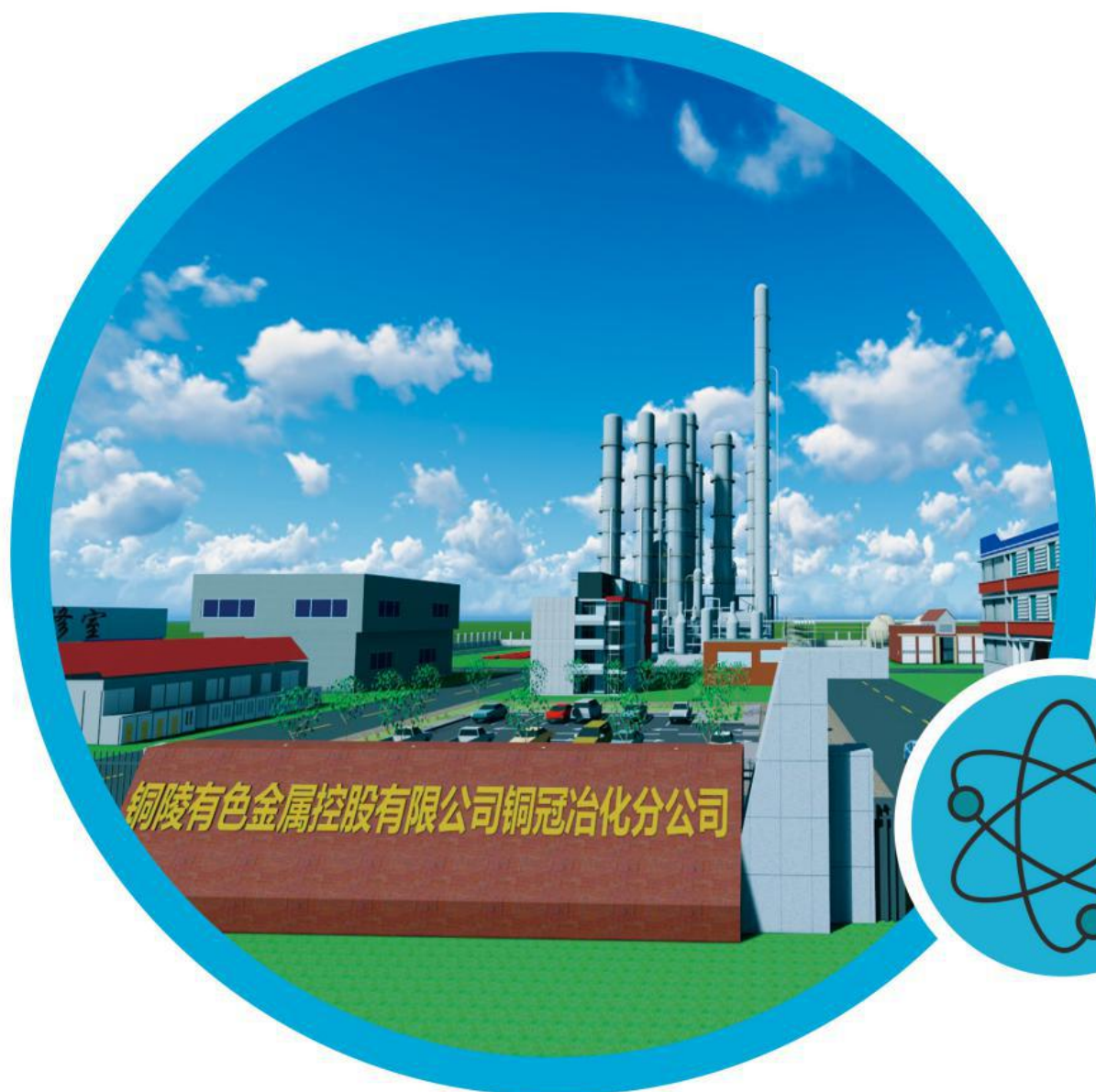




合肥工业大学

2017年“东华科技——陕鼓杯”
第十一届全国大学生化工设计大赛



铜冠冶化年产15万吨液体二氧化硫项目
可行性研究报告

合肥工业大学（宣城校区）·化石脉动团队



2017 年“东华科技-陕鼓杯”

第十一届全国大学生化工设计竞赛

铜冠冶化

15 千吨液体二氧化硫项目

可行性研究报告

团队名称：合肥工业大学（宣城校区）化石脉动团队

指导老师：姚运金、杨则恒、崔鹏、徐超、姚鑫

团队成员：周立钊、梅操、周存慧、李亚、张毅斐

完成时间：2017 年 7 月



目录

第一章 项目总论.....	2
1.1 项目概述.....	2
1.1.1 项目名称、承办单位、企业性质及概况.....	2
1.1.2 项目背景、目的及意义.....	2
1.1.3 编制依据、原则.....	3
1.1.4 研究范围.....	4
1.2 研究结论.....	4
1.2.1 研究简要综合结论.....	4
1.2.2 存在的主要问题及建议.....	6
第二章 脱硫市场预测分析.....	7
2.1 脱硫工艺现状分析.....	7
2.2 脱硫工艺现存问题总结.....	7
2.3 脱硫工艺发展的趋势.....	8
2.4 总结.....	9
第三章 建设规模和产品方案.....	11
3.1 发展规划、产业政策和行业准入分析.....	11
3.1.1 发展规划符合性分析.....	11
3.1.2 产业政策符合性分析.....	11
3.1.3 行业准入符合性分析.....	12
3.1.4 所在地或园区发展规划符合性分析.....	12
3.2 产品方案.....	13
3.2.1 产品方案比选.....	13
3.2.2 产品方案.....	18
3.3 建设规模.....	19
3.3.1 废气来源.....	19
3.3.2 下游市场需求.....	20



3.3.3 建设规模比选.....	20
3.3.4 生产规模确定.....	21
第四章 工艺技术方案.....	22
4.1 工艺技术方案的选择.....	22
4.1.1 工艺技术方案.....	22
4.2 工艺路线分析.....	25
4.3 工艺流程.....	25
4.3.1 前处理工段.....	25
4.3.2 吸收工段.....	27
4.3.3 解吸工段.....	29
4.3.4 后处理工段.....	30
第五章 原材料、辅助材料、燃料.....	31
5.1 废气来源及其成分含量.....	31
5.2 原料需求清单及来源.....	32
5.3 废气供应.....	32
5.4 辅助原料供应.....	33
5.4.1 MDEA 的供应.....	33
5.4.1 浓硫酸的供应.....	33
5.4.2 氢氧化钠的供应.....	33
5.5 燃料供应.....	33
第六章 公用工程需求表.....	34
6.1 主要公用工程一览表.....	34
6.2 主要公用工程来源.....	34
6.2.1 水的来源.....	35
6.2.2 电的来源.....	35
6.2.3 供热系统.....	35
6.2.4 蒸汽来源.....	35
6.2.5 冷剂来源.....	36



第七章 环境项目.....	37
7.1 厂址环境现状.....	37
7.2 法规及标准.....	38
7.3 三废排放与治理措施.....	39
7.3.1 废水.....	39
7.3.2 废气.....	40
7.3.3 固体废物.....	40
7.3.4 三废排放表.....	41
7.3.5 噪声.....	42
7.4 厂区绿化.....	43
第八章 经济效益分析.....	44
8.1 经济效益分析编制依据.....	44
8.2 成本和费用估算.....	44
8.2.1 概述.....	44
8.2.2 估算依据和说明.....	44
8.2.3 产品总成本费用估算.....	45
8.3 销售收入和税金估算.....	46
8.3.1 产品销售收入估算.....	46
8.3.2 税金估算.....	46
8.4 税后利润.....	48
8.5 投资回收期.....	48
8.6 项目财务内部收益率 (IRR)	48
8.7 财务净现值 (FNPV)	53
8.8 权益投资内部收益率 (FIRR)	55
8.9 借款偿还期.....	57
8.10 不确定性分析.....	57
8.10.1 盈亏平衡分析.....	57
8.10.2 敏感性分析.....	59



第九章 投资估算.....	63
9.1 建设投资估算.....	63
9.1.1 建设投资估算依据.....	63
9.1.2 建设投资估算方法.....	63
9.1.3 建设投资估算表.....	64
9.2 建设期利息估算.....	65
9.3 流动资金估算.....	65
9.4 项目总投资估算.....	67



概述

1、铜冠冶化 15 千吨液体二氧化硫项目的可行性研究报告按照中石化联产发[2012]115 号《化工投资项目可行性研究报告编制办法》（2012 年修订版）的规定编制完成。

2、编制过程中坚持“客观、公正、科学、可靠”的原则，对项目的市场需求、建设规划、技术方案及水平、经济效益、社会效益、环境效益和各种风险等进行了充分调查和论证，真实、全面地反映项目的有利和不利因素，提出可供选择的建议。

3、根据厂址条件，对项目所需水、电、蒸汽、人力、资金、原辅材料来源及质量进行测算与落实。

4、对产品方案、技术路线、资金来源等进行多方案的比较选择，最终提出技术上先进、可靠、经济上合理、环保措施完善的推荐方案。

5、结合当地的政策、法规，按照有关部门的编制要求，对建设项目做出客观的技术经济评价，对项目中尚未解决的问题，如实提出建设性的意见和建议。

6、选用的工艺、设备、自控方案要先进、可靠、成熟、“三废”排放少，做到低能耗、低污染、低成本。

7、本可行性研究报告中的财务分析，按照国家有关《投资项目经济评价方法》的规定和行业有关规定进行编制。

8、本可行性研究报告中的投资估算，按照行业有关《投资项目可行性研究报告投资估算编制办法》的规定编制



第一章 项目总论

1.1 项目概述

1.1.1 项目名称、承办单位、企业性质及概况

1、项目名称：铜陵有色金属铜冠冶化分公司烟道气脱硫及年产 15 千吨液体二氧化硫项目

2、承办单位：安徽铜陵有色金属集团控股有限公司铜冠冶化分公司

3、企业性质：国有企业

4、企业概况：本项目是为安徽铜陵有色金属集团控股有限公司铜冠冶化分公司（以下称“铜冠冶化”）800kt/a 硫铁矿制酸项目而设计。该项目包含并现已建成年产 80 万吨硫酸、120 万吨铁球团两大主体项目。铁球团烧结过程会产生大量含硫烟气，本项目的主要目的是对该厂铁球团烧结废气进行深度脱硫处理并产出副产品高纯度液体二氧化硫。

1.1.2 项目背景、目的及意义

1.1.2.1 项目背景

随着我国经济最近几年的快速发展，二氧化硫排放量居世界首位，已连续多年超过 2000 万吨，其中火电厂排放二氧化硫接近总量的 50%，两控区二氧化硫排放量占总量的 60%。我国酸雨和二氧化硫污染严重，酸雨面积已经占国土面积的 30%，酸雨和二氧化硫污染造成经济损失每年在 1000 亿元以上。

1.1.2.2 项目目的

针对工业尾气进行深度脱硫以减少二氧化硫的排放，并对二氧化硫进行资源化利用

1.1.2.3 项目意义



不仅能减少环境的污染,而且能够对二氧化硫进行资源化利用制得液态二氧化硫,得到更高的附加值。

1.1.3 编制依据、原则

1.1.3.1 编制依据

《2017 年“东华科技—陕鼓杯”第十一届全国大学生化工竞赛设计任务书》

《化工建设项目可行性研究报告内容和深度的规定》(2005 年)

《有色金属工业发展规划(2016-2020 年)》

《产业结构调整指导目录(2015 年本)》(修正)

《化工投资项目可研报告编制办法》(中石化联产发[2012]115 号)

《中华人民共和国环境保护法》

《中华人民共和国劳动安全法》等相关的国家法律、法规;

1.1.3.2 编制原则

在该对铁球团烧结废气深度脱硫项目可行性研究中,从节约资源和保护环境的角度出发,遵循“创新、先进、可靠、实用、效益”的指导方针,严格按照技术先进、低能耗、低污染、控制投资的要求,确保该项目技术先进、质量优良、保证进度、节省投资、提高效益,充分利用成熟、先进经验,实现降低成本、提高经济效益的目标。本项目可行性研究报告具体编制遵循下述原则:

力求全面、客观地反映实际情况,采用先进适用的生产工艺技术,以经济效益为中心,节约资源提高资源利用率,做好节能减排,在采用先进适用技术的同时,做好投资费用的控制工作。以求实科学的态度进行细致的论证和比较,为投资决策提供可靠的依据。

认真贯彻落实国家产业政策和企业节能设计规范,努力做到合理利用能源和节约能源。深入进行市场调查,紧密跟踪产品市场走势,采用先进工艺和高效设



备，加强计量管理，提高装置自动化控制水平，确保项目具有良好的经济效益和发展前景。

结合项目建设所在地现状，充分发挥主厂现有公用工程的潜能，本着节省投资的原则，最大限度利用现有公用工程设施。

根据建设单位和所在地区的实际情况，合理制定产品方案及工艺路线，设计上充分体现设备的技术先进，操作安全稳妥，坚持投资经济适度的原则。

根据铜陵有色循环经济工业园的地理位置、地形、地势、气象、交通运输等条件及安全、保护环境、节约用地原则进行布置；同时遵循国家安全、消防等有关规范，做到工艺流程顺直，物料管线短捷，公用工程设施集中布置，尽量靠近负荷中心，降低能耗节省投资。

认真贯彻执行国家建设项目有关消防、安全、卫生、劳动保护和环境保护管理规定、规范，本着“三同时”原则，设计上充分考虑生产设施在上述各方面投资，使得环境保护、安全生产及消防工作贯穿于项目的全过程。

在总体布局中，力求做到功能分区明确、生产流程顺、交通组织合理，环境保护良好，空间处理协调，厂容厂貌整洁，有利于生产管理和工程分区建设。

1.1.4 研究范围

根据项目总体规划，研究的工作范围包括：项目市场分析与预测、工艺路线及设备选择、材料供应情况、厂址选择、项目环境保护与劳动安全以及项目经济效益、社会效益分析。在研究的基础上对项目的建设做出评价结论，为审批该项目提供决策依据。

1.2 研究结论

1.2.1 研究简要综合结论

经过对该项目进行投资估算和财务评价，全厂的综合经济技术指标见表 1-1 所示。



表 1-1 主要经济技术指标

序号	项目名称	单位	数量
一	脱硫量	万立方米/年	6.4
二	生产规模	万吨/年	1.5
三	产品方案		
1	液体二氧化硫	万吨/年	1.5
四	年工作日	天	300
五	主要原、辅料用量		
1	烟道气	万立方米/年	6.4
2	MDEA	吨/年	5.7
3	浓硫酸	万吨/年	10.7
4	氢氧化钠	万吨/年	1.6
5	工艺软水	万吨/年	5.7
六	公用动力消耗		
1	电	kW/h	4018181
2	25℃冷却水	万吨/年	3115.0
3	液氮	万吨/年	6.0
6	125℃低压蒸汽	万吨/年	23.8
9	天然气	万吨/年	4.8×10^6
10	仪表空气	Nm ³ /年	1.62×10^5
六	三废排放		
1	废水	万 m ³ /年	14.961
2	废气	万 m ³ /年	0
3	废固	万吨/年	0.607
七	项目定员	人	65
八	总占地面积	m ²	40000



1	建筑占地面积	m ²	11774
2	道路占地面积	m ²	11120
3	绿化面积	m ²	6097
九	项目总投资	万元	19630
1	建设投资	万元	3154.84
2	流动资金	万元	2453.79
十	年总销售收入	万元	2994.57
十一	年总成本	万元	21815.89
十二	年利润总额	万元	-18857.02
十三	年销售税金及附加	万元	35.7
十四	年所得税	万元	0

1.2.2 存在的主要问题及建议

1、本项目采用填料塔设备，能耗及设备投资均可降低，但存在一定的工程风险，应在项目中添加安全控制系统，严谨对待潜在风险，防止危险事故发生。

2、本设计工艺及一些先进技术尚未大规模工业化应用，因此技术还稍欠成熟，需要进一步的试验和改进，使其更加完备。

3、本设计绿色环保，符合目前的经济发展模式，需要各级政府给予更多的支持，并在税收等政策上提供更多优惠，使本项目早日实现较好的经济效益和社会效益。



第二章 脱硫市场预测分析

2.1 脱硫工艺现状分析

目前国内拥有多种脱硫工艺，但相对来说都比较落后，急需技术的改进与设备的更新。

2.2 脱硫工艺现存问题总结

鉴于目前我国烟气脱硫技术尚未达到大规模工业化水平，而 SO₂ 污染又十分严重，故从 20 世纪 70 年代后期起，陆续从国外引进一些成熟的烟气脱硫装置，但实践表明，靠引进装置并大规模推广却遇到如下困难：

1、脱硫的经济可行性问题

由国外引进的脱硫装置，目前存在的主要问题是装置建设和运行费用高。超过目前的经济承受能力，无法推广应用，存在“建不起，也运行不起”。随着引进技术设备国产化率的提高，火电脱硫的投资已有大幅下降，但钢铁烧结脱硫还存在很大问题。根据《第一财经日报》，直至 2013 年，很多企业虽然上了脱硫设施，但 DCS（Distributed Control System，分散控制系统）并不完善，只是单一记录脱硫效率和出口浓度等少量数据，甚至有些还未配备 DCS 系统，脱硫系统的控制完全凭操作工人的经验运行。

2、脱硫技术的可靠性问题

脱硫装置因为经济的问题，利用率很低，无法真正地检验系统的可靠性。在二氧化硫控制严格的城市和地区，系统的利用率仍不是很高，主要的原因就是系统可靠性不够，经常发生堵塞、结垢、风机带水等问题。导致可靠性降低的一个重要原因是由于缺乏烧结烟气脱硫技术的数据库，系统的自控能力不够和软件不够完善。另一个重要原因是目前的国产设备在防腐、耐磨等性能上与进口设备存在较大差距，设备不能正常运转。

3、低质量含量 SO₂



烟气的脱硫技术缺乏对于燃煤高含量 SO₂ 烟气脱硫技术我国正在引进、吸收，并有一定的自我开发设计能力。但是在钢铁行业烧结烟气，对于低质量分数 SO₂（含 SO₂<3%）烟气，SO₂ 质量分数一般仅为 0.1%~0.5%，这类烟气由于 SO₂ 质量分数低，回收利用的技术难度大，具有自主知识产权的烟气脱硫技术太少。对低质量分数 SO₂ 烟气，只有走资源化的道路，才是经济有效的。

4、脱硫副产品再利用问题

日本由于资源有限以及以石膏为原料的建材行业技术发达，因此，石膏的销路不存在问题。而国内目前应用的主要烟气脱硫技术，无论是国外引进的“石灰石-石膏法”、“旋转喷雾干燥法”，还是国内的湿式脱硫除尘一体化技术，都存在固体废弃物的再利用问题。我国的大部分地区天然石膏资源非常丰富，并且由于价格低，同时以石膏为原料的建材工业还没有发展起来，故脱硫石膏的利用率很低。每年将有大量固体物固体物排放。“建不起，用不起，还会造成二次污染”，使国内很多企业在 SO₂ 治理方面的经济承受能力还有限。因此，我国应该参照日本等发达国家先进和成熟的脱硫技术，构建自己的脱硫技术路线，加强适合我国国情的脱硫技术

研究和开发，走出“引进，再引进”的困境，探索中国烟气脱硫的新技术和方法势在必行。

2.3 脱硫工艺发展的趋势

影响烟气脱硫技术在我国应用的主要障碍是脱硫成本问题。我国烧结烟气脱硫起步比较晚，技术发展不成熟；全部引进国外先进的烟气脱硫技术以及国外先进的脱硫设备，投资大，运行成本高，给企业带来较重的经济负担。从目前来看，我们应在一大批引进烟气脱硫装置的基础上，消化吸收国外先进成熟的技术，使脱硫装置国产化，满足烟气经脱硫处理后达标，外排 SO₂ 总量既要满足全国“十三五”末二氧化硫排放量削减 20% 的总量控制目标，又要满足清洁生产指标要求。

坚持“3R”原则，走循环经济途径的脱硫模式。烧结烟气脱硫技术和循环经济之间有着密切关联，它们在基本特征和原则上具有一致性和相似性。作为循环



经济倡导的“绿色技术”之一和发展循环经济的基本途径之一，烧结烟气脱硫技术应遵循循环经济的原则：减量化就是脱硫过程中尽可能地减少脱硫剂的消耗和二次污染物的产生，通过系统的优化设计等方面入手，从源头减少进入工艺过程中的物质和能源流量；再利用就是脱硫剂多次再生使用，尽可能地延长脱硫剂的使用周期；资源化脱硫副产物最大限度地转化为资源，脱硫副产物可作为其他行业的生产原料继续使用，减少最终处理量。应根据我国不同地区的条件，因地制宜地大力开发其他烟气脱硫及资源化的技术，如脱硫制取硫铵、硫酸锰、磷铵复合肥、硫酸、二氧化硫及硫等以防止生成物的二次污染，并对运行费提供一定补偿。综上所述，我国烟气脱硫发展方向是选择投资少，运行成本低的脱硫工艺，积极开发烧结烟气脱硫资源化技术。

本课题就是在这种背景下提出和研究的，即在治理钢铁企业烧结烟气 SO_2 的同时制取附加值高的液体二氧化硫产品。

2.4 总结

本项目选用的有机胺脱除 SO_2 技术，是利用有机胺的碱性羟基，化学吸收溶解在有机胺水溶液中的 SO_2 气体，形成热不稳定的亚硫酸氢盐，再通过热解吸等解吸方法使吸收产物分解，有机胺溶液得到再生，解吸出的 SO_2 气体可生产高纯度液体二氧化硫，或作为生产硫酸或硫磺的原料。有机胺脱除 SO_2 技术的优点在于较大的 SO_2 吸收容量，且脱硫率在 99%。

有机胺湿法烟气脱硫技术已经成为当前新型的脱硫技术，具有吸收选择性好、脱硫效率高、对烟气中二氧化硫浓度无明显限制、脱硫剂可以循环使用、不会产生二次污染及副产品具有较高的商业价值等优点。目前，有机胺法脱硫使用的吸收剂主要分为醇胺类、乙二胺类、哌嗪及其衍生物类等。本课题采用对 SO_2 有高选择性的 MDEA（甲基二乙醇胺）作为吸收剂，能达到深度脱硫的要求

有机胺吸收剂能实现再生，降低投资成本；有机胺脱硫技术不会或产生很少的废弃物，对环境的污染很小；有机胺脱除 SO_2 技术与石灰石 / 石膏法等传统湿法烟气脱硫技术相比，更清洁，环保和可持续，符合国家发展需求和相关政策。



本项目利用有机胺法对含硫烧结废气进行深度脱硫，并产出副产品高纯度二氧化硫，有可观的经济效益，具有很好的应用前景。



第三章 建设规模和产品方案

3.1 发展规划、产业政策和行业准入分析

3.1.1 发展规划符合性分析

3.1.1.1 国家规划

国家发改委 2015 年发布《产业结构调整指导目录（2015 年本）》，将“环境保护与资源节约综合利用”列为鼓励类项目，同时，15 千吨/年液体二氧化硫资源化利用项目未被列入《产业结构调整指导目录（2015 年本）》中的限制类或淘汰类，为项目的发展提供了政策性保障和科学的指导。

因此拟建项目符合国家相关规划。

3.1.1.2 地区规划

2014 年以来，铜陵市先后完成了《安徽省“十三五”科技创新发展规划》、《铜陵市城市总体规划（2015—2030）》和《铜陵市义安区环境保护工作职责（试行）》等规划并获得批复，实现了各项规划的全覆盖。

因此拟建项目符合安徽省铜陵市地区规划。

3.1.1.3 园区规划

“铜陵有色金属公司铜冠冶化分公司 120 万吨/年铁球团和 80 万吨/年硫酸项目”早在 2004 年就已经开始进行建设，多年的建设已使得园区的基础设施趋于完整，同样多年的园区发展，循环经济园区已经形成了“自然资源-产品-再生资源”的循环经济的环路，逐步建立循环性社会。

结合铜陵循环经济的开展，拟建项目符合园区发展规划。

3.1.2 产业政策符合性分析



本项目符合《产业结构调整目录[2011 年本]》（国家发展改革委令 2011 年第 21 号令修正）中“其他鼓励类”中指出“25、煤气、烟气除尘、脱硫、脱硝技术及装置开发、成套设备制造”属于鼓励类。

拟新建烟道气脱硫并年产 15 千吨液体二氧化硫属于鼓励类。

因此拟建项目符合国家产业政策要求。

3.1.3 行业准入符合性分析

项目相关的行业准入政策：《产业结构调整目录（2015 年本）》

产品质量要求：液体二氧化硫产品达到一等品级别（99.9%）

最低生产规模：15 千吨/年

生产工艺装备：采用新型设备，减少设备台数

资源综合利用：充分利用项目所在地的情况，对企业的废气进行深度脱硫并资源化利用

环境保护指标：充分保护项目所在地的生态环境和社会环境，努力做到“零排放”

安全生产措施：贯彻安全第一的指导思想，从提高装置本质安全性的角度出发，尽量采用新的安全技术和安全设计方法

综上，拟建 15 千吨/年液体二氧化硫项目符合目前脱硫及液体二氧化硫行业的准入政策和相关指标。

3.1.4 所在地或园区发展规划符合性分析

2016 年 5 月 26 日，铜陵市人民政府出台了《铜陵国家工业绿色转型发展试点市建设 2016 年工作计划》，提出“二氧化硫排放量较 2010 年下降 21.3%，组织实施产业低碳化、循环经济示范、园区能源梯级利用、能效提升和用能结构优化、工业污染物减排、用水效率提升、石料运输绿色走廊等“七大行动计划”57 个子项目”。并从资金支持、部分规费减收让利、产业升级、自主研发、政府服务效率等四个方面对企业提出了具体的扶持措施。该项目作为铜陵工业园区产业链的延伸，得到了园区管委会和相关部门的大力支持，符合相应的园区发展规划。



3.2 产品方案

3.2.1 产品方案比选

3.2.1.1 产品方案比选原则

首先，经济性是一个化工厂在激烈的竞争中生存乃至发展的关键。产品的经济性应当被放在首要位置。没有经济性的保证，化工厂建起后无法创造利润和价值，其他的一系列问题都无从谈起。

其次，环境友好性是当今社会共同关注的焦点。正如十八大报告中所提到的“建设生态文明”，随着我国工业化进入新的阶段，我们不能再走发达资本主义国家“先污染，后治理”的老路，而要在生产过程中就注意环境的保护和污染的治理。

最后，政策的导向性也十分重要。在我国，政策导向往往提供了一些国家希望支持或鼓励的产业和行业。如果选择政策支持的行业和产业，能够获得税收、用地等各个方面的支持，这无疑对于企业的发展是十分有利的。实际操作中的可操作性也是十分重要的。如果工艺不成熟，操作性能差，化工厂无法长周期运行，这无疑也影响了经济性和安全性。

将烟气脱出二氧化硫制成高浓度液体二氧化硫是必然的。原因是二氧化硫是重要的化工基础原料，而脱硫制其他产品原料依赖性高，产品附加值低或脱硫成本高。将二氧化硫脱出生产液体二氧化硫，结合周边下游市场，具有重大的经济效益和社会效益。下面就脱硫制成几种产品比选具体进行选择论证。

3.1.2.2 浓硫酸

装置由净化工段（气体的绝热酸洗、降温、除雾和输送）、转化工段（二氧化硫的转化）、干吸工段（二氧化硫的干燥及三氧化硫的吸收）、成品工段、及辅助设施（含装置配电室、装置控制室等）等组成。

1、净化工段

来自烧结装置的富含 SO_2 炉气进入一级动力波洗涤器，用稀酸喷淋进行绝热蒸发冷却，使炉气温度冷却，进入冷却塔。冷却塔采用填料塔，进入冷却塔的炉



气和稀酸逆相接触后，进一步冷却降温。出冷却塔温度在 38.5℃左右的炉气再进入二级动力波洗涤器进一步脱氟除尘，然后依次进入第一级电除雾器和第二级电除雾器除去酸雾，出口气体送入干吸工段。动力波洗涤器采用绝热蒸发冷却，循环酸从动力波洗涤器底部流出后经动力波循环泵增压后循环使用。冷却塔采用塔槽一体，下塔酸温度约 47.5℃，经冷却塔循环泵送至稀酸冷却器冷却至 36.0℃后上塔喷淋。增多的循环酸由冷却塔循环泵出口引出串至动力波洗涤器循环酸系统。

系统中少量浓度约 3%稀酸由经动力波循环泵出口引出，经脱气塔用空气脱吸后，由脱气塔稀酸泵送往废水处理系统进行处理。为防止一级动力波洗涤器断液造成设备损坏，设置了动力波高位槽，由紧急给水调节阀与动力波洗涤器出口气体

温度连锁控制。电除雾器冲洗水来自工艺水总管。洗涤液收集后自流排入二级动力波洗涤器中净化工段中动力波洗涤器主要有过渡段、逆喷管、弯管、喷嘴及气液分离槽等部分组成。过渡段由钢外壳内衬耐高温材料后再衬石墨砖制成，能耐高温、耐腐蚀并具有良好的机械强度，起着连接过渡的作用。逆喷管采用耐高温玻璃钢内衬石墨砖制造，并且上部设有溢流堰，溢流通过进液管切向进入溢流堰中，周向均匀溢流至逆喷管内。喷嘴要保证喷嘴长时间、高流速的冲击下能正常、安全使用。逆喷管下部与槽体连接的弯管需能承受循环液不间断、长时间的冲击。

2、转化工段

总转化率按 99.9%设计。经干燥塔干燥的 SO_2 气体通过 SO_2 鼓风机增压后，依次经过第IV换热器壳程、第 I 换热器壳程预热至 420℃进入转化器第一段催化剂层进行转化，经反应后，温度升至约 598℃通过第 I 换热器管程进行热交换。冷却后的反应气温度降至 460℃进入转化器第二段催化剂层进行氧化反应，温度升高至 505℃后，通过第 II 换热器管程降温至 440℃，进入转化器第三段催化剂层进行氧化反应，温度升高到约 448℃后，通过第III换热器管程，温度降至约 200℃后进入第一吸收塔，用 98%浓硫酸吸收其中的 SO_3 ，未被吸收的气体通过塔顶的除沫器除雾后，再依次经第III换热器壳程，第 II 换热器壳程换热，气体被



加热至 420℃ 进入转化器第四段催化剂层进行氧化反应。温度升至约 425℃ 通过第 IV 换热器管程，被降温至约为 190℃ 进入第二吸收塔，塔内用 98% 浓硫酸吸收炉气中 SO₃ 后，尾气回到烧结系统。为了调节各段催化剂层气体进口温度，设置了必要的副线和阀门。转化系统开车升温按一定程序在转化器一段和四段进口设置电炉直接升温

3、干吸工段

干吸酸系统采用三塔二槽，干燥采用一个循环槽，吸收采用一个循环槽。干燥系统采用 96% 硫酸干燥，吸收酸采用 98% 硫酸。循环酸泵槽采用立式槽。自净化工段来的含 SO₂ 炉气进入干燥塔，气体经干燥后含水分 0.1g/Nm³ 以下，进入二氧化硫鼓风机。干燥塔内喷淋 96% 浓硫酸，吸收二氧化硫气体中水分后生成约 95.58% 的浓硫酸自塔底排至干燥塔酸循环槽中，由干燥塔酸循环泵送入干燥塔酸冷却器中，冷却至 45℃ 后送到塔顶喷淋；干燥塔酸循环槽中循环酸浓度由第一吸收塔 98% 吸收酸调节，维持 96% 循环酸浓度。富余的 96% 酸串入第一吸收塔中。经一次转化后的气体，换热后温度大约为 220℃，进入第一吸收塔，吸收其中的 SO₃，经塔顶的除雾器除雾后，返回转化系统进行二次转化。经二次转化的转化气，换热后温度大约为 190℃，进入第二吸收塔，吸收其中的 SO₃，经塔顶的除雾器除雾后，回到烧结系统使用。第一吸收塔与第二吸收塔内均喷淋 98% 浓硫酸，吸收炉气中 SO₃ 后自塔底排出，两塔下塔酸混合后进入吸收塔酸循环槽中，由吸收塔酸循环泵经吸收塔酸冷却器冷却到 70℃ 后送至第一吸收塔和第二吸收塔塔顶喷淋。部分 98% 浓硫酸通过酸冷却器串至干燥塔调节干燥酸浓度。为了维持第一吸收塔循环酸的浓度 98%，向酸循环槽中加入工艺水。富余的 98% 浓硫酸经过成品酸冷却器冷却后作为成品酸送至成品工段储存。干燥塔、第一吸收塔及第二吸收塔均采用塔-槽-泵-酸冷器-塔的循环流程。停车检修时酸循环槽、酸冷却器、酸管道内的余酸排入成品酸地下槽，由排酸泵送到成品酸灌区的浓酸贮罐。开车用母酸排入成品酸地下槽，由排酸泵经循环槽底部的酸管进入循环槽，干吸工段工艺流程见图。

4、成品工段



成品酸送至成品酸灌区的浓酸贮罐中贮存,成品酸自浓酸贮罐底部经浓酸泵槽由浓酸输送泵送往浓酸装车计量罐装汽车槽车送到硫酸用户。少量的地坪冲洗水汇集到污水池中,并由污水泵送到废水处理装置

3.1.2.3 三氧化硫

液体三氧化硫又名硫酸酐,是无色透明油状液体,工业品有时略带棕色,有强烈的刺激性臭味。有三种同素异形体, α 、 β 和 γ 型。

石家庄炼化分公司 165kt/a 硫磺制酸装置为公司己内酰胺配套装置,该装置引进美国孟莫克公司“3+2”二转二吸制酸工艺,由法国 SOFRESID 公司分包设计,于 1995 年 5 月建成投运。设计 $w(\text{H}_2\text{SO}_4)98.5\%$ 硫酸 12kt/a、游离 SO_3 质量分数 21.5%的发烟硫酸(以下称 21.5%烟酸)38kt/a、游离 SO_3 质量分数 65%的发烟硫酸(以下称 65%烟酸)115 kt/a,其中 65%烟酸由液体三氧化硫和游离 SO_3 质量分数 30%的发烟硫酸(以下称 30%烟酸)混合而成液体三氧化硫生产工艺概述液体三氧化硫为无色透明油状液体,有强烈的刺激性臭味。工业中常用的生产方法是加热发烟硫酸,将其中溶解的游离 SO_3 蒸发解吸出来,气态 SO_3 经冷凝得到液态 SO_3 。原料发烟硫酸的浓度越高,沸点就越低,则蒸发 SO_3 的能耗也就越低,得到的气态 SO_3 纯度就越高、硫酸含量越低,液化后的液体三氧化硫就越稳定。工业生产中通常使用 30%烟酸作为原料发烟硫酸。根据蒸发热源不同,液体三氧化硫生产可分为以下几种:

1、以煤作为燃料加热蒸发器内的发烟硫酸。该方法虽然简易可行,但存在较大的危险性,蒸发器直接与高温热源接触,容易腐蚀变形而导致泄漏;另外需要外供热源,消耗燃料。目前已淘汰不用。

2、用硫酸装置转化气废热加热蒸发器内的发烟硫酸。该方法具有可连续生产、安全可靠和节能等优点,但由于转化气废热热量有限,液体三氧化硫产量会受到限制。

3.1.2.4 液体二氧化硫



解吸系统的主要任务是从富含 SO_2 的吸收液(富胺液)中提取 SO_2 并加压液化,生产出符合国家产品质量标准的液体 SO_2 产品。该系统由吸收液加热器、 SO_2 解吸器、冷凝除水器、浓硫酸干燥器、压缩机、油气分离器、 SO_2 储罐七部分组成。压缩后的气体使用产品冷凝器冷凝,以循环水作为冷却介质。所有液体 SO_2 成品储罐外部进行保温处理。通过反复试验,从吸收液中快速提取 SO_2 、逐级提纯并加压液化贮存的技术已完全成熟。液体 SO_2 是应用广泛的传统化工产品,具有成熟的市场,国内年需求量在 22 万 t 以上,价格稳定在 1000 元/t 以上。液体 SO_2 作为副产品,可以大幅降低企业的脱硫成本,甚至赢得额外利润。

CANSOLV 可再生胺法是一种可再生工艺,用有机胺溶液作为 SO_2 吸收剂。烟气在吸收塔与贫胺液接触,烟气中的 SO_2 倍选择性吸收。含 SO_2 富胺液用蒸汽加热后解吸出纯净的高浓度 SO_2 气体,经加压液化制成液体二氧化硫产品。再生后的贫胺液重新用于吸收 SO_2 。目前 CANSOLV 可再生胺法可将 $\varphi(\text{SO}_2)0.08\%\sim 11\%$ 的气体提浓到 $\varphi(\text{SO}_2)99.9\%$ (干基)。CANSOLV 可再生胺法生产液体二氧化硫。该工艺工艺流程简单、运行可靠。吸收剂可循环利用。且无副产物产生。运行中存在胺损耗,需补加胺液(每年补充 $5\%\sim 10\%$)。目前国外已有多套 CANSOLV 可再生胺法脱硫装置在运行。

纯二氧化硫气体在常温下很容易被液化,液化方法有加压法和冷冻法两种。加压法是在常温下通过压缩机将二氧化硫液化,加压法的优点是生产工艺简单、电耗少、生产成本低,因此为大多数企业采用。冷冻法是在常压下用冷冻液将二氧化硫液化,一般采用氨作为冷冻剂。先将二氧化硫送入氨蒸发器与来自冷冻系统的液氨间接接触一般液化温度控制在 -15°C 左右,二氧化硫液化后计量、储存;液氨气化后返回冷冻系统。冷冻法优点是操作条件好、不易发生泄漏,缺点是生产成本较高,附近需有液氨来源。

SO_2 冷凝器的气体通过与蒸发冷冻剂进行间接换热冷却,根据 SO_2 分压和温度,部分 SO_2 被冷凝后由液体二氧化硫泵输送到液-液换热器中,被液体冷冻剂冷凝后送到压力储罐中。该工艺技术成熟,适合与硫酸装置配套生产液体二氧化硫。



3.1.2.5 结论

以脱出 SO₂ 为前提，副产浓硫酸的脱硫工艺成本投入过高，设备损耗大，后期维修资金消耗也大。副产 SO₃ 的脱硫工艺产量低。就深度脱硫，后期不追加高投入，吸收剂可持续性，产品附加值这几个方面而言，选择可再生有机胺法生产液体 SO₂ 是一条必然之路。

经过产品方案的比选，生产 15 千吨/年液体二氧化硫可行性好，规模适宜。

3.2.2 产品方案

3.2.2.1 主要产品

本项目的设计目标是对工业尾气进行深度脱硫并资源化利用。

本厂产品为含量大于 99.9%，产品等级为一等品的液体二氧化硫，年产量为 15 千吨/年。

表 3-1 本项目产品方案及规格

序号	产品	规格 (%)	产量 (吨/年)	备注
1	液体二氧化硫	99.9	15000	主产品

3.3.3 主要副产品

本项目的设计目标是对工业尾气进行深度脱硫并资源化利用，故没有其他副产品。

3.2.3 产品技术规格

液体二氧化硫作为工业品，其等级分为优等品、一等品、合格品三个级别，其技术要求见表 3-2。

表 3-2 工业用液体二氧化硫的国家标准 (GB/T 14491-2001)

项目	指标		
	优等品	一等品	合格品



外观	无色或略带黄色的透明液体		
二氧化硫 (SO ₂) w/% ≥	99.97	99.90	99.60
水分, w/% ≤	0.020	0.060	0.20
残渣, w/% ≤	0.010	0.040	0.20

3.3 建设规模

本项目是对铜冠冶化煅烧铁球团产生的废气进行深度脱硫并资源化利用。拟利用有机胺脱硫的方法对废气进行深度脱硫制得液体二氧化硫。

废气为来源于本厂煅烧铁球团产生的, 辅助原料为从宜兴市中豪化工有限公司购买的 MDEA, 由本厂供应的浓硫酸等来进行 15 千吨/年液体二氧化硫资源化利用。

在确定生产规模时, 考虑的因素主要有废气的来源及供给量、下游产品市场的需求量、生产工艺技术、国家的产业政策和当地的招商需求。本项目建设规模如表 4-1 所示。

表 3-3 建设规模表

序号	项目	单位	规模
1	建设规模	千吨/年	15
2	项目投资	万	4500
3	项目用地	亩	60

3.3.1 废气来源

铜冠冶化 15 千吨/年液体二氧化硫工程正在实施, 完成后处理废气量将达到 6.4 万立方米/年, 液体二氧化硫产量将达到 15 千吨/年, 纯度平均值为 99.9%, 供应充足可靠, 质量和数量满足要求。



3.3.2 下游市场需求

本项目针对的是铜冠冶化的煅烧后产生废气，资源化利用后生产的液体二氧化硫符合当地及附近城市的需求。

3.3.3 建设规模比选

本项目主要工艺装置由尾气前处理装置、二氧化硫吸收装置、二氧化硫解吸装置及产品后处理装置组成。根据国家相关政策、经济规模的需要，副产物分离装置组成以及原料、公用工程的供应能力市场需求情况，确定本项目建设规模为处理铁球团烧结尾气资源化利用项目，年产 15 千吨液态二氧化硫。其建设规模比选如下：

表 3-4 项目建设规模比较

建设规模（产品）	24 千吨/年	18 千吨/年	10 千吨/年
总投资（亿元）	3.36	2.10	1.7
占地面积（亩）	149	120	92
技术成熟度	待考察	成熟	非常成熟
原料来源	硫铁矿、硫磺	冶炼烟气	废硫酸、石膏
产品规格	99.99%液体二氧化硫 24 千吨	99.95%液体二氧化硫 18 千吨	99.90%液体二氧化硫 10 千吨
产品市场	市场达到饱和	可完全消费	可完全消费
可行性	规模稍大，可行性有待考察	规模正好，具有充足的可行性	规模稍小，项目可行

上述国内部分液体二氧化硫项目投资对比和本项目三种规模的对比可以看出，18 千吨/年规模的液体二氧化硫投资适中，再结合总厂的尾气来源，最低能保证 15 千吨/年的原料供应，产品方案合理，同时技术稳定性有保证。针对于二



氧化硫装置的特点和开发水平，以及国家化工行业相关政策导向，10~20 万吨规模将是目前阶段效益、投资和成熟性的最佳结合点。

因此选择建设规模为 15 千吨/年液体二氧化硫作为生产规模。

3.3.4 生产规模确定

综上所述，我们设计了 15 千吨/年液体二氧化硫资源化利用的方案。

本项目采用新型工艺及新型生产设备，满足下游市场的需求，对烟道气进行了深度脱硫。同时便于未来扩大生产，能有效得规避风险，验证新技术的放大。

年操作时间：7200 小时；

操作弹性：85~120%；



第四章 工艺技术方案

4.1 工艺技术方案的选择

在中国，烧结过程中 SO₂ 排放总量大，控制烧结生产过程的 SO₂ 排放是钢铁企业控制污染的重点。我国钢铁企业由于受资金和脱硫技术问题困扰，烧结烟气深度脱硫研究和应用方面基本上还处于起步状态。

4.1.1 工艺技术方案

4.1.1.1 石灰石-石膏法

以石灰石浆液为脱硫剂,通过在吸收塔内与原烟气接触,吸收烟气中的 SO₂ 并进行化学反应,生成亚硫酸钙。再利用烟气中所含的氧和氧化风机鼓入的氧气,将亚硫酸钙转化成石膏结晶(即二水硫酸钙)。

石灰石—石膏脱硫法工艺技术成熟,运行相对稳定,脱硫剂来源广。但是,脱硫后的净烟气温度低,含水高,加之烟气中的 SO₃ 并未脱除,因此净烟气的温度一般均低于其酸露点温度,对下游烟道及烟囱的腐蚀作用明显;且由于碳酸钙浆液和石膏浆液易结垢,故整个浆液系统易产生结垢堵塞现象,直接影响系统的正常运行;由于同时存在重金属离子、COD 及氨氮,废水的生化处理变得困难。

4.1.1.2 氨法

采用氨水作为脱硫吸收剂,与进入吸收塔的烟气接触混合,烟气中的 SO₂ 与氨水反应,生成亚硫酸铵,经与鼓入的强制氧化空气进行氧化反应,生成硫酸铵溶液,经结晶、离心机脱水、干燥器干燥后即制得化学肥料硫酸铵。

氨法属于湿法脱硫技术,可将污染物 SO₂ 回收成为高附加值的硫酸铵,但氨水的来源及市场价格以及副产品硫酸铵的销路及价格,都影响氨法脱硫技术的经济效益,是影响氨法脱硫技术竞争力的主要因素。单独从市场购买氨水,重复建设硫酸铵结晶装置,会大大增加项目投资,降低项目的经济效益。

4.1.1.3 循环流化床法



循环流化床法采用氧化钙粉作为脱硫剂,经消化处理成 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 后送入脱硫装置,与原烟气接触,吸收烟气中的 SO_2 和其他酸性气体并与之反应,生成亚硫酸钙和硫酸钙。

循环流化床脱硫法系统比较简单,具有较高的脱硫效率和除尘率。然而,由于脱硫副产物以亚硫酸钙为主,其特性不稳定,使得它的综合利用途径受到较大的限制,目前主要以堆置和填井方式处理;由于流化床的形成必须以一定的烟气流速来保证,过低的烟气流速会使流化床产生塌床,因此其对烟气流速波动幅度的要求较高。

4.1.1.4 双碱法

双碱法脱硫工艺是采用氢氧化钠或碳酸钠溶液作为脱硫剂,吸收二氧化硫后生成的 Na_2SO_4 溶解度大,避免了设备结垢堵塞。另外脱硫产物可以用氢氧化钙进行还原再生,再生出的脱硫剂可循环使用。脱硫剂来源比较广,并且脱硫效率很高,所以适应性比较广。

但该法的缺点也比较明显,一是需不断的补充氢氧化钠或碳酸钠而增加了脱硫剂的消耗量,另外装置占地面积也较大。同时,副产品也很难获得好的经济效益。

4.1.1.5 活性炭法

活性炭质材料中起主要吸附作用的就是占 90% 表面积的这些微孔。当向烧结烟气中加入水蒸气和氨气时,用活性炭吸附 SO_2 不仅有物理吸附,而且还存在着化学吸附。脱硫剂可通过多种方式再生,可重复利用,节约原料,降低运行成本。

但是活性炭价格目前相对较高,强度低,在吸附、再生、往返使用中损耗大,挥发分较低,不利于脱硝。同时吸附剂吸附容量有限,常常需要在低气速(0.3~1.2m/s)下运行,因而吸附器体积较大。活性炭易被烟气中的 O_2 氧化导致损耗,长期使用后,活性炭会产生磨损,并会因为微孔的堵塞而丧失其活性,从而需要再生处理。

4.1.1.6 有机胺法脱硫



有机胺脱硫是属于湿法有机胺脱硫工艺,装置采用有机胺浓液稀释到一定浓度后作为脱硫剂。该工艺主要分为 4 个过程,即烟气的预处理、SO₂的吸收、SO₂的再生和胺液的净化。

烟气预处理的目的是降低进入脱硫塔烟气温度和洗涤烟气中的酸雾及粉尘等杂质,为烟气在脱硫塔采用有机胺脱硫剂高效脱硫奠定基础。烟气预处理设置洗涤塔一座,采用空塔喷雾洗涤降温除尘。

二氧化硫吸收系统是烟气脱硫系统的核心。在吸收装置中吸收剂与烟气相接触,吸收剂与 SO₂ 发生可逆性反应。为了达到最大的吸收效果,采用高效耐腐蚀规整填料塔和空喷吸收相结合的形式。烟气经过洗涤塔洗涤降温净化后,将烟气中的粉尘和部分 SO₃ 等杂质洗涤下来,烟气温度的降低至约 40℃,进入脱硫塔下段,与从喷头处循环喷淋的脱硫液逆流接触,气体中 60%的 SO₂ 被吸收。未被吸收的烟气进入脱硫塔中部,在两段分布的规整填料中实现气液的逆流接触和 SO₂ 的高效吸收,吸收液为再生塔再生后温度 35~45℃的贫液。未被吸收的净化气进入脱硫塔上部,经回收液回收夹带的溶液后,从塔顶引出,经塔顶烟囱送至硫酸尾气总管。

SO₂ 再生装置包含一个再沸器、一座再生塔及二氧化硫、蒸汽冷凝冷却系统和二氧化硫真空系统,将吸收了 SO₂ 的富液从吸收装置通过换热后进入再生装置,减压再生后返回脱硫塔。

从脱硫塔底部出来的吸收液温度约 43~45℃,经富液泵打入再生塔一级冷凝器、贫富液换热器升温至约 60~65℃,进入再生塔上部,塔釜经再沸器加热至 75~85℃再生。从再生塔底部出来的溶液经贫液泵加压,进入贫富液换热器换热、贫液冷却器冷却后,大部分进入脱硫塔吸收 SO₂,小部分送溶液净化装置,以除去溶液中的热稳定性盐。贫液经脱盐前冷却器冷却后,进入脱硫液净化系统除去系统中的 SO₄²⁻和 Cl⁻。净化后的脱硫液进入系统继续使用。

4.1.1.7 总结



相对于各个方案之间的资源利用程度，及综合成本考虑，有机胺脱硫在烟道气脱硫方案的选择上是一个最好的方案，不仅能够生产附加值更高的产品，又能够对烟道气深度脱硫，故本项目采用有机胺脱硫方案作为最终的工艺。

4.2 工艺路线分析

来自总厂的烟道含硫气经静电除尘器和动力波洗涤器进行降温和除尘，处理后尾气进入 SNCR+SCR 脱硝系统除去氮氧化合物，通过优化雾化喷嘴设计、喷淋塔尺寸及除沫器选型，使得尾气在三个串联空塔喷淋塔中进一步降温与除尘。除沫器选型为 HG/T21618 丝网除沫器，在液滴粒径在 3-5 μm 内进行酸雾脱除，至此完成烟道气前处理工段。烟气进入预分离罐分离后进入吸收塔，贫胺液经增压泵或进料泵进入吸收塔吸收二氧化硫产生富胺液，富胺液依次经过富胺泵、贫富胺液换热器，再通往解吸工段。来自解吸工段的贫胺液，经贫富胺液换热器降温，进入贫胺液冷却器继续降温后进入吸收塔上部循环使用，解吸的二氧化硫气经过串联的两个干燥塔进行干燥，液化二氧化硫气得到产品液体二氧化硫。

4.3 工艺流程

4.3.1 前处理工段

根据铁球团烧结尾气的特点，设计适用于铁球团烧结尾气的前处理工艺，并对工艺中的主要设备进行选型、任务分配及设计计算，使最终前处理工段出口尾气的温度、酸雾及 F、Cl 含量达到铁球团烧结尾气的前处理需求，确保可再生湿法脱硫工艺各工段的运行效果。

根据铁球团烧结尾气的前处理需求，设计相应的前处理方案，并对工艺方案的工艺参数进行优化。

通过直接水洗和冷却，使最终前处理工段出口尾气的温度、酸雾及 F、Cl 含量达到铁球团烧结尾气的前处理需求，供脱硫工段使用。根据可再生湿法脱硫



工艺的生产经验结合冶金工业的大气污染排放指标,前处理工段出口尾气规格如下:

系统压力差: $\leq 7\text{kPa}$

气体温度: $\leq 45^{\circ}\text{C}$

尘含量: $\leq 20\text{mg} \cdot \text{Nm}^{-3}$

F、Cl 含量: $\leq 10\text{mg} \cdot \text{Nm}^{-3}$

酸雾含量: $\leq 25\text{mg} \cdot \text{Nm}^{-3}$

针对单级动力波洗络工艺应用于铁球团烧结尾气前处理过程中的不足,设计新的铁球团烧结尾气前处理工艺方案,并通过计算对新工艺中的关键工艺参数优化,并对工艺中涉及的主要设备进行前处理任务分配,工艺方案设计结果见表 4-1:

表 4-1 工艺方案设计结果

	进口温度	出口温度	进口尘含量	出口尘含量	进口酸雾量	出口酸雾量
	$/^{\circ}\text{C}$	$/^{\circ}\text{C}$	$/\text{mg} \cdot \text{Nm}^{-3}$	$/\text{mg} \cdot \text{Nm}^{-3}$	$/\text{mg} \cdot \text{Nm}^{-3}$	$/\text{mg} \cdot \text{Nm}^{-3}$
动力波洗涤器	220	56	500	≤ 50	0	≤ 168.44
气体冷却塔	56	45	≤ 50	≤ 20	≤ 168.44	≤ 70.75
电除雾	45	45	≤ 20	≤ 20	≤ 70.75	≤ 25

根据二级前处理设备的主要目的,结合铁球团烧结尾气前处工艺的 engineering 经验,与常用的前处理填料塔相比,空塔喷淋塔具有结构简单、不易堵塞、压力降小、操作容易、造价低等优点,符合二级前处理设备要求。

一、二级前处理设备内部构件中的除沫器选型结果为丝网除沫器。丝网除沫器由金属或塑料丝织物卷制而成,其结构简单、体积小,压力降约为 250-500Pa,可去除直径为 $5\mu\text{m}$ 的雾滴,且对于直径 $\geq 3-5\mu\text{m}$ 的雾滴,分离效率也较高,适用于铁球团烧结尾气前处理过程。

在实际生产中,冷却循环水的换热设备一般采用管壳式换热器或者板式换热器。与管壳式换热器相比,板式换热器换热系数高,是管壳式换热器换热系数的



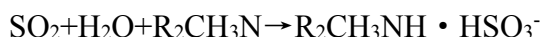
3-5 倍；换热面积小，对数平均温差大，占地面积小，重量轻，污垢系数低，换热面积和流程组合容易改变，价格低。

4.3.2 吸收工段

吸收剂选择有机胺 MDEA 吸收剂，MDEA (N-甲基二乙醇胺) 分子式为 $\text{CH}_3\text{-N}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_2$ ，分子量 119.2。一定条件下，对硫化氢等酸性气体有很强的吸收能力，而且反应热小，解吸温度低，无毒，不降解。在较低温度下 ($20^\circ\text{C} \sim 40^\circ\text{C}$) 下吸收，在较高温度下 ($>105^\circ\text{C}$) 解吸。加压和低温利于吸收，减压和高温利于再生。

由于 MDEA 易热解，为了防止溶剂热分解，再生温度通常在 125°C 左右，加热介质（通常为蒸汽）的温度一般控制不高于 148°C 。

MDEA 是叔胺的一种，从其分子结构中我们可以看出它含有一个胺基基团和两个羟基基团，其中羟基具有降低该物质蒸气压的作用，并能增加该物质在水中的溶解度，而胺基具有碱性，用于吸收酸性气体。但其分子结构中没有氢原子直接连接在氮原子上，因此它不能直接与 CO_2 反应，从而使它对 SO_2 有着很高的选择性。其反应方程式如式所示：



复合型甲基二乙醇胺(MDEA)溶剂是近年来国内外研究、发展最快的一种脱硫溶剂,该溶剂是以 MDEA 为基础组分,加入适量添加剂改善胺溶液的脱硫选择性和抗降解能力,此外还加入微量辅助添加剂,以增加溶剂的抗氧化和抗发泡能力。到目前为止,我国已有 30 多套工业脱硫装置采用复合型 MDEA 溶剂,普遍收到较好的使用效果。

SO_2 吸收工段主要包括 SO_2 吸收塔、富胺亲、富胺液储罐等组成。其中，在 SO_2 吸收塔中，贫胺液与前处理后的尾气逆流接触，完成对铁球团烧综尾气中的 SO_2 选择性吸收，实现达标排放。

铁球团烧结尾气处理量 $3.85 \times 10^5 \text{Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ ，温度 45°C ， SO_2 含量 $5714.29 \text{mg} \cdot \text{Nm}^{-3}$ ，根据《钢铁烧结、球团工业大气污染物排放标准》中的相关规定，在工业生产过程中， SO_2 排放浓度需 $\leq 200 \text{mg} \cdot \text{Nm}^{-3}$ 。在达到排放指标的



基础上，为增加工艺的适应性和环保效益，选择吸收工段生产任务为保证吸收塔出口尾气中的 SO_2 含量为 $100\text{mg} \cdot \text{Nm}^{-3}$ 。

经前处理工段处理后的尾气进入吸收塔，与由收塔上部喷淋而下的吸收液逆流接触，尾气中的 SO_2 被吸收，经吸收后的尾气从吸收塔塔顶排放。富胺液由吸收塔塔底，经富胺泵进入贫富胺液换热器，与热贫液换热后再通往解吸工段。来自解吸工段的贫胺液，经贫富胺换热器降温后，经过贫胺冷却器继续降温，再进入吸收塔上部。

随着胺液吸收化量的增加，吸收的推动力减小，为保证足够的吸收效果，吸收单位体积 SO_2 时所需的胺液耗量增加，富胺液量增加，富胺液平均浓度减小，同时富胺液量的增加，也会加大解吸塔的操作负荷，进而增加能耗。故在保证工艺总操作费用的基础上，为进一步保证净化后的工业尾气中 SO_2 排放满足的要求值 $100\text{mg} \cdot \text{Nm}^{-3}$ ，提高环保效益，选择在有机胺 SO_2 吸收塔后增设一套钠碱法脱 SO_2 装置，分担有机胺吸收塔处理负荷。

经改进后，工艺流程如下：

1、有机胺法吸收工段

进入有机胺法 SO_2 吸收塔的尾气经填料被贫胺液吸收掉 SO_2 后，在塔内继续上升进入水洗段，与自上而下的循环液相遇，尾气中的部分 SO_2 及夹带的胺液被循环液吸收。吸收了 SO_2 和夹带胺液的循环液在塔上部被收集后溢流至除盐水储槽，并在溢流管路上设支路将部分循环液引至吸收塔下部与富胺液混合。当循环液中胺浓度较低时，支路阀口关闭，除盐水储槽中汇集的循环液由除盐水泵送至 SO_2 吸收塔上部水洗装置进口，循环液继续吸收尾气中夹带的胺液，当循环液中胺浓度富集到 3% 时，打开循环液回流之路上的阀口，除盐水储罐中的液位下降，下降到一定值的时候，除盐水添加管路上的连锁阀口打开，循环液中胺浓度降低，降低到一定值的时候，关闭循环液回流支路上的阀口，除盐水液位上升，液位上升到一定值的时候，除盐水添加管路上的连锁阀口关闭。

富胺液依次经过富胺泵、贫富胺液换热器，再通往解吸工段。来自解吸工段的贫胺液，经贫富胺液换热器降温后，经过贫胺冷却器继续降温，再进入吸收塔上部。



2、钠碱法吸收工段

经有机胺法 SO₂ 吸收塔吸收后的尾气，从吸收塔塔顶排出通往钢碱吸收塔，自下而上通入与循环液逆流接触，继续吸收 SO₂ 后通过烟画排放。吸收 SO₂ 后的吸收浆液一部分送至废酸储槽，与硫酸净化工段产出的废酸反应，从而回收 SO₂。

关于 SO₂ 吸收塔。有机胺 SO₂ 吸收塔的选型上，有机胺 SO₂ 吸收塔的主要任务是使吸收后的铁球团烧结尾气达到 SO₂ 吸收负荷 90% 的要求。因此，其所选的吸收塔类型必须满足气液两相有效传质面积大，传质效率高，操作可靠性好、易于用耐腐蚀的非金属材料制造等的要求。故综合比较各脱硫塔型优缺点，及目前常用的吸收塔类型，选择填料塔作为本系统的有机胺 SO₂ 吸收塔。

钠碱法化吸收塔的选型。钠碱 SO₂ 吸收塔的 SO₂ 吸收负荷较小，故选取普通空塔喷淋塔作为吸收设备，节省设备的造价、安装、运行费用。

4.3.3 解吸工段

解吸工段主要目的是实现胺液的再生和解吸出 SO₂。解吸工段主要由解吸塔、贫胺泵、贫富胺换热器、贫胺冷却器、解吸塔顶冷凝器、冷凝液回流泵等部分组成。

根据生产条件和生产经验，富胺液解吸率需达到 98%，即贫胺液中残余 SO₂ 浓度为有机胺饱和吸收量的 2%。

作为严格的化学平衡吸收的解吸过程，在本系统的解吸过程中，主要为实现两个目的：获得所需的较纯净的 SO₂ 气体组分；使富胺液解吸再生为贫胺液继续并循环利用。气提解吸、减压解吸和加热解吸，在工厂的实际运行中，很少单独的使用某一种方法，通常是结合自身工艺和物系的特点，联合使用解吸方法。考虑本系统的特点，虽然压强越小越有利于再生，但是却不利于 SO₂ 与 MDEA 硫酸水溶液的分离。故本工段选用加热加压的解吸方法，通过加热加压实现 SO₂ 气体的分离和富胺液的再生。

从有机胺吸收塔出来的富胺液，在进入解吸塔之前，与解吸塔排出的高温度的贫胺液进行换热，温度从 45.43℃ 升高至 90℃ 左右进入解吸塔，回收并充分利用系统热能。富胺液在解吸塔内从上喷淋而下。贫胺液在塔底的再沸器内加热，



产生二次蒸汽升上，与富胺液充分接触，进而使 SO_2 均匀解吸。解吸生成 SO_2 气体夹带着水蒸气，经冷凝器后进行气液分离。纯净的 SO_2 产品，送至下一工段；冷凝液则作为补水返回解吸塔顶部。贫胺液由泵送往贫富胺换热器，再通过贫胺液冷却器，达到 43°C 的温度后由泵送往吸收塔吸收 SO_2 。

富胺液中的 SO_2 在解吸塔中需达到解吸率 98% 的要求，其所选的吸收塔类型必须满足传质效率高，操作可靠性好、易于用耐腐蚀的非金属材料制造等的要求，选择填料塔作为解吸塔。

4.3.4 后处理工段

液体 SO_2 是应用广泛的传统化工产品，具有成熟的市场，国内年需求量在 22 万 t 以上，价格稳定在 1500 元/t 以上。液体 SO_2 作为副产品，可以大幅降低企业的脱硫成本。

解吸系统的主要任务是从含 SO_2 的吸收液(富液)中提取 SO_2 并加压液化，生产出符合国家产品质量标准的液体 SO_2 产品。该系统由吸收液加热器、 SO_2 解吸器、冷凝除水器、浓硫酸干燥器、压缩机、油气分离器、 SO_2 储罐七部分组成。



第五章 原材料、辅助材料、燃料

5.1 废气来源及其成分含量

本项目的主要目的是对该厂铁球团烧结废气进行深度脱硫处理并产出副产品高纯度液体二氧化硫,该工艺原料是铁球团烧结尾气,其组成如表 5-1:

表 5-1 尾气组成

序号	组分	组成			
		Vol%	$\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}$	$\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1}$	$\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$
1	SO ₂	0.18	720.00	32.14	2057.14
2	SO ₃	0.011	44.00	1.96	157.14
3	N ₂	70.49	281960.00	12587.50	352450.00
4	O ₂	15.51	62040.00	2769.64	88628.57
5	CO	0.5	2000.00	89.29	2500.00
6	CO ₂	2.66	10640.00	475.00	20900.00
7	HF	0.0058	23.20	1.04	20.71
8	HCl	0.0032	12.80	0.57	20.86
	干基总量	89.36	357440.00	15957.14	466734.43
	水蒸气	10.64	42560	1900	34200
	湿基总量	100	400000	17857.14	500934.43

以上内容仅为本文档的试下载部分，为可阅读页数的一半内容。如要下载或阅读全文，请访问：<https://d.book118.com/265001023301012002>