

# 目 录

- 1 总论
  - 1.1 概述
  - 1.2 可行性研究报告简要结论
  - 1.3 存在问题
- 2 产品市场及价格分析
  - 2.1 市场供需分析
  - 2.2 产品价格分析及预测
  - 2.3 甲醇目标市场及竞争力分析
- 3 产品方案及生产规模
  - 3.1 产品方案
  - 3.2 生产规模
  - 3.3 产品规格
- 4 工艺技术方案
  - 4.1 工艺技术方案的选择
  - 4.2 工艺流程和消耗定额
  - 4.3 自控技术方案
  - 4.4 引进方式和范围
  - 4.5 主要设备一览表
- 5 原料、公用工程的供应
  - 5.1 原料供应
  - 5.2 公用工程的供应
- 6 建厂条件和厂址方案

- 6.1 建厂条件
- 6.2 厂址方案
- 7 总图运输、公用工程、辅助生产设施及土建
  - 7.1 总图运输
  - 7.2 给水排水
  - 7.3 全厂供电和电信：
  - 7.4 热动系统
  - 7.5 储运设施
  - 7.6 采暖通风空调
  - 7.7 维修及全厂性仓贮设施
  - 7.8 中央化验室
  - 7.9 空压站
  - 7.10 火炬
  - 7.11 界区内外管网
  - 7.12 土建工程
- 8 环境保护
  - 8.1 建设地区环境现状
  - 8.2 执行的环境保护标准
  - 8.3 主要污染源和污染物
  - 8.4 治理措施
  - 8.5 环境管理及监测
  - 8.6 环境保护投资
  - 8.7 建设项目环境影响简析
  - 8.8 存在的环保问题及建议
- 9 劳动安全职业卫生与消防

- 9.1 劳动安全职业卫生
- 9.2 消防
- 10 节能与节水
  - 10.1 节能
  - 10.2 节水
- 11 工厂组织、定员和人员培训
  - 11.1 工厂组织
  - 11.2 生产班编制及定员
  - 11.3 人员来源和培训
- 12 项目实施规划
  - 12.1 建设周期
  - 12.2 项目实施规划
- 13 投资估算及资金筹措
  - 13.1 投资估算编制说明
  - 13.2 资金筹措
- 14 财务评价
  - 14.1 财务评价编制依据及基础数据与参数
  - 14.2 成本费用估算
  - 14.3 销售收入估算
  - 14.4 盈利能力分析
  - 14.5 不确定性分析
  - 14.6 财务评价结论

## 附图

附图 1：地理位置图

附图 2：区域位置图

附图 3：总平面布置图

附图 4：气化工艺流程图

附图 5：变换工艺流程图

附图 6：低温甲醇洗工艺流程图

附图 7：硫回收工艺流程图

附图 8：甲醇合成工艺流程图

附图 9：甲醇精馏工艺流程图

附图 10：物料平衡图

附图 11：给排水平衡图

附图 12：汽水平衡图

附图 13：电气主接线图

有关附件另见附件册

## 1 总论

### 1.1 概述

#### 1.1.1 项目名称、主办单位

项目名称：泛海 180 万吨/年煤制甲醇（一期工程）

—— 60 万吨/年煤制甲醇工程

主办单位：泛海能源投资包头有限公司

地址：内蒙古包头市青山区迎宾路 1 号青山宾馆 1 号楼

电话：0472-3341100

邮政编码：014030

可行性研究报告编制单位：

中国寰球工程公司

地址：北京市朝阳区樱花园东街 7 号

电话：010-58676688

传真：64415884

邮编：100029

#### 1.1.2 编制依据和原则

##### （1）编制依据

- 土默特右旗萨拉齐镇总体规划
- 土右旗工农业概况及远景规划
- 山格架化工能源基地发展纲要
- 包头市山格架化工园区总体规划
- 包头市山格架化工园区产业发展规划
- 煤制甲醇项目可行性研究报告合同书
- GE 公司提供的水煤浆气化有关资料
- CASALE 公司提供的甲醇合成工艺资料

## (2) 编制原则

(A) 本项目满足国家有关政策和规定，本着节省投资，确保项目质量，增加经济效益的原则，采用国内外先进、可靠的工艺技术，使产品质量和主要技术经济指标达到国内先进水平，并确保工程长期稳定安全运行。

(B) 采用先进的煤气化工艺制取甲醇合成气，最终产品为甲醇，实现煤的清洁生产和开发利用。今后甲醇产品可用于制甲醇汽油或烯烃(MTO、MTP 工艺技术)，也可制二甲醚。

(C) 为降低项目投资，除核心技术和关键设备引进外，应尽可能提高装备国产化率。

(D) 总图布置时，在满足保证安全、有利生产、方便管理的前提下，做到流程顺畅、布局紧凑，按功能进行分区布置，尽量节约土地。

(E) 严格控制环境污染、采取措施、落实治理使排放“三废”符合国家和地方环境保护的要求及有关规定。

(F) 贯彻节约用水原则，水尽可能循环利用，减少生产废水排放。

(G) 贯彻国家和地方的安全生产和工业卫生的各项法规，建设一个生产安全、环境卫生良好的生产企业。

(H) 坚持一期与二期规划相协调的原则，合理布局，节约用地的原则。

### 1.1.3 项目提出的背景、投资必要性和经济意义

#### 1.1.3.1 项目提出的背景

能源是国民经济发展的物质基础，随着石油资源的日趋枯竭和环境污染的日益严重，促使人们加紧对替代能源和清洁能源的研究开发。我国的能源构成是煤炭资源丰富，石油、天然气相对不足。

我国的煤储量约 1145 亿吨，占世界总储量的 11.6%，居第 2 位；

石油储量 25 亿吨，占世界总储量的 1.5%，居第 12 位；天然气储量 1.51 万亿立方米，占世界总储量的 0.97%，居第 21 位，能源消费结构中煤炭占 60% 以上的状况将持续不减。

随着经济持续快速的发展，国内石油消费量增长比产量要快的多，从 1993 年我国成为成品油净进口国，1996 年成为原油净进口国，原油生产没有快速增长，但进口原油总量和占原油总加工量的比例呈逐年增长的趋势。2007 年我国对进口原油的依存度已高达 47.1%，预计 2010 年将达到 60%。对进口原油依存度的快速上升，这不仅耗去大量外汇，而且在某种意义上，严重影响国家能源安全。

根据我国成品油和化工原料油消费的发展分析，并考虑到替代能源和煤化工、天然气化工的发展，预计 2010 年我国原油需求量为 3.3 亿吨，2015 年达到 3.8 亿吨，其中 50% 来自进口，大大高于国际上公认的能源安全警戒线。

石油作为重要的战略物资，其价格易受资源储量和世界形势的影响。为减轻对国外石油的依赖程度，维护国家的能源安全，必须考虑利用天然气和煤等非石油资源来替代部分石油。但从我国目前天然气价格来看，价格偏高。因此有必要结合我国煤价低廉的优势，发展适合我国国情的煤化工项目，显得越来越重要。

煤炭是我国的主要能源，也是重要的化工原料之一，已广泛用于生产化肥、甲醇等化工产品。在我国油气资源相对缺乏、资源前景不容乐观的情况下，在充分利用国内外两种资源、大力发展石油化工的同时，如何发挥我国丰富的煤炭资源优势、开拓煤炭利用新途径、综合利用及加工，满足国民经济主行业发展和人民生活水平不断提高的需要，已成为当务之急。

煤炭在直接燃烧利用过程中产生的有害物质对人类的生存环境

造成了严重的污染，因此，从国家长期的环境保护战略角度考虑，在开发利用国内丰富的煤炭资源过程中，实施以煤代油的技术，可以减少煤炭直接燃烧造成的环境污染。国家国民经济和社会发展第十个五年计划中明确提出的“调整煤炭生产结构，发展洁净煤技术”，为中国未来能源建设指明了方向。

国家发改委编制了《煤化工产业中长期发展规划》（初稿），规划总目标是利用我国优势煤炭资源，生产石油替代产品。近期重点是缓解车用液体燃料供应短缺的矛盾，发展具有竞争能力的煤基石油化工产品，适当降低石油的进口依存度。长远要在煤资源产地建立煤化工产业基地，实施石油接替能源的战略储备。

本项目以煤炭为主产业链，就地转化为化工产品，并为其下游产品提供原料，直至原生资源全面综合利用，实现资源利用充分化、经济循环科学化、生态环境自然化，力争把本项目建设成为具有高科技含量、高附加值、环保高效、可持续发展的循环经济生态工业。

为实现上述目标，按国家发展和改革委员会“发改能源【2004】891号”文件精神，为合理开发和利用煤炭资源，需对本区域煤炭资源及主要工业链工程进行合理规划，即合理确定煤炭开发方式、建设规模与顺序、开拓与回采技术原则，相应其它工业链（电厂、化工厂、伴生资源、弃物等）的建设规模与场址、生产工艺与流程，工业链间各项目建设的同步与匹配及其相关的配套工程与设施等的统筹规划与安排。在已编制完成的包头市山格架化工园区总体规划和包头市山格架化工园区产业发展规划中，180万吨/年煤制甲醇项目则是该规划园区的重要项目之一，本项目是煤制180万吨/年甲醇项目的一期工程。

在规划的工业园区内建设煤制甲醇项目，符合国家节能与环保的



产业政策，符合国家能源产业政策和包头市产业结构调整方向，不仅可以使资源优势转化为经济优势，而且可以改善环境和实现经济可持续发展，同时对我国调整依靠大量进口石油的现状也将起到积极的推动作用。对促进全自治区经济快速发展，都具有十分重大的意义。

### 1.1.3.2 项目建设的必要性

本项目以煤炭为主产业链，就地转化为化工产品，并为其下游产品替代能源提供原料，直至原生资源全面综合利用，形成循环经济生态产业链，实现资源利用充分化、经济循环科学化、生态环境自然化，力争把本区建设成为具有高科技含量、高附加值、环保高效、可持续发展的循环经济生态工业园区。

中国泛海控股集团是一家大型综合性民营企业集团，始创于 1985 年，经过二十多年的发展，形成了以房地产、金融和投资为核心业务的综合性企业集团，集团核心企业为中国泛海控股集团有限公司。中国泛海控股集团控股及参股公司主要业务涵盖房地产、基础设施建设，银行、保险、证券，战略与创业投资、文化、教育投资，物资贸易、消防电子、酒店、物业管理、资产管理和资本经营等诸多领域，业务分布于北京、上海、深圳、武汉、杭州、青岛、济南、潍坊等城市。截止 2005 年末，集团资产总额达到 100 多亿元人民币。

能源产业是中国泛海控股集团根据国家能源发展战略和实施西部大开发的整体规划于 2007 年开始实施的新的投资领域，并将作为公司未来重点发展产业之一。目前，泛海能源产业已经启动的项目主要是位于内蒙古自治区包头的煤化工项目。

泛海能源投资包头有限公司由中国泛海控股集团于 2007 年 5 月投资成立的全资子公司。公司将凭借集团雄厚的财力和丰富的投资与管理经验，利用内蒙古包头及周边地区丰富的资源，投资建设现代化

的大型煤化工产业基地。泛海能源投资包头有限公司作为中国泛海控股集团的能源投资旗舰，将为国家发展战略的实现做出贡献。

包头泛海煤化工项目于 2007 年初正式启动，该项目计划利用包头市及周边地区的煤炭资源，在包头市投资建设现代化的大型煤化工产业基地及其配套项目。

通过本项目的建设，高起点建设煤化工和以及规划中的烯烃、聚烯烃、和二甲醚产品等项目，向多联产、多品种转变，进行产业升级和技术进步，实现煤的清洁生产和开发利用，对促进我国煤炭资源的开发利用，发展煤化工、使石油化工与煤化工的产品相互补充，具有重大的战略意义和现实意义。

综上所述，建设煤制甲醇项目，符合国家节能与环保的产业政策，符合国家能源产业政策和包头市产业结构调整方向，不仅可以使资源优势转化为经济优势，而且可以改善环境和实现经济可持续发展，同时对我国减少原油进口也将起到积极的推动作用。对促进全省经济快速发展，都具有十分重大的意义，

因此，本项目的建设是符合国民经济的需要和当前国家基本建设的投资方向。

#### 1.1.4 研究范围

本报告研究范围包括 60 万吨/年甲醇装置，与生产装置相配套的公用工程及辅助设施。

60 万吨/年甲醇装置包括备煤、煤气化、变换、气体净化、硫回收、甲醇合成与精馏、空分装置。

公用工程装置包括热动系统、循环水装置、脱盐水装置、污水处理厂以及全厂给排水、供电、电讯。

辅助设施包括消防等系统、煤储运系统、罐区、空压、废渣堆场、

化验室，维修、火炬系统、仓库、管廊等。

本项目所需的服务设施建在厂前区，厂前区不包括在本项目范围内。

根据总体规划，本项目在内蒙古山格架化工园区一期先行建设 60 万吨/年煤制甲醇装置，同时考虑预留二期建设 120 万吨/年煤制甲醇装置的项目用地，给排水的管网系统、消防管网系统拟一期、二期统一考虑。

表 1.1-1 主项表

序号	主 项	说明	备注
一	生产装置		
1	备煤		
2	煤气化	包括煤浆制备、气化、灰水处理	
3	变换		
4	气体净化		
5	硫回收		
6	甲醇装置	包括压缩、合成、精馏、中间罐区	
7	空分装置		
二	辅助生产设施		
1	消防及泡沫站		
2	煤贮运		
3	罐区		
4	废渣堆场		
5	化验室	包括产品分析及环境监测	建在厂前区
6	维修	包括机、电、仪维修	
7	火炬系统		
8	仓库	包括化学品库、备品备件库	
9	全厂管廊		
10	空压站		
11	中控室		
12	装车站		
13	总图运输	道路、土方、车辆、围墙、大门、绿化	

三	公用工程		
1	循环水场		
2	给排水系统		
3	脱盐水处理站		
4	供电		
5	电信		
6	热动系统		
7	污水处理场		

### 1.1.5 总投资

本项目总投资为 361747 万元，报批项目总投资 349109 万元。

本工程资本金为 104704 万元。

## 1.2 可行性研究报告简要结论

### 1.2.1 简要结论

#### 1.2.1 简要结论

(1) 本项目以包头煤为原料采用先进的洁净煤气化技术生产甲醇，符合国家的能源政策、产业政策、环保政策及包头市产业结构调整方向。项目建设是必要的。

(2) 本项目建设条件较好，工程供水、供电、土地有保证，因此有较好的公用工程条件。

(3) 本工程采用的工艺先进，技术成熟，产品纯度高，能耗较低。

(4) 企业“三废”经处理后满足国家及地方环保标准。

(5) 本项目在目前高油价的条件下，产品价格接近两年的市场价格所得税前后的内部收益率分别为15.4%和12.5%，项目有一定的抗风险能力

综上所述，本工程建厂条件较优越，采用工艺技术先进可靠，产品目前有一定的竞争力，因此，项目是可行的。

### 1.2.2 主要技术经济指标

本工程主要技术经济指标参见表 1.2-1。

表 1.2-1 主要技术经济指标

序号	项目名称	单位	数量	备注
一	生产规模			
	甲醇装置	t/a	600,000	
二	年操作时间	h	8000	
三	产品及副产品			
1	产品			
	甲醇	t/a	600,000	
2	副产品			
	硫磺	t/a	1154	
	蒸汽 3.43MPa (A)	t/h	133	
	蒸汽 0.43MPa (G)	t/h	147	
三	主要原料, 燃料			
1	原料煤	t/a	877600	原煤
2	燃料煤	t/a	340320	原煤
3	石灰石	t/a	2978	
4	氧气	N m <sup>3</sup> /h	62593	
四	公用工程消耗			
1	生活水	t/h	16	
2	新鲜工业水	t/h	452.8	
3	循环冷却水	t/h	13115	
4	电	kWh/h	35626	自供 14000
5	仪表空气	N m <sup>3</sup> /h	2500	
6	蒸汽 8.83MPa (A)	t/h	342.8	
五	总图运输			
	总占地面积	10 <sup>4</sup> m <sup>2</sup>	193.30	
六	总定员	人	637	
七	建设期	年	3	
八	三废排放量			
1	废水	t/h	74.4	
2	废气	万 Nm <sup>3</sup> /a	534312	
3	废渣	万 t/a	81120	
九	工程总投资	万元	361747	
1	建设投资	万元	315467	

2	建设期利息	万元	28225	
3	流动资金	万元	18055	
十	年销售收入	万元	170746	
十一	工厂年总成本	万元	113575	
十二	平均年利润	万元	40386	
	平均税后利润	万元	30290	
十三	流转税金及附加	万元	16785	
	所得税	万元	10097	
十四	财务评价指标			
1	总投资收益率	%	13	
2	投资回收期			
	所得税前	年	8.12	包括建设期
	所得税后	年	9.06	包括建设期
3	财务净现值			
	所得税前	万元	62814	基准折现 12%
	所得税后	万元	8347	基准折现 12%
4	所得税前内部收益率	%	15.4	
	所得税后内部收益率	%	12.5	
5	盈亏平衡点	%	47	

### 1.3 存在问题

(1) 本工程工艺技术按专利商初步提供数据进行报告编制，最后数据及投资估算待在公司谈判后最终确定及调整。

(2) 本报告选用煤种目前尚无供煤协议（包括数量及价格），因此需要落实。因为 GE 煤气化技术需要比较稳定可靠的煤源，最好是定矿定点，这样煤质稳定，气化操作也会稳定。如果采用其他不同性质的煤，就会影响气化工序正常操作运行。

(3) 煤化工项目耗水量大，因此，要落实水的供应指标，同时要考虑节水措施。还要落实供水的水质全分析资料。

(4) 本项目产品主要还要运到华东、华南等目标市场，因此，要进一步落实铁路，海运等问题。

(5) 对渣的最后利用要进一步落实。

## 2 产品市场及价格分析

### 2.1 市场供需分析

#### 2.1.1 产品概述

甲醇是重要的基础化工原料，在化工产品中，其产量仅次于乙烯、丙烯和苯，居第四位。甲醇广泛用于有机中间体、医药、农药、染料、涂料、塑料、合成纤维、合成橡胶等其它化工生产中，并还用作溶剂和工业及民用燃料等。

由甲醇生产的下游产品达数百种，主要衍生物有：甲醛、甲基叔丁基醚、醋酸、甲胺、二甲醚、甲酸甲酯、硫酸二甲酯、对苯二甲酸二甲酯、甲基丙烯酸甲酯、氯甲烷类、工业及民用燃料等。

由甲醇出发制取丙烯（MTP）和甲醇制烯烃（MTO）目前也进入工业化阶段。

目前甲醇汽油掺烧燃料在国内部分地区已经开始在较大范围内推广，甲醇汽油（如 M5 甲醇汽油，即汽油中掺甲醇 5%）作为汽车燃料的推广可以在一定程度上缓解我国原油短缺，大量进口的压力。甲醇生产二甲醚作为民用燃料和车用燃料的研究、应用也取得了较大的进展。如果甲醇在汽油掺烧燃料领域的应用和生产二甲醚作为民用和车用替代燃料的应用得以快速普及和推广，甲醇的需求量将会有质的飞跃。

#### 2.1.2 国内外市场供需情况

##### 2.1.2.1 国外生产概况

据美国《化学周刊》最新报道，截至 2006 年底世界甲醇的总生产能力接近 4800 万吨，06 年总需求达 3680 万吨。世界甲醇生产主要集中在天然气资源比较丰富的地区，如特立尼达、智利、新西兰、沙特和俄罗斯，中国已成为世界甲醇主要生产地区，中国甲醇主要以



煤炭为原料。其中亚太地区的生产能力为 1410 万吨/年，约占世界总生产能力的 30%，中东及非洲地区的生产能力为 1217 万吨/年，约占总生产能力的 25%，北美地区的生产能力仅为 60 万吨/年，约占总生产能力的 1.2%，南美地区的生产能力为 1256 万吨/年，约占总生产能力的 26%，世界其他地区的生产能力为 854 万吨/年，约占世界总生产能力的 17.8%。

从上世纪的 20 年代开发成功合成气生产甲醇以来，甲醇工业得到了飞速发展。近 20 年来，世界甲醇生产能力的地区分布及生产状况已发生了巨大的变化，甲醇工业与天然气的开发是同步发展的，新建装置大多建在天然气资源丰富的地区。这些地区的需求有限，因此大量的甲醇出口到美国、西欧和日本，而美国、西欧和日本的装置则由于经济方面的原因，已逐步减产或关闭，转而进口甲醇。如日本曾是世界上主要的甲醇生产国，但目前已没有甲醇生产装置；新西兰也将关闭 2 套总生产能力为 97 万吨/年的甲醇生产装置，美国关闭了总能力为 340 万吨的套甲醇装置。欧洲国家如奥地利、法国、芬兰、西班牙等国的一些以石脑油、煤或重油为原料的甲醇生产装置将关闭。预计这种趋势将会进一步发展。

目前，甲醇生产世界分布也比较广。依据生产能力的大小，依次分布在亚太、中东及非洲、南美、北美等地区。产能增长速度较快的地区是中东和南美地区，上述地区已经成为世界甲醇的重要生产基地。未来几年还将有大量产能陆续投产，预计到 2010 年中东地区甲醇产能将翻一番，中国产能到 2010 年也将翻番至 2120 万吨/年。甲醇制烯烃（MTO/MTP）和二甲醚（DME）将是未来驱动甲醇市场需求增长的主要动力，而我国将是甲醇需求的重点地区。

预计到 2010 年，世界甲醇生产能力将达到约 6400 万吨，2015

年达到约 7200 万吨，供应能力大于市场需求，竞争将会加剧，一些不具竞争力的小装置或原料价格较高地区的甲醇装置将关闭。根据未来甲醇装置建设趋势，世界甲醇的生产中心正在向南美、沙特、伊朗和我国转移；同时这些国家和地区甲醇产品的目标市场主要是针对亚太地区和中国。

表 2.1-1 部分国外在建、拟建大型甲醇项目

国家/地区	公司名称	产能（万吨/年）	投产时间
澳大利亚	GTL 资源公司	100	2008
澳大利亚	澳大利亚公司	165	2007
阿曼	阿曼甲醇公司	100	2007
伊朗	石油化学公司	165	2008
伊朗	国家石油公司	260	2010
伊朗	伊朗 Kharq 石化公司	145	2009
也门	也门石油公司等	165	—
卡塔尔	世界石油公司	396~495	2008
卡塔尔	燃料添加剂公司	220	—
沙特阿拉伯	拉齐公司	165	—
沙特阿拉伯	沙特甲醇公司	170	2008
埃及	Echem	170	2008
埃及	EATCO	198	—
尼日利亚	Viva	248	2006
尼日利亚	Silicon 石油与天然气公司	165	—
马来西亚	国家石油公司	170	2007~2008
日本	日本三菱天然气公司	150	2008
挪威	挪威石油集团	120	2008

世界最大甲醇生产厂家是 Methanex 公司，其甲醇的生产能力占世界总量的 17% 左右，生产装置分布在加拿大、智利、新西兰、泰国、多巴哥和美国等地。Methanex 公司基本不生产甲醇下游产品，甲醇自用量很少，其产品主要为外销，该公司甲醇年贸易量占世界总贸易量的 40-50%。沙特基础工业公司（SABIC）和日本三菱石化公司合

资的沙特甲醇公司（Ar-Razi）是世界第二大甲醇生产厂家，占世界总生产能力的 6.9%左右。其他分别为 Borden(3%)、BMC(3%)、Tomsk(3%)、Gubakha(3%)和 Edmonton(2%)。

世界各地甲醇生产能力分布见图 2.1-1。

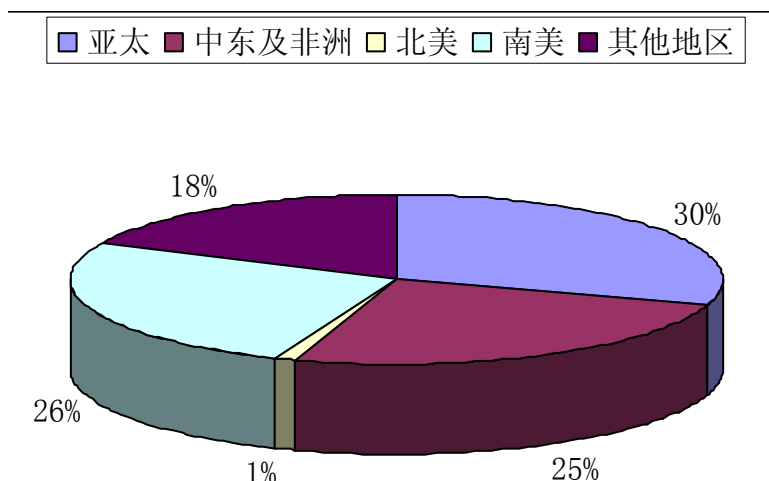


图 2.1-1 世界甲醇生产能力分布图

目前世界范围基本采用天然气为原料制取甲醇，天然气价格对甲醇生产成本的影响较大。近年来美国等天然气价位较高的国家和地区甲醇厂家纷纷关闭，向天然气价格低廉的中东及中南美转移。世界甲醇生产以大型化为主，20 世纪 90 年代以来，国外新建单套甲醇装置的规模一般为 50-80 万吨/年。近年来，具有大量天然气储备而本国消费又很少的国家已经建立了世界级规模的甲醇生产装置。2004 年由 Methanex 公司和 BP 公司组建的合资企业—Atlas 公司的 170 万吨/年甲醇生产装置建成投产，成为世界上产能最大的甲醇装置，世界甲醇生产装置大型化的趋势越加明显。大型甲醇装置的建设将给原料成本较高的非经济规模企业带来压力，从而推动甲醇行业重组和资源合理配置，实现供需平衡。

国外甲醇装置呈现三大特点：产能大于需求、装置向廉价原料基地转移，以及装置大型化。

未来世界范围内甲醇生产能力仍将有较大的增长，特别是在天然气资源丰富的国家或地区，充分利用当地廉价的油气资源，将建设一系列超大型的甲醇生产装置。生产能力增长较快的地区主要集中在中南美、中东和亚洲，而美国的生产能力将大幅下降，西欧和东欧将维持现有水平的基础上也将逐渐缩减产能。目前世界在建及拟建的甲醇装置的产能已超过 1000 万吨（不包括中国），主要分布在中东等天然气资源比较丰富及价格较低的地区。

预计 2010 年世界甲醇生产能力将达到 6200 万吨；2015 年世界甲醇产能将达到 7000 万吨。新增甲醇产能主要来自亚洲、中东和中南美地区。尽管甲醇作为碳一化工基石其市场前景比较乐观，但市场风险依然存在，特别是如果甲醇汽油市场推广进程受阻，或甲醇制烯烃（MTO/MTP）等示范工程运行效果不理想均会导致甲醇产能严重过剩。

#### 2.1.2.2 国外消费及预测

1998 年全球甲醇产量 2647.4 万吨，消费量 2583.5 万吨，供求基本平衡。2003 年全世界甲醇总需求 2850 万吨，2006 年增至 4020 万吨；预计 2010 年产能达 5099 万吨，需求 4226 万吨。从世界各地区间产能、产量及消费量分布情况来看，中南美、中东及加拿大是主要出口地区，而美、西欧、日本则是主要进口地区。

亚洲已经成为世界最大的甲醇消费地区，消费量占世界总量的 34.2%；其次是北美占 26.1%，西欧占 22.0%，中东占 6.6%，中东欧占 6.0%，中南美洲占 4.0%，非洲占 0.7%。

世界甲醇消费主要用于甲醛、MTBE、醋酸和其它衍生物的生产；其消费构成为：甲醛占 35%，MTBE 占 21%，醋酸占 10%，甲烷氯化物占 4%，溶剂、甲基丙烯酸甲酯和甲胺各占 3%，其它占 21%。

预计今后世界甲醇地区性供求不平衡情况将进一步加剧，北美和西欧的甲醇缺口会进一步增大，而亚洲甲醇缺口仍会存在，但随着该地区新一轮甲醇装置的新建，缺口将会有所降低；甲醇过剩的地区，尤其是中南美和中东地区随着大型甲醇的建设投产，区域甲醇过剩会进一步加剧。

预计 2005-2010 年，由于亚洲地区经济发展迅速，尤其是中国经济的高速发展，亚洲地区的甲醇需求增长最快，主要的需求增长点来自于二甲醚、甲醛、醋酸等下游产品。而美国、西欧等发达国家的甲醇市场已经成熟，在传统领域的需求将保持低速增长或有一定程度的下降。

2007 年中东、中南美、东欧仍是主要甲醇出口地区，而亚洲、西欧和北美则是甲醇需求最多的地区。各国中以美国需求 7.234 Mt 为最多，占全球总需求的 22.1%，日本需求 2.512 Mt，占全球 7.5% 并且全部靠进口。若按地区划分，则亚洲对甲醇需求超过北美，占全球需求总量的 30%。

根据甲醇下游产品的需求，预计 2005-2010 年间，世界甲醇年均需求增长率 3.5%，2010 年世界甲醇需求量将达到 4000 万吨以上；2010-2015 年世界甲醇年均需求增长率为 5.8%，2015 年世界甲醇需求量将达到 5300 万吨。

表 2.1-2 世界甲醇生产消费情况表（万吨/年）

年 份	生产能力	消费量	开工率 %	备 注
1992	2400	2050	86	
1993	2477	2150	87	
1994	2550	2265	89	
1995	2600	2390	92	
1996	2932	2470	84.3	
1997	3198	2587	81.0	

年 份	生产能力	消费量	开工率 %	备 注
1998	3395	2610	79.4	
1999	3450	2800	80.1	
2000	3778	2889	76.5	
2001	3841	2983	77.7	
2002	3994	3064	79.8	
2005	4294	3378	84.8	
2006	4800	3680	86	
2010	4426	3983	90	按 5% 增长计算

从世界甲醇的消费结构现状和预测来看，今后甲醇的消费结构与现状基本相似；占居第一位仍为甲醛，约占 35%~36%；其次为 MTBE 约占 27%；再其次为醋酸，约占 7%~9%。

从总体来讲，目前世界甲醇的供需基本平衡，但不同地区情况各异。根据目前的现状和今后的预测，加拿大、拉丁美洲、东欧、中东、非洲、大洋洲这些国家和地区生产的甲醇供大于求，是世界主要的出口国或地区；而美国、西欧、亚洲这些国家和地区生产的甲醇供不应求，主要依赖进口解决，是主要的进口国或地区。

### 2.1.2.3 国内生产概况

我国甲醇生产原料以煤为主，中国甲醇生产主要集中在华南、华东和华北地区，所占比例分别为 27.11%、23.79%和 16.63%，06 年和 07 年甲醇产量有了突破性的飞跃，2006 年累计产量为 758.6 万吨，2007 年达到 1076.4 万吨。

国家发改委编制了《煤化工产业中长期发展规划》（初稿）对煤制甲醇替代能源的发展进行了规划布局。从中可知，在 2010 年、2015 年和 2020 年甲醇年产分别达 1600 万吨、3800 万吨和 6600 万吨，到 2020 年，而以煤为原料制甲醇占甲醇总量的 94%，煤制甲醇的规划增长速度很大。

表 2.1-3 2001~2007 年全国甲醇产量 单位：万吨

年份	产能	产量	开工率 (%)	进口量	出口量	表观消费量	自给率(%)
2000	370	198.69	53.7	131	0.5	329.2	60.4
2001	370	206.48	55.8	152.1	1	357.6	57.7
2002	386	210.95	54.7	179.96	0.1	386.9	54.5
2003	500	298.87	59.8	140.16	5.08	433.95	68.0
2004	600	440.64	73.4	135.85	3.28	573.21	76.9
2005	700	568.8	81.3	136.03	5.45	699.38	81.3
2006	1117	762.3	68.2	112.7	19.0	856.0	89.1
2007		1076.4		84.5	56.3	1104.6	97.4

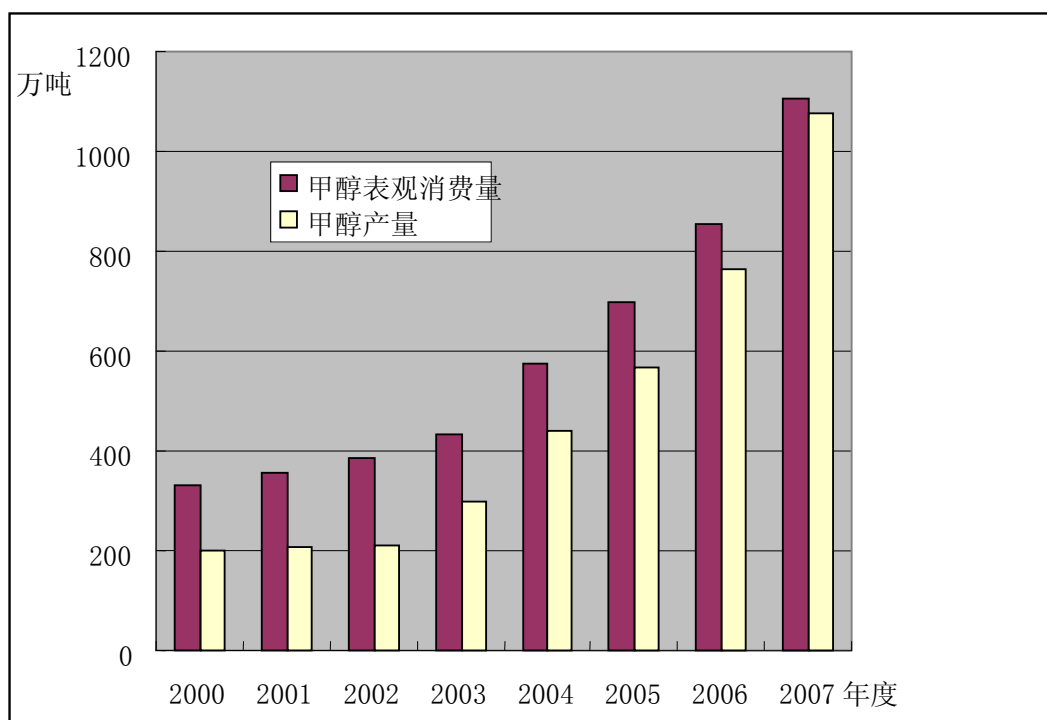




表 2.1-4 2007 年全国甲醇产量表（分省市） 单位：吨

地区	12月			1-12月累计		
	本月	去年同月	同比±%	本月累计	去年累计	同比±%
	精甲醇					
全 国	932812	787563	18.4	10763642	7585979	41.9
北 京	0	0	—	0	0	—
天 津	1832	1820	0.7	19888	18281	8.8
河 北	63839	55082	15.9	649086	565167	14.8
山 西	71716	61304	17.0	726940	572648	26.9
内 蒙 古	99293	31514	215.1	1398021	271967	414.0
辽 宁	10658	11751	-9.3	90115	70396	28.0
吉 林	0	0	—	0	0	—
黑 龙 江	30437	29345	3.7	352014	329074	7.0
上 海	29231	31884	-8.3	340978	366817	-7.0
江 苏	6361	6295	1.0	42397	47058	-9.9
浙 江	13169	10699	23.1	131863	114389	15.3
安 徽	26264	25591	2.6	292414	315018	-7.2
福 建	9268	7786	19.0	94597	73856	28.1
江 西	0	1546	—	2400	12706	-81.1
山 东	124151	130840	-5.1	1448681	1103428	31.3
河 南	149880	129120	16.1	1759455	1327957	32.5
湖 北	29668	28858	2.8	309208	315092	-1.9
湖 南	3562	6033	-41.0	44887	78180	-42.6
广 东	0	0	—	0	0	—
广 西	4490	4093	9.7	53415	40818	30.9
海 南	63	54167	-99.9	527481	149533	252.8
重 庆	56376	16017	252.0	395933	294426	34.5
四 川	53525	35652	50.1	596294	543931	9.6
贵 州	0	0	—	0	0	—
云 南	2803	3042	-7.9	30002	34394	-12.8
西 藏	0	0	—	0	0	—
陕 西	93370	71644	30.3	928926	700060	32.7
甘 肃	7003	2931	138.9	57687	11214	414.4
青 海	39140	20650	89.5	350011	154368	126.7
宁 夏	4652	0	—	12860	0	—
新 疆	2061	9898	-79.2	108089	75201	43.7



表 2.1-5 国内部分在建、拟建甲醇项目

企业名称	装置规模 (万吨/年)	原料路线及下游产品
中海油富岛化工公司	60	天然气
中海油富岛化工公司	113	天然气
大唐国际（项目地内蒙古）	180	煤，46 万吨/年 烯烃
内蒙古神华宝日希勒	180	煤
神华宁夏煤业集团公司	920	煤，83 万吨/年二甲醚， 282 万吨/年 烯烃
新汶矿业集团（新疆伊犁）	540	煤，180 万吨/年 烯烃
云南省石化集团/新云维集团有限公司	250	煤
神华陶氏	300	煤，100 万吨/年 烯烃
兖矿集团（项目地陕西榆林）	230	煤，50 万吨/年 烯烃
新奥集团（项目地鄂尔多斯市）	240	煤，40 万吨/年 二甲醚
神华集团（项目地包头）	180	煤，60 万吨/年 烯烃
平庄煤业、中国泽楷集团	180	煤
新疆广汇新能源有限公司	120	煤，80 万吨/年二甲醚

2006 年我国甲醇生产企业超过 200 家，产能约为 880 万吨，产量达到 762.3 万吨，装置平均开工率约为 95%，自给率上升至 89.1%。目前我国甲醇装置能力中以煤为原料的约占 70%，以天然气为原料的约占 30%。

表 2.1-6 2006 年国内甲醇主要生产企业的生产情况（万吨）

序号	企业名称	产量	备注
1	榆林天然气化工有限责任公司	36.2	天然气
2	上海焦化有限公司	35.7	煤
3	泸天化（集团）有限责任公司	33.3	天然气
4	中国石化集团四川维尼纶厂	28.3	天然气和乙炔尾气
5	河南蓝天集团光山化工有限公司	23.9	天然气
6	兖矿国泰化工有限公司	23.4	煤
7	河南蓝天集团遂平化工厂	20.5	天然气
8	山西丰喜肥业（集团）股份有限公司	20.0	煤
9	大庆油田化工有限公司	19.6	天然气
10	山东省联盟化工集团有限公司	18.6	煤

序号	企业名称	产量	备注
11	陕西神木化学工业有限公司	18.4	煤
12	内蒙古苏里格天然气化工股份有限公司	18.0	天然气
13	河南蓝天集团有限公司	17.4	煤
14	湖北宜化集团有限责任公司	15.9	煤
15	中国天然气股份公司青海分公司	15.4	天然气
16	兖矿鲁南化肥厂	15.3	煤

由于国内甲醇市场发展较快，进口量大，利润高，使投资者对大型甲醇项目十分关注，特别是煤产地和天然气产地，在积极研究建设大型甲醇项目的可能性，有的已经开工建设。根据目前国内已知的在建甲醇项目，正在建设中的甲醇装置的产能约为 700-800 万吨/年，加上现有的约 880 万吨/年产能，预计 2010 年国内甲醇的产能将达到 2000 万吨。估计 2015 年国内甲醇生产能力将达到 2410 万吨。

#### 2.1.2.4 国内消费及预测

国内甲醇下游产品对甲醇需求增长迅速，2000 年国内甲醇表观消费量为 329.2 万吨，2006 年为 856 万吨，2007 年达到 1104 万吨。2000-2007 年期间甲醇产能年均增长率为 24.8%，年均消费增长率为 18.9%。

据石化协会的数据显示，2007 年，我国共有甲醇生产企业 177 家，产能合计 1639.4 万吨/年，而同期我国甲醇表观消费量为 1104.6 万吨。2007 年全国甲醇实际产量为 1076.4 万吨，平均开工率为 65.7%。而据截至 2008 年 2 月的统计，我国新建、拟建甲醇项目共 34 个（不包括二甲醚、甲醇制烯烃企业自身配套的甲醇生产装置），预计到“十一五”末期，我国甲醇产能将达到 2600 万吨/年~3060 万吨/年，而同期国内需求量的增长则存在不确定性。

2000-2007 年国内甲醇供需情况见下表：

表 2.1-7 国内甲醇供应及消费概况（万吨、%）

年份	产量	进口量	出口量	表观消费量	自给率
2000年	198.7	131.0	0.5	329.2	60
2001年	206.5	152.1	1.0	357.7	58
2002年	211.0	180.0	0.9	390.0	54
2003年	298.9	140.2	5.1	434.0	69
2004年	440.6	135.9	3.3	573.2	77
2005年	535.6	136.0	5.5	666.2	80
2006年	762.3	112.7	19.0	856.0	89
2007年	1076.4	——	——	1104.6	——

目前甲醇主要下游产品有甲醛、醋酸、二甲醚、甲基叔丁基醚（MTBE）、甲胺类、氯甲烷类、对苯二甲酸二甲酯（DMT）、甲基丙烯酸甲酯（MMA）等，上述产品又可生成各自的衍生物，由甲醇出发生产的化工产品达数百种。

甲醇还是一种重要的有机溶剂，在合成燃料和汽油添加剂方面其消费量也很大。值得提及的是甲醇在许多潜在领域有着广阔的应用前景：甲醇可以作为清洁燃料代替汽油或与汽油掺混使用，或经分子筛转化为汽油，用作燃料电池车的能源，是性能优良的能源和燃料；甲醇燃料电池即将投入商业化运行；用甲醇制取微生物蛋白作为饲料乃至食品添加剂，国外已有工业化装置；甲醇制烯烃（MTO/MTP）和二甲醚（DME）将是未来驱动甲醇市场需求增长的主要动力。

2006年国内甲醇最大的消费领域是甲醛，约占总消费量的42.1%，其次是甲醇燃料。在甲醇的直接用途中，甲醇作为燃料使用在一些省份发展较快，多是使用在甲醇掺烧汽油和民用燃料上。

2006年国内甲醇具体消费结构分析如下：

#### （1）甲醛

甲醇在高温及催化剂存在下直接氧化制得甲醛，目前国内外40%以上的甲醇用于制甲醛。甲醛是重要的有机化工原料，也是基础碳一化学品之一，其化学性质活泼，易于聚合，是化学合成中重要的中间

体。甲醛主要用于制造热固性脲醛、酚醛和蜜胺甲醛树脂及其它氰胺甲醛树脂，也是聚甲醛、维尼纶等各种合成材料的重要原料，广泛应用于胶粘剂、涂料、塑料、炸药、染料以及医药、农药等众多化工及非化工领域中。

2006年国内甲醛产量约为超过800万吨(以37%的甲醛溶液计)，消费甲醇约为360万吨，占总消费量的42.1%。

## (2) 燃料

甲醇是一种易燃液体，燃烧性能好、辛烷值高、抗爆性好，而且其发动机燃烧的尾气排放总体上优于汽油排放，因此推动了甲醇代用汽油研究和推广。甲醇能以不同比例掺入汽油，形成M3-M5（甲醇掺入比例3%-5%）、M10-25、M85-100的车用甲醇燃料。

甲醇掺烧汽油，在北美和西欧已合法化，在我国也得以开发。近年来，全国已有山西、河南、四川、重庆、江苏、黑龙江等6个省市在开发甲醇燃料车，包括在载货车上的汽油中加入一定比例甲醇进行试验，并取得了大量试验数据。虽然起步比较晚，但势头猛，进展快，有的也已进入示范阶段。国内甲醇燃料没有统计数据，根据2006年国内汽油消费5300万吨计算，估计2006年国内甲醇作为燃料消费约为140万吨，占甲醇总消耗量的16.4%。

## (3) 醋酸

由甲醇和一氧化碳在低压下羰基合成制醋酸是化学工业的重大突破，目前世界上已建成十几套大型甲醇羰基合成醋酸装置，生产能力达200万吨，占世界总醋酸生产能力的50%以上。

醋酸是重要的有机原料，其主要下游化工产品有醋酸乙烯、对苯二甲酸、醋酐、氯乙酸、醋酸酯、医药等，广泛用于农药、医药、染料、涂料、合成纤维、塑料和粘结剂等行业。

2006 年国内醋酸产量达 142 万吨，其中甲醇羰基合成法约为 90 万吨，消费甲醇约为 50 万吨，占甲醇总消费量的 5.8%。

#### (4) 甲基叔丁基醚 MTBE

MTBE 是一种良好的汽油添加剂，其辛烷值高达 117，与催化裂化、催化重整汽油调合后可使油品辛烷值大大提高，并提高汽油含氧量，从而降低 CO、NO<sub>x</sub>、挥发性有机物如苯、醛、炔等毒性物质排放量。MTBE 是由甲醇和异丁烯反应制得的高辛烷值无铅汽油添加剂。从环保和发动机操作两方面考虑均被认为是汽油最好的改良剂，MTBE 工业因此得以高速发展，MTBE 被列入世界 50 种基本化工产品之一，每吨 MTBE 约需消耗 0.4 吨甲醇，因此可望成为今后甲醇大吨位的一级下游产品。

国内 MTBE 投入规模化生产始于八十年代初，其生产能力迅速增长。2006 年，国内 MTBE 产量超过 180 万吨，消费甲醇达到 50 万吨，占甲醇总消费量的 5.8%。

#### (5) 二甲醚

二甲醚有广泛的用途，在气雾剂生产中，以往所用的喷射剂主要是氟里昂等氟氯烃类，由于氟里昂进入大气将导致大气臭氧层的破坏，“蒙特利尔公约”呼吁在气雾产品中停止使用氟氯烃，随着全球范围内限制氟氯烃的使用，二甲醚作为它的代用品其需要量将迅速增加。

二甲醚是一种很有发展潜力的清洁燃料。未来二甲醚在民用燃料和车用燃料领域的应用前景十分看好。2006 年我国汽车销量超过 700 万辆，汽车社会保有量约为 3500 万辆。二甲醚作为柴油替代燃料具有较好的市场前景。

预计到 2010 年我国对 LPG 的需求量将超过 3000 万吨，但国内

供应量仅为 2000 万吨，缺口较大。若二甲醚替代工作进展顺利，其用量相当可观。2006 年我国二甲醚产量超过 30 万吨，消费甲醇约为 50 万吨，占甲醇总消费量的 5.8%。

#### (6) 甲胺

甲醇与氨在一定温度、压力下及催化剂存在下合成制得甲胺产品，甲胺广泛应用于有机化工原料、医药、农药、染料等各个部门的生产。2006 年国内甲胺消费甲醇约 36 万吨，占甲醇总消费量的 4.2%。

#### (7) 甲烷氯化物

甲烷氯化物主要用于有机硅单体原料、HCFC-22、溶剂、清洗剂、三醋酸纤维素、以及 CFC-11、CFC-12 等的生产。“十五”期间，我国甲烷氯化物生产和消费得以迅速发展，特别是一氯甲烷作为有机硅单体原料和含氟树脂的原料、二氯甲烷作为溶剂和清洗剂、医药原料及硅片生产、三氯甲烷为氟氯烃 HCFC-22 的原料，都有较大的发展。

2006 年国内新投产的 20 万吨甲烷氯化物产能全部采用甲醇法工艺，预计今后我国新建甲烷氯化物装置全部采用甲醇路线，对甲醇的需求将不断增长。2006 年国内甲烷氯化物装置能力已超过 100 万吨，主要采用甲醇法工艺，共消费甲醇约 17 万吨，占甲醇总消费量的 2%。

#### (8) 医药、农药、溶剂领域

甲醇除在甲醇衍生物领域应用广泛，在医药、农药、溶剂等行业也有大量的应用，2006 年医药、农药和溶剂领域分别消费甲醇 55 万吨、22 万吨和 36 万吨，分别占全年甲醇总消费量的 6.4%、2.6%和 4.2%。

#### (9) 其它

甲醇在有机合成中的应用十分广泛，除了上述主要甲醇衍生物外，还应用于对苯二甲酸二甲酯、聚乙烯醇、甲基丙烯酸甲酯、硫酸



二甲酯、碳酸二甲酯、二元醇醚、二甲苯酚、溴甲烷等一系列产品的生产，2006年这些领域消费甲醇约40万吨左右，占甲醇总消费量的4.7%。

综上所述，国内2006年共消费甲醇856万吨。具体见下表：

表 2.1-8 2006年我国甲醇的消费现状及预测（万吨）

消费领域	2006年		2010年	
	消费量	比例	消费量	比例
甲醛	360	42.1%	420	36.2%
燃料	140	16.4%	220	19.0%
醋酸	50	5.8%	140	12.1%
MTBE	50	5.8%	60	5.2%
二甲醚	50	5.8%	100	8.6%
甲胺	36	4.2%	38	3.3%
甲烷氯化物	17	2.0%	20	1.7%
医药	55	6.4%	59	5.1%
农药	22	2.6%	25	2.2%
溶剂	36	4.2%	38	3.3%
其它	40	4.7%	40	3.4%
合计	856	100.0%	1160	100.0%

### 2.1.3 国内进出口分析

近年国内甲醇供应呈逐年递增趋势，甲醇进口量自2002年有所下降，甲醇出口基本保持逐年递增趋势。具体如下：

表 2.1-9 近年我国甲醇进出口概况（万吨）

年份	进口量	出口量	净进口
2000年	131.0	0.5	130.5
2001年	152.1	1.0	151.1
2002年	180.0	0.9	179.1
2003年	140.2	5.1	135.1
2004年	135.9	3.3	132.6

2005 年	136.0	5.5	130.5
2006 年	112.7	19.0	93.7

## 2.2 产品价格分析及预测

### 2.2.1 国外价格分析

国际市场甲醇价格的波动不仅随着市场需求而变化，也与原油、天然气等能源的价格走向有着密切的关联。2004 年以来国际原油价格跌宕起伏，不断刷新历史记录，带动国际市场甲醇价格处于高位。2000-2006 年国际甲醇市场价格如下表：

表 2.2-1 2000-2006 年国际甲醇市场价格

年份	布伦特原油价格（美元/桶）	国际市场价格（美元/吨）
2000 年	26.58	160-200
2001 年	22.79	150-168
2002 年	23.65	130-190
2003 年	26.85	190-260
2004 年	38.20	205-295
2005 年	55.06	240-295
2006 年	60	250-350

分析近期国际市场原油、天然气价格的走势，短期内原油、天然气价格难以有较大的下降。但国际市场甲醇价格可能随着中东、中南美等天然气资源丰富地区新增产能陆续投产开始回落。截至 2007 年 5 月，国际甲醇市场涨跌互现。亚洲甲醇市场东南亚走弱，远东地区价格稳中有涨。美国甲醇市场需求较为稳定，价格行情没有明显变化，维持前期水平。虽然 2006 年新增产能较大，但由于各供应商已经为产品做了下游需求的准备，故 2007 年没有出现供过于求的现象。

### 2.2.2 国内价格分析

国内甲醇价格受国际市场价格的影响，同时受国内甲醇装置的技术水平、经济规模、供求关系的影响。近年来国内外甲醇市场价格变化较大，2003 年以来，随着世界原油市场的大幅上涨，国内甲醇价



格也一路上扬，2003年、2004年和2005年甲醇市场价格基本保持在2100-2850元/吨之间波动。2006年，尽管国际油价开始回落，国内供应量也大幅增加，但国内市场需求旺盛，甲醇价格仍处于一个相对较高的水平。2000-2007年国内甲醇市场价格如下表：

表 2.2-2 2000-2007 年国内甲醇市场价格（元/吨）

年份	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007
市场价格	1864	1941	1842	2396	2800	2638	2800	3000

预计未来两年国内甲醇仍将处于相对高位，但是随着国内新建甲醇装置产能将在2008年左右形成，未来国内甲醇的价格将主要受供求关系的影响，预计2008年国内甲醇将呈现供大于求的局面，届时将会导致甲醇价格的下降。

纵观2007年甲醇整体价格走势，上半年基本呈回落态势，大部分工厂售价跌至成本线水平，而至下半年，醇醚燃料需求的异军突起，加上外盘行情的历史性上扬，甲醇价格持续上扬至11月底，且最高点价格较去年有过之而无不及。

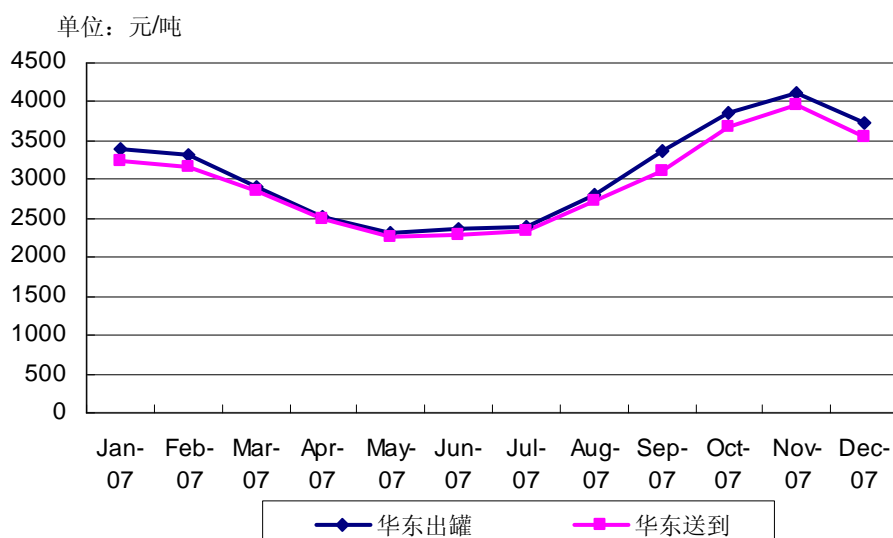


图 2.2-1 2007 年华东地区甲醇市场价格（元/吨）

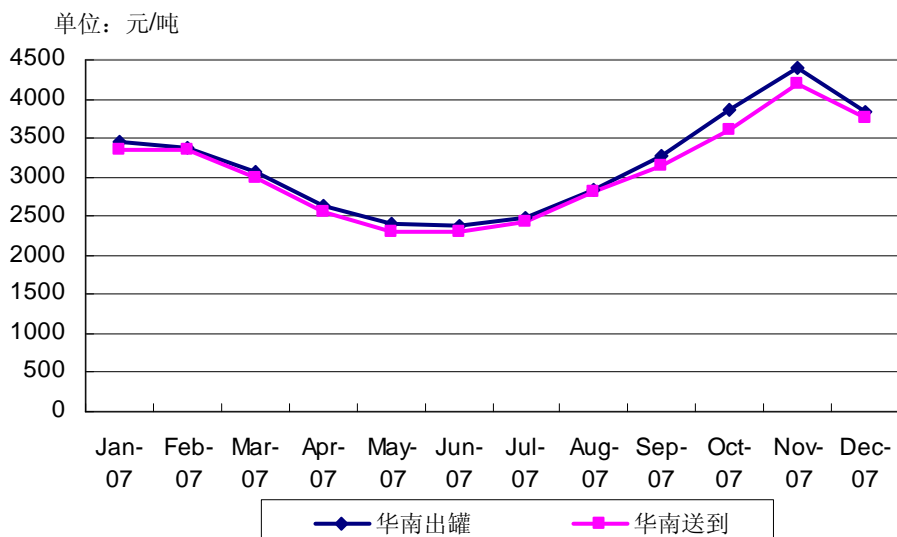


图 2.2-2 2007 年华南地区甲醇市场价格 (元/吨)

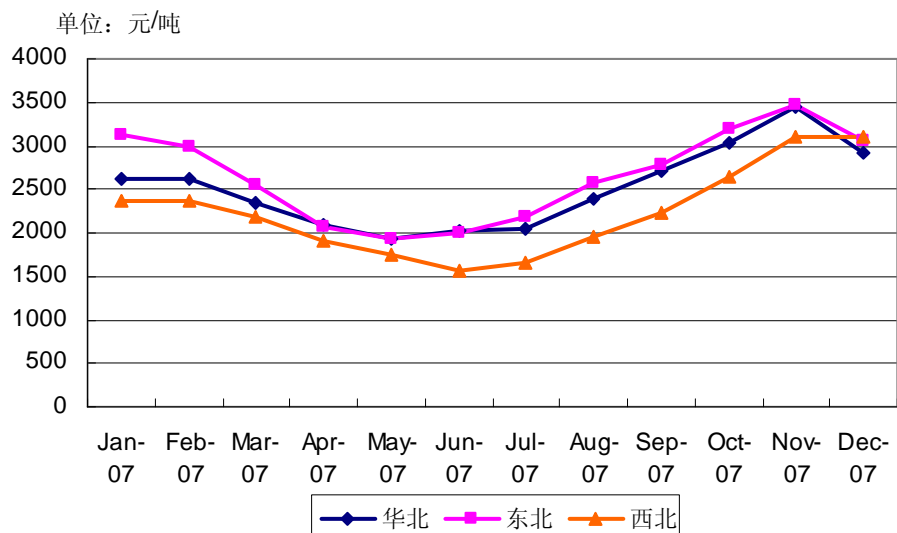


图 2.2-3 2007 年华北、东北、西北地区甲醇市场价格 (元/吨)

表 2.2-3 2008 年 1-3 月国内甲醇价格表

品目/地区	华东		华南	华北	东北
	江苏	浙江			
3 月甲醇	3284	3339	3269	2728	2697
2 月甲醇	3284	3361	3605	2508	2604
1 月甲醇	3227	3373	3414	2579	2650

根据甲醇的供求状况以及过去历年的价格变化趋势，以及国际原油价格走势分析，我国近两年半甲醇进口平均价格 389.6 美元，折算成完税价格为 3366 元人民币，其中关税 5.5%，增值税 17%，汇率 7.0。

国内市场近两年半的市场价格 3163。本项目测算甲醇产品价格按 2900 元/吨计。

## 2.3 甲醇目标市场及竞争力分析

### 2.3.1 目标市场

目前我国甲醇消费的主要地区是华东和华南地区，上述地区也是我国甲醛、MTBE、丙烯酸酯和醋酸等下游产品生产的集中地。2006 年，我国甲醇进口总量中，江苏省进口比例占 62.28%，广东省所占比例为 28.28%，福建省比例为 4.11%，浙江省比例为 3.34%。所有进口基本上全部集中在华东和华南地区，进口结构也在一定程度上反映了我国甲醇消费的地区分布。根据国内市场需求情况，本项目生产的甲醇主要销往华东和华南地区。同时，根据园区发展规划，今后甲醇将用于制烯烃或甲醇汽油。

华东、华南是我国经济发达地区，工业基础雄厚，产业配套好，经贸活动活跃，是国内最大的甲醇消费地区。该地区的特点是生产甲醇的原料比较缺乏，原料价格高，从区外运送原料距离较远，使得该地区甲醇生产成本低，甲醇价格处于较高水平，对本项目拟建的甲醇装置生产的产品有特别的吸引力。

### 2.3.2 竞争力分析

我国甲醇生产企业中，成本高的超过了 2000 元/吨，低的 950 多元/吨，大多数为 1500 元/吨左右。

据测算，以天然气、煤为原料生产甲醇，其相对成本比为 100:140。国内天然气产地天然气气价已超过 0.7 元/立方米，而国外产地价约为 0.15 元/立方米，使国内以天然气生产的甲醇无法与进口天然气甲醇相抗衡。但我国煤炭资源丰富，本项目以煤为原料制得的甲醇，提供了产品的竞争力。

我国是目前世界上甲醇需求增长最快的地区之一。虽然国内正在筹建的甲醇项目很多，但据专家预测，随着国内甲醇下游产品开发及甲醇掺烧汽油、甲醇制二甲醚等产业的快速发展，国内甲醇市场在近期内仍有较大缺口

本项目甲醇产品以华东和华南为目标市场，满足该地区市场需求，替代进口产品，因此，甲醇市场的主要竞争对手是进口货。根据本项目经济分析，甲醇不含税完全成本价 1892 元/吨，加上 15% 的利润率，17% 的增值税和到达华东、华南铁路运费，与当地近两年半进口甲醇完税价格相比，还有一些盈利空间，见表 2.3-1。

表 2.3-1 本项目甲醇产品价格与进口完税价格比较 单位：元/吨

市场	产品	总成本	利润率	增值税	铁路运费	目标市场价格	进口完税价格	差价
华东	甲醇	1892	15%	17%	230	2727	3366	639
华南	甲醇	1892	15%	17%	300	2797	3366	569

注：进口价格为近两年半进口平均价格（CIF）的完税价格。

如以国内近 5 年半的平均价格 2956 元/吨及进口近 5 年半的进口完税平均价格 2461 元/吨相比，本项目就没有什么盈利。

### 3 产品方案及生产规模

#### 3.1 产品方案

##### 3.1.1 概述

本工程的最终产品是甲醇，副产品硫磺。根据国内市场需求情况，本工程生产的甲醇主要销往华东和华南地区。同时，根据园区发展规划，今后甲醇将用于制烯烃或甲醇汽油。因此根据总体规划及分步实施要求，60万吨/年甲醇生产装置是泛海180万吨/年煤制甲醇（一期工程）的一期工程，同时在总图上预留二期的120万吨/年规模的甲醇生产装置的位置。

工厂操作时间为 8000 hr/a,

产量：60万吨/年 甲醇（优等品）

##### 3.1.2 产品方案

产品： 甲醇 60万吨/年

副产品： 硫磺 1154吨/年

#### 3.2 生产规模

甲醇装置 60万吨/年甲醇

空分装置  $2 \times 40000 \text{ N m}^3/\text{h O}_2$  气

#### 3.3 产品规格

##### (1) 甲醇

产品甲醇质量符合符合美国联邦 AA 级标准。

表 2.1.3-1 甲醇规格

项目	单位		规格	分析方法
纯度（平均）	% wt	min	99.85	IMPCA 001-98
羰基化合物含量 (以丙酮计)	% wt	max	0.002	ASTM E-346-99
游离酸(以乙酸计)	% wt	max	0.003	ASTM D-1613-99
外观			无乳白色悬浮物 和沉淀	IMPCA 03-98

项目	单位		规格	分析方法
蒸发残渣、颜色	铂-钴号	max	30	ASTM E-346-99
色度	铂-钴号	max	5	ASTM D-1209-00
沸程(760mmHg)		max	1.0℃(64.6 ± 0.1℃)	ASTM D-1078-99
乙醇	% wt	max	0.001	IMPCA 001-98
不挥发物	mg/100ml	max	10	ASTM D-1353
气味			无特殊气味	ASTM D-1296-93
高锰酸钾试验			30 分钟不变色	ASTM 1363-97
比重(20/20℃)		max	0.7928	ASTM D-4052
水	% wt	max	0.1	ASTM E-1064-00

附加规格:

项目	单位		规格	分析方法
总碱金属(Na、K)	ppb wt	<	60	AAS
三甲胺(TMA)	ppb wt	<	50	ASTM E-346-99
总硫化物	ppm wt	<	0.5	ASTM D-3961-98

### (2) 硫磺 (副产品)

硫磺产品符合中华人民共和国国家标准 (GB/T2449-2006) 优等品指标。

表 3.3-2 国家标准 (GB/T2449-2006 标准)

项目	技术指标		
	优等品	一级品	合格品
硫(S)的质量分数 / % $\geq$	99.95	99.50	99.00
水分的质量分数 / % (固体硫磺) $\leq$	2.0	2.0	2.0
灰分的质量分数 / % $\leq$	0.03	0.10	0.20
酸度的质量分数[以硫酸 H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 计] / % $\leq$	0.003	0.005	0.02
有机物的质量分数 / % $\leq$	0.03	0.30	0.80
砷(As)的质量分数 / % $\leq$	0.0001	0.01	0.05
铁(Fe)的质量分数 / % $\leq$	0.003	0.005	—

## 4 工艺技术方案

### 4.1 工艺技术方案的选择

#### 4.1.1 气化工艺技术

目前世界上以煤为原料，用氧气及水/蒸汽作为气化剂制造以  $\text{CO}+\text{H}_2$  为主要有用成分的煤气，再进一步生产甲醇的工业化的气化工艺技术，有移动床、流化床和气流床三类。现分别介绍其具有商业化业绩的煤气化方法如下：

##### 4.1.1.1 移动床(又称固定床)

该气化技术采用气体与块煤逆流接触模式，块煤向下移动，反应温度在  $600-1300^\circ\text{C}$  之间，常用的有 UGI 间歇气化、鲁奇 (Lurgi) 加压气化及 BGL 气化技术。

###### (1) UGI 间歇气化

在常压下操作，以块状优质无烟煤或焦炭为原料，先用空气吹入燃烧煤炭层，使其升温后，再送入蒸汽反应生成  $\text{CO}+\text{H}_2$ ，间断制气，由于吹风阶段放出的吹风气和造气废水对环境造成严重污染，且单炉产气量少，仅在我国中小型合成氨厂(含小型甲醇、联醇厂)中采用。此造气技术在国外早已被淘汰；基于环境污染问题国内新项目也禁用此造气技术。

###### (2) 鲁奇气化

在加压下采用 5~50 毫米的块状褐煤为原料，以氧气及水蒸汽作为气化剂。此气化技术虽可连续加压气化，但气化温度仅  $\sim 900^\circ\text{C}$ ，生成的粗煤气中含有大量甲烷，此气体用作城市煤气比较适合。用于

制合成氨，则在流程中经液氮洗涤后放出的大量甲烷馏份还要进行蒸汽转化及变换后才能作原料气使用。因而流程复杂，加以因气化温度低，造气系统洗涤下来的废水中，含有大量的有机杂质、酚和氰等毒害物质，要回收及处理，但此处理难于达到环保要求，且又增加了生产成本。我国在 70 年代，引进过一套日产千吨的氨厂，采用此气化技术；哈尔滨气化厂也引进过此气化技术联产城市煤气和甲醇。此法引进后未获推广。

### (3) BGL 气化

BGL 技术由英国煤气公司和鲁奇公司于二十世纪七十年代联合开发，开发出一种新炉型（BGL 气化炉），BGL 块煤/碎煤熔渣气化技术结合了熔渣气化和移动床加压气化技术的优点并克服了二者的不足，将鲁奇炉固态排渣改为熔融排渣，同时提高了气化反应温度，提高了块煤中粉煤的利用率，气化效率和气体成分有了很大改进，废水排放量及组分减少，污染问题也有所改善。现有一台工业示范炉在德国黑水泵厂运行，用于处理城市垃圾，所用原料为各种城市垃圾、废塑料和烟煤。

#### 4.1.1.2 流化床

流化床的气化过程中，物料混合均匀，温度均一。值得一提的是，1986 年初在德国 Berrenrath 地方建成的高温温克勒炉，气化反应压力 1.0 MPaG，温度 900-950℃，粗煤气产量 41667 Nm<sup>3</sup>/h。

我国山西煤化所开发的灰熔聚流化床工艺，在流化床气化炉底部设计了中心射流管和环管。通过中心射流管进入的高浓度氧形成局部



高温使灰熔聚成球排出，此气化工艺尚未有大型工业化装置建成。

#### 4.1.1.3 气流床

国内大型煤气化装置一般采用气流床煤气化的技术，主要有水煤浆气化和粉煤气化技术。

粉煤气化技术包括壳牌（Shell）的多喷嘴干煤粉气化技术、GSP 气化技术及 PRENFLO 等几种。

水煤浆气化技术有 GE(德士古)的单喷嘴水煤浆气化技术、华东理工大学的多喷嘴水煤浆气化技术、西北化工研究院的单喷嘴多元料浆气化技术。

#### 粉煤气化技术

##### （1）壳牌干煤粉加压气化法（荷兰 Shell，SCGP 气化技术）

SCGP 气化技术是荷兰 Shell 公司多年开发的一种先进的气化技术，是第二代煤气化工艺之一。该工艺采用纯氧、蒸汽气化，干煤粉进料，气化温度达 1400~1600℃，碳转化率达 99%，有效气体(CO+H<sub>2</sub>)达 90%以上，液态排渣。出气化炉的合成气温度 1300—1500℃，用循环气体激冷冷却至 900℃。然后进入一个合成气冷却器（即废锅）进一步冷却，同时产生中压过热蒸汽，炉子采用了特殊的水冷壁结构。

SHELL 气化炉为立式圆筒形气化炉，炉膛周围安装有由沸水冷却管组成的膜式水冷壁，其内壁衬有耐热涂层，气化时熔融灰渣在水冷壁内壁涂层上形成液膜，沿壁顺流而下进行分离，采用以渣抗渣的办法，基本解决了高温耐火材料损坏严重和检修频繁的难题。水冷壁与筒体外壳之间留有环形空间，便于输入集水管和输出集汽管的布置，便于水冷壁的检查与维修；环形空间内充满 250--300℃温度的有压合成气。炉体设有对称的四个煤粉烧嘴，由于有特殊的水冷壁作气

化炉的内衬，喷嘴寿命长，壳牌（Shell）公司认为炉子寿命可达 20 年以上。烧嘴使用寿命保证期为一年(8000 小时以上)，美国休斯顿示范厂烧嘴使用寿命据说已达 9500 小时以上。

Shell 公司 SCGP 气化技术特点是：

- (A) 采用干粉气化因而氧耗较低，与水煤浆相比可减少约为 15%。
- (B) 对煤种的适应性比较广泛，对煤的性质如：粒度、结焦性、灰分、水分、硫分、氧分等含量均不敏感，对煤的灰熔点适应范围也比其他气化工艺较宽，拓宽了适应制取合成气原料煤的煤种。
- (C) 气化温度高，一般在 1400~1600℃，碳转化率高达 99%，煤气中甲烷含量极少，不含重烃，CO+H<sub>2</sub> 达 90% 以上。
- (D) 单台气化炉处理煤量较大（2000 吨/日），气化炉设有 4~6 个烧嘴，对生产负荷调节更为灵活。据 Shell 专利商介绍，烧嘴保证寿命可连续运行 8000 小时，国外实际生产装置已达到连续运行 9500 小时。
- (E) 气化炉采用水冷壁结构，无耐火砖衬里，维修工作量小，有利于长周期运行。
- (F) 热效率高，冷煤气效率达到 78~83%，其余~15% 副产高压或中压蒸汽，总的原料煤的热效率高。
- (G) 对环境影响较小，系统排出的融渣和飞灰含碳低，可作为水泥等建筑材料，气化污水不含焦油、酚等物质。

Shell 气化技术存在的缺点是：

- (A) 此气化方法后续的变换装置需补加高压蒸汽，气化所副产蒸汽的相当部分要加入到后边的变换工序；同时原料煤粉干燥也耗能；这些都降低了其经济性。

(B) SHELL 气化炉（带废锅），结构复杂庞大，气化框架高，装置建设周期长于水煤浆气化一年左右。

(C) 同等规模的煤气化装置（以日处理 1000 吨煤计）投资较水煤浆气化投资高出 2 倍以上。

目前世界上最早的一套投煤量为 2000 吨/日、操作压力为 2.5 MPa 的大型工业气化装置在荷兰建成。从 1993 年开始，在荷兰 Buggenum 运行，所产煤气用于驱动燃气透平发电，发电量为 250 MW。国内已有岳阳、双环、神华、大唐等 19 套装置，采用此法生产合成氨、甲醇或制氢，但自 2006 年双环厂首次开车后，其它厂均已先后投料试运行，但各气化装置开车均不正常，开开停停，各厂平均开工率在 45% 左右，缺少成功的生产管理实践经验。据了解，开工率低的原因主要是：

(A) SHELL 大部分装置是单炉无备用。

(B) 荷兰工业气化装置是仅用于驱动燃气透平发电，气化压力低、而气化(废锅)工艺流程长而复杂、其煤气参数与化工用煤气有差距，缺乏成熟的、用于化工生产的生产实践。

(C) 不同煤质没有进行试烧。

(D) 相应工程配套完善性、设计和操作经验均不足等多种因素。

## (2) GSP 气化技术

GSP 粉煤气化工艺技术是 20 世纪 70 年代末，由德国未来能源公司开发并投入商业化运行的大中型煤气化技术。与其他同类气化技术相比，该技术因采用气化炉顶干粉加料与反应室周围水冷壁结构，因而在气化炉结构以及工艺流程上有其先进之处，但工业化经验比较

少。2005年1月，宁夏煤业集团组织专家对德国未来能源公司的中试装置及黑水泵厂投煤量720吨/日的工业装置进行了考察。宁夏煤业集团随后于今年2月份与瑞士SUSTEC公司（德国未来能源公司的母公司）就GSP干燥粉气化技术，在北京经济技术开发区组建了合资公司—北京索斯泰克煤气化技术有限公司（该公司2007年已为西门子公司收购），负责在中国范围内推广及销售此项煤气化技术。合资公司在宁夏投资建设的煤基21万吨/年二甲醚工程中，采用了两台投煤量为2000吨/日的GSP气化炉系统，中外双方共同承担此气化技术放大的技术风险，该工程不久将开展设计工作。

#### GSP 煤气化技术特点：

(A) 原料煤适应范围宽，GSP 气化对煤质要求不苛刻，粒度 250~500  $\mu\text{m}$ ，灰份 1%~20% (wt%)，灰熔点 1100~1500 $^{\circ}\text{C}$ ，灰熔点高于 1500 $^{\circ}\text{C}$  的煤，从经济角度考虑应加入助溶剂。130MW 的工业装置实现了灰熔点高达 1450 $^{\circ}\text{C}$  的褐煤气化工业应用。

(B) 干粉气化，有效气体 ( $\text{CO}+\text{H}_2$ ) 含量高达 91% 以上，碳转化率高，一般为~99%。

(C) 单位有效气体氧气消耗低，比水煤浆气化氧耗低约为 15%。

(D) 水冷壁结构，即所谓的“以渣抗渣”的结构。采用四根（130MW）螺旋盘管，其外径仅比气化炉（受压筒体内径）小约 50mm，水冷管的直径约 80~90mm，水冷壁上焊有抓钉，水冷壁内壁涂有 SiC 耐火材料，水冷壁与筒体之间间隙用惰性气体或冷煤气填充。水冷壁及外壳材料均为碳钢。

GSP 气化炉采用水冷壁结构，避免了因高温、溶渣腐蚀及开停车产生应力对耐火材料的破坏而导致气化炉无法长周期运行。由于不需要耐火砖绝热层，而且炉内没有传动设备，所以运转周期长，可单炉

运行，不需要备用炉，可靠性高。根据专利商介绍，气化炉的水冷壁使用寿命可以超过 10 年。

(E) 喷嘴火焰温度约 1800~2200℃，平均停留时间约 10s，反应速率高，因而气化装置的生产能力大，单台气化炉日处理煤量目前设计可达 2000 吨。

(F) 气化炉原料从炉顶部喷入，采用单喷嘴，四层喷料结构（130MW 的工业装置），每层之间用水冷。喷头尖端部分为特殊材料，其余部分为普通不锈钢。用 100m/s 的高速氧+蒸汽旋转式将 10m/s 左右粉煤喷入炉内，使煤均匀混合、燃烧、气化，碳转化率达 99%。

(G) GSP 供料系统采用 400kg/m<sup>3</sup> 惰性气体密相气流输送，合格粉煤经煤锁仓三管并流进料，每根进料管都设有固体物料（固—气混合）的流量计、密度计。用通过的粉煤供入量调节入炉氧气和蒸汽量。供料系统安全可靠。气化炉温度主要根据气化室与激冷室的压差变化来调节控制。正常情况下其压差为 20~30mbar（200~300H<sub>2</sub>O）。

(H) 气化炉点火升温迅速，负荷弹性可在 70%~110% 运行。气化炉设有专门的点火喷嘴，采用电点火。该喷嘴在正常操作时以低负荷保持点燃状态，可用气化炉自产煤气。

(I) 采用激冷流程，高温煤气在激冷室上部用若干水喷头将煤气激冷至 200℃ 左右，然后用文丘里除尘器将煤气含尘量降低到 1mg/m<sup>3</sup> 以下。这种工艺技术简单，设备及运行费用较低。除喷嘴和水冷壁、部分阀门、特殊仪表外绝大部分设备可国产化。高温气体采用激冷流程冷却后得到高水汽比的粗合成气，满足后续变换反应的需要，简化了流程设计。

GSP 干燥粉进料气流床气化装置，具有煤种适用范围广、氧耗量低、碳转化率高等优点，其炉型结构简单，喷嘴、炉体使用寿命长，



单炉投煤量大等优点，这是由于该技术融合了 Shell 和 Texaco 气化技术的优点，克服了他们的缺点，目前已广泛引起了业界人士的关注。

但由于 GSP 煤气化技术目前无制合成气的工业生产实践，一些工程设计问题尚待解决，因此一些原拟采用 GSP 煤气化技术的企业改用其它气化技术(如淮化集团改用 GE(Texaco)煤气化技术。

### (3) (PRENFLO) 粉煤气化工艺

德国克鲁伯-考柏斯公司与谢尔国际石油公司合作，在常压粉煤气化工艺基础上开发了加压粉煤气化工艺（加压 K-T 炉）。在 1981 年以后，克鲁伯-考柏斯公司对该工艺又单独进行了开发，称为

(PRENFLO) 工艺。1986~1992 年在德国菲斯滕堡建立该工厂的示范厂，取得了成功；1992 年在西班牙建设了采用该工艺气化技术的联合循环发电装置 (IGCC)，该装置目前正在进行商业化运行。由于是用于发电，目前该工艺为干煤粉气化+废锅流程。目前德国伍德公司着手改废锅工艺流程为激冷流程。

### (4) GE(Texaco)水煤浆加压气化

GE 气化技术，原为 Texaco 水煤浆气化技术，现被 GE 公司收购，故称为 GE 气化技术。GE 水煤浆加压气化采用水煤浆进料、纯氧气化，是国内外经实践考验成熟、先进的气化工艺。

该工艺由 Texaco 公司开发的，属气流床加压气化法。是将煤(和/或石油焦)磨成水煤(焦)浆，掺入添加剂、助熔剂等形成粘度为 800-1000 CP，煤(焦)浆浓度为 60-70%wt 的浆状流体，经加压后送入喷嘴，与纯氧一起经喷嘴喷入气化炉进行燃烧和部分氧化反应，气化反应温度为 1300-1400℃。炉子上部气化生成的热粗煤气，经用水激冷后，煤气被水蒸汽饱和并冷却，煤渣积存在气化炉底部水浴中间歇排出。GE 气化技术有激冷流程和废锅流程，目前国内运行

的绝大多数都采用激冷流程

该气化技术的特点是：

(A) 煤种适应性较广，年轻烟煤、粉煤皆可作原料，灰熔点要求不超过 1350℃，煤可磨性和成浆性好，制得煤浆浓度要高于 60% 为宜。

(B) 气化压力范围大，从 2.5~8.7MPa 皆有工业化装置，以 4.0MPa 较为普遍，气化压力高可节省合成气压缩功。

(C) 气化炉热量利用充分，由激冷工艺制得含蒸汽量高的合成气，如用于生产合成氨和甲醇，在变换工序不需再外加蒸汽，也可采用废锅流程回收热量副产高压蒸汽，但废锅设备价格较高，可根据工艺要求择优选用。

(D) 气化炉内无传动装置，结构比较简单。

(E) 单位体积产气量大，一台直径 3200mm，6.5MPa 气化炉所产气体，可日产甲醇 900 吨。

(F) 气化指标较为先进，产品气中有效气成分高， $CO+H_2 \geq 80\%$ ，是碳一化学较合适的合成原料气，可用来生产合成氨、甲醇、制氢、羟基合成原料气，用途广泛。

(G) 碳转化率高，一般在 96%~98%，冷煤气效率约为 70~76%。

(H) 对环境影响较小。因高温气化，气体中含甲烷很低 ( $CH_4 \leq 0.1\%$ )，不含烯烃及高级烃。气化过程不产生焦油、萘、酚等污染物，气化废水经过污水处理后可实现低污染排放。高温排出的融渣，冷却固化后可用于建筑材料，填埋时对环境也无影响。

(I) 水煤浆气化技术设备国产化率高，国内技术及制造水平支撑高。Texaco 气化工艺国内积累了大量的经验，主要设备可以国产化，只引进烧嘴、煤浆泵等少量设备，因此投资相对省。同时设备制造、安装和工程实施周期短，开车运行经验丰富，达标达产时间短。



由于采用水煤浆进料，大量水分要在气化炉中气化，因而煤耗及氧耗均较高，碳转化率为 96-97%，有效气体（CO+H<sub>2</sub>）为 80-82%，略逊于 Shell 气化。在煤种适应性上，一般推荐采用灰熔点  $t_3 < 1350$  °C，因而受到了一定限制。

水煤浆气化对煤质要求：

(A) Texaco 水煤浆气化对煤质适应性较广。除内水含量高的褐煤、泥煤及热值低于 22940kJ/kg，灰熔点高于 1350°C 的煤不太适用外，其他粘结性煤，含灰量较高的煤，石油焦，烟煤均可作原料；GE 公司认为内水含量较低的褐煤经处理后也可作 Texaco 水煤浆气化原料，但尚需要进一步试验验证，还要做工作。

(B) 煤中灰含量对消耗指标的影响，与其它各种煤气化工艺一样，煤中的灰含量增加会增加氧气的消耗，同时也增加（CO+H<sub>2</sub>）气体的煤消耗量，一般煤中灰含量从 20%（wt）降到 6%（wt），可节省 5% 无灰干基煤消耗，节省氧气消耗 10% 左右。

(C) 煤的灰熔点，鉴于炉内耐火材料承受耐高温的限制，要求煤的灰熔点  $T_3$  不要超过 1350°C，如果煤的性质较好，而灰熔点较高一些，可采取加助熔剂如石灰石，石灰粉等把灰熔点降下来，以保护炉内耐火材料并延长其使用寿命。

(D) 煤的可磨性，煤的可磨性是指煤可磨碎的难易程度，通常用哈氏指数（Hardgrove Index）来表示。一般希望哈氏指数大，这样的煤磨煤所消耗的功就小，可节省能量。

(E) 煤的成浆性，水煤浆气化炉是将煤制成煤浆送入气化炉，故对煤的成浆性很重要，在选用原料煤时除正常工业分析，一定要进行成浆试验，制成煤浆浓度最好在 60% 以上。浓度越高，耗氧量越少，煤浆浓度在 65% 左右为宜。

水煤浆气化的三种不同流程：

根据气化后工序加工不同产品的要求，加压水煤浆气化有三种工艺流程：激冷流程，废锅流程和废锅激冷联合流程。对于合成氨、制氢生产多采用激冷流程，这样气化炉出来的粗煤气，直接用水激冷，被激冷后的粗煤气含有较多水蒸气，可直接送入变换系统而不需再补充蒸汽，因无废锅投资较少。如对产品气用作燃气透平循环联合发电工程则多采用废锅流程，副产高压蒸汽用于蒸汽透平发电机组。对产品气用作羰基合成气并生产甲醇仅需要对粗煤气进行部分变换，通常采用废锅和激冷联合流程。亦称半废锅流程即从气化炉出来粗煤气经辐射废锅冷却到 700℃ 左右，然后用水激冷到所需要的温度，使粗煤气显热产生的蒸汽能满足后工序部分变换的要求。但由于废锅投资太大，实际还是采用激冷流程。

气化炉内一层抗氧化和耐腐蚀的耐火砖衬里，使用寿命为一年，耐火砖衬里已国产化；气化炉喷嘴由于高温雾化煤浆磨蚀、要定期进行修复，故需要有备用气化炉。

全世界共有十几套气化压力为 3.0-8.7 MPaG 的德士古煤气化装置在运行，大部分在中国。中国国内多家企业采用此气化技术，有多年成功的生产管理实践经验。

表 4.1-4 世界水煤浆气化装置一览表

工厂名称	气化炉台数（生产+备用）	气化炉压力 /MPa	投煤量 / (t/d)	废热回收	工厂产品	备注 投产时间
伊斯曼（TEC） 美国	1+1	6.5	820	激冷	甲醇、醋酐	1983 年
冷水工程 （e.w）美国	1+1	4.2	910	废锅激冷	发电	1995 年停运
宇部氨厂 （UBE）日本	3+1	4.0	1380	激冷	合成氨	1984 年
SAR 厂（德国 鲁尔化学公	1	4.4	730	废锅	合成气 氢气	1986 年

司)						
瑞典尼那斯厂 (Stockholm)	4	6.5	4550	激冷	合成氨 甲醇燃 气	1989年
美国 ELDORADO			石油焦 166		发电 蒸汽	1997年
美国 农地			石油焦 2090		硝酸/尿素	2000年
美国 TAMPA	1+1	3.92	2000	废锅	联合循环 发电	1997年
鲁南化肥厂	1+1 1	2.7 2.9	360	激冷	合成氨 甲醇	1993年 2000年
上海焦化厂	3+1	4.0	1500	激冷	甲醇 城市煤气	1995年
渭河化肥厂	2+1	6.5	1500	激冷	合成氨	1996年
淮南化工总厂	2+1	4.0	1000	激冷	合成氨	1999年
浩良河化肥厂				激冷		2004年
南京金陵化工 总厂	1	8.7	石油焦 /煤	激冷	合成氨	2005年
淮南化工总厂 二期				激冷	甲醇	在建
上海焦化厂 二期				激冷	甲醇	在建
渭河化肥厂		6.5		激冷	甲醇	在建
宁夏煤业				废锅	甲醇	在建
山东华鲁恒升	5	6.5		激冷	合成氨 甲醇	2004 2007
神华(MTO)					甲醇	在建

我国煤气化技术科研人员经过多年努力研究，开发出了具有中国自主知识产权的煤气化技术。主要有华东理工大学开发的“多喷嘴撞击流水煤浆气化技术”和中国国内西北化工研究院开发的“多元料浆气化技术”。

#### (5) 多喷嘴对置式水煤浆气化技术

该技术是由华东理工大学和兖矿集团共同开发，具有完全自主知

识产权，已授权16项发明专利、11项实用新型专利。经过二十多年的不懈奋斗与研究，目前，本项技术已经成熟，工艺指标先进，易于大规模化，正处于进入市场的关键时期

多喷嘴对置式水煤浆气化技术在国际上与 GE、Shell、Siemens 的煤气化技术并驾齐驱，引起了国际煤气化领域的关注。与国外水煤浆气化技术相比，其技术特点和优势在于：

(A) 多喷嘴对置式气化炉和新型预膜式喷嘴的气化效率高，技术指标先进。与采用国外水煤浆气化技术运行结果相比，有效气成分提高2~3个百分点，CO<sub>2</sub>含量降低2~3个百分点，碳转化率提高2~3个百分点，比氧耗降低7.9%，比煤耗降低2.2%。

(B) 多喷嘴对置式气化炉喷嘴之间的协同作用好，气化炉负荷可调节范围大，负荷调节速度快，适应能力强，有利于装置大型化。

(C) 该装置开车方便、操作灵活、负荷增减自如，操作的方便程度优于引进的水煤浆气化装置。

(D) 自动化程度高，全部采用集散控制系统(DCS)控制。

(E) 复合床洗涤冷却技术的热质传递效果好洗涤冷却室液位可控，无带水带灰现象发生，避免了引进技术的带水带灰问题。

(F) 分级式合成气初步净化工艺节能、高效。表现为系统压降低，分离效果好，合成气中细灰含量低(<1mg/Nm<sup>3</sup>)。

(G) 渣水处理系统采用直接换热技术，热回收效率高，克服了设备易结垢和堵塞的缺陷。

该气化工艺是产学研合作成功的典型。但是，目前工业化经验尚

少，特别是在投煤量1000吨/天以上级别，还未有实际工程化经验。并且，该工艺目前实现的气化压力为4.0Mpa，与GE等气化技术已达到的6.5Mpa、8.5Mpa相比较，还存在一定差距。

#### (6) 多元料浆气化技术 (MCSG)

多元料浆气化技术（是由西北化工研究院开发的大型煤气化技术，其研究开始于20世纪60年代后期，经历了实验室探索研究和基础研究、技术开发等不同阶段，在完成中间试验和工业化示范试验基础上，于2001年实现工业应用。该技术采用湿法气流床气化概念，以煤、石油焦、石油沥青等含碳物质和油（原油、重油、渣油等）、水等经优化混配形成多元料浆，料浆与氧通过喷嘴混合后瞬间气化，具有原料适应性广、气化指标先进、技术成熟可靠、投资费用低等特点，整套工艺以及料浆制备、添加剂技术、喷嘴、气化炉、煤气后续处理系统等已获得8项国家专利。目前，多元料浆气化技术已在十多套工业装置上应用，包括30万吨/年合成氨、20万~60万吨/年甲醇和50万吨/年煤制油装置，已有三套工业装置平稳运行。采用该技术的工业装置，料浆浓度最高达68.5%，单炉日投煤量750~1800吨，气化压力1.3~6.5MPa，有效气体含量80%~86%，比氧耗 $400\text{m}^3/1000\text{m}^3(\text{CO}+\text{H}_2)$ ，冷煤气效率约76%。多元料浆气化技术是目前推广业绩较好的国内大型煤气化技术。

下面将三种气流床煤气化装置的技术经济比较，汇总列表如下：

表 4.1-5 GSP、Shell、GE 三种煤气化工艺技术经济比较

名 称	GSP	Shell	GE
-----	-----	-------	----

名 称	GSP	Shell	GE
原料要求	从褐煤到无烟煤全部煤种，石油焦，油渣，生物质 粒径 90%wt ≤ 63 微米、100%wt ≤ 200 微米，含水 1.5 %干煤粉 灰熔点,流动温度 $t_3 < 1700^{\circ}\text{C}$	从褐煤到无烟煤全部煤种  粒径 90%wt ≤ 94 微米，含水 2%干煤粉  灰熔点,流动温度 $t_3 < 1700^{\circ}\text{C}$	烟煤、无烟煤、油渣、石油焦 粒径 40%~45%wt < 74 微米 (200 目) 水煤浆质量分数 > 60%Wt. 灰熔点,流动温度 $t_3 < 1350^{\circ}\text{C}$
气化温度( $^{\circ}\text{C}$ )	1450~1700	1450~1700	1350~1450
气化压力(MPa)	≤4.0	≤4.0	4.0~8.7
气化炉特点	干粉煤进料，顶部单喷嘴，承压外壳内有冷却水盘管作水冷壁，由水冷壁回收少量低压蒸汽，高温粗煤气在炉下部被喷水激冷，除喷嘴及盘管上抓钉外，材质全部为碳钢	干粉煤进料，在下部多喷嘴对喷，承压外壳内有直接副产中压蒸汽冷却竖立管排的水冷壁，废锅流程副产高中压蒸汽，材质为碳钢、合金钢、不锈钢	水煤浆进料，顶部单喷嘴， $\text{Al}_2\text{O}_3\text{-Cr}_2\text{O}_3\text{-ZrO}_2$ 耐火衬里，热壁，高温粗煤气在下部被喷水激冷（用于IGCC 时有废锅流程），除喷嘴外全部为碳钢
投煤量 2000 吨/日,单台气化炉尺寸, mm	承压外壳内径 3500 H=17600	承压外壳内径 4600 (投煤量 2300 吨/日) H=31640	承压外壳内径 4500, (标准炉投煤 800 吨/日: 承压外壳内径 2800, H=12200)
水冷壁或耐火砖寿命, 年	10	10	1
喷嘴寿命, 年	10, 前端部分 1	1-1.5	喷嘴前端部分~3 月维修一次
氧气消耗量 ( $\text{Nm}^3$ )/1000 $\text{Nm}^3$ ( $\text{CO}+\text{H}_2$ )	340	340	380
原料煤消耗量 ( $\text{GJ}$ )/1000 $\text{Nm}^3$ ( $\text{CO}+\text{H}_2$ )	15.8	15.8	17.29
投资 (亿元) 投煤量: 2000 吨/日, 空分装置	2.9	2.9	3.4



名 称		GSP	Shell	GE
	气化装置	4.5	7.5	2.5
	合计	7.4	10.4	5.9
工业化运行套数	国外	1	1	7
	国内	0	13 (试运行)	24

#### 4.1.1.4 气化工艺方案的选择

本工程暂拟选用 GE(德士古-Texaco)煤气化技术，理由如下：

依据先进、可靠、适用、环境友好的原则，水煤浆气化工艺生产的煤气水气比高，适于制取合成气，同时具有气化压力高，合成气压缩功耗低的特点；气化废水经过污水处理后可实现低污染物排放，正常生产时无废气排放；另外水煤浆气化技术设备国产化率高，国内技术及制造水平支撑高，德士古煤气化装置除个别部件和煤浆泵外均已国产化；项目建设工期短，投资低。且在各水煤浆气化工艺中，GE 水煤浆气化压力最高，经验最为丰富，工业装置最多，因此本项目拟采用水煤浆气化技术。

该气化装置包括水煤浆制备、气化、灰水处理三个工段，关键设备有气化炉、锁渣罐、碳洗塔等。气化炉是水煤浆气化装置的核心设备，本项目拟选用三台气化炉（Φ3200/3800，H14500），两开一备，日处理煤量 2632.8 t/day（含水 14%）。

气化压力：6.5 MPa(G)，气化温度~1400℃

#### 4.1.2 CO 变换工艺技术





配合煤气化技术的 CO 变换系统，国内外均采用耐硫变换技术。

本项目采用部分变换调控合成气的  $\text{H}_2/\text{CO}$ ，控制反应温度低于催化剂使用温度上限。变换还有脱除煤气中的尘和一些其它杂质作用。

变换催化剂除应具有—般催化剂性能以外，还应有以下特性：耐硫性能强、机械强度高、副反应少。

目前国内外得到较为广泛应用的钴钼系耐硫变换催化剂（国内又称为宽温变换催化剂），既耐硫又有很宽的活性温区，低温活性也很好。使用该催化剂可将含硫煤气直接进行变换，使流程简化、热回收率高，可显著地降低能耗。同时钴钼系耐硫变换催化剂可将煤气中 COS 等有机硫转化成易于脱除和回收的  $\text{H}_2\text{S}$ ，提高硫回收率、减少硫化物对环境的污染。

本项目变换压力稍高，应选用高压下已有使用经验的钴钼系耐硫变换催化剂（例如国内齐鲁石化研究院的 QCS 系列耐硫钴钼催化剂、国外 JM 公司的 K8-11 系列耐硫钴钼催化剂）。本工程决定选用国产耐硫变换催化剂。

由变换系统的反应热产生的副产中、低压蒸汽，输入全厂蒸汽管网。

#### 4.1.3 酸性气体的脱除工艺技术

本工段的任务是将变换气中的  $\text{H}_2\text{S}$ 、COS、 $\text{CO}_2$  等酸性气体在气体进工段的压力条件下，进行脱除。根据甲醇合成的要求，净化后的

气体中含硫要小于 0.1PPm；同时又要保证 CO<sub>2</sub> 含量在一定低范围之内。

酸性气体脱除工艺技术概况及净化工艺的选择：

脱除变换气体中 H<sub>2</sub>S、COS、CO<sub>2</sub> 等杂质的方法很多，从工艺方法可分为化学吸收、物理吸收及物理—化学双吸收型等，这三种方法在国、内外均有工业化的生产实践。

化学吸收方法主要优点是：吸收速度快，流程简单。它是按化学反应计量进行的，故吸收压力对溶剂的吸收能力影响不大。由于它吸收放热和解吸的吸热不能相互抵偿，所以它的能耗高。

物理吸收法主要优点与化学吸收正好相反，它的吸收机理是利用溶剂分子的官能团对分子（极性和非极性）的亲合力不同，而有选择性吸收气体。溶剂吸收溶质（气体）时，一般遵循“亨利定理”；吸收能力只与被溶气体分压成比例的增加，而不受化学计量限制，因此在变换气中 CO<sub>2</sub> 等较多的情况下（即酸性气分压高的情况下）被广泛的采用。

物理—化学吸收法的特点则是将两种不同性能的溶剂混合，使溶剂既有物理吸收的功能又兼有化学吸收的功能，如 Amisol 法。但是，不管那种方法都不可能是纯粹的物理吸收或纯粹的化学吸收，如若以物理吸收为主，我们就称之物理吸收法，反之我们就称之化学吸收法。

由以上三种方法的比较，结合本项目是采用水煤浆气化，且气化压力较高（达 6.5 MPaA）、变换气中 CO<sub>2</sub> 较多、净化脱硫要求高（净化气总硫不大于 0.1PPm）等的具体情况，而选用了物理吸收法。

物理吸收法中按吸收温度的不同，一般分为热法和冷法，热法中以 Selexol（如国内的 NHD 法）工艺最为著称，冷法则以低温甲醇洗法为代表。

## (1) 低温甲醇洗法

低温甲醇洗是 20 世纪 50 年代初林德公司和鲁奇公司联合开发的一种有效的气体净化工艺。1954 年首先用于煤加压气化后的煤气净化，随后相继用于城市煤气的净化等等。20 世纪 60 年代以后，随着以渣油和以煤为原料的大型氨厂的出现，低温甲醇洗的净化技术得到了广泛的应用。该工艺以冷甲醇为吸收溶剂，利用甲醇在低温下对酸性气体溶解度很大的优良特性，脱除原料气中的酸性气体，该工艺气体净化度高，选择性好。

低温甲醇洗的工艺特点主要有：

(A) 低温甲醇洗可以脱除气体中多种杂质。在  $-30^{\circ}\text{C}$  到  $-70^{\circ}\text{C}$  的低温下，甲醇可以同时脱除气体中的  $\text{H}_2\text{S}$ 、 $\text{COS}$ 、 $\text{CS}_2$ 、 $\text{RSR}$ 、 $\text{CH}_3\text{S}$ 、 $\text{CO}_2$ 、 $\text{HCN}$ 、 $\text{NH}_3$ 、芳香烃、粗汽油和羰基金属化合物等杂质，并可同时脱除水使气体干燥，所吸收的有用组分可以在甲醇的再生过程中加以回收。它适用于气体中杂质含量较多的煤加压气化气净化的场合。

(B) 气体中净化度很高。净化气中总硫含量可脱至  $0.1\text{ ppm}$  以下， $\text{CO}_2$  可净化到  $20\text{ ppm}$  以下。低温甲醇洗可适用对硫含量有严格要求的化工生产，如用于合成氨和羰基合成等。合成甲醇时只要达到净化气中  $\text{CO}_2\sim 3\%$  就可以了。

(C) 可选择性地脱除变换气中的  $\text{H}_2\text{S}+\text{COS}$  和  $\text{CO}_2$ ，并能把排出尾气中的  $\text{H}_2\text{S}+\text{COS}$  浓缩。

(D) 溶剂循环量小，动力消耗较低。由于在高压低温时， $\text{H}_2\text{S}$ 、 $\text{COS}$  和  $\text{CO}_2$  在甲醇中的溶解度都很大，因而甲醇循环量小，动力消耗较低。

(E) 溶剂的稳定性能好。甲醇的热稳定性和化学稳定性好，不会被有机硫、氰化物等组份所降解；另外，生产操作中甲醇溶剂不起泡。

(F) 作为溶剂的甲醇廉价易得。

(G) 低温甲醇洗缺点主要有：

工艺流程长，而使投资费用较高；

工艺设计在低温下操作，因此对设备和管道的材质要求较高，需使用低温材料；

甲醇有毒，对操作和维修的要求严格。

林德（Linde）公司和鲁奇（Lurgi）公司虽共同开发了低温甲醇洗工艺，但二者所采用的具体工艺技术还是有一定不同的。

林德（Linde）低温甲醇洗工艺流程特点：

(a) 采用林德的专利设备—高效绕管式换热器，提高换热效率，特别是多股物流的组合换热，节省占地、布置紧凑，冷量损失小，能耗较省。（目前国内有数家设备制造厂已能够生产这种高效绕管式换热器，使设备造价得以下降）

(b) 原料气进入低温甲醇洗装置后，吸入少量循环甲醇，防止气体结冰，避免系统堵塞。

(c) 在甲醇溶剂循环回路中设置甲醇过滤器，除去 FeS、NiS 等固体杂质，防止其在系统中积累而堵塞设备和管道

鲁奇（Lurgi）低温甲醇洗工艺流程特点：

(a) 未采用绕管式换热器，换热器均为 tTEAM 标准型（管壳式），所有设备在国内可以设计、制造。

(b) 由于没有中间循环甲醇提供冷量，吸收所需的冷量全部由外部供给；甲醇溶液吸收温度较高，甲醇溶液循环量相对较大，相对于林德流程能耗稍高，吸收塔的尺寸也较大。系统冷量全部由外部提供，操作调节相对灵活。

## (2) Selexol (NHD) 法

聚乙二醇二甲醚脱硫脱碳，国外称作 Selexol 法，于 1965 年创始于美国联合化学公司；1982 年美国诺顿公司将 Selexol 溶剂应用于天然气及合成气的净化取得了成功；在近年来 Selexol 法在国外亦有较多的发展和应用。

国内南化集团研究院于 1980 年开始对该法进行研究，经过研究筛选出用于脱除  $\text{H}_2\text{S}$  和  $\text{CO}_2$  的聚乙二醇二甲醚较佳溶剂组成（被命名为 NHD 溶剂）。NHD 溶剂的物理、化学性质与 Selexol 很相似，但其组份含量与分子量却与其不同。1984 年经原化工部鉴定，1990 年正式获得了中国发明专利。

1988 年首先将该法用于鲁南化肥厂 8 万吨/年合成氨厂脱除  $\text{H}_2\text{S}$  和  $\text{CO}_2$  的设计上，1993 年 4 月建成投产，1994 年 3 月通过了原化工部组织的专家的考核，从而使这一技术在我国中型氮肥厂的净化工艺中得到成功应用。

### NHD 法主要特点：

(A) 吸收能力较大、净化度较高，并可选择脱除  $\text{H}_2\text{S}$  和  $\text{CO}_2$ 。NHD 溶剂对  $\text{H}_2\text{S}$ 、 $\text{CO}_2$  等酸性气体均有较强溶解能力，并能较好的选择吸收  $\text{H}_2\text{S}$ 、 $\text{CO}_2$ 。

根据同类型厂生产的运行经验，经脱硫脱碳后的气体中总硫  $\leq 1$  ppm， $\text{CO}_2 \leq 0.1\%$ ，也能同时脱除气体中的水分，使气体彻底干燥。

(B) 能耗相对较低。NHD 溶剂吸收  $\text{H}_2\text{S}$ 、 $\text{CO}_2$  是一较典型物理吸收过程。一般在加压下，溶剂进行吸收，而在减压时、溶剂中被吸收溶解的气体解吸出来而使溶剂再生。

(C) 溶剂损失少。由于 NHD 溶剂有较好化学稳定性和热稳定性，溶剂不起泡、不降解，无副反应，况且蒸汽压低，挥发性少，每生产 1 吨氨溶剂仅损失 0.4kg。

(D) 流程比较简单，对设备材质无特殊要求。NHD 法脱硫脱碳一般分开进行。依对脱硫再生气中  $\text{H}_2\text{S}$  浓度的要求、确定是否设置  $\text{H}_2\text{S}$  浓缩塔，使 NHD 的流程既有四塔也有五塔流程。

由于 NHD 溶剂的特点，流程中不需再设置气体洗涤和稀的 NHD 溶液回收系统。

NHD 溶剂本身对设备和管道无腐蚀性，设备可用碳钢制造使工程投资减少。

主要缺点：

(A) NHD 溶剂较贵，加之一次充填量大。对于含硫量低的原料气、即使增加了浓缩塔，也难以用克劳斯法处理低  $\text{H}_2\text{S}$  浓度的尾气。

(B) 净化度低：净化气总硫  $\leq 1$  ppm，不能满足甲醇合成的要求，尚要设置干法脱硫。

两种净化方法比较

(A) 甲醇洗溶剂甲醇价廉易得，NHD 的溶剂须外购和长途运输并价



格高达 12000 元/吨（不含运输费），溶剂费用的差价是 NHD 法运行费用高的关键。

(B) 溶剂的吸收能力差别大，使得甲醇洗的净化方法可大大减少溶剂的循环量而使压缩功减少。

(C) 甲醇溶剂可同时在一个塔内兼脱  $\text{CO}_2$ 、 $\text{H}_2\text{S}$ 、 $\text{COS}$ ，并得到含 ( $\text{H}_2\text{S}+\text{COS}$ ) 浓度为 20~30% 的酸性气，可用克劳斯法回收硫磺；净化气的总硫含量可达到 0.1 ppm。NHD 的净化方法对于含硫量低的原料气即使加浓缩塔，也难以满足克劳斯硫回收对  $\text{H}_2\text{S}$  含量要求，不能用克劳斯法回收硫磺；净化气的总硫含量可达到 1 ppm，低于低温甲醇洗。

(D) 甲醇溶剂可同时在一个塔内兼脱羰基铁和羰基镍。气化工段送来的粗煤气中因含有大量的  $\text{CO}$ ，必须与水蒸汽、在通过钴-钼耐硫变换催化剂床层时，生成  $\text{H}_2$  和  $\text{CO}_2$ ，同时也伴有微量的羰基铁和羰基镍生成。羰基铁和羰基镍不仅有剧毒，并能使下游的催化剂中毒。国外文献报导和鲁奇公司认为：唯独低温甲醇洗具有兼脱羰基铁和羰基镍的能力。

(E) 目前，国内在原美国 Selexol（聚乙二醇二甲醚法）法的基础上开发了现在的“NHD”法。在国、内外很少应用，采用此法的鲁南化肥厂或淮南化肥厂也仅是中型厂，而大型工厂中缺乏实践的业绩。加之此法不能脱除  $\text{COS}$ ，必须再增加钴-钼和  $\text{ZnO}$  来脱除  $\text{COS}$ ，使流程中出现了冷热病、造成能耗的增加。

由此可见：



“低温甲醇洗法”的能耗比“NHD法”的能耗低。

“低温甲醇洗法”脱除硫的净化度要优于“NHD法”。

“低温甲醇洗法”的一次性投资高于“NHD法”，但“低温甲醇洗法”的运转费用要低于“NHD法”。

显然，选用低温甲醇洗法净化是技术先进、可靠、能耗指标低的原则，所以本项目气体净化系统推荐选用Linde低温甲醇洗工艺技术。

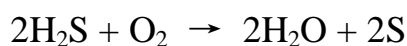
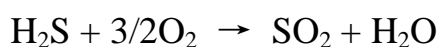
#### 4.1.4 硫回收工艺技术

生产过程中原料煤含有的硫通过气化、变换，绝大部分进到低温甲醇洗装置分离出的酸性气体中并予以浓缩，浓缩气中的 $\text{H}_2\text{S}$ 含量 $\geq 25\%$ ，浓缩气送入硫回收装置回收硫。

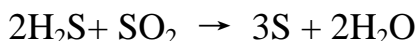
含硫气体回收硫的方法比较多，有回收硫磺、也有回收硫酸。在回收硫磺的各种不同工艺中，以克劳斯硫回收工艺(含尾气处理工艺)为好。

本项目选用克劳斯硫回收工艺处理酸性气体。由于酸性气浓度较低，因此采用分流法。将约1/3的原料气引入硫化氢燃烧炉，在炉中按制硫所需的 $\text{O}_2$ 量严格控制配风比，使 $\text{H}_2\text{S}$ 在炉中全部生成 $\text{SO}_2$ 。另外2/3的原料气在炉后与其混合进入克劳斯反应器，在催化剂LS-971及LS-300的作用下，发生克劳斯反应生成硫磺。采用三级克劳斯催化反应。硫回收率可以达到98%。

燃烧反应：



克劳斯反应：



从硫磺回收克劳斯部分排出的尾气采用尾气加氢处理，使尾气中的  $\text{SO}_2$  和有机硫经反应生成  $\text{H}_2\text{S}$ ， $\text{H}_2\text{S}$  再回收返回克劳斯部分回收。硫的回收率可以达到 99% 以上，烟气中硫含量可以达到排放标准要求。

以上反应所用的催化剂，均可在国内解决。

为满足环保要求，本项目采用二级克劳斯加尾气加氢处理的硫回收工艺。

#### 4.1.5 甲醇合成工艺技术

在 20 世纪 20 年代出现了以  $\text{H}_2$ 、 $\text{CO}$  和  $\text{CO}_2$  为原料，在催化剂存在下合成甲醇的工艺。它是属于气--固非均相催化合成技术，随着催化剂技术的进展，甲醇合成工艺也经历了高、中、低压法的变化。

表 4.1-6 三种压力合成法操作条件

	高压法	中压法	低压法
操作压力，MPa	25~35	15~25	5.0~10.0
操作温度，℃	300~400	250~350	230~270
催化剂	Zn-Cr	Cu-Zn-Cr	Cu-Zn-A 或 Cu-Zn-Al-V

无论改进催化剂还是变化合成压力其合成工艺基本没变，仍属气相合成路线。当前，甲醇生产多趋向于低压法。由于甲醇合成是强放热反应，如何迅速移走反应热至关重要，因此人们对合成塔结构型式做了大量的工作，出现了不同结构的合成塔。目前，主要有三种类型

合成塔，即绝热型、等温型和绝热与等温混合型合成塔，采用不同类型合成塔形成不同的工艺流程。

甲醇合成工艺按传热方式可分为连续换热式、段间换热式及中间冷激式。

**连续换热式：**国外 Lurgi 塔、Linde、MGC/MHI 及国内绝热一管壳反应器、林达 JW 型、安淳 JJD 都是采用连续换热，力求催化床温度分布均匀，单程转化率高，循环比低，甲醇出口浓度高，副反应少，产品杂质含量低。但此类反应器内安装很多反应管，反应器的制造有难度，不宜大型化，催化剂装卸较麻烦。

**段间换热式：**Tops $\Phi$ e、TEC/MTC 为段间换热式反应器，段间换热式反应器相对于连续换热式反应器结构较简单，一般容易大型化，催化剂装填系数大，催化剂装卸方便，反应器检修容易，但是催化床为绝热反应，温差大，甲醇出口浓度较低，气体单程转化率不高。

**中间冷激式：**ICI 反应器即为中间冷激式。这类反应器结构较简单，容易大型化，但是采用原料气冷激，使得单程转化率降低，与前两类反应器相比甲醇出浓度最低，并且循环比大，动力消耗高。

甲醇合成工艺按气体流向分为轴向反应器和径向反应器。

**轴向反应器：**ICI、Lurgi、Linde、MGC/MHI、绝热一管壳反应器、JW 型反应器都是轴向反应器，其中 ICI 和 Lurgi 两种反应器占甲醇反应器的 70% 以上，说明轴向反应器的制造和应用比较成熟，但是轴向反应器生产能力的再扩大受限制。

**径向反应器：**Tops $\Phi$ e、Casale、TEC/MTC 均为径向反应器，拥有共同的优点是：床层压降小，可使用小颗粒催化剂，单位催化剂的处理能力大；反应器不受高径比的限制，易于大型化。但气体均匀分布技术和反应器放大技术，是此类反应器设计制造的关键。

当今世界上先进的甲醇合成有 DAVY、Lurge、Casale、TopsΦe 等技术。

### (1) ICI/Davy 低压甲醇合成流程

ICI 是最先开发低压甲醇技术 LPM，合成塔采用冷激式，即塔内有多次冷激，使冷激气与反应气均匀混合以控制床层反应温度。塔内原料气在铜基催化剂上合成反应，反应温度 230~270℃、压力 5.0MPa。采用分段绝热反应，中间用菱形分布器喷入冷气降温，后来改进冷激分布器结构。冷激塔具有结构简单、催化剂装卸方便，通过直接通入冷激气调节床层温度，效果良好，也延长了催化剂的寿命；此法采用铜基催化剂，可在低温、低压下操作，抑制强放热的甲烷化反应及其它副反应，所以相对高压法而言粗甲醇中杂质含量低，使精馏负荷减轻；采用低压法，可节省动力能耗，但是温差大，催化剂生产强度低。为此，ICI Syntix 开发了冷管甲醇塔，采用逆流冷管胆，用进合成塔原料气移去反应热，该冷管塔 TCC 至今仍是 ICI、Davy 为低压甲醇技术 LPM 对 2000T/日甲醇的主要塔型，并已成功用于改造原 ICI 冷激塔 6 套，对同样大小外壳由冷激塔改造为冷管塔后提高产量 30% 以上。

对大型甲醇装置 Davy 成功开发了改进低压甲醇技术即 ILPM，合成塔采用管内水冷产汽，气体径向流合成塔，此技术已在特立尼达 5400T/日大甲醇上使用。该塔与 Lurgi 管壳一样塔内水冷，其催化剂装在管外，通过控制蒸汽压力来控制催化剂的反应温度，其技术特点为：

(A) 催化剂装在壳程，装填系数大；且催化剂装填容易。

(B) 反应器不需管板；反应器阻力降较低。

(C) 反应温度分布均匀，催化剂寿命长。

### (2) Lurgi(鲁奇)低压甲醇合成流程

德国 Lurgi 首先采用了管束型副产蒸汽合成塔，列管内装填催化剂，管间为沸腾水。甲醇合成反应热被水移出，控制沸腾水的蒸汽压力，可以保持恒定的反应温度。Lurgi 列管塔的特点：

(A) 单位体积催化剂床层的传热面积较大，床层温差变化小，操作平稳。

(B) 可通过蒸汽压力的调节来控制催化剂床层温度，使催化剂寿命延长。

(C) 工艺反应温和，副反应少，时空收率高达  $0.72\text{t}/(\text{m}^3\cdot\text{h})$

(D) 单程转化率高，合成塔出口的甲醇含量达 7%，因此循环气量减少，降低循环压缩机的能耗。

(E) 热能利用合理，每吨甲醇副产蒸汽最高达 1.4 吨。

但该塔的缺点是：

(A) 管内装催化剂，容积率低，同样能力设备体积和投资大。

(B) 设备结构复杂，装卸催化剂不方便，对材料及制造要求高，设备投资较大。

(C) 由于列管长度受到限制，放大生产只有增加管束，使合成塔的直径增大，给设计、制造、运输带来困难。

### (3) Topsøe(丹麦)径向反应器

丹麦 Topsøe 公司提出的该合成系统由 2~3 台绝热操作的径向流反应器组成，反应器之间设置外部换热器以取走反应放出的热量。

该反应器床层阻力小，压差低，该反应器特点是：

(A) 采用气体径向流动，流体阻力较低，压降较小，可增大空速，

提高产量。

(B) 可使用小颗粒高活性催化剂，提高粒内效率，提高宏观反应速度。

(C) 高径比大，塔径小，易地运输和大型化。在直径不变的情况下，增加反应器高度，即可扩大生产规模。其生产能力可达 5000t/d。

Topsøe 在国内低压甲醇装置上基本采用管外走水移去反应热的管壳式反应器结构，其特点与 Lurgi 相同。

#### (4) 瑞士 Casale 轴径向反应器

近年来瑞士 Casale 甲醇公司在参考 ICI 冷激-菱形设计和 ARC 型合成塔经验的基础上，开发了 IMC 合成塔设计。IMC 合成塔克服了冷激型合成塔的主要缺点，形成了新的板式换热合成塔

这种新型设计的甲醇等温合成塔——IMC 合成塔是 Casale 甲醇公司技术的最新成就，是建立在 Casale 公司专有技术基础上的。可以获得最佳的性能，并避免了通常采用的大直径合成塔引起的所有机械问题。IMC 设计代表了当前 Casale 公司在合成塔方面最为先进的技术。其设计理念是：

(A) 研究催化剂床中最优的温度分布，并和等温设计相结合。

(B) 按 IMC 设计，合成塔运行的操作温度和最佳温度曲线之间保持最小温差，这一特点使该设计成为市场上效率最高的合成塔类型。

IMC 合成塔主要组成是：催化剂床，浸在催化剂中的板式换热器等。连续的催化剂床层是等温的，用埋在催化剂里的垂直换热板来冷却。等温段的反应热通过和换热板中的锅炉给水逆流换热来移走，同时产生中压蒸汽也可以气-气换热。IMC 合成塔的特点：

(A) 采用的是 Casale 公司专利技术，催化剂装填在板间，装填系数高，因此一次转化率高，出口甲醇浓度达到 12.9%（初期出口甲醇浓



度 13~14%，末期为 11~12%); 较高的催化剂负荷，生产能力大、效率高。

(B) 循环气量小，使合成回路的压降和负荷都下降，从而使循环压缩机动力消耗和冷却工段的负荷达到最小化，降低了能耗。

(C) 反应热回收的优化，同时副产 2.4~3.7 Mpa 中压蒸汽，每吨产品产生约 1.27 吨蒸汽，可满足压缩机透平的需求，因此单位能耗更低。

(D) 催化剂床层上部为气流的轴向流动，床层主要部分气流为径向流动，合成器中无死角、盲区；催化剂床层压降小，温度较易控制，避免了床层内局部过热，减少了副产物的生成。

(E) 碳效率更高（即每吨甲醇的新鲜合成气消耗量最少）

(F) 装置大型化的潜力大，目前单套合成设备相应的生产能力可达到 7000 t/d。

(G) Casale 反应器可装填国产的甲醇合成催化剂（如国内南化院的甲醇合成催化剂），因此可大大降低催化剂费用。

(H) 设备易于日常维护及检修，催化剂装填、卸载较容易操作。

Casale 反应器自推广以来，这种设计型式的合成塔迅速在用户之中得到了广泛的接受。目前有 16 台（套）合成塔（相当于世界上 ICI 冷激式菱形分布器甲醇合成塔的 90%）在运行中，完全达到了预期性能。例如，俄罗斯 Nevinnomysk 厂的一套用 IMC 设计改造的合成塔自 2002 年以来投入运行，其运行结果超出了预期效果。此外俄罗斯 Gubakha 的 METAFRAX 甲醇装置也有一套和本项目中所建议采用的设计相同的装置已在 2006 年 9 月进行生产，而且在中国有 6 套新甲醇装置进行设计、制造。其它 3 台气冷型 IMC 合成塔，已成功投入运行，其中最大的一台轴径向合成塔在产量为 3000MTD 甲醇装



置中运行生产。

国内甲醇合成工艺技术发展也很快，华东理工大学、浙江工业大学、杭州林达化工技术工程公司等单位均开发了新的均温合成技术及设备。

#### (1) 华东理工大学开发的管壳外冷-绝热复合式甲醇合成反应器

合成塔上部设置一段绝热反应段，其作用是当原料气进入合成塔后，利用自身反应热迅速升温，达到反应所需温度，提高反应效率。且该绝热段还有过滤毒物的作用，以保证下部主体反应段的催化剂活性，提高催化剂的寿命。

合成塔下部为管壳外冷反应段，此段催化剂装在管内，管外通入冷却水，借以移走反应热并副产中压蒸汽。这种复杂结构既有 ICI 多段冷激绝热段，又有 Lurgi 等温管壳式合成塔的特性。它与现有技术相比，其优点就在于操作容易控制，单塔生产能力大，能量利用合理。此合成塔是我国自行开发的技术，具有自主知识产权，可实现国产化，节省大量投资。此技术已在上海焦化厂年产 20 万吨/年甲醇装置等多套生产装置中成功应用。

#### (2) 林达卧式水冷甲醇反应器

林达公司在充分分析现有国外大甲醇技术基础上，从适应我国甲醇装置大型化要求出发，自主创新开发了横向管式换热大型甲醇合成技术（简称“卧式水冷反应器”）已获国家专利并申请了 PCT 国际专利（WO 2006063524），现已通过国际检索报告确认本申请专利具有新颖性、创造性和工业实用性。卧式水冷甲醇反应器总结了国外反应器技术特点，并结合自身在该领域的开发、制造优势，具有合成循环比小、能耗低和设备投资省、反应热回收充分及易于大型化等特点。

卧式水冷反应器内设横向换热水管，热水在管内强制循环移出反

应热，管外催化剂中气体由上到下与换热管错流换热，换热管呈 90°排列，这就达到了强化反应过程中的传热和实现反应气的均匀分布，最大限度缩小了管壁效应造成的温度和浓度分布不均匀性对反应的影响，为催化剂的甲醇合成创造了最佳条件，并防止催化剂层过热失活。触媒从上部分装入，触媒可自卸。

至今，林达已为中国多家用户、设计单位提供过 30~100 万吨/年卧式水冷合成技术方案

杭州林达公司的卧式水冷反应器内设横向换热水管，热水在管内强制循环移出反应热，管外催化剂中气体由上到下与换热管错流换热，换热管呈 90°排列，这就达到了强化反应过程中的传热和实现反应气的均匀分布，最大限度缩小了管壁效应造成的温度和浓度分布不均匀性对反应的影响，为催化剂的甲醇合成创造了最佳条件，并防止催化剂层过热失活。触媒从上部分装入，触媒可自卸。该反应器与国内外的反应器相比，具有如下优点：

(A) 管内水冷、管外气体采取横向流动，增加传热系数，在同等移热量条件下所需换热面积小。

(B) 换热管采用列管排列，管子布置紧凑，换热面积大，移热能力大，从而实现催化剂层温差小、均温，提高催化剂效率，扩大使用温区范围，管子布置紧凑，取消管板连接，设备投资省。

(C) 低循环比和高甲醇产率。循环比可降低到 2.7 左右，出塔甲醇浓度由 5%提高至 10.5%以上，CO 总转化率达 98%以上。

(D) 高蒸汽产率和高能量利用，吨甲醇副产 2.5~4.0MPa 中压蒸汽 1 吨以上。

(E) 反应器结构易于大型化，甲醇合成压力可降低，新鲜气压缩功降低。

(F) 循环气量小，径向流动压差 $<0.05\text{MPa}$ ，循环机电耗降低 30%。循环气量降低使换热设备负荷大幅下降，从而降低了合成回路设备、管道投资。

(G) 催化剂层高度及总容积等均可调节，灵活性大，易通过加大触媒床长度提高合成塔生产能力。

(H) 分组水冷管，设备制造、安装及维修简便，不需要立式塔的大型起重设备。

(I) 气体横向流通面积比普通立式塔要大，压降小。避免了立式径向塔因考虑催化剂还原收缩而将上部不开孔，催化剂使用效率高。

(J) 可根据入塔气在催化剂床层反应速度的变化，反应器列管疏密程度不同，使反应速度沿反应速度沿最大速度进行。

(K) 管外装填催化剂，装填系数大。管子呈旋转  $90^\circ$  排列，便于催化剂装卸。

(L) 内件和壳体可分开制作，便于检修。卧式反应器吸收了气冷型反应器内件、壳体分开制作，现场组装这一优势。内件可单独更换，延长了外壳使用寿命。同时，内件可拆、便于检修，也符合中国人的习惯要求。

(M) 进塔气体通过分布板、丝网和列管实现均匀分布。

根据本项目甲醇生产装置的能力为  $75\text{t/h}$ ，甲醇合成设备拟采用单台设备生产，由于 Casale 反应器国产化率高，除塔内件外，其余均可采用国内设备，最主要的是可采用国产催化剂，降低了工程投资与生产成本，同时 Casale 合成技术经验丰富，单耗低，因此本报告目前暂按 Casale 甲醇合成工艺技术编制。

#### 4.1.6 甲醇精馏工艺技术

在甲醇合成时由于催化剂选择性的限制以及合成反应条件，如：

压力、温度、合成气组成的影响，在生成甲醇的同时，还伴随有一系列的副反应。粗甲醇中含有易挥发的低沸点组分（如  $H_2$ 、 $CO$ 、 $CO_2$ 、二甲醚、乙醛和丙酮等）和难挥发的高沸点组分（如乙醇、高级醇和水等），所以需通过精馏的办法制得精甲醇。精馏通常采用两种方法，即两塔精馏和三塔精馏。

### （1）两塔精馏

即预精馏塔分离低沸点组分，主塔（甲醇精馏塔）分离高沸点组分，获得高品质甲醇产品。

### （2）三塔精馏

三塔精馏与两塔精馏的原理完全一致，区别在于将两塔精馏的甲醇精馏塔分成加压塔和常压塔两个塔，各自承担甲醇精馏负荷的 40%~60%，常压塔塔底再沸器所用热量来自加压塔塔顶气相甲醇冷凝时放出的热量。三塔精馏比两塔精馏可节约热量 40% 左右。

采用三塔或两塔精馏，主要取决于装置的蒸汽平衡。有大量工艺废热或大量低压蒸汽的条件下，通常采用两塔精馏。在低压蒸汽不足的地方，采用三塔精馏，可大幅度降低低压蒸汽的消耗。

为使产品精甲醇的质量满足要求，并从节能的观点出发，本装置拟采用预塔、加压塔和常压塔三塔精馏流程。预塔主要目的是除去溶解性气体以及低沸点杂质，加压塔及常压塔除去水及高沸点杂质，同时获得精甲醇产品。精甲醇产品质量满足国标 GB338-2004 优级品和美国联邦 AA 级标准（0-M-232L）。

甲醇精馏塔工艺特点：

（A）采用三塔精馏加回收塔工艺流程，精馏塔采用特种设计的高效复合规整填料以及特殊设计高效塔内件，从而达到降低能耗和提高产品质量的目的。

(B) 预塔一冷、加压塔甲醇产品冷却器和常压塔冷凝器采用空冷器，符合当地气温较低的地理特性，同时大量节约了冷却水。

(C) 常压塔再沸器利用加压塔顶的甲醇蒸汽冷凝热来提供所需的热量，不仅省却加热蒸汽，同时也节约冷却水的消耗量。

(D) 常压塔塔底废水含甲醇小于 100ppm(wt)，可用于水煤浆配制。

甲醇精馏塔内件特点：

(A) 采用高效规整填料，此填料比表面积大、空隙率高、重量轻；沿程阻力低，压降小；填料表面润湿均匀，效率高，操作弹性大；径向扩散良好，气液接触充分。由于填料的传质和传热性能好，可以较大地降低塔高，并缩小塔径；操作稳定，保证产品质量和降低能耗。在常压精馏塔和回收塔的下部，根据工艺的需要，采用了几块高效塔板，但全塔主要部分仍采用高效规整填料。

(B) 拟采用新型槽盘式分布器。此分布器克服了传统分布器安装要求高、占用空间大以及密封面难以严格密封等缺点，并且性能稳定，可保证发挥高效填料的性能及保证填料塔的操作性能。

#### 4.1.7 空分装置

本工程中空分装置的能力为 80000 Nm<sup>3</sup>/h 氧气，14500 Nm<sup>3</sup>/h 氮气。空分装置流程采用常温分子筛净化、空气增压透平膨胀机提供装置所需冷量、液氧液氮双泵内压缩、低压氮气采用氮气压缩机压缩后供气（外压缩）等先进技术。本工程空分装置不设提氩系统。

##### 4.1.7.1 国内外工艺技术概况

随着我国工业的高速发展，各行各业，尤其是煤化工、冶金等行业也在迅猛地增长，这些行业对氧、氮、氩产品的品质、需求量也就更高，从而对空分装置在规模上、气体产品的质量上、以及成套性能等多方面的要求是越来越高，促进了空分行业在近二十年来取得突飞



猛进的发展。空分装置的技术水平从切换板式发展到分子筛预净化；从电机制动发展到增压透平膨胀机；从筛板上塔发展到填料上塔；从有氢制氮发展到全精馏无氢制氮；从产品外压缩发展到产品内压缩流程等等。到目前为止，已经完全形成了现代空分设备的新特点：1) 装置大型化；2) 规整填料塔及无氢制氮；3) 带大量液体的多品种、多工况内压缩流程；4) 装置的运行周期长、能耗低、安全可靠；5) 负荷变化的范围更宽。

近年来国外的空分技术发展很快，其空分技术发展的方向是单套装置的大型化。世界上大型空分设备制造厂比较著名的有德国林德公司（Linde）、美国空气产品和化学品公司（APCI）、法国空气液化公司（Air Liquide）等，它们生产的空分装置在煤化工、化肥、钢铁等行业广泛应用。到目前为止，世界上已投产的单套空分设备最大制氧能力为： $122500\text{m}^3(\text{N})/\text{h}$ 。全低压、分子筛净化空气、内压缩流程被广泛用于大型空分装置，尤其是在化工、煤化工和化肥行业中由于各个工艺装置对产品氧气、氮气的压力有不同的要求，而且氧气、氮气的压力均达到很高（基本在  $4.0\text{MpaG}$  以上），在这种情况下内压缩流程更显其优越性，近年来内压缩（液氧或液氧液氮双泵内压缩）流程在煤化工和化肥行业得到广泛的应用。

国内空分行业在 2000 年以前，由于多方面的原因，大型空分装置国产化（特别是内压缩流程）进程开发、制造较缓慢。在七十年代到九十年代期间，我国的大型合成氨厂、钢厂中所配套的空分装置也全部是依靠进口。近年来，各行业对大型空分装置的需求不断增加，促进了国内空分行业的发展。尤其国内的大型空分设备制造公司近年来在大型空分设备的设计、加工制造中通过引进、吸收国外先进技术、与国外制造厂合作生产等逐步积累了制造大型空分装置的经验 and 能

力，提高了自身的设计加工水平，在大型空分装置的设计、制造加工上已有成功先例。如：在上世纪 90 年代成功生产了  $35000\text{Nm}^3/\text{h}$  的空分设备。

2004 年，开封空分集团有限公司为山东德州华鲁恒升化工股份有限公司大型氮肥国产化装置配套的制氧能力为： $40000\text{Nm}^3/\text{h}$ 、内压缩流程的空分成套设备，已获成功地运行，从而大大缩短了与国外空分行业的差距。杭氧股份有限公司为本溪气改煤 1830 工程配套的  $50000\text{Nm}^3/\text{h}$  制氧能力空分装置（二手设备改造）也已成功的运行，杭氧股份有限公司还相继与湖北枝江、中原大化、大唐国际、伊朗等签定了  $52000\text{Nm}^3/\text{h}$  和  $60000\text{Nm}^3/\text{h}$  空分装置的供货合同。显然国内自行设计和制造制氧能力为  $50000\text{Nm}^3/\text{h}$  等级的空分设备也就不会再有更多的困难和问题。

目前，国内外大型空分装置基本上采取增压透平膨胀或全低压透平膨胀、氨水预冷、分子筛吸附、内压缩（液氧）工艺流程。这样的装置已经工业化，并且在国内外的生产装置上应用多套。从技术方面是安全、可靠、先进、节能的。但是相比之下采用中压膨胀循环，以中压空气绝热膨胀输出外功，带动透平增压机，可节省能耗。膨胀前后的空气产生焓降，可为空分装置提供一定的冷量。

#### 4.1.7.2 工艺技术方案比较和选择

本项目煤气化装置要求使用纯度 99.6%、压力  $8.5\text{MPa(G)}$  的氧气，氧气量为  $80000\text{Nm}^3/\text{h}$ ，具有氧气用量大、压力高的特点。因此本研究需要对空分装置的氧气增压流程和装置的系列数作出选择。

##### 空分装置系列选择

本工程氧气需要量为  $80000\text{Nm}^3/\text{h}$ ，可选用下列二个方案供气。

一套  $80000\text{Nm}^3/\text{h}$  氧气的空分装置。



两套 40000Nm<sup>3</sup>/h 氧气的空分装置。

采用一套 80000 Nm<sup>3</sup>/h 的空分设备，为国外技术，进口设备，运行费用低，可靠性好，操作弹性小。但造价及运输费用高，交货期长。采用两套 40000 Nm<sup>3</sup>/h 的空分设备为国内自主技术，可靠性好，操作弹性大。造价及运输费用均较进口为低，交货期较短，但运行费用较高。

#### 4.1.7.3 空分工艺流程选择

根据本工程中各个工艺装置对空分气体产品的要求：本空分装置采用常温分子筛预净化、由空气增压透平膨胀机提供装置所需冷量、液氧液氮双泵内压缩、低压氮气采用氮气压缩机（外压缩）的工艺流程。

首先，空分装置采用空气循环比采用氮气循环有如下的优点：第一，空气循环比氮气循环要少一股气量很大的循环氮气，空气循环精馏塔和主换热器较氮气循环单元尺寸少，投资省；第二，空气循环配套的空气增压机比氮气循环配套的氮气增压机投资小、能耗低。

其次，采用液氧泵内压缩流程来取代氧气压缩机的外压缩流程。从能耗上看，相同制氧能力空分装置，采用内压缩流程和外压缩流程的实际功耗相近。因为，尽管内增压流程使用了空气增压机来提供系统的部分制冷量，理论上要多消耗 3% 的压缩功；但是空气增压机的效率比氧压机高，氧压机实际运行往往偏离其设计工况；两者实际的功耗是很接近的。从安全方面分析，尽管外增压流程的使用也比较普遍，氧气压缩机的设计和制造水平不断提高；但是统计数据表明，国内用户使用的氧压机(包括进口氧压机)有多台次发生过燃烧事故，而内增压流程从未出现过类似事故。内压缩流程中，主冷凝器因大量地抽取液氧，使碳氢化合物不易积聚；产品液氧经泵加压后，高压下蒸

发，使烃类物质积累的可能性大大降低。从可靠性方面分析，低温液氧泵为两台，一台工作另一台低速运转作备用。若运行泵出现故障，则备用泵在 5~10 秒种内自动达到工作负荷，比选择单台氧气压缩机可靠性能高。同时液氧泵操作方便、维修工作量少。在设备布置上，采用液氧泵流程占地面积要比氧压机流程小，因为布置氧压机时，防火规范要求必需有足够多的安全距离等。

本项目空分装置暂按选用两套 40000Nm<sup>3</sup>/h 氧气的空分装置计，由国内空分公司成套提供，关键机器和阀门等可考虑从国外引进，以节约投资并增加可靠性。

根据要求空分产品氧压力高、流量大、可靠性、安全性要求高等特点，工艺设备上采用了液氧泵内压缩、增压空气膨胀后进下塔流程，上、下塔全填料，先进的集散控制系统并具有自动变负荷等先进控制功能。空压机和增压机均为离心式压缩机，用同一台汽轮机拖动，降低了投资并大幅度减少了厂房面积。空气预冷系统中的空冷塔和水冷塔均采用散堆填料塔，并配有氨蒸发器补充冷量，确保空气进分子筛吸附器时的温度满足设计要求。空气净化系统主要由两台双吸附剂床层的吸附器、一台双管板的再生蒸汽加热器和切换阀门组成，切换阀门由 DCS 系统程序自动控制。主换热器由两台高压绕管式换热器和四台板翅式换热器组成，确保安全操作和可靠性，又保持较高的换热效率。冷箱内的精馏塔包括下塔上塔采用高质量的规整填料，最大限度地减少了精馏过程中的不可逆损失，流程设计中，设法降低物流的换热温差，尽量减少换热过程中的不可逆损失，所以保证了整套空分有较低的能耗指标。液氧泵采用了国内外有很好使用业绩的进口立式

多级离心泵，液氧经泵加压约 9Mpa 送入高压绕管式换热器复热至常温作为产品氧气送出冷箱，两台泵一用一备，备用泵低转速运行，一旦主泵发生故障，备用泵可自动在 10 秒内达满负荷运转状态，保证空分长期连续可靠运行。

#### 4.1.8 制冷

本项目制冷是用在低温甲醇洗工序，其最低制冷温度在-38~40℃之间。丙烯和氨同为制冷剂，二者在制冷功能上很相近，蒸发温度在-40℃时，用氨或丙烯制冷都可以。一般的话，如果项目中有氨为中间产品则以氨为制冷剂，反之如果项目中有丙烯为中间产品则以丙烯为制冷剂。

现就氨和丙烯两种冷媒作比较如下：

##### (1) 人身安全性

氨为无色、具有强烈刺激性气味的有毒物质，空气中含量达 5.3ppm 时，人员即可以有所感觉。氨对水的溶解度极高。溶解后成强碱性，有较强的腐蚀性。被人吸入后可发生肺水肿，严重者乃至死亡，同时对人的中枢神经系统造成伤害。《工业企业设计卫生标准》中明确规定在居住区空气中氨含量不得超过 0.2mg/m<sup>3</sup> 时，生产车间内不得超过 30mg/m<sup>3</sup>。氨一旦泄漏，人必须疏散。而丙烯无毒性，不会对人体产生危害。无腐蚀性，可安全使用。但丙烯的爆炸极限低，易燃、易爆，比较危险。

##### (2) 物性

(A) 在-40℃蒸发温度下，丙烯系统低压侧为正压，而氨系统为负压。由于制冷系统制冷剂为闭式循环，长期运行在负压状态，空气容易进入制冷系统造成制冷效率降低，并且带来不安全因素。

(B) 氨制冷的设备需在负压下操作，这样设备投资较高。此外，氨

制冷循环量大，制冷量少。此蒸发温度下的氨气体的单位容积制冷量远小于丙稀，为了达到同样的制冷量，需要选用更大型号的压缩机，导致设备成本及运行费用的增加。

(C) 在蒸发温度 $-40^{\circ}\text{C}$ 的条件下，氨的进口压力为  $0.72\text{bar}$ ，同样的蒸发温度下，丙烯的进口压力为  $1.42\text{bar}$ 。当出口压力同样都为  $16.5\text{bar}$  时，氨作为制冷剂需要的压缩比为丙烯的一倍。较高的压缩比容易导致压缩机内漏，降低压缩效率，增加功耗。从能耗上看，丙稀压缩机的功率明显低于氨压缩机的功率。

采用氨制冷，技术成熟且制冷剂（氨）来源广泛，设备国产化。但当制冷量较大时，冰机一般选用透平驱动的离心式压缩机，丙稀压缩机的压缩比要小于氨压缩机，换句话说就是，氨压机所需级数比丙稀压缩机级数多几倍，其能耗较高。故此时宜选用丙烯制冷压缩机。

本项目低温甲醇洗的冰机拟采用蒸汽透平驱动，推荐选用以丙烯为制冷剂的冰机。

## 4.2 工艺流程和消耗定额

### 4.2.1 工艺流程

#### 4.2.1.1 甲醇装置工艺流程

##### (1) 煤浆制备

在储煤场内原煤破碎筛分至 $\leq 10\text{mm}$ 的粒度，由煤运系统送来的原料煤送至煤贮斗，经称重给料机控制输送量送入磨煤机，加入一定量的水，物料在磨煤机中进行湿法磨煤，湿法磨煤无粉尘，操作环境好。为了控制煤浆粘度及保持煤浆的稳定性加入添加剂，并加入碱液调整煤浆的 pH 值。

出磨煤机的煤浆浓度约 60%，排入磨煤机出料槽，经出料槽泵加

压后送至气化工段煤浆槽。

用于煤浆气化的磨机现在有两种，棒磨机与球磨机；棒磨机与球磨机相比，棒磨机磨出的煤浆粒度均匀，筛下物少。

煤浆制备能力需和气化炉相匹配，本项目拟选用 3 台棒磨机，可满足 60 万吨/年甲醇的需要。

为了降低煤浆粘度，使煤浆具有良好的流动性，需加入添加剂，初步选择木质磺酸类添加剂。

煤浆气化需调整煤浆的 pH 值在 6~8，可用稀氨水或碱液，稀氨水易挥发出氨，氨气对人体有害，污染空气，故本项目拟采用碱液调整煤浆的 pH 值，碱液初步采用 42% 的浓度。

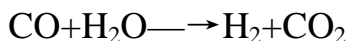
为了节约水源，低温甲醇洗净化排出的含少量甲醇的废水及甲醇精馏废水均可作为本工序的磨浆配水。

## (2) 气化

### (A) 气化工段

在本工段，煤浆与氧进行部分氧化反应制得粗合成气。

煤浆由煤浆槽经煤浆加压泵加压后连同空分送来的高压氧通过烧咀进入气化炉，在气化炉中煤浆与氧发生如下主要反应：



反应在 6.5MPa (G)、1350~1400℃ 下进行。

气化反应在气化炉反应段瞬间完成，生成 CO、H<sub>2</sub>、CO<sub>2</sub>、H<sub>2</sub>O 和少量 CH<sub>4</sub>、H<sub>2</sub>S 等气体。

离开气化炉反应段的热气体和熔渣进入激冷室水浴，被水淬冷后温度降低并被水蒸汽饱和后出气化炉；气体经文丘里洗涤器、水洗塔洗涤除尘冷却后送至变换工段。

气化炉反应中生成的熔渣进入激冷室水浴后被分离出来，排入锁斗，定时排入渣池，由捞渣机捞出后装车外运。

气化炉及水洗塔等排出的洗涤水（称为黑水）送往灰水处理。

### (B) 灰水处理工段

本工段将气化来的黑水进行渣水分离，处理后的水循环使用。

从气化炉和水洗塔排出的高温黑水混合进入高压闪蒸罐，经高压闪蒸浓缩后的黑水再经低压、真空两级闪蒸，黑水被浓缩后进入沉淀槽，水中加入絮凝剂使其加速沉淀。沉淀槽底部的细渣浆经泵抽出送往压滤机给料槽，经由压滤机给料泵加压后送至压滤机脱水，滤液送沉淀槽，渣饼由汽车拉出厂外。

闪蒸出的高压气体经过灰水加热器回收热量之后，再通过气液分离器分离掉冷凝液，然后进入变换工段汽提塔。

闪蒸出的低压气体直接送至脱氧水槽，沉淀槽上部清水溢流至灰水槽，由灰水泵分别送至脱氧水槽、气化锁斗、磨煤水槽，少量灰水作为废水排往废水处理。

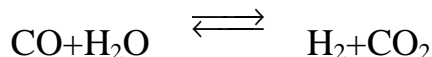
脱氧水槽的水经给料泵加压后与高压闪蒸器排出的高温气体换热后送水洗塔循环使用。

### (3) 变换

在本工段将气体中的 CO 部分变换成  $H_2$  和  $CO_2$ 。



本工段的化学反应为变换反应，以下列方程式表示：



由气化水洗塔来的粗水煤气经气液分离器分离掉气体夹带的水分后，进入原料气预热器与变换气换热至 260℃左右，再进入气体过滤器除去杂质，然后分为两股，一股进入变换炉，煤气中的 CO 与自身携带的水蒸汽在耐硫变换催化剂作用下进行变换反应。出变换炉的高温气体(CO 含量~6%干基)进入原料气预热器、中压蒸汽过热器、中压蒸汽发生器（副产~4.0MPa 蒸汽）及锅炉给水预热器换热。换热之后的变换气与未变换的煤气混合，然后变换混合气(CO 含量~19%干基)进入低压蒸汽发生器（副产低压蒸汽），再进入脱盐水加热器、水冷却器，最终冷却到 40℃进入制甲醇的低温甲醇洗吸收系统。

变换副产的中压蒸汽、低压蒸汽均回收利用。

上述过程中气体有工艺冷凝液冷凝，按其温度分设高温和低温气液分离器，分离出来的高温工艺冷凝液送气化工段水洗塔。分离出来的低温冷凝液经汽提塔用低压蒸汽和气化工段来的高压闪蒸气汽提，汽提后的冷凝液回收再利用(做循环冷却水的补充水和部分送气化工段制煤浆)；汽提出的溶解在冷凝液中的 CO<sub>2</sub>、H<sub>2</sub>S、NH<sub>3</sub> 的酸性气体送往火炬。

#### (4) 低温甲醇洗和硫回收

本工段采用低温甲醇洗工艺脱除变换气中的大部分 CO<sub>2</sub>、几乎全部硫化物、其它杂质和 H<sub>2</sub>O。制甲醇要控制净化气中 CO<sub>2</sub> 到~3.0%(干基)。

##### (A) 吸收系统



变换气经过低温甲醇洗净化处理后的气体(净化气), 作为甲醇合成原料气。

### 制甲醇的低温甲醇洗吸收系统

由变换来的变换气进入变换气预冷器(丙烯冷却器)、进入分离器。出分离器的变换气与后部返回的高压闪蒸气混合, 并喷入少量甲醇以防止变换气中水蒸气冷却后结冰, 然后进入变换气冷却器冷却。冷变换气进入吸收塔下部, 与吸收塔上段进入的冷甲醇逆流接触。吸收塔上段为  $\text{CO}_2$  吸收段, 吸收塔下段为  $\text{H}_2\text{S}$  和  $\text{COS}$  吸收段, 吸收塔中间引出甲醇液用丙烯冷却器冷却以降低由于溶解热造成的温升。在塔内变换气由下而上依次脱除气体中  $\text{H}_2\text{S}+\text{COS}$ 、 $\text{CO}_2$  后出吸收塔, 然后经变换气冷却器复热后去甲醇合成单元。净化气中  $\text{CO}_2$  含量 $\sim$ 3%,  $\text{H}_2\text{S}+\text{COS}<0.1\text{ppm}$ 。

在吸收塔上段底部引出甲醇液, 其大部分进入  $\text{CO}_2$  再生塔下段闪蒸出甲醇液夹带的气体; 另一部分溶液经丙烯冷却器冷却后回流进入吸收塔下段以吸收变换气中的  $\text{H}_2\text{S}$  和  $\text{COS}$ , 自塔底出来的含硫富液进入  $\text{H}_2\text{S}$  浓缩塔下段闪蒸出甲醇液夹带的气体。上述闪蒸出的气体加压后送至变换气冷却器前与变换气混合, 以回收  $\text{H}_2$  和  $\text{CO}$ 。

### (B) 溶液再生系统

从  $\text{CO}_2$  再生塔下段产生的无硫甲醇富液进入  $\text{CO}_2$  再生塔上段进行降压闪蒸, 闪蒸甲醇液部分送  $\text{H}_2\text{S}$  浓缩塔上段, 部分送进入  $\text{CO}_2$  再生塔中段解吸  $\text{CO}_2$ 。解吸后的甲醇液由泵加压送吸收塔上段, 解吸出来的  $\text{CO}_2$  气出塔顶与上段闪蒸气混合。然后混合气经冷却器回收冷量后进  $\text{CO}_2$  气洗涤塔, 用甲醇-水塔塔底出来的废水洗涤脱除甲醇, 洗涤后的  $\text{CO}_2$  气排入大气(高点放空), 塔底排出的洗涤水经泵加压后进甲醇-水塔下段。

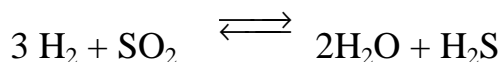
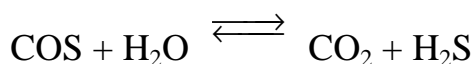
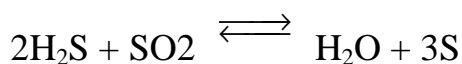
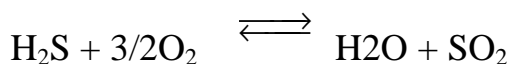
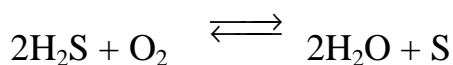
从 H<sub>2</sub>S 浓缩塔下段产生的含硫甲醇富液进入 H<sub>2</sub>S 浓缩塔上段进行降压闪蒸和气提，采用低压氮气气提。气提气经冷却器回收冷量后进尾气洗涤塔。气提后的甲醇液由泵加压经甲醇贫液冷却器换热升温后送热再生塔上段，在热再生塔内甲醇液中残存的 CO<sub>2</sub> 以及溶解的 H<sub>2</sub>S 由再沸器提供热量进行热再生。再生出的混合气出塔顶经冷却分离，甲醇冷凝液回流，分离出的酸性气体去硫回收装置。从热再生塔下段引出再生好的甲醇液由泵加压后一部分送甲醇-水塔塔顶，大部分经甲醇贫液冷却器、丙烯冷却器冷却后送吸收塔塔顶。

从变换气分离器和热再生塔塔底出来的甲醇水溶液经泵加压后入甲醇-水塔，通过蒸馏分离甲醇和水。塔顶出来的气体送到热再生塔中部。塔底出来的废水甲醇含量小于 300ppm 部分送往尾气洗涤塔，部分送去制煤浆。

经冷却器回收冷量后的气提气进尾气洗涤塔，用甲醇-水塔塔底出来的废水洗涤脱除甲醇，然后高点放空。尾气洗涤塔塔底排出的洗涤水经泵加压后进甲醇-水塔下段。

### (C) 硫回收工艺流程简述

本工序的化学反应以下列方程式表示：



来自甲醇洗工序的酸性气按一定比例分为两股，其中一股去 H<sub>2</sub>S 燃烧炉。在 H<sub>2</sub>S 燃烧炉中，酸性气 H<sub>2</sub>S 和一定配比的反应空气发生

燃烧反应,反应生成的  $\text{SO}_2$  和燃烧反应剩余的  $\text{H}_2\text{S}$  进一步进行部分发生克劳斯反应,反应后的高温酸性气温度可达  $800^\circ\text{C}$  以上。高温酸性气随后进入余热回收器回收其废热并副产蒸汽,同时将反应生成的单质硫部分冷凝。废热回收后的酸性气流股和进料气分离罐后未进  $\text{H}_2\text{S}$  燃烧炉的旁路酸性气汇合后进入一级克劳斯反应器。在该段反应床中酸性气里的  $\text{H}_2\text{S}$  和  $\text{SO}_2$  在催化剂的作用下发生克劳斯反应生产单质硫,出一级克劳斯反应器的酸性气经过  $\text{H}_2\text{S}$  余热回收器回收其废热,同时其中绝大部分的单质硫被冷凝下来。为了达到二级克劳斯反应器所需的反应温度,流程中设置了第一再加热器,酸性气经过该加热器预热后进入二级克劳斯反应器继续进行克劳斯反应以回收剩余的硫。二级克劳斯反应器反应后的酸性气经  $\text{H}_2\text{S}$  余热回收器回收该流股的废热,其中单质硫也被大部冷凝分离,反应后该股酸性气送往克劳斯尾气处理单元处理。

克劳斯尾气处理单元中,经过尾气加热炉加热的酸性尾气入水解加氢反应器使  $\text{COS}$ 、 $\text{SO}_2$  等转化为  $\text{H}_2\text{S}$ ,该转化气经余热回收、水洗降温后送  $\text{H}_2\text{S}$  吸收塔,采用高选择性的  $\text{H}_2\text{S}$  化学吸收剂脱除酸性气中的  $\text{H}_2\text{S}$ 。酸性气从塔下部通入和上方喷淋而下的吸收剂充分接触脱除  $\text{H}_2\text{S}$ ,再经过吸收塔上部的水洗段脱除挟带的水蒸气和液滴,处理后的尾气经焚烧炉焚烧后高空排放。吸收了  $\text{H}_2\text{S}$  的吸收剂送再生塔经过加热汽提再生后返回吸收塔,解吸出的  $\text{H}_2\text{S}$  气送一级克劳斯反应器反应回收硫磺。

克劳斯反应器各段反应生成的熔融硫被统一收集到硫磺池中。熔

融硫由硫磺泵输送至硫磺造粒机生产固体硫磺成品。 $H_2S$  余热回收器副产的低压蒸汽送至厂区的低压蒸汽管网。

#### (D) 丙烯压缩制冷

制甲醇的低温甲醇洗采用丙烯制冷。

从净化各制冷点蒸发后的低温丙烯气进入气液分离器，将气体中的液滴分离出来后进入离心式制冷压缩机一段进口经多段压缩、冷却至冷凝温度对应的冷凝压力，然后进入丙烯冷凝器。丙烯气通过对冷却水放热冷凝成液体后，靠重力排入丙烯液贮槽。丙烯液通过分配器送往各制冷设备。

#### (5) 甲醇合成及精馏

##### (A) 甲醇合成

净化后的甲醇合成新鲜气与循环机出口气体混合，在入塔气预热器中被反应气加热至 $\sim 220^\circ\text{C}$ ，进入甲醇反应器进行甲醇合成反应，反应热经循环热水吸收形成汽液混合物，并在反应器外汽包进行汽液分离，分离下的水返回反应器，产生的中压蒸汽与变换工序副产的中压蒸汽混合后，送入工厂蒸汽管网。反应后气体约 $250^\circ\text{C}$ ，出反应器后进入入塔气预热器加热入塔气体，再经水冷器冷至 $40^\circ\text{C}$ 。冷后的气液混合在甲醇分离器分离出液态粗甲醇，分离出的粗甲醇经闪蒸槽减压后送甲醇精馏工段，闪蒸压力 $0.5\text{MPa}$ 。分离后的气体大部分经循环机提压后重新返回与甲醇合成新鲜气混合，一小部分作为弛放气进入本项目锅炉燃气系统。

##### (B) 甲醇精馏

甲醇精馏系统由预精馏塔、加压精馏塔、常压精馏塔组成。

从甲醇合成膨胀槽来的粗甲醇进入预精馏塔，残留在甲醇中的溶解气（如： $\text{CO}_2$ 、 $\text{CH}_4$ 等）和低沸点的副产物（主要是：二甲醚和甲酸甲酯）同甲醇蒸气一起从塔顶出来，经过甲醇空冷器和甲醇水冷器冷凝、冷却。甲醇蒸气冷凝并收集到预塔塔顶回流罐，低压不凝气送出界区作为燃料。冷凝液通过预精馏塔回流泵送回塔顶，作为预精馏塔的回流液。预精馏塔塔底出来的脱除了低沸点杂质的甲醇液经泵加压至  $0.8\text{MPa}$ ，进入加压精馏塔下段。

为了减轻介质对设备腐蚀，从预精馏塔下部加入少量烧碱溶液。

加压精馏塔塔顶气相在常压塔再沸器(加压塔塔顶气冷凝器)中冷凝，释放出的热量用作常压塔再沸器热源。加压塔塔顶气相冷凝液收集在精甲醇回流槽内，一部分精甲醇通过加压塔塔顶冷凝液回流泵返回塔顶作为回流液，剩余的甲醇在精甲醇过冷器进一步冷却，然后送入精甲醇中间罐。加压塔的热量由低压饱和蒸汽通过加压塔蒸汽再沸器提供。加压塔塔釜排出的含高沸物甲醇作为常压塔的进料。

常压塔塔顶甲醇蒸汽在甲醇空冷器和水冷器冷凝、冷却。冷甲醇收集到常压塔塔顶回流罐内。一部分甲醇通过回流泵返回塔顶，剩余的送入精甲醇中间罐。

为了降低常压塔塔釜出料高沸物的浓度，在常压塔下部设置侧线抽出，侧线抽出物经泵送出界区作为燃料。常压塔塔釜物流主要是水（甲醇含量小于 $100\text{ppm,wt}$ ），通过工艺水泵经工艺水冷却器冷却后送出制煤浆。

## (6) 氧气制备

本项目的氧气，由空分装置提供。原料空气经空气过滤器除去灰尘及其它机械杂质。过滤后的空气进入离心式空压机压缩到约0.625MPa(A)，然后进入空气冷却塔冷却。经空冷塔冷却后的空气进入切换使用的分子筛纯化器，空气中的二氧化碳、碳氢化合物和水分被吸附。两个分子筛纯化器切换使用。定时自动切换净化后的空气抽出一小部分进入仪表空气和工厂空气管网，作为仪表空气和工厂空气用。

净化后的空气分为三部分：

一部分净化空气直接进入冷箱，并在主换热器中与气态产品进行对流热交换而冷却至接近于露点，这股气流然后进入中压塔底部进行气液分离。

另一部分净化空气送入透平增压机中增压后送入冷箱。在主换热器中冷却，然后经透平膨胀机膨胀后送入低压塔。

剩余的净化空气在空气增压机中压缩至所需压力，然后进入冷箱的主换热器高压部分冷却，并经一膨胀阀的膨胀作为液体回流液进入中压塔。这股高压空气用于气化高压液氧。从上到下，中压塔采出如下产品：纯液氮产品及回流液；低纯氮回流液；富氧液空。

低纯氮回流液在过冷器中过冷后，用作低压塔回流液。富氧液空在过冷器中过冷后送入上塔精馏，部分液氮在过冷器中过冷后送入纯氮塔作为回流液。过冷器中冷量来自纯氮塔的纯氮气和低压塔的污氮气。从上到下，低压塔采出如下产品：污氮；液氧；

从低压塔底部抽出液氧，经高压液氧泵增压至8.5MPa(A)后进入主换热器，在其中被气化并复热至大气温度后作为高压氧气产品送入氧气管网。



顶部的污氮送入过冷器过冷来自中压塔的液体，然后进入主换热器复热至大气温度，然后分成两路，其中一部分用于空气纯化器分子筛再生，另一部分进入水冷塔用于冷冻水的冷却。

纯氮塔顶部产生的纯气氮，送入过冷器过冷来自中压的液体。然后进入主换热器复热至大气温度，送至全厂低压氮气管网，作为低温甲醇洗汽提用氮及全厂置换用氮。

#### 4.2.2 原材料和公用工程消耗定额

甲醇装置原材料和公用工程消耗按 60 万 t/a 甲醇计。

表 4.2-1 甲醇装置原材料和公用工程消耗表

序号	名称及规格	单位	吨甲醇消耗	小时消耗
一	原料			
1	原料煤（含水 14%）	t	1.46	109.7
2	氧气（99.6%、40℃、8.5MPaA）	Nm <sup>3</sup>	834.57	62593
3	甲醇（99%）	kg	1.08	81
二	公用工程及动力消耗			
1	新鲜水	m <sup>3</sup>	0.93	69.5
2	循环水（ $\Delta t = 10^\circ\text{C}$ ）	吨	77.2	5790
3	电（10000/380 V）	kWh	150.81	11311
4	蒸汽 0.70 MPa(G)	t	1.56	117
5	蒸汽 3.43MPa(A)	t	0.83	62.3
6	仪表空气	Nm <sup>3</sup>	33.33	2500
三	副产品			
1	副产硫磺	kg	1.92	144.2
2	副产蒸汽 0.70 MPa(G)	t	1.96	147
	副产蒸汽 3.43MPa(A)	t	1.77	133

注：1)甲醇产量：75 t/h，1800t/d，消耗值前的“-”号表示输出。

2)此处甲醇装置包括备煤、煤气化、变换、低温甲醇洗、硫回收、丙烯制冷、甲醇合成、甲醇精馏。

#### 4.3 自控技术方案



### 4.3.1 概述

本项目的自动控制设计范围包括：一期 60 万吨/年甲醇生产装置（包括：煤浆制备/气化/灰水处理、空分装置、变换、低温甲醇洗、硫回收、甲醇合成精馏和甲醇储罐）和辅助生产设施（包括：16000 m<sup>3</sup>/h 循环水装置、3×240t/h 热动系统、250 t/h 脱盐水处理站、污水处理场、火炬等）。

### 4.3.2 甲醇生产过程

#### 4.3.2.1 自动控制水平

甲醇装置工艺从煤贮运开始,包括煤浆制备、煤气化、渣水处理、变换、净化、甲醇合成、甲醇精馏、甲醇贮存、空分、公用工程等组成。

水煤浆气化过程是在高温高压下进行的,水煤浆介质为高粘度非牛顿流体,具有高磨蚀性。氧气是强氧化性的极危险介质。气化气中的氢气极易燃烧和爆炸,一氧化碳除易燃易爆外,尚有很强的毒害性。所以,煤气化工艺过程为高毒易燃易爆连续生产过程,甲醇合成是在具有较高压力和温度下的放热反应,甲醇产品也是易燃易爆介质,且具有毒性。

为确保单元装置的安全、可靠、稳定运行,方便操作和维护的原则,本设计拟采用当今世界上可靠、先进并且便于操作和编程的分散型控制系统(DCS),在中央控制室(CCR)设置操作员站、工程师站,I/O 卡 and 控制器设置在现场机柜室(FRR),对整个甲醇装置生产过程进行监视和自动控制。

甲醇装置的安全联锁系统主要包括气化工艺安全联锁和全厂联锁,将由独立于分散控制系统(DCS)的紧急停车系统(C)完成。紧急停车系统(SIS)选用符合 TUV 安全认证的三重化冗余可编程逻

辑控制器（PLC）独立承担，SIS 带有显示器（CRT），编程简单容易。系统能区分第一事故，并发出声光报警。系统具有事故追忆功能，发生联锁后，自动高速记忆事故前后的现场状态，并可按事件顺序打印出来，以便分析事故原因。

在一个中央控制室(CCR)除了 DCS 系统外，还有一套安全仪表系统(SIS)，该系统是当被控的工艺参数达到危险值时，发出指令迫使工艺系统或关键设备处于安全的状态。SIS 系统在满足工厂的安全等级的前提下可以与 DCS 系统是“无缝”连接的。

蒸汽透平驱动的压缩机组检测和控制系统包括速度控制、防喘振控制等将采用压缩机专用监测控制系统来完成，并将压缩机的转速、轴温、轴振动、轴位移进行数据处理，传送到全厂机械管理系统(MMS)。

在一个中央控制室(CCR)还设有 MMS 系统 CMS 工作站，对压缩机和泵进行振动、轴位移等进行实时监测及信号处理。CMS 工作站应用单模光纤电缆与现场机柜室(FRR)内 MMS 机架连接。

60 万吨/年甲醇生产装置共有八个框架按生产操作流程分为煤浆制备/气化/灰水处理、低温甲醇洗、变换、空分装置、硫回收、甲醇和甲醇储罐六个现场机柜室 (FRR)，各 FRR 内设有 DCS、SIS 和 MMS 系统信号卡件、控制器机柜及工程室站便于装置开车监控，现场仪表检测所得各种工艺参数通过现场监视和控制站连到总线上，实时数据可通过以太网接口连接到中央控制室（CCR）数据网上。

空分装置内的检测仪表及控制系统由承包商配套提供，但必须留有与中央控室(CCR)DCS 通信的接口，并把机组中的主要工艺参数送至中央控室 DCS 进行显示及报警。

#### 4.3.2.2 控制方案

本装置主要控制通过 DCS 和 SIS 系统完成，系统由操作站、控制站、打印机、辅助操作台、通讯总线、外围设备、相关的接口和三重化冗余的 PLC 组成。DCS 和 SIS 系统安装于装置的中央控制室 (CCR)，对装置的工艺过程进行集中监视，并对重要参数进行分散控制。

甲醇装置对一般的控制参数进行单回路 PID 反馈控制，部分较重要的参数采用比值控制、串级控制和选择控制，对特别重要的工艺过程设计复杂控制系统，如德士古气化炉的气化气组分分布状态与燃烧控制、气化炉氧/煤比控制、水煤浆质量流量的测量和控制、甲醇 H<sub>2</sub>/CO 比控制、甲醇合成塔的废锅汽包压力与反应温度的控制、工业自动分析数据处理和控制，这些都将在 DCS 中完成，并随着装置的运行情况探求出装置的优化控制条件。

#### 4.3.2.3 自动控制系统运行安全技术措施

按照工艺要求选用适合介质特性的有运行业绩的可靠现场检测仪表和调节阀，尤其是担当联锁和顺序控制的切断阀。氧气调节阀和切断阀必须按照相应标准严格选用。

现场检测仪表必须具备相应机构认证的防爆合格证，并符合防护标准。

DCS 系统应有同类工厂长期运行业绩，操作使用和编程容易、方便。控制回路采用 1: 1 冗余系统。

SIS 系统保持与 DCS 系统独立，输入元件和仪表单独设置，重要联锁采用双重元件或三重元件，采用 2/3 逻辑。SIS 采用经国际机构认证的 3 重冗余系统，确保安全系统可靠运行，从而保证装置设备和人身安全。

装置设计经防火认证的可燃和有毒气体检测系统。

仪表电源采用双回路输入的 UPS 电源。

仪表气源设计 3 重保安。

仪表电源和气源设计 3 重变送器检测，采用 2/3 逻辑，引入联锁系统。

本设计选用可靠的仪表材料，如仪表阀门、电缆、接线箱等，精心进行仪表安装设计，设计可靠的仪表接地系统。

#### 4.3.3 公用工程自动控制水平

16000 m<sup>3</sup>/h 循环水装置、3×240t/h 热动系统、250 t/h 脱盐水处理站、60 m<sup>3</sup>/h 污水处理场各装置的控制分散到每个现场控制室，通过以太网接口连接到中央控制室（CCR）进行集中监视。

##### 4.3.3.1 除盐水处理站

为了提高脱盐水处理装置生产能力及产品质量，确保生产安全，提高生产过程的自动化水平，采用可编程序控制器(PLC)对装置中的各项工艺运行参数进行实时监视、系统程序控制、自动控制以及联锁保护。PLC 系统布置在除盐水处理站的现场控制室。

为了方便现场操作和监视，随设备成套的装置的有关工艺参数，如过滤器、反渗透装置、混床装置等的流量、压力、电导率等参数同时实行就地显示。并且，能在就地操作盘上进行诸如现场启停、反洗过滤器装置、再生混床装置，现场启停反渗透进水高压泵和开启和关闭相关进出水阀门等的操作。而且，其主要运行状态的工艺参数将引入装置控制室的 PLC 上进行监视。通过 PLC 还可直接自动控制脱盐水处理装置。

##### 4.3.3.2 热动系统

为了保证热电联供整个生产装置的安全性及可靠性，自动控制设计采用一套集散控制（DCS），安置在热电现场控制室。以实现

炉房、汽机、和主要设施中的重要参数进行监控和操作以及对生产过程的各种数据进行采集、处理以及对 PID 回路进行控制等。

整个控制系统选用的 DCS 控制系统应方便操作，且安全可靠，并易于维护。因此系统的控制单元，通信系统及部分输入/输出卡件应考虑冗余设置。另外所提供的系统软件应具有一定程度的容错能力及完整的自诊断功能。

在控制室内，每个操作站既能独立操作又能互为备用。当其中某个操作站出现故障时，而其他操作站都能代其操作，工程师站既能用于组态也能用于操作。而且每个操作站应具有故障信号的声光报警功能，并能存储及自动打印。另外系统出现故障时，必须能向操作员发出报警并显示出故障的位置及性质。

DCS 主要是完成对工艺参数的采集、显示、报警和控制。在控制功能方面，除了能完成模拟量的单回路及复杂回路控制外，还能完成程序控制、逻辑控制。在操作站的显示屏幕上应有工艺流程的动态画面、动态模拟曲线、棒状图、参数表、报警画面等。另外应有数据存储和报表打印，包括班报表、周报表和月报表等。

#### 4.3.3.3 循环水装置

为了方便循环水装置操作和监视确保生产安全，提高生产过程的自动化水平，采用可编程序控制器 (PLC) 对装置中的各项工艺运行参数进行实时监视、系统程序控制、自动控制以及联锁保护，PLC 系统布置在循环水装置现场控制室。

在控制室内设置有 PLC 机柜、CRT 操作员站和 CRT 工程师站。为了保证全厂生产的安全性和可靠性，选用的可编程序控制器(PLC)应易于操作，安全可靠，并易于维护。此外整个控制系统的控制单元、通信系统及部分输入/输出卡件均应考虑冗余设置。另外，所提供的



系统软件应具有一定程度的容错能力及完整的自诊断功能。

#### 4.3.3.4 污水处理场

为了节约能源提高废水处理装置回用水处置能力及确保回用水质量，以及少部分排放水达国家一级排放水质标准，提高生产过程的自动化水平，采用可编程序控制器(PLC)对装置中的各项工艺运行参数进行实时监控、系统程序控制、自动控制以及联锁保护。

在污水处理场设置一个控制室，控制室内设置有 PLC 机柜、CRT 操作员站和 CRT 工程师站。为了保证全厂生产的安全性和可靠性，选用的可编程序控制器(PLC)应易于操作，安全可靠，并易于维护。此外整个控制系统的控制单元、通信系统及部分输入/输出卡件均应考虑冗余设置。另外，所提供的系统软件应具有一定程度的容错能力及完整的自诊断功能。

#### 4.3.4 仪表选型原则

仪表选型应在满足工艺过程测量和控制功能的前提下，选用技术先进、质量可靠、便于维修且具有快捷备品备件的仪表设备。现场仪表采用智能型电动仪表，其信号一般为：4-20mA 或 4-20mA+HART 两线制。仪表选型必须满足工艺的要求及工艺装置的环境特点。

根据工厂危险区域的划分，本装置仪表采用本安防爆类型的仪表为主，隔爆型仪表为辅。

现场安装的仪表，必须具备足够的气候防护能力，现场仪表的外壳防护等级应不低于 IP55。

所有的联锁触点在正常工况时闭合，继电器和电磁阀在正常时带电（特殊要求的除外），控制阀和开关阀在电源和气源故障时，应处于安全位置。

##### (1) 温度仪表

温度就地显示采用双金属温度计。热电偶、热电阻均采用配套管的铠装结构，热电偶应带断电偶保护。用于温度控制回路及联锁系统的温度信号，使用独立的温度开关或温度变送器。

还有一些专用温度仪表如：气化炉炉壁表面温度监视器、气化炉体、煤筒仓、甲醇合成塔的温度元件选用特殊的多点式。

## （2）压力仪表

压力就地显示采用不锈钢弹簧管或膜片压力，一般压力远传采用智能型压力变送器。联锁系统使用压力开关或变送器，但这里的介质含粉尘，多要用高压氮气吹扫或隔离膜片的方法来测量。

## （3）流量仪表

装置内一般流量测量主要采用节流装置配差压变送器的测量方法或涡街流量仪表。高压和过热蒸汽或腐蚀性流体采用标准流量喷嘴，浆液管线采用文丘里管或电磁流量计，低压和大尺寸管线采用阿牛巴流量计。用于仪表吹扫的管线采用转子流量计，用于原料和产品的计量采用容积式流量计，甲醇产品的灌装计量用质量流量计。煤计量采用称重传感器和皮带称测量。

## （4）液位仪表

甲醇装置所有带压设备液位测量当量程不大于 1500mm 且洁净的介质将采用浮筒液位计，浮筒液位计不适用之场合将采用差压变送器，对于具有腐蚀、结晶、易气化和带悬浮物的液体液位则采用隔膜密封法兰式差压变送器。煤筒仓的物位测量采用超声波式料位计。渣水介质液位测量采用射频导纳式液位计。就地指示用磁浮子式液位计。在其他仪表不能使用的特殊场合，也可采用放射性液/料位计。联锁系统使用独立的料位开关或变送器。

## （5）分析仪表



根据工艺过程的分析要求,选择合适的在线分析仪表,如:磁氧、氧化锆、红外、紫外、PH、电导、激光、工业气相色谱仪和质谱仪等。在线分析仪(色谱仪、O<sub>2</sub>分析仪、红外分析器等)应包含取样单元、预处理单元、分析仪单元、回收或放空单元、带微处理机的信息处理单元、记录仪和打印机等。在线分析仪原则上应放在与分析仪成套供应的分析小屋内;分析小屋内电器、仪表应采用防爆结构,具有易维修和操作的足够空间,并配齐电源、净化风源、载气、标准气瓶及防爆空调和可燃气体/有毒气体检测器等设施。

#### (6) 调节阀和切断阀

根据流体特性、流量大小、工艺操作条件选择适当类型的控制阀,如单、双座阀、套筒阀、V型球阀、蝶阀等。其执行机构以气动薄膜—弹簧式及气缸式执行机构为主。在一些次要的,不需经常调整的地方也可采用自力式调节阀(如压力、温度、等)。联锁系统使用的开关阀,可采用气缸式球阀等。甲醇洗部分工艺介质的温度较低要考虑耐低温的材料及低温阀门的结构,并按专利商认可的阀门制造商产品选型。另外根据工艺的要求,电动阀也有使用。如有要求快速动作的开关阀,也可用高压液压驱动,并附带一套液压油供应装置,以在任何情况下,确保液压阀的准确动作和工厂的安全。

#### (7) 有毒和可燃气体分析

由于装置存在CO、H<sub>2</sub>S、H<sub>2</sub>、NH<sub>3</sub>、CH<sub>3</sub>OH等有毒和可燃气体的可能,因此,在现场设置检测有毒和可燃气体浓度仪表,将信号传送到在控制室设置的气体报警系统盘上,并按需要将信号引入DCS系统。

#### (8) 其他仪表

气动调节器、皮带输送机的拖拉开关、跑偏开关和速度开关,用

于连锁的压力、温度和流量开关等都将采用。

#### 4.3.5 设备成套仪表

压缩机随机仪表盘（含监视、报警、安全连锁、操作仪表和按钮开关等）集中安装于压缩机旁控制柜内。与工艺有关的蒸汽管线和工艺物料管线的测量和控制参数等则引入 DCS 系统集中监视和控制。与全厂连锁系统有关的信号通过硬接线与全厂连锁 SIS 系统连接。DCS 与设备成套供货仪表的分界在仪表或成套仪表盘的外接线端子，SIS 与设备成套供货仪表间互相提供隔离的无源干接点。

大型机泵和设备设就地控制盘，如煤浆给料泵等。

空分和热电站随机成套仪表在合适和可靠的基础上，可以按照设备制造商的标准选用。

#### 4.3.6 仪表动力

##### 4.3.6.1 仪表电源

可编程控制器(PLC)、分散控制系统(DCS)、紧急停车系统(SIS)、机械管理系统(MMS)和主要现场仪表采用双回路输入的不间断电源(UPS)供电，电压为  $220\text{VAC} \pm 7\%$ ， $50\text{Hz} \pm 1.5\text{Hz}$ 。在电源事故期间，UPS 电池至少可供系统正常工作 30 分钟。

##### 4.3.6.2 仪表气源

仪表气源要求无油、无尘、干燥、洁净的压缩空气，

含尘径：  $< 3 \mu\text{m}$

含尘量： 小于  $1\text{mg}/\text{m}^3$

含油量： 含油小于  $8\text{ppm(W)}$

压力： 0.55~0.7MPaG

露点温度： ≤-50℃（操作压力下）。

仪表用压缩空气设置空气贮罐，其容量应能保持在气源中断时，维持仪表正常工作 15 分钟。

仪表气源一般使用空分装置干燥空气，设立压缩空气站作备用，并作为开车期间的气源。

#### 4.3.6.3 其它

仪表吹扫需要高压氮气和高压密封水。

仪表保温伴热需要低压水蒸汽。

#### 4.3.7 设计中采用的主要标准及规范

《石油化工自动化仪表选型设计规范》SH3005-1999

《石油化工仪表接地设计规范》SH3081-2003

《石油化工仪表供电设计规范》SH3082-2003

《石油化工分散控制系统设计规范》SH/T3092-1999

《石油化工控制室和自动分析器室设计规范》SH3006-1999

《信号报警、联锁系统设计规范》SH3018-1990

《石油化工仪表及管道拦热和隔热设计规范》SH3126-2001

《石油化工企业可燃气体和有毒气体检测报警设计规范》

SH3063-1999

《石油化工仪表供气设计规范》SH3020-2001

#### 4.4 引进方式和范围

本工程为大型煤化工项目，为确保工艺技术的先进可靠和加快建设速度，及早发挥经济效益，本工程主要生产装置采取引进技术、设备、仪表和材料的方法。除已确定的引进装置外，凡国内能解决的设备和材料尽量由国内供货解决。

经初步研究引进的范围如下：

(1) 专利技术方面

专利使用权，技术秘密和工艺包

基础工程设计

(2) 设备、仪表和材料

空分装置、甲醇装置按国内外招标、谈判后择优选定考虑。

专利设备、关键设备和 DCS 系统引进可采用引进、合作制造等方式解决。所有的国内供货质量不能保证的特殊阀门、管道材料、控制仪表，以及国内制造设备所需的特种合金钢、低温钢材等也考虑引进。

公用工程和辅助设施原则上在国内采购。

一年用量的催化剂及特殊的化学药品

二年用量的备品备件

(3) 主要技术来源及引进范围（暂定）：

(A) 气化：初步拟定购买 GE 水煤浆气化专利许可。

(B) 变换：采用国内成熟工艺路线。

(C) 低温甲醇洗：购买林德（Linde）工艺包，工程设计由国内完成。

(D) 甲醇合成：购买卡萨利甲醇合成（IMC）专利和工艺包，工程设计由国内完成。

(E) 甲醇精馏：采用卡萨利精馏工艺。

(F) 采用克劳斯硫回收工艺(含尾气处理工艺)。

(G) 空分装置：采用国内技术

#### 4.5 主要设备一览表

表 4.5-1 甲醇装置主要设备一览表

序号	设备名称	规格	材料	质	单位	数量	备注
----	------	----	----	---	----	----	----

序号	设备名称	规格	材料	质	单位	数量	备注
一	备煤						
1	煤储斗		CS		台	2	
2	磨煤机		CS		台	2	
3	煤输送机		CS		台	2	
4	煤储斗过滤器风机		CS		台	2	
5	链式输送机		CS		台	2	
6	双螺杆输送机		CS		台	2	
7	密封空气风机		CS		台	2	
二	气化						
1	煤斗		CS		台	2	
2	磨煤机				台	2	
3	添加剂槽		CS		台	1	
4	碱液槽		SS		台	1	
5	添加剂泵		SS		台	2	
6	碱液泵		SS		台	2	
7	磨煤机出料槽		CS		台	2	
8	磨煤机出料泵				台	3	
9	煤浆槽		CS		台	2	
10	煤浆加压泵				台	3	
11	气化炉		SS/CS/AS		台	3	
12	文丘里洗涤器		SS		台	3	
13	激冷水泵		CS		台	6	
14	水洗塔		CS		台	3	
15	锁斗	m <sup>3</sup>	CS SS		台	3	
16	渣池	m <sup>3</sup>	CS		台	3	
17	捞渣机		CS		台	3	
18	高压闪蒸罐		CS SS		台	3	
19	灰水加热器		CS SS		台	3	
20	蒸汽分离器		CS SS		台	3	
21	低压闪蒸罐		CS SS		台	3	
22	真空闪蒸罐		CS SS		台	3	
23	真空系统		CS SS		台	2	

序号	设备名称	规格	材料	质	单位	数量	备注
25	灰水槽		CS SS		台	2	
26	灰水泵		SS		台	2	
27	沉淀槽		CS		台	2	
28	沉淀槽底泵		CS		台	2	
29	水洗塔给水泵		SS		台	6	
30	脱氧水槽		CS		台	2	
31	压滤机给料槽		CS		台	3	
32	压滤机给料泵		CS		台	6	
33	细渣压滤机		CS		台	3	
34	真空泵		SS		台	2	
三	变换						
1	变换炉		16MnR		台	1	
2	中压蒸汽过热器		AS		台	1	
3	中压蒸汽发生器		AS		台	1	
4	低压蒸汽发生器		SS/CS		台	1	
5	原料气预热器				台	1	
6	脱盐水预热器		SS/CS		台	1	
7	水冷却器		CS		台	1	
8	汽提塔		SS		台	1	
9	1#气液分离器		SS		台	1	
10	2#气液分离器		SS		台	1	
11	3#气液分离器		CS		台	1	
12	4#气液分离器		CS		台	1	
四	低温甲醇洗和硫回收						
1	吸收塔		09MnNiDR		台	1	
2	H <sub>2</sub> S浓缩塔		09MnNiDR		台	1	
3	CO <sub>2</sub> 再生塔		16MnR		台	1	
4	热再生塔		16MnR		台	1	
5	甲醇-水塔			16MnR	台	1	
7	尾气洗涤塔			16MnR		1	
8	循环气压缩机		组合件		台	2	
9	甲醇中间槽		16MnR		台	2	



序号	设备名称	规格	材料	质	单位	数量	备注
10	变换气预冷器		16MnR		台	1	
11	变换气冷却器		s.s		台	1	
13	甲醇泵				台	2	
14	贫甲醇泵				台	2	
15	甲醇-水泵				台	2	
16	克劳斯反应器				套	1	
17	燃烧炉				台	1	
18	空气鼓风机				台	1	
19	水解加氢反应器				台	1	
20	尾气鼓风机				台	1	
21	尾气加热炉				台	1	
22	焚烧炉				台	1	
23	熔融硫磺造粒系统				套	1	
24	酸性气体火炬				套	1	
五	甲醇合成精馏						
1	甲醇合成反应器		AS/SS		台	1	
2	汽包		CS		台	1	
3	蒸汽发生器		CS		台	1	
4	脱盐水预热器		CS		台	1	
5	甲醇空冷器		CS		台	2	
6	甲醇水冷器		CS		台	3	
7	甲醇分离器		16MnR		台	1	
8	甲醇膨胀槽		16MnR		台	1	
9	甲醇合成压缩机		CS		台	1	
10	预精馏塔		CS		台	1	
11	加压塔		CS		台	1	
12	常压塔		CS		台	1	
13	甲醇储槽		CS		台	4	
六	空分						
1	全套空分装置		SS/CS/AL		套	2	
	制氧能力40000Nm <sup>3</sup> /h						
	压力：8.1MPa（G）						

## 5 原料、公用工程的供应

### 5.1 原料供应

#### 5.1.1 原料煤供应

本工程所需的原煤来自于内蒙古纳林庙矿区，煤用汽车运送至储运系统的堆煤场，经粉碎至所要求的粒度，再用皮带送至甲醇生产装置气化工段，原料煤年需求量约 87.76 万吨。

#### 5.1.2 燃料煤供应

本工程所需的燃料煤同样由内蒙古纳林庙矿区，采用皮带输送至锅炉，燃料煤年需求量约 34.03 万吨。

#### 5.1.3 辅助材料的供应

本项目的生产辅助材料，如水煤浆添加剂，阻垢剂，变换催化剂，硫回收催化剂等来自仓贮设施。

#### 5.1.4 原料规格

原料煤组成见下表。

表 5.1-1 原料煤组成表

序号	项目	单位	数量
一	总水分	wt%	14
二	工业分析		
	水份 Mad	wt%	9.12
	灰份 Aad	wt%	4.88
	挥发份 Vad	wt%	30.02
	固定碳 FCad	wt%	
三	热值 LHV (湿基)	kcal/kg	6574
四	元素分析(干基)		
	C	wt%	68.95
	H	wt%	3.71
	O	wt%	12.37
	N	wt%	0.82

	S	wt%	0.15
--	---	-----	------

## 5.2 公用工程的供应

表 5.2-1 公用工程消耗表

序号	名称	单位	用量	备注
1	生活水	t/h	16	市政生活供水管网
2	新鲜工业水	t/h	452.8	生产水供水管网
3	循环水	t/h	13115	循环水站
4	脱盐水	t/h	218.6	脱盐水处理站
5	电	KWH/h	35626	部分热动系统供、部分外供
6	仪表空气	m <sup>3</sup> (N)/h	2500	空压站供
7	蒸汽	t/h	342.8	由热动系统供
8	蒸汽冷凝液回用	t/h	121.6	去热动系统

## 6 建厂条件和厂址方案

### 6.1 建厂条件

#### 6.1.1 厂址自然地理条件

##### 6.1.1.1 厂址地理条件

本项目拟建厂址位于包头市东部的土默特右旗山格架化工园区内，土默特右旗隶属包头市管辖，东与呼和浩特市土默特左旗和托克托县相接，南濒黄河与鄂尔多斯市的达拉特旗、准格尔旗隔河相望，西与包头市区接壤，北靠天然屏障一大青山，与包头市固阳县、呼和浩特市武川县相邻。

##### 6.1.1.2 地形、地貌条件

土默特右旗地貌由北部山区、中部山前冲、洪积平原和南部黄河冲积平原三部分构成。北部大青山山地，山势巍巍、山姿雄伟，在山与山之间常有沟壑纵横穿插期间，海拔高度在 1300—2338 米之间。中部山前冲积扇型平原，受河沟切割，从北向南缓慢倾斜。海拔高度在 1000-1050 米之间。南部黄河冲积平原位于民生渠到黄河之间，海拔高度在 988—1000 米之间。

本厂址位于黄河冲积平原，地势开阔平坦，洼地零星分布，有盐渍化，不存在滑坡、泥石流等影响厂区的稳定性而产生不良地质作用。

##### 6.1.1.3 工程地质、水文地质及地震

###### (1) 工程地质

依据地质勘察资料，钻探揭露的地层除表层素填土外，60.0 米深度范围内所揭露地层均为第四系冲积成因地层。

厂址区域的主要地层为粉质粘土，黄灰褐色，含云母，地层地基承载力特征值约为  $f_{ak}(Kpa)140\sim 200$ 。

###### (2) 水文地质

勘察期间，场地内地下水埋藏于地表下 1.3-3.0 米，地下水类型为潜水，由北流向东南。

该层水对混凝土结构及钢结构具中等腐蚀性。

### (3) 地震

包头市土默特右旗抗震设防烈度为 8 度，设计基本地震加速度值为 0.30g，设计地震分组为第一组。依据场地实测地基剪切波速资料可知，地基土为中软土，场地类别为 III 类。

#### 6.1.1.4 气象条件

本区属于寒温带大陆性气候，气候特征值如下：

夏季温热，最高气温可达 33.2℃，

冬季寒冷，年最低气温-29℃，

年平均气温 6.9℃。

年平均降水量 359.2mm

7-9 月占全年降水量的 68.8%

年平均相对湿度 0.53

多年平均蒸发量 2055.3mm，是历年平均降水量的 5.86 倍。

年平均风速 2.2m/s

年最大风速 13m/s

历年平均风速 2.8m/s

历年最大风速 24m/s

主导风向为西风，冬季以西风为主，夏季以东风为主。

最大冻土深度 1500mm

结冰期 200 d

多年平均无霜期 129 d

全年太阳辐射总量为 139.1K/cm<sup>2</sup>

历年平均日照时数为 3056.3 小时

4-9 月农作物生长季节日照总时数为 1696.3 小时

30 年平均气压为 89.58 kPa

最高气压为 92.18 kPa

最低气压为 87.4 kPa

### 6.1.2 社会人文经济条件

旗政府驻地萨拉齐镇，它是全旗政治、经济、文化、交通中心，被国家确定的全国小城镇综合改革试点镇之一。土默特右旗辖 4 个镇、13 个乡、1 个生态管理委员会。是一个以蒙古族为主体、汉族居多数的少数民族聚居区。

萨拉齐镇它位于包头市东 50 公里处，在土默川平原的西北部。是包头市的卫星城市，处于呼包，东胜金三角腹地，受到了三市经济辐射，为萨拉齐的发展注入强劲的活力，它是整个土默特右旗的政治、经济、文化中心。土默特右旗农业发展迅速，是内蒙古自治区粮食、油料、甜菜重要生产基地。各种经济作物产量日益增多，尤其是油料的产量已跨入全国百强县之列。现代工业初具规模，包括以深井潜水泵、汽车配件、农机具等为主的机械制造业；以水泥、白灰、石料、砖、预制件为主的建材业；以采煤、炼焦、型煤为主的能源工业；以化肥、复合肥、草酸为主的化学工业；以地毯、梳绒、皮革皮毛为主的轻工业等。

2006 年以来，土默特右旗以科学发展观统领经济社会发展，全力实施“一体两翼、强行起飞”发展战略，大力推进工业化进程，努力把土右旗建成包头市冶金能源新型工业基地、最大的绿色产业基地、陆路交通枢纽和辅城区。土右旗工业经济呈现快速发展的良好势头。



### 6.1.3 交通运输条件

土默特右旗地处呼和浩特市、包头市、鄂尔多斯市金三角腹地。对外运输方式以公路为主，铁路为辅。

土右旗周边的交通状况如下：

#### 6.1.3.1 公路

(1) 萨凉公路（含河将支线）萨凉公路是土默特右旗萨拉齐镇通往乌盟凉城县公路（以下简称萨凉公路），全长 187 公里，起点包头市土右旗（接 110 国道和高速公路土右旗出入口），终点乌盟凉城县（与省道 102 线相接），穿越一盟二市（乌盟、呼和浩特市、包头市），是横贯自治区中西部地区的一条主要交通干道。

萨凉公路与土右旗境内的美将公路、萨秦公路、萨托公路、萨明公路、萨大公路相连通，并形成土右旗公路网络格局。

(2) 萨托公路 萨拉齐至托克托县公路是土右旗境内贯穿南北的主要交通干线。全长 63 公里，沿线经过萨拉齐镇、吴坝乡、海子乡、廿四乡、党三尧乡、将军尧乡、小召子乡、三道河乡，勾通 142 个行政村，218 个自然村，是 110 国道和 109 国道南北联络的主要干线，也是土右旗公路规划网络“二纵三横五出口”中的“一横”。

其余还有萨明公路、萨大公路、萨秦公路、枣沟公路。

#### 6.1.3.2 铁路

现状萨拉齐镇区内有一座萨拉齐火车站，该火车站概况如下：

(1) 位置：萨拉齐车站位于内蒙古包头市土右旗所在地中心为京包线 757km+877m。

(2) 铁路站场等级：萨拉齐车站技术性质系中间沿路性质为客货站，站场等级为三等站。

### 6.1.4 公用工程条件

#### 6.1.4.1 水源、防洪及排涝条件

##### (1) 水源

山格架化工园区工业用水由黄河水与美岱水库共同承担。

##### (2) 防洪及排涝条件

山格架化工园区雨水管渠的布置根据分散和直捷的原则，密切结合地形，就近将雨水排入水体、低洼地带。

雨水管渠采用明渠或暗管相结合。

工业污水由各入驻园区企业经过一级处理达标后集中排入污水处理厂处理。

#### 6.1.4.2 电源、供电条件

供电工程的建设根据入驻企业的具体情况建设。项目建设期用电从萨拉齐 110KV 变电站和毛岱 110KV 变电站分别提供 35kV 与 10kV 电源。近期在园区规划建设 1 个 220kV 的变电站，同时根据用户的用电情况，适时建设 2 个 110kV 的用户专用变电站；中期在园区规划建设 1 个 220kV 的变电站，同时根据用户的用电情况，规划建设 3 个 110kV 的用户专用变电站。根据企业的需要，在园区内适时建设数个 35/10/0.38kV 变电站即可满足项目不同电压等级的用电负荷的需要。

供电线路规划以线路短捷、减少线路电荷损失为原则，留出合理的高压走廊地带。线路根据变电站的建设敷设，同时预留下一步建设的空间。

#### 6.1.5 土地条件

厂址所在地已经规划为工业用地。目前土地现状为盐碱化荒地，盐碱化程度很高。

厂址范围内无已探明矿产资源。咨询当地文物部门，厂址区无文

物分布。

#### 6.1.5.1 土地使用现状

目前土地现状为盐碱化荒地，，可用作工业开发用地。

#### 6.1.5.2 建设征用土地情况

厂址所在地为包头市山格架化工园区，厂址用地规划为工业用地。

#### 6.1.5.3 征用费用

据包头市土默特右旗人民政府与泛海能源投资包头有限公司建设项目用地协议，协议编号 02 号，项目用地价格为每亩人民币两万元整，包括各种补偿、管理费及项目用地的一切费用。

#### 6.1.5.4 动迁与安置情况

无动迁和安置。

#### 6.1.5.5 生活福利设施协作条件

厂址所在的土默特右旗具有一定的生活服务设施协作条件和劳动动力供应能力。

#### 6.1.5.6 环境保护条件

目前该地区环境空气中二氧化硫和氮氧化物的日平均值均大于大气环境质量环境浓度限值的三级标准，总悬浮颗粒物（TSP）低于大气环境质量浓度限值的二级标准。

该项目采用先进技术，各个技术环节均采取有效措施使污染物处理达标后排放；尽可能减少开发破坏，不加剧水土流失，充分注意保护水资源和改善当地生态环境质量。

厂址地表开阔，人烟稀少，废渣的深埋处理和简单处理都具备条件；附近无居民，噪声不影响人居环境。目前厂址所在地基本没有工业项目，环境容量较大，适宜建设大型化工项目。

#### 6.1.5.7 四邻条件

厂址西北侧为高压走廊及山格架化工园区规划用地，南侧为泛海包头有限公司二期、三期预留用地，东北侧为萨凉公路及八支渠，远离居民点。

### 6.2 厂址方案

#### 6.2.1 厂址方案确定依据

本项目为 60 万吨甲醇项目，符合行业发展规划，充分依托已有条件，积极进行开展地区吸资开发提高总体工业化程度。

选择厂址的基本要求是：

产业合理布局和资源合理配置，有利于产业链生产，创造可持续发展条件。

紧凑布置节约用地、少占耕地。

厂区合理布置满足消防、卫生、安全要求。

产品的运输通畅便捷。

装置的建设和运行，充分考虑装置缩短建设周期，便利运行和检修。

依托社会力量和资源。

有利于公用工程综合利用，节能环保。

节省投资、降低生产成本、增强产品竞争力和提高经济效益。

#### 6.2.2 厂址方案介绍

本项目最终选取方案为山格架化工园区东侧布置。根据建厂条件的论述，在此处建厂有以下优势：

能源优势。位于采矿区边缘，主要原料-煤的运输经济便捷；

无不良地质状况，不受洪水等自然灾害威胁；适合建厂；

环境优势。本地区地势开阔，有利于企业发展；

没有动迁工作。

综上所述，本厂址方案为最终方案，共占地 193 公顷（2899.4 亩）（包括二期 120 万吨/年甲醇装置）。详见《区域位置图》。

## 7 总图运输、公用工程、辅助生产设施及土建

### 7.1 总图运输

#### 7.1.1 全厂总图

##### 7.1.1.1 总平面布置

###### (1) 工厂主要组成

本项目包括生产装置区、公用工程区、罐区和火炬等。

生产装置区：煤气化、CO 变换、低温甲醇洗、甲醇、硫回收、灰水处理、中间料仓；

公用工程区：热动系统、总变、脱盐水、空分/空压、（供水、高压、消防水）、消防站、中控室、（维修、综合仓库、化学品库、备品备件）、循环水、污水处理、运输站及维修；

罐区（甲醇储罐）、火炬、临时渣场、煤库区；

用地面积见表 7.1-1。

表 7.1-1 工厂主要组成及用地面积表 (m<sup>2</sup>)

序号	名称	60 万吨装置占地面积	120 万吨预留装置面积	合计
一	生产装置区			
1	煤气化	10000	12500	22500
2	CO 变换	9900	22500	32400
3	低温甲醇洗	14400	25020	39420
4	甲醇	10800	31500	42300
5	硫回收	6600	17160	23760
6	灰水处理	10000	12500	22500
7	中间料仓	1150		1150
二	公用工程区			
1	热动系统	43220	21710	64930

2	总变	14400	7200	21600
3	脱盐水	10800	21600	32400
4	空分/空压	12600	25200	37800
5	供水、高压、消防水	26280		26280
6	消防站	10530		10530
7	中控室	2400		2400
8	维修、综合仓库	61600		61600
	备品备件、化学品库			
9	循环水	8400	13200	21600
10	污水处理	13700	27400	41100
三	罐区、渣场、煤库			
1	罐区（甲醇储罐）	8065	24335	32400
2	临时渣场	4400	6355	10755
3	煤库区	20110	41220	61330
4	火炬	20000	5400	25400
5	甲醇装车站台	4500		4500
6	煤棚	5280		5280
四	管廊用地	70600		70600
五	其他（包含道路、绿化、铁路等地）	849851.7		849851.7
	预留用地（包括铁路预留）	368570		368570
	共计	1618156.7	314800	1932956.7

## （2）总平面布置原则

严格遵守有关卫生、安全、消防及环境保护等的标准规范及规定。

项目用地应服从区域规划的要求，工厂的布置与周围设施条件相协调，并应考虑发展可能条件。

用地布局应满足煤化工生产对生产工艺、物流、运输方面的要求。



布置力求生产流程顺畅，布局紧凑，不仅应尽量缩短生产区与外部（铁路、公路）的联系，还应缩短生产区内部（各装置之间以及装置与辅助设施、公用工程设施、装卸站、罐区等之间）的物流输送距离，节约能源，减少投资。

合理布置铁路装卸设施，减少铁路对厂区的干扰。

集中布置行政管理设施、空分空压等对环境要求洁净的设施，尽量避免生产装置的污染。

集中考虑火炬用地，安全生产，节约用地。

根据生产的特点，将厂内生产设施按功能要求分区布置。

全厂道路系统形成网络，便于消防、检修及管线铺设。

人货分流，互不干扰。

### （3）总平面布置方案及特点

本项目总图布置包括生产装置、公用工程、储运、火炬，厂前区为另一项目。生产装置位于厂区东北部，公用工程在生产装置和厂前区中间，便于为生产装置服务，储运设施原料煤库、煤棚、汽车装卸场地布置在厂区东南部，在其南侧预留铁路装卸用地，产品罐区布置在厂区东侧，并设置铁路装卸线。火炬及污水处理场布置在全厂最小风频上风侧，减少对生产区影响。

整个布置方案呈现出工艺流程便捷，功能分区明确，装置区集中布置，便于操作管理等特点。

详见附图《总平面布置图》。

总图运输的主要参数指标，见表 7.1-2。

表 7.1-2 总图运输主要参数指标表

序号	指标名称	单位	数量		
			60万吨	预留120万吨	合计
1	本工程占地面积(S)	平方米	1932956.7		1932956.7
2	建、构筑物占地面积(A)	平方米	399735	372200	771935
3	总建筑面积	平方米	599218	560557	1159775
4	道路及广场占地面积(E)	平方米	251280		251280
5	建筑系数(G)	%	20.7	19.3	40.0
6	容积率(H)		0.31	0.29	0.6
7	厂区绿化率(J)	%	12		12

#### (4) 工厂绿化方案及指标

本项目绿化面积 231950 平方米，分别布置于道路两侧以及管廊等地，不集中设绿化区。

#### 7.1.1.2 竖向布置

##### (1) 竖向布置原则

满足工艺生产的要求

填挖方工程量最小

场地排雨水便捷、顺畅

##### (2) 厂区竖向布置

拟建厂区所在区域地势平坦，高差变化不大。

根据地形情况，场地竖向布置拟采用平坡式布置。

##### (3) 场地排水方式

厂内道路采用城市型道路，地表水通过道路坡向路边雨水口至地下雨水管线。

地下管线布置结合竖向设计尽量做到减少管线之间交叉次数，避免各管线抢位、冲突现象。

### 7.1.1.3 主要工程量

表 7.1-3 主要工程量表

序号	项目	单位	数量	备注
1	厂内铁路	km	1651	
2	厂内道路	m <sup>2</sup>	251280	230mm C30 混凝土面层，300mm 级配碎石基层
3	工厂围墙	km	5.2	
4	土石方量			
4.1	填方	m <sup>3</sup>	579800	仅计算去除表面淤泥。
4.2	挖方	m <sup>3</sup>	579800	
4.3	砖瓦厂填方	m <sup>3</sup>	740820	
8	绿化	m <sup>2</sup>	231950	

### 7.1.2 全厂运输

#### 7.1.2.1 全厂运输量及运输方式的选择

60 万吨甲醇项目的原料煤、燃料煤均采用 30 吨载重卡车，由纳林庙煤矿运入至厂区东南侧的煤棚，甲醇产品 80% 由铁路槽车运出，另 20% 则为公路汽车槽车运出。煤的运输车辆及产品甲醇运输罐车均依托社会运输力量，企业暂不考虑自备运输车辆。

在厂区南侧预留 120 万吨甲醇项目的原料煤及燃料煤的铁路装卸线。

厂区内铁路线和京包铁路线相连，本项目铁路线长度为 1651 米。（铁路由专业院设计，不在本设计范围内）。

全厂运输量及运输方式的选择见表 7.1-4。

表 7.1-4 全厂运输量表

序号	货物名称	年运输量(吨/年)		形态	包装方式	备注
		公路	铁路			
一	运入					
1	原料煤	877600		固体	散装	含水 14%煤
2	燃料煤	340320		固体	散装	含水 14%煤
3	添加剂/絮凝剂/分散剂	5200		固/液	桶装	
4	催化剂和化学品	520		固体	桶装	
5	盐酸	600		液体	槽车	
6	碱液	3500		液体	槽车	
7	石灰石/粉	2978		固体	散装/袋装	
	小计	1230718				
二	运出					
1	甲醇	120000	480000	液体	槽车	
2	气化炉粗渣	52288		固体	散装	
3	气化炉细渣	13072		固体	散装	
4	锅炉飞灰	11040		固体		
5	锅炉渣	4720		固体		
6	废催化剂	185		固体		

7	硫磺	1154		固体	袋装	
8	其它	3000		固/液		
	小计	202459	480000			
	合计	1913177				

### 7.1.2.2 主要自备运输设备

主要自备运输设备见表 7.1-5。

表 7.1-5 主要自备运输设备表

	名称	吨位/规格	单位	数量	备注
1	小轿车		辆	2	
2	小客车(面包车)	12 座、24 座	辆	2	
3	大客车	50 座	辆	4	
4	运渣车	15 吨	辆	6	
5	叉车	2 吨	辆	2	
6	救护车		辆	1	
7	地磅	60 吨	台	1	

其余运输设备依托社会条件。

### 7.1.3 设计中采用的主要标准及规范

GB50160-92 《石油化工企业设计防火规范》（1999 年版）

GB50187-93 《工业企业总平面设计规范》

SH/T3013-2000 《石油化工厂区竖向布置设计规范》

GBJ22-87 《厂矿道路设计规范》

GB50016-2006 《建筑设计防火规范》

其它相关规范

## 7.2 给水排水

### 7.2.1 设计依据

依据业主提供的有关技术资料和相关建设地点基础资料编制。并遵循以下中国规范：

《室外给水设计规范》	GB50013-2006
《室外排水设计规范》	GB50014-2006
《建筑给水排水设计规范》	GB50015-2003
《工业循环冷却水处理设计规范》	GB50050-2007
《工业循环水冷却设计规范》	GB50102-2003
《建筑灭火器配置设计规范》	GB50140-2005
《低倍数泡沫灭火系统设计规范》	GB50151—92，2000年版
《自动喷水灭火系统设计规范》	GB50084-2001，2005年版
《水喷雾灭火系统设计规范》	GB50219-1995
《固定消防炮灭火系统设计规范》	GB50338-2003
《建筑设计防火规范》	GB50016-2006
《石油化工企业设计防火规范》	GB50160—92，1999年版
《工业企业设计卫生标准》	GZB 1-2002
《生活饮用水卫生标准》	GB5749-85
《化工企业循环冷却水处理设计技术规定》	HG/T20690-2000

### 7.2.2 给水水源

区域水资源：土右旗境内水资源比较丰富，主要分为地表水、地下水和黄河过境水。其中地表水 0.48 亿立方米，地下水 2.28 亿立方米，黄河过境水每年平均水量 247.56 亿立方米。

#### 7.2.2.1 黄河过境水

黄河流经土右旗境内 103 公里，过境多年平均水量 247.56 亿立

方米，土右旗的取水指标被国家黄委会确定为 3.019 亿立方米。每年的农业实际取水量约 2.4~2.5 亿立方米，尚有约 5000 万立方米的空留用水指标可采取水权交换置换的方式获得。此外，还可通过实施节水改造工程，从现取水量中置换 5000 万立方米/年的用水指标。

根据黄河水资源保护局内蒙古监测站监测结果，黄河水水质如下表所示。

表 7.2-1 黄河水质指标

水质指标	单位	值
泥沙含量	g/L	6.1
PH		8.5
溶解性固体	mg/L	600~700
矿化度	g/L	1.0
氨氮	mg/L	3.33

根据上述分析，黄河水水质较好，经过净水处理可作为园区生产用水。水资源量可通过水权交易转换的供水模式取得。

#### 7.2.2.2 地表水

美岱水库储水量为 2039 万立方米，该水库蓄水除用于现有农业用水 900 万立方米/年外，尚有 1100 万立方米/年的供水能力，可作为园区的应急、备用水源。

#### 7.2.2.3 生活水源。

(A) 生活用水由包头市土默特右旗市政自来水厂供给，目前土右旗现有水厂供水能力为 6 万立方米/日，现供水最大需水量为 2.5 万立方米/日，尚有 3.56 万立方米/日的供水能力，包头市土默特右旗可供园区生活水量为 350m<sup>3</sup>/d。自来水水质符合《生活饮用水卫生标准》(GB5749-85)水质标准。土默特右旗同意将市政自来水管道路敷到界区边，自来水在界区线处的供水压力不低于 0.3MPa。

(B) 生产用水由包头市土默特右旗市政自来水厂供给，可供工业水



量为 12~15 万 m<sup>3</sup>/d。所供水为工业水（处理后的黄河水），土默特右旗市同意将工业水管道敷设到界区边，工业水在界区线处的供水压力不低于 0.4MPa。该区供水由包头市土默特右旗政市自来水厂双线供水。

综上所述，化工园区工业、生活供水水源可靠、有保证。本规划的水源及园区内供水均建在自来水公司供水系统上，水资源供给有保障。

## 7.2.3 给水

### 7.2.3.1 给水水质

生活用水水质符合《生活饮用水卫生标准》GB5749-85 标准；生活用水水质符合《石油化工给水排水水质标准》(SH3099-2000) 标准。

### 7.2.3.2 给水量

根据各生产装置和辅助设施的用水情况，本项目用水量见下表。

表 7.2-2 用水量统计表 单位：m<sup>3</sup>/h

序号	装置名称	生活水		工业水		回用水	冷凝液回用	除盐水	循环水	冷凝液
		正常	最大	正常	最大					
1	备煤									
2	煤气化			69.5	69.5				900	
3	变换								720	
4	低温甲醇洗								630	
5	硫回收								150	
6	丙烯冷冻站								2160	
7	甲醇合成								893	
8	甲醇精馏								337	
9	空分								5760	
10	空压								250	

11	锅炉			0	5	-6		218.6	365	-121.6
12	汽轮发电								950	
13	循环水场			231	231	-105.1/84				
14	除盐车站			121.3	121.3		121.6			
155	污水处理站			1	2					
16	全厂生活	15	18							
17	化验	0.5	1							
18	地面冲洗水			0	2					
19	其它和未预计	0.5	1	30	32					
总计		16	20	452.8	462.8	-138.1/84	121.6	218.6	13115	-121.6

### 7.2.3.3 给水系统划分

根据各装置的用水特点，本项目给水系统分为：生活给水系统、生产给水系统、回用水给水系统、冷凝液回收系统、高压消防水系统、循环冷却水系统和除盐水系统。

本项目 60 万吨/年甲醇为 180 万吨/年甲醇项目的一期工程，60 万吨/年甲醇项目总图布置考虑预留 120 万吨/年甲醇项目的用地。为节约投资，方便施工，本项目给水系统管网（包括生活给水系统、生产给水系统、高压消防水系统、）拟一期、二期统一考虑。

#### (1) 生活给水系统

本系统主要用于向各生产装置和辅助生产装置提供生活间和卫生间的生活用水、实验室用水以及安全淋浴、洗眼器的安全用水。生活用水来源于包头市土默特右旗政市自来水厂。

本项目生活给水系统的供水规格如下：

水量： 正常 16m<sup>3</sup>/h

最大： 20m<sup>3</sup>/h

水质：符合《生活饮用水卫生标准》GB5749-85

水压： $\geq 0.40$ （暂定）MPa

水温：常温

生活给水干管在厂区内布置成枝状管网，管道采用镀锌钢管，管道埋地敷设，管道外壁采用环氧煤沥青加强级防腐。

## （2）生产给水系统

本系统主要用于向生产装置和辅助生产装置提供生产用水和低压消防水。生产水来源于包头市土默特右旗政市自来水厂工业水。

本项目生产给水系统的供水规格如下：

水量：正常  $452.8\text{m}^3/\text{h}$

最大： $462.8\text{m}^3/\text{h}$

水质：符合《石油化工给水排水水质标准》（SH3099-2000）

水压： $\geq 0.40$ （暂定）MPa

水温：常温

生产及低压消防给水干管在厂区内布置成环状管网，并在管网上布置低压消火栓，管径大于 DN100 的管道采用碳钢管；管径小于或等于 DN100 的管道采用镀锌钢管，管道埋地敷设，管道外壁采用环氧煤沥青加强级防腐。

## （3）回用水给水系统

本系统主要用于提供循环水补充水。回用水来源于污水处理厂中的回用水站。

本项目拟建一回用水处理站（设在污水处理场内）。污水经污水处理系统和回用水处理系统处理后达到循环水补充水水质。

本项目回用水系统的供水规格如下：

水量： $138.1\text{m}^3/\text{h}$

水质：符合《污水再生利用工程设计规范》（GB50335-2002）  
中循环水

补充水的水质要求：

水压：≥ 0.40（暂定）MPa

水温：常温

回用水干管在厂区内布置成枝状管网，管径大于 DN100 的管道采用碳钢管；管径小于或等于 DN100 的管道采用镀锌钢管，管道埋地敷设，管道外壁采用环氧煤沥青加强级防腐。

#### （4）冷凝液回收系统

本系统用于收集厂区内生产装置及辅助生产设施的冷凝液，然后送回除盐车站。

本项目冷凝液回收系统的供水规格如下：

水量：121.6 m<sup>3</sup>/h

水压：≥ 0.25（暂定）MPa

水温：常温

本系统管线采用焊接钢管，环状布置，埋地敷设，管道采用加强级防腐。

#### （5）循环冷却水系统

本系统用于向生产装置和辅助生产装置提供所需的循环冷却水。该系统补充水为生产水和回用水，但主要为回用水，所以本循环系统浓缩倍数按 3 倍设计。

本项目根据各工艺装置和辅助设施的用水情况设置了一个循环冷却水场，设计能力为 14000m<sup>3</sup>/h。

循环冷却系统均由冷却塔、吸水池、循环冷却水泵、加药设备、杀菌设备、旁滤器及辅助设施所组成。由工艺装置和空调系统返回的

循环冷却水回水，利用系统余压进入冷却塔，使水温由 38℃ 降至 28℃，进入冷却塔水池，循环水经格栅后进入水泵吸水池，由冷却水泵送至用户循环使用。为了抑制水垢、腐蚀和杀灭菌藻，设置全自动加药设备。为保证系统水中悬浮固体 < 20mg/l，系统设置旁滤器，用于去除水中悬浮固体。

本项目循环冷却水给水供水条件如下

供水水量： 13115 m<sup>3</sup>/h

水温： 给水 28℃

回水 38℃

压力： 给水 0.4MPa

回水 0.2MPa

污垢系数：  $3.44 \times 10^{-4} \text{m}^2 \cdot \text{K/W}$

循环冷却水给水管在厂区内布置成枝状管网，采用碳钢管道，干管埋地敷设，装置区内管道埋地敷设或架空敷设，埋地管道采用环氧煤沥青加强级防腐。循环水管道在进各主要装置之前分别装设流量计、压力表和温度计。

## (6) 除盐水系统

### (A) 除盐水系统概述

除盐水系统设置有除盐水处理站，除盐水处理站制取的除盐水供热动系统的锅炉房和甲醇生产用水，甲醇生产主要是气化和空分用水以及各废热锅炉用水。根据全厂汽水平衡图，各用水设备用水的水质均相同，使用水质均为二级除盐水。二级除盐水的水质指标为电导率 < 0.2μs/cm(25℃)、SiO<sub>2</sub> ≤ 0.02mg/L。

### (B) 除盐水负荷

表 7.2-3 除盐水负荷表

序号	装置及设备名称	二级除盐水 t/h
1	气化和空分	33
2	除氧器	185.6
	合计	218.6

### (C) 原水状况

制取除盐水的原水有二个，一个是厂区的工业用水，另一个是各用热装置回收的蒸汽凝结水（下称工艺凝结水）。

厂区的工业用水的原水为黄河水，黄河水经凝聚，澄清成为工业用水。根据相关资料，黄河水的含盐量在 215~370mg/升范围内波动。

### (D) 除盐水系统设计规模

根据原水的状况，除盐水系统分为二个系统，一个是由厂区工业用水制取除盐水系统，另一个是由工艺凝结水制取除盐水系统。根据全厂汽水平衡图，由厂区工业用水制取除盐水的量约为 105.6 t/h。由工艺凝结水制取的除盐水水量约为 113 t/h，除盐水系统外供除盐水水量为 218.6 t/h。由于工艺凝结水回收系统运行工况比较复杂，易发生故障，为确保热动系统中压锅炉和各装置废热锅炉安全、可靠、连续地运行，以厂区工业用水为原水的除盐水系统的规模按工艺凝结水系统故障时零回收工况的供水量设计。

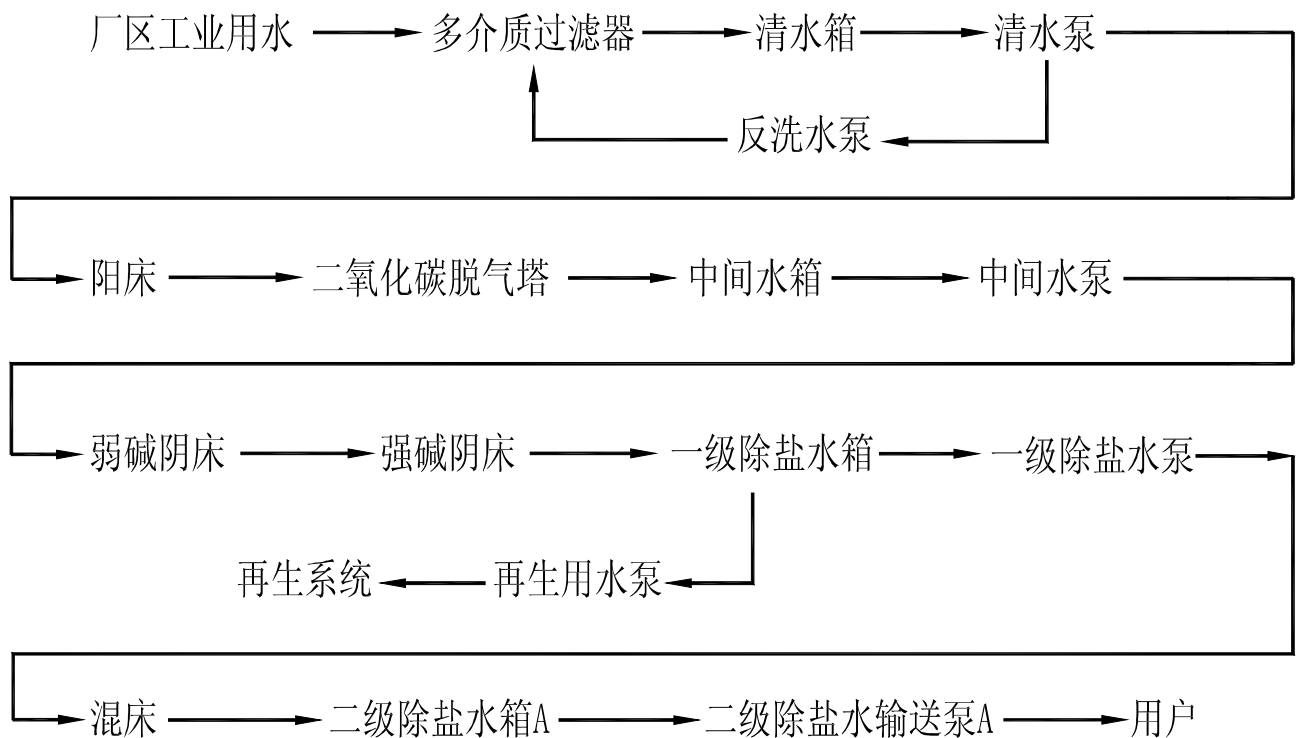
除盐水系统设计规模确定如下：

以原水制取除盐水的设计规模为 218.6 t/h 二级除盐水，当凝结水回收系统运行工况正常时，外供 105.6 t/h 二级除盐水。当凝结水回收系统运行故障状态时，外供水量为 218.6t/h。

以工艺凝结水制取除盐水的的设计规模为 113 t/h 二级除盐水，外供 113 t/h 二级除盐水。当凝结水回收系统运行故障状态时，不对外供水。

(E) 以工业用水为原水的处理系统的简要流程

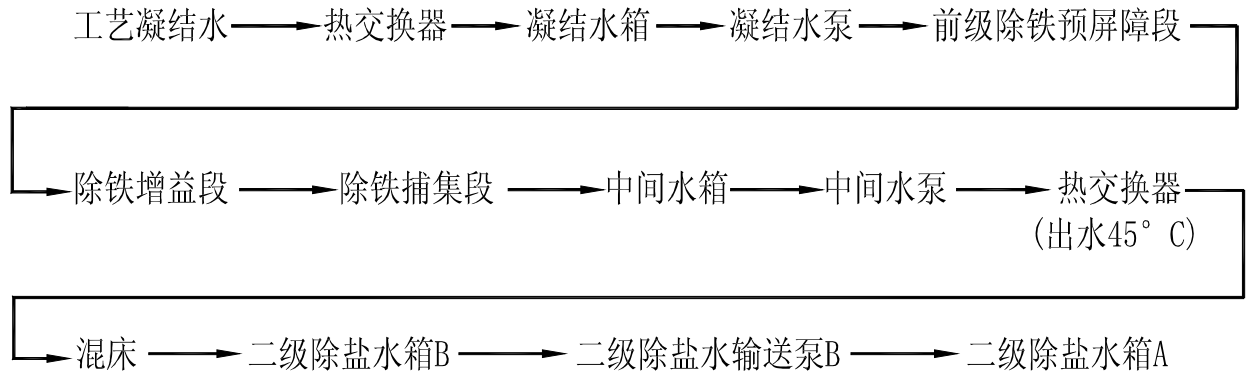
根据厂区工业用水的水质指标，以厂区工业用水为原水的除盐水处理系统的简要流程如下：



根据厂区工业用水的状况，处理流程先降低水中悬浮物，以达到离子交换系统的进水水质指标。一级除盐水采用单元制系统，便于操作和管理，减轻劳动强度。

(f) 以工艺凝结水处理系统的简要流程：

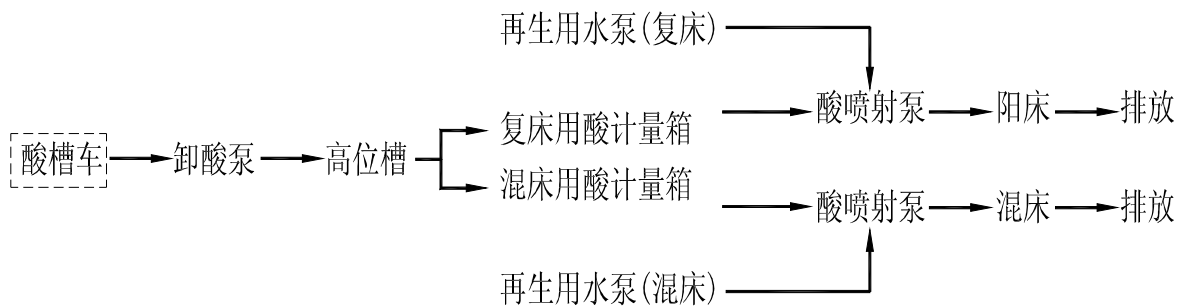




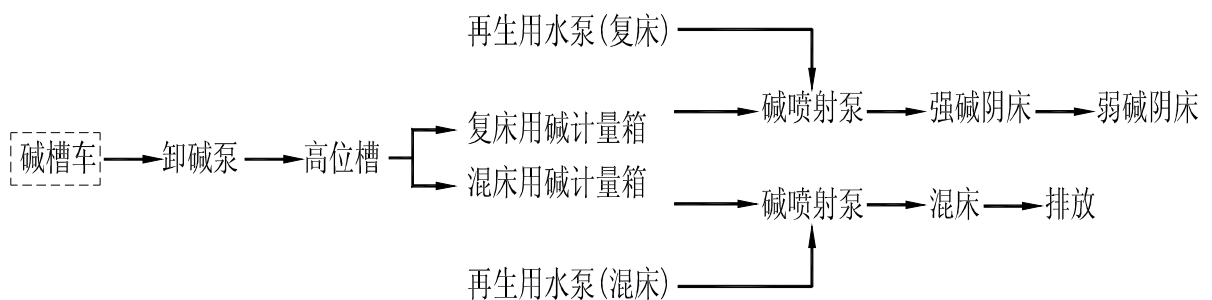
由于工艺凝结水水温较高，所含铁离子较高，处理流程采用先除铁后除盐的流程。

(g) 再生系统的简要流程:

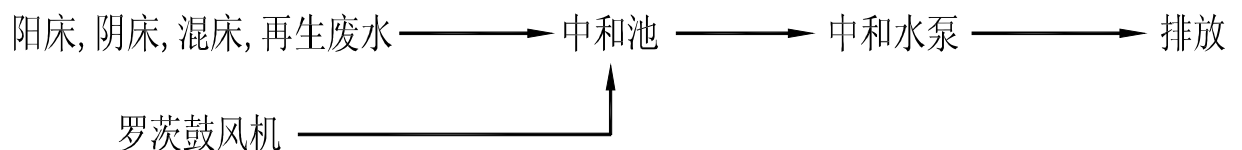
酸系统:



碱系统:



(h) 中和系统的简要流程:



(i) 除盐水系统主要设备:

表 7.2-4 除盐水系统主要设备表

序号	名称	型号及规格	单位	数量	备注
	一、除盐水系统				
1.1	清水泵	Q=150m <sup>3</sup> /h H=30mH <sub>2</sub> O	台	3	
1.2	反洗水泵	Q=400m <sup>3</sup> /h H=30mH <sub>2</sub> O	台	2	
1.3	中间水泵	Q=150m <sup>3</sup> /h H=40mH <sub>2</sub> O	台	3	
1.4	再生用水泵（复床）	Q=100m <sup>3</sup> /h H=35mH <sub>2</sub> O	台	2	
1.5	再生用水泵（混床）	Q=80m <sup>3</sup> /h H=35mH <sub>2</sub> O	台	2	
1.6	一级除盐水泵	Q=130m <sup>3</sup> /h H=32mH <sub>2</sub> O	台	3	
1.7	二级除盐水输送泵 A	Q=130m <sup>3</sup> /h H=35mH <sub>2</sub> O	台	3	
1.8	中和泵	Q=120m <sup>3</sup> /h H=20mH <sub>2</sub> O	台	3	
1.9	脱二氧化碳风机	Q=4000m <sup>3</sup> /h H=192mmH <sub>2</sub> O	台	3	钢衬胶
1.10	罗茨鼓风机	Q=21m <sup>3</sup> /h P=5000mmH <sub>2</sub> O	台	2	
1.11	多介质过滤器	Φ 3000 填料层高 H=1200	台	5	钢衬胶
1.12	阳床	Φ 2500 填料层高 H=2400	台	3	钢衬胶
1.13	弱碱阴床	Φ 2500 填料层高 H=2000	台	3	钢衬胶
1.14	强碱阴床	Φ 2500 填料层高 H=2000	台	3	钢衬胶
1.15	混床	Φ 2000 填料层高 H=1500	台	3	钢衬胶
1.16	二氧化碳脱气塔	Φ 1800 填料层高 H=3200	台	3	钢衬胶
1.17	清水箱	V=250m <sup>3</sup> 12400 × 6200 × 3500	台	1	混凝土
1.19	中间水箱	V=16.9m <sup>3</sup> 3100 × 2600 × 2100	台	3	砼衬玻璃钢
1.19	一级除盐水箱	V=200m <sup>3</sup> Φ 6000 × 8300	台	1	SUS304
1.20	二级除盐水箱 A	V=200m <sup>3</sup> Φ 6000 × 8300	台	1	SUS304
1.21	高位酸槽	V=20m <sup>3</sup> Φ 2524 × 5050	台	2	钢衬胶
1.22	高位碱槽	V=20m <sup>3</sup> Φ 2524 × 5050	台	2	钢衬胶
1.23	酸计量箱（复床）	V=2m <sup>3</sup> Φ 1400 × 1759	台	1	钢衬胶
1.24	酸计量箱（混床）	V=1m <sup>3</sup> Φ 1000 × 1729	台	1	钢衬胶
1.25	碱计量箱（复床）	V=2m <sup>3</sup> Φ 1400 × 1675	台	1	钢衬胶
1.26	碱计量箱（混床）	V=1m <sup>3</sup> Φ 1000 × 1600	台	1	钢衬胶
1.27	中和池	V=550m <sup>3</sup> 21000 × 10000 × 3500	台	1	内衬花岗石板材
	二、工艺凝结水处理系统				
2.1	热交换器 I	凝结水量 Q=125t/h	台	1	
2.2	凝结水箱	V=100m <sup>3</sup> Φ 5000 × 5200	台	1	SUS304
2.3	凝结水泵	Q=140m <sup>3</sup> /h H=40mH <sub>2</sub> O	台	2	
2.4	前级除铁预屏障段	Φ 2000	台	2	
2.5	除铁增益段	Φ 800	台	2	
2.6	除铁捕集段	Φ 2600	台	2	
2.7	中间水箱	V=100m <sup>3</sup> Φ 5000 × 5200	台	1	SUS304

序号	名称	型号及规格	单位	数量	备注
2.8	中间水泵	Q=125m <sup>3</sup> /h H=30mH <sub>2</sub> O	台	2	
2.9	热交换器 II	凝结水量 Q=125t/h	台	1	
2.10	混床	Φ2000 填料层高 H=1500	台	2	
2.11	再生用水泵	Q=80m <sup>3</sup> /h H=30mH <sub>2</sub> O	台	2	
2.12	二级除盐水箱 B	V=100m <sup>3</sup> Φ5000×5200	台	1	SUS304
2.13	二级除盐水输送泵 B	Q=120m <sup>3</sup> /h H=25mH <sub>2</sub> O	台	2	

### (j) 工艺凝结水回收系统

工艺凝结水回收及利用需设置凝结水回收系统。凝结水回收系统为闭式回收系统，各装置的工艺凝结水由各装置自行回收，各装置回收的工艺凝结水送至凝结水回收站，在回收站工艺凝结水经闪蒸蒸汽分离器分离，其二次蒸汽供用热装置使用。闪蒸的压力由用热装置所需蒸汽压力确定。闪蒸后的凝结水送至除盐水处理站进行工艺凝结水处理。

凝结水回收站主要设备表见下表：

表 7.2-5 凝结水回收站主要设备表

序号	名称	型号及规格	单位	数量	备注
1	低压闪蒸蒸汽分离器	Φ2800×8400	台	2	

### (k) 除盐水处理站设备布置

除盐水处理站设备布置分水处理间、酸碱系统间、罗茨鼓风机房及室外布置四个部分。水处理间布置有阳床、弱碱阴床、强碱阴床、二氧化碳脱气塔、中间水箱、各类水泵、控制室、分析室和配电间以及凝结水处理的所有设备。酸碱系统间布置所有的再生系统的设备。室外布置有原水箱、凝结水箱、二级除盐水箱（A 和 B）、凝结水处理的中间水箱和中和池。邻近中和池布置有罗茨鼓风机房。水处理间的梁底标高为 12m，酸碱系统间梁底标高为 8m，罗茨鼓风机房梁底标高

为 4.5m。除盐水处理站占地面积为 80m×80m。

(1) 除盐水处理系统主要技术经济指标表

表 7.2-6 除盐水处理系统主要技术经济指标表

(以工艺凝结水全部回收利用的工况)

序号	名称	单位	数量	备注
I	以厂区工业用水为原水			
一	生产规模	m <sup>3</sup> /h	105.6	
二	产品方案			
	二级除盐水处理	m <sup>3</sup> /h	105.6	
三	年操作时间	小时	8000	
四	主要原材料			
1	厂区工业用水			
	二级除盐水处理单位消耗	m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup>	1.11	
2	31%HCl			
	二级除盐水处理单位消耗	kg/m <sup>3</sup>	0.90	
3	30%NaOH			
	二级除盐水处理单位消耗	kg/m <sup>3</sup>	1.10	
五	电力消耗			
	二级除盐水处理单位消耗	kw/m <sup>3</sup>	2.19	
六	废水排放量			
	二级除盐水处理单位消耗	m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup>	0.11	
II	以工艺凝结水为原水			
一	生产规模	m <sup>3</sup> /h	113	
二	产品方案			
2	二级除盐水处理	m <sup>3</sup> /h	113	
三	年操作时间	小时	8000	
四	主要原材料			
1	工艺凝结水			
	二级除盐水处理单位消耗	m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup>	1.10	
2	31%HCl			
	二级除盐水处理单位消耗	kg/m <sup>3</sup>	0.08	
3	30%NaOH			
	二级除盐水处理单位消耗	kg/m <sup>3</sup>	0.090	
五	电力消耗			
	二级除盐水处理单位消耗	kw/m <sup>3</sup>	1.47	
六	废水排放量			
	二级除盐水处理单位消耗	m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup>	0.10	
III	装置定员	人	18	
IV	占地面积	m <sup>2</sup>	180×180	包括预留位置

## (7) 高压消防水系统

本系统用于为仓库提供自动喷水灭火系统用水。该系统由消防泵、稳压泵、喷头和高压消防水管网组成。原水为工业水。

本项目因占地面积较大，根据《建筑设计防火规范》[GB50016-2006]的要求，消防设施的设置原则按照规范是以厂区在同一时间内发生火灾二次为依据。一处为罐区消防供水最大为每小时 $1800\text{m}^3$ ，贮存6小时的消防用水为 $10800\text{m}^3$ 。另一处为辅助生产设施，消防水量按 $30\text{L/s}$ 计算，火灾延续供水时间按2小时计算。消防水总储水容积为 $12000\text{m}^3$ 。

本项目拟在厂内设一个消防泵站。内设三台消防泵（二用一备）、二台稳压泵（一用一备）和消防水池。

在无火灾的情况下，由稳压泵维持系统压力；在火灾时由消防泵提供消防水。消防泵站为全自动控制。

消防泵站设计参数如下：

设计流量：	$2000\text{m}^3/\text{h}$
消防泵压力：	$0.90\sim 1.1\text{MPa}$ （在装置界区线）
一次消防水量：	$12000\text{m}^3$
火灾延续时间：	6 hr
补水时间：	$\leq 48\text{ hr}$

事故发生时，为防止消防水产生二次污染，消防污水不能直接向外排放，而是收集到拟建的消防事故污水收集池，检测达标后方可排放。

本项目拟建一消防事故污水收集池，有效容积 $15000\text{m}^3$ 。用于收集发生事故时储罐的物料量、消防水量、可能进入该系统的降雨量等。

高压消防给水管网在主要生产装置和罐区周围布置成环状管网，

消防水泵站有两条出水管与环状管网连接，以保证消防的可靠性。在管网上设地上式高压消火栓和消防炮，消火栓沿道路和装置区周边布置，并根据装置消防要求设置一定数量的消防炮和软管卷盘。管道采用碳钢管，埋地敷设，管道外壁采用的氧煤沥青加强级防腐。

## 7.2.4 排水

### 7.2.4.1 排水量

根据各生产装置和辅助生产装置的排水情况，本项目排水量见下表。

表 7.2-7 排水量汇总表 (单位: m<sup>3</sup>/h)

序号	装置名称	生产污水		清净废水		生活污水	
		正常	最大	正常	最大	正常	最大
1	生产装置	55	55				
2	锅炉系统	0	5	6	6		
3	循环水场			105.1	105.1		
4	除盐车站			24.3	24.3		
5	全厂生活					15	18
6	化验	0.5	1				
7	地面冲洗水	0	2				
8	其它和未预计	5	5	27	29	0.5	1
总计(污水处理站)		60.5	68	138.1	140.1	15.5	19

注：除盐车站的清净废水直接排入雨水管网。

### 7.2.4.2 排水系统的划分

本项目排水系统按清污分流的原则，分为生产污水系统、生活污水系统、清净下水系统、污染雨水和地面冲洗水系统、雨水系统。

本项目 60 万吨/年甲醇为 180 万吨/年甲醇项目的一期工程，60 万吨/年甲醇项目总图布置考虑预留 120 万吨/年甲醇项目的用地。为节约投资，方便施工，本项目排水系统管网拟一期、二期统一考虑。

分述如下：

### (1) 生产污水系统

本系统用于收集和排放生产装置和辅助生产装置产生的生产污水。

生产装置和辅助生产装置的生产污水经管路收集送至本项目拟建的污水处理场，经污水处理系统处理后，达到化工区污水接管标准后排化工区污水处理厂进一步处理。

本系统管道采用铸铁管道和钢筋混凝土检查井，管道外壁采用环氧煤沥青一般级防腐。

### (2) 生活污水系统

本系统用于收集和排放界区内的生活污水。

生活污水经化粪池预处理后，然后经管路收集送至本项目拟建的污水处理场，达到化工区污水接管标准后排化工区污水处理厂进一步处理。

本系统管道采用铸铁管道和钢筋混凝土检查井，管道外壁采用环氧煤沥青一般级防腐。

### (3) 清净下水系统

本系统用于收集和排放生产装置和辅助生产装置产生的清净下水。

清净下水经管路收集后，然后经管路收集送至本项目拟建的污水处理厂的回用水处理系统，清净下水经水处理系统处理后达到循环水补充水水质标准后，然后回用。

本系统管道采用铸铁管道和砖砌检查井，管道外壁采用环氧煤沥青一般级防腐。

### (4) 污染雨水和地面冲洗水系统

本系统用于收集和排放污染区的初期雨水和地面冲洗水。



污染区的初期雨水和地面冲洗水经管路收集后，然后经管路收集送至本项目拟建的污水处理场，达到化工区污水接管标准后排化工区污水处理厂进一步处理。

本系统管道采用铸铁管道和钢筋混凝土检查井，管道外壁采用环氧煤沥青一般级防腐。

### (5) 雨水系统

本系统用于收集和排放界区内的污染区的后期雨水和未污染区的雨水。设计最大流量为  $4.87\text{m}^3/\text{s}$ ，采用包头地区暴雨强度公式为：

$$q = \frac{1663.32(1+0.985LgP)}{(t+5.40)^{0.85}} \quad (\text{L/s ha})$$

式中： $q$ ——设计暴雨强度 ( $\text{L/s} \cdot 10^4\text{m}^2$ ) ；

$P$ ——设计暴雨强度重现期 (a) 。

$t$ ——降雨历时 (min) 。

界区内的污染区后期雨水和未污染区的雨水经管道收集后，进入市政排水沟。

本系统管道采用混凝土管。

### 7.2.4.3 污水处理

回用水水质：满足《工业循环冷却水处理设计规范》(GB50050-2007)中循环水补充水的水质要求，详见下表。

表 7.2-8 循环水补充水的水质

序号	项 目	水质
1	PH	7.0-8.5
2	悬浮物(mg/L)	$\leq 10$
3	浊度(NTU)	$\leq 5$
4	BOD <sub>5</sub> (mg/L)	$\leq 5$
5	COD <sub>cr</sub> (mg/L)	$\leq 30$

序号	项 目	水质
6	铁(mg/L)	≤0.5
7	锰(mg/L)	≤0.2
8	氯离子(mg/L)	≤250
9	钙硬度(mg/L) (以 CaCO <sub>3</sub> 计)	≤250
10	甲基橙碱度(mg/L) (以 CaCO <sub>3</sub> 计)	≤200
11	氨氮(mg/L)	≤5
12	总磷 (以 P 计)	≤1
13	总溶固(mg/L)	≤1000
14	游离氯(mg/L)	末端 0.1~0.2
15	石油类(mg/L)	≤5
16	细菌总数(个/mL)	<1000

### 7.2.5 主要设备

本项目给排水系统主要设备见下表：

表 7.2-9 给排水系统主要设备

序号	设备及构筑物名称	型号 规格	数量	备注
一、循环水场				
1	逆流式抗腐蚀轻型结构冷却塔	Q=3500m <sup>3</sup> /h,风机功率200kW	4座	
2	循环水泵	Q=3500m <sup>3</sup> /h,H=50m,N=710kW	5台	4用1备
3	全自动无阀过滤器	Q=200m <sup>3</sup> /h	4套	
4	自动加药装置		2套	
5	冷却塔底集水池	76mX22mX2.5m (H)	1座	
6	吸水池	45mX3mX3.5m (H)	1座	
7	加药间、药品库	18mX9mX4.5m (H)	1座	
8	循环水泵房(含控制室)	51mX9mX6.5m (H)	1座	
9	电动单梁起重机		1台	
10	排水泵	Q=10m <sup>3</sup> /h, H=12m,	1台	

序号	设备及构筑物名称	型号 规格	数量	备注
二、高压消防水泵站				
1	高压消防泵	Q=1000m <sup>3</sup> /h, H=110m	3 台	2 用 1 备
2	稳压泵	Q=54m <sup>3</sup> /h, H=90m	2 台	1 用 1 备
3	电动单梁起重机		1 台	
4	排水泵	Q=10m <sup>3</sup> /h, H=12m	1 台	
5	消防事故污水收集池	有效容积V=15000 m <sup>3</sup>	1 座	

### 7.2.6 全厂水平衡图

见附图全厂水平衡图。

## 7.3 全厂供电和电信

### 7.3.1 供电

#### 7.3.1.1 研究范围

本可研范围包括：新建 60 万吨/年甲醇装置及辅助装置和公用工程等的电气部分作可研报告。即作变配电、动力、照明、防雷、防静电及接地供电外线及道路照明等可研报告。

#### 7.3.1.2 标准、规范及规定

本可研报告将遵循国家标准规定的有关电力专业的各种标准、规范及规定。除了遵循国家的电气标准外，还应遵循原国家石化局及国家电力局制定的有关电力专业的标准和规定。本可研报告所采用的标准、规范 and 规定如下：

《3-110KV 高压配电装置设计规范》 (GB50060-92)

《10KV 及以下变电所设计规范》 (GB50053-94)

《电力装置的继电保护和自动装置设计规范》 (GB50062-92)

《电力装置的电测量仪表装置设计规范》	(GBJ63-90)
《低压配电设计规范》	(GB50054-95)
《供配电系统设计规范》	(GB50052-95)
《建筑设计防火规范》	(GB50016-2006)
《石油化工企业设计防火规范》(1999年版)	(GB50160-92)
《爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范》	(GB50058-92)
《电力工程电缆设计规范》	(GB50217-94)
《建筑物防雷设计规范》(2000年版)	(GB50057-94)
《化工企业静电接地设计规范》	(HG/T20675-1990)
《工业与民用电力装置的接地设计规范》	(GBJ65-83)
《建筑物电子信息系统防雷技术规范》	(GB50343-2004)
《电能质量公用电网谐波标准》	(GB/T14593-93)

### 7.3.1.3 用电负荷

根据工艺及有关专业提供的生产装置,辅助生产装置及公用工程等条件,经初步计算,本可研项目总用电量约为 37501kW,在总用电 37501kW 中高压负荷为 17340kW,其余为低压负荷。其负荷情况及计算,详见表 7-3-1 全厂需用电量负荷表。

表 7.3-1 全厂需用电量负荷表

项目 序号	装置或厂房名称	需要容量 (kW)			选定变压器台数及容量 (kVA)	备注
		10kV	380V	合计		
	一、工艺装置					
1	煤气化装置	4300	5842	10142		
2	甲醇装置		1169	1169		
3	空分/空压	2000	750	2750		
	小 计	6300	7761	14061		
	二.辅助装置					
1	行政管理区		800	800		
2	罐区		1000	1000		
3	备品备件及化学品库		400	400		
4	编组站及清洗站		400	400		
5	维修厂房		400	400		
6	控制中心		400	400		
	小 计		3400	3400		
	三.公用工程					
1	水系统 (包括循环水, 除盐水, 给排水系统, 污水)	2340	2000	4340		

	处理系统和消防水)					
2	透平空冷		2700	2700		
3	全厂供电及照明		500	500		
4	热电站	8700	1800	10500		
5	其它		2000	2000		
	小 计	11040	9000	20040		
	合 计	17340	20161	37501		
	考虑 0.95 同时系数后负荷			35626		
	当发电机发生故障时需电网供电负荷			31000		
	总变电所选定变压器台数及容量 (kVA)				2x31500	

#### 7.3.1.4 环境特征、负荷等级

根据工艺生产特点，甲醇原料为  $H_2$ 、 $CO$  属于易燃易爆，有毒有害物质，甲醇化工生产过程属于高温高压、易燃易爆的生产环境。现场配电设备及材料相应选用满足防爆介质级别及组别的防爆电气设备，且应按照防爆场所电气设备安装施工规定实施。

根据国家有关电气设计规范及化工设计标准 HG/T20664-1999 “化工企业供电技术规定”，甲醇原料为  $H_2$ 、 $CO$  属于易燃易爆，有毒有害物质，甲醇化工生产过程属于高温高压、易燃易爆的生产环境。由于生产中有易燃易爆介质及连续生产要求，所以对供电的连续性及其可靠性要求很高。停电所造成的经济损失很大，故用电负荷中绝大部

分均为二级以上负荷。其中还有部分一级负荷,如大型压缩机的润滑油泵, 盘车电机等。各套生产装置中仪表控制系统中的 DCS 电源、电信及火灾自动报警系统和事故照明电源等均为一级负荷, 其余与生产过程无关的用电负荷为三级负荷。

#### 7.3.1.5 电力供应和资源状况

本次新建厂区位于山格架化工园区内, 山格架化工园区位于土默特右旗(简称土右旗)隶属于内蒙古自治区最大的工业城市—包头市, 地处呼和浩特、包头、鄂尔多斯三市的“金三角”腹地—土默川平原的中部, 东距呼和浩特市 100 公里, 西距包头市 45 公里, 南距鄂尔多斯市 140 公里, 是较大城市 200 公里之间的黄金连接点, 地理位置十分优越。

土右旗北依大青山、与包头市固阳县和呼市武川县毗邻, 东与呼和浩特市土左旗、托克托县接壤, 西与包头市九原区交界, 南以黄河为界与伊克昭盟接壤。按地理环境分为山区、沿山区和平原(黄河灌区)区三个经济区。

土右旗 220KV 变电站现有主变一台, 容量为 120000KVA, 能够提供一回 110KV 电源; 土右旗 220KV 变电站将进行扩建, 新增 2# 主变, 容量为 150000KVA, 可提供另一回路 110KV 电源, 从而实现 110KV 双回路供电。项目建设期用电从萨拉齐 110KV 变电站和毛岱 110KV 变电站分别提供 35KV 与 10KV 电源。另外包头供电局 2007 年 3 月份开始在山格架工业园区新建 110KV 变电站, 完全可以为项目建设期用电提供可靠电源。还可根据煤化工项目生产用电需求, 建



设满足项目生产用电的专用变电站，专供项目生产用电。

(1) 地区现有电网变电站情况

序号	变电站名称	电压等级 (kV)	主变容量(kVA)	出线电压等级 (kV)	现有负荷 (kW)	富裕容量 (kW)	距厂区距离 (km)
1	土右变电站	220	120000	110, 10	70000	50000	18
2	萨拉齐变电站	110	40000 31500	35, 10	42000	29500	14
3	美岱变电站	110	16000	10	9500	6500	22
4	毛岱变电站	110	31500	35, 10	17500	14000	14
5	大城西变电站	35	2000 2000	10	2800	1200	24
6	团结变电站	35	3150 2000	10	3000	2150	18
7	小召子变电站	35	2000 2000	10	1800	2200	32
8	东二坝变电站	35	1800 6300	10	1200	6900	46
9	党三尧变电站	35	2000	10	1300	700	15

	站						
10	双龙变电站	35	3150	10	1100	2050	28

(2) 可供电新建厂区的变电站情况

序号	变电站名称	电压等级 (kV)	主变容量(kVA)	出线电压等级 (kV)	现有负荷 (kW)	富裕容量 (kW)	距厂区距离 (km)
1	土右变电站	220	120000	110, 10	70000	50000	18
2	萨拉齐变电站	110	40000	35, 10	42000	29500	14
			31500				
3	毛岱变电站	110	31500	35, 10	17500	14000	14

(3) 可供电新建厂区的变电站

土右旗 220KV 变电站现有主变一台，容量为 120000KVA，能够提供一回 110KV 电源；土右旗 220KV 变电站将进行扩建，新增 2# 主变，容量为 150000KVA，可提供另一回路 110KV 电源，从而实现 110KV 双回路供电。距离新建厂区 18 千米左右。

因此，本项目所在区域电量充足，通过一定的改扩建及新建变电站，可确保本项目经济运行的可靠性，满足工艺装置、公用工程及辅助设施的电力负荷需求。

### 7.3.1.6 供电方案

根据厂区供电电源情况及用电负荷量及负荷等级确定供电方案。本工程根据“以汽定电、热电联产”的原则，在新建厂区内拟建一座自备热电站。拟建 2 台其装机容量分别为 2 台 7500 kW 发电机组，此热电站正常时为本工程提供部分用电，当一台机组检修或故障时，所需电量由电网供电。

在自备热电站内，新建的总变变电站的两回路 110kV 电源均引自土右旗 220KV 变电站的 110kV 不同母线段，均为专线供电。总变内设置两台 31500kVA 电力变压器，电压等级为 110kV/10kV，其系统接线形式：110kV 侧为内桥接线，10kV 侧为单母线分段，正常时两台主变分列运行。在整个厂区除总变电所外，又分别设置了四座 10/0.4kV 区域配变电所，分别为煤气化配变电所(1#配变电所)、甲醇装置配变电所(2#配变电所)、空分/空压配变电所(3#配变电所)、循环水场配变电所(4#配变电所)，四座区域配变电所均由总变 10kV 不同母线段分别引来两回路 10kV 电源，在各区域配变电所内 10kV 侧采用单母线分段接线，以保证各装置区用电可靠性。其中热电站、煤气化装置、空分/空压装置、循环水场装置的 10kV 高压电机单机容量大于 2000kW 以上由总变 10kV 母线直接供电。为减少电机起动容量引起母线太大的压降，对电机采用软起动，以减小母线压降。

详见总变电气主接线图。

#### 7.3.1.7 配电电压等级：

因为总变电站的进线电源电压等级为 110KV，所以有 110kV 电压等级。110/10kV 变压器的低压侧为 10kV 电压等级以及各生产装置

10kV 高压电机，都需要 10kV 电压等级，所以有 10kV 电压等级，还需满足装置低压电机 380V 和照明 220V，以及其它低压负荷，所以本工程的配电电压等级有 110kV，10kV，380V 和 220V。

#### 7.3.1.8 供电系统

- (1) 110kV 供电系统：采用三相三线、中性点不接地系统。
- (2) 10kV 供电系统：采用三相三线、中性点不接地系统。
- (3) 380V/220V 低压配电系统：采用 TN-S 或 TN-C-S 系统，中性点直接接地系统。

#### 7.3.1.9 配电原则：

(1) 对于总变 110kV 进线及装置区域各配变电所的 10kV 的进线截面选择原则是一样的，即当一进线回路故障或检修时，另一回进线应能承担全部电气负荷来选择进线截面，以保证本工程全部装置的正常运行。

#### (2) 关于继电保护和自动装置设计原则

(A) 110kV 及 10kV 系统：进线、出线、母联及变压器保护的配置，应按国标 GB50062-92 电力装置的继电保护和自动装置设计规范配置，选用综合微机保护。

(B) 10 kV 电动机：应按国标 GB50062-92 电力装置的继电保护和自动装置设计规范配置高压电动机保护，即装设电流速断保护(或纵联差动保护)，过负荷保护，单相接地保护及失步保护(如为同步电动机)等。

(C) 低压回路配电：进线及母联应有短路、过载、接地和失压保护。

(D) 低压电机应设有短路瞬动及过热保护。

### (3) 10kV 配变电所进线电缆截面选择原则

对于 10kV 配变电所进线电缆截面的选择原则，是按当一进线回路故障或检修时，另一回路进线应能承担全部电气负荷来选择电缆的截面，以保证本工程的全部装置的正常运行。

### (4) 关于配变电所降压变压器容量选择原则

配变电所降压变压器容量选择原则：是按一台变压器故障时，另一台变压器容量应能承担全部电气负荷来选择容量，以保证本工程的全部装置正常运行。

### (5) 关于电压降指标

(A) 在最小短路容量时，母线电压降不超过：

电机经常起动：	10%
大型电机起动：	15%
电动机自动起动：	15%

(B) 在额定电压下，电缆线路电压降不超过：

电机正常起动：	5%
大电机起动或再起动时：	10%
照明回路：	2.5%

#### 7.3.1.10 功率因数补偿

根据国家规定，功率因数应在 0.9 以上，根据当地供电局规定，功率因数应在 0.95 以上，因此在总变及各配变电所所接的 10kV 母线和低压变电所 380V 母线分别进行补偿，其具体补偿值，应视其高、

低压负荷大小计算确定后，分别进行补偿，应确保功率因数在 0.95 以上。

#### 7.3.1.11 对于谐波的防治

由于本项目所采用的电气设备有产生谐波的可能，主要的是电力换流设备，如：整流设备、变频设备、UPS 装置等，都有可能产生谐波。为此我们应采取防治谐波的措施，我们的防治原则是：对于产生谐波的各种电气设备，应遵守“GB/T14593-93 电能质量公用电网谐波”标准，要求将设备产生的谐波限制在上述标准之内。

其防治谐波的原则：是设备产生的谐波，应能自动消除或限制在国标允许范围之内。

#### 7.3.1.12 节电措施

##### (1)采用高效节能的电气设备

对于电机选用 Y 系列的节能电机；对于变压器尽量选用节能的干式或先进的全封闭节能变压器；灯具选用高效节能金属卤化物灯；低压电器元件也尽量选用节能的接触器等电气设备。

##### (2)提高功率因数

与工艺一起选用功率因数高的电机；对于大型电动机，应优先选用同步电动机，以提高功率因数；对于灯具也应选用功率因数高的照明灯具，如金属卤化物灯。

##### (3)降低线损

从配电线路出发，尽量配置最短的路径，以减少配线的长度，从而降低线损。此外，在同样导线截面下应选择载流量大的电缆，应优

先选 YJV 型电缆，而不选择 VV 型电缆，这样既节约投资又减小线损。

#### (4)减少起动能耗

对于装置内大容量电动机的起动，采取软起动的方法，不采用变压器-电动机组织直接起动的办法，以减少变压器所带来的损耗。

### 7.1.3.13 防雷、防静电及接地措施

#### (1)防雷系统

本工程内具有爆炸危险环境的建筑物为第二类防雷建筑物，其它为第三类防雷建筑物。

为防直击雷，在第二、三类防雷建筑物上装设避雷网，屋面分别设置不应大于 10m×10m 或 20m×20m 的避雷网格，避雷网应通过引下线接到防雷接地装置。

为防感应雷，在建筑物内设备、管道、构件等金属物件应就近接到防雷接地装置。

对于露天布置的储罐、容器等金属设备当顶板厚度大于 4 mm 时可不设避雷针保护，但必须与地下接地装置相连。在直径大于 1.5 米时，其与地下接地装置干线还不应少于两处连接。

对于钢筋混凝土的高大建筑物和烟囱设置避雷针保护并利用烟囱主钢筋或设置单独的引下线，与接地干线相连。

#### (2)接地系统

本工程 10kV 则为不接地系统，低压系统为变压器中性点直接接地系统，即 TN-C 或 TN-C-S 系统。



电气设备的金属外壳，贮存易燃气体或液体的金属储罐、容器均需接地。

对于输送易燃气体或液体可能产生静电的管道及管架，则按大约20-30m 距离需做防静电接地。

仪表接地系统根据需要可单独设置，并与电气接地系统分开，也可采用与电气组成一个共用的接地系统。

上述接地：包括低压变压器中性点接地、电气设备外壳接地、防静电接地和防雷接地，均连接在一起，组成一个统一的接地系统，其总的接地电阻总值应不大于 1 个欧姆。

#### 7.3.1.14 主要电气设备选择

电气设备材料选择主要遵照安全可靠，技术先进，经济节能，符合环保等原则，具体设备选择如下：

- |                                                      |     |
|------------------------------------------------------|-----|
| (1) 110kV 开关柜：GIS 组合柜（带微机综合保护）                       | 1 套 |
| (2) 电力变压器：110/10kV 31500kVA                          | 2 台 |
| (3) 10kV 开关柜：选用先进的 KYNX-10 型，铠装移开中置式金属封闭开关柜（带微机综合保护） | 一批  |
| (4) 干式电力变压器：10/0.4kV 1000-2500kVA                    | 一批  |
| (5) 220V 直流成套装置：GZDW-220V 65~120Ah                   | 一批  |
| (6) 低压配电柜：选用当前先进的 GCK、GCS 或 MNS 型低压抽屉式开关组。           | 一批  |
| (7) 电容补偿：10kV 电容器                                    | 一批  |
| 0.4kV 电容器                                            | 一批  |

(8) UPS 装置：120kVA 保持 1 小时 一批

(9) 电力电缆：无论高压、低压和控制电缆均选用铜芯交联聚乙烯绝缘聚氯乙烯护套电力电缆和控制电缆。其型号为 ZR--YJV 和 ZR--KYJV 型，并且应是防火阻燃型电力电缆。

ZR--YJV-10KV:  $3 \times 95—3 \times 120 \text{ mm}^2$  一批

ZR--YJV-0.6/1KV:  $3 \times 4 \sim 3 \times 240 \text{ mm}^2$  一批

$4 \times 6 \sim 4 \times 240 \text{ mm}^2$  一批

ZR--KYJV-0.6/1KV:  $4 \times 1.5 \sim 24 \times 1.5 \text{ mm}^2$  一批

(10) 动力配电箱、照明配电箱、及现场开关按钮和照明灯具等，根据不同场所分别选用普通型、防水防尘型、防腐型及各种防爆型等电气设备一批。

### 7.3.1.15 占地，建筑面积及定员

#### (1) 占地及建筑面积

本项目新建总变电站及 4 个配变电所，它们的占地和建筑面积，详见总图和土建部分。

#### (2) 定员

因是新建一个总变，需要有人值班，且巡视 4 个配变电所。因此每班需 4 人，按四班三运转计算定员，再加技术负责人一名，共计 17 人。

另考虑中小修维修，约 8 人，总计电气定员 25 人。

### 7.3.1.16 电修

基于山格架化工园区已规划设置集中的维修工厂。根据各企业进

入的情况，逐步建立维修中心及机械加工厂，满足各用户大、中型修理的要求。连同依托园区周围现有的其它企业的专业维修厂，可以形成一个适合各类生产规模和企业需要的维修网络，为园区的开发建设提供良好的外部协作环境。

故可以按照承担小型维修任务和特殊需要设置维修车间，并配备相应的机修、电修、仪修的设备和技术人员，各生产装置配备日常巡检人员，承担巡检任务。

### 7.3.2 电信

#### 7.3.2.1.可研范围

本可研电信范围是仅对 180 万吨/年甲醇装置及辅助装置和公用工程等电信部分作可研。本工程电信设施由行政电话系统、生产调度电话系统、各装置区设置的内部通信及扩音对讲系统、工业电视系统、火灾自动报警系统、数据传输系统以及相应的电信网络等组成。本可研范围就是对此电信设施作可研报告的设计。

#### 7.3.2.2 标准、规范和规定

本可研所选用的标准、规范和规定如下：

《工业企业通信设计规范》	( GBJ42-81 )
《爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范》	( GB50058-92 )
《工业企业扩音通信系统设计规范》	( CECS62: 94 )
《建筑与建筑群综合布线系统设计规范》	( GB/50311-200 )
《工业企业通信接地设计规范》	( GBJ79-85 )
《建筑设计防火规范》	( GB50016-2006 )

《石油化工企业设计防火规范》（1999 年版）	（GB50160-92）
《工业电视系统工程设计规范》	（GBJ115-87）
《化工企业生产装置电信设计技术规定》	（CD91A2-89）
《火灾自动报警系统设计规范》	（GB50116-98）

### 7.3.2.3 电信设施组成

本工程需在综合楼设置电信站，以解决本工程电信任务的完成。

本工程电信设施由行政电话系统，生产调度电话系统、各生产装置区设置的内部通信及扩音对讲系统，工业电视系统、火灾自动报警系统，数据传输系统以及相应的电信网络等组成。

### 7.3.2.4 电信需求及系统技术方案

根据可研对 180 万吨/年甲醇装置及辅助装置和公用工程对电信部分的需要，作出以下电信系统的技术方案：

#### (1)行政电话系统

为了满足生产装置和配套项目，日常行政管理的需要，必需新设立行政电话站。甲醇装置和配套项目所需行政电话数量为 291 门，一期为新建电话站 500 门，远期为 1000 门，其各装置及配套项目电话数量，详见表 7.3-2 电信业务需求预测表。

#### (2)调度电话系统

为了统一指挥、管理生产集中控制的需要，每套装置需装调度电话，新建厂区需设调度电话站。甲醇装置和配套项目所需调度电话数量为 51 门，供给调度电话总机一期为 80 门，远期为 10 门具体调度电话数目详见表 7.3-2 电信业务需求预测表。

### (3)内部通信及扩音对讲系统

本工程各装置的各主要生产装置区，装设内部通信及扩音对讲系统，以便各装置区内部各岗位操作现场与其控制室的通信联系，以及生产巡回检查、维护等联系。每套装置按 8-20 个点设置，组成一个完整的扩音对讲系统，装于控制室。室外的扩音对讲电话（或话站），设置在环境噪声为 80-100 分贝的重要生产区或在非定点值守岗位的生产区。在噪声岗位使用的扬声器应比环境噪声高 10 分贝。至于电信设备型号的选择，包括扩音对讲电话在内的电信设备，如扬声器、电话机或话站应采用相应环境的电信设备。

根据电气标准所确定爆炸危险区及等级划分，本系统在爆炸危险区内采用防爆型通信设备及线路，其他户外安全区采用全天候型。

此外，每套装置及公用工程还需配备一定数量的无线通信设备（对讲机），根据各套装置的复杂情况，设备多少及人员情况，确定对讲机数量多少，其具体数量详见表 7.3-2 电信业务需求预测表。

### (4)工业电视监视系统

随着煤油化工行业的飞速发展，对于生产过程中重点的，关键部位的现场监视越来越重要，需密切直观监视，因此必需设置工业电视监视系统，其工业电视监视点，各套装置的数量详见表 7.3-2，电信业务需求预测表。

### (5)火灾自动报警系统

为了减少火灾及其所带来的损失，本项目将设置火灾自动报警系统。厂区内设立“119”火灾报警专线电话，自动电话用户均可拨“119”

进行火灾报警。

消防控制中心设有火灾报警控制器，在装置区和罐区除设烟感，温感火灾自动报警器外，还设手动报警按钮，在爆炸危险区域内应安装防爆的手动报警按钮，在各配变电所和控制室等设置火灾自动报警器和手动报警按钮。火灾报警控制器可以和消防设施实施联动。火灾报警采用总线式火灾自动报警控制系统，其火灾报警需求数目详见表电信业务需求预测表。

#### (6)数据传输系统

随着工业快速发展，信息的采集传输已越来越重要，各套石化装置及配套项目也越来越需要数据传输。为此本项目依托宁东地区现有的数字中继光纤传输系统以完成各装置内计算机和设备的数据传输要求。其所需数据传输数目详见表 7.3-2 电信业务需求预测表。

#### (7)电信网络

上述各装置内电信设施的连线，组成综合电信网络。即行政电话、生产调度电话、内部通信扩音对讲电话、工业电视、火灾自动报警系统和数据传输信号电缆，统一以交接配线方式进行配线。

#### 7.3.2.5 电信需求

从上述各系统叙述中，已有各种电信设施的初步需求考虑，其各装置及辅助生产装置和公用工程的电信需求，详见表 7.3-2 电信业务需求预测表。

表 7.3-2 电信业务需求预测表

序号	业务 种类 用户名称	行政电话	调度电话	无线通信	扩音对讲	工业电视	数据传输	火灾报警元件*	备注
1	煤气化	15	6	6	10	10	20	150	
2	甲醇	10	6	6	8	10	15	120	
3	自备热电站	15	6	8	10	8	20	150	
4	行政管理区	200	6	10		2	180	260	
5	总变及配变电所	14	14	14		3	20	200	
6	空分/空压	4	2	2	6	2	4	20	
7	水系统	15	6	6			10	20	
8	罐区	4	2	4	6	4	8	60	
9	编组站及清洗站	4	2	6	6		10	20	
10	消防系统	10	3	4			4	10	
11	维修厂房	5	2	2			4	20	
12	备品备件及化学 品库	10	2				6	60	
	合计	306	57	68	46	39	301	1090	

\*包括气体检测器探头。

### 7.3.2.6 主要设备选择

行政电话系统的主设备采用程控电话交换总机，一期为 500 门，远期按 1000 门考虑，程控用户交换机选用全自动直拨中继（DOD，



DID) 方式, 它的中继线信号选用长途, 市话, 国际合群的 PCM 数字信号, 中继线对数为 100 对, 进出各 50 对, 一期中继线进出各 25 对。之所以选用全自动直拨中继方式, 是为了提高长途和市话自动化水平, 又实现了数字传输, 减少了量化失真, 大大提高通信质量。

内部通信扩音对讲系统采用 HA-2 型扩音对讲系统(无主机), 该系统工程使用方便, 扩容灵活, 不受容量限制, 任何话站故障, 不影响系统正常工作。

工业电视采用 EX 防爆监控系统。

本工程电信设备的主要设备表见下表 7.3-3 电信主要设备表。

#### 7.3.2.7 占地、建筑面积和岗位定员:

行政电话站和调度电话站以及数据传输站均设在厂前区的行政楼内。而工业电视, 内部通信扩音对讲系统是设在各装置控制室和总变控制室, 因此它没有单独的占地和建筑面积。

关于电信定员, 由于有行政电话站和调度电话, 以及数字传输系统必须有专业人员管理, 按每班两人, 四班三运转考虑, 应该有 8 位工作人员。

表 7.3-3 电信主要设备表

序号	设备名称	主要元件	单位	数量	备注
1	工业电视监视系统	包括防爆（或非防爆）电动云台，防爆 仪，解码控制器、主控制分配器及相应附件等。	套	6	
2	程控电话站（一期 500 门, 远期按 1000 门）	除程控交换主机外还包括控制台，话务台，数字传输设备，电源设备配线架（总配线架和数字配线架）工具测试仪表。	套	1	
3	程控交换调度电话站（一期 80 门，远期按 120 门）	除程控交换主机外还包括调度台，数字传输设备，电源设备配线架（总配线架和数字配线架）工具测试仪表。	套	1	
4	HA-Z 内部通讯扩音对讲系统（无主机）	包括 HJ-Z 电话站，室内外非防爆话站和防爆话站、扬声器、电缆接线箱、接线 等。	套	5	
5	光缆数字传输服务器	包括数字传输服务器、各种转换接线器、接线 及相应管线。	套	1	
6	火灾报警系统	包括控制盘, 编码器, 温感, 烟感元件, 感温电缆, 手动按钮等. 同属于 F&G 系统的气体检测器及显示报警.	套	8	

## 7.4 热动系统

### 7.4.1 概述

#### 7.4.1.1 基本情况

供热范围主要是供给 60 万吨/年甲醇项目及配套项目辅助设施，公用工程生产和采暖使用的蒸汽。公用工程包括一座产汽能力为 342.8 吨/小时，发电能力 14000KW 的自备燃煤热动系统。

热动系统属工厂自备热动系统性质，选择依据主要是按《关于发展热电联产的规定》的要求，充分考虑“统一规划、以热定电和适度规模”原则。影响本项目生产过程用汽负荷变化的主要因素为厂址所在地四季温差较大，冬、夏季用汽量有很大差别，而根据工艺条件统计表明，工艺热负荷均属于全年平稳供热的生产热负荷。针对以上特

点，为保证安全生产和较高的热效率，本项目采用热电联产方案是最佳的选择。本热动系统性质属工厂自备热动系统，拟与区域电网并网运行，以增加供电灵活性和经济性。

#### 7.4.1.2 建设规模及范围

根据 60 万吨/年生产装置及配套项目辅助设施和公用工程的生产规模热、电需求，确定本热动系统建设规模为：三炉二机燃煤方案，发电装机容量：2×7000 kW。总锅炉蒸发量为 4×130 t/h 高压蒸汽。根据热负荷分布状况，热动系统应建于热负荷中心，以最大限度地减少供热损失及管网投资。

#### 7.4.1.3 燃料及公用工程

热动系统燃料为燃料煤，燃料煤采用皮带和 桥输送，采用筒仓贮存。为节约投资、统一管理，热动系统所需的其他辅助装置，包括脱盐水、循环冷却水、消防水、仪表空气、压缩空气、储煤筒仓、灰渣场、化验室、三修等辅助生产和管理设施由项目统一考虑。

### 7.4.2 热负荷

#### 7.4.2.1 概述

根据 60 万吨/年甲醇项目蒸汽平衡，空分装置中空压机、甲醇合成气循环压缩机和丙烯（冷冻）压缩机均采用汽轮机拖动，装置副产蒸汽和使用蒸汽进行平衡。热动系统热负荷大部分为生产热负荷，生产用汽为全年稳定热负荷。装置内副产蒸汽，首先应尽量在内部平衡使用，不平衡输出部分应尽量靠近供汽外管压力等级，并网运行。由蒸汽管网统一调度使用。

#### 7.4.2.2 蒸汽平衡

根据工艺要求，蒸汽管网分三种参数等级：

(A) 8.83 MPaA 535℃

(B) 3.43MPaA 435℃

(C) 0.7MPaG 190℃

第一级蒸汽（8.83MPaA，535℃）来源于高压蒸汽锅炉，供给蒸汽量为 342.8t/h。管网蒸汽供背压式汽轮机发电机组使用，总发电功率为 14000KW，发电机组为二台，每台机组进汽量为 171.4t/h，二台进汽量为 342.8t/h。汽轮机排汽进入第二级蒸汽管网，排汽压力为 3.43MPa(A)，总排汽量为 342.8t/h。

第二级蒸汽（3.43MPaA，435℃）来源于背压式汽轮机的排汽和合成废锅、变换废锅 I 的副产蒸汽。合成和变换废锅副产的蒸汽为饱和蒸汽，送至锅炉加热后为过热蒸汽，二个汽源总供汽量为 475.8t/h，管网用汽设备有四个，第一个用户是拖动空分压缩机的汽轮机，空分压缩机设置二台，汽轮机也为二台。每台拖动功率为 29700KW。汽轮机均为抽凝式机组，每台机组进汽量为 184.3t/h，抽汽量为 37.8t/h。第二个用户是拖动合成压缩机的汽轮机，拖动功率为 4443KW，汽轮机为抽凝式汽轮机，其进汽量为 30.3t/h，抽汽量为 10t/h。第三个用户是拖动丙烯压缩机的汽轮机，拖动功率为 4752KW，汽轮机为抽凝式汽轮机，其进汽量为 32t/h，抽汽量为 10t/h。上述汽轮机的抽汽进入第三级蒸汽管网。第四个用户是高压加热器，把锅炉给水加热至 200℃，供锅炉使用，其耗汽量为 25.9t/h。管网总耗汽量（包过管网损失）为 475.8t/h。

第三级蒸汽（0.7MPaG，190℃）来源有三个，第一个来源是拖动压缩机的汽轮机的抽汽，四台机组总抽汽量为 95.6t/h。第二个来源是变换废锅 II 副产蒸汽，副产蒸汽量为 147t/h，第三个来源是锅炉连续排污扩容器闪蒸的蒸汽，其蒸汽量为 2.2t/h，管网总供汽量为 244.8t/h。用汽设备分别为除氧器、气化、空分、变换、低温甲醇洗、

甲醇、伴热、采暖系统等。用户总耗汽量 232.6t/h。管网总耗汽量（包括管网损失）为 244.8t/h。

蒸汽平衡详见全厂汽水平衡图。

### 7.4.2.3 总热负荷表

表 7.4-1 总热负荷表 （蒸汽单位：吨/小时）

序号	装置	蒸汽规格*			备注	合计
		8.83MPaA 535℃	3.43MPaA 435℃	0.7MPaG 190℃		
1	背压式汽轮发电机组	342.8	-342.8		发电量 7000× 2 kW	
2	空分压缩机汽轮机		184.3	-37.8	汽轮机总功率 39700× 2 kW	
3	合成气压缩机汽轮机		30.3	-10	汽轮机功率 4443 kW	
4	丙烯压缩机汽轮机		32	-10	汽轮机功率 4752 kW	
5	变换废锅 I		-38			过热以后
6	合成废锅		-95			过热以后
7	高加		25.9			
8	排污扩容			-2.2		
9	变换废锅 II			-147		
10	除氧器			89.6		
11	气化			3.5		
12	空分			6		
13	变换			6.5		
14	低温甲醇洗			21		
15	甲醇			86		
16	伴热			5		
17	采暖			15		
18	损失		19	12.2		

注：“-”表示为副产蒸汽：汽轮机抽汽或背压汽及工艺热回收产汽。

### 7.4.3 燃料

#### 7.4.3.1 来源

热动系统以煤为主要燃料，燃料煤采用皮带和 桥输送，煤采用

筒仓贮存。燃料煤由皮带桥送至破碎楼。破碎合格（粒度<10mm）后，通过带式输送机输送到热动系统锅炉中。

甲醇项目的副产品合成放气和膨胀气通过管线引入热动系统单元界区，送入锅炉作为辅助燃料使用。

#### 7.4.3.2 燃料分析

表 7.4-2 煤样分析表

要求基准			空气干燥基	干基	干燥无灰基	收到基
分析项目			Air dried basis	Dried basis	Dry ash-free basis	As receive
全水分	Total moisture	%				14.0
水分	Moisture	%	9.12			
灰分	Ash	%	4.88	5.37		
挥发分	Volatile matter	%	30.02	33.03	34.91	
焦渣特征	CRC		2			
全硫	Total sulfur	%	0.15	0.17		
高位发热量	Gross calorific value	MJ/kg	27.49	30.25		
高位发热量	Gross calorific value	cal/g	6574	7234		
低位发热量	Net calorific value	MJ/kg				24.97
低位发热量	Net calorific value	cal/g				5971
元素分析 Ultimate analysis						
碳	Carbon	%	68.95	75.87		
氢	Hydrogen	%	3.71	4.08		
氮	Nitrogen	%	0.82	0.90		
氧	Oxygen	%	12.37	13.61		
哈氏可磨性	HGI		58			

#### 7.4.3.3 煤消耗量

根据热动系统热负荷的状况（3开1备）以及蒸汽过热所需的燃料，燃料煤耗量为 42.54 t/h。年耗煤量  $34.03 \times 10^4$  吨，小时渣量为 0.59 吨，年渣量为  $4.72 \times 10^3$  吨。小时灰量为 1.38 吨，年灰量为  $11.04 \times$

10<sup>3</sup> 吨。

注：年运行 8000 小时。

#### 7.4.4 热动系统工程设想

##### 7.4.4.1 热动系统概述

###### (1) 热动系统建设规划

根据工艺条件统计表明：热负荷均属于全年平稳供热的生产热负荷。依照《关于发展热电联产的规定》的要求，按“统一规划、以热定电和适度规模”的热动系统建设原则，在甲醇项目内建设区域热动系统一座。本热动系统性质属工厂自备热动系统，拟与区域电网并网运行，以增加供电灵活性和经济性。根据整个甲醇项目规模和热、电需求，确定本热动系统建设规模为：4 炉 2 机燃煤方案，总发电额定装机容量：2×7500kW，锅炉装机容量为 4×130 高压蒸汽，锅炉运行制度为 3 用 1 备。

###### (2) 辅助系统设置

为节约投资、统一管理，热动系统所需脱盐水、循环水、消防水、仪表空气、压缩空气和机电仪修等辅助生产、管理设施由项目统一考虑。

###### (3) 除尘和脱二氧化硫、NO<sub>x</sub> 方案

根据燃料煤煤质和含硫量，本热动系统锅炉拟选用循环流化床锅炉，采用炉内加钙（石灰石）脱硫方式和静电除尘的烟气净化方案。脱除 NO<sub>x</sub> 的方案，采用低 NO<sub>x</sub> 燃烧器，控制炉膛燃烧温度技术，可降低 NO<sub>x</sub> 排放，烟气中 SO<sub>2</sub> 的排放浓度为 57.34 mg/m<sup>3</sup>。烟气的二氧化硫及 NO<sub>x</sub> 的排放浓度可达到火电厂大气污染物排放标准《GB13223-2003》规定的排放值，SO<sub>2</sub><400mg/m<sup>3</sup>、NO<sub>x</sub><450mg/m<sup>3</sup>。

炉膛排出的烟气经空气预热器进入四电场静电除尘器净化烟气，



烟尘净化率为 99.5~99.8%，使烟尘的排放浓度达到火电厂大气污染物排放标准《GB13223-2003》规定的排放值，烟尘 $\leq 50\text{mg}/\text{m}^3$ 。

#### 7.4.4.2 主设备选型及系统说明

##### (1) 锅炉选型

根据煤质资料，锅炉选型可选用煤粉炉和循环流化床锅炉两种型式，选用流化床锅炉时，由于流化床锅炉能够燃烧 质煤，可以在燃料煤中适当添加煤 石，以节省燃料。

采用煤粉锅炉时，需要将燃煤制粉，制粉系统对锅炉的安全运行至关重要，直吹制粉系统由于磨损较大，需要经常检修，对锅炉稳定连续运行有影响。采用球磨中间储仓系统，制粉系统能耗非常大。更重要的是，从环保要求来讲，煤粉炉系统产生的烟气，需要在尾部增加庞大的烟气脱硫系统，煤粉炉的高温燃烧，会产生大量的  $\text{NO}_x$ ，根据电站锅炉的排放要求，新上煤粉炉的烟气处理系统中，还必须安装或预留脱硝装置。因此，选用煤粉炉的系统复杂，投资较高。

循环流化床锅炉具有以下优缺点：

(A)循环流化床锅炉属于低温分级燃烧，因此氮氧化物排放远低于煤粉炉，约为 200PPm 左右，并可在燃烧过程中实现炉内直接脱硫，脱硫效率较高且技术设备经济简单，工程初投资及运行费用低于煤粉炉加烟气脱硫（PC+FCD）。

(B)煤种适应性广，煤种多变和各种燃料的混合物均可适应，且燃烧效率高，特别适合于低热值 质煤。

(C)有害物排放量少，采用炉内石灰石脱硫，费用低， $\text{NO}_x$  排放量少，满足环保排放要求。

(D)循环流化床锅炉连续运行周期要低于煤粉炉，针对此缺点，流化

床锅炉要考虑一台备用炉。

鉴于循环流化床锅炉有以上提到的优点，因此本热动系统推荐选用循环流化床锅炉。

锅炉设备主要性能如下：

循环流化床燃煤蒸汽锅炉	4 台
额定蒸发量：	130 t/h
出口蒸汽温度：	540℃
出口蒸汽压力：	9.8 MPa
锅炉给水温度：	215℃
锅炉效率：	>88%
脱硫效率：	80~90%

## （2）汽轮发电机组选型

按《关于发展热电联产的规定》指标要求和工艺生产多等级供汽的特殊要求，根据热、电负荷统计和平衡，综合考虑电站最佳经济效益和最大节能效果，采用抽汽凝汽式汽轮发电机组来满足整个产业链项目各的供热和供电需要。

背压式汽轮发电机组	2 套
额定功率：	7500 kW
进汽压力：	8.83 MPa
进汽温度：	535℃
抽汽压力：	3.43 MPa
排汽压力：	0.03 MPaA（空冷）

配套发电机： 7500 kW

功率因素： 0.8

出线电压： 10.5 kV

### (3) 热动系统主要设备一览表

表 7.4-3 热动系统主要设备一览表

序号	名称	规格	数量
1	循环流化床锅炉	蒸发量 130 t/h	4 台
		蒸汽压力： 9.8 MPa	
		蒸汽温度 540°C	
		给水温度 215°C	
		锅炉效率>88%	
2	一次风机		4 台
	电机		4 台
3	二次风机		4 台
	电机		4 台
4	引风机		8 台
	电机		8 台
5	灰循环罗茨风机		8 台
	电机		8 台
6	增压 煤风机		8 台
	电机		8 台
7	高压除氧器	出力 140 t/h	3 台
	除氧水箱	V=50 m <sup>3</sup>	3 台
8	高压给水泵	Q=143 t/h ,H=1350 mH <sub>2</sub> O	5 台
	电机		5 台
9	连续排污扩容器		3 台
10	定期排污扩容器		1 台
11	疏水扩容器		1 台
12	疏水箱		2 个
13	疏水泵		2 台
	电机		2 台

序号	名称	规格	数量
14	取样冷却器		16 个
15	磷酸盐加药装置		1 套
16	联胺加药装置		1 套
17	蒸汽消声器		8 个
18	风机入口消声器		8 个
19	煤仓		8 个
20	锅炉给煤机		8 个
21	静电除尘器	4 电场	4 台
22	气力输灰仓泵系统		32 套
23	灰储存室		1 个
24	烟囱	高度 150 米	1 个
25	冷渣器		16 台
26	输渣机		1 台
27	渣仓		1 个
28	背压式汽轮发电机组	B7.5-8.83/3.43	2 台
		额定功率 7500 kW,	
		进汽压力 8.83 MPa	
		进汽温度 535℃	
		进汽量 183.7t/h	
		排汽压力 3.43 MPa	
	配发电机	7500 kW, 无刷 磁	2 台
		10.5kV, 3000 转/分	
29	1# 减温减压器	P1/P2=9.8/3.43 MPaA	1 套
30	2# 减温减压器	P1/P2=3.43/0.7 MPaG	1 套
31	润滑油冷油器	7500kW 机组配套	2 套
32	发电机空冷器	7500kW 机组配套	2 台
33	辅助润滑油泵	7500kW 机组配套	2 台
	电机		
34	润滑油箱	7500kW 机组配套	2 个
35	事故油箱		1 个
36	补充油箱		1 个
37	主油泵	7500kW 机组配套	2 个

序号	名称	规格	数量
38	桥式起重机	能力：50/15 t	1 台
39	点火助燃油罐	500m <sup>3</sup>	2 个
40	卸油泵		2 台
41	输油泵		3 台

#### (4) 系统说明

##### (A) 给煤及石灰石系统

燃煤粒径 10mm 以下。每台炉配 2 座煤仓，以满足锅炉燃用设计煤种时额定出力工况约 8-12 个小时的燃煤量。每个煤仓下设有电子称重式皮带给煤机，将煤送至炉前落煤管，落煤管入炉处锅炉设有煤风管，煤风将下落煤吹散入炉，参与燃烧。

本工程不设石灰石破碎装置，直接采购粒度与质量应为合乎要求的石灰石粉，储存于石灰石仓，使用气力输送系统将石灰石粉送入炉前石灰石斗，然后再输送至炉膛，满足炉膛内部脱硫的要求。石灰石给料机每炉设置 4 个，正常工况下，2 个运行，2 个备用。

##### (B) 配风系统

锅炉配风系统包括：一次风系统，二次风系统，返料风系统及石灰石输送风系统。

一次风系统、二次风系统为独立的两个系统，每台锅炉装设一台一次风机、一台二次风机，风机入口设有消音器，风机出口风道设有机翼型流量计。

一次风系统包括煤风系统及落煤口密封风系统，从空气预热器出来的热一次风，一部分由左右两侧圆形风道引入炉下水冷风室，通过安装在水冷布风板上的风进入燃烧室，保证床料充分流化，并提

供燃烧所需的空气，另外一部分作为 煤风及落煤口密封风进入燃烧室，锅炉点火燃油用风也取自一次风。

二次风机出口的二次风，经空气预热器加热后，进入环绕燃烧室的环形风管，经二次风喷嘴进入炉膛。返料风系统设有两台罗茨风机，一台运行，一台备用，罗茨风机直接为自锅炉旋风分离器分离下来的灰返回炉膛提供流化输送风。

从一次风机引出的部分风经增压风机后，送 煤风管，作为气力煤使用，正常工况下一台运行，一台备用。

### (C) 烟气系统

燃煤和石灰石粉被送入炉膛后，在具有较高流化速度的流化床中燃烧，燃尽后的灰和一些未燃尽的物料将被烟气带出炉膛，进入旋风分离器，大颗粒物被分离出来，经返料装置返回炉膛流化床区，再次参与炉内燃烧过程，小颗粒被烟气夹带通过尾部受热面进入除尘器除尘，除尘后的烟气再由引风机送入烟囱排向大气。每台炉选用 1 台双室 4 电场静电除尘器（除尘效率 99.5~99.8%），4 炉采用 1 座高 150m 的烟囱。

### (D) 汽水系统

由锅炉给水泵开始，经省煤器，汽包，水冷壁产生饱和蒸汽，然后通过过热器加热成 9.8 MPa、540℃ 的高压过热蒸汽，直接送往母管，然后送往汽轮发电机组。

给水系统：给水系统设有高压和低压给水母管。低压给水母管采用单母管制，高压给水母管为切换母管制。设置 5 台 110% 容量的锅炉水泵，3 台运行、2 台备用。

给水系统还为锅炉过热器的减温器、汽轮机的整机旁路系统的减温器提供减温喷水。

#### (E) 补充除盐水系统

热动系统补充的除盐水根据全厂汽水平衡，其补充水量为185.6t/h，补充除盐水由厂区的除盐水处理站供给，除盐水供水水质满足火力发电机组及蒸汽动力设备水汽质量标准规定的指标。

#### (F) 工业循环冷却水系统

循环冷却水由厂区循环水系统供给。热动系统中汽轮机采用空冷式凝汽器，热动系统的冷却水主要消耗在冷渣机、引风机、取样冷却器，汽轮机润滑油冷油器和发电机空冷器。冷却水量正常工况下约365 t/h 左右。

#### (G) 锅炉排污及加药：

锅炉排污系统主要包括连续排污扩容器和定期排污扩容器，连续排污扩容后产生的蒸汽，输入 0.7MPa 190℃蒸汽管网。产生的排污水，送定期排污扩容器，最终点排污水经冷却池冷却后，排入排水系统，或作为干灰加湿用水。

加药系统包括向汽包内部加药的磷酸盐加药系统及除氧给水的联胺加药系统，以防止系统内部的结垢与腐蚀。主要由药液罐及计量泵组成。

#### (H) 锅炉点火油系统

热电站将设置锅炉点火油系统，包括储罐，油泵等。

#### (I) 热动系统排水

热动系统排放的污水主要为锅炉排污水。热动系统锅炉连续排污



水约为 4.8 t/h，作为灰渣加湿水或送清净下水。

#### 7.4.5 环保措施

##### 7.4.5.1 除尘及烟气净化系统

为了防止大气污染，锅炉设置四电场静电除尘器，以清除锅炉烟气中的飞灰含量，除尘效率达 99.5~99.8%，可使烟气内悬浮微粒浓度降至 50mg/Nm<sup>3</sup> 以下。

从静电除尘器截留的干灰，用气力输送至灰储藏室，分离出的干灰，可以用密封罐车拉走综合利用，也可以加湿后送灰场处理，产生的含灰乏气，经布袋除尘器处理后排空。

循环流化床锅炉燃料内添加石灰石，本身具有良好的脱硫脱氮效果，并通过控制燃烧过程，减少氮氧化物的产生。排出的烟气，达到电站锅炉的排放标准《火电厂大气污染物排放标准》GB13223-2003。

三台锅炉运行时(342.8 t/h 蒸发量)的烟气排量在  $402 \times 10^3 \text{Nm}^3/\text{h}$  左右。

热动系统设置烟囱 1 座，高度初步定为 150 米，可使锅炉排气充分扩散，减少对环境的影响。

##### 7.4.5.2 除渣系统

灰渣系统采用干式除渣。主要由冷渣器、链斗输送机、渣斗等组成。锅炉底部产生的渣，落下后经 筒冷渣器冷却后，使渣的温度冷却到 150℃ 以下，然后用链斗输送机将渣输送至锅炉房外的渣斗储存，定期用汽车将渣运走，每台锅炉设置 4 个冷渣机，2 台运行，2 台备用。

热动系统产生的灰渣首先考虑综合利用，多余部分可送至渣场存放处理。渣场布置在热动系统外部。

热动系统产生的灰渣，仅在系统中暂存，能够综合利用时，用汽车将灰渣运走，综合利用；不能综合利用时，与气化装置产生的灰渣一起送灰渣填埋场处理。灰渣填埋场不在热动系统的设计范围内。

#### 7.4.6 主厂房布置

主厂房采用三列式内布置，配置顺序依次为汽机房 — 除氧煤仓间 — 锅炉房，炉后依次布置：电除尘器 — 引风机 — 烟囱。汽轮机为纵向顺列布置。

两台机组合用一个机炉集中控制室，控制室布置在煤仓间二机之间。

汽机房设有凝结水小间。凝结水小间每台机组各建一座。

汽机房跨度 24m， 距 9m。运转层标高 8m。

汽轮机纵向布置，机头朝向固定端。加热器靠除氧间布置，加热器平台标高 4.5m。检修场地设在两机组之间。

除氧间跨度9m， 距9m， 每台炉之间设有一个1.5m的 缩缝。零米为电气配电间。除氧层标高为16m， 布置有高压除氧器，运转层以下为管道层。

煤仓间跨度9m， 流化床锅炉输煤皮带布置在34m标高， 每炉设2个原煤仓。计量式皮带给煤机布置在8m平台上。

锅炉紧身封闭布置，平衡通风。每两炉一个单元，两炉中心线间距暂定 35 m。锅炉房与除氧煤仓间之间留有 5m 的炉前检修通道。流化床锅炉零米布置有一次风机、二次风机、高压流化风机等。

锅炉房后依次布置有电除尘器、引风机及水平烟道。4 台炉设置

1 座混凝土烟囱。

从汽机房外侧中心线到烟囱中心线总长度在180 m左右，热动系统的主车间大约占地300×216米左右（包括预留位置）。

#### 7.4.7 热电站总消耗及主要指标

热电站总消耗及主要指标详见表 7.4-4 热电站总消耗及主要指标表。

表 7.4-4 热电站总消耗及主要指标表

序号	名称	单位	数量	备注
1	锅炉装机容量	t/h	3×130	
	汽轮发电机进汽量	t/h	342.8	8.83MPa(A) 535℃
2	汽轮发电机组装机容量	KW	2×7500	背压机组
3	热电站自耗电量	KW	10500	
	年外供电量	KW·h	112×10 <sup>6</sup>	8000 小时
4	燃料煤耗量	t/h	42.54	
5	循环冷却水量	t/h	365	
6	二级除盐水	t/h	185.6	
7	石灰石耗量	t/h	0.372	
8	灰量	t/a	11.04×10 <sup>3</sup>	
9	渣量	t/a	4.72×10 <sup>3</sup>	
10	外供汽量	t/h	342.8	3.43MPa(A) 435℃
11	主厂房占地	m	300×216	包括预留位置
12	汽轮发电机组热电比		22.5	要求大于 100%
13	电站总热效率	%	87	要求大于 45%

#### 7.4.8 设计中应采用的主要标准及规范

- 1) 《关于发展热电联产的规定》(急计基础(2000)1268号文)
- 2) 《国家发改委关于燃煤电站项目规划和建设有关要求的通知》(发改能源(2004)864号文)
- 3) 火力发电厂设计技术规程 DL5000-2000
- 4) 火力发电厂化学设计技术规程 DL/T 5068-1999
- 5) 火力发电厂除灰设计技术规程 DL/T 5142-2002

- 6) 火力发电厂汽水管道设计技术规定 DL/T 5054-1996
- 7) 火力发电厂厂用电设计技术规程 DL/T 5153-2002
- 8) 分散控制系统设计若干技术问题规定 电规发(1993) 103 号
- 9) 工业循环冷却水处理设计规范 GB 50050-1995
- 10) 火电厂大气污染物排放标准 GB13223-2003
- 11) 火力发电机组及蒸汽动力设备水汽质量标准 GB12145

## 7.5 储运设施

### 7.5.1 煤储运方案

#### (1) 储运介质及储运量

60 万吨/年甲醇项目的原煤用量较大，气化炉装置每天耗煤量  $Q_1=109.7\text{t/h}$  即  $2632.8\text{t/d}$ ，园区配套项目的热动系统每天耗煤量  $Q_2=42.54\text{t/h}$  即  $1020.96\text{t/d}$ ，总计原煤需要量为  $Q=152.24\text{t/h}$ ，即  $Q=1217920$  吨/年，采用大型卡车运输。

#### (2) 煤储运方案

储存原煤方案有圆煤库和筒仓群组贮存两个方案，经过综合分析比较本方案推荐圆煤库储存。选用此方案有以下优点：

(A) 环保条件好，能防止运输过程中产生的煤粉尘对周围大气的污染。

(B) 比筒仓群组贮存占地面积小，结构布置紧凑。

(C) 所需控制设备数量少，便于集中控制和管理。在运输过程中能实现自动化和机械化。

(D) 投资成本比筒仓群组贮存方案高。

经方案比较，出自对环保和安全的考虑，选用圆煤库贮存原煤方

案。

本技术方案拟设 1 个储煤圆库，并预留 2 个储煤圆库供 120 万吨/年甲醇贮煤。

### (3) 储运系统

圆煤库由 1 台直径  $\phi 80\text{m}$  圆形混凝土结构组成，圆筒形高  $H=15\text{m}$ ，煤库贮存量为 31700 吨，贮存天数约为 8 天。顶盖为半球形，由钢架支撑，

外表面为混凝土结构的球壳。内设混匀堆取料机一台，将来自临时煤棚的原料煤由带式输送机送煤至贮煤仓顶部，进入混匀堆取料机，均匀地将原料煤加入圆煤库内。库内设高低料位报警装置。贮煤库内原煤通过下部取料机 板将煤取出，经地下带式输送机和转运站送至破碎机进行预破碎和细破碎成合格的煤。分别经带式输送机送至热动系统的锅炉和煤气化装置车间的贮煤仓内。

### (4) 装卸系统

#### (A) 公路运输装卸

3654t/d 的煤采用大型卡车装卸。卡车最大运输量  $Q=30$  吨。卡车通过门式螺旋卸车机，卸煤时间约为 10 分钟。

煤通过卡车运输到临时煤棚，经门式螺旋卸车机卸煤，用装载机和桥式抓斗机堆煤，临时煤棚共贮煤 4200 吨。圆煤库内原煤由桥式抓斗起重机取煤至贮料斗，经电动扇形阀门、1#带式输送机、2#带式输送机、3#带式输送机、混匀堆取料机至圆煤库内。

#### (B) 气化炉上煤输送

圆煤库的煤经下部取料机 料送出，再经带式电磁分离器去除铁，经预破碎进入细破碎达到<10 mm 粒径，由带式输送机进入中间贮仓，经电子皮带 计量，再由电动犁式卸料机分别卸至磨煤机料斗进煤气化装置车间。

### (C) 热动系统上煤系统

圆煤库煤经取料机 斗送出，经细破碎机达到合格粒径的原煤经电子皮带 计量，至带式输送机，由电动犁式卸料机分别卸至锅炉煤斗进入热动系统的锅炉。

### (D) 机械化及自动化水平

原煤的装卸、贮运整个过程全部采用机械化输送，从受料斗下部的电动扇形阀门下料开始，直至气化炉贮煤仓和热动系统锅炉顶部料仓的输送设备均可在控制室内通过微机屏幕内显示，并采用可编程序控制装置将各输送设备之间进行自动联锁，当任何一台设备在运行中发生故障时，都会自动报警和自动停机。在操作现场设有 器、事故开关、防跑偏装置等。可随时关、停设备，同时与集中控制室保持通讯联络，使整个输送系统保持正常运行。在重要岗位可设置电视监控系统，管理人员在控制室内可进行科学的管理。

在临时煤棚出料带式输送机头部设计量装置(电子皮带 )，通过累计计量可知输送到圆煤库内贮煤量。上煤大倾角 边输送机头部附近设计量装置(电子皮带 )，通过累计计量可知输送到气化炉装置和热动系统锅炉内煤量。此信号传到控制室，在控制室可执行开、停命令。

## (5) 占地面积、建筑面积

占地面积 13335 m<sup>2</sup>，建筑面积 14610 m<sup>2</sup>

## (6) 生产制度、定员

生产制度：三班制

定员：55 人

表 7.5-1 贮煤库及输送系统主要设备一览表

序号	设备名称	规格	数量	材料	来源	备注
1	门式螺旋卸车机	XMQ <sub>2</sub> L <sub>K</sub> =7.24 m Q=500t/h N=63kw	2	组合件		
2	#a,b 桥式抓斗起重 重机	Q=10t L <sub>K</sub> =31.5 m H=18m 附轻型抓斗 V=5m <sup>3</sup> N=127.8kw	2	组合件		
3	#a,b 装载机	ZL30C V=1.7 m <sup>3</sup>	2	组合件		
4	#1a-b~#2 带式输 送机	DT II 型 B=1000mm L <sub>h</sub> =60m Q <sub>max</sub> =650t/h v=1.6m/s N=135kw	1	组合件		
5	#3 大倾角 边输 送机	DTC 型 B=1200mm, v=2.5m/s H=55m L <sub>h</sub> =60m β=90° Q=650t/h, N=110kw	1	组合件		
6	混匀堆取料机	YG 600/80, N=340kW	1	组合件		
7	#4~#9 带式输送 机	B=800mm L <sub>h</sub> =462m Q=200t/h v=1.6m/s N=112kw	1	组合件		
8	#10 大倾角 边 输送机	B=800mm, v=2m/s H=35m β=90° Q=200t/h, N=45kw	1	组合件		
9	#11~#13 带式输 送机	B=800mm L <sub>h</sub> =521m Q=200t/h v=1.6m/s N=112kw	1	组合件		
10	破碎机	2PGC-900	2	组合件		13270



序号	设备名称	规格	数量	材料	来源	备注
		Q=200t/h N=30kw 电压 V=380 伏				kg
11	反击式粉碎机	Φ 1400x1500 Q=300t/h N=380kw 电压 V=600 伏	2	组合件		13200 kg
12	圆煤库	直径 ø80m H=15m 混凝土结构,顶盖钢架支撑,外表为混凝土结构的球壳	3	混凝土		

### 7.5.2 储罐区

#### (1) 储运介质及储存量

甲醇项目的主要目标市场为华南、华东地区、因此大部分产品要采用火车运出，部分产品用汽车槽车运输。考虑到火车运输距离及周转时间，甲醇需要 20 天贮存量。

#### (2) 储罐区技术方案

储罐区共设 1 台 50000 m<sup>3</sup> 内浮顶罐甲醇储罐。

甲醇储罐设有液位计和高低液位报警器，必要时切断进料阀以防止溢罐事故发生。

罐区现场和泵房设有可燃气体报警器。

储罐设有防日 和火灾冷却用的冷却喷淋水设施，冷却水设水池和循环水泵可循环使用。

储罐设有泡沫灭火系统。

#### (3) 装卸系统

##### (A) 铁路运输装卸

铁路运输装卸设置原料煤以及成品装卸设施。当发料时储罐内的甲醇由铁路装车泵通过专用管线输送至铁路装卸台，经计量后由火车管进行装车外运。

## (B) 汽运装卸

汽运装卸站设置在罐区附近，包含相应的发货平台。储罐内的甲醇由装车泵通过专用管线输送至汽运装卸站，经地磅称重计量后由槽车 管进行装车外运。

考虑罐区储存的成品主要为易燃易爆介质，在划定的防爆区域内选用防爆型电器。

### (4) 主要设备一览表

表 7.5-2 罐区(单元)主要设备一览表

序号	设备名称	设备规格	材质	单位	数量	备注
1	甲醇储罐	立式内浮顶， V=50000m <sup>3</sup>	碳钢	台	1	
2	甲醇公路装车泵		碳钢	台	4	
3	甲醇铁路装车泵		碳钢	台	4	
4	甲醇槽车 管		碳钢	台	10	
5	甲醇火车 管		碳钢	台	10	

### 7.5.3 临时废渣堆场

设煤渣临时堆场一个。临时堆放甲醇项目气化装置和热动系统排放的煤灰渣。废渣运输到临时渣场的车辆由企业自备，渣场配置装渣的 车设备，并配置防扬尘的淋水设施。

废渣堆场的主要设备详见下表。

表 7.5-3 废渣场主要设备一览表

序号	设备名称	设备规格	材质	单位	数量	备注
1	车			台	4	

## 7.6 采暖通风空调

### 7.6.1 设计依据及设计标准规范

《采暖通风与空气调节设计规范》 (GB50019-2003)

《石油化工采暖通风与空气调节设计规范》(SH3004-1999)

《化工采暖通风与空气调节设计规定》 (HG/T20698-2000)

《工业企业设计卫生标准》 (GBZ1-2002)

《建筑设计防火规范》 (GB50016-2006)

《爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范》(GB50058-92) 等文件有关规定。

## 7.6.2 采暖、通风、空气调节设计原则、设计方案

### 7.6.2.1 采暖

采暖设计原则：本地区属规定采暖地区，除 开式厂房外，其余建筑物均设全面采暖。冬季需采暖的办公楼、检验楼、 、食 、 操作室、化验室室内温度为 18℃，各厂房室内温度为  $\geq 8^{\circ}\text{C}$ 。本工程在厂前区与甲醇装置区各设置一个采暖热水站，热水站主要提供厂前区办公楼、检验楼、 、食 和甲醇装置区各配套辅助建筑物的采暖用热水，采暖热水 95℃/70℃，采暖所需热水由汽—水换热机组提供，采暖系统热水为闭路循环使用。

采暖设计方案：厂前区采暖负荷 3255kW、热水量 112m<sup>3</sup>/h，甲醇装置区采暖负荷 4200kW、热水量 145m<sup>3</sup>/h，选用有 2 台波 管换热器的汽—水换热机组各一套，热水循环泵各三台(二开一备)，单台波 管换热器的换热量在 2200kW，根据气候变化，负荷小时用单台波 管换热器，负荷大时 2 台波 管换热器同时运行。加热蒸汽压力  $P \leq 0.5\text{MPa}$ ，经厂区管网引入热水站，蒸汽凝结水至采暖补水箱作为采暖系统的补充水。散热器的选用原则：一般生产厂房，有防腐要求的车间选用高压四 型铸铁散热器，办公室、化验室、操作室选用钢管 型散热器。

### 7.6.2.2 通风

通风设计原则：根据有关专业的设计条件，对在生产过程中散发大量余热、余湿及有害气体的一般车间，优先组织自然通风，当自然通风不能满足卫生标准要求时则采用机械排风与自然通风相结合的方式。

通风设计方案：位于防爆区域厂房的机械通风采用防爆轴流通风机，侧墙安装。配电室、泵房等换气采用轴流通风机排除室内余热。在线分析室位于防爆区域，要求在安全区取风进行正压通风。

化验室设有通风柜与局部排风，每组通风柜与局部排风均设一排风系统，每一排风系统选用离心通风机一台，离心通风机设于屋面，采用减振机架安装。

### 7.6.2.3 空调

空调设计原则：生产过程中，对空气温度、湿度有一定要求时，设计空气调节。

空调设计方案：控制室温度为  $22 \pm 3^{\circ}\text{C}$ ，湿度均为  $60 \pm 5\%$ ，采用恒温恒湿空调机加新风净化机组；厂前区食堂、甲醇装置区化验室、办公室、操作室空调温度均为  $27^{\circ}\text{C}$ ，采用分体空调机(壁挂式或立柜式)；设于防爆区域的在线分析室温度  $27^{\circ}\text{C}$ ，选用防爆空调机组；厂前区办公楼、化验楼空调温度均为  $27^{\circ}\text{C}$ ，采用风机盘管加新风系统，空调负荷  $1448\text{kW}$ ，选用二台溴化锂制冷机提供  $7^{\circ}\text{C} / 12^{\circ}\text{C}$  的冷冻水，选用冷水泵三台(二开一备)。溴化锂制冷机所需冷却水来自厂区循环冷却水站。

## 7.7 维修及全厂性仓储设施

本项目维修、全厂性仓储建筑按 180 万吨/年甲醇生产能力配套设置，一步到位。

### 7.7.1 维修

本工程不设机电仪的大中型修理，该项任务靠地方协作解决，本工程设有维修车间，维修车间下设机修组、仪表维修组及电气维修组，负责车间的维修，保 和小修及就地修理工作。

#### 7.7.1.1 机修

机修组负责对装置进行维护和保 的小修。为适应本工程要求适当购置少量水平较高的车床、设备等机械设施。

#### 7.7.1.2 仪修

仪表维修组负责车间的仪表日常维护，就地修理，为适应本工程DCS 系统控制系统要求，增加DCS 系统的检验设备，购置部分工具和少量维修机械。

#### 7.7.1.3 电修

电气维修组对用电设备的日常维护和监护，增加适当的供电 验及维修设备和机械。

### 7.7.2 全厂性仓储设施

本工程设有化学药品库及备品备件库，化学药品库主要储存生产辅助材料如水煤浆添加剂，阻垢剂，变换催化剂，硫回收催化剂等。备品备件库主要用于储存生产设备易损易耗件。

## 7.8 中央化验室

本项目的中央化验室设置在厂前区的检验楼中。

### 7.8.1 中央化验室的作用与任务

中央化验室是根据国标、部标、企业标准及企业所制定的技术规定，对生产过程中的有关物料进行各种分析及检验，及时正确地向有关部门提供分析、检验报告，为生产提供必要的技术参数。

中央化验室的工作任务：

原料及辅助材料的分析检验；

产品的分析测试、质量检验及留样复查；  
 配合各生产部门对装置控制点进行取样；  
 配制厂内分析化验所使用的试剂；  
 根据生产需要进行小样测试；  
 配合有关部门对生产装置内的环境情况进行监测分析；  
 定期复查有关分析测试项目的结果；  
 厂内一般分析仪器的安装、调试、维修；  
 结合生产要求进行必要的工艺分析试验等。  
 环境监测

### 7.8.2 中央化验室分析项目

依据国家标准（GB）、美国材料试验协会（ASTM）、国际标准化组织（ISO）和工艺技术要求，确定分析项目如下：

表 7.8-1 生产装置主要控制分析化验项目表

序号	样品名称	分析项目	分析方法
1	气化原煤 燃料煤	水份	
		工业分析	
		元素分析	
		可磨指数	
		热值	
		灰熔点	
		灰份组成	
2	煤浆	PH	PH 计
		灰熔点	蒸馏仪
		粘度	粘度计
		组分 C	原子吸收分光光度计
		组分 H	原子吸收分光光度计
		组分 N	原子吸收分光光度计
		总硫	硫元素分析仪
		灰份	重量法
		Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> 、Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> 金属氧化物	紫外/可见分光光度计

3	灰水	水份	卡尔费休滴定仪
		灰份	重量法
		残碳	高温炉法
4	黑水	悬浮物	重量法
		溶解性固体	取法
		电导率	电导仪
		硬度	硬度计
		SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> 、Cl <sup>-</sup> 、Ca、Mg 离子	离子计
5	工艺气体	H <sub>2</sub>	气相色谱仪
		CO、CO <sub>2</sub>	气相色谱仪
		H <sub>2</sub> S	硫元素分析仪
		N <sub>2</sub> 、CH <sub>4</sub>	气相色谱仪
6	甲醇	色度	色度仪
		密度	比重仪
		沸程	蒸馏仪
		酸度(HCOOH 计)	自动滴定仪
		碱度(NH <sub>3</sub> 计)	自动滴定仪
		羰基化合物(CH <sub>2</sub> O 计)	气相色谱仪
		蒸发残渣	重量法
		CO/CO <sub>2</sub>	气相色谱仪
		总硫	硫元素分析仪
		水份	露点仪
7	新鲜水	溶解固形物	重量法
		浊度	比色法
		余氯	量法
		PH	PH 计
		盐	化学法
		总硬度	光度计法
		碱度	比色法
		As	砷测定仪
8	脱盐水	碱度	
		硬度	
		SiO <sub>2</sub>	
		电导率	
		PH	



9	排放废水	BOD	
		COD	
		NH <sub>4</sub> -N	
		Cl <sup>-</sup>	
		CN <sup>-</sup>	
		SS	
10	排放烟气	SO <sub>2</sub>	
		SS	
		NO <sub>x</sub>	

### 7.8.3 分析设备配置

根据装置分析项目要求，中心化验室配备如下设备。

表 7.8-2 中心化验室主要分析设备表

序号	设备名称	数量
1	气相色谱仪	3
2	煤炭热值	1
3	全自动煤质分析仪	1
4	数显快速灰份测定仪	1
5	微电脑烟尘平行采样仪	1
6	激光粒度仪	1
7	快速量热仪	1
8	硫元素分析仪	1
9	蒸馏仪	3
10	等离子发射光谱仪	1
11	离子色谱仪	1
12	闪点仪	2
13	卡尔费休滴定仪	4
14	自动电位滴定仪	4
15	砷测定仪	1
16	残碳测定仪	1
17	露点仪	2
18	氏硬度仪	1
19	立 红外光谱仪	1
20	激光颗粒尺寸测定仪	1
21	原子吸收光谱仪	1

22	索氏 取装置	2
23	全自动冰点仪	1
24	苯胺点测定仪	1
25	比表面积和孔隙率分析仪	1
26	奥氏气体分析器	1
27	声级计	1
28	溴价溴值数测定仪	1
29	超微量天平	2
30	化学发光定氮仪	1
31	可见/紫外分光光度计	4
32	浊度仪	4
33	微量氧分析仪	2
34	数字阿贝折光仪	1
35	机械杂质试验器	1
36	离子计	1
37	油份浓度仪	1
38	灰熔点测定仪	2
39	快速连续灰份测定仪	1
40	电导总溶固体测定仪	1
41	快速 COD 测定仪	1
42	BOD5 测定仪	1
43	烟气测定仪	1
44	密封化验制样粉碎机	2
45	显微	1
46	运动粘度计	3
47	蒸汽压测定仪	2
48	水浴	6
49	真空恒温干燥箱	6
50	电导仪	6
51	水中硬度测定仪	3
52	PH 计	6
53	磁力 器	6
54	振筛机	3
55	旋转蒸发器	3
56	电热板带磁力 器	6

57	控温油浴	4
58	厚度计	4
59	铂金 (带盖)	10
60	离心机	8
61	标准密度计	6
62	分析天平	6
63	普通天平	5

## 7.9 空压站

### 7.9.1 概述

本空压站的设置,是为本工程各工艺装置和配套的各辅助、公用工程装置提供开车所需的仪表空气和工厂空气。开车后正常生产所需的仪表空气和工厂空气由空分装置提供。

### 7.9.2 全厂仪表空气和装置空气规格和用量

全厂装置正常生产时所需仪表空气量为  $2500\text{Nm}^3/\text{h}$ , 所需仪表空气、工厂空气量由空分装置提供。

本空压站负责开工时仪表空气和工厂空气的供应,空压站的能力主要考虑空分装置开车前水系统、热动系统、脱盐水及管线吹扫等需要的仪表空气和工厂空气,其需要量如下表:

序号	装置名称	仪表空气 ( $\text{Nm}^3/\text{h}$ )		工厂空气 ( $\text{Nm}^3/\text{h}$ )		备注
		正常	最大	正常	最大	
1	水系统	50				
2	热动系统	750		500		
3	脱盐水	250		250		
4	空分	600				
合计		1650		750		

仪表空气和工厂空气规格如下:

仪表空气规格:

供气压力:  $0.55\text{-}0.7\text{ MPa(G)}$  (界区接点)

露点:  $\leq -50^\circ\text{C}$  (操作压力下)

温度： 环境温度

油尘含量：油 $\leq 8\text{ppm}$ 、尘 $\leq 3\ \mu\text{m}$ ,  $1\text{mg}/\text{m}^3$

工厂空气规格：

供气压力：0.7 MPa(G)（界区接点）

温度： 环境温度

### 7.9.3 设备选择和流程简述

根据开工时压缩空气的用量,本空压站选用离心式空气压缩机一台,打气量为  $3000\ \text{Nm}^3/\text{h}$ , 排气压力为  $0.8\text{MPaG}$ 。为了最大程度上保障紧急事故状态时全厂所有仪表动作的正常完成,事故仪表空气的贮存能力按仪表空气正常需要量的 30 分钟考虑,由于气量较大,采用增压贮存方式,以减小贮罐容积,节省设备费用;工厂空气不设置事故贮罐。

流程简述:空气经过滤后进入空气压缩机,被压缩冷却后的空气一部分作为工厂空气经管线送至各用户;另一部分空气经干燥净化系统处理成为合格仪表空气后经管线送出界区供用户使用。另外有一部分仪表空气进入仪表空气增压机增压后进入仪表贮罐贮存,事故时,经减压后送出界区供用户使用。

#### 设备选择

离心式空气压缩机一台,流量 $\sim 3000\text{Nm}^3/\text{h}$ ,排气压力为  $0.8\text{MPa(G)}$ 。

吸附式再生干燥器一台,处理量 $\sim 1800\ \text{m}^3/\text{h}$ ,工作压力为  $0.8\text{MPa(G)}$ ,干燥后空气露点 $\leq -50^\circ\text{C}$ 。

仪表空气增压机一台,流量 $\sim 300\text{Nm}^3/\text{h}$ ,进/排气压力为  $0.7/2.5\text{MPa(G)}$

仪表空气贮气球罐一台,贮存压力  $2.5\text{MPa(G)}$ ,容积 $\sim 150\text{m}^3$ 。

### 7.10 火炬

### 7.10.1 火炬技术方案

变换工序的汽提塔尾气等生产废气经分液罐分离液体及杂质后，依次经过分液罐和水封罐，之后进入火炬筒体在火炬头放空燃烧，燃烧后由高空连续排放。当放空气系统压力偏低时，氮气将进入放空气总管，以防回火、爆炸发生。火炬以 CO 原料气点火，空气为助燃气。系统设有消烟蒸汽，在必要时送入火炬，以稀释火炬排放物的浓度。另外有蒸汽、氮气、燃料气、仪表空气、补充水等公用工程系统。

火炬采用自卸式 结构，火炬高度初步定为 65 米，防护距离为 60m。火炬界区布置有自卸式 火炬、分液罐、水封罐、点火系统及相应的工艺公用管线及控制阀组。另外火炬界区还考虑了火炬的拆卸及安装位置。

### 7.10.2 预期处理效果

在正常工况下火炬的燃烧率大于 99%，在事故工况下的燃烧率大于 95%。

## 7.11 界区内外管网

### 7.11.1 项目界区内外管道主要参数

本工程界区内的工艺管道、公用工程管线、蒸汽管道、电气及仪表配线等。

工艺管道有合成气、氮气等气体管道；甲醇液体管道；公用工程气体管道有氧气、氮气、仪表空气等管道；公用工程液体管道有工业水、循环水、脱盐水等管道；界区内蒸汽管道有：8.83MPa(A)、3.43MPa(A)、0.7MPa(G)压力管网。

### 7.11.2 外管网方案及工程量

为了便于管道的安装、维修以及装置的整洁、美观，管架沿道路敷设，管架布置详见总平面布置图。管道架空设置，管架宽度为 8~10 米，层高 2~3 层，并留有一定的余量。装置内管架净高不低于 3.5 米，横穿界区主干道净空高度不低于 5.0 米，跨越厂内铁路的净空高度不低于 5.5 米。

## 7.12 土建工程

### 7.12.1 设计依据

#### 7.12.1.1 依据

- (1) 甲方提供的原始技术资料。
- (2) 现行的中国建筑设计规范、规程及行业标准。

#### 7.12.1.2 气象条件

- 历年平均降水量	297.6 mm
- 最大降水量	453.9 mm
- 年相对湿度	53 %
- 历年平均风速	2.8 m/s
- 月平均最大风速	3.6 m/s
- 历年最大风速	24 m/s
- 历年平均气温	6.9 °C
- 最高月平均气温	22.8 °C
- 最低月平均气温	-11.6 °C
- 历年最高气温	39.2 °C
- 历年最低气温	-31.4 °C
- 最大积雪深度	9 cm

- 最大冻土深度 160 cm

### 7.12.1.3 工程地质条件

根据提供的资料，工程地质情况说明如下：

#### (1) 位置和地形

该场地位于包头市土右旗山格架化工工业区，该地区处于河套断陷区的东段的呼包 陷。附近存在的主要断裂有大青山山前断裂、鄂尔多斯北缘断裂、达拉特 伏断裂。自白 纪以来大青山不断上升，断裂一直下沉，形成巨厚的中、新生界沉积层，厚度达 7400 米。第四纪以来新构造运动强烈，主要为大青山间歇性上升，断陷不平衡下降， 伏断裂发育。拟建场地位于山前冲洪积平原与黄河冲积平原的交接地带，地势开阔，为荒草地。

#### (2) 地质情况

在钻探所揭露的 60 米深度范围内均为第四系冲积成因冲积成因底层，地质层由上而下依次为：

第 层素填土：黄褐色，以粉土为主，局部为粉质粘土，表层为物层，天然状态下该层呈稍湿、 散状态，该层土厚度在 0.2~1.1 米之间。

第 层粉土：黄褐色，含云母、少量氧化铁，局部有粉质粘土薄夹层，天然状态下呈稍湿~湿、稍密~中密状态，具中等压缩性，震反应中等，无光泽反应，干强度低， 性低，层厚 0.5~4.2 米。

第 层粉质粘土： 红色，含云母，局部为粘土，天然状态下呈湿~饱和、可塑~软塑状态，具中等压缩性，无 震反应，光滑，干强度中等， 性中等，层厚变化在 4.5~11.9 米。

第 1 层粉土：黄褐色，含云母，局部与粉 互层状出现，天然状态下呈湿~饱和、 散~稍密状态，具中等压缩性， 震反应迅速，



无光泽反应，干强度低， 性低，层厚变化在 0.3~2.6 米。

第 层粉 ；灰褐色，含云母，局部有细 夹层，天然状态下呈湿~饱和、中密~密实状态，该层厚变化在 6.7~13.6 米之间。本次勘察中 15.0 米未能揭穿该层。

第 层粉质粘土：灰褐色，含云母，局部有粉土和粘土夹层。天然状态下呈湿~饱和、硬塑~可塑状态，具中等压缩性，无 震反应，光滑，干强度中等， 性中等，层厚变化在 8.5~13.5 米。本次勘察中只有 60.0 米钻孔揭穿该层。

第 层粉 ；灰褐色，含云母，天然状态下呈饱和、密实状态。本次勘察中 15.0 米未能揭穿该层。

### (3) 地下水状况

本场地地下水埋藏于地表下 1.3~3.0 米，地下水类型为潜水，该地下水化学类型为“HCO<sub>3</sub>-SO<sub>4</sub>-CL-Mg-K+Na”，该层水对混凝土结构具中等腐蚀性，对钢筋混凝土中的钢筋具强腐蚀性，对钢结构具中等腐蚀性。

### (4) 土的腐蚀性

第 层粉土和第 层粉质粘土对钢筋混凝土中的钢筋具弱腐蚀性，对混凝土结构和钢结构均无腐蚀性。其他各层土均无腐蚀性。

#### 7.12.1.4 地震动参数

根据《建筑抗震设计规范》(GB50011-2001)和上述勘探报告，包头市土默特右旗抗震设防烈度为 8 度，设计基本地震加速度值为 0.30g，设计地震分组为第一组，场地土类型为中软土，场地类别属 III 类场地，本场地处于抗震不利地段。

#### 7.12.2 国家标准规范和行业标准

(1) 《工业企业设计卫生标准》

GBZ 1-2002

- |                        |                        |
|------------------------|------------------------|
| (2) 《建筑设计防火规范》         | GB 50016-2006          |
| (3) 《石油化工企业设计防火规范》     | GB 50160-92(1999 年版)   |
| (4) 《屋面工程技术规范》         | GB 50345-2004          |
| (5) 《屋面工程施工质量验收规范》     | GB 50207-2002          |
| (6) 《工业建筑防腐蚀设计规范》      | GB 50046-95            |
| (7) 《建筑地面设计规范》         | GB 50037-96            |
| (8) 《建筑内部装修设计防火规范》     | GB 50222-95 (2001 年版)  |
| (9) 《建筑结构可靠度设计统一标准》    | GB 50068-2001          |
| (10) 《建筑结构荷载规范》        | GB 50009-2001(2006 年版) |
| (11) 《建筑地基基础设计规范》      | GB 50007-2002          |
| (12) 《混凝土结构设计规范》       | GB 50010-2002          |
| (13) 《钢结构设计规范》         | GB 50017-2003          |
| (14) 《建筑抗震设计规范》        | GB 50011-2001          |
| (15) 《砌体结构设计规范》        | GB 50003-2001          |
| (16) 《动力机器基础设计规范》      | GB 50040-96            |
| (17) 《建筑 基技术规范》        | JGJ 94-94              |
| (18) 《建筑地基处理技术规范》      | JGJ 79-2002、J220—2002  |
| (19) 《构筑物抗震设计规范》       | GB 50191-93            |
| (20) 《建筑抗震设防分类标准》      | GB 50223-2004          |
| (21) 《建筑钢结构焊接技术规程》     | JGJ 81-2002            |
| (22) 《地基与基础工程施工质量验收规范》 | GB 50202-2002          |
| (23) 《混凝土结构工程施工质量验收规范》 | GB 50204-2002          |

(24) 《钢结构工程施工质量验收规范》 GB 50205-2001

(25) 《冻土地区建筑地基基础设计规范》 JGJ 118-98

### 7.12.3 建筑设计

#### 7.12.3.1 设计原则

(1) 建筑设计贯彻国家的方针和政策，遵守现行的国家规范、行业标准及有关规定。

(2) 建筑物的建筑面积、层数、层高均根据工艺专业及相关专业的要求确定。厂前区考虑到企业将来的发展统筹考虑。

(3) 本着节省投资、提高投资效益的原则，兼 生产发展与当前实际需要，设计尽可能采用适合本工程项目要求的新技术、新材料，并贯彻就地取材的原则。设计选用的配件及构造图集以国家标准为主。

(4) 根据化工生产企业的特点，生产建筑设计在平面布置、空间处理、结构选型、构造及材料选择等方面，应充分满足工艺生产、操作环境、维护检修等要求，并应全面考虑防火、防爆、防腐蚀、防噪音、保温隔热、防振动、防 、防水、防尘等特点。

(5) 根据气候条件的特点，建筑设计应重点处理好保温、防寒、防地基土冻胀、防风沙等问题。

(6) 生产建筑及生产辅助建筑优先采用集中布置的方案，以减少占地、节约投资，创造良好的室内、外空间环境。

(7) 整个厂区的建筑设计应形成统一的建筑风格并注意与周围环境相协调。

(8) 根据工艺生产的产品性质、操作介质的性质、储存物品的性质确定生产厂房、库房等的火灾危险性类别和建筑物的耐火等级。

#### 7.12.3.2 主要工程做法

##### (1) 屋面

屋面排水坡度为 2%，防水等级为三级。屋面防水采用高聚物改性沥青防水卷材及涂膜，保温采用 塑聚苯乙烯泡沫板保温层。屋面排水采用有组织排水，水落管采用 PVC 塑料管。部分建筑屋面采用复合压型钢板。

## (2) 墙体

框架结构填充墙体采用混凝土小型空心砌块，砌体结构内、外墙采用 DM 多孔砖。压缩机房采用金属压型板墙面。

厂前区的建筑物采用外墙外保温，保温材料为胶粉聚苯颗粒保温浆料。

## (3) 门

外门采用钢木大门，内门为木门，建筑物中厂房等采用塑钢 ；办公福利设施用房采用双层玻璃塑钢 或 合金 ，内门采用木门，外门采用塑隔热效果较好的防 门或其它装 门。

## (4) 墙面装修

外墙面装修可采用喷丙烯酸外墙涂料、 砖等材料，重要建筑局部可采用石材、 塑板等较高 的材料。内墙为乳胶 涂料，卫生间内墙采用面砖。

## (5) 楼地面

楼地面装修可根据不同的需要选用水泥 浆、细石混凝土、水磨石、地砖、花岗 、抗静电活动地板等不同 次的材料。有防爆要求的建筑采用不发火楼地面。

## (6) 顶棚

一般建筑物的顶棚可选用 灰喷乳胶 顶棚。卫生间、更 室等采用 PVC 顶。

## (7) 其他

所有建筑物的台阶及散水应做防冻胀处理。

压缩机房屋面设置通风设施。

### 7.12.3.3 防火、防爆、防腐蚀处理措施

#### (1) 防火处理

根据相关专业提供的设计文件，确定建筑物的火灾危险性类别。依据《建筑设计防火规范》GB50016-2006 中有关条款，做出相应处理措施。

#### (2) 防爆处理

有防爆要求的厂房采用 开式、半 开式，墙面及屋面采用复合压型钢板，便于泄压。

#### (3) 防腐蚀处理

需做防腐蚀处理的地 ，采用树脂 浆整体面层。

### 7.12.3.4 建筑物参数

建筑物建筑面积、结构形式详见主要建（构）筑物一览表。

## 7.12.4 结构设计

### 7.12.4.1 设计原则

结构设计应做到技术先进、经济合理、安全适用、确保质量。结构布置、构造在满足生产、使用和检修的前提下，必须保证足够的强度、 度和稳定性。

### 7.12.4.2 工艺特点

根据工艺装置特点，部分生产设施具有防火、防腐要求。在详细设计时将根据国家现行的有关规范规定及要求，对混凝土构件和钢结构构件采取防火、防腐措施。

### 7.12.4.3 基础方案和对特殊地基所采取的处理措施

对于荷载较大的建（构）筑物和设备，基础采用钢筋混凝土钻孔

灌注及现 钢筋混凝土承台；对于荷载较小的建（构）筑物和设备的  
基础直接作用在第 层粉土层（ $f_{ak}=160\text{KPa}$ ）或第③层粉质粘土层  
（ $f_{ak}=180\text{KPa}$ ）上，基础采用钢筋混凝土独立 基础、墙下条形基础  
及钢筋混凝土块式基础。

基础埋置深度应满足当地冻土深度的要求。

钢筋混凝土钻孔灌注 的主要参数： 截面尺寸  $\phi 400\text{mm}$ ， 尖  
进入⑥层粉 层不小于 0.8 米。单 承载力特征值应通过现场载荷试  
验确定。

根据初勘报告，部分③1 层饱和粉土和部分②层粉土中存在轻微  
-中等液化现象需进行抗液化处理。

#### 7.12.4.4 建（构）筑物的地震动参数、设计使用年限

根据《建筑抗震设计规范》（GB50011-2001）和上述勘探报告以  
及工程场地地震安全性评价报告，包头市土默特右旗抗震设防烈度为  
8 度，设计基本地震加速度值为 0.30g，设计地震分组为第一组，场  
地土类型为中软土，场地类别属 III 类场地，本场地处于抗震不利地段。

根据《建筑结构可靠度设计统一标准》GB 50068-2001，本工程  
新建房屋结构和新建构筑物的设计使用年限为 50 年。

#### 7.12.4.5 结构选型

在遵循国家现行 布实施的有关规范和规定的前提下，按照经  
济、合理、适用的原则选择结构方案。

具体结构选型详见主要建（构）筑物一览表。

#### 7.12.4.6 钢结构构件的保护

- （1）所有钢结构构件均应做防腐保护。
- （2）根据工艺、安全专业提供的要求，按《石油化工企业设计防火  
规范》GB50160-92(1999 年版)的规定，对规范第 4.5.1 条~第 4.5.3 条



范围内的设备及钢结构均应做防火保护。防火保护做法应满足规范规定的耐火材料要求及耐火极限要求。7.12.5 主要建（构）筑物一览表

表 7.12-1 煤气化、净化装置主要建(构)筑物一览表

序号	建（构）筑物名称	建筑面积 m <sup>2</sup>	占地面积 m <sup>2</sup>	层数	结构形式
1	燃煤及原料煤储运	14610	7305	2	钢筋混凝土结构
2	磨煤、制浆厂房	2160	1080	1（局部 4 层）	钢筋砼框架结构
3	气化框架	2160	540	3（局部 5 层）	钢筋砼框架结构
4	灰水处理厂房	2304	576	2（局部 5 层）	钢筋砼框架结构
5	1#配变电所	1080	540	2	钢筋砼框架结构
6	控制室	720	360	2	钢筋砼框架结构
	合计	23034	10401		

表 7.12-2 甲醇装置主要建(构)筑物一览表

序号	建（构）筑物名称	建筑面积 m <sup>2</sup>	占地面积 m <sup>2</sup>	层数	结构形式
1	甲醇合成压缩厂房	924	460	2	钢筋砼框排架结构
2	甲醇合成框架	1080	270	4	钢筋砼框架结构
3	甲醇精馏泵房	324	324	1	钢筋砼框排架结构
4	2#配变电所	1080	540	2	钢筋砼框架结构
5	控制室	720	360	2	钢筋砼框架结构
	合计	4128	1954		

表 7.12-3 空分/空压装置建（构）筑物一览表

序号	建筑（构）物名称	建筑面积 m <sup>2</sup>	占地面积 m <sup>2</sup>	层数	结构形式
1	空分装置压缩机房	3520	1760	2	钢筋砼框架结构
2	空分装置综合控制楼（含 3#配变电所）	1500	750	2	钢筋砼框架结构
	合计	5020	2510		

表 7.12-4 公用工程和辅助生产设施主要建（构）筑物一览表

序	建构（筑）物名称	建筑面	占地面	层数	结构形式
---	----------	-----	-----	----	------



号		积 m <sup>2</sup>	积 m <sup>2</sup>		
1	锅炉房	10300	8000	1 (局部 5 层)	钢筋砼框排架结构
2	循环冷却水系统泵房	500	500	1	钢筋砼排架结构
3	循环冷却水变配电	1080	540		钢筋砼框架结构
4	循环冷却水系统程操作室	50	50	1	砌体结构
5	循环冷却水系统辅助用房	250	250	1	砌体结构
6	循环冷却水系统加药加氯间	80	80	1	钢筋砼框架结构
7	冷却水系统冷却塔框架		1400		钢筋砼框架结构
8	污水处理系统鼓风机房	120	120	1	钢筋砼排架结构
9	污泥脱水机房、加药间	100	100	1	砌体结构
10	污水处理污水提升泵房	100	100	1	砌体结构
11	污水处理辅助厂房	120	120	1	钢筋砼排架结构
12	污水回用处理间	400	400	1	钢筋砼排架结构
13	消防及火灾报警系统泵房	300	300	1	砌体结构
14	消防及火灾报警系统泡沫站	60	60	1	砌体结构
15	消防水池				钢筋砼结构
16	生产、消防水泵房	216	216	1	钢筋砼排架结构
17	脱盐水装置间	1026	1026	1	钢筋砼排架结构
18	循环水配变电所	864	432	2	钢筋砼框架结构
19	中控室	2400	2400	1	钢筋砼框架结构
20	化学品库	12650	12650	1	钢筋砼框架结构
21	备品备件库/综合库	12650	12650	1	钢筋砼框架结构
22	维修	34100	34100	1	钢结构
23	总变	3600	1800	2	钢筋砼框架结构
	合计	80966	77294		

## 8 环境保护

### 8.1 建设地区环境现状

#### 8.1.1 环境现状 述

土默特右旗（简称土右旗）隶属于内蒙古自治区最大的工业城市—包头市，地处呼和浩特、包头、鄂尔多斯三市的“金三角”腹地—土默川平原的中部。山格架化工园区位于包头市土右旗海子乡境内，北靠萨凉公路，南邻山格架村，东与三间房村接壤，属黄河冲积平原。地势开阔平坦，海拔高度 993.4m，地面坡度在 1:7000-1:8000 间。园区土壤主要为盐碱土， 被主要是 。规划总面积 10 平方公里。本项目建在山格架化工园区内。

土右旗地处华北地带内蒙古地轴及鄂尔多斯 陷带的接合部，地质构造属阴山复杂的构造带。山格架化工园区地处北 中温带，属大陆性半干 季风气候，年平均气温 7.5℃，平均风速 3m/s，年均降水量 359.2mm，年平均蒸发量为 2055.3mm，年无霜期 170 天左右。土右旗境内河流及水系包括距该区域东北 15km 处的美岱沟水库、距该区域西北 20km 处的水 沟水库、距园区 13km 的黄河及大青山南的沟水。

#### 8.1.2 环境现状分析

##### 8.1.2.1 环境空气质量现状

根据监测结果统计可见， PM10 和 TSP 局部出现超标现象。其主要原因是由自然扬尘及车辆行 扬尘造成，各检测点的其他指标均未超标。园区内目前没有大的工业企业，大部分地区为农业用地，被 盖率较高，环境空气质量较好，达到《环境空气质量标准》（GB3095-1996）二级标准的要求，且具有一定的环境容量。

##### 8.1.2.2 地表水环境质量现状

根据监测资料统计结果可知，黄河包头段溶解氧、高锰酸盐指数、氨氮均超标。其他各项指标达到《地表水环境质量标准》（GB3838—2002）III类水体标准。

#### 8.1.2.3 地下水质量现状

根据地下水监测结果分析，该园区地下水各项指标均能达到《地下水质量标准》（GB/T14848-93）III类标准。

#### 8.1.2.4 声环境质量现状

根据监测结果，园区内 噪声均符合《城市区域环境噪声标准》（GB3096—93）中的 2 类区标准值，表明该地区声环境质量良好。

### 8.2 执行的环境保护标准

#### 8.2.1 环境质量标准

- （1）《环境空气质量标准》（GB3095-1996）二级标准；该标准中没有的内容，如 H<sub>2</sub>S、NH<sub>3</sub>、甲醇采用原《工业企业设计卫生标准》（TJ36-79）中居住区大气中有害物质的最高允许浓度值；
- （2）《地表水环境质量标准》（GB3838-2002）中III类标准；
- （3）《地下水质量标准》（GB/T14848—93）中III类标准；
- （4）《城市区域环境噪声标准》（GB3096-93）中的 类标准；
- （5）《土壤环境质量标准》（GB/T15618-1995）三级标准；

#### 8.2.2 污染物排放标准

- （1）《大气污染物综合排放标准》（GB16297-1996）二级标准；
- （2）《 臭污染物排放标准》（GB14554-93）厂界二级标准；
- （3）化工园区污水处理厂进水水质标准；
- （4）《工业企业厂界噪声标准》（GB12348-90）III类标准；
- （5）《火电厂大气污染物排放标准》（GB13223-2003）

### 8.3 主要污染源和污染物

### 8.3.1 废气

本项目废气排放情况见表 8.3-1。

### 8.3.2 废水

本项目废水排放情况见表 8.3-2。

### 8.3.3 固体废物

本项目固体废物排放情况见表 8.3-3。

### 8.3.4 噪声

本项目噪声排放情况见表 8.3-4。

表 8.3-1 废气排放情况一览表

装置	排放源名称	废气排放量 (m <sup>3</sup> /h)	污染物			排放规	排放参数			排放去向及治理措施
			名称	排放浓度 (mg/m <sup>3</sup> )	排放速率 (kg/h)		高度 (m)	内径 (mm)	温度 (°C)	
备煤	原煤输送各转运站废气		粉尘	<50		连续				大气
气化装置	气化炉开工排放气	97139.7	CO H <sub>2</sub> CH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> S COS N <sub>2</sub> +Ar+ CO <sub>2</sub>	35.32%(Vol.) 35.86%(Vol.) 0.10%(Vol.) 0.073%(Vol.) 0.003%(Vol.) 28.64%(Vol.)		间断				送火炬燃烧
	事故排放气	最大: 279216	CO H <sub>2</sub> CH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> S COS N <sub>2</sub> +Ar+ CO <sub>2</sub>	35.32%(Vol.) 35.86%(Vol.) 0.10%(Vol.) 0.073%(Vol.) 0.003%(Vol.) 28.64%(Vol.)		间断				送火炬燃烧
CO 变换装置	变换汽提尾气	538	NH <sub>3</sub> H <sub>2</sub> S	<10 <10	0.005 0.005	连续				送火炬燃烧
低温甲醇洗装置	放空尾气	122046	CO <sub>2</sub> N <sub>2</sub> COS CO H <sub>2</sub>	77.27% 21.88% 0.00495% 0.3736% 0.1584%		连续	30			大气

硫回收装置	尾气焚烧炉烟气	1190	N <sub>2</sub> CO <sub>2</sub> SO <sub>2</sub>	42.84% 42.66% 0.017%		连续	25			大气
甲醇合成装置	甲醇合成气液分离器放气、膨胀气，甲醇精馏不凝气等	9076	H <sub>2</sub> CO CH <sub>4</sub> CH <sub>3</sub> OH 等			连续				送燃料气系统
	装置无组织排放气		CH <sub>3</sub> OH			连续				大气
锅炉	锅炉烟气	402000	烟尘 SO <sub>2</sub> NO <sub>x</sub>	< 50 57.34 < 450	<20.10 23.05 <180.9	连续	150			大气
罐区	甲醇罐区无组织排放气		甲醇	0.4t/a		间断				大气

表 8.3-2 废水排放一览表

装置	污染源名称	废水排放量 (m <sup>3</sup> /h)	污染物产生浓度(mg/l)		排放规	排放去向
			污染物名称	产生浓 度		
气化装置	气化废水	43	SS NH <sub>3</sub> -N: 硫化物 CN <sup>-</sup> BOD <sub>5</sub> COD	100 300 9.0 0.5 250 500	连续	送污水处理站处理
变换装置	高温冷凝液	482.137			连续	送气化装置用作洗涤用水、磨浆水
	常温冷凝液	171.615			连续	
低温甲醇洗	甲醇/水分离塔废水	6.5	甲醇	150	连续	送气化装置用作磨浆水或送污水处理站作碳源。
甲醇合成装置	甲醇精馏常压塔废水	9.5	甲醇	150	连续	
槽区	污染界区地面冲洗水及初期污染雨水	107 m <sup>3</sup> /次	COD BOD <sub>5</sub> SS	400 200 150	间断	送污水处理站处理
生活设施	生活污水	最大: 18 m <sup>3</sup> d	COD BOD <sub>5</sub> SS	300 150 100	连续	
化验室	化验污水	最大: 1.0	COD BOD <sub>5</sub> SS	300 150 100	连续	



锅炉排污	蒸汽锅炉排污	6	COD	<40	连续	处理回用
	锅炉系统地面及设备冲洗水	5	COD SS	400 150	间断	处理回用
循环水场	冷却水排污	105.1	COD	<60	连续	
脱盐车站	排污	24.3	COD	<60	连续	
污水处理场	排污	74.4 (最大: 88.4)			连续	送园区污水处理

表 8.3-3 固体废物排放一览表

装置	固废名称或来源	排放量 (t/a)	主要污染物质	排放规	治理措施及去向
气化装置	气化炉粗渣	52288	CaSO <sub>4</sub> 、SiO <sub>2</sub> 、Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> 等, 含水 50%	连续	综合利用或填埋
	气化炉细渣	13072	CaSO <sub>4</sub> 、SiO <sub>2</sub> 、Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> 、碳等, 含水 60%	连续	综合利用或填埋
CO 变换装置	变换废催化剂	16m <sup>3</sup> /a	钴钼催化剂	间断, 1 次/2-3 年	厂家回收
甲醇合成	甲醇合成单元合成反应器废催化剂	40 m <sup>3</sup> /a	氧化铜、氧化锌等	间断, 1 次/2-3a	返回生产厂家
	甲醇精馏单元常压塔侧线抽出液	13000	甲醇、乙醇、多醇、水等	连续	回收用作燃料
硫回收单元	硫回收转化器废催化剂	5.1	氧化	间断, 1 次/3 年	安全填埋
	硫回收加氢反应器废催化剂	2.0	钴钼催化剂	间断, 1 次/2-3 年	安全填埋
空分单元	吸附器废分子筛吸附剂	197	氧化、分子筛等	间断, 1 次/3-5a	安全填埋
锅炉	飞灰	11.04x10 <sup>3</sup>	SiO <sub>2</sub> 、Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> 等	连续	综合利用
	炉渣	4.72 x10 <sup>3</sup>	SiO <sub>2</sub> 、Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> 等	连续	综合利用
污水处理站	生化污泥	600	生物质, 含水 80%	连续	安全填埋
全厂	生活垃圾	108		间断	交园区统一处理

表 8.3-4 主要噪声源一览表

	设备名称	治理措施	噪声级 dB(A)	工作特性
气化单元	磨煤机	减振, 室内	<90	连续
	激冷水泵	减振	<90	连续
低温甲醇洗	净化单元循环气压缩机	消声、减振	<90	连续
	净化单元甲醇泵	减振	<85	连续
	净化单元贫甲醇泵	减振	<85	连续
	丙烯制冷压缩机/蒸汽透平	消声、减振	<95	连续
	空冷器	减振	<90	连续
硫回收	硫回收单元燃烧炉	低噪声烧嘴	<85	连续
	硫回收单元空气鼓风机	减振	<90	连续
	硫回收单元尾气鼓风机	减振	<90	连续
甲醇合成单元	甲醇合成气/循环气压缩机/ 蒸汽透平	消声、减振	<95	连续
	空冷器	减振	<90	连续
	尾气压缩机	消声、减振	<90	连续
空分单元	原料空气压缩机/空气增压机/ 蒸汽透平	室内, 消声、减振	<95	连续
	液氧泵	室内, 减振	<90	连续
	液氮泵	室内, 减振	<90	连续

	设备名称	治理措施	噪声级 dB(A)	工作特性
	氮气压缩机	室内，减振	<90	连续
	空冷器	减振	<90	连续
	污氮气放空	消声	<85	连续
空压站	空气压缩机	室内，消声、减振	<90	间断，开车时
循环水站	循环水场冷却塔、泵	减振	<85	连续
锅炉	风机	室内，消声、减振	<85	连续
	蒸汽放空	消声	<95	偶然
污水处理	鼓风机	减振	<85	连续
火炬	火炬	消声	<110	事故时

## 8.4 治理措施

### 8.4.1 废气治理措施

本项目对产生的废气拟采用回收利用、除尘、火炬燃烧等多种治理措施，以尽可能地回收利用资源，减少污染物排放，并做到达标排放。

(1) 对具有一定热值的可燃工艺废气进行回收以用作燃料。如甲醇合成装置 放气、膨胀槽膨胀气、甲醇精馏不凝气，主要组份为  $H_2$ 、 $CO$ 、 $CH_4$ 、甲醇等。这些废气均回收进入全厂燃料气系统，再送至燃料气各用户。

(2) 本项目设有硫回收装置，对低温甲醇洗单元产生的富  $H_2S$  酸性气进行处理，以回收硫资源。硫磺回收采用克劳斯硫回收工艺，尾气处理采用加氢还原、MDEA 溶液吸收及焚烧工艺，最终 35 米高空达标排放；低温甲醇洗放空尾气直接 30 米高空达标排放。

(3) 对原煤输送等过程产生的含尘废气，采用高效除尘器除尘后排入大气。

(4) 对于工艺生产中所需要的各种加热炉、燃烧炉等使用较洁净的燃料气为燃料，如硫回收装置尾气焚烧炉使用基本不含硫的生产中回收的燃料气或净化后的合成气，以减少  $SO_2$  等污染物排放。

(5) 对于蒸汽锅炉燃煤烟气主要采取以下治理措施：采用炉内加钙（石灰石）脱硫方式和静电除尘的烟气净化方案。脱除  $NO_x$  的方案，采用低  $NO_x$  燃烧器，控制炉膛燃烧温度技术，可降低  $NO_x$  排放，炉膛排出的烟气经空气预热器进入四电场静电除尘器净化烟气，烟尘净化率为 99.5~99.8%。排放尾气可达到火电厂大气污染物排放标准

《GB13223-2003》规定的排放值， $SO_2 < 400mg/m^3$ 、 $NO_x < 450mg/m^3$ 、烟尘  $\leq 50mg/m^3$ ，排放烟囱高度为 150 米。

(6) 根据物料性质选择适宜的罐型，以有效减少物料贮存产生的无组织排放气。如产品甲醇储存采用内浮顶罐，物料储存损失较小。

(7) 为保障生产装置的安全、人身安全以及尽量减少或消除对环境的影响，本项目设有火炬系统，对在开车、正常运行、停车和事故时系统排放的装置内无法利用的可燃的、不合格气体或有毒气体等进行燃烧处理。

#### 8.4.2 废水治理措施

(1) 按照清污分流的原则，排水系统分为生产污水系统、生活污水系统、清净下水系统、污染雨水和地面冲洗水系统、雨水系统。

(2) 为加强废水的循环利用，并减轻污水处理站处理负荷，部分装置内设预处理设施。如煤气化装置内设灰水处理单元，对气化过程产生的黑水进行净化预处理，处理后的灰水大部分回用，仅少量外排；变换装置的冷凝液送气化装置用作洗涤用水、磨浆水；低温甲醇洗的甲醇/水分离塔废水和甲醇合成装置的甲醇精馏常压塔废水等送气化装置用作磨浆水或送污水处理站作碳源；本项目拟建一回用水处理站，锅炉排污水、冷却排污水等经反超滤和反渗透装置处理后达到循环水补充水水质后，循环回用。

(3) 本项目设有污水处理站，将全厂的生产污水、生活污水、污染雨水、地面冲洗水等收集后，进行 A/O 法生化处理。为提高废水的 T/N 比，可将低温甲醇洗和甲醇合成装置排放的含甲醇废水或其他甲醇废液作为碳源。废水处理达到园区污水处理厂进水水质标准后，即 PH: 6-9; SS $\leq$ 200mg/l; BOD<sub>5</sub> $\leq$ 200mg/l; COD $\leq$ 400mg/l; NH<sub>3</sub>-N $\leq$ 50mg/l; PO<sub>43</sub>-(以 P 计) $\leq$ 6.5mg/l, 再排入园区污水处理厂处理。

#### 8.4.3 固体废物治理措施

本项目将根据固体废物的情况，采取回收综合利用、分类处理/

处置等措施。

#### (1) 综合利用

(A) 回收后返回生产厂家综合利用，主要是针对各装置产生的含贵金属的废催化剂，如变换装置变换反应废催化剂、甲醇合成装置合成反应废催化剂等，将返回生产厂家进行综合利用。

(B) 一些可燃组份含量较高的废液，如甲醇装置精馏单元常压塔排放的废液将回收作液体燃料。

(C) 煤气化装置排放的气化炉渣和燃煤蒸汽锅炉排放的锅炉炉渣、飞灰也将考虑综合利用，如送当地水泥厂或建材企业用作水泥、砖厂等用作建材原料。

#### (2) 分类处理/处置

(A) 对于不能回收利用的，但属于危险废物的废催化剂、废吸附剂、废液等将委托有危险废物处置资质的单位进行处置。

(B) 生活垃圾将交由当地环卫部门统一处置，污水处理站排放的活性污泥作安全填埋处理。

### 8.4.4 噪声治理措施

本项目噪声控制拟主要采取控制噪声源、合理布局、绿化及职业防护等措施。

(1) 首先考虑选用低噪声设备；其次采取隔音、消声等治理措施，如将高噪声设备置于隔音室内，墙内壁安装吸音材料并安装隔音门；在需要降噪的设备基础上采取安装减振座、减振 等办法，并在风机进出风管上安装消声材料等措施，对蒸汽放空口等安装消声器等，从源头上控制噪声排放。

(2) 总图合理布局，在满足工艺要求的前提下，考虑将高噪声设备集中布置在距离厂界较远的地方，以减少高噪声源对厂界外环境的影



响。

(3) 采取降噪措施后仍不能低于 85dB(A)的设备区域，采取限制操作时间和为操作工配发噪声防护用具的方法，以保护工人的身心

。

(4) 结合绿化措施，在各生产装置、各功能区间以及厂界周围设绿化带，种 花草树木，以有效地作到隔声和 减噪声的作用。

#### 8.4.5 生态环境保护及绿化措施

本项目将按照国家有关规定的要求与标准， 善地解决施工人员产生的生活污染、施工扬尘、建筑垃圾等环境问题，并通过采取水土保持措施、绿化、施工临时占地 复等措施来解决施工期可能产生的生态问题。

在运营期，将严格控制污染物排放，并根据当地气候环境条件和项目特点，进一步完善厂区和厂址周围的绿化。本项目绿化系数不小于 12%。

#### 8.4.6 环境风险防范措施

本项目建设将采用先进、成熟、可靠的工艺技术，采用先进的控制系统（DCS）及紧急停车连锁系统（ESD），设置各种可燃气体、有毒气体探测器和火灾自动报警系统，并按国家有关规定和规范要求设置相应的消防设施。

本项目设有火炬系统，以燃烧处理装置开停车及事故情况外排的各种可燃气体。本项目设一座消防事故污水收集池，有效容积 15000 m<sup>3</sup>，用于收集发生事故时储罐的物料量、消防水量、可能进入该系统的降雨量等，以预防在事故情况下废水外排，以影响周边水环境。

### 8.5 环境管理及监测

#### 8.5.1 环境管理

按照国家环境保护法规与 HSE 管理要求，本项目需专设环境管理机构，它可与安全管理机构合并，设立环保安全管理处。在环境管理方面需要 2-3 人定员来负责全厂的环境管理。

### 8.5.2 环境监测

全厂设立环境监测站，负责全厂的环境监测工作，其工作用房面积、定员、仪器符合《化工企业环境保护监测站设计规定》

(HG20501-92) 二级站标准,可与中央化验室合建。

### 8.6 环境保护投资

本项目污水处理场投资 3690 万元，火炬系统也已专列，其它费用已包括在生产装置工艺设施中，如黑水处理等，以及各种相关仪表，管道，阀门等都与生产系统紧密相连，难以确切估算环保投资。本设计对相关的三废处理，给予了充分地重视和考虑，并进行了各项落实。

### 8.7 建设项目环境影响简析

在本项目的工艺技术选择与工程方案设计中，将遵循清洁生产、节约资源与循环经济的要求，做到达标排放，以最大限度降低对当地的环境影响。但本项目建设规模较大，污染物排放较大，将对当地环境产生一定影响。具体的环境影响需要通过环境影响评价来确定。项目环保可行性结论也以环境影响报告及其批复文件为准。

### 8.8 存在的环保问题及建议

建议尽快开展本项目环境影响评价工作，本项目环保可行性结论应以环境影响报告及其批复文件为准。

## 9 劳动安全职业卫生与消防

### 9.1 劳动安全职业卫生

#### 9.1.1 编制依据

- 《化工企业安全卫生设计规定》 HG20571-95
- 《工业企业设计卫生标准》 CBZ1-2002
- 《工作场所有害因素职业接触限值》 CBZ2.1-2007
- 《建筑设计防火规范》 GB50016-2006
- 《工业建筑防腐蚀设计规范》 GB50046-1995
- 《建筑抗震设计规范》 GB50011-2001
- 《工业企业职工 力保护规范》 卫法监发（1999）第 620 号
- 《爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范》 GB50058-92
- 《建筑采光设计标准》 GB/T50033-2001
- 《建筑照明设计标准》 GB50034-2004
- 《化工企业静电接地设计规程》 HG/T20675-1990
- 《化工企业腐蚀环境电力设计技术规定》 HG/T20666-1999
- 《工业管路基本识别色和识别符号》 GB7231-2003
- 《安全色》 GB2893-2001
- 《安全标 》 GB2894-2001
- 《生产过程安全卫生设计规定》 GB12801-1991
- 《生产设备安全卫生设计规定》 GB5083-1999
- 《工业企业噪声控制设计规定》 GBJ87-1985
- 《石油化工企业卫生防护距离》 SH3093-1999

#### 9.1.2 建设项目生产过程中职业危害因素的分析

本项目是煤气化制 60 万 t/a 甲醇项目，生产装置主要包括备煤装置、空分、气化、CO 变换、酸性气体脱除、甲醇合成以及硫磺回收

等装置。整个生产过程采用的工艺技术先进、装置运行可靠。

本项目主要产品为甲醇和硫磺。生产的原料、中间产物及产品大都属易燃易爆物品，部分物品还具有毒性，且大部分生产单元是在高温高压下进行，存在产生燃爆事故的可能，危害人身安全；又因生产过程中设备及管道连接多且复杂，有工艺物料泄露的可能，因而存在中毒事故的可能性。

生产过程中使用和产生的主要有毒有害物质及其物化性质如下：

(A) 甲醇

分子式  $\text{CH}_3\text{OH}$

分子量 32.04

危险性类别 甲类

外观和性状 无色澄清液体，有刺激性气味

理化性质 熔点  $-97.8^\circ\text{C}$  沸点  $64.8^\circ\text{C}$

溶解性 溶于水，可以混溶于醇、醚等多数有机溶剂

入途径 吸入、食入、经过皮 吸收

危害 对中枢神经系统有麻 作用；对视觉神经和视网膜有特殊选择性作用，引起病变；可以导致代谢性酸中毒。

急性中毒：短时大量吸入出现轻度眼皮及上呼吸道刺激 状（口服有 道刺激 状）；经过一段时间潜伏期后出现头 、头 、乏力、 、酒 感、意识 、 ， 至 。视神经及视网膜病变，可有视物模 、复视等，重者失明。代谢性酸中毒时出现二氧化碳结合力下降、呼吸加速等。

慢性影响：神经 弱综合 ， 物神经功能失调，粘膜刺激，视力减 ，皮 出现脱脂、皮 等。

燃爆特性 易燃 闪点  $11^\circ\text{C}$

爆炸下限 5.5%          引燃温度 385℃

爆炸上限 44%

危险特性 易燃，其蒸气与空气可形成爆炸性混合物。明火、高热能引起燃烧爆炸。与氧化剂接触发生化学反应或引起燃烧。在火场中，受热的容器有爆炸危险。其蒸气比空气重，能在较低处扩散到相当远的地方，明火会引着回燃。

车间卫生标准：中国 MAC 50mg/m<sup>3</sup>

(B) CO

分子式 CO

分子量 28.01

危险性类别 乙类

外观和性状 无色无臭气体

理化性质 熔点 -199.1℃          沸点 -191.4℃

溶解性 微溶于水，溶于乙醇、苯等多数有机溶剂

入途径 吸入

危害 一氧化碳在 中 与 红蛋白结合而造成组织缺氧。

急性中毒：轻度中毒者出现头 痛、头 晕、 乏力、 心 悸、 心 跳、 呼吸 困难、 无力， 液碳氧 红蛋白浓度可高于 10%；中度中毒者除上述 状外，

还有皮 肤 粘膜呈现樱红色、 快、烦 躁、步态不稳、 至中度 昏迷，

液碳氧 红蛋白浓度可高于 30%；重度 者深度 昏迷、 瞳孔缩小、

反射 消失、 呼吸 停止、 力增强、频繁抽 搐、大小便失禁、休克、肺水肿、严重心 脏 损害等， 液碳氧 红蛋白可高于 50%。部分 者 苏 醒后，约经过 2~60 天的 状缓解期后，又可能出现 迟发性脑病，以意识精神障 碍、

运动 障碍或 体外系损害为主。

慢性影响：能否造成慢性中毒及对心 血管影响无定论。

燃爆特性 易燃 闪点  $<-50^{\circ}\text{C}$

爆炸下限 12.5% 引燃温度  $610^{\circ}\text{C}$

爆炸上限 74.2%

危险特性 是一种易燃易爆气体。与空气可形成爆炸性混合物。明火、高热能引起燃烧爆炸。

车间卫生标准： 中国 MAC  $30\text{mg}/\text{m}^3$

(C)  $\text{H}_2$

分子式  $\text{H}_2$

分子量 2.01

危险性类别 甲类

外观和性状 无色无臭气体

理化性质 熔点  $-259.2^{\circ}\text{C}$  沸点  $-252.8^{\circ}\text{C}$

入途径 吸入

危害 本品在生理学上是惰性气体，仅在高浓度时，由于空气中氧分压降低才引起窒息。在很高的分压下，氢气可呈现出麻醉作用。

燃爆特性 易燃

爆炸下限 4.1% 引燃温度  $400^{\circ}\text{C}$

爆炸上限 74.1%

危险特性 与空气可形成爆炸性混合物。明火、高热能引起燃烧爆炸。比空气轻，在室内使用或贮存时，漏气上升，留屋顶不易排出，火星会引起爆炸。氢气与氟、溴、氯等卤素会剧烈反应。

(D)  $\text{H}_2\text{S}$

分子式  $\text{H}_2\text{S}$

分子量 34.08

危险性类别 甲类(火灾危险性 & 危害)

外观和性状 具有刺激性和 息性的无色气体

理化性质 闪点 $<-50^{\circ}\text{C}$ ；熔点  $-85.5^{\circ}\text{C}$ ；沸点  $-60.4^{\circ}\text{C}$ ；燃点  $292^{\circ}\text{C}$

爆炸极限 V (%) 上限 46 、下限 4.0

溶解性 易溶于水

入途径 吸入

安全危害：硫化氢为易燃危化品，与空气混合能形成爆炸性混合物，明火、高热能引起燃烧爆炸。硫化氢所发生的安全事故主要是着火和泄漏。

危害：硫化氢是具有刺激性和 息性的无色气体。低浓度接触仅有呼吸道及眼的局部刺激作用，高浓度时全身作用较明显，表现为中枢神经系统 状和 息 状。硫化氢具有"臭 蛋味"气味，但极高浓度很快引起 觉 劳而不觉其味。按吸入硫化氢浓度及时间不同，临床表现轻重不一。轻者主要是刺激 状，脱离接触后短期内可 复；中度中毒者粘膜刺激 状加重，有明显头 、头 等 状，并出现轻度意识障 ；重度中毒出现 、肺水肿、呼吸循环 竭，吸入极高浓度（ $1000\text{mg}/\text{m}^3$ 以上）时，可出现“闪电型死亡”。

车间卫生标准： 中国 MAC  $10\text{mg}/\text{m}^3$

### 9.1.3 劳动保护设计中采用的主要防范措施

#### 9.1.3.1 对自然条件中的危险因素的防护措施

(1) 气象影响：厂前区位于整个厂区的西南侧，是全厂最小风频的下风向；污水处理厂和火炬位于东北侧，全场最大风频的下风向；本工程中所有建筑物根据当地最大风压及风速进行设计。

(2) 地质影响：根据地耐力进行建构物的基础设计。

(3) 地震影响：抗震设防烈度按照 8 度设防。

(4) 雷电影响：所有建构物和塔类、容器类、泵类按有关规范进



行防雷、防静电设计。

### 9.1.3.2 对生产过程中的危害因素的防范措施

#### (1) 工艺设计中采取的防范措施

(A) 本装置的生产特点为高温、高压、腐蚀性较强，对设备材料要求较为严格，故本工程中重要设备从国外引进，在必要处设置安全阀。引进设备及材料的选用、制造、检验标准均采用最新国际通用标准。

#### (B) 改善体力劳动强度的措施

本工程设计控制方案选用 DCS 系统，对整个工厂实施过程检测、数据处理、过程控制、能量平衡核算、计量管理和用电设备的状态显示等，以提高全厂自动化水平和管理水平，减轻劳动强度。另外，原料、废渣的运输采用管道或车辆运送，设备检修设置电动起重机进行作业，尽量减轻人员劳动强度。

#### (C) 事故的防范及应急措施

事故状态下的水煤气、变换气、合成气送火炬燃烧后排放，燃烧后主要为水和二氧化碳。

甲醇合成和后续生产工序设计均设置物料的中间贮存设备，供事故状态下缓冲。

按《石油化工企业可燃气体和有毒气体检测报警设计规范》在工艺装置区、压缩机厂房等可能有可燃有毒气体泄漏和积聚的地方设置可燃气体检测报警仪，以检测设备泄露及空气可燃有毒气体浓度。一旦浓度超过设定值，将立即报警及时处理。

#### (D) 防尘措施

卸煤间设有喷水雾除煤尘装置，防止卸煤过程中煤尘 浮。 桥的转运处、破碎楼、筒仓等处设有高效袋式除尘器，使车间空气的煤尘浓度小于  $10\text{mg}/\text{m}^3$ 。

(E) 在设备布置上，将操作介质为煤气和甲醇的装置集中布置。甲醇罐区设防火。其中，电气设备按《爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范》进行防爆设计，仪表采用本质安全防爆系统。

装置生产尽量采用露天或开式结构，充分利用自然通风，避免死角造成有害物质聚集。

(F) 对工艺生产操作时有可能泄露危险介质的场所，采用密闭的设备结构形式。对于输送危险介质的管道如氧气、煤气、甲醇，严格控制阀门和管道材质，同时对管道应力进行核算并消除，以减少产生泄露的可能，并设有阻火器及静电接地装置，同时在必要的场合设置易燃易爆气体的检漏仪表。

## (2) 电气及电信设计中采取的防范措施

(A) 采用双回路电源供电。仪表负荷，事故照明，消防报警等按一类负荷设计，采用不间断电源装置规定，事故照明采用带镍电池应急照明。

(B) 根据装置原料及产品的特点，按《爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范》选用电气设备。爆炸和火灾危险环境内可产生静电的物体，如设备管道都采用工业静电接地措施；建、构筑物设有防直击雷、防雷电感应、防雷电波入的设施。

(C) 设一套火灾自动报警系统，该系统由火灾报警控制器、火灾探测器、手动报警按钮等组成。在装置区和罐区及重要通道口安装手动报警按钮，在控制室、变电所等重要场所安装感烟或感温探测器，火灾报警控制器设在控制室。当发生火灾时，由火灾探测器或手动报警按钮迅速将火警信号报至火灾报警控制器，以便迅速采取措施，及时组织救。

## (3) 其他

(A) 在有可能泄漏甲醇的地方设置事故洗眼淋浴器。有毒有害岗位设置专用柜配防毒面具、氧气呼吸器、防护手套、防护 、防护眼 、工作服等。

#### (B) 防噪音

本项目的压缩机、泵等设备运行时会产生较大的噪音，主要采取集中控制及隔音、消音措施，如压缩机设置在单独的厂房内，靠自然减、厂房阻 和设备自配的隔音设施以减少对外界影响。在压缩机厂房内设独立的隔音操作室，对噪声较大的磨煤机设置于有隔音门的单独操作室内，使操作室噪声降至 70dB (A) 以下。巡检时，要求 必要的防护用品，如 塞或 ，以减少人员危害。

#### (C) 防 伤及防 降温

生产过程是在较高温度下进行，对设备、管道及附件表面温度超过 50℃ 时采取节能隔热措施，使之不对环境造成影响；工艺生产中不需保温的设备、管道及其附件，其外表温度超过 60℃，为防 伤，采取保温措施，保温材料采用阻燃材料，如 、硅酸盐 等。操作室内设有空调，大部分岗位增设轴流风扇和卫生通风设施，供工作人员夏季 热时防 降温用。

#### (D) 防雷、防电

本工程所有建、构筑物及高出厂房的露天装置均考虑防雷接地，并与保护接地共用接地装置；全厂设有统一的接地网，所有用电设备的外壳、各厂房内部及整个装置区可能产生静电的设备管道均设置可靠的接地措施，接地电阻不大于 4Ω。

#### (E) 安全色和安全标

装置的管道刷色和符号执行《工业管路的基本识别色和识别符号》的规定。

装置安全标 执行《安全标 》规定。

装置安全色执行《安全色》规定。

(F) 机械传动设备凡有开式 轮、皮带轮的部位均设有安全 。

(G) 车间采光照明分别按《建筑采光设计标准》和《建筑照明设计标准》执行，腐蚀环境中选用防腐灯具，爆炸环境中选用隔爆灯具，事故照明采用应急照明灯具，照明时间 30min。

(H) 在所有的无盖水池、 装孔以及所有的钢平台处全部按标准设置护 、 ，护 设计按相关标准执行，以防止 伤事故的发生。

(I) 所有工人上岗前均按规定进行岗前培训及就业体检，特殊岗位工人需持证上岗。

(J) 对有粉尘排放岗位设有粉尘检测仪，用于生产场所的卫生标准的监测。

(K) 装置按《工业企业设计卫生标准》设有浴室、 所、更 室等卫生设施。

(L) 本工程设消防排水收集池，钢筋混凝土结构，可收集本工程同一时间两处着火的消防废水，以防止消防废水对当地环境的影响。消防排水视其污染情况，送至污水处理场或雨水系统。

#### 9.1.4 机构设置及人员配备

劳动安全卫生工作贯彻“ 主管、 负责”的原则，尽量避免机构重 。另在厂内设置专门的安全卫生管理部门；在总经理领导下，按企业人员编制为该部门设一名环保卫生安全（HSE）经理，另外还有 2~3 名 HSE 专职人员辅助经理工作。该部门负责全厂安全管理及教育 传工作，建立劳动保护制度，负责劳动保护用品专柜及特殊岗位防护器具统一调配和管理。其次应进行各种安全卫生技术知识教育，对于特殊工种的操作人员要进行专门培训，保证人员 ，生产

安全。

安全卫生管理部门要配有必要设施，如投影仪、电视机、电脑、教材等，并由该部门专职人员负责职业安全卫生方面的教育宣传工作。

### 9.1.5 劳动安全卫生专用投资估算

劳动安全卫生设施专项费用 200 万元，但大部分费用已包含在工厂设施中，如空调通风，电气设备安全静电接地设施等，以及各种仪表，管道，阀门等都与安全生产系统紧密相连，难以确切估算劳动安全卫生总投资。本设计对相关的安全卫生对策措施，给予了充分地重视和考虑，并进行了落实。

在设计中，从工艺、仪表、电气、设备、管道、消防等方面对整个装置及辅助设施进行安全考虑，以求做到生产过程本质安全。

### 9.1.6 预期效果

本项目在生产中主要职业安全卫生问题是防火、防爆，防毒，其次是防高温、防噪声等其他危害。为在劳动安全卫生设计中，切实贯彻“安全第一，预防为主”的方针，使设计有的放矢，重点突出，防范全面，将生产中的职业危险危害减小

设计中对劳动保护职业安全卫生方面存在的问题和主要危害采取了以上综合防范措施后，生产过程中各岗位操作环境和劳动条件有了很大的改善，基本保证了工人的人身安全和身体健康。

## 9.2 消防

### 9.2.1 设计中采用的主要标准及规范

《石油化工企业设计防火规范》	GB50160—92（1999 年版）
《建筑设计防火规范》	GB50016-2006
《建筑灭火器配置设计规范》	GB50140-2005

《水喷雾灭火系统设计规范》	GB50219-95
《自动喷水灭火系统设计规范》	GB50084-2001, 2005 年版
《低倍数泡沫灭火系统设计规范》	GB50151—92 (2000 年版)
《固定消防炮灭火系统设计规范》	GB50338-2003
《中华人民共和国消防法》	
《火灾自动报警系统设计规范》	GB50116—98
《爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范》	GB50058—92
《建筑物防雷设计规范》	GB50057—94 (2000 年)
《石油化工企业可燃气体和有毒气体检测报警设计规范》	SH3063

## 1999

《建筑抗震设计规范》	GB50011-2001
《构筑物抗震设计规范》	GB50191-93
《建筑内部装修设计防火规范》	GB50222-95
《储罐区防火 设计规范》	GB50351-2005

### 9.2.2 工程火灾危险性类别

本项目的生产装置气化、变换、净化、硫磺回收、甲醇合成及精馏火灾危险性为甲类。

### 9.2.3 工程概述

本项目 60 万吨/年甲醇为 180 万吨/年甲醇项目的一期工程，考虑到今后的发展，总图布置考虑预留二期 120 万吨/年甲醇项目的用地。同时本项目消防水系统拟一期、二期统一考虑。

主要包括备煤装置、气化装置、变换、净化、硫磺回收、甲醇等工艺生产装置，由甲醇罐区、火炬系统组成的辅助生产装置，以及热动系统、循环水站、污水处理站等组成的公用工程设施。

本工程生产过程中的主要介质是煤气、甲醇等易燃易爆物品。

### 9.2.4 消防系统



市规划在园区的近期布置 1 座一级普通消防站，占地 5000 m<sup>2</sup>，中期布置 1 座一级普通消防站，占地 5000 m<sup>2</sup>，远期可以考虑增设 1 座一级普通消防站。一级普通消防站设水罐消防车、泡沫干粉联用消防车和 高消防车等。担负化工园区消防安全保卫。该消防站联防各生产装置，将可以满足规范要求。消防站由当地政府统一建设管理。

本消防设计为装置区设计，以防为主，对生产装置中的易燃、易爆物料设置防范措施，并实施有效的控制，以减少和防止火灾事故的发生。

#### 9.2.4.1 水消防系统

根据本项目规模、占地面积等确定同一时间内的火灾次数按二次考虑，全厂生产装置和生产辅助装置的消防用水采用独立的稳高压消防给水系统，设计供水压力 0.9~1.1 MPa。水量约为 550 L/s，火灾延续时间：工艺装置 3 小时、罐区 6 小时。消防水总储水容积为 12000m<sup>3</sup>。消防管网平时由小流量稳压泵组维持系统压力，火灾时由管网压力开关自动控制消防主泵自动起动向消防管网系统供水。

消防水管网按独立环状布置，有两个进口。管网上设置消防水炮、室外消火栓。

装置区高大框架和设备群采用消防水炮保护，喷嘴设置直流及喷雾两用，距危险源 15 米以远。沿装置和罐区周围布置室外地上式消火栓，间距不超过 60 米。各建筑物内消火栓间距甲、乙类不大于 30 米，丙类不大于 50 米。

工艺装置区的甲、乙类设备框架平台高于 15 米时，沿 子敷设半固定式消防给水竖管。各层设置带阀门的管牙接口和消防箱。消防竖管的间距不超过 50 米。

罐区采用固定水喷淋冷却系统和固定泡沫灭火系统。



根据流量、压力要求，设消防水泵 3 台，单台流量  $1800\text{m}^3/\text{h}$ ，扬程 110 米；

稳压泵：两台。单台流量  $54\text{m}^3/\text{h}$ ，扬程 90 米；

正常状态下，稳压泵保持消防管道的压力满足稳高压系统的压力要求，火灾发生时，消防水泵启动。装置发生火灾或罐区发生火灾时，两台消防泵运转，一台备用。

#### 9.2.4.2 泡沫消防灭火系统

本项目拟新建一座泡沫站，泡沫站规模根据最大罐 救火灾的用量，设置固定泡沫液罐配备比例混合器，泡沫站设置在装置和罐区附近，并保证必要的安全距离。对罐区阀门采用电动 控。

厂内消防时 4 个  $5000\text{m}^3$  甲醇罐泡沫用量最大（一期 60 万吨/年甲醇项目建有 1 个  $5000\text{m}^3$  甲醇罐，二期 120 万吨/年甲醇项目拟建 3 个  $5000\text{m}^3$  甲醇罐），设置固定式液上喷射泡沫灭火系统，采用抗溶性泡沫，泡沫混合液供给强度为  $12\text{L}/\text{m}^2\cdot\text{min}$ ，同时沿线布置室外地上式泡沫消火栓。经过初步计算，采用 3% 泡沫原液，需设置容积约为  $30\text{m}^3$  卧式泡沫液储罐一个。

#### 9.2.4.3 灭火器的设置

根据装置区不同工段、不同工艺要求和火灾危险等级，在装置区及建构筑物内将按规范要求配置必要的各类灭火器材，以利于工作人员 灭初起火灾。

#### 9.2.5 消防设施的启动控制及报警方式

在各装置控制室内设置 1 套火警控制主盘，以显示危险区的位置。火警盘上的信号由设在各个危险点或防火分区的可燃气体探测器、感烟探测器、感温探测器、手动报警按钮等自动或手动报警设施送达。一旦有发现火险或其他危险情况，报警设施将及时发出报警信

号，以引起操作人员高度注意，采取适时补救措施。水喷雾系统、自动喷水灭火系统、固定式泡沫灭火系统以及消防水泵的启、停、工作状态等均应在火警盘上显示。

控制室设置与消防站和消防水泵房的直通电话，发现火情保证迅速报警。

#### 9.2.6 消防报警及通讯

全厂各单元设置火警电话，火灾报警按钮。消防泵站、泡沫站设置直通电话，119 电话全厂联网。

#### 9.2.7 消防设施的费用及比例

本工程为新建项目，消防设施中的水消防及泡沫液站投资估算为 1762 万元；工艺系统中的安全设施如检测、报警、DCS 控制系统等消防设施的费用约占建设总投资的 3~4% 左右。

## 10 节能与节水

### 10.1 节能

产品能耗的高低是体现工艺技术水平，影响产品成本和企业竞争能力的关键所在。本项目认真贯彻落实“国民经济和社会发展第十一个五年规划纲要”，实现单位 GDP 能耗降低 20%左右约束性目标，在工艺技术，热力动力平衡方案及设备选型三方面对节能予以充分重视。

#### 10.1.1 工艺节能措施

(1) 气化工艺，采用水煤浆气化工艺，煤的利用率高，降低了造气的能耗。整个工艺采用先进气化技术，减少了煤耗和基建投资。

(2) 变换采用低温部分变换工艺，降低压力损失，节约了变换的能耗。净化采用低温甲醇洗，此法净化度高，溶液吸收能力大，溶剂循环量小，再生能耗少。

(3) 甲醇精馏有两塔和三塔两种方式，本工程采用三塔精馏技术，加压塔顶精甲醇蒸汽的冷凝热用于常压塔再沸器，每吨产品甲醇少消耗 0.4MPa 低压蒸汽约 0.5-0.6 吨，是国际上推广的节能工艺。

#### 10.1.2 装置节能措施

(1) 设备布置时，针对不同工艺流程特点，划分不同的功能区域，既满足防火分区要求，又使相同功能区域相对集中，方便能源的输送与操作管理。

(2) 对冷冻及热管网系统采用安全、可靠、经济的保温措施。

(3) 对变换、甲醇合成的反应热及一氧化碳冷却热，给于充分回收，用于产低压和中压蒸汽，满足全厂供热需求，降低了产品成本。

(4) 合成气压缩机采用蒸汽透平驱动，部分利用了工艺副产的蒸汽，降低了能耗，通过能量的一次转换，降低了损耗。

(5) 工程所需保温的管道及设备，全部采用推荐的硅盐酸保温材料，该保温材料具有导热系数低，用量少的优势，比 保温材料节能 20% 以上。

(6) 在整个生产系统内最大限度地回收蒸汽冷凝液和透平冷凝液，以减少脱盐水和锅炉水的消耗量。

### 10.1.3 电气节能措施

(1) 选择节能变压器及节能型电气设备。合理设计供电系统，使变电所靠近负荷中心，减少电能损耗。

(2) 在满足工艺生产的前提下，项目全部选用国家节能机电目录上的节能型机电产品以将低能耗，坚决 绝不节能的产品在项目中应用。

(3) 在变电所的各段母线上分别进行集中和就地电容自动及手动补偿，以提高功率因数，达到节电目的。

(4) 控制电力干线的最大工作压降，应不大于 2%，分支线路的最大工作压降应不大于 3%，使电气设备运行在最佳工作状态。

(5) 在装置区内部份电机采用变频调速控制，平稳运行又节约能源。根据各种建筑照明标准要求，严格控制照明功率密度值（照度可以增减，功率密度值相应增减）。室内照明优先采用节能型 光灯和高效的气体放电灯，并配置电子镇流器或节能型的电感镇流器，使功率因数达到 0.9 以上。

### 10.1.4 循环水系统节能措施

生产工艺所需冷却水采用循环水。在保证工艺需要的前提下，合理使用能源。

### 10.1.5 余热、余压、放散可燃气体回收利用措施

变换与合成的反应热产生的余热，用于中压饱和蒸汽。经锅炉烟

道过热后，供驱动透平与生产装置使用，节约了动能，降低了产品成本。

### 10.1.6 全厂能耗计算

序号	名称	单位	单位消耗/ 吨甲醇	能耗指标 (MJ)	能耗
1	原料煤	t	1.46	24994.606	36492.12
2	燃料煤	t	0.5672	24994.606	14176.94
3	新鲜水	m <sup>3</sup>	5.1707	7.12	36.8154
4	电	kwh	475.013	11.84	5624.154
合计					56330.03

通过以上计算可以看出，吨甲醇的能耗值为 56330MJ，折为标准煤为  $56330/29308=1.922$  吨。

## 10.2 节水

### 10.2.1 节水指标及分析

本项目取水后，主要是用来提供生产时的循环水补充水、厂区生活用水和公共服务用水。根据国经贸资源[2000]1015号《关于加强工业节水工作的意见》的精神，2000~2010年工业节水的总体目标是水的重复利用率：从目前的50%左右提高到2005年的60%；2010年达到65%。万元工业增加值取水量：从目前的340立方米下降到2005年170立方米，2010年降到120立方米。本工程万元工业增加值取水量初步测算为21.22立方米，满足国家节水指标要求。

### 10.2.2 节水技术应用与节水措施

(1) 本工程排出工艺冷凝液均考虑利用；工业冷却水全部采用循环冷却水，可重复利用。

(2) 本工程的锅炉排污水、冷却排污水等清净废水经处理作为中水

回用，以节约用水。

(3) 本工程所有凝汽透平均考虑用空气冷却，大量节约了工业用水。

(4) 在原水水质允许的条件下，尽量提高循环水的浓缩倍数，降低新鲜水补充量，从而达到节约工业水的目的。

(5) 本工程产生的消防废水经收集后排至产业链项目的消防排水收集池，再陆续排至工业废水处理站处理。

(6) 在本项目初步设计及详细设计阶段，选用计量、调节及控制仪表阀门时，要充分考虑选用节水型、节能型仪表和相关的各种阀门。

## 11 工厂组织、定员和人员培训

### 11.1 工厂组织

为简化组织体系，避免机构重 叠，进一步强化统一领导和科学调度，提高劳动生产率，本项目以分厂编制，下设各生产车间，由厂长全面负责。

根据装置功能划分，车间主任负责各生产车间的管理工作。车间按需设置工段，由工段长负责，实行专业化生产和管理。根据生产性质和相对独立单元划分，本工程设有生产装置区、辅助生产设施、公用工程。生产装置区包括备煤工段、煤气化装置区，包括煤浆制备、气化、灰水处理工段，变换工段、气体净化工段、硫回收工段，甲醇装置区，包括压缩、合成、精馏、中间罐区，空分装置，包括空气压缩单元、空气净化单元、制冷及分离单元、储存单元；辅助生产设施包括煤储运系统、空压、罐区、渣场、中央化验室、维修、仓库、火炬等工段；公用工程包括燃煤热动系统以及除盐水、冷凝水回收、循环水装置、污水处理场、全厂电信等工段。

### 11.2 生产班编制及定员

企业的行政管理人员、高级生产管理人员、贮运及后 勤人员按白班或两班考虑，根据生产特点和生产运行的要求，生产部门按四班三运转编制。

本着按国内外先进水平进行管理和操作的原则，结合国内同类装置生产管理的特点，本装置初步考虑总定员为 637 人，详见表 11.2-1。



表 11.2-1 工厂定员表

序号	部门	行政管理人 员	生产及技术 人员	合计(人)	备注
1	行政管理	12	0	12	
	技术管理	8	25	33	
2	甲醇装置	20	300	320	
3	热动系统	5	68	73	包括除盐
4	变配电及电信	3	30	33	
5	中央化验室	3	25	28	
6	消防	3	20	23	
7	环保	3	2	5	
8	污水处理	3	18	21	
9	罐区	3	18	21	
10	循环水场	3	18	21	
11	维修	3	25	28	
12	渣场	3	16	19	
总计		72	565	637	

### 11.3 人员来源和培训

#### 11.3.1 人员来源

本装置拟引进国内外先进技术，其生产和管理也要求按先进的管理模式进行，要求企业管理和生产管理人员具有较高的素质。由于本地区化工行业人才市场结构性失调，一些高级管理和相关专业人员需向全国广泛招 聘，要求具有 10-20 年左右工作经验的专业人才、 骨干承担管理任务。车间负责及管理人应为有一定的实际生产管理经验，并具有专业对口的大学本科学历。主要岗位上的操作人员应具有职工专科学 的学历，并进行岗前操作培训。

除主要企业管理和生产管理人员由公司统一安排外，主要技术 干和主要操作人员从国内现有生产企业调配，其余人员则可本着择优录取的原则，从社会上招 聘。对于技术工人可由职工学 进行先培训后招 聘的优选办法进行。

### 11.3.2 人员培训

由于本装置的生产技术和装备均属世界先进水平，要求操作人员具有较高的技术水平，因此，在生产准备阶段就要对有关人员进行培训。为了得到素质较高，操作熟练的操作人员和技术人员，使本项目顺利建成投产，并确保正常的生产运行，操作及维修人员需要在试运转前一年左右招完，并分别往现已建成，并投入运行的类似工厂参观、培训。对于还没有大型商业化的装置，建议请专利商有关的技术专家进行技术培训，并到有关的实验装置或专利商建议的工厂参观、培训。上岗操作人员应在相应的工厂实习一年左右，经考核合格后方能上岗。

## 12 项目实施规划

### 12.1 建设周期

为尽快发挥经济效益，结合本工程项目特点，建设周期为在合同生效后 36 个月建成。

### 12.2 项目实施规划

本项目是一个大型的煤化工项目，技术先进，项目实施计划大体分下述五个阶段。

第一阶段：项目前期工作，即从预可行性报告编制、可行性报告编制、合同生效。

第二阶段：勘探和设计工作，即从地质勘探到详细工程设计完成。

第三阶段：施工前期准备工作，包括征地，三通一平，临时设施建成。

第四阶段：施工安装，从土建、地下工程施工开始到电、仪安装完成。

第五阶段：试事、程度考核，从开机试车到考核验收完成。

本工程项目实施规划参见下表：

表 12.2-1 项目实施规划表

序号	项目	时间																																																			
		1	2	3	4	5	6	7	8		10	11	12	13	14	15	16	17	18	1	20	21	22	23	24	25	26	27	28	2	30	31	32	33	34	35	36	37	38	3	40	41	42										
1	可行性研究报告及报批	■	■	■																																																	
2	环境评价报告及报批	■	■	■																																																	
3	合同谈判生效				■	■	■	○																																													
4	地质勘探						■	■	■																																												
5	D、基础工程设计						■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■				
6	详细工程设计														■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■			
7	设备采购																																																				
8	征地，三通一平																																																				
	临时设施																																																				
10	地下工程及土建工程																																																				
11	设备及管道安装																																																				
12	电气及仪表安装																																																				
13	单机试车																																																				
14	联动试车																																																				
15	投料试车																																																				
16	考核验收																																																				

## 13 投资估算及资金筹措

### 13.1 投资估算编制说明

#### 13.1.1 工程概况及估算内容

泛海煤制甲醇项目是以煤为原料，选用先进的水煤浆气化技术，生产甲醇。

本投资估算包括备煤系统、煤气化、净化、甲醇、空分、等主要生产项目，以及界区内与其相配套的辅助生产项目、公用工程、服务性设施。主要生产装置气化、低温甲醇洗、甲醇技术采用国外技术。

本项目估算建设投资 315467 元。

#### 13.1.2 编制依据

- a) 《中国石油化工总公司石油化工项目可行性研究投资估算编制办法》
- b) 《中国石油化工总公司石油化工安装工程主材费》（2003）
- c) 《中国石油化工总公司石油化工安装工程概算指标》（2000）
- d) 《中国石油化工总公司工程经济信息》（2008.1）
- e) 安装工程参考同类工程估算。
- f) 建筑工程参考同类工程，采用大指标估算
- g) 其它费用按《石油化工工程建设费用定额》计算。

#### 13.1.3 说明

a) 本工程所需外汇为估算值，待合同签定后按合同调整。

b) 本工程只计算了不可预备费，没有计算价差预备费，不可预备费率国内为 16%。

#### 13.1.4 投资估算表

见附表：13.1-1

### 13.2 资金筹措

#### 13.2.1 资金来源

项目报批投资为 349109 万元，资本金为 104704 万元(含铺底流动资金 4084 万元)，占项目报批总投资的 30%。

除上述资金外，建设期利息 28225 万元，利率为 7.83%。外汇统一由人民币换汇解决。

### 13.2.2 资金运筹规划

本工程建设期为三十六个月。建设期内的资金分年支出分年使用，流动资金按生产计划逐年投入。

表 13.1-1 投资估算表

序号	工程或费用名称	估 算 价 值 (万元)				合 计 (万元)	
		设备购置费	安装工程费	建筑工程费	其他费用	人民币 (万元)	其中外汇(万美元)
	报批投资	176466.55	55530.98	37939.9	79171.46	349108.89	
I	建设投资	176466.55	55530.98	37939.9	45529.99	315467.42	
1	固定资产费用	176466.55	55530.98	37939.9	17492.58	287430.01	
1.1	工程费用	176466.55	55530.98	37939.90	695.85	270633.28	
1.1.1	生产装置	135243.25	32404.25	19408.75		187056.25	
1.1.1.1	气化装置	51000	4250	2550		57800	
1.1.1.2	变换装置	5400	900	220		6520	
1.1.1.3	空分装置	40000	4600	2200		46800	
1.1.1.4	净化装置	14000	3600	800		18400	
1.1.1.5	硫回收装置	2300	600	160		3060	
1.1.1.6	甲醇合成精馏装置	16551	4635	1574		22760	
1.1.1.7	甲醇罐区	1566	3210	498		5273	
1.1.1.8	火炬	855	305	61		1221	
1.1.1.9	中控室	1050	105	156		1311	
1.1.1.10	管廊		8000	2500		10500	



1.1.1.11	原煤储运	2522	2200	8690		13412	
1.1.2	辅助生产装置	2800	1098	5043		8941	
1.1.2.1	冷冻站	2100	850	150		3100	
1.1.2.2	三修	540	36	757		1333	
1.1.2.3	仓库			2747		2747	
1.1.2.4	消防	100	200	1386		1686	
1.1.2.5	泡沫站	60	12	4		76	
1.1.3	公用工程装置	38423	22029	13488	696	74636	
1.1.3.1	供排水系统	6699	7302	1552		15552	
a	循环水系统	4170	1283	962		6416	
b	供排水管网		5242			5242	
c	热水站（换热站）	130	39	36		205	
d	污水处理	2399	738	554		3690	
1.1.3.2	全厂供电	6138	3511	627		10276	
b	总变电站(含 4 只分变)	5637.80	1621.20	581.00		7840	
c	厂区供电外线及道路照明		1508	10		1518	
d	电信	500	382	36		918	
1.1.3.3	热动系统	21240	10620	3540		35400	

1.1.3.4	除盐水处理站	1847	596	447		2890	
1.1.3.5	总图运输	2500		7322	696	10518	
a	总图运输	2500		7322		9822	
b	绿化				696	696	
1.2	其它固定资产				16797	16797	
1.2.1	进口设备材料检验费				300	300	
1.2.2	超限设备运输措施及大型机具费				600	600	
1.2.3	工程保险费				2706	2706	
1.2.4	锅炉及压力容器检验费				541	541	
1.2.5	前期及勘察设计费				9472	9472	
1.2.6	联合试运转费				1353	1353	
1.2.7	工程建设监理费				1624	1624	
1.2.8	劳动安全卫生设施费				200	200	
2	无形资产				5000	5000	
2.1	软件费				2000	2000	
2.2	土地费				3000	3000	
3	递延资产（开办费）				5181	5181	
3.1	建设单位管理费				3518	3518	

3.2	建设单位临时设施费				1083	1083	
3.3	生产准备费/生产职工培训费				330	330	
3.4	来华及出国人员费				200	200	
3.5	图 资料翻 复制费				50	50	
4	预备费				17857	17857	
4.1	不可预见费				17857	17857	
II	建设期利息				28225	28225	
III	铺底流动资金				5416.47	5416.47	

## 14 财务评价

### 14.1 财务评价编制依据及基础数据与参数

#### 14.1.1 财务评价编制依据

1) 本报告技术经济分析与评价方法根据《建设项目经济评价方法与参数》(第二版)进行。

2) 主要经济评价参数依照《中国石油天然气股份有限公司建设项目经济评价参数》(2005-2006)确定。

3) 中华人民共和国增值税暂行条例及实施细则。

4) 中华人民共和国企业所得税暂行条例及实施细则。

#### 14.1.2 基础数据与参数

1) 生产规模：年产 60 万吨甲醇及其他副产品。

2) 计算期与生产负荷：本项目计算期 18 年，其中建设期 3 年，评价用生产经营期 15 年，其中投产期 2 年，第 1 年开工率为设计能力的 80%，第 2 年 90%，以后按设计能力计算生产量。

3) 财务基准收益率：基准收益率取 12%。

### 14.2 成本费用估算

#### 14.2.1 原材料、辅助材料

本项目主要原料价格由业主提供。价格均为含税价。详见表 14.2-1。

表 14.2-1 原料消耗指标及价格

序号	名称	年消耗(吨)	单价(元/吨)
1	煤	1217920	530
2	催化剂、添加剂		12000000.00(元/年)
3	阻垢剂	160	6840.00
4	丙稀	80	5000.00
5	石灰粉	2978	160

## 14.2.2 燃料及动力

本项目公用工程价格由业主提供，其价格均为含税价，详见表 14.2-2。

表 14.2-2 主要燃料、动力消耗指标及价格

序号	名称	年消耗	单价(元/m <sup>3</sup> )
1	生活水	128000	2.35
2	工业水	3622400	3.30
4	废水排放	520000	4.00

## 14.2.3 工资及福利

本项目新增定员 637 人，工资及福利为 5 万元/人.年。

## 14.2.4 制造费用

折 费：机器及生产设备折 年限为 14 年，房屋及建筑物折 年限为 30 年，运输工具及其他折 年限为 8 年。净残值率按 5% 计算。

维修费：维修费按 3% 计取。

## 14.2.5 管理费用

无形资产：按 10 年等额 销。

其他资产：按 5 年等额 销。

其他管理费用：按 2.5 万元/人年计取。

## 14.2.6 财务费用

财务费用由生产期长期借 利息及流动资金借 利息构成。

## 14.2.7 销售费用

销售费用按销售收入的 1% 计取。

经计算，项目实施后，年均总成本费用为 113575 万元（投产后 15 年平均 值）。

## 14.3 销售收入估算

### 14.3.1 产品产量及价格

详见表 14.3-1。

表 14.3-1 产品产量及价格

产品名称	价格（元/吨）	产量（吨/年）
甲醇	2900	600000
硫磺	2000	1154

### 14.3.2 销售收入估算

经计算，项目实施后，年均销售收入为 170746 万元（投产后 15 年平均），详见附表“销售收入及税金计算表”。

### 14.3.3 税收

#### 1) 流转税及附加

增值税及附加税费计算：增值税税率除水为 13% 外，其余均为 17%。

城市维护建设税和教育费附加分别按增值税的 7% 和 3% 计算。

#### 2) 所得税

企业所得税税率为 25%。以应纳税所得额为计税基础，从盈利年开始征收。

### 14.3.4 利润分配

盈余公积金按税后利润的 10% 提取。

利润分配详见附表“利润与利润分配表”。

## 14.4 盈利能力分析

### 14.4.1 财务现金流量分析

本项目对全部投资现金流量和自有资金现金流量分别进行计算，税后全投资财务内部收益率为 12.5%，自有资金财务内部收益率为 17.1%。

详见项目投资现金流量表和项目资本金现金流量表。

### 14.4.2 财务盈利能力分析

#### 1) 主要静态指标

总投资收益率： 13%

资本金净利润率： 29%

投资回收期（税前） 8.12 年 （自建设之日起）

投资回收期（税后） 9.06 年 （自建设之日起）

## 2) 主要动态指标

全投资财务内部收益率（税前）： 15.4%

（税后）： 12.5%

全投资财务净现值（税前）： 62814 万元

（I=12%）（税后）： 8347 万元

详见全投资财务现金流量表。

根据现金流量分析，本项目全投资税前后内部收益率均高于基准收益率 12%，可见本项目有较强的盈利能力。

## 14.5 不确定性分析

### 14.5.1 盈亏平衡分析

从综合经济效益指标表可以看出：以生产能力表示的盈亏平衡点为 47%，说明当生产能力达到此值时，企业即可保本。

### 14.5.2 敏感性分析

从敏感性分析表可以看出，销售价格对于本项目而言敏感度较大，当销售价格降低 10%时，税后内部收益率为 9.5%，低于基准内部收益率 12%。

## 14.6 财务评价结论

经过上述分析，对本项目可得出以下结论：

1) 本项目实施后，年均利润总额为40386万元，年均税后利润为30290万元。

2) 从所分析的各项指标来看，本项目总投资收益率为13%，资本金净利润率为29%，全投资回收期(税前)为8.12年，全投资财务内部收益率(税前)为15.4%，说明该项目经济效益较好，在财务上是可行的。



### 3) 附表

表 14.6-1 综合经济指标表

表 14.6-2 建设期利息估算表

表 14.6-3 项目总投资使用计划与资金筹措表

表 14.6-4 流动资金估算表

表 14.6-5 项目资本金现金流量表

表 14.6-6 原料、燃料及公用工程计算表

表 14.6-7 总成本费用表 (生产要素法)

表 14.6-8 营业收入及税金

表 14.6-9 项目投资现金流量表

表 14.6-10 利润与利润分配表

表 14.6-11 固定资产折 费估算表

表 14.6-12 无形资产和其他资产 销估算表

表 14.6-13 财务计划现金流量表

表 14.6-14 借 还本 息计划表

表 14.6-15 资产负 表

表 14.6-16 敏感性分析

表 14.6-1 综合经济指标表

序号	项 目	单 位	数 额	备 注
1	总投资	万元	361747	
1.1	建设投资	万元	315467	
1.2	建设期利息	万元	28225	
1.3	流动资金	万元	18055	
2	资本金	万元	104704	
3	销售收入	万元	170746	年均
4	流转税金及附加	万元	16785	年均
4.1	增值税	万元	15259	年均
4.2	城市维护建设税	万元	1068	年均
4.3	教育费附加	万元	458	年均
5	总成本	万元	113575	年均
6	利润总额	万元	40386	年均
7	所得税	万元	10097	年均
8	税后利润	万元	30290	年均
9	总投资收益率		13%	
10	项目资本金净利润率		29%	
11	项目投资回收期 I(税前)	年	8.12	自建设之日起
12	项目投资内部收益率 I(税前)		15.4%	
13	项目投资净现值 I(税前)	万元	62814	i=12%
14	项目投资回收期 II(税后)	年	9.06	自建设之日起
15	项目投资内部收益率 II(税后)		12.5%	
16	项目投资净现值 II(税后)	万元	8347	i=12%
17	盈亏平衡点		47%	正常年份

表 14.6-2 建设期利息估算表

序号	项 目 名 称	合 计	建设期		
			1	2	3
1	借 1				
1.1	建设期借 利息	28225	2539	9509	16178
1.1.1	期初借 余额	252383		67391	184991
1.1.2	当期借	216180	64852	108092	43236
1.1.3	当期应计利息	28225	2539	9509	16178
1.1.4	期末借 余额	496787	67391	184991	244405
1.2	其他融资费用				
1.3	小计 (1.1+1.2)	28225	2539	9509	16178
2	借 2				
2.1	建设期借 利息				
2.1.1	期初借 余额				
2.1.2	当期借				
2.1.3	当期应计利息				
2.1.4	期末借 余额				
2.2	其他融资费用				
2.3	小计 (2.1+2.2)				
3	券				
3.1	建设期利息				
3.1.1	期初 务余额				
3.1.2	当期 务余额				
3.1.3	当期应计利息				
3.1.4	期末 务余额				
3.2	其他融资费用				
3.3	小计 (3.1+3.2)				
4	合计 (1.3+2.3+3.3)	28225	2539	9509	16178
5	建设期利息合计 (1.1+2.1+3.1)	28225	2539	9509	16178
6	其他融资费用合计 (1.2+2.2+3.2)				

表 14.6-3 项目总投资使用计划与资金筹措表

序号	项 目 名 称	合 计	计 算 期					
			1	2	3	4	5	6
1	总投资	361747	97179	167242	79271	15672	1191	1191
1.1	建设投资	315467	94640	157734	63093			
1.2	建设期利息	28225	2539	9509	16178			
1.3	流动资金	18055				15672	1191	1191
2	资金筹措	361747	97179	167242	79271	15672	1191	1191
2.1	项目资本金	104704	29788	49642	19858	4702	357	357
2.1.1	用于建设投资	99288	29788	49642	19858			
2.1.2	用于流动资金	5416				4702	357	357
2.1.3	用于建设期利息							
2.2	务资金	257043	67391	117600	59413	10971	834	834
2.2.1	用于建设投资	216180	64852	108092	43236			
2.2.2	用于建设期利息	28225	2539	9509	16178			
2.2.3	用于流动资金	12638				10971	834	834
2.3	其他资金							

表 14.6-4 流动资金估算表

序号	项目名称	最低 周转 天数	周转 次数	生 产 经 营 期														
				4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
1	流动资产			20160	21912	23664	23664	23664	23664	23664	23664	23664	23664	23664	23664	23664	23664	23664
1.1	应收	60	6	12169	13319	14470	14470	14470	14470	14470	14470	14470	14470	14470	14470	14470	14470	14470
1.2	存 货			6394	6981	7568	7568	7568	7568	7568	7568	7568	7568	7568	7568	7568	7568	7568
1.2.1	原材料	15	24	2198	2473	2748	2748	2748	2748	2748	2748	2748	2748	2748	2748	2748	2748	2748
1.2.2	燃料	15	24	45	51	57	57	57	57	57	57	57	57	57	57	57	57	57
1.2.3	在产品	1	360	192	211	230	230	230	230	230	230	230	230	230	230	230	230	230
1.2.2	产成品	15	24	3042	3330	3618	3618	3618	3618	3618	3618	3618	3618	3618	3618	3618	3618	3618
1.2.3	备品备件	180	2	916	916	916	916	916	916	916	916	916	916	916	916	916	916	916
1.3	现 金	30	12	1597	1612	1626	1626	1626	1626	1626	1626	1626	1626	1626	1626	1626	1626	1626
2	流动负			4487	5048	5609	5609	5609	5609	5609	5609	5609	5609	5609	5609	5609	5609	5609
2.1	应	30	12	4487	5048	5609	5609	5609	5609	5609	5609	5609	5609	5609	5609	5609	5609	5609
2.2	预收	30	12															
3	流动资金(1-2)			15672	16864	18055	18055	18055	18055	18055	18055	18055	18055	18055	18055	18055	18055	18055
4	流动资金增加额			15672	1191	1191												
5	流动资金来源																	
	自有流动资金			4702	5059	5416	5416	5416	5416	5416	5416	5416	5416	5416	5416	5416	5416	5416
	流动资金短期			10971	11805	12638	12638	12638	12638	12638	12638	12638	12638	12638	12638	12638	12638	12638

表 14.6-5 项目资本金现金流量表

序号	项目名称	合计	计算期																	
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
1	现金流入	2597190				139385	156808	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	210228
1.1	营业收入	2561193				139385	156808	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231
1.2	补 收入																			
1.3	回收固定资产余值	17942																		17942
1.4	回收流动资金	18055																		18055
2	现金流出	2130206	29788	49642	19858	141441	148501	159948	160218	160893	161881	162667	116843	116843	116843	116968	116968	116968	116968	116968
2.1	项目资本金	104704	29788	49642	19858	4702	357	357												
2.2	借 本金偿还	244405				27534	29690	32015	34521	37224	40139	43282	0	0	0	0	0	0	0	0
2.3	借 利息支	96265				19956	17863	15600	13094	10391	7476	4333	944	944	944	944	944	944	944	944
2.4	经营成本	1281607				73011	79916	86822	86822	86822	86822	86822	86822	86822	86822	86822	86822	86822	86822	86822
2.5	流转税金及附加	251776				13702	15415	17128	17128	17128	17128	17128	17128	17128	17128	17128	17128	17128	17128	17128
2.6	所得税	151448				2535	5260	8027	8653	9329	10317	11103	11950	11950	11950	12075	12075	12075	12075	12075
2.7	维持运营投资																			
3	净现金流量 (1-2)	466984	-29788	-49642	-19858	-2056	8307	14283	14013	13338	12350	11564	57388	57388	57388	57263	57263	57263	57263	93260
4	计算指标																			
4.1	资本金财务内部收益率 (%)		17.1%																	

表 14.6-6 原料、燃料及公用工程计算表

序号	名称	单位	税率	年消耗	含税价格	年成本 (万元)	年增值税 (万元)
1	原材料					65947	9582
1.1	煤	元/吨	17%	1217920	530.00	64550	9379
1.2	各种催化剂、添加剂	元/吨	17%	1	12000000	1200	174
1.3	阻垢剂	元/吨	17%	160	6840.00	109	16
1.4	丙稀	元/吨	17%	80	5000.00	40	6
1.5	石灰粉	元/吨	17%	2978	160.00	48	7
2	公用工程及燃料					1362	163
2.1	生活水	m <sup>3</sup>	0.13	128000	2.35	30	3
2.2	工业水	m <sup>3</sup>	0.13	3406400	3.3	1124	129
2.3	废水排放	m <sup>3</sup>	0.17	520000	4	208	30



表 14.6-7 总成本费用表 (生产要素法)

序号	项 目 名 称	合计	生 产 经 营 期														
			4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
1	外购原材料费	969419	52757	59352	65947	65947	65947	65947	65947	65947	65947	65947	65947	65947	65947	65947	65947
2	外购燃料及动力费	20024	1090	1226	1362	1362	1362	1362	1362	1362	1362	1362	1362	1362	1362	1362	1362
3	工资及福利费	47775	3185	3185	3185	3185	3185	3185	3185	3185	3185	3185	3185	3185	3185	3185	3185
4	修理费	137379	9159	9159	9159	9159	9159	9159	9159	9159	9159	9159	9159	9159	9159	9159	9159
5	座机费	11718	781	781	781	781	781	781	781	781	781	781	781	781	781	781	781
6	其他费用	95292	6039	6213	6388	6388	6388	6388	6388	6388	6388	6388	6388	6388	6388	6388	6388
6.1	其他制造费	45793	3053	3053	3053	3053	3053	3053	3053	3053	3053	3053	3053	3053	3053	3053	3053
6.2	其他管理费	23888	1593	1593	1593	1593	1593	1593	1593	1593	1593	1593	1593	1593	1593	1593	1593
6.3	销售费用	25612	1394	1568	1742	1742	1742	1742	1742	1742	1742	1742	1742	1742	1742	1742	1742
7	经营成本 (1+2+3+4+5)	1281607	73011	79916	86822	86822	86822	86822	86822	86822	86822	86822	86822	86822	86822	86822	86822
8	折 费	315569	21038	21038	21038	21038	21038	21038	21038	21038	21038	21038	21038	21038	21038	21038	21038
9	销 费	10181	1536	1536	1536	1536	1536	500	500	500	500	500					
10	利息支出	96265	19956	17863	15600	13094	10391	7476	4333	944	944	944	944	944	944	944	944
10.1	生产期 利息	82291	19137	16981	14656	12150	9447	6532	3389	0	0	0	0	0	0	0	0
10.2	流动资金 利息	13974	820	882	944	944	944	944	944	944	944	944	944	944	944	944	944
11	总成本费用合计 (6+7+8+9)	1703623	115542	120353	124996	122489	119786	115835	112693	109304	109304	109304	108804	108804	108804	108804	108804
11.1	其中：可变成本	989443	53847	60578	67309	67309	67309	67309	67309	67309	67309	67309	67309	67309	67309	67309	67309
11.2	固定成本	714180	61695	59775	57687	55180	52477	48526	45383	41995	41995	41995	41495	41495	41495	41495	41495

表 14.6-8 营业收入及税金

序号	项目名称	合计	生产经营期														
			4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
1	营业收入	2561193	139385	156808	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231
1.1	甲醇	2557800	139200	156600	174000	174000	174000	174000	174000	174000	174000	174000	174000	174000	174000	174000	174000
	单价(含税,元/吨)		2900	2900	2900	2900	2900	2900	2900	2900	2900	2900	2900	2900	2900	2900	2900
	数量(吨)	8820000	480000	540000	600000	600000	600000	600000	600000	600000	600000	600000	600000	600000	600000	600000	600000
	销项税额	371646	20226	22754	25282	25282	25282	25282	25282	25282	25282	25282	25282	25282	25282	25282	25282
1.2	硫磺	3393	185	208	231	231	231	231	231	231	231	231	231	231	231	231	231
	单价(含税,元/吨)		2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000
	数量(吨)	16964	923	1039	1154	1154	1154	1154	1154	1154	1154	1154	1154	1154	1154	1154	1154
	销项税额	493	27	30	34	34	34	34	34	34	34	34	34	34	34	34	34
2	营业税金及附加	22889	1246	1401	1557	1557	1557	1557	1557	1557	1557	1557	1557	1557	1557	1557	1557
2.1	营业税																
2.2	消费税																
2.3	城市维护建设税	16022	872	981	1090	1090	1090	1090	1090	1090	1090	1090	1090	1090	1090	1090	1090
2.4	教育费附加	6867	374	420	467	467	467	467	467	467	467	467	467	467	467	467	467
3	增值税	228887	12456	14014	15571	15571	15571	15571	15571	15571	15571	15571	15571	15571	15571	15571	15571
	销项税额	372139	20252	22784	25316	25316	25316	25316	25316	25316	25316	25316	25316	25316	25316	25316	25316
	进项税额	143252	7796	8771	9745	9745	9745	9745	9745	9745	9745	9745	9745	9745	9745	9745	9745

表 14.6-9 项目投资现金流量表

序号	项目名称	合计	计算期																	
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
1	现金流入	2597190				139385	156808	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	210228
1.1	营业收入	2561193				139385	156808	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231
1.2	补 收入																			
1.3	回收固定资产余值																			17942
1.4	回收流动资金																			18055
2	现金流出	1866906	94640	157734	63093	102386	96523	105140	103949	103949	103949	103949	103949	103949	103949	103949	103949	103949	103949	103949
2.1	建设投资	315467	94640	157734	63093															
2.2	流动资金	18055				15672	1191	1191												
2.3	经营成本	1281607				73011	79916	86822	86822	86822	86822	86822	86822	86822	86822	86822	86822	86822	86822	86822
2.4	增值税	228887				12456	14014	15571	15571	15571	15571	15571	15571	15571	15571	15571	15571	15571	15571	15571
2.5	营业税金及附加	22889				1246	1401	1557	1557	1557	1557	1557	1557	1557	1557	1557	1557	1557	1557	1557
2.6	维持运营投资																			
3	所得税前净现金流量 (1-2)	730284	-94640	-157734	-63093	36999	60285	69090	70282	70282	70282	70282	70282	70282	70282	70282	70282	70282	70282	106279
4	累计所得税前净现金流量	2420627	-94640	-252374	-315467	-278468	-218183	-149093	-78811	-8530	61752	132034	202315	272597	342879	413160	483442	553724	624005	730284
5	调整所得税	175515				7524	9726	11927	11927	11927	12186	12186	12186	12186	12311	12311	12311	12311	12311	12311
6	所得税后净现金流量 (3-5)	554770	-94640	-157734	-63093	29475	50560	57163	58355	58355	58096	58096	58096	58096	57971	57971	57971	57971	57971	93968
7	累计所得税后净现金流量	1070135	-94640	-252374	-315467	-285993	-235433	-178270	-119915	-61560	-3464	54631	112727	170823	228919	286889	344860	402831	460802	554770
8	计算指标																			
8.1	项目投资财务内部收益率 (%) (所得税前)	15.4%																		
8.2	项目投资财务内部收益率 (%) (所得税后)	12.5%																		

83	项目投资财务净现值 (所得税前) ic=12%	62814	
84	项目投资财务净现值 (所得税后) ic=12%	8347	
85	项目投资回收期(年) (所得税前)	8.12	
86	项目投资回收期(年) (所得税后)	9.06	

表 14.6-10 利润与利润分配表

序号	项目名称	合计	生产经营期														
			4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
1	营业收入	2561193	139385	156808	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231
2	流转税金及附加	251776	13702	15415	17128	17128	17128	17128	17128	17128	17128	17128	17128	17128	17128	17128	17128
3	总成本费用	1703623	115542	120353	124996	122489	119786	115835	112693	109304	109304	109304	108804	108804	108804	108804	108804
4	补 收入																
5	利润总额 (1-2-3+4)	605794	10141	21040	32107	34614	37317	41268	44411	47800	47800	47800	48300	48300	48300	48300	48300
6	补以前年度亏损																
7	应纳税所得额 (5-6)	605794	10141	21040	32107	34614	37317	41268	44411	47800	47800	47800	48300	48300	48300	48300	48300
8	所得税	151448	2535	5260	8027	8653	9329	10317	11103	11950	11950	11950	12075	12075	12075	12075	12075
9	净利润 (5-8)	454345	7606	15780	24080	25960	27988	30951	33308	35850	35850	35850	36225	36225	36225	36225	36225
10	期初未分配利润	894509		4960	12076	21516	33463	48113	66714	88458	88458	88458	88458	88458	88458	88458	88458
11	可供分配的利润	1348854	7606	20740	36156	47476	61451	79064	100022	124308	124308	124308	124683	124683	124683	124683	124683
12	提取法定盈余公积金	45435	761	1578	2408	2596	2799	3095	3331	3585	3585	3585	3622	3622	3622	3622	3622
13	可供投资者分配的利润 (11-12)	1303420	6845	19162	33748	44880	58652	75969	96692	120723	120723	120723	121061	121061	121061	121061	121061
14	应 优先股股利																
15	提取任意盈余公积金																
16	应 普通股股利 (13-14-15)	1303420	6845	19162	33748	44880	58652	75969	96692	120723	120723	120723	121061	121061	121061	121061	121061
17	各投资方利润分配:	320453	1885	7086	12232	11417	10539	9255	8233	32265	32265	32265	32602	32602	32602	32602	32602
18	未分配利润 (13-14-15-17)	982967	4960	12076	21516	33463	48113	66714	88458	88458	88458	88458	88458	88458	88458	88458	88458
19	息税前利润	702059	30097	38902	47708	47708	47708	48744	48744	48744	48744	48744	49244	49244	49244	49244	49244
20	息税折 销前利润	1027809	52671	61476	70282	70282	70282	70282	70282	70282	70282	70282	70282	70282	70282	70282	70282

表 14.6-11 固定资产折 费估算表

序号	项目名称	合计	生产 经营 期														
			4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
1	房屋、建筑物																
	原值	44023	44023														
	当期折 费	20911	1394	1394	1394	1394	1394	1394	1394	1394	1394	1394	1394	1394	1394	1394	1394
	净值	493052	42628	41234	39840	38446	37052	35658	34264	32870	31476	30082	28688	27294	25900	24506	23112
2	机器设备																
	原值	289489	289489														
	当期折 费	294659	19644	19644	19644	19644	19644	19644	19644	19644	19644	19644	19644	19644	19644	19644	19644
	净值	1985068	269845	250201	230557	210913	191270	171626	151982	132338	112694	93050	73406	53762	34118	14474	-5169
3	合计																
	原值	333512	333512														
	当期折 费	315569	21038	21038	21038	21038	21038	21038	21038	21038	21038	21038	21038	21038	21038	21038	21038
	净值	2478121	312474	291436	270398	249360	228322	207284	186246	165208	144170	123132	102094	81056	60018	38980	17942

表 14.6-12 无形资产和其他资产 销估算表

序号	项目名称	合计	生 产 经 营 期									
			4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
1	无形资产											
	原值	5000	5000									
	当期 销费	5000	500	500	500	500	500	500	500	500	500	500
	净值	22500	4500	4000	3500	3000	2500	2000	1500	1000	500	
2	其他资产											
	原值	5181	5181									
	当期 销费	5181	1036	1036	1036	1036	1036					
	净值	10362	4145	3108	2072	1036						
3	合计											
	原值	10181	10181									
	当期 销费	10181	1536	1536	1536	1536	1536	500	500	500	500	500
	净值	32862	8645	7108	5572	4036	2500	2000	1500	1000	500	



表 14.6-13 财务计划现金流量表

序号	项目名称	合计	计算期																	
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
1	经营活动净现金流量	876361				50136	56217	62255	61628	60952	59965	59179	58332	58332	58332	58207	58207	58207	58207	58207
1.1	现金流入	2561193				139385	156808	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231
1.1.1	营业收入(含税)	2561193				139385	156808	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231	174231
1.1.2	增值税销项税额																			
1.1.3	补收入																			
1.1.4	其他流入																			
1.2	现金流出	1684832				89249	100591	111976	112603	113278	114266	115052	115899	115899	115899	116024	116024	116024	116024	116024
1.2.1	经营成本	1281607				73011	79916	86822	86822	86822	86822	86822	86822	86822	86822	86822	86822	86822	86822	86822
1.2.2	增值税进项税额																			
1.2.3	营业税金及附加	22889				1246	1401	1557	1557	1557	1557	1557	1557	1557	1557	1557	1557	1557	1557	1557
1.2.4	增值税	228887				12456	14014	15571	15571	15571	15571	15571	15571	15571	15571	15571	15571	15571	15571	15571
1.2.5	所得税	151448				2535	5260	8027	8653	9329	10317	11103	11950	11950	11950	12075	12075	12075	12075	12075
1.2.6	其他流出																			
2	投资活动净现金流量	-333522	-94640	-157734	-63093	-15672	-1191	-1191												
2.1	现金流入																			
2.2	现金流出	333522	94640	157734	63093	15672	1191	1191												
2.2.1	建设投资	315467	94640	157734	63093															
2.2.2	维持运营投资																			
2.2.3	流动资金	18055				15672	1191	1191												
2.2.4	其他流出																			
3	筹资活动净现金流量	-327601	94640	157734	63093	-33703	-53447	-58655	-59032	-58154	-56870	-55848	-33209	-33209	-33209	-33546	-33546	-33546	-33546	-33546

3.1	现金流入	333522	94640	157734	63093	15672	1191	1191												
3.1.1	项目资本金投入	104704	29788	49642	19858	4702	357	357												
3.1.2	建设投资借	216180	64852	108092	43236															
3.1.3	流动资金借	12638				10971	834	834												
3.1.4	券																			
3.1.5	短期借																			
3.1.6	其他流入																			
3.2	现金流出	661123				49376	54639	59847	59032	58154	56870	55848	33209	33209	33209	33546	33546	33546	33546	33546
3.2.1	各种利息支出	96265				19956	17863	15600	13094	10391	7476	4333	944	944	944	944	944	944	944	944
3.2.2	偿还 务本金	244405				27534	29690	32015	34521	37224	40139	43282	0	0	0	0	0	0	0	0
3.2.3	应 利润 (股利分配)	320453				1885	7086	12232	11417	10539	9255	8233	32265	32265	32265	32602	32602	32602	32602	32602
3.2.4	其他流出																			
4	净现金流量	215238				761	1578	2408	2596	2799	3095	3331	25123	25123	25123	24660	24660	24660	24660	24660
5	累计盈余资金	1085159				761	2339	4747	7343	10141	13236	16567	41690	66813	91936	116596	141257	165917	190578	215238

表 14.6-14 借 还本 息计划表

序号	项目名称	合 计	生 产 经 营 期						
			4	5	6	7	8	9	10
1	借 1								
1.1	期初借 余额	1050971	244405	216871	187181	155166	120645	83421	43282
1.2	当期还本 息	326696	46671	46671	46671	46671	46671	46671	46671
	其中：还本	244405	27534	29690	32015	34521	37224	40139	43282
	息	82291	19137	16981	14656	12150	9447	6532	3389
1.3	期末借 余额	806566	216871	187181	155166	120645	83421	43282	0
2	借 2								
2.1	期初借 余额								
2.2	当期还本 息								
	其中：还本								
	息								
2.3	期末借 余额								
3	券								
3.1	期初 务余额								
3.2	当期还本 息								
	其中：还本								
	息								
3.3	期末 务余额								
4	借 和 券合计								
4.1	期初余额	1050971	244405	216871	187181	155166	120645	83421	43282
4.2	当期还本 息	326696	46671	46671	46671	46671	46671	46671	46671
	其中：还本	244405	27534	29690	32015	34521	37224	40139	43282
	息	82291	19137	16981	14656	12150	9447	6532	3389
4.3	期末余额	806566	216871	187181	155166	120645	83421	43282	0
计算 指标	利息备 率		1.51	2.18	3.06	3.64	4.59	6.52	11.25
	偿 备 率		1.04	1.15	1.26	1.24	1.22	1.19	1.17

表 14.6-15 资产负 表

序号	项目名称	计算期																	
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
1	资产	97179	264421	343692	342038	322794	304381	284403	264627	246184	227977	231562	235147	238732	242355	245977	249600	253222	256845
1.1	流动资产总额				20920	24250	28411	31007	33805	36900	40231	65354	90477	115600	140260	164921	189581	214242	238902
1.1.1	货币资金				2358	3950	6373	8969	11767	14863	18193	43316	68439	93562	118223	142883	167543	192204	216864
1.1.2	应收				12169	13319	14470	14470	14470	14470	14470	14470	14470	14470	14470	14470	14470	14470	14470
1.1.3	预																		
1.1.4	存货				6394	6981	7568	7568	7568	7568	7568	7568	7568	7568	7568	7568	7568	7568	7568
1.1.5	其他																		
1.2	在建工程	97179	264421	343692															
1.3	固定资产净值				312474	291436	270398	249360	228322	207284	186246	165208	144170	123132	102094	81056	60018	38980	17942
1.4	无形及其他资产净值				8645	7108	5572	4036	2500	2000	1500	1000	500						
2	负 及所有者权益 (2.4+2.5)	97179	264421	343692	342038	322794	304381	284403	264627	246184	227977	231562	235147	238732	242355	245977	249600	253222	256845
2.1	流动负 总额				4487	5048	5609	5609	5609	5609	5609	5609	5609	5609	5609	5609	5609	5609	5609
2.1.1	短期借																		
2.1.2	应				4487	5048	5609	5609	5609	5609	5609	5609	5609	5609	5609	5609	5609	5609	5609
2.1.3	预收																		
2.1.4	其他																		
2.2	建设投资借	67391	184991	244405	216871	187181	155166	120645	83421	43282	0	0	0	0	0	0	0	0	0
2.3	流动资金借				10971	11805	12638	12638	12638	12638	12638	12638	12638	12638	12638	12638	12638	12638	12638
2.4	负 小计 (2.1+2.2+2.3)	67391	184991	244405	232329	204034	173414	138893	101668	61529	18248	18248	18248	18248	18248	18248	18248	18248	18248
2.5	所有者权益	29788	79430	99288	109710	118761	130967	145510	162959	184655	209730	213315	216900	220485	224107	227730	231352	234975	238597

2.5.1	资本金	29788	79430	99288	103989	104347	104704	104704	104704	104704	104704	104704	104704	104704	104704	104704	104704	104704	104704
2.5.2	资本公积																		
2.5.3	累计盈余公积金				761	2339	4747	7343	10141	13236	16567	20152	23737	27322	30945	34567	38190	41812	45435
2.5.4	累计未分配利润				4960	12076	21516	33463	48113	66714	88458	88458	88458	88458	88458	88458	88458	88458	88458
3	计算指标																		
3.1	资产负债率(%)	69%	70%	71%	68%	63%	57%	49%	38%	25%	8%	8%	8%	8%	8%	7%	7%	7%	7%

表 14.6-16 敏感性分析

序号	变化因素	变化率	税后内部收益率	税前内部收益率	税后财务净现值	税前财务净现值	税后投资回收期	税前投资回收期
1	建设投资	+10%	11.1%	13.9%	-17051	37299	9.6	8.6
		-10%	14.0%	17.1%	33746	88330	8.5	7.7
		+20%	9.9%	12.6%	-42450	11784	10.1	9.0
		-20%	15.9%	19.1%	59145	113845	8.0	7.2
2	生产负荷	+10%	14.1%	17.3%	38569	103303	8.5	7.6
		-10%	10.7%	13.2%	-21874	22326	9.8	8.8
		+20%	15.7%	19.2%	68791	143792	8.0	7.2
		-20%	8.9%	10.9%	-52096	-18163	10.7	9.7
3	销售价格	+10%	15.2%	18.6%	58918	130250	8.2	7.3
		-10%	9.5%	11.7%	-42223	-4621	10.4	9.4
		+20%	17.7%	21.6%	109489	197686	7.5	6.7
		-20%	6.1%	7.6%	-92794	-72057	12.5	11.5
4	可变成本	+10%	11.3%	14.0%	-12002	35867	9.5	8.6
		-10%	13.6%	16.7%	28696	89762	8.6	7.7
		+20%	10.1%	12.5%	-32351	8920	10.1	9.1
		-20%	14.7%	18.0%	49045	116709	8.3	7.4