

郴州桥氮化工有限责任公司
20 万吨/年尿素技改工程

可行性研究报告

目 录

主要编制人员.....	4
目 录.....	5
1 总 论.....	1
1.1 概述.....	1
1.2 研究结论.....	4
2 市场预测分析.....	7
2.1 2006 年氮肥市场回顾.....	7
2.2 2007 年氮肥市场展望.....	11
3 生产规模和产品方案.....	13
3.1 产品方案.....	13
3.2 产品质量标准.....	13
3.2 生产制度.....	13
4 工艺技术方案.....	14
4.1 现有设备概况.....	14
4.2 工艺技术方案.....	17
4.3 主要消耗.....	35
4.4 自控技术方案.....	36
5 原料、辅助材料及燃料的供应.....	38
5.1 主要原材料、燃料、辅助材料的需求量.....	38
5.2 水、电、汽小时需用量.....	38

6	建厂条件和厂址方案.....	39
6.1	建厂条件.....	39
6.2	厂址方案.....	41
7	总图运输、储运和土建.....	42
7.1	总图运输.....	42
7.2	储运.....	43
7.3	外管.....	43
7.4	土建.....	44
8	公用工程方案和辅助生产设施.....	48
8.1	公用工程方案.....	48
8.2	辅助生产设施.....	66
9	服务性工程与生活福利设施以及厂外工程.....	67
10	节能、节水.....	68
10.1	节能.....	68
10.2	节水.....	69
11	消 防.....	70
11.1	工程概况.....	70
11.2	设计依据.....	70
11.3	消防投资.....	74
12	环境保护.....	75
12.1	环境现状.....	75
12.2	设计采用的环境保护标准.....	75

12.3	本工程排放的主要污染物及污染源.....	76
12.4	污染物初步控制方案.....	77
12.5	绿化概况.....	79
12.6	环境监测.....	79
12.7	环保投资概算.....	79
13	劳动保护与安全卫生.....	80
13.1	设计依据.....	80
13.2	设计采用的安全卫生标准.....	80
13.3	工厂现有安全卫生概况.....	81
13.4	工艺生产的特点及生产过程中危害因素的分析.....	81
13.5	安全卫生技术措施效果.....	87
13.6	安全卫生机构设置及人员配备.....	87
13.7	安全卫生投资概算.....	87
14	组织机构与人力资源配置.....	89
14.1	组织机构.....	89
14.2	人力资源配置.....	89
15	项目实施计划.....	90
15.1	项目实施规划编制说明.....	90
15.2	建设周期规划.....	90
16	投资估算与资金筹措.....	92
16.1	投资估算.....	92
16.2	资金来源.....	93

17	财务评价.....	94
17.1	财务评价原则.....	94
17.2	总成本费用估算.....	94
17.3	投产初期的生产计划建议.....	95
17.4	产品销售收入和销售税金及附加.....	95
17.5	利润估算及分析.....	95
17.6	项目清偿能力分析.....	96
17.7	不确定性分析.....	97
18	社会评价和风险分析.....	99
18.1	社会评价.....	99
18.2	风险分析.....	99
19	研究结论.....	101
19.1	综合评价和结论.....	101
19.2	项目存在的问题及建议.....	101

附图:

1. 总平面布置图-----H49K-01
2. 水量平衡图-----H49K-02
3. 全厂供电系统图-----H49K-03
4. 原则性热力系统图-----H49K-04

1 总 论

1.1 概述

项目名称：郴州桥氮化工有限责任公司

20 万吨/年尿素技改工程

主办单位：郴州桥氮化工有限责任公司

法人代表：朱学军

1.1.1 可行性研究编制的依据和原则

1.1.1.1 编制依据

- a、郴州桥氮化工有限责任公司提供的相关资料。
- b、国家相关法律、法规文件。

1.1.1.2 编制原则

a、采用高新技术改造传统工业，即采用合成氨工业清洁生产新工艺在老装置上进行技术改造，合理利用资源，降低能耗，重点进行污染物治理，促进技术进步，实现氮肥工业的可持续发展。

b、将节能降耗做为企业发展的重要课题，切实做好节能工作。

c、从实际出发、节约投资、充分利用原有设备和装置。

d、设计中积极改进工艺、减少三废排放、尽量综合利用，搞好三废治理；贯彻国家的环保“三同时”原则。

e、本可行性研究报告编制内容和深度按中国石油和化学工业协会[中石化协产发（306）76 号]文发布的《化工投资项目可行性研究报告编制办法》进

行。

1.1.2 项目提出的背景、投资必要性

1.1.2.1 项目提出的背景

郴州桥氮化工有限责任公司（简称“桥氮公司”），是 2005 年 9 月始，由湖南省湘农农业生产资料集团有限公司（简称“湘农公司”），控股 58.06%、郴化集团参股 12.09% 的有限责任公司。桥氮公司位于郴州市北郊 23km，依京广线，临京珠高速公路，靠 107 国道 20km，据东江河 200m，公司占地面积 20.08 万平方米，建筑面积 15 万平方米，现有员工 829 人，各类专业技术人员 195 人，其中高级工程技术人员 3 人，中级职称技术人员 48 人。

桥氮公司始建于 1966 年，经过 40 余年的不断发展，由年产 0.5 万吨合成氨的小厂发展成为年产 13 万吨尿素、10 万吨合成氨、12 万吨碳酸氢铵、1.2 万吨甲醇、1.5 万吨液体二氧化碳、余热发电 1.5 万千瓦小时生产能力的郴州市的骨干企业，尤其市 2005 年 9 月以来，公司注重优势产品的生产，以及节能降耗，注重建设“受人尊重的和谐企业”，一年半以来，通过二次年度大修和加强管理，企业较以前有了很大的进步，生产能力有了很大的提高，企业发展步入了良性轨道。

1.1.2.2 项目建设的必要性

1.1.2.2.1 投资必要性

郴州桥氮化工有限责任公司主产品为尿素，其装置中主要设备均有富余，因此尿素装置有挖潜空间。如能充分发挥其能力，将产量做大，则产品的单耗将下降，成本将下浮，企业将有更大的余力应付 WTO 的挑战。这样的挖潜所需的投入是比较少的。

a) 尿素市场有容量。虽然其价格受国际市场价所左右，但表现在销售上困难不大。加上本省受原料制约，及企业管理等问题所拖累的大中型尿素厂严重开工不足及停产，则本省尿素市场空间将更大。

b)桥氮化工公司是迅速发展上升的企业，保留了很多原有的优良传统，试以职工人数作比较，仅为同类老厂的 1/4 左右；加上现代化企业的运作，则按市场经济规律来说，“适者生存”是必然的，这也就是进行本工程建设的最大必要性了。

1.1.2.2.2 建设本工程的经济意义

a、湖南省是以农业生产为主的省份。在全国六项基本农产品中，湖南省有五项目列于全国前十名之中。建设本工程，有利于占领市场和保证农业生产的丰收。

b、本工程的建设，有利于调整湖南省氮肥品种的结构，即提高氮肥产量中尿素的比重。

c、建设本工程是企业发展、做强做大、兴旺发达的基础工作。

1.1.3 研究范围

装置范围

合成氨装置：总氨能力 13 万吨/年（新增 5 万吨/年）

尿素装置：尿素产量 20 万吨 / 年（新增 7 万吨/年）

全厂公用工程及辅助设施

- (1)总图运输
- (2)给排水
- (3)全厂循环水装置
- (4)污水处理
- (5)热电站及蒸汽系统
- (6)全厂外管
- (7)原料煤及燃料煤
- (8)产品贮运系统

1.2 研究结论

本项目建成后，项目总投资收益率 11%，投资利税率 13.11%，税前财务内部收益率 15.26%，税后财务内部收益率 10.79%，税前投资回收期(含建设期)6.23 年，税后静态投资回收期(含建设期 7.33 年，均优于行业基准指标。从财务的角度看，该项目是可行的。

在郴州桥氮化工有限公司进行本项工程建设，由于有老厂的潜力，有适用的先进技术，有齐全的公用、社会设施；有办现代化企业成熟的领导班子。因此，投入不高，产出较多，风险较小。

不论从国家宏观经济效益或企业微观经济效益来看，在郴州桥氮化工有限公司进行本工程建设完全是适时、必要和合理的。

表 1-1 主要技术经济指标

序号	项目名称	单位	数量	备注
1	生产规模			
	合成氨	10 ⁴ t/a	5	新增能力
	尿素	10 ⁴ t/a	7	新增能力
	合成氨总能力	10 ⁴ t/a	13	
	尿素总能力	10 ⁴ t/a	20	
2	年工作日	天	300	
3	主要原料用量			
	原料煤	10 ⁴ t/a	8.5	本期工程增加用量
	燃料煤	10 ⁴ t/a	25.5	本期工程增加用量
4	公用动力消耗量			
4.1	供水			
	泵房供水量	m ³ /h	4680	全厂

	循环水用量	m ³ /h	5000	新增
	造气循环水	m ³ /h	1260	全厂
4.2	供电			
	设备容量	kW	29677	总量
	用电负荷	kW	26817	总量
	年耗电量	10 ⁴ kWh	18797	
4.3	供汽	t/h	43.8	新增
5	三废排放量			
5.1	废气			
	造粒塔顶排	10 ⁴ m ³ /h	~20	全厂
	造气炉吹风气	10 ⁴ m ³ /h	9.6	新增
	锅炉烟气	10 ⁴ m ³ /h	17.25	全厂
	尿素排气筒尾气	m ³ /h	450	全厂
5.2	废水			
	解吸废液	m ³ /h	12.4	深度水解处理
	造气污水	m ³ /h	1260	循环使用
5.3	废渣			
	造气炉渣	10 ⁴ t/a	2.6	锅炉燃料 新增
	锅炉灰渣	10 ⁴ t/a	12.96	外售作建材 新增
	活性炭脱硫剂	t/a	10	填埋
6	运输量	10 ⁴ t/a	73.96	新增
	其中运入量	10 ⁴ t/a	44	新增
	运出量	10 ⁴ t/a	29.96	新增
7	全厂定员	60	本期工程所需人员由工厂内部调剂解决	
8	厂区占地面积	10 ⁴ m ²	本期工程不需征地	
9	本工程新增建筑面积	m ²	11407	全部为生产车间建筑

10	工程项目总资金	万元	21059.32	
10.1	建设投资	万元	20059.12	
10.2	建设期利息	万元	205.2	
10.3	流动资金	万元	795	
11	报批项目总投资	万元	20502.82	
	其中：铺底流动资金	万元	238.5	
12	年销售收入	万元	14613.5	正常年
13	成本和费用	万元		
13.1	年均总成本费用	万元	11560.12	
13.2	年均经营成本	万元	9686.96	
14	年均利润总额	万元	2211.24	
15	息税前利润（EBIT）	万元	2316.39	
16	年均销售税金及附加	万元	49.99	
17	年均增值税	万元	499.89	
18	财务分析盈利能力指标			
18.1	投资利税率	%	13.11	
18.2	总投资收益率	%	11	
18.3	投资回收期			
	所得税前	年	6.23	
	所得税后	年	7.33	
18.4	项目财务内部收益率			
	所得税前	%	15.26	
	所得税后	%	10.79	
18.5	项目财务净现值（Ic=9%）			
	所得税前	万元	6031.85	

	所得税后	万元	1645.37	
18.6	资本金内部收益率	%	11.41	
19	借款偿还期（含建设期）	年	4	

2 市场预测分析

2.1 2006 年氮肥市场回顾

2.1.1 2006 年氮肥行业景气度分析

据统计，2006 年 551 家氮肥生产企业实现销售收入 1395 亿元，同比增长 15.8%；利润总额约 97 亿元，同比下降 2.7%；行业平均利润率为 7.0%，低于 2005 年的 8.3%，见表 2-1。

从 2002~2006 年氮肥行业净利润率 5 月移动平均走势来看(图 1)，2006 年氮肥行业景气度承接了从 2005 年 1 月开始的下行走势，而且下降速度加快。

2006 年中国氮肥行业景气度继续下降，下降加快的主要原因是，氮肥行业是受原料成本价格上涨和出口限制影响最大的行业。

表 2-1 2006 年中国氮肥工业经济指标 千元

项 目	2005 年	2006 年	同比增长/%
企业数量	569	551	
销售收入	120418600	139454792	15.81
利润总额	9992208	9727320	-2.65
利税总额	14139000	13438432	-4.95
亏损企业数量	137	163	18.98
亏损企业亏损总额	518032	1171640	126.17

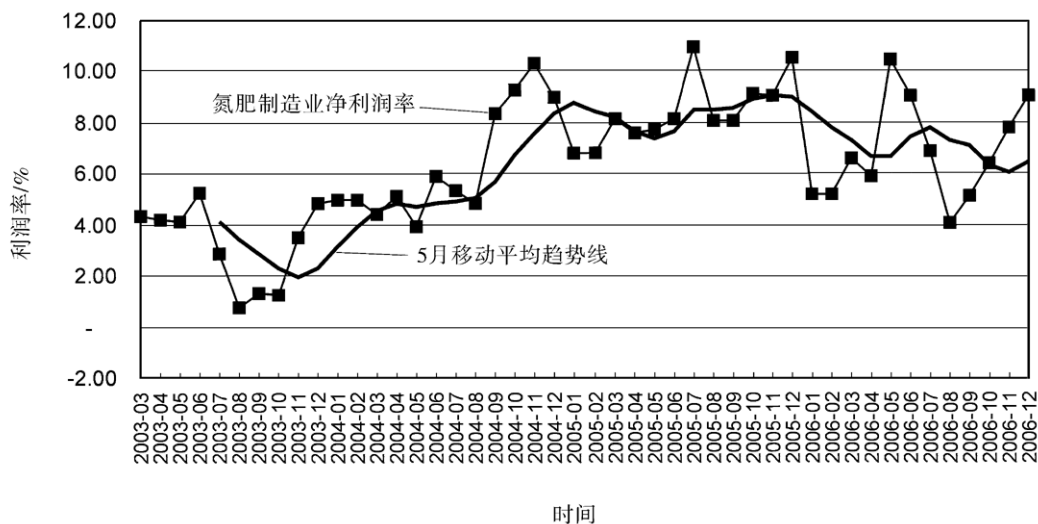


图 1 2002~2006 氮肥行业净利润率

2.1.2 2006 年氮肥行业成本及利润

2006 年中国氮肥生产用的煤炭、天然气、电价都有所上涨，加上运费的上涨，2006 年以天然气为原料的尿素企业成本上涨 100~120 元/t，以煤为原料的尿素企业成本上涨 70~80 元/t，ABC 生产成本上升 20~40 元/t；但由于尿素出厂价仅上涨 60~75 元/t，而 ABC 出厂价下跌了 10~35 元/t，导致 2006 年氮肥企业利润率下降，见表 2-2。

表 2-2 尿素生产成本

企业分类	生产成本/元		成本收益率/%	
	2006 年	2005 年	2006 年	2005 年
拥有天然气资源的企业	800~900	720~820	80~140	90~150
其他以天然气为原料的企业	1000~1100	850~950	65~100	75~110

拥有煤炭资源的企	870	820		80 ~
业	~970	~920	75~110	120
其他以煤为原料的	1250	1150	- 20 ~	-
企业	~1800	~1700	10	10~30
以油为原料的生产	1800	1800	- 15 ~	-
企业	~2100	~2100	-5	20~ -10

2.1.3 2006 年氮肥市场分析

BOABC 预计 2006 年中国氮肥市场将继续保持产销两旺，供过于求的状况将继续加大，价格高位走低，行业景气度显著下降。

2005、2006 两年整个尿素产能增加了 6 Mt 以上（实物量，下同），导致尿素产量连续以 3 Mt/a 以上的速度增长；而征收 30% 的高额出口税又使得至少 3 Mt/a 的出口尿素转入国内市场，使得供给增长大于需求增长，国内市场由供给偏紧转为供过于求。2006 年年末中国氮肥库存已经达到 9.52 Mt（折纯），同比提高 13.2%，库存消费比达到 26.6%。

由于市场转为供过于求，使得氮肥企业在生产成本仍然增长的情况下，产品售价却大多出现下降，从而导致了行业景气度的下降。

2.1.4 2006 年氮肥产量

2006 年，中国氮肥在产能扩大、国内工农业需求依然强劲，价格依然保持高位的情况下，企业生产的积极性依然较高，带动了氮肥产量继续增长。预计全年氮肥产量为 37.4 Mt（折纯），同比增加 4.2%。其中尿素产量占氮肥总产量的 59.7%，ABC 产量占氮肥总产量的 20.0%，复合肥中氮素产量占氮肥总产量的 12.0%，氮肥品种分布见图 2。

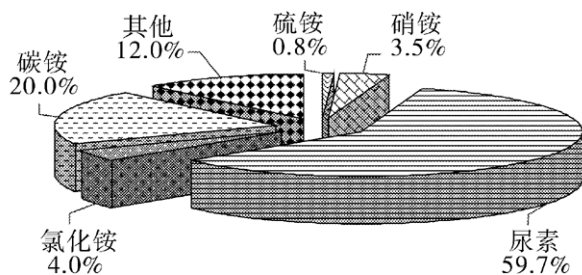


图 2 2006 年氮肥分品种比重

2.1.5 2006 年氮肥进出口

2006 年中国氮肥进口量为 654 kt（折纯，进口量不含氨进口量），同比下降 14.5%，而且 87% 的氮肥进口为复合肥；单一氮肥的进口量仍然不大，约 86 kt（折纯），其中尿素进口量仅 38 kt（实物量），同比下降 47.1%，硝铵进口量为 53 kt（实物量），同比下降 35.9%。

2006 年中国氮肥出口量同比增长，出口量约 1.15 Mt（折纯），同比增长 8.9%。其中尿素出口量为 1.37 Mt（实物量），同比下降了 13.0%。

2.1.6 2006 年氮肥消费

2006 年中国氮肥消费量约为 35.8 Mt（折纯，下同），同比增长 6.7%。2006 年中国气候条件比较有利于农业生产，农作物播种面积继续扩大，工业尿素消费量继续以 10% 以上的幅度增长，这些是带动中国氮肥消费增长的主要原因。

2.1.7 2006 年尿素市场回顾

2.1.7.1 2006 年尿素产量

在需求拉动、政策鼓励和价格刺激作用下，尿素生产企业的积极性依然较高，使得 2006 年尿素产量同比增幅达到 9.1%，全年产量预计为 22.33 Mt（折纯，实物量为 48.54 Mt）。

2.1.7.2 2006 年尿素消费

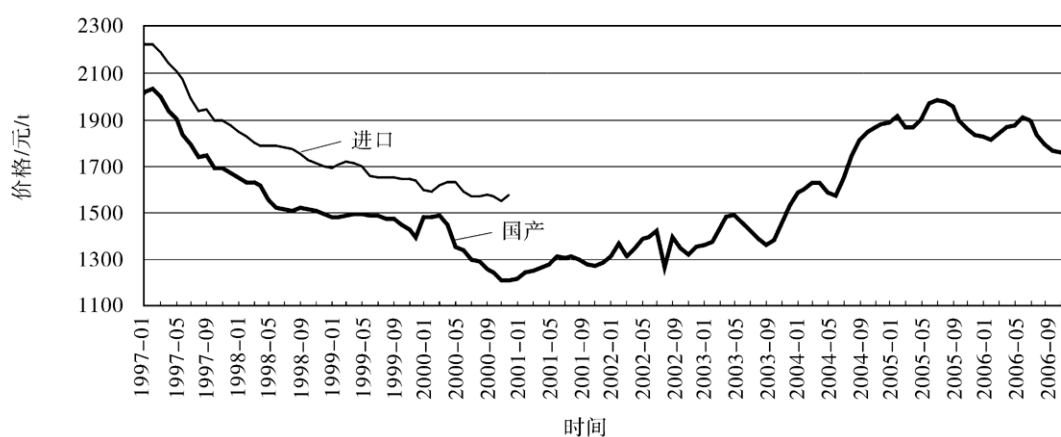
2006 年中国农业和工业尿素需求仍然旺盛，尿素总消费继续保持较大幅度增长，预计全年消费量约 20.5 Mt（折纯，实物量为 44.57 Mt），同比增长 11.7%。

2000 年以来，中国工业用尿素需求年均增速在 10%以上，其应用领域也有一定拓展，包括人造板用胶、三聚氰胺、AC 发泡剂、陶瓷、涂料、医药等。

2006 年，中国人造板产量达 $6771 \times 10^4 \text{ m}^3$ ，同比增长 22%，脲醛树脂胶使用量约为 4.4 Mt，消耗尿素超过 3 Mt（实物量，下同），同比增长了 22%；国内三聚氰胺产量约为 350 kt，消耗尿素约 1.1 Mt；再加上其他工业消耗约 1 Mt，工业用尿素总消耗量在 5 Mt 左右，占全国尿素总产量 43.37 Mt 的 10% 左右。

2.1.7.3 2006 年尿素价格走势

2006 年中国尿素平均出厂价约 1646 元/t，同比分别上涨 4.2%；平均零售价约 1825 元/t，同比分别下降 1.8%，见图 3。



2.2 2007 年氮肥市场展望

2.2.1 2007 年氮肥市场趋势预测

BOABC 预计，2007 年整个氮肥生产供过于求的状况将继续加重，价格仍将高位走低（售价提高难以弥补成本上涨），行业景气度将继续下降，企业将面临成本上涨和价格下降的双重压力。

氮肥行业是受中国取消化肥生产优惠政策影响最大的行业，将导致 2007 年尿素生产成本上升 100~150 元/t；但是在 2005~2007 年中国尿素产能增

长累计达到 12 Mt 以上（实物量）和仍将限制出口的情况下，2007 年国内氮肥可能供过于求，尿素等氮肥出厂价将很难突破 2005 年的历史高位。

2.2.2 2007 年氮肥产量预测

尽管氮肥景气度下降较快，但是 2005 年以来尿素新增产能的快速增加，将导致 2007 年中国氮肥产量继续增长。据不完全统计，2005~2007 年中国尿素产能增加总量将达 12.5 Mt，而且磷铵生产能力也在快速增长；因此，预计 2007 年中国氮肥产量仍将继续增长。

BOABC 预计 2007 年中国氮肥的产量可能会达到 39 Mt（折纯，下同），同比增长 4.3%。其中尿素产量将达到 24 Mt，同比增长约 7.5%。

2.2.3 2007 年氮肥进出口预测

由于中国即将推行化肥流通体制改革和计划继续对尿素出口征收出口税，在国际油价会落地的情况下，中国尿素出口的成本优势将进一步降低；但大型企业仍具有较高的国际竞争力，考虑到国内市场供过于求的状况将加重，预计这些有竞争力的企业将会扩大出口；因此，预计 2007 年中国尿素出口量将高于 2006 年，初步预计为 2 Mt（实物量）；考虑到 AS、氯化铵出口的增长，预计 2007 年中国氮肥总出口量高于 2006 年，预计 2006 年氮肥出口总量约 1.6 Mt(折纯)，同比增长 39.6%。

在国内生产供过于求状况加重和国产尿素在国内市场比较优势明显，基本占据着 100%国内市场的情况下，预计 2007 年中国进口尿素仍将在 100 kt（实物量，下同）以下；而且预期 DAP 进口量也将下降，预计氮肥总进口量将低于 2006 年。

2.2.4 2007 年氮肥消费预测

由于政府继续重视粮食生产、继续加大粮食生产补贴和农资补贴力度，加之 2006 年种植收益和粮价有所提高，预期 2007 年农民的农业投入积极性仍将较高，同时工业尿素用量将继续增长；因此 BOABC 初步预计 2007 年中国的氮肥消费将保持增长，预计 2007 年氮肥消费总量将为 37.5 Mt（折纯，

下同), 同比增长 **4.8%**, 其中尿素的消费量将达到 **22.5 Mt**, 同比增长约 **9.8%**。

3 生产规模和产品方案

3.1 产品方案

表 3-1

序号	项 目	单 位	现 有	本工程增加	建成后
1	合成氨	10 ⁴ t/a	生产能力 8	生产能力 5	总生产能力 13
2	尿 素	10 ⁴ t/a	13	7	20

3.2 产品质量标准

表 3-2

品 种	标 准	主 要 指 标
合成氨	GB536-1988	一级品：含 NH ₃ %≥99.8
尿 素	GB2440-1991	含油、水%≤0.2 优等品：含氮总量（干基计）%≥46.3 缩二脲%≤0.9 水分%≤0.5 粒度(0.85~2.5)%≥90

3.2 生产制度

按全年 300 天

每天 24 小时

4 工艺技术方

4.1 现有设备概况

4.1.1 合成氨部分

表 4-1 现有主要设备表

序号	工段	设备名称	型号规格	单位	数量	备注
1	锅炉	沸腾炉	20t/h	台	1	
		循环流化床锅炉	75t/h	台	1	
2	原料	煤棒挤压机	MBJ210, Q=4000kg/h	台	8	55kw
3	造气	煤气发生炉	DN2260	台	2	5.5kw
			DN2400	台	13	5.5kw
		气 柜	V=5000m ³	台	1	
		鼓风机	9-19-13NO9D	台	3	125kw
			9-19-11NO9D	台	3	125kw
		洗气塔	DN4200×10800	台	1	
4	脱硫		DN3000	台	1	
			YD-6		1	
		萝茨风机	D36/80-5000	台	2	
			R604N 231m ³ /min	台	4	280KW
			LG480	台	3	130KW
		脱硫塔	DN2200		1	
			DN1800		1	
		再生槽	DN5300/DN4500		1	
			DN4600/DN3800		1	
		脱硫泵	IH200-150-315		2	45KW

			IH150-125-315		1	
			6BA-8		2	22KW
5	变换	中变炉	DN3200×14000	台	1	50KW
		低变炉	DN3400/DN2600×18000	台	1	
		饱和热水塔	DN2000×22735	台	1	
			DN1800×23882	台	1	
			DN1400×9585		1	
		主热交	F=497m ²	台	1	
			DN1300×9749	台	1	
		热水泵	F=300m ²	台	3	
		100R	台	2	11KW	
		80R				
6	压缩	氢氮压缩机	L3.3-17/320	台	14	320KW
			M-73/314		3	1250KW
			H224A-165/314		1	2500KW
7	脱碳	脱碳塔	DN2600×36798	台	1	45KW
		气提塔	DN360×34600	台	1	
		洗涤塔	DN1600×21300	台	1	
		气提风机	9-19NQ11.2D	台	2	
		罗茨风机	L601	台	3	
		脱碳泵	200D12×8	台	3	
8	变换 气脱 硫	变脱塔	DN2400×17000	台	1	75KW
		变脱塔	DN2400×15000	台	1	
		脱硫泵	150D30×3	台	4	
9	双甲	甲醇塔	DN800×15770	台	1	180KW
		甲烷化塔	DN800×15770	台	1	
		水冷器	F=200 m ²	台	2	
		循环气加热器	F=196 m ²	台	2	
		热交换器	F=60 m ²	台	1	
		循环机	2DZ8-2.3/120-140	台	3	
		水洗泵	3W-6BT ₂	台	2	

10	合成	合成塔	DN800×15683	台	1	
			DN600×11617	台	1	
		冷交	F=216 m ²	台	1	
			F=81 m ²	台	1	
		废热锅炉	DN1000 F=70 m ²	台	1	
			DN1600 F=46 m ² / 35 m ²	台	1	
		氨冷器	F=240 m ²	台	1	
			F=85 m ²	台	1	
		循环气加热器	DN700 F=327 m ²	台	1	
			F=92 m ²	台	1	
循环机	2DZ5.5-1.8-285/320	台	3	180KW		
	2DZ5.5-1.4-285/320	台	2	140 KW		
	2Z2.4- ^{0.8} /285-320	台	1	95 KW		
11	冷冻	冰机	8AS17	台	3	190
			LG20A200Z	台	2	250
		液氨贮槽	V=100 m ³	台	4	
15	吹风 气回 收	燃烧炉	DN5200	台	1	
		旋风分离除尘器	DN4000	台	1	
		余热锅炉	Q42/950-15-1-27/28	台	1	
		软水加热器	0	台	1	
		空气余热器		台	1	
		鼓风机	9-26 7.1D	台	2	75KW
		引风机	Y4-37 16D	台	1	110KW

4.1.2 尿素部分

序号	车 间	装 置 名 称	套(台)数
1	合成	DN1200 尿素合成塔系统, V=20m ³	2
2	CO ₂ 压缩	M-56/20.6 CO ₂ 压缩机 710kw	2
3	高压泵房	20m ³ /h 液氨泵 132kw	2
		12 m ³ /h 一甲泵 90kw	2
		4 m ³ /h 二甲泵 4kw	2

		4 m ³ /h 氨水泵 4kw	2
4	分解蒸发	DN1100 一段分解塔系统	1
		DN700 二段分解塔系统	1
		DN1100 一段吸收塔系统	1
		氨冷器	3
		DN1000 一段蒸发分离器	1
		DN1200 二段蒸发分离器	1
6	造粒及包装	DN9m 造粒塔系统	2
		尿素包装贮运系统	1

4.2 工艺技术方案

本工程为前期工程的挖潜改造，因此工艺技术路线不作原则性变更。其中合成氨部分主要为挖潜、填平补齐；尿素部分主要为在采用均温型合成塔内件基础上的配套、挖潜及填平补齐。

4.2.1.合成氨装置

本工程为填平补齐工程，合成氨仍采用原有工艺路线。基本思路为：基本利用原有设备，形成一套完整的合成氨系统，能力为 5 万吨/年总氨（以下简称 1#）；利用部分原有设备，主要为新上设备，形成一套能力为 8 万吨/年总氨能力的系统（以下简称 2#）。基本流程为固定层煤气炉间歇造气；栲胶法半水煤气脱硫；往复式氢氮气压缩机加压；压缩机二段出口去变换，变换气湿法（栲胶法）脱硫、压缩机三段出口去碳丙脱碳（1#）、变压吸附脱碳（2#）；压缩机五段出口去双甲（1#）、醇烃化（2#）；压缩机六段出口去合成，最后得到的氨。

4.2.1.1 造气

郴州桥氮化工有限责任公司合成氨装置造气部分采用以煤为原料，固定层煤气炉间歇气化法制取半水煤气。主要流程为：吹风气经旋风除尘器除尘

后进吹风气余热回收装置副产蒸汽后放空；半水煤气经旋风除尘器除尘后进洗气塔降温除尘后进气柜。由于半水煤气的显热没有经过充分回收，这样既浪费了能量，又多消耗了冷却水，不太合理。

本次工程造气部分须作相应改造，1#（下造气）新增煤气炉 DN2400 一台套；新增显热回收器及洗气塔 3 套，每四台造气炉共用一套，半水煤气经过旋风除尘后，进显热回收器回收热量，副产蒸汽及过热蒸汽，然后经过洗气塔冷却降温，入气柜。原有鼓风机风量小、风压低，不利于强化生产，降低消耗，淘汰原有风机，新上 D400-21 空气鼓风机 3 台；整个控制系统采用微机油压控制系统。2#（上造气）新增 DN2650 煤气炉 4 台套，显热回收、鼓风机相应改造。

新增主要设备一览表

表 4-2

序号	设备名称	规格及型号	数量	单位	重量	备注
1	造气炉	DN2650	4	台		2#
		DN2400	1	台		1#
2	旋风除尘器	DN2000	5	台		利旧 15 台
3	显热回收器	LRG1000	5	台		
4	洗气塔	DN2000	5	台		
5	空气鼓风机	D400-21 Q=400m ³ /min P=2500mmH ₂ O	5	台		220KW
6	气柜	VN3000m ³	1	台		改造

4.2.1.2 吹风气回收

公司现有一套吹风气回收系统配下造气（1#），基本能满走扩建后 8 台造气炉的吹风气回收用，需新上一套吹风气回收系统以满足上造气（2#）扩建后 12 台造气炉的吹风气回收。

吹风气回收流程简述

由造气送来的吹风气，与两气回收来的废气分别送入中燃式燃烧炉燃烧后，获得的高温烟气直接进入余热锅炉。在锅炉中，高温烟气先后经过蒸汽过热段、蒸发段及软水加热段，之后，通过空气预热器，进一步回收烟气余热后，经引风机排至烟囱放空，锅炉出口 3.82MPa、420℃的蒸汽，送去发电机组发电后进入全厂蒸汽管网。

新增主要设备一览表

表 4-3

序号	设备名称	规格及型号	数量	单位	重量	备注
1	燃烧炉	DN6200/DN5500	1	台		
2	余热锅炉	Q70.5/900-25-3.82/450	1	台		
3	空气预热器	1600m ²	1	台		
4	引风机	Y4-73NO16D	1	台		132KW
5	空气鼓风机	9-19NO12.5D	2	台		110KW

4.2.1.3 脱硫

郴州桥氮化工有限责任公司原有两套半水煤气脱硫装置，大部分设备偏小，能力没有办法扩大，现考虑用原来两台 DN2800 碳化塔改造做 1# 系统的脱硫塔和冷却清洗塔，以此为基础，组成 1# 脱硫系统，同时新上 2# 脱硫系统，工艺流程不变，可以考虑同时采用栲胶脱硫工艺。

脱硫工段主要设备一览表

表 4-4

序号	名称	规格型号	数量	材料	备注
1	脱硫塔	DN4800×31000 内装填料：330m ³	1 台	碳钢	
2	变脱塔	DN2600×24900 内装填料：75m ³	1 台	碳钢	
3	精脱硫塔	DN2400×14740 内装精脱硫剂：36m ³	2 台	碳钢	
4	精脱硫净化塔	DN2400×12590 内装精脱硫剂：20m ³	1 台	碳钢	
5	脱硫泵	Q=300~350 m ³ /h	3 台		
6	变硫泵	Q=40~50 m ³ /h	2 台		
7	喷射再生槽	DN6700/DN5500 附喷嘴 12 个	1 台	碳钢	
8	栲胶制配系统	DN3000×6500	1 套	碳钢	
9	熔硫釜	DN1000×5600	2 台	不锈钢	

4.2.1.4 压缩

郴州桥氮化工有限责任公司现有 M-73/314 型氢氮压缩机 3 台，H224A-165/314 型氢氮压缩机 1 台，上述二种机型合计能力可以达到 5 万吨/

年合成氨，以上压缩机可做为 1# 系统压缩机。公司另有 L3.3 型氢氮压缩机 14 台，这种压缩机生产能力小，设备陈旧，能耗高，与大机并机困难，因此是早该淘汰的机型。本次工程拟全部淘汰 L3.3 型压缩机，新上 3 台 6M32 型氢氮压缩机，形成 2# 压缩系统，总生产能力达到 8 万吨/年合成氨，这样既降低了能耗，又满足了生产要求。

新增主要设备一览表

表 4-5

序号	设备名称	规格及型号	数量	单位	重量	备注
1	压缩机	6M32-185/314	3	台		3100kw

4.2.1.5 CO 变换

目前国内中小氮肥厂变换工艺大致有中温变换、中串低、全低变、中低变几种，其中全中变及中串低因蒸汽消耗高或流程长等原因已逐步淘汰。全低变由于蒸汽消耗最低，且由于反应温度低，能显著减小换热器的面积，节省设备投资，因而被不少厂家采用。但全低变工艺对原料气、水和蒸汽的品质要求高，管理水平也要相应跟上，因此许多厂家由于种种原因付出了不小的代价，主要是触媒寿命大大缩短，而低变触媒价格昂贵，因而影响了经济效益。

中低低变换工艺是在吸收中串低和全低变的优点的基础上，结合我国的实际管理水平而发展起来的，它与全低变工艺相比蒸汽消耗稍有上升，但克服了全低变工艺在生产中的难题，达到了稳定生产、降低消耗的目的。

公司现有两套变换装置，能力满足不了本工程的需要，考虑将现有装置整合成为一套满足年产 5 万吨合成氨能力的 1# 装置，新上一套年产 8 万吨的中中低低变换工艺装置。

新上变换系统的主要设备选型见下表。

表 4-6 变换工段主要工艺设备一览表

序号	名称	规格型号	数量	材料	备注
1	中变炉	DN4200×12970，内装 B112 中变触媒 48m ³	1 台	碳钢	
2	低变炉	DN4000×13920 低变触媒 28m ³	1 台	碳钢	
3	主热交换器	DN1600×11100，列管式 换热面积：480m ²	1 台	不锈钢	
4	一段冷却器	DN1300×6773，管壳式 换热面积：80m ²	1 台	不锈钢 碳钢	
5	二段冷却器	DN1300×6773，管壳式	1 台	不锈钢	

		换热面积：100m ²		碳钢	
6	一水加热器	DN1300×8674，管壳式 换热面积：200m ²	1 台	不锈钢 碳钢	
7	二水加热器	DN1300×10575，管壳式 换热面积：158m ²	1 台	不锈钢 碳钢	
8	变换气冷却器	DN1300×10575，管壳式 换热面积：260m ²	1 台	不锈钢 碳钢	
9	饱和热水塔	DN2000×2200	1 台	碳钢	
10	热水泵	Q=190~200 m ³ /h	1 台		
11	冷凝水泵	Q=100m ³ /h	1 台		

4.2.1.6 脱碳

4.2.1.6.1 概述

郴州桥氮化工有限责任公司有一套 6 万吨/年合成氨能力的碳丙脱碳装置，运行良好。可满足本工程一套系统要求。

本次技术改造，需要新增 8 万吨/年合成氨能力的脱碳装置，现就脱碳装置工艺方案的确定情况介绍如下：

目前脱碳方法可以大致分为溶剂吸收法和变压吸附法两大类

1) 溶剂吸收法脱碳

溶剂吸收法是传统的脱碳方法，分为物理吸收法和化学吸收法，在我国，吸收法已在合成氨厂变换气脱碳工艺中广泛使用。

物理吸收的原理是通过交替改变二氧化碳和吸收剂（通常是有机溶剂）之间的操作压力和操作温度，实现二氧化碳的吸收和解吸，从而达到分离处理二氧化碳的目的。在整个吸收过程中不发生化学反应，因而消耗的能量要

比化学吸收法要少，通常物理吸收法中吸收剂吸收二氧化碳的能力随着压力增加和温度降低而增大，反之则减小。物理吸收法中常用的吸收剂有碳酸丙烯酯、甲醇、乙醇、聚乙二醇及噻吩烷等高沸点有机溶剂。目前，工业上常用的物理吸收法有 Fluor 法、Rectisol 法、Selexol 法等，南京化学工业公司（集团）研究院于 80 年代初开发成功一种较为先进的脱碳技术——NHD 法，它与国外的 Selexol 工艺类似，只是二者所用溶剂的组成不同。NHD 是一种优良的物理吸收溶剂，溶剂的主要成分是聚乙二醇二甲醚的同系物，它具有沸点高、冰点低、蒸汽压低、对 H₂S 和 CO₂ 及 COS 等酸性气体有很强的选择吸收性能，脱除二氧化碳效率在物理吸收法中较高。物理吸收法由于 CO₂ 在溶剂中的溶解服从亨利定律，因此仅适用于 CO₂ 分压较高的条件。

化学吸收法是使原料气和化学溶剂在吸收塔内发生化学反应，二氧化碳进入溶剂形成富液，富液进入脱吸塔加热分解出二氧化碳，吸收与解吸交替进行，从而实现二氧化碳的分离回收。目前工业中广泛采用热碳酸钾法和醇胺法这两种化学吸收法。热碳酸钾法包括苯非尔德法、砷碱法、卡苏尔法等。以乙醇胺类作吸收剂的方法有 M E A 法（一乙醇胺）、D E A 法（二乙醇胺）及 M D E A（N—甲基二乙醇胺）法等。

2) 变压吸附脱碳

变压吸附（PSA）技术是近 30 多年来发展起来的一项新型气体分离与净化技术。1942 年德国发表了第一篇无热吸附净化空气的专利文献。60 年代初，美国联合碳化物公司首次实现了变压吸附四床工艺技术的工业化。由于变压吸附技术投资少、运行费用低、产品纯度高、操作简单、灵活、环境污染小、原料气源适应范围宽，因此，进入 70 年代后，这项技术被广泛应用于石油化工、冶金、轻工及环保等领域。

3) 变压吸附脱碳技术和溶剂吸收法脱碳的对比

①吨氨消耗吸附剂 0.17kg，每公斤吸附剂单价为 8 元；吨氨消耗碳

丙 1.0kg，每公斤碳丙单价为 10 元；吨氨消耗 NHD 溶剂 0.3kg，每公斤 NHD 溶剂单价为 16 元；吨氨消耗 MDEA 溶剂 0.2kg，每公斤 MDEA 溶剂单价为 16 元。

②循环水单价按 0.15 元/t 计。

③电费按 0.35 元/kW·h 计。

工艺技术指标比较

项目	两段变压吸附（专利）	NHD 法	碳丙法（PC 法）	改良 MDEA 法	一段变压吸附
操作压力/MPa	0.7~0.8	1.7~1.8	2.7~2.8	1.7~1.8	0.7~0.8
操作温度/℃	≤40	-5~0	≤40	40~60	≤40
氢气回收率/%	≥99.0	≥97.5	≥97.0	≥99.5	≥95.0
氮气回收率/%	≥96	≥96	≥96	≥98	≥88
一氧化碳回收率/%	≥95	≥94	≥94	≥98	≥85
净化气中 CO ₂ /%	≤0.2	≤0.2	≤0.2	≤0.2	≤0.2

吨氨综合运行费用比较

项目	两段变压吸附（专利）	NHD 法	碳丙法（PC 法）	改良 MDEA 法	一段变压吸附
1. 原材料消耗					
吸附剂消耗费用/元	1.36	4.8	10.0	3.2	1.36
2. 公用工程消耗					
循环水消耗/元	0.15	7.5	4.5	6	0.9
电费/元	1.05	52.5	38.5	31.5	33.6
压缩机电耗/元		16.1	31.5	16.1	
蒸汽消耗/元		3.0		130	
小计（元）	1.2	83.9	84.5	186.80	34.50
3. 其他					
每年维修费用/元	1.0	5.5	6.0	6.00	1.00
氢气损失产生的费用，每立方米 氢气按 0.55 元计/元	12.50	31.33	37.6	6.27	62.7
氮气损失后，因回收吹风气增加的 压缩机电费，每立方米氮气按 0.08 元计/元	2.33	2.35	2.35	1.16	6.99
小计/元	15.83	39.18	45.95	13.43	70.69
合计/元	17.03	123.08	130.45	200.23	106.55

4) 通过比较，认为变压吸附法相对其他的方法有着巨大的优势，因此本工程确定采用。

4.2.1.6.2 装置流程简述

变压吸附脱碳装置采用两段变压吸附工艺，通常称为提纯段和净化段。

该技术的主要特点为：

1). 在提纯段没有任何动力设备的条件下，直接获得纯度为 98.5% 以上

的产品二氧化碳，改变了传统变压吸附脱碳方法需要用纯度为 98.5%以上的产品二氧化碳去置换和顶替绝大部分吸附剂吸附的比二氧化碳吸附力弱的气体以及床层死空间中一氧化碳、甲烷、氮、氩及氢气，以达到提纯产品二氧化碳的目的，既节省产品二氧化碳升压机和产品二氧化碳循环的电耗，又提高产品二氧化碳的回收率。

2). 当吸附床层达到饱和，吸附剂需要再生时，在提纯段和净化段均采用吹扫再生的方法，取代了过去用真空降压解吸再生，整套装置运行设备仅有驱动程控阀门的液压油泵（22KW/h 台），既节省真空设备投资，又大幅降低装置电耗，降低装置运行成本，提高企业的经济效益。

（3）具体方案如下

提纯段采用 25 台吸附塔多次均压工艺流程，当合成氨变换气在高压下通过提纯段吸附塔时，水（汽）、有机硫、无机硫、二氧化碳依次优先被吸附，出提纯段的中间气去净化段；当吸附剂饱和时，停止吸附，通过多次均压降，一方面将吸附剂吸附的二氧化碳解吸出来，顺着吸附方向去置换和顶替吸附剂吸附的比二氧化碳吸附力弱的气体，增加床层死空间中的二氧化碳浓度，另一方面充分回收床层死空间的氢氮气，将吸附床层内二氧化碳浓度富集到 98.5%以上；均压结束后，通过自然降压和吹扫将吸附床层内高浓度二氧化碳送至产品二氧化碳缓冲罐。

净化段采用 13 台吸附塔多次均压工艺流程，当提纯装置出口中间气通过净化段吸附剂时，二氧化碳被吸附，出净化段的合格净化气去下一工段。当吸附剂饱和时，停止吸附；通过多次均压降，一方面将吸附剂吸附的二氧化碳解吸出来，顺着吸附方向去置换和顶替吸附剂吸附的比二氧化碳吸附力弱的气体，增加床层死空间中的二氧化碳浓度，另一方面充分回收床层死空间的氢氮气；均降后，吸附床还有一定压力，进行顺放；顺放结束后，进行逆放，一部分逆放气进缓冲罐送至提纯段作为二段升压气回收，一部分逆放气送至提纯段作为吹扫气；当吸附床为常压时，用顺放气将吸附剂吸附的二氧

化碳吹扫出来，吹扫气返回提纯段回收。

(4) 本方案特点

由于本脱碳工艺技术方案采用目前最先进的变压吸附脱碳技术，提纯段吸附塔采用了恰当的工艺步骤，使得提纯段吸附剂靠自然解吸和利用二段气吹扫，从而使整个装置不需要动力设备。此外本脱碳工艺技术方案净化段吸附塔经过多次均压降后，吸附塔中的气体还有一定压力，并没有像以前那样放一部分回气柜或压缩机，而是返回到本装置的提纯段加以回收，即整个净化段没有任何气体放空。回收的气体分两部分，第一部分为顺放气体；第二部分为逆放气体。在保证净化气中二氧化碳小于 0.2%的前提下，本脱碳工艺技术方案是能耗最低的方案。

主要设备一览表

表 4-7

名称	规格	主要	数量	单重	总重
		材料	台	吨	吨
吸附塔	DN2200×20	16MnR	25	8.45	211.3
吸附塔	DN2000×18	16MnR	15	6.94	104.1
水分	DN2600×22	16MnR	1	7.5	7.50
缓冲罐	DN2600×8	16MnR	1	6.4	6.40
缓冲罐	DN2400×8	16MnR	2	8.76	17.52
缓冲罐	DN2600×8	16MnR	1	10.3	10.3
缓冲罐	DN3800×12	16MnR	1	22.5	22.5

4.2.1.7 净化

本公司原有净化装置分别为双甲工艺和铜洗工艺各一套，能力不能满足扩建后的需要，本次改造基本思路是双甲工艺装置不变，成为 1# 系统，新上醇烃化精制工艺的净化系统一套，成为 2# 系统。

目前国内合成氨厂生产过程中，对原料气精制的方法主要有铜洗法、深度变换—甲烷化法、双甲工艺精制法，醇烃化精制法是双甲精制的升级技术，将甲烷化镍系催化剂改为醇烃化铁系催化剂，形成联产甲醇醇烃化精制流程。醇氨比可以在 1: 3 至 1: 20 之间调节，装置操作灵活性大大提高，烃后气体 $CO+CO_2 \leq 10ppm$ 。CO、CO₂ 大部分生成了醇类物和碳氢化合物，在常温冷凝成为液体，生成甲烷很少，从而进入氨合成系统的 CH₄ 大大减少，即减少了合成弛放气放空量，降低了吨氨原料气消耗。

醇烃化精制流程与传统的铜洗流程和深度变换—甲烷化流程比较有明显的优势：原料气精度高、操作简单、运行稳定、消耗低、工作环境清洁。

4.2.1.7.1 醇烃化工艺与传统铜洗方案的比较

醇烃化工艺与铜洗工艺的消耗指标比较见下表。

醇烃化与铜洗消耗比较表

表 4-8

项目名称	单价	铜 洗		醇 烃 化		备注
		吨氨消耗	运行费/元	吨氨消耗	运行费/元	
自用氨	1.5	8kg	12	0		
电解铜	22	0.21kg	4.62	0		
冰醋酸	5	0.2kg	1.0	0		
蒸 汽	0.08	350	28	0		
电	0.5	62.3kwh	31.15	11.62kwh	5.81	
循环水	0.15	25t	3.75	17.1t	2.57	
烃化触媒	20	0		0.032kg	0.64	
醇化触媒	35	0		0.036kg	1.26	
合计			82.52		9.02	

从上表可以看出：

醇烃化工艺比铜洗法吨氨消耗成本下降 73.5 元/吨氨。因此，醇烃化工艺与传统流程有明显的优势。

4.2.1.7.2 醇烃化工艺流程简述

13.0MPa 的脱碳气经油分离器后，通过醇化预热器，提温至 160~180℃，进入醇化塔，经塔内换热器加热至 210~230℃，醇化反应后气体升至 250℃左右，再进醇化预热器与原料气换热降温后进醇化水冷器，进一步降温至 40℃，进入醇分离器，醇分后，(CO+CO₂) 降至 0.1~0.3%；醇后气经烃化预热器，从烃化塔下部进入下部换热器提温至 220~240℃，经下部换热器与醇后气体换热降温出烃化塔，此时 (CO+CO₂) 降至 10ppm 以下，烃后气经烃化预热器、烃化水冷器、烃化氨冷器，降温到 5~8℃左右，进入分离器，分离水、液态烃等物后送入氨合成系统。

4.2.1.7.3 主要设备选型

本工程主要工艺设备选型见下表。

表 4-9 醇烃化装置主要工艺设备一览表

序号	名称	规格型号	数量	材料	备注
1	甲醇化塔	DN1000 H=16000	2 台	碳钢	
2	甲醇化预热器	DN600 H=8000	2 台	碳钢	利旧设备改
3	甲醇化水冷器	DN1200 L=6000 F=180 m ²	2 台	碳钢	
4	甲醇化循环机	4 m ³ /min	2 台		
5	醇化油分离器	DN800 H=6000	1 台	碳钢	利旧设备改
6	烃化塔	DN1000 H=16000	1 台	碳钢	
7	烃化预热器	DN600 H=8000	1 台	碳钢	利旧设备改
8	烃化水冷器	DN1000 L=6000	1 台	碳钢	

9	烃化氨冷器	DN1000 L=6000	1 台	碳钢	
10	甲醇分离器	DN800 H=5000	2 台	碳钢	
11	烃化分离器	DN700 H=6000	1 台	碳钢	利旧设备改

4.2.1.8 合成工段

公司现有两套合成设备，一套为 DN1000 氨合成塔配套 DN700 分离系统，本次工程可以利用，成为 1# 合成系统，原碳系合成系统（DN800），可以利用其部分设备改造成醇烃化工艺的设备，新上一套 DN1200 合成系统成为 2# 氨合成系统。

2#氨合成工序主要设备见表

表 4-10

序号	名 称	规格型号	数量	材料	备 注
1	氨合成塔	DN1200 H=18900	1 台	碳钢	
2	塔外换热器	DN800 F=16827 F=805 m ²	1 台	碳钢	
3	水冷器	F=280 m ²	1 台	碳钢	
4	循环机	TC450-32/12	1 台		
5	废热锅炉	DN1200 F=213 m ²	1 台	碳钢	

6	冷交换器	DN1000 F=630 m ²	1 台	碳钢	
7	氨冷器	DN1000 F=450 m ²	1 台	碳钢	
8	氨分离器	DN1000	1 台		
8	油分离器	DN1000	1 台	碳钢	

4.2.1.9 冷冻及氨库

气氨经液气分离器送入螺杆制冷压缩机组。经过压缩后呈过热状态的气氨通过氨冷凝器被冷凝而液化。液氨被送入液氨贮槽贮存。

合成工段生产的液氨送入液氨贮罐贮存。上部的驰放气送到两气回收工段回收氢气和氨，液氨送尿素装置使用。

新增主要设备一览表

表 4-11

序号	设备名称	规格及型号	数量	单位	重量	备注
1	冰机	LG25IIIHA		台	2	500kw
2	液氨球罐	VN400m ³		台	1	

4.2.2 尿素装置

我国现有 190 多套水溶液全循环尿素工艺的尿素生产装置，这种工艺具有技术成熟、高压设备少、设备能国内制造、投资相对较低等特点。虽然经过了几十年的运行和改造，产品消耗有了一定的降低，但由于工艺的局限，水溶液全循环尿素生产工艺一直很难解决能耗高的难题。在重视能源消耗和

环境保护的今天，选择一种工艺成熟、能耗相对较低、原有设备利用较多、投资省、主要设备国产化的工艺，是我国尿素生产企业的共同愿望，也是社会的要求。

纵观国内外尿素生产先进工艺技术，无外乎有三种类型：一是提高转化率，二是采用汽提法等高压圈循环方式，三是利用中压甲铵热，减少蒸汽消耗，形成热循环工艺。因此，本工程对水溶液全循环工艺装置的节能降耗改造也应从提高转化率、减少系统循环量、降低蒸汽消耗、减少尾气和废液中氨和尿素的排放等方面来考虑。其具体改造方案如下：

4.2.2.1 改造合成塔结构，提高二氧化碳合成转化率

要利用原有尿素框架改造增产，必须提高合成的转率以达到增产的目的。国内目前在高压合成改造的方案有：

1) 增加高压圈设备，将气提法的高压合成技术引入水溶液全循环流程，该方案由五环工程公司开发，在山东几家氮肥厂使用，运行情况不是很理想，而且该方案增加四台高压设备，投资较大，约 3500 万元。

2) 采用等温合成塔技术，CO₂的转化率可提高到 75%以上，这种工艺，中压分解系统将减少 20~30%的负荷，从而达到增产降耗的目的，等温合成塔技术原本美国 UTI 技术，进口合成塔十分昂贵。本工程不考虑。但可采用湖南化工医药设计院设计的等温合成塔内件，利用原合成塔改造，可使合成转化率提高到提高到 75%以上，塔的改造费用约 200 万元，该塔型已经申请专利技术，具有较好的开发前景。

3) 利用原有合成塔进行改造，保留合成塔下部原有的旋流板，另外在合成塔的上部采用 GC- I B 型新型专利塔盘，提高尿塔的生产强度的同时，CO₂转化率可达 65%~67%。由于转化率较高，中压分解和中压吸收的负荷降低，使蒸汽消耗下降，该工艺对老厂改造方案投资最省，相对尿素的能耗也能降低。

本工程根据桥口氮肥厂目前合成塔的现状，建议合成塔的改造采用塔内

就地改装高效塔板以达到节能降耗的目的。

4.2.2.2 强化中压分解系统能力，降低蒸汽消耗

要达到此目的可采用高效塔型，考虑采用自汽提分解塔。该塔的原理是通过液体分布器对尿液的分布使尿液呈降膜状态，在加热分解过程中由于过剩氨的蒸发对甲铵的分解产生汽提作用。自尿塔出来的汽液混合物进入预分离器分离成气液两相，其中尿液进入自汽提一分塔上部，经过蒸馏段的精馏作用以减少气相带水量，再经液体分布器均匀地分配到每根汽提管中，自上而下呈降膜式流动，由于过剩氨的原因边加热边分解出的富氨气体对二氧化碳产生一定的汽提作用，类似于氨汽提工艺，属于自汽提范畴，这种汽提作用可使甲铵分解率由 88% 提高到 95%。

自汽提一分塔的主要优势是：

(1) 提高了蒸汽利用率，降低了蒸汽消耗。吨尿素可提高 20% 左右的蒸汽利用率，节约蒸汽约 200kg。

(2) 操作弹性加大。自汽提一分塔正常蒸汽操作压力 0.6MPa，出自汽提一分塔尿液温度 $\geq 160^{\circ}\text{C}$ 。这是膜传热的原因降低了传热温差，因为一分尿液的大量分解是在 135°C 完成的。操作中可适当降低一分尿液温度（如在 $155\sim 158^{\circ}\text{C}$ 左右），以降低蒸汽消耗。

(3) 提高了产品质量，减少了缩二脲的生成量。尿液在自汽提一分塔中成膜状快速流动，而不象一分加热器成浸没态缓慢流动，故停留时间大大减少。

本工程技术改造中采用预分离—预蒸馏流程，新上 $\Phi 1400\text{ mm}$ 自汽提一分塔，并在新上 $\Phi 1400\text{ mm}$ 自汽提一分塔前增加 $V 4.5\text{ m}^3$ 预分离器 1 台，尿素反应融熔物自合成塔出口减压后，首先进入预分离器进行闪蒸，预分离气不经预蒸馏塔直接进入后系统，降低了一、二段分解负荷及蒸汽消耗。

4.2.2.3 加大蒸发加热器的面积，提高蒸发系统生产能力

随着尿素产量的提高，蒸发系统已不能适应扩产的要求。在日产 400 t 尿素生产时，原有蒸发系统能力偏小。本工程改造加大一蒸加热器和二蒸加热器的换热面积，在原蒸发加热器位置就地安装。原闪蒸槽改为降膜式闪蒸槽。

4.2.2.4 减少排放的有效组分,降低消耗

在低压回收系统后增加尿素水解塔即可降低尿素排放气体和液体的氨和尿素量，减少对环境的污染，同时也能降低尿素的生产成本，回收氨和尿素。

(1) 增加惰气洗涤器、蒸发洗涤器减少尾气排放损失。

(2) 增加尿素水解装置，减少废液中的排放损失。

4.2.2.5 其他改进措施

(1) 更换一吸塔为 $\Phi 1600$ mm，一吸外冷器可利旧。

(2) 更换新型造粒喷头，增一台二氧化碳压缩机、一台液氨泵、一台二甲泵、一台尿熔融泵等动力设备，与日产 600 吨尿素相匹配。

4.2.2.6 主要设备选型

本工程主要工艺设备选型见下表

表 4-12 尿素装置主要工艺设备一览表

序号	名称	规格型号	数量	材料	备注
1	尿素合成塔	DN1200×19120 内设高效塔板	2 台	316L	利用改造
2	一段分解塔	DN1600/DN1400x18000 自汽提塔	1 台	316L	新上
3	一段吸收塔	DN1400 /DN1600x12000 高效塔板	1 台	不锈钢	新上
4	二段分解塔	DN1200 /DN800x12000 自汽提塔	1 台	不锈钢	新上
5	解吸塔	DN1000x23500	1 台	不锈钢	新上
6	水解器	DN1600x9100	1 台	316L	新上
7	CO ₂ 压缩机	4M56/20.6 Q=56m ³ /min	3 台		新上一台
8	一甲泵	3J1A-4-12 / 22 Q=12m ³ /h	3 台		新上一台
9	液氨泵	3YA-20 / 22 Q=20m ³ /h	3 台		新上一台
10	水解泵	Q=54m ³ /h H=70m	2 台		
11	解吸泵	Q=14~20m ³ /h H=420m	2 台		
12	闪蒸槽	DN1800 /DN1000x6000 降膜式闪蒸器	1 台	1Cr18Ni 9Ti	新增
13	蒸发洗涤器	DN1400x8000	1 台	1Cr18Ni 9Ti	新增
14	一蒸加热器	DN1000x11000 F _上 =45m ² , F _下 =160m ²	1 台	1Cr18Ni 9Ti	新增
15	二蒸加热器	DN500x3500 F=16m ²	1 台	1Cr18Ni 9Ti	新增

4.3 主要消耗

表 4-13 合成氨消耗定额(吨氨)

序号	名称	规格	单位	消耗定额
1	原料煤		t	1.67
2	栲胶		kg	0.07
3	脱硫剂		kg	0.12
4	蒸汽	0.2MPa	t	2.2
		1.3MPa	t	0.45
5	一次水		m ³	22
6	循环水		m ³	260
7	造气循环水		m ³	70
6	电		kwh	1200

表 4-14 尿素消耗定额（吨尿素）

序号	名称	规格	单位	消耗定额
1	液氨		kg	585
2	二氧化碳		kg	760
3	包装袋		个	20
4	蒸汽	1.3MPa	m ³	1.5
5	循环水		m ³	110
6	电		kwh	125

4.4 自控技术方案

4.4.1 自控水平及主要控制方案

a. 本工程生产装置较多，工艺流程长，检测控制回路多，但各装置的控制要求不一致，本着稳定工艺参数、保证产品质量、提高生产效率，同时考虑经济适用，节约投资的原则，拟采用常规仪表，对全厂生产过程进行监控。

b. 为了方便现场操作，在现场设置部分就地显示仪表。

4.4.2 仪表类型的确定

a. 常规二次仪表选用数字显示（调节）仪表。现场一次仪表选用引进技术生产的仪表或国外高质量产品。

b. 温度仪表

集中检测点选用普通或隔爆型热电阻、热电阻，沸腾炉温度检测选用耐磨热电阻。就地检测点选用抽芯防护式万向型双金属温度计。

c. 压力仪表

集中测点选用电子式压力变送器和智能型压力变送器。就地测点选用弹簧管压力表、氨用压力表、膜片压力表、隔膜压力表。

对窑尾压力与沸腾炉出口压力实行自动调节，保证各自的操作条件。

d. 流量仪表

一般介质选用旋涡流量计、电磁流量计、金属管浮子流量计，高压介质选用孔板配高静压差压变送器，固体物料计量选用核子秤或电子皮带秤，重要物料计量选用质量流量计。

e. 物位仪表

按被测介质的性质选用差压变送器、浮筒式液位计、超声波液位计及 γ 射线液位计。

f. 在线分析仪表

选用国产及引进技术生产的产品。所有的在线分析仪表均由供应商成套提供其采样及预处理装置，特别是要保证复合肥的肥份比例。

g. 执行器

选用性能优良，易于维护的气动执行机构。调节阀的阀体、阀芯、填料材质按照工艺介质的特性进行选择。

5 原料、辅助材料及燃料的供应

5.1 主要原材料、燃料、辅助材料的需求量

表 5-1

序号	项 目	规 格	单 位	新增量	来 源
1	原料块煤	C>60%	10 ⁴ t/a	8.5	本省或外省采购
2	燃料煤		10 ⁴ t/a	25.5	本省采购
3	化 学 品		t/a	10	市场采购
4	包 装 袋	50kg 装	10 ⁴ 个/a	16.01	本厂家属工厂生产

5.2 水、电、汽小时需用量

表 5-2

序号	项 目	规 格	单 位	用 量	备 注
1	一次水		m ³ /h	新增 4680	全厂
2	循环水		m ³ /h	5000	新增
3	蒸汽		t/h	43.8	新增
	电		kW.h	26817	全厂

6 建厂条件和厂址方案

6.1 建厂条件

6.1.1 地理位置及交通运输

郴州桥口氮肥厂位于湖南省郴州市北方向的桥口镇，东江南岸，厂区距桥口镇约 2km，距桥口火车站 3km，至郴州市区 23km，郴三铁路及郴资公路从厂区南侧经过，铁路专用线及货运道路均已进厂，交通运输方便。

6.1.2 地区和城镇社会经济现状

郴州市位于南岭北麓，自然资源丰富，农林产业发达，交通运输方便，工业门类齐全。郴州是湖南主要的水电及煤炭生产基地。该厂位于东江水电站下游，东江三级电站（石角坦电站）上游，水、电、煤供应条件好，交通运输方便，是郴州市规划的化工发展区，因此对本工程的建设是十分有利的。

6.1.3 气象资料

年平均气温	17.7℃
极端最高气温	38℃
极端最低气温	-5.1℃
年平均相对湿度	84%
冬季平均大气压	100.39kPa
夏季平均大气压	98.39kPa
年平均降雨量	1475mm
24h 最大降雨量	180mm
平均风速	2.9m/s

最大风速 21.4m/s

常年主导风向北风，夏季以南风为主。

6.1.4 水文

东江常年流量 210m³/s

东江最枯流量 90m³/s

夏季最高水温 19℃

冬季最低水温 9℃

硬度 1.1mgN/l

6.1.5 地形

原生产区为平坡与阶梯相结合的地形，中部已形成三个台阶，标高分别为 159m、163m、166m。本项目布置在原生产区东侧及部分住宅用地上，东侧用地为一山坡，坡向由东向西，坡度约 15 度。用地大致成南北方向的长条形，北端靠近东江。

6.1.6 地质

本项目用地地质属灰岩区，但建厂以来未发现岩溶地貌。根据已建工程的地质详勘报告看，该地区地层自上而下分别为填土、淤泥质土或耕土、粉质粘土混卵石（冲积）、粉质粘土混角砾（洪积）、粉质粘土及粉质粘土混角砾（残积），总厚度 20m 以上，下伏石炭系大塘阶角石登子段的灰岩夹泥质灰岩及钙质灰岩。除上部耕土、填土及淤泥质土外，其余岩土层物理性质较好，是理想的建筑场地。

6.1.7 地震烈度

本区地震烈度小于 6 度，设计基本地震加速度为 0.05g。

6.1.8 水源条件

郴州桥氮座落在东江河畔，供水均取自东江，东江水源可靠且水质洁净，流量稳定，水温低，取水点常年水温 14℃，是化工生产难得的有利条件。

6.1.9 电源条件

本工程电源取自桥口变电站，电源可靠。

6.1.10 工厂现状

该厂于 1970 年 5 月建成投产，原设计为年产 5 千吨/年合成氨厂，自 1993 年起，该厂先后进行了改造扩建，合成氨生产能力已扩建到年产 10 万吨规模、年产尿素 13 万吨、甲醇 1.2 万吨的生产规模。

郴州桥氮化工有限责任公司专业技术力量强，机修及运输力量可满足本工程生产需要。

6.1.11 厂址占地面积

工厂占地面积 170716m²，总建筑面积 70716m²，其中生产用地建筑面积 34383m²。本工程完全利用现有厂区内用地。

6.2 厂址方案

本工程在原有厂区内进行改造与扩建，无新征土地。

7 总图运输、储运和土建

7.1 总图运输

7.1.1 总平面布置

7.1.1.1 总平面布置原则

(1) 总平面布置结合现有的生产装置区实际情况，在满足工艺生产需要的前提下，保证生产和运输线路顺畅，合理布局，节约用地。

(2) 遵守国家有关总图运输规范、规定，满足防火防爆和安全卫生等要求。根据物料的性质、数量、包装及运输方式等条件，按不同类别相对集中布置。

(3) 根据装置的原料供应关系和产品的关联性，结合生产流程、物料流向、分区合理布置，做到物流顺畅，管理方便。

(4) 结合当地的地理环境及气象条件，做好环境保护。

根据上述布置原则以及厂区各生产装置实际情况，总平面布置如下：

本工程为改造扩建工程，主要生产装置原则上在原有装置位置进行改造。本次进行布置调整情况如下：在原中化、碳铵办公室处新建脱硫变换装置；在其西侧临铁路处新建 2#压缩机厂房；合成、醇烃化装置布置在原有脱硫装置区的位置；拆除原有 1000m³气柜，在其东侧新建一 5000 m³的气柜；造气装置在原有位置进行改造扩建；扩建的变压吸附脱碳装置位于原有装置的东侧；CO₂压缩、高压泵房在原有基础上进行扩建；400 m³氨罐布置在脱碳装置的北面；气机间是在原有的基础上予以扩建；将循环水、煤库、原料工段布

置在厂区的东侧。详细布置见总平面布置图。

7.1.1.2 竖向布置及土石方工程

本工程采用台阶式布置，因本工程为老厂区的改造扩建工程，故无土方工程。

7.1.1.3 绿化

厂内绿化以沿道路种植绿篱及行道树为主。

7.1.2 工厂运输

7.1.2.1 本工程货物运量

本工程全年新增总运输量为 **73.96** 万吨，其中运进原材料 **44** 万吨，运出成品 **7** 万吨。

7.1.2.2 运输方式

本工程原料及成品采用铁路运输，厂内设置货运装卸线，短途及零散货物采用公路运输。

7.1.3 排渣

污水处理所产生的沉淀渣采用货车运出，锅炉处设置临时渣场。

7.2 储运

本工程全年新增运输总量 **73.96** 万吨。

本工程将原料的煤库改建为尿素仓库，新建煤库。

运输方式采用铁路、公路运输，主要利用社会运输力量解决。本工程不增加运输车辆。

7.3 外管

本项目在老厂区内进行，厂区内外管可以在现有基础上进行改造，或者

部分新建。

7.4 土建

7.4.1 设计依据资料

7.4.1.1 根据工艺等专业所提供的条件进行设计。

7.4.1.2 设计中主要采用的规范、规程：

《建筑设计防火规范》 GB50016-2006

《建筑抗震设计规范》 GB50011-2001

《建筑结构荷载规范》 GB50009-2001

《混凝土结构设计规范》 GB50010-2002

《砌体结构设计规范》 GB50003-2001

《建筑地基基础设计规范》 GB50007-2002

7.4.1.3 建筑选用的做法详见相应的中南标 05ZJ001。

7.4.1.4 本工程所在地区的自然条件：风荷载 $0.3\text{KN}/\text{m}^2$ ；雪荷载 $0.3\text{KN}/\text{m}^2$ ；根据 GB50011-2001《建筑抗震设计规范》，郴州地区抗震设防烈度六度，设计基本地震加速度值为 $0.05g$ 。

7.4.2 土建工程的方案选择与原则确定

根据国家的基建方针，结合生产工艺的要求及当地的实际情况，设计中首先满足使用功能要求，同时注意厂区内建筑群体的总体布置，力求做到技术先进、经济合理、安全适用、美观大方。

7.4.3 建筑设计

本工程所有建筑物设计使用年限为 50 年，安全等级为二级，建构筑物按六度抗震结构构造设计。

本项目根据工艺的需要，建构筑物包括造气厂房、脱硫厂房、压缩厂房、

高压泵房、煤库、原料厂房、汽机间、循环水站等建筑。各建构物立面造型除适应功能要求外，力求美观大方。（详见《建构物一览表》）

各建筑物均饰以色带及装饰线，既各有特点，又和谐统一。

- 1) 门窗：一般采用木门，塑钢窗。
- 2) 外墙采用丙烯酸外墙，内墙做耐擦洗涂料。
- 3) 楼地面：防爆区楼地面采用不发火花楼地面，其余详见《建、构筑物一览表》。
- 4) 屋面：设有内天沟或外天沟的有组织排水屋面，UPVC 水落管。屋面做 SBS 卷材防水，防水等级 III 级，防水屋面合理使用年限 10 年。

7.4.4 结构设计

- 1) 结构型式：根据功能要求分别采用砖混结构及现浇钢筋混凝土框架结构。（详见建筑物和构筑物一览表）
- 2) 混凝土均采用 C25，钢筋均采用 HPB235、HRB400 级钢筋，砌体：防潮层以下墙体采用 MU10 砖，M10 水泥砂浆砌筑；防潮层以上墙体采用 MU10 砖，M5 混合砂浆砌筑。
- 3) 水池为现浇钢筋混凝土结构，混凝土抗渗标号不低于 S6。

7.4.5 地基与基础

本项目用地区域地质属灰岩区，但建厂以来未发现岩溶地貌。根据已建工程的地质详勘报告看，该地区地层自上而下分别为填土、淤泥质土或耕土、粉质粘土混卵石（冲积）、粉质粘土混角砾（洪积）、粉质粘土及粉质粘土混角砾（残积），总厚度 20m 以上，下伏石炭系大塘阶角石登子段的灰岩夹泥质灰岩及钙质灰岩。除上部耕土、填土及淤泥质土外，其余岩土层物理性质较好，是理想的建筑场地。根据现场踏勘，基础暂按浅基方案，采用独立柱基及砖砌条基。

7.4.6 建筑材料及施工队伍

本工程位于东江水电站下游，东江三级电站（石角坦电站）上游，水、电、煤供应条件好，交通运输方便，是郴州市规划的化工发展区，因此对本工程的建设是十分有利的。本工程结构简单，建筑施工可请当地施工单位承建，建设所使用的建材均本地采购为主。

7.4.7 主要建筑物、构筑物

新建总建筑面积 11407m²。主要建构筑物详见“建、构筑物一览表”。(所有建筑耐火等级均为二级)

表 7-1 建、构筑物一览表

序号	建、构筑物名称	层数	占地面积 (m ²)	建筑面积 (m ²)	结构形式	火险等级	备注
1	1#造气厂房	3	9x9=81	243	钢筋砼框架；独立柱基础；不发火地面；现浇钢筋砼屋面	甲级	檐高 15m
2	2#造气厂房	3	36x9=324	972	钢筋砼框架；独立柱基础；不发火地面；现浇钢筋砼屋面	甲级	檐高 15m
3	脱硫厂房	1	42x9=378	378	钢筋砼排架；独立柱基础；不发火地面；大型屋面板	甲级	檐高 9m
4	2#压缩厂房	2	42x24=1008	2016	钢筋砼框排架；独立柱基础；不发火地面；彩钢板屋面	甲级	檐高 10m
5	CO ₂ 压缩厂房	2	12x18=216	432	钢筋砼框排架；独立柱基础；240 厚砖墙；水磨石地面；大型屋面板	戊级	檐高 10m
6	高压泵房	1	6x12=72	72	钢筋砼框架；独立柱基础；不发火地面；现浇钢筋砼屋面	甲级	檐高 6m

7	煤库	1	96x24=2304	2304	钢筋砼排架；独立柱基础； 200 混凝土挡墙 1.8m 高； 水泥 地面；大型屋面板	乙 级	檐高 9m
8	原 料 厂 房	1	72x24=1728	1728	钢筋砼排架；独立柱基础； 水泥地面；大型屋面板	乙 级	檐高 9m
9	汽机 间	1	48x28=1344	3100	钢筋砼框架；独立柱基础； 240 厚砖墙；水磨石地面； 现 浇钢筋砼屋面	戊 级	局部 2 层， 5 层
10	循环 水 站	1	27x6=162	162	砖混结构；砖砌条形基础； 240 厚砖墙；水磨石地面； 现 浇钢筋砼屋面	现	层高 4.5m 循环水池： 27mx15.2 mx2m(深) 冷却塔置 于水池上

5.4.8 “三材”用量详见：（概算表）

8 公用工程方案和辅助生产设施

8.1 公用工程方案

8.1.1 给水排水

8.1.1.1 概述

1) 设计依据

a.设计院与甲方签定的合同及甲方提供的设计原始资料进行设计。

b.执行的标准、规范：

《化工投资项目可行性研究报告编制办法》石化协产发（2006）76 号

《建筑给水排水设计规范》GB50015-2003

《室外给水设计规范》GB50013-2006

《室外排水设计规范》GB50014-2006

《工业循环水冷却设计规范》GBJ102-1987

《工业循环冷却水处理设计规范》GB50050-1995

《建筑设计防火规范》GB50016-2006

2) 设计范围

本工程设计范围为厂区内的室内外生产、生活给排水及消防、雨水排放等设计。

3) 设计原则

在保证生产、生活及消防用水足量的前提下，最大限度地提高水的利用率，做到节水、节能；生产污水实现零排放。

4) 可依托情况

本工程为郴化集团桥口氮肥厂内合成氨、热电站等部分的填平补齐工程，该厂内已建有尿素、合成氨、热电站等工程并已投入生产。厂内的生产、生活用水采用自备水源，生产用水从东江取水，生活用水采用山泉水。生产用水系统建有两座江边泵房，内各设三台水泵，两开一备。其供水能力分别为 2160m³/h 和 2520m³/h，总供水能力为 4680m³/h。供水扬程分别为 68m 和 44m。

8.1.1.2 用水量和排水量

本工程生产用水量约 17043m³/h。详见用水量表。

本工程生活用水量约 12m³/h。

表 8-1 全厂生产用水量表

序号	用水工段	技术参数		用水量
		温度 (°C)	压力 (Mpa)	小时最大 (m ³ /h)
1	造气工段	≤30	0.3	1260
2	脱硫工段	≤30	0.3	250
3	压缩工段	≤30	0.3	3300
4	脱碳工段	≤30	0.3	450
5	精炼工段	≤30	0.3	600
6	合成工段	≤30	0.3	920

7	冷冻工段	≤30	0.3	850
8	变换工段	≤30	0.3	350
9	尿素车间	≤30	0.5	3640
10	甲醇精馏	≤30	0.3	150
11	热电站	≤30	0.3	250+5000
12	卫生冲洗用水	≤30	0.3	15
13	生活及其他	≤30	0.3	8
	共 计			17043

目前厂区的用水系统为一水多用的复用水系统。且目前水量已不能满足本工程的用水要求，拟上部分循环水来满足本工程的用水要求。

由于尿素车间、压缩工段、冷冻工段、甲醇精馏工段的排水有余压，所以从水泵房来的水首先送尿素车间用，再送至压缩工段、冷冻工段、甲醇精馏工段用，最后送至脱碳工段、精炼工段、合成工段、变换工段、脱硫工段等用；热电站的冷却用水量为 5000 m³/h 大于总供水能力为 4680m³/h，所以改为循环水；造气工段的水污染物较多，封闭循环使用，详见水量平衡图。

本工程生产排水量 4342m³/h，详见水量平衡图。

8.1.1.3 给水工程

1) 消防给水系统

本工程的给水系统为常高压系统，室外消防水量为 30L/S，室内消防水量为 25L/S，设计压力要求大于 0.55Mpa，火灾持续时间为 3h。

2) 循环冷却水系统

本工程所在地为郴州市，湿球温度 $t=28^{\circ}\text{C}$ ，设计进水温度 $t_1=42^{\circ}\text{C}$ ，出水温度 $t_2=32^{\circ}\text{C}$ ，大气压强 $P=1.01\times 10^5\text{Pa}$ 。

本工程在热电站装置的附近设置循环水系统。

热电站的冷却循环水量为 $5000\text{m}^3/\text{h}$ ，水压要求为 0.3MPa ，给水温度 $>32^{\circ}\text{C}$ 。
回水温度 40°C 。

设计采用机械通风强制冷却的处理系统。冷却塔选用 GNZF-2500×2 型组合式逆流方形冷却塔，处理水量 $Q=5000\text{m}^3/\text{h}$ ， $\Delta t=10^{\circ}\text{C}$ ，配套电机功率 $2\times 110\text{KW}$ 。循环水泵采用五台 HS400-300-450B(3)型离心泵，单台 $Q=612\sim 1332\sim 1497\text{m}^3/\text{h}$ ， $H=43\sim 30\sim 26\text{m}$ ， $N=160\text{KW}$ ，四开一备。系统采用排污法进行水质稳定，使用 SQ₂-300 型全自动过滤器（ $Q=300\text{m}^3/\text{h}$ ）进行过滤，同时使用两台 SCLDC-500PZ 型电子水处理仪（ $Q=2500\text{m}^3/\text{h}$ ）对系统进行防垢、除垢、除锈、杀菌灭藻的处理。

本循环水站消耗电能定额为 860kwh ，消耗水量为 $230\text{m}^3/\text{h}$ 。

表 8-2 循环水站设备一览表

序号	设备名称	设备规格	数量	技术参数
1	冷却塔	GNZF-2500	2	$Q=2500\text{m}^3/\text{h}$ $N=110\text{KW}$
2	循环水泵	HS400-300-450 B(3)	5	$Q=612\sim 1332\sim 1497\text{m}^3/\text{h}$ ， $H=43\sim 30\sim 26\text{m}$ ， $N=160\text{KW}$
3	电子水处理仪	SCLDC-500PZ	2	$Q=2500\text{m}^3/\text{h}$

4	全自动过滤 装置	SQ ₂ -300	1	Q=300 m ³ /h
---	-------------	----------------------	---	-------------------------

3) 厂区给水管网系统

现有厂区给水管网分成生产、消防给水管网和生活给水管网，本工程增加循环冷却水管网三个系统。

a) 生活给水管网系统

本工程新增生活给水部分，在原有生活给水管网上接出，其管道布置原则为在厂区内布置成枝状，合理选择管径，使其达到经济流速。室外给水管网采用球墨铸铁管，埋地敷设。

b) 生产、消防给水管网系统

厂区原有生产、消防给水管网系统在厂区内布置成环状，管网主水管尽量靠近用水量较大的车间或厂房，为整个厂区提供生产、消防用水。室外消火栓距路边不大于 2m，消火栓间距不大于 120m；室内消防竖管直径不小于 DN100，室内任何部位应能有两支消防水枪能同时到达，且室内消火栓间距不大于 30m。室内消防给水管道采用镀锌钢管，室外给水管网采用球墨铸铁管，埋地敷设。本工程拟对现有管网进行改造，使其符合本工程新规划的用水要求。

c) 循环冷却水管网系统

循环冷却水管网系统为热电站提供循环冷却水。其布置应满足热电站的生产循环水量、水质及水压要求。循环冷却水管网系统管道采用卷焊钢管。

8.1.1.4 排水工程

厂区排水系统

本工程排水系统清污分流，共设污水、洁净废水两套排水管网。

a) 生活污水排水系统

本工程生活污水 $12\text{m}^3/\text{h}$ ，经化粪池处理后，排入厂区下水道。污水管网采用 UPVC 双壁波纹管，橡胶圈接口。

b) 生产废水排水系统

本工程合成氨装置、循环水排污及锅炉房产生的清洁废水共 $4342\text{m}^3/\text{h}$ ，水质达到《污水综合排放标准》(GB8978-1996) 的一级排放要求，直接排入厂区雨水管网。采用 UPVC 双壁波纹管，橡胶圈接口。

c) 雨水排水系统

本工程位于郴州市，当地暴雨强度计算公式为：

$$q=892(1+0.67\lg P)/t^{0.57} \text{ (l/s.ha)}$$

其中：设计重现期 P 取一年，降雨历时 $t=20\text{min}$ 。

$$q=163 \text{ l/s.ha}$$

街区雨水设计强度计算公式为： $Q=q\psi F(\text{l/s})$ 其中： $\psi=0.9$

屋顶雨水由雨水斗收集，街区雨水由雨水口收集，雨水水质达到《污水综合排放标准》(GB8978-1996) 的一级排放要求，排至厂区雨水管网，最终排入湘江。建筑物雨水落水管采用 PVC 管，粘接；厂区雨水管网采用 UPVC 双壁波纹管，橡胶圈接口。

生产污水处理系统

生产污水来自合成氨装置的造气工段，原有污水排水量为 $775 \text{m}^3/\text{h}$ ，原有污水处理系统的处理能力为 $1000\text{m}^3/\text{h}$ ，与锅炉冲渣污水一并处理，由于新上了热电站，老锅炉房将拆除。本工程新增污水排水量为 $485 \text{m}^3/\text{h}$ ，排至现有污水处理系统，并对原有污水处理系统进行一定的改造，经处理后，回系统循环使用，原则上不外排，实现零排放。

8.1.2 供电

8.1.2.1 电源状况

公司位于湖南郴州市，目前厂内有 $35\text{kV}/6\text{kV}$ 尿素降压站(其供电能力

16000KW)和碳铵降压站(其供电能力 8500KW)两座，上级为 2 回 35KV 电源进线，分别由该地区的桥口变（距本工程 1.5km）和秀桥变（距本工程 5km）供给，目前其供电能力 24500KW；厂内现有一座热电站，装设了一台 75t/h 循环流化床锅炉，一台 15MW 汽轮发电机组，可实际发电 12000kW,其发电量供内部使用。

8.1.2.2 用电计算负荷及负荷等级

本工程生产装置及辅助设施用电设备容量: 29677kW(其中 6KV 用电设备容量为 22135kW)、需要容量: 26817kW(其中 6KV 用电设备容量为 19922kW); 工艺开车后可余热发电，发电量以汽定电，发电功率 24000kW; 因此，工程正常生产时需要外输电量 2107kW。热电站、循环水及生产的主要用电负荷为二级负荷，其余负荷等级为三级，（详见负荷计算表）。

由于 6kV 电机均为同步电机，故在厂内各变电所 0.4kV 侧集中设置功率因数自动补偿装置，使其经无功补偿后 10kV 侧功率因数>0.9。

用电负荷计算表

表 8-3

序号	装置名称	6kV 动力	380V 动力	6kV 动力	380V 动力	照明 需要容量 (kW)	小计 需要容量 (kW)	备注
		设备容量 (kW)	设备容量 (kW)	需要容量 (kW)	需要容量 (kW)			
1	1#脱硫工段	560	112	504	90			
2	2#脱硫工段	560	340	504	272	15		
3	1#变换工段		22		18			
4	2#变换工段		48.5		39			
5	醇烃化工段		610		588	5		
6	尿素工段	1420	703.5	1988	563	15		
7	原料工段		750		600			

8	1#造气工段		506		405			
9	2#造气工段		954		763			
10	1#压缩工段	6250		5625				
11	2#压缩工段	9300		8370		15		
12	冰机	1500	380	1350	305			
13	1#合成		360		288			
14	2#合成	680		612				
15	1#吹风气回收		185		148			
16	2#吹风气回收		242		193			
17	1#双甲工段		379		303			
18	碳丙脱碳	880	215	792	172			
19	热电站	985	875	887	700			
20	循环水站		860		688			
	小计	22135	7542	20632	6135	50		
	合计	29677		26817				

8.1.2.3 主要供配电方案

(1) 外电源方案：

本工程采用现有的两回 35kV 电源线路供电，当一路电源故障时，另一路电源可满足全部二级负荷。

(2) 自发电：

该厂原有 15MW 热电联产发电机组一套，现拟新增同规模发电机组一套，届时发电机组发出的电力可同时向本工程供电。

(3) 另拟在碳铵变的 6kV 高压室进行改造(其电源由尿素变及电站各引一回)，同时向各工艺主装置的 6 kV 电机采用放射式方式供电方案。由于原有工

艺主装置 380V 电机大部分改为 6 kV 电机，因此本工程新增低压用电负荷基本可由原有的变压器采用放射式布线方式配电，同时对原有低压室进行改造。

(4) 电缆线路根据具体情况分别采用电缆桥架敷设,穿管敷设,直接埋地敷设相结合的方式。

8.1.2.4 节能措施

本工程节能措施将主要通过选用节能型变配电设备及材料和合理配置优化电气结线、缩短电气距离等实现。

在不大量增大投资的前题下，工程尽量选用先进节能的变压器、电器元件、照明灯具和光源等，提高电气控制自动化水平，以达到节能目的。

采取以上措施后，希望本工程能比现有同等工程实现节能 3%~5%左右。

8.1.2.5 防雷及防静电措施

本工程中有爆炸危险场所的建筑属第二类防雷建筑物，其它建筑属第三类防雷建筑物。

为防直击雷，在屋面突出部分及女儿墙等处设置避雷带，并在需要的位置设避雷针，以保护屋面设备及放空管等。

在厂房内设置接地干线，所有正常不带电的金属设备和管道均与接地干线连接，并做好跨接，以防雷电感应（主要针对二类建筑物）和静电积累。

进入建筑的架空管线在入户处与接地装置连接，以防雷电波侵入，

所有防雷接地用材料（包括避雷针、接地线、接地极、引下线等）均采用防腐型的标准接地材料，

本设计采用联合接地网，防雷防静电接地于电气设备接地及自控系统接地共用一套接地网络，要求接地电阻不大于 1Ω。

8.1.2.6 主要设备选择

6kV 开关柜	KYN28 型	26 台
直流屏	100AH 220V	1 套
综合保护装置	WKY2000 型	1 套

低压配电柜	GGD 型	78 套
动力配电箱（防腐）	XL-21（F2）型	28 台
照明配电箱	KV4118/C 型	12 台

8.1.2.7 设计中采用的主要标准及规范

- 《供配电系统设计规范》 GB50052-1995
- 《3~110kV 高压配电装置设计规范》 GB50060-1992
- 《建筑照明设计标准》 GB50034-2004
- 《10kV 及以下变电所设计规范》 GB50053-1994
- 《低压配电设计规范》 GB50054-1995
- 《通用用电设备配电设计规范》 GB50055-1993
- 《建筑物防雷设计规范》 GB50057-1994（2000 年版）
- 《电力工程电缆设计规范》 GB51217-1994
- 《爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范》 GB50058-1992
- 《石油化工企业设计防火规范》 GB50160-1992（1999 年版）

8.1.3 电信

本工程需新增行政电话 8 门，生产调度电话 12 门，均接自现有的电信系统。

8.1.4 供热

8.1.4.1 研究范围和原则

a. 研究范围

本章节主要研究如何满足该项目供热需求，具体包括供热系统形式、介质、参数、能力、主要设备确定以及相关配套设施、环境保护措施确定。

b. 供热方案选择原则

本项目供热方案选择遵循以下原则：

集中供热、以热定电、技术先进、节能降耗、安全环保、经济合理。

8.1.4.2 全厂热负荷，规格及依托情况

a. 全厂热负荷、规格

根据工艺所提条件，全厂工艺各部分用热负荷及副产蒸汽情况见表 8-4:

表 8-4 工艺蒸汽负荷表

项目	副产蒸汽		项目	蒸汽负荷	
	压力 MPa	数量 t/h		压力 MPa	数量 t/h
1#吹风气锅炉	1.3	15	造气	0.2	46
2#吹风气锅炉	3.82	25	脱硫硫回收	0.2	2.5
合成废锅	1.3	10.8	变换	1.3	8.5
			尿素	1.3	63.6
			甲醇精馏	0.6	3.2
合计		50.8			123.8

b. 根据上述表格，扣除副产蒸汽后得到全厂按压力等级分类的实际热负荷表 8-2:

表 8-5 实际热负荷

负荷压力等级 MPa	负荷数量 t/h	备注
1.3	46.3	连续(饱和)
0.6	3.2	连续(饱和)
0.2	48.5	连续(饱和)

合计	98	
----	----	--

c. 工厂原有供热设施见表 8-6:

表 8-6 已有供热设施情况

设备名称	设备数量	供热参数		产蒸汽能力 t/h	备注
		压力 MPa	温度℃		
20t/h 沸腾炉	1 台	3.82	450	20	淘汰
75t/h 循环流化床锅炉	1 台	3.82	450	75	蒸汽全部进汽机
1#吹风气回收锅炉	1 台	1.27	饱和	15	
抽凝式汽轮发电机组	1 套	0.294	200	40	抽汽 40t/h
合计				55	

从上述表格看，原有供热设施共有 55t/h 供热能力，加上本期工程新增的 2#吹风气回收炉的 25t/h 产汽能力，本工程全厂尚缺蒸汽供应能力为 $123.8-55-25=43.8\text{t/h}$ ，其中 0.2MPa 等级蒸汽缺 8.5t/h（0.2MPa 等级蒸汽总需要量为 48.5t/h，已有汽机抽汽提供 40t/h），0.6MPa 等级蒸汽缺 3.2t/h，1.3MPa 等级蒸汽缺 32.1t/h（1.3MPa 等级蒸汽总需要量为 72.1t/h，需全厂统一考虑供应）。

8.1.4.3 供热方案比选及确定

由上述可知，本工程需新增供汽 43.8t/h。考虑到全厂供热管网损失和新增供热系统的自用汽，本工程需新增供汽量为 $43.8 \times 1.15 = 50.37\text{t/h}$ 。根据原有情况和本期工程蒸汽缺口情况，本期工程拟按该厂以前所做热电联产可行性研究报告之结论，本期工程扩建一套 12MW 抽汽凝汽式汽轮发电机组和一台 75t/h 中温中压循环流化床锅炉。全厂所需 0.2MPa 等级蒸汽全部从原有汽机抽汽供应（即原有汽机 0.294MPa 抽汽量为 48.5t/h），1.3MPa 等级蒸汽从本

期工程所上汽机抽出，0.6MP 等级蒸汽通过原有 1.3MPa 等级蒸汽减温减压获得。本期工程上马后的原则性热力系统图见附图一，由该图数据经计算后的热经济性指标见表 8-7

表 8-7 热经济性指标表

序号	项目	单位		备注
1	全厂热负荷(热量)	kJ/h	269545800	
	全厂热负荷(汽量)	t/h	98	
	热电联产范围热负荷(热量)	kJ/h	227899800	
	热电联产范围热负荷(汽量)	t/h	83	
2	汽机进汽量	t/h	173.25	
3	汽机对外供汽量	t/h	77.64	
4	汽机对外供热量	kJ/h	225545382	
5	汽机一级抽汽量	t/h	110.79	
	汽机二级抽汽量	t/h	0	
6	发电功率	kW	24100	
7	减温减压供热量	GJ/h	0	
8	燃煤锅炉蒸发量	t/h	138.6	
	全厂余热锅炉蒸发量	t/h	40	
9	调峰锅炉供汽量	t/h	15	
10	计算基本参数			
	主蒸汽焓	kJ/kg	3304.6	
	锅炉给水焓	kJ/kg	436	

	锅炉排污水量	kg/h	2770	扣除余热锅炉排 污
	排污水焓	kJ/kg	1116.3	
	锅炉效率	100%	0.84	
	管道效率	100%	0.96	
	燃料低位发热量	kJ/kg	13461	
	年运行时数	h	7200	
11	热电站总耗热量	kJ/h	475562370	已扣除余热锅炉 热量
12	供热热耗量	kJ/h	279694174	已扣除余热锅炉 热量
13	发电热耗量	kJ/h	195868196	
14	总燃料消耗量	kg/h	35329	已扣除余热锅炉 热量
15	供热燃料消耗量	kg/h	20778	
16	发电燃料消耗量	kg/h	14551	
17	发电热效率	100%	0.443	
18	发电热耗率	kJ/kWh	8127.31	
19	发电标准煤耗率	kg/kWh	0.278	
20	供热热效率	100%	0.806	
21	供热标准煤耗率	kg/GJ	42.31	
22	供电标准煤耗率	kg/kWh	0.294	
23	热电站全年供热量	GJ	1623927	
24	热电站全年发电量	kWh	173520000	
25	供热厂用电率	100%	0.054	

26	发电厂用电率	100%	0.055	
27	综合厂用电率	%	0.109	
28	年耗标煤量	t	114310	已扣除余热锅炉 热量
29	热化系数		0.837	
30	年均全厂热效率	%	67.1	
31	年均热电比	%	260	
32	年节约标煤量	t	22862	

8.1.4.4 装机方案及选型

a. 装机方案及比较

如上节所述。

b. 机组选型

▼ 锅炉

型号 YG75-3.82/450-M13

额定蒸发量 75t/h

额定蒸汽压力 3.82MPa

额定蒸汽温度 450℃

给水温度 150℃

排烟温度 150℃

热风温度 140℃

设计效率 86%

数量 一台

c. 汽轮发电机组选型

▼ 汽轮机

型号 C12-3.43/1.27

额定进汽量 102.1t/h

最大进汽量	128t/h
额定进汽压力	3.43MPa
额定进汽温度	435℃
额定抽汽量	60t/h
最大抽汽量	80t/h
额定抽汽压力	1.27MPa
额定抽汽温度	308℃
数量	一台

▼ 汽轮发电机

型号	QF-15-2
额定功率	15000kW
额定电压	6300V
数量	一台

d. 热力系统

本工程主蒸汽系统采用母管制，即锅炉主蒸汽并入全厂中压主蒸汽母管，然后由蒸汽母管将蒸汽送至汽轮机发电。

给水加热系统采用二级加热，即通过除氧器将给水温度加热到 104℃，然后通过锅炉给水泵打入高压加热器将给水加热到 150℃，最终给水温度为 150℃。

热力系统主要辅助设备选型

▼ 除氧器

额定出力	85 t/h
额定工作压力	0.02MPa
额定出水温度	104℃
数量	一台

▼ 高压加热器

加热器面积	100m ²
工作蒸汽压力	0.981MPa
数量	一台

▼ 锅炉给水泵

型号	DG85-67x9
流量	85m ³ /h
扬程	603m 水柱
数量	一台

▼ 减温器 一套

额定进汽量	30~50t/h
额定压力	1.27MPa
进汽温度	308℃
出汽温度	200℃

e. 上煤系统

根据表 8-7，电站总燃料消耗量 35.33t/h，上煤按两班制考虑，则上煤系统的能力需要 53t/h，原有煤棚的破碎能力无法满足要求，本期工程需新增破碎设施。

煤库利用原有。

上煤系统主要设备选型：

▼ 四辊破碎机

产量	50t/h
进料粒度	≤300mm
出料粒度	≤8mm
数量	一台

f. 除灰渣系统

电站灰渣总量 18t/h，其中灰量 10.8t/h，渣量 7.2t/h。

本工程除渣采用机械化除渣系统，锅炉冷渣先经冷渣器冷却至 100℃以下，然后通过除渣皮带输送至临时堆渣场。临时堆渣场面积按 500m²考虑。

除渣系统流程如下：

锅炉落渣口—三通翻板阀—滚筒冷渣机—1#除渣皮带—2#除渣皮带—临时堆渣场。

本工程热电站锅炉除尘拟采用布袋除尘器，除灰系统拟采用气力输灰系统。气力除灰系统流程如下：

布袋除尘器下灰斗→螺旋闸门→三通落灰阀→浓相输送泵→管道输送至灰库。

出渣皮带利用原有。

布袋除尘器反吹所需压缩空气由厂区原有压缩空气系统提供。

除灰渣系统新增主要设备选型如下：

▼ 冷渣器

出力 20t/h

数量 二台

▼ 布袋除尘器

处理烟气量 180000m³/h

除尘效率 99.9%

阻力损失 ≤1500Pa

数量 二台（其中一台为改造原 75t/h 锅炉所需）

▼ 浓相输送泵

有效容积 1.0m³

输送能力 4.5~11t/h

数量 十二台（其中六台为改造原 75t/h 锅炉所需）

▼ 灰库

有效容积 400m³

材质 钢筋砼

数量 二座

g. 化学水处理系统

电站原有脱盐水处理能力为 150t/h，本期工程无需增加。

h. 石灰石系统

本工程燃煤含硫量按 0.5%考虑，采用炉内脱硫技术，脱硫剂为粒度 0.2mm 以下的石灰石，钙硫比为 2: 1，脱硫效率为 90%，这样电站石灰石耗量为 0.97t/h。

石灰石在煤库内混入燃煤一起送入炉前煤斗。

石灰石破碎系统利用原有设备。

i. 主厂房布置

▼ 汽机间布置

汽轮间采用封闭式结构，汽机采用岛式布置。

汽机间跨度： 21m

汽机间柱距： 7m

汽机间总长： 28m

汽机布置方式： 纵向布置，顺排

运转层标高： 8.0m

汽机间行车轨顶高： 18.00m

▼ 除氧、煤仓间布置

结构形式： 单框架

跨度： 9m

柱距： 7m

总长： 28m

运转层标高： 8.00m

底层布置厂用配电装置和变压器，8.00m 运转层设置机、炉、电集中控

制室， 3.50m 设电缆夹层， 12.00m 除氧层布置有除氧器、除氧水箱和连续排污扩容器等设备， 27.00 层为运煤层。

▼ 锅炉间布置

锅炉为半露天布置，运行层高 8.00m，锅炉间底层布置一、二次风机、冷渣器等设备。

8.1.4.5 环保措施

本工程主要污染物为烟尘和二氧化硫，本报告推荐采用布袋除尘器对锅炉烟气进行除尘，布袋除尘器的除尘效率为 99.9%，经过除尘后的烟气含尘浓度为 40mg/Nm³，可以达到 GB13223-2003《火电厂大气污染物排放标准》中的 III 时段标准。

锅炉脱硫采用炉内脱硫技术，即在燃煤中掺烧石灰石粉，根据以往经验，石灰石粉的粒度控制在 0.2mm 以下，当钙硫比为 2: 1 以上时，脱硫效率可以达到 90%。本工程燃料含硫量按 0.5% 考虑，经计算烟气排放二氧化硫浓度为 118.79 mg/Nm³，也达到了上述排放标准。

经过净化后的锅炉烟气由 100m 高、上口径 3m 烟囱排入大气。

8.1.4.6 主要新增工程量见表 8-5:

表 8-8

序号	工程量名称	规格	数量	材料	说明
1	设备		37 台		
2	管道阀门	12MW 汽轮机组	1 套		
3	主厂房土建	多层厂房	3100m ²	钢筋砼	
4	灰库	体积 400 m ³	2 座	钢筋砼	
5	烟囱	100m 高 上口径 3m	1 座	钢筋砼	
6	拆除原有麻石		1 套		

	除尘器及烟道				
--	--------	--	--	--	--

8.1.4.7 新增主要设备一览表见 8-6:

表 8-9

序号	设备名称	设备规格	数量	材料	备注
机务					
1	锅炉	YG75-3.82/450-M13	1 台		
2	一次风机	JLG75-12A, No.16D Q=55351m ³ /h, H=13176Pa, 右旋 135	1 台		
3	二次风机	JLG75-22A No12D, Q=52300m ³ /h, H=11148Pa	1 台		
4	引风机	JLG75-13A No23.6D Q=180000m ³ /h, H=4732Pa, 左 旋 135	1 台		
5	螺旋给煤机	φ250	3 台		
6	旋膜除氧器	80T/h, V=40m ³ , 工作压 力:0.02MPa 工作温度:104℃	1 台		
7	锅炉给水泵	DG85-67×9, H=6.0MPa, Q=85m ³ /h	1 台		
8	汽轮机	C12-3.43/1.27	1 台		
9	发电机	QF-15-2	1 台		
10	冷油器		2 台		
11	空气冷却器		1 台		
12	油箱		1 只	Q235-A	
13	交流润滑油 泵	50AY60A, 流量 11.2m ³ /h, 0.48MPa	1 台		

14	直流润滑油 泵	50AY60A, 流量 11.2m ³ /h, 0.48MPa	1 台		
15	电动高压油 泵	80AY-100B, 流量 45m ³ /h, 0.85MPa	1 台		
19	汽封加热器		1 台		
20	高压加热器	加热面积 100m ²	1 台		
上煤系统					
1	四辊破碎机	出力=50t/h 出料粒度≤8mm	1 台		
除灰渣系统					
1	布袋除尘器	处理风量: 19000m ³ /h, 烟气温度: 150℃; 设备阻力: 1200Pa; 排放 浓度: ≤50mg/m ³ ; 除尘效率: 99.98%	2 台		原有 锅炉 1 台
2	冷渣器	出力 20t/h	2 台		
3	浓相输送泵	V=1.0m ³ Q=4.5~11t/h	12 台		
	合计		37 台		

8.1.4.8 电站新增定员见表 8-7:

表 8-10

序号	岗位名称	倒班制	每班定员	新增岗位定员	备注
1	司炉	3	1	4	
2	付司炉	3	1	4	
3	上煤工	3	1	4	
4	灰渣工	3	1	4	
5	汽机司机	3	1	4	
6	付司机	3	1	4	

7	电气值班	3	1	4	
	合计			28	

8.2 辅助生产设施

8.2.1 机、电、仪修

郴州桥氮化工有限责任公司是老牌化工企业，机、电、仪修能力很强，能满足本项目需要。

8.2.2 仓库

本项目将原来的煤库改做尿素仓库，新建原料煤库。

9 服务性工程与生活福利设施以及厂外工程

郴州桥氮化工有限责任公司建厂多年。配套的服务性设施及生活福利设施很齐，本扩建项目增加人员不多，完全可以利用现有设施。

10 节能、节水

10.1 节能

郴州桥氮化工有限责任公司 20 万吨/年尿素技改工程，充分考虑了工艺技术的先进性、适用性与可行性，在充分挖掘现有设备能力的同时，生产装置尽可能地节能降耗。

10.1.1 合成氨

10.1.1 本工程采用造气吹风气综合回收技术，做到造气工段蒸汽自给，并差压发电 116kWh/tNH₃。

10.1.2 本工程采用大型氢氮压缩机取代 L 型氢氮压缩机，吨氨节电 50kWh。

10.1.3 本工程采用先进的二段变压吸附脱碳，流程短，消耗低，回收率高，吨氨节电 80~100KWh。

10.1.4 本工程以醇烃化取代铜洗，不但节省铜洗投资费用，还有副产甲醇可供应市场。

10.1.5 由于 DN1200 氨合成塔满负荷运行，其副产蒸汽除可供变换用汽外，还可外供尿素用。做到合成氨系统副产蒸汽自给有余。

10.1.2 尿素

10.1.2.1 本工程由于采用均温型尿素合成塔内件，使二氧化碳转化率提高，并降低了后工段处理量，基本上做到在原系统内增产 1/3。除二氧化碳压缩机和高压液氨泵外，其它运转电机的吨尿素单（电）耗降低 33%。

10.1.2.2 本工程在蒸发工段增设零段蒸发，以回收气中的 CO₂ 和 NH₃ 的反应热为蒸发热源，可蒸发水分 50kg/tUr。

10.1.2.3 由于后系统处理负荷减轻，分解回收减少蒸汽用量等原因，本工程建成后，吨尿素蒸汽用量减为 1200kg/tUr。

10.2 节水

a. 生产用少量一次水外，其余使用冷却水循环。工艺循环水采用冷却塔强制冷却后，由循环水泵加压、过滤后返回工艺装置，尽可能地节约用水。

b. 配备完善的计量装置，加强对能源的管理。

c. 生活用水采用节水型卫生洁具。

d. 管件、阀门选用国产优质产品，安装时应把好质量关，尽量避免“跑、冒、滴、漏”现象。

11 消 防

11.1 工程概况

本工程是合成氨、尿素改扩建工程。

11.2 设计依据

《建筑设计防火规范》	GB50016-2006
《建筑灭火器配置设计规范》	GB50140-2005
《火灾自动报警系统设计规范》	GBJ116-1988
《爆炸和火灾危险环境电力装置设计规定》	GB50058-1992
《化工企业静电接地设计规程》	HG/T20675-1990
《化工企业安全卫生设计规定》	HG20571-1995
《建筑物防雷设计规范》	GB50057-1994(2000 版)

11.2.1 工程概述

工厂现有消防设施为水消防管、蒸汽消防管网，装置区内设置手提式消防灭火器若干。

11.2.1.1 工程生产、贮存的火灾危险性定类

合成氨生产各工段除备料、干燥、运输工段为丙类，氨冷为乙类外，其余均为甲级火灾危险类。

尿素生产的火灾危险相对较小，其中合成、分解为乙类，蒸发、造粒为丙类。

11.2.1.2 生产过程中的危险物品及其特性

	化学式	比重	沸点	自燃点	爆炸极限%	备注
氢	H ₂	0.069	-252.8	400	4.1~74.2	
一氧化碳	CO	0.9655	-191.3	610	12.5~74.2	
水煤气		0.54			12~66	主要组成 CO 37~39%
氨	NH ₃	0.6	-33.5	651	15.7~27.4	H ₂ 48~52%

11.2.2 消防措施

11.2.2.1 总图

根据消防要求和生产区的功能建立完善的消防道路网络，并保证生产区功能分区明确。

总平面布置严格遵照执行《建筑设计防火规范》GB50016-2006 的有关规定，保证各装置间距。

11.2.2.2 土建

本工程建筑耐火等级均为一、二级。

本工程设计建、构筑物的用途、结构类型、耐火等级详见“建、构筑物一览表”。建、构筑物的主要承重构件采用钢筋砼、砼或砖混结构，均为非燃烧体。对一般生产厂房不进行室内装修。控制室的装修材料采用耐火的非燃烧材料。按规范要求，各厂房均考虑消防通道、疏散楼梯、疏散距离、安全出口及疏散走道的宽度按规范设计要求。

11.2.2.3 给水

1) 消防用水量

本工程消防给水量为 **35l/s**，火灾延续时间为 **2** 小时，其消防用水由厂区给水管网供给。满足《建筑设计防火规范》的规定。

2) 消防设施

室外消防管网采用临时高压消防给水系统。沿环形消防通道设环形消防管网。依据《建筑设计防火规范》设置室外消火栓。此外遵照“以防为主、防

消结合”的方针，在建构筑物内按规定设有室内消火栓。另在罐区、厂房、控制室等生产辅助区配置一定数量的推车式和手提式灭火器,以便灵活有效地灭室内外初起火灾,灭火器依据《建筑灭火器配置设计规范》进行配置。同时,氮肥厂消防中队五分钟内即可赶赴现场。

11.2.2.4 工艺

本工艺过程中反应均在密闭系统中进行。可能会由于设备、阀门和管道法兰密封不严或事故时泄漏有害介质,因此,在设计过程中选用先进、可靠产品,在生产中加强设备维护和管理,精心操作。

对生产过程中的重要参数均设有报警系统,自动调节系统可在紧急状态使工厂处于安全状态,防止意外火灾事故发生。

11.2.2.5 电气

1) 供电负荷等级、电源数量及消防设施用电的可靠性

用电负荷应符合《供电系统设计规范》GB50052-95 所述“三级”负荷规定。

2) 爆炸和火灾危险场所的等级,电气设备选型、规格

本工程防爆场所均为不在防爆区。

3) 防雷、防静电装置的设计要点

依《建筑物防雷设计规范》GB90057-94 (2000 版) 爆炸危险环境为 2 区的建筑物为第二类防雷建筑物,其他非防爆场所属第三类防雷建筑物。本设计在新建建筑物屋面设避雷带。防直击雷利用建筑物屋面防雷网。

爆炸危险场所内输送危险介质的管道在出入装置处,不同爆炸危险环境的边界,管道分岔处的管道均应进行接地,对于长距离的无分支管道应每隔 80~100 米与接地体可靠连接,以防静电积累,防静电接地电阻不大于 100Ω。

11.2.2.6 自控

为确保安全生产和正常操作,站内设置了自控仪表设备,对生产运行参数如:温度、压力、流量进行监控。

重要设备装有温度、压力仪表、并设置安全连锁装置,当参数值超限,发出报警信号并关闭相应的进出口阀门。

11.2.2.7 其它

为保证本工程安全运行，除在设计上采用上述安全防火措施外，运行管理上尚应采取下列措施。

①组建安全防火委员会,下设:义务消防队、器材组、救护组和治安组。并在当地消防部门指导下，制订消防方案，定期进行消防演习。

②建立健全各项规章制度，如:岗位安全操作规程、防火责任制、岗位责任制、日常和定期检修制度，职工定期考核制度等。

③做好职工安全教育和技术教育，生产岗位职工考试合格后方可上岗。

④建立技术档案，做好定期检修和日常维修工作。

⑤重要部门设置直通外线的电话，以便发生事故时及时报警。

⑥设置消防报警器，发生事故时，迅速通知本单位职工和邻近单位，切实做好警戒。

⑦生产区入口设置(入厂须知)揭示版。生产区外墙和生产区内设置明显的(严禁烟火)警戒牌。

⑧严格遵守国家安全部门和行业安全管理的有关规定。

⑨对消防设施加强管理和维护，并对运行管理进行监督检查。

⑩及时扑灭初起火灾：为了迅速扑灭初起火灾，应迅速启动消防水泵和消防给水系统及时进行自救，并使用配置的推车式干粉灭火器，手提式干粉灭火器，以灵活机动地有效扑灭初起火灾。

当发现生产车间内外或各部位管线设备着火时，应立即切断电源，封闭有关设备、管线(关闭进出口紧急切断阀切断该部分管线)，并采取有效措施，及时向消防部门和中心控制室报警。

总之，本工程工艺上严格进行火灾危险性分类，总图合理布置，充分保证安全防火间距，合理设置消防车道，建筑上按耐火等级和防爆要求严格执行规范；消防设施配置齐全，功能完善；电气仪表设计按防爆要求进行等。本工程消防设计是可靠的。

11.3 消防投资

总计 80 万元，其中：

总图 2 万元

土建 28 万元

给水 20 万元

电气、自控 30 万元

12 环境保护

12.1 环境现状

12.1.1 城市环境现状

郴州市区内大气环境质量普遍很差，主要以尘粉性污染和二氧化硫污染为主。大气中总悬浮微粒、二氧化硫，年、日平均值均超过国家二级标准。2002 年全市共排放废渣 4.8 万吨。

12.1.2 厂址与环境现状

本工程位于郴州郴州市桥口镇，与桥口氮肥厂相邻，距市中心约 25 公里。该地区地势平坦，为丘陵地带。厂址周围场地开阔，除氮肥厂外无其他建筑物，因而无其他污染源，环境空气质量良好，环境容量较大。流经该地区东江河水质良好，水容量很大。

12.2 设计采用的环境保护标准

12.2.1 环境质量标准

《环境空气质量标准》 GB3095-1996	二级
《地表水环境质量标准》 GB3838-2002	III类
《城市区域环境噪声标准》 GB3096-1993	2级

12.2.2 污染物排放标准

《污水综合排放标准》 GB8978-1996	一级
《大气污染物综合排放标准》 GB16297-1996	二级
《工业企业厂界噪声标准》 GB12348-1990	II类

12.3 本工程排放的主要污染物及污染源

12.3.1 废气

废气主要来源于造气炉、造粒塔、吸收塔。主要污染物为烟尘、二氧化硫、尿素粉尘、氨、氮氧化物。

废气污染源及污染物排放情况一览表

污染源名称	排气量 (Nm ³ /h)	主要污染物排放情况表			备 注
		污染物名称	排 放 量 (kg/h)	排放浓度 (mg/Nm ³)	
造气吹风气	96000	SO ₂	15	156	尾气经洗涤除尘后由 30m 高烟囱排放
		烟尘	9	94	
造粒尾气	200000	尿素粉尘	4.5	30	60m 造粒塔排放
		氨	4.5	30	
吸收塔尾气	450	氨	0.17	379	66m 排气筒排放
锅炉烟气	172500	SO ₂		118.79	100m 高烟囱排放
		烟尘		40	

12.3.2 废水

废水主要来源于造气工段、解吸工段。主要污染物为悬浮物、氰化物、硫化物、酚、氨、尿素等。

废水污染源及污染物排放情况一览表

污染源名称	排水量 (m ³ /h)	主要污染物排放情况表		备 注
		污染物名称	排放浓度 (mg/l)	
解吸废液	12.4	氨	≤5	深度水解
		尿素	≤5	
造气污水	1260	悬浮物	≤600	循环使用
		氰化物	≤13.85	
		硫化物	≤1.25	
		酚	≤2	

		温度	55℃	
--	--	----	-----	--

12.3.3 废渣

废渣主要来源于脱硫工段，主要污染物为活性炭、硫，热电站等。

废渣污染源及污染物排放情况一览表

固废名称	排放量	主要组成	备注
活性炭脱硫剂	10t/a	活性炭及少量硫	填埋
造气炉渣	2.6×10 ⁴ t/a		用做锅炉燃料
锅炉灰渣	12.96×10 ⁴ t/a		作建材

12.3.4 噪声

噪声主要来源于泵类、压缩机、风机等，其噪声值约为 100~60dB(A)，

12.4 污染物初步控制方案

12.4.1 废气

12.4.1.1 造气吹风气：吹风气中含有 CO、H₂、H₂S 等污染物，加入二次空气，在燃烧炉中燃烧，烧掉部分 CO、H₂S，生成 CO₂、SO₂ 等，减少了 CO、H₂S 等对环境的污染，经吹风余热回收，生成高温烟道气去付产蒸气及差压发电，然后尾气经洗涤除尘后由 30 米高烟囱排至大气，烟气中污染物排放量及排放浓度均符合国家标准。

12.4.1.2 造粒塔尾气经 60m 造粒塔筒排放，排放浓度为 30mg/l。其排放浓度及排放量均符合国家排放标准。

12.4.1.3 吸收塔尾气经吸收氨气后由 66m 高排气筒排至大气。排出物有微量氨，排放量及排放浓度均符合国家标准。

12.4.1.4 锅炉烟气主要污染物为烟尘和二氧化硫，本报告推荐采用布袋除尘器对锅炉烟气进行除尘，布袋除尘器的除尘效率为 99.9%，经过除尘后的烟气含尘浓度为 40mg/Nm³，可以达到 GB13223-2003《火电厂大气污染物排放标准》中的 III 时段标准。

12.4.2 废水

12.4.2.1 造气污水：采用闭路循环使用，处理工艺流程改为沉淀--加压--曝气--冷却--生化--加压。原有处理装置通过本工程改造后，其循环水水质、水温、排放水水质均能达到要求。

12.4.2.2 尿素冷凝液含较高的氨、尿素等，经深度水解系统处理，有效回收其中的 NH_3 、 CO_2 ，经处理的尿素冷凝液中 $\text{NH}_3 < 5\text{mg/l}$ ， $\text{Ur} < 5\text{mg/l}$ 。

12.4.3 废渣

废渣主要来源于脱硫工段，主要污染物为活性炭、硫，主要作填埋处理；造气炉渣经过破碎后用做锅炉燃料；锅炉灰渣可以用做建材原料。

12.4.4 噪声

12.4.4.1 噪声源控制

本项目的噪声主要是鼓风机和引风机运行产生的噪声。设计及中选用低噪声设备的机型，订货时，主要设备及辅助设备都依据《工业企业噪声控制设计规范》，向厂家提出限制要求，不得超过规定的噪声值，从源头控制噪声。

12.4.4.2 隔声降噪

对主控室、值班室、观察室、操作室、休息室，采用双层门窗和隔声性能良好的围护结构，各洞、缝填塞密实，并设置隔声门斗。上述隔声措施实施后，可使工作岗位噪声降低 20~40dB(A)。

12.4.4.3 消声器降噪

装设高效消声器。消声器的选择应遵循《工业企业噪声控制设计规范》(GBJ87-85)第 5.3.3 的原则，同时符合其第 5.3.4、5.3.5 和 5.3.6 的规定,使用消声器后可降低噪声 10~30dB(A)。

12.4.4.4 控制管道内气流运动速度

设计控制管道内煤层气的流速，一般采用 10~20 米/秒，减少管道弯头，管道截面不宜突然改变，选用低噪声阀门。

12.4.4.5 保持防噪距离

设计上统筹安排，做到布局合理，有相应的防噪距离，尽可能将产生噪声的主要设备的位置降低。各类建筑物按功能分开布置，并在分区内，干道两旁种植大量树木花草，建立绿化带，必要时，考虑建立隔噪构筑物。

12.4.4.6 施工防噪

建筑工地离工作区较近，施工打桩使用压力打桩机，避免使用柴油打桩机等高噪声施工设备。

12.5 绿化概况

绿化系数约为 0.12。

12.6 环境监测

12.6.1 监测项目

水：BOD、COD、 NH_4^+ 、 CH_3OH 、 S^{2-} 、SS、尿素、挥发酚、氰化物、油。

大气：CO、 H_2S 、 CH_4 、 CH_3OH 、 NH_3 、 SO_2 、 NO_x 、粉尘。

12.6.2 环境监测的方式

12.6.2.1 分析化验人员应做好各项分析和监测记录档案。

12.6.2.2 委托当地环保部门定期做监测工作。

12.7 环保投资概算

本工程环保投资概算为 80 万元。占总投资的 2.77%。

13 劳动保护与安全卫生

13.1 设计依据

13.1.1 劳动部第 3 号令《建设项目（工程）劳动安全卫生监察规定》

13.1.2 化工部化基标发（1992）260 号文“关于征求对《化工企业安全卫生设计暂行规定》（送审稿）意见的函”

13.2 设计采用的安全卫生标准

- 1、《工业企业设计卫生标准》 GB1-2002
- 2、《爆炸和火灾危险场所环境电力装置设计规范》 GB50058—1992
- 3、《建筑设计防火规范》 GB50016—2006
- 4、《建筑物防雷设计规范》 GB50057—1994（2000 版）
- 5、《生产设备安全卫生设计总则》 GB5083—1986
- 6、《工业企业噪声控制设计规范》 GBJ 87-1985
- 7、《采暖通风和空气调节设计规范》 GB50019-2003
- 8、《化工企业静电接地设计规程》 HG/T20672-1990
- 9、《化工企业总图运输设计规范》 HG/T20649-1998
- 10、《石油化工企业设计防火规定》（1999 年版） GB50160-1992
- 11、质技监锅发（1999）154 号文《压力容器安全技术监察规程》（99 版）
- 12、《职业性接触毒物危害程度分级》 GB5044—1985
- 13、《工业与民用电力装置的过电压保护设计规范》 GBJ64-1983

13.3 工厂现有安全卫生概况

工厂在安全卫生管理方面现设安全科，管理人员 4 人；在安全卫生设施方面，设有消防栓、灭火器、防毒面具等，但缺少气防站和相应的抢救保护措施。

13.4 工艺生产的特点及生产过程中危害因素的分析

13.4.1 生产操作环境

13.4.1.1 冷冻及氨库有可能泄漏气氨和液氨。

13.4.1.2 脱碳采用 NHD 法脱碳工艺脱除变换气中的 CO_2 ，因此有可能泄漏变换气和 CO_2 净化气。

13.4.1.3 在合成氨和尿素的生产过程中，物料大都具有易燃、易爆、有腐蚀性，且大部分在高压、高温下操作，可能因设备及管道的连接密封的问题，导致物料的泄漏，发生意外事故，严重危及设备及人身安全。在整个生产中可能泄漏的有 CO_2 、液氨、气氨、氨基甲酸铵、尿素等，污染车间环境，甚至可能发生燃爆事故。

13.1.4.4 尿素造粒塔和成品包装贮运会有尿素粉尘产生。

13.4.1.5 噪声源在生产中分布较广，主要为空气动力性噪声、机械性噪声和电磁性噪声。

13.4.2 有害物质的危害

13.4.2.1 氨

氨是一种无色具有强烈刺激气味的气体，易被液化成无色液体，比空气轻，皮肤接触液氨能立即引起冻伤，落入眼睛引起失明；浓度约 1% 的气氨对皮肤有刺激作用，达到 3% 以上就能引起灼伤和起泡。氨主要刺激上呼吸道，当氨量很大时对神经系统有刺激作用，能引起抽筋，亦能引起肺水肿。氨急性中毒时，有刺激鼻咽腔、支气管引起喘息、呕吐现象。慢性中毒引起消化不良、

慢性支气管炎及耳聋等。空气中含氨量达 0.49mg/l 时，能刺激眼睛，达 1.2mg/l 时能引起咳嗽。在氨含量为 0.2mg/l 的环境下工作，短期内就可引起中毒，造成肺气肿。因此国家规定车间空气中最高允许浓度为 30mg/m^3 。

13.4.2.2 二氧化碳

CO_2 是一无色无臭的气体，比空气重。 CO_2 对人体有窒息和麻醉作用，主要是缺乏氧引起。急性中毒的症状为头痛、耳鸣、心悸、血压增高、头晕、昏迷等。当空气中 CO_2 浓度大于 360mg/l 时能立即使人致死，在 $90\sim 120\text{mg/l}$ 浓度下，一小时内使人致命，因此要求车间空气中 CO_2 浓度小于 0.1% 。

13.4.2.3 氨基甲酸铵和尿素溶液

在尿素生产过程中生成的氨基甲酸铵和尿素溶液系为高温介质，与人体接触易引起烫伤，同时氨基甲酸铵减压易分解为氨和 CO_2 ，其危害如前所述。

13.4.2.4 氨水

受热或减压能挥发出气氨，其对人体有害如前所述。

13.4.2.5 一氧化碳

在变换气和净化气中有一定量的 CO ， CO 是一种无色无味无刺激性的气体，比重与空气差不多。其对人体的毒害主要是 CO 能和血液中的血红蛋白结合，妨碍其输氧功能，造成缺氧症。其结果使人窒息，急性中毒症状为失去知觉、抽筋、喘息、窒息。慢性中毒时呈现肌肉软弱，易于疲倦、喘息、头痛和神经痛，睡眠不正常。工作一小时之内，车间空气中 CO 最高允许浓度为 30mg/m^3 ，工作半小时内， CO 允许最高浓度为 50mg/m^3 ，工作 $15\sim 20$ 分钟， CO 最高允许浓度为 200mg/m^3 ，在上述条件下反复作业时，两次作业之间间隔 2 小时以上。国家规定长时间工作车间空气中 CO 最高允许浓度为 30mg/m^3 。

13.4.2.6 硫化氢

H_2S 为无色气体，有强烈的臭蛋味，比空气重，易溶于水， H_2S 对人体有剧毒，中毒症状依浓度不同及吸入时间长短而异，通常开始出现头痛、恶心、疲劳、嗅觉迟钝，严重时发生结膜及角膜炎，甚至引起肺气肿，空气中 H_2S

在 1mg/l 以上能引起死亡，故国家规定车间空气 H₂S 最高允许浓度为 10mg/m³。

13.4.3 生产过程中高温、高压、易燃、易爆危害因素

氮肥生产过程中的物料大都易燃、易爆、有腐蚀性，且大都在高温、高压下操作。生产过程中由于设备及管道连接密封的缺陷，可能导致工艺物料的泄漏，发生意外事故，危及设备及人身安全。

在生产中易燃、易爆的气体有 NH₃、H₂S、H₂、CO、CH₄ 等气体及其混合物。

13.4.3.1 氨在空气中易形成爆炸气体，其爆炸的下限为 15.5%(V)，上限为 27%(V)。在氧气中爆炸范围为 15~19% (V)。氨在空气中最低着火点温度为 651℃。氨与氢、甲烷、一氧化碳、氧等易燃物质亦能形成爆炸性气体混合物。

13.4.3.2 硫化氢与空气混合能形成爆炸性气体，其爆炸范围为 43~45.5% (V)，其着火点温度在空气中为 292℃，在氧气中为 220℃。

13.4.3.3 氢气在空气中的爆炸极限为 4.0~94% (V)，其最低着火点温度在空气中为 572℃，在氧气中为 560℃。

13.4.3.4 一氧化碳在空气中的爆炸极限为 12.5~74.2% (V)，在氧气中为 15.5~94%(V)，在空气中其最低着火点温度为 609℃，在氧气中为 588℃。

13.4.3.4 甲烷在空气中的爆炸界限为 5.3~15%(V)，在氧气中为 5.1~61% (V)，在空气中着火点温度为 632℃，在氧气中为 556℃。

13.4.3.5 合成氨工艺生产过程中的工艺介质为 H₂、CO、N₂、CO₂、CH₄ 等混合气体，其混合气的组成不同成为相应的半水煤气、变换气、净化气、精炼气、合成气等。这些混合气体，在空气中的爆炸范围如下：

半水煤气：下限 (%) 5.28；上限 (%) 70.32

变换气：下限 (%) 4.07；上限 (%) 70.37

净化气：下限 (%) 4.07；上限 (%) 70.24

精炼气：下限 (%) 4.01；上限 (%) 70.35

合成气：下限 (%) 4.54；上限 (%) 42.75

13.4.4 生产过程中噪音危害因素

噪音危害在氮肥生产中分布较广，噪声源主要由空气振动、固定振动、电磁的空气隙中的交变力相互作用等原因引起的噪音，噪音对人们的危害是多方面的，它会使听觉敏感性降低，严重时会成为职业性耳聋，还会引起神经衰弱、心血管疾病等。

13.4.5 设计中采用的安全卫生技术措施

13.4.5.1 防火、防爆技术措施

1)总图布置按照防火防爆规范要求保证各厂房之间、建构筑物之间的防火安全距离。各厂房之间都有消防通道相通，以形成全厂消防通道网。据厂区的具体条件设置必要数量的消防栓；对散发有害物质的厂房尽可能布置在厂区边沿的下风向。

2)据《建筑设计防火规范》的要求，划分不同的生产火灾危险类别，以正确选择各类厂房的耐火等级结构类型，采取相应的防火、防爆措施，如脱碳、气体压缩，主厂房采取钢筋砼框架、排架的结构形式，以增强抗爆性。建筑设计上尽量露天化，在布置上改善自然通风条件，减少有害易燃物质的积聚；对有腐蚀介质的场所按防腐蚀设计规范设计；各厂房要考虑设置安全出口，配备必要的消防设备。

3)各类压力容器的设计，严格按照《压力容器安全技术监察规程》进行，同时加强设备的密封及设备与管道的联接密封，达到国家标准泄漏点在 3%以下，减少易燃、易爆物质泄漏的可能性。

4)工艺安全卫生技术措施

a、造气、净化、合成、冷冻等工序主要设备采用露天布置，有利于即使是极少量泄漏煤气的扩散。同时要求在装置检修时，必须严格执行安全防火规程和一氧化碳等有害气体检测规程，经安全部门同意后才能进入设备和进行检修工作。

b、造气工序采用固定层间歇造气，为确保安全生产，在工艺设计中设有安全连锁和事故紧急停车措施。

c、一些必要部位设置压力表、安全阀、爆破板以及报警系统，有害气体泄漏自动检测仪。

为确保安全生产，在工艺设计中设有安全联锁和事故紧急停车措施。

5)合成氨装置、尿素装置的仪表控制系统采用 DCS 对主要工段及辅助工段的重要参数进行集中监视和控制，在主要高压回路及高压设备上设置了联锁控制系统，在主要点设置了报警系统，能做到及时发现、及时处理，在仪表选用上，防爆界区内均为本质安全型或隔爆型。

6)据《化工企业爆炸和火灾危险环境电力设计规程》的规定，按防爆规程对各装置划分“危险区域划分图”，在爆炸区域内的电气，按爆炸危险场所类别、级别、范围选择电气设备。

7)建立健全全厂消防水系统

已建有一套完善的消防水系统，室外给水管网为环状高压管网，在室外管网上设置了室外消火栓，其间距 $<120\text{m}$ ，保护半径 $<150\text{m}$ ，覆盖面积达到规范要求，在室内按《建规》要求设置了室内消火栓。

装置内除设置全厂性消防水设施外，还按《建筑灭火器配置设计规范》配备了灭火器。

13.4.6 防静电、防雷及接地的安全技术措施

所有工艺生产装置及其管线，按工艺及管道要求条件作防静电接地装置，一般情况与电气设备和保护接地一并处理。

所有爆炸危险场所的工艺生产装置及其建、构筑物，一般均属第二类防雷，考虑防直击雷和感应雷，其他建筑物属第三类防雷，考虑防直击雷，并各作接地体装置。在全厂考虑区域性设防，并设防直击雷装置。

车间变电所变压器中性点直接接点并设接地体。各工艺生产场所均设安全接地装置，并与变压器中性点接地体相连，必要时再在生产场所周围加装辅助接地体。全厂所有安全接地体相连，构成全厂接地网。

13.4.7 防机械伤害措施

在化工装置内有易产生坠落危险的操作岗位均设置了便于操作、巡回检

查、维修作业的扶梯、平台、围栏危险标志等附属设施。

皮带运输机装有防机械、防偏装置，沿皮带机每隔一定距离装有紧急停车开关，皮带机和造粒器有电气连锁。转动设备两旁均有栏杆和安全通道。

机械传动设备凡附有开式齿轮、皮带轮的传动部位均设有安全罩。

13.4.8 防毒防尘措施

1)在尿素包装楼内，尿素包装口处存在大量粉尘，为改善操作环境，包装机本身带有真空吸尘器，可以有效地除尘。

2)在尿素化验室、脱碳工段化验室，在尿素框架一楼泵房等处，存在有一定量的不易扩散的有害气体，在设计中采取了局部排风措施，改善通风条件，防止有害物质的积累。

3)工艺装置排出的废气采取集中高空远距离排放，减少有害物质的污染。

4)个人防护措施

车间配专职安全员，负责保管、检查和更换防毒防护面具，负责安全教育及安全检查等工作。

在各操作场所设置洗眼器及洗手池。在各车间配备常用的各种防护用品、急救设备及器材，包括救护人员使用的防毒面具、防护口罩、防护眼镜、氧气呼吸器、氧气再生器、人工呼吸器、救护车等。配备常用的用品及器材：止血带、洗胃器、洗眼壶、受水器、针灸针、雾化溶液、甘露醇、葡萄糖、20%的硼酸溶液、5%的碳酸氢钠溶液、1：5000 的高锰酸钾溶液。备呼吸中枢兴奋剂、强心针、镇静剂、解毒剂等。

5)在新建装置采取集中设置更衣室、休息室、浴室、厕所等设施。

13.4.9 防暑防温措施

1)在 DCS 控制室设置空调，在造粒喷头层及降压站分别设置正压通风和全面排风。

2)工艺管道、设备均进行隔热设计。

13.4.10 防噪音措施

1)在减压放空管线上设置消音器，以降低瞬时噪音。高压蒸汽设备及低压

蒸汽管上均设消音器。

2)噪声较大的压缩机厂房、鼓风机室内，除对压缩机等增加隔音措施、消音器外，还设有隔音操作室供值班用。并配备用耳塞、耳罩等劳保用具，集中管理供操作人员使用。

13.4.11 采光照明

工作照明灯依据环境条件、厂房结构和工艺装置条件选型配置，一般选用荧灯、白炽灯等。

设事故照明灯。

13.5 安全卫生技术措施效果

在设计中所采取的安全卫生措施比较全面，各专业均按有关安全卫生规定、规范进行设计，同时又采取了先进的自控系统和设备，因此相应的对职业安全卫生方面存在的主要危害所采取的治理措施比较完善，又有老厂作为依托，预期效果良好，不致造成对人体的危害，也可将火灾、爆炸、雷击和机械伤亡事故的机率降到最小程度。

13.6 安全卫生机构设置及人员配备

该厂现有的安全卫生管理机构即安全科和保卫科，其主要任务是对生产过程中安全卫生实行标准化管理，检查和消除生产过程中的各种危险和有害因素，负责贯彻执行劳动保护政策、法令，以及进行安全卫生培训、教育，防止发生事故，避免各种损失。安全科主管安全、消防、劳保、医务室。各车间应设有专职安全员和安全小组。安全小组由各车间领导及兼职安全员组成。

在现有消防设施的基础上考虑建立健全全厂消防水系统，设置消防栓，各新建车间配置干粉灭火器、CO₂灭火器、小型灭火机等消防器材，进一步增强消防灭火的能力。

13.7 安全卫生投资概算

13.7.1 主要生产环节安全卫生专项防范设施费用

13.7.2 检测装置和设施费用

13.7.3 安全教育装备和设施费用

13.7.4 事故应急措施费用

合计 40 万元。

14 组织机构与人力资源配置

14.1 组织机构

- 1) 公司管理体制采用该厂现行的直线职能式管理体制。
- 2) 公司现有员工 829 人，其中工程技术人员 195 人，由于本项目系扩建工程，不增加管理人员。

14.2 人力资源配置

本扩改项目建成投产后，根据岗位设置增加相应人员，本项目的岗位定员遵循如下原则：

- 1) 只编制本工程所增加的劳动定员，不新增管理人员。
- 2) 根据企业现行具体情况，按岗位编制定员。
- 3) 继续采用现行班制，为五班三倒。
- 4) 本工程新增定员 60 人，由厂里统一调配

15 项目实施计划

15.1 项目实施规划编制说明

- 1) 本工程是老厂扩改，老系统继续生产，新系统同时施工，只能利用大、中修时间碰管投产，不影响老系统的生产。
- 2) 要尽量利用原有厂房和设备，因此各工段改造只能交替进行，不能全面铺开。

15.2 建设周期规划

本项目实施过程分为前期准备阶段和施工试车阶段。前期准备阶段包括可行性研究、初步设计和施工图设计，以及资金筹措等；施工试车阶段包括土建、安装施工、职工培训和试车等。

本项目以动用资金开始计算项目建设周期，规划为 1 年。
本工程为扩建工程，与现有生产装置紧密相连。为尽快发挥投资效益，把因改造造成对现有生产的影响降到最低程度，同时保证施工的安全。计划正式投产时间为 2008 年 5 月。

	2007 年					2008 年								
	4	5	6	7	8	9	10	11	12	1	2	3	4	5
前期准备工作	—	—												
工程设计			—	—										
设备定货				—	—									
土建施工						—	—							
设备管道安装								—	—	—				
水压实验											—			
系统吹除											—			
防腐保温												—		
单体试车													—	
联动试车														—
投料试车														—

16 投资估算与资金筹措

16.1 投资估算

16.1.1 工程概况

郴州桥氮化工有限责任公司 20 万吨/年尿素技改工程投资估算系根据《投资项目可行性研究投资估算编制办法》和我院各专业所提条件编制。本项目估算范围包括造气工段、净化工段、压缩工段、醇烃化装置、合成工段、冷冻工段、尿素装置和与其配套的公用工程项目和其他费用。

详见附表 1 投资估算表

16.1.2 编制依据

- a、设备购置费以设计人员提供、设备生产厂家询价计列。
- b、安装工程费参照类似工程安装估算指标估算。
- c、建筑工程费参照《湖南省建筑工程概算定额》及当地建筑工程造价指标并结合本工程具体情况估算。

16.1.3 投资分析(按投资性质分析)

投资分析表 (单位: 万元)

序号	项目或费用名称	投资额	占固定资产投资%
一	工程费用		
(1)	设备费	10320	50.93
(2)	安装费	4015	19.81
(3)	建筑工程	2515	12.41
二	其他费用	3414.32	16.85
三	固定资产投资合计	20264.32	100

16.1.4 建设投资估算

包括工程费用、其他费用及预备费，新增建设投资估算值为 20059.12 元。详细项目见附表 1。

16.1.5 建设期贷款利息估算

本工程建设期借款利息为 205.2 万元。

16.1.6 固定资产投资估算

固定资产投资包括建设投资、建设期贷款利息，共计 20264.32 万元。

16.1.7 流动资金估算

流动资金按详细估算法，即分别根据周转天数，结合项目的经营情况，确定应收帐款、存货、现金、其它流动资金，上述各项之和为流动资产；流动资产减流动负债(主要为应付帐款)等于流动资金。项目满负荷时其流动资金为 795 万元。（详见附表 2）

16.1.8 项目总资金（项目工程总投资）

项目总资金等于固定资产投资加流动资金，为 21059.32 万元。

16.1.9 项目总投资（报批项目总投资）

报批项目总投资等于固定资产投资加铺底流动资金，为 20502.82 万元。

16.2 资金来源

16.2.1 固定资产投资资金来源

- a、固定资产投资 30%拟申请银行贷款，年利率暂按 6.75%。
- b、其余资金企业自筹资金解决。

16.2.2 流动资金来源

- a、铺底流动资金(30%)由企业自筹资金解决。
- b、其余 70%流动资金由银行贷款解决，年利率 6.39%。

16.2.3 资金使用计划

项目建设期按 1 年考虑。并计划当年资金筹措与资金运用达到平衡。

17 财务评价

17.1 财务评价原则

郴州桥氮化工有限责任公司 20 万吨/年尿素技改工程的财务评价，依据国家发改委、建设部 2006 年颁布的《建设项目经济评价方法与参数》（第三版）的要求，根据本项目的特点采用“增量”数据和相关指标进行分析。

17.2 总成本费用估算

17.2.1 产品方案

新增尿素	7×10 ⁴ t/a
发电	9045 万 kwh

17.2.2 年均总成本费用

年均总成本费用为 11560.12 万元，年均经营成本 9686.96 万元。详见附表 4。

17.2.3 产品成本估算依据

- a. 主要原辅材料、燃料及动力消耗定额根据生产工艺专业要求确定。
- b. 外购原辅材料、燃料及动力的价格根据目前市场价格和当地实际情况综合确定。
- c. 工资及福利费
本工程项目定员 60 人，根据当地目前的工资水平，人平年工资总额及福利费按 20000 元考虑。
- d. 折旧和摊销
设备和安装费用折旧按 10 年考虑，建筑工程按 30 年考虑。残值取 4%
无形资产按 10 年摊销，其他资产分 5 年摊销。
- e. 修理费用
修理费用按固定资产折旧费的 30%考虑。

f. 其他费用

其它制造费用按固定资产投资的 2%考虑，年其它管理费用按 50 万元考虑，年营业费用按 238 万元考虑。

17.2.4 产品成本分析

正常年总成本费用为 11560.12 万元，其中可变成本 8685.45 万元，占总成本的 75%，固定成本 2874.67 万元，占总成本费用的 25%，因此加强企业内部管理，把好原辅材料质量进货关，努力降低原辅材料消耗，提高全员劳动生产率，是企业取得良好经济效益的重要保证。

17.3 投产初期的生产计划建议

根据企业内外部条件，投产第一年生产负荷按 80%考虑，第二年起生产负荷按 100%考虑。

17.4 产品销售收入和销售税金及附加

17.4.1 销售收入

尿素销售价格参照目前市场上同类产品的价格并考虑本项目产品的特点确定为 1700 元/吨。正常年含税销售收入为 14613.5 万元，详见附表 7。

17.4.2 销售税金及附加

根据国家现行财税政策，尿素的增值税税率为 13%，其余产品增值税税率均为 17%。城市维护建设税税率 7%，教育费附加 3%。

详见附表 7

17.5 利润估算及分析

17.5.1 所得税税率为 33%。盈余公积金按 10%计提。

详见附表 8。

17.5.2 盈利能力分析

17.5.2.1 静态指标

a. 年均息税前利润	2316.39 万元
b. 年均利润总额	2211.24 万元

c. 年均税后利润	1481.53 万元
d. 总投资收益率	11%
e. 投资利税率	13.11%

17.5.2.2 动态指标

所得税前: 财务内部收益率	15.26%
财务净现值(ic=9%)	6031.85 万元
投资回收期(含建设期)	6.23 年
所得税后: 财务内部收益率为	10.79%
财务净现值(ic=9%)	1645.37 万元
投资回收期(含建设期)	7.33 年

17.6 项目清偿能力分析

17.6.1 借款偿还能力分析

偿还借款本金的资金来源有项目投产后产生的利润、计提的折旧费和摊销费。借款偿还期包括建设期为 4 年。

详见附表 11

17.6.2 财务生存能力及资产负债分析

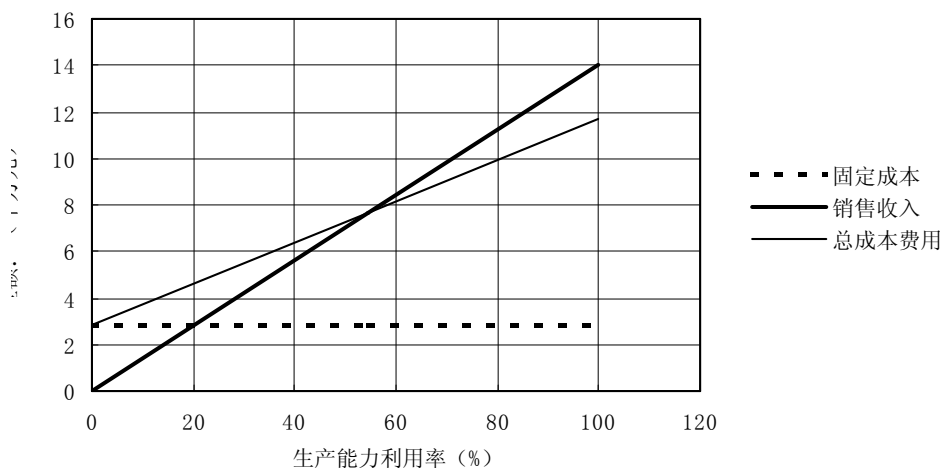
根据项目的计划现金流量, 测算计算期内各年的资金盈余或短缺情况、资产负债情况。

详见附表 12 和附表 13

17.7 不确定性分析

17.7.1 盈亏平衡分析

盈亏平衡分析图



根据产品产量、固定成本和可变成本、产品价格、销售税金，计算以生产能力利用率表示的盈亏平衡点BEP为54.54%。计算表明，只要生产能力达到设计能力的54.54%，项目即可保本，高于此水平，项目将有不同程度的盈利，说明项目具有较强的抗风险能力。

17.7.2 敏感性分析

根据项目特点，选取与项目评价有关的主要因素——销售收入、经营成本、产量和投资，进行敏感性分析，分析结果表明销售价格和经营成本是最为敏感的因素，其次分别是产量和投资。

详见附表14 敏感性分析表

17.8 财务评价结论

本项目建成后，项目总投资收益率 11%，投资利税率 13.11%，税前财务内部收益率 15.26%，税后财务内部收益率 10.79%，税前投资回收期(含建设期)6.23年，税后静态投资回收期(含建设期 7.33 年，均优于行业基准指标。从财务的角度看，该项目是可行的。

附表目录:

附表 1	总估算表
附表 2	流动资金估算表
附表 3	项目总投资使用计划与资金筹措表
附表 4	总成本费用估算表
附表 4-1~3	单位成本表
附表 5	固定资产折旧费估算表
附表 6	无形资产和其他资产摊销费估算表
附表 7	销售收入、销售税金及附加和增值税估算表
附表 8	利润与利润分配表
附表 9	项目投资财务现金流量表
附表 10	项目资本金现金流量表
附表 11	借款还本付息表
附表 12	财务计划现金流量表
附表 13	资产负债表
附表 14	敏感性分析表

18 社会评价和风险分析

18.1 社会评价

郴州桥氮化工有限责任公司20万吨/年尿素技改工程的建设符合我国化工行业发展的方向和“十一五”期间的产业政策，符合郴州市经济发展的要求。项目建设能给企业带来良好的经济效益，为企业发展壮大奠定了坚实的基础，同时还可以增加就业岗位，促进和带动当地经济的发展，为财政增收，符合各方利益要求，社会效益明显。

18.2 风险分析

18.2.1 市场风险

郴州桥氮化工有限责任公司已建立了比较稳定可靠的国内外市场销售网络。主营产品销售势头强劲。项目产品符合市场需求，目标市场明确，前景广阔。

18.2.2 资源风险

产品生产所需原料国内市场供应充足，价格稳定，随时可以择优选购。项目资源风险较小。

18.2.3 技术风险

产品生产工艺技术和生产设备成熟、先进，所有人员培训合格后再上岗，本项目不存在技术上的风险。

18.2.4 工程风险

项目建构筑物建设已趋于标准化，只要精心设计、精心施工，并不存在风险；所需设备成熟、可靠，技术先进，均可在国内外市场采购，不存在风险；此外，经对建设场地的初步踏勘，场地的气候、地质、土壤条件均符合项目建设要求，供水、供电等各项基础建设条件良好，因此在工程建设上风险较小。

18.2.5 资金风险

本项目固定资产投资20264.32万元，所需资金30%由银行贷款，其余部分由

企业自筹资金解决。项目单位目前经营状况良好，市场前景不错，所生产的产品符合市场消费需求，项目建设符合国家产业政策要求和行业发展规划要求，属于国家鼓励发展和积极扶持的行业。但由于融资额度较大，项目建设单位应引起足够的重视，所需资金是否能够及时、足额到位，仍是影响项目的关键因素，建议投资公司加大对项目的扶持力度，对本项目给予及时、有效的信贷支持。

18.2.6 政策风险

“十一五”时期是全面发展小康社会的时期，化工行业是国民经济发展必不可少的产业，属于国家鼓励发展的产业，符合行业发展规划，符合郴州市经济发展需要。郴州市为项目实施提供了极为宽松的条件，项目建设不存在政策上的风险。

18.2.7 社会风险

本工程项目是一个利国利民的项目，与项目有关的各方包括当地政府、当地居民等，对项目的实施均持积极支持的态度，而且项目的实施不存在移民安置、民族矛盾和宗教问题，项目的实施不存在社会风险。

18.2.8 风险对策

虽然项目建设风险不大，为了保证项目顺利实施，也必须制定切实可行的风险应对措施，力争使项目风险最小化。

成立项目领导小组和项目管理办，确定风险管理活动中每一类别行动的具体领导者、支持者及行动小组成员，将责任落实到人。

根据项目实施进度，制订项目各阶段实施计划，将目标分解，实行目标管理。减少环境或内部对项目的干扰，保证项目按计划有节奏地进行，使项目实施时始终处于受控状态。

严格招标投标管理和合同管理，适度分散、转移风险。

明确风险管理各流程中应报告和沟通的内容、范围、渠道和方式，使项目团队内部、与上级主管和投资方之间、以及与协作方之间的信息沟通顺畅、及时、准确。

在整个项目生命周期内进行项目风险应对审核，定期进行项目风险审查，进行赢值分析（偏差分析）和技术性能测量，了解项目实施是否符合计划要求，根据项目发展变化情况补充风险应对计划和措施。

为了有效地对项目进行管理、监察、审计，积累经验、吸取教训，将风险及对其采取的管理行为按照统一规定的文档格式和要求记录下来，建立风险数据库，归档留存。

19 研究结论

19.1 综合评价和结论

本项目建成后，项目总投资收益率 11%，投资利税率 13.11%，税前财务内部收益率 15.26%，税后财务内部收益率 10.79%，税前投资回收期(含建设期)6.23 年，税后静态投资回收期(含建设期 7.33 年，均优于行业基准指标。从财务的角度看，该项目是可行的。

在郴州桥氮化工有限责任公司进行本项工程建设，由于有老厂的潜力，有适用的先进技术，有齐全的公用、社会设施；有办现代化企业成熟的领导班子。因此，投入不高，产出较多，风险较小。

不论从国家宏观经济效益或企业微观经济效益来看，在郴州桥氮化工有限责任公司进行本工程建设完全是适时、必要和合理的。

19.2 项目存在的问题及建议

本次扩建由于受到原有装置区域的限制，全厂布置受到很大的约束，总图布置不尽合理。

本项目社会效益、经济效益具佳，建议尽快上马。