
PV01441K-A

可行性研究阶段



石河子天富南热电有限公司 2 × 125MW 机组
锅炉低氮及烟气脱硝技改项目

可行性研究报告

新疆电力设计院

工程咨询资格证书工咨甲 23520070007 号

工程设计证书甲级第 A165001718 号

2013 年 5 月 乌鲁木齐

批 准：刘 军

审 核：柳 恕 曾如意

校 核：戴伟民 庄涛 马明 闫成
陈新娣

编 制：刘伟庭 刘文婷 李振强 贾硕
崔 楠 卓 强

批 准：

审 核：

校 核：

编 制：

目 录

1 总论	1
1.1 项目及建设单位基本情况	1
1.2 编制依据及原则	2
1.3 研究范围及编制分工	4
1.4 项目背景及建设理由	4
1.5 投资方及项目单位概况	6
1.6 工作简要过程	6
2 南热电厂概况	8
2.1 厂址与电厂建设概况	8
2.2 电厂建设概况	11
3 项目建设条件	21
3.1 建设场地	21
3.2 脱硝还原剂选择	21
3.3 公用工程系统及配套设施现状	23
4 脱硝工艺方案的选择	25
4.1 燃煤锅炉 NO _x 的生成机理	25
4.2 脱硝工艺简介	27
4.3 脱硝工艺选择的原则	33
4.4 脱硝工艺的选择	34
5 脱硝项目方案	58
5.1 设计基础参数	58
5.2 低硝燃烧技术改造 (LNB)	58
5.3 选择性催化还原法 (SCR)	61
5.4 电气系统	68
5.5 仪表与控制系统	70
5.6 公用工程	74
5.7 土建部分	80
5.8 其它相关设备的改造和影响	80
5.9 主要设计技术数据	88
6 总图运输	90
6.1 脱硝装置总平面布置原则	90
6.2 主要设备和设施的布置	90
6.3 管线及沟道布置	90
7 环境保护	91
7.1 设计依据及采用的环境保护标准	91
7.2 电厂主要污染源和主要污染物	91
7.3 环境影响分析	92
7.4 环境监测	94
7.5 环境影响分析主要结论	94
7.6 社会效益分析	94

8 节约和合理利用能源	97
9 职业安全卫生.....	99
9.1 编制依据.....	99
9.2 职业危险、有害因素分析	100
9.3 安全防护措施.....	102
10 生产管理与人员编制	105
11 项目实施及轮廓进度	106
11.1 项目实施条件	106
11.2 项目轮廓进度	106
11.3 项目招标书编制原则.....	107
12 投资估算.....	108
12.1 编制说明.....	108
12.2 投资概算成果	110
13 结论和建议.....	116
13.1 结论	116
13.2 主要经济指标	116
13.3 建议	117

附件：

附件一：石河子天富南热电有限公司《关于石河子天富南热电有限公司 2×125MW 锅炉低氮及烟气脱硝技改项目可行性研究报告的委托》；

附件二：石河子天富南热电有限公司关于煤质资料的确认；

附件三：关于本项目烟气脱硝液氨供应协议。

附图：

附图一：厂区总平面布置图	PV01441K-A-01
附图二：1号、2号炉燃烧器布置图	PV01441K-A-02
附图三：1、2号炉选择性催化还原技术(SCR)系统流程图	PV01441K-A-03
附图四：1、2号炉选择性催化还原技术(SCR)布置图	PV01441K-A-04
附图五：脱硝氨区布置图	PV01441K-A-05
附图六：脱硝厂用电接线图	PV01441K-A-06

1 总论

1.1 项目及建设单位基本情况

1.1.1 项目基本情况

(1) 项目名称

石河子天富南热电有限公司 2×125MW 机组锅炉低氮及烟气脱硝技改项目。

(2) 项目建设性质

本项目属技改项目。

(3) 项目建设地点

本项目建设地点位于新疆维吾尔自治区石河子市境内天富南热电厂 2×125MW 一期工程厂区内。

(4) 建设规模

现有装机容量 250MW (2×125MW) 机组, 本项目为 1、2 号锅炉 (2×500t/h 煤粉锅炉) 低氮燃烧系统及烟气脱硝改造。

(5) 建设进度

本项目脱硝改造计划利用机组大、小修进行, 工期一般按每台锅炉 180 天控制。2 台锅炉的改造工作计划在 2013 年 7 月~2014 年 6 月期间完成。

1.1.2 建设单位基本情况

(1) 建设单位: 石河子天富南热电有限公司

单位性质: 中外合资企业

建设单位负责人: 李奇隼

(2) 建设单位基本概况

石河子天富南热电有限公司是天富热电与英属维尔京群岛第一能源共同投资兴建的中外合资企业。公司总投资额 15513 万美元 (12 亿元人民币), 公司注册资本金 4326 万美元。其中, 天富热电出资 3244.5 万美元, 占注册资本金的 75%, 第一能源出资 1081.5 万美元, 占注册资本金的 25%。

天富南热电一期 2×125MW 热电联产工程总投资 12 亿元人民币, 是兵团、农八师石河子市“十一五”重点项目工程。公司拥有 2 台 125MW 俄罗斯生产的抽凝式汽轮发电机组, 配套 2 台 500 吨东方锅炉生产的煤粉炉。公司一号机组于 2007 年 9 月 26 日并网发电; 二号机组于 2008 年 4 月 16 日并网发电。两台机组担负着石河子地区近 50% 的发供电任务和取代 43 座约 $300 \times 10^4 \text{m}^2$ 分散小锅炉的供热任务。

公司在生产经营的同时注重节能、环保工程建设。目前，环保工程项目如工业污水处理系统、烟气在线监测装置、煤场防风抑尘网、烟气脱硫等已建成投入使用；节能降耗工程项目如 12 台高压电机变频器的技改工作，2010 年投入使用节能效果显著。

公司 2×330MW 热电联产扩建工程于 2012 年 6 月正式动工，计划 2013 年年底投产发电，建设规模为两台 330MW 燃煤供热空冷机组，配两台 1180t/h 的煤粉锅炉。该项目设计静态总投资 24 亿元，其中：用于环保投资估算 2.16 亿元，占工程总投资的 9.04%。该工程同步设计建设除尘、脱硫、脱硝等环保设施。

截止 2012 年底，公司拥有员工 509 人，管理人员 5 人，干部 91 人，大专以上学历有 241 人，其中研究生学历 1 人。在企业文化管理工作中，天富南热电大力推行以“十六条员工公约”为核心的企业文化为管理体系，良好的企业文化推动公司的日新文化、“8S”管理、生产计划考核管理、后勤服务管理、安全生产管理等各方面的管理工作有条不紊地展开。

1.1.3 项目编制单位资质

新疆电力设计院具有《质量管理体系认证证书》、《环境管理体系认证证书》、《职业健康安全管理体系认证证书》、电力行业设计甲级、勘察综合甲级、建筑设计甲级、工程总承包甲级、工程咨询甲级、测绘甲级、水土保持方案编制甲级、环境影响评价甲级、工程监理甲级、劳动安全卫生预评价乙级，以及市政(热力)设计乙级、环境污染防治乙级、消防设计乙级等资质。

1.2 编制依据及原则

1.2.1 编制依据

(1) 石河子天富南热电有限公司《石河子天富南热电有限公司 2×125MW 机组锅炉低氮及烟气脱硝技改项目可行性研究报告的委托》(见附件一)；

(2) 环境保护部文件·环发[2010]10 号关于发布《火电厂氮氧化物防治技术政策》的通知；

(3) 新疆生产建设兵团环境保护局文件·兵环发[2013]62 号《关于对兵团电力、水泥行业氮氧化物排放企业限期治理的通知》；

(4) 《火电厂大气污染物排放标准》(GB13223-2011)(2012 年 1 月 1 日起实施)；

(5) 《火力发电厂可行性研究报告内容深度规定》(DL/T5375-2008)；

(6) 《大中型火力发电厂设计规范》(GB50660-2011)(2012 年 03 月 1 日起实施)；

- (7) 《火力发电厂设计技术规程》(DL/T5000-2000)；
- (8) 《火力发电厂燃烧系统设计计算技术规程》(DL/T5240-2010)；
- (9) 《火电厂烟气脱硝工程技术规范选择性催化还原法》(HJ562-2010)；
- (10) 《火电厂烟气脱硝技术导则》(DL/T296-2011)；
- (11) 火力发电厂设计技术规程，以及各专业有关技术规程规定；
- (12) 中华人民共和国的有关法律、法规、部门规章及工程所在地的地方法规；
- (13) 现行有关的国家标准、规范，行业标准、规范及自治区级有关标准、规范；
- (14) 石河子天富南热电有限公司煤质确认函(见附件二)；
- (15) 本项目脱硝还原剂液氨供货协议(见附件三)。

1.2.2 编制原则

根据南热电厂现有工艺系统及设备现状，以及有关设计参数，结合改造后应满足的安全、经济、环保运行的要求，提出改造方案。改造后 NO_x 排放浓度达到《火电厂大气污染物排放标准》(GB13223-2011)中的要求，1、2 号机组进行锅炉氮氧化物排放浓度小于 100mg/m³。

(1) 立足本项目 NO_x 排放现状，结合国家环境法规和最新标准的要求，提出本次脱硝改造技术上可行、经济性良好合理的 NO_x 排放浓度。

(2) 结合机组的现状，包括机组容量、剩余寿命等，充分考虑当地的资源条件和建设条件，包括现场施工条件、允许的施工周期等，对脱硝改造方案进行有针对性的研究。

(3) 在优化方案的基础上，推荐脱硝工艺，亦即在技术上先进适用、经济适宜、操作可行、进度合理，且本项目实施后，能达到预期的技术目标，最终实现环境、社会和经济效益的提高。

(4) 脱硝工艺具有技术先进、成熟，设备可靠，性能价格比高，有处理同容量燃煤锅炉烟气的商业运行业绩，且对锅炉机组有较好的适用性。

(5) 脱硝系统能持续稳定运行，装置使用寿命不低于 20 年，系统可用率与主体工程一致，且它的启停和正常运行均不影响主体工程的安全运行和热电厂的文明生产。

(6) 机组年利用小时均按 7000 小时考虑。

(7) 与本改造项目研究有关的基础数据，采用石河子天富南热电有限公司提供的资料及数据。

1.3 研究范围及编制分工

本项目可行性研究的范围和深度按照《火力发电厂可行性研究报告内容深度规定》(DL/T5375-2008)，以及有关设计规程、规范进行工作和编制。锅炉低氮燃烧系统及烟气脱硝改造可行性研究主要包括：

- (1) 锅炉低氮燃烧系统及烟气脱硝改造项目的建设条件；
- (2) 锅炉低氮燃烧系统及烟气脱硝改造项目的工艺方案论证；
- (3) 锅炉低氮燃烧系统及烟气脱硝改造项目工程的设想；
- (4) 锅炉低氮燃烧系统及烟气脱硝还原剂来源及制备；
- (5) 提出项目改造对环境的影响及防治措施原则；
- (6) 提出项目改造的有关劳动安全、工业卫生、节约能源及定员方案；
- (7) 锅炉低氮燃烧系统及烟气脱硝改造项目投资估算及技术经济评估。

综合以上各方面的研究成果，对本项目的可行性提出主要结论意见，并对下一步工作提出建议。

本项目由新疆电力设计院负责相应工艺系统、公用系统改造的可行性研究。同时进行相应的项目投资估算、环保效益分析、改造最终目标的评价。

1.4 项目背景及建设理由

1.4.1 项目背景

2005年1月原国家环境保护总局以“环审(2005)44号”文批复了新疆天富南热电 2×125MW 热电联产工程。2005年12月南热电(一期)开工建设，2007年9月1号机组投入运行，2008年4月2号机组投入运行，2009年2月向原新疆维吾尔自治区环境保护局提交试生产申请，2009年3月18日获得试生产批复。2009年5月中国环境监测总站对该企业进行了现场踏勘，并对该工程进行了现场验收监测，2009年6月中国环境监测总站出具了验收监测报告。2009年9月环境保护部以“环验(2009)227号”文，对南热电(一期)2台125MW 机组竣工环境保护验收予以批复。

2008年，原新疆维吾尔自治区环境保护局以“新环监建函(2008)178号”文通过了南热电(一期)2台125MW 机组烟气脱硫技改工程环评；2台125MW 机组烟气脱硫技改设备于2009年9月与主体工程同步运行；2010年2月以“新环监验(2010)017号”文通过了南热电(一期)2台125MW 机组烟气脱硫技改工程环保竣工验收。

2011年7月29日，环境保护部和国家质量监督检验检疫局联合颁布了《火电厂

大气污染物排放标准》(GB13223-2011),要求脱硝改造项目必须于 2014 年 7 月 1 日前完成改造并投入试运行。现有南热电厂装机容量为 250MW(2×125MW)机组配 2 台 500t/h 高压煤粉锅炉。一号机组于 2007 年 9 月 26 日并网发电;二号机组于 2008 年 4 月 16 日。最初燃烧器型式为百叶窗水平浓淡直流式燃烧器,运行四年来,燃烧器已经严重磨损,已起不到降低氮氧化物的效果,全厂氮氧化物排放浓度已超出最新颁布的《火电厂大气污染物排放标准》(GB13223-2011)中 100mg/Nm³的要求。

为满足国家环保最新颁布的《火电厂大气污染物排放标准》(GB13223-2011)排放标准的要求,石河子天富南热电有限公司于 2013 年 1 月 31 日委托新疆电力设计院开展石河子天富南热电有限公司 2×125MW 机组锅炉低氮燃烧系统及烟气脱硝技改项目的可行性研究,推荐可行的脱硝方案和工艺,确保热电厂锅炉低氮燃烧系统及烟气脱硝技改项目能及时、正确地实施,为下阶段工作顺利开展打下坚实基础。

1.4.2 项目改造理由

(1) 项目改造目的及意义

我国一次能源结构中 70~80%由煤炭提供,每燃烧 1 吨煤产生 5~30kg 氮氧化物。据统计显示,2011 年全国氮氧化物排放总量为 2404.3 万吨,2011 年火电行业排放的氮氧化物总量已增至 1073 万吨,约占全国氮氧化物排放总量的 45%。在普遍安装高效率脱硫装置后,火电厂锅炉排放的氮氧化物已成为主要的大气污染固定排放源之一。

氮氧化物是造成大气污染的主要污染源之一。通常所说的氮氧化物 NO_x 有多种不同形式: N₂O、NO、NO₂、N₂O₃、N₂O₄ 和 N₂O₅,其中氮氧化物(NO_x)主要是 NO 和 NO₂,吸入人体可引起肺损害,甚至造成肺水肿,并对中枢神经产生影响。大气中的 NO_x 和挥发性有机物达到一定浓度后,在太阳光照射下经过一系列复杂的光化学反应,产生光化学烟雾,导致生态系统遭受损害,农作物减产。光化学烟雾会使大气能见度降低,对人眼睛、喉咙有强烈的刺激作用,并会产生头痛、呼吸道疾病恶化,甚至会造成死亡。NO_x 在大气中可形成硝酸和细颗粒硝酸盐,同硫酸和细颗粒硫酸盐一起发生远距离输送,从而加速了区域性酸雨的形成。

燃煤电厂是对大气污染物贡献量较大的行业之一,为改善大气环境质量,保护生态环境,对实现火电行业可持续发展,加快循环经济发展,实现总量控制目标和污染物削减目标,消除和减轻环境污染局面都具有重要意义。

(2) 项目改造目标

根据最新颁布的《火电厂大气污染物排放标准》(GB13223-2011)要求,自 2014

年 7 月 1 日起, 现有燃煤火力发电锅炉 NO_x 排放浓度, 以及 2003 年 12 月 31 日前建成投产或通过建设项目环境影响报告书审批的火力发电锅炉 NO_x 排放浓度应控制在 200mg/Nm³ 以下; 其余燃煤火力发电锅炉 NO_x 排放浓度应控制在 100mg/Nm³ 以下的要求, 同时结合现有南热电厂锅炉 NO_x 排放浓度、锅炉投运时间, 南热电厂 1、2 号锅炉实际氮氧化物排放监测浓度在 450mg/Nm³ 左右, 个别有超标现象(大于 500mg/Nm³), 确定本次脱硝改造目标为: 1、2 号锅炉氮氧化物排放浓度小于 100mg/Nm³。

1.5 投资方及项目单位概况

1.5.1 项目单位概况

石河子天富南热电有限公司是天富热电与英属维尔京群岛第一能源共同投资兴建的中外合资企业。公司总投资额 15513 万美元(12 亿元人民币), 公司注册资本金 4326 万美元。其中, 天富热电出资 3244.5 万美元, 占注册资本金的 75%, 第一能源出资 1081.5 万美元, 占注册资本金的 25%。

1.6 工作简要过程

2013 年 2 月 20 日, 受石河子天富热电有限公司委托, 由新疆电力设计院承担石河子天富热电有限公司南热电厂 2×125MW 机组锅炉低氮及烟气脱硝技改项目的可行性研究工作。

2013 年 3 月 7 日, 新疆电力设计院脱硝专业人员到南热电厂进行实地考察, 并听取公司相关人员对现有工程建设及运行的介绍, 同时与公司相关技术人员进行了充分沟通。并根据建设单位要求, 对国内同类机组脱硝改造工程进行了全面的调研和收集资料。

2013 年 3 月 8 日~2012 年 3 月 25 日, 项目组进行有针对性的分析和研究, 完成了本项目烟气脱硝改造可行性研究报告初稿的编写并向建设单位征求意见。

2013 年 3 月 25~28 日, 与电厂 ([人员进行技术交流, 补充收集资料。

2013 年 4 月 15 日, 完成低氮燃烧系统改造及脱硝改造工程可行性研究报告的编制工作。

2013 年 4 月 30 日, 配合建设单位完成本次改造工程可行性研究报告的审查工作。并根据专家评估意见修改、补充完善本次改造工程可行性研究报告, 正式出版。

在编制可行性研究报告的工作过程中, 我院得到了石河子天富南热电有限公司、

新疆天富热电股份有限公司以及相关单位的大力支持和帮助，在此一并表示感谢！

石河子天富南热电有限公司参加人员名单

姓名	职务/专业	职称	姓名	职务/专业	职称
蒋红	公司总工程师	高工	魏志强	运行分场书记	工程师
戚江平	公司规划计划部	高工	高新玉	运行分场副主任	工程师
李奇隽	总经理	高工	杨世伟	热控分场主任	工程师
李卫星	副总经理	高工	赵刚	热控分场副主任	工程师
曾如意	生技部部长	工程师	刘健雄	热控分场书记	工程师
陈新娣	生技部副部长	工程师	何勇	化学分场主任	工程师
卓强	扩建工程组副组长	工程师	殷辉	生技部电气专责	助工
钟爱民	生技部金属专责	助工			

本项目可研编制阶段新疆电力设计院参加人员名单

姓名	职务/专业	职称	姓名	职务/专业	职称
刘军	副总工程师	高工	李振强	电气主设	工程师
柳恕	主管总工	高工	马明	热控主工	高工
戴伟民	工艺主工	工程师	贾硕	热控主设	工程师
刘文婷	工艺主设	工程师	闫成	技经主工	高工
刘伟庭	工艺设计	助工	崔楠	技经主设	工程师
庄涛	电气主工	工程师			

2 南热电厂概况

2.1 厂址与电厂建设概况

2.1.1 厂址位置

石河子市(简称师市或者石河子垦区)位于新疆维吾尔自治区北疆地区,地处天山北麓中段,古尔班通古特大沙漠南缘,东经 $84^{\circ}58'$ ~ $86^{\circ}24'$,北纬 $43^{\circ}26'$ ~ $45^{\circ}20'$,土地面积 7529km^2 。石河子市区位于垦区中部,行政区域 460km^2 ,石河子市城市自然地面由南向北、由东向西均匀坡度 6% ~ 9% 。东距自治区首府乌鲁木齐市 150km ,地势平坦开阔,城市规划区面积 135km^2 。市区南有北疆铁路和乌奎高速公路贯穿,北有312国道通过,交通十分方便。

该厂址位于石河子市南侧,乌奎高速公路和北疆铁路南端,厂址距市中心约 8km 。厂址东临玛纳斯河,西为农田,南接天山北麓,北靠北疆铁路,厂址东西长约 1000m ,南北宽约 800m ,本期可利用场地约 40hm^2 ,厂址场地地势开阔、地形平坦,地势由东南向西北倾斜,场地自然标高 $545\sim 535\text{m}$ 之间。厂址工程地质为玛纳斯河冲积、洪积平原,上部有约 0.5m 厚可耕地,地下水埋深大于 20m 。厂址现为农田,场地内无农舍和其他建构筑物,地下无文物矿藏,属于石河子市规划的工业区。地理位置,见图2.1-1。

2.1.2 工程地质与水文气象

2.1.2.1 地形、地貌

石河子市所在区域地貌单元为天山北坡玛纳斯河西岸冲洪积平原,原始地貌则属玛纳斯河西岸的II、III级阶地,地形平坦开阔。自然坡降 $3\sim 12\%$,地势上呈南高北低之趋势,现为耕地。地面标高介于 $537.75\sim 556.68\text{m}$ 之间,现为耕地。

本工程厂址地处天山北麓山前倾斜平原上,玛纳河冲洪积扇的中部,地形平坦开阔。现地而标高 $486.00\sim 491.00\text{m}$ 。

南热电厂厂区地势上呈南高北低之趋势,自然坡降 $3\sim 12\%$,地面标高介于 $537.75\sim 556.68\text{m}$ 之间。

2.1.2.2 工程地质

根据《新疆维吾尔自治区区域地质志》,测区在构造单元上属于准噶尔—北天山褶皱系,乌鲁木齐山前沉陷带西段南缘的玛纳斯断陷带。由于受燕山和喜马拉雅运动的影响,构造线基本为东西和北西西向两个方向,形成了许多北西西~南东东向压性及压扭性断裂、南西~北东向与北西~南东向张扭性断裂,以及轴向与天山平行的一系列褶皱。

地层岩性为第四系上更新统(Q3)与全新统(Q4)的冲洪积松散堆积物：上部为黄土状粉质粘土，下部为卵石属二元结构。

厂区地下水类型为潜水型，以第四系松散岩类孔隙、裂隙水为主。补给来源主要是大气降水及融雪水。径流方向受地形控制与现代地形相一致。地下水位埋藏深度介于 80~150m 之间。可不考虑地下水对基础的影响。

该厂区属季节性冻结区，根据现场调查及有关资料，地基土的最大冻结深度为 1.40m。

该厂区可按非自重湿陷性场地考虑，地基湿陷等级可按 I 级考虑，湿陷下限为①层黄土状粉质粘土的底部。

该厂区的易溶盐含量小于 0.3%，属非盐渍土场地。硫酸盐含量未超过 1%，可不考虑盐胀性。土壤对混凝土无腐蚀性，对钢筋混凝土结构的钢筋和钢结构无腐蚀性。

厂区地基土具有二元结构的特点，上部黄土状粉质粘土，具有轻微湿陷性，承载力相对较低；下部卵石层，厚度大承载力高，是理想的天然地基持力层和下卧层。对重要建(构)筑物，当基础底面位于②层卵石时，可采用天然地基；当基础底面位于①层黄土状粉质粘土时，可采用砂(砾)卵石垫层方案，进行地基处理。对一般建(构)筑物，可根据对地基的要求和地层的分布情况，采用天然地基或换土垫层方案。需说明的是：如果在今后的勘察中发现有厚度较大的软弱夹层，应进行强度和变形验算，当不满足要求时可采取旋喷桩或灌注桩进行加固处理，亦可采取结构措施。

拟建厂址区的场地土类型为中硬场地土，建筑场地类别为 II 类。按《中国地震动参数区划图》(GB18306—2001 图 A1、B1)的划分，地震动峰值加速度为 0.20g，地震动反应谱特征周期为 0.40s，地区抗震设防烈度为 8 度。

2.1.2.3 水文地质

石河子市境内主要河流有玛纳斯河、宁家河、个沟河、大南沟、巴音沟河等。厂区东约 2km 为玛纳斯河，厂址属市政管网覆盖区域，不受雨洪灾害等影响。厂区排水入附近市政排污系统。

2.1.2.4 气象条件

石河子地区处于欧亚大陆腹地，四周高山环抱，远离海洋，是典型的大陆性气候。其气候特征主要表现为，气温变化剧烈，日照充足，雨量稀少，春季冷空气侵袭频繁，气温极不稳定，夏季雨较多，秋季天气晴朗，冬季天气稳定而严寒。侵袭频繁，气温极不稳定，夏季雨较多，秋季天气晴朗，冬季天气稳定而严寒。据石河子气象站建站以来 40 多年实测资料统计，本站常规气象要素如下：

累年极端最高气温：42.2℃, 出现时间 1975 年 7 月 13 日
累年极端最低气温：-39.8℃, 出现时间 1954 年 12 月 29 日
年平均气温：7.4℃
累年平均气压：968.3hPa
累年最高气压：970.6hPa
累年最低气压：965.5hPa
累年最大一日降水量：39.2mm, 出现时间 1999 年 8 月 14 日
累年最大一次降水量及历时：54.6mm, 出现时间 1999 年 8 月 13 日~14 日
累年年平均降水量：209.6mm
累年年最大降水量：339.7mm 出现时间 1999 年
累年年最小降水量：124.9mm 出现时间 1978 年
累年年平均降雨日数：57d
累年最大连续降水日数及出现日期：2d, 出现时间 1999 年 8 月 13 日~14 日
累年年平均蒸发量：2073.8mm
累年年最大蒸发量：2633.1mm (1997 年)
累年年最小蒸发量：1780.5mm (1994 年)
累年平均相对湿度：65%
最小相对湿度：0%, 出现时间 1962 年 3 月 31 日
累年平均水汽压：7.6hPa
累年平均风速：1.5m/s
累年最大积雪深度：54.0cm 出现时间 2000 年 1 月 2d
累年最大冻土深度：140cm 出现时间 1969 年 3 月 4d。
累年年平均沙暴日数：1d
累年年平均雷暴日数：15d
累年年平均积雪日数：109d
累年年平均大风日数：11d
累年年平均晴天日数：83d
累年年平均日照时数：2754.9h
累年年平均日照百分率：62%
累年主导风向为：S, 次主导风向为：NE

最多冻融次数： 4 次

累年年平均结冰日数： 152d(10 月 12 日~4 月 10 日)

50 年一遇 10min 平均最大风速按 30m/s 考虑，对应计算风压为 0.56kN/m²。

2.1.3 交通运输

(1) 铁路运输条件

石河子市境内有北疆铁路自东向西通过，并在石河子市设有铁路站可供电厂大件设备经铁路运输至石河子站卸货，再由公路运输进厂。

(2) 公路运输条件

石河子地区有 312 国道和乌奎高速公路，石河子市区内公路路网已形成，公路运输方便，电厂燃煤由厂址东侧的公路运输进厂。

电厂进厂公路接自乌奎高速公路盘道向西南引接电厂，进厂道路长约 2km，采用 7m 宽混凝土路面。运煤道路接自石河子市道路网引接进厂。长约 0.5km，采用 6m 宽混凝土路面。运灰渣道路从厂区扩建端引出，接入城市路网运至灰场。

2.2 电厂建设概况

现有南热电厂装机容量为 250MW(2×125MW) 机组，配 2 台 500t/h 燃煤锅炉。一号机组于 2007 年 9 月 26 日并网发电；二号机组于 2008 年 4 月 16 日。

2.2.1 燃煤及用水

2.2.1.1 煤源及煤种

石河子天富南热电有限公司 2×500t/h 煤粉锅炉，由新疆神化、准东五彩湾、中联及天池能源等供煤。主要矿区到南热电厂的平均运距约 300km，厂外运输采用公路运输进厂。

锅炉现有燃煤煤质分析、灰成分分析及耗煤量，见表 2.2-1~表 2.2-3。

表 2.2-1

燃料工业分析和元素分析表

名 称	符 号	单 位	设计煤种	混合煤种
收到基碳分	Car	%	56.55	52.95
收到基氢分	Har	%	3.55	2.91
收到基氧分	Oar	%	8.74	9.51
收到基氮分	Nar	%	0.72	0.59
收到基硫分	St, ar	%	0.22	0.66
干燥无灰基挥发分	Vdaf	%	39.69	33.61

名称	符号	单位	设计煤种	混合煤种
收到基灰分	Aar	%	25.02	9.98
收到基水分	Mar	%	5.2	23.4
空气干燥基水分	Mad	%	2.04	7.77
收到基低位发热量	Qnet, ar	MJ/kg	21.54	19.48
可磨性系数	HGI	-	64	96
灰变形温度	DT	℃	1140	1180
灰软化温度	ST	℃	1250	1210
灰流动温度	FT	℃	1280	1210

表 2.2-2 灰成分分析数据表

名称	符号	单位	设计煤质	混合煤质
二氧化硅	SiO ₂	%	53.00	42.16
三氧化二铝	Al ₂ O ₃	%	23.82	16.85
三氧化二铁	Fe ₂ O ₃	%	8.28	10.12
氧化钙	CaO	%	6.58	12.64
氧化镁	MgO	%	2.02	3.78
氧化钠	Na ₂ O	%	0.54	1.92
氧化钾	K ₂ O	%	2.01	1.15
二氧化钛	TiO ₂	%	0.68	0.86
三氧化硫	SO ₃	%	1.81	9.96
其它		%	1.2	

表 2.2-3 燃煤量消耗表(单台炉)

项目	设计煤种		混合煤种	
	1×500t/h	2×500t/h	1×500t/h	2×500t/h
小时耗煤量 t/h	64.10	128.20	70.88	141.76
日耗煤量 t/d	1282.0	2564.0	1417.6	2835.2
年耗煤量×10 ⁴ t/a	44.87	89.74	49.62	99.23

注：机组日利用小时数为 20 小时，年利用小时数为 7000 小时。

由表 1.2-4 中可知：南热电 2 台 500t/h 锅炉年耗煤量设计煤种约 89.74×10^4 t，混合煤种约 99.23×10^4 t。

2.2.1.2 水源及水质

南热电厂(2×125MW)供水由引玛济石工程供给，水源地在十户窑村以南 1.7km 到石河子市与沙湾县行政区界，玛纳斯河河谷西岸的 II、III 级阶地上，南北向长为 1000m，

东西宽为 530m。其地下水资源量为 $0.595 \times 10^8 \text{m}^3/\text{a}$ ，折和流量为 $1.887 \text{m}^3/\text{s}$ ，沿玛纳斯河河谷的西岸阶地至石河子火车站附近，全长约 16km，输水设计流量为 $1.5 \text{m}^3/\text{s}$ 。

南热电厂现有两条供水管线。第一条管线由#1、#6 水源引接，第二条管线由#2~#5 水源引接。两条供水管管径均为 DN500，二条线总供水能力为 $1500 \text{m}^3/\text{h}$ 。即使其中一条供水管停运检修，另一条供水管的供水能力也基本能满足全厂最大耗水量。

2.2.2 与低氮燃烧及脱硝有关的系统及设备

本次低氮燃烧系统及脱硝改造有关的系统及设备，主要有锅炉空预器、引风机、以及电气、热控系统等。

(1) 概述

根据锅炉说明书，南热电 1、2 号锅炉型号为 DGJ500/13.8-II 4，额定蒸发量为 $500 \text{t}/\text{h}$ 。

锅炉为 II 型布置、超高压自然循环汽包炉、单炉膛、燃烧器四角布置，切圆燃烧、平衡通风、固态排渣、采用回转式空气预热器，露天布置、全钢结构、双排柱布置。

(2) 锅炉主要尺寸

锅炉左右柱距(最大宽度)	28000 mm
锅炉前后柱距(最大深度)	38950 mm
炉顶雨棚标高	57546 mm
汽包顶梁上标高	53900 mm
顶板主梁上标高	54300 mm
锅炉运转层标高	11500 mm
炉膛宽度(左右侧水冷壁中心线距离)	10400 mm
炉膛深度(前后水冷壁中心线距离)	10400 mm
过热蒸汽出口集箱标高	45300 mm
省煤器进口集箱标高	30950 mm
汽包中心线标高	46700 mm
顶棚管中心线标高	43000 mm
水冷壁下集箱中心线标高	4500 mm
水平烟道深	3700 mm
尾部竖井深	6800 mm

炉膛断面尺寸为 10400×10400 ，前后水冷壁下部形成倾角为 55° 的冷灰斗，后墙

水冷壁上部向炉内突出 2500mm 形成折焰角。

(3) 制粉系统及燃烧器

本工程采用冷一次风正压直吹式送粉制粉系统，每台锅炉配 4 台磨煤机。磨煤机型号：MPS160，设计煤粉细度 R90=20%。

燃烧器主要计算结果，见表 2.2-4(设计煤种, B-MCR)。

表 2.2-4 燃烧器设计数据

项 目	风速(m/s)	风温(°C)	阻力(Pa)
一次风	30	70	2200
二次风	45	317.6	1150
周界风	35	317.6	/

煤粉燃烧器为四角布置、切向燃烧、喷嘴固定、百叶窗式水平浓淡直流燃烧器。

采用切圆布置方式，假想切圆直径为 Φ 513.3mm。

每角燃烧器共布置 10 层喷口，其中有 4 层一次风喷口，一层顶二次风(OFA)喷口，5 层二次风喷口(其中两层布置有燃油装置)，一次风喷口布置有周界风。为了满足锅炉最低不投油稳燃负荷要求，采用百叶窗式水平浓淡燃烧器，组织浓淡偏差燃烧。

燃油点火装置主要由大、小油枪及电动推进器等组成，每炉 8 套，分别布置在 2 层二次风喷口中。

所有二次风及周界风风门由执行器驱动，能满足自动调节的要求。锅炉设有大风箱，固定在两侧墙水冷壁上，随水冷壁一同膨胀。

(4) 省煤器

省煤器由省煤器蛇行管上段、下段及其集箱和连接管组成。

给水由炉后三通引入，通过大口径连接管接入两侧 Φ 219×25 的省煤器入口集箱 2 根 20G 管子连接。为提高受热面的使用寿命，省煤器的平均烟速受到严格控制，省煤器蛇行管采用 Φ 32×4 材质 20G，错列布置，横向节距 100mm，共 254 片。管屏的重量通过支撑梁传递到省煤器护板上，在传递到锅炉构架上。最上层两排管子布置有防磨盖板，弯头处布置有防磨罩。省煤器入口集箱上布置有再循环管和疏水管；给水经加热后，在两侧省煤器出口集箱汇集，然后各通过 6 根 Φ 108×10 的连接管引入汽包。

(5) 空预器

本回转式空气预热器是根据美国 ABB-CE 预热器公司的技术进行设计和制造。型号 LAP7930/1900 表示容克式空气预热器，转子直径 7930mm，蓄热元件高度自上而下分别

为 800、800 和 300mm，冷段 300mm 蓄热元件为低合金耐腐蚀的考登钢，其余热段蓄热元件为碳钢，每台预热器金属重量约 203 吨，其中转动重量约 137 吨(约占总重的 2/3)。本空气预热器的结构是三分仓型式。

其详细参数见，见表 2.2-5。

表 2.2-5

空气预热器详细参数数据

空气 预热器	型 式		三分仓回转式空气预热器	蓄热元件高度 自上而下分别 为 800、800 和 300 毫米，冷段 300 毫米为低 合金耐腐蚀的 考登钢，其余 为碳钢。
	型 号		LAP7930/1900	
	转 速	r/min	1.36	
	转子直径	mm	7930	
	空预器驱动电机型号		Y2-160L-6	河北电机有限 公司
	额定功率	KW	11	
	额定电压	V	380	
	额定电流	A	24.7	
	转 速	r/min	970	
	空预器驱动辅助电机型号		Y132S1-4	
	额定功率	KW	5.5	
	额定电压	V	380	
	额定电流	A	14.6	
	转 速	r/min	1440	
	空预器导向轴承			
	导向轴承型号		3113160	双列向心球面 滚子轴承
	润滑方式		油浴+循环	
	润滑油			150 号极压工 业齿轮油
	容 量	L	30	
	空预器推力轴承			
	推力轴承型号		90394/600	采用推力向心 球面滚子轴承
	润滑方式		油浴+循环	
	润滑油			150 号极压工 业齿轮油
	容 量	L	150	

	油泵电机型号		Y90L-4	海门市电机有限公司
	功率	kW	1.5	
	电压	V	380	
	电流	A	3.7	
	转速	r/min	1400	
	绝缘等级		B	
	最大工作压力	MPa	0.6	
	冷却水压力	MPa	0.2~0.3	
	冷却耗水量	kg/min	15	最大流量不超过 45 kg/min
	泵热动开关启动温度	℃	55	实际没有投用
	停泵温度	℃	45	
	超温报警温度	℃	70	
	电压	V	380	

2.2.3 引风机

1 号、2 号锅炉引风机参数, 见表 2.2-6。

表 2.2-6 锅炉引风机详细参数数据

序号	名称	项目	单位	数值	备注
1	引风机	型号		Y4-73-14-25F	南通大通宝富风机有限公司
		数量	台/炉	2	
		流量	m ³ /h	488636	
		风压	Pa	5300(静压)	
		转速	r/min	980	
2	引风机电动机	型号		YKK5602-6	西安西玛电机有限公司
		数量	台/炉	2	
		功率	KW	1000	
		电压	V	6000	
		电流	A	119	
		转速	r/min	990	
		绝缘等级		F	

2.2.4 空压机

电厂现有三台除灰空压机用于电除尘吹灰, 每台空压机功率 220kW, 排气压力 0.8MPa, 排气量 34.5m³/min。两台炉运行时采用两用一备方式运行进行灰的输送(75m³/min); 一台炉运行时一般采用一用两备方式运行。空压机出口连接 2 台 15m³储气罐。

厂用仪用空压机有三台，每台功率 110kW，排气压力 0.8MPa，排气量 19.8m³/min，负责全厂仪用气的供给(包括 1, 2 号锅炉气动门、空气炮、火焰电视、省煤器灰斗仓泵等设备用气，输煤各皮带除尘器清灰，化学制水，制氢，及电除尘吹灰系统仪用气)，在用电量大的时候一般采用两用一备方式运行，用电量小的时候采用一用两备方式运行。在锅炉高负荷，灰量大，化学制氢时都必须两台仪用空压机运行才能保证供气充足(40m³/min)。出口接有 2 台 20m³储气罐，其中 1 台接至仪用空气母管，1 台接至厂用空气母管，采用母管制连接。干燥器与空压机相互连锁。

2.2.5 厂区总平面布置

主厂房区布置在厂区中部偏东，主厂房固定端朝东，扩建端向西。110kV 和 220kV 出线，热网出线向北，以靠近石河子市中心，厂区规划用地东西长约 1000m(含二期用地)南北宽约 800m。厂区占地约 35hm²。厂前区布置在主厂房固定端东侧，以方便进厂道路引接及朝向，进厂道路接自乌奎高速公路盘道，向西南引接进厂。厂区采用三列式布置格局，自北向南依次为 110kV 和 220kV 配电装置、主厂房、煤场，全厂竖向设计采用平坡布置，自东南向西北倾斜。东西方向设计坡度 3%，南北方向设计坡度 4%，综合坡度 5%。

布置格局：根据场地宽度主厂房布置在厂区中间，110kV 升压站和 220kV 升压站在主厂房北部。煤场布置在主厂房南部，厂前区布置在主厂房东部，自然冷水塔群布置在 110kV 升压站东部。在厂前区进厂道路南侧布置有除灰系统的灰渣分除装置，水净化系统和附属建构物。主厂房固定端朝东，向西扩建，主厂房采用三列式布置。

2.2.6 电气

石河子天富南热电厂一期工程配备两台 125MW 全氢冷发电机，均由俄罗斯埃尔西比机电股份公司生产。发电机出口电压为 10.5kV，每台发电机与一台容量为 160000kVA 升压三圈变压器组成发电机—变压器组，接入 110kV 及 220kV 母线。发电机出口设断路器和刀闸，中性点采用经单相电压互感器接地，发电机励磁方式采用机端自并励静态励磁。

6kV 高压厂用电系统为中性点不接地运行方式，采用按炉分段单母线接线，每台炉设置 A、B 两段。一期工程为两炉两机，6kV 共分五段，分别为 6kV I A 段、6kV I B 段、6kV II A 段、6kV II B 段、6kV 备用段。每台机组的高压厂用电源从主变低压侧引接，通过厂高变供 6kV A 段和 B 段。起动备用电源采用明备用接线方式，电源引自 110kV 母线，经起/备变降压至 6kV 供 6kV 备用段。6kV 厂用电系统不设公用段，公用负荷分别接在 6kV 厂用各段工作母线上。

380V 厂用电系统为中性点直接接地系统，采用单母线经刀闸分段接线方式，工作电源和备用电源分别接在 A 段和 B 段上，平时整段运行。

2.2.7 锅炉运行现状分析

2.2.7.1 锅炉运行情况

(1) 本工程采用大油枪及微油点火装置。在锅炉点火、低负荷稳燃运行时，大油枪投运消耗燃油多，由于燃烧不完全造成电厂黑烟排放，环保不达标；同时由于燃油不完全燃烧产生的油膜会堵塞、污染脱硝催化剂，使其中毒，催化剂失效。故本次将大油枪点火系统更换为无油点火系统。

(2) 该锅炉原燃烧器为早期燃烧设备，水平浓淡煤粉燃烧器，一层紧凑型 OFA，无分离燃尽风 SOFA、无较大的还原区，低 NO_x 措施有限。另外，炉膛容积与燃尽高度条件均有限制，必须通过采用分离燃尽风，建立较大的还原区，才可以进一步还原 NO_x。

该锅炉实际燃用的煤质挥发份较高，灰熔点很低。

目前实际运行中一次风速偏高，导致煤粉着火、燃尽性能变差。

2.2.7.2 引风机运行参数

引风机实际运行参数，见表 2.2-7。

表 2.2-7 锅炉引风机运行数据

项 目	1 号炉	2 号炉
主汽流量(t/h)	468	468
给煤量(t/h)	60	60
甲引风机电流 A	41	36
乙引风机电流 A	39	40
甲引风机频率 Hz	39.5	37
乙引风机频率 Hz	39	39
甲引风机出口风烟 kPa	0.9	0.5
乙引风机出口风烟 kPa	0.5	0.3
甲氧量值%	3.2	3.5
乙氧量值%	4.0	3.5

由于未来燃煤不可控制，同时实际运行当中排烟温度偏离设计值，通过对烟气量及温度的修正，并且加上此次脱硝改造所增加的阻力，需对电厂现有引风机进行改造，以保证未来电厂正常运行。

2.2.7.3 空压机运行情况

目前，南热电厂两种空压机已经用了五年多了，设备老化，造成出力不够(大约只有额定出力的 80%左右)造成除灰用，厂用仪用气供气形势比较严峻，电厂已采取措施予以解决。二期 2×330MW 机组建成后也可从二期引接。

现南热电配有三台仪用空压机，厂家为博莱特空气压缩机有限公司。仪用空压机与干燥机参数如下：

(1) 仪用空压机型号：bLT-150-19.8/8

排气压力：P=0.8MPa，吸入压力：P=0.1MPa，流量=20m³/min。

(2) 干燥机型号：SMD-040NW 集装式

处理量：40m³/min，吸入温度：42℃，吸附剂：活性氧化铝，工作压力：1.0MPa。

由于仪用空压机空气干燥装置出力不足，造成压缩空气的品质较差，主要是冬季空气含水、含油量较大，影响机组正常运行及安全生产，因此此次脱硝改造计划对仪用空压机干燥机进行改造。

2.2.8 电厂主要热力控制方式和水平

2.2.8.1 1号、2号机组控制系统

新疆天富南热电厂一期工程1号、2号炉采用分散控制系统(DCS)为主要的控制方式。

分散控制系统(DCS)采用北京华电南自控制系统科技有限公司的TCS3000系统。1号、2号机组锅炉DCS机柜布置在主厂房电子设备间，在主厂房集控室进行操作。

2.2.8.2 脱硫控制系统

新疆天富南热电厂一期工程脱硫采用分散控制系统(DCS)为主要的控制方式。

分散控制系统(DCS)采用和利时公司生产的SMART5.1分散控制系统。操作员站共2台，设置在脱硫综合楼控制室内。

2.2.8.3 化水控制系统

新疆天富南热电厂一期工程的化水程控系统现有2台操作员站，PLC使用西门子的414H，组态软件为IFIX4.0。

2.2.8.4 火灾报警系统

新疆天富南热电厂一期工程全厂火灾报警系统使用的是海湾安全技术有限公司提供的JB-QG/QT-GST5000产品。

2.2.8.5 全厂工业电视系统

新疆天富南热电厂一期工程全厂工业电视系统由“天富信息有限公司”统一设计，摄像头为海康威视产品。二期扩建工程的全厂工业电视系统尚未招标。

2.2.9 大气污染物排放状况

石河子天富南热电有限公司提供的目前烟气中 NO_x 的浓度为 450mg/Nm³，偶尔有超标达到 500mg/Nm³。

本项目主要原料是石河子天富南热电有限公司 2×125MW 机组 1、2 号燃煤锅炉的烟气主要参数，见表 2.2-8。

表 2.2-8 烟气主要参数表

序号	原料名称	单位	数量	备注
1	烟 气 量(湿)	Nm ³ /h	477700	实际 O ₂ 量，一台炉
2	烟 气 量(干)	Nm ³ /h	427900	实际 O ₂ 量，一台炉
3	1、2 号炉排放浓度	mg/Nm ³	450	平均值

现有南热电厂装机容量为 2×125MW 机组，配 2 台 500t/h 高压煤粉锅炉。2 台燃煤锅炉出口总烟气量 855900Nm³/h 的烟气(干)，根据热电厂提供基础资料，现有 1、2 号锅炉氮氧化物排放浓度在 450mg/Nm³，由以上数据可以看出：NO_x 排放浓度 1、2 号炉均超出《火电厂大气污染物排放标准》(GB13223—2011)100mg/Nm³ 的要求。

3 项目建设条件

3.1 建设场地

本期工程脱硝改造主要设施分为脱硝还原剂储存制备区和脱硝反应区两部分。

结合本期工程实际，脱硝反应器拟布置在锅炉最后一排钢柱和除尘器进口之间、空预器区域上方，烟气由省煤器出口引出至脱硝反应器，完成脱硝反应后的烟气再引回空预器入口。

本期工程烟气脱硝改造工艺拟选用液氨作为还原剂，脱硝还原剂储存制备区域拟 2×125MW 工程与新建 2×330MW 工程共用一个氨区。

3.2 脱硝还原剂选择

3.2.1 还原剂特性

火电厂脱硝还原剂选择是整个脱硝系统中很重要的一个环节。目前，世界上脱硝系统最常用的还原剂有三种：液氨、氨水和尿素。

无水氨的特性：亦名液氨，为 GB12268-90 规定之危险品，危险物编号 23003。无色气体，有刺激性恶臭味。液态氨变气态氨时会膨胀 850 倍，并形成氨云。氨蒸气与空气混合物爆炸极限 16~25%（最易引燃浓度 17%）和遇高温（93℃ 以上）时有爆炸的危险，氨和空气混合物达到上述浓度范围遇明火会燃烧和爆炸，如有油类或其它可燃性物质存在，则危险性更高。

氨水的特性：氨水与无水氨都属于危险化学品。氨溶液：含氨 >50% 的氨溶液，危险货物编号为 23003。35% < 含氨 < 50% 为《危险物品名表》、《危险化学品名录》（2012 版）规定之危险品，危险物编号为 22025。10% < 含氨 ≤ 35% 的氨溶液，危险货物编号为 82503；用于脱硝的还原剂通常采用 20%~25% 浓度的氨水。无色透明液体，易分解放出氨气，温度越高，分解速度越快，可形成爆炸性气氛。若遇高热，容器内压增大，有开裂和爆炸的危险。与强氧化剂和酸剧烈反应。与卤素、氧化汞、氧化银接触会形成对震动敏感的化合物。接触下列物质能引发燃烧和爆炸：三甲胺、氨基化合物、1-氯-2, 4-二硝基苯、邻-氯代硝基苯、铂、二氟化三氧、二氧二氟化铯、卤代硼、汞、碘、溴、次氯酸盐、氯漂、氨基化合物、塑料和橡胶。腐蚀铜、黄铜、青铜、铝、钢、锡、锌及其合金等等。

尿素的特性：尿素是白色或浅黄色的结晶体，易溶于水，水溶液呈中性反应。不同尿素浓度的水溶液有不同结晶温度，40%（重量）尿素水溶液结晶温度约 2℃、50%（重量）

尿素水溶液结晶温度约 18℃。固体的尿素，吸湿性较强，因在尿素生产中加入石蜡等疏水物质、或用防湿薄膜形成 Methylene Diurea (MDU)，其吸湿性大大下降。与无水氨及有水氨相比，尿素是无毒、无害的化学品，是农业常用的肥料，无爆炸可能性，完全没有危险性。尿素在运输、储存中无需安全及危险性的考量，更不须任何的紧急程序来确保安全。

3.2.2 还原剂特点

在燃煤电厂脱硝工艺中直接参加化学反应的是还原剂氨气。氨气有二种制备方法，即直接法和间接法。直接法通过液氨或氨水汽化制取氨气；间接法即为水解或热解尿素法制取氨气。因此，选择还原剂原料主要有三类：液氨、氨水、尿素。主要特点如下：

(1) 液氨的投资、运输和使用成本为三者最低，但液氨属于易燃易爆物品，必须符合国家有关的法规和劳动安全卫生标准的要求，其运输、存储涉及应有严格的安全保证和防火措施。

(2) 脱硝所用氨水的质量百分比一般在 20~30%，较液氨安全，但运输体积大，运输成本相对液氨高。

(3) 尿素是一种颗粒状的农业肥料，安全无害，但用其制氨的系统复杂、设备多，初投资大，大量尿素的存储还存在潮解的问题。

在这三种还原剂原料中，最早的 SNCR 系统是采用液氨作为还原剂的，不管是液氨还是氨水都可以使用。液氨为高压储存，氨水浓度达到 28%时，也有相当大的储存压力，使得氨水的储存系统变得复杂和昂贵。如果使用氨水，一般也是用 20%浓度的氨水，然而随着浓度的减小，所需的储存容积会增加，从而提高了投资费用。

3.2.3 还原剂选择

本项目 1、2 号炉采用的是 SCR 脱硝工艺，还原剂液氨和尿素比较，见表 3.2-1。

表 3.2-1 SCR 脱硝还原剂液氨和尿素比较

项目	液 氨	尿 素
品质要求	纯度 99.5%以上合格品	纯度应保证总氮含量在 46.3%以上合格品
技术工艺成熟	成 熟	成 熟
占 地	大(1000~2000m ²)	小(<400m ²)
系统复杂性	简 单	复 杂
还原剂的消耗	低	高
电 耗	无	高
还原剂的费用	低	高
运输费用	低	较 高
安全性	有 毒	无 害

存储条件	高压	常压、干态
存储方式	储罐(液态)	料仓(微粒状)
制备方法	蒸发	热解、水解
系统响应性	快	热解快、水解慢
管道堵塞现象	无	热解无、水解有
脱硝副产物	无	CO ₂
初投资费用	低	热解最高、水解高
运行费用	低	热解最高、水解高
设备安全要求	应符合 GB150、《危险化学品安全管理条例》等相关规定	无

由表 3.2-1 可以看出, 如果 SCR 脱硝采用尿素, 则需要尿素分解设备。目前, 此设备需要进口, 价格昂贵(1 千多万元每套, 至少需要 2 套)且运行时的能耗很大, 但尿素不存在爆炸危险、毒性危害、重大危险源等因素, 安全距离也大大降低。因此, 尿素由氨合成, 再耗能分解成氨, 非常不经济, 同时还存在尿素储存过程的板结、建设投资及运行费用高等问题。

由于液氨来源广泛, 价格便宜, 投资及运行费用较尿素物料节省, 因此, SCR 还原剂多采用液氨。液氨蒸发方案系统简单成熟、造价低。但液氨属于危险品, 对于液氨存储、卸车、制备区域, 以及采购及运输路线国家有较为严格的规定。因此, 在满足安全条件下, 本项目 1、2 号炉推荐采用液氨作为脱硝还原剂。

3.3 公用工程系统及配套设施现状

3.3.1 供水

南热电厂现有两条供水管线。第一条管线由#1、#6 水源引接, 第二条管线由#2-#5 水源引接。两条供水管管径均为 DN500, 二条线总供水能力为 1500m³/h。即使其中 1 根供水管停运检修, 另一根供水管的供水能力也基本能满足全厂最大耗水量。

3.3.2 供电

目前, 低压厂用系统采用 380/220V, 动力、照明、及检修合并供电。

主厂房设有 2 台厂用低压工作变压器(1600kVA); 1 台厂用低压备用变压器(1600kVA)。

辅助车间设有 2 台电除尘变(1600kVA); 2 台脱硫变(1000kVA); 1 台输煤变(1250kVA); 1 台化水变(1250kVA); 厂区办公楼内设 1 台生产办公楼变(315kVA); 厂南门口设 2 台水源地隔离变(1250kVA)。厂用低压备用变向上述各低压母线段提供备用电源。

拟定本期 2×125MW 机组和 2×330MW 扩建机组共用一套制氨区，电源取自扩建工程脱硫 PC 段。扩建工程脱硫 PC 段具备接入氨区电负荷的条件。

目前，本期工程厂用低压 PC 段具备接入脱硝反应区电负荷的条件。

制氨区内设置一段制氨 MCC，为制氨区内低压电负荷提供电源，电源采用双电源进线方式(采用自动切换)，分别引自扩建工程脱硫 PC A、PC B 段，MCC 布置在制氨区配电室内。

反应区内每台锅炉各设置一段 MCC，为 SCR 反应区内低压负荷提供电源，电源采用双电源进线方式(采用自动切换)，分别引自#1(2)机主厂房 380V 工作 PC IA、IB 段(PC IIA、IIB 段)。

3.3.3 蒸汽

脱硝系统的蒸汽主要供液氨蒸发用，南热电厂制氨区为 2×125MW 机组和 2×330MW 扩建机组共用一套，因此，脱硝工艺用汽可就近从 2×330MW 扩建机组蒸汽母管引接。

4 脱硝工艺方案的选择

4.1 燃煤锅炉 NO_x 的生成机理

通常所说的氮氧化物 NO_x 有多种不同形式：N₂O、NO、NO₂、N₂O₃、N₂O₄ 和 N₂O₅，其中 NO 含量超过 90%，NO₂ 占 5~10%，N₂O 只有 1%左右。煤燃烧过程中产生的氮氧化物主要是一氧化氮 (NO) 和二氧化氮 (NO₂)，这二种统称为氮氧化物 (NO_x)，在煤燃烧过程中氮氧化物的生成量和排放量与煤的燃烧方式，特别是燃烧温度和过量空气系数等燃烧条件有关。研究表明，在煤的燃烧过程中生成 NO_x 的主要途径有三个：

(1) 热力型 NO_x，它是空气中的氮气在高温下氧化而生成的 NO_x。

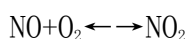
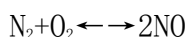
(2) 快速型 NO_x，它是燃烧时空气中的氮和燃料中的碳氢离子团如 HC 等反应生成的 NO_x。

(3) 燃料型 NO_x，它是燃料中含有的氮化合物在燃烧过程中热分解而又接着氧化而生成的 NO_x。

这三种类型的 NO_x，其各自的生成量和煤的燃烧温度有关，在电厂锅炉中燃料型 NO_x 是最主要的，其占 NO_x 总量的 60~80%，热力型其次，快速型最少。

4.1.1 热力型 NO_x 的生成机理

热力型 NO_x 是空气中的氧 (O₂) 和氮 (N₂) 在燃料燃烧时所形成的高温环境下生成的 NO 和 NO₂ 的总和，其总反应式为：



热力型氮氧化物的生成与燃烧温度、氧分解后的氧原子浓度、停留反应时间的关系很大，当燃烧区域温度低于 1000℃时，NO 生成量很小；当温度在 1300~1500℃时，NO 的浓度在 500~1000ppm，而且随着温度的升高，氮氧化物生成速度按指数规律增加。因此，温度对热力型氮氧化物的生成具有决定作用。一般煤粉炉热力氮氧化物占 10~20%。

根据热力型 NO_x 的生成过程，要控制其生成，就需要降低锅炉炉膛中燃烧温度，并避免产生局部高温区，以降低热力型 NO_x 的生成。

4.1.2 燃料型 NO_x 的生成机理

燃料型 NO_x 的生成是燃料中的氮化合物在燃烧过程中进行热分解，继而进一步氧化反应而生成的 NO_x，称为燃料型 NO_x。在 600~800℃时就会生成燃料型 NO_x。燃煤电厂锅炉中产生的 NO_x 中有 75~90%是燃料型 NO_x。因此，燃料型 NO_x 是燃煤电厂锅炉产

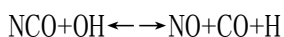
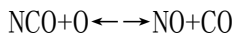
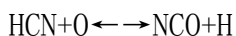
生的 NO_x 的主要途径。研究燃料型 NO_x 的生成和破坏机理，对于控制燃烧过程中 NO_x 的生成和排放，具有重要的意义。

燃料型 NO_x 的生成和破坏过程不仅和煤种特性、燃料中的氮化合物受热分解后在挥发分和焦炭中的比例、成分和分布有关，而且其反应过程还和燃烧条件(如：温度和氧)及各种成分的浓度等密切相关。研究它的生成机理，大约有以下规律：

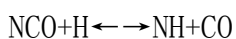
燃料在进入炉膛被加热后，燃料中的氮有机化合物首先被热分解成氰(HCN)、氨(NH₃)和CN等中间产物，它们随挥发分一起从燃料中析出，它们被称为挥发分N。挥发分N析出后仍残留在燃料中的氮化合物，被称为焦炭N。随着炉膛温度的升高及煤粉细度的减小(煤粉变细)，挥发分N的比例增大，焦炭N的比例减小。挥发分N中的主要氮化合物是HCN和NH₃，它们遇到氧后，HCN首先氧化成NCO，NCO在氧化性环境中会进一步氧化成NO，如在还原性环境中，NCO则会生成NH，NH在氧化性环境中会进一步氧化成NO，同时又能与生成NO进行还原反应，使NO还原成N₂，成为NO的还原剂。

主要反应式如下：

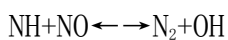
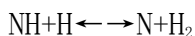
在氧化性环境中，HCN直接氧化成NO：



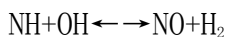
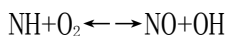
在还原性环境中，NCO生成NH：



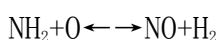
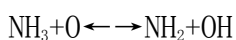
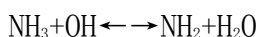
如NH在还原性环境中：



如NH在氧化性环境中：



NH₃氧化生成NO：



以上反应生成的 NO_x 燃烧过程中如遇到烃 (CH_m) 或碳 (C) 时, NO 将会被还原成氮分子 N_2 , 这一过程被称为 NO 的再燃烧或燃料分级燃烧。根据这一原理, 将进入锅炉炉膛的煤粉分层分级引入燃烧的技术, 可以有效的控制 NO_x 的生成排放。

在一般情况下, 燃料型 NO_x 的主要来源是挥发分 N , 其占总量的 60~80%, 其余为焦炭 N 所形成, 占到 20~40%。在氧化性环境中生成的 NO_x 遇到还原性气氛时, 还会还原成 N_2 。因此, 锅炉燃烧最初形成的 NO_x , 并不等于其排放浓度, 而随着燃烧条件的改变, 生成的 NO_x 可能被还原或被破坏。煤中的 N 在燃烧过程中转化为 NO_x 的量与煤的挥发份及燃烧过量空气系数有关, 在过量空气系数大于 1 的氧化性气氛中, 煤的挥发分越高, NO_x 的生成量越多, 若过量空气系数小于 1, 高挥发分燃煤的 NO_x 生成量较低, 其主要原因是高挥发分燃料迅速燃烧, 使燃烧区域氧量降低, 不利于 NO_x 的生成。

4.1.3 快速型 NO_x 的生成机理

快速型 NO_x 主要是指燃料中的碳氢化合物在燃料浓度较高区域燃烧时所产生的烃与燃烧空气中的 N_2 分子发生反应, 形成的 CN 、 HCN , 继续氧化而生成的 NO_x 。因此, 快速型 NO_x 主要产生于碳氢化合物含量较高、氧浓度较低的富燃料区, 多发生在内燃机的燃烧过程。而在燃煤锅炉中, 其生成量很小。

4.2 脱硝工艺简介

目前, 控制 NO_x 排放的措施大致分为三类, 第一类是低氮燃烧技术, 通过各种技术手段, 抑制或还原燃烧过程中生成的 NO_x , 来降低氮氧化物排放; 第二类是炉膛喷射脱硝技术; 第三类是烟气净化技术, 包括湿法脱硝技术和干法脱硝技术。这些技术可单独或组合使用。

4.2.1 低氮燃烧技术(简称 LNB)

由 NO_x 的形成条件可知, 对 NO_x 的形成起决定作用的是燃烧区域的温度和过量空气量。因此, 低氮燃烧技术就是通过控制燃烧区域的温度和空气量, 以达到阻止 NO_x 生成及降低其排放的目的。

现代低氮燃烧技术将煤质、制粉系统、燃烧器、二次风及燃尽风等技术作为一个整体考虑, 以低氮燃烧器与空气分级为核心, 在炉内组织适宜的燃烧温度, 气氛与停留时间, 形成早期的、强烈的、煤粉快速着火欠氧燃烧, 利用燃烧过程产生的氨基中间产物来抑制或还原已经生成的 NO_x 。目前, 对低氮燃烧技术的要求是, 在降低 NO_x 的同时, 使锅炉燃烧稳定, 且飞灰含碳量不能超标, 并兼顾锅炉防结渣与腐蚀等问题。

常用的低 NO_x 燃烧技术有如下几种:

(1) 燃烧优化

燃烧优化是通过调整锅炉燃烧配风, 控制 NO_x 排放的一种实用方法。它采取的措施是通过控制燃烧空气量、保持每只燃烧器的风粉(煤粉)比相对平衡及进行燃烧调整, 使燃料型 NO_x 的生成降到最低, 从而达到控制 NO_x 排放的目的。

煤种不同燃烧所需的理论空气量也不同。因此, 在运行调整中, 必须根据煤种的变化, 随时进行燃烧配风调整, 控制一次风粉比不超过 1.8: 1。调整各燃烧器的配风, 保证各燃烧器下粉的均匀性, 其偏差不大于 5~10%。二次风的配给须与各燃烧器的燃料量相匹配, 对停运的燃烧器, 在不烧火嘴的情况下, 尽量关小该燃烧器的各次配风, 使燃料处于低氧燃烧, 以降低 NO_x 的生成量。

(2) 空气分级燃烧技术

空气分级燃烧技术是目前应用较为广泛的低 NO_x 燃烧技术, 它的主要原理是将燃料的燃烧过程分段进行。该技术是将燃烧用风分为一、二次风, 减少煤粉燃烧区域的空气量(一次风), 提高燃烧区域的煤粉浓度, 推迟一、二次风混合时间, 这样煤粉进入炉膛时就形成了一个富燃料区, 使燃料在富燃料区进行缺氧燃烧, 充分利用燃烧初期产生的氨基中间产物, 提高燃烧过程中的 NO_x 自还原能力, 以降低燃料型 NO_x 的生成。缺氧燃烧产生的烟气再与二次风混合, 使燃料完全燃烧。

该技术主要是通过减少燃烧高温区域的空气量, 以降低 NO_x 的生成技术。它的关键是风的分配, 一般情况下, 一次风占总风量的 25~35%。对于部分锅炉风量分配不当, 会增加锅炉的燃烧损失, 同时造成受热面的结渣腐蚀。因此, 该技术多应用于新锅炉的设计及燃烧器的改造中。

(3) 燃烧分级燃烧技术

该技术是将锅炉的燃烧分为二个区域进行, 将 85%左右的燃料送入第一级燃烧区进行富氧燃烧, 生成大量的 NO_x, 在第二级燃烧区送入 15%的燃料(天然气为主), 进行缺氧燃烧, 将第一区生成的 NO_x 进行还原, 同时抑制 NO_x 的生成, 可降低 NO_x 的排放。

(4) 烟气再循环技术

该技术是将锅炉尾部的低温烟气直接送入炉膛或与一次风、二次风混合后送入炉内, 降低了燃烧区域温度, 同时降低了燃烧区域的氧的浓度, 所以降低了 NO_x 的生成量。该技术的关键是烟气再循环率的选择和煤种的变化。

(5) 低 NO_x 燃烧器

将空气分级及燃料分级的原理应用于燃烧器的设计，尽可能的降低着火区的氧浓度和温度，从而达到控制 NO_x 生成量的目的，这类特殊设计的燃烧器就是低 NO_x 燃烧器，一般可以降低 NO_x 排放浓度的 30~60%。

1) 空气分级型低 NO_x 燃烧器

设计原则类似于炉膛空气分级燃烧，使燃烧器喷口附近着火区形成过量空气系数小于 1 的富燃料区，设计要点在于燃烧器二次风与一次风粉气流的混合位置，使喷口附近最早的煤粉着火区形成强烈的还原性气氛，以大幅度降低 NO_x 的生成量。

其代表性的燃烧器型式有：德国 Steinmuller 公司的 SM 型、美国 B&W 公司的 DRB 型双调风型、Babcock-Hitachi 公司的 HT-NR 型、美国 Foster Wheeler 公司的 CF-SF 型、美国 Riley Stocker 公司的 CCV 型、日本三菱公司的 PM 型等等。

2) 燃料分级型低 NO_x 燃烧器

该燃烧器基于燃料立体分级原理，旨在提高着火过程稳定性和进一步降低 NO_x 浓度，由德国 Steinmuller 公司开发而成，型号为 MSM 型。

3) 烟气再循环型低 NO_x 燃烧器

其原理是再循环烟气不经过混合直接引入到一次风甸面的区域，用以降低火焰温度峰值和冲淡火焰中心的氧浓度，以抑制热力和燃料型 NO_x 的生成。烟气区外的内二次风起着控制空气和燃料的混合以及调节火焰的形成及 NO_x 浓度的作用。

其代表性的燃烧器型式有：Babcock-Hitachi 公司的 DBR 型；日本三菱公司的 SGR 型等等。

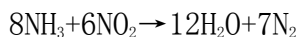
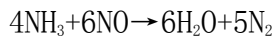
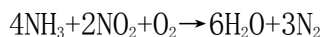
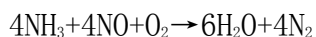
除上述三类低 NO_x 燃烧器外，还有 WQ 型煤粉预燃室低 NO_x 燃烧器、火焰稳定船式低 NO_x 燃烧器、立体分级燃烧器等。

4.2.2 炉膛喷射脱硝技术

炉膛喷射脱硝实际上是在炉膛上部喷射某种物质，使其在一定的温度条件下还原以生成的 NO_x，以降低 NO_x 的排放量。它包括喷水、喷二次燃料和喷氨等。但喷水和二次燃料的方法，尚存在着如何将 NO 氧化为 NO₂ 和解决非选择性反应的问题，因此，目前还不成熟。下面着重介绍喷氨(或尿素)法。

喷氨法是一种选择性降低 NO_x 排放量的方法(因喷入的氨只与烟气中的 NO_x 发生反应，而不与烟气中的其他成分反应)，当不采用催化剂时，NH₃ 还原 NO_x 的反应只能在 871~1038℃(或 927~1093℃)这一狭窄的温度范围内进行。因此，这种方法又称为非选择性催化脱硝法(SNCR)。氨的喷入地点一般在炉膛上部烟气温度的 871~1038℃(或

927~1093℃)范围内的区域。当氨和烟气中 NO_x 接触时,会发生下面的还原反应:



采用该方法要解决好两个问题:一是氨的喷射点选择,要保证在锅炉负荷变动的情况下,喷入的氨均能在 871~1038℃(或 927~1093℃)范围内与烟气反应。一般在炉墙上开设多层氨喷射口。二是喷氨量的选择要适当,少则无法达到预期的脱除 NO_x 的效果,但氨量过大,将在尾部受热产生硫酸铵,从而堵塞并腐蚀空气预热器,因此,要求尾部烟气中允许的氨的泄露量应小于 10ppm,在这一条件限制下,非催化烟气喷氨脱硝法的 NO_x 降低率为 30~50%。

非催化烟气喷氨脱硝法投资少,运行费用也低,但反应温度范围狭窄,目前在欧洲和美国的 300MW 燃煤电站锅炉上已有采用该法运行经验,但市场占有率非常低。

4.2.3 烟气脱硝技术

由于低 NO_x 燃烧技术降低 NO_x 的排放是比较低的(一般在 50%以下),因此,当 NO_x 的排放标准要求比较严格时,就要考虑采用燃烧后的烟气处理技术来降低 NO_x 的排放量。烟气脱硝分为干法、湿法。

(1) 干法烟气脱硝技术

干法烟气脱硝技术包括采用催化剂来促进 NO_x 的还原反应的选择性催化还原脱硝法、电子束照射法和电晕放电等离子体同时脱硫脱硝法。

1) 选择性催化还原脱硝法(SCR)

采用该法脱硝的反应温度取决于催化剂的种类,催化剂室应布置在尾部烟道中相应的位置。该方法能达到 60~90%的 NO_x 降低率。选择性催化剂脱硝法的系统主要由催化剂反应器、催化剂和氨储存和喷射系统所组成。催化剂反应器在锅炉烟道中的布置有三种可能方案:

① 锅炉省煤器后、空气预热器前温度在 320~420℃的位置(以下简称前置式布置)。

优点:温度范围适合于大多数催化剂的工作温度。

缺点:催化剂宜中毒,催化剂反应器宜受飞灰磨损,反应器蜂窝状通道宜堵塞,催化剂宜烧结,不适合于高活性催化剂。

② 布置在静电除尘器和空气预热器之间

该法由于静电除尘器无法在 300~400℃ 温度下正常工作，因此很少采用。

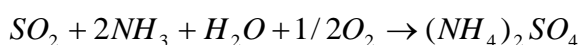
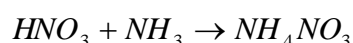
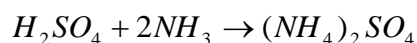
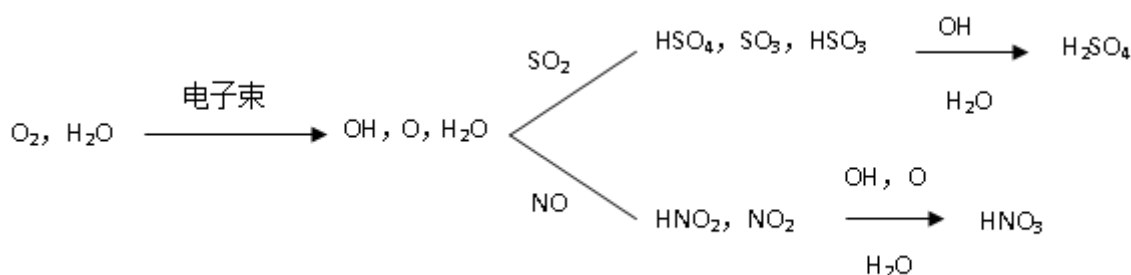
③ 布置在 FGD 之后 (以下简称后置式布置)

当锅炉尾部烟道装有湿法脱硫装置 (FGD) 时，可将催化剂反应器装于 FGD 之后，使催化剂工作无尘、无 SO₂ 的烟气中，故可采用高活性催化剂，并使反应器布置紧凑，但由于烟气温度低 (50~60℃)，难以达到催化剂的工作温度，因此，须在烟道内加装燃油或燃气的燃烧器，或蒸汽加热器来加热烟气，从而增加了能源消耗和运行费用。

目前采用最多的布置方式是前置式布置。

2) 电子束照射同时脱硫脱硝技术

电子束氨法烟气脱硫脱硝技术 (简称 EA—FGD 技术) 是一种以氨作为脱硫脱硝剂，燃煤锅炉 (机组) 产生的烟气经除尘后，主要含 SO₂、NO_x、N₂、H₂O。它们在电子加速器产生的电子束流辐照下，经电离、激发、分解等作用，可生成活性很强的离子、激发态分子。在电子束的作用下，与氨反应生成硫酸铵和硝酸铵微粒，通过除尘器 (副产物收集器) 予以除去，从而达到净化烟气的目的。主要反应如下：



为提高脱除率，更好地回收和利用生成物，加入氨、石灰水等添加剂，生成固体化学肥料硫酸铵和硝酸铵。电子束辐射处理烟气技术地优点有：能同时脱硫脱硝，处理过程中不用触媒，不产生二次污染，不受尘埃影响，因是干式处理法，不影响原系统地热效率，烟气可不必再加热即从烟囱排放。添加氨时，副产品可作为肥料使用。

EA—FGD 技术国外自 1970 年开始研究，先后有 10 余个国家从事该技术的研究，现已建成的各类装置有 30 余座，其中工业化装置有 5 座，最大装置的处理量为 200MW 机组产生的烟气。

EA—FGD 技术存在着系统可用率不高、氨损较大、能耗大、脱硫脱硝效率较低、

固硫固氮反应后生成的化肥能否有效捕集和设备容易阻塞的问题，加上氨法起步晚、业绩少，主要设备如大功率的电子束加速器和脉冲电晕发生装置还在研制阶段。这些都是制约氨法在烟气脱硫上推广的因素，一直没有被企业和环保部门完全接受。由于部分相关技术的限制，目前在大型锅炉上应用尚有一定困难。国内目前的应用有：成都热电厂 $3.0 \times 10^5 \text{m}^3/\text{h}$ 的电子束氨法示范装置，杭州协联热电有限公司建成了 $3.054 \times 10^5 \text{m}^3/\text{h}$ 的商业化装置；北京京丰热电有限责任公司 150MW 燃煤发电机组排放烟气的高技术产业化示范工程。

由于该项技术存在明显的缺点(系统可用率不高、氨损较大、能耗大、脱硫脱硝效率较低)，因此不作推荐。

3) 电晕放电等离子体同时脱硫脱硝技术

电晕放电过程中产生的活化电子(5~20eV)在与气体分子碰撞的过程中会产生 OH、O₂H、N、O 等自由基和 O₃。这些活性物种引发的化学反应首先把气态的 SO₂和 NO_x转变为高价氧化物，然后形成 HNO₃和 H₂SO₄。在有氨注入的情况下，进一步生成硫酸氨和硝酸氨等细颗粒气溶胶。产物用常规方法(ESP 或布袋)收集，完成从气相中的分离。

锅炉排放的烟气首先经过一级除尘，去掉 80%左右的粉尘。之后将烟气降温到 70~80℃目前降温的方法有两种：一是热交换器，二是喷雾增湿降温。INCT 在 Kawecyn 电厂采用了一种干底喷雾技术。一般增湿后的烟气含 H₂O 在 10%左右。降温后的烟气与化学计量比的氨混合进入等离子体反应器，反应产物由二次除尘设备收集。采用 ESP 或布袋均可，但选择布袋更优。最后洁净的烟气从烟囱排出。

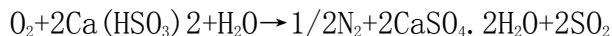
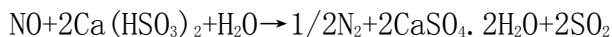
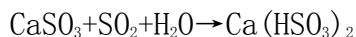
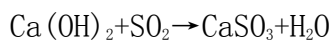
电晕放电法与电子束辐照法是类似的方法，只是获得高能电子的渠道不同，电子束法的高能电子束(500~800keV)是由加速器加速得到。后者的活化电子(5~20eV)则由脉冲流柱电晕的局部强电场加速得到。该方法的 NO_x 脱除率相当可观，其投资和运行费用也相对较低，但目前由于脉冲电源等技术尚不成熟，因此，距离大面积工业应用还有一段距离。

(2) 湿法烟气同时脱硫脱硝技术

传统湿法烟气脱硝有两大类，一类是利用燃煤锅炉已装有烟气洗涤脱硫装置的，只要对脱硫装置进行适当改造，或调整运行条件，就可将烟气中的 NO_x 在洗涤过程中除去。另一类是单纯的湿法洗涤脱硝。由于须加将 NO 氧化为 NO_x 的设备，虽然效率高，但系统复杂，用水量大，并有水的污染，因此燃煤锅炉很少采用。下面简单介绍同时脱硫脱硝的湿式系统：

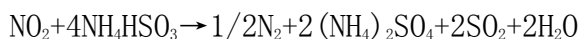
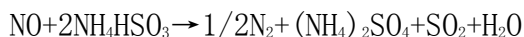
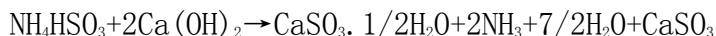
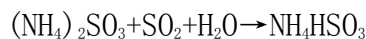
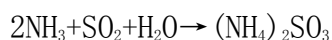
1) 石灰/石膏法

采用生石灰、消石灰和微粒碳酸钙制成吸收液，并加入少量硫酸将吸收液的 pH 值调到 4~4.5，则在洗涤反应塔里会发生下面的反应：



2) 氨/石膏法

在洗涤反应器中在加入 NH_3 ，则会发生下面的反应：



传统湿式系统的普遍缺点是结构和系统复杂运行成本和初投资较高。但近年来研究的电化学辅助脱硝、生物辅助脱硝技术等，有望在脱硝技术上取得新的突破。应该指出，同时脱硫脱硝技术虽说具有良好的发展前景，但目前还远不如单独脱硫、脱硝技术成熟，且脱硝率也低于单独方式，还有待于进一步的研究。

4.3 脱硝工艺选择的原则

根据以上对脱硝工艺的简要介绍，本项目控制 NO_x 排放有很多种方法，各种脱硝工艺项目投资和脱硝效率各不相同，选择何种脱硝工艺一般可根据以下几个方面综合考虑：

- (1) NO_x 排放浓度必须满足国家最新排放标准和当地政府对环保的要求。
- (2) 脱硝工艺要适用于项目已经确定的煤质条件、并考虑燃煤来源变化的可能性。
- (3) 脱硝工艺要做到技术成熟、设备运行可靠，并有较多成功的运行业绩。
- (4) 根据项目的实际情况，尽量减少脱硝装置的建设投资、运行费用。
- (5) 脱硝装置应布置合理。
- (6) 脱硝还原剂有稳定可靠的来源。
- (7) 脱硝工艺还原剂、水和能源等消耗少，尽量减少运行费用。
- (8) 检修和维护费用小。

(9) 脱硝装置对电厂锅炉运行的影响最小。

4.4 脱硝工艺的选择

4.4.1 主要技术路线

根据南热电厂提供资料，南热电厂 1、2 号机组锅炉实际氮氧化物排放监测浓度为 450mg/Nm³，个别有超标现象(大于 500mg/Nm³)，由以上数据可以看出：NO_x 排放浓度 1、2 号锅炉均不满足《火电厂大气污染物排放标准》(GB13223—2011)的要求。

根据 2010 年 1 月 27 日实施的《火电厂氮氧化物防治技术政策》(环发[2010]10 号)规定，加强电源结构调整力度，加速淘汰 100MW 及以下燃煤凝汽机组，继续实施“上大压小”政策，积极发展大容量、高参数的大型燃煤机组和以热定电的热电联产项目，以提高能源利用率。在役燃煤机组氮氧化物排放浓度不达标或不满足总量控制要求的电厂，应进行低氮燃烧技术改造。对在役燃煤机组进行低氮燃烧技术改造后，其氮氧化物排放浓度仍不达标或不满足总量控制要求时，应配置烟气脱硝设施。烟气脱硝技术主要有：选择性催化还原技术(SCR)、选择性非催化还原技术(SNCR)、SNCR—SCR 联合脱硝技术及其他烟气脱硝技术。

6.4.2 达标需要的最低脱硝效率

根据南热电厂的实际氮氧化物排放浓度，以及最新《火电厂大气污染物排放标准》(GB13223-2011)中的氮氧化物排放浓度的要求，本项目 1、2 号炉实施脱硝改造所需要的最低脱硝效率，见表 4.4-1。

表 4.4-1 脱硝所需要的最低脱硝效率

项 目	标准要求 mg/Nm ³	NO _x 排放浓度平均值(mg/Nm ³)	达标需要的最低脱硝效率
1、2 号炉	≤100	450	78%

根据以上因素分析可知，单独进行低氮燃烧器改造，无法完全满足环保标准要求，对于煤种的变化适应性较差，故只能作为一种调节的手段。

采用选择性非催化烟气喷氨脱硝技术(SNCR)投资少，运行费用也低，但此方法反应温度范围狭窄，对炉膛温度要求比较高，对于煤种和负荷变化的适应性很差，运行困难，在全世界范围内采用此方法的也很少。

采用 SNCR—SCR 联合脱硝技术是将 SNCR 与烟道型 SCR 结合，脱硝效率可以达到 60~70%之间，省去了氨喷射格栅，减少了催化剂的用量，从而降低了造价和运行费用，弥补 SNCR 装置效率恶化的缺陷。

电晕放电等离子体和烟气同时脱硫脱硝技术都还在进一步研究中，离大规模的工业应用还有些距离。

因此，针对本项目现有机组状况，结合国内脱硝技术的发展情况，将烟气再循环燃烧技术、空气分级燃烧技术、燃料分级燃烧技术、新型低氮燃烧技术、选择性非催化脱硝技术(SNCR)、SNCR—SCR 联合脱硝技术，选择性催化脱硝技术(SCR)这 7 种主流技术应用于本项目燃煤锅炉，通过技术分析比选得出推荐方案，作为下一步脱硝方案设计的依据。

4.4.3 主要技术特点

4.4.3.1 低氮燃烧技术特点

(1) 烟气再循环技术

在锅炉的空气预热器前抽取一部分低温烟气与一次风或二次风混合后送入炉膛。通常 NO_x 的降低率随着烟气再循环率的增加而增加。当烟气再循环率较高时，燃烧会趋于不稳定，不完全燃烧热损失会增加，因此将烟气再循环率控制在 10~20%。NO_x 的排放浓度可以降低 20%。

该方案虽然能降低 NO_x 的生成，但实施起来并不容易。因为需要一台大型风机抽取空气预热器出口的烟气，烟道尺寸也很大，现场往往不好布置，实施难度极大。烟气中粉尘浓度很高，风机磨损严重，设备维护费很高。因此，烟气再循环一般用于燃油、燃气装置，或者小型的液态排渣炉、窑炉等。煤粉锅炉进行烟气再循环，还会造成飞灰含碳量的增加、锅炉结焦加重、燃烧不稳定等。因此，本项目不予考虑。

(2) 空气分级技术

国内某研究机构按照分级燃烧原理设定运行操作辅助风风门和燃料风风门开度来改变配风比例，通过对某电厂一台机组进行现场试验，对试验数据、NO_x 生成机理、影响因素、各配风方式下炉内 NO_x 生成特性进行了模拟，并分析了煤种对 NO_x 生成的影响，选择合适的各层辅助风风门开度和燃料风的风门开度，在煤种保持不变的条件下，各负荷点均能够达到降低 NO_x 排放浓度约 20%以上的目的。

对于锅炉已经设置了一、二次风及 OFA 喷口，采用优化燃烧的方法，NO_x 排放浓度降低程度尽管有限，但基本不需要技术改造，投资较小。若要进一步提高 NO_x 脱除率，需对现有二次风及 OFA 风管位置进行改造，作为空气分级技术的改进方案。

将从主燃烧器进入炉膛的空气量减少到总燃烧空气量的 70~75%(相当于理论空气量的 80%左右)，使该区域处于还原性气氛，从而降低了 NO_x 在该区域的生成量。其

余空气通过布置在主燃烧器上方的专门空气喷口 OFA 送入炉膛，与第一级燃烧区在贫氧燃烧条件下产生的烟气混合，在过量空气系数大于 1 的条件下完成全部燃烧。通常情况下，空气分级有 30% 的脱硝率。如果采用 ROFA 技术，估计还能降低 40%。

该方案所带来的主要问题为：改造成完整的空气分级燃烧在实际实施中也存在占用空间大，布置困难。也可能因空间位置限制，会抵消部分空气分级所能达到的脱硝效率，即改造后存在达不到 30% 或 40% (ROFA) 脱硝率的风险概率较高。另外，空气分级还会使主燃烧区形成很强的还原性气氛，导致锅炉结渣和腐蚀加重。燃烧器的改造也会使改造和燃烧调整的工作量大大增加。

(3) 燃料分级技术

考虑到当前无法落实稳定的天然气气源，且燃气价格较高，可使用超细煤粉作为二次燃料。

将 80~85% 的煤粉送入第一级燃烧区，在 $a > 1$ 的条件下燃烧并生成 NO_x 。其余 15~20% 的超细煤粉 (二次燃料) 则主燃烧器上部送入二级燃烧区 (再燃区)，在 $a < 1$ 的条件下形成很强的还原性气氛，使得在一级还原区生成的在二级燃烧区被还原成氮分子 (N_2)。在再燃区中，不仅已生成的 NO_x 得到还原，同时也抑制了新 NO_x 的生成，可进一步降低 NO_x 的排放浓度，最后剩余的燃料在燃尽区完全燃烧。燃尽风来自送风机，由于燃尽区炉膛压力较大，往往需要设置增压风机克服其阻力使燃尽风与剩余燃料完全混合燃烧。同时要对电厂原有磨煤系统进行改造，使煤粉细度达到 80% 粒径小于 $20\mu\text{m}$ 。一般采用该方法可使 NO_x 的排放浓度降低 30~40%。

该方案的主要问题为：该锅炉能否改成燃料分级，还需要进行理论和模型的模拟计算与试验。即便能改造，燃料分级所带来的问题也很多，主要有还原区的结渣和腐蚀加重，燃尽区燃烧不完全，造成锅炉尾部烟温升高，飞灰含碳量上升，锅炉燃烧效率降低等。锅炉燃烧效率降低 0.8~1% 是普遍的，还有可能影响飞灰的利用。因此，由于条件不具备，本项目不予考虑。

(4) 新型低 NO_x 燃烧技术

新型低 NO_x 燃烧技术以炉内影响燃烧的两大关键过程 (炉膛空间过程和煤粉燃烧过程) 为重点关注对象，全面实施系统优化，达到防渣、燃尽、低 NO_x 一体化的目的。首先将炉内大空间整体作为对象，通过炉内射流合理组合及喷口合理布置，炉膛内中心区形成具有较高温度、较高煤粉浓度和较高氧气区域，同时炉膛近壁区形成较低温度、较低 CO 和较低颗粒浓度的区域，使在空间尺度上中心区和近壁区三场 (温度场、

速度场及颗粒浓度场)特性差异化。在燃烧过程尺度上通过对一次风射流特殊组合,采用低 NO_x 喷口或等离子体燃烧器,热烟气回流等技术,强化煤粉燃烧、燃尽及 NO_x 火焰内还原,并使火焰走向可控,最终形成防渣、防腐、低 NO_x 及高效稳燃多种功能的一体化燃烧技术。

新型低 NO_x 燃烧技术是从解决煤粉炉存在的实际问题出发,经多年对煤粉炉炉内燃烧三场特性系统测试总结归纳而成的,对炉内相关燃烧的特性规律有独到认知,逐步形成了独特的综合解决炉内结渣、腐蚀、高 NO_x 排放等技术体系,并经多年逐步深入完善和发展,前后历经多个发展阶段,目前已是一项成熟的实用性强的技术,已在多台锅炉上成功应用,在低 NO_x 方面已达很高水平。一般采用该方法可使 NO_x 的排放浓度降低 50~70%。

1) 新型低 NO_x 燃烧优势之一——强防渣、防腐技术

通过对炉内三场特性的认知,采用一种空气与燃料射流特征组合,设法扩大两大区域三场特性的差异,炉膛中心形成了“中心区”有较高煤粉浓度、较高温度、适宜氧浓度、较高燃烧强度,炉膛近壁区形成为较低温度、较低 CO 浓度、较高 O₂ 浓度(沿程逐步掺入中心区)和有利于阻止灰粒附壁,延长了冷却路径的流场结构。

在煤粉燃烧过程尺度上优化了燃烧不同阶段三场特性差异,使火焰边部可控可调,保证近壁区三场特性利于防渣。采用贴壁风技术后,水冷壁得到重点保护,炉膛不结渣、可实现长时间炉膛不吹灰。

2) 新型低 NO_x 燃烧系统优势之二——高效稳燃燃烧技术

采用低 NO_x 燃烧器、一次风喷口集中且浓淡组合、接力热回流环涡稳燃等技术手段,在燃烧过程尺度上利用热力与动力不对称性原理使三种动涡连续相扣,特别是喷口处煤粉热解着火后碳的着火燃烧区段的三场特性利于与炉中心复合射流大涡的复合连接。环涡内碳粒有较高的内回流率延长了在环涡内停留时间,显著提高了环涡内碳燃烧发热量,这是热量积累主要来源。环涡稳燃、着火、碳燃烧、碳燃尽全过程链环稳固,这是优于单纯喷口稳燃的原因所在。

3) 新型低 NO_x 燃烧系统优势之三——超低 NO_x 排放技术

低 NO_x 煤粉燃烧技术在上述两个前提优势条件保障下,低 NO_x 技术手段可以应用得深入到位,可以实现更深入的空气分级,建立更大的还原区,采用低氧燃烧及低 NO_x 燃烧器等措施,通过采用贴壁风技术及纵向空气分级在炉内最终形成空间空气分级,实现减少及抑制 NO_x 生成;最终可实现防渣,防腐、高效燃烧,超低 NO_x 燃烧综合一体化。

由于新型低 NO_x 燃烧器综合了烟气再循环、空气分级、燃料分级等技术，脱硝效果是最为显著的，很容易取得 50~70%的脱硝率。为数众多的锅炉制造跨国公司都在积极研究开发低 NO_x 燃烧器，并且已经提供了上万套的新型低 NO_x 燃烧器。因此，现在新机组的 NO_x 排放水平明显得到了控制，多数烟煤锅炉的 NO_x 排放浓度在 400mg/Nm³ 左右，甚至更低。国内有多家锅炉厂及一些从事燃烧器改造的公司均已掌握了新型低 NO_x 燃烧器的配套技术，在锅炉燃用较好煤质的条件下，氮氧化物排放浓度可控制在 300mg/Nm³，甚至 250mg/Nm³ 以下，基本接近 200mg/Nm³ 的控制目标。用低 NO_x 燃烧器改造旧机组，也是燃烧控制 NO_x 生成的首选。主要原因是：

① NO_x 排放浓度降低显著

一般能降低 50~70%的 NO_x 排放。在很多时候，光是燃烧器改造就能使 NO_x 浓度满足环保要求。因此，通常将低 NO_x 燃烧器作为脱硝的前置控制手段，配合 SNCR 或 SCR 脱硝，就可以以较小的投资和运行成本，得到很高的脱硝率，可以轻易满足最严格的环保要求。

② 改造工程量小

由于燃烧器是独立设备，更换所带来的工程量比较小。由于锅炉系统改造少，对锅炉可能的负面影响也很小，而且没有场地要求，因而容易实施。

③ 便于项目操作

低 NO_x 燃烧器是成熟的系列化产品，制造商也很多，其改造指标的可信度比较高，也容易达到性能保证要求。因此，低 NO_x 燃烧器改造项目操作比较简单，风险比较小。

其可能存在的问题就是在改造后，存在着燃烧情况不理想，这一点与其它几种燃烧改造是一致的。为了使负面影响降低到最小，需要进行计算模拟和模型试验工作。

1) 低氮燃烧技术(简称 LNB)工艺介绍

热电厂锅炉采用低 NO_x 燃烧技术是一项投入少、见效快并且适合我国国情的控制 NO_x 排放量有效措施，它包括低氮燃烧器技术、炉内低过量空气系数运行、空气分级燃烧技术、燃料分级燃烧技术和烟气再循环技术等，同时要综合考虑锅炉运行经济性、安全性与 NO_x 脱除效率的最优结合。其中，空气分级和燃料分级低 NO_x 燃烧技术即是将煤粉燃烧反应过程化学当量比控制在较低水平，并尽量降低煤粉火焰温度，可以形成较低温度、强还原性气氛的煤粉着火燃烧环境，有效减少煤中氮元素向 NO 转化率并降低热力型 NO 生成量。现场实测结果表明，在大型煤粉锅炉上采用了炉内立体分级低 NO_x 燃烧技术或超细化煤粉再燃技术，在燃用烟煤或褐煤的 200~600MW 机组上，NO_x

排放量可降至 $250\sim 280\text{mg}/\text{Nm}^3$ ($\text{O}_2=6\%$) 以下, 与改造前比较降低幅度可达 $58\sim 65\%$ 。

因此, 在大量研究和实际应用的实践基础上, 针对本项目燃煤发电供热锅炉和燃烧系统的实际情况, 将采用炉内立体分级低氮燃烧技术进行改造, 该技术可达到高效降低 NO_x 排放, 同时保证煤粉高效燃烧、炉内不结渣、无高温腐蚀, 并且具有宽广的煤质适应性。下面将对该技术的具体技术原理和特点、性能保证措施以及应用实例进行详细阐述。

① 我国低 NO_x 燃烧器技术的发展历程

我国对煤粉燃烧过程中 NO_x 排放的研究始于上个世纪八十年代末期, 主要工作局限在高等院校和科研机构内。对低 NO_x 燃烧器的研究也同期进行, 开发了一些具备低 NO_x 排放潜力的燃烧器, 目前广泛采用的水平浓淡燃烧器的研发也始于这个时期。到了九十年末期, 多功能船形燃烧器、双通道通用煤粉主燃烧器、稳燃腔钝体燃烧器和开缝钝体燃烧器等取得了一定的应用后, 陆续被浓淡型燃烧器取代。

浓淡型燃烧器分为垂直浓淡和水平浓淡两种, 垂直浓淡燃烧器的代表有 WR 燃烧器和 PM 燃烧器, 分别是美国 CE 公司(现在的 Alstom Power)和日本三菱公司的产品, 前者于上个世纪八十年代中期获得应用, 主要是为了提高稳燃能力, 后者是日本三菱公司在引进美国 CE 公司技术后, 为了强化 NO_x 减排能力而对 WR 燃烧器进行改进, 采用高浓缩比的 PM 弯头取代普通弯头所研发的燃烧器, 因为 NO_x 排放低而名 Pollution Minimum, 首字母简化为 PM。

② 低 NO_x 控制技术机理和特点—降低 NO_x 排放浓度措施

a) 低 NO_x 燃烧器技术原理

新一代的高浓缩比水平浓淡风煤粉燃烧技术, 是在一次风管道内采用经过详细研究和优化的第三代百叶窗式煤粉浓缩器, 使煤粉气流在流经百叶窗是产生不同程度偏转, 煤粉与气流惯性分离, 经分流隔板后分别形成两股浓、淡煤粉气流, 同时在淡煤粉外背火侧布置有刚性强的侧二次风喷口。燃烧器布置在四角切圆锅炉同一水平面, 淡煤粉气流在背火侧喷入炉膛, 形成外侧假想切圆; 而浓煤粉气流在向火侧喷入炉膛, 形成内侧假想切圆。水平浓淡燃烧技术原理, 见图 4.4-1。

淡煤粉气流在水冷壁附近形成了比普通燃烧器强得多的氧化性气氛。侧二次风在背火侧的投入将进一步强化淡煤粉形成的氧化性气氛, 保证在深度炉内分级燃烧方式下, 水冷壁附近的低煤粉颗粒浓度和氧化性气氛的运行环境。这种布置方式不仅起到了稳燃和降低 NO_x 生成的作用, 同时还避免了形成还原性气氛, 防止了水冷壁高温腐

蚀现象发生。浓煤粉布置炉内烟气温度的向火侧，浓煤粉具有着火温度低、火焰温度高的特点，保证了煤粉火焰的良好稳定性。

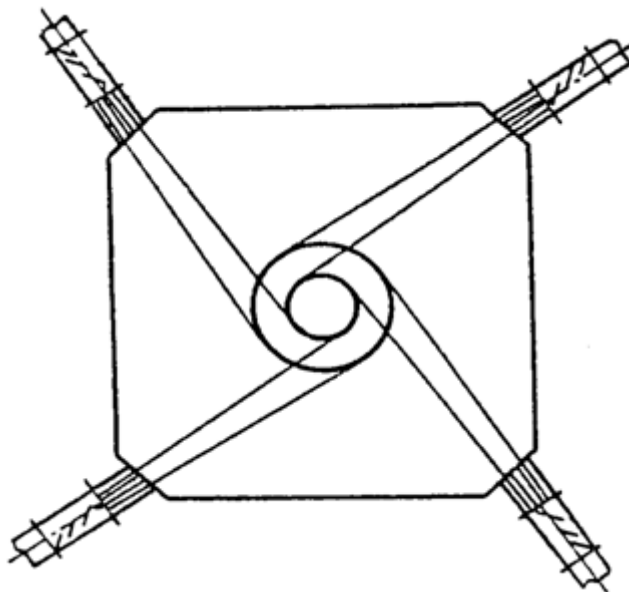


图 4.4-1 水平浓淡燃烧技术原理图

由于浓淡煤粉气流分别在远离煤粉燃烧化学当量比条件下燃烧，对于浓侧煤粉气流由于处于还原性气氛下燃烧，气流中氧含量小，煤粉挥发物中的含氮基团可将 NO 还原为 N_2 ，使 NO 产生量降低；对于淡侧煤粉气流，由于煤粉浓度较小，含氮基团析出量小，这样与氧反应生成 NO 的量较小，综合总体效应的结果，使浓淡分离后一次风产生 NO 排放量比普通型直流燃烧器少得多。采用水平浓淡煤粉燃烧器后，可以有效改善着火阶段煤粉气流的供风，使煤粉在偏离化学当量比环境中着火，这样降低了 NO_x 生成量，可以大幅度降低 NO_x 排放水平。

垂直浓淡燃烧器是煤粉气流能按炉膛高度方向上的两级垂直浓淡分配技术。该技术的关键设备是安装在风扇磨后送粉管道上的自动可调叶栅煤粉分配器和位于每层燃烧器入口煤粉管道内的垂直浓淡分离器。前者是角度可调的叶栅，见图 4.4-2；后者是由一个带孔的水平隔板，利用拐弯处煤粉的离心作用，使煤粉分为浓淡两股，见图 4.4-3 由风扇磨出口的一次风煤粉流经过可调叶栅煤粉分配器时，使煤粉被分为浓、较浓和淡的 3 股煤粉流，在垂直方向上煤粉浓度依次为：上层为淡煤粉气流，中层为较浓煤粉气流，最下层为浓煤粉气流。当最下层浓煤粉气流进入下层燃烧器前，受到弯管的惯性和隔板的作用，一次风煤粉在此又进一步被分离成两股，并被隔板分开。大颗粒由于惯性作用的影响，处在上面。这样使煤粉气流经过两次浓淡分离，将含较大颗粒且浓度大的煤粉气流送到最下层燃烧器的上部去燃烧，而浓度小的煤粉气流达到

最上层燃烧器燃烧。

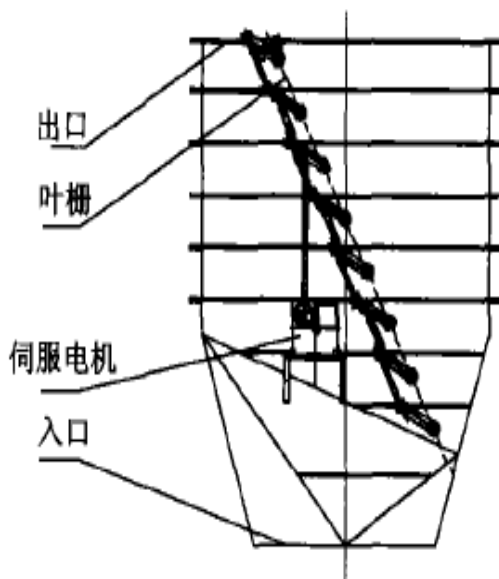


图 4.4-2 煤粉分配器示意图

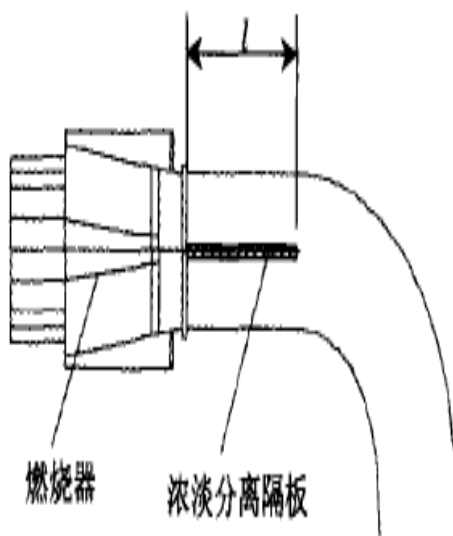


图 4.4-3 垂直浓淡燃烧示意图

两种低氮燃烧器的性能比较，见表 4.4-2

表 4.4-2

性能比较表

项目	性能比较		技术方案与差异	运行情况说明
低氮燃烧器	水平浓淡	垂直浓淡	上锅、中瀚电力 2 种燃烧器都做，国电龙源只做垂直浓淡燃烧器，川锅、华西能源、哈锅只做水平浓淡燃烧器。	

锅炉效率	高	低	二者相差在 1%~1.5%	锅炉效率由煤质、运行水平所决定；
NO _x 排放浓度	高	低	对于水平浓淡燃烧器各厂家所达到的排放值相差较大。对于 135MW 机组川锅、华西能源在 400mg/Nm ³ 左右，上锅、哈锅 300mg/Nm ³ 左右。垂直浓淡燃烧器国电龙源、上锅 300mg/Nm ³ 左右。	NO _x 排放浓度由炉膛尺寸、燃烧器、煤质、二次风及燃尽风等配风系统布置、运行时风量控制决定；
稳燃能力	稍弱	稍强	由现有资料显示相同煤质情况下，二者只有略微差异	
排烟热损失	高	低	二者相差在 1%以内	
不完全燃烧热损失	低	高	二者相差在 0.5%以内	
高温腐蚀	风险性低	风险性高	在运行配风合理的情况下二者相差不大	高温腐蚀、水冷壁结焦由炉膛燃烧切圆、受热面布置、二次风及燃尽风等配风系统布置、运行时风量控制决定
水冷壁结焦	风险性低	风险性高		
设备投资 (万元)	500~600	450~550 (国产) 700 (执行机构进口)	由于水平浓淡燃烧器为哈工大研发，故设备全部为国产。垂直浓淡燃烧器为引进技术，主设备未完全国产化，故部分设备 (主要是执行机构等) 仍为进口。	

通过与厂家沟通，上述两种燃烧器的选择需要结合现有锅炉、煤质具体情况，经过计算确定，故该阶段无法确定两种燃烧器的优劣。业主可在低氮燃烧改造招标文件中对改造后锅炉效率、NO_x 排放浓度作出明确要求。

b) 炉内垂直空气分级降低 NO_x 排放

空气分级燃烧是目前使用最为普遍的低 NO_x 燃烧技术之一。空气分级燃烧的基本原理为：将燃烧所需的空气量分成两级送入炉膛，使主燃烧区内过量空气系数在 0.8~1 之间，燃料先在富燃料条件下燃烧，使得燃烧速度和温度降低，延迟了燃烧过程，在还原性气氛中大量含氮基团与 NO_x 反应，提高了 NO_x 向 N₂ 的转化率，降低了 NO_x 在这一区域的生成量。将燃烧所需其余空气通过布置在主燃烧器上方的燃尽风喷口 (OFA) 送入炉膛，在供入燃尽风以后，成为富氧燃烧区。此时空气量虽多，但因火焰温度低，且煤中析出的大部分含氮基团在主燃区已反应完成，最终 NO_x 生成量不大，同时空气

的供入使煤粉颗粒中剩余焦炭充分燃尽，保证煤粉的高燃烧效率，最终炉内垂直空气分级燃烧可使 NO_x 生成量降低 30~40%。在采用深度空气分级燃烧时，由于在主燃烧区过量空气系数比 1 小很多，燃烧是在比理论空气量低很多的情况下进行的，虽然有利于抑制 NO_x 的生成，但产生大量不完全燃烧产物，导致燃烧效率降低并容易引起结渣和受热面腐蚀。因此，必须正确组织合理的空气分级燃烧，在保证降低 NO_x 排放同时充分考虑锅炉运行的经济性和安全可靠。炉内垂直分级燃烧示意图，见图 4.4-4。

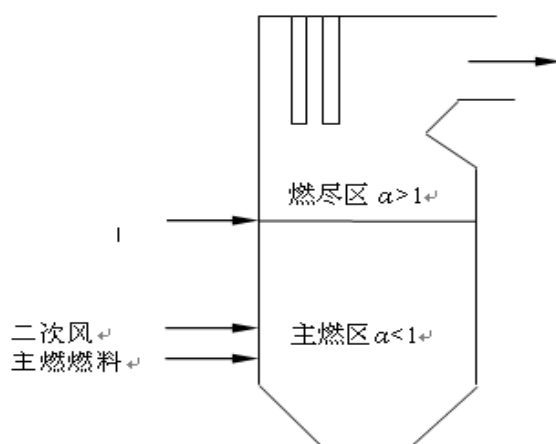


图 4.4-4 炉内垂直分级燃烧示意图

空气垂直分级燃烧和浓淡燃烧技术相结合，使主燃烧器区还原性气氛得以强化，更有利于 NO 与还原性含 N 基团反应，提高 NO 还原率，可以更好的发挥浓淡燃烧技术降低 NO_x 排放的性能；同时浓煤粉气流使煤粉气流着火提前，煤粉颗粒在高温燃烧区域停留时间增加，有利于保证煤颗粒中焦炭充分燃尽；淡煤粉气流在浓煤粉气流外侧供入，保证了在主燃烧区虽然保持了燃烧总体过量空气系数小于 1 的还原性气氛，但在易出现结渣和高温腐蚀的炉膛近水冷壁区则为氧化性气氛，提高近壁区内灰颗粒的熔点，并有效减少近壁区烟气中腐蚀性气体的浓度，有利于防止炉膛结渣和水冷壁高温腐蚀。

研究表明，煤粉着火初期的挥发分析和燃烧出过程对消减整个 NO_x 排放量至关重要，但挥发分析出和反应时间很短，大约只占煤粉颗粒在炉内整个停留时间的 1/10，因此在着火初期减少供入的氧量形成强还原性气氛非常重要。采用高浓缩比水平浓淡燃烧方式，使煤粉初期挥发分析出阶段氧量大幅度减少，形成强还原性气氛，极大促进 NO_x 还原为 N_2 ，且浓缩率越高降低 NO_x 排放浓度的效果越好，因此高浓缩率的煤粉着火初期浓淡分离技术是低 NO_x 燃烧技术的关键。

水平浓淡风煤粉燃烧技术与炉内垂直水平分级燃烧相结合形成的立体低 NO_x 排放

燃烧系统，能够使得四角切圆锅炉的运行性能得到有效改善，实现深度分级燃烧时（采用高位燃尽风），锅炉运行性能，见表 4.4-3。

表 4.4-3 锅炉运行性能表

项 目	无烟煤	贫 煤	烟 煤	褐 煤
NO _x 排放 (mg/m ³ , O ₂ =6%)	800	400	214~300	250~300
连续运行最低不投油负荷(% ECR)	45	40	40	50
燃 烧 效 率	比改造前有不同程度的改善			
结 渣 情 况	无，不因为结渣而影响锅炉的正常运行			
高 温 腐 蚀	无			

③ 技术特点

炉内立体分级低氮燃烧技术具有以下技术特点：

a) 浓淡燃烧保证低 NO_x 的排放量

传统的一次风量根据煤中的挥发分完全燃烧和一次风送粉安全来确定，因而在着火初期挥发分处于富氧燃烧气氛，此时从煤中释放出来的燃料 N 在氧化性条件下会生成大量的 NO_x。浓淡燃烧把煤粉气流分成浓度差异较大的两股煤粉气流，使得浓淡煤粉气流分别在远离煤粉燃烧化学当量比条件下燃烧。对于浓侧煤粉气流由于处于还原性气氛下燃烧，煤粉挥发物中的含氮基团可将 NO 还原为 N₂；对于淡侧煤粉气流，由于煤粉浓度较小，含氮基团析出量小，这样与氧反应生成 NO 的量较小，综合总体效应的结果，使浓淡分离后一次风产生 NO 排放量比普通型直流燃烧器少得多。采用水平浓淡煤粉燃烧器后，可以有效改善着火阶段煤粉气流的供风，使煤粉在偏离化学当量比环境中着火，大幅度降低 NO_x 排放水平。

b) 空气垂直立体分级技术与浓淡燃烧相结合进一步深度降低 NO_x 排放量

将燃烧所需的空气量分成两级送入炉膛，使主燃烧区内过量空气系数在 0.84~0.9 之间，燃料先在富燃料条件下燃烧，使得燃烧速度和温度降低，延长了燃烧过程，在还原性气氛中大量含氮基团与 NO_x 反应，提高了 NO_x 向 N₂ 的转化率。将燃烧所需其余空气通过布置在主燃烧器上方分离燃尽风喷口(SOFA)送入炉膛，此时空气量虽多，但因火焰温度低，且煤中析出的大部分含氮基团在主燃区已反应完成，最终 NO_x 生成量不大，同时空气的供入使煤粉颗粒中剩余焦炭充分燃尽，保证煤粉的高燃烧效率，炉内垂直空气分级燃烧与水平浓淡燃烧的合理结合将进一步深度降低 NO_x 排放量。

c) 水平浓淡燃烧方式克服了垂直浓淡燃烧方式飞灰含碳量高、易结渣的问题

四角切圆锅炉在炉内垂直方向上烟气流速慢，湍流脉动强度小，导致垂直方向上气流混合明显弱于水平方向上的各股气流间的混合。因此，水平浓淡燃烧方式浓淡气流水平方向上的混合(横向混合)明显强于垂直方向上的混合。一次风粉在高煤粉浓缩比煤粉浓缩器内被浓缩，会使煤粉着火燃烧提前，相对延长了煤粉在炉膛高温区内的燃烧时间，水平浓淡燃烧浓煤粉着火后将迅速在下游与淡煤粉气流混合均匀，淡煤粉气流及时混入保证了浓煤粉形成的焦炭燃烧所需氧量，可实现炉内高效燃尽，较垂直浓淡燃烧方式燃尽率高。水平浓淡燃烧器中性能优良的煤粉浓缩器使淡一次风含粉量较小，有效控制了水冷壁附近煤粉颗粒的浓度，使流到炉膛水冷壁附近的煤粉处于氧化性气氛燃烧，可有效提高燃烧器防高温腐蚀和防结渣的能力。一次风喷口周围可采用偏置型周界风喷口，保证一次风喷口得到适当冷却，同时在淡侧喷口背火侧布置有较大出口动量的侧边二次风喷口，可有效提高了一次风出口气流的刚性，使之抗偏转能力和有效射程得到提高，可以与淡一次风配合进一步降低靠近水冷壁壁面的煤粉颗粒浓度，强化水冷壁壁面附近的氧化性气氛，煤灰融化温度在氧化性气氛下将提高，可有效控制燃烧器区水冷壁结渣同时防止高温还原性气体对水冷壁金属管壁的高温腐蚀，而垂直浓淡燃烧方式将很难避免高浓度的一次风煤粉气流直接冲刷水冷壁引起结渣和高温腐蚀的问题。

d) 灵活地调整汽温和保证安全受热面壁温

由于水平浓淡燃烧器具有次风着火点近、火焰稳定性强的特点，将使炉膛火焰中心有所下降，部分抵消由于燃尽风喷口在水冷壁上开口引起的炉膛辐射受热面积的减少，使炉膛出口烟温变化不大，有效避免了炉膛出口屏区的结渣和烟温偏差。在主燃烧器区上部的将采用高位燃尽风喷口，其喷口可以水平和垂直方向摆动一定角度，使燃尽风出口气流在炉内形成与主燃烧器出口气流呈一定的反切角度，反切气流与主气流流动方向相反动量相互抵消，起到有效削旋气流的作用，减少炉膛出口的气流残余旋转，减少炉膛左右侧出口烟温偏差。燃尽风喷口可以在一定角度内垂直方向摆动，在避免出口烟温偏差的同时还可以适当调整炉内火焰中心高度，对过热器和再热器出口蒸汽温度的调节起到很大作用，使减温水投入量处于合理范围内。炉膛上部削旋气流的存在将有效均匀炉膛出口烟气流量和烟气温度水平，保证过热器和再热器的管壁温度处于安全范围内。

e) 着火好、稳燃能力强

采用优化设计的百叶窗煤粉浓缩器具有较高浓缩比，煤粉浓度提高后，其着火温

度降低，煤粉和空气混合物加热到着火温度所需时间缩短了；同时，煤粉气流所需着火热减少，火焰传播速度也提高了，使一次风的着火、燃烧稳定性增强，具有良好的低负荷稳燃能力，可在 40%ECR 负荷下不投油长时间连续稳定运行。而且对于燃用煤质较差且燃料特性波动较大运行工况，水平浓淡燃烧器具有很强适应能力，煤粉浓度的提高，将是使煤粉和空气混合物着火和稳燃能力大幅度增强，对一些热值低、挥发分低及灰分大的劣质煤也能保持强稳燃能力和高燃烧效率，针对燃用烟煤设计的燃烧器适用煤种范围可达：可燃基挥发分 V_{daf} 在 15~35% 范围内，收到基低位热值 $Q_{net,ar}$ 在 15910~23027kJ/kg 范围内。

f) 寿命长，布置、安装、运行和维护方便

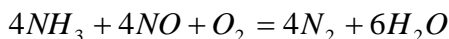
燃烧器结构成熟、浓缩器尺寸小、布置方便，设备已集成化且维护方便，采用高耐磨性的金属材料，抗磨损能力强，设备使用寿命长，运行操作简便。

4.4.3.1 烟气脱硝技术特点

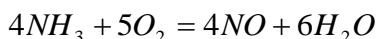
(1) 选择性非催化还原技术 (SNCR)

1) 反应机理

选择性非催化还原技术 (SNCR) 是当前 NO_x 治理中采用且具有一定前途的炉内脱硝技术之一。在没有催化剂，温度在 871~1038℃ 范围内，氨为还原剂时，发生反应：

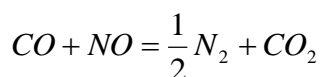
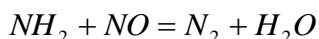
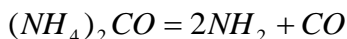


当温度过高时会发生反应：



当温度低于 871℃ 时，反应不完全，氨的逃逸率高，造成二次污染，导致脱硝效率降低。

SNCR 也可以采用尿素为还原剂，加水配成一定浓度的溶液，直接喷入 927~1093℃ 的烟气中，达到与喷氨一样的效果。



有研究表明用尿素作还原剂要比用氨作还原剂产生更多的 N_2O 。如果运行控制不当，用尿素作还原剂时可能造成较多的 CO 排放。这是因为低温尿素溶液喷入炉膛内的高温气流引起淬冷效应，造成燃烧中断，导致 CO 排放的增加。另外，在锅炉过热器前

大于 800℃ 的炉膛位置喷入低温尿素溶液，必然会影响炽热煤炭的继续燃烧，引发飞灰、未燃烧碳提高的问题。

但是根据实际运行的经验，与使用氨的 SNCR 脱硝工艺相比，尿素 SNCR 工艺也可以获得较佳的经济效益，有如下优点：

- 与 NH_3 相比，尿素是无毒无害的化学品；
- 由于系统小因而投资较低，而且不存在带压和危险的无水氨或氨水的存储、处理和安全设备；
- 较低的动力消耗；
- 使用液态而不是气态反应剂，可以更有效地控制喷雾模式和化学剂分布保证良好的混合，因此以较低的 NH_3 逃逸使得化学剂得到较好的利用，并且尿素 SNCR 工艺已经有在大型燃煤机组成功的应用业绩。

80 年代中期 SNCR 技术在国外研发成功，开始大量应用于中小型机组，至 90 年代初期成功应用于大型燃煤机组。该技术的运行经验至今已成功的应用在 600~800MW 等级的燃煤机组。

另外有一种 SNCR 技术被称为 ROFA/ROTAMIX，是由美国 MOBOTECH 公司开发的，其实质是利用 ROFA 为 SNCR 的还原剂喷口，可以在 ROFA 的基础上，进一步降低 NO_x 达 35%，可以使总的 NO_x 降低 75~80%，使排放浓度降低到 200~300 mg/Nm^3 。这种系统采用了增压二次风，因此，SNCR 的喷口可以在 ROFA 的各风口间进行选择，并被高速二次风带进炉膛上部，依靠 ROFA 的强涡流，使还原剂与烟气均匀混合。该技术在美国和瑞典有近 40 台业绩，容量从 50MW 到 600MW。SNCR 工艺示意图，见图 4.4-5。

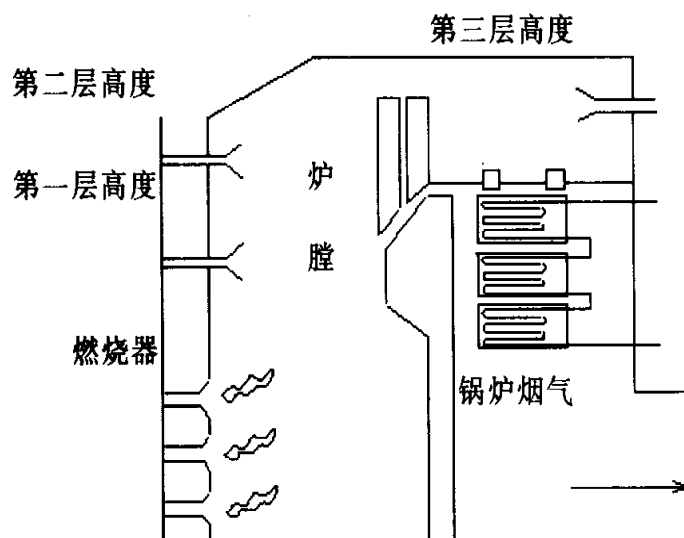


图 4.4-5 SNCR 工艺示意图

2) 影响 SNCR 反应的因素

① 还原剂喷入点的选择

喷入点必须保证使还原剂进入炉膛内适宜反应的温度区间(871~1038℃),这个温度范围存在与锅炉燃烧室和省煤室的过热器区域。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响甚至造成新的污染。需要利用计算机模拟和流体力学的知识来模拟锅炉内烟气的流场分布和温度分布,以此为设计依据来合理选择喷射点和喷射方式。

② 停留时间

因为任何反应都需要时间,所以还原剂必须和 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。实验研究表明:停留时间从 100ms 增加到 500ms, NO_x 最大还原率从 70%上升到了 93%左右。

③ 适当的 NH₃/NO_x 摩尔比

NH₃/NO_x 摩尔比对 NO_x 脱除率影响也很大。根据化学反应方程, NH₃/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, NH₃/NO_x 摩尔比一般控制在 1.0~2.0 之间,最大不要超过 2.5。NH₃/NO_x 摩尔比过大,虽然有利于 NO_x 脱除率增大,但氨逃逸加大又会造成新问题,同时还增加了运行费用。

根据美国环保署 Daniel C. Mussatti 等人做的 NO_x 还原率与反应温度和停留时间的关系的实验结果,图 4.4-6 为 NO_x 脱除率与 NH₃/NO_x 摩尔比的关系图,从中可以看出,当 NH₃/NO_x 摩尔比小于 2,随 NH₃/NO_x 摩尔比增加,NO_x 脱除率显著增加,但 NH₃/NO_x 摩尔比大于 2 后,增加就很少。图 4.4-7 为 NO_x 脱除率与氨逃逸率的关系图,可以看出, NH₃/NO_x 摩尔比增加,NO_x 脱除率增加,但氨逃逸率也增加了。

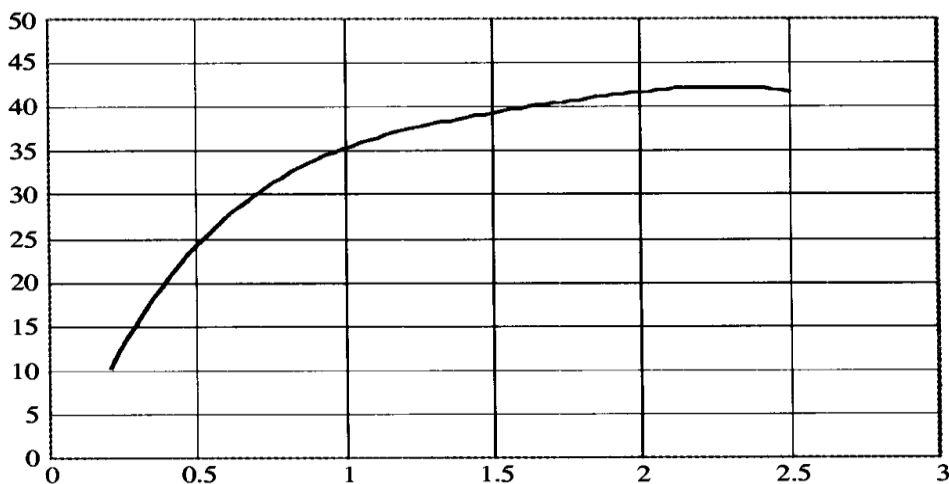


图 4.4-6 NO_x 脱除率与 NH₃/NO_x 摩尔比的关系

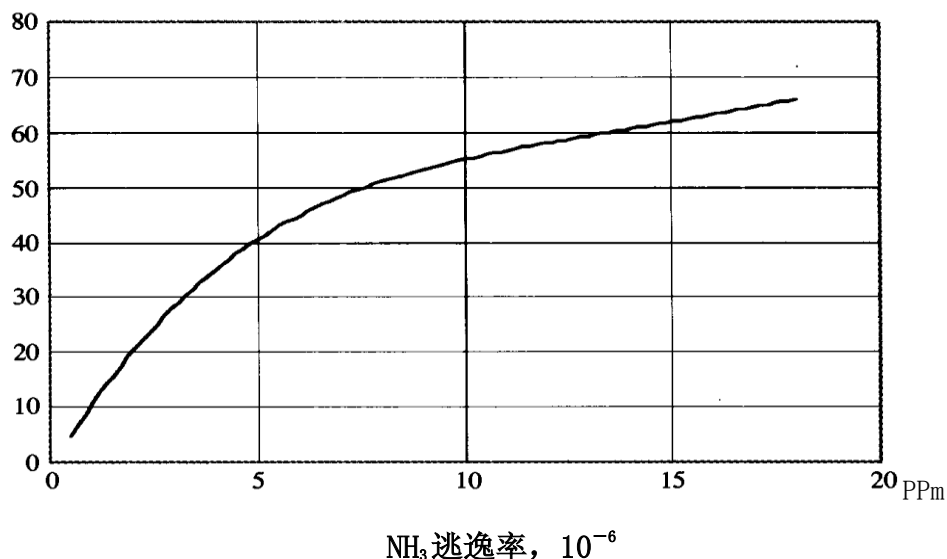


图 4.4-7 NO_x 脱除率与 NH₃ 逃逸率的关系

④ 还原剂和烟气的混合

两者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 NH₃/NO_x 摩尔比下得到较高的 NO_x 还原率的基本条件之一。

只有在以上四方面的要求都满足的条件下，NO_x 脱除才会有令人满意的效果。大型电站锅炉由于炉膛尺寸大、锅炉负荷变化范围大，从而增加了对这四个因素控制的难度。国外的实际运行结果表明，应用于大型电站锅炉的 SNCR 的 NO_x 还原率只有 40%。根据美国环保署所做的 NO_x 还原率与锅炉容量之间关系的统计结果，随着锅炉容量的增大，SNCR 的 NO_x 还原率呈下降的趋势。

以上四个方面的因素都涉及到了 SNCR 还原剂的喷射系统，所以在 SNCR 中还原剂的喷射系统的设计是一个非常重要的环节。

SNCR 工艺以炉膛为反应器，可通过对锅炉的改造实现，建设周期短，投资成本和运行成本与其它烟气脱硝技术相比都是比较低的，适合于对中小型锅炉的改造。对于电站锅炉，投资成本和运行成本依据 NO_x 排放浓度的不同二有所差异，特别是运行成本与烟气原始 NO_x 浓度关系十分巨大，因为在 SNCR 工艺中，还原剂成本所占的份额达到 50% 以上。

3) SNCR 技术的特点

由于 SNCR 技术的方案需要确定炉膛氮氧化物浓度数据，依此来确定合适的脱硝效率，并进行还原剂供应系统和炉区喷射系统的设计，针对本项目而言，必须在低氮燃烧器改造后，才能进行 SNCR 方案的设计和和实施。

理论上 SNCR 技术可以达到 70% 以上的 NO_x 脱除率，由于还原剂与烟气混合情况、

烟气温度范围、氨逃逸等问题，使得大型锅炉一般 NO_x 脱除率都远低于 70%。根据规范要求，本项目锅炉采用 SNCR 工艺所能达到的目标脱硝效率定为 40%为宜。

SNCR 技术是将氨基还原剂(如液氨、氨水、尿素)溶解稀释到 10%以下，利用机械式喷枪将还原剂溶液雾化成液滴喷入炉膛，热解生成气态 NH₃，在 871~1038℃温度区域(通常为锅炉对流换热区)和没有催化剂的条件下，NH₃与 NO_x 进行选择非催化还原反应，将 NO_x 还原成 N₂与 H₂O 溶液。SNCR 工艺比较简洁，具有如下特点：

- ① 投资费用较低；
- ② 现代 SNCR 技术可控制 NO_x 排放降低 20~50%，脱硝效率随机组容量增加而降低。
- ③ SNCR 装置不增加烟气阻力，也不产生新的 SO₃，氨逃逸浓度控制通常在 5~10ppm 以内。
- ④ 合适的反应温度窗口狭窄，为适应锅炉负荷的波动、提高氨在反应区的混合程度与利用率，通常在炉膛出口屏式过热器下方设置多层喷枪。
- ⑤ 建设周期短，场地要求少，适用于对现有中小型锅炉的改造。
- ⑥ 喷氨量的选择要适当，少则无法达到预期脱除 NO_x 效果，但氨量过大，将在尾部受热产生硫酸铵，从而堵塞并腐蚀空气预热器。因此，要求尾部烟气中允许的氨泄漏量小于 10ppm，在这一条件限制下，NO_x 降低率为 30~50%。
- ⑦ 有副反应，生成 N₂O。
- ⑧ 运行费用比较低，为 SCR 的 40~80%。

SNCR 脱硝是在现有的锅炉上增加一套系统，因此，对于锅炉烟气系统的影响相对比较小。但主要问题有：

① 较高的氨逃逸和铵盐影响

SNCR 的氨逃逸率比较高，一般都是以 1.5 左右的摩尔比喷入氨的，而脱硝率只有 40%左右，因此会有 10ppm 的氨逃逸。尾部形成一些硫酸铵、硫酸氢铵等铵盐，有增加堵塞和腐蚀空气预热器等尾部烟道设备的倾向。另外，较高的氨逃逸还可能使飞灰中的氨浓度超过使用限制。

② 还原剂的消耗量比较大

由于氨/NO_x 摩尔比高达 1.5 以上，相比 SCR 工艺 80%的效率而言，氨的消耗量几乎高一倍，而脱硝率却低一半，物料消耗费用极高，因此，当原始氮氧化物浓度较高时，运行经济性很差。

③ 对锅炉效率的影响

向炉膛喷液氨雾化液滴蒸发与热解过程需要吸收热量，这会造成锅炉效率降低 0.1~0.3 个百分点。

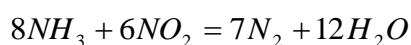
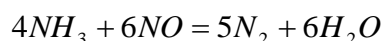
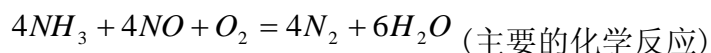
总体而言，SNCR 技术也是十分成熟的脱硝技术，国外已有上百台机组在应用，在国内也已有业绩，江苏利港电厂三、四期 4×600MW 采用 SNCR 技术，设计脱硝率为 25%，实际运行效率可达 30%，运行稳定性、可靠性良好。相对 SCR 而言，脱硝效率偏低。当烟气氮氧化物浓度超过 330mg/Nm³ 时，采用 SNCR 工艺已不能满足要求，在投资和运行费用上就没有优势。只有烟气原始氮氧化物浓度低于 330mg/Nm³ 时，特别是对于现役机组的改造才会显出明显的优势。由于它的低投资和低运行成本，特别适合小容量锅炉的使用。目前在欧洲和美国的 300MW 燃煤电站锅炉上已有采用该法运行经验，但市场占有率非常低。

(2) 烟气选择性催化脱硝技术 (SCR)

选择性催化还原脱硝工艺 (SCR) 是一种以 NH₃ 作为还原剂，在一定的温度 (300℃~420℃) 窗口下，利用催化剂将烟道中 NO_x 催化还原成 N₂ 和 H₂O 的干法脱硝技术，因为整个反应具有选择性并且需要催化剂存在，故称之为选择性催化还原 (SCR)。

1) 反应机理

选择性催化还原技术 (SCR) 具有较高的效率，目前工业脱硝应用大部分采用这一工艺。其机理比较复杂，一般研究认为在 320~420℃，催化剂作用下，有如下几种反应：



反应为微放热反应，温升可以忽略不计。同时改变催化剂成分的配比，可最大限度的降低 SO₃ 的转化率，目前一般加装 SCR 后，会使 SO₃ 排烟浓度增加 10ppm。

2) 布置方式

SCR 工艺的核心装置是脱硝反应器，反应器中的催化剂分上下多层 (一般为 2~4 层) 有序放置。理论上 SCR 脱硝装置可以布置在水平烟道或垂直烟道中，但对于燃煤锅炉，一般应布置在垂直烟道中，且气流方向是自上而下的。这是因为烟气中含有大量粉尘，布置在水平烟道中易引起 SCR 脱硝装置的堵塞。

SCR 的布置方式一般有直接从锅炉引入烟气 (高烟尘法) 和从除尘器后引入烟气

(低烟尘法)。

一般高烟尘法的反应器位于省煤器与空气预热器之间，温度较高，不用另加预热装置，投资和运行费用最低。高烟尘法不产生颗粒物粘附到催化剂上去的问题，因为硫酸铵和大部分挥发凝缩成分是沉积在尘上的，它们会随烟尘一起通过催化剂层和空气加热器进入集尘器除去。高烟尘法的缺点是烟气中飞灰含量高，对催化剂的防磨损和防堵塞的性能要求高。如进气口附近的催化剂会产生磨损，可通过控制进气速度小于 5m/s 而加以防止，并且维持氨的逃逸浓度在 3ppm 以下。

低烟尘法的反应器一般位于脱硫系统之后、烟囱之前。此法的优点是烟气中飞灰大量减少，不易堵塞和磨损催化剂表面。缺点是为满足催化剂的活性要求，烟气进入脱硝反应器前必须升温，需要安装加热器和烟气换热器，系统复杂，投资成本高，应用很少。

3) 催化剂

催化剂是 SCR 技术的核心。许多化学反应都发生在催化剂上。在脱硝装置中催化剂大多采用多孔结构的钛系氧化物，一般使用 TiO_2 作为担体的 V_2O_5/WO_3 及 MoO_3 等金属氧化物。适当添加 WO_3 可增强催化剂的物理性能，并抑制 SO_2 向 SO_3 的转化，添加 MoO_3 可增强抗重金属中毒的能力。烟气流过催化剂表面，由于扩散作用进入催化剂的微孔中，使 NO_x 的分解反应得以进行。催化剂有许多种形状，可以分为蜂窝式、板式和波纹式三种，其中以蜂窝式使用最普遍，板式次之，波纹式最少。蜂窝式催化剂具有模块化、比表面积大、全部由活性材料构成等特点，而板式催化剂不易积灰，对高尘环境适应性强，压降小，但比表面积小。SCR 催化剂的典型成分，见表 4.4-4。

表 4.4-4

脱硝催化剂的典型成分

类 型	单 位	氧化钨型	氧化钼型
SiO_2	%	5.1	3.4
Al_2O_3	%	0.65	3.9
Fe_2O_3	%	0.01	0.14
TiO	%	79.7	73.3
CaO	%	0.79	0.01
MgO	%	0.01	0.01
BaO	%	0.01	0.01
Na_2O	%	0.01	0.01
K_2O	%	0.02	0.02
SO_3	%	1.1	3.4
P_2O_5	%	0.01	0.01

V ₂ O ₅	%	0.59	1.6
MoO ₃	%	-	12.9
WO ₃	%	11.0	-

SCR 系统的运行成本在很大程度上取决于催化剂的寿命，其使用寿命又取决于催化剂活性的衰减速度。催化剂的失活主要有化学失活和物理失活。典型的 SCR 催化剂化学失活主要是由砷、碱金属、金属氧化物等引起的催化剂中毒。砷中毒是烟气中的气态三氧化二砷与催化剂结合引起的。碱金属吸附在催化剂的毛细孔表面，金属氧化物如 MgO、CaO、Na₂O、K₂O 等使催化剂中毒，主要是中和催化剂表面吸附的 SO₂ 生成硫化物而造成的。催化剂物理失活主要是指由于高温烧结、磨损和固化微粒沉积堵塞而引起催化剂活性损坏。煤的特性对催化剂的组成、毛细孔尺寸、孔隙和体积有很大影响，并影响到催化剂的寿命。目前，对于催化剂的失活问题，在国外已经有了较成熟的解决办法。

4) 主要设计和运行影响因素

① NH₃/NO_x 的摩尔比

理论上 1mol 的 NO_x 需要 1mol 的 NH₃ 去脱除，NH₃ 量不足会导致 NO_x 的脱除效率降低。但 NH₃ 过量时，烟气通过空气预热器后温度迅速下降，多余的 NH₃ 又会与烟气中的 SO₂、SO₃ 等反应形成铵盐，导致烟道积灰与腐蚀。另外，NH₃ 吸附在飞灰上，会影响电除尘器所捕获粉煤灰的再利用价值，氨泄露到大气中又会对大气造成新的污染，故氨的逃逸量一般要求控制在 3ppm 以下。通常喷入的实际 NH₃ 量随着机组负荷的变化而变化。目前，SCR 装置负荷变化的响应时间跟随能力在 5~30s。运行中，通常取 NH₃:NO_x (摩尔比) 在 0.81~0.82，NO_x 的去除率约 80%。

烟气的均匀混合对于既保证 NO_x 的脱除效率，又保证较低的氨逸出量是很重要的。如果 NH₃ 与烟气混合不均，即使氨的输入量不大，氨与 NO_x 也不能充分反应，不仅达不到脱硝的目的还会增加氨的逃逸率。速度分布均匀，流动方向调整得当时，NO_x 转化率、氨逃逸率和催化剂的寿命才能得到保证。采用合理的喷嘴格栅或涡流混合反应器，并为氨和烟气提供足够长的混合烟道，是使氨和烟气均匀混合的有效措施，可以避免由于氨和烟气的混合不均所引起的一系列问题。

② 温度

烟气温度是影响 NO_x 脱除效率的重要因素。一方面，当烟气温度低时，催化剂的活性会降低，NO_x 的脱除效率随之降低，但此时 NH₃ 的逃逸率增大。SO₂ 很容易被催化

氧化成 SO_3 ，从而与还原剂 NH_3 及烟气中的水反应生成 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 和 NH_4HSO_4 。 NH_4HSO_4 粘性较高，易在 $230\sim 250^\circ\text{C}$ 之间的 SCR 反应中生成，它在 $180\sim 240^\circ\text{C}$ 之间呈液态，当温度低于 180°C 呈固态，灰沉积于催化剂的表面，堵塞其微孔。同时 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 具有腐蚀性和粘性，可导致尾部烟道和设备损坏。虽然 SO_3 生成量有限，但其对后续设备造成的影响不可低估。为防止这一现象产生，既要严格控制氨逃逸量和 SO_2 氧化率，减少 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 和 NH_4HSO_4 在催化层和后部空气预热器上的形成，又应保证 SCR 反应温度应高于 300°C 。另一方面，温度高于 400°C 时， NH_3 会与 O_2 发生反应，导致烟气中的 NO_x 增加，同时又容易发生催化剂的熔结，微孔消失，使催化剂失效。因此，一般 SCR 反应温度都控制在 $320\sim 400^\circ\text{C}$ 。

根据催化剂的适宜温度范围，SCR 可分为高温、中温和低温工艺，其温度分别为：高温 SCR 工艺： $345\sim 590^\circ\text{C}$ ；中温 SCR 工艺： $260\sim 380^\circ\text{C}$ ；低温 SCR 工艺： $80\sim 300^\circ\text{C}$ 。在系统设计和运行时，选择和控制好烟温尤为重要。

③ 飞灰

在锅炉燃烧过程中，由于煤种变化和局部燃烧扰动，通常在上炉膛或对流受热面形成多孔且形状不规则的爆米花状灰，其粒径可达 10mm 。对于 SCR 催化剂， 4mm 或 5mm 就会造成堵塞。因此，有些项目 SCR 系统催化剂顶层会出现被爆米花状灰堵塞的情况，往往导致烟气阻力增加，催化剂性能降低，甚至可能造成 SCR 装置停运。往往采用加强吹灰手段，选用板式催化剂等手段来消除其影响。譬如 B&W 公司不仅设计了“偏转板”使爆米花状灰进入省煤器灰斗，还设计了筛式挡板用来收集灰并把他们送入省煤器灰斗。

④ 烟气流速

烟气流速增加， NH_3 的逃逸率增加，不同的催化剂厂家的设计流速都不相同，且在一定的 NH_3 逃逸率下，不同催化剂厂家的操作烟气流速变化范围也不同。一般 CORMETECH、HITACHI 和 CORMLD 等厂家的催化剂流速适应范围较大些。反应器内的烟气流速一般 $4\sim 6\text{m/s}$ 。

⑤ 催化剂寿命

由于长期处于高温、高尘的环境中，催化剂的微孔会逐渐变形、堵塞，同时烟气中的各种微量重金属也会对催化剂产生毒化作用。研究表明，一般情况下经过 $16000\sim 20000$ 小时的使用，SCR 催化剂的活性会降至初始的 0.8 。催化剂的实际使用寿命因操作条件、供货商和催化剂类型而不同。催化剂要求活性高，寿命长，耐磨，防堵，抗中毒。每层催化层由若干催化剂单元块组合而成，催化剂一般保证 $2\sim 3$ 年寿命，SCR

的催化层通常运行两层，空置一层，待 2~3 年后添加一层催化剂到空置层，再运行 6 年后开始更换一层催化剂。

⑥ 煤质对 SCR 的潜在问题

中国的煤灰量大，煤种变化和质量变化也很大，且经常出现混烧煤的情况，因此对未来 SCR 装置的氨逃逸和催化剂的适用性提出了很大挑战。同时也会增大砷化物和碱金属等作用使催化剂中毒失活的风险。同时要求催化剂能够适应不同的压降、燃料和烟气成分的要求。

⑦ 投资的影响因素

SCR 脱硝工艺的投资影响因素通常为：催化剂用量、烟气量、含灰量、NO_x 的产生浓度、氨的最高逃逸率、烟道长度、还原剂加入系统、防腐与清灰系统等；影响运行成本的因素一般为：烟气灰份中碱金属及其他引起催化剂中毒的物质的含量、SCR 反应器的入口温度，系统阻力等。

⑧ 场地要求

SCR 脱硝对场地有较严格的要求。按照国务院文件 334 号《危险化学品安全管理条例》及《建筑设计防火规范》(GB50016-2006)的要求，液氨储存与蒸发区周围需有 15~20m 的安全距离，如果使用尿素作还原剂，储存和蒸发区面积可以缩小。

6) SCR 技术的主要特点

SCR 技术是把还原剂氨气喷入锅炉省煤器下游 300~420℃ 的烟道内，在催化剂作用下，将烟气中 NO_x 还原成无害的 N₂ 和 H₂O。SCR 装置需在烟道上增设一个反应器，催化剂是核心，具有如下特点：

a) 脱硝效率可以高达 90%，NO_x 排放浓度可控制到 50mg/Nm³ 以下。这些指标是其他任何一项脱硝技术都无法单独达到的。

b) 增加锅炉烟道阻力在 1000~1200Pa (三层催化剂)，需提高引风机压头。

c) 催化剂在与烟气接触过程中，受到气态化学物质毒害、飞灰堵塞与冲蚀磨损等因素的影响，其活性逐渐降低。通常 3~4 年增加或更换一层催化剂。

d) 逃逸率与 SO₃ 反应，可能在空预器换热面上形成硫酸氢铵，恶化空预器堵塞。

e) 如采用液氨作还原剂，液氨储存量超过 40t 即成为重大危险源，氨逃逸需要考虑氨区内外的安全距离，至少约需 2500~3000m² 的场地空间，且须经过安全、环保与消防等机构的评估。

f) 经过长时间的运行后，SCR 催化剂会富集一些痕量重金属，废弃后的催化剂需

要进行无害化处理。

无论是新建机组还是在役机组改造，绝大部分煤粉锅炉都可以安装 SCR 装置。SCR 是一项十分成熟的技术，脱硝效率稳定。

SCR 的不足之处是投资大，运行费用高，占地面积大。对于老机组而言，锅炉省煤器和空预器之间是否有空间引接烟道和安装 SCR 装置是最关键的。

(3) SNCR—SCR 联合脱硝技术

SCR 是一种高效的脱硝工艺，可以达到 90%以上。同样，SNCR—SCR 联合脱硝技术也能达到较高的脱硝效率。以排放浓度 $600\text{mg}/\text{Nm}^3$ 考虑，满足 $200\text{mg}/\text{Nm}^3$ 排放目标控制值，需要 67%的脱硝率；考虑到目前燃煤品种的变化，应该至少考虑 70%的脱硝效率。

通常一层 SCR 催化剂可以达到 50%左右的脱硝率，在加上上游 SNCR 的 40%脱硝效率，总脱硝效率达到 $70\%(1-0.5\times 0.6=0.7)$ 。当 SCR 催化剂老化后，可以再加一层催化剂。由于 SCR 高尘布置的经济性远远好于低尘布置。因此，按高尘布置反应器。在锅炉省煤器出口与空预器入口之间加装二层催化剂，其中一层为预留层。

SNCR—SCR 联合脱硝技术是将 SNCR 与烟道型 SCR 结合，SNCR 承担脱硝和提供 NH_3 双重功能，利用烟道型 SCR 将上游来的 NH_3 与 NO_x 反应完全，从而提高整体脱硝效率，弥补 SNCR 装置效率恶化的缺陷。技术特点如下：

- 1) 适应于场地空间限制的特定环境，脱硝效率可达到 60%左右。
- 2) 烟道阻力约增加小于 300Pa，主要取决于催化剂的用量。
- 3) 烟道型 SCR 不需另设氨区与喷氨 AIG 装置，系统简单。
- 4) 早期的烟道型 SCR 反应器布置在水平烟道上，烟气水平流动，流速较高。改进后的烟道型 SCR 垂直布置，流速降低，提高了催化剂使用寿命。

SNCR—SCR 联合脱硝技术是近些年发展起来的技术，是结合了 SCR 技术高效、SNCR 技术投资省的特点而发展起来的一种新型的、成熟的工艺。该工艺在保证高脱硝效率的前提下，省去了氨喷射格栅，减少了催化剂的用量，从而降低了造价和运行费用，且不管在 SCR 前端采取哪种脱硝手段，都与 SCR 不矛盾，因为 SCR 是最后一道屏障。SCR 是可以分步实施的，因为催化剂的层数是可以逐渐增加的。如果在 SCR 前采取其它脱硝技术，还可以减轻 SCR 的压力，减少催化剂用量和氨的消耗。

4.4.4 脱硝技术经济比较

本项目主要方案的技术经济比较，见表 4.4-5。

表 4.4-5 主要方案的技术经济比较一览表(一台炉)

序号	项 目	空气分级 (SOFA)	新型低氮 燃烧技术	SNCR 技术	SNCR-SCR 联合技术	SCR 技术
1	技术成熟程度	成 熟	成 熟	成 熟	成 熟	成 熟
2	改造量和难度	小/较难	中等/易	小/易	大/很难	大/很难
3	是否会产生炉膛腐蚀或结渣	会	会	一般不会	不会	不会
4	脱硝效率	30%/40%	56%	40%	58%	90%
5	有无副产品	无	无	无	无	无
6	设备占地面积	小	小	较小	较大	大
7	操作难易程度	易	易	较难	较难	易
8	维护方便性	方便	方便	方便	较方便	较方便
9	投资费用(万元)	180	450	755	945	1930

注：成本未考虑减少排污费因素，投资未考虑锅炉改造费用。初始浓度为 800mg/Nm³。

从表 4.4-5 比较表中数据可以看出：

(1) 单独任何一项锅炉燃烧系统改造方案都难以将 NO_x 排放浓度降低到 200mg/Nm³ 或 100mg/Nm³ 以下。但锅炉燃烧系统的降 NO_x 改造方案，单位脱硝成本均明显比燃烧后的烟气脱硝方案成本低，特别是空气分级技术方案和新型低 NO_x 燃烧器方案的单位脱硝成本低于 1 元/kg。由此可见，控制 NO_x 排放，对燃烧系统改造是首选。

(2) 锅炉燃烧后的烟气脱硝无论是 SCR、SNCR 还是 SNCR-SCR 的成本是很高昂的，因此，烟气脱硝方案必须同锅炉燃烧系统改造相结合，只有大幅降低烟气初始 NO_x 排放浓度，才能最大限度地降低烟气脱硝运行成本。

(3) 若采用 SNCR，投资少，运行费也较低，但此方法的脱硝效率较低，一般在 40% 以下，根据项目的实际排放情况，不能满足环保标准要求。故本项目不宜单独采用 SNCR 法。

(4) SNCR-SCR 联合脱硝技术是结合了 SCR 技术高效、SNCR 技术投资省的特点而发展起来的一种新型的、成熟的工艺。该工艺在保证高脱硝效率的前提下，省去了喷氨格栅、减小了催化剂用量，从而降低了脱硝系统的造价。

若 1、2 号炉如果采用该方案时，根据 1、2 号炉脱硝入口氮氧化物排放浓度 350mg/Nm³，按最大 70% 脱硝效率计算，脱硝出口浓度约 105mg/Nm³，不能满足最新排放标准要求。

因此，1、2 号炉采用低氮燃烧技术和选择性催化还原技术(SCR)，综合脱硝效率不小于 85%，完全能满足最新 NO_x 浓度排放标准的要求，且可以分步实施。

5 脱硝项目方案

5.1 设计基础参数

本项目脱硝装置设计采用的基础参数，见表 5.1-1。

表 5.1-1 脱硝装置工艺基础参数(一台炉)

序号	参 数	单 位	2×500t/h 锅炉		备 注
			LNB	SCR	
1	烟 气 量(湿)	Nm ³ /h	477700		实际 O ₂ 量
2	烟 气 量(干)	Nm ³ /h	427900		实际 O ₂ 量
3	烟气成分 (标准状 态, 湿基)	CO ₂	Vol%	14.44	
		O ₂	Vol%	3.18	
		N ₂	Vol%	71.89	
		SO ₂	Vol%	0.07	
		H ₂ O	Vol%	10.42	
4	烟气成分 (标准状 态, 干基)	CO ₂	Vol%	16.12	
		O ₂	Vol%	3.55	
		N ₂	Vol%	80.25	
		SO ₂	Vol%	0.08	
5	入口烟温	°C	/	375	
6	入口粉尘浓度	g/Nm ³	13.9		
7	入口实际 NO _x 浓度	mg/Nm ³	≤450	≤350	
8	设计脱硝效率	%	≥23	≥80	
9	年利用小时	h	7000		

5.2 低硝燃烧技术改造(LNB)

5.2.1 概述

针对本项目1、2号锅炉特点和燃料燃烧特性，确定采用新型低氮燃烧技术对其燃烧系统进行技改，燃烧器入炉煤为烟煤，新型低氮燃烧技术改造方案如下：

(1) 采用分级送入的高位分离燃尽风系统，燃尽风喷口能够垂直和水平方向双向摆动，有效控制汽温及其偏差；

(2) 采用先进的浓淡风煤粉燃烧技术，并采用喷口强化燃烧措施，有效降低NO_x排放，强化劣质煤的燃烧稳定性，保证高效燃烧，并拓宽燃料适应性；

(3) 高浓缩比、低阻力新一代煤粉浓缩技术，确保煤粉及时着火，NO_x大幅度减排，燃料适应性变宽；

(4) 采用延迟混合型一、二次风以及带侧二次风的周界风喷口设计，确保NO_x大幅

度减排；

(5) 优化水平空气分级，采用大的侧二次风喷口。强化水冷壁表面附近氧化性气氛，有效防止水冷壁附近结渣，防止燃用高硫煤时容易发生的高温腐蚀。

新型燃烧技术是先进、成熟的低氮燃烧技术，预期能把本项目2台锅炉的氮氧化物排放量从现有的450mg/Nm³降到350mg/Nm³以下，并能同时保证锅炉效率和的其它性能。

5.2.2 采用二次风垂直分级高位燃尽风系统

将有组织燃烧风量沿炉膛垂直方向分级供入，主燃区有组织空气量与理论空气量的比值由原来 $\lambda_0=1.2$ 变为 $\lambda_0=0.85\sim 0.9$ ，燃尽风率为0.25~0.3。在主燃烧器上方一定标高处(下层燃尽风距燃烧器三次风喷口中心线约3.5m，可根据现场管道、钢架安装位置可进行适当调整)布置二层8只燃尽风喷口，整个燃尽风喷口在燃烧器区上部相同的水冷壁标高角部位置开出燃尽风安装口，燃尽风量占总空气量约22%。燃尽风喷口风速采用较高出口速度46m/s，且每个燃尽风喷口均为摆动式喷口，可以垂直和水平方向摆动，水平方向可摆动 $\pm 15^\circ$ ，垂直上下摆动 $\pm 15^\circ$ ，热态运行时可根据锅炉运行状况(燃尽、NO_x排放、烟温偏差及过热器汽温偏差等)对燃尽喷口摆动角度的进行适当调整，可有效进行烟气消旋，减少炉膛出口烟温偏差，并保证过热器管壁壁温正常。

各个燃尽风的供风风道均由二次风主风道引出，由单独燃尽风道向各燃尽风喷口供风，保证供风阻力小，在风道上设置有单独风门挡板，由电动执行器远程或手动操控。喷口垂直摆动装置采用电动执行器，水平摆动手动执行。相应水冷壁上将开出燃尽风安装口，安装有水冷壁水冷套和密封壳体，并根据现场管道、钢架安装位置对燃尽风道进行适当调整，各燃尽风道上加装膨胀节，并均设有恒力弹簧吊挂。

5.2.3 主燃烧器区二次风喷口的设计

主燃烧器区二次风喷口面积根据主燃烧器区有组织二次风减少的情况进行相应缩小(由于增加了高位燃尽风，维持总风量不变)，出口二次风风速达到设计值不变，保证出口的二次风风速达到较高风速。

最下层保证较大二次风喷口面积，使其具有较大出口二次风动量，起到在最下层托粉的作用，减少炉膛底部的掉渣量和大渣的含碳量。

适当增加了一、二次风喷口之间的间距，推迟一、二次风之间的混合在主燃区形成更强的还原性气氛，降低NO_x生成浓度，并强化水冷壁表面附近氧化性气氛，有效防止燃用高硫煤时容易发生的高温腐蚀。

5.2.4 主燃烧器区二次风和三次风喷口

主燃烧器区二次风喷口面积根据主燃烧器区有组织二次风减少的程度进行相应缩小，保证出口的二次风风速达到较高风速(46m/s)。保证最下层较大二次风喷口面积，使其具有较大出口二次风动量，起到在最下层托粉的作用，减少炉膛底部的掉渣量和大渣的含碳量。三次风喷口进行重新设计，喷口风速适当降低，并加装水平WR钝体和稳燃齿，提高三次风出口气流着火稳定性。

5.2.5 周界风喷口

采用延迟混合型一、二次风布置以及侧二次风的周界风喷口设计。

二次风喷口采用收缩型结构，推迟一二次风的混合。一次风浓淡喷口之间采用垂直V型隔板，推迟浓淡一次风的混合速度。采用这样的措施，可以有效地推迟浓淡煤粉气流的混合，减少燃烧过程中含N基团与O₂反应机会，有效降低NO_x生成量。高浓度的浓一次风煤粉气流，强化一次风的着火和稳燃性能，利用早期快速析出挥发分有效降低NO_x生成量，可保持高的煤粉颗粒的燃尽度。

一次风喷口出口四周设计有偏置型周界风喷口，对运行或停运的一次风喷口起到冷却保护作用，一次风在向火侧和上下两侧设有小扳边，推迟周界风与一次风的混合，在一次风喷口背火侧设计较大出口动量的侧二次风，对炉膛水冷壁面起到防止结渣、防止高温腐蚀的保护作用。

5.2.6 主要设备清单

本项目低氮燃烧技改主要设备清单，见表 5.2-1。

表 5.2-1 LNB 主要设备清单(单台锅炉)

序号	名称	单位	数量	材质	备注
一	分立体级低氮燃烧器				
1	一次风喷口	件	12	耐热铸钢	
2	二次风喷口	件	20	耐热铸钢	
3	贴壁风喷口	件	8	耐热铸钢	
4	煤粉风室组件	件	12		
5	一次风弯头	件	12	耐磨铸钢	
6	挡板风箱	套	4		
7	主燃区角风箱	套	4		
二	燃尽风系统				
1	燃尽风道及风箱	套	4		
2	燃尽风本体	套	4		
3	燃尽风喷口	件	24		

4	挡板风箱	套	4		
5	燃尽风膨胀节	件	4		
6	保温护板	套	4		
	垂直摆动机构	套	4		
三	水冷壁开孔和执行器				
1	主燃区水冷壁弯管	套	4		
2	SOFA 区水冷壁弯管	套	4		
3	SOFA 风门执行器	台	12		
4	SOFA 摆动执行器	台	4		
5	执行器控制柜	批	1		
四	其他				
1	保温、油漆及附材	炉	1		
2	检修平台及支吊架	炉	1		
	DCS 卡件	批	1		
	不锈钢管	m			根据现场
	手动仪表阀	个			根据现场
	执行器控制电缆	m			根据现场
	气源软管	条			根据现场

5.3 选择性催化还原法 (SCR)

本项目1、2号炉低氮燃烧改造后的NO_x排放浓度约350mg/Nm³，鉴于SNCR-SCR脱硝系统的脱硝效率在60%左右，无法实现NO_x排放浓度降至100mg/Nm³，所以1、2号炉使用SNCR-SCR脱硝技术就不可行的。因此，1、2号炉烟气脱硝需要采用SCR脱硝技术，脱硝效率可达80%，烟气中NO_x排放浓度可降至100mg/Nm³以下。

5.3.1 系统描述

SCR 脱硝系统分为 SCR 反应器系统和氨贮存供应系统两大部分，SCR 反应器系统主要包括：SCR 反应器、烟道、催化剂、氨/空气混合器、氨喷射系统、吹灰器、稀释风机等。氨区布置氨供应系统设备(见共用部分)，主要包括：液氨贮罐、液氨卸料压缩机、氨蒸发器、氨吸收罐、废水池、废水泵等。本项目 SCR 反应器布置在锅炉省煤器和空预器之间的高尘位置，2×125MW 工程与新建 2×330MW 工程共用一个氨区。

烟气经锅炉省煤器、脱硝反应器，均流器后进入催化剂层，然后进入空预器、除尘器、引风机和脱硫装置后排入烟囱。在 SCR 反应器前的烟道内装设有喷氨格栅及静态混合器，烟气与氨气在此充分混合后进入催化剂发生反应，脱去 NO_x。

5.3.2 主要工艺系统

(1) 烟气系统

由于 SCR 系统所要求的烟气温度为 300~420℃，故 1、2 号炉 SCR 反应器放置在锅炉高温省煤器出口和高温空气预热器之间，此处烟气温度为 375℃，满足 SCR 反应要求。气氨与空气均匀混合后，通过喷氨格栅与烟气均匀混合后进入反应器。烟气经过烟气脱硝过程后经空气预热器热回收后进入除尘器和 FGD 系统后排入大气。

SCR 进口烟道连接锅炉省煤器出口和反应器入口罩，出口烟道连接反应器出口罩和空预器入口，烟道横截面为矩形。

SCR 烟道转弯处布置导流板，以减小压力损失。

(2) SCR 反应器

脱硝装置设计方案为一台锅炉布置 1 套反应器。反应器催化剂布置采用 2+1 层模式，即初装 2 层运行层，预留 1 层附加层，其每层高度以方便催化剂的安装和更换。

SCR 反应器和附属系统由氨注入格栅、氨/烟气混合器、催化剂、吹灰系统和烟道等组成。

反应器设计成烟气竖直向下流动，反应器是安装催化剂的容器，为全封闭的钢结构设备。里面填充有催化剂，截面成矩形，被固定在中心并向外膨胀，从而获得最小的水平位移。为防止催化剂层积灰，在每层催化剂上装有吹灰器。每台反应器 8200×8000×11500mm。材质为碳钢，内部烟气流速为 6m/s。

反应器设置足够大小和数量的人孔门；在反应器最底层催化剂的下游设有一组网状取样管，由多组取样插管组成，用于测量截面上 NO_x 的浓度(及其它如 NH₃、SO_x 等的浓度)。

采用 2+1 层的催化剂结构方案和适中的外形尺寸既能够避免荷载和所占空间过大，又能减小投资和运行、检修维护的费用。同时，预留备用层的催化剂更换更具经济性，灵活性强。

(3) 催化剂

催化剂是 SCR 系统中的主要设备，其主分组成、结构、寿命及相关参数直接影响 SCR 系统脱硝效率及运行状况。要求 SCR 的催化剂应具有如下特性：

- 1) 具有较高的 NO_x 选择性；
- 2) 在较低的温度下和较宽的温度范围内，具有较高的催化活性；
- 3) 具有较好的化学稳定性、热稳定性、机械稳定性；
- 4) 费用较低。

催化剂在使用过程中因各种原因会发生老化、中毒、活性降低、催化 NO_x 还原效果变差，当排烟中氨的浓度升高到一定程度时，表明催化剂活性无法满足设计要求，需对其中活性单体取出以进行检验，以确定对催化剂进行更换或再生。

SCR 脱硝普遍采用氧化钛基催化剂，根据外观形状可分为蜂窝式、板式与波纹式三种。这些催化剂的矿物组成比较接近，都是以 TiO₂(含量在 80~90%)作为载体，以 V₂O₅(含量在 1~2%)作为活性材料，以 W₂O₃或 MoO₃(含量占在 3~7%)作为辅助活性材料，具有相同的化学特性，但外观形状的不同导致物理特性存在较大差异。

① 蜂窝式：世界范围内有许多家公司在生产这种催化剂，国内多家公司引进技术生产蜂窝式催化剂。脱硝催化剂采取整体挤压成型，适用于燃煤锅炉的催化剂节距范围为 6.9~9.2mm，比表面积 410~539m²/m³，单位体积的催化剂活性高，相同脱硝效率下所用催化剂的体积较小，一般适合于灰含量低于 30g/Nm³的工作环境(可用极限范围为 50g/Nm³以内)。为增强催化剂迎风端的抗冲蚀磨损能力，上端部 10~20mm 长度采取硬化措施。

② 板式：由德国亚吉隆和日本日立两家公司生产。以金属板网为骨架，采取双侧挤压的方式将活性材料与金属板结合成型。其结构形状与空预器的受热面相似，节距 6.0~7.0mm，开孔率较高 80~90%，防灰堵能力较强，适合于灰含量高的工作环境。但因其比表面积小(280~350m²/m³)，要达到相同的脱硝效率，需要体积数较大。采用板式催化剂设计的 SCR 反应器装置，相对荷载大(体积大)。

③ 波纹式：由丹麦托普索和日立造船公司生产。它以玻璃纤维或者陶瓷纤维作为骨架，非常坚硬。孔径相对较小，单位体积的比表面积最高。此外，由于壁厚相对较小，单位体积的催化剂重量低于蜂窝式与板式。在脱硝效率相同的情况下，波纹式催化剂的所需体积最小，且由于比重较小，SCR 反应器体积与支撑荷载普遍较小。由于孔径较小，一般适用于低灰含量的烟气环境。

这三种类型催化剂的加工工艺不同，但其化学特性接近，都能够满足不同级别的脱硝效率要求，并有大量的应用业绩。为了加强不同类型催化剂的互换性及装卸的灵活性，均将催化剂单体组装成标准化模块尺寸(每个模块截面约 1.9m×0.96m)。这几种催化剂结构型式，见图 5.3-1；性能比较，见表 5.3-1，表 5.3-2。

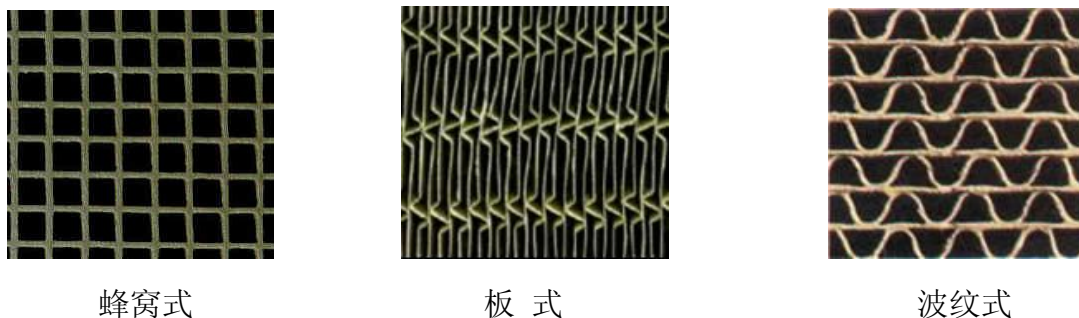


图 5.3-1 烟气脱硝催化剂的主要类型

表 5.3-1 蜂窝式、板式和波纹式催化剂特性比较

类型	蜂窝式	板式	波纹式
成型	陶制挤压，成型均匀，整体均是活性成分	金属作为载体，表面涂层为活性成分	波纹状纤维为载体，表面涂层为活性成分
优点	1) 比表面积大、活性高； 2) 所需催化剂体积小； 3) 高度自动化生产； 4) 催化活性物质比其他类型多 50~70%； 5) 催化剂可以再生； 6) 抗中毒能力强。	1) 烟气通过性好(不易产生堵塞)； 2) 高度自动化生产； 3) 阻力小。	1) 比表面积比板式大； 2) 重量轻(只有其他类的 40~50%)； 3) 高度自动化生产。
缺点	1) 烟气流动条件不好时，表面可能产生一定堵塞，可以通过流态模型试验来改善。 2) 初期投资价格较其他两种贵。	1) 比表面积小，催化剂体积大。 2) 实际活性物质比蜂窝式少 50%。 3) 上下子模块之间占据一定空间(长度为 0.4~0.6m，达到蜂窝式相同长度需要 2 个模块)。 4) 再生时 SO_2/SO_3 转化率高。	1) 对烟气流动性很敏感，主要用于低尘。 2) 活性物质比蜂窝式少 70%。 3) 模块结构与板式接近，有同样的问题。 4) 兼有蜂窝式、板式的缺点。 5) 阻力大。

表 5.3-2 板式还是与蜂窝式催化剂比较

项 目	比 较	
	蜂窝状	板式
催化剂类型	蜂窝状	板式
加工工艺	均匀挤出式	覆涂式(钢架构支撑)
比表面积	大	中等
同等条件下所需体积量	100%	130%
压 损	1.24	1.48
抗中毒能力	强	强
安全性	不助燃	不助燃
持久性	最好	较强
磨 损	更好	更好
防堵灰能力	一般	更好

可靠性	更好	更好
催化剂成本	更好	较好
全球 SCR 业绩	> 65%	<33%

由表可以看出，蜂窝状催化剂比面积大、活性高，相同参数情况下，催化剂体积小，重量轻，适用范围广，内外介质均匀，市场占有率高。但防积尘和堵塞性能较差。

板式催化剂比面积小，相同参数情况下，催化剂体积较大，防堵灰能力较强，生产周期快，主要问题是切割后裸露的金属网容易发生腐蚀现象，且活性材料容易受到磨损，骨架材料必须有耐酸性，以防达到露点温度时 SO₂ 带来的危害。

蜂窝式催化剂由原材料混合、挤压、成型、干燥、塑造。由于蜂窝式催化剂的本体内外全部是催化剂材料制成，因此即使催化剂表面遭到灰分等的破坏磨损，仍然能维持原有的催化性能，因此蜂窝式催化剂可以再生，而板式催化剂再生性不理想。

特别是最近几年，蜂窝式催化剂以其高的比表面积、低体积、可再生而被越来越多地应用于烟气脱硝项目中，1、2 号炉催化剂空间位置较小等原因，本项目推荐采用蜂窝式催化剂，蜂窝式催化剂为了提高飞灰的抗冲蚀能力，通常将约 20mm 高度的迎风端采取固化措施。

脱硝催化剂是一种陶制品，具有表面粗糙、微孔多及易碎特点。受烟气及飞灰的影响，催化剂活性随运行时间逐渐降低：运行初期，惰化速率最快；超过 2000 小时后，惰化速率趋缓。为了充分发挥每层催化剂的残余活性，最大限度利用现有催化剂，通常采用“X+1”模式布置催化剂，初装 X 层，预留一层。国内目前大多采用“2+1”布置模式。需要强调指出，为了 SCR 运行的经济性，在催化剂选型时宜考虑选择壁厚不小于 1.0mm 的催化剂，以便将来采用再生技术，延长催化剂的使用寿命。

按照 80%的脱硝效率、24000h 的化学使用寿命及合适的烟气速度要求，节距不小于 7.6mm 蜂窝式催化剂时，一台锅炉烟气脱硝需催化剂约 120m³。

在加装新的催化剂之前，催化剂体积能满足性能保证中关于脱硝效率和氨的逃逸率等的要求。

SCR 反应器内催化剂将能承受运行温度 420℃ (每次不低于 5 小时，一年不低于三次)的考验，而不产生任何损坏。

在 SCR 运行过程中催化剂会因各种物理化学作用导致活性降低，引起催化剂失效的因素主要有：

1) 沉积：烟气中细小飞灰颗粒沉积在催化剂表面，导致表面微孔阻塞，降低催化剂反应活性，如硫酸钙、氨化合物(硫酸氢氨或硫酸二氨)都会引起催化剂堵塞；

2) 碱性金属(钙、钠、钾等)、重金属中毒(砷等)；

3) 烧结：局部催化剂因温度过高而烧结，集体化活性降低；

4) 高灰烟气中灰粒游动过程中对催化剂的撞击、磨蚀会造成催化剂的机械损伤。

由于催化剂更新成本昂贵，如何在 SCR 系统运行中延长催化剂使用寿命和催化剂再生，是 SCR 系统设计及运行中必须重视的问题。在催化剂选型设计中，必须根据煤种的成分及燃烧状况，合理设计催化剂配方，以防催化剂中毒；为了清除催化剂表面的沉积灰，设置吹灰器定期对催化剂进行吹扫。

(4) 氨喷射系统

根据烟道的截面、长度、SCR 反应器本体的结构型式等，每台锅炉设一套完整的氨喷射系统，保证氨气和烟气在进入 SCR 反应器本体之前混合均匀。

氨和空气在混合器及管路内借流体动力原理将两者充分混合，再将此混合物导入氨气分配总管内。氨喷射系统包括供应函箱、喷射格栅和喷嘴，喷射系统设置流量调节阀，使每个喷嘴的氨流量达到运行的要求，设置流量控制阀可对需要的氨喷入量进行控制。喷氨量由入口处测得的 NO_x 浓度和烟气流量来调整。喷射栅格具有良好的热膨胀性、抗热变形性和抗振性。

(5) 吹灰系统

根据飞灰的特性和机组的安全运行的要求，为避免因死角而造成催化剂失效导致脱硝效率的下降的要求，并充分考虑到电厂烟气中灰分含量的情况，推荐在每层催化剂的上部布置三台蒸汽吹灰器。

(6) 氨稀释系统

氨气进入 SCR 反应器前，在氨\空气混合器内与大量空气混合，稀释后的成为氨气浓度 5%左右的混合气体。

稀释风机采用离心式，稀释风机的设计风量应满足锅炉 BMCR 工况下，最大氨气耗量时的稀释风需要量，风量余量为 10%，压头余量为 20%。稀释风机按每台锅炉 2 台 100% 容量(一用一备)设置，风机布置尽量靠近脱硝装置。氨在空气中的体积浓度达到 16~25% 时，会形成 II 类可燃爆炸性混合物。为保证注入烟道的氨与空气混合物绝对安全，除控制混合器内氨的浓度远低于其爆炸下限外，还应保证氨在混合器内均匀分布。

稀释风机和氨/空气混合系统应尽量布置在 SCR 反应器本体氨注入口附近。稀释风

机配备电机跳闸连锁。为保证氨不外泄，稀释风机出口阀设故障连锁关闭，并设故障报警。风机噪声应满足技术规范要求，设置消音器，并应安装在恰当位置。

根据 SCR 反应器进、出口 NO、O₂ 浓度、烟气温度及烟气流量等计算氨的注入量，通过喷氨流量阀调节，并通过氨流量调节阀调节氨注入量。

稀释空气风机布置于脱硝反应器平台上。

5.3.3 主要设备表

本项目 1、2 号炉 SCR 脱硝工艺系统主要设备，见表 5.3-3。

表 5.3-3 SCR 脱硝工艺主要设备

序号	名称	规格型号	单位	数量	备注
一	反应器系统				
1	SCR 反应器	8200×8000×11500(暂定)，壳体材料：碳钢	套	2	每炉 1 套
二	氨的喷射系统				
1	稀释风机	离心式，流量 2500Nm ³ /h，全压 7000Pa，功率 11kW	台	4	(两用两备)
2	氨/空混合器	静态混合器，设计压力 0.06MPa	套	2	
3	AIG	碳钢	套	2	现场制作
三	催化剂				
1	催化剂	节距不小于 7.6mm	m ³	240	2 台炉
四	催化剂装卸系统				
1	催化剂安装起吊专用吊具		套	1	随催化剂
2	电动葫芦	起吊重量：2t；提升高度：50m，5kw	套	4	
3	手动葫芦	起吊重量：2t，起吊高度：5.0m，5kw	套	4	
五	吹灰系统				
1	蒸汽吹灰器	蒸汽吹灰器	台	24	含备用层
六	压缩空气系统				
1	仪用空气罐	有效容积：1m ³	台	1	

5.3.4 脱硝总体布置

1、2 号炉脱硝系统布置在锅炉最后一排柱与除尘器之间的位置。烟道从省煤器出口接出，经过垂直上升后变为水平，接入 SCR 反应器，反应器为垂直布置，经过脱硝以后的烟气经水平烟道接入空预器入口烟道。脱硝装置支撑在除尘器前设独立支架。

5.4 电气系统

5.4.1 用电负荷

目前低压厂用系统采用 380/220V，动力、照明、及检修合并供电。

主厂房设有 2 台厂用低压工作变压器(1600kVA)；1 台厂用低压备用变压器(1600kVA)。

辅助车间设有 2 台电除尘变(1600kVA)；2 台脱硫变(1000kVA)；1 台输煤变(1250kVA)；1 台化水变(1250kVA)；厂区办公楼内设 1 台生产办公楼变(315kVA)；厂南门口设 2 台水源地隔离变(1250kVA)。厂用低压备用变向上述各低压母线段提供备用电源。

目前厂用低压工作 PC 段具备接入脱硝反应区 MCC 及高压冲洗水泵电负荷的条件。

拟定本期 2×125MW 机组脱硝改造工程和 2×330MW 扩建机组共用一套制氨区，电源分别引自扩建工程脱硫 PC A、PC B 段。本期工程制氨区内设置一段制氨 MCC，为制氨区内低压电负荷提供电源，电源采用双电源进线方式(采用自动切换)，MCC 布置在制氨区配电室内。

反应区内每台锅炉各设置一段 MCC，为 SCR 反应区内低压负荷提供电源，电源采用双电源进线方式(采用自动切换)，电源分别引自 1(2)号机主厂房 380V 工作 PC IA、IB 段(PC IIA、IIB 段)SCR 反应区 MCC 配电间与工艺布置综合考虑，布置于锅炉烟风出口标高层。

本期工程所有脱硝负荷均为 380/220V 低压负荷。每台炉 SCR 反应区负荷约为 93.8kVA；制氨区负荷约为 67.4kVA。SCR 区负荷见表 5.4-1。

表 5.4-1 SCR 区负荷(单台炉)

序号	名称	额定容量(kW)	安装台数
	SCR 区负荷		
1	SCR 区 CEMS 工作电源	30	2
2	SCR 区仪控工作电源	4	2
3	SCR 区照明电源	5	1
4	SCR 区检修电源	30	2
5	SCR 区电动葫芦	5.3	4
6	稀释风机	18.5	4
7	#1 机组 DCS 工作电源	1	1
	计算负荷ΣS1	93.8	16

氨区MCC负荷，见表5.4-2。

表5.4-2 氨区MCC负荷(单台炉)

序号	名称	额定容量(kW)	安装台数
	氨区 MCC 负荷计算		
1	卸氨压缩机 A/B 控制柜	22	2
2	液氨供应泵 A/B	0.55	2
3	脱硝废水泵 A/B	7.5	2
4	洗眼器 (220V)	0.16	2
5	氨区管道电伴热	10	2
6	氨区热控电源	6	4
7	工业电 (220V)	12	1
8	氨区照明电源	10	1
9	氨区检修电源	30	1
10	氨区暖通电源	10	1
	计算负荷 ΣS	67.4	18

本期 2×500t/h 锅炉低氮燃烧系统与烟气脱硝改造工程同时将现有大油枪点火系统改造为等离子点火系统，对原主厂房及辅助车间的各变压器负荷进行了核算，目前老厂各 PC 段都不具备接入等离子点火装置负荷的条件。拟定在老厂合适地点建设等离子点火装置配电室，设一台容量为 1600kVA 的等离子变，与主厂房备用变做明备用。2 台炉等离子点火系统负荷约为 1364kVA。

5.4.2 配电方式及布置

本期 2×125MW 机组脱硝改造工程每台锅炉需增设高压冲洗水泵，冲洗水泵自带控制柜一台(一控一方式)，采用单电源进线方式，分别取自 1 号机主厂房 380V 工作 PC IA(1BFA06);2 号机主厂房 380V 工作 PC IA(2BFA05)柜。

接线图详见《脱硝厂用电接线图》。

脱硝部分的低压辅助电机均由相应区的电动机控制中心(MCC)供电。电动机控制中心(MCC)开关柜选用 MNS 型抽屉柜，进线方式为上进上出(下进下出)线；开关柜内断路器、接触器、热继电器均采用进口产品；电动机控制中心(MCC)内电动机回路(除暖通轴流风机回路)均需装设智能马达保护器。

新换的 4 台 1600kW 引风机分别接入原有 6kV 引风机接入的开关柜。引风机采用变频柜控制方式，原配 6kV 开关柜内 CT 需更换，6kV 电缆也需要更换。原配引风机的高压变频器及其辅助设施也做相应的更换。

5.4.3 检修、照明及电缆

本工程采用照明与动力合并的供电方式。照明采用 380/220V 三相四线制中性点直接接地系统；照明分为正常照明及事故照明。

反应区正常照明箱电源由 SCR 反应区 MCC 提供，事故照明电源由主体工程锅炉房 0 米(11.5 米)事故照明箱提供。制氨区正常照明电源由制氨区 MCC 提供，事故照明采用应急灯方式。整个区域内电气装置和照明灯具，按规定使用防爆型装置和灯具。液氨储存区内输配电线路、灯具、火灾事故照明和疏散标志，必须符合安全要求。严格按照国家标准《建筑防雷设计规范(2000 年版)》(GB50057-94)及《爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范》(GB50058-92)的规定，在整个氨区设置联合接地网，严格做好防雷及防静电接地。

各种电气设备均按《工业与民用电力装置接地设计规范》要求，有可靠的接地装置。因机械故障的检修作业，一般应先断电检修，以防触电等事故的发生。

脱硝区域内设置检修电焊网络。反应区内按锅炉设置检修箱，电源引自 SCR 区 MCC；制氨区内设置检修箱，检修箱电源由其 MCC 供给。

电缆设施采用架空桥架敷设和地下沟道敷设相结合的方式，SCR 反应区尽量利用现有的桥架敷设，氨区采用原有沟道与新建沟道相结合的敷设方式。

电缆选用阻燃型电缆。电缆构筑物的孔洞，用耐火材料封堵，电缆桥架底层设阻火隔板，所有桥架按规定在适当位置设耐火槽盒，封堵采用阻火包、有机耐火堵料、无机耐火堵料、槽盒、阻火隔板、防火涂料等。

5.4.4 过电压保护及接地

本工程建筑物防直击雷设施按《交流电气装置的过电压保护和绝缘配合》(DL/T620-1997)规定，制氨区域内设置独立的避雷针。

本工程的接地装置采用水平接地体为主、垂直接地体为辅的复合接地网，并最终与主体工程主接地网相连接，满足全厂接地电阻要求。

5.5 仪表与控制系统

5.5.1 低氮燃烧系统控制系统

本项目各台锅炉的控制系统均为独立的 DCS 系统，每台炉现有 DCS 系统已经没有备用的卡件位置，备用点位也无法满足本次低氮燃烧系统改造的要求。低氮燃烧系统改造拟每台锅炉单独设置控制机柜，机柜数量暂按一面考虑(每台锅炉均需配一对 DPU 控制器)。

每台炉的控制柜采用与原主机分散控制系统 (DCS) 相同的硬件, 低氮燃烧系统控制柜布置在主厂房电子设备间内。

5.5.2 主厂房脱硝控制系统

本项目各台锅炉的控制系统均为独立的 DCS 系统, 且每台炉现有 DCS 系统已经没有备用的卡件位置, 备用点位也无法满足本此脱硝改造的要求。每台炉脱硝 I/O 点与低氮燃烧系统的 I/O 点合并设置一面机柜。

每台炉的控制柜采用与原主机分散控制系统 (DCS) 相同的硬件, 不单独增加脱硝控制系统操作员站, 仅在现有锅炉操作员站上增加画面进行监视。

5.5.3 氨区控制系统

新疆天富南热电厂一期工程 1 号、2 号炉采用液氨脱硝, 与二期扩建工程的脱硝系统合并设一套氨区控制系统。采用可编程控制器 (PLC), 在氨区电子设备间单独设置 1 面 PLC 控制柜, 氨区系统的操作拟设置在化水控制室。本项目在化水控制室增设 1 台操作员站。新增 1 套可编程控制器 (PLC), PLC 拟采用与化水程控系统相同品牌的可编程控制系统, 拟采用与化水系统相同的软件, 以便于电厂化水程控系统联网。

氨区 PLC 控制柜至化水控制室氨区操作员站的通讯采用光缆。

5.5.4 引风机控制系统

由于 1、2 号炉脱硝系统的改造新增 SCR 反应器, 会对烟道中烟气的流动产生一定阻力, 拟对 1、2 号炉引风机进行改造, 以增加引风机的出力。

本次改造中, 拟更换引风机叶片, 电机容量有所增加, 控制系统的相关测点没有变动, 相应引风机的控制部分不做修改。

5.5.5 空预器高压冲洗水系统

1、2 号炉脱硝系统改造的同时需增加空预器高压冲洗水系统。本项目各台锅炉的控制系统均为独立的 DCS 系统, 且每台炉现有 DCS 系统已经没有备用的卡件位置, 备用点位也无法满足增加空预器高压冲洗水系统的要求。每台炉空预器高压冲洗水系统、脱硝 I/O 点与低氮燃烧系统的 I/O 点合并设置一面机柜, 并在现有机组锅炉操作员站上增加画面进行监视。

5.5.6 等离子点火系统

为适应脱硝改造要求, 1 号、2 号炉需要进行等离子点火改造, 并拆除原大油枪点火系统。等离子点火系统使用原大油点火系统使用的 DCS 测点位置, 如测点类型需要调整则少量替换原大油点火系统的 DCS 卡件。等离子点火系统在现有锅炉 DCS 操作员

站上增加画面进行监视。

5.5.7 烟气连续排放检测系统(CEMS)

在每台 SCR 反应器上游和下游的烟道上各装设一套烟气分析仪表, 监测项目包括:

SCR 入口原烟道: NO_x 、 O_2

SCR 出口净烟道: NO_x 、 O_2 、 NH_3

以上信号通过硬接线全部进入 DCS 中进行进行监视、计算, 并在 DCS 内实现自动控制加氨量。

5.5.8 氨区火灾报警系统

氨区内设置火灾报警系统, 火灾报警系统拟采用与主厂房同型号的火灾报警系统, 氨区火灾报警以区域控制器形式接入主厂房火灾报警控制盘, 以实现全厂消防的联动。氨区内火灾报警设备选型需考虑防爆要求。

5.5.9 氨气工业电视系统

氨区内增加工业电视系统, 增加的摄像头拟采用与二期扩建工程全厂工业电视系统相同的摄像机型号, 摄像头接入二期扩建工程全厂工业电视系统, 在二期扩建工程主厂房集中控制室进行监视。

5.5.10 氨气泄漏检测系统

按照国标 GB5044-1985 对职业性接触毒物危害程度分级的要求, 氨属于 IV 级(轻度危害)有毒性物质。根据化工系统标准 HG20660-2000 对压力容器化学介质毒性危害和爆炸危险程度的分类, 氨属于中度危害的化学介质。所以电厂液氨储存及供应系统设在厂区范围内, 将采取措施与周围系统作适当隔离措施, 同时液氨储存及供应系统周边将设有氨气检测器, 以检测氨气的泄漏。

5.5.11 脱硝与外部系统的数据接口

本项目脱硝至电网中调的数据通过主厂房 DCS 以通讯的形式传至电气网继系统, 通过电气网继系统传至电网中调。

5.5.12 供电

本项目所配供的脱硝系统 DCS 控制机柜的电源拟考虑取自每台锅炉 DCS 各自的配电柜, 每面机柜需要两路电源, 其中一路为 UPS 电源。

本项目氨区程控系统的电源就近引自电气氨区 MCC 柜。氨区控制系统设置二路 AC 220V 电源, 并配供一套 UPS 装置。化水车间内氨区操作员站的电源就近取自原有化水程控电源柜备用回路。

主厂房内 1 号、2 号炉锅炉低氮燃烧改造及 1 号、2 号炉脱硝改造，工艺专业配供 AC380V 电动阀门执行机构，需考虑设置阀门电源柜，阀门电源柜开关数量以实际电动阀门执行机构数量为主，并留有适当备用回路。每台锅炉各配一个阀门电源柜，电动阀门配电柜的电源就近取自每台炉电气的 MCC 柜。

5.5.13 气源

锅炉 SCR 反应装置区域，气动执行机构和 CEMS 吹扫用气量很少，脱硝岛不单独设仪用空压站，压缩气源将从锅炉主厂房区域机组用气母管就近就地引接；公用制氨区域由于实际条件限制，压缩空气接入困难，应采用电动执行机构。

5.5.14 其他

因主厂房内原有电缆桥架不能满足本期改造的需要，主厂房内需新增电缆桥架，用于锅炉低氮燃烧及脱硝改造，桥架走向与原桥架走向相同。

氨区内桥架与电气统一考虑，氨区内仪表应选用防爆型。

5.5.15 主要工程量

本项目新疆天富南热电厂一期工程 2 台炉低氮燃烧、脱硝改造及氨区系统热控主要工程设备、见表 5.5-1。

表 5.5-1 热控系统主要设备表

序号	名称	规格型号	单位	数量	备注
一	低氮燃烧系统				
1	DCS 控制系统	按每套100点考虑	套	2	
2	仪表		套	2	
二	脱硝				
1	DCS 控制系统	按每套250点考虑			与低氮燃烧DCS系统合并设置
2	仪表		套	2	
3	电缆桥架及电缆		套	2	
4	阀门配电柜		面	2	
三	空预器高压冲洗水				
1	DCS 控制系统	按每套 50 点考虑			与低氮燃烧DCS系统合并设置
四	氨区系统				
1	PLC 控制系统	含控制柜、PLC、UPS、操作台、操作员站、组态软件等（按200点考虑）	套	1	
2	氨区仪表		套	1	
3	电缆桥架及电缆、通讯光缆		套	1	
4	火灾报警系统		套	1	

5.6 公用工程

5.6.1 脱硝氨区

(1) 主要工艺流程

液氨贮存和制备系统包括液氨卸料压缩机、液氨储罐、液氨泵、液氨蒸发器、氨稳压罐、氨稀释罐、废水泵、废水池及氨气泄漏检测器、报警系统、水喷淋系统、安全系统等。此套系统提供氨气供一期(2×500t/h 煤粉炉)与二期(2×1180t/h 煤粉炉)共 4 台锅炉共用。氨区设备布置采用敞开式结构形式,充分利用自然条件,防止氨气积聚,稀释槽和废水池区域采用室内布置。液氨的供应由液氨槽车运送,利用液氨卸料压缩机将液氨由槽车输入液氨储槽内,用液氨泵将储槽中的液氨输送到液氨蒸发槽内蒸发为氨气,经氨气稳压罐来控制一定的压力及其流量,然后与稀释空气在混合器中混合均匀,再送至炉后脱硝反应器前。氨气系统紧急排放的氨气则排入氨气稀释槽中,经水的吸收排入废水池,经废水泵送至电厂工业废水处理系统处理,经处理后回用。

1) 卸料压缩机

液氨由槽车运送到电厂制氨区,压缩机抽取液氨储罐顶气相氨,经分离器后,进入压缩机压缩,压缩机出口气体氨打入槽车顶部将槽车底部液氨压入氨储罐,完成液氨卸载过程。液氨卸完后,将软管内剩液氨排入氨稀释罐。氨储罐设有压力报警,液面指示报警,高液位报警,并连锁氨进口快速切断阀,快速切断阀可手控,也可电控,以适应突变情况。

设两套卸料压缩机,一用一备。卸料压缩机抽取液氨储罐中的氨气,经压缩后将槽车的液氨推挤入液氨储罐中。投标方在选择压缩机排气量时,要考虑液氨储罐内液氨的饱和气压,液氨卸车流量,液氨管道阻力及卸氨时气候温度等。每罐车(20t 液氨)卸氨时间不超过 2h。

液氨装卸鹤管(液氨装卸臂)用于液氨槽车与储氨罐之间氨的传输,由立柱、内外壁、旋转接头、弹簧缸平衡系统等组成。装卸鹤管要求转动灵活、密封性好、能适应较为恶劣环境,设计压力与液氨匹配。

装卸鹤管应设计有防静电装置,有效防止静电产生;应配备复位锁紧装置,在装载臂不工作情况下,将臂复位予以锁定,以减少臂占用空间及消除在刮大风与人行来往等情况下的安全隐患,确保人员及设备的安全。

2) 液氨储罐

储罐的总容量设计应能满足 4 台锅炉(2×500t/h+2×1180t/h)BMCR 工况、在设计

条件下、脱硝效率 90%、每天运行 24 小时、连续运行 7 天的消耗量。

储罐上应安装有超流阀、逆止阀、紧急关断阀和安全阀，为储罐液氨泄漏保护所用。储罐还应装有温度计、压力表、液位计、高液位报警仪和相应的变送器将信号送到幅网，当储罐内温度或压力高时报警。储罐应有防太阳辐射措施，还应防风、暴雨。液氨储罐四周安装有工业水喷淋管线及喷嘴，当储罐罐体温度过高时，对罐体自动淋水降温；当有微量氨气泄漏时自动淋水装置也可启动，对氨气进行吸收、控制污染。为了保证喷淋水源的连续性，应设计备用水源可与其切换。

储罐排风孔经密闭系统通到稀释槽，对氨气进行吸收以降低氨气味的发散。

氨罐不设隔热或冷却装置，液氨储存温度按照 50℃考虑；采用卧式储罐。

两个液氨储罐之间增加连通管道和阀门，应满足储罐间液氨的相互转移的功能。

液氨储罐必须考虑符合相关要求必要的接地装置，并设置必要的平台、操作台和扶梯。

3) 液氨蒸发器

液氨蒸发器顶部气相与液氨储罐气相通过管道相连。蒸发器使进入的液氨被加热后产生气态氨。液氨蒸发所需要的热量由位于热水箱内的蒸汽加热产生，液氨吸热蒸发为气态氨。通过调节热水温度来调节液氨蒸发量。

蒸发器出口氨气管道上装有压力调节阀，压力调节阀采用自立式压力调节阀，将蒸发器出口的气氨压力调节为恒定值，保证稳定压力的气氨进入缓冲罐。蒸发器上装有压力和温度测量装置，并将测量信号反馈控制系统，控制加热温度，使加热介质的温度维持在正常范围，确保液氨稳定蒸发为气态。当蒸发器内被加热的液氨超过最高液位时，系统报警并切断液氨进料。蒸发器壳侧装有呼吸阀。

设置三套液氨蒸发槽，二用一备。每套液氨蒸发槽出力应按 BMCR 工况下四台(2×500t/h+2×1180t/h)锅炉 150%容量运行所需氨量设计，并考虑 20%的设计裕量。液氨蒸发槽可互为备用。

4) 液氨供应泵

液氨进入蒸发器，通常可利用压差和液氨自身的重力势能实现。根据电厂当地气象情况，设置液氨泵来输送液氨，为保证氨的不间断供应，配二台液氨泵，采用一用一备。

5) 氨气缓冲槽

与液氨蒸发槽相对应，设置二套氨气缓冲槽，与液氨蒸发槽组成二套制氨系统。每两套组成一个单元为四台锅炉供氨，每单元的供氨系统一运一备。每套蒸发槽必须满足 4 台锅炉用量并有一定余量，从蒸发槽来的氨气进入氨气缓冲槽，通过调压阀减压到一定

压力，再通过氨气输送管线送到锅炉侧的脱硝系统。氨气缓冲槽应能为 SCR 系统稳定供应氨气，且能避免蒸发槽操作不稳定所带来的影响。每套缓冲槽也应设置有安全阀保护。

6) 氨气稀释罐

氨区应设置一个氨气稀释槽，有槽顶淋水和槽侧进水，水槽液位由满溢流管控制。液氨储存及供应系统各处排出的氨气由管线汇集，从稀释槽底部进入，通过分散管将氨气分散入稀释槽水中，利用大量水来吸收安全阀排放的氨气。要求槽顶通风管出口的最大氨浓度小于 2μL/L，以避免氨气味的发散。

7) 排放系统

氨制备区设有排放系统，液氨储存和供应系统的氨排放管路设计成一个封闭系统，用于将经氨气稀释罐吸收变成的氨废水排放至废水池，地下收集废水池还用于收集场地上包括：储罐区、卸车区、泵区、罐底放空等无压力废氨水。再经由废水泵送到工业废水处理系统处理。

废水泵设置一台，不锈钢液下泵。废水泵的流量除满足正常运行废水排放外，还满足事故喷淋时，场地内废水的排出速度。废水泵的扬程满足场地内废水排放至电厂废水处理系统的扬程要求，暂按 30m 扬程考虑。

8) 氨气吹扫系统

液氨储存及供应系统保持系统的严密性防止氨气的泄漏和氨气与空气的混合造成爆炸是最关键的安全问题。基于此方面的考虑，本工程在本系统的卸料压缩机、储氨罐、氨气蒸发槽、氨气缓冲槽等处都备有氨气吹扫管线。在液氨卸料之前通过氨气吹扫管线对以上设备分别要进行严格的系统严密性检查和氨气吹扫，防止氨气泄漏和系统中残余的空气混合造成危险。

9) 氨气泄漏检测器

液氨储存及供应系统周边设有六套氨气检测器，以检测氨气的泄漏，并显示大气中氨的浓度。当检测器测得大气中氨浓度过高时，在机组控制室会发出警报，操作人员采取必要的措施，以防止氨气泄漏的异常情况发生。

SCR 反应区注氨处设有二套氨气泄漏检测器。

在氨区内氨气泄漏检测器设置：氨区内的氨气泄漏检测器设置四套，即氨罐处设有二套，卸氨区设有一套，汽化器处设有一套。

10) 喷淋系统及洗眼淋浴系统

氨卸载区、储存区和蒸发区域均设置自动喷淋水系统，用于吸收在任何情况下系

统内设备和管道泄漏出的氨。氨储存区域的水喷淋系统也用于在温度过高时冷却液氨储罐，以避免液氨储罐中的压力升高至安全阀的起跳压力。

洗眼淋浴系统：在氨储存供应区域附近，将设置有不锈钢洗眼淋浴设施，以便于在系统内发生泄漏时，泄漏的氨飞溅至人后，能够及时用大量的水进行冲洗。

(2) 脱硝剂的运输和供应

本项目脱硝还原剂(液氨)的消耗量，见表 5.6-1。

表 5.6-1 脱硝还原剂(液氨)的消耗量

项 目	单 位	1、2 号炉
每小时液氨的消耗量	kg	126.4
每天液氨的消耗量	t	2.53
每年液氨的消耗量	t	884.8

注：日利用小时数为 20 小时。年利用小时数为 7000 小时。

液氨作为一种重要的化工原料和化肥，生产厂家繁多，可供选择的供货商很多。南热电已与石河子永川液氨施肥技术服务有限公司签订供氨协议。

据查，国内对液氨输送的槽车行驶并没有特殊规定，液氨生产厂家均可以提供槽车运输。运氨槽车的载运能力为 30t/车和 40t/车，以脱硝系统每小时需要 126.4kg 液氨作为脱硝剂来计，则每四天 96 小时需要约 12.14t 耗量，小于一个槽车的运载能力。

(3) 还原剂品质

本项目脱硝还原剂品质应符合《液体无水氨》(GB536-88)的要求。液氨品质参数，见表 5.6-2。

表 5.6-2 液氨品质参数

指标名称	单 位	数 值	备 注
氨含量	%	99.6	
残留物含量	%	0.4	重量法
水分	%	—	
油含量	mg/kg	—	重量法
			红外光谱法
铁含量	mg/kg	—	
密 度	kg/L	0.5	25℃时
压 力	MPa	1.6	
沸 点	℃	—	标准大气压

(4) 主要设备

本项目脱硝氨储存、制备、供应系统为一期(2×500t/h 煤粉炉)与二期(2×1180t/h 煤粉炉)共 4 台锅炉共用, 主要设备, 见表 5.6-3。

表 5.6-3 氨储存、制备、供应系统主要设备

设备名称	型号规格	数量	备注
氨卸料臂		2 套	一用一备
储氨罐	有效容积 65m ³	2 个	
液氨蒸发器	蒸汽加热水浴式, 蒸发量: 570kg/hr/台	3 台	
氨气稀释罐	φ 1600×4390, 容积: V=8m ³	1 台	
氨气缓冲槽	φ 1400×3600, 容积: V=5m ³ , 设计压力: 0.6	2 个	
液氨卸料压缩机	压缩能力: 36Nm ³ /h, 11kW, 最大出口压力: 2.0MPa	2 台	一用一备
液氨输送泵	流量: 0.9m ³ /h 功率: 2.2kW	2 台	一用一备
废水泵	Q=56m ³ /h; N=18.5kW	1 台	
氨区仪用 压缩空气罐	1.5m ³	1 套	
洗眼器和淋浴器	不锈钢	2 套	

(5) 还原剂储存制备区布置

还原剂制备系统采取远离锅炉房区域布置的原则, 以管道输送的方式将还原剂送往锅炉区域, 使还原剂参与反应。本项目氨区与新建 2×330MW 工程共用一个氨区。一期(2×500t/h 煤粉炉)设计(供货)界限为氨区围墙外 1m, 并预留阀门。

5.6.2 工业给水及排水系统

5.6.2.1 生活给水系统

在氨站生活给水系统中设有洗眼器设施。

生活给水系统主要供氨站洗眼器用水, 氨站最大用水量为 0.2m³/h, 供水压力 0.2~0.3MPa, 给水管采用碳钢管, 供水水质应达到国家饮用水卫生标准。生活给水水源由厂区生活水管网直接供给。

5.6.2.2 生产给水系统

氨区站生产给水液氨蒸发平均用水量约 3.5t/h; 供稀释罐吸收紧急排放氨气用水、地面冲洗水及氨罐夏季降温冷却水, 平均约 20m³/h(短时连续), 瞬时最大 60m³/h; 直接从电厂工业水管网引接, 生产给水管采用无缝钢管, 环氧煤沥青防腐。

5.6.2.3 排水系统

液氨罐区内冲洗水，通过管道收集送入氨站废水池，再用废水泵送电厂生产废水处理站集中处理。

生活污水主要来自氨站洗眼器用水，车间最大排水量约 0.2m³/h。

生活污水排水系统收集本区域内的生活污水，直接通过埋管排入厂区废水池，再用废水泵送电厂生产废水处理站集中处理。

5.6.3 通讯

脱硝岛内要设电话机，利用南热电厂程控交换机与厂行政和调度实现通讯。

5.6.4 采暖、通风及空调部分

根据《严寒和寒冷地区居住建筑节能设计标准实施细则》(XJJ001-2011)的有关规定，石河子地区冬季采暖季为 146 天，属集中采暖区。

按《火力发电厂设计技术规程》的要求，本项目烟气脱硝工程氨区部分设备设计采用电伴热。

液氨储罐及气氨蒸发区上部为敞开式轻钢屋面，采用自然通风；

氨区配电室采用轴流风机机械通风；氨区控制室采用分体柜式空调机降温采暖。

5.6.5 压缩空气系统

脱硝岛压缩空气系统主要用于氨喷射、CEMS 监测仪器反吹用气等，空气耗量为 1m³/min，设置一个储气罐供气。脱硝区域内不设空压机房，压缩空气由电厂除灰空压机房提供。

5.6.6 消防系统

脱硝平面布置执行《建筑设计防火规范》及《火力发电厂设计技术规程》等有关规定，保证建构筑物之间的防火间距，特别是内部工艺系统易燃、易爆建构筑物的防火消防要求。

脱硝系统消防将与全厂消防统一考虑。脱硝氨区，按防火规范的规定，安装感温、感烟传感器。设置消防自动监控系统，并与本期工程现有消防系统联机。

脱硝工程除根据有关规范要求，在设计范围内配置完善的移动式灭火器外，脱硝工程消防设计主要是对液氨储存及供应系统中的液氨储槽进行的消防设计。当储槽内温度或压力高时报警，在储槽四周安装有循环水(工业水)喷淋管线和喷嘴，夏季当储槽槽体温度过高时自动喷淋装置启动，对槽体自动喷淋降温。

因本期工程已设有完善的消防水系统，并在液氨储存区域形成环网消防管网。因此，消防喷淋系统水源可在电厂现有工程消防水管网上接入。

5.7 土建部分

脱硝反应器是一个钢架结构体，整体座落在独立的构架平台上，所有钢结构平台、楼梯全部覆盖热浸镀锌的钢格栅或花纹钢板。根据初步估算，每台锅炉的脱硝反应器装置(包括反应器进出口烟道、反应器壳体、催化剂、氨喷射与导流装置、反应器内部支撑与支撑钢架等)的净荷载如下：

本项目原来既没有为锅炉尾部烟道预留了安装烟气脱硝装置的空间，也未考虑新增 SCR 反应器的载荷需求，因此，本次改造项目需对原有钢结构及基础进行加固或改造。项目实施前，由锅炉厂对 SCR 涉及到的钢架基础及钢结构进行校核验算，并结合本项目地质条件提出钢结构所需的荷载裕量与基础加固方案。

结构方案初步设想 SCR 装置支撑构架采用钢结构。钢结构在适当位置设纵横向垂直支撑结构体系。各层楼板次梁采用 H 型钢梁，并采用镀锌压型钢板做永久性底模，上浇钢筋混凝土楼板。

根据了解，脱硝构架需独立受力，加上构架较高，构架用材量将会很大。另外，基础设计会较大，有可能造成锅炉基础部分修改。

储氨区遮阳棚采用砼支柱轻钢屋面的框排架结构，MCC 间及控制室采用框架结构，设备基础采用钢筋混凝土基础。

5.8 其它相关设备的改造和影响

本低氮燃烧系统及烟气脱硝改造有关的内容如下：

- (1) 现有点火装置需改造，将大油枪点火系统改为离子点火系统)；
- (2) SCR 脱硝系统改造，需对锅炉尾部钢架、烟道需要进行调整；
- (3) 现有空预器未考虑防腐，需对空气预热器改造；
- (4) 现有引风机出力不能满足脱硝改造的要求，需对引风机改造；
- (5) 现有空气干燥系统出力不足，需对仪用空压机空气干燥装置改造。

5.8.1 点火装置改造

本次点火系统改造为在一次风燃烧器位置安装布置兼有主燃烧器功能的等离子体燃烧器，共计 4 只，对应磨煤机。等离子体燃烧器喷口与原燃烧器喷口面积大致相同。改造项目如下：

- (1) 等离子体燃烧器

等离子体燃烧器由等离子体发生器、中心筒一级燃烧室、内套筒二级燃烧室，外套筒等部分组成，等离子体发生器采用轴向布置方式。

中心筒一级燃烧室：引入浓缩后的含粉气流，等离子体电弧与煤粉在此发生强烈的电化学反应，煤粉裂解，产生大量挥发分并被点燃，设燃烧器壁温监视测点。

内套筒二级燃烧室：挥发分及煤粉继续燃烧，并将后续引入的煤粉点燃，实现分级燃烧。

外套筒：利用高速含粉气流冷却二级燃烧室，同时将部分煤粉推入炉膛燃烧；设燃烧器壁温监视测点，便于随时对壁温进行调整，既有利于点火又可防止燃烧器被烧坏。

(2) 冷炉制粉

采用直吹式制粉系统的锅炉在安装等离子体点火及稳燃系统时所解决的首要问题就是在锅炉冷态启动条件下使磨煤机具备启动条件，并磨制出合格的煤粉。因此卖方将在制粉系统中设置冷风蒸汽加热器，以满足锅炉冷态下为磨煤机提供热风。

冷风蒸汽加热器布置在等离子体点火系统对应层磨煤机入口前热一次风母管旁路上。首台炉由启动锅炉供加热蒸汽，2号炉由高压辅助联箱供蒸汽，疏水排至无压放水母管。蒸汽参数应满足：压力 1.3MPa 以上，温度 300℃ 以上。冷风蒸汽加热器设计的进口空气温度为 20℃，出口加热至 150~160℃，并满足磨煤机热平衡计算后需要的入口温度。

(3) 等离子体载体工质系统

等离子体发生器采用稳压、洁净、干燥的空气作为等离子体载体，本系统采用仪用压缩空气为等离子体发生器提供载体。

仪用压缩空气母管压力应为 0.4~0.8MPa，在等离子体压缩空气母管上安装减压阀组，对仪用压缩空气进行减压和稳压。

等离子体发生器前有载体工质(空气)仪表组件，组件上安装手动阀、压力表和压力开关用来控制载体工质(空气)压力，经过仪表组件后，进入等离子体发生器的载体工质(空气)压力为 0.03~0.16MPa，压力满足信号送到控制系统，单台发生器压缩空气流量为 80m³/h。单台炉等离子体发生器总载体风量为 640m³/h。

在每台等离子体发生器仪表组件都装有切换阀门，等离子体发生器停止工作后，可手动操作切换到冷却风进行持续吹扫，不再消耗仪用压缩空气。吹扫风压力 ≥2.5kPa，单台发生器吹扫风耗量 50m³/h，单台炉等离子体发生器总吹扫风量为 400m³/h。

(4) 冷却水系统

为保护等离子体装置本身，需用除盐水冷却阴极、阳极和线圈。冷却水经母管分别送至就地等离子体发生器内，再分三路分别送入阴极、阳极和线圈。发生器前安装有就地压力表、压力开关和手动调节阀，压力满足信号送回控制系统。

冷却水采用除盐水，水温 $<40^{\circ}\text{C}$ ，等离子体发生器入口冷却水压力 $0.6\sim 0.8\text{MPa}$ ，且发生器入、出口冷却水压差 $\geq 0.5\text{MPa}$ ，单台发生器冷却水流量 $\geq 5\text{t/h}$ ，经过冷却等离子体发生器后，回水比进水温升 3.5°C 。单台炉等离子体发生器冷却水总流量为 40t/h 。

等离子体冷却水由电厂闭式水系统提供，从闭式水供水母管上引出，设 2 台互为备用的管道增压泵，保证冷却水流量和压力符合等离子体发生器要求，回水接回到闭式水回水母管中。

(5) 图像火焰监视系统

为监视等离子体燃烧器的火焰情况，保证安全运行、方便运行人员进行燃烧调整，每支等离子体燃烧器上应各安装 1 套图像火焰监视装置。具体方案为在燃烧器后端面的窥视孔位置安装一支图像火焰监视探头，探头套管沿外旋流二次风风室一直向前延伸到燃烧器前端面，其视频信号送至集控室内的画面分割器，经处理后送到全炉膛火焰电视或大屏中显示，运行人员可在等离子体点火期间同时监视等离子体燃烧器的火焰，并可以随时切换至全炉膛火焰。

图像火焰监视探头冷却风由等离子体火检风机提供，冷却风压 $\geq 2.5\text{kPa}$ ，单只探头冷却风量为 $130\text{m}^3/\text{h}$ ，单台炉图像火焰探头总冷却风量为 $1040\text{m}^3/\text{h}$ 。

等离子体点火系统需要的冷却风总量(图像火焰监视探头和等离子体发生器冷却风)为 $1440\text{m}^3/\text{h}$ 。

(6) 一次风风速测量系统

为便于等离子体煤粉燃烧器一次风粉速度的控制，在对应的磨煤机出口 4 根一次风管道上各安装一套风速在线监测装置，用于在线监测一次风速，方便运行人员进行燃烧调整。

测量元件靠背管产生差压信号，经取压管将压力信号传入差压变送器，一次风速在 DCS 中显示。为防止取压管堵粉，接入压缩空气吹扫，由 2 个三通电磁阀进行吹扫和正常测量切换，在压缩空气总管设置调节阀调整和稳定压缩空气压力。电磁阀、差压变送器、过滤减压阀集中布置在一次风速测量柜中。

(7) 燃烧器壁温监测

为防止燃烧器超温，在每台等离子体燃烧器内壁安装有两个铠装 K 分度热电偶，

通过补偿导线接入机组 DCS 系统，当燃烧器超温时可以发出报警信号。

5.8.2 尾部布置

安装 SCR 脱硝装置后，锅炉尾部烟道、钢架和空气预热器需要进行调整。

(1) 钢架

锅炉设备的变化，会引起钢架变化。在 1、2 号炉上安装 SCR，对锅炉钢架而言，局部需要重新设计。

原锅炉柱网不变，在炉后 K₁ 柱外侧设置单独构架支撑 SCR 设备，由此造成尾部烟道走向改变。原烟道在省煤器出口后直接进入空预器，现烟道穿出 K₁ 排钢架进入 SCR，然后再从钢架中返回连接空预器，若钢架 B 排柱和斜撑设计，烟道无法进出，为避让烟道，原斜撑要重新修改和布置，改变支撑位置，钢结构因此变化，估计钢架增重 200 吨。

布置 SCR 后，平台扶梯也需要作相应的修改。原有的钢架在烟风道改变后要作相应的修改，锅炉平台扶梯在设计上主要考虑与 SCR 各层平面的连通，有利于维护和检修 SCR，这样在布置中相应增加平台扶梯。

(2) 烟道

烟道的变化主要有两个方面，走向改变及负压变化引起的原设计改变。1、2 号炉烟道原设计是在省煤器出口后直接进入空预器，现烟道则需要穿出锅炉 K₁ 钢架进入 SCR，然后返回进入空预器，在原空间不变的情况下增加设备，在布置上会增加许多难度，由于省煤器出口处三向膨胀量很大，原设计采用一对纵向布置的金属膨胀节进行吸收，现改用一个水平布置一对纵向布置的金属膨胀节进行吸收，效果相当，但吊点布置难度加大，水平走向的引出烟道布置在上层，吊点比较容易设置，水平走向的引入烟道布置在下层，由于吊架比较大，两层烟道之间空间较小，吊点比较难设置。

由于引风机压头增大，增值取决于烟道阻力损失、SCR 阻力损失和空预器阻力损失增加。压力增加对烟道设计的影响相应分三部分，在省煤器出口至 SCR 入口范围，烟道压力与炉膛承受压力基本一致，对烟道强度计算没有影响；在 SCR 出口至空预器入口范围，烟道压力与省煤器出口相比，应增加空预器阻力损失和部分烟道阻力损失，烟道设计压力提高约 1kPa，对烟道强度计算有影响，加强筋须加强；在空预器出口范围，烟道设计压力提高 1.5kPa，烟道外形尺寸不变，烟道强度必须重新计算并增加加强筋。

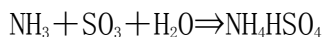
5.8.3 空气预热器改造

在安装 SCR 脱硝装置后，脱硝系统对空气预热器的运行主要有如下不利影响：

(1) 烟气中由 SO₂ 向 SO₃ 的转化率增加，即烟气中的 SO₃ 量增加，烟气酸露点温度

增加，由此加剧空气预热器的酸腐蚀和堵灰。

(2) SCR 脱硝系统中的逸出氨 (NH₃) 与烟气中的 SO₃ 和水蒸汽生成硫酸氢铵凝结物:



上述硫酸氢铵 (ABS) 凝结物呈中度酸性且具有很大的粘性，易粘附在空气预热器的换热元件表面上，再次加剧换热元件的腐蚀和堵灰。同时由于反应物 NH₃ 与 SO₃ 反应形成硫酸氢铵，硫酸氢铵在一定的温度段内会形成严重堵塞现象，

(3) 与增加脱硝系统前相比，空预器脱硝改造后的热端压差要增加约 1000Pa 左右，空预器的漏风率会在原有的基础上增加约 1%左右。

(4) 由于 SCR 空气预热器热端压差的增加，空气预热器主要结构件的强度和刚度须在设计中予以核算必要时需加强。

在安装 SCR 脱硝装置后，由于存在以上不利影响，在空预器选型中应注意以下事项:

(1) 选择催化剂时，应注意 SO₂ 向 SO₃ 的转化率，一般情况下应控制在 1%以下。

(2) 要控制 NH₃ 的逸出量控制，一般情况下应控制在 3ppm 以下。

(3) SCR 空气预热器冷端换热元件的选用应综合考虑燃煤含硫量、灰硫比、SCR 中 SO₂ 向 SO₃ 的转化率等因素，以防 SCR 空气预热器换热元件发生腐蚀和堵灰。

(4) 锅炉增加 SCR 脱硝系统后，空预器的应采用新型密封系统，以降低漏风率。

(5) SCR 空气预热器的密封系统应可靠、稳定，而且无需复杂的控制装置，以免在长期运行后控制装置失控，致使空气预热器的漏风率增加，影响锅炉的正常运行。

(6) 空气预热器改造厂家应给出防止空气预热器发生硫酸氢铵 (ABS) 堵灰的冷端换热元件高度，且能提供空气预热器换热元件的温度场热力分析计算结果，以此证明该选型的适宜性。

此次空气预热器改造设计的内容和范围主要包括:

(1) 换热元件改造

改造后的换热元件宜为两层布置，层数减少多出来的空间可用于设置更多的换热元件来尽量降低排烟温度，保证锅炉效率。为确保硫酸氢铵全部在冷端换热元件中沉积，且充分利用改造后的转子空间，冷端换热元件(镀搪瓷)的高度宜选为 800~1000mm，改造后换热元件布置为: 高温段换热元件高度为总高的一多半，低温段换热元件高度 800~1000mm，根据实际情况确定，厚度为 0.75+约 0.3mm，(镀搪瓷换热元件)。

(2) 密封系统改造

SCR 脱硝系统投运后，空气预热器热端差压增加约 1000~1500Pa，漏风率也随之

增大。为了降低漏风率，需将烟气侧与风侧之间的双密封改造为三密封，同时将原有的可调式密封改造为固定密封。

根据原有空气预热器的参数，预先计算出扇形板和轴向密封板在冷态时的理想位置，使空气预热器在各种正常运行工况下，转子与静态密封件不发生异常卡磨的前提下，各向密封间隙达到最小，从而保证空气预热器的低漏风率和漏风的稳定性。

加宽扇形板和轴向密封弧形板，同时将一次风与烟气侧间的扇形板和弧形板加宽至三密封，用新的静密封板将扇形板和轴向密封弧形板固定在一定的位置，以形成完整的密封结构。

径向、轴向密封：将原有的折角型密封片更换成直叶型密封片，以减小气流对元件的横向冲刷。

环向密封：改造原有内、外缘环向密封，外缘角钢根据现场实际情况进行调整更换。

中心筒密封：顶部中心筒密封改造为双密封布置：第一道为迷宫密封，以减少高温介质和灰尘的外泄；第二道为多层盘根密封，彻底防止高温介质和灰尘外泄。两道密封中间采用负压引流方式解决空气预热器中心筒漏灰漏风问题。底部中心筒密封改造为多层盘根密封。

对空气预热器壳体进行整体消漏处理，以保证改造后的密封效果。

(3) 吹灰器改造方案

针对 SCR 空气预热器的特点，有效地吹扫和清洗换热元件，可以保持换热面的洁净和通道的畅通，以保证换热元件的换热性能、减少烟风阻力，同时提高了换热元件的使用寿命，保证了机组的长期安全稳定运行。SCR 脱硝系统投运后，为了解决冷端换热元件硫酸氢铵的堵灰问题，同时改善热端和中温段换热元件的堵灰问题，原有冷端吹灰器更换为高压水加蒸汽联合的双介质吹灰器；为冷端提供高压水的高压水泵及其管路系统同时增设。改造后热端增设高能量蒸汽吹灰器，以及时清理热端换热元件出现的氧化皮和积灰，改善热端堵灰的状况，同时还可以及时清理可能积聚的可燃物，防止空气预热器着火。

原热端蒸汽吹灰器如运行状况良好，可以继续使用而不必更换新设备。

(4) 加装高压水系统

为满足空预器冷端吹灰器高压水冲洗的需求，此次改造我方提供高压水泵、配套电机以及高压水泵至冷端吹灰器之间的管路。

高压水参数初定，见表 5.8-1：

表 5.8-1 高压水参数

项 目	单 位	要 求
单台空气预热器高压冲洗水接口数量	个	1
单台空气预热器高压冲洗水水量	L/min	220
空气预热器高压冲洗水压力	MPa, g	20MPa. g (吹灰器法兰入口处)
空气预热器高压冲洗水温度	℃	常温
水 质 要 求		相当于自来水

脱硝空预器配备的在线高压水洗系统是防止换热元件堵灰严重的有效手段。

如果出现非正常的运行状况，例如脱硝装置逃逸氨过多、实际燃煤含硫量较高或冬季长期低负荷运行导致冷端温度过低等，换热元件堵灰将加剧，阻力上升很快。此时可能需要采取停机离线冲洗方式，从而造成空预器非正常停机。而在此情况下，如果安装了高压水洗系统，就可以通过降低锅炉负荷和隔离单个空预器的烟风系统等措施进行在线水洗，降低换热元件阻力，有效降低换热元件堵灰风险，从而避免由于阻力上升过快而导致空预器非正常停机。

因此建议脱硝空预器配备在线高压水洗系统。

(5) 利旧部件的校核：

对现有结构部件进行核算，以确定其是否需要加强。

(6) 空气预热器入口烟风道

进入空气预热器的烟气、空气流速应尽可能保持均匀，100%烟道横截面内流速最大标准偏差不宜超过±10%，以减少局部腐蚀、堵灰和磨损，保证空气预热器的热力性能。

安装 SCR 后对预热器运行维护的要求如下：

(1) 严格控制 SCR 出口 NH_3 逃逸率，尽量控制在 3ppm 以下，这是保证预热器不堵灰的重要前提。

(2) 在烟气阻力上升 50%左右时，需对预热器进行不停机清洗，打开冷端吹灰器高压水系统，同时投运蒸汽吹灰(保证及时吹干元件表面)。

(3) 在用高压水不能有效缓解预热器堵灰时，可以在停炉阶段用大流量水冲洗设备彻底清洗转子。

(4) 不宜用过高压头蒸汽对预热器吹灰，长期吹灰压头超高，会损坏预热器冷端传热元件，通道因元件变形后会更易堵塞，而且很难清理。

(5) 预热器其它运行要求和常规预热器相同。

综上所述，采用 SCR 后，预热器通过合理更换，不会危及锅炉安全运行，但控制 NH_3 的逃逸量，是保证预热器性能的关键。

本期工程 SCR 脱硝空预器改造主要设备，见表 5.8-1。

表 5.8-1 SCR 脱硝空预器改造主要设备(每台空气预热器)

序号	设备名称	单位	数量	供货时间
1	冷端换热元件	台/套	1	通常为不少于合同后 3 个月，具体项目具体协商确认
2	热端换热元件	台/套	1	
3	转子隔板	台/套	1	
4	扇形板和弧形板	台/套	1	
5	密封片及附件	台/套	1	
6	布置在冷端的带高压水的双介质吹灰装置	台/套	1	
7	高压水泵系统	台	2 台共用	

5.8.4 引风机改造

采用 SCR 后，由于脱硝剂的喷入量相对烟气量极微，因而引风机风量考虑不变；空气预热器烟空气阻力与改造前相比无增加。

本次脱硝改造新增烟风系统阻力主要有：

- (1) SCR 反应器阻力增加约 1000Pa；
- (2) SCR 反应器进、出口烟道的阻力增加约 200Pa；

引风机需增加压头约 1300Pa，现有引风机 BMCR 工况全压升为 5300Pa，在满负荷工况下已无裕量，无法满足新增脱硝系统需要的压力。为了保证安装 SCR 系统前后的烟气压力相同，需对现有引风机进行改造。风机增加的电耗是 SCR 系统运行的主要电耗之一，一般情况下，约占机组电功率的 0.3%。

本期工程每台锅炉配置两台离心式引风机，经与引风机厂家(南通大通宝富风机有限)交流后，确认本次引风机改造风机本体全部更换；电机容量由 1000kW 增容改造至 1400~1600kW，现有电机配有变频装置，相应改造增容。改造前引风机全压升为 4400Pa，改造后引风机全压升可达到约 6973Pa，满足本次脱硝改造要求。下一阶段引风机厂家取得全面的实测数据后向石河子天富南热电提出具体改造方案。

5.8.5 仪用空压机空气干燥装置改造

电厂一期工程现三台仪用空压机参数为：排气压力： $P=0.8\text{MPa}$ ，吸入压力： $P=0.1\text{MPa}$ ，

流量=20m³/min。本次对仪用空压机干燥机进行改造，将增加组合式空气干燥机二套，出力为：40m³/min，吸入温度：42℃，以满足本次脱硝改造的需要。

5.8.6 对锅炉运行安全性的影响

在安装脱硝装置后，因为要考虑氨的逃逸，空气预热器的冷段材料必须改变为防腐材料，其受热面也将要有所增加，但脱硝前后烟气的传热性能变化不大，因而对锅炉效率和排烟温度影响较小。

另外，脱硝装置中催化剂可能积灰堵塞也会影响到锅炉运行，在脱硝的设计中应考虑措施加以避免。

喷入烟气中的还原剂会吸收一部份烟气的热量，并且混有还原剂的烟气在通过反应器后，由于化学反应会降低烟气的体积，从而影响下游受热面的换热。氨气的加入量与烟气中氮氧化物(NO_x)流量呈正比，在采用低NO_x燃烧技术后，烟气中NO_x的体积浓度为350mg/Nm³左右，而氨气在烟气中的体积浓度与此相当，由于浓度很低，不会显著影响烟气的辐射传热，不会显著改变烟气的热物理性质和增加烟气的流量，因此不会显著影响对流传热。

但由于氨气的引入而导致的蒸发会吸收一些烟气热量，从而增加热损失，使锅炉效率有小量的降低约 0.1~0.3%。

5.8.7 对炉后其它设备的影响

只要氨的逃逸率得到合理的控制(氨逃逸率一般控制在 3ppm 以下)，炉后其它设备主要是除尘器不会产生足以影响其性能的积灰。氨的喷入，有利于提高粉尘的带电性能，对除尘产生有利的影响。总体来说，实施脱硝工程对除尘器性能和运行的影响可以不予考虑。

5.9 主要设计技术数据

本项目脱硝系统主要设计参数，见表 5.9-1。

表 5.9-1 脱硝系统主要设计参数

序号	项 目	单 位	数 值	
			1、2 号炉	1、2 号炉
			LNB	SCR
1	脱硝装置规模	t/h	2×500	
2	耗煤量	t/h	2×70.88	
3	处理烟气量(湿)	Nm ³ /h	2×477700	

4	处理烟气量(干)		Nm ³ /h	2×427900	
5	脱硝效率		%	23	80
6	脱硝入口烟气温度		℃	/	375
7	催化剂类型		/	/	蜂窝式
8	催化剂层数		/	/	二层(2+1)
9	脱硝系统压降		Pa	/	1000(1200)
10	脱硝入口粉尘浓度		g/Nm ³	/	13.9
11	出口 NO ₂ 排放浓度		mg/Nm ³	350	70
12	氨逃逸率		ppm	/	3
13	SO ₂ /SO ₃ 转化率		/	/	≤1
14	NO ₂ 脱除量		t/a	599.1	1677.4
15	NH ₃ /NO _x 的摩尔比		/	/	0.813
16	脱硝 还原剂	还原剂	/	/	液氨
		纯度	%	/	99.6
		耗量	kg/h	/	2×63.2
17	耗水量		t/h	/	3.7
18	压缩空气		m ³ /h	/	2×1
19	蒸汽用量		t/h	/	0.18
20	电耗		kW	2×50	2×100

6 总图运输

6.1 脱硝装置总平面布置原则

根据现有南热电厂总平面布置的具体要求：重视外部条件，完善总体规划；满足使用要求，工艺流程合理；远近规划结合；布置紧凑，注意节约用地；结合地形地质，因地制宜布置；符合防火规定，确保安全生产；注意风向朝向；交通运输方便，避免迂回重复；建筑群体组合，整齐美观协调；有利检修活动。

依据上述要求，因地制宜，结合本项目具体情况，厂区总平面布置有如下原则：

(1) 遵循“安全可靠、高效环保、以人为本、经济适用”的指导思想，在保证工艺合理，建设有序的前提下，需新建的辅助、附属生产设施尽可能集中布置，尽量减小占地，使得厂区总平面布置规整、美观。

(2) 1、2号炉采用SCR脱硝工艺，SCR反应器布置在省煤器和空气预热器之间，即设在锅炉末排钢柱的后侧(往炉后方向)，电除尘器前烟道的上方。空预器置于反应器侧下方。

(3) 储氨区为全厂共用一套系统，布置在电厂全年最小频率风向的上风侧。

(4) 按照有关标准和规定，确定罐区与周边建筑物的防火间距。

(5) 按照有关标准和规定，确定罐区与厂内主要道路及次要道路的防火间距。

(6) 罐区设防火堤，液氨储罐与相邻建筑物之间的安全间距均满足相关规范要求。

(7) 储罐为敞开式布置，上面设置遮阳盖。

(8) 储氨区周围设置消防通道。

6.2 主要设备和设施的布置

本项目脱硝改造1、2号炉采用低氮燃烧技术、1、2号炉采用SCR脱硝工艺技术均位于锅炉周围和锅炉尾部竖井，无需另外占地。

石河子天富南热电厂1、2号锅炉建设时南热电厂氨区有预留场地，2×125MW工程与新建2×330MW工程共用一个氨区。

脱硝系统引起的烟气压力损失则由改造后的引风机补偿。

6.3 管线及沟道布置

本工程地下管线及沟道较简单，生活水管、工艺水管、消防水尽量依托厂原有设施，新增加的尽量沿道路边埋地敷设。本工程主要工艺水、液氨管道原则上采用管架布置，主要电缆通道原则上采用电缆桥架敷设。

7 环境保护

7.1 设计依据及采用的环境保护标准

7.1.1 设计依据

- (1) 《火力发电厂环境保护设计规定》(DLGJ102-91)；
- (2) 《火力发电厂可行性研究报告内容深度规定》(DL/T5375-2008)；
- (3) 《大中型火力发电厂设计规范》(GB50660-2011)；
- (4) 《火力发电厂设计技术规程》(DL/T5000-2000)；
- (5) 《火电厂烟气脱硝工程技术规范选择性催化还原法》(HJ562-2010)；
- (6) 《火电厂烟气脱硝技术导则》(DL/T296-2011)。

7.1.2 环境保护标准

本期工程采用的大气、水体、噪声标准如下：

(1) 环境质量标准

- 1) 《环境空气质量标准》(GB3095-96)及修改单的通知中二级标准；
- 2) 《地表水环境质量标准》(GB3838-2002)中的III标准；
- 3) 《地下水质量标准》(GB/T14848-93)中的III类标准；
- 4) 《城市区域环境噪声标准》(GB3096-2008)中 3 类标准；
- 5) 《一般工业固体废物贮存、处置场污染控制标准》(GB18599-2001)中 II 类场的要求。

(2) 污染物排放标准

- 1) 《火电厂大气污染物排放标准》(GB13223-2011)中 NO_x 排放浓度 $\leq 100\text{mg}/\text{m}^3$ ；
- 2) 《大气污染物综合排放标准》(GB16297-1996)新污染源；
- 3) 《污水综合排放标准》(GB8978-1996)中的二类一级标准；
- 4) 《工业企业厂界噪声标准》(GB12348-2008)中的 3 类标准；
- 5) 《建筑施工场界环境噪声排放标准》(GB12523-2011)标准。

7.2 电厂主要污染源和主要污染物

7.2.1 大气污染源及其污染物

本期工程采用低氮燃烧(LNB)、选择性催化还原技术(SCR)脱除烟气中的氮氧化物，脱硝效率可以达到 85%以上。本期工程采用脱硝措施前后，氮氧化物的排放浓度及排放量，见表 7.2-1。

表 7.2-1 NO_x 排放量及排放浓度表

项 目		排放浓度 (mg/Nm ³)		排放量 (kg/h)	
		脱硝前	脱硝后	脱硝前	脱硝后
混合煤种	NO _x	450	70	385.1	60

由表 6.2-1 可以看出,本期工程锅炉出口排放浓度约 350mg/Nm³,通过脱硝装置处理后,排放的 NO_x 浓度 70mg/Nm³,完全满足最新排放标准的 100mg/Nm³的要求。

7.2.2 其他污染源及污染物

本期工程采用的脱硝工艺与电子束照射法和电晕放电等离子体同时脱硫脱硝法同属于干法烟气脱硝技术范畴。因此,基本无废水方面的污染源及污染物。

本期工程脱硝反应催化剂运行期间富集大量重金属,废弃催化剂其部分成分属于固定污染物。

本期工程在制氨脱硝过程中有一些设备噪声,主要是风机、泵等的噪声。相比较电厂主要设备的噪声,本期工程的设备噪声水平较低。

7.3 环境影响分析

7.3.1 大气环境影响分析及其防治措施

由于该脱硝工艺产生的气体为 N₂。N₂ 无毒、无害,对环境没有任何影响。炉膛和尾部烟气中由于喷氨,会有氨的泄露,本期工程烟气脱硝装置的出口氨逃逸浓度常控制在 3ppm 以下,未反应的氨气主要与烟气中的 SO₃ 及飞灰在低温下发生固化反应,根据德国运行经验,约 20%的氨以硫酸盐形式粘附在空预器表面,约 80%的氨进入电除尘器飞灰,少于 2%的氨进入脱硫系统,少于 1%的氨以气态形式随烟气排放,本期工程利用一座高烟囱排放烟气,以提高烟气的热释放率,有利于烟气抬升,充分利用大气的扩散稀释能力,降低烟气污染物的落地浓度,对比《恶臭污染物排放标准》(GB14554-93),脱硝装置出口的少量氨逃逸不会对大气造成氨污染。

逃逸氨固化在飞灰中的比例与飞灰的矿物组成有关,当灰中氨含量超过 80~100 μg/g 时,会散发出氨的气味而影响销售。本期工程锅炉设计氨逃逸浓度不大于 3ppm,理论计算静电除尘器所收集的飞灰中氨含量约 50μg/g,距极限值有一定裕量,但日常运行时仍应尽可能控制氨逃逸浓度小于 3ppm,并通过每天测试飞灰中的氨含量,监测氨逃逸情况。在额定脱硝效率下,当氨逃逸浓度接近 3ppm 时,应尽快调整喷氨量或更换催化剂。

综上所述，本脱硝改造工程的实施，不仅能大幅度削减 NO_x 排放量，而且不会对环境造成新的二次污染。

7.3.2 废弃催化剂

SCR催化剂受到飞灰堵塞、冲蚀及化学毒化等因素的影响，活性会逐渐下降甚至失效。部分催化剂可通过各种方式的再生重新投入使用，但对于那些破损严重或无法再恢复活性的催化剂则只能作为废弃物处理。

催化剂运行期富集了大量重金属，尽管废弃催化剂不符合美国联邦法规的危险废物定义，但因其所含的部分成分属于美国联邦法规和韩国法规定义的危险物质。因此，废弃催化剂需要进行无害化处理或回收再利用。

根据国外废弃催化剂处理经验，蜂窝式与板式催化剂的处理略有不同：

一 对于蜂窝式催化剂，可采用直接填埋、混凝土封装后填埋、焚烧厂焚烧处理或者研磨后与燃煤掺烧循环再利用（作为生产水泥或制砖的原料、混凝土或者筑路材料的混凝土料、在冶炼厂回收Ti、Mo、V等金属物质）。

一 对于板式催化剂，可将废弃催化剂拆分分解，把金属框架作为钢材回收，去除钢架后的废弃催化剂处理方式与蜂窝式催化剂基本相同。

国外针对脱硝废弃催化剂主要采取填埋处理方式，并采取许可证制度。国内目前还没有建立专门的废弃催化剂处理标准，业主可在采购催化剂时，商定由供货商回购废弃催化剂。

7.3.3 脱硝废水影响分析

本期工程采用液氨法的选择性催化还原法技术(SCR)时，冲洗和液氨吸收排放废水量很少，还原剂区设有地下废水池和废水泵，当废水池蓄积废水达到一定量时，通过废水泵输送到全厂的废水处理系统进行净化处理后重复使用。

7.3.4 噪声环境影响分析、防治措施及绿化

本期工程的设备噪声水平较低。设备产生的噪声，由于能量较小，在较短距离内衰减很快。而后随距离的增加，噪声级呈递减趋势。运行时的噪声对现有厂界噪声没有影响。

本期工程拟采用的噪声防治措施如下：在主要设备订货时向制造厂家提出噪声控制要求，以及在设计安装时对噪声源较强的设备采用减振、防振等措施从声源上控制噪声水平。脱硝工程控制室、值班室均须采用密闭门窗结构。

本期工程绿化结合全厂统一考虑。

7.4 环境监测

本脱硝系统不单独设置环保专职人员，环保管理工作由全厂统一管理，厂内不设环境监测站，相应环保监测工作由当地环保部门承担。

根据《火电厂环境监测管理规定》和《火电厂烟气排放连续监测技术规范》(HJ/T75-2001)的要求，在脱硝反应器前后加装烟气连续监测系统对氮氧化物进出口浓度进行监测，并在脱硝反应器出口处设氨逃逸监测装置。

7.5 环境影响分析主要结论

本期工程采用选择性催化还原法技术(SCR)脱除烟气中氮氧化物。除氮氧化物可获得大幅度削减外，氨的逃逸量最大值可控制在3ppm以下，对环境不造成影响。而使用后的触媒则可送回原触媒制造厂家处置，故对环境不会造成任何二次污染。脱硝过程中不产生其他固体废弃物，设备噪声也不影响厂界现有噪声水平。总体而言，本期工程的实施对区域环境有较好的改善效果。

7.6 社会效益分析

7.6.1 环境效益

本期工程进行烟气脱硝前后污染物排放的情况，见表 7.6-1。

表 7.6-1 脱硝前后机组 NO_x 的年排放量和排放浓度

项 目	排放量 t/a		排放浓度 mg/Nm ³	
	混合煤质		混合煤质	
	LNB	SCR	LNB	SCR
脱硝改造前	无脱硝设施		无脱硝设施	
脱硝前排放	2695.8	2096.7	450	
脱硝改造后			采用 SCR 脱硝工艺	
脱硝后排放	2096.7	419.3	≤350	<70
削 减 量	599.1	1677.4	/	
合 计	2276.5			

从表 7.6-1 可以看出：实施 SCR 脱硝改造工程后，本期工程 NO_x 最大削减 2276.5 t/a，约占原排放量 85%。氮氧化物年排放量大幅度降低，环境效益明显。脱硝后 NO_x 排放浓度约 70mg/Nm³，达到国家最新排放标准 100mg/Nm³ 以下的要求。这样既满足了国家最新排放标准的要求，又减轻了天富南热所在区域 NO_x 的污染的发生频率，有利

于改善区域环境质量，促进区域社会和经济的进一步发展，同时也完成自治区环保部门对南热电厂氮氧化物的减排目标。

7.6.2 社会经济效益

NO_x 的排放是酸雨的形成和对大气中臭氧层破坏的重要原因之一，据有关部门统计：2011 年全国氮氧化物排放总量为 2404.3 万吨，2011 年火电行业排放的氮氧化物总量已增至 1073 万吨，约占全国氮氧化物排放总量的 45%。鉴于我国的能源消耗量今后将随将对我国大气环境造成严重的污染。

(1) 对动物和人体的危害

NO 对血红蛋白的亲合力非常强，是氧的数十万倍。一旦 NO 进入血液中，就从氧化血红蛋白中将氧驱赶出来，与血红蛋白牢固地结合在一起。例如，将老鼠暴露在含有少量 NO 的环境中，在其血液中就能够查出 NO·血红蛋白。现在规定环境中 NO 的容许量为 25mg/L。NO₂对生物的毒性是 NO 的五倍，且相比于 SO₂，NO₂更容易侵入到肺部组织，SO₂只在有微尘的场合下才能到达肺部中，而 NO₂即使是单独存在的情况下也很容易进入肺的深部。长时间暴露在 1~1.5mg/L 的 NO₂环境中较易引起支气管炎和肺气肿等病变，这些毒害作用还会促使早衰、支气管上皮细胞发生淋巴组织增生，甚至是肺癌等症状的产生。

(2) 形成化学烟雾

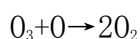
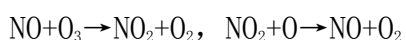
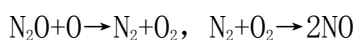
NO_x 排放到大气后有助于形成 O₃，导致光化学烟雾的形成： $\text{NO} + \text{HC} + \text{O}_2 + \text{阳光} \rightarrow \text{NO}_2 + \text{O}_3$ (光化学烟雾) 这是一系列反应的总反应。光化学烟雾对生物有严重的危害，如 1952 年发生在美国洛杉矶的光化学烟雾事件致使大批居民发生眼睛红肿、咳嗽、喉痛、皮肤潮红等症状，严重者心肺衰竭，有几百名老人因此死亡。该事件被列为世界十大环境污染事故之一。

(3) 导致酸雨的产生

高温燃烧生成的 NO 排入大气后大部分转化成 NO₂，遇水生成 HNO₃、HNO₂，并随雨水到达地面，形成酸雨。

(4) 破坏臭氧层

N₂O 能转化为 NO，破坏臭氧层，其过程可以用以下几个反应表示：



上述反应不断循环，使 O₃ 分解，臭氧层遭到破坏。

本期工种实施脱硝工程后，每年可减少氮氧化物排放约 2275.7t/a。2003 年 2 月 28 日，国家计委、财政部、国家环保总局和国家经委根据国务院令第 369 号《排污费征收使用管理条例》制定了《排污费征收标准管理办法》，从 2003 年 7 月 1 日起实施。

根据国务院 2007 年 6 月 3 日印发的发展改革委同有关部门制定的《节能减排综合性工作方案》，按照补偿治理成本原则，二氧化氮排污单位排污费征收标准为 0.632 元/污染当量。

大气污染物的污染当量计算：

$$\text{某种污染物的污染当量数} = \frac{\text{该种污染物的排放量(千克)}}{\text{该种污染物的污染当量值(千克)}}$$

氮氧化物污染当量值，见表 7.6-2。

表 7.6-2 大气污染物污染当量值

污染物名称	污染当量值 (千克)
氮氧化物	0.95

注：表中仅列与本期工程有关的污染物。

本期工程实施烟气脱硝后，工程排污交费情况统计，见表 7.6-3。

表 7.6-3 实施脱硝工程后减排费情况统计

序号	污 染 物	减排量(t/a)	收费标准(元/kg)	少交排污费(万元)
本期工程	氮氧化物	2276.5	0.632	143.87

由表 7.6-3 可知：本期工程脱硝改造后，每年就排污费可节约 143.87 万元，既达到环保要求，大大改善了环境，又产生了良好的社会效益，也有利于该地区人民身体健康及企业外部形象的建立，为自治区工业企业发展树立典范。

本期工程脱硝的成功实施，可为本厂、本地区的环保改造提供一种适合国情的污染减排新技术，对加快我国脱硝技术应用步伐、发展适合国情的烟气净化产业、扭转 NO_x 失控局面、保护环境及国民经济可持续发展战略的实施具有积极意义。

8 节约和合理利用能源

为认真贯彻节约能源、合理利用能源的精神，应首先从设计上保证工艺系统流程及工艺参数、指标的合理性，使各个环节所采用的工艺和设备均能体现出高效率、低能耗。

8.1 工艺系统设计中考虑节能的措施

(1) 脱硝系统采用目前世界上最先进和可靠的 SCR 技术，工艺系统简单并有较高的脱硝效率。

(2) 优化系统设计，对脱硝装置的系统设备、烟道、管道进行优化配置，烟道及管道走向合理，以降低压损、降低能耗。

(3) 在系统设计中采用 SCR 技术，尽可能降低 NO_x 的排放。

(4) 采用无烟气旁路设计，减少旁路烟道、烟道风门、触媒(催化剂)保护系统等设备。

8.2 主辅机设备选择中考虑节能的措施

(1) 对于消耗厂用电较大的设备，采用调整性能好、效率高、运行经济、能耗低的设备。其它辅助、附属设备也根据双节原则，尽量采用安全可靠、技术先进、效率高、性能好的设备，以节约能源。

(2) 选用使用寿命长、再生性能好、压降低的催化剂。

(3) 选用电耗低，运行经济性好的泵与风机。

(4) 本期工程辅机电动机均优先采用高效节能的 Y 型电机。

(5) 优化辅机选型，选择高效率的泵类及发光效率高的荧光灯、高压汞灯或钠灯。

(6) 完善脱硝系统的计量、监测仪表，采用先进的控制系统。完善的测量系统和控制系统是脱硝系统安全、经济运行的基础。

8.3 在材料选择时考虑节能的措施

(1) 烟道、SCR 反应器及辅助设备主保温层的厚度按年最小费用法计算确定经济厚度，并择优选取优质保温材料，既保证设备和运行人员的安全，又达到经济合理。

(2) 选用合适的保温材料及经济厚度，控制表面温度，优化保温设计。

8.4 节约用水的措施

(1) 脱硝系统基本不消耗水。

(2) 脱硝系统投运后，应加强脱硝系统的水务管理，与全厂用水统一调度、综合平衡、统一规划设计，达到一水多用、综合利用、重复利用、降低电厂耗水指标。

8.5 节约原材料的措施

(1) 节约液氨的措施

由于采用成熟可靠的选择性催化还原法技术(SCR)， NH_3/NO_x 比可以选择一个合理的值，控制好氨的逃逸小于 3ppm，使氨不致浪费。提高系统配置的可靠性，杜绝氨的泄露。

(2) 节约钢材、木材和水泥的措施

1) 根据现场具体情况，在进行土建结构设计时，充分考虑自然地基承载力，可以缩短工期，同时节约大量水泥和钢筋。

2) 大量采用钢模板，可节约木材，加速施工进度。

3) 优化液氨储存和供应系统的布置，使管道的用量尽可能达到最少。

9 职业安全卫生

9.1 编制依据

(1) 国家、地方、行业法律、法规

中华人民共和国安全生产法

中华人民共和国劳动法

中华人民共和国职业病防治法

《危险化学品安全管理条例》中华人民共和国国务院令 第 344 号 (2002 年)

《危险化学品建设项目安全许可实施办法》国家安全生产监督管理总局第 8 号令
(2006 年)

《劳动防护用品监督管理规定》国家安全生产监督管理总局第 1 号令 (2005 年)

《关于开展重大危险源监督管理工作的指导意见》安监管协调字[2004]56 号

《特种设备安全监察条例》中华人民共和国国务院令 第 549 号 (2009 年)

中华人民共和国劳动部令 第 3 号文 《建设项目(工程)劳动安全卫生监察规定》
(1996. 10. 17)

国务院令 393 号 《建设工程安全生产管理条例》

(2) 采用的主要标准、规范

《火力发电厂劳动安全和工业卫生设计规程》(DL5053—2012)

《石油化工企业设计防火规范》(GB50160-2008)

《火力发电厂与变电所设计防火规范》(GB50229-2006)

《建筑灭火器配置设计规范》(GB50140-2005)

《火力发电厂生活、消防给水和排水设计技术规定》(DLGJ24-91)

《电力工程电缆设计规范》(GB50217-2007)

《爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范》(GB50058-92)

《火灾自动报警系统设计规范》(GB50116-98)

《电力设备典型消防规程》(DL5027—93)

《消防安全标志设置要求》(GB15630-1995)

《防止静电事故通用导则》(GB12158-2006)

《火力发电厂设计技术规程》(DL5000-2000)

《火力发电厂总图运输设计技术规程》(DL/T5032-94)

《固定消防炮灭火系统设计规范》(GB50338-2003)

- 《常用危险化学品分类及标志》(GB13690-1992)
- 《危险化学品重大危险源辨识》(GB18218-2009)
- 《易燃易爆性商品储藏养护技术条件》(GB17914-1999)
- 《工业企业设计卫生标准》(GBZ1-2010)
- 《工业企业噪声卫生标准》(试行)

9.2 职业危险、有害因素分析

9.2.1 项目涉及的危险有害物质分析(包括氨、氨气)

液氨属化学危险品分类中的 2.3 类,在职业性接触毒物危害程度分级为IV(轻度危害),为可燃、易爆、有毒物质。氨在标准状态下为无色气体,具有特殊的刺激性臭味,氨易溶于水,水溶液呈弱碱性,在常温下氨是一种可燃气体,但较难点燃,其沸点为-33.5℃,熔点为-77.7℃,气氨相对密度(空气=1)0.59,液氨相对密度(水=1)为0.7067(25℃),自燃温度 1,203.8°F,爆炸极限 15.7~27.4%,火灾危险性为乙类,空气中最高允许浓度为 30mg/m³。气氨可致人流泪、咽痛、咳嗽、肺水肿甚至休克,液氨可致人冻伤。人的皮肤和眼接触液氨和氨水后应立即用清水冲洗至少 15 分钟,少量氨气或液氨泄漏时,应迅速处于上风向处,喷水或用水稀释、溶解或中和。其主要性质见表 9.2-1。

表 9.2-1

性 质 表

分子式: NH ₃	气氨相对密度(空气=1): 0.59
分子量: 17.04	液氨相对密度(水=1): 0.7067(25℃)
CAS 编号: 7664-41-7	爆炸极限: 15.7~27.4%
熔点(℃): -77.7	1%水溶液 PH 值: 11.7
沸点(℃): -33.3	火灾危险类别: 乙类
蒸汽压: 882kpa(20℃)	空气中最高允许浓度: 30mg/m ³
自燃点: (℃)651	职业性接触毒物危害程度分级: IV

9.2.2 项目可能出现爆炸、火灾、中毒、灼烫(冻伤)事故的危险、有害因素

(1) 中毒危险性分析

液氨/气氨泄露,造成人体伤害或环境污染。若液氨贮存罐、管道、阀门、法兰等密闭不良或装卸过程中接口脱落造成泄露,容易造成对环境的污染,严重时会造成操作人员或周边人员的中毒或其他不良反应。

(2) 燃烧/爆炸危险性分析

若液氨贮存罐、管道、阀门、法兰等密闭不良或装卸过程中软管脱落造成泄露，受阳光直射，有火源存在(静电、认为火源或其他事故火源)，或在线仪表受干扰而出现错误反馈信息等，有可能引起爆炸燃烧事故。

(3) 灼烫(冻伤)危险性分析

本项目采用蒸汽加热的方式加热液氨，蒸汽达到 200℃，若蒸发器、管道、阀门、法兰等密闭不良造成泄露，容易造成操作人员或周边人员蒸汽灼烫。

9.2.3 项目可能出现其它危险、有害因素

(1) 电气装置的危险

在火灾爆炸环境选用了非防爆电器设备或质量把关不严，选用劣质产品，或施工质量低劣，都会引起人身触电事故，甚致诱发火灾爆炸事故，造成不可估量的损失。

在易燃易爆和腐蚀环境中，电气设备和设施很容易受到腐蚀而降低性能，加速老化，出现安全隐患(如发生短路、触点烧坏等)。

(2) 静电危险

液氨在输送过程中若流速过快，易引起输送管道静电积累，若系统内设备管线、储罐缺乏良好接地或管线法兰间金属搭接不牢或漏接，则易产生静电危险。

(3) 雷击危险

液氨装卸、储存属乙类火灾危险区域，因此当雷击发生的直击雷、雷电感应或雷电侵入都易起火花，电弧或过热最终引起燃烧和爆炸。

(4) 压力容器和压力管道危害

- 1) 压力容器和压力管道超压运行导致破裂、泄漏。
- 2) 压力容器和压力管道因腐蚀导致强度下降，导致破裂、泄漏。
- 3) 安全附件如安全阀设置不全或失灵、失效，导致破裂、泄漏。
- 4) 材质选择不合理，导致破裂、泄漏。

(5) 高处坠落和物体打击

液氨储罐顶部平台位置较高，进行维修、作业或巡检时，若平台围栏、扶梯等安全设施焊接不牢、破损或检修后未及时恢复防护设施，则可能造成高处坠落事故。在平台维修作业时若下部有人员过往，则可能发生物体打击事故。

9.2.4 重大危险源辨识

根据《危险化学品重大危险源辨识》(GB18218-2009)中第 4.1.2 条危险化学品临界

量的确定方法，表 1 危险化学品名称及其临界量中第 18 条氨临界量为 10 吨，本项目液氨贮罐的容量为 $65\text{m}^3 \times 2$ ，液氨密度为 0.68kg/L ，液氨贮罐的有效容积为 80%，本项目液氨储存总量最大达到约 70.72 吨，故本项目液氨储存区为危险化学品重大危险源。

9.3 安全防护措施

本工程严格按照《火力发电厂烟气脱硝设计技术规程》(送审稿)、《建筑设计防火规范》、《石油化工企业防火规范》、《化工企业总图运输设计规范》、《危险化学品重大危险源辨识》、《化学危险物品管理条例实施细则》等相关规范、规定进行布置，在满足防火、防爆等安全要求，确保储罐间有足够的间距前提下，合理布置，节约用地，设计中液氨储罐露天布置并设置遮阳棚，设置防火堤及储罐喷淋系统。力争做到工艺流程短捷通畅，确保有合理的安全防火距离，并始终将安全放在第一位，防患于未然。

9.3.1 总图

本工程总图布置严格按照《建筑设计防火规范》、《石油化工企业防火规范》、《化工企业总图运输设计规范》等相关规范、规定进行布置。

(1) 本次设计中液氨储存区，液氨蒸发生产区同属于乙类防火要求，执行《石油化工企业防火规范》表 5.2 合成氨及氨加工产品标准，将液氨储存区和生产区布置在同一区域内符合规范、要求。

(2) 考虑到液氨储罐的防火间距，罐间距采用 1.5m，设置的防火堤至卧罐壁距离为 3.0m，满足《火力发电厂烟气脱硝设计技术规程》(送审稿)、《石油化工企业设计防火规范》和《建筑设计防火规范》中关于液氨储运的要求。

(3) 液氨储罐、卸料压缩机、液氨供应泵、液氨蒸发槽、气氨缓冲罐、陆用流体装卸臂距厂区主要道路 $>15\text{m}$ ；次要道路 $>10\text{m}$ 。

(4) 液氨储罐、卸料压缩机、陆用流体装卸臂距氨区围墙 $>10\text{m}$ ；液氨供应泵、液氨蒸发器、氨气缓冲罐距氨区围墙 $>5\text{m}$ 。

(5) 液氨贮存及气氨蒸发装置实际占地面积为 1200m^2 ，周围有道路，能满足消防与运输的需要。

(6) 由于氨罐区不宜设置过密、过高的绿化植被，故在装置四周不设绿化植被，均采用硬化地面。

9.3.2 建筑

首先考虑满足工艺流程的需要，在满足工艺条件的前提下，结合各建、构筑物的设备布置，荷载大小，考虑结构专业的特点，在满足建、构筑物设计的有关规范和规定的前提下，结合消防的要求，合理布置网柱。确定各建筑物平面尺寸及外型。

设备尽量采用露天化和半露天化布置(氨区遮阳棚考虑采用轻钢结构屋面，混凝土柱)，必要时可以考虑人工风扇排风，以防止可燃、有毒、有害气体的聚集。

9.3.3 工艺设备

采用先进可靠的工艺技术和设备，使贮存、蒸发工艺具有成熟、能耗底、“三废”排放少的优点。

为防止液氨贮存罐因压力过高发生危险，氨储存区设置安全报警和喷淋冷却水装置。

为防止液氨贮存罐突发泄露事故的漫延，罐区设防火堤，高度为 1.0 米。同时设置水喷淋装置，可降低和吸收氨为稀氨水，减轻事故泄漏出的液氨对环境污染。

在氨卸载、贮存、蒸发系统及管线上设置氮气吹扫系统，用于开车、卸车和检修时对系统和管线进行置换清除残余氨同时进行严密性检查，防止氨气泄露与空气混合发生爆炸造成危险。

为环保和安全考虑，本工程设置气氨稀释槽、废水池及废水排放系统。液氨卸载后的管线残余气氨、液氨贮存罐和气氨缓冲罐安全泄压排放的气氨、检修置换排放气，经密闭管线排入气氨稀释槽，用水吸收变成氨水排入水池，设备检修排放残余液、贮存区氨气喷淋吸收产生的氨水、地面冲洗水经地沟排入水池。水池的氨水经泵送至废水处理站。

9.3.4 电气

整个区域内电气装置和照明灯具，按规定使用防爆型装置和灯具。

液氨储存区内输配电线路、灯具、火灾事故照明和疏散标志，必须符合安全要求。

严格按照国家标准《建筑防雷设计规范(2000年版)》(GB50057-94)及《爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范》(GB50058-92)的规定，在整个氨区设置联合接地网，严格做好防雷及防静电接地。

各种电气设备均按《工业与民用电力装置接地设计规范》要求，有可靠的接地装置。因机械故障的检修作业，一般应先断电检修，以防触电等事故的发生。

9.3.5 控制

控制设备按电气装置的要求，选用防爆型产品。

界区内按设计规范设置氨气泄露检测报警装置，通过与喷淋系统阀门连锁进行保护。

贮存罐设置温度计，在温度过高时自动启动淋水装置，对贮存罐罐体降温。

9.3.6 其他

根据《火力发电厂职业安全设计规程》(DL5053—2012)，电厂统一考虑设置劳动安全及工业卫生基层监测站及安全教室，本项目不另设。职业卫生设施的设计按《工业企业设计卫生标准》(GBZ1—2010)中的要求进行。本项目利用电厂设置的生产卫生用室、生活卫生用室等各种辅助卫生设施。

业主应按《特种设备安全监察条例》的规定，定期对使用的压力容器、压力管道等进行“自检”。

氨区应设置重大危险源警示标志及液氨危险特性牌。

氨区内应配备长管面具、防毒面具、空气呼吸器等。

设备的保温材料，必须采用非燃烧材料。

氨区所有和氨接触的设备和管道不得含铜或其它和氨起化学反应的材质制造、生产。

操作人员应配备相应的劳动保护用品，如橡胶手套、鞋、帽。

10 生产管理与人员编制

本期工程组织机构及人员编制参考国家电力公司国电人劳[1998]94号“关于颁发《火力发电厂劳动定员标准》(试行)的通知”及《火力发电厂劳动定员标准(试行)》(国家电力公司 1998 年 4 月)的要求,结合业主减人增效的指导思想,提出本期脱硝定员的设想,脱硝实际定员由业主自行确定。

低氮燃烧技术中燃烧器改造是锅炉运行重要的组成部分,改造后没有增加工作量,且整个锅炉燃烧系统的运行完全实现自动化,燃烧器的运行、维护仍为原班人马。

脱硝系统改造纳入单元主体项目机组 DCS 中控制;氨区纳入电厂化水程控系统联网,就地不设操作员站。由于脱硝系统采用自动化控制,且脱硝本体部分反应器和喷氨装置等巡检和维护工作很小,因此,脱硝控制不另外增员,由锅炉运行人员负责脱硝系统的运行和维护工作。临时和事故处理工作,可由锅炉运行和检修人员兼顾。

11 项目实施及轮廓进度

11.1 项目实施条件

(1) 施工场地条件：本项目施工生产和生活用地相对紧张，可根据需要在扩建端选择场地建立一些临时设施，施工场地相对平整。

(2) 运输方式：脱硝设备无特大设备，所有设备可采用公路直接运输到现场。

(3) 材料供应：由周围建材市场采购，供应和运输便利。

(4) 施工水源：施工单位生产和生活用水均由南热电厂供水系统引接。

(5) 施工电源：施工单位生产和生活用电均由南热电厂附近引接。

(6) 施工通讯：可从南热电厂总机放号给施工单位，作为施工通讯联络。

11.2 项目轮廓进度

为节约投资，降低项目造价，可考虑采用脱硝项目总承包，并由业主工程师进行技术服务的方式。根据本期工程烟气脱硝改造工程的实际情况，初步估算本期工程的建设周期在2013年7月至2014年6月底完成脱硝改造并通过168小时的试运工作，其中低氮燃烧改造约45天、引风机改造约40天、省煤器及空预器和烟道接口等锅炉尾部改造约60天。改造安排在电厂各台机组的大修或小修期间进行。具体工程轮廓进度安排如下：

(1) 2013年4月20日前完成2×500t/h锅炉脱硝改造可行性研究报告、环境影响报告表编制、环境影响报告评估、可行性研究报告评审和立项、环境影响报告表批复等工作。

(2) 2013年4月21日前完成低氮燃烧改造工程招标工作。

(3) 2013年5月15日前完成脱硝改造工程招标工作。

(4) 2013年5月30日前完成所有合同签订工作。

(5) 2013年7月1日2号炉低氮燃烧系统及脱硝改造工程土建开工。

(6) 2013年7月30日前完成2号炉低氮燃烧器改造工作。

(7) 2013年12月30日前完成2号炉脱硝168小时试运行工作。

(8) 2013年12月10日前完成氨站建设。

(9) 2014年1月1日至6月25日前完成1号锅炉的168小时试运行工作，请示环保部门进行脱硝改造工程整体验收。

11.3 项目招标书编制原则

11.3.1 主要技术原则

1、2号炉采用新型低氮燃烧技术。

烟气脱硝采用选择性催化还原法技术(SCR)。

锅炉低氮燃烧改造、烟气脱硝改造可利用1、2号炉大、小修分期实施。

11.3.2 招标范围

低氮燃烧系统、选择性催化还原法技术(SCR)改造分别采用总承包方式,分别负责整个2×500t/h锅炉脱硝项目的全部改造设计、设备成套、安装、调试及人员培训,直至168h试运行移交,即按EPC方式。

11.3.3 进口设备范围

为确保低氮燃烧(LNB)技术、选择性催化还原法技术(SCR)改造的实施及今后锅炉脱硝工艺的可靠、安全、长久运行,并尽可能降低项目造价,工艺系统中关键设备(主要是重要测量仪表等考虑进口)。

12 投资估算

12.1 编制说明

12.1.1 项目概况

(1) 本工程为石河子天富南热电有限公司2×125MW机组锅炉低氮及烟气脱硝技改项目；

(2) 工艺：采用国内成熟工艺系统，主要设备为国内生产，关键设备国外进口。

12.1.2 主要工艺系统特征

本项目首先对 1、2 号炉进行低氮燃烧改造，烟气脱硝改造采用选择性催化还原脱硝技术(SCR)，处理烟气量为锅炉烟气量的 100%。

12.1.3 编制原则及依据

(1) 发电工程静态投资水平为2012年12月。

(2) 工程量

工程量由设计人员根据各工艺系统方案计算并提供，不足部分参照同类型、同规模工程脱硝体系的工程量。

(3) 定额及项目划分

执行国家发改委发改办能源[2007]1808号文及中电联技经[2007]139号文颁布的2006年版《火力发电工程建设预算编制与计算标准》。

定额、文件：

新电定额[2008]3号：关于发布“新疆自治区《电力建设工程预算定额(2006年版)》及《电力建设工程概算定额(2006年版)》定额体系使用说明”的通知

中国电力企业联合会中电联技经[2007]138号文发布实施的《电力建设工程概算定额(2006年版)》：第一册《建筑工程》、第二册《热力设备安装工程》、第三册《电气设备安装工程》。不足部分套用中国电力企业联合会中电联技经[2007]15号文发布实施的《电力建设工程预算定额(2006年版)》。中国电力企业联合会发布的《电力建设工程预算定额》第六册《调试工程》(2006年版)。

根据国家计委、建设部计价格[2002]10号文关于发布《工程勘察设计收费管理规定》的通知，计算勘察设计的费用。

(4) 设备价格及运杂费

主设备价格采用询价，其他设备参考同类工程设备价格及技经中心颁布的信息价计列(调整至2011年价格水平)；设备运杂费按2006年版《电力工业基本建设预算管理

制度及规定》计算计列。

(5) 人工费

2006年版《电力建设工程概算定额》各册定额中电力行业基准工日单价标准为：建筑工程26元/工日，安装工程31元/工日。2006年版《火力发电工程建设预算编制与计算标准》规定：关于人工费调整各地区只调整工资性补贴，基准工日单价中包括工资性补贴2.4元/工日。

根据新电定额[2008]4号《关于发布新疆维吾尔自治区电力工程概预算定额2007年价格水平调整系数的通知》，新疆地区工资性补贴为4.73元/工日，人工费调整金额为 $4.73-2.4=2.33$ 元/工日，人工费调整金额计入取费基数。

根据电力工程造价与定额管理总站文件“定额(2011)39号”文，《关于调整电力工程人工工日单价标准的通知》，对人工费进行调整，土建调整19.1元/工日，安装20.72元/工日，对人工工日调整金额只计取税金，汇入编制年价差。

(6) 材料费及材差

安装工程装置性材料调整：装置性材料执行中电联技经[2007]141号文颁发的《发电工程装置性材料综合预算价格(2006年版)》作为取费价格，综合预算价与市场信息价的差按价差处理，只计取税金。汇总计入编制年价差。

安装工程定额材料、机械台班费调整：定额中的计价材料与机械费调整执行电力工程造价与定额管理总站文件“定额(2013)2号”文，《关于发布发电安装工程概预算定额价格水平调整系数的通知》，对定额材料及机械调整系数，按价差处理，只计取税金。安装工程调整系数按12.13%调整。

建筑材料：执行《电力建设工程概算定额》第一册《建筑工程》(2006年版)、不足部分执行《电力建设工程预算定额》第一册《建筑工程》(2006年版)，建筑工程定额中主要材料价格的调整执行由新疆电力定额站发布的材料调整办法，调整部分的材料价差(包括正、负差)只计取税金。超过规定范围的材料不调整。在编制概预算时，汇总计入编制年价差。地产材料执行石河子地区2012年四季度信息价。

建筑机械：定额中的机械台班费调整执行电力工程造价与定额管理总站文件“定额(2013)5号”文，《关于发布电力建设建筑工程概预算定额2012年施工机械价差调整的通知》，对定额材料及机械价格进行调整，汇总计入编制年价差，只计取税金。

(7) 其他费用

根据国家发改委发改办能源[2007]1808号文及中电联技经[2007]139号文颁布的

2006年版《火力发电工程建设预算编制与计算标准》计算。

基本预备费：按《火力发电工程建设预算编制与计算标准》规定计算，以建筑工程费、安装工程费、设备购置费及其他费用(不包括基本预备费)之和为取费基数，可研估算基本预备费费率按5%计取。

(8) 其他

价差预备费执行国家发展计划委员会投资(1999)1340号文，物价上涨指数为0。

12.2 投资概算成果

本项目工程静态投资为11033万元；价差预备费为0；建设期贷款利息为260万元；工程动态投资为11293万元。

表 11.3-6

总估算表

金额单位:万元

序号	工程或费用名称	建筑工程费	设备购置费	安装工程费	其他费用	合计	各项占静态投资比例(%)	单位投资(元/kW)
一	整个工程	521	6502	1998		9020	81.76	360.81
(一)	低氮燃烧改造工程		834	316		1150	10.43	46.01
(二)	脱硝工程岛内部分	250	2673	1433		4356	39.48	174.23
(三)	配套改造工程	271	2995	249		3514	31.85	140.57
三	编制年价差	43		295		338	3.07	13.53
四	其他费用				1674	1674	15.18	66.98
(一)	建设场地征用及清理费				20	20	0.18	0.80
(二)	项目建设管理费				165	165	1.50	6.61
(三)	项目建设技术服务费				747	747	6.77	29.86
(四)	分系统调试及整套启动试运费				208	208	1.88	8.32
(五)	生产准备费				9	9	0.08	0.37
(七)	基本预备费				525	525	4.76	21.01
	工程静态投资	564	6502	2293	1674	11033	100.00	441.31
	各项占静态投资比例(%)	5	59	21	15	100		
	各项静态单位投资(元/kW)	23	260	92	67	441		
五	动态费用				260	260		
(一)	建设期贷款利息				260	260		
	小计				260	260		
	工程动态投资	564	6502	2293	1934	11293		451.72
	各项占动态投资比例(%)	5	58	20	17	100		
	各项动态单位投资(元/kW)	23	260	92	77	452		

表 11.3-7

安装工程汇总估算表

金额单位:元

序号	工程项目名称	设备购置费	安装工程费				合计	经济技术指标		
			装置性材料费	安装费	其中人工费	小计		单位	数量	指标
一	整个工程	65018445	6994454	12981230	1666584	19975684	84994129			
(一)	低氮燃烧改造工程	8342471	225006	2934609	449584	3159615	11502086			
1	工艺系统	7834943	107670	2826548	431512	2934218	10769161			
1.1	主燃烧器	5189675		1932657	300000	1932657	7122332			
1.2	SOFA 燃烧器	1436868		376403	56000	376403	1813271			
1.3	水冷壁让管	1208400		372351	54400	372351	1580751			
1.4	平台扶梯		58920	34432	3212	93352	93352			
1.5	保温及油漆		48750	110705	17900	159455	159455			
3	热工控制系统	507528	117336	108061	18072	225397	732925			
3.1	热工控制	507528	640	20779	3779	21419	528947			
3.2	电缆及其他		116696	87282	14293	203978	203978			
(二)	脱硝工程岛内部分	26727794	6769448	7557692	1043413	14327140	41054934			
1	工艺系统	21190301	4401445	5752914	751231	10154359	31344660			
1.1	SCR 反应器	20243721	455970	3087884	395978	3543854	23787575			
1.1.1	SCR 反应器	14208770		1249090	142430	1249090	15457860			
1.1.2	催化剂装卸系统	73511		2129	534	2129	75640			
1.1.3	吹灰系统	1309100	102450	83316	11879	185766	1494866			
1.1.4	SCR 钢支架	4652340	353520	1753349	241135	2106869	6759209			
1.2	烟道系统		2760240	1304646	136424	4064886	4064886	元/t	400	10162
1.4	氨喷射系统	946580	250000	347602	58839	597602	1544182			
1.5	保温、防腐、油漆		935235	1012782	159990	1948017	1948017	元/m ³	1000	1948
2	电气系统	1044763	1088833	745939	118406	1834772	2879535			
2.1	厂用电系统	893713		28702	4865	28702	922415			
2.2	电缆、接地及其他		1088833	717237	113541	1806070	1806070			
2.3	通信系统	151050					151050			
3	热工控制系统	4492731	1279170	1058839	173776	2338009	6830740			
3.1	脱硝自动控制系统	463220		115587	20806	115587	578807			
3.2	现场仪表及执行机构	3324611					3324611			

3.3	热控电缆及其他		1279170	890111	142889	2169281	2169281		
3.4	单项自动控制装置	704900		53141	10081	53141	758041		
(三)	配套改造工程	29948180		2488929	173587	2488929	32437109		
1	尾部烟道、风道拆除费用			500000		500000	500000		
2	引风机改造费用	10815180		627986	88666	627986	11443166		
3	空预器改造	13091000		543679	81635	543679	13634679		
4	等离子点火装置	5639200		800000		800000	6439200		
5	增加冷干机	402800		17264	3286	17264	420064		
	合计:	65018445	6994454	12981230	1666584	19975684	84994129		

表 11.3-7

建筑部分汇总估算表

金额单位:元

序号	工程项目名称	设备费	建筑费		合计	技术经济指标		
			金额	其中:人工费		单位	数量	指标
(一)	整个工程		5208513	262130	5208513			
(二)	脱硝工程岛内部分		2502982	108771	2502982			
2	脱硝反应区		1651836	8495	1651836			
2.1	脱硝反应器基础及构架		1600000		1600000			
2.2	SCR 道路及场地硬化		51836	8495	51836			
3	管道支架		523795	53778	523795			
4	废水池		34735	6998	34735			
5	其他建筑		292616	39500	292616			
(三)	配套改造工程		2705531	153359	2705531			
1	SCR 反应区彩钢板拆除费及重新封闭费用		2405531	153359	2405531			
2	引风机房改造		300000		300000			
	合计:		5208513	262130	5208513			

表 11.3-8

其它费用估算表

金额单位:元

序号	工程或费用项目名称	编制依据及计算说明	合价
(一)	建设场地征用及清理费		200000
1.1	余物清理费	场内余物清理,管道及支架等	200000
(二)	项目建设管理费		1652202
2.1	项目法人管理费	(建筑工程费+安装工程费)×2.54%	639679
2.2	招标费	(建筑工程费+安装工程费+设备购置费)×0.38%	342770
2.3	工程监理费	(建筑工程费+安装工程费)×1.73%	435687
2.4	设备监造费	设备购置费×0.36%(进口设备不计取费基数)	234066
(三)	项目建设技术服务费		7465746
3.1	项目前期工程费	(勘察费+基本设计费)×14.5%	562245
3.2	知识产权转让与研究试验费		500000
3.3	设备成套技术服务费	设备购置费×0.30%	195055
3.4	勘察设计费		4327709
3.4.2	设计费	国家计委、建设部计价格 10 号文件关于发布《工程勘察设计收费管理规定》的通知	4327709
3.5	设计文件评审费		580000
3.5.1	可行性研究设计文件评审费		180000
3.5.2	初步设计文件评审费		400000
3.7	工程建设监督检测费		450368
3.7.1	电力工程质量检测费	(建筑工程费+安装工程费)×0.2%	50368
3.7.2	环境监测验收费		300000
3.7.3	桩基检验费		100000
3.8	电力工程技术经济标准编制管理费	(建筑工程费+安装工程费)×0.2%	50368
3.9	锅炉设计配合费		800000
(四)	分系统调试及整套启动试运费		2079020
4.1	分系统调试费		500000
4.2	整套启动试运费		605232
4.2.1	还原剂	168h×0.127t/h×3000 元/t	149352
4.2.2	其他材料费	装机容量(MW)×200 元/MW	50000
4.2.3	厂用电费	168h×140kW×0.25 元/kwh	5880
4.2.4	脱硝装置整套启动调试费		400000

4.3	施工企业配合调试费	安装工程费×0.65%	173788
4.4	装置性能考核试验费		800000
(五)	生产准备费		93182
5.1	工器具及办公家具购置费	(建筑工程费+安装工程费)×0.3%	93182
(七)	基本预备费	(建筑工程费+安装工程费+设备购置费+其他费用+编制年价差)×5%	5253732
	小计:		16743882

13 结论和建议

13.1 结论

通过对南热电厂 1、2 号炉脱硝改造工程实施的必要性，脱硝工艺技术，脱硝还原剂供应、贮存和制备，交通运输，地震地质，环境保护和建厂场地等主要项目建设因素的调查、分析和研究，得出如下主要结论：

(1) 本项目 1、2 号炉脱硝项目的实施符合国家环保政策的要求，有利于南热电厂 NO_x 排放浓度满足国家最新排放标准，实现节能减排，具有显著的社会效益，有利于南热电厂以环保型电厂的面貌树立自身的企业形象。因此，本项目脱硝工程的实施是十分必要的。

(2) 通过对国内外烟气脱硝技术的分析和比较，本项目两台锅炉采用应用广泛、技术成熟、附加影响小、装置结构简单、脱除效率高、运行可靠的低氮燃烧技术、选择性催化还原技术 (SCR) 工艺是合理的。

(3) 由于本项目是在 1、2 号炉上实施烟气脱硝，经布置核实，主厂房和炉后布置尽可能不作重大调整，即从汽机房 A 列柱至烟囱中心布置在总尺寸不变的情况下，在锅炉周围、炉后竖井内、炉后除尘器前布置选择性催化还原技术 (SCR) 工艺设备是可行的和基本合理的。

(4) 氨系统的三种方法中，使用尿素制氨的方法最安全，但是，其投资、运行总费用最高；液氨的运行、投资费用最低。但是，液氨的存储需要较高的安全性，而氨水介于两者之间。考虑锅炉实际运行情况和电厂较高的管理水平，推荐采用液氨系统。

(5) 石河子天富南热电有限公司南热电实施烟气脱硝工艺后，烟气中氮氧化物浓度 1、2 号炉小于 70mg/Nm³，能够满足国家最新排放标准《火电厂大气污染物排放标准》(GB13223-2011) 中 NO₂ 排放浓度 ≤100mg/m³ 的要求。

(6) 天富南热电厂实施烟气脱硝改造工程后，每年可削减二氧化氮排放量约 2276.5 吨，对该地区大气环境质量的改善非常有利。工程实施后可节省二氧化氮排污费约 143.87 万元，将产生良好的社会效益。

13.2 主要经济指标

本项目现有锅炉实施脱硝改造后主要经济指标，见表 13.2-1。

表 13.2-1

脱硝改造后主要经济指标

序号	工艺方案	单位	1、2号炉 LNB	1、2号炉 SCR
1	脱硝装置规模	t/h	2×500	
2	工程静态投资	万元	11033	
3	静态单位投资	元/kW	441.31	
4	工程动态投资	万元	11293	
5	动态单位投资	元/kW	451.72	
6	年利用小时数	h	7000	
7	锅炉原始排放浓度	mg/Nm ³	450	
8	脱硝效率	%	23	80
9	脱硝系统压降	Pa	/	1200
10	烟尘实际排放浓度	g/Nm ³	/	13.9
11	NO ₂ 实际排放浓度	mg/Nm ³	350	70
12	还原剂用量	t/a	/	884.8
13	氨逃逸率	mg/m ³	/	3
14	NO ₂ 脱除量	t/a	599.1	1677.4
15	工业用水量	t/a	/	25900
16	用电负荷	10 ⁴ kWh/a	70	140
17	用气量	m ³ /a	/	140
20	减少排污费支出	万元	143.87	

13.3 建议

由于本项目原设计中均未涉及烟气脱硝，且锅炉运行时间均较长，因此，提出如下建议：

- (1) 建议脱硝改造实施前，应对现有 1、2 号锅炉进行全面摸底测试。
- (2) 考虑到锅炉运行时间较长，煤质变化较大，建议下一阶段对现有锅炉入炉煤煤质，以及灰成分分析进行分析化验，以便重新核算相关数据。

附件一：

委 托 书

新疆电力设计院：

兹委托贵院进行《石河子天富南热电有限公司 2×125MW 锅炉低氮及烟气脱销技改项目》可行性研究工作。

本报告须满足国家及行业有关可行性研究报告内容深度要求规定，符合国家有关固定资产投资立项审批的有关要求，满足《火电厂大气污染物排放标准》(GB13223-2011)的有关规定。

本委托书自委托单位签字盖章之日起生效，2013年3月20日前提交报告电子版及纸质版壹式拾份。5个工作日内双方签订正式委托合同。

联系人：曾如意 电话：15299902228 0993-2901850
传真：0993-2904851
邮箱：1139294031@qq.com

委托单位(盖章)：石河子天富南热电有限公司

二〇一三年一月三十一日



附件二:

电力工业新疆发电用煤质量监督检验中心

报告编号: X-13-32

检 测 结 果

委托方	石河子天富南热电有限公司	样品编号	X-13-32					
样品名称	天富煤业、水沟、红沟 30%与天池能源 70%混样							
全水分 M_c (%)	23.4							
工 业 分 析	空气干燥基水分 M_{ad} (%)		7.77					
	灰分	干燥基灰分 A_d (%)	13.03					
		收到基灰分 A_r (%)	9.98					
	挥发分	干燥无灰基挥发分 $V_{d,w}$ (%)	33.61					
		收到基挥发分 V_r (%)	/					
	焦渣特征 (级)		2					
	固定碳	干燥基固定碳 FC_d (%)	67.74					
收到基固定碳 FC_r (%)		44.23						
全 硫	干燥基全硫 S_d (%)	0.86						
	收到基全硫 S_r (%)	0.66						
发 热 量	空气干燥基弹筒发热量 $Q_{v,w}$ (MJ/kg)	24.92						
	空气干燥基高位发热量 $Q_{h,w}$ (MJ/kg)	24.82						
	收到基低位发热量 $Q_{l,w}$ (MJ/kg)	19.48						
元 素 分 析	收到基碳 C_r (%)	52.95						
	收到基氢 H_r (%)	2.91						
	收到基氮 N_r (%)	0.59						
	收到基氧 O_r (%)	9.51						
哈氏可磨指数 HGI		96						
灰 成 分 (%)								
二氧化硅 SiO_2	三氧化二铝 Al_2O_3	三氧化二铁 Fe_2O_3	氧化钙 CaO	氧化镁 MgO	二氧化钛 TiO_2	氧化钾 K_2O	氧化钠 Na_2O	三氧化硫 SO_3
42.16	16.85	10.12	12.64	3.78	0.86	1.15	1.92	9.96
灰 熔 融 性 (弱 还 原 性 气 氛) (°C)								
变形温度 DT		软化温度 ST		半球温度 HT		流动温度 FT		
1.18×10^3		1.21×10^3		1.21×10^3		1.21×10^3		
备注: 检测结果仅对所检测样品有效。								

附件三:

23/04 2013 15:44

#8208 P.001

供货协议

甲方: 新疆天富热电股份有限公司

乙方: 石河子永川液氨施肥技术有限公司

经双方自愿协商, 达成液氨供货协议, 内容如下:

一、协议期限

本协议自 2013 年 1 月 1 日起至 2013 年 12 月 31 日止有效, 在协议合作期限到期的前 2 个月, 协商下一步的合作方式。

二、供货范围

乙方向甲方提供每年 1500 吨液氨合格产品。

三、质量标准

1、乙方保证产品质量全部符合国家或相关行业技术质量标准要求。

2、乙方随货向需方提供产品合格证、质检报告等证明产品质量的文件。

四、运输方式及费用

运输费由乙方承担, 货物负责运至生产单位并卸货。

五、关于价格和结算

1、甲乙双方每月结算一次, 甲方向乙方提供明细的数量。

2、乙方以每月的结算单为依据开具增值税发票, 甲方采取银行承兑或电汇方式及时向乙方支付货款。

六、协议纠纷的解决

协议执行过程中发生纠纷, 应事先协商, 如协商不成, 任何一方可依法向协议签订地人民法院提请诉讼。

七、附则

本协议正本一式 8 份, 双方代表签字后生效, 甲方执 7 份, 乙方执 1 份。

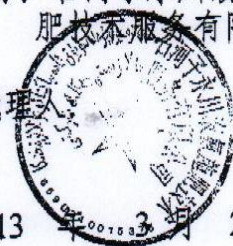
甲方: 新疆天富热电股份有限公司

乙方: 石河子永川液氨施肥技术有限公司

委托代理人



委托代理人



签订日期: 2013 年 3 月 26 日