



中石化

洛阳工程有限公司

LUOYANG PETROCHEMICAL ENGINEERING
CORPORATION (LPEC) / SINOPEC

地址(Add): 河南省洛阳市中州西路 27 号

27 Zhongzhou Xilu Luoyang Henan, P.R.China

邮编(P.C): 471003

电话(Tel): 86-379-64887114

传真(Fax): 86-379-64857177, 64857178

因特网(Web): <http://www.lpec.com.cn>

项目文件号: 519141F0000

编制日期: 2017-07

盛虹炼化一体化项目 可行性研究报告

第一卷 总说明



中石化洛阳工程有限公司


项目名称： 盛虹炼化一体化项目

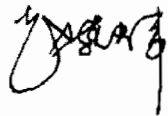
建设单位： 盛虹炼化（连云港）有限公司

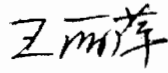
建设单位负责人： 缪汉根

编制单位： 中石化洛阳工程有限公司

编制单位负责人： 周成平

项目 负责人:  林双瑞
 冯 伟

项目技术负责人:  赵建炜

项目经济负责人:  王丽萍

总 工 程 师:  朱华兴

公 司 总 经 理:  周成平

主要参编人员：

中石化洛阳工程有限公司：

工厂设计：李文慧 孔 亮 王金兰 赵建炜
 工 艺：沈晓艳 王辰涯 李和杰 杜 翔 张玉巍 王刻文 王萌萌
 马 强 王复兴 韩旭辉 张光黎 马书涛 张光黎 朱华兴
 陈 超 李立权 龙 海 董海芳 杨旭东 徐又春 陈 曦
 卫 涛 李宏伟 李网章 张 强 周 旋 李合刚 张宏亮
 李志禹 顾炯炯 王祁李 张天震 王 帆 高小荣 胡 敏
 储 运：姚建军 钟晓玲 何龙辉
 热 工：张文正 王 昊 陈文婷 汪 红
 总 图：师联众 袁文忠 董继军
 给 排 水：苏志军 孟至芳 韩艳萍
 配 管：张澄清 万 军 李继贵
 分析化验：张文华 王京红 王金富
 自 控：宁学典 刘贵平 王领航 吕明伦
 电 气：魏田涛 张 建 杨光义 赵永明
 电 信：王光宇 王伏龙 赵永明
 建 筑：苗志伟 郭玉洁 王 斌
 设 备：朱 玫 李 丽 郭为民 张世成 陈崇刚 顾月章
 机 械：杨立民 赵 钰 张 蕾 牛 丽
 工业炉：梁 栋 于会峰 崔巧云 张建成 杨少杰 曹 强
 张红波 王永胜 李绍明 郭正辉 王德瑞 谭 忻 许永伟
 结 构：武笑平 韦艳梅 郑洪忠
 环 保：刘 奎 李柏林 陈予宏 张 璐
 采 通：张 俊 朱玉本

概 算： 纪 枫 余 红
技术经济： 马凤香 郭 杰 王丽萍
文档控制： 杨鹏辉

中国寰球工程公司：

工 艺： 耿晓建 匡卓贤 宋少光 刘少卿 梅传焱 曾慧芝 曹家天
岳 华 周 琳 金红全
静 设 备： 付大春
动 设 备： 岳国印
自动控制： 陈红捷
环境保护： 陈雨奇 张 俊
分析化验： 郭少环
安全卫生： 贺 丁
总 图： 聂世荷 陈 晖
粉 体： 弥 勇 蒋 宇
给排水： 李林钊 曹家天 李素芹 李林钊

中石化宁波工程有限公司：

化学工程： 胡 力 黄彬峰
工艺系统： 陈国平 孙志刚 冯亮杰 曹孟常 黄习兵 刘 芹 孙火艳
魏 蒙 王同宝 严 冬 邵小良 胡晓昕 冯亮杰 王珊珊
王立成 陈 莉
空 分： 怀春雷 李永先 雷 雳
热 工： 蓝智超 徐田胜 武洪生 张杰仁 张得平
粉 体： 代 巍 周 蕊 张 晔
总 图： 柴 洁 朱 群 岳陈剑

配管专业：陈冬景 黄 怡 王万荣 雍丰荣 刘 杨 吴艳波 李怀双
 张晓宁 张宁夏

设 备：王 伟 王娇琴 高 飞 张九灵 于素艳 杨俊岭

材 料：杨 飞 金文渊 李文盛

静设备：周 迅 林 晓 王立志

工业炉：沈 乐 陈 央 李 冰

自 控：王丽娜 宋 燕 闫春明 郑 勤 王 洁 施建设 华霄峰
 毛彩芳 柏 璐 王 颖

电 气：徐 引 吕晓坤 郭建军 任天蕾 吴晓坤 陈 阳 王建国

电 信：彭中俞 张志辉 徐永汉 杨 波

结 构：邵焱卿 江鲜花 李可可 夏雄响 李彦刚 张青春 曹 光

建 筑：张青春 杨 朔 曹 光 杨崇建

采暖通风：蒋 峰 邓嘉欣 暴长纬 漆根堂

给排水及消防：袁克雄 周 岚 蒙晓非

分析化验：俞罗飞 王 昱 莫玉琴 夏兰生

环保、职业安全：何 耀 王 昱 杜月侠

概 算：王玉钰 王文辉 朱颖杰 胡江驰 梁雅娟 朱常华

中国化工信息中心：

杨卫兰 黄立道 陆险峰 高利平 刘 良 胡世明 苏晓渝 桑建新
宋吉伟 杨军忠 叶由衷 余 威 张 蓓 张月丽 朱 燕

目 录

1 概述	1
1.1 项目名称.....	1
1.2 企业概况及项目建设背景.....	1
1.3 设计原则	6
1.4 项目“炼化一体化”规划	7
1.5 主要工程内容及分工	8
1.6 主要研究结果	13
2 市场分析	18
2.1 石油.....	18
2.2 炼油产品	20
2.3 润滑油	27
2.4 芳烃产品	29
2.5 主要化工产品	32
3 建设规模及总工艺流程	46
3.1 原油性质、产品质量目标及建设规模.....	46
3.2 总工艺流程	56
3.3 原料及产品结构	65
3.4 汽煤柴油产品调合	68
3.5 氢气平衡	70
3.6 燃料平衡	71
3.7 硫平衡	73
3.8 乙烯原料组成分析	74
3.9 工艺装置技术来源	77
4 工艺装置	80
4.1 常减压蒸馏	80
4.2 焦化.....	82
4.3 重油加氢裂化	85
4.4 润滑油异构脱蜡	90
4.5 汽柴油加氢	91
4.6 芳烃联合装置	92
4.7 烷基化	95
4.8 PSA.....	96
4.9 煤油加氢	97
4.10 硫磺回收	98
4.11 乙烯裂解	102
4.12 裂解汽油加氢	103
4.13 芳烃抽提	105
4.14 丁二烯抽提	106
4.15 EO/EG	108
4.16 EVA	110
4.17 醋酸乙烯	111

4.18 苯乙烯	111
4.19 丙烯腈	112
4.20 甲基丙烯酸甲酯	114
4.21 丙烯酸及酯	115
4.22 SAP	116
4.23 IGCC	117
5 自动控制	119
5.1 控制与信息管理系统	119
5.2 自动控制水平	120
5.3 自动控制方案	121
5.4 中心控制室	123
5.5 现场机柜间	125
5.6 信息系统与企业管理	125
6 总图运输、油品储运及土建	130
6.1 总图运输	130
6.2 油品储运	141
6.3 土建	148
7 公用工程及辅助设施	157
7.1 给排水	157
7.2 供电及电信	166
7.3 供热、供风、供氮	174
7.4 采暖、通风和空气调节	185
7.5 中心化验室及环保监测站	189
7.6 码头	190
7.7 三修	194
8 节能、节水	195
8.1 项目节能原则	195
8.2 项目能源利用	195
8.3 节能措施	196
8.4 能耗指标分析	206
8.5 节水	208
9 环境保护	210
9.1 建设区域环境现状	210
9.2 项目主要污染源及主要污染物	213
9.3 环境保护措施	237
9.4 环境管理与环境监测	254
9.5 环境保护投资估算	254
9.6 环境影响分析	254
9.7 存在问题和建议	254
10 劳动安全卫生	255
10.1 生产性危害因素及后果分析	255
10.2 劳动安全卫生危害因素的防护与治理方案	263

10.3 安全卫生专项投资	273
10.4 预期效果	274
11 消防	275
11.1 消防水系统.....	275
11.2 泡沫混合液系统.....	276
11.3 消防管网.....	276
11.4 生产装置消防设施.....	277
11.5 罐区消防设施.....	278
11.6 建构筑物消防.....	278
11.7 危险物料泄漏检测及控制措施.....	279
11.8 全厂火灾报警系统.....	279
11.9 消防站.....	281
11.10 消防设施投资	282
12 组织机构、人力资源配置及项目实施计划	283
12.1 企业定员.....	283
12.2 初步项目实施计划.....	284
13 投资估算及资金筹措.....	286
13.1 投资估算	286
13.2 总投资估算及融资方案	296
14 财务评价.....	298
14.1 财务评价依据、基础数据与参数	298
14.2 成本费用、收入税金估算	300
14.3 财务分析	301
14.4 财务评价结果	312
14.5 不确定性分析	314
14.6 其他价格体系测算结果	314
15 社会效益分析.....	317
15.1 社会影响效果分析.....	317
15.2 项目与所在地区互适性分析.....	318
16 竞争力与风险分析	320
16.1 竞争力分析.....	320
16.2 风险分析	325
附图:	
附图 1: 工艺总流程	
附图 2: 区域位置图	
附图 3: 总平面布置图	

1 概述

1.1 项目名称

项目名称：盛虹炼化一体化项目

建设单位：盛虹炼化（连云港）有限公司

建设地点：江苏省连云港市

1.2 企业概况及项目建设背景

1.2.1 企业概况

盛虹炼化（连云港）有限公司成立于 2014 年 7 月 23 日，由盛虹集团下属的连云港瀚鸿投资有限公司投资设立。

盛虹集团是一家国家级创新型高科技产业集团，成立于 1992 年，总部位于苏州盛泽。目前，集团形成了石化、纺织、能源、地产、酒店五大产业板块，旗下拥有研发、生产、投资、贸易、服务等公司 20 余家。

盛虹从印染起家，历经二十余年发展，形成十八家印染分厂规模，拥有世界领先的印染技术，年印染生产能力超过 22 亿米，是全球最大的印染企业，产品远销美国、德国、土耳其、法国等国家和地区，被评为全国印染行业首家“转型升级示范企业”。

2003 年，盛虹集团进军化纤行业，确立了以研发生产差别化、功能化纤维的市场定位。目前，集团化纤产业拥有年产 190 万吨差别化涤纶长丝总产能，在全球行业内处于领先地位，纤维产品差别化率达到 85%。盛虹化纤是全球最大的全消光系列纤维生产商、全球最大的细旦差别化纤维生产商、全球两大 PTT 切片生产商之一。

2009 年，盛虹集团结合自身战略发展要求，在连云港徐圩新区发展石化产业。目前盛虹集团在连云港石化产业园已建成投产的项目有连云港虹洋热电有限公司热电联产项目、江苏虹港石化有限公司 PTA 项目、江苏斯尔邦石化有限公司醇基多联产项目、盛虹石化港储有限公司液体化工码头及仓储项目。

连云港虹洋热电有限公司是由东中西区域合作示范区管委会下属方洋集团和盛虹控股集团合资成立的热电联产企业，项目一期工程占地约 40 公顷，建设四台 440 吨/小时高压煤粉锅炉，三台 40MW 抽背机组。项目建成后除满足盛虹集团各项目的蒸汽需求外，还可向园区其它企业提供不同等级的蒸汽。锅炉已于 2014 年初投产。

2014 年江苏虹港石化年产 150 万吨 PTA 项目，主要生产精对苯二甲酸(PTA)，

一期工程总投资近 40 亿元，年产 150 万吨 PTA，项目主要包括 PTA 主装置、辅助生产装置及配套公用工程等。主要为盛虹集团化纤产业提供原料保证。该装置已于 2014 年 6 月份投产，目前运行平稳。

盛虹石化连云港港口储运有限公司下辖液体化工仓储和液体化工码头两个项目。建设 3 个液体化工泊位，包括 2 个 5 万吨级（水工结构均按照 10 万吨级设计）和 1 个 1 万吨级液体散货泊位及后方连接管廊，码头岸线长度为 800m，综合年设计吞吐量为 632 万吨/年，项目已于 2014 年 12 月建成投用。

仓储项目主要为盛虹集团连云港石化项目提供液体化工产品的仓储，同时也可承担徐圩新区石化产业园区的液体化工产品仓储服务。项目总占地面积约 65 公顷，总罐容约 140 万立方米，同时配套建设装卸车设施。系统管廊与江苏斯尔邦石化有限公司、江苏虹港石化有限公司及液体化工品码头连接。项目分两期建设，其中一期工程已于 2014 年 2 月份建成投用，二期工程于 2015 年底建成投用。

江苏斯尔邦醇基多联产项目以甲醇为原料，经甲醇转化制烯烃（MTO）工艺生产乙烯、丙烯，进而生产下游衍生物，主要生产装置包括 240 万吨/年（以进料计）甲醇制烯烃装置（MTO）、10 万吨/年氧化脱氢制丁二烯装置、20 万吨/年管式法 EVA 装置、10 万吨/年釜式法 EVA 装置、20 万吨/年环氧乙烷装置、10 万吨/年乙醇胺装置、12 万吨/年乙氧基化装置、26 万吨/年丙烯腈装置、9 万吨/年甲基丙烯酸甲酯（MMA）装置、8 万吨/年高吸水性树脂（SAP）装置等。斯尔邦醇基多联产项目一期工程总投资约 175 亿元，于 2016 年底已全面投产。

盛虹集团主营业务为危险化学品批发、普通货运、煤炭批发、实业投资、纺织品、纺织原料销售、建筑工程、进出口业务、纺织品检测；石油化工产品、煤化工产品、基础化工原料、精细化学品、化工新材料的科技研发、化工产品销售等。2017 年资产总额 5706656 万元，资产负债率为 59%。企业银行信用资信等级为 AAA 级。

2016 年盛虹集团实现销售收入 880 亿元，位列 2016 年中国企业 500 强第 169 位，中国民营企业 500 强第 25 位。盛虹集团在大力发展先进制造业的同时，全面推进科技、管理等模式的创新，抢占全球产业制高点。集团先后被评为：全国首家转型升级示范企业、全国循环经济先进单位、国家火炬计划重点高新技术企业、中国纺织服装影响力大奖、全国纺织工业先进集体等荣誉称号，“盛虹”品牌荣获“中国驰名商标”。

盛虹集团在大力发展先进制造业的同时，全面推进科技、管理等模式的创新，抢

占全球产业制高点。建立了国家级企业技术中心、江苏（盛虹）纺织新材料研究院、国家级纺织品检测中心、国家级化学纤维检测中心、博士后科研工作站等科研创新平台。公司共拥有授权专利 172 项，其中发明专利 41 项。

1.2.2 项目建设必要性和有利条件

1) 企业发展战略的合理选择

作为一家大型民营企业，盛虹集团经过多年的发展，在其核心产业聚酯和印染已具相当实力和技术水平。化纤方面拥有完整自主知识产权、世界领先的资源可再生 PTT 聚酯、纤维产业链、化纤熔体直纺年纺丝能力 140 万吨，超细纤维技术、产能居世界领先水平，是全球最大的全消光系列纤维供应商、全球最大的细旦差别化供应商、全球两大 PTT 切片生产商之一。

连云港市被确定为实施江苏沿海地区发展国家战略的重点城市后，其中蕴藏了巨大的投资机会，作为新开发的地区，在土地、环境容量等方面为企业的扩张提供了广阔空间。依托港口及物流条件，方便大宗原料运入，产品可就近辐射中国经济最发达的华东、长三角地区。

其所确定的重点发展产业之一，石化产业为技术和资金密集型产业，也是国民经济支柱产业，是响应国家结构调整政策的一个不错的投资选择。石化产业本身与集团核心产业聚酯有较强的关联度，一方面聚酯产业本身属石化范畴，经过多年建设、经营，企业对之比较熟悉，因此进入这一领域时，在项目的建设、管理及人才培养方面没有太大的进入壁垒；另一方面，聚酯生产的原料来源石化，因此通过合理选择产品链，可以较容易地实现集团内上下游一体化。

综上，在连云港徐圩新区临港工业区内，建设与已有核心产业相关度高的石化产业，是集团战略发展的合理选择。

2) 建设地独特的区位优势 and 良好建设条件

连云港市地处江苏省北部沿海，临近山东、河南、安徽三省，位于欧亚大陆桥东端，是新亚欧大陆桥的东桥头堡，是中国中西部地区物资的主要出海港口，在全国占有重要的战略位置，是承接苏南产业转移、带动周边地区经济发展和实现发展苏北沿海的国家战略的重点城市。

位于连云港市南部的徐圩，自然建港条件适宜，临港用地发展空间大，随着江苏沿海开发上升为国家战略，徐圩迎来了千载难逢的战略机遇，良好的交通区位使其成为承载连云港“南北挂钩”纽带和东中西互动平台作用的重要发展支点。

根据规划徐圩新区集中布局临港产业，依托港口重点发展以原材料、产品大进大出为基本特征的大型临港工业和对水运依赖度较高的加工业，主要包括港口物流、临港石油化工产业、氯碱化工及钢铁冶金等产业，这些产业间可以就近互供能源和部分原料资源，形成完整的循环产业链。

目前徐圩新区正开工建设徐圩港区 30 万吨级航道及液体散货码头工程，加快沿海铁路及徐圩片区临港产业区铁路专用线推进力度，实施 226 省道、徐新公路等疏港道路，建成通榆运河北延工程，开工建设烧香支河航道等内河疏港航道，完善园区供水管网、供电线路、污水处理设施、消防和通讯设施等市政设施建设。对外积极招商引资，为入驻企业和项目提供可能的便利条件和优惠政策，建设地独特的区位优势 and 良好发展前景促使业主将本项目落户徐圩新区内。

3) 符合各级规划和国家的产业政策

石油化工是保持国民经济的支柱产业。随着我国国民经济平稳较快增长，石油化工业也需要保持平稳增长。为此，2009 年 5 月 19 日国务院办公厅下发《石化产业调整和振兴规划》。“规划”明确指出，要按照保增长、扩内需、调结构的总体要求，稳定石化产品市场，保持产业平稳增长；依托大型企业和产业基地，按照炼化一体化、园区化、集约化、产业联合的发展模式，优化产业布局；加快产业结构调整 and 升级，不断增强竞争力，进一步增强石化产业的支柱地位。“规划”的出台，为我国石化产业迎来了难得的发展机遇。

经国务院批复、于 2009 年 7 月发布的《江苏沿海地区发展规划》明确指出，“在淤泥性海岸建设深水海港的技术条件已经具备，连云港港可布局建设 30 万吨级航道和码头”，江苏沿海地区“以连云港港为核心，联合南通港、盐城港共同建设沿海港口群，综合发展陆路交通和航空业”，“依托深水港口资源，优先发展石化、造船等临港产业”。

根据《连云港市石油化工产业规划》中的总体布局，连云港石油化工产业区位于连云港市南翼的徐圩片区，按照土地规划，徐圩片区有 4000 公顷用于石油化工业和树脂后加工、精细化工等下游配套产业。选择在连云港徐圩新区临港工业区内，

投资石化产业符合国家、地区发展规划及国民经济发展需要，有利于国家石化产业布局的调整和优化，有利于地方经济的协调发展。

石化产业是徐圩新区重点发展的临港产业之一，在徐圩新区建设大型石化产业基地是江苏省石化产业布局调整的重要内容。2013年11月30日，国家发改委下发了《国家发展改革委办公厅关于连云港石化产业基地规划编制和一期工程前期工作的复函》（发改办产业[2013]2924号），该文件明确连云港石化产业基地位于连云港市徐圩新区，主要承接江苏沿江石化产业转移，统筹兼顾长三角地区需求增长。要求抓紧开展连云港石化产业基地规划编制和炼化一体化项目一期工程的前期工作。

2017年7月10日，江苏省政府正式批复了《关于同意连云港石化产业基地总体规划》。批复指出，连云港石化产业基地是国家七大石化产业基地之一，位于国家东中西区域合作示范区（徐圩新区），规划面积62.61平方公里，产业规模为4000万吨级炼油、400万吨级芳烃、300万吨级乙烯/年；以炼油、乙烯、芳烃一体化为基础，形成多产品链、多产品集群的大型炼化一体化基地，成为带动长三角、江苏沿海地区和新亚欧大陆桥沿线区域相关产业及经济发展的能源和原材料产业基地。根据“统筹规划、分步实施”的原则，连云港石化产业基地分为两期进行建设。盛虹炼化一体化项目已纳入其一期规划建设两个项目之一，包含1600万吨/年炼油、110万吨/年乙烯、280万吨/年对二甲苯。

因此，本项目按照炼化一体化得思路进行规划，发展炼油、芳烃和乙烯，符合国家和地方产业政策，项目的建设将得到国家和地方的支持。

4) 推动园区基础设施的建设

目前徐圩新区正按照承载所规划产业的要求，全面推动配套基础设施体系的建设，而园区基础设施的建设与项目和企业入驻是互动的，一方面，园区基础设施为项目和企业入驻提供了条件，基础设施的完善程度体现了园区的吸引力；另一方面，入驻的项目和企业的落实程度，直接影响园区基础设施的建设方案、建设规模、建设合理性及建设进度。

本项目为规模较大炼化一体化项目，对园区的配套设施要求较高，项目的建设将极大的推动园区内外交通体系、供水、供电、供热、污水处理等配套工程的规划、建设，为吸引后续项目和企业入驻，尽快将徐圩建设成为我国具有世界一流水平的特大型石化产业基地之一起到积极的促进作用。

5) 良好的公用工程依托条件

本项目对位于盛虹集团在产业园的热电、码头、仓储、斯尔邦石化、PTA 项目等的公用工程、储运设施考虑部分依托。

根据连云港港徐圩港区总体规划，临港工业园区从北向南依次由钢铁产业区、装备制造产业区及石化产业区组成。本项目主要配套工程中，水路运输由东侧约 3 公里处的规划港区以及西侧约 5 公里处的规划内河码头共同支撑；所需电源引自 500kV 地区变电站南翼变的 220kV 不同母线段；雨水则通过收集后集中排至园区雨水系统。

本项目消防设施部分依托徐圩新区专职消防队和盛虹消防队，根据本项目的要求和相关设计规范，设置消防站和消防设施。

1.3 设计原则

1.3.1 符合我国石油和石化发展布局的原则，符合国务院关于《江苏沿海地区发展规划》和《长江三角洲地区区域规划》，符合江苏省石化产业布局。

1.3.2 按照“一体化、大型化、园区化、高端化、清洁化”的思路，按产业链进行科学布置，公用工程和基础配套设施实施统一优化考虑。本项目按炼油化工一体化的模式进行规划，实现装置和物料的统一配置，并集中供水、供电、供气、供热，交通运输、码头、仓储等辅助设施尽量依托园区的配套设施，以减少用地、节省资源、降低运营成本、提高经济效益和环境的有效治理。

1.3.3 坚持“生态优先”、“区域协同发展”、“立足产业、保护环境”和“可持续发展”的原则。采取切实可行的环境保护措施，控制“三废”污染物的排放量，注重所在区域自然生态环境保护，努力实现社会效益、环境效益、经济效益协同发展，创建环境优美、布局合理、自然舒适的现代化产业基地。

1.3.4 按二十一世纪先进炼厂的建设要求，选择技术成熟先进、经济合理、符合清洁生产方案的加工方案，各项经济技术指标达到世界先进炼厂标准，实现高价值、清洁化、智能化的建厂目标。

1.3.5 坚持工厂设计模式改革，全厂炼油化工装置集中布置，生产装置尽量采用联合布置、集中控制，统一管理。生产装置设计应实现联合化、露天化。公用工程和辅助生产设施等应充分依托现有的有利条件，节省建设投资。辅助生产设施的设置要经济合理，有利于生产，方便管理。建（构）筑物力求装配化、轻型化。

1.3.6 生产操作和管理人员定员按中国石化集团公司有关规定执行。

1.3.7 全厂按三年一检修设计，炼油生产装置和公用工程及辅助配套设施的年操作时数为 8400 小时，化工生产装置的操作时数为 8000 小时，原则上工艺装置和公用工程设施设计操作弹性按 60~110%考虑（硫磺回收装置尾气处理设计操作弹性按 30~110%）。

1.3.8 本项目按照炼油部分、化工部分和 IGCC 部分各自建设中心控制室，新建工艺装置和公用工程设施在中心控制室集中操作、控制和管理；在工艺装置或辅助单元适当地点设置现场机柜间。

1.3.9 充分利用周边基础设施的能力以及周边企业的力量进行整体优化。机修、电修、仪修不设大的检修设施和机构，只设维修管理部门及日常设备运行维护人员，工厂主要大、中修任务委托协作单位完成。

1.4 项目“炼化一体化”规划

盛虹集团从原材料供应、产品市场、技术来源、与现有产业的相关度、投资规模、建厂条件等多角度进行广泛调研，最终确定在江苏省连云港市徐圩新区建设原油转化制芳烃和烯烃项目及与之配套的公用工程和辅助设施。

本项目引入“分子炼油”思维，实施资源差异化战略，按照“细分物料，细分装置，精心匹配”的优化思路，将一、二次加工资源用好用尽，主要体现在以下方面：

- 炼油厂对原油进行加工，以生产聚酯原料对二甲苯为主，并产汽油、煤油和柴油等清洁油品，副产的化工轻油和低碳轻烃作为乙烯裂解原料，可降低乙烯裂解原料成本。

- 炼油将充分利用炼油生产装置现有的成熟的技术优势，突出差异，发挥优势，适当增产优质成品油，尽量提高高标号汽油比例，提升效益，促进地区经济发展。

- 乙烯将充分利用炼油厂副产的轻烃，裂解生产烯烃产品，尽量提高产品附加值，实现增产增效，进而充分实现循环经济发展的目的。

- 烯烃聚合和精细化工将根据市场对特色产品的需求，充分利用本项目生产的化工原料乙烯和丙烯，本着“人无我有，人有我精”的原则，做大做强特色产品，实现效益最大化。

- 乙烯厂副产的氢气可供炼油厂加氢装置使用，乙烯厂生产的裂解汽油经过加氢和抽提后，可生产部分芳烃甲苯和二甲苯，副产的抽余油可作为汽油调合组分，甲苯和二甲苯可用来生产对二甲苯、高辛烷值汽油调合组分，另外乙烯厂副产的丁二烯抽提装置生产的抽余液可送炼油部分作为烷基化装置原料，生产的烷基化油作为汽油调合组分。

- 乙烯裂解生产的丙烯和乙烯可作为基本的化工原料，可生产醋酸乙烯、乙二醇、EVA、苯乙烯、丙烯腈、丙烯酸丁酯、甲基丙烯酸甲酯、高吸水性树脂等化工产品；剩余部分丙烯和乙烯供园区其他企业。

- 本项目炼油加氢工艺装置消耗氢气除连续重整装置副产氢气以外，不足部分由新建 IGCC 装置和乙烯裂解副产乙烯氢提供。

- IGCC 除为炼厂提供氢气以外，还可为全厂提供部分电、氮气、氧气和蒸汽等，生产的酸性气可送炼油部分统一回收硫磺。

- 实现工艺装置与工艺装置之间、工艺装置与系统之间，以及系统与系统之间的优化配置。

- 全厂炼油、芳烃、化工和 IGCC 装置内的储运、公用工程和辅助生产设施统一规划，尽量统一设置，降低生产管理和运营成本，提高全厂经济效益。

- 本项目化工部分生产的乙烯和丙烯剩余部分，以及乙烯 C5 和 C9 作为园区发展其他企业加工原料，实现了原料互供的区域性优化。

- 本项目采用节能生产工艺和生产过程，同时基于项目所在地能源价格的差异，在总流程及装置设计中，将生产过程中高温位的工艺热量最大限度的用于加热工艺物流或加热工艺炉的空气，减少或不发生蒸汽；同时，需要加热的工艺物流尽量创造条件采用蒸汽作为热源，实现“煤代气”，从而大幅度降低生产成本。

1.5 主要工程内容及分工

1.5.1 主要工程内容

盛虹炼化一体化项目范围包括 1600 万吨/年炼油、280 万吨/年的对二甲苯、110 万吨/年乙烯以及储运、公用工程和相应配套设施和原油、成品油、液体化工、煤、散杂货码头及厂外工程。

本项目的可行性研究工作由中石化洛阳工程有限公司、中国寰球工程公司、中石

化宁波工程公司、中交第三航务工程勘察设计院有限公司共同承担，设计分工如下：

(1) 中石化洛阳工程有限公司：负责全厂拿总、全厂总图、全厂总概算及技术经济评价、全厂性公用工程（不含 IGCC 装置、码头设施），炼油装置及配套储运设施（含乙烯装置原料及中间储存罐区）、给排水工程、电气与电信工程、辅助设施。

(2) 中国寰球工程公司：负责化工区工艺装置、总平面布置及竖向、配套公用工程（含水、电）、储运设施（除乙烯装置外的其它全部原料、中间、产品储存罐区）、管网及辅助设施等界区内的所有工程内容。

(3) 中石化宁波工程有限公司负责 IGCC 装置内的所有工程内容。

(4) 中交第三航务工程勘察设计院有限公司负责码头及配套设施的所有工程内容（管廊送至罐区红线外一米、输煤管带机送至动力站、IGCC 界区内第一个储煤转运站进行交接）。

(5) 可行性研究报告市场调研报告编制单位：中国化工信息中心

(6) 初步单元主项与设计分工详见表 1.5-1。

表 1.5-1 初步单元主项与设计分工

序号.	装置(单元)名称	公称规模, 万吨/年	负责单位	备注
0	总体部分		LPEC	总说明、总平面、总概算
1	工艺装置			
1.1	炼油部分		LPEC	
1.1.1	常减压蒸馏	1600		含 1600 万吨/年常减压蒸馏、轻烃回收
1.1.2	焦化	200		
1.1.3	重油加氢裂化	900		含 350+360 万吨/年加氢裂化和 330 万吨/年沸腾床渣油加氢
1.1.4	润滑油异构脱蜡	70		
1.1.5	汽柴油加氢	300		
1.1.6	芳烃联合装置	280		含 400 万吨/年石脑油加氢、石脑油分离、640 万吨/年连续重整、150 万吨/年芳烃抽提和 280 万吨/年对二甲苯 (PX)
1.1.7	烷基化装置	30		

序号.	装置(单元)名称	公称规模, 万吨/年	负责单位	备注
1.1.8	PSA	2*17+10 (万标立/时)		含 2 套原料为重整氢的 17 万标立/时 PSA, 及一套以低分气原料等为原料的 10 万标立/时 PSA
1.1.9	硫磺回收	15*4		含酸性水汽提和溶剂再生
1.1.10	煤油加氢	180		
1.2	化工装置 ^(注)		HQC	
1.2.1	乙烯裂解装置	110		
1.2.2	裂解汽油加氢	42		
1.2.3	芳烃抽提	29		
1.2.4	丁二烯抽提	15		
1.2.5	EVA	30		
1.2.6	醋酸乙烯	30		
1.2.7	EO/EG	60		
1.2.8	苯乙烯	60		
1.2.9	丙烯腈	26		
1.2.10	甲基丙烯酸甲酯	9		含 SAR
1.2.11	丙烯酸及酯	30/18		
1.2.12	SAP	24		
1.3	IGCC 装置		SNEC	
1.3.1	气体联合装置			
	煤气化装置			
	净化装置			
	空分装置			包括空分后备系统
	公用工程			包括清洁热电中心、装置内管廊、供配电系统、循环水场、给排水及消防、火炬等
	辅助生产设施			包括总图运输、输储煤系统、中央控制室、电信及分析化验等
1.3.2	IGCC 制氢	23 万立方米/小时		包括空分、气化、净化和配套的公用工程及辅助设施等

序号.	装置(单元)名称	公称规模, 万吨/年	负责单位	备注
2	总图运输			
2.1	工厂总图			分区负责
2.2	厂区竖向			分区负责, 含场地平整、道路、排雨水
2.3	管线综合			分区负责
2.4	厂区大门及门卫室		LPEC	
2.5	全厂性普通物品仓库		LPEC	
2.6	全厂危险品仓库		LPEC	
2.7	催化剂和化学品库		LPEC	
2.8	全厂性堆场		LPEC	
2.9	铁路站场			仅考虑平面布置
3	储运设施			
3.1	原料罐区及泵房		LPEC/HQC	仓储区设 18 台 100000m ³ 、4 台 50000m ³ 原油储罐。炼油部分新建罐容 327.2 万立；化工部分新建罐容 20.635 万立
3.2	中间原料罐区及泵房		LPEC/HQC	
3.3	成品罐区及泵房		LPEC/HQC	
3.4	油品调合设施			
3.5	油品汽车装车设施			
3.6	油品铁路装车设施			
3.7	油气回收设施			厂区内 1800nm ³ /h, 仓储区 2000nm ³ /h 汽车装车 2600nm ³ /h 火车装车 8000nm ³ /h
3.8	火炬设施			一座可拆卸式高架火炬, 5 根 DN1800 烃类火炬筒体、1 根 DN800 酸性气火炬筒体共架敷设, 火炬总高 150 米
3.9	燃料气回收设施			30000m ³ 干式气柜
3.10	工艺及热力管网			
3.11	化学药剂设施			
3.12	污油系统			
4	给排水			

序号.	装置(单元)名称	公称规模, 万吨/年	负责单位	备注
4	给排水			
4.1	污水处理场			1. 含污水回用设施 2. 化工区设置污水预处理,出水达到全厂性污水处理场的入水要求
4.2	循环水场			分区独立设置,就近布置
4.3	净水场			含生产给水、生活给水加压
4.4	给排水及消防管网			
4.5	污水提升设施			分区设置
4.6	雨水提升设施			分区设置
4.7	泡沫站			
4.8	消防水泵站			
4.9	事故水储存设施			
4.10	雨水监测设施			分区设置
5	供电电信			
5.1	总变电所		LPEC	
5.2	区域变电所		LPEC/HQC	
5.3	全厂供电及照明		LPEC	
5.4	全厂信息系统			待定
5.5	厂区供电及照明		LPEC	含各区域配电室
5.6	外网接入系统			待定
6	供热、供风、供氮			
6.1	除盐水处理站		LPEC	脱盐水处理量 2000t/h
6.2	凝结水回收站		LPEC	凝结水除油设施规模按 2400t/h 进行设计,混合离子交换系统规模按 4300t/h 进行设计。
6.3	余热回收站		LPEC	3 台 3000kW 低温热水发电机组
6.4	制冷站		LPEC	6x4650KW 温水型溴化锂吸收式制冷机

序号.	装置(单元)名称	公称规模, 万吨/年	负责单位	备注
6.5	空压站		LPEC	设置 6×280Nm ³ /min 离心式空气压缩机、6×280Nm ³ /min 余热再生空气干燥装置
6.5	全厂热力管网		LPEC/HQC/ SNEC	
7	管理区			
7.1	全厂管控中心			分区设置
	炼油控制室			
	化工控制室			
	气体联合控制室			
7.2	分析化验室及环保监测站		LPEC	
7.3	办公楼		LPEC	
7.4	工厂信息管理系统			
7.5	停车场		LPEC	
8	辅助设施			
8.1	现场机柜间		各单位	分区设置
8.2	综合维修		LPEC	机电仪
8.3	职工食堂		LPEC	
9	码头工程		三航院	
9.1	码头			1个30万吨级原油泊位和4个5万吨级液体化工泊位
9.2	码头配套设施			
9.3	厂区与码头连接管廊			

1.6 主要研究结果

1.6.1 项目概况

本项目根据盛虹炼化（连云港）有限公司总体安排及发展战略，满足下游 PTA 装置加工原料的需求，生产的成品油可满足江苏省以及周边地区的成品油市场需

求，提高企业的经济实力和市场竞争能力；通过新建常减压蒸馏装置，形成全厂原油加工能力达到 1600 万吨/年；通过新建芳烃联合装置（含石脑油加氢、连续重整、芳烃抽提和 PX 装置），PX 产能达到 280 万吨/年；利用炼厂副产的轻烃、轻石脑油，新建 110 万吨/年乙烯裂解装置，并配套新建乙烯、丙烯衍生物的加工，生产高附加值化工产品；结合国家油品质量升级和环境保护节能减排的要求，本项目生产的汽柴油产品全部满足国 VI 质量标准要求；本着污染集中治理、节省投资与占地、综合利用、节能降耗、合理优化等原则，脱硫富溶剂集中再生，酸性水分类集中处理，与新建硫磺回收联合布置，统一管理、联合操作，实现全厂酸性气、酸性水处理的安全、稳定、优化、长效；统一新建污水处理场，含油污水回用，含盐污水处理后送园区污水处理场，降低污染物排放；增加节能设施，节能减排，适应国家建设资源节约型和环境友好型社会的要求。

1.6.2 主要技术经济指标

本工程完成后，全厂技术经济指标情况见表 1.6-1。

表 1.6-1 主要技术指标汇总表

序号	指标名称	单位	本工程	备注
一	商品产品	万吨/年		
1	国 VI 汽油		240.00	
2	煤油		150.00	
3	国 VI 柴油		200.00	
4	化工产品		476.60	
	戊烷发泡剂		9.96	
	200#溶剂油		17.70	
	化工轻油		20.24	
	分子筛料		50.59	
	D110 溶剂油料		6.32	
	D130 溶剂油料		18.98	
	5#工业级白油料		12.66	
	7#工业级白油料		25.30	
	丙烯		4.19	
	丁二烯		15.23	
	EO		15.00	
	MEG		57.00	
	DEG		5.77	
	TEG		0.40	
	SM		63.47	
	乙烯		12.01	
	普通 EVA		20.00	
	高 VA 含量 EVA		10.00	
	丙烯腈		27.04	
	乙腈		0.74	
	甲基丙烯酸甲酯		8.67	
	丙烯酸丁酯		18.00	
	SAP		24.00	
	醋酸乙烯		22.55	
	乙烯 C5		8.17	
	乙烯 C9		2.60	
5	润滑油基础油		61.62	

序号	指标名称	单位	本工程	备注
	2cst 基础油		10.39	
	4cst 基础油		39.76	
	8cst 基础油		11.47	
6	石油芳烃		323.39	
	苯		20.74	
	PX		280.00	
	C9+芳烃		22.65	
7	商品液化气		5.57	
8	其它产品		42.93	
	硫磺		42.93	
二	外购原料及燃料	万吨/年		
	原油		1600.00	
	MTBE		10.00	
	氧气(自产)		75.79	
	煤		280.05	
	空气等		141.73	
	醋酸		21.84	
	液氨		13.18	
	正丁醇		10.94	
	NaOH		14.39	
	丙酮		5.66	
	浓硫酸		0.13	
	MTO 乙烷		1.13	
	MTO 丙烷		1.08	
	丁二烯 C4		0.79	
三	自用燃料	万吨/年		
1	装置自用(自用干气)		146.95	
2	合成气		64.86	
3	释放气		0.4	
4	燃料油		2.88	
四	公用工程			
1	生产用水	t/h	6132	
	其中:回用水		1827	
	新鲜水		4305	
2	电			
	发电	MW	516.37	
	外购电	MW	268.03	
3	污水外排	t/h	336	至园区污水处理场处理
		t/h	216	至园区污水处理场监控
4	10.0MPa 蒸汽	t/h	383.9	自虹洋热电厂
五	占地面积	公顷	612.83	
1	厂区内		471	
2	厂外火炬区		105	
3	仓储区		97	
4	铁路装卸站		25	
六	能耗	kg/t	247.96	
七	定员	人	2750	
八	经济指标			按 50 美元价格体系
	不含税报批总投资	万元	6677759	
	不含税建设投资	万元	6200086	
	建设期利息	万元	347698	
	年均利润总额	万元	1012665	
	年均净利润	万元	759499	
	税后财务内部收益率	%	14.01%	
	税后投资回收期	年	8.46	

本工程完成后，主要污染物排放汇总见表 1.6-2。

表 1.6-2 本项目主要污染物排放汇总表

序号	项目	单位	排放量		
一	废气				
1	烟气量	10 ⁸ m ³ n/a		553.71	
2	二氧化硫	t/a		903.80	
3	氮氧化物	t/a		2807.28	
4	烟(粉)尘	t/a		442.13	
5	硫化氢	t/a		11.27	
6	苯	t/a		3.98	
7	甲苯	t/a		0.67	
8	二甲苯	t/a		7.99	
9	VOCs	t/a		3286.79	
二	废水		送东港污水处理 厂处理量	直接排海量	项目最终排海合计
1	废水量	万 t/a	265.36	183.24	448.60
2	COD	t/a	1061.42	54.97	187.65
3	石油类	t/a	39.80		2.65
4	氨氮	t/a	92.87		13.27
5	总氮	t/a	119.41		39.80
6	硫化物	t/a	2.65		1.33
7	挥发酚	t/a	1.33		0.80
9	苯	t/a	0.13		0.13
10	二甲苯	t/a	0.13		0.13
二	固体废物			处置量	
1	厂内碱渣处理	t/a		388.9	
2	厂内焚烧处理	t/a		176708.6	
3	外送综合利用	t/a		500202.0	
4	厂家回收	t/a		3737.0	
5	徐圩新区固体废物 处置中心焚烧	t/a		839.2	
6	徐圩新区固体废物 处置中心填埋	t/a		5821.4	

1.6.3 结论

结合盛虹炼化(连云港)有限公司对本项目实际产品定位情况,按炼油化工一体化的模式进行设计,实现了炼油、芳烃和化工部分工艺装置和物料的统一优化,并集中供水、供电、供气、供热,统一优化设计交通运输、码头、仓储等辅助设施;同时,采取切实可行的环境保护措施,控制“三废”污染物的排放量,注重所在区域自然生态环境保护,努力实现社会效益、环境效益、经济效益的协同发展。

项目建成后,可提高盛虹集团的整体经济效益和综合市场竞争力,因此,本项目的建设十分必要。

1) 本项目加工沙特轻质油和沙特重质油共 1600 万吨/年,能合理利用和优化配置石油资源,提高加工深度,使物料得以综合利用。

2) 本工程采用成熟、环境友好的工艺技术,降低消耗,使全厂各项技术指标和生产管理达到先进水平。本项目建成后生产的对二甲苯可满足下游 PTA 项目的原料需求,汽柴油产品可满足国家产品升级的要求,并产大量高附加值化工产品。

3) 本项目从原料处理、加工到产品精制均采用了较先进的加工技术,并配有气体脱硫、含硫污水处理及先进的硫磺回收装置,从各个环节入手控制和减少排污量。各项清洁生产指标与国内炼厂相比属先进水平,对清洁环境有明显的推动作用。

4) 财务评价结果

项目报批总投资 7444259(不含税报批总投资为 6677759)万元,其中建设投资 6966586(不含税建设投资 6200086)万元,建设期利息 347698 万元,铺底流动资金 129976 万元。

项目总投资为项目建设投资、建设期利息与流动资金之和,其估算值为 7747536 万元。

项目实施后,年均单位吨原油利润为 474.69 元,炼化一体化吨原料加工成本(含期间)为 993.00 元,税后财务内部收益率为 14.01%,税后投资回收期为 8.46 年。本项目各项指标均好于基准值。

综上所述,盛虹炼化一体化项目采用先进、成熟、可靠的工艺技术、合理的加工流程,生产的优质产品可满足下游生产、环保要求和周边的市场需求。项目建成后,各项产品均能满足国家新的质量标准要求,同时,财务内部收益率和回收期等经济指标均好于行业基准值,这对于提高盛虹集团有限公司的市场竞争力是十分适时和必要的,也将会有力地拉动地区经济的发展,因此,本项目是可行的。

2 市场分析

本章节根据中国化工信息中心编制的《江苏盛虹集团炼化一体化项目产品市场分析及预测报告》撰写。

本项目市场分析包括原料和产品两部分，其中原料包括进口的沙特重质油、沙特轻质油；炼油和芳烃产品主要包括汽油、煤油、柴油、润滑油、苯、对二甲苯，化工部分主要产品包括环氧乙烷（EO）、乙二醇（EG）、苯乙烯、EVA、丙烯腈、醋酸乙烯、甲基丙烯酸甲酯、丙烯酸丁酯和高吸水性树脂（SAP）。

2.1 石油

2.1.1 世界供需分析及预测

2016年，全球经济增长3.1%，较上年放缓0.1个百分点，与此同时低油价对石油需求拉动的边际效应递减，世界石油需求增速放缓。估计2016年世界石油需求为9570万桶/日，同比增长130万桶/日，增量较2015年的170万桶/日有所下降。

2016年，世界石油供应量为9630万桶/日，同比增长20万桶/日，增量较2015年的260万桶/日大大缩小。其中欧佩克石油供应增加120万桶/日，非欧佩克石油供应减少100万桶/日。

2017年，在需求稳定增长和减产协议目标如愿达成的情况下，预计全球石油市场将出现约30万桶/日的供需缺口，为油价继续上行提供基本面支撑。

需求方面，2017年全球经济继续复苏，原油需求增长或超预期。IMF预测2017年全球经济增速将企稳回升至3.4%，其中发达国家的经济增速同比上升为0.2%，发展中国家同比上升0.4%。经济复苏将刺激石油需求继续增长，预计2017年全球石油需求为9750万桶/日。其中OECD需求同比基本持平，非OECD国家继续成为拉动需求的关键角色，以中国、印度、独联体、中东地区、其他亚洲国家为主要力量。供应方面，减产协议将使OPEC产量同比下降，非OPEC产量将止跌回升。

2012-2016年世界石油供应状况及2017年预测见表2.1-1。

表 2.1-1 2012-2016 年世界石油供应状况及 2017 年预测

地区	2012 年	2013 年	2014 年	2015 年	2016 年	2017 年 (E)
非欧佩克石油产量	5335	5477	5580	5710	5610	5720

万桶/日

地区	2012年	2013年	2014年	2015年	2016年	2017年(E)	
欧佩克	石油产量	3758	3688	3770	3900	4020	4000
	其中：原油产量	3130	3047	3120	3235	3335	3290
	凝析油产量	628	641	650	665	685	710
世界	9093	9165	9350	9610	9630	9720	

注：1. 包括原油、凝析油。

2. 数据来源：IEA、中国石油集团经济技术研究院。

2012-2016年世界石油需求状况及2017年预测见表2.1-2。

表 2.1-2 2012-2016年世界石油需求状况及2017年预测

万桶/日

地区	2012年	2013年	2014年	2015年	2016年	2017年(E)
经合组织	4595	4595	4565	4610	4620	4650
非经合组织	4403	4585	4705	4830	4950	5100
世界	8998	9180	9270	9440	9570	9750

注：1. 包括原油、凝析油。

2. 数据来源：IEA、中国石油集团经济技术研究院。

2.1.2 国内供需分析及预测

2016年，我国石油消费增速放缓，国内原油产量出现负增长，导致原油对外依存度大幅提高。

2016年，我国原油表观消费量5.78亿吨，同比增长5.6%，增速较上年回落0.1个百分点；全年产量2.00亿吨，同比下降7.0%；全年原油进口量3.81亿吨，同比增长13.6%，增速比上年增加4.8个百分点；原油对外依存度升至65.4%。2005-2016年我国原油供需状况见表2.1-3。

表 2.1-3 2005-2016年我国原油供需状况

万吨，%

年份	产量	进口量	出口量	表观消费量	对外依存度
2005	18083	12708	807	29984	39.7
2010	20301	23931	304	43928	53.8
2011	20365	25255	252	45368	55.1
2012	20748	27109	243	47614	56.4
2013	20812	28214	162	48864	57.4
2014	21010	30836	60	51786	59.4
2015	21474	33549	287	54736	60.8
2016	19969	38104	294	57779	65.4

2017年，随着产业转型不断升级，成品油需求对经济增长的弹性总体下行，加之替代能源快速发展，我国成品油需求缓慢增长。同时，由于近两年国际油价低位运

行，我国加快原油进口，导致原油库存高企，未来增长空间有限。综合预计 2017 年我国原油表观消费量为 5.94 亿吨，同比增长 2.8%，增速较 2016 年回落。地炼的原油进口配额将稍有增长，小幅拉动原油进口需求。2017 年，随着云南石化等的投产和地炼加工积极性持续，预计中国原油加工量为 5.57 亿吨，较 2016 年增长 1600 万吨，同比增长 3.0%。原油净进口量 3.94 亿吨。而国内原油产量可能仍将在 2 亿吨左右徘徊，原油对外依存度将升至 66.3%。

未来我国原油供需缺口仍将扩大，但增速将有所放缓，预计到 2020 年和 2025 年我国原油供需缺口分别将达 4.1 亿吨和 4.75 亿吨，具体见表 2.1-4。

表 2.1-4 2010-2025 年我国原油供需平衡预测

亿吨

项目	2010 年	2015 年	2016 年	2017 年 (E)	2020 年 (E)	2025 年 (E)
产量	2.03	2.15	2.00	2.00	2.15	2.20
需求量	4.39	5.47	5.78	5.94	6.25	6.95
供需平衡	-2.36	-3.33	-3.78	-3.94	-4.10	-4.75

2.2 炼油产品

2.2.1 汽油

2.2.1.1 世界供需现状及预测

2016 年，全球汽油消费量（含乙醇汽油）估计为 2446 万桶/日，同比增长 2.3%；汽油供给量 2445 万桶/日，同比增长 3.1%。全球汽油由过去的短缺转为基本平衡。全球汽油消费呈分化走势：一方面在低油价推动下，美国及亚太地区新兴市场国家汽油消费增长较快；另一方面，欧洲受经济增长低迷的影响消费增速持续下降。总体看，在低油价带动全球汽油产量较快增长的同时，汽油消费增速仍将保持较快增长。2016 年世界各地汽油供需情况见表 2.2-1。

表 2.2-1 2016 年世界各地汽油供需情况

万桶/日，%

地区	产量	需求
北美	952	974
欧洲	279	205
亚太	677	650
前苏联	124	110
非洲	55	109
拉美	180	209
中东	178	189
世界	2445	2446

注：1. 数据来源：中国石油集团经济技术研究院， IHS 能源。

2. 供应和需求均包含乙醇等替代燃料。

据 IHS 预测,2025 年全球汽油产量和需求量为 2502 和 2721 万桶/日。2015 年之后,需求增长略慢于产量增长,2015-2025 年全球石油基汽油供需缺口变化不大,保持在 200 万桶/日左右。2005-2025 年世界汽油供需状况及预测见表 2.2-2。

表 2.2-2 2005-2025 年世界汽油供需状况及预测

		万桶/日							
地区	项目	2005 年	2010 年	2011 年	2012 年	2013 年	2016 年	2020 年	2025 年
北美	产量	867	833	829	834	836	952	889	860
	需求量	986	973	949	944	946	974	978	922
拉美	产量	174	171	167	160	165	180	180	189
	需求量	187	217	233	242	252	209	267	287
欧洲	产量	381	316	306	301	296	279	256	238
	需求量	283	234	224	213	206	205	187	173
前苏联	产量	107	114	116	118	123	124	126	131
	需求量	89	109	111	115	119	110	122	130
非洲	产量	46	46	42	41	44	55	47	48
	需求量	63	77	75	80	82	109	122	135
中东	产量	89	107	110	116	121	178	168	207
	需求量	107	135	136	140	144	189	187	206
亚太	产量	395	501	512	540	562	677	756	829
	需求量	399	486	503	530	550	650	765	868
世界合计	产量	2060	2088	2083	2111	2146	2445	2421	2502
	需求量	2115	2232	2230	2264	2298	2446	2628	2721

注：1. 数据来源：中国石油集团经济技术研究院， IHS 能源。

2. 2016 年前供应和需求均包含乙醇等替代燃料。

3. 2020 年和 2025 年供应为炼油产出，需求包含乙醇等替代燃料。

2.2.1.2 国内供需现状及预测

受小排量汽车数量增多以及新能源汽车快速发展的影响，2016 年我国汽油表观消费量为 1.20 亿吨，同比增长 3.9%，增速较 2015 年下降 5.5 个百分点；受国内需求增速下滑的影响，汽油产量增速相应放缓，2016 年产量为 1.29 亿吨，同比增长 6.8%，增速较 2015 年下降 2.9 个百分点；出口量为 969.29 万吨，同比大幅增长 64.4%；进口量为 20.77 万吨，同比增长 22.1%。2005-2016 年我国汽油供需状况具体见表 2.2-3。

表 2.2-3 2005-2016 年我国汽油供需状况

		万吨，%			
年份	产量	进口量	出口量	表观消费量	自给率
2005	5405	0	563	4842	111.6
2010	7675	0	517	7158	107.2

年份	产量	进口量	出口量	表观消费量	自给率
2011	8141	3	406	7738	105.2
2012	8976	0	292	8684	103.4
2013	9833	0	469	9364	105.0
2014	11030	3	498	10535	104.7
2015	12104	17	590	11531	105.0
2016	12932	21	970	11983	107.9

国内炼厂为了适应成品油市场需求变化，将不断调整装置结构，降低柴汽比，届时国内汽油很可能达到紧平衡。2010-2025年汽油全国供需平衡预测见表 2.2-4。

表 2.2-4 2010-2025 年汽油全国供需平衡预测

项目	万吨，%				
	2010 年	2015 年	2016 年	2020 年	2025 年
产量	7675	12104	12932	16400	19000
需求量	7158	11531	11983	16300	18500
供需平衡	-517	-573	-949	-100	-500

2.2.1.3 结论及建议

(1) 汽油全球需求稳定，未来处于紧平衡状态。

(2) 汽油是我国需求旺盛，增长显著的产品，随着轿车工业的发展，我国汽油市场仍然看好。

(3) 未来装置建成后可多产汽油，降低柴汽比，实现效益最大化。

(4) 销售目标区域应集中在华东地区的江苏、浙江、安徽、福建，中南地区的河南、广东、湖南，华北地区的陕西、内蒙等省市。

2.2.2 柴油

2.2.2.1 世界供需现状及预测

2016 年，全球柴油消费量为 2757 万桶/日，同比仅增长 0.7%，全球柴油供给量估计为 2797 万桶/日，同比增长 1.3%，供大于需 40 万桶/日。亚太地区受中国经济增速放缓、柴油需求下降的影响，柴油产销均呈不同程度下降趋势，对外出口大量增加。美国受工业部门消费放缓影响，柴油消费持续下降，出口量持续上升。欧洲由于区内供应不足，仍需从俄罗斯、美国和中东进口大量柴油，柴油贸易规模占全球比重上升至 42%。非洲的炼油能力难以满足其经济发展的需要，供需缺口高达 85 万桶/日。2016 年世界各地柴油供需情况见表 2.2-5。

表 2.2-5 2016 年世界各地柴油供需情况

地区	万桶/日，%	
	产量	需求

地区	产量	需求
北美	568	467
欧洲	553	646
亚太	984	894
前苏联	191	108
非洲	74	159
拉美	196	260
中东	231	223
世界	2797	2757

注：1. 数据来源：中国石油集团经济技术研究院， IHS 能源。

2. 供应为炼油产出，需求包括合成油和生物柴油等替代燃料。

随着世界经济的复苏，柴油需求也将保持增长，预计 2020 年和 2025 年全球柴油需求量将分别达到 2942 万桶/日和 3138 万桶/日；预计 2020 年和 2025 年全球柴油产量将达到 2893 万桶/日和 3027 万桶/日，2005-2025 年世界柴油供需现状及预测见表 2.2-6。

表 2.2-6 2005-2025 年世界柴油供需现状及预测

万桶/日，%

地区	项目	2005 年	2010 年	2011 年	2012 年	2013 年	2016 年	2020 年	2025 年
北美	产量	458	483	510	511	522	568	573	584
	需求量	465	435	447	435	439	467	464	456
拉美	产量	206	202	201	191	192	196	223	238
	需求量	207	252	260	276	281	260	295	324
欧洲	产量	588	548	550	550	556	553	520	509
	需求量	642	651	647	635	635	646	677	681
前苏联	产量	168	185	185	181	185	191	219	205
	需求量	83	97	106	109	112	108	113	125
非洲	产量	77	71	72	70	73	74	75	75
	需求量	98	120	117	126	130	159	189	217
中东	产量	195	194	199	203	208	231	265	304
	需求量	161	200	206	217	219	223	234	260
亚太	产量	688	851	880	902	922	984	1017	1112
	需求量	681	799	835	858	881	894	971	1075
世界合计	产量	2379	2534	2597	2608	2658	2797	2893	3027
	需求量	2338	2555	2619	2656	2697	2757	2942	3138

注：1. 数据来源：中国石油集团经济技术研究院， IHS 能源。

2. 供应为炼油产出，需求包括合成油和生物柴油等替代燃料。

2.2.2.2 国内供需现状及预测

2016 年，我国经济增长继续下行，柴油市场下游需求疲软，产量和消费量下跌。2016 年，我国柴油产量为 1.79 亿吨，同比下降 0.5%；表观消费量为 1.65 亿吨，同

比下降 5.0%；出口量为 1540 万吨，同比大幅增长 115.0%；进口量为 92 万吨，同比增长 114.1%；净出口量达 1448 万吨，同比增长 115.0%。2005-2016 年我国柴油供需状况见表 2.2-7。

表 2.2-7 2005-2016 年我国柴油供需状况

年份	万吨，%				
	产量	进口量	出口量	表观消费量	自给率
2005	11062	54	148	10968	100.9
2010	15887	180	467	15600	101.8
2011	16681	244	203	16722	99.8
2012	17063	95	186	16972	100.5
2013	17272	27	278	17021	101.5
2014	17635	47	400	17283	102.0
2015	18008	43	716	17334	103.9
2016	17918	92	1540	16469	108.8

由于生产柴汽比与消费柴汽比的错位，未来我国柴油出口量将快速增大，大量过剩柴油需要出口寻找市场。如果国内炼油装置结构没有较大调整，柴油供需过剩形势将愈加严重。2010-2025 年柴油全国供需平衡预测见表 2.2-8。

表 2.2-8 2010-2025 年柴油全国供需平衡预测

项目	万吨				
	2010 年	2015 年	2016 年	2020 年	2025 年
产量	15888	18008	17918	19400	18650
需求量	15600	17334	16469	16500	16000
供需平衡	-288	-673	-1448	-2900	-2650

2.2.2.3 结论及建议

(1) 世界柴油供应和消费区域分布不均衡。亚太和北美是柴油的净输出地区，欧洲和非洲柴油的净输入地区。未来随着世界经济的复苏，世界柴油需求也将保持增长。

(2) 2016 年，我国经济增速继续下行，柴油市场下游需求疲软，产量和消费量下跌，出口量大增。未来国内柴油供需过剩形势将愈加严重。

(3) 本项目柴油国内销售目标区域应集中在华东地区、中南地区，并努力争取出口市场。

2.2.3 煤油

2.2.3.1 世界供需分析及预测

2016 年，全球航煤（含部分煤油和灯煤）消费量估计为 722 万桶/日，同比增长

4.8%；全球航煤供给量估计为 770 万桶/日，同比增长 3.1%，供大于需 48 万桶/日。欧洲仍是航煤最主要的净进口地区，其他各地区基本能自给自足。近年来随着全球能源消费结构转型，煤油消费比例逐步下降，仅占航煤消费总量的 12%，预计随着全球最主要的消费地亚太地区需求逐步回落，煤油过剩局面将进一步加剧。2016 年世界各地煤油供需状况见表 2.2-9。

表 2.2-9 2016 年世界各地煤油供需状况

万桶/日，%

地区	产量	需求
北美	167	164
欧洲	110	134
亚太	314	272
前苏联	28	26
非洲	21	26
拉美	38	41
中东	92	59
世界	770	722

数据来源：中国石油集团经济技术研究院，IHS 能源。

煤油需求增加主要来自于航空市场的繁荣，而国际航空市场已经成为一体，因此未来煤油市场的增长表现出较强的一体性。未来随着世界航空市场的全球化发展，主要地区煤油供需均呈现出增长态势。预计，2020 年世界煤油产量为 803 万桶/日，2025 年为 841 万桶/日；2020 年世界煤油需求为 775 万桶/日，2025 年为 813 万桶/日。

煤油市场的流向基本是自东向西。欧洲作为主要的进口地区，而中东、亚太则是主要出口地区，前苏联地区和北美地区供需基本平衡。非洲炼油能力落后，跟不上需求的快速增长。

表 2.2-10 2005-2025 年世界煤油供需预测

万桶/日，%

地区	项目	2005 年	2010 年	2011 年	2012 年	2013 年	2016 年	2020 年	2025 年
北美	产量	171	152	154	157	159	167	175	176
	需求量	187	156	155	153	153	164	180	182
拉美	产量	44	37	43	37	35	38	39	41
	需求量	29	34	35	37	38	41	42	44
欧洲	产量	105	100	104	102	102	110	103	100
	需求量	127	127	128	126	127	134	138	140
前苏联	产量	31	31	33	33	34	28	33	35
	需求量	27	29	31	33	33	26	28	31
非洲	产量	26	23	21	21	22	21	25	25
	需求量	27	29	30	30	32	26	34	37
中东	产量	82	77	81	81	81	92	115	124

地区	项目	2005年	2010年	2011年	2012年	2013年	2016年	2020年	2025年
	需求量	40	44	50	50	50	59	67	72
亚太	产量	238	245	248	253	257	314	313	341
	需求量	228	217	221	221	222	272	286	306
世界合计	产量	696	665	680	684	691	770	803	841
	需求量	666	636	648	650	655	722	775	813

注：1. 数据来源：中国石油集团经济技术研究院， IHS 能源。

2. 供应为炼油产出，需求包含替代燃料。

2.2.3.2 国内供需分析及预测

煤油在我国成品油消费结构中占比较小，约占 10%左右。近年来我国煤油产量和消费量一直保持高速增长的态势。2016 年，我国煤油产量为 3984 万吨，同比增长 8.9%，增速较 2015 年下降 13 个百分点；表观消费量为 3026 万吨，同比增长 9.3%，增速较 2015 年下降 7.9 个百分点；出口量为 1310 万吨，同比增长 5.9%；进口量为 352 万吨，同比增长 1.1%；净出口量达 958 万吨，同比增长 7.8%。2005-2016 年我国煤油供需状况见表 2.2-11。

表 2.2-11 2005-2013 年我国煤油供需状况

年份	产量	进口量	出口量	表观消费量	自给率
2005	989	329	248	1052	94.0
2010	1715	650	608	1752	97.9
2011	1880	615	657	1830	102.7
2012	2131	621	745	2012	105.9
2013	2510	669	917	2262	111.0
2014	3001	417	1054	2364	127.0
2015	3659	348	1237	2770	132.1
2016	3984	352	1310	3026	131.7

为应对柴油需求的低迷，未来我国煤油产量将紧随需求的增长而快速增长，煤油总体处于供大于求的状态。2010-2025 年煤油全国供需平衡预测见表 2.2-12。

表 2.2-12 2010-2025 年煤油全国供需平衡预测

项目	2010年	2015年	2016年	2020年	2025年
产量	1715	3659	3984	5400	7000
需求量	1752	2770	3026	4350	5850
供需平衡	37	-889	-958	-1050	-1150

2.2.3.3 结论及建议

(1) 煤油全球供应总体宽松，我国煤油也处于供大于求的状态，但未来需求仍

将保持较快增长，2015-2020 年在 9.7%左右，2020-2025 年在 6.1%左右，仍有一定的发展前景。

(2) 分地区看，我国华东、中南、东北和西北地区煤油产需明显过剩，而华北和西南地区仍有较大缺口。

(3) 本项目煤油产品的建议目标市场是江苏、上海、安徽、河南、北京和内蒙古等地。出口应重点关注东南亚市场和欧洲市场。

(4) 市场营销应争取与中航油建立良好的合作关系，另外与发展中的民营航空公司建立产期战略合作关系，积极开拓国外市场。

2.3 润滑油基础油

2.3.1 世界供需现状及预测

2015 年，全球基础油需求总量约为 3900 万吨，估计 2016 年需求总量 4220 万吨。

供应方面，2015 年全球基础油产能约 5500 万吨，产能利用率 70%，处于明显供大于求的状态。2016 年全球基础油产能 6200 万吨，按整体开工率 70%测算，产量约 4340 万吨，市场仍供大于求。

近年来，全球滑润油基础油结构发生较大变化，I 类基础油所占比例持续下降，从 2005 年的 66%下降到 2014 的 45%，II/III 类基础油所占比例持续增长，从 2005 年的 21%上升到 2014 年的 42%，III 类基础油从 2005 年的 5%上升到 2014 年的 11%。

预计 2015 至 2020 年，全球 I 类基础油的供应能力将会减少，II 类基础油年需求年均增长率将达到 4%左右，III 类基础油的需求增长更快，年均增长率将超过 10%。全球基础油市场供需层面整体将略有增加，产品结构继续向高端对低端替代趋势发展。

表 2.3-1 为 2013 年世界各地基础油供需情况。

表 2.3-1 2013 年世界各地基础油供需情况

万吨/年，%

地区	产能			需求		
	2012	2013	同比	2012	2013	同比
北美	1287	1287	0.0	847	843	-0.5
拉美	246	256	4.1	330	330	0.0
欧洲	1174	1174	0.0	640	636	-0.6

中东和非洲	418	448	7.2	385	386	0.3
亚太	2457	2593	5.5	1493	1540	3.1
世界	5582	5758	3.2	3695	3735	1.1

美国、欧洲等发达国家的基础油需求量已经进入平稳期，未来亚洲和非洲润滑油增长潜力仍较大，中国润滑油需求量已超过美国成为世界上最大消费国，但中国润滑油人均消费量还很低，未来的变化主要在消费结构的调整。

具体情况见表 2.3-2。

表 2.3-2 2005-2025 年世界润滑油供需预测

万吨/年，%

项目	实际							预测		年均增长率			
	2005	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2020	2025	05-10	10-15	15-20	20-25
产能	4910	5298	5403	5582	5758	5600	5500	6272	6463	1.5	0.8	2.7	0.6
需求量	3564	3604	3737	3695	3735	3920	3900	4024	4188	0.2	1.6	0.6	0.8

2.3.2 国内供需现状及预测

2015 年中国基础油总产能约 800 万吨/年。2013 年符合 I、II 类标准的基础油产量 431 万吨，非标基础油产量 150~200 万吨。2015 年符合 I、II 类标准的基础油产量约 500 万吨，产量比例为，I 类:II 类:环烷基:其他=32:30:16:22，而 2010 年产量比例为，I 类:II 类:环烷基:其他=41:11:16:32。

未来随着润滑油市场需求变化，I 类基础油因无法满足生产高品质润滑油的需求，产量将逐年降低，II 类基础油产量逐年提高。虽然国内 II 类基础油产能迅速增加，但多以轻质为主，重质产品仍然大部分依赖进口。润滑油生产商正在逐步完成 II 类油对 I 类油的替代，I 类炼厂将降低开工率甚至永久关闭，如中石化燕山工厂已停止 I 类基础油生产。

国内 III 类基础油主要品种 4#、6# 已于 2016 年在茂名石化实现生产。

2005-2015 年我国基础油供需状况见表 2.3-3。

表 2.3-3 2005-2015 年我国基础油供需状况

万吨，%

年份	产能	产量	进口量	出口量	表观消费量	自给率
2005	470.0	380.0	93.5	6.8	466.7	81.4
2010	650.0	471.0	208.5	8.4	671.1	70.2
2011	721.0	526.0	212.4	16.3	722.1	72.8
2012	726.0	548.1	196.6	8.0	736.7	74.4
2013	838.0	548.5	234.5	2.6	780.4	70.3

年份	产能	产量	进口量	出口量	表观消费量	自给率
2014	NA	NA	271.0	1.5	NA	NA
2015	800	500*	257.6	1.9	755.7	66.1

注：*2015年为符合标准的基础油产量，其余年份为全部基础油产量。

**自给率=产量/表观消费量*100%。

2016年中国基础油市场呈供过于求的局面，且II类基础油的情况尤为突出。

近年来，我国润滑油市场快速增长，基础油产量和进口量不断增加。但由于在国际市场上较为认可的出口资源仍较为局限，再加上大部分情况下中国炼厂I、II类基础油出口价格与中国外销价呈现倒挂态势，因此出口一直较少。

未来随着中国一系列新建II类基础油装置的投产及I类基础油装置向II类基础油装置升级改造后，II类基础油的进口量将会继续萎缩。同时国产I类基础油装置的产能将逐渐萎缩，因此对I类基础油的进口依赖度将保持平稳。

2015-2025年我国基础油供需平衡预测见表2.3-4。

表 2.3-4 2015-2025 年基础油我国供需平衡预测

万吨，%

项目	2015年	2020年	2025年	增长速度	
				15-20	20-25
产量	500*	586*	676*	3.2	2.9
需求量	755.7*	786*	826*	0.8	1.0
供需平衡	255.7	-200	-150	--	--

注：*为符合标准的基础油产量和需求量。

2.3.3 结论及建议

(1) 未来我国基础油需求仍将持续增长，增速逐步放缓。我国基础油产品结构快速升级，未来二类及以上的基础油是发展的重点。

(2) 我国基础油仍有大量进口，未来将长期保持净进口状态。华东、华北地区存在明显供需缺口，是未来国内市场开拓的重点。

(3) 基础油全球供大于求，并将长期处于供应过剩的状态。

(4) 未来基础油销售以华东市场为主，寻求与润滑油国内民企及合资企业合作，配套生产。

2.4 芳烃产品

2.4.1 对二甲苯

2.4.1.1 世界供需现状及预测

2015年，全球PX总能力达4818万吨/年，产量3751万吨，实际消费量3755

万吨；装置年末平均开工率为 78%。2015 年，全球 PX 的供应集中于东北亚、东南亚、北美及中东地区，以上四个地区供应能力达 4116 万吨/年，占世界总能力的 85%；产量 3230 万吨，占世界总产量的 86%；消费量主要集中在东北亚、北美、东南亚及印巴地区，为 3486 万吨，约占世界总消费量的 93%。详见表 2.4-1。

表 2.4-1 2015 年世界各地对二甲苯供需状况

万吨/年，万吨

地区	产能	产量	进口	出口	消费量
东北亚	2743.0	2292.4	1195.7	888.0	2592.3
东南亚	466.1	320.5	122.7	154.0	296.8
印巴	336.5	297.8	95.1	107.8	285.1
中东	441.4	328.2	7.0	258.1	77.1
北美	465.8	289.1	141.6	123.0	312.3
西欧	199.5	135.8	7.5	38.0	105.3
中东欧	135.1	69.2	5.9	13.4	61.7
南美	20.5	14.0	14.3	3.5	24.8
非洲	10.0	4.0	0	4.0	0
世界	4817.9	3751.0	1589.8	1589.8	3755.4

未来 TPA 的需求增长仍将是拉动 PX 产业发展的唯一动力。预计 2015-2020 年间，受亚洲地区 PX 产业投资热情的支撑，全球 PX 能力增速仍保持较快，约为 5.5%；同期全球 PX 需求增速略有放缓，至 4.3%，2020 年前装置开工率持续走低。

预计 2020-2025 年间，全球 PX 能力增速明显放缓至 2.7%，而需求增速放缓至 3.0%左右，2020 年后装置开工率略有提高，但仍维持较低水平。考虑到部分规模小、能耗物耗高的装置关闭、淘汰，预计在产大型装置的开工率将进一步提高。

2005-2025 年世界 PX 产品供需预测详见表 2.4-2。

表 2.4-2 2005-2025 年世界对二甲苯供需预测

万吨/年，万吨，%

项目		实际			预测		年均增长率			
		2005	2010	2015	2020	2025	05-10	10-15	15-20	20-25
北美	产能	554.4	430.8	465.8	475.8	475.8	-4.9	1.6	0.4	0.0
	产量	398.9	373.9	289.1	300	280	-1.3	-5.0	0.7	-1.4
	需求量	345	388.5	312.3	340	350	2.4	-4.3	1.7	0.6
西欧	产能	233.5	217	199.5	191.5	191.5	-1.5	-1.7	-0.8	0.0
	产量	211.5	186.3	135.8	130	120	-2.5	-6.1	-0.9	-1.6
	需求量	229.3	190.6	105.3	110	110	-3.6	-11.2	0.9	0.0
中东 和 非洲	产能	129.9	368.2	451.4	586.4	711.4	23.2	4.2	5.4	3.9
	产量	71.6	250.3	332.2	350	380	28.4	5.8	1.0	1.7
	需求量	44.5	80.2	77.1	130	150	12.5	-0.8	11.0	2.9
亚太	产能	1656.4	2556.4	3545.6	4735.8	5509.8	9.1	6.8	6.0	3.1
	产量	1502	2119.7	2910.7	3710	4400	7.1	6.5	5.0	3.5
	需求量	1606.2	2286.5	3174.2	3900	4585	7.3	6.8	4.2	3.3

项目		实际			预测		年均增长率			
		2005	2010	2015	2020	2025	05-10	10-15	15-20	20-25
世界其他	产能	69.5	105.5	155.6	313.5	313.5	8.7	8.1	15.0	0.0
	产量	46.8	53.4	83.2	135	170	2.7	9.3	10.2	4.7
	需求量	34.5	24.4	86.5	145	155	-6.7	28.8	10.9	1.3
世界合计	产能	2643.7	3677.9	4817.9	6303	7202	6.8	5.5	5.5	2.7
	产量	2230.8	2983.6	3751.0	4625	5350	6.0	4.7	4.3	3.0
	需求量	2259.5	2970.2	3755.4	4625	5350	5.6	4.8	4.3	3.0

注：亚太包括亚洲和大洋洲；世界其它包括中南美和中东欧。

未来新增 PX 产能主要集中在东北亚、印巴、东南亚及中东。同时，东北亚也是全球主要的 PX 消费地区，其需求增速快于世界平均水平，由于产能增长更快，2020 年前该地区装置开工率将维持走低。由于产量快速增长，该地区 PX 的缺口将大为减少，有可能转为净出口地区。

2.4.1.2 国内供需分析及预测

近几年中国 PX 产业发展明显滞后于下游 TPA 和聚酯产业发展。2000 年以前，中国生产聚酯的央企均配套建设了 TPA 和 PX 装置，独立的 TPA 较少，PX 绝大部分可以自供，少量依靠进口。随着聚酯工业快速发展，其原料 TPA 装置的陆续投产，其上游 PX 需求大幅增长，主要受原料石脑油供应制约，PX 产能增速明显落后于需求增速，供应缺口逐年加大，进口量也快速增加。2003 年中国 PX 进口猛增突破 100 万吨，2008 年进口高达 340 万吨，成为全球最大的 PX 消费国及进口国；这种态势一直持续至今。2015 年，中国 PX 产能约占全球 28.3%，而 PX 的下游产品 TPA 的产能约占全球 54.3%，导致国内供给远远不能满足需求，PX 自给率仅 43%。详见表 2.4-3。

表 2.4-3 2005-2015 年我国对二甲苯供需状况

万吨，%

年份	产能	产量	进口量	出口量	表观消费量	自给率
2005	287.9	223.7	160.8	6.29	378.2	59.1
2010	807.4	662.0	352.7	21.0	993.8	66.6
2011	800.8	726.0	498.2	34.8	1189.4	61.0
2012	883.8	773.0	628.6	19.2	1382.4	55.9
2013	1110.8	770.0	905.3	18.1	1657.2	46.5
2014	1205.8	877.0	997.3	10.3	1864.0	47.0
2015	1365.8	870.0	1164.9	12.0	2023.0	43.0

未来中国 PX 的供需缺口或将扩大，2016 年进口量进一步增长至 1236 万吨，出口量进一步萎缩，此后随着国内供应量的增加，进口量将会逐渐减少。按照目前 PX

和 TPA 项目建设进度, 预计到 2020 年 TPA 产量约为 4000 万吨, 对 PX 的需求量约为 2630 万吨, 而同期 PX 产量约 1550 万吨, 供应缺口达 1100 万吨, 自给率约为 58.5%; 预计到 2025 年 TPA 产量约为 4750 万吨, 对 PX 的需求量约为 3100 万吨, 而同期 PX 产量约 2500 万吨, 供应缺口约 600 万吨, 自给率约为 80.6%。2015 年中国 PX 供需平衡状况及 2020 年、2025 年预测见表 2.4-4。

表 2.4-4 2015-2025 年对二甲苯全国供需平衡预测

万吨/年, 万吨, %

项目	2015 年	2020 年	2025 年	增长速度	
				15-20	20-25
生产能力	1365.8	2400	3000	11.9	4.6
产量	870	1550	2500	12.2	10.0
需求量	2030	2650	3100	5.5	3.2
供需平衡	-1160	-1100	-600	—	—

2.4.1.3 结论及建议

全球 PX 的消费集中在亚洲、北美和西欧, 其中, 中国是全球最大的 PX 消费国, 2015 年中国 PX 消费量占全球总消费量的 54%, 未来的消费份额将进一步集中。近年来聚酯和 TPA 快速发展, 而 PX 项目频遭抵制进展缓慢, 导致国内 PX 供应量严重不足, 进口依存度逐年上升。

本项目建设年产 280 万吨 PX, 其中自用 100 万吨, 外销 180 万吨。鉴于国内 PX 供应缺口巨大, 特别是江苏、浙江两省 PTA 生产对 PX 的需求缺口较大, 市场前景好, 目标市场可以落实。

因此, 本项目产品具有较好的市场前景, 建议抓紧建设 PX 项目。

2.5 化工产品

2.5.1 主要化工产品市场供需分析

2.5.1.1 乙烯

2015 年, 我国乙烯总产能为 2121 万吨/年, 同比增长 4.3%; 产量 1951.0 万吨, 同比增长 7.3%; 净进口量 151.6 万吨, 同比增长 1.3%; 表观消费量为 2102.6 万吨, 同比增长 6.9%。

国内乙烯短缺, 因乙烯长距离运输困难, 成本高, 除进口乙烯外, 国内每年还大量进口乙烯下游产品。通常用当量消费量来表示国内乙烯的实际需求。2015 年, 我国乙烯当量消费量约 3761 万吨, 当量消费自给率约 51.9%, 存在较大的供应缺口。2005-2015 年, 我国乙烯供需状况如表 2.5-1 所示。

表 2.5-1 2005-2015 年我国乙烯供需状况

万吨，%

年份	产能	产量	进口量	出口量	表观消费量	当量消费量	自给率
2005	730.4	755.5	11.1	8.2	758.4	1754.0	43.1
2010	1525.5	1418.8	81.5	3.4	1496.9	2702.2	52.5
2011	1598.5	1520.5	106.0	1.0	1625.5	2891.2	52.6
2012	1678.5	1515.9	142.2	0.0	1658.1	3022.4	50.2
2013	1783.5	1619.1	170.4	0.0	1789.5	3286.0	49.3
2014	2033.0	1817.5	149.7	0.0	1967.2	3587.0	50.7
2015	2121.0	1951.0	151.6	0.0	2102.6	3761.2	51.9

注：1) 自给率=产量/当量消费量*100%;

2) 国家统计局统计数据偏低，如 2012-2015 年乙烯产量数据分别为 1527.50 万吨，1486.80 万吨，1599.31 万吨，1696.69 万吨，1714.60 万吨。

数据来源：中国石化咨询公司。

2015-2025 年，乙烯全国供需平衡预测如表 2.2-14 所示，其中 2025 年的产能受 2020-2025 期间拟建项目统计不完全限制，产能增速较慢，产量也受到较大的影响。以表 2.2-12 为研究对象，2016-2020 年已建、在建、拟建乙烯项目 1725 万吨/年，按 80%可以按时投产，新增产能约 1380 万吨/年（遗漏项目和关闭项目暂不考虑），2020-2025 规划或意向项目 1980 万吨/年，按 50%建成，将新增 990 万吨/年。当开工率为 89%时，国内当量需求满足率有较大幅度提升（见表 2.5-2）。

表 2.5-2 2015-2025 年乙烯全国供需平衡预测

万吨/年，万吨，%

项目	实际		预计		增长速度		
	2010 年	2015 年	2020 年	2025 年	10-15	15-20	20-25
生产能力	1525.5	2121.0	3501	4491	6.8	10.5	5.1
产量	1418.8	1951.0	3116	3997	6.6	9.8	5.1
需求量	2702.2	3761.2	4789	5754	6.8	5.0	3.7
供需平衡	-1205.3	-1658.6	-1673	-1757			
当量满足率	47.6	51.9	65.1	69.5			

2.5.1.2 环氧乙烷

我国环氧乙烷的工业化生产始于 20 世纪 60 年代，70 年代开始陆续从国外引进环氧乙烷/乙二醇联产装置。长期以来，国内环氧乙烷生产呈现出供不应求的局面，2002-2011 年我国装置的平均开工率均在 90%以上；2012 年国内环氧乙烷生产能力约为 173 万吨/年，装置平均开工率下降到 85%左右；2013 年，国内环氧乙烷产能扩大到 253 万吨/年，全年装置平均开工率不到 70%；2014 年，国内环氧乙烷产能进一步增至 326 万吨/年，全年装置平均开工率为 65%左右；2015 年，国内环氧乙烷产能为 392 万吨/年，全年装置平均开工率约 57%；2016 年，国内环氧乙烷产能

扩大到 431 万吨/年，产量为 225 万吨，全年装置平均开工率约 52%。开工率不高的主要原因是下游需求增长较预期缓慢，近几年消费增长速率小于产能增长速率。环氧乙烷由于不好运输，因此进出口贸易少，2013-2016 年完全没有进口，出口量极少，也仅有 200-300 吨。

2005-2016 年我国环氧乙烷供需状况见表 2.5-3。

表 2.5-3 2005-2016 年我国环氧乙烷供需状况

万吨，%

年份	产能	产量	进口量	出口量	表观消费量	自给率
2005	44.8	45.3	0	0	45.3	100
2010	130.0	121.0	0	0	121.0	100
2011	142.0	137.3	0	0	137.3	100
2012	173.2	158.4	0	0	158.4	100
2013	252.8	175.7	0	0	175.7	100
2014	325.6	211.3	0	0	211.3	100
2015	392	223	0	0	223	100
2016	431	225	0	0	225	100

近几年我国环氧乙烷生产能力快速增长，但环氧乙烷下游行业需求增长速度较环氧乙烷产能增长速度要慢，预计未来国内环氧乙烷生产能力将过剩。

2015-2025 年我国环氧乙烷供需平衡预测见表 2.5-4。

表 2.5-4 2015-2025 年环氧乙烷全国供需平衡预测

万吨/年，万吨，%

项目	2015 年	2020 年	2025 年	增长速度	
				15-20	20-25
生产能力	392	510	547	5.4	1.4
产量	223	327	465	8.0	7.3
需求量	223	327	465	8.0	7.3
供需平衡	0	0	0	-	-

2.5.1.3 乙二醇

2015 年我国乙二醇的主要生产企业为 31 家，生产能力为 776.3 万吨/年，较上年增长 43%；产量为 465.4 万吨，较上年增长 24%；装置平均开工率为 60%，较上年明显降低；我国长期大量进口乙二醇，2015 年中国进口乙二醇 877 万吨，较上年增长 2.7%，为历史新高，出口量只有 2 万吨，与进口数量相比可以忽略不计；2015 年中国乙二醇的表观消费量为 1340.7 万吨，较上年增长 9.2%；2015 年我国乙二醇的自给率为 34.7%，对外依存度仍很高。

2005-2015 年我国乙二醇供需状况见表 2.5-5。

表 2.5-5 2005-2015 年我国乙二醇供需状况

万吨，%

年份	产能	产量	进口量	出口量	表观消费量	自给率
2005	137.8	110.1	400.0	1.2	508.9	21.6
2010	336.3	227.1	664.4	0.5	891.0	25.5
2011	336.3	270.0	727.0	0.6	996.4	27.1
2012	336.3	275.0	796.5	1.1	1070.4	25.7
2013	489.2	320.0	824.6	0.5	1144.1	28.0
2014	543.0	375.0	854.0	1.0	1228.0	31.0
2015	776.3	465.4	877.2	2.0	1340.7	34.7

国内乙二醇长期处于短缺状态，依赖进口，目前对外依存度在 60-70%之间。未来煤制乙二醇工艺逐步改进后，国内乙二醇供应量将大幅提高，预计未来国内乙二醇缺口将缩小，进口乙二醇数量将减少，但我国是乙二醇的消费大国，且人口多、资源紧张，预计 2025 年我国仍是乙二醇产品的进口型国家。

2013-2025 年我国乙二醇供需平衡预测见表 2.5-6。

表 2.5-6 2013-2025 年乙二醇全国供需平衡预测

万吨/年，万吨，%

项目	2013 年	2015 年	2020 年	2025 年	增长速度		
					13-15	15-20	20-25
生产能力	489.2	776.3	1200	1500	9.7	9.1	4.6
产量	320.0	465.4	900	1250	7.8	14.1	6.8
需求量	1144.1	1340.7	1650	1870	3.2	4.2	2.5
供需平衡	-824.1	-875.3	-750	-620	1.2	-3.0	-3.7

2.5.1.4 二乙二醇

因二乙二醇是乙二醇生产过程中的副产物，因此，我国二乙二醇的生产一直与国内石油乙烯法乙二醇的生产状况息息相关。2005 年我国二乙二醇产量只有 11 万吨，到 2013 年已经超过 30 万吨，年均增长率达到 13.6%。在进口方面，2005 年我国进口二乙二醇 36 万吨，2013 年进口量达到 59 万吨，年均增长率为 6.2%。在出口方面，我国二乙二醇的出口量一直较少，2005-2013 年的出口量大多数情况下均小于 1 万吨/年。2005-2013 年，我国二乙二醇的自给率持续上升，但仍然较低，2013 年我国二乙二醇的自给率不到 35%。2005-2013 年我国二乙二醇供需状况见下表。

表 2.5-7 2005-2013 年我国二乙二醇供需状况（单位：万吨，%）

年份	产能	产量	进口量	出口量	表观消费量	自给率
2005	13.8	11.0	36.4	0.2	47.2	23.3
2010	33.6	22.7	50.3	1.2	71.8	31.6
2011	33.6	27.0	54.2	0.6	80.6	33.5
2012	33.6	27.5	59.7	1.0	86.2	31.9

年份	产能	产量	进口量	出口量	表观消费量	自给率
2013	40.5	30.5	59.0	0.2	89.3	34.2

2013年，我国乙二醇消费量约89万吨，其中约53%用于生产不饱和聚酯树脂，其余主要用于聚氨酯、聚酯、晶硅切削液等行业。

由于受到煤制乙二醇产能扩张的影响，未来国内石油乙烯法乙二醇生产面临较大的不确定性，进而会影响乙二醇的产出量；而从下游应用来看，未来乙二醇的消费仍将保持较为稳定的增长，为满足国内下游需求，预计未来进口乙二醇数量将持续、稳步增长。2013-2025年我国乙二醇供需平衡预测见下表。

表 2.5-8 2013-2025 年乙二醇全国供需平衡预测（单位：万吨/年，万吨，%）

项目	2013年	2015年	2020年	2025年	增长速度		
					13-15	15-20	20-25
生产能力	40.5	57.8	75.0	85.0	19.5	5.3	2.5
产量	30.5	51.0	60.0	68.0	29.3	3.3	2.5
需求量	89.3	103.0	132.0	162.0	7.4	5.1	4.2
供需平衡	-58.8	-52.0	-72.0	-94.0	-	-	-

2.5.1.5 醋酸乙烯

2015年我国醋酸乙烯合计产能达到261.0万吨/年，产量168.3万吨，开工率64%，产能总体过剩。我国醋酸乙烯供需状况见表2.5-9。

表 2.5-9 2005-2015 年我国醋酸乙烯供需状况

年份	产能	产量	进口量	出口量	表观消费量	自给率
						万吨，%
2005	108.8	102.7	15.2	0.13	117.77	87.2
2010	175.3	122.9	25.8	1.82	146.88	83.7
2011	203.3	155.6	25.2	2.1	178.7	87.1
2012	235.0	180.0	26.7	0.8	205.9	87.4
2013	258.3	190.0	29.6	0.34	219.21	86.7
2014	249.0	204.5	19.7	14.2	211.8	96.6
2015	261.0	168.3	18.3	12.3	179.0	94.0

注：1. 自给率=产量/表观需求量*100%。

2. 数据来源：中国化工信息中心，CEH。

尽管国内醋酸乙烯产能过剩，未来我国醋酸乙烯还将以供应国内市场为主。主要原因：一是占2017年国内有效产能80%的乙炔法醋酸乙烯装置基本位于中西部，用该法生产的醋酸乙烯在某些下游应用中受限；二是我国乙烯法醋酸乙烯成本竞争力不具备明显优势；三是国际市场醋酸乙烯需求总体变化不大。2013-2020年我国醋酸乙烯全国供需平衡预测见表2.5-10。

表 2.5-10 2013-2020 年醋酸乙烯全国供需平衡预测

万吨/年, 万吨

项目	2013 年	2015 年	2020 年
生产能力	258.3	261.0	308.0
产量	190	168.3	212.6
需求量	219.2	179.0	218.2
供需平衡	29.2	10.7	5.6

注: 供需平衡=产量-需求量。

2.5.1.6 EVA 树脂

2005-2015 年, 国内 EVA 树脂产量年均增速为 12.9%, 进口量年均增速为 8.5%, 表观消费量年均增速为 9.2%。2010-2015 年 EVA 树脂表观消费量年均增速为 12.3%。

2005-2015 年我国 EVA 树脂供需状况见表 2.5-11。

表 2.5-11 2005-2015 年我国 EVA 树脂供需状况

万吨/年, 万吨, %

年份	产能	产量	进口量	出口量	表观消费量	自给率
2005	24	10.0	39.4	0.8	48.6	20.6
2010	30	22.7	47.9	4.6	66.0	43.3
2011	50	26.4	50.1	4.9	71.6	45.2
2012	50	31.2	60.8	5.4	86.6	55.4
2013	50	29.3	52.7	5.2	76.8	47.5
2014	50	34.5	70	4.5	100	34.5
2015	60	33.7	89.2	5.2	117.7	28.6

注: 自给率=产量/表观需求量*100%。

2015 年, 我国 EVA 树脂的产能为 60 万吨/年; 产量为 33.7 万吨; 消费量为 117.7 万吨, 供需缺口为 84 万吨。

预计 2020 年, 我国 EVA 树脂产能扩大至 117.2 万吨/年。根据以往国内 EVA 树脂的开工情况, 在结合装置的投产率, 以及投产装置的开工率情况, 预计总体开工率在 67%, 产量约 78 万吨。预计当年需求量为 158.5 万吨, 我国 EVA 树脂的需求缺口小幅降低, 约为 80.5 万吨。2020 年国内 EVA 树脂自给率达到 49.2%。

2020-2025 年, 我国 EVA 树脂产能继续扩张, 2025 年产能约为 180 万吨/年。考虑到福建古雷石化 30 万吨/年新建项目和台塑宁波 12.8 万吨/年二期项目建成可能性较小, 结合其他装置的开工率, 预计 2025 年产量约为 110 万吨。预计当年需求约为 192.1 万吨, 需求缺口回升至 82.1 万吨。2025 年自给率为 57.3%, 较 2020 年提高 8.1 个百分点。

2015-2025 年 EVA 树脂全国供需平衡预测见表 2.5-12。

表 2.5-12 2015-2025 年 EVA 树脂全国供需平衡预测

万吨/年, 万吨, %

项目	2015年	2020E	2025E	增长速度	
				15-20	20-25
生产能力	60	117.2	180	14.3	9.0
产量	33.7	78	110	18.3	7.1
需求量	117.7	158.5	192.1	6.1	3.9
供需平衡	84	80.5	82.1	-0.8	0.4

2.5.1.7 丙烯

2015年,我国丙烯新增产能290万吨/年,总产能达2818.4万吨/年,同比增长11.5%,产量2269.6万吨,同比增长18.6%,进口量277.1万吨,同比减少9.1%,出口很少,可忽略,表观消费量2546.7万吨,同比增长14.8%。

丙烯不便于长距离运输,进口量相对较小,但丙烯下游衍生物却进口量较大,为了便于统计丙烯的实际消费需求,通常采用当量消费量来计算。2015年,我国丙烯当量消费量为3055万吨,同比增长8.5%;供应缺口785万吨,自给率74.3%。2005-2015年,我国丙烯供需状况如表2.5-13所示。

表 2.5-13 2005-2015 年我国丙烯供需状况

万吨, %

年份	产能	产量	进口量	出口量	表观消费量	当量消费量	自给率
2005	886.0	802.8	18.9	0.9	820.8	1346.0	59.6
2010	1490.0	1329.0	81.5	3.4	1407.1	2124.0	62.6
2011	1618.8	1467.9	106.0	1.0	1572.9	2197.7	66.8
2012	2005.0	1593.0	214.7	可忽略	1807.7	2283.8	69.8
2013	2269.9	1737.9	264.1	可忽略	2002.0	2446.1	71.0
2014	2527.7	1913.7	301.5	可忽略	2215.2	2787.0	68.6
2015	2818.4	2269.6	277.1	可忽略	2546.7	3055.0	74.3

注: 自给率=产量/当量消费量*100%

供应方面: 依据新建拟建项目数据, 给出2015-2025年的丙烯产能数据; 产量预测主要依据开工率的变化, 2015年, 国内丙烯装置开工率均维持在80.6%左右, 而随着大批量新建MTO项目、PDH项目相继投产, 国内供应大幅增加, 而下游需求增速不足, 可能出现整体开工率小幅下滑的情况, 预计整体装置开工水平有可能下降至75%左右; 随着国内经济逐步走出产能过剩的低谷期及MTO、PDH装置自身竞争力的增强, 丙烯装置开工率有望逐步走高。

2016-2020年, 已建、在建、拟建丙烯项目2028万吨/年(遗漏项目和关闭项目暂不考虑), 按80%可以按时投产, 新增产能约1622万吨/年, 2020-2025规划或意向项目1330万吨/年, 按50%建成, 将新增665万吨/年。当开工率为80%时, 国内

当量需求满足率有较大幅度提升（见表 2.5-14）。

表 2.5-14 2015-2025 年丙烯全国供需平衡预测

万吨/年，万吨，%

项目	实际		预测		增长速度		
	2010 年	2015 年	2020 年	2025 年	10-15	15-20	20-25
生产能力	1490	2818.4	4440.8	5105.8	13.6	9.5	2.8
产量	1328.8	2269.6	3553	4085	11.3	9.4	2.8
需求量	2168	3055	3872	4624	7.1	4.9	3.6
供需平衡	-839.2	-785	-319	-539			
当量满足率	61.3	74.3	91.8	88.3			

2.5.1.8 丙烯腈

中国丙烯腈生产始于 20 世纪 70 年代初，上海石化总厂和兰化公司分别引进日本旭化成公司 Sohio 和奥地利 OSW 技术设备，分别建成 5 万吨/年和 1 万吨/年装置，从此奠定了中国丙烯腈现代工业生产基础。20 世纪 80 年代以来我国丙烯腈工业发展较快，从国外引进多套装置，全部采用 BP 公司技术。

2005-2010 年之间，国内丙烯腈的产能、产量和表观消费量年均增速较快，随后增速下降。2015 年中国丙烯腈产能小幅增长，达到 203.7 万吨/年，增幅 6.8%；产量 161.1 万吨，同比增长 18.1%；进口量为 39.8 万吨，同比下降 23.2%；表观消费量为 200.9 万吨，同比增长 6.8%。

2015 年 4 月，上海赛科石化公司新建的 26 万吨/年丙烯腈装置顺利投产，使其超越吉林石化，成为国内最大丙烯腈生产企业。当年 12 月，江苏斯尔邦在连云港地区新建 26 万吨/年丙烯腈装置投产，使得我国丙烯腈生产能力进一步扩大，达到了 204 万吨/年。

我国除进口丙烯腈外，还大量进口其下游衍生物，如腈纶、ABS/SAN、丁腈橡胶等，2015 年下游衍生物净进口量折合丙烯腈当量消费量达 64 万吨，全年国内丙烯腈当量消费量达到 256 万吨，同比增长 7%。

表 2.5-15 2005-2015 年我国丙烯腈供需状况

万吨，%

年份	产能	产量	进口量	出口量	表观消费量	自给率
2005	99.4	75.8	31.6	3.2	104.2	72.7
2010	123.2	111.4	44.6	0	156.0	71.4
2011	125.7	110	54.2	0	164.2	67.0
2012	125.7	114.9	55.5	0	170.4	67.4
2013	141.9	110	54.8	0	164.8	66.7

年份	产能	产量	进口量	出口量	表观消费量	自给率
2014	151.7	136.4	51.8	0	188.2	72.5
2015	203.7	161.1	39.8	0	200.9	80.2

注：自给率=产量/表观需求量×100%。

根据丙烯腈装置的建设情况，预计 2020 年国内丙烯腈产能将达到 300 万吨/年左右，2050 年有望达到 380 万吨/年以上。如果考虑来自国内外的市场竞争压力，装置开工率降低，估计 2020 年国内丙烯腈产量约 215 万吨，2020 的产量将达到 250 万吨左右。

根据未来几年国内丙烯腈的需求情况，预计 2020 年国内丙烯腈的表观需求量约为 230 万吨，2025 年达到 250 万吨。

随着新建装置的陆续投产，国内丙烯腈的供应将快速增长，供应缺口呈现缩小态势，未来国内丙烯腈的净进口量将进一步缩小，预计 2025 年净进口量为零。

表 2.5-16 2015-2025 年丙烯腈全国供需平衡预测

万吨/年，万吨，%

项目	2015 年	2020 年	2025 年	增长速度	
				15-20	20-25
生产能力	203.7	300	380	8.1	4.8
产量	161.1	215	250	5.9	3.1
需求量	200.9	230	250	2.7	1.7
供需平衡	-39.8	-15	0		

2.5.1.9 丙烯酸丁酯

2015 年我国丙烯酸丁酯产量达 126.2 万吨，进口量降至 1.4 万吨，出口量增至 5.6 万吨，表观消费量达 122 万吨，自给率已达 103%，但近年国内供需增长乏力。

2005-2015 年我国丙烯酸丁酯供需状况见表 2.5-17。

表 2.5-17 2005-2015 年我国丙烯酸丁酯供需状况

万吨，%

年份	产能	产量	进口量	出口量	表观消费量	自给率
2005	32	30.0	11.0	1.8	39.2	77
2010	84	75.1	2.9	4.9	73.1	103
2011	92	89.4	4.1	3.9	89.6	100
2012	113	99.0	3.7	3.1	99.6	99
2013	124	104.8	2.6	4.1	103.3	101
2014	183.5	124.7	3.6	4.9	123.4	101
2015	231.5	126.2	1.4	5.6	122.0	103

2020 年，我国丙烯酸丁酯的产能将达到 275.5 万吨/年，2015-2020 年产能年均增长率约为 3.5%。根据已经公布的新增项目情况，2025 年产能不变。

2020年，我国丙烯酸丁酯产量将达到170万吨，2015-2020年产量年均增长率约为6.1%，预计2025年达190万吨，2020-2025年产量年均增长率约2.2%。

2020年，我国丙烯酸丁酯需求量达169万吨，2015-2020年需求量年均增长率约6.7%，预计2025年达189万吨，2015-2020年产量年均增长率约2.3%。

2015-2025年我国丙烯酸丁酯供需平衡预测见表2.5-18。

2013-2015年我国丙烯酸丁酯产量增速要明显小于产能。未来我国丙烯酸丁酯的供应完全能满足需求，并有少量出口。

表 2.5-18 2015-2025 年丙烯酸丁酯全国供需平衡预测

万吨/年，万吨，%

项目	2015年	2020年	2025年	增长速度	
				15-20	20-25
生产能力	231.5	275.5	275.5	3.5	0
产量	126.2	170	190	6.1	2.2
需求量	122	169	189	6.7	2.3
供需平衡	4.2	1	1	-25	0

2.5.1.10 MMA

2015年中国MMA产能达到76.5万吨/年，产量为37.7万吨；到2016年中国MMA产能达到81.5万吨/年，产量为39万吨。

我国MMA的主要生产厂家以采用ACH法为主，除此之外，还有数量众多的裂解法生产MMA的厂家，将PMMA制品回收料、PMMA生产加工过程中产生的边角料、机头料重新裂解生产，裂解原料主要来自进口，这些厂家主要分布在江苏、浙江和广东等地，以私营或乡镇企业为主，总生产能力约为15万吨/年，因为原料来自于MMA合成的PMMA，为防止重复统计，本文未将其计入MMA产能和产量。

表 2.5-19 2005-2016 年我国 MMA 供需状况

万吨，%

年份	产能	产量	进口量	出口量	表观消费量	自给率
2005	21	15.8	7.1	2.4	20.5	75.2
2010	52.5	37	9.3	5.6	40.7	70.5
2011	52.5	38.4	13.3	6.6	45.1	73.1
2012	57.5	34.5	22.7	4.5	52.7	60.0
2013	62.5	34.7	23.3	4.7	53.3	55.5
2014	71.5	35.3	26.1	3.1	58.3	60.5
2015	76.5	37.7	20.0	2.9	54.8	68.8
2016	81.5	39.0	15.0	2.9	51.1	76.3

预计2020年产能将达到110万吨/年，年产量将达52万吨。预计到2025年，MMA的产能将增长至130万吨/年左右。中国MMA的进口依存度将下降。

表 2.15-20 2013-2025 年 MMA 全国供需平衡预测

万吨/年, 万吨, %

项目	2013 年	2015 年	2020 年	2025 年	增长速度	
					15-20	20-25
生产能力	62.5	76.5	110	130	7.5	3.4
产量	34.7	37.7	52	71	6.6	6.4
需求量	53.3	54.8	67.3	82.2	4.2	4.1
供需平衡	-18.6	-17.1	-15.3	-11.2	-	-

2.5.1.11 丁二烯

近年来, 国内丁二烯产能基本稳定, 但产量稳步增加, 装置开工情况略有好转。截至 2015 年底, 中国丁二烯产能达到 373.2 万吨/年, 同比减少 2%。国内丁二烯产量稳步提高, 2010-2015 年期间丁二烯产量年均增长达 4.2%。2015 年, 国内丁二烯产量 244 万吨, 同比增长 1.9%。

2015 年国内丁二烯进口大幅增加, 出口明显减少。进口量为 27.8 万吨, 同比增长 37.0%; 出口 0.3 万吨, 同比下降 75.5%。这种情况的出现, 主要受国内丁二烯供求关系及价格的影响。2015 年虽然国内经济增长放缓, 但汽车行业发展情况良好, 汽车保有量快速增加, 使得替换胎需求持续增长, 对合成橡胶需求形成有力支撑。丁二烯需求继续增长, 而国内产量不能满足需求, 所以导致丁二烯大量进口。此外, 丁二烯市场价格的降低, 使高成本丁二烯生产企业停产, 从另一方面促进了丁二烯进口量的增加和出口量的减少。

2015 年国内丁二烯消费仍保持了增长趋势, 且增幅明显。2015 年国内丁二烯表观消费量为 271.5 万吨, 同比增长 5.0%。2010-2015 年期间, 国内丁二烯表观消费年均增长为 5.3%。

2015 年, 由于国内丁二烯产量增幅较小而进口大幅增加, 丁二烯国内自给率有所下降。2015 年国内丁二烯自给率为 89.9%, 比 2014 年减少 2.7 个百分点。

2015 年, 在国内外产品价格短暂性差异、生产企业的经营策略及经营方式影响下, 我国仍进口了大量丁二烯。造成这种局面的更深层原因, 则是国内丁二烯生产受资源限制, 各生产企业及不同生产装置间的生产负荷差异较大, 产能利用不够充分及市场竞争力较弱, 生产的丁二烯仍不能完全满足国内需求。

表 2.5-21 2005-2015 年我国丁二烯供需状况

万吨/年, 万吨, %

年份	产能	产量	进口量	出口量	表观消费量	自给率
2005	127.6	104.0	14.7	1.2	117.5	88.5

2010	253.0	198.6	21.6	10.2	210.0	94.6
2011	246.6	233.1	18.3	7.5	243.9	95.6
2012	302.7	217.7	34.5	3.9	248.3	87.7
2013	368.7	220.8	37.1	0.8	257.1	85.9
2014	380.7	239.4	20.3	1.2	258.5	92.6
2015	373.2	244.0	27.8	0.3	271.5	89.9

注：自给率=产量/表观需求量×100%。

预计到2020年我国丁二烯产能将达到466万吨/年，装置开工率约72.3%；2025年产能将达到535万吨/年，装置开工率约70.3%。

预计今后几年，随着国内汽车行业的稳定发展和国内汽车保有量的增加，国内轮胎需求将持续增长，而国内基础设施建设对合成橡胶的需求也会保持增长，尽管国内轮胎出口受国际贸易保护影响有可能有所减少，但总体上国内合成橡胶需求将继续增长。因此，国内丁二烯供需仍将保持一定增长。

预计到2020年国内丁二烯产量将达到337万吨，而表观需求为350万吨，丁二烯供需缺口约13万吨，而丁二烯当量消费增长到435万吨左右。到2025年国内丁二烯产量约376万吨，表观需求达382万吨，基本实现丁二烯供需平衡。

表 2.5-22 2015-2025 年丁二烯全国供需平衡预测

万吨/年，万吨，%

项目	2015年	2020年	2025年	增长速度	
				15-20	20-25
生产能力	373.2	466	535	4.5	2.8
产量	244.0	337	376	6.7	2.2
需求量	271.5	350	382	5.2	1.8
供需平衡	-27.5	-13	-6		

2.5.1.12 苯乙烯

2005年以来中国苯乙烯供不应求，产能、产量呈逐年增长趋势。2005-2010年苯乙烯产量由147万吨增长至380万吨，年均增长20.9%；进口量年均增长5.6%；表观消费量由427万吨增长至748万吨，年均增长11.9%。2010-2015年苯乙烯产量增长至530万吨左右，年均增长6.9%；进口量稳定在330万-370万吨之间；表观消费量增长至904万吨，年均增长3.9%。2005-2015年，中国苯乙烯自给率总体呈上升趋势，由34.4%提高到58.6%。详见表2.5-23。

表 2.5-23 2005-2015 年我国苯乙烯供需状况

万吨，%

年份	产能	产量	进口量	出口量	表观消费量	自给率
2005	172	147	281.2	1.2	427	34.4
2010	564.4	380	368.7	1.1	747.6	50.8

2011	609.6	440	360.8	7.1	793.7	55.4
2012	670.6	470	333.7	3.4	800.3	58.7
2013	706.3	500	367.5	5.3	862.2	58.0
2014	712.3	522	373.1	3.0	892.1	58.5
2015	756.3	530	374.4	0.5	903.9	58.6

注：自给率=产量/表观需求量×100%。

未来中国苯乙烯仍将存在较大的供需缺口，但进口依存度将有所下降。预计到2020年，中国苯乙烯净进口量约285万吨，进口依存度约26.8%；2025年净进口量约315万吨，进口依存度约25.5%。2015年中国苯乙烯供需平衡状况及2020年、2025年预测见表2.5-24。

表 2.5-24 2015-2025 年苯乙烯全国供需平衡预测

万吨/年，万吨，%

项目	2015年	2020年	2025年	增长速度	
				15-20	20-25
生产能力	756.3	1100	1200	7.8	1.7
产量	530	780	920	8.0	2.8
需求量	903.9	1065	1235	3.3	3.0
供需平衡	-373.9	-285	-315	—	—

2.5.13 高吸水性树脂（SAP）

从2005年起，一批外资企业在我国投产SAP，使得我国SAP的生产发展速度异常迅猛。到2015年，国内已有20多家企业生产高吸水性树脂，产能达到117万吨/年，产量约45万吨。

2005-2015年我国SAP供需状况见表2.5-25。

表 2.5-25 2005-2015 年我国 SAP 供需状况

万吨，%

年份	产能	产量	进口量	出口量	表观消费量	自给率
2005	8.2	2.9	1.7	0.3	4.3	67.4
2010	25.7	16.3	3.2	3.4	16.1	101.2
2011	44.4	24.8	4	3	25.8	96.1
2012	48.2	28	7.3	7	28.3	98.9
2013	66.5	38.6	6	12.5	32.1	120.2
2014	87	42	6	12	36	116.7
2015	117	45	7	11	41	109.8

未来我国SAP的产能、产量、需求量都将保持持续增长，2015年前后是新建项目高峰期。由于2020年之后的项目暂没有大量公布，预计国内生产主要用于满足国内需求，并有一定量的出口，总体供需平衡。

2015-2025年我国SAP供需平衡预测见表2.5-26。

表 2.5-26 2015-2025 年 SAP 全国供需平衡预测

万吨/年, 万吨, %

项目	2015 年	2020 年	2025 年	增长速度	
				15-20	20-25
生产能力	117	139	143	3.5	0.6
产量	45	61	76	6.3	4.5
需求量	41	56	70	6.4	4.6
供需平衡	-4	-5	-6	4.6	3.7

2.5.2 目标市场分析

根据市场调研数据，主要化工产品的目标市场定位见下表：

表 2.5-27 主要化工产品目标市场分析

产品品种	目标市场定位
乙烯	优先满足连云港石化产业基地的需求，其次是华东地区市场
环氧乙烷	华东地区市场，重点关注周边聚羧酸减水剂单体生产企业
乙二醇	盛虹集团自用
二乙二醇	华东地区市场，重点关注周边不饱和聚酯生产企业
醋酸乙烯	优先满足连云港石化产业基地，其次是华东和中南地区市场，还可以考虑出口
EVA	华东和中南地区市场（主要为广东省）
丙烯	优先满足连云港石化产业基地的需求，其次是华东地区市场
丙烯腈	优先供应连云港石化产业基地，其次是华东地区市场，还可以考虑出口
丙烯酸丁酯	华东和中南地区市场，并向缺口较大的中南地区倾斜
MMA	华东地区市场，特别是江苏、浙江和上海的下游客户，还可以考虑出口
丁二烯	优先供应连云港石化产业基地，其次是华东地区市场，还可以考虑出口
苯乙烯	优先供应连云港石化产业基地，其次是江苏和浙江等华东地区市场，远期向华北和中南地区渗透
SAP	华东和中南地区市场

3 建设规模及总工艺流程

3.1 原油性质、产品质量目标及建设规模

3.1.1 原油及性质

本项目原油加工量为 1600 万吨/年，加工原油为沙特轻质油和沙特重质油的混合油，混合原油按沙轻：沙重=5：5，硫含量为 2.51(w)%，API 为 30.45，酸值 0.14mgKOH/g。其一般性质见表 3.1-1 和 3.1-2。

表 3.1-1 沙轻原油一般性质表

API 度		33.4	金属 分析	Fe	ppm	0.9
密度 20℃		g/ml 0.8544		Ni		3
运动粘度 50℃		mm ² /s		Cu		
硫含量		W% 1.94		V		10.2
氮含量		ppm 1000		Ca		0.3
凝固点		℃ -31		Mg		
元素 分析	C	W%		Pb		
	H	W%		Na		0.4
酸值		mgKOH/g 0.05		残炭		W% 4.32
水分		W% 0.05	灰份		W%	
蜡含量		W% 3.8	盐含量		mgNaCl/L 1.7	
胶质		W% 6.1	特性因数 K		11.9	
沥青质		W% 1.1	原油类别		中间基	

表 3.1-2 沙重原油一般性质表

API 度		27.5	金属 分析	Fe	ppm	1.8
密度 20℃		g/ml 0.8862		Ni		17.7
运动粘度 50℃		mm ² /s		Cu		
硫含量		W% 3.08		V		55
氮含量		ppm 1300		Ca		0.6
凝固点		℃ -50		Mg		
元素 分析	C	W%		Pb		
	H	W%		Na		1.1
酸值		mgKOH/g 0.24		残炭		W% 8
水分		W% 0	灰份		W%	
蜡含量		W% 3	盐含量		mgNaCl/L 13	
胶质		W% 10.5	特性因数 K		11.9	
沥青质		W% 3.7	原油类别		中间基	

3.1.2 本工程预期主要产品质量目标

本项目实施后,汽、柴油产品满足国VI质量标准要求;煤油要满足 GB 6537-2006 质量标准要求;液化石油气要达到 GB 11174-2011 质量标准要求;工业硫磺要达到 GB/T 2449-2014 质量标准要求;苯要达到 GB/T3405-2011 质量标准要求。

主要炼油和芳烃产品执行的主要质量标准见表 3.1-3~3.1-9。

主要化工产品执行的主要质量标准见表 3.1-10~3.1-21。

表 3.1-3 汽油主要质量标准

项 目	GB17930-2016
RON \leq	89 92 95
抗爆指数 \leq	84 87 90
铅含量 g/L \geq	0.005
硫 ppm \geq	10
苯 v% \geq	0.8
烯烃 v% \geq	15
芳烃 v% \geq	35
馏程 10%蒸发温度 $^{\circ}\text{C}$ \geq	70
50%蒸发温度 $^{\circ}\text{C}$ \geq	110
90%蒸发温度 $^{\circ}\text{C}$ \geq	190
终馏点 $^{\circ}\text{C}$ \geq	205
氧 wt% \geq	2.7
密度 (20 $^{\circ}\text{C}$), kg/m ³	720~775
蒸汽压 KPa	冬季 45~85 夏季 40~65
锰, g/L	0.002

表3.1-4 车用柴油主要质量标准

项 目	GB19147-2016
十六烷值, \leq -	51 (-10、0、5) /49 (-20) /47 (-35、-50)
十六烷指数 \leq	46 (5、0、-10、-20) 43 (-35、-50)
密度@ (kg/m ³)	820~850 (-10、0、5) 800~840 (-50、-35、-20)
硫含量, wt %	0.0010
T95, ($^{\circ}\text{C}$) \geq	365
多环芳烃含量, wt % \geq	7
馏程 50%回收温度 不高于 $^{\circ}\text{C}$	300
90%回收温度 不高于 $^{\circ}\text{C}$	355
95%回收温度 不高于 $^{\circ}\text{C}$	365

表 3.1-5 煤油主要质量标准

项目	GB 6537-2006
总酸值, mgKOH/g \rightarrow	0.015
芳烃含量, v% \rightarrow	20.0
烯烃含量, v% \rightarrow	5.0
总硫含量, w% \rightarrow	0.20
硫醇性硫, w% \rightarrow	0.002
闪点, °C \leftarrow	38
密度, g/cm ³ (20°C)	775~830
冰点, °C \rightarrow	-47
粘度, mm ² /s	
20°C \leftarrow	1.25
-20°C \rightarrow	8.0
烟点, mm \leftarrow	25

表 3.1-6 液化石油气主要质量标准 (GB 11174-2011)

项目	质量指标			试验方法
	商品丙烷	商品丙丁烷混合物	商品丁烷	
密度 (15°C) / (kg/m ³)	报告			SH/T0221 ^a
蒸气压(37.8°C), kPa \rightarrow	1430	1380	485	GB/T12576
组分 ^b				SH/T0230
C ₃ 烃类组分 (体积分数) /% \leftarrow	95	—	—	
C ₄ 及 C ₄ 以上烃类组分 (体积分数) /% \rightarrow	2.5	—	—	
(C ₃ +C ₄) 烃类组分 (体积分数) /% \leftarrow	—	95	95	
C ₅ 及 C ₅ 以上烃类组分 (体积分数) /% \rightarrow	—	3.0	2.0	
残留物				SY/T7590
蒸发残留物/ (mL/100mL) 不大于	0.05			
油渍观察	通过			
铜片腐蚀 (40°C,1h) /级 \rightarrow	1			SH/T0232
总硫含量/ (mg/ m ³) \rightarrow	343			SH/T0222
硫化氢 (需满足下列要求之一):				
乙酸铅法	无			SH/T0125
层析法/ (mg/ m ³) \rightarrow	10			SH/T0231
游离水	无			目测 ^d
a 密度也可用 GB/T12576 方法计算, 有争议时以 SH/T0221 为仲裁方法。				
b 液化石油气中不允许认为加入除加臭剂以外的非烃类化合物。				

项目	质量指标			试验方法
	商品丙烷	商品丙丁烷混合物	商品丁烷	
c 按 SY/T7509 方法所述, 每次以 0.1ml 的增量将 0.3ml 溶剂-残留物混合液滴到滤纸上, 2min 后在日光下观察, 无持久不退的油环为通过。				
d 有争议时, 采用 SH/T0221 的仪器及试验条件目测是否存在游离水。				

表 3.1-7 工业硫磺(第 1 部分: 固体产品) 国家主要质量标准 GB/T 2449.1-2014

项 目	质量指标		
	优等品	一等品	合格品
硫含量, %(m) \leq	99.95	99.5	99
酸度, (以 H ₂ SO ₄ 计), % \leq	0.003	0.005	0.02
有机物, %(m) \leq	0.03	0.3	0.8
灰分, %(m) \leq	0.03	0.1	0.2
砷, %(m) \leq	0.0001	0.01	0.05
铁, %(w) \leq	0.003	0.005	-
水分, %(w) \leq	2.0	2.0	2.0
筛余物(粒度大于 150 μ m), % (m) \leq	0	0	3
筛余物(粒度为 75 μ m ~ 150 μ m), % (m) \leq	0.5	1	4

表 3.1-8 苯产品主要质量指标 GB/T 3405-2011

项目	质量指标		试验方法
	石油苯-535	石油苯-545	
外观	透明液体，无不溶于水及机械杂质		目测 ^a
颜色（铂-钴色号）不深于	20	20.00	GB/T 3143、ASTM D 1209 ^b
纯度（质量分数）/%不小于	99.80	99.90	ASTM D 4492
甲苯（质量分数）/%不大于	0.10	0.05	ASTM D 4492
非芳烃（质量分数）/%不大于	0.15	0.10	ASTM D 4492
噻吩/（mg/kg）不大于	报告	0.60	ASTM D 1685、ASTM D 4735 ^c
酸洗比色	酸层颜色不深于 1000ml 稀酸中含 0.20g 重铬酸钾的标准溶液	酸层颜色不深于 1000ml 稀酸中含 0.10g 重铬酸钾的标准溶液	GB/T 2012
总硫含量/（mg/kg）不大于	2	1	SH/T 0253 ^d 、SH/T 0689
溴指数/（mg/100g）不大于	—	20	SH/T 0630、SH/T 1551 ^e 、SH/T 1767
结晶点（干基）/℃ 不低于	5.35	5.45	GB/T 3145
1,4 二氧己烷（质量分数）/%	由供需双方商定		ASTM D4492
氮含量/（mg/kg）	由供需双方商定		SH/T 0657、ASTM D6090
水含量/（mg/kg）	由供需双方商定		SH/T 0246、ASTM E1064
密度（20℃）/（kg/m ³ ）	报告		GB/T 2013、SH/T 0604
中性试验	中性		GB/T 1816
a 将试样注入 100ml 玻璃量筒中，在（20±3）℃下观察，应是透明、无不溶水及机械杂质。对机械杂质有争议时，用 GB/T511 方法进行测定，结果应无。			
b 在有异议时，ASTM D 1209 为仲裁法。			
c 在有异议时，ASTM D 4735 为仲裁法。			
d 在有异议时，SH/T 0253 为仲裁法。			
e 在有异议时，SH/T 1551 为仲裁法。			

表 3.1-9 石油对二甲苯产品主要质量指标

序号	项目	单位	指标	标准或方法
1	纯度	wt%	≥ 99.8	
2	结晶点	°C	≥ 13.05	ASTMD-1493
3	馏程(760mmHg 下含 138.3°C)	°C	≤ 2.0	ASTMD-850
4	C9+重组分	wt%	≤ 0.2	
5	其它每种 C8 芳烃同分异构体	wt%	≤ 0.2	
6	非芳烃	wt%	≤ 0.1	
7	溴指数	mgBr/100g	≤ 20	ASTMD-1492
8	H ₂ S 和 SO ₂ 含量		无	ASTMD-853
9	Pt-Co 色度		≤ 10	ASTMD-1209
10	总氯	wt ppm	≤ 1	
11	酸洗色度		≤ 2	ASTMD-848
12	APHA 色度		≤ 10	ASTM D1209
13	博士实验		通过	
14	外观(30°C时)		透明, 无沉淀	

表 3.1-10 环氧乙烷主要质量指标

序号	项目	单位	规格
1	色度		无色/透明
2	环氧乙烷	wt.%	99.99 min
3	CO ₂	mg/kg	10 max
4	水	mg/kg	50 max
5	醛 (以乙醛计)	mg/kg	10 max
6	酸 (以乙酸计)	mg/kg	20 max
7	非挥发分	mg/kg	10 max

表 3.1-11 乙二醇规格

序号	项目	单位	规格
1	外观	-	无色/透明
2	MEG	wt.%	99.9 min
3	DEG+TEG	wt.%	0.04 max
4	水	wt.%	0.04 max
5	醛 (以甲醛计)	mg/kg	8 max
6	酸 (以乙酸计)	mg/kg	10 max
7	铁	mg/kg	0.1 max
8	无机氯	mg/kg	0.1 max
9	灰	mg/kg	10 max

序号	项目	单位	规格
10	比重 (20/20°C)		1.1151
11	紫外透过率	波长 220mm	90% min
		波长 275mm	95% min
		波长 350mm	99% min
12	馏程	IBP	196°C min
		5 vol%	197°C min
		95 vol%	198°C max

表 3.1-12 釜式法 EVA 牌号表

产品牌号	数量 万吨/年	VA 含量 (wt%)	密度 (kg/m ³)	MFR g/10min (2.16kg/1900k)	产品用途
UESP 3330	3	33	950	43	光伏薄膜
EY 902	0.5	40	955	55	热熔添加剂
UESP 654	0.5	35	950	43	热熔添加剂、注塑剂
UE 639	0.5	28	950	150	热熔添加剂
UE 612	0.5	18	940	150	热熔添加剂
UE 652	1	30	950	19	挤压薄膜
UE 660	0.5	30	950	15	挤压薄膜
UE 631	2.5	19	940	2.5	泡沫 (鞋底)
UE 630	1	17	940	1.8	温室薄膜, 电线和光线
总量	10				

表 3.1-13 管式法 EVA 牌号表

产品牌号	VA 含量 (wt%)	数量 万吨/年	MFR (g/min) 190/2.16	应用
V 31 F	5	1	0.8	食品保鲜膜、透明膜
V 41 F	14	1	0.8	温室薄膜
V 41 J	14	1	3	注塑、胶卷
V 46 H	18	2	1.8	泡沫 (鞋底)
V 51 J	19	2	3	泡沫 (鞋底)
V 53 J	22	1	3	泡沫
V 60 M	28	1	7	挤出物
V 62 T	30	1	36	胶囊密封材料

产品牌号	VA 含量 (wt%)	数量 万吨/年	MFR (g/min) 190/2.16	应用
	密度 (Kg/m3)	小计 10		
18 D	920	1	0.3	包装箱、伸缩罩、衬垫
18 H	920	1	1.6	薄膜, 包装料
24 D	923	1.5	0.3	包装箱、伸缩罩、衬垫
24 F	923	1	0.8	购物袋、卫生袋、表面保护膜、收缩膜
24H	923	2	2	一般用途膜、收缩膜、透明膜
24 K	923	2	4	透明膜
24 T	923	0.5	36	I 注塑
30 F	927	0.5	0.9	收缩膜
30 H	927	0.5	2.0	收缩膜
		小计 10		
		合计 20		

表 3.1-14 丁二烯标准

序号	组分	单位	数值	备注
1	1,3-丁二烯	wt%	≥99.6	
2	总炔	μg/g	≤50	
3	乙烯基乙炔	μg/g	≤10	
4	乙腈	μg/g	≤10	
5	1,2-丁二烯	μg/g	≤10	
6	阻聚剂 (T.B.C)	μg/g	60~80	
7	物性	无色透明液体		

表 3.1-15 MMA 规格表

名称	数值
水份	< 100 ppm
酸度	< 25 ppm
MMA 含量	≥ 99.9 wt%
甲醇	< 2 ppm

名称	数值
丙酮	< 1 ppm
甲基丙烯腈	< 4 ppm
丙烯酸甲酯	< 1 ppm
异丁酸甲酯	< 100 ppm
甲基丙烯酸乙酯	< 1 ppm
色度	< 5 APHA
抑制剂: Topanol A	< 7 ppm

表 3.1-16 丙烯酸（优等品 AA）规格（GB/T17529.1-2008）

项目	单位	设计数值	分析方法
色度	Hazen	≤15	GB/T17529.1
纯度	%(wt)	≥99.2	GB/T17529.1
水份	%(wt)	≤0.10	GB/T17529.1
阻聚剂	μg/g	200±20	GB/T17529.1
总醛	%(wt)	-----	GB/T17529.1

表 3.1-17 冰晶级丙烯酸（GAA）规格

项目	单位	数值	分析方法
纯度	%(wt)	≥ 99.95	GB/T17529.1
二聚物	μg/g	≤ 100	GB/T17529.1
马来酸/酐	μg/g	≤ 5	GB/T17529.1
色度	APHA	≤5	GB/T17529.1
水份	μg/g	≤ 200	GB/T17529.1
醋酸	μg/g	≤ 100	GB/T17529.1
阻聚剂	μg/g	200±20	GB/T17529.1
丙酸	μg/g	≤ 100	GB/T17529.1
丙烯醛	μg/g	≤ 1	GB/T17529.1

表 3.1-18 丙烯酸丁酯（BA）规格（GB/T17529.4-1998）

项目	单位	设计数值	分析方法
颜色	APHA	不大于	10
纯度	%	(wt)	≥99.50
水份	%	(wt)	≤0.05
游离酸（丙烯酸）	%	(wt)	≤0.01
聚剂（MEHQ）	μg/g	≤100±10	GB/T17529.4

表 3.1-19 醋酸乙烯规格表

组份	数值	单位
乙醛	<100	ppm wt
酸	< 50	ppm wt
色度	< 5	
水	< 300	ppm wt
对苯二酚	3 – 5	ppm wt
馏程	72.3 – 72.9	°C
SG @20C	0.9335 – 0.9345	
醋酸乙烯单体	> 99.9	% wt
乙酸乙酯	< 300 *	ppm wt

* 如果需要，允许放大。

表 3.1-20 苯乙烯规格表

序号	组分	单位	数值	备注
1	苯乙烯纯度	wt. % min	99.80	
2	乙苯	wt. ppm max	500	
3	甲基苯乙烯	wt. ppm max	500	
4	聚合物	wt. ppm max	10	
5	色度	APHA max	10	
6	醛类（以苯甲醛计）	wt. % max	0.01	
7	抑制剂（TBC）	wt. ppm	14 - 18	
8	过氧化物（以过氧化氢计）	wt. ppm max	50	
9	总硫	wt. ppm max	5	
10	氯化物（以 Cl 计）	wt. % max	0.005	
11	密度	g/cm3	0.909-0.911	

3.1-21 SAP 产品种类表

产品种类一			
项目	单位	指标	备注
平均粒度	µm	400-450	
粒度分布	µm	300-850	
离心保水量	g/g	32-34	
在 60g/cm ² 时加压吸收性能	g/g	15-16.5	
堆积密度	kg/l	0.65	
pH 值		6.5-7.5	
湿度	%	6-7	
产品种类二			
项目	单位	指标	备注

平均粒度	μm	400-450	
粒度分布	μm	300-850	
离心保水量	g/g	31-32	
在 60g/cm ² 时加压吸收性能	g/g	>21	
堆积密度	kg/L	0.65	
pH 值		6.5-7.5	
湿度	%	6-7	
产品种类三			
项目	单位	指标	备注
平均粒度	μm	400-450	
粒度分布	μm	300-850	
离心保水量	g/g	39-40	
在 20g/cm ² 时加压吸收性能	g/g	>25	
堆积密度	kg/L	0.65	
PH 值		6.5-7.5	
湿度	%	6-7	
产品种类四			
项目	单位	指标	备注
平均粒度	μm	400-450	
粒度分布	μm	300-850	
离心保水量	g/g	37-41	
在 40g/cm ² 时加压吸收性能	g/g	14—18	
堆积密度	kg/L	0.65	
pH 值		6.5-7.5	
湿度	%	6-7	

3.1.3 建设规模

本项目原油加工规模为 1600 万吨/年，对二甲苯生产规模为 280 万吨/年，乙烯裂解装置规模为 110 万吨/年。

3.2 总工艺流程

3.2.1 总工艺流程编制原则

本项目制定工艺总流程的原则如下：

- 1) 项目原油综合加工能力按 1600 万吨/年，并配套 280 万吨/年对二甲苯和 110 万吨/年乙烯生产能力。
- 2) 全厂汽柴油按满足国VI质量标准要求。
- 3) 按照“分子炼油”理念，炼化一体统一优化，实现尽可能多产烯烃和对二甲苯的目的。
- 4) 乙烯原料主要为炼厂副产的富乙烷气体、丙烷、饱和 C4、加氢裂化轻石脑油

等轻组分，乙烯原料尽可能轻质化。

5) 延伸乙烯和丙烯加工链，生产环氧乙烷、EVA、苯乙烯、丙烯腈、丙烯酸丁酯、甲基丙烯酸甲酯、高吸水性树脂等化工产品。

6) 采用全加氢工艺，以及氢气、合成气清洁煤化工技术，满足日益严格的环保要求。

7) 按国家发改委意见尽可能多产化工产品，少产成品油，对总流程进行优化。

3.2.2 可研优化调整说明

根据 2015 年 7 月在江苏省南京市召开的项目可研报告的评审专家意见的要求，对总加工流程作了以下优化调整后，编制了本版可研报告。

1) 优化沸腾床加氢装置与焦化装置的规模组合，沸腾床加氢裂化装置规模由 480 万吨/年降低到 330 万吨/年，焦化装置规模由 120 万吨/年增加到 200 万吨/年；

2) 本项目对供热、供氢的总流程方案进行过详细比选，考虑了 IGCC 方案、煤气化制燃料气配套燃气锅炉方案以及煤气化制氢配套燃煤锅炉方案，考虑与园区规划的一致性，本项目采用 IGCC 方案。IGCC 装置作为一体化项目的公用工程装置，外供产品包括氢气、燃料气、氧气、氮气、各规格蒸汽，并生产部分电力。

3) 全厂汽柴油按满足国 VI 质量标准要求，并考虑未来汽柴油的市场容量，进一步降低柴汽比；

4) 取消异构化装置，在加氢裂化装置内增加轻石脑油分离设施，分离出异戊烷作为汽油调合组分。

5) 取消化工部分 MTBE 和 OCU 装置，将丁二烯抽余液送炼油部分，与轻烃回收和焦化液化气一起作为烷基化装置原料，新建烷基化装置，补充汽油池中的 C8 馏分，调合的汽油产品可满足国 VI 质量标准和欧洲质量标准的的要求。

2017 年 4 月，根据国家发改委的意见，要求将汽、煤、柴等成品油的产量占原油加工量的比例进一步降低至 40% 以下，以适应项目建成后市场的需求。由于该项目的节能评估报告已通过审查，环评报告也已完成待批，因此总流程的加工路线、装置规模不宜做较大的修改。在此前提下，以减少项目成品油数量为目标，对全厂总加工流程进行了调整优化，增加了异戊烷发泡剂、分子筛料、溶剂油料及白油料等化工产品，修改后的总流程产出的汽、煤、柴油的数量由原来的 767.46 万吨/年减少到 590 万吨/年，占原油加工量的比例由原来的 47.97% 降低到 36.88%

2017 年 5 月，根据业主单位取消项目中合成氨和甲醇装置建设的要求，修改调

整了总加工流程。

3.2.3 工艺装置组成及公称规模

表 3.2-6 工艺装置组成

序号	装置名称	公称规模, 万吨/年	设计单位	备注
1	炼油部分		LPEC	
1.1	常减压蒸馏	1600		含 1600 万吨/年常减压蒸馏、轻烃回收和产品精制
1.2	煤油加氢	180		
1.3	焦化	200		
1.4	重油加氢裂化	900		
1.4.1	沸腾床渣油加氢裂化	330		
1.4.2	1#加氢裂化	350		
1.4.3	2#加氢裂化	360		
1.5	润滑油异构脱蜡	70		
1.6	汽柴油加氢	300		
1.7	芳烃联合装置	280		含 400 万吨/年石脑油加氢、石脑油分离、640 万吨/年连续重整、150 万吨/年芳烃抽提和 280 万吨/年对二甲苯 (PX)
1.8	烷基化	30		
1.9	PSA	2*17+10 (万标立/时)		含 2 套原料为重整氢的 17 万标立/时 PSA, 及一套以低分气原料等为原料的 10 万标立/时 PSA
1.10	硫磺回收	15*4		含酸性水汽提和溶剂再生
2	化工装置		HQC	
2.1	乙烯裂解装置	110		
2.2	裂解汽油加氢	42		
2.3	芳烃抽提	29		
2.4	丁二烯抽提	15		
2.5	EVA	30		
2.6	醋酸乙烯	30		
2.7	EO/EG	60		
2.8	苯乙烯	60		
2.9	丙烯腈	26		
2.10	甲基丙烯酸酯甲酯	9		含 SAR

序号	装置名称	公称规模, 万吨/年	设计单位	备注
2.11	丙烯酸及酯	30/18		
2.12	SAP	24		
3	IGCC 装置		SNEC	
3.1	气体联合装置			
	煤气化装置			
	净化装置			
	空分装置			包括空分后备系统
	公用工程			包括清洁热电中心、装置内管廊、供配电系统、循环水场、给排水及消防、火炬等
	辅助生产设施			包括总图运输、输储煤系统、中央控制室、电信及分析化验等
3.2	IGCC 制氢	23 万立方米/小时		包括空分、气化、净化和配套的公用工程及辅助设施等

3.2.4 总工艺流程说明

1) 原油选择及加工

根据 2014 年 3 月由中国国际咨询公司组织的项目的工艺总流程评审意见, 认为“本项目选择沙特原油作为基础原油进行设计基本合理。鉴于炼化一体化项目, 希望有足够的乙烯原料和芳烃原料, 建议在轻重油比例方面酌情调整”, 按照沙特原油四种不同比例 (①沙轻: 沙重=50%: 50%, ②沙轻: 沙重=70%: 30%, ③沙轻: 沙重: 伊轻=50%: 20%: 30%, ④沙轻: 沙重: 伊轻=30%: 30%: 40%) 分别从常减压蒸馏装置侧线产量、焦化装置加工量和渣油加氢金属含量、原油成本等方面作了综合比较后, 确定采用沙轻: 沙重=50%: 50%的工况作为设计原油, 煤油、柴油加氢和焦化装置的设计可兼顾其他三种工况; 若采用轻质油比例增加的工况作为设计工况, 原油成本有大幅度增加, 产品产出虽有增加, 但不足以弥补原油变轻引起的原油成本增加, 同时, 减压渣油加工较难兼顾原油变重时的工况。因此, 本项目设计原油按沙轻: 沙重=50%: 50%作为本炼化一体化项目的设计原油。

本工程原油加工规模为 1600 万吨/年, 新建 1600 万吨/年常减压蒸馏装置, 生产石脑油、煤油、柴油、直馏蜡油、和减压渣油, 作为下游装置加工原料。常减压蒸馏装置含轻烃回收和产品精制部分。

常减压蒸馏装置原油切割方案详见表 3.2-7。

表 3.2-7 原油切割方案

馏分	切割温度(TBP℃)-不深拔
直馏石脑油	0--167
直馏煤油	167—239
直馏柴油	239—343
直馏蜡油	343—550
减压渣油	550+

2) 蜡油、渣油加工

部分减压渣油和少量焦化重蜡油作为重油加氢裂化装置 330 万吨/年沸腾床渣油加氢单元原料，生产石脑油、柴油、蜡油和未转化油，剩余减压渣油、未转化油和乙烯裂解重油、少量重芳烃一起作为 200 万吨/年焦化装置原料，生产焦化干气、液化气、焦化汽油、焦化柴油、焦化轻蜡油、焦化重蜡油和石油焦。

部分直馏蜡油作为重油加氢裂化装置 350 万吨/年加氢裂化加氢装置原料，生产轻石脑油、重石脑油、煤油和尾油；剩余直馏蜡油、焦化柴油、焦化轻蜡油、沸腾床柴油和沸腾床蜡油作为重油加氢裂化装置 360 万吨/年加氢裂化装置原料，生产轻石脑油、重石脑油和尾油。

加氢裂化尾油作为润滑油异构脱蜡装置用原料，生产润滑油基础油，并产少量石脑油和柴油。

渣油和蜡油平衡详见表 3.2-8。

表 3.2-8 渣油、蜡油、柴油平衡表

产出装置和数量, 万吨/年		消耗装置/去向和数量, 万吨/年								
		延迟焦化	渣油加氢裂化	加氢裂化 (一次通过)	加氢裂化 (全循环)	润滑油异构脱蜡	柴油加氢	润滑油产品	柴油产品	燃料油
1、重油	合计									
减压渣油	420.42	100.21	320.21							
沸腾床重油	66.10	66.10								
裂解重油	6.44	3.56								2.88
小计	492.96	169.87	320.21	0	0	0	0	0	0	2.88
2、蜡油	合计									
直馏蜡油	453.08			350.00	103.08					
焦化轻蜡油	22.08				22.08					
焦化重蜡油	9.80		9.80							

产出装置和数量, 万吨/年		消耗装置/去向和数量, 万吨/年								
		延迟焦化	渣油加氢裂化	加氢裂化 (一次通过)	加氢裂化 (全循环)	润滑油异构脱蜡	柴油加氢	润滑油产品	柴油产品	燃料油
沸腾床蜡油	76.17				76.17					
加氢裂化尾油	67.06					67.06				
重芳烃	8.22	8.22								
小计	636.41	8.22	9.80	350.00	201.32	67.06	0	0	0	0
3、柴油										
直馏柴油	253.12						253.12			
焦化柴油	45.77				44.19		1.58			
沸腾床柴油	115.50				115.50					
润滑油异构脱蜡柴油	2.71								2.71	
小计	417.10	0	0	0	159.69	0	254.70	0	2.71	0
4、润滑油										
2cst 基础油	10.39							10.39		
4cst 基础油	39.76							39.76		
8cst 基础油	11.47							11.47		
小计	61.62	0	0	0	0	0	0	61.62	0	0

3) 煤油/柴油加工

直馏煤油馏分经加氢精制后, 分馏生产 20.24 万吨/年化工轻油、17.70 万吨/年 200#溶剂油和 50.59 万吨/年分子筛料, 剩余 78.81 万吨/年精制煤油和加氢裂化装置产煤油调合, 作为煤油产品出厂。煤油产品产量可根据煤油市场需求确定, 不作煤油出厂的煤油馏分亦可作为柴油调合组分。

直馏柴油和少量焦化汽、柴油作为 300 万吨/年汽柴油加氢装置进料, 精制后分馏生产 6.32 万吨/年 D110 溶剂油料、18.98 万吨/年 D130 溶剂油料、12.66 万吨/年 5#工业级白油料和 25.30 万吨/年 7#工业级白油料, 剩余 197.29 万吨/年的精制柴油与润滑油异构脱蜡装置柴油调合, 生产满足国VI质量标准要求的柴油产品。

焦化柴油和沸腾床柴油作为加氢裂化装置原料。

需精制煤油馏分平衡见表 3.2-9, 出厂煤油调合组分见表 3.2-10。

表 3.2-9 煤油馏分平衡

序号	项目	数量 (万吨/年)
1	原料供应	

1.1	常减压蒸馏装置煤油	171.20
	合 计	171.20
2	原料去向	
2.1	作煤油精制装置的原料	171.20
	合 计	171.20

表 3.2-10 出厂煤油调合组分及产量

序号	项目	数量（万吨/年）
1	煤油精制装置（煤油）	78.81
2	加氢裂化装置（煤油）	71.19
	合 计	150.00

出厂柴油产品调合组分见表 3.2-11。

表 3.2-11 出厂柴油调合组分及产量

序号	项目	数量（万吨/年）
1	柴油加氢精制装置柴油	197.29
2	润滑油异构脱蜡装置柴油	2.71
	合 计	200.00

4) 汽油（石脑油）加工

轻烃回收石脑油、沸腾床石脑油和部分焦化加氢汽油作为芳烃联合装置石脑油加氢部分原料，生产的轻石脑油直接出装置作为乙烯裂解原料；重石脑油（C7 以上馏分）经精制后，和加氢裂化重石脑油（C7 以上馏分）作为 640 万吨/年连续重整原料，重整生成油经分馏，C7 馏分作为芳烃抽提原料，C7 芳烃和 C8+ 作为对二甲苯装置原料，生产苯和对二甲苯产品。芳烃联合装置抽出部分 C7 馏分和 C9+ 馏分，和部分抽余油作为汽油调合组分。轻石脑油、戊烷油和部分抽余油作为乙烯裂解原料。

部分加氢裂化轻石脑油作为乙烯裂解装置原料，剩余部分与重整汽油、外购 MTBE、芳烃抽余油、乙烯抽余油和异戊烷调合，生产满足国 VI 质量标准的汽油产品。

汽油（石脑油）平衡详见表 3.2-12。

表 3.2-12 汽油（石脑油）平衡表

产出装置和数量, 万吨/年		消耗装置/去向和数量, 万吨/年														
名称	合计	轻烃回收	汽柴油加氢	石脑油加氢	连续重整	芳烃抽提	PX装置	乙烯裂解装置	裂解汽油加氢	乙烯芳烃抽提	苯乙烯	92#汽油	95#汽油	苯	PX	产品
直馏石脑油	299.41	299.41														
轻烃回收石脑油	284.36			284.36												
煤油加氢石脑油	3.25	3.25														
焦化汽油	20.30		20.30													
350 万吨/年加氢裂化轻石脑油	44.61						0.58					32.82	11.21			
350 万吨/年加氢裂化重石脑油	165.37				165.37											
360 万吨/年加氢裂化异戊烷	32.29											22.35				9.94
360 万吨/年加氢裂化轻石脑油	68.61						68.61									
360 万吨/年加氢裂化重石脑油	206.00				206.00											
沸腾床渣油加氢石脑油	43.27			43.27												
润滑油异构脱蜡石脑油	2.28			2.28												
汽柴油加氢石脑油	22.27			9.25			9.93						3.08			
拔头油	104.55						104.55									
预加氢重石脑油	233.72				233.72											
重整 C5 馏分	8.29						8.29									
重整 C6+馏分	526.42						526.42									
抽余油	39.79						16.71					22.49	0.59			
C6C7 芳烃	89.78						89.78									
C6C7 馏分	99.41					99.41										
PX 轻组分	30.16					30.16										
C7 馏分	53.50											23.79	29.71			

5) 轻烃回收及气体加工

(1) 常减压蒸馏装置内轻烃回收部分回收常减压蒸馏、沸腾床渣油加氢、加氢裂化、汽柴油加氢、煤油加氢和石脑油加氢等装置的轻烃，回收的液化气经脱硫脱硫醇后作为烷基化装置和乙烯裂解装置原料，轻烃回收干气经精制后作为 PSA 原料提浓氢气。

(2) 加氢裂化、沸腾床渣油加氢和汽柴油加氢装置的低分气脱硫后与部分重整氢气、润滑油异构脱蜡低分气、沸腾床膜分离尾气、歧化尾氢和脱氢尾气进两套 PSA 装置提纯氢气。

6) 氢气

加氢装置消耗氢气除连续重整装置副产的重整氢气和乙烯裂解副产的乙烯氢和 PSA 产氢外，全厂氢气不足由 IGCC 装置产氢提供。

7) 本项目统一规划全厂溶剂再生和酸性水汽提，酸性水汽提酸性气和溶剂再生酸性气统一回收硫磺。

8) 化工部分利用炼油部分生产的 PX 异构化气体、轻烃和轻石脑油资源为原料，新建 110 万吨/年的乙烯裂解装置，下游配套混合 C4 加工装置和乙烯丙烯的精加工装置，生产 EO、EG、苯乙烯、EVA、丙烯腈、甲基丙烯酸甲酯、丙烯酸丁酯、高吸水性树脂和醋酸乙烯等高附加值化工产品。

3.3 原料及产品结构

原料及产品结构详见表 3.3-1。

从表中可以看出，本项目加工原油 1600 万吨/年，商品总量为 1499.93 万吨/年；汽柴油产品可全部满足国 VI 质量标准要求，其中汽油产量为 240.00 万吨/年，柴油产量为 200.00 万吨/年（本项目具备全部满足国 VI 车用柴油的要求，考虑市场需求，在效益测算时按出 30%普通柴油考虑），煤油产量 150.00 万吨/年，化工产品 476.60 万吨/年，芳烃产品 323.39 万吨/年。

表 3.3-1 原料及产品结构表 单位：万吨/年

项目	单位	数量
一、原料		
合计	万吨/年	2179.81
原油小计	万吨/年	1600.00

项目	单位	数量
沙重	万吨/年	800.00
沙轻	万吨/年	800.00
外购原料油小计	万吨/年	579.81
甲醇	万吨/年	3.09
MTBE	万吨/年	10.00
氧气（自产）	万吨/年	75.79
煤	万吨/年	280.05
空气等	万吨/年	141.73
醋酸	万吨/年	21.84
液氨	万吨/年	13.18
正丁醇	万吨/年	10.94
NaOH	万吨/年	14.39
丙酮	万吨/年	5.66
浓硫酸	万吨/年	0.13
MTO 乙烷	万吨/年	1.13
MTO 丙烷	万吨/年	1.08
丁二烯 C4	万吨/年	0.79
二、产品		
合计	万吨/年	2179.81
商品小计	万吨/年	1500.11
汽煤柴小计	万吨/年	590.00
汽油	万吨/年	240.00
92#国VI汽油	万吨/年	170.00
95#国VI汽油	万吨/年	70.00
煤油	万吨/年	150.00
航煤	万吨/年	150.00
柴油	万吨/年	200.00
国VI柴油	万吨/年	200.00
化工产品	万吨/年	476.60
戊烷发泡剂	万吨/年	9.96
200#溶剂油	万吨/年	17.70
化工轻油	万吨/年	20.24

项目	单位	数量
分子筛料	万吨/年	50.59
D110 溶剂油料	万吨/年	6.32
D130 溶剂油料	万吨/年	18.98
5#工业级白油料	万吨/年	12.66
7#工业级白油料	万吨/年	25.30
丙烯	万吨/年	4.19
丁二烯	万吨/年	15.23
EO	万吨/年	15.00
MEG	万吨/年	57.00
DEG	万吨/年	5.77
TEG	万吨/年	0.40
SM	万吨/年	63.47
乙烯	万吨/年	12.01
普通 EVA	万吨/年	20.00
高 VA 含量 EVA	万吨/年	10.00
丙烯腈	万吨/年	27.04
乙腈	万吨/年	0.74
甲基丙烯酸甲酯	万吨/年	8.67
丙烯酸丁酯	万吨/年	18.00
SAP	万吨/年	24.00
醋酸乙烯	万吨/年	22.55
乙烯 C5	万吨/年	8.17
乙烯 C9	万吨/年	2.60
润滑油基础油	万吨/年	61.62
2cst 基础油	万吨/年	10.39
4cst 基础油	万吨/年	39.74
8cst 基础油	万吨/年	11.46
石油芳烃	万吨/年	323.39
苯	万吨/年	20.74
PX	万吨/年	280.00
C9+芳烃	万吨/年	22.65
其它产品	万吨/年	48.50

项目	单位	数量
硫磺	万吨/年	42.93
液化气	万吨/年	5.57
三、自用	万吨/年	215.09
自用干气	万吨/年	146.95
自用燃料油	万吨/年	2.88
释放气	万吨/年	0.40
合成气	万吨/年	64.86
四、损失	万吨/年	464.61
五、技术经济指标		
商品总量		1500.11
轻油总量		1075.15
(柴+煤)/汽		1.46
柴/汽		0.83

3.4 汽煤柴油产品调合

汽煤柴油调合详见表 3.4-1。

本项目建成后，汽柴油产品均可满足国VI产品质量标准要求，汽油总量为 240.00 万吨/年，其中 92#汽油 170.00 万吨/年，95#汽油 70.00 万吨/年，航煤产品 150.00 万吨/年，柴油产量为 200.00 万吨/年。

表 3.4-1 汽煤柴油产品调合表

质量调和 产品、组份	数量 (万吨)	调和比例 (%)	密度 (SPG)	硫含量 (SUL)	芳烃含量 (ARO)	辛烷值 (RON)	烯烃含量 (OLV)	苯含量 (BNZ)	氧含量 (OXY)	抗爆指数 (DON)	蒸汽压指数(夏) (RVI)	十六烷指数 (CTI)
1) 92#国VI汽油	170.00		0.74	0.0003	34.80	92.10		0.05	0.00	88.88	60.07	
其中:C7重整汽油	23.79	14.00	0.86	0.0001	92.27	105.00		0.24		100.00	7.30	
C9+重整汽油	47.23	27.78	0.86	0.0001	99.92	112.00		0.10		107.00		
1#HC轻石脑油	32.55	19.15	0.67	0.0001		78.00				76.50	87.75	
2#HC轻石脑油	0.28	0.16	0.65	0.0001		78.00				76.50	90.40	
HC异戊烷	22.32	13.13	0.61	0.0005		92.00				88.00	140.00	
抽余油	22.49	13.23	0.70	0.0002		65.00				62.50	41.60	
烷基化油	21.34	12.55	0.70	0.0009		96.00				95.00	50.00	
2) 95#国VI汽油	70.00		0.76	0.0005	34.80	95.10	0.00	0.09	2.57	91.37	45.00	
其中:C7重整汽油	29.71	42.44	0.86	0.0001	92.27	105.00		0.24		100.00	7.30	
MTBE	10.00	14.29	0.74	0.0010		115.00			18.00	110.00	55.00	
1#HC轻石脑油	11.21	16.02	0.67	0.0001		78.00				76.50	87.75	
加氢精制石脑油	3.08	4.40	0.71	0.0010		65.00				62.50	74.00	
抽余油	0.59	0.84	0.70	0.0002		65.00				62.50	41.60	
烷基化油	7.80	11.14	0.70	0.0009		96.00				95.00	50.00	
乙烯抽余油	7.61	10.87	0.73	0.0010		78.00				73.00	45.00	
3) 航煤	150.00			0.0001								
其中:HC煤油	71.19	47.46	0.81									
加氢煤油	78.81	52.54	0.77	0.0003								
4) 国VI柴油	200.00		0.83	0.0007								56.08
其中:加氢精制柴油	197.29	98.65	0.83	0.0007								56.30
柴油	2.71	1.35	0.82	0.0005								40.00

3.5 氢气平衡

本项目有沸腾床渣油加氢、加氢裂化、汽柴油加氢、煤油加氢、重整石脑油加氢、PX 歧化、PX 异构化、润滑油异构脱蜡、烷基化、硫磺回收、裂解汽油加氢等工艺装置（单元）需要消耗氢气，其中重整石脑油加氢和 PX 异构化可直接用重整富氢，裂解汽油加氢可用乙烯氢，另外，润滑油异构脱蜡用氢为 PSA 提浓氢（以重整氢为原料的系列），沸腾床渣油加氢、加氢裂化、汽柴油加氢、煤油加氢、PX 歧化、烷基化、硫磺回收耗氢由 PSA 提浓氢、IGCC 装置产氢气和乙烯氢的混合氢提供。

重整氢管网压力按 2.3MPa（G），PSA 提浓氢压力为 2.2MPa。PSA 提浓氢与乙烯氢合并升压至 4.8MPa 后，与 IGCC 装置氢气混合，混合氢管网压力按 4.8MPa（G）。

氢气平衡详见表 3.5-1，其中混合氢消耗已折合成纯氢量。

表 3.5-1 氢气平衡表

产氢	万吨/年	耗氢	万吨/年
1、重整氢			
芳烃联合装置	46.28	石脑油加氢	0.47
		PX 异构化	0.79
		PSA 原料	45.02
合计	46.28		46.28
2、乙烯氢		耗氢	万吨/年
乙烯裂解	4.19	裂解汽油加氢	0.34
		供炼油部分	3.85
合计	4.19		4.19
3、混合氢		耗氢（折合成纯氢）	
PSA	32.20	350 万吨/年加氢裂化	13.34
乙烯氢	3.85	360 万吨/年加氢裂化	17.21
IGCC	15.99	沸腾床渣油加氢	8.75
		汽柴油加氢	2.70
		煤油加氢	0.46
		润滑油异构脱蜡	0.32
		PX	5.34
		烷基化	0.01
		硫磺回收	少量
合计（折合成纯氢）	48.12		48.12

3.6 燃料平衡

全厂工艺装置消耗燃料为工艺装置产燃料气, 不足部分由 IGCC 装置产合成气补充。管网燃料气系统管网压力为 0.4MPa (G), 管网燃料气热值约 11000kcal/kg; IGCC 装置合成气热值约 2527kCal/nm³。

PX 装置加热炉考虑掺烧合成气的工况。

工艺加热炉满足环保排放要求 SO₂≤50mg/m³, NO_x≤100mg/m³, 粉尘≤20mg/m³。

表 3.6-1 管网燃料气组成

Total Molar Comp. Fractions	
H ₂	32.775
N ₂	0.095
H ₂ O	0.260
CO ₂	0.392
CH ₄	26.751
C ₂ H ₄	0.141
C ₂ H ₆	25.553
C ₃ H ₆	0.043
C ₃ H ₈	8.990
C ₄ H ₁₀	2.955
C ₄ H ₈	0.128
C ₅ H ₁₂	1.636
O ₂	0.054
C ₆ H ₁₂	0.105
C ₆ H ₆	0.121
H ₂ S	H ₂ S≤10mg/Nm ³
合计	100.000
热值, kCal/nm ³	10501
热值, kCal/kg	11000

表 3.6-2 IGCC 装置合成气组成

组成	mol%
H ₂	40.40
N ₂	0.35
CO	45.92
AR	0.22
CH ₄	0.11
CO ₂	13.00

组成	mol%
总硫	≤10mg/Nm ³
合计	100.00
低热值	
热值, kCal/nm ³	2527

燃料气平衡详见表 3.6-3。

表 3.6-3 燃料平衡表 单位：万吨/年

序号	装置名称	规模 万吨/年	燃料气产出	消耗		
				燃料气消耗 (折标准热值)	合成气	燃料油
1	常减压蒸馏	1600		11.09		
2	煤油加氢	180		1.14		
3	轻烃回收					
4	焦化	200	8.25	3.65		
5	加氢裂化	350		4.49		
6	加氢裂化	360		7.68		
7	沸腾床渣油加氢	480		1.85		
8	润滑油异构脱蜡	70		1.17		
9	汽柴油加氢	300		1.70		
	石脑油加氢			7.63		
10	连续重整	570	8.49	26.84		
11	芳烃抽提	150				
12	PX 装置	280	7.84	28.92	64.86	
13	烷基化	30				
14	PSA, 万标立/时	17×2+10	67.55			
15	硫磺回收	15×4		3.39		
16	化工装置		51.30+2.88 (燃料油)	67.68		2.88
	混合氢中干气		3.91			
	补充合成气		64.86			
小计	(折标准热值)		188.62	167.23	18.74	2.66
	合计(折标准热值)		188.62	188.62		

3.7 硫平衡

本项目原油、IGCC 原料煤等共带入硫 42.9915 万吨，可回收硫磺 42.93 万吨/年，烟气和硫磺尾气排放共带出硫 0.0405 万吨/年，本工程硫平衡详见表 3.7-1。

表 3.7-1 硫平衡表

原料名称	数量, 万吨/年	硫含量, w%	硫量, 万吨/年	所占百分数, %
一、带入				
沙重	800	3.08	24.6400	57.31
沙轻	800	1.94	15.5200	36.10
煤	280.05		2.7899	6.49
醋酸	21.84		0	0
正丁醇	10.94		0	0
NaOH	16.15		0	0
丙酮	5.66		0	0
浓硫酸	0.13		0.0416	0.10
MTO 乙烷	1.13		0	0
MTO 丙烷	1.08		0	0
丁二烯 C4	0.79		0	0
带入硫总量			42.9915	100
二、带出				
(一) 产品带出				
92#国VI汽油	170.00	0.0003	0.0005	0
95#国VI汽油	70.00	0.0005	0.0004	0
航煤	150.00	0.0001	0.0002	0
国VI柴油	200.00	0.0010	0.0020	0
化工产品	476.60		0.0008	0
芳烃产品	323.39			
润滑油基础油	61.62			
其他产品	162.64			
(二) 回收				
硫磺	42.93	100	42.9300	99.86
(三) 排放				
工业炉烟气			0.0223	0.05
动力站烟气			0.0055	0.01
硫磺尾气			0.0060	0.01
硫酸回收			0.0067	0.02
(四) 灰渣带走				
(五) 损失			0.0171	0.04
带出硫总量			42.9915	100

3.8 乙烯原料组成分析

本项目为大型炼化一体化项目，在乙烯原料的优化上做了大量工作。本项目总流程优化时首先保证多产芳烃，石脑油尽可能多调合高品质汽油产品，乙烯原料尽可能轻质化，本项目乙烯裂解原料组成详见表 3.8-1。

从表中可以看出，富乙烷气体和液化气组分共占原料的 28.74%，其他组分为拔头油、加氢裂化轻石脑油、少量抽余油和少量加氢精制石脑油，主要为 C5 和 C6 的轻石脑油，抽余油为 C6、C7 的非芳烃，裂解原料中 C7 及以上馏分比例非常小。

表 3.8-1 本项目乙烯裂解原料组成

进料	加工量, 万吨/年	所占比例, %	备注
MTO 乙烷	1.13	0.39	盛虹集团 MTO 项目来
MTO 丙烷	1.08	0.37	
丁二烯 C4	0.79	0.27	
液化气	35.55	12.14	
烷基化液化气	20.39	6.96	
重整液化气	14.82	5.06	
异构化气体	10.39	3.55	
C5 馏分	8.29	2.83	
抽余油	16.71	5.71	
加氢裂化轻石脑油	69.20	23.63	
预加氢拔头油	104.55	35.70	
加氢精制石脑油	9.93	3.39	
合计:	292.83	100.00	

表 3.8-2、表 3.8-3 和表 3.8-4 为国内两个先进炼化一体化企业的乙烯原料组成。

从表 3.8-2 可以看出，A 炼厂乙烯原料中乙烷和液化气占 43.52%，但其加氢裂化尾油占 15.27%，且包括全馏分石脑油约占 24%，轻石脑油占 16.88%，总体看来，该企业的乙烯原料比本项目重。

从表 3.8-3 可以看出，B 炼厂乙烷和液化气组分占 16%，但其加氢裂化尾油占 32.72%，且全馏分石脑油约占 40%，其余为轻石脑油。乙烯和丙烯收率占 49.75%。

从表 3.8-4 可以看出，C 炼厂乙烷和液化气组分占 38.78%，但其加氢裂化尾油占 22.69%，且全馏分石脑油约占 8.4%，其余为轻石脑油。

表 3.8-2 国内 A 炼厂乙烯原料组成

进料	加工量, 万吨/年	所占比例, %	备注
吸附分离装置抽出液	31.37	12.50	
轻石脑油	42.35	16.88	
沸腾床渣油加氢产石脑油	29.69	11.83	
加氢裂化尾油	38.31	15.27	
富乙炔气	15.14	6.03	
丙烷	4.63	1.85	
正丁烷	16.00	6.38	
液化气	69.43	27.67	
歧化干气	4.00	1.59	
合计	250.92	100.00	

表 3.8-3 国内 B 炼厂乙烯原料组成

进料	加工量, 万吨/年	所占比例, %	备注
渣油加氢液化气	9.72	2.97	
HC 液化气	2.81	0.86	
HC 液化气	4.99	1.52	
焦化加氢液化气	15.24	4.65	
重整液化气	5.14	1.57	
富乙炔乙烷气	14.60	4.45	
加氢石脑油	11.92	3.64	
加氢石脑油	43.17	13.17	
直馏轻石脑油	36.84	11.24	
轻烃回收石脑油	76.09	23.21	
加氢尾油	107.24	32.72	
合计	327.76	100.00	

表 3.8-4 国内 C 炼厂乙烯原料组成

进料	加工量, 万吨/年	所占比例, %	备注
石脑油	20.52	8.40	
轻石脑油	31.66	12.97	
石脑油	41.9	17.16	

进料	加工量, 万吨/年	所占比例, %	备注
加氢裂化尾油	55.4	22.69	
富乙烯气	6.42	2.63	
富乙烷气	21.64	8.86	
液化气	66.61	27.28	
合计	244.15	100.00	

综上所述, 本项目乙烯裂解原料与国内规模较大的乙烯裂解装置原料相比, 轻烃和轻质油品占的比例较大, 乙烯+丙烯收率占 54.53%。

3.9 工艺装置技术来源

本项目工艺装置技术来源详见表 3.9-1。

表 3.9-1 工艺装置技术来源

序号	工艺装置	公称规模 万吨/年	技术来源	技术说明
1	炼油部分			
1.1	常减压蒸馏			
1.1.1	常减压蒸馏	1600	国内	采用初馏-常压蒸馏-减压蒸馏的工艺流程；初馏塔提压操作无压缩机回收轻烃技术；
1.1.2	轻烃回收		国内	采用经典的“吸收-解吸-再吸收-稳定”的流程
1.1.3	产品精制			干气和液化气采用可再生的溶剂吸收脱硫；脱硫后的液化石油气采用国产纤维膜接触器工艺
1.2	焦化	200	国内	采用 LPEC 开发的“可灵活调节循环比”的焦化工艺。
1.3	重油加氢裂化		引进	
1.3.1	加氢裂化	350		采用 Axens 采用一次通过加氢裂化工艺
1.3.2	加氢裂化	360		采用 Axens 的两段全循环加氢裂化工艺
1.3.3	沸腾床渣油加氢	330		可研阶段选用 AXENS 的沸腾床渣油加氢裂化 H-OIL 工艺
1.4	润滑油异构脱蜡	70	引进	采用 CLG 的加氢异构化脱蜡(IDW)工艺
1.5	汽柴油加氢	300	国内	采用中国石化自主研发的固定床柴油加氢工艺
1.6	芳烃联合装置			采用 AXENS 工艺

序号	工艺装置	公称规模 万吨/年	技术来源	技术说明
1.6.1	石脑油加氢	400	国产	石脑油加氢装置按先加氢后分馏工艺
1.6.2	连续重整	640	引进	采用 AXENS 连续重整工艺, RON ₂ ≥105
1.6.3	芳烃抽提	150	国内	按采用石油化工科学研究院的抽提蒸馏工艺
1.6.4	PX 装置	280	引进	对二甲苯装置部分歧化及烷基转移单元暂按采用上海石油化工研究院的 HAT-099 催化剂; 吸附分离单元暂按 AXENS 的 ELUXYL 最新工艺进行设计, 异构化单元暂按 AXENS 与 Exxon Mobil 公司合作推出的乙苯脱烷基型 EM-4500 催化剂进行设计。
1.7	烷基化	30	引进	拟采用美国 DUPONT STRATCO 硫酸法烷基化技术生产烷基化油
1.8	PSA	17×2+10	国产	对于重整氢 PSA 装置, 原料含杂质相对较少, 采用真空再生 (VPSA) 流程 对于原料含杂质较多的炼厂含氢气体 PSA 装置, 采用 PSA 流程
1.9	煤油加氢	180	国内	采用高压加氢技术
1.10	硫磺回收联合装置			
1.10.1	酸性水汽提	15×4	国内	非加氢型酸性水汽提采用单塔低压全吹出汽提工艺; 加氢型酸性水汽提采用单塔加压汽提侧线抽氨及氨精制工艺技术
1.10.2	溶剂再生			常规汽提再生法
1.10.3	硫磺回收			采用国内外通用的部分燃烧法、二级转化 CLAUS 工艺
2	化工装置			
2.1	乙烯裂解装置	110	国内	采用中国寰球工程公司开发的乙烯技术, 裂解部分共设置 9 台裂解炉, 包括 7 台液体炉, 2 台气体炉。装置包括裂解、急冷、热分离、冷分离、压缩、废碱液处理等单元组成。
2.2	裂解汽油加氢/苯乙烯	42	国内	中国寰球工程公司开发的加氢技术, 主要是通过通过对乙烯装置副产的粗裂解汽油进行分离、加氢、苯乙烯抽提, 以生产下游需要的碳五、加氢汽油、苯乙烯、碳九产品。装置主要包括碳五、碳九分离、汽油加氢和苯乙烯抽提单元。
2.3	芳烃抽提	29	国内	按北京金伟晖工程技术有限公司的环丁砜液-液抽提技术

序号	工艺装置	公称规模 万吨/年	技术来源	技术说明
2.4	丁二烯抽提	15	国内	国内兰州寰球工程公司拥有知识产权的采用 ACN 抽提丁二烯工艺技术
2.5	EVA	30	引进	采用的是 LyondellBasell 公司高压釜式法 Lupotech A 及高压管式法 Lupotech T 工艺
2.6	醋酸乙烯	30	引进	LyondellBasell 的醋酸乙烯
2.7	EO/EG	60	引进	采用 SHELL 公司开发的 MASTER 技术作
2.8	苯乙烯	60	引进	暂按采用 UOP/A11ied 工艺
2.9	丙烯腈	26	引进	暂以杜邦公司的工艺技术
2.10	甲基丙烯酸甲酯 (含 SAR)	9	引进	暂按荷兰 Vekamaf 公司的 ACH/MMA 技术
2.11	丙烯酸及酯	30/18	国内	采用吉林设计院可靠的丙烯两步氧化、两步加氧法制丙烯酸技术, 以及连续酯化法制丙烯酸酯技术工艺
2.12	高吸水性树脂	24	国内	采用盛虹石化 SAP 专有技术,
3	IGCC			煤气化装置采用美国 GE 水煤浆气化技术, 净化装置采用耐硫变换+低温甲醇洗+甲烷化流程, 低温甲醇洗所需冷量由新建氨制冷系统提供

4 工艺装置

4.1 常减压蒸馏

4.1.1 装置概况

装置设计规模：1600 万吨/年。

操作弹性：60~110%

年运行时数：8400 小时

装置组成：装置由换热部分、电脱盐部分、初馏部分、常压蒸馏部分、减压蒸馏部分、轻烃回收部分和产品精制等部分组成。

工艺技术选择：

- 常减压装置减压渣油全部送渣油加氢装置，因此本装置采用初馏-常压蒸馏-减压蒸馏的工艺流程，减压约拔至 550℃（TBP）；
- 轻烃回收部分通过采用经典的“吸收-解吸-再吸收-稳定”的流程，可确保产品质量及收率；
- 干气及液化石油气脱硫采用胺法脱硫工艺，脱硫溶剂采用国内开发的复合型甲基二乙醇胺（MDEA）溶剂，脱硫后富液由硫磺回收装置溶剂再生单元再生后循环使用；
- 为减少碱渣排放和油碱夹带，液化气脱硫醇采用纤维膜接触脱硫醇工艺。

4.1.2 原料与产品

常减压蒸馏装置设计加工原油为沙轻原油和沙重原油的混合原油，其混合比例为 50: 50。其混合原油的 API 为 30.45，平均硫含量为 2.55%wt，酸值为 0.14mgKOH/g。

轻烃回收部分的原料为来自全厂各装置的气体、液化气和粗石脑油。分别为来自常减压装置的粗石脑油、芳烃联合装置石脑油加氢塔顶气、柴油加氢塔顶气、加氢裂化装置的塔顶气和粗液化气、渣油加氢装置的塔顶气和煤油加氢的石脑油。

轻烃回收干气经脱硫后送至 PSA 装置回收氢气，轻烃回收液化气经脱硫脱硫醇后送乙烯裂解装置作为裂解原料。

装置产品及其去向：

产品名称	去向
一、常减压蒸馏	
气体	升压后至轻烃回收部分

产品名称	去向
直馏石脑油	一级冷凝油至连续重整石脑油加氢
	二级冷凝油至连续重整石脑油加氢
直馏柴油	至汽柴油加氢
直馏蜡油	至加氢裂化装置
减压渣油	至焦化装置和重油加氢裂化装置沸腾床渣油加氢部分
二、轻烃回收	
轻烃回收干气	精制后至 PSA 装置
轻烃回收液化气	精制后至乙烯裂解装置
轻烃回收石脑油	至芳烃联合装置石脑油加氢

4.1.3 主要工艺技术特点

根据大型蒸馏装置对产品质量的要求，在总结中石化洛阳工程有限公司在千万吨级大型蒸馏装置设计经验和工程实践的基础上，本可研力求通过采用领先的工艺技术和设备技术，以降低建设投资和提高装置的综合水平。主要设备和技术尽可能立足国内，以保证装置在适应性和可操作性、轻质油收率、总拔出率、产品分割质量、能耗指标、安全环保和长周期运转等方面均达到较高水平，从而使装置总体水平达到国内领先及国际先进水平。本可研综合采用下列技术：

a) 初馏塔提压操作无压缩机回收轻烃技术；

通过初馏塔适当提压操作，使液化石油气组分全部溶解于初顶油中，以液体的形态通过机泵送至轻烃回收装置对液化石油气进行回收。常减压装置不设压缩机，从而避开因有压缩机而带来的流程复杂、操作不便、投资高、噪音大、机械故障多、设备维修困难而难以长周期运行等问题。与有压缩机方案相比，无压缩机方案流程简单、占地面积少、投资省、操作费用低、安全、易于操作，可以长周期运行。

b) 两组并联两级高速电脱盐与低速（交直流）电脱盐组合技术；

c) 高性能塔盘（高通量+高效率）技术；

d) 常压塔顶采用二级冷凝流程；

e) 采用有效措施提高轻油收率及产品质量；

f) 采用减压组合技术；

g) 高效的蒸汽与液环泵组合抽真空技术；

h) “窄点”法优化换热流程技术；

i) 轻烃回收采用“吸收-解吸-再吸收-稳定”的流程；吸收塔采用低温吸收剂，提高

液化石油气回收率。

- j) 干气和液化气采用可再生的溶剂吸收脱硫，脱硫溶剂采用国内开发的复合型甲基二乙醇胺（MDEA）溶剂，为方便操作，增加灵活性，MDEA 溶剂浓度按 30%(wt)进行设计；
- k) 脱硫后的液化石油气采用国产纤维膜接触器工艺，液化石油气先经两级纤维膜接触器抽提脱除硫醇硫，再经过一级水洗纤维膜接触器，除去液化石油气所夹带的碱液，碱液再生系统采用纤维膜接触器和溶剂反抽提的工艺，提高了碱液再生和二硫化物的抽提效果，对降低碱耗和保证产品质量提供可靠的保证；
- l) 多装置热联合综合优化换热网络；
- m) 低温热回收技术；
- n) 设置紧急隔离阀；
- o) 采取多种措施降低装置的水消耗；
- p) 采用工艺和设备防腐、抗腐相结合的防腐措施；
- q) 采用多种措施提高装置连续运行周期。

4.2 焦化

4.2.1 装置概况

装置设计规模：200 万吨/年

操作弹性：60~110%

年运行时数：8400 小时

装置组成：本装置由焦化部分、分馏部分、吸收稳定部分、吹汽放空部分、水力除焦部分、切焦水闭路循环部分、冷焦水密闭处理部分和产品精制部分（干气、液化气脱硫及液化气脱硫醇）组成。

工艺技术选择：本装置设计采用 LPEC 开发的“可灵活调节循环比”的延迟焦化工艺。

4.2.2 原料与产品

200 万吨/年焦化装置加工来自四个装置的混合进料，分别是来自常减压装置的减压渣油、沸腾床渣油加氢的沸腾床重油（未转化油）、乙烯裂解装置的裂解重油和 PX 装置。装置的主要产品有焦化干气、焦化液化气、焦化汽油、焦化柴油、焦化轻蜡油、焦化重蜡油和石油焦。

装置产品及其去向：

产品名称	去向
焦化干气	至燃料气管网
焦化液化气	至烷基化装置
焦化汽油	至汽柴油加氢装置
焦化柴油	至重油加氢裂化的加氢裂化部分和汽柴油加氢
焦化轻蜡油	至重油加氢裂化的加氢裂化部分
焦化重蜡油	至重油加氢裂化的沸腾床渣油加氢部分
石油焦	至 IGCC

4.2.3 主要工艺技术特点

1) 可灵活调节循环比工艺流程

本次设计采用 LPEC 开发的“可灵活调节循环比”工艺流程，该流程在常规的流程基础上，增加循环油抽出设施，循环比的调节采用循环油与焦化原料直接混合的方式，反应油气热量采用循环油中段回流方式取走。

2) 采用“一炉两塔”工艺流程

采用“一炉两塔”的 200 万吨 / 年焦化装置在国内已经有成功的经验，本次新建焦化装置也采用“一炉两塔”工艺流程。

3) 采用各种技术措施实现长周期运行

- a) 采用国产化的新型双面辐射加热炉，提高焦化炉的连续运行周期
- b) 严格按加工高硫原油有关标准选用主要设备、管道材质
- c) 主要关键机械设备和阀门采用进口设备
- d) 设计结构合理的分馏塔内件
- e) 焦炭塔设置注消泡剂接口和中子料位计，减少焦粉夹带
- f) 采用先进技术，提高装置的自动化程度

4) 采用优化的换热流程

本装置将采用优化的原料换热流程，侧线产品与原料深度换热，原料的换热终温提高到 300℃ 以上，减少加热炉热负荷，降低燃料消耗量。

5) 采用多装置间热联合

本装置将采用装置间热联合技术，焦化轻蜡油、焦化重蜡油在换热后直接热出料进入下游装置，减少装置间物流重复换热和冷却的负荷，减少操作费用。为避免热联

合造成的装置间开停工干扰，将设置各产品备用冷却器，当下游装置短期停工时，产品冷却后转入罐区，保证在本装置能正常平稳生产。

- 6) 采用低温热回收技术回收装置的低温余热
- 7) 采取多种措施降低装置的水消耗
- 8) 采用环境友好的污水、污油、废气处理流程

焦化工艺的焦化反应将焦化原料等重质油品转化为较轻质油品和焦炭，反应生成的油气不断经油气线送至分馏塔，切割为不同馏程的侧线产品，石油焦则积聚在焦炭塔内。石油焦经过汽提和冷焦后，采用高压水环切除焦，上述过程会产生粉尘、污水、废气等污染，严重影响装置及周围环境。为改善装置及周边环境，减少污染，本装置将采取如下措施。

- a) 冷焦水密闭循环，消除恶臭气味

焦化装置的焦炭塔，在冷焦处理过程中产生的冷焦水含有油和硫化物，由于其温度较高，从冷焦水中挥发出来气体恶臭难闻，不但对人体危害较大，而且严重污染周围的环境。传统焦化装置中，冷焦水的除油、冷却、储存等过程均为敞开式，对周围环境污染较大。本装置将采用无污染的冷焦水密闭循环流程，避免冷焦水产生的污染。处理后的冷焦水循环使用，从冷焦水中回收的污油作为急冷油回炼。

- b) 污油回炼

从旋流除油器中分出的油相含有 90%(wt)的水，需进一步沉降脱水。因此，采用沉降罐增加油水分离时间的方法进行脱水，污油送到污油罐，由污油泵打到焦炭塔或原料缓冲罐进行回炼。装置其它部分的污油也可以送到污油罐。

- c) 焦炭塔处理全工厂浮渣，解决由此造成环保问题。
- d) 采用密闭吹汽放空系统，实现焦炭塔吹汽放空过程无废气排放。

- 9) 优化、可靠的分馏塔设计

- a) 良好的洗涤段设计
- b) 采用高效塔盘
- c) 塔底设置连续的循环搅拌防止塔底焦粉堵塞。

- 9) 设置吸收稳定系统回收干气、液化气

采用传统压缩-吸收-解吸-稳定的轻烃回收流程，回收干气及液化气。该流程工艺成熟，干气及液化气产品分离效果好，液化气收率高。

- 10) 设置注消泡剂设施

设置焦炭塔注消泡剂注入设施，减小焦炭塔泡沫层高度，降低焦炭塔焦层高度，提高装置的安全性。消泡剂为低硅油组分，避免影响下游加氢装置催化剂性能。

11) 焦炭塔设置中子料位计措施

为准确检测焦炭塔内焦炭层高度，提高控制水平，焦炭塔安装中子料位计。

12) 设置焦炭塔操作安全控制系统 (Co-PCIS)

13) 干气液化气脱硫

焦化干气及液化石油气脱硫采用胺法脱硫工艺，脱硫溶剂采用国内开发的复合型甲基二乙醇胺 (MDEA) 溶剂，为方便操作，增加灵活性，MDEA 溶剂浓度按 30%(wt) 进行设计。脱硫后富液由硫磺回收联合装置溶剂再生单元再生后循环使用。

14) 液化石油气脱硫醇部分

本项目为减少碱渣排放和油碱夹带，脱硫后的液化石油气采用国产纤维膜接触器工艺，液化石油气先经两级纤维膜接触器抽提脱除硫醇硫，再经过一级水洗纤维膜接触器，除去液化石油气所夹带的碱液，以保证处理后液化石油气中夹带的碱含量降到 0.1ppm 以下 (以 Na⁺计)。碱液再生系统采用纤维膜接触器和溶剂反抽提的工艺，提高了碱液再生和二硫化物的抽提效果，对降低碱耗和保证产品质量提供可靠的保证。

4.3 重油加氢裂化

4.3.1 装置概况

装置设计规模：根据盛虹炼化一体化项目总流程安排，新建一套重油加氢裂化装置，该联合装置包括一套 350 万吨/年蜡油加氢裂化单元、一套 360 万吨/年蜡油柴油加氢裂化单元和一套 330 万吨/年沸腾床渣油加氢单元。

操作弹性：60~110%

年运行时数：8400 小时

装置组成：

1) 沸腾床渣油加氢裂化单元

该单元包括反应部分 (含膜分离设施、循环氢脱硫、新氢压缩机)、常压分馏部分、减压分馏部分、催化剂处理部分、公用工程部分及该单元在中控室内的沸腾床渣油加氢裂化部分内容。

2) 蜡油加氢裂化单元

单元组成为单元界区内所有工程内容，包括反应部分 (含新氢压缩机、循环氢压缩机和循环氢脱硫)、分馏部分、公用工程部分及该单元在中控室内的蜡油加氢裂化部分内容，低分气脱硫部分设在本单元内。

3) 柴油蜡油加氢裂化单元

单元组成为单元界区内所有工程内容，包括反应部分（含新氢压缩机、循环氢压缩机和循环氢脱硫）、分馏部分、公用工程部分及该单元在中控室内的蜡油柴油加氢裂化部分内容。

工艺技术选择：

1) 沸腾床渣油加氢裂化单元

沸腾床加氢工艺最早由美国烃研究公司（HRI）和城市服务公司共同开发，该工艺名称为氢-油法（H-Oil）加氢技术。1975年城市服务公司与Lummus公司合作，并将这一沸腾床加氢技术更名为LC-Fining技术。而烃研究公司（HRI）和德士古（Texaco）合作，仍然将这一沸腾床加氢技术称为H-Oil技术。截至目前已建和在建的LC-Fining工业装置共11套，总加工能力45.2万桶/日（22.6Mt/a），其中加工油砂沥青减压渣油的工业装置5套，加工能力19.6万桶/日（9.80 Mt/a）；已建和在建的H-Oil工业装置共13套，总加工能力61.02万桶/日（30.51 Mt/a）。

LC-Fining技术和H-Oil技术本是同源，大同小异，没有本质区别。主要差别为：H-Oil采用反应器外置循环泵，LC-Fining采用反应器内置循环泵；H-Oil采用Criterion或Albermarle催化剂，LC-Fining采用ART催化剂，但两家催化剂没有本质区别且可以互换，催化剂组分为NiMo/Alumina，约1.0mm直径的挤条形；在劣质原料油高转化率方案时H-Oil通常采用2段反应器串联的方案，LC-Fining采用2或3段反应器串联，3段反应器的总空速低于2段，投资增高，但每段反应器的转化率降低，降低了对催化剂活性的要求，沥青质析出的趋势减缓，有利于减少富含芳烃稀释油的掺兑量，并降低催化剂的置换量；在反应器内构件方面，两家各自开发了专有的技术，大大提高了物料分配、混合、分离的效率。另外，两家都在发展二代技术，主要改进为增加反应器段间分离罐、与固定床加氢处理技术组合和提高循环氢纯度技术等。

鉴于国内沸腾床渣油加氢技术仍处于科技攻关阶段，因此该项目拟引进国外技术，可研阶段选用AXENS的H-OIL工艺进行编制。

该单元由两个独立的系列组成，每个系列采用两段沸腾床渣油加氢裂化技术，渣油转化率80wt%，未转化油作为焦化装置的原料；一反与二反间设置反应器中间分离罐；循环氢采用膜分离提纯技术提高循环氢的纯度，减少循环氢的需要量，由于氢纯度的提高，在维持以往设计同样的氢分压前提下，高压系统操作压力降低，氢气漏损减少；低粘度的稀释油注入在2反入口，使原料油在高转化率下有效抑制沥青质析出，提高装置操作的稳定性；催化剂采用平行置换方法，提高总反应动力学效率并

有效抑制沥青质析出；反应器级间采用升序温度操作，减少冷却介质的用量；采用新一代、高活性的催化剂，在抑制沥青质析出的同时提高渣油的转化率及产品质量；反应产物分离采用三高分方案，减少投资并节能效果显著；设置常压分馏塔拔出石脑油及柴油组分，减压分馏塔拔出蜡油及未转化油组分。

2) 蜡油加氢裂化单元

中石化洛阳工程有限公司在加氢裂化装置的设计方面具有丰富的经验，本可研采用 Axens 的加氢裂化方案进行编制，采用一次通过工艺流程。

3) 柴油蜡油加氢裂化单元

本可研采用 Axens 的加氢裂化方案进行编制，采用两段全循环流程。

4.3.2 原料与产品

沸腾床渣油加氢裂化单元进料为常减压装置的减压渣油、焦化装置的焦化重蜡油及少量的煤油加氢干气（至酸性气压缩机入口）；蜡油加氢裂化单元进料为直馏蜡油；蜡油柴油加氢裂化单元原料以直馏蜡油、沸腾床加氢蜡油、沸腾床加氢柴油、焦化轻蜡油和焦化柴油为原料。

沸腾床渣油加氢单元的主要产品为石脑油、柴油、蜡油和未转化油；蜡油加氢裂化单元的主要产品为轻石脑油、重石脑油、航煤、柴油和供润滑油加氢装置的未转化油；柴油蜡油加氢裂化单元的主要产品为轻石脑油、重石脑油和少量供润滑油加氢装置的未转化油。

装置产品及其去向：

产品名称	去向
一、沸腾床渣油加氢单元	
沸腾床加氢气体	至轻烃回收
沸腾床膜分离尾气	至 PSA
沸腾床低分气	至蜡油加氢裂化单元脱硫
沸腾床石脑油	至芳烃联合装置石脑油加氢
沸腾床柴油	至柴油蜡油加氢裂化单元
沸腾床蜡油	至柴油蜡油加氢裂化单元
沸腾床重油（未转化油）	至焦化
二、蜡油加氢裂化单元	
HC 气体	至轻烃回收
HC 低分气	至 PSA
HC 粗液化气	至轻烃回收

产品名称	去向
HC 轻石脑油	至产品罐区汽油调合
HC 重石脑油	至芳烃联合装置连续重整
HC 煤油	至产品罐区
HC 尾油	至润滑油异构脱蜡
三、柴油蜡油加氢裂化单元	
HC 气体	至轻烃回收
HC 低分气	至蜡油加氢裂化单元脱硫
HC 粗液化气	至轻烃回收
异戊烷	至罐区汽油调合
HC 轻石脑油	至乙烯裂解或罐区
HC 重石脑油	至芳烃联合装置连续重整
HC 尾油	至润滑油异构脱蜡

4.3.3 主要工艺技术特点

4.3.1.1 沸腾床渣油加氢

a) 沸腾床反应器内催化剂床层处于完全返混状态，气、液、固三相充分混合，使催化剂与原料油、氢气接触充分，反应动力学效率高；不存在杂质堵塞床层问题，反应器压降低且不随操作周期变化；可以加工劣质原料；反应器内部基本处于等温状态，不需要注入冷氢，不会产生局部过热。反应热靠循环油与原料油直接混合交换，节省高压换热器面积及加热炉热负荷，能量利用率高。

b) 催化剂可以随时在线添加和移出，保证催化剂活性恒定和维持稳定的产品质量和收率，避免了固定床反应器所存在的反应初、末期产品收率的变化、目标产品质量逐渐下降和每年停车换剂对全厂生产、物料总平衡的影响问题，延长了装置操作周期。沸腾床加氢装置操作周期一般为 2~4 年，目前商业运行装置最长连续操作时间为 6 年，从而保证了渣油加氢装置能够与全厂检修周期同步。

c) 原料加工范围广，可以加氢处理世界上各种重质原油的渣油、最劣质的原油、油砂沥青油、页岩油甚至溶剂精制煤浆；可以大幅度提高原料渣油的转化率。

d) 沸腾床加氢工艺能将渣油转化为具有更高价值的轻质油品，同时脱除各种杂质。其典型的操作条件及杂质脱除效果为：反应温度 415~450℃；反应压力 110~210 Bar；渣油转化率 45~85wt%；脱硫率 65~90wt%；脱氮率 25~55wt%；脱残炭率 45~75wt%；脱金属率 70~95wt%；化学氢耗 1.0~2.5wt%；空速 0.2~1.0hr⁻¹（典型

为 0.35hr^{-1}); 催化剂置换率 $0.35\sim 2.1\text{kg/t}$ 原料油 (典型为 1.0)。

e) 沸腾床渣油加氢工艺具有很强的工艺操作灵活性, 通过调整操作温度、催化剂类型及置换速率可以适应原料性质变化、满足产品质量要求、加工方案以及加工能力等多方面的变化。同时, 通过多年持续不断的改进, 目前此工艺成熟安全, 装置在线率高, 最高在线率达 98%。

f) 反应器内催化剂床层高度由放射性料位仪监控, 反应温度由反应器内热电偶监控。同时, 在反应单元的部分管线、催化剂加排部分的部分容器及管线均设有料位监控仪。

g) 一反与二反间设置反应器级间分离罐; 将一反流出物的轻组分分离, 降低二反的负荷及氢耗;

h) 脱硫后的循环氢采用膜分离提纯技术提高循环氢的纯度, 减少循环氢的需要量, 降低反应系统操作压力。

i) 不设循环氢压缩机, 将提纯后的循环氢并入新氢压缩机入口。

j) 将原料中注入催化回炼油, 有助于在总基质中保持沥青质稳定; 同时将高芳香性的稀释油注入在二反入口, 在高转化率下可有效抑制沥青质析出, 提高装置操作的稳定性; 从而使加氢产品将更为稳定。

k) 催化剂采用平行置换方法, 将第二级废催化剂用作第一级反应器的更换催化剂, 将催化剂用量降至最低。

l) 反应器级间采用升序温度操作, 减少冷却介质的用量;

m) 采用标准催化剂公司 (Criterion) 的第四代高转化率/低沉积 H-Oil_{RC} 催化剂 TEX-2910, 可在设计的减压渣油转化率下实现稳定的操作, 并生产稳定的重油。

n) 独家使用 HCAT 添加剂, 提高了 H-Oil 性能 (转化率更高, 沉积问题更少)。该添加剂通过限制沉积生成来减少沥青质, 从而提高装置可操作性, 提高转化率。

o) 热高压分离器与热低压分离器采用先进内件, 使气液分离效果更好, 避免渣油携带到气相出口, 并最大程度地减少到减压阀的气体携带量。

p) 反应产物分离采用三高分+两低分方案, 减少投资并节能效果显著。

q) 催化剂不需预硫化过程。

r) 设置常压分馏塔拔出石脑油及柴油组分, 减压分馏塔拔出蜡油及未转化油组分。

s) 洗涤段采用新型内件, 延长减压塔的运行周期。

t) 常压塔和减压塔都采用新型的切向进料口分布器, 延长分馏部分的运行周期。

u) 采用复合型甲基二乙醇胺 (MDEA) 溶剂作为脱硫剂, 工艺先进可靠, 技术经济可行。

v) 设置富液过滤及在线胺液净化设施, 以防止溶剂发泡和降解。

w) 设置完善的溶剂回收系统, 以降低溶剂消耗; 设置较大的溶剂缓冲罐, 贮存停工检修时装置退出的溶剂。

本可研采用 Axens 的 H-Oil 技术方案进行编制。该单元采用两段沸腾床渣油加氢裂化技术, 渣油转化率 80wt%, 未转化油作为焦化装置的原料; 一反与二反间设置反应器中间分离罐; 循环氢采用膜分离提纯技术提高循环氢的纯度, 减少循环氢的需要量, 由于氢纯度的提高, 在维持以往设计同样的氢分压前提下, 高压系统操作压力降低, 氢气漏损减少; 低粘度的稀释油注入在 2 反入口, 使原料油在高转化率下有效抑制沥青质析出, 提高装置操作的稳定性; 催化剂采用平行置换方法, 提高总反应动力学效率并有效抑制沥青质析出; 反应器级间采用升序温度操作, 减少冷却介质的用量; 采用新一代、高活性的催化剂, 在抑制沥青质析出的同时提高渣油的转化率及产品质量; 反应产物分离采用三高分方案, 减少投资并节能效果显著; 设置常压分馏塔拔出石脑油及柴油组分, 减压分馏塔拔出蜡油及未转化油组分。

4.3.3.2 蜡油加氢裂化单元

蜡油加氢裂化单元以直馏减压蜡油为原料, 采用单段串联一次通过流程, 生产润滑油加氢异构装置的原料, 同时兼顾生产重石脑油。

4.3.3.3 柴油蜡油加氢裂化单元

柴油蜡油加氢裂化单元以直馏蜡油, 沸腾床加氢裂化的蜡油和柴油, 焦化装置的焦化轻蜡油和柴油为原料, 采用两段全循环流程, 以生产轻、重石脑油为主要目的, 同时外甩部分尾油作为润滑油加氢异构装置的原料。

4.4 润滑油异构脱蜡

4.4.1 装置概况

设计规模: 70 万吨/年

操作弹性: 60%~110%

年开工时数: 8400 小时

装置组成: 装置由反应部分 (包括循环氢压缩机)、分馏部分及公用工程设施组成, 并包括装置界区内的全部内容和中控室内的该装置自控部分。

工艺技术选择:

润滑油生产工艺主要有“老三套”传统工艺及 20 世纪 90 年代发展起来的加氢工艺

两种。目前国内外现有的工艺技术主要包括：CLG 的加氢异构化脱蜡(IDW)工艺、Exxon Mobil 的加氢裂化-选择性脱蜡工艺、石科院的润滑油异构脱蜡(RIW)技术和抚顺院的加氢裂化尾油异构脱蜡技术。根据该装置的规模、原料特性和产品要求，本可研暂采用 CLG 公司的 IDW 工艺技术。

4.4.2 原料与产品

该装置以加氢裂化装置的加氢尾油为原料，将正构烷烃（石蜡组分）异构化为低温流动性好的异构烷烃（润滑油组分），并饱和芳烃生产高质量 HVI III 类润滑基础油，副产石脑油、柴油。

装置产品及其去向：

产品名称	去向
干气	至轻烃回收
低分气	至 PSA
石脑油	至芳烃联合装置石脑油加氢
柴油	至罐区
2cst 基础油	至罐区
4cst 基础油	至罐区
8cst 基础油	至罐区

4.4.3 主要工艺技术特点

与传统工艺相比，加氢工艺的优点是：原料的适用范围广，润滑油基础油的收率高，产品粘度指数高、低温流动性好、安定性好、蒸发损失少，芳烃及 S、N 含量低，可以生产符合 API 规范的 II、III 类润滑油基础油。

4.5 汽柴油加氢

4.5.1 装置概况

公称规模：300 万吨/年

开工时数：8400 小时

装置操作弹性：60%~110%。

装置组成：汽柴油加氢装置由反应部分（包括新氢压缩机、循环氢压缩机、循环氢脱硫）、分馏部分及公用工程部分组成。

工艺技术选择：

考虑到本装置加工原料的性质及产品质量要求，可研阶段暂采用抚顺石油化工研

究院（FRIPP）的常规汽柴油加氢工艺。

4.5.2 原料与产品

该装置以直馏柴油、少量焦化柴油和焦化汽油为原料，经过催化加氢反应进行脱硫、脱氮、烯烃饱和、芳烃饱和，生产满足国VI排放标准的精制柴油调合组分，其余产品还包括 D110、D130 溶剂油料和 5#、7#工业级白油料等。

4.5.3 主要工艺技术特点

该装置主要技术方案选用：

- (1) 设置一台加氢精制反应器，该反应器内设 3 个催化剂床层；
- (2) 反应部分采用热高分流程；
- (3) 考虑原料中硫含量较高，设循环氢脱硫设施，可在总压一定的情况下提高氢分压，同时减少硫化氢对装置设备与管材的腐蚀；
- (4) 采用炉前混氢工艺，提高换热器效率和减缓结焦程度，降低反应系统压降。
- (5) 反应器入口温度通过调节反应进料加热炉燃料气量来控制；
- (6) 在热高分空冷器及热低分空冷器入口处设注水设施，以降低循环氢中硫化氢和氨的浓度，并避免铵盐在低温部位的沉积；
- (7) 为尽量减少换热器结垢和防止反应器顶部催化剂床层堵塞，延长运转周期，装置内设置脱除精度为 25 μ m 的原料油过滤器，同时原料油缓冲罐采用 N₂ 覆盖措施，以防止原料油与空气接触；
- (8) 新氢压缩机采用两台往复式压缩机，一开一备，由同步电机驱动。压缩机出口抽出一股氢气送至常减压装置航煤加氢单元。
- (9) 脱硫化氢汽提塔用蒸汽汽提，产品分馏塔底采用重沸炉供热方式；
- (10) 脱硫化氢汽提塔顶加注缓蚀剂，以减轻塔顶流出物中硫化氢对塔顶系统的腐蚀；
- (11) 催化剂预硫化采用液相硫化方法，催化剂再生按器外再生考虑。

4.6 芳烃联合装置

4.6.1 装置概况

本芳烃联合装置属于国际超大规模芳烃联合装置，包括 1 套石脑油加氢装置、2 套连续重整装置、1 套芳烃抽提装置、2 套歧化装置和 1 套对二甲苯装置及配套公用工程设施，各装置及单元规模如下：

a) 石脑油加氢装置，万吨/年	400
石脑油分馏单元	400

石脑油加氢单元	400
b) 连续重整装置, 万吨/年	320×2
连续重整单元	320×2
催化剂再生单元	3167千克/小时×2
c) 芳烃抽提装置, 万吨/年	150
d) 歧化装置, 万吨/年	210×2
歧化反应单元	210×2
苯/甲苯分离单元	230×2
e) 对二甲苯装置, 万吨/年	280
二甲苯精馏单元	1620
吸附分离单元	1320
异构化单元	1038

开工时数: 8400 小时

装置操作弹性: 60%~110%。

工艺技术选择:

由于下游的乙烯裂解装置允许拔头油较高的杂质含量, 本技术文件石脑油加氢装置按先分馏后加氢工艺设计。石脑油加氢催化剂暂按采用 AXENS 的 HR-608 或相当催化剂考虑。

本重整装置的目的是为下游对二甲苯装置提供芳烃原料, 需要较高的反应苛刻度 ($RON \geq 105$), 而且重整装置规模较大, 因此拟采用连续重整工艺。

常见的抽提蒸馏技术包括 MORPHYLANE 工艺(以德国 KRUPP WUDE 公司 60 年代中叶开发的 MORPHYLANE 工艺为代表)和环丁砜抽提蒸馏工艺(以美国 UOP 公司、美国 GTC 公司和石油化工科学研究院 (RIPP) 抽提蒸馏工艺为代表), 这两种抽提蒸馏技术工艺相似, 主要是溶剂不同。近几年随着国内苯、甲苯抽提蒸馏技术的技术发展和工业应用成功, 国内苯、甲苯抽提蒸馏工艺在国内新建抽提装置得到普遍应用, 该技术具有流程短、操作简便、投资省、占地少和损耗小等特点。芳烃抽提装置暂按石油化工科学研究院的抽提蒸馏工艺进行编制。

结合本项目总工艺流程, 对二甲苯装置部分歧化及烷基转移单元暂按采用上海石油化工研究院的 HAT-099 催化剂; 吸附分离单元暂按 AXENS 的 ELUXYL 最新工艺进行设计(吸附剂采用 SPX-5003, 单塔 15 床层), 异构化单元暂按 AXENS 与 Exxon Mobil 公司合作推出的乙苯脱烷基型 EM-4500 催化剂进行设计。

4.6.2 原料与产品

本芳烃联合装置原料为混合石脑油(轻烃回收石脑油、沸腾床加氢石脑油、焦化汽油、加氢石脑油)、加氢裂化重石脑油、乙烯 C8 芳烃和乙烯甲苯。

本芳烃联合装置产品包括对二甲苯、苯、液化石油气、重整氢、燃料气、C5 馏分、抽余油、轻石脑油、尾氢、汽油调合组分和重芳烃等。

装置产品及其去向：

产品名称	去向
拔头油	至乙烯裂解
重整干气	至燃料气管网
C5 馏分	至乙烯裂解
抽余油	至乙烯裂解和汽油调合罐区
重整汽油	至汽油调合罐区
歧化尾氢	至 PSA
歧化燃料气	至燃料气管网
PX 异构化燃料气	至乙烯裂解
苯	至苯乙烯装置和产品罐区
对二甲苯	管输至下游 PTA 厂区
重芳烃	至焦化和化工部分做燃料

4.6.3 主要工艺技术特点

1) 由于本项目含乙烯裂解装置，拔头油作为乙烯裂解原料，石脑油加氢装置按先分馏后加氢工艺设计，可降低能耗，节省投资。

2) 本重整装置的目的是为下游对二甲苯装置提供芳烃原料，需要较高的反应苛刻度（RON≥105）。

3) 催化剂再生方式为严格连续再生，利用提升器精确地控制催化剂的循环速率，并保证了催化剂颗粒的平稳输送。

4) 反应器采用并列式布置，具有较小的金属应力，设备制造容易，而且这种布置方式方便检修，占地相对于重叠式反应器多~5%。

5) 连续重整再生器烧焦段采用两段烧焦系统，避免了催化剂超温的危险。

6) 采用抽提蒸馏工艺，具有流程短、操作简便、投资省、占地少和损耗小等特点。

7) 歧化及烷基转移单元暂按采用上海石油化工研究院的 HAT-099 催化剂，该催化剂在保持低空速、低氢油比、高转化率、高选择性等各方面卓越性能的基础上，进一步提高了其对 C₁₀ 芳烃的处理能力。

8) 吸附分离单元暂按 AXENS 的 ELUXYL 最新工艺，吸附床形式逆流模拟移动床。

9) 结合本项目装置组成, 异构化单元采用乙苯脱烷基型催化剂, 将原料中的乙苯大部分脱烷基生成苯, 作为苯乙烯装置原料。

4.7 烷基化

4.7.1 装置概况

设计规模: 30 万吨/年

操作弹性: 60%~110%

年开工时数: 8400 小时

本装置包括两部分: 原料预处理部分和烷基化部分。

工艺技术选择:

原料预处理部分的目的是通过选择性加氢脱除原料中的二烯烃。因为二烯烃是烷基化反应中主要的有害杂质, 在烷基化反应过程中, 二烯烃会生成多支链的聚合物, 使烷基化油干点升高, 酸耗加大。脱除原料中的二烯烃采用选择性加氢技术, 同时可脱除部分二甲醚, 该技术已在国内多套烷基化装置上应用, 为国内成熟技术。

目前, 国际上的烷基化技术有: 固体酸法、硫酸法和氢氟酸法三种, 固体酸法烷基化技术基本解决了在生产高辛烷值汽油调和组分的过程中产生环境污染的问题, 因而, 受到炼油行业的广泛关注, 国内的石科院、国外的 UOP 公司和 Topsoe 公司对固体酸催化剂的研究均有进展, 但是, 到目前为止都还没有实现工业化, 其中, 石科院只进行了实验室研究, 技术还不完善; UOP 公司的技术已具备工业化实验条件; Topsoe 公司已进行了小试, 但均未工业化。因此, 该项目不考虑采用固体酸烷基化技术。

氢氟酸烷基化装置和硫酸烷基化装置都是技术成熟可靠的工艺, 也是现在国内外生产烷基化油广泛采用的技术。硫酸烷基化和氢氟酸烷基化在工艺上各有特点, 都有广泛应用。据国外资料介绍, 从 1993 年至今, 改造或新建的烷基化装置近 90% 采用的是硫酸法工艺。

氢氟酸烷基化和硫酸烷基化技术相当, 都能够生产高辛烷值的清洁汽油。从环境保护和安全角度考虑, 若解决了废硫酸再生问题, 硫酸烷基化技术将更具优势。

综上所述, 本可行性研究报告烷基化部分的原料处理部分采用国内技术, 烷基化部分推荐采用采用美国 DUPONT 公司硫酸烷基化工艺技术。

4.7.2 原料与产品

烷基化装置以焦化装置提供的液化气和丁二烯抽提装置提供的抽余液以及轻烃

回收装置提供的液化气为原料。生产的主要产品为烷基化油，作为汽油调合组分，为反应的液化气作为乙烯裂解原料。

产品名称	去向
液化气	至乙烯裂解装置
烷基化油	至罐区汽油调合

4.7.3 主要工艺技术特点

硫酸法烷基化装置采用低温反应，需增设制冷压缩系统以满足反应所需条件，由于该技术的酸耗量大，需要废酸处理设施，因本项目为炼化一体化项目，在化工部分已设置废酸处理装置，因此本装置产生废酸送化工部分 SAR 装置集中处理，本装置不再单独设置废酸处理设施。

本装置采用硫酸作为催化剂，硫酸的腐蚀性及对环境的影响要比氢氟酸小。

4.8 PSA

4.8.1 装置概况

装置规模：17×2 万标立/时（提浓重整氢和歧化尾氢）
10 万标立/时氢气（提浓炼厂富氢气体）

操作弹性：50~110%；

年开工时数：8400 小时。

装置组成：17×2 万标立/时重整氢PSA装置主要由歧化尾氢升压、变压吸附（VPSA）、解吸气升压和氢气升压部分组成。10万标立/时炼厂含氢气体PSA装置主要由原料升压和混合部分、变压吸附（PSA）、解吸气升压等部分组成。

工艺技术选择：

对于重整氢 PSA 装置，原料含杂质相对较少，采用真空再生（VPSA）流程。

对于原料含杂质较多的炼厂含氢气体 PSA 装置，采用 PSA 流程。

4.8.2 原料与产品

17×2 万标立/时重整氢 PSA 装置加工原料为重整氢和歧化尾氢；10 万标立/时 PSA 装置加工原料为加氢低分气、轻烃回收干气、沸腾床膜分离尾气和苯乙烯脱氢尾气。

装置产品及其去向：

产品名称	去向
------	----

产品名称	去向
PSA 尾气	至燃料气管网
氢气	至氢气管网

4.8.3 主要工艺技术特点

17×2 万标立/时重整氢 PSA 装置虽然将增加真空泵投资以及抽真空能耗，但氢气回收率高；另外，由于本装置解吸气需压缩至 0.5MPa（G）作燃料，采用真空流程因提高了氢气回收率，解吸气总量减少，解吸气压缩机投资及能耗将有所降低，考虑到全厂氢气成本较高，提高氢气回收率更具经济性。

4.9 煤油加氢

4.9.1 装置概况

装置设计规模：180 万吨/年。

操作弹性：60~110%

年运行时数：8400 小时

装置组成：装置由反应部分（包括循环氢压缩机部分）、分馏部分及公用工程部分组成。

工艺技术选择：

随着我国航空业的迅速发展，航煤的需求量日益增加。且随着原料来源的变化，原油加工深度的提高，特别是进口高硫原油的数量和品种增多，使得航煤中硫醇含量增加，产品质量问题日趋严重。为保证产品质量，必须严格控制油品中的硫醇含量。

直馏航煤精制的方法主要分非临氢法和临氢法两类。

非临氢法主要有抽提、吸附、氧化及抽提和氧化组合等工艺技术，非临氢法航煤精制装置投资费用较低，技术成熟，但都存在着不同程度的环境污染，并且对原料变化的适应性较差。

临氢法精制主要有低压（反应器入口压力<1.0MPaG）氢气一次通过流程，中压（反应器入口压力~2.0 MPaG）氢气一次通过或氢气循环流程，高压（反应器入口压力~4.0MPaG）氢气循环流程等技术方案。本项目煤油加氢精制装置设计采用高压加氢工艺技术。

4.9.2 原料与产品

该装置以常减压装置的直馏煤油为原料。装置产品主要为化工轻油、200#溶剂油、分子筛料、精制航煤，副产少量石脑油和酸性气，精制航煤各项指标均达到

GB6537-2006 质量标准，且硫含量小于 10ppm (wt)。

4.9.3 主要工艺技术特点

- 1) 该装置因反应压力较低，仅设置循环氢压缩机。
- 2) 反应部分采用冷分流程。
- 3) 采用炉前混氢方案，提高换热器效率。
- 4) 采用热壁加氢反应器，高效反应器内构件。
- 5) 反应器入口温度通过调节反应进料加热炉燃料气量来控制。
- 6) 为尽量减少换热器结垢、防止反应器顶部催化剂床层堵塞，并达到提高换热器传热效率和延长装置运转周期的目的，装置内设置脱除精度为 25 μ m 的原料油过滤器，同时原料油缓冲罐采用氮气覆盖措施，以防止原料油与空气接触。
- 7) 分馏部分采用单塔重沸流程。热源由分馏塔底重沸炉提供，分馏塔塔顶蒸出溶解在煤油中的 H₂、H₂S 和少量小分子烃，以保证产品银片腐蚀和闪点合格。
- 8) 采用双壳程换热器，提高换热器传热效率，尽量降低反应流出物进空冷器温度，提高了反应进料加热炉入口温度，减小加热炉负荷，降低装置能耗。
- 9) 使用硫化态催化剂，催化剂再生按器外再生考虑。
- 10) 装置内设置航煤产品在线加注抗氧剂设施，确保产品稳定，质量合格。

4.10 硫磺回收

4.10.1 装置概况

1、装置设计规模及操作弹性

1) 酸性水汽提

生产规模：系列 I 160 t/h

系列 II 220t/h

操作弹性：60%~110%

2) 溶剂再生

生产规模：系列 I 800 t/h

系列 II 500t/h

系列 III 500t/h

操作弹性：60%~110%

3) 硫磺回收

a) 硫磺回收及尾气处理部分

生产规模：4×15 万吨/年（4 系列，正常运行负荷 74%）

操作弹性：30%~110%

b) 尾气处理溶剂再生部分

生产规模：2×500 t/h（双系列）

操作弹性：60%~110%

2、年开工时数：8400 小时

3、装置组成

4×15 万吨/年硫磺回收装置包括酸性水汽提部分、溶剂再生部分、硫磺回收部分（含尾气处理、溶剂再生、IGCC 装置开工硫磺回收、共用部分，液硫成型包装及仓库）等内容。

酸性水汽提部分为双系列设置，系列 I 处理非加氢型酸性水；系列 II 处理加氢型酸性水。

溶剂再生部分为三个系列设置，系列 I 处理来自上游装置（焦化干气液化气脱硫、轻烃回收干气液化气脱硫、柴油加氢低分气脱硫、重油加氢低分气脱硫等）排放的产品型富 MDEA 溶剂；系列 II 和系列 III 对来自重油加氢循环氢脱硫排放的富 MDEA 溶剂进行集中处理。

硫磺回收部分包括四个 15 万吨/年硫磺回收（CLAUS）及配套的尾气处理系列，分别为系列（I）（II）（III）（IV），两个配套硫磺回收尾气处理的溶剂再生系列，分别为系列（I）（II），及服务四个硫磺回收及两个配套溶剂再生的共用部分，还包括液硫成型、包装、仓库等工程内容。

4、工艺技术选择

本项目对氨氮含量较低的非加氢型酸性水汽提采用单塔低压全吹出汽提工艺。单塔加压汽提侧线抽氨及氨精制工艺具有技术成熟可靠、工艺流程较简单、开工经验丰富、便于操作管理等优点，且能回收作为化工原料的氨，本项目对氨氮含量高的加氢型酸性水汽提采用单塔加压汽提侧线抽氨及氨精制工艺技术方案，回收液氨，减少废气排放。

本项目溶剂再生采用常规汽提再生法，再生后的贫液送至上游各装置循环使用，再生塔底重沸器热源采用低压蒸汽。

硫磺回收采用国内外通用的部分燃烧法、二级转化 CLAUS 工艺；15×4 万吨/年硫磺回收的尾气处理工艺推荐采用 LQSR 工艺；成型按固体粒状硫磺考虑。

4.10.2 原料与产品

酸性水汽提装置统一回收全厂工艺装置产的酸性水。

全厂脱硫富 MDEA 溶剂在本部分集中再生，全厂脱硫溶剂统一采用 30% (wt) 的 MDEA 溶剂。

四个 15 万吨/年硫磺回收处理来自溶剂再生、酸性水汽提和 IGCC 装置的混合酸性气。

装置产品及其去向：

酸性水汽提产净化水满足上游装置回用和污水处理场进水水质要求。

溶剂再生系列 I： $H_2S+CO_2 \leq 1.0g/L$ ，满足上游装置气体脱硫的要求。

溶剂再生系列 II 和系列 III： $H_2S \leq 1.6g/L$ ，满足上游装置循环氢脱硫的要求。

硫磺回收产固体硫磺作为产品外售。

4.10.3 主要工艺技术特点

1、酸性水汽提

(1) 各工艺装置产生的含硫污水分类集中处理。酸性水汽提（I）部分处理来自常减压装置、焦化装置以及硫磺回收部分等排放的非加氢型酸性水。酸性水汽提（II）部分处理来自重油加氢装置、煤油加氢装置以及柴油加氢装置等排放的加氢型酸性水。加氢型和非加氢型酸性水分开处理，既满足了工厂根据水质情况分别回用的要求，又实现了酸性水分类集中处理的目的；

(2) 对氨氮含量较高的加氢型酸性水汽提采用单塔加压汽提侧线抽氨及氨精制工艺技术路线，回收液氨，减少废气排放。非加氢型酸性水汽提装置原料中氨含量较低，采用流程简单、能耗低的单塔全吹出汽提工艺；

(3) 主汽提塔采用高性能塔盘（高通量+高效率）的先进设备技术，具有压降低、效率高、操作弹性大等优点，适应长周期运转；

(4) 设置原料酸性水高效除油设施，改善主汽提塔的操作，降低塔顶酸性气的烃含量；

(5) 来自焦化装置的酸性水采用独立的预处理设施，避免因其中焦粉的沉积而导致装置在运行中出现问题；

(6) 塔底采用重沸器供热，回收凝结水，降低能耗；

(7) 装置内需要冷却的工艺介质尽量采用空冷，以减少循环水用量；

(8) 对于易结垢的原料水-净化水换热器和二级冷凝冷却器设置超声波防、除垢设施，提高装置运行周期及减少循环水用量。

2、溶剂再生

(1) 溶剂再生采用 3 个系列（系列 I 规模为 800 t/h、系列 II 及 III 规模均为 500t/h）

同时操作的常规蒸汽汽提再生工艺；

(2) 溶剂选用复合型 MDEA 溶剂，该溶剂具有良好的选择吸收性能、酸性气负荷大、腐蚀轻、溶剂使用浓度高、循环量小、能耗低等特点；再生后的贫液返回上游装置使用，酸性气送至硫磺回收；

(3) 再生塔底重沸器热源由 0.4MPa 蒸汽提供，以防止重沸器管束壁温过高，造成溶剂的热降解；

(4) 为方便操作，增加灵活性，MDEA 溶剂浓度按 30%(wt)进行设计；

(5) 再生塔采用高性能塔盘（高通量+高效率）的先进设备技术，具有压降低、效率高、操作弹性大等优点，适应长周期运转；

(6) 集中后的富溶剂采用中温低压闪蒸，保证装置稳定操作，降低再生酸性气烃含量；

(7) 富溶剂及部分贫溶剂设置过滤设施，以防止溶剂发泡和降解；

(8) 设置完善的溶剂回收系统，降低溶剂消耗；

(9) 设置一套溶剂净化设施，以除去溶剂中可能形成的热稳定盐。

3、硫磺回收

(1) 硫磺回收采用四个系列（单系列规模 15 万吨/年）并列操作；

(2) 酸性气燃烧炉废热锅炉产生 4.4MPa 中压蒸汽；

(3) 硫磺回收采用二级转化 Claus 制硫工艺，过程气采用自产 4.4MPa 中压蒸气加热方式；

(4) 尾气处理采用 LQSR 节能型硫磺回收尾气处理工艺。Claus 尾气采用自产 4.4MPa 中压蒸气加热方式升温，并设置外部氢气源，保持尾气加氢反应所需的氢气浓度；

(5) 催化剂采用中石化齐鲁分公司研究院开发的 LSH-02 低温型 CLAUS 尾气加氢催化剂，该催化剂已于 2011 年 3 月通过中石化科技开发部的鉴定，已在中石化齐鲁分公司、高桥分公司、燕山分公司、沧州分公司、青岛大炼油项目等硫磺回收装置上成功应用；

(6) 四套硫磺回收的尾气处理部分共用二套溶剂再生，既节省了投资，同时也兼顾了配套操作能力的弹性和灵活性；

(7) 总硫回收率达到 99.9%以上；

(8) 尾气加氢反应器出口设置废热锅炉，产生 0.4MPa 低压蒸汽（装置自用）；

(9) 尾气焚烧炉出口设置蒸气过热器及废热锅炉，产生 4.4MPa 蒸汽；

(10)再生后的贫液返回尾气处理使用，酸性气送至硫磺回收 CLAU S 段；

(11) 按每个系列单独设置液硫脱气设施进行设计，将液硫中的 H_2S 降到最低，减轻操作环境的污染；

(12) 尾气采用热焚烧后经 80 米烟囱排空，排空烟气中 SO_2 浓度 $\leq 100mg/Nm^3$ ，满足《石油炼制工业污染物排放标准》(GB 31570-2015)的特殊排放限值要求，

(13) 液硫成型按采用造粒成型机及自动包装系统设置；

(14) 仪表控制采用 DCS 控制系统和高可靠性的安全仪表系统(SIS)；设置尾气在线分析控制系统，连续分析尾气的组成，在线控制进酸性气燃烧炉空气量，尽量保证过程气 H_2S/SO_2 为 2/1，提高总硫转化率；

(15) 除关键设备（燃烧器）、关键仪表（在线分析仪、高温红外线测温仪、DCS 等）、关键辅助材料（脱硫溶剂）、少量特殊阀门引进外，其它均采用国内设备。

4.11 乙烯裂解

4.11.1 装置概况

装置设计规模：110 万吨乙烯/年。

年开工时数：年操作时数为 8000 小时。

装置组成：本装置由原料预处理、裂解炉单元、急冷单元、压缩单元、冷分离单元、热分离单元、制冷单元、废碱预处理单元以及蒸汽等辅助设施和相关公用工程组成。

工艺技术选择：

目前世界上乙烯生产装置的主要技术路线是：管式炉蒸汽裂解和深冷分离。分离流程则主要有：顺序分离流程、前脱乙烷前加氢流程和前脱丙烷前加氢流程。顺序分离流程即先脱甲烷的流程，Lummus 曾采用顺序分离流程；Linde 公司采用前脱乙烷前加氢的分离流程；S&W（已经被 TP 收购）和 KBR 公司则采用前脱丙烷前加氢的分离流程。

国内乙烯裂解工业起步较晚。目前正在积极开发和应用的包括中国石油下属中国寰球工程公司的乙烯裂解技术和中国石化开发的技术。本报告暂以中国寰球工程公司的成套乙烯技术为依据进行研究。

4.11.2 原料与产品

本装置的主要裂解原料为来自在建的斯尔邦 MTO 项目的 MTO 乙烷、MTO 丙烷和丁二烯丁烷，和本项目上游 1600 万吨炼油装置的抽余油、戊烷油、液化气、焦化

液化气、HC 轻石脑油、预处理拔头油、重整液化气、PX 异构化气体，以及来自化工部分的烯烃转化副产碳四及重组分等。

本装置规模为同时还副产氢气、丙烯、裂解混合碳四、粗裂解汽油、富甲烷燃料气和燃料油等产品，供应下游 EO/EG、EVA、苯乙烯、醋酸乙烯、丙烯腈、丙烯酸及酯、丁二烯抽提、裂解汽油加氢等装置或外送。

表 4.10-1 产品流向表

序号	产品	流向
1	乙烯	去 EVA、醋酸乙烯、EOEG、苯乙烯、烯烃转化等装置，部分外送
2	丙烯	去丙烯腈、丙烯酸及酯等装置，部分外送
3	氢气	去裂解汽油加氢、烯烃转化等装置、部分外送
4	燃料气	自用、下游装置、部分外送
5	粗裂解汽油	去裂解汽油加氢装置
6	燃料油	外送
7	混合 C4	去丁二烯抽提装置

4.11.3 主要工艺技术特点

对于裂解炉的热效率，主要考虑装置的经济性，在我国这样的能源价格逐渐攀升的环境下，装置处处加强节能措施，裂解炉热效率也设计得高一些，特别是在使用低硫燃料的条件下，裂解炉热效率均可达到 94-95%。

本装置采用前脱丙烷前加氢流程

装置共设 9 台裂解炉，HQ-176、HQ-24 型炉

4.12 裂解汽油加氢

4.12.1 装置概况

装置设计规模：本裂解汽油加氢/苯乙烯抽提装置，设计规模为 42/3 万吨/年；

年操作时数：8000 小时。

装置组成：由裂解汽油加氢单元和苯乙烯抽提单元组成。

工艺技术选择：

裂解汽油加氢装置主要是根据下游装置对各馏分的需要，对乙烯副产粗裂解汽油进行加氢处理和切割分离，其典型传统流程分为全馏分加氢和中心馏分加氢。

两种流程各有特点，中心馏分加氢可以节省氢气，但 C₅ 和 C₉ 馏分中的二烯烃燃

烧时易结焦堵塞烧嘴；全馏分加氢氢气耗量大，但 C₅ 和 C₉ 馏分不易结焦，饱和 C₅ 可以返回裂解炉裂解。C₅ 和 C₉ 馏分是否加氢视用户如何加工利用而有所不同。

国内裂解汽油加氢装置起步较晚，目前可以考察中国寰球工程公司下属兰州寰球工程公司和中石化科技开发公司的裂解汽油加氢技术。因此，本装置暂以兰州寰球工程公司技术作为编制基础，具体采用哪家技术待后续研究确定。

4.12.2 原料与产品

本装置原料为粗裂解汽油，产品是碳五、苯乙烯、加氢裂解汽油和碳九。

装置产品及其去向：

表 4.11-1 产品流向表

序号	产品	流向
1	苯乙烯	产品外送
2	加氢汽油	去芳烃抽提装置
3	碳五	产品外送
4	碳九	产品外送

4.12.3 主要工艺技术特点

本装置设计为裂解汽油加氢和苯乙烯抽提结合，生产碳五、苯乙烯、加氢裂解汽油和碳九产品，目前国内兰州寰球工程公司自主研发的裂解汽油加氢工艺技术和裂解碳八馏分萃取精馏分离苯乙烯技术，已成功应用于工业生产，实践证明，该技术先进、安全、稳妥、可靠。此技术具有以下特点。

- ◇ 裂解汽油加氢生产工艺采用中心馏份加氢技术，通过此技术可分离出裂解汽油中所含的 C₅、C₉ 馏份，用于生产 C₅、C₉ 树脂；分离出苯乙烯，用于生产聚苯乙烯、ABS 树脂、SAN 树脂、丁苯橡胶等产品的原料。从而实现企业效益的最大化。
- ◇ 直接从裂解汽油中回收高纯度（符合国家标准 GB3915-2011，最高纯度可达 99.8%）聚合级苯乙烯。收率大于 93%，产品质量从普通级提升到聚合级，利润可观。
- ◇ 将苯乙烯在加氢之前从裂解汽油中分离出来可使下游芳烃抽提装置及其二甲苯精制塔能耗分别降低 7% 和 35%。同时经分离处理后的裂解汽油经过两段加氢，乙苯浓度得到有效降低，组成更加适合作为芳烃抽提的原料，可直接成为对二甲苯装置的原料。
- ◇ 苯乙烯作为产生结焦的主要原因，在裂解汽油加氢之前回收，可以增加苯乙

烯的产量，同时还可以减少汽油加氢反应器催化剂的装填量，降低后续加氢过程中约 50%的氢气消耗，同时避免催化剂因苯乙烯聚合结焦而引起的中毒失活。另外裂解汽油加氢装置中脱碳九分离塔被改为脱碳八分离塔后，其能耗降低 18%以上。

4.13 芳烃抽提

4.13.1 装置概况

装置设计规模：29 万吨/年芳烃抽提。

年开工小时数：8000 小时。

装置组成：主要由抽提单元、芳烃精馏单元和溶剂再生单元组成。其中：抽提单元用以将原料油分离为混合芳烃与抽余油；精馏单元再从混合芳烃中精馏出各芳烃产品；再生单元则将使用过的溶剂再生处理后循环使用。

工艺技术选择：

芳烃抽提的目的是将裂解汽油或重整汽油中的芳烃产品进行分离。目前国内外广泛采用的抽提方法根据所使用溶剂的不同，可分为甘醇法、环丁砜法、N-甲基吡咯烷酮法、二甲基亚砜法及 N-甲酰吗啉法等。

本装置可行性研究暂以国内自行开发的、拥有自主知识产权的 Super SAE II 芳烃抽提技术（环丁砜法）作为研究基础，最终芳烃抽提装置工艺技术的选取待进一步技术交流、比较和商务谈判后确定。

4.13.2 原料与产品

本装置所需的主要原料为加氢汽油、苯/甲苯等物料。其中原料加氢汽油来自汽油加氢/苯乙烯抽提装置，是乙烯装置的裂解汽油先分离苯乙烯、C5（不加氢）和 C9+（不加氢），然后将抽余物料（C6~C8 组份）加氢后作为本装置原料。原料苯/甲苯物料来自苯乙烯装置。

装置产品及其去向：

表 4.12-1 装置产品及其去向

序号	产品	流向
1	苯	送苯乙烯装置
2	甲苯	至炼油部分对二甲苯装置
3	二甲苯	至炼油部分对二甲苯装置
4	芳烃抽余油	至炼油部分汽油调合

4.13.3 主要工艺技术特点

国内的环丁砜工艺技术先进、成熟、可靠，具有工艺与机械相结合的特色，能生产出高纯度的芳烃，国内建有多套装置，具有丰富的设计、生产经验。

国内金伟晖公司的 Super SAE II 液-液芳烃抽提技术具有如下优点：

- ◇ 采用溶剂再生新工艺，即先对再生溶剂进行热过滤，再用系统自身的工艺水洗涤。其再生溶剂量大，无需额外的蒸汽加热。新工艺可保证系统的溶剂质量，并使溶剂损耗及废渣排放量大幅度减少；
- ◇ 采用集消泡、缓蚀、稳定于一身的多效工艺液，配合溶剂再生新工艺，使循环溶剂的质量始终处于较好的水平，提高抽提效率；
- ◇ 装置无工艺水外排；
- ◇ 采用抽余油溶剂回收新工艺，使系统水循环量大幅降低。从而减少蒸汽用量，降低装置能耗；
- ◇ 改进抽提塔性能并采用抽提塔多路进料新工艺，使抽提塔效率提高，溶剂比下降 0.15~0.4；
- ◇ 采用返洗液多路返回新工艺，使芳烃产品纯度提高，白土消耗下降，从而降低装置能耗和投资；
- ◇ 环丁砜是一种优良溶剂，它密度大，沸点高，比热小，对芳烃选择性好，溶解能力强；
- ◇ 工艺流程简单、能耗低、芳烃回收率高。

4.14 丁二烯抽提

4.14.1 装置概况

装置设计规模：15 万吨/年。

年操作时数：8000 小时。

装置组成：本装置由第一萃取精馏单元、第二萃取精馏单元（包括侧线闪蒸塔）、脱重脱轻精馏单元、水洗回收单元和阻聚剂配置等单元组成。

工艺技术选择：

由于混合 C₄ 馏分中各组分的沸点差别较小，用普通精馏的方法难以分离获得高纯度的丁二烯产品，因此需要用萃取蒸馏的方法进行分离。目前世界上丁二烯生产的主流技术所采用的萃取溶剂有乙腈（ACN）、二甲基甲酰胺（DMF）和 N-甲基吡

咯烷酮（NMP）三种，也即三种丁二烯生产技术。

三种溶剂生产丁二烯的工艺原理基本相同，都是先通过两段萃取精馏脱除原料中的丁烷、丁烯和 C₄ 炔烃，再通过两段普通精馏脱除丙炔、顺 2-丁烯和 C₅ 等重组分，最终获得高纯度的 1,3-丁二烯产品。

丁二烯抽提装置设计已经实现国产化，目前国内兰州寰球工程公司拥有知识产权的采用 ACN 抽提丁二烯工艺技术已成功应用于工业生产，实践证明，该技术先进、安全、稳妥、可靠。因此，本报告暂以兰州寰球工程公司拥有的工艺技术作为编制基础，具体采用哪家工艺技术，待专利商提供详细报价，并对报价内容进行综合分析后确定。

4.14.2 原料与产品

装置主要原料为来自上游乙烯装置的混合碳四，生产丁二烯和丁二烯抽余油产品，丁二烯作为商品外售，抽余液送炼油部分作为烷基化装置原料。

装置产品及其去向：

表 4.13-1 产品流向表

序号	产品	流向
1	1,3-丁二烯	作为产品外送
2	抽余液 1	送炼油部分烷基化装置

4.14.3 主要工艺技术特点

此技术具有以下特点。

采用侧线除炔烃、第一、二萃取精馏塔连成一个大系统，减少了相变次数，具有可适应砂子炉、毫秒炉、Lummus 炉等各种不同炉型联产 C₄、适应性强的特点。

其工艺流程主要包括一萃和二萃、脱重和脱轻、乙腈水洗和乙腈回收系统。一萃系统有两台塔串联、二萃系统有三台塔、脱重和脱轻系统各一台塔、乙腈水洗系统两台塔、乙腈回收系统一台塔。与国内同类装置有所不同的是，该装置减少了两台塔，即没有丁二烯水洗塔，脱重塔为一台，流程更简捷、操作更便利、减少投资和运行费用。

产品综合性能好、指标先进：产品丁二烯质量分数≥99.6%，其中总炔质量分数≤25×10⁻⁶，乙腈质量分数<5×10⁻⁶，丙炔质量分数<3×10⁻⁶，丁二烯收率≥98.2%；抽余油：丁二烯质量分数<10×10⁻⁶，乙腈质量分数<3×10⁻⁶。

萃取精馏除炔烃、采用精馏方法脱除丁二烯中的少量乙腈、省掉丁二烯水洗

塔、简化装置工艺流程，减少相变次数，节能、降耗效果非常明显。

乙腈净化工艺：采用液-液萃取+精馏的组合工艺，用水做萃取剂先脱除二聚物再脱除水解产物、多聚物和机械杂质。

能量利用：通过采用热耦合技术，减少相变次数，增加中间再沸器，充分利用系统内高温乙腈和蒸汽凝液的显热等措施，不仅降低了蒸汽和循环水用量，还减少了自聚物产生，使装置运行周期延长到 1 年以上。

配套有尾气回收工艺：即采用滴流床反应器和高活性、选择性和稳定性催化剂，通过选择加氢将 C4 馏分中乙烯基乙炔、乙基乙炔和甲基乙炔转化为丁二烯、丁烯和丙烯，增产丁二烯和丁烯，同时消除 C4 尾气高炔烃带来的危险和后处理造成的物料消耗及资源浪费，达到回收利用尾气的目的，使 C4 抽提装置的经济效益最大化。与前加氢技术相比即可减少丁二烯损失和对催化剂活性和选择性的苛刻要求，又能比较容易的实现工业化。

4.15 EO/EG

4.15.1 装置概况

设计规模：60 万吨/年（当量环氧乙烷）

年操作时数：8000 小时。

装置组成：由环氧乙烷反应单元、环氧乙烷回收单元、CO₂ 脱除单元、轻组分脱除和环氧乙烷精制单元、乙二醇反应和回收单元以及乙二醇精制单元等组成。

工艺技术选择：

目前世界上占有氧气法技术市场份额较大的公司有三家，即 Shell、SD 和 DOW（2001 年 DOW 化学收购 UCC 公司，DOW 化学的 EO/EG 技术主要是 UCC 的技术），这三家技术的生产能力合计占总生产能力的 87%。余下的 13%为德国的 BASF 公司、日本的触媒公司，意大利的 SNAM 和德国的 HÜLS 公司等所占有。

SD、Shell 及 DOW 这三家技术路线都是采用氧气氧化法，银催化剂，氧化反应器均采用热水做撤热载体，列管式固定床反应器，副产蒸汽，循环气用甲烷致稳，尾气回收乙烯。环氧乙烷和水，在长管式反应器中加温加压水解成乙二醇，多效蒸发提浓，乙二醇分离精制。因此可以说主要工艺路线基本相同，所不同的仅是部分工序和部分设备。

总的来说 SHELL、SD 和 DOW 工艺技术均成熟可靠，产品质量可满足生产要求，均可推荐选用。本可研报告暂以 SHELL 的技术为依据，而具体采用哪家技术，

将在下阶段确定。

4.15.2 原料与产品

装置主要原料为来自上游乙烯装置的乙烯和外来的氧气。

本装置年产 60.6 万吨当量环氧乙烷（EOE），主要产品包括环氧乙烷（EO）、乙二醇（MEG），同时副产二乙二醇（DEG）和三乙二醇（TEG）等产品外送。

4.15.3 主要工艺技术特点

◇EO 反应副产物脱除

SHELL 是将氧化副产杂质通过碱洗除去，这样环氧乙烷损失较多。但碱洗后的工艺设备可选用碳钢，降低投资。工艺循环水中积累的乙二醇通过蒸发提浓回收，耗能稍多。

◇EO 水解

水合比越高，MEG 产率越高，相应能耗也会增加。

SHELL 是将脱 CO₂ 的 EO 溶液再与部分水混合送去水解。水合比为 25: 1(分子)。

◇蒸发系统

SHELL 专利采用 4 效蒸发器。

◇CO₂ 脱除

SHELL 是采用 Catacarb 的专利技术，Catacarb 技术是在活化碳酸钾溶液中另加少量缓蚀剂，缓蚀剂可对碳钢起钝化作用，形成钝化膜，该专利技术除提高脱除 CO₂ 的能力外还可减少不锈钢材质，节省投资，具有很强的竞争力。

◇EG 精制回收

SHELL 设有 MEG 循环塔。

◇催化剂

SHELL 的催化剂 S-889 初期选择性已提高到 91.3%，期末仍能维持在 85.9%，平均为 88.9%。

◇其它方面

SHELL 技术采用色谱仪通过计算机进行优化工艺操作，闭环控制乙烯、氧气进料。

4.16 EVA

4.16.1 装置概况

装置设计规模：20 万吨/年管式 EVA；10 万吨/年釜式 EVA。

年开工时数：8000 小时。

操作弹性：一条为 10 万吨/年釜式法，操作弹性为 80~110%；另一条为 20 万吨/年管式法 EVA，操作弹性为 70~110%。

装置组成：釜式法 EVA 装置主要包括：压缩、反应及分离、循环气系统、VA 回收和净化、挤出和水上造粒、粒料输送、调节剂、醋酸乙烯和溶剂等的供应、过氧化物溶液制备及储存、引发剂混合及注入和辅助系统等单元。

管式法 EVA 装置主要包括：压缩、聚合、分离、VA 回收和净化、循环气系统、挤压和造粒、粒料输送、产品脱气和储存及包装等单元。

工艺技术选择：

EVA/LDPE 主要由高压法工艺生产，根据反应器类型不同可划分为釜式法和管式法两种。釜式法工艺和管式法工艺各有千秋，一般来说，大规模装置倾向用管式法，其吨产品投资和操作费用均比釜式法低；而生产专用牌号及 VAM 含量较高的 EVA 产品的装置则倾向用釜式法。

釜式法工艺的专利商主要有 LyondellBasell 公司（Lupotech A 工艺）、ExxonMobil 公司、EniChem 公司和 ICI 公司。管式法工艺的专利商主要有 LyondellBasell 公司（Lupotech T 工艺）、ExxonMobil 公司和 SABTEC 公司（原 DSM 的 CTR 工艺）。

通过对比，本装置暂以 LyondellBasell 公司高压釜式法 Lupotech A 及高压管式法 Lupotech T 工艺作为编制依据。

4.16.2 原料与产品

本装置主要原料为乙烯和醋酸乙烯。乙烯来自乙烯装置，醋酸乙烯来自醋酸乙烯装置，生产的产品 EVA 作为商品外售。

4.16.3 主要工艺技术特点

LyondellBasell 公司的 Lupotech A 工艺采用带搅拌的釜式反应器，原料多点注入反应器中，能在高压条件下生产多种牌号 LDPE/EVA 产品。其产品密度为 0.912~0.951cm³/g，熔融指数为 0.2-800g/10min，VAM 含量可高达 40%（wt），反应器单程转化率可高达 22%。

LyondellBasell 公司管式法工艺包括 Lupotech TM 和 Lupotech TS 两种。

Lupotech TM 工艺的特点是反应器有多个单体进料点，除能生产均聚产品 LDPE 外，还适于生产共聚物 EVA；Lupotech TS 工艺的特点是反应器只有一个单体进料点，适于生产均聚产品，起源于原 BASF 公司管式法工艺。

4.17 醋酸乙烯

4.17.1 装置概况

装置设计规模：30 万吨/年

年开工时数：8000 小时。

装置组成：本装置主要由反应单元和精制单元组成。本装置采用两条生产线，操作弹性为 60 ~110%。

工艺技术选择：

醋酸乙烯的工业化生产方法历史上有过乙炔液相法、乙醛醋酐合成法、乙烯液相等。目前世界上醋酸乙烯工业化生产的主要工艺路线有乙烯法、乙炔法和甲醇与合成气生产醋酸乙烯的 Halcon 法。

本项目醋酸乙烯的原料是来自乙烯单元的乙烯和外购的醋酸，所以采用乙烯法生产醋酸乙烯的工艺路线。本装置目前仅收到 LyondellBasell 的报价，暂以该技术作为编制醋酸乙烯装置的基础。

4.17.2 原料与产品

本装置主要原料为乙烯、醋酸和氧气。产品为醋酸乙烯，醋酸乙烯部分作为 EVA 装置原料，其余作为产品外售。

4.17.3 主要工艺技术特点

LyondellBasell 公司的 Vacido 技术采用固定床管式反应器，催化剂为 Au-Pa/Al₂O₃。该催化剂乙烯选择性 92%，醋酸选择性 99%，寿命 3 年，废催化剂贵金属回收率约为 92%。

4.18 苯乙烯

4.18.1 装置概况

装置设计规模：规模为年产 60 万吨苯乙烯

年操作时数：8000 小时。

装置组成：乙苯/苯乙烯装置分为：乙苯生成单元和苯乙烯单元。乙苯单元主要

由两部分组成：反应部分和产品分离部分。苯乙烯单元主要由两大部分组成：乙苯脱氢部分和苯乙烯精馏部分。

工艺技术选择：

目前，世界上苯乙烯生产路线主要有 3 条：1) 乙苯气相催化脱氢法，即以乙苯为原料，采用多床绝热或管式等温反应器，在蒸汽存在下催化脱氢生成苯乙烯；2) 丙烯与乙苯过氧化制取环氧丙烷的副产品；3) 从蒸汽裂解热解汽油中抽提蒸馏回收。

世界上 90% 的苯乙烯都是通过乙苯、苯烷基化法生产乙苯，乙苯再催化脱氢生产的。我国苯乙烯生产也大多采用乙苯脱氢法。

本项目选择以乙烯、苯为原料，采用烷基化法生产乙苯，乙苯再催化脱氢生产苯乙烯。通过对比可以发现，从工艺可靠性、安全性来看，Lummus/UOP 和中石化上海工程有限公司的技术都是成熟可靠的，而从单位产品能耗、技术应用范围来说，Lummus/UOP 具有较大的优势。

本可研乙苯生产工艺暂选择 Lummus/UOP EBOne 工艺，苯乙烯生产工艺暂选择有着多年运行经验的 Lummus/UOP CLASSIC 工艺。

4.18.2 原料与产品

本装置的主要原料为乙烯和苯，乙烯由乙烯装置供应，苯来自炼油部分芳烃联合装置和化工部分芳烃抽提装置。

装置产品及其去向：

表 4.16-1 产品去向

序号	产品	流向
1	苯乙烯	商品
2	甲苯	芳烃抽提
3	脱氢尾气	PSA

4.18.3 主要工艺技术特点

生产乙苯采用液相分子筛法制乙苯技术和负压绝热脱氢制苯乙烯技术，可根据原料量调节塔等设备规格。

“CLASSIC”工艺经多年运行，工艺成熟，且工艺和催化剂经改进后，使投资和产产品成本降低，产品收率和质量提高，

4.19 丙烯腈

4.19.1 装置概况

装置设计规模：26 万吨/年丙烯腈，

年操作时数：8000 小时。

装置组成：主要包括丙烯腈单元、乙腈精制单元和硫铵液浓缩单元，另外还包括废水焚烧系统、尾气焚烧系统等辅助单元。

工艺技术选择：

目前，拥有丙烯氨氧化法丙烯腈技术（Sohio 工艺）的专利商主要有英力士（Ineos）、旭化成（Asahi Kasei）、杜邦（Dupont Technology）等公司。近年来，由于丙烯资源的短缺，致使 BP、旭化成、三菱-BOC、日东、BASF 等公司致力于丙烷氨氧化催化剂及相关工艺的开发。

以丙烯和丙烷为原料，通过氨氧化催化反应来生产丙烯腈是目前丙烯腈的主要生产方法。

丙烯氨氧化法生产丙烯腈的工艺技术在这个世界上是占主导地位的。本装置的可行性研究报告暂以 Dupont 公司的丙烯氨氧化法的技术作为编制依据，最终采用的工艺技术待下一步的专利商评选结束后再确定。

4.19.2 原料与产品

本装置所用的主要原料来自乙烯裂解装置生产的丙烯、MMA 装置副产的浓硫酸、液氨等。

主要产品丙烯腈作为商品外售，副产的乙腈作为商品外售，氢氰酸作为甲基丙烯酸甲酯装置原料。

装置产品及其去向：

表 4.17-1 主要产品去向

序号	名称	流向
1	丙烯腈	对外销售
2	精乙腈	对外销售
3	氢氰酸	去 MMA 装置
4	硫铵液	去 MMA 装置中的 SAR 装置

4.19.3 主要工艺技术特点

本项目建设将采用世界上先进、成熟、可靠的丙烯腈生产技术。

26 万吨/年丙烯腈装置目前在这个世界上是较大规模的生产装置，推荐采用“两头一尾”的生产线。该装置吸收塔顶排出的废气拟采用废气焚烧技术；此外还设置废水焚烧炉（WWI）及其废热回收系统。通过这两个技术的应用，一方面满足自用的高压

蒸汽，同时可外输部分高压蒸汽；另一方面可对环境保护也有很好的效果。

4.20 甲基丙烯酸甲酯

4.20.1 装置概况

装置设计规模：

MMA 单元：9 万吨/年 MMA

SAR 单元：21 万吨/年硫酸（硫酸以 100%计）

年开工时数：8000 小时

装置组成：MMA 装置主要包括 MMA 单元和 SAR 单元。MMA 单元主要包括 ACH 工序和 MMA 工序。SAR 单元主要包括硫铵液、废酸焚烧、净化等工序及装置内火炬系统。MMA 单元和 SAR 单元各设一条生产线，MMA 操作弹性为 70~110%，SAR 操作弹性为 40~100%。

工艺技术选择：

目前世界上已经工业化的生产甲基丙烯酸甲酯（MMA）的工艺技术主要包括传统丙酮氰醇（ACH）法、异丁烯（包括传统 i-C₄ 法、叔丁醇法和 Asahi 法）氧化法、乙烯羰基化法（BASF 法）和改进丙酮氰醇法（MGC 法）等。这些工艺中丙酮氰醇法和异丁烯氧化法是目前世界上最主要的 MMA 生产工艺。

本项目因有丙烯腈装置副产的氢氰酸（HCN）和硫铵液作为 MMA 装置的原料，其来源充足、稳定可靠，因此 MMA 装置暂采用丙酮氰醇（ACH）的技术路线。由于盛虹已采用荷兰 Vekamaf 公司的 MMA 技术在建一套 MMA 装置，因此本项目可研报告暂采用 Vekamaf 公司的 MMA 技术，并同时配套 Chemetics Inc.公司的 SAR 废酸回收工艺技术作为编制依据。

4.20.2 原料与产品

MMA 单元的原料为氢氰酸、丙酮、甲醇和硫酸，主要产品为 MMA，副产品为废酸；SAR 单元的原料为丙烯腈装置产生的硫铵液、MMA 单元产生的废酸和硫磺。

装置产品及其去向：

MMA 单元生产的甲基丙烯酸甲酯作为商品外售，SAR 的的浓硫酸作为丙烯腈装置和 MMA 单元使用。

4.20.3 主要工艺技术特点

丙酮氰醇法技术成熟，产品收率高、质量好，规模经济效益显著。该技术以生产丙烯腈的副产物氢氰酸为原料，与丙酮作用生成丙酮氰醇（ACH），ACH 用浓硫酸处

理生成甲基丙烯酰胺硫酸盐，然后再水解，再与甲醇直接酯化生成 MMA 产品。该技术副产的废酸经热分解处理后可得到硫酸供装置循环使用。

4.21 丙烯酸及酯

4.21.1 装置概况

装置设计规模：丙烯酸单元的规模为 30 万吨/年，丙烯酸丁酯单元的规模为 18 万吨/年，冰丙烯酸单元的规模为 19 万吨/年。

年操作时数为 8000 小时。

装置组成：丙烯酸及酯装置包括：丙烯酸单元、丙烯酸丁酯单元、冰丙烯酸单元、废气处理单元和废水处理单元等。

工艺技术选择：

丙烯酸反应分两段（步）进行。在第一段（步）丙烯首先被氧化成丙烯醛，然后再被进一步氧化成丙烯酸。

丙烯酸丁酯（BA）是丙烯酸酯中应用最广的品种，目前，一般都采用丙烯酸与丁醇在酸性催化剂存在下，直接经酯化反应生成丙烯酸丁酯和水。

吉林设计院通过消化吸收国外先进技术，经过优化和集成，结合多年的工程设计、生产经验并与国内制造商和科研机构联合开发编制了具有自主知识产权的丙烯酸及酯工艺技术。该技术采用先进、实用、可靠的丙烯两步氧化、两步加氧法制丙烯酸技术，以及连续酯化法制丙烯酸酯技术，已通过中国石油集团公司的技术鉴定，处于国内领先水平，达到国际先进水平。

本项目丙烯酸及酯装置暂以吉林设计院技术作为可研报告编制基础。

4.21.2 原料与产品

本装置的主要原料丙烯来自乙烯裂解装置，主要产品为丙烯酸丁酯和丙烯酸。

本装置生产的丙烯酸丁酯作为商品出售，丙烯酸为 SAP 装置原料。

4.21.3 主要工艺技术特点

- 1) 装置安全、设计完善、自动化程度高、生产稳定、运行周期长；装置符合“安全、清洁、文明、无泄漏”工厂标准；
- 2) 投资相对小、费用低、设备台数少、装置占地小；
- 3) 废气包括无组织排放气体均集中收集，采用催化焚烧方法处理，催化反应热得以充分利用、排放气体达标排放。装置三废产生量小，且均达标排放，对周边环境影响极小；

- 4) 原料丙烯浓度要求低、适用范围广，可使用 95%(v)的丙烯；
- 5) 将氧化单元开车升负荷过程以固定模式预先组态到 DCS 中，改变了手动输入数据模式、可实现一键自动开车；
- 6) 采用空气先压缩后增湿的工艺，取代了湿空气压缩工艺，降低了压缩机的负荷和要求，从而降低了投资和能耗；
- 7) 采用先进的丙烯两步氧化法、对两步加氧工艺制丙烯酸工艺进行了优化，降低了丙烯酸装置的生产成本；
- 8) 优化丙烯酸生产中的自动控制系统设计，从而提高丙烯转化率、丙烯酸收率，降低了生产成本；
- 9) 采用先进丙烯氧化生产丙烯酸的 DCS 及 SIS 控制方案，为装置的安全生产、稳定运行提供了保障；
- 10) 丙烯精制单元实施流程优化，减少了停车清洗次数、延长了运行周期；
- 11) 丙烯转化率和丙烯酸收率高，丙烯转化率可达到 98%，总收率达到 88%；
- 12) 氧化反应单元吸收塔底丙烯酸水溶液浓度达到 55~58% (wt)，废水量少、降低能耗；
- 13) 丙烯酸及酯产品质量均高于现行国家标准。

4.22 SAP

4.22.1 装置概况

装置设计规模：24 万吨/年

年开工时数：8000 小时

装置组成：本装置主要由丙烯酸聚合、干燥破碎和废气碱洗单元组成。本装置采用两条生产线，操作弹性为 60~110%。

工艺技术选择：

聚丙烯酸盐系 SAP 的生产方法主要有水溶液聚合法和反相悬浮聚合法。

由于盛虹在建项目采用了盛虹自有的捏合式水溶液聚合法的 SAP，所以本项目暂按此技术来编制可研报告。

4.22.2 原料与产品

本装置主要原料为冰丙烯酸，主要产品为高吸水性树脂 SAP，作为商品外售。

4.22.3 主要工艺技术特点

采用丙烯酸与 NaOH 溶液在反应釜中聚合形成高分子聚合物 SAP 它是一种含有羧基等强亲水性基团并具有一定交联度的水溶胀型高分子聚合物，吸水量高，可达到自重的千倍以上，而且保水性强，即使在受热、加压条件下也不易失水，对光、热、酸碱的稳定性好，还具有良好的生物降解性能。

4.23 IGCC

4.23.1 装置概况

装置设计规模：

1) 气体联合：煤气化炉 3 开 1 备，操作压力为 6.5MPa(G)；生产能力：日处理原煤 7188 吨（收到基）；生产有效气（CO+H₂）47.2 万 Nm³/h。

2) IGCC 制氢：制氢生产能力为 23 万 Nm³/h（以纯氢计），配置了 3 台（2 开 1 备）煤气化炉，操作压力为 6.5MPa(G)。

装置组成：

1) 气体联合：IGCC 装置包括工艺单元、辅助设施及公用工程设施三大部分。其中工艺单元包括：煤气化、耐硫变换、酸性气体脱除、氢气精制、空分等；辅助设施包括：输储煤系统、装置中央控制室等；公用工程设施包括：清洁热电中心、装置内管廊、装置供配电系统、装置循环水场等。

2) IGCC 制氢：气化、净化（耐硫变换、酸性气体脱除、制冷冰机、甲烷化装置）、空分，以及制氢装置配套的公用工程及辅助设施。

装置年操作时数：年操作时数为 8400 小时。

工艺技术选择：

能满足本项目特点且目前比较先进的新一代煤气化工艺技术主要有：荷兰 Shell 公司的 SCGP 粉煤加压气化工艺、美国 GE 公司的水煤浆加压气化工艺、美国康菲公司的 E-GAS 加压气化工艺以及德国西门子公司的 GSP 粉煤加压气化工艺等。除以上提到的国外技术外，近年来随着煤化工产业的发展，国内科研院所和工程公司相继开发出了一些具有自主知识产权的国产气化炉，如：中国西安热工研究院有限公司开发的“两段式干煤粉加压气化技术”，以下简称两段炉工艺；中国航天科技集团公司北京航天万源煤化工工程技术有限公司开发的 HT-L 气化技术；由中石化和华东理工大学联合开发的“东方炉”等。

经对比煤气化装置采用美国 GE 水煤浆气化半废锅技术，净化装置采用耐硫变换+低温甲醇洗+甲烷化流程，低温甲醇洗所需冷量由新建氨制冷系统提供。

4.23.2 原料与产品

本项目原料煤采用神华煤，IGCC 制氢的原料采用神华煤和来自炼油装置的副产石油焦。

装置产品及其去向：

表 4.21-1 主要产品去向

序号	名称	流向
1	氢气	供炼油部分氢气管网
2	燃料气	供炼油部分对二甲苯装置
3	氮气	供全厂氮气管网
4	氧气	供化工部分用氧
5	蒸汽	供蒸汽管网

4.23.3 主要工艺技术特点

IGCC 装置选用的工艺技术主要有以下特点：

1) 气化选用 GE 的水煤浆气化工工艺，对煤种有一定适应性。除了含水高的褐煤以外，各种烟煤、石油焦、煤加氢液化残渣均可作为气化原料，以年轻烟煤为主，对煤的粒度、粘结性、硫含量没有严格要求。

2) 气化压力高。工业装置使用压力在 2.8~8.7MPa 之间，可根据使用煤气的需要来选择。

3) 气化技术成熟。制备的水煤浆可用隔膜泵来输送，操作安全又便于计量控制。气化炉为专门设计的热壁炉，为维持 1350~1400℃温度下反应，燃烧室内由多层特种耐火砖砌筑。热回收有激冷和废锅两种类型，可以根据煤气用途加以选择。

4) 合成气质量较好。其有效组分（CO+H₂）含量占 80vol%（干气）以上，甲烷量<0.1vol%。碳转化率 95~98%。冷煤气效率 74~77%，气化指标较为先进。

5) 对环境影响较小。气化过程不产生焦油、萘、酚等污染物，故废水治理简单，易达到排放指标。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。

6) GE 激冷流程技术成熟，具有装置流程简单、煤种适应性更宽、运行更稳定等特点，易与变换反应配套。

7) 低温甲醇洗工艺以甲醇为吸收溶剂，利用甲醇在低温下对酸性气溶解度极大的优良特性，采用物理吸收脱除原料气中的酸性气体，该工艺气体净化度高，选择性好，气体的脱硫和脱碳可在同一个塔内分段、选择性地进行。

5 自动控制

5.1 控制与信息管理系统

本项目的可行性研究范围为厂区工艺生产装置、储运设施、公用工程及全厂中心控制室和码头等。根据各工艺装置规模及国内外仪表生产及应用状况，所设计的仪表自动控制系统将达到国内同类型工程目前的先进水平，以实现集中控制、平稳操作、安全生产、强化管理，并实施先进控制和优化控制策略，提高产品产量和质量，降低能耗，使工厂实现“安、稳、长、满、优”生产操作，提高经济效益，适应企业将面临的国际竞争。

信息及控制领域技术的高速发展改变了企业的控制系统和管理系统的模式，石油加工企业根据自身的特点，如：生产装置大型化、操作自动化、经营管理信息化等，采用信息技术，使企业有能力充分调动、综合利用企业资源，快速应对市场需求变化，及时调整和优化生产方案，实现高效、灵活、准确的经营决策。企业通过现代化信息技术、集成的工厂控制和管理系统，进行全厂性的集中检测、控制、操作和管理，变传统独立装置的岗位操作为流程操作和系统操作，以减少定岗定员，减少人工成本，最大化地获取企业经济效益和利润。

本项目新建 3 座中心控制室，炼油中心控制室、化工中心控制室和 IGCC 中心控制室。

炼油中心控制室负责的炼油部分的工艺装置包括：常减压装置(含轻烃回收)、焦化装置、蜡油加氢裂化装置、蜡油柴油加氢裂化装置、沸腾床渣油加氢装置、润滑油异构脱蜡装置、汽柴油加氢装置、芳烃联合装置、烷基化装置、PSA 装置、硫磺回收(含产品精制、溶剂再生和酸性水汽提)装置和制氢(含空分、气化、净化(变换、酸脱、冰机)及相关公用工程)，以及为之配套的油品储运系统、公用工程系统及辅助设施等的自动控制及信息管理。

化工中心控制室负责乙烯裂解装置、丁二烯装置、汽油加氢/苯乙烯抽提装置、芳烃抽提装置、苯乙烯装置、丙烯腈装置、丙烯酸及酯装置、高吸水性树脂(SAP)装置、甲基丙烯酸甲酯(MMA)装置、EVA 装置、环氧乙烷/乙二醇(EO/EG)装置、醋酸乙烯装置，以及为之配套的油品储运系统、公用工程系统及辅助设施等的自动控制及信息管理。

气体联合装置区域中心控制室负责装置内煤气化、净化装置（耐硫变换、酸性气体脱除、制冷冰机、甲烷化）、空分，以及为气体联合装置和动力中心配套的公用工程及辅助设施的自动控制和信息管理。

5.2 自动控制水平

集散控制系统（以下简称 DCS）在控制功能、控制精度、可靠性、灵活性、方便操作以及开放性等方面适合各类生产装置，特别是大型联合生产装置群的集中控制和管理。因此，所有的新建及改建装置均采用当前技术先进、成熟可靠的 DCS（包括混合型的现场总线型 DCS）。

炼化区新建各工艺装置及配套储运系统及公用工程 DCS 的显示操作站将全部置于炼化区中心控制室（下称 ACCR），进行集中操作、控制和管理；

仓储区系统及公用工程 DCS 的显示操作站将全部置于该区域子控制室（下称 CCR），进行集中操作、控制和管理。

DCS 的控制站及附属设备则安装在各装置或相关区域的现场机柜间，现场机柜间内设置 1 台供开车用的工程师站，现场机柜间与 ACCR 之间采用光纤通讯。

DCS 的硬件配置：

——控制器，CPU 负荷不超过 50%；

——显示操作站，独立装置按 40 个回路/每站考虑，联合装置按 50 个回路/每站考虑；

——通讯方面，不仅考虑向下，更主要的是考虑向上，设置必要的网络接口与全厂上位计算机管理网络相连接，以适应盛虹炼化公司计算机管理网络的总体规划需要。

各新建工艺装置的 DCS 一般应各自独立设置，以保证各工艺装置在正常生产和开工过程中互不干扰，减少不必要的停工，确保工艺装置的长周期稳定生产。

由于采用了 DCS，不仅可以将所有工艺变量进行数据处理，用于过程的实时控制、报警；生成各种控制、显示和报警画面；打印各种生产、管理报表、报警报表，亦可利用 DCS 丰富的计算功能进行复杂的工艺计算及设备计算等。同时，在控制策略上，不仅可通过系统组态实施常规的控制方案（如基本 PID、串级、均匀、分程、选择、前馈控制等），而且为以后实施先进控制和优化控制提供了硬件支持。

设置大型机组及关键设备的在线状态监测、故障预测诊断系统，以便在 ACCR

监测各装置机组的运行状态和趋势，及时发现事故的苗头，保证机组及装置的长周期运转。机组状态监测系统的机柜设置在现场机柜间，监视终端放在 ACCR 的状态监测室。

5.3 自动控制方案

5.3.1 工艺装置

所有装置及配套系统的过程控制点都将在中心控制室的 CRT 操作站上显示、操作；大型压缩机组和泵组的所有参数的显示和控制都将在 ACCR 进行，各装置的现场控制站及机柜设置在现场机柜间。机组仅设置现场防爆仪表盘，用于机组运行的各种重要参数就地监视和现场开停车，当机组运行中有关参数超限时，现场就地仪表盘和 ACCR 都将有声光报警显示。

加热炉设置烟道气氧含量分析器在线分析器，以便对加热炉的燃烧情况监视，及时调整操作，维持加热炉的正常操作。

为保证产品的质量及安全，各工艺装置可根据过程要求设置在线分析仪表，如：氢浓度、硫化氢含量等。在线分析一般仅作为开环的操作监视，指导操作。

典型控制方案，根据各装置的原料及操作需要，以及各重要设备的要求，设置不同的控制系统和控制回路。一般采用常规的 PID 控制、复杂控制回路如比率、选择、前馈、均匀、超驰等。

对于重要设备，如加热炉、反应器、高压泵、压缩机、高压分离器等，采用不同的联锁保护设计方案，用 SIS 系统进行处理和执行联锁保护。

5.3.2 储运系统自动控制方案

a. 储运系统的罐区及其它配套设施的仪表信号全部送往 ACCR 的 DCS 系统，实现全厂储运系统的实时监控和管理，逐步达到管控一体化。

b. 各罐区、及上述配套的辅助设施（单元），均设置现场机柜间，机柜间中安装远程 PLC 逻辑控制器主机柜、端子柜、继电器柜、电源柜、1 台带工程师功能的操作站等设备。现场机柜间的 PLC 控制器通过光缆与储运 ACCR 的 DCS 系统通讯。

c. 根据罐型和各配套设施（单元）的特点和要求，设置完善的现场检测仪表，满足正常生产监控和紧急状况下的事故自动处理（联锁）的要求。

d. 凡工艺过程有散发和泄漏可燃及有毒气体的设施（单元），均设置可燃气及毒气检测报警系统，信号接至现场机柜间的可燃气及毒气检测报警系统处理，然后经光

缆送往 ACCR 的 F&GS 系统，集中监测储运系统的可燃气及毒气的泄漏情况。

e. 原则上，储运系统的 DCS 系统独立设置；罐区的高限液位关闭入口切断阀的功能可由罐区的各 DCS 完成。

f. 主要监控方案：

罐区：

1) 每个罐均设置罐温、罐压、液位、液位高低报警等就地指示及远传的检测仪表；

2) 每个罐均设置进口紧急气缸式切断阀，以便在罐液位高高限时关闭入口气缸阀。

3) 罐区设置足够的可燃气检测报警器，信号经现场机柜间的主机处理，然后经光缆送往 ACCR 的监视系统。

联合泵房：

1) 泵的压力信号经联合泵房的 PLC 系统送往 ACCR 显示；

2) 泵的运行信号，经联合泵房的 PLC 系统送往 ACCR 示；

3) 置足够的可燃气检测报警器，信号经现场机柜间的主机处理后，经光缆送往 ACCR 的监视系统。

火炬：

火炬的检测和控制系统，一般由以下几个部分组成：

1) 火炬头检测及点火；

2) 酸性气水封罐检测；

3) 压缩机控制及检测；

4) 管道检测（温度、压力、火炬气流量）；

5) PLC 逻辑控制器。

火炬系统各单元的现场检测信号分别接至火炬的现场机柜间的 PLC 主机，然后经冗余光缆送往 ACCR 的 DCS 系统监控。

气柜及压缩机房：

1) 包括：水封罐、分液罐、立式分液罐；压力、液位检测；仪表信号接至气柜压缩机专用 PLC。

2) 气体压缩机：

- * 压缩机的控制和联锁保护由机组专用 PLC 控制系统完成。
- * 机组专用 PLC 控制系统安装在压缩机旁的防爆仪表柜中。
- * 气柜和压缩机的运行参数经光缆送往 ACCR 的 DCS 系统显示和监控。

鹤位汽车车装车台：

1) 采用鹤管自动定位、计量装车系统，全部装车过程由鹤管自动装车系统的 PLC 逻辑程序控制器完成。鹤管自动装车系统的 PLC 控制器安装在装车台旁的正压防爆仪表机柜内。

2) 鹤管装车 PLC 控制器的运行信号，通过光缆送往 ACCR 的 DCS 系统显示、监控。

3) 柴油和液化气鹤管装车的装车操作须在现场进行，ACCR 的 DCS 系统功能为数据采集和处理、打印报表。

汽车过磅微机监测系统：

对鹤管汽车装车、汽车过磅配备微机管理系统及工业电视监控系统，实现严格可靠的计算机管理。

5.3.3 公用工程控制方案

公用工程及辅助生产装置设施，除撬装 PLC 控制器外，原则上全部采用 DCS 对过程设施显示、常规 PID 控制、逻辑控制。PLC 控制器、DCS 控制站安装在现场仪表机柜室（FAR），信号经冗余光缆送往中心控制室（ACCR）的操作站进行操作管理。主要监控方案有：

- a. 温度、压力、流量、液位显示和控制、越限报警；
- b. 泵运行状态在 ACCR 显示；
- c. 设置可燃气体检测报警器；
- d. 设置必要的在线分析仪。

5.4 中心控制室

本项目设置 3 个中心控制室，分别为炼化区域中心控制室（ACCR）、化工区中心控制室和气体联合装置中心控制室。

5.4.1 炼油部分

ACCR 是将以前按工艺装置单独设置控制室的理念改为多装置共用一个集中操作室，变岗位或装置操作为系统操作，实现集中监视、控制和管理。因此，该 ACCR

是新建工程进行生产过程集中监视、控制和管理的中心，亦是区域信息处理中心、区域生产管理中心、区域消防控制中心、区域生产维护中心。它将工艺过程相关的装置集中起来，形成流程化操作。ACCR 内各装置的监视、控制、操作和管理融为一体，区域之间的生产、管理信息流集中共享，是现代化生产管理的需要，是降低成本、增加效益的有效途径。

现场机柜室依据厂区总平面布置、与区域中心控制室的关联等条件，按装置或多个生产单元联合设置。现场机柜室的设置应遵循便于项目实施、维护及管理、节省工程费用等原则。

本项目炼油部分新建工艺装置、储运系统及配套公用工程设置一个炼油中心控制室，建筑面积约 6000 平方米；根据实际控制需要、结合区域内工艺装置及系统单元平面布置，拟设置 20 个左右现场机柜室（FAR），总建筑面积约 9000 平方米。ACCR 将主要工艺装置、辅助工艺装置、油品储运系统、给排水及消防系统、供热及供氮系统及辅助设施等分别进行集中控制与管理。FAR 主要用于放置数据采集及处理的端子柜、控制柜等设备。

各现场机柜室应设置在非爆炸危险区域。现场机柜室采用抗爆结构。每个现场机柜室应包括系统机柜间、空调机室、UPS 电源室、仪表维修间、工具间、外操值班室等。

5.4.2 化工部分

化工部分中央控制室设置在非爆炸危险区域，其位置布置在远离爆炸危险、火灾危险的区域内，还应考虑远离有较大震动区域和较强电磁干扰区域，中央控制室应背向工艺生产装置，采用抗爆结构。

中心控制室包括中央操作大厅、机柜室、工程师室、安全消防监控室、APC 工作室、AMS 工作室、管理办公室、会议室、培训室（包括培训仿真系统）、交接班室、更衣室、暖通空调机房、UPS 电源室、维修间、仪表资料间和卫生间等。

操作大厅室内各个生产装置按工艺流程划分操作区域。操作区域可布置为直排、圆形或阶梯式。中心控制室内设置的辅助设施包括电话、扩音对讲主话站、无线通讯系统、局域网络、火灾自动报警设施、消防设施、投影显示大屏等。

化工部分中心控制楼的建筑物占地尺寸为 70mX50m，占地面积 3500m²；总建

筑面积为 4500 m²，操作大厅面积约 1800m²。

5.4.3 气体联合装置

装置设置一个中心控制室，中心控制室负责操作的工艺装置有：空分装置，气化装置，净化装置，循环水场以及热电装置。

中心控制室面积为（50m×70m）7000m²，为双层建筑物。中心控制室内设置有操作间、机柜间、工程师站、消防控制设备间、电信设备间、空调间、UPS 间、资料间/备件间、更衣室、餐厅、茶水室、会议室、卫生间等。

5.5 现场机柜间

现场机柜室依据厂区总平面布置、与区域中心控制室的关联等条件，按装置或多个生产单元联合设置。现场机柜室的设置应遵循便于项目实施、维护及管理、节省工程费用等原则。

各现场机柜室应设置在非爆炸危险区域。现场机柜室采用抗爆结构。每个现场机柜室应包括系统机柜间、空调机室、UPS 电源室、仪表维修间、工具间、外操值班室等。

现场机柜室可燃、有毒气体检测报警仪设置的数量，在详细设计阶段由业主 HSE 部门与设计院协商确定。每个现场机柜室设置 1 台远传温度、湿度传感器。

厂内储运罐区设现场机柜间，但由于该区域监控范围大、距离远，当普通电缆不能满足信号传输要求时，可考虑采用远程 I/O 方式。其远程 I/O 机柜将就近置于变配电室或现场操作室内。

5.6 信息系统与企业管理

5.6.1 建设目标

计算机技术、信息技术、通信技术、自动化技术的应用和结合给工业界带来了革命性的变化，形成了集散控制系统（DCS）、先进控制系统（APC）、管理信息系统（MIS）以及计算机集成制造系统（CIMS）。企业生产的各个环节（市场分析、产品设计、加工制造、经营管理、产品销售等全部生产活动）是一个不可分割的整体，一旦将信息技术应用于各生产环节之后，整个生产过程便可看成是数据的采集、传递、加工处理的过程，信息集成系统应是这一思想和方法的具体实现。

信息集成系统以降本增效为主目标，以物流、资金流、信息流为系统集成主线，

建设成本为核心的全面预算管理体系；贴近以“安稳长满优”为中心的生产管理，推进生产系统运行的优化管理和实时管理；推广 APC 技术，实现生产过程先进控制和优化控制。

信息集成系统将建设“1 个数据中心，1 个业务流转平台，2 个体系，4 个优化，20 个系统”，形成信息资源上下畅通、横向共享的安全、规范、完整的信息体系。为中化集团公司经营决策系统提供及时、准确、完整的数据支持，全面提升企业成本管理的信息化水平，优化原油成品油市场盈利空间，提高炼油企业经济效益，增强市场竞争力及可持续发展能力。

“1 个数据中心”是建立一个企业数据中心，强化数据源的建设以及实时数据库与管理数据库的集成。

“1 个业务流转平台”是建立一个企业各部门横向数据及信息传递的平台，提供一个企业管理制度的电子化执行体系。

“2 个体系”是要建立炼化企业绩效考核和成本预算控制体系。

“4 个优化”是要建设生产计划排产优化及原油资源优化、生产调度优化、生产过程先进控制与优化、产品销售流向优化。

“20 个系统”主要是采用流程模拟技术和动态仿真技术，对装置、操作单元在线或离线优化，实现流程和装置的工艺分析；建设罐区自动化及油品调合系统；实现生产操作管理应用及调度排产作业系统；建立设备运行状态监控及故障诊断系统；进行 L1MS 系统、计量系统、质量系统等应用系统改造；建立安全环保电子化业务体系；建立办公自动化系统；实施人力资源系统；建设产品销售优化系统市场信息系统。

5.6.2 实施原则

实施本项目时，要充分考虑已有的基础条件和长远规划需求，立足现在、面向未来，符合当前经济和技术的发展趋势，高起点、高水平，且安全可靠，并尽可能减少不必要或超前投资。在实现信息集成系统时，根据功能要求和市场情况选择合适的网络解决方案，不仅在节约资金上，而且对网络的进一步扩展均显得非常重要。

5.6.3 网络技术

目前较为成熟的网络技术是：以太网 / 快速以太网/千兆位以太网、令牌环(Token Ring)网、FDDI 网及 ATM 网。企业主干网主要由 ATM 或千兆位以太网担当。

千兆位以太网是对 IEEE 802.3 10M bps 以太网技术的发展，将网络主干的带宽

提高到千兆位级，它仍延用载波侦听多路访问/碰撞检测（CSMA/CD）技术，采用自由竞争方式强占信道。千兆位以太网没有很好解决多媒体数据传输的问题。

ATM 可以通过边界交换机实现局域网仿真，它既支持局域网又适合于广域网，是局域网与广域网共有的技术。ATM 的数据传输是在电（通）路联接好后进行定长信元传输，所以数据传输速度快、延迟小，满足了多媒体应用的要求。ATM 可为网络节点预先分配带宽。目前 ATM 产品的价格偏高。

针对盛虹炼化新建项目和记录的要求，主干网应采用先进的网络技术及选择性价比高的网络产品；局域网则采用快速以太网或 10/100M 自感应技术。

5.6.4 系统管理

信息集成系统的管理与其安全是相辅相成的，管理工作的加强与管理手段的提高会进一步促进系统本身的安全。在信息集成系统中，配备必要的系统管理平台实现网络系统、信息资源、事件、软/硬件资源等多方面的管理以及软件分发的功能。

5.6.5 数据库

企业的信息处理离不开数据库管理系统的支持。在信息集成系统中设关系数据库和实时数据库，借助于数据仓库技术，为整个企业提供各种信息。

网络管理和网络安全：

1) 网络管理

a) 性能管理：对跨网段、包含多种协议、多种网络类型、多厂商硬件设备的企业网络进行集中的管理与控制，实时监控网络性能，在出现网络流量瓶颈和网络故障时，迅速对错误进行诊断和隔离，保证网络的健壮和快速恢复。

b) 事件管理：及时捕获关键设备及关键服务的事件，包括系统、数据库服务器以及网络设备等，同时可进行事件的警告及自动应急处理。

c) 资源管理：对整个企业网内计算机资源（包括硬件/软件等）实现管理和控制，以缩减庞大的管理费用。

d) 软件分发：本信息集成系统运行的软件种类的繁多，版本不统一会造成整个系统信息的混乱。须借助工具软件实现软件自动分发，保证系统信息的一致性。

e) 计帐管理：按时间和流量进行统计，通过代理（Proxy）服务器对用户进行代理服务。内部计算机经代理服务服务器访问 Internet 资源。

2) 安全管理

a) 设置网络安全防火墙 (firewall), 防止外部的非法访问, 避免黑客对企业网的入侵。

b) 配置完善内部网络防病毒系统, 阻止病毒对系统的攻击。

c) 用户安全管理。对用户实现基于组的管理; 对跨操作系统平台、跨域(Domain)的用户实行统一的管理, 即在多种平台共存的系统中, 允许用户一次性输入其 ID 和口令, 经安全管理系统确认后, 便可访问系统中各平台内已授权给该用户的资源, 而无需不同平台用不同的 ID 及口令。

d) 生产数据与管理数据隔离, 保证生产数据的安全性和实时性。

3) 实施方案

网络管理与安全管理相辅相成, 密不可分。因此, 在保证实现所需功能的基础上, 尽量保持两者管理平台的统一。CA 国际有限公司 (Computer Associates International, Inc.) 的企业管理软件 Unicenter TNG 可实现完整的解决方案。Unicenter TNG 基于 Client/sever 集成系统管理软件, 通过三维虚拟现实的界面显示整个企业信息资源的现实情况, 并进行统一的集中管理, 对用户的关键性业务提供强有力的解决方案, 提高资源利用率和工作效率。

5.6.7 信息集成系统总体模式

1) 信息集成系统设计原则

根据计算机信息网络系统的功能需要及技术要求, 确定了如下的网络设计原则:

- 成熟性: 采用经国内外实践证明是实用的、成功的网络技术和网络产品。
- 先进性: 采用目前先进的网络技术和产品, 满足计算机网络系统的功能需求。
- 灵活性: 网络系统中的硬件或软件模块能根据实际情况进行各种组合和灵活的配置, 适应技术的发展和业务需求的变化。
 - 可扩充性: 系统可根据功能和规模的发展进行扩充和网络升级。
 - 可靠性: 根据实际应用需要, 可考虑采用高可靠性的设备和必要的容错措施 (如: 硬件容错、软件容错、系统容错)。
 - 开放性和标准化: 系统设计中优先采用有关的国际标准、国家标准、主流的行业标准和规范, 以保障网络的开放性。
 - 可管理性: 网络应具有网络管理设施, 以实现配置管理、性能管理、故障管理、统计管理、安全管理等五个方面的网管功能。

- 安全性：根据业务安全性的实际需要，应采用切实可行的安全措施。
- 易操作性：系统人机接口界面友好、直观、便于操作。网络应满足峰值业务需求，保证在 3~5 年内的先进性，并具有很好的可维护性。

信息分布式处理：宜是两级管理体制，管理信息须进行分布式处理，网络配置应与此相适应。

2) 信息集成系统总体模式

信息集成系统的升级改造，既要考虑到现有设备的重复利用及满足目前的实际需要，又要兼顾到企业今后的发展而带来的隐含需求。采用先进、成熟、可靠的技术，把各种硬件平台、系统软件平台、系统管理平台、数据库管理系统与过程模拟与优化、先进控制、生产过程控制等各种应用系统集成起来，采用 Client/Server 模式，使之成为一个能够高效运作、具有高度应变能力的生产管理与控制的一体化系统。

6 总图运输、油品储运及土建

6.1 总图运输

6.1.1 建设条件

6.1.1.1 地理位置和用地条件

盛虹炼化（连云港）有限公司盛虹炼化一体化项目，拟建在连云港徐圩石化产业园的东北部，本项目炼油化工厂区（含 IGCC、火炬区）北侧为虹洋热电项目、斯尔邦醇基多联产项目、虹港 PTA 项目和园区规划公用工程岛，东、南、西三侧为规划的工业用地。本项目仓储区（含原油罐区和成品油罐区）和铁路装卸站布置在石化园区的仓储物流区。其西南侧为荣泰化工仓储库区，南面为虹港 PTA 项目，东面为规划中石化原油库区，北面为港区码头区。根据业主提供的信息，上述场地周围、防护距离以内无村庄。

6.1.1.2 主要依托条件

厂址周边海港及内河码头、铁路、公路等交通运输网能满足本项目的运输需求。

生活水源为徐圩新区自来水公司的自来水，界区压力按照 0.2MPa，由园区供应至厂界区外一米，水质满足生活饮用水卫生标准。

本项目电源来自西面约 15 公里处规划的 500kv 南翼变。

连云港市城市总体规划（2008-2030）》中徐圩片区（即徐圩新区）规划 1 座区级消防指挥中心、3 座陆上特勤消防站、5 座一级普通消防站、5 座专职消防队、1 座核应急储备站，可供本项目消防依托。

6.1.1.3 气象条件

气象条件详见本项目第五卷第一册 全厂总图部分。

6.1.2 平面布置

6.1.2.1 总平面布置原则

- 1) 严格遵循防火、防爆、安全、卫生等现行规范、规定。
- 2) 与工艺流程相协调，合理紧凑布局。
- 3) 充分考虑风向及周边情况，减少环境污染。
- 4) 在满足消防、检修的前提下，尽量将场地划分为面积较大、外形较方正的街区，以降低通道占地系数和缩短街区外围环形通道的总长度。
- 5) 以人为本，合理布置食堂、就餐间及厕所。

- 6) 合理考虑人、货分流，为生产、管理创造有利条件。
- 7) 合理组织运输，缩短运输距离。
- 8) 全厂管线综合应结合总平面布局统一规划，并积极采取节约用地的措施。
- 9) 合理进行绿化，注重环境建设。
- 10) 结合企业的发展规划，合理确定发展方向。

6.1.2.2 总平面布置

依据上述原则，结合业主提供的项目可用地范围示意图、周围条件及业主要求，本项目总平面布置如下：

炼油化工厂区（含 IGCC）布置在盛虹集团现有斯尔邦醇基多联产项目和虹港 PTA 项目南面石化园区炼油二区的规划地内。厂区内总体上北面为炼油区，南面为化工区（除污水处理场和净水场外）。

炼油区和化工区总体布置为西面工艺装置区，东面辅助生产设施和储罐区。化工区北面为液体加工工艺装置区，南面为固体加工工艺装置区和仓库区。

IGCC 按园区规划要求布置在港前四路南面的公用工程岛内。

火炬区布置在炼油化工厂区东面的石化园区预留炼化区规划地内。

仓储区（含原油罐区和成品油罐区）布置在石化园区仓储物流区荣泰化工仓储库区的北面 and 东面。仓储区西面为汽车装卸设施、管理区和辅助设施，东面为成品油罐区和原油罐区。

铁路装卸站布置在石化园区仓储物流区荣泰化工仓储库区和本项目仓储区的西面。

考虑到既要以人为本，又要节约用地。将全厂厕所分散布置在各建筑物（包括配电或机柜间）内，确保每个厕所的服务半径不大于 300 米。依据文明、卫生、适用、方便、节水、防臭的原则，在厕所内合理布置卫生洁具和洁具的使用空间，并设防蝇、防蚊设施。

厂区道路网的设置在满足消防、检修的前提下，尽量将场地划分为面积较大、外形较方正的街区，以降低通道占地系数和缩短街区外围环形通道的总长度。

根据建设单位的提供的用地信息，厂区远期考虑向东、向南发展。

本项目规划总占地为 612.83 公顷（不含火炬辐射热控制区，辐射热控制区与园区公用，由业主和园区协商具体控制措施），其中炼油化工厂区占地为 471.39 公顷，厂外火炬设备及管廊带占地为 19.98 公顷，仓储区占地为 96.33 公顷，铁路装卸站占地为 25.13 公顷。

码头用海面积 71.2292 公顷（其中透水构筑物用海 10.5523 公顷、港池用海 60.6769 公顷）。水域管廊桥用海面积 4.96 公顷，陆域管廊（包括防波堤堤顶及陆域）用地面积约 5.5 公顷。

6.1.2.3 厂区绿化

厂区绿化充分贯彻因地制宜、有利生产、保障安全、美化环境、节约用地、经济合理的原则，根据厂区的总图布置、生产特点、管网布局、消防安全、环境特征，以及当地的土壤情况、气候条件、植物习性等因素，合理选择抗污、净化、减噪或滞尘能力强的绿化植物。在不妨碍消防、检修、行车安全及有害气体扩散的前题下，以植物造景为主，采用乔、灌、花、草合理配植的绿化形式，并与周围环境和建、构筑物相协调，形成多层次的立体绿化布局。厂区绿化系数暂定为 15%。

6.1.3 工厂竖向、道路及排雨水

6.1.3.1 竖向布置原则

- 1) 根据厂区地形特征及厂区与外部道路的连接条件，合理确定竖向布置方式。
- 2) 厂区竖向应与总平面布置相协调，为各区域提供合理高程的用地，使场地雨水排除顺畅、使工厂有良好的运输条件。
- 3) 结合生产流程、总平面布置、管线敷设、竖向布置及厂内外道路，合理确定完整有效的厂区排雨水系统。
- 4) 分期建设的工程，应统一考虑其竖向布置。
- 5) 厂区道路的设置，应符合企业总体布置和总平面布置的要求，且应与竖向布置、管线规划及厂容、绿化相协调，并满足生产、检修、消防、人行等交通运输的需要。

6.1.3.2 竖向布置

本项目用地为废弃盐田，目前厂区标高基本约为 2.0 米左右，工程处理后标高约为 0.5 米左右。盛虹集团斯尔邦石化和 PTA 项目厂区道路标高为 3.5 米，单元场地标高为 3.8 米。

鉴于项目占地面积大，为减少土方工程量、降低水沟深度，根据与业主沟通，本项目炼油区和化工区竖向布置采用中间高四周低的竖向布置方式，场平坡度为 1‰，场平标高约为 3.5 米~5.0 米。

IGCC、仓储区和铁路装卸站采用单面坡的竖向布置方式，场平坡度为 1‰，场平标高约为 3.5 米~5.0 米。

火炬区仅场平设备区用地，场平坡度为 1‰，场平标高约为 3.5 米~4.0 米。

6.1.3.3 厂内道路及排雨水

1) 厂内道路

本项目厂内道路型式采用公路型，为满足消防、检修及运输等要求，厂区主干道、次干道成环状布置。路面宽度主干道采用 12.0 米、次干道采用 9.0 米或 6.0 米，交叉口路面内缘转弯半径采用 12.0 米。厂区消防道路路面上的净空高度不小于 5.0 米，大件运输道路路面上的净空高度不小于 6.0 米。考虑到填土地基的不稳定性，为便于修补，厂区道路均采用沥青砼路面。

2) 排雨水

厂区装置区及其它辅助设施区场地雨水采用钢筋砼盖板沟收集，罐组单元内场地雨水采用钢筋砼明沟收集。厂区排雨水系统采用明沟排雨水系统，明沟穿越道路处设置盖板明涵。厂区雨水分区域集中收集后，排入各区雨水监控池监测，监测合格后就近排入厂外工业区雨水系统；若监测不合格，雨水则提升到污水处理场处理，处理合格后排入厂外工业区雨水系统。

6.1.4 厂区围墙、大门及守卫室

为尽可能与一般火种隔绝，并禁止无关人员进入厂内，沿厂区边界统一设置高度不低于 2.2 米的非燃烧材料实体围墙；行政管理区、总变及汽车装车设施区，设栏栅与厂区其它生产区隔开，本项目共设 12 个出入口（含守卫室），定员 36 人。汽车装卸设施区大门及守卫室由单元内考虑。

6.1.5 工厂运输

6.1.5.1 运输原则

1) 汽车运输原则上依托社会，一般货物按“取货制”由货运需方自备车辆，大宗普通货物尽可能利用地方专业运输部门的运输能力和维修设施，建设单位不另备运输车辆。

2) 本项目仅考虑最基本的行政及生活用车，不设汽车库。

3) 本项目铁路运输设施新建。

4) 本项目硫磺固体产品按公路运输方式出厂。

6.1.5.2 运输量

本项目远洋运输原油 1600 万吨/年。炼油化工液体产品运输共 1682.57 万吨/年，主要采用近海运输、铁路、公路和管道运输。固体硫磺共 42.93 万吨/年，采用公路运输。IGCC 装置所需煤共 280.05 万吨/年，由近海运输至码头，通过栈桥运输进厂。

表 6.1-1 原料和产品进出厂方式和比例

序号	物料名称	产量/ 购入量 (万吨/年)	运输方式、运量 (万吨/年)												备注		
			远洋运输		近海运输		铁路运输		公路运输		管道运输						
			%	运量	%	运量	%	运量	%	运量	%	运量					
1	原料																
1.1	原油	1600	100	1600	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	炼油单开/ 全厂同开
1.2	MTBE	10.00	—	—	—	—	—	—	—	100	10.00	—	—	—	—	—	炼油单开/ 全厂同开
1.3	醋酸	21.84	—	—	100	21.84	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	化工所需原料
1.4	正丁醇	10.94	—	—	100	10.94	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	化工所需原料
1.5	NaOH	16.15	—	—	—	—	—	—	—	100	16.15	—	—	—	—	—	化工所需原料
1.6	浓硫酸	0.13	—	—	—	—	—	—	—	100	0.13	—	—	—	—	—	化工所需原料
1.7	丙酮	5.66	—	—	100	5.66	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	化工所需原料
1.8	MTO 乙烷	1.13	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	100	1.13	—	—	化工所需原料
1.9	MTO 丙烷	1.08	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	100	1.08	—	—	化工所需原料
1.10	丁二烯 C4	0.79	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	100	0.79	—	—	化工所需原料
1.11	甲醇	3.09	—	—	—	—	—	—	—	100	3.09	—	—	—	—	—	化工所需原料
1.12	液氨	13.18	—	—	—	—	—	—	—	100	13.18	—	—	—	—	—	化工所需原料
	合计	1683.99	—	1600	—	38.44	0	—	—	—	42.55	—	—	3	—	—	

序号	物料名称	产量/ 购入量 (万吨/年)	运输方式、运量 (万吨/年)												备注		
			远洋运输		近海运输		铁路运输		公路运输		管道运输						
			%	运量	%	运量	%	运量	%	运量	%	运量					
2	产品																
2.1	国VI汽油	240.00	—	—	60	144.00	40	96.00	20	48.00	—	—	—	—	—	—	炼油产品
2.2	航煤	150.00	—	—	60	90.00	50	75.00	10	15.00	—	—	—	—	—	—	炼油产品
2.3	国VI柴油	200.00	—	—	60	120.00	70	140.00	20	40.00	—	—	—	—	—	—	炼油产品
2.4	润滑油基础油	61.62	—	—	60	36.97	30	18.49	20	12.32	—	—	—	—	—	—	炼油产品、 三个牌号
	2cst 基础油	10.39	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	
	4cst 基础油	39.76	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	
	8cst 基础油	11.47	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	
2.5	苯	20.74	—	—	70	14.52	20	4.15	10	2.07	—	—	—	—	—	—	全厂同开
		52.95	—	—	100	52.95	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	炼油单开
2.6	对二甲苯	280.00	—	—	34	96.00	30	84.00	20	56.00	36	100.00	—	—	—	—	全厂同开
2.7	戊烷发泡剂	9.94	—	—	—	—	—	—	—	9.94	—	—	—	—	—	—	炼油产品
2.8	200#溶剂油	17.70	—	—	—	—	—	—	—	17.70	—	—	—	—	—	—	炼油产品
2.9	化工轻油	20.24	—	—	—	—	—	—	—	20.24	—	—	—	—	—	—	炼油产品
2.10	分子筛料	50.59	—	—	—	—	—	—	—	50.59	—	—	—	—	—	—	炼油产品

序号	物料名称	产量/ 购入量 (万吨/年)	运输方式、运量 (万吨/年)												备注									
			远洋运输			近海运输			铁路运输			公路运输				管道运输								
			%	运量	%	运量	%	运量	%	运量	%	运量	%	运量		%	运量							
2.24	醋酸乙烯	22.55	—	—	—	—	—	—	—	—	—	50	11.28	50	11.28	—	—	—	—	—	—	—	化工产品	
2.25	一乙二醇 MEG	57.00	—	—	60	34.2	—	20	11.40	—	—	20	11.40	—	—	—	—	—	—	—	—	—	化工产品	
2.26	二乙二醇 DEG	5.77	—	—	—	—	—	—	—	—	—	100	5.77	—	—	—	—	—	—	—	—	—	化工产品	
2.27	三乙二醇 TEG	0.40	—	—	—	—	—	—	—	—	—	100	0.40	—	—	—	—	—	—	—	—	—	化工产品	
2.28	环氧乙烷 EO	15.00	—	—	—	—	—	—	—	—	—	100	15.00	—	—	—	—	—	—	—	—	—	化工产品	
2.29	苯乙烯 SM	63.47	—	—	60	38.08	—	20	12.69	—	—	20	12.69	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	化工产品
2.30	丙烯腈	27.04	—	—	40	10.82	—	—	—	—	—	60	16.22	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	化工产品
2.31	乙腈	0.74	—	—	—	—	—	—	—	—	—	100	0.74	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	化工产品
2.32	甲基丙烯酸 甲酯 MMA	8.67	—	—	—	—	—	—	—	—	—	100	8.67	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	化工产品
2.33	丙烯酸丁酯	18.00	—	—	60	10.80	—	—	—	—	—	40	7.20	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	化工产品
2.34	丁二烯	15.21	—	—	50	7.61	—	10	1.52	—	—	40	6.08	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	化工产品
2.35	丙烯	4.20	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	化工产品
2.36	乙烯 C5	8.17	—	—	—	—	—	—	—	—	—	100	8.17	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	化工产品
2.37	乙烯 C9	2.60	—	—	—	—	—	—	—	—	—	100	2.60	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	化工产品
	合计	1682.57		0		912.83			443.25				492.01								127.49			

序号	物料名称	产量/ 购入量 (万吨/年)	运输方式、运量 (万吨/年)												备注			
			远洋运输		近海运输		铁路运输		公路运输		管道运输							
			%	运量	%	运量	%	运量	%	运量	%	运量						
3	化学药剂																	
3.1	浓硫酸	8.87	—	—	—	—	—	—	—	—	—	100	8.87	—	—	—	—	炼油、化工共用、 含原料
3.2	碱液 (NaOH)	26.16	—	—	—	—	—	—	—	—	—	100	26.16	—	—	—	—	炼油、化工共用、 含原料
	合计	35.03	—	0	—	0	—	—	0	—	—	—	35.03	—	—	—	0	

表 6.1-2 原料和产品进出厂方式和比例（固体）

序号	物料名称	产量/购入量 (万吨/年)	运输方式、运量 (万吨/年)												备注	
			远洋运输		近海运输		铁路运输		公路运输		管道运输					
			%	运量	%	运量	%	运量	%	运量	%	运量				
1	固体原料															
1.1	煤	280.05	—	—	100	280.05	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	合计	280.05	—	—	—	280.05	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
2	固体产品															
2.1	普通 EVA	20.00	—	—	—	—	—	20	4.00	80	16.00	—	—	—	—	—
2.2	高 VAM 含量 EVA	10.00	—	—	—	—	—	20	2.00	80	8.00	—	—	—	—	—
2.3	SAP	24.00	—	—	—	—	—	—	—	100	24.00	—	—	—	—	—
2.4	硫磺	42.93	—	—	—	—	—	—	—	100	42.93	—	—	—	—	—
	合计	96.93	—	—	—	—	—	—	6.00	—	90.93	—	—	—	—	—

6.1.6 主要工程量

本项目厂区总图主要工程数量详见表 6.1-3。

表 6.1-3 主要工程数量表

序号	工程项目	单位	数量	备注
一	工厂总图			
1	工程总占地	万平方米	612.83	新征地
2	围墙	千米	21.5	高2.2米
3	大门（电动）	座	12	含守卫室，定员36人
4	仓库	平方米	10000	
5	绿化	万平方米	106	
二	厂区竖向			
1	场地平整	万平方米	612.83	
2	填土(石)方量	万立方米	2200	平均填3.6米，火炬区仅填设备区
3	道路	千米	70	平均宽8米
4	水沟	千米	40	平均沟宽1.50米，深1.50米
5	中型客车	辆	4	
6	小型客车	辆	5	
7	轿车	辆	6	
8	防爆电瓶车	辆	5	
9	工具车	辆	1	定员3人
10	洒水车	辆	1	

6.1.7 主要技术经济指标及建设用地控制指标

本项目的行业代码为 26，厂址位于江苏省连云港市新开辟的徐圩港区的石化产业区，参照三类七等地区，各项建设用地控制指标均满足《工业项目建设用地控制指标》（国土资发〔2008〕24号）中的要求，详见表 6.1-4。

表 6.1-4 主要技术经济指标及建设用地控制指标表

序号	主要内容	单位	数量	备注
1	工程总占地	公顷	612.83	
2	道路长度	千米	70	

序号	主要内容	单位	数量	备注
3	通道用地系数	%	35	
4	土方	万立方米	2200	
5	道路系数	公里/公顷	0.10	
6	投资强度	万元/公顷	10739	≥1505
7	容积率		0.65	≥0.5
8	建筑系数	%	35.5	≥30%
9	行政办公及生活服务设施用地	%	0.40	≤7%
10	绿化系数	%	15	≤20%

6.2 油品储运

6.2.1 设计范围

油品储运设计范围主要包括与炼化一体化项目配套的原料系统、中间原料系统、成品油系统、污油系统、成品运输系统、可燃气体回收及放空系统、油气回收系统、全厂工艺及热力管网。

盛虹炼化一体化项目储运设施的设计主项表如下：

表 6.2-1 储运设施单元主项表

序号	装置(单元)名称	LPEC 负责内容	HQC 负责内容	备注
1	储运设施			
1.1	原料罐区及泵房	炼油装置	化工装置	
1.2	中间原料罐区及泵房	炼油装置、乙烯裂解装置	除乙烯裂解装置外的所有化工装置	
1.3	成品罐区及泵房	炼油装置	化工装置	
1.4	油品调合设施	国VI汽油		
1.5	油气回收设施	炼油区罐区配套	化工中间罐区配套	
1.6	火炬设施	全厂火炬设施	化工装置内火炬	
1.7	燃料气回收设施	全套配套		
1.8	化学药剂设施	浓硫酸、碱液	液氨	
1.9	污油系统	炼油区	化工区	
1.10	厂区工艺及热力管网	炼油区	化工区	
1.11	厂区至仓储区管廊	全套配套		

序号	装置(单元)名称	LPEC 负责内容	HQC 负责内容	备注
1.12	仓储区罐区	炼油装置原料、产品	化工装置原料、产品	
1.13	油气回收设施	仓储区油品罐组配套设施	仓储区化工品罐组配套设施	
1.14	汽车装卸设施	炼油装置原料、产品	化工装置原料、产品	
	油气回收设施	油品公路装车设施配套	化工品公路装车设施配套	
1.15	火车装卸设施	炼油装置原料、产品	化工装置原料、产品	
	油气回收设施	油品铁路装车配套	化工品铁路装车设施配套	
1.16	仓储区工艺及热力管网	炼油装置原料、产品	化工装置原料、产品	

备注：码头及配套设施（包括仓储区至码头的管廊）全部由三航院负责。

6.2.2 储存系统

本项目加工 1600 万吨/年原油经过远洋运输船运至原油码头卸入仓储区原油罐储存，经脱水后，通过供料泵直接输送至常减压装置，仓储区设 18 台 100000m³、4 台 50000m³ 原油储罐。

炼油部分中间原料油系统包括焦化、重油加氢裂化联合装置（含加氢裂化和沸腾床渣油加氢）、汽柴油加氢、润滑油异构脱蜡、芳烃联合装置、烷基化装置、乙烯裂解等中间原料的储存。化工部分主要包括中间原料包括乙烯、丙烯、混合碳四、裂解汽油、苯、抽余液、碳五、加氢汽油、丙烯酸、苯/甲苯等。化工部分中间物料中除乙烯和丙烯低温储存外，其它均为常温储存。在正常生产时，是上游装置对下游装置直接供料，当下游装置停车或故障时，上游装置将中间产品输送至中间罐区。或当上游装置停车或故障时，由中间罐区向下游装置提供原料。

炼油部分成品油储存主要包括汽油、煤油、柴油、润滑油、苯和对二甲苯的储存和运输。化工部分液体产品储存主要包括醋酸乙烯、一乙二醇、二乙二醇、三乙二醇、环氧乙烷、苯乙烯、丙烯腈、乙腈、丁二烯、丙烯酸丁酯、MMA 等。

厂区设 4 台 5000m³ 轻污油罐，4 台 5000m³ 重污油罐。根据装置需求量厂区配置 2 台 2000m³ 的浓硫酸罐、4 台 3000m³ 的碱液罐。

表 6.2-2 本项目炼油部分储罐配置一览表

序号	储存介质	新建罐容 (m ³)	新建储罐数量 (台)	储罐配置 (m ³ × 台数)		罐型	备注
				炼油厂区	仓储区		
1	原油 (沙轻、沙重)	2000000	22		100000×18、50000×4	外浮顶	
2	直馏石脑油	40000	2	20000×2		内浮顶	

序号	储存介质	新建罐容 (m ³)	新建储罐 数量 (台)	储罐配置 (m ³ x 台数)		罐型	备注
				炼油厂区	仓储区		
3	HC 粗液化气	6000	2	3000×2		球 罐	
4	直馏煤油	20000	2	10000×2		内浮顶	
5	沸腾床重油	6000	2	3000×2		固定顶	
6	裂解重油	4000	2	2000×2		固定顶	
7	重芳烃	4000	2	2000×2		内浮顶+氮封	
8	轻蜡油	40000	2	20000×2		固定顶	
9	焦化轻蜡油、沸腾床蜡油	10000	2	5000×2		固定顶	
10	焦化柴油、沸腾床柴油	20000	2	10000×2		内浮顶+氮封	
11	减压渣油	40000	2	20000×2		固定顶	
12	焦化重蜡油	4000	2	2000×2		固定顶	
13	HC 尾油	6000	2	3000×2		固定顶	
14	直馏柴油	40000	2	20000×2		内浮顶	
15	焦化汽油	6000	2	3000×2		内浮顶+氮封	
16	石脑油加氢原料	40000	2	20000×2		内浮顶	
17	HC 重石脑油	40000	2	20000×2		内浮顶	
18	精制石脑油罐	20000	1	20000×1		内浮顶	
19	甲苯	2000	2	1000×2		内浮顶+氮封	
20	二甲苯	2000	2	1000×2		内浮顶+氮封	
21	C6+重整汽油	40000	2	20000×2		内浮顶	
22	液化气(烷基化原料)	6000	2	3000×2		球 罐	
23	MTO 丙烷	2000	2	1000×2		球 罐	
24	乙烯裂解原料(液化气)	42000	14	3000×14		球 罐	
25	C5 馏分	4000	2	2000×2		球 罐	
26	抽余油				利旧荣泰仓储 20000×2	内浮顶	
27	拔头油	72000	24	3000×24		球 罐	
28	2#HC 轻石脑油	40000	4	10000×4		低压拱顶	
29	加氢精制石脑油	10000	2	5000×2		内浮顶	
30	轻污油	20000	4	5000×4		内浮顶+氮封	

序号	储存介质	新建罐容 (m ³)	新建储罐 数量 (台)	储罐配置 (m ³ x 台数)		罐型	备注
				炼油厂区	仓储区		
31	重污油	20000	4	5000×4		固定顶	
32	硫酸	4000	2	2000×2		固定顶	
33	碱液	12000	4	3000×4		固定顶	
34	汽油组分: C7 重整 汽油组分	6000	2	3000×2		内浮顶	
35	汽油组分: C9+重 重整汽油组分	6000	2	3000×2		内浮顶	
36	汽油组分: MTBE	6000	2	3000×2		内浮顶	
37	汽油组分: 1#HC 轻石脑油	6000	2	3000×2		低压拱顶	
38	汽油组分: 加氢精 制石脑油					内浮顶	
39	汽油组分: HC 异 戊烷	6000	2	3000×2		球罐	
40	汽油组分: 抽余油	6000	2	3000×2		内浮顶	
41	汽油组分: 乙烯抽 余油	6000	2	3000×2		内浮顶	
42	汽油组分: 烷基化 油	6000	2	3000×2		内浮顶	
43	92#、95#国VI汽油 成品	160000	8		20000×8	内浮顶	
44	航煤	120000	6		20000×6	内浮顶	
45	国VI柴油	160000	8		20000×8	内浮顶	
46	2cst 基础油	10000	2		5000×2	固定顶	
47	4cst 基础油	40000	8		5000×8	固定顶	
48	8cst 基础油	10000	2		5000×2	固定顶	
49	苯	40000	4		10000×4	内浮顶+氮 封	
50	PX	0			利旧荣泰仓储 20000×8	内浮顶+氮 封	
51	C9+芳烃	6000	2	3000×2			
52	戊烷发泡剂	4000	2		2000×2	球罐	
53	200#溶剂油	6000	2		3000×2	内浮顶	
54	化工轻油	6000	2		3000×2	低压拱顶	
55	分子筛料	20000	2		5000×4	内浮顶+氮 封	
56	D110 溶剂油料	4000	2		2000×2	内浮顶	
57	D130 溶剂油料	6000	2		3000×2	内浮顶	
58	5#工业级白油料	4000	2		2000×2	固定顶+氮 封	

序号	储存介质	新建罐容 (m ³)	新建储罐 数量 (台)	储罐配置 (m ³ x 台数)		罐型	备注
				炼油厂区	仓储区		
59	7#工业级白油料	6000	2		3000×2	固定顶+氮封	
	合计	3272000	197				

表 6.2-3 本项目化工部分储罐表

原料、产品名称	设计罐容 (m ³)	数量 (台)	罐型
一、原料			
醋酸	5000	2	拱顶
正丁醇	3000	2	内浮顶
氨	2000	4	球罐
丙酮	1000	3	内浮顶
甲醇	1000	2	内浮顶
二、中间产品			
乙烯	30000	1	低温双壁罐
不合格乙烯罐	2000	1	球罐
丙烯	12000	1	低温双壁罐
不合格丙烯罐	2000	1	球罐
混合 C4	3000	2	球罐
裂解汽油	3000	2	内浮顶
苯	3000	2	内浮顶
加氢汽油	1000	3	内浮顶
粗丙烯酸-1	1000	3	拱顶
精丙烯酸-1	400	6	拱顶
粗丙烯酸-2	1000	2	拱顶
精丙烯酸-2	400	8	拱顶
苯/甲苯	100	2	内浮顶
三、产品			
环氧乙烷	650	3	球罐
丙烯酸丁酯	2500	4	拱顶
醋酸乙烯	3000	3	内浮顶
一乙二醇	10000	2	拱顶
二乙二醇	1000	2	拱顶
三乙二醇	100	2	拱顶
丙烯腈	3000	4	拱顶
乙腈	200	2	球罐
丁二烯	3000	3	球罐
MMA	2000	2	拱顶

原料、产品名称	设计罐容 (m ³)	数量 (台)	罐型
苯乙烯	5000	5	拱顶
C5	3000	2	球罐

6.2.3 运输系统

原油进厂采用远洋船运方式。

成品油出厂采用近海船运、公路、铁路、管道四种运输方式。

6.2.3.1 水路运输

原料、成品油船运进出厂设施利用新建自备码头，船型有 30 万吨级、10 万吨级、5 万吨级、1 万吨级；化学品船型有 10 万吨级、5 万吨级、1 万吨级、5000 吨级。

6.2.3.2 公路运输

需汽车卸车进厂的有浓硫酸、碱液。

需汽车装车出厂的成品有国VI汽油、航煤、国VI柴油、润滑油基础油、苯、对二甲苯、液化气、C5 馏分、C9+芳烃等。根据各种成品的装车量，国VI汽油、航煤、国VI柴油、润滑油基础油、苯、对二甲苯、C9+芳烃等的装车操作按每天一班考虑；液化气、C5 馏分仅当炼油装置单开时作为成品出厂，其装车操作按每天两班考虑。

仓储区新建装车台采用通过式。为保证装车计量的准确性和防止装车过量造成危险，新建装车设施采用定量装车系统，精度为控制级，在装车设施内设置地衡，作为贸易交接的依据。

6.2.3.3 铁路运输

需铁路装车出厂的成品有国VI汽油、航煤、国VI柴油、苯、对二甲苯和润滑油基础油。根据各种成品的装车量及装车台的设置，航煤、国VI汽油的装车操作按每天三批考虑，国VI柴油、对二甲苯、润滑油基础油的装车操作按每天两批考虑、苯的装车操作按每天一批考虑。

根据铁路装车设施计算需求鹤位数及装车要求，炼油配套新建 6 个装车台（国VI汽油装车台、航煤装车台、国VI柴油装车台、苯/对二甲苯装车台、润滑油装车台）和一套罐车洗涤设施、共计 13 条铁路线。

6.2.4 油气回收设施

依据国家标准《油品装载系统油气回收设施设计规范》GB50759-2012，对汽油、航煤、苯、对二甲苯、C5 馏分汽车装车时挥发的油气设置油气回收设施，对汽油、航煤、苯火车装车时挥发的油气设置油气回收设施，对汽油、航煤、苯、对二甲苯、抽余油、轻石脑油装船时挥发的油气设置油气回收设施。

根据总平面布置，对厂内布置的汽油组分罐、焦化汽油、石脑油罐、苯罐、甲苯罐、二甲苯罐统一设置油气回收，规模为 $1800\text{m}^3/\text{h}$ 。对仓储区布置的汽油成品罐、石脑油罐、苯罐和对二甲苯罐设置油气回收，规模为 $2000\text{m}^3/\text{h}$ 。

化工原料罐区设置 1 套油气回收设施，对甲醇储罐排气进行处理，处理规模 $50\text{m}^3/\text{h}$ 。化工中间罐区设置 1 套油气回收设施，对裂解汽油、加氢汽油、苯、甲苯等储罐排气进行处理，处理规模 $500\text{m}^3/\text{h}$ 。化工产品罐区设置 3 套油气回收设施，分别对苯乙烯、MMA、丙烯腈储罐排气及装车油气进行回收处置，其中苯乙烯油气回收处理规模 $300\text{m}^3/\text{h}$ ；丙烯腈油气回收处理规模 $100\text{m}^3/\text{h}$ ；MMA 油气回收处理规模 $80\text{m}^3/\text{h}$ 。

汽车装车设施布置在仓储区，对汽油、航煤、苯、对二甲苯、C5 馏分汽车装车时挥发的油气设置油气回收设施进行回收，规模为 $2600\text{m}^3/\text{h}$ 。火车装车设施布置在仓储区，对汽油、航煤、苯火车装车时挥发的油气设置油气回收设施进行回收，规模为 $8000\text{m}^3/\text{h}$ 。

装船设施油气处理系统设三座布置在码头区。

6.2.5 可燃气体回收及放空系统

全厂设置燃料气回收设施，设一座 30000m^3 干式气柜，回收炼油装置排放的烃类放空气体。正常情况下，炼油装置放空管网中的放空气体进入气柜，通过压缩机升压、脱硫后进入燃料气管网；化工装置放空管网中的放空气体直接通过压缩机升压后输送至燃料气管网。

为节约占地和投资，炼油、化工、IGCC 装置的配套火炬统一集中设置，同时考虑任何一个烃类火炬头的在线检修和维护，所以全厂设置一座可拆卸式高架火炬。

根据“炼油区、化工区、IGCC 装置区同时出现停电事故最大放空的工况”的原则，选取停电工况下最大泄放量作为设计放空条件。

停电工况下全厂烃类放空气体最大事故放空量约为 $5620\text{t}/\text{h}$ ($M=68.30$)，需配置 4 根 DN1800 火炬筒体、4 个 DN1800 火炬头，马赫数约为 0.46；

酸性气最大事故放空量为 $88\text{t}/\text{h}$ ($M=35.30$)，需配置 1 根 DN800 火炬筒体、1 个 DN800 火炬头，马赫数为 0.16。

考虑任何一个烃类火炬头的在线检修和维护，另设置 1 根 DN1800 的火炬筒体、1 个 DN1800 火炬头作为检修备用。

综上所述，新建一座可拆卸式高架火炬，5 根 DN1800 烃类火炬筒体、1 根 DN800 酸性气火炬筒体共架敷设，火炬总高 150 米。

6.2.6 全厂工艺及热力管网

全厂工艺及热力管网根据全厂各单元及设施的要求进行统一规划设计，满足装置（单元）的正常生产、事故处理和开、停工的要求。

本项目工艺及热力管网包括炼油区、化工区、仓储区、厂区至仓储区的厂外管廊以及仓储区至码头的厂外管廊部分，工艺及热力系统管网采用管架敷设，工艺管道和热力管道采用共架敷设，管道较多时采用多层管架布置。管架的净空高度满足车辆、人员的通行要求。

6.3 土建

6.3.1 建筑

1、设计原则

1) 建筑设计首先应符合健康、安全及环境保护（HSE）的要求，遵守国家法令、法规及工程建设强制性条文；满足工程设计合同中关于设计标准条款的规定；还应符合相关的国家、行业及地方标准和规范的规定。

2) 建筑平面布置及层高的确定应满足使用功能的要求。生产及辅助生产建筑的设计还应根据生产工艺的特点，满足防火、防爆、抗爆、防腐蚀、防水、防雷、防静电、采光通风、抗震设防、隔热遮阳、噪声治理、电磁屏蔽等要求。

3) 充分考虑当地的自然（气象及地质）条件，尊重当地的建筑风格及习惯做法。建筑选材应优先采用技术成熟，符合国家节能、环保政策及政府推广使用的建筑材料及产品；并注意因地制宜，尽可能使用地方材料，以降低工程造价。

4) 力求建筑形式（群体及单体）与功能的完美统一，以简捷、流畅、协调、充满当代建筑气息的建筑创造，满足现代化石化工业文明生产的需求。

2、主要建筑物一览表

表 6.3-1 主要建筑物一览表

序号	建筑名称	建筑面积 (m ²)	火灾危险性分类	耐火等级	层数	结构特征	备注
一	生产装置						
1.1	炼油装置						
1	200万吨/年焦化装置						
	高压水泵房及控制室	495	丙	二级	1	钢结构/砼结构	
	压缩机篷	440	甲	二级	2	钢结构	
	塔顶除焦操作室	80	丁	二级	1	钢结构	
	工具间	80	丁	二级	1	钢结构	
2	900万吨/年重油加氢裂化装置压缩机篷	9000	甲	二级	2	钢结构	

序号	建筑名称	建筑面积 (m ²)	火灾危险性分类	耐火等级	层数	结构特征	备注
3	70万吨年润滑油异构脱蜡装置压缩机篷	1500	甲	二级	2	钢结构	
4	300万吨/年汽柴油加氢装置压缩机篷	1300	甲	二级	2	钢结构	
5	280万吨/年芳烃联合装置						
	PX压缩机篷一	1950	甲	二级	2	钢结构	
	PX压缩机篷二	1950	甲	二级	2	钢结构	
	PX压缩机篷三	2900	甲	二级	2	钢结构	
	石脑油加氢压缩机篷	3000	甲	二级	2	钢结构	
	连续重整一压缩机篷	5800	甲	二级	2	钢结构	
	连续重整二压缩机篷	5800	甲	二级	2	钢结构	
6	PSA装置压缩机篷	2600	甲	二级	2	钢结构	
7	硫磺回收装置机房及仓库	12000	乙	二级	2	钢结构	
8	180万吨/年煤油加氢装置压缩机篷	1000	甲	二级	2	钢结构	
1.2	化工装置						
1	乙烯裂解装置						
	氢压机房	288	甲	二级	1	钢结构	
	清焦压缩厂房	450	戊	二级	1	钢结构	
	裂解气压缩厂房	2600	甲	二级	2	钢结构	
	丙烯/乙烯压缩厂房	1800	甲	二级	2	钢结构	
	35kv 乙烯装置变电所	2000	丁	二级	2	钢筋砼结构	
2	丙烯晴装置						
	中间灌区泡沫站	200	丁	二级		钢结构	
	丙烯晴现场控制室	1053	丁	二级		钢筋砼抗爆结构	
	35kv 丙烯晴装置变电所	2000	丁	二级	2	钢筋砼结构	
3	丙烯酸及酯装置						
	35kv 丙烯酸及酯装置变电所	2800	丁	二级	2	钢筋砼结构	
4	醋酸乙烯装置						
	压缩机房	200	甲	二级	1	钢结构	
5	MMA装置						
	冷冻站	480	丙	二级	1	钢筋砼结构	
	润滑油站及仓储间	550	丙	二级	1	钢筋砼结构	
	机柜间	550	丁	二级	1	钢筋砼抗爆结构	
	污染雨水池、生活污水池及提升泵房	50	乙	二级	1	钢筋砼结构	
	泡沫站	60	丁	二级	2	钢筋砼结构	
	冷冻站	800	丁	二级	1	钢筋砼结构	

序号	建筑名称	建筑面积 (m ²)	火灾危险性分类	耐火等级	层数	结构特征	备注
6	EVA 装置						
	35kvEVA 装置变电所	3200	丁	二级	2	钢筋砼结构	
	办公室、化验室及控制室	5695	丙	二级	2	钢筋砼结构	
	挤压造粒厂房	1746	甲	二级	2	钢筋砼结构	
	过氧化物处理间	120	甲	二级	1	钢筋砼结构	
	制冷系统厂房	64	甲	二级	1	钢结构	
	添加剂及化学品储存库	772	丙	二级	1	钢筋砼结构	
	阀门试验站	622	丙	二级	1	钢筋砼结构	
	雨淋阀室	40	戊	二级	1	钢筋砼结构	
	维修车间	620	丁	二级	1	钢筋砼结构	
	LDPE/EVA 装置包装码垛及成品仓库	20592	丙	二级	1	钢筋砼结构	
	成品仓库二	14192	丙	二级	1	钢筋砼结构	
	过氧化物库房	461	甲	二级	1	钢筋砼结构	
	过氧化物综合设备间	379	甲	二级	1	钢结构	
	压缩机厂房	900	甲	二级	1	钢结构	
	改性剂、PA、溶剂油储存	750	甲	二级	2	钢结构	
	润滑油站	600	甲	二级	2	钢结构	
	高压氮气压缩机棚	900	甲	二级	1	钢结构	
	35kvEVA 装置变电所	3200	丁	二级	2	钢筋砼结构	
7	釜式 EVA 装置						
	挤压造粒厂房	1746	甲	二级	2	钢筋砼结构	
	过氧化物处理厂房	116	甲	二级	1	钢筋砼结构	
	制冷系统厂房	51	甲	二级	1	钢结构	
	压缩机厂房	1200	甲	二级	1	钢结构	
8	苯乙烯装置						
	仪表机柜间	1727	丁	二级	1	钢筋砼抗爆结构	
	冷冻站	800	丁	二级	1	钢筋砼结构	
9	SAP 装置（共三套）						
	成品包装及仓库	7000	丙	二级	1	钢结构	
	泡沫站	930	丁	二级	3	钢筋砼结构	
	35kvSAP 装置变电所	2800	丁	二级	2	钢筋砼结构	
	循环水泵房	273	丁	二级	1	钢筋砼结构	

序号	建筑名称	建筑面积 (m ²)	火灾危险性分类	耐火等级	层数	结构特征	备注
	控制室	360	丁	二级	1	钢筋砼结构	
	初期污染雨水-生活污水提升泵房	64	乙	二级	1	钢筋砼结构	
10	EOEG 装置						
	35kvEO/EG 装置变电所	2800	丁	二级	2	钢筋砼结构	
11	第一循环水场						
	循环水泵房	1980	戊	二级	1	钢筋砼结构	
	旁滤间	450	戊	二级	1	钢筋砼结构	
	加药间	300	戊	二级	1	钢筋砼结构	
	35kv 第一循环水变电所	2800	丁	二级	2	钢筋砼结构	
12	第二循环水场						
	循环水泵房	1980	戊	二级	1	钢筋砼结构	
	旁滤间	450	戊	二级	1	钢筋砼结构	
	加药间	300	戊	二级	1	钢筋砼结构	
	35kv 第二循环水变电所	2000	丁	二级	2	钢筋砼结构	
13	第三循环水场						
	循环水泵房	1980	戊	二级	1	钢筋砼结构	
	旁滤间	450	戊	二级	1	钢筋砼结构	
	加药间	300	戊	二级	1	钢筋砼结构	
14	第四循环水场						
	循环水泵房	1980	戊	二级	1	钢筋砼结构	
	旁滤间	450	戊	二级	1	钢筋砼结构	
	加药间	300	戊	二级	1	钢筋砼结构	
15	第五循环水场						
	循环水泵房	1980	戊	二级	1	钢筋砼结构	
	旁滤间	450	戊	二级	1	钢筋砼结构	
	加药间	300	戊	二级	1	钢筋砼结构	
16	雨水泵站（共二套）						
	雨水泵房	504	戊	二级	1	钢筋砼结构	
17	辅助生产设施						
	110KV 中心变电站	3000	丙	二级	3	钢筋砼结构	
	化工中央控制室	4500	丁	二级	2	钢筋砼抗爆结构	
1.3	IGCC						见 SNEC 分册

序号	建筑名称	建筑面积 (m ²)	火灾危险性分类	耐火等级	层数	结构特征	备注
二	总图运输						
1	厂区大门门卫室	900		二级	1	钢筋砼结构	
2	全厂性普通物品仓库	5000	丁	二级	1	钢结构	
3	全厂危险化学品库	4500	甲/乙	二级	1	钢筋砼结构	
4	危险固体废物暂存库	3000	丙	二级	1	钢结构	
5	放射源库仓库	120	丁	二级	1	钢筋砼结构	
6	危险品仓库管理用房	350	丁	二级	1	钢筋砼结构	
三	储运系统						
1	汽车装卸车及油气回收设施综合用房	600	丁	二级	1	钢筋砼结构	
2	罐车洗涤综合用房	200	丁	二级	1	钢筋砼结构	
3	燃料气回收设施用房	120	丁	二级	1	钢筋砼结构	
4	铁路装卸车设施综合用房	300	丁	二级	1	钢筋砼结构	
四	给排水						
1	污水处理场						
	加药间	450	丁	二级	1	钢筋砼结构	
	污泥脱水间	600	乙	二级	2	钢筋砼结构	
	再生水厂房	2800	丁	二级	2	钢筋砼结构	
2	1-2#炼油循环水场加药间	600x2	丁	二级	1	钢筋砼结构	
3	净水场						
	加药间	450	丁	二级	1	钢筋砼结构	
	污泥脱水间	600	乙	二级	2	钢筋砼结构	
	再生水厂房	2800	丁	二级	2	钢筋砼结构	
4	泡沫站 1-12	160x12	丁	二级	1	钢筋砼结构	
5	消防水泵站	550x3	丁	二级	1	钢筋砼结构	
6	厂区消防站及气防站 1	3500	丁	二级	2	钢筋砼结构	
7	厂区消防站及气防站 2	2400	丁	二级	2	钢筋砼结构	
8	库区消防站及气防站 3	2400	丁	二级	2	钢筋砼结构	
9	厂区消防站训练塔	200	丁	二级	5	钢筋砼结构	
五	供电电信						
1	220kV 总变电所	6000	丙	二级	5	钢筋砼结构	
2	110kV 炼油中心变电所	4000	丙	二级	3	钢筋砼结构	
3	35kV-1 区域变电所	3600	丁	二级	2	钢筋砼结构	汽柴油加氢装置
4	10V 变电所 1	1800	丁	二级	2	钢筋砼结构	润滑油脱蜡装置
5	10V 变电所 2	1800	丁	二级	2	钢筋砼结构	煤油加氢装置
6	380V 变电所 1	200	丁	二级	1	钢筋砼结构	火炬单元
7	35kV-2 区域变电所	2400	丁	二级	2	钢筋砼结构	PSA 装置
8	35kV-3 区域变电所	2400	丁	二级	2	钢筋砼结构	加氢裂化装置
9	35kV-4 区域变电所	2600	丁	二级	2	钢筋砼结构	加氢裂化装置
10	35kV-5 区域变电所	3000	丁	二级	2	钢筋砼结构	常减压装置
11	10V 变电所 3	1600	丁	二级	2	钢筋砼结构	轻烃回收装置
12	35kV-6 区域变电所	2400	丁	二级	2	钢筋砼结构	渣油加氢装置
13	35kV-7 区域变电所	5400	丁	二级	2	钢筋砼结构	连续重整装置

序号	建筑名称	建筑面积 (m ²)	火灾危险性分类	耐火等级	层数	结构特征	备注
14	10V 变电所 4	1600	丁	二级	2	钢筋砼结构	石脑油加氢装置
15	10V 变电所 5	1800	丁	二级	2	钢筋砼结构	芳烃抽提装置
16	35kV 区域变电所 8A	3400	丁	二级	2	钢筋砼结构	PX 装置
17	35kV 区域变电所 8B	3400	丁	二级	2	钢筋砼结构	PX 装置
18	35kV 区域变电所 8C	4000	丁	二级	2	钢筋砼结构	PX 装置
19	35kV-7 区域变电所	2200	丁	二级	2	钢筋砼结构	1#循环水场
21	10kV 变电所 6	1600	丁	二级	2	钢筋砼结构	厂区中间罐区
22	380V 变电所 2	300	丁	二级	2	钢筋砼结构	厂区中间罐区
23	380V 变电所 3	600	丁	二级	2	钢筋砼结构	厂区中间罐区
24	35kV 区域变电所 10	5100	丁	二级	2	钢筋砼结构	热工装置
25	380V 变电所 4	150	丁	二级	1	钢筋砼结构	综合办公楼内
26	380V 变电所 5	150	丁	二级	1	钢筋砼结构	中心化验室内
27	380V 变电所 6	120	丁	二级	1	钢筋砼结构	炼油中控室内
28	35kV 区域变电所 11	2800	丁	二级	2	钢筋砼结构	硫磺装置
29	10kV 变电所 7	2400	丁	二级	2	钢筋砼结构	硫磺装置
30	10kV 变电所 8	2400	丁	二级	2	钢筋砼结构	焦化装置
31	10kV 变电所 9	1600	丁	二级	2	钢筋砼结构	1#循环水装置
32	10kV 变电所 10	1600	丁	二级	2	钢筋砼结构	空分单元
33	35kV 区域变电所 12	1800	丁	二级	2	钢筋砼结构	仓储区
34	10kV 变电所 11	1200	丁	二级	2	钢筋砼结构	仓储区
35	380V 变电所 7	400	丁	二级	2	钢筋砼结构	仓储区
36	380V 变电所 8	400	丁	二级	2	钢筋砼结构	仓储区
37	380V 变电所 9	200	丁	二级	1	钢筋砼结构	仓储区
38	380V 变电所 10	200	丁	二级	1	钢筋砼结构	仓储区
39	380V 变电所 11	200	丁	二级	1	钢筋砼结构	铁路装车
六	供热供风						
1	除盐水厂厂房	9600	丁	二级	1	钢结构	
2	除盐水厂余热回收站厂房	8800	丁	二级	1	钢结构	
3	制冷站厂房	1300	丁	二级	1	钢结构	
4	空压站厂房	1800	丁	二级	1	钢结构	
七	工厂管理						
1	炼油中心控制室	6000	丁	二级	2	钢筋砼抗爆结构	
2	中心化验室及环保监测站	9500	乙	二级	3	钢筋砼结构	
3	综合办公楼	7500	丁	二级	5	钢筋砼结构	
4	库区办公楼	3000	丁	二级	3	钢筋砼结构	
八	辅助设施						
1	炼油工艺装置现场机柜间 FAR1-8	600x8	丁	二级	1	钢筋砼抗爆结构	

序号	建筑名称	建筑面积 (m ²)	火灾危险性分类	耐火等级	层数	结构特征	备注
2	炼油系统单元现场机柜间 FAR9-20	350x12	丁	二级	1	钢筋砼抗爆结构	
3	IGCC 现场机柜间						见 SNEC 分册
4	综合维修厂房	3800	丁	二级	1	钢结构	
5	综合维修办公楼	1800	丁	二级	3	钢筋砼结构	
6	职工餐厅	1250	丁	二级	1	钢筋砼结构	

6.3.2 结构

6.3.2.1 结构设计原则

1) 结构设计应按照石油化工生产工艺特点(如易燃、易爆、高温、高压、振动、腐蚀等)以及工程地质、气象资料、地震烈度、材料供应、施工技术条件等,进行综合全面考虑,选择技术先进、经济合理、安全适用、符合抗震要求的结构设计方案。

2) 根据需要与可能,积极合理地采用新技术、新材料、新结构。

6.3.2.2 抗震及耐久性设计

工程场地抗震设防烈度: 7度

工程场地类别: IV类

设计地震分组: 第三组

工程场地设计基本地震加速度值: 0.10 g

建构筑物根据《石油化工建(构)筑物抗震设防分类标准》(GB 50453-2008)确定抗震设防分类,按照《建筑抗震设计规范》(GB 50011-2010)和《石油化工构筑物抗震设计规范》(SH/T 3147-2014)进行抗震设计。结构设计使用年限: 50年

6.3.2.3 主要建、构筑物结构方案

➤ 主要建筑物结构方案

1) 中心控制室、装置区的机柜间: 采用现浇钢筋混凝土抗爆结构,现浇钢筋混凝土独立基础或承台,钢筋混凝土条形基础,现浇钢筋混凝土抗爆墙、现浇钢筋混凝土框架,钢筋混凝土现浇楼、屋面板。

2) 总变电所、区域变电所、系统单元的机柜室: 采用现浇钢筋混凝土框架结构,现浇钢筋混凝土独立基础或承台,钢筋混凝土基础梁,钢筋混凝土现浇楼、屋面板。

3) 压缩机厂房(棚): 采用钢结构,现浇钢筋混凝土独立承台,钢筋混凝土基础梁,承重结构采用门式刚架,屋面及围护结构采用压型钢板,二层平台铺钢格板。

4) 泵房、棚类建筑物: 采用门式刚架结构,现浇钢筋混凝土独立基础或承台,

屋面及围护结构采用压型钢板。

5) 办公楼、化验室及环保监测站、泡沫站、守卫室、给水及消防水加压站：采用现浇钢筋混凝土框架结构，现浇钢筋混凝土独立基础或承台，钢筋混凝土基础梁，现浇钢筋混凝土楼、屋面板。

6) 全厂仓库：采用钢结构，现浇钢筋混凝土独立基础或承台，承重结构采用门式刚架或钢柱+钢网架，屋面及围护结构采用压型钢板。

7) 硫磺成型机房、硫磺仓库：硫磺成型机房采用现浇钢筋混凝土框架结构，现浇钢筋混凝土独立基础或承台，钢筋混凝土基础梁，钢筋混凝土现浇楼、屋面板；硫磺仓库采用预制或现浇钢筋混凝土柱+钢屋架，屋面及围护结构采用压型钢板，钢筋混凝土独立基础。

8) 综合维修厂房、空压站、凝结水、余热回收站及除盐水处理站厂房：采用现浇钢筋混凝土独立基础或承台，预制或现浇钢筋混凝土柱+钢屋架，屋面及围护结构采用压型钢板，二层平台铺钢格板。

➤ 主要构筑物结构方案

1) 一般支撑设备的构架：采用钢结构，现浇钢筋混凝土独立承台，钢筋混凝土基础梁。

2) 装置管架：采用纵梁式钢结构管架，每个温度区段设置柱间支撑，纵梁与柱连接采用铰接，横梁与柱连接采用刚结；顶层有空冷时，平台应设置水平支撑。现浇钢筋混凝土独立承台，钢筋混凝土基础梁。

3) 重整反应构架、热水处理框架、高循框架、过氧化物注入框架、掺混/脱气料仓框架：现浇钢筋混凝土筏板承台，下部为现浇钢筋混凝土框架结构，上部为钢结构。

4) 重整再生构架：现浇钢筋混凝土筏板承台，上部采用钢结构。

5) 焦炭塔框架：现浇钢筋混凝土筏板承台，主跨采用顶层为开孔厚平板式的现浇钢筋混凝土框架结构，上部的出焦井架采用钢结构，辅跨采用钢结构，辅跨梁与主跨柱的连接采用铰接。

6) 反应器、立式换热器、塔及卧式容器的支架：采用现浇钢筋混凝土结构，支架上部的操作平台构架采用钢结构，构架设置柱间支撑。现浇钢筋混凝土筏板承台。

7) 楼梯间：采用钢结构，现浇钢筋混凝土筏板承台。

8) 塔基础：采用现浇钢筋混凝土圆筒、圆柱式或构架式基础，独立或联合承台。

9) 反应器基础：采用现浇钢筋混凝土圆筒或圆柱式基础，独立或联合承台。

- 10) 炉基础：采用钢筋混凝土独立或筏板式承台。
- 11) 立式容器基础：采用钢筋混凝土圆筒或圆柱式基础，独立或联合基础或承台。
- 12) 换热器、卧式容器基础：采用现浇钢筋混凝土支墩、支架式基础或承台。
- 13) 压缩机基础：采用现浇钢筋混凝土大块式基础和构架式基础，筏板承台。
- 14) 烟囱：现浇钢筋混凝土整板承台，现浇钢筋混凝土筒壁，内设耐火砖衬里，膨胀珍珠岩（松散体及块体）保温。
- 15) 系统管架：现浇钢筋混凝土独立基础或承台，钢柱或钢筋混凝土框架柱，梁及跨越桁架采用钢结构。
- 16) 火炬塔架：现浇钢筋混凝土筏板承台，上部结构采用热浸锌栓接钢桁架结构，杆件选择钢管风阻较小的断面。
- 17) 池类：现浇抗渗钢筋混凝土结构，池内壁根据介质情况设防腐层，池体按规范要求设变形缝或后浇带。
- 18) 循环水场的冷却塔：现浇钢筋混凝土承重结构，塔底水池应采用现浇钢筋混凝土结构。
- 19) 储罐基础：现浇钢筋混凝土环墙基础或整板式承台。
- 20) 球罐基础：现浇钢筋混凝土独立承台，钢筋混凝土基础梁。
- 21) 管墩、泵基础等：采用钢筋混凝土或混凝土结构。
- 22) 火车、汽车装卸台：采用钢筋混凝土结构，其防雨棚采用轻型钢屋架、压型钢板；大鹤管装卸台的鹤管轨道支承系统宜采用钢结构；当装卸台采用钢结构时，平台铺板宜采用钢格板。
- 23) 电缆沟、管沟：室内电缆沟、管沟采用现浇钢筋混凝土结构，钢盖板；室外电缆沟、管沟采用钢筋混凝土结构，钢筋混凝土盖板。
- 钢结构连接
钢结构连接采用焊接或栓接。
 - 钢平台铺板
非封闭式钢平台铺板采用钢格栅板，封闭式钢平台铺板采用花纹钢板，小型设备平台或其它专业有特殊要求的部位钢平台铺板采用花纹钢板。

7 公用工程及辅助设施

7.1 给排水

给排水部分工程内容为盛虹炼化一体化项目厂区范围内的给排水工程，主要包括以下工程内容。

1) 给排水及消防管网；2) 净水场；3) 循环水场；4) 污水处理场；5) 污水提升泵站；6) 雨水监控池；7) 事故防控储存设施

7.1.1 水源

生活给水源为徐圩新区自来水公司的自来水，供至项目界区的压力约为 0.40MPa。水质满足《生活饮用水标准》GB5749-2006。

生产给水由园区管委会供应原水，供至本项目界区的压力约为 0.20MPa，项目自建净水场，净化后的生产给水供本项目新建工程使用，水质满足《石油化工给水排水水质标准》SH 3099-2000。净水场供水水量为 7000 m³/h（168000 m³/d）。其中高压生产给水 2000 m³/h，低压生产给水 5000 m³/h。

7.1.2 给排水系统

根据全厂装置组成及其特点，新建厂区内给水排水管道划分为以下系统。

1) 原水管道系统

由厂外园区市政管网将原水引至本工程边界，厂内原水管道系统自厂区边界送至净水场，工厂边界处管道工作压力 0.20MPa（表）。

2) 生活给水系统

由园区直接供给，经厂内生活供水设备供给全厂生活用水。采用恒压变频供水，供水压力为 0.40MPa（表）。

3) 生产给水系统

由园区提供原水，经厂内净水场处理分质分压供水，供全厂生产使用。

(1) 高压生产给水系统：

净水场适度处理后供给生产装置、水处理站、化学药剂配制、油品洗涤等用水，供水压力为 0.50MPa（表）。

(2) 低压生产给水系统

a) 净水场适度处理后供给炼油循环水场用作补充水，供水压力 0.25MPa。

b) 净水场深度处理后（脱离子水）供给化工、IGCC 循环水场用作补充水，供水压力 0.25MPa。

4) 消防给水管道系统

独立稳高压消防给水管道系统，系统管道压力 0.70 ~1.20MPa（表），供给装置区、油罐区及辅助生产区等火灾时消防冷却水。

5) 循环冷却给水管道系统

各生产装置冷凝器、冷却器、压缩机、机泵等冷却用水。水温 33℃，装置进口处压力 0.45 MPa（G）。

6) 循环冷却回水管道系统

经生产装置冷换设备换热后的循环冷却回水，利用余压返回循环水场，直接上冷却塔冷却。水温 43℃，装置出口处压力 0.25 MPa（G）。

7) 回用水管道系统

炼油、化工污水经深度处理后回用，用于循环水的补充水。化工循环水场和 IGCC 循环水场的排污水、除盐水处理站排污水经深度处理后回用，用于循环水场的补充水。

8) 含油污水管道系统

主要来自装置的油水分离器排水、混合冷凝器排水、装置及单元含油容器的冲洗水、装置及单元内塔区、炉区、泵区、冷换区的地面冲洗水及围堰内初期雨水，机泵填料函排水，汽提净化水，油罐切水及洗罐水、化验室含油污水，装置电缆沟、工艺管沟排水等。含碱污水、含硫污水、废油、有机溶剂需在装置预处理后，方可排入含油污水系统。

9) 含盐污水管道系统：主要来自电脱盐污水、炼油循环水场排污水。

10) 化工污水管道系统：主要来自化工装置产生的污水。

11) 动力污水管道系统：主要来自制氢及 IGCC 装置产生的污水。

12) 生活污水管道系统：来自食堂、浴室的生活污水，厕所排出的生活污水需经化粪池处理后，排入生活污水管道系统。

13) 排放污水管道系统：经污水处理场处理后排入园区的污水管道系统。

14) 雨水系统：厂区雨水经雨水明沟自流至雨水监控设施，经监控合格后的清净雨水排放至厂外后排放，污染的雨水送污水处理场处理。

15) 事故水系统：厂区发生事故时，产生的消防事故废水通过厂区的雨水系统至事故水池。

7.1.3 给水、排水量

表 7.1-1 给水水量表(单位: m³/h)

序号	装置/单元名称	生活给水		生产给水	
		连续	间断	连续	间断
一	工艺装置				
	炼油部分				
1	常减压		5	2	300
2	轻烃回收		5		200
3	煤油加氢				10
4	焦化			3	50
5	加氢裂化		5		250
6	加氢裂化		5		250
7	沸腾床渣油加氢		5		250
8	润滑油异构脱蜡		5		30
9	汽柴油加氢				100
10	连续重整(含石脑油加氢)			4	400
11	芳烃抽提			2	300
12	PX 联合			4	600
13	烷基化		5		200
14	PSA		5		200
15	硫磺		5	2	250
	化工部分				
1	工艺装置		5	209	287
2	循环水场		5	2484	3581
	IGCC 装置				
1	工艺装置		5	137	375
2	循环水场		5	904	1100
二	热工系统				
1	除盐水站		5	1445	2666
三	给排水及消防系统				

序号	装置/单元名称	生活给水		生产给水	
		连续	间断	连续	间断
1	污水处理场		5	1	5
2	炼油 1#循环水场		5	(541)	700
3	炼油 2#循环水场		5	(382)	400
4	净水场		5	1	5
5	消防水加压泵站				400*
四	储运设施		5	2	30
五	管理区及辅助生产设施	47	75	9	30
	合计	47	75	4305+ (1827)	5526+ (1827)
	未预见水量	9		670	
	总计	56		4975+ (1827)	

注：1) 消防水补充水为消防时使用，不计入全厂水量统计。

2) 上表中带括号的数值为回用水。

3) 生产给水、生活给水最大量均按连续量加一个最大间断之和。

表 7.1-2 炼油部分循环水水量表(单位: m³/h)

序号	装置/单元名称	循环水	
		正常	最大
一	1#循环水场		
1	常减压	2375	3500
2	轻烃回收	400	650
3	焦化	1300	1500
4	PX 联合	5650	5750
5	连续重整 (含石脑油加氢)	7400	7500
6	芳烃抽提	450	550
7	凝结水站	4000	9000
8	空压站	1440	1800
9	制冷站	8160	10000
10	余热回收站	400	500

序号	装置/单元名称	循环水	
		正常	最大
	小计	31575	40750
二	2#循环水场		
1	烷基化	650	800
2	润滑油异构脱蜡	956	1100
3	硫磺回收	7721	8000
4	煤油加氢	190	250
5	汽柴油加氢	780	850
6	沸腾床加氢	810	1200
7	1#加氢裂化	2160	2320
8	2#加氢裂化	3900	4200
9	PSA	1840	2000
	小计	19007	20720

表 7.1-3 化工部分循环水 (单位: m³/h)

序号	装置名称	循环冷却水,	
		正常	最大
1	乙烯装置	15570	18684
2	汽油加氢/苯乙烯抽提装置	2710	3252
3	丁二烯抽提装置	3519	4223
4	芳烃抽提装置	750	900
5	苯乙烯装置	4815	5778
6	丙烯腈装置	19700	23666
7	丙烯酸及酯装置	24063	28876
8	SAP 装置 (GAA)	1800	2160
9	SAP 装置 (SAP)		
10	MMA 装置 (MMA 单元)	1686	2023
11	MMA 装置 (SAR 单元)	5243	6292
12	EVA 装置	6916	8300
13	EO/EG 装置	22000	26400
14	醋酸乙烯装置	7850	9420
15	冷冻站	1598	1918
16	罐区	10	20
17	未预见	10770	13088

序号	装置名称	循环冷却水,	
		正常	最大
18	循环水场	—	—
19	安全洗眼、淋浴	—	—
20	化工区生活用水	—	—
21	总计	129000	155000

IGCC 循环冷却水正常量为 49252m³/h，连续供水，分别由 IGCC 和煤制氢装置内新建循环水场供给。循环给水水温 33℃，给水压力为 0.45MPa；循环回水水温 43℃，回水压力为 0.25MPa。

综上所述，本项目循环水消耗总量为 228834m³/h。

表 7.1-4 排水水量表(单位: m³/h)

序号	装置/单元名称	含油污水		含盐污水（电脱盐、炼油循环水排污）		含盐污水（化工、IGCC 循环水排污）		生产废水	
		连续	间断	连续	间断	连续	间断	连续	间断
一	工艺装置								
	炼油部分								
1	常减压	12	25	156	180				
2	轻烃回收	2	15						
3	煤油加氢	1	2						
4	焦化	10	30						
5	加氢裂化（含沸腾床加氢）	42	60						
6	润滑油异构脱蜡	1	30						
7	汽柴油加氢	3	25						
8	芳烃联合	30	70	26					
9	烷基化	1	10						
10	PSA		2						
11	硫磺	157	380						
	化工部分	349	393						

序号	装置/单元名称	含油污水		含盐污水（电脱盐、炼油循环水排污）		含盐污水（化工、IGCC 循环水排污）		生产废水	
		连续	间断	连续	间断	连续	间断	连续	间断
	IGCC 及制氢	358	410						
二	热工系统								
1	除盐水站		2					360	666
2	凝结水站	5	50						
3	空压站	1	1						
4	余热回收站	1	1						
5	制冷站	1	1						
三	给排水设施								
1	污水处理场	2	5						
2	再生水处理设施（一）							126*	130*
3	再生水处理设施（二）							90*	120*
4	炼油 1#循环水场			90	117				
5	炼油 2#循环水场			64	70				
6	化工循环水场					490	720		
7	IGCC 循环水场					139	200		
四	储运设施	5	30						
五	初期雨水	10	50						
六	管理区								
1	生活污水	40	66						
2	分析化验	20	15						
3	检、维修	3	10						
	小计	1054	1224	336	363	629	859	360	666
	未预见水量	140		55		100			
	合计	1194		391		729			

注：1) 污水最大量按连续量加一个最大间断量之和。

2) 含油污水(回用水量 1054 m³/h)、化工和 IGCC 循环水排污水处理后(回用水量 503m³/h)、除盐水处理后(回用水量 270 m³/h) 回用于循环水场用作补充水。

3) 电脱盐污水、炼油循环水排污经处理后(排放水量 336 m³/h) 排入园区污水处理场处理后达标排放。

4) 再生水处理设施排水(排放水量 126+90=216 m³/h) 排入园区污水处理场监控后达标排放。

7.1.4 净水场

全厂设净水场 1 座，主要为本工程提供生产给水服务，原水经净水场处理后分质分压供水。

高压生产给水系统：净水场适度处理后供给生产装置、水处理站、化学药剂配制、油品洗涤等用水，供水压力为 0.50MPa（表）。低压生产给水系统：净水场适度处理后供给炼油循环水场用作补充水，供水压力 0.3MPa。净水场深度处理后（脱离子水）供给化工、IGCC 循环水场用作补充水，供水压力 0.3MPa。

净水场供水水量为 7000 m³/h（168000 m³/d）。其中高压生产给水 2000 m³/h，低压生产给水 5000 m³/h。

7.1.5 循环水场

全厂分区域设置循环水场。分为炼油区循环水场、化工区循环水场、IGCC 装置循环水场。

炼油区设 2 座循环水场，分别为炼油 1#循环水场 40000 m³/h、炼油 2#循环水场设计规模为 20000 m³/h。

化工部分循环水场设计规模：第一循环水场 30000m³/h；第二循环水场 35000m³/h；第三循环水场 30000m³/h；第四循环水场 25000m³/h；第五循环水场 35000m³/h。

IGCC 装置设 2 座 30000 m³/h 循环水场。

7.1.6 污水处理场

本项目设污水处理场 1 座（含再生水处理设施），主要为本工程新建工艺装置、储罐区、配套工程及辅助生产设施服务。

污水处理主要含油污水和含盐污水处理系列。含油污水主要为炼油污水、化工污水、IGCC 装置污水；含盐污水主要为电脱盐污水和炼油循环水排污水。

再生水处理设施（一）主要处理化工循环水场和 IGCC 装置循环水场的排污水。处理后回用于循环水场用作补充水。再生水处理设施（二）主要处理除盐站的排污水。

水。处理后回用于循环水场用作补充水。

含油污水处理设计规模为 $1200\text{m}^3/\text{h}$ 。

含盐污水处理设计规模为 $400\text{m}^3/\text{h}$ 。

再生水处理设施(一)规模为 $800\text{m}^3/\text{h}$ 。

再生水处理设施(二)规模为 $600\text{m}^3/\text{h}$ 。

7.1.7 污水提升设施

为减少管道埋深，减少并防止地下水污染，污水尽可能的压力输送和地面敷设，根据总平面布置，全厂设区域污水提升设施，分别收集和输送不同区域的污水至本工程新建污水处理场。

7.1.8 雨水提升设施和雨水监测设施

由于本工程占地较大，根据总平面布置，全厂设区域雨水提升设施，分别收集和输送不同区域的雨水，然后由雨水提升泵提升至本工程新建雨水监控池监控后排放。炼油区设 2 座雨水提升设施，主要负责收集和输送炼油区雨水。为防止污染事故，本工程炼油区设 2 座雨水监测设施，其中 1#雨水监测池有效容积为 12000m^3 （主要为中央大道左侧服务），2#雨水监测池有效容积为 13000m^3 （主要为中央大道右侧服务），有效容积为 25000m^3 。

化工区设置雨水监控系统，该系统收集和输送化工区内雨水。位于非污染区内的雨水管道，整个降雨历程均收集清净雨水。位于装置污染区内的雨水，降雨初期收集初期污染雨水，降雨后期收集后期清净雨水。初期污染雨水收集到各装置内初期污染雨水池中，后期清净雨水，通过污染雨水池前的切换设施，被切换到下游雨水管道中。

IGCC 装置界区雨水排水系统管网末端设置雨水提升池，经过泵提升后排出界区外，其中气体联合装置设置 1 座雨水提升池，平面尺寸 $50\times 30\text{m}$ ；制氢装置设置 1 座雨水提升池，平面尺寸 $30\times 15\text{m}$ 。在各个装置区内分别设置初期雨水池。

仓储区设 1 座雨水监测池，有效容积为 10000m^3 （主要为仓储区服务）。

7.1.9 事故水储存设施

为防止污染事故，本工程炼油区域设事故水储存设施两座，有效容积分别为 17000m^3 （1#事故水池）和 20000m^3 （2#事故水池）。发生事故时，泄漏的物料、消防废水及污染的雨水等，通过雨水系统收集到事故水池，待事故结束后再送至污水处理场处理。储罐发生事故时，物料、消防废水暂存在防火堤内，待事故结束后再作处理。

本项目化工区在东、西雨水泵站旁各设置事故水池一座，设计有效容积各为33000m³，用以储存装置发生事故时的泄漏的工艺物料以及消防水和事故期间可能进入收集系统的降雨量。

IGCC 的气体联合装置内设置 1 座事故水池，有效容积为 8000m³，平面尺寸为 50×40m；制氢装置内设置 1 座事故水池，有效容积为 5000m³，平面尺寸为 40×35m。满足最大消防事故时的消防水量与发生事故时可能进入该收集系统的降雨水量的储存要求。

仓储区事故水池有效容积为 6000 m³。

7.2 供电及电信

7.2.1 供电

7.2.1.1 电源状况

盛虹炼化一体化项目位于连云港市徐圩新区石化产业基地内。根据徐圩新区石化产业基地近远期项目的需要，园区内初步考虑规划建设四座220kV变电站，分别为东港变、港口变、南区变、化工变。其220kV电源进线引自地区500kV伊芦变及南翼变。徐圩新区石化产业基地内规划建设一座热电站，热电站一、二期装机总容量为1434MW，除去自用电后，可向基地提供约1340MW电能。因此徐圩新区石化电网可为本项目提供充足的电力。

7.2.1.2 用电负荷及负荷等级

工艺装置主要用电设备属于连续性运行负荷，自动化水平高、生产规模大,电源突然中断会造成设备损坏，成品报废，产量减少等，根据《石油化工企业供电设计规范》负荷等级确定为一级负荷。

表7.2-01 全厂用电负荷汇总表

序号	单元名称	规模 万吨/年	用电负荷 kW			备注
			10kV	380V	合计	
一	炼油部分					
(一)	工艺装置					
1	常减压蒸馏	1600	7040	4800	11840	
2	轻烃回收		840	1000	1840	
3	煤油加氢	180	1710	475	2185	
4	焦化	200	5000	2500	7500	
5	加氢裂化	350	13360	1300	14660	

序号	单元名称	规模 万吨/年	用电负荷 kW			备注
			10kV	380V	合计	
6	加氢裂化	360	20260	2700	22960	
7	渣油加氢	330	19460	1920	21380	
8	润滑油脱蜡	70	1847	700	2547	
9	汽柴油加氢	300	4240	700	4940	
10	芳烃联合装置	280	72000	28000	100000	
11	烷基化	45	4980	1416	6396	
12	PSA	17*2	23902	150	24052	三套公用氢气 升压机 16092kW
13	PSA	10	4596	50	4646	
14	硫磺回收	15*4	6550	4879	11429	
	小计		185785	50590	236375	
(二)	系统工程					
1	储运					
1>	厂区部分		5000	4000	9000	
2>	仓储区		4000	2000	6000	
2	热工					
1>	除盐车站		5000	1500	6500	
2>	凝结车站		3600	1400	5000	
3>	空压站		9800	200	10000	
4>	余热回收站		3000	200	3200	
5>	制冷站			850	850	
3	给排水					
1>	污水处理厂			4900	4900	
2>	1#循环水		6750	150	6900	
3>	2#循环水		10800	200	11000	
4>	净水场		2800	1200	4000	
5>	污水提升设施（15座）			1050	1050	
6>	泡沫站（12座）			360	360	
7>	消防水泵站（3座）			180	180	
8>	事故水储存设施			200	200	
9>	雨水监控设施（3座）		11500	450	11950	
10>	消防站（3座）			150	150	
4	仪表用电			2000	2000	

序号	单元名称	规模 万吨/年	用电负荷 kW			备注
			10kV	380V	合计	
5	电气			1000	1000	
6	其他			1000	1000	
	小计				85240	
	炼油总计	同时系数	0.95		305534	
二	化工部分					
1	化工总计				244000	
三	IGCC 装置					
1	气体联合装置		213114		213114	含清洁热电中心
2	制氢		14809	5689	20498	
	小计				233612	
四	码头部分				1250	
五	发电量					
1	低低压蒸汽发电机组				-60000	
2	低温热水发电				-8260	
3	IGCC 发电				-448106	其中最大三台发电机，每台发电约125930kW
	全厂总计				784396	
	正常外购电				268030	
	最大一台发电机组停运时，需外购电				393960	

其中化工部分的用电负荷明细详见第六卷、第二册、第二分册《化工部分供电及电信》部分相关内容，IGCC装置部分的用电负荷明细详见第四卷部分相关内容。

7.2.1.3 供电方案

1) 方案一

本项目的220kV电源采用2路进线，引自500kV地区变电站南翼变的220kV不同母线段。为满足本项目用电要求，厂区内设一座220/110kV总降压变电所，设4台300MVA主变压器，220kV采用双母线，110kV侧母线采用双母线双分段。在炼油区

设一座110/35kV中心变电所，化工区设一座110/35kV中心变电所、IGCC区设一座110/35kV中心变电所，为工艺装置和系统工程的35kV变电所提供电源。

IGCC动力中心设置3台300t/h的蒸汽过热炉，蒸汽采用总管制，设1台50MVA超高压抽背式汽轮发电机组，1台50MVA超高压背压式汽轮发电机组，3台150MVA燃气轮发电机组，所发电能升压至110kV，接入IGCC区的110kV中心变电所的110kV母线。正常情况下，3台锅炉和5台发电机全开，可发电约448106kW。

PX联合装置内设3台20MVA低压蒸汽凝汽式发电机组，所发电能升压到35kV，接入炼油区110kV中心变电所的35kV母线，正常情况下发电约58500KW。

余热回收站内设3台3000kW低温热水凝汽式发电机组，发电机直接接入35kV区域变电所1的10kV母线，正常情况下发电约8000kW。

220kV总变电所内设4台220/110 300MVA铜芯三绕组有载调压变压器。220kV系统为双母线，两条母线正常并列运行，当一回电源故障或检修时，另一回电源供全部一、二级负荷用电。110kV系统为双母线双分段，为各110/35kV中心变电所提供110kV电源。4段母线分别接4台主变压器，两台变压器为一组，正常情况下2套母线分段断路器、2套母线联络断路器均断开，4段母线分列运行，当一台变压器故障或检修时，分段断路器闭合，同组另一台变压器及本段母线的发电机供全部一、二级负荷用电。2套母线联络断路器手动操作，作为2组110kV母线的联络开关使用。220kV和110kV开关装置均采用SF6组合开关电器。

炼油中心变电所不设110kV配电装置，中心变设4台110/35kV 150MVA铜芯三绕组变压器。每2台变压器为1组，35kV系统为单母线分段，供设2组35kV单母线分段系统，为炼油各35/10kV区域变电所及IGCC制氢装置提供35kV电源。35kV系统均选用C-GIS气体绝缘开关柜，内置真空断路器。

化工中心变电所设110kV配电装置，110kV配电装置采用单母线分段。内设4台110/35kV150MVA铜芯三绕组变压器。35kV系统均为单母线分段，为化工装置各35/10kV区域变电所提供35kV电源，35kV系统均选用C-GIS气体绝缘开关柜，内置真空断路器。化工区电气主接线详见第六卷、第二层、第二分册《化工部分供电及电信》部分相关内容。

IGCC中心变电所设110kV配电装置，110kV配电装置采用双母线双分段，正常分列运行。内设2台110/35kV 75MVA铜芯三绕组变压器，35kV系统均为单母线分段，为各35/10kV区域变电所提供35kV电源。各发电机通过升压变压器接入110kV系统。

35kV系统均选用C-GIS气体绝缘开关柜，内置真空断路器。电气主接线详见第四卷相关内容。

各35kV/10kV区域变电所的35kV侧采用线路—变压器组方式，区域变电所内不设35kV配电装置。35kV变压器采用油浸式、户内安装。10kV系统一般为单母线分段，正常分列运行，分段开关设备用电源自动投入装置。区域变电所为各工艺装置或系统单元直接提供10kV和380V电源或为10kV变电所提供电源。10kV系统均选用空气绝缘金属铠装中置式开关柜，内置真空断路器。

2) 方案二

220kV总变电所内设4台220/110 240MVA铜芯三绕组有载调压变压器。220kV系统为双母线，两条母线正常并列运行，当一回电源故障或检修时，联络断路器闭合，另一回电源供全部一、二级负荷用电。110kV系统为双母线双分段，为各110/35kV中心变电所提供110kV电源。4段母线分别接4台主变压器，正常情况下2套母线分段断路器闭合、2套母线联络断路器断开，当一台变压器故障或检修时，其他3台变压器并列运行及全部发电机供全部一、二级负荷用电。厂内电气系统的其他配置同方案一。

3) 方案比较

方案一

主要优点：1、安全可靠，发电机组基本不发电的情况下，仍然能够安全可靠的供电。2、操作简单。

主要缺点：运行费用较高。

方案二

主要优点：运行费用较低。

主要缺点：1、安全性较方案一低，发电机组基本不发电的情况下，4台变压器基本上满负荷运行，任何一台变压器故障后都不能满足供电需要。

综合上述方案的优缺点，从保证安全生产的角度考虑，本可研推荐方案一。

7.2.2 电信

电信部分为本项目内工艺装置及配套的公用工程和辅助生产设施的电信系统。

电信系统包括：行政管理电话系统、调度电话系统、智能卡系统、综合布线系统、无线通信系统、扩音对讲系统、工业电视监视系统（含生产监视及安全监视）、周界报警系统、有线电视系统、火灾报警系统及全厂电信线路。电信用户配置详见电信用

户表。

1) 行政管理电话系统

在办公楼内设置主机房、电源室、电池室、配线室、控制室、办公室及值班室等功能房间。办公楼机房内设置 6000 门数字程控交换机（近期容量 4000 门，终期容量 6000 门），且与当地电信局建立中继联系，中继方式采用全自动直拨中继方式（DOD1, DID）。行政电话全部引自该交换机。电话配线采用交接配线方式。行政电话分机主要设置在全厂管控中心、办公楼、分析化验室及环保监测站、消防站、变电所、机柜间、守卫室等建筑物内。

2) 调度电话系统

在办公楼机房内设置 400 门数字程控调度交换机（近期容量 250 门，终期容量 400 门），并与行政交换机建立中继联系。炼油化工部分的调度电话全部引自该调度交换机。调度分机设置在全厂管控中心、办公楼、分析化验室及环保检测站、消防站、总变电所、机柜间等需要进行调度指挥操作的建筑物内。

热线电话即为紧急直通电话。利用调度交换机的热线功能，在需要直接、迅速电话通信联系的生产操作岗位之间设热线（直通）电话机。

3) 智能卡管理系统

为适应企业生产及管理的模式，满足企业实现电子化科学管理的要求，设置智能卡管理系统。智能卡管理系统暂设 3 个子系统：出入口控制管理子系统（即门禁管理系统）、考勤管理子系统、消费子系统。智能卡管理系统采用非接触式 IC 智能卡。

4) 综合布线系统

综合布线系统为数据和语音提供传输通道，此系统包含所有电信室、机柜、机架、无源电信设备以及建筑物内布线。

根据对每个信息插座的功能需求，从电信室到建筑物内信息插座间应使用 6 类非屏蔽双绞电缆布线。信息插座应提供对局域网、台式电脑、电话机、传真机、打印机、扫描机以及服务器等设备的插拔连接。以下对数据和语音有同时需要的地点或工作区域应考虑设置信息插座：全厂管控中心、办公楼、分析化验室及环保检测站、消防站、总变电所、机柜间、守卫室及宿舍等。如仅对语音有需要的地点只考虑电话系统。

5) 无线通信系统

为满足安全保卫、生产装置的检修、巡检人员的通信联络，生产调度指挥与生

产岗位工作人员的随时联系以及开停车的指挥、各系统设备调试的需要，设无线通信系统。

由于厂区范围较大，仅采用无线对讲机不能覆盖整个厂区，所以在厂区内设置 1 套无线集群系统。无线集群通信系统的主设备设置在全厂管控中心主机房，组建 16 信道企业专用无线通信网。

6) 扩音对讲系统

本工程大多数为高噪声环境（70~110dB(A)），无固定操作岗位，为满足控制室与装置区巡检人员之间、巡检人员与巡检人员之间的联系，设置扩音对讲系统。扩音对讲系统的设置根据工艺生产要求配置话站及扬声器等。

扩音对讲系统主设备设置在全厂管控中心主机房内。根据全厂生产控制及管理的组合方案将扩音对讲系统相应地配置成若干个相互独立的单元或组别。在各个装置区、公用工程、辅助设施设置扩音对讲终端设备；每个单元或组别设置一个分控台，实现对本组人员呼叫的功能；主控台设置在全厂管控中心和消防站，实现紧急呼叫和全厂呼叫的功能。

7) 电视监视系统

电视监视系统分为工艺生产监视和安全监视互相独立的两套管理体系。系统为集中监视、集中控制、分散布置监视点的树形网络方式。电视监视系统能连续开机工作。控制柜的设置根据摄像机数量、备用量、监视器配置来考虑输入、输出视频回路数。

电视监视系统采用数字矩阵控制系统和高清数字视频系统。每个摄像机具有自动光圈控制、变焦镜头和电动云台；其角度及焦距等均可由相应控制中心控制。监控设备采用集监视控制于一体的视频管理系统，系统的控制设优先级，系统控制信号采用总线方式。

8) 周界报警系统

在厂区围墙上设置周界报警前端设备，当有人入侵时，报警信息会传到全厂管控中心报警主机，控制室会产生声光报警及图形显示，同时可以进行视频联动，使用户了解周界情况，及时判断处置突发情况，从而保证周界安全；在大门及出入口部分采用微波对射探测器或红外探测器或敷设静电感应电缆进行探测，从而对整个厂区周界实现无缝覆盖。

9) 有线电视系统

在消防站宿舍及职工倒班公寓设置有线电视系统，各宿舍房间内设置有线电视

终端，并配套电视机。有线电视系统节目源依托当地社会广电网络公司，采用双向传输网络，星型布线方式。

10) 火灾报警系统

为减少火灾带来的危害，除厂区内设立“119”火灾报警专用电话号码，自动电话用户均可拨“119”进行火灾报警外，本工程还设置火灾自动报警系统。

11) 电信主干线路

电信主干线路由全厂电信所需的地面以下及地面上电信线路组成。

电信主干线路包括电话（含行政电话和调度电话）线路、信息系统线路、扩音对讲系统线路、电视监视系统和火灾报警系统线路。各系统的线路均各自独立组成网络，光缆线路根据各个系统所需通道统一考虑。

电话电缆采用全塑市话电缆，配线主要采用交接和直接配线方式；信息系统线路采用单模光缆；扩音对讲系统电缆采用专用电缆；工业电视系统的视频信号传输，根据距离远近可用光缆或电缆。火灾自动报警与消防控制系统的线路采用耐火控制电缆和耐火信号电缆。

7.3 供热、供风、供氮

本节内容为盛虹炼化一体化项目的全厂供热、供风、供氮、供氧系统，为本工程各装置及配套的系统工程提供蒸汽、脱盐水、除氧水、压缩空气、氮气、氧气，同时回收凝结水、凝结水热量以及装置低温余热。

序号	单元名称	设计规模 t/h	服务对象
1	清洁热电中心	燃气轮机 2 台，单台额定发电量 150MW，配套双压余热锅炉 2 台； 3 台额定蒸发量为 300t/h 的超高压蒸汽过热炉； 2 台额定发电为 50MW 超高压蒸汽轮机发电机组。	全厂区
2	空压站	设置 6×280Nm ³ /min 离心式空气压缩机、6×280Nm ³ /min 余热再生空气干燥装置	全厂区
3	除盐水处理站	除盐水处理量 2000t/h，采用 UF+RO+阳床+阴床+混合离子交换工艺	全厂区
4	空分装置	4 套，单套制氧能力为 82000 Nm ³ /h。	全厂区
5	余热回收站	设置 3 台 3000kW 低温热水发电机组	炼油区
6	制冷站	设置 6×4650KW 温水型溴化锂吸收式制冷机	全厂区
7	凝结水站	凝结水除油设施规模按 2400t/h 进行设计，混合离子交换系统规模按 4300t/h 进行设计。	全厂区
8	厂区工艺及热力管网		全厂区

7.3.1 供热部分

7.3.1.1 蒸汽

1) 蒸汽管网

为满足全厂各装置工艺与设备用汽参数，经过优化，全厂设 11.0MPa、4.0MPa、1.3MPa、0.45MPa 四个公称压力等级的全厂性蒸汽管网，各等级蒸汽的参数如下：

表 7.3-01 全厂蒸汽参数表

管网名称	公称压力 MPa (G)	公称温度 (°C)
超高压蒸汽	11.0	520
高压蒸汽	4.0	390
中压蒸汽	1.3	250
低压蒸汽	0.45	≥饱和温度

IGCC 装置清洁热电中心（以下简称清洁热电中心）的蒸汽过热炉过热气化装置所产的超高压饱和蒸汽，饱和蒸汽温度 158°C，压力 17MPa，经过蒸汽过热炉后蒸汽参数 11MPa (G)、520°C，全部进抽汽背压式汽轮发电机组和背压式汽轮发电机组，抽出 4.0MPa 等级、1.3MPa 等级蒸汽，同时与燃气轮机配套的双压余热锅炉产 4.0MPa 等级、1.3MPa 等级蒸汽，供给相应的蒸汽管网，

各等级蒸汽管网压力控制的原则是：高压蒸汽管网和中压蒸汽管网的压力由汽轮发电机组的抽汽量来调节同时改变发电量（即以汽定电）；低压蒸汽管网的压力由减温减压器。

2) 蒸汽平衡

项目实施后全厂各装置自产 11.0MPa 蒸汽 524t/h，用 907.9t/h（包括各装置汽轮机用汽），平衡后尚缺 383.9t/h；各装置自产 4.0MPa 蒸汽 994.3t/h，用 2440.1t/h（包括各装置背压汽轮机用汽），平衡后尚缺 1445.8t/h；各装置自产 1.3MPa 蒸汽 674.1t/h（包括各装置背压汽轮机产汽），用 862.1t/h，平衡后尚缺 188t/h；各装置自产 0.45MPa 蒸汽 546.9t/h，用 632.2t/h，平衡后尚缺 85.3t/h；芳烃联合装置厂 0.12MPa 等级蒸汽 621.3t/h，该部分蒸汽进汽轮发电机组，可发电 60MW。

其中炼油区各装置自产 4.0MPa 蒸汽 242.6/h，用 1437.8t/h（包括各装置背压汽轮机用汽），平衡后尚缺 1195.2t/h；炼油区各装置自产 1.3MPa 蒸汽 514.7t/h（包括各装置背压汽轮机产汽），用 386.2t/h，平衡后过剩 128.5t/h，过剩蒸汽送至化工区；炼油区各装置自产 0.45MPa 蒸汽 258.1t/h，用 343.4t/h，平衡后尚缺 85.3t/h；炼油区各等级蒸汽由 IGCC 装置内清洁热电中心提供。芳烃联合装置厂 0.12MPa 等级蒸汽 621.3t/h，该部分蒸汽进汽轮发电机组，可发电 60MW。

化工区正常运行所需蒸汽：4.0MPa 中压蒸汽 250.5t/h，1.3MPa 低压蒸汽 316.5t/h 由清洁热电中心提供。

本项目实施后正常工况下需 IGCC 装置需要 11.0MPa 蒸汽 383.9t/h，由虹洋热电提供，装置内的清洁热电中心外送 0.45MPa 蒸汽 85.3t/h，1.3MPa 蒸汽 188t/h，4.0MPa 蒸汽 1445.8t/h。

3) 动力中心

清洁热电中心拟建燃气轮机 3 台，单台额定出力 150MW，配套双压余热锅炉 3 台，单台额定蒸发量为 300t/h；3 台额定出力为 300t/h 的超高压蒸汽过热炉；2 台额定发电为 50MW 超高压蒸汽轮机发电机组，其中 1 台超高压抽背式发电机组（进汽参数 11.0MPa，520℃，分别抽 4.0MPa，420℃ 高压蒸汽和 1.3MPa，280℃ 中压蒸汽），1 台超高压背压式发电机组（进汽参数 11.0MPa，520℃，出汽参数 4.0MPa，420℃ 高压蒸汽），正常工况下气化炉装置所产超高压饱和蒸汽合计 728t/h，全部送至清洁热电中心的蒸汽过热炉，过热后蒸汽参数 11MPa，520℃，与自虹洋电厂来的 383.9t/h 超高压蒸汽混合后，其中 177.7t/h 送至制氢单元，其余蒸汽全部进汽轮发电机组，其中分别抽 4.0MPa 等级蒸汽 785.6t/h，背压 1.3MPa 等级蒸汽 147.5t/h。与燃气轮机配套的 2 台双压余热锅炉共计产 4.0MPa 等级蒸汽 645t/h，1.3MPa 等级蒸汽 51.5t/h，与汽轮发电机组抽汽、背压所产的蒸汽共同满足全厂 4.0MPa、1.3MPa 等级蒸汽的需求。

表 7.3-2 全厂蒸汽负荷表

序号	装置或用户名称	规模 万吨/年	1.1. 0MPa (t/h)		4.0MPa (3.9~4.2)		1.3MPa (1.1~1.5)		0.45MPa(0.4~0.5)th		0.12MPa th	
			汽包 产汽	抽背机 用汽	汽包 产汽	抽背机 用汽	汽包 产汽	抽背机 用汽	汽包 产汽	抽背机 用汽	汽包 产汽	抽背机 用汽
(一) 炼油部分												
1	常减压蒸馏	1600										
2	轻烃回收											
3	煤油加氢	180										
4	焦化(含精制部分)	200										
5	柴油加氢裂化	350										
6	蜡油柴渣加氢裂化	360										
7	润滑油渣油加氢	330										
8	润滑油异构脱蜡	70										
9	汽柴油加氢	300										
10	芳烃联合装置	280										
a	连续重整装置											
	减温减压器											
	重整循环氢压缩机											
	重整氢增压机											
b	芳烃抽提装置											
	减温减压器											
c	对二甲苯装置											
	减温减压器											
d	异构化循环氢压缩机#											
	歧化装置											
	减温减压器											
e	歧化循环氢压缩机											
	凝缩水回收											
11	烷基化	30										
12	PSA	17*2										
13	PSA	10										
14	酸性水汽提1											
	蒸馏再生											
	硫磺回收											
	小计											
	炼油部分小计											
(二) 化工部分												
	装置部分合计											
	二套系统											
1	储运											
2	空分											
3	给排水											
4	凝结水站											
5	IGCC(含制氢)											
	小计											
	化工部分合计											
	管网损失											
	合计											
	总计											

7.3.1.2 除盐水、除氧水、凝结水系统

全厂共需除盐水约4823.4t/h（包括除氧水），同时全厂回收工艺凝结水2080.1t/h（回收率按98%计算），透平凝结水1569.6t/h，除盐水缺口1173.7t/h。考虑全厂开工、除盐水处理站本身再生所需除盐水和一定余量及凝结水回收的稳定性等因素，除盐水处理站规模按2000t/h进行设计。根据业主提供的原水水质分析报告，原水电导率（25℃）1786μs/cm，因此除盐水处理站拟采用超滤+反渗透+阳双室双层浮动床+阴双室双层浮动床+混合离子交换器工艺。

除氧水是由于各装置的锅炉、产汽设备使用。炼油装置及全厂公用工程系统所需除氧水由凝结水处理站设置除氧器供应，化工装置所需除氧水由乙烯裂解装置内设置的除氧器提供，IGCC 装置区所需除氧水由动力中心内设置的除氧器提供。凝结水处理站除氧水规模按 1700t/h 设计。

全厂装置产生工艺凝结水2080.1t/h，透平凝结水1569.6t/h，透平凝结水在凝汽器没有腐蚀泄漏的情况下，凝结水品质较好，可就近返回除氧器回用，回收率100%，工艺凝结水是指蒸汽与油品间接换热所产生的凝结水，可能含油，需要处理后才能使用。故本项目设凝结水处理站一座，对凝结水进行收集、冷却、除油、除铁、除盐，使凝结水达到二级除盐水指标。凝结水处理站除油除铁规模按2400t/h进行设计，混合离子交换系统规模按照4300t/h设计。

表 7.3-3 脱盐水、除氧水、凝结水负荷表

序号	装置或用户名称	规模 万吨/年	工艺 凝结水 t/h	透平 凝结水 t/h	除氧水 (t/h)				除盐水 (t/h)	
					6.0MPa		2.0MPa		连续	最大
					连续	最大	连续	最大		
一	新建装置									
	炼油部分									
1	常减压蒸馏	1600					20			152.0
2	轻烃回收		-55.0							15.0
3	煤油加氢	180								2.0
4	焦化	200					17.6		5.0	
5	蜡油加氢裂化	350	-3.0				30.0	70.0		50.0
6	蜡油柴油加氢裂化	360	-32.0	-70.0	10		48.0	42.0		80.0
7	沸腾床渣油加氢	330	-4.0				70.0			50.0
8	润滑油异构脱蜡	70	-1.5				15.5			
9	汽柴油加氢	300	-5.0				17.9			
10	芳烃联合装置	280	-656.9	-940.2	174.7		781.7		190.0	
11	烷基化	30	-38.0						32.0	8.0
12	PSA	17*2								10.0
13	PSA	10								10.0

序号	装置或用户名称	规模 万吨/年	工艺 凝结水 t/h	透平 凝结水 t/h	除氧水 (t/h)				除盐水 (t/h)	
					6.0MPa		2.0MP		连续	最大
					连续	最大	连续	最大		
14	酸性水汽提I		-17.7							
	酸性水汽提II		-25.9							
	溶剂再生		-154.7				1.6	98.4		
	硫磺回收	4*15	-93.8		170.5		62.9			20.0
	化工部分		-978.3	-362.4	305.0		87.7		679.5	
	小计		-2065.7	-1372.6	660.2		1152.9		906.5	
三	配套系统									
1	储运									
2	热工						97.0		42.0	
3	给排水									
4	IGCC(含制氢)		-56.8	-197					1964.8	
	小计		-56.8	0.0	0.0	0.0	97.0	0.0	2006.8	0.0
	分项小计		-2122.5	-1569.6	660.2	0.0	1249.9	0.0	2913.3	0.0
	合计		-2080.1	-1569.6	660.2		1249.9		2913.3	
	总计			-3649.7			4823.4			

7.3.2 余热回收站

为集中回收各装置的低温余热，本项目拟建余热回收站一座，回收常减压、加氢裂化、芳烃联合等装置的低温余热，通过装置低温余热把热水温度从70℃加热到95℃，供装置和系统单元使用。同时设置低温热水发电机组，用于回收富余低温热水的能量。

本项目回收低温热水约9824t/h，温度约95℃。全厂用低温热水4795t/h，全厂富余低温热水5029t/h。自常减压、加氢裂化、芳烃联合等装置来的热水，一部分送到焦化、渣油加氢等装置和制冷站使用，一部分加热除盐水处理站原水，回收一定的热量；冬季供装置伴热及建筑物采暖。富余低温热水全部送至低温热水发电机组进行发电。

根据全厂低温热水富余情况，余热回收站设置3台有机朗肯循环发电机组，单台装机容量3000kW，按照发电效率5.5%考虑，总发电量约8260kW。

表 7.3-4 全厂热水负荷表

序号	装置和用户名称	规模 万吨/年	产热				用热		
			温度 (°C)	热量 (kW)	热水量 (t/h)		温度 (°C)	热量 (kW)	热水量 t/h
					正常	最大			
一	装置部分								
	炼油部分								
1	常减压	1600	70~95	15523	534		95~70	233	8
2	煤油加氢	180	70~95	10320	355				
3	焦化	180	70~96	11628	400		95~70	2529	87
4	重油加氢裂化	900	70~95	130814	4500		95~70	24709	850
5	汽柴油加氢	300	70~95	8285	285				
6	芳烃联合装置	280	70~95	109012	3750				
	化工部分						95~70	2965	102
	建筑物								
1	中心化验室等						95~70	6845	235
二	配套系统								
1	加热炉预热用						95~70	23256	800
2	储运系统						95~70	14535	500
3	除盐车站						95~70	33430	1150
4	制冷站						95~70	31258	1075
	总计		70~95	285581	9824		95~70	139402	4795

7.3.3 制冷站

全厂中控室、办公楼等夏季制冷需要 7~12℃冷媒水，同时轻烃回收、芳烃联合装置也需要大量的工艺用冷量。为充分利用全厂低温热，设置余热制冷站一座，供全厂办公楼、中控室、化验室、变电所、轻烃回收、芳烃联合等装置用冷媒水。

表 7.3-4 冷媒水负荷表

序号	装置和用户名称	夏季		冬季		温度 °C	
		负荷(kw)	冷水量(t/h)	负荷(kw)	冷水量(t/h)	进	出
一	装置						
1	轻烃回收	3233	556	3233	556	7	12
2	芳烃联合装置	3198	550	2907	500	7	12
3	硫磺回收装置	3721	640	3721	640	7	12
二	建筑物						
1	行政管理、生活辅助及公用工程建筑	5150	886			7	12
2	系统及炼油部分装置变电所	6770	1164	6770	1164	7	12
	总计	22071	3796	16630	2860		

根据全厂冷媒水负荷，为充分利用全厂低温热，因此设置余热制冷站一座，选 6 台制冷能力 4650KW 的温水型溴化锂吸收式制冷机，供轻烃回收、芳烃联合装置及全厂办公楼、中控室、化验室、变电所的冷媒水。

7.3.4 供风

全厂设有净化风和非净化风二个供风管网。净化风为仪表用压缩空气。非净化压缩空气主要是装置开停工时吹扫用、气力输送以及作密封气用。

全厂共需压缩空气 1275.16Nm³/min，其中全厂各装置用净化压缩空气最大连续负荷 832.46Nm³/min，非净化压缩空气最大连续负荷 442.69Nm³/min。

表 7.3-5 全厂压缩空气负荷

序号	装置或用户名称	处理量 万吨/年	净化压缩空气 (m ³ n/min)		非净化压缩空气 (m ³ n/min)	
			0.6MPa (0.5~0.7)		0.55MPa (0.45~0.65)	
			连续	间断	连续	间断
一	装置部分					
	炼油部分					
1	常减压蒸馏	1600	10.00			15.00
2	轻烃回收		4.00			13.00
3	煤油加氢	180	2.50			16.70
4	焦化	200	13.30		2.20	18.00
5	蜡油加氢裂化	350	10.00			
6	蜡油柴油加氢裂化	360	13.30			

序号	装置或用户名称	处理量 万吨/年	净化压缩空气 (m ³ n/min)		非净化压缩空气 (m ³ n/min)	
			0.6MPa (0.5~0.7)		0.55MPa (0.45~0.65)	
			连续	间断	连续	间断
7	沸腾床渣油加氢	330	25.00			
8	汽柴油加氢	300	5.00			50.00
9	润滑油异构脱蜡	70	5.00			16.70
10	芳烃联合装置(含石脑油加氢)	280	196.70			333.30
a	连续重整装置					
b	芳烃抽提装置					
c	对二甲苯装置					
11	烷基化	35	5.00			6.70
12	PSA	17*2	5.00			10.00
13	PSA	10	2.50			10.00
14	酸性水汽提I		1.50			4.00
	酸性水汽提II		2.50			5.00
	溶剂再生		4.50			3.00
	硫磺回收	15*4	16.50		55.00	8.00
	化工部分		339.70		228.50	46.80
	连续负荷小计		662.00		285.70	
二	配套系统					
1	储运系统			20.00		
2	除盐水和凝结水站		10.00			10.00
3	余热回收和制冷站		10.00			
4	空压站				50.00	
5	给排水					
6	IGCC (含制氢)		88.80			
	连续负荷小计		108.80		50.00	
	连续负荷分项小计		770.80		335.70	
	间断负荷的折算负荷					74.20
	合计		770.80		409.90	
	管网损失		61.66		32.79	
	最大连续负荷		832.46		442.69	

全厂设一座压缩空气站，考虑到开工及正常负荷，选用6台进口的离心式空气压缩机，容量为280 Nm³/min，空气净化设备选用6台余热再生空气干燥装置，单台容量为280 Nm³/min。

正常工况下运行5台280 Nm³/min离心式空压机。余热再生空气干燥装置夏季3台运行，3台备用；冬季5台运行，1台备用。为了保证事故时仪表风的用量，本单元设1台空气增压机，单台容量为50Nm³/min，出口压力为2.5MPa(G)；3台2.5MPa 200 m³净化压缩空气储罐。

7.3.5 供氮、供氧

全厂 0.7MPa 氮气正常连续用量为 35647.6Nm³/h，1.5MPa 氮气正常连续用量为 972Nm³/h（重整专线），4.2MPa 氮气多用于开停工和间断用气。

化工装置需要 2.7MPa 的氧气 41636Nm³/h。

本项目所用氮气和氧气均由 IGCC 装置提供。

表 7.3-6 氮气和氧气负荷表

序 号	装置或用户名称	处理量 万吨/年	氮气 (99.99% m ³ /h)						氧气
			0.7MPa (0.6~0.8)		1.5MPa (重整专线)		4.2MPa (4.0~4.5)		0.7MPa (0.6~0.8) 开工一次用量
一	装置部分								
	炼油部分								
1	常减压蒸馏	1600		600					
2	轻烃回收		15	618					
3	煤油加氢	180	50	3000					
4	焦化(含精制部分)	200	195	180					
5	蜡油加氢裂化	350	180	20000			20000		
6	蜡油柴油加氢裂化	360	200						
7	沸腾床渣油加氢	330	35						
9	汽柴油加氢	300	70					30000	
8	润滑油异构脱蜡	70						30000	
10	芳烃联合装置(含石脑油加氢)		6100	6000	900	5000	60000		
a	连续重整装置								
b	芳烃抽提装置								
c	对二甲苯装置								
11	烷基化	35		500					
12	PSA	17*2	600					3000	
13	PSA	10	500					3000	
14	酸性水汽提I		60	60					
	酸性水汽提II		150	30					
	溶剂再生		210						
	硫磺回收	15*4	120	21780					
	化工部分		22522	13066					41636
	连续负荷小计		31007		900		0		41636
二	配套系统								
1	储运系统		1800	1800					
2	除盐水和凝结水站								
3	余热回收和制冷站		200						
4	空压站								
5	给排水								
6	其他								
	连续负荷小计		2000		0		0		0
	连续负荷分项小计		33007		900		0		41636
	间断负荷的折算负荷					5000	4000		
	合计								
	管网损失		2640.6		72	400	0		
	最大连续负荷		35647.6	0	972	5400	0	4000	41636

7.4 采暖、通风和空气调节

7.4.1 暖通空调室内设计参数

暖通空调室内设计参数见表 7.4-1，表中未包含的房间暖通空调室内设计参数执行 SH/T3004-2011《石油化工采暖通风与空气调节设计规范》、HG/T20698-2009《化工采暖通风与空气调节设计规定》和 GB50019-2003《工业建筑供暖通风与空气调节设计规范》。

表 7.4-1 暖通空调室内设计参数

序号	房间名称	冬季		夏季		备注
		温度	相对湿度	温度	相对湿度	
		℃	%	℃	%	
1	办公室、会议室、值班室	20	/	26	/	
2	浴室更衣室	23	/	26	/	
3	浴室	25	/	/	/	
4	分析室、化验室	20	/	26	/	
5	仪修间、电修间	18	/	26	/	
6	成品包装间	16	/	26	/	
7	DCS 控制室、机柜室	20±2	50±10	26±2	50±1,	
8	UPS 室	/	/	26±2	/	
9	配电室	/	/	≤30	/	
10	泵房	5	/	/	/	
11	压缩机厂房	5	/	/	/	

7.4.2 设计原则和方案说明

7.4.2.1 生产厂房、泵房

1) 生产厂房、水泵房等设计集中采暖，采暖热媒为 95/70℃ 热水，由全厂余热回收站经室外管网统一提供。散热器采用钢制柱式散热器。

2) 放散余热厂房（如空压机房、动力站主厂房等）采用自然通风，在厂房上部设置通风屋脊或风帽，下部依靠门窗进风或设固定百叶进风口。

3) 对于散发油气的泵房设计机械通风。上部排风量为总排风量的三分之一，下部排风量为总排风量的三分之二。

4) 对于散发爆炸危险性气体的压缩机厂房（氢气、氮气、氨等）设计机械通风。除基本通风外，还应设计事故通风，总的通风换气次数不小于 12 次/小时。

7.4.2.2 中心化验室

1) 中心化验楼设置风机盘管中央空调系统。夏季空调冷水(7/12℃)、冬季空调热水(60/50℃)由集中制冷站提供。

2) 新风机组冬季加湿采用湿模加湿器,加湿用水采用除盐水。

3) 通风柜通风系统设计

在通风柜排风管上安装与压力无关的文丘里变风量控制阀。排风量的大小随柜门上的垂直传感器改变,使通风柜面风速保持在0.5m/s。在实验室的补风管上安装与压力无关的文丘里变风量控制阀,补风和排风两阀连锁,使得实验室保持负压,总有一定量的空气从走廊流入实验室,避免有害物的散出;同时也使通风柜能在确保安全的前提下,以最小的排风和补风量操作,节省能源。

4) 无通风柜化验室通风系统设计

无通风柜的化验室设置通风换气。在房间的排风管上安装与压力无关的文丘里双稳态控制阀,一般工作情况下以最低的安全风量进行排风,在需要大量排风的情况下可以8次/h的大风量尽快排除有害气体。同时在化验室的补风管上安装与压力无关的文丘里双稳态控制阀,且补风和排风两阀连锁使得化验室保持负压,总有一定风量的空气从走廊流入实验室,避免有害物的散出。使化验室能在确保安全的前提下,以最小的排风和补风量运行,节省能源。

5) 化验室的通风柜应采用机械排风,通风柜的排风量按操作口的全开面积和平均风速计算。操作口的平均风速取0.5m/s。

6) 有恒温恒湿要求的房间设置恒温恒湿空调系统,空调机采用风冷恒温恒湿空调机。

7) 对于厕所,为排除异味,设置排气扇排风。

8) 通风柜排风管道采用阻燃PVC板,补风管均采用镀锌钢板制作。

7.4.2.3 全厂性普通仓库

1) 存放普通化学品的仓库,设置全面机械排风,换气次数取5次/h。通风机采用屋顶通风机或轴流通风机。

2) 产品仓库设计全面通风设施,换气次数取3次/h,通风机采用屋顶通风机或轴流通风机。

3) 化工固体产品仓库设自然排烟。

7.4.2.4 化学危险品仓库

1) 储存常温化学危险品的仓库设计全面通风, 通风量根据储存物品的不同选取不同的换气次数, 换气次数的选取执行 HG/T 20698-2009《化工采暖通风与空气调节设计规定》。

2) 对于储存温度为 10℃~15℃的过氧化物仓库, 采用防爆型风机盘管维持仓库 10~15℃的温度要求, 冷热源由风冷式防爆型冷热水机组提供, 同时设 12 次/h 换气的事故排风。

7.4.2.5 消防站及汽车库

1) 消防站及汽车库设置集中采暖。采暖热媒为室外供热管网供给的 95/70℃热水。

2) 消防站汽车库设置机械通风, 通风机选用屋顶通风机或轴流通风机。

3) 消防站及汽车库内的通信室单独配置直接蒸发式风冷空调机, 以满足通信设备对工作环境的要求。

4) 办公室、会议室、宿舍等房间采用风机盘管加新风的空调系统。

7.4.2.6 总变电所、区域变电所

1) 高压配电室、低压配电室、电容器、电缆夹层的室内温度要求不超过 30℃。当采用自然通风无法满足要求时, 设置机械通风或空调系统。

2) 高压配电室设有干式变压器或油断路器时, 设计事故通风。

3) 当机械排风的通风机采用轴流通风机, 且安装在外墙上时, 加装 90°出风弯管, 和自垂百叶, 并设置防止小鸟和昆虫进入的防护网, 防护网的规格不大于 10×10。

4) 配电室设置空气调节系统夏季降温。空调机采用组合式空气处理机组, 空气处理机设在空调机房内。夏季 7/12℃空调冷水由集中制冷站提供。距离制冷站较远的小型变电所可采用电制冷的分体式空调机。

5) 设置空调系统的配电间, 在房间上部安装轴流通风机排风, 排出火灾之后的灭火剂和燃烧产生的烟雾, 排风量按 8 次/小时换气计算。

6) 封闭的电缆夹层设机械通风, 在房间上部安装轴流通风机排风, 排风量按 8 次/小时换气计算。

7.4.2.7 中心控制室、现场机柜间

1) 为了满足工艺设备的温湿度需要, 中心控制室的控制室区域、机柜间均设置独立的恒温恒湿全空气空调系统。空调设备选用双冷源风冷恒温恒湿型单元式空调机组。夏季空调冷水(7/12℃)、冬季空调热水(60/50℃)由集中制冷站提供。空气处理单元及附件置于空调机房, 风冷冷凝单元置于屋顶。新风由室外直接送入空气处

理单元，新风量取人员所需新风量及补偿排风和保持室内正压（20Pa）所需风量两项中较大值，同时要求系统新风比不小于 10%。

2) 现场机柜间设置恒温恒湿空调系统，空调机采用风冷式恒温恒湿空调机。新风经过净化处理，新风净化机将经过过滤和净化的新鲜空气与回风混合送入恒温恒湿机。

3) 在进、出空调机房的送、回风管上设置防火阀。在建筑物的新风进口、排风出口处设置抗爆阀。

4) 风管采用镀锌钢板制作，保温材料为自熄型橡塑泡沫板。

5) 空调系统设置备用机，备用原则为 $N+1$ ， N 为运转的空调机台数。

7.4.2.8 维修厂房

1) 维修厂房设置集中采暖。采暖热媒为室外供热管网供给的 95/70℃ 热水。

2) 维修厂房设置机械通风，通风机选用屋顶通风机，换气次数按 6 次/h 计算。

3) 维修厂房另外设置移动式轴流通风机由于维修岗位的通风降温。

7.4.2.9 综合办公楼、职工食堂

1) 综合办公楼、职工食堂的空调系统采用风机盘管加新风的空调形式，房间吊顶内设置风机盘管承担房间的冷热负荷；布置于建筑物内每层新风机房内的新风处理机将新鲜空气处理到室内状态点，送入各个房间，满足人员的卫生要求。

2) 综合办公楼内的电话站、消防控制室等单独配置直接蒸发式风冷空调机，以满足通信设备对工作环境的要求。

7.4.2.10 空调冷源、热源

1) 由于厂区有大量的余热（热水），使用热水型溴化锂制冷机制取 7/12℃ 的冷冻水用于空调系统，可大量节省电力消耗，所以所有需要空调的建筑物尽可能使用制冷站提供的冷冻水作为空调冷源。

2) 对于对室内温度要求较高的中心控制室采用双冷源空调机，在制冷站投用前，使用电制冷。带制冷站投用后转换为利用冷冻水作为冷源。当冷冻水不能满足要求时电制冷系统自动投入运行。

3) 办公楼等使用冷冻水作为空调冷源，采用风机盘管加新风系统。

4) 现场机柜间使用电制冷，空调设备采用风冷恒温恒湿空调机。

5) 变电所使用冷冻水作为空调冷源，空调设备采用空气处理机组。距离制冷站较远的小型变电所可采用电制冷，空调设备采用风冷分体式空调机。

6) 夏季空调冷冻水温度 7/12℃，冬季空调热水温度 60/50℃。

7.5 中心化验室及环保监测站

7.5.1 概述

盛虹炼化一体化项目包括炼油、芳烃、乙烯、化工和 IGCC 部分，以及相应的公用工程和辅助生产设施等。

产品主要有 92#、95# 国 VI 汽油、航煤、国 VI 柴油、化工产品：丙烯、丁二烯、EO、MEG、DEG、TEG、SM、乙烯、普通 EVA、高 VA 含量 EVA、丙烯腈、乙腈、丙烯酸丁酯、SAP、醋酸乙烯、戊烷发泡剂、溶剂油料、白油料、分子筛料、化工轻油、润滑油基础油、石油芳烃、苯、PX、石油焦、硫磺等。

中心化验室是与该项目配套的辅助生产设施，承担该工程原材料、各装置的中间产品质量控制分析和出厂产品质量分析以及厂区环保监测及煤质、水质分析。

环保监测站是该项目的环保监测设施。与中心化验室合建一幢建筑。

7.5.2 设计原则

该工程设一个中心化验室，负责全厂新建炼油装置、化工装置、IGCC 装置以及环保监测、煤质、水质的分析化验工作，不考虑设车间化验室。

分析仪器尽量选用国内外先进的全自动分析仪器，采用计算机数据处理系统，实现分析化验的数据处理及管理计算机化，并与全厂性的主网络联网，使分析数据网络共享，并自动打出分析报告，提高分析工作的准确性及时效性，为生产控制及时提供可靠数据。

频率高的分析项目所用的仪器考虑选用进口分析仪器，其余分析项目尽量选用国内先进、可靠的分析仪器，同时为了更好的使用实验室数据处理系统，为实现化验数据的自动传输，尽量选用带有 USB 接口的仪器。

7.5.3 中心化验室承担的任务

- 1) 负责进厂原料、添加剂、催化剂及其它原材料的质量分析。
- 2) 负责各装置的中间产品质量控制分析。
- 3) 负责出厂产品的质量检验和监督检查。
- 4) 负责动火气分析、容器内检修的氧含量和有毒气体分析。
- 5) 负责分析所用的标准溶液的配制。
- 6) 负责分析方法的开发及对化验员进行培训；
- 7) 负责温度计、量器、仪器设备的校验。
- 8) 负责化验室仪器、设备、LIMS 的日常维护保养。

7.5.4 环保监测站承担的任务

- 1) 负责水的生物监测。
- 2) 负责各生产装置及辅助生产装置的污水排放口的监测。
- 3) 负责全厂污水总排放口的污水监测,可能受到本厂污染的地面水及地下水的监测。
- 4) 根据车间有毒物质的类别,装置的布局和污染扩散情况对各装置选择适当的废气监测点进行监测。
- 5) 负责对厂区各高烟囱,职工生活区及工厂管理区进行大气监测。
- 6) 负责对厂区固体废物的固定堆放处及其排放处进行监测。
- 7) 负责对工作点、发声设备及工厂管理区和职工生活区的噪声进行监测。
- 8) 负责对监测的数据,建立台帐及技术档案,编写报告,定期向有关部门汇报监测情况。
- 9) 根据本工程的具体情况,制订年、月、季监测工作计划,开展日常监测工作,行使环境监督权力。

7.5.5 中心化验室及环保监测站的组成、规模、面积和空调标准

该工程设一个中心化验室,含环保监测站,总建筑面积 9500 平方米左右。包括主楼房和辅助楼房两部分:

主楼房部分,建筑面积 8000 平方米,共三层。一层主要为各装置中间产品控制分析、煤质分析;二层主要为色谱分析房间、仪器分析室及成品质量分析房间;三层主要为公用工程项目分析、环保监测和办公房间。

平房部分,建筑面积 1500 平方米,主要为化工装置的大型分析设备房间;化工物性的分析设备房间;辛烷值、十六烷值分析房间;动力站的煤样制备房间和煤质分析房间以及样品间、药品储存间、器材库、维修等辅助设施。

化验室内设有给排水、通风、净化压缩空气、动力配电、电信、LIMS 系统及消防等工程设施。色谱、仪器分析室等房间内设有氮气、氧气、氢气、乙炔气、氦气、氩气等管道设施。色谱、仪器分析室、液化气分析室、样品间以及气瓶间等房间内设有可燃爆炸性气体报警装置;苯类分析房间内设有有毒气体监测仪。

中心化验室与环保监测站考虑设置中央空调。物性测试室内设有对温度、湿度要求严格的独立空调系统。

7.6 码头

7.6.1 建设范围

根据盛虹炼化一体化项目的建设规模和功能需求,需要建设 1 个 30 万吨级原油泊位和 4 个 5 万吨级液体化工泊位。三航院负责设计上述 5 个泊位的码头工程、水域布置以及液体散货管廊桥和相关配套工程,液体化工泊位后方围堤及陆域形成不在本次设计范围之内,本工程疏浚工程量及费用仅考虑港池水域,六港池支航道不在本工程设计范围。

本工程设计年吞吐量 2511.8 万吨(其中原油 1600 万吨、液体化工 911.8 万吨),拟建 1 个 30 万吨级原油泊位和 4 个 5 万吨级液体化工泊位(水工结构按 10 万吨级油船设计),共计 5 个泊位,利用岸线总长 1701m。

7.6.2 建设方案

7.6.2.1 总平面布置

(1) 原油泊位(1#泊位)

1#泊位采用“蝶形”离岸布置,泊位长度 412m,包括工作平台 1 座,靠船墩 2 座,系缆墩 6 座,各墩(或工作平台)之间通过人行钢便桥联系。2 座靠船墩中心距 100m,满足停靠 10 万吨级~30 万吨原油船的要求。码头工作平台 48m×28m,靠船墩 17m×15m;系缆墩 12m×12m。

工作平台、靠船墩、系缆墩、引桥以及人行钢便桥顶标高 8.0m(连云港零点,下同)。管廊桥顶高程为 8.5m。

港池停泊水域宽度为 2 倍船宽,按 30 万吨级油船取 120m,停泊水域前沿底高程为-24.10m。船舶回旋区设置于码头前方,回旋水域椭圆形布置,长轴直径取 2.2 倍设计船长为 735m,短轴直径取 1.8 倍船长为 602m;回旋水域设计底高程为-21.70m。

码头通过引桥与管廊桥、东防波堤连接。码头与管廊桥的引桥宽度为 12m,满足管廊布置和通车要求,管廊桥与防波堤之间布置钢便桥,宽度确定为 2m,可供人员通行。由于码头前沿线与防波堤内侧边线距离为 120m,管廊桥距离码头前沿线为 70m,管廊桥宽度为 12.0m。为此,码头至管廊桥之间引桥长度为 40m,管廊桥至防波堤之间钢便桥长度为 38m。系缆墩之间采用 2.0m 宽钢便桥进行连接,钢便桥长度为 45-50m 左右。

码头设置消控平台 1 座,位于引桥与管廊桥转角处;消控平台尺寸 20×46m,上面设置 3 层消防综合楼,建筑面积为 1800m。消控平台位于引桥与管廊桥的转角处,平台顶面与引桥车道和管廊桥车道平齐,形成的通车区域可以满足消防车辆正常行驶时转弯需要。

(2) 液体化工泊位 (2#~5#泊位)

本工程建设 4 个 5 万吨级液体化工泊位 (2#~5#泊位, 水工结构按 10 万吨级船舶设计)。2#~4#泊位布置于东防波堤大圆筒防波堤的内侧, 六港池北侧靠近六港池底部处。5#泊位紧邻 4#泊位布置于六港池底部。液体化工泊位码头总长度 1289m, 宽度 25m, 码头面高程 7.50m。为降低投资, 5#泊位西侧端部设置 2 座系缆墩, 系缆墩尺寸均为 10m×10m。其余位置码头采用连片式布置, 平台长度 1223m。

码头前沿停泊水域宽度取 65m, 设计泥面高程近期取 -13.90m (远期为 -16.00m), 回旋水域按圆形布置, 直径取 2 倍设计船长为 458m; 回旋水域设计底高程为 -11.00m。

4 个泊位通过 3 座引桥与后方围堤相接, 引桥分别布置在 3#、4#、5#泊位后方, 引桥宽度均取 8.0m。3#、4#泊位泊位引桥长度为 45 米, 5#泊位后方引桥长度为 95m。液体化工管线沿码头后延架设, 通过管架桥与管廊桥相连。4#、5#泊位引桥旁分别布置消控平台一座, 2#消控平台 20x35m, 平台上布置 3 层消控综合楼, 建筑面积 1350m²; 3#消控平台 20x25m, 平台上布置 3 层消控综合楼, 建筑面积 950m²。

液体化工泊位辅助区布置在 5#泊位后方, 辅助区西侧边界紧邻驳岸布置, 东侧边界紧邻规划疏港公路布置。辅助区占地面积 6 万平米, 主要布置有办公楼、侯工楼 (含食堂及浴室)、物资仓库、分析化验室、变电所、消防办公楼、消防宿舍楼、消防车库、消防泵站、生活污水处理站、门卫等, 建筑面积为 10524.5m²。

(3) 管廊通道

本方案原油码头及液体散货泊位均位于六港池, 原油从船舶装卸后经管道输送至后方原油库区, 液体化工成品由库区经管廊输送至液体化工泊位装船出运。管廊长度共计 12710m。

7.6.2.2 装卸工艺

(1) 装卸区布置

根据船舶靠泊情况, 30 万吨级原油码头 (1#泊位) 布置 1 个装卸区, 靠泊 10 万吨级~30 万吨级船舶; 液体化工泊位每个 5 万吨级码头布置 3 个装卸区, 其中中间装卸区 (b#装卸区) 最大靠泊 5 万吨级~10 万吨级船舶, 两侧装卸区 (a#、c#装卸区) 最大靠泊 5000 吨级船舶。

(2) 码头装卸设备

本工程装卸物料包括原油、汽油、柴油、煤油等油品、液化气、丁二烯等液化烃及其他液体化工品，为提高装卸效率，码头装卸设备均采用装卸臂，5000吨级装卸区液体化工品合用装卸臂，码头化工管线与装卸臂连接采用复合软管，液化烃装卸采用双管装卸臂，物料管线输送均考虑专管专用。

(3) 计量

本工程化工品装船采用质量流量计进行计量，流量计设置在码头，其他考虑采用罐检和船检相结合的方式。

(4) 管道补偿

由于管内介质和环境温度变化时会引起管道的热胀冷缩，使管道相应产生热应力，因此必须考虑管道的补偿。本工程码头和引桥工艺管线采用自然补偿和“π”形补偿器的方式进行补偿。

另外，工艺管道在引桥与海堤之间、海堤与陆域之间设置金属软管，以免不均匀沉降损坏管线。

(5) 装卸工艺流程

1) 油品、化工品装卸工艺

卸船：船舶 → 船舶卸料泵 → 装卸臂（软管） → 码头管线 → 引桥管线 → 海堤管线 → 陆域管线 → 库区

装船：储罐 → 库区管线 → 陆域管线 → 海堤管线 → 引桥管线 → 码头管线 → （流量计） → 装卸臂（软管） → 船舶

2) 液化烃装船工艺

液相：

储罐 → 装船泵库区管线 → 陆域管线 → 海堤管线 → 引桥管线 → 码头管线 → 双管装卸臂 → 液化烃船

气相：

液化烃船 → 双管装卸臂 → 码头管线 → 引桥管线 → 海堤管线 → 陆域管线 → 库区管线 → 储罐

3) 扫线工艺

① 油品

码头设置扫线泵，每次装卸完成后，打开装卸臂顶部的真空阀，外臂内的残存油品自流到油轮船舱内，内臂、立柱和阀区的残存油品采用扫线泵抽吸至码头管架上的工艺主干管。装卸臂只有全部排空后，方可与油轮脱开。

由于引桥及码头上输油管线管径大，输送距离长，因此平时不考虑扫线。当管

线检修时，管内剩余油品可采用泵抽、水顶等一系列临时措施清空管道。

② 液体化工品

码头装卸完毕后，根据码头管道物料特性，选用氮气或压缩空气作为清扫介质通过扫线快速接头装置对装卸臂或软管进行扫线。装卸臂（软管）内残余物料扫向船舶。

由于工艺物料干管长度较长且专管专用，因此一般不扫线。

③ 液化烃

码头装卸完毕后，对于丁二烯等液化烃管线应首先用气相管扫液相管，然后再用氮气直接进行吹扫。

氮气、压缩空气由后方库区供给。

本工程选址新建 5 个泊位，其中推荐方案的原油泊位使用岸线 412m，液体化工泊位使用岸线 1289m。本工程共计使用岸线长度为 1701m，岸线使用符合《连云港徐圩港区总体规划》和《连云港港徐圩港区控制性详细规划》的要求。

本工程严格按照《海港总平面设计规范》并结合本工程特点进行岸线长度计算取值，满足设计规范要求。

本工程根据航运距离，合理确定设计船型并进行靠泊船型组合，以尽量减少岸线长度，满足集约化布置原则。本工程的岸线布置也体现了节约岸线的要求。因此，码头设计岸线使用是合理的。

7.7 三修

盛虹集团已在徐圩石化产业园建设有 PTA 项目、虹洋热电、荣泰仓储等项目，因此本项目机修、电修、仪修不设大的检修设施和机构，主要大、中修任务，依托盛虹集团和社会周边企业的检修人员和设备完成。

8 节能、节水

8.1 项目节能原则

1) 采用先进可靠的工艺技术和设备；

2) 根据工程和技术经济条件，进行装置之间、装置与系统之间的热联合；

3) 按质产汽，按质用汽，以汽定电，以低压汽用量定高压汽用量，达到蒸汽的逐级利用和平衡；

4) 本项目采用节能生产工艺和生产过程，同时基于项目所在地能源价格的差异，在总流程及装置设计中，将生产过程中高温位的工艺热量最大限度的用于加热工艺物流或加热工艺炉的空气，减少或不发生蒸汽；同时，需要加热的工艺物流尽量创造条件采用蒸汽作为热源，实现“煤代气”，从而大幅度降低生产成本。

5) 经济合理地回收烟气余热、工艺物流余压，全厂统一规划低温余热的回收与利用；

6) 采用新型高效机泵、高效强化换热器及其他节能产品，提高能量转换效率和能量回收率；

7) 设备及管道布置尽量紧凑合理，以减少散热损失和压力损失。

8.2 项目能源利用

8.2.1 项目所需能源的品种、数量、价格

本项目所需能源的品种、数量及价格等情况见表 8.2-1。

表 8.2-1 项目所需能源情况表

项目所需能源 及耗能工质	项目需求量		价格（不含税）	备注
	单位	数值		
煤	万吨/年	251.58	513元/吨	折标煤217.21万吨/年
电	kWh	268030	0.68元/度	
新鲜水	t/h	4352	1.7元/吨	
10.0MPa蒸汽	t/h	383.9	163元/吨	

8.2.2 项目能源利用特点

本项目能源利用具有以下特点：

1) 本项目加工的沙重、沙轻混合油为高硫原油，属于劣质原油；产品兼顾高品质汽煤柴油、对二甲苯及乙烯、丙烯下游产品，其中化工产品所占比例大；为充

分利用石油资源，并尽量提高产品附加值，本项目原油部分加工程度较深，化工部分偏重于以特色产品为主的精细化工，本项目总的加工流程较长；产品质量要求高（其中汽、柴油质量要求满足国VI标准）；同时，本项目建设地点环保要求高；综合以上特点，本项目炼油及化工装置构成较复杂，综合能耗较高。

2) 本项目为炼化一体化项目，炼油部分为乙烯部分提供轻质裂解原料，化工部分充分利用炼油厂副产的轻油、轻烃生产烯烃，并将副产的氢气、抽余油、甲苯、二甲苯、抽余液提供给炼油部分，从而实现流程优化，有利于从根本上降低项目能耗。

3) 本项目设置IGCC装置作为全厂公用工程中心，以煤、石油焦为原料，除为炼油提供氢气以外，还为全厂提供氮气、氧气、蒸汽和部分电、燃料气（合成气）等工质，从而有利于实现低质能源的高效率、清洁转化，并利用系统集成的优势提高能源利用效率。

4) 本项目原油年加工能力为 1600 万吨，对二甲苯年产能 280 万吨，中间产品乙烯年产能 110 万吨；由于装置规模大，辅助系统和散热单耗相对减小，设备效率相应较高，有利于能量的回收和综合利用，为提高全厂用能水平创造了有利条件。

8.3 节能措施

本项目属于大型炼化一体化项目，为了充分利用能源，降低能源消耗，使得该项目建成后进入世界先进水平企业的行列，在本项目中采用了多种切实可行的节能措施。

8.3.1 结构性节能措施

1) 优化全厂总工艺流程，合理配置各工艺装置的进料组成，优化目的产品收率，降低损耗。

2) 本项目为1600万吨/年原油加工量的炼化一体化项目，单线生产装置规模大，装置的设备效率相应较高，有利于能量的回收和综合利用。

8.3.2 全厂综合节能措施

本项目设计中注重整体效益，尤其注重从全厂和大系统出发，统筹考虑节能技术措施，如装置之间热联合、蒸汽动力系统实现逐级利用、全厂低温热回收利用、氢气资源优化利用等。

8.3.2.1 实现装置热联合，挖掘节能潜力

装置之间热联合打破了装置用能自成体系的局面，做到互相协调，取长补短。本项目中，装置间的热联合主要表现在常减压蒸馏与重油加氢裂化、汽柴油加氢装置及煤油加氢精制单元之间的原料及热量互供，从而避免物流在上游装置冷却而在下游装

置又加热的状况。热联合情况如下：

- 1) 常减压装置的减压渣油以 160℃热出料送重油加氢裂化装置沸腾床渣油加氢裂化单元；
- 2) 常减压装置直馏蜡油以 160℃热出料送重油加氢裂化装置蜡油加氢裂化单元；
- 3) 常减压装置直馏柴油以 120℃热出料送汽柴油加氢装置。

8.3.2.2 蒸汽动力系统实现逐级利用，做到产用平衡

根据全厂的热力负荷和用电负荷，进行全厂范围内的调整与平衡；优化产、耗汽设备的形式与参数；确定热、电联产方案；达到蒸汽的逐级利用，使得全厂的能源利用效率达到最高。

本项目蒸汽系统设 11MPa、4.0MPa、1.3MPa、0.45MPa 四个等级的蒸汽管网。11MPa 蒸汽产自乙烯裂解炉和 IGCC 装置(由该装置清洁热电中心蒸汽过热炉过热)，用于乙烯装置裂解气压缩机和清洁热电中心抽背式或背压式汽轮发电机组。4.0MPa 蒸汽主要来自汽轮发电机组的抽汽和装置内利用余热产生的过热蒸汽，主要用于各装置驱动工艺汽轮机和工艺用汽。1.3MPa 蒸汽来自汽轮发电机组、工艺汽轮机的排汽及装置内余热产生的蒸汽，主要用于各装置工艺用汽。0.45MPa 蒸汽来自汽轮发电机组、工艺汽轮机排汽和装置内余热产生的蒸汽，主要用于各装置工艺用汽及辅助设施用汽。

另外，芳烃联合装置利用低温位余热产 0.12MPa 等级蒸汽 621.3t/h，为此就近专设汽轮发电机组，可发电 60MW。

8.3.2.3 低温余热的回收与利用

低温余热的回收与利用已成为石油加工企业节能的一个重要方面。对本项目来说，由于装置规模大，而且油品加氢比例大，低温余热较多，因此必须综合考虑低温余热的回收与利用。

1) 低温余热回收利用原则

根据低温余热的利用特点以及本项目的情况，确定以下利用原则：

- ①优化工艺装置换热流程，尽量少产低温余热；
- ②低温余热回收与利用必须经济合理、运行可靠；
- ③温位为 80℃~158℃之间的热源可作为低温余热进行回收；
- ④低温热水回水温度按 70℃设计，低温热水出装置温度按 95℃设计；
- ⑤优先保证装置生产用热，多余部分再考虑其它热利用方案。

2) 装置低温余热的回收和利用

为集中回收各装置的低温余热，建余热回收站一座。

自常减压、重油加氢裂化、芳烃联合装置来的热水，除重油加氢裂化等装置自用外，可用于除盐水处理新鲜水加热、制备冷媒水、预热加热炉空气、罐区及管道保温伴热，冬季还可用于采暖，富余部分送入有机朗肯循环机组发电。

本项目低温热回收、利用平衡表见表 8.3-1。

表8.3-1 低温热回收、利用平衡表

序号	装置和用户名称	规模 万吨/年	产热				用热		
			温度 (°C)	热量 (kW)	热水量 (t/h)		温度 (°C)	热量 (kW)	热水量 t/h
					正常	最大			
一	装置部分								
	炼油部分								
1	常减压	1600	70~95	15523	534		95~70	233	8
2	煤油加氢	180	70~95	10320	355				
3	焦化	180	70~96	11628	400		95~70	2529	87
4	重油加氢裂化	900	70~95	130814	4500		95~70	24709	850
5	汽柴油加氢	300	70~95	8285	285				
6	芳烃联合装置	280	70~95	109012	3750				
	化工部分						95~70	2965	102
	建筑物								
1	中心化验室等						95~70	6845	235
二	配套系统								
1	加热炉预热用						95~70	23256	800
2	储运系统						95~70	14535	500
3	除盐水处理						95~70	33430	1150
4	制冷站						95~70	31258	1075
	总计		70~95	285581	9824		95~70	139402	4795

8.3.2.4 氢资源优化

本项目通过合理利用连续重整装置副产的重整氢直接用于部分加氢装置，可降低用氢成本；同时，将加氢装置低分气、富余重整氢、PX 尾氢等富含氢气作为 PSA 装置原料回收纯氢，并与乙烯氢、IGCC 装置产氢气混合作为加氢装置用氢，实现氢资源优化利用。版权归 LPEC 所有，未经 LPEC 书面许可，不得以任何方式使用

气资源的循环利用，降低氢气能耗。乙烯裂解装置产氢气作为全厂氢气的部分补充，可降低用氢成本；另外采用煤、焦作为原料制氢等措施可以降低用氢成本，优化氢气资源。

8.3.3 生产装置节能措施

8.3.3.1 采用节能型工艺流程和技术

采用节能型工艺流程和高效催化剂（溶剂）节能是减少工艺总用能，提高装置用能水平的关键。例如：常减压装置轻烃回收部分采用低能耗的无压缩机回收轻烃工艺技术；航煤加氢采用液相循环加氢技术；加氢裂化等装置采用热高分工艺流程；芳烃联合装置连续重整单元采用连续再生重整工艺等。

8.3.3.2 提高能量回收率，减少排弃能量

利用先进的技术，优化换热网络，同时，采用高效传热设备，深化换热，提高换热终温，是装置用能优化的重点。例如：常减压蒸馏采用窄点技术，对换热网络进行优化设计，在投资和节能效益之间达到最优；加氢裂化等装置选用液力透平回收高压液体的能量等。

8.3.3.3 提高能量转换效率

提高能量转换效率的节能措施主要是提高加热炉效率和压缩机、泵效率等。

① 换热器等采用高效、低压降换热器提高效率，减少能耗；

② 在机泵的选用上选用高效机泵和高效节能电机，提高设备效率；

③ 充分利用加热炉系统的热量，合理安排进料，提高加热炉效率。同时加热炉系统采用余热回收系统，回收烟气中的余热，使得加热炉效率达到 92%以上。

8.3.3.4 装置节能措施汇总

生产装置节能措施汇总表见表8.3-2。

表8.3-2 生产装置节能措施汇总表

序号	装置名称	措施名称	措施内容
一	炼油部分		
1	常减压装置 常减压部分	降低工艺总用能	采用先进的工艺技术路线，使得工艺总用能降低。如：初馏塔提压操作、常顶采用热回流、解吸塔设中段重沸器等。
		优化换热流程	采用“窄点设计法”优化换热网络，同时，采用高效传热设备，深化换热，保证较高的热回收率和较低的冷热公用工程消耗。
		采用热联合	装置之间实行深度热联合，侧线产品经换热后直接去下游装置，尽量减少冷却负荷。
		提高加热炉效率	提高加热炉的热效率，常压炉、减压炉燃料热效率可达92%以上。

序号	装置名称	措施名称	措施内容
		采用高效抽真空技术	采用蒸汽抽空+机械抽空技术,降低能耗。
		采用高效机泵	采用大型高效机泵(效率基本都大于70%),提高能量转换效率,降低电耗。
2	常减压装置 轻烃回收部分	降低工艺总用能	采用先进的工艺技术路线,使得工艺总用能可降低。
		采用热联合	装置之间实行深度热联合,侧线产品经换热后直接去下游装置,尽量减少冷却负荷。
		优化换热设计	采用高效传热设备,换热设备的选择尽可能考虑低压降高传热效率。
		采用高效机泵	采用大型高效机泵(效率基本都大于70%),提高能量转换效率,降低电耗。
3	常减压装置 煤油加氢部分	采用先进技术	采用液相循环加氢工艺
		优化换热设计	优化换热方案,合理利用热源,充分回收生成物及产品的热量。
4	汽柴油加氢 装置	采用先进技术	采用中石化自主研发的固定床柴油加氢工艺。
		提高炉效率	加热炉采用余热回收系统,充分回收热量。
		优化换热方案	充分回收反应流出物及产品的热量
		采用高效机泵	装置内尽量采用高效节能机泵,提高转换效率。
5	重油加氢裂 化装置— 沸腾床渣油 加氢裂化单 元	采用先进工艺	优化单元流程设置及换热方案,充分回收反应流出物及产品的热量。反应流出物分离采用三高分方案,有利于节能降耗
		提高加热炉效率	设置烟气余热回收系统,回收烟气余热。
		采用高效机泵	装置内尽量采用高效节能机泵,提高转换效率。
		优化换热	采用新型的换热设备,尽量回收热量。
6	重油加氢裂 化— 蜡油高压加 氢裂化单元	回收装置过剩热	设置3.5MPa和1.0MPa蒸汽发生器,发生蒸汽
		回收富余能量	设置液力透平
		优化换热方案	充分回收反应流出物及产品的热量
		采用先进技术	设置循环氢脱硫设施提高循环氢纯度,可降低系统总压,降低高压泵和新氢机的升压负荷
7	润滑油异构 脱蜡	采用先进工艺	反应部分采用热高分流程,提高反应流出物热能利用率,降低能耗。
		提高分离效率	采用高效塔板和填料,提高分离效率,降低能耗。
		提高加热炉效率	加热炉设氧含量分析仪,控制烟气中的氧含量;另设置烟气余热回收系统,回收烟气余热。
		采用高效机泵	装置内尽量采用高效节能机泵,提高转换效率。
8	芳烃联合装 置	采用先进可靠的工艺	采用比较先进的催化剂(高活性、高稳定性),降低反应温度从而加热炉负荷;反应部分采用较低的氢油比,有效降低循环压缩机的能耗和加热炉的燃料消耗;分馏塔及精馏塔采用较低的回流比;大部分精馏塔采用热回流方案;
		采用高效节能设备	连续重整反应器和异构化反应器采用径向结构,以降低系统压降;重整、歧化和异构化混合进料换热器采用低压降的焊板式换热器;部分重沸器和蒸汽发生器采用高通量管换热器,增加换热深度;加热炉效率达到92%;
		工艺物流实现高度的热联合	1号二甲苯塔和2号二甲苯塔加压操作以提高塔顶物流温位,塔顶气相物流为抽出液塔、1#抽余液塔重沸器和2#抽余液塔重沸器热源;1号二甲苯塔底物流作为解吸剂再蒸馏塔重沸器的热源,实现1号二甲苯塔重沸炉集中供热;甲苯塔加压操作以提高塔顶物流温位,其塔顶气相物流作为苯塔重沸器的热源;甲苯塔、重芳烃塔、抽出液塔、1号抽余液塔和2号抽余液塔顶设置蒸汽发生器;
		选用高效机泵	合理配置电机功率,以减少用电负荷;
		选用变频电机	对于热回流需控制空冷器出口温度的空冷器电机50%设变频调节
9	烷基化	采用先进的工艺和技术	加氢反应进料与脱轻塔塔釜换热、自脱正丁烷塔底出来的烷基化油与循环碱水换热,回收能量,减少蒸汽和循环水用量。

序号	装置名称	措施名称	措施内容
			采用成熟可靠的节能技术。制冷系统设置节能罐，使闪蒸的气相进入压缩机二段压缩，从而降低压缩机轴功率。
		采用高效机泵	采用高效节能机泵，提高转换效率。
		凝结水回用	回收装置凝结水
		节水措施	采用空冷器冷却低温位热量，减少循环水用量。
		管线保温	对高温设备和管线采取有效的保温措施，减少热量散失
10	PSA	优化装置设计	合理选择工艺参数，减少过程能耗
		采用高效机泵	采用高效节能机泵，提高转换效率。
11	硫磺回收	回收反应热	酸性气燃烧炉和焚烧炉废热锅炉产生4.4MPa蒸汽，在能量升值、逐级利用上更合理；尾气加氢反应器出口设置废热锅炉，产生0.4 MPa低压蒸汽，同时降低急冷塔的冷却负荷；尾气焚烧炉出口设置中压蒸汽过热器及废热锅炉，烟道气不需要混兑空气冷却。
		回收凝结水	装置内设置了凝结水回收系统，用于回收装置内各排放点排放的凝结水。
		减少风机功率损失	酸性气燃烧炉鼓风机采用离心式风机，减少了空气放空量，从而减少风机的功率损失。
二	化工部分		
1	乙烯裂解装置	裂解炉节能降耗	选用先进的裂解炉型，减少燃料消耗，提高乙烯收率，提高对流段余热回收，降低裂解炉热损失，回收裂解气高温位、低温位热，裂解炉热效率在93%以上；
		优化装置设计	合理分配急冷油和急冷水的热量，提高急冷系统热能回收效率；采用先进的分离流程和热集成精馏技术，有效降低冷量，使前冷、脱甲烷、乙烯精馏系统所需的总压缩功最小；
		采用高效压缩机	选用高效压缩机，合理设置裂解气压缩机段数，减少段间压降，段间凝液逐级闪蒸，采用压缩机“注水”技术防结焦等，有效降低压缩机功耗；
		优化换热流程	选用高效冷箱、换热器，采用夹点分析等先进技术，提高装置整体换热效率；
		采用先进的控制系统	优化压缩、分离、加氢反应操作，实现节能降耗；
		逐级优化利用蒸汽	三机透平使用超高压、高压蒸汽，抽出蒸汽给下级使用；
		采用高效设备	采用高效低阻力降换热器、高效塔盘和高效分布器；
2	裂解汽油加氢	优化换热流程	采用夹点分析理论对整个装置进行热量集成，优化工艺；
		采用高效设备	采用高效换热器、高效塔盘、高效节电设备；
3	芳烃抽提	采用先进技术	采用环丁砜抽提技术，工艺流程简单，装置能耗较低；采用抽余油溶剂回收新工艺，使系统水循环量大幅降低，并减少蒸汽用量；采用返洗液多路返回新工艺，使芳烃产品纯度提高，白土消耗下降；改进抽提塔性能并采用抽提塔多路进料新工艺，使抽提塔效率提高，溶剂比下降0.15~0.4；
		优化换热网络	使各物料间温位、换热量的匹配更趋合理，通过换热，充分回收低温余热；
		优化装置设计	将汽提水和水洗水合并为一个系统，不设水分馏塔，使流程简短，水汽化量小，耗热量小；
		采用高效机泵	采用高效节能机泵，提高转换效率。
4	丁二烯抽提	优化装置设计	萃取精馏除炔烃、采用精馏方法脱除丁二烯中的少量乙腈、省掉丁二烯水洗塔、简化装置工艺流程，减少相变次数；采用热耦合技术，减少相变次数，增加中间再沸器，充分利用高温乙腈和蒸汽凝液的显热等措施，降低蒸汽和循环水用量；改变精馏塔进料状态或进料位置，优化多塔精馏过程的流程，降低腈烃比和回流比，改变塔的操作压力以降低能耗；第二萃取精馏塔顶气相采出直接进入丁二烯精制单元的工艺流程，减少相变过程、节约能源；设置中间再沸器并利用溶剂乙腈和凝液显热加热，节约蒸汽用量；回收塔顶气相和侧线采出气余热，同时提高物料进塔温度，使得整个塔内的温度分布更

序号	装置名称	措施名称	措施内容
			趋于合理,提高塔系的分离效果;
		采用高效设备	采用高效浮阀塔板和高效填料
5	EVA	采用先进工艺	采用国际先进的LyondelBasell公司高压釜式法Lupotech A工艺及高压管式法Lupotech T工艺;
		回收装置余热	聚合反应属于强放热反应,Lupotech A及Lupotech T工艺高效利用反应热产生蒸汽以降低总能耗。
		采用高效机泵	采用高效节能机泵、压缩机及挤出造粒机,提高转换效率。
6	醋酸乙烯	回收装置余热	充分利用工艺余热和反应热作换热器或再沸器热源,进行能量回收
		采用高效机泵	采用高效节能机泵,提高转换效率。
7	EO/EG	优化装置设计	EO反应器用沸水撤热,利用反应热产生高压蒸汽;反应器出口的第一段产品冷却器产生中压蒸汽;乙二醇溶液经多效蒸发浓缩,前一级塔顶气作后一级再沸器的热源,节省大量蒸汽;优化换热网络;利用甲烷降低循环气的平均分子量,从而降低循环气压缩机的耗电量;改进MEG塔再沸器循环系统,减小再沸器热阻从而减少再沸器清洗时间;
		采用高效设备	循环水采用板式换热器,提高换热效率;设置液力透平;
8	苯乙烯	优化装置设计	脱氢尾气送PSA装置生产高纯度氢气,减少制氢成本和能耗,做到本质节能
		回收装置余热	烷基化反应放出的热量用于发生低压蒸汽
		采用先进控制	采用先进的控制系统,使原料和各项公用工程的消耗处于最佳值,并显著减少生产波动,降低能耗;
9	丙烯腈	采用先进技术	采用新型高效催化剂,提高丙烯腈的收率,使精制回收率提高到94%以上;
		设置联合装置	丙烯腈装置与MMA装置联合建设,能充分利用丙烯腈装置副产的氢氰酸、硫胺液及反应热,减少蒸汽消耗;
		回收装置余热	生成丙烯腈的主副反应均为放热反应,设置冷却管产生4.2MPa(G)、385℃的过热蒸汽;设置吸收塔废气和废水焚烧炉,在焚烧废物的同时,增设废热锅炉回收剩余热来产生4.2MPa(G)、385℃的过热蒸汽;
		采用高效设备	换热器采用高效低压降换热器;采用高效节能机泵;水泵设置变频器;
		优化装置设计	提高四效蒸发率,减少送焚烧的废水量,从而降低焚烧炉的燃料用量;
10	甲基丙烯酸甲酯(MMA)(含SAR单元)	回收装置余热	采用卧式、中间设计过热器的两段锅炉回收再生炉工艺气的热量,产生大量蒸汽;
		采用高效机泵	采用高效节能机泵,提高转换效率;
		回收冷凝水	回收蒸汽冷凝水再利用,降低能耗;
11	丙烯酸及脂	优化装置设计	采用部分氧化反应废气循环,不仅提高丙烯酸转化率,而且为反应气提供了水蒸汽;丙烯酸水溶液采用共沸蒸馏,缩短流程;精制系统采用四塔流程,减少公用工程消耗;
		回收装置余热	采用废气催化焚烧技术,副产蒸汽;充分回收装置热能发生蒸汽;
		回收冷凝水	回收蒸汽冷凝水再利用,降低能耗;
		采用高效机泵	采用高效节能机泵,提高转换效率;冷却塔采用动能回收型玻璃钢风筒,风机电机采用双速节能型Y系列电机,可控制调整电机转速,达到节能目的;
12	SAP	优化装置设计	聚合工段将使用冷凝器对丙烯酸进行回收处理,回收率达99%,减少了能源浪费;表面处理工段将使用冷凝器对溶剂进行回收处理,回收率达99%,减少了能源浪费;使用蒸汽尾气预热空气,提高了蒸汽的利用率,节约了燃料;
		采用先进控制	采用先进的控制系统,使原料和各项公用工程的消耗处于最佳值,提高了生产装置的稳定性,降低能耗;
三	IGCC装置		
1	IGCC装置	优化操作条件	酸性气体脱除单元温度低时对吸收有利,甲醇的循环量减少,动力消耗降低,但工艺需要及损失的冷量增加,二者之间应加以权衡,进行优化。酸性气体脱除单元改善变换气夹带水份的分离效率,减少进入系统的水份含量,减少再生蒸汽消耗。

序号	装置名称	措施名称	措施内容
		优化能量的回收利用	气化工艺中, 根据气化气位能的不同, 流程设计中设置多级灰水闪蒸设施, 回收相应等级的能量, 使能量的回收利用达到最佳。 变换工段的高位能热量副产蒸汽或预热蒸汽, 低位能热量加热脱盐水, 使高、低位能得到充分利用。 酸性气体脱除单元充分回收物流冷量, 低温净化气、CO ₂ 气和放空尾气经换热器换热回收冷量后离开本工序。

8.3.4 辅助系统节能措施

8.3.4.1 给排水系统

1) 对装置及系统产生的凝结水、含硫污水进行回收, 处理后返回各装置及公用工程循环使用; 对于能够进行一水多用的设备及工艺尽量做到一水多用, 从而节省水耗量, 降低能耗。

2) 减少新鲜水用量, 减少排污, 清污分流、污污分流。炼油、化工污水经深度处理后回用, 用于循环水场的补充水; 化工循环水场和制氢循环水场的排污水经适度处理后回用, 用于循环水场的补充水。

8.3.4.2 供配电系统

1) 采用高效节能的电机

本项目中电动机是最主要的用电设备, 约占整个企业电力消耗的90%以上, 合理选择电动机可有效地降低能耗。

提高电动机的效率和功率因数, 是减少电动机的电能损耗的主要途径。与普通电动机相比, 高效电动机的效率要高3%~6%, 平均功率因数高7~9%, 总损耗减少20%~30%, 因而具有较好的节电效果。所以在设计中选用新系列高效率电动机, 可以节省电能。

另一方面要看到, 高效电机价格比普通电机要高20%~30%, 即能在短期内靠节电费用收回多付的设备费用。一般符合下列条件时可选用高效电机:

- ①负载率在0.6以上;
- ②每年连续运行时间在3000h以上;
- ③电机运行时无频繁启、制动(最好是轻载启动, 如风机、水泵类负载);
- ④单机容量较大。

石化企业大部分电机负载均符合上述要求。

2) 大容量低转速电机采用同步电机

尽可能减少装置无功损耗，从而减少线路损耗与变压器损耗，提高系统整体效率。

3) 采用变频调速

交流电机调速节电技术，是当前我国节约电能的措施之一。采用变频调速装置，使电机在负载下降时，自动调节转速，从而与负载的变化相适应，即提高了电机在轻载时的效率，达到节能的目的。

目前，用普通晶闸管、GTR、GTO、IGBT等电力电子器件组成的静止变频器对异步电动机进行调速已广泛应用。在设计中，根据变频的种类和需调速的电机设备，选用适合的变频调速装置。

4) 选用软起动器设备

比变频器价格便宜的另一种节能措施是合理采用软起动器。由于电压可连续调节，因此起动平稳，起动完毕，则全压投入运行。软起动器通常用在电机容量较大、又需要频繁起动的水泵设备中，以及附近用电设备对电压的稳定要求较高的场合。

5) 采用高效节能变压器

选择低损耗变压器，其节能在1%~2%之间。

6) 辅助系统节能

照明灯具选用节能型光源，在相同的照度下，高效节能灯具比传统的电感镇流器灯具节能45%~50%，可明显的减少能耗。且设计中区别照度设计，减少灯具设置。

7) 提高系统的功率因数

在各区域变电所及装置变电所的10kV侧和380V低压侧设无功补偿装置，使其功率因数达到0.92以上，减少无功在线路上的传输，降低线路、变压器等电气器件的电能损耗；

8) 降低线损

变电所尽可能靠近装置负荷中心位置以缩短线路的长度，减少线损。按经济电流密度选取导线截面降低电阻，减少线损。

8.3.4.3 供热、供风、供氮系统

1) 优化全厂低压蒸汽系统，按质用能。

2) 减少蒸汽的直接泄露损失。

3) 凝结水采用密闭升压回收系统及除油除铁工艺，提高凝结水回收率。

4) 压缩空气干燥采用余热再生干燥器，利用压缩机排出的高温气体对吸附剂进行再生，没有鼓风机及加热器，可减少电能消耗。

5) 在锅炉本体配置了可靠完整的吹灰系统, 保持炉膛及尾部受热面清洁, 以提高传热效率, 降低锅炉煤耗。

6) 在燃烧控制系统中采用先进的控制算法, 使燃烧处于最佳状态, 辅机设备运行处于效率最优工况, 节约燃煤和辅机能耗。

8.3.4.4 储运系统

1) 设置放空气体回收设施

本项目设干式气柜, 尽可能多储存装置排放的火炬气, 减少不必要的放空, 既节约宝贵能源, 又可减少消烟蒸汽的无谓消耗, 还有利于环境保护。

2) 选用高效率的原油泵

常减压的原油供料泵耗电占到储运系统总耗电的一半以上, 选用高效率离心泵, 可有效降低电耗。

8.3.4.5 暖通与空调

1) 对于需要通风的厂房, 尽可能采用自然通风, 需要时才采用机械通风。同时选用效率高的通风机。

2) 对使用时间、温度、湿度等要求条件不同的空气调节区, 分别设计独立的空气调节系统。空调机采用能效比(EER)较高的空调机。

3) 对于采用全新风空调的中心化验室, 新风机组和排风机均采用变风量控制, 尽可能减少排风量和送风量, 减少能耗。

4) 中心化验室、中心控制室等空调冷源利用制冷站提供的冷冻水。制冷机采用溴化锂吸收式冷水机组, 热源为95℃低温热水。

8.3.4.6 建筑节能

本项目拟选厂区的建筑气候分区属寒冷地区, 建筑物必须满足夏季防热、遮阳、通风、防暴雨、防台风等要求。工厂内及生活区内的公共建筑应按照《公共建筑节能设计标准》GB50189-2015、《夏热冬暖地区居住建筑节能设计标准》JGJ 75—2012及地方建筑节能设计标准的要求进行建筑节能设计; 一般生产及辅助生产建筑, 在满足生产工艺的特点和使用功能的前提下尽可能采用自然采光、自然通风、保温、隔热、防晒等措施, 降低建筑能耗。

8.3.4.7 其它辅助系统节能措施

1) 采用先进的自动控制系统, 使得各系统在优化条件下操作, 提高全厂的用能水平。

2) 加强设备及管道的隔热和保温等措施, 对所有高温设备及管线均选用优质保温材料, 减少散热, 提高装置及系统的热回收率。

8.4 能耗指标分析

8.4.1 项目综合能耗

根据《石油化工设计能耗计算标准》(GB/T 50441-2016), 本项目项目综合能耗计算见表8.4-1。

表 8.4-1 项目综合能耗计算表

序号	项目	消耗	能源折算值	设计能耗	单位能耗	分布
		10 ⁴ t(kWh)/a	kg/t (kWh)	kg/h	kg/t	%
1	燃料气	147.35	1135	199080.38	104.52	42.15
2	燃料油	2.88	927	3178.56	1.67	0.67
3	电	200630.7	0.22	53069.94	27.86	11.24
4	燃料煤	217.21	700	181011.55	95.03	38.32
5	蒸汽	322.48	92	35318.80	18.54	7.48
6	水	3655.68	0.15	652.80	0.34	0.14
7	综合能耗			472312.02	247.96	100.00

注: 本表中所列燃料气和燃料油采用的折算系数以实际热值为准。

本项目建成后项目综合能耗为 247.96kg /t, 其中燃料气、油能耗为 106.19kg /t, 占总综合能耗的 42.82%; 燃料煤能耗为 95.03kg /t, 占总综合能耗的 38.32%; 外购电的能耗为 27.86kg/t, 占总能耗的 11.24%; 外购蒸汽的能耗为 18.54kg/t, 占总能耗的 7.48%; 用水能耗所占比例较小。

本项目年综合能源消耗量为566.8万吨标煤/年。

8.4.2 主要装置能耗及分析

在确保工艺技术成熟、可靠、先进的前提下, 为降低装置加工能耗, 各装置均采取了一系列节能措施, 使装置能耗均达到了国内先进水平, 具体对比情况见表8.4-2。

表 8.4-2 本项目工艺装置能耗对比表

序号	装置名称	设计能耗 kg/t	能耗定额 kgoe/t	典型相近装置先进能耗 kgoe/t	能效水平	备注
一	炼油装置					
1	常减压蒸馏装置常减压部分	8.117	10	8.95	国内领先	

序号	装置名称	设计能耗 kg/t	能耗定额 kgoe/t	典型相近装置先进能耗 kgoe/t	能效水平	备注
2	焦化装置	24.292	25		国内先进	
3	重油加氢裂化-沸腾床渣油加氢单元	23.14	36.31	无	国内先进	
4	重油加氢裂化-蜡油加氢裂化单元	24.28	38.4	39.35	国内先进	
5	重油加氢裂化-蜡油柴油加氢裂化单元	43.56	41.1	-	非常规加氢裂化,无可比性	
6	润滑油异构脱蜡	31.14	45	43.3	国内先进	参考定额
7	汽柴油加氢装置	8.722	12	10.7	国内先进	
8	芳烃联合装置	443.62	530/500	528	国内领先	准入值/先进值
9	烷基化装置	112.54	105	无	原料特殊,预处理消耗较高	
10	PSA 装置	52.65	120	70.5	国内先进	
11	硫磺回收装置硫磺回收部分	-29.30	-30	-45.3	国内先进	
12	煤油加氢	10.04	12	10.35	国内先进	
二	化工装置					
1	乙烯裂解装置	583.19	640/610		国内领先	吨乙烯能耗; 准入值/先进值
		391	430/400			吨双烯能耗; 准入值/先进值
2	裂解汽油加氢	95.44	无	68.2	国内先进	含苯乙烯抽提
3	芳烃抽提	77.96	65		原料特殊	
4	丁二烯抽提	245.2	无	228	国内平均	
5	EVA (釜式法)	719	无		国际先进	
	EVA (管式法)	448.7	无		国际先进	
6	醋酸乙烯	230.63	250/240			kgce/t 产品; 准入值/先进值
7	EO/EG	231.8				kgoe/t EOE
		235.7	430/230		接近国内先进	kgce/t MEG
8	苯乙烯	214.7	285/264		国内先进	
9	丙烯腈	132.97	无	131.8	国内先进	
10	甲基丙烯酸酯甲酯 (MMA)	177.8	无	159.2	工艺不同,无可比性	
	SAR 单元	164.9	无		无对比	
11	丙烯酸及酯					
	丙烯酸单元	89.17	无	-95	国内先进	
	丙烯酸丁酯单元	177.5	无	167	国内先进	
	冰丙烯酸单元	135	无	73	国内平均	
12	SAP	371.4	无		国际先进	
三	IGCC					
1	气体联合装置	11.49 GJ	无		国内先进	kNm ³ 燃料气
2	IGCC 制氢	20.734GJ	无	22.6GJ	国内先进	kNm ³ 氢

8.4.3 结论

- 1) 本项目总能源消耗量为 566.8 万吨标煤/年。
- 2) 本项目采取了各种合理有效的节能措施, 能耗总体上达到国内先进水平; 各装置总体上符合有关产品限额要求, 并达到国内或国际先进水平。
- 3) 本项目的能源供应有可靠保障, 对当地的能源供应无不利影响。

4) 本项目无国家明文淘汰的设备。

8.5 节水

8.5.1 节水措施

盛虹炼化一体化项目在主要生产装置、全厂系统配套等单元内，采取优化用水工艺、减少工艺用水量、提高凝结水回收率、设置中水系统，实现污水回用等方法，达到有效的节水效果。

主要的节水措施有：

- 1) 较多的采用空冷器，节约冷却用水。
- 2) 充分优化换热流程，尽量降低需冷却物料温度，降低冷却负荷，节约冷却用水。
- 3) 电脱盐注水采用汽提净化水并二级回注一级，节约水用量。
- 4) 药剂配置采用汽提净化水，节约新鲜水用量。
- 5) 常减压电脱盐注水、加氢装置的高、低压分离器前的注水均采用汽提净化水，并循环使用，节约水用量。
- 6) 供应全厂不同压力等级蒸汽方面所采用的工艺，尽量利用高能级蒸汽，不同等级的蒸汽管网之间尽可能选用背压式汽轮发电机组，其优点提高能量利用效率、降低能耗，同时也减少了水的消耗，增加了全厂综合效益。
- 7) 余热回收站：考虑全厂低温热统一平衡，设余热回收站一座，正常热水流量为 9810t/h，主要用于加热除盐水、工艺装置用热、发电等，节省了大量循环水。
- 8) 本项目除盐水处理规模按 2000t/h 进行设计，根据业主提供的原水水质分析报告，脱盐水处理拟采用超滤+反渗透+阳双室双层浮动床+阴双室双层浮动床+混合离子交换器工艺，超滤及反渗透设备均采用高产水率分离设施。
- 9) 凝结水尽量回收，以减少新鲜水用量。
- 10) 凝结水与新鲜水、除盐水换热，回收了余热，降低了循环水使用量。
- 11) 循环水场补充水尽可能采用回用水；同时，提高循环水场的浓缩倍数，减循环水排污，降低新鲜水的补充量。
- 12) 采样冷却器应采用密闭式，给水为循环冷水，排水为压力循环热水。

8.5.2 节水潜力分析

盛虹炼化一体化项目的工艺、设备、凝结水回收、污水回用等节水潜力已运用到最大，达到较好的节水效果。

8.5.3 建设项目建成后水资源使用情况

建设项目建成后生产给水正常耗量为 $4305\text{m}^3/\text{h}$ ，其中炼油部分用生产给水约 $800\text{m}^3/\text{h}$ ，炼油设计新鲜水单耗为 $0.42\text{t 水}/\text{t 油}$ 。

8.5.4 节约用水评价结论

8.5.4.1 水重复利用率

本工程水的重复利用率为 **98.2%**。

8.5.4.2 污水回用率

本工程全部实施后，污水的回用率为 **76.5%**。

本工程全厂污水正常排放量为 $552\text{m}^3/\text{h}$ ，其中炼油部分排放污水约 $336\text{m}^3/\text{h}$ 。炼油设计污水单排为 $0.176\text{t 水}/\text{t 油}$ 。

9 环境保护

9.1 建设区域环境现状

根据本项目环境影响评价工作中环境现状监测资料，区域环境质量状况概况如下：

9.1.1 环境空气

区域环境空气质量常规监测结果分析和环境空气质量现状监测，评价区环境空气质量总体较好，具有以下特征：

1) 2012~2014 年连云港市区主要污染物除颗粒物外，年均浓度值均能达到《环境空气质量标准》(GB3095-2012) 相应标准及相关标准要求；颗粒物浓度超标率较高，主要原因是随着沿海大开发规划的逐步实施，排放污染物日趋多样化、复杂化，以及连云港近年以来大力开展城市和港口建设，扬尘污染日益加重；多方面因素加剧了市区空气中颗粒物的污染。

2) 近年来，从季节分布看，一、四季度主要污染物浓度最高，三季度最低。冬季污染物浓度较高主要是由于冬季低温少雨及燃煤取暖所致；春秋季节污染程度较低，主要是受春秋季风影响；夏季空气质量相当较好，主要是夏季气温高，空气对流强，污染物扩散条件好，且夏季为雨季，降水较多，对污染物有着良好的精华作用。

3) 从监测见过分析，项目所在地及周边地区所有监测点 SO₂、NO₂、CO、O₃、PM₁₀、PM_{2.5}、TSP 和苯并(a)芘监测值除 O₃、PM₁₀、PM_{2.5}、TSP 部分（夏季）超标外均满足《环境空气质量标准》(GB3095-2012)相应标准及相关标准要求。

9.1.2 地表水

区域地表水有复堆河、西港河、深港河、中心河等河流。复堆河为徐圩新区海堤景观和排涝河道，根据地方环保局确认的标准，复堆河执行地表水IV类。西港河、深港河、中心河均与海水连通，执行《海水水质标准》(GB3097-1997)中三类标准。

复堆河部分监测断面硫酸盐和氯化物超标，最大标准达到 53.6，超标率为 100%，其它监测因子均能满足《地表水环境质量标准》(GB3838-2002) IV类标准限值。复堆河为徐圩新区景观和排涝河流，也是规划区域的主要海水引渠，硫酸盐和氯化物超标主要是受海水影响所致。

西港河：个别监测断面 BOD、无机氮、COD_{Mn} 超标，标准指数分别为 1.350、1.800、

2.250, 超标率分别为 100%、100%、100%;

深港河:个别监测断面 BOD、无机氮、COD_{Mn} 超标,标准指数分别为 1.450、2.525、2.125,超标率分别为 100%、100%、100%; W10 监测断面 BOD、无机氮、COD_{Mn} 超标,标准指数分别为 1.100、2.725、1.950,超标率分别为 100%、100%、100%;

中心河:个别监测断面 BOD、无机氮、非离子氨、磷酸盐、COD_{Mn} 超标,标准指数分别为 1.250、2.440、1.650、3.833、2.275,超标率分别为 100%、100%、100%、100%、100%; W14 监测断面 BOD、无机氮、磷酸盐、COD_{Mn} 超标,标准指数分别为 1.125、3.075、1.233、1.750,超标率分别为 83.3%、100%、33.3%、100%;

西港河、深港河、中心河中其它各监测因子均满足《海水水质标准》(GB3097-1997) 中三类标准。

9.1.3 海水环境

四个航次的水质调查结果表明:调查海域主要超标污染物为无机氮、磷酸盐,其中无机氮污染最为严重,东西连岛及灌河口近岸为主要污染区,这是受入海河流及沿海人类开发活动影响的体现。调查海域 pH、镉、总铬、总汞、砷、镍、挥发酚、硫化物状况较好,均符合一类海水水质标准;铜、铅各季调查均符合二类海水水质标准;石油类多数站位为一类,个别站位超二类标准;化学需氧量于河口位置有所超标。特征因子锰、乙二醇、丙烯腈、甲苯、对二甲苯、间二甲苯、邻二甲苯均未达到检出限,苯、钒、钴、多环芳烃偶有检出,浓度水平较低。

四个航次的生态调查结果显示:全年调查海域共鉴定出浮游植物 6 门 69 属 189 种,种类数夏季>秋季>冬季>春季,全年浮游植物网样的密度平均值为 55.5×10^4 个/ m^3 ,水样密度平均值为 8.44×10^4 个/L,夏季最高。全年浮游植物 III 网多样性指数均值为 2.81,浮游植物水样多样性指数均值为 2.60,秋季最高。夏季中肋骨条藻占主要优势;秋季网样角毛藻和角藻占主要优势,水样中肋骨条藻和原甲藻占主要优势;冬季网样主要优势种为卡氏角毛藻,水样为锥状斯克里普藻;春季中肋骨条藻占主要优势。

全年调查海域共鉴定出浮游动物 10 大类 65 种,种类数夏季、秋季最多。全年大型浮游动物的密度平均值为 825 个/ m^3 ,春季>夏季>冬季>秋季;中小型浮游动物的密度平均值为 5175 个/ m^3 ,夏季>春季>秋季>冬季。大型浮游动物生物量平均值为 $370.7 \text{mg}/m^3$,中小型浮游动物生物量平均值为 $592.6 \text{mg}/m^3$ 。全年大型浮游动物的多样性指数均值为 1.81,秋季最大。中小型浮游动物的多样性指数均值为 2.11,夏季最大。大型浮游动物中背针胸刺水蚤和太平洋纺锤水蚤夏、秋季占优势,中华哲水

蚤冬、春季占优势；中小型浮游动物中太平洋纺锤水蚤夏、秋季占优势，小拟哲水蚤夏、秋、冬季均占优势，纺锤水蚤春季占主要优势。

全年调查海域共鉴定出底栖生物 10 门 137 种，种类数春季>夏季>秋季>冬季，全年底栖生物的密度平均值为 116ind./m²，春季最高，全年底栖生物的生物量平均值为 73.84g/m²，春季最高。全年底栖生物多样性指数均值为 0.95，秋季最高。夏季纵肋织纹螺占主要优势；秋季绒毛细足蟹占主要优势；冬季优势种为狭颚绒螯蟹；春季东方缝栖蛤、棘刺锚参占主要优势。

全年调查海域共鉴定出潮间带底栖生物 9 门 82 种，种类数冬季>夏季>春季>秋季，全年潮间带底栖生物的密度平均值为 2025ind./m²，春季最高，全年潮间带底栖生物的生物量平均值为 3194.39mg/m²，夏季最高。全年潮间带底栖生物多样性指数均值为 0.95，秋季最高。夏季光滑河篮蛤、牡蛎、泥螺、文蛤占主要优势；秋季短滨螺、光滑河篮蛤、牡蛎占主要优势；冬季优势种为白脊藤壶、牡蛎；春季白脊藤壶、牡蛎、泥螺占主要优势。

9.1.4 土壤环境

连云港市环境监测中心站于 2013 年 8 月 27 日对区域土壤质量现状进行了监测。监测共设 3 个测点，采样和分析方法参照国家环保局的《环境监测分析方法》、《土壤元素的近代分析方法》（中国环境监测站编）的要求进行。

监测表明：区域土壤环境较好，均符合《土壤环境质量标准》（GB15618-1995）中的二级标准要求，部分指标达到一级标准。

9.1.5 地下水环境质量现状

连云港市环境监测中心站于 2013 年 8 月 29 日对区域地下水环境质量现状进行了监测。布设地下水取样监测点位 3 个，分别为该项目拟选厂址、徐圩镇、太丰三圩。监测项目包括：pH 值、总硬度、溶解性总固体、硫酸盐、氯化物、氟化物、高锰酸盐指数、氨氮、硝酸盐、亚硝酸盐、总大肠菌群、细菌总数、钼、钴、镍、挥发酚、氰化物、硫化物、苯、甲苯、二甲苯。监测频次为 1 天 1 次。监测项目分析方法按照国家环保总局颁布的《环境监测技术规范》和《环境监测分析方法》有关规定和要求进行。

监测表明：区域内各监测点处，pH、钼、挥发酚、硝酸盐、硫酸盐、总大肠菌群、细菌总数以及太丰三圩处的总硬度均为 I 类，镍、氰化物、亚硝酸盐为 II 类，高锰酸盐指数、钴以及厂址、徐圩镇的总硬度为 III 类，氨氮、氟化物为 IV 类，溶解性固体、硫酸盐、氯化物为 V 类。

9.1.6 声环境现状

连云港市环境监测中心站于 2013 年 8 月 26 日、27 日对区域声环境质量现状进行了监测。噪声监测共设 8 个测点，昼夜各测 1 次。监测方法按《声环境质量标准》（GB3096-2008）中附录 B、C 中规定的方法进行测量。测量过程中，天气为无雨、无雪，风力小于 5.5m/s。

区域声环境质量现状监测表明：各监测点声环境现状均满足《声环境质量标准》（GB3096—2008）中 3 类标准限值的要求，即昼间低于 60dB(A)，夜间低于 55dB(A)。

9.2 项目主要污染源及主要污染物

9.2.1 施工期

项目需在徐圩港区建设泊位：30 万吨级原油泊位：1 个；5 万吨级液体化工泊位：4 个；5 万吨级通用泊位（煤码头）：2 个。项目码头及厂区陆域在施工期要进行场地处理、土建施工及设备安装等工程。项目施工活动对环境的影响情况如下：

1) 水环境

项目在施工期产生的废水情况如下：

- a) 施工人员产生的生活污水。
- b) 疏浚施工时产生的含泥污水。
- c) 施工机械维修产生的油污水；施工船舶的机舱油污水。
- d) 设备清洗试压产生的废水。

同时，施工期水工作业还会引起的 SS 浓度增加以及悬浮物溶出的污染物对海洋环境造成影响；港池、调头水域和支航道疏浚作业对底质环境的改变，疏浚作业、陆域回填过程中产生的悬浮物沉降导致海洋沉积物环境影响。

项目厂区、码头施工作业区的交通、住宿依托条件较方便，施工人员生活污水处理可依托现有生活设施排水系统。施工场地设环保厕所，减少废水排放。

项目施工中设备及管道清洗试压可分段进行，试压用水取当地水源，试压后，排水中仅微量增加悬浮物含量，不增加其他污染物，废水经沉淀后可重复利用或就地排放。

施工船舶含油污水和生活污水产生量较小，由有资质的接收船接收处理。

2) 废气

施工期土建施工扬尘、砂石料运输产生时的粉尘及搅拌场的物料粉尘对环境的影响。项目施工期间产生的扬尘不但造成物料损失和经济损失、对施工人员会产生一定

的不利影响、影响环境景观，还会对使大气中悬浮颗粒物含量聚增，影响环境空气质量。类似项目施工情况下，如无有效的防尘措施，施工扬尘影响范围可能会超过 200m。采用洒水等措施可以大大减少施工过程中的扬尘量。

3) 噪声

施工期施工机械的机械噪声及交通车辆的交通噪声对环境的影响。类似项目中，施工噪声对周边昼夜声环境的影响范围约为 100 到 500m。本项目厂区及码头施工场地均距离居民区较远。通过合理安排施工作业时间，选择低噪施工设备等等措施后，预计对周围居民影响较小。

4) 固体废弃物

施工过程中的固体废物主要为码头施工疏浚物、施工人员产生的生活垃圾、施工过程中产生废料等施工垃圾。

施工中生活垃圾送地方环卫部门的垃圾站处理。施工过程产生的施工垃圾分类收集，可再生利用的进行回收利用，无回收利用价值的垃圾，送当地环卫部门的垃圾站或送有资质单位处置。

9.2.2 营运期

1) 废水

本项目排放的废水主要产生于工艺装置、储运系统、公用工程和码头。废水的类别按水质分为含硫污水、含油污水、含盐污水、生活污水等。

生活污水来自控制室、办公楼、食堂等设施，送污水处理场含油污水处理系列处理。生活污水排放量约为 40t/h。项目污染区初期雨水经收集后送污水处理场含油污水处理系列处理，初期雨水排放量约为 20t/h。

本项目外排污水均送石化产业基地东港污水处理厂，污水中 COD、氨氮等执行“东港污水处理厂接管标准”，其它污染物执行《石油炼制工业污染物排放标准》（GB31570-2015）和《石油化学工业污染物排放标准》（GB31571-2015）间接排放排放限值。

本项目废水排放情况见表 9.2-1~4。

表 9.2-1 本项目含硫污水排放一览表

序号	装置名称	排水量	pH	COD	石油类	氨氮	硫化物	挥发酚	氰化物
		t/h		mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L
一	非加氢型含硫污水								
	常减压装置	48.0	9.0	15000	80	1000	1378	20	5
	焦化装置	10.2	9.0	15000	400	1000	2000	150	30

	硫磺回收联合装置	27.0	8.5	1000	100	50	500	2	2
	含芳烃污水	2.30	8.5	400	300				
	小计	87.5							
二	加氢型含硫污水								
	重油加氢联合装置	195.0	9.0	60000	300	9000	22410	15	10
	汽柴油加氢装置	12.1	8.5	50000	300	4500	11400	5	2
	芳烃联合装置	12.50	8.5	1200	120	500	700		
	IGCC	4.0	8.5	300		58823	7581		
	小计	223.6							
	合计	311.1							

表 9.2-2 本项目含油污水排放一览表

序号	装置（单元）名称	水量	pH	COD	石油类	氨氮	硫化物	挥发酚	氰化物
		t/h		mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L
1	常减压装置	10.00	8.00	500.0	50.0	10.0	1.0	0.5	1.5
2	煤油加氢装置	1.80	8.50	500.0	300.0	10.0	1.0	0.5	1.5
3	焦化装置	2.00	8.00	600.0	200.0	10.0	1.0	0.5	1.5
4	重油加氢联合装置	23.00	8.00	500.0	200.0	10.0	1.0	0.5	1.5
5	汽柴油加氢装置	3.00	8.00	500.0	200.0	10.0	1.0	0.5	1.5
6	PSA 装置	2.00	8.00	200.0	100.0	10.0			
7	硫磺回收联合装置	3.30	8.00	500.0	200.0	30.0	5.0		
8	汽提净化水	93.90	8.50	1200.0	50.0	100.0	50.0	10.0	1.5
9	芳烃联合装置	38.00	8.50	300.0	200.0	10.0	1.0	0.5	1.5
10	乙烯裂解装置	11.00	9.00	500.0	5.0			100.0	
11	裂解汽油加氢装置	0.70	8.00	1000.0	600.0				
12	丁二烯抽提装置	9.29	7.50	300.0					
13	EVA 装置	2.48	8.00	4000.0					
14	醋酸乙烯装置	13.24	7.00	500.0					
15	EO/EG 装置	71.50	7.50	1000.0					
16	丙烯腈装置	25.53	8.00	3000.0		50.0			
17	甲基丙烯酸甲酯装置	5.92	7.00	26000.0	200.0				
18	SAP 装置	0.39	8.00						

序号	装置（单元）名称	水量	pH	COD	石油类	氨氮	硫化物	挥发酚	氰化物
		t/h		mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L
19	IGCC 制氢装置	147.20	7.50	783.6		262.5	1.0		0.5
20	IGCC 气体联合装置	210.80	7.50	300.0		292.9	1.0		4.9
21	储运系统	15.00	7.50	500.0	300.0				
22	污水处理场	2.00	8.00	200.0	100.0				
23	凝结水站	50.00	7.50	300.0	150.0				
24	生活污水	40.00	7.50	300.0		50.0			
25	其他	70.00	7.50	300.0	150.0				
	合计	842.1							

表 9.2-3 本项目含盐污水一览表

序号	装置（单元）名称	水量	pH	COD	石油类	氨氮	硫化物	挥发酚	氰化物	TDS
		t/h		mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L
一	送污水处理场含盐污水处理系列进行处理									
1	常减压装置	153.5	7.50	1500	150	50	30	10.0	1.5	1300
2	芳烃联合装置	2.8	8.00	100						8000
3	碱渣处理设施	5.6	8.00	1500	100	150	10	0.5	2.0	140000
4	炼油芳烃循环水场	154.0	7.50	150	10	10	0	0.00	0.00	2000
二	送再生水系统									
1	化工循环水场	490.0	7.5	10	-	-	-	-	-	2500
2	IGCC 循环水场	139.0	7.5	10	-	-	-	-	-	2500
3	MMA 装置 SAR 单元	25.7	7.5	10	-	-	-	-	-	18800
4	除盐水站	343.7	7.5	10	-	-	-	-	-	4000

表 9.2-4 本项目污水排放情况一览表

序号	项目	送东港污水厂处理的废水				通过排海工程直接排放的废水		废水排海合计
		废水排放浓度 mg/L	废水污染物排放量	东港污水厂排海控制标准	经东港污水厂处理后污染物排放	废水排放浓度 mg/L	废水污染物排放量	污染物排海合计 t/a
一	污水排放量	265.36 万 t/a				183.24 万 t/a		448.60 万 t/a
二	污染物							

序号	项目	送东港污水厂处理的废水				通过排海工程直接排放的废水		废水排海合计
			t/a	mg/L	量 t/a		t/a	
1	COD	400	1061.42	≤50	132.68	30.0	91.62	187.65
2	石油类	15	39.80	≤1	2.65			2.65
3	氨氮	35	92.87	≤5	13.27			13.27
4	总氮	45	119.41	≤15	39.80			39.80
5	硫化物	1.0	2.65	≤0.5	1.33			1.33
6	挥发酚	0.5	1.33	≤0.3	0.80			0.80
7	氰化物	0.5	1.33	≤0.3	0.80			0.80
8	苯	0.05	0.13	≤0.1	0.13			0.13
9	二甲苯	0.05	0.13	≤0.4	0.13			0.13
10	丙烯腈	0.5	1.33	≤2.0	1.33			1.33

2) 废气

按照排放方式的不同,本项目的废气污染源可分为有组织排放源和无组织排放源两大类。

有组织排放源主要是各装置加热炉的燃烧烟气、硫磺回收尾气、化工装置工艺废气、IGGC 部分装置废气和锅炉烟气等,主要污染物为 SO₂、NO_x、烟尘(粉尘)等。

无组织排放源为油品储存过程中的大、小呼吸损失以及油品在加工过程中的跑、冒、滴、漏等,主要污染物为烃类。

非正常工况(主要为开停工或生产不正常)时,从安全阀排出的各种油气,送入全厂火炬系统,进行油气回收或燃烧后排放。

各炼油装置和污水处理场废气执行《石油炼制工业污染物排放标准》(GB31570-2015)特别限值;各化工装置废气执行《石油化学工业污染物排放标准》(GB31571-2015)特别排放限值、《合成树脂工业污染物排放标准》(GB31572-2015)特别排放限值、《硫酸工业污染物排放标准》(GB26132-2010)特别排放限值和《危险废物焚烧污染控制标准》(GB18484-2001);IGCC 装置废气执行《火电厂大气污染物排放标准》(GB13223-2011)燃气轮机特别排放限值。罐区、装车设施和码头设置的油气回收设施和废气处理设施排放的废气执行《石油化学污染物排放标准》(GB31571-2015)特别排放限值;全厂各装置单元执行《恶臭污染物排放标准》(GB14554-93)。本项目废气排放情况见表 9.2-5~6。

表 9.2-5 本项目有组织废气污染源一览表

序号	装置名称	污染源名称	烟气量 Nm ³ /h	污染物名称	处理后数据				排放规律	排放时间 h/a	排气筒参数			排放去向
					浓度 mg/m ³	速率 kg/h	排放量 t/a	污染物名称			高度 m	内径 m	温度 ℃	
一	炼油装置													
1	常减压装置	加热炉烟气	161378	SO ₂	14.9	2.40	20.17		连续	8400	120	2.5	140	大气
				NOx	50.0	8.07	67.78							
				颗粒物	10.0	1.61	13.56							
				NMHC	15.0	2.42	20.33							
2	煤油加氢装置	加热炉烟气	16613	SO ₂	14.9	0.25	2.08		连续	8400	50	1.0	140	大气
				NOx	80.0	1.33	11.16							
				颗粒物	10.0	0.17	1.40							
				NMHC	15.0	0.25	2.09							
3	焦化装置	加热炉烟气	53041	SO ₂	14.9	0.79	6.63		连续	8400	80	1.8	140	大气
				NOx	80.0	4.24	35.64							
				颗粒物	10.0	0.53	4.46							
				NMHC	15.0	0.80	6.68							
4	1#加氢裂化装置	加热炉烟气	65262	SO ₂	14.9	0.97	8.16		连续	8400	80	2.0	140	大气
				NOx	50.0	3.26	27.41							
				颗粒物	10.0	0.65	5.48							
				NMHC	15.0	0.98	8.22							
5	2#加氢裂化装置	加热炉烟气	111757	SO ₂	14.9	1.66	13.97		连续	8400	120	2.2	140	大气
				NOx	50.0	5.59	46.94							
				颗粒物	10.0	1.12	9.39							
				NMHC	15.0	1.68	14.08							
6	沸腾床渣油加氢装置	加热炉烟气	26884	SO ₂	14.9	0.40	3.36		连续	8400	80	1.2	140	大气
				NOx	50.0	1.34	11.29							

序号	装置名称	污染源名称	烟气量 Nm ³ /h	污染物名称	处理后数据			排放 规律	排放 时间 h/a	排气筒参数			排 放 去 向	
					浓度 mg/m ³	速率 kg/h	排放量 t/a			高度 m	内径 m	温度 ℃		
7	润滑油异构脱蜡装置	加热炉烟气	16977	颗粒物	10.0	0.27	2.26	连续	8400	80	1.0	140	大气	
					NMHC	15.0	0.40							3.39
					SO ₂	14.9	0.25							2.12
					NOx	80.0	1.36							11.41
					颗粒物	10.0	0.17							1.43
8	汽柴油加氢装置	加热炉烟气	24703	NMHC	15.0	0.25	2.14	连续	8400	80	1.2	140	大气	
					SO ₂	14.9	0.37							3.09
					NOx	80.0	1.98							16.60
					颗粒物	10.0	0.25							2.08
					NMHC	15.0	0.37							3.11
9	硫磺回收装置	工艺尾气	142529	SO ₂	100.0	14.25	119.72	连续	8400	120	3.5	350	大气	
					NOx	50.0	7.13							59.86
					颗粒物	20.0	2.85							23.94
					NMHC	10.0	1.43							11.97
					硫化氢	0.2	0.03							0.24
二	芳烃联合装置													
1	石脑油加氢装置	加热炉烟气	111028	SO ₂	14.9	1.65	13.88	连续	8400	120	2.2	140	大气	
					NOx	50.0	5.55							46.63
					颗粒物	10.0	1.11							9.33
					NMHC	15.0	1.67							13.99
2	1#连续重整装置	加热炉烟气	195224	SO ₂	14.9	2.90	24.40	连续	8400	150	2.8	140	大气	
					NOx	50.0	9.76							81.99
					颗粒物	10.0	1.95							16.40
					NMHC	15.0	2.93							24.60

序号	装置名称	污染源名称	烟气量 Nm ³ /h	污染物名称	处理后数据				排放 规律	排放 时间 h/a	排气筒参数			排 放 去 向
					浓度 mg/m ³	速率 kg/h	排放量 t/a	温度 ℃			高度 m	内径 m	温度 ℃	
3	2#连续重整装置	催化剂再生尾 气	2608	氯化氢	10.0	0.03	0.00		连续	8400	150	2.8	140	大气
					NMHC	30.0	0.08	0.66						
		加热炉烟气	195224	SO ₂	14.9	2.90	24.40		连续	8400	150	2.8	140	大气
				NOx	50.0	9.76	81.99							
				颗粒物	10.0	1.95	16.40							
				NMHC	15.0	2.93	24.60							
				氯化氢	10.0	0.03	0.00							
				NMHC	30.0	0.08	0.66							
		歧化单元加热 炉烟气	66602	SO ₂	14.9	0.99	8.32		连续	8400	80	2.0	140	大气
				NOx	50.0	3.33	27.97							
颗粒物	10.0			0.67	5.59									
NMHC	15.0			1.00	8.39									
4	PX 装置	二甲苯重沸炉 烟气	554542	SO ₂	11.9	6.60	55.47		连续	8400	150	4.5	140	大气
				NOx	50.0	27.73	232.91							
		异构化单元加 热炉烟气	76232	颗粒物	10.0	5.55	46.58		连续	8400	80	2.0	140	大气
				NMHC	15.0	8.32	69.87							
				SO ₂	14.9	1.13	9.53							
				NOx	50.0	3.81	32.02							
三	化工装置	液体裂解炉烟 气	749046	SO ₂				连续	8000	6×60	2.0	130	大气	
				NOx	40.0	29.96	239.69							
				颗粒物	10.0	7.49	59.92							
				NMHC	5.0	3.75	29.96							

序号	装置名称	污染源名称	烟气量 Nm ³ /h	污染物名称	处理后数据			排放规律	排放时间 h/a	排气筒参数			排放去向	
					浓度 mg/m ³	速率 kg/h	排放量 t/a			高度 m	内径 m	温度 ℃		
2	裂解汽油加氢装置	气体裂解炉烟气	115306	NH ₃	2.5	1.87	14.98	连续	8000	2×60	2.0	130	大气	
					SO ₂	6.2	0.71							5.69
					NOx	40.0	4.61							36.90
					颗粒物	10.0	1.15							9.22
					NMHC	5.0	0.58							4.61
					NH ₃	2.5	0.29							2.31
2	裂解汽油加氢装置	加热炉烟气	16379	SO ₂	6.1	0.10	0.80	连续	8000	35	0.9	250	大气	
					NOx	80.0	1.31							10.48
					颗粒物	10.0	0.16							1.31
					NMHC	5.0	0.08							0.66
					NOx	80.0	2.55							20.38
					颗粒物	10.0	0.32							2.55
3	EO/EG 装置	CO ₂ 放空缓冲罐排放气	31850	EO	0.2	0.01	0.05	连续	8000	25	1.0	415	大气	
					甲醛	3.0	0.10							0.76
					乙醛	4.0	0.13							1.02
					NMHC	5.0	0.16							1.27
					SO ₂	6.2	0.38							3.01
					NOx	80.0	4.88							39.02
4	苯乙烯装置	蒸汽过热炉烟气	60975	颗粒物	10.0	0.61	4.88	连续	8000	65	1.5	120	大气	
					NMHC	60.0	3.66							29.27
					SO ₂	0.6	0.11							0.88
					NOx	45.0	8.21							65.72
					颗粒物	10.0	1.83							14.60
					NMHC	20.0	3.65							29.21
5	丙烯腈装置	废气焚烧炉烟气	182555	丙烯腈	0.2	0.04	0.29	连续	8000	70	2.6	160	大气	

序号	装置名称	污染源名称	烟气量 Nm ³ /h	污染物名称	处理后数据			排放规律	排放时间 h/a	排气筒参数			排放去向	
					浓度 mg/m ³	速率 kg/h	排放量 t/a			高度 m	内径 m	温度 ℃		
6	丙烯酸及酯装置	废气焚烧炉烟 气	253852	乙腈	0.1	0.02	0.15	连续	8000	150	2.5	160	大气	
					HCN	0.5	0.09							0.73
					NH ₃	8.0	1.46							11.68
					CO	8.0	1.46							11.68
					SO ₂	102.0	25.89							207.14
					NOx	60.0	15.23							121.85
					颗粒物	10.0	2.54							20.31
					NMHC	20.0	5.08							40.62
					丙烯腈	0.1	0.03							0.20
					乙腈	0.1	0.03							0.20
7	EVA 装置	RTO 焚烧尾 气	373000	HCN	0.3	0.06	0.51	连续	8000	50	3.0	300	大气	
				NH ₃	2.5	0.63	5.08							
				NOx	90.0	15.13	121.00							
				NMHC	56.0	9.41	75.29							
				SO ₂	3.5	0.24	1.93							
				NOx	167.0	11.48	91.88							
				颗粒物	19.0	1.31	10.45							
				NH ₃	12.2	0.84	6.73							
				SO ₂	0.04	0.01	0.12							
				NOx	90.0	33.57	268.56							
8	醋酸乙烯装置	催化氧化尾气	8000	颗粒物	10.0	3.73	29.84	连续	8000	30	0.8	316	大气	
				NMHC	60.0	22.38	179.04							
				CO	70.0	26.11	208.88							
				NOx	90.0	0.72	5.76							
				颗粒物	10.0	0.08	0.64							

序号	装置名称	污染源名称	烟气量 Nm ³ /h	污染物名称	处理后数据				排放规律	排放时间 h/a	排气筒参数			排放去向
					浓度 mg/m ³	速率 kg/h	排放量 t/a	排放物名称			高度 m	内径 m	温度 ℃	
9	MMA 装置	SAR 单元再生预热器换热器焚烧烟气	2750	NMHC	60.0	0.48	3.84		连续	8000	17.6	0.3	160	大气
					70.0	0.56	4.48							
					24.0	0.07	0.53							
					100.0	0.28	2.20							
					10.0	0.03	0.22							
					20.0	0.06	0.44							
	SAR 单元吸收塔尾气	中和脱氧废气	83479	SO ₂	200.0	16.70	133.57		连续	8000	70	1.9	105	大气
				NOx	100.0	8.35	66.78							
				硫酸雾	5.0	0.42	3.36							
				丙烯酸	6.7	0.01	0.08							
				丙烯酸	0.8	0.04	0.35							
10	SAP 装置	破碎废气 筛分废气	78000 156000	颗粒物	10.0	0.78	6.24		连续	8000	22	1.8	20	大气
				颗粒物	14.4	2.25	18.00							
				SO ₂	0.3	0.05	0.40							
				NOx	80.0	11.65	93.24							
				颗粒物	10.0	1.46	11.65							
四	IGCC	加热炉烟气	145686	NMHC	5.0	0.73	5.83		连续	8000	60	1.4	160	大气
				颗粒物	10.0	0.16	0.90							
				颗粒物	10.0	0.16	0.90							
				颗粒物	10.0	0.16	0.90							
				颗粒物	10.0	0.16	0.90							
1	煤焦输送系统	1#转运站	16000	颗粒物	10.0	0.16	0.90		连续	5600	4×22	0.5	25	大气
		2#转运站	16000	颗粒物	10.0	0.16	0.90							
		3#转运站	16000	颗粒物	10.0	0.16	0.90							
		4#转运站	16000	颗粒物	10.0	0.16	0.90							
		5#转运站	16000	颗粒物	10.0	0.16	0.90							

序号	装置名称	污染源名称	烟气量 Nm ³ /h	污染物名称	处理后数据			排放规律	排放时间 h/a	排气筒参数			排放去向
					浓度 mg/m ³	速率 kg/h	排放量 t/a			高度 m	内径 m	温度 ℃	
2	制氢装置	6#转运站 破碎楼	16000 24000	颗粒物	10.0	0.16	0.90	连续	5600	4×18	0.5	25	大气
					10.0	0.24	1.34	连续	5600	4×26	0.5	25	大气
		锁斗渣池放空 气	11	NH ₃	363.6	0.004	0.03	连续	8400	20	0.2	48	大气
					111.1	0.01	0.08	连续	8400	60	0.25	45	大气
					1.1	0.00	0.00						
					2.2	0.00	0.00						
		真空泵分离罐 放空气	90	H ₂ S	3.0	0.58	4.84	连续	8400	80	2	18.4	大气
					300.0	57.66	484.34						
					50.0	9.61	80.72						
					CO	57.66	484.34						
3	气体联合装置	酸脱尾气	192184	CO	300.0	57.66	484.34	连续	8400	80	2	18.4	大气
					50.0	9.61	80.72	连续	8400	20	0.25	54	大气
		锁斗渣池放空 气	15	NH ₃	266.7	0.004	0.03	连续	8400	20	0.25	54	大气
					120.0	0.02	0.15	连续	8400	60	0.25	45	大气
					16.0	0.00	0.02						
					1900.0	0.29	2.39						
		真空泵分离罐 放空气	150	H ₂ S	5.0	0.34	2.84	连续	8400	90	1.1	17	大气
					14195.0	959.58	8060.49						
					50.0	3.38	28.39						
					CO	959.58	8060.49						
1#蒸汽过热炉 烟气	67600	SO ₂	5.0	0.34	2.84	连续	8400	90	1.1	17	大气		
			14195.0	959.58	8060.49								
			50.0	3.38	28.39								
			SO ₂	959.58	8060.49								
			10.7	0.59	4.93								
			50.0	2.74	23.05								
2#蒸汽过热炉 烟气	54874	NOx	5.0	0.27	2.30	连续	8400	50	1	120	大气		
			5.0	0.27	2.30								
			2.5	0.14	1.15								
			NO _x	0.27	2.30								
2#蒸汽过热炉 烟气	54874	NH ₃	2.5	0.14	1.15	连续	8400	50	1	120	大气		
			10.7	0.59	4.93								
			50.0	2.74	23.05								
			NO _x	0.59	4.93								
2#蒸汽过热炉 烟气	54874	NOx	50.0	2.74	23.05	连续	8400	50	1	120	大气		
			5.0	0.27	2.30								

序号	装置名称	污染源名称	烟气量 Nm ³ /h	污染物名称	处理后数据				排放 规律	排放 时间 h/a	排气筒参数			排 放 去 向	
					浓度 mg/m ³	速率 kg/h	排放量 t/a	排放 量			高度 m	内径 m	温度 ℃		
五	储运系统及公用工程	3#蒸汽过热炉 烟气	54874	NH ₃	2.5	0.14	1.15		连续	8400	50	1	120	大气	
					SO ₂	10.7	0.59	4.93							
					NOx	50.0	2.74	23.05							
		1#余热锅炉尾 气	586646	颗粒物	5.0	0.27	2.30		连续	8400	100	5	120	大气	
					NH ₃	2.5	0.14	1.15							
					SO ₂	6.4	3.75	31.49							
		2#余热锅炉尾 气	586646	NOx	50.0	29.33	246.39		连续	8400	100	5	120	大气	
					颗粒物	5.0	2.93	24.64							
					NH ₃	2.5	1.47	12.35							
		3#余热锅炉尾 气	586646	SO ₂	6.4	3.75	31.49		连续	8400	100	5	120	大气	
					NOx	50.0	29.33	246.39							
					颗粒物	5.0	2.93	24.64							
		油气回收尾气	100	NH ₃	2.5	1.47	12.35		连续	8400	100	5	120	大气	
					SO ₂	6.4	3.75	31.49							
					NOx	50.0	29.33	246.39							
油气回收尾气	1800	颗粒物	5.0	2.93	24.64		连续	8400	15	0.1	25	大气			
			NH ₃	2.5	1.47	12.35									
			甲醇	27.8	0.003	0.02									
油气回收尾气	500	NMHC	342.4	0.62	5.18		连续	8000	15	0.1	25	大气			
			苯	3.0	0.01	0.05									
			甲苯	6.7	0.01	0.10									
油气回收尾气	500	二甲苯	1.9	0.003	0.03		连续	8000	15	0.2	25	大气			
			NMHC	391.3	0.20	1.57									

序号	装置名称	污染源名称	烟气量 Nm ³ /h	污染物名称	处理后数据				排放规律	排放时间 h/a	排气筒参数			排放去向
					浓度 mg/m ³	速率 kg/h	排放量 t/a	高度 m			内径 m	温度 ℃		
4	炼油产品罐区	油气回收设施 尾气	2000	苯	4.0	0.002	0.02							大气
					3.8	0.002	0.02							
5	苯乙烯成品罐区	油气回收尾气	300	NMHC	287.3	0.57	4.83							大气
					3.4	0.01	0.06							
6	丙烯腈产品罐区	油气回收尾气	100	苯乙烯	50.0	0.02	0.12							大气
					0.5	0.0001	0.000							
7	MMA 产品罐区	油气回收尾气	80	MMA	25.9	0.002	0.017							大气
					5318.4	13.83	41.48							
8	汽车装车	油气回收尾气	2600	苯	4.0	0.01	0.03							大气
					20.0	0.05	0.16							
9	火车装车	油气回收尾气	8000	NMHC	2893.4	23.15	46.29							大气
					4.0	0.03	0.06							
10	污水处理场	恶臭治理措施 尾气	66000	二甲苯	18.3	0.15	0.29							大气
					110.0	7.26	60.98							
11	火炬	燃烧烟气	-	SO ₂	-	-	88.21							-
					-	-	23.88							
六	码头工程													
1	汽油、航煤装车	油气回收尾气	2500	NMHC	4356.3	10.89	16.47							大气
2	苯、PX 丙烯腈、苯乙烯装车	油气回收尾气	10000	苯	4.0	0.04	0.01							大气
					0.8	0.008	0.01							

序号	装置名称	污染源名称	烟气量 Nm ³ /h	污染物名称	处理后数据			排放 规律	排放 时间 h/a	排气筒参数			排 放 去 向	
					浓度 mg/m ³	速率 kg/h	排放量 t/a			高度 m	内径 m	温度 ℃		
3	柴油装船	呼吸阀排气	2000		苯乙烯	0.1	0.001	0.002						
					丙烯腈	0.5	0.005	0.007						
4	润滑油基础油装船	呼吸阀排气	800		NMHC	1275.4	2.55	1.82	间断	714	14	0.5	25	大气
					NMHC	33.8	0.03	0.01	间断	525	14	0.25	25	大气
5	乙二醇装船	呼吸阀排气	500		乙二醇	322.4	0.16	0.10	间断	623	14	0.25	25	大气
6	丙烯酸丁酯装船	呼吸阀排气	500		丙烯酸丁酯	1332.1	0.67	0.16	间断	243	14	0.25	25	大气

表 9.2-6 本项目 VOCs 排放一览表

序号	项目	VOCs 排放量 (t/a)
—	有组织排放	
1	燃烧烟气排放	638.04
2	工艺废气	290.30
3	火炬排放	24.00
	小计	952.34
二	无组织排放量	
1	设备动静密封点泄漏	1444.40
2	物料储存与调和过程损失	114.84
3	物料装车过程损失	44.79
4	循环水冷却系统逸散	441.42

序号	项目	VOCs 排放量 (t/a)
5	废水集输、储存和处理过程逸散	289
	小计	2336.13
	项目合计	3286.79

表 9.2-7 本项目固体废物排放一览表

序号	装置名称	固废名称	排放规律	排放量(t/a)	组成	固废类别	危险废物分类及代码	处理措施
1	煤油加氢装置	废催化剂	6年1次	10.7	Mo、Ni、Al ₂ O ₃ 、SiO ₂	危险废物	HW50(251-016-50)	厂家回收
		废瓷球	3年1次	2.3	Al ₂ O ₃ 、SiO ₂	危险废物	HW06(900-406-06)	外委有资质单位处理
		碱渣	间断	355.3	碱、硫化物、烃类	危险废物	HW35(251-015-35)	碱渣处理
2	轻烃回收装置	废精脱硫剂	3年1次	4.9	NiMo型	危险废物	HW06(900-406-06)	厂家回收
		废瓷球	6年1次	0.5	Al ₂ O ₃ 、SiO ₂	危险废物	HW06(900-406-06)	外委有资质单位处理
		废精脱硫剂	3年1次	4.9	NiMo型	危险废物	HW06(900-406-06)	厂家回收
3	焦化装置	废瓷球	6年1次	0.5	Al ₂ O ₃ 、SiO ₂	危险废物	HW35(251-015-35)	外委有资质单位处理
		碱渣	间断	26.9	碱、硫化物、烃类	危险废物	HW06(900-406-06)	碱渣处理
		废催化剂	3年1次	91.7	Ni、Mo、Al ₂ O ₃	危险废物	HW50(251-018-50)	厂家回收
4	1#加氢裂化装置	废瓷球	3年1次	24.0	Al ₂ O ₃ 、SiO ₂	危险废物	HW06(900-406-06)	外委有资质单位处理
		废催化剂	3年1次	298.3	Ni、Mo、Al ₂ O ₃	危险废物	HW50(251-018-50)	厂家回收
		废瓷球	3年1次	72.0	Al ₂ O ₃ 、SiO ₂	危险废物	HW06(900-406-06)	外委有资质单位处理
5	2#加氢裂化装置	废催化剂	1天1次	1977.5	硫化态镍钼系	危险废物	HW50(251-016-50)	厂家回收

序号	装置名称	固废名称	排放规律	排放量(t/a)	组成	固废类别	危险废物分类及代码	处理措施
7	润滑油异构脱蜡装置	废催化剂	5年1次	17.6	Ni、Mo等重金属	危险废物	HW46(900-037-46)	厂家回收
		废催化剂	6年1次	55.8	WO ₃ 、MoO ₃ 、NiO	危险废物	HW50(251-016-50)	厂家回收
8	汽柴油加氢装置	废保护剂	3年1次	6.0	WO ₃ 、MoO ₃ 、NiO	危险废物	HW46(900-037-46)	外委有资质单位处理
		废瓷球	3年1次	33.7	Al ₂ O ₃ 、SiO ₂	危险废物	HW06(900-406-06)	外委有资质单位处理
9	芳烃联合装置	废石脑油加氢催化剂	10年1次	8.1	WO ₃ 、CoO、NiO	危险废物	HW50(251-016-50)	厂家回收
		废石脑油加氢脱氯剂	1.5年1次	42.0	Cl、Al ₂ O ₃ 、Mo等	危险废物	HW45(261-080-45)	外委有资质单位处理
		废石脑油加氢脱汞剂	5年1次	4.0	Hg、Al ₂ O ₃ 、Mo等	危险废物	HW29(900-022-29)	外委有资质单位处理
		废重整催化剂	10年1次	44.7	铂、锡、氯等	危险废物	HW50(261-165-50)	厂家回收
		废脱氯剂	1年1次	216.0	Cl、Al ₂ O ₃ 、Mo等	危险废物	HW45(261-080-45)	外委有资质单位处理
		废脱氯剂	0.5年1次	400.0	硅胶等	危险废物	HW45(261-080-45)	外委有资质单位处理
		废歧化催化剂	5年1次	41.2	Al ₂ O ₃ 、SiO ₂	危险废物	HW50(261-158-50)	厂家回收
		废异构化催化剂	8年1次	15.8	Pt、Al ₂ O ₃ 、SiO ₂	危险废物	HW50(261-159-50)	厂家回收
		废白土	0.5~1年1次	2340.0	Al ₂ O ₃ 、SiO ₂ 、MgO	危险废物	HW06(900-406-06)	外委有资质单位处理
		废吸附剂	5~10年1次	233.0	Al ₂ O ₃ 、SiO ₂	危险废物	HW06(900-406-06)	外委有资质单位处理
10	烷基化装置	废瓷砂	5年1次	49.3	Al ₂ O ₃ 、SiO ₂	危险废物	HW06(900-406-06)	外委有资质单位处理
		废酸性氧化铝瓷球	5年1次	111.0	Al ₂ O ₃ 、SiO ₂	危险废物	HW06(900-406-06)	外委有资质单位处理
		废加氢催化剂	5年1次	2.9	Al ₂ O ₃ 、贵金属钯	危险废物	HW50(251-016-50)	厂家回收

序号	装置名称	固废名称	排放规律	排放量(t/a)	组成	固废类别	危险废物分类及代码	处理措施
11	PSA 装置	废保护剂	5 年 1 次	0.5	WO ₃ 、MoO ₃ 、NiO	危险废物	HW46(900-037-46)	外委有资质单位处理
		废活性炭	5 年 1 次	0.1	活性炭	危险废物	HW06(900-406-06)	外委有资质单位处理
12	硫磺回收联合装置	废吸附剂	15 年 1 次	155.0	Al ₂ O ₃ 、硅胶、活性炭等	危险废物	HW06(900-406-06)	外委有资质单位处理
		废硫磺回收催化剂	3 年 1 次	140.5	硫化物、Al ₂ O ₃ 、Fe/Cr	危险废物	HW06(900-406-06)	外委有资质单位处理
		废加氢催化剂	3 年 1 次	37.4	硫化物	危险废物	HW50(251-016-50)	外委有资质单位处理
		废活性炭	1 年 1 次	30.0	硫化物、C	危险废物	HW06(900-406-06)	外委有资质单位处理
13	乙烯裂解装置	废脱硫剂	3 年 1 次	22.1	硫化物、C	危险废物	HW06(900-406-06)	外委有资质单位处理
		干燥剂	3 年 1 次	139.5	碱金属硅酸盐	危险废物	HW06 (900-406-06)	外委有资质单位处理
		焦炭	1 年 1 次	45.0	焦炭	危险废物	HW11 (252-002-11)	外委有资质单位处理
		碳二加氢反应催化剂	3 年 1 次	30.5	钨系催化剂	危险废物	HW50 (251-016-50)	厂家回收
		甲烷化反应器废催化剂	3 年 1 次	8.3	Ni/Al ₂ O ₃	危险废物	HW50 (261-167-50)	厂家回收
		脱砷保护床废吸附剂	1 年 1 次	33.0	20% PbO/As	危险废物	HW24 (261-139-24)	外委有资质单位处理
		惰性瓷球	3 年 1 次	9.9	Al ₂ O ₃ 、SiO ₂	一般废物		外委有资质单位处理
14	裂解汽油加氢装置	废碱渣	连续	44000.0	碱、硫化物、烃类	危险废物	HW35(251-015-35)	碱渣处理
		一段加氢废催化剂	2 年 1 次	13.6	Pd/Al ₂ O ₃	危险废物	HW50 (251-016-50)	厂家回收
		二段加氢废催化剂	2 年 1 次	14.1	Co-Mo-Ni/Al ₂ O ₃	危险废物	HW50 (251-016-50)	厂家回收
		苯乙炔反应废催化剂	2 年 1 次	2.2	Pd/Al ₂ O ₃	危险废物	HW50 (251-016-50)	厂家回收

序号	装置名称	固废名称	排放规律	排放量(t/a)	组成	固废类别	危险废物分类及代码	处理措施
15	丁二烯抽提装置	丁二烯聚合物	间断	3.6	含有乙腈	危险废物	HW38 (261-068-38)	厂家回收
		乙烯处理器废吸附剂	3月1次	23.6	树脂	危险废物	HW13 (265-101-13)	外委有资质单位处理
		烷基化催化剂	16年1次	20.2	铝矽酸盐沸石催化剂	危险废物	HW50 (261-158-50)	外委有资质单位处理
		烷基转移催化剂	16年1次	16.8	铝矽酸盐沸石催化剂	危险废物	HW50 (261-158-50)	外委有资质单位处理
		废瓷球	16年1次	29.8		一般废物		外委有资质单位处理
16	苯乙烯装置	苯镍保护处理器废吸附剂	3月1次	23.6	酸化粘土	危险废物	HW06 (900-406-06)	外委有资质单位处理
		新鲜未吸附剂	4年1次	6.1	铝矽酸盐沸石催化剂	危险废物	HW06 (900-406-06)	外委有资质单位处理
		循环未吸附剂	4年1次	5.9	铝矽酸盐沸石催化剂	危险废物	HW06(900-406-06)	外委有资质单位处理
		脱氢催化剂	42月1次	390.0	氧化铁, 碳酸钾	危险废物	HW50 (261-157-50)	外委有资质单位处理
		工艺凝液汽提塔塔废吸附剂		30.0	有机物	危险废物	HW06(900-406-06)	外委有资质单位处理
		废分子筛	15年1次	3.0	三氧化二铝	一般废物		外委有资质单位处理
		反应器废催化剂	1年1次	572.0	含二氧化硅载体及钼、镍、铈等重金属化合物	危险废物	HW38 (261-068-38)	装置焚烧处理
17	丙烯腈装置	焚烧飞灰残渣等	连续	5.0	碳酸钠等	危险废物	HW18 (802-003-18)	装置焚烧处理
		第四效蒸发器液蒸发残液	连续	92472.0	丙烯腈: 0.46%wt; 乙腈: 微量, 水: 99.54%wt	危险废物	HW38 (261-065-38)	装置焚烧处理
		乙腈单元干燥塔塔釜液	连续	1080.0	丙烯腈: 1.02%wt 乙腈: 12.83%wt 氢氰酸: 3.73%wt 水: 82.42%wt	危险废物	HW38 (261-065-38)	装置焚烧处理
		乙腈单元废气洗涤塔塔釜液	连续	9760.0		危险废物	HW38 (261-065-38)	装置焚烧处理

序号	装置名称	固废名称	排放规律	排放量(t/a)	组成	固废类别	危险废物分类及代码	处理措施
18	丙烯酸及酯装置	装置区导淋排水	连续	46600.0	乙腈: 3.74%wt; 氢氰酸: 24.44%wt 丙烯酸: 0.26%wt; 水: 71.56%wt	危险废物	HW38 (261-065-38)	装置焚烧处理
		一段氧化废催化剂	4年1次	41.9	钼、钒	危险废物	HW50 (261-151-50)	厂家回收
		二段氧化废催化剂	4年1次	41.9	钼、钒	危险废物	HW50 (261-151-50)	厂家回收
		催化焚烧废催化剂	4年1次	73.5	钼、钒	危险废物	HW50 (261-151-50)	厂家回收
		丙烯酸提纯塔重组分	连续	6597.68	丙烯酸重组分、聚合物	危险废物	HW13 (265-102-13)	装置焚烧处理
		酯提纯塔重组分	连续	8095.44	丙烯酸: 8.0%, 丙烯酸丁酯: 6.46%, 苯甲醛: 0.08%, β-羟基丙烯酸酯: 2.48%; β-丁氧基丙烯酸酯: 75.15%	危险废物	HW13 (265-102-13)	装置焚烧处理
		轻组分分馏塔废水	连续	38.7	水: 94.91, 乙酸: 4.66 丙烯酸: 0.24 甲醛: 0.1 其他: 0.1	危险废物	HW13 (265-102-13)	装置焚烧处理
		醇回收塔废水	连续	6.9	水: 97.64, 丙烯酸: 1.6, 丙烯酸丁酯: 0.04, 氢氧化钠: 0.5, 其他: 0.22	危险废物	HW13 (265-102-13)	装置焚烧处理
		废渣	间断	0.3		危险废物	HW11 (252-008-11)	外委有资质单位处理
		废白土	间断	80.0	Al ₂ O ₃ 、SiO ₂ , 少量油、	危险废物	HW06 (900-406-06)	外委有资质单位处理
19	芳烃抽提装置	废瓷球	间断	5.4	废瓷球, 少量油	危险废物	HW06 (900-406-06)	外委有资质单位处理
		滤饼	间断	61.0	乙酸钾	一般废物		外委有资质单位处理
20	醋酸乙烯装置	醋酸乙烯	连续	480.0	醋酸乙烯: 57.30%wt; Acrolien: 5.54%wt; 甲酸乙酯: 36.91%wt; ACETALD: 0.05%wt	危险废物	HW11 (261-134-11)	装置焚烧处理

序号	装置名称	固废名称	排放规律	排放量(t/a)	组成	固废类别	危险废物分类及代码	处理措施
21	EVA 装置(釜式线)	乙酸乙酯重组分	连续	2000.0	醋酸乙酯: 61.99%wt; 乙酸乙酯: 18.39%wt	危险废物	HW11 (261-134-11)	装置焚烧处理
		ARU 排污	连续	5840.0	醋酸: 40.06%wt; EGDA: 59.9%wt	危险废物	HW11 (261-134-11)	装置焚烧处理
		废干燥剂	3年1次	30.3	AW-500 液相脱水干燥剂	一般废物		外委有资质单位处理
		废蜡	60次1年	96.0	低分子量聚合物	一般废物		综合利用
		废油	间断	57.0	压缩机用润滑油	危险废物	HW08 (900-249-08)	外委有资质单位处理
		VA 回收系统废液	连续	120.0	溶剂及废油 60~80%, VA 20~40%	危险废物	HW08 (900-249-08)	外委有资质单位处理
		过氧化物废液罐废液	间断	32.0	溶剂 95%, 过氧化物 5%	危险废物	HW06 (900-403-06)	装置焚烧处理
		废干燥剂	3年1次	60.7	AW-500 液相脱水干燥剂	一般废物		外委有资质单位处理
		废蜡	60次1年	200.0	低分子量聚合物	一般废物		综合利用
		废油	间断	115.0	压缩机用润滑油	危险废物	HW08 (900-249-08)	外委有资质单位处理
22	EVA 装置(管式线)	VA 回收系统废液	连续	467.0	溶剂及废油 60~80%, VA 20~40%	危险废物	HW08 (900-249-08)	外委有资质单位处理
		过氧化物废液罐废液	间断	33.0	溶剂 95%, 过氧化物 5%	危险废物	HW06 (900-403-06)	装置焚烧处理
		EO 催化剂	4年1次	721.9	银, Al ₂ O ₃	危险废物	HW50 (261-160-50)	厂家回收
		离子交换树脂	2年1次	8.1	离子交换树脂	危险废物	HW13 (900-015-13)	外委有资质单位处理
23	环氧乙烷/乙二醇装置	废活性炭	4年1次	6.3	活性炭	危险废物	HW49 (900-039-49)	外委有资质单位处理
		乙二醇排放闪蒸器底液	连续	0.4	MEG: 30wt%; DEG: 62wt%;	危险废物	HW06 (900-403-06)	装置焚烧处理

序号	装置名称	固废名称	排放规律	排放量(t/a)	组成	固废类别	危险废物分类及代码	处理措施
24	甲基丙烯酸酯装置	TEG 塔釜釜液	连续	0.02	多乙二醇和盐: 8wt% TEG: 43wt%; 多乙二醇: 57wt%	危险废物	HW06 (900-403-06)	装置焚烧处理
		急冷排放闪蒸器底液	连续	0.3	MEG: 52wt%;	危险废物	HW06 (900-403-06)	装置焚烧处理
		MMA 回收塔重组分	连续	2783.2	MMA9.9%、MAA4.7%、a-羟基异丁酸甲酯48.8%、甲氧基异丁酸甲酯16.1%、甲基丙烯酸二聚物12.8%、吩噻嗪0.2%、对苯二酚7.5%、甲基丙烯酸乙酯<0.1%	危险废物	HW11 (900-013-11)	装置焚烧处理
		蒸馏塔塔底分离废液	连续	312.0	氢氰酸0.02%、丙酮氰醇8.35%、醋酸0.26%	危险废物	HW11 (900-013-11)	装置焚烧处理
		再生炉炉灰	连续	550.0	硅酸钙、铁的氧化物等	危险废物	HW18 (772-003-18)	外委有资质单位处理
		催化剂	4年1次	26.0	五氧化二钒5-7%; 硅藻土90%	危险废物	HW50 (261-160-50)	外委有资质单位处理
25	SAP 装置	SAP 粉尘	间断	1500.0		一般废物		综合利用
26	IGCC 制氢装置	炉渣	连续	56000.0	残碳、灰、水	一般废物		综合利用
		滤饼	连续	68000.0	残碳、灰、水	一般废物		综合利用
		变换脱毒剂	1年1次	62.0	MgO、Al ₂ O ₃	一般废物		厂家回收
		变换催化剂	3年1次	128.0	氧化钴、氧化钼、混合稀土、MgO、Al ₂ O ₃	一般废物		厂家回收
		甲烷化催化剂	5年1次	15.0	含镍	危险废物	HW46(900-037-46)	厂家回收
		甲烷化脱硫催化剂	3年1次	15.0	ZnS	一般废物		厂家回收
		分子筛	5年1次	40.0	氧化铝、氧化硅	一般废物		外委有资质单位处理

序号	装置名称	固废名称	排放规律	排放量(t/a)	组成	固废类别	危险废物分类及代码	处理措施
27	IGCC 气体联合装置	氧化铝	5 年 1 次	26.6	氧化铝	一般废物		外委有资质单位处理
		炉渣	连续	401000.0	氧化钙、硫酸钙	一般废物		综合利用
		滤饼	连续	125000.0	氧化钙、硫酸钙	一般废物		综合利用
		变换脱毒剂(非变换线)	2 年 1 次	100.0	MgO、Al ₂ O ₃	一般废物		厂家回收
		变换脱毒剂(变换线)	1 年 1 次	85.0	氧化钴、氧化钼、混合稀土、MgO、Al ₂ O ₃	一般废物		厂家回收
		变换催化剂	3 年 1 次	97.0	氧化钴、氧化钼、混合稀土、MgO、Al ₂ O ₃	一般废物		厂家回收
		脱硫催化剂	5 年 1 次	6.0	MgO、Al ₂ O ₃	一般废物		厂家回收
		甲烷化催化剂	2 年 1 次	36.0	含镍	危险废物	HW46(900-037-46)	厂家回收
		分子筛	5 年 1 次	142.0	氧化铝、氧化硅	一般废物		外委有资质单位处理
		氧化铝	5 年 1 次	136.0	氧化铝	一般废物		外委有资质单位处理
30	污水处理场	油泥	间断	254.0	油、泥	危险废物	HW08(251-003-08)	外委有资质单位处理
		浮渣	间断	853.0	油、泥	危险废物	HW08(251-003-08)	外委有资质单位处理
		剩余活性污泥	间断	1066.0	有机污泥	危险废物	HW08(251-003-08)	外委有资质单位处理
		原油罐底泥	5 年 1 次	91.6	油泥	危险废物	HW08(251-001-08)	外委有资质单位处理
31	储运系统	其它罐底泥	5 年 1 次	22.1	油泥	危险废物	HW08(251-001-08)	外委有资质单位处理
		废活性炭	10 年 1 次	23.3	活性炭	危险废物	HW06(900-406-06)	外委有资质单位处理

3) 固体废物

本项目固体废物主要有油泥浮渣、废碱渣、废催化剂、废保护剂、废吸附剂、三泥、飞灰和底渣等。项目产生废碱渣，送厂内的碱渣处理设施处理。厂内焚烧处理的废液为 17.67 万吨/年。外送综合利用的飞灰和底渣等一般废物为 50.02 万吨/年。厂家回收或外委有资质单位处置的固体废物为 1.04 万吨/年。本项目固体废物排放一览表见表 9.2-7。

4) 噪声

本项目中产生连续噪声的设备有机泵、空冷器、加热炉、压缩机、鼓风机、挤压机、振动筛、磨煤机等。间断噪音源主要为火炬、安全阀和蒸汽放空。

9.2.3 三废汇总

表 9.2-1 本项目主要污染物排放汇总表

序号	项目	单位	排放量		
一	废气				
10	烟气量	10 ⁸ m ³ n/a		553.71	
11	二氧化硫	t/a		903.80	
12	氮氧化物	t/a		2807.28	
13	烟(粉)尘	t/a		442.13	
14	硫化氢	t/a		11.27	
15	苯	t/a		3.98	
16	甲苯	t/a		0.67	
17	二甲苯	t/a		7.99	
18	VOCs	t/a		3286.79	
二	废水		送东港污水处理 厂处理量	直接排海量	项目最终排海合计
1	废水量	万 t/a	265.36	183.24	448.60
2	COD	t/a	1061.42	54.97	187.65
3	石油类	t/a	39.80		2.65
4	氨氮	t/a	92.87		13.27
5	总氮	t/a	119.41		39.80
6	硫化物	t/a	2.65		1.33
7	挥发酚	t/a	1.33		0.80
9	苯	t/a	0.13		0.13
10	二甲苯	t/a	0.13		0.13
二	固体废物			处置量	
1	厂内碱渣处理	t/a		388.9	
2	厂内焚烧处理	t/a		176708.6	
3	外送综合利用	t/a		500202.0	
4	厂家回收	t/a		3737.0	
5	徐圩新区固体废物 处置中心焚烧	t/a		839.2	
6	徐圩新区固体废物 处置中心填埋	t/a		5821.4	

9.3 环境保护措施

9.3.1 废水污染防治措施

本项目按“清污分流、污污分流、分别处理”的原则设置排水系统，各类废水按其性质及处理要求划分为以下几个系统。即：含硫污水系统、含油污水系统、含盐污水系统、生活污水系统、清净废水系统、雨水系统。本工程的各类废水按其水质不同分别处理。凡达不到进入污水处理场控制指标的污水，都采取相应预处理措施，先经过预处理达到控制指标后进污水处理场统一处理。

本项目污水经厂内污水处理场处理达到石化产业基地东港污水处理厂接管标准后，再送东港污水处理厂处理。

东港污水处理厂规划位于港前大道西侧，隰山路南侧，收水范围为基地复堆河路东侧区域，规划建设规模为 20 万 m³/日。污水处理厂处理后的污水一部分回用，一部分通过管道排入徐圩港区外侧黄河海域，回用水水质达到《工业循环冷却水处理设计规范》（GB 50050-2007）要求，排海污水达到《城镇污水处理厂排放标准》（GB18918-2002）一级 A 标准要求。

1) 码头废水

(1) 船舶油污水、码头前沿初期雨水、生活污水去向合理性分析

根据《防治船舶污染海洋环境管理条例》：到港船舶在港停留期间产生的机舱油污水必须由陆域设施进行接收。因此到港船舶机舱含油污水应当直接由连云港太和船舶服务有限公司接收，该公司具备了船舶残油、含油污水的接收条件。

码头前沿作业区设置围坎收集作业区内初期雨污水以及冲洗污水，码头下方设置集油池，收集含油雨污水，定期经管道送后方厂区污水处理场。

码头水手间内产生的生活污水收集后定期送至后方厂区污水处理场。

(2) 船舶机舱油污水处理工艺以合理性分析

船舶机舱油污水由连云港太和船舶服务有限公司接收后送连云港港口船舶油污水接收处理中心处理。连云港港口船舶油污水接收处理中心建于 2001 年，投资 30 万元，选用 YSF 陆用油水分离设备，日处理能力 120 吨，污水处理全程自动控制，处理工艺为物理处理与生化处理相结合，即：油污水——油水分离器——VSP 生化处理——外排，出水水质非常稳定，出水含油量一般在 1mg/l 左右。

(3) 进入港区的油轮机舱应配备油污水分离器等油污水处理设备，机舱油污水经处理达标后排放。

2) 含硫污水

本项目各装置（单元）产生的含硫污水全部进入酸性水汽提装置进行处理。酸性水汽提装置为两个系统，分别处理加氢型和非加氢型酸性水，既满足了工厂根据水质情况分别回用的要求，又实现了酸性水分类集中处理的目的。新建两个系列的酸性水汽提，系列 I 公称加工能力为 160t/h，处理非加氢型酸性水；系列 II 公称处理能力为 220t/h，处理加氢型酸性水。

单塔低压全吹出汽提工艺流程最简单，蒸汽耗量较低，本项目对氨氮含量较低的非加氢型酸性水汽提采用单塔低压全吹出汽提工艺。

单塔加压汽提侧线抽氨及氨精制工艺具有技术成熟可靠、工艺流程较简单、开工经验丰富、便于操作管理等优点，且能回收作为化工原料的氨，本项目对氨氮含量高的加氢型酸性水汽提采用单塔加压汽提侧线抽氨及氨精制工艺技术方案，回收液氨，减少废气排放。

汽提后净化水中部分回用于工艺装置，剩余部分排至含油污水处理场处理。

3) 化工装置工艺废水

● 乙烯

来自稀释蒸汽罐的排物流经冷却后送往全厂污水处理场含油污水系统。

超压蒸汽罐凝液排水、蒸汽罐和废热锅炉间歇排水、清焦废水分别在界区内隔油处理后，送全厂污水处理场含油污水系统。

废碱脱烃塔塔底排出的废碱经过滤器过滤后送至废碱氧化系统，充分氧化后的废碱液在分离罐中闪蒸脱气后，与硫酸混合并反应，确保 pH 值降至 7~10.5，再送往全厂污水处理场含油污水系统进行处理。

● 苯乙烯

本装置汽提凝液去除氧器处理。蒸汽过热器排污送冷却塔作为补充水。乙苯排污罐污水送全厂污水处理场含有污水处理系统进行处理。

● 丙烯腈

本装置丙烯腈单元脱氢氰酸塔塔顶冷凝液除去送回塔的部分，其余作为氢氰酸副产品送到 MMA 装置的丙酮氰醇单元，事故状态下送往装置内废水焚烧炉焚烧处理。

丙烯腈单元回收塔釜液和装置的化学污水送至四效蒸发进行处理，处理后的废水排至全厂污水处理场的含油污水处理系统，蒸发残液送至装置内废水焚烧炉进行焚烧处理。

有机物汽提塔塔下段液体一部分作为泵封水，另一部分用过氧化氢处理后送至全厂污水处理场的含油污水处理系统。

硫铵回收工序的工艺废水、乙腈精制工序的污水罐排水送至全厂污水处理场的含油污水处理系统。

- 丙烯酸及酯

本装置设废水焚烧处理单元，通过热力焚烧的方法处理本装置的废水、重组分及各单元设备及罐区的各种排放废气（包括无组织排放）。主要包括废水浓缩、焚烧两部分。

高浓度的酸性废水进入废水处理单元首先用液碱中和，废水经汽提后、排放气经换热后进入焚烧炉，焚烧后的燃烧尾气和产生的无机盐、灰尘由急冷水捕获，急冷废水 COD 值约 300mg/L，送至全厂污水处理场的含油污水处理系统。

- 芳烃抽提

本装置各塔顶回流罐排放的含油污水、机泵冷却排水，密闭排放至地下溶剂罐，集中回收再利用。

- 高吸水性树脂（SAP）

本装置车间清洗废水中含有 SAP 凝胶，絮凝、沉降后送全厂污水处理场的含油污水处理系统；中和废水送全厂污水处理场的含油污水处理系统。

- 硫酸回收（SAR）

本装置废酸浓缩冷凝液泵槽排放的废酸浓缩冷凝液、净化单元中和塔中和后的净化污水送至全厂污水处理场的含硫污水处理系统。

4) IGCC 装置废水

该装置的废水来源主要为气化、酸性气体脱除、空分、储运系统及循环水场排污。其中气化、酸性气体脱除产生的污水及空分单元地面冲洗水均送入全厂污水处理场处理；储运系统各转运站、筛破楼和栈桥的冲洗水含有大量悬浮物，因此送入系统煤泥沉淀池，经沉淀处理后，上清水回用作为冲洗水不外排；循环水场排污被送入含盐污水处理系统，处理后回用。

烟气脱硝设施氨气系统紧急排放的氨气排入氨气稀释槽中，由水吸收后排入脱硫装置区域事故池内。

5) 含油污水

各炼油装置含油污水、化工装置及 IGCC 装置及储罐区、配套工程及辅助生产设施含油污水送厂内污水处理场含油污水系统处理，含油污水处理设计规模为 1200m³/h，处理后回用，回用水质满足《污水再生利用工程设计规范》。

6) 含盐污水

污水处理场含盐污水系统设计规模为 $400 \text{ m}^3/\text{h}$ ，主要处理炼油循环水排污、电脱盐污水。处理后达到三级排放标准进入园区污水处理场处理后排放，外排水量约为 $346 \text{ m}^3/\text{h}$ 。

7) 再生水处理设施

再生水处理设施（一）主要处理化工循环水场和 IGCC 装置循环水场的排污水。处理后回用于循环水场用作补充水。再生水处理设施（二）主要处理除盐站的排污水。处理后回用于循环水场用作补充水。再生水处理设施(一)规模为 $1000 \text{ m}^3/\text{h}$ ；再生水处理设施(二)规模为 $600 \text{ m}^3/\text{h}$ 。再生水处理设施排水排入园区污水处理场集中处理后达标排放。

本工程全厂污水正常排放量为 $346\sim 580 \text{ m}^3/\text{h}$ 。

8) 生活污水

本系统主要用于收集和输送化工区各装置区建筑物内卫生间、浴室、餐厅等设施排出的生活污水和部分化验室废水。在各装置区内，生活污水经重力排入化粪池经预处理后，其上清液经提升送至化工区生活污水总管，最终去炼油区污水处理厂进行处理。生活设施排放的生活污水，送至污水处理场含油污水系统生化系统处理。

化验污水中对生物处理有毒的污水（如强酸、强碱、有毒试剂等）不得排至本系统，应单独收集后处理。

9) 清净废水

除盐车站超滤排出的清净废水返回净水厂，除盐车站 RO 排出的清净废水作为中水送 IGCC 部分回用，循环水场排放的清净废水经过滤后回用至 IGCC 部分。

10) 雨水

位于非污染区内的雨水管道，整个降雨历程均收集清净雨水。位于装置污染区内的雨水管道，降雨初期收集初期污染雨水，降雨后期收集后期清净雨水。初期污染雨水收集到各装置内初期污染雨水池中，后期清净雨水，通过污染雨水池前的切换设施，被切换到下游雨水管道中。雨停之后，污染雨水池内的初期污染雨水用泵人工启动送入装置外的生产污水管线，最终去全厂污水处理场处理。

11) 水体污染风险防控措施

本项目按照要求设置有环境风险事故水三级防控体系，防止事故情况下事故废水进入厂外水体。

● 一级防控措施：装置围堰及罐区防火堤

装置内设有围堰和导流设施，罐区设置防火堤，用于事故状态下污水的收集，防

止事故水的漫流。

为在污染区周围设置高度为 150mm 的小围堰。在污染区内设置雨水口和雨排水管线，其雨水口的数量和雨排水的管径用雨水设计，用消防水量校核。

● 二级防控措施：排水系统区域拦截设施

装置区、罐区边界的雨水沟。小型事故时截流污染物，使污染控制在本区域内污水提升设施内，避免污染扩散；大型事故时，事故水、泄漏的物料通过雨水沟重力进入事故水池。

● 三级防控措施：事故水池及污水处理场

本项目在库区、炼油区、化工区分别设置雨水监控池及事故水池，事故池的有效容积参照中石化 2006 年 43 号文《水体污染防控紧急措施设计导则》确定，用以储存装置发生事故时的泄漏的工艺物料以及消防水和事故期间可能进入收集系统的降雨量。

本项目炼油区设置 2 座事故水池，设计有效容积分别为 17000m³ 和 20000 m³，化工区设置事故水池 2 座，布置在东、西雨水泵站旁，设计有效容积均为 33000m³，动力区设置 1 座事故水池，设计有效容积为 10000m³，库区设置 1 座事故水池，设计有效容积为 6000m³，用以储存发生事故时泄漏的工艺物料以及消防水和事故期间可能进入收集系统的降雨量。根据本项目全厂污水处理厂的处理负荷，将事故水送往污水处理场进行处理。

根据本项目全厂污水处理厂的处理负荷，将事故水送往污水处理厂进行处理。事故水池各设置事故水泵 2 台，事故水泵的开启由手动控制，在水池中设有液位计，低液位时连锁停泵。

事故时，事故废水、雨水、泄漏的工艺物料通过雨水明沟重力进入事故水池。待事故结束后，对水的去向做出判断，当污染水不达标时，送污水处理场处理；当污料泄漏严重，达不到污水处理场进水要求时，需对物料进行回收处理。

在油品储存区设置事故排水储存设施。当储罐区发生火灾时，事故废水、雨水、泄漏的工艺物料，暂时储存在防火堤内，也可分别储存在原油罐区、成品油罐区的事事故排水储存池内，待事故结束后作出判断。对没有污染的废水排入雨水系统；有污染时通过含油污水管道系统进入污水处理场处理；当污料泄漏严重，达不到污水处理场进水要求时，需对物料进行回收处理。

在各事故状态下废水的产生量均按最大值进行考虑，经过核算本项目配套建设的事事故水收集系统能够满足发生火灾爆炸事故时产生的事故污水的存储要求，能够防止

事故状态下事故消防废水进入厂外水体环境中。

9.3.2 废气污染防治措施

1) 码头废气

本项目对汽油、煤油、苯和对二甲苯装船时挥发的油气设置油气回收设施，处理规模为 12000Nm³/h；对苯乙烯和丙烯腈装船时挥发的废气设置化工废气处理设施，处理规模为 1200Nm³/h。油气回收设施和化工废气处理设施的尾气排放限值满足《石油炼制工业污染物排放标准》（GB 31570-2015）和《石油化学工业污染物排放标准》（GB 31571-2015）要求。

2) 工艺装置废气

芳烃联合装置重整催化剂再生部分的放空气采用碱洗方式脱除 HCl，处理后送重整四合一炉烟囱排放。

各化工装置从工艺上减少工艺废气排放。工艺装置的废气污染控制措施主要有回收可燃组分作燃料、氧化燃烧、火炬燃烧等措施，来实现达标排放。

(1) 乙烯

本装置排放的清焦废气、加氢反应器再生排放气送裂解炉焚烧。裂解炉采用低 NO_x 燃烧器，焚烧后的裂解炉烟气中 NO_x、颗粒物含量均低于 90mg/Nm³，为进一步降低 NO_x，项目拟采取 SCR 技术，进行烟气脱硝处理后烟气中 NO_x 含量为 40mg/Nm³。

(2) 裂解汽油加氢/苯乙烯抽提

本装置裂解汽油加氢单元加热炉采用低 NO_x 燃烧器，烟气经高排气筒排入大气。苯乙烯真空抽提泵排放气送火炬燃烧处理。

(3) 丁二烯

本装置脱轻塔塔顶排放的不凝性丙炔含量超过回流罐内的液面高低位报警仪所控制指标时，气体将排入火炬气管网，送火炬燃烧处理。

(4) 苯乙烯

本装置尾气密封罐排放气中 H₂ 含量为 44wt%，送 PSA 制氢装置。

脱轻塔塔顶排放气、多乙苯塔真空泵排放气中含甲烷、乙烷、苯、非芳烃等可燃组分，回收作本装置蒸汽过热器燃料。

异构化反应器排放气、苯处理器排空氮气含有 15wt% 的苯，送火炬燃烧处理。

(5) 丙烯腈

本装置吸收塔中一氧化碳、二氧化碳、氮气及未反应的氧和烃类正常情况下送至

吸收塔尾气热焚烧 AOGI 系统，事故状态或开车时由塔顶 63.7m 高排气筒排入大气。

脱氢氰酸塔顶排放的不凝气送至 MMA 装置火炬；成品塔顶不凝气经成品塔真空泵排至 MMA 装置火炬；四效蒸发部分的少量不凝气由蒸发器真空泵抽出排至 MMA 装置火炬。

丙烯腈装置含氰废气均送 AOGI 废气焚烧炉焚烧，废气焚烧炉燃烧室顶部设置了 6 台燃料气燃烧器，每台燃烧器设置长明灯，燃烧器上设有火焰检测器，设计中通过对气量的控制实现高效稳定运行，并满足烟气的达标排放。国内同类装置使用废气焚烧炉证明改型焚烧炉可以保证长期稳定运行。

送火炬燃烧的含氰废气为 MMA 装置的废气，含氰废气因毒性较高，专门设计一台半封闭式专用火炬头，为提高 MMA 含氰火炬气的燃尽率，确保落地浓度不超过排放限值，将火炬头设计成空气引射配风的形式，通过一定压力的工厂空气引射助燃风，实现排放气的部分预混燃烧。火炬头设 2 支高空点火器及 2 支长明灯。火炬头设稳焰器和伴烧燃烧器，确保火炬气燃烧的稳定性及分解率。火炬头底部设置三级氦体密封。

AOGC 焚烧炉烟气经 70m 高排气筒排入大气；废液焚烧炉烟气经 80m 高排气筒排入大气。

(6) 丙烯酸及酯

本装置丙烯酸氧化单元急冷塔顶排出的反应尾气经进料气体预热器加热后，进入废气催化焚烧反应器进行催化氧化反应，反应后的尾气进入余热锅炉、进料气体预热器、蒸汽过热器回收热量后，经 50m 高排气筒排入大气。

丙烯酸及酯生产过程中产生的废水、废液、储罐及容器放空气、真空泵放空气经收集后送入废水热力焚烧炉经燃料焚烧处理，其中的有机物经燃烧转化为二氧化碳和水后，经 50m 高排气筒排入大气。

(7) 芳烃抽提

本装置的塔顶超压气由塔顶安全阀泄放，经装置放空罐顶火炬线排至火炬燃烧处理。

(8) 醋酸乙烯

本装置乙烯回收系统排放废气送火炬燃烧处理。

CO₂ 汽提塔塔顶气送催化燃烧装置（界区外）处理后排入大气。

(9) EVA

本装置设 RTO 废气焚烧炉，焚烧后的排放气经 30m 排气筒排入大气。

反应器排放罐经事故罐高空排放，排放高度为 47m。

过氧化物及溶剂罐氮封排气经过氧化物安全池排放。

产品分离器事故排放气等高空排放。

(10) 环氧乙烷/乙二醇 (EO/EG)

乙烯回收单元排放气甲烷含量较高，可回收利用作燃料气。

CO₂ 再生器排放气中非甲烷总烃含量小于 120mg/Nm³，直接排入大气。

(11) 甲基丙烯酸甲酯 (MMA)

本装置排放废气送火炬燃烧处理。

(12) 硫酸回收 (SAR)

本装置再生预热炉换热器焚烧烟气经 15m 高排气筒排入大气；装置烟囱废气经 70m 高排气筒排入大气；事故状态下的工艺火炬和氨火炬排放气经 95m 高排气筒排入大气。

(13) 硫磺回收装置

各装置排出的含 H₂S 的酸性气及含硫污水经汽提后富含 H₂S 的酸性气送硫磺回收装置回收硫磺。硫磺回收装置采用二级 CLAUS 硫磺回收及尾气还原吸收工艺，净化尾气经焚烧炉高温焚烧后高空排放，废气中 SO₂ 浓度不大于 100mg/m³。

硫磺回收装置事故时，硫化氢气体排入酸性气火炬焚烧。

(14) IGCC 装置

a) IGGC 装置

IGGC 装置正常生产情况下，IGGC 装置废气污染源主要为锁斗渣池放空气、真空泵分离罐放空气等，所排废气中污染物排放量均符合《恶臭污染物排放标准》(GB14554-1993) 中所要求的限值。

煤气化装置正常生产情况下，煤气化装置废气污染源主要为锁斗渣池放空气、真空泵分离罐放空气等，所排废气中污染物排放量均符合《恶臭污染物排放标准》(GB14554-1993) 中所要求的限值。

b) 变换单元

正常生产情况下无工艺废气排放。开停车、事故状态及安全阀动作时，合成气送火炬焚烧处置。

c) 酸性气体脱除

IGCC 酸性气体脱除单元中尾气洗涤塔洗涤尾气及 CO₂ 产品气中甲醇含量为 35mg/Nm³，满足《石油化学工业污染物排放标准》(GB31571-2015) 所规定的限值；

H₂S 排放量为 1.37~2.58kg/h，满足《恶臭污染物排放标准》(GB14554-93)所规定的限值，通过 90 米排气筒排入大气。

IGCC 制氢装置酸性气体脱除单元产生的尾气分别经尾气洗涤塔洗涤，尾气中甲醇含量下降至 50mg/Nm³，满足《石油化学工业污染物排放标准》(GB31571-2015)所规定的限值；H₂S 含量下降至 1.2kg/h，满足《恶臭污染物排放标准》(GB14554-93)所规定的限值，通过 90 米排气筒排入大气。

开停车、事故状态时，该单元排出的合成气、酸性气送火炬燃烧。

d) 热电中心

热电中心使用的燃料是来自气化单元的合成气，经过净化后合成气中 H₂S 含量低于 1ppmv，并且合成气中不含有机物和重金属汞，因此烟尘及二氧化硫均能满足相关环保标准的要求；另外，蒸汽过热炉、余热锅炉均采用低氮燃烧器进行低氮燃烧，烟气中氮氧化物浓度满足相关环保标准的要求。充分燃烧后经高空排入大气，其中蒸汽过热炉烟气经 30m 烟囱高空排放，余热锅炉烟气经 70m 烟囱高空排放。

蒸汽过热炉满足《石油化学工业污染物排放标准》(GB31571-2015)中工艺加热炉标准；余热锅炉满足《火电厂大气污染物排放标准》(GB13223-2011)中燃气轮机标准。

e) 火炬系统

IGCC 装置气化单元开停车及各车间开停车事故排放气体均送 IGCC 部分气体火炬焚烧。本装置设热火炬、冷火炬、酸性气火炬以及氨火炬，在开停车过程以及事故状态下产生的废气进入火炬烧除。

3) 加热炉废气

本项目设置干气脱硫装置，脱硫后的干气硫化氢小于 20mg/m³，加热炉使用脱硫后的干气、合成气及含硫量很低燃料油、为燃料，烟气中 SO₂ 的排放浓度不大于 50mg/m³。使用燃料气的加热炉采用低 NO_x 燃烧器。排放满足《石油炼制工业污染物排放标准》GB 31570-2015 及《石油化学工业污染物排放标准》GB31571-2015 浓度限值要求。

为降低项目氮氧化物排放总量，本项目乙烯裂解炉拟烟气脱硝设施，采用 SCR 脱硝工艺，使脱硝后的烟气中 NO_x 浓度小于 40mg/m³，小于《石油化学工业污染物排放标准》(GB31571-2015)特别排放限值 100mg/m³。

4) IGCC 锅炉废气

IGCC 装置蒸汽过热炉及余热锅炉烟气经 120 米烟囱高空排放。烟气中各类污染

物浓度满足《火电厂大气污染物排放标准》(GB13223-2011)和《煤电节能减排升级与改造行动计划(2014-2020年)》(发改能源[2014]2093号)所规定的限值。

5) 无组织废气及挥发性有机物治理措施

根据《国家环境保护部关于印发石化行业挥发性有机物综合整治方案的通知》(环发【2014】177号)的要求,石化企业需开展VOCS综合整治。严格控制工艺废气排放、生产设备密封点泄漏、储罐和装卸过程挥发损失、废水废液废渣系统逸散等环节及非正常工况排污。通过实施工艺改进、生产环节和废水废液废渣系统密闭性改造、设备泄漏检测与修复(LDAR)、罐型和装卸方式改进等措施,从源头减少VOCS的泄漏排放;对具有回收价值的工艺废气、储罐呼吸气和装卸废气进行回收利用;对难以回收利用的废气按照相关要求处理。

(1) 工艺装置设备改进

工艺装置设备改进控制泄漏主要采用两种方式,一是安装辅助设施以消除或降低泄漏,二是用无泄漏型设备替换现有设备。

a) 密闭尾气系统

密闭尾气系统收集泄漏的尾气并将其送至控制设施。密闭尾气系统的控制效率取决于泄漏尾气的收集率和控制设施的效率。密闭尾气系统可用于单个设备,也可用于一组设备。用于单个设备的密闭尾气系统主要适合于高泄漏风险的设备,比如泵,压缩机及压力泄放设备。

b) 泵类

泵类的设备改进包括设置密闭尾气系统、采用填充阻隔介质的双向机械密封,或者用无泄漏型泵替换现有泵。

● 双向机械密封

双向机械密封为两层密封,在两层密封间填充循环的阻隔介质,阻隔介质可维持比泵内介质或高或低的压力。如果阻隔介质的压力比泵内介质高,泵内介质就不会向外环境泄漏。带有双向机械密封的泵类设备,若阻隔介质的压力比泵内介质高,在内外密封不同时失效的前提下,其对泄漏的控制效率实际上为100%。

如果阻隔介质的压力比泵内介质低,内层密封的泄漏会导致泵内介质进入阻隔介质。为防止泵内介质进入大气,应采用阻隔介质存贮系统。在阻隔介质存贮槽内,泵内介质经脱气进入密闭尾气系统。

双向机械密封实际上可达到的泄漏控制效率取决于密封失效的频率。内外双层密封的同时失效会导致工艺介质相当大的泄漏。为对密封失效做出快速反应,对阻隔介

质进行压力检测可用于判别密封是否失效。

● 无泄漏型泵

当输送高危、高毒、非常昂贵的介质，或不得产生任何泄露的场合，可使用无泄漏型泵。无泄漏型泵操作得当时，工艺介质不会逸散到大气，因此不发生泄漏，控制效率为 100%。但如果发生灾难性的失效，将会导致大量泄漏。

c) 压缩机

压缩机可通过收集和控制从密封处的泄漏气体或提高密封性能来减少泄漏。用于压缩机的轴密封有多种不同型式，但都不能消除泄漏。在一些场合，压缩机可以通过在密封处加装贮槽抽出泄漏气体，再进入密闭尾气系统。对于某些压缩机密封型式，泄漏可通过阻隔介质加以控制，其方式与泵类似。

d) 压力安全阀

压力安全阀（PRV）的泄漏来自以下两种情况：安全阀释放后的错误复位，或是工艺操作压力太接近于 PRV 的设定值使 PRV 不能维持密闭。由于超压而从 PRV 中的释放泄漏不被视为设备泄漏。

压力泄放设备有两种基本的泄漏控制措施：采用爆破片（RD）与压力安全阀（PRV）相联和采用密闭尾气系统（如火炬）。

e) 阀类

如果工艺介质与阀杆隔离，就可以消除工艺阀门泄漏。本项目将采取隔膜阀和波纹管密封阀两种无泄漏型阀门，这两种阀门的泄漏控制率实际上都是 100%。

f) 连接件

若由于安全、维修、工艺改进或阶段性设备移除等原因不需连接件的情况下，可以通过将连接件焊接起来而消除泄漏。

g) 开口管线

开口管线泄漏出的气体可以通过在开口端正确安装管帽、管堵或者二次阀进行控制。如果安装了二次阀，当用阀门对阀门间的介质进行捕集时，上游阀门应先行关闭。该措施的控制效率实际上为 100%。

h) 取样管

取样管的泄漏来自于为得到有代表性的工艺介质样品而对取样管进行扫线。减少取样管泄漏的措施有两种：一是采用闭路循环采样系统，二是收集扫线的工艺介质并送至控制设施或返回工艺系统中。节流阀等设施可用于产生取样管回路的压力降。闭路循环采样系统的控制效率可认为是 100%。

(2) 焦化装置

焦化装置在除焦过程中，可能会产生一定量的焦粉，影响周围的环境。为降低焦粉对环境的危害，焦化装置装置的水力除焦系统采用洛阳石化工程公司开发的除焦程序控制专利技术，可提高除焦速度，减少粉焦；为减少由于风引起的焦粉飞扬污染在焦池周围设置轻型材料进行四周封闭，同时向焦炭池喷水来减轻风吹引起的焦粉污染。

(3) 储运系统

生产加工过程均在密闭系统中进行，原油采用浮顶罐储存，其它轻质油品采用内浮顶罐或者内浮顶罐加氮封方式储存，液化石油气采用球罐，对可能散发有毒气体的苯、甲苯、二甲苯、对二甲苯储罐均采用氮气密封，化工原料和产品罐采用内浮顶罐或者内浮顶罐加氮封方式储存，储罐排放的油气集中处理，对轻质油品汽油、石脑油、MTBE 储罐排放的油气集中处理，减轻了生产过程中的烃类无组织排放量。

对汽油、航煤、苯、对二甲苯、C5 馏分汽车装车时挥发的油气设置油气回收设施，对汽油、航煤、苯火车装车时挥发的油气设置油气回收设施，对汽油、航煤、苯、对二甲苯、抽余油、石脑油装船时挥发的油气设置油气回收设施。油气回收设施尾气的排放满足《石油炼制工业污染物排放标准》GB 31570-2015 浓度限值要求。

罐区油气处理系统对厂内布置的汽油组分罐、焦化汽油、石脑油罐、苯罐、甲苯罐、二甲苯罐统一设置油气回收，规模为 $1800\text{nm}^3/\text{h}$ 。对仓储区布置的汽油成品罐、石脑油罐、苯罐和对二甲苯罐设置油气回收，规模为 $2000\text{nm}^3/\text{h}$ 。

汽车装车设施布置在仓储区，对汽油、航煤、苯、对二甲苯、C5 馏分汽车装车时挥发的油气设置油气回收设施进行回收，规模为 $2600\text{nm}^3/\text{h}$ 。

火车装车设施布置在仓储区，对汽油、航煤、苯火车装车时挥发的油气设置油气回收设施进行回收，规模为 $8000\text{nm}^3/\text{h}$ 。

装船设施布置在码头区。汽油、PX 和苯等装船设置气体回收线，将装船过程当中产生的油气回收，设置油气回收设施进行回收，规模为 $3000\text{nm}^3/\text{h}$ ，同时设置化工废气处理装置，规模为 $1200\text{nm}^3/\text{h}$ 。

6) 可燃气体回收及火炬系统

全厂设置燃料气回收设施，设一座 30000m^3 干式气柜，回收炼油装置排放的烃类放空气体。正常情况下，炼油装置放空管网中的放空气体进入气柜，通过压缩机升压、脱硫后进入燃料气管网；化工装置放空管网中的放空气体直接通过压缩机升压后输送至燃料气管网。

为节约占地和投资，炼油、化工、IGCC 装置的配套火炬统一集中设置，同时考虑任何一个烃类火炬头的在线检修和维护，所以全厂设置一座可拆卸式高架火炬。新建一座可拆卸式高架火炬，5 根 DN1600 烃类火炬筒体、1 根 DN800 酸性气火炬筒体共架敷设，火炬总高 150 米。

7) 污水处理场恶臭气体的处理

为了减少隔油、浮选、生化的恶臭气体对周围环境的污染，本项目对污水处理过程中的恶臭气体采取加盖密闭收集并处理，处理后高空排放。污水异味气体主要是 H_2S 、 NH_3 、含硫有机化合物、苯烃类气体及其它挥发性有机组分气体。污水处理场产生的恶臭气体中氨浓度 $\leq 5ppm$ ，经除臭设备处理后，排放废气中氨浓度 $\leq 0.1ppm$ 。

目前恶臭处理技术主要有湿式洗涤法、活性炭吸附法、臭氧处理法、催化氧化法和生物脱臭法。对于石油石化行业，目前得到应用且经济可行的仅有催化氧化法和生物脱臭法两种。本项目臭气处理系统主要收集处理除油、浮选、生化产生的恶臭气体，隔油、气浮等含油量较高的高浓度臭气处理采用催化氧化法，生化系统低浓度臭气处理采用生物脱臭法，处理规模不小于 $1100m^3/min$ 。

9.3.3 固体废物污染防治措施

船舶垃圾禁止排放至附近水域，船舶垃圾由带有垃圾处理设备的垃圾接收船接收处理。码头或引桥上设垃圾桶及时收集作业产生的生产垃圾。

对于正常维护性挖泥，可采取与施工期间疏浚相同的环保对策。合理安排施工进度注意保护环境敏感目标、挖泥船到位倾倒、确保舱门密闭严防泥浆泄漏、在实施倾倒作业期间须开展全过程的海洋环境监测工作等，尽量减少挖泥作业对附近海域的影响程度和范围，控制挖泥船生活污水及垃圾的排放，以保证港池及倾倒区周围水域环境不受较大影响。

含重金属的废催化剂由厂家进行回收，能够进行焚烧处理的废液、废渣进行焚烧处理，其它废催化剂、废保护剂、废吸附剂、废瓷球等外委处理。

各工艺装置产生的废催化剂，如乙烯、裂解汽油加氢、烯烃转化装置排放的加氢反应催化剂、以及丙烯腈装置的废催化剂等，由催化剂厂家进行回收利用。

气化炉渣及滤饼含有一定的碳等，均外卖；变换装置的废催化剂、脱毒剂、预变换保护剂等均由厂家回收；无法回收利用的属一般固废的废吸附剂、支撑瓷球送厂外废渣填埋场。

EO/EG、醋酸乙烯、MMA 装置排放的废液依托丙烯腈装置的废液焚烧炉进行焚烧处理。

丙烯腈装置废液焚烧炉的废渣，SAP 装置排放的含水 SAP，MMA 装置硫酸回收单元排放的废热锅炉炉灰、酸泥、重金属脱除颗粒等，均外送至有资质的固废处置中心进行处理。

各装置排放的一般废物如惰性瓷球、废吸附剂、废干燥剂、废陶瓷等，送填埋场进行填埋处理。

IGGC 部分装置的煤渣外运综合利用。

污水处理场的油泥、浮渣和活性污泥经浓缩、离心脱水和干化后焚烧或外委处理。

厂区设有 1500m²的危险废物暂存库 2 座，用于袋装或桶状的危废的暂时储存。

生活垃圾实行袋装收集，然后堆放在指定场所，最后由垃圾车或船定期送往环卫部门指定的地方进行处理。

9.3.4 噪声污染防治措施

1) 各装置本着控制噪声源的原则，泵、压缩机、风机和空冷器等机械转动设备均在设备选型时尽量选用低噪设备，要求供应商采取必要的措施，如隔声罩、减震器、加垫减振等。对确实无法满足要求的设备，如大功率压缩机，在设备进口和出口管线上设置消声器，降低噪声水平。

2) 对总体布局进行合理布置，利用建筑物的屏障作用和距衰减达到降噪要求；高噪声设备尽量布置在室内。对冷却塔等采取合理的平面布置，降低对外部环境的影响。

3) 对产生高噪声设备，采取消声、人机分离等不同防治措施，降低噪声影响。

4) 部分高噪声设备采用隔声罩、减震和建筑物隔声措施。

5) 合理选择调节阀，避免因压降过大而产生高噪声。

6) 各放空口均设消声器以降低噪声。

7) 为减轻锅炉点火或事故状态时短时间对空排汽所产生的强噪声，在锅炉升火排汽、安全阀排汽出口装设小孔消音器，其消声量达 39dB (A)，确保工作场所噪声满足《工业企业噪声控制设计规范》(GB/T50087-2013)。

8) 设计中对热力管道进行合理布置，并选择合理支吊架，降低汽(气)流紊流和振动的噪声。

9) 在平面布置上，尽可能地将主要噪声源布置在合理区域内，以减少噪声对操作工人及区域内其他活动人群的影响，

10) 对高噪声区设置警示标识，进入该区域的操作人员将佩戴听力保护器材。

通过采取各种措施后，保证厂界噪声满足《工业企业厂界环境噪声排放标准》（GB12348-2008）3类标准要求。

9.3.5 绿化

绿化在防止污染、保护和改善环境方面起着特殊的作用。它具有较好的调节气温、调节湿度、吸尘、净化空气及减弱噪声等功能。为美化厂容、改善环境、减少污染，本工程拟在装置区进行绿化设计。绿化设计应符合化工区总体规划要求，并与总平面布置、竖向设计及管线布置统一考虑。树种选则应注意相关的耐性及抗性并适合当地气候及土壤。

绿化范围：道路两旁，重点为厂前区及主要出入口处。

绿化方案：在道路两旁种植树干直、分枝点高的乔木，其下可种植不阻挡行车视线的低矮灌木；在主要出入口铺植草坪，种植各种景观效果好，与建筑物造型相协调的乔木、灌木及花卉等。本项目将充分利用装置区空地、道路两旁进行绿化，绿化系数约为12%。

9.3.6 地下水污染防治措施

按照《石油化工工程防渗技术规范》（GB/T50934-2013）要求，结合项目特点并根据厂区总平面布置情况，将厂区分为非污染防治区和污染防治区，其中污染防治区分为一般污染防治区和重点污染防治区。

对于非污染防治区，不采取专门针对地下水污染的防治措施。

一般污染防治区防渗层的防渗性能不低于1.5m厚渗透系数为 1.0×10^{-7} cm/s的黏土层的防渗性能。

重点污染防治区防渗层的防渗性能不低于6.0m厚渗透系数为 1.0×10^{-7} cm/s的黏土层的防渗性能。

9.3.7 污染物排放总量指标来源

根据国家“十二五”期间全国主要污染物排放总量控制计划、《重点地区大气污染防治“十二五”规划》（环发[2012]130号）、《关于印发〈建设项目主要污染物排放总量指标审核及管理暂行办法〉的通知》（环发[2014]197号）以及《关于落实省大气污染防治行动计划实施方案严格环境影响评价准入的通知》（苏环办[2014]104号），结合项目的排污特征，确定总量控制因子如下：

- ①废气：SO₂、NO_x、烟（粉）尘、VOCs；
- ②废水：COD、氨氮、总氮。

IGCC 燃气轮机和蒸汽过热炉执行《火电厂大气污染物排放标准》

(GB13223-2011)燃气轮机特别排放限值，其热电部分绩效总量根据《关于开展火电、造纸行业和京津冀试点城市高架源排污许可证管理工作的通知》（环水体[2016]189号）中附件1“火电行业排污许可证申请与核发技术规范”进行核算。

根据工程分析，本工程废气主要污染物排放总量及废水主要污染物排放量见下表。

表 9.3-1 项目废气主要污染物排放总量

序号	项目	单位	热电部分绩效总量	非热电部分总量
1	SO ₂	t/a	973.04	794.53
2	NO _x	t/a	1390.06	1998.97
3	烟（粉）尘	t/a	97.30	361.31
4	VOCs	t/a		3286.79

表 9.3-2 项目废水主要污染物排放量

序号	污染物名称	排放量 t/a
1	COD	187.65
2	氨氮	13.27
3	总氮	39.80

根据连云港市环保局提供的本项目总量平衡方案，本项目总量平衡途径为：

➤ 废气污染物总量平衡途径

● 热电部分

本项目热电部分废气污染物绩效总量，SO₂：973.04 吨/年、NO_x：1390.06 吨/年、烟（粉）尘：97.30 吨/年，IGCC 执行火电超低排放标准，热电部分绩效总量按 1 倍削减平衡，拟在连云港市范围内平衡。

SO₂ 总量平衡方案：江苏新海发电有限公司 1# 机组（1030MW）超低排放改造工作已于 2016 年 6 月完成，可削减二氧化硫 1086.9 吨，能够满足该项目热电部分二氧化硫总量指标需求。

NO_x 总量平衡方案：江苏新海发电有限公司 1# 机组（1030MW）超低排放改造已于 2016 年 6 月完成，可削减氮氧化物 610.2 吨。连云港碱业有限公司锅炉脱硝设施已经建设完毕，可削减氮氧化物 3223 吨。两家企业共能削减氮氧化物 3833 吨，可以满足该项目热电部分氮氧化物总量指标需求。

烟（粉）尘平衡方案：2016-2017 年，连云港市将实施连云港虹洋热电有限公司

超低排放改造，预计削减烟粉尘排放量 183 吨/年，可以满足本项目热电部分烟粉尘总量平衡需求。

● 非热电部分

本项目非热电部分废气污染物总量，SO₂: 794.53 吨/年、NO_x: 1998.97 吨/年、烟（粉）尘：361.31 吨/年、VOCs: 3286.79 吨/年。连云港市 2016 年环境空气 PM_{2.5} 年均浓度超标，非热电部分四种污染物总量均按 2 倍削减平衡。

SO₂ 总量平衡方案：连云港兴鑫钢铁有限公司 2#烧结机脱硫设施建设完成后可以削减二氧化硫 758.87 吨，连云港亚新钢铁有限公司烧结机脱硫设施整改后可削减二氧化硫 253.78 吨，江苏滨鑫特钢材料有限公司脱硫设施整改后可削减二氧化硫 2642 吨。上述三家企业可以削减二氧化硫 3655 吨，可以满足该项目非热电部分二氧化硫总量指标需求。

NO_x 总量平衡方案：连云港市非电行业 NO_x 基数较小，无法通过预支的形式进行 2 倍削减替代，通过排污权交易在江苏省内购买（见附件 26），建设单位通过排污权交易系统购买了非电行业 NO_x 指标。

烟（粉）尘平衡方案：连云港市目前已经淘汰连云港市丽港稀土实业有限公司等 76 家企业锅炉，可削减烟粉尘排放量 1990.1 吨/年，可以满足该项目非热电部分烟粉尘总量平衡需求。

VOCs 平衡方案：2016-2018 年，连云港市要求东方国际集装箱（连云港）有限公司实施水性漆替代油性漆、实施 VOCs 综合整治，关闭连云港华鹏有限公司等 15 家企业，化解船舶产能 50 万载重吨等。以上工程项目可削减 VOCs 10376.55 吨/年，可以满足该项目 VOCs 总量平衡需求。

➤ 废水污染物总量平衡途径

该项目化学需氧量、氨氮、总氮排放量分别为 187.65 吨/年、13.27 吨/年、39.80 吨/年，拟在连云港市范围内平衡。

平衡方案：连云港奔牛食品有限公司淀粉生产线拆除项目为《2016 年连云港市生态文明建设目标任务》所列项目，该企业在 2015 年环统数据库中的化学需氧量、氨氮和总氮排放量分别为 507.16 吨/年、21.61 吨/年和 21.61 吨/年。江苏金五综合食品有限公司为连云港市 2016 年水污染减排项目，该企业在 2015 年环统数据库中的化学需氧量、氨氮和总氮排放量分别为 435 吨/年、25.4 吨/年和 36.36 吨/年。两家企业目前已关闭到位，共削减化学需氧量 942.16 吨/年、氨氮 47.01 吨/年和总氮 57.97 吨/年，可以满足盛虹项目化学需氧量、氨氮和总氮总量平衡需求。

9.4 环境管理与环境监测

9.4.1 环境管理

建设单位应设置环境保护管理机构，并配备专职的管理人员，负责全厂的环保工作。

建议建设单位建立厂级及车间级环保管理网络，按照国家和地方相关要求建立、健全各项环保管理制度，制定各类事故应急救援预案，确保本项目投产后满足环境保护要求。建议各装置建成后配备一名兼职环保管理人员。

9.4.2 环境监测

厂内设置环境监测站，配备专职监测分析人员和监测设备，负责正常生产时厂内的废水、废气、噪声的监测分析。

9.5 环境保护投资估算

根据《建设项目环境保护设计规定》和《石油化工企业环境保护设计规定》中有关环境保护设施及其环保投资的规定，该项目的环境保护投资包括污水处理场、产品精制装置、硫磺回收装置、烟囱、油气回收、防渗、浮顶罐、碱渣处理、气柜、消声器、绿化等，环保投资合计约为 49.15 元，约占项目建设投资的 7.1%。

9.6 环境影响分析

本项目设计中大多采取了先进可靠的工艺技术，减少外排污染物，同时采取相应的控制措施，如以脱硫燃料气、合成气等为主要燃料，排出的各种废弃物通过回收、综合利用、填埋予以处理，使得对污染物的排放控制满足国家规定的排放标准要求。本工程建成后产生的“三废”污染物，分别经过妥善处理和处置后，预计对周围环境产生影响较小，不会改变该地区环境的质量等级。

9.7 存在问题和建议

本项目的环评评价工作与可研工作同步开展，本项目对环境的影响将以环境影响评价报告书及批复为准。

10 劳动安全卫生

10.1 生产性危害因素及后果分析

10.1.1 火灾、爆炸危险

本项目的原料、产品、半成品及副产品绝大多数为可燃性液体或气体，一旦发生泄漏或其它事故，很容易在空气中形成爆炸性混合物，易发生自燃或遇火源燃烧，造成火灾爆炸或中毒事故。

圆形料仓、磨煤机等内部积聚粉尘，如遇明火或其它点火源，可引起煤粉燃烧或爆炸。输送设备发生故障，摩擦发热，可引起煤粉燃烧。干燥煤粉泄漏到空气中，有可能发生着火、爆炸。圆形料仓中长期储存的煤有可能自燃发生火灾。

生产过程中的原料煤是可燃物质，生成的合成气中含有的大量氢气、一氧化碳和少量硫化氢等，均属易燃易爆物质。这些物质因自燃点较低，爆炸极限范围较宽，点火能较小，而具有较大的火灾爆炸危险性。一旦发生泄漏，极易导致火灾爆炸。而气化过程中的粉煤、灰渣会对设备、管道等反复冲刷造成磨损，易引起跑、冒、滴、漏，从而导致事故的发生。

另外，炼油装置、化工装置、储运设施中加工和储存的大量的易燃介质，发生火灾事故可能对人员和财产造成巨大伤害和损失。因此从原料的输入，到装置加工，直至产品储存、输出，均有发生火灾爆炸的危险，设计中充分考虑了物料的火灾危险特性，并采取适当的防范措施，以减少或杜绝事故的发生。本项目主要易燃易爆物质的特性及火灾危险性分类见表 10.1-1，生产装置、储运设施及公用工程的火灾危险性类别分别见表 10.1-1、表 10.1-2 及表 10.1-3。

表 10.1-1 主要物料的易燃易爆特性及火灾危险类别

序号	介质名称	闪点 (°C)	引燃温度 (°C)	爆炸极限 V%	火灾危险类别
一	原料				
1	原油	<28	350	1.1~6.4	甲 _B
2	甲醇	11	385	6.7~36	甲 _B
3	天然气 (甲烷)	-	484	3.8~13	甲
4	煤	-	-	下限 35g/m ³	丙
5	煤尘	-	235	爆炸危险类别	乙 (固)

序号	介质名称	闪点(°C)	引燃温度(°C)	爆炸极限 V%	火灾危险类别
			(自燃点)	III B, T12	
6	正丁醇	40	365	1.45~11.25	乙 _A
7	醋酸	39	463	4.0~17	乙 _A
8	丙酮	-20	465	2.5~13.0	甲 _B
9	NaOH	-			-
10	浓硫酸				
11	丁二烯	-	420	2.5~11.5	甲 _A
二	产品及中间产品				
1	汽油	<-20	280	1.1~5.9	甲 _B
2	煤油	≤45	223	0.6~	乙 _A
3	柴油	≥45	350~380	1.5~4.5	乙 _B
4	石脑油	<-20.0	480~510	1.2~	甲 _B
5	苯	-11.1	580	1.3~7.1	甲 _B
6	对二甲苯(PX)	25	432~528	1.1~7.0	甲 _B
7	液化石油气	-	426~537	1.0~1.5	甲 _A
8	氨	-	650	16~25	乙
9	硫磺	-	255	粉尘下限 2.3g/m ³	丙
10	乙烯	-	540	2.75~34	甲 _A
11	丙烯	-	410	2~11	甲 _A
12	戊烷发泡剂	<-20.0	480~510	1.2~	甲 _B
13	200#溶剂油料	≤45	223	0.6~	乙 _A
14	化工轻油	≤45	223	0.6~	乙 _A
15	分子筛料	≤45	223	0.6~	乙 _A
16	D110 溶剂油料	≥45	350~380	1.5~4.5	乙 _B
17	D130 溶剂油料	≥45	350~380	1.5~4.5	乙 _B
18	5#工业级白油料	≥45	350~380	1.5~4.5	乙 _B
19	7#工业级白油料	≥45	350~380	1.5~4.5	乙 _B
20	环氧乙烷(EO)	-17.8	429	3.6~100	
21	乙二醇(MEG)	116	380	3.2~6.35	丙 _A
22	二甘醇(DEG)	143	351		丙

序号	介质名称	闪点(℃)	引燃温度(℃)	爆炸极限 V%	火灾危险类别
23	三甘醇(TEG)	177	412		丙
24	苯乙烯(SM)	34.4	490	1.1~6.1	乙 _A
25	醋酸乙烯	-8	-	-	甲 _B
26	乙烯-醋酸乙烯共聚物(EVA)	68.2	-	-	丙 _A
27	苯酚	79	715	1.7~8.6	丙 _A
28	甲基丙烯酸甲酯	10	-	-	甲 _B
29	丙烯腈	-5	480	2.8~28.0	甲 _B
30	乙腈	6	524	3.0~16.0	甲 _B
31	氰化氢(HCN)	-17.78	-	-	甲 _B
32	丙烯腈-丁二烯-苯乙烯共聚物(ABS)	-	-	-	丙
33	丙烯酸	50	-	-	乙 _B
34	丙烯酸丁酯	37	-	-	乙 _A
35	高吸水树脂(SAP)				
36	氢气	-		4.0~75	甲
37	一氧化碳				
38	硫化氢	-		4.3~45.5	甲
39	丙烷	-		2.1~9.5	甲
40	丙烯	-		2.0~11.1	甲
41	丁烷	-		1.9~8.5	甲
42	丁烯	-		1.6~10.0	甲
43	蜡油			-	丙 _B
44	渣油			-	丙 _B
三	助剂、药剂和其它				
1	环丁砜	-		166	丙
2	二甲基甲酰胺(DMF)				乙 _B
3	甲基二乙醇胺(MDEA)	0.9-8.4		136	丙
4	二甲基二硫(DMDS)	1.1-16		24	甲 _A

表 10.1-2 主要生产装置火灾危险性类别

序号	装置名称	火灾危险类别
1	常减压蒸馏	甲
2	轻烃回收	甲
3	煤油加氢	甲
4	焦化	甲
5	加氢裂化	甲
6	渣油加氢	甲
7	润滑油异构脱蜡	甲
8	汽柴油加氢	甲
9	芳烃联合装置	甲
10	烷基化	甲
11	PSA	甲
12	硫磺回收	甲
13	乙烯裂解装置	甲
14	裂解汽油加氢	甲
15	芳烃抽提	甲
16	丁二烯抽提	甲
17	EVA	甲
18	醋酸乙烯	甲
19	EO/EG	甲
20	苯乙烯	甲
21	丙烯腈	甲
22	甲基丙烯酸甲酯	甲
23	SAR	
24	丙烯酸及酯	甲
25	SAP	乙
26	IGCC 装置	甲

表 10.1-3 主要储运设施火灾危险性类别

序号	储运设施名称	火灾危险类别
1	原油罐区	甲 _B
2	中间原料罐区	甲 _A 、甲 _B 、乙、丙
3	汽油罐区	甲 _B
4	航煤罐区	乙
5	柴油罐区	乙
6	芳烃罐区	甲 _B
7	润滑油基础油罐区	丙
8	汽车装卸车设施	甲 _B

序号	储运设施名称	火灾危险类别
9	铁路装车、罐车洗涤	甲 _B
10	全厂火炬设施	甲
11	燃料气回收设施	甲
12	油气回收设施	甲

表 10.1-4 主要公用工程及辅助设施火灾危险性类别

序号	储运设施名称	火灾危险类别
1	循环水场	戊
2	污水处理场	戊
3	污水和雨水提升站、监测池、事故水池	戊
4	中心变电站	丙
5	中央控制室	丁
6	泡沫站	戊
7	焚烧炉	甲

10.1.2 中毒

本项目在生产过程中涉及到的有毒物质主要有硫化氢、一氧化碳、氨、液化石油气、甲醇、汽油、苯、对二甲苯、丙烯腈、乙腈、氰化氢、苯乙烯、丙酮、环氧乙烷、二甲基二硫、乙醇胺和四氯乙烯，其危害作用及危害程度见下表。

表 10.1-5 有毒物质职业接触限值（单位：mg/m³）

序号	物质名称	侵入途径	最高容许浓度 (MAC)	时间加权平均容许浓度 (PC-TWA)	短时间接触容许浓度 (PC-STEL)	是否高毒，剧毒
1	二甲基二硫	吸入、经皮	-	-	-	-
2	氰化氢	吸入、经皮	1	-	-	高毒，剧毒
3	硫化氢	吸入	10	-	-	高毒
4	丙烯腈	吸入、经皮	-	1	2	高毒
5	环氧乙烷	吸入、经皮	-	2	-	-
6	苯	吸入、经皮	-	6	10	高毒
7	甲苯	吸入、经皮	-	50	100	-
8	乙苯	吸入、经皮	-	100	150	-
9	丁二烯	吸入	-	5	12.5	-

序号	物质名称	侵入途径	最高容许浓度 (MAC)	时间加权平均容许浓度 (PC-TWA)	短时间接触容许浓度 (PC-STEL)	是否高毒, 剧毒
10	丙烯酸	吸入、经皮	-	6	-	-
11	乙醇胺	吸入、经皮	-	8	15	-
12	氨	吸入	-	20	30	高毒
13	一氧化碳	吸入	-	20	30	高毒
14	乙二醇	吸入、经皮	-	20	40	-
15	二乙二醇	吸入、经皮	-	-	-	-
16	过氧化氢	吸入、经皮	-	15	-	-
17	甲醇	吸入、经皮	-	25	50	-
18	乙腈	吸入、经皮	-	30	-	-
19	二甲苯	吸入、经皮	-	50	100	-
20	苯乙烯	吸入、经皮	-	50	100	-
21	甲基丙烯酸甲酯	吸入、经皮	-	100	-	-
22	丁醇	吸入、经皮	-	100	-	-
23	四氯乙烯	吸入、经皮	-	200	300	-
24	丙酮	吸入、经皮	-	300	450	-
25	汽油	吸入、经皮	-	300(溶剂汽油)	-	-
26	液化石油气	吸入、经皮	-	1000	1500	-
27	氢氧化钠	经皮	2	-	-	-
28	硫酸	经皮	-	-	-	-

10.1.3 腐蚀

1) 含硫原油在加工过程中会产生 H_2S , 对设备、管道具有腐蚀性; 各类临氢操作的工艺装置, 在生产过程中除可能发生化学腐蚀、电化学腐蚀外, 还可能发生氢腐蚀、氢脆和应力腐蚀开裂等一些特殊性的破坏。

2) 部分装置使用浓硫酸、氢氧化钠、氨水等碱性物质, 对皮肤和粘膜有刺激性和腐蚀性, 对设备、管道也具有腐蚀性。

3) 项目化工区装置中多处使用具有腐蚀性的物料, 如丙烯腈装置中原料液态氨、丁二烯抽提等装置中使用的液碱以及工艺气中的 H_2S 等都具有强腐蚀性, 对构筑物、管道、设备、仪表、电气设施可能造成腐蚀破坏, 影响安全生产。同时对人体皮肤、粘膜等组织有强烈的刺激和腐蚀作用, 如管线及储罐泄漏或破裂, 人员缺少防护, 皮肤接触到这些物质, 会造成化学灼伤。

10.1.4 噪声

本项目中产生连续噪声的设备有机泵、空冷器、加热炉、压缩机、鼓风机、挤压机、振动筛、磨煤机等。间断噪声源主要为火炬、安全阀和蒸汽放空。长期接触噪声对听觉系统产生损害, 从暂时性听力下降直至病理永久性听力损失, 还可引起头痛、头晕、耳鸣、食欲不振、心率不齐及高血压、心悸、睡眠障碍、神经衰弱, 降低脑力工作效率, 使人体疲劳。另外, 噪声干扰信息交流, 使人员误操作发生率上升, 影响安全生产。

10.1.5 粉尘危害

工艺装置定期装卸固体催化剂、硫磺及煤炭储存与输送均可产生粉尘。化工区中丙烯酸及酯桶装间及场地、MMA (甲基丙烯酸甲酯) 装置桶装间及场地、EVA (乙烯醋酸乙稀共聚物) 固体仓库、SAP (聚丙烯酸盐系) 固体仓库等区域均存在粉尘危害。

粉尘通过呼吸道侵入人体, 侵害呼吸系统, 引起咳嗽、胸痛、气短等。长期吸入粉尘, 肺部组织发生纤维化病变、硬化, 失去正常的呼吸功能, 能引起尘肺病。

粉尘职业接触限值见下表。

表 10.1-4 粉尘职业接触限值 (单位: mg/m^3)

序号	粉尘种类	时间加权平均容许浓度 (PC-TWA)	
		总尘	呼尘
1	煤尘	4	2.5
2	其它粉尘	8	-

10.1.6 灼、烫伤

高温设备主要包括反应器、塔器、换热器、蒸汽透平机组、加热炉和高温管道等。一旦接触高温设备、管道, 蒸汽或高温物料泄漏喷出都有可能造成烫伤。凡高温 (外表温度 $>60^{\circ}C$) 的设备及管道, 在人行通道处和经常接触处, 有可能发生烫伤事故。

高温对人体温调节、水盐代谢、循环系统、消化系统、神经系统等可造成适应性失调, 如不采取措施, 可造成高温危害。如在夏季高温作业环境中, 可引起工人中暑。

10.1.7 低温

本项目装置中存在极端低温操作环境，空分单元的生产过程在深冷条件下进行，冷箱是低温区；制氢线制冷冰机为低温甲醇洗提供冷量，含有液氧、液氮及液空的设备向外泄漏接触到人体会造成低温灼伤。乙烯装置中的丙烯制冷单元，其操作温度为-44℃左右；丙烯酸及酯装置中制备冰晶级丙烯酸，采用-20℃的乙二醇溶液做冷剂等。如果操作人员与低温液体接触，由于热传导率较高，会迅速冻伤皮肤组织；如果低温管线、阀门及一些低温物体表面未进行有效的隔热、防护，操作人员的皮肤如与之接触也会产生严重伤害。直接接触时，皮肤表面的潮气会凝结，并粘在低温物体表面上。由于皮肉组织含有水分，受冻后会变脆，很容易撕裂，并留下伤口。

此外，在某些不正常情况或事故时，一些常温管道或阀门，或者其他一些常温设备设施，意外接触低温介质，可能会出现脆裂现象，因此，作业人员除了可能与低温物质接触造成伤害外，还可能会遇到由于低温脆裂而造成的意外伤害。

10.1.8 高处坠落

装置和系统单元中存在高大设备框架、高位安装的阀门和管道等，操作人员需要定时巡视检查，或者进行阀门变换操作，因此，需要上钢梯、走平台，跨越管道，处于高处作业状态，存在着高处坠落伤害的危险性。

10.1.9 窒息危险性分析

在开停工过程中和大检修时要用氮气对设备进行置换和吹扫，氮气是窒息性气体，如果处理不当，如容器、塔器内氮气未置换干净，氮气阀未关严并未加盲板，未严格进行抽样分析，或分析不合格就贸然进入容器内作业，易发生人员氮气窒息死亡事故。窒息性气体还包括氢气。

10.1.10 静电危害

流体介质在输送、放空、泄漏、抽液、采样等过程中都可能产生静电。静电火花作为点火源可能引发火灾爆炸事故，静电放电时瞬间产生的冲击性电流也会对作业人员造成伤害。

10.1.11 容器爆炸、机械伤害

各类压力容器、管道，如果设备、管道因材质缺陷、设计不合理、制造焊接质量差、腐蚀等使其强度降低以及安全阀、压力表等附件失灵等，可能导致容器、管道发生爆炸。

生产装置的操作压力有多个等级，许多系统相互交错，部分设备、管道连通。若操作不当或控制失灵，就会发生高压窜入低压，导致设备、管道的超压爆炸。

机械转动设备主要泵、压缩机、风机、挤压造粒机、磨煤机、汽轮机等，若缺少可靠的防护措施，可能发生碰撞、辗绞、挤压等人身的伤害事故。

10.1.12 触电

电气线路、用电设备如产品质量不佳、绝缘性能不良或因运行不当、机械损伤、维修不善导致绝缘老化破损或设计、安装不规范，安全净距不足，或违章操作，均可能引发触电危险。如出现短路、过载、接触不良等，也可引发电气火灾危险。

10.1.13 工频电磁场

变压器工作时产生工频电磁场辐射，工频电磁场辐射可能导致人体的中枢神经系统、心血管系统、血液系统、免疫系统和生殖系统等出现器质性或功能性改变。对长期处于工频电磁场辐射的维修、巡检等作业人员，可能出现神经衰弱、记忆力减退、食欲不振、性机能减退、脉搏加快、血压偏高等症状，并伴有血象的轻微变化。

10.1.14 电离辐射

本项目中芳烃联合装置、EVA 等装置使用含放射源的料位仪表，放射源通常选用 Cs137 或 Co60，正常生产运行时，放射源位于有关设备或屏蔽箱内，操作人员巡检时接触较少，若设置的屏蔽设施不完善或损坏以及仪表检修、存放及运输过程中防护不到位，操作人员可能会受辐射伤害。

10.2 劳动安全卫生危害因素的防护与治理方案

10.2.1 选址及平面布置

10.2.1.1 选址

1) 本项目厂区位于石化产业园内，与周边工厂和设施的间距满足《石油化工企业设计防火规范》要求。

2) 本项目原油码头区位于连云港徐圩港区，符合《连云港港徐圩港区总体规划》及《连云港港徐圩港区控制性详细规划》。

10.2.1.2 平面布置

1) 厂区总平面布置及各装置区内平面布置执行《石油化工工厂布置设计规范》、《石油化工企业设计防火规范》和《建筑设计防火规范》等标准规范要求。

2) 厂区的平面布置在满足现行防火、防爆等安全规范的前提下，工艺装置尽量采取联合布置的方式，装置之间可以直接进料，以减少中间原料罐的设置。性质和功能相近的设施集中布置。与生产密切相关的辅助生产设施、原料油罐区紧邻工艺装置区布置。

3) 各装置之间, 装置内部的设备之间, 罐区以及油罐之间都留有相应的安全距离, 能保证消防及日常管理的需要。所有潜在的火源均分别布置, 并尽可能布置在有可能泄漏可燃物料场所的上风向。

4) 每个操作区至少有 2 个安全出口, 且每条通道上无障碍物, 以满足防火间距、消防通道、疏散出口和疏散距离的要求。厂区道路采取环形布置, 道路宽度、转弯半径和净空高度满足消防车辆的通行要求。

5) 生产装置、设备大部分为露天布置, 保持良好的通风条件; 装置内管架下的泵房、配电间等设有排风设备以保证良好的通风条件。

6) 厂区绿化充分贯彻因地制宜、有利生产、保障安全、美化环境、节约用地、经济合理的原则, 根据厂区的总图布置、生产特点、管网布局、消防安全、环境特征, 以及当地的土壤情况、气候条件、植物习性等因素, 合理选择抗污、净化、减噪或滞尘能力强的绿化植物。

7) 火炬远离装置区及管理区, 使其不受火焰辐射热的影响。

8) 码头平面满足《海港总体设计规范》和《装卸油品码头防火设计规范》要求。

10.2.2 工艺设计及控制

1) 采用先进可靠的工艺技术和合理的工艺流程, 设计考虑必要的操作弹性, 以适应加工负荷上下波动的需要。

2) 全密闭生产、密闭输送, 防止可燃物泄漏, 所有可燃、易燃易爆物料始终密闭在各类设备和管道中, 各个连接处采用可靠的密封措施。

3) 为防止液位过高或过低而影响装置的正常生产或危及其它设备的安全, 重要设备均设置液位高限或低限报警。关键设备的温度、压力、流量等主要参数设置超限报警信号和仪表联锁系统, 在生产过程中一旦出现不正常状态时, 可使单元局部或全部自动停车, 以防事故发生, 保证人身和设备的安全。

4) 为防止停电、停水、误操作及火灾事故引发设备和管道超压, 所有压力容器和压力管道系统均按规范设置安全阀, 安全阀排出烃类气体去火炬系统。工艺控制系统中具有联锁保护装置, 以确保在误操作或非正常生产状况下, 危险物料始终处于安全控制中。对可能超压的塔、容器等设备均设置安全阀, 形成统一的泄压系统。项目设火炬系统, 其能力可以满足可能的事故状态下排放物的处理量, 包括冷却水故障、供电故障、火灾等事故。

5) 烃类介质设备和管道低点排凝和采样均密闭排放至装置设置的污油罐, 定期送出装置。

6) 泵和压缩机出口设置止回阀, 以防止高压介质倒流造成事故。

10.2.3 设备安全措施

1) 对压力容器或设备的选型和设计严格执行有关国家标准。工艺装置及辅助生产设施的压力容器、压力管道的设计及制造分别符合《压力容器设计规范》、《工业金属管道设计规范》及其它有关的工业标准规范。为防止设备由于超温、超压发生事故, 在适当的位置安装泄压阀和连锁保护系统。

2) 所有压力容器使用的材料应遵循相关材料规定并为全新材料。直接焊至容器的各种非受压构件, 例如: 梯子和平台的预焊件、管架、支耳等, 如无特殊规定, 应与和它相连的受压元件的材料一致。重要的构件如: 补强板、加强圈等, 应与容器的材料一致。与容器内壁焊接的内部支撑环和支架应与容器内壁的材料一致。

3) 国内供货低温设备的低温冲击要求按 GB150 或相关国内标准。进口低温设备的冲击要求按 ASME 或相关国外标准。压力容器制造中的管子和管件应满足相关规范的冲击要求。非受压的和不与受压件相焊的内部构件没有冲击试验要求。

4) 压缩机采用半敞开式, 以减少可燃气体积聚而产生爆炸的危险。对危险介质的压缩机采用远程停车控制及远程关闭物料阀门等措施, 在发生事故时将可燃物料切断。

5) 对与大容量储罐相连接的泵, 其紧急截止阀安装在泵及设备的安全距离之外, 在发生事故时可进行远程紧急制动切断可燃物料。

10.2.4 自动控制措施及危险物料检测报警措施

1) 自动控制水平

(1) 本项目自动控制系统设计原则为先进、可靠、安全、分散控制、集中操作、集中管理, 实现控制、管理、经营一体化, 在自动控制水平和生产管理方面达到石化行业国内领先水平。

(2) 中心控制室(CCR)采用分散控制系统和现场总线控制系统(DCS/FCS), 对工艺装置、公用工程和油品储运进行集中操作、控制、监视和管理, 建立良好的生产操作控制层网络结构平台, 为工厂信息化管理提供实时的过程数据。

(3) 码头设置现场监控室, 对货物的装卸及油品的进出进行过程监控, 同时为海关监管提供实时数据和办公场所。

2) 分散控制系统和现场总线控制系统(DCS/FCS)

DCS/FCS 控制系统由控制站、操作站、工程师站、设备管理站、FF 总线及无线仪表接口设备等组成。各装置的 DCS/FCS 控制站均各自独立设置, 以保证各装置在

正常生产和开、停工过程中互不干扰，减少不必要的停工，控制站安装在现场机柜室。中心控制室根据装置和系统需求设置操作站、打印机、辅助操作台等设备。

3) 安全仪表系统(SIS)

根据盛虹炼化一体化项目的总流程规划，为了保证生产装置和工厂安全平稳的开停车和长周期、安全连续运转，保护操作和生产管理人员的安全、保护重要生产设备的安全，应设计完善的、不同层次的、符合防爆和安全等级的、高可靠性的、操作方便又便于维护的紧急停车及安全保护系统(ESD&SIS,下称 SIS)。

所有 SIS 均独立于 DCS 单独设置。装置 SIS 采用冗余或冗余容错的可编程逻辑控制器 (PLC)。

SIS 与 DCS 之间采用通讯方式连接，重要的报警、联锁信号用硬线连接到 DCS。各 SIS 系统停车信号均连接到总调度室，以便在装置发生事故时及时调整生产。

由于各工艺装置均设置了物料缓冲罐，所以暂不考虑上下游装置之间的联锁。

4) 压缩机控制系统 (CCS)

根据生产装置的实际需要，设置压缩机控制系统 (CCS)，完成压缩机的调速、防喘振控制、负荷控制、解耦、过程控制、联锁保护等功能，并与装置的 DCS/FCS 进行通讯。机组控制系统的控制站设置在现场机柜室 (FAR)。对于机组控制较简单的装置 (如往复式压缩机)，机组的监控由装置的 DCS/FCS 完成，机组的安全联锁保护由 SIS 完成。

5) 可燃气体有毒气体检测系统

在各工艺装置区内，按规范要求设置必要的可燃性气体/有毒气体检测器 (现场 GAS 检测器带声光报警功能)，并在控制室内对可燃性气体/有毒气体的浓度进行集中监视和超限报警设置。根据需要在装置区设置一定数量的 FIRE(火灾)检测器。GAS 检测器和 FIRE(火灾)检测器构成 F&GS 安全检测系统，本项目 F&GS 系统利用 DCS 的硬件资源 (独立卡件) 设置。

10.2.5 电气仪表安全措施

- 1) 本项目电源引自石化产业园已建的 220kV 总降压站。
- 2) DCS 系统、SIS 系统、F&G 系统、电视监控系统设置 UPS 不间断电源，蓄电池备用时间为 30 分钟。
- 3) 重要场所的应急照明由 EPS 供电或采用自带蓄电池的应急灯。
- 4) 厂区和码头按照《建筑物防雷设计规范》、《石油化工装置防雷设计规范》、

《交流电气装置的接地设计规范》和《港口防雷与接地技术要求》，设置有工作接地、保护接地、防雷击、防静电接地系统。

5) 生产装置、罐区的爆炸危险区域划分执行《爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范》GB50058-2014，危险区内各类电气设备均选用相应防爆等级的产品。电缆敷设及配电间的设计均考虑防火、防爆的要求。为了将突然停电引发事故的危险降至最低，供电系统采用双电源供电方式。控制系统的电源采用不间断电源（UPS）。紧急电源线及仪表电缆线布置在地上危险区域时，采用相应级别的电缆电线。装置、罐区及油品装卸区，均按《建筑物防雷设计规范》GB50057-2010 和《石油化工静电接地设计规范》SH3097-2000，设防雷击、防静电系统。操作和设备维修工人在进入生产区时要穿戴棉织和不产生静电的工作防护服。

6) 本项目所用仪表按所处区域的防爆等级选用本安型或隔爆型仪表。

7) 根据《石油化工静电接地设计规范》（SH3097-2000）对装置内可能产生静电危害的物体采取静电接地措施。工作接地、保护接地、防雷接地、防静电接地共用一套接地系统。

8) 为了防止静电产生，对于工艺管线要求采取接地措施。例如法兰之间跨接，并要求地上管网系统每隔一定的距离应与接地干线或专设的接地体相连接。对于防爆区的设备和非防爆区的关键设备也采用静电接地保护。装置、罐区及码头内所有正常不带电的金属外壳、电缆桥架及爆炸危险区域内的工艺金属设备均可靠接地。

9) 可燃气体、液态烃、可燃液体管道在进出界区处，设置静电接地设施，及时消除油品在生产过程中集聚的静电危害。

10) 根据《建筑物防雷设计规范》（GB50057-2010）对区域内的建、构筑物进行防直击雷和雷电感应的设计。

10.2.6 电信、报警

本项目根据生产操作、防火监视、安全保卫及管理的需要，设置有火灾报警系统、电视监视系统、扩音对讲系统、无线通信系统。

在装置和罐区周围设置手动火灾报警按钮，区域控制中心，变电所及配电站和仪表机柜间等重要的建筑物内设置火灾自动报警系统。火灾报警控制主盘设于控制中心，火灾报警复盘设在厂内消防站。

10.2.7 防火、防爆、防毒及防噪声

10.2.7.1 防火、防爆

1) 为保证装置开停工及检修的需要，在有关设备和管道上设置了固定式或半

固定式吹扫接头；在进出装置边界的主要工艺管道上设置三阀组。

- 2) 公用工程管道与易燃易爆介质管道相接时，设置三阀组或止回阀和盲板，以防止工艺介质倒串。
- 3) 加热炉的每台燃烧器均装有长明灯，加热炉燃料气管网上设有阻火器防止回火引起爆炸。
- 4) 加热炉设置灭火蒸汽管，并根据具体情况适当的设置防爆门。
- 5) 对于含油污水系统设置水封措施，防止火灾蔓延。
- 6) 凡在开、停工、检修过程中，可能出现有害流体泄漏，漫流的设备区周围，均设有不低于 150mm 的围堰。
- 7) 装置四周设置环形消防车道，装置内设有贯通式消防通道，并按规范设有消火栓、水炮、消防蒸汽管线、软管站及灭火器等消防设施用于火灾扑救。
- 8) 装置爆炸危险区域的划分和电力设备的选型及安装，遵循《爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范》，在爆炸危险场所的电器设备均选用相应等级的防爆电器，如防爆电钮、防爆照明灯、防爆电机等。
- 9) 为防止停水、停电、误操作及火灾事故引发设备超压，所有压力容器和压力管道均按规范设置安全阀。
- 10) 为防止液位、温度、压力过高或过低影响装置的正常生产或危及设备、人员的安全，重要的设备均设有液位、温度或压力高、低限报警。
- 11) 钢结构、设备支座和裙座设置防火涂层。
- 12) 油品罐组四周设防火堤。
- 13) 本项目内各个单元的建筑物的防火安全设计，执行《建筑设计防火规范》GB50016-2014 和《石油化工企业设计防火规范》GB50160-2008。根据各建筑物的功能、所处位置确定相应的耐火等级，并按国家标准设置安全出口和疏散距离。装置区操作平台和通道的设置，满足人员紧急疏散和消防的要求。
- 14) 各单元的钢结构表面应按《石油化工企业设计防火规范》GB 50160-2008 的要求设置防火保护层，防火保护层耐火极限不小于 1.5 小时。
- 15) 各单元中，对有可能发生爆炸的厂房，尽量采用敞开或半敞开式建筑物，并设有足够的泄爆面积或采用轻质屋顶、轻质墙体。
- 16) 土建部分满足《建筑设计防火规范》GB 50016-2014 的要求，主控制室及有防爆要求的墙体设计为防爆墙，对有防爆要求的地板采用不发生火花水泥地面，控制室内设计为抗静电地板。散发爆炸危险性粉尘的场所，采取防止粉尘扩散和飞

扬的措施，地面应平整、光滑。在变配电所设置事故通风设施。

17) 可燃液体物料储罐均设有防火堤。防火堤的设计及堤内容积均执行《石油化工企业设计防火规范》GB50160-2008 和《储罐区防火堤设计规范》GB50351-2005。

10.2.7.2 防毒

1) 物料的加工、储存、输送过程均采用密闭的方式，避免操作人员的直接接触，减少对人员的危害。

2) 管线和设备连接处选用适当垫片，加强密封。

3) 生产技术采用机械化和自动化生产，采用集散型控制系统（DCS）对生产进行集中监视、控制及管理，操作人员大多数时间在控制室用仪表控制，实现远距离操作，避免直接接触。

4) 安全阀泄放的有毒、有害气体密闭排放火炬系统。

5) 含有毒介质的采样均设置密闭采样器，防止有毒物料的跑冒滴漏对操作人员产生危害。

6) 结合工艺设备的布置情况，在装置内有毒物质易泄漏区域的明显位置设置风向标志；并在其出入口的醒目位置设置危险标牌，提醒人们注意。

10.2.7.3 防噪声

1) 设计中严格执行《工业企业设计卫生标准》GBZ 1-2010、《工业企业噪声控制设计规范》GB 50087-2013 的规定，选用低噪声设备，并采取必要的隔声和消声措施如加设隔声罩、消音器等，还设有隔音操作室供值班用。并配备有耳塞、耳罩等劳保用具集中管理，供操作人员使用。使工作场所噪声水平满足《工业企业噪声控制设计规范》GB 50087-2013 的要求。

2) 设计中优先选用低噪声设备，同时采用减振、消音、局部加设隔声罩、设置现场隔声操作室等措施。各装置的设备都将考虑降噪及减振措施。主要压缩机采用防噪声罩或隔音室，噪声较大的气体排放口安装消音器，各区域的噪声水平将满足规范要求。

3) 内操人员在隔声控制室内操作，外操人员巡检时佩戴耳罩或耳塞。采取以上措施可以保证工作人员 8 小时接触噪声符合规范要求。

10.2.8 防尘、防腐蚀

1) 粉尘的防护主要是在容易产生粉尘的过程中注意密闭操作，提供良好的自然通风条件。

- 2) 空气中粉尘浓度超标时, 工人操作要配备足够的安全防护设施。
- 3) 在有爆炸危险的场所使用防爆型的通风系统和设备。搬运时要轻装轻卸, 避免产生粉尘和防止包装及容器损坏。
- 4) 正常生产时催化剂在设备中密闭操作, 不会对操作人员产生危害。在装卸催化剂、硫磺和聚丙烯包装时作业人员配戴防尘器具等个人防护用品。
- 5) IGCC 装置在易产生扬尘的场所, 均按照《工业企业设计卫生标准》和《火力发电厂输煤系统煤尘治理设计技术暂行规定》等有关标准、规定进行除尘设计, 使含尘浓度控制在允许范围内。
- 6) 涉及腐蚀性物质的生产过程设计为管道输送, 自动化密闭操作, 避免作业人员直接接触。

10.2.9 防高温灼伤和低温冻伤

- 1) 按《石油化工企业职业安全卫生设计规范》的要求, 表面温度超过 60℃ 的设备和管道, 距地面或工作台高度 2.1m 以内, 距操作平台 0.75m 以内设防烫伤隔热层。
- 2) 对可能产生低温危害的设备和管道采取保温设施。
- 3) 在工人有可能身体接触的高温或低温设备和管线处设人身防护, 并设置明显的防高温或低温的警示标识, 以提醒操作人员小心操作, 防止烫伤或冻伤。
- 4) 当室外气温 $\geq 37^{\circ}\text{C}$ 时外出操作或巡检人员要做好局部降温和综合防暑措施。
- 5) 取样口高度离操作人员站立地面不宜超过 1.3m。

10.2.10 抗震、抗爆设计

- 1) 抗震设防烈度为 7 度, 基本地震加速度为 0.1g。抗震设防分类按《石油化工建(构)筑物抗震设防分类标准》GB50453 执行, 建筑物和构筑物的地震作用和抗震措施符合《建筑抗震设计规范》GB50011 和《构筑物抗震设计规范》GB50191 要求。
- 2) 有爆炸危险的建筑物设计考虑轻型屋面及满足泄爆面积标准要求的门窗。
- 3) 重要性及人员集中建筑首先从总图布置上远离爆炸危险源, 必要时进行抗爆设计, 保证室内人员和重要设备在意外情况下的安全。

10.2.11 采光、照明与通风

- 1) 建筑物充分利用自然光源, 当自然光源不能满足照度要求时辅以人工照明。采光和照明满足《建筑采光设计标准》和《建筑照明设计标准》要求。
- 2) 主要通道及操作岗位均设置照明设施, 重要部位设有应急照明设施, 照明亮

度符合规范要求。

3) 大多设备、管线、机泵和储罐均露天布置，各类厂房以自然通风为主，在中心化验室及环保监测站、除盐水处理站、循环水场加药间和泵房、净化厂加药机和泵房，污水处理场加药间和厂房、变电所、硫磺成型包装厂房、聚丙烯挤压造粒厂房、化学品仓库等建筑物内设有机械通风设施。

4) 在有可能聚集可燃气体和有毒气体的建筑物内设置换气设备，换气量按《石油化工采暖通风与空气调节设计规范》SH3004-2011的规定进行计算确定。

5) 在中心控制室和现场控制室设有恒温恒湿新风空调系统，保证仪表的正常运行及操作人员的工作环境满足标准要求。空调系统设置过滤器、新风净化机等设施满足室内的清洁卫生要求。

6) 机柜间、控制室的新风入口处，分别设置可燃/有毒气体传感变送器，并与可燃、有毒气体报警系统连锁。当室外可燃气体浓度超标报警时，系统连锁关闭阀门。

10.2.12 防工频电磁场和电离辐射

1) 变压器布置在单独房间内，设置屏蔽网（罩）等设施 and 警示标识，以防止无关人员进入。

2) 设计选用符合放射防护要求及带有电离辐射标志的含放射源仪表，在含放射源仪表的附近设置安全警示标志，在仪表检修、存放及运输过程中严格执行国家有关规定，使工作人员所受辐射的年剂量当量符合规定的要求。

10.2.13 消防设计

在装置区，消防水是最为有效的火灾控制手段。当火灾发生时，用水对相邻构筑物及设备进行冷却，防止火势的进一步蔓延，直到切断可燃物料、火灾熄灭，尽可能将损失减至最小。装置区域设有稳高压消防水管网，沿区域内装置四周环形布置，高压消防水管道上设有消火栓和消防水炮，供装置消防用水。消火栓沿道路敷设，间距不超过 60 米。消防水炮与被保护设备的外壁之间的间距不小于 15m，其布置能够对反应器、容器、及其它高大设备进行火灾控制。各装置按《建筑灭火器配置设计规范》GB 50140-2005 设置小型灭火器。

罐区由于储存大量的可燃物料，因此是消防设计中的重点。泡沫灭火是较为常用和有效的灭火方法，灭火的同时对临近储罐进行水冷却。在存储可燃物料的拱顶和内浮顶罐上装有固定或半固定泡沫灭火装置。

项目的主要的消防设施有：消火栓及消火栓箱、消防炮、消防冷却水系统、水

喷雾及自动喷水灭火系统、泡沫灭火系统、蒸汽灭火系统等，同时在厂区内设置足够数量的手提式及推车式干粉灭火器，在中心控制室、仪表机柜间等精密仪器室内设置手提式及推车式二氧化碳灭火器，便于快速应急使用，有效地扑救初期火灾。

10.2.14 个体防护用品和气防站

1) 各单元采取密闭系统设计，正常操作下，工作环境符合《工业场所有害因素职业接触限值》(GBZ2-2007)的要求。在可能接触有毒物质，引起灼伤、刺激伤害皮肤的区域，设事故淋浴洗眼器，由生活饮用水保证其水的供应。根据生产现场各操作岗位的需要以及发生意外事故时采取紧急处理措施的需要，由建设单位配备必要的个人防护用品，如：工作服、工作鞋、手套、耳塞/耳罩、口罩、安全帽、防护眼镜、防毒面具、空气呼吸器、防护服、便携式气体检测仪等。

2) 根据《工业企业设计卫生标准》要求，在厂区设置气防站，负责全厂有毒有害气体中毒、窒息事故的预防及救护工作。气防站配备有技术人员、气防队员等专职和兼职人员，并配置有专业的气防设备。

气防站与消防站合建，主要功能用房包括气瓶间、充气间、器材室、资料室、维修室、气防救援车库，其它办公室、值勤宿舍、会议室、更衣室、淋浴间、盥洗间及厕所等辅助用房与消防站合并考虑。炼油及化工气防站各配置气防车 1 辆。

3) 在正常生产过程中，生产中释放的介质一般在短时间内不会造成急性中毒，但如果一旦发生事故，应根据现场实际情况按安全预案进行紧急处理，为及时通知员工处理事故并组织无关人员紧急撤退，装置区内设有警铃和警笛。参加抢救工作人员必须佩戴防毒面具和呼吸器以及防护服，确保人身不受到危害。一旦发生人员中毒时，将采取相应急救措施。

10.2.15 辅助设施的设置

本项目生活辅助用室严格按照《工业企业设计卫生标准》(GBZ1-2010)的要求，并根据工业企业生产特点、实际需要和使用方便的原则设置辅助用室，项目在厂区综合办公楼、中心控制室、现场机柜间等建筑物中设置有浴室、更/存衣室、盥洗室、休息室、卫生间等。

10.2.16 事故水储存设施

为防止污染事故，本工程设事故水储存设施(厂区事故水池 2 座，总有效容积为 37000m³；库区事故水池 1 座，有效容积为 6000m³)。发生事故时，泄漏的物料、消防废水及污染的雨水等，通过雨水系统收集到事故水池，待事故结束后再送至污水

处理场处理。储罐发生事故时，物料、消防废水暂存在防火堤内，待事故结束后再作处理。

10.2.17 其他

1) 为防止事故时有毒、有害物质对人的伤害，装置在有毒、有腐蚀性介质的设备附近设紧急事故淋浴设施及洗眼器，以便发生事故时工人及时进行冲洗。

2) 在生产区域高处安装风向标，风向标的位置及高度应便于本厂职工观察，同时备有事故照明，利于发生泄漏事故时，现场人员根据风向迅速脱离毒物污染现场。

3) 需要经常操作、检查的设备设有操作平台、梯子及操作保护栏杆，在大型平台和框架设有扶手，围栏和护栏等，在易滑倒的通道、地面采取防滑措施。平台、梯子和护栏符合《石油化工企业职业安全卫生设计规范》和《固定式钢梯及平台安全要求第 1 部分钢直梯；第 2 部分钢斜梯；第 3 部分工业防护栏杆及钢平台》要求。

4) 本项目设计使用的安全标志和安全色执行《安全色》GB2893-2008 和《安全标志》GB2894-2008。对项目可能造成的职业危害有中毒、职业性皮肤病和噪声等。根据装置危险、危害因素分析，结合工艺设备、罐区的布置情况，建设单位应该按照相关标准规范的要求，在装置内危险、有毒、有害部位/场所设置名类安全标志及文字说明。包括禁止标识、警告标识、指令标识和提示标识。并在必要部位设置警示线、警示语句和告知卡。

5) 在醒目位置设置公告栏，公布有关职业病防治的规章制度、操作规程、职业病危害事故应急救援措施和工作场所职业病危害因素检测结果。存在或者产生职业病危害的工作场所、作业岗位、设备、设施，按照《工作场所职业病危害警示标识》(GBZ158) 的规定，在醒目位置设置图形、警示线、警示语句等警示标识和中文警示说明。警示说明应当载明产生职业病危害的种类、后果、预防和应急处置措施等内容。

6) 存在或产生高毒物品的作业岗位，按照《高毒物品作业岗位职业病危害告知规范》(GBZ/T203) 的规定，在醒目位置设置高毒物品告知卡，告知卡应当载明高毒物品的名称、理化特性、健康危害、防护措施及应急处理等告知内容与警示标识。

10.3 安全卫生专项投资

本项目设计中劳动安全卫生设施的投资概算主要包括：事故预防设施、防止事故

扩大设施、检测装置和报警设施、消防设备、工业卫生设施（含防毒面具、冲洗设施等）、安全专用通讯设施、事故应急装备和设施等方面。劳动安全卫生专项投资总计约占项目工程费用的 5%。

10.4 预期效果

本项目在劳动安全卫生设计中充分贯彻了“安全第一，预防为主”的方针，对生产过程中存在的职业安全卫生危险、危害因素进行了全面地分析，明确了本项目中主要的危险、危害因素是防火、防爆、防毒等，做好本质安全设计，针对各种危害因素，在设计中拟选用成熟可靠的工艺过程，在设备选材上考虑了防腐性能，在仪表、电气设备选型上考虑了符合防爆危险区等级的要求。各装置设置安全泄压系统、设置完善的消防设施、火灾报警系统、可燃气体和有毒气体检测系统、供电安全、防静电接地、防雷、防尘、防噪等措施。在可能接触到有害物质而引起烧伤、刺激或伤害皮肤的区域内,均设置紧急淋浴器和洗眼器。设计满足国家、行业、地方各项相关的规范标准要求。

11 消防

11.1 消防水系统

11.1.1 消防水源及依托条件

本项目消防水源由园区提供原水，由本项目新建净水场处理后提供。

本项目设置消防水泵站 4 座，分别为不同区域（炼油区、化工区、IGCC 区、仓储区）提供消防水服务。1#、2#、3#消防水泵站主要为炼油区、化工区、IGCC 区服务，4#消防水泵站主要为仓储区服务。

现有消防站情况如下：

1) 园区现有消防站 1 座，该消防队为徐圩新区专职消防队，全队 30 人。消防车 3 台：斯太尔 12 吨水罐消防车、斯太尔 12 吨泡沫消防车（9 吨水 3 吨泡沫）、五十铃 3 吨水罐消防车。

2) 盛虹石化现有消防站 1 座，消防队现有车辆 7 台，分别有 21 吨泡沫消防车（9 吨水、12 吨泡沫）、12 吨泡沫消防车（6 吨水、6 吨泡沫）、10 吨泡沫干粉连用车（4 吨水、4 吨泡沫、2 吨干粉）、32 米高喷车（4 吨水、2 吨泡沫）、气防车、消防指挥车、物资搬运车，4 台消防车底盘为中国重汽斯太尔底盘。消防队人员配置 50 人。分别为 6 个班，每班 7 人，接警员 4 人，大队长 1 人，战训主管 1 人，防火工程师 1 人，文员 1 人。目前随着装置的建设进展情况已制定抢险救援预案 41 套。

11.1.2 消防水量

本项目规划总占地为 612.83 公顷（不含火炬辐射热控制区，辐射热控制区与园区公用，由业主和园区协商具体控制措施），其中炼油化工厂区占地为 471.39 公顷，厂外火炬设备及管廊带占地为 19.98 公顷，仓储区占地为 96.33 公顷，铁路装卸站占地为 25.13 公顷。

根据《石油化工企业设计防火规范》，厂区同一时间内的火灾处数按 2 处考虑。

炼油区、IGCC 区：

最大消防水量为液化气罐区（3000m³球罐）发生火灾时，消防用水量 600L/s，火灾延续供水时间 6h，一次消防用水量 12960 m³，另一处为辅助生产设施，消防用水量 50L/s，火灾延续供水时间 2h，一次消防用水量 360 m³，消防水量按 650L/S 设计。

化工区：

最大消防水量为乙烯装置发生火灾时，消防用水量 600L/s，火灾延续供水时间

3h, 一次消防用水量 6480 m³, 另一处为辅助生产设施, 消防用水量 50L/s, 火灾延续供水时间 2h, 一次消防用水量 360 m³, 消防水量按 650L/S 设计。

仓储区:

最大消防水量为(30000m³ 航煤罐/国 V 柴油罐)发生火灾时, 消防用水量 500L/s, 火灾延续供水时间 6h, 一次消防用水量 10800 m³, 消防水量按 500L/S 设计。

11.1.3 消防水储量

为提高消防供水的安全性, 炼油区、化工区、IGCC 区、仓储区的一次消防用水量均按 20000m³ 考虑, 设 2 台消防水罐, 每台消防水罐有效容积为 10000 m³。

11.1.4 消防水泵站

本项目新建消防水泵站 4 座。其中 3 座位于厂区, 主要为炼油区、化工区和 IGCC 区服务; 另一座位于仓储区, 主要为仓储区服务。

炼油区、化工区、IGCC 区消防水泵站的消防供水能力为 650L/S, 供水压力 1.2MPa, 消防水储量为 20000m³, 设 2 台消防水罐, 每台消防水罐有效容积为 10000 m³。

仓储区消防水泵站的消防供水能力 500L/S, 供水压力 1.2MPa, 消防水储量为 20000m³, 设 2 台消防水罐, 每台消防水罐有效容积为 10000 m³。

全厂消防水系统为稳高压消防水系统, 环状供水。三区域消防水管网为独立系统。

11.2 泡沫混合液系统

根据罐区平面布置, 分区域设置泡沫站, 分别为不同区域罐区火灾时提供泡沫混合液灭火服务。

每座泡沫站站均设置 2 套平衡压力式泡沫比例混合装置(水轮机驱动)。泡沫液采用 3% 水成膜多功能泡沫液。

11.3 消防管网

本项目根据装置(单元)组成及其特点, 消防管道系统划分为 2 个系统。

a) 消防给水管道系统

消防给水由新建消防水加压泵站供给, 采用独立的稳高压消防给水管道系统, 环状布置。消防给水系统管道工作压力 0.7~1.2MPa (G)。供给本工程的生产装置区、罐区及辅助生产区等火灾时消防冷却给水及配置泡沫混合液用水。

b) 泡沫混合液管道系统

由各自泡沫站供给泡沫混合液, 为各自相应服务的罐区提供泡沫混合液灭火服

务。泡沫混合液管网采用树枝状布置，系统管道工作压力 1.0~1.2MPa (G)。

11.4 生产装置消防设施

11.4.1 消防水系统

1) 消防水量

炼油装置消防用水量按 450L/s 考虑，火灾延续供水时间不小于 3 小时，一次消防用水总量不小于 4860m³。采用独立的稳高压消防水系统，由厂区稳高压消防供水系统供给。

化工装置消防用水量按 600L/s 考虑，火灾延续供水时间不小于 3 小时，一次消防用水总量不小于 6480m³。采用独立的稳高压消防水系统，由厂区稳高压消防供水系统供给。

2) 地上式消火栓

为方便移动消防设施取水灭火，在装置内的沿消防道路的一侧敷设消防水管道，并在消防水管道上设置地上式消火栓，消火栓的间距不超过 60 米。

3) 固定式消防水炮

在工艺装置内甲、乙类可燃气体、可燃液体设备的高大构架和设备群设置固定式手动消防水炮进行保护。水炮喷嘴为直流-水雾两用喷嘴，水炮距被保护对象不小于 15m，且保证被保护对象在其射程范围内。

4) 消防软管卷盘

在工艺装置内加热炉、甲类气体压缩机、介质温度超过自燃点的泵及换热设备、长度小于 30m 油泵房附近等重要设施设置消防软管卷盘（消防软管卷盘喷嘴为直流喷雾混合型），以便岗位人员及时对设备进行冷却，用于控制局部小火。

11.4.2 其它消防设施

1) 消防给水竖管

按《石油化工企业设计防火规范》要求，在高于 15 米的甲、乙类设备框架平台敷设半固定式消防给水竖管。

2) 蒸汽灭火系统

按《石油化工企业设计防火规范》要求，在装置各部分设置蒸汽灭火软管；立式设备的平台和多层框架平台上设半固定式灭火蒸汽接头，加热炉设置固定式蒸汽灭火系统。

3) 小型灭火器设置

根据《石油化工企业设计防火规范》和《建筑灭火器配置设计规范》，装置内设置了推车式和手提式小型移动式灭火器，便于快速应急使用。

11.5 罐区消防设施

1) 对罐壁高于 17m 的储罐或单罐容积等于或大于 5000m³ 的储罐、容积等于或大于 2000 m³ 的低压储罐，采用固定式消防冷却水系统进行冷却，其余可采用移动式冷却系统。

2) 所有球罐采用固定式消防水系统进行冷却，喷淋系统采用水雾喷头。

3) 采用低倍数泡沫灭火系统，对单罐容积等于或大于 10000m³ 的非水溶性可燃液体储罐、单罐容积等于或大于 500m³ 的水溶性可燃液储罐均采用固定式泡沫灭火系统，其余储罐可采用半固定式或移动式泡沫灭火系统。

4) 在各罐组四周消防水环状管网上设置地上式消火栓，间距不超过 60m。消防水环状管网上设置阀门，将管道分成若干独立管段，每段消火栓的数量不超过 5 个。当某个环节发生事故时，消防水管道其余环段仍能通过 100% 的消防用水量。

5) 根据《石油化工企业设计防火规范》和《建筑灭火器配置设计规范》等标准的要求，在各罐组内按照规范设置推车式干粉、泡沫灭火器、手提式干粉和泡沫灭火器，以保证扑救初期火灾和零星火灾。

11.6 建构筑物消防

11.6.1 全厂性主要建筑物消防

1) 建筑物的防火设计应严格按《建筑设计防火规范》(GB50016-2014) 及《石油化工企业设计防火规范》(GB50160-2008) 的相关规定执行。

2) 有火灾爆炸危险的厂房，应尽可能采用开敞式或半开敞式建筑。

3) 有爆炸危险的甲、乙类厂房应设置泄压设施，泄压设施的设置应按《建筑设计防火规范》(GB50016-2014) 的相关规定执行。

4) 散发较空气轻的可燃气体、可燃蒸气的甲类厂房，宜采用轻质屋面板的全部或局部作为泄压面积。散发较空气中的可燃气体、可燃蒸气的甲类厂房以及有粉尘、纤维爆炸危险的乙类厂房，应采用不发火花的地面。

5) 中心控制室及装置现场机柜间应采用抗爆结构设计，具体按规范《石油化工控制室设计规范》(SH/T3006-2012) 及《石油化工控制室抗爆设计规范》(GB 50779-2012) 的相关规定执行。

6) 办公室、休息室等不应设置在甲、乙类厂房内，当必须与此类厂房贴邻建造

时，其耐火等级不应低于二级，并应采用耐火极限不低于 3.00h 的不燃烧体防爆墙隔开和设置独立的安全出口。

- 7) 硫磺仓库、中心控制室、检维修厂房及管理用房等设置消火栓。
- 8) 中心控制室、机柜间、变电所均设置手提式二氧化碳灭火器。
- 9) 硫磺仓库、检维修厂房及管理用房等均设置手提式磷酸氨盐干粉灭火器。

11.6.2 钢结构防火

1) 钢结构的耐火涂层设置范围根据主体专业要求或按《石油化工企业设计防火规范》(GB50160-2008)中相关规定执行。

- 2) 耐火涂层采用无机厚涂型钢结构防火隔热涂料，耐火时间不小于 1.5h。

11.7 危险物料泄漏检测及控制措施

11.7.1 可燃气体、有毒气体的检测和报警

为保证装置生产管理人员及装置的安全和保护环境，将设置火灾（FIRE）和可燃/有毒气体（GAS）监测系统（下称 F&GS）。

F&GS 采用现场检测信号接入 DCS 系统专用的控制器及卡件来实现。

各装置根据工艺需要，在可能有可燃气体或有毒气体泄露的地方设置可燃气体或有毒气体探头，在可能有火灾发生的地方设置火焰检测探头及烟雾检测探头。

每套工艺装置均设置 F&GS 系统，其系统的控制、处理单元与 DCS 共用，操作单元及人机界面（共用 DCS 操作站）设置在中心控制室。控制单元与中心控制室之间采用通讯方式连接。

各装置的现场机柜间单独设置可燃气体检测探头及烟雾检测探头，硬线连接到 DCS 机柜。

11.7.2 可燃液体及消防排水控制措施

为了防止火灾蔓延，在装置内的机泵、冷换设备等区设置围堰，围堰高度不低于 150mm，围堰内的设备排污及机泵冷却排出的含油污水出口均设置水封，水封高度不小于 250mm。装置含油污水总管出装置前设置水封井。

为防止污染事故，设事故水防控储存设施。发生事故时，泄漏的物料、消防废水及污染的雨水等，通过雨水系统收集到事故水池，再送至污水处理场处理。储罐发生事故时，物料、消防水暂存在防火堤内，待事故结束后再作处理。

11.8 全厂火灾报警系统

为减少火灾带来的危害，除厂区内设立“119”火灾报警专用电话号码，自动电话

用户均可拨“119”进行火灾报警外，本工程还设置火灾自动报警系统。

火灾自动报警系统采用基于微处理器的总线寻址式系统，系统由集中报警控制器、区域报警控制器、区域显示器、烟感温感自动传感器、手动报警按钮、蜂鸣器、警笛和相关设备例如电池，电池充电器等组成。

火灾报警控制器可实现区域联网，能实现无主从方式的对等网络架构，每台控制器均可显示网络内所有设备的工作情况。可以实现多机冗余备份，当网络内一台主机发生故障，可由其它控制器接管。

在全厂管控中心设置火灾集中报警控制器，监视全厂火灾情况，消防站同步显示，并在全厂管控中心和消防站设置模拟屏。在机柜间、办公楼、分析化验室及环保检测站、仓库等建筑物内设火灾区域报警控制器，这些控制器与全厂管控中心控制器组成令牌环网。

在全厂火灾危险性较大或较重要的民用建筑和工业建筑内设火灾探测器和消防手动报警按钮。在变配电所电缆夹层的电缆桥架内采用线型感温电缆。在油罐上采用光栅光纤温度探测器。在生产装置区和主要道路旁设消防手动报警按钮，处于爆炸危险区域的手动报警按钮为防爆型。

火灾报警控制器可以和消防设施实现联动。消防设施包括但不限于气体灭火系统，并与建筑物内空调系统联动，关闭空调系统防火阀、新风机组等连锁设备。

在消防站内设一套有线广播系统，值班人员可通过广播系统迅速通告火情，组织消防队员执行消防任务。

火灾应急广播系统，主设备设置在全厂管控中心主机房。在全厂管控中心、办公楼、分析化验室及环保检测站、总变电所等建筑物楼道、门厅等处设置吸顶或壁挂扬声器，平时可以为建筑物提供背景音乐，紧急状态下提供应急广播的功能。

11.9 扩音对讲系统

本工程大多数为高噪声环境（70~110dB(A)），无固定操作岗位，为满足控制室与装置区巡检人员之间、巡检人员与巡检人员之间的联系，设置扩音对讲系统。扩音对讲系统的设置根据工艺生产要求配置话站及扬声器等。

扩音对讲系统主设备设置在全厂管控中心主机房内。根据全厂生产控制及管理的组合方案将扩音对讲系统相应地配置成若干个相互独立的单元或组别。

在各个装置区、公用工程、辅助设施设置扩音对讲终端设备；每个单元或组别设置一个分控台，实现对本组人员呼叫的功能；主控台设置在全厂管控中心和消防站，实现紧急呼叫和全厂呼叫的功能。

11.10 电视监视系统

电视监视系统分为工艺生产监视和安全监视互相独立的两套管理体系。系统为集中监视、集中控制、分散布置监视点的树形网络方式。电视监视系统能连续开机工作。控制柜的设置根据摄像机数量、备用量、监视器配置来考虑输入、输出视频回路数。

电视监视系统采用数字矩阵控制系统和高清数字视频系统。每个摄像机具有自动光圈控制、变焦镜头和电动云台；其角度及焦距等均可由相应控制中心控制。监控设备采用集监视控制于一体的视频管理系统，系统的控制设优先级，系统控制信号采用总线方式。

1) 工艺生产监视系统

工艺生产监视系统用于监视生产装置和公用工程的生产情况、设备运转状态和危险情况。

主机及录像设备设置在全厂管控中心主机房，视频管理系统设置在全厂管控中心操作室，其控制管理功能的设置由全厂管理体制决定。

2) 安全监视系统

安全监视系统用于门卫保安和非生产性的安全监视。监视设备设置在全厂管控中心、办公楼、分析化验室及环保检测站、消防站、机柜间、变电所及主要出入口、围墙及安全保密、不得随意出入的地方。

主机及录像设备设置在全厂管控中心主机房，视频管理系统设置在主守卫室。

11.11 消防站

本工程设消防站 3 座，分别设置炼油区、化工区和库区。

消防站距服务范围内的最远距离在 2.5 公里范围内，行车距离在 5min 内。

炼油区、化工区消防站与气房站合建。

消防站主楼车库正门面向消防道路布置，距离道路边不小于 15m，并设有不小于 2%的坡度坡向道路。

消防站主楼为二层建筑，主要包括：消防车库、值勤宿舍、通讯室、器材库、淋浴更衣、办公室等。

消防站设置有接受火灾报警的设施和通讯系统，消防控制室、消防站、消防水泵站之间设置火灾专用直通电话。

车库和执勤宿舍设有警铃，且车库前场地一侧安装有车辆出动的警灯和警铃。

通讯室、车库、值勤宿舍以及公共通道处设有事故照明。

炼油区、化工区消防主站的车辆配置均如下：

表 11.9-1 消防车配置

车型	介质	数量	人员配置	备注
大型泡沫消防车	水/泡沫液	3	5 人/辆	6.0/8.0t
大型干粉-泡沫联用车	干粉/泡沫	1	5 人/辆	2.0/6.0t
多功能指挥车		1	1 人/辆	应急照明, 通讯
泡沫运输车	泡沫液	1	2 人/辆	8t
进口曲臂高喷车		1	2 人/辆	53m 曲臂登高
气防救护车		1		

库区消防站的车辆配置如下:

表 11.9-2 消防车配置

车型	介质	数量	人员配置	备注
大型泡沫消防车	水/泡沫液	2	5 人/辆	8.0/8.0t
大型干粉-泡沫联用车	干粉/泡沫	2	5 人/辆	2.0/6.0t
泡沫运输车	泡沫液	1	2 人/辆	8t

11.10 消防设施投资

本工程消防设施投资主要包括:

1) 消防水系统, 主要有消防水泵站、稳高压消防水管道、阀门及阀门井, 室外地上式消火栓、消防水炮及消防软管卷盘, 消防给水竖管, 储罐消防水冷却喷淋装置等;

2) 泡沫灭火系统, 主要有泡沫站, 平衡压力比例混合装置, 泡沫混合液管道及阀门, 泡沫栓及泡沫产生器等;

3) 其它消防设施, 主要有蒸汽灭火管道, 半固定式蒸汽接头, 以及手提式、推车式干粉灭火器和手提式二氧化碳灭火器等;

4) 火灾报警及可燃气体报警系统, 主要有手动火灾报警按钮, 火灾探测器, 可燃气体探测器, 相应的连接电缆, 火灾及可燃气体报警显示及控制盘等。

5) 钢结构和建构筑物防火等。

12 组织机构、人力资源配置及项目实施计划

12.1 企业定员

本项目为大型炼化一体化项目，新建工艺装置及配套系统工程劳动定员按中国石油化工集团公司企业标准执行，各工艺生产装置施行4班3运转制，全厂定员为2750人，其中操作人员2451人，管理人员299人。

全厂定员详见表12.1-1。

表 12.1-1 全厂定员 单位：人

序号	装置名称	班次	内操/班	外操/班	其他（白班）	班长/班	小计
一	炼油部分						
1	常减压蒸馏	4	3	4		1	32
2	焦化	4	1	2		1	16
3	重油加氢裂化	4	4	6		1	44
4	润滑油异构脱蜡	4	1	2		1	16
5	汽柴油加氢	4	1	2		1	16
6	芳烃联合装置	4	12	24		6	168
7	烷基化	4	1	2		1	16
8	PSA	4	1	1		1	12
9	硫磺回收	4	3	5		1	36
10	煤油加氢	4	1	2		1	16
二	化工部分						
1	乙烯	4	8	9		1	72
2	汽油加氢/苯乙烯	4	2	2		1	20
3	丁二烯抽提	4	2	2		1	20
4	芳烃抽提	4	2	2		1	20
5	醋酸乙烯						28
6	EVA						144
7	EOEG						17
8	苯乙烯	4	4	7		1	48
9	丙烯腈及 MMA						120
10	丙烯酸及酯						211
11	SAP						80

序号	装置名称	班次	内操/班	外操/班	其他(白班)	班长/班	小计
12	化工循环水场及污水场						11
13	化工电气系统						54
14	化工罐区						44
三	IGCC						
1	气体联合装置						350
2	制氢						190
四	公用工程及辅助设施						
1	储运罐区	4	6	12		1	76
2	系统管网	4		2		1	12
3	除盐水、凝结水站	4	2	3		1	24
4	空压站	4	1	1			8
5	余热回收站、制冷站	4	1	1			8
4	净水场	4					16
6	炼油循环水场	4					20
7	污水处理场	4					24
8	电气调度及运行	4	4	6		1	44
9	电气设备巡检	4	2	4		1	28
10	中心化验室	4		27	8	1	120
11	环保监测站						20
12	消防站						70
13	气防站	4		5	1		21
14	码头						131
15	守卫室						20
16	仓库						8
	操作人员小计						2451
五	管理定员						299
	总计						2750

12.2 初步项目实施计划

项目按照整体报批、开工建设，分两个阶段建成投产：

2017年9月完成可行性研究报告报批；

2017年9月完成环评报告报批；

2017年9月完成项目申请报告核准；

2017年12月动工；

2018年4月完成总体设计；

2019年年底炼油、芳烃建成，2020年上半年投产；

2021年乙烯及下游装置建成投产。

13 投资估算及资金筹措

13.1 投资估算

13.1.1 投资估算依据的主要文件

详见本可研报告第十卷。

13.1.2 建设投资估算范围

13.1.2.1 工程范围

盛虹炼化一体化项目分为厂外工程和厂内工程两部分，其中厂内工程主要内容为本项目总加工工艺流程中的炼油装置、化工装置和 IGCC 装置三大部分，以及与之相配套的总图运输、储运工程、给排水工程、供热工程、供配电及电信和全厂生产管理设施等。厂外工程主要包括码头和港口，厂外供电，厂外铁路和厂外管道四部分。

13.1.2.2 投资范围

本建设投资估算包括本项目所需的全部固定资产投资、无形资产投资、其他资产投资和预备费。

13.1.2.3 项目分工

本项目中炼油工艺装置及配套系统，和部分全厂性设施由中石化洛阳工程有限公司（LPEC）负责，化工工艺装置部分及配套系统由中国寰球工程公司（CHCEC）负责，IGCC 装置由宁波工程公司（SNEC）负责，厂外工程中的码头工程由中交第三航务工程勘察设计院有限公司（中交三航院）负责。本投资估算中，各可研参编单位依据项目分工分别向本项目拿总单位（LPEC）提供投资数据。

13.1.3 建设投资估算办法

本投资估算中的设备材料及施工费标准均达到 2017 年上半年价格水平。

13.1.3.1 工程费用

a) 工艺生产装置工程费的估算依据主要工程量，按相关系数估算投资，部分装置在已有投资数据库的基础上，根据其实际加工能力，平面布置，产品方案和装置加工工艺流程进行适当调整得出最终估算结果。配套系统的总图运输、油品储运、给排水工程、供热工程、供配电及电信和生产管理设施等主要根据工程量和已有的投资数据库，根据其能力大小进行估算。

b) 特定条件下费用：主要包括大型机械进出场费、大型机具租赁及使用费等。

参考类似项目费用的发生数据并结合本项目具体情况估列。

- c) 工器具及生产用具购置费：根据中国石化建[2008]81 号的有关规定进行估算。
- d) 安全生产费用：根据财政部、国家安全生产监督管理总局财企[2006]478 文进行估算。
- e) 引进部分的工程费：进口设备材料外汇金额参考近期类似设备离岸价报价估列，外汇汇率暂按 1 美元等于 6.6785 元人民币，其从属费用包括海运费、运输保险费、关税、增值税、外贸手续费、银行财务费等，参照中国石化建[2008]81 号的有关规定估算，并按规定计算国内运杂费。
- f) 全厂场地处理由业主另行委托并提供投资数据

13.1.3.2 固定资产其他费用

- a) 土地使用费：本想费用目前仅考虑征地费，暂按 15 万元/亩
- b) 工程建设管理费：按中国石化建[2008]81 号的有关规定进行估算
- c) 临时设施费：按中国石化建[2008]81 号的有关规定进行估算。
- d) 前期准备费：参照同类项目估算。
- e) 环境影响评价费：按中国石化建[2008]81 号的有关规定进行估算。
- f) 安全预评价及验收费：根据中油计 [2012]534 号的有关规定计算。
- g) 职业病危害预评价及控制效果评价费：根据中油计 [2012]534 号的有关规定计算。
- h) 节能评价费：根据中油计 [2012]534 号的有关规定计算。
- i) 地震安全性评价费：根据中油计 [2012]534 号的有关规定计算。
- j) 地质灾害危险性评价费：根据中油计 [2012]534 号的有关规定计算。
- k) 水土保持评价及验收费：根据中油计 [2012]534 号的有关规定计算。
- l) 可行性研究报告编制费：根据实际合同额计列。
- m) 工程设计费：根据国家计委、建设部计价格[2002]10 号文进行估算并调整。
- n) 勘察费：按工程费的 0.3%估算。
- o) 工程监理费：根据国家发展改革委、建设部发改价格[2007]670 号文进行估算并调整。
- p) 进口设备材料国内检验费：按中国石化建[2008]81 号的有关规定进行估算。
- q) 特种设备安全监督检验费：按中国石化建[2008]81 号的有关规定进行估算。
- r) 超限设备运输特殊措施费：按中国石化建[2008]81 号的有关规定进行估算。
- s) 设备采购技术服务费：按中国石化建[2008]81 号的有关规定进行估算。
- t) 设备监造费：按中国石化建[2008]81 号的有关规定进行估算。

u) 工程保险费：按工程费的 0.15% 估算。

v) 危险与可操作性分析及安全完整性分析费 (HAZOP/SIL)：根据中油计 [2012]534 号的有关规定计算。

w) 压覆矿产资源评价费：根据中油计 [2012]534 号的有关规定计算。

x) 社会稳定评价：本项费用为估列。

y) 标定费：本项费用为估列。

z) 分系统调试费及整套启动试运费：根据火电行业相关规定计算

aa) 海域使用金：根据《财政部、海洋局 财综[2007]10 文关于加强海域使用金征收管理的通知》计算。

ab) 扫海费：根据水工行业相关规定估算。

ac) 环境生态补偿费：根据水工行业相关规定估算。

13.1.3.3 无形资产投资

a) 特许权使用费：根据专利商报价或参考同类装置投资资料估算。

13.1.3.4 其他资产投资

生产人员准备费、出国人员费用和图纸资料翻译费：按中国石化建[2008]81 号的有关规定进行估算。

13.1.3.5 预备费

a) 基本预备费：国内部分按固定资产投资、无形资产投资和其他资产投资之和的 4% 估算，国外部分按 1% 计算。

b) 价差预备费：根据中国石化[1999]建字 29 号文“关于基本建设投资中暂停计列价差预备费有关问题的通知”精神，暂不计列价差预备费。

13.1.3.6 抵扣增值税说明

根据国家有关税收政策，本项目还考虑了不含增值税的建设投资。购进设备及主要材料进项税税率为 17%。

本项目各方案投资估算及不含增值税投资估算详见建设投资表 13.1-1。

表 13.1 -1 建设投资估算表 单位：万元/万美元

序号	工程费用或项目名称	投资估算值							占建设投资比例%
		设备购置费	主要材料费	安装费	建筑工程费	其它费用	合计	其中外币	
	建设投资	3080160	1359233	725119	985487	816587	6966586	143182	100
	其中进项税	422212	128546	71859	97661	46222	766500		8.57
	不含进项税建设投资	2657948	1230687	653260	887826	770365	6200086		91.43
一	固定资产费用	3080160	1359233	725119	985487	431671	6581670	124786	94.47
1	工程费用	3080160	1359233	725119	985487		6149999	124786	88.28
1.1	厂内工程	3048401	1244521	643195	656015		5592132	124786	80.27
1.1.1	炼油工艺生产装置	1139743	386476	166980	67304		1760503	58626	25.27
1.1.1.1	1600 万吨/年常减压	53744	35567	16605	7899		113815	1237	1.63
1.1.1.2	轻烃回收	10214	6846	2774	1224		21058		0.3
1.1.1.3	180 万吨/年煤油加氢	6326	4641	1521	686		13174		0.19
1.1.1.4	200 万吨/年延迟焦化	32754	20461	9071	6434		68720	999	0.99
1.1.1.5	900 万加氢联合装置	354354	95922	26797	13818		490891	19821	7.05
1.1.1.5.1	350 万吨/年加氢裂化	104123	28726	8835	4827		146511	5916	2.1
1.1.1.5.2	360 万吨/年加氢裂化	95951	26471	8142	4448		135012	5451	1.94
1.1.1.5.3	330 万吨/年沸腾床渣油加氢	154280	40725	9820	4543		209368	8454	3.01
1.1.1.6	70 万吨/年润滑油异构脱蜡	26436	6485	2624	1327		36872	1718	0.53
1.1.1.7	300 万吨/年汽柴油加氢	33353	12810	3796	1694		51653	453	0.74
1.1.1.8	芳烃联合装置	497420	167275	77026	25008		766729	32136	11.01
1.1.1.8.1	400 万吨/年石脑油加氢	17437	7510	5210	1843		32000	650	0.46
1.1.1.8.2	320*2 万吨/年连续重整	195370	74949	42409	12997		325725	14260	4.68
1.1.1.8.3	150 万吨/年芳烃抽提	8070	5888	2954	777		17689		0.25
1.1.1.8.4	280 万吨/年 PX	276543	78928	26453	9391		391315	17226	5.62
1.1.1.9	30 万吨/年烷基化	19045	5987	4530	1171		30733	1121	0.44
1.1.1.10	17*2 万标立 PSA	30794	4309	1949	2257		39309		0.56
1.1.1.11	10 万标立 PSA	13399	1875	848	982		17104		0.25
1.1.1.12	15*4 吨/年硫磺回收	61904	24298	19439	4804		110445	1141	1.59
1.1.2	化工工艺生产装置	985507	307828	181191	154269		1628795	48661	23.38
1.1.2.1	110 万吨/年乙烯裂解	230816	115476	66218	38918		451428	18137	6.48
1.1.2.2	42 万吨/年裂解汽油加氢	16320	3323	1879	4067		25589		0.37
1.1.2.3	29 万吨/年芳烃抽提	7195	1903	3424	464		12986		0.19
1.1.2.4	15 万吨/年丁二烯抽提	11080	3376	4761	1924		21141	115	0.3

序号	工程费用或项目名称	投资估算值							占建设投资比例%
		设备购置费	主要材料费	安装费	建筑工程费	其它费用	合计	其中外币	
1.1.2.5	30万吨/年EVA	164127	40990	29325	34835		269277	21127	3.87
1.1.2.6	30万吨/年醋酸乙烯	48873	15624	6191	7421		78109	906	
1.1.2.7	60万吨/年环氧乙烷/乙二醇	143747	33049	18710	18983		214489	1472	3.08
1.1.2.8	60万吨/年苯乙烯	48117	27223	15331	7241		97912	760	1.41
1.1.2.9	26万吨/年丙烯腈(AN)	83570	20139	13093	7850		124652	2914	1.79
1.1.2.10	9万吨/年甲基丙烯酸甲酯	18823	5483	5226	4349		33881	309	0.49
1.1.2.11	21万吨/年废酸再生单元	23088	2373	1622	3456		30539	2796	0.44
1.1.2.12	30/18万吨/年丙烯酸及酯	72205	18289	7265	4774		102533	125	1.47
1.1.2.13	24万吨/年高吸水性树脂	117546	20580	8146	19987		166259		
1.1.3	IGCC	232535	80930	45427	53911		412803	11438	5.93
1.1.3.1	煤气化装置	125523	49316	26543	34619		236000	3404	3.39
1.1.3.2	净化装置	33624	10950	5001	4003		53578	955	0.77
1.1.3.3	空分装置	73388	20664	13883	15289		123225	7079	1.77
1.1.4	焦煤制氢	113565	41129	19276	19980		193950	5450	2.78
1.1.4.1	煤气化装置	41235	19065	7150	8349		75800	3020	1.09
1.1.4.2	净化装置	38502	12539	5726	4584		61350	510	0.88
1.1.4.3	空分装置	33828	9525	6399	7047		56800	1920	0.82
1.1.5	炼油系统配套工程	257960	288903	130572	256973		934408	600	13.41
1.1.5.1	总图运输	790	50	38	106036		106914		1.53
	炼厂区								
1.1.5.1.1	厂区大门及守卫室	211	42	32	575		860		0.01
1.1.5.1.2	围墙				2053		2053		0.03
1.1.5.1.3	绿化				1996		1996		0.03
1.1.5.1.4	厂区竖向				59209		59209		0.85
1.1.5.1.5	厂区道路				11861		11861		0.17
1.1.5.1.6	运输车辆	537					537		0.01
	仓储区								
1.1.5.1.7	厂区大门及守卫室	42	8	6	115		171		
1.1.5.1.8	围墙				482		482		0.01
1.1.5.1.9	绿化				468		468		0.01
1.1.5.1.10	厂区竖向				13891		13891		0.2
1.1.5.1.11	厂区道路				2783		2783		0.04
1.1.5.1.12	厂内铁路				12603		12603		0.18

序号	工程费用或项目名称	投资估算值							占建设投资比例%
		设备购置费	主要材料费	安装费	建筑工程费	其它费用	合计	其中外币	
1.1.5.2	储运工程	98105	193564	95672	76673		464014		6.66
	炼厂区								
1.1.5.2.1	新增罐区	41581	23200	21741	9453		95975		1.38
1.1.5.2.2	汽车卸车设施	317	143	79	253		792		0.01
1.1.5.2.3	燃料气回收设施	1163	1618	710	733		4224		0.06
1.1.5.2.4	中间罐区油气回收设施	1544	356	238	238		2376		0.03
1.1.5.2.5	火炬设施	3913	5031	3074	1956		13974		0.2
1.1.5.2.6	全厂工艺及热力管网	1254	72752	35121	16306		125433		1.8
	仓储区								
1.1.5.2.7	新增罐区	25998	68202	23282	36639		154121		2.21
1.1.5.2.8	汽车装车设施	1711	770	428	1369		4278		0.06
1.1.5.2.9	火车装车设施	5069	2281	1267	4055		12672		0.18
1.1.5.2.10	仓储罐区油气回收设施	1716	396	264	264		2640		0.04
1.1.5.2.11	公路装车油气回收设施	2231	515	343	343		3432		0.05
1.1.5.2.12	铁路装车油气回收设施	5491	1267	845	845		8448		0.12
1.1.5.2.13	仓储区工艺及热力管网	272	15754	7605	3531		27162		0.39
1.1.5.2.14	罐车洗涤	1866	952	540	384		3742		0.05
1.1.5.2.15	油品计量设施	3979	327	135	304		4745		0.07
1.1.5.3	给排水工程	48913	40074	14226	41589		144802		2.08
	炼厂区								
1.1.5.3.1	循环水场	3833	1742	610	2526		8711		0.13
1.1.5.3.2	污水处理厂	19759	8943	4705	13638		47045		0.68
1.1.5.3.3	净水厂	8173	3802	1711	5322		19008		0.27
1.1.5.3.4	污水提升设施	174	194	77	1491		1936		0.03
1.1.5.3.5	泡沫站	976	127	51	114		1268		0.02
1.1.5.3.6	消防水泵站	1211	563	253	788		2815		0.04
1.1.5.3.7	事故水池	428	618	190	3516		4752		0.07
1.1.5.3.8	雨水监控池	436	515	158	2851		3960		0.06
1.1.5.3.9	厂区给排水管网	1273	19410	5091	6046		31820		0.46
1.1.5.3.10	消防站	5082	660	264	594		6600		0.09
	仓储区								
1.1.5.3.11	污水提升设施	63	70	28	542		703		0.01
1.1.5.3.12	雨水提升池	79	114	35	651		879		0.01
1.1.5.3.13	泡沫站	2710	352	141	317		3520		0.05

序号	工程费用或项目名称	投资估算值							占建设投资比例%
		设备购置费	主要材料费	安装费	建筑工程费	其它费用	合计	其中外币	
1.1.5.3.14	消防水泵站	605	282	127	394		1408		0.02
1.1.5.3.15	事故水池	43	62	19	352		476		0.01
1.1.5.3.16	雨水监控池	218	257	79	1426		1980		0.03
1.1.5.3.17	厂区给排水管网	123	1879	493	585		3080		0.04
1.1.5.3.18	消防站	3727	484	194	436		4841		0.07
1.1.5.4	供热工程	64621	25028	12267	5644		107560	600	1.54
1.1.5.4.1	发电站	12608	5751	2212	1548		22119		0.32
1.1.5.4.2	除盐水站	21000	3640	1960	1400		28000		0.4
1.1.5.4.3	凝结水站	15120	4320	3360	1200		24000		0.34
1.1.5.4.4	压缩空气站	5940	1109	396	475		7920	600	0.11
1.1.5.4.5	余热回收站	7207	7392	3142	739		18480		0.27
1.1.5.4.6	制冷站	2746	2816	1197	282		7041		0.1
1.1.5.5	供配电及电信	45531	30187	8369	27031		111118		1.6
	炼厂区								
1.1.5.5.1	全厂电信	478	2894	291	338		4001		0.06
1.1.5.5.2	220kV 总变电所	10550	1428	504	896		13378		0.19
1.1.5.5.3	110kV 炼油配电中心变电所	6826	782	484	576		8668		0.12
1.1.5.5.4	35kV 区域变	15670	4359	1391	4892		26312		0.38
1.1.5.5.5	10kv 区域变电所	7240	2679	813	2958		13690		0.2
1.1.5.5.6	380v 变电所	1152	540	171	376		2239		0.03
1.1.5.5.7	全厂供电		10590	3116	14940		28646		0.41
1.1.5.5.8	全厂照明	5	3391	959	249		4604		0.07
	仓储区								
1.1.5.5.9	35kV 区域变	1730	481	153	540		2904		0.04
1.1.5.5.10	10kv 区域变电所	614	227	69	251		1161		0.02
1.1.5.5.11	380v 变电所	995	467	149	325		1936		0.03
1.1.5.5.12	库区供电及照明		705	104	498		1307		0.02
1.1.5.5.13	库区电信	271	1644	165	192		2272		0.03
1.1.6	化工系统配套工程	137569	78409	64063	53281		333322	11	4.78
1.1.6.1	总图运输	1386	600	186	7687		9859		0.14
1.1.6.1.1	运输车辆	1350					1350		0.02
1.1.6.1.2	厂区道路及铺砌、停车场、汽车衡	36	600	186	7365		8187		0.12
1.1.6.1.3	绿化				322		322		
1.1.6.2	储运工程	71131	53993	52061	24070		201255	6	2.89

序号	工程费用或项目名称	投资估算值							占建设投资比例%
		设备购置费	主要材料费	安装费	建筑工程费	其它费用	合计	其中外币	
1.1.6.2.1	原料罐区	3935	1583	3431	1334		10283		0.15
1.1.6.2.2	中间罐区	13460	10132	11064	5260		39916		0.57
1.1.6.2.3	产品罐区	8049	3562	6822	2756		21189		0.3
1.1.6.2.4	EVA 固体仓库	10190	1843	2873	3671		18577		0.27
1.1.6.2.5	ABS 固体仓库								
1.1.6.2.6	SAP 固体仓库	10413	1792	2793	2937		17935		0.26
1.1.6.2.7	液体汽车装卸站	9903	5358	3170	6200		24631		0.35
1.1.6.2.8	丙烯酸丁酯 桶装	5100	1075	1676	410		8261		0.12
1.1.6.2.9	MMA 桶装	4987	1050	1636	205		7878		0.11
1.1.6.2.10	氢氰酸装置联合火炬设施	2099	20	382	105		2606	3	0.04
1.1.6.2.11	乙烯、丙烯低温罐区火炬设施	2995	29	545	150		3719	3	0.05
1.1.6.2.12	全厂工艺外管		27549	17669	1042		46260		0.66
1.1.6.3	给排水工程	14093	12681	2837	13167		42778	5	0.61
1.1.6.3.1	第一循环水场	2475	1189	324	1444		5432	1	0.08
1.1.6.3.2	第二循环水场	2888	1387	377	1684		6336	1	0.09
1.1.6.3.3	第三循环水场	2475	1189	324	1444		5432	1	0.08
1.1.6.3.4	第四循环水场	2475	1189	324	1444		5432	1	0.08
1.1.6.3.5	第五循环水场	2888	1387	377	1684		6336	1	0.09
1.1.6.3.6	全厂地下管网	58	5416	787	1032		7293		0.1
1.1.6.3.7	事故池 2 座	36	240	45	3762		4083		0.06
1.1.6.3.8	雨水泵站 2 座	622	663	202	663		2150		0.03
1.1.6.3.9	厂内罐区泡沫站	176	21	77	10		284		
1.1.6.4	供热工程	6209	1626	3113	295		11243		0.16
1.1.6.4.1	苯乙烯罐区冷冻站	328	86	164	16		594		0.01
1.1.6.4.2	苯乙烯联合冷冻站	219	57	110	10		396		0.01
1.1.6.4.3	MMA、SAP 联合冷冻站	1312	344	658	62		2376		0.03
1.1.6.4.4	乙烯冰机站	4350	1139	2181	207		7877		0.11
1.1.6.5	供配电及电信	44750	9509	5866	8062		68187		0.98
1.1.6.5.1	全厂 110KV 总变	6647	655	436	958		8696		0.12
1.1.6.5.2	全厂 35KV 联合变	31337	3405	2484	7104		44330		0.64
1.1.6.5.3	全厂供电及道路照明	17	2241	389			2647		0.04
1.1.6.5.4	全厂通信	6749	3208	2557			12514		0.18
1.1.7	IGCC 和焦煤制氢系统配套工程	138411	56534	29154	35312		259411		3.72
1.1.7.1	IGCC 部分	130686	46932	25339	28505		231461		3.32

序号	工程费用或项目名称	投资估算值							占建设投资比例%
		设备购置费	主要材料费	安装费	建筑工程费	其它费用	合计	其中外币	
1.1.7.2	焦煤制氢部分	7725	9603	3816	6807		27950		0.4
1.1.7	全厂生产管理设施	43111	4312	6532	14985		68940		0.99
	炼厂区								
1.1.7.1	全厂性普通物品仓库	104	104	52	778		1038		0.01
1.1.7.2	全厂危险化学品库	99	93	47	700		939		0.01
1.1.7.3	危险固体废物暂存库	83	62	31	467		643		0.01
1.1.7.4	放射源库仓库	2	5	1	37		45		
1.1.7.5	危险品仓库管理用房	4	7	4	54		69		
1.1.7.6	现场机柜间	2837	1419	709	2995		7960		0.11
1.1.7.7	炼油区中心控制室	5337	727	668	2613		9345		0.13
1.1.7.8	化工区中心控制室	3103	711	460	1970		6244		0.09
1.1.7.9	中心化验室及环保监测站	22773	361	109	1939		25182		0.36
1.1.7.10	综合办公楼	622	311	202	1711		2846		0.04
1.1.7.11	综合维修厂房	1226	153	88	1002		2469		0.04
1.1.7.12	职工餐厅	13	26	13	194		246		
1.1.7.13	全厂信息管理系统	6243		4024			10267		
	仓储区								
1.1.7.13	现场控制室	504	252	84	355		1195		0.02
1.1.7.14	现场机柜间	161	81	40	170		452		0.01
1.2	厂外工程	31339	114712	11662	170493		328206		4.71
1.2.1	厂外管线工程	1048	19264	9440	4376		34128		0.49
1.2.1.1	原油管线	716	8	144	60		928		0.01
1.2.1.2	成品油及火炬气管线	332	19256	9296	4316		33200		0.48
1.2.2	码头工程	29691	88412		158516		276619		3.97
1.2.2.1	1#泊位(30万吨级原油泊位)及配套管廊工程	5457	15812		41008		62277		0.89
1.2.2.2	2#~5#泊位(液体化工泊位)及配套管廊工程	23817	64214		47677		135708		1.95
1.2.2.3	管廊	417	8386		69831		78634		1.13
1.2.3	厂外铁路				6479		6479		0.09
1.2.4	厂外供电及通信	600	7036	2222	1122		10980		0.16
1.2.4.1	220Kva 总变改造	600	100	80			780		0.01
1.2.4.2	厂外供电线路		6936	2142	1122		10200		0.15
1.3	全厂场地处理				154080		154080		2.21
1.4	安全生产费用			30262	4899		35161		0.5
1.5	特定条件下费用			40000			40000		0.57

序号	工程费用或项目名称	投资估算值							占建设投资比例%
		设备购置费	主要材料费	安装费	建筑工程费	其它费用	合计	其中外币	
1.6	工器具及生产用具购置费	420					420		0.01
2	固定资产其他费					431671	431671		6.2
2.1	土地使用费					130005	130005		1.87
2.2	工程建设管理费					53505	53505		0.77
2.3	临时设施费					24600	24600		0.35
2.4	前期准备费					1500	1500		0.02
2.5	环境影响评价费					3330	3330		0.05
2.6	安全预评价及验收费					958	958		0.01
2.7	职业病危害预评价及控制效果评价费					560	560		0.01
2.8	地质灾害危险性评价费					150	150		
2.9	水土保持评价及验收费					180	180		
2.10	压覆矿产资源评价费					60	60		
2.11	节能评价费					430	430		0.01
2.12	危险性与可操作性分析及安全完整性评价费 (HAZOP)					3463	3463		0.05
2.13	地震安全评价费					100	100		
2.14	社会稳定评价					160	160		
2.15	进口设备材料国内检验费					3902	3902		0.06
2.16	特种设备安全检验监督费					4927	4927		0.07
2.17	可行性研究报告编制费					1446	1446		0.02
2.18	工程设计费					123614	123614		1.77
2.19	标定费					335	335		
2.20	勘察费					14760	14760		0.21
2.21	工程建设监理费					38339	38339		0.55
2.22	超限设备运输特殊措施费					3000	3000		0.04
2.23	设备采购技术服务费					3708	3708		0.05
2.24	设备监造费					4771	4771		0.07
2.25	工程保险费					9225	9225		0.13
2.26	分系统调试费及整套启动试运费					1494	1494		0.02
2.27	海域使用金					119	119		
2.28	扫海费					30	30		
2.29	环境生态补偿费					1000	1000		0.01

序号	工程费用或项目名称	投资估算值							占建设投资比例%
		设备购置费	主要材料费	安装费	建筑工程费	其它费用	合计	其中外币	
2.30	系统调试费及整套启动试运费					2000	2000		
二	无形资产投资					122912	122912	12339	1.76
1	特许权使用费					122912	122912	12339	1.76
三	其他资产投资					26870	26870	550	0.39
1	生产人员准备费					17870	17870		0.26
2	图纸资料翻译费					3000	3000		0.04
3	出国人员和外国工程人员来华费					6000	6000	550	0.09
四	预备费					235134	235134	5507	3.38
1	基本预备费					235134	235134	5507	3.38

13.2 总投资估算及融资方案

13.2.1 建设期利息估算

本项目资本金比例为 30%，其余 70%为银行贷款。

银行贷款名义年利率为 4.9%

根据建设投资资金筹措方式及使用计划，估算建设期利息为 347698 万元。

13.2.2 流动资金估算

本项目流动资金按按分项详细估算法估算，各分项周转天数为：

应收账款 30 天 原油 15 天

煤 10 天 在产品 3 天

产成品 10 天 现金 30 天

应付账款 30 天 辅助材料 30 天

本项目流动资金估算值为 433252 万元，其中 30%自有，70%银行贷款，银行贷款按人民币借款，名义年利率为 4.35%。

流动资金估算详见表 13.2-1。

13.2.3 总投资估算

本项目总投资包括建设投资、建设期利息和流动资金，估算值为 7747536 万元；

总投资估算及资金筹措详见表 13.2-2。

13.2.4 资金使用计划

本项目建设期三年，建设投资分年投入比例为：20%、50%、30%。

表 13.2-1 项目总投资使用计划及资金筹措表

单位：万元

序号	项目	合计	1	2	3	4	5
1	总投资	7747536	1417586	3593714	2302983	354250	79002
1.1	建设投资	6200086	1240017	3100043	1860026		
1.2	建设期利息	347698	24269	110421	213008		
1.3	可抵扣增值税	766500	153300	383250	229950		
1.4	流动资金	433252				354250	79002
2	资金筹措	7747536	1417586	3593714	2302983	354250	79002
2.1	项目资本金	2233045	420614	1051535	630921	106275	23701
2.1.1	用于建设投资	2103069	420614	1051535	630921		
2.1.2	用于流动资金	129976				106275	23701
2.2	债务资金	5514491	996972	2542180	1672062	247975	55301
2.2.1	用于建设投资	4097017	819403	2048508	1229105		
2.2.2	用于可抵扣增值税	766500	153300	383250	229950		
2.2.3	用于建设期利息	347698	24269	110421	213008		
2.2.4	用于流动资金	303277				247975	55301

表 13.2-2 流动资金估算表

单位：万元

序号	项目	最低周 转天数	周转 次数	生产期				
				4	5	6	7	8~18
1	流动资产			695798	858987	858987	858987	858987
1.1	应收账款	30	12	365751	450940	450940	450940	450940
1.2	存货			318448	395446	395446	395446	395446
1.2.1	原材料			145714	182142	182142	182142	182142
1.2.1.1	沙重	15	24	65680	82100	82100	82100	82100
1.2.1.2	沙轻	15	24	73947	92433	92433	92433	92433
1.2.1.3	煤	10	36	380	475	475	475	475
1.2.1.4	醋酸（乙酸）	10	36	1039	1298	1298	1298	1298
1.2.1.5	正丁醇	10	36	1308	1635	1635	1635	1635
1.2.1.6	NaOH	10	36	860	1075	1075	1075	1075
1.2.1.7	丙酮	10	36	524	656	656	656	656
1.2.1.8	浓硫酸	10	36	2	2	2	2	2
1.2.1.9	MTBE	10	36	967	1209	1209	1209	1209
1.2.1.10	甲醇	10	36	129	161	161	161	161
1.2.1.11	液氨	10	36	879	1098	1098	1098	1098
1.2.2	辅助材料	30	12	11666	14582	14582	14582	14582
1.2.3	燃料	10	36	3354	4193	4193	4193	4193
1.2.4	在产品	3	120	35797	44216	44216	44216	44216
1.2.5	产成品	10	36	121917	150313	150313	150313	150313
1.3	现金	30	12	11599	12600	12600	12600	12600
2	流动负债			341548	425735	425735	425735	425735
2.1	应付账款	30	12	341548	425735	425735	425735	425735
3	流动资金			354250	433252	433252	433252	433252
4	流动资金当期增加额			354250	79002			

14 财务评价

14.1 财务评价依据、基础数据与参数

14.1.1 财务评价依据、范围和方法

本可行性研究报告财务评价的编制以中国石油化工集团公司《石油化工项目可行性研究报告编制规定（2005）》、《建设项目经济评价方法与参数》（第三版）及《中国石油化工项目可行性研究技术经济参数与数据》（2016年版）为依据，按照新建项目对炼化一体化整体进行财务评价。

14.1.2 财务评价基础数据与参数

（1）项目建设期为3年，生产期为15年。各年生产负荷除投产第一年为80%外，其余各年均为100%。

（2）原料产品及公用工程价格

1) 原料产品价格

本报告以《中国石油化工项目可行性研究技术经济参数与数据》（2016年版）提供的投资项目经济效益测算价（布伦特原油50美元/桶的接轨价为基准）及原料、产品品质确定本项目原料、产品价格如下表（单位：元/吨）：

原料名称	含税价	不含税价	量（吨）	产品名称	含税价	不含税价	量（吨）
沙重	2463	2105	8000000	95#国V汽油	6765	5782	700000
沙轻	2773	2370	8000000	航煤	4088	3494	1500000
煤	600	513	284700	国VI柴油	5125	4380	1400000
醋酸（乙酸）	2140	1829	218400	丙烯	5590	4778	41900
正丁醇	5380	4598	109400	丁二烯	6240	5333	152300
NaOH	2690	2299	143900	EO(环氧乙烷)	8013	6849	150000
丙酮	4170	3564	56600	MEG(乙二醇)	6190	5291	570000
浓硫酸	577	493	1300	DEG(二乙二醇)	5792	4950	57700
MTO 乙烷	1846	1578	11300	TEG(三乙二醇)	7642	6532	4000
MTO 丙烷	3373	3039	10800	SM(苯乙烯)	7600	6496	634700
丁二烯 C4	3373	3039	7900	乙烯	7340	6274	120100
MTBE	4351	3719	100000	普通 EVA	12378	10579	200000
甲醇	1880	1607	30900	高 VA 含量 EVA	12978	11092	100000
液氨	3000	2655	131800	丙烯腈	8410	7188	270400
				乙腈	9787	8365	7400
				甲基丙烯酸甲酯	12550	10726	86700

				丙烯酸丁酯	8317	7109	180000
				SAP（高吸水性树脂）	13300	11368	240000
				醋酸乙烯	5500	4701	225500
				润滑油基础油	6560	5607	616200
				苯	4650	3974	207400
				PX	5590	4778	2800000
				硫磺	826	706	429300
				石脑油	3301	2821	202400
				商品液化气	3373	3039	55700
				92#国V汽油	6402	5472	1700000
				普通柴油	4595	3927	600000
				乙烯 C5	3301	2821	81700
				乙烯 C9	5125	4380	26000
				C9+芳烃	5125	4380	226500
				戊烷发泡剂	3301	2821	99600
				200#溶剂油	3301	2821	177000
				分子筛料	4088	3494	505900
				D110 溶剂油料	3790	3239	63200
				D130 溶剂油料	3790	3239	189800
				5#工业级白油料	3790	3239	126600
				7#工业级白油料	3790	3239	253000

2) 辅助材料价格参照当前市场价确定。

3) 公用工程价格：采用业主提供的当地市场价格（不含税价）

新鲜水 1.7 元/吨 电 0.68 元/度 燃料煤 513 元/吨

10MPa 蒸汽 163 元/吨

(3) 本项目定员 2750 人，人均工资及附加按 114000 元/人·年计列

(4) 固定资产折旧年限按 15 年考虑，净残值率为 3%，修理费率为固定资产原值（扣除建设期利息）的 2.5%。

(5) 无形资产和其他资产分别按 10 年、5 年平均摊销。

(6) 制造费用包括企业各个生产单位（分厂、车间）为组织和管理生产所发生的单位管理人员工资、职工福利费、折旧费、修理费、低值易耗品、办公费、差旅费、运输费用、保险费用、劳动保护费等及其他制造费用。

为简化计算，除折旧费、修理费以外的其他制造费用，以项目总定员为基数，按 46400 元/人·年计取。

(7) 管理费用是指企业为组织和管理生产经营所发生的行政管理费用, 包括管理部门在企业的经营管理中发生的, 或者应当由企业统一负担的公司经费(包括行政管理部门职工工资、修理费、物料消耗、低值易耗品摊销、办公费和差旅费等)、工会经费、失业保险费、劳动保险费、董事会费、聘请中介机构费、咨询费(含顾问费)、诉讼费、业务招待费、房产税、车船使用税、土地使用税、印花税、技术转让费、矿产资源补偿费、无形资产摊销、职工教育经费、研究与开发费、三废排放及废催化剂堆场租赁费、存货盘亏或盘盈(不包括应计算营业外支出的存货损失)、计提的坏账准备和存货跌价准备等。

在可行性研究报告阶段, 为简化处理, 管理费用中的折旧费和修理费并入制造费用中的折旧费和修理费中。除此以外的其他管理费, 以项目总定员为基数, 按 75000 元/人·年估列。

(8) 安全生产费用按以营业收入为依据, 采用超额累退方式提取。

(9) 固定资产保险费按固定资产原值(扣除建设期利息)的 0.4% 计取。

(10) 生产期内发生的长期借款和流动资金借款利息, 计入当年财务费用。

(11) 营业费用按营业收入(扣除供给盛虹集团内部下游装置的产品收入)的 0.8% 计取。

(12) 排污费: 按 336 吨/小时的排污量, 排污费单价不含税价 6 元/吨计算。

(13) 营业税金及附加

1) 增值税: 除水、蒸汽和液化气的税率为 11% 外, 其余均为 17%。

2) 消费税: 汽油 2109.76 元/吨、柴油 1411.20 元/吨、润滑油 1711.52 元/吨。

3) 城市维护建设税和教育费附加分别按增值税和消费税之和的 7 % 和 5% 计取。

(14) 损益估算

1) 本项目企业所得税税率 25%。

2) 盈余公积金按税后利润的 10% 提取。

(15) 税后项目投资财务基准内部收益率为 10%。

14.2 成本费用、收入税金估算

14.2.1 采用要素成本法按生产要素分项估算各项成本费用。外购原材料、辅助材料、燃料动力费用估算详见表 14.2-1, 总成本费用估算详见表 14.2-2。

14.2.2 根据全厂主要物料消耗量及其价格估算本项目收入及税金。营业收入、营业税金

及附加和增值税估算详见表 14.2-3。

14.3 财务分析

14.3.1 盈利能力分析

(1) 编制“利润及利润分配表”，计算利润相关指标。各年税后利润及利润分配情况见表 14.3-1。

(2) 通过编制项目投资现金流量表、项目资本金现金流量表进行财务现金流量分析，详见表 14.3-2 和 14.3-3。

由表中可以看出，项目投资所得税前财务内部收益率为 17.32%，所得税后财务内部收益率为 14.01%；项目资本金税后财务内部收益率为 26.63%，均大于行业基准收益率。

(3) 通过盈利能力指标可以看出，本项目的盈利能力较强，可为业主所接受。

14.3.2 偿债能力分析

项目投产后按 8 年等额还本付息方式偿还建设投资借款。通过计算，项目在还款期内综合利息备付率为 7.38，综合偿债备付率为 1.81。

项目各年借款偿还情况、资产负债情况详见表 14.3-4、14.3-6。

14.3.3 财务生存能力分析

由财务计划现金流量表（表 14.3-5）可以看出，经营活动现金流入始终大于或等于现金流出，企业通过经营活动、投资活动及筹资活动产生的各年累计盈余资金均大于或等于零，可见企业具有较强的财务生存能力。

表 14.2-1 原材料、辅助材料、燃料动力费用估算表 单位：万元

序号	项目	单位	单价	数量	生产期													
					4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
	生产负荷				80%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%
1	原材料				3057409	3821761	3821761	3821761	3821761	3821761	3821761	3821761	3821761	3821761	3821761	3821761	3821761	3821761
1.1	沙重	吨	2105	8000000	1347282	1684103	1684103	1684103	1684103	1684103	1684103	1684103	1684103	1684103	1684103	1684103	1684103	1684103
1.2	沙轻	吨	2370	8000000	1516855	1896068	1896068	1896068	1896068	1896068	1896068	1896068	1896068	1896068	1896068	1896068	1896068	1896068
1.3	煤	吨	513	284700	11680	14600	14600	14600	14600	14600	14600	14600	14600	14600	14600	14600	14600	14600
1.4	醋酸(乙酸)	吨	1829	218400	31957	39947	39947	39947	39947	39947	39947	39947	39947	39947	39947	39947	39947	39947
1.5	正丁醇	吨	4598	109400	40244	50305	50305	50305	50305	50305	50305	50305	50305	50305	50305	50305	50305	50305
1.6	NaOH	吨	2299	143900	26468	33085	33085	33085	33085	33085	33085	33085	33085	33085	33085	33085	33085	33085
1.7	丙酮	吨	3564	56600	16138	20173	20173	20173	20173	20173	20173	20173	20173	20173	20173	20173	20173	20173
1.8	浓硫酸	吨	493	1300	51	64	64	64	64	64	64	64	64	64	64	64	64	64
1.9	MT0 乙烷	吨	1578	11300	1426	1783	1783	1783	1783	1783	1783	1783	1783	1783	1783	1783	1783	1783
1.10	MT0 丙烷	吨	3039	10800	2626	3282	3282	3282	3282	3282	3282	3282	3282	3282	3282	3282	3282	3282
1.11	丁二烯 C4	吨	3039	7900	1921	2401	2401	2401	2401	2401	2401	2401	2401	2401	2401	2401	2401	2401
1.12	MTBE	吨	3719	100000	29752	37191	37191	37191	37191	37191	37191	37191	37191	37191	37191	37191	37191	37191
1.13	甲醇	吨	1607	30900	3972	4965	4965	4965	4965	4965	4965	4965	4965	4965	4965	4965	4965	4965
1.14	液氨	吨	2564	131800	27036	33795	33795	33795	33795	33795	33795	33795	33795	33795	33795	33795	33795	33795
2	辅助材料				119649	149561	149561	149561	149561	149561	149561	149561	149561	149561	149561	149561	149561	149561
3	燃料动力				330314	398492	398492	398492	398492	398492	398492	398492	398492	398492	398492	398492	398492	398492
3.1	电	度	0.68	2251452000	122479	153099	153099	153099	153099	153099	153099	153099	153099	153099	153099	153099	153099	153099
3.2	新鲜水	吨	1.70	36556800	4972	6215	6215	6215	6215	6215	6215	6215	6215	6215	6215	6215	6215	6215
3.3	燃料煤	吨	512.82	2515800	103212	129015	129015	129015	129015	129015	129015	129015	129015	129015	129015	129015	129015	129015
3.4	基本电价	度	480.00	1200000	57600	57600	57600	57600	57600	57600	57600	57600	57600	57600	57600	57600	57600	57600
3.5	10MPa 蒸汽	吨	163.00	3224760	42051	52564	52564	52564	52564	52564	52564	52564	52564	52564	52564	52564	52564	52564

表 14.2-2 总成本估算表 单位：万元

序号	项目	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
1	生产成本	4118170	4980613	4980613	4980613	4980613	4980613	4980613	4980613	4980613	4980613	4980613	4980613	4980613	4980613	4980613
1.1	原材料	3057409	3821761	3821761	3821761	3821761	3821761	3821761	3821761	3821761	3821761	3821761	3821761	3821761	3821761	3821761
1.2	辅助材料	119649	149561	149561	149561	149561	149561	149561	149561	149561	149561	149561	149561	149561	149561	149561
1.3	燃料及动力	330314	398492	398492	398492	398492	398492	398492	398492	398492	398492	398492	398492	398492	398492	398492
1.4	工资及福利费	31350	31350	31350	31350	31350	31350	31350	31350	31350	31350	31350	31350	31350	31350	31350
1.5	制造费用	579448	579448	579448	579448	579448	579448	579448	579448	579448	579448	579448	579448	579448	579448	579448
1.5.1	折旧费	413737	413737	413737	413737	413737	413737	413737	413737	413737	413737	413737	413737	413737	413737	413737
1.5.2	修理费	151258	151258	151258	151258	151258	151258	151258	151258	151258	151258	151258	151258	151258	151258	151258
1.5.3	其他制造费	12760	12760	12760	12760	12760	12760	12760	12760	12760	12760	12760	12760	12760	12760	12760
2	管理费用	74671	77598	77598	77598	77598	77598	72224	72224	72224	72224	72224	59933	59933	59933	59933
2.1	无形资产摊销	12291	12291	12291	12291	12291	12291	12291	12291	12291	12291					
2.2	其他资产摊销	5374	5374	5374	5374	5374										
2.3	安全生产费	12180	15107	15107	15107	15107	15107	15107	15107	15107	15107	15107	15107	15107	15107	15107
2.4	财产保险费	24201	24201	24201	24201	24201	24201	24201	24201	24201	24201	24201	24201	24201	24201	24201
2.5	其他管理费用	20625	20625	20625	20625	20625	20625	20625	20625	20625	20625	20625	20625	20625	20625	20625
3	财务费用	271000	225595	179748	152024	124300	96577	68853	41129	13405	13405	13405	13405	13405	13405	13405
3.1	利息支出	271000	225595	179748	152024	124300	96577	68853	41129	13405	13405	13405	13405	13405	13405	13405
3.1.1	长期借款利息	221791	194067	166343	138620	110896	83172	55448	27724	0	0	0	0	0	0	0
3.1.2	其他长期借款利息	38248	18123													
3.1.3	流动资金借款利息	10961	13405	13405	13405	13405	13405	13405	13405	13405	13405	13405	13405	13405	13405	13405
4	营业费用	36375	45469	45469	45469	45469	45469	45469	45469	45469	45469	45469	45469	45469	45469	45469
5	排污费	1693	1693	1693	1693	1693	1693	1693	1693	1693	1693	1693	1693	1693	1693	1693
6	总成本费用合计	4500216	5329276	5283429	5255705	5227981	5194883	5167159	5139435	5111711	5111711	5099420	5099420	5099420	5099420	5099420
6.1	其中：可变成本	3507371	4369814	4369814	4369814	4369814	4369814	4369814	4369814	4369814	4369814	4369814	4369814	4369814	4369814	4369814
6.2	固定成本	992845	959462	913614	885891	858167	825069	797345	769621	741897	741897	729606	729606	729606	729606	729606
7	经营成本	3797814	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278

表 14.2-3 营业收入、营业税金及附加和增值税估算表 单位：万元

序号	项目	单位	单价	数量	生产期													
					4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
	生产负荷				80%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%
	营业收入				5854826	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533
1.19	美国V汽油	吨	5782	700000	323795	404744	404744	404744	404744	404744	404744	404744	404744	404744	404744	404744	404744	404744
1.2	纯煤	吨	3494	1500000	419282	524103	524103	524103	524103	524103	524103	524103	524103	524103	524103	524103	524103	524103
1.3	美国V柴油	吨	4380	1400000	490598	613248	613248	613248	613248	613248	613248	613248	613248	613248	613248	613248	613248	613248
1.4	丙烯	吨	4778	419000	16015	20019	20019	20019	20019	20019	20019	20019	20019	20019	20019	20019	20019	20019
1.5	丁二烯	吨	5333	152300	64981	81227	81227	81227	81227	81227	81227	81227	81227	81227	81227	81227	81227	81227
1.6	EOC(环氧乙烷)	吨	6849	150000	82185	102731	102731	102731	102731	102731	102731	102731	102731	102731	102731	102731	102731	102731
1.7	MEG(乙二醇)	吨	5291	570000	241251	301564	301564	301564	301564	301564	301564	301564	301564	301564	301564	301564	301564	301564
1.8	DEG(乙二醇)	吨	4950	577000	22851	28564	28564	28564	28564	28564	28564	28564	28564	28564	28564	28564	28564	28564
1.9	TEG(三乙二醇)	吨	6532	4000	2090	2613	2613	2613	2613	2613	2613	2613	2613	2613	2613	2613	2613	2613
1.10	OSM(苯乙烯)	吨	6496	634700	329827	412284	412284	412284	412284	412284	412284	412284	412284	412284	412284	412284	412284	412284
1.11	乙烯	吨	6274	120100	60276	75345	75345	75345	75345	75345	75345	75345	75345	75345	75345	75345	75345	75345
1.12	普通 EVA	吨	10579	200000	169272	211590	211590	211590	211590	211590	211590	211590	211590	211590	211590	211590	211590	211590
1.13	高 VA 含量 EVA	吨	11092	100000	88738	110923	110923	110923	110923	110923	110923	110923	110923	110923	110923	110923	110923	110923
1.14	丙烯酸腈	吨	7188	270400	155492	194364	194364	194364	194364	194364	194364	194364	194364	194364	194364	194364	194364	194364
1.15	乙腈	吨	8365	7400	4952	6190	6190	6190	6190	6190	6190	6190	6190	6190	6190	6190	6190	6190
1.16	甲基丙烯酸甲酯	吨	10726	86700	74399	92999	92999	92999	92999	92999	92999	92999	92999	92999	92999	92999	92999	92999
1.17	丙烯酸丁酯	吨	7109	180000	102363	127954	127954	127954	127954	127954	127954	127954	127954	127954	127954	127954	127954	127954
1.18	SAP(高吸水树脂)	吨	11368	240000	218256	272821	272821	272821	272821	272821	272821	272821	272821	272821	272821	272821	272821	272821
1.19	丙烯酸乙酯	吨	4701	225500	84803	106004	106004	106004	106004	106004	106004	106004	106004	106004	106004	106004	106004	106004
1.20	润滑油基础油	吨	5607	616200	276395	345493	345493	345493	345493	345493	345493	345493	345493	345493	345493	345493	345493	345493
1.21	苯	吨	3974	207400	65943	82428	82428	82428	82428	82428	82428	82428	82428	82428	82428	82428	82428	82428
1.22	PX	吨	4778	2800000	1070222	1337778	1337778	1337778	1337778	1337778	1337778	1337778	1337778	1337778	1337778	1337778	1337778	1337778
1.23	硫磺	吨	706	429300	24246	30308	30308	30308	30308	30308	30308	30308	30308	30308	30308	30308	30308	30308
1.24	石脑油	吨	2821	202400	45684	57104	57104	57104	57104	57104	57104	57104	57104	57104	57104	57104	57104	57104
1.25	商品液化气	吨	3039	55700	13542	16927	16927	16927	16927	16927	16927	16927	16927	16927	16927	16927	16927	16927

序号	项目	单位	单价	数量	生产期															
					4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	
	生产负荷				80%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	
1.2	92#国Ⅴ汽油	吨	5472	1700000	744164	930205	930205	930205	930205	930205	930205	930205	930205	930205	930205	930205	930205	930205	930205	930205
1.2	普通柴油	吨	3927	600000	188513	235641	235641	235641	235641	235641	235641	235641	235641	235641	235641	235641	235641	235641	235641	235641
1.2	乙烯 C5	吨	2821	81700	18440	23051	23051	23051	23051	23051	23051	23051	23051	23051	23051	23051	23051	23051	23051	23051
1.2	乙烯 C9	吨	4380	26000	9111	11389	11389	11389	11389	11389	11389	11389	11389	11389	11389	11389	11389	11389	11389	11389
1.3	C9+芳烃	吨	4380	226500	79372	99215	99215	99215	99215	99215	99215	99215	99215	99215	99215	99215	99215	99215	99215	99215
1.3	戊烷发泡剂	吨	2821	99600	22481	28101	28101	28101	28101	28101	28101	28101	28101	28101	28101	28101	28101	28101	28101	28101
1.3	200#溶剂油	吨	2821	177000	39951	49938	49938	49938	49938	49938	49938	49938	49938	49938	49938	49938	49938	49938	49938	49938
1.3	分子筛料	吨	3494	505900	141410	176762	176762	176762	176762	176762	176762	176762	176762	176762	176762	176762	176762	176762	176762	176762
1.3	D110 溶剂油料	吨	3239	63200	16377	20471	20471	20471	20471	20471	20471	20471	20471	20471	20471	20471	20471	20471	20471	20471
1.3	D130 溶剂油料	吨	3239	189800	49183	61479	61479	61479	61479	61479	61479	61479	61479	61479	61479	61479	61479	61479	61479	61479
1.3	6#工业级白油料	吨	3239	126600	32806	41008	41008	41008	41008	41008	41008	41008	41008	41008	41008	41008	41008	41008	41008	41008
1.3	7#工业级白油料	吨	3239	253000	65560	81950	81950	81950	81950	81950	81950	81950	81950	81950	81950	81950	81950	81950	81950	81950
2	营业税金及附加				881389	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737
2.1	营业税																			
2.2	消费税				743743	929679	929679	929679	929679	929679	929679	929679	929679	929679	929679	929679	929679	929679	929679	929679
2.3	城市维护建设税				80294	100367	100367	100367	100367	100367	100367	100367	100367	100367	100367	100367	100367	100367	100367	100367
2.4	教育费附加				57353	71691	71691	71691	71691	71691	71691	71691	71691	71691	71691	71691	71691	71691	71691	71691
3	折旧					140942	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135
	折旧税额				994508	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135
	进项税额				591200	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000

表 14.3-1 利润及利润分配表 单位：万元

序号	项目	合计	生产期														
			4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
1	营业收入	108314283	5854826	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533
2	营业税金及附加	16305703	881389	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737
3	总成本费用	76818606	4500216	5329276	5283429	5255705	5227981	5194883	5167159	5139435	5111711	5111711	5099420	5099420	5099420	5099420	5099420
4	利润总额	15189974	473220	887520	933367	961091	988815	1021913	1049637	1077361	1105085	1105085	1117376	1117376	1117376	1117376	1117376
5	应纳所得税额	15189974	473220	887520	933367	961091	988815	1021913	1049637	1077361	1105085	1105085	1117376	1117376	1117376	1117376	1117376
6	所得税	3797494	118305	221880	233342	240273	247204	255478	262409	269340	276271	276271	279344	279344	279344	279344	279344
7	净利润	11392481	354915	665640	700025	720818	741611	766435	787228	808021	828814	828814	838032	838032	838032	838032	838032
8	可供分配的利润	11392481	354915	665640	700025	720818	741611	766435	787228	808021	828814	828814	838032	838032	838032	838032	838032
9	提取法定盈余公积金	1139248	35492	66564	70003	72082	74161	76643	78723	80802	82881	82881	83803	83803	83803	83803	83803
10	可供投资者分配的利润	10253233	319424	599076	630023	648737	667450	689791	708505	727219	745932	745932	754229	754229	754229	754229	754229
11	各投资方利润分配	9344579	207656	487308	518255	536969	555682	573187	591900	610614	628814	628814	647129	647129	647129	647129	647129
12	未分配利润	908654	111768	111768	111768	111768	111768	116605	116605	116605	116605	0	0	0	0	0	0
13	息税前利润	16443035	744220	1113116	1113116	1113116	1113116	1118490	1118490	1118490	1118490	1118490	1130781	1130781	1130781	1130781	1130781
14	息税后利润	22798878	1175623	1544518	1544518	1544518	1544518	1544518	1544518	1544518	1544518	1544518	1544518	1544518	1544518	1544518	1544518

表 14.3-2 现金流量表(全部投资) 单位: 万元

序号	项目	合计	计算期																	
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
1	现金流量	12733782				6849334	8561668	8561668	8561668	8561668	8561668	8561668	8561668	8561668	8561668	8561668	8561668	8561668	8561668	9186860
1.1	营业收入	108314283				5854826	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533
1.2	增值税销项税额	18398397				994508	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135
1.3	回收固定资产余值	191940																		191940
1.4	回收流动资金	433252																		433252
2	现金流出	110547140	1393317	3483293	2089976	5624654	7017149	7017149	7017149	7017149	7017149	7017149	7017149	7017149	7017149	7017149	7017149	7017149	7017149	7017149
2.1	建设投资	6200086	1240017	3100043	1860026															
2.2	可抵扣增值税	766500	153300	383250	229950															
2.3	流动资金	433252				354250	79002													
2.4	经营成本	69209702				3797814	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278
2.5	营业税金及附加	16305703				881389	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737
2.6	增值税进项税额	10937205				591200	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000
2.7	增值税	6694692					140942	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135
3	所得税前净现金流量	16790732	-1393317	-3483293	-2089976	1224680	1828709	1544518	1544518	1544518	1544518	1544518	1544518	1544518	1544518	1544518	1544518	1544518	1544518	2169710
4	累计所得税前净现金流量	16790732	-1393317	-4876610	-6966586	-5741906	-3913197	-2368679	-824161	720358	2264876	3809394	5353912	6898430	8442949	9987467	11531985	13076503	14621021	16790732
5	所得税 (调整所得税)	4110759				186055	278279	278279	278279	278279	278279	278279	278279	278279	278279	278279	278279	278279	278279	278279
6	所得税后净现金流量	12679973	-1393317	-3483293	-2089976	1038625	1550430	1266239	1266239	1266239	1266239	1266239	1266239	1266239	1266239	1266239	1266239	1266239	1266239	1887015
7	累计所得税后净现金流量	12679973	-1393317	-4876610	-6966586	-5927961	-4377531	-3111292	-1845052	-578813	686083	1950979	3215874	4480770	5745666	7007489	8269312	9531135	10792958	12679973
计算指标:		税 前	税 后																	
项目投资财务内部收益率 (%)		17.32	14.01																	
项目投资财务净现值 (万元)		3181059	1646582																	
项目投资回收期 (年)		7.53	8.46																	

表 14.3-3 现金流量表(自有资金) 单位: 万元

序号	项目	合计	计算期																	
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
	现金流量	12737872				6849334	8561668	8561668	8561668	8561668	8561668	8561668	8561668	8561668	8561668	8561668	8561668	8561668	8561668	9186860
1.1	营业收入	108314283				5854826	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533
1.2	增值税销项税额	18398397				994508	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135
1.3	回收固定资产余值	191940																		191940
1.4	回收流动资金	433252																		433252
2	现金流出	114899316	420614	1051535	630921	6321573	7680722	8009529	7965036	7944243	7924793	7904001	7883208	7306825	7309898	7309898	7309898	7309898	7309898	7309898
2.1	项目资本金	2256745	420614	1051535	630921	106275	23701	23701												
2.2	借款本金偿还	4444714				555589	555589	555589	555589	555589	555589	555589	555589							
2.3	借款利息支付	1253060				271000	225595	179748	152024	124300	96577	68853	41129	13405	13405	13405	13405	13405	13405	13405
2.4	经营成本	69209702				3797814	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278
2.5	营业税金及附加	16305703				881389	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737
2.6	增值税进项税额	10937205				591200	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000
2.7	增值税	6694692					140942	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135
2.8	所得税	3797494				118305	221880	233342	240273	247204	255478	262409	269340	276271	279344	279344	279344	279344	279344	279344
3	净现金流量	12488557	-420614	-1051535	-630921	527761	880945	552138	596632	617425	636874	657667	678460	1254842	1251769	1251769	1251769	1251769	1251769	1876962
计算指标:																				
资本金财务内部收益率 (%)																				26.63

表 14.3-4 借款偿还平衡表 单位：万元

序号	项目	建设期			生产期												
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11					
I	借款																
1.1	期初借款余额		843672	3002602	4444714	3889125	3333536	2777946	2222357	1666768	1111179						555589
1.2	当期借款	819403	2048508	1229105													
1.3	当期应计利息	24269	110421	213007													
1.4	当期还本付息				777381	749657	721933	694209	666485	638761	611037						583313
	其中：还本				555589	555589	555589	555589	555589	555589	555589						555589
	付息				221791	194067	166343	138620	110896	83172	55448						27724
1.5	期末借款余额	843672	3002602	4444714	3889125	3333536	2777946	2222357	1666768	1111179	555589						
计算	利息备付率				2.75	4.93	6.19	7.32	8.96	11.58	16.24						27.19
指标	偿债备付率				1.28	1.69	1.78	1.84	1.91	1.98	2.05						2.14

借款偿还期：10.37 年

表 14.3-5 财务计划现金流量表 单位：万元

序号	项目	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	19767884				1460626	1685831	1311176	1304245	1297314	1289040	1282109	1275178	1268247	1265174	1265174	1265174	1265174	1265174	1265174
1.1	现金流入	126712680			6849334	8561668	8561668	8561668	8561668	8561668	8561668	8561668	8561668	8561668	8561668	8561668	8561668	8561668	8561668	8561668
1.1.1	营业收入	108314283			5854826	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533	7318533
1.1.2	增值税销项税额	18398397			994508	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135	1243135
1.2	现金流出	106944796			5388708	6875837	7250491	7257422	7264353	7272628	7272628	7279559	7286490	7293421	7296493	7296493	7296493	7296493	7296493	7296493
1.2.1	经营成本	69209702			3797814	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278	4672278
1.2.2	增值税进项税额	10937205			591200	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000	739000
1.2.3	营业税金及附加	16305703			881389	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737	1101737
1.2.4	增值税	6694692				140942	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135	504135
1.2.5	所得税	3797494			118305	221880	233342	240273	247204	255478	262409	269340	276271	276271	279344	279344	279344	279344	279344	279344
2	投资活动净现金流量	-7747536			-354250	-79002														
2.1	现金流入																			
2.2	现金流出	7747536			354250	79002														
2.2.1	建设投资	6547783			207303															
2.2.2	可抵扣增值税	766500			383250															
2.2.3	流动资金	433252			354250	79002														
3	筹资活动净现金流量	-8061318			2302983	-1552683	-1253592	-1244582	-1235572	-1225353	-1216342	-1207332	-1207332	-759337	-767634	-767634	-767634	-767634	-767634	-767634
3.1	现金流入	7747536			354250	79002														
3.1.1	项目资本金投入	2233045			106275	23701														
3.1.2	建设投资借款	4444714			843672	2158930	1442112													
3.1.3	其他长期借款	766500			153300	383250	229950													
3.1.4	流动资金借款	303277			247975	55301														
3.2	现金流出	15808853			1437553	1631685	1253592	1244582	1235572	1225353	1216342	1207332	1207332	759337	767634	767634	767634	767634	767634	767634
3.2.1	各种利息支出	1253060			271000	225595	179748	152024	124300	96577	68853	41129	13405	13405	13405	13405	13405	13405	13405	13405
3.2.2	偿还债务本金	4444714			555589	555589	555589	555589	555589	555589	555589	555589	555589		0					
3.2.3	偿还其他长期借款本金	766500			403308	363192														
3.2.4	应付利润(股利分配)	9344579			207656	487308	518255	536969	555682	573187	591900	610614	610614	745932	754229	754229	754229	754229	754229	754229
4	净现金流量	3959031			23073	54145	57584	59663	61742	63687	65767	67846	67846	508910	497541	497541	497541	497541	497541	497541
5	累计盈余资金	3959031			23073	77218	134802	194465	256208	319895	385662	453508	453508	962418	1968868	2466409	2963950	3461490	3959031	3959031

表 14.3-6 资产负债表 单位: 万元

序号	项目	计算期																	
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
1	资产	1417586	5011300	7314283	6835252	6621183	6247364	5875625	5505965	5143624	4783362	4425179	4508060	4590942	4674745	4758548	4842351	4926155	5009958
1.1	流动资产总额				718871	936205	993789	1053452	1115195	1178882	1244649	1312495	1821405	2330315	2827855	3325396	3822936	4320477	4818018
1.1.1	货币资金				34672	89819	147403	207066	268808	332496	398262	466108	975018	1483928	1981469	2479010	2976550	3474091	3971631
1.1.2	应收账款				365751	450940	450940	450940	450940	450940	450940	450940	450940	450940	450940	450940	450940	450940	450940
1.1.3	存货				318448	395446	395446	395446	395446	395446	395446	395446	395446	395446	395446	395446	395446	395446	395446
1.2	在建工程	1264286	4474750	6547783															
1.3	可抵扣增值税	153300	536550	766500															
1.4	固定资产净值				5984264	5570527	5156789	4743052	4329314	3915577	3501839	3088102	2674365	2260627	1846890	1433152	1019415	605677	191940
1.5	无形资产及其他资产净值				132117	114452	96786	79121	61456	49165	36874	24582	12291						
2	负债及所有者权益	1417586	5011300	7314283	6835252	6621183	6247364	5875625	5505965	5143624	4783362	4425179	4508060	4590942	4674745	4758548	4842351	4926155	5009958
2.1	流动负债总额				341548	425735	425735	425735	425735	425735	425735	425735	425735	425735	425735	425735	425735	425735	425735
2.1.1	应付账款				341548	425735	425735	425735	425735	425735	425735	425735	425735	425735	425735	425735	425735	425735	425735
2.2	建设投资借款	843672	3002602	4444714	3889125	3333536	2777946	2222357	1666768	1111179	555589								
2.3	流动资金借款				247975	303277	303277	303277	303277	303277	303277	303277	303277	303277	303277	303277	303277	303277	303277
2.4	其他长期借款	153300	536550	766500															
2.5	负债小计	996972	3539152	5211214	4478648	4062547	3506957	2951368	2395779	1840190	1284600	729011	729011	729011	729011	729011	729011	729011	729011
2.6	所有者权益	420614	1472148	2103069	2356604	2558636	2740407	2924257	3110186	3303434	3498761	3696168	3779049	3861931	3945734	4029537	4113340	4197143	4280947
2.6.1	资本金	420614	1472148	2103069	2209344	2233045	2233045	2233045	2233045	2233045	2233045	2233045	2233045	2233045	2233045	2233045	2233045	2233045	2233045
2.6.2	累计盈余公积金				35492	102056	172058	244140	318301	394945	473667	554469	637351	720232	804035	887838	971642	1055445	1139248
2.6.3	累计未分配利润				111768	223536	335304	447072	558840	675445	792049	908654	908654	908654	908654	908654	908654	908654	908654
计算	资产负债率(%)				65.52	61.36	56.13	50.23	43.51	35.78	26.86	16.47	16.17	15.88	15.59	15.32	15.05	14.80	14.55
指标	流动比率				2.10	2.20	2.33	2.47	2.62	2.77	2.92	3.08	4.28	5.47	6.64	7.81	8.98	10.15	11.32
指标	速动比率				1.17	1.27	1.41	1.55	1.69	1.84	1.99	2.15	3.35	4.54	5.71	6.88	8.05	9.22	10.39

14.4 财务评价结果

本项目主要技术经济指标见表 14.4-1。

表 14.4-1 主要技术经济指标汇总表

序号	项 目		数值	备注
一	基本数据			
1	总投资	万元	7747536	
1.1	建设投资	万元	6966586	
	不含增值税建设投资	万元	6200086	
1.2	建设期利息	万元	347698	
1.3	流动资金	万元	433252	
2	报批投资	万元	7444259	
	不含增值税报批投资	万元	6677759	
3	项目资本金	万元	2233045	
4	年均营业收入	万元	7220952	生产期内平均
5	年均总成本费用	万元	5121240	生产期内平均
6	年均增值税	万元	446313	生产期内平均
7	年均营业税金及附加	万元	1087047	生产期内平均
8	年均利润总额	万元	1012665	生产期内平均
9	年均息税前利润 (EBIT)	万元	1096202	生产期内平均
10	年均所得税	万元	253166	生产期内平均
11	年均净利润	万元	759499	生产期内平均
12	吨原油利润		474.69	
13	炼化一体化吨原油加工成本		993.00	不含其他原料
二	经济评价指标			
1	税前项目投资财务内部收益率	%	17.32	
2	税后项目投资财务内部收益率	%	14.01	
3	税前项目投资财务净现值	万元	3181059	ic=10%
4	税后项目投资财务净现值	万元	1646582	ic=10%
5	税前项目投资回收期	年	7.53	含建设期 3 年
6	税后项目投资回收期	年	8.46	含建设期 3 年
7	项目资本金财务内部收益率	%	26.63%	
8	总投资收益率 (ROI)	%	14.15	

盛虹炼化一体化项目可行性研究报告
519141F0000

序号	项 目	单位	数值	备注
9	资本金净利润率 (ROE)	%	34.01	
10	利息备付率 (ICR)		7.38	还款期内平均
11	偿债备付率 (DSCR)		1.81	还款期内平均

项目报批总投资 7444259(不含税报批总投资为 6677759)万元，其中建设投资 6966586(不含税建设投资 6200086)万元，建设期利息 347698 万元，铺底流动资金 129976 万元。

项目总投资为项目建设投资、建设期利息与流动资金之和，其估算值为 7747536 万元。

项目实施后，年均单位吨原油利润为 474.69 元，炼化一体化吨原料加工成本（含期间）为 993.00 元，税后财务内部收益率为 14.01%，税后投资回收期为 8.46 年。

本项目各项指标均好于基准值，项目在经济上是可行的。

14.5 不确定性分析

14.5.1 敏感性分析

根据项目特点，选取建设投资、生产负荷、原料价格、产品价格作为敏感性因素进行敏感性分析，分析这些因素单独向不利方向变化对项目经济效益的影响程度。敏感性分析数据（所得税后）见下表。

表 14.5-1 敏感性分析数据表

序号	不确定因素	变化率(%)	内部收益率(%)	净现值(万元)	投资回收期(年)
	基本方案		14.01	1646582	8.46
1	建设投资	+10	12.52	1110627	8.96
2	生产负荷	-10	12.31	917366	9.04
3	原料价格	+10	10.16	60272	9.99
4	产品价格	-10	6.26	-1340657	12.29
5	原料及产品价格	-10	10.66	253158	9.73

上述数据表明，原料、产品价格对项目的经济效益影响最大，生产负荷和建设投资的变化对项目经济效益的影响相对较小。

14.5.2 盈亏平衡分析

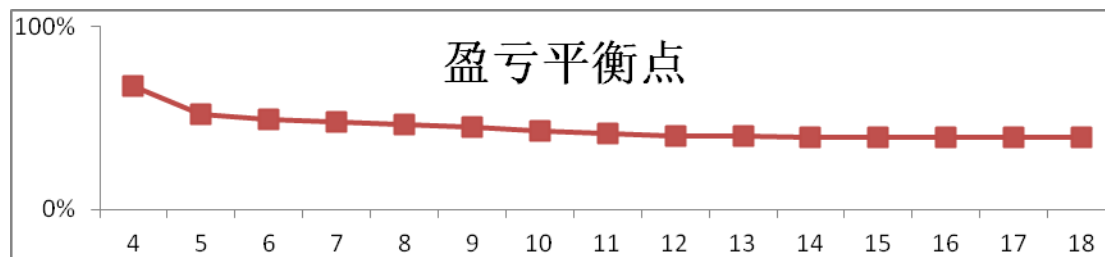
以生产能力利用率表示盈亏平衡点。

盈亏平衡点=固定成本/（营业收入—可变成本—营业税金及附加）

以正常生产年份第二年数据计算项目以生产负荷表示的盈亏平衡点为 51.95%，说明项目在生产负荷达到 51.95%时即可保持盈亏平衡，项目有一定的抗风险能力。

本项目各年份的盈亏平衡点分别见图 14.5-2：

图 14.5-2 本项目各年份的盈亏平衡点



14.6 其他价格体系测算结果

采用 2016 年市场均价、布伦特原油 60 美元/桶进行测算，并与 50 美元/桶价格体系进行比较，原料产品价格见表 14.6-1。

表 14.6-1 其他价格体系（含税价） 单位：元/吨

原料名称	2016 年均价	60 美元	50 美元	产品名称	2016 年均价	60 美元	50 美元
沙重	2407	2979	2463	95#国V汽油	6848	7450	6765
沙轻	2734	3334	2773	航煤	3382	4804	4088
煤	600	600	600	国VI柴油	5419	5754	5125
醋酸（乙酸）	2116	2480	2140	丙烯	6070	6480	5590
正丁醇	5202	6230	5380	丁二烯	9290	6850	6240
NaOH	1400	2347	2690	EO(环氧乙烷)	8473	9048	8013
丙酮	5330	4910	4170	MEG(乙二醇)	5436	6209	6190
浓硫酸	292	491	577	DEG(二乙二醇)	5197	6512	5792
MTO 乙烷	1885	2395	1846	TEG(三乙二醇)	7047	8362	7642
MTO 丙烷	3093	4024	3373	SM（苯乙烯）	8407	8240	7600
丁二烯 C4	3093	4024	3373	乙烯	9213	8230	7340
MTBE	5352	5213	4351	普通 EVA	11235	12561	12378
甲醇	1961	2120	1880	高 VA 含量 EVA	11835	13161	12978
液氨	3000	3000	3000	丙烯酸腈	8874	9460	8410
				乙腈	7903	11978	9787
				甲基丙烯酸甲酯	12725	14065	12550
				丙烯酸丁酯	7848	9487	8317
				SAP（高吸水性树脂）	12000	14433	13300
				醋酸乙烯	5755	5970	5500
				润滑油基础油	5841	7126	6560
				苯	5221	5070	4650
				PX	6303	5860	5590
				硫磺	731	912	826
				石脑油	2723	3964	3301
				商品液化气	3093	4024	3373
				92#国V汽油	6613	7051	6402
				普通柴油	4889	5224	4595
				乙烯 C5	2723	3964	3301
				乙烯 C9	5419	5754	5125
				C9+芳烃	5419	5754	5125
				戊烷发泡剂	2723	3964	3301
				200#溶剂油	2723	3964	3301
				分子筛料	3382	4804	4088
				D110 溶剂油料	3767	4103	3790
				D130 溶剂油料	3767	4103	3790
				5#工业级白油料	3767	4103	3790
				7#工业级白油料	3767	4103	3790

为便于对比，将可研主价格体系一并列示。

据上述价格体系测算的项目主要技术经济指标如表 14.6-2。

表 14.6-2 主要技术经济指标汇总表

序号	项 目	单位	2016 年均价	60 美元	50 美元	备注
一	基本数据					
1	总投资	万元	7741106	7818457	7747536	
1.1	建设投资	万元	6966586	6966586	6966586	
	不含增值税建设投资	万元	6200086	6200086	6200086	

序号	项 目	单位	2016 年均价	60 美元	50 美元	备注
1.2	建设期利息	万元	347609	348717	347698	
1.3	流动资金	万元	426911	503154	433252	
2	报批投资	万元	7442268	7466249	7444259	
	不含增值税报批投资	万元	6675768	6699749	6677759	
3	项目资本金	万元	2232383	2239755	2233045	
4	年均营业收入	万元	7322850	7912599	7220952	生产期内平均
5	年均总成本费用	万元	5051830	5879365	5121240	生产期内平均
6	年均增值税	万元	475362	436339	446313	生产期内平均
7	年均营业税金及附加	万元	1090533	1085850	1087047	生产期内平均
8	年均利润总额	万元	1180487	947384	1012665	生产期内平均
9	年均息税前利润 (EBIT)	万元	1263733	1033311	1096202	生产期内平均
10	年均所得税	万元	295122	236846	253166	生产期内平均
11	年均净利润	万元	885365	710538	759499	生产期内平均
12	吨原料利润	元/吨	553.35	444.09	474.69	
13	炼化一体化吨原料加工成本	元/吨	990.02	1012.71	993.00	不含其他原料
二	经济评价指标					
1	税前项目投资财务内部收益率	%	19.25	16.47	17.32	
2	税后项目投资财务内部收益率	%	15.61	13.29	14.01	
3	税前项目投资财务净现值	万元	4132704	2791084	3181059	
4	税后项目投资财务净现值	万元	2361452	1345495	1646582	
5	税前项目投资回收期	年	7.10	7.77	7.53	含建设期 3 年
6	税后项目投资回收期	年	7.97	8.72	8.46	含建设期 3 年
7	项目资本金财务内部收益率	%	30.08	25.21	26.63	
8	总投资收益率 (ROI)	%	16.32	13.22	14.15	
9	资本金净利润率 (ROE)	%	39.66	31.72	34.01	
10	利息备付率 (ICR)		8.54	6.83	7.38	还款期内平均
11	偿债备付率 (DSCR)		1.99	1.73	1.81	还款期内平均

15 社会效益分析

15.1 社会影响效果分析

盛虹炼化（连云港）有限公司遵循可持续发展的原则，在项目的建设过程中，正面的累积影响包括在连云港投资的增加、相关商业和就业机会的增加以及公共基础设施的潜在改进。考虑到环境及社会中易受影响群体，业主将与当地政府紧密合作，在将项目的负面影响降至最低的同时，增加当地社会各界的受益程度，努力为当地的经济、社会和环境带来积极影响。

15.1.1 项目的实施对当地经济的影响

石化产品广泛地应用于国民经济的各个领域，它可为相关行业的发展提供必要的原料和清洁的燃料。连云港市位于江苏省，对石油化工产品的需求日益增加。本项目所产的高等级汽、煤、柴油清洁燃料和苯、EO/EG、EVA、苯乙烯、丙烯腈硫磺等化工产品，不仅可以产生较好的经济效益和满足市场的需求，还可以拉动江苏省现有的塑材、电子化学品、农用化学品、建筑、运输等一系列中下游产业，对江苏省的经济地位具有长期的提升作用。

本工程中工艺装置类型较多，规模较大，可充分利用和发挥江苏省及国内其它地区机电行业的装备潜力，并可在国产设备的使用中不断改进国产机械装备的产品性能，提高制造质量和技术水平，有利地促进机电行业的发展。

本项目的建设一方面有助于缓解石化产品需求的压力，另一方面则给当地带来直接投资，可有利的带动当地经济发展，支持当地建设。

15.1.2 项目的实施对当地居民生活的影响

由于本项目建设厂地位于连云港市徐圩石化产业园区，为废弃的国有盐场，场地周围、防护距离以内无村庄。因此，项目建设不会对当地居民生活产生不利影响。

15.1.3 项目的实施对当地环境的影响

本项目建成后，可为市场生产出符合环保要求的燃料产品，不仅能为国家创造更大的经济效益，对社会的环境保护也有积极的意义。设计中采取了先进可靠的工艺技术，同时采取相应的环境保护措施，如以炼厂燃料气脱硫、煤制氢气体净化等有效措施，减少外排污染物，排出的各种废弃物通过回收、综合利用、填埋予以处理，使得对污染物的排放控制满足国家规定的排放标准要求。本工程建成后产生的“三废”污染

物，分别经过妥善处理 and 处置后，外排污染物减少，预计不会对周围环境产生不利影响，也不会改变该地区环境的质量等级。

15.1.4 项目的实施对当地基础设施、社会服务容量和城市化进程的影响

在项目的施工阶段，由于大量施工人员的流入将引起对住房等社会基础设施和交通运输等社会服务容量的更大需求，造成当地交通密度增加、以及社会问题如犯罪的增加。在本项目中可以通过行为标准、施工营地管理计划和运输计划来处理这些问题。同时本项目的建设 and 运营也带来了对当地的工业产品、劳动力与原材料的大量需求，当地居民可从新的产品市场和改善的基础设施中获益。

15.1.5 项目的实施对当地居民健康的影响

在项目的建设阶段，由于施工的过程及工地上的运输流量增加，会导致空气质量下降，但对呼吸和心脏健康影响不大。除了来自项目的直接影响外，随着工人的引入也带来大批非雇用人员，这会引发与住房、医疗、用水、卫生、垃圾处理以及传染病控制相关的问题。业主将与当地政府一起合作，最大限度的减少非计划移入此区域的人数。

在本项目的施工过程中，由于大量施工人员的流入，负面影响包括：本项目会导致包括肺结核、流感、性传染病、肠胃病、由蚊子导致的传染病在内的疾病传播范围增大，交通事故、与生活方式改变有关的疾病（例如抽烟，肥胖等）以及心理疾病。通过采取广泛的措施限制产生的影响，将在工人和当地人口中传播的传染病降到最低限度。

15.2 项目与所在地区互适性分析

15.2.1 不同利益群体对项目的态度及参与程度

本项目一直致力于与当地政府、化工园区进行积极的沟通 and 交流，把这项工作视为项目可持续发展的重要一环，为整个项目的顺利运营奠定坚实的社会基础。本项目中不同利益群体包括：距厂址较近的居住人群等。让“所有利益相关者参与”是本项目的核心理念，因此，项目在环境与社会影响评价报告的编制过程中采用公共商讨的方法，介绍本项目的环境保护设施和管理措施，征求社会各方不同利益群体的意见和建议。本项目在施工运营阶段，将积极支持当地教育、卫生和环保事业，努力为当地社区带来积极的影响。

15.2.2 各级组织对项目的态度及支持程度

江苏省、连云港市政府以及徐圩石化工业园区高度重视本项目的建设，对本项目给予大力支持，积极协调解决本工程前期规划及立项过程中遇到的问题。政府的大力支持、有力的政策保证，将为工程建设和运营提供良好的环境条件。

15.2.3 本项目具有广阔的市场潜力，依托条件好，与所在地互适性较强

本项目所提供的各种石化产品可就近销售，极大缓解连云港市及周边地区对石油化工产品的需求压力。本工程可以充分依托徐圩石化工业园区内公用工程、辅助生产设施和厂外道路、厂外铁路、供电线路、供水管道及水场、通讯设施、环保设施和其它的生活配套设施等，大大节约工程造价。

本项目新增定员 2750 人，同时可增加间接就业人数，并可拉动相关产业的发展，为解决当地人口就业问题作出一定的贡献。

因此，本项目与所在地互适性较好。

16 竞争力与风险分析

16.1 竞争力分析

16.1.1 概述

16.1.1.1 项目概况

盛虹炼化一体化项目是集炼油、芳烃、化工、润滑油为一体的炼化一体化项目，炼油规模达到 1600 万吨/年，芳烃规模（以对二甲苯计）达到 280 万吨/年，润滑油基础油产能约 70 万吨/年，环氧乙烷、乙二醇、苯乙烯、EVA 丙烯腈、甲基丙烯酸甲酯、丙烯酸丁、酯醋酸乙烯和 SAP、溶剂油料、白油料等化工产品 476.6 万吨/年。项目将采用先进技术，建设大规模、物耗能耗低，布局优化，并具有国际竞争力的现代化大型炼化一体化工程，满足华东、华中、华南地区等国内市场对油品、芳烃、化工产品的需求。

本炼化一体化项目将建设在江苏省连云港市徐圩新区，其建成可以和区域内其它炼化企业资源优化利用，成为华东地区又一个先进的油化一体化、协调发展、具有广阔前景的大型石化基地之一，将有利于解决我国目前急需的芳烃资源及化工产品紧缺等问题，符合国家的能源政策，且无疑将带动地方经济的增长提高经济实力，同时也将对相关产业发展起到极大的推动作用。

16.1.1.2 在连云港徐圩新区建设炼化一体化企业的优势

江苏省处在华东地区，在石化产业有很好的基础，具备明显资源和科学技术优势，如何加快徐圩石化产业园区炼化产业的发展，实现集群化、规模化，对江苏省经济实现跨越式大发展有着重要意义。在此基础上发展大型炼化一体化工程将拥有多方面的优势：

1) 江苏省虽有金陵石化、扬子石化等几个大型炼油企业，但由于该地区是我国经济最发达的地区之一，市场需求巨大，石油和石化产品缺口不断增加，尤其是对二甲苯产品缺口更大。加上国际市场需求，现有炼油企业的加工能力远远不能满足需要。本项目的建设将更大程度的满足 PTA 原料的需求及周边地区的油品和化工产品的市场需求，促进地区经济的发展，符合江苏省石化工业发展规划，也符合连云港市经济和产业发展结构调整的需要，符合徐圩新区石化产业基地总体发展规划的要求。

2) 连云港市位于亚欧大陆桥的最东端，东濒东海，加工进口原油具有得天独厚的海运优势，可实现靠近消费市场又贴近原料产地，达到资源优化配置，减少原料和

产品的运输距离，降低运输成本。这些不仅是企业的运营经济合理，还符合国家产业发展和布局政策。

3) 连云港徐圩新区是辽宁沿海经济带的重要发展区域。位于东海东岸、江苏省北部，该区域位置和地理自然条件优越，具有良好的区域位置优势和战略地位。

4) 政策优势。国家发改委 2013 年 11 月 30 日关于连云港石化产业基地规划编制的前期工作的复函中表示，“为贯彻落实国务院关于《江苏沿海地区发展规划》和《长江三角洲地区区域规划》批复精神，推动江苏省石化产业布局调整，满足长三角地区市场需求，应抓紧时间编制石化产业基地的规划和一期工程的前期工作”，并要求“连云港石化产业基地要统一规划、分布实施、科学布局、联动发展，按照一体化、大型化、园区化、高端化、清洁化的思路，逐步建成为功能区明确、产业结构紧密、项目布局有序、公用设施完善、资源能源节约、生态环境和谐、管理服务高效的世界一流石化产业基地”。因此，盛虹集团已在该基地建设了 PTA 项目、斯尔邦石化、虹洋热电厂、荣泰仓储和码头等产业，下一步结合企业自身发展，建设大型炼化一体化项目集群发展，强大的政策支持为本项目的建设和未来企业的运营提供了良好的环境条件。

16.1.2 原油结构、运输和成本分析

(1) 原油结构比较

近年来，随着进口原油数量的增加，中国进口高硫原油数量不断增加。本项目加工劣质原油中 100% 来自中东地区，原油来源稳定可靠，适应性强，在确保装置安全、稳定和长周期运行方面具有优势。

(2) 原油运输

本炼化一体化项目配套建设有 30 万吨级原油码头，本项目原油由远洋油轮运输至码头，原油卸船直接进入仓储区储罐储存。

原油远洋运输至仓储区，由于本项目考虑配套建设原油码头，紧邻原油罐区，运输成本相对较低。

16.1.3 成品油运输成本分析

本项目主要产品包括 280 万吨/年对二甲苯，20.74 万吨/年苯，590 万吨/年汽、煤、柴油产品，61.62 万吨/年润滑油基础油，476.60 万吨/年化工产品，42.93 万吨/年的硫磺产品。其中 280 万吨/年对二甲苯产品作为盛虹集团虹港石化 PTA 项目（紧邻本项目厂区）原料。

本项目产品出厂运输方式以船运为主，占有产品比例高达 54.25%，汽车运输占 29.24%，铁路运输占 26.34%，管道运输占 7.28%；不考虑企业 PTA 项目自用 280 万吨/年对二甲苯，本项目外输产品中船运比例高达 65.08%。

固体、液体产品船运、汽车运输吨公里运输成本见表 16.1-2。

表 16.1-2 固体、液体产品船运、汽车运输吨公里运输成本

运输方式（吨公里运费）	液化气	液体	固体
船运		0.13	
汽车	0.85	0.74	0.35

由上表可知，船运较汽车运输吨公里运输成本大为降低。本项目厂区临海，水域发达，海运优势明显，本项目产品出厂最大限度采用船运到目标市场具有较明显的水运优势。

本项目建设地点位于连云港徐圩石化园区，原油为远洋运输，本项目自建码头，原油运输成本较低。汽煤柴油的目标市场主要是华东、华北、中南地区，辐射半径较短。生产的对二甲苯产品主要供盛虹集团 PTA 项目作为原料，厂区相邻，节省了产品出厂的运输成本。其他产品大部分为近海运输，大大节省了运输费用。故从原料和产品运输角度考虑，本项目有较强的竞争力。

16.1.4 炼化一体化优势

本项目通过炼化一体化优化，做到工艺物流物尽其用。

1) 通过重油加氢裂化，满足芳烃联合装置原料 100%自给率，其中，轻烃回收石脑油 284.36 万吨/年，沸腾床渣油加氢石脑油 43.27 万吨/年，加氢异构石脑油 2.28 万吨/年，加氢裂化重石脑油 371.37 万吨/年，280 万吨/年芳烃联合装置连续重整单元进料量约 605.43 万吨/年，重油馏分的利用达到了极致。

2) 根据重油加氢裂化装置不同原料性质，合理安排各单元各系列流程，在满足芳烃联合装置原料供应的同时，也为润滑油异构脱蜡装置提供了原料，生产满足市场需求的润滑油基础油产品。

3) 充分回收富氢气体中氢气资源。设置 PSA 装置回收重整氢气、轻烃回收装置干气、各加氢装置低分气、沸腾床渣油加氢膜分离尾气，苯乙烯脱氢尾气、芳烃联合装置歧化尾氢中的氢气资源，乙烯裂解产的乙烯氢除满足裂解汽油加氢装置使用外，其余送炼油部分，以达到氢气资源的有效利用，降低全厂用氢成本。

4) 化工部分生产的甲苯和二甲苯作为芳烃联合装置原料，从而达到尽可能多产

芳烃的目的。

5) 化工部分产的抽余液送炼油部分烷基化装置作为原料, 生产的烷基化油作为全厂汽油池高辛烷值汽油调合组分。

6) 芳烃联合装置生产的苯作为化工部分苯乙烯装置原料。

16.1.5 装置能力及结构

盛虹炼化一体化项目全厂生产装置组成及规模见表 16.1-3。

表 16.1-3 本项目工艺装置组成及规模 (单位: 万吨/年)

序号	装置名称	公称规模, 万吨/年	单系列能力, 万吨/年
1	工艺装置		
1.1	炼油部分		
1.1.1	常减压蒸馏	1600	1600
1.1.2	焦化	200	200
1.1.3	重油加氢裂化	900	900
	加氢裂化	350	350
	加氢裂化	360	360
	沸腾床渣油加氢裂化	330	330
1.1.4	润滑油异构脱蜡	70	70
1.1.5	汽柴油加氢	300	300
1.1.6	芳烃联合装置		
	石脑油加氢	400	400
	连续重整	640	320
	芳烃抽提	150	150
	PX 装置	280	280
1.1.7	烷基化	30	30
1.1.8	PSA, 万标立/时	44	2*17+10
1.1.9	硫磺回收	60	15
1.1.10	煤油加氢	180	180
1.2	化工装置		
1.2.1	乙烯裂解装置	110	110
1.2.2	裂解汽油加氢	42	42
1.2.3	芳烃抽提	29	29
1.2.4	丁二烯抽提	15	15
1.2.5	EVA	30	30
1.2.6	醋酸乙烯	30	30
1.2.7	EO/EG	60	60
1.2.8	苯乙烯	60	60
1.2.9	丙烯腈	26	26
1.2.10	甲基丙烯酸酯甲酯	9	9
1.2.11	丙烯酸及酯	30/18	30/18
1.2.12	SAP	24	24

由上表，本项目各工艺装置/单元公称规模均达到经济规模，其中主要核心装置，包括芳烃联合装置、重油加氢裂化装置加氢裂化装置均属于世界范围内最大型装置之一，其它装置包括常减压蒸馏装置、PSA 装置、硫磺回收装置、乙烯裂解以及配套化工装置，在国内同类型装置中也属于最大或较大装置，各工艺装置/单元单系列处理能力同同类装置/单元相比较也均具备规模优势。

16.1.6 产品目标市场和产品质量分析

根据本项目建设的需要和成品油经济的运输半径，目标市场选择为华东、华北、中南地区，华东地区虽然已经供大于求，但该地区消费量很大，且区域内各省份差异较大，因此可将区内各省份区别对待，加上与项目所在地距离近，是未来重点发展的目标市场之一。

根据最新汽柴油标准的要求，2019年1月1日起，汽油执行国（VIA）标准要求，柴油执行国VI标准；2023年1月1日汽油执行国（VIB）标准要求。盛虹炼化一体化项目考虑到环保对油品提出越来越严格的要求，汽油产品按满足国（VIB）、柴油产品按满足国VI质量标准要求，在工艺装置技术方案选择中充分考虑了诸如降低汽油中的芳烃、烯烃含量；降低柴油中的芳烃含量、硫含量，提高十六烷值等提高成品油质量的工艺设计和工艺技术，提高了适应市场的灵活性，航煤产品要求硫含量不大于10ppm，在行业中具有一定的竞争力优势。

产品质量是市场竞争取胜的前提和基础，只有满足市场质量要求的产品才有可能参与市场竞争，本项目实施后，汽柴油的产品质量指标与国内产品质量标准比较见表16.1-4。

表 16.1-4 产品质量对比表

汽 油		硫含量	苯含量	烯烃含量	芳烃含量
		≧m%	≧v%	≧v%	≧v%
国VIB 标准		0.0010	0.8	15	35
本项目	95 号汽油	0.0005	0.09	0	34.80
	92 号汽油	0.0003	0.05	0	34.80
柴 油		硫含量	十六烷指数	多环芳烃含量	
		≧m%	≧	m%	
国VI标准		0.0010	46	≧8	
本项目	柴油产品	0.0007	56.08	≧8	

从表中可以看出，本项目实施后所生产的汽油、柴油的各项质量指标分别达到国VI标准要求，尤其是汽油产品，各项主要指标均好于指标值。

16.1.7 能耗对比分析

能耗费用在现金操作费用中所占比例最大，并随着国际油价的不断攀升，能耗费用所占的比例也将进一步提高。

盛虹炼化一体化项目采用先进可靠的工艺技术和设备；根据工程和技术经济条件，进行装置之间、装置与系统之间的热联合；经济合理地回收烟气余热、工艺物流余压，全厂统一规划低温余热的回收与利用；采用新型高效的机泵、高效强化换热器及其他节能产品，提高能量转换效率和能量回收率；设备及管道布置尽量紧凑合理，以减少热损失和压力损失等节能原则，为提高全厂用能水平创造了有利条件。

1) 采用节能型工艺流程和技术

采用节能型工艺流程和高效催化剂（溶剂）节能是减少工艺总用能，提高装置用能水平的关键。例如：轻烃回收装置采用低能耗的无压缩机回收轻烃工艺技术；加氢裂化采用热高分工艺流程；芳烃联合装置连续重整单元采用连续再生重整工艺等。

2) 提高能量回收率，减少排弃能量

利用先进的技术，优化换热网络，同时，采用高效传热设备，深化换热，提高换热终温，是装置用能优化的重点。例如：1600万吨/年常减压蒸馏采用窄点技术，对换热网络进行优化设计，在投资和节能效益之间达到最优；加氢裂化装置选用液力透平回收高压液体的能量等。

3) 提高能量转换效率

提高能量转换效率的节能措施主要是提高加热炉效率和压缩机、泵效率等。

① 换热器等采用高效、低压降换热器提高效率，减少能耗；

② 在机泵的选用上选用高效机泵和高效节能电机，提高设备效率；

③ 充分利用加热炉系统的热量，合理安排进料，提高加热炉效率。同时加热炉系统采用余热回收系统，回收烟气中的余热，使得加热炉效率均达到92%以上。

在确保工艺技术成熟、可靠、先进的前提下，为降低装置加工能耗，工艺装置采取了一系列节能措施，使装置能耗均达到了国内先进水平，主要工艺装置能耗对比情况见表8.4-2。

从主要工艺装置能耗对比来看，盛虹炼化一体化项目主要生产装置能耗远低于国内同类装置的平均能耗水平，具有较强的竞争力。

16.2 风险分析

16.2.1 主要风险因素识别与风险等级判断

为避免各种风险给项目带来损失，在投资决策过程中，准确地识别风险因素并判断风险等级十分必要。

(1) 政策方面的风险。指由于政府政策调整，使项目原定目标难以实现所造成的损失。从风险影响的程度考虑，政策方面的风险应属“适度”。

2009年5月19日国务院办公厅下发《石化产业调整和振兴规划》。“规划”明确指出，要按照保增长、扩内需、调结构的总体要求，稳定石化产品市场，保持产业平稳增长；依托大型企业和产业基地，按照炼化一体化、园区化、集约化、产业联合的发展模式，优化产业布局；加快产业结构调整 and 升级，不断增强竞争力，进一步增强石化产业的支柱地位。“规划”的出台，为我国石化产业迎来了难得的发展机遇。

经国务院批复、于2009年7月发布的《江苏沿海地区发展规划》明确指出，“在淤泥性海岸建设深水海港的技术条件已经具备，连云港港可布局建设30万吨级航道和码头”，江苏沿海地区“以连云港港为核心，联合南通港、盐城港共同建设沿海港口群，综合发展陆路交通和航空业”，“依托深水港口资源，优先发展石化、造船等临港产业”。

2015年5月，经国务院同意，国家发改委印发了《石化产业规划布局方案》（发改产业[2014]2208号，以下简称《方案》）。《方案》对今后一个时期的石化产业布局进行了总体部署，旨在通过科学合理规划，优化调整布局，从源头上破解产业发展的“邻避困境”，提高发展质量，促进民生改善，推动石化产业绿色、安全、高效发展。连云港与大连长兴岛(西中岛)、河北曹妃甸、上海漕泾、浙江宁波、广东惠州、福建古雷一起列入国家重点建设的石化产业基地。

根据《连云港市石油化工产业发展规划》中的总体布局，连云港石油化工产业区位于连云港市南翼的徐圩片区，按照土地规划，徐圩片区有4000公顷用于石油化工产业和树脂后加工、精细化工等下游配套产业。选择在连云港徐圩新区临港工业区内，投资石化产业符合国家、地区发展规划及国民经济发展需要，有利于国家石化产业布局的调整和优化，有利于地方经济的协调发展。

因此，从风险发生的可能性考察，政策方面的风险对于本项目的影响应属“低”。

(2) 市场方面的风险。指由于市场需求的变化、竞争对手的竞争策略调整，项目产品销路不畅，产品价格低迷等，以至产量和销售收入达不到预期的目标，给项目预期收益带来的损失。这主要来自于三个方面：一是实际供求总量与预测值有偏差；二是项目产品缺乏市场竞争能力；三是实际价格与预测价格的偏差。市场风险是竞争

性项目经常遇到的重要风险，从风险影响的程度考虑，应属“较大”。

连云港市地处江苏省北部沿海，临近山东、河南、安徽三省，位于欧亚大陆桥东端，是新亚欧大陆桥的东桥头堡，是中国中西部地区物资的主要出海港口，在全国占有重要的战略位置，是承接苏南产业转移、带动周边地区经济发展和实现发展苏北沿海的国家战略的重点城市。本工程规划将以汽油、柴油、煤油、对二甲苯、乙烯、丙烯、环氧乙烷、乙二醇、醋酸乙烯、EVA、苯乙烯、SAP 等炼油、芳烃和化工原料来供应市场，将对连云港地区乃至江苏省的一批下游关联产业，为地区经济发展注入活力。

盛虹集团拥有较强的供销网络和经验丰富的国际贸易人才队伍，同国际上主要的原油供应商等有长期的贸易合作关系，能够保障本项目的原油供应。盛虹集团将建立比较完善的油品、液体化工品销售网络，可以保证本项目产品的顺畅销售。

因此，从风险发生的可能性考察，市场方面的风险对于本项目的影晌应属“低”。

（3）工程、技术方面的风险

本项目所选方案经过前期工作的充分对比，所采用技术大部分为业主自有专利技术，引进的部分专利技术也隶属国际知名公司，因此项目对于技术的可获得性风险相对较低。

从风险影响的程度考虑，工程、技术风险应属“适度”，从风险发生的可能性考察，本项目工程、技术风险应属“低”。

（4）投资及融资方面的风险

连云港现辖 3 个市辖区、3 个县。近年来，一批重大项目先后落户连云港，使全市经济社会发展进入了快车道。国民经济持续快速增长。2016 年实现 GDP 2376.48 亿元，增长 7.8%。其中，第一产业增加值 301.56 亿元，增长 1.6%；第二产业增加值 1049.90 亿元，增长 7.8%；第三产业增加值 1025.02 亿元，增长 9.8%。第二、第三产业增加值双双跨上千亿台阶。人均 GDP 首超 50000 元，达到 52986 元。连云港的经济实力和综合配套、服务能力可为徐圩片区开发建设提供强大的依托和坚强的后盾，也为项目的前期投入和后期运作提供足够的经济保证。

本项目在现有基准假定前提下，项目所得税后项目投资财务内部收益率为 14.01%，高于行业基准收益率 10%，所得税前项目投资财务内部收益率为 17.32%，项目资本金财务内部收益率为 26.63%，项目的盈利水平较高。从利息备付率和偿债备付率的指标上看，项目具有较好的偿还借款能力。

从风险影响的程度考虑，投、融资风险应属“适度”，从风险发生的可能性考察，

投、融资风险应属“低”。

(5) 建设条件的风险

建设条件不落实，会给项目造成很大损失，从风险影响的程度来看，应属“严重”。

根据《连云港市石油化工产业发展规划》中的总体布局，连云港石油化工产业区位于连云港市南翼的徐圩片区，按照土地规划，徐圩片区有 4000 公顷用于石油化工产业和树脂后加工、精细化工等下游配套产业。现有的土地资源已能满足项目建设需要和日后发展需要。从各方面条件来看，建设本项目都具有很好的建厂条件，而且所在地有足够的项目建设用地。因此从风险发生的可能性角度，应属“低”。

(6) 外部环境的风险

外部环境风险因素主要包括自然环境、经济环境和社会环境等因素。

连云港市地处江苏省北部沿海，东濒黄海，地理位置优越，加工进口原油具有得天独厚的海运优势。周边经济快速增长趋势，必然带动石化产品的需求增长。而连云港长徐圩片区完善的土地、油品储运、公用工程系统配套和本地区丰富的石化人力资源对项目提供了有力保障。石油化工产业是徐圩片区的主导产业。项目所在地石化产业发达、资源丰富，为石化行业提供了发展空间；交通条件优良，运输便捷，原料、产品进出运输便利，从而降低运输成本。

从风险影响的程度考虑，外部环境风险应属“适度”，从风险发生的可能性考察，外部环境风险应属“适度”。

根据风险因素分类方法，以上各个风险因素分类结果见表 16.2-1。

表 16.2-1 综合风险等级分类表

风险等级		风险影响程度			
		严重	较大	适度	轻微
风险发生的可能性	高				
	较高				
	适度			(6)	
	低	(5)	(2)	(1)、(3)、(4)	

16.2.2 防范与降低风险的对策

根据对本项目风险因素的识别与风险判断，项目存在的风险均为 T (Trigger) 级和 R (Review and reconsider) 级风险，不存在 K (Kill) 级和 M (Modify plan) 级风险，且无论是 T 级风险还是 R 级风险，其发生的可能性均为“低”或“适度”，对项目构成威胁的机会较小。对于 T 级风险和 R 级风险，只要予以足够的重视并采取一定措施和投入相应的资金就可以化解。因此，在项目实施过程中和实施完成以后，企业应时刻关注与项目相关的风险因素，尽量规避风险的发生，一旦风险发生，应及时采

版权归 LPEC 所有，未经 LPEC 书面许可，不得以任何方式使用

取措施，将风险带来的损失降低到最小限度。

16.2.3 风险分析结论

本报告在现有评价参数基准假定前提下，对本项目从财务评价上、不确定性分析上以及风险分析上全面的分析评价，综合认为本项目在经济上是可行的，有一定的抗风险能力。