

梅州市大平龙伟砖厂有限公司
砖窑烟气脱硫项目

整
改
方
案

编制单位：梅州市大平龙伟砖厂有限公司

编制日期：二〇一八年七月五日

目 录

第一章	概 述	1
1.1	项目概况	4
1.2	设计依据	5
1.3	设计参数	5
1.4	设计指标	5
1.5	设计原则	6
1.6	设计范围	6
1.7	技术标准及规范	7
第二章	脱硫工艺概述	8
2.1	脱硫技术现状	8
2.2	工艺选择	10
2.3	本技术工艺的主要优点	17
2.4	物料消耗	18
第三章	脱硫工程内容	19
3.1	脱硫剂制备系统	19
3.2	烟气系统	20
3.3	SO ₂ 吸收系统	20
3.4	脱硫液循环和脱硫渣处理系统	23
3.5	消防及给水部分	25
3.6	浆液管道布置及配管	25
3.7	电气系统	25
3.8	工程主要设备投资估算及构筑物	25
第四章	项目实施及进度安排	26
4.1	项目实施条件	26
4.2	项目协作	26

4.3	项目实施进度安排·····	26
第五章	效益评估和投资收益·····	27
5.1	运行费用估算统·····	27
5.2	经济效益评估·····	27
5.3	环境效益及社会效益·····	27
第六章	结 论·····	28
6.1	主要技术经济指标总汇·····	28
6.2	结论·····	28
第七章	售后服务·····	29

第一章 概 述

1.1 项目概况

梅州市梅江区西阳镇大平龙伟砖厂有限公司成立于 2014 年 5 月 20 日。梅州市梅江区西阳镇大平龙伟砖厂有限公司位于梅州市梅江区西阳镇太平村，在各级领导的关心指导下和社会各界人士的帮助下企业得到跨越式发展，在企业发展的过程中企业领导对环保方面的问题也比较重视。但是企业本身缺乏环保方面的专业人才导致一些环保问题没有及时发现解决。

目前，我司已经邀请梅州长光环保工程有限公司技术人员对企业生产过程中的所有产污点进行排查。经踏勘调研，特设计如下方案。

废气污染方面

1、一号旧脱硫塔将喷淋水泵出水口管道开始进行重新连接，将脱硫塔内部的三层喷淋系统进行重新安装，包括管道和喷头都进行重新设计安装。在喷淋系统上方加装除雾器，防止脱硫塔的出气口带有大量的水汽排到环境中。

2、将二号脱硫塔主体全部拆除，只保留脱硫塔的基础，并将脱硫塔的基础在现有的基础上加大。重新设计脱硫塔的处理主体和管道系统。

3、从重新设计、安装的二号脱硫塔开始制作安装检修、检测楼梯方便日常设备维护和检测。并从二号脱硫塔的平台开始将检修、

检测步梯连接到一号脱硫塔。

1.2 设计依据

根据厂方提供的有关技术资料及要求为参考依据，并严格按照所有相关的设计规范与标准，编制本方案：

§ 《砖窑大气污染物排放标准》GB29620-2013；

§ 现场勘测及厂家提供砖窑生产实况数据；

§ 国家相关标准与规范；

1.3 设计参数

本工程的设计参数，主要依据招标文件中的具体参数，其具体参数见表 1-1。

表 1-1 烟气参数

序号	名称	单位	数值
1	进口烟气量	Nm ³ /h	120000
2	烟气温度	℃	≤80
3	烟气进口 SO ₂ 浓度	mg/Nm ³	750-1100
4	年运行时间	小时	8000

1.4 设计指标

设计指标严格按照国家统一标准治理标准和业主的砖窑工业数据的要求，设计参数下表 1-2。

表 1-2 设计指标

序号	项目	参数
1	SO ₂ 排放浓度	≤300 mg/Nm ³
2	NO _x 排放浓度	≤200 mg/Nm ³
3	颗粒物排放浓度	≤30 mg/Nm ³

1.5 设计原则

§ 认真贯彻执行国家关于环境保护的方针政策，严格遵守国家有关法规、规范和标准。

§ 选用先进可靠的脱硫技术工艺，确保脱硫效率高的前提下，强调系统的安全、稳定性能，并减少系统运行费用。

§ 充分结合厂方现有的客观条件，因地制宜，制定具有针对性的可行性技术方案。

§ 系统平面布置要求紧凑、合理、美观，实现功能分区，方便运行管理。

§ 设计采用钠钙双碱法脱硫工艺，该方法技术成熟、脱硫效率高、运行安全可靠、操作简便。

§ 采用烟气整合方式，吸收塔拟采用雾化喷淋塔，每套脱硫装置的烟气处理能力为砖窑 95%BMCR 工况时的烟气量；

§ 脱硫系统设置 100%烟气旁路，可以确保脱硫装置对现有砖窑生产不产生负面影响，提高系统的稳定性；

§ FGD 装置可利用率保证值为不小于 95%；

§ 烟气脱硫系统具有应付紧急停机的有效措施；

§ 烟气脱硫系统能适应砖窑的起动和停机，并能适应砖窑运行及其负荷的变动；

§ 烟气脱硫系统便于日常检查和正常维修、养护及进行年修。

1.6 设计范围

本设计范围包括烟气脱硫系统工艺、系统结构、电气等专业的设计，工程设计范围：从锅炉出口至烟囱进口前水平烟道接口之间的脱硫装置和相应配套的附属设施。包括：

§ 脱硫剂制备系统

§ 烟气净化洗涤系统

§ SO₂吸收系统

§ 脱硫液再生循环系统和脱硫渣处理系统

§ 电气控制系统

1.7 技术标准及规范

(1) 保护标准

GB29620-2013	《砖窑大气污染物排放标准》
GB3095-1996	《环境空气质量标准》（二级标准）
GB3096-93	《城市区域噪声标准》

(2) 材料

GB699-88	《优质玻璃钢结构技术条件》
GB710-88	《优质玻璃钢管道技术条件》
GB3087-82	《脱硫碳化硅高效喷头技术条件》

(3) 设备标准

JB1620-83	《纤维拉挤成型生产制造技术条件》
GB150-1998	《玻璃钢压力容器》
JB1615-83	《纤维和树脂生产技术条件》
GBJ17-91	《钢结构设计规范》

(4) 安装调试

GB50205-95	《钢结构施工及验收技术规范》
TJ231（一）-75	《机械设备安装工程施工及验收技术规范》
（一）	
TJ231（四）-75	《机械设备安装工程施工及验收技术规范》
（四）	
TJ231（五）-75	《机械设备安装工程施工及验收技术规范》
（五）	
TJ231（六）-75	《机械设备安装工程施工及验收技术规范》
（六）	
GB50221-95	《钢结构工程质量检验评定标准》
GBJ93-86	《工业自动化仪表工程施工及验收规范》
GBJ131-90	《自动化仪表安装工程的质量检验评定标准》
GBJ-235-82	《工业管道施工及验收标准》
GB50254-96	《电气装置安装工程低压电气施工和验收规范》

GB50217-94

《电力工程电缆设计规范》

GBJ232-82

《电气装置安装工程施工及验收规范》

第二章 脱硫工艺概述

2.1 脱硫技术现状

为了控制大气中二氧化硫，早在 19 世纪人类就开始进行有关的研究，但大规模开展脱硫技术的研究和应用是从二十世纪 50 年代开始的。经过多年研究目前已开发出 200 余种 SO₂ 控制技术。这些技术按脱硫工艺与燃烧的结合点可分为：①燃烧前脱硫(如洗煤，微生物脱硫)；②燃烧中脱硫(工业型煤固硫、炉内喷钙)；③燃烧后脱硫，即烟气脱硫(Flue Gas Desulfurization，简称 FGD)。FGD 是目前世界上唯一大规模商业化应用的脱硫方式，是控制酸雨和二氧化硫污染的最主要技术手段。

烟气脱硫技术主要利用各种碱性的吸收剂或吸附剂捕集烟气中的二氧化硫，将之转化为较为稳定且易机械分离的硫化物或单质硫，从而达到脱硫的目的。FGD 的方法按脱硫剂和脱硫产物含水量的多少可分为两类：①湿法，即采用液体吸收剂如水或碱性溶液(或浆液)等洗涤以除去二氧化硫。②干法，用粉状或粒状吸收剂、吸附剂或催化剂以除去二氧化硫。按脱硫产物是否回用可分为回收法和抛弃法。按照吸收二氧化硫后吸收剂的处理方式可分为再生法和非再生法(抛弃法)。

2.1.1 国外烟气脱硫现状

经过多年的发展，至今为止，国内上已有 2500 多套 FGD 装置，总能力已达 200,000MW (以电厂的发电能力计)，处理烟气量 700Mm³/h，一年可脱二氧化硫近 10Mt，这些装置的 90%集中国内燃煤企业。

尽管各国开发的 FGD 方法很多，但真正进行工业应用的方法仅是有限的十几种。其中湿式洗涤法(含抛弃法及石膏法)占总装置数的 73.4%，喷雾干燥法占总装置数的 17.7%，其它方法占 9.3%。美

国的 FGD 系统中，抛弃法占大多数。在湿法中，石灰/石灰石法占 90%以上。可见，湿式石灰/石灰石法在当今 FGD 系统中占主导地位。

尽管各国在 FGD 方面都取得了很大的进步，但运行费用相当惊人，而且各种方法均有其局限性，因此，至今许多研究者仍在不断研究开发更先进、更经济的 FGD 技术。

目前工业化的主要技术有：

①湿式石灰/石灰石—石膏法 该法用石灰或石灰石的浆液吸收烟气中的 SO_2 ，生成半水亚硫酸钙或再氧化成石膏。其技术成熟程度高，脱硫效率稳定，达 90%以上，是目前国内外的主要方法。

②喷雾干燥法 该法是采用石灰乳作为吸收剂喷入脱硫塔内，经脱硫及干燥后为粉状脱硫渣排出，属半干法脱硫，脱硫效率 85%左右，投资比湿式石灰石-石膏法低。目前主要应用在美国。

③吸收再生法 主要有氨法、氧化镁法、双碱法、W-L 法。脱硫效率可达 95%左右，技术较成熟。

④炉内喷钙—增湿活化脱硫法 该法是一种将粉状钙质脱硫剂(石灰石)直接喷入燃烧锅炉炉膛的脱硫技术，适用于中、低硫煤锅炉，脱硫效率约 85%。

2.1.2 国内烟气脱硫现状

我国废气脱硫技术早在 1950 年就在硫酸工业和有色冶金工业中进行，对电厂锅炉燃烧产生烟气二氧化硫的脱除技术在二十世纪 70 年代开始起步并在国家“六五”至“九五”期间有了长足的进步。先后有 60 多个高校、科研和生产单位对多种脱硫工艺进行了试验研究。

尽管我国对 FGD 系统的研究开始得很早，涉及的面也很宽，但大部分技术只停留在小试或中试阶段，远未达到大面积工业化应用的程度。而投入巨资引进的示范工程虽然设备先进、运行稳定，但投资巨大，运行费用也相当高。因此加快对国外先进技术的消化吸收，使其国产化、低成本化，是当前重要而艰巨的任务。下表列出了我国引进的部分 FGD 装置情况。最近十几年来，我国加大了 FGD

技术研究的投入，“八五”、“九五”期间不断有大课题立项支持这方面的研究，取得了可喜的成绩，其中，旋流板塔脱硫技术就是在这段时间研究、开发、发展起来的。

钠钙双碱法是为常用的脱硫方法之一，该法在国外（如日本、美国）已有大型化成功应用，在日本和美国至少有 1500 套双碱法脱硫装置，成功应用于电站和工业锅炉，较大规模的有美国 Central Illinois Public Service, Newtow 1#, 575MW。

2.2 工艺选择

目前国内外脱硫技术应用最广泛的是湿式石灰石—石膏法，但该技术工程投资大、运行成本高，设备和管路系统易磨损和堵塞。

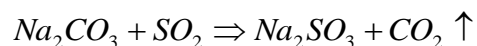
双碱法是用可溶性的碱性清液作为吸收剂吸收 SO_2 ，然后再用石灰乳或石灰对吸收液进行再生，由于在吸收和吸收液处理中，使用了不同类型的碱，故称为双碱法。钠钙双碱法是以碳酸钠或氢氧化钠溶液为第一碱吸收烟气中的 SO_2 ，然后再用石灰或熟石灰作为第二碱，处理吸收液，再生后的吸收液送回吸收塔循环使用。由于采用钠碱液作为吸收液，不存在结垢和浆料堵塞问题，且钠盐吸收速率比钙盐速率快，所需要的液气比低很多，可以节省动力消耗。

因此，本工程采用钠钙双碱法脱硫工艺。

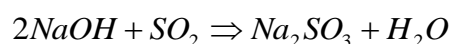
2.2.1 钠钙双碱法工艺反应原理

该法使用 Na_2CO_3 或 $NaOH$ 液吸收烟气中的 SO_2 ，生成 HSO_3^{2-} 、 SO_3^{2-} 与 SO_4^{2-} ，反应方程式如下：

一、脱硫过程



(1)



(2)



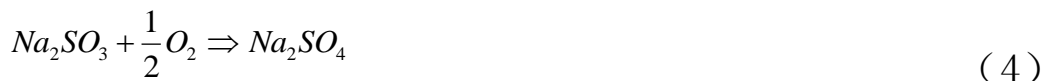
(3)

其中：式（1）为启动阶段 Na_2CO_3 溶液吸收 SO_2 的反应；

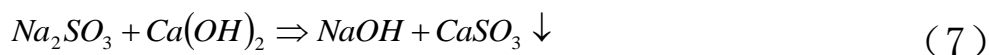
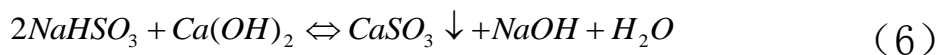
式（2）为再生液 pH 值较高时（高于 9 时），溶液吸收 SO_2 的主反应；

式（3）为溶液 pH 值较低（5~9）时的主反应。

二、氧化过程(副反应)



三、再生过程



式（6）为第一步反应再生反应，式（7）为再生至 pH>9 以后继续发生的主反应。

本工程选择钠钙双碱法为脱硫工艺，以石灰作为主脱硫剂，钠碱为助脱硫剂。由于在吸收过程中以钠碱为吸收液，脱硫系统不会出现结垢等问题，运行安全可靠。且由于钠碱吸收液和二氧化硫反应的速率比钙碱快很多，能在较小的液气比条件下，达到较高的二氧化硫脱除率。

2.2.2 低阻高效喷雾脱硫工艺

喷淋塔也成为喷雾塔，是在吸收塔内上部布置几层喷嘴，脱硫剂通过喷嘴喷出形成液雾，通过液滴与烟气的充分接触，来完成传质过程。空塔喷淋吸收塔主体为矩形塔体，塔体内配置有多个高效

喷嘴及高效除雾装置，浆液在吸收塔内通过高效雾化喷嘴雾化，雾化覆盖面积可达 200%，形成良好的气液接触反应界面，烟气进入塔内之后，在塔内匀速上升，与雾状喷液进行全面高效混合接触，脱除 SO₂ 等酸性气体。根据燃煤含硫量、脱硫效率等，一般在脱硫塔内布置几层喷嘴。喷嘴形式和喷淋压力对液滴直径有明显的影响。减少液滴直径，可以增加传质表面积，延长液滴在塔内的停留时间，两者对脱硫效率均起到积极的作用。液滴在塔内的停留时间与液滴直径、喷嘴出口速度和烟气流动方向有关。带雾点的烟气上升至高效除雾装置时，通过除雾装置的作用，气液进行接触二次吸收并同时得到有效分离，从而避免烟气夹带雾沫，最大限度地减少烟气带水现象。

空塔喷淋烟气洗涤技术是现在国际国内技术成熟，最为前沿流行的使用的空塔喷淋技术。

- 1、空塔喷淋是经过大型石灰石—石膏法演变而来的喷淋塔，具有很高的脱硫效率，最高时可达 95%；
- 2、可操作弹性大，对煤种变化适应性强，含硫率在 4% 以下可确保二氧化硫排放浓度，在砖窑工况 110% 以下均能正常等等；
- 3、系统阻力小，运行费用低，仅为大型湿法的十分之一；
- 4、采用成熟的除雾技术，烟气含湿量确保符合要求；
- 5、不存在堵塞问题；
- 6、设备利用率高，保证与锅炉同步运行达 100% 以上；
- 7、空塔投资与其它塔形相差无几；

8、运行操作简便，维护方便，稳定性是其它塔形的三到五倍。

除雾器可安装在吸收塔上部，用以分离净烟气夹带的雾滴。除雾器出口烟气湿度不大于 $75\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，分为两级布置在脱硫塔上部，设置两级四通道平板式除雾器，一层粗除雾，一层精除雾。

除雾器型式能够保证其具有较高的可利用性和良好的去除液滴效果，且保证脱硫后的烟气以一定流速均匀通过除雾器，防止发生二次携带，堵塞除雾器。

除雾器系统的设计考虑了 FGD 装置入口的飞灰浓度的影响。该系统还包括去除除雾器沉积物的冲洗和排水系统，运行时根据给定或可变化的程序，既可进行自动冲洗，也可进行人工冲洗。设计了合理的冲洗时间和冲洗水量，既能冲洗干净除雾器，又防止生成二次携带。

位于下面的第一级除雾器是一个大液滴分离器，叶片间隙稍大，用来分离上升烟气所携带的较大液滴。上方的第二级除雾器是一个细液滴分离器，叶片距离较小，用来分离上升烟气中的微小浆液液滴和除雾器冲洗水滴。烟气流经除雾器时，液滴由于惯性作用，留在挡板上。由于被滞留的液滴也含有固态物，因此存在挡板上结垢的危险，同时为保证烟气通过除雾器时产生的压降不超过设定值，需定期进行在线清洗。为此，设置了定期运行的清洁设备，包括喷嘴系统。冲洗介质为工业水。

一级除雾器的上下面和二级除雾器的下面设有冲洗喷嘴，正常运行时下层除雾器的底面和顶面，上层除雾器的底面自动按程序轮流清洗各区域。除雾器每层冲洗可根据烟气负荷、除雾器两端的压差自动调节冲洗的频率。

冲洗水由除雾器冲洗水泵提供，冲洗水还用于补充吸收塔中的水分蒸发损失。

2.2.3 脱硫系统组成

整个工艺由五大部分组成：

(1) 脱硫剂制备系统

由成品石灰（粒径小于 10mm（100%）的粉状石灰）运至厂里后手工加入石灰消化池进行消化，消化后的石灰浆液自流至再生池中进行脱硫液再生反应。

钠碱由运输车给料至钠碱池，在池中与工艺水进行混合直至达到所需的浓度，自流到再生池。

(2) 烟气系统

热烟气自锅炉出来后进入吸收塔，向上流动穿过喷淋层，在此烟气被冷却到饱和温度，烟气中的 SO_2 等污染物被脱硫液吸收。经过喷淋洗涤后的饱和烟气，经除雾器除去水雾后，通过烟道经引风机进入烟囱排空。

从砖窑烟气出口至脱硫塔进口段的连接烟道采用 A3 钢板内衬高温玻璃钢制作，并根据需要设置膨胀节。连接烟道上设有挡板系统，以便于烟气脱硫系统事故时旁路运行。挡板采用手动抽板阀门，包括 1 个入口挡板、1 个旁路挡板和 1 个脱硫装置出口挡板。在正常运行时，入口挡板和出口挡板开启，旁路挡板关闭。在故障情况下，开启烟气旁路挡板，关闭入口挡板和出口挡板，烟气通过旁路烟道绕过烟气脱硫系统直接排到烟囱。

(3) SO_2 吸收系统

在吸收塔内，脱硫液中的氢氧化钠与从烟气中捕获的 SO_2 、 SO_3 、 HF 、 HCl 等发生化学反应，生成亚硫酸钠和亚硫酸氢钠等物质。脱硫后的净烟气通过除雾器除去气流中夹带的雾滴后排出吸收塔。

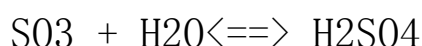
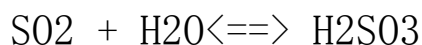
采用喷淋塔作为吸收塔，喷淋塔是目前中小型锅炉脱硫装置中应用较为广泛的脱硫塔，其具有气液流通量大、压降低、操作弹性

宽、不易堵、效率稳定等优点。

吸收塔脱硫主要反应原理如下：

a) 吸收

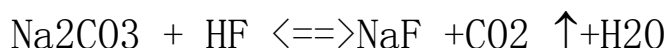
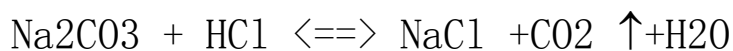
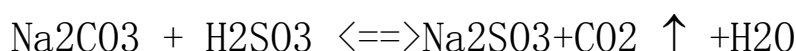
在吸收塔中，烟气中的 SO₂ 和 SO₃ 按照以下反应式被溶液中的水吸收：



b) 中和反应

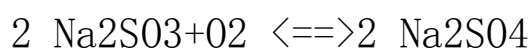
H₂SO₃ 和 H₂SO₄ 必须很快被中和以保证有效的 SO₂ 和 SO₃ 吸收。

H₂SO₃、H₂SO₄、HCl 和 HF 与悬浮液中碱按以下反应式发生反应：



c) 副反应

烟气中所含的氧量将把脱硫反应中生成的亚硫酸钠 (Na₂SO₃) 氧化成硫酸钠 (Na₂SO₄)：



(4) 脱硫液循环系统与脱硫渣处理系统

泵前池的脱硫液通过循环水泵泵送到脱硫塔内与烟气接触反应后，从脱硫装置底部排出，排出的含有 CaSO₄、CaSO₃ 及少量粉尘渣（大部分烟尘在原除尘器中除去）的混合渣浆液体进入再生池、沉淀池，与从石灰浆液池过来的石灰浆液发生再生反应，并进行脱硫

副产物的沉淀，上清液流经泵前池，经沉淀后的池底渣浆由人工清出，滤液返流回泵前池，由循环水泵抽送到脱硫装置进行脱硫循环利用。

(5) 电气控制系统

① 供电方式

系统内的动力设备为分散式布置，均为三相电源供电，厂内民用动力和民用照明为单路三相电源供电分配使用，设计处理系统供电采用放射式供电方式，优点是安全可靠。

② 接地系统

处理系统低压配电系统接地接零保护采用 TN--C--S 系统，所有电气设备金属外壳均需可靠接地和接零，民用动力、照明接地接零保护采用 TT 系统。

③ 低压配电位置的确定

设计要求低压配电位置尽可能靠近负荷中心，由于区内大功率用电设备主要为循环泵、渣浆泵等，其它动力及照明负荷较小，故在泵房内设一电控室，安装电源总柜、动力柜和仪表柜等。

④ 动力设备起动和控制方式

§ 所有动力设备均设有欠压、短路和过载保护，电源总柜设过流保护。

§ 民用动力和民用照明设有短路、过载和漏电保护。

§ 动力电缆采用铠装电缆沿电缆沟暗敷设，无电缆沟地方软电缆和信号电缆均采用穿钢管埋地暗敷设，电缆沟支架均可靠接地，形成接地网。

脱硫系统内所有设备间电缆的设计、供货由供方负责。供货及岛外部分（分界点为脱硫岛外 1 米）的敷设由业主方负责。

脱硫岛采用手动控制。

本工程系统涉及的所有规范、标准或材料规格（包括一切有效的补充或附录）均为最新版本，即以合同生效之日作为采用最新版本的截止日期。

对脱硫系统及其辅助系统进行启/停控制、正常运行的监视和调整以及异常与事故工况的报警。工艺系统和仪表、控制设备的设计、供货能够满足上述要求。

本系统供电电源均采用 380V，50HZ 交流电源，配电柜和动力控制柜根据用电负荷由设计院负责设计。

2.3 本技术工艺的主要优点

- 工艺先进，技术指标完全能满足环保要求和厂家要求；
- 采用特制进口高效、防腐、耐磨喷头，喷雾液滴 800~1200 μm ，具有极大的比表面积，同时又不易引起二次夹带；
- 脱硫效果好，脱硫效率达 65%~95%，脱硫塔烟所出口浓度不高于 130mg/m³；
- 投资省、运行费用低，具有良好的经济性；
- 防结垢、防堵性能好，运行稳定，安全性能高；
- 防腐性能好，使用寿命长（主体设备在 10 年以上）；
- 阻力小，压降低（湿法脱硫系统小于 1000Pa）；
- 操作弹性宽，运行管理方便，系统简便，投资省；
- 可确保风机安全可靠长期运行。

2.4 物料消耗

(1) 石灰消耗量

石灰消耗量：90%纯度生石灰一小时用量 126.5kg。

实际石灰的投加量随石灰纯度、燃气含硫量和脱硫率的变化而变化。

(2) 钠碱消耗量

理论上，采用双碱法第一碱（碳酸钠或氢氧化钠）无需增加，但在吸收液在循环吸收过程中蒸发随烟气带走、随脱硫渣带走及部分排放。按以往工程运行的实际情况，本工程的钠碱的消耗量为 13.1kg/天(以 100%氢氧化钠计)。

(3) 用电量

电耗初步估算表

项 目	型号 (见设 备表)	数量	装机容量 (kW)	实用功 率(kW)	备注
脱硫液循环泵		4	30	7.5	一开 三备
化灰池搅拌器		1	1.5	1.5	
再生池搅拌器		1	1.5	1.5	
除雾器冲洗水泵		2	11	5.5	一用 一备
其它		1	5.0		
小计			49	16	

电源采用 380V, 50HZ 交流电。

(4) 用水量

耗水量主要由三部分，即蒸发随烟气带走、随脱硫渣带走及部分排放，24H 耗水量约为 4~5m³/h。

(5) 副产物和脱硫渣量产生量

脱硫的产物主要是亚硫酸钙和硫酸钙，灰水中除了烟气中吸收下来的尘以外，主要是亚硫酸钙、硫酸钙及少量未反应的脱硫剂。

经计算，经二氧化硫脱除量约为 130.1kg/h，终产物含水量约为 30%，则排放量约为 500kg/h，年排放量为 4000 吨。由于受实际燃气含硫量，实际脱硫率等因素的影响，实际产渣量将有很大变化。

(6) 废水排放

脱硫液为循环用水，基本不外排，但为了保持氯离子的平衡，需排放 3~5 立方米的废水，这部分废水经处理后纳入废水中和槽中和达到相应的污水排放标准后排放。

第三章 脱硫工程内容

3.1 脱硫剂制备系统

脱硫剂制备系统主要包括：石灰消化池、钠碱罐、搅拌器及相应的阀门、管道及管件等。

(1) 石灰消化池

浆液制备系统配置一个石灰浆液池，浆液池有效容积为 1 台（公用工程全部按两台锅炉考虑）锅炉机组在最大工况下运行 3 小时的石灰浆液消耗量，石灰消化池容积为 3m³。其基本尺寸：Φ 1.4×2.0，采用钢砼结构，半地下式布置，池内设有搅拌器（其功率为 1.5Kw、浆叶采用 SUS316L 制作），化灰用水为工艺用水。

(2) 钠碱池

钠碱池的有效容积为 5m^3 ，用以将钠碱液送入再生池中。

(3) 阀门、管道及管件

阀门、管道及管件均采用玻璃钢材质。

3.2 烟气系统

烟气系统包括烟道、膨胀节及电动挡板。

从窑炉出口至脱硫塔进口段的连接烟道采用 A3 钢板耐高温玻璃钢制作，并根据需要设置膨胀节。连接烟道上设有挡板系统，以便于烟气脱硫系统事故时旁路运行。挡板采用手动插板阀，包括 1 个入口挡板、1 个旁路挡板和 1 个脱硫装置出口挡板。本烟气系统可实现 100% 烟气旁路。以满足脱硫塔内检修与维护的需要从而保证锅炉的正常稳定的运行。

3.3 SO_2 吸收系统

SO_2 吸收系统主要由脱硫主塔、连接烟道（副塔）、喷淋层、组合式除雾器、预埋件及外部钢结构、冲洗系统组成。

(1) 脱硫塔

脱硫塔是系统的核心，脱硫塔的材质是本脱硫工程能否长期稳定运行的关键，按照要求，脱硫塔体材质采用优质纤维+玻璃钢材料制作。按国家相应的规范执行。

§ 吸收塔采用空塔喷淋结构（根据脱硫率的需要设置 4 层高效雾化喷淋层）。

§ 吸收塔选用的优质纤维+玻璃钢材质，能承受烟气飞灰和脱硫工艺固体悬浮物的磨损。所有部件包括塔体和内部结构设计均考虑防腐要求。

§ 吸收塔设计能防止液体泄漏。塔体上的人孔、通道、连接管道等在壳体穿孔的地方进行密封，防止泄漏。

§ 吸收塔壳体设计能承受各种荷载，包括吸收塔及作用在吸收塔上的设备和管道的自重、介质重、保温重，以及风载、雪载、地震荷载等。

§ 吸收塔底面能完全排空浆液。

§ 塔的整体设计方便塔内部件的检修和维护，吸收塔内部的导流板、喷淋系统和支撑等不易堆积污物和结垢。

§ 吸收塔烟道入口段的设计考虑防止烟气倒流和固体物堆积。

§ 吸收塔配备足够数量和大小合适的人孔门，在附近设置走道和平台。

§ 喷淋系统的设计能合理分布要求的喷淋量，使烟气流向均匀，并确保吸收浆液与烟气充分接触和反应。

§ 所有喷咀能避免快速磨损、结垢和堵塞。喷咀的磨损寿命至少为 2 年。

§ 喷咀与管道的设计便于检修，冲洗和更换，可实现不停窑检修。

(2) 连接烟道

连接烟道是指从脱硫塔主塔出口至风机进口段。连接烟道采用

优质玻璃钢管道。其要求按国家相应的规范执行。

(3) 喷淋层

在本脱硫系统中，为了达到良好的吸收效果，吸收塔设计成逆流式喷淋塔，设置 2 层的喷淋层，每层喷淋层由若干个高效雾化实心喷嘴组成，而每层喷嘴自成体系统，可单独开启与关闭。吸收液由喷嘴喷出，喷嘴均匀布置塔内横截面上，喷射出来的成实心锥型的浆液可以覆盖整个横截面，在满足吸收 SO_2 所需的比表面积的同时，该技术把喷淋造成的压力损失减少到最小。传质吸收时间为 2-3 秒。

喷嘴是本净化装置最关键的部件，它具有以下特点：

- ① 国内雾化喷嘴由于受到国内加工工艺、材料的限制，根本无法与进口的相比拟，为提高脱硫液的雾化程度及雾化的均匀性，我公司引进原装碳化硅高效雾化喷嘴。
- ② 原装高效雾化喷嘴雾化程度好，雾化粒径小，脱硫剂的比表面积大，再加上喷嘴的科学合理布置，使得在预处理区形成无漏洞、重叠少的吸收液雾化区段，与国内技术相比成百、上千倍地提高了烟气与脱硫液接触机会，同时喷液可大幅减少，由此带来烟气温降小，由于烟气温度高、气液接触面积大， SO_2 与脱硫剂之间反应剧烈、反应速度快，这是保证脱硫效率高的一个主要因素，也给烟尘的成球提供了良好的条件。
- ③ 喷嘴内液体流道大而畅通，具有良好的防堵性能；采用特

种碳化硅材料制作，具有很好的防腐耐磨性能。喷嘴体积小，安装清洗方便。

喷淋层主要由井型分配管、雾化喷嘴、套管、阀门，喷雾连接管。

(4) 组合式除雾装置

平板折流式除雾器，两级四通道，确保除雾效果。这里不再描述。

(5) 冲洗系统

由于本脱硫工艺采用双碱法工艺，理论上除雾器、喷头及管道不存在结垢问题，但实际运行过程中除雾器、脱硫塔底部及部分管道均有沉积物与结垢现象的存在，故本工程在这些地方均设有冲洗装置，冲洗水为工艺用水。可以定期冲洗除雾器、脱硫塔底部等部位因长期运行中可能产生的死角结灰，解决了除雾器无需停窑清灰的问题。

冲洗系统用水为业主方的供水压力为 0.3MPa 的工艺水，由单独设置的除雾器冲洗水泵。

3.4 脱硫液循环和脱硫渣处理系统

(1) 脱硫液循环系统

1 循环泵

循环泵选用防腐耐磨性能优良的高分子量衬塑泵，

型号为：80FSB-30L

流量：30m³/h，扬程：24m，功率：7.5kw

数量为：4 台（一用三备）。

泵吸入口配备了滤网，以便泵及系统的堵塞。

2 搅拌器

统设置两台搅拌器(功率为 1.5kw)，其为全金属结构，接触被搅拌流体的搅拌器部件，选用适应被搅拌流体特性的材料，并具有耐磨损和腐蚀的性能。

循环浆池搅拌器的设计和布置考虑了氧化空气的最佳分布。

3 循环池

循环池采用现浇整体钢砼结构

循环池的有效容积：20 立方米。

循环池地下布置，设计标高 0.200 m。

循环池分成三个区，氧化区、再生区及循环区。

4 沉淀池

循环池采用现浇整体钢砼结构

循环池的有效容积：40 立方米。

循环池地下布置，设计标高 0.200 m。

5 再生池

循环池采用现浇整体钢砼结构

循环池的有效容积：20 立方米。

循环池地下布置，设计标高 0.200 m。

再生池配有搅拌器

(2) 脱硫渣处理系统

渣水分离系统由人工清理。

3.5 消防及给水部分

本工程消防及给排水系统由业主负责。

(1) 消防

电厂消防主要设计原则为化学灭火器与水消防相结合的消防方式。

室外采用消火栓灭火，室内使用化学灭火器。

设计消防用水水源取自电厂现有给水管网，采用 DN150 镀锌管引接消防水源至设计消火栓消防系统，通过 DN100 镀锌管直接供室外消火栓用水。

(2) 给排水

脱硫装置场地、吸收剂制备系统场地的雨水经排水沟、雨水口、检查井等收集后排至电厂现有排水点排走。

3.6 浆液管道布置及配管

管道布置以平直和就近为总原则。

由于脱硫吸收液的特性，工程上浆管道材质一般工程塑料管、玻璃钢管、碳化硅管三种。

3.7 电气系统

采用人工手动控制。

3.8 工程主要设备投资估算及构筑物

(1) 工程主要设备投资估算（见表 3-1）

第四章 项目实施及进度安排

4.1 项目实施条件

本烟气脱硫系统的共用部分在工程中同时实施。脱硫装置的外部条件，如施工场地、施工所需水、电、气、交通运输由厂方有关部门提供；运行所需的吸收剂、水、电、副产品的处置等公司统筹落实。

4.2 项目协作

本项目在进入实施阶段时，根据不同工种将在国内选择优秀的合作伙伴，确保工程各个环节的先进性、合理性和经济性。

4.3 项目实施进度安排

项目实施时间安排如下表：

项目实施时间表（一套施工）

阶段	时间
设计阶段	1~2 周
主体设备施工阶段（不含基础）	2~3 周
调试阶段	1~2 周

第五章 效益评估和投资收益

5.1 运行费用估算

运行费用主要有：电费、水费、人工费、药剂费等。

(1) 电耗

电费的支出项目为脱硫液循环泵等的耗电，初步估计值见表 5-1。按电费 0.45 元/kWh，年运行 8000 小时计。电费共 5.76 万元。电源采用 380V, 50HZ 交流电。

(2) 水费及人工费

系统需定期补充水，本设计中用冲渣循环水等进行补充，因此，水费支出可以忽略不计；本脱硫系统由于运行、维护管理简便，安排人进行日常管理、维护，年费用为 20000 元。

(3) 药剂费

表 5-2 药剂用量和费用初步估算表

项 目	用量	单价	年药剂费用
石灰	0.126(t/h)	200(元/吨)	20.16 万元
钠 碱	13.01 (kg/天)	1800(元/吨)	0.78 万元(有废碱液此项费用可省)

(4) 运行费合计

该脱硫系统全年(按 8000 小时计)总运行费用为 26.7 万元。

5.2 经济效益评估

本项目脱硫年脱除量为 1040.4 吨，每年可少交 SO₂ 排污费 66.0 万元。

5.3 环境效益及社会效益

随着工业化的发展，环境污染问题已经严重威胁着人类自身的生存环境，制约了国民经济的可持续发展，因此近年来国家对环保政策和环保投入都在不断地加大力度，国民的环保意识也在不断提高。加强环境保护是 21 世纪全球化的任务，也是每一个公民应尽的

责任与义务。

实施本计划提出的综合防治措施和治理项目后，可实现二氧化硫排放总量比以往减少 90%、酸雨污染有所减轻，大气污染状况得到较好改善。

本项目有着相当的环境、经济价值，对提高居民的生活质量、改善地区的投资环境和促进人民的安定团结都有着积极的意义。

因此，该项目的实施具有良好的环境效益和社会效益。

第六章 结 论

6.1 主要技术经济指标(见表 6-1)

表 6-1 主要技术经济指标汇总表

序号	项 目	指 标	备注
1	处理烟气量	$\geq 120000\text{Nm}^3/\text{h}$	
2	SO ₂ 排放浓度	$\leq 200\text{mg}/\text{m}^3$	
3	系统阻力	$\leq 1000\text{Pa}$	
4	机组年运行时间	$\geq 8000\text{h}$	
5	可利用率	$\geq 95\%$	
6	脱硫塔主体设备使用寿命	≥ 10 年	
7	脱硫系统出口烟气温 度	$\geq 55^\circ\text{C}$	
8	循环液气比	1.5~2.0	

6.2 结论

1) 本脱硫工程技术先进，安全可靠，投资少，运行费用低，不产生二次污染，适合电厂实际情况，项目实施期间不影响窑炉安全

生产运行，项目实施后可以保证企业的可持续发展。

2) 本项目实施后，每年减少二氧化硫排放总量 1040.4 吨，极大改善了周边地区的环境质量，具有良好的经济、环境效益和社会效益。

第七章 售后服务

本公司对承接的“三废”治理工程，本着以先进的技术设计和优良的质量为原则。对所承接的治理工程，作如下承诺：

- ◇ 保证技术、工艺设计的先进性、可行性和合理性。
- ◇ 保证系统运行的稳定性和耐用性。
- ◇ 保证工程的技术指标和施工质量。
- ◇ 为用户制订切实可行的操作规程。
- ◇ 负责操作工的技术培训。
- ◇ 以优惠价格长期、及时提供各种备件，并予以技术指导。
- ◇ 接到需方反映的质量问题信息后，在 24 小时之内作出答复，并根据需要及时派出技术人员到达现场。
- ◇ 主体设备保修一年，设专人上门服务，技术问题终身回访。
- ◇ 对本项目工程设备实行不定期回访，并负责终身跟踪服务。