

化工原料路线与动力结构调整改造项目 可行性研究报告

目 录

1 总论	1
1.1 项目背景	1
1.2 项目概论	5
1.3 主要技术经济指标	7
2 市场分析	8
3 建设规模及建设内容	10
3.1 建设规模确定的依据	10
3.2 建设规模	11
4 厂址选择	12
4.1 厂址所在位置现状	12
4.2 厂址建设条件	12
5 技术方案、设备方案和工程方案	17
5.1 技术方案	17
5.2 设备方案	45
5.3 工程方案	53
6 主要原材料及动力供应	56
6.1 主要原材料供应	56
6.2 燃料供应	57
7 总图运输及公用辅助工程	57
7.1 总图布置	57
7.3 公用辅助工程	58
8 节能	60
8.1 编制依据	60
8.2 项目用能分析	60
8.3 项目所需的节能管理机构	61
8.4 节能措施综述	63
8.5 节能效果计算及分析	64
9 环境影响评价	64

9.1 厂址环境条件	64
9.2 项目建设和生产对环境的影响	64
9.3 环境保护措施方案	66
9.4 采用的标准	67
9.5 环境影响评价	68
10 劳动安全卫生与消防	68
10.1 危害因素和危害程度分析	68
10.2 劳动安全卫生防范措施方案	70
10.3 消防设施	73
11 组织机构与人力资源配置	75
11.1 组织机构	75
12 项目实施进度	75
12.1 建设工期	75
12.2 进度安排	75
13 投资估算	76
13.1 工程概况	76
13.2 编制依据	76
13.3 流动资金计算	77
13.4 项目总投资与分期投资计划	78
14 融资方案	78
14.1 融资组织形式选择	78
14.2 资金来源选择	78
14.3 融资方案分析	79
15 财务评价	79
15.1 编制依据	79
15.2 生产规模及经营年限	79
15.3 成本及费用分析	80
15.4 销售收入及销售税金	81
15.5 销售利润	81

15.6 赢利能力分析	82
15.7 不确定性分析	82
15.8 综合评价	84
16 项目招标情况	85
17 社会评价	86
17.1 项目对社会的影响分析	86
17.2 项目所在地互适性分析	86
17.3 社会评价结论	86
18 风险分析	87
18.1 技术风险	87
18.2 工程风险	87
18.3 资金风险	87
19 结论与建议	87
19.1 结论	87
19.2 建议	88

1 总 论

1.1 项目背景

1.1.1 项目名称

项目名称：某化工股份有限公司原料路线与动力结构调整改造项目。

1.1.2 承办单位概况

承办单位：某化工股份有限公司。

某化工股份有限公司前身是 1970 年兴建的小型合成氨厂，建厂初期年产合成氨 3000 吨，合成氨全部加工碳酸氢铵，是全国两千余家小合成氨厂技术管理较先进的工厂之一。该公司座落在某省东南部，目前已经发展成为一个以生产和销售尿素、甲醇、液氨、氨基甲酸甲酯为主的综合性民营化工企业，1998 年经过改制成为股份制企业，现有员工 900 余人，工程技术人员 20 余人。

某化工股份有限公司于 1970 年始建，1975 年建成投产成立某县化肥厂，1994 年该公司进行改制，成立某化工总公司，1998 年由某化工总公司投 2002 万股，职工内部 1998 万股成立某化工股份有限公司，2002 年某化工总公司破产，某化工股份有限公司独立经营。

2002 年某化工股份有限公司进行了股份制改制后，经过几次改造，现合成氨装置生产能力已达 10 万吨/年；尿素装置生产能力为 13 万吨/年；甲醇装置生产能力为 2 万吨/年；氨基甲酸甲酯装置生产能力 200 吨/年。

某化工股份有限公司通过股份制改造，建立了完善的现代企业管理制度，几年来各项主要经济技术指标位居全国同行业前列，该公司已通过 ISO9001—2000 质量管理体系认证。

1.1.3 编制依据和原则

1.1.3.1 编制依据

1. 《某化工股份有限公司原料路线与动力结构调整改造项目》的编制任务书；
2. 某化工股份有限公司提供相关的技术资料；
3. 某化工股份有限公司生产厂区现状条件；
4. 中华人民共和国国家发展和改革委员会《投资项目可行性研究报告指南》；
5. 国家有关的法令、法规、规范及规定。

1.1.3.2 编制原则

根据国家及地方的有关技术经济政策及某化工股份有限公司的有关要求，确定以下编制原则：

1. 以节能为原则，不扩大产能，淘汰落后设备、采用节能新工艺达到节能减排、降低成本。
2. 改造工程中主要设备国产化，以节约建设资金，提高经济效益。

1.1.4 项目背景及意义

某化工股份有限公司生产厂区内现有合成氨装置的生产能力 10 万吨/年；尿素装置生产能力为 13 万吨/年；甲醇装置生产能力为 2

万吨/年；氨基甲酸甲酯装置生产能力 200 吨/年。

造气工艺采用常压固定床间歇制气，原料为无烟块煤和低压蒸汽，现有 6 台 $\phi 2800$ 造气炉两套系统，正常生产运行 5 台炉，生产半水煤气约 $37250\text{Nm}^3/\text{h}$ ，煤耗 $1.3\text{t}/\text{tNH}_3$ 左右，蒸汽消耗 $1.7\text{t}/\text{tNH}_3$ 左右，电耗 $10\text{kwh}/\text{tNH}_3$ 左右，造气风机汽轮机拖动，蒸汽分解率 45-50%，造气污水 $15\text{t}/\text{h}$ 左右，吹风气约 $2400\text{Nm}^3/\text{h}$ 。设备陈旧、腐蚀严重，工艺落后，无烟块煤价格高达 1500 元/吨造成成本过高。

脱硫采用栲胶加 888 湿法脱硫工艺，先半脱后变脱，硫磺回收熔硫工艺，年回收约 300 吨，脱硫剂消耗约 $18.5\text{元}/\text{tNH}_3$ ，罗茨风机和脱硫泵造成电耗高。此工艺易堵塔，设备腐蚀严重，再生系统设备腐蚀严重、工艺有问题造成贫液、富液分不开，再生效果不好导致脱硫出口时常硫化氢超标

变换采用“全低变”饱和热水塔工艺，在 $\text{Co}-\text{Mo}$ 系催化剂作用下半水煤气中 CO 和水蒸气发生反应生成 CO_2 和氢气，蒸汽消耗约 $380\text{kg}/\text{tNH}_3$ 。饱和热水塔等设备腐蚀严重，变换炉水分布不均，两套系统并联运行，工艺纯在问题，造成能耗过高。

脱碳采用碳酸丙烯酯物理吸收解吸法，现有两套脱碳系统并联运行，动力结构配置不合理。碳酸丙烯酯消耗约 $1\text{kg}/\text{tNH}_3$ ，电耗约 $140\text{kwh}/\text{tNH}_3$ 。脱碳塔、常解塔有腐蚀现象，碳酸丙烯酯回收系统设备腐蚀严重、工艺落后，循环液量大，造成电耗高、消耗高。

合成气净化采用铜氨液洗涤工艺精制原料气去除一氧化碳和二氧化碳， $\phi 1000$ 铜洗塔净化系统现在不能满足合成氨 10 万吨/年生产，

需开甲醇近路调整生产，铜洗系统能力小、氨冷面积小造成循环量大，电耗高，同时有约 1.5t/h 稀氨水产生，消耗成本约 60 元/tNH₃。

氨合成采用高压氮氢气循环工艺，将纯净的氢、氮混合气压缩到高压，在催化剂的作用下合成氨。合成压力约 28MPa,产能 10 万吨/年，现有两套 \varnothing 1000 合成系统，造成配置不合理，电耗高，产量低。系统设备陈旧，现有两套合成系统，动力结构配置不合理，能耗高。

压缩工段共有 9 台六段压缩机，其中 1 台备机，净化不好，维修费用高，电耗高，缓冲器、冷排等设备腐蚀严重、工艺落后。

尿素采用水溶液全循环法工艺，尿塔 23m³，产能为 13 万吨/年，解吸废液采用深度水解工艺，氨耗约 580kg/tUr，蒸汽消耗约 1.35t/tUr，电耗约 165kwh/tUr，蒸汽和电耗低于国内先进水平，氨冷能力小造成吸收效果不好，中压系统和蒸发系统工艺设备存在问题，尿素系统需采用先进设备和工艺节能降耗。

随着社会经济的快速发展，能源危机日趋严重。国家对该行业十分重视，并制定了相关政策来扭转该类行业高能耗及环境污染的被动局面。所以企业要生存、求发展，节能降耗势在必行。

如何达到既降低能耗又使装置尽量处于最佳经济运行状态，努力降低生产成本，为企业多创效益，是生产装置稳定运行的最终目的。为此必须通过采用先进可靠的技术，向技术进步要效益和节能降耗，对合成氨、尿素装置进行技术改造，从而实现降低尿素制造成本，增强企业市场竞争力的总体目标，最终达到企业长期、快速、稳定发展。

某化工股份有限公司采用成熟可靠的新技术及节能措施，对现有

生产装置进行改造，降低产品消耗，对有效地降低企业的生产成本，提高产品的市场竞争力具有积极的意义。

1.2 项目概论

1.2.1 项目拟建地点

该项目建设地点拟在某化工股份有限公司位于某省某县二密镇化工路 8 号的现有生产厂区内进行技术节能改造，目前该厂区占地面积 23.8 万平方米，环境比较优越，满足本项目建设所需条件。

1.2.2 项目建设内容

1. 改造造气系统，新建 1 台 $\phi 3200$ 水冷壁清华炉，原料达到本地化，造气压力 4.0MPa。
2. 新建一套 16000Nm³/h 空分装置，供造气使用。
3. 净化系统新建一套 NHD 脱硫脱碳装置代替原脱硫脱碳。
4. 原低压变换改造新建一套高压耐硫变换。
5. 压缩工段 8 台压缩机更换，安装 2 台离心式压缩机及其附属系统。
6. 铜洗改造，利用原合成系统改造一套甲醇甲烷化。
7. 新建一套高压合成系统。
8. 尿素装置节能降耗、增产改造。
9. 改造水、汽、电配套装置。
10. 建设厂房 2800 平方米。

1.2.3 主要建设条件

1. 技术条件

本项目建设单位某化工股份有限公司采用国内已经成熟的技术进行改造，由于该项改造技术已经广泛应用于国内多家合成氨装置，合成氨技术的迅速发展适合我国国情，充分发挥了原氮肥的优势，使我国的合成氨工艺在技术上、能耗上有了较大的进步，改进后低能耗的工艺装置，还在不断的应用，因此技术成熟可靠。

2. 基础设施条件

本项目改造建设的生产厂区在某省某市某县二密镇，地理位置优越，交通便利，通讯方便，目前该厂区内的水、电、汽等公用工程设施完善，便于改造建设。

3. 环境条件

本项目是节能改造项目，改造后每年可以节约大量原料煤和电能，折标煤量为45746.05tce，减少 CO₂、SO₂ 及烟气等废弃物的排放量。因此有很好环境效益。

4. 资金条件

本改造项目所用资金全部由企业自筹解决。

因此，该项目具备了必要的建设条件。

1.2.4 项目投入总资金及效益情况

项目总投资共 37248.95 万元，其中建设投资 34941.85 万元。

项目建成后，每年可实现营业收入 47910.56 万元，所得税 3559.85 万元，利润总额 14239.42 万元，投资回收期 4.1 年（税后），财务内部收益率为 33.02%（税后）。

1.3 主要技术经济指标

主要经济技术指标汇总表

序号	项目	单位	指标	备注
1	建设规模			
1.1	节能效果			
1.11	节约电能	万千瓦时/年	5266.14	
1.2	节约原料			
1.21	节约原料煤折标煤量	tce/年	28157.14	
1.3	节约折标煤量	吨/年	45746.05	
1.4	减排效果			
1.41	CO ₂	Nm ³ /年	25000	
1.42	SO ₂	吨/年	250	
1.43	烟尘	Nm ³ /年	40000	
1.5	产品			
1.51	尿素	吨/年	150000	
1.52	甲醇	吨/年	20000	
1.53	液氮	m ³ /年	3000	
1.54	液氩	m ³ /年	4100	
1.55	液氧	m ³ /年	4500	
2	总投资	万元	37248.95	
2.1	建设投资	万元	34941.85	
2.2	建设期利息	万元	0	
2.3	流动资金	万元	2307.1	
3	营业收入	万元	47910.56	各年平均值
4	营业税金及附加	万元	417.43	
	增值税	万元	3478.59	各年平均值
5	总成本费用	万元	29775.12	各年平均值
6	利润总额	万元	14239.42	各年平均值

7	所得税	万元	3559.85	各年平均值
8	净利润	万元	10679.57	各年平均值
9	总投资收益率	%	38.23	
10	总投资利税率	%	48.69	
11	资本金净利润率	%	28.67	
12	总成本利润率	%	47.82	
13	销售利润率	%	29.72	
14	全员劳动生产率	万元/人.年	53.23	
15	生产工人劳动生产率	万元/人.年	58.43	
16	贷款偿还期	年	0	包括建设期
17	盈亏平衡点	%	42.42	达产年值
		%	41.66	各年平均值
18	投资回收期	年	3.52	所得税前
		年	4.1	所得税后
19	财务净现值	万元	65710.81	i=12% 所得税前
		万元	44692.98	i=12% 所得税后
20	财务内部收益率	%	41.72	所得税前
		%	33.02	所得税后
21	资产负债率	%	8.74	达产年
22	流动比率	%	451.31	达产年

2 市场分析

根据国家产业政策和行业规划，尿素作为重要的支农化工产品，属于重点基本建设和技术改造的产业，尿素作为高浓度无公害、无污

染化肥是氮肥生产行业主要支柱，尿素生产作为基础化工产业，在国民经济发展中起着举足轻重的作用，除应用于农业施肥外，随着环保意识的增强及环保要求的提高，建筑行业、木材加工行业所用添加剂、胶粘剂越来越多的依赖于尿素产品。某省工业尿素市场某化工股份有限公司占有率 80%以上，尿素市场供不应求。

甲醇是一种重要的化工原料，也是广泛使用的化工溶剂，并且是合成各类产品不可缺少的重要中间体，甲醇其下游产品可氧化生成甲醛、醚类产品、酯类产品。并可生产五大工程塑料之一的聚甲醛主要原料。近几年随之环保升级，作为汽油添加剂可达国际环保尾气排放要求，在国内外已广泛采用，并且国外已研究出以甲醇为主要原料配制增强辛烷值新型汽车用动力醇，为甲醇生产开辟了广阔前景。并且该建设项目有一个显著特点，就是甲醇和氨的产量，可以根据市场的需求量，很灵活的调整醇氨比例。

通过本项目的实施，可以更充分利用本地资源达到原料产地化，稳定农业产业，发展地方产业。促进农牧业的发展，解决某省尿素缺口 15 万吨，某省还缺口 105 万吨。项目实施后，可实现上亿元的效益，对壮大地方经济实力、推动地方经济发展，将起到十分重要的作用。

某省是农业大省，年需求氮肥 400 多万吨，其中尿素需求量约为 150 万吨、复合肥约为 250 万吨；现实际产能尿素 35 万吨、复合肥约为 150 万吨，氮肥缺口加大，主要靠河北、山东尿素进入某市场解决农用尿素缺口问题，但其较高的运输费用增加了农民负担。由于国

家逐步取消尿素铁路运输优惠政策，外地尿素销售成本将增加约140元/吨，与某化工股份有限公司尿素成本相同条件下将不具有竞争力，产品销售前景广阔。

某省和黑龙江省既是农业大省又是木材加工大省，尿素是胶合板生产用脲醛胶的原料，某化工股份有限公司利用原有工业尿素销售网络将市场占有率提高到95%以上是可行的，同时也可出口，这样某化工股份有限公司生产、销售将不会受季节限制。

由于本方案采用先进气化和生产工艺，生产每吨合成氨成本将下降500元以上，尿素成本比没改造企业将下降287.5元，低成本将会提升尿素某化工股份有限公司在某省市场的竞争力，也会保证该公司扩大利益空间。

3 建设规模及建设内容

3.1 建设规模确定的依据

某化工股份有限公司针对目前生产装置及相关配套设施中存在

的一系列不利于装置长周期稳定运行的现象和问题，拟对生产装置进行节能技术改造，通过更换高效设备和设备部件、增加节能工艺、增加设备等一系列措施，进而降低产品的原料和动力消耗。

3.2 建设规模

3.2.1 改造内容

1. 改造造气系统，新建 1 台 $\phi 3200$ 水冷壁清华炉，原料达到本地化，造气压力 4.0MPa。
2. 新建一套 16000Nm³/h 空分装置，供造气使用。
3. 净化系统新建一套 NHD 脱硫脱碳装置代替原脱硫脱碳。
4. 原低压变换改造新建一套高压耐硫变换。
5. 压缩工段 8 台压缩机更换，安装 2 台离心式压缩机及其附属系统。
6. 铜洗改造，利用原合成系统改造一套甲醇甲烷化。
7. 新建一套高压合成系统。
8. 尿素装置节能降耗、增产改造。
9. 改造水、汽、电配套装置。
10. 建设厂房 2800 平方米。

3.2.2 改造后节能效果

本项目通过对生产装置进行节能技术改造，每年可降低某化工股份有限公司现厂区内生产装置的电、原料煤等动力和原料的消耗，节能效果如下：

1. 改造前每吨合成氨原煤消耗折标煤量为 1.147tce，改造后每吨合成氨原煤消耗折标煤量为 0.918tce，每年合成氨可减少能耗折标煤量为 28157.14tce；

2. 每年可节约电能 5266.14 万 kwh，折标煤 17588.91tce。

3.2.3 产品生产能力

尿素	150000 吨/年
甲醇	20000 吨/年
液氮	3000 m ³ /年
液氩	4100 m ³ /年
液氧	4500 m ³ /年

4 厂址选择

4.1 厂址所在位置现状

4.1.1 厂址地理位置

本项目拟在某化工股份有限公司现生产厂区内进行节能技术改造。目前，某化工股份有限公司位于某省某市某县二密镇化工路 8 号。

4.1.2 土地权属及占地面积

现有厂区所占用的土地属于某化工股份有限公司所有。目前该厂区占地面积 23.8 万平方米。

4.2 厂址建设条件

4.2.1 厂区内建设条件

1. 目前现某化工股份有限公司生产厂区已经建设 30 余年，拥有丰富的操作及管理经验和人才优势，为技改工程的顺利实施及良好的运作奠定了坚实基础。

2. 现工厂合成氨装置生产能力已达 10 万吨/年；尿素装置生产能力为 13 万吨/年；甲醇装置生产能力为 2 万吨/年；氨基甲酸甲酯装置生产能力 200 吨/年，装置能力未达到满负荷最大。。

3. 现工厂有较强的机修及维修能力，工厂大中小修均可依靠自己力量完成，不需增加。

4. 现生产厂区内供水、供电、维修、贮运等设施完善，本项目可依托利用。

5. 本项目不新增定员，不增建生活设施。

6. 原料及水、电供应充足，交通运输方便，有利于生产装置的满负荷，长周期运行。

4.2.2 地震情况

某化工股份有限公司原料路线与动力结构调整改造项目拟在地位于某省某市某县二密镇的某化工股份有限公司现有厂区内进行节能技术改造的施工建设，项目所在区域地质条件良好。

某省某市历史上无较大的破坏性地震，建设所在地无较大的断裂带通过，属构造活动影响较小的地区，按国家地震区划，属烈度 VI 度区。

4.2.3 地理位置及自然条件

某市位于某省东南部长白山山区，东经 $125^{\circ} 17' \sim 126^{\circ} 44'$ ，

北纬 $40^{\circ} 52'$ ~ $42^{\circ} 49'$ 。老岭、岗山岭各置城市东西，四周支脉延展，群山环绕全城，市区位于浑江两岸五级阶地之上，整个城市呈狭长状，其海拔高度：最高为631.00 米（大顶山），最低为 366.20 米（江南西甸子）。蜿蜒的浑江由东北向西南穿城而过，把整个市区自然分割成江东、江西、江南、江北和二道江五个区域。

某市属温带大陆性季风气候，其特点：冬、夏差异显著，冬季寒冷漫长，夏季炎热而短暂。历年平均气温为 4.9°C ，极端最高气温为 35.5°C ，极端最低气温为 -36.3°C ，历年最大积雪厚度为 39 厘米，历年最大降雨量为 1217.1 毫米。历年主导风向为西南风，风向频率为 11%，最大风速为 24 米/秒，平均风速 1.8 米/秒，历年平均静风频率为 44.1%。

某市属河谷冲击平原，覆盖层厚为 2~7 米，由沙砾土及粘性土组成。基岩为页岩，地耐力为 15~40 吨/平方米，个别地段有不足一米的沼泽草炭土和不连续的淤泥透镜体，但以下仍为沙砾土层。市内地下水为第四系孔隙潜水，地下水位为 1~3 米。

浑江宽为 200~400 米，最大流量 5880 立方米/秒，最小流量为 1.8 立方米/秒，平均流量为 78.4 立方米/秒，最高水位 375.47 米，最低水位 369.96 米，平均水位 370.5~371.5 米，最大水深 5.62 米，最小水深 0.3~0.65 米，平均水深 1~2 米。

某市交通运输主要以铁路、公路为主。铁路梅集线、鸭大线。公路旅佳线、阿集线均经由该市。某市地理位置比较重要，某铁路车站，担负着某-长春、某-北京、某-青岛、某-某、某-图们、某-沈阳、某-

白河等客运任务。

4.2.4 社会经济状况

某市是以冶金、制药化工、酿造、纺织、建材加工为主要的工业城市，是某省东南部政治、经济科技、文化中心。全市有大小企业 300 多家，主要分布在江东区、二道江区。某市 2001 年全年实现销售收入 140.86 亿元。比上年度增长 29.7%，农业总产值 53.5 亿元，比上年度增长 7.3%。

某市现有城市人口 233.73 万人，市区人口 45.21 万人，含郊区规划总面积 761 平方公里，其中城市已建成面积 22.25 平方公里，辖二道江、东昌两大行政区。到 2010 年，某市城市规划建成区面积为 49.09 平方公里。最近几年城市建设速度发展很快，市区内的平房绝大多数已被楼房所取代，市区的给水、排水、道路、煤气、热力已形成网络，并日趋完善。

4.2.5 气候、气象

本区域位于某省松嫩平原半湿润气候区，为中纬度地区，属于温带季风型大陆性气候，本区气候特点是：冬季寒冷干燥而漫长，夏季酷热少雨而较短，春秋季节短，多风沙。年主导风向为西南风，次主导风向为南南西风。

年平均气温	4.9℃
极端最高气温	35.5℃
极端最低气温	-36.3℃
月平均最高气温	27.3℃ (7月份)

月平均最低气温	-22.2℃（1 月份）
冬季室外平均风速	1.3m/s
夏季室外平均风速	1.7m/s
主导风向及其频率	冬季：C~53% SW~6% 夏季：C~36% SSW~12% 全年：C~44% SW~11%
年平均降雨量	881.7mm
冬季日照率	57%
大气压力	（冬季）97.45KPa
最大冻土深度	1.6m
室外采暖计算温度	-24℃
室内采暖计算温度	18℃
采暖期	170 天（10 月 24~4 月 12 日）

4.2.5 环境条件

厂址四周无污染源、无名胜古迹及自然保护区，本项目对现厂区内的生产装置进行技术改造，改造后厂区的废水、废气、废渣排量没有增加，且节能技术改造后装置降低了电能和原料煤的消耗，减少了CO₂、SO₂以及烟气的排放量。本项目的建设对当地环境不会造成不利影响，项目具备条件。

5 技术方案、设备方案和工程方案

5.1 技术方案

5.1.1 改造前生产工艺概述

某化工股份有限公司生产厂区内现有合成氨装置的生产能力 10 万吨/年；尿素装置生产能力为 13 万吨/年；甲醇装置生产能力为 2 万吨/年；氨基甲酸甲酯装置生产能力 200 吨/年。

造气工艺采用常压固定床间歇制气，原料为无烟块煤和低压蒸汽，现有 6 台 $\phi 2800$ 造气炉两套系统，正常生产运行 5 台炉，生产半水煤气约 $37250\text{Nm}^3/\text{h}$ ，煤耗 $1.3\text{t}/\text{tNH}_3$ 左右，蒸汽消耗 $1.7\text{t}/\text{tNH}_3$ 左右，电耗 $10\text{kwh}/\text{tNH}_3$ 左右，造气风机汽轮机拖动，蒸汽分解率 45-50%，造气污水 $15\text{t}/\text{h}$ 左右，吹风气约 $2400\text{Nm}^3/\text{h}$ 。设备陈旧、腐蚀严重，工艺落后，无烟块煤价格高达 1500 元/吨造成成本过高。

脱硫采用栲胶加 888 湿法脱硫工艺，前半脱后变脱，硫磺回收熔硫工艺，年回收约 300 吨，脱硫剂消耗约 $18.5\text{元}/\text{tNH}_3$ ，罗茨风机和脱硫泵造成电耗高。此工艺易堵塔，设备腐蚀严重，再生系统设备腐蚀严重、工艺有问题造成贫液、富液分不开，再生效果不好导致脱硫出口时常硫化氢超标

变换采用“全低变”饱和热水塔工艺，在 Co-Mo 系催化剂作用下半水煤气中 CO 和水蒸气发生反应生成 CO_2 和氢气，蒸汽消耗约 $380\text{kg}/\text{tNH}_3$ 。饱和热水塔等设备腐蚀严重，变换炉水分布不均，两套系统并联运行，工艺纯在问题，造成能耗过高。

脱碳采用碳酸丙烯酯物理吸收解吸法，现有两套脱碳系统并联运行，动力结构配置不合理。碳酸丙烯酯消耗约 1kg/tNH_3 ，电耗约 140kwh/tNH_3 。脱碳塔、常解塔有腐蚀现象，碳酸丙烯酯回收系统设备腐蚀严重、工艺落后，循环液量大，造成电耗高、消耗高。

合成气净化采用铜氨液洗涤工艺精制原料气去除一氧化碳和二氧化碳， $\phi 1000$ 铜洗塔净化系统现在不能满足合成氨10万吨/年生产，需开甲醇近路调整生产，铜洗系统能力小、氨冷面积小造成循环量大，电耗高，同时有约 1.5t/h 稀氨水产生，消耗成本约 60 元/ tNH_3 。

氨合成采用高压氮氢气循环工艺，将纯净的氢、氮混合气压缩到高压，在催化剂的作用下合成氨。合成压力约 28MPa ，产能 10 万吨/年，现有两套 $\phi 1000$ 合成系统，造成配置不合理，电耗高，产量低。系统设备陈旧，现有两套合成系统，动力结构配置不合理，能耗高。

压缩工段共有 9 台六段压缩机，其中 1 台备机，净化不好，维修费用高，电耗高，缓冲器、冷排等设备腐蚀严重、工艺落后。

尿素采用水溶液全循环法工艺，尿塔 23m^3 ，产能为 13 万吨/年，解吸废液采用深度水解工艺，氨耗约 580kg/tUr ，蒸汽消耗约 1.35t/tUr ，电耗约 165kwh/tUr ，蒸汽和电耗低于国内先进水平，氨冷能力小造成吸收效果不好，中压系统和蒸发系统工艺设备存在问题，尿素系统需采用先进设备和工艺节能降耗。

5.1.2 改造技术方案

5.1.2.1 空分装置方案

5.1.2.1.1 技术指标

本空气装置公称制氧能力为 16000Nm³/h，负荷调节范围为 75-105%。其中：

1. 氧气：16000 Nm³/h
2. 低压氮气：2500 Nm³/h
3. 中压氮气：13600 Nm³/h
4. 液氮：250 Nm³/h
5. 液氩：400 Nm³/h
6. 液氧：500 Nm³/h
7. 仪表空气：1200 Nm³/h；

生产氧气作为气化用气，中压氮气供氨合成用气，低压氮气作为公用氮气，液氧、液氩作为产品出售。液氮作为备用保安气源和产品出售。

5.1.2.1.2 装置组成

空气装置有空气的过滤和压缩、预冷和纯化系统、冷量制取和空气精馏，液产品贮罐等工序组成。

5.1.2.1.3 生产方法、流程特点

本装置采用全低压分子筛吸附、增压透平膨胀机制冷、氧气及中压氮气双内压缩的工艺流程。流程先进、技术成熟、运行安全可靠、操作方便、能耗低。

5.1.2.2 造气改造气化工艺方案

5.1.2.2.1 技术要求和技术方案

1. 装置性能指标

产品及副产品规格

产品	纯度	流量 (Nm ³ /h)	出界区压力	备注
合成气	H ₂ +CO	38500	3.8Mpa (G)	
低压氮气	N ₂ ≥99.999% O ₂ ≤5ppm	3000	0.4Mpa (G)	
仪表空气	无油、无尘、 露点-40℃	3230	≥0.7Mpa (G)	增压机中抽出
工厂空气	无油、无尘、 露点-40℃	400 (max)	≥0.7Mpa (G)	增压机中抽出

2. 装置操作弹性

整个合成气生产装置负荷操作弹性可控制在 50%~110%之间。

3. 煤质分析数据:

煤质分析

成分	符号	单位	DC
元素分析			
碳	Car	%	67.68
氢	Har	%	3.25
氧	Oar	%	3.42
氮	Nar	%	1.19
硫	Sar	%	0.79
工业分析			
固定碳	FCar	%	62.6
挥发分	Var	%	13.72
水分	Mar	%	0.74
灰分	Aar	%	22.93
低位发热量	Qar,net,p	kJ/kg	21480

灰熔点	T3	℃	1438
-----	----	---	------

3. 气化碳洗塔出口合成气成份:

说明	出界区的合成气	干合成气组成 100%
摩尔流量, kmol/h		
CO	1013.57679	45.73
H ₂	710.116071	32.04
CO ₂	464.028911	21.04
CH ₄	3.55179	0.16
H ₂ S	6.10714	0.29
N ₂	12.9455	0.65
摩尔总流量, kmol/h	2214.640552	

此为测算数据, 实际运行有效气成分在 82%左右。

5. 技术方案工艺流程简述

A. 水煤浆制备:

从磨煤机的机械方面考虑, 磨煤机的负荷不允许大幅度波动或者在低负荷下长期运行。本工程磨煤机设置为一开一备, 除了指定的共用设备外, 这里只对单条生产线进行描述。

从界区外的原煤破碎机来的最大粒径为 20 毫米的碎煤首先进入煤斗, 煤斗容积要求至少能够储存气化炉满负荷连续生产4 小时的用煤量, 以便煤破碎机故障时有充分的检修时间。煤斗中的煤由煤称重给料机控制以一定的质量流率进入棒式磨煤机。制浆用的水为部分废水和新鲜水。

为了制得稳定的煤浆并降低煤浆粘度, 在磨煤机中还需加入水煤浆添加剂。每套水煤浆制备生产线只用一套水煤浆添加剂系统, 但添

添加剂泵出口可以互换。在添加剂配制池中配制的水煤浆添加剂经过添加剂配制池泵送到一个共用的添加剂槽，再经过添加剂泵送到磨煤机中。添加剂槽的容积要求能够储存装置正常运行 8 小时所需的添加剂。添加剂槽底部安装有蒸汽盘管，添加剂泵也设有蒸汽伴热管线。水煤浆添加剂的均匀性由添加剂配制池搅拌器和添加剂槽搅拌器保持。水煤浆的 PH 值应该控制在 6~8 之间，氨可以用作水煤浆 PH 值的调节添加剂。煤、水、各种添加剂在磨煤机中研磨到所需要的粒度分布，制得重量百分比约为 62% 的水煤浆。从磨煤机初步制得的水煤浆通过磨煤机出口的滚筒筛流出，滚筒筛可以筛除煤浆中的大颗粒。水煤浆在重力的作用下流到磨煤机出料槽。磨煤机出料槽泵将水煤浆从磨煤机出料槽输送到煤浆槽中，二条磨煤生产线共用一个煤浆槽。为防止煤浆沉淀，在磨煤机出料槽和煤浆槽中分别设置有磨煤机出料槽搅拌器和煤浆槽搅拌器，在搅拌器的作用下水煤浆保持悬浮状态。水煤浆制备和气化单元的排放、冲洗和泄漏等都汇集到废浆池中。在异常情况下，磨煤机出料槽泵可以将不合格的煤浆输送到废浆池中，经沉淀后，清液由废浆池泵送入磨煤机，废浆池中的沉淀物定期用抓斗捞出，晾干后外运。

B. 气化:

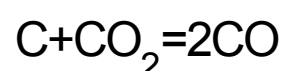
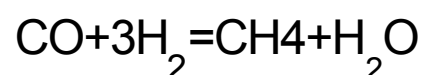
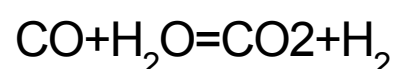
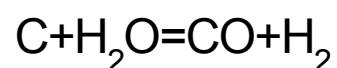
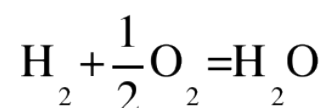
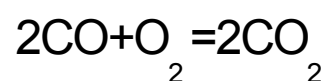
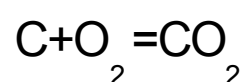
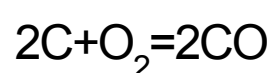
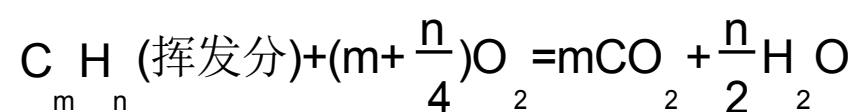
气化系统设置 1 台 $\Phi 3200\text{mm}$ 的水煤浆水冷壁气化炉。气化炉运行压力 4.0Mpa。

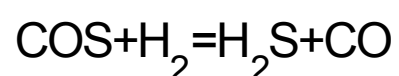
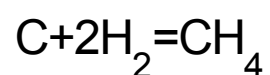
来自煤浆槽的煤浆依靠重力自流到高压煤浆泵的入口，煤浆由煤浆泵加压后，经煤浆切断阀进入工艺烧嘴。煤浆泵所需的入口压头由

煤浆槽提供，因此煤浆槽要有一定的高度。投料前，煤浆经煤浆循环阀循环回煤浆槽。

来自界区外空分厂的氧气由一根氧气总管经过流量调节阀和切断阀进入气化炉，氧气的流量测量需要进行温度和压力补偿。一部分氧气通过工艺烧嘴的外环通道进入气化炉，一部分氧气通过中心通道进入气化炉。在启动阶段氧气通过氧气放空消音器排放到大气中并建立氧气流量。

工艺烧嘴把水煤浆和氧气一起送入气化炉中。气化炉燃烧室内发生的水煤浆气化过程是一个非常复杂的耦合了一系列物理和化学变化的过程，包括脱水分和挥发份→燃烧→气化几个阶段。各个阶段交混进行，可能发生的反应有：





气化炉燃烧室内的反应条件大约在 1420℃和 2.0MPaG，在这个温度和压力条件下，煤中的碳和氧气、水等发生复杂的氧化还原反应，并有一系列的副反应发生，生成以 CO 和 H₂ 为主的粗合成气。煤中的不可燃的灰分和部分没有完全反应的碳颗粒形成灰渣。因此气化炉燃烧室出口粗合成气的主要成分包括 CO、H₂、CO₂、CH₄、H₂S 以及水蒸汽等。气化炉耐压钢壳内设置水冷壁，使气化炉耐压钢壳的外壁温度保持在 200℃以下。

离开气化炉燃烧室的粗合成气与灰渣一起向下流过激冷环和激冷室的下降管，在下降过程中被位于下降管上的喷头喷出的水雾逐渐冷却，进入的激冷室的水浴中，合成气在这里被彻底激冷并冷却。粗合成气中含有的灰渣被激冷后固化，大部分的颗粒较大的灰渣冷却后沉入激冷室底部经过破渣机（预留位置）排出，这部分渣成为粗渣。另外一部分颗粒较小的灰渣随着黑水一起进入闪蒸工段，还有一部分较细的灰渣颗粒会被合成气夹带出进入合成气洗涤塔，这两部分较细的灰渣成为细渣。冷却后的粗合成气沿激冷室向上流动，通过激冷室侧壁的合成气出口连接管离开气化炉后去合成气洗涤塔，进入粗合成气初步净化工段。粗合成气向上流动的过程中会携带大量的水蒸汽和飞灰，为减少粗合成气的带水带灰现象，需要在激冷室的合成气出口设置挡板。

在对气化炉出来的粗合成气和灰渣激冷的同时，激冷室内的激冷

水发生连续汽化随合成气离开激冷室，同时为了保持激冷室内的温度不至于过高和激冷水固体含量不超过 1%，部分激冷水作为黑水不断排出激冷室。为了维持激冷室的液位，需要连续不断的向激冷室补充激冷水。气化炉激冷水主要是合成气洗涤塔出来的灰水，由激冷水泵加压后送回激冷室，激冷水通过上面提到的激冷环沿下降管进入激冷室，激冷水在进入激冷室之前要经过激冷水过滤器滤去可能堵塞激冷环的大颗粒。激冷水通过激冷环喷出，沿下降管壁面向下流进激冷室并保护下降管。来自高压灰水泵的灰水送到下降管上的喷头雾化，进入下降管围成的空间内，熔渣和粗合成气在下降过程中被逐渐冷却，避免了高温熔融灰渣进入激冷水造成的激冷室液位波动和气体大量带水，并可以减少大渣的形成。

激冷室底部水中的固体含量通常小于 1%，激冷水在液位控制下连续排出激冷室，并送到黑水闪蒸系统进行处理。

气化炉燃烧室在高温高压下工作，气化炉内温度的测量对于保证设备安全和运行参数调整至关重要。在气化炉燃烧室安装有 4 支热电偶用来直接显示燃烧室内的反应温度。在气化炉燃烧室苛刻的条件下，由于渣的沉积、侵蚀，这些热电偶经常会失效。有经验的操作人员可以通过在线测量得到的合成气中 CH_4 含量、 CO_2 含量、水冷壁的产蒸汽量、水冷壁的进出口压差、水冷壁的出口温度、气化炉燃烧室与激冷室之间的压差以及排渣的形态等来推断气化炉燃烧室内的温度，并指导运行调整。

在气化炉工艺烧嘴的正下方存在一个下行火焰并形成高温区。工

艺烧嘴受到高温区的辐射，高温下金属强度的下降和高速流动的水煤浆冲刷经常造成工艺烧嘴的磨损和热应力损坏。为了保护工艺烧嘴，在工艺烧嘴的端部设有水夹套，通过水夹套的工艺烧嘴冷却水的循环流动来冷却烧嘴。烧嘴冷却水来自汽包的锅炉水。

气化炉水冷壁系统和烧嘴冷却水系统共用一套锅炉给水系统。来自锅炉母管的锅炉水通过液位调节系统送入汽包，汽包中的锅炉水，通过锅炉水循环泵分别送入气化炉的水冷壁系统和烧嘴冷却水系统。气化炉水冷壁系统在试车阶段，应当确定进入各段水冷壁的锅炉水量，并对阀门加以限位，保证在气化炉运行期间，进入气化炉各段水冷壁的水量不小于规定值，以保证气化炉水冷壁出口水的含汽率不超过 2%。

烧嘴冷却水系统进出口截止阀应保持常开状态，且在气化炉运行期间，不得随意调整烧嘴冷却水流量。

气化炉水冷壁系统的进出口均设有压差测量仪和温度测量仪，在气化炉正常运行过程中，操作工可以根据水冷壁进出口的压差和温度，以及汽包的产蒸汽量来判断水冷壁运行情况，在气化炉加减负荷的情况下，尽量不要调节锅炉水循环泵的流量。当某一组水冷壁出水的压差和温度出现大幅度波动时，可能是此组水冷壁管出现泄漏或过热。

烧嘴冷却水系统的进出水设有压差、温度和流量测量仪，在气化炉正常运行过程中，操作工可以根据进出水的压差、温度和流量，判断烧嘴冷却水是否泄漏，烧嘴冷却水流量不随气化炉的负荷变化而变

化，为了保护气化炉的工艺烧嘴，工艺烧嘴冷却水的进出口流量设置了流量差一联锁，进出口流量差三选二进入联锁系统，当流量差达到联锁值时，气化炉停车触发器启动，气化炉联锁停车。

锅炉水循环泵应采用双电源供电，并设置事故电源，当锅炉水循环泵出口流量低于设定值时，另一台锅炉水循环泵应能自启动，当锅炉水循环泵流量低于最低设定值或锅炉水循环泵停运无法运行时，气化炉停车触发器启动，气化炉联锁停车，锅炉水循环泵进出口连通阀打开，水冷壁系统和烧嘴冷却水系统通过汽包形成自循环系统。

C. 合成气洗涤：

这部分由两套容量和气化炉能力相配套的合成气洗涤系统组成。从气化炉激冷室出来的粗合成气进入合成气洗涤塔，合成气首先进入洗涤塔底部的水中洗掉其中的细渣。基本上不含固体颗粒的合成气沿洗涤塔向上流动，与从塔中部进入的循环灰水和塔上部加入的来自界区外的冷凝液逆流直接接触，除掉剩余的固体颗粒，离开洗涤塔的合成气中含尘量小于 $50\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。在洗涤塔顶部安装有旋流板除沫器，合成气在离开洗涤塔时除去其中夹带的水雾，干净的合成气出洗涤塔后经过可从控制室调节的阀门送出界区。在合成气洗涤塔的出口安装有在线气体分析仪，对 CH_4 、 CO 、 H_2 及 CO_2 进行检测。

在启动和停车阶段，合成气经过压力调节后送至火炬。

在合成气洗涤塔底部的水分成两部分排出。一部分是底部上层固体含量较少的灰水，灰水经过激冷水泵加压后，经过激冷水过滤器进入气化炉激冷环和下降管上的雾化喷头。从洗涤塔底部出来的另外一

部分含固量较多的黑水通过流量控制进入高压闪蒸罐去进行黑水处理以除去其中的固体颗粒，再生后的灰水经过沉淀、除氧和加热等处理后送回合成气洗涤塔。

D. 粗渣处理：

这部分由一套容量和气化炉能力相配套的粗渣处理系统组成，气化炉配备一套粗渣排放系统。

根据前面描述，煤中不可燃的灰成分、助熔剂和没有完全反应的碳颗粒在激冷室中被激冷固化形成灰渣。其中沉降在激冷室底部的粗渣和其它固体颗粒在循环水流的作用下经锁斗安全阀、锁斗进口阀进入锁斗，循环水由锁斗循环泵建立。锁斗循环水是从锁斗顶部溢流的含固量相对较少的灰水，循环水流回到气化炉激冷室底部，并携带粗渣进入锁斗。大部分从气化炉来的固体都在锁斗的底部沉积。

锁斗的主要作用是通过反复的加压和泄压，即锁斗循环实现气化炉的排渣过程。沉积在锁斗底部的粗渣经过一段时间的积累后，需要定期排出。当排渣时间到时，锁斗循环程序启动，从锁斗通向锁斗循环泵的入口阀关闭，再循环阀打开，锁斗循环泵自身循环。锁斗进口阀关闭，锁斗减压阀打开，锁斗开始减压，锁斗内压力泄至渣池。减压以后，清洗阀打开，用灰水对泄压管线进行冲洗，除去所有的固体。然后打开锁斗出口阀和从锁斗冲洗水罐到锁斗的锁斗冲洗阀，锁斗中的粗渣随着水一起排出锁斗流到渣池中。经过预先设定的时间或者在锁斗冲洗水罐达到低液位后，锁斗出口阀、锁斗清洗阀、锁斗冲洗阀关闭。锁斗充压阀打开，用来自灰水处理单元高压灰水泵的高压灰水

对锁斗再次增压，当锁斗与气化炉之间的压差小于预先设定值时，充压阀关闭，锁斗进口阀再次打开，同时从锁斗到循环泵的入口阀打开，循环阀关闭，激冷室的粗渣再次进入锁斗。总的锁斗循环（泄压、冲洗、排渣、加压）时间大约 3 分钟。

气化炉的粗渣通过锁斗将渣水混合物排到渣池，经过沉淀后清水通过阀门控制流入污水处理厂处理，粗渣通过门式抓斗将粗渣捞出晾干后通过汽车运出厂区。

E. 灰/黑水处理：

这部分由两套容量和气化炉能力相配套的黑水闪蒸系统组成。

出气化炉激冷室的黑水与出洗涤塔底部的黑水减压阀减压后进入高压闪蒸罐。闪蒸后的黑水与渣池送来的黑水一起进入真空闪蒸罐进行真空闪蒸。最终闪蒸后的黑水自流至沉降槽沉降分离。沉降槽底部的黑水由沉降槽底流泵送至真空过滤机，经脱水后的滤饼装车外运，滤液自流到灰水槽。沉降槽上部溢流澄清液自流到灰水槽，灰水槽中的灰水经低压灰水泵加压后分为三部分，一部分送至锁斗冲洗水罐作为锁斗排渣的冲洗水，一部分灰水送至除氧器中除氧，除氧用的蒸汽来自高压压蒸分离罐的闪蒸气。除氧器中灰水经高压灰水泵加压送至洗涤塔作为系统洗涤补充水循环使用。来自变换工段的冷凝液自洗涤塔的塔板上部进入到洗涤塔中，对水煤气进行最后洗涤。

高压闪蒸罐的闪蒸汽通过高闪分离罐后，水蒸汽作为常压固定床造气作为蒸汽利用，分离后的冷凝液返回除氧器。低压闪蒸罐顶的闪蒸汽也送到除氧器作为脱氧加热蒸汽。真空闪蒸罐顶部的闪蒸汽经真

空冷凝器被循环水冷却，冷却后的气体进入惰性气体真空泵，然后放空。真空泵分离罐分离后的冷凝液进入灰水槽。

高闪分离罐的低压蒸汽也可以通过蒸汽喷射器抽真空用以取代真空闪蒸系统的真空泵。出喷射器后经过冷凝器冷凝后，冷凝液自流到灰水槽，少量的不凝气通过高点放空。

5.1.2.3 净化方案

5.1.2.3.1 高压耐硫变换

新型水煤浆加压气化的水煤气压力高、温度高、含水蒸汽多，可以直接进行变换，而无需再添加蒸汽。从而节省了气体压缩和消耗水蒸汽的能力。因此设计采用先变换后脱酸气的净化流程。

1. 新型水煤浆加压气化的煤气含硫高。其中含 H_2S 浓度是半水煤气的 4 倍以上，因此使用普通铁-铬系中变触媒是不适应的，必须选用 CO-Mo 系耐硫变换催化剂。这样水煤气就无需先降温、脱硫后变换，而是直接进入耐硫变换装置，因此大大简化了流程。又避免了工艺过程中的“冷热病”。不用外加蒸汽，节省能量。同时 CO-Mo 系耐硫变换催化剂又是有机硫转化为无机硫的催化剂。根据托普索 (Topsoe) 的 SSK 触媒资料，COS 的转化率接近反应平衡，齐鲁化工研究院的 QCS-01 触媒，也可达到 COS 平衡转化率 95~96%。

2. 采用两中温变换炉就可以使第二个变换炉出口的变换气 CO (干) 含量小于 1.0%。

由于新型水煤浆加压气化的水煤气的以上特点，故现在广泛采用 CO-Mo 系耐硫变换催化剂，所以本工程采用耐硫变换触媒为 QCS-01，

齐鲁化工研究院和湖北双雄的QCS-01 催化剂在中国有许多工厂使用业绩。

5.1.2.3. 2NHD 脱硫脱碳

NHD 法是中国南化公司研究院和天辰化学工程公司等单位联合开发成功的新技术，属于物理吸收净化技术，该工艺在常温条件下操作，溶剂无毒，饱和蒸汽压低，溶剂损失小，再生热耗低，设备材质大部分为碳钢，取材范围广，价格也便宜，相对低温甲醇洗而言，溶液循环量大，消耗高，另外，NHD 溶剂对有机硫的吸收能力较差，该工艺的主要优点是投资少，能耗低于除低温甲醇洗以外的其它净化方法。

对于本项目生产，从工程规模、工艺先进性、降低能耗等方面考虑，酸性气脱除采用 NHD 工艺较好。NHD 脱硫脱碳是八十年代后期开发的新净化工艺，该工艺在常温下操作（ $-5\sim 24^{\circ}\text{C}$ ），尤其是在 3.5Mpa 压力下，对 H_2S 、 CO_2 选择吸收能力较强，适用于对 H_2S 、 CO_2 含量高的变换气净化，溶液挥发性小，无毒、无腐蚀，该工艺具有能耗低、消耗低，成本低的优点，近年来在许多中小型化肥厂中得到成功的应用。

NHD 溶剂是一种有机溶剂（聚乙二醇二甲醚），它对气体中硫化物和二氧化碳具有较大的溶解能力，尤其是对硫化氢有良好的选择吸收性，蒸汽压低，运转时溶剂耗损少，是一种较理想的物理吸收剂，适合于以煤（油）为原料，酸性气分压较高的合成气等的气体净化，脱硫时需消耗少量热量，脱碳时需消耗少量冷量，属低能耗的净化方

法。

利用溶液吸收 H_2S 是一种物理吸收，主要原理是NHD 溶液在常温下可选择吸收 H_2S 气体，使脱硫气中硫化氢气体含量满足合成氨要求，吸收了 H_2S 的 NHD 富液减压、加热后可使溶液中吸收的气体全部解析出来，从而溶液得以循环利用。

5.1.2.4 合成系统改造方案

5.1.2.4.1 工艺设计条件要求

根据提供技术条件要求，工艺设计条件如下：

1. 高压醇：	~1 万吨/年	运行压力	~26MPa	塔
阻力：	≤0.5MPa			
高压烷化：		运行压力	~26Mpa	塔
阻力：	≤0.4MPa			
合成氨：	~12 万吨/年	运行压力	~26MPa	塔
阻力：	≤0.7MPa、			
2. 入高压甲醇系统：	CO+CO ₂	1.5%~2.5%		
入高压烷化系统：	CO+CO ₂	≤200ppm~300ppm		
入合成氨系统：	CO+CO ₂	≤10PPm		
惰性气含量：	~17.5%			

5.1.2.4.2 设计能力计算（详细数据见物料热量衡算表）

1. 中压联醇系统：	1~2 万吨/年
系统压力：	≤12.5MPa
新鲜气量：	~38500Nm ³ /h

进中压甲醇塔新鲜气成份：

组成	H ₂	N ₂	CH ₄	Ar	CO	CO ₂	CH ₃ OH	H ₂ O
(mol) %	73.224	22.1	0.984	0.337	3.0	0.3	0	0.055

2. 高压甲醇系统： ~1 万吨/年

系统压力： ~26MPa

新鲜气量： 36670Nm³/h

入高压甲醇塔新鲜气成份：

组成	H ₂	N ₂	CH ₄	Ar	CO	CO ₂	CH ₃ OH	H ₂ O
(mol) %	73.623	23.166	1.031	0.353	1.3	0.5	0	0.027

3. 高压烷化系统：

系统压力： ~26MPa

新鲜气量： 34550Nm³/h

入高压烷化塔新鲜气成份：

组成	H ₂	N ₂	CH ₄	Ar	CO	CO ₂	CH ₃ OH	H ₂ O
(mol) %	73.879	24.593	1.095	0.375	0.02	0.01	0	0.028

出高压烷化气体（进氨塔新鲜气）：

组成	H ₂	N ₂	CH ₄	Ar	CO	CO ₂	CH ₃ OH	H ₂ O
(mol) %	73.88	24.595	1.13	0.38	0.0007	0.0003	0	0.005

4. 氨合成系统： 12 万吨/年

系统压力： ~26MPa

入塔气量： ~152000Nm³/h

新鲜气量: ~34500Nm³/h

放空气量: ~2000Nm³/h

废锅蒸汽产量 : ~1.4MPa、~0.85t/tNH₃

氨合成塔入塔气成份

组成	H ₂	N ₂	CH ₄	Ar	NH ₃
(mol) %	60.38	20.12	12.75	4.25	2.5

氨合成塔出塔气成份

组成	H ₂	N ₂	CH ₄	Ar	NH ₃
(mol) %	49.45	16.48	14.3	4.77	15.0

5. 改造后高压醇烷化氨合成物料、产量表

物料特性 节点名称	气量 Nm ³ /h	压力 MPa G	气体成分% (干基)						
			H ₂	N ₂	CH ₄	Ar	CO	CO ₂	H ₂ O
高压醇化进口	36670	~26	73.623	23.166	1.031	0.353	1.3	0.5	0.027
烷化进口	34550	~26	73.879	24.593	1.095	0.375	0.02	0.01	0.028
氨合成新鲜气	34500	~26	73.88	24.595	1.13	0.38	7ppm	3ppm	0.005
高压醇产量	~30t/d (甲醇)								
氨合成产量	~363t/d (合成氨)								

5.1.2.4.3 改造技术方案

根据现有装置的配置状况及生产运行能力，本着以节能降耗，增产创效为宗旨，采用国昌公司的“非等压醇烷化净化新工艺”技术。可通过开停中压联醇循环机，调节进入中压联甲醇气体成份来调节甲醇产量，通过中压联醇反应后气体达到满足后工段的工艺指标要求，经过初步工艺核算，提出如下改造路线：

具体实施方案如下：

1. 将原有 $\phi 1000$ 老合成氨系统改造成高压醇化系统, 新制作 $\phi 1000$ 醇合成塔内件和 $\phi 700$ 甲醇气气换热器内件, 其他设备均利旧, 降低改造的投资。

2. 利用原有 $\phi 1000$ 新合成氨系统改造成高压烷化系统, 重新制作 $\phi 1000$ 的高压烷化塔内件、 $\phi 700$ 高压烷化气气换热器内件、 $\phi 700$ 提温换热器(外壳和内件), 其他均利用原设备填平补齐, 降低改造的投资, 在进塔气 $\text{CO}+\text{CO}_2$ 含量为 $\sim 250\text{PPm}$, 降低到 $\sim 10\text{PPm}$, 在氨合成出口气提供热源的前提下满足高压烷化系统自热平衡。

3. 新上一套 $\phi 1600$ 的 31.4 MPa 高压合成氨系统, 氨产量 ≥ 12 万吨/年。副产 1.6 Mpa , 蒸气产量 $\sim 0.85\text{ t}/\text{tNH}_3$ 。其设计目的在于两方面: 其一、系统有较大的设计余量, 当系统在经济状况下运行时, 压力可控制在 $24.0\sim 26.0\text{ Mpa}$; 其二、当需增加产量强化生产时, 运行压力可控制在 $\sim 28.0\text{ Mpa}$, 醇氨产量调节方便。

5.1.2.4.4 工艺流程和设备

1. 高压醇化工艺流程简述

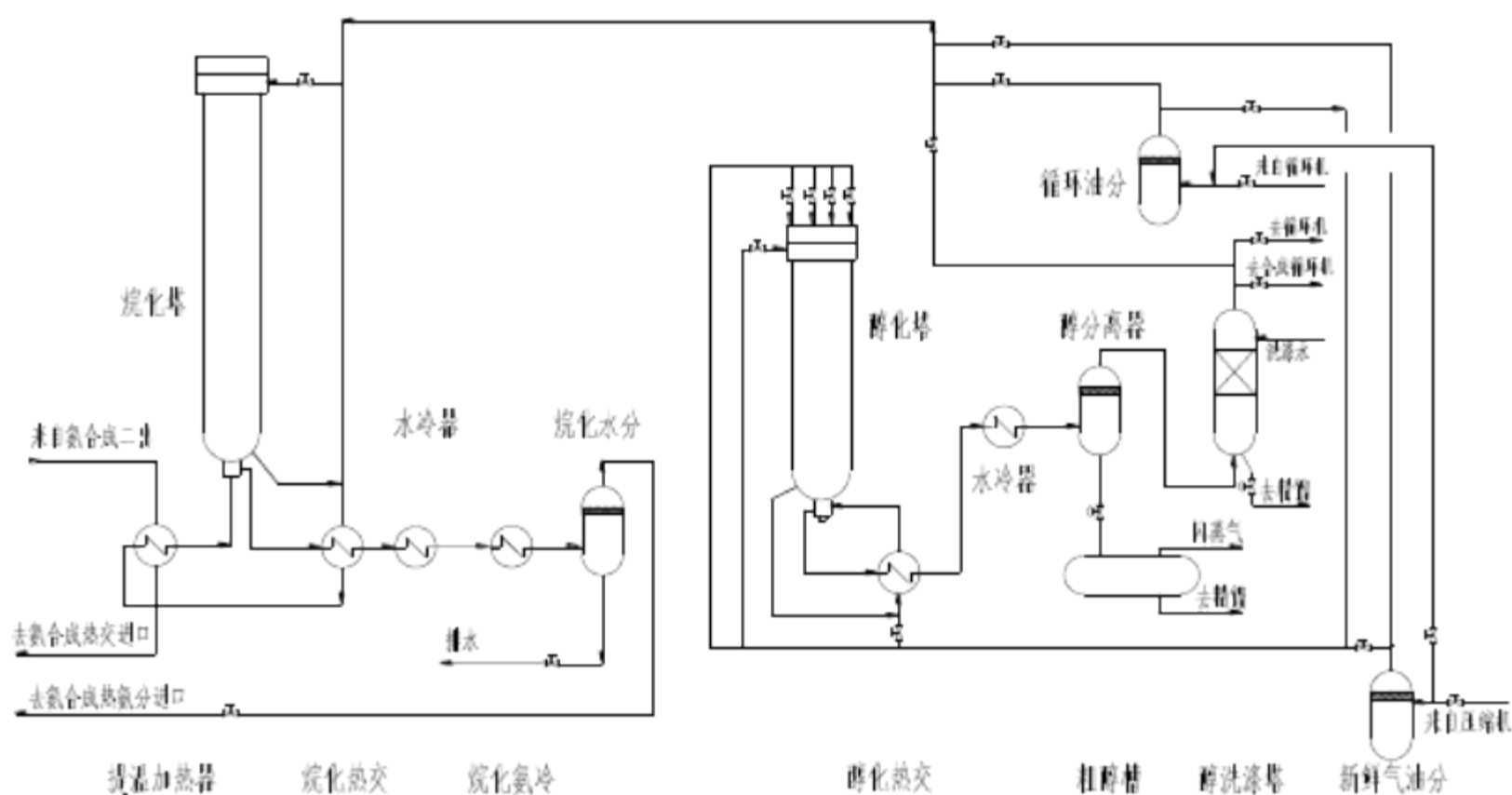
来自压缩机 $\sim 26.0\text{ MPa}$ 的气体, 经醇化系统的新鲜气油水分离器分离油水后分六路, 一路去高压醇塔(环隙)作为保护气, 冷却塔壁后与另一路气体混合进入高压醇化塔前换热器壳程, 换热后的 $\sim 120^\circ\text{C}$ 气体(主气)进醇化塔下部换热器的壳程, 被提温至 $\sim 210^\circ\text{C}$ 后经过中心管到达零米, 然后依次进入各催化剂层反应(其余四路分别作为 f_0 、 f_1 、 f_2 、 f_3 冷激, 调节相应的各催化剂层温度), 反应后的气体进塔前换热器换热管内加热壳程冷气体, $\sim 80^\circ\text{C}$ 出换热器的热气体

去水冷器进一步降温冷却，然后进甲醇分离器分离甲醇，进入净醇洗涤塔，洗涤气体中甲醇后去高压烷化系统。

2. 高压烷化工艺流程简述：

来自高压醇化系统的气体分成两路：一路去烷化塔环隙（作为保护气）冷却塔壁后与另一路气体混合进入烷化塔前换热器壳程换热，温度达 $\sim 210^{\circ}\text{C}$ 后的气体去提温换热器管外，进一步换热后，将温度升到 $\sim 270^{\circ}\text{C}$ 进入烷化塔催化剂床层反应，将气体中的 CO 、 CO_2 转化到 10PPm 以下，反应后的气体由烷化塔的二次出口出来进入塔前换热器的管内与冷气体换热，温度降到 $\sim 80^{\circ}\text{C}$ 进水冷器，出水冷器的 $\sim 35^{\circ}\text{C}$ 气体进入烷化氨冷器进一步降到 $8\sim 12^{\circ}\text{C}$ 进水分分离器，将甲烷化反应生成的水分离下来，出水分分离器的气体去氨合成系统。

提温换热器的热源来自氨合成塔二次出口（即废热锅炉进口）经换热后送回至合成氨系统塔前换热器热气进口（即废热锅炉出口），工艺流程示意图如下。



高压醇烷化工艺流程示意图

2. 氨合成工艺流程和设备

A. 工艺流程

进氨合成塔约占总气量~30%的一次气沿塔壁自上而下，冷却塔壁后从塔一次出口出来（~100℃），出塔后的气体抽出一股作冷激气 f3 送至塔顶控制第四床层温度，其余气体和约占总气量~70%的气体混合后温度约为（40~60℃）进入塔前加热器冷气入口，通过管间并与管内气体换热至~180℃后进入合成塔二次入口，其中抽出三股 f0 f1 f2 作为冷激气从塔顶进入催化剂层调节催化剂层温度。氨合成塔二次入口的气体通过下部换热气管间与管内气体换热至（380℃~400℃），由中心管进入催化剂层，反应后的气体通过塔下部换热器管程出塔（二出）。出合成塔后的气体~345℃分二部分：一部分进入废热锅炉、另一部分进入高压烷化提温换热器热气进口，换热后出来的气体与废热锅炉出来的气体混合后~210℃一同进入塔外换热器热气入口，换热后温度~80℃的气体进入水冷器，经冷却后的气体温度~35℃进入冷交换器热气进口，经降温~20℃分氨后，出口气体再进入氨冷凝器，出氨冷后气体温度~-10℃进入氨分氨后进入冷交换器冷气进口,换热后~30℃再进入循环压缩机增压，然后进入循环机油分，最后气体进入合成塔实现系统循环。

新鲜气补在氨冷器之后,放空气设置在冷交换器热气出口，工艺流程示意图如下。

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/136235002220010220>