

6.1.3.1 华能长兴电厂 2×660MW 新建机组（煤质好）

（1）工程概况

华能长兴电厂位于浙江省长兴县雉城镇，始建于 1959 年，现总装机容量为 260MW，为新建 2×660MW 超超临界燃煤发电机组，同步建设烟气脱硫、脱硝装置，并留有扩建条件。机组按带基本负荷设计，并具有一定的调峰性能。机组于 2014 年 12 月中旬投入使用，是国内首次采用以低低温电除尘技术为核心的烟气协同治理技术路线，未采用湿式电除尘器实现超低排放的新建项目，该项目低低温电除尘器荣获省内首台（套）产品。

长兴电厂 1 号、2 号机 2×660MW 机组采用以低低温电除尘技术为核心的烟气协同治理技术路线，系统中不设置 WESP，每台炉配套 2 台双室五电场电除尘器，脱硫装置为一炉一塔设置，采用高效除尘的深度脱硫装置，不设置烟气旁路，不设置 GGH，采用引增合一方案。烟气治理采用的工艺流程为：SCR 脱硝装置+热回收器+低低温 ESP+高效湿法脱硫装置（WFGD），如图 6.1-4 所示。

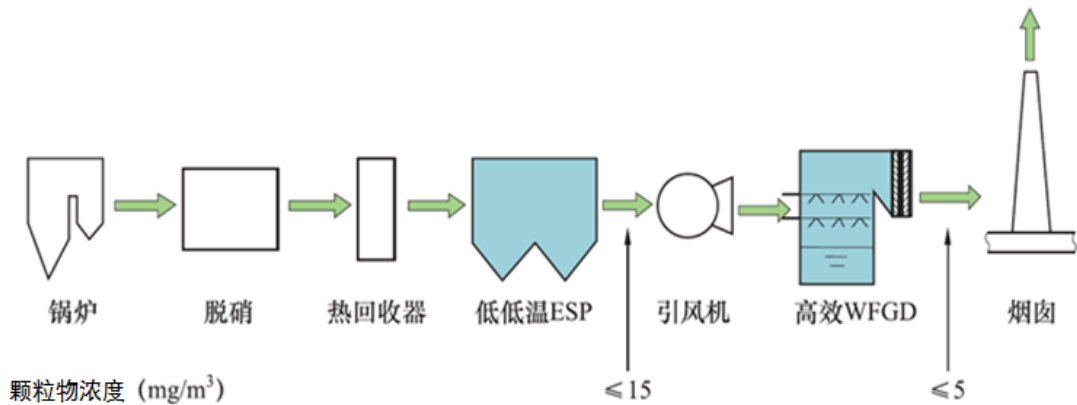


图 6.1-4 长兴电厂 2×660MW 机组烟气治理工艺流程图

（2）设计参数和技术指标

1) 煤质工业分析、元素分析、灰熔融性

煤质工业分析、元素分析、灰熔融性见表 6.1-20。

表 6.1-20 煤质工业分析、元素分析、灰熔融性

类别	名称	符号	单位	设计煤种	校核煤种 1
				神华混煤	混煤
工业分析	全水分	M_t	%	21.1	13.5
	空气干燥基水分（分析基）	M_{ad}	%	8.82	2.46
	收到基灰分	A_{ar}	%	6.6	18.04
	干燥无灰基挥发分（可燃基）	V_{daf}	%	36.51	38
	低位发热量	$Q_{net,ar}$	kJ/kg	21710	20920
元素分析	收到基碳	C_{ar}	%	58	54.1
	收到基氢	H_{ar}	%	2.99	3.63
	收到基氧	O_{ar}	%	10.13	9.11
	收到基氮	N_{ar}	%	0.61	0.95
	全硫	$S_{t,ar}$	%	0.57	0.67
	哈氏可磨性系（指）数	HGI	-	58	68
融性灰熔	变形温度	DT	℃	1110	1230
	软化温度	ST	℃	1110	1250
	流动温度	FT	℃	1130	1310

2) 飞灰成分分析

飞灰成分分析见表 6.1-21。

表 6.1-21 飞灰成分分析

序号	名称	符号	单位	设计煤种	校核煤种 1
				神华混煤	混煤
1	二氧化硅	SiO_2	%	42.98	45.8
2	氧化铝	Al_2O_3	%	27.92	37.17
3	氧化铁	Fe_2O_3	%	8.61	7.09
4	氧化钙	CaO	%	11.75	4.98
5	氧化镁	MgO	%	2.05	0.7
6	氧化钠	Na_2O	%	2.98	0.38
7	氧化钾	K_2O	%	0.94	0.39
8	氧化钛	TiO_2	%	0.78	1.18
9	三氧化硫	SO_3	%	2.7	1.5
10	五氧化二磷	P_2O_5	%	0.12	0.1

3) 烟气参数

本项目各烟气治理装置的烟气参数见表 6.1-22。

表 6.1-22 各烟气治理装置的烟气参数

装置	参数名称	单位	技术参数	
			设计煤种	校核煤种 1
脱硝装置	入口烟气量（工况）	m ³ /h	1944418	-
	入口 NO _x 浓度	mg/m ³	350	-
	入口烟尘浓度	g/m ³	23.6	-
	入口 SO ₂ 浓度	ppm	800	-
	入口 SO ₃ 浓度	ppm	64	-
	入口烟气温度	°C	373	-
低低温电除尘器	入口烟气量（考虑裕量，工况）	m ³ /h	2906640	2920176
	入口烟尘浓度	g/m ³	9.17	24.82
	入口烟气温度	°C	90	90
脱硫装置	入口烟气量（标状，干基，6%O ₂ ）	m ³ /h	2100000	-
	入口烟尘浓度	mg/m ³	15	-
	入口 SO ₂ 浓度	mg/m ³	2692	-
	入口烟气温度	°C	90±1	-

4) 主要设计技术参数

采用前苏联公式，对长兴电厂 1 号、2 号机 2×660MW 机组低低温电除尘器的酸露点进行了计算，设计煤种与校核煤种 1 的酸露点值分别为：98.87°C 和 96.82°C。计算设计煤种灰硫比为 218，校核煤种 1 灰硫比值为 484，可以认为不存在低温腐蚀风险，适合采用低低温电除尘技术。

本项目各烟气治理装置的主要设计技术参数见表 6.1-23~6.1-25。

5) 考核指标

本项目考核指标见表 6.1-26。

表 6.1-23 SCR 脱硝装置主要设计技术参数

序号	参数名称	单位	技术参数
1	催化剂型式	-	蜂窝式
2	活性物质	-	二氧化钛、钒化合物
3	每个反应器催化剂层数	层	初装 2，预留 1
4	氨逃逸率	μL/L	≤3
5	脱硝装置可用率	%	≥98
6	脱硝效率	%	≥80
7	SO ₂ /SO ₃ 转化率	%	<1
8	整体系统阻力	Pa	≤800
9	最低连续运行烟温	°C	300
10	最高连续运行烟温	°C	420

表 6.1-24 低低温电除尘器主要设计技术参数

序号	项目	单位	参数	
			设计煤种	校核煤种 1
1	保证效率（热回收器正常投运）	%	≥99.84	≥99.94
2	比集尘面积/一个供电区不工作时的比集尘面积	m ² /（m ³ /s）	162.1/146.9	161.33/146.21
3	驱进速度/一个供电区不工作时的驱进速度	cm/s	3.78/4.17	4.51/4.87
4	烟气流速	m/s	0.74	0.744
5	噪声	dB(A)	<80	
6	有效断面积	m ²	483.6	
7	长、高比	-	1.55	
8	室数/电场数	-	2/5	
9	通道数	个	2×39	
10	气流均布系数	-	≤0.15	
11	阳极系统振打方式/最小振打加速度	-	机械挠臂自回转锤振打/150g	
12	阴极系统振打方式/最小振打加速度	-	机械挠臂自回转锤振打/50 g	
13	高压电源装置型式、规格、数量	-	高频电源、2.0A/72kV、10 台	
14	总功耗（每炉）	kW	≤1043	

表 6.1-25 脱硫装置主要设计技术参数

序号	参数名称	单位	技术参数
1	吸收塔阻力	Pa	2730
2	水耗	m ³ /h	78.5
3	设计效率	%	98.7

表 6.1-26 各烟气治理装置的考核指标

装置	指标名称	单位	技术指标
脱硝装置	出口烟尘浓度	g/m ³	≤22
	出口 NO _x 浓度	mg/m ³	≤70
	出口 SO ₂ 浓度	mg/m ³	≤2150
	出口 SO ₃ 浓度	mg/m ³	≤47
低低温电除尘器	出口烟尘浓度	mg/m ³	≤15
	本体阻力	Pa	≤200
	本体漏风率	%	≤1.5
脱硫装置	出口颗粒物浓度	mg/m ³	≤5
	出口 SO ₂ 浓度	mg/m ³	≤35

（3）运行效果

1) 排放效果

2014 年 12 月 16 日~18 日，经浙江省环境监测中心测试，结果显示：满负荷工况，1 号机组出口颗粒物、SO₂、NO_x 排放浓度分别为 3.64mg/m³、2.91mg/m³、

13.6mg/m³; 2号机组出口颗粒物、SO₂、NO_x排放浓度分别为3.32mg/m³、5.91mg/m³、15.8mg/m³。1号机组电除尘器出口烟尘浓度约为12mg/m³，湿法脱硫装置的协同除尘效率约70%。

2) 稳定性分析

环保部环境工程评估中心在进行稳定性评估时，收集了机组改造后稳定运行三个月（2015年10月至2015年12月）的CEMS数据，进行烟尘超低排放稳定性分析。低低温电除尘器出口烟尘浓度见图6.1-5和表6.1-27。

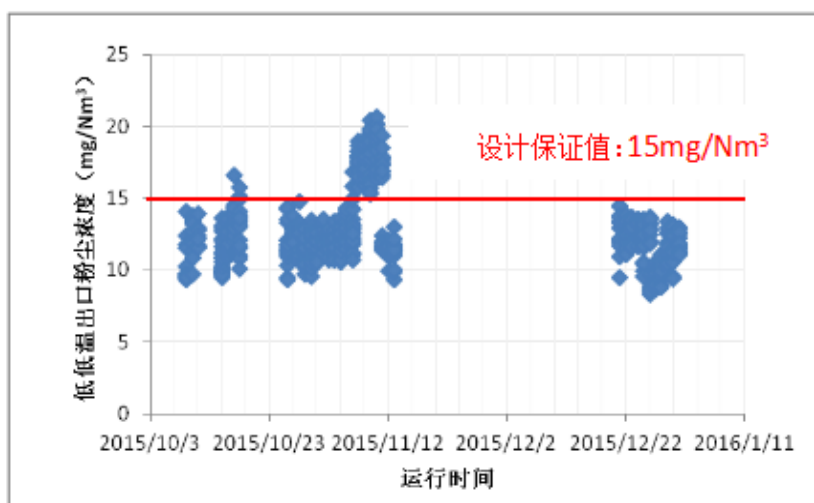


图 6.1-52#机组低低温电除尘器出口烟尘浓度变化图

表 6.1-27 低低温电除尘器出口烟尘浓度及小时浓度达标率

烟尘浓度	单位	除尘器出口
平均浓度	mg/m ³	12.8
15mg/m ³ 达标率	%	85.6
30mg/m ³ 达标率	%	100

评估期间，低低温电除尘器出口烟尘排放浓度为8.38~20.67mg/m³，平均值为12.8mg/m³，低于15mg/m³的小时排放浓度保证率为85.6%，低于30mg/m³的小时排放浓度保证率为100%。SO₂、NO_x排放浓度也满足超低排放要求。

6.1.3.2 山西云冈热电3号320MW机组改造（高灰煤）

(1) 工程概况

山西大唐国际云冈热电有限责任公司二期原为2×300MW供热发电机组，在2014年6月将其扩容至2×320MW。2014年8月，采用了“单塔一体化技术”对3#机组脱硫系统进行改造。此示范工程已于2014年9月完成改造，成功投运。其改造内容包

括安装管束除尘除雾器、喷淋层改造、旋汇耦合装置更换。改造后烟气达到二氧化硫及烟尘超净排放。

改造后的云冈热电脱硫系统是投运最早的完成旋汇耦合+管束除尘技术改造的系统，该机组投运后烟气数据分别接受了华北电科院、大同市环境监测站、山西省环境监测站、环保部环境工程评估中心的检测，数据表明机组在不同负荷下均能达到超低排放。

(2) 设计参数和技术指标

大唐云冈热电公司项目设计参数和技术指标见表 6.1-28。

表 6.1-28 云冈电厂基本资料表

设计资料		
收到基碳 Car	%	49.12
收到基氢 Har	%	3.43
收到基氧 Oar	%	8.19
收到基氮 Nar	%	0.82
收到基硫 Sar	%	0.94
收到基灰份 Aar	%	32.7
收到基水份 Mar	%	4.78
干燥无灰基挥发份 Vdaf	%	40.78
收到基低位发热量 Qnet.ar	kJ/kg	19260
哈氏可磨性指数 HGI		54.8
灰变形温度 DT	℃	>1500
灰软化温度 ST	℃	>1500
灰流动温度 FT	℃	>1500
原烟气参数 (吸收塔入口)		
CO ₂	湿基标准状态 Vol%	13.2
O ₂		5.6
N ₂		80
SO ₂		0.095
H ₂ O		7.4
烟气量	m ³ /h 标态干基 6%O ₂	1179874
烟气温度	℃	118
SO ₂	mg/m ³	3000
烟尘浓度	mg/m ³	30
FGD 性能保证值		
脱硫效率	%	98.4
出口 SO ₂ 浓度	mg/m ³	35
出口烟尘浓度	mg/m ³	5
出口雾滴浓度	mg/m ³	30

(3) 运行效果

2015年9月，环境保护部环境工程评估中心对云冈热电3号机组超低排放技术及装备系统进行了测试与评估。通过性能测试、专家诊断、统计分析、费效评估等手段，对3号机组超低排放技术措施的达标可靠性、长期稳定性、运行经济性、效益显著性进行了分析与评估。评估中心调取了测试前后各三个月的数据，结合本次测试结果，经过4个多月的比对分析及评估，形成本次评估报告。2016年3月，评估中心组织了十多位环保专家对评估报告进行了评审，并最终形成了云冈电厂3号机组的评估文件。评估结果显示：云冈#3机组经过旋汇耦合+管束除尘技术方案改造后，“可实现烟气污染物长期稳定达到燃气轮机组排放限值（即在含氧量6%的基准条件下，烟尘 $\leq 5\text{mg}/\text{m}^3$ ， $\text{SO}_2 \leq 35\text{mg}/\text{m}^3$ ， $\text{NO}_x \leq 50\text{mg}/\text{m}^3$ ）的要求，技术路线及装置可靠性好，减排效果显著。”

分析期间调取了该机组改造后连续三个月运行数据（2014.11.17~2015.2.17），其中二氧化硫超低排放率（ $< 35\text{mg}/\text{m}^3$ ）达到99.77%，固体颗粒物超低排放率（ $< 5\text{mg}/\text{m}^3$ ）达到99.69%。具体见图6.1-6。

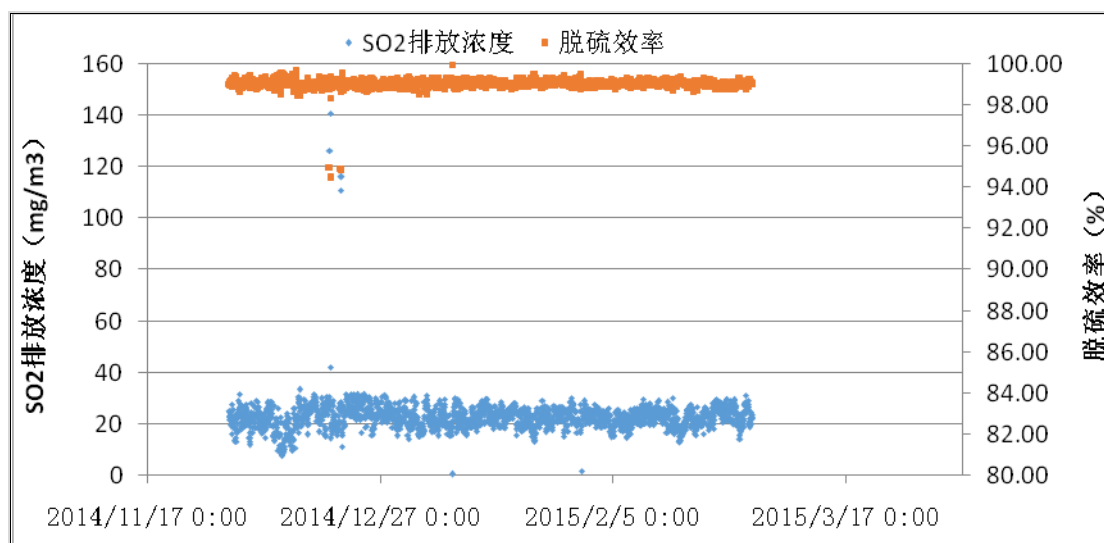


图 6.1-6 #3 机组总排口 2014 年 12 月~2015 年 2 月 SO₂ 排放 CEMS 数据统计

上图所描述的 2014.11~2015.3 期间，云冈电厂#3 机组脱硫入口二氧化硫浓度在 $1500 \sim 3200\text{mg}/\text{m}^3$ 间变化，脱硫系统效率稳定，出口二氧化硫浓度均值 $22.75\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，符合超低排放要求，具体见图 6.1-7。

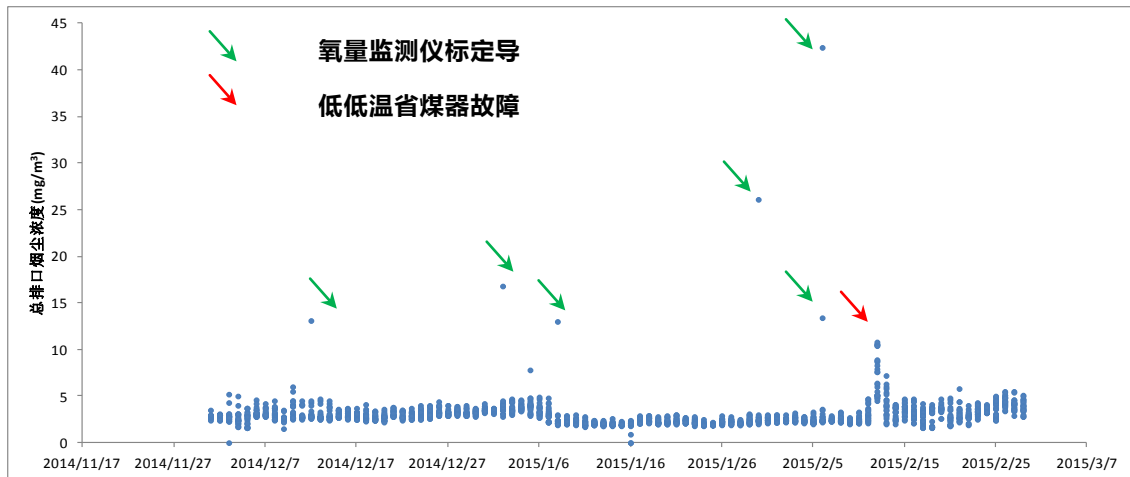


图 6.1-7 #3 机组烟尘排放浓度变化图

图 6.1-7 所描述的 2014.11~2015.3 期间，云冈电厂#3 机组脱硫入口烟尘浓度最大值为 $82.99\text{mg}/\text{m}^3$ ，其中低于 $30\text{mg}/\text{m}^3$ 设计保证值的小时数占 61.11%，在此条件下，脱硫系统烟尘排放达到 $5\text{mg}/\text{m}^3$ 的小时数占 99.69%。

6.1.3.3 山西武乡西山发电1号600MW机组改造（高灰、高硫煤）

（1）工程概况

山西武乡西山发电有限责任公司 $2\times 600\text{MW}$ 燃煤发电机组，分别于 2006 年 10 月与 2007 年 1 月投入商业运行。机组同步建设两套 SCR 法烟气脱硝装置；二套脱硫装置，一炉一塔配置，采用石灰石-石膏湿法烟气脱硫工艺。脱硫、脱硝装置均由国内有资质并经国家批准的环保公司特许经营的方式建设及运营管理，并对脱硫脱硝系统的性能负责。随着国家环保政策的日趋严格，该电厂于 2015 年底对脱硫系统完成了旋汇耦合加管束除尘超净排放提效改造，脱硫装置入口二氧化硫、烟尘浓度不变，出口二氧化硫浓度不大于 $35\text{mg}/\text{m}^3$ ，出口烟尘浓度不大于 $5\text{mg}/\text{m}^3$ 。武乡电厂基本情况见表 6.1-29。

（2）运行稳定性分析

武乡#1 机组超净排放改造完成，正式投运日期为 2015 年 11 月，稳定性分析选取了该机组 2015 年 11 月至 2016 年 2 月期间的连续运行数据进行分析。具体见表 6.1-30。

表 6.1-29 武乡电厂基本资料表

基本信息		
项目名称		山西武乡西山发电有限公司 2×600MW 脱硫改造 BOT 项目
初建时间		2006
超低改造时间		2015.11
装机容量		2×600MW
性能测试单位		山西省环境监测中心
性能测试时间		2015.11
性能测试出口 SO ₂	mg/m ³	6-17
性能测试出口烟尘	mg/m ³	2.37-3.84
设计资料		
收到基碳 Car	%	50.80
收到基氢 Har	%	2.54
收到基氧 Oar	%	4.16
收到基氮 Nar	%	0.69
收到基硫 Sar	%	2.68
收到基灰份 Aar	%	36.43
收到基水份 Mar	%	3.1
干燥无灰基挥发份 Vdaf	%	25.95
收到基低位发热量 Qnet.ar	kJ/kg	19430
原烟气参数		
CO ₂	湿基标准状态 Vol%	12.21
O ₂		6.24
N ₂		75.69
SO ₂		0.21
H ₂ O		5.66
CO ₂	干基标准状态 Vol%	13.36
N ₂		80.74
SO ₂		0.25
O ₂		5.65
烟气量	m ³ /h 湿基	227000
烟气温度	℃	140
SO ₂	mg/m ³	7400
SO ₃	mg/m ³	≤50
Cl(HCl)	mg/m ³	≤50
F(HF)	mg/m ³	≤10
烟尘浓度	mg/m ³	≤30
FGD 设计保证值		
脱硫效率	%	≥99.5
出口 SO ₂ 浓度	mg/m ³	35
出口烟尘浓度	mg/m ³	5
出口雾滴浓度	mg/m ³	50

表 6.1-30 武乡电厂连续三个月运行数据表

项目	单位	数值	设计指标	达标（保证值）率
SO ₂ 平均浓度	mg/m ³	16.69	≤35	/
SO ₂ 平均脱除效率	%	99.67	/	/
SO ₂ 浓度范围	mg/m ³	0.1~39.5	≤35	99.99%
SO ₂ 脱除效率范围	%	98.94~99.99	99.5%	88.5%

在选取的连续三个月运行数据中，武乡#1 机组脱硫出口二氧化硫、烟尘排放浓度达到超净排放。其中烟气含量的存在范围性变化的情况，其原因是周期性的 CEMS 采样仪手动精确测量校准造成。

(3) 循泵电流

武乡#1 机组脱硫超低排放机组连续三个月运行数据中，循环泵电流在单台运行（63A）到四台运行（300A）中变化时，脱硫效率维持稳定，没有明显的变化趋势。从图中可以看出，系统运行过程循泵调整运行过渡平滑，浆液循泵循环量的调节与污染物负荷的贴合性好，运行中能够保证各种工况下的总出口二氧化硫数据稳定，运行可靠。具体见图 6.1-8。

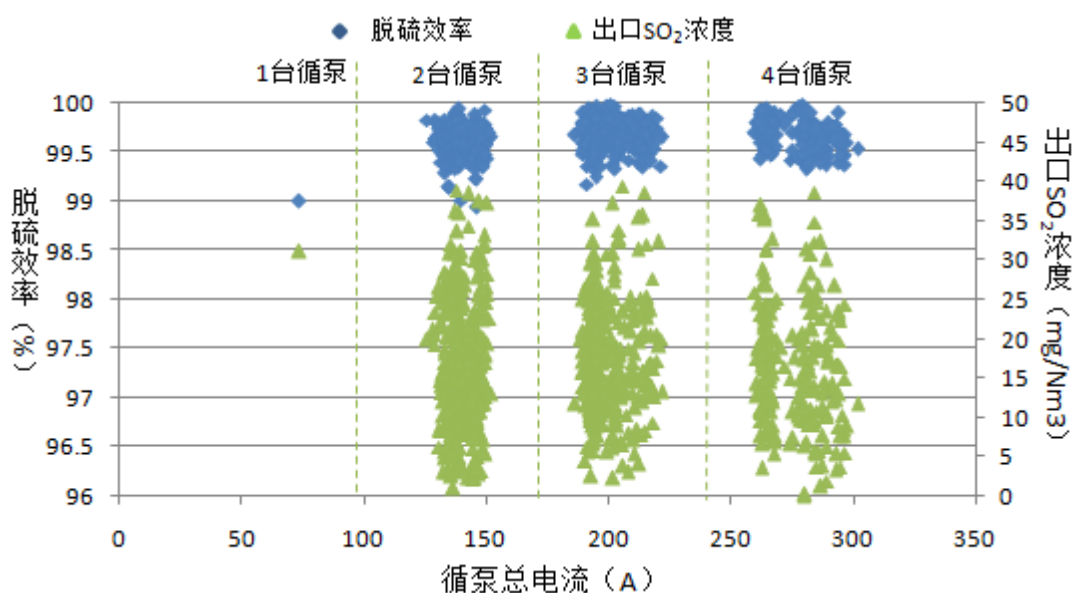


图 6.1-8 武乡电厂循泵总电流与脱硫效率关系图

(4) pH 值

机组脱硫系统运行过程中，FGD 吸收塔浆液 pH 值大部分时间保持在 4.8~5.4 之间，此 pH 值控制区间在正常脱硫合理运行值范围内。总体来说武乡脱硫系统 pH 值控制稳定，在运行过程中，运行人员会随着系统条件的变化及时调整浆液 pH 值。

具体见图 6.1-9。

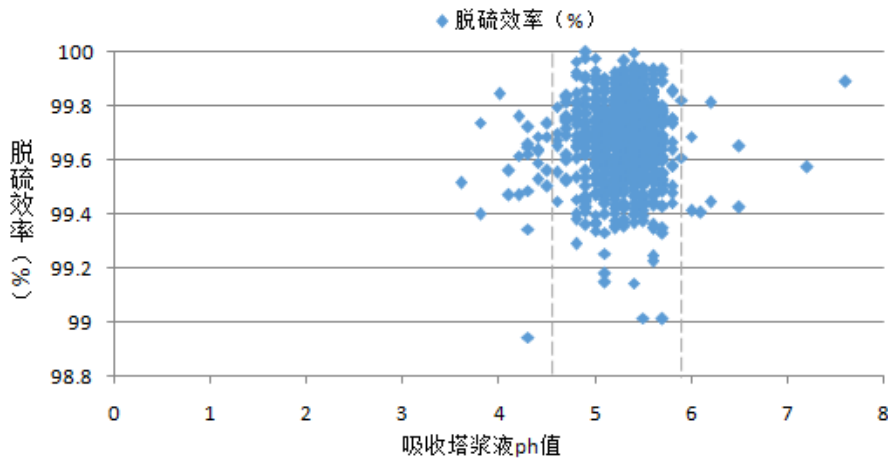


图 6.1-9 武乡电厂浆液 pH 与脱硫效率关系图

(5) 烟气流量与脱硫系统阻力的关系

2015 年 11 月 1 日至 2016 年 2 月 1 日期间，武乡#1 机组负荷均值 442MW，脱硫系统烟气量在 744.2km³ 到 2271.5km³ 间变化。当烟气量增加时，FGD 系统阻力随之跳变式缓慢增加。

具体见图 6.1-10。由图中可知，烟气量成倍增加的情况下，FGD 系统阻力并没有出现大幅度的增长，说明系统适应性较强，能够承受机组高负荷工况下的高烟气量条件，并保持系统的合理阻力区间。

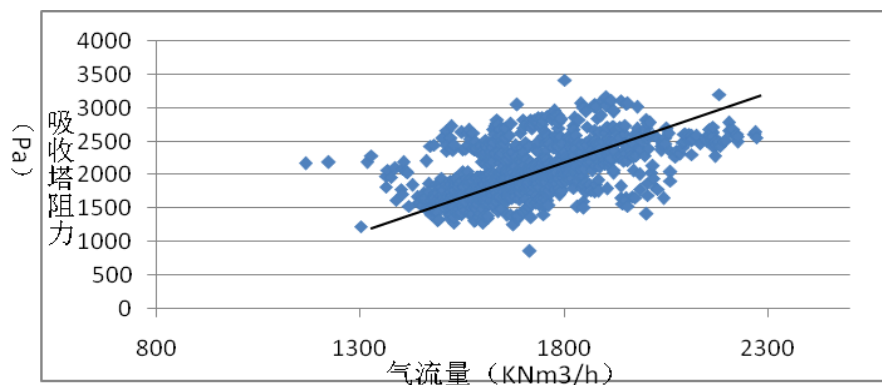


图 6.1-10 武乡电厂烟气流量与系统阻力关系图

6.1.3.4 山西平朔煤矸石发电2号300MW机组改造（特高灰份）

(1) 工程概况

山西平朔煤矸石发电有限责任公司二期工程设置两台 300MW 煤矸石循环流化床直接空冷机组，每台机组配备 1 台最大连续出力为 1060t/h 的亚临界锅炉。同时配套炉内脱硫、全烟气脱硝、除尘设施。原脱硫采用炉内协同脱硫工艺，0~1mm 的石

灰石粉为脱硫剂。超前脱硫控制系统、炉前脱硫控制系统和炉前物料输送系统形成了脱硫剂多点、多途径加入的方式。此前 SO₂ 排放浓度小于 200mg/m³。脱硝采用循环流化床燃烧技术+SNCR 技术联合的方式。

为实现超净排放要求，山西平朔煤矸石发电有限公司于 2015 年底完成了二期两台 300MW 机组超净控制改造工作。通过烟气污染物协同脱除的方式实现烟气超低排放，脱硫系统采用单塔一体化脱硫除尘深度净化技术，每台炉设置一座脱硫吸收塔。平朔电厂基本信息见表 6.1-31。

表 6.1-31 平朔电厂基本信息表

基本信息		
项目名称		山西平朔煤矸石发电有限责任公司#3、#4CFB 机组烟气超低排放 BOT 承包项目
初建时间		-
改造时间		2015.10.25
装机容量		2×300MW
性能测试单位		环保部门 CEMS 比对
性能测试时间		2015.10
性能测试出口 SO ₂	mg/m ³	-
性能测试出口烟尘	mg/m ³	-
设计资料		
收到基碳 Car	%	32.99
收到基氢 Har	%	3.06
收到基氧 Oar	%	9.64
收到基氮 Nar	%	0.36
收到基硫 Sar	%	1.2
收到基灰份 Aar	%	46.36
收到基水份 Mar	%	7.09
干燥无灰基挥发份 Vdaf	%	50.12
收到基低位发热量 Qnet.ar	kJ/kg	12111
原烟气参数		
烟气量	m ³ /h 湿基	1250000
	m ³ /h 标态 干基 6%O ₂	1150000
烟气温度	°C	135
SO ₂	mg/m ³	3000
烟尘浓度	mg/m ³	20
FGD 性能保证值		
脱硫效率	%	-
出口 SO ₂ 浓度	mg/m ³	<35
出口烟尘浓度	mg/m ³	<5
出口雾滴浓度	mg/m ³	<30

(2) 运行稳定性分析

平朔煤矸石电厂流化床机组于 2015 年底完成脱硫系统超低排放改造,本次评估基于稳定运行 3 个月后的连续三个月(2016 年 1 月~2016 年 4 月)CEMS 数据,进行 SO₂ 超低排放稳定性分析。统计数据表明,排除分析仪表定期标定、氧量折算显示“假超标”等厂方难以克服的因素后,达到超低排放水平的小时数占 98.9%。具体见表 6.1-32。

表 6.1-32 平朔电厂总出口排放指标及脱除率(2016.1.13~2016.4.13)

项目	单位	数值	设计指标	达标(保证值)率
SO ₂ 平均浓度	mg/m ³	17.61	≤35	/
SO ₂ 平均脱除效率	%	99.19	/	/
SO ₂ 浓度范围	mg/m ³	0.4~43.1	≤35	98.9%
SO ₂ 脱除效率范围	%	98.22~99.85	/	/

在选取的连续三个月运行数据中,平朔电厂#2 机组脱硫出口二氧化硫、烟尘排放浓度达到超净排放。其中烟气含量的存在范围性变化的情况,其原因是周期性的 CEMS 采样仪手动精确测量校准造成。

(3) 循泵电流

平朔电厂#2 机组脱硫超低排放机组连续三个月运行数据中,循环泵电流在两台运行(123A)到三台运行(220A)中变化时,脱硫效率维持稳定,没有明显的变化趋势。从图中可以看出,系统运行过程循泵调整运行过渡平滑,浆液循环泵循环量的调节与污染物负荷的贴合性好,运行中能够保证各种工况下的总出口二氧化硫数据稳定,运行可靠。具体见图 6.1-11。

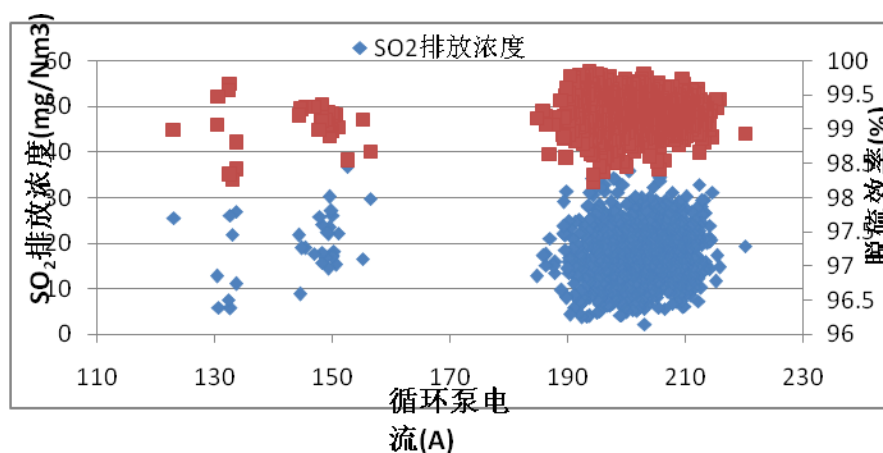


图 6.1-11 平朔电厂循泵总电流与脱硫效率关系图

(4) pH 值

平朔电厂机组脱硫系统运行过程中，FGD 吸收塔浆液 pH 值大部分时间保持在 4.8~6.4 之间，此 pH 值控制区间在正常脱硫合理运行值范围内。总体来说平朔电厂脱硫系统 pH 值控制稳定，在运行过程中，运行人员会随着系统条件的变化及时调整浆液 pH 值。具体见图 6.1-12。

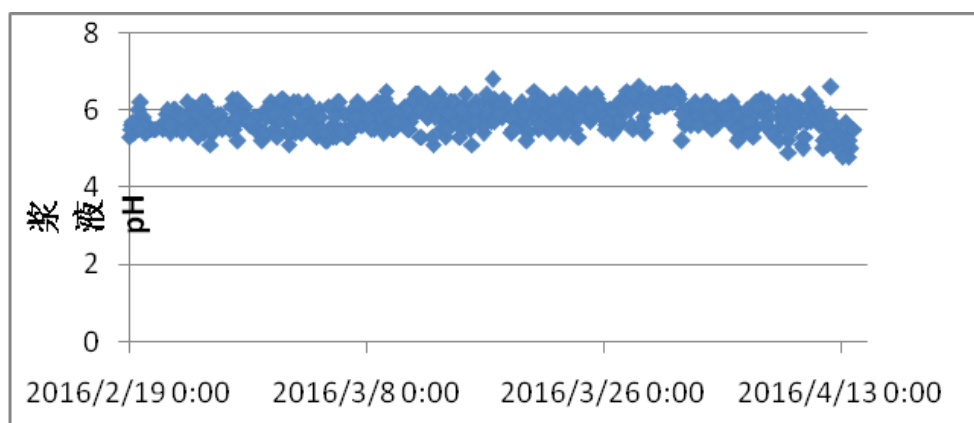


图 6.1-12 平朔电厂浆液 pH 与脱硫效率关系图

(5) 烟气流量与脱硫系统阻力的关系

2016 年 1 月 13 日至 2016 年 4 月 13 日期间，平朔#2 机组负荷均值 219MW，脱硫系统烟气量在 759.7km³ 到 1265.7km³ 间变化。当烟气量增加时，FGD 系统阻力随之跳变式缓慢增加。由图中可知，烟气量成倍增加的情况下，FGD 系统阻力并没有出现大幅度的增长，说明系统适应性较强，能够承受机组高负荷工况下的高烟气量条件，并保持系统的合理阻力区间。具体见图 6.1-13。

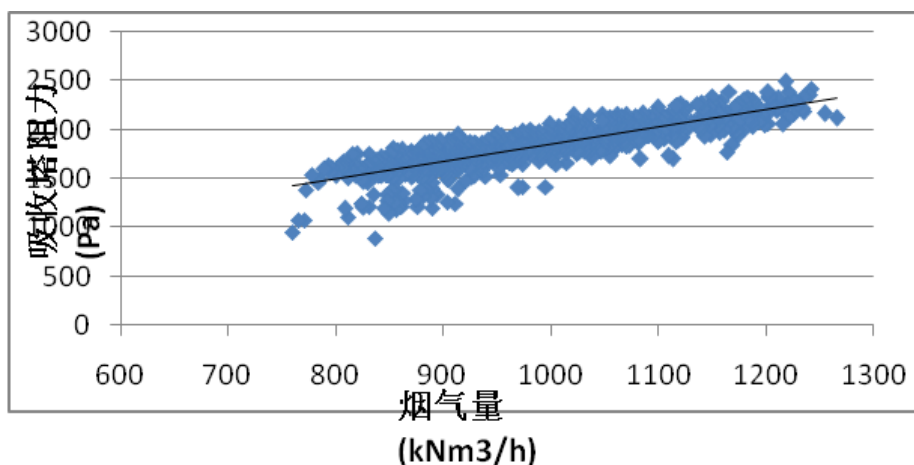


图 6.1-13 平朔电厂烟气流量与系统阻力关系图

6.1.3.5 大唐信阳发电2×300MW机组改造（高灰煤）

(1) 工程概况

大唐信阳华豫电厂厂址位于信阳市平桥镇，距信阳市中心约 8 公里，距铁路专用线接轨站信阳站 3.16km，厂址往北约 2.5km 处有 312 国道东西向通过，建设中的南（京）西（安）铁路从 312 国道北侧通过。本期工程规模为 2×300MW 亚临界燃煤发电机组。

本期工程脱硫采用石灰石-石膏湿法脱硫工艺，单塔单循环技术，吸收塔内设四层喷淋层，三层增效环，两层托盘，脱硫装置入口 SO₂ 浓度为 3200mg/m³，烟尘浓度为 35mg/m³ 时，脱硫装置出口 SO₂ 浓度小于 28mg/m³，固态颗粒物排放浓度小于 4.5mg/m³，达到超低排放要求。

项目烟气治理工艺流程图见图 6.1-14。

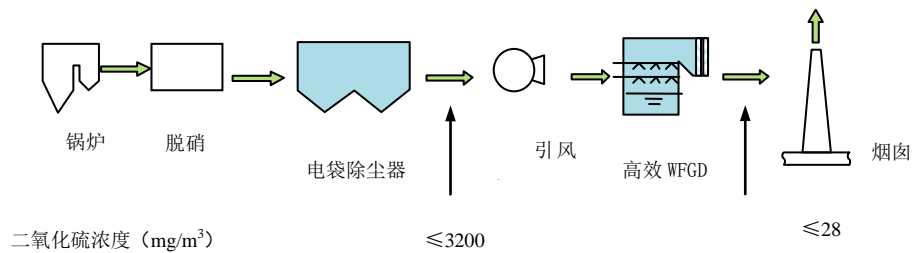


图 6.1-14 信阳一期 2×300MW 机组烟气治理工艺流程图

(2) 设计参数和技术指标

1) 煤质资料

设计煤种煤质资料参数见表 6.1-33。

表 6.1-33 设计煤种煤质参数

名称	符号	单位	数值
低位发热量（收到基）	Q _{LHV}	MJ/kg	18.89
碳（收到基）	C _{ar}	%	49.02
氢（收到基）	H _{ar}	%	2.51
氧（收到基）	O _{ar}	%	3.62
氮（收到基）	N _{ar}	%	0.81
硫（收到基）	S _{ar}	%	1.23
全水	M _{ar}	%	8.25
灰分	A _{ar}	%	34.56
水分（空气干燥基）	M _{ad}	%	0.64
挥发分（无灰干燥基）	V _{daf}	%	17
耗煤量		t/h	148

2) 主要设计技术参数

本项目各烟气治理装置的主要设计技术参数表 6.1-34。

表 6.1-34 脱硫装置主要设计技术参数

序号	项目名称	单位	数据	备注
1	性能数据			
1.1	FGD 入口烟气数据			
	—烟气流 (标态, 湿基, 6%O ₂)	m ³ /h	1145245.7	
	—烟气流 (标态, 干基, 6%O ₂)	m ³ /h	1075348.1	
	—烟气流 (标态, 湿基, 实际 O ₂)	m ³ /h	1363731.9	
	—烟气流 (标态, 干基, 实际 O ₂)	m ³ /h	1280499.4	
	—FGD 工艺设计烟温	°C	120	
1.2	FGD 入口处烟气成份			
	—N ₂	Vol-%, 干	80.745	
	—CO ₂	Vol-%, 干	11.9	
	—O ₂	Vol-%, 干	7.3	
	—SO ₂	Vol-%, 干	0.055	
	—H ₂ O	Vol-%, 湿	6—7	
1.3	FGD 入口污染物浓度 (6%O ₂ , 标态, 干基)			
	—SO ₂	mg/m ³	3200	
	—SO ₃	mg/m ³	50	
	—HCl 以 Cl 表示	mg/m ³	50	
	—HF 以 F 表示	mg/m ³	25	
	—最大烟尘浓度	mg/m ³	35	
1.4	一般数据			
	—总压损	Pa	2100	
	—吸收塔	Pa	1900	含除雾器
	—除雾器	Pa	300	
	—全部烟道	Pa	200	
	—化学计量比 CaCO ₃ /去除的 SO ₂	mol/mol	1.03	
	—SO ₂ 脱除率	%	99.13	
	—液气比 (标态, 干基, 6%O ₂)	L/m ³	15.04	
	—烟卤前烟温	°C	47.8	
	—烟道内衬长时间抗热温度/时间	°C/min	180/20	
	—FGD 装置可用率	%	98	
1.5	消耗品			
	—石灰石 (规定品质)	t/h	6.3	
	—工艺水 (辅机冷却水排水, 平均/最大)	m ³ /h	/	
	—工艺水 (工业水, 平均/最大)	m ³ /h	62	
	—电耗 (所有运行设备实际电耗)	kW	3303	总电耗
	—电耗 (6KV 馈线处功率)	kW		
	—仪用压缩空气	m ³ /h	150	
	—蒸汽 (如果有)	t/h	无	
	—设备冷却水量	m ³ /h	/	
	—冷却水温差	Δt°C	10	
	—其他			
1.6	FGD 出口污染物浓度 (6%O ₂ , 标态, 干基)			
	—SO _x 以 SO ₂ 表示	mg/m ³	27.8	
	—SO ₃	mg/m ³	25	
	—HCl 以 Cl 表示	mg/m ³	1	
	—HF 以 F 表示	mg/m ³	0.5	
	—固态颗粒物	mg/m ³	3.9	

序号	项目名称	单位	数据	备注
	—NO _x	mg/m ³	/	
	—除雾器出口液滴含量	mg/m ³	20	
	—最小液滴尺寸（对应于液滴测量方法：冲击测量法）	μm	20	
1.7	噪音等级（最大值）			
	—氧化风机（进风口前 1 米远处测量）	dB(A)	85	
	—其余设备（距声源 1 米远处测量）	dB(A)	80	
	—建筑物内机械设备噪音		70	
	—控制室，办公室和相关房间最大总计噪声水平	dB(A)	65	
1.8	石膏品质			
	—湿度		10	
	—产量	m ³ /h	10.1	
	—密度	t/m ³	1.3	
	—CaSO ₄ ·2H ₂ O	%	90	
	—PH 值		6-8	
	—颜色（白度）	质量—%	/	
	—气味		中性	
	—平均粒径		30-40	
	—Cl（水溶性）	%	< 0.01	
	—CaSO ₃ ·1/2H ₂ O	%	< 1	
	—CaCO ₃ 和 MgCO ₃	%	< 3	
	—（可氧化有机物）		/	
	—烟灰（以 C 表示）	Wt - %	1	
	—总溶解固体	mg/l	/	
2	机械设备			
2.1	吸收塔			
	—吸收塔型式			喷淋塔
	—流向逆流			逆流
	—吸收塔前烟气量（标态，湿基，实际 O ₂ ）	Nm ³ /h	1363731.9	
	—吸收塔后烟气量（标态，湿基，实际 O ₂ ）	Nm ³ /h	1441742.2	
	—设计压力	Pa	±5000	
	—浆液循环停留时间	min	4.00	
	—浆液全部排空所需时间	H	12	
	—液/气比（L/G）（入口湿烟气，标况）		15.04	
	—塔内烟气流速	m/s	3.27	
	—烟气在吸收塔内停留时间	s	6.4	
	—化学计量比 CaCO ₃ /去除的 SO ₂	mol/mol	1.03	
	—浆池固体含量：最小/最大	Wt%	12/18	
	—浆液含氯量	g/l	20	
	—浆液 PH 值		5~5.8	
	—吸收塔吸收区直径（或长×宽）	m	13.6	
	—吸收塔吸收区高度	m	14.22	
	—浆池区直径（或长×宽）	m	13.6	
	—浆池高度	m	11.8	
	—浆池液位正常/最高/最低	m	11.8/12.3/11.3	
	—浆池容积	m ³	1714	
	—吸收塔总高度	m	50	（含临时烟 囱）
	—材质			
	吸收塔壳体/内衬		碳钢/鳞片	
	吸收塔壳体壁厚	mm		利旧

序号	项目名称	单位	数据	备注
	吸收塔底部厚度	mm		利旧
	入口烟道材质			利旧
	入口烟道厚度/长度	mm/m	/	
	喷淋层/喷嘴		FPR/SiC	
	搅拌器轴/叶轮		1.4529 相当	
	氧化空气管/喷嘴		合金	
	—喷淋层数/层间距	-/m	4/2.0	
	—每层喷嘴数		205	
	—喷嘴型式		空心锥型	
	—搅拌器或搅拌设备数量	个/塔		利旧
	—搅拌器或搅拌设备轴功率	kW	/	
	—搅拌器比功率	kW/m ³	/	
	—氧化空气喷嘴数量		/	利旧
	—氧化空气喷嘴位置		吸收塔底部	
	—吸收塔烟气阻力（含除雾器）	Pa	1900	
2.2	除尘除雾装置			
	—制造厂			
	—位置		吸收塔顶部	
	—级数		四	
	—高度	m	8.5	
	—材质		PP	
	—冲洗喷嘴数量	个/塔	1920	
	—喷嘴压力	Pa	2	
	—喷嘴材料		PP	
	—喷嘴流量	l/min	28	
	—冲洗方式（连续/断续）		断续	
	—冲洗水平均消耗量	m ³ /h·台	40	
	—冲洗水瞬时最大消耗量	m ³ /h·台	138	
	—烟气阻力	Pa	300	

3) 考核指标

本项目考核指标见表 6.1-35。

表 6.1-35 各烟气治理装置的考核指标

装置	指标名称	单位	技术指标
脱硝装置	出口 NO _x 浓度	mg/m ³	≤40
电袋除尘器	出口烟尘浓度	mg/m ³	≤4
脱硫装置	出口颗粒物浓度	mg/m ³	≤4.5
	出口 SO ₂ 浓度	mg/m ³	≤28
	出口 SO ₃ 浓度	mg/m ³	≤25

(3) 运行效果

大唐信阳华豫发电有限责任公司委托国网河南省电力公司电力科学研究院（以下简称国网河南电科院）于 2016 年 2 月 15 日~2 月 29 日对 2#机组进行烟气超低排放监测试验，测得 在大于 90%负荷设计煤种时（空气干燥剂全硫为 1.13%），烟尘平均排放浓度为 2.8mg/m³，二氧化硫平均排放浓度为 15.5mg/m³，氮氧化物平均排放浓度为 25.4mg/m³；

在大于 90%负荷近两年环保指标最差煤种时（空气干燥剂全硫为 1.42%），烟尘

平均排放浓度为 3.0mg/m³，二氧化硫平均排放浓度为 19.8mg/m³，氮氧化物平均排放浓度为 17.8mg/m³；在大于 90%负荷近期煤种时（空气干燥剂全硫为 0.98%），烟尘平均排放浓度为 3.1mg/m³，二氧化硫平均排放浓度为 10.2mg/m³，氮氧化物平均排放浓度为 28.2mg/m³；

在 75%负荷近期煤种时（空气干燥剂全硫为 0.97%），烟尘平均排放浓度为 2.9mg/m³，二氧化硫平均排放浓度为 19.0mg/m³，氮氧化物平均排放浓度为 23.0mg/m³；

在 50%负荷近期煤种时（空气干燥剂全硫为 1.15%），烟尘平均排放浓度为 3.4mg/m³，二氧化硫平均排放浓度为 16.0mg/m³，氮氧化物平均排放浓度为 33.6mg/m³。

6.1.3.6 广东大埔电厂“上大压小”新建2×660MW机组（煤质好）

（1）工程概况

广东大埔电厂位于大埔县三河镇，是广东省“十二五”重点能源建设项目和“上大压小”的新建工程项目，一期建设 2×660MW 国产超超临界燃煤发电机组，同步配套建设高效除尘、脱硫和脱硝装置，环保节能设施投入近 6 亿元，约占项目总投资的 12%。该项目环境影响报告书于 2012 年下半年获环保部正式批复，2013 年底获国家发改委批准，2014 年底动工兴建。

（2）设计参数和技术指标

项目设计煤种为淮南烟煤，校核煤种 1 为神华混煤，校核煤种 2 为晋北烟煤煤质分析及灰成份分析如表 6.1-36、6.1-37。

表 6.1-36 项目煤质分析资料表

项目	符号	单位	设计煤种 (淮南烟煤)	校核煤种 1 (神华混煤)	校核煤种 2 (晋北烟煤)
收到基水分	Mar	%	7.46	17.5	10.05
空气干燥基水分	Mad	%	1.67	11	2.85
收到基灰分	Aar	%	22.31	8.25	25.09
干燥无灰基挥发份	Vdaf	%	39.28	35	28
收到基碳	Car	%	58.34	58.6	53.41
收到基氢	Har	%	3.63	3.71	3.06
收到基氧	Oar	%	6.58	10.2	6.64
收到基氮	Nar	%	1.03	0.83	0.72
收到基全硫	St, ar	%	0.65	0.91	1.03
收到基低位发热量	Qnet, ar	MJ/kg	22.36	23	20.348
哈氏可磨系数	HGI	-	60	55	57

表 6.1-37 成份分析资料表

项目	符号	单位	设计煤种 (淮南烟煤)	校核煤种 1 (神华混煤)	校核煤种 2 (晋北烟煤)
二氧化硅	SiO ₂	%	58.50	29.8	50.41
三氧化二铝	Al ₂ O ₃	%	30	13	15.73
三氧化二铁	Fe ₂ O ₃	%	3.5	15	23.46
氧化钙	CaO	%	2.2	28	3.93
氧化镁	MgO	%	1.5	1.2	1.27
氧化钠	Na ₂ O	%	0.6	1	2.33
氧化钾	K ₂ O	%	0.85	1	
二氧化钛	TiO ₂	%	1.5	/	—
三氧化硫	SO ₃	%	1.35	11	9.3
其他		%	—	—	
变形温度	DT	℃	≥ 1500	1100	1300
软化温度	ST	℃	≥ 1500	1150	1390
流动温度	FT	℃	≥ 1500	1190	1470

(3) 超低排放技术路线

大埔项目粉尘治理、脱硫均采用以低低温电除尘技术为核心的烟气高效协同治理技术路线，主要设置有烟气余热回收-再热装置系统（简称 LGGH 系统）、低低温电除尘器、高效湿法脱硫及脱硫后高效除尘除雾装置，具体如图 6.1-15 所示。

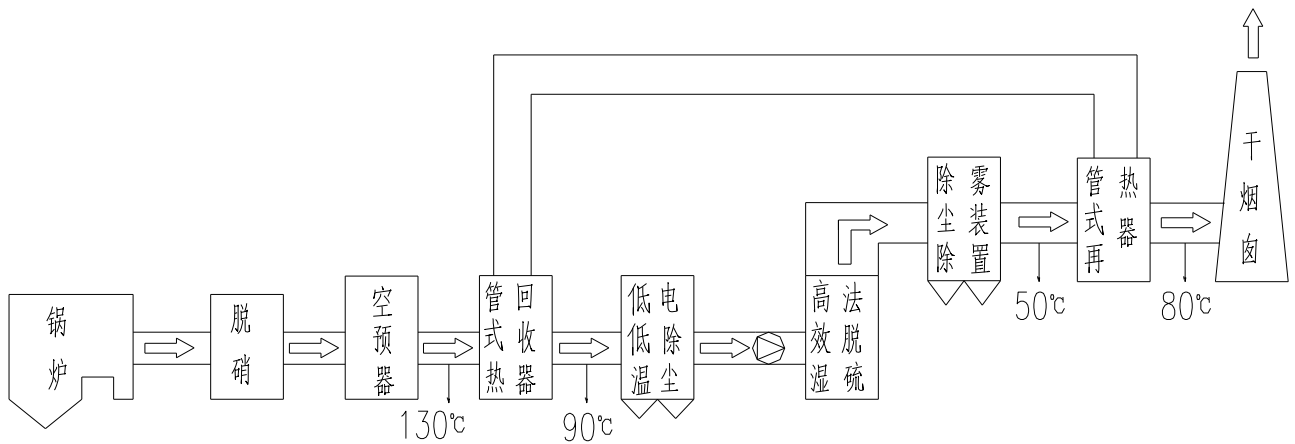


图 6.1-15 广东粤电大埔电厂“上大压小”新建工程 2×660MW 机组工艺流程图

电除尘器选型参数如表 6.1-38 所示，第一、二级换热器性能数据表如表 6.1-39、6.1-40 所示。其中，脱硝出口 NO_x 排放浓度低于 50mg/m³、脱硫出口 SO₂ 排放浓度低于 35mg/m³、高效除尘除雾装置出口烟尘浓度低于 5mg/m³。

表 6.1-38 低低温电除尘器性能参数表（单台除尘器，每台炉配 2 台除尘器）

项 目	单位	设计煤种 (淮南烟煤)	校核煤种 1 (神华混煤)	校核煤种 2 (晋北烟煤)
入口飞灰浓度 (标况湿烟气, 实际含氧量)	g/m ³	24.11	9.09	29.79
烟气量	m ³ /h	1764611	1498789	1540869
烟气温度	℃	138	124	128
设计煤种效率 (MGGH 未投)	%	≥99.8		
校核煤种 1 设计效率 (MGGH 未投)		≥99.5		
校核煤种 2 设计效率 (MGGH 未投)		≥99.85		
保证效率 (MGGH 未投)		≥99.85		
设计煤种效率 (MGGH 投入)		≥99.9		
校核煤种 1 设计效率 (MGGH 投入)		≥99.7		
校核煤种 2 设计效率 (MGGH 投入)		≥99.91		
保证效率 (MGGH 投入)	≥99.91			

表 6.1-39 第一级换热器性能数据表（每台炉配 2 台换热器）

项 目	单位	设计煤种					校核煤种 1	校核煤种 2
		BMCR	BRL	75% BMCR	50% BMCR	30% BMCR	BMCR	BMCR
入口湿烟气量	m ³ /h	3166323	2989662	2408501	1750647	1096418	3067855	3154668
入口烟气温度	℃	124.4	123.4	114.7	105.2	95.6	120.6	124.4
出口烟气温度	℃	90	90	90	90	90	90	90
烟气侧压力损失 (投运后一年内)	Pa	400	400	330	200	120	400	400
烟气侧压力损失 (一个大修期内)	Pa	500	500	400	250	170	500	500

表 6.1-40 第二级换热器性能数据表（每台炉配一台换热器）

项 目	单位	设计煤种					校核煤种 1	校核煤种 2
		BMCR	BRL	75% BMCR	50% BMCR	30% BMCR	BMCR	BMCR
入口湿烟气量	m ³ /h	2912556	2732280	2277855	1679061	1086213	2938768	2896153
入口烟气温度	℃	48	47	50	50	50	54	50
出口烟气温度	℃	80	80	80	80	80	78	78
烟气侧压力损失 (投运后一年内)	Pa	550	500	400	250	120	550	550
烟气侧压力损失 (一个大修期内)	Pa	650	550	450	300	170	650	650

(4) 工程投资

项目工程投资见表 6.1-41。

表 6.1-41 1#机组超低排放费用统计（单位：万元）

项目名称	设备费用	安装费	土建费用	总体费用
脱硝系统	3700	970	130	4800
脱硫系统	5800	1600	860	8260
除尘系统				
1、静电除尘器	3300	480	130	3910
2、MGGH 装置	2000	250	40	2290
3、静电除尘除雾装置	500	70	20	590
合计				19850

(5) 投运效果

广东粤电大埔电厂 1#炉机组于 2015 年 11 月投入运行，低低温烟气调温及脱硫后高效除尘除雾设备各项运行正常。性能测试结果如表 6.1-42 所示。

表 6.1-42 广东粤电大埔发电厂 1#炉配套烟气除尘、调温、除雾设备性能试验

序号	项目	单位	检测值
1	热回收器入口烟温	℃	134
2	热回收器出口烟温	℃	90
3	再加热器入口烟温	℃	50
4	再加热器出口烟温	℃	81.5
5	EPM 除尘除雾装置出口含尘浓度（烟囱出口）	mg/m ³ （含石膏、6%O ₂ ）	2.9

2016 年 4 月，广东省环境监测中心对广东粤电大埔电厂“上大压小”新建工程 2×660MW 机组 1#炉的脱硝、除尘、脱硫进行项目竣工环境保护验收监测，监测结果：综合脱硝效率范围为 95.3%-99.9%，电除尘综合效率 99.99%，脱硫效率范围为 99.4%-99.9%；烟囱出口污染物排放浓度最大值分别为：烟尘 2mg/m³、二氧化硫 16.7mg/m³、氮氧化物 14 mg/m³、汞及其化合物 0.0065mg/m³、烟气黑度<1 级（林格曼黑度）。

6.1.3.7 山西阳光发电公司3号320MW机组改造（高灰、高硫煤）

(1) 工程概况

山西阳光发电有限责任公司地处阳泉。电厂西距太原 110 公里，东距石家庄 130 公里。现有总装机容量 1280MW，四台 320MW 机组，1999 年全部投产发电。

阳光发电公司采用了 SPC-3D 单塔一体化脱硫除尘深度净化技术对 3#机组（320MW）脱硫系统进行超低排放改造，2015 年 9 月完成改造，成功投运。其改造内容包括安装管束除尘除雾器、喷淋层优化改造、新增旋汇耦合装置。改造后烟气达到二氧化硫及烟尘超净排放。

改造后的阳光电厂 3#脱硫系统采用旋汇耦合+管束除尘技术的系统，该机组投运后烟气数据接受了山西中环宏达环境检测技术有限公司的检测，数据表明机组在不同负荷下均能达到超净排放。

(2) 设计参数和技术指标

项目设计参数和技术指标分别见表 6.1-43、6.1-44。

表 6.1-43 改造项目设计煤质

序号	名称	设计煤种
1	收到基炭 C_{ar} (%)	54.14
2	收到基氢 H_{ar} (%)	2.43
3	收到基氧 O_{ar} (%)	2.91
4	收到基氮 N_{ar} (%)	0.81
5	收到基硫 S_{ar} (%)	2.50
6	收到基灰份 A_{ar} (%)	29.59
7	收到基水份 M_{ar} (%)	7.62
8	收到基总成分 (%)	100
9	空气干燥基水份 M_{ad}	1.25
10	干燥无灰基挥发份 V_{dar} (%)	12.69
11	收到基低位发热量 Q_{net} (kJ/kg)	20368

表 6.1-44 改造设计烟气参数表

原烟气参数 (吸收塔入口)		
CO ₂	湿基标准状态 Vol%	12.6494
O ₂		5.7129
N ₂		75.3016
SO ₂		0.1884
H ₂ O		6.1477
烟气量	m ³ /h 标态湿基实际氧	1157910
烟气温度	°C	120
SO ₂	mg/m ³	5990
烟尘浓度	mg/m ³	30
FGD 性能保证值		
脱硫效率	%	99.5
出口 SO ₂ 浓度	mg/m ³	30
出口烟尘浓度	mg/m ³	5

(3) 运行效果

性能试验:

山西中环宏达环境检测技术有限公司于 2015 年 10 月 20 日对晋能阳光 3#机组配套石灰石-石膏湿法烟气超低排放系统进行性能试验。测试内容包括烟气中 SO₂ 浓度、粉尘浓度、脱硫效率、吸收剂消耗量、电耗、水耗、烟气参数等。

3#机组烟气超低排放系统性能试验烟气浓度测量结果见表 6.1-45。

3#机组烟气超低排放系统性能试验结论汇总见表 6.1-46。

表 6.1-45 烟气浓度测试结果

测试项目	单位	组数	3#			
			测试时间：2015.10.20~21			
			2015.10.20		2015.10.21	
			入口	出口	入口	出口
SO ₂	mg/m ³	总平均	5961	25	4546	21
烟尘	mg/m ³	总平均	22.2	3.72	19.8	3.62
HF	mg/m ³	总平均	-	0.43	-	0.46
HCl	mg/m ³	总平均	-	1.21	-	1.14

表 6.1-46 性能试验结果汇总表

项目	单位	设计参数	测试日期	检测值	实验结论
出口 SO ₂ 浓度 (6%O ₂ , 标态, 干基)	mg/m ³	≤35	2015.10.20	24.32	合格
			2015.10.21	20.86	
出口颗粒物浓度 (6%O ₂ , 标态, 干基)	mg/m ³	≤4	2015.10.20	3.42	合格
			2015.10.21	3.60	
出口 HF 浓度	mg/m ³	≤2.5	2015.10.20	0.42	合格
			2015.10.21	0.45	
出口 HCl 浓度	mg/m ³	≤8	2015.10.20	1.18	合格
			2015.10.21	1.11	
脱硫效率	%	≥99.5	2015.10.20	99.55	合格
			2015.10.21	99.51	

注：10月20日机组负荷310MW，10月21日机组负荷260MW。

6.1.3.8 重庆大唐国际石柱2号350MW机组改造（特高硫、高灰煤）

（1）工程概况

重庆大唐国际石柱发电有限责任公司位于重庆市石柱县西沱镇，总装机容量700MW，两台350MW机组，2014年投产发电。

石柱发电公司采用了 SPC-3D 单塔一体化脱硫除尘深度净化技术对 2#机组（350MW）脱硫系统进行超低排放改造，2016年8月完成改造，成功投运。其改造内容包括安装管束除尘除雾器、新增喷淋层改造。改造后烟气达到二氧化硫及烟尘超净排放。

改造后的石柱电厂脱硫系统采用旋汇耦合+管束除尘技术的系统，该机组投运后烟气数据接受了南京电力设备质量性能检验中心的检测，数据表明机组在不同负荷下均能达到超净排放。

（2）设计参数和技术指标

项目设计参数和技术指标见表 6.1-47。项目 FGD 入口烟气参数见表 6.1-48。

表 6.1-47 改造项目煤质参数

项目	符号	单位	设计煤种	备注
收到基碳	Car	%	54.21	
收到基氢	Har	%	2.58	
收到基氧	Oar	%	1.48	
收到基氮	Nar	%	0.76	
收到基硫	Sar	%	5.0	
收到基灰份	Aar	%	34.86	
收到基水份	Mar		3.9	
干燥无灰基挥发份	Vdaf	%	16.96	
收到基低位发热量	Qnet.ar	MJ/kg	19.87	
哈氏可磨性指数	HGI	%	103	
灰变形温度	DT	°C	1270	
灰软化温度	ST	°C	1280°C	
灰流动温度	FT	°C	1340°C	
煤中游离二氧化硅		%	5.25	
煤中氟		□g/g	224	
灰成份				
比电阻（120°C）		Ωcm	9.15×1011	
比电阻（150°C）		Ωcm	2.90×1011	
二氧化硅 SiO ₂		%	46.41	
三氧化二铝 Al ₂ O ₃		%	20.14%	
三氧化二铁 Fe ₂ O ₃		%	18.74%	
氧化钙 CaO		%	4.98%	
氧化镁 MgO		%	0.99%	
氧化钾 K ₂ O		%	5.00%	
氧化钠 Na ₂ O		%	0.48%	
三氧化硫 SO ₃		%	1.98	
二氧化钛 TiO ₂		%	1.15	
二氧化锰 MnO ₂		%	0.042	

表 6.1-48 FGD 入口烟气参数表

原烟气参数（吸收塔入口）		
CO ₂	湿基标准状态 Vol%	12.472
O ₂		5.588
N ₂		75.881
SO ₂		0.388
H ₂ O		5.671
烟气量	m ³ /h 标态湿基实际 氧	1211140
烟气温度	°C	160
SO ₂	mg/m ³	11627
烟尘浓度	mg/m ³	50
FGD 性能保证值		
脱硫效率	%	99.7
出口 SO ₂ 浓度	mg/m ³	35
出口烟尘浓度	mg/m ³	5

(3) 运行效果

南京电力设备质量性能检验中心出具的性能测试结果见表 6.1-49~6.1-51。

表 6.1-49 原烟气 SO₂ 质量浓度试验结果

试验日期	机组负荷 MW	O ₂ (%)	SO ₂ (标态、干基) mg/m ³	SO ₂ (标态、干基、6%O ₂) mg/m ³
9月5日	352.9	4.51	12988.5	11814.6
9月6日	351.4	4.70	11048.4	10145.8
9月7日	348.9	3.90	12654.4	11097.9
三天满负荷总平均值	351.1	4.37	12230.4	11019.4
9月10日	278.5	5.65	13380.4	13077.4
原烟气 SO ₂ 浓度设计值: 11627.0mg/m ³ (标态、干基、6%O ₂)				

表 6.1-50 脱硫系统吸收塔浆液液相分析试验结果

试验日期	9月05日 13:30	9月06日 10:40	9月07日 11:20	9月10日 17:00
机组负荷 MW	352.9	351.4	348.9	278.5
pH(DCS 显示值)	5.55	5.48	5.81	5.73
pH(试验值)	5.40	5.51	5.78	5.66
浆液密度(DCS 显示值) kg/m ³	1083	1100	1096	1087
浆液密度(试验值) kg/m ³	1133.8	1141.2	1139.4	1145.4

表 6.1-51 脱硫系统性能检测结果

序号	项目	单位	保证值	检测值	检测结论	备注	
1	脱硫效率	%	>99.7	99.74	合格	—	
2	净烟气 SO ₂ 质量浓度	mg/m ³	<35.0	28.0	合格	标态、干基、6%O ₂	
3	净烟气 NO _x 质量浓度	mg/m ³	≤50	46.1	合格	标态、干基、6%O ₂	
4	石膏品质	含水率	%	≤10	9.69	合格	—
		纯度	%	≥90	90.20	合格	—
		CaCO ₃	%	<3	2.24	合格	—
		CaSO ₃ · 1/2H ₂ O	%	≤1	0.08	合格	—

6.2 二氧化硫超低排放典型案例

6.2.1 山西国金 2×350MW 煤矸石发电新建工程（炉内+炉外半干法）

（1）工程概况

山西国金电力有限公司煤矸石综合利用发电工程厂址位于山西省文水县，工程规划容量 2×350MW 超临界循环流化床机组。根据本工程燃用煤质含硫量情况（煤种最大含硫量 1.8%），并结合国家 SO₂ 排放浓度和排放总量的要求，脱硫方案采用：炉内一级喷钙脱硫+炉外循环流化床半干法二级脱硫的方案。总脱硫效率不低于 99%，该工程 1#机组于 2015 年 9 月成功投运。

（2）设计参数和技术指标

1) 煤质参数

项目煤质参数见表 6.2-1。

表 6.2-1 国金项目煤质参数

名称	符号	单位	设计煤种	校核煤种
收到基碳	C _{ar}	%	31.57	28.06
收到基氢	H _{ar}	%	2.23	2.24
收到基氧	O _{ar}	%	2.68	2.73
收到基氮	N _{ar}	%	0.66	0.66
收到基硫（全硫）	S _{t,ar}	%	1.6	1.8
收到基灰分	A _{ar}	%	45.46	52.41
收到基水分（全水分）	M _{t,ar}	%	15.8	12.12
收到基总成分		%	100.00	100.00
空气干燥基水分	M _{ad}	%	2.01	2.05
干燥无灰基挥发分	V _{daf}	%	32.34	33.68
收到基低位发热量	Q _{net,ar}	kJ/kg	12510	11307
		kcal/kg	2988	2701

2) 主要设计参数

项目设计参数见表 6.2-2。

表 6.2-2 设计参数

序号	项目	单位	参数
1.	机组大小	MW	2×350MW CFB 机组
2.	设计处理烟气量（干标）	m ³ /h	1150000
3.	设计处理烟气量（湿标）	m ³ /h	1284000
4.	设计入口 SO ₂ 浓度	mg/m ³	775
5.	设计脱硫效率	%	≥95.5
6.	设计 FGD 入口温度	℃	140
7.	设计 FGD 出口温度	℃	~70
8.	设计 FGD 出口 SO ₂ 浓度	mg/m ³	≤35
9.	设计 FGD 出口粉尘浓度	mg/m ³	≤5
10.	投运时间		2015 年 9 月

(3) 运行效果

运行满足超低排放要求，系统运行能耗较低，无废水排放，烟囱排放透明，智能化水平高，运行维护程度简单容易。运行效果见表 6.2-3。

表 6.2-3 运行效果表（单台炉）

项目名称		山西国金超低排放工程
运行指标 (在线监测)	SO ₂	15.1mg/m ³
	烟尘	0.16mg/m ³
运行指标 (环保验收值)	SO ₂	9-12mg/m ³
	烟尘	2-4mg/m ³
脱硫除尘系统增加的阻力 (Pa)		3400
实际运行电耗 (kWh)		548
实际运行水耗 (t/h)		40
吸收剂 (CaO) 耗量 (t/h)		1.2
废水处理		无废水产生
烟囱排放效果		烟囱排烟透明，无蓝烟
运行维护难易程度		系统简单，智能化高

山西省环境监测中心站环保验收与监测报告（晋环监验字 2015 第 037 号）监测结果表明：监测期间，袋式除尘器出口烟气中烟尘的排放浓度在 2-4mg/m³ 之间，二氧化硫的排放浓度范围在 9-12 mg/m³ 之间，氮氧化物的排放浓度范围在 18-20mg/m³ 之间，均达到了山西省人民政府晋政办发[2014]62 号《山西省人民政府办公厅关于推进全省燃煤发电机组超低排放的实施意见》中规定的标准限值要求，烟尘、二氧化硫、氮氧化物的平均去除效率为 99.9%、97.9%、67.7%。

监测期间，除尘器出口烟气中氨的排放速率范围在 0.230-1.330kg/h 之间，达到了《恶臭污染物排放标准》（GB14554-93）标准限值要求。

根据本次检测结果，山西国金电力有限责任公司煤矸石综合利用电厂项目排放的烟尘、二氧化硫、氮氧化物排放浓度均达到了山西省人民政府晋政办发[2014]62 号《山西省人民政府办公厅关于推进全省燃煤发电机组超低排放的实施意见》中规定的低热值煤发电机组排放标准要求，氨排放速率也满足相关标准要求。

6.2.2 国电谏壁七期 2×1000MW 机组改造（单塔双循环脱硫）

(1) 项目概况

国电谏壁电厂位于江苏省镇江市京口区谏壁镇，七期新建 2×1000MW 超临界凝汽式燃煤发电机组，分别于 2011 年 5 月 21 日、2012 年 6 月 24 日投入商业运营。2015 年初，采用单塔双循环技术对原石灰石-石膏湿法烟气脱硫系统进行提效改造，并在 FGD 后加装湿式电除尘器，脱硫系统方案如下：

每台炉设1套SO₂吸收系统，设计处理100%烟气量。每台炉设置1座吸收塔和1座AFT塔。吸收塔中部位置设置导流锥和收集碗分隔一、二级浆液。

吸收塔Φ21.5m×61.8m，一级循环设3层喷淋层，对应设3台浆液循环泵，每台循环泵流量10800m³/h，扬程分别为22.0m/23.8/25.6m。正常运行液位9.0m，浆池容积3595m³，正常浆液循环停留时间约6.66min。

AFT塔Φ11m×31.2m，二级循环设3层喷淋层，对应设3台浆液循环泵，每台循环泵流量10800m³/h，扬程分别为21.5m/23.3/27.4m。正常运行液位29.2m，浆池容积2756m³，正常浆液循环停留时间约4.59min。

AFT塔浆液通过AFT塔旋流站送至一级循环浆液中控制二级循环浆液密度。一级循环浆液通过石膏排出泵去石膏旋流站。同时，二级循环设置自流管道至一级循环。一、二级循环浆液由氧化风机强制送风，采用侧进式搅拌器方式。主要参数及投资见表6.2-4。

表 6.2-4 国电谏壁七期单塔双循环脱硫装置主要参数及投资费用

序号	项目	单位	数值	备注
1	机组容量	MW	2×1000	
2	脱硫装置处理烟气量(标态, 湿基, 实际氧)	m ³ /h	3373701	设计值(单台)
3	烟气温度(设计工况)	°C	128	有低温省煤器
4	设计烟气SO ₂ 浓度(标态, 干基, 6%O ₂)	mg/m ³	3500	
5	实际烟气入口SO ₂ 浓度(标态, 干基, 6%O ₂)	mg/m ³	2300	
6	设计出口烟气SO ₂ 浓度(标态, 干基, 6%O ₂)	mg/m ³	35	
7	实际出口烟气SO ₂ 浓度(标态, 干基, 6%O ₂)	mg/m ³	20	
8	实际脱硫率	%	99.1	
9	FGD入口烟尘浓度	mg/m ³	13	
10	FGD出口烟尘浓度	mg/m ³	1.1	(湿除后)
11	系统厂用电率(以配套脱硫装置后的厂用电量增加量为基准)	%	0.69	(年均值, 无增压风机、GGH、湿磨)
12	装置建设投资费用	万元	21864	
13	脱硫装置增加的静态发电单位成本	元/kW	193	
14	脱硫成本	元/吨SO ₂	876	(2016年6月)

(2) 运行稳定性

选取该机组3个月(2016年4月1日至6月30日)的CEMS监测SO₂排放数据进行分析, SO₂浓度范围在0~40mg/m³之间, 达标率为99.99%, 平均浓度为17.40mg/m³, 如图6.2-1所示。

总体上讲, 国电谏壁电厂七期2台1000MW机组的石灰石-石膏湿法单塔双循环脱硫装置自投运以来, 能够高效、稳定、连续的运行, 满足超低排放需求。

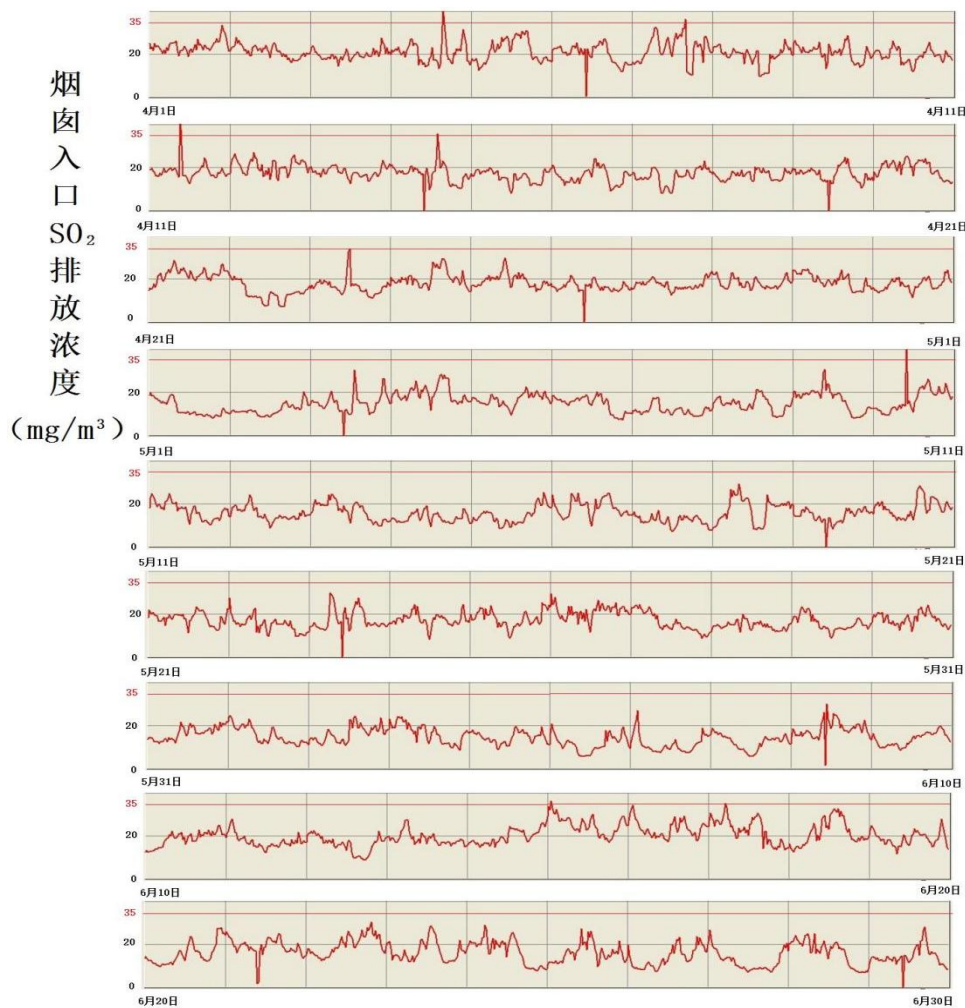


图 6.2-1 SO₂ 排放浓度随时间变化图（每 10 天一组曲线）

6.2.3 万华化学（宁波）热电新建 410t/h CFB 锅炉（氨法脱硫）

（1）工程概况

万华化学（宁波）热电有限公司新建 1 台 410t/h 高温高压循环流化床锅炉及配套设施。锅炉采用 SNCR+SCR 工艺，脱硝剂为氨水。锅炉空气预热器出口烟气经烟道进入布袋除尘器，经布袋除尘器除尘后烟气由锅炉引风机进入脱硫系统，最后经烟囱排出。

工程采用氨法脱硫工艺，结晶方式采用塔内饱和结晶工艺，脱硫剂为液氨（99.6%），烟气经脱硫塔脱硫后经塔顶的钢质烟囱（总高 100m）直接排放。脱硫塔采用氨法脱硫协同除尘超低排放技术，达到《煤电节能减排升级与改造行动计划（2014-2020 年）》和《全面实施燃煤电厂超低排放和节能改造工作方案》等文件提出的超低排放要求。烟气中的二氧化硫被吸收剂吸收，形成亚硫酸铵溶液，经氧化、

浓缩、结晶后得到硫酸铵浆液。硫酸铵浆液通过硫酸铵后处理系统，经旋流、离心分离、干燥，包装成袋装成品。

氨法脱硫超低排放项目脱硫系统工程投资 2400 万元，超低排放投资 468 万元。年直接运行成本约 2084 万，副产物硫酸铵销售收入约 1381 万，扣除销售收入的年综合脱硫运行成本约 703 万元（按设计正常工况：510000m³/h，入口二氧化硫浓度 3000mg/m³ 计算）。

（2）设计参数与技术指标

脱硫塔设计参数如下：锅炉烟气量额定工况 510000m³/h，最大连续工况 560000 m³/h；烟气进口温度额定工况 140℃，最大连续工况 160℃；吸收塔进口烟气 SO₂ 浓度（标态、干基、6%O₂）额定工况 3000mg/m³，最大连续工况 4500 mg/m³；吸收塔进口粉尘浓度（标态、干基、6%O₂）≤20 mg/m³；脱硫效率≥98.5%；出口烟气 SO₂ 浓度（标态、干基、6%O₂）≤35 mg/m³；出口烟尘浓度（标态、干基、6%O₂）≤5mg/m³；尾气氨逃逸浓度（标态、干基、6%O₂）≤6 mg/m³；脱硫岛压力降≤1.8kPa。

本工程主要燃料为烟煤，分析资料见表 6.2-5。

表 6.2-5 万华化学热电项目煤质分析

项目	单位	设计煤种	校核煤种
碳 Car	%	56.75	51.45
氢 Har	%	4.0	4.2
氮 Nar	%	1.0	0.85
氧 Oar	%	10.05	9.0
硫 Sar	%	1.0	1.2
水份 Mar	%	14.2	15.3
灰份 Aar	%	13.0	18.0
挥发分 Vdaf	%	22.0	22.8
低位发热量 Qnet.ar	KJ/kg	22358	20902

（3）运行效果

浙江省环境监测中心于 2015 年 11 月 27 日对 5#脱硫塔进行了现场监测，为了评估 5#脱硫塔在设计指标下的运行效果，监测期间 5#脱硫塔处理 5#锅炉满负荷运行工况下的全部烟气和 4#锅炉的部分烟气。

监测期间入炉煤质成分分析见表 6.2-6。

表 6.2-6 万华化学热电项目监测期间入炉煤煤质分析

日期	全硫 (St,ar) (%)	全水分 (Mt) (%)	灰分 (Aar) (%)	挥发分 (Var) (%)	高位发热量 (Qgr.v) (MJ/kg)	低位发热量 (Qnet.ar) (MJ/kg)
2015-11-27	1.25	9.1	23.8	26.78	21.68	20.73

监测期间 5#脱硫塔废气监测结果见表 6.2-7。

表 6.2-7 万华化学热电项目监测期间 5#脱硫塔废气监测结果

序号	断面	测试项目	单位	第一周期	第二周期	
1	脱硫设施进口	烟气温度	℃	110	120	
2		烟气平均流速	m/s	11.2	11.5	
3		管道截面积	m ²	16	16	
4		全压	KPa	1.38	1.49	
5		烟气含湿量	%	7.5	7.5	
6		标态干烟气量	m ³ /h	4.67*10 ⁵	4.56*10 ⁵	
7		含氧量	%	3.75	3.76	
8		烟尘	实测排放浓度	mg/m ³	43.7	44.8
9			排放速率	kg/h	20.4	20.4
10		二氧化硫	实测排放浓度	mg/m ³	2.97*10 ³	2.98*10 ³
11			排放速率	kg/h	1.39*10 ³	1.36*10 ³
12		氮氧化物	实测排放浓度	mg/m ³	39.2	38.7
13			排放速率	kg/h	18.3	17.6
14	脱硫设施出口	烟气温度	℃	53	53	
15		管道截面积	m ²	13.2	13.2	
16		全压	KPa	0.03	0.04	
17		实测烟气量	m ³ /h	6.46*10 ⁵	6.32*10 ⁵	
18		标态干烟气量	m ³ /h	4.74*10 ⁵	4.64*10 ⁵	
19		烟气含氧量	%	3.93	3.94	
20		烟尘	6%基准含氧量换算后排放浓度	mg/m ³	4.31	4.76
21			排放速率	kg/h	2.33	2.51
22		二氧化硫	6%基准含氧量换算后排放浓度	mg/m ³	5.03	7.54
23			排放速率	kg/h	2.71	3.98
24		氮氧化物	6%基准含氧量换算后排放浓度	mg/m ³	28.8	30.7
25			排放速率	kg/h	15.5	16.2
26		氨	6%基准含氧量换算后排放浓度	mg/m ³	0.250	<0.235
27		脱硫塔脱硫效率		%	99.81	99.71
28		脱硫塔除尘效率		%	88.58	87.70
29		脱硫塔脱硝效率		%	15.30	7.95
30	脱硫塔压力损失		KPa	1.35	1.45	

注：脱硫塔入口有变径，入口风量按出口风量减脱硫塔氧化风机铭牌风量计（根据技术协议氧化风机风量为 2*65 m³/min）。

监测期间脱硫塔主要监测指标统计见表 6.2-8。

表 6.2-8 万华化学热电项目监测期间 5#脱硫塔主要监测指标

指标	脱硫塔脱硫效率 (%)		净烟气中二氧化硫排放浓度 (mg/m ³)		净烟气中烟尘排放浓度 (mg/m ³)		氨逃逸浓度 (mg/m ³)	
	第一周期	第二周期	第一周期	第二周期	第一周期	第二周期	第一周期	第二周期
监测值	99.81	99.71	5.03	7.54	4.31	4.76	0.250	<0.235
设计目标值	≥98.5		≤35		≤5		≤6	

该项目性能测试检测数据见表 6.2-9。

表 6.2-9 万华化学热电项目性能测试检测数据

测试项目	单位	数值
进口标态干烟气体量	m ³ /h	467000
进口烟气温度	°C	110
进口烟气含氧量	%	3.75
进口烟气含湿量	%	7.5
进口实测烟尘浓度	mg/m ³	43.7
进口烟尘排放速率	kg/h	20.4
进口实测 SO ₂ 浓度	mg/m ³	2970
进口 SO ₂ 排放速率	kg/h	1390
出口烟气温度	°C	53
出口实测烟气体量	m ³ /h	646000
出口标态干烟气体量	m ³ /h	474000
出口烟气含氧量	%	3.93
出口烟尘浓度 (标态、干基、6%O ₂)	mg/m ³	4.31
出口 SO ₂ 浓度 (标态、干基、6%O ₂)	mg/m ³	5.03
氨逃逸浓度 (标态、干基、6%O ₂)	mg/m ³	0.25
脱硫效率	%	99.81
压力降	kPa	1.35

6.3 氮氧化物超低排放典型案例

6.3.1 神华国华定洲 4 号 660MW 机组改造（省煤器分组布置、全负荷脱硝）

（1）工程概况

神华河北国华定洲发电有限责任公司（以下简称定洲电厂）位于河北省定州市开元镇，1999年3月创始组建，目前公司股东由中国神华能源股份有限公司(40.5%)、河北建设投资集团有限责任公司(40.5%)、大唐河北发电有限公司(19%)三方组成。

本项目通过低氮燃烧+SCR（全负荷脱硝+“2+1”层催化剂）工艺路线实现氮氧化物超低排放。

（2）原脱硝工艺说明

#4 机组锅炉为上海锅炉厂产品，超临界参数变压运行螺旋管圈直流炉，单炉膛、一次中间再热、四角切圆燃烧方式、平衡通风、Π 型露天布置、固态排渣、全钢架悬吊结构。本工程 4#机组催化剂采用 2+1（2 初始层，1 附加层），采用选择性催化还原法（SCR）脱硝装置，在设计煤种及校核煤种、锅炉最大连续出力工况（BMCR）、处理 100%烟气量条件下脱硝效率不小于 80%。但实际运行期间#4 炉存在 SCR 入口烟气温度偏低的情况，在满负荷工况下，SCR 入口烟气温度约为 330℃（比原设计值降低约 46℃，原设计值为 376℃）；当负荷降至 50%时，SCR 入口烟温降至 300℃以下，已低于催化剂允许投入的最低温度，SCR 脱硝装置被迫停止喷氨；低于 30%负荷工况下，SCR 入口烟气温度只有 260℃左右（比原设计值降低约 12℃，原设计值为 272℃），根本无法投入 SCR 脱硝。

（3）改造情况

对省煤器进行分级改造，将脱硝系统 SCR 入口的省煤器割除 27%，移至 SCR 出口，改造后脱硝系统在 40%至 100%负荷工况可全程投入，满足机组调峰状态下脱硝投入的要求。

项目脱硝系统设计参数见表 6.3-1。

表 6.3-1 机组脱硝系统设计参数表

项目	单位	数据
省煤器出口烟气成分（过量空气系数 1.2）		
CO ₂	Vol%	14.4/14.23
O ₂	Vol%	3.25/3.24
N ₂	Vol%	73.48/73.16

SO ₂	Vol%	0.05/0.06			
H ₂ O	Vol%	8.83/9.31			
省煤器出口烟温度和烟气量					
项目	单位	BMCR	THA	75%THA	50%THA
省煤器出口烟气量(设计煤种)	Kg/s	770.1	714.6	590.8	432.9
省煤器出口烟气温度	°C	376	363	344	312
脱硝系统入口烟气中污染物成分(标准状态,湿基,湿基含氧量)					
项目	单位	数据			
烟尘浓度	g/m ³	7.36			
NO _x (以NO ₂ 计)	mg/m ³	300(标态,干基,6%O ₂)			
SO ₂	mg/m ³	1680			
SO ₃	mg/m ³	43			
NH ₃ /NO _x 摩尔比		0.8205			
性能保证					
项目	单位	数据			
脱硝效率	%	≥80			
氨的逃逸量	ppm	≤3			
SO ₂ /SO ₃ 转化率	%	<1			
压力损失	Pa	1000(设计煤种,100%BMCR工况,不考虑附加催化剂层投运后增加的阻力)1200(设计煤种,100%BMCR工况,并考虑附加催化剂层投运后增加的阻力)			

(4) 全负荷脱硝关键技术特点

采用省煤器分组布置的方式能够保证进入空预器的烟气温度基本保持不变,省煤器出口的给水温度也能基本保持不变,保证锅炉的热效率基本不变,可以维持锅炉运行方式不变,锅炉安全性高。但该方法改造投资成本高,SCR反应区的烟气温度会整体提升不具备烟温调节功能,高负荷时存在烟气超温的风险。

(5) 运行监测结果

为系统验证定洲电厂#4机组环保设施的排放性能,委托国网河北电力科学研究院、西安交通大学和东南大学等有专业资质的第三方组成同流程同步测试小组,2015年4月15日至4月17日和2015年6月2日至6月6日,分别在100%负荷和75%负荷下开展脱硝系统相关的测试,测试期间,脱硝装置入口氨的NO_x浓度为169~224mg/m³,低于低氮燃烧器300mg/m³(干基,6%O₂)的设计限值要求;SCR反应器出口NO_x浓度为28~40mg/m³,低于设计限值50mg/m³;NH₃逃逸的浓度为1.63~2.62ppm,满足设计值低于3ppm(2.28mg/m³)要求;脱硝效率为80.1%~87.5%,优于设计脱硝效率80%;SO₂/SO₃转化率低于1%,均满足超低排放要求。

6.3.2 浙能嘉华电厂1000MW机组改造(协同氧化单质汞催化剂)

(1) 工程概况

浙能嘉华电厂锅炉为1000MW超超临界参数变压运行直流炉,锅炉燃用烟煤,

原设计煤种为神木#1 煤，校核煤种为神木#2 煤和烟混煤，干燥无灰基挥发份约：36.50% ±5%；收到基氮成分：0.70%；收到基硫成分：0.41% ±0.3%，煤粉燃烧器为四角切圆燃烧。炉内脱氮采用低氮燃烧和空气分级燃烧技术，烟气脱硝采用高效 SCR 烟气脱硝技术；SCR 反应器布置在省煤器与空气预热器之间的高含尘区域，不设置省煤器旁路和 SCR 旁路，催化剂选用“2 层蜂窝式+1 层备用蜂窝式”催化剂，设计反应温度为 290~420 ℃，脱硝还原剂为液氨。本次改造增加预留层的催化剂。

（2）关键技术及设计

1) 锅炉主燃烧器采用低 NO_x 的煤粉燃烧器，通过设置多级 OFA 风实现炉膛内低氮燃烧系统。

2) 采用具有自主知识产权的高效 SCR 脱硝成套工艺技术，烟气均流及导流板优化技术可以保证催化剂内的高效脱硝反应效率，降低系统压降。

3) 采用具有自主知识产权的协同氧化单质汞催化剂，可保证单质汞的氧化率不小于 50%。

4) 结构优化设计可以有效分配系统荷载，降低系统造价成本。

（3）主要技术指标

额定工况下锅炉出口 NO_x 排放浓度达到 250mg/m³ 以下，全工况 NO_x 浓度达到 280mg/m³ 以下；SCR 脱硝设计入口 NO_x 浓度为 300mg/m³，设计 NO_x 脱除率为 85%（出口浓度低于 50mg/m³，氨逃逸小于 3ppm(2.28mg/m³), SO₂/SO₃ 转化率小于 1%。）

（4）运行效果

选取该机组一个季度的 CEMS 监测 NO_x 排放数据进行分析，NO_x 浓度浓度范围在 5~50 mg/m³ 之间，平均浓度约为 28mg/m³，达标率为 100%，总体上该机组脱硝装置稳定可靠，满足超低排放需求。

具体运行下效果见图 6.3-1。

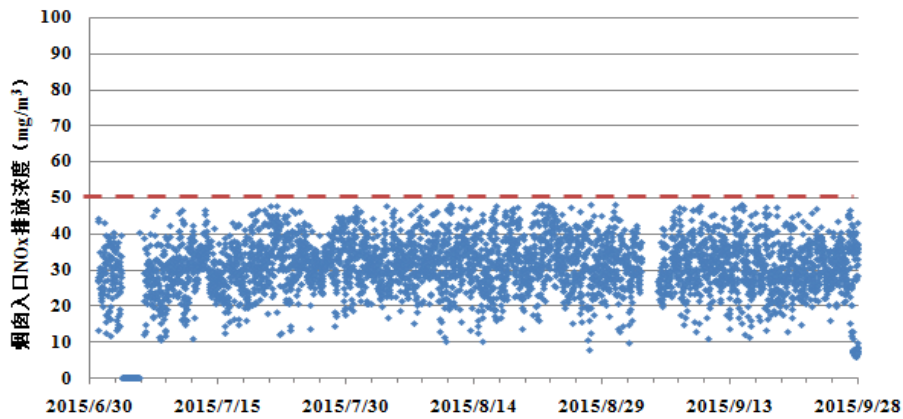


图 6.3-1 一个季度时间内 NO_x 排放浓度随时间变化

(5) 投资及运行效益分析

1) 投资费用

本工程脱硝改造总投资约 2800 万元。

2) 运行费用

脱硝系统的日常运行费用相对较低，针对本项目单台炉的液氨耗量为 300.5kg/h。液氨蒸发用蒸汽耗量 0.20t/h，压缩空气耗量 117.6m³/h，电耗 40kW，催化剂每隔三年更换（再生）一层的用量为 447m³。

6.3.3 国华舟山电厂 4 号 350MW 新建机组（2+1 层板式催化剂）

(1) 项目概况

国华舟山#4 机组容量为 350MW，2014 年 6 月投运。该项目氮氧化物超低排放技术采用低氮燃烧技术（低氮燃烧器+空气分级燃烧技术）+SCR 高效脱硝（2 层板式催化剂+1 层备用层）

项目锅炉采用四角切圆燃烧方式，直流燃烧器在热态运行中一、二次风均可上下摆动，一次风最大摆角为±20°、二次风最大摆角为±30°，并在燃烧器上部装设分离燃烬风（SOFA），锅炉出口 NO_x 排放浓度不超过 300mg/m³。

低氮燃烧器参数如表 6.3-2 所示。

表 6.3-2 #4 机组低氮燃烧器主要参数

项目	单位	参数
燃烧器型式		直流燃烧器
燃烧器出口直径	mm	500×500
燃烧器数量	每排只数×层数	4×5
燃烧器组高度	m	6.836

舟山电厂 4#炉煤质参数如表 6.3-3 所示。

表 6.3-3 舟山电厂 4# 炉燃料基本特性

项目	煤耗量 (t/d)	低位发热量 $Q_{\text{net,ar}}$ (MJ/kg)	硫份 $S_{\text{t,ar}}$ (%)	干燥无灰基挥发分 V_{daf} (%)	灰分 A_{ar} (%)
设计煤种		22.00	0.41	35.96	12.80
校核煤种		20.07	0.58	35.33	19.41

#4 机组在 BMCR 工况下，按省煤器出口 NO_x 浓度 $300\text{mg}/\text{m}^3$ 和 SCR 脱硝效率不低于 83.3% 进行设计，根据入口 NO_x 浓度调控喷氨量、调节 SCR 脱硝效率。SCR 反应器入口即省煤器出口烟气参数及 SCR 设计参数如表 6.3-4 和 6.3-5 所示。

表 6.3-4 #4 机组锅炉不同负荷时的省煤器出口设计参数（设计煤种）

项目	单位	BMCR	BRL	THA	75%THA	50%THA	40%THA
省煤器出口湿烟气量	m^3/h	1115829	1069459	1045813	789711	613705	524439
省煤器出口烟气温度	$^{\circ}\text{C}$	371	366	357	331	298	279
过剩空气系数		1.2	1.2	1.21	1.31	1.32	1.27
NO_x （干基，6% O_2 ）	mg/m^3	300	300	300	300	300	300
烟尘浓度（湿基，6% O_2 ）	g/m^3	25	25	20	20	20	18
SO_2 （湿基，6% O_2 ）	mg/m^3	1400	1400	1400	1200	1000	1000
SO_3 （湿基，6% O_2 ）	mg/m^3	30	30	30	25	20	20

表 6.3-5 #4 机组 SCR 脱硝系统设计参数

项目	锅炉 50~100%BMCR 负荷状态	
催化剂型式	板式	
活性物质	二氧化钛、钒化合物	
每个反应器催化剂层数	2+1（初装 2 层，预留 1 层）	
催化剂体积	$289\text{m}^3/\text{炉}$	
性能考核 NO_x 脱除率	$\geq 83.3\%$	
氨逃逸率	$\leq 2.28\text{ mg}/\text{m}^3$	
SO_2/SO_3 转化率	$< 1\%$	
最低烟温	电厂控制投入	291°C
	厂家保证连续运行	304°C
最高烟温（连续运行）	420°C	

(2) 关键技术及设计

采用先进的低氮燃烧技术确保锅炉出口 NO_x 浓度排放达标；根据入口 NO_x 浓度实现喷氨量精确调控，在实现高效脱硝的同时，可控制较低的氨逃逸浓度。

(3) 运行效果

2014 年 11 月 25 日至 29 日，委托第三方组成了同流程同步测试小组，测试结果如表 6.3-6~6.3-7 所示。

表 6.3-6 #4 机组脱硝装置监测结果(100% 负荷)

		A 侧	B 侧	综合	单位
进口	NO _x 浓度	216	176	196	mg/m ³
进口	SO ₂ 浓度	924.69	909.4	917.09	mg/m ³
进口	SO ₃ 浓度	4.29	3.87	4.08	mg/m ³
出口	NO _x 浓度	25.7	48.6	37.1	mg/m ³
出口	SO ₃ 浓度	5.18	4.75	4.97	mg/m ³
出口	NH ₃ 浓度	0.11	0.15	0.13	mg/m ³
脱硝效率		88.09	72.42	81.05	%

表 6.3-7 #4 机组脱硝装置监测结果(75% 负荷)

		A 侧	B 侧	综合	单位
进口	NO _x 浓度	181.1	158.9	170.1	mg/m ³
进口	SO ₂ 浓度	1011.67	1037.32	1024.42	mg/m ³
进口	SO ₃ 浓度	5.22	4.23	4.73	mg/m ³
出口	NO _x 浓度	23.3	37.5	30.4	mg/m ³
出口	SO ₃ 浓度	5.52	4.57	5.05	mg/m ³
出口	NH ₃ 浓度	0.146	0.078	0.112	mg/m ³
脱硝效率		87.13	76.40	82.11	%

测试期间，脱硝装置入口 NO_x 浓度为 170.1~196mg/m³，低于低氮燃烧器 200mg/m³ 的设计限值要求。测试期间，NO_x 出口浓度为 30.4~37.1mg/m³，低于设计限值 50 mg/m³；脱硝效率为 81.05%~82.11%。监测期间，NH₃ 逃逸的浓度为 0.112~0.13 ppm，满足设计值低于 3ppm（2.28mg/m³）的要求。

(4) 投资及运行效益分析

a) 低氮燃烧系统投资及运行费用

低氮燃烧器初投资为 1386 万元，年发电小时数为 5000 小时，单位供电煤耗量分别为 307.78gce/kWh，低氮燃烧器运行成本为 0.00336 元/kWh。

b) SCR 脱硝投资及运行费用

#4 机组 SCR 脱硝工程总投资额为 3650 万元；单台机组催化剂用量为 289m³；SCR 脱硝系统耗电量为 70kW，脱硝厂用电率为 0.033%，电厂年发电小时数为 5000 小时，脱硝运行成本 0.0096 元/kWh。

6.3.4 广州华润热电 1 号 330MW 机组改造（3 层蜂窝式催化剂）

(1) 项目概况

广州华润热电 1 号机组分别于 2009 年 10 月投运。该项目氮氧化物超低排放技术采用：低氮燃烧技术（低氮燃烧器+空气分级燃烧技术）+SCR 高效脱硝（3 层蜂窝式催化剂）。

采用亚临界、一次中间再热、燃煤、固态排渣、单炉膛平衡通风、燃烧器四角切圆布置、全钢构架、三分仓回转式空气预热器、平衡通风、悬吊结构、露天布置煤粉炉。

2014年6月~7月，广州华润热电有限公司对1号机组实施超低排放工程改造，其煤质分析见表6.38。

表 6.3-8 超低排放改造工程设计与校核煤种煤质分析

项目	符号	单位	设计煤种	校核煤种
干燥无灰基挥发份	Vdaf	%	31.65	37.7
空气干燥基水分	Mad	%	16.51	24.01
收到基灰分	Aar	%	14.51	25.6
全水分	Mt	%	24.01	36.9
收到基碳	Car	%	49.3	40.13
收到基氢	Har	%	3.32	2.75
收到基氧	Oar	%	6.64	10.75
收到基氮	Nar	%	0.72	1.08
收到基硫	St.ar	%	1.5	1.5
收到基低位发热量	Qnet.ar	MJ/kg	17.57	15.32
变形温度	DT	℃	1290	1500
软化温度	ST	℃	1290	1500
流动温度	FT	℃	1310	1500
可磨度系数	HGI		63	38
燃煤量	t/h		163	186.9

(2) 脱硝概况

(a) 原脱硝措施

广州华润热电有限公司1号机组锅炉采用四角切圆燃烧方式，配备有浓淡分离分级燃烧的低氮燃烧器，下部布置有两室四层的浓一次风煤粉低氮齿形燃烧器，中间为落三层的浓淡上下分离低氮齿形煤粉燃烧器，上部为两室四层的淡一次风煤粉低氮齿形燃烧器。

1号机组SCR脱硝系统，催化剂选用蜂窝型催化剂，设计操作温度为294~420℃，脱硝还原剂为液氨。

脱硝系统每台SCR反应器总共设置3层催化剂床层。最初投运时，安装两层催化剂以确保当脱硝装置入口烟气中NO_x的含量不大于350mg/m³(标态、干基、6%O₂)时，脱硝装置出口烟气中的NO_x含量不大于90mg/m³(标态、干基、6%O₂)。

(b) 脱硝系统改造措施

2011年7月，1号机组脱硝系统在第三层备用层加装催化剂，对脱硝系统进行扩容改造，改造方案如下：

1) 脱硝扩容改造方案

脱硝系统一共设计两个反应器，平行布置。每个反应器采用固定床平行通道型式，目前已经安装两层蜂窝式脱硝催化剂，每层布置 42 个模块（6×7），其中第一层催化剂前端有耐磨层，减弱飞灰对催化剂的冲刷作用。本次改造是在预留位置加装一层催化剂，增加脱硝催化剂用量 150m³，并配套的声波吹灰等辅助系统。

2) 喷氨和流场优化

①喷氨优化调整：在机组常规负荷下，逐渐提高脱硝效率到设计效率，根据 SCR 反应器出口截面的 NO_x 浓度分布，对反应器进口的 AIG 喷氨格栅手动蝶阀开度进行调节，最大限度提高反应器出口 NO_x 分布均匀性。

②流场优化

反应器左上角增加直形导流板，反应器右上角导流板之间增加 1 块弧-直型导流板，共增加 8 块弧-直型导流板，得到速度不均匀系数为 10%；较好的导流板布置方案为：反应器右上角导流板之间增加 1 块弧-直型导流板，共增加 8 块弧-直型导流板，得到速度不均匀系数为 13%。

脱硝系统设计保证值见表 9。

表 6.3-9 脱硝系统设计保证值

序号	项目	设计保证值	备注
1	脱硝效率	≥85 %	设计煤种，设计条件下，100%BMCR 工况
2	脱硝出口 NO _x 质量浓度	≤50 mg/m ³ (标态、干基、6%O ₂)	
3	氨逃逸质量浓度	≤2.28 mg/m ³ (标态、干基、6%O ₂)	
4	SO ₂ /SO ₃ 转化率	<1%	
5	连续运行烟温	最低连续运行烟温为 294 ℃；最高连续运行烟温为 420C。	NO _x 脱除率、氨的逃逸率及 SO ₂ /SO ₃ 转化率满足性能保证条件

(3) 关键技术及设计

采用先进的低氮燃烧技术确保锅炉出口 NO_x 浓度排放达标；根据入口 NO_x 浓度实现喷氨量精确调控，在实现高效脱硝的同时，可控制较低的氨逃逸浓度。

(4) 运行效果

2014 年 12 月 27 日至 30 日委托南京电力设备质量性能检验中心开展脱硝系统超低排放要求及装置性能检测。在 1 号机组 92%与 75%负荷工况条件下，SCR 脱硝

反应器进出口烟气监测结果见表 10~表 11。

表 6.3-10 1 号机组脱硝装置监测结果(75%负荷)

试验时间		SCR 入口	SCR 出口	脱硝效率%
		NO _x (标态、干基、6%O ₂)mg/m ³	NO _x (标态、干基、6%O ₂)mg/m ³	
12 月 27 日	A 反应器平均值	266.1	40.5	84.8
	B 反应器平均值	259.9	14.6	94.4
	总平均值	263	27.5	89.6
12 月 28 日	A 反应器平均值	334.4	41.4	87.6
	B 反应器平均值	316.4	16.9	94.7
	总平均值	325.4	29.1	91.1

表 6.3-11 1 号机组脱硝装置监测结果(92%负荷)

试验时间		SCR 入口	SCR 出口	脱硝效率%
		NO _x (标态、干基、6%O ₂)mg/m ³	NO _x (标态、干基、6%O ₂)mg/m ³	
12 月 29 日	A 反应器平均值	331.4	36.3	89.0
	B 反应器平均值	348.8	14.7	95.8
	总平均值	340.1	25.5	92.4
12 月 30 日	A 反应器平均值	347.5	47.9	86.2
	B 反应器平均值	335.9	30.1	91.0
	总平均值	341.7	39.0	88.6

(a) 监测期间，1 号机组在 75%负荷工况条件下

脱硝装置入口 NO_x 浓度为 263~325.4 mg/m³，低于低氮燃烧器 350 mg/m³ 的设计限值要求。脱硝装置出口 NO_x 浓度为 27.5~29.1 mg/m³，低于设计限值 50 mg/m³；脱硝效率为 89.6%~91.1%，满足设计脱硝效率 85%。

(b) 监测期间，1 号机组在 92%负荷工况条件下

脱硝装置入口 NO_x 浓度为 340.1~341.7 mg/m³，低于低氮燃烧器 350 mg/m³ 的设计限值要求。脱硝装置出口 NO_x 浓度为 25.5~39.0 mg/m³，低于设计限值 50 mg/m³；脱硝效率为 88.6%~92.4%，满足设计脱硝效率 85%。

(c) 氨逃逸和硫转化率

1 号机组脱硝系统氨逃逸浓度高负荷平均值为 1.59mg/m³(标态、干基、6%O₂)，满足设计保证值要求；1 号机组脱硝系统氨逃逸浓度低负荷平均值 1.21mg/m³(标态、干基、6%O₂)，满足设计保证值要求。

1 号机组脱硝 SO₂/SO₃ 转化率高负荷试验总平均值为 0.72%，满足设计保证值要求；1 号机组脱硝 SO₂/SO₃ 转化率低负荷试验总平均值为 0.80%，满足设计保证值要

求。

(5) 投资及运行效益分析

改造前后电厂年运行小时数分别为 5897 小时和 5495 小时。改造前单台机组脱硝工程总投资额为 3500 万元，改造提效投资 1807.5 万元，改造后单台机组脱硝装置总投资额为 5307.5 万元。改造前后脱硝厂用电率分别为 0.19%和 0.23%，改造前后发电成本分别为 0.0082 元/kWh 和 0.0122 元/kWh，改造后发电成本净增 0.004 元/kWh。

改造前，NO_x 减排量为 4454 吨/年，改造后 NO_x 减排量为 4496 吨/年，年减排量增加 42 吨。改造前 NO_x 出口浓度为 65 mg/m³，改造后 NO_x 出口浓度为 40 mg/m³，达到超低排放的要求。

7 节水及废水污染防治典型案例

7.1 大唐托克托 6 号机组烟气冷凝除水（冷却水与烟气接触+空冷）

（1）工程概况

大唐托克托电厂 6 号机组节水项目采用的是清新环境公司开发的湿法脱硫零补水技术，即烟气冷却除水技术。是通过在传统脱硫吸收塔后串联冷却凝结塔的方式，回收脱硫净烟气中的饱和水汽，从而达到脱硫零补水的效果。工艺中，冷却塔采用“旋汇耦合”技术后，在极小的液气比条件下即可实现气液的充分接触换热，提高了换热效率。同时旋汇耦合装置具有良好的气液接触功能也保证了烟气中夹带的尘和石膏液滴的捕集，再经过管束除尘器进一步除尘。系统整体不但能够回收水分，同时可以对污染物进行二次脱除。

湿法脱硫零补水新工艺中试项目在位于大唐托克托电厂 6 号 600MW 机组脱硫岛内展开，搭建了满负荷约 20000Nm³/h 烟气量的热态试验台架。实验人员通过调整不同工况下的节水装置运行方式，验证装置的可行性，获得不同工况下的试验数据，通过试验手段量化不同运行参数对节水系统效率的影响、对烟风系统的阻力影响、对二氧化硫、粉尘的二次脱除效果影响，测评不同运行条件对水回收系统的影响，验证了技术的可行性。

（2）技术原理

如图7.1-1所示，脱硫吸收塔排出的饱和净烟气进入冷却凝结塔，经过旋汇耦合装置与喷淋的冷却循环水进行剧烈的汽水混合，实现换热降温冷凝，大颗粒的冷凝液被循环喷淋水捕集直接进入冷凝塔底水池，其余的细小液滴被管束式除尘除雾器捕集后进入水池。当冷凝塔捕集下的水逐渐增加，液位超过塔底水池溢流液位时，冷凝水通过溢流管转移至缓冲箱。缓冲箱设置循环冷却水泵，将箱内的冷凝水泵送至空冷器降温后，喷淋到冷凝塔内，实现冷凝水系统的循环工作。多余的冷凝水通过缓冲箱冷凝外排水泵，或者缓冲箱溢流收集，最终实现冷凝水回收。

自脱硫吸收塔来的净烟气经过循环冷却水降温，热量转移至冷凝塔塔底水池内的冷凝循环水，该循环水转移至循环水箱后，由空冷器降温，最后热量转移至环境空气，此过程实现系统热量循环。

冷却凝结塔冷却凝结下来的冷凝液可作为脱硫系统的工艺水补水、除雾器冲洗水、制浆用水等，基本实现脱硫系统零耗水。此外冷却凝结塔循环喷淋的低温凝结水溶液可促进净烟气中少量的SO₂的吸收，有助于降低出口冷凝烟气的SO₂、烟尘浓度，可作为超净排放的二次屏障，使脱硫系统的脱硫效率和系统的稳定性更高。

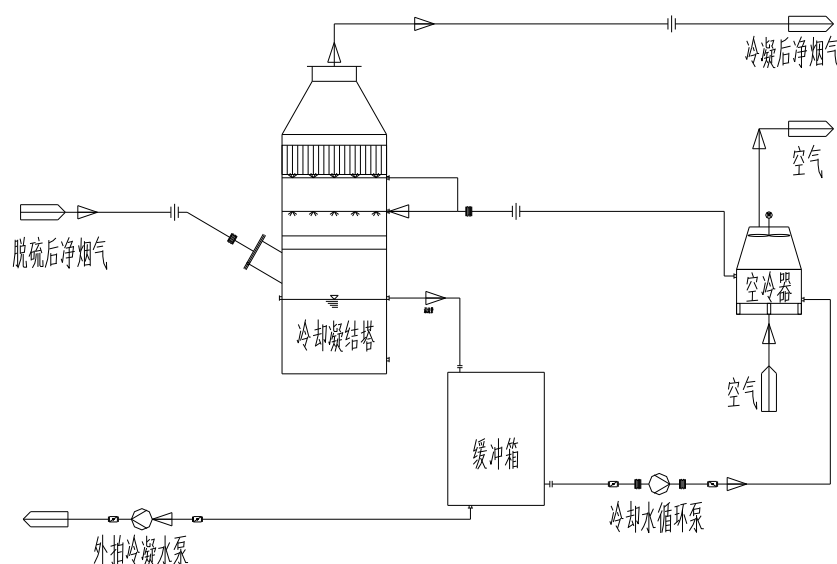


图 7.1-1 零补水湿法脱硫工艺流程图

冷却塔采用“旋汇耦合”技术后，在极小的液气比条件下即可实现气液的充分接触换热，提高了换热效率。同时旋汇耦合装置拥有良好的气液接触功能也保证了烟气中夹带的尘和石膏液滴的捕悉。再经过管束除尘器进一步除尘后，可将最终的尘排放量浓度控制在 3mg/Nm³(标态干基 6%氧)以下。管束式除尘器同时也起到降低冷凝烟气夹带水量的作用。

冷却凝结塔循环喷淋的低温凝结水溶液可促进净烟气中少量的 SO₂ 溶解，有助于降低出口冷凝烟气的 SO₂ 浓度，可作为保证 SO₂ 排放浓度的保障措施，使脱硫系统的脱硫效率和系统稳定性更高。

冷却凝结塔内利用气液直接接触的高效换热，冷却循环液通过空冷器间壁气液换热，换热效率高，可有效保证和控制净烟气的降温凝结过程。空气与烟气直接冷凝换热过程中，换热系数仅 46~57W/m²·°C；本工艺喷淋液与净烟气在湍流器作用下空间换热系数高达 20000W/m³·°C 以上；循环冷却液与空气在空冷器内的换热系数 610~730W/m²·°C；从换热系数上可以看出本工艺的换热效率要高于常规的空气间壁直接冷凝。对于原烟气温度与设计温度发生较大变化时，本工艺可以采取的措施包

括，调整喷淋量，调整运行温度，调整冷却空气流量等，来保证烟气冷凝水量的稳定；在极端条件下，还可以采用空冷器喷淋的方式强制降温，来保证冷凝烟气的稳定运行。本工艺采用冷却凝结塔构造，下部可储存大量的凝结水。夏季白天极高温环境条件下，无法回收大量水供给吸收塔消耗时，可用储存水补充；夜间低温时，回收过量的水储存在冷凝塔内。冷却凝结塔内的凝结水因为吸附少量净烟气中的SO₂，水质呈酸性PH≈2.7，塔内衬玻璃鳞片防腐，塔内喷淋水管采用FRP管道。塔外阀门、管道等均按防腐蚀衬胶管道，冷却循环泵按耐酸腐蚀泵选型，空冷器过流部件选用316材质。

同时冷却凝结塔内也设置管束式除尘器，用于减少冷凝烟气的夹带水量。

工艺应用的设备包括冷却凝结塔和空冷器。空气冷却器是常规成熟设备。冷却循环塔即是喷淋循环冷却水的一座脱硫吸收塔，也是成熟可靠设备。

(3) 运行效果

在托克托电厂6号机组进行的湿法脱硫零补水试验，其满负荷烟气量约为20000m³/h，其相当于600MW机组满负荷烟气量的1%。在固定空冷器工况以及循环冷却水流量的工况下，逐步的增加节水系统负荷。由于节水效率跟环境温度有一定的关系，试验选取了包含一天中的各个时间段温度变化的数据。由试验结果可以看出，回收水量平均量为0.618m³/h，折合成600MW机组回收水量将达到60m³/h，可以满足单台600MW机组脱硫系统用水量。系统回收水效果见表7.1-1。

表 7.1-1 系统回收水效果表（20000m³/h 烟气量）

日期(年/月/日)	时间段	负荷率 (%)	回收水量 (m ³ /h)
2015/7/10	08:00-16:00(白天)	40	0.596
2015/7/10	16:00-24:00(夜间)	40	0.583
2015/7/11	00:00-08:00(凌晨)	40	0.509
2015/7/11	08:00-16:00(白天)	60	0.622
2015/7/11	16:00-24:00(夜间)	60	0.549
2015/7/12	00:00-08:00(凌晨)	60	0.659
2015/7/12	08:00-16:00(白天)	80	0.7
2015/7/12	16:00-24:00(夜间)	80	0.571
2015/7/13	00:00-08:00(凌晨)	80	0.622
2015/7/13	08:00-16:00(白天)	100	0.683
2015/7/13	16:00-24:00(夜间)	100	0.622
2015/7/14	00:00-08:00(凌晨)	100	0.698

空冷器被是装置中最容易受结垢影响至堵塞的试验装置，试验中对运行过程中的空冷器阻力进行了监控，监控数据如下表所示，在连续 61 天的运行过程中，空冷器入水出水压差 160kpa 以内，长时间运行没有上涨的趋势可以说明回收水质稳定，没有发生结垢现象。（表中的压力波动是由于试验中对冷却循环水量进行调整造成的。）

（4）检测报告

托电 6 号机组湿法脱硫零补水系统在运行过程中，委托南京电力设备质量性能检验中心对系统进行了系统评估。评估工作分别在 2015 年 5 月 26~2015 年 5 月 28 日和 2015 年 7 月 6 日~2015 年 7 月 8 日分两次完成。评估中对吸收塔脱硫效率、冷却凝结塔脱硫效率、冷却凝结塔除尘效率、空冷器的换热系数、冷却凝结塔空间换热系数、回收水量、冷却凝结塔阻力、冷却循环水泵运行能耗、空冷器风机运行能耗、回收水能耗和回收水成份分析等项目进行了系统分析，结果表明对于节水效果非常好。具体见表 7.1-2。

表 7.1-2 项目节水性能测试结果

系统名称	#6 机组湿法脱硫新工艺中试试验装置	规格型号	20208m ³ /h 烟气量 (标态、干基)
受检单位	大唐托克托电厂	商标	—
联系人		联系电话	
生产单位	北京清新环境技术股份有限公司		
抽样地点	大唐托克托电厂#6 机组 湿法脱硫新工艺中试试验装置	抽样日期	2015 年 5 月 26 日~28 日 2015 年 7 月 6 日~8 日
样品数量	3	抽样者	滕农、严俊波等
抽样基数	3	原编号或 生产日期	—
检验项目	SO ₂ 质量浓度、吸收塔脱硫效率、冷却凝结塔脱硫效率、SO ₃ 质量浓度、HF 质量浓度、HCl 质量浓度、O ₂ 体积分数、烟尘质量浓度、冷却凝结塔除尘效率、空冷器的换热系数、冷却凝结塔空间换热系数、回收水量、冷却凝结塔阻力、冷却循环水泵运行能耗、空冷器风机运行能耗、回收水能耗和回收水成份分析。		
检验结论	能实现湿法脱硫净烟气中冷凝液回收，实现高效脱硫除尘以及湿法脱硫系统废水零排放。		
检验解释	试验期间由于#6 机组负荷不太稳定，#6 机组负荷的变化导致引风机出口烟气参数的变化，调频增压风机出口（中试试验装置入口）的烟气参数相应发生变化。		
备注	—		

（5）适用性

脱硫冷却凝结水装置的运行影响因素包括：

1) 循环水量。循环冷却水量直接影响了冷却凝结塔内的气液传质过程，大流量的循环冷却水量可以在冷凝塔内形成更好的喷淋效果，理论上有利于饱和烟气的冷凝效果，但是流速过快的循环水在空冷器处降温的效果会被削弱，反而不利于饱和烟气降温，且流量越大能耗越高。

2) 室外温度。本工艺对脱硫出口的饱和烟气冷凝回收水的实质工艺原理是利用环境与脱硫出口烟气的温差，对脱硫饱和净烟气进行降温冷凝。在室外温度较低的工况下，空冷器的换热效率更高，回收冷凝器水的效率随之升高。

3) 负荷与流速。运行中机组负荷高时烟气量大，烟气流速快，脱硫后饱和水汽在冷凝塔内的停留时间短，会影响换热效率，影响水回收效率。

4) 空冷器负荷。空冷器是节水系统的核心部件之一，循环冷却水由空冷器冷却后与饱和烟气造成的温差是水分冷凝的动力来源。空冷器负荷高时换热效率高但是会带来较高的能耗。调整合适的空冷器工况时节水系统运行的重要工作。

基于以上特点可以看出，本饱和水回收装置在工程应用方面确实存在一些局限性。首先装置需要一定的占地空间。装置主体包括了几乎和脱硫吸收塔同样尺寸的冷却凝结塔，工程应用中的空冷器组同样需要充分的场地，此外需要增加冷凝水缓冲箱。

（6）应用情况

烟气冷凝水回收系统作为一个完整的烟气处置单元，需要配备相应的运行检测设备以及管理系统。根据本工艺的运行特点，运行管理中的重点内容包括循环冷却水量的调整、空冷器负荷的调整、回收水量的监控、回收水质的监控，以及烟气指标的监控。

本工艺存在的主要问题是其工艺展开对环境条件的要求。由于工艺是利用环境与烟气温差进行换热冷凝器过程，故本工艺比较适合寒冷地区应用。非寒冷地区在夏季高温的环境下，脱硫出口烟气温度与室外温度差距较小，空冷器的换热效果将大幅下降，不利于系统的高效节能运行。

零补水湿法脱硫工艺研发过程中，已经成功运用到大唐托克托电厂 6 号 600MW 机组脱硫岛内满负荷约 20000m³/h 烟气量的热态试验并稳定运行。试验通过调整不同工况下的节水装置运行方式，验证装置的可行性，获得不同工况下真实有效的试

验数据，量化不同运行参数对节水系统效率的影响、对烟风系统的阻力影响、对二氧化硫、粉尘的二次脱除效果影响。目前本技术正处于推广阶段，包括神华胜利电厂、京能五间房电厂项目正在进行相关前期工作。

7.2 上海外高三 7 号机组烟气冷凝除水（冷却水与烟气不接触）

（1）工程概况

上海外高桥第三发电有限公司 1000MW 超超临界燃煤发电机组（即 #7 机组），锅炉最大连续蒸发量为 2953t/h 蒸汽，烟气量 $853.2\text{m}^3/\text{s}$ （湿态、标准状况、设计煤种）。烟气脱硫采用日本川崎重工（KHI）喷淋塔技术，建设脱硫效率为 95% 的全容量湿式石灰石—石膏烟气处理装置。每套烟气脱硫装置出力在锅炉 BMCR 工况的基础上设计，最小可调能力与 30%MCR 工况的烟气流量相适应，吸收塔后设置三级除雾器。

外三电厂的烟气污染物排放指标已达到超低排放要求， NO_x 、 SO_2 和烟尘的平均排放浓度分别 $19.27\text{mg}/\text{m}^3$ 、 $14.83\text{mg}/\text{m}^3$ 和 $2.42\text{mg}/\text{m}^3$ ，符合国家超低排放排放要求（在基准氧含量为 6% 的条件下，烟尘、二氧化硫、氮氧化物排放浓度分别不高于 10、35、 $50\text{mg}/\text{m}^3$ ），也低于上海市三年行动计划的规定限值。

（2）改造目的

1、继续深度减排、缓解烟囱“大白烟”现象

因经湿法脱硫洗涤后的出口烟气是饱和湿烟气，其中含有大量的水蒸汽，经烟囱排出后，进入温度较低的环境空气中，由于在低温下空气的允许含水量（饱和比湿）降低，在烟气温度降低的过程中，烟气中的水蒸气就会凝结成微小的液滴，从而造成烟囱“白烟”现象。烟囱“白烟”的烟羽视觉效果很差，会直接对电厂的社会形象产生不利影响。特别是外高桥电厂紧邻上海自贸区，治理“大白烟”可以提升外高桥电厂在国内外的企业形象，提高企业的社会效益。同时，这些带有较高酸度的水汽（凝结水 pH 一般为 2-3）客观上仍然会对大气产生一定的污染。

2、回收水份，节约用水，减少脱硫水耗力争达到零水耗

湿法脱硫是电厂运行中的用水大户，百万机组脱硫蒸发水量约为 100t/h，目前水资源日益匮乏，各国都在积极推进火电厂烟气水份回收的相关工作，而随着我国 2015 年 9 月份最新“水十条”政策出台，对水资源的利用将趋于严格，要求火电行

业促进再生水利用、控制用水总量、提高用水效益。因此，降低燃煤电厂的水耗，对烟气水份回收是当前的大趋势。

(3) 设计参数、技术指标

本项目设计参数、技术指标见表 7.2-1。

表 7.2-1 项目设计参数、技术指标

序号	名称	单位	参数(校核煤质)
1	设备入口烟气量	kg/h	4,030,690
2	冷凝换热器尺寸	m	24.1×13×3.5
3	入口烟气温度	℃	50
4	出口烟气温度	℃	46.5
5	管间烟气流速	m/s	5.54
6	烟气入口压力	Pa	1100
7	冷凝器设备压降	Pa	200
8	循环水入口温度(全年平均)	℃	18.1
9	循环水出口温度(全年平均)	℃	34.86
10	循环冷却水流量	t/h	3700
11	循环冷却水流速	m/s	0.4
15	最大计算析出水量	t/h	53.6
16	热负荷	MW	40
17	换热面积	m ²	12600
18	电耗	kW	384

(4) 改造技术路线选择

根据外三电厂的排放现状及存在问题，希望寻找一种能够回收水份、改善烟羽视觉效果，同时进一步回收烟气中的酸性物质、粉尘、重金属等污染物的技术，此外也不应显著增加对大气的二次污染排放（包括热污染和 CO₂ 及水蒸汽产生的温室气体效应）。

改善烟羽视觉效果，减轻烟囱白烟现象，通常采用的技术有烟气脱水、烟气加热、MGGH 等；进一步回收脱硫后烟气中的污染物，通常采用的技术为脱硫后增设湿式静电除尘器。

现有常规的加热方法(热风烟气混合式加热法或 MGGH)仅能够消除白色烟羽的视觉感受，无法回收水份，不能减少污染物和水汽的排放，烟气中所携带的 PM_{2.5}、

Hg、SO₃等多种污染物也并不因烟气被烘干后而消失，对大气环境而言，烟气中的污染物排放总量并未因视觉的改善而减少，仍会对大气环境造成不利影响。

脱硫后增设湿式静电除尘器，能够进一步去除烟气中的污染物，但无法回收烟气中的气态水，节水效果差，并且现场场地限制，不具备改造条件。

综合考虑经济成本、运行效益及安全可靠性，在经过充分技术调研及论证后，计划采用凝变技术（冷凝法烟气除湿减排技术），能够收集大量烟气凝结水的同时，还能协助多污染物的联合脱除，同时改善烟羽视觉效果。

外三自主提出结合烟气冷凝技术消除烟囱白色烟羽的总体设想，并创新地设计了冷凝干烟系统，在较低能耗的情况下，完全消除了大白烟现象。

（5）冷凝法（相变凝聚）深度除湿减排技术

在本项目中，冷凝换热器（相变凝聚器）设备作为一个单独的系统，布置在脱硫出口水平烟道上。冷凝器本体由数量众多的柔性冷凝管排组成，其原理是通过进入湿除内的饱和湿烟气进行降温，使得饱和烟气中的水蒸气发生相变，由汽态冷凝成液态，从而增加局部区域内的雾滴浓度，促使烟气中含尘的微细颗粒物长大并脱除。于此同时，当烟气携带灰颗粒进入凝聚器后，较大粒径颗粒由于自身惯性和柔性管排的拦截作用而被壁面水膜粘附脱除。

本项目在脱硫除雾器之后增设烟气冷凝析水换热装置。烟气冷凝析水换热装置采用高导热性耐腐蚀CAC改性塑料换热器，通过循环泵用开式长江水降温。

烟气析水除湿装置的烟气换热器部分采用在线水清洗方式。为便于换热器的安装和日后的维修，烟气冷凝析水换热装置采用模块化设计。

整套包括：1、烟气系统；2、析水除湿换热装置设备；3、开式循环水系统；4、在线清洗系统；5、除雾器系统；6、排放系统；7、收集水处理系统；8、公用系统—管道等配套设备及相关的电气、控制、土建辅助专业组成。

（6）实施效果

1、节水效果

2016年8月份投运以来，此时环境温度较高，循环水温度未达到设计值，但节水效果已经非常明显，冷凝收集烟气中水份约50t/h；预计在设计温度下运行时，收水可达80t/h以上。外三经过一系列节能减排创新后，脱硫实际蒸发水量约为70-80t/h，可实现脱硫零水耗。

2、去除多污染物效果

因尚未达到设计温度，性能试验尚未完成，故现根据外三 2015 年 2 月 12 日测试的烟囱冷凝水报告进行分析，冷凝水主要成分见表 7.2-2。

表 7.2-2 外三电厂烟囱冷凝水测试报告

主要项目	单位	数值	年收集量 (t/y)
K	mg/L	1.114	0.28
Na	mg/L	5.598	1.39
Ca	mg/L	34.78	8.61
Mg	mg/L	6.273	1.55
Al	mg/L	10.07	2.49
Si	mg/L	11.27	2.79
Fe	mg/L	6.543	1.62
PO ₄ ³⁻	mg/L	0.516	0.13
SO ₄ ²⁻	mg/L	683.2	169.09

根据电厂烟囱冷凝水测试报告，冷凝法除湿减排工程投运以后，按年利用小时数 5500 小时计算，可减排多污染物（含可溶性盐分）约 200 吨。

3、消除“大白烟”效果

2016 年 8 月份投运，当仅投入冷凝系统之后，“大白烟”现象明显减轻，烟羽颜色很淡且很短。9 月份烟气加热系统投入之后，仅提高温度 6℃，“大白烟”即完全消除，效果显著！

(7) 投资及运行费用

本次投资费用由两部分组成：设计及设备供货（EP）投资费用为 3053 万元；安装施工总投资费用 1500 万元（含部分安装），总体投资费用为 4553 万元。

年运行费用：按表 7.2-3 可知，连续投运，其年运行费用约为 79 万元。

表 7.2-3 运行费用统计表

序号	名称	运行电耗 (KWh/h)	运行费用 (万元)	备注
1	冷凝器	384	~74	运行时只产生电耗，无其它外部消耗

注：运行费用估算按上海外高桥第三发电有限公司年运行时间 5500 小时，厂用电 0.35 元/度条件计算。

7.3 深圳河源电厂全厂废水零排放（多效蒸发结晶）

（1）工程概况

广东河源电厂紧邻东江，东江是香港、深圳、惠州、河源等地唯一饮用水源，根据环评要求，河源电厂不能设置废水排放口，废水须零排放。面临没有退路的环保压力，河源电厂进行了大量的国内外调研和总结，并进行了大量试验研究与工程实施，真正实现了河源电厂废水零排放。

（2）电厂废水种类

燃煤电厂废水包括经常性废水和非经常性废水。经常性废水是指电厂日常生产过程中产生的废水，一般包括净化站产生的含泥废水（以海水或城市中水为水源的，则为浓缩废水）、锅炉补给水系统产生的浓缩废水或再生酸碱废水、精处理装置产生的再生酸碱废水和反洗废水、循环冷却水系统产生的浓缩排污水、脱硫系统排放的脱硫废水、输煤系统与煤场产生的含煤废水、主厂房产生的含油废水与员工生活废水等；非经常性废水主要是机组大小修期间产生的废水，如锅炉酸洗废水、空气预热器与脱硫 GGH 化学清洗废水、机组启动冲洗废水等。

河源电厂 2×600MW 机组设有循环冷却水系统，废水种类齐全，其废水种类、废水量和主要污染因子见表 7.3-1。

表 7.3-1 河源电厂 2×600MW 机组废水种类、废水量及其污染因子

废水名称		废水量	主要污染物	备注
常性 废 水	净水站含泥废水	20~50m ³ /h	SS	
	冷却塔浓缩排污水	100~125t/h	盐类、药剂、SS	浓缩倍率按 10 计。
	锅炉补给水系统	超滤反洗废水 4.6m ³ /h	SS	
		反渗透浓缩水 20m ³ /h	盐类 TDS~1000mg/l	
	精处理系统	前置过滤器废水 1.5m ³ /h	SS、Fe	
		再生废水 12.5m ³ /h	SS、Fe、NH ₄ 、TDS~45000mg/L	
		冲洗废水 0.4~1m ³ /h	酸碱废水、NH ₄	
	脱硫废水	6~12t/h	pH (5~6)、SS (1.5~3%)、TDS(25000~30000mg/L)、Cl(~13000mg/l)、饱和硬度、砷、汞、铅、镍、锌、氟等	
	含油污水	0~1m ³ /h	油类、SS	
	含煤废水	0~7t/h	SS、重金属等	
生活污水	10t/h	COD、BOD、SS、细菌		
经 常 性 废 水	锅炉水压试验排水	600t/次	SS、Fe	
	机组酸洗	酸洗废水 1300 t/次	COD>6000mg/L、TDS>15000mg/L、F ⁻ 、Fe 离子等；深黄色	
		管道碱洗 1200t/h	SS、Fe、碱洗液	

水		冲洗废水 2000t/h	SS、Fe	
	锅炉冷态启动冲洗废水	4000 t/次	SS、Fe、COD	
	锅炉热态启动废水	~15000 t/次	SS、Fe、COD	
	锅炉烟气侧冲洗废水	2250 t/次	SS、Fe、COD	
	空气预热器冲洗废水	8000 t/次	SS、Fe、COD	

可知，在循环冷却水系统浓缩倍率为 10 倍的情况下，河源电厂两台 600MW 机组经常性废水量为 165~244m³/h，每次大小修期间产生的非经常性废水~34000 余吨。废水种类较多，废水量较大。

(3) 废水零排放关键技术

1) 废水零排放系统开发

河源电厂废水种类齐全，同时设置有循环冷却水系统，冷却塔浓缩排污水需要复用，较为典型。结合各类废水特点和现有成熟的废水处理工艺出水水质的保障情况，为实现废水复用，建立了以“一水多用、梯级使用、循环利用”为架构的废水零排放系统。

设备冷却水与处理后的生活废水、工业废水等作为冷却塔的补充水；冷却塔的浓缩排污水作为脱硫系统的工艺补充水，经脱硫系统浓缩为脱硫废水；脱硫废水为全厂末端废水，先经预处理将其中污泥分离，再蒸发结晶处理将盐分分离，形成凝结水又回到冷却塔，如此构成“一水多用、梯级使用、循环利用”的废水零排放系统。

2) 废水零排放关键技术

①循环冷却水极限浓缩倍率技术开发

根据水量平衡要求，循环冷却系统浓缩排污水量须控制范围为 80~90m³/h，据此计算浓缩倍率则在 10 左右。为解决该问题，需进行高浓缩倍率模拟试验，寻找合适的药剂，控制循环水水质指标，避免结垢与腐蚀产生。据相关研究，在合理选用药品、控制循环水浊度的情况下，加药浓度达到一定值后，河源电厂循环冷却水系统在 10.5 以内的浓缩倍率（以氯离子或碱度计）工况下，其腐蚀与结垢趋势可控。

在河源电厂循环冷却水处理系统中，设置循环冷却系统旁流过滤装置，保证循环水水质浊度满足要求；旁流过滤器容量的大小取决于冷却塔补水水质和冷却塔周围空气质量；旁流过滤器反洗废水主要污染物为悬浮物，其盐含量同循环水水质，进入电厂工业废水处理系统处理。循环水系统添加阻垢剂、缓蚀剂与杀菌剂，在日

常生产中对药品浓度与水质指标跟踪监测，药品浓度不能低于模拟试验值，水质指标严格控制在设定范围内。若循环水盐度或硬度或硅含量或氯离子含量接近设定值，则排出部分循环水至复用水池，并及时补充新鲜水，确保循环水系统不结垢、不腐蚀。

②末端脱硫废水蒸发结晶处理系统开发

为保证安全运行，石灰石-石膏湿法脱硫系统在运行中需定期排放一定量的废水，即脱硫废水。脱硫废水为全厂的末端废水，其 pH 为 5~6，盐含量高达 25000~55000mg/L，含有 Cl^- 、悬浮物、过饱和的亚硫酸盐、硫酸盐与重金属等，该废水易结垢，腐蚀性强。采用常规工艺处理后，可实现达标排放，但因处理后的废水硬度高、Cl 未减少，腐蚀性强，不能实现复用，处理后一般外排或用于粉煤灰调湿。国内外还没有脱硫废水回用于前端设备的先例。

要实现脱硫废水的复用，关键是要将废水中的氯离子和硬度去除，避免复用设备发生腐蚀与结垢。河源电厂率先开发的“二级预处理+多效蒸发结晶”脱硫废水处理工艺，成功将废水中的污泥与盐分进行了分离，处理后的水质接近蒸馏水，回用于冷却塔，全过程中没有任何废水排放。

处理工艺机理如下：设置废水缓冲池，并曝气处理，使得水质均匀，为后续设备稳定处理创造条件。在一级反应器中投加石灰乳，使废水 pH 值提升至 10.0 以上， Fe^{3+} 、 Mg^{2+} 、 Zn^{2+} 、 Cu^{2+} 、 Ni^{2+} 、 Cr^{3+} 等重金属离子形成难溶氢氧化物而沉淀；石灰乳中的 Ca^{2+} 同废水中的 F 离子反应生成难溶的 CaF_2 ；在一级反应器还添加絮凝剂，使废水中细小而分散的颗粒和胶体物质在一级澄清器内凝聚成大颗粒物；同时添加助凝剂使得细小的絮凝物变大，形成更容易沉积的絮状物。废水中的重金属、悬浮物等在一级澄清器内浓缩，经脱水处理后变成污泥外排。

废水从反应器出来后，进入中间水箱， Hg^{2+} 、 Pb^{2+} 、 Ca^{2+} 离子仍在废水水中。增设二级反应器，添加有机硫和软化剂，并适当调整 PH 值， Hg^{2+} 、 Pb^{2+} 同有机硫（TMT-15）反应生成难溶的硫化物沉淀， Ca^{2+} 同软化剂发生反应而被去除，经絮凝澄清后进入蒸发结晶系统前清水箱。软化后的废水进入蒸发结晶系统基本不发生结垢。

采取四效蒸发结晶系统。动力蒸汽取自辅助蒸汽，对一效蒸发器进行加热，动力蒸汽冷凝后回用；废水经一效蒸发器蒸发浓缩，其形成的二次蒸汽(红色线条，下

同)作为二效蒸发器的热源；浓缩后的废水（黄色箭头，下同）进入二效蒸发器进一步浓缩，其形成的二次蒸汽又作为三效蒸发器的热源；如此类推，浓缩废水进入四效蒸发器后最后一次浓缩并结晶，经脱水将结晶盐提出。四效蒸发器出来的蒸汽最后进入凝汽器冷凝成水（绿色箭头），该水即为脱盐后的蒸馏水，水质很好，回用于冷却塔。

为节约能耗，从各效蒸发器抽取部分二次蒸汽用于废水的预热。投运后数据表明，每吨废水的蒸汽能耗为 0.28 吨。

③废水污泥与结晶盐综合利用

若分离后的废水污泥与结晶盐不经妥善处理，遇水后仍会返回环境产生二次污染。为避免二次污染，实现废水污泥与结晶盐资源化综合利用是最佳方案。

污泥制砖试验，试验结果表明水泥、石灰等固化料与污泥按一定比例的情况下，污泥砖强度满足使用要求，达到国家行业标准；并经浸出试验，无重金属析出，满足环保要求。因污泥盐分含量高，污泥砖仅用于围墙、公园路面等建设用砖，不能用作房屋建筑材料。

为提取高纯度的结晶盐，充分利用各种盐分特性，提高结晶盐中 NaCl 含量，提出的结晶盐满足二级工业盐标准（GB/T5462-2003），作为原料用于印染等行业。

7.4 大唐托克托 5 号机组废水零排放（浓缩减量+烟道蒸发）

（1）工程概况

大唐托克托电厂位于内蒙古呼和浩特托克托县燕山营燕山营乡托电工业园内，西南距黄河取水口蒲滩拐 12km，南距准格尔大型煤田 50km。电厂接入系统以 500kV 输电线路经安定和霸州开闭所接入京津唐电网，对稳定京津唐地区的电力供应具有重要意义，是国家重点建设项目，也是国家“西部大开发”和“西电东送”的重点工程。电厂装机容量为 $8 \times 600\text{MW} + 2 \times 300\text{MW}$ 。

全厂共 10 台机组全部采用石灰石-石膏湿法烟气脱硫工艺，全厂共产生脱硫废水约 1500t/d，脱硫废水已经过三联箱、澄清器去除重金属、悬浮物等。现拟采用“浓缩减量+烟道蒸发”的技术路线实现脱硫废水零排放。本脱硫废水烟道蒸发项目基于托克托电厂 5 号机（600MW）进行实施。

（2）技术原理

经处理合格的脱硫废水（见“主要设计参数”），与雾化压缩空气一起，经高效雾化喷枪雾化，喷入高温烟气。

在高温烟气中，液滴与灰尘相互吸附，形成潮湿的灰尘，含盐液体填塞在灰尘的微小空隙内。潮湿的灰尘随高温烟气流动的过程中，水分被高温烟气加热而蒸发成水蒸气。

液体中的盐分以细小结晶盐的形式析出，并填塞在灰尘的微小孔隙内，最终随灰尘一起被电除尘器或布袋除尘器等除尘装置捕捉而离开系统。

液滴与灰尘混合的过程中，一定程度上会提高灰的沉降速度，因此会有一些灰不能被烟气带走，而在烟道底部沉降下来。对于这部分灰，需要设计足够的沉降高度以确保其得到充分的加热，使其水分得到充分蒸发。最终通过烟道底部的排灰装置排出系统。技术原理系统具体见图 7.4-1。

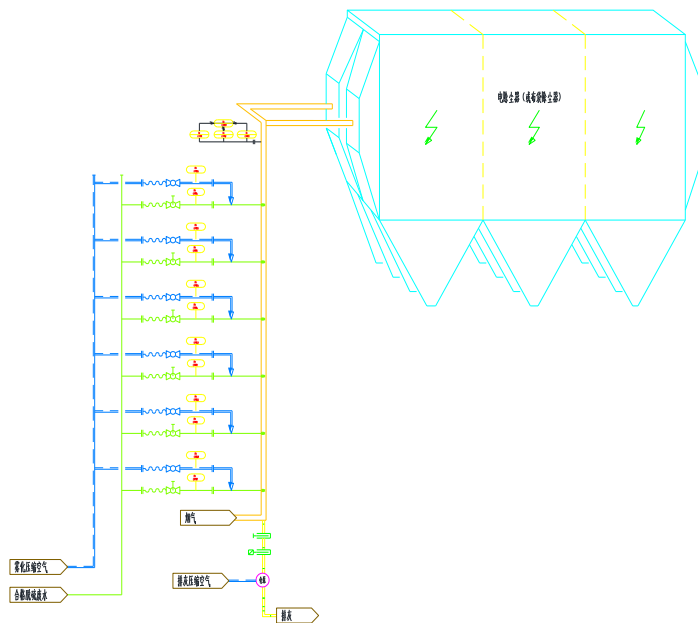


图 7.4-1 技术原理系统图

(3) 设计参数和技术指标

设计参数和技术指标主要包括烟气参数、废水水质参数、烟道轮廓图、设计技术参数、考核指标。

1) 烟气参数

烟气参数见表 7.4-1。

表 7.4-1 烟气参数

项目	说明	符号	单位	数值
体积流量	湿基标态实际氧	V_0	m^3/h	2200000
温度		t	$^{\circ}C$	135
压力	相对压力	P	Pa	-1000
大气压		P_0	Pa	90620
水	湿基	H_2O	%V	8.85
氧	干基实际氧	O_2	%V	4.01
二氧化碳	干基 6% O_2	CO_2	%V	15.15
二氧化硫	干基 6% O_2	SO_2	mg/m^3	1500
灰	干基 6% O_2	Ash	mg/m^3	40000

2) 废水水质参数

废水水质参数见表 7.4-2。

表 7.4-2 废水水质参数

项目	单位	数值	项目	单位	数值
总汞	mg/L	0.00498	氰化物	mg/L	0.339
总镉	mg/L	0.0032	铜	mg/L	0.03
总铬	mg/L	<0.01	锌	mg/L	<0.006
总砷	mg/L	0.0043	锰	mg/L	43.7
总铅	mg/L	0.004	硫化物	mg/L	<0.005
总镍	mg/L	0.34	氨氮(以 N 计)	mg/L	266
pH		7.46	铁	mg/L	0.4
悬浮物	mg/L	111	钙	mg/L	522
五日生化需氧量(BOD5)	mg/L	31.2	镁	mg/L	8680
化学需氧量(CODCr)	mg/L	440	氯化物	mg/L	11300
石油类	mg/L	<0.04	硫酸盐	mg/L	31900
氟化物	mg/L	122			

3) 烟道轮廓

烟道轮廓见图 7.4-2。

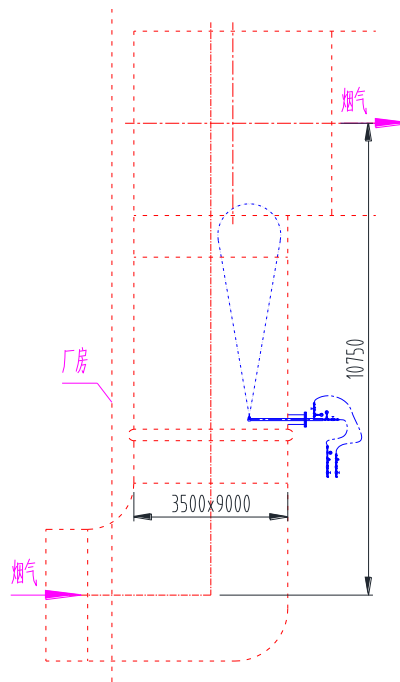


图 7.4-2 烟道轮廓图

如图 7.4-2 所示，烟道整体呈“Z”字形，烟气从底部侧面沿水平方向流入，从顶部面沿水平方向流出。其中烟气来流侧紧靠厂房墙壁。竖直烟道的截面尺寸为 9mX3.5m，竖直烟道的高度大约 15m。每台机组具有如图所示的烟道两处，每处烟道流过机组产生的 50%烟气量。

竖直烟道内部的内撑杆呈“卍”字状，将 9mX3.5m 的流道截面均匀的划分为 6 个相对独立的部分，每个部分截面尺寸约为 3mX1.75m。为实施便利考虑，本项目利用 6 个相对独立的子流道中的 3 个，整套机组 2 处烟道共 6 个子流道可供使用。每个子流道安装 2 支喷枪，本项目共安装 12 支喷枪。

4) 主要设计技术参数

主要设计技术参数见表 7.4-3。

表 7.4-3 主要设计技术参数

项目	单位	数值	项目	单位	数值
蒸发技术参数			废水水质控制指标		
烟气流量	m ³ /h	2525945	固体颗粒度	目	≥200
烟气温度	℃	135	总固体	mg/L	≤30000
温降	℃	1.56	喷枪技术参数		
蒸发量	kg/h	2160	气相压力	Bar	5~6
蒸发时间	s	0.09	液相压力	Bar	3~4

烟气流速	m/s	14	气相流量	NL/min	15~30
蒸发时间	m	1.3	液相流量	L/min	3~6
增湿率	g/Nm ³	0.855	气液比	NL/L	70
排灰技术参数			液滴粒径	μm	≤30
灰沉降速率	kg/h	480	安装数量	支	12
排灰设备能力	kg/h	2000			
压缩空气压力	Bar	5~6			

5) 考核指标

本项目考核指标见表 7.4-4。

表 7.4-4 脱硫废水烟道蒸发装置的考核指标

项目	单位	数值
气液比	NL/L	≤140
液滴粒径	μm	≤50
温降	℃	≤5
蒸发量	kg/h	≥1500 ≤3000
灰沉降速率	kg/h	≤1000
灰含水率	%	≤5
喷枪故障率	%	≤1

(4) 运行效果

运行效果主要包括蒸发效果，以及能耗情况、灰沉降数量及含水率、设备故障率等。

1) 蒸发效果

本项目 12 支喷枪运行情况见表 7.4-5。

表 7.4-5 雾化喷枪运行记录

序号	阶段	小时数	喷枪根数	合计 (支*时)	喷水量 (吨)
			支		
1	第 1 阶段	695.0	6	4170.0	781.7
2	第 2 阶段	1367.0	6	8202.0	1531
3	第 3 阶段	1204.0	12	14448.0	2572.1
4	第 4 阶段	1453.0	12	17436.0	3293.3
5	第 5 阶段	1602.4	12	19229.0	3448.8
6	合计(支*时)	6321.4		63485.0	
7	喷水量 (吨)				11626.9

12支喷枪合计运行63485小时，累计处理废水11626.9t。

经开启烟道人孔门，人工目视查看烟道内部情况，未发现腐蚀、沾壁现象，说明水雾蒸发良好，没有导致酸腐蚀，也没有导致灰尘粘接。

2) 能耗情况

根据业主提供的数据，本项目进行期间共消耗电能8532kW*h，合0.734kW*h/t水；雾化、排灰共消耗压缩空气2748599m³，合322m³/t水。

3) 灰沉降数量与含水率

设备运行期间对烟道底部排出的灰尘的检测数据如表7.4-6所示。

表 7.4-6 烟道底部排出的灰尘检测数据

序号	阶段	排灰量 kg	灰样 1			灰样 2		
			原重 g	干重 g	含水 g	原重 g	干重 g	含水 g
1	第 1 阶段	90507	100	96.19	3.81	100	95.9	4.1
2	第 2 阶段	190426	100	96.18	3.82	100	95.92	4.08
3	第 3 阶段	315296	100	95.84	4.16	100	96	4
4	第 4 阶段	377375	100	95.96	4.04	100	96.04	3.96
5	第 5 阶段	455360	100	95.97	4.03	100	96.08	3.92
6	合计 kg	1428964						

与电除尘器收集的粉煤灰相比，烟道底部排出的灰尘粒度较粗，密度较大（灰尘微小孔隙被盐堵塞），流动性尚佳，表观特性类似于建筑用细沙。

4) 设备故障率

未发生设备故障。

5) 总结

通过本项目的执行，确认了脱硫废水烟道蒸发工艺成功运行的核心关键如下：

- a. 喷雾粒度必须小于30微米。
- b. 脱硫废水含固量及其粒度必须合格。
- c. 烟道内流场须合理规划，尤其不能盲目追求处理能力而导致水雾浓度过大、蒸发路径过长、雾羽碰撞烟道内部构件等问题。
- d. 给烟道底部的沉降灰尘留出足够的蒸发空间。
- e. 将烟道底部的沉降灰尘及时排出烟道。

7.5 河南焦作万方电厂废水零排放（浓缩减量+烟道蒸发）

(1) 技术原理

基于锅炉烟气余热蒸发脱硫废水“零排放”技术，结合火电厂脱硫废水的水量、水质等特点，综合考虑锅炉炉后烟风系统配置情况，盛发环保设计开发出 WHUS 新型余热利用脱硫废水零排放系统。该系统主要包括高效多维极相电絮凝反应器耦合双碱法进行软化预处理系统、双膜法实现脱硫废水的淡化减量系统和烟气余热蒸发结晶零排放系统。

（2）技术设计

该技术设计体系：预处理系统可去除大部分悬浮固体颗粒、重金属等，并能充分有效地对水质进行软化，防止双膜法淡化减量系统膜表面结垢现象产生；双膜法淡化减量系统的淡水直接回用至锅炉补给水系统或循环水系统，减少电厂水耗；反渗透浓水利用锅炉烟气余热进行蒸发结晶，无需电厂其他热源，降低了电厂能耗；蒸发水回收于脱硫系统，在提高除尘效率的同时还节省了脱硫工艺用水，实现电厂脱硫废水真正意义上的“零排放”。

（3）示范运用

该技术在河南焦作万方电厂做出了成功示范。河南焦作万方电厂 2013 年投产，2014 年，焦作万方电厂便在全国范围内调研脱硫废水深度治理的厂家。盛发环保从 2014 年 5 月开始进行中试，经过近 5 个月的试用，电厂确定与盛发环保签署了脱硫废水零排放治理的合作协议。

项目投运后，不仅在技术上达到了废水零排放的环保要求，同时，建设费用、经济费用、占地面积仅及同期调研的独立热源蒸发技术的三分之一。

（4）经济性

烟气余热蒸发脱硫废水“零排放”技术具有低成本、高经济性的特点。以焦作万方 2 台 35 万千瓦机组设计处理水量 20 立方米/时为例，根据估算，采用该技术，淡水回收量达 60%，为 12 立方米/小时，此部分水质优异，建议用于电厂辅机冷却水系统或锅炉用水，以每吨水收费 7 元计算，该项每年就可节约 73 万元左右；浓水 40%，为 8 立方米/时，此部分水回收至湿法烟气脱硫装置，可节约市政用水额度，以每立方米 2 元计算，该项每年即可节约 14 万元。

2015 年 10 月 24 日，“脱硫废水烟气余热蒸发零排放技术”以其创造性和先进性，该技术“填补了国内脱硫废水低成本零排放的空白，整体达到国际先进水平，有广泛的应用前景”，并在环保科技成果鉴定书上明确了：该工艺采用了烟气余热蒸发，减

少了投资，节省了能耗，占地面积小，运行成本低，使燃煤电厂实现了脱硫废水零排放。

7.6 国电汉川电厂三期扩建工程废水零排放（浓缩减量+蒸发结晶）

（1）工程概况

国电汉川电厂位于湖北省汉川市曹家台，汉川电厂地处汉江平原，汉江下游北岸，湖北省汉川市曹家台。毗邻武汉市郊新沟镇，东南至武汉市区 45km，西至汉川市 10km。电厂一、二期工程装机容量为 4×330MW，分别于 1991 年和 1998 年建成投产，是湖北省第一个大型火电厂。

国电汉川电厂三期扩建工程拟建设 2×1000MW 超超临界燃煤机组，分阶段实施，先行建设的 5 号 1×1000MW 超超临界燃煤机组，于 2010 年 9 月 27 日正式开工建设，2012 年 12 月 21 日通过 168 小时试运行。6 号机组建设 1×1000MW 超超临界燃煤机组。本期工程主机采用国产超超临界参数机组，同步建设烟气脱硫、脱硝装置。

本工程 1~6 号机组烟气脱硫系统均采用石灰石-石膏湿法脱硫工艺。1~6 号机组脱硫废水量共计 36m³/h，已按常规方案即采用“中和（碱化）+絮凝+澄清”方案建成并投运。现拟采用“预处理软化+浓缩减量+蒸发结晶”的技术路线实现脱硫废水零排放。本脱硫废水深度处理工程项目基于全厂脱硫废水进行实施。

（2）工艺流程

经达标排放处理的脱硫废水进入深度处理站的预处理系统，预处理达到两个目的：①通过投加氢氧化钠和碳酸钠，基本去除废水中的钙镁硬度，大大降低了膜浓缩系统和蒸发结晶系统的结垢风险；②通过分盐膜将废水中的氯化钠和硫酸钠进行分离，便于后续蒸发结晶获得高纯度的氯化钠工业盐。

废水经过分盐膜处理之后，分成两股水，一股水以氯化钠为主，进入膜浓缩减量系统；另一股水以硫酸钠和部分氯化钠为主，返回原脱硫废水处理系统，废水中的硫酸根和石灰反应生成石膏沉淀。以氯化钠为主的废水经过高压抗污染反渗透膜（即 SCRO+DTRO）的浓缩处理后，生成 80%的淡水返回电厂锅炉补给水系统，20%的浓缩液（约 8t/h）去蒸发结晶系统。

浓缩液经过 MVR（机械蒸汽压缩再循环）蒸发结晶器处理后，废水中的氯化钠

结晶成了纯度大于 97.5%以上的工业盐，可广泛应用于氯碱化工、磷化工、印染等行业，实现资源回收利用。

具体工艺流程见图 7.6-1。

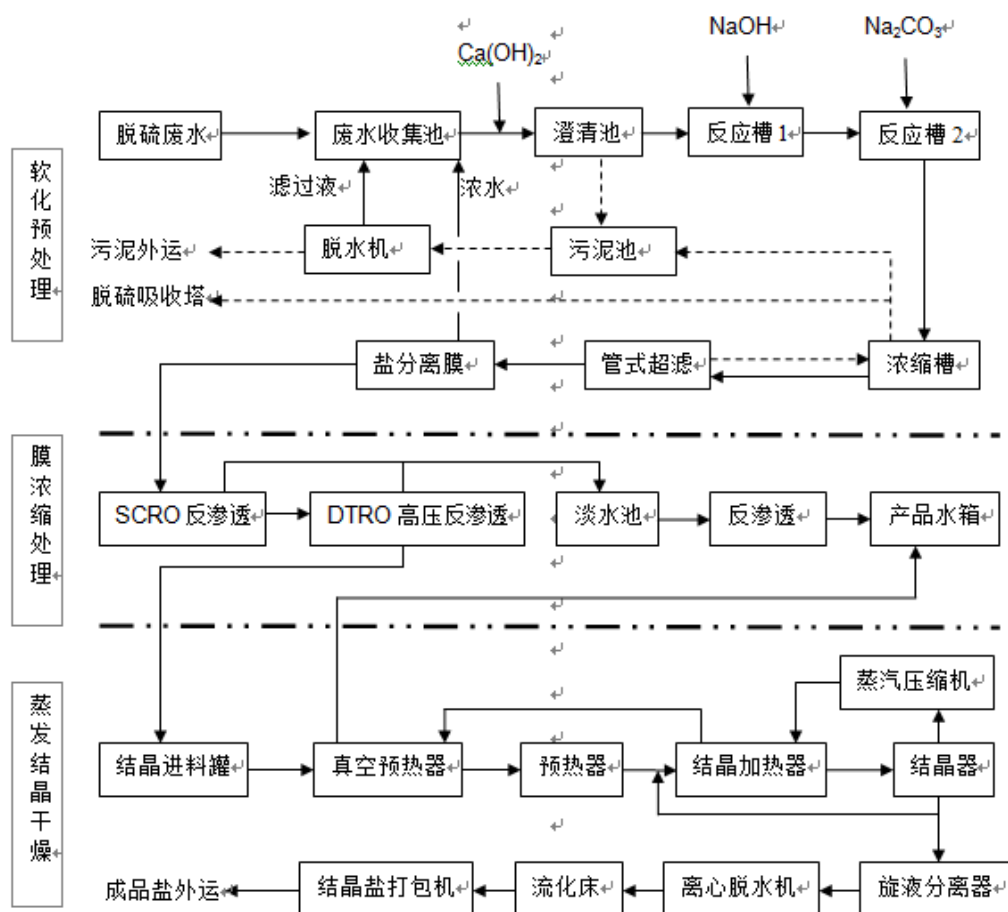


图 7.6-1 工艺流程图

(3) 设计参数和技术指标

设计参数和技术指标主要包括废水水质参数、设计技术参数、考核指标。

1) 废水水质

本项目废水水质见表 7.6-1。

表 7.6-1 废水水质表

序号	项目	单位	含量
1	pH		6~9
2	悬浮物(SS)	mg/L	≤70
3	化学需氧量(COD)	mg/L	≤95
4	氨氮	mg/L	15~25
5	硫化物	mg/L	≤1.0
6	氟化物	mg/L	≤6

7	氯根离子(Cl ⁻)	mg/L	8000~15000
8	硫酸根离子(SO ₄ ²⁻)	mg/L	3000~6000
9	全硅(SiO ₂)	mg/L	5~10
10	钠离子(Na ⁺)	mg/L	500~2000
11	钙离子(Ca ²⁺)	mg/L	1000~2500
12	镁离子(Mg ²⁺)	mg/L	1500~4500
13	总铁(Fe)	mg/L	10~20
14	总重金属	mg/L	≤5
15	TDS	mg/L	15000~38000

2) 设计技术参数

本项目设计技术参数见表 7.6-2。

表 7.6-2 项目设计参数

系统名称	系统进水 (m ³ /h)	系统出力 (m ³ /h)	装置数量 (套)	回收率 %
管式超滤膜	53	50	1	95
盐分离膜装置	50	40	2	80
SCRO 反渗透装置	40	24	2	40
SCRO 浓缩装置	24	16	1	33.5
DTRO 装置	16	8	2	50
BWRO 反渗透装置	31	28	2	90

3) 考核指标

本项目出水水质见表 7.6-3。

表 7.6-3 出水水质表

序号	项目	单位	含量	备注
1	pH		6.8~7.8	
2	电导率(25℃)	μS/cm	≤25	包含挥发性电导
3	氨氮	mg/L	≤2	
4	氟化物	mg/L	≤0.01	
5	氯根离子(Cl ⁻)	mg/L	≤6	
6	硫酸根离子(SO ₄ ²⁻)	mg/L	≤0.6	
7	钠离子(Na ⁺)	mg/L	≤5	
8	钙离子(Ca ²⁺)	mg/L	≤0.15	

序号	项目	单位	含量	备注
9	镁离子(Mg ²⁺)	mg/L	≤0.06	
10	TDS	mg/L	≤100	包含挥发性 TDS
11	TOC	mg/L	≤2	包含挥发性 TOC

结晶盐化学指标达到《GB/T5462-2003 工业盐》标准所规定的精制工业盐二级标准，具体指标如下：

表 7.6-4 结晶盐化学指标

序号	化学成分	含量(%)	备注
1	氯化钠(NaCl)	≥97.5	
2	水分 (H ₂ O)	≤0.80	
3	水不溶物	≤0.20	
4	钙镁离子	≤0.60	
5	硫酸根离子	≤0.90	

(4) 运行效果

运行效果主要包括预处理软化效果、膜浓缩系统回收率、蒸发结晶盐品质。

1) 预处理软化效果

本项目预处理软化效果见表 7.6-5。

表 7.6-5 预处理软化效果

项目	单位	软化系统出水水质
PH	(S.U.)	8.0
浊度	NTU	<1.0
钙离子	mg/L	<10
镁离子	mg/L	<8
溶解态二氧化硅	mg/L	<10
钡离子	mg/L	<0.1
锶离子	mg/L	<0.1

脱硫废水经过预处理软化系统处理后，出水硬度降到了非常低的水平，完全满足膜处理的进水要求，大大降低了膜结垢风险。

2) 膜浓缩系统回收率

经过 2 个月试运行，膜工艺段运行良好，废水总体回收率稳定在 82% 以上，进入蒸发器的浓缩液 5-6t/h，减少了废水蒸发量，节能效果明显。

3) 蒸发结晶盐品质

结晶盐经干燥处理后，氯化钠含量大于 98%，含水率小于 0.5%，优于了精制工业盐二级标准。现已销往电厂附近一家磷化工企业，实现了循环经济，变废为宝。

(5) 总结

通过本项目的执行，确认了脱硫废水“预处理软化-膜浓缩-蒸发结晶”工艺成功运行的核心关键如下：

- a. 软化系统出水总硬度 $<100\text{mg/L}$ （以碳酸钙计）。
- b. 盐分离膜产水氯化钠浓度 $>90\%$ 。
- c. 膜系统通量 $<13\text{L/m}^2\cdot\text{h}$ ，运行压力 $<10\text{MPa}$ 。
- d. 离心机出盐含水率 $<5\%$ 。