

附件 3

《燃煤电厂超低排放烟气治理工程 技术规范（征求意见稿）》

编制说明

编制组

2017年6月

项目名称：燃煤电厂超低排放烟气治理工程技术规范

项目统一编号：No.201×-××

编制单位：环境保护部环境工程评估中心、中国神华能源股份公司、国电环境保护研究院、中南电力设计院、东北电力设计院、浙江大学、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、福建龙净环保股份有限公司、北京清新环境技术有限公司、浙江天地环保科技有限公司、江苏新世纪江南环保股份有限公司

编制组主要成员：莫华、朱杰、任洪岩、朱法华、王树民、王为、高翔、郦建国、庄焯、郭俊、许月阳、刘英华、郑成航、刘含笑、朱晨、李天威、姜华、徐会军、姜建武、程俊峰、余志良、李清毅、潘超群、温卿云、陈招妹、杜宇江、林国鑫、廖增安、陈奎续、曾晓芳、张涌新、翁卫国、周灿、李辉、田庆峰、王谦、白凤春、王德彬、姜岸、黄志杰、郑晓盼、林春源、陈树发、徐长香、崔立明

标准所技术管理负责人：姚芝茂

技术处项目经办人：李磊

目 录

1 任务来源	1
2 标准制订必要性	1
3 主要工作过程	4
4 国内外相关标准调研	4
5 超低排放工程现状	5
6 标准主要内容和说明	44
7 标准实施的环境效益及经济技术分析	128
8 贯彻行业标准的要求和措施建议	130

1 任务来源

为贯彻《中华人民共和国环境保护法》《中华人民共和国大气污染防治法》和《大气污染防治行动计划》，规范和指导燃煤电厂超低排放工程建设及运行，完善环境工程技术规范标准体系。根据工作安排，环境保护部环境工程评估中心负责牵头《燃煤电厂超低排放烟气治理工程技术规范》及编制说明的起草工作，参加编制的单位有中国神华能源股份公司、国电环境保护研究院、中南电力设计院、东北电力设计院、浙江大学、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、福建龙净环保股份有限公司、北京清新环境技术有限公司、浙江天地环保科技有限公司及江苏新世纪江南环保股份有限公司。

2 标准制订必要性

2.1 超低排放技术发展的迫切需要

近年来，我国大气污染形势严峻，以可吸入颗粒物（PM₁₀）、细颗粒物（PM_{2.5}）为特征污染物的区域性大气环境问题日益突出，损害人民群众身体健康、影响社会和谐稳定，大气污染问题已成为社会舆论关注的焦点问题，给政府环境管理和社会经济发展形成较大压力。2013年9月，国务院出台了《大气污染防治行动计划》，明确规定京津冀、长三角、珠三角等区域除热电联产外，禁止审批新建燃煤发电项目。部分燃煤发电企业根据自身发展的需要，在一些地区的新建和现有电厂提出并实施了超低排放。

2014年9月，国家发改委、环境保护部、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）》（发改能源[2014]2093号），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12月2日，国务院总理李克强主持召开国务院第114次常务会议，决定全面实施燃煤电厂超低排放和节能改造工作，并将其作为一项重要的国家专项行动予以推进。随后国家发展改革委、环境保护部等部门相继发布了《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）等配套文件，明确要求全国各地符合条件的燃煤电厂最迟在2020年前完成燃煤电厂超低排放改造任务。

据不完全统计，截止到2016年3月，全国有约1亿千瓦燃煤机组完成了超低排放改造，正在改造的约8000万千瓦，“十三五”期间预计全国还有4.2亿千瓦燃煤机组实施超低排放

改造，改造完成后电力行业主要污染物排放将下降 50% 以上。可以说超低排放政策的出台，对于改善我国大气环境质量、推动环保行业技术进步、促进煤炭清洁利用均有良好助益，环境效益及社会效益十分明显。

但是，超低排放的实施对于电力企业、环保管理部门、环保企业等相关各方，在工程设计、设备制造、施工建设、运行维护、监督管理等方面均提出了新的更高的要求。从超低排放技术试验示范到全行业大规模实施，只有短短两三年时间，作为一个新事物其科学性、可行性、合理性如何尚待深入认知。目前来看，部分燃煤电厂超低排放工程应用过程中出现了各种技术简单堆积，导致改造费用过高、能耗过高的问题；有的项目设计时仅考虑烟气中烟尘、SO₂、NO_x 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。超低排放实施中的一些经验和教训急需积累和总结，以便进一步完善超低排放工作的推广开展，避免盲动盲从，有效指导有关各方科学实施超低排放。

因此，从全面总结超低排放经验促进技术良性发展的角度，有必要开展超低排放工程技术规范的编制工作。

2.2 规范指导超低排放工作的现实需求

超低排放要求的出台，倒逼了烟气治理技术的发展。初期投运的超低排放煤电机组，普遍在湿法脱硫系统后加装湿式电除尘器。近 1 年多的时间内，大量的新技术纷纷涌现，包括旋汇耦合、超净电袋等等技术，进一步丰富了超低排放技术路线的选择。如前所述，还有大量的煤电机组在未来一段时间内开始超低排放改造。因此，对已实现超低排放的燃煤机组进行测试、分析和评估，科学检验各种超低排放技术的可行性及其适应性，分析总结超低排放建设和运行的问题和经验，在此基础上制订工程技术规范以更好地规范和指导有关工作，显得尤为重要和迫切。

2014 年 6 月以来，环境保护部环境工程评估中心、国电环境保护研究院、浙江大学等单位，在参考发达国家复杂环境下低浓度污染物有关测试标准的基础上，对在国内率先达到超低排放的浙能嘉华百万千瓦首台燃煤超低排放改造机组、神华国华舟山 350MW 首台新建燃煤超低排放机组、粤电沙角电厂 600MW 超净电袋改造的超低排放机组、华润广东南沙电厂 350MW 超低排放机组、大唐山西云冈 300MW 超低排放改造机组等十余项工程进行了全流程、多点位、不同负荷条件下的多污染物同步测试和评估工作，同时对国内数十台超低排放机组进行了全面监测，这些工程基本覆盖了国内主流的超低排放技术如低低温电除尘、高

效电源电除尘器、超净电袋除尘器、超低袋式除尘器、湿式电除尘器、双托盘高效脱硫、旋汇耦合高效脱硫、双循环高效脱硫、海水脱硫、循环流化床锅炉炉内脱硫+炉外烟气循环流化床脱硫、SCR 高效脱硝、循环流化床锅炉 SNCR 脱硝等，并形成了各自特点的不同技术路线组合。上述测试评估工作对燃煤电厂烟气中烟尘、NO_x、硫化物、汞等污染物的各脱除工艺之间相互影响、相互关联的物理和化学过程进行了深入研究，已初步建立了一套针对超低排放烟气治理技术的科学评价体系，对超低排放烟气治理系统的方案设计、建设和运行形成了系统认知，为超低排放工程技术规范工作的制订奠定了坚实的基础。

因此，从规范和指导未来一段时期内超低排放工作的角度，有必要也有条件开展超低排放工程技术规范的编制工作。

2.3 完善环境标准体系的客观要求

超低排放的实施极大地激发了我国环保企业的创新热情，使我国电力环保技术走到了世界前列。从超低排放工程的实践来看，超低排放烟气治理系统集成了各种最新发展的环保技术，更加注重发挥各治理设施之间的协同工作效应，统筹考虑了污染物的协同减排，如为提高石灰石-石膏湿法脱硫效率发展涌现出的旋汇耦合、沸腾式泡沫塔、管束式除雾器等新技术，在加强气液传质提高脱硫效率及去除雾滴效果的同时，也显著提高了湿法脱硫设施协同脱除颗粒物、SO₃的能力；部分技术在实现超低排放的同时，更加注重达到节能降耗与环保减排的统一，如低低温电除尘技术在回收烟气余热节能降耗的同时，有利于减缓 SCR 高效脱硝带来的 SO₃ 增加这一不利影响，变害为利地使其成为提高除尘效率的关键，又如高频电源等高效供电方式在大幅降低电除尘器电耗的同时，也提高了输出电压，从而提升了除尘性能。

可以说，超低排放烟气治理技术是对传统除尘、脱硫、脱硝设备的重大技术革新，应将超低排放烟气治理系统作为一个整体，统筹考虑设计、建设和运行工作，原来的 HJ/T179 等单个除尘、脱硫、脱硝技术规范已不能完全适用于超低排放工程；另一方面，随着超低排放技术的发展，HJ/T179 等规范中一些参数和规定已经不能适应环保形势的发展，急需结合超低排放工程实践对其进行修订、补充和完善。

因此，从持续改进和完善环境标准体系的角度，有必要开展超低排放工程技术规范的编制工作。

3 主要工作过程

2015年10月，环境工程评估中心在北京组织召开了《燃煤电厂烟气超低排放工程技术规范》启动会，组织各参与单位就规范的主要内容、结构与分工进行了广泛的讨论。

2016年3月，环境工程评估中心在北京组织召开了规范第一次讨论会，相关各方就规范及编制说明的编写等工作进行了进一步讨论。

2016年7月，环境工程评估中心在北京组织召开了规范第二次讨论会，相关各方就规范汇总初稿和编制说明等工作成果进行了讨论并形成修改意见。

2016年8月，各参与单位提交修改稿，环境工程评估中心汇总完成《燃煤电厂烟气超低排放工程技术规范（内部征求意见稿）》及其编制说明。

2016年9月，环保部科技标准司组织了专家、行业代表对工作成果进行专题讨论，确定将标准定名为《燃煤电厂超低排放烟气治理工程技术规范》，邀请江苏新世纪江南环保股份有限公司等单位加入标准编制组，并进一步完善相关工作成果。

2016年10月，环境工程评估中心汇总完成《燃煤电厂超低排放烟气治理工程技术规范（内部征求意见稿）》及其编制说明，按要求加入了氨法脱硫工艺、烟气循环流化床脱硫工艺相关内容，征集了各参与单位对工作成果的意见并组织了修改完善。

2017年6月，环境工程评估中心正式形成《燃煤电厂超低排放烟气治理工程技术规范（征求意见稿）》及其编制说明，上报环保部科技标准司。

4 国内外相关标准调研

4.1 国外相关标准调研

本部分制订过程中未查到同类国际、国外标准，国外的标准或法规主要重点是针对排放限值而定，而治理工程技术主要通过市场引导，尚未见国外针对超低排放工程的技术标准。

4.2 国内相关标准调研

目前国内尚未发布专门的燃煤电厂烟气超低排放工程相关规范，但国内已发布了大量涉及烟气治理设施全过程的各类工程技术标准，从技术方案选择、设计规范、工程技术规范、验收规范、设备规范、运行技术规范到检修技术规范，有国家标准、各部委标准及部门规章、各行业标准等不同层级，可以为本部分的编制提供一定的参考。具体见表1。

表 1 国内相关技术标准

标准分类	标准名称与编号
方案选择类	《燃煤电厂污染防治最佳可行技术指南(试行)》(HJ-BAT-001)、《大气污染物治理工程技术导则》(HJ 2000)、《火力发电厂烟气袋式除尘器选型导则》(DL/T387)等
设计类	《火力发电厂烟气脱硫设计技术规程》(DL/T 5196)、《火力发电厂烟气脱硝设计技术规程》(DL/T 5480)等
工程类	《火电厂烟气脱硫工程技术规范 石灰石/石灰-石膏法》(HJ/T 179)、《火电厂烟气脱硝工程技术规范 选择性催化还原法》(HJ 562)、《火电厂烟气脱硝工程技术规范 选择性非催化还原法》(HJ 563)、《火电厂除尘工程技术规范》(HJ 2039)、《火电厂烟气脱硫工程技术规范 海水法》(HJ 2046)、《燃煤电厂锅炉烟气袋式除尘工程技术规范》(DL/T 1121)等
验收类	《建设项目竣工环境保护验收技术规范 火力发电厂》(HJ/T 255)、《火电厂烟气脱硫装置验收技术规范》(DL/T 1150)、《火电厂烟气脱硫工程施工质量验收及评定规程》(DL/T 5417)、《火电厂烟气脱硫吸收塔施工及验收规程》(DL/T 5418)等
设备类	《燃煤烟气脱硝技术装备》(GB/T 21509)、《燃煤烟气脱硫设备 第 1 部分: 燃煤烟气湿法脱硫设备》(GB/T 19229.1)等
运行管理类	《火电厂烟气治理设施运行管理技术规范》(HJ 2040)、《火电厂烟气脱硝(SCR)系统运行技术规范》(DL/T 335)、《燃煤电厂环保设施运行状况评价技术规范》(DL/T 362)、《电力环境保护技术监督导则》(DL/T 1050)、《火电厂石灰石/石灰—石膏湿法烟气脱硫装置运行导则》(DL/T 1149)等
检修维护类	《火电厂石灰石/石灰—石膏湿法烟气脱硫装置检修导则》(DL/T 341)、《燃煤电厂电除尘器运行维护管理导则》(DL/T 461)等
监测检测类	《燃煤烟气脱硫设备性能测试方法》(GB/T21508)、《固定污染源烟气排放连续监测系统技术规范(试行)》(HJ/T 75)、《固定污染源烟气排放连续监测系统技术要求及检测方法(试行)》(HJ/T 76)等

5 超低排放工程现状

5.1 NO_x 控制技术

5.1.1 我国 NO_x 控制技术应用现状

《火电厂大气污染物排放标准》(GB 13223-2011)等一系列标准、政策的颁布实施,极大促进了我国 NO_x 控制技术的发展与进步,掀起了火电行业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%。

“十二五”期间,我国 NO_x 控制技术发展迅速,在实现烟气脱硝技术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,广泛普及低氮燃烧器(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 NO_x 的有效控制。

5.1.2 主要 NO_x 超低排放控制技术

火电厂 NO_x 控制技术主要有两类:一是控制燃烧过程中 NO_x 的生成,即低氮燃烧技术;二是对生成的 NO_x 进行处理,即烟气脱硝技术。烟气脱硝技术主要有 SCR、SNCR 和 SNCR/SCR 联合脱硝技术等。

5.1.2.1 低氮燃烧技术

低氮燃烧技术是通过降低反应区内氧的浓度、缩短燃料在高温区内的停留时间、控制燃烧区温度等方法,从源头控制 NO_x 生成量。目前,低氮燃烧技术主要包括低过量空气技术、空气分级燃烧、烟气循环、减少空气预热和燃料分级燃烧等技术。该类技术已在火电厂 NO_x 排放控制中得到了较多的应用。目前已开发出第三代低氮燃烧技术,在 600MW~1000MW 超超临界和超临界锅炉中均有应用,NO_x 浓度在 170 mg/m³ ~240 mg/m³。低氮燃烧技术具有简单、投资低、运行费用低的特点,但受煤质、燃烧条件限制,易导致锅炉中飞灰的含碳量上升,降低锅炉效率;若运行控制不当会出现炉内结渣、水冷壁腐蚀等现象,影响锅炉运行稳定性;同时在减少 NO_x 生成方面的差异也较大。

5.1.2.2 NO_x 脱除技术

SCR 脱硝技术是目前世界上最成熟,实用业绩最多的一种烟气脱硝工艺,其采用 NH₃ 作为还原剂,将空气稀释后的 NH₃ 喷入到约 300~420℃的烟气中,与烟气均匀混合后通过布置有催化剂的 SCR 反应器,烟气中的 NO_x 与 NH₃ 在催化剂的作用下发生选择性催化还原反应,生成无污染的 N₂ 和 H₂O。该技术自 90 年代末从国外引进吸收,在我国火电行业已得到

广泛应用，并在工艺设计和工程应用等多方面取得突破，业界已开发出高效 SCR 脱硝技术，以应对日益严格的环保排放标准。目前 SCR 脱硝技术已应用于不同容量机组，该技术的脱硝效率一般为 80%~90%，结合锅炉低氮燃烧技术后可实现机组 NO_x 排放浓度小于 50 mg/m³。SCR 技术在高效脱硝的同时也存在以下问题：锅炉启停机及低负荷时，烟气温度达不到催化剂运行温度要求，导致 SCR 脱硝系统无法投运；氨逃逸和 SO₃ 的产生导致硫酸氢氨生成，进而导致催化剂和空预器堵塞；废弃催化剂的处置难题；采用液氨做还原剂时安全防护等级要求较高；氨逃逸引起的二次污染等。

SNCR 脱硝技术在锅炉炉膛上部烟温 850℃~1150℃区域喷入还原剂（氨或尿素），使 NO_x 还原为水和 N₂。SNCR 脱硝效率一般在 30%~70%，氨逃逸一般大于 3.8 mg/m³，NH₃/NO_x 摩尔比一般大于 1。SNCR 技术的优点在于不需要昂贵的催化剂，反应系统比 SCR 工艺简单，脱硝系统阻力较小、运行电耗低。但存在锅炉运行工况波动易导致炉内温度场、速度场分布不均匀，脱硝效率不稳定；氨逃逸量较大，导致下游设备的堵塞和腐蚀等问题。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，随后在各种容量的循环流化床锅炉和中小型煤粉炉得到大量应用，目前在 300MW 及以上新建煤粉锅炉应用很少。工程实践表明，煤粉炉 SNCR 脱硝效率一般 30%~50%，结合锅炉采用的低氮燃烧技术也很难实现机组 NO_x 超低排放；循环流化床锅炉配置 SNCR 效率一般在 60%以上（最高可达 80%），主要原因是循环流化床锅炉尾部旋风分离器提供了良好的脱硝反应温度和混合条件，因此结合循环流化床锅炉低 NO_x 的排放特性，可以在一定条件下实现机组 NO_x 超低排放。

SNCR/SCR 联合脱硝工艺，主要是针对场地空间有限的循环流化床锅炉 NO_x 治理而发展来的新型高效脱硝技术。SNCR 宜布置于炉膛最佳温度区间，SCR 脱硝催化剂宜布置于上下省煤器之间。利用在前端 SNCR 系统喷入的适当过量的还原剂，在后端 SCR 系统催化剂的作用下进一步将烟气中的 NO_x 还原，以保证机组 NO_x 排放达标。与 SCR 脱硝技术相比，SNCR/SCR 联合脱硝技术中的 SCR 反应器一般较小，催化剂层数较少，且一般不再喷氨，而是利用 SNCR 的逃逸氨进行脱硝，适用于部分 NO_x 生成浓度较高、仅采用 SNCR 技术无法稳定达到超低排放的循环流化床锅炉，以及受空间限制无法加装大量催化剂的现役中小型锅炉改造。但该技术对喷氨精确度要求较高，在保证脱硝效率的同时需要考虑氨逃逸泄露对下游设备的堵塞和腐蚀。该技术应用于高灰分煤及循环流化床锅炉时，需注意催化剂的磨损。

政策倒逼技术的进步，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，如高灰分耐磨催化剂技术、无钒催化剂、反应器流场优化技术等均

得到成功应用和推广；同时对硝汞协同控制催化剂功能拓展、失活催化剂再生、废弃催化剂回收等方面也取得了一定突破。

5.1.3 NO_x 超低排放控制典型案例

5.1.3.1 低氮燃烧

a) W 型火焰燃烧煤粉炉

1) 分离式煤粉浓缩器+空气分级燃烧

SA 电厂 2×300MW 亚临界 W 型火焰炉，1997 年 10 月并网投运。为适应环保政策要求，降低锅炉尾部 NO_x 排放量，进行低氮燃烧改造。改造方案以原锅炉炉膛和燃烧系统为基础，采用分离式煤粉浓缩器；燃烧器拱上布置，采用直流式带中心风煤粉燃烧器，在煤粉燃烧器两侧偏后位置布置分离式拱上二次风喷口；乏气喷口布置于锅炉下炉膛垂直墙中部，垂直墙下部布置拱下二次风喷口，上炉膛下部布置燃尽风喷口。

在机组现有的设备和运行条件下（煤粉细度 R75<9%，煤粉均匀性指数 n>1.0），机组满足以下性能条件：

①在 330MW 负荷下，燃烧器改造后的 NO_x 浓度不大于 800mg/m³，CO 浓度不大于 200ppm，锅炉效率不小于 90.6%，飞灰可燃物含量不大于 7%；

②在 250MW 负荷下，燃烧器改造后的 NO_x 浓度不大于 780mg/m³，CO 浓度不大于 200ppm，锅炉效率不小于 90.79%，飞灰可燃物含量不大于 6.8%；

③在 50%ECR 负荷下，燃烧器改造后的 NO_x 浓度不大于 750mg/m³，CO 浓度不大于 200ppm，锅炉效率不小于 90.94%，飞灰可燃物含量不大于 6.5%。

2) 双旋风煤粉燃烧器+空气分级燃烧

GX 发电有限公司 2×600MW 机组超临界 W 火焰锅炉，锅炉为全悬吊结构 II 型，2 台机组分别于 2011 年 2 月 20 日和 2011 年 8 月 26 日投运。采用适合燃烧低挥发份燃料的双旋风煤粉浓缩型燃烧器，其设计特点是采用旋风筒进行煤粉浓缩，并提供多种调节手段，以适应无烟煤着火、稳燃的要求；同时根据无烟煤燃烧发展缓慢的特点，采用独特的分级配风方式，最大限度地满足无烟煤着火、稳燃和燃尽的要求。

根据烟气脱硝装置性能试验报告，本项目锅炉出口 NO_x 浓度约为 620mg/m³，小于性能保证值 1090mg/m³。

b) 切向、墙式燃烧煤粉炉

1) 切向燃烧+直流式煤粉燃烧器+空气分级燃烧

HY 集团 2×200MW 机组四角燃烧锅炉,2013 年 HY 电厂完成了#8 锅炉低氮燃烧系统改造, 锅炉均采用东方锅炉最新研发的多维深度分级燃烧系统 (DBC-MDSS), 该燃烧系统能够实现沿炉膛的轴向、径向和周向空气和燃料深度分级, 控制 NO_x 的生成, 以确保稳燃、煤粉燃尽, 同时防止水冷壁高温腐蚀和炉膛结焦。

#8 锅炉低氮燃烧系统改造后燃用神华烟煤炉膛出口 NO_x 浓度从 458.9mg/m³ 降低到 199.1mg/m³, 降幅达到 56.6%; 在 150MW~200MW 负荷段 NO_x 都能控制在 260mg/m³~200mg/m³ 之间; 锅炉热效率 93.22%。

2) MPM 燃烧器+空气分级

YH 电厂 1000MW 等级超超临界锅炉低氮燃烧器改造项目于 2014 年 10 月开始设计, 2014 年 11 月开工建设, 2015 年 1 月低氮燃烧器完成 168h 试运行。低氮燃烧系统改造方案: 把炉膛从下往上依次分为主燃区和燃尽区三部分; 主燃区的过量空气系统控制在 0.85 左右, 形成还原性氛围, 以便控制其 NO_x 的生成, 剩余的空气以 SOFA 风的型式从锅炉燃尽风燃烧器射入到燃尽区, 以对未燃尽的煤粉进行充分燃烧, 降低飞灰可燃物含量; 主燃烧器由 PM 燃烧器改为 M-PM 燃烧器, 原燃烧器中淡煤粉风室更改为空气风室, 而浓煤粉风室放置 MPM 燃烧器。

根据#3 锅炉 2014 年燃烧器改造后性能考核试验报告, 1000MW 工况下 NO_x 浓度 162 mg/m³; 750MW 工况下 NO_x 浓度 143mg/m³, 500MW 工况下 NO_x 浓度 164mg/m³; 锅炉飞灰可燃物含量较改造前略低, 锅炉效率维持不变 (锅炉改造前 NO_x 浓度在 250 mg/m³~350 mg/m³)。

3) 垂直浓淡燃烧器+空气分级燃烧

ZN 发电有限公司 600MW 亚临界湿冷机组。低氮改造方案: 原水平浓淡燃烧器改为垂直浓淡燃烧器并配以节点功能区、小切圆设计、贴壁风设置、合理的炉内各区域 α (过剩空气系数) 分布; 结合空气分级技术, 将炉膛内部的燃烧过程分为主燃区、还原区和燃尽区三个部分, 其中主燃区通过一次风喷口的超小节距设计、浓-浓相对燃烧器集中布置, 辅以小煤粉细度控制, 在主燃区形成高温、低氧的燃烧子区, 提高煤粉在主燃区欠氧环境下的气化率, 降低 NO_x 的生成率。

根据第三方测试报告, 在燃用神华煤的条件下实现了在 600MW、450MW 和 300MW 三个负荷点下, 省煤器出口 (即 SCR 入口) 烟气中的 NO_x 浓度分别为 94mg/m³、104mg/m³ 和 134mg/m³, 锅炉效率略有上升。

4) 低氮旋流燃烧器+双层可调燃尽风技术

ZQ 煤电有限责任公司 2×660MW 超临界机组，采用前后墙对冲燃烧方式锅炉，燃用贫煤，2015 年进行低氮燃烧改造，采用东方锅炉自主研发的第三代 DBC-OPCC 高效低氮旋流燃烧器+双层可调燃尽风技术。

根据第三方测试报告，550MW 负荷下锅炉 NO_x 浓度在 366 mg/m³~423mg/m³ 之间，平均为 396mg/m³。

c) 循环流化床锅炉

某电厂 2×300MW 循环流化床锅炉，2015 年进行锅炉低氮改造，优化炉内受热面布置方式，增加炉内吸热强度，均匀炉内温度场；优化分离器入口设计，提高分离器分离效率，提高外循环回路循环倍率，增强炉内换热；调整布风配置，提高炉膛流化均匀性。低氮燃烧改造后，控制锅炉床温降低 30℃，NO_x 浓度在 200mg/m³ 以内。

5.1.3.2 SCR 脱硝

a) JH 电厂 1000MW 机组脱硝改造

JH 电厂 1000MW 机组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 0.70%、收到基硫 0.41% ±0.3%，煤粉燃烧器为单炉膛切圆燃烧。为使机组 NO_x 排放达到 50mg/m³ 要求，锅炉采用低氮燃烧器和空气分级燃烧技术，烟气脱硝采用 SCR 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+1”催化剂，设计反应温度为 300℃~420℃，脱硝采用液氨作为脱硝还原剂。

超低排放脱硝改造方案为增加预留层的催化剂，同时进行汽轮机抽汽回热技术改造，使省煤器出口温度达到脱硝催化剂全负荷运行温度要求，即机组全负荷改造后在 40%BMCR 工况下保证脱硝入口烟气温在 290℃。本工程总投资约 2770 万元，脱硝系统的日常运行费用相对较低，催化剂每隔三年更换（再生）一层的用量为 447m³。

测试结果表明，额定工况下锅炉出口 NO_x 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 2.28mg/m³，SO₂/SO₃ 转化率小于 1%）。选取该机组一年的 NO_x 排放 CEMS 监测数据进行分析，NO_x 排放浓度平均约为 28mg/m³，小时排放浓度达标保证率为 99.99%。

b) LX 电厂 600MW 机组脱硝改造

LX 电厂 600MW 超临界参数、螺旋炉膛、一次中间再热、平衡通风、固态排渣、全钢结构架、露天布置的Ⅱ型锅炉，原锅炉设计煤种为淮南烟煤，实际以大同混煤作为设计煤种，蒙混煤作为校核煤种。干燥无灰基挥发份约 35.4%~36.72%、收到基氮 1.1%、收到基硫 0.8%。锅炉为前后墙对冲燃烧方式，配置 B&W 公司的 DRB-4Z 超低 NO_x 双调风旋流燃烧器及 OFA 喷口。

为使机组 NO_x 排放达到 50mg/m³ 要求，锅炉采用低氮燃烧技术，炉后烟气脱硝采用 SCR 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 3 层蜂窝式催化剂。催化剂反应温度为 290 ℃~420 ℃，脱硝采用液氨作为脱硝还原剂。本工程脱硝总投资约 1460 万元，脱硝系统的日常运行费用相对较低，催化剂每隔三年更换（再生）一层的用量为 316m³。

测试结果表明，SCR 脱硝入口 NO_x 浓度为 300mg/m³，脱除率为 85%，出口 NO_x 浓度低于 50mg/m³，氨逃逸小于 3ppm，SO₂/SO₃ 转化率小于 1%。

c) DZ 电厂 4 号机组脱硝改造

DZ 电厂 4 号机组为上海锅炉厂所产超临界参数变压运行螺旋管圈直流炉，单炉膛、一次中间再热、四角切圆燃烧方式、平衡通风、Ⅱ型露天布置、固态排渣、全钢架悬吊结构。

4 号机组采用 SCR 脱硝，催化剂原采用 2+1（2 初始层，1 附加层），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 入口烟温约为 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，脱硝装置被迫停止喷氨；30% 负荷工况下，SCR 入口烟温只有 260℃ 左右（比原设计值降低约 12℃，原设计值为 272℃），脱硝装置根本无法投入。

为避免机组调峰期间脱硝系统停运，2014 年底 DZ 电厂对 4 号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 SCR 入口前的省煤器割除 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。

2015 年 4 月 15 日~4 月 17 日和 2015 年 6 月 2 日~6 月 6 日分别在 100% 和 75% 负荷下开展脱硝系统同流程同步第三方测试。测试期间，脱硝装置入口 NO_x 浓度为 169 mg/m³~224mg/m³，低于低氮燃烧器 300 mg/m³ 的设计限值要求；出口 NO_x 浓度为 28 mg/m³~40 mg/m³，低于设计限值 50 mg/m³；氨逃逸浓度为 1.63ppm~2.62 ppm，满足 3 ppm

限值要求；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%。

4 号机组改造后稳定运行 3 个月（2015 年 3 月~5 月）的 CEMS 数据表明，4 号机组改造后烟囱入口的 NO_x 浓度为 0.87 mg/m³~69.43 mg/m³，平均浓度 29.19mg/m³，小时排放浓度达标保证率 99.6%。

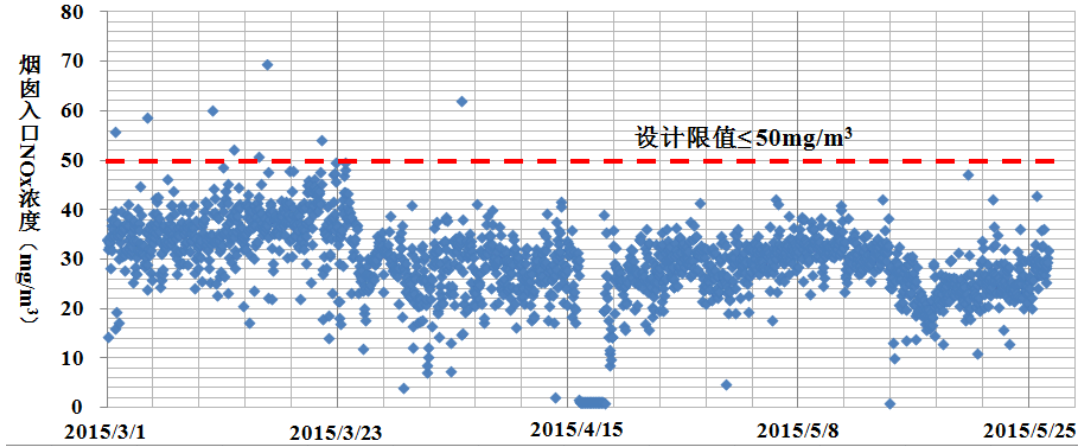


图 1 4 号机组烟囱入口 NO_x 浓度曲线

5.1.3.3 SNCR 脱硝

广州某热电厂 2 台 465t/h 循环流化床锅炉脱硝改造，采用 SNCR 脱硝技术，于 2014 年 6 月进行 72h 试运，改造完成后经地方环保部门检测，两台锅炉脱硫除尘装置出口 NO_x 排放稳定控制在 50 mg/m³ 以下，达到超低排放要求，脱硝效率大于 70%。

5.1.3.4 SNCR/SCR 联合脱硝

某电厂 2×350MW 超临界循环流化床锅炉，于 2014 年 3 月开始脱硝项目建设，2016 年 1 月脱硝装置完成 168h 试运行。锅炉低负荷运行时，由于循环流化床锅炉旋风分离器入口烟温较低，SNCR 脱硝效率下降，为解决此问题，在锅炉两级省煤器之间布置 SCR 脱硝催化剂，进一步降低 NO_x 排放和氨逃逸。本工程总投资约 3000 万元，脱硝出口 NO_x 浓度平均为 30mg/m³，氨逃逸小于 5ppm。

5.2 颗粒物控制技术

5.2.1 我国除尘技术应用现状

当前我国火电行业运用的主要除尘技术包括静电、袋式和电袋复合三种技术。

根据中国电力企业联合会统计数据，2014 年全国已投运火电厂全部配备除尘设施，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%（约 6.36 亿 kW）、

9.1% (约 0.75 亿 kW)、13.8% (约 1.14 亿 kW)。

5.2.2 主要颗粒物超低排放控制技术

随着《火电厂大气污染物排放标准》(GB13223-2011)和《煤电节能减排升级与改造行动计划(2014—2020年)》(发改能源〔2014〕2093号)的发布执行,我国除尘器行业在技术创新方面成效显著,一系列新技术在实践应用中取得了良好的业绩。除湿式电除尘外,低低温电除尘、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广泛应用,另外旋转电极电除尘、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一些电厂中得到应用。

5.2.2.1 低低温电除尘

低低温电除尘技术是从电除尘器及湿法烟气脱硫工艺演变而来,在日本已有近 20 年的应用历史。三菱重工于 1997 年开始在大型燃煤火电机组中推广应用基于 MGGH 管式气气换热装置、使烟气温度在 90℃左右运行的低低温电除尘技术,已有超 6500MW 的业绩,在三菱重工的烟气处理系统中,低低温电除尘器出口烟尘浓度均小于 30mg/m³,SO₃浓度大部分低于 3.57mg/m³,湿法脱硫出口颗粒物浓度可达 5mg/m³,湿式电除尘器出口颗粒物浓度可达 1mg/m³以下。目前日本多家电除尘器制造厂家均拥有低低温电除尘技术的工程应用案例,据不完全统计,日本配套机组容量累计已超 5000MW,主要厂家有三菱重工(MHI)、石川岛播磨(IHI)、日立(Hitachi)等。

低低温电除尘技术是通过低温省煤器或热媒体气气换热装置(MGGH)降低电除尘器入口烟气温度至酸露点温度以下(一般在 90℃左右),使烟气中的大部分 SO₃在低温省煤器或 MGGH 中冷凝形成硫酸雾,黏附在粉尘上并被碱性物质中和,大幅降低粉尘的比电阻,避免反电晕现象,从而提高除尘效率,同时去除大部分的 SO₃,当采用低温省煤器时还可降低机组煤耗。

国外低低温电除尘技术已有近 20 年的应用历史,投运业绩超过 20 个电厂,机组容量累计超 15000MW,国外投运情况为低低温电除尘技术的国内应用提供了借鉴。福建大唐宁德电厂 2×600MW 燃煤发电机组是国内首个采用低低温电除尘技术进行改造的电厂,目前低低温电除尘技术在华能长兴电厂 2×660MW、台州第二发电厂 2×1000MW 等数十台机组上已经得到应用,运行效果良好。

5.2.2.2 高频电源电除尘

高频电源作为新型高压电源,除具备传统电源的功能外,还具有高除尘效率、高功率因

数、节约能耗、体积小、结构紧凑等突出优点，同时具备直流和间歇脉冲供电等两种以上优越供电性能和完善的保护功能等特点，已成为 GB13223-2011 实施后电力行业中最主要的电除尘器供电电源。

大量工程实例证明，高频电源工作在纯直流方式下，可以大大提高粉尘荷电量，提高除尘效率；应用于高粉尘浓度的电场，可以提高电场的工作电压和荷电电流。特别是在电除尘器入口粉尘浓度高于 30 g/m^3 和高电场风速（大于 1.1 m/s ）时，应优先考虑在第一电场配套应用高频高压电源；当粉尘比电阻比较高时，电除尘器后级电场选用高频电源，应用间歇脉冲供电工作方式以克服反电晕，提高除尘效率并节能；在以提效节能为主要目的应用中，可在整台电除尘器配置高频电源，并同时应用断电（减功率）振打等新控制系统，实现提效与节能的最大化。

经过几年发展，高频电源已经作为电除尘器供电电源的主流产品在工程中广泛应用，产品容量从 $32\text{kW} \sim 160\text{kW}$ ，电流从 $0.4\text{A} \sim 2.0\text{A}$ ，电压从 $50\text{kV} \sim 80\text{kV}$ ，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。

5.2.2.3 湿式电除尘器

湿式电除尘器具有除尘效率高、克服高比电阻产生的反电晕现象、无运动部件、无二次扬尘、运行稳定、压力损失小、操作简单、能耗低、维护费用低、生产停工短、可工作于烟气露点温度以下、由于结构紧凑而可与其他烟气治理设备相互结合、设计形式多样化等优点。同时，其采用液体冲刷集尘极表面来进行清灰，可有效收集细颗粒物（一次 $\text{PM}_{2.5}$ ）、 SO_3 气溶胶、重金属（Hg、As、Se、Pb、Cr）、有机污染物（多环芳烃、二恶英）等，协同治理能力强。使用湿式电除尘器后，颗粒物排放可达 5mg/m^3 以下。在燃煤电厂湿法脱硫之后使用，还可解决湿法脱硫带来的石膏雨、蓝烟、酸雾问题，缓解下游烟道、烟囱的腐蚀，节约防腐成本。

初期投运的超低排放煤电机组，普遍在湿法脱硫系统后加装湿式电除尘器，湿式电除尘器目前已成为应对 $\text{PM}_{2.5}$ 及多种污染物协同治理的主要终端处理设备之一，在各种容量机组中均有大量应用。

5.2.2.4 电袋复合除尘器

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，出口烟尘浓度可达 $10\text{mg}/\text{m}^3$ 以下。

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，已投运的电袋复合除尘器超过 350 台，配套应用总装机容量已突破 20 万 MW，实测除尘器出口烟尘浓度 $4\text{mg}/\text{m}^3\sim 30\text{mg}/\text{m}^3$ ，其中低于 $20\text{mg}/\text{m}^3$ 占 50% 以上；运行阻力 $560\text{Pa}\sim 1100\text{Pa}$ ，平均 852Pa ；95% 的项目滤袋寿命大于 4 年。其中部分项目实现了出口烟尘浓度 $5\text{mg}/\text{m}^3$ 以下，如珠海电厂 $2\times 700\text{MW}$ 机组，除尘器出口烟尘浓度分别为 $2.55\text{mg}/\text{m}^3$ 、 $3.15\text{mg}/\text{m}^3$ 。

5.2.2.5 袋式除尘器

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，出口烟尘浓度可达 $10\text{mg}/\text{m}^3$ 以下。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，并且应用规模逐年稳定增长。

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，可实现出口烟尘浓度小于 $30\text{mg}/\text{m}^3$ 甚至 $10\text{mg}/\text{m}^3$ 以下，运行阻力小于 1500Pa ，滤袋寿命大于 3 年。自 2001 年大型袋式除尘器在内蒙古丰泰电厂 200MW 机组成功应用以来，近十余年，袋式除尘器在我国电力燃煤机组中得到了大量推广应用，最大配套单机容量 600MW，据不完全统计，累计配套总装机容量逾 8 万 MW，成为电力行业主要除尘技术之一。

5.2.3 颗粒物超低排放控制典型案例

5.2.3.1 低低温电除尘

a) CX 电厂 1 号、2 号机 ($2\times 660\text{MW}$) 新建工程

1) 项目概况

CX 电厂 $2\times 660\text{MW}$ 机组采用低低温电除尘技术，烟气治理技术路线为 SCR 脱硝+烟气

冷却器+低低温电除尘器+石灰石-石膏湿法脱硫，不设置湿式电除尘器，已于2014年12月中旬投入使用。其中所采用的低低温电除尘器为双室五电场，设计烟气温度的90℃，出口烟尘浓度设计值为15 mg/m³，要求经湿法脱硫系统后颗粒物排放浓度达到5 mg/m³。

2014年12月16日~18日，经某省环境监测中心测试，满负荷工况下1号、2号机组出口烟尘排放浓度分别为3.64 mg/m³、3.32 mg/m³。1号机组电除尘器出口烟尘浓度值约为12 mg/m³，湿法脱硫装置的协同除尘效率约为70%。

2) 运行稳定性

收集机组改造后稳定运行3个月(2015年10月~12月)的CEMS数据进行稳定性分析。低低温电除尘器出口烟尘浓度由安装在湿法脱硫塔进口烟道上的在线烟尘监测仪获得，低低温电除尘器出口烟尘浓度变化见图2。

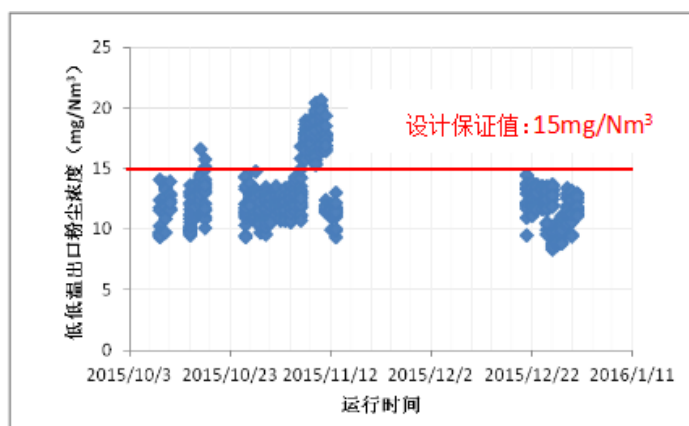


图2 CX 电厂 2#机组低低温电除尘器出口烟尘浓度变化图

表2 CX 电厂 2#机组低低温电除尘器出口烟尘浓度及小时浓度达标保证率

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

评估期间，低低温电除尘器出口烟尘浓度为8.38 mg/m³~20.67 mg/m³，平均值为12.8 mg/m³，低于15 mg/m³的小时浓度保证率为85.6%，低于30 mg/m³的小时浓度保证率为100%。其中2015年10月1日~8日、2015年10月12日~14日、2015年10月19日~25日、2015年11月14日~12月20日处于停机。

b) XC 电厂 1、2 号机 (2×700 MW) 改造工程

1) 项目概况

XC 电厂 2×700 MW 燃煤机组改造工程,烟气治理技术路线为脱硝+烟气冷却器+低低温电除尘器+石灰石-石膏湿法脱硫,每台炉配套 2 台双室四电场电除尘器。原电除尘器进口平均烟气温度达到 140 °C,出口烟尘浓度达到 50 mg/m³,改造采用低低温电除尘技术,将电除尘器入口烟气平均温度降低至 95 °C 以下,同时将第 1、2 电场工频电源改造为高频电源,出口烟尘浓度设计值为 30 mg/m³。

2015 年 5 月 19 日~20 日,经 NJ 电力设备质量性能检验中心测试显示:1 号机组低低温电除尘器出口烟尘浓度值约为 28.8 mg/m³,SO₃脱除效率约 81.71%。

2) 运行稳定性

收集机组改造后稳定运行 3 个月(2015 年 5 月~7 月)的 CEMS 数据进行稳定性分析。低低温电除尘器出口烟尘浓度由安装在湿法脱硫塔进口烟道上的在线烟尘监测仪获得,如图 3 所示。

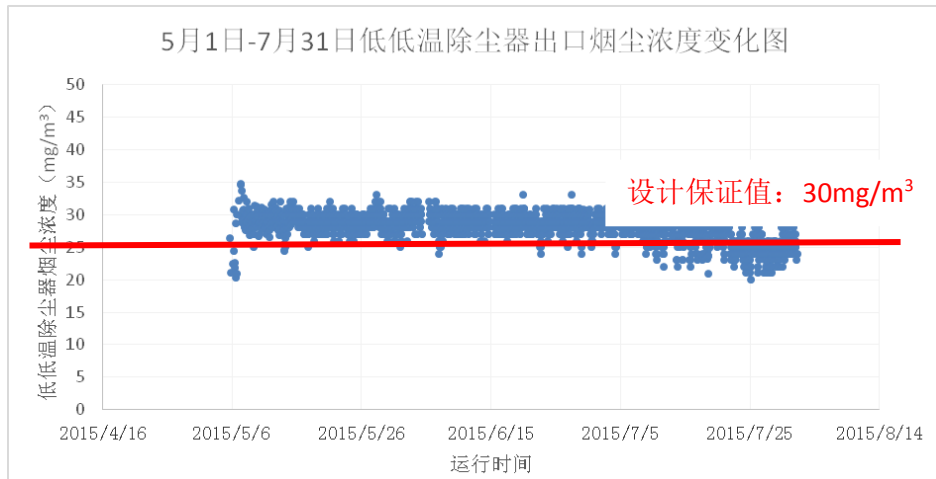


图 3 XC 电厂 2 号机组低低温电除尘器出口烟尘浓度变化图

表 3 XC 电厂 2 号机组低低温电除尘器出口烟尘浓度及小时浓度达标保证率

烟尘浓度	单位	除尘器出口
波动范围	mg/m ³	20~34.7
满足设计保证值 30mg/m ³	%	92.6

3 个月期间,低低温电除尘器出口烟尘浓度在 20 mg/m³~34.7 mg/m³ 之间,小时浓度低于 30 mg/m³ 设计值的保证率为 92.6%。

c) JH 电厂 3 期 7 号、8 号机 (2×1000MW) 改造工程

1) 项目概况

JH 电厂于 2014 年 6 月下旬完成 7 号、8 号机组超低排放改造,烟气治理技术路线为 SCR 脱硝装置+烟气冷却器+低低温电除尘器+高效湿法脱硫装置+湿式电除尘器+烟气冷却器。湿

式电除尘器布置于脱硫吸收塔出口与管式烟气再热器之间,颗粒物排放浓度不大于 5 mg/m³。

2014 年 7 月中国环境监测总站进行测试,污染物排放满足超低排放要求,满负荷工况时 7 号、8 号机组低低温电除尘器出口烟尘分别为 8.55 mg/m³~11.52 mg/m³、5.05 mg/m³~9.67mg/m³; 75 % 负荷工况下低低温电除尘器出口烟尘浓度分别为 9.34 mg/m³~9.71mg/m³、6.48 mg/m³~9.29mg/m³。

2) 运行稳定性

收集机组改造后稳定运行 3 个月(2014 年 6 月~8 月)的 CEMS 数据进行稳定性分析。低低温电除尘器出口烟尘浓度由安装在湿法脱硫塔进口烟道上的在线烟尘监测仪获得,浓度变化见图 4 和图 5。

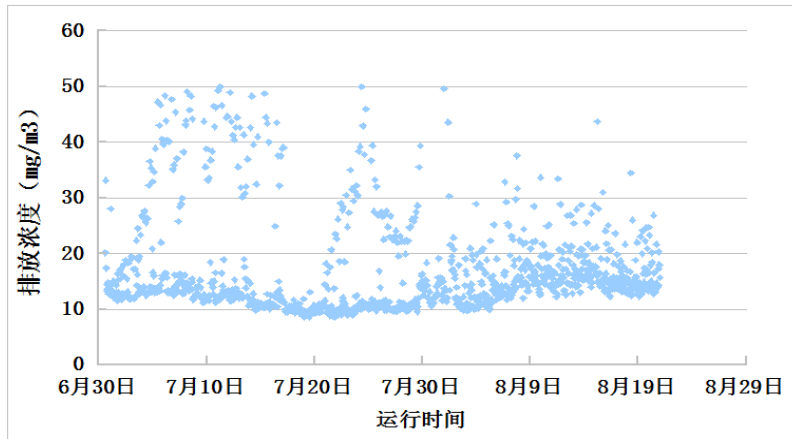


图 4 JH 电厂 7 号机组低低温电除尘器出口烟尘浓度变化图

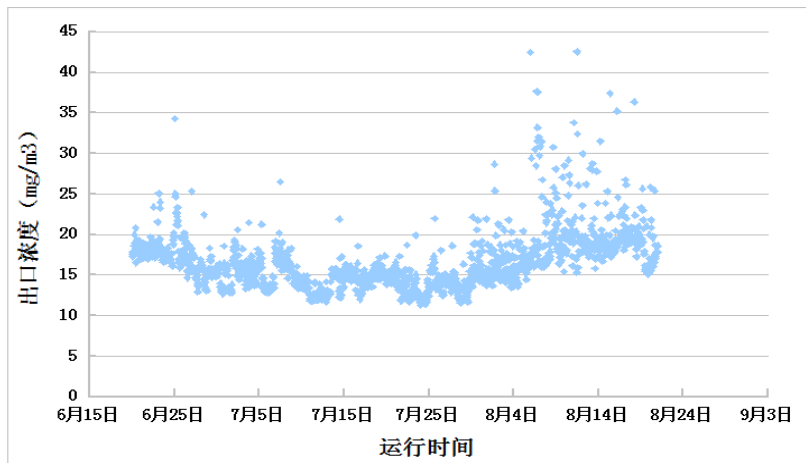


图 5 JH 电厂 8 号机组低低温电除尘器出口烟尘浓度变化图

表 4 JH 电厂低低温除尘器出口烟尘浓度达标保证率

	低低温出口烟尘浓度 (mg/m ³)	设计保证值 15mg/m ³ 达标保 证率 (%)	30mg/m ³ 达标保证率 (%)
7 号机组	8~50	57.7	91.65

8号机组	11~43	35.5	98.62
------	-------	------	-------

3个月统计数据表明,JH电厂7号机组低低温电除尘器出口浓度为 $8\text{ mg/m}^3\sim 50\text{ mg/m}^3$,达到 15 mg/m^3 设计值保证率为57.7%,达 30 mg/m^3 保证率为91.65%;8号机组低低温电除尘器出口浓度为 $11\text{ mg/m}^3\sim 43\text{ mg/m}^3$,达 15 mg/m^3 设计值保证率为35.5%,达 30 mg/m^3 保证率为98.62%。

为研究JH电厂7号机组低低温电除尘器出口粉尘超标的原因,对7月9日~10日间24h内的浓度波动进行分析(0.5h平均浓度)。

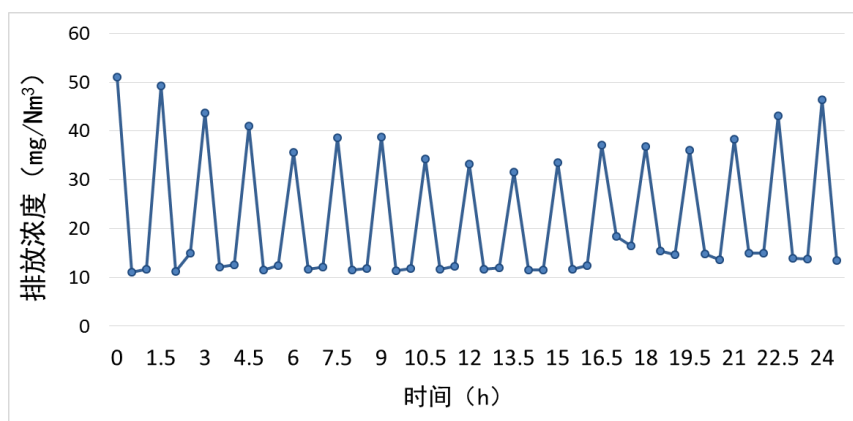


图6 JH电厂7号机组低低温电除尘器出口烟尘浓度变化图

从图5可以看出,粉尘浓度以1.5h为周期呈现有规律性波动,每1.5h出现一次粉尘浓度超过 50 mg/m^3 。分析原因是电除尘器的振打周期设计不合理,引起二次扬尘,造成电除尘器除尘效率降低。

5.2.3.2 高频电源电除尘

WH发电有限公司#1机组电除尘器改造前排放浓度为 109 mg/m^3 ,2013年10月WH发电公司委托某环保公司对其进行改造。改造完后,#1机组甲、乙两侧电除尘器出口烟尘浓度分别为 21.66 mg/m^3 、 23.74 mg/m^3 ,达到了 $\leq 30\text{ mg/m}^3$ 的改造协议要求,高压电耗小于 350 kWh ,既大幅提高了除尘效率、降低了排放浓度,又大幅降低了电除尘高压运行电耗。

5.2.3.3 湿式电除尘器

a) ZS电厂二期4号机(350MW)新建工程(板式湿电)

1) 项目概况

ZS电厂4号350 MW超临界机组为国内首台(套)采用湿式电除尘技术实现超低排放的应用项目,烟气治理技术路线为:低氮燃烧+SCR脱硝+电除尘器(末电场采用移动电极技术)+海水脱硫+湿式电除尘器。湿式电除尘器布置在脱硫后,为金属极板水平烟气流型

式。

机组于 2014 年 6 月 18 日带满负荷 168h 试运行，6 月 20 日某省环境监测中心对其进行测试，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 ，湿式电除尘器出口颗粒物浓度为 2.55 mg/m^3 。

2014 年 11 月 25 日~29 日，环保部环境工程评估中心在对 ZS 电厂 4 号机进行性能评估时，委托某省环境监测中心等单位对其进行现场测试。机组不同负荷条件下颗粒物排放浓度为 $0.60 \text{ mg/m}^3 \sim 0.68 \text{ mg/m}^3$ ，满足超低排放要求。

2) 运行稳定性

收集 2014 年 7 月~9 月的 CEMS 数据进行稳定性分析，机组颗粒物排放浓度统计见图 7。

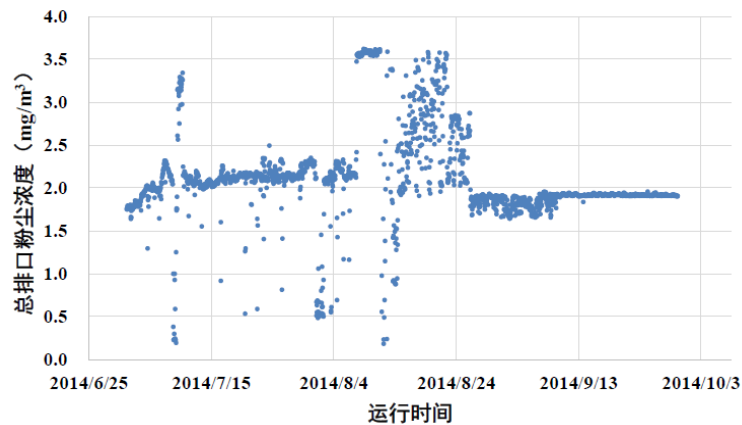


图 7 ZS 电厂 4 号机组颗粒物排放浓度变化图

颗粒物排放浓度在 $0.18 \text{ mg/m}^3 \sim 3.62 \text{ mg/m}^3$ ，平均值为 2.12 mg/m^3 ，小时排放浓度低于 10 mg/m^3 的保证率为 100%。

b) HD 电厂 6 号机（670 MW）改造工程（板式湿电）

1) 项目概况

HD 发电有限责任公司 6 号机组原配套除尘器型式双室四电场电除尘器，采用海水法烟气脱硫、SCR 脱硝。为满足超低排放要求，在脱硫塔与烟囱之间新建一台卧式两电场金属极板湿式电除尘器，含两级除雾器。

6 号机组 2014 年 6 月 15 日完成改造，第三测试结果显示湿式电除尘器出口颗粒物排放低于 10 mg/m^3 。

2) 运行稳定性

收集 2015 年 3 月~6 月连续 3 个月的 CEMS 数据进行稳定性分析。湿式电除尘器出口颗

颗粒物排放浓度统计情况见图 8。

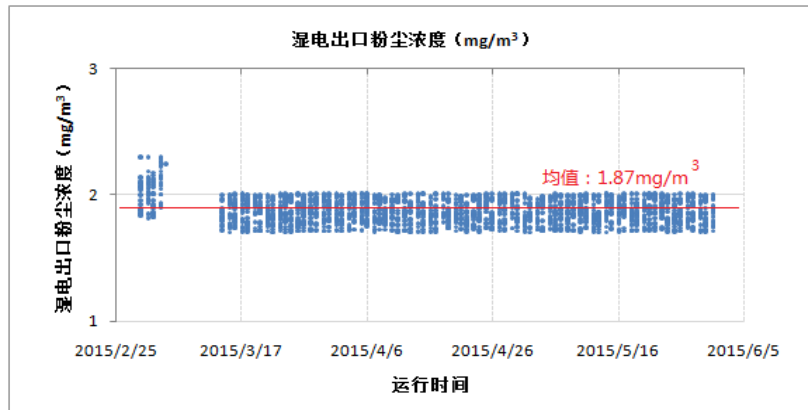


图 8 HD 电厂 6 号机组颗粒物排放浓度变化图

湿式电除尘器出口颗粒物排放浓度为 $1.71 \text{ mg/m}^3 \sim 2.29 \text{ mg/m}^3$ ，平均值为 1.87 mg/m^3 ，小时排放浓度低于 5 mg/m^3 的保证率为 100%。

c) YH 发电有限责任公司 6 号机 (300 MW) 改造工程 (蜂窝式湿电)

1) 项目概况

YH 发电有限责任公司 6 号机组 (300 MW) 锅炉为亚临界压力中间再热式直流炉，原配套袋式除尘器随着运行年限增加及新排放标准出台，无法实现达标排放，2015 年在脱硫吸收塔出口与 GGH 入口之间的净烟气烟道上增加布置蜂窝式湿式电除尘器。

本项目采用蜂窝式湿式、分体 (独立) 布置，共布置 4 个电室数，阳极采用正六边形导电玻璃钢，阴极线型式采用锯齿线型，喷淋系统采用间断冲洗方式，冲洗后的水进入吸收塔集水坑，作为脱硫部分用水。

根据第三测试报告，YH 发电有限责任公司 6 号机组湿式电除尘器出口颗粒物排放浓度 $1.35 \text{ mg/m}^3 \sim 1.79 \text{ mg/m}^3$ ，平均除尘效率 82.6%。

2) 运行稳定性

本项目于 2015 年 11 月 29 日成功投运，收集 2016 年 1 月 22 日~3 月 21 日连续 2 个月的 CEMS 数据，得出总排口颗粒物排放浓度统计如图 9 所示。

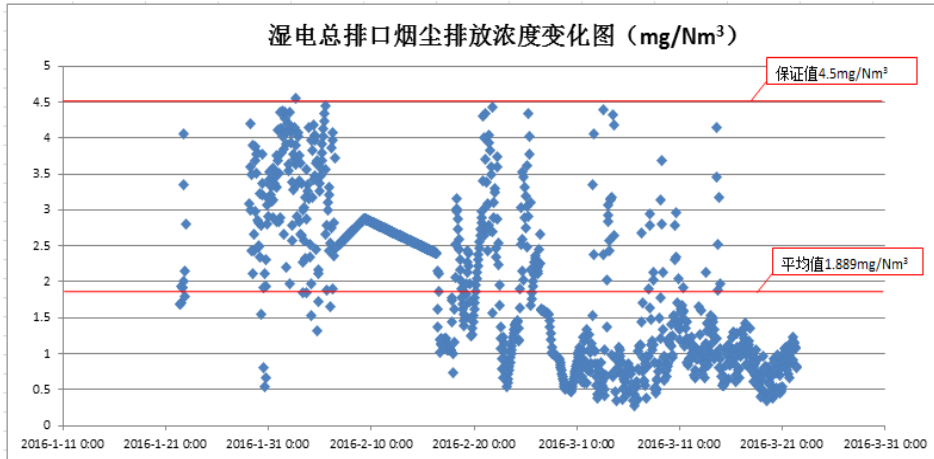


图9 YH 电厂 6 号机组颗粒物排放浓度变化图

湿式电除尘器出口颗粒物排放浓度为 $0.2728 \text{ mg/m}^3 \sim 4.5559 \text{ mg/m}^3$ ，平均值为 1.889 mg/m^3 ，小时排放浓度低于 5 mg/m^3 的保证率为 100%。

5.2.3.3 电袋复合除尘

a) SJC 电厂 #2 机组改造工程

1) 项目概况

SJC 电厂 2 号机组为原 ABB-CE 公司生产的 660MW 亚临界中间再热控制循环汽包锅炉，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 年试运行至 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。2013 年，SJC 电厂 2 号机组进行超净电袋复合除尘技术改造，即除尘器出口烟尘浓度按超低排放要求设计，该项目是国内首个超净电袋复合除尘器示范项目。

改造方案不加长柱距，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，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 5。

表 5 SJC 电厂 2 号机组改造工程主要技术参数表

序号	项 目	单 位	参 数
	电袋复合除尘器主要技术参数		
1	入口烟气量	m^3/h	3787901
2	烟气温度	$^{\circ}\text{C}$	≤ 150

序号	项 目	单位	参数
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
二	电场区主要技术参数		
1	电场列数	列	1
2	电场室数	室	4
3	总流通面积	m ²	840
4	总集尘面积	m ²	25200
三	滤袋区主要技术参数		
1	总过滤面积	m ² /台	61288
2	过滤速度	m/min	~1.0
3	滤袋材质		（PPS+PTFE）混纺+PTFE 基布
4	电磁脉冲阀规格型号		淹没式 /4 英寸
5	耗气量	Nm ³ /min	~26

2015年4月，NJ电力设备质量性能检验中心对2号机组电袋复合除尘器烟尘浓度进行为期2天的监测结果显示，除尘器出口烟尘浓度为3.35mg/m³、3.70mg/m³，本体漏风率为1.00%、0.89%，本体压力降为788Pa、773Pa，除尘效率为99.97%、99.97%。

2) 运行稳定性

2015年1月，SJC厂2号机组超净电袋复合除尘器项目成功投运，收集2015年2月20日~5月19日3个月期间的总排口的CEMS颗粒物排放数据统计如图10所示。

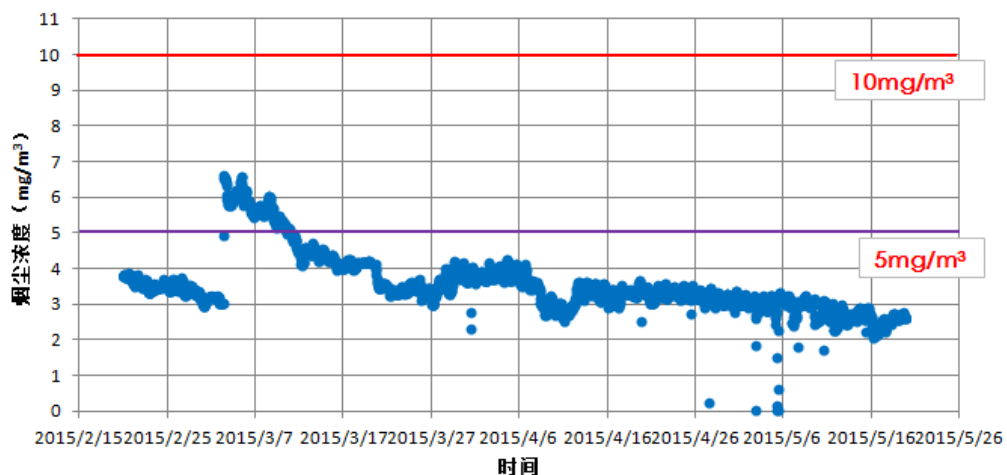


图10 SJC厂2号机组总排口颗粒物排放浓度变化图

3个月期间SJC厂2号机组总排口颗粒物排放浓度为0 mg/m³~6.63 mg/m³，平均值为

3.53 mg/m³，小时排放浓度低于 5 mg/m³ 的保证率为 91.5%，小时排放浓度低于 10 mg/m³ 的保证率为 100%。

b) PDS 发电分公司 2×1030MW 机组 1 号炉改造工程

1) 项目概况

PDS 发电分公司一期工程建设 2×1030MW 超超临界燃煤机组，分别于 2010 年 11 月和 12 月投产。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。原采用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%，除尘器出口烟尘浓度长期在 100mg/m³ 以上。

表 6 PDS 发电分公司 1 号炉燃煤成分与特性表

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

2015 年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。电袋复合除尘器主要技术参数如表 7 所示。

表 7 PDS 发电分公司 1 号炉改造工程电袋复合除尘器主要技术参数

序号	项目	单位	参数
1	入口烟气量（最大工况）	m ³ /h	5889400
2	烟气温度	℃	≤165
3	除尘器入口烟尘浓度	g/m ³	53.8

序号	项 目	单 位	参 数
4	除尘器出口烟尘浓度	mg/m ³	≤10
5	本体总阻力（正常/最大）	Pa	≤1050（滤袋寿命终期）
6	本体漏风率	%	≤1.8
7	过滤速度	m/min	~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

2) 运行效果

PDS 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，HN 电力科学研究院于 2015 年 7 月 12~13 日在 1010MW 负荷下（98% 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，出口烟尘浓度为 8.39mg/m³、8.76mg/m³，满足设计要求，烟囱出口颗粒物排放浓度为 4.36mg/m³，满足超低排放要求。

本项目是首台百万机组、高烟尘浓度超净电袋，是“超净电袋+高效脱硫”、免用湿电实现颗粒物超低排放的典型用例。

5.2.3.4 袋式除尘

a) PD 热电有限公司 7 号炉 200MW 机组改造工程

1) 项目概况

PD 热电有限公司#7 机组锅炉为“T”型布置汽包锅炉，原除尘器为卧式、双室四电场电除尘器，除尘器设计除尘效率≥99.6%。随着运行年限增加及排放标准的提高，机组已经不能满足排放标准要求，因此电厂将原电除尘器改造为袋式除尘器，改造方案为保留原电除尘器壳体、进口喇叭、灰斗、钢支架等结构，不加长、加宽柱距，拆除所有阴极系统、阳极系统及顶部保温箱、高低压设备等结构，壳体空间布置滤袋，改造为长袋低压脉冲行喷吹袋式除尘区。

改造后每台炉配套两台袋式除尘器，每台除尘器设 4 个进口烟道和 4 个出口烟道，滤袋区沿烟气方向共设置 4 个烟气通道。其燃煤成分与特性及袋式除尘器主要技术参数见表 8、表 9。

表 8 PD 热电有限公司 7 号炉燃煤成分与特性表

序号	名 称	符 号	单 位	设计煤种
1	煤种			平顶山烟煤
2	工业分析			

序号	名称	符号	单位	设计煤种
	收到基全水分	Mt	%	7.39
	收到基灰分	Aar	%	29.45
3	元素分析			
	收到基碳分	Car	%	53.20
	收到基氢分	Har	%	3.22
	收到基氧分	Oar	%	5.51
	收到基氮分	Nar	%	0.87
	收到基硫分	St.ar	%	0.36
4	灰成分分析			
	二氧化硅	SiO ₂	%	61.41
	三氧化二铝	Al ₂ O ₃	%	29.03
	三氧化二铁	Fe ₂ O ₃	%	2.78
	氧化钙	CaO	%	1.75
	氧化钠	Na ₂ O	%	0.41
	氧化钾	K ₂ O	%	0.94

表 9 PD 热电有限公司 7 号炉改造工程袋式除尘器主要技术参数表

序号	项 目	单 位	参 数
1	烟气量	m ³ /h	2×703927
2	除尘器入口烟气含尘浓度	g/m ³	74.16
3	除尘器出口烟气含尘浓度保证值	mg/m ³	<30
4	除尘器正常使用温度	℃	110~155
5	本体总阻力	Pa	<1300
6	本体漏风率	%	<1
7	过滤风速	m/min	<0.9
8	滤袋材质		PPS+PTFE 基布
9	脉冲阀型号		4 寸

2) 运行效果

PD 热电 7 号炉除尘器于 2010 年 11 月成功投运，2012 年 2 月 HN 电力试验研究院对袋式除尘器进行了测试：机组在主汽流量 650.0 t/h 时，A、B 袋式除尘器出口烟尘浓度分别为 24.43 mg/m³、22.98 mg/m³，除尘效率分别为 99.94%、99.95%，满足合同协议要求限值。

b) HP 电厂 5 号炉改造工程

1) 项目概况

HP 电厂 5 号机组为 300MW 亚临界压力中间再热式锅炉，原除尘器为双室 4 电场电除尘器，每炉配置 2 台。2013 年 9 月，将电除尘器改造为袋式除尘器，主要技术参数见表 10。

表 10 HP 电厂 5 号炉改造工程袋式除尘器主要技术参数

序号	项 目	单 位	参 数
1	每台炉配置的除尘器台数	台	2
2	除尘器入口烟气量	m ³ /h	2300000
3	除尘器进口含尘浓度	g/m ³	27
4	过滤面积	m ²	42975
5	过滤风速	m/min	0.89
6	滤袋材质		PPS 纤维（30%PPS 超细纤维）/PTFE
7	滤料单位面积质量	g/m ²	580

2) 运行效果

2014 年 11 月 YN 电力科技开发有限公司对 5 号机组袋式除尘器烟尘浓度进行了实测，A、B 袋式除尘器出口烟尘浓度分别为 5.47 mg/m³、4.10 mg/m³，除尘效率分别为 99.92%、99.94%，满足合同协议要求限值。

5.3 SO₂ 控制技术

5.3.1 我国脱硫技术应用现状

早在 20 世纪 30 年代，英国就有了完整的一套电厂脱硫技术，随后美国、日本、欧盟等国家也相继发展了脱硫技术。与发达国家相比，我国脱硫技术起步较晚，在 20 世纪 90 年代初期，我国开始大力兴建电厂并引进国外先进的烟气脱硫技术和装置。目前各国都研发电厂脱硫技术，各种技术已高达上百种，这些技术主要可以分为三大类：燃烧前脱硫、燃烧中脱硫和烟气脱硫，其中石灰石-石膏法烟气脱硫是目前最为主流的方法。

截至 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 2014 年的 92.1%，五大电力集团脱硫机组比例比全国平均水平高 5% 以上。参与环保产业登记的脱硫工艺以石灰石-石膏法为主，占 92.4%，其次为烟气循环流化床脱硫 2.9%、海水脱硫 2.0%、氨法脱硫 1.3%，此外还有少量旋转喷雾法、酸碱法、镁法等。未配备脱硫设施的主要为具有炉内脱硫能力的循环流化床机组。

5.3.2 主要 SO₂ 超低排放控制技术

针对超低排放的要求，基于传统的石灰石-石膏湿法脱硫工艺，不断有新技术发展来提升脱硫效率。在采取增加喷淋层、利用流场均化技术、采用高效雾化喷嘴、性能增效环或增加喷淋密度等措施提高传统空塔喷淋技术脱硫性能的基础上，石灰石-石膏湿法脱硫工艺又

出现了 pH 值分区脱硫技术、复合塔脱硫技术等。

pH 值分区脱硫技术是通过加装隔离体、浆液池等方式对浆液实现物理分区或依赖浆液自身特点（流动方向、密度等）形成自然分区，以达到对浆液 pH 值的分区控制，完成烟气 SO₂ 的高效吸收。目前工程应用中较为广泛的 pH 值分区脱硫技术包括单/双塔双循环、单塔双区、塔外浆液箱 pH 值分区等。

复合塔脱硫技术是在吸收塔内部加装托盘或湍流器等强化气液传质组件，烟气通过持液层时气液固三相传质速率得以大幅提高，进而完成烟气 SO₂ 的高效吸收。目前工程应用中较为广泛的复合塔脱硫技术有托盘塔和旋汇耦合等。

此外，基于其各自的工艺特点，海水脱硫、循环流化床脱硫及氨法脱硫工艺等在滨海电厂、循环流化床锅炉二级脱硫、化工自备电站等领域超低排放工程中也有一定应用。

5.3.2.1 石灰石-石膏湿法脱硫

5.3.2.1.1 单/双塔双循环脱硫

单塔双循环技术最早源自德国诺尔公司，该技术与常规石灰石-石膏湿法烟气脱硫工艺相比，除吸收塔系统有明显区别外，其他系统配置基本相同。该技术实际上是相当于烟气通过了两次 SO₂ 脱除过程，经过了二级浆液循环，两级循环分别设有独立的循环浆池，喷淋层，根据不同的功能，每级循环具有不同的运行参数。烟气首先经过一级循环，此级循环的脱硫效率一般在 30~70%，循环浆液 pH 控制在 4.5~5.3，浆液停留时间约 4min，此级循环的主要功能是保证优异的亚硫酸钙氧化效果和充足的石膏结晶时间。经过一级循环的烟气进入二级循环，此级循环实现主要的洗涤吸收过程，由于不用考虑氧化结晶的问题，所以 pH 可以控制在非常高的水平，达到 5.8~6.2，这样可以大大降低循环浆液量，从而达到很高的脱硫效率。

国内首台单塔双循环机组广东广州恒运电厂于 2014 年 7 月顺利实现投产，2015 年 8 月在百万千瓦机组——国电浙江北仑电厂 2 台 100 万千瓦机组 6 号脱硫系统中首次得以应用。

双塔双循环技术采用了两塔串联工艺，对于改造工程，可充分利用原有脱硫设备设施。原有烟气系统、吸收塔系统、石膏一级脱水系统、氧化空气系统等采用单元制配置，原有吸收塔保留不动，新增一座吸收塔，亦采用逆流喷淋空塔设计方案，增设循环泵和喷淋层，并预留有 1 层喷淋层的安装位置；新增一套强制氧化空气系统，石膏脱水-石灰石粉储存制浆系统等系统相应进行升级改造，双塔双循环技术可以较大提高 SO₂ 脱除能力，但对两个吸收塔控制要求较高，适用于场地充裕，含硫量增加幅度中的中、高硫煤增容改造项目。

5.3.2.1.2 单塔双区脱硫

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:上部低值区有利于氧化结晶,下部高值区有利于喷淋吸收,但没有采用如双循环技术等一样的物理隔离强制分区的形式。同时,其在喷淋吸收区会设置多孔性分布器(均流筛板),起到烟气均流及持液,达到强化传质进一步提高脱硫效率、洗涤脱除粉尘的功效。

单塔双区技术可以较大提高 SO₂ 脱除能力,且无需额外增加塔外浆池或二级吸收塔的布置场地,且无串联塔技术中水平衡控制难的问题。目前有 8 台百万千瓦机组、37 台六十万千瓦机组烟气脱硫中应用单塔双区技术。

5.3.2.1.3 塔外浆液箱 pH 值分区脱硫

塔外浆液箱 pH 值分区技术是利用高 pH 有利于 SO₂ 的吸收、低 pH 有利于石膏浆液的氧化结晶的理论机理,在吸收塔附近设置独立的塔外浆液箱,通过管道与吸收塔对应部位相连,塔外浆液箱所连的循环泵对应的喷淋层位于喷淋区域上部。塔外与塔内的浆液分别对应一级、二级喷淋,实现了下层喷淋浆液和上层喷淋浆液的物理强制 pH 值分区。

常规条件下,只需对吸收塔内的浆液 pH 值进行调节,控制塔内浆池的强制氧化程度,相应提高塔外浆液箱的浆液 pH 值,形成塔外浆液与塔内浆池的双 pH 值调控区间,强化二级喷淋的高 pH 值对 SO₂ 的深度吸收,大幅提高了脱硫效率。同时,其也在喷淋吸收区设置托盘(均流筛板),起到烟气均流及持液,达到强化传质进一步提高脱硫效率、洗涤脱除粉尘的功效。

塔外浆液箱 pH 值分区工艺原理与单塔双区较为相似,主要区别即在于以物理隔离方式实现 pH 值分区。浙能滨海电厂 2×300MW 机组、浙能乐清电厂 2×660MW 机组等数个项目均采用该技术实现了 SO₂ 的超低排放。

5.3.2.1.4 旋汇耦合脱硫

旋汇耦合技术主要利用气体动力学原理,通过特制的旋汇耦合装置(湍流器)产生气液旋转翻腾的湍流空间,利于气液固三相充分接触,大大降低了气液膜传质阻力,提高了传质速率,从而达到提高脱硫效率、洗涤脱除粉尘的目的,随后烟气经过高效喷淋吸收区完成 SO₂ 吸收脱除。

旋汇耦合技术配合使用管束式除尘除雾器,利用凝聚、捕集等原理,在烟气高速湍流、剧烈混合、旋转运动的过程中,能够将烟气中携带的雾滴和粉尘颗粒有效脱除,一定条件下

实现吸收塔出口颗粒物低于 $5\text{mg}/\text{m}^3$ ，雾滴排放值不大于 $25\text{mg}/\text{m}^3$ 。

大唐托克托电厂 $8\times 600\text{MW}$ 电厂、重庆石柱 $2\times 350\text{MW}$ 电厂（入口设计 SO_2 $11627\text{mg}/\text{m}^3$ ）等项目都采用该技术，目前全国应用该技术的脱硫机组超过百台，其中百万级机组近 20 台应用业绩。

5.3.2.1.5 双托盘脱硫

双托盘脱硫技术是在脱硫塔内配套喷淋层及对应的循环泵条件下，在吸收塔喷淋层的下部设置两层托盘，在托盘上形成二次持液层，当烟气通过托盘时气液充分接触，托盘上方湍流激烈，强化了 SO_2 向浆液的传质和粉尘的洗涤捕捉，托盘上部喷淋层通过调整喷淋密度及雾化效果，完成浆液对 SO_2 的高效吸收脱除。

浙能嘉华电厂 $2\times 1000\text{MW}$ 机组脱硫改造、华能长兴电厂 $2\times 660\text{MW}$ 新建机组等数十个项目均采用该技术实现了 SO_2 的超低排放。

5.3.2.2 烟气循环流化床法脱硫

烟气循环流化床脱硫技术是以循环流化床原理为反应基础的烟气脱硫除尘一体化技术。针对超低排放，主要是通过提高钙硫摩尔比、加强气流均布、延长烟气反应时间、改进工艺水加入和提高吸收剂消化等措施进行了一定的改进，同时基于烟尘超低排放的需要，对脱硫除尘器的滤料选择也提出了更高的要求。

循环流化床锅炉炉内脱硫后飞灰中含有大量未反应 CaO 且 SO_2 浓度较低，因此烟气循环流化床法脱硫工艺主要以炉后脱硫方式，在山西国金、华电永安等十余台 300MW 级循环流化床锅炉项目上实现了 SO_2 和颗粒物超低排放。同时，也在郑州荣齐热电等个别 200MW 级特低硫煤机组煤粉炉项目上，实现了 SO_2 和颗粒物超低排放。

5.3.2.3 氨法脱硫

氨法脱硫是资源回收型环保工艺。针对超低排放，主要是通过增加喷淋层以提高液气比、加装塔盘强化气流均布传质等措施进行了一定的改进。

氨法脱硫对吸收剂来源距离、周围环境等有较严格的要求，在宁波万华化工自备热电 5 号机组、辽阳国成热电等数个 100MW 级（以锅炉烟气量计）化工企业自备电站项目上实现了 SO_2 的超低排放。

5.3.3 SO_2 超低排放控制典型案例

5.3.3.1 石灰石-石膏湿法脱硫

5.3.3.1.1 单塔双循环技术——JB 电厂七期 $2\times 1000\text{MW}$ 机组脱硫新建工程

a) 项目概况

JB 电厂七期新建 2×1000MW 超临界凝汽式燃煤发电机组, 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, 并在脱硫后加装湿式电除尘器, 脱硫系统改造方案如下:

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 浆液池。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 浆液池 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 浆液池浆液通过浆液旋流站送至一级循环浆液中以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。

表 11 JB 电厂七期单塔双循环脱硫装置主要技术参数

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 O ₂)	m ³ /h	3373701	设计值
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	mg/m ³	3500	
	实际烟气入口 SO ₂ 浓度	mg/m ³	2300	
5	设计出口烟气 SO ₂ 浓度	mg/m ³	35	
	实际出口烟气 SO ₂ 浓度	mg/m ³	20	
6	实际脱硫率	%	99.1	
8	FGD 入口烟尘浓度	mg/m ³	13	
9	FGD 出口烟尘浓度	mg/m ³	1.1	(湿除后)
10	系统厂用电率(以配套脱硫装置后的厂用电增加量为基准)	%	0.69	(年均值, 无增压风机、GGH、湿磨)
11	装置建设投资费用	万元	21864	
12	脱硫装置增加的静态发电单位成本	元/kw	193	
13	脱硫成本	元/吨 SO ₂	876	(2016年6月)

b) 运行稳定性

收集该机组 3 个月（2016 年 4 月~6 月）的 CEMS 数据，进行 SO₂ 超低排放稳定性分析，如图 11 所示。

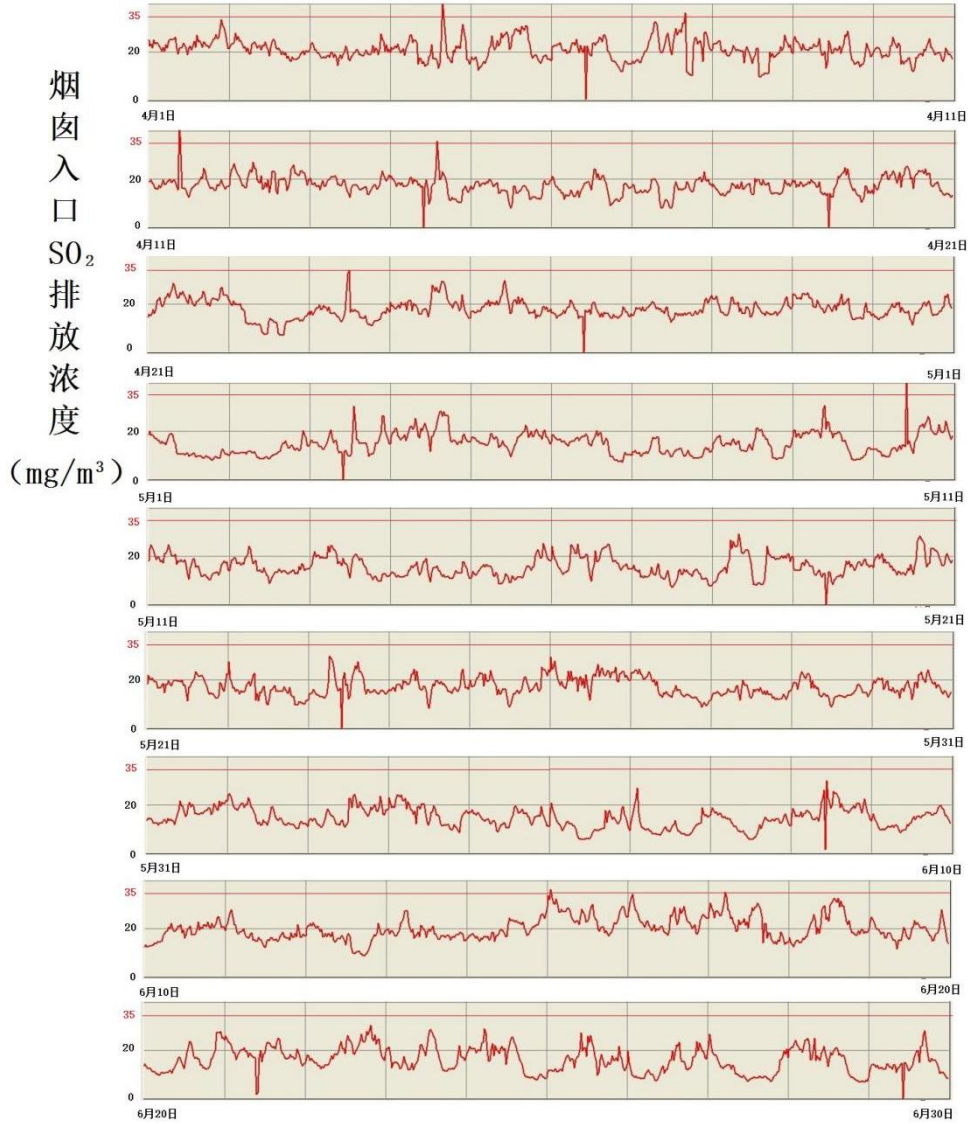


图 11 JB 电厂七期 SO₂ 排放浓度随时间变化图（每 10 天一组曲线）

3 个月期间，SO₂ 排放浓度在 40mg/m³ 以内，平均浓度为 17.40mg/m³，小时排放浓度达标保证率为 99.99%。

5.3.3.1.2 单塔双区技术——WA 发电有限公司 1、2 号机组脱硫改造工程

a) 项目概况

WA 发电有限公司 1、2 号机组为 300MW 亚临界间接空冷循环流化床机组，同期建设脱硫系统及除尘系统。1、2 号机组烟气脱硫装置原采用石灰石-石膏湿法脱硫工艺，一炉一

塔配置；每台吸收塔设置 4 台浆液循环泵、4 层喷淋层、两级屋脊式除雾器、4 台吸收塔搅拌机、2 台石膏排出泵、2 台氧化风机。

2015 年电厂对 1、2 号机组原有烟气脱硫系统进行提效改造，采用单塔双区脱硫技术。本次改造脱硫系统设计入口 SO_2 浓度为 $4600\text{mg}/\text{m}^3$ ，脱硫效率不小于 99.24%， SO_2 排放浓度小于 $35\text{mg}/\text{m}^3$ ，具体改造情况如下：

1) 原吸收塔抬高改造。每座吸收塔新增 1 层喷淋层（改造后共 5 层喷淋层）及相应的循环泵，新增 1 层多孔性分布器。每层喷淋层各对应一台浆液循环泵。其中第一层喷淋层（从下往上）对应的浆液循环泵，循环浆液量为 $7900\text{m}^3/\text{h}$ 。原第二层喷淋层位置安装一层多孔性分布器；第二、三层喷淋层对应的浆液循环泵，循环浆液量为 $7000\text{m}^3/\text{h}$ ；第四层喷淋层对应的浆液循环泵更换电机及减速机改造，循环浆液量为 $7000\text{m}^3/\text{h}$ ；第五层喷淋层对应的浆液循环泵为改造新增的循环泵，循环浆液量为 $6000\text{m}^3/\text{h}$ 。

2) 吸收塔浆池区利用原有的机械搅拌器，但将其氧化方式改变，由原有的矛枪式改为氧化空气管网式，原有 2 台氧化风机原地利用。同时增加分区隔离器，对原有浆池改造成单塔双区结构，使得浆池分为上部低 pH 值区和下部高 pH 值区，同时对其原有供浆管和排浆管的位置按照单塔双区的要求进行改造。

3) 除雾器安装在吸收塔上部，改造后采用三层屋脊式+一级管式除雾器形式，出口雾滴量不高于 $20\text{mg}/\text{m}^3$ 。除雾器冲洗水管道同时进行更换改造。

1、2 号机组分别于 2015 年 12 月及 2015 年 10 月完成试运行，并已于 2016 年 5 月通过第三方性能验收试验，试验结果表明，1、2 号机组脱硫除尘超低排放改造各项性能指标均达到超低排放限值和技术协议的要求。

b) 运行稳定性

收集改造后稳定运行 3 个月（2016 年 2 月~4 月）的 CEMS 数据，进行 SO_2 超低排放稳定性分析，详见图 12。

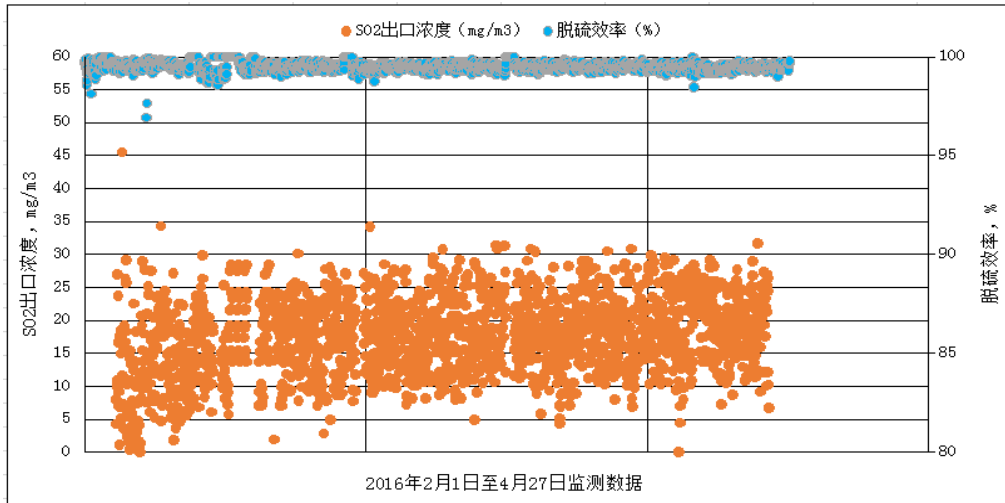


图 12 WA 电厂 1 号机组 2016 年 2 月~4 月 SO₂ 排放 CEMS 数据统计

3 个月期间，锅炉燃煤质的硫份略低于设计硫份，脱硫装置入口 SO₂ 浓度平均值为 3390mg/m³，出口 SO₂ 浓度平均值为 18.92 mg/m³，小时排放浓度达标保证率为 100%。

5.3.3.1.3 塔外浆液箱 pH 值分区技术——YQ 电厂#4 机组（660MW）脱硫改造工程

a) 项目概况

YQ 电厂#3、#4 机组为 2×660MW 超超临界燃煤发电机组，同步配套脱硝脱硫除尘装置，于 2010 年 7 月投产发电。#4 机组脱硫于 2016 年 2 月采用塔外浆液箱 pH 值分区脱硫技术进行提效改造，即吸收塔总高度不变，并增加两台循环泵（一用一备）来提高循环流量。增设塔外浆液箱 1 只，容积按照 1min 浆液循环总量(2 台循环泵)的停留时间设计。具体改造措施如下：

1) 拆除原有的上两层喷淋母管及支撑梁，将第二、三层标准型喷淋改为交互式喷淋系统；原第一层循环泵及喷淋层保持不变，为标准型喷淋层；另外增加两台循环泵，作为第三层循环泵构成两层交互式喷淋系统。

2) 原有三台循环泵的参数不变；另新增加两台循环泵流量 10800m³/h，扬程 23.8m/25.9m，电机功率 1000/1120kW，对应第三层交互式喷淋层。

3) 原有托盘的开孔率由 34%调整为 30%。

4) 在吸收塔旁增加的塔外浆液箱（Φ7.6m×10m）靠近脱硫塔布置，并与脱硫塔底部和上部均连通，同时配置搅拌器及氧化空气。新增循环泵从塔外浆液箱中将石膏浆液输送至吸收塔顶部交互式喷淋层进行喷淋。

改造后脱硫系统主要技术参数如表 13 所示。

表 13 YQ 电厂#4 机组脱硫提效方案技术参数

序号	项目	单位	数值	备注
1	机组容量	MW	660	
2	吸收塔入口烟气体量 (湿基)	Nm ³ /h	2090022	
3	烟气温度	°C	98	
4	入口烟气 SO ₂ 浓度	mg/m ³	2580	S _{t,ar} =1.1%
5	出口烟气 SO ₂ 浓度	mg/m ³	30	
6	脱硫效率	%	98.8	
7	氧化空气参数	kg/h	11482	
8	塔外浆液停留时间	min	1	
9	吸收塔阻力	Pa	2311	

b) 运行稳定性

收集机组运行3个月（2016年6月20日~10月23日）的SO₂排放浓度CEMS数据，如图13所示。

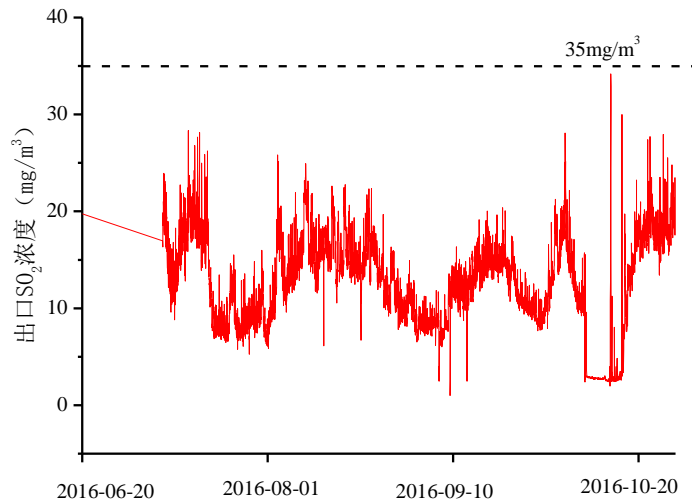


图 13 YQ 电厂#4 机组 SO₂ 排放 CEMS 数据统计

3个月期间，YQ 电厂#4 机组 SO₂ 排放浓度低于 35 mg/m³，小时排放浓度达标保证率为 100%。

5.3.3.1.4 旋汇耦合技术——YG 热电#3 机组（320MW）脱硫改造工程

a) 项目概况

YG 热电有限责任公司一期、二期 1~4 号机组的脱硫、脱硝环保设施由清新环境于 2013 年开始实现第三方运营，相关设施的投资、建设、运营、维护、管理全部由该公司负责。

2014 年 8 月，清新环境对 YG 热电 3 号机组完成脱硫超低排放改造，具体改造内容如下：

1) 将原清新环境专利旋汇耦合技术一代湍流器更换为二代湍流器，并将原有二级屋脊式除雾器更换为清新环境自主研发的管束式除尘除雾器。

2) 根据现场情况，拆除现有 3 层喷淋层和喷嘴，并更换新的喷淋层和喷嘴，其中喷嘴采用小流量空心锥形式，增加浆液覆盖率。

3) 湍流器往下移 500mm，在湍流器上面再新增 1 层喷淋层，距离上层喷淋层的距离为 1600mm，流量 5600m³/h（与其他三层相同），原有三台循环泵分别对应下面三层喷淋层，新增的循环泵对应最高的喷淋层；四层喷嘴压力从上到下分别为 5m，6m，6m 和 7m；新增喷淋层采用吊架形式，吊在上面一层喷淋层的支撑梁上；液气比（出口工况）11.55 L/m³。

4) 吸收塔运行液位从 9.1m 提高到 10m，浆池容积 1450m³，石膏结晶时间 15.3h，塔浆液停留时间 5min；吸收塔溢流液位调整到 11.5m，吸收塔入口烟道增加冲洗水；石膏排出泵原有 2 台 75m³/h，增容后流量偏小，为了利用原有石膏排放泵，现再增加 1 台 30m³/h 的浆液泵，同时增加变频器，保证石膏排放量在 100m³/h 左右。

表 14 YG 电厂 3 号机组脱硫除尘改造主要技术参数

项目	单位	改造前	改造后
入口烟气量	Nm ³ /h	1080000	1160000
入口 SO ₂ 浓度	mg/m ³	3000	3000
入口烟尘浓度	mg/m ³	50	30
出口 SO ₂ 浓度	mg/m ³	100	35
出口烟尘浓度	mg/m ³	30	5
吸收塔	/	φ13.6 m×34.5m	φ13.6 m×34.5m
循环泵流量	/	3×5600m ³ /h	3×5600m ³ /h
旋汇耦合器	/	一代	二代
阻力	Pa	2150	2300
运行浆液 pH	/	4.5~6	4.5~6

根据 NJ 电力设备质量性能检验中心 2015 年 11 月出具的测试报告，100%、75% 和 50% 负荷工况下，云冈热电 3 号机组脱硫系统出口 SO₂ 浓度分别为 16.4mg/m³~17.5mg/m³、14.0 mg/m³~18.9mg/m³、17.1mg/m³，满足≤35mg/m³的设计值，脱硫效率为 99.1%~99.4%；颗粒物浓度分别为 2.5 mg/m³~3.98mg/m³、3.0 mg/m³~3.28mg/m³、2.77mg/m³，满足≤5mg/m³的设计值，协同除尘效率为 82.5%~87.5%；SO₃ 浓度分别为 13.5 mg /m³~14.6mg /m³、14.3 mg/m³~15.5 mg/m³、14.5mg/m³，SO₃ 脱除效率为 85.9%~87.8%。

b) 运行稳定性分析

基于脱硫改造后稳定运行连续3个月（2014年12月~2015年2月）CEMS数据，进行SO₂及颗粒物超低排放稳定性分析，如图14、图15所示。

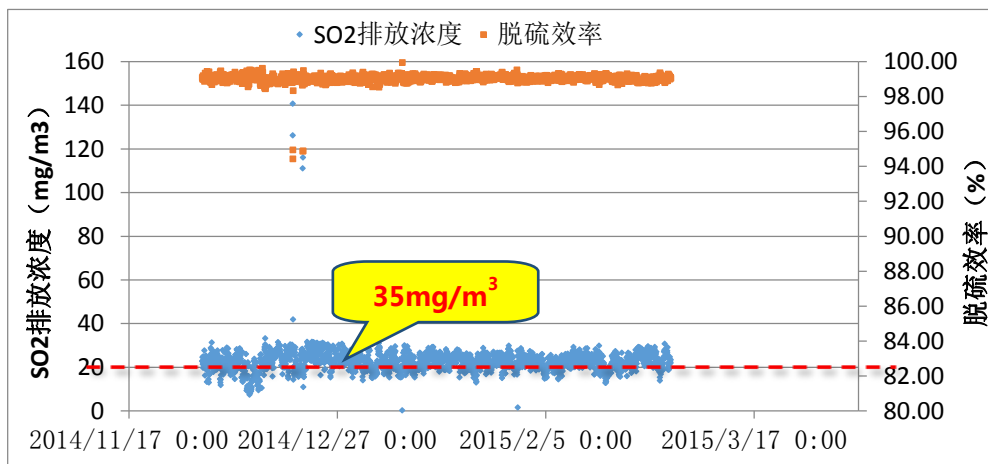


图14 YG 热电3号机组总排口SO₂排放CEMS数据统计

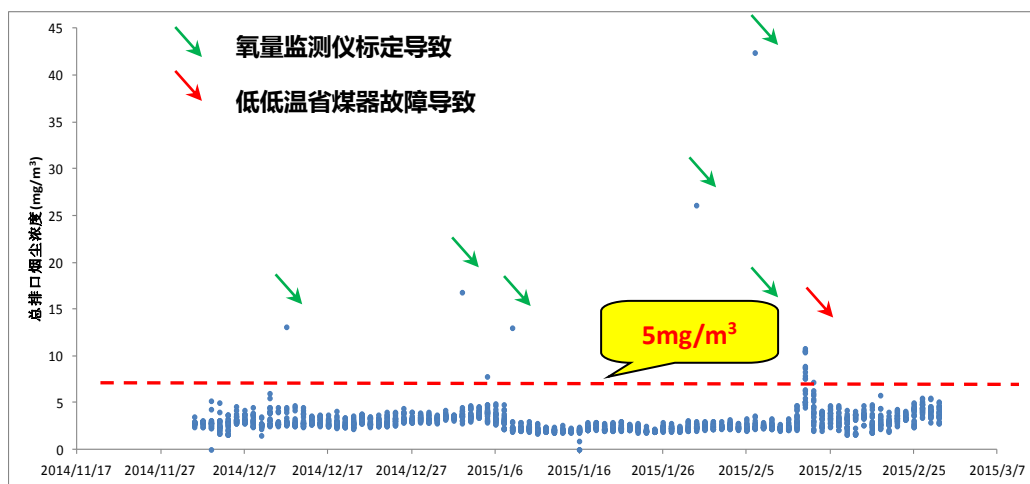


图15 YG 热电3号机组总排口颗粒物排放CEMS数据统计

统计数据表明，YG 热电3号机组SO₂小时排放浓度达标保证率为99.18%，排除分析仪定期标定、氧量折算显示“假超标”等厂方难以克服的因素后，SO₂小时排放浓度达标保证率为99.18%。

3号机组总排口颗粒物排放小时浓度低于5mg/m³的达标保证率为97.96%，排除分析仪定期标定、氧量折算显示“假超标”等厂方难以克服的因素后，颗粒物排放达到5mg/m³的小时数占98.24%，超标时段绝大部分发生在脱硫系统入口烟尘浓度超过40mg/m³这一超过设计值（30 mg/m³）不利条件下。

表 15 YG 热电 3 号机组 SO₂ 排放浓度及脱除率(2014.11.17~2015.2.17)

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	22.75	≤35	/
SO ₂ 平均脱除效率	%	99.06	/	/
SO ₂ 浓度范围	mg/m ³	0.4~140.8	≤35	99.77%
SO ₂ 脱除效率范围	%	94.45~99.96	98.83%	94.72%

5.3.3.1.5 旋汇耦合技术——WX 发电有限责任公司#1 机组（600MW）脱硫改造工程

a) 项目概况

WX 发电有限责任公司 2×600MW 燃煤发电机组，同步建设 SCR 脱硝、石灰石-石膏湿法烟气脱硫工艺。该电厂于 2015 年底采用旋汇耦合技术对脱硫系统完成了提效改造，脱硫装置入口 SO₂、烟尘浓度条件不变，要求出口 SO₂、颗粒物浓度分别不大于 35mg/m³、5mg/m³。

根据某省环境监测中心出具的验收监测报告，脱硫改造完成后脱硫出口 SO₂ 浓度分别为 6mg/m³~17mg/m³，满足协议值要求；颗粒物浓度分别为 2.37 mg/m³~3.84mg/m³，满足协议值要求。

b) 运行稳定性分析

2015 年 11 月 WX1 号机组超低排放改造完成正式投运，对该机组 2015 年 11 月~2016 年 2 月期间的 CEMS 数据进行稳定性分析，如图 16、图 17 所示，分析结果见表 16。

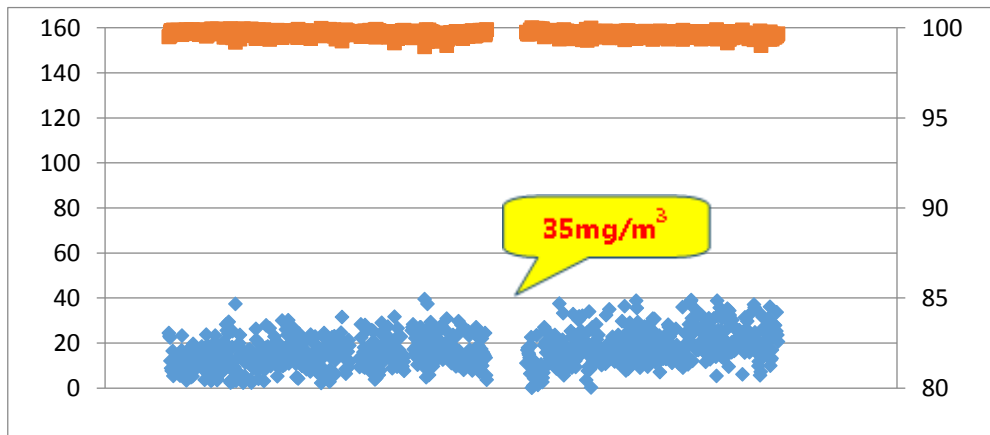


图 16 WX 电厂 1 号机组总排口 SO₂ 排放 CEMS 数据统计

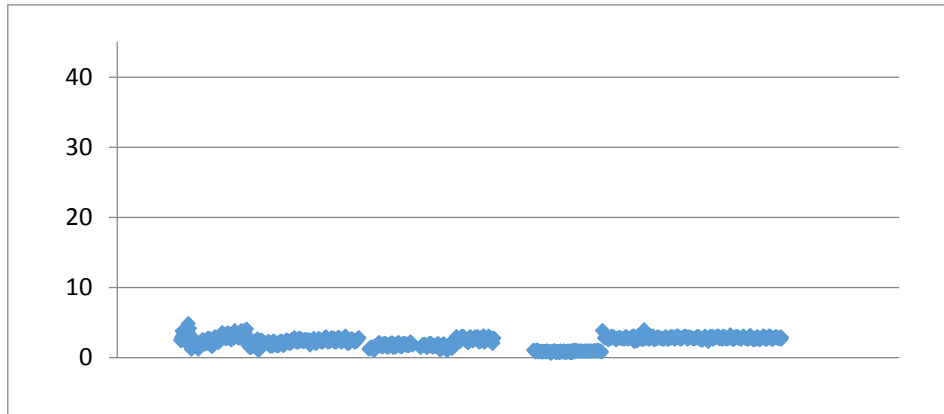


图 17 WX 电厂 1 号机组总排口颗粒物排放 CEMS 数据统计

表 16 WX 电厂 SO₂ 排放浓度及脱除率（2015 年 11 月~2016 年 2 月）

项目	单位	数值	设计指标	达标保证率
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%

5.3.3.1.6 双托盘技术——JH 发电有限公司#7、#8 机组（1000MW）脱硫改造工程

a) 项目概况

JH 发电有限公司三期#7、#8 机组为 2×1000MW 超超临界燃煤机组，同步配套建有 SCR 脱硝系统、静电除尘器及石灰石-石膏湿法烟气脱硫系统，原脱硫吸收塔配置为单托盘+三层标准式喷淋层。

2013 年 6 月电厂对#7、#8 机组实施超低排放改造，分别于 2014 年 5 月 30 日与 2014 年 6 月 18 日投运，是国内首个完成投运超低排放改造的燃煤机组。脱硫改造主要对吸收塔内部进行改造，即采用双托盘+双交互式喷淋层。

2014 年 6 月 30 日-7 月 8 日，中国环境监测总站对超低排放改造工程进行了现场全面监测：机组负荷包括 1000MW 和 750MW，监测期间 8 号机组脱硫系统入口 SO₂ 浓度在 829.5 mg/m³~978 mg/m³ 时，SO₂ 排放浓度在 8.05 mg/m³~9.51 mg/m³，平均脱硫效率为 99.03%；7 号机组脱硫系统入口 SO₂ 浓度在 1450 mg/m³~1614 mg/m³ 时，SO₂ 排放浓度在 9.54 mg/m³~17.01 mg/m³，平均脱硫效率为 99.13%。

根据 NJ 电力设备质量性能检验中心同期进行的 SO₃ 测试报告，7 号、8 号机组脱硫系统入口 SO₃ 浓度在 28.4mg/m³~48.2 mg/m³ 时，SO₃ 排放浓度在 7.73 mg/m³~11.19 mg/m³，

脱除效率为 72.8%~77.8%。

b) 稳定性分析

7、8 号机组 2014 年 6 月~8 月 SO₂ 排放浓度的 CEMS 统计数据如图 18、图 19 所示。

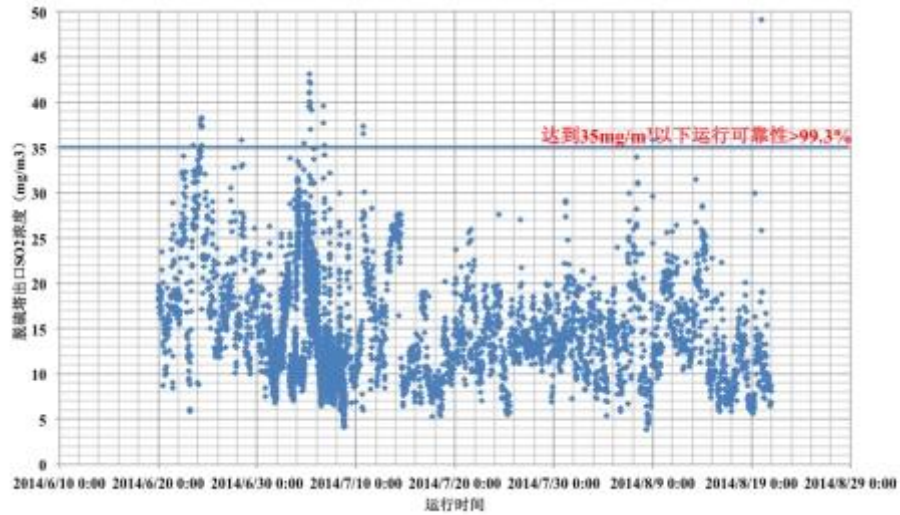


图 18 JH8 号机组 2014 年 6 月~8 月 SO₂ 排放 CEMS 数据统计

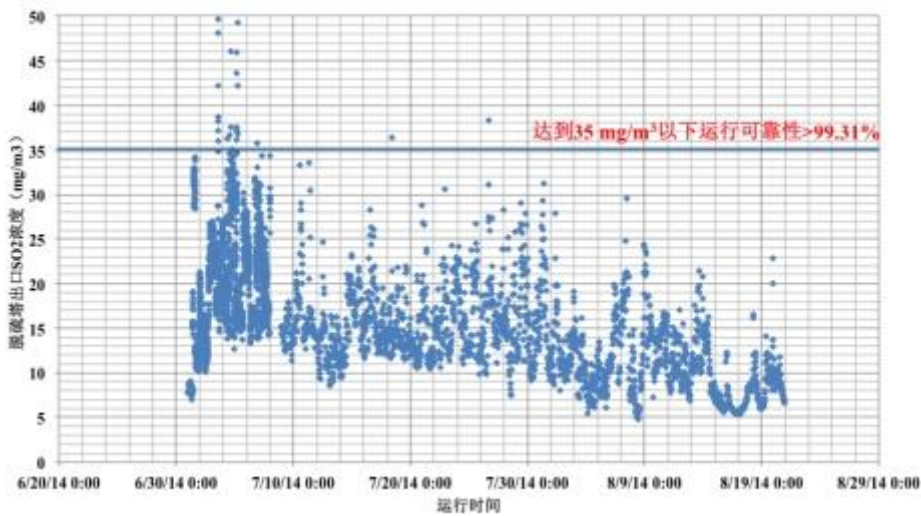


图 19 JH7 号机组 2014 年 6 月~8 月 SO₂ 排放 CEMS 数据统计

3 个月期间，8 号机组脱硫塔出口 SO₂ 浓度为 3.8mg/m³~43.5 mg/m³（平均为 14.8 mg/m³），小时排放浓度达标保证率为 99.30%；7 号机组脱硫塔出口 SO₂ 浓度为 4.1 mg/m³~50 mg/m³（平均为 16.5 mg/m³），小时排放浓度达标保证率为 99.31%。

5.3.3.2 烟气循环流化床脱硫

a) GJ 电力有限公司（2×350MW）循环流化床锅炉炉后脱硫新建工程

1) 项目概况

GJ 电力有限公司 2×350MW 超临界循环流化床机组，锅炉炉内喷钙脱硫，炉后采用烟气循环流化床法脱硫除尘工艺，与主机同步设计、施工和投运，是国内首个投运的循环流化床锅炉采用两级脱硫达到超低排放的项目。

表 17 GJ 电力有限公司 (2×350MW) 烟气循环流化床脱硫技术参数

项目	单位	设计煤种	校核煤种
入口烟气量 (干标)	Nm ³ /h	1070913	1073090
入口过剩空气系数		1.22	
入口烟气温度	°C	140	
入口 SO ₂ 浓度 (干标, 实际 O ₂)	mg/m ³	719 (炉内脱硫后)	892 (炉内脱硫后)
入口烟尘浓度 (干标, 实际 O ₂)	g/m ³	60.641	76.167
出口 SO ₂ 浓度	mg/m ³	≤35	
出口粉尘浓度	mg/m ³	≤5	
出口烟气温度	°C	约 70	
吸收塔	/	φ11m×64.5m (7 孔)	
脱硫除尘器	/	6 室 12 单元	

2015 年 7 月 17 日~20 日，经某省环境中心测试，1#机组脱硫布袋除尘器出口 SO₂ 排放浓度为 9 mg/m³~12 mg/m³之间，颗粒物排放浓度为 2 mg/m³~4mg/m³ 平均脱硫效率为 97.9%。

2) 稳定性分析

收集 1 号机组脱硫系统超低排放改造完成后(2016 年 1 月 1 日~3 月 31 日)CEMS 数据，进行 SO₂ 超低排放稳定性分析，如图 20 所示。

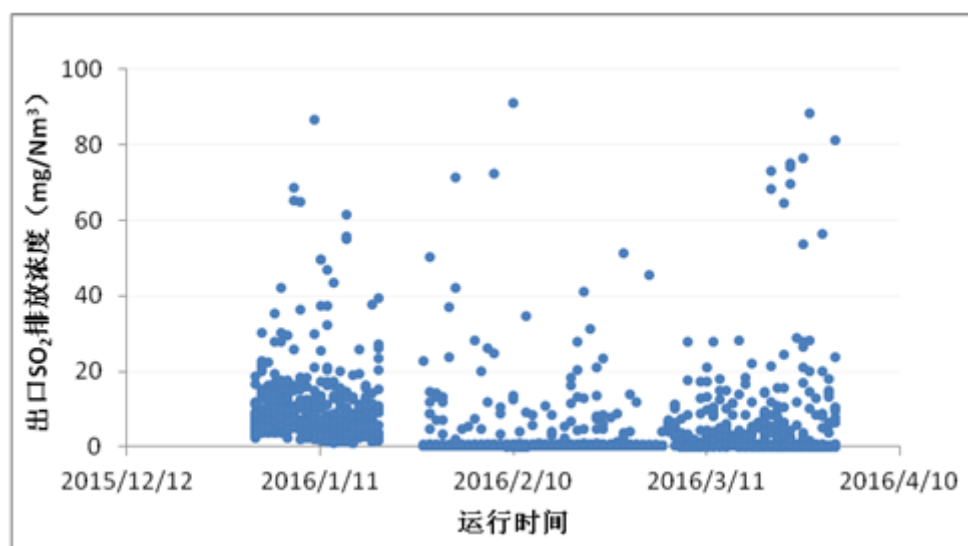


图 20 GJ 电厂 1 号机组 2016 年 1 月~3 月 SO₂ 排放 CEMS 数据统计

经统计，1 号机组总排口 SO₂ 排放浓度在 0.07 mg/m³~91.135mg/m³，SO₂ 小时排放浓度

达标保证率为 98%。

b) RQ 热电 (210MW) 脱硫改造工程

1) 项目概况

RQ 热电能源有限公司 1×210MW 热电机组，原采用烟气循环流化床法脱硫除尘工艺，于 2015 年底对其进行超低排放升级改造，主要为增加两个布袋单元，吸收塔进行升级改造，同时对控制系统、吸收剂制备及供应系统、物料循环系统、工艺水系统等进行全面升级，并更换锅炉引风机。

2016 年 6 月 13 日~17 日，经河南 QK 检测公司测试，在煤种含硫量为 0.35%~0.57%（空气干燥基）时，不同负荷条件下脱硫布袋除尘器出口 SO₂ 排放浓度最大值为 27 mg/m³，颗粒物排放浓度最大值为 2.77 mg/m³。

2) 运行稳定性

收集 2016 年 4 月 26 日~6 月 25 日连续 2 个月的 CEMS 数据，进行 SO₂ 超低排放稳定性分析，如图 21 所示。

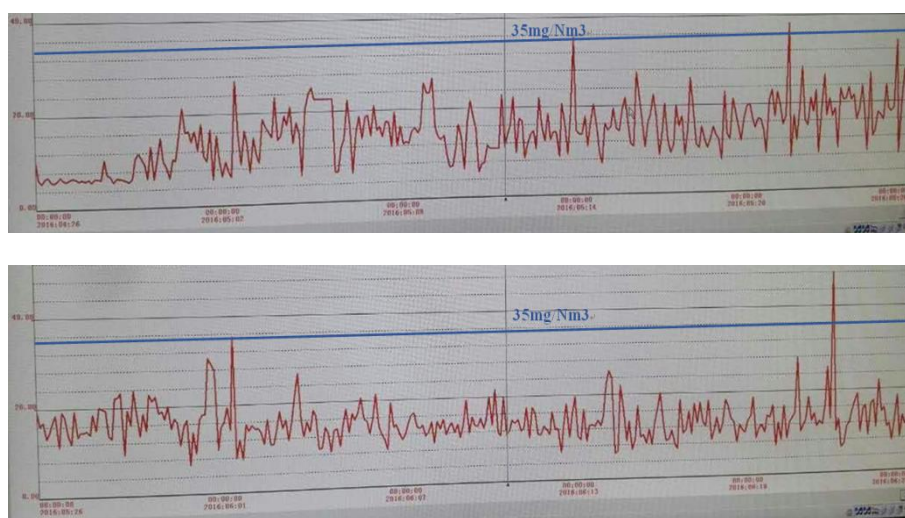


图 21 RQ 热电脱硫除尘器出口 SO₂ 排放 CEMS 数据统计

经统计，脱硫布袋除尘器出口 SO₂ 排放浓度均值为 12.5mg/m³，SO₂ 小时排放浓度达标保证率 99.3%。

5.3.3.3 氨法脱硫——WH 化学（宁波）热电有限公司 5#锅炉脱硫新建工程

a) 项目概况

WH 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，锅炉采用炉内脱硝 SCR+SNCR、布袋除尘器、氨法脱硫工艺。脱硫剂为液氨（99.6%），脱

硫塔采用超声波脱硫除尘一体化技术，结晶方式采用塔内饱和结晶工艺，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。主要技术参数见表 18。

表 18 WH 化学（宁波）热电有限公司 5#锅炉脱硫技术参数

项目	单位	额定工况	BMCR 工况
入口烟量（干标）	Nm ³ /h	510000	560000
入口烟气温度	℃	140	160
入口 SO ₂ 浓度	mg/m ³	3000	4500
入口烟尘浓度	mg/m ³	20	
出口 SO ₂ 浓度	mg/m ³	≤35	
出口粉尘浓度	mg/m ³	≤5	
出口氨逃逸浓度	mg/m ³	6	
吸收塔压力降	Pa	≤1800	

2015 年 11 月 27 日，某省环境监测中心于对 5#脱硫塔进行了现场监测，脱硫出口 SO₂ 排放浓度为 5.03 mg/m³，颗粒物排放浓度为 4.31mg/m³，平均脱硫效率为 99.81%，氨逃逸浓度为 0.25mg/m³，吸收塔压力降 1.35kPa。

b) 稳定性分析

收集脱硫投运后 2016 年 5 月的 CEMS 数据如图 22，经统计 SO₂ 排放小时浓度达标保证率 100%。

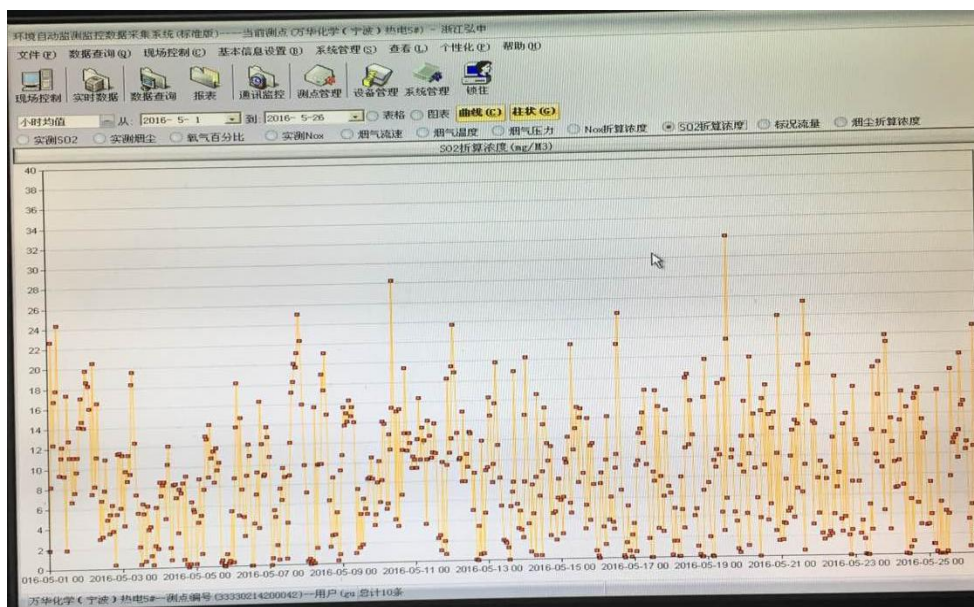


图 22 WH 化学 5 号锅炉 2016 年 5 月 SO₂ 排放 CEMS 数据统计

6 标准主要内容和说明

6.1 适用范围

本标准重点针对我国超低排放控制要求制定，基于超低工程技术适用性规范，适度前推和后延，承上启下，对原有烟气治理设施相关技术标准的通用内容原则上有限引用，不重复建标，重点针对超低排放控制及其特征的要求所涉及的技术条款进行规范性引导，以期通过本标准的研究构建起超低排放的实用技术标准体系，并建立超低排放工程的从前期、设计、建设、监测、验收、运行、检修、维护全过程的、有针对性的技术规范。本标准依据《环境工程技术规范制订技术导则》（HJ 526-2010）的要求编写。

根据《煤电节能减排升级与改造行动计划（2014-2020）》（发改能源 2014[2093]号）、《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）文对超低排放政策适用范围的规定，本标准适用范围确定为燃煤电厂 100MW 及以上发电机组（含热电）配套的烟气治理设施，其他机组可参照执行。

6.2 规范性引用文件

根据烟气治理领域相关标准的调研，现有标准虽未直接涉及超低排放，但对本部分的编制具有借鉴意义。另外，其他基础类标准也对本部分的编制提供了一定参考。本部分引用的相关国家、行业的技术标准规范，主要有以下 5 个类别：

- 1) 国家标准。
- 2) 环境保护行业标准。
- 3) 机械行业标准。
- 4) 电力行业标准。
- 5) 特种设备安全技术规范。

6.3 术语和定义

本部分规范在制订过程中，根据各单位讨论结论，在相关标准或规范中已出现过的术语，本标准不再重复。

第二次研讨会会议纪要明确了术语和定义的撰写内容，至少由燃煤电厂烟气超低排放、pH 值分区脱硫、复合塔脱硫、湿法脱硫高效协同除尘、超低排放技术路线五个术语组成，本部分主要对上述术语内容进行定义。

鉴于超低排放工艺系统部分中相关名词专业性及准确性的需要,本部分参照相关国家标准、行业标准等,还对颗粒物、全负荷脱硝、协同治理进行了定义。

6.4 污染源及污染负荷

6.4.1 污染物来源与特征

本部分对燃煤电厂的烟气污染物的形式、主要成分、特征进行了说明。

6.4.2 污染负荷

本部分对超低排放工程设计所需要的详细参数进行了具体规定,包括所需资料种类及来源、设计裕度选取、相关计算方法及依据等。

6.5 总体要求

6.5.1 一般规定

针对超低排放涉及的环保设施,从工程项目前期的建设手续、三同时要求、基本原则、技术选择、设计要求,到建成后的监测要求、运行管理提出了总体性原则要求。

6.5.2 源头控制

本着全过程贯穿源头控制的原则,本部分针对污染物产生、迁移、过程治理特点,提出了燃料、治理用原料等物料品质保证源头控制、污染生成源技术和装备保证源头控制、污染物迁移及治理运行管理控的源头控制原则,贯穿原料、生成、控制及管理各个方面。

6.5.3 工程规模

针对污染源燃煤电站从设备、燃料、工况三个角度,兼顾新建、改造特点,提出了超低排放设施机组匹配、燃料匹配、工况匹配的建设规模原则,

6.5.4 工程构成

本部分对超低排放工程的三大组成部分—NO_x、颗粒物、SO₂控制设施的主体工程及其配套辅助工程的组成进行了界定。

6.5.5 总平面布置

本部分对超低排放工程总平面布置提出了基本原则及应遵循的相关标准。

6.6 工艺设计

本部分对燃煤电厂烟气超低排放工艺设计的一般规定、烟气超低排放技术路线选择、NO_x超低排放控制系统工艺设计、颗粒物超低排放控制系统工艺设计、SO₂超低排放控制系统工艺设计等作出了详细规定。

6.6.1 一般规定

本部分给出了燃煤电厂烟气超低排放工艺设计的通用性和原则性要求，特别是对工艺设计的几个主要影响因素进行了规定。

燃煤电厂烟气超低排放主要对烟气中 NO_x 、颗粒物、 SO_2 做出了比现行火电厂大气污染物排放标准更为严格的要求，影响超低排放工艺设计的煤质特性主要是指煤的元素分析、煤的工业分析、灰成分分析和灰的比电阻等数据。燃煤电厂的锅炉主机型式对于烟气超低排放工艺设计也影响甚大，目前在工程应用中逐步形成了以切向或墙式燃烧方式的煤粉锅炉和循环流化床锅炉为主的超低排放技术路线。煤质特性和锅炉炉型这两个要素是烟气超低排放工艺设计的基础条件。

燃煤电厂烟气超低排放工艺设计应选择技术上成熟可靠、运行上长期稳定、易于维护管理、具有一定节能效果的技术，同时在经济上也要合理可行，控制整个系统的初投资和运行费用。

传统的燃煤电厂烟气治理技术主要侧重于单一模块对单一污染物进行脱除，没有充分考虑各设备间的协同工作效应，随着环保要求的提高以及烟气超低标准的提出，系统的经济性较差。因此，燃煤电厂烟气超低排放工艺设计要求充分考虑烟气污染物协同治理的因素，发挥各类设备的协同作用。烟气协同治理技术的最大优势在于强调设备间的协同效应，充分提高设备主、辅污染物的脱除能力，在满足烟气污染物治理的同时，实现经济、优化及稳定运行。

6.6.2 烟气超低排放技术路线

6.6.2.1 总体工艺流程

本部分给出了燃煤电厂烟气超低排放技术路线总体工艺流程，根据切向燃烧、墙式燃烧方式的煤粉锅炉和循环流化床锅炉的特点给出了不同的技术路线，并按照污染物 NO_x 、颗粒物和 SO_2 进行划分，对技术路线的选择原则和方法做出了规定。

对于切向或墙式燃烧方式的煤粉锅炉和循环流化床锅炉，烟气超低排放的技术路线较为成熟，工程应用业绩较多；而对于 W 火焰燃烧的煤粉锅炉，颗粒物、 SO_2 脱除的技术路线与切向或墙式燃烧方式的煤粉锅炉相类似，其主要问题在于实现 NO_x 的超低排放存在一定困难：根据目前锅炉低氮燃烧技术水平情况，采用 W 火焰燃烧的锅炉，锅炉内初始 NO_x 浓度高，一般在 $700\text{mg}/\text{m}^3 \sim 900\text{mg}/\text{m}^3$ ，脱硝效率需至少达到 93%~94.4% 以上才能满足超低排放要求，过高的脱硝效率容易带来氨逃逸和下游空气预热器腐蚀堵塞的问题，目前的设计

和运行经验少，技术尚不成熟，还需要进一步研究。

根据实际工程成熟设计经验及现有的技术情况，煤粉锅炉实现烟气超低排放的处理设备主要包括：低氮燃烧系统、SCR 脱硝装置、除尘器、湿法脱硫装置和湿式电除尘器（可选用）。此处的除尘器是指包括干式电除尘器、电袋复合除尘器、袋式除尘器在内的无需使用液体清洗集尘的各类除尘器。湿式电除尘器是利用液体清洗收尘极的电除尘器，一般布置在脱硫后。对于湿法脱硫装置，本标准主要针对石灰石-石膏湿法脱硫工艺和氨法脱硫工艺进行了规定，海水法脱硫工艺在条件适宜的情况下也可用于实现烟气超低排放。个别特低硫煤项目，采用烟气循环流化床法脱硫工艺也实现了超低，但相应吸收剂用量增大，进一步增加了脱硫副产品的综合利用难度，严格的边界条件及副产品利用难度使得其应用范围受到较大限制，而且目前的工程案例很少，因此本标准暂未明确推荐。

循环流化床锅炉实现烟气超低排放可供选择的处理设备主要包括：炉内喷钙脱硫、低氮燃烧系统、SNCR 脱硝或 SCR 脱硝装置、除尘器、烟气循环流化床脱硫或湿法脱硫装置和湿式电除尘器。对于炉后采用湿法脱硫的项目，循环流化床锅炉等同于煤粉炉，炉内脱硫可以选用；烟气循环流化床脱硫工艺配合循环流化床锅炉炉内脱硫，已在山西国金等数台 300MW 级循环流化床锅炉项目上实现了烟气超低排放。

总体工艺流程的拟定还应充分考虑烟气污染物协同治理因素，具体表现为综合考虑脱硝系统、除尘系统和脱硫系统之间的协同关系，在每个装置脱除其主要目标污染物的同时能脱除其他污染物。各烟气治理设备对烟气污染物的主要脱除和协同脱除功能为：

a) 低氮燃烧：其主要功能是通过采用低氮燃烧器、空气分级燃烧、燃料分级燃烧等低氮燃烧技术降低炉内初始 NO_x 浓度。

b) SCR 脱硝、SNCR 脱硝：其主要功能是实现 NO_x 的高效脱除，SCR 脱硝还具有一定的汞氧化性能，可促进下游除尘、脱硫设备对汞的脱除；但存在转化 SO_2 生成少量 SO_3 的问题。

c) 除尘器：其主要功能是实现颗粒物的高效脱除，同时可实现对汞进行协同脱除。在采用低低温电除尘器和电袋除尘器的情况下，还可实现对 SO_3 的协同脱除。

d) 石灰石-石膏湿法脱硫：其主要功能是实现 SO_2 的高效脱除，同时实现颗粒物、 SO_3 、汞的协同脱除。在保证脱硫效果的同时，通过优化设计脱硫塔（高效除雾器、加装强化气液传质构件、气流均布、高效喷淋等），烟气治理系统的除尘效率可大幅度提高，并协同脱除烟气中的 SO_3 和汞。

e) 湿式电除尘器：其主要功能是实现烟气污染物包括颗粒物、SO₃、细颗粒物、汞等的精细化处理，具体工程可根据烟气系统配置情况、烟囱出口污染物排放浓度的要求和煤质情况选择性安装。

f) 烟气循环流化床脱硫：其主要功能是实现 SO₂ 的高效脱除，同时实现 SO₃ 等酸性气体和汞的协同脱除。

6.6.2.2 NO_x 超低排放技术路线

长期以来，我国火电厂所采用的低 NO_x 排放技术措施主要是“低氮燃烧 + 选择性催化还原技术 (SCR)”，极少数电厂采用了“低氮燃烧系统 + 选择性非催化还原技术 (SNCR)”或“低氮燃烧+SNCR+SCR”。自《火电厂大气污染物排放标准》(GB13223-2011) 颁布实施以来，绝大多数电厂 NO_x 排放均已低于 100mg/m³。

随着超低排放的提出，根据调研对于煤粉锅炉仍采用“低氮燃烧 + 选择性催化还原技术 (SCR)”，通过采用炉内低氮燃烧系统 + 炉外多层高效催化剂的方式大幅降低 NO_x 排放。炉内部分主要采取低氮燃烧器配合还原性气氛配风系统，降低 SCR 入口 NO_x 浓度，炉外部分则是进一步增加催化剂填装层数或是更换高效催化剂，系统脱硝效率可达到 80%~90% 以上，最终实现 NO_x 达到 50 mg/m³。本标准中所列的炉内初始 NO_x 浓度控制推荐值以及催化剂装设层数的推荐意见均根据锅炉厂家和脱硝厂家目前的设计水平而定，可供工程设计参考。

循环流化床锅炉由于其低温燃烧特性，炉内初始 NO_x 浓度较低，而尾部旋风分离器则为喷氨提供了良好的烟气反应温度和混合条件，因此 SNCR 脱硝是首选脱硝工艺，具有投资省，运行费用低的优点。根据工程设计和实际运行情况，对于挥发份较低的无烟煤、贫煤，炉内初始 NO_x 浓度一般可控制在 150 mg/m³ 以下，此时采用 SNCR 脱硝即可实现 NO_x 的超低排放；但对于挥发份较高的烟煤、褐煤，炉内初始 NO_x 浓度控制指标一般为小于 200 mg/m³，此时除了加装 SNCR 脱硝装置外，可在炉后增加一层 SCR 脱硝催化剂，以稳定可靠实现 NO_x 的超低排放。

6.6.2.3 颗粒物超低排放技术路线

烟尘超低排放实际上是指烟气中颗粒物的超低排放，排放烟气中不仅包括烟尘，还包括湿法脱硫过程中产生的次生颗粒物。

针对燃煤锅炉出口所产生的烟尘进行脱除的除尘技术称为一次除尘技术，主流技术包括干式电除尘器、袋式或电袋复合除尘器和干式电除尘器辅以提效技术或提效工艺等。

当炉后还设置了石灰石-石膏湿法脱硫装置等湿法脱硫时，脱硫装置对一次除尘后的烟尘具有一定的协同脱除性能，但同时吸收塔出口会携带一部分浆液，浆液中含有部分固体石膏或气溶胶等次生颗粒物。烟气在湿法脱硫过程中对颗粒物的协同脱除或脱硫后对烟气中颗粒物的再次脱除，称之为二次除尘技术。目前的二次除尘技术主要为湿法脱硫协同脱除和湿式电除尘器。

传统的石灰石-石膏湿法脱硫对颗粒物具有一定的协同脱除性能，但当吸收塔入口烟尘浓度较低时，由于固体石膏或气溶胶等次生颗粒物的携带效应，有时造成吸收塔出口的颗粒物浓度会大于入口浓度，从而不能满足颗粒物超低排放的要求。在此情况下，脱硫后还需进一步增设湿式电除尘器。湿式电除尘器应用最典型的国家是日本，从上世纪 90 年代至今排放浓度长期稳定在 $2\text{ mg/m}^3\sim 5\text{ mg/m}^3$ ，同时能高效地除去烟气中的微细烟尘、石膏微液滴和气溶胶。初期投运的超低排放煤电机组，普遍在湿法脱硫系统后加装湿式电除尘器，如浙能嘉兴三期 $2\times 1000\text{ MW}$ 机组、神华国华舟山发电厂等，实现颗粒物排放浓度小于 5 mg/m^3 。

近 2 年来，脱硫厂家对脱硫工艺进行了改进，采用托盘或旋汇耦合的复合塔脱硫技术，喷淋层采用高效雾化喷嘴，并采用高效的除雾器，在实现高效脱除烟气中 SO_2 的基础上，使得湿法脱硫装置具有高效的协同除尘效果，综合除尘效率可达到 70% 以上，吸收塔出口颗粒物浓度不大于 10 mg/m^3 甚至 5 mg/m^3 。目前国内部分投运的燃煤电厂在未设置湿式电除尘器的情况下，通过湿法脱硫装置的高效协同除尘直接实现颗粒物排放浓度小于 10 mg/m^3 甚至 5 mg/m^3 ，如大唐云冈电厂、华能长兴电厂、神华国能鸳鸯湖电厂等。

因此，根据工程设计和运行经验，对于煤粉锅炉或炉后采用了湿法脱硫工艺的循环流化床锅炉，颗粒物的超低排放技术路线可分为以下两种情况：当湿法脱硫装置具备高效协同除尘性能时，颗粒物的超低排放路线可采用除尘器（一次除尘）与湿法脱硫（二次除尘）相结合的工艺。当湿法脱硫装置协同除尘性能不能满足超低排放要求时，后端还需设置湿式电除尘器，形成除尘器（一次除尘）、石灰石-石膏湿法脱硫（二次除尘）和湿式电除尘器（二次除尘）相结合的工艺。

此外，以超净电袋复合除尘器作为一次除尘且不依赖其他二次除尘技术为代表的第三条技术路线也于 2015 年在沙角 C 等电厂成功投运，该技术路线直接在除尘器出口实现颗粒物浓度 10 mg/m^3 甚至 5 mg/m^3 ，不需湿法脱硫装置具备高效协同除尘性能或加装湿式电除尘器，但需湿法脱硫装置保证颗粒物（包括烟尘及脱硫过程中生成的次生物）排放不增加。

一次除尘设备出口颗粒物浓度控制指标应根据具有除尘功能的各个设备的特性（除尘器、湿法脱硫装置、湿式电除尘器）及煤种的静电收尘特性来确定。《燃煤电厂除尘技术路线指导意见（中电联研究〔2013〕473号）》、《电除尘器选型设计指导书》（中国环境保护产业协会电除尘委员会编制，中国电力出版社2013年10月第一版）中均以除尘器出口分别为 $50\text{mg}/\text{m}^3$ 、 $30\text{mg}/\text{m}^3$ 和 $20\text{mg}/\text{m}^3$ 进行划分并选择除尘器。华能国际电力股份有限公司《燃煤电厂烟气协同治理技术指南》则从满足烟气超低排放角度考虑提出了以低低温电除尘器和具有高效协同除尘性能的石灰石-石膏湿法脱硫为核心的技术路线，考虑到当除尘器出口颗粒物浓度按照 $50\text{mg}/\text{m}^3$ 控制时，脱硫系统除尘负担较大，且系统经济性较差，因此仅以除尘器出口分别为 $30\text{mg}/\text{m}^3$ 和 $20\text{mg}/\text{m}^3$ 进行划分和选择除尘器。另外，超净电袋复合除尘器技术运用也已较为普遍，除尘器出口颗粒物浓度可直接达到 $10\text{mg}/\text{m}^3$ 。综合以上情况，本标准推荐一次除尘器出口颗粒物排放浓度一般可按不大于 $30\text{mg}/\text{m}^3$ 、不大于 $20\text{mg}/\text{m}^3$ 或不大于 $10\text{mg}/\text{m}^3$ 进行设计。

当锅炉设备采用循环流化床锅炉且炉后脱硫为烟气循环流化床脱硫工艺时，由于没有湿法脱硫过程中产生次生颗粒物的问题，此时宜采用布袋除尘器直接实现颗粒物排放浓度小于 $10\text{mg}/\text{m}^3$ 的目标。

本标准中所推荐的一次除尘技术选择原则、干式电除尘提效技术和提效工艺的技术特点和适用范围等均参考了中电联研究〔2013〕473号中的内容。

6.6.2.4 SO₂超低排放技术路线

对于煤粉炉，由于炉内没有进行脱硫，除非是特低硫煤燃料，烟气循环流化床脱硫工艺的一般较难满足SO₂超低排放的要求，且运行案例极少，故本标准推荐在煤粉炉后宜设置湿法脱硫装置。

石灰石—石膏湿法脱硫是应用最广泛的脱硫工艺，技术最为成熟，其应用市场占比已超过90%，近年来随着超低排放的实施其市场占用率进一步提高。目前，基于石灰石—石膏湿法脱硫发展的SO₂超低排放技术主要分为空塔喷淋提效技术、复合塔脱硫技术（如旋汇耦合、托盘等）、pH值分区脱硫技术（单塔双循环、单塔双区、塔外浆液箱pH值分区等）三大类。根据大量超低排放工程实践情况调研，本标准对不同入口SO₂浓度下的石灰石—石膏湿法脱硫技术选择原则进行了推荐。

氨法脱硫工艺用液氨和氨水作为吸收剂，其副产品硫酸铵为重要的化肥原料，在工艺过程中不产生废水，技术成熟，国外已有相当于300MW级锅炉烟气量的脱硫运行业绩，国内

在宁波万华化学热电有限公司的 1 台 410t/h 循环流化床锅炉机组上也进行了应用且达到了超低排放要求。本标准对于氨法脱硫技术选择原则进行了推荐。

海水脱硫工艺以海水为脱硫吸收剂，除空气外不需其他添加剂，工艺简洁，运行可靠，维护方便。在神华国华舟山发电厂等数个滨海电厂实现了超低排放。本标准对于海水脱硫技术选择原则进行了推荐。

对于循环流化床锅炉，仅靠炉内喷钙脱硫难以实现超低排放的要求，由于锅炉飞灰中含有大量未反应 CaO 且 SO₂ 浓度较低，因此可采用炉内喷钙脱硫与炉后烟气循环流化床法脱硫工艺相结合的脱硫工艺，既符合循环流化床锅炉的工艺特点，又不产生废水和无需尾部烟道特殊防腐；也可采用炉内喷钙脱硫（可选用）与炉后湿法脱硫相结合的脱硫工艺。具体工艺方案的选择，应根据吸收剂、水源、脱硫副产品综合利用等条件进行技术经济比较后确定。

6.6.2.5 烟气超低排放工艺技术路线

烟气污染治理系统一般包括三个子系统：除尘系统、脱硫系统和脱硝系统。由于 SO₂、NO_x 主要依靠脱硝系统和脱硫系统发挥治理效能，只需要对现有工艺方案采用不同的配置即可满足从常规标准至超低排放的要求。例如 SCR 脱硝技术，采用不同的催化剂层数和催化剂高度，即可达到 80%~90% 以上的脱硝效率，配合低氮燃烧技术可达到 NO_x 不大于 50mg/m³ 的超低排放要求。同样如传统的石灰石-石膏湿法脱硫工艺，在其基础上改进而来的复合塔脱硫技术、pH 值分区技术、传统空塔提效技术等，可达到 SO₂ 不大于 35mg/m³ 的超低排放要求。

而除尘系统相对比较复杂，首先除尘系统可选择的工艺设备类型较多，如传统的静电除尘器 and 近年来发展起来的布袋除尘器、电袋除尘器、电除尘器增效技术、湿式电除尘器等，不同类型的工艺设备所能适应的运行环境、能达到的最高除尘效率都不同；其次，不仅一次除尘系统可以实现除尘功能，包括湿法脱硫系统也具有一定的除尘能力。因此，合理地选择除尘技术方案，同时在具有除尘能力的各子系统之间进行最优搭配、耦合，才能够实现经济合理的除尘方案。因此，本标准确定对于煤粉锅炉或炉后采用了湿法脱硫工艺的循环流化床锅炉，应以除尘器、湿法脱硫和湿式电除尘器等工艺设备对颗粒物脱除能力和适应性为拟定烟气超低排放典型技术路线的首要条件。

如前所述，对于煤粉锅炉或炉后采用了湿法脱硫工艺的循环流化床锅炉，本标准中典型工艺路线以颗粒物脱除为例，分为以湿法脱硫高效协同除尘为二次除尘、以湿式电除尘器为二次除尘、以超净电袋复合除尘器作为一次除尘且不依赖二次除尘的超低排放典型技术路

线。而对于循环流化床锅炉，采用炉内脱硫和炉后烟气循环流化床脱硫工艺相结合的典型技术路线已在山西国金等数台 300MW 级循环流化床锅炉机组上进行了成功应用。

上述四条技术路线为目前国内应用较多的四条烟气超低排放典型技术路线，具有一定的代表性。由于各种除尘技术之间还存在不同的组合方式而形成多种颗粒物超低技术路线，本标准不逐一列举，实际选择时需结合工程具体情况和污染物治理设施之间的协同作用对各种一次除尘和二次除尘技术进行组合，可选择的超低排放技术组合参见表 19，烟气超低排放典型工程案例参见表 20。

表 19 烟气超低排放可行技术路线选择

锅炉类型	技术组合	干式电除尘	低低温提效工艺	干式电除尘提效技术	袋式除尘	电袋复合除尘	湿法脱硫协同除尘	湿式电除尘
煤粉炉	①	√		√			√	
	②	√		√			√	√
	③	√	√	√			√	
	④	√	√	√			√	√
	⑤				√		√	
	⑥				√		√	√
	⑦			√		√	√	
	⑧			√		√	√	√
循环流化床锅炉 (炉后湿法脱硫)	同以上①~⑧技术组合							

表 20 烟气超低排放典型工程案例

序号	工程案例名称	烟气超低排放工艺技术路线	烟气处理设备组成	投运效果
1	华能榆社电厂 4 号机 (300MW) 改造工程	以湿法脱硫高效协同除尘为二次除尘, 技术组合为干式电除尘器 (辅以低低温提效工艺和高频电源提效技术) + 石灰石-石膏湿法脱硫高效协同除尘	锅炉(煤粉炉)低氮燃烧+脱硝装置(SCR 脱硝)+烟气冷却器+低低温电除尘器+高效石灰石-石膏湿法脱硫装置+烟气再热器	电除尘器出口颗粒物浓度为 18.7mg/m ³ , 经脱硫装置后, 颗粒物排放浓度为 8mg/m ³
2	华能长兴电厂 1 号、2 号机 (2×660MW) 新建工程	以湿法脱硫高效协同除尘为二次除尘, 技术组合为干式电除尘器 (辅以低低温提效工艺和高频电源提效技术) + 石灰石-石膏湿法脱硫高效协同除尘	锅炉(煤粉炉) 低氮燃烧+脱硝装置(SCR 脱硝)+烟气冷却器+低低温电除尘器+高效石灰石-石膏湿法脱硫装置	电除尘器出口颗粒物浓度为 12mg/m ³ , 经脱硫装置后, 1 号机和 2 号机的颗粒物排放浓度分别为 3.64mg/m ³ 和 3.32mg/m ³
3	神华国华三河电厂 3 号机 (350MW) 改造工程	以湿法脱硫高效协同除尘为二次除尘, 技术组合为干式电除尘器 (辅以低低温提效工艺) + 石灰石-石膏湿法脱硫高效协同除尘	锅炉(煤粉炉) 低氮燃烧+脱硝装置(SCR 脱硝)+烟气冷却器+低低温电除尘器+高效石灰石-石膏湿法脱硫装置	烟囱出口颗粒物排放浓度为 2mg/m ³
4	华能玉环电厂 3 号机 (1000MW) 改造工程	以湿法脱硫高效协同除尘为二次除尘, 技术组合为干式电除尘器 (辅以低低温提效工艺和高频电源提效技术) + 石灰石-石膏湿法脱硫高效协同除尘	锅炉(煤粉炉) 低氮燃烧+脱硝装置(SCR 脱硝)+烟气冷却器+低低温电除尘器+高效石灰石-石膏湿法脱硫装置	烟囱出口颗粒物、SO ₂ 和 NO _x 的排放浓度分别为 1.64 mg/m ³ 、15.9mg/m ³ 、24.4mg/m ³
5	华能金陵电厂 1 号、2 号机 (2×1000MW) 改造工程	以湿法脱硫高效协同除尘为二次除尘, 技术组合为干式电除尘器 (辅以低低温提效工艺和高频电源提效技术) + 石灰石-石膏湿法脱硫高效协同除尘	锅炉(煤粉炉) 低氮燃烧+脱硝装置(SCR 脱硝)+烟气冷却器+低低温电除尘器+高效石灰石-石膏湿法脱硫装置+烟气再热器	烟囱出口颗粒物、SO ₂ 和 NO _x 的排放浓度分别为: 1 号机 2.3 mg/m ³ 、9mg/m ³ 、12mg/m ³ ; 2 号机 2.1 mg/m ³ 、9mg/m ³ 、12mg/m ³

序号	工程案例名称	烟气超低排放工艺技术路线	烟气处理设备组成	投运效果
6	鸳鸯湖电厂 1 号、2 号机 (2×660MW) 改造工程	以湿法脱硫高效协同除尘为二次除尘, 技术组合为干式电除尘器 (辅以低低温提效工艺和三相电源提效技术) + 石灰石-石膏湿法脱硫高效协同除尘	锅炉(煤粉炉) 低氮燃烧+脱硝装置(SCR 脱硝)+烟气冷却器+低低温电除尘器+高效石灰石-石膏湿法脱硫装置	烟囱出口颗粒物、SO ₂ 和 NO _x 的排放浓度分别为: 1 号机 8.4 mg/m ³ 、13.15mg/m ³ 、23.26mg/m ³ ; 2 号机 4.1 mg/m ³ 、22.22mg/m ³ 、22.38mg/m ³
7	河南华润电力首阳山 (2×630MW) 改造工程	以湿法脱硫高效协同除尘为二次除尘, 技术组合为干式电除尘器 (辅以低低温提效工艺和高频电源、旋转电极提效技术) + 石灰石-石膏湿法脱硫高效协同除尘	锅炉(煤粉炉) 低氮燃烧+脱硝装置(SCR 脱硝)+烟气冷却器+低低温电除尘器+高效石灰石-石膏湿法脱硫装置	烟囱出口颗粒物、SO ₂ 和 NO _x 的排放浓度分别为 2.1 mg/m ³ 、23mg/m ³ 、35mg/m ³
8	华能左权电厂 (2×660MW) 改造工程	以湿法脱硫高效协同除尘为二次除尘, 技术组合为干式电除尘器 (辅以低低温提效工艺和高频电源提效技术) + 石灰石-石膏湿法脱硫高效协同除尘	锅炉(煤粉炉) 低氮燃烧+脱硝装置(SCR 脱硝)+烟气冷却器+低低温电除尘器+高效石灰石-石膏湿法脱硫装置	烟囱出口颗粒物、SO ₂ 和 NO _x 的排放浓度分别为 2.28 mg/m ³ 、10mg/m ³ 、13mg/m ³
9	浙能嘉华电厂三期 7 号、8 号机(2×1000MW) 改造工程	以湿式电除尘器为二次除尘 技术组合为干式电除尘器 (辅以低低温提效工艺和高频电源提效技术) + 石灰石-石膏湿法脱硫协同除尘+湿式电除尘器	锅炉(煤粉炉) 低氮燃烧+脱硝装置(SCR 脱硝)+烟气冷却器+低低温电除尘器+石灰石-石膏湿法脱硫装置+湿式电除尘器+烟气再热器	烟囱出口颗粒物、SO ₂ 和 NO _x 的排放浓度分别为: 7 号机 2.52 mg/m ³ 、11.75mg/m ³ 、43.92mg/m ³ ; 8 号机 1.3 mg/m ³ 、9.37mg/m ³ 、26.73mg/m ³
10	神华国华舟山电厂二期 4 号机 (350MW) 新建工程	以湿式电除尘器为二次除尘, 技术组合为干式电除尘器 (辅以低低温提效工艺、高频电源和旋转电极提效技术) + 海水湿法脱硫协同除尘+湿式电除尘器	锅炉(煤粉炉) 低氮燃烧+脱硝装置(SCR 脱硝)+烟气冷却器+低低温电除尘器 (末电场旋转电极) + 海水湿法脱硫装置+湿式电除尘器	电除尘器出口颗粒物浓度为 16.53mg/m ³ , 脱硫出口颗粒物浓度为 10.76mg/m ³ , 湿式电除尘器出口颗粒物排放浓度为 2.55mg/m ³
11	国华定洲电厂 3 号机 (660MW) 改造工程	以湿式电除尘器为二次除尘, 技术组合为干式电除尘器 (辅以低低温提效工艺和高频电源提效技术) + 石灰石-石膏湿法脱硫协同除尘+湿式电除尘器	锅炉(煤粉炉) 低氮燃烧+脱硝装置(SCR 脱硝)+烟气冷却器+低低温电除尘器+石灰石-石膏湿法脱硫装置+湿式电除尘器	烟囱出口颗粒物、SO ₂ 和 NO _x 的排放浓度分别为 2 mg/m ³ 、6 mg/m ³ 、17mg/m ³

序号	工程案例名称	烟气超低排放工艺技术路线	烟气处理设备组成	投运效果
12	大唐山东黄岛电厂 6 号机（670MW）改造工程	以湿式电除尘器为二次除尘 技术组合为干式电除尘器+海水湿法脱硫协同除尘+湿式电除尘器	锅炉(煤粉炉) 低氮燃烧+脱硝装置(SCR 脱硝)+干式电除尘器+海水湿法脱硫装置+湿式电除尘器	烟囱出口颗粒物为 2.07mg/m ³
13	上海漕泾电厂 2 号机（1000MW）改造工程	以湿式电除尘器为二次除尘 技术组合为干式电除尘器+石灰石-石膏湿法脱硫协同除尘+湿式电除尘器	锅炉(煤粉炉) 低氮燃烧+脱硝装置(SCR 脱硝)+干式电除尘器+石灰石-石膏湿法脱硫装置+湿式电除尘器	烟囱出口颗粒物、SO ₂ 和 NO _x 的排放浓度分别为 1.45 mg/m ³ 、13.9 mg/m ³ 、21.6mg/m ³
14	浙能六横电厂 1 号、2 号机组（2×1000MW）新建工程	以湿式电除尘器为二次除尘，技术组合为干式电除尘器（辅以高频电源和旋转电极提效技术）+石灰石-石膏湿法脱硫协同除尘+湿式电除尘器	锅炉(煤粉炉) 低氮燃烧+脱硝装置(SCR 脱硝)+电除尘器（末电场旋转电极）+石灰石-石膏湿法脱硫装置+湿式电除尘器	烟囱出口颗粒物、SO ₂ 和 NO _x 的排放浓度分别为：1 号机 5 mg/m ³ 、25.51mg/m ³ 、33.94mg/m ³ ；2 号机 5 mg/m ³ 、11.32mg/m ³ 、30.62mg/m ³
15	国电怀安热电厂 1 号机（330MW）改造工程	以湿式电除尘器为二次除尘，技术组合为干式电除尘器（辅以高频电源提效技术）+石灰石-石膏湿法脱硫协同除尘+湿式电除尘器	锅炉(煤粉炉) 低氮燃烧+脱硝装置(SCR 脱硝)+电除尘器+石灰石-石膏湿法脱硫装置+湿式电除尘器	烟囱出口颗粒物排放浓度为 8.5mg/m ³
16	济南黄台电厂 9 号机（350MW）改造工程	以湿式电除尘器为二次除尘，技术组合为干式电除尘器（辅以高频电源提效技术）+石灰石-石膏湿法脱硫协同除尘+湿式电除尘器	锅炉(煤粉炉) 低氮燃烧+脱硝装置(SCR 脱硝)+电除尘器+石灰石-石膏湿法脱硫装置+湿式电除尘器	烟囱出口颗粒物排放浓度为 2.6mg/m ³
17	华能日照电厂 4 号机（680MW）改造工程	以湿式电除尘器为二次除尘，技术组合为干式电除尘器（辅以高频电源提效技术）+海水湿法脱硫协同除尘+湿式电除尘器	锅炉(煤粉炉) 低氮燃烧+脱硝装置(SCR 脱硝)+电除尘器+海水湿法脱硫装置+湿式电除尘器	烟囱出口颗粒物排放浓度为 4.2mg/m ³

序号	工程案例名称	烟气超低排放工艺技术路线	烟气处理设备组成	投运效果
18	浙江北仑电厂三期 7 号机（1000MW）改造工程	以湿式电除尘器为二次除尘，技术组合为干式电除尘器（辅以高频电源提效技术）+石灰石-石膏湿法脱硫协同除尘+湿式电除尘器	锅炉(煤粉炉) 低氮燃烧+脱硝装置(SCR 脱硝)+电除尘器+石灰石-石膏湿法脱硫装置+湿式电除尘器	烟囱出口颗粒物排放浓度为 2.5mg/m ³
19	国电常州电厂 1 号、2 号机（2×630MW）改造工程	以湿式电除尘器为二次除尘 技术组合为干式电除尘器（辅以高频电源提效技术）+石灰石-石膏湿法脱硫协同除尘+湿式电除尘器	锅炉(煤粉炉) 低氮燃烧+脱硝装置(SCR 脱硝)+电除尘器+石灰石-石膏湿法脱硫装置+湿式电除尘器	烟囱出口颗粒物排放浓度为 1.74mg/m ³
20	神华国华三河电厂 1 号机（300MW）、2 号机（300MW）、4 号机（350MW）改造工程	以湿式电除尘器为二次除尘，技术组合为干式电除尘器（辅以低低温提效工艺）+石灰石-石膏湿法脱硫协同除尘+湿式电除尘器	锅炉(煤粉炉) 低氮燃烧+脱硝装置(SCR 脱硝)+烟气冷却器+低低温电除尘器+石灰石-石膏湿法脱硫装置+湿式电除尘器	烟囱出口颗粒物排放浓度为 1mg/m ³
21	广东粤电集团沙角 C 电厂#2 机组超净电袋复合除尘器改造工程	以超净电袋为二次除尘，技术组合为超净电袋复合除尘器+石灰石-石膏湿法脱硫，不依赖二次除尘	锅炉（煤粉炉）低氮燃烧+脱硝装置(SCR 脱硝)+超净电袋复合除尘器+石灰石-石膏湿法脱硫装置	烟囱出口颗粒物排放浓度为 2.66mg/m ³
22	河南平顶山发电分公司 2×1030MW 机组 1 号炉超净电袋复合除尘器改造工程	以超净电袋为一次除尘，技术组合为超净电袋复合除尘器+石灰石-石膏湿法脱硫，不依赖二次除尘	锅炉（煤粉炉）低氮燃烧+脱硝装置(SCR 脱硝)+超净电袋复合除尘器+石灰石-石膏湿法脱硫装置	烟囱出口颗粒物排放浓度为 4.36mg/m ³
23	中电投河南开封发电分公司 2#炉超净电袋复合除尘器改造工程	以超净电袋为一次除尘，技术组合为超净电袋复合除尘器+石灰石-石膏湿法脱硫，不依赖二次除尘	锅炉(煤粉炉)低氮燃烧+脱硝装置(SCR 脱硝)+超净电袋复合除尘器+石灰石-石膏湿法脱硫装置	烟囱出口颗粒物排放浓度为 4.75mg/m ³

序号	工程案例名称	烟气超低排放工艺技术路线	烟气处理设备组成	投运效果
24	山西国金电力有限公司 1×350MW 煤矸石综合利用项目	炉内喷钙脱硫+炉后烟气循环流化床脱硫	循环流化床锅炉（低氮燃烧、炉内脱硫）+ SNCR 烟气脱硝装置+烟气循环流化床脱硫塔+脱硫除尘器	烟囱出口颗粒物、SO ₂ 和 NO _x 的排放浓度分别为：4 mg/m ³ 、12mg/m ³ 、20mg/m ³
25	山西国峰煤电 2×300MW 低热值煤综合利用项目 1 号机组	炉内喷钙脱硫+炉后烟气循环流化床脱硫	循环流化床锅炉（低氮燃烧、炉内脱硫）+ SNCR 烟气脱硝装置+烟气循环流化床脱硫塔+脱硫除尘器	烟囱出口颗粒物、SO ₂ 和 NO _x 的排放浓度分别为：5.9 mg/m ³ 、34mg/m ³ 、45mg/m ³

6.6.3 NO_x 超低排放控制系统工艺设计

6.6.3.1 一般规定

本部分对于 NO_x 超低排放工艺设计应遵循的原则进行了规定：NO_x 超低排放技术选择时应注重源头控制、能满足机组全负荷脱硝要求、与主体工程相匹配协调。

结合超低排放实践和技术路线要求，明确提出本标准 SNCR 或 SNCR/SCR 联合脱硝技术相关内容的适用范围。

6.6.3.2 工艺流程

SCR 和 SNCR 脱硝工艺流程相对成熟，工艺流程参考 HJ 562、HJ 563。

SNCR/SCR 联合脱硝工艺是近几年结合 SNCR 和 SCR 脱硝工艺特点发展的高效脱硝工艺技术，本标准中给出了循环流化床锅炉 SNCR 典型工艺流程。

6.6.3.3 低氮燃烧系统工艺设计要求

本部分对新建和现役机组低氮燃烧系统设计时需要满足的参数和达到的效果进行规定。

6.6.3.3.1 低氮燃烧技术治理效果

a) NO_x 生成与控制原理

煤燃烧过程中产生的 NO_x 主要是 NO 和 NO₂，在通常的燃烧温度下 NO 占 90% 以上、NO₂ 占 5%~10%。按照 NO_x 生成机理，一般可以分成热力型 NO_x、快速型 NO_x 和燃料型 NO_x。

热力型 NO_x 在高温燃烧时空气中氮氧化物产生，主要影响因素有：①温度，低于 1800K 时热力 NO_x 生成量比较低，高于 1800K 后每增加 100K，热力型 NO_x 生成反应速度增加 6~7 倍；②空气过剩系数，热力型 NO_x 和氧浓度的平方成正比，实际情况中因过多空气会降低火焰温度而存在峰值；③停留时间，生成 NO_x 的化学速度相对较慢，NO_x 随停留时间的增加而增加直到达到最大值。

快速型 NO_x 生成在火焰面内部，碳氢化合物燃料过浓时在反应区附近会快速生成，在燃煤锅炉中一般在 5% 以下。

燃料型 NO_x 由挥发分 N 生成的占 60~80%，由焦炭 N 生成的占 20~40%。在非高温运行的锅炉中燃料型 NO_x 占大部分，四角切圆锅炉一般在 82% 左右，主要因素影响有：①煤种含 N 量；②燃料 N 的存在形式；③燃料中含氧量；④挥发分含量和挥发分中的元素；⑤煤中所含矿物质的影响；⑥水分的影响；⑦炉内温度水平；⑧过剩空气系数；⑨预热空气温度；⑩煤粉细度等。

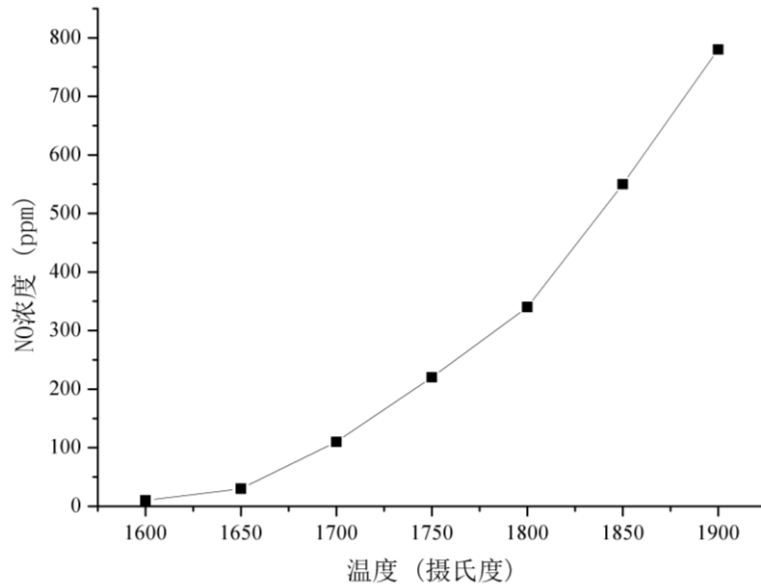


图 23 热力型 NO_x 的生成浓度与温度的关系

b) 低氮燃烧控制 NO_x 效果

低氮燃烧技术是通过合理配置炉内流场、温度场及物料分布以改变 NO_x 的生成环境，从而降低炉膛出口 NO_x 排放的技术。燃煤电厂应用较多的低氮燃烧技术包括低氮燃烧器、空气分级燃烧、燃料分级燃烧等技术。

低氮燃烧器是通过特殊设计的燃烧器结构，控制燃烧器喉部燃料和空气的动量及流动方向，使燃烧器出口实现分级送风并与燃料合理配比，降低 NO_x 生成的技术。空气分级燃烧技术是通过控制空气与煤粉的混合过程，将燃烧所需空气逐级送入燃烧火焰中，使燃料在炉内分级分段燃烧，降低 NO_x 生成的技术。燃料分级燃烧技术是在主燃烧器形成初始燃烧区的上方喷入二次燃料，从而形成富燃料燃烧的再燃区，当 NO_x 进入该区域时将还原性组分反应生成 N₂，达到降低炉内 NO_x 生成的技术。低氮燃烧技术不需要任何脱硝剂，投资和运行费用低，使用简单、维护方便、无二次污染等，但其 NO_x 减排效率因燃烧方式、煤种、炉型和锅炉容量差别较大。

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

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

3) 燃料分级燃烧：对于低挥发分煤 NO_x 的排放控制也具优越性，可以解决其他低氮燃

烧技术在燃用低挥发份煤种效果较差的问题，其 NO_x 减排率可达 30%~50%；但系统相对复杂。

对采用不同低氮燃烧技术方式的燃煤锅炉低氮控制效果，分炉型、燃烧方式、煤种进行调研，形成如下汇总表 21。

表 21 部分电厂锅炉采用低氮燃烧技术后 NO_x 排放效果调研

燃烧方式	容量、煤种	低氮燃烧方式	炉膛出口 NO _x (mg/m ³)
W 型火焰炉	华能上安电厂 2×300MW 无烟煤贫煤	空气分级+直流式煤粉燃烧器	750~800
	华电珙县电厂 2×600MW 无烟煤贫煤	空气分级+双旋风式煤粉燃烧器	≤620
	国投晋城电厂 2×300MW 无烟煤贫煤	燃料分级+低氮燃烧器	720~850
切向燃烧	广州恒运 2×200MW 烟煤	燃料分级+直流式煤粉燃烧器	200~260
	华能玉环电厂 1000MW 烟煤	MPM 燃烧器+燃料分级	≤200
	国华浙能 600MW 神华烟煤	垂直浓淡燃烧器+空气分级	≤200
墙式	华润登封 2×300MW 烟煤	水平浓淡燃烧器+空气分级	≤500
	华能左权 2×660MW 贫煤	旋流燃烧器+双层可调燃尽风	366~423
循环流化床	某电厂 2×300MW 无烟煤	控制锅炉床温降低 30℃	≤200

综上所述，根据 NO_x 控制机理和大量的调研数据，结合 DL/T 5240 等对锅炉相关的性能参数进行规定，形成标准附录 A 中的 NO_x 控制推荐值。

6.6.3.3.2 低氮燃烧技术安全经济性要求

本部分对低氮燃烧技术提出的是最低限度的技术要求和性能保证，并没有对技术细节做出规定，对于有关标准及规范的条文中已经规定的内容，未做重复性引用。根据国内主要的锅炉厂家及锅炉燃烧原理的调研分析，现役锅炉进行低氮改造后，应不降低锅炉出力和煤种适应性，不升高锅炉最低稳燃负荷，额定工况下锅炉热效率降低值宜不低于 0.5%。

1) 煤粉火焰着火稳燃本质是高温挥发分和高温粉颗粒的均相及非均相着火和稳燃，它受控于在燃烧器出口附近的煤粉浓度以及能够对其加热到的温度，浓度越大（对于不同煤质煤粉浓度有一最佳值），温度越高，挥发分释放量越多，越易着火和稳燃，燃烧器改造后在

其出口附近还能否组织起一个高温、高煤粉、适当高氧浓度乃是难燃燃料能否及时着火和稳燃的关键，因而为保证锅炉安全运行，节约点火阶段助燃燃料消耗，低氮燃烧改造后，锅炉出力和煤种适应性应不降低，锅炉最低稳燃负荷不应当升高。

2) 低氮燃烧改造后，为保证对应的低氮燃烧控制 NO_x 效果，会对二次风的分配、炉内温度以及过量空气系数进行改变，这会导致煤粉燃烧不够充分造成对应的飞灰含碳量和炉渣含碳量增加，进而导致锅炉热效率降低，为保证锅炉的热效率变化较少，因而需要控制烟气中的 CO 排放浓度，飞灰和炉渣的含碳量增加在合理的范围内，找到不增加后续脱硝设备处理能力或者改动较小的情况下，又能保证锅炉的热效率降低较少的平衡点。因而结合大量的调研数据，锅炉热效率降低值宜不大于 0.5%。

3) 根据理论和实验表明，水冷壁的高温腐蚀主要是由于在管子表面形成了熔融的积灰层，局部的 SO_3 高浓度对腐蚀有很大的影响。 HCl 加速了腐蚀的形成，促使氧化保护层破裂，从而使 H_2S 达到金属表面加速腐蚀，因此影响水冷壁高温腐蚀的主要因素是水冷壁附近的烟气成分和管壁温度。采用低氮燃烧技术改造后，有可能会局部过浓的还原性气氛，尤其是采用低氧燃烧技术的锅炉，由于煤粉在近水冷壁区域氧含量不高，煤粉在此区域燃烧耗氧，同时增大了再水冷壁附近产生还原性气体和腐蚀性气体的几率，为高温腐蚀提供了条件，进而会导致锅炉水冷壁高温腐蚀，为避免水冷壁腐蚀，锅炉水冷壁面烟气氧含量应控制在适宜范围之内；同时避免火焰直接冲刷水冷壁目的亦是防止水冷壁的高温腐蚀。

6.6.3.4 SCR 脱硝工艺设计要求

SCR 脱硝系统设计关键是 1) 合理选择催化剂：根据烟气温度的、烟气成分、烟气压降、烟气 NO_x 浓度、 NO_x 脱除效率、氨的逃逸量、催化剂寿命、硫转化率、烟气含尘量和反应器的布置空间等；2) 优化设计反应器及烟道系统的流场：利用 CFD 数学模型和实体物理模型以实现烟气平稳均匀流动；3) 合理设计氨烟气混合系统：使氨/烟气混合均匀，以实现 NO_x/NH_3 分布均匀、烟气速度分布均匀、减小烟气温度偏差、获得最小的烟气压降。本部分 SCR 脱硝工艺设计部分主要参考 HJ 562 和 DL/T 5480，重点对烟气反应系统、催化剂系统、全负荷脱硝中满足超低排放要求的重要的参数和关键设计进行规定，对于现有规范中已有的内容，原则上不作重复性引用。

6.6.3.4.1 烟气反应系统

a) 反应器及烟道流场

1) 关键参数

SCR 反应器一般布置在省煤器和空预器之间的高含尘区域，一般大型燃煤锅炉的 SCR 系统由两套对称的 SCR 脱硝反应器及相应的管路烟道系统构成。烟气流场的均布特性是决定 SCR 脱硝技术性能的关键因素。烟气速度分布不均对催化剂寿命具有很大影响，局部烟气流速过高使催化剂磨损加剧，壁厚加速减薄甚至垮塌。而流速低的区域容易形成飞灰聚集，易堵塞催化剂通道，减少烟气与催化剂的接触面积，使脱硝率下降氨逃逸增加，根据流场模拟和结合实际工程调研参数，一般规定首层催化剂上游 500mm 处，100% 烟道截面内各处流速的相对标准偏差系数宜为 $\pm 10\%$ 。

NH_3 浓度分布是 SCR 脱硝的另一个重要参数，如果 NH_3 分布不均， NH_3 浓度低的区域不能充分与烟气的 NO_x 发生催化还原反应，而浓度高的区域 NH_3 过剩，会形成氨逃逸，并与烟气中 SO_3 发生反应，生成高粘性的 NH_4HSO_4 ，造成空预器堵塞。SCR 脱硝装置结构优化是指通过数值模拟方法模拟烟气及还原剂在装置内部的实际流动情况，提出合理的导流板、喷氨格栅及整流格栅的布置方案。根据流场模拟和结合实际工程调研参数，达到超低排放要求时一般规定首层催化剂上游 500mm 截面， NH_3 浓度分布偏差系数 $\pm 3\%$ ，低于 $100\text{mg}/\text{m}^3$ 排放要求时的火电厂烟气脱硝要求的 5% ，主要是为了获得更均匀的 NH_3 浓度分布，满足更高效 NO_x 脱除的要求，同时规定首层催化剂上游 0.5m 处，100% 烟道截面烟气中各处 NH_3/NO_x 的摩尔比率偏差系数在 $\pm 5\%$ 。

过大的温度分布不均匀会导致局部温度超出设计温区，造成局部沉积铵盐或 SO_3 过高；最低运行温度由烟气中 SO_3 浓度决定。为防止硫酸氢铵沉积于催化剂，低于允许的最低温度时应停止喷氨；一般规定，首层催化剂上游 0.5m 处，100% 烟道截面内温度绝对偏差小于 $\pm 10^\circ\text{C}$ 。

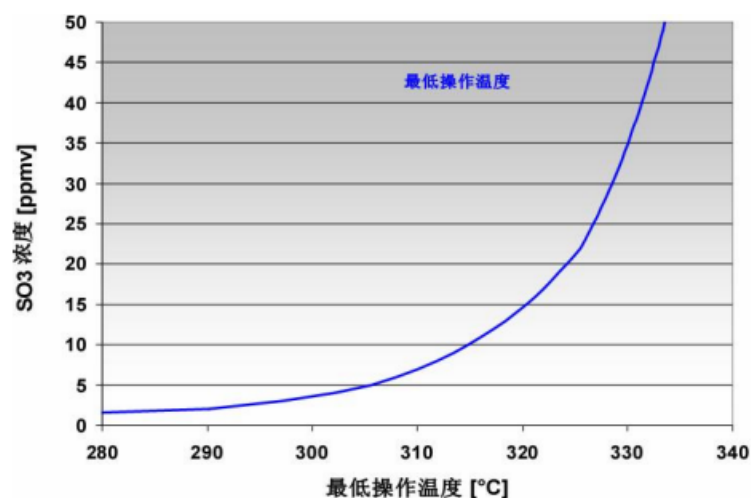


图 24 常规催化剂最低烟气温度对 SO_3 浓度的影响

在一定范围内，NO 脱除率随 NH_3/NO_x 摩尔比的增加而增加， NH_3/NO_x 摩尔比小于 1 时，其影响更明显；若 NH_3 投入量偏低，NO 脱除受限，若 NH_3 投入量超过需要量，氧化副反应分反应速率将增大，从而降低了 NO 脱除率，同时也增加了氨逃逸量；因而，在 SCR 工艺中，一般控制 NH_3/NO_x 摩尔比数值需综合考虑脱硝效率与氨逃逸浓度。

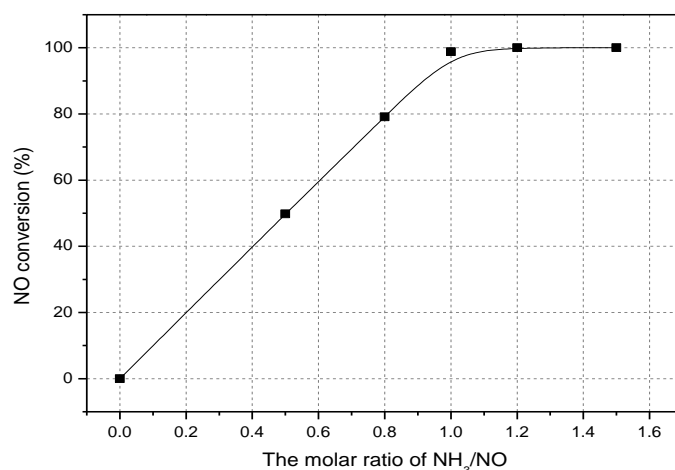


图 25 氨氮摩尔比对 NO 脱除效率的影响

氨气与 SO_3 反应生成粘着性较强的硫酸氢铵，如果氨逃逸浓度过大会导致，下游设备的腐蚀和堵塞，同时增大运行成本；但是逃逸氨量有不可无限降低，综合考虑控制氨逃逸浓度宜不大于 $2.5\text{mg}/\text{m}^3$ 。

2) 流场模拟

对于 SCR 脱硝系统流场技术模拟，可以参考 JB/T 12131 中的相关规定进行处理。本标准中未进行重复性引用。

b) 吹灰系统

本部分对吹灰系统要设计时的需考虑的因素和相关参数进行界定。

SCR 反应器通常布置在省煤器和空预器之间，属于高灰布置方式。我国燃煤电厂排放的烟气中灰分含量普遍较高，使进入 SCR 脱硝系统的烟气含灰量高，容易形成积灰；SCR 反应器内的温度一般为 $320^\circ\text{C}\sim 420^\circ\text{C}$ ，碱金属盐蒸气的凝结已经结束，不会形成坚实的沉积层，而是松散的积灰，积灰会在催化剂表面搭桥堵塞，导致催化剂的有效面积减少；灰分中的化学成分会吸附在催化剂活性位上，影响催化剂活性和化学寿命。因此，清除催化剂表面的积灰、保证催化剂的活性和使用寿命是 SCR 脱硝系统高效稳定运行的关键。为了预防和清除堆积在催化剂表面的积灰，解决由于粉尘颗粒物堵塞气流通道而造成的压力降增大问题，一般在 SCR 反应器承载的催化剂的上方安装有吹灰装置，使 SCR 反应器的压降保持在

较低的水平。

燃煤机组的 SCR 脱硝在吹灰器的选择上，除了要考虑吹灰效果外，还要考虑对催化剂的磨损影响。目前 SCR 脱硝系统上普遍应用的催化剂吹灰装置有蒸汽吹灰器和声波吹灰器两种形式，根据烟气成分、粉尘浓度、积灰部位、积灰程度、黏污特性以及吹灰器的性能特点、清灰效果等因素，选择清灰效率高、效果好的吹灰器，以获得最大的经济效益并使安全性达到最大化。

表 22 蒸汽吹灰和声波吹灰器的性能对比

项目	蒸汽吹灰器	声波吹灰器
适用条件	对结渣性较强、熔点低和较粘的积灰有明显的清除效果	对于灰干度高、松散结灰效果明显，对严重积灰以及坚硬的灰垢无法清除
结构特点	半伸缩式结构，活动部件多，故障率高，机械、电器维护和检修量大	结构紧凑，活动部件少，故障率极低，维护成本低
作用方式	依靠蒸汽的冲击实现清灰，夹杂着粉尘的高速蒸汽对催化剂表面磨损严重，会缩短催化剂的使用寿命，增大维护成本	对催化剂没有磨损，可延长催化剂使用寿命，降低 SCR 的维护成本
吹扫方式	待积灰达到一定厚度后，再进行清除	预防性的吹灰方式，阻止灰粉在催化剂表面堆积；能够保持催化剂的连续清洁
吹灰特点	在蒸汽流末端，蒸汽的冲击力衰减大，吹灰效果差，导致局部积灰严重，存在清灰死角	非接触式吹灰，积灰从催化剂表面脱落而被带走，吹灰无死角
吹灰副作用	增加了烟气湿度，存在使催化剂失效、腐蚀和堵塞的隐患；容易导致下游设备积灰加剧	无副作用，对催化剂损害小

c) 烟气反应系统其他设计要求

烟气反应系统中氨逃逸浓度、污染物治理效果以及主要的关键部件的设计应符合 HJ 562 和 DL/T 5480 的规定。

6.6.3.4.2 催化剂系统

a) 催化剂设计要求

催化剂是 SCR 脱硝系统中的关键部分，在选择催化剂时，应着重考虑以下因素对催化剂活性的影响，如催化剂成分、结构，反应温度、烟气流速、烟气特性、催化剂活性和选择性以及催化剂的运行寿命。另外，设计时还要考虑催化剂的成本（购买成本和处置成本）。

1) 催化剂形式

22 台机组不同容量的燃煤机组 SCR 脱硝系统催化剂形式及相关参数进行调研，汇总如表 23。

表 23 不同形式催化剂调研表

蜂窝式催化剂													
	机组容量 MW	烟气量 Nm ³ /h	温 度℃	入口氮氧化物浓度 mg/m ³	灰分浓度 g/m ³	设计脱硝效 率%	硫转化 率%	氨逃逸浓度 ppm	化学寿 命 h	节距 mm	孔数	壁厚 mm	催化剂用 量
1	200	720000	380	500	7.3	90	1	3	24000	7.4	20	0.9	230
2	300	1001832	380	600	28	60	1	3	24000	6.9	22	0.6	218
3	300	1227476	413	400	51.7	50	1	3	16000	8.2	18	0.8	281.5
4	330	1100000	407	400	21.37	80	1	3	24000	7.4	20	0.9	300
5	350	1166667	410	600	32.23	70	1	3	24000	7.4	20	0.9	264
6	600	1898973	369	350	43.9	60	1	3	24000	8.2	18	0.8	438.5
7	660	2000000	375	350	25	60	1	3	16000	7.4	20	1	450
8	1000	2809163	381	450	22	80	1	3	16000	6.9	22	6	550
9	1000	3020000	353	450	24.34	80	1	3	24000	7.4	20	1	800
10	1036	2800000	377	300	20.4	80	1	3	16000	7.4	20	1	650
板式催化剂													
	机组容量 MW	烟气量 Nm ³ /h	温 度℃	入口氮氧化物浓度 mg/m ³	灰分浓度 g/m ³	脱硝效率%	硫转化 率%	氨逃逸浓度 ppm	化学寿 命 h	间距 mm	催化剂用 量		
1	200	770000	380	500	27	80	1	2	32000	5.8	380		
2	230	870000	380	460	30	60	1	4	24000	5.6	300		
3	300	990000	400	350	36	60	1	3	24000	6	230		
4	300	990000	400	650	14	80	1	3	24000	7	424		
5	600	2050000	300	377	5	80	1	3	24000	6	501		
6	600	2050000	300	1100	11.7~23.4	80	1	3	24000	6	648		
7	600	2050000	300	510	14	80	1	3	24000	7	602		

8	690	2240000	380	510	20	90	1	2	20000	5.6	656		
9	1000	3080000	400	384	15	50	1	3	24000	7	600		
波纹式催化剂													
	机组容量 MW	烟气量 Nm ³ /h	温 度℃	入口氮氧化物浓度 mg/m ³	灰分浓度 g/m ³	脱硝效率%	硫转化 率%	氨逃逸浓度 ppm	化学寿 命 h	节距 mm	壁厚 mm	催化剂用 量	
1	300	1150000	375	650	38~45	80	1	3	24000	10	1	350	
2	600	1925400	366	550	15~25	80	1	3	24000	8	0.8	460	
3	1000	3880000	354	480	15~18	91	1	2	20000	8	0.8	350	

根据调研数据以及结合相关的催化剂设计研究，催化剂形式的确定，主要从烟气含尘量和灰的磨损性（ SiO_2 ）等进行考虑。应根据锅炉灰的特性合理选择孔径大小并采取防堵灰措施，以确保催化剂不堵灰。根据调研数据分析和飞灰特性分析，对于蜂窝状催化剂当灰含量在 $35\text{g}/\text{m}^3$ 以下时，选择孔数小于 20 孔（不含 20 孔），当灰含量在 $35\text{g}/\text{m}^3$ 及以上时，可选择 20 孔或大于 20 孔。对于板式催化剂当灰含量在 $35\text{g}/\text{m}^3$ 以下时，选择间距为 6mm 的催化剂；当灰含量 $35\text{g}/\text{m}^3$ 及以上时，选择间距 7mm 的催化剂。对于波纹状的催化剂，当灰含量不大于 $5\text{g}/\text{m}^3$ 时，催化剂间距选择 6mm；当灰含量在 $5\text{g}/\text{m}^3 \sim 15\text{g}/\text{m}^3$ 时催化剂间距选择 7mm；当灰含量 $15\text{g}/\text{m}^3 \sim 25\text{g}/\text{m}^3$ 时，催化剂间距选择 8mm；当灰含量 $25\text{g}/\text{m}^3 \sim 35\text{g}/\text{m}^3$ 时，催化剂间距选择 9mm；当灰含量 $35\text{g}/\text{m}^3 \sim 50\text{g}/\text{m}^3$ 时，催化剂间距选择 10mm。防堵灰措施见吹灰系统设计章节。

2) 催化剂运行温度

催化剂运行温度，是选择催化剂的重要运行参数，催化反应需在适宜的温度范围内进行，同时存在催化剂运行的最佳温度区间。根据调研，目前商用钒钛催化剂在 $320^\circ\text{C} \sim 420^\circ\text{C}$ 范围之间时，随着反应温度的升高， NO_x 脱除效率增加，而当温度超过 400°C 时， NO_x 脱除效率随着温度的升高略有降低。氨与 SO_3 反应产生的硫酸氢铵和硫酸铵会随着温度的降低而附着在催化剂或下游设备上，因而为保证较少的铵盐产生，SCR 的最低工作温度大多设定在 $300^\circ\text{C} \sim 320^\circ\text{C}$ 之间，但是随着催化剂技术的改进，催化剂的运行温度可以实现进一步降低，如浙江大学开发的低温催化剂已经在浙能温州电厂应用，具体见全负荷脱硝章节。

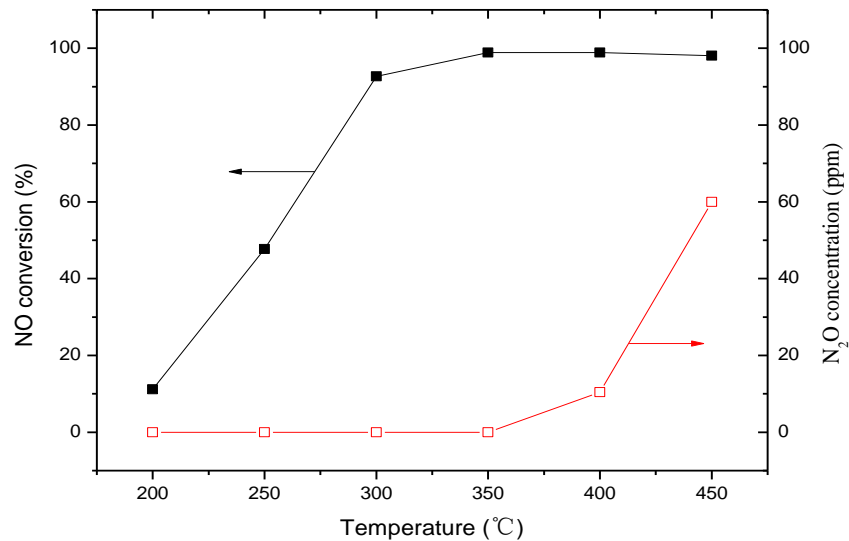


图 26 催化剂运行温度对 NO 脱除率的影响

3) NO 浓度

燃煤烟气中，氮氧化物的主要成分是 NO 和 NO₂，其中 NO 含量约占 95%；SCR 脱硝技术中所使用还原剂氨气主要是选择性地与 NO 和 NO₂ 反应。因而，SCR 反应器入口氮氧化物浓度亦是影响催化剂选择的关键因素。根据大量实验和调研，对于特定的催化剂，当氮氧化物的浓度超过催化剂处理范围时，氮氧化物脱除效率随着 NO 浓度的增加而降低，此时若要提高脱除效果，需要增加催化剂的用量。因而，在选择催化剂类型和用量时，需要根据 SCR 反应器入口和出口 NO_x 浓度来综合考虑。

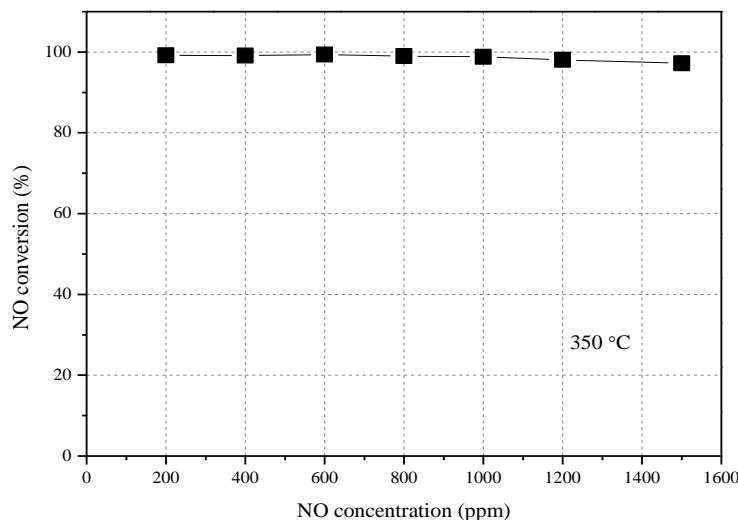


图 27 NO 浓度对 NO 脱除率的影响

4) 空间速度

空间速度是指烟气（标准状态下的湿烟气）在催化剂容积内的停留时间尺度的指标，在某种程度上决定反应物是否完全反应，同时也决定着反应器催化剂的冲刷和烟气的沿程阻力。空间速度大，烟气在反应器内的停留时间短，导致氨的逃逸量大、脱硝效率低、对催化剂的冲刷大。结合实验和工程应用案例，对于布置与高灰段 SCR 反应器，成型催化剂空速一般为 2500 h⁻¹~3000h⁻¹。

5) SO₂ 浓度

催化剂中活性成分 V₂O₅ 不仅可用于 NH₃ 选择性催化还原 NO，而且对 SO₂ 的氧化也具有较高的催化活性，SO₂ 在 V₂O₅/TiO₂ 催化剂上亦发生氧化反应，以 S⁶⁺（如 SO₃，SO₄²⁻等）的形式吸附于 V₂O₅/TiO₂ 催化剂的表面。氧化生成的 SO₃ 将进一步与氨反应生成硫酸氢铵，进而堵塞催化剂导致催化剂活性下降，同时造成后续空预器阻力增加速率提升。综合大量的工程案例和实验室数据，综合考虑催化剂寿命及系统运行可靠性，对于两层催化剂当燃煤种硫分不小于

2.5%时，硫转化率应低于 0.75%；燃煤煤种硫分低于 2.5%，硫转化率应低于 1%。

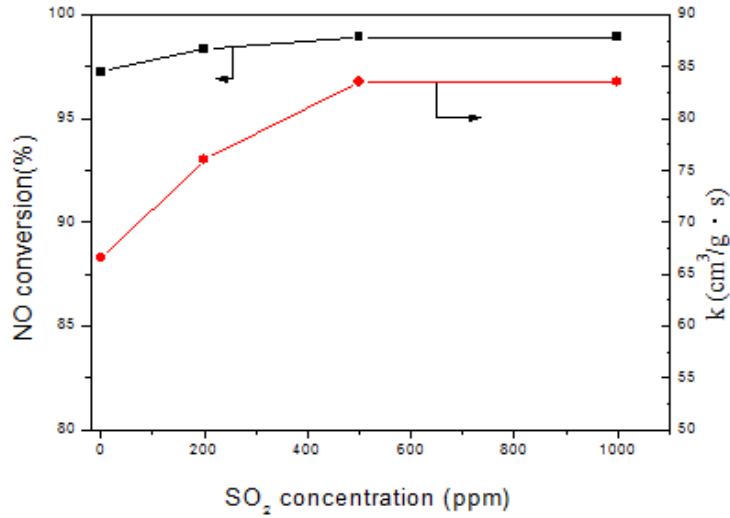


图 28 SO₂ 浓度对 NO 脱除效率的影响

6) 催化剂寿命

在 SCR 反应过程中，由于催化剂的烧结、碱金属/碱土金属中毒、砷中毒及催化剂堵塞磨损等一个或多个原因导致催化剂的活性降低，进而会减少催化剂的化学和机械寿命。催化剂寿命衰减，将会导致效率下降、氨逃逸增大。结合大量工程经验和实验研究，一般规定催化剂的化学寿命应不低于 24000h；对于高钙（CaO>20%）、高砷（As>10μg/g）等特殊燃料，催化剂化学寿命会更短，但宜不低于 16000h。催化剂的磨损主要是飞灰碰撞引起的，磨蚀度与气流速度、飞灰特性、撞击角度及催化剂本身特性有关。催化剂要有一定的机械寿命，但是随着运行时间的延长，催化剂的活性会有下降，对于满足再生条件的催化剂（见 JB/T 12129）一般催化剂 3~5 年再生一次，一般考虑催化剂可再生两次，因此综合考虑催化剂机械寿命宜大于 10 年。为防止催化剂磨损，反应器设计时应当提高烟气流动方向性，适当降低烟气流速，根据大量工程经验，一般选择催化剂迎风面平均烟气流速在 4.5 m/s~5.5m/s 之间，催化剂通道内流速宜控制在 6m/s~7m/s 之间；同时催化剂选择时应当选用硬度比较高的催化剂，同时如果出现爆米花状灰出现的情况，可装设拦截网；在 SCR 装置停炉检修之前，对催化剂层进行 1~2 次的强行吹扫，清除已有积灰，停炉吹扫应当等催化剂温度降低到 200℃ 以下后再进行，避免催化剂着火；在启动过程中，应当加强反应器吹灰，避免催化剂上炭粒沉积过多着火。

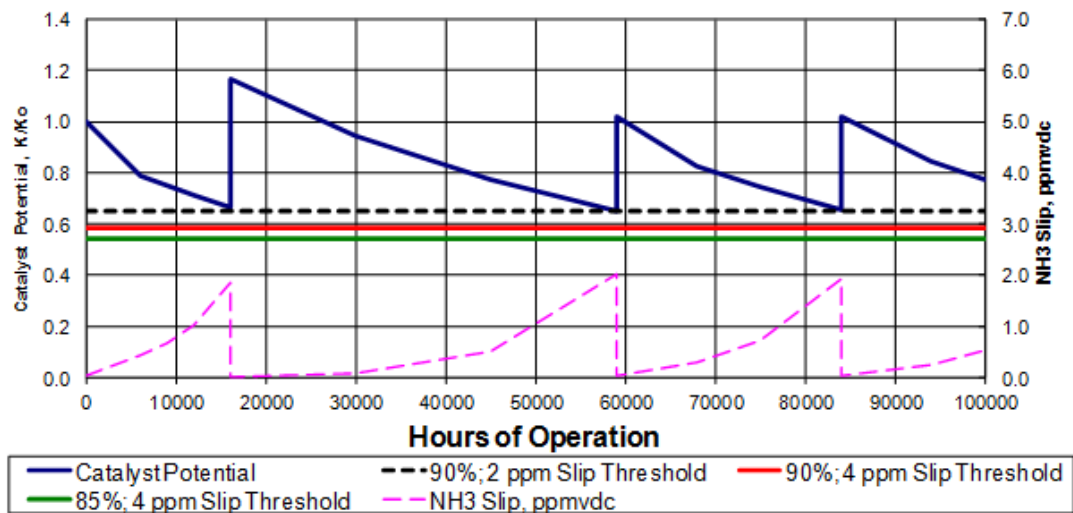


图 29 催化剂的运行管理曲线

7) 其他影响因素

SCR 催化反应需要氧气的参与，当氧浓度增加催化剂性能提高直到达到最大值，但氧浓度不宜过高。根据实验数据和大量工程经验，一般氧浓度宜选择 6% 左右。

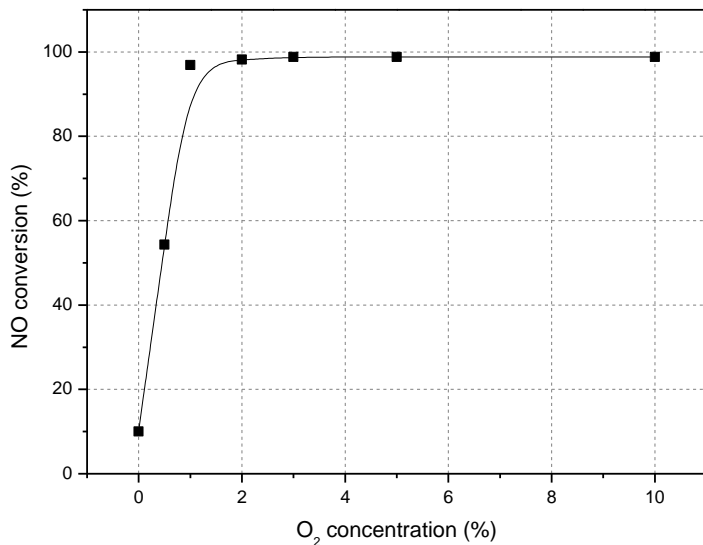


图 30 氧浓度对 NO 脱除效率的影响

进入 SCR 反应器中燃煤烟气为湿烟气，随着含湿量的增加，NO 的脱除效率会降低，根据对反应机理知 H₂O 本身是 SCR 反应的产物，反应气氛中水蒸汽的出现通过减缓钒的再氧化速度而降低 SCR 反应的速度。一般不采用低浓度的氨水作为还原剂，氨水含水量过高会导致烟气含湿量增大，存在脱硝效率下降的风险。

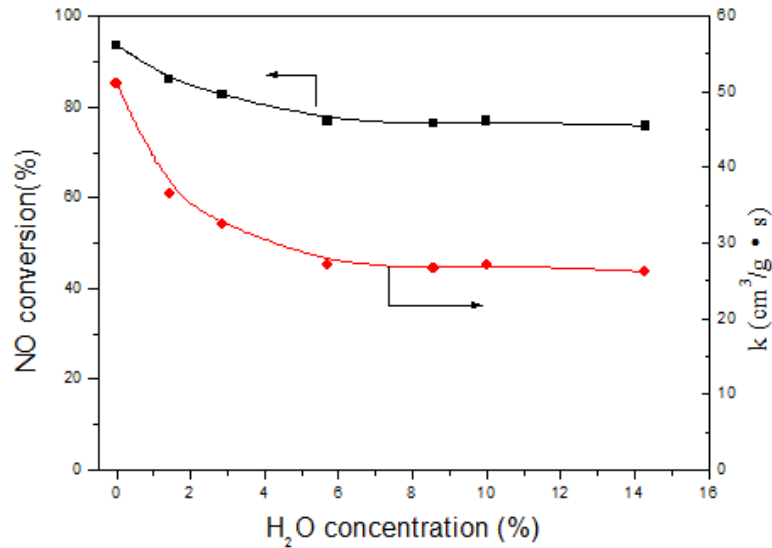


图 31 烟气含湿量对 NO 脱除效率的影响

b) 催化剂再生

1) 总体要求

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，因而对其收集、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》和《废烟气脱硝催化剂危险废物经营许可证审查指南》。

2) 可再生催化剂性能保证参数

催化剂再生后性能会有一定程度的下降，为保证催化剂活性不大幅度下降，需对其再生后的性能保证值进行界定。结合再生工艺的特点、技术发展阶段、以及对应的脱硝系统运行要求，规定单层催化剂 SO_2/SO_3 转化率应不超过 0.5%；氨逃逸应低于 $2.5\text{mg}/\text{m}^3$ ；再生后催化剂活性宜高于最初性能的 90% 以上；化学寿命不低于 18000h；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%。

3) 催化剂再生案例调研

● JH 电厂 7 号机组 1000MW 机组催化剂再生工程

本项目整套 SCR 烟气脱硝装置采用 22 孔蜂窝式催化剂，设计脱硝效率 80%，催化剂化学保证寿命不小于 18000h，催化剂采用“2+1”方式布置于两个反应器上，已装有两层，预留一层备用。2011 年 6 月催化剂开始投入运行，2014 年 5 月，将该机组第一层催化剂模块全部取出，对其进行催化剂再生处理，催化剂再生前累计运行时间约为 22000h。再生后催化剂活性恢复到

原始值的 90% 以上，SO₂/SO₃ 转化率 < 1%，堵孔率小于 1%；再生后催化剂于 2014 年 8 月投运，目前已经连续稳定运行超过 13000h。本项目使用再生催化剂，节约催化剂采购费用 1000 万元以上。

● WS 热电 1 号 300MW 机组催化剂再生

WS 热电有限公司 1 号 300MW 机组进行失活脱硝催化剂再生，并于 2013 年 3 月开始投运。该项目脱硝催化剂采用 22 孔薄壁催化剂，已运行近 4 年时间，催化剂活性仅为新鲜催化剂的 57%，且无法满足脱硝系统设计要求。催化剂经过再生后，活性恢复至新鲜催化剂的 92%，脱硝效率为 82.11% 时，氨逃逸低于 1mg/m³，可以适应脱硝系统设计要求。目前，再生的脱硝催化剂已经连续稳定运行超过 16000h。

综合以上，SCR 脱硝设计时影响脱硝效率的各关键参数的分析，汇总为如表 24。

表 24 SCR 脱硝技术主要工艺参数及使用效果

项目		单位	主要工艺参数及使用效果
入口烟气温度		℃	一般在 320~420 之间
入口 NO _x 浓度		mg/m ³	根据实际烟气参数确定
氨氮摩尔比		/	由脱硝效率和氨逃逸浓度确定
反应器入口烟气参数的偏差数值		/	速度相对偏差 ≤ ±10%；温度相对偏差 ≤ ±10℃；氨氮摩尔比相对偏差 ≤ ±3%；烟气入射角度 ≤ ±10°
催化剂	种类	/	根据烟气中灰的特性进行确定
	层数（用量）	m ³	根据反应器尺寸、脱硝效率、催化剂种类及性能进行确定
	空间速度	h ⁻¹	2500~3000
	烟气速度	m/s	催化剂迎风面平均烟气流速在 4.5 m/s~5.5m/s 之间；催化剂通道内流速宜控制在 6m/s~7m/s 之间
	催化剂节距	/	根据烟气中灰的特性进行确定
脱硝效率		%	50% 以上，最高可达 90% 以上
NO _x 排放浓度		mg/m ³	根据催化剂用量变化以及流场控制，可以控制在 50 mg/m ³ 以下。
氨逃逸浓度		mg/m ³	≤ 2.28
SO ₂ /SO ₃ 转化率		%	燃煤硫分低于 2.5%，硫转化率宜低于 1.0%；燃煤硫分高于 2.5%，硫转化率宜低于 0.75%。
阻力		Pa	< 1000

6.6.3.4.3 其他系统

针对超低排放 SCR 脱硝系统中还原剂储存及制备系统、公用系统等工艺设计与现行 HJ 562、DL/T 5480 基本没有差别。因而，本标准在修订时不做重复性累述。

6.6.3.4.4 全负荷脱硝

a) 目前存在的问题

根据大量的文献调研和工程案例分析，烟气温度位于 340℃~380℃之间时催化剂活性物的活性最高，催化还原反应效率最高，省煤器后空预器前的烟气温度正好满足此催化剂活性温度区间，这也是 SCR 布置于此的原因。当烟气温度低于催化剂最低运行烟温要求时，脱硝效率较低，导致喷入的还原剂会大量剩余，未参与反应的氨气会和烟气中的 SO₃ 反应生成硫酸铵和硫酸氢铵，堵塞催化剂活性物微孔和加速对催化剂的磨损，降低催化剂的活性。因此，当进入 SCR 反应器中的烟气温度低于催化剂的最低运行烟温要求时，SCR 脱硝必须停止喷氨，退出运行，当温度高于 420℃特别是烟气温度高于 450℃时，副反应（主要为 NH₃ 被氧化成 NO_x）降低脱硝效率，并且引起排烟温度高，高温烟气导致催化剂烧结大大降低催化剂的寿命，锅炉效率下降。

b) 实现全负荷脱硝运行的技术

全负荷 SCR 脱硝技术一般分为两类，1、催化剂改造为宽温度窗口催化剂使得催化剂在锅炉低负荷时保持较高的脱硝活性；2、提高低负荷时 SCR 入口烟气的温度控使反应器中烟气温度满足催化剂的最低运行温度要求。

1) 宽温度催化剂

目前浙江大学开发的宽温度窗口催化剂已在 WZ 电厂实现示范应用，可将 SCR 脱硝催化剂工作窗口拓展到 276℃。根据 HD 电力科学研究院对 WZ 电厂#5 机组 SCR 脱硝装置的检测，在 100%THA 工况下，SCR 入口烟气温度为 370℃，SCR 出口 NO_x 浓度为 36.9mg/m³，脱硝效率为 85.31%；氨逃逸为 1.9mg/m³，SO₂/SO₃ 转化率为 0.84%；在低负荷下，SCR 入口烟气温度为 276℃时，SCR 出口 NO_x 浓度为 37.1mg/m³，脱硝效率为 83.23%；氨逃逸为 2.2mg/m³，满足低负荷时脱硝投运要求。

2) 低负荷时烟温提升

低负荷时提升烟气温度的方法主要有以下几种：1、设置省煤器烟气旁路；2、设置省煤器给水旁路；3、省煤器采取分级布置；4、低负荷时提高给水的温度（提高省煤器给水温度）。

各技术的特点比较如表 25 所示。

表 25 SCR 装置入口烟温提升技术比较

方案	省煤器分级布置	低负荷时提高省煤器给水温度	设置省煤器烟气旁路	设置省煤器给水旁路
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

● 设置省煤器烟气旁路

设置省煤器烟气旁路技术，主要是采用减少经过省煤器用于给水加热的烟气，通过旁路直接进入 SCR 装置的方法，提高进入 SCR 反应区烟气的温度。在省煤器旁路烟道出口处设置旁路烟气挡板，通过调节旁路挡板的开度可以控制直接进入 SCR 反应区的烟气量，进而可以控制烟气温度。

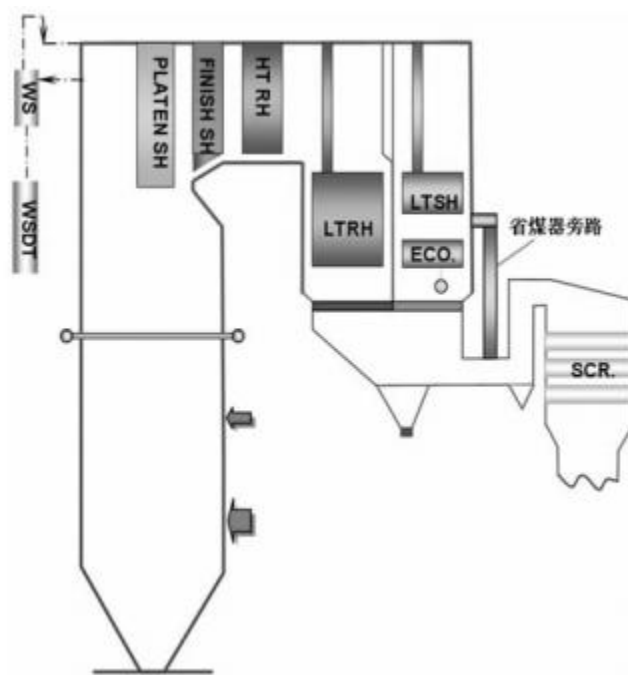


图 32 增加省煤器烟气旁路全负荷脱硝技术

设置省煤器烟气旁路带来的问题如下：由于烟气从省煤器旁路流走不能给给水加热必然会增加煤耗，锅炉的热效率降低 0.5% ~1%；省煤器旁路烟道挡板经过长期运行可能造成堵灰影响系统稳定运行；通过省煤器烟气旁路进入 SCR 反应区的烟气会扰乱烟气流场干扰脱硝系统运行；由于减少了给水加热量要对锅炉热平衡及锅炉性能进行充分计算后实施改造；此种改造对旁路

烟道挡板的性能要求较高，如果积灰造成挡板关闭不严存在泄漏，在实际运行中难以及时发现，也会对锅炉运行经济性造成不利影响。

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℃。

- 设置省煤器水旁路

设置省煤器水旁路技术，主要是给通过省煤器换热的给水增加一旁路，减少给水在省煤器处的换热，进而减少经过省煤器时烟气的热损失，最终提高进入 SCR 反应器的烟气温度，该方法可以通过调节给水旁路调节门的开度调节烟气温度。

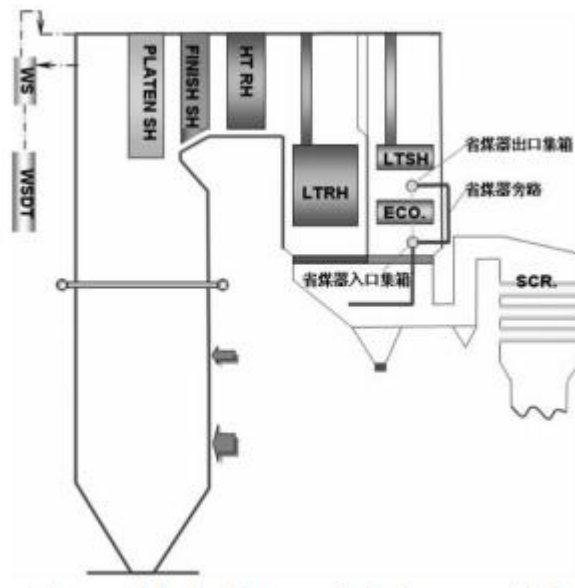


图 33 增加省煤器工质旁路全负荷脱硝技术

设置省煤器水旁路带来的问题如下：通过给水旁路能够提高进入 SCR 反应器的烟气温度但是效果不明显，效果要明显差于省煤器烟气旁路；由于进入省煤器的给水量减少会导致省煤器出口处给水温度升高，极端情况会造成省煤器出口处给水气化烧坏省煤器；由于省煤器给水旁路的存在，导致给水换热效果降低，增加排烟热损失，导致锅炉的热效率降低约 0.5% 。

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℃。

- 省煤器采取分级布置

省煤器采取分级布置技术，主要是减少原省煤器的换热面，进而减少进入 SCR 反应区前的烟气热损失，提高进入 SCR 反应区的烟气温度，同时在 SCR 后增加二级省煤器对给水进一步进行加热。

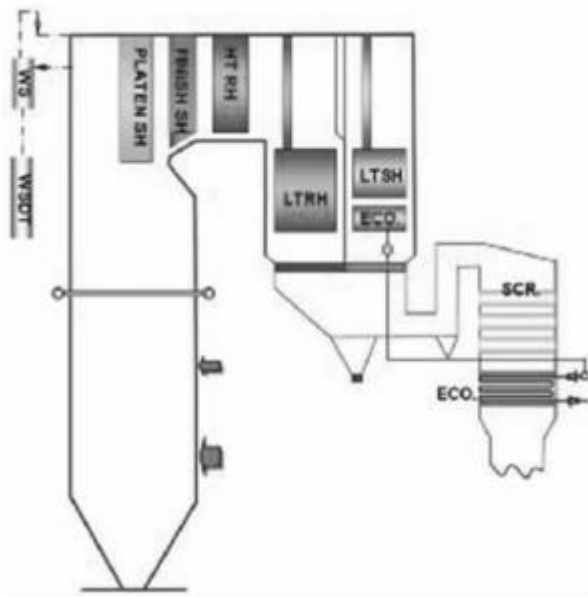


图 34 省煤器分组布置全负荷脱硝技术

采用此种方法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，能够保证锅炉的经济性，使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，此种方法带来的问题是改造投资成本高，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。

国华 HZ 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，避免低负荷时 SCR 入口烟气温度低而退出运行。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 370~400℃ 之间变化；75% 负荷下，SCR 烟气入口温度在 350~390℃ 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 0.5g/kWh。

国华 DZ 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 入口烟气温度满足设计和催化剂投运温度要求。

- 低负荷提高省煤器给水温度

通过抽取蒸汽加热或者其他方式加热省煤器给水，减少省煤器烟气-水的传热温差来减少烟

气-水的换热，提高省煤器出口烟温。需要对锅炉蒸汽和给水管道实施改造，增设临时增压系统。优点：改造工期短，施工简单。缺点：增加升温控制系统；烟气温度提升有限；排烟温度提高，锅炉热效率降低。

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 烟气温度提升约 30℃。

从提升 SCR 入口烟温的全负荷脱硝技术方案选择来看，以上四种方案各有优缺点和适用范围，应根据电厂实际情况选择经济技术最优方案，此外，也可通过上述技术的优化组合，达到灵活调节温度范围，减小对锅炉热效率影响目的。

6.6.3.5 SNCR 脱硝工艺设计要求

6.6.3.5.1 烟气反应系统

从经济性及技术可操作性方面考虑，SNCR 脱硝工艺适用于循环流化床锅炉。在 SNCR 技术设计和应用中，影响脱硝效果的主要因素包括：温度范围；合适的温度范围内还原剂停留的时间；还原剂和烟气混合的均匀程度；未控制的 NO_x 浓度水平；喷入的反应剂与未控制的 NO_x 的摩尔比—NSR；气氛（氧量、一氧化碳浓度）的影响；还原剂类型和状态；添加剂的作用。

a) 温度范围的选择

实验表明，SNCR 还原 NO 的反应对于温度条件非常敏感，温度窗口的选择是 SNCR 还原 NO 效率高低的關鍵，图 35 给出了 NO_x 残留浓度与反应温度的关系曲线。

温度窗口取决于烟气组成、烟气速度梯度、炉型结构等系统参数。文献中报道的温度窗口差别很大，下限最低有 427℃，上限最高达 1150℃，最佳温度差别也很大。一般认为理想的温度范围为 850℃~1150℃，温度高，还原剂被氧化成 NO_x，烟气中的 NO_x 含量不减少反而增加；温度低，反应不充分，造成还原剂流失，对下游设备产生不利的影響甚至造成新的污染。由于炉内的温度分布受到负荷、煤种等多种因素的影响，温度窗口随着锅炉负荷的变化而变动。根据锅炉特性和运行经验，循环流化床炉通常在旋风分离器的入口区域。

从图 36 可以看出不同温度下尿素和氨对 NO_x 还原率的影响，温度区间位于 730℃~950℃ 之间时，选用氨作还原剂的脱硝效率要高于选用尿素的脱硝率。当反应区域温度在 950℃ 以上时，尿素的脱硝效率则可以保持在氨脱硝系统之上。所以在循环流化床锅炉的 SNCR 系统，如

果不是出于安全考虑，一般采用氨系统。液氨是易燃易爆有毒的化学危险品，氨水挥发性强且运输不便；氨水的处理较液氨简单，因此在对于附近氨水源充足的循环流化床锅炉采用 SNCR 技术多选择氨水作为还原剂。

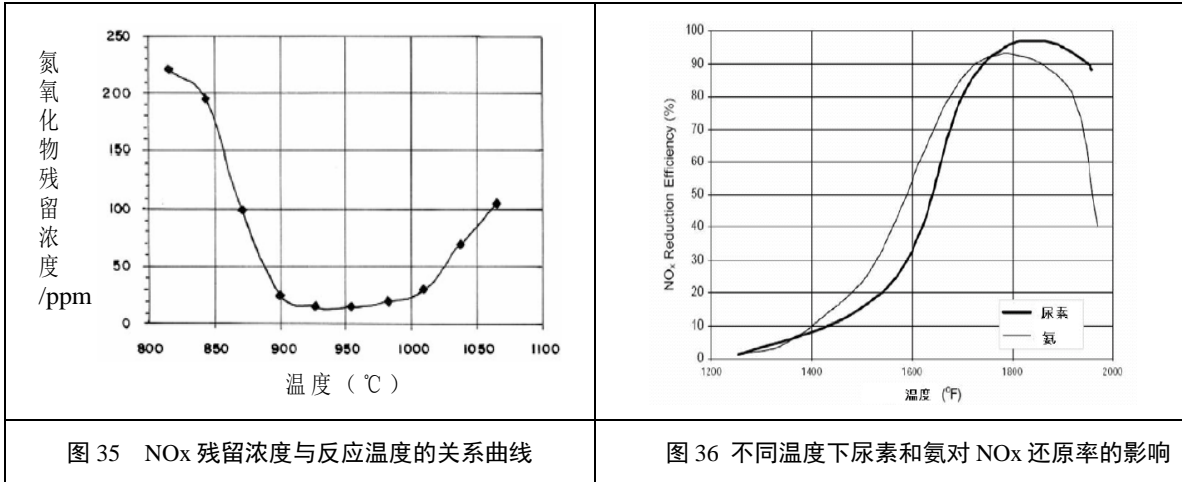


图 35 NOx 残留浓度与反应温度的关系曲线

图 36 不同温度下尿素和氨对 NOx 还原率的影响

研究发现加入其他的有些添加剂可以使 NH_3/NO 反应的温度窗口向低温方向移动，如图 37 所示。目前报道的添加剂包括氢气，引入的氢气变成 OH 使得温度窗口朝低温方向移动；过氧化氢；一氧化碳；碳氢化合物如甲烷、甲醇、乙醇、苯酚；钠盐如 NaOH 、 HCOONa 、 CH_3COONa 、 NaNO_3 、 Na_2CO_3 。

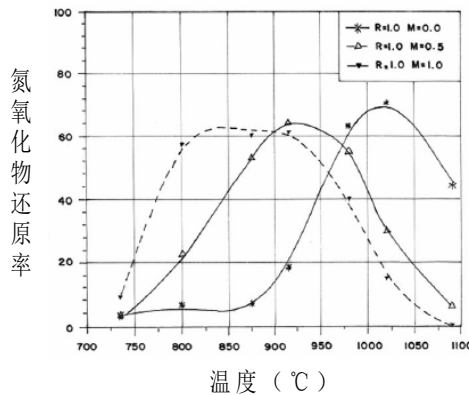


图 37 氨中 CH_4 添加量对温度窗口的影响

b) 锅炉热效率影响

SNCR 脱硝系统一般布置在循环流化床锅炉旋风分离区合适的温度区间位置，还原剂喷射时会引起锅炉的效率变化，因而应尽量将对锅炉的影响降到最低，同时对锅炉的运行不产生干扰；雾化液滴蒸发热解会引起锅炉效率的变化，根据大量的工程经验及设计考量，一般规定锅

炉效率变化宜不大于 0.3%。

c) 氨逃逸浓度

如前所述，氨逃逸浓度过大会导致对应的氨气与 SO_3 反应生成粘着性较强的硫酸氢铵，如果氨逃逸浓度过大会导致，下游设备的腐蚀和堵塞，同时增大运行成本；相对于 SCR 脱硝系统 SNCR 脱硝系统氨喷射采用喷枪喷射，氨逃逸量控制难度较大，综合考虑控制氨逃逸浓度宜不大于 $3.8\text{mg}/\text{m}^3$ 。

d) 氨氮摩尔比

根据 SNCR 化学反应机理， NH_3/NO_x 摩尔比应该为 1，但实际上都要比 1 大才能达到较理想的 NO_x 还原率，已有的运行经验显示， NH_3/NO 摩尔比一般控制在 1.0~2.0 之间，超过 2.5 对 NO_x 还原率已无大的影响（见图 38）， NH_3/NO 摩尔比过大，虽然有利于 NO_x 还原率增大，但氨逃逸加大又会造成新的问题，同时还增加了运行费用。但是如何更有效地控制 NH_3 的泄漏，仍然有待于更进一步的研究。随着氨水喷入量的增加，氨水与烟气的混合情况有所好转，因此 在高 NH_3/NO 摩尔比值情况下取得了好的效果。在实际应用中考虑到 NH_3 的泄漏问题，应选尽可能小的 NH_3/NO 摩尔比值，同时为了保证 NO 还原率，要求必须采取措施强化氨水与烟气的混合过程。煤粉炉相对于循环流化床锅炉炉膛长度较小，氨氮摩尔比较高，不易于控制氨逃逸，因而相对于循环流化床锅炉氨氮摩尔比较小。综合以上对于循环流化床锅炉，SNCR 的 NH_3/NO 摩尔比宜为 1.2~1.5。

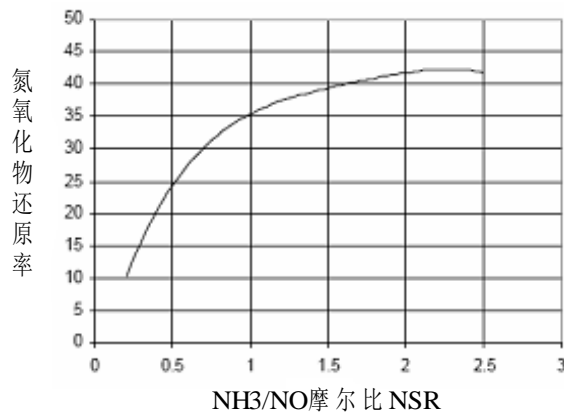


图 38 NH_3/NO 摩尔比 NSR 对 NO_x 还原率的影响

5) 合适停留时间

还原剂必须和 NO_x 在合适的温度区域内有足够的停留时间，这样才能保证烟气中的 NO_x

还原率。还原剂在最佳温度窗口的停留时间越长，则脱除 NO_x 的效果越好。尿素和氨水需要 0.3s-0.4s 的停留时间以达到有效的脱除 NO_x 的效果。图 39 说明了停留时间对 SNCR 脱硝率的影响。对于循环流化床锅炉还原剂在炉膛旋风分离器最佳烟气温度区间内的停留时间宜大于 0.5s。在确定最佳停留时间时，应根据不同的旋风分离区内状况锅炉炉内状况对喷嘴的几何特征、喷射的角度和速度、喷射液滴直径进行优化，实现还原剂在炉膛最佳烟气温度区间内的最佳停留时间。

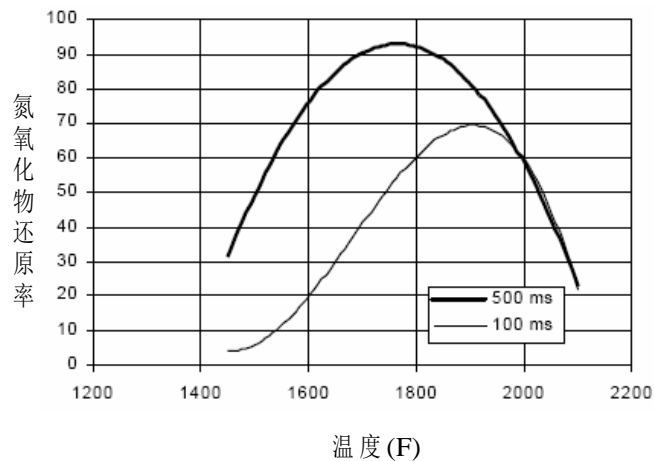


图 39 停留时间对 SNCR 脱硝率的影响

根据对 SNCR 脱硝效率的关键因素和关键部分的设计说明，结合典型调研案例，针对 SNCR 烟气脱硝技术其对应的设计参数应满足表 26 中要求。

表 26 SNCR 脱硝技术主要工艺参数及使用效果

项目	主要工艺参数
温度区间	采用尿素时温度区间：900℃~1150℃； 采用液氨和氨水时温度区间：850℃~1050℃
还原剂类型	尿素、氨水和液氨
氨氮摩尔比	循环流化床锅炉宜控制在 1.2~1.5
还原剂停留时间	宜大于 0.5s
脱硝效率 (%)	循环流化床锅炉：60%~80%
氨逃逸浓度 (mg/m ³)	氨逃逸浓度应不大于 3.8mg/m ³

6.6.3.5.2 还原剂储存与制备系统

本标准规定了以尿素为还原剂、以氨水为还原剂、以液氨制备氨水为还原剂等工艺的部分

重要参数要求。以尿素为还原剂工艺流程图见图 40，以氨水为还原剂工艺流程图见图 41，以液氨制备氨水为还原剂工艺流程图见图 42。

a) 以尿素为还原剂

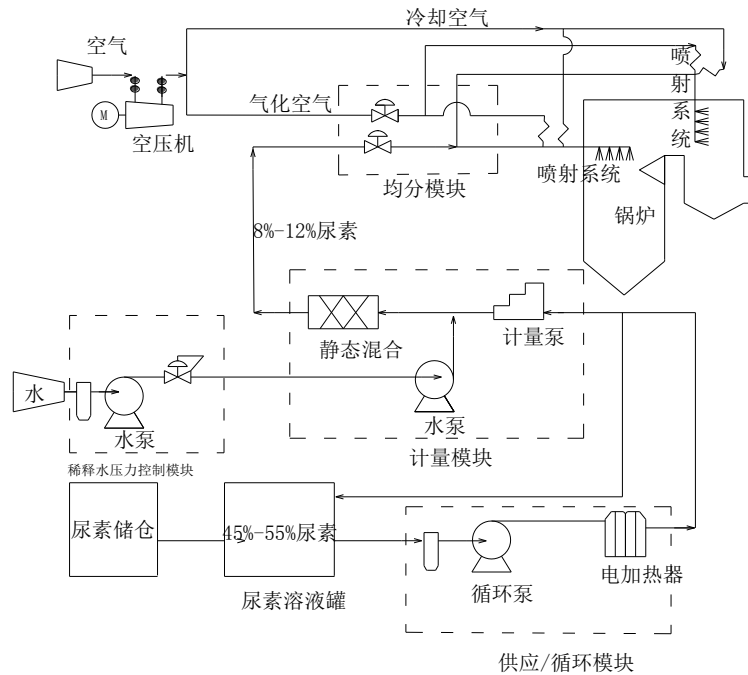


图 40 以尿素为还原剂工艺流程图

尿素储仓应至少设置一个，应设计成锥形底立式碳钢罐，并设置热风流化装置和振动下料装置，以防止固体尿素吸潮、架桥及结块堵塞。

尿素溶解设备宜布置在室内，尿素溶液储存设备宜布置在室外。设备间距应满足施工、操作和维护的要求，结合电厂所在地域条件考虑尿素溶液管道的保温。尿素溶解罐应至少设置一座，采用不锈钢制造，尿素溶解罐应设有人孔、尿素或尿素溶液入口、尿素溶液出口、通风孔、搅拌器口、液位表、温度表口和排放口等。

宜将尿素制备成质量浓度为 45%~55% 的尿素溶液储存。尿素溶液储罐应设两座并设伴热装置，应有人孔、尿素溶液进出口、通风孔、液位表、温度表口和排放口。尿素溶液储罐宜采用玻璃钢(FRP)或不低于 304 的不锈钢制造。尿素溶解罐和尿素溶液储罐之间应设置输送泵，输送泵可采用离心泵。

稀释后喷入炉膛的还原剂溶液的浓度宜为 8%~12%（质量分数）。稀释水的水源可为除盐水、反渗透产水或者凝结水。当稀释水的硬度大于 2mmol/L 时，应在过滤器上游设阻垢剂添加

点；每台锅炉宜配置一套稀释系统，应设置过滤器。稀释混合器宜采用静态混合器，稀释用水宜采用除盐水。每台锅炉应设计两台稀释水泵，一台运行，一台备用。流量设计裕量应不小于 10%，压头设计余量应不小于 20%。

多台锅炉可共用一套尿素溶液输送系统，宜采用多级离心泵。每套输送系统应设计两台输送泵，一台运行，一台备用。输送系统应设置加热器、过滤器。加热器的功率应能满足补偿尿素溶液输送途中热量损失的需要。

每台锅炉宜配置一套计量分配系统，计量分配系统应设置空气过滤器。

喷射系统应尽量考虑利用现有锅炉平台进行安装和维修，多喷嘴喷射器应有足够的冷却保护措施以使其能承受反应温度窗口区域的最高温度，而不产生任何损坏。多喷嘴喷射器应有伸缩机构，当喷射器不使用、冷却水流量不足、冷却水温度高或雾化空气流量小足时，可自动将其从锅炉中抽出以保护喷射器不受损坏。

SNCR 脱硝系统所用材料应根据经济、适用的原则选择，满足脱硝系统的工艺要求，通用材料应与燃煤锅炉常用材料的选择一致。对于接触腐蚀性介质的部位，应择优选取耐腐蚀金属或非金属材料。金属材料宜以碳钢材料为主。对金属材料表面可能接触腐蚀性介质的区域，应根据脱硝系统不同部位的实际情况，衬抗腐蚀性和磨损性强的非金属材料。防腐蚀和磨损的非金属材料主要选用玻璃鳞片树脂、玻璃钢、塑料、橡胶、陶瓷等。当承压部件为金属材料并内衬非金属防腐材料时，应考虑非金属材料与金属材料之间的粘结强度，且承压部件的自身设计应确保非金属材料能够长期稳定地粘结在基材上。

b) 以氨水作为还原剂

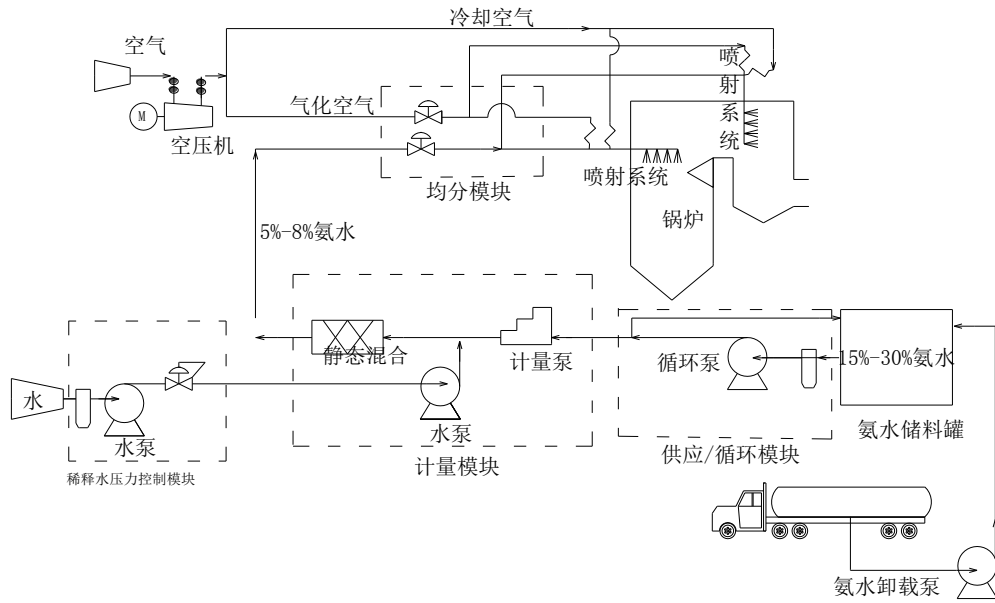


图 41 以氨水为还原剂工艺流程图

以氨水为还原剂的 SNCR 脱硝系统主要由氨水储存、氨水溶液调节、氨水溶液输送、氨水溶液计量分配以及氨水溶液喷射等设备组成。氨水储存罐宜不少于 2 台，常压密封贮存，可为卧式或立式，材质宜为不锈钢或碳钢内衬防腐层。氨水储存罐应设人孔、进出料管、排污管、安全释放阀、真空破坏阀（入口侧宜配置阻火器）。进液管若从罐体上部进入，应延伸至罐底 200mm 处。每台氨水储存罐应设置防爆型液位计、压力表及就地温度计。

氨水卸料组泵宜设 2 台，其中 1 台备用，材质宜为不锈钢。氨水卸料、储存系统应考虑密封措施。单元机组宜设置 2 台氨水计量/输送泵，一用一备。泵的流量应能在设计工况下所需氨水量的 20%~110% 范围内自动调节，或通过设在喷射系统入口的调节阀自动调节喷入氨水的流量。材质宜为不锈钢。氨水卸料、输送、计量等所用泵应采用无泄漏防爆泵。

氨水储罐区域内应设置氨气泄漏检测器、安全淋浴器和洗眼器等安全防护设备，氨水储罐四周应设置防火堤及集水坑，其容积应不小于最大一个氨水储罐的容积。集水坑废水由泵送至废水处理车间统一处理。

c) 以液氨制备氨水作为还原剂

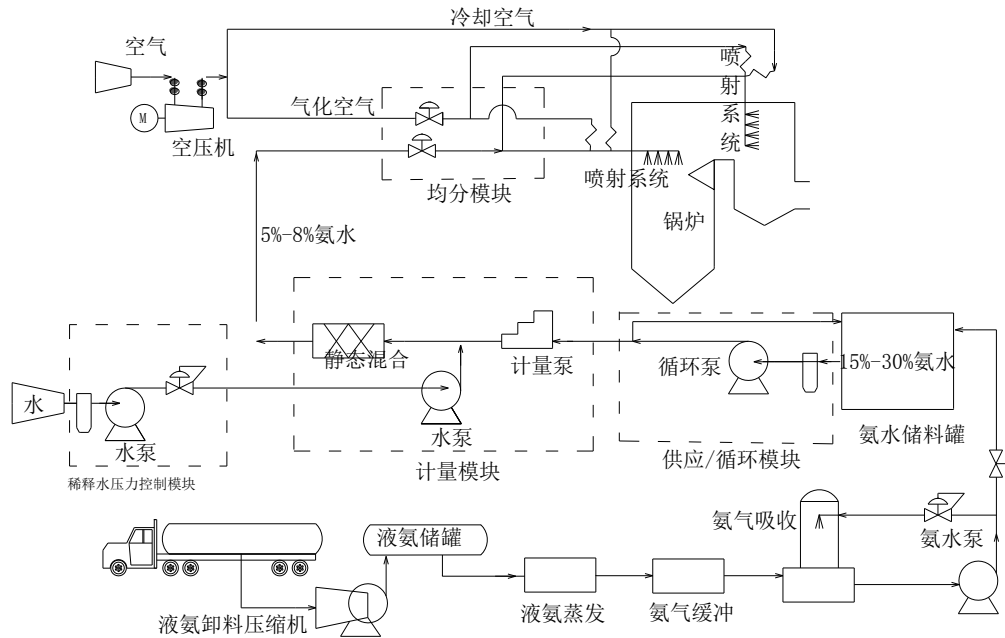


图 42 以液氨制备氨水为还原剂工艺流程图

以液氨制备氨水为还原剂的 SNCR 脱硝系统主要由液氨卸料储存、液氨蒸发及氨气缓冲、氨气吸收、氨水储存、氨水溶液调节、氨水溶液输送、氨水溶液计量分配以及氨水溶液喷射等设备组成。液氨卸料及储存、液氨蒸发及氨气缓冲应符合 GB/T 21509、JB/T 12130 的技术要求。

氨气吸收塔一般为填料吸收塔。宜设 1 台，立式，塔体材质宜为不锈钢或碳钢内衬防腐层。氨水储存、氨水溶液调节、氨水溶液输送、氨水溶液计量分配以及氨水溶液喷射等设备应符合 HJ563 和 HJ 562 的技术要求。液氨储存与供应区域设置完善的消防系统、洗眼器及防毒面罩等。氨站还应设防雨、防晒及喷淋措施，喷淋设施要考虑工程所在地冬季气温因素。

d) 还原剂比较选择

用于 SNCR 脱硝工艺中常使用的还原剂有尿素、液氨和氨水。还原剂为液氨的优点是脱硝系统储罐容积可以较小，还原剂价格也最便宜；缺点是氨气有毒、可燃、可爆，储存的安全防护要求高，需要经相关消防安全部门审批才能大量储存、使用；另外，输送管道也需特别处理；需要配合能量很高的输送气才能取得一定的穿透效果，一般应用在尺寸较小的锅炉。若还原剂为氨水的缺点是氨水有恶臭，挥发性和腐蚀性强，有一定的操作安全要求，但储存、处理比液氨简单；由于含有大量的稀释水，储存、输送系统比氨系统要复杂；喷射刚性，穿透能力比氨气喷射好，但挥发性仍然比尿素溶液大，应用在墙式喷射器的时候仍然难以深入到大型炉膛的深部，因此一般应用在中小型锅炉上；对于附近有稳定氨水供应源的循环流化床锅炉多使用氨

水作为还原剂；若还原剂使用尿素，尿素不易燃烧和爆炸，无色无味，运输、储存、使用比较简单安全；挥发性比氨水小，在炉膛中的穿透性好；效果相对较好，脱硝效率高，适合于大型锅炉设备的 SNCR 脱硝工艺。

针对循环流化床锅炉上，适合 SNCR 系统的温度窗口在旋风分离器入口烟道上，由于分离器入口烟道的截面较小，而氨水的喷射刚性、穿透能力能满足要求，因此在循环流化床锅炉上多使用氨水作为还原剂；由于尿素的挥发性比氨水小，在炉膛中的穿透性好；适合于大型锅炉设备的 SNCR 脱硝工艺。

6.6.3.5.3 还原剂喷射系统

本部分主要对还原剂喷射装置的硬件性能、雾化性能、选材考虑因素进行规定。按照 SNCR 的应用场合要求，喷嘴应该是能耐高温冲击，抗热变形，耐磨耐腐蚀，而且容易维护和替换的。雾化颗粒要求最大程度与烟气混合，因此雾化角度应该比较大，覆盖面积要求广；通常雾化颗粒越小，反应表面积越大，混合越好。但是 SNCR 中液滴进入炉内迅速蒸发，大液滴的穿透距离大；因此 SNCR 高温喷射的墙式喷嘴应该一部分速度高的粗颗粒集中在中心，可以抵达炉膛深处；另一部分细颗粒分散在喷嘴周围，在喷入点即炉膛壁面附近就可以充分与烟气混合反应。

针对循环流化床锅炉联合脱硝系统中，SNCR 系统采用的是双流体喷枪，主要由喷嘴头、连接管和混合器组成，喷枪有液体和压缩空气双通道，在压缩空气的作用下，液体被雾化为一定粒径的细小颗粒（80~200 μm ），大大提高液体的表面积，加速其挥发和与烟气的混合。

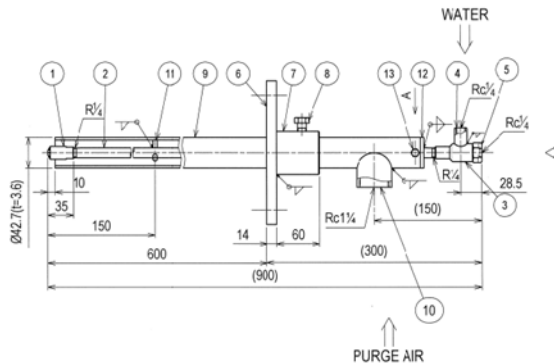


图 43 喷枪结构图

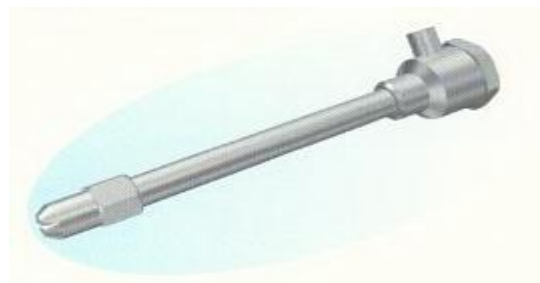


图 44 喷枪外形图

a) 喷枪的安装

为保护喷枪头部，在喷枪外加装外套管，安装时，在炉膛水冷壁上开孔，使喷枪头部处于基本与炉墙平齐的位置，具体安装形式如图 45~图 46。

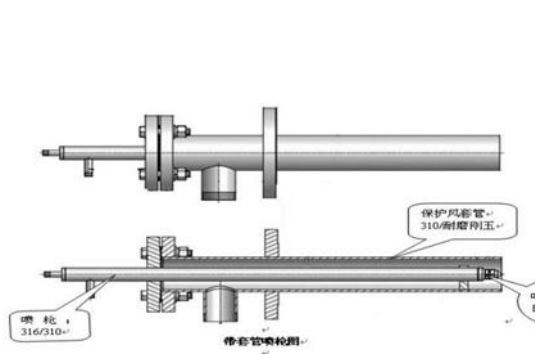


图 45 含外套管的喷枪外形图

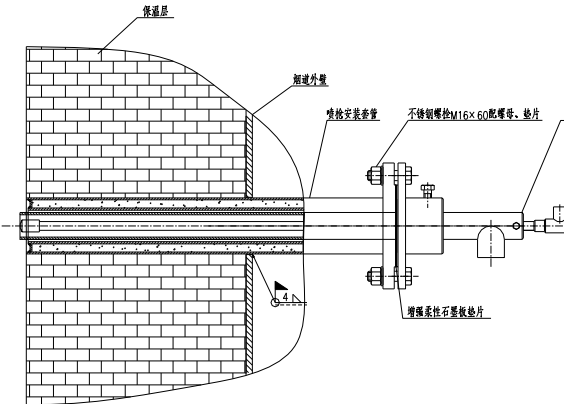


图 46 喷枪安装示意图

喷枪各部件均采用不锈钢材料制造，喷嘴头材质为哈氏合金，喷枪其他部分为 316 材质，套管采用 310 材质。整个喷枪选材充分考虑其耐高温、耐腐蚀、耐磨蚀等要求。

b) 喷枪性能要求

1) 选用特种钢材——材质具有耐酸、耐碱、耐高温（最高耐温 1200℃）、耐磨损的特性，经先进加工工艺制成，具有使用寿命更长的特点。

2) 降温设计——为避免喷枪长期在 800℃-1100℃ 的高温环境下工作，导致喷枪材质改变，影响喷枪使用寿命，设计了独特的降温保护功能，可使喷枪工作环境降温至 600℃ 以下，大大延长了喷枪和喷头的使用寿命。

3) 良好雾化效果——雾滴颗粒在 30~70μm，雾化角度从 30~120 度，雾场喷射距离从 1200mm~4500mm，能够实现溶液瞬间雾化并完成还原反应，确保高效脱硝，能够满足各种类型分解炉在不同工况环境下的脱硝需要。

4) 停用防堵功能——喷枪设计需要设计防堵功能，确保喷头在高温、高浓度粉尘、复杂的气流环境中，任何状态下不致堵塞。

5) 快装连接设置，安装、检修更方便，工作运行更安全可靠。根据锅炉不同的规格型号、烟气在炉内流动形式、温度分布等诸多以及现场使用情况，设计出不同的多种规格型号的脱硝喷枪，来满足不同工况下的脱硝要求。

c) 还原剂与烟气混合均匀度

还原剂和烟气的充分混合是保证充分反应的又一个技术关键，是保证在适当的 NH_3/NO 摩尔比是得到较高的 NO_x 还原率的基本条件之一。大量研究表明，烟气与还原剂快速而良好混合

对于改善 NO_x 的还原率是必要的，需通过数值模拟和化学动力学模拟进行研究分析特到相应的设计参数。

6.6.3.5.4 其他系统

DL/T 5480、HJ563 中对 SNCR 脱硝系统中的还原剂计量系统、还原剂分配系统工艺设计进行详细的规定，本标准未做重复性规定。

6.6.3.6 SNCR/SCR 联合脱硝工艺设计要求

6.6.3.6.1 烟气反应系统

对于场地有限的循环流化床锅炉采用 SNCR/SCR 联合脱硝工艺，SNCR 宜布置于炉膛最佳温度区间，SCR 脱硝催化剂宜布置于上下省煤器之间。利用在前端 SNCR 阶段可以适当喷入过量的还原剂，随着烟气的流动，SNCR 阶段未完全反应的还原剂在和烟气一起进入尾部烟道后，在后端 SCR 系统催化剂的作用下进一步将烟气中的 NO_x 还原，从而确保排放烟气中的 NO_x 浓度在保证值以下。由于前端 SNCR 系统效率基本能保证 NO_x 浓度达到要求，后续 SCR 系统可以选用相对较少的催化剂，以减小投资。SNCR 系统的设备较少，SCR 反应区设在锅炉原尾部烟道内，需改造锅炉尾部部分受热面，比常规的在尾部新建反应器、新立钢支柱整个系统投资大大降低。另外由于系统设备较少，整个工程的施工周期也相对较短，停炉时间主要为加装 SNCR 喷嘴、锅炉省煤器及尾部烟道包墙管改造的时间。整个脱硝系统阻力主要为后端的催化剂的阻力，由于锅炉省煤器本身规格决定了催化剂的层数不宜较多，一般在 1~2 层，因而规定 SCR 反应器及进出口烟道压力宜不大于 600Pa。联合脱硝工艺仅在前端向系统中喷入氨水，后端只将省煤器位置移动对锅炉热效率影响小。

烟气系统设计时关键的设计参数：最佳反应温度区间、氨氮摩尔比、锅炉热效率、氨逃逸浓度等进行了规定，以保证联合脱硝发挥最佳脱硝效果，具体的参数选择可参考 SCR 和 SNCR 脱硝工艺设计中相关的参数设计说明。

联合脱硝技术性能影响的关键参数是受 SNCR 和 SCR 性能影响因素的综合作用。见本说明中 SNCR 和 SCR 性能主要影响参数分析。

表 27 联合脱硝技术主要工艺参数及使用效果

项目	单位	工艺参数及使用效果
温度区间	℃	SNCR：采用尿素时 850~1150℃；采用液氨和氨水时 850~1050℃； SCR：320~420℃

还原剂类型	/	尿素、氨水和液氨等
氨氮摩尔比	/	1.2~1.8
还原剂停留时间	s	SNCR 区域停留时间宜大于 0.5
催化剂	/	符合 SCR 技术催化剂参数
脱硝效率	%	55~85
阻力	Pa	≤600
氨逃逸浓度	mg/m ³	≤2.5

6.6.3.6.2 催化剂系统

催化剂是 SCR 工艺的核心部件，其性能的优劣将直接影响到脱硝效率和运行寿命。应合理选取催化剂参数，适应循环流化床锅炉烟气的特性。在保证脱硝效率的同时，维持足够的使用寿命。联合脱硝工艺系统催化剂布置在锅炉尾部烟道，颗粒沉积会导致阻力增加，从长期来看也会损坏催化剂（脱硝效率下降，活性降低）。因而在选择催化剂时应选择耐磨蚀、抗堵塞的催化剂。催化剂的选取主要根据布置、入口烟气成分及其温度、烟气流速、NO_x 浓度、烟尘含量与粒度分布、脱硝效率、允许的氨逃逸率、SO₂/SO₃ 转化率以及使用寿命等因素确定的，具体催化剂的选取可参考 HJ 562、DL/T 1286、GB/T 31584 的规定。

6.6.3.6.3 还原剂喷射系统

对于循环流床锅炉采用联合脱硝工艺，其还原剂喷射系统的设计可参考对应的 SNCR 脱硝系统的还原剂喷射系统进行设计；但对于脱硝效率要求较高的联合脱硝系统，可以考虑在省煤器区增加还原剂喷射器，以保证较高的 NO_x 脱除效果。由于联合脱硝工艺中利用喷射器将还原剂直接喷入炉膛反应区，通过烟气的湍流和喷射器的特殊设计促使氨烟气的混合，可不设置氨/烟气混合系统。可不设置喷氨格栅和烟气混合器，应根据催化剂对进口烟气流速偏差、烟气流向偏差、烟气温度偏差的要求设置导流装置。

6.6.3.6.4 其他系统

吹灰系统、稀释水压力系统、还原剂计量系统和还原剂分配系统设计的相关规定见上文中分析。

6.6.3.7 二次污染控制措施

二次污染物废水、噪声等的控制措施在 HJ562、H563 中均有规定，本标准未做重复性引用。

6.6.4 颗粒物超低排放控制系统工艺设计

6.6.4.1 一般规定

6.6.4.1.1 干式电除尘器

由于常规电除尘器及移动电极电除尘器的一般规定在 HJ 2039 中已作了规定，因此本部分主要对烟气冷却器的设计寿命、低低温电除尘系统的灰硫比和烟气温度等提出了要求，其他规定引用了相关标准。

a) 设备寿命

为保障设备安全稳定地运行，根据国内技术水平和国内外设备运行的经验，本部分规定了烟气冷却器的设计使用寿命为 15 年。

b) 灰硫比 (D/S)

灰硫比，即粉尘浓度 (mg/m^3) 与 SO_3 浓度 (mg/m^3) 之比，是评价烟气腐蚀性的重要参数。国外存在不同的观点，三菱重工、住友重工和美国南方公司等相关专家认为灰硫比是粉尘浓度和硫酸雾 (H_2SO_4) 浓度之比，日立相关专家认为灰硫比是粉尘浓度和 SO_3 浓度之比。两种定义方法基本原理相同，仅在计算量值上略有差异 (SO_3 分子量为 80， H_2SO_4 分子量为 98)。与相关专家讨论后，确定灰硫比定义为粉尘浓度与 SO_3 浓度之比。

日本和美国的研究结果表明，合适的灰硫比可以使冷凝的 SO_3 被粉尘完全吸附，保证设备不会发生腐蚀。

日本三菱重工研究表明：当灰硫比大于 10 时，腐蚀率几乎为零，且其已交付的火电厂低低温电除尘系统灰硫比远大于 100，均无腐蚀问题。美国南方电力公司也通过试验研究给出了不同含硫量燃煤用灰硫比评价腐蚀的方法，试验结果表明，当低低温电除尘系统采用含硫量为 2.5% 的燃煤时，灰硫比在 50~100 可避免腐蚀。

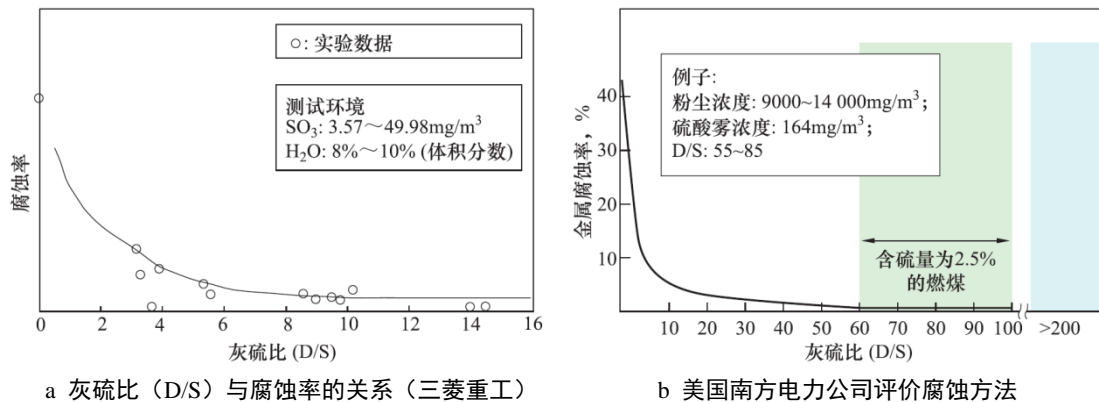


图 47 灰硫比与腐蚀的关系

因此规定灰硫比宜大于 100，并根据硫元素在锅炉、脱硝等系统中的转化规律和元素守恒定律推导了燃煤电厂灰硫比估算公式，并在附录 G 中作了描述。

附录 G SO_3 浓度计算公式中，转化率 k_1 煤粉炉一般取 0.9，循环流化床锅炉一般取 1。 SO_2 到 SO_3 的转化率 k_2 一般由锅炉燃烧进一步氧化和 SCR 脱硝催化氧化两部分组成。关于煤粉锅炉燃烧中 SO_2 转化为 SO_3 系数的高低，国内外文献资料中所推荐的取值不尽相同。根据马广大主编的《大气污染控制工程》记载的实测数据如图 48 所示，一般燃煤在燃烧条件下锅炉中 SO_3 转化率为 0.5%~2.5%，对于含硫量更低的煤种，其转化率更高。《燃煤锅炉燃烧调整试验方法》（1974 年版，西安热工研究所、东北电力局技术改进局编著）中推荐取值为 0.5%~1%；日立公司推荐取值为 0.5%；FW 公司推荐取值为 1%；《火力发电厂燃烧系统设计计算技术规程》(DL/T 5240-2010) 中对煤粉炉推荐取值为 0.5%~2%，其所取的上限值偏高主要是为了防止尾部烟道的低温腐蚀及为烟气脱硫脱硝系统的设计留出一定裕量。综合上述情况，为保证低低温电除尘器的安全稳定运行，本规范推荐煤粉锅炉燃烧中 SO_2 转化为 SO_3 系数宜考虑一定的设计裕量并推荐取值为 0.5%~2%。在选择 SCR 脱硝催化剂及脱硝系统设计时，目前一般要求 SO_2 向 SO_3 的转化率控制在 1% 以内。因此，本标准中对于 SO_2 向 SO_3 的总转化率 k_2 ，推荐取值为 1.5%~3%。

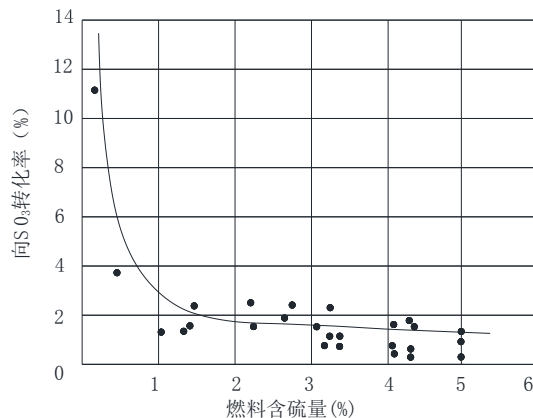


图 48 锅炉中 SO_3 转化率

因此，灰硫比应大于 100，并且在附录 G 中给出了其估算方法。

c) 低低温电除尘系统烟气温度

只有烟气温度降至酸露点以下，烟气中的大部分气态的 SO_3 才能转化为液态的硫酸雾，粘附在粉尘表面，大幅降低烟气粉尘的比电阻，改善粉尘性质，并去除烟气中的大部分 SO_3 ，因此低低温电除尘器需在烟气酸露点温度以下运行，最低温度应满足湿法脱硫系统工艺温度要

求，且需保证灰的流动性，一般为 $85^{\circ}\text{C}\sim 95^{\circ}\text{C}$ 。因此，规定低低温电除尘系统入口烟气温度为 $90^{\circ}\text{C}\pm 5^{\circ}\text{C}$ ，最低温度应不小于 85°C 。

6.6.4.1.2 湿式电除尘器

本部分对湿式电除尘器的设计寿命和入口烟气温度提出了要求。

a) 设备寿命

湿式电除尘器的设计寿命应与生产工艺及配套机组相适应，规定其设计寿命为 20 年。

b) 入口烟气温度

若湿式电除尘器内部运行温度高，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，一般应小于 60°C 。

6.6.4.1.3 电袋复合除尘器、袋式除尘器

电袋复合除尘器与袋式除尘器设置旁路系统时，如果旁路开启，烟气将不经过滤袋过滤而直接从旁路通过到达出口烟道，发生烟气短路。对于电袋复合除尘器而言，虽然烟气经过电场区预除尘，含尘浓度已大大降低，但由于未经过袋区过滤，烟气含尘浓度依然将远远大于排放限值要求；对于袋式除尘器而言，烟气进入除尘器后直接通过旁路到达除尘器出口，排放将严重超标。因此，为了始终达到颗粒物超低排放要求，本标准规定电袋复合除尘器及袋式除尘器不宜设置旁路系统。

6.6.4.2 电除尘器及其系统工艺设计要求

6.6.4.2.1 干式电除尘器及其系统工艺设计要求

本部分给出了干式电除尘器本体及电气部分的设计要求。本体部分主要对烟气流速、同极间距、灰斗、烟气冷却器等提出了要求；电气部分主要对供电方式和自动控制等提出了要求。其他要求在相关标准中已有规定，如 JB/T 5910、JB/T 11267 等，因此，直接引用了相关标准。

a) 本体

1) 烟气流速

烟气流速过大不但会增加二次扬尘，降低电除尘器的除尘效率，而且会增加阻力。为了达到较低的排放，其趋势是减小烟气流速，对于现有电除尘器，其烟气流速一般在 1 m/s 左右。因此规定干式电除尘器电场烟气流速宜为 $0.8\text{ m/s}\sim 1.2\text{ m/s}$ 。当干式电除尘器采用离线振打技术

时，需对其阻断烟气通道后的烟气流速进行一定的限制，因此，当采用离线振打技术时，关闭振打通道挡板门后，建议其烟气流速不大于 1.2 m/s。

另外，还规定了低低温电除尘系统的烟气冷却器内烟气流速宜不大于 10 m/s。

2) 同极间距

根据实际工程经验，并参考了相关标准要求，规定“同极间距宜为 300 mm~500 mm”。

3) 绝缘子

在电除尘设备中，绝缘系统的工作状况直接影响电除尘高压运行状况。根据长年经验，绝大多数的电除尘器故障来源于电气故障，而电气故障很多来源于绝缘故障，尤其对于低低温电除尘器运行在酸露点以下，对于绝缘子材质选择以及尺寸形式的设计要求显得更为重要。高铝瓷中的 95 瓷绝缘子以其优越的性能、安全的特点在电除尘器中得到了广泛的应用，特别是 95 瓷自热防露型高铝瓷绝缘子（功率 250W-1200W）在低低温电除尘器的应用中可替代热风吹扫系统，从而节约能耗高达 85% 以上，故障率极低，维护简洁。大大节约了电除尘器的运行成本，提高了设备的可靠性。截止目前已经 32 台低低温电除尘器安装使用了防露型高铝瓷绝缘子。

4) 灰斗

干式电除尘器灰斗卸灰角度和加热效果应符合 HJ 2039 的规定。低低温电除尘器灰斗需有更大面积的加热系统以保证灰的流动性及更好的防腐，加热高度宜超过灰斗高度的二分之一，由于加热面积增大，加热所需功率大幅提高，同时为节能和减少厂用电率，建议采用蒸汽加热的方式。

5) 烟气冷却器

烟气冷却器为低低温电除尘系统的重要组成部分，而其工艺设计要求在 NO_x、SO₂ 超低排放控制技术中均无法体现，因此，对烟气冷却器的传热元件、循环工质、吹灰等方面提出了工艺设计要求。其他要求引用了相关标准。

H 型翅片管具有翅片系数高、翅片温度场均匀等特点，可使受热面布置更加紧凑，有较好的传热效果。因此建议烟气冷却器相关部位采用 H 型翅片管。

此外，为防止 H 型翅片管防积灰，应配套吹灰系统。

b) 电气部分

本部分对干式电除尘器的高压供电电源供电方式、振打清灰自动控制等进行了规定。其

他要求引用了相关标准。

干式电除尘器第一、二电场粉尘浓度较大，粉尘粒径也较大，比电阻较低，因此采用高频高压电源收尘效果会更好；末电场粉尘粒径较小，比电阻较高，采用脉冲高压电源收尘效果更好。

6.6.4.2.2 湿式电除尘器工艺设计要求

本部分给出了湿式电除尘器本体及电气部分设计要求。本体部分主要对电场烟气流速、同极间距、壳体、阳极板/管、阴极线、喷淋系统、灰斗、水循环系统等提出了要求；电气部分主要对高压供电装置、绝缘子和接地系统提出了要求。其他要求在相关标准中已有规定，如 JB/T 12593、JB/T 5909，因此直接引用了相关标准。

a) 本体

1) 烟气流速

烟气流速会影响湿式电除尘器除尘效率。在流通面积确定后，处理烟气量增加，则除尘效率相应降低。板式湿式电除尘器选用的烟气流速一般保持在 3.5 m/s 以下，流速太高会影响除尘效率。在收尘面积相同的情况下，蜂窝式湿式电除尘器流通面积比板式湿式电除尘器小，为了保证足够的停留时间，所以烟气流速一般保持在 3 m/s 以下。在一定的实验条件下，烟气量与除尘效率的性能曲线大致如图 49 所示。

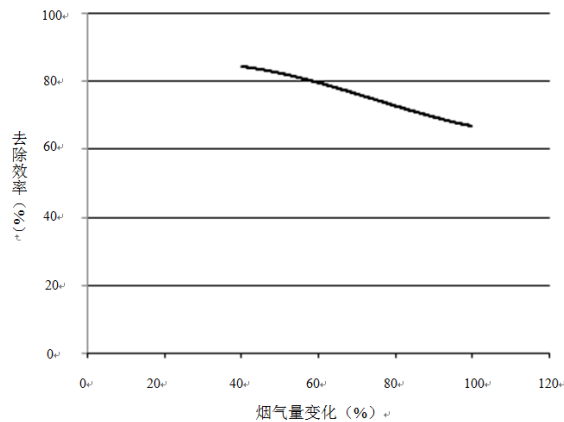


图 49 烟气量对除尘效率的影响

2) 同极间距

参考了 JB/T 12593，规定湿式电除尘器同极间距宜为 250~400mm。

3) 壳体

湿式电除尘器要求接触烟气部分金属构件需防腐，从经济性考虑，壳体采用普通碳钢衬玻璃鳞片防腐，壳体需满足强度要求，要求壁板母材厚度不小于 5mm。

4) 阳极板/管

为达到更好的除尘效果，并参考了JB/T 12593，规定板式湿式电除尘器阳极板采用宽平板，表面不得有锈蚀、明显擦伤和裂纹等影响力学性能的缺陷。蜂窝式湿式电除尘器阳极管截面宜采用内切圆为 $\phi 300\text{ mm} \sim \phi 400\text{ mm}$ 的正六边形。

5) 阴极线

鉴于湿式电除尘器的工作环境，阴极线宜采用起晕电压低、易冲洗的极线型式，性能要求及检验引用JB/T 5913的规定。

7) 喷淋系统

湿式电除尘器不同于干式电除尘器，电场内部若不完善排水措施，喷淋系统工作时会出现积液，因此应合理设置相应排水措施。

要长期保持较高的除尘效率，必须不断地将阴阳极上的积灰清除干净。板式湿式电除尘器通常可采用单、双线两种冲洗方式，若采用水膜喷水 and 冲洗喷水这种双线清灰方式，主工艺设备工作时水膜喷嘴持续工作，在极板上形成不断向下流动的水膜，达到极板清灰的目的。同时，根据主设备的工作情况，适时开启冲洗水喷嘴，使极线和极板局部的积灰得到清洗，进一步加强清灰效果。若采用单线连续清灰方式，必须选用、安装合适的喷嘴和阳极板，同时须对喷嘴排列形式和极配型式进行综合优化，保证其清洗效果。在保证阴阳极表面不产生结垢的前提下，也可考虑采用间歇冲洗的清灰方式，以减少水耗。蜂窝式湿式电除尘器喷淋系统采用定期间断冲洗方式。为了使阳极管不积灰、结垢，宜每天冲洗一次，每次冲洗时间宜为 5 min~20 min，实际运行可根据锅炉负荷、入口浓度、脱硫运行等情况调整、优化清洗周期。喷淋时，宜自动降低电场的运行强度或关闭电场。

如果喷淋水中杂质较高，会影响喷嘴喷雾的效果，导致湿式电除尘器运行不稳定，收尘效率低，如果氯离子含量过高，则对内件的抗腐蚀性要求高，导致投资较高。因此推荐喷淋补水水质要求应符合 JB/T 12593 的规定。

8) 水系统

水系统作为湿式电除尘器重要组成部分，同时也是业主日常使用操作较多的系统，应运行

安全、可靠简单易行。水系统平面布置应考虑运行、维修人员的操作条件的便利性。喷嘴作为关键零部件，布置方式与喷淋效果密切相关，应布置合理，不存在冲洗死角。

9) 灰斗

从经济性考虑，采用普通碳钢衬玻璃鳞片防腐。

b) 电气部分

1) 高压供电装置

高压供电装置的选型直接影响本体的除尘效率和装置成本，因此作了相关规定。其中板电流密度过高或过低都是不合适的，根据国外技术选型和现场实际运行情况对比，宜取 $0.6 \text{ mA/m}^2 \sim 0.9 \text{ mA/m}^2$ （极板收尘面积）。因各个厂家选型依据不同，蜂窝式湿式电除尘器也可设置线电流密度为 $0.5 \text{ mA/m} \sim 1.0 \text{ mA/m}$ （极线长度）。

2) 绝缘子

为防止湿式电除尘器绝缘子结露爬电，宜优先采用防露型高铝瓷绝缘子或设置热风吹扫装置，其他要求与 JB/T 5909 的规定一致。湿式电除尘器烟气温度一般在 $50 \text{ }^\circ\text{C}$ 左右，为饱和湿烟气，容易冷凝，因此需采用合适加热方式保持绝缘子室温度。95 瓷自热防露型高铝瓷绝缘子（功率 $250\text{W} \sim 1200\text{W}$ ）在湿式电除尘器的应用中可替代热风吹扫系统，从而节约能耗高达 85% 以上，故障率极低，维护简洁。大大节约了电除尘器的运行成本，提高了设备的可靠性。截止目前已经 有 86 台湿式电除尘器机组安装使用了防露型高铝瓷绝缘子。

3) 接地系统

为了保证设备及通讯等的安全，应提供设备安全接地。

6.6.4.3 袋式除尘器工艺设计要求

本部分给出了袋式除尘器本体、电气控制、清灰系统及预涂灰的设计要求。本体部分主要对袋式除尘器的关键零部件设计要求进行了规定，如花板、滤料和滤袋、滤袋框架等；电气部分主要对除尘器控制系统、超标报警、压差式清灰控制仪等进行了规定；清灰系统主要对脉冲阀、分气箱、清灰压力及回转式脉冲清灰装置相关部件进行了规定；另外，本部分还对预涂灰提出了要求。

燃煤电厂使用的袋式除尘器主要有脉冲喷吹类袋式除尘器和回转反吹类袋式除尘器，其技术要求应分别符合 JB/T 10921、JB/T 8533 的规定。

a) 本体

1) 花板

花板是袋式除尘器的重要部件，是用于悬吊滤袋的多孔板，在保证其刚度和强度时，应考虑滤袋挂灰的最差工况。参考相关标准及实际工程与运行经验，规定“其强度应满足悬挂全部滤袋、滤袋框架以及在过滤状态下每条滤袋上挂灰 5 kg 的状态下无变形、扭曲的要求”。

2) 滤料及滤袋

滤袋是袋式除尘器的核心部件，其质量好坏直接影响除尘效果、设备阻力等。滤料和滤袋技术条件应符合 GB 6719、HJ/T 324、HJ/T 326、HJ/T 327 的规定，滤料老化后的动态除尘效率不宜低于 99.98%。另外，根据众多工程实践及试验表明，滤袋的缝制质量对粉尘排放同样有明显的影响，因此应有充分有效的措施减小缝线处的针孔泄漏。

JB/T 10921 中规定滤袋“使用寿命不宜低于自然年限 2.5 年”。但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。因此规定滤袋“使用寿命不宜低于 4 年”。

3) 滤袋框架

滤袋框架是与滤袋直接接触的部件，如果滤袋框架加工工艺不过关，滤袋框架表面有毛刺、焊疤等缺陷，则在清灰过程中会划破滤袋从而导致滤袋损坏，因此，规定滤袋框架应符合 JB/T 5917 的规定。

b) 电气部分

在袋式除尘器需要进行调试或者进行人为运行管理时，需要对其清灰控制进行手动操作。在现场操作柜可用手动控制对各室依次按清灰程序清灰一遍，也可以分别对每个室进行单独清灰。当除尘器处于运行工况时，需要具有自动控制功能。自动控制应具有压差（定阻）和定时两种控制方式，并且可相互转换，便于控制。

袋式除尘器电气控制装置不但需要监控出口排放浓度并具有超标报警功能，而且需要对进出口压差、烟气温度、清灰气源压力、灰斗灰位等进行监控、显示并具有超标报警功能，以达到除尘效率最优。因此，本部分对袋式除尘器电气控制装置进行了相关规定。

压差控制仪是用于袋式除尘器自动清灰的一种控制仪器，其控制精度和运行可靠性直接影响袋式除尘器的清灰效率和运行阻力，因此规定袋式除尘器压差式控制仪应符合 JB/T 10340 的

规定。

c) 清灰系统

清灰系统是袋式除尘器的核心设备，清灰是粉尘收集的重要过程，有效的清灰能够增加除尘效率，降低除尘器运行阻力，还能增加滤袋使用寿命。袋式除尘器一般采用脉冲喷吹清灰系统，主要由分气箱、喷吹管、脉冲阀及脉冲控制仪等部分组成。脉冲阀是产生脉冲气流的重要部件，应符合 JB/T 5916 规定。另外，对淹没式脉冲阀的安装提出了要求。分气箱内存储介质为压缩空气，其设计、制造和检验应符合 TSG R0003 的要求，TSG R0003 未规定部分按 JB/T 10191 要求。根据实际工程经验，行喷式脉冲清灰压力宜为 0.25 MPa~0.35 MPa，回转式脉冲清灰压力宜为 0.085 MPa，回转机构驱动电机功率应不小于 0.37 kW。为了能够实现不停机保养维修，回转式脉冲清灰装置的转动部件应置于除尘器本体保温层之外。

d) 预涂灰

锅炉在用燃油点火时，一些未燃尽的油雾会随烟气进入滤室，烟气通过滤袋时，油雾将粘附在滤袋表面，使滤袋的清灰能力下降。预涂灰可防止油雾粘附于滤袋表面。另一方面，含尘烟气能极容易地穿过新的滤料，其中一些尘粒会在滤料内部堆积，使滤袋的阻力渐渐增大并产生不可逆的后果。良好的预涂灰技术可减少烟尘侵入滤布内部，防止滤孔堵塞，延长滤布寿命，还能减小设备运行阻力，延长清灰周期。因此，袋式除尘器在正常运行前需进行预涂灰处理。根据袋式除尘器实际运行的经验，对其预涂灰系统提出了一定的要求。

6.6.4.4 电袋复合除尘器工艺设计要求

电袋复合除尘器是电除尘器和袋式除尘器的有机结合，其电区的同极间距、阳极板、阴极线等的工艺设计要求同干式电除尘器，其袋区的花板、滤料和滤袋、滤袋框架、脉冲阀等的工艺设计要求同袋式除尘器，此处不再赘述。

气流分布是电袋复合除尘器的关键技术问题之一，良好的气流分布不仅能增加除尘器除尘效率，还能延长滤袋使用寿命，降低运行阻力。若气流分布不均，则滤袋之间的过滤风速发生差异，过滤风速高的滤袋过滤精度下降，将影响整体出口排放浓度。同时滤袋的压损较大和外围流速较高，容易引起该区滤袋物理性破损。通过在电袋复合除尘器不同位置（尤其是电区和袋区结合处）采用合理的气流分布措施，可以有效控制除尘器内气流分布，减少气流对滤袋的冲刷，增加滤袋使用寿命，提高除尘效率。电袋复合除尘器气流分布模拟试验应符合 JB/T 12114

的规定。

6.6.4.5 二次污染控制措施

主要对湿式电除尘器阳极管及喷淋废水等方面提出了要求，袋式除尘器和电袋复合除尘器主要对废旧滤袋的处理方式提出了要求，其余同 HJ2039。

6.6.5 SO₂超低排放控制系统工艺设计

6.6.5.1 一般规定

石灰石/石灰-石膏湿法、烟气循环流化床法、氨法脱硫工艺应遵守 HJ/T 179、HJ/T 178 和 HJ 2001 的一般规定。同时，为更好地适应超低排放需要，一般规定中对脱硫系统适用性条件、脱硫装置入口烟尘浓度、协同控制、非正常工况下的系统安全稳定性等提出了原则要求。

海水脱硫超低排放工艺设计按 GB/T 19229.3、HJ 2046 执行，本标准不涉及相关内容。

6.6.5.2 工艺流程

满足 SO₂ 超低排放的石灰石-石膏湿法脱硫空塔喷淋提效工艺、烟气循环流化床脱硫工艺及氨法脱硫工艺主要是基于传统技术增容，流程可直接参照 HJ/T 179、HJ/T178 和 HJ2001，本标准主要对其他 5 个典型石灰石-石膏湿法脱硫超低排放技术工艺流程进行了图示描述，详见本标准附录 H。

6.6.5.3 石灰石-石膏湿法脱硫工艺设计要求

6.6.5.3.1 烟气系统

烟气系统工艺设计主要沿用 HJ/T179 的规定，并根据近年来的环保形势发展及设计及运行经验，对烟气系统设计要点进行了一定补充。

6.6.5.3.2 吸收塔系统

SO₂ 超低排放控制工艺系统与传统石灰石-石膏湿法脱硫技术主要区别在吸收塔内部设备配置和关键参数控制上，本部分分别对具有代表性的单塔双循环、单塔双区、塔外浆液箱 pH 值分区等 pH 值分区脱硫技术和旋汇耦合、托盘等复合塔脱硫技术吸收塔系统中的工艺参数要求进行规定。

a) 通用要求

此部分为上述 5 种脱硫技术工艺设计均遵循的规定，主要是根据近年来的环保形势发展及设计及运行经验，结合超低排放需要对 HJ/T179 进行了一定补充。

b) pH 值物理强制分区双循环脱硫技术

石灰石-石膏湿法脱硫工艺脱硫效率受多种因素影响，包括1) 液气比，2) 浆液 pH 值，3) 烟气流速，4) 吸收剂特性，5) 流场均匀性，6) 洗涤浆液粒径等。在空塔喷淋范畴内，尤以浆液pH对脱硫效率的影响最为显著。

pH值物理强制分区双循环(单塔双循环)脱硫技术为了克服单循环石膏氧化结晶低pH与SO₂吸收高pH之间的矛盾，对吸收塔浆液进行物理分区，它采用双pH的控制方案，对两个循环的浆液pH值、液位、密度等参数分别控制，实现高效脱硫和石膏氧化结晶的不同效果，使得吸收塔能够高效、稳定、连续运行。

单塔双循环吸收塔为双循环工艺的主要设备，相对于传统空塔湿法脱硫工艺，增加了二级循环浆液收集盘、喷淋层等设备，吸收塔高度大幅增加，收集盘的支吊形式需满足工艺流场和防腐要求。

1) 二级循环浆液收集装置

单塔双循环为了从吸收塔收集二级循环浆液到塔外二级循环浆液箱，同时使得主塔烟气顺利流入二级循环洗涤，需要设置二级循环浆液收集装置，如图50所示。装置包括设置于二级浆液喷淋层下方的二级循环浆液收集导流锥、二级循环浆液收集盘吊杆和二级循环浆液收集盘。

当脱硫烟气经过二级循环浆液收集装置时，烟气能够均匀顺利的流出，起到均流器的作用，同时使得烟气阻力尽量小。导流锥的设置使塔内气体经收集盘整流后，气流分布均匀，气液接触良好，减少了单循环常遇到的死角，提高了塔内的空间利用率。二级循环浆液收集装置包括1，设置于二级浆液喷淋层下方的二级循环浆液收集导流锥；2，二级循环浆液收集盘吊杆；3，二级循环浆液收集盘。沿塔壁环形布置的导流锥和中心放置的收集盘共同形成环形通道，使烟气自下而上由一级循环进入二级循环，环形通道面积大致为双循环吸收塔横截面积的一半。

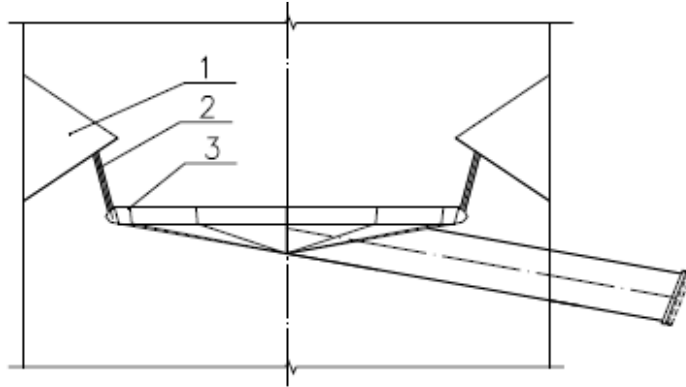


图50 二级循环浆液收集装置示意图

由于烟气在二级循环中水蒸发量基本为零，但是除雾器冲洗水会通过双循环吸收塔的收集盘流入二级浆液箱，降低二级浆液密度。为保证系统整体正常的浆液密度，需加装二级循环石膏浆液旋流装置（旋流泵和旋流站）。旋流器的溢流和底流分别进入一级、二级循环，从而调节吸收塔浆池和二级循环浆液箱中浆液的含固量，实现系统浆液密度的连锁控制。通过二级浆液旋流泵和二级浆液旋流站可控制二级浆液含固量在 10%~18%之间。

2) 浆液 pH 值

浆液pH值是一个非常重要的参数，直接影响脱硫效率、浆液中的石灰石溶解过程、石膏的结晶氧化速率以及系统运行安全性。

① 浆液pH值对石膏结晶氧化的影响

一级循环中的反应主要是亚硫酸钙氧化成石膏、石灰石溶解和烟气预处理，pH值范围控制在4.5~5.3，温度50℃~60℃。

研究表明，浆液的pH值会影响 HSO_3^- 的氧化率，pH值在4~5之间时氧化率较高，pH值为4.5时，亚硫酸盐的氧化作用最强，特别是对于高硫煤，氧化空气系数可以大大降低，从而大幅降低氧化风机的电耗；随着pH值的继续升高， HSO_3^- 的氧化率逐渐下降，当pH>5.3时，氧化速率急剧下降。实验测得亚硫酸盐的氧化率随pH值的变化如图51所示。

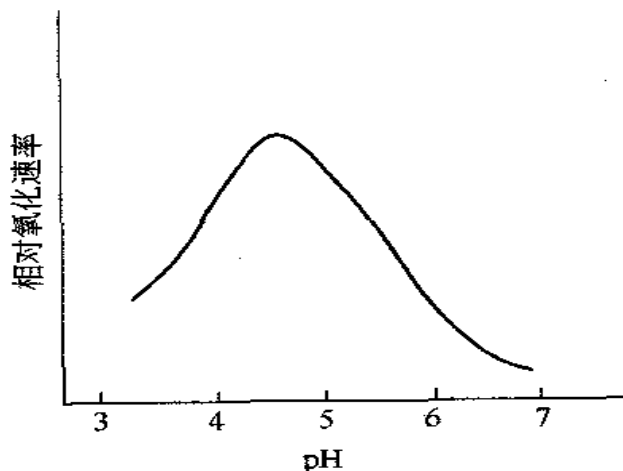


图 51 恒温下石灰石-石膏工艺中氧化速率与 pH 值的关系曲线

② 浆液 pH 值对石灰石溶解的影响

实验测得脱硫浆液中石灰石含量随 pH 值的变化情况如图 55 所示。可以看出，当 pH 值从 4.5 增加至 6.0 时，脱硫浆液中石灰石含量从 0.145 g/L 增至 0.399 g/L，增加比较缓慢；而当 pH 值大于 6.0 时，脱硫浆液中石灰石含量急剧增加；pH 值从 6.0 增至 6.5 时，石灰石含量从 0.399 g/L 增至 1.420 g/L，表明石灰石在高 pH 环境中溶解度降低。

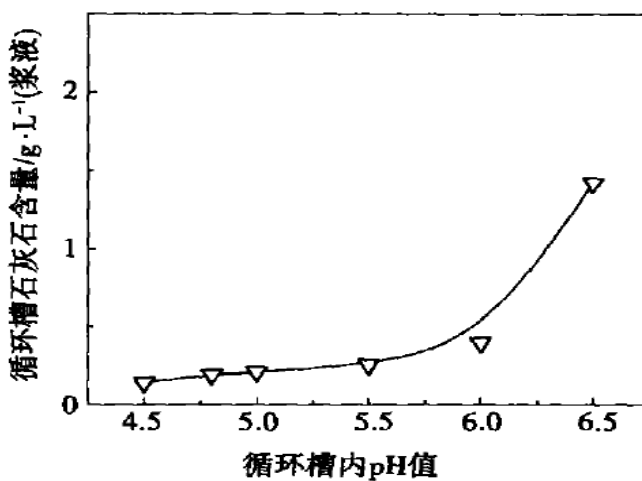


图 52 脱硫浆液中石灰石含量与 pH 值关系曲线

综合①、②的研究分析，就石灰石溶解、亚硫酸钙氧化为硫酸盐及石膏的生成而言，一级循环的最佳 pH 值应维持在 4.5~5.3 的区间。

② 浆液 pH 值对脱硫效率的影响

浆液 pH 值影响脱硫效率的作用机理可以从热力学和动力学两方面进行分析。首先，在热力学方面，高 pH 值浆液会使得水吸收 SO_2 的化学平衡向右移动，促进 SO_2 的溶解、水合和解

离；其次，随着浆液 pH 值的增大，SO₂ 的平衡总浓度迅速增高，这就使得吸收塔中烟气中的 SO₂ 向浆液传质的推动力显著增大，有利于吸收过程的进行，进而提高脱硫效率。二级循环主要是对烟气的脱硫洗涤过程，由于不用考虑石膏氧化结晶问题，所以 pH 值可以控制在非常高的水平，可以大大降低循环浆液量。pH 值范围控制在 5.8~6.2，温度 50℃~60℃。喷淋浆液中过量的石灰石很容易使浆液 pH 值迅速达到 6.0 左右并保持这一水平。

实验测得 SO₂ 吸收塔的脱硫效率与浆液 pH 值的关系如图 56 所示。可以看出吸收塔体的脱硫率随 pH 值的增加而增加；而当 pH 值大于 6.2 后，由于石灰石溶解速率的降低以及不溶亚硫酸钙在石灰石表面的钝化作用，导致 pH 值的变化对脱硫效率影响不明显。

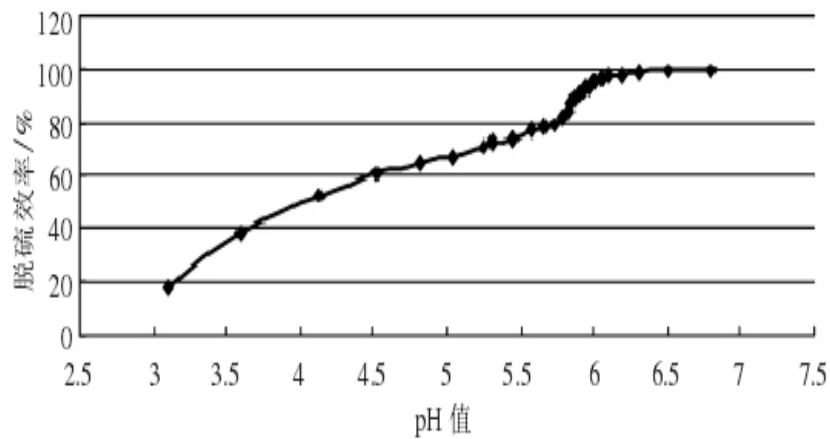


图 53 吸收塔出口处脱硫效率与浆液 pH 值关系曲线（吸收塔入口 SO₂ 浓度：2584 mg/m³，入口烟温：25℃，液气比：8 L/m³，烟气量：250 m³/h）

双循环两级工艺延长了石灰石的停留时间，特别是在一级循环中 pH 值很低，实现了颗粒的快速溶解，可以使用品质稍差和粒径较大的石灰石，降低磨制系统电耗。

3) 为确保脱硫副产物的氧化，应确保氧化风机的正常运行，通常 1 台运行，并备用一套配置。

4) 检修孔的设置主要为考虑二级循环浆液箱内搅拌器、滤网等部件的检修。

5) 为防止二级循环浆液箱内的浆液沉积，需在浆液箱内配置搅拌系统。

c) pH 值自然分区脱硫技术

pH 值自然分区（单塔双区）脱硫技术以在脱硫塔底部浆液池内加装分区隔离器和向下引射搅拌系统或类似装置的形式，实现双 pH 值条件下吸收及氧化，有利于实现高效脱硫和提高石膏氧化结晶效果。本部分主要从以下方面提出要求：

1) 对 pH 值自然分区脱硫技术主要特点进行说明。

2) 预除尘水喷雾系统主要针对吸收塔入口超高硫分和超高烟尘（烟尘浓度超过 $50\text{mg}/\text{m}^3$ ）的工程，只有超高硫分和超高烟尘同时满足时才须设置此系统。

3) 吸收区域设置均流筛板对脱硫和除尘具有同时提效作用，但应考虑吸收塔的整体阻力，设置数量应不超过 2 个；当脱硫入口 SO_2 浓度小于 $6000\text{mg}/\text{m}^3$ 时，均流筛板宜设置在所有喷淋层下方；当脱硫入口 SO_2 浓度大于 $6000\text{mg}/\text{m}^3$ 时，均流筛板宜设置在喷淋层之间，具体位置应根据软件计算得出。

3) 增效环不必在每层喷淋层下面都设置，具体层数应根据实际设计条件来确定，但至少应设置一层。

5) 分区隔离器应与氧化空气管网组合应用，氧化空气管网依托分区隔离器支撑，分区隔离管的位置、数量和管径应由专业软件设计得出。

6) 应控制分区隔离区上部浆液 pH 值 4.8~5.5，下部浆液 pH 值 5.5~6.3。

7) 对于新建工程，吸收塔浆池搅拌应采用射流搅拌系统，这样对浆池的 pH 值分区具有提升作用。对于改造工程，应综合考虑改造条件，可以保留原有的其他类型的搅拌装置，此时也应设置分区隔离器对浆池 pH 值分区。

8) 对于 100MW 机组，每台吸收塔可以设置 1 台射流泵，但每 2 台吸收塔应仓库备用 1 台泵；正常运行时，射流泵采用下吸入口抽取浆液，当射流泵故障进行在线维修或更换泵（在此期间，吸收塔一直在运行）后，射流泵应上吸入口抽取浆液，运行 10min 后再切换至下吸入口抽取浆液；射流搅拌喷嘴采用大流量喷嘴不易堵塞，喷嘴喷射覆盖面应大于 90% 的吸收塔横截面；正对于喷嘴下方的吸收塔底板区域由于承受着喷射浆液的强烈冲击，应采取耐冲刷防磨措施，常用的措施为在底板上铺设花岗岩。

d) pH 值物理强制分区脱硫技术

pH 值物理强制分区（塔外浆液箱 pH 值分区）脱硫技术原理较类似于单塔双区技术，即在脱硫塔附近设置了塔外浆液箱，增加总的浆液停留时间，实现了 pH 值的物理强制分区调控，有利于实现高效脱硫和提高石膏氧化结晶效果。

实验研究 pH 值随时间的变化规律如图 54 所示。吸收塔浆液中由于吸收了 SO_2 使得 pH 值较低，浆液中的 H^+ 大量增加，导致石灰石与 H^+ 反应并不断溶解，浆液 pH 值存在短暂的快速升

高区域，随着 H^+ 的消耗，pH 值升高的速度变缓。在一定的停留时间内，pH 值呈现“降低-快速升高-缓慢升高”的规律。说明在一定范围内，浆液停留时间增加，可提高脱硫浆液 pH 值。

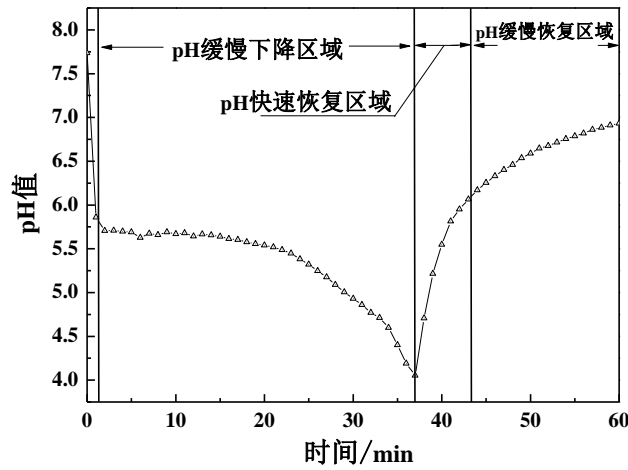


图 54 浆液 pH 值的随时间的变化规律

浆液 pH 值是否分区对脱硫效率的影响规律如图 55 所示，说明通过调整浆液停留时间实现浆液 pH 值的分区控制成为提高脱硫效率的重要方法之一。

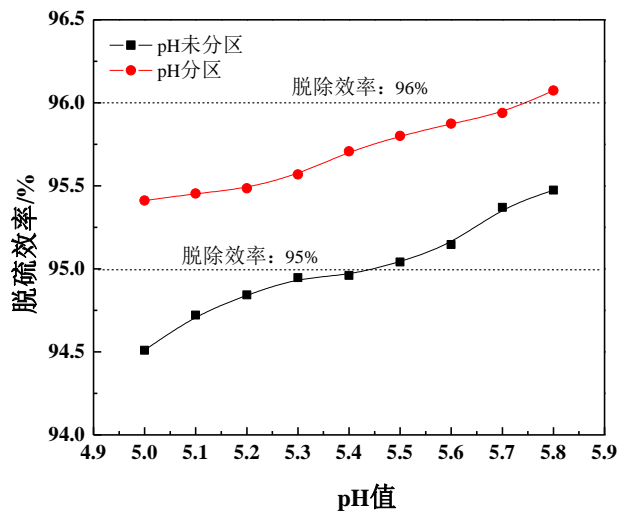


图 55 pH 值分区对脱硫效率的影响规律

图 56 为乐清 4 号机组采用物理强制 pH 值分区脱硫技术长时间运行脱硫塔内浆液与塔外浆液箱浆液的 pH 值情况，可以看出物理强制 pH 值分区效果明显，塔外浆液箱浆液 pH 值与脱硫塔内浆液 pH 值差值基本在 0.2~0.5。塔外浆液箱的高 pH 值对应吸收塔的喷淋层的最上部，有效提高脱硫塔对 SO_2 的脱除能力，显著提高脱硫效率。

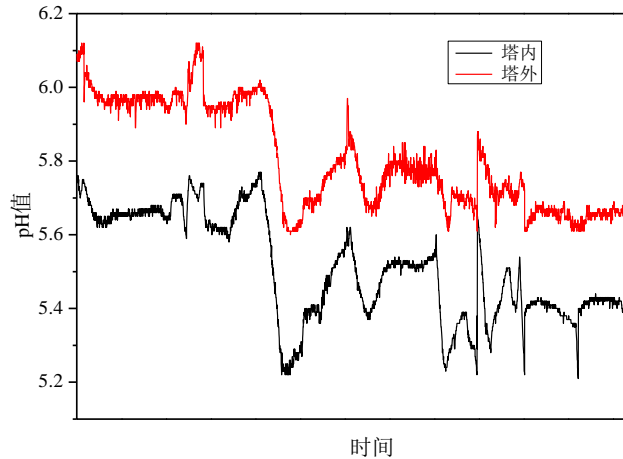


图 56 乐清 4 号机长期运行脱硫塔内外 pH 值

本部分主要从以下方面进行说明和提出要求：

1) 对物理强制 pH 值分区脱硫技术包含的主要系统进行说明。主要特点是增加了塔外浆液箱系统并配套循环泵，基于塔外浆液箱内浆液 pH 高于脱硫塔内浆液 pH 的特点，配套的循环泵主要用于脱硫塔内上部喷淋层的喷淋。

2) 塔外浆液箱作为脱硫塔的辅助系统，与脱硫塔保持一定的距离可以适当增加浆液的停留时间，但从系统的功能和总平面布置考虑，两者间距不宜过大，规定其壁板距离宜小于 5m。

3) 塔外浆液箱的容积不宜过小，否则会影响塔外浆液箱的 pH 值，根据实验研究和工程应用研究，为保证足够的停留时间，塔外浆液箱的容积最少按其连接的所有循环泵额定工况下输送浆液量停留时间不小于 1min 设计。

4) 对塔外浆液箱与脱硫塔的连接方式进行了规定，为保证脱硫塔和塔外浆液箱连接的所有循环泵的工作条件一致，在浆液区与浆池相连接的同时，塔外浆液箱的上部空气区应与脱硫塔烟气空间相连。

5) 为提高塔外浆液箱内 pH 值回升速率，建议塔外浆液箱配套氧化空气系统；考虑到系统的协调统一性，建议其氧化空气系统与脱硫塔内浆池氧化空气系统整体考虑。

6) 与脱硫塔类似，为防止塔外浆液箱内的浆液沉积，建议在塔外浆液箱配套设置搅拌系统。

7) 从实现更高的脱硫效率和循环泵的运行可靠性两方面考虑，建议塔外浆液箱配套的循环泵不少于 2 台并对应脱硫塔内上部喷淋层。

8) 结合大量的工程应用数据和理论研究, 推荐脱硫塔和塔外浆液箱的浆液 pH 值分别控制在 5.2~5.8 之间和 5.6~6.2 之间。

9) 主要考虑了塔外浆液箱内搅拌器等的检修, 设置检修孔。

d) 湍流器持液脱硫技术

湍流器持液(旋汇耦合)脱硫技术吸收塔系统相对传统的空塔结构部件有所增加, 主要是在吸收塔内增加了加强气液传质以提高脱硫效率的湍流器(旋汇耦合装置)和实现高效除尘除雾功能的管束式除雾器。

1) 旋汇耦合装置

旋汇耦合装置是旋汇耦合脱硫技术的核心部分, 本部分规定了旋汇耦合装置的安装位置以及安装精度要求。

湿法脱硫吸收传质过程可分三个步骤: 溶质由气相主体扩散到气液两相界面; 穿过相界面; 由液相界面扩散到主体, 见图 57。

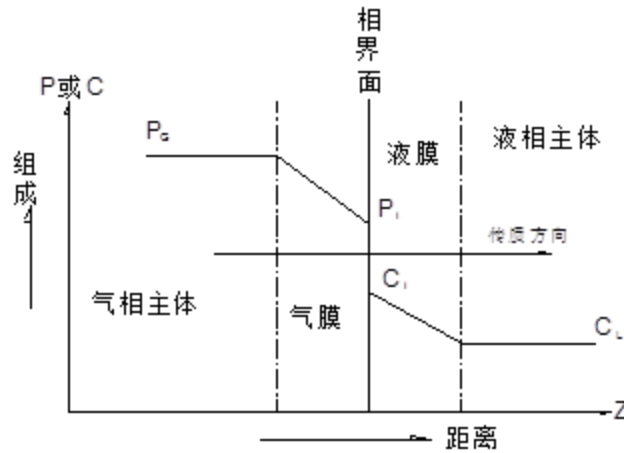


图 57 气液相界面附近的浓度分布图

吸收反应很快, 在液相中任一点化学反应都达到了平衡状态, SO_2 一旦到达界面, 就在界面与液体反应达到平衡, 但由于反应是可逆的, 界面必有平衡分压, 在界面由于有大量的反应发生, 其液相吸收剂的活性组分浓度相应减少, 而反应物浓度相应增加。因此, 界面 SO_2 的平衡分压必较液流主体要高一些, 这就在液膜中产生了界面未被完全反应的 SO_2 组分向液流主体扩散和继续反应的倾向。

取单位面积的微元液膜进行考察, 其离界面深度为 x , 微元液膜厚度为 dx 。

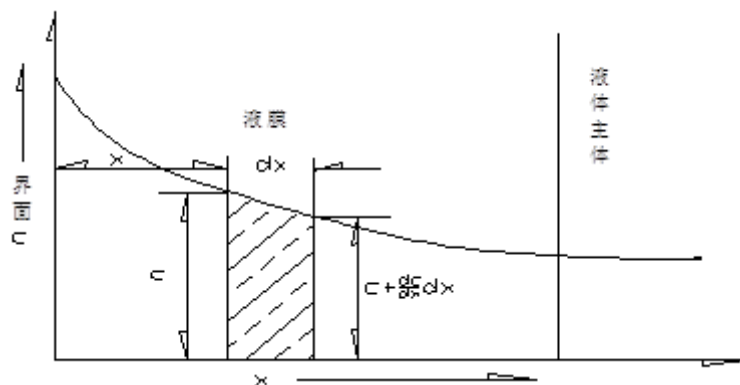


图 58 扩散微分方程建立示意图

从界面情况分析，被吸收组分 SO_2 一到达界面，一部分立即被反应成平衡状态，在界面上，由于活性组分碳酸钙浓度较低，而产物亚硫酸钙浓度较高，因此界面处 SO_2 组分必向平衡分压较低的液流主体方向扩散，同时，界面上已经反应了的 SO_2 组分将以生成物亚硫酸钙的形式向液体主体扩散，而未反应的 SO_2 则以溶解态的 SO_2 继续向液体主体方向扩散， SO_2 的吸收速率等于已反应了的 SO_2 组分与未反应的 SO_2 组分向液膜扩散速度之和。

旋汇耦合技术主要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，提高了传质速率，从而达到提高脱硫效率的目的。同时，相比传统空塔喷淋可有效降低液气比，降低循环浆液喷淋量。

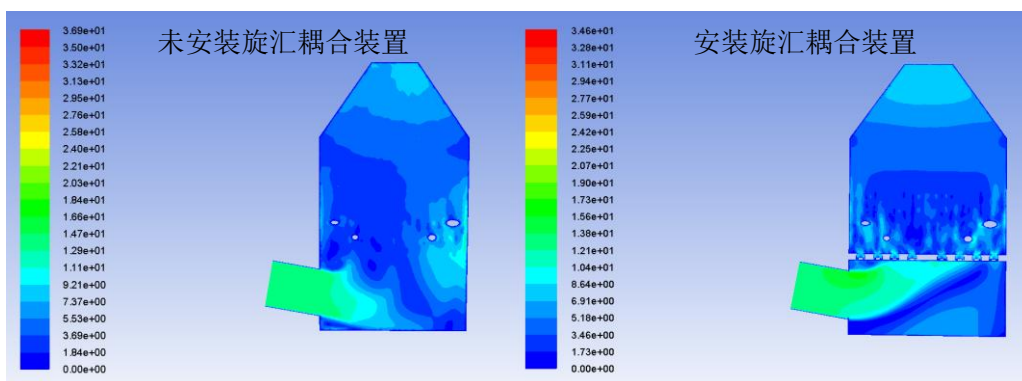


图 59 安装旋汇耦合装置前后均气效果

研究发现，脱硫系统传统喷淋设备的性能会随着机组负荷的增加出现减弱，这主要是因为液气比变小所致。图 60 中显示了典型旋汇耦合脱硫装置的脱硫效率与锅炉负荷的关系，高负荷时喷淋层效果削弱，但旋汇耦合装置持液强化传质起更大作用，二者叠加的效果能维持高的脱硫效率。

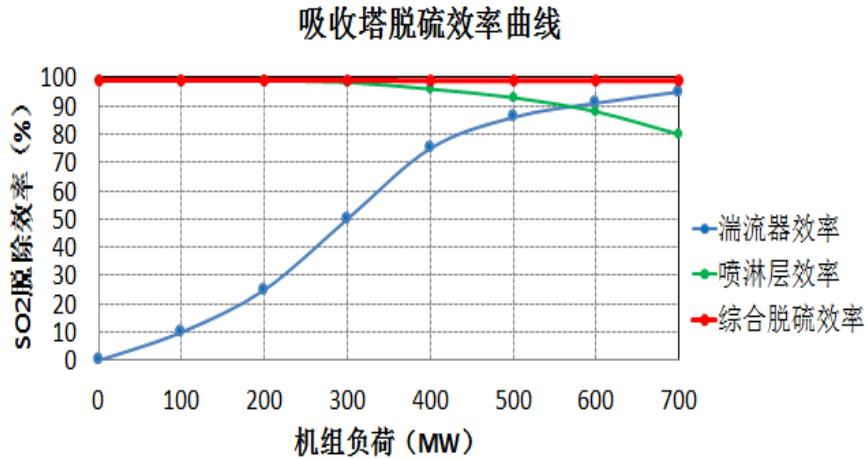


图 60 旋汇耦合脱硫塔脱硫效率与锅炉负荷的关系

为保证高效传质效果以及一定的液膜厚度，同时控制持液层厚度防止较高的阻力，旋汇耦合层的叶片角度、安装平整度、距离入口烟道距离喷淋层的位置都是十分重要的因素，根据流态模拟数据以及上百台工程项目的验证，规定旋汇耦合装置底面距离吸收塔入口烟道与塔壁接口最高点 1000mm 以上，旋汇耦合装置顶部距离最下层喷淋层中心间距 2.5m 为宜，不小于 1.5m，以满足系统的高效稳定运行。

2) 管束式除尘除雾器

管束式除尘除雾器是旋汇耦合技术中高效协同除尘的核心设备，该设备安装在吸收塔内原除雾器位置，但其结构形式与传统除雾器完全不同。本部分对管束式除尘除雾器的结构、安装形式、冲洗水布置等作了详细的规定。

以旋汇耦合脱硫技术为例，在脱硫吸收塔顶部安装了管束式除尘除雾器，针对脱硫系统进出口颗粒物粒度的研究如图 61。

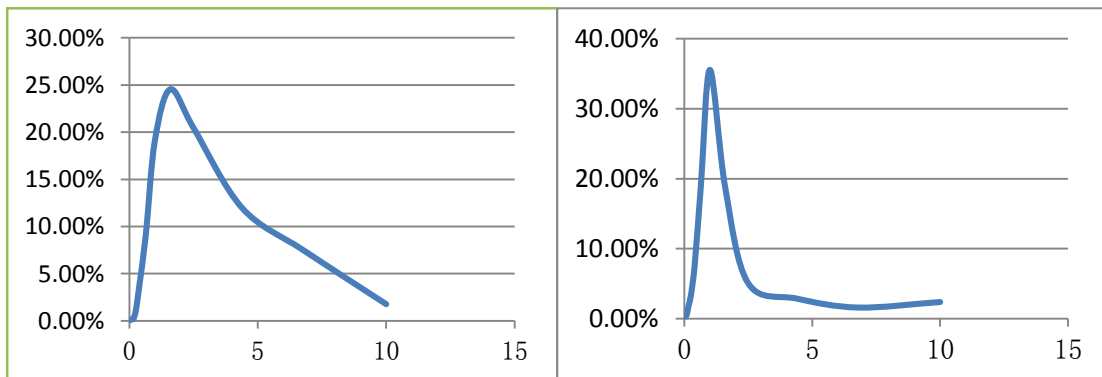


图 61 典型的旋汇耦合脱硫塔进出口颗粒物粒度分布

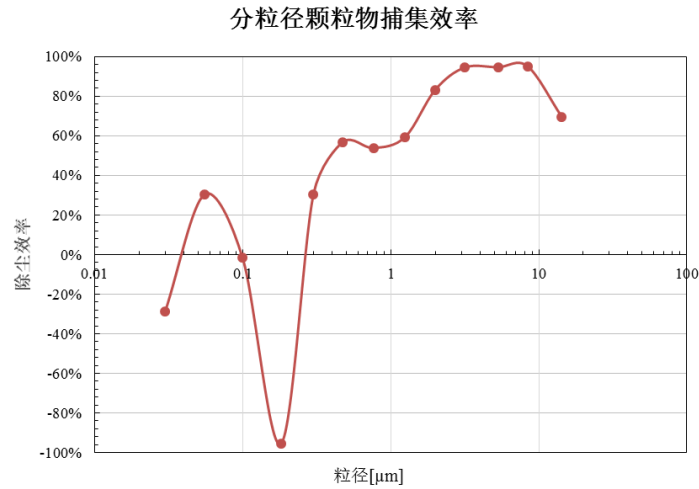


图 62 典型的旋汇耦合脱硫塔分粒径颗粒物捕集效率

由图 62 可以看出，加装了管束式除尘除雾装置的旋汇耦合脱硫吸收塔，对不同粒径范围内的颗粒物及雾滴均有脱除效果，可以有效的促进细小颗粒物的凝并，实现湿法脱硫高效协同除尘。

e) 均流筛板持液脱硫技术

均流筛板持液（托盘）脱硫技术能显著改善吸收塔内烟气分布，这直接决定着吸收塔内的传质、传热和反应进行程度。托盘上保持的一层浆液，沿小孔均匀流下，形成一定高度的液膜，使烟气在吸收塔内与浆液的接触时间增加，当烟气通过托盘时，气液充分接触，托盘上方湍流激烈，强化了 SO_2 向浆液的传质，形成的浆液泡沫层扩大了气液接触面，提高吸收剂利用率，可有效降低液气比，降低循环浆液喷淋量。同比空塔吸收塔脱硫技术，托盘强化传质脱硫塔通过持液层，传质更为充分。

图 63 所示为某一 600MW 机组经 fluent 数值模拟的相同边界条件下空塔、单托盘、双托盘速度场分布，经计算，最下面喷淋层下部 1200mm 处的速度偏差分别为 0.793、0.328 和 0.181，表明托盘更有利于脱硫塔内气流的均布。

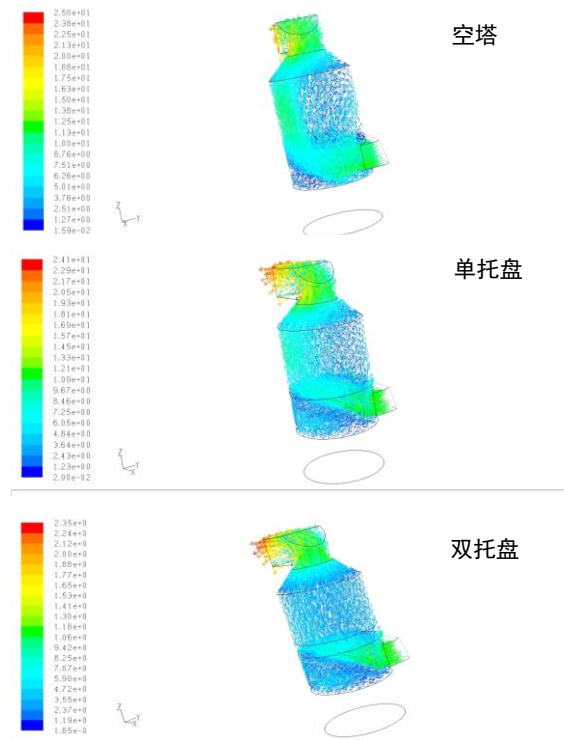


图 63 单、双托盘及空塔速度场分布对比

本部分主要从以下方面进行说明和提出要求：

1) 对均流筛板持液脱硫技术的主要构成和特点进行了说明。

2) 对均流筛板结构特点和强度进行了规定。托盘开孔率越小，持液层高度越高，传质强度越大，同时阻力越大；但开孔率过小会形成“液泛”，对脱硫系统带来负作用。一般开孔率在 35% 左右，取值范围宜为 28%~40%。厚度和孔径的取值综合考虑了均流筛板的受力特性和制作强度，厚度一般为 1.5 mm~3mm，孔径一般为 25 mm~35mm。荷载主要考虑的均流筛板可以作为上部喷淋层检修平台使用，设计值不低于 2kN/m²。

3) 均流筛板的位置影响了烟气流场、烟气与浆液的湍流强度，根据数十个项目的设计与工程经验对其位置参数进行了推荐。

4) 对均流筛板的制作和安装进行了规定。为考虑现场安装方便，均流筛板一般采用模块化制作。为防止烟气短路，均流筛板模块间、模块与吸收塔壁间需进行密封。

5) 考虑到现有脱硫塔改造工作量尽量小，同时满足液气比的要求，两台循环泵可对应一层喷淋层，设置为交互式。

6) 均流筛板的孔径具备过滤作用，管道滤网有一定的阻力，不建议在循环浆液泵和石膏排

出泵的入口管道设置滤网。

6.6.5.3.3 其他系统

上述石灰石-石膏湿法脱硫技术的吸收剂制备、副产物处理系统、浆液排放和回收系统、脱硫废水处理系统与 HJ/T 179 并无区别，因此直接引用了相关标准。

6.6.5.3.4 湿法脱硫高效协同除尘

超低排放工程实践表明，湿法脱硫系统对颗粒物的协同控制性能，直接影响超低排放技术路线的选择。近年来随着技术的不断发展涌现出的旋汇耦合、托盘塔等复合塔技术，从设置气液接触传质强化组件、降低除雾器出口液滴浓度两方面着手，加强了浆液碰撞捕获粉尘的性能，降低了浆液携带出的石膏及石灰石颗粒，可实现脱硫系统 70% 以上综合除尘效率，实现湿法脱硫系统入口烟尘浓度 $30\text{mg}/\text{m}^3$ 条件下出口颗粒物浓度达到 $10\text{mg}/\text{m}^3$ 以内的超低排放要求，在湿式电除尘技术外形成了一条新的颗粒物超低排放技术路线。

湿法脱硫协同高效除尘系统主要形式是以提高原有湿法脱硫系统传质、除雾性能为基础，同时对控制颗粒物有良好效应，实现脱硫系统后净烟气颗粒物浓度即可满足超低排放要求。现阶段兼具有高效协同除尘功能的设备包括管束式除雾器、高效屋脊除雾器及声波除雾器等，兼具有高效协同除尘功能的组件包括湍流器、均流筛板等强化气液传质的组件。

本部分对湿法脱硫高效协同除尘的有关措施、性能指标进行了规定。

6.6.5.4 烟气循环流化床脱硫工艺设计要求

烟气循环流化床脱硫工艺设计主要沿用 HJ/T 178 的规定，针对超低排放需要，主要从以下方面进行改进：

1) 吸收塔应该采用多段长程高效反应形式，以保证高脱硫效率。与普通达标技术相比，要求床层更高更稳定，脱硫反应温度更稳定可控。工艺水喷枪应采用超细雾化回流式喷枪，以保障吸收塔喷水雾化液滴的细度要求。

2) 脱硫除尘器采用高浓度袋式除尘器，一般采用低压旋转脉冲布袋除尘器形式，滤料采用超细纤维纺织，滤布克重高于 $575\text{g}/\text{m}^2$ ，笼骨的强度要求高以适应高浓度需要，过滤风速要比普通达标排放进一步降低，一般要求在 $0.7\text{m}/\text{min}$ 以下。

3) 消声器宜采用高活性三级长程干式消声器。

6.6.5.5 氨法脱硫工艺设计要求

氨法脱硫工艺设计主要沿用 HJ 2001 的规定，针对超低排放需要，主要从以下方面进行改

进：

- 1) 超低排放应采用复合塔结构，通过设置塔盘强化吸收、降低液气比，实现经济运行。
- 2) 氨法脱硫工艺有不同的技术，采用的工艺、塔型、吸收流程等等皆有差异，但对氨法脱硫超低排放工艺的吸收塔压力进行了统一规定。
- 3) 超低排放需要采用更多的喷淋层数，故对喷淋层进行了规定。
- 4) 吸收塔内应设置控制氨逃逸、细微颗粒物控制等的装置。
- 5) 对吸收剂供应提出了规定。

6.6.5.6 二次污染控制措施

氨法脱硫工艺的氨逃逸浓度、氨回收率是防治氨法脱硫二次污染，体现先进性、经济性的重要参数，超低排放与 HJ 2001 在此要求不同，特别进行了规定。

其他的有关副产物、噪声、二次扬尘、废水的处置措施，与 HJ/T 179、HJ/T 178、HJ 2001 的规定并无不同，因此直接引用了相关标准。

6.7 主要工艺设备和材料

6.7.1 一般规定

本部分给出了燃煤电厂烟气超低排放主要工艺设备和材料选型的原则要求。

6.7.2 NO_x 超低排放控制系统

本部分规定了不同 NO_x 超低排放控制工艺主要设备和材料选择的原则性意见要求，以参考现行标准和规范为主。

6.7.3 颗粒物超低排放控制系统

6.7.3.1 主要设备选型原则

6.7.3.1.1 干式电除尘器及其系统

a) 干式电除尘器

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。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》（报批稿），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 28。

表 28 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 $(\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{SiO}_2) \geq 80\%$ 。

根据工程经验，电除尘器出口烟尘浓度可以达到 20 mg/m^3 及以下的，结合上述影响因素，并参考《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》（修订报批稿），可以得出不同入口烟尘浓度、出口烟尘浓度及电除尘器对煤种的除尘难易性条件下，干式电除尘器的比集尘面积。

当电除尘器入口烟尘浓度不大于 30 g/m^3 ，出口烟尘浓度限值为 30 mg/m^3 时，常规电除尘器、移动电极电除尘器以及低低温电除尘器的比集尘面积如表 29 所示。

表 29 出口烟尘浓度限值为 30 mg/m^3 时干式电除尘器的比集尘面积

电除尘器对煤种的除尘难易性	比集尘面积 $[\text{m}^2/(\text{m}^3/\text{s})]$		
	常规电除尘器	移动电极电除尘器	低低温电除尘器
较易	≥ 110	≥ 100	≥ 95

电除尘器对煤种的除尘难易性	比集尘面积 [m ² / (m ³ /s)]		
	常规电除尘器	移动电极电除尘器	低低温电除尘器
一般	≥140	≥130	≥105
较难	—	—	≥115

注：当电除尘器入口烟尘浓度大于 30 g/m³ 时，表中比集尘面积酌情分别增加 5 m²/ (m³ s⁻¹) ~ 15 m²/ (m³ s⁻¹)。

当电除尘器入口烟尘浓度不大于 20 g/m³，出口烟尘浓度限值为 30 mg/m³ 时，常规电除尘器、移动电极电除尘器以及低低温电除尘器的比集尘面积如表 30 所示。

表 30 出口烟尘浓度限值为 20 mg/m³ 时干式电除尘器的比集尘面积

电除尘器对煤种的除尘难易性	比集尘面积 [m ² / (m ³ /s)]		
	常规电除尘器	移动电极电除尘器	低低温电除尘器
较易	≥130	≥120	≥110
一般	—	—	≥120
较难	—	—	≥130

注：表中比集尘面积为电除尘器入口烟尘浓度不大于 30 g/m³ 时的数值，当大于 30 g/m³，表中比集尘面积酌情分别增加 5 m²/ (m³ s⁻¹) ~ 15 m²/ (m³ s⁻¹)。

当采用低低温电除尘技术时，因烟气温度降至酸露点以下，粉尘比电阻大幅下降，且击穿电压上升，烟气流量减小，低低温电除尘技术可实现较高的除尘效率，达到相同的出口烟尘浓度限值要求时，所需的比集尘面积较常规电除尘器和移动电极电除尘器可减小。

比集尘面积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/m³，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 m²/(m³/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 600 MW 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 64 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。

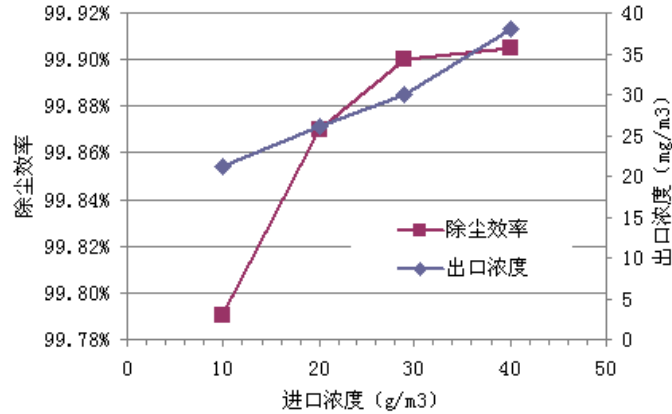


图 64 某 600 MW 机组电除尘器不同进口含尘浓度出口烟尘浓度与除尘效率变化情况

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。

b) 烟气冷却器

根据实际工程经验，烟气冷却器的选型与煤质及飞灰分析资料，锅炉、汽机及主要辅机的相关参数、当地的环境条件和工程所在地的工程地质等因素有关。其中煤质及飞灰的分析资料除常规分析外，还应包括氟、氯、溴和汞等元素参数。对于改造工程，应重点考虑干式电除尘器前烟道等设备的布置情况。

6.7.3.1.2 湿式电除尘器

湿式电除尘器的配置和结构应根据处理烟气量确定，同时考虑烟气性质、除尘效率要求和工况要求等影响。

影响除尘效率的主要参数是驱进速度与比集尘面积。驱进速度与湿式电除尘器的结构形式、颗粒物的粒径大小和入口浓度等因素密切相关，颗粒物在湿式电除尘器电场中的驱进速度远高于干式电除尘器。根据国外技术特点，以及国内实际已投运工程项目测试结果确定，板式湿式电除尘器电场数一般为 1~2 个，比集尘面积宜为 $7 \text{ m}^2/(\text{m}^3/\text{s}) \sim 20 \text{ m}^2/(\text{m}^3/\text{s})$ ，其中 1 个电场的比集尘面积宜为 $7 \text{ m}^2/(\text{m}^3/\text{s}) \sim 10 \text{ m}^2/(\text{m}^3/\text{s})$ 。除尘效率为 70%~90%，当除尘效率 > 80% 时，宜为 2 个电场；蜂窝式湿式电除尘器供电分区数一般为 2~6 个，比集尘面积宜为 $12 \text{ m}^2/(\text{m}^3/\text{s}) \sim 25 \text{ m}^2/(\text{m}^3/\text{s})$ 。除尘效率为 70%~85%。

6.7.3.1.3 袋式除尘器

本部分主要对袋式除尘器关键技术选型参数进行了规定，主要包括过滤风速、烟气温度、流量分配极限偏差等。

a) 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》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 1.0 m/min，甚至低于 0.9 m/min。大量工程招标文件表明用户能接受的最高限值也就是 1.0 m/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，为了提高袋除尘器的可靠性，当出口烟尘浓度 ≤ 30 mg/m³时，过滤风速 ≤ 1.0 m/min；当出口烟尘浓度 ≤ 20 mg/m³时，过滤风速 ≤ 0.9 m/min；当出口烟尘浓度 ≤ 10 mg/m³时，过滤风速 ≤ 0.8 m/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。

b) 烟气温度

袋式除尘器入口烟气温度过低，会产生结露现象，导致除尘器阻力大幅度增加，参照 DL/T 1121“袋式除尘器出口烟气温度应高于酸露点温度 10℃ 以上”的规定，并考虑到除尘器本身的温降，结合实际工程经验，规定“入口烟气温度高于酸露点 15 ℃”。目前燃煤电厂袋式除尘器所使用的滤袋所能承受的最高温度为 250℃，因此规定烟气温度不大于 250℃。

c) 流量分配极限偏差

参照 JB/T 10921 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 $\pm 5\%$ 。

综上，袋式除尘器的关键技术选型参数如表31所示。

表 31 袋式除尘器的关键技术选型参数

序号	项目	单位	出口烟尘浓度 ≤ 30 mg/m ³	出口烟尘浓度 ≤ 20 mg/m ³	出口烟尘浓度 ≤ 10 mg/m ³
			参数		
1	过滤风速	m/min	≤ 1.0	≤ 0.9	≤ 0.8

2	烟气温度	℃	高于烟气酸露点 15 且 ≤250
3	流量分配极限偏差	%	±5
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。			

6.7.3.1.4 电袋复合除尘器

本部分主要对电袋复合除尘器关键技术选型参数进行了规定，主要包括电区比集尘面积、过滤风速、滤料型式、流量分配极限偏差及气流分布均匀性相对均方根差等。

a) 电区比集尘面积

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 JB/T 11829、DL/T 1493 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 $\leq 20 \text{ mg/m}^3$ 时，选取比集尘面积为 $\geq 20 \text{ m}^2/(\text{m}^3/\text{s})$ ；当出口烟尘浓度要求 $\leq 10 \text{ mg/m}^3$ 时，选取比集尘面积为 $\geq 25 \text{ m}^2/(\text{m}^3/\text{s})$ 。

b) 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 DL/T 1493 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 m/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 $\leq 10 \text{ mg/m}^3$ 时，规定过滤速度上限为 1.0 m/min。

对于出口烟尘浓度要求 $\leq 20 \text{ mg/m}^3$ 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 m/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 m/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 $\leq 20 \text{ mg/m}^3$ 的电袋复合除尘器，本标准规定的过滤速度上限为 1.2 m/min。

c) 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 $\leq 20 \text{ mg/m}^3$ 与 $\leq 10 \text{ mg/m}^3$ 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 $\leq 20 \text{ mg/m}^3$ 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 32 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 32 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%PTF	PTFE	≥600
3	1.5%≤S<2.0%	120≤t≤160	50%PPS+50%PTF	PTFE	≥620
4	1.0%≤S<2.0%	170≤t≤240	15%PI	PTFE	≥650
5	S≥2.0%	120≤t≤160	30%PPS+70%PTF	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，克重应适当相应增大。

出口烟气含尘浓度 $\leq 10 \text{ mg/m}^3$ 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 32 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 5 mg/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 33 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%、NO ₂ 的含量应不大于 15mg/m ³ 。 b PTFE 为聚四氟乙烯缩写。 c PI 为聚酰亚胺缩写。					

d) 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”。

根据JB/T 7671、JB/T 12114, 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900 mm(实体尺寸)”的断面上的气流分布均匀性。参照JB/T 7671等标准, 确定气流分布均匀性相对均方根差应不大于0.25。

综上, 电袋复合除尘器的关键技术选型参数如表34所示。

表 34 电袋复合除尘器的关键技术选型参数

序号	项目	单位	出口烟尘浓度≤20 mg/m ³	出口烟尘浓度≤10 mg/m ³
			参数	
1	电区比集尘面积	m ² / (m ³ /s)	≥20	≥25
2	过滤风速	m/min	≤1.2	≤1.0
3	滤料型式	—	不低于 JB/T 11829 的要求。	不低于 DL/T 1493 的要求。
4	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。
5	气流分布均匀性相对均方根差	—	≤0.25	
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), 袋区的过滤风速宜不大于 0.9m/min。				

6.7.3.2 主要部件材料选择

6.7.3.2.1 干式电除尘器及其系统

a) 干式电除尘器

由于干式电除尘器的主要部件材料在 HJ 2039 已作了规定，而低低温电除尘器由于烟气温度的降低及漏风的存在，存在局部位置腐蚀的风险，因此本部分对低低温电除尘器的极线、灰斗、人孔门及周围壳体钢板提出了要求。由于移动电极电除尘器的链条运行环境恶劣，对移动电极电除尘器整体运行稳定性影响较大，因此本部分对其提出了要求。

干式电除尘器不允许产生低温腐蚀。由于低低温电除尘器烟气温度降至酸露点以下， SO_3 在烟气冷却器中冷凝，形成具有腐蚀性的硫酸雾，并吸附在烟尘表面上。对于部分含硫量高、灰分较低的煤种，灰硫比不大于 100 时，硫酸雾可能未被完全吸附，则应考虑低温腐蚀的风险。

因此对于低低温电除尘器的实际工程应用，除了规定灰硫比外，还应充分考虑局部低温腐蚀，相关部件的应对措施如下：

1) 阴极线

低低温电除尘器阴极线采用芒刺型极线时，需防止芒刺的低温腐蚀并提高寿命，因此芒刺宜选用不锈钢材料。

2) 灰斗

因烟气温度较低，且灰中硫酸含量较高，易腐蚀灰斗钢板，并且影响灰斗粉尘下灰性能，因此第一电场灰斗板材宜采用 ND 钢或内衬不锈钢。

3) 人孔门

因烟气温度较低且人孔门、振打孔周围不可避免地存在一定量的漏风，其周围也是容易发生腐蚀的区域之一，因此双层人孔门与烟气接触的内门宜采用 ND 钢或不锈钢，在每个人孔门及振打孔周围约 1 m 范围内的壳体钢板宜采用 ND 钢或内衬不锈钢。

b) 烟气冷却器

低低温电除尘系统中，由于烟气冷却器的温度降低，需考虑设备的腐蚀问题，且布置在高含尘段的烟气冷却器将会存在磨损问题。

因此，在低低温电除尘系统中，烟气冷却器的相应部位需采用防腐材料，其本体各段翅片管也需根据烟气性质来选择相应的材料，且选材应符合相关标准的规定。

6.7.3.2.2 湿式电除尘器

湿式电除尘器主要部件包括壳体、阳极板/管、阴极线和喷淋系统等。考虑到湿式电除尘器内部酸腐环境、材料性能、经济性等因素，对壳体材料及防腐处理作了规定，并对阳极板/管、

阴极线等核心部件作了规定。其他要求应符合 DL/T 514 和 HJ/T 323 的规定。

a) 外壳体

从经济性和强度要求考虑，湿式电除尘器外壳体宜采用碳钢，接触腐蚀性介质的部位，采用衬玻璃鳞片的防腐方式。

b) 阳极板/管

材料必须能够耐烟气中酸雾及腐蚀性气体的腐蚀，各种耐腐蚀的不锈钢、高端合金等材料都可供选择。为了在恶劣工况下仍能保护设备，材料的选用必须基于“最坏情况”分析而确定。考虑到腐蚀问题，板式湿式电除尘器阳极板材料一般选用 316L 或性能更优的不锈钢材质。蜂窝式湿式电除尘器阳极管宜采用导电玻璃钢材质。

c) 阴极线

板式湿式电除尘器一般选用 316L 或性能更优的不锈钢材质。用加碱中和后的循环水在合理的喷淋冲洗系统配备下，保证不锈钢阴阳极得到有效的冲洗保护，从而长期稳定运行。

蜂窝式湿式电除尘器因为采用间歇喷淋，且没有采用加碱中和后的循环水进行喷淋，内部酸腐蚀环境比板式湿式电除尘器严重，需采用耐酸腐的不锈钢材质或其他导电、防腐蚀材质。

d) 喷淋系统

为防止腐蚀，喷淋系统外部管路可采用不锈钢、普通碳钢（镀锌钢管）或耐腐的非金属材料，处于壳体内部的喷淋系统管路采用不锈钢或耐腐的非金属材料。喷淋系统处于壳体内部的喷嘴采用不锈钢或耐腐的非金属材料。

6.7.3.2.3 袋式除尘器

本部分主要对滤袋框架、滤料的材质进行了规定。滤袋为袋式除尘器的核心部件，与烟气直接接触，因此滤料材质的选取应根据烟气条件确定，并充分考虑煤质变化造成的影响，保证在设计条件下长期可靠使用。

袋式除尘器其余部件材料选择应符合 GB/T 6719 的规定。

6.7.3.2.4 电袋复合除尘器

电袋复合除尘器滤袋框架及滤料材质部分的规定与袋式除尘器相同，此处不再赘述。其余部件材料应符合 GB/T 27869 的规定。

6.7.3.3 性能要求

6.7.3.3.1 干式电除尘器及其系统

a) 常规电除尘器及移动电极电除尘器

根据燃煤电厂烟气超低排放要求，并参考相关标准、规范的规定，确定了常规电除尘器及移动电极电除尘器性能要求如表 35 所示。

表 35 常规电除尘器及移动电极电除尘器性能要求

序号	项目	单位	要求
1	除尘效率	%	99.2~99.85 以上
2	出口烟尘浓度	mg/m ³	≤30 最低可达 20 以下
3	压力降	Pa	≤250
4	漏风率	%	≤3
5	流量分配极限偏差	%	±5
6	气流分布均匀性相对均方根差	—	≤0.25

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 30mg/m³ 以下，最低可达 20 mg/m³ 以下，除尘效率一般可达 99.2%~99.85% 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/m³ 时，若湿法脱硫装置除尘效率不小于 80%，也可实现超低排放；反之，当干式电除尘器出口烟尘浓度为 20 mg/m³ 时，若湿法脱硫装置除尘效率小于 50%，也只能满足特别排放限值的要求。

表 35 中序 3、4、5、6 参数参考了 JB/T 5910 的规定。

b) 低低温电除尘系统

根据燃煤电厂烟气超低排放要求，并参考相关标准、规范的规定，确定了低低温电除尘系统性能要求如表 36 示。

表 36 低低温电除尘系统性能要求

序号	项目	单位	要求
1	低低温电除尘器除尘效率	%	99.2~99.9 以上
2	低低温电除尘器出口烟尘浓度	mg/m ³	≤30 最低可达 20 以下
3	烟气冷却器烟气侧温降或温升	℃	≥30

序号	项 目	单 位	要 求
4	烟气冷却器烟气侧压力降	Pa	≤450
5	低低温电除尘器本体压力降		≤250
6	烟气冷却器的工质侧压力降	MPa	≤0.2
7	烟气冷却器漏风率	%	≤0.2
8	低低温电除尘器本体漏风率		≤2（配套机组大于 300MW 级） ≤3（配套机组 300MW 级及以下）
9	烟气冷却器气流分布均匀性相对均方根差	—	≤0.2
10	低低温电除尘器气流分布均匀性相对均方根差		≤0.25
11	低低温电除尘器流量分配极限偏差	%	±5

根据实际工程测试数据，并结合低低温电除尘系统的特点，规定低低温电除尘系统的除尘效率为 99.2%~99.9% 以上，出口烟尘浓度可达 30mg/m³ 以下，最低可达 20 mg/m³ 以下。

表 36 中序 3、4、5 参数参考了 JB/T 12592 的规定。

序 6、7 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》（修订报批稿）。

序 8、11 参数参考了 JB/T 12591 的规定。

对于低低温电除尘器来说，漏风点更易发生低温腐蚀，因此对其漏风率提出了更高的要求。并且大机组相对容易实现较小的漏风率，因此规定配套机组大于 300 MW 级低低温电除尘器本体漏风率≤2%，配套机组 300 MW 级及以下低低温电除尘器本体漏风率≤3%。

序 9、10 参数参考了行业标准 JB/T 7671。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，规定烟气冷却器气流分布均匀性相对均方根差不大于 0.2，低低温电除尘器不大于 0.25。

6.7.3.3.2 湿式电除尘器

根据燃煤电厂烟气超低排放要求，并参考相关标准、规范的规定，确定了湿式电除尘器的性能要求如见表37所示。

表37 湿式电除尘器性能要求

项目	单位	板式湿式电除尘器要求	蜂窝式湿式电除尘器要求
除尘效率	%	70~90	70~85
出口颗粒物浓度	mg/m ³	≤10 最低可达5以下	≤10 最低可达5以下
本体压力降（不含除雾器）	Pa	≤250	≤300
漏风率	%	≤1	≤2
气流分布均匀性相对均方根差	—	≤0.2	≤0.2

表 37 中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》（修订报批稿），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%。

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/m³，最低可达 5 mg/m³ 以下。

湿式电除尘器本体压力降（不含除雾器）、漏风率和气流分布均匀性相对均方根差要求参考了 JB/T 12593 的规定。

6.7.3.3.3 袋式除尘器

袋式除尘器的性能要求如表38所示。

表 38 袋式除尘器性能要求

序号	项目	单位	出口烟尘浓度≤30	出口烟尘浓度≤20	出口烟尘浓度≤10
			mg/m ³	mg/m ³	mg/m ³
			参数		
1	压力降	Pa	≤1500	≤1500	≤1400
2	滤袋整体使用寿命	年	≥4		
3	漏风率	%	≤2		

a) 压力降

袋式除尘器的“压力降”要求参考了 HJ 2039 中的规定，即袋式除尘器“其终期阻力一般不超过 1500 Pa”。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≤30 mg/m³ 和出口烟尘浓度≤20 mg/m³ 时，压力降不大于 1500 Pa；出口烟尘浓度不大于 10 mg/m³ 时，压力降不大于 1400 Pa。

b) 滤袋使用寿命

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。

c) 漏风率

参考了JB/T 10921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%。

6.7.3.3.4 电袋复合除尘器

电袋复合除尘器的性能要求如表39所示。

表 39 电袋复合除尘器的性能要求

序号	项目	单位	出口烟尘浓度 $\leq 20 \text{ mg/m}^3$	出口烟尘浓度 $\leq 10 \text{ mg/m}^3$
			参数	
1	压力降	Pa	≤ 1200	≤ 1100
2	滤袋整体使用寿命	年	≥ 4	≥ 5
3	漏风率	%	≤ 2	

a) 压力降

GB/T 27869 中要求电袋复合除尘器的压力降不大于 1200 Pa，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 mg/m^3 时，压力降会适当降低。

b) 滤袋整体使用寿命

参考了 GB/T 27869。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。超净电袋复合技术的要求应更高，其滤袋的使用寿命应达到 5 年及以上。

c) 漏风率

参考了JB/T 11829。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%。

6.7.4 SO₂ 超低排放控制系统

6.7.4.1 主要设备选型原则

6.7.4.1.1 石灰石-石膏湿法脱硫工艺

本部分主要对石灰石-石膏湿法脱硫工艺中的氧化风机、浆液泵等脱硫系统主要设备的选型原则进行了规定。

同时对烟气循环流化床、氨法脱硫工艺的主要设备选型原则进行了规定，主要引用现行标准和规范。

6.7.4.2 主要部件材料选择

本部分对石灰石-石膏湿法脱硫工艺吸收塔、浆液泵、喷淋管等主要部件材料选择原则进行了规定，并分别对 pH 值物理强制分区双循环、pH 值自然分区、pH 值物理强制分区和湍流器持液、均流筛板持液脱硫技术中有关专属设备材料选择要求进行了规定。

同时对烟气循环流化床法、氨法脱硫工艺的主要部件材料选择原则进行了规定，主要引用现行标准和规范。

6.7.4.3 性能要求

本部分对石灰石-石膏湿法、烟气循环流化床法、氨法脱硫工艺主要设备和材料的性能要求进行了规定，主要引用现行标准和规范。

6.8 检测与过程控制

本部分先给出检测与过程控制的基本原则，并按除尘、脱硫、脱硝系统分别对上述工艺的检测内容、检测手段、过程控制内容进行了规定。

由于 HJ 2039、HJ/T 179、HJ 562 和 HJ 563 均对上述内容进行了规定，本部分重点针对超低排放新应用的而上述标准中没有规定的如湿式电除尘器、烟气冷却器等有所变化需要修订或进一步完善的内容进行了规定。

6.9 主要辅助工程

6.9.1 一般规定

本部分给出了超低排放工程主要辅助工程应与电厂主体工程情况进行统筹规划和设计，以体现高效集约使用资源的原则。

6.9.2 NO_x 超低排放控制系统

土建结构、电气、采暖通风等系统，均应符合 HJ562、HJ563 等的规定。

6.9.3 颗粒物超低排放控制系统

6.9.3.1 干式除尘器及其系统

电气、建筑结构、压缩空气、采暖通风和给排水工程，均随工艺系统配套，引用了 HJ 2039。并对烟气冷却器的主要辅助工程包括供配电、给排水、防腐及露天防护做出了规定。其中，“供

配电”部分主要对低压双电源的控制及电源检修提出了要求，“给排水”部分主要对水源及废水回收提出了要求，“防腐及露天防护”部分主要对所有需要采取防腐措施的设备、管道等提出了要求，并对露天布置的设备提出了防雨、防风等要求。

6.9.3.2 湿式电除尘器

本部分对湿式电除尘器的主要辅助工程包括供配电、建筑与结构、采暖、通风与给排水、防腐及露天防护等提出了要求。其中，“供配电”部分主要对配电设备的设计原则及参数、电源参数、电动机的安装及供电方式、配电线路的设置、检修电源及设备的设置等提出了要求，“采暖、通风与给排水”部分主要对喷淋水和排水提出了要求，“防腐及露天防护”部分主要对所有需要采取防腐措施的设备、管道等提出了要求。其他要求应符合 HJ 2039 的规定。

6.9.3.3 袋式除尘器

电气、建筑结构、压缩空气、采暖通风和给排水工程，均随工艺系统配套，应符合 HJ 2039 的有关规定。

6.9.3.4 电袋复合除尘器

电气、建筑结构、压缩空气、采暖通风和给排水工程，均随工艺系统配套，应符合 HJ 2039 的有关规定。

6.9.4 SO₂超低排放控制系统

土建结构、电气、采暖通风、给排水及消防系统，均随工艺系统配套，应符合 HJ/T 179、HJ/T 178 和 HJ 2001 的有关规定。

6.10 安全健康环境

该章节是环境工程技术规范中规定的必要内容，其目的就是要求超低排放工程在设计、建设和运行过程中要高度重视环境保护与安全卫生，并有章可依、有法可循。

本部分规定了超低排放工程设施建设及运行的安全、健康、环境必要条款，涉及建设及运行的各个方面包括建设及运行原则、安全管理依据、安全健康防护、安全工作要求、危险品管理、环境因素控制、安全卫生设施以及噪声、振动、固体废弃物、废水等控制或处置基本要求。

6.11 施工与验收

本部分规定了超低排放工程施工与验收（工程验收和环保验收）的基本原则，超低排放工程的施工与验收主要参考现行标准、规范，它们在此部分已被详细列出。

6.12 运行与维护

本部分从总体要求、除尘、脱硫、脱硝系统四个方面分别提出了运行和维护的要求。

根据超低排放工程实践情况，超低排放工程应作为一个整体，各设施之间与主机系统一起应统筹考虑其协调运行，以降低互相之间的不利影响并尽可能发挥协同控制效应，因此总体要求提出了相关要求。此外，排污许可、第三方运营等国家最新环保政策精神也在此部分内容有所体现。

针对超低排放工程特点，为更好的指导生产运行维护管理，提高生产运行维护管理水平，本部分在已有标准基础上进行了补充和完善，从启动、停运、运行记录、日常及定期维护内容、质检等方面对除尘、脱硫、脱硝系统的运行、维护提出了进一步具体要求。

7 标准实施的环境效益及经济技术分析

7.1 标准实施的环境效益

根据朱法华等人¹的研究，到 2020 年，我国燃煤电厂全面实施超低排放，即在基准氧含量 6% 的条件下，颗粒物、SO₂、NO_x 排放浓度分别不高于 10mg/m³、35 mg/m³、50 mg/m³，经测算单位电量的颗粒物、SO₂、NO_x 排放强度可由 2014 年的 0.23g/kWh、1.49 g/kWh、1.48 g/kWh 分别下降到 0.035 g/kWh、0.123 g/kWh、0.175 g/kWh。

考虑新增燃煤机组的情况下，根据“十三五”电力发展规划 2020 年我国燃煤发电量可达到 5.8 万亿 kWh，因此，可预测 2020 年全面实现超低排放后我国电力行业颗粒物、SO₂、NO_x 排放量可分别下降到 20 万 t、71 万 t、102 万 t，与 2014 年我国燃煤电厂颗粒物、SO₂、NO_x 排放量相比分别下降 92.6%、88.6%、85.7%。

7.2 经济技术分析

根据环境工程评估中心、浙江大学对部分超低排放项目的经济性评估研究发现，不同燃煤机组实现“超低排放”的技术路线各不相同，技术路线的选择涉及到煤质条件及其稳定性、锅炉类型及其负荷稳定性、煤炭价格及其波动性、当地的资源特点及其环境的敏感性等诸多因素。现役燃煤机组实现“超低排放”还要考虑已有的烟气治理设施，尽可能利用现有设施以减少投

¹ 朱法华, 王圣, 孟令媛 燃煤超低排放的减排潜力及其实施的必要性分析[J]. 环境保护, 2016.4

资。因此，实现“超低排放”机组的各项投资成本费用因厂而异、因时而异。以单位发电量环保运行成本为指标进行成本核算，超低排放运行成本除受电耗成本、水耗成本、人工成本、维修成本、折旧成本、财务成本以及其他成本影响外，与机组负荷情况（年发电利用小时数）、煤质（低位热值及硫份、灰份）、煤价、机组能效水平、是否供热等因素高度相关。

a) 新建燃煤机组超低排放投资及运行成本

对于新建燃煤机组，环保一次性投资与运行费用增加基本都在 30% 左右。如果颗粒物执行 $5\text{mg}/\text{m}^3$ 的要求，若加装湿式电除尘器，其环保一次性投资与运行费用又得再增加 10% 左右；若采用湿法脱硫高效协同除尘技术达到此要求，费用将有所降低。

以浙江沿海某电厂新建 350MW 超临界机组为例，其同步配套建设低氮燃烧、SCR 脱硝、高频电源供电的末电场采用旋转电极的电除尘器、海水脱硫、湿式电除尘器等烟气治理设施，颗粒物、 SO_2 、 NO_x 排放浓度分别不高于 $5\text{mg}/\text{m}^3$ 、 $35\text{mg}/\text{m}^3$ 、 $50\text{mg}/\text{m}^3$ 进行设计。该机组污染物“超低排放”的总投资包括工程建筑费、设备购置费以及安装工程费等。根据电厂给出的相关数据，其超低排放治理设施总投资成本约为 12987 万元，即单位总投资约为 371 元/kW。其中脱硫系统为 5543 万元，单位投资成本约合 158.4 元/kW；脱硝系统为 3650 万元，单位投资成本约合 104.3 元/kW；除尘系统为 3794 万元，单位投资成本约合 108.4 元/kW。

根据该机组运行相关数据，机组全年发电利用小时数按 4500 h 计，硫份为 0.58%，考虑 8% 内部收益率可计算出机组总的年运行成本约为 6103.1 万元，单位发电量污染物脱除运行成本为 0.03875 元/kWh。其中脱硫系统年运行成本约为 2488.5 万元，其单位发电量运行成本为 0.0158 元/kWh；脱硝系统年运行成本为约 2457 万元，其单位发电量运行成本为 0.0156 元/kWh，除尘系统年运行成本约为 1157.6 万元，其单位发电量运行成本为 0.00735 元/kWh。

b) 现役燃煤机组超低排放改造投资及运行成本

对于现役燃煤机组的环保改造，不同电厂环保设施基础不同，环保改造的内容也有所不同。

以山西某电厂现有 320MW 亚临界机组为例，其原配置低氮燃烧、SCR 脱硝、四电场电除尘器、石灰石-石膏湿法脱硫，超低排放改造主要是电除尘器 1、2 电场加装三相电源和低温省煤器、脱硝加装一层催化剂、湿法脱硫换装旋汇耦合装置和管束除雾器，颗粒物、 SO_2 、 NO_x 排放浓度分别不高于 $5\text{mg}/\text{m}^3$ 、 $35\text{mg}/\text{m}^3$ 、 $50\text{mg}/\text{m}^3$ 进行设计。该机组污染物超低排放的改造总投资包括工程建筑费、设备购置费以及安装工程费等。根据电厂给出的相关数据，其超低排放治

理设施改造总投资成本约为 3928 万元,即单位总投资约为 123 元/kW。其中脱硫系统为 1648 万元,单位投资成本约合 51.5 元/kW;脱硝系统为 480 万元,单位投资成本约合 15 元/kW;除尘系统为 1800 万元,单位投资成本约合 56.5 元/kW。

根据该机组运行相关数据,机组全年发电利用小时数按 5104.18 h 计,硫份为 1.12%、考虑 8%内部收益率可核算出脱硫系统运行成本为 0.0148 元/kWh,低于脱硫电价补贴;脱硝系统运行成本为 0.0099 元/kWh,低于脱硝电价补贴;除尘系统运行成本为 0.0086 元/kWh,高于除尘电价补贴;达到超低排放时,环保系统运行成本为 0.0333 元/kWh,低于共计 0.037 元/kWh 的环保电价补贴。若考虑将热电联产中供热量折算为发电量,则环保系统运行成本进一步下降,降幅约 14.6%。

综合环境工程评估中心对近 10 个不同规模、不同技术路线超低排放项目的研究结果看,随着市场规模的不断扩大和技术的发展进步,超低排放工程的投资成本呈现出不断下降的趋势;超低排放污染物处理运行成本较之达到特别排放限值时成本增幅不大,与现阶段的脱硫、脱硝、除尘及超低电价补贴大致平衡,满足超低排放时的机组运行成本可以接受。

8 贯彻行业标准的要求和措施建议

1) 本标准涉及环保企业、电力行业和环保管理部门等,应向相关方面就标准内容开展宣传解读工作,以使标准更好地发挥社会效益,减少超低排放环保投入盲目性,有效引导超低排放工程建设和技术良性发展。

2) 超低排放技术处于不断发展之中,对超低排放技术的科学认识也在继续深化,标准发布后应继续保持对新技术、新问题开展跟踪分析和研究总结,适时组织标准实施效果评估,以不断完善标准,提高标准科学性和时效性。