

附件 3

火电厂烟气脱硫工程技术规范

烟气循环流化床法

(征求意见稿)

编制说明

《火电厂烟气脱硫工程技术规范 烟气循环流化床法》编制组

2015 年 11 月

项目名称：火电厂烟气脱硫工程技术规范 烟气循环流化床法

项目统一编号：2013-GF-010

承担单位：中国环境保护产业协会、福建龙净环保股份有限公司、武汉凯迪电力股份有限公司

编制组主要成员：燕中凯、刘媛、陈树发、彭溶、韩旭、詹威全、王建春、吴孝敏、刘碧莲、赵红

标准所技术管理负责人：姚芝茂

标准处项目经办人：范真真

目 录

1 任务来源.....	42
2 规范修订的必要性.....	42
3 主要工作过程.....	44
4 国内外相关标准研究.....	45
5 同类工程现状调研.....	46
6 标准主要技术内容及说明.....	66
7 标准实施的环境效益及技术经济分析.....	77
8 标准实施建议.....	78

1 任务来源

为适应国家环境保护工作需要，2012 年环境保护部《关于开展 2013 年度环境技术管理项目承担单位的通知》（环科函〔2012〕59 号）下达《火电厂烟气脱硫工程技术规范 烟气循环流化床法》（HJ/T 178-2005）的修订任务，项目统一编号 2013-GF-010。

参编单位有中国环境保护产业协会、福建龙净环保股份有限公司、武汉凯迪电力股份有限公司。

2 规范修订的必要性

我国是一个“富煤、缺油、少气”的国家，长期以来，一次能源中的 70% 左右依赖于煤炭。近几年，虽然我国加大了绿色能源的替代建设工作力度，但能源结构决定了我国一次能源主要依赖于煤炭的局面在短期内还很难得到改善，煤烟型污染在未来相当长的一段时间内仍将是我国工业烟气的主要特点。我国煤炭消耗量从 2000 年的 14.9 亿吨，增加到了 2014 年的 35.1 亿吨，增长了 2.4 倍。其中电力行业仍然是煤炭消耗的大户。2014 年燃煤发电量达到 4.23 万亿千瓦时，占全国发电量的 74.9%，发电供热燃煤超过 19 亿吨。在污染物排放方面，约 70% 的烟尘、85% 的二氧化硫及 67% 的氮氧化物排放都来自于燃煤，同时燃煤产生的 SO₃、汞等重金属污染物给环境和人类健康所带来的危害也是不可估量的。

目前，我国政府已高度重视大气污染防治工作，国务院多次转发大气污染防治通知。2013 年 9 月国务院发布了《大气污染防治行动计划》，进一步提出了燃煤电厂脱硫、脱硝、除尘改造工程建设。所有燃煤电厂都要安装脱硫设施，每小时 20 蒸吨及以上的燃煤锅炉要实施脱硫。2013 年，《火电厂大气污染物排放标准》（GB13223-2011）的实施，将烟尘、SO₂、NO_x 的排放限值降至 20、50、100 mg/m³，还新增了汞及其化合物的排放限值（0.03mg/m³）。2015 年底，环境保护部、国家发展和改革委员会、国家能源局联合发布《全面实施燃煤电厂超低排放和节能改造工作方案》，全面实施燃煤电厂超低排放要求，将烟尘、SO₂、NO_x 的排放限值再次降低至 10、35、50mg/m³。

烟气循环流化床法是可以与湿式石灰石/石灰-石膏法在大型机组上应用上进行比选的一种干法/半干法脱硫工艺。相关数据表明，2012 年全国投运燃煤机组

脱硫设施工艺中循环流化床法占 3.52%，仅次于石灰石/石灰-石膏湿法，位居第二。为规范火电行业烟气循环流化床法脱硫工程的规划、设计、评审、采购、施工及安装、调试、验收和运行管理，环境保护部于 2005 年发布了《火电厂烟气脱硫工程技术规范 烟气循环流化床法》（HJ/T 178-2005）。该规范实施至今已近 10 年，这十年正是国内火电厂烟气净化设施的建设高潮，规范对国内火电机组烟气循环流化床法脱硫工程的设计、建设、施工及运营维护等起到了很好的指导作用。但是，经过 10 年的发展，火电厂行业的排放标准以及烟气循环流化床工艺本身的技术内容都发生了很大的变化，规范内容已经不再适应当前的环境管理要求。

从排放标准的角度来说，《火电厂烟气脱硫工程技术规范 烟气循环流化床法》（HJ/T 178-2005）是基于《火电厂大气污染物排放标准》（GB13223-2003）制定的，GB13223-2003 中 SO₂ 的排放限值为 400 mg/m³、粉尘排放浓度为 50 mg/m³，而目前执行的 GB13223-2011 中 SO₂ 的排放限值已降为 100 mg/m³，下降幅度达到 75%；2015 年底，环境保护部、国家发展和改革委员会、国家能源局联合发布《全面实施燃煤电厂超低排放和节能改造工作方案》，全面实施燃煤电厂超低排放要求，SO₂ 的排放限值降低至 35mg/m³，脱硫效率比原标准下降 91.25%；HJ/T178-2005 中对脱硫效率、脱硫性能等的规定已经不能达到新排放标准的要求。而且，烟气循环流化床法脱硫装置是脱硫除尘一体化装置，GB13223-2011 对烟尘也提出了更高的要求，相比 GB13223-2003 加严了 40%，超低排放要求加严了 80%，HJ/T178-2005 中对除尘性能的相关规定也不能满足新标准的规定。

从烟气循环流化床工艺本身来说，它在脱除性能、工艺系统、自动化控制水平等方面都有了较大的优化改进，主要表现在四个方面。一是脱硫性能提高，通过行业多年技术的发展，脱硫装置已实现“超低排放”，脱硫效率可长期稳定运行在 98%以上；脱硫系统运行稳定性提高，脱硫系统投运率达到 98%以上。二是实现超细颗粒净化，通过循环流化床吸收塔内的“凝并”效应，同时配套高效布袋除尘器，系统具备良好的细颗粒净化功能，出口粉尘浓度可保持在 5mg/m³ 以下。三是集约化治理，多污染物协同净化效果凸显：（1）在不增加吸附剂前提下，利用循环流化床中高密度、大比表面积、激烈湍动的钙基吸收剂可协同脱除 SO₃、HCl 和 HF 等多种酸性气体；（2）催化氧化剂促进 Hg⁰ 向 Hg²⁺ 氧化，提高

脱汞效率。四是工艺系统的协调性和自动化程度提高,脱硫系统实现智能化运行,极大提高了可靠性,同时降低了人力物力的投入。

鉴于上述情况,有必要以满足《火电厂大气污染物排放标准》(GB13223-2011)为基础,以实现超低排放为最终目标,对《火电厂烟气脱硫工程技术规范 烟气循环流化床法》(HJ/T 178-2005)进行修订,从而指导火电厂烟气脱硫工程建设,提高工程技术水平和质量,控制火电厂污染物排放,改善环境质量,保障人体健康,促进火电厂可持续发展和烟气污染治理行业技术进步。

3 主要工作过程

2013年4月,中国环境保护产业协会与福建龙净环保股份有限公司、武汉凯迪电力股份有限公司签订《火电厂烟气脱硫工程技术规范 烟气循环流化床法》编制合同,成立了编制组,讨论并明确了规范编制的工作目标和具体任务分工。

按照任务分工,规范编制组初步调研了火电行业发展情况、烟气循环流化床法脱硫项目的背景资料和设计、建设、运行情况,国内外火电行业烟气脱硫规范制订情况,以及相关行业大气污染物排放标准的要求等,在此基础上编撰了《火电厂烟气脱硫工程技术规范 烟气循环流化床法》(以下简称“规范”)开题报告。

2014年1月,环保部科技标准司在北京主持召开了《火电厂烟气脱硫工程技术规范 烟气循环流化床法》开题论证会。与会专家充分听取了规范编制组关于标准修订的必要性、适用范围、重点修订内容的汇报,经质询与讨论,形成如下意见:(1)进一步明确规范的边界条件和适用范围。(2)修订的重点应为吸收塔的改进、脱硫除尘器的要求、脱硫系统的运行维护、吸收剂的品质、消化和制备要求及脱硫灰的利用与处理。(3)加强专题调研,收集和归纳达到新火电厂排放标准的技术措施,吸纳各主要脱硫企业的工程经验,强化对资料性附录的编制。

编制组在规范修改完善过程中十分重视开题论证与会专家的意见,向国内相关专家咨询,并深入现场,充分调研。经过几个月的实际调研、理论研究及工程数据分析的基础上,编制组于2014年5月初步完成了《火电厂烟气脱硫工程技术规范 烟气循环流化床法》(初稿)及编制说明。

编制组于2014年6月邀请行业有关专家在厦门召开了火电厂烟气脱硫工程技术规范 烟气循环流化床法》(初稿)及编制说明的第一次专家评审会,在会上针对标准的主要结构、具体条文提出了修改意见。编制组依据专家修改意见重

新对规范正文和编制说明进行了再次修改和完善，形成了第二版规范初稿及编制说明。

编制组于 2013 年 12 月至 2014 年 6 月对国内外使用循环流化床脱硫工艺进行了调研，包括目前运行的机组数量、规模大小、脱硫效率、运行的稳定性、污染物协同脱除能力（包括脱除 SO₃、HCl、HF、重金属等）、循环流化床锅炉炉内飞灰中有效 CaO 的综合利用情况。重点调研了河北某电厂 2×660MW 机组烟气脱硫工程、吉林某电厂 2×330MW 机组烟气脱硫工程的运行情况。

编制组于 2014 年 10 月邀请行业有关专家在广州召开了火电厂烟气脱硫工程技术规范 烟气循环流化床法及编制说明的第二次专家评审会。会上对第一次专家评审会修改的内容进行再次讨论，重新针对适用范围、引用标准、术语、总体要求、工艺设计、主要工艺设备和材料、检测与过程控制、主要辅助工程、劳动安全与职业卫生、施工与验收、附录进行讨论、细化和完善。

编制组于 2014 年 10 月至 2015 年 6 月对国内使用循环流化床脱硫超低排放工艺进行了补充调研，包括运行机组规模大小、可以达到的技术性能及不同型式炉型的适用情况、未来循环流化床脱硫工艺的发展方向等。重点调研了广东某电厂 2×220t/h 煤粉炉烟气超低排放脱硫工程、2×420t/h 循环流化床锅炉烟气超低排放脱硫工程及福建某电厂 2×1025t/h 循环流化床锅炉烟气超低排放脱硫工程的运行情况。2015 年 6-11 月，编制组根据补充调研内容再次对规范进行优化和完善，形成征求意见稿上报科技司。

4 国内外相关标准研究

以美国为例，随着“汞及大气有毒物排放标准”（Mercury and Air Toxics Standards，简称 MATS）的签署和执行，燃煤烟气多污染物协同治理的需求与日俱增。MATS 不仅提高了 SO₂ 等常规烟气污染物的排放标准，还提出了 HCl 等酸性气体和汞（Hg）及其化合物等重金属的排放要求。同时，日益严格的废水排放标准导致脱硫系统综合治理费用的不断攀升（湿法脱硫废水中 30 天内平均总 Hg 排放浓度 119ng/L，总 Se 排放浓度 10ug/L 等）。

《火电厂大气污染物排放标准》（GB13223-2011）及环境保护部、国家发展和改革委员会、国家能源局联合发布《全面实施燃煤电厂超低排放和节能改造工作方案》，全面实施燃煤电厂超低排放要求，将烟尘、SO₂、NO_x 的排放限值再次

降低至 10、35、50mg/m³；对烟气循环流化床法的技术性能、系统稳定性能提出了更高要求。《燃煤烟气脱硫设备 第 2 部分：燃煤烟气干法/半干法脱硫设备》（GB/T 19229.2-2011）对于干法/半干法脱硫的术语、技术性能进行了重新约定，促进了脱硫技术的发展。2005 年，原国家环保总局发布《火电厂烟气脱硫工程技术规范 烟气循环流化床法》（HJ/T 178-2005），对于适用范围、脱除性能、脱除工艺系统等方面的规定，随着脱硫技术的发展，已无法完全表征和规范新的烟气循环流化床治理技术，同时也束缚了该技术的发展。为规范火电厂烟气治理工程的运行管理，防治环境污染，提高和改善环境空气治理，《火电厂烟气治理设施运行管理技术规范》（HJ2040-2014）应运而生，该标准对火电厂烟气治理设施运行、检修与维护管理提出相关要求，不断提高脱硫装置的运行管理水平。

5 同类工程现状调研

5.1 循环流化床脱硫工艺发展概况

我国在循环流化床脱硫工艺方面起步较晚，早期技术发展不成熟、工程经验不足，主要依靠引进国外的技术或装置。例如，武汉凯迪引进德国 Wulff 公司回流式烟气循环流化床技术，福建龙净引进德国鲁奇公司的循环流化床烟气脱硫技术等。

为使循环流化床脱硫工艺不断满足我国烟气治理要求，国内企业在以循环流化床为核心的干法烟气净化技术基础上，凭借丰富的工程经验和大量的实际业绩，在多家燃煤电厂配套的循环流化床干法烟气净化装置上针对多污染物进行一体化净化，取得了一定的成果。近 10 多年来，国内对循环流化床脱硫工艺的研究主要有以下几个方面：

（1）在低 Ca/S 下实现 95%以上的脱硫效率

1) 循环流化床反应器内文丘里管上部区域具有激烈湍动、分布均匀的高颗粒密度床层。塔内高密度区的颗粒浓度高达 20kg/m³ 以上，局部的 Ca/S 达到 50:1，大大提高了 SO₂ 与 Ca(OH)₂ 的接触几率。此外，高颗粒密度床层所形成的巨大表面积，使往该区域喷入的降温注水迅速得到蒸发，进而降低烟气温度，并快

速形成大量带有均匀液膜的 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 颗粒，溶解于液膜生成的 Ca^{2+} ，与扩散进入的 SO_3^{2-} 瞬间发生酸碱中和反应。

2) 循环流化床的激烈运动强化了气固混合，提高了气固之间的传质、传热速率。吸收塔塔内文丘里管上部激烈湍动区的气固间滑落速度控制在 5m/s 左右，在气流的带动下固体颗粒之间的摩擦力达到最大值，极大地削薄了 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 颗粒表面的气膜厚度，降低气膜阻力，提高了 SO_2 分子进入 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 颗粒表面液相区的速率。

3) 脱硫反应生成的 CaSO_3 或 CaSO_4 等产物包裹在吸收剂表面，会阻碍新鲜的吸收剂与烟气接触，从而造成吸收剂利用率不足，导致脱硫效率的下降。但循环流化床内物料激烈湍动的流化态运动特征，物料颗粒间相互激烈摩擦，很容易将吸收剂表面包裹的脱硫生成物剥离，露出新鲜的 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 表面重新参与反应，从而进一步提高 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 的利用率。

4) 脱硫效率高除了与反应速度有关外，还与气固接触时间有关，接触时间越长，脱硫效率越高，吸收剂利用也更彻底。循环流化床脱硫工艺的循环流化床反应塔的高度设计满足烟气在塔内反应时间为 $6\text{s}\sim 8\text{s}$ ，保证获得更高的脱硫效率。

(2) 直接利用循环流化床锅炉内一次脱硫而产生的富含 CaO 的飞灰作为脱硫吸收剂

在循环流化床锅炉炉内脱硫时，锅炉飞灰中携带大量高活性的生石灰，如直接作为循环流化床脱硫工艺脱硫的吸收剂，可降低循环流化床脱硫工艺吸收剂耗量。华能吉林白山煤矸石电厂 $2\times 330\text{MW}$ CFB 机组、内蒙君正集团自备电厂 $1\times 200\text{MW}$ CFB 机组、同煤集团大唐热电厂 $2\times 330\text{MW}$ CFB 机组等几十台（套）CFB 锅炉已应用循环流化床锅炉飞灰中的石灰作为循环流化床脱硫工艺脱硫的吸收剂。

(3) 该技术已应用于 300MW 以上的大型机组

循环流化床脱硫工艺早期在我国主要应用于 300MW 以下机组。经过不断的实践，探索出循环流化床脱硫工艺采用文丘里多管结构可适用于 $300\sim 660\text{MW}$ 机组，单塔处理烟气量可超过 $2800000\text{m}^3/\text{h}$ 。目前，CFB-FGD 脱硫工艺已在国内

20 多套 300MW 以上机组成功运行，最大的应用案例为河北邯峰电厂 2×660MW 机组。

(4) 具有良好的负荷适应性，可灵活采取“多机一塔”的布置方式

循环流化床脱硫工艺技术采用了 100%烟气再循环技术，在循环调节挡板和烟气净化系统出口烟气量进行 PID 连锁调节，可以保证烟气净化系统在锅炉烟气量 0%~110%情况下稳定运行，具有良好的负荷适应性；系统在没有锅炉热烟气过来时，可以采用内部循环运行，待锅炉启动后，脱硫运行与锅炉运行达到无缝衔接。脱硫系统设置了清洁烟气再循环回路，循环流化床脱硫工艺可以采取“两机一塔”或者“多机一塔”布置方式，以满足场地或者节省投资的要求。

(5) 多种污染物协同脱除

循环流化床脱硫工艺技术对燃煤烟气中其他组分污染物具有协同脱除效果，单一反应器实现 SO_3 、 NO_x 、HF、HCl、重金属等大气污染物协同脱除。

1) 循环流化床脱硫工艺可预留通过添加氧化脱氮剂实现一定 NO_x 脱除的接口。通过增设共用循环流化床脱硫反应塔的低温 COA 脱硝装置，注入氧化剂，可以在脱硫的同时实现一定的脱硝率。

2) SO_3 、HCl、HF 等酸性气体在流化床内可得到几乎完全脱除。

3) 循环流化床脱硫工艺通过吸收剂的吸附作用，脱硫同时能够去除烟气中的微量的重金属污染物。以重金属汞为例，循环物料中的 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 与气态汞元素单质 ($\text{Hg}^0(\text{g})$) 的相互作用可能发生在 2 个方面。一方面， SO_2 的存在促进了 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 对气态汞元素单质 ($\text{Hg}^0(\text{g})$) 的化学吸附；另一方面，烟气中含有一定量的 HCl，经研究发现，HCl 可以通过与 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 发生反应提供活性位或者将气态汞元素单质 ($\text{Hg}^0(\text{g})$) 氧化成气态离子汞 (Hg^{2+}) 来促进对汞的吸附，完成脱汞过程。

(6) 循环流化床脱硫工艺脱硫副产物的应用

经过多年的研发，脱硫副产物在多个领域得到综合利用，如：用于填堤、土地回填、路基、建材行业的混凝土砖切块、粉刷石膏（干粉砂浆）、轻集料、免烧砖及砌块、装饰陶板砖、强化板、蒸压砖、蒸压加气混凝土砌块等。

5.2 同类工程实例

5.2.1 国外同类工程实例

通过几年的研究论证以及实际应用证明，可协同治理烟气中多种污染物，且

没有废水排放的烟气循环流化床脱硫工艺,已经逐渐成为近年来美国燃煤烟气净化技术的主流。

由美国 DOE 资助的项目——美国 AES Greenidge 电厂 410t/h 锅炉末端配套循环流化床脱硫装置。该装置成功投运后获得 96%的 SO₂ 脱除效率,超过 97%的 SO₃、HCl 和 HF 脱除效率,同时具有 95%以上的重金属汞脱除效率,成为多污染物协同净化示范工程。

美国德克萨斯州 Sandow 电厂 2×315MW 的 CFB 机组配套烟气循环流化床脱硫装置。该装置利用 CFB 锅炉炉内脱硫产生的飞灰中活性 CaO 作为吸收剂,仅外加少量消石灰即可获得出口 SO₂ 的达标排放,同时脱除超过 98%的 SO₃、HCl 和 HF,并且具备 70%的总汞脱除效率。

美国 Big stone 电厂 495MW 机组配套燃煤烟气循环流化床脱硫装置。该装置的设计充分借鉴中国十一五 863 项目“600MW 燃煤电站脱硫除尘一体化技术与装备”研究成果——示范工程“邯峰电厂 2×660MW 大型烟气循环流化床净化装置”的应用经验,采用“一炉两塔”的方案,将烟气干式多污染物协同控制技术配套用于大型燃煤机组。

5.2.2 国内同类工程实例

据不完全统计,目前我国已建烟气循环流化床脱硫工程超过 300 个,其中火电行业的配套装机容量已经超过 25GW,选择火电行业在规模和性能两方面具有代表性的 3 个案例详述如下。

5.2.2.1 河北某电厂 2×660MW 机组烟气脱硫工程

(1) 锅炉引风机后进入脱硫装置,入口烟气参数见表 1。

表 1 脱硫装置入口烟气参数表(单台炉两台套)

序号	参数	单位	数据
1	机组规模	MW	660
2	脱硫配置方式		一炉两塔
3	脱硫装置处理烟气量	m ³ /h (工况)	4200000
		m ³ /h (干标)	2550000
4	入口烟气温度	℃	平均 135
5	入口烟气 SO ₂ 浓度	mg/m ³ (干态)	2100

序号	参数	单位	数据
6	入口粉尘浓度	mg/m ³ (干态)	1000

(2) 脱硫装置主要性能指标见表 2。

表 2 脱硫装置主要性能指标 (单台炉两台套)

序号	项目	单位	数值	备注
1	整套脱硫装置可用率	%	98	
2	脱硫主体装置使用寿命	年	30	
3	脱硫设备质量保质期	年	1	
4	脱硫效率	%	≥97	
5	钙硫比 Ca/S		1.4	
6	粉尘排放浓度	mg/m ³	≤30	
7	脱硫装置 SO ₂ 排放浓度	mg/m ³	≤100	
8	汞及其化合物排放浓度	mg/m ³	≤0.03	
9	重金属的综合脱除效率	%	≥90	
10	脱硫装置 SO ₃ 排放浓度	mg/m ³	≤1	
11	氟化物排放浓度	mg/m ³	≤6	
12	排烟温度	℃	70~75	高于露点温度 15~20℃
13	年运行小时	小时	7920	
14	电负荷	kW	5960	
15	厂用电率增加	%	1.02	
16	工艺水耗	t/h	80	
17	吸收剂耗量 (生石灰)	t/h	10.5	
18	生产运行人员数	人	4	四值三班
19	设备噪声: 1) 主要设备: 引风机、流化风机、清灰风机、工艺水泵等 2) 控制室设备	dB(A)	≤85 <60	

(3) 脱硫系统设计及组成

a) 烟气系统

脱硫烟气从原引风机出口的烟道引出原烟气, 然后从底部进入吸收塔进行脱

硫，脱硫后烟气从吸收塔顶部进入脱硫布袋除尘器除尘，净化后的烟气经脱硫引风机排往烟道。

脱硫装置与电厂主机相对独立，自成体系。现有烟道可以作为 100%烟气旁路，脱硫系统引起的烟气压力损失由脱硫引风机补偿。为了便于与原来的主系统进行切换，在原烟道、吸收塔的入口烟道、脱硫引风机的出口烟道均设有有关断挡板门。当脱硫装置进行施工和检修时均不会影响主系统的安全运行。

另外，为了扩大吸收塔的操作区间，有利于优化操作，使吸收塔低负荷运行时仍保持最佳的工作状态（即维持文丘里喷嘴流速、保证循环流化床层压降稳定），设置了清洁烟气再循环烟道，将清洁烟气利用吸收塔进口烟道的静压低于脱硫引风机出口静压从引风机下游烟道导回吸收塔入口烟道，保证通过吸收塔的烟气量稳定。

在整个烟气系统中，烟气均高于露点 15℃ 以上，且 SO₃ 基本完全脱除，不会发生腐蚀，原有烟道、烟囱无需防腐，烟气系统采用碳钢材料。

为了克服新增脱硫除尘系统产生的阻力，脱硫除尘系统增设两台脱硫引风机，每个引风机对应一个吸收塔。

新增的脱硫引风机总风量满足锅炉的燃烧负荷，压头满足脱硫系统的压降并留有一定的余量。脱硫引风机电源等级为 6kV/50Hz，电源从电厂现有 6kV 段备用间隔引接。

b)吸收塔系统

该方案采用一炉两塔布置，脱硫吸收塔是一个有 7 个文丘里喷嘴的空塔结构，塔的规格与 300MW 机组相当。主要由进口段、下部方圆节、文丘里段、锥形段、直管段、上部方圆节、顶部方形段和出口扩大段组成，全部采用钢板焊接而成。塔内完全没有任何运动部件和支撑杆件，也无需设防腐内衬。吸收塔采用钢支架进行支撑，并在下部设置两层满铺平台。

吸收塔进口烟道设有均流装置，出口段设有温度、压力检测装置，以便控制吸收塔的喷水量和物料循环量。塔底设有排灰装置，并设有吹扫装置用于防堵。

表 3 吸收塔规格参数表（单台套）

项目	单位	数值
---吸收塔塔径	m	10.5

项目	单位	数值
---文丘里个数	个	7
---吸收塔高度	m	58.290

c)布袋除尘器系统

布袋除尘器系统采用脱硫专用低压回转脉冲布袋除尘器，保证脱硫除尘器出口粉尘浓度 $\leq 30\text{mg}/\text{m}^3$ ；脱硫布袋除尘器分为8个室，16个单元。主要由灰斗、烟气室、净气室、进口烟箱、出口烟箱、低压脉冲清灰装置、电控装置、阀门及其它等部分组成。每套脱硫布袋除尘器系统配有四台清灰风机。

从吸收塔出来的烟气采用上进风方式进入布袋除尘器，其中粗颗粒粉尘利用重力原理直接进入灰斗。整套布袋除尘器系统采用不间断脉冲清灰方式，利用不停回转的清灰臂，对滤袋口，进行脉冲喷吹。

表4 脱硫布袋除尘器规格参数表（单台套）

项目	单位	数据
---数量	台	1
---设计效率	%	≥ 99.997
---入口粉尘浓度	g/m^3	650~1000（脱硫时）
---出口粉尘浓度	mg/m^3	≤ 30
---保证效率(脱硫时)	%	99.997
---每台除尘器室数	个	8
---每台除尘器单元数	个	16
---滤袋数量	个	11520
---电磁脉冲阀型式及规格		隔膜阀，14”
---喷吹气源压力	kPa	85
---每台除尘器灰斗数	个	8
---灰斗形式		流化船形
---灰斗加热方式		蒸汽加热
---保温层和保护层材料		岩棉/彩涂板
---保温层和保护层厚度	mm/mm	200/0.5

d)工艺水系统

脱硫除尘系统的用水取自电厂的循环水排污水。在CFB脱硫工艺中，工艺

水主要用于吸收塔烟气冷却和石灰消化。烟气降温用水通过高压水泵（单塔设置三台，两用一备）以一定压力通过回流式喷嘴注入吸收塔，根据吸收塔出口温度控制回流水调节阀的开度控制喷水量，使吸收塔出口温度维持在高于水露点 15℃ 以上。石灰消化用水则根据消化量及消化器内温度调节水泵流量，以便保证消化器内稳定的消化温度。

e)吸收剂制备及供应系统

吸收剂制备及供应系统是相对独立的一个系统，本系统的主要设备有生石灰仓、皮带称、均匀给料设备、消化设备、流化及气力输送风机、气力输送设备等。

由自卸式密封罐车运来的生石灰粉通过罐车自带的输送软管接入到生石灰输送管快速接头，由罐车自带的空压机打压输送到生石灰仓内，再经生石灰计量装置、均匀给料设备进入卧式双轴搅拌三级干式消化器，消化后的消石灰粉，含水率低，其平均粒径小，比表面积大，活性好。消化后的消石灰直接通过稀相气力输送系统至消石灰仓，然后经计量给料装置，进入循环空气斜槽，送入吸收塔。

采用生石灰作为吸收剂原料。生石灰仓和消石灰仓的有效容积满足单台锅炉满负荷运行燃用设计煤种时脱硫装置正常运行七天的吸收剂用量。每套脱硫装置设置一套干式石灰消化器，消化能力为 10t/h。每台炉共有二套干式石灰消化器，二个生石灰仓，共用一个消石灰仓。

生石灰、消石灰仓底部设置流化系统，防止板结、保证下灰顺畅。

表 5 吸收剂仓规格参数表（单台炉两台套）

项目	单位	数据	备注
---生石灰仓容积	m ³	2×500	2 个
---消石灰仓容积	m ³	350	1 个
---消化器出力	t/h	2×10	

f)物料循环系统

脱硫灰循环系统的目的是建立稳定的流化床、降低吸收剂消耗量，以满足脱硫反应的需要。每套脱硫系统配有两套脱硫灰循环系统，设有插板阀、充气箱、流量控制阀、空气斜槽，将脱硫布袋除尘器各灰斗的脱硫灰分别输送回吸收塔，其中根据吸收塔压降信号调节循环流量控制阀开度，从而控制循环灰量。除尘器后面四个室灰斗内的物料全部循环回至吸收塔，前面四个室灰斗内的物料大部分循环回吸收塔，一部分通过仓泵外排至脱硫灰库。脱硫布袋除尘器灰斗及空气斜

槽皆专设风机进行流化，保证脱硫灰良好的流动性。

g) 脱硫灰外排系统

每台脱硫除尘器的前面四个室灰斗设有脱硫灰外排系统，外排系统采用正压浓相气力输灰系统，脱硫时根据灰斗的料位信号进行外排。外排的脱硫灰通过气力输送系统进入脱硫灰库，再通过干灰散装机外运处理或通过双轴搅拌机加湿后外运。

仓泵的控制直接进入脱硫装置 DCS 系统，并设有就地控制箱。

h) 灰库系统

脱硫系统设两座脱硫灰库，每座灰库的容积为 980m³。

每座脱硫灰库下方分别安装一台干灰散装机和一台双轴搅拌机。干灰散装机和双轴搅拌机的出力均为 100t/h。干灰散装机设有收尘风机。

每座脱硫灰库库顶设置一台布袋除尘器，用于过滤收尘风机、流化风机带出的含尘空气，除尘器参数：处理风量 110m³/min，除尘面积为 210m²。库顶还设有压力释放阀。

脱硫灰库的底部及侧部均设有气化板。每座脱硫灰库设有一台流化风机，流化风机对脱硫灰库的侧部及底部进行流化。

脱硫灰通过干灰散装机装车外运或通过双轴搅拌机加湿后外运。

D) 压缩空气系统

脱硫装置的压缩空气用于气力输送、气动元件及检修用气。仪用空气压力为 7bar，该压力下仪用空气露点温度小于 -23℃，净化等级为 II 级，固体颗粒粒径小于 5μm，浓度小于 5.0mg/m³，油的浓度小于 0.01mg/m³，主要供脱硫装置气动锤、气动执行机构、CEM 监测仪器反吹用。检修及杂用空气主要供仓顶布袋除尘器吹扫，吸收塔底吹扫、检修吹扫用气。压缩空气采用电厂提供的压缩空气，通过净化系统净化，然后送至各个储气罐。

(4) 调试及运行

该工程于 2008 年 12 月通过 168 小时试运行，试运行期间，各项性能指标均优于设计值。烧结烟气进入吸收塔 SO₂ 平均浓度为 2100mg/m³，吸收塔出口 SO₂ 排放浓度 ≤ 100mg/m³，平均脱硫效率为 95.23%。

(5) 运行成本分析

该装置年运行 7920 小时，年脱除二氧化硫 2×37110 吨。年直接运行总成本

(包括吸收剂消耗、电耗、水耗、压缩空气消耗、维修费、运行管理人员工资及福利等)为2×5280万元,脱硫成本为0.008元/kWh,每吨二氧化硫的直接脱硫成本为1422.8元。

5.2.2.2 吉林某电厂 2×330MW 机组烟气脱硫工程

(1)空预器出口进入脱硫装置,入口烟气参数见表6。

表6 脱硫装置入口烟气参数表(单台套)

序号	参数	单位	数据
1	机组规模	MW	330
2	脱硫配置方式		一炉一塔
3	脱硫装置处理烟气量	m ³ /h(工况)	2209010
		m ³ /h(干标)	1157736
4	入口烟气温度	°C	140
5	入口烟气SO ₂ 浓度	mg/m ³ (干态)	800
6	入口粉尘浓度	g/m ³ (干态)	70

(2)脱硫装置主要性能指标见表7。

表7 脱硫装置主要性能指标(单台套)

序号	项目	单位	数值	备注
1	整套脱硫装置可用率	%	98	
2	脱硫主体装置使用寿命	年	30	
3	脱硫设备质量保质期	年	1	
4	脱硫效率	%	≥97	
5	钙硫比Ca/S		1.4	
6	粉尘排放浓度	mg/m ³	≤30	
7	脱硫装置SO ₂ 排放浓度	mg/m ³	≤100	
8	汞及其化合物排放浓度	mg/m ³	≤0.03	
9	重金属的综合脱除效率	%	≥90	
10	脱硫装置SO ₃ 排放浓度	mg/m ³	≤1	
11	氟化物排放浓度	mg/m ³	≤6	
12	排烟温度	°C	70~75	高于露点温度15~20°C

序号	项目	单位	数值	备注
13	年运行小时	小时	7920	
14	电负荷	kW	530	不含脱硫装置引起阻力损失产生的电耗。
15	厂用电率增加	%	0.16	
16	工艺水耗	t/h	38.2	
17	吸收剂耗量（生石灰）	t/h	0.83	当炉内脱硫时，脱硫系统入口 SO ₂ 浓度 400mg/Nm ³ 以下，脱硫系统直接利用炉内脱硫产生的有效 CaO，不需要另外增加吸收剂。
18	生产运行人员数	人	4	四值三班
19	设备噪声： 1) 主要设备：引风机、流化风机、清灰风机、工艺水泵等 2) 控制室设备	dB(A)	≤85 <60	

(3) 脱硫系统设计及组成

a) 烟气系统

烟道系统包括吸收塔的入口烟道和清洁烟气再循环烟道。烟道系统的设计根据中国烟风管道系统规范及脱硫系统工艺要求进行设计，既满足运行安全可靠及防堵、防漏、防震、防腐蚀的设计要求，又满足运行、加工、检修方便的需要，烟道、烟道零部件及支吊架均考虑足够的强度，烟道的设计压力为 $-7700\text{Pa}\sim+2000\text{Pa}$ ，设计温度为 200°C 。

由于整个系统高于烟气露点温度 15°C 以上运行，且本工艺几乎脱除全部的 SO_3 气体，因此整个烟道系统无需进行防腐。

烟气系统设置清洁烟气再循环风挡，当锅炉负荷低于 75% 时，打开清洁烟气再循环风挡，利用循环烟道前后的压降，将清洁烟气循环回吸收塔进口烟道，保证吸收塔内稳定的流速。

在吸收塔的进口烟道及脱硫引风机入口烟道的气流稳定的直管段均设有仪表及在线检测系统的测点，并设有相应的检修及操作平台。

b) 吸收塔系统

吸收塔是一个带文丘里的空塔结构，主要由进口段、下部方圆节、给料段、文丘里段、锥形段、直管段、上部方圆节、顶部方形段和出口段组成，全部采用普通钢板焊接而成。塔内完全没有任何运动部件和支撑杆件，也无需设防腐内衬。吸收塔的直径为 10.5m，高度约为 63m，采用钢支架进行支撑，并在下部设置两层平台。

吸收塔进口烟道设有均流装置，出口处设有温度、压力检测装置，以便控制吸收塔的喷水量和物料循环量。塔底设紧急排灰装置，并设有吹扫装置防堵。

表 8 吸收塔规格参数表（单台套）

项目	单位	数值
---吸收塔塔径	m	10.5
---文丘里个数	个	7
---吸收塔高度	m	63

3)布袋除尘器系统

布袋除尘器系统采用脱硫专用低压回转脉冲布袋除尘器，保证脱硫除尘器出口粉尘浓度 $\leq 30\text{mg}/\text{m}^3$ ；脱硫布袋除尘器分为 6 个室，12 个单元。主要由灰斗、烟气室、净气室、进口烟箱、出口烟箱、低压脉冲清灰装置、电控装置、阀门及其它等部分组成。每套脱硫布袋除尘器系统配有四台清灰风机。

从吸收塔出来的烟气采用上进风方式进入布袋除尘器，其中粗颗粒粉尘利用重力原理直接进入灰斗。整套布袋除尘器系统采用不间断脉冲清灰方式，利用不停回转的清灰臂，对滤袋口，进行脉冲喷吹。

表 9 脱硫布袋除尘器规格参数表（单台套）

项目	单位	数据
---数量	台	1
---设计效率	%	≥ 99.997
---入口粉尘浓度	g/m^3	800~1000
---出口粉尘浓度	mg/m^3	≤ 5
---每台除尘器室数	个	6
---每台除尘器单元数	个	12
---每台除尘器布袋数	个	11952

项目	单位	数据
---电磁脉冲阀型式及规格		隔膜阀, 14”
---喷吹气源压力	kPa	85
---每台除尘器灰斗数	个	6
---灰斗形式		流化船形
---灰斗加热方式		蒸汽加热
---保温层和保护层材料		岩棉/镀锌压型板
---保温层和保护层厚度	mm/mm	200/0.5

d) 工艺水系统

脱硫除尘系统的用水取自电厂的循环水排污水。在 CFB 脱硫工艺中, 工艺水主要用于吸收塔烟气冷却和石灰消化。烟气降温用水通过高压水泵(单塔设置二台, 一用一备)以一定压力通过回流式喷嘴注入吸收塔, 根据吸收塔出口温度控制回流水调节阀的开度控制喷水量, 使吸收塔出口温度维持在高于水露点 15℃ 以上。石灰消化用水则根据消化量及消化器内温度调节水泵流量, 以便保证消化器内稳定的消化温度。

e) 吸收剂制备及供应系统

吸收剂制备及供应系统是相对独立的一个系统, 本系统的主要设备有生石灰仓、皮带称、均匀给料设备、消化设备、流化及气力输送风机、气力输送设备等。

由自卸式密封罐车运来的生石灰粉通过罐车自带的输送软管接入到生石灰输送管快速接头, 由罐车自带的空压机打压输送到生石灰仓内, 再经生石灰计量装置、均匀给料设备进入卧式双轴搅拌三级干式消化器, 消化后的消石灰粉, 含水率低, 其平均粒径小, 比表面积大, 活性好。消化后的消石灰直接通过稀相气力输送系统至消石灰仓, 然后经计量给料装置, 进入循环空气斜槽, 送入吸收塔。

采用生石灰作为吸收剂原料。生石灰仓和消石灰仓的有效容积满足单台锅炉满负荷运行燃用设计煤种时脱硫装置正常运行三天的吸收剂用量。每套脱硫装置设置一套干式石灰消化器, 消化能力为 4t/h。每台炉共有一套干式石灰消化器, 一个生石灰仓, 一个消石灰仓。

生石灰、消石灰仓底部设置流化系统, 防止板结、保证下灰顺畅。

表 10 吸收剂仓规格参数表(单台套)

项目	单位	数据
----	----	----

项目	单位	数据
---生石灰仓容积	m ³	100
---消石灰仓容积	m ³	50
---消化器出力	t/h	4

f)物料循环系统

脱硫灰循环系统的目的是建立稳定的流化床、降低吸收剂消耗量，以满足脱硫反应的需要。每套脱硫系统配有两套脱硫灰循环系统，设有插板阀、充气箱、流量控制阀、空气斜槽，将脱硫布袋除尘器各灰斗的脱硫灰分别输送回吸收塔，其中根据吸收塔压降信号调节循环流量控制阀开度，从而控制循环灰量。除尘器六个室灰斗内的物料大部分循环回吸收塔，一部分通过仓泵外排至脱硫灰库。脱硫布袋除尘器灰斗及空气斜槽皆专设风机进行流化，保证脱硫灰良好的流动性。

g)脱硫灰外排系统

每台脱硫除尘器的每个灰斗设有脱硫灰外排系统，外排系统采用正压浓相气力输灰系统，脱硫时根据灰斗的料位信号进行外排。外排的脱硫灰通过气力输送系统进入脱硫灰库，再通过干灰散装机外运处理或通过双轴搅拌机加湿后外运。

仓泵的控制直接进入脱硫装置的 DCS 系统，并设有就地控制箱。

f)压缩空气系统

脱硫装置的压缩空气主要分为仪用和杂用两部分，其中仪用压缩空气主要用于脱硫布袋除尘器灰斗气动锤振打、各系统气动执行结构；

脱硫装置设 1 个仪用储气罐，容积为 1m³，根据用气情况将压缩空气分配到各用气点。

杂用压缩空气主要用于吸收塔底吹扫、仓顶布袋除尘器吹扫、及其它检修杂用等，脱硫装置设有杂用储气罐，容积为 2m³，根据用气情况将压缩空气分配到各用气点。

(4) 调试及运行

该工程于 2012 年 5 月通过“168”小时试运行，试运行期间，各项性能指标均优于设计值。烧结烟气进入吸收塔 SO₂ 平均浓度为 800mg/m³，吸收塔出口 SO₂ 排放浓度≤100mg/m³（最低小于 10mg/m³），平均脱硫效率为 90%以上。

(5) 运行成本分析见表11。

表11 运行成本分析（单台套）

序号	项目	单位	数值	备注
1	处理烟气量	m ³ /h	1157736	(STP、干态)
2	FGD 入口 SO ₂ 浓度 (平均)	mg/m ³	800	168 小时运行期间, FGD 入口 SO ₂ 浓度波动大, 取平均值 (STP、干态)
3	FGD 脱除 SO ₂ 量	t/h	0.81	
4	吸收剂单价	元/吨	320	CaO 纯度 85%生石灰
5	水价	元/吨	1.5	
6	电价	元/kw.h	0.32	
7	吸收剂耗量	吨/小时	0.83	炉后脱硫利用炉内脱硫飞灰中的 CaO 作为吸收剂, 无需另外再添加
8	吸收剂费用	元/小时	265.6	
9	水耗量	吨/小时	38.2	
10	水费用	元/小时	57.3	
11	电耗量	kw.h	530	
12	电费用	元/小时	169.6	
13	脱每吨 SO ₂ 的费用	元	608	
14	168 小时脱硫运行总成本	万元	8.27	168 小时, 不含折旧
15	脱硫成本	元/kWh	0.0015	

5.2.2.3 福建某电厂 2×330MW 机组烟气脱硫工程

(1) 空预器出口进入脱硫装置, 入口烟气参数见表 12。

表 12 脱硫装置入口烟气参数表（单台套）

序号	参数	单位	数据
1	机组规模	MW	330
2	脱硫配置方式		一炉一塔
3	脱硫装置处理烟气量	m ³ /h (干标、6%O ₂)	1037256
		m ³ /h (湿标、实际氧)	1113792

序号	参数	单位	数据
4	入口烟气温度	℃	120
5	入口烟气 SO ₂ 浓度	mg/m ³ (干态)	2650
6	入口粉尘浓度	mg/m ³ (干态)	5557

(2) 脱硫装置主要性能指标见表 13。

表 13 脱硫装置主要性能指标 (单台套)

序号	项目	单位	数值	备注
1	整套脱硫装置可用率	%	99	
2	脱硫主体装置使用寿命	年	30	
3	脱硫设备质量保质期	年	1	
4	脱硫效率	%	≥98.9	
5	钙硫比 Ca/S		1.8	
6	粉尘排放浓度	mg/m ³	≤5	
7	脱硫装置 SO ₂ 排放浓度	mg/m ³	≤35	
8	汞及其化合物排放浓度	mg/m ³	≤0.03	
9	重金属的综合脱除效率	%	≥90	
10	脱硫装置 SO ₃ 排放浓度	mg/m ³	≤1	
12	排烟温度	℃	70~75	高于露点温度 15~20℃
13	年运行小时	小时	7920	
14	电负荷	kW	850	不含脱硫装置引起阻力损失产生的电耗。
15	厂用电率增加	%	0.26	
16	工艺水耗	t/h	37	烟气温度 120℃
17	吸收剂耗量 (生石灰)	t/h	5	当炉内脱硫时, 脱硫系统入口 SO ₂ 浓度 400mg/m ³ 以下, 脱硫系统直接利用炉内脱硫产生的有效 CaO, 不需要另外增加吸收剂。
18	生产运行人员数	人	4	四值三班
19	设备噪声:	dB(A)	≤85 <60	

序号	项目	单位	数值	备注
	1) 主要设备：引风机、流化风机、清灰风机、工艺水泵等 2) 控制室设备			

(3) 脱硫系统设计及组成

a) 烟气系统

本项目属于改造项目，脱硫烟气从原有电袋除尘器除尘（袋式部分拆除作为通道）后从底部进入吸收塔进行脱硫，脱硫后烟气从吸收塔顶部侧向进入脱硫布袋除尘器除尘，除尘净化后的烟气经引风机排往烟道。脱硫装置与电厂主机串联布置，脱硫系统引起的烟气压力损失与锅炉需要的压力由脱硫引风机补偿。

烟道系统包括吸收塔的入口烟道、引风机入口烟道、引风机出口烟道和清洁烟气再循环烟道。烟道系统的设计根据中国烟风管道系统规范及脱硫系统工艺要求进行设计，既满足运行安全可靠及防堵、防漏、防震、防腐蚀、防磨损的设计要求，又满足运行、加工、检修方便的需要，烟道、烟道零部件及支吊架均考虑足够的强度，烟道的设计压力为 $-8000\text{Pa}\sim+2000\text{Pa}$ ，设计温度为 200°C 。

由于整个系统高于烟气露点温度 15°C 以上运行，且本工艺几乎脱除全部的 SO_3 气体，因此整个烟道系统无需进行防腐。

烟气系统设置清洁烟气再循环风挡，当锅炉负荷低于额定负荷的 75% 时，打开清洁烟气再循环风挡，利用循环烟道前后的压降，将清洁烟气循环回吸收塔进口烟道，保证吸收塔内稳定的流速。

在吸收塔的进口烟道及脱硫引风机入口烟道的气流稳定的直管段均设有仪表及在线检测系统的测点，并设有相应的检修及操作平台。

b) 吸收塔系统

吸收塔是一个带文丘里的空塔结构，主要由进口段、下部方圆节、给料段、文丘里段、锥形段、直管段、上部方圆节、顶部方形段和出口段组成，全部采用普通钢板焊接而成。塔内完全没有任何运动部件和支撑杆件，也无需设防腐内衬。吸收塔的直径为 9.8m ，高度约为 59.3m ，采用钢支架进行支撑，并在下部设置两层平台。

吸收塔进口烟道设有均流装置，吸收塔的进、出口处设有温度、压力检测装置，以便控制吸收塔的喷水量和物料循环量。塔底设紧急排灰装置，并设有吹扫

装置防堵。

表 14 吸收塔规格参数表（单台套）

项目	单位	数值
---吸收塔塔径	m	9.8
---文丘里个数	个	7
---吸收塔高度	m	59.3

3)布袋除尘器系统

布袋除尘器系统采用脱硫专用低压回转脉冲布袋除尘器，保证脱硫除尘器出口粉尘浓度 $\leq 10\text{mg}/\text{Nm}^3$ ；每套脱硫布袋除尘器分为6个室，12个单元。主要由灰斗、烟气室、净气室、进口烟箱、出口烟箱、低压脉冲清灰装置、电控装置、阀门及其它等部分组成。每套脱硫布袋除尘器系统配有四台清灰风机。

从吸收塔出来的烟气采用上进风方式进入布袋除尘器，其中粗颗粒粉尘利用重力原理直接进入灰斗。整套布袋除尘器系统采用不间断脉冲清灰方式，利用不停回转的清灰臂，对滤袋口，进行脉冲喷吹。

表 15 脱硫布袋除尘器规格参数表（单台套）

项目	单位	数据
---数量	台	1
---设计效率	%	≥ 99.9995
---入口粉尘浓度	g/m^3	800~1000
---出口粉尘浓度	mg/m^3	≤ 5
---每台除尘器室数	个	6
---每台除尘器单元数	个	12
---每台除尘器布袋数	个	13392
---电磁脉冲阀型式及规格		隔膜阀，14”
---喷吹气源压力	kPa	85
---每台除尘器灰斗数	个	6
---灰斗形式		流化船形
---灰斗加热方式		蒸汽加热
---保温层和保护层材料		岩棉/镀锌压型板
---保温层和保护层厚度	mm/mm	200/0.5

d)工艺水系统

脱硫除尘系统的用水取自电厂的循环水排污水。在 CFB 脱硫工艺中，工艺水主要用于吸收塔烟气冷却和石灰消化。烟气降温用水通过高压水泵（单塔设置三台，两用一备）以一定压力通过回流式喷嘴注入吸收塔，根据吸收塔出口温度控制回流水调节阀的开度控制喷水量，使吸收塔出口温度维持在高于水露点 15℃ 以上。石灰消化用水则根据消化量及消化器内温度调节水泵流量，以便保证消化器内稳定的消化温度。

e)吸收剂制备及供应系统

吸收剂制备及供应系统是相对独立的一个系统，本系统的主要设备有生石灰仓、皮带称、均匀给料设备、消化设备、流化及气力输送风机、气力输送设备等。

由自卸式密封罐车运来的生石灰粉通过罐车自带的输送软管接入到生石灰输送管快速接头，由罐车自带的空压机打压输送到生石灰仓内，再经生石灰计量装置、均匀给料设备进入卧式双轴搅拌三级干式消化器，消化后的消石灰粉，含水率低，其平均粒径小，比表面积大，活性好。消化后的消石灰直接通过稀相气力输送系统至消石灰仓，然后经计量给料装置，进入循环空气斜槽，送入吸收塔。

采用生石灰作为吸收剂原料。生石灰仓和消石灰仓的有效容积满足单台锅炉满负荷运行燃用设计煤种时脱硫装置正常运行三天的吸收剂用量。整套脱硫装置共设置一套干式石灰消化器，消化能力为 10t/h。本工程共有一套干式石灰消化器，一个生石灰仓，两个消石灰仓。

生石灰、消石灰仓底部设置流化系统，防止板结、保证下灰顺畅。

表 16 吸收剂仓规格参数表（两台套）

项目	单位	数据
---生石灰仓容积	m ³	350（1 座）
---消石灰仓容积	m ³	250（2 座）
---消化器出力	t/h	10

f)物料循环系统

脱硫灰循环系统的目的是建立稳定的流化床、降低吸收剂消耗量，以满足脱硫反应的需要。每套脱硫系统配有两套脱硫灰循环系统，设有插板阀、充气箱、流量控制阀、空气斜槽，将脱硫布袋除尘器各灰斗的脱硫灰分别输送回吸收塔，

其中根据吸收塔压降信号调节循环流量控制阀开度，从而控制循环灰量。除尘器六个室灰斗内的物料大部分循环回吸收塔，一部分通过仓泵外排至脱硫灰库。脱硫布袋除尘器灰斗及空气斜槽皆专设风机进行流化，保证脱硫灰良好的流动性。

g) 脱硫灰外排系统

每台脱硫除尘器的每个灰斗设有脱硫灰外排系统，外排系统采用正压浓相气力输灰系统，脱硫时根据灰斗的料位信号进行外排。外排的脱硫灰通过气力输送系统进入脱硫灰库，再通过干灰散装机外运处理或通过双轴搅拌机加湿后外运。

仓泵的控制直接进入脱硫装置 DCS 系统，并设有就地控制箱。

f) 压缩空气系统

脱硫装置压缩空气主要分为仪用和杂用两部分，其中仪用压缩空气主要用于脱硫布袋除尘器灰斗气动锤振打、各系统气动执行结构、CEM 探头吹扫等；

单套脱硫装置设 1 个仪用储气罐，容积为 1m³，根据用气情况将压缩空气分配到各用气点。

杂用压缩空气主要用于吸收塔底吹扫、仓顶布袋除尘器吹扫、皮带称吹扫及其它检修杂用等，单套脱硫装置设有 1 个杂用储气罐，容积为 4m³，根据用气情况将压缩空气分配到各用气点。

(4) 调试及运行

该工程于 2015 年 6 月通过“168”小时试运行，试运行期间，各项性能指标均优于设计值。吸收塔入口烟气 SO₂ 平均浓度为 1200mg/m³，吸收塔出口烟气 SO₂ 排放浓度≤35mg/m³（最低小于 10mg/m³），平均脱硫效率为 98%以上。

(5) 运行成本分析见表17。

表17 运行成本分析（单台套）

序号	项目	单位	数值	备注
1	处理烟气量	m ³ /h（干标）	1037256	
2	FGD 入口 SO ₂ 浓度（平均）	mg/m ³	1200	168 小时运行期间，FGD 入口 SO ₂ 浓度平均值(STP、干态)
3	FGD 脱除 SO ₂ 量	t/h	1.21	
4	吸收剂单价	元/t	320	CaO 纯度 85%生石灰
5	水价	元/t	1.5	

序号	项目	单位	数值	备注
6	电价	元/kw.h	0.32	
7	吸收剂耗量	吨/h	1.21	炉后脱硫利用炉内脱硫飞灰中的 CaO 作为吸收剂，无需另外再添加
8	吸收剂费用	元/h	387.2	
9	水耗量	t/h	37.05	
10	水费用	元/h	55.6	
11	电耗量	kw.h	850	
12	电费用	元/h	272	
13	脱每吨 SO ₂ 的费用	元	591	
14	168 小时脱硫运行总成本	万元	12.014	168 小时，不含折旧
15	脱硫成本	元/kWh	0.0024	

6 标准主要技术内容及说明

6.1 标准的适用范围

本标准规定了火电厂烟气循环流化床法脱硫工程的设计、施工、调试、验收、运行和维护等方面的技术要求。

本标准适用于容量为 65t/h~2020t/h（机组容量为 15MW~600MW）等级、燃用中低硫燃料火电厂锅炉（前级有脱硫时，脱硫系统入口 SO₂ 浓度在 3300mg/m³ 以下）所采用的烟气循环流化床法脱硫工程，可作为环境影响评价、环境保护设施设计与施工、建设项目环境保护验收及建成后运行、维护与管理的技术依据。供热、钢铁、有色冶金、垃圾焚烧、玻璃窑炉、炭黑尾气、煤化工尾气等行业运用烟气循环流化床法脱硫工程也可以参考执行。

火电厂烟气脱硫循环流化床法最大已经运用到 660MW 机组，原有标准的适用范围为 300MW 等级以下，无法满足技术发展后的要求；修订后对适用的机组容量进行了更改，拓宽至 600MW 等级。修订后对脱硫装置入口的 SO₂ 浓度进行约定，明确循环流化床法的适用环境，有利于循环流化床法的推广与运用。烟气循环流化床法基于电厂的成功运用，逐步推广至供热、钢铁、有色冶金、垃圾焚烧、玻璃窑炉、炭黑尾气、煤化工尾气等行业的烟气脱硫，这些行业的脱硫工程

设计、施工、验收、运行和维护的技术要求可参考执行。

6.2 规范性引用文件的说明

本标准引用 61 个国家和行业标准、规程、规范，标准、规程、规范汇中的引用文件，仅注日期的版本适用于本标准；凡不注明日期的引用文件，其有效版本适用于本标准。引用文件中还引用了 1 个验收（管理）规范性文件，用于建设项目竣工验收。

引用的标准中新增引用 GB150 对钢制压力容器进行规定，新增引用 GB912 对脱硫装置使用的材料进行规定，新增引用 GB2894 对脱硫装置的安全标志进行规定，新增引用 GB4053 对固定式钢梯及平台安全要求进行规定，新增引用 GB50010 对混凝土结构设计进行规定，新增引用 GB50017 对钢结构进行设计进行规定，新增引用 GB50029 对压缩空气站设计进行规定，新增引用 GB/T699、GB/T3077 对脱硫装置使用的材料进行规定，新增引用 GB/T6719 对脱硫用布袋除尘器进行规定，新增引用 GB/T19229 利用最新的脱硫行业标准，新增引用 GB/T19587 用于吸收剂品质的检验，新增引用 GB/T27869 用于脱硫用电袋除尘器的设计规定，新增引用 GB/T50655 用于脱硫装置蒸汽系统的设计，新增引用 DL5121 用于脱硫装置烟风煤粉管道的设计规定，新增引用 DL/T468 用于脱硫装置引风机选型和使用的规定，新增 DL/T514 用于脱硫电除尘器的设计规定，新增引用 DL/T5032 用于总图布置设计规定，新增引用 DL/T5072 用于脱硫装置保温油漆设计规定，新增引用 DL/T5196 利用最新的脱硫行业标准，新增引用 HJ2040 用于脱硫装置的运行管理，新增引用 HJ/T255 用于环境保护竣工验收，新增引用 HJ/T325、HJ/T327、JB/T10191 用于脱硫用布袋除尘器的滤袋框架、滤袋、分气箱的设计使用规定，新增引用 JB/T11076 用于脱硫装置消化器规定，新增引用 JB/T11646 用于流化槽规定，新增引用 JB/T4735 用于常压容器规定，新增引用 JB/T8532 用于袋式除尘器规定，新增引用 JB/T8470 用于副产物气力输送规定，新增引用 JCT820 用于副产物输送斜槽规定，新增引用 JC/T 478 用于吸收剂化验。

GB50243 关于通风与空调工程施工质量验收规范与脱硫装置关系不大，取消引用；GBJ11 关于抗震设计与 GB50191、GB50011 和 GB50260 重复，不再引用；脱硫装置电气设计没有涉及直流系统，DL/T5120 不再引用；NDGJ16 关于自动化设计与 DL/T5196、DL/T5175 重复，不再引用；HJ/T75、HJ/T75 涉及在线监

测，与脱硫装置没有关系，不再引用。

6.3 术语和定义

《火电厂烟气脱硫工程技术规范 烟气循环流化床法》(HJ/T 178-2005)定义了脱硫岛、吸收剂、一级除尘器、二级除尘器、分离器、生石灰消化装置、脱硫塔、脱硫副产物、近绝热饱和温度、装置可用率及脱硫效率 11 个术语。

本标准对上述术语的修订如下：

——“脱硫岛、一级除尘器、二级除尘器、生石灰消化装置、脱硫塔、脱硫副产物”依次更名为“脱硫工程、预除尘器、脱硫除尘器、石灰消化器、吸收塔、副产物”；——“吸收剂、装置可用率”重新定义；

——删除“分离器”相关内容；

——取消“脱硫效率”的定义；

——增加“烟气循环流化床法脱硫工艺、脱硫装置、反应摩尔比、空塔压降、床层压降、吸收塔压降、漏风率”的定义。

在计算脱硫装置的漏风率时，需要扣除因工艺需要加入脱硫装置的风量，含除尘器灰斗、灰循环中的流化风量、布袋清灰风量及消化器排气等。

6.4 污染物与污染负荷

烟气中主要污染物及污染负荷随着燃料和锅炉负荷的变化而变化。新建的脱硫装置采用锅炉最大连续工况 (BMCR)、燃用设计燃料时的烟气参数进行设计，同时按锅炉经济运行工况、燃用最大含硫量燃料时的烟气参数进行校核。已建电厂加装脱硫装置，设计工况和校核工况宜根据脱硫装置入口处实测烟气参数确定，并充分考虑燃料的变化趋势，烟气量考虑 10%裕量。

本章节还对脱硫装置入口 SO_2 含量、锅炉烟尘的产生量、脱硫装置入口烟气中的 SO_3 含量的估算进行规定。 SO_2 产生量的计算公式增加了扣除炉内脱硫部分的计算公式，更加准确计算进入脱硫装置的 SO_2 量。原标准中无锅炉烟尘的产生量和脱硫装置入口烟气中 SO_3 含量的估算公式，为本标准新增内容。

6.5 总体要求

6.5.1 一般规定

本节是对脱硫技术方案、设备、材料的选择，烟尘、 SO_2 排放浓度、脱硫效率，自动连续监测系统的设置做了一般性规定。

脱硫装置的设计脱硫效率是根据环境影响评价批复文件要求的排放至进行

综合确定。随着烟气循环流化床法脱硫工艺技术的发展，目前，脱硫装置可实现“超低排放”，脱硫效率可以长期稳定运行在 98%以上；同时，随着环保要求的提高和脱硫技术的发展，将原标准中脱硫效率由 85%提高至 90%以上。

6.5.2 建设规模

按照《环境工程技术规范制订技术导则》（以下简称“导则”）要求，本节为新增内容。本节规定了脱硫工程的建设规模，一般按锅炉最大连续工况（BMCR）、燃用设计燃料时的烟气参数进行设计，并需根据锅炉经济运行工况（ECR）燃用最大含硫量燃料时的烟气参数对设计值进行校核；烟气量考虑增加 10%的裕量。

6.5.3 工程构成

按照《导则》要求，本节为新增内容。本节规定了脱硫工程的工程构成，包括脱硫工艺系统及其服务的建（构）筑物、辅助工程、和配套设施。

6.5.4 总平面布置

本节对脱硫布置作出通用性要求，包括脱硫装置布置的位置、脱硫控制室布置的位置、脱硫装置与火电厂各建构筑物的间距、吸收剂及副产物的卸料储存场所布置的位置、脱硫装置管道的布置、脱硫工程内道路设计、脱硫场地外排水设计。

脱硫装置属于整个电厂的一部分，电厂在总平布置时已对脱硫装置进行初步规范，原有标准中涉及到的电厂整体规范不再体现，修订后进行精简。

6.6 工艺设计

本章节原标准为脱硫工艺系统，包括两部分：工艺流程、脱硫主要工艺系统，其中工艺系统中包括吸收剂制备系统、烟气系统、二氧化硫吸收系统、设备布置、脱硫灰（脱硫副产物）处理系统等五部分；本章节结构修订后更改为工艺设计，包括一般规定、工艺流程、烟气系统、预除尘器系统、吸收塔系统、脱硫除尘器系统、灰循环系统、吸收剂制备及供应系统、工艺水系统、副产物输送系统、压缩空气系统等 11 部分，同时增加了二次污染控制措施；修订后的规范完善脱硫装置的系统组成及脱硫装置中子系统的先后顺序。

此外，原有标准中“设备布置”一节主要提出了设备布置顺序、设备露天布置时应采取的措施、检修平台设置的要求，因设备布置顺序与工艺流程相关联，修订后的规范不再涉及；设备露天布置时应采取的措施，属于设备性能要求，修订后的规范不再涉及；修订后的规范对检修平台设置的要求也体现在各个系统

中。

6.6.1 一般规定

确定工艺参数时，需要考虑机组容量和调峰要求、燃料品质、污染物控制规划和污染物排放浓度要求、吸收剂供应、水源情况、副产物综合利用、厂址场地布置等因素，并对这些参数进行全面分析优化。脱硫装置主体设备的设计寿命与主机相匹配，新建机组的设计寿命一般要求不低于 30 年，已建机组要求不低于机组剩余寿命。脱硫装置可利用率不低于 98%。

原标准这部分内容放在总则中的实施原则及总体设计章节。烟气循环流化床法技术成熟，运行稳定，实际运行中与主机同步运行率可达 99%以上；目前环保要求越来越严，脱硫装置须与主机同步运行，脱硫装置停则主机必须停机；原有标准中系统的可用率不低于 95%，已无法完全表征现有的技术水平，无法满足现有的运行要求，修订后更改为可利用率不低于 98%。同时修订后的标准还新增对平台、楼梯的设置要求。

6.6.2 工艺流程

本章节对烟气循环流化床法脱硫工艺的系统组成进行描述，并附脱硫工艺简易流程图。修订后的标准对原脱硫系统进行补充，新增工艺水系统、压缩空气系统；其他系统也进行了完善。

6.6.3 烟气系统

吸收塔形成流化床体所需最低烟气量一般为设计 BMCR 工况的 50~70%负荷，脱硫装置设置清洁烟气再循环系统，以确保吸收塔形成稳定的流化床体，脱硫装置正常稳定运行。同时，设置脱硫装置可以先于主机投运、晚于主机退出，与锅炉同步启停，实现“零排放”。由于经过脱硫装置烟气中的 SO_3 几乎完全被脱除，烟气的露点温度为纯水露点温度，而脱硫装置运行温度高于露点温度 15~20℃，脱硫后的烟道、烟囱不需要防腐设计。

本章节规定了脱硫装置引风机、烟道系统、脱硫装置烟道的漏风率、挡板门的设计要求，还对烟气系统的平台、测试孔、人孔设置，烟道系统的保温、伴热设计，烟道、烟囱是否防腐设计进行了规定。因引风机的设置及设计已有相关的规范，修订后的规范不再涉及；烟气旁路已有相关规范要求取消，修订后不再涉及。原标准要求脱硫装置漏风率低于 6%，修订后规范提高了要求，低于 5%。

6.6.4 预除尘器系统

本节为新增内容。炉内有脱硫时，考虑利用炉内脱硫剩余的固硫剂，脱硫装置可不设预除尘器；炉内无脱硫，粉煤灰的综合利用途径比脱硫灰广，粉煤灰的比例较大会造成吸收剂的耗量增加；根据经验当脱硫装置入口粉尘浓度高于 $10\text{g}/\text{m}^3$ 时，应设置预除尘器；经过分析，在考虑粉煤灰的综合利用、消耗的能耗及固硫剂的消耗，综合分析，预除尘器的除尘效率宜在80%左右。已建电厂加装烟气脱硫装置时，可利用原有除尘器作为预除尘器。

6.6.5 吸收塔系统

本章节对吸收塔系统的组成、设计容量等内容进行规定。

目前，单吸收塔最大的处理烟气量约为工况 $252\text{m}^3/\text{h}$ ，基于目前的技术及运用经验，建议600MW等级机组宜采用一炉两塔脱硫装置，300MW等级及以下机组宜采用一炉一塔脱硫装置。多炉一塔脱硫装置按当量烟气量参照执行。

吸收塔压降包括床层压降及空塔压降。床层压降是体现吸收塔内物料量，物料量大小决定了塔内的有效钙硫比、喷入塔内水蒸发的载体面积；为了确保吸收塔内有足够的有效钙硫比及水蒸发的载体面积，吸收塔建立的物料床层压降至少在800Pa以上。吸收塔空塔压降的大小吸收塔各部位的设计流速确定的，应根据锅炉的负荷情况进行设计，以便在适应锅炉负荷的情况下同时降低空塔压降降低锅炉负荷。同时为了确保脱硫反应完全及喷入的水得到有效的蒸发，烟气在塔内的停留时间至少在4s以上。由于塔内有大量的潮湿粘性物料，为避免板结及被磨损，吸收塔内不宜设内撑杆件；同时塔内的 SO_3 被完全脱除，吸收塔内部不需要防腐。

原标准命名为二氧化硫吸收系统。原标准中吸收塔的数量要求根据锅炉容量、脱硫塔的能力和可靠性等确定；修订后更改为吸收塔的数量应根据机组容量确定，600MW等级机组宜采用一炉两塔脱硫装置，300MW等级及以下机组宜采用一炉一塔脱硫装置，多炉一塔脱硫装置应按当量烟气量参照执行；修订主要是依据目前现有的技术能力及目前国内对机组规模的划分来进行规范。原标准只对脱硫塔的总压降进行约定，修订后对吸收塔压降、空塔压降、床层压降值进行规范，同时根据目前的技术能力总压降由原来2500Pa更改为2200Pa。

同时修订后的规范新增吸收塔内烟气停留时间、直管段设计流速、塔内壁是否设计支撑、吸收塔型式等内容。原有标准中关于水系统相关内容在工艺水系统进行规范；因现有的脱硫除尘器均是采用布袋除尘器，入口采用下进风，已经有

分离器作用，原有标准中关于分离器设置不再赘述；若有采用电除尘器，分离器作为电除尘器整体的一部分设置；除尘器入口粉尘浓度设计移至脱硫除尘器系统进行规定。

6.6.6 脱硫除尘器系统

吸收塔利用塔内大量的物料进行脱硫，吸收塔出口的粉尘浓度高达 $800\sim 1200\text{g}/\text{m}^3$ ，同时吸收塔内的物料高湿高粘性；脱硫除尘器应按高粉尘、高湿高粘性物料进行设计；吸收塔出口的粉尘浓度高达 $650\sim 1000\text{mg}/\text{m}^3$ ，要保证出口粉尘浓度低于 $30\text{mg}/\text{m}^3$ ，脱硫工况时的袋式除尘器气布比宜不大于 $0.75\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{min}$ ；要保证出口粉尘浓度低于 $5\text{mg}/\text{m}^3$ ，脱硫工况时的袋式除尘器气布比宜不大于 $0.65\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{min}$ 。除尘器可以采用电除尘器、袋式除尘器、电袋复合除尘器，除尘器的设计符合相关标准规定。同时因除尘器收集的物料高湿高粘性，除尘器应设伴热及振打装置，防止物料结块板结。脱硫除尘器灰斗设置高高、高、低、低低四个料位信号，以满足脱硫事故报警、物料外排、脱硫建床物料、灰斗料封要求。脱硫装置有大量的物料循环，为确保各个灰斗的物料平衡，灰斗宜采用大灰斗形式。

原有标准没有对预除尘器的要求；修订后对袋式除尘器在不同的除尘效果情况下的过滤风、对除尘器的灰斗料位设置及灰斗形式进行规定；入口粉尘浓度原标准要求按 $800\sim 1000\text{g}/\text{m}^3$ ，新标准扩展了应用范围，增加为 $800\sim 1200\text{g}/\text{m}^3$ 。

6.6.7 灰循环系统

本章节规定了灰循环系统的组成、物料循环系统及配套的流化风设计选型要求。

循环物料高湿高粘性，储存物料需要加热后的流化风流化，流化风温度应加热至 $80\sim 120^\circ\text{C}$ 。原标准没有对灰循环系统进行规定；修订后新增灰循环的输送方式、流化风、选型依据等内容。

6.6.8 吸收剂制备及供应系统

脱硫用消石灰的品质直接影响脱硫效率、吸收剂耗量；消石灰的品质要求：纯度 $\geq 80\%$ 、比表面积 $\geq 15\text{m}^2/\text{g}$ 、含水率 $\leq 1.5\%$ ；消石灰储存时间过长容易失效易形成 CaCO_3 等，同时直接外购消石灰成本高；为提高消石灰活性，节省运行成本，建议在现场配套消化器直接消化消石灰。消化器的出力宜不小于锅炉BMCR工况生石灰消耗量的150%。消化水泵宜采用2台全容量水泵，其中1台

备用。

吸收剂仓的有效容积根据吸收剂的品质及供应运输情况确定；生石灰仓的有效贮粉量宜满足锅炉最大连续出力时 2~4d 的消耗量，消石灰仓的有效贮粉量宜满足锅炉最大连续出力时 1~2d 消耗量；但吸收剂仓的储存量至少为吸收剂额定运输的 1.5 倍，避免吸收剂卸车时须分几次卸车。

吸收剂的加入需要设置计量调节装置，计量调节吸收剂加入量。计量调节装置宜设置两套，即作为备用，也增加调节装置的调节范围。

因吸收剂并不是完全采用就地生石灰消化获得，可直接外购消石灰或电石渣，本章节将原标准命名吸收剂制备系统修订为吸收剂制备及供应系统；修订后的标准新增电石渣作为吸收剂，此外，增加吸收剂加入吸收塔的进料方式、生石灰仓设置料满就地指示信号、生消石灰仓的流化方式等内容。生石灰消化水系统移至工艺水系统进行规范。

6.6.9 工艺水系统

工艺水箱容量宜按锅炉 BMCR 工况下吸收塔 0.5~1h 的耗水量设计，作为进水短暂故障检修的缓冲及过滤粗颗粒杂质用。水箱入口、喷枪入口应设置滤网装置，过滤杂质，避免水泵、喷枪磨蚀。水泵的出力与选用的配枪相匹配；水泵容量宜按喷枪额定出力的 1.3~1.5 倍选取；水泵压力按喷枪要求的最大压力与所选泵容量相应管道系统阻力之和的 1.1 倍选取。

原标准中工艺水系统相关内容涵盖在二氧化硫吸收系统中，消化水系统相关内容涵盖在吸收剂制备系统中，修订后的标准将这两部分内容合并于本节，并新增对水系统的选型设计原则。

6.6.10 副产物输送系统

副产物输送出力宜根据副产物的产量的 2.0 倍进行选型，并考虑前级除尘器失效带来的副产物增加量；并根据副产物的化学、物理性质以及发电厂与贮灰场的距离、高差、地形、地质和气象等条件进行选型。考虑副产物的成分类似水泥成分，湿式输送容易导致凝结，应采用干式输送方式。

副产物中转缓冲储存仓的容量根据运输条件确定，但至少满足储存燃用设计煤种时 BMCR 工况的脱硫副产物量贮存 12h 以上；因脱硫灰长期储存容易导致板结，脱硫副产物在灰库内储存时间不宜超过 72h。同时，脱硫灰需连续流化；流化风温度需加热至 80~120℃，避免流化风温度偏低，导致副产物中水分冷凝

析出，脱硫灰结块。

本节仅对副产物输送、中转或缓冲进行规定，无副产物的综合利用相关内容，因此将脱硫灰（脱硫副产物）处理系统更名为副产物输送系统。修订后的规范中新增仓泵的控制要求。考虑工作人员作息时间及运输情况，将中转或缓冲库副产物贮存时间由原标准的 8 小时更改为 12 小时，贮存库的贮存时间由原标准的 24 小时更改为 72 小时。

6.6.11 压缩空气系统

根据当地的环境条件及用气设备确定压缩空气品质。本章节为新增内容，增加了对压缩空气系统的设计、选型、压缩空气品质要求。

6.6.12 二次污染控制措施

按照《导则》要求，本节为新增内容。脱硫工程运行过程中产生的二次污染如生石灰仓及消石灰（电石渣）仓内二次扬尘、脱硫副产物、设备噪声等，对可采用的各项措施进行规定。

6.7 主要工艺设备和材料

根据《导则》的规定，本章为新增内容。主要工艺设备包括脱硫除尘器、石灰消化器、脱硫装置引风机、水喷枪、气动流量控制阀、空气斜槽、灰斗流化槽，及脱硫装置中应用的主要材料。

6.7.1 主要工艺设备

吸收塔反应后的脱硫灰高浓度、高湿高粘性，脱硫除尘器入口粉尘浓度高达 800~1000g/m³，脱硫灰的含湿量1.5%以上，温度约为70℃；除尘器除尘后粉尘浓度需要达到30mg/m³以下甚至5mg/m³以下；除尘器的除尘效率需要高达99.997%以上，目前国内一般采用低压旋转脉冲布袋除尘器除尘。消化器性能的好坏直接影响消石灰品质，要求消化生石灰的消化器要求高的转化率、保持干态较低的含水率，以便于脱硫，消化器的转化率应高于95%，含水率应低于1.5%；消化器应设计有足够长的反应时间，确保灰水反应完全，同时喷入的水得到完全蒸发，同时蒸发的水分得到有效的；同时蒸发的水蒸气能否环保处理；消化器能够根据生石灰品质不同，进行运行调整，适应各种品质生石灰消化；消化后的消石灰粒径小，比表面积大。

水喷枪要求能够提供适合粒径的雾滴，以满足作为脱硫反应媒介用；同时能够精确提供喷水量，保证吸收塔反应温度。同时水喷枪材质能够符合脱硫塔内高

温、低温、快速降温及快速升温的要求，及适应吸收塔内高浓度物料耐磨的要求。水喷枪宜采用回流式喷枪或双流体喷枪，喷头采用碳化硅，枪体宜采用316L。

脱硫装置的物料循环量大，300MW机组每个小时的循环量高达1000吨以上；吸收塔的床层压降要求控制在 $\pm 100\text{Pa}$ 之内，要求循环阀有较高的控制精度。循环大量的物料，控制阀需要采用耐磨材质。气动流量控制阀采用滚筒式调节阀，滚筒材质采用不锈钢；同时循环斜槽帆布表面铺设防磨铁丝。

6.7.2 材料

1) 脱硫布袋除尘器处理的脱硫灰浓度大、高湿高粘性，脱硫除尘器滤袋宜选择PPS滤料。

2) 脱硫装置烟气温度均高于露点 15°C 以上，且 SO_3 基本完全脱除，不会发生腐蚀，烟气脱硫设备不需要进行防腐，采用普通材质的钢材可以满足要求；所用的钢材应符合GB/T 699、GB 912及GB/T 3077的规定。

3) 烟气脱硫设备中的非金属设备及管道应符合GB/T 19229.1的规定。烟气脱硫设备的保温、油漆应符合DL/T 5072的规定。

6.8 检测与过程控制

本章节对烟气循环流化床法脱硫工艺的检测内容、检测手段进行了规定；对脱硫系统的过程控制内容进行了规定。

烟气脱硫装置的自动化系统应符合DL/T5196、DL/T5175规定。烟气脱硫装置的控制可采用以分散控制器为基础的分散控制系统（DCS）或可编程控制系统（PLC）。

过程检测包括参数的确定，联锁保护、过程报警及控制系统的实施等内容。脱硫系统过程控制至少包括脱硫装置出口 SO_2 浓度自动控制、吸收塔床层压降控制及吸收塔出口温度控制。当设置脱硫引风机、且独立于前级引风机时，宜对吸收塔入口压力进行自动控制。当设置清洁烟气再循环系统时，宜对流经吸收塔的烟气体积进行自动控制。

根据《导则》的规定，本章为新增条款，包含原标准中第8章节中的热工自动化部分内容，但因热工自动化部分相关的规范更多、更全面，此次修订在原有标准的基础上进行了精简。

6.9 主要辅助工程

原标准中本章节为环境保护与安全卫生，修订后将热工自动化部分调整至第

8 章节检测与过程控制，保留了电气系统、建筑及结构、火灾报警与消防系统、采暖与通风、通信系统。此次修订在原有标准的基础上进行了精简，主要参考各系统现行的相关标准。

6.9.1 电气系统

本章节对电气系统的设计要求作了一般规定。包括供电系统、照明和检修系统、电缆敷设、防雷和接地、控制保护及自动装置、直流系统、交流保安电源和交流不停电电源（UPS）、二次线、火灾探测及报警系统、通信系统等。

6.9.2 建筑及结构

本章节主要对建筑及结构的设计要求作了一般规定。本规定是根据国家现行有关规范并结合火力发电厂烟气脱硫工程（烟气循环流化床法）特点制定的。凡本规范未涉及的部分，应符合国家现行的有关标准的规定。

6.9.3 火灾报警与消防系统

本章节主要对火灾报警与消防系统的设计进行规定。

6.9.4 采暖与通风

本章节主要对采暖通风与空气调节系统的设计施工要求做了一般规定。采暖通风与空气调节系统的设计施工中应符合 DL/T5035 和 GB50243 及国家有关现行标准。

6.9.5 通信系统

本章节对脱硫工程的通信系统设计进行了规定。

6.10 劳动安全与职业卫生

该章节是工程通用技术规范中规定的必要内容，其目的就是要求在设计、建设和运行过程中要高度重视环境保护与安全卫生，并有章可依、有法可循。在设计过程中，要遵守原有的行业和国标，如《生产过程安全卫生要求总则》（GB12801）、《火电厂大气污染物排放标准》（GB13223）、《工业企业噪声控制设计规范》（GBJ87）、工业企业厂界噪声标准（GB12348）、安全标志（GB 2894）等。在建设和运行过程中的劳动安全与职业卫生已有多年的经验和办法，本章节在参考各个行业的规章制度的基础上归纳出本规范条文。

原标准中本章为环境保护与安全卫生，根据《导则》规定，本章更改为劳动安全与职业卫生；修订后的标准取消了环境保护部分内容，劳动安全与职业卫生与原有标准一致。

6.11 施工与验收

本章节规范了工程施工与验收的基本原则。施工单位除遵守相关的施工技术规范以外，还应遵守国家有关部门颁布的劳动安全及卫生、消防等国家强制性标准。脱硫工程验收应按《建设项目（工程）竣工验收办法》、相应专业现行验收规范和本规范的有关规定进行组织。脱硫工程竣工环境保护验收应符合 HJ/T255 的规定。工程施工与验收主要参考现行规范，此次修订在原有标准的基础上进行了精简。

6.12 运行与维护

本章节规定了脱硫装置的运行、维护的相关内容。对于脱硫系统日常维护管理的具体要求可参考附录 E。

原标准对运行与维护进行了简单的规定，对脱硫装置的运行维护指导性不强，而 HJ2040 中关于烟气循环流化床法的运行维护管理的说明也相对简单；为更好的指导生产运行维护管理，提高生产运行维护管理水平，此次修订在原有标准及 HJ2040 的基础上进行了补充和完善，对管理制度运行维护管理、人员与运行管理、维护保养的详细规定。管理制度包括交接班，巡回检查，设备定期试验和轮换，运行台帐、报表，记录，安全、文明生产，记录，照明及用电，操作，工作票，操作票，点检定修，设备评级，异常、障碍，设备检修，检修费用，缺陷，控制室及运行场所，消防系统的停、用，事故预想、演练，经济分析、节能分析，规程，生产奖惩等内容。人员方面包括人员的素质、人员的培训等内容。运行管理包括系统的启停步骤程序、各个系统的运行管理、吸收剂的管理、运行记录等内容。维护保养包括定期的检查、更换及维修必要的部件，常见的故障分析，维护周期等内容。

7 标准实施的环境效益及技术经济分析

7.1 环境效益分析

近几年来，循环流化床干法脱硫技术得到了发展；脱硫系统的同步投运率普遍在 98% 以上，脱硫效率可长期稳定在 95% 以上，同时能够几乎完全脱除 SO_3 、 HCl 、 HF 等酸性气体， Hg 等重金属的综合脱除效率达到 90% 以上，极大改善了大气环境质量，及大大降低土壤的毒化速率。同时脱硫副产物经过多年的研发，脱硫副产物在多个领域得到综合利用，如：用于填堤、土地回填、路基、建材行

业的混凝土砖切块、粉刷石膏（干粉砂浆）、轻集料、免烧砖及砌块、装饰陶板砖、强化板、蒸压砖、蒸压加气混凝土砌块等。

7.2 技术经济分析

7.2.1 工程投资分析

循环流化床脱硫装置的投资与机组的大小、场地情况、烟气量、烟气性质、性能要求等密切相关。以某 300MW 机组烟气脱硫工程为例，工程总投资为 5955 万元，各部分组成见表 18。

表 18 某 300MW 机组烟气脱硫除尘工程投资分析（含除尘系统）

设备购置费 (万元)	建筑工程费 (万元)	安装工程费 (万元)	其他费用 (万元)	合计 (万元)
4180	625	718	432	5955
70.2%	10.5%	12.1%	7.3%	100%

7.2.2 运行费用分析

运行费用主要包括吸收剂消耗、能源动力（水、电、气）消耗、人工费用、折旧费、维修费用等，与处理的烟气量及烟气中 SO₂ 浓度、性能要求密切相关，脱硫系统的运行费用通常在 0.001~0.01 元/kWh，其中吸收剂费用通常占到全部费用的 45%以上，其次为电消耗，占全部费用的 30%以上，其他各项费用占比均较小。

8 标准实施建议

1) 烟气循环流化床法技术具有系统简单、灵活布置、系统运行稳定，设备维护量少，系统能耗低，操作简单，启停方便，自动化程度高，同步率高，脱 SO₂ 的同时，可同时高效脱除 SO₃、氮氧化物、HCl、HF、重金属 Hg 等多组分污染物，无废水排放，无需防腐，操作弹性大；符合国家“实施多种大气污染物综合控制”的环保要求。但目前烟气循环流化床法技术较多运用在中小机组烟气脱硫，建议根据技术的发展，逐步推广至 660MW 以上机组。

2) 脱硫副产物的利用仅靠用户及脱硫厂家来推广，力量单薄、推广难度大；建议国家能在政策上进行支持。