



恒力石化（大连）化工有限公司  
150 万吨/年乙烯工程

可行性研究报告

申请单位：恒力石化（大连）化工有限公司

建设单位：恒力石化（大连）化工有限公司

编制单位：中国石化工程建设有限公司


2017 年 12 月

## 目录

一、项目建设的目的和意义.....	4
1.1 企业概况.....	4
1.2 项目建设的背景及意义.....	5
二、项目概况.....	6
2.1 项目建设地点.....	6
2.2 建设规模.....	6
2.3 项目范围.....	7
2.4 项目建设的依托条件.....	7
2.5 总物料平衡.....	7
2.6 产品方案.....	8
2.7 原料来源与数量.....	10
三、主要工艺装置简介.....	11
3.1 蒸汽裂解装置.....	11
3.2 裂解汽油加氢.....	13
3.3 丁二烯抽提装置.....	13
3.4 高密度聚乙烯 (HDPE) 装置.....	14
3.5 苯乙烯装置.....	15
3.6 聚丙烯 (PP) 装置.....	17
3.7 乙二醇 (EG) 装置.....	19
3.8 燃料气转化装置.....	20
3.9 海水淡化装置.....	21
3.10 碳四加氢装置.....	22
四、建设地区条件及厂址位置.....	23
4.1 厂址位置.....	23
4.2 自然条件.....	24
4.3 气象条件.....	27
五、总图布置.....	29
5.1 项目范围.....	29
5.2 总平面布置简述.....	31
5.3 竖向布置.....	31
5.4 道路.....	32
5.5 运输.....	32
5.6 绿化.....	33
六、储运系统.....	34
6.1 储运系统设计范围、内容.....	34
6.2 储存系统.....	34
6.3 运输系统.....	36

6.4 厂内工艺及热力管网 .....	36
七、公用工程 .....	37
7.1 给排水 .....	37
7.2 供配电系统 .....	38
7.3 电信 .....	47
7.4 供热 .....	49
7.5 空分空压 .....	54
7.6 采暖通风和空气调节 .....	57
八、辅助生产设施 .....	59
8.1 中心化验室 .....	59
8.2 其它 .....	59
8.3 火炬及火炬气回收系统 .....	59
8.4 污水处理场 .....	60
8.5 环境监测站 .....	68
九、项目组织机构和定员 .....	69
十、项目实施计划 .....	69
十一、投资估算及资金筹措 .....	69
11.1 工程概况 .....	69
11.2 编制依据 .....	69
11.3 资金筹措 .....	70
十二、资源利用分析 .....	71
12.1 原料及燃料 .....	71
12.2 资源利用方案 .....	73
十三、资源节约措施 .....	77
13.1 原料利用原则 .....	77
13.2 资源节约措施 .....	78
十四、能源节约措施 .....	78
十五、水资源节约措施 .....	87
十六、生态环境影响分析 .....	89
16.1 项目概况及建设地区的环境状况 .....	89
16.2 设计依据及采用的环境保护标准 .....	93
16.3 建设项目的环保状况 .....	93
16.4 环境保护措施 .....	94
16.5 环境保护投资估算 .....	104
16.6 预期效果 .....	104
十七、技术经济分析 .....	104
17.1 概述 .....	104
17.2 成本费用估算 .....	105
17.3 盈利能力分析 .....	108
17.4 偿债能力分析 .....	109

17.5 财务生存能力分析 .....	109
17.6 结论 .....	110
十八、社会影响分析 .....	112
18.1 社会影响效果分析 .....	112
18.2 项目与所在地区互适性分析 .....	113
18.3 社会风险及对策分析 .....	114

 中国石化工程建设有限公司 SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION	说明书	项目号: 41121 文件号: <span style="float: right;">修 改:0</span>
第 4 页共 117 页		

## 一、项目建设的目的和意义

### 1.1 企业概况


恒力石化（大连）化工有限公司隶属于恒力集团控股上市公司恒力石化股份有限公司。恒力集团始建于 1994 年，是以石化、聚酯新材料、地产和织造等四大板块为主业，热电、机械、金融、酒店等多元化发展的国际型企业，现位列世界 500 强第 268 位、中国企业 500 强第 60 位、中国民营企业 500 强第 10 位、中国制造业企业 500 强第 21 位，核心竞争力和产品品牌价值均列国际行业前列。

恒力石化股份有限公司（简称恒力股份）于 2016 年成功登陆国内资本市场，是上交所主板上市公司，分别在苏州、大连、宿迁、南通和营口等地建立了产业基地，已形成高端化、差异化、功能化聚酯产能 250 万吨，在建聚酯产能 135 万吨，建成投产的 660 万吨/年的 PTA 工厂，是全球单体产能最大的超大型 PTA 生产基地，投资 562 亿元正在建设的大型石油炼化项目“恒力 2000 万吨/年炼化一体化项目”，得到了国务院和国家发改委重点支持。目前，上市公司已构筑形成了“原油-芳烃—PTA—聚酯—民用丝及工业丝”的完整产业链，炼化、石化、聚酯全产业链一体化运作的产业结构和运营模式正不断完善。

2010 年恒力进军石化行业，投资建设恒力石化（大连长兴岛）产业园，分两期建设，总投资 340 亿。一期投资 250 亿，建设 2\*220 万吨/年 PTA 生产线，2012 年 9 月投产；2013 年投资 90 亿，建设 220 万吨/年 PTA 生产线，2015 年 2 月投产。

为进一步提高企业竞争力，以解决 PTA 项目原料供应并缓解当地及周边区域油品和石化产品市场供需矛盾，加快调整辽宁省石化产业结构和布局，尽早形成有较强国际竞争力和可持续发展能力的大型石化产业基地为目标，恒力提出建设 2000 万吨/年大型炼化一体化项目，以加工境外原油生产芳烃为主兼顾生产交通道路用燃料以及其它石油化工产品。

同时，为充分利用炼化项目副产品，最大限度发挥炼化一体化优势，恒力又提出建设 150 万吨/年乙烯项目的构想，助推大连早日实现“乙烯”梦。

 中国石化工程建设有限公司 SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION	说明书	项目号: 41121	修
		文件号:	改:0
		第 5 页共 117 页	

## 1.2 项目建设的背景及意义

### 1.2.1 项目建设的背景

2011 年 3 月国家发展和改革委员会发布了《产业结构调整指导目录（2011 年本）》，鼓励采用先进工艺技术的大型基本有机化工原料生产。限制新建 80 万吨/年以下石脑油裂解制乙烯、20 万吨/年以下乙二醇、20 万吨/年以下苯乙烯、7 万吨/年以下聚丙烯（连续法及间歇法）、20 万吨/年以下聚乙烯生产装置。本项目乙烯、聚烯烃等装置规模都远远大于最低限制规模，符合国家产业政策。


2014 年 4 月国家发改委正式批复大连长兴岛（西中岛）石化产业基地总体规划。根据《规划》，长兴岛（西中岛）石化产业基地包括长兴岛片区和西中岛片区，规划面积 77.1 平方公里，将构建炼化一体化为龙头，碳一化工、氯碱化工、海洋化工为支撑的石化产业体系。

国家发改委关于大连长兴岛石化产业园区的批复是国家在《辽宁沿海经济带发展规划》和《东北振兴“十二五”规划》的基础上，对大连长兴岛发展石化产业的进一步肯定和推动，标志着大连长兴岛石化产业园区已纳入国家石化产业的整体布局和规划当中，成为国家新一轮石化产业布局调整和结构优化升级战略的核心承载区域，大连石化产业步入新的发展阶段。

### 1.2.2 项目建设的意义

(1) 本项目选址国家布局的七大石化产业基地之一的大连长兴岛（西中岛），符合国家产业政策的总体发展战略。大连长兴岛经济区是辽宁省沿海经济带的核心和龙头，于 2010 年 4 月 20 日晋生为国家级开发区。大连长兴岛石油化工园区作为大连长兴岛经济区的重要组成部分和专业园区，战略目标是面向东北亚，服务环渤海，打造具有世界先进水平和国际竞争力的炼化一体化石化生产基地，成为推动辽宁省沿海经济带相关产业跨越式发展的龙头，是环渤海地区石化产业带的重要组成部分。

(2) 本项目符合《产业转移指导目录（2012 年本）》第一章“全国区域工业发展总体导向”中指出的东北地区原材料工业“重点推进乙烯和芳烃产业”的区域规划要求。在建的炼化项目将有效带动上下游产业链的一体化发展，

 <b>中国石化工程建设有限公司</b> SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION	说明书	项目号: 41121	修
		文件号:	改:0
		第 6 页共 117 页	

推动长兴岛石油化工园区向世界级石化园区发展。

(3) 本项目原料全部来自上游的炼化装置，既使企业现有资源得到了充分利用，又降低了原料运输成本，增加了企业的盈利能力。

(4) 在中石化经研院 50 美元价体系下，本项目所得税后项目投资财务内部收益率为 29.18%，项目财务净现值为 2492586 万元，投资回收期（含 2 年建设期）为 4.98 年。

在中石化经研院 60 美元价体系下，本项目所得税后项目投资财务内部收益率为 29.88%，项目财务净现值为 2611899 万元，投资回收期（含 2 年建设期）为 4.92 年。主要财务指标均达到行业基准值，本项目在财务上可行。

在中石化 2015 年实际价下，本项目所得税后项目投资财务内部收益率为 31.83%，项目财务净现值为 2913299 万元，投资回收期（含 2 年建设期）为 4.74 年。项目具有良好的经济效益。

在中石化 2017 年实际价下，本项目所得税后项目投资财务内部收益率为 36.64%，项目财务净现值为 3684778 万元，投资回收期（含 2 年建设期）为 4.37 年。项目具有良好的经济效益。

综上所述，本项目的建设是必要的，其建设条件具备，建设方案合理，项目具有良好的经济效益和社会效益。项目的建设是可行的。

## 二、项目概况

### 2.1 项目建设地点


大连长兴岛经济区西端海边

### 2.2 建设规模

150 万吨/年蒸汽裂解及上下游共 12 套装置。年操作时间 8000 小时。如表 2-1 所示。

表 2-1 装置规模

序	装置名称	规模（万吨/年）	备注
1	蒸汽裂解装置	150	含干气回

 中国石化工程建设有限公司 SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION	说明书	项目号: 41121	修
		文件号:	改:0
		第 7 页共 117 页	

序	装置名称	规模 (万吨/年)	备注
2	乙二醇 (EG) 装置 1 线	90	
3	乙二醇 (EG) 装置 2 线	90	
4	苯乙烯 (SM) 装置	72	
5	高密度聚乙烯 (HDPE)	40	
6	聚丙烯 (PP) 装置 1 线	20	
7	聚丙烯 (PP) 装置 2 线	20	
8	裂解汽油加氢装置	35	
9	丁二烯抽提装置	14	
100	碳四加氢装置	17	
11	燃料气转化装置	110000Nm <sup>3</sup> /h	
12	海水淡化装置	45000m <sup>3</sup> /d	
	装置数量	12	

### 2.3 项目范围

本项目建设内容包括 150 万吨/年蒸汽裂解装置及下游共 12 套化工装置 (包括补充炼厂干气做乙烯原料而增上的燃料气装置); 配套的公用工程系统包括原料、中间产品、产品罐区、空分、空压、循环水场、供电系统、部分消防系统等; 配套设施包括污水预处理、火炬系统、化学品仓库等; 热电和部分公用、储运等设施依托在建的炼化项目。

区外的供水、供电、排水及道路等工程由在建炼化一体化项目负责建设。

### 2.4 项目建设的依托条件

本项目综合办公楼、中央控制室 (不包括控制系统)、全厂性仓库、总变、厂外设施及热电系统、新鲜水供应等均依托正在建设的炼化一体化项目。

### 2.5 总物料平衡

恒力石化 (大连) 化工有限公司 150 万吨/年乙烯项目以蒸汽裂解装置为龙头, 沿 C2、C3 产品链向下游延伸发展。

本项目由上游炼化一体化提供的 108.06 万吨/年各类炼厂干气、61.3 万吨/年正丁烷及 170.51 万吨/年各类石脑油、8 万吨/年 C9+组成的乙烯原料经蒸汽裂

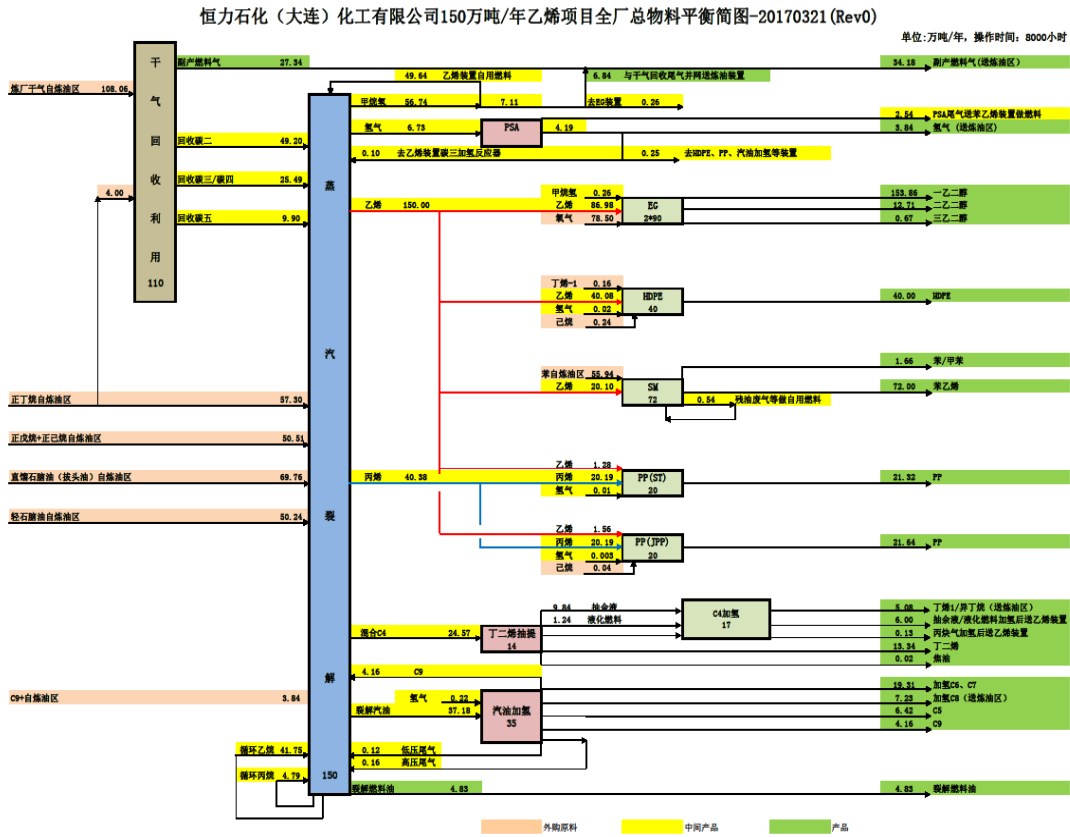


解装置裂解、分离，裂解汽油加氢装置、丁二烯抽提装置的进一步处理，得到乙烯、丙烯、丁二烯、C5、C6~C8 等基本有机化工原料，其中丁二烯、C5、C9 直接做商品外卖，抽余碳四加氢后返回蒸汽裂解装置，加氢汽油送炼油区进一步加工处理。

乙烯产品链下游建设：乙二醇装置（EG）、高密度聚乙烯装置（HDPE）、苯乙烯装置。

丙烯产品链下游建设：聚丙烯装置（PP）。

总物料平衡简图见图-1。



## 2.6 产品方案

### 2.6.1 化工产品方案

化工产品方案的确定基于以下几点因素：


- (1) 对国内市场的宏观预测；

- (2) 满足企业自身发展需要;
- (3) 工艺技术先进、成熟可靠;
- (4) 技术来源落实;

按照上述原则, 产品方案见表 2-2。

表 2-2 化工产品方案一览表

序号	装置名称	主要产品名称	产品量 (万吨/年)	商品量 (万吨/年)	备注
1	蒸汽裂解装置	甲烷氢	56.74	7.11	大部分作裂解炉燃料
		氢气	6.73	3.64	99.90%
		乙烯	150	0	
		丙烯	40.38	0	
		混合 C4	24.57	0	
		裂解汽油	37.18	0	
		裂解燃料油	4.83	4.83	
2	裂解汽油加氢装置	加氢汽油	19.31	19.31	加氢 C6、C7
			7.23	7.23	加氢 C8
		C5 馏分	6.42	6.42	
		C9 馏分	4.16	4.16	
3	丁二烯抽提装置	丁二烯	13.3	13.3	
		液化燃料	1.21	0	
		抽余液	9.86	0	
4	碳四加氢装置	饱和 C4	6.66	0	做乙烯原料
		不加氢 C4	9.19	4.48	
5	高密度聚乙烯装置	高密度聚乙烯	40	40	
		副产品蜡	0.4	0.4	
6	苯乙烯装置	苯乙烯	72	72	
		苯/甲苯	1.66	1.66	
		脱氢尾气	2.81	2.81	
7	聚丙烯装置 1/2	聚丙烯	42.26	42.26	
8	乙二醇装置 1/2	一乙二醇	154.45	154.45	
		二乙二醇	12.76	12.76	
		三乙二醇	0.67	0.67	
9	燃料气转化装置	甲烷燃料气	66.71	66.71	

 中国石化工程建设有限公司 SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION	说明书	项目号: 41121	修
		文件号:	改:0
		第 10 页共 117 页	

		冷凝液等	342.73	0	
		酸性气	2.66	0	
		放空尾气	333.87	0	
		总计		464.2	

## 2.6.2 燃料平衡

本项目各工艺装置共产出燃料总热量为 2733.77MW，消耗总热量为 970.02MW，剩余 1763.75MW 热量送炼化一体化装置，具体平衡见下表：

序号	装置名称		产出			消耗		
			数量 (万吨/年)	热值 (kcal/kg)	热量 (MW)	数量 (万吨/年)	热值 (kcal/kg)	热量 (MW)
1	干气回收	燃料气	27.34	13464	535.05			
2	蒸汽裂解	燃料气	56.74	12424	1024.58	49.64	12424	896.37
3	PSA	燃料气	2.54	13182	48.67			
4	乙二醇	燃料气				0.26	12424	4.69
5	丁二烯抽提	燃料气	0.17	11000	2.72			
		燃料油	0.03	9380	0.41			
6	苯乙烯	燃料气自蒸汽裂解				0.72	12424	12.92
		燃料气自 PSA				2.54	13182	48.67
		燃料油	0.54	9380	7.36	0.54	9380	7.36
7	燃料气转化	燃料气	66.71	11499	1114.98			
	小计		154.07		2733.77	53.70		970.02
	富余				1763.75			
	燃料气富余	自转化	66.71	11499	1114.98			
		自干气回收	27.34	13464	535.05			
		自蒸汽裂解	6.12	12424	110.59			
		自丁二烯抽提	0.17	11000	2.72			
	燃料油富余	自丁二烯抽提	0.03	9380	0.41			
	小计		100.37		1763.75			

## 2.7 原料来源与数量

本项目原料主要来自上游的炼化一体化项目，部分外购，其种类和数量及来源见表 2-3。


 中国石化工程建设有限公司 SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION	说明书	项目号: 41121 <span style="float: right;">修</span>
		文件号: <span style="float: right;">改:0</span>
第 11 页共 117 页		

表 2-3 主要原料数量

序号	原料	单位	数量	备注
1	炼厂干气	万吨/年	108.06	来自炼油装置
2	正丁烷	万吨/年	61.3	来自炼油装置
3	正戊烷+正己烷	万吨/年	50.51	来自炼油装置
4	直馏石脑油	万吨/年	69.76	来自炼油装置
5	轻石脑油	万吨/年	50.24	来自炼油装置
6	丁烯-1	万吨/年	0.16	外购
7	己烷	万吨/年	0.24	外购
8	苯	万吨/年	55.94	来自炼油装置
9	粗异丁烷	万吨/年	4.71	来自炼油装置
10	C9+汽油	万吨/年	3.84	来自炼油装置
11	水煤气	万吨/年	729.78	来自煤制氢
12	净化气	万吨/年	16.19	来自煤制氢
			1150.73	

### 三、主要工艺装置简介

#### 3.1 蒸汽裂解装置

##### 3.1.1 装置规模

蒸汽裂解装置公称规模为 150 万吨/年（以产品计）。

年操作时间为 8000 小时。

每年可生产聚合级乙烯 150 万吨，聚合级丙烯 40.38 万吨。小时生产量为：187.5 吨乙烯和 50.475 吨丙烯。

本装置的操作弹性为 60%-110%。蒸汽裂解装置计划每五年停车进行一次大修，其它化工装置也将同步停车检修。

乙烯低温罐的贮存时间按 5 天设计。

##### 3.1.2 工艺技术方案及特点

乙烯装置除了乙烯主装置外还包括干气回收系统（简称 ROG）、废碱氧化单元（简称 WAO）、变压吸附制氢（简称 PSA）单元及乙烯低温储罐区。

其流程主要特点如下:

(1) USC (超选择性) 裂解炉

- 高热效率 93-94%;
- 既适用于轻质原料, 又适用于重质原料;
- 高烯烃收率。
- 炉管寿命长。

(2) 线性急冷换热器 (SLE)

- 最小绝热体积;
- 短停留时间;
- 非常低的结焦, 不需离线清焦。

(3) HRS (热集成精馏系统)


- 热集成与组分精馏组合;
- 采用热泵技术以降低能耗;
- 降低了冷剂的耗量;
- 采用双塔前脱丙烷前加氢和双塔高压脱甲烷;
- 投资降低了一些, 可以增强与其它流程的竞争力。

(4) 炼厂干气回收 (ROG)

本项目炼厂干气装置也随乙烯主装置采用 Technip 集团 S&W 公司的回收炼厂干气技术, 与乙烯主装置深度联合, 依托主装置的乙烯、丙烯制冷系统及公用工程及辅助系统, 将炼厂干气通过压缩机增压, 采用乙烯主装置的丁烷原料做吸收剂, 经过深冷、吸收分离塔系得到碳二气相、C3/C4 液体、碳五液体分别作为裂解炉原料。ROG 分离出的主要含甲烷、氢等高热值组分的尾气送到界外燃料气管网。

(5) 低温罐

低温罐在扬子、福建和镇海等国内多家化工装置上已有应用。国内乙烯低温罐技术由中国石化ST开发成功, 并已在武汉 80 万吨/年乙烯装置的低温罐 (设计容积为 2 万 $m^3$ ) 建设中成功应用。本装置乙烯低温罐建议采用中国石化的国产

 <p>中国石化工程建设有限公司 SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION</p>	<p>说明书</p>	<p>项目号: 41121      修 文件号:              改:0 第 13 页共 117 页</p>
---	------------	--

化ST低温罐技术。

## 3.2 裂解汽油加氢

### 3.2.1 装置规模

裂解汽油加氢装置加工蒸汽裂解装置副产的粗裂解汽油，生产 C6~C8 加氢汽油产品，并副产不加氢的 C5-馏份和 C9+馏分。采用中国石化工程建设有限公司(SEI)的裂解汽油加氢工艺技术。

装置公称能力（年处理粗裂解汽油量）：35 万吨/年

实际粗裂解汽油进料量：37.2 万吨/年

年操作时间：8000 小时。

装置操作弹性：60-110%（按实际进料量计）。

### 8.2.2 工艺技术方案及特点

裂解汽油加氢装置拟采用中心馏分加氢工艺。自界区来的粗裂解汽油在本装置中先进行 C5 和 C9 馏分的分离，中心馏分 C6-C8 经两段加氢处理后，进行进一步分离，其中 C6、C7 组分作为加氢汽油送炼化一体化项目芳烃装置处理，C8 作为汽油调和组分。C5 馏分和 C9 馏分做为有机化工原料外卖，有很好的经济价值，进一步分离可做橡胶或石油树脂原料。

(1) 适应宽馏分的一段加氢单床层工艺，适用于液相加氢，反应起始温度低、双烯加氢选择性高，床层温度分布均匀，催化剂运行周期长；

(2) 适应低硫原料的二段加氢复合床工艺，适用于气相加氢，反应起始温度同比降低 10-20℃，耐受阶段性低硫原料冲击，催化剂空速较高、脱硫脱氮性能好、烯烃加氢率高、芳烃损失少，再生周期长；

(3) 采用高效气液分布器，解决一段加氢反应器的大型化设计；


(4) 采用高效换热器回收反应热，优化换热网络，装置能耗达到国际先进水平；

(5) 分馏塔采用抗堵及结焦抑制技术，清焦周期长。

## 3.3 丁二烯抽提装置

### 3.3.1 装置规模

丁二烯装置以蒸汽裂解装置来的混合碳四为原料，以 DMF 为溶剂，生产聚

 <p>中国石化工程建设有限公司 SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION</p>	<p>说明书</p>	<p>项目号: 41121 文件号: 修 改:0</p> <p style="text-align: right;">第 14 页共 117 页</p>
---	------------	--

合级丁二烯产品，副产品抽余碳四等。

本装置的公称生产能力为年产聚合级丁二烯产品 14 万吨/年，年操作时间按 8000 小时计，操作弹性为公称生产能力的 60%~110%。

本装置以蒸汽裂解装置提供的混合 C4 为原料，用 DMF 作为溶剂，采用两段萃取精馏，分别除去丁烷、丁烯等难溶组分和乙烯基乙炔等易溶组分，得到的粗丁二烯经水洗塔脱除溶剂后，再采用两级普通精馏分别脱除甲基乙炔、水合 1,2-丁二烯、顺-2-丁二烯、碳五等物质，最终得到合格的聚合级丁二烯产品。

### 3.3.2 工艺技术方案及特点

本装置可研阶段推荐采用中石化的 DMF 技术。

- 采用 DMF 作溶剂，对 C4 的溶解度和选择性高，产品收率和纯度高。
- 溶剂不易与 C4 形成共沸物，因此易于精制和回收。
- 溶剂饱和蒸汽压低，损失少。
- 操作条件下对碳钢腐蚀性小。
- 不需控制系统溶剂含水平衡，无侧线塔，塔系间互相关联影响少，操作简单，容易达到控制指标；
- 采用夹点技术对溶剂余热的利用加以优化，重新组织溶剂余热利用系统，将汽提塔塔底排出的热溶剂经过多台换热器顺序降温换热后，热溶剂温度从 164℃ 降至 55℃，溶剂余热利用率接近 95%。
- 利用蒸汽凝液作为换热介质，更充分地回收蒸汽凝液和系统中的余热。
- 焦油采用密闭方式处理，减少对环境的影响。

## 3.4 高密度聚乙烯（HDPE）装置


### 3.4.1 装置规模

高密度聚乙烯装置生产规模为 40 万吨/年，一条生产线，年操作时间 8000 小时，平均小时产量为 50 吨。

### 3.4.2 工艺技术方案及特点

德国 Lyondell Basell 的 Hostalen 工艺技术特点：

反应器可生产密度 0.943~0.965g/cm<sup>3</sup>的产品。操作条件温和，反应压力约在

 中国石化工程建设有限公司 SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION	说明书	项目号: 41121 <span style="float: right;">修</span>
		文件号: <span style="float: right;">改:0</span>
第 15 页共 117 页		

1.0MPaG左右、反应温度 76~86°C。通过采用并联及串联不同的形式生产单峰或双峰产品，并能生产高质量及特殊用途的产品。反应器容积大，采用夹套及外冷却器两种方式撤热。工艺操作弹性高，稳定性好且生产灵活，产品牌号转换快，时间短。对原料乙烯及共聚单体纯度要求不高，不需要精制系统。采用己烷作溶剂，需要溶剂回收单元。聚合反应中有蜡生成，回收单元流程相对复杂。

#### 优点:

操作条件较温和。

撤热容易。

烯烃单程转化率高。

产品切换快。

高密度产品性能较好，可以生产双峰产品。

#### 缺点:

当聚合物溶解于稀释剂中时，体系粘度升高，易形成粘壁现象。

关键及特殊设备较多。

因有稀释剂存在，流程较气相法长。

HDPE 装置的工艺界区由聚合单元、粉料处理、挤压造粒、掺混料仓、己烷储存、夹套水系统、烷基铝单元、乙烯精制等单元组成。本可行性研究报告研究的范围包括聚乙烯装置工艺界区内的工艺、设备、自控、公用工程、辅助生产设施及包装码垛等内容。


### 3.5 苯乙烯装置

#### 3.5.1 装置规模

苯乙烯(SM)装置公称规模为 72 万吨/年(以产品计)，操作弹性 60%~110%，年操作时间 8000 小时。该装置年产 72 万吨苯乙烯单体产品，同时副产苯/甲苯、脱氢尾气、混合渣油等。装置自产的脱氢尾气送往界区外的 PSA 装置回收，混合渣油等副产品可在装置内回收并加以利用，作为苯乙烯单元蒸汽过热炉的燃料。装置消耗的原料有：乙烯、苯。

#### 3.5.2 工艺技术方案及特点



 中国石化工程建设有限公司 SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION	说明书	项目号: 41121 文件号: <span style="float: right;">修 改:0</span>
第 16 页共 117 页		

苯乙烯（SM）装置由苯与乙烯烃化制乙苯单元和乙苯脱氢制苯乙烯单元两部分组成。

本装置选择贝吉尔（Badger）公司的苯乙烯单体生产技术，乙苯单元为 EBMax 工艺，苯乙烯单元为负压脱氢工艺。


#### （1）EBMax 工艺技术特点

贝吉尔的 EBMax 工艺采用埃克森美孚公司专利技术催化剂来促进苯与乙烯的烷基化反应，以及多乙苯与苯的烷基转移反应。烷基化反应的催化剂是一种针对苯烷基化开发的性能独特的沸石催化剂。EBMax 技术采用催化剂的活性区域对苯的吸附明显强于对乙烯的吸附，从而能够有效阻止乙烯齐聚物，以及异丙苯及正丙苯类乙苯产品杂质的生成。高烷基苯和重质副产品的生成也在大为减少，避免了结焦带来的催化剂活性损失。

由于不发生齐聚反应，同时催化剂对乙苯的选择性远高于对多乙苯的选择性，这样就可以大幅降低烷基化反应器进料中的过量苯，使反应器尺寸、反应及精馏设备的操作费用降低，同时降低了烷基转移催化剂的需求量。从反应系统产品中回收过量苯所消耗的能量也同时降低。精制苯中通常含有微量的含氮杂质。在液相反应工艺要求的温度范围内，沸石烷基化催化剂对这些杂质具有强烈的吸附作用。这将导致烷基化催化剂随着使用时间的加长逐渐失去活性。如果能将这些杂质化合物从烷基化反应器的进料中去除，则可明显延长 EBMax 烷基化催化剂的寿命。贝吉尔工艺采用一台单独的反应器（称为“保护床反应器”或“RGB”）。该反应器位于烷基化反应器的上游和近旁，内部装填埃克森美孚公司的专利保护床催化剂，能够有效去除杂进料中的杂质化合物。设计中包括了一个串联的保护床在保护床催化剂必须再生的时候还可继续保护烷基化催化剂。

#### （2）苯乙烯生产技术特点

贝吉尔技术的苯乙烯生产装置在业界一直保持了最高的可靠性以及无故障操作的能力。实现高操作可靠性的关键在于对反应工段关键设备的优化设计。通过采纳合作方及专利用户的反馈，采用新的设计方法，以及使用先进的硬件，贝吉尔设计的每套苯乙烯装置在可靠性方面都在持续提高。

 中国石化工程建设有限公司 SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION	说明书	项目号: 41121 文件号: <span style="float: right;">修 改:0</span>
第 17 页共 117 页		

贝吉尔苯乙烯生产工艺的优势来自于采用了先进的脱氢催化剂以及采用了优越的机械设计。设计方面的许多特点来源于采用了先进的设计工具，如计算流体力学（CFD）及有限元分析（FEA）。

贝吉尔的标准工艺设计采用了可能情况下的最低负压，低负压的实现仅受制于反应出料的冷凝能力以及尾气压缩机的处理能力。苯乙烯的转化率及选择性受数个相互依赖的变量影响，包括：温度，压力，水-油比，催化剂装填量以及催化剂种类。贝吉尔的苯乙烯工艺设计采用的脱氢催化剂可在非常低的水-油比下操作，同时能够实现很高的选择性。在延长催化剂使用寿命方面，贝吉尔可提供催化剂稳定技术（CST）。该技术通过维持催化剂中钾促进剂的适当含量来显著延长苯乙烯催化剂的使用寿命。贝吉尔的苯乙烯工艺设计采用的脱氢催化剂可在非常低的水-油比下操作，同时能够实现很高的选择性。在延长催化剂使用寿命方面，贝吉尔可提供催化剂稳定技术（CST）。该技术通过维持催化剂中钾促进剂的适当含量来显著延长苯乙烯催化剂的使用寿命。

### 3.6 聚丙烯（PP）装置

#### 3.6.1 装置规模

聚丙烯装置设计能力为 40 万吨/年，由两条生产线组成，1 线采用 ST-II 环管法聚丙烯工艺技术，能力 20 万吨/年，生产均聚、无规和抗冲共聚产品，其中均聚物 40%，无规共聚物 40%，抗冲共聚物 20%；2 线采用日本 JPP 公司（原智素）HORIZONE 气相法聚丙烯工艺技术，能力 20 万吨/年，主要生产一般抗冲产品和特殊抗冲产品（NEWCON），产品比例 1：1。


操作时间：8000 小时/年；

操作弹性：聚合系统的操作弹性是装置设计能力的 70~110%。挤压造粒系统的操作弹性是装置设计的 70~130%。挤压机的最大能力为 33t/h。

生产班次：四班三运转。

两条线联合布置。聚合生产单元各自分开，烷基铝配制、挤压造粒楼、变配电室、现场机柜间、废水池、化学品库及成品包装两条线共用或布置在一起。

#### 3.6.2 工艺技术方案及特点

 <p>中国石化工程建设有限公司 SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION</p>	<p>说明书</p>	<p>项目号: 41121 文件号: 修 改:0</p> <p style="text-align: right;">第 18 页共 117 页</p>
---	------------	--


### (1) 1 线 (ST 技术) 流程特点

本装置采用中国石化第二代环管法聚丙烯成套技术, 该技术包括 N、DQC、ND 催化剂体系及采用串联双环管反应器生产聚丙烯均聚物和无规共聚物产品的工艺技术。工艺特点如下:

- 1) 催化剂体系: N、DQC、ND 催化剂、TEAL、两种给电子体
- 2) 双环管串联操作, 设计压力: 5.5MPaG, 总停留时间: 约 1.3-1.5h
- 3) 液相环管反应器与气相反应器组合工艺:
  - 环管反应器用于生产均聚物和无规共聚物产品;
  - 气相反应器用于生产抗冲共聚物产品的橡胶相。
- 4) 可生产宽分子量分布产品;
- 5) 中间粉末料仓有利于聚合单元稳定操作和牌号转换;
- 6) 纯添加剂或复配添加剂加料系统使牌号转换简单快捷;
- 7) 环管反应器的优点:
  - 反应器时/空产率高 (>400 kg PP/h m<sup>3</sup>)
  - 环管反应器内高速循环、聚合物浆液浓度高、液相丙烯单体和聚合物颗粒间传热效率高;
  - 催化剂体系分布均匀; 单体易冷凝回收;
  - 产品切换快, 过渡料少;
  - 反应器内无汽化空间;
  - 管径小, 高压下管壁也较薄
- 8) 特殊设计的气相反应器有利于发挥国产 DQC 催化剂颗粒流动性好, 不粘壁的优点, 流化床温度易控制, 聚合物混合均匀, 流动性好以及窄的分子量分布。

### (2) 2 线 (JPP 技术) 流程特点

日本 JPP 公司的 HORIZONE 气相法聚丙烯技术采用气相卧式反应器生产聚丙烯产品, 该工艺可生产均聚、无规、一般抗冲和高抗冲 (NEWCON) 产品。JPP 气相法工艺的主要特点是独特的气相卧式搅拌床反应器 and 高效 JHC、JHL、JHN 催化剂。

 <p>中国石化工程建设有限公司 SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION</p>	<p>说明书</p>	<p>项目号: 41121 文件号: 修 改:0</p> <p style="text-align: right;">第 19 页共 117 页</p>
---	------------	--

### 3.7 乙二醇 (EG) 装置

#### 3.7.1 装置规模

乙二醇 (EG) 装置公称规模为单线 90 万吨/年乙二醇 (EG) (以产品计), 共两条线。

操作弹性 60~110%, 年操作时间 8000 小时。

本装置采用美国 SD 公司的 EO/EG 专利技术, 以纯氧和乙烯为原料, 氧化反应生成环氧乙烷, 环氧乙烷进一步水合生成乙二醇的工艺路线, 最终得到纤维级乙二醇产品。本装置 EO 氧化反应催化剂采用高选择性催化剂, 催化剂设计使用寿命 4 年。

#### 3.7.2 工艺技术方案及特点

本装置可研编制汇集了 SD 公司最新的工艺及仪表方面的设计, 设计要点如下:

(1) 装置运行灵活, 可适用于专利商提供的催化剂、国产北化院催化剂及其它商业用催化剂。此外, 二氧化碳脱除单元, 循环水处理单元的设计也可兼容不同的催化剂。

(2) 环氧乙烷反应器的换热管材质采用双相钢, 可减少反应器重量, 同时可取消环氧乙烷反应器的喷砂处理, 从而减少喷砂导致的换热管损坏, 而且可使再次装填催化剂时装置停车时间最短。


(3) 环氧乙烷反应器/气体冷却器采用一体化设计, 可减少环氧乙烷反应器和气体冷却器之间的停留时间, 从而减少副产物的生成。这一点在催化剂运转末期非常重要, 因为末期反应温度最高, 副产物生成率也最高。

(4) 循环气工艺排放采用乙烯回收单元以提高乙烯回收率。

(5) 采用改进的碳酸盐水洗系统, 可使夹带至环氧乙烷反应器的碳酸盐最小化, 而且可回收热接触塔塔顶能量。

(6) 环氧乙烷吸收/二氧化碳吸收采用一塔设计以减少设备投资。

循环水回路中使用板式换热器以减少设备投资。通常, 尽可能采用板式换热器替代管壳式换热器以减少设备投资。

 <p>中国石化工程建设有限公司 SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION</p>	<p>说明书</p>	<p>项目号: 41121 文件号: 修 改:0</p> <p style="text-align: right;">第 20 页共 117 页</p>
---	------------	--

(7) 采用改进的 MEG 塔再沸器系统以减少再沸器结垢, 从而提高 MEG 产品质量, 由于减少了再沸器的清洗次数, 还可延长装置操作时间。

采用 MEG 产品后处理系统以保证 MEG 产品质量稳定性。

(8) 乙二醇精制单元的塔内件采用最新的填料和塔盘, 增加了分离效率, 减少操作费用。

(9) 采用最新的仪表和 PLC 技术, 增加了安全系统的安全性和可靠性, 减少假回路从而延长年操作时间、提高年产量。

(10) 对换热系统网络进行了新的优化, 最大限度做到利用装置内部物料之间换热, 从而减少了公用工程消耗。

### 3.8 燃料气转化装置

燃料气转化装置的生产规模为: 110000Nm<sup>3</sup>/h 燃料气;

年开工时数: 8400 小时;

实际运行周期按三年一修考虑, 装置设计操作弹性为 50%~110%。

本项目燃料气转化装置产品为 110000Nm<sup>3</sup>/h 燃料气, 包括配套的辅助设施。

工艺生产装置主要包括空分、变换、低温甲醇洗(含冷冻站)和甲烷化等单元。

主要装置组成如下:

(1) 空分: 先进的双泵内压缩流程

空压站

空气分离单元

(2) 变换: 耐硫变换工艺

(3) 低温甲醇洗(含冷冻站): 低温甲醇洗工艺

冷冻站: 丙烯压缩制冷工艺

(4) 甲烷化: 催化循环甲烷化工艺技术

燃料气转化装置需要的循环水、消防水、脱盐水及原水依托总体, 本装置不包括循环水站、消防水站、脱盐水站及原水站。本项目燃料气转化装置配套的辅助设施主要包括:

- (1) 电仪: 包括供配电系统(含照明、接地)及燃料气转化装置控制室
- (2) 燃料气转化装置内给排水系统
- (3) 燃料气转化装置内冷却水系统(密闭式循环冷却水系统)
- (4) 燃料气转化装置内控制系统
- (5) 燃料气转化装置内消防系统
- (6) 燃料气转化装置内污水预处理
- (7) 燃料气转化装置界区内管网

### 3.9 海水淡化装置

海水淡化主体工艺采用热水型-热法低温多效蒸馏工艺,海水淡化主体装置产水规模为 45000m<sup>3</sup>/d,单台规模为 15000m<sup>3</sup>/d。用于补充乙烯工程用水。

低温多效海水淡化系统物料水采用平行进料方式,原海水经过自清洗过滤器后进入凝汽器冷却末效二次蒸汽的同时被预热,该部分海水一部分作为装置物料水平行进入 1-7 效蒸发器,剩余部分排放到炼化厂区下游装置。为降低物流海水过冷度,提高蒸发效率,设置 5 效回热加热器(管壳式)给 1-5 效物料水进行进一步加热,设置 2 效回热加热器(管壳式)给 1-2 效物料水进行再次进行加热。

装置热量采用炼化厂剩余工艺热水,热水来源 95℃。单套装置热水耗量 2344t/h。系统热水回水温度 68℃,回水压力≥8.5bar.g。


热水首先进入闪蒸室,闪蒸出的蒸汽作为首效热源进入蒸发器换热。未闪蒸的热水与首效蒸汽凝结水混合,通过热水回水泵和热水回水升压泵压后返回炼化厂区热水系统管网。

自二效淡水逐效自流至下一效,由于效间存在温差,上一效的淡水会在下一效的淡水侧进一步闪蒸释放热量。2-7 效淡水汇集到凝汽器通过产品水泵抽出,海水淡化装置红线界区的产品水压力为≥3bar.g。

1 效浓水靠效间压差自流至 2 效浓水侧,与 2 效浓水混合。由于效间存在温差,上一效的浓水会在下一效的浓水侧进行进一步闪蒸释放热量,同理 2 效浓水靠效间压差自流至 3 效浓水侧,依次汇集到第 7 效蒸发器,经浓水泵引出蒸发器

冬季时,原海水温度降低时候,浓海水经过浓海水换热器给物料海水预热后



 <p>中国石化工程建设有限公司 SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION</p>	<p>说明书</p>	<p>项目号: 41121 文件号: 修 改:0</p> <p style="text-align: right;">第 22 页共 117 页</p>
---	------------	--

排放。

为了降低海水在换热管表面结垢，系统设置一套阻垢剂加药系统和消泡剂加药系统。并设置一套酸洗系统，当设备结垢严重时对垢样进行清洗。

为了维持系统真空，系统设置水环真空泵系统抽取设备内部不凝气。1 效单独设置一套水环真空泵系统，不凝气单独引至水环真空泵，剩余各效不凝气分别通过内部或外部导管引入凝汽器空冷区冷凝后由另外一套水环真空泵系统抽出设备。

基本工艺流程如下：

热水供水管→MED 主体装置（闪蒸器/罐）→热水回系统→系统管网

海水供水管→MED 淡化主体装置→产品水泵→炼化厂指定位置

### 3.10 碳四加氢装置

#### 3.10.1 装置规模

碳四加氢装置设计公称能力为 17 万吨/年，装置处理能力 16.78 万吨/年，实际进料 15.94 万吨/年。

年操作时间：8000 小时

操作弹性：60%~110%


本装置以丁二烯装置来的抽余液和 C4 炔烃，炼油轻烃回收装置来的粗异丁烷为原料，生产加氢丁烷作为乙烯裂解原料，副产不加氢的 C4 作为烷基化原料，采用中国石化工程建设有限公司（SEI）的碳四加氢工艺技术。

#### 3.10.2 工艺技术方案及特点

国内外碳四加氢技术主要分为选择性加氢和全馏分加氢两种工艺。SEI 拥有自主知识产权的碳四加氢技术，且经过不断发展与创新，日臻完善。针对不同的产品方案进行流程设计。

SEI 碳四加氢技术在国内市场占有主要地位，与国外同类技术相比也具有相当的竞争力。已经在金陵异丁烷、中原等得到应用，类似的包括汽油加氢技术等，SEI 在国内居于领先地位。

本装置采用 SEI 两段加氢工艺，一段加氢处理炔烃和二烯烃，二段加氢处理

 <p>中国石化工程建设有限公司 SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION</p>	<p>说明书</p>	<p>项目号: 41121 文件号: 修 改:0</p> <p style="text-align: right;">第 23 页共 117 页</p>
---	------------	--

单烯烃，同时副产不加氢碳四作为烷基化原料。生产装置主要包括脱丁烷塔、一段加氢反应和二段加氢反应等单元。

主要工艺技术特点如下：

(1) 适应宽馏分的一段加氢单床层工艺，用于液相加氢，反应起始温度低、双烯和炔烃加氢选择性高，床层温度分布均匀，催化剂运行周期长；

(2) 适应低硫原料的二段加氢复合床工艺，用于气相加氢，反应起始温度同比降低 10-20℃，耐受阶段性低硫原料冲击，催化剂空速较高、脱硫脱氮性能好、烯烃加氢率高，催化剂寿命长；

(3) 采用高效气液分布器，分布性能好；

(4) 采用高效换热器回收反应热，优化换热网络，装置能耗达到国际先进水平；

(5) 采用高效的浮阀塔盘或制造费用低廉的筛板。

## 四、建设地区条件及厂址位置


### 4.1 厂址位置

恒力石化(大连)化工有限公司 150 万吨/年乙烯工程项目位于恒力石化(大连)有限公司石化产业园西侧，恒力石化(大连)有限公司石化产业园位于大连市长兴岛临港工业区西端海边。

长兴岛地处东经 121°32'11"至 121°13'19"，北纬 39°29'26"至 39°39'15"。在相对位置上为辽东半岛、大连市渤海一侧海岸线的中段，属瓦房店市辖境，北濒复州湾，南临葫芦山湾与交流岛乡（包括西中岛、凤鸣岛、交流岛、骆驼岛四个岛屿）相望，东侧以狭窄水道（约 300m 宽）与大陆相连。全岛面积 252.5km<sup>2</sup>，环岛岸线 91.6 公里，是长江以北第一大岛。

长兴岛海上西距秦皇岛港 84 海里，天津港 170 海里，南距大连港 85 海里，北距营口港 101 海里；陆上北距沈阳 292 公里，南距大连市中心 130 公里，毗邻沈大高速公路及哈大铁路。长兴岛水深湾阔，腹地宽广，拥有渤海湾最优良的建港条件，其中可用于临港产业发展的岸线 40 公里，离岸 400 米即可达到 20 米等



 中国石化工程建设有限公司 SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION	说明书	项目号: 41121	修
		文件号:	改:0
		第 24 页共 117 页	

深线，离岸 1 公里即可达到 30 米等深线，是环渤海经济圈的最佳出海口。

本项目位于长兴岛临港工业区最西端海边。厂区北侧为海域，东侧为 PTA 工程，南侧为山区，西南侧为工业区预留地。本项目及配套工程占地约 568 公顷。

“地理位置图”详见附图-2。

“区域位置图”详见附图-3。

## 4.2 自然条件

### 4.2.1 地形地貌

长兴岛属于低山丘陵区，系长白山系，千山山脉向渤海的延伸部分。海拔 200m 以上的山峰 14 座，其中以西部恒山山脉的主峰塔山最高，海拔 328.7m，东南部则以大孤山最为突出，海拔 305.8m。岛上地势为南、西部较高，中东部较低，呈波状起伏的和缓丘陵地貌。平均海拔 55m。

本项目所在地大部分处于填海地带，东南侧小部分为开山地带。

### 9.2.2 地质条件

长兴岛大地构造处于天山-阴山东西向复杂构造带与新华夏系第二巨型隆起带的复杂部位。断裂构造较为发育，主要为北东、北西和东西向，并控制着岛屿展布及岸线格局。区内出露的地层主要有元古界页岩、石英砂岩，古生界寒武系灰岩，第四系海相为淤泥及淤泥质土及砂砾石层，分布广泛，土层厚度 5-10m。


长兴岛附近海域覆盖了全新统沉积物-淤泥质粘土、粉质粘土和粉沙。沉积层一般厚度在 10-15m。海域地层稳定呈水平状，成层性好，该区域上部沉积组稳定，向南增厚，下部沉积组连续性差，厚度变化较快。

本项目所在地大部分为填海地带（详见地质勘探报告）。

#### (1) 水文地质

##### 1) 陆域水文

长兴岛流域面积为 224km<sup>2</sup>，多年平均流量为 2193 万 m<sup>3</sup>。地下水为碳酸盐裂隙岩溶水，总水量为 361 万 m<sup>3</sup>。长兴岛没有外水流入，降雨和径流年际变化大且本身集水面积狭小，径流短促，保水、蓄水能力不大。岛内无常源河流，只有

 中国石化工程建设有限公司 SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION	说明书	项目号: 41121	修
		文件号:	改:0
		第 25 页共 117 页	

季节性河沟，除雨季外都干涸，可利用的淡水资源十分有限。岛内有 7 座小型水库，主要提供农业灌溉用水，长兴岛地表水资源的总利用量为 104 万 $m^3$ 。

## 2)海洋水文

葫芦山湾，湾口向西敞开，宽约 5.6 海里，湾口水深 10-15m，底质除湾口为泥或泥沙外，其他大部为细沙。自葫芦山咀有一狭长水道向东纵深至大连岛附近，长约 6 海里，宽 4-8Cab，水深 0.2-5.6m。潮汐，西中岛平均高潮间隙 01 时 08 分，大潮升 1.9m，小潮升 1.6m，平均海面 1.2m。潮流，湾口涨潮西北流，流速 3.5Kn，落潮东南流，流速 3Kn。北（南）流始于西中岛低（高）潮 3 小时，终于高（低）潮后 3h，岛咀呷角附近最大流速达 3-4Kn，春夏季涨潮流大，秋冬季落潮流大。冰情，西中岛西北的几个小湾，一般冬季不结冰，但葫芦山湾每年 11 月至来年 3 月份结薄冰。

春季 2-3 月份，从营口方向有流冰南下，能延续数海里之长，冰厚达 1m 左右。

复州湾，湾口介于高脑子角与复州角之间，为一大开湾，湾口向西北敞开，宽约 11 海里。湾口水深 10-14.8m，湾中部 5-10m，湾首 2-4.7m。底质多泥底，南部间有泥沙底。可避东北经东至东南风。自马家沱子有一逐渐变窄之水道向东南延伸约 5.5 海里，宽 2 链左右，水深 1-4m。潮汐，平均高潮间隙 03 时 25 分，大潮升 1.7m，

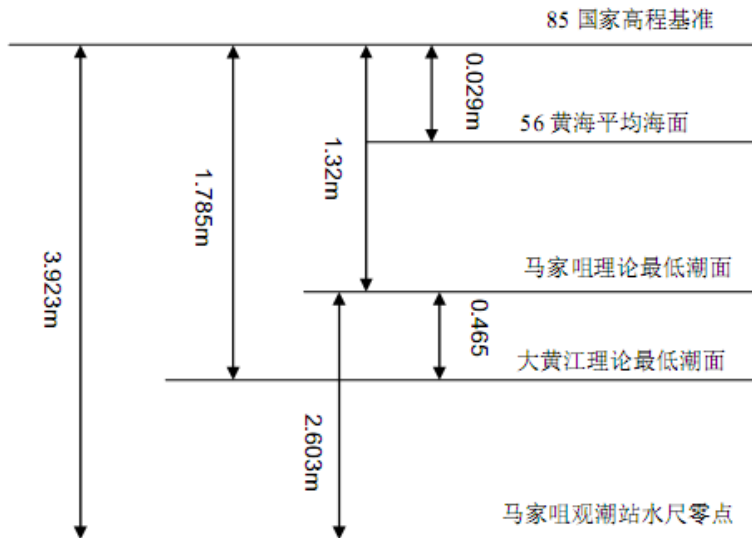
小潮升 1.4m，平均海面 1.0m。潮流，涨潮东北流，流速 2Kn，落潮西南流，流速 1.2Kn。冰情，每年 11 月底至来年 3 月中旬结冰，厚约 30-60cm。1-2 月份刮西北风时浮冰密集，湾外常有流冰。

### 4.2.3 潮位

本海区潮汐属于不规则半日混合潮。港址潮汐特征值（水工工程系统采用马家咀理论最低潮面）如下：

	马家咀	85 国家高程
最高潮潮位	2.81 m	1.49m
最低潮潮位	-0.78m	-2.1m
平均高潮位	1.75m	0.43m
平均潮位	1.26m	-0.06m
平均低潮位	0.71m	-0.61m

备注：马家咀理论最低潮面和85国家高程系统关系如下



4.2.4 《地质初步勘察岩土工程勘察报告》

4.2.5 《地质灾害危险性评估报告》待定

4.2.6 《工程场地地震安全性评价报告》待定

4.2.7 厂区（装置）标高

(1) 业主要求的标高

竖向，与 PTA 老厂区保持顺接，其中：东西方向为零竖向，与 PTA 老厂区保持一致，南北方向，从南坡向北，坡度为 2‰。

(2) 整平后地面标高（85 国家高程系统）

最高：8.5m

最低：5.18m

坡度：2‰

(3) 最高地下水位 2.31~-0.61m（85 国家高程，摘自中治沈勘工程技术有限公司面勘察资料）

#### 4.2.8 厂区及装置内通行道路铺砌宽度

- (1) 三条东西向主干道及一条南北向主干道车行道宽 22.0 米；其它主干道车行道宽 16.0、12.0 米；
- (2) 次干道车行道宽 6.0 米、两侧不设人行道；
- (3) 行车道路转弯半径要考虑充分。

### 4.3 气象条件

#### 4.3.1 气候特征

长兴岛地处渤海东岸，属海洋性气候，受季风影响较大。

#### 4.3.2 气象资料

##### (1) 环境温度

年平均气温	9.9 °C
平均最高气温	11.0 °C
平均最低气温	5 °C
极端最高气温	36.1 °C
极端最低气温	-19.2 °C
最低设计金属温度	-19.0 °C
最热月平均气温	20.6 °C
最冷月平均气温	-10.5 °C
最热月日最高气温平均值	28.8°C (业主提供 2014 年数据)
最大冻土深度	120 cm

##### (2) 相对湿度


年平均相对湿度	69%
---------	-----

##### (3) 大气压力

年平均气压	1013.3 hPa
-------	------------

#### 4.3.3 风

极端极大风速	32 m/s
夏季平均风速	6.1 m/s

 中国石化工程建设有限公司 SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION	说明书	项目号: 41121	修
		文件号:	改:0
		第 28 页共 117 页	

夏季主导风向	WSW
冬季平均风速	6.8 m/s
冬季主导风向	NNE
基本风压	0.65 kN/m <sup>2</sup>

#### 4.3.4 降水

年平均降水天数	73days
降水年平均值	630.4mm
月降水平均值最大值	173.3mm
最大年降水量	1030.9mm
最小年降水量	362.9mm
最大日降水量	264mm
1 小时最大降水量	63mm

##### (1)暴雨强度公式

瓦房店地区暴雨强度公式:

$$q=1401 \times (1+0.8 \times \lg P) / (t+10) 0.65 (l/s \text{ ha})$$

式中: q—设计暴雨强度 (l/s · ha) ;

P—设计暴雨重现期 (年) ;

t—降雨历时 (min) 。


设计暴雨重现期: 雨水明沟设计, P=0.5

雨水系统主干管设计重现期为 3 年

(2)长兴岛地区年平均降水量为 578.3mm, 年最大降水量 877.9mm(1966 年) , 降水主要集中在 6~9 月, 该四个月降水量约占全年的 75%。降雪期为 11 月至翌年 3 月, 冬季降水少, 仅占全年降水的 8%。

2005 年实测年降水量 444.7mm, 月最大降水量 111.1mm (5 月) , 日最大降水量 59mm (5 月) 。

(3)截洪沟计算根据《给水排水设计手册》进行计算, 防洪重现期取为 20 年。

 中国石化工程建设有限公司 SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION	说明书	项目号: 41121 <span style="float: right;">修</span>
		文件号: <span style="float: right;">改:0</span>
第 29 页共 117 页		

4.3.5 海水最高和最低平稳水位（采用大黄江理论最低潮面起算）分别为 6.36m 和-0.42m。

#### 4.3.6 雷电日数

年平均雷暴天数 25 天

#### 4.3.7 土壤

详见恒力石化（大连）有限公司产业园 PTA 装置岩土工程勘察报告初步资料。

#### 4.3.8 地震

地震烈度（GB18306-2001）7 度

设计基本地震加速度 0.1g

设计地震分组为第一组

建筑场地类别为 II 类（特征周期为 0.35s）（详见地质勘探报告）

#### 4.3.9 雾

年平均雾日 38.3 天

年最多雾日 51.8 天

#### 4.3.10 积雪

历年最大积雪深度（瓦房店市） 18cm

基本雪压（瓦房店市） 0.30KN/m<sup>2</sup>


#### 4.3.11 蒸发量

多年平均蒸发量 1500-1700mm

## 五、总图布置

### 5.1 项目范围


本项目建设内容包括 150 万吨/年蒸汽裂解装置及下游共 12 套化工装置；配套的公用工程及辅助设施包括中间罐区、空压站、冷凝水回收、循环水场、供电系统、消防系统等、污水处理场、地面火炬系统、废气焚烧系统等；热电等实施依托在建的炼化项目。装置占地面积约 112.27 公顷。详见表 5-1 乙烯工程组成

 中国石化工程建设有限公司 SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION	说明书	项目号: 41121	修
		文件号:	改:0
第 30 页共 117 页			

和占地面积表。

表 5-1 乙烯工程组成和占地面积表

序号	主项名称	占地面积 (m <sup>2</sup> )	备注
1	生产装置		
(1)	150 万吨/年乙烯装置	136000	含干气回收、废碱氧化和 PSA
(2)	14 万吨/年丁二烯抽提装置	10400	
(3)	35 万吨/年裂解汽油加氢装	8125	
(4)	20 万吨/年聚丙烯 (PP) 装	44400	含聚丙烯装置 2 线
(5)	20 万吨/年聚丙烯 (PP) 装		
(6)	72 万吨/年苯乙烯 (SM) 装	52200	
(7)	40 万吨/年高密度聚乙烯	49300	
(8)	90 万吨/年乙二醇 (EG) 装	46400	
(9)	90 万吨/年乙二醇 (EG) 装	46400	
(10)	17 万吨/年碳四加氢装置	4800	
	小计	398025	
2	公用工程及辅助设施		
(1)	第一循环水场	9250	
(2)	第二循环水场	49300	
(3)	消防水泵站	8000	
(4)	66kV 区域变电所 (3 座)	15440	
(5)	雨水监控池	7200	
(6)	污水处理场	137465	
(7)	聚烯烃包装仓库		占地面积 13530m <sup>2</sup> , 布置在炼化项目内
(8)	废气/废液焚烧炉		占地面积 3800 m <sup>2</sup> 布置乙烯装
(9)	地面火炬	36017	
(10)	冷凝水回收系统		占地面积 9000m <sup>2</sup> 布置在中间罐区内

 中国石化工程建设有限公司 SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION	说明书	项目号: 41121 <span style="float: right;">修</span>
		文件号: <span style="float: right;">改:0</span>
第 31 页共 117 页		

序号	主项名称	占地面积 (m <sup>2</sup> )	备注
(11)	空压站	6000	
(12)	中间罐区	133440	
(13)	汽车装卸台	200	
小计		415842	
3	通道及其它	308866	
合计		1122733	

## 5.2 总平面布置简述

总图布置中, 厂区主干道 (22m, A=1072.00) 东西向贯通, 其位置和宽度保持不变的情况下, 将 150 万吨/年乙烯工程项目分南、北、中三区布置。南区由西到东依次布置 90 万吨/年乙二醇 (EG) 装置 1 线、90 万吨/年乙二醇 (EG) 装置 2 线、35 万吨/年裂解汽油加氢装置、第二循环水系统、72 万吨/年苯乙烯 (SM) 装置及其中间罐区、40 万吨/年高密度聚乙烯 (HDPE) 装置、20 万吨/年聚丙烯 (PP) 装置 1 线、20 万吨/年聚丙烯 (PP) 装置 2 线。北区由西到东依次布置汽车装卸台、中间罐区、14 万吨/年丁二烯抽提装置、17 万吨/年碳四加氢装置、150 万吨/年乙烯装置 (含干气回收、废碱氧化和 PSA)。中区为公用工程区, 西侧布置消防水泵站, 东侧布置第一循环水系统, 中间分布有空压站、3 座 66kV 区域变电所以及装置或设施变电所。

为聚丙烯装置配套的聚烯烃包装及仓库隔厂区南北向主干道 (B=-194) 布置在聚丙烯装置的东北侧。

乙烯工程地面火炬靠近炼化项目高架火炬, 布置在其南部。

雨水监控池、污水处理场靠近排海口, 布置在整个装置区的北部。

整个 150 万吨/年乙烯工程平面布置功能分区明确, 满足工艺流程的要求, 布置紧凑, 且各功能区四周均设有环状道路, 并与厂区道路相连形成环形路网, 满足消防、安装和检修的需要。装置占地面积约 112.27 公顷。详见附图-2 《150 万吨/年乙烯工程总平面布置图》。

## 5.3 竖向布置



恒力石化（大连）化工有限公司 150 万吨/年乙烯工程区竖向与恒力石化（大连）炼化有限公司 2000 万吨/年炼化一体化项目厂区竖向一致，采用平坡式布置。场地东西方向为零坡度，南北方向，从南坡向北，坡度为 2‰。场地标高范围在 8.50~5.18m 之间。

排雨水方式采用暗管排水。场地上的清静雨水经道路两侧的雨水口收集后，汇入全厂地下排雨水管网，至 150 万吨/年乙烯工程雨水监控设施，然后统一排出厂外。装置区内的污染雨水经暗管收集后排至污水处理场，处理合格后排出厂外。装置区的清静雨水则直接排至 150 万吨/年乙烯工程的排雨水管道系统。

#### 5.4 道路


恒力石化（大连）化工有限公司 150 万吨/年乙烯工程道路系统呈网状，环绕各生产装置和设施并与厂区系统道路相连，对外交通方便、快捷。整个道路系统满足消防、安全、运输和检修的要求。在 150 万吨/年乙烯工程的规划中，厂区主干道（22m,A=1072.00）东西向贯通，其位置和宽度与炼油区一致。除上述道路外，乙烯区按主干道、次干道、消防/检修道路三级设置，道路宽度分别为 12m、9m、7m。装置内主要道路路面宽度 6m，次要道路路面宽度 4m。交叉口路面内缘转弯半径不小于 12m；消防道路路面上的净空高度不小于 5m。厂区主干道采用城市型水泥混凝土路面道路。道路横坡为 1.5%，纵坡度不宜大于 2%，与系统道路相接时，纵坡度不宜大于 5%，道路缘石高度为 0~15cm。

#### 5.5 运输

恒力石化(大连)化工有限公司 150 万吨/年乙烯工程的总运输量约为: 610.69 万吨/年，其中：水路约为 268.47 万吨/年，公路约为 2.5 万吨/年，铁路约为 16 万吨/年，管道约为 323.72 万吨/年。如表 3-4 所示。

表 3-4 150 万吨/年乙烯工程运输量表

序号	物料名称	水运		公路		管输		铁路		备注
		比例	运量	比例	运量	比例	运量	比例	运量	
1	正丁烷					100%	57.30			自炼油
2	直馏石脑油（拔头油）					100%	69.76			自炼油
3	正戊烷、正己烷油					100%	50.51			自炼油

 中国石化工程建设有限公司 SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION	说明书	项目号: 41121	修
		文件号:	改:0
第 33 页共 117 页			

4	加氢裂化轻石脑油					100%	50.24			自炼油
5	苯					100%	55.94			自炼油
6	丁烯-1			100%	0.16					外购
7	己烷			100%	0.28					外购
8	液碱					100%				自炼油
9	浓硫酸			100%	0.13					
	产品									
1	苯乙烯 (SM)	100%	72.0							
2	一乙二醇	100%	153.86							
3	二乙二醇	100%	12.71							
4	三乙二醇	100%	0.67							
5	多乙二醇			100%	0.5					
6	苯/甲苯					100%	1.66			至炼油
7	丁二烯	100%	13.34							
8	C4抽余液/液化燃料					100%	9.88/1.89			至烷基化
9	加氢汽油 (C6~ C8)					100%	26.54			至炼油
10	C5	100%	6.42							
11	C9	100%	4.64							
12	裂解燃料油	100%	4.83							
13	乙烯黄油			100%	0.3					
14	废油 (各装置)			100%	0.3					
15	焦油 (苯乙烯、汽油加氢装置)			100%	0.8					
16	二聚物 (丁二烯装置)			100%	0.03					
17	高密度聚乙烯								8	
18	聚丙烯								8	
	合计		268.47		2.5		323.72		16	

## 5.6 绿化

恒力石化 (大连) 化工有限公司 150 万吨/年乙烯工程项目绿化用地以尽量利用空隙地为原则, 重点在辅助生产建筑物周边区域和主要道路两侧进行绿化。生产区内一般以道路两侧的行道树为主绿化网络, 辅以在地下管在线及地上管架下的地表面绿化。

绿化结合当地的自然条件和选择适合种植的树种, 管理区除重点配置一般性和观赏性树种外, 且辅以绿篱、草坪; 道路两侧行道树以常绿树为主, 乔木和灌木, 快长树和慢长树搭配布置; 管带处地面种植低矮的浅根灌木或草坪。150 万吨/年乙烯工程绿化系数不小于 12%。


 中国石化工程建设有限公司 SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION	说明书	项目号: 41121 <span style="float: right;">修</span>
		文件号: <span style="float: right;">改:0</span>
第 34 页共 117 页		

表 3-5 主要工程量表

名称	单位	数量	备注
占地面积	m <sup>2</sup>	1122733	不包括聚烯烃包装仓库、冷凝水回收和空压站
场地平整面积	m <sup>2</sup>	1122716	不包括聚烯烃包装仓库、冷凝水回收和空压站
道路铺砌面积	m <sup>2</sup>	99908	
人行场地铺砌面积	m <sup>2</sup>	26500	
人行道面积	m <sup>2</sup>	5800	
绿化面积	m <sup>2</sup>	168408	绿化系数>12%

## 六、储运系统

### 6.1 储运系统设计范围、内容

储运系统设计范围主要包括：炼油区与乙烯区之间互供原料、外购原料及各装置之间中间原料的储存、输送；液体产品的储存、转输；火炬及火炬气回收设施；全厂工艺及热力管网等。

### 6.2 储存系统


#### 6.2.1 储存天数

依据标准《石油化工储运系统罐区设计规范》(SH/T 3007-2014)并结合本项目实际情况及业主要求，各种液体物料的储存天数确定如下：

炼油供乙烯原料	1 天（日罐）
外购原料（丁烯-1）	10 天
装置中间原料	7 天
产品至炼油调汽油	7 天
海运	15~20 天

#### 6.2.2 储罐选型

- a) 外购原料  
丁烯-1 选用球型储罐。
- b) 中间原料储罐

 <p>中国石化工程建设有限公司 SINOPEC ENGINEERING INCORPORATION</p>	<p>说明书</p>	<p>项目号: 41121 文件号: 修 改:0</p> <p style="text-align: right;">第 35 页共 117 页</p>
---	------------	--

## 乙烯储罐

鉴于化工区用地紧张，同时兼顾化工装置倒开车及乙烯产品外卖的可能性，乙烯罐采用全冷冻立式低温罐+半冷冻球型储罐的配置方案。乙烯低温罐选用全包容罐，主要用于乙二醇装置检修，球罐用于日常操作及不合格乙烯罐。

### 一乙二醇储罐

一乙二醇罐采用拱顶罐，储罐材料选用不锈钢。

### 其它储罐

除上述物料外，其它物料均按下列原则确定罐型：

甲 B 和乙 A 类液体选用内浮顶罐；乙 B 和丙类液体选用拱顶罐。

根据介质性质、油气回收等要求，部分储罐设置氮封。

### 6.2.3 储罐设置

根据原料和产品数量、储存天数等要求，本项目储运系统共设置储罐 62 座，其中 6 座利用原 PTA 储罐，另 32 座配置在炼油区；总罐容  $39.06 \times 10^4 \text{m}^3$ ，其中化工区  $12.76 \times 10^4 \text{m}^3$ ，炼油区  $20.30 \times 10^4 \text{m}^3$ ，利旧 PTA 储罐  $6 \times 10^4 \text{m}^3$ 。

### 6.3 运输系统

本项目液体原料、产品运输方式如表 6-1 所示。

表 6-1 液体原料、产品运输方式一览表

序号	物料名称	水运		公路		管输		备注
		比例	运量	比例	运量	比例	运量	
	原料							
1	正丁烷					100%	57.30	自炼油
2	直馏石脑油（拔头油）					100%	69.76	自炼油
3	正戊烷、正己烷油					100%	50.51	自炼油
4	加氢裂化轻石脑油					100%	50.24	自炼油
5	苯					100%	55.94	自炼油
6	丁烯-1			100%	0.16			外购
7	己烷			100%	0.28			外购
8	液碱					100%		自炼油
9	浓硫酸			100%	0.13			
	产品							
1	苯乙烯（SM）	100%	72.0					
2	一乙二醇	100%	153.86					
3	二乙二醇	100%	12.71					
4	三乙二醇	100%	0.67					
5	多乙二醇			100%	0.5			
6	苯/甲苯					100%	1.66	至炼油
7	丁二烯	100%	13.34					
8	C4抽余液/液化燃料					100%	9.88 /1.89	至烷基化
9	加氢汽油（C6~C8）					100%	26.54	至炼油
10	C5	100%	6.42					
11	C9	100%	4.64					
12	裂解燃料油	100%	4.83					
13	乙烯黄油			100%	0.3			
14	废油（各装置）			100%	0.3			
15	焦油（苯乙烯、汽油加氢装置）			100%	0.8			
16	二聚物（丁二烯装置）			100%	0.03			
17	高密度聚乙烯							
18	聚丙烯							
	合计		268.47		2.5		323.72	

（注：上表中运量单位为：万吨/年）

### 6.4 厂内工艺及热力管网

工艺及热力管网应符合全厂总工艺流程的要求，并满足装置的正常生产、事故处理和开停工的要求。在满足生产要求的前提下，力求简化，减少油品的周转。热力管网采用枝状布置，其主干线应通过主要的和负荷大的用户所在区域或用户集中的区域。工艺及热力管网采用管架敷设。工艺管道和热力管道采用共架敷设方案，管道较多时采用多层管架布置。主要

管廊考虑 30%的预留量并考虑其荷载。管架的净空高度应满足消防车辆、人员、大件运输的通行要求。

## 七、公用工程

### 7.1 给排水

#### 7.1.1 水源

1) 本项目所需的生产用水水源为碧流湖水库, 由市政将源水双管线引至厂区边界, 日供水量 80000 立方米, 进入厂区的净水场, 净水场的设计规模 3300 m<sup>3</sup>/h, 经处理后泵送PTA区、炼油区和乙烯区。

2) 本项目所需的生活饮用水依托大连市市政生活供水系统, 水质符合《生活饮用水卫生标准》GB5749-2006 要求, 进入厂区的净水场加压, 加压设施的设计规模 150m<sup>3</sup>/h。

#### 7.1.2 全厂用水量

统计全厂正常用水为 3864m<sup>3</sup>/h, 最大为 4991m<sup>3</sup>/h。

#### 7.1.3 循环水系统

##### (1) 第一循环水系统

一循采用海水为冷源闭式冷却系统。共有 80000 m<sup>3</sup>/h冷海水, 通过板式换热器闭式冷却系统, 将 43℃循环回水降温至 33℃, 然后经过循环冷水泵加压输送到各用水单元。换热后的海水分成两部分, 其中 40000 m<sup>3</sup>/h升温到 36℃成为热海水, 排入系统排海管道; 另一部分 40000 m<sup>3</sup>/h升温到 34℃成为温海水, 输送至乙烯、乙二醇装置海水循环冷却水为表面冷凝器提供冷却用水。冷却水补充水由系统除盐水管网提供。一循设备配置情况参见本节第 7 条, 主要设备及建、构筑物。

##### (2) 第二循环水系统

二循采用传统开式逆流机械通风冷却塔, 进行循环水冷却。循环冷却给水经卧式离心泵加压输送至系统管道; 给水泵布置在循环水泵房内, 自灌式启动。冷却水补充水由系统生产水管网提供。

二循采用全自动高效流沙滤设备, 露天布置, 过滤介质为循环冷却给水, 总处理水量 3200m<sup>3</sup>/h, 滤料采用均质石英砂, 滤后水靠余压排入塔下水池。

加药设备采用自动控制投加药剂, 包括阻垢剂、缓蚀剂、杀菌剂和硫酸, 每种药剂都配有独立的储存容器、计量泵、管道、阀门等部件, 根据循环冷却回水在线仪表的测量结果, 自动调整每种药剂的投加量。监测换热设备采用低压蒸汽作为热媒, 对循环冷却给水的模拟

换热过程进行监测。加药设备及监测换热设备均布置在加药间内。

二循内设置含盐污水提升泵站，主要收集循环水排污水、塔下水池溢流水、旁滤设备反洗排水、加药间内的排水等。提升后的含盐污水经系统管网，送至污水处理场，处理后回用，达到节水的目的。二循设备配置情况参见本节第 7 条，主要设备及建、构筑物。

#### 7.1.4 雨水系统和事故水储存池

为防止排放雨水在非正常工况下排出厂外造成污染，本项目设置雨水监控池及雨水集水池各 1 座，总有效容积  $12000\text{m}^3$ ，雨水停留时间 15 分钟，雨水最大流量按  $13000\text{L/S}$  考虑。正常情况下，厂区清净雨水经管道收集，进入雨水监控池，监控合格的雨水直接排放入海，监控不合格的雨水经切换电动阀排向炼油区的事故池（总有效容积  $190000\text{m}^3$ ）。

#### 7.1.5 污水和废水系统

乙烯工程及配套工艺装置排出的生产污水及循环水排污水。生产污水经均质调节、隔油、气浮、生化、混凝沉淀、过滤等工艺处理后满足达标排放标准，部分送入回用设施，经超滤、反渗透工艺后回用于循环水；部分与经过深度处理后的反渗透浓水混合，最终达标排放。

## 7.2 供配电系统

### 7.2.1 供电电源

#### (1) 电源

大连恒力 150 万吨/年乙烯工程项目位于辽宁省大连长兴岛经济区西端海边，长兴岛经济区为本项目提供了丰富的电力。根据国家标准《供配电系统设计规范》（GB 50052—2009）的规定，本项目大部分工艺装置用电负荷和部分公用工程用电负荷属于一级负荷，中断正常供电，将造成重大经济损失，可能引起主要设备损坏，大量产品报废，连续生产过程被打乱，需长时间才能恢复，企业大量减产，可靠的供电电源对连续生产是极为重要的，选取两路能带 100% 负荷的相对独立的电源对供电可靠性尤为关键。

本项目用电由外部电网提供，外部电网进线电压等级为 66kV，本项目设置四座 66/10.5kV 区域变电所，以 10kV 电压供应各装置 10/0.4kV 变配电所。

厂区供电电压等级分为：220 kV、66kV、10kV、3.3 kV、380V、220V。

10kV $\pm 5\%$ ，3 相，50 $\pm 0.5\text{Hz}$

380V $\pm 5\%$ ，3 相，50 $\pm 0.5\text{Hz}$

220V $\pm 5\%$ ，50 $\pm 0.5\text{Hz}$

本项目建设内容包括 150 万吨/年蒸汽裂解装置及下游共 10 套化工装置；配套的公用工



程系统包括原料、中间罐区、产品罐区、循环水场、供电系统、部分消防系统等；配套设施包括污水预处理、火炬系统、化学品仓库等；热电等实施依托在建的炼化项目。区外的供水、供电、排水及道路等工程由在建炼化一体化项目负责建设。

本项目投产后，全厂总用电负荷将达到约 192MW，全部由大连恒力炼化一体化项目新建 220kV 总变电所提供。

大连恒力 150 万吨/年乙烯工程项目及其配套工程设 66kV 区域变电所四座，进线电压为 66kV，初步确定将引自大连恒力炼化一体化项目新建 220kV 总变电所。出线电压为 66kV。新建 220kV 总变电所主要配置如下：

设 220kV 配电装置一套，总变电所设置 8 台 90MVA 的 220/66kV 变压器或者 4 台 180MVA 的 220/66kV 变压器，热电装置设置 8 台 50MW 发电机，总的供电能力约为 760MVA，为整个炼化和乙烯区的用电负荷提供电源。新建 220kV 总变电所为本项目预留 10 条 66kV 出线回路，每个回路按照 66kV 线路变压器组设置，单台容量不大于 50MVA 的两卷变。因此，一体化新建 220kV 总变电所的投资不在本项目设计范围之内，本工程不计列其设备及费用。

66kV 电源线路及敷设路径不在本项目设计范围之内。

### (2) 大连恒力 150 万吨/年乙烯工程项目及其配套工程规划

本项目建设内容包括 150 万吨/年蒸汽裂解装置及下游共 10 套化工装置；配套的公用工程系统包括原料、中间产品、产品罐区、空分、空压、循环水场、供电系统、部分消防系统等；配套设施包括污水预处理、火炬系统、化学品仓库等；热电等实施依托在建的炼化项目。区外的供水、供电、排水及道路等工程由在建炼化一体化项目负责建设。

### (3) 外电源

由于本工程大部分为一、二级负荷，可靠的供电电源对连续生产是极为重要的，选取两路能带 100% 负荷的相对独立的电源对供电可靠性尤为关键。根据业主要求，大连恒力 150 万吨/年乙烯及其配套工程项目外电源由一体化新建 220kV 总变电所为本项目提供 10 路 66kV 电源。66kV 线路及敷设路径不在本项目的的设计范围之内。

大连恒力 150 万吨/年乙烯及其配套工程项目投产后，全厂总用电负荷将达到约 192MW，全部由一体化新建 220kV 总变电所提供。

## 12.2.2 用电负荷分级和供电要求

### (1) 用电负荷等级

大连恒力 150 万吨/年乙烯及其配套工程项目属于大型化工企业建设项目，装置间为上、下游生产链，所有装置均为连续性生产。工艺介质多数为易燃易爆气体或粉尘，生产装置和



储运单元内大部分区域为爆炸危险环境。企业对供电的可靠性、连续性和电气系统的稳定性要求很高。根据国家标准《供配电系统设计规范》(GB50052-2009)的规定,工艺装置中大部分用电负荷和部分公用工程用电负荷属于一级负荷,中断正常供电,将造成重大经济损失,可能引起主要设备损坏,大量产品报废,连续生产过程被打乱,需较长时间才能恢复,企业大量减产。公用工程和辅助设施中的大部分用电负荷为一、二级负荷。全厂小部分用电负荷为一级负荷中特别重要负荷。

### (2) 电源要求

一级负荷或二级负荷由两个独立电源供电。

对于一级负荷中特别重要负荷的供电要求,除由两路正常电源供电外,还设置应急电源,其它负荷不得接入应急供电系统。全厂不设统一的应急电源供电系统,装置内可设应急柴油发电机或应急电源 EPS,负责装置内一级负荷中特别重要负荷供电。重要仪表和计算机控制系统采用 UPS(不停电电源装置)供电。

### (3) 用电负荷分配原则

用电负荷应采用放射式配电。在满足工艺和设备要求的前提下,按负荷均衡分配及减少供电半径的原则,将负荷分配在不同的母线段上。

### (4) 用电负荷统计:

统计结果见下表 7-1。

表 7-1 全厂电力负荷统计表

序号	装置(单元)名称	计算负荷(kW)		大电机(kW)	备注
		正常值	最大值		
一	生产装置				
1	150万吨/年蒸汽裂解(含干气回收、废碱氧化和PSA)	11000	15000		
2	35万吨/年裂解汽油加氢装置	1600	1600		
3	14万吨/年丁二烯抽提装置	3400	3400		
4	90万吨/年乙二醇装置一线	12000	12000		
5	90万吨/年乙二醇装置二线	12000	12000		
6	40万吨/年高密度聚乙烯(HDPE)	26200	31000	14000	
7	20万吨/年聚丙烯(PP)装置一线	13500	13500	7800	
8	20万吨/年聚丙烯(PP)装置二线	13500	13500	7800	
9	72万吨/年苯乙烯(SM)装置	4650	4650	3000	
10	17万吨/年碳四加氢装置	1500	1500		
	控制照明及其他	6000	6000		

	<b>生产装置小计</b>	<b>105350</b>	<b>114150</b>		
二	公用工程及辅助设施				
1	储运工程	9000	9000		
1.1	原料罐区				
1.2	中间原料罐区				
1.3	产品罐区				
1.4	全厂工艺及热力管网				
1.5	火炬设施				
2	给水、排水				
2.1	循环水场一	24000	24000		
2.2	循环水场二	36000	36000		
2.3	污水提升泵站	150	150		
2.4	消防水泵站	1625	1625		不计入用电负荷
2.5	泡沫站一	300	300		
2.6	泡沫站二	200	200		
2.7	消防站				依托炼油区消防站
2.8	污染雨水及事故水储存池				依托炼油区事故水池
2.9	全厂给排水管网	480	480		
3	供热设施				
3.1	凝结水处理站	1600	1600		
4	空分设施				依托炼油区
5	空压站				
6	污水处理场	3000	3000		
7	乙烯区道路照明	800	800		
8	乙烯区暖通仪表等用电负荷	3000	3000		
	<b>公用工程及辅助设施小计</b>	<b>80155</b>	<b>80155</b>		
三	乙烯区部分总计	<b>185505</b>	<b>194305</b>		
四	其它装置				
1	燃料气转化	17517.5	17517.5		
2	海水淡化	4125	4125		
	<b>共计</b>	<b>207148</b>	<b>215948</b>		

注：上述用电负荷容量统计没有计入消防设施的用电负荷容量

### 12.2.3 全厂供电设计方案和原则

本项目属于大型化工项目，大部分负荷为一、二级用电负荷，必须要有两个或两个以上可靠的电源供电。这些负荷的供电方式采用放射式、双回路电源、双变压器供电，互为备用。正常时每一路电源带 50 % 的负荷，任一回路故障时，自动切换到另一回路，每路电源及每台变压器均能负担全部用电负荷容量。

各区域变电所和装置变电所 10 kV 系统及低压配电系统均采用单母线分段运行方式。母线分段开关处设置备用电源自投装置并能够手动切换。对于低压配电系统, 根据用电负荷情况母线可分为两段或多段。

各装置变电所 0.4 kV 系统采用单母线运行方式。

#### 7.2.4 区域变电所和装置变电所设置

##### (1) 66kV 区域变电所

本工程项目新建 4 座 66/10.5kV 区域变电所。

区域变电所一的供电范围为: 乙烯装置(含干气回收、废碱处理、PSA)、丁二烯装置、循环水场一、聚丙烯装置一、聚丙烯装置二。

区域变电所二的供电范围为: 聚乙烯装置及包装仓库、汽油加氢装置并含汽油加氢装置低压配电。

区域变电所三的供电范围为: 乙二醇装置一、乙二醇装置二、苯乙烯装置及苯乙烯中间罐区、中间罐区。

区域变电所四的供电范围为: 循环水场二、消防泵站、废气焚烧炉、火炬、污水处理场及雨水监控池等。

各 66kV 区域变电所的 66kV 电源分别引自一体化新建 220 kV 总变电所的 66kV 不同母线段。66 kV 进线电源按每路可带其供电区域内的 100% 负荷容量设计; 66kV 区域变电所设置 10 kV 配电装置, 10 kV 配电装置均采用单母线分段接线, 正常时分段运行。

各 66kV 区域变电所的 10 kV 配电装置向下级各装置变电所提供 10kV 电源同时为各装置的用电负荷直接供电。每个 10 kV 出线电源均按每路带 100% 负荷容量设计。各 66kV 区域变电所设置所用电及就近仪表控制机柜间的 380V 配电装置, 采用单母线分段接线, 正常时分段运行, 每路 380V 进线电源均按每路带 100% 负荷容量设计。各级母线分段开关处设手动/自动投入装置。

各装置变电所设应急电源装置, 为其供电区域内的特别重要负荷供电。

各 66kV 区域变电所内安装 2 台或多台 66/10.5 kV 配电变压器, 并设有 10kV 配电装置、10/0.4 kV 配电变压器、低压配电装置、直流电源、应急电源装置等。

##### (2) 乙烯装置 10/0.4kV 变电所三座

根据乙烯装置的用电负荷分布情况, 共设置 3 座 10/0.4kV 装置变电所, 均布置在乙烯装置区域内。

3 座 10/0.4kV 乙烯装置变电所的 10kV 电源分别引自 66kV 区域变电所一 10 kV 母线的不

同段至装置变电所内的若干台 10/0.4 kV 配电变压器，同时 66kV 区域变电所一的 10kV 配电装置为乙烯装置的 10kV 用电负荷直接提供电源，在各装置变电所内设置 0.4kV 配电装置，上述配电装置联合为乙烯装置提供 10 kV、0.38/0.22 kV 电源。装置变电所将分别布置于装置的负荷中心，使供电距离达到最短。

乙烯装置各变电所根据工艺要求设应急电源装置（如需），为其供电区域内的特别重要负荷供电。

根据 25 万吨/年裂解汽油加氢装置的设备布置及用电负荷分布情况，该装置的 10kV 用电负荷及低压用电负荷均集中由区域变电所二供电，不再单独设置裂解汽油加氢装置变电所。

### （3）丁二烯装置 10/0.4kV 变电所一座

根据丁二烯装置的用电负荷分布情况，设置 1 座 10/0.4kV 装置变电所，布置在丁二烯装置区域内。

1 座 10/0.4kV 丁二烯装置变电所的 10kV 电源分别引自 66kV 区域变电所 10 kV 母线的不同段至装置变电所内的 2 台 10/0.4 kV 配电变压器，在装置变电所内设置 0.4kV 配电装置，上述配电装置联合为丁二烯装置提供 10 kV、0.38/0.22 kV 电源。装置变电所将布置于装置的负荷中心，使供电距离达到最短。

丁二烯装置变电所根据工艺要求设应急电源装置（如需），为其供电区域内的特别重要负荷供电。

### （4）聚丙烯装置一 10/0.4kV 变电所二座

根据聚丙烯装置的用电负荷分布情况，共设置 2 座 10/0.4kV 装置变电所，布置在聚丙烯装置区域内和聚丙烯挤压造粒厂房内。

10/0.4kV 聚丙烯装置变电所的 10kV 电源分别引自 66kV 区域变电所 10 kV 母线的不同段至装置变电所内的若干台 10/0.4 kV 配电变压器，在装置变电所内设置 0.4kV 配电装置，上述配电装置联合为聚丙烯装置提供 10 kV、0.38/0.22 kV 电源。装置变电所将分别布置于装置的负荷中心，使供电距离达到最短。

聚丙烯装置各变电所根据工艺要求设应急电源装置（如需），为其供电区域内的特别重要负荷供电。

聚丙烯装置有 1 台 4000kW 以上大电机，容量为 7800kW，原则上采用直接启动方案，当直接启动无法满足要求时，使用变频软起装置，其电源可直接引自 66kV 区域变电所的 10 kV 配电母线。

### （5）HDPE 装置 10/0.4kV 变电所一座

根据 HDPE 装置的用电负荷分布情况和装置设备布置, 该装置的 10KV 用电负荷及部分低压用电负荷集中由区域变电所二供电, 只设置 1 座 10/0.4kV 装置变电所, 布置在 HDPE 挤压造粒厂房内。

10/0.4kV HDPE 挤压造粒厂房变电所的 10kV 电源引自 66kV 区域变电所 10 kV 母线至挤压造粒厂房变电所内的 10/0.4 kV 配电变压器, 在变电所内设置 0.4kV 配电装置, 上述配电装置联合为 HDPE 装置提供 10 kV、0.38/0.22 kV 电源。

HDPE 装置各变电所根据工艺要求设应急电源装置(如需), 为其供电区域内的特别重要负荷供电。

HDPE 装置有 1 台 4000kW 以上大电机, 容量约为 15000kW, 原则上采用直接启动方案, 当直接启动无法满足要求时, 使用变频软起装置, 其电源可直接引自 66kV 区域变电所的 10 kV 配电母线。

#### (6) 乙二醇装置 10/0.4kV 变电所一座

根据乙二醇装置的用电负荷分布情况, 设置 1 座 10/0.4kV 装置变电所, 布置在乙二醇装置区域内。

1 座 10/0.4kV 乙二醇装置变电所的 10kV 电源分别引自 66kV 区域变电所 10 kV 母线的不同段至装置变电所内的若干台 10/0.4 kV 配电变压器, 在各装置变电所内设置 0.4kV 配电装置, 上述配电装置联合为乙二醇装置提供 10 kV、0.38/0.22 kV 电源。装置变电所将布置于装置的负荷中心, 使供电距离达到最短。

乙二醇装置各变电所根据工艺要求设应急电源装置(如需), 为其供电区域内的特别重要负荷供电。

#### (7) 苯乙烯装置和苯乙烯中间罐区 10/0.4kV 联合变电所一座

根据苯乙烯装置和中间罐区的用电负荷分布情况, 设置 1 座 10/0.4kV 装置变电所, 布置在苯乙烯装置区域内。

1 座 10/0.4kV 苯乙烯装置和中间罐区变电所的 10kV 电源分别引自 66kV 区域变电所 10 kV 母线的不同段至装置变电所内的若干台 10/0.4 kV 配电变压器, 在装置变电所内设置 0.4kV 配电装置, 上述配电装置联合为苯乙烯装置和中间罐区提供 10 kV、0.38/0.22 kV 电源。装置变电所将布置于装置的负荷中心, 使供电距离达到最短。

苯乙烯装置和中间罐区变电所根据工艺要求设应急电源装置(如需), 为其供电区域内的特别重要负荷供电。

苯乙烯装置有 1 台 3000kW 大电机, 原则上采用直接启动方案, 当直接启动无法满足要

求时, 使用变频软起装置, 其电源可直接引自 66kV 区域变电所的 10 kV 配电母线。

#### (8) 循环水场一 10/0.4kV 变电所一座

根据循环水场一的用电负荷分布情况, 设置 1 座 10/0.4kV 装置变电所, 布置在循环水场一单元区域内。

1 座 10/0.4kV 循环水场一变电所的 10kV 电源分别引自 66kV 变电所 10 kV 母线的不同段至装置变电所内的 2 台 10/0.4 kV 配电变压器, 在装置变电所内设置 0.4kV 配电装置, 上述配电装置联合为循环水场一提供 10 kV、0.38/0.22 kV 电源。

循环水场一变电所根据工艺要求设应急电源装置(如需), 为其供电区域内的特别重要负荷供电。

#### (9) 循环水场二 10/0.4kV 变电所一座

根据循环水场二的用电负荷分布情况, 设置 1 座 10/0.4kV 装置变电所, 布置在循环水场二单元区域内。

1 座 10/0.4kV 循环水场二变电所的 10kV 电源分别引自 66kV 变电所 10 kV 母线的不同段至装置变电所内的 2 台 10/0.4 kV 配电变压器, 在装置变电所内设置 0.4kV 配电装置, 上述配电装置联合为循环水场二提供 10 kV、0.38/0.22 kV 电源。

循环水场二变电所根据工艺要求设应急电源装置(如需), 为其供电区域内的特别重要负荷供电。

#### (10) 污水处理场和雨水监控池 10/0.4kV 变电所一座

根据污水处理场的用电负荷分布情况, 设置 1 座 10/0.4kV 装置变电所, 布置在污水处理场单元区域内。

1 座 10/0.4kV 污水处理场和雨水监控池变电所的 10kV 电源分别引自 66kV 变电所 10 kV 母线的不同段至装置变电所内的 2 台 10/0.4 kV 配电变压器, 在装置变电所内设置 0.4kV 配电装置, 上述配电装置联合为污水处理场和雨水监控池提供 10 kV、0.38/0.22 kV 电源。装置变电所将布置于装置单元的负荷中心, 使供电距离达到最短。

污水处理场和雨水监控池变电所根据工艺要求设应急电源装置(如需), 为其供电区域内的特别重要负荷供电。

#### (11) 罐区 10/0.4kV 变电所一座

根据罐区的用电负荷分布情况, 设置 1 座 10/0.4kV 装置变电所, 布置在罐区单元区域内。

1 座 10/0.4kV 罐区变电所的 10kV 电源分别引自 66kV 变电所 10 kV 母线的不同段至装置变电所内的若干台 10/0.4 kV 配电变压器, 在装置变电所内设置 0.4kV 配电装置, 上述配电装



置联合为罐区提供 10 kV、0.38/0.22 kV 电源。装置变电所将布置于装置单元的负荷中心，使供电距离达到最短。

罐区变电所根据工艺要求设应急电源装置(如需),为其供电区域内的特别重要负荷供电。

#### (12) 废气焚烧和消防水泵站 10/0.4kV 变电所一座

根据罐区的用电负荷分布情况，设置 1 座 10/0.4kV 装置变电所，布置在废气焚烧单元区域内。

1 座 10/0.4kV 废气焚烧和消防水泵站变电所的 10kV 电源分别引自 66kV 区域变电所 10 kV 母线的不同段至装置变电所内的 10/0.4 kV 配电变压器，在装置变电所内设置 0.4kV 配电装置，上述配电装置联合为废气焚烧和消防水泵站提供 10 kV、0.38/0.22 kV 电源。

罐区变电所根据工艺要求设应急电源装置(如需),为其供电区域内的特别重要负荷供电。

#### (13) 火炬系统 10/0.4kV 变电所一座

根据火炬系统的用电负荷分布情况，设置 1 座 10/0.4kV 装置变电所，布置在火炬单元区域内。

1 座 10/0.4kV 火炬单元变电所的 10kV 电源分别引自 66kV 区域变电所 10 kV 母线的不同段至装置变电所内的 10/0.4 kV 配电变压器，在装置变电所内设置 0.4kV 配电装置，上述配电装置联合为火炬系统提供 10 kV、0.38/0.22 kV 电源。

火炬变电所根据工艺要求设应急电源装置(如需),为其供电区域内的特别重要负荷供电。

### 7.2.5 主要电气设备、材料的选型

主要电气设备材料的选型应符合国家或 IEC 标准,应选用已经工程实践证实其性能可靠、技术先进的优质、高效、节能型产品。

电气设备、材料选型应适用于厂址当地的气候条件及安装场所的条件。安装在爆炸危险区域内的电气设备和配电线路应符合《爆炸危险环境电力装置设计规范》(GB50058-2014)的要求。安装在灰尘、潮湿场所的电气设备和材料选用防水防尘型，一般场所选用普通型。

表 7-2 主要电气设备表

序号	设备名称	型号或主要规格	单位	数量	备注
1	66 kV 双绕组电力变压器	66/10.5 kV、50 MVA、YNyn0	台	10	
2	10 kV 户内开关柜	≤4000A、≤31.5kA	组	10	
3	综合保护继电器		批	1	
4	全厂微机监控系统		批	1	
5	配电变压器	Dyn11	批	1	10/0.4 kV



序号	设备名称	型号或主要规格	单位	数量	备注
6	10 kV 电容器柜		批	1	
7	配电变压器	Dyn11	批	1	10/0.4(0.38) kV
8	低压开关柜	≤75 kA	批	1	
9	低压电动机保护器		批	1	
10	VSDS 系统		批	1	
11	DC UPS 系统	220 VDC	批	1	
12	DC UPS 系统	24 VDC	批	1	
13	AC UPS 系统	380/220 VAC	批	1	
14	10 kV 电力电缆	8.7/15 kV	批	1	
15	低压电力电缆	0.6/1 kV	批	1	
16	控制电缆	0.45/0.75 kV	批	1	
17	电缆桥架	铝合金或复合防火型	批	1	
18	操作柱	防爆、非防爆	批	1	
19	灯具	防爆、非防爆	批	1	
20	镀锌钢材		批	1	

### 7.2.6 厂区供电外线和电缆敷设。

装置区外的系统电缆采用电缆桥架敷设，装置区内的电缆以电缆桥架敷设为主，电缆沟分层埋砂敷设为辅。装置区内的电缆桥架应采用铝合金或防火桥架。电缆沟应有防油和其他工艺介质进入的措施，要考虑排雨水设施、严防电缆浸泡在水、油之中。电缆沟的底部要高于系统雨水沟的底部，同时要高于地下水平面。

当单芯电缆屏蔽层有不接地端时，不接地端应有检测装置。

消防配电线路、控制线路和信号线路应埋地敷设，不可与输油管道同排设置。当采用矿物绝缘类不燃性电缆，可在地上敷设并应敷设在专用电缆桥架内。

## 7.3 电信

本项目的电信系统设计包括：行政电/调度电话、无线通信系统、扩音对讲系统、电视监视系统、火灾自动报警系统、综合布线系统及电信线路。

依据恒力石化公司行政/调度电话系统现状，本项目所需行政/调度电话分机均接入现有行政电话系统。无线通信系统、扩音对讲系统、电视监视系统均依托恒力石化（大连）炼化有限公司炼化一体化项目各系统。火灾自动报警系统与炼化一体化项目火灾自动报警系统联网，报警信息上传至中央控制室和消防站。

### 7.3.1 行政/调度电话系统

在办公室、控制室、配电间、值班室、现场操作室、机柜间等经常需要电话联系的场所设置行政电话机，接入现有行政电话系统。在控制室、值班室、现场操作室、配电间值班室等与生产关系密切的岗位设置生产调度电话机，接入现有调度电话系统。调度电话线路与行政电话线路共用电缆。

### 7.3.2 无线通信系统

为满足岗位移动性通信联络的需要，提高生产效率，配合扩音对讲系统的运行及现场仪表的调校，设置无线通信系统。

本项目无线通信系统依托炼化一体化项目无线通信系统设置在全厂管控中心的基站。

无线对讲电话采用简单对讲组。根据生产操作及管理的要求及车间班组的组合方案，无线对讲电话配置成多个相互独立的对讲组。各组使用不同频率，互不相通。

在抗爆结构的现场机柜间设置无线信号覆盖系统。

无线对讲电话的防爆等级应适合其可能进入的防爆要求最高的场所。

无线对讲电话的工作频率由建设单位向当地无委会申请备案。

### 7.3.3 扩音对讲系统

为保障生产装置操作岗位之间的通信联络，并适应在高噪声环境中的通信要求，在生产装置区及中央控制室范围内设置扩音对讲系统。根据装置生产控制及管理的组合方案，生产扩音对讲系统相应地配置成多个相对独立系统，并通过炼化一体化项目设在全厂管控中心内的合并分离设备联网。扩音对讲系统采用 5 通道分布放大式系统，各系统在一般情况下独立运行，在必要时，通过合并分离设备，实现组呼或群呼功能。

扩音电话机根据工艺操作要求设置，主要设在装置巡检道路旁、操作平台上、配电间和机柜间内。

扩音对讲系统与火灾报警系统联动，实现应急广播功能。

### 7.3.4 电视监视系统

为满足生产操作、防火监视、安全保卫及管理的需要，本项目设置基于数字系统的电视监视系统。电视监视系统采用 TCP/IP 通讯方式，由摄像机、编码器、解码器、网络交换机、磁盘阵列、监视器、系统管理软件、服务器、监视客户端等组成。

用于电视监视系统的局域网系统采用专用千兆网络。此系统采用基于 IP 应用的标准以太网结构，由核心层和接入层两级构架组成。炼化一体化项目负责设在全厂管控中心负责核心层设备。接入层设备分布于各生产装置、公用工程及辅助设施的仪表机柜间或电信设备间内。

摄像机设在装置的设备危险区、罐区、火炬、仓库等处。摄像机的视频及控制信号通过

控制室，由中控室的网络视频及存储服务器进行统一管理，并在中控室实时显示控制。

全厂电视监视系统的控制设优先级，每个电视监视控制点分别控制和观察各自管理范围内的摄像机。

### 7.3.5 火灾自动报警系统

为有效预防火灾，及时发现和通报火情，迅速组织和实施灭火，保障生产和人身安全，在本项目中设置火灾自动报警系统。

在厂内较重要及火灾危险性较大的建筑物内，设点式火灾探测器、手动报警按钮和声光报警器；在变配电间电缆夹层的电缆桥架内设线型感温探测器；在装置区、油罐区巡检道路旁设置手动报警按钮及声光报警器。

火灾报警控制器一般设在有人值班的控制室、值班室内，当火灾报警控制器设置在无人值守的区域时，其全部信息应通过联网上传至全厂管控中心和消防站。全厂管控中心和消防站为火灾报警监控中心，各单元的火灾报警控制信号均送至全厂管控中心和消防站显示。

空调机、空调系统防火阀等控制和状态监视信号均纳入到相应区域的火灾报警控制器中。

### 7.3.6 综合布线系统

对语音和数据同时有需求的机柜间、变配电所等采用综合布线，为数据和语音提供传输通道。综合布线采用开放性结构。信息插座设在有语音和网络通信需求的房间内，交换机、配线架等设备设在配线间内，布线系统采用 6 类线缆及设备。

本设计仅包括综合布线及相关设备电缆的设计，网络交换机、服务器、防火墙等网络硬件设备、系统软件、应用软件以及全厂网络结构配置均见信息化系统设计。

### 7.3.7 电信线路

本设计的电信线路包括：电话线路、扩音对讲系统线路、电视监视系统线路、火灾自动报警系统线路、综合布线系统线路。各系统的线路均各自独立组成网络。

本项目所需的电话线路，采用交接配线、直接配线方式提供给各装置、单元。

扩音对讲系统电缆采用专用的多芯综合电缆传输。

各单元至中央控制室的局域网络、电视监视系统均采用光缆传输。

火灾报警系统网络通信电缆根据距离选用 485 通信电缆或光缆传输。

电信线路主要采用电信管道和仪表桥架敷设，局部采用穿管沿工艺管架架空敷设和直埋敷设等方式。

## 7.4 供热

### 7.4.1 概述

项目供热系统包括全厂蒸汽、锅炉给水、凝结水、脱盐水分配系统，以及凝结水处理站。凝结水处理站负责回收并处理各工艺装置和公用工程辅助设施的蒸汽凝结水，向本项目全厂提供脱盐水。

## 7.4.2 全厂供热系统

### (1) 蒸汽等级

全厂蒸汽系统分为如表 7-3 所示。

表 3-11 全厂蒸汽系统等级表

蒸汽等级	压力(MPaG)		温度(°C)	
	操作	设计	操作	设计
超高压蒸汽 (VHP)	9.0	14.0	510	545
高压蒸汽 (HP)	3.6	4.4	440	470
中压蒸汽 (MP)	1.3	1.8	280	330
次中压蒸汽 (IP)	1.0	1.5	250	300
低压蒸汽 (LP)	0.45	0.8	200	280

注：表中超高压蒸汽参数仅为乙烯装置开车参数。乙烯装置正常运行内部超高压蒸汽参数为：12.0MPaG，520°C。

上述五个等级蒸汽管网的参数（压力温度）为名义参数，产汽及用汽的实际压力和温度视装置相对位置和距离而定。

### (2) 蒸汽来源及使用

#### 1) 超高压蒸汽

本项目所用的超高压蒸汽来自炼油区动力站，主要用于乙烯装置开车。

#### 2) 高压蒸汽

高压蒸汽主要来自炼油区动力站，主要用于乙烯工程区各工艺装置及公用工程辅助设施。

#### 3) 中压蒸汽

中压蒸汽来自炼油区燃料气变换装置，主要用于乙烯工程区各工艺装置及公用工程辅助设施。

#### 4) 次中压蒸汽

中压蒸汽来自炼油区动力站，主要用于乙烯工程区各工艺装置及公用工程辅助设施。

#### 5) 低压蒸汽

低压蒸汽主要来自于乙烯装置，主要用于乙烯工程区各工艺装置及公用工程辅助设施。乙烯工程区低压蒸汽管网不与炼油区相连接。

### (3) 蒸汽负荷

目前阶段本项目各化工工艺装置及公用工程辅助设施蒸汽负荷详细数据如下:

#### 蒸汽负荷

根据可研阶段各装置及用户提出的蒸汽使用条件, 蒸汽消耗量见下表:

#### 1) 超高压蒸汽

表 7-4 蒸汽负荷汇总表 (单位: t/h)

	正常	最大	备注
蒸汽裂解装置	0	160	最大为开车用量
总计	0	160	

注: 上表中, “-” 表示输出。

#### 2) 高压蒸汽

表 7-5 蒸汽负荷汇总表 (单位: t/h)

	正常	最大	备注
蒸汽裂解装置	184.6	390	最大为开车用量
汽油加氢	6.4	10	
HDPE	0	3	
乙二醇 1	124.7	288	
乙二醇 2	124.7	288	
苯乙烯	87		
损失	4		
总计	531.4		

注: 上表中, “-” 表示输出。

#### 3) 中压蒸汽

表 7-6 蒸汽负荷汇总表 (单位: t/h)

	正常	最大	备注
蒸汽裂解装置	0	-150	
汽油加氢	14.1		
HDPE	10.5	24	
乙二醇 1	29.8		
乙二醇 2	29.8		
损失	2		

总计	86.2		
----	------	--	--

注：上表中，“-”表示输出。

#### 4) 次中压蒸汽

表 7-7 蒸汽负荷汇总表 (单位: t/h)

	正常	最大	备注
丁二烯	42	54.6	
苯乙烯	68.9		
火炬	3		
储运	0		
损失	2.5		
总计	116.4		

注：上表中，“-”表示输出。

#### 5) 低压蒸汽

表 7-8 蒸汽负荷汇总表 (单位: t/h)

	正常	最大	备注
乙烯装置	-39.4	-60	
汽油加氢	0	3	
HDPE	6.5	12	
聚丙烯 1	8.8	12.5	
聚丙烯 2	6	10	
碳四加氢	11.5		
乙二醇 1	2.3	2.7	
乙二醇 2	2.3	2.7	
损失	2		
总计	0		

注：上表中，“-”表示输出。

### 7.4.3 锅炉给水

乙烯装置所用超高压锅炉给水由乙烯装置自给自足，全厂高压锅炉给水由乙烯装置提供。

高压锅炉给水负荷如下：

表 7-9 高压锅炉给水负荷表 (单位: t/h)

装置	正常	最大	备注
----	----	----	----

乙烯装置	-1.8		
汽油加氢	1.8		
丁二烯	0	6.3	
合计	0		

注: 上表中, “-”表示输出。

#### 7.4.4 凝结水处理站

本项目考虑设置凝结水处理站。其主要作用是回收处理本项目各生产装置产生的工艺凝结水和汽轮机凝结水, 并为本项目各生产装置提供所需的脱盐水。

##### (1) 脱盐水及蒸汽凝结水负荷

##### 1) 脱盐水负荷

根据蒸汽平衡和本工程各生产装置条件, 本工程各生产装置及公用工程辅助设施对脱盐水的需求见脱盐水负荷表 7-10。

表 7-10 脱盐水负荷表 (单位: t/h)

	正常	最大	备注
乙烯装置	439.3	720	
汽油加氢	0.0	0.0	
HDPE	0.5	20	
苯乙烯	10	30	
聚丙烯 1	2	15	
聚丙烯 2	1.8	10	
碳四加氢	0.5		
乙二醇 1	52.7	380	
乙二醇 2	52.7	380	
总计	559.5		

##### 2) 蒸汽凝结水回收量

蒸汽凝结水分汽轮机凝结水和工艺凝结水两部分。根据蒸汽平衡和本工程各生产装置条件, 正常工况下, 本项目各生产装置及公用工程辅助设施的蒸汽凝结水回收量见表 7-11。

表 7-11 返回凝结水表 (单位: t/h)

	工艺冷凝水		汽轮机冷凝水		备注
	正常	最大	正常	最大	
乙烯装置	-96.6	-350	-447.9	-580	
汽油加氢	-20.5				



丁二烯	-35.7				
HDPE	-17				
苯乙烯	-152.6				
聚丙烯 1	-7				
聚丙烯 2	-5				
碳四加氢	-12				
乙二醇 1	-89.1	-256	-31.7	-44.4	
乙二醇 2	-89.1	-256	-31.7	-44.4	
总计	-524.6		-511.3		

注：上表中，“-”表示产生

## (2) 凝结水处理站

凝结水经过凝结水处理站处理后产生的二级脱盐水，一部分送至化工区各装置用户，另一部分为富裕的脱盐水送至炼油区（动力站）。

### 1) 系统规模

全厂正常工况下，回收汽轮机凝结水 587.7t/h，回收工艺凝结水 524.6t/h，综合考虑负荷波动和运行工况的变化，初步确定汽轮机凝结水处理能力按 700t/h 设计，工艺凝结水处理能力按 1080t/h 设计，蒸汽凝结水精处理能力按 1650t/h 设计。

### 2) 工艺流程简介

凝结水回收系统工艺流程如下：

工艺凝结水→换热器→工艺凝结水贮罐→工艺凝结水泵→精密过滤器→活性炭过滤器→混床→脱盐水贮罐↑

精密过滤器←透平凝液泵←透平凝液贮罐←透平凝液

## 7.5 空分空压

空分设施负责向全厂各生产装置和公用工程辅助设施提供所需规格的氧气、氮气；空压站负责向全厂各生产装置和公用工程辅助设施提供净化空气、非净化空气。

### 7.5.1 空分

#### (1) 氧气的用量及规格

氧气是供给乙烯工程中两套 90 万吨/年乙二醇装置作为原料，其用量及规格要求详见表 7-12。

表 7-12 乙烯工程氧气负荷表

用户名称	压力	连续 (Nm <sup>3</sup> /h)
------	----	-------------------------

	(Mpa)	初期	末期	峰值
90 万吨/年乙二醇装置 (共 2 套)	2.6	35866	44486	53383

注: 1、表中为单套装置用量; 2、氧气规格要求:  $\geq 99.8 \text{ vol}\%$

## (2) 氮气的用量及规格

氮气主要用于各装置及配套系统工艺过程、氮气密封、开/停工吹扫及氮气置换。

乙烯工程各用户氮气用量及规格详见表 7-13。

表 7-13 乙烯工程氮气负荷表

序号	主项名称	正常连续用量		间断用量			备注
		压力 (MPaG)	用量 (Nm <sup>3</sup> /h)	压力 (MPaG)	用量 (Nm <sup>3</sup> /h)	使用工况	
1	150 万吨/年乙烯装置	0.6	800	0.6	10000	开、停工吹扫	
		4.0	750	4.0	7500	开工	
2	90 万吨/年乙二醇装置*2 套	0.6	685	4.0	3500	循环气开车冲压	数字为单套用量
				4.0	18000 (注 2)	氧混合器测试	
3	40 万吨/年聚丙烯装置	0.6	4000	0.6	6800	峰值为丙烯精制塔再生,	
				4.0	500	开工	
4	40 万吨/年 HDPE 装置	0.6	700	0.6	5000	催化剂再生	
5	14 万吨/年丁二烯装置	0.6	230	0.6	1100	间断量为开、停工或检修	
6	35 万吨/年汽油加氢装置	0.6	50	0.6	3000	间断用量为催化剂再生, 两年一次	
		4.0	200				
7	72 万吨/年乙苯/苯乙烯装置	0.6	600	0.6	8500	吹扫	
8	17 万吨/年碳四加氢装置	0.6	200	4.0	300		
9	乙烯低温罐	0.6	80	0.6	2000	开工	
10	储运系统	0.6	1700~5500 (氮封)	0.6	10000	火炬氮气吹扫	
	合计	0.6	9730~13530	0.6	11800		
		4.0	950	4.0	18000		

注: 1、氮气纯度 $\geq 99.99\%$  (VOL)。2、乙二醇装置氧混合器测试无需考虑两套装置同

时使用。

### 7.5.2 氧气、氮气系统设置方案

(1) 根据乙二醇装置的氧气消耗量,可以判定制氧空分副产氮气完全可以满足炼油工程及乙烯工程一体化后氮气的用量,故考虑将炼油工程和乙烯工程的空分设施进行整合,集中设置。结合本项目实际情况,空分设施拟布置在炼油区内。氮气、氧气通过管道输送至乙烯区各用户。

#### (2) 管网设置

1) 乙烯工程区内设置一条 2.6MPa 压力等级的氧气管线供乙二醇装置。

2) 乙烯工程区内设置 0.6MpaG 和 4.0 MpaG 两个氮气管网:

0.7MPaG 低压氮气管网供正常生产使用;

4.0MPaG 高压氮气管网除少量连续用量外,主要用于开停工或事故处理。

### 7.5.3 空压

#### (1) 净化空气、非净化空气用量及规格

空压站提供的净化空气主要用于气动控制仪表及阀门,非净化空气主要用于吹扫、聚合物包装、气动工具操作等,同时非净化空气也作为乙烯装置裂解炉清焦用风。

乙烯工程区净化空气、非净化空气用量及规格详见表 7-14。

表 7-14 乙烯工程净化空气、非净化空气负荷表

序号	装置及系统名称	用量 (Nm <sup>3</sup> /h)					备注
		净化空气		非净化空气			
		正常	最大	连续	间断	工况	
1	150 万吨/年乙烯装置	2500	3000		3800	反应器烧焦	
					5000	开、停工	
					8140*2	清焦空气	2 台炉子
2	90 万吨/年乙二醇装置*2 套	500	700		400		单套用量
3	40 万吨/年聚丙烯装置	1900	2850		500	吹扫	
4	40 万吨/年 HDPE 装置	185	1000		500	吹扫	
4	14 万吨/年丁二烯装置	458	650		500	开工	
5	35 万吨/年汽油加氢装置	200			580	催化剂再生, 两年一次	
6	72 万吨/年乙苯/苯乙烯装置	800	1200		1000	吹扫	
7	乙烯低温罐	10	60		400		
8	循环水场				120		

序号	装置及系统名称	用量 (Nm <sup>3</sup> /h)					备注
		净化空气		非净化空气			
		正常	最大	连续	间断	工况	
9	储运系统	700					
10	聚合物包装及仓库	1800			40		
	合计	9053	12160		5000		
					16280	清焦	

## 7.6 采暖通风和空气调节

### 7.6.1 暖通空调设计参数

本设计包括界区内新建装置、公用工程及辅助设施所有建筑物（不含依托）的采暖，通风，空气调节，防排烟的设计。

### 7.6.2 设计基础数据

暖通空调设计用气象参数

序号	气象参数名称	数值及单位
1	冬季采暖计算温度	-9.8°C
2	冬季通风室外计算温度	-3.9°C
3	冬季空调室外计算温度	-13°C
4	冬季空调室外计算相对湿度	56%
5	夏季通风室外计算温度	26.3°C
6	夏季空调室外计算干球温度	29°C
7	夏季空调室外计算湿球温度	24.9°C
8	夏季空调室外计算日平均温度	26.5°C
9	冬季室外平均风速	5.2m/s
10	夏季室外平均风速	4.1m/s
11	冬季主导风向及频率	NNE 24%
12	夏季主导风向及频率	SSW 19%
13	冬季平均大气压	1013.9hPa
13	夏季平均大气压	997.8hPa
14	夏季极端最高温度	35.3°C
15	冬季极端最低温度	-18.8°C

注：上述参数来自《工业建筑供暖通风与空气调节设计规范》GB50019-2015。

建筑围护结构热工要求

对于工艺性空调房间，围护结构最大传热系数不应大于表所规定的数值；

围护结构名称	工艺性空气调节		
	室内允许波动范围		
	±0.1~0.2	±0.5	≥±1.0
屋盖	—	—	0.8
顶棚	0.5	0.8	0.9
外墙	—	0.8	1.0
内墙和楼板	0.7	0.9	1.2

工艺性空调围护结构传热系数 K 值 [W/(m<sup>2</sup> · °C)]

注 1: 确定围护结构的传热系数时, 尚应满足《工业建筑供暖通风与空气调节设计规范》GB50019-2015 中第 5.2.4 条的规定。

对于厂区内一般的采暖及舒适性空调, 应满足《工业建筑供暖通风与空气调节设计规范》GB50019-2015 中第 5.1.6 条所要求的最小传热阻的要求。7.7.3 设计原则

室内空气计算参数如下:

表 7-15 室内空气计算参数

房间名称	冬季		夏季		备注
	温度	相对湿度	温度	相对湿度	
	°C	%	°C	%	
办公室、会议室、值班室	≥18	/	≤28	≤70	(相对湿度可以极端气候下不保证)
更衣室	≥18	/	≤28	/	
电缆室	/	/	≤40	/	
配电室	/	/	≤35	/	
化验室	≥18	/	≤28	≤70	(相对湿度可以极端气候下不保证)
空调机房, 通风机室	≥5	/	≤35	/	
常规控制室	≥18	40~70	25~30	40~70	
中央控制室, 机柜室	20±2*	50±10*	26±2*	50±10*	

房间名称	冬季		夏季		备注
	温度	相对湿度	温度	相对湿度	
	°C	%	°C	%	
成品包装厂房、挤压造粒厂房	≥5	/	/	/	

注：1) \*如上游专业有要求则按要求设计。

## 八、辅助生产设施

### 8.1 中心化验室

150 万吨/年乙烯工程项目不新建化验室，12 套化工装置（不含燃料气转化和海水淡化装置）和配套设施的所有分析化验工作由恒力石化（大连）炼化有限公司 2000 万吨/年炼化一体化项目的中心化验室(含环境监测站)负责。

原则上化工部分各装置不再建就地分析化验室，但各生产装置和辅助设施如有特殊的分析项目时，可根据情况设置就地分析室。

### 8.2 其它

本项目范围内还包括中央控制室、全厂信息系统、检维修中心、综合办公楼、全厂性仓库等辅助设施，现阶段暂参考同类项目估算其占地及投资，可研阶段将按照本项目需求进行优化。

### 8.3 火炬及火炬气回收系统

根据本项目生产装置和辅助设施火炬气排放情况，全厂设置烯烃高压火炬一套、化工高压火炬一套、低温低压火炬一套，烯烃低压火炬一套，化工低压火炬一套，所有火炬均采用多点式地面火炬，火炬具体位置见“全厂总图布置图”。

本项目还为烯烃高压火炬配套建设一套火炬气回收设施。回收能力按 3000Nm<sup>3</sup>/h设计。

#### (1) 烯烃高压火炬

序号	装置名称	排放量	平均分子量	温度°C	最大允许背压 MPa	备注
1	乙烯装置	2220	34.6	57	0.2	
2	裂解汽油加氢	55	79.1	144	0.2	
3	丁二烯抽提	125	54.1	63	0.2	
4	碳四加氢	85	56.9	65	0.2	
5	压力罐区	(120)	42	65	0.2	注 1

	合计	2485	34.7	67.2		
--	----	------	------	------	--	--

注 1: 压力罐区火炬气排放工况为火灾工况, 不与装置排放量叠加。

### (2) 化工高压火炬

序号	装置名称	排放量 t/h	平均分子量	温度°C	最大允许背压 MPa
1	HDPE 装置	80	58	120	0.2
2	PP 装置	150	42	120	0.2
3	SM 装置	580			
	合计	810	46.5	132	

### (3) 低温低压火炬

序号	排放源	最大压力 (MPa)	排放温度 (°C)	排放量 (t/h)	备注
1	乙烯低温罐	0.007	-98	15 (最大)	间断

### (4) 烯烃低压火炬、化工低压火炬

烯烃低压火炬设计处理能力暂定 20t/h, 化工低压火炬设计处理能力暂定 100t/h, 项目下阶段根据实际情况最终明确其设计处理能力。

为了减少火炬燃烧量, 正常工况下, 装置连续稳定排放或泄露的极少量火炬气将通过火炬气回收系统进行回收, 进入全厂燃烧气系统用作燃料。本项目只考虑在烯烃高压火炬系统中设置火炬气回收系统, 回收系统的能力暂按 3000Nm<sup>3</sup>/h 设计, 火炬气回收系统设有两条线, 各按 1500Nm<sup>3</sup>/h 能力设计。系统包括吸入气体冷却器, 两台液环压缩机 (各 1500Nm<sup>3</sup>/h 能力)、密封液冷却器, 气体分离器, 后冷器等组成, 其中吸入气体冷却器和后冷器为公用。

火炬气回收系统直接从火炬总管抽出一支管作为火炬气的吸入管线, 回收单元的入口压力约为 0.003MPa, 待回收的火炬气通过吸入气体冷却器, 温度降至 40°C 以下, 然后进入火炬气回收压缩机进行压缩, 气体被压缩至一定压力后, 将在气体分离器中分出, 进入后冷器中进一步冷却后进入全厂燃料气系统。循环冷却水用作冷却器的冷源。火炬气回收单元将设有自己的控制系统以保护压缩机免受损害, 在系统故障时, 压缩机联锁停车。

## 8.4 污水处理场

### 8.4.1 设计范围

本污水处理场负责处理恒力石化 (大连) 炼化有限公司 150 万吨/年乙烯工程及配套工艺装置排出的生产污水及循环水排污水。生产污水经均质调节、隔油、气浮、生化、混凝沉淀、过滤等工艺处理后满足达标排放标准, 部分送入回用设施, 经超滤、反渗透工艺后回用于循



环水；部分与经过深度处理后的反渗透浓水混合，最终达标排放。

#### 8.4.2 污水处理场工艺技术方案

本项目工艺装置排出的污水水质按含盐量可分为含油污水和含盐污水。含油污水主要包括蒸汽裂解装置（废碱液除外）、聚丙烯装置、裂解汽油加氢、高密度聚乙烯等装置排放的有机物浓度较低、盐含量较小的污水及生活污水、初期雨水等。含盐污水主要包括乙烯装置废碱液、丁二烯装置、乙二醇装置等排水。乙烯装置配套循环水系统的排污水作为清净废水也并入污水处理场。

含油污水污染物浓度较低、含盐量少，单独处理可以满足回用循环水补充水水质要求，但污水量较小，既不利于规模化工程设计，又增加工程投资。

循环水排污水水质较好，但由于药剂种类不同，导致循环水排污水水质有很大的变化。从目前的工程经验及运行反馈看，将循环水排污水软化后经双膜处理后回用，成功运行的实例不多，故建议循环水排污水经生化处理去除对后续单元的有害化学成分后，再进行回用处理。

含盐污水污染物浓度、含盐量都较高，尤其是乙烯装置废碱液，含盐量达到 12%，生化处理困难，影响出水达标排放。因此，将含油污水、含盐污水及循环水排污水混合后一并处理是一种较为合理的选择，既能通过稀释作用降低含盐量，满足达标排放，又可以适当回用，用于循环水场系统补水。而且，混合处理也比单独分别处理节约工程投资。

##### (1) 设计规模

表 8-1 工艺装置污水排放一览表

序号	单元名称	含油污水 m <sup>3</sup> /h		含盐污水 m <sup>3</sup> /h		清净废水 m <sup>3</sup> /h		COD mg/l	TDS mg/l
		正常	最大	正常	最大	正常	最大		
1	乙烯装置	28	130					300	-
				11	22			1500	120000
2	裂解汽油加氢	0.046	10	-				3000	-
3	丁二烯抽提	-		6	16			1000	-
4	乙二醇装置	-		107.5	135.8			500	4000
5	高密度聚乙烯	6	50	-				500	-
6	苯乙烯	0	45	-				500	-
7	聚丙烯 (ST)	3.3	14	-				300	
8	聚丙烯 (JPP)	2.6	20	-				300	-
9	罐区	5	20	-				300	-
10	火炬	5	20	-				300	-

序号	单元名称	含油污水 m <sup>3</sup> /h		含盐污水 m <sup>3</sup> /h		清净废水 m <sup>3</sup> /h		COD mg/l	TDS mg/l
		正常	最大	正常	最大	正常	最大		
11	凝水站			60	60			100	1600
12	生活污水①	25	35					300	300
13	循环水场	-		-		500	500	150	2200
14	初期雨水①	60	120					200	-
15	污水场反洗水①			50	50			200	6000
	小计	134.95	464	234.5	283.8	500	500		

注：①折算为小时平均流量。

### (2) 设计水量

本项目工艺装置排出的污水按不同的去除效果，划分为预处理及生化单元、深度处理单元、回用水单元及 RO 浓水处理单元，各部分的设计规模如下：

表 8-2 污水处理场设计规模一览表

序号	装置名称	水量 (m <sup>3</sup> /h)	设计规模 (m <sup>3</sup> /h)
1	预处理及生化单元	369.45	400
2	深度处理单元	869.45	1000
3	回用单元	500	500
4	RO 浓水单元①	167	180

注：①处理回用单元反渗透浓水

### (3) 设计进出水水质

根据上游装置提供的排放污水水质，并结合其它相近规模项目的实际情况，确定进水水质；污水出水水质满足《辽宁省污水综合排放标准》（DB21/1627-2008）表 1 的指标要求，并同时满足《石油化学工业污染物排放标准》（GB31571-2015）表 1 和表 3 的要求。回用水水质满足中石化《石油化工污水再生利用设计规范》（SH3173-2013）中表 5.2 的指标要求回用于循环水水质指标，如表 8-3 所示。

表 8-3 污水处理场设计进出水质表

名称	单位	生产污水进水	清净废水进水	RO浓水进水	排放标准	回用标准
pH	-	6~9	6~9	6~9	6~9	6~9
温度		25~35	-	-	-	-
CODCr	mg/l	500	150	130	50	≤50
BOD <sub>5</sub>	mg/l	250	30	-	10	≤5

名称	单位	生产污水进水	清净废水进水	RO浓水进水	排放标准	回用标准
SS	mg/l	200	-	20	20	≤10
石油类	mg/l	500	-	-	3	≤2
硫化物	mg/l	30	-	-	0.5	≤0.1
总氮	mg/l	-	-	-	15	-
氨氮	mg/l	-	-	-	8	≤5
总磷（以P计）	mg/l	-	-	-	0.5	≤1.0
挥发酚	mg/l	-	-	-	0.3	≤0.5
钙硬（以CaCO <sub>3</sub> 计）	mg/l	-	1000（总硬）	-	-	50~300
总碱度（以CaCO <sub>3</sub> 计）	mg/l	-	-	-	-	50~300
氯离子	mg/l	-	-	-	-	≤250
硫酸盐	mg/l	-	-	-	-	≤300
总铁	mg/l	-	-	-	-	≤0.3
电导率	μs/cm	-	-	-	-	≤1200
总溶解固体（TDS）	mg/l	6000	2200	15000	-	-

#### 8.4.3 工艺方案选择

炼化工程生产污水处理多采用“预处理—生化处理—深度处理”这一基本流程。

##### （1）预处理

一般采用调节、隔油及浮选等工艺回收大部分浮油、分散油，去除乳化油、悬浮物及部分 COD。

##### （2）生化处理

化工生产污水中氨氮按总氮浓度较低，生化处理拟采用传统活性污泥法处理工艺。

##### （3）深度处理

生产污水深度处理流程拟采用：高密度澄清池+臭氧氧化+曝气生物滤池（BAF）+过滤工艺。该工艺成熟稳定，已应用在石油化工污水场的污水深度处理中。如：扬子石化净一装置、天津石化、齐鲁石化污水场等。

##### 1) 高密度澄清池

选择高密度澄清池有两个目的：一是高密度澄清池具有化学除磷和水质软化的功能；二是澄清作用对悬浮物和胶体的去除比气浮更为稳定有效，更有利于达到降低 SS 浓度、减少后续的臭氧用量的目的。

##### 2) 臭氧氧化

臭氧氧化可将生化处理后部分难生物降解的有机物氧化分解成易生物降解有机物，提高 BAF 进水的可生化性，进一步确保生产污水的达标排放。

### 3) 曝气生物滤池

曝气生物滤池 (BAF) 属于生物膜法的一种, 其技术特征是在池体内充填粒状填料作为微生物载体, 填料具有较大的比表面积, 容易挂膜, 由于定期冲洗, 生物膜更新快, 生物活性高, 同时兼有过滤的作用, 出水中的悬浮物较少, 出水水质好。

### 4) 最终出水过滤

通过降低最终出水中悬浮物浓度, 可有效降低出水 CODCr 值, 保证污水处理出水满足更严厉的排放标准。目前, 国内许多污水处理装置采用此方式运行, 如燕山石化、扬子石化等。

#### (4) 回用水单元

回用水采用“预处理—超滤—反渗透”的常规流程, 达到脱盐效果, 满足回用要求。

#### (5) RO 浓水单元

RO 浓水经反渗透多倍浓缩后含盐量较高, 多为难以生化降解的有机物。目前可以选择的处理流程不多, 本可研拟在高密池+臭氧氧化+曝气生物滤池 (BAF) 工艺、高密度澄清池加砂加碳工艺 (法国威立雅的专利技术) 中进行选择。

##### 方案一: 高密度澄清池 (软化除硬) +臭氧+BAF 工艺

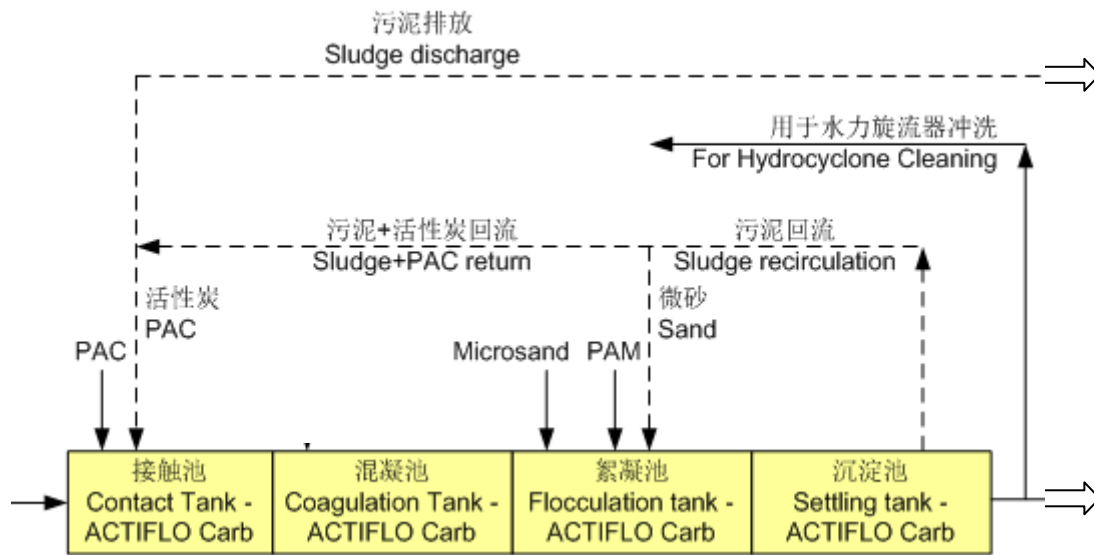
高密度澄清池具有水质软化的功能, 可以去除反渗透浓缩后的钙镁硬度; 同时更有利于降低 SS 浓度以减少后续的臭氧用量。臭氧氧化可以将水中难以降解的有机物氧化分解成易生物降解有机物, 去除部分 COD, 提高 BAF 进水的可生化性。经 BAF 处理后的 RO 浓水与已经处理后的生产水混合后, 可以达标外排。

恒力石化 2000 万吨/年炼化一体化项目配套的污水处理场浓水处理也采用类似流程。

##### 方案二: 高密度澄清加砂加活性炭工艺

该工艺为法国威立雅水处理公司专利技术 ACTIFLO®Carb—加砂活性炭吸附高密度沉淀工艺, 在传统的混凝沉淀基础上增加了微砂作为形成高密度絮体的“种子”和压载物, 使形成的絮体具有较大的密度而更易被沉淀去除; 同时加入粉末活性炭来吸附去除水中的 COD 等物质。

Actiflo®Carb 系统包括混合、絮凝、沉淀、活性炭接触等工艺过程, 基本流程如下:



粉末活性炭被投加至接触池，在此原水、活性炭和回流的活性炭混合在一起，原水中的溶解性有机物在此被活性炭吸附。混凝后的废水和活性炭混合液接着进入加有微砂和高分子聚合物的熟化池，在池中缓慢的混合过程促进了污染物絮体颗粒的增大。由于微砂的加入，微砂与絮体颗粒被高分子聚合物包围形成了新的絮状物的核心。含有微砂、活性炭的污染物絮体颗粒利用微砂自身的重力在斜板澄清池内实现了快速沉淀，然后澄清水在沉淀池表面通过集水槽排放。

砂的使用赋予了高密加碳工艺能处理多种原水的优势。由于化学品加药较常规处理方式使用量更少，更能够产生稳定高质量的水。微砂的重力与形状增加了絮凝物和沉淀池的效率，与传统工艺相比，高密加碳工艺的体积和占地面积更小，从而降低了建筑成本。

该工艺在北京燕山西区污水场深度处理单元已经成功运行，进水 COD45-95mg/l，出水稳定在 COD<30mg/l，自 2015 年运行稳定。

从以上两个方案，简单对比如下：

	高密+臭氧+BAF 工艺	加砂加碳高密澄清工艺
工艺来源	常规工艺	威立雅水处理公司专利技术
流程复杂性	处理构筑物多，处理流程较复杂，运行过程中 BAF 需要频繁反洗，且对于含盐量高达 15000mg/l,生化启动周期长	处理构筑物少、采用物理吸附，处理过程较简单
出水水质	在没有过滤的情况下，出水 SS<30mg/l, 不能满足外排标准	出水 SS<20mg/l, 满足外排标准
工程费用	较高	相对较低
运行成本	需要纯氧作为气源，通过高压放电产生	相对需要更多的药剂及活性炭投加

臭氧, 电耗较高
----------

综上, 本污水处理场 RO 浓水处理工艺暂定采用高密澄清加砂加炭工艺。

#### 8.4.4 工艺方案说明

生产污水进入污水处理场, 经均质调节、隔油、气浮、生化、澄清、过滤等工艺处理后部分达标外排。

部分处理后的达标生产污水经超滤、反渗透工艺回用于循环水补充水。余下部分与经过微砂加碳高效澄清池处理后的 RO 反渗透浓水一并混合, 经监控排放池监控后, 最终达标排放。

##### (1) 生产污水处理单元

装置区的含盐、含油混合生产污水经泵提升后, 输送至均质调节罐, 均质调节罐进水管道上设置有机污染物在线测定仪, 当污染物大于设定值或事故时, 来水自动切换至事故罐。均质调节罐可以稳定出水水量和水质, 防止水量过大或水质过差对后续处理设施产生冲击。均质调节罐中设有旋流除油器, 可以对含油污水进行初步隔油, 同时具有沉砂的功能。旋流除油器收集的浮油和底泥分别通过管道排放至污油脱水罐和含油污泥井, 污油在脱水罐脱水后外送。

均质调节罐出水进入气浮单元。气浮单元采用两级气浮, 一级为涡凹气浮, 二级为溶气气浮。

涡凹气浮装置具有充气量高、自动内回流, 不设置回流泵, 占地省, 能耗低的特点。加药混凝后的污水首先进入装有涡凹曝气机的曝气区, 通过曝气机底部的中空叶轮的快速旋转在水中形成的真空区, 将水面上的空气通过中空管道抽送至水下, 并在底部叶轮快速旋转产生的剪切力下把空气粉碎成微气泡, 微气泡与污水中的油、悬浮物等结合在一起上升到液面, 处理后的污水含油量小于 50mg/l。

涡凹气浮出水自流进入溶气气浮装置, 压力溶气水通过释放器在浮选器内形成微气泡 (10 $\mu$ m 左右), 污水中的油粒和悬浮物与微气泡粘合后, 上浮分离, 在液面上形成浮渣层, 使污水中的细分散油和部分乳化油得到进一步去除, 溶气气浮出水的含油量小于 20mg/l。设计中配置了聚合氯化铝 (PAC) 和聚丙烯酰胺 (PAM) 两种药剂投加。

溶气气浮装置出水经气浮出水提升泵提升至生化处理系统。本工程拟采用延时曝气好氧活性污泥工艺, 有机物在好氧菌作用下分解为水和二氧化碳。曝气池池底设有微孔曝气器, 由鼓风机提供空气供氧, 池内溶解氧浓度控制在 2mg/l。

曝气池出水混合液流入二沉池中进行泥水分离。二沉池底部污泥经刮泥机刮入排泥斗,



靠静压排至二沉池回流污泥井，回流活性污泥通过二沉池回流污泥泵送回曝气池，剩余活性污泥由剩余活性污泥泵提升至污泥浓缩罐。

二沉池出水自流至高密度澄清池，同时循环水排污水也送入该池。污水中首先投加混凝药剂，经混凝反应后流入絮凝反应池，投加絮凝剂。高密度澄清池具有不同的混合反应区，中心区域配有一个轴流叶轮，使流体在反应池内快速絮凝和循环；在周边区域，主要靠推流使絮凝以较慢的速度进行，以确保絮体增大致密，并以较高的速度进入预沉区域。水流进入预沉区时流速放缓，避免造成絮凝物的破裂和涡流的形成，使绝大部分的悬浮固体在该区沉淀，剩余的絮凝物在斜板沉淀区去除；底部沉淀污泥部分由螺杆泵回流至絮凝反应池，其余定时排放。

高密度澄清池出水用泵提升至臭氧接触池。污水在臭氧接触池内与臭氧反应，提高可生化性。臭氧氧化出水自流到 BAF。

BAF（曝气生物滤池）通过附着在填料表面的生物膜及填料间的生物絮体的氧化、吸附作用，进一步去除水中 COD、NH<sub>3</sub>-N。曝气生物滤池底部设有曝气器，由鼓风机为其提供空气。滤池出水自流至清水池。滤池运行一定时间后，填料间截流的悬浮物会造成填料的空隙度减小，水头损失增大，要定时进行反冲洗。曝气生物滤池采用气-水联合反冲洗方式，反冲洗水来自清水池，反洗气来自鼓风机，在进水管、出水管、曝气管、反洗进水管和反洗进气管上均安装有气动阀门，通过 PLC 对整个反洗过程进行自动程序控制。反洗产生的废水排入反冲洗排水缓冲池，由反洗水输送泵送回均质调节罐。

BAF 出水经进一步过滤后，部分送至出水监护池，监护池设有在线 COD 分析仪等仪表，确保生产污水达标。部分进入回用水处理单元，进一步脱盐处理后回用。

## （2）回用水单元

污水回用单元主要由两部分组成：预处理及反渗透。为了保护反渗透系统，防止反渗透膜结垢，废水在进入反渗透系统前经过一系列的预处理，以去除水中的悬浮物。

达标水处理单元排放的部分生产污水经多介质过滤后经提升泵提升进入超滤，进一步去除水中的悬浮物。超滤出水 SDI（污染指数）值小于 3，满足反渗透进水要求。超滤进水、出水、反冲洗进水（气）、反冲洗出水管线上均设有气动开关阀，可通过程序控制对超滤膜组件进行定时反冲洗，保证过滤效果。超滤出水由反渗透高压水泵提升进入反渗透系统，通过膜过滤作用，分离出除盐水和浓水，除盐水用于循环水补水。

反渗透在运行一定时间后都会受到不同程度的污染。根据污染情况配制一定浓度的化学药剂来进行清洗，以恢复膜元件的特性。化学清洗装置由药剂箱、清洗泵、过滤器组成。化



学清洗系统通过软管与反渗透连接，并设置循环管形成循环回路。

### (3) 浓水处理单元

反渗透浓水与活性炭、混凝剂、絮凝剂混合后经混凝絮凝反应，进入高效澄清池中进行固液分离，污水并入生产污水系列达标排放。

活性炭、污泥和微砂的混合物通过离心泵从澄清池的底部泥斗被吸出，经离心旋流分离器将活性炭和污泥与微砂分离出来，微砂再循环利用，而比重较轻的活性炭、污泥和大部分的水流入一个分离池，通过流量控制，其中一部分活性炭混合物重新进入接触池，继续利用活性炭的吸附能力，其余部分则排入化学污泥处理单元作进一步处置。

### (4) 污泥处理

均质调节罐底泥和气浮设施排出的油泥浮渣自流进入油泥池，经油泥提升泵提升至污泥脱水罐，经重力脱水后通过污泥进料泵送入油泥离心脱水机，脱水后外运处置。

生化处理中产生的剩余活性污泥由剩余活性污泥泵送入污泥脱水罐进行重力脱水。重力脱水后的污泥经离心脱水后，送入污泥干化单元，干化后含水率达到 35%装车外运。

深度处理单元高密度澄清池产生的剩余污泥含水率约 90-95%，经高压板框脱水后，含水率达到 40%装车外运。

### (5) 污油处理

均质调节罐收集的污油自流至污油池，由污油提升泵提升至污油脱水罐进行脱水，脱水后的污油含水率 $\leq 3\%$ ，通过污油输送泵外送至全厂污油罐区回收。

### (6) 废气处理

污水处理场预处理区产生的高浓度废气，送至装置区全厂焚烧炉焚烧处理。

生化单元产生的废气加盖密闭收集，经引风管道、风机送至生物除臭装置进行处理；在生物除臭装置中，废气先进行除油、温度调节、除尘及增湿后进入生物过滤器。在生物过滤器内，废气中含有的微量烃类物质、氨、硫化氢以及其他致臭物质被微生物吸收、分解，生成简单、无害、无臭物质，经处理后的臭气达到《恶臭污染物排放标准》GB14554-1993 后高空排放。

### (7) 在线监测

在线水质分析仪表主要包括溶解氧测定仪、pH 计、COD、NH<sub>3</sub>-N、油分析仪、浊度计等，主要用于监测进出水水质、控制生化处理过程。操作人员可根据实际情况作出调整，如根据溶解氧浓度调节鼓风机的风量；根据进水水质，切换正常与事故进水状态等。

## 8.5 环境监测站

根据《建设项目环境保护设计规定(87)国环字第 002 号》中的要求,对环境有影响的新建项目应根据建设项目的规模、性质、监测范围,设置必要的监测机构及配套的监测手段。另外《石油化工企业环境保护设计规范》(SH3024-1995)中要求石油化工企业应根据监测的任务及监测范围设置监测站。根据上述要求设置监测站,对废水、废气、固体废物和噪声进行监测。

本项目紧邻 2000 万吨/年炼化一体化项目西侧,2000 万吨/年炼化一体化项目的中心化验与环境监测站为合建,设计时建筑考虑了部分预留面积,因此 150 万吨/年乙烯工程项目的环境监测任务依托现有炼化一体化项目监测站,只需增加部分监测仪器。

## 九、项目组织机构和定员

本项目生产装置人员按四班三运转考虑,总定员按 700 人计。不含固体产品包装及运输人员,不含消防站人员。项目总定员将在企业组织机构确定后,进一步优化。

## 十、项目实施计划

本项目建设周期暂定 2 年。预计 2018 年 1 月底完成可研报告的修改和完善工作,力争 2018 年 2 月下旬完成项目上报审批工作;为了加快工程进度,在可研开展同时,同步开展工艺包等工作,力争 2019 年 7 月底实现装置中交。

## 十一.投资估算及资金筹措

### 11.1 工程概况

本工程为恒力石化(大连)化工有限公司 150 万吨/年乙烯工程项目可行性研究报告,工艺装置全部新建,公用工程有部分依托。

建厂地址:大连长兴岛经济区西端海边,项目占地 112.27 公顷。

150 万/年吨蒸汽裂解制乙烯装置及下游共 12 套化工装置;配套的公用设施共 44 个主项(部分依托)。

投资估算范围仅为本工程的设计界区。

建设投资(含增值税)为:1986328 万元人民币。

### 11.2 编制依据

(1) 中标通知书,在恒力石化 150 万吨/年乙烯工程项目可研及工程设计招标中,确定中标

(2) 中国石油化工集团公司中国石化咨(2005)154号《石油化工项目可行性研究报告编制规定》(2005年);

(3) 中国石化集团公司中国石化建(2008)82号《石油化工工程建设设计概算编制办法》(修订版);

(4) 中国石化集团公司中国石化建(2008)81号《石油化工工程建设费用定额》;

(5) 中国石化集团公司中国石化建(2011)960号《石油化工安装工程概算编制应用数据库(2011)》;

(6) 中国石化集团公司中国石化建(2013)54号《关于2013动态调整石油化工安装工程费用定额的通知》;

(7) 中国石化集团公司中国石化建(2014)321号《关于2014动态调整石油化工安装工程预算定额及其费用定额的通知》;

(8) 中国石化建(2016)307号关于“营改增”实施后调整石油化工工程建设计价依据的通知。

(9) 工艺装置投资参照类似项目的经验数据进行估算。配套公用工程的投资根据设计专业提供的数据进行估算。

(10) 设备材料为2017年初的价格水平。

(11) 外汇牌价按2017年4月6日,1美元=6.893元人民币;

(12) 本项目进口设备材料按全税方案考虑。

### 11.3 资金筹措

本项目报批总投资(建设投资+建设期利息+30%的流动资金)为2097791万元(含外汇60834万美元)(含设备材料可抵扣增值税228428万元),其来源为:恒力石化(大连)化工有限公司注入30%作为资本金,为629337万元,其余70%按贷款考虑。

项目流动资金的30%来源于资本金,其余70%由银行贷款解决,流动资金贷款利率为4.35%。

本项目建设期两年,建设投资分年投入比例为:第一年40%,第二年60%。流动资金在项目投产时根据开工负荷投入。

单位: 万元

序号	项目	合计	计算期			
			第 1 年	第 2 年	第 3 年	第 4 年
<b>1</b>	<b>项目总投资</b>	<b>2209021</b>	<b>808552</b>	<b>1241569</b>	<b>143930</b>	<b>14970</b>
1.1	建设投资(不含可抵扣增值税)	1757900	703160	1054740		
1.2	可抵扣增值税(进项税额)	228428	91371	137057		
1.3	建设期利息	63793	14021	49772		
1.4	流动资金	158900			143930	14970
<b>2</b>	<b>资金筹措</b>	<b>2209021</b>	<b>808552</b>	<b>1241569</b>	<b>143930</b>	<b>14970</b>
2.1	项目资本金	629337	232667	349000	43179	4491
2.1.1	用于建设投资	581667	232667	349000		
2.1.2	用于可抵扣增值税(进项税额)					
2.1.3	用于建设期利息					
2.1.4	用于流动资金	47670			43179	4491
2.2	债务资金	1579683	575885	892569	100751	10479
2.2.1	用于建设投资	1404661	561864	842796		
2.2.2	用于可抵扣增值税(进项税额)					
2.2.3	用于建设期利息	63793	14021	49772		
2.2.4	用于流动资金	111230			100751	10479
2.3	其他资金					

## 十二、资源利用分析

### 12.1 原料及燃料

#### 12.1.1 主要原料来源与数量

本项目原料主要来自上游的炼化一体化项目,部分外购,其种类和数量及来源见表 12-1。

表 12-1 主要原料数量

序	原料	单位	数量	备注
1	炼厂干气	万吨/	108.06	来自炼油装置
2	正丁烷	万吨/	61.3	来自炼油装置
3	正戊烷+正己	万吨/	50.51	来自炼油装置
4	直馏石脑油	万吨/	69.76	来自炼油装置

5	轻石脑油	万吨/	50.24	来自炼油装置
6	丁烯-1	万吨/	0.16	外购
7	己烷	万吨/	0.24	外购
8	苯	万吨/	55.94	来自炼油装置
9	粗异丁烷	万吨/	4.71	来自炼油装置
10	C9+汽油	万吨/	3.84	来自炼油装置
11	水煤气	万吨/	729.78	来自煤制氢
12	净化气	万吨/	16.19	来自煤制氢
			1150.73	

### 12.1.2 燃料平衡

本项目各工艺装置共产出燃料总热量为 2733.77MW，消耗总热量为 970.02MW，剩余 1763.75MW 热量送炼化一体化装置，具体平衡见表 12-2。

表 12-2 燃料平衡表

序号	装置名称		产出			消耗		
			数量 (万吨/ 年)	热值 (kcal/kg)	热量 (MW)	数量 (万吨/年)	热值 (kcal/kg)	热量 (MW)
	干气回收	燃料气	27.34	13464	535.05			
	蒸汽裂解	燃料气	56.74	12424	1024.58	49.64	12424	896.37
	PSA	燃料气	2.54	13182	48.67			
	乙二醇	燃料气				0.26	12424	4.69
	丁二烯抽提	燃料气	0.17	11000	2.72			
		燃料油	0.03	9380	0.41			
	苯乙烯	燃料气自蒸汽裂解				0.72	12424	12.92
		燃料气自PSA				2.54	13182	48.67
		燃料油	0.54	9380	7.36	0.54	9380	7.36
	燃料气转化	燃料气	66.71	11499	1114.98			
	小计		154.07		2733.77	53.70		970.02
	富余				1763.75			
	燃料气富余	自转化	66.71	11499	1114.98			
		自干气回收	27.34	13464	535.05			
		自蒸汽裂解	6.12	12424	110.59			

		自丁二烯抽提	0.17	11000	2.72			
	燃料油富余	自丁二烯抽提	0.03	9380	0.41			
	小计		100.37		1763.75			

## 12.2 资源利用方案

### 12.2.1 原料供应

本项目原料主要来自上游的炼化一体化项目，部分外购。

### 12.2.2 水资源供应

1) 本项目所需的生产用水水源为碧流湖水库，由市政将源水双管线引至厂区边界，日供水量 80000 立方米，进入厂区的净水场，净水场的设计规模 3300 m<sup>3</sup>/h，经处理后泵送PTA区、炼油区和乙烯区。

2) 本项目所需的生活饮用水依托大连市市政生活供水系统，水质符合《生活饮用水卫生标准》GB5749-2006 要求，进入厂区的净水场加压，加压设施的设计规模 150m<sup>3</sup>/h。

### 12.2.3 用水指标

全厂正常生产用水为3934m<sup>3</sup>/h，最大用水为4991m<sup>3</sup>/h。

## 12.3 电力资源供应

### 12.3.1 供电范围

本项目建设内容包括 150 万/年吨蒸汽裂解装置及下游共 12 套化工装置；配套的公用工程系统包括原料、中间产品、产品罐区、空分、空压、循环水场、供电系统、部分消防系统等；配套设施包括污水预处理、火炬系统、化学品仓库等；热电等实施依托在建的炼化项目。区外的供水、供电、排水及道路等工程由在建炼化一体化项目负责建设。

### 12.3.2 供电电源

大连恒力 150 万吨/年乙烯工程项目位于辽宁省大连长兴岛经济区西端海边，长兴岛经济区为本项目提供了丰富的电力。根据国家标准《供配电系统设计规范》(GB 50052—2009) 的规定，本项目大部分工艺装置用电负荷和部分公用工程用电负荷属于一级负荷，中断正常供电，将造成重大经济损失，可能引起主要设备损坏，大量产品报废，连续生产过程被打乱，需长时间才能恢复，企业大量减产，可靠的供电电源对连续生产是极为重要的，选取两路能带 100% 负荷的相对独立的电源对供电可靠性尤为关键。

本项目用电由外部电网提供，外部电网进线电压等级为 66kV，本项目设置四座 66/10.5kV 区域变电所，以 10kV 电压供应各装置 10/0.4kV 变配电所。

厂区供电电压等级分为：220 kV、66kV、10kV 、3.3 kV 、380V 、220V。

10kV±5%，3 相， 50±0.5Hz

380V±5%，3 相， 50±0.5Hz

220V±5%， 50±0.5Hz

本项目投产后，全厂总用电负荷将达到约 192MW，全部由大连恒力炼化一体化项目新建 220kV 总变电所提供。

大连恒力 150 万吨/年乙烯工程项目及其配套工程设 66kV 区域变电所四座，进线电压为 66kV，初步确定将引自大连恒力炼化一体化项目新建 220kV 总变电所。出线电压为 66kV。新建 220kV 总变电所主要配置如下：

设 220kV 配电装置一套，总变电所设置 8 台 90MVA 的 220/66kV 变压器或者 4 台 180MVA 的 220/66kV 变压器，热电装置设置 8 台 50MW 发电机，总的供电能力约为 760MVA，为整个炼化和乙烯区的用电负荷提供电源。新建 220kV 总变电所为本项目预留 10 条 66kV 出线回路，每个回路按照 66kV 线路变压器组设置，单台容量不大于 50MVA 的两卷变。因此，一体化新建 220kV 总变电所的投资不在本项目设计范围之内，本工程不计列其设备及费用。

66kV 电源线路及敷设路径不在本项目设计范围之内。

### 12.3.3 用电负荷

乙烯工程投产后，全厂总用电负荷预计将达到 192MW，见表 12-3。

表 12-3 乙烯全厂电力负荷统计表

序号	装置（单元）名称	计算负荷(kW)		大电机 (kW)	备注
		正常值	最大值		
一	生产装置				
1	150 万吨/年蒸汽裂解（含干气回收、废碱氧化和 PSA）	11000	15000		
2	35 万吨/年裂解汽油加氢装置	1600	1600		
3	14 万吨/年丁二烯抽提装置	3400	3400		
4	90 万吨/年乙二醇装置一线	12000	12000		
5	90 万吨/年乙二醇装置二线	12000	12000		
6	40 万吨/年高密度聚乙烯（HDPE）	26200	31000	14000	
7	20 万吨/年聚丙烯（PP）装置一线	13500	13500	7800	
8	20 万吨/年聚丙烯（PP）装置二线	13500	13500	7800	
9	72 万吨/年苯乙烯（SM）装置	4650	4650	3000	
10	17 万吨/年碳四加氢装置	1500	1500		
	控制照明及其他	6000	6000		



	<b>生产装置小计</b>	<b>105350</b>	<b>114150</b>		
二	公用工程及辅助设施				
1	储运工程	9000	9000		
1.1	原料罐区				
1.2	中间原料罐区				
1.3	产品罐区				
1.4	全厂工艺及热力管网				
1.5	火炬设施				
2	给水、排水				
2.1	循环水场一	24000	24000		
2.2	循环水场二	36000	36000		
2.3	污水提升泵站	150	150		
2.4	消防水泵站	1625	1625		不计入用电负荷
2.5	泡沫站一	300	300		
2.6	泡沫站二	200	200		
2.7	消防站				依托炼油区消防站
2.8	污染雨水及事故水储存池				依托炼油区事故水池
2.9	全厂给排水管网	480	480		
3	供热设施				
3.1	凝结水处理站	1600	1600		
4	空分设施				依托炼油区
5	空压站				
6	污水处理场	3000	3000		
7	乙烯区道路照明	800	800		
8	乙烯区暖通仪表等用电负荷	3000	3000		
	<b>公用工程及辅助设施小计</b>	<b>80155</b>	<b>80155</b>		
三	乙烯区部分总计	<b>185505</b>	<b>194305</b>		
四	其它装置				
1	燃料气转化	17517.5	17517.5		
2	海水淡化	4125	4125		
	<b>共计</b>	<b>207148</b>	<b>215948</b>		

#### 12.3.4 供电方案及原则

本项目属于大型化工项目，大部分负荷为一、二级用电负荷，必须要有两个或两个以上可靠的电源供电。这些负荷的供电方式采用放射式、双回路电源、双变压器供电，互为备用。正常时每一路电源带 50% 的负荷，任一回路故障时，自动切换到另一回路，每路电源及每台变压器均能负担全部用电负荷容量。

各区域变电所和装置变电所 10 kV 系统及低压配电系统均采用单母线分段运行方式。母线分段开关处设置备用电源自投装置并能够手动切换。对于低压配电系统, 根据用电负荷情况母线可分为两段或多段。

### 12.3.5 区域变电所和装置变电所设置

#### (1) 66kV 区域变电所

本工程项目新建 4 座 66/10.5kV 区域变电所。

区域变电所一的供电范围为: 乙烯装置(含干气回收、废碱处理、PSA)、丁二烯装置、循环水场一、聚丙烯装置一、聚丙烯装置二。

区域变电所二的供电范围为: 聚乙烯装置及包装仓库、汽油加氢装置并含汽油加氢装置低压配电。

区域变电所三的供电范围为: 乙二醇装置一、乙二醇装置二、苯乙烯装置及苯乙烯中间罐区、中间罐区。

区域变电所四的供电范围为: 循环水场二、消防泵站、废气焚烧炉、火炬、污水处理场及雨水监控池等。

#### (2) 乙烯装置 10/0.4kV 变电所三座

根据乙烯装置的用电负荷分布情况, 共设置 3 座 10/0.4kV 装置变电所, 均布置在乙烯装置区域内。

#### (3) 丁二烯装置 10/0.4kV 变电所一座

根据丁二烯装置的用电负荷分布情况, 设置 1 座 10/0.4kV 装置变电所, 布置在丁二烯装置区域内。

#### (4) 聚丙烯装置一 10/0.4kV 变电所二座

根据聚丙烯装置的用电负荷分布情况, 共设置 2 座 10/0.4kV 装置变电所, 布置在聚丙烯装置区域内和聚丙烯挤压造粒厂房内。

#### (5) HDPE 装置 10/0.4kV 变电所一座

根据 HDPE 装置的用电负荷分布情况和装置设备布置, 该装置的 10KV 用电负荷及部分低压用电负荷集中由区域变电所二供电, 只设置 1 座 10/0.4kV 装置变电所, 布置在 HDPE 挤压造粒厂房内。

#### (6) 乙二醇装置 10/0.4kV 变电所一座

根据乙二醇装置的用电负荷分布情况, 设置 1 座 10/0.4kV 装置变电所, 布置在乙二醇装置区域内。

(7) 苯乙烯装置和苯乙烯中间罐区 10/0.4kV 联合变电所一座

根据苯乙烯装置和中间罐区的用电负荷分布情况, 设置 1 座 10/0.4kV 装置变电所, 布置在苯乙烯装置区域内。

(8) 循环水场一 10/0.4kV 变电所一座

根据循环水场一的用电负荷分布情况, 设置 1 座 10/0.4kV 装置变电所, 布置在循环水场一单元区域内。

(9) 循环水场二 10/0.4kV 变电所一座

根据循环水场二的用电负荷分布情况, 设置 1 座 10/0.4kV 装置变电所, 布置在循环水场二单元区域内。

(10) 污水处理场和雨水监控池 10/0.4kV 变电所一座

根据污水处理场的用电负荷分布情况, 设置 1 座 10/0.4kV 装置变电所, 布置在污水处理场单元区域内。

(11) 罐区 10/0.4kV 变电所一座

根据罐区的用电负荷分布情况, 设置 1 座 10/0.4kV 装置变电所, 布置在罐区单元区域内。

(12) 废气焚烧和消防水泵站 10/0.4kV 变电所一座

根据罐区的用电负荷分布情况, 设置 1 座 10/0.4kV 装置变电所, 布置在废气焚烧单元区域内。

(13) 火炬系统 10/0.4kV 变电所一座

根据火炬系统的用电负荷分布情况, 设置 1 座 10/0.4kV 装置变电所, 布置在火炬单元区域内。

## 十三、资源节约措施

### 13.1 原料利用原则

- 1) 遵守和符合《中华人民共和国节约能源法》的有关指导原则、方针和规定。
- 2) 遵守和符合《中华人民共和国循环经济促进法》的有关指导原则、方针和规定。
- 3) 遵守和符合《中华人民共和国清洁生产促进法》的有关指导原则、方针和规定。
- 4) 遵守和符合《能源发展“十三五”规划》的有关指导原则、方针和规定。
- 5) 遵守和符合《乙烯工业中长期发展专项规划》的有关指导原则、方针和规定。
- 6) 遵守和符合《节能中长期专项规划》的有关指导原则、方针和规定。
- 7) 优化配置资源, 提高原料的利用率。

8)严格控制和减少不必要的损失,采取相应措施对资源进行回收利用。

9)兼顾经济效益和环境质量的和谐发展,实现经济效益最大化的同时,保护和改善环境质量。

### 13.2 资源节约措施

#### 1) 适度延伸产品链

本项目新建 150 万吨/年蒸汽裂解及上下游共 11 套化工装置,暂考虑外卖化工产品,后续待精细化工园区建设完成后,拟直接向精细化工园区建设的下游企业供应苯乙烯、环氧乙烷、丁二烯等原料,这将促进石化基地产业链向下游延伸、价值链向中高端攀升,推动石化产业在园区集聚发展,有利于提高相关企业和石化基地的竞争力。

#### 2) 形成经济规模效应

装置规模小,投资、能耗、物耗相对较高。而装置规模大型化后,则利于优化生产方案,提高资源综合利用率;其次还具有投资省、占地面积小、管理操作人员少的优势,可降低工厂单位能耗和物耗;本项目中化工装置的规模均达到了经济规模的要求,从根本上降低了原料和公用工程的消耗,提高了资源利用率。

#### 3) 项目采用物耗、能耗低的世界先进工艺技术

新建化工装置,均采用世界上先进、成熟可靠、物耗能耗低、三废排放少的工艺技术。。

## 十四、能源节约措施

### 14.1 概述

#### 14.1.1 国家对节能降耗的规定

国家节能中长期专项规划明确指出,能源是战略资源,是全面建设小康社会的重要物质基础。解决能源约束问题,一方面要开源,加大国内勘探开发力度,加快工程建设,充分利用国外资源。另一方面,必须坚持节约优先,走一条跨越式节能的道路。节能是缓解能源约束矛盾的现实选择,是解决能源环境问题的根本措施,是提高经济增长质量和效益的重要途径,是增强企业竞争力的必然要求。

炼化行业是资源和能源的生产大户,也是资源和能源的消耗大户,节能降耗,降低成本,提高效益,是我国石化业面临的一个重要问题。

本项目严格执行国家、地方和行业的有关节能法规和标准,采用先进成熟节能技术,如换热网络的夹点技术、低温热回收与利用技术、高效率加热炉技术、污水回用技术等,并合理选择节能的电气设备、换热器和机泵等,以降低项目的设计能耗,提高资源的利用率,达

到节能、降耗、减排的目的，实现清洁化生产。

#### 14.1.2 本项目遵循如下的标准和规范

- ◇ 中华人民共和国主席令[2007]77号《中华人民共和国节约能源法》；
- ◇ 中华人民共和国主席令[2002]72号《中华人民共和国清洁生产促进法》；
- ◇ 国发[2016]第74号《“十三五”节能减排综合工作方案》；
- ◇ 《石化产业调整和振兴规划》，国务院2009年5月。
- ◇ 《乙烯工业中长期发展专项规划》，发改工业2005年12月；
- ◇ 《节能中长期专项规划》，国家发展和改革委员会，发改环资[2004]2025号；
- ◇ 乙烯装置单位产品能源消耗限额，GB 30250-2013
- ◇ 综合能耗计算通则，GB/T2589-2008
- ◇ 石油化工设计能耗计算标准，GB/T50441-2007
- ◇ 石油行业能源消耗统计指标及计算方法，NB/SH/T5001.2-2013

### 14.2 工艺装置能耗指标

工艺装置单位产品（进料）综合能耗见表14-1。

表14-1 单位产品（进料）综合能耗表

序号	装置名称	规模（万吨/	单位产品能耗（kg 标油/t 产品）
1	蒸汽裂解装置	150	542.2
2	乙二醇（EG）1装置	90	194（平均选择性，tEOE）
3	乙二醇（EG）2装置	90	194（平均选择性，tEOE）
4	苯乙烯（SM）装置	72	229.6
5	高密度聚乙烯（HDPE）装置	40	138.83
6	聚丙烯（PP）装置1线	20	64.78（ICP）
7	聚丙烯（PP）装置2线	20	63.13（ICP）
8	裂解汽油加氢装置	35	39（吨原料）
9	丁二烯抽提装置	14	227.46
10	碳四加氢装置	17	37.48（吨原料）

### 14.3 节能措施和节能效果分析

#### 14.3.1 工艺装置节能措施

工艺装置是全厂的用能大户，因此也是全厂的节能重点和关键。工艺装置的节能，首先强调要采用新技术节约装置的用能，其次是通过合理的手段进行能量的回收和利用，尽可能

减少能量转化过程中的损失。

### (1) 蒸汽裂解装置

蒸汽裂解装置采用的是高温蒸汽裂解，经过压缩及深冷分离的技术。因此，能耗主要集中在裂解炉、分离过程和压缩机上，节能应立足于能量的回收及减少能量的消耗上。

本装置采用世界上先进乙烯流程，从工艺流程、设备等采取了一系列节能措施，其主要特点如下：

裂解炉的节能措施主要在以下几个方面：

#### 1) 辐射段

采用高选择性炉管为裂解炉节能的措施之一。

#### 2) 对流段

裂解炉辐射段一般只吸收燃料总放热量的 40%~50%，其余的热量则以 1100℃左右的高温烟气进入对流段，再被水平布置在对流段中换热管排吸收绝大部分的热量后排入大气。

在对流段设计中，优化对流段的管排布置，降低排烟温度，提高热效率，气体裂解炉热效率达到 94%，液体裂解炉热效率达到 94.4~95%。

#### 3) 线性急冷换热器及二级急冷

为了克服传统急冷换热器因气流返混造成裂解气在高温下停留时间长的而结焦以及在换热管表面结焦的问题，气体裂解炉和液体裂解炉都采用线性急冷换热器。

#### 4) 裂解炉引风机

采用变频调速驱动电机来控制炉膛负压。变频电机不仅启动电流低，而且正常运转时比采用挡板控制减少了功率消耗，达到节能降耗的目的。

#### 5) 衬里

裂解炉的衬里结构和耐火材料采用陶瓷纤维与隔热耐火浇注料和隔热耐火砖等优质耐火材料的设计，以提高保温隔热效果，降低散热损失，降低炉壁壁温，从而达到节省燃料消耗的效果。

#### 6) 蒸汽排污系统

裂解炉排污水充分回用，间断排污水进入循环回水系统，连续排污水进入稀释蒸汽发生器，达到节能减排目的。

#### 分离系统

1) 根据裂解原料特点，分离系统采用先进的前脱丙烷前加氢分离技术，并结合乙烯塔热



泵及膨胀/再压缩技术，最大限度地降低分离系统能量消耗。

2) 尽量提高急冷水等低位能热量的利用。根据流程特点及物料的操作温度，尽量通过工艺物料回收急冷水的热量。如采用急冷水加热原料、作为丙烯塔再沸器热源等，可节省冷却水和低压蒸气消耗。

3) 从裂解气中回收热量，产生稀释蒸汽及预热原料，产生超高压蒸汽驱动压缩机透平。裂解气压缩机采用五段，压缩比低，节省压缩机能耗，同时缓解了裂解气在压缩机内结焦的趋势。

4) 裂解气压缩机前四段采用注水冷却技术，节省了注入油的需求量，同时也可降低压缩机内部裂解气温度，可延长压缩机连续运行的周期。

5) 双塔双压前脱丙烷系统降低了塔釜再沸器的结焦，延长了清焦周期；在碳二前加氢系统不仅脱除了全部的乙炔，同时也脱除了大量的 MAPD，降低了碳三加氢系统的负荷。

6) 冷区采用 HRS、冷箱、预脱甲烷塔和脱甲烷塔合理的组合形成新的流程，使物料得到了合理分配，能量得到合理的利用，既减少了冷量消耗也减少了乙烯的损失；采用甲烷氢膨胀机为深冷系统提供高级位的冷量，膨胀机制冷效率高于节流膨胀，从而降低了冷剂的消耗。

7) 乙烯塔与乙烯制冷压缩机组合成开式热泵系统，乙烯塔在低压下操作，回流比降低。热泵系统使制冷机总功率减少。乙烯塔的热泵压缩机与乙烯制冷压缩机共用一台压缩机，减少一套压缩机组。

8) 碳二加氢反应技术具有投资少、选择性高等优点。装置开车期间不需要深冷系统分离出的氢气，也不需要从界外引氢气，开车方便。碳三一段加氢技术采用滴流床反应器具有投资少，选择性高、再生周期长等优点。

9) 选用高效节能设备，对热、冷设备，管线，采用性能好的绝缘材料隔热防护。

10) 采用必要的各种监测仪表，对各种换热设备和耗能设备进行监测。

#### 蒸汽的分级使用

结合全厂化工装置及配套公用及辅助设施部分蒸汽用户，大连恒力乙烯项目乙烯装置蒸汽系统分为以下四个等级。为了保证蒸汽到达各用户的参数满足要求，这里规定产汽设备及管网的名义参数。

#### (2) 乙二醇装置

本装置采用先进工艺技术，从工艺流程、设备等方面采取了一系列节能措施，其主要特点如下：



- 1) 用氧化反应放出的热量产生高、中压蒸汽供给装置内各用户,减少了界外蒸汽的用量;
- 2) 多效蒸发单元采用了 UOP 的高热通量管,其特点是传热系数高,可允许较低的温差,因此多效蒸发系统中,前一效塔顶汽可作为下一效塔釜再沸器热源,节省了蒸发系统直接蒸汽用量;
- 3) 多效蒸发系统中的某一效蒸发器的塔顶发生蒸汽作为工艺蒸汽管网来源,给其它用户作为加热蒸汽;
- 4) 较高压力的凝液收集至低压闪蒸罐,闪蒸出来的蒸汽可供给更低压力的用户作为加热蒸汽;
- 5) 尽量利用冷热物料之间进行热交换,如反应器进出料换热器、贫/富碳酸盐溶液换热器,贫/富循环水换热器,反应器进料预热器等,节省了蒸汽及冷却水用量;
- 6) 尽量采用空冷器,节省冷却水耗量;
- 7) 二氧化碳再生塔塔釜采用喷射系统,减少加热蒸汽用量;
- 8) 压缩机、泵、塔内件等选用高效率的设备。
- 9) 循环水回路中使用板式换热器以减少设备投资。通常,尽可能采用板式换热器替代管壳式换热器以减少设备投资。
- 10) 对换热系统网络进行了新的优化,最大限度做到利用装置内部物料之间换热,从而减少了公用工程消耗。
- 11) 循环气压缩机蒸汽透平为抽凝式,按需抽出高压蒸汽供内部管网使用,剩余变为凝液外送,与电机驱动相比节省电耗。

#### 蒸汽的分级使用

结合全厂化工装置及配套公用及辅助设施部分蒸汽用户,为充分利用能源,将装置内蒸汽管网分为 4 个清洁蒸汽管网和 2 个工艺蒸汽管网。

#### (3) 高密度聚乙烯装置

本装置采用的工艺技术充分地考虑了能量的综合利用,在能量的消耗及原料的回收等方面进行了综合的考虑,以达到节能的效果,又充分地回收了原材料,降低了物耗。装置内采取的主要节能措施有:

- 1) 装置采用稀释剂回收系统,尽量回收稀释剂己烯。
- 2) 装置尽可能的回收蒸汽冷凝液。
- 3) 装置所有的加热设备、制冷设备和管道采用保温保冷措施,以减少热量损失。
- 4) 采用节能机电产品。

5) 配备能源计量仪表。

#### (4) 苯乙烯装置

本装置采用世界上先进苯乙烯流程，从工艺流程、设备等采取了一系列节能措施，其主要特点如下：

- 1)在蒸汽过热炉的设计上采取了一系列的节能措施，使炉子的热效率高达 90%；
- 2)大型压缩机使用蒸汽透平驱动，减少蒸汽减温减压造成的有效能损失，节省了电能。
- 3)苯乙烯单元脱氢反应器出料换热器系列中的高压蒸汽发生器及蒸汽过热器中的高压蒸汽发生器盘管可以提供乙苯单元再沸器所需的大部分高压蒸汽；乙苯单元反应器中间冷却器及乙苯塔冷凝器中发生的蒸汽，可用于装置内低压（ILP）蒸汽用户。被用作脱氢反应器的稀释蒸汽、高压（HP）乙苯循环塔的再沸蒸汽以及尾气压缩机的密封蒸汽。不同等级的蒸汽合理利用减少了用量和能量的损失。
- 4)采用高效率压缩机及透平。
- 5) 选用高效节能设备，对热、冷设备，管线，采用性能好的绝缘材料隔热防护。
- 6) 采用必要的各种监测仪表，对各种换热设备和耗能设备进行监测。
- 7) 乙苯单元烷基化反应产物温度较高，通过加热循环苯、循环苯塔进料充分回收热量。
- 8) 采用高效的板壳式换热器回收吸收剂解吸过程的热量，既减少能耗又减少占地；
- 9) 过热炉采用新型节能燃烧器，提高加热炉效率；
- 10)采用新型和高效塔盘及填料，提高传质效率。
- 11)该流程的综合能耗可达到 229.6kg 标油/吨苯乙烯产品，较为先进。

#### 蒸汽的分级使用

结合全厂化工装置及配套公用及辅助设施部分蒸汽用户，本项目装置内蒸汽系统分为以下五个等级。

#### 冷凝水的回收利用

本装置的蒸汽凝结水除装置内部回用至除氧器外，其他蒸汽凝结水加压送至装置界区外凝结水处理站回收处理。

本装置蒸汽凝结水尽量回收，在送至管网之前，设凝结水污染指标监测仪表，如不合格，则排放至废水处理装置，以免污染全厂回收的其它装置冷凝水。同时排放温度需满足排水管网及废水处理装置的要求。正常工况外送蒸汽凝结水 152.6t/h。

#### (5) 聚丙烯装置

- 工艺路线上采用的节能措施

(1) 工艺流程设计中优化对原料的综合利用,充分考虑了对原料的回收,最大程度回收由反应器排料夹带的未反应单体。正常操作时,两条线的工艺尾气全部送乙烯装置回收,尽可能的降低了原料丙烯的消耗。

(2) ST 技术采用串联的两个环管反应器,在环管反应器内物料高速循环、聚合物浆液浓度高、液相丙烯单体和聚合物颗粒间传热效率高;

(3) 两条线均采用高效催化剂,活性能够达到  $3 \times 10^4 - 4 \times 10^4$  克聚丙烯/克催化剂,明显提高了产品收率,大大降低了装置的能量消耗。

(4) 本装置所选择的两个工艺技术,工艺流程相对简单,污染物排放数量少,属于较清洁的生产装置,在三废处理上消耗的能量很少。

#### ● 换热器节能措施

1) 优化换热流程,合理利用各温位热源,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。

2) 在水水热交换中,用板式换热器代替管式换热器,节省金属耗材,降低冷却水用量。

3) 采用高效机泵,提高能量转换效率,降低电耗。

#### ● 其它节能措施

1) 本装置蒸馏塔,设计时尽量考虑了热量的综合利用。

2) 本装置不需要高压、中压蒸汽等高位能,仅需要 0.45MPaG 的低压蒸汽;装置内设置了凝液回收系统,用于回收装置内各排放点排放的凝结水,回收的蒸汽凝液一部分作为挤压机切粒水箱的切粒水补充,另一部分作为蒸汽降温器的降温介质,剩余部分送至工厂凝液回收管网。

#### (6) 丁二烯抽提装置

1) 调整流程设置,尽量利用现有物料之间的焓差进行热偶合,减少不必要的能量消耗。

设置第一萃取塔出料闪蒸罐,使闪蒸出的粗丁二烯直接进入第二萃取塔,减少压缩机负荷 30% 以上,在降低压缩机投资和电耗的同时并没有增加蒸汽消耗。且为设罐设置的再沸器有投用和不投用的两种工况,当投用时可以进一步减少压缩机负荷 10% 以上,可以灵活应变生产负荷的波动,同时在装置小规模扩能时避免了压缩机成为改造的瓶颈。

取消原预闪蒸罐顶的冷凝器,使闪蒸出的粗丁二烯直接进入第二萃取塔,有效利用了该物料的热量降低第一汽提塔和第二萃取塔的负荷。

取消原第二萃取塔塔釜出料冷却器,提高丁二烯回收塔的进料温度,有效利用了二萃塔釜的热量降低丁二烯回收塔负荷。

在第二汽提塔顶增加第一冷凝器，用蒸汽凝液回收塔顶物料 100℃ 以上的热量，同时减少第二冷凝器循环水的消耗。

利用第二萃取塔塔釜出料的热量作为自身中间再沸器的热源，节约能量

2) 调整热平衡及余热回收系统，降低能耗。

经一萃中间再沸器、二精塔溶剂再沸器、脱轻塔再沸器一精和进料蒸发器等一系列换热器回收热量，热溶剂温度从 163℃ 降至 55℃，溶剂余热利用率很高；

调整蒸汽凝液平衡系统，部分凝液改用水洗塔进水泵输送，降低了大流量凝液循环泵的扬程，从而减少电耗。

充分利用蒸汽凝液的余热，脱重塔凝液再沸器采用凝液作热源，将低压凝液从 90 度降到 70 度后送出界区；回收两个汽提塔塔顶超过 100℃ 的余热加热蒸汽凝液，减少低压蒸汽用量，进一步降低能耗。

#### (7) 汽油加氢装置

本裂解汽油加氢装置的设计充分考虑能量合理利用,采用了蒸汽能源分级使用。通过采用新型高效催化剂降低反应起始温度、改进换热流程、设置反应器进出料换热、能耗高的换热器采用高效换热器，以及优化设计参数，降低分馏塔回流比等措施达到节能目标。

#### (8) 燃料气转化装置

本工程采用深度冷冻法，耐硫变换，低温甲醇脱硫脱碳，丙烯压缩制冷，催化循环甲烷化生产燃料气等工艺技术，在国内、国际上均属于成熟先进的工艺流程。

##### 1) 空分

空分工艺根据产品需求选择采用合理高效的分子筛预净化、增压透平膨胀机、当代先进的双泵内压缩流程。该工艺具有运行连续、稳定、安全、节能、操作维护方便等特点。在不同条件和不同产量要求下，该工艺能优化装置的运行状况，在设置产量的情况下本装置能自动调节致使各单元始终在最佳和最经济点运行，以达到节能的目的。

由于采用内压缩流程，该工艺可以将进入冷箱的碳氢化合物随着液氧的气化而带出冷箱，防止了碳氢化合物的在主冷内积聚；同时用液氧泵代替以往的氧气高压透平压缩机，装置运行安全可靠，能耗大大降低。

##### 2) 变换

本工程采用适合高水汽比的耐硫变换催化剂，从气化洗涤塔出来的高温水煤气不需降温，直接变换，而且热回收效率高，能耗最低。

充分利用水煤气及变换气不同温度，分别产生以下等级的蒸汽：

- 3.8MPaG、380℃中压过热蒸汽
- 1.3MPaG、195℃低压过热蒸汽
- 0.6MPaG、165℃低低压过热蒸汽

利用低温段变换气热能，加热锅炉给水及脱盐水，使其低品位能得到利用。另外利用中温换热器在催化剂升温还原时将低温氮气与高温氮气换热后再进加热器，减小设备的大小及节省电耗。

### 3) 低温甲醇洗

低温甲醇洗是煤化工领域最先进的气体净化技术，与其他净化技术相比，低温甲醇洗具有气体净化度高，再生热耗少，操作费用低等特点。除此之外，低温甲醇洗部分换热器采用了高效的绕管式换热器，能够减小换热温差，实现多流股换热，实现了能量的综合利用。

冷冻站采用蒸汽透平驱动的离心式丙烯压缩制冷工艺，以充分利用生产装置副产的中压蒸汽，节省电能。设省功器，可以有效地节省压缩机功耗。

### 4) 甲烷化

甲烷化装置主要任务是将上游净化装置送来的净化气经甲烷化反应生产合成燃料气，以满足下游用户对燃料气热值的要求。并根据不同的温度范围分级进行工艺余热回收。

充分利用合成气的热量，副产 9.8MPaG, 535℃的高压过热蒸汽。利用低温段燃料气热能，加热锅炉给水及脱盐水，使其低品位能得到利用。

### 5) 其他

- 确定优化电气技术方案；合理的采用新技术、提高自动化水平；选择节能的用电设备及材料；提高工厂管理水平。

- 采用高效节能的用电设备

各装置选用高效节能风机、高效工艺流程泵及水泵，配套电机选用节能型电动机；运行负荷变动大的运转设备，配套电机加装变频装置节约了电能；

在满足安全运行条件下，操作和控制电器选用节能产品；

采用高效节能型灯具及光源设备。

- 提高功率因数

选用功率因数高的电机；对于大型电动机，应优先选用同步电动机，以提高功率因数；对于灯具也应选用功率因数高的照明灯具，如金属卤化物灯。在变电所设置无功补偿装置。

- 降低线损

从配线路出发，尽量配置最短的路径，以减少配线的长度，从而降低线损。此外，在



相同导线截面下应选择载流量大的电缆，应优先选 YJV 型电缆。

- 建筑热工设计符合国家节约能源的方针，注意建筑朝向尽量采用南北朝向，节约建筑采暖和空调能耗。
- 选择传热热阻合适的围护结构，降低散热量；采用 250 厚蒸压加气混凝土砌块墙体，传热阻为 1.24，大于当地要求的最小传热阻。
- 屋面保温层选用容重小，导热系数低的高效保温材料，选用 60 厚聚苯板保温层。
- 在满足采光及通风要求前提下，尽量减小窗墙比，窗墙比不超过 0.4，外门采用保温门，外窗采用双层窗。
- 本工程建设需要大量的钢材和水泥等建筑材料，设计中尽量考虑就近就地采购，优先采用当地的原料，以减少运输费用。
- 提高和完善全厂的监测仪表：
- 对生产过程中需要经常核实的煤、汽、水等均设置了计量仪表。
- 选用节能型仪表，在自控设计中，对能耗比较大的流量仪表尽量采用节能型产品。
- 设备布置合理，在设备布置上尽可能利用设备之间的位差，减少泵的输送。
- 管道布置要合理，加强设备及管道的保温及保冷措施，降低能耗。

#### 14.3.2 公用工程及辅助设施部分采用的节能措施

- 确定合理的供电方式，减少配电级数，做到安全可靠、节约能源、技术先进、经济合理。
- 装置变电所的位置深入负荷中心，低压就近供电的原则，减少线路及变压器的损耗；
- 采用节能型电力变压器。变压器台数及容量的选择，除满足负荷性质、用电容量、运行方式及电动机起动/再起动要求外，还应对其运行效率进行比较，提高变压器运行效率，减少变压器损耗。
- 合理选择配电电缆截面，对于年利用时间长、传输电流大的电缆，按经济电流密度选择或校验。
- 采用高效节能电动机。合理选用电动机容量，提高其负载率。
- 设置并联无功功率补偿装置，提高各配电装置母线的功率因数，降低线路电能损耗。
- 对运行中负荷变化较大的机泵采用变频调速装置，以降低电能损耗。
- 采用绿色节能光源，在装置照明中采用光控。

## 十五、水资源节约措施

## 15.1 水资源利用分析

### 15.1.1 建设项目所在区域的水资源现状

1) 本项目所需的生产用水水源为碧流湖水库, 由市政将源水双管线引至厂区边界, 日供水量 80000 立方米, 该区域水源丰富。

2) 本项目所需的生活饮用水由大连市市政生活供水系统供给, 水质符合《生活饮用水卫生标准》GB5749-2006 要求, 供水规模 150m<sup>3</sup>/h。

### 15.1.2 水平衡测试报告书

由业主提供。

## 15.2 节水措施

1) 坚持“节流优先, 制污为本, 提高用水效率”的工业节水方针。

2) 以“清污分流, 污污分流, 分而治之”为前提, 实现污水分质分类处理。厂区污染区与非污染区严格划分。

3) 循环水系统采用先进的节能、节水、减排技术。

4) 排入污水处理场的生产污水和含盐废水, 经处理后回用到第二循环水场作为该循环水系统的补充水。

5) 尽量采用新技术、新工艺、新设备、新材料; 提高自动化技术, 提高新鲜水的运行和管理水平, 达到节水目的。

6) 积极采用一水多用、串级利用等先进技术, 提高水资源的重复利用率。

7) 装置内机泵冷却水、采样冷却水均回收利用、合理使用。

8) 尽量少用新鲜水, 多用循环水或一水多用, 提高水的重复利用率。装置内无直流冷却水方式。

9) 生产装置采取一切措施杜绝跑、冒、滴、漏, 而且不允许将循环水直接排放。

10) 尽量回收蒸汽冷凝水, 降低能耗, 减少新鲜水的消耗, 节约新鲜水。

11) 进入装置的生产给水、生活给水、循环冷却水总管均设计量仪表及阀门。

12) 选择优质管材, 避免管道漏损。

13) 为减少泄漏, 阀门尽量选用密封性能良好的阀门。

14) 机泵设备选型时, 选择效率高、密封性好的设备。

15) 一部分循环冷却水采用闭式循环系统, 用海水换热, 减少循环冷却水的蒸发损失。



## 十六、生态环境影响分析

### 16.1 项目概况及建设地区的环境状况

#### (1) 地理位置

恒力石化（大连）化工有限公司 150 万吨/年乙烯项目位于恒力石化（大连）有限公司石化产业园西侧，其位于大连市长兴岛临港工业区西端海边。

长兴岛地处东经 121°32'11"至 121°13'19"，北纬 39°29'26"至 39°39'15"。在相对位置上为辽东半岛、大连市渤海一侧海岸线的中段，属瓦房店市辖境，北濒复州湾，南临葫芦山湾与交流岛乡（包括西中岛、凤鸣岛、交流岛、骆驼岛四个岛屿）相望，东侧以狭窄水道（约 300m 宽）与大陆相连。全岛面积 252.5km<sup>2</sup>，环岛岸线 91.6km，是长江以北第一大岛。

长兴岛海上西距秦皇岛港 84 海里，天津港 170 海里，南距大连港 85 海里，北距营口港 101 海里；陆上北距沈阳 292 公里，南距大连市中心 130 公里，毗邻沈大高速公路及哈大铁路。长兴岛水深湾阔，腹地宽广，拥有渤海湾最优良的建港条件，其中可用于临港产业发展的岸线 40 公里，离岸 400 米即可达到 20 米等深线，离岸 1 公里即可达到 30 米等深线，是环渤海经济圈的最佳出海口。

本项目位于长兴岛临港工业区最西端海边。厂区北侧为海域，东侧为 PTA 工程，南侧为山区，西南侧为工业区预留地。本项目及配套工程占地约 568 公顷。

#### (2) 气候气象

长兴岛地处渤海东岸，属海洋性气候，受季风影响较大。全年平均气温为 9.9℃，最冷月平均气温-10.5℃，最热月平均气温 20.6℃。岛上夏季平均风速 6.1m/s，冬季平均风速 6.8m/s，夏季主导风向西南西，冬季主导风向北北东。最大冻土层深度 120cm。年平均降水天数 73 天，年降雨量 630.4mm。平均日照时数 2753h。年平均相对湿度 69%。年平均气压 1013.3hpa。多年平均蒸发量 1500-1700mm。

#### (3) 地形地貌

长兴岛处于辽东半岛的西南部，地形从东北向西南逐渐降低。岛上以横山和大孤山为主的两条山脉及周围的众多丘陵，构成了长兴岛低山丘陵式的海岛地形。

长兴岛属于低山丘陵区，系长白山系，千山山脉向渤海的延伸部分。海拔 200m 以上的山峰 14 座，其中以西部恒山山脉的主峰塔山最高，海拔 328.7m，东南部则以大孤山最为突出，海拔 305.8m。岛上地势为南、西部较高，中东部较低，呈波状起伏的和缓丘陵地貌。平均海拔 55m。

本项目所在地大部分处于填海地带，东南侧小部分为开山地带。

#### (4) 水文特征

##### 1) 海洋水文

长兴岛位于辽宁半岛中西部、大连市渤海一侧海岸线中段，四面环渤海，北靠复州湾，南邻葫芦山湾。

长兴岛无长期潮汐观测站。根据长兴岛马家咀观潮站 2004 年 12 月~2006 年 11 月两年的潮位观测数据，本海区潮汐性质属不规则半日潮。日不等现象比较明显。最高潮位 2.81m，最低潮位-0.78m，平均高潮位 1.75m，平均低潮位 0.71m，平均海平面 1.26m，平均潮差 1.04m，涨潮平均历时 6h20min，落潮平均历时 6h6min。本海区常浪向为 NE，频率为 16.2%。次浪向为 SW 向，频率为 12.9%。强浪向为 N~NE 向。

2008 年 8 月在长兴岛北部水域位置 20 个水位站，进行夏季大、小潮的全潮水文测验。结果表明，本海域潮流性质属于规则半日潮，潮流基本呈往复，各测站涨、落潮流基本沿海湾流动，大、小潮涨、落潮流向基本一致。高脑子至马家咀海域最大流速：实测大潮期间涨、落潮垂线平均最大流速分别为 1.58m、1.27m，流向分别为 22°、220°，测点最大涨落潮流速分别为 1.92m/s、1.56m/s，流向分别为 39°、231°。

本海区受海冰影响相对严重，根据大连海洋环境监测中心站 2004 年 12 月至 2005 年 3 月对该区域进行海冰观测，结果显示，2004 年度长兴岛海域海初冰日出现为 12 月 23 日，终冰日为 2005 年 3 月 24 日，冰期长达 92 天。该海域海冰主要为流冰，冰源地为其北部的邻近海域，且有随潮流振荡移动的趋势。本区流冰的主要流向为 SSW，占 24%，次之为 NNE，占 22.3%，再次为 SW 向，占 17%。

##### 2) 陆域水文

长兴岛流域面积为 224km<sup>2</sup>，多年平均流量为 2193 万m<sup>3</sup>。地下水为碳酸盐裂隙岩溶水，总水量为 361 万m<sup>3</sup>。长兴岛没有外水流入，降雨和径流年际变化大且本身集水面积狭小，径流短促，保水、蓄水能力不大。岛内无常源河流，只有季节性河沟，除雨季外都干涸，可利用的淡水资源十分有限。岛内有 7 座小型水库，主要提供农业灌溉用水，长兴岛地表水资源的总利用量为 104 万m<sup>3</sup>。

#### (5) 生态环境

长兴岛地区植被类型主要有 6 个群系，分属于针叶林、阔叶林、灌丛和灌草丛 3 个植被型组。6 个群系为：油松林，蒙古栎林，辽东栎林，中华乡线菊灌丛，西伯利亚山杏灌丛，荆条、酸枣、黄北草灌草丛区等。在长兴岛分布的植物种类中，没有国家一、二级保护植物。

长兴岛鸟类资源中有国家二级保护鸟类大天鹅和灰鹤，主要分布于复州河入海口湿地。

长兴岛海域广阔，海洋生物种类繁多，盛产鱼、虾、蟹、海参、海螺和各种贝类。本地区水生动物中，斑海豹为国家二级重点保护动物。

#### (6) 社会环境

长兴岛临港工业区位于辽东半岛西侧中部，渤海东岸，总面积 502 平方公里，由长兴岛、西中岛、凤鸣岛、交流岛、骆驼岛五个岛屿组成，其中长兴岛本岛面积 252.5 平方公里。开发时全区户籍人口 5.7 万人。

本项目位于大连市长兴岛临港工业区西端海边的恒力石化（大连）炼化有限公司石化产业园，规划用地由大面积的山地和部分浅滩海域构成。规划区内原有 10 余座自然村屯，有少量的村镇建设用地、果园和农园，居民已搬迁完毕，项目厂界外 6.4km 才有居民区。

长兴岛临港工业区已经由一个以养殖业为主的渔村发展为基础设施较为健全、各项功能基本齐备、产业发展势头良好的临港工业城市，目前已有国内外数十家知名企业入驻。长兴岛港口建设规划了 60 公里长的岸线码头，可供建设 200 至 300 个深水泊位。一期工程规划建设 10 个 1 万至 5 万吨级泊位，年吞能力 800 万吨。远期规划建设 30 万吨级原油码头和 30 万吨级矿石码头，并发展港口贸易、装备制造业加工。

长兴岛岛内矿产资源丰富，主要盛产质地优良的石灰石，目前已探明储量 6 亿多吨。金刚石和石英砂、海球石等矿产资源也较丰富。

长兴岛海域广阔，盛产鱼、虾、蟹、海参、海螺和各种贝类。目前人工养殖区滩涂面积 1500 多公顷，开发水产资源潜力很大。

#### (7) 环境质量现状

根据《恒力石化（大连）炼化有限公司 2000 万吨/年炼化一体化项目环境影响报告书》（2015 年 5 月），项目所在地环境质量现状如下。

##### 1) 大气环境质量现状

常规监测结果表明，长兴岛 SO<sub>2</sub> 日均浓度 2012 年、2013 年存在超标现象，超标率分别为 0.8% 和 0.3%，2014 年均达标；NO<sub>2</sub>、PM<sub>10</sub> 日均浓度 2012 年~2014 年均存在超标现象，NO<sub>2</sub> 超标率分别为 0.3%、14.9% 和 1.0%，PM<sub>10</sub> 超标率分别为 2.2%、5.0% 和 2.7%。SO<sub>2</sub>、NO<sub>2</sub>、PM<sub>10</sub> 年均浓度 2012 年均能达到《环境空气质量标准》(GB3095-1996)要求，2013 年、2014 年年均浓度均能达到《环境空气质量标准》(GB3095-2012)要求；2012 年~2014 年 SO<sub>2</sub>、NO<sub>2</sub> 年均浓度有所好转，呈现明显下降趋势。从长兴岛常规污染物 2012 年~2014 年各月平均浓度的变化来说，长兴岛的春季和冬季空气污染相对突出，夏季空气质量状况相对较好。

近几年长兴岛处于开发建设中，拆迁建设的情况较为普遍，PM10 2012 年~2014 年各月平均浓度的变化幅度不大。

本项目环境空气现状监测表明：冬夏两季各监测点常规污染物、特征污染物均能满足相应标准要求，SO<sub>2</sub>、NO<sub>2</sub>、PM10 和 PM2.5 冬季监测值较夏季略高。

## 2) 海水水质环境质量现状

海水水质现状调查与评价监测结果表明：

### ● 长兴岛港口航运区

各季监测结果均能满足水质标准要求。

### ● 何屯旅游休闲娱乐区和仙浴湾旅游休闲娱乐区

春季小潮期无机氮有 4 个站位超二类海水水质标准，超标率为 80%，其它评价因子均满足二类海水水质标准的要求；秋季小潮期 pH 值有 2 个站位超二类海水水质标准，超标率为 40%；磷酸盐有 1 个站位超二类海水水质标准，超标率为 20%；Hg 有 2 个站位超二类海水水质标准，超标率为 40%，大潮期 pH 值有 3 个站位超二类海水水质标准，其它评价因子均满足二类海水水质标准的要求。

### ● 大连斑海豹海洋保护区

现状监测值存在超标现象，超标因子为 pH 值、无机氮、磷酸盐和重金属，反映出项目所在海区富营养化程度日益升高。

## 3) 地下水环境现状

评价区填海区地下水主要为海水，因此部分测点总硬度和溶解性总固体超标，“三氮”在所有孔中均有检出且部分监测孔出现超标现象，其中总硬度最大超标 11.13 倍，溶解性总固体最大超标 122 倍，氨氮最大超标 16.65 倍，硝酸盐氮最大超标 0.613 倍，亚硝酸盐氮最大超标 59.5 倍，铁最大超标 11.2 倍，锰最大超标 9.4 倍。丘陵区及填海碎石为砂岩或页岩，局部铁、锰元素含量较高，因此出现部分监测孔铁、锰离子超标现象。

## 4) 土壤监测及评价结果

本次土壤环境质量现状调查主要采集表层土，采样方法为“梅花点法”，取样深度约为 0.5~1.5m；监测因子为 pH 值、铜、镍、锌、铅、砷、汞、镉、铬以及矿物油等 10 个项。监测结果表明，评价区各项指标均满足标准要求。

## 5) 噪声监测及评价结果

项目厂址周围声环境质量现状监测结果表明，除 5#厂界环境监测点和 14#厂内环境监测点受现有交通噪声影响昼间噪声超标外，其它各监测点均满足《声环境质量标准》(GB3096

—2008) 中的 3 类标准, 厂址周围各声敏感点声环境质量现状均满足《声环境质量标准》(GB3096—2008) 中的 2 类标准。

## 16.2 设计依据及采用的环境保护标准

- 《环境空气质量标准》(GB3095-2012) 二级标准
- 《海水水质标准》(GB3097-1997) 第一类(斑海豹保护区)
- 第二类(旅游休闲娱乐区) 第三类(港口航运区)
- 《声环境质量标准》(GB3096-2008) 3 类标准
- 《石油化学工业污染物排放标准》(GB 31571-2015)
- 《合成树脂工业污染物排放标准》(GB31572-2015)
- 《恶臭污染物排放标准》(GB14554-1993) 二级标准
- 《辽宁省污水综合排放标准》(DB21/1627-2008) 表 1 标准
- 《工业企业厂界环境噪声排放标准》(GB12348-2008) 3 类
- 《国家危险废物名录》(2016.8.1)
- 《一般工业固体废物贮存、处置场污染控制标准》(GB18599-2001)
- 《危险废物贮存污染控制标准》(GB18597-2001) 附 2013 修改单)
- 《危险废物填埋污染控制标准》(GB18598-2001) 附 2013 修改单)
- 《石油化工企业环境保护设计规范》(SH3024-1995)
- 《工业企业噪声控制设计规范》(GB/T50087-2013)
- 《固定源废气监测技术规范》(HJ/T76-2007)
- 《石油化工工程防渗技术规范》(GB/T50934-2013)
- 《石油化工企业卫生防护距离》(SH3093-1999)
- 《石油化工厂区绿化设计规范》(SH3008-2000)
- 《建设项目环境保护设计规定》(87)国环字第 002 号文件。
- 《石油化工项目可行性研究编制规定》

## 16.3 建设项目的环保状况

### (1) 废气

#### 1) 有组织废气

本项目有组织废气污染源分为燃烧废气和工艺废气。

燃烧废气类包括乙烯装置裂解炉、苯乙烯装置蒸汽过热炉和全厂废气热氧化炉等燃烧烟气, 其主要污染物为 SO<sub>2</sub>、NO<sub>x</sub>、烟尘和非甲烷总烃等。



工艺废气类包括化工装置和油气回收等设施的工艺废气，其主要污染物为粉尘和非甲烷总烃等。

## 2) 无组织废气

本项目无组织废气污染源主要为新建装置和罐区动静密封点的排放，其主要污染物为非甲烷总烃。

## (2) 废水

本工程新增的废水主要产生于新建工艺装置及辅助设施。废水的类别按水质分为工艺废水、生活污水、生产废水、循环冷却水排污、热海水及污染雨水等。

## (3) 固体废物

本工程产生的废渣（液）主要为废催化剂，废吸（脱）附剂、废干燥剂、废脱硫剂和污水处理场的“三泥”等。

## (4) 主要噪声源

拟建工程在生产过程中的噪声源主要有有机泵、蒸汽过热炉、压缩机、风机、鼓风机、引风机、火炬及各类气体放空。各类噪声源的 A 声压级约 80~95dBA，蒸汽放空和火炬可达 100~105dBA。

## 16.4 环境保护措施

本设计将以清洁生产的原则，通过选用先进的生产工艺，降低能耗，采用实用、先进的环保处理技术等途径，确保项目建成后所有污染物达标排放，将项目对环境的影响减至最小。在此前提下，优化设计方案，节省占地，努力实现环保设施的最佳投资效益。

### 16.4.1 废气排放控制

本工程的废气主要来自工艺废气、加热炉烟气、裂解炉烟气、焚烧炉烟气、无组织排放的烃类气体等。

#### (1) 工艺废气排放控制

在工艺废气回收利用的基础上，对大气污染物排放浓度或排放速率不达标的工艺尾气拟分别采用氧化、过滤、生物脱臭和焚烧等方式进行处理，使其满足《石油化学工业污染物排放标准》、《合成树脂工业污染物排放标准》或《恶臭污染物排放标准》后，再由合适高度的排气筒排入大气环境。工艺废气经过热力氧化处理后外排的装置有：乙烯装置低压放空气和废碱氧化尾气、裂解汽油加氢装置再生气分液罐尾气、丁二烯装置低压储罐尾气、乙二醇再

生塔冷凝气和含醛工艺废气、污水处理场预处理废气和装置废水收集池废气，以上装置排放的含烃有机废气均根据环保要求进行高温分解，达到环保标准后外排大气。

排大气的工艺废气包括各装置尾气过滤系统、干燥器、分离器、反应器、真空系统、料仓等的排放气，此类废气无法回收且由于压力较低或可燃物质较少等原因不能进入火炬系统，经过过滤等措施，通过足够高度的排气筒排入大气。

1) 乙烯装置低压放空气和废碱氧化尾气、裂解汽油加氢装置再生气分液罐尾气、丁二烯装置低压储罐尾气、乙二醇再生塔冷凝气和含醛工艺废气、污水处理场预处理废气和装置废水收集池废气，送全厂设置的废气热氧化炉处理达标后排放。苯乙烯装置热井废气洗涤塔废气在装置内蒸汽过热炉焚烧后排放。

2) 聚丙烯装置为满足标准要求的粉尘排放限值要求，在风送系统中增加袋滤器及相应的旋转阀、管线等；同时为使掺混料仓不超压，还增加相应的呼吸阀保护。

3) 为了保护环境，减少油气对大气的污染，本项目罐区集中设置一套油气回收装置，回收储罐产生的油气，拟采用活性炭吸附法，规模按  $2000\text{Nm}^3/\text{h}$  考虑，最终排放的气体能够满足《石油化学工业污染物排放标准》的要求。汽车装车设施设置油气回收设施一套（处理能力为  $300\text{Nm}^3/\text{h}$ ），工艺方法采用吸收+吸附工艺方法，油气回收装置排放的尾气非甲烷总烃排放量小于  $120\text{mg}/\text{m}^3$ ，处理效率  $\geq 95\%$ ，尾气排放管高度大于  $15\text{m}$ ，能够满足《石油化学工业污染物排放标准》的要求。苯乙烯装置中间罐区废气进入热井洗涤塔处理后一起在蒸汽过热炉焚烧后排放。

#### 4) 污水处理场废气

污水处理场预处理区产生的高浓度废气，送至装置区全厂热氧化炉焚烧处理。

生化单元产生的废气加盖密闭收集，经引风管道、风机送至生物除臭装置进行处理；在生物除臭装置中，废气先进行除油、温度调节、除尘及增湿后进入生物过滤器。在生物过滤器内，废气中含有的微量烃类物质、氨、硫化氢以及其他致臭物质被微生物吸收、分解，生成简单、无害、无臭物质，经处理后的臭气达到《恶臭污染物排放标准》（GB14554-1993）及《石油化学工业污染物排放标准》后高空排放。

#### (2) 燃烧废气排放控制

本工程蒸汽过热炉、裂解炉、全厂废气热氧化炉以化工装置自产低硫燃料气为主，其中蒸汽过热炉使用少量自产燃料油，不足外购少量天然气，燃料含硫量很低，废液热氧化炉以化工装置自产的废液为燃料，含硫量很低，从根本上减少二氧化硫的排放；裂解炉和全厂废气热氧化炉采用低氮燃烧器，蒸汽过热炉、废液热氧化炉采用 SCR 措施，同时设置适当高度



的烟囱,使加热炉燃烧烟气中的污染物 SO<sub>2</sub>、NO<sub>x</sub> 和烟尘等排放符合《石油化学工业污染物排放标准》的要求。

### (3) 无组织排放气体控制

装置无组织排放气体是指装置阀门、管线、泵等在运行中因跑、冒、滴、漏逸散到大气中的废气。其排放量与操作管理水平、设备状况等有很大关系,这些可通过选用先进的设备、提高材质等级和加强管理来降低其排放量。为了控制这些挥发性有机物的排放,新建装置拟实行 LDAR (泄漏检测与修复) 计划。LDAR 的基本原理是通过潜在的可能的泄漏进行周期性的检测,尽早发现泄漏的设备和管件并维修,从而减少 VOCs 的排放。

### (4) 废气热氧化炉

#### 1) 概述

大连恒力乙烯工程项目拟新建废气热氧化设施,处理各装置产生的废气。

根据项目产生的废气性质和有机污染物含量,废气处理拟建一套烟气反吹式废气蓄热式热氧化 (RTO) 装置;

废气焚烧烟气排放执行《石油化学工业污染物排放标准》(GB31571-2015) 标准,其中 NO<sub>x</sub><100mg/Nm<sup>3</sup>, 烟尘<20mg/Nm<sup>3</sup>, SO<sub>2</sub><20mg/Nm<sup>3</sup>, VOC<30 mg/Nm<sup>3</sup>。

#### 2) 设计基础

##### A. 设计需焚烧处理的废气/液

本系统采用先进的蓄热式催化氧化单元 (RCO) 处理乙烯装置放空收集系统低压放空气 68~260 Nm<sup>3</sup>/h、废碱氧化反应器废气 3160~4740 Nm<sup>3</sup>/h; 裂解汽油加氢装置再生气分液罐工艺废气 0~4000 Nm<sup>3</sup>/h、再生烟气 0~1270 Nm<sup>3</sup>/h; 丁二烯装置低压储罐工艺废气 650 Nm<sup>3</sup>/h ; EO/EG 装置再生塔冷凝气流量 2x18830~2x33590 kg/h、装置废水收集池废气 2x100~2x200 Nm<sup>3</sup>/h; 污水处理厂含烃废气 2000 Nm<sup>3</sup>/h; 废水收集池含烃废气 200~400 Nm<sup>3</sup>/h; 以下为各装置设计去焚烧的废气:

##### B. 处理规模/操作时数

废气规模: 65000~75000m<sup>3</sup>/h

设计焚烧温度: 800~900°C

蓄热氧化装置操作压力: 微正压

炉内烟气停留时间: ≥1.2s

蓄热氧化装置年操作时间: 8000h

烟囱高度: 180 米。

### C. 辅助燃料

天然气: 热值 8600Kcal/Nm<sup>3</sup>, 压力 0.3 MPaG

#### 3) 焚烧方案和工艺流程说明

为了减少焚烧炉的台数, 本项目中需焚烧处理的废气成分及有机污染物的含量, 依据热工计算的结果, 废气混合后热值较低。若采用直燃式热力炉需消耗大量的燃气, 导致运行成本较高; 分析本废气的特点较适合采用蓄热氧化的工艺处理废气。

工艺流程为: 热氧化装置工作时废气先进蓄热室预热到 730°C 左右, 然后进入热氧化室充分氧化分解, 烟气温度达到 830°C 左右, 尾气中的有机成分完全氧化分解, 产生的烟气一部分进入另一组蓄热室, 与蓄热陶瓷填料进行换热, 另一部分换热后的烟气经烟囱最终排放到大气。本热氧化装置共设五个蓄热室, 呈一字形布置, 利用电气控制系统可自动定期轮流切换五个蓄热室的工作状态。该装置系统可实现工艺尾气能够安全、稳定地氧化处理。

#### 4) 系统组成

本系统由蓄热氧化装置以及相应的辅助设备和系统组成, 主要由以下各部分组成:

蓄热氧化装置: 采用一厢五室结构, 由烟气分布室、蓄热室、热氧化室、切换阀组成。

高温烟道: 由换热器、高温烟道、低温烟道、气动切断阀、气动调节阀组成。

风机: 开工风机、反吹风机。

管道系统: 废气管道、燃料气管道、新鲜水管道、仪表风管道、燃气管道、送风管道、烟气管道等。

工艺控制系统: 现场一次仪表 (包括变送器)、PLC 控制柜。电气控制系统。

#### A. 主要设备清单

#### B. 工艺管道及附件

界区内所有工艺设备之间的连接管道。

蓄热式废气炉: 包括废气系统管路; 供风系统管路; 天然气管路; 仪表空气管路; 烟气系统管路; 反吹风系统管路; 循环水系统管路; 阀门、仪表、保温、固定等。

#### C. 设备附属设施

包括梯子、平台、防爆门、隔热墙、构架等。

#### D. 自动控制

本装置自动控制系统采用 PLC 控制系统, 根据工艺要求, 实现现场手动控制 (就地操作盘)、远程手动控制 (PLC 控制系统)、自动控制 (PLC 控制系统)、与主装置 DCS 通讯。

焚烧装置 PLC 控制系统控制级别由高到低为: 现场手动控制、远程手动控制、自动控制。

不同控制级别的设置可以确保系统运行及设备维护时的人员及设备的安全、可靠。

#### 16.4.2 废水排放控制

##### (1) 排水系统划分

本工程各装置的排水按其水质划分成生活污水系统、生产污水及污染雨水系统、生产废水系统、含盐污水系统、循环冷却水排污系统、清净雨水系统和热海水排水系统。在设计上层层把关，作到清污分流。

##### 1) 生活污水系统

本系统收集各装置内控制室、变配电室和辅助设施内生活设施排出的生活污水。生活污水经管道压力流送至乙烯工程新建污水处理场进行处理。

##### 2) 生产污水及污染雨水系统

本系统接收各装置达到排出界区要求的工艺废水和污染雨水。各装置生产污水和污染雨水由泵提升压力流送至乙烯工程新建污水处理场进行处理。

##### 3) 循环冷却水排污系统

第一循环水场和第二循环水场共排放含盐污水 500t/h，压力流送至乙烯工程新建污水处理场。

##### 4) 生产废水系统

裂解炉 SHP 连续排放废水回用，补充急冷水发生稀释蒸汽；裂解炉 SHP 间断排放废水回用于循环水场。

##### 5) 清净雨水系统

装置区围堰内后期雨水、罐区、厂前区等其它清净区域单元的雨水直接收集到全厂雨水系统，最终汇集到全厂雨水监控池，监控合格后外排，监控不合格的雨水经切换排至炼化区的事故池。

##### 6) 热海水排放系统

第一循环水场采用海水为冷源闭式冷却系统，换热后的海水一部分升温到 36°C 成为热海水，排入系统排海管道。

##### 7) 雨水监控池

为防止排放雨水在非正常工况下排出厂外造成污染，本项目设置雨水监控池及雨水集水池各 1 座，总有效容积 12000m<sup>3</sup>，雨水停留时间 15 分钟，雨水最大流量按 13000L/S 考虑。正常情况下，厂区清净雨水经管道收集，进入雨水监控池，监控合格的雨水直接排放入海，监控不合格的雨水经切换电动阀排向炼化区的事故池。

#### 8) 消防事故排水收集与处置

为确保发生事故时受污染水体不外排, 本项目依托炼化区事故水池, 容积为 100000m<sup>3</sup>, 用于收集消防及事故排水。

事故排水主要是指发生火灾事故时的物料泄漏、消防喷淋水及雨水等。为保护环境, 防止发生水污染事故, 发生火灾事故时, 装置消防及事故排水首先进入装置内初期雨水池, 池满溢流到雨水系统, 然后进入乙烯工程新建雨水监控池, 水质监测合格外排入海, 监测不合格转入炼化区事故水池。罐区消防事故排水、雨水及泄漏的物料, 暂时储存在防火堤内, 待火灾后排至厂区雨水监控池, 监控合格的雨水直接排放, 监控不合格的雨水经切换排至炼化区事故池; 当物料泄漏严重, 达不到污水场进水要求时, 工艺需对物料进行回收处理, 不能外排。

#### 9) 污水处理场

本项目工艺装置排出的污水按不同的去除效果, 划分为预处理及生化单元、深度处理单元、回用水单元及 RO 浓水处理单元, 各部分的设计规模如下:

生产污水进入污水处理场, 经均质调节、隔油、气浮、生化、澄清、过滤等工艺处理后部分达标外排排放量 567t/h。

部分处理后的达标生产污水经超滤、反渗透工艺回用于循环水补充水。余下部分与经过微砂加碳高效澄清池处理后的 RO 反渗透浓水一并混合, 经监控排放池监控后, 最终达标排放。

#### 16.4.3 地下水污染防治措施

本项目防渗工程参照《石油化工工程防渗技术规范》(GB/T50934-2013) 的标准要求来设计。

根据各装置或单元可能泄漏至地面区域污染物的性质和生产单元的构筑方式, 将厂区划分为: 重点污染防治区、一般污染防治区和非污染防治区。

**重点污染防治区:** 对地下水环境有污染的物料或污染物泄漏后, 不能及时发现和处理的区域或部位, 主要包括地下管道、地下容器(储罐)、(半)地下污水池、油品储罐的罐基础等。

**一般污染防治区:** 对地下水环境有污染的物料或污染物泄漏后, 可及时发现和处理的区域或部位, 主要包括架空设备、容器、管道、地面、明沟等。

**非污染防治区:** 一般和重点污染防治区以外的区域或部位, 主要包括控制室、绿化区、管理区、厂前区等。

污染防治区应设置防渗层。一般污染防治区防渗层的防渗性能应不低于 1.5m 厚渗透系数为  $1.0 \times 10^{-7} \text{cm/s}$  的粘土层，重点污染防治区防渗层的防渗性能应不低于 6m 厚渗透系数为  $1.0 \times 10^{-7} \text{cm/s}$  的粘土层。

#### 16.4.4 固体废物处理

拟建项目在生产过程中产生的固体废物根据其性质，按“资源化、减量化、无害化”的原则，首先考虑采用回收或综合利用，将其中绝大部分废物重新变为资源加以利用。剩余危险废物，根据其有毒有害特性和理化性质，进行焚烧处理或填埋处置。具体情况如下：

##### (1) 废催化剂及废树脂类

所有的废催化剂在卸出之前都应经充分的吹扫，以尽量除去附着在上面的烃类。然后根据其组分，采用不同的处置方法。

凡含贵金属的废催化剂，以及涉及专利必须回收的废催化剂，均送回制造厂。

不能回收的废催化剂、废保护剂和废吸附剂等危险固体废物委托有资质的单位填埋处置。

##### (2) 废液

含油废液综合利用或外委有资质危废处理中心处置。

##### (3) 污水场“三泥”

均质调节罐底泥和气浮设施排出的油泥浮渣自流进入油泥池，经油泥提升泵提升至污泥脱水罐，经重力脱水后通过污泥进料泵送入油泥离心脱水机，脱水后外运处置。

生化处理中产生的剩余活性污泥由剩余活性污泥泵送入污泥脱水罐进行重力脱水。重力脱水后的污泥经离心脱水后，送入污泥干化单元，干化后含水率达到 35% 装车外运。

深度处理单元高密度澄清池产生的剩余污泥含水率约 90-95%，经高压板框脱水后，含水率达到 40% 装车外运。

##### (3) 废放射性原件

HDPE 和 PP 装置在仪表检修过程中更换下来的废放射性元件的仪表，按照《放射性污染防治法》要求，交省内指定部门统一处理。

##### (4) 危废暂存间

本项目危险废物暂存依托炼化工程危废暂存间一座，用于对工程产生的除污水处理场油泥浮渣、剩余活性污泥和碱渣外的所有危险废物进行临时储存。危废暂存间采用上半部敞开的围护结构。固体与液体、不相容的废物应分区域贮存并设置隔断；设有堵截泄漏的裙角；地面与裙角采用坚固、防渗、防腐的材料建造，建筑材料必须与危险废物相容；设置安全照明、通风、装卸设施和观察窗口；在危废与承载危废的基础之间设置防渗层。



### (5) 废碱液

乙烯装置排放的废碱液进入废碱湿式氧化单元处理,处理后的废水排污水场进一步处理,产生的废气焚烧处理。乙烯装置废碱液中含有很高的硫化物,在进入污水处理场之前必须通过预处理将碱渣中的硫化物去除。湿式氧化法是在高温、高压条件下将废碱液中的硫化物氧化,由硫化物构成的 COD 几乎全部被去除,由有机物构成的 COD 被部分去除。

#### 16.4.5 噪声控制

本工程噪声控制设计按《工业企业噪声控制设计规范》(GB/T50087-2013)进行,采取以下控制措施。

在生产允许的条件下,尽可能选用低噪声设备。

对高噪声的设备采用隔声和消声降低噪声,对大型压缩机、风机等设备设隔声间,根据需要室内进行吸声处理。

各装置加热炉采用低噪声火嘴。

蒸汽放空口加设消声器降低放空噪声。

在平面布置中,尽可能将高噪声设备布置在远离敏感目标的位置。

采取以上措施后本工程的厂界噪声满足《工业企业厂界环境噪声排放标准》(GB12348-2008)中Ⅲ类标准要求。

#### 16.4.6 环境管理与监测

##### (1) 环境管理

##### 1) 管理机构及职责

本项目设立了专门的 HSE 管理机构,并配备有专职的管理人员,项目运行后由该机构负责项目的环保管理工作。HSE 管理机构的环保职责是:

- A、贯彻执行环保方针、政策,制定实施环保工作计划、规划。
- B、审查、监督项目的“三同时”工作,组织环保工作的实施、验收及考核。
- C、监督“三废”的达标排放及作业场所的劳动保护。
- D、指导和组织环境监测。
- E、参与事故的调查、分析及处理,编制环保考核等报告。

##### 2) 环境管理计划

根据本项目的特点拟定了以下营运期环境管理计划:

- A、制定各类环境保护规章制度、规定及技术规程。
- B、建立完善的环保档案管理制度,包括各类环保文件、环保设施、环保设施检修、运

行台帐等档案管理。

C、监督、检查环保“三同时”的执行情况。

D、制定计划开停车、非正常工况和事故状态下的污染物处理、处置和排放管理措施，配置能够满足非正常工况和事故状态下的处理、处置污染物的环保设施。

E、定期对各类污染源及环境质量进行监测，保证各类污染源达标排放，环境质量满足标准要求。

F、污水总排口、雨水监控池和海水排放口设置自动在线连续监测系统，各装置/单元提升池设置流量计。

G、制定“突发性环境污染事故处理预案”，最大限度地减少对环境造成的影响和破坏。

H、统一规划、实施全厂的环境绿化。

## (2) 环境监测站

### 1) 概述

根据《建设项目环境保护设计规定(87)国环字第 002 号》中的要求，对环境有影响的新建项目应根据建设项目的规模、性质、监测范围，设置必要的监测机构及配套的监测手段。另外《石油化工企业环境保护设计规范》(SH3024-1995)中要求石油化工企业应根据监测的任务及监测范围设置监测站。根据上述要求设置监测站，对废水、废气、固体废物和噪声进行监测。

本项目紧邻 2000 万吨/年炼化一体化项目西侧，2000 万吨/年炼化一体化项目的中心化验与环境监测站为合建,设计时建筑考虑了部分预留面积,因此 150 万吨/年乙烯工程项目的环境监测任务依托现有炼化一体化项目监测站,只需增加部分监测仪器。

### 2) 主要监测任务

恒力石化（大连）化工有限公司 150 万吨/年乙烯工程项目环境监测主要任务包括：

A、负责对新建各生产装置排出的污染物（包括污水、废气、固体废弃物）和噪声进行监测；

B、负责对污水处理场外排口、雨水监控池排放口进行监测；

C、负责对厂区环境空气质量进行监测；

D、负责对厂界噪声进行监测；

E、负责对新建污水处理场日常化验；

F、在突发性污染事故时，负责协助当地环境监测站对大气、水进行即时监测；

G、建立完备的污染物排放状况的技术档案；



### 3) 主要监测仪器和设备

A、国内没有或国内虽有但仪器性能不能满足生产要求的仪器，原则上从国外引进，国内仪器能满足生产要求的则由国内解决；

B、标准溶液等由炼油项目中心化验室提供，不自行配制；

C、外部条件依托炼油项目中心化验室，如钢瓶间、氮气和空气来源等。

### 4) 主要监测项目

本工程监测的项目包括各装置污水外排口、污水处理场排放口、雨水监控池、海水排放口水质进行监测，外排废气污染物，厂区环境空气，噪声及固体废弃物等。各监测点监测的项目有所不同。汇总后的全部监测项目如下：

#### A、废水监测项目

污水处理场出水监测：pH、悬浮物、CODCr、BOD5、NH3-N、总氮、石油类、硫化物、苯系物。

监测频次：每周一次。

各装置区、罐区排水口结合装置废水排放的实际特点设置分析项目。主要监测：pH、石油类、CODCr。

污水处理场日常化验根据污水场工艺的需要设置。主要化验项目：pH、石油类、CODCr、BOD5、SS、DO、NH3-N、石油类。

#### B、废气污染物监测项目

燃烧废气：烟气黑度、颗粒物、SO2、NOx、非甲烷总烃、CO、排气量及温度（需要时）；

监测频次：每季度一次。

工艺废气：SO2、NOx、粉尘、非甲烷总烃、环氧乙烷、苯乙烯、NH3、排气量及温度（需要时）；

监测频次：每季度一次。

厂区环境空气：SO2、NO2、非甲烷总烃、总悬浮颗粒物、PM10、PM2.5；

厂界空气：非甲烷总烃、臭气浓度、氨、苯乙烯、苯。

监测频次：每半年一次。

#### C、噪声监测项目

设备噪声、厂前管理区环境噪声

监测频次：每半年一次。

厂界噪声

监测频次：每半年一次。

D、固体废物(污水场污泥)监测项目

腐蚀性、含水量、含油量、重金属（如需要依托中心化验室）等。

E、在线监测

污水处理场出水在线监测：CODCr、NH<sub>3</sub>-N、石油类。

雨水监控池出水在线监测：pH、石油类、CODCr。

海水排放口在线监测：水温、石油类、余氯。

#### 4.7 绿化

本工程绿化率 12%。

### 16.5 环境保护投资估算

本项目环保投资根据《石油化工企业环境保护设计规范》规定的原则计算。

本项目建设投资（含增值税）约为 2630318 万元，环保投资约占工程基本建设投资比例 5~7%，环保投资较为合理。

### 16.6 预期效果

本项目设计中尽量采取先进的工艺技术，减少外排污染物，同时采取相应的控制措施。为减少废气排放对环境的影响，设计中使用清洁燃料气、低氮燃烧器、SCR 脱硝和粉尘过滤器等措施，尽最大可能减少污染物排放量；工艺废气采用过滤和热氧化等方式处理。

设计充分贯彻清污分流，污污分流，分质处理，一水多用的原则，生产污水经过处理达标后进行回用，生产废水回用。为保护项目所在区域地下水，项目采用源头控制、分区防渗等措施。

排出的各种废渣液通过回收、焚烧和填埋外委有资质单位予以妥善处理。

本项目对环境影响的定量结论，需参见本项目的环境影响评价报告。

## 十七、技术经济分析

### 17.1 概述

本项目为恒力石化（大连）乙烯区工程，测算范围为 150 万吨/年蒸汽裂解及下游装置、配套公用工程及厂外工程，装置规模如下：

项目的经济分析依据《建设项目经济评价方法与参数（第三版）》、《石油化工项目可行性研究报告编制规定》以及《中国石油化工项目可行性研究技术经济参数与数据(2017版)》

的有关规定进行，所采用的价格均为含税价格。

项目计算期拟定为 17 年，其中建设期 2 年，生产期为 15 年。项目生产期投产第 1 年生产负荷为 90%，第 2 年及以后各年生产负荷均为 100%。

## 17.2 成本费用估算

### 17.2.1 生产成本估算

#### (1) 原料及主要材料

本次测算主要原料价格采用中国石化经济技术研究院 2017 年版 50/60 美元价格体系及中石化 2015 年/2017 年市场均价共四套价格体系，燃料及公用工程采用当地供应价，以中国石化经济技术研究院 2017 年 50 美元价格体系为主汇报价格，具体物料数据和价格如下：

表 17-1 主要外购原料价格表

序号	名称	数量 (万吨/年)	价格 1:50\$ (元/吨)	价格 2:60\$ (元/吨)	价格 3: 2015 年均价 (元/吨)	价格 4: 2017 年均价 (元/吨)	备注
1	炼厂干气	108.06	1346	1895	3149	2566	50/60 美元价格按 7#燃料油价格扣除消费税
2	正丁烷	61.30	3745	4431	4274	3593	按乙烯用液化气价格折成 17%增值税价格
3	正戊烷油+正己烷油	50.51	3301	3964	3652	4035	50/60 美元价格按石脑油价格
4	己烷	0.24	3301	3964	3912	4035	50/60 美元价格按石脑油价格
5	直馏石脑油	69.76	3301	3964	3472	4412	
6	轻石脑油	50.24	3301	3964	3156	4412	
7	C9 <sup>+</sup>	8.00	3136	3766	3530	3940	石脑油价格乘以 0.95
8	丁烯-1	0.16	3430	4116	4288	4990	
9	异丁烷	4.71	3745	4431	4274	3593	按乙烯用液化气价格
10	苯	55.94	4650	5070	5167	6716	
11	水煤气	729.78	258	258	258	258	根据恒力石化（大连）炼化有限公司测算，煤制氢装置生产的水煤气单位成本加上 10%利润，定价为 258 元/吨。

12	净化气	16.19	2796	2796	2796	2796	按照净化气与天然气热值比作为价格折算系数(9204/11639.5)
	合计	1154.89					

## (2) 辅助材料

辅助材料包括催化剂和化学药剂，其费用根据各装置消耗估算指标进行测算。

## (3) 燃料动力

燃料动力根据工艺消耗指标及企业提供的价格数据计算，各项燃料动力价格为(含税价)见表 17-2。

表 17-2 主要燃料动力价格表

序号	产品名称	数量	单价
1	基本电价(最大需量)	207148KW	最大需量(33 元/KW/月)
2	电(外购)	207.148MW	0.52 元/度
3	工业水(吨/小时)	2640	2.22 元/吨
4	脱盐水(吨/小时)	-450.4	6.66 元/吨
5	蒸汽		
5.1	高压蒸汽(吨/小时)	531.4	158.73 元/吨
5.2	次中压蒸汽(吨/小时)	116.4	136.53 元/吨
6	凝液(吨/小时)	-428	6.66 元/吨

## (4) 工资及福利费

本项目定员 700 人，人均工资福利水平每人每年 20 万元。

## (5) 制造费用

固定资产折旧费

固定资产折旧采用平均年限法，残值率 3%，折旧年限 15 年。

修理费

修理费按固定资产原值(扣除建设期利息)的 3% 计取。

其他制造费用

以定员为基数，按每人每年 3 万元计取。

## 17.2.2 管理费用估算

### (1) 固定资产保险费

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。

(2) 摊销费

本项目无形资产按生产期 10 年等额摊销考虑, 其他资产按生产期 5 年等额摊销考虑。

(3) 其他管理费用

以定员为基数, 按每人每年 5 万元计取。

(4) 安全生产费

安全生产费按营业收入的 0.2% 计取。

17.2.3 财务费用估算

本项目财务费用主要为利息支出, 包括建设投资借款在生产期发生的利息支出和流动资金借款利息。建设投资借款名义年利率为 4.90%, 流动资金借款年利率 4.35%。

17.2.4 营业费用估算

按外销产品营业收入的 0.9% 计取。

本项目产品价格采用中国石化经济技术研究院 2017 年版 50/60 美元价格体系及中石化 2015 年/2017 年市场均价共四套价格体系。根据上述原则, 本项目产品价格 (含税价) 见表 17-3。

表 17-3 主要产品价格表

序号	名称	数量 (万吨/年)	价格 1:50\$ (元/吨)	价格 2:60\$ (元/吨)	价格 3:2015 年 均价 (元/吨)	价格 4:2015 年 均价 (元/吨)	备注
1	氢气(纯氢)	3.64	7951	10422	10850	11154	
2	甲烷氢外送	6.12	4194	4194	4194	4194	按照甲烷氢与天然气热值比作为价格折算系数(12424/11639.5)
3	燃料气自转化	66.71	3882	3882	3882	3882	按照燃料气与天然气热值比作为价格折算系数(11499/11639.5)
4	燃料气自干气	27.34	4545	4545	4545	4545	按照燃料气与天然气热值比作为价格折算系数(13464/11639.5)
3	一乙二醇	154.45	5320	6080	6298	7096	
4	二乙二醇	12.76	5142	5902	5817	6475	
5	三乙二醇	0.67	5620	6380	6579	6228	
6	高密度聚乙烯	40.00	8640	9260	10579	10399	
7	苯乙烯	72.00	7600	8240	8563	9990	
8	液化气	15.98	3373	4024	3744	3673	
9	甲苯	1.66	4600	5060	5188	5395	
10	聚丙烯	42.26	7510	8380	8739	8810	
11	丁二烯	13.30	6240	6850	7038	12125	
12	丙炔气	0.17	3713	3713	3713	3713	按照丙炔气与天然气热值比作为价格折算系数(11000/11639.5)
13	燃料油	0.03	3166	3166	3166	3166	按照燃料油与天然气热值比作为价格折算系数(9380/11639.5)

14	加氢汽油C <sub>6</sub> -C <sub>8</sub>	26.54	3202	3845	3808	4393	石脑油价格乘以 0.97
15	C <sub>5</sub>	6.42	3169	3805	3876	4079	石脑油价格乘以 0.96
16	裂解燃料油	4.83	3192	3741	2150	2258	
17	副产品蜡	0.40	5488	6044	5934	5529	
18	C <sub>9</sub>	4.16	3136	3766	3530	3940	石脑油价格乘以 0.95
19	脱氢尾气(51.5% <i>m</i> )	2.81	3895	5167	4765	3929	
20	汽油加氢高压尾气	0.16	7546	7546	7546	7546	按照汽油加氢高压尾气与天然气热值比作为价格折算系数(22355/11639.5)
21	汽油加氢低压尾气	0.12	4052	4052	4052	4052	按照汽油加氢低压尾气与天然气热值比作为价格折算系数(12002/11639.5)
	产品合计	502.53					

### 17.2.5 税金及税率

#### (1) 增值税

新鲜水、蒸汽和液化气的税率为 11%，其余原料、产品、辅助材料和燃料动力的税率均为 17%。

#### (2) 营业税金及附加

##### 1) 消费税

对燃料油征收消费税，税率为：燃料油：1218 元/吨

##### 2) 城市维护建设税和教育费附加

城市维护建设税以增值税和消费税之和为基数，税率为 7%。

教育费附加以增值税和消费税之和为基数，税率为 3%。

地方教育附加以增值税和消费税之和为基数，税率为 2%。

##### 3) 所得税

根据企业所得税法，本项目应按 25% 缴纳企业所得税，计税基础为应纳税所得额，从盈利年开始征收。

##### 4) 盈余公积金

按税后利润的 10% 提取法定盈余公积金，余者为未分配利润。法定盈余公积金累计额为公司注册资本的百分之五十以上时，可不再提取。

### 17.3 盈利能力分析

根据上述参数和假设，测算本项目全部投资所得税后现金流量和资本金现金流量，各项经济指标计算结果如下（经研院 50 美元价格体系）：

经济指标	所得税后
财务内部收益率	29.18%

财务净现值 (万元, i=10%)	2492586
投资回收期	4.98
资本金财务内部收益率	64.14

#### 17.4 偿债能力分析

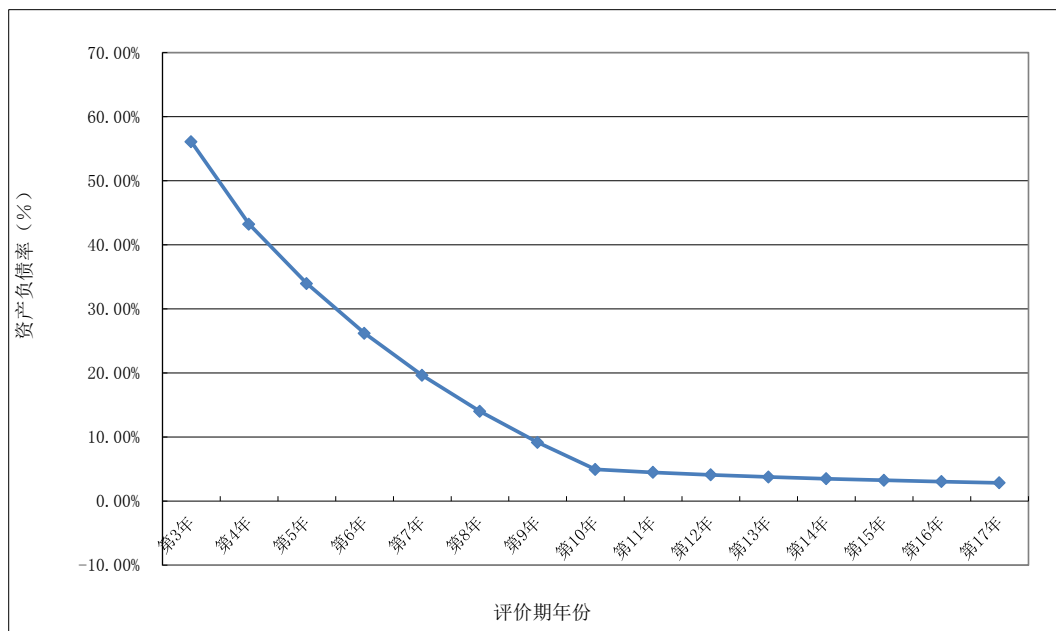
本项目长期贷款按 8 年等额还本考虑, 可用于偿还长期贷款的资金来源包括: 折旧费、摊销费和可供还款的利润。

本项目借款偿还期内, 利息备付率平均值为 21.30, 最低值为 8.47; 偿债备付率平均值为 2.93, 最低值为 2.39。

年份	偿还期内平均值	借款偿还期							
		第 4 年	第 5 年	第 6 年	第 7 年	第 8 年	第 9 年	第 10 年	第 11 年
利息备付率	21.30	8.47	10.83	12.29	14.51	17.71	22.71	31.66	52.25
偿债备付率	2.93	2.39	2.73	2.78	2.88	2.99	3.10	3.22	3.36

从上表可以看出, 在借款偿还期内各年的利息备付率均大于 1, 偿债备付率从投产第 1 年开始均大于 1, 说明项目有足够资金支付利息和偿还借款。

本项目计算期内资产负债率平均值为 15.48%, 最高值为 56.07%, 资产负债率随着长期借款的偿还而逐年下降, 偿还长期借款后的年份资产负债率均在 10% 以下。



#### 17.5 财务生存能力分析

项目计算期内各年的净现金流量及累计盈余资金均为正值, 各年均有足够的现金流量维持项目的正常运营, 可保证项目财务的可持续性。



## 17.6 结论

财务评价结果表明,本项目主要财务指标均优于行业基准值,在经济上均可行,在经研院 50 美元价格体系下,项目投资财务内部收益率(所得税后)为 29.18%,高于基准收益率 10%。

另外,在经研院 60 美元价格体系下,项目投资财务内部收益率(所得税后)为 29.88%,在中石化 2015 年市场均价下,项目投资财务内部收益率(所得税后)为 31.83%,在中石化 2017 年市场均价下,项目投资财务内部收益率(所得税后)为 36.64%,均高于基准收益率 10%。

综上所述,本项目在经济上是可行的。

表 17-4 财务指标汇总表

序号	项目名称	单位	价格 1: 经 研院 2017 年 50\$	价格 2: 经 研院 2017 年 60\$	价格 3: 中 石化 2015 年均价	价格 4: 中 石化 2017 年均价	备注
I	财务评价数据						
1	报批总投资	万元	<b>2097791</b>	<b>2102958</b>	<b>2104921</b>	<b>2110215</b>	
1.1	<b>建设投资</b>	万元	<b>1986328</b>	<b>1986328</b>	<b>1986328</b>	<b>1986328</b>	含设备材料可抵扣增值 税 228428 元
1.2	建设期利息	万元	63793	63950	64010	64171	
1.3	铺底流动资金	万元	47670	52680	54583	59717	
2	资本金	万元	629337	630888	631476	633065	
3	营业收入	万元	2805645	3083145	3203032	3530716	生产期均值
4	营业税金及附加	万元	22368	22684	24423	27570	生产期均值
5	增值税	万元	131861	134495	148986	175209	生产期均值
6	总成本费用	万元	1944161	2191932	2231003	2363771	生产期均值
7	利润总额	万元	707254	734034	798620	964166	生产期均值
8	所得税	万元	173006	179701	195848	237234	生产期均值
9	税后利润	万元	534248	554333	602772	726931	生产期均值
II	项目财务盈利能力指标						
1	<b>项目投资财务内部收益率</b>	%	<b>29.18</b>	<b>29.88</b>	<b>31.83</b>	<b>36.64</b>	所得税后
2	<b>项目投资财务净现值</b>	万元	<b>2492586</b>	<b>2611899</b>	<b>2913299</b>	<b>3684778</b>	所得税后 折现率 10%
3	投资回收期	年	4.98	4.92	4.74	4.37	所得税后 含建设期 2 年
4	项目资本金财务内部收益率	%	64.14	66.42	71.88	85.25	所得税后
5	总投资收益率	%	32.52	33.50	36.31	43.42	生产期均值
6	资本金净利润率	%	84.89	87.87	95.45	114.83	生产期均值
III	项目偿债能力指标						
1	利息备付率		21.30	21.62	23.30	27.46	借款偿还期内均值
2	偿债备付率		2.93	3.01	3.22	3.74	借款偿还期内均值
1	资产负债率	%	15.48	15.72	15.19	14.10	生产期均值
IV	企业财务评价指标						
1	已占用资本回报率 (ROCE)	%	29.07%	29.91%	32.39%	38.67%	生产期前 5 年均值
2	加权平均资金成本 (WACC)	%	12.83%	12.83%	12.88%	12.97%	寿命期均值

## 十八、社会影响分析

### 18.1 社会影响效果分析

恒力石化 150 万吨/年乙烯工程遵循可持续发展的原则，在项目的整个建设过程中，正面的累积影响包括在大连长兴岛投资的增加，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。

#### 18.1.1 项目的实施对当地经济的影响

石化产品作为原材料广泛地应用于国民经济的各个领域，它可为下游相关行业的发展提供必要的部分原料。本项目所产的乙二醇、聚乙烯、聚丙烯等化工原料或产品，不仅可以产生较好的经济效益和满足本地区及周边地区的市场需求，还可以拉动大连市中下游产业的发展，形成具有发展前景的石油化工优势产业链，对大连的经济地位具有长期的提升作用。

本项目的开工建设，必然需要港口、铁路、水电及公路设施等的配套，这些城市建设硬环境的配套和完善，必将进一步提升大连市的地位。本项目中工艺装置中采用的国产设备，可充分利用和发挥辽宁省及国内其它地区机械行业的装备潜力，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。

大连长兴岛临港工业区是辽宁沿海经济带的重要发展区域。石油化工产业是长兴岛临港工业区的四大主导产业之一。依据国务院批准的《辽宁沿海经济带发展规划》以及国家发改委等相关部门的意见，目标为将长兴岛打造成炼化一体化的世界级石化产业园区。近年来，一批重大项目先后落户大连，使全市经济社会发展进入了快车道，再加上本项目对二级制造业和服务业的发展的推动，将进一步为整个地区带来经济繁荣。

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超过 300 亿元人民币的直接投资。项目投产后，每年可以带来约 240 亿元的收入，同时还可为社会提供很多工作就业机会。

#### 18.1.2 项目的实施对当地搬迁居民生活的影响

本项目厂址 8000 米范围内无居民居住，项目建设用地为工业用地，项目的实施不会引起搬迁、安置等问题，不会造成农业田地损失，不会对居民生活造成任何影响。

#### 18.1.3 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化工产品，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, 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, 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。

#### 18.1.4 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、可能会增加社会治安问题如犯罪的几率。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。同时本项目的建设和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。

#### 18.1.5 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, 可能会引起与住房、医疗、用水、卫生、垃圾处理以及传染病控制等相关的问题几率的增加。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。

在本项目的施工和运营过程中, 对当地居民健康产生的积极的影响包括: 增加健康和教育设施, 提高医疗标准和设施等。在施工过程中, 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。

### 18.2 项目与所在地区互适性分析

#### 18.2.1 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、社区进行积极的沟通和交流, 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。让“所有利益相关者参与”是本项目的核心理念, 因此, 项目在立项阶段的环境与社会影响评价报告的编制过程中就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。

#### 18.2.2 各级组织对项目的态度及支持程度

大连市政府高度重视本项目的建设，为项目落户做好一切准备工作，从规划、用地、资金、优惠政策等方面对本项目给予大力支持。并承诺为项目的建设提供便利，积极协调解决在投资过程中遇到的问题，切实保护投资者的合法权益。政府的大力支持、有力的政策保证，将为项目建设和运营提供良好的环境条件。

### 18.2.3 本项目依托条件好，与所在地互适性较强

本项目建设厂址—辽宁省大连市长兴岛位于辽东半岛最南端，东濒黄海，西临渤海，与日本、韩国、朝鲜和俄罗斯远东地区相邻，以炼油项目所产的正丁烷等轻质油品为原料生产化工产品，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。本项目建设所需要的厂外道路、供电线路、供水管道及水场、通讯设施、环保设施、消防设施、污水排放以及其它的生活配套设施等均能充分依托长兴岛及大连市，可大大节约工程费用，降低工程造价。因此本项目与所在地互适性较好。

## 18.3 社会风险及对策分析

### 18.3.1 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”。

经国务院批准，大连长兴岛临港工业区升级为“国家级经济技术开发区”并实行现行“国家级经济技术开发区”的政策。国务院办公厅的《复函》要求有关部门要加强指导和服务，促进大连长兴岛经济技术开发区健康发展。

2014年4月中旬国家发改委对大连长兴岛石化产业基地总体发展规划正式批复，将大连长兴岛石化产业园区已纳入国家石化产业的整体布局和规划当中，长兴岛石化产业基地包括长兴岛片区和西中岛片区，将构建炼化一体化为龙头的石化产业体系。长兴岛石化产业基地的开发建设，按照炼化一体化、装置大型化、产业园区化、生产清洁化、产品高端化的思路，建成世界一流石化产业基地，打造辽宁乃至东北地区石化产业转型升级的重要平台，推动环渤海地区石化产业持续健康发展。《规划》实施将改变大连石化产品以油品加工为主的结构，向中下游高附加值产业链拓展，成为未来大连重要的经济增长点。同时，将迅速提升长兴岛石化产业园区的国际竞争力和影响力，加快推动炼化一体化等龙头石化项目以及关联产业项目的集群发展。

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”。

大连地处我国石油及石化最发达的东北地区,所在地辽宁省和大连市及周边地区石化工业基础雄厚,炼油发达,但由于石化原料的缺口较大,化工相对落后,影响和制约了当地经济的发展后劲。本工程规划将以汽油、柴油、航煤、液化石油气为辅,丙烯、MTBE、苯、对二甲苯等化工原料为主来供应市场,将对长兴岛工业区及大连地区乃至辽宁省的一批下游关联产业,为地区经济发展注入活力。

以化工原料为产品是石化园区和恒力取得双赢的基础和保证。长兴岛工业区从 2005 年起开始实施石化园区工程,石化园区的发展目标是,按照“一体化、园区化、集约化、国际化”的理念,瞄准世界先进水平,逐步建设成上、中、下游一体化发展的世界级大型石化产业基地。石化园区以原油加工为龙头,采用炼化一体化模式,按照油头化尾、自上而下发展原则规划产品链。

恒力股份具有国际贸易经验,拥有强大的国际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。恒力股份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响应属“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

大连现辖 6 个市辖区、3 个县级市、1 个县。近年来,一批重大项目先后落户大连,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。2010 全市实现地区生产总值 5158.1 亿元,增长 15.2%;完成地方财政一般预算收入 500.8 亿元,增长 25.1%;完成规模以上工业增加值 2306.1 亿元,增长 23.5%。进出口贸易总额 501.95 亿美元。大连市强大的经济实力和综合配套、服务能力可为长兴岛的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，50 美金价格体系下，项目所得税后项目投资财务内部收益率为 14.18%，高于行业基准收益率 10%，项目资本金财务内部收益率为 24.71%，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”。

长兴岛位于中国辽东半岛中西部，大连瓦房店市西侧，四面环渤海，仅一桥与陆地相连。全岛面积 252.5 平方公里，为长江以北第一大岛。全岛东西长 30 公里，南北宽 11 公里，环岛岸线 91.6 公里，所属海域 100 平方公里，滩涂 1500 公顷。具备足够的环境容量、发达的运输网络、良好的配套设施和完善的基础设施规划、畅通的产品销售渠道等。利用长兴岛临海区位优势发展大型炼化一体化项目条件得天独厚，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。

大连市地理位置优越，位于中国辽东半岛最南端，东濒黄海，西临渤海，与日本、韩国、朝鲜和俄罗斯远东地区相邻，加工进口原油具有得天独厚的海运优势。周边东北和内蒙地区以工业为龙头的经济快速增长趋势，必然带动石化产品的需求增长。而大连市长兴岛产业区完善的土地、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。

大连长兴岛临港工业区是辽宁沿海经济带的重要发展区域。石油化工产业是长兴岛临港工业区的四大主导产业之一。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 18-1。

表 18-1 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)、	

### 18.3.2 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，应及时采取措施，将风险带来的损失降低到最小限度。

### 18.3.3 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进行全面的分析评价，综合认为本项目在经济上是可行的，有一定的抗风险能力。