

项目名称：乙烯新区节能改造

主办单位：***股份有限公司

主办单位负责人：***

目录

- 第一章 总论
- 第二章 生产规模和产品方案
- 第三章 工艺装置
- 第四章 总图运输、土建
- 第五章 公用工程
- 第六章 辅助生产设施
- 第七章 能耗分析及节能措施
- 第八章 环境保护
- 第九章 职业安全卫生
- 第十章 企业组织和定员
- 第十一章 项目实施规划
- 第十二章 投资估算与资金筹措
- 第十三章 技术经济评价

第一章 总论

第一节 编制的依据和原则

一、编制依据

1、***股份有限公司烯烃厂科技处的《设计委托书》，2002年7月25日。

2、***化工工程有限公司关于乙烯装置急冷油系统改造技术方案，2002年6月。

二、编制原则

1、积极采用新工艺、新技术，降低物耗能耗，提高装置的经济效益。

2、充分利用装置现有的公用工程、辅助工程及生产管理设施，以节约投资，加快建设速度。

3、主体工程与环境保护、劳动安全与工业卫生同时设计，同时施工，同时投产。

4、设计中严格遵守国家法令、法规及有关标准、规范。

第二节 项目背景和投资意义

一、项目背景

烯烃厂乙烯新区装置能耗值高于同类生产装置，分析原因，主要是以下方面存在能耗高的状况。

1、急冷系统

急冷系统是乙烯装置中重要生产工序之一，是乙烯装置安全、稳定生产的关键部位，同时也是充分回收裂解气中低位热能的合理工段。该系统能否平稳运行，尤其是汽油分馏塔（亦称急冷油塔）的操作状况的好坏，是影响整个乙烯装置生产能力、运行周期以及决定能耗高低的重要因素之一。

***股份有限公司烯烃厂乙烯装置(新区)采用了典型的 Lummus 公司的乙烯裂解与急冷工艺流程。通过分析急冷系统实际的操作和运行情况，发现目前该系统主要存在以下四个问题：

(1) 急冷油循环量超过设计值

该装置急冷油系统为新建，完全独立于原有的急冷油系统，其设计能力为 22.5t/h 乙烯，为便于检修，汽油分馏塔（E-DA-1101）采用板式塔结构，塔釜设计温度为 195℃。汽油分馏塔在原设计时没有考虑设置中质油循环取热系统，裂解气中热量的回收完全依靠汽油分馏塔釜急冷油循环取热实现。

但在实际操作过程中，由于操作参数与设计参数偏差较大，以及汽油分馏塔釜撤热能力有限，使得在实际生产中 E-DA-1101 塔釜温度只能维持在一个较低的水平（约 183℃），以降低 E-DA-1101 的气相负荷和热负荷。同时，由于塔釜操作温度低，使得换热器传热温差变小，利用循环急冷油回收其中低位热能所发生的稀释蒸汽量也相应减少。为尽可能多地撤热，唯一可行的办法就是加大急冷油的循环量，从而导致急冷油循环泵负荷超过设计值，系统操作偏紧。

(2) 汽油回流量大

由于汽油分馏塔釜温度低，无法按设计值将裂解气带入塔内的热量全部从塔釜撤出，为保证塔顶温度达到设计值，只有通过加大汽油冷回流量的办法来降低汽油分馏塔顶裂解气温度，实际操作中，汽油回流量超过设计值的 48.6%~62.8%。但当塔进料组成和热负荷发生较大变化的时候，塔顶温度极易超过设计值，严重影响裂解汽油质量，造成裂解汽油干点偏高，急冷水乳化现象较为严重。

（3）减粘系统失效

Lummus 提供的减粘工艺采用的汽提介质为低压蒸汽，使汽提出的组分温度最高只有 190℃左右，急冷油中 240℃~350℃之间的组分没有被充分汽提出来，而是被排出的燃料油带走，这些被外排的组分正是维持汽油分馏塔较高釜温和急冷油正常粘度的有用成分。

由于急冷油粘度较高，组分重，其中又含有细小的固体焦粒，所以当汽油分馏塔釜或燃料油汽提塔局部温度超过急冷油热稳定温度时，急冷油易发生聚合结焦，容易产生诸如“飞粘”等不正常现象，使得装置操作存在不稳定现象，严重时甚至堵塞传输管线和传质换热设备，造成系统停车。

从装置的操作情况看，由于燃料油汽提塔内结焦堵塞严重，目前该系统基本处于闲置状态。

（4）能耗高，蒸汽消耗量大

由于稀释蒸汽发生量减少，为满足裂解炉区的需求，弥补稀释蒸汽产量的不足，必须从外管网补充一定数量的中压蒸汽进入稀释蒸汽系统以达到平衡。这样从能量利用角度看造成了不必要的浪费。

在其它方面能耗高也表现得较为明显，因急冷油循环量的增加，也使得急冷油循环泵的动力消耗有所增大。同时，由于汽油分馏塔釜温度低，为保证急冷水塔进塔温度，必然要加大裂解汽油回流量，进而导致裂解汽油回流泵动力消耗增大。

2、裂解炉风机系统

裂解装置新区裂解炉使用固定转速风机，通过风机挡板来调整炉膛压力。裂解炉无论是在低负荷或高负荷情况下，风机一直高转速运行，耗电量大。新区三台裂解炉正常运行时平均电流为 260A,而变频风机(改造后的 BA-101 裂解炉采用变频风机)正常运行时平均电流只有 110A 左右,大大节省了电耗。因此，本次改造拟对该三台风机进行改造，采用变频电机从而达到降耗目的。

3、裂解气压缩系统

新区裂解炉三台裂解炉正常运行时裂解气流量为 $69000\text{Nm}^3/\text{h}$ ，新区裂解气压缩机最小流量为 $50000\text{Nm}^3/\text{h}$ ，当新区裂解炉停一台裂解炉时，为了保证裂解气压缩机正常运行，就必须使裂解气在压缩系统内建立循环，从而造成物能的无谓消耗。为了保证新区裂解炉三台运行，本次改造拟对老区裂解炉 BA-101 裂解气管线进行改造，增加新老区的跨接，使裂解气既可以送老区，又可以送新区，实现新老区互串，从而降低电耗。

4、急冷油过滤系统

有由于急冷油系统中急冷油泵前过滤器过滤精度低，急冷油泵后过滤器不能正常运行，致使急冷油系统中的大量焦渣不能及时排出，

导致焦渣越积越多，造成换热器频繁堵塞，影响全线设备正常运行；同时加大维修量，耗费大量人力、物力，而且清理效果很差。因此，过滤系统需进行相应改造。

上述所述的问题目前影响***股份有限公司烯烃厂乙烯新区装置正常生产和能耗居高不下的主要原因。

今年初，中石化集团公司科技委赴***咨询组也曾提出咨询意见“建议增加减粘系统，将汽油分馏塔塔釜温度提高至 210℃，减少中压蒸汽补入”。

为了解决现有系统存在能耗高、生产不稳定的问题，烯烃厂提出对乙烯新区进行节能改造。

二、项目建设的有利条件

(1) 改造项目所需的水、电、汽、污水处理等设施可部分依托烯烃厂现有设施。

(2) 改造项目在预留地上建设，不需新征土地。

(3) 烯烃厂拥有一支技术力量雄厚的职工队伍，具有把项目快速建成投用的能力。

三、投资意义

1、能够改善裂解装置汽油分馏塔的操作状况，保证裂解装置长周期运行，稳定生产。

2、能够提高稀释蒸汽发生量，减少管网中压蒸汽补入，节省大量能源，经济效益显著。同时减少了含油污水的排放，节省了环保费用。

(3) 急能油过滤系统的改造，能够延长后续设备的运行周期和寿命，降低清焦费用，同时保证装置的长周期安全运行。

(4) 实现乙烯新老区的操作协调，操作更具灵活性，同时降低裂解气压缩系统的能耗。

第三节 项目的范围

本可行性研究报告的范围主要包括以下内容：

- (1) 急冷油减粘系统的改造
- (2) 急冷油过滤系统改造
- (3) 新区裂解炉电机改造
- (4) 新老区裂解气跨线及急冷油平衡减粘跨线
- (5) 配套公用工程的改造

第四节 研究结果

一、项目概况

1、装置规模及操作方式

设计规模：15 万吨/年乙烯装置，连续操作。

操作时间：8000 小时。

2、工艺路线选择

本次改造主要对急冷油减粘系统的工艺方案进行选择，其它系统采用成熟的方案。

乙烯裂解装置普遍采用汽油分馏塔来冷却裂解气，同时回收其中的能量。但由于塔底急冷油粘度大，裂解气中高品位能量没有得到有效利用。为了提高能量利用，各种减粘技术应运而生。典型的有 Lummus 的低压蒸汽汽提技术，S&W 公司的乙烷裂解气和高压蒸汽汽提技术。前者减粘效果不明显，后者增加了汽油分馏塔的气相负荷，蒸汽耗量大，不经济。

本次改造采用***工程公司改进的减粘技术，通过合理调节急冷油的分配、提高裂解气进塔的温度、利用闪蒸塔进行减粘等措施提高汽油分馏塔的塔底温度，并在闪蒸塔的侧线抽出萘油馏份作为提取工业萘的原料，从而提高装置的经济效益。

二、主要技术经济指标

1、改造前后副产品变化量（急冷油减粘系统）

序号	副产品名称	改造前 kg/h	改造后 kg/h	增量 kg/h
1	萘油	0	773	773
2	裂解柴油	2247	1716	-531
3	重质燃料油	10900	10786	-114

2、原料用量（急冷油减粘系统）

新增调质油来自裂解装置罐区，用量为 128kg/h。

3、公用工程耗量（急冷油减粘系统）

- (1) 循环水 275 m³/h
- (2) 最大用电负荷 98 kW
- 年耗电量 7.84×10⁵ kWh
- (3) 蒸汽
- 中压蒸汽 0.9 t/h
- 高压蒸汽 3.5 t/h
- (4) 仪表空气 10Nm³/h
- (5) 低压氮气 50 Nm³/h

4、节能

- (1) 节电 1.286x10⁶kWh
- (2) 节汽

中压蒸汽	9.6x10 ⁴ 吨/年
超高压蒸汽	1.82x10 ⁴ 吨/年

5、公用工程规格

(1) 蒸汽

低压蒸汽	0.35MPaG	180℃
中压蒸汽	1.6 MPaG	290℃
高压蒸汽	4.26MPaG	390℃

(2) 氮气

压力	0.6MPaG
温度	常温
氧	≤10ppm (vol)
H ₂ O	≤5ppm (vol)
纯度	≥99.99% (vol)
油	无
尘	无

(3) 仪表空气

压力	0.6MPaG
温度	常温
露点	-40℃(0.6MPaG 下)
油	无

(4) 工艺空气

压力	0.4MPaG
温度	常温
露点	-20℃
油	无

(5) 循环水

	上水	回水
压力	0.45MPaG	0.25MPaG
温度	32℃	42℃
污垢系数	3.44×10 ⁻⁴ m ² ·K/w	

(6) 新鲜水

压力	0.3~0.35MPaG
温度	常温

(7) 消防水

压力	0.7MPaG
温度	常温

(8) 电

电压	6kV±5%
频率	50±1.0Hz

6、三废排放量及环境治理结果

(1) 废水

含油污水	0.9 m ³ /h
------	-----------------------

(2) 废气

未增加

新增污染物依托现有的环保处理设施处理，本次改造工程实施后，三废污染物排放可达到国家新的排放标准。

7、定员 不增加

8、占地面积 0.03 公顷（在原有装置空地上）

9、工程总投资 1278 万元

其中：建设投资 1167 万元

建设期利息	24 万元
流动资金	87 万元
9、报批项目总投资（筹资额）	1216 万元
10、财务评价指标	
投资利润率	115.61%
投资利税率	139.93%
投资回收期	2.16 年（含建设期）
财务内部收益率（所得税前）	129.24%
财务内部收益率（所得税后）	88.95%
11、借款偿还期	2.0 年（含一年建设期）

三、结论

- 1、该项目的来源及公用工程条件落实。
- 2、该项目建设裂解装置的空地上，不需要新征土地。
- 3、充分依托裂解装置现有设施，具有投资少，建设快，效益好的特点。
- 4、本项目经济效益好，投资利润率高，经济可行。

综上所述，本项目工艺技术路线合理，不仅保证装置的平稳运行，节能降耗效果显著，而且有较好的经济效益，项目可行。

四、存在的主要问题和议

本项目中采用了***化工工程有限公司开发的技术，工艺生产方案还需进行调整优化，保证工艺技术方案先进合理可行。

第二章 生产规模和产品方案

第一节 生产规模

本次改造是对乙烯新区装置进行节能改造，生产规模按现有裂解装置规模。

生产规模：150000 吨/年乙烯，连续操作。

年操作时间：8000 小时

第二节 产品方案

本次改造目的是对乙烯新区装置进行节能改造，改善操作状况，稳定生产。因此，本次改造不增加产品产量，副产品品种略有变化。减粘系统可生产萘油作为制萘原料，裂解柴油和重质燃料油产量相应变化。

第三章 工艺装置

第一节 工艺技术路线选择

一、工艺技术路线选择（急冷油减粘系统）

乙烯裂解装置普遍采用汽油分馏塔来冷却裂解气，同时回收其中的能量。但由于塔底急冷油粘度大，裂解气中高品位能量没有得到有效利用。为了提高能量利用，各种减粘技术应运而生。典型的有Lummus的低压蒸汽汽提技术，S&W公司的乙烷裂解气和高压蒸汽汽提技术。

Lummus 的低压蒸汽汽提技术是采用低压蒸汽对塔底急冷油进行汽提，脱除重组份，使轻组份返回汽油分离塔，对汽油分离塔急冷油进行减粘，由于气提组份温度只有 190℃左右，急冷油中 240~350℃之间的组份没有充分汽提出来，这些组份正是维持汽油分离塔釜温和调节急冷油的粘度的有用成分，因此该工艺减粘效果不理想。

S&W 公司采用乙烷裂解气和高压蒸汽对急冷油进行汽提，脱除重组

份，塔顶轻组份返回汽油分离塔，塔底重组份作为燃料油采出，该工艺减粘效果好。但是存在汽油分馏塔气相负荷高、蒸汽耗量大的缺点。

*** 化学工程公司针对以上技术存在的问题开发出改进的减粘技术，通过合理调节循环急冷油的分配，利用闪蒸技术进行急冷油轻重组份分离。利用减压操作，可在提取大量轻组分的同时，将闪蒸塔塔釜本身的操作温度保持在较低的状态，使急冷油在闪蒸塔内不易发生聚合等使粘度增加的反应，使塔的操作工况得到改善；而且由于闪蒸塔内急冷油组分的变化，使塔内取热接近于平衡取热，由原来的完全汽液接触的显热传热过程，部分转化为潜热传热

过程，传热效果得到大幅度提高。调质油返回汽油分馏塔进行减粘，提高了汽油分馏塔釜温，降低了汽油分馏塔急冷油循环量，同时改善稀释蒸汽发生系统的传热效果，降低稀释蒸汽补充量。并在闪蒸塔的侧线抽出萘油馏份作为提取工业萘的原料，以提高装置效益。

根据以上技术比较，本次改造确定采用***化工工程公司的新减粘技术。

第二节 改造方案及工艺流程

一、改造方案

本次改造目的是为了乙烯新区装置的节能降耗以及操作状况的改善，针对装置存在问题，确定改造内容如下：

- 1、裂解装置（新区）急冷油减粘系统改造
- 2、急冷油过滤系统改造
- 3、裂解炉风机改造
- 4、裂解气压缩系统改造

二、工艺流程简述

- 1、急冷油减粘系统

从裂解炉来的高温裂解气经急冷锅炉换热后进入急冷器，在急冷器中喷入急冷油，裂解气的温度被最终冷却到 $210^{\circ}\text{C}\sim 220^{\circ}\text{C}$ 后直接进入汽油分馏塔下段。

进入汽油分馏塔下段的裂解气与从折流板上部喷入的急冷油逆流接触进行初步冷却；在汽油分馏塔上段，裂解气与急冷塔来的裂解汽油回流进一步逆流接触，最终将裂解气的温度冷却至 108°C 左右进入急冷塔，而裂解气中的燃料油成分则在塔中被完全冷凝下来。

汽油分馏塔釜的循环急冷油大部分送至稀释蒸汽发生系统用于发生稀释蒸汽，冷却后的急冷油分成两股，其中一股直接送各裂解炉急冷器和裂解气总管上的急冷器将从急冷锅炉出来的高温裂解气冷却至 $210^{\circ}\text{C}\sim 220^{\circ}\text{C}$ ，另一股急冷油经急冷油换热网络进一步降温至 163°C 左右后返回汽油分馏塔折流板上部。其余一小部分的循环急冷油（约占循环急冷油总量的 $0.86\text{mol}\%$ ）进入闪蒸循环物料线。

减压闪蒸是依靠外设的蒸汽喷射系统来实现的，蒸汽汽源为管网中压蒸汽。同时，从汽油分馏塔中部第十二块板抽出一股裂解柴油送入闪蒸塔一同进行闪蒸。闪蒸后塔顶组分经塔顶冷却冷凝器将温度由 134.03°C 降至 60°C 后进入闪蒸塔凝液罐进行汽、液分离，汽相经蒸汽喷射器后冷器冷凝后温度进一步降至 35°C ，其中不凝气拟排至汽油分馏塔顶裂解气管线进入急冷塔，冷凝下来的液体排入含油污水系统送出处理。而闪蒸塔凝液罐中的液相组分经泵加压后分为三股物流：第一股做为回流返回闪蒸塔；第二股闪蒸后的轻组分返回汽油分馏塔第九板；第三股作为萘油馏分采出，做为生产萘和甲基萘的原料。

闪蒸塔上部第二块板采出的组分作为轻燃料油外送。闪蒸塔最后一块板的液相采出经泵加压后返回汽油分馏塔下段，以调节塔釜急冷油粘度。

闪蒸塔釜重组分出料也分为两股，其中一股经换热器降温至 100℃后作为重燃料油产品外送；另一股出料经高压蒸汽加热作为循环物料返回至闪蒸塔，自汽油分馏塔釜来的少量急冷油作为补充油进入闪蒸塔循环物料管线。

做为补充，将自本次改造界区外引入一股富含芳烃的 240℃~390℃馏程的馏分油，直接进入循环急冷油返回汽油分馏塔的管线，将一定量的调质油间歇补充到汽油分馏塔釜急冷油中，以进一步降低并稳定急冷油的粘度。

2、裂解气压缩系统

从乙烯老区 BA-101 炉后裂解气管线上接出一根管线送至新区，与新区裂解炉后裂解气管线相连，实现新老区裂解气互连。

三、附图

工艺流程图见图 QK-170G-1。

第三节 消耗指标

以下是急冷油减粘系统消耗指标。

一、原料消耗

急冷油减粘改造为裂解装置的局部改造，只增加一股进料——调质油，其他物流不变。调质油消耗量为 128kg/h。

二、公用工程消耗指标见表 3-1

表 3-1 公用工程消耗指标表

序号	名称	规格	单位	消耗量		备注
				每小时	每年	
1	循环冷却水上水/回水	P: 0.45/0.25MPa T: 32/42℃	m ³	275	2.2×10 ⁶	
2	电	380V	kWh	98	7.84×10 ⁵	
3	水蒸汽	P: 1.5MPa	吨	0.9	7200	
		P: 4.0MPa	吨	3.5	2.8×10 ⁴	
4	仪表空气	P: 0.7MPa, 露点 -40℃, 无油	Nm ³	10	8×10 ⁴	
5	氮气	P: 0.6MPa	Nm ³	50	4×10 ⁵	

第四节 自动控制

一、概述

本项目为***股份公司烯烃厂裂解装置节能改造工程。本次改造根据工艺改造内容，主要增加相应的流量、液位、压力、温度仪表等。控制和检测信号引入原有裂解中控室 DCS 系统。

二、自动化水平

1、原急冷油系统的控制概况

原急冷油系统的监视、控制、操作信号全部引入原裂解装置中控室的 DCS 系统。该 DCS 系统采用的是 HONEYWELL 的 TDC3000 系统。本次急冷油系统改造，根据增加的控制信号，只需在原 DCS 系统上增加相应的控制卡件。

2、改造后急冷油系统的控制概况

该系统改造后共有流量控制回路 4 套，液位控制回路 2 套。压力控制回路 2 套，温度控制回路 2 套。信号全部引入 DCS 系统。

三、仪表选型

在满足过程检测及控制功能的前提下，仪表选用技术先进、质量可靠、便于维护且具有合理性能价格比产品，并且尽量与原有装置相一致。以满足工艺物料特性和防爆要求，并达到工艺控制、测量精度要求。

1、控制室仪表

在原 DCS 系统上增加相应的控制卡件。

2、现场仪表

(1) 温度仪表

就地温度测量采用双金属温度计，集中温度检测元件采用铠装热电阻或热电偶。

(2) 压力仪表

就地压力测量一般采用弹簧管压力表，对于腐蚀性较强的介质选用隔膜压力表或耐酸压力表，对于机械震动较强的场合，选用耐震压力表。集中检测通常选用普通压力变送器，对于粘稠、易堵及腐蚀性介质选用法兰式压力变送器。

(3) 流量仪表

对于粘稠介质的流量测量采用涡街流量计。

(4) 液位仪表

液位就地测量一般采用玻璃板液位计或磁浮子液位计。液位集中测量仪表，一般情况下，选用差压液位变送器。对于具有腐蚀性，易汽化的、粘稠的或含有悬浮物的介质选用法兰式或法兰插入式差压变

送器。

(5) 调节阀

根据流体特性、流量大小、工艺操作条件等项要求选用调节阀的类型、口径、开闭型式及附件等。

a.调节阀型式的选择

一般情况下，选用技术先进可靠的直通单座调节阀和套筒阀，特殊要求时选用角阀、低噪音阀及蝶阀。调节阀一般配带电气阀门定位器。

b.阀门开闭型式选择

根据工艺要求，当仪表空气故障或仪表控制信号中断时，应使阀门处于安全位置。

四、仪表设备清单

1、控制室仪表

(1) AI 卡 3 块; AO 卡 2 块

(2) 温度变送器 5 台

2、现场仪表

(1) 压力变送器 9 台

(2) 液位变送器 2 台

(3) 涡街流量计 6 台

(4) 热电偶 5 支

(5) 气动薄膜调节阀 10 台

(6) 压力表 15 块

(7) 双金属温度计 10 块

五、仪表能源

1、仪表电源

仪表电源来自原装置不间断供电装置（UPS）。

2、仪表气源

压力：正常 0.7MPa(G)

 最低 0.4MPa(G)

露点（操作压力下）：-40℃

含尘微粒： $\neq 3\mu$

含油量： <8PPm(W)

不含有毒及腐蚀性气体。

仪表空气用量： 10Nm³/h

第五节 设备

一、概述

本次改造共有工艺设备 28 台，全部由国内供货。其中非定型设备 16 台，机泵类设备 11 台，其它设备 1 台。设备汇总表见表 3-2。

表 3-2 设备汇总表

设备类型	设备台数			备注
	新增	改造	小计	
塔	1	1	2	
换热器	6		6	
容器	2		2	
过滤器	2	4	6	

泵	8		8	
风机		3	3	
真空喷射器	1		1	
总计	20	8	28	

二、设备选型原则

设备选型遵循以下原则：

- 1、立足国内。
- 2、选用技术先进、质量可靠、效率高的产品。

三、设备材料选用说明

本装置中主要介质为急冷油、水、水蒸汽等。根据介质特性、装置操作条件，并综合考虑经济合理性，设备主要材料依次选用 Q235-A、Q235-B、16MnR 等。

四、关键设备选型

本次改造关键设备为闪蒸塔。该塔操作温度为 230℃，真空操作、操作压力 46mmHg。根据介质和操作特性，材料选用 16MnR，塔板采用清华大学的专利产品—斜孔塔板。

五、主要设备一览表

表 3-3 主要设备一览表

序号	设备名称	主要规格	台数	备注
一	塔器类			
1	闪蒸塔	Φ600/3500/1800×12000	1	采用斜孔塔板
2	汽油分馏塔		1	更换塔板
二	换热器类			
1	EA-R1 调粘度油加热器	Φ600×3000, F=40m ²	1	
2	EA-R2 塔釜循环油加热器	Φ600×3000, F=60m ²	1	
3	EA-R3 轻燃料油冷却器	Φ400×3000, F=20m ²	1	

4	EA-R4 闪蒸塔顶冷凝器	$\Phi 800 \times 3000$, $F=90m^2$	1	
5	EA-R5 重燃料油冷却器	$\Phi 600 \times 3000$, $F=60m^2$	1	改造
6	EA-R4 喷射系统冷凝器	$\Phi 400 \times 3000$, $F=10m^2$	1	
三	容器类			
1	回流罐	$\Phi 1000 \times 2500$, $V=10m^3$	1	
2	萘油罐	$\Phi 6000 \times 4000$, $V=150m^3$		
四	泵类			
1	GA-R1A/B, 塔顶回流泵	$Q=7.5 m^3/h$, $H=28m$	2	
2	GA-R2A/B, 调粘度油泵	$Q=16 m^3/h$, $H=102m$	2	
3	GA-R3A/B, 燃料油泵	$Q=36 m^3/h$, $H=80m$	2	
4	GA-R3A/B, 柴油泵	$Q=3.15 m^3/h$, $H=50m$	2	
五	其它			
1	EA-R4 喷射系统	$\Phi 400 \times 3000$	1 套	
2	急冷油过滤器	$\Phi 1600 \times 4500$	1	
3	急冷油过滤器	$\Phi 1600 \times 3000$	1	
4	急冷油过滤器		4,	改造
5	裂解炉风机		3	改造

五、设计所遵循的主要标准规范

《压力容器安全技术监察规程》（1999年版）

《钢制压力容器》	GB150-1998
《管壳式换热器》	GB151-1999
《钢制焊接常压容器》	JB/T4735-1997
《钢制化工容器设计基础规定》	HG20580-1998
《钢制化工容器材料选用规定》	HG20581-1998
《钢制化工容器强度计算规定》	HG20582-1998
《钢制化工容器结构设计规定》	HG20583-1998
《钢制化工容器制造技术要求》	HG20584-1998
《塔器设计技术规定》	HG20652-1998

第四章 总图运输、土建

第一节 总图运输

一、概述

1、工程位置

烯烃厂改造的急冷油减粘系统布置在裂解装置新急冷区内，西邻裂解炉区，东侧为压缩区及控制室，南侧为挡土墙。

2、自然条件

(1) 气温

年平均气温	12.9℃
极端最高气温	41.2℃
极端最低气温	-22.5℃
最热月（七月）日最高平均气温	31.1℃
最冷月（一月）日最低平均气温	-8.4℃

(2) 安装在室外的钢结构的设计温度 -10.5℃

(3) 空气湿度

年平均相对湿度	66%
月平均最大相对湿度	81%
月平均最小相对湿度	56%

(4) 大气压力

年平均气压	101.09kPa
月平均最高气压	102.12kPa
月平均最低气压	99.78kPa

极端最高气压 103.97kPa

极端最低气压 98.13kPa

(5) 降雨量

年平均降雨量 628mm

日最大降雨量 117mm

小时最大降雨量 64mm

十分钟最大降雨量 23mm

年最大降雨总量 1119mm

(6) 降雨强度公式 (单位: 升/公顷·秒)

$$q = \frac{2650.79(1 + 0.78 \lg P)}{(t + 10)^{0.81}}$$

t=降雨历时 分

P=重现期 2年

(7) 径流系数

铺面区 0.9

石子区 0.8

无铺面区 0.8

(8) 降雪

最大积雪深度 270mm

设计雪荷载 0.3kPa

(9) 风

年主导风向 南西南 (SSW)

夏季主导风向 南到南西南 (S-SSW)

冬季主导风向 南西南 (SSW)

冬季主导风向 南西南 (SSW)

瞬时最大风速 (地面上 10 米处) 40m/s

10 分钟平均最大风速 (地面上 10 米处) 24.3m/s

风荷载 (地面上 10 米处) 0.4kPa

年平均风速 2.9m/s

(10) 最大冻土深度 0.55m (地面以下)

(11) 雷暴日数

年平均日数 31 天

全年最多日数 43 天

(12) 日照 (时数%)

月份	1	2	3	4	5	6	7
时数	176.3	175.1	220.1	224.9	274.6	260.1	211.7
%	57	57	59	57	63	59	48

月份	8	9	10	11	12	全年
时数	215.5	217.6	215.2	193.3	176	2560.4
%	52	59	62	63	59	58

(13) 土壤电阻率 2.5×10^2 欧姆·米

(14) 地温 (地面以下 80cm 处)

最热月平均温度 (八月) 24.5℃

(15) 厂区地震烈度

根据***公司安监处关于执行《中国地震烈度区划图 (1990)》的通知, 公司地区场区地震基本烈度为七度, 丙类建 (构) 筑物按七度设防。乙 1 类建 (构) 筑物按八度采取抗震措施; 乙 2 类建 (构) 筑

物按七度设防，但应采用抗震性能较好的结构体系；丁类建（构）筑物按六度采取抗震措施。

（16）地下水位

地面以下 30m 深度

（17）地基承载能力（自上而下）

第一层黄土状亚粘土容许承载力 $f_k=140\sim 220\text{kPa}$

第二层粘土及亚粘土容许承载力 $f_k=160\sim 250\text{kPa}$

（18）冷却塔设计气象条件

湿球温度	27.8℃
干球温度	33℃
相对湿度	70%
大气压	98.8kPa
新鲜水温	18~20℃
循环水温	32℃

二、总平面布置原则

1、总平面布置原则

（1）充分依托现有设施，力求布置紧凑、合理，节约用地。

（2）严格执行国家现行的标准、规范，符合防火、防爆、安全、卫生等要求。根据生产要求，力求工艺流程顺畅、管线短捷、检修方便。

2、总平面布置

根据装置现状，新增设施布置在新急冷区西侧的空地上，北邻裂解装置的汽油分离塔，南邻汽提塔。新增闪蒸塔布置在北侧，南侧布置主框架，西侧靠近主干道，便于检修。

三、竖向布置原则

现有场地地势平坦，竖向设计为平坡式。新增设施的地坪标高根据周围现有建、构筑物及道路标高确定，以顺应厂区竖向布置方式，保证场地雨水排除顺畅。

四、设计中采用的总图运输标准、规范

《石油化工企业设计防火规范》及 99 年局部修订条文

GB50160-92

《建筑设计防火规范》2001 年版

GBJ16-87

《化工企业总图运输设计规范》

HGJ1-85

《工业企业设计卫生标准》

TJ36-79

《总图制图标准》

GBJ103-87

《石油化工企业总平面布置设计规范》

SH3053-93

中石化（1998）建设字 202 号《化工企业建设节约用地若干规定》

其他相关专业的现行技术规定

五、附图

总平面布置图 QK-170Z-1

第二节 土建

一、概述

1、自然条件

(1) 气象资料见上节

(2) 工程地质概述

本装置所处位置的与烯烃厂裂解加氢装置位置接近。参照***工程公司勘察公司提供的原乙烯装置的地质勘察报告，装置所在地位于山前倾斜平原与丘陵交界地段，地势南高北低，岩石裸露，第四系覆盖层分布广泛，厂区下伏基岩属奥陶系中统，为良好的岩石基础。可认为本装置的地质条件良好，地基可采用天然地基。

(3) 参照原乙烯装置的地质勘察报告可知该地区勘探深度内未见地下水。

2、设计范围

本设计包括界区内所有的设备基础、钢结构、管架等构筑物，主要包括装置钢平台、设备基础。

3、设计原则

结构设计及选型原则：

(1) 结构设计应满足工艺生产、安装、操作及检修的要求，并满足国家的规范及标准，在安全、适用的条件下，尽量做到美观。

(2) 选材首先满足使用要求，并优先使用地方生产的材料和构配件，在技术安全可靠的基础上尽量采用新技术、新结构、新材料。

(3) 根据石油化工生产的特点，采取必要措施，满足防火、防爆、防震、防腐蚀等要求。

(4) 结构选型和空间处理等应满足工艺生产、安装及检修的要求，并满足结构强度、刚度、变形和抗震的要求。

4、本工程按抗震设防烈度七度近震设防。

5、本设计采用的主要国家标准规范及标准图

(1) 标准规范

《石油化工企业设计防火规范》及 1999 年局部修订条文

GB50160-92

《建筑设计防火规范》(2001 年版)

GBJ16-87

《建筑抗震设计规范》

GB50011-2001

《建筑结构荷载规范》

GB50009-2001

《混凝土结构设计规范》

GB50010-2002

《建筑地基基础设计规范》

GB50007-2002

《钢结构设计规范》

GBJ17-88

《高耸结构设计规范》

GBJ135-90

《构筑物抗震设计规范》

GB5090-93

《工业建筑防腐蚀设计规范》

GB50046-95

《石油化工企业管架设计规范》

SH3055-93

《石油化工企业落地式离心泵基础设计规范》

SH3057-94

《石油化工企业冷换设备和容器基础规范》

SH3058-94

《石油化工企业钢储罐基础设计规范》

SH3068-95

《石油化工塔型设备基础设计规范》

SH3030-1997

《石油化工装置基础设计内容规定》

SHSG-033-98

《结构专业设计技术规定》

QDST2-03-95

(2) 标准图集

本设计采用山东省标准图集、部分国家标准图集及院标准图。

6、地基及地基处理

参照***工程公司勘察公司提供的原乙烯装置的地质勘察报告，本装置所在地，厂区下伏基岩属奥陶系中统，为良好的岩石基础，无不良地质，不需作地基处理。

7、建筑、结构防火

装置区内 4.5m 以下的钢管架；设备承重钢支架；钢框架；单层框架 4.5m 以下的梁、柱；多层框架 10 米以下承重钢框架、支架裙座、管架均刷防火漆，耐火极限不低于 1.5h。

所有建筑物均按《建筑设计防火规范》设置足够的安全疏散通道并满足其它防火疏散要求。

8、建筑面积、占地面积一览表见表 4-1

表 4-1 建筑面积、占地面积一览表

序号	项目名称	建筑面积 (m ²)	占地面积 (m ²)	备注
1	生产装置 钢平台		243	

第五章 公用工程

第一节 给水、排水

一、概述

本项目为***有限公司烯烃厂裂解装置节能改造工程的给水排水设计。

二、给排水系统

本改造项目建于原装置区范围内，所有的给水排水系统均依托厂区原有的相应系统。装置区设有完善的高压消防系统及雨水排水系统，能满足设计要求，不需进行改造或扩建。

1、循环水系统

本项目所需循环水用量为 $275\text{m}^3/\text{h}$ 。循环给水温度 32°C ，给水压力为 0.45MPa ；循环回水温度 42°C ，回水压力为 0.25MPa 。就近从装置区原有的循环水管线接入。

2、含油污水排水系统

本项目新增含油污水量 $0.9\text{m}^3/\text{h}$ ，就近排入装置区原有的含油污水排水管线。

3、雨水排水系统

本次改造在原装置界区内进行，雨水排放依托老系统。

4、设计采用的主要规范及标准

《石油化工给水排水管道设计规范》 SH3034-1999

《石油化工企业设计防火规范》（1999年局部修订条文）

GB50160-92

《室外给水设计规范》

GBJ13-86

《室外排水设计规范》

GBJ14-87

第二节 供电

一、概述

本设计是以***股份有限公司烯烃厂及工艺提供的资料为基础，结合本装置的用电情况而编制的。

二、裂解装置供电及配电系统现状

裂解装置的用电设备均由 4BS 变电所供电, 现有变电所内共有四台 6/0.4/0.23KV、1600kVA 变压器。4BS 低压系统为单母线分段接线方式，正常时分段运行，故障时互为备用。装置正常运行时，变压器负荷率为 24%。

三、裂解装置改造后的用电负荷及负荷性质

裂解装置改造后的新增用电设备的电压等级为 380/220V，其用电负荷等级为 2 级。本装置改造后新增低压电动机 17 台，用电设备的设备容量为 113kW。

四、改扩建用电负荷的供电方案

4BS 变电所内现有低压开关柜备用出线回路无法满足新增用电负荷的要求，需在低压两段母线上分别增加配电屏。变压器容量能够满足装置改造后新增负荷的需要，改造后正常运行时，变压器的负荷率不超过 35%。新增低压配电屏要与原低压配电屏的颜色配套。

五、主要设备选型及敷设方式

裂解装置区内属 2 区爆炸危险环境。

生产装置区内电气设备选用隔爆型(d II BT4 级)或增安型(ed II BT4 级); 照明灯具根据所属环境选用防爆灯。事故照明选用应急灯具, 应急时间不少于 30 分钟。低压开关柜选用 GCD 型; 本装置电力、控制电缆选用 YJV-ZR, KYJV-ZR, ZR-KYJVP, 电气设备材料详见附表《电气设备材料汇总表》表 8-2-1。装置内动力配电、控制线路主要采用电缆桥架敷设, 局部采用穿保护管埋地敷设。

六、节能措施

为节约电能, 降低单位产品耗电量, 本工程选用节能型配、用电设备。

七、设计中采用的电气标准

1、中石化总公司《石油化工项目可行性研究报告编制规定》1997 版

- | | |
|--------------------------------|------------|
| 2、《10kV 及以下变电所设计规范》 | GB50053-94 |
| 3、《低压配电设计规范》 | GB50054-95 |
| 4、《爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范》 | GB50058-92 |
| 5、《工业企业照明设计标准》 | GB50034-92 |
| 6、《钢制电缆桥架工程设计规范》 | CECS31:91 |
| 7、《石油化工企业生产装置电力设计技术规定》 | SHJ38-91 |
| 8、《石油化工企业设计防火规范》及 1999 年局部修订条文 | GB50160-92 |

八、附图及附表

《电气设备材料汇总表》见表 5-1

表 5-1 电气设备材料汇总表

序号	名称、型号及技术规格	单位	数量	备注
1	低压配电柜 GCD21（改）	套	7	内装进口元器件
2	低压柜母线桥	套	2	开关柜生产厂配套
3	防爆照明配电箱 XMB-CN/WF2	个	1	
4	防爆操作柱 XMB-CN/WF2	个	17	
5	变频调速器	个	3	
6	防爆插座	个	1	
7	防爆荧光灯 BYS-80	批	1	附插座
	BYS-40	批	1	附插座
8	荧光灯 HYG336-2, 2X40W	个	8	附灯管
9	电缆	批	1	

第三节 供热、供风及供氮

本次改造所需蒸汽、仪表空气、氮气由现有装置供给，就近从管网接入。故本次改造不需增设供热、供风、供氮设施。

第六章 辅助生产设施

第一节 消防设施

一、消防设施现状

本次改造在原裂解装置界区内，充分依托现有消防设施。***公司消防支队的西消防负责烯烃厂的消防，完全能满足本次改造的要求。

二、消防设施配置

1、依托现有消防设施。

2、根据本装置的生产特点和火灾危险性的不同，配置手推式和手提式灭火器等，以扑灭初起火灾。

第二节 维修设施

本工程充分依托烯烃厂现有维修设施。

第七章 能耗分析及节能措施

一、能耗变化量分析（单位吨产品能耗）

序号	项目	单位	消耗定额 (变化量)	能耗折算值 (折 kg 标准油)	能耗 (kg 标准油)
1	电	kWh	-8.6	0.28	-2.41
2	循环水	m ³	10	0.10	1.00
3	仪表空气	Nm ³	0.54	0.03	0.02
4	氮气	Nm ³	2.67	0.15	0.40
5	中压蒸汽	t	-0.64	76	-48.64
6	高压蒸汽	t	0.19	88	16.72
7	超高压蒸汽	t	-0.12	92	-11.04
8	合计				-43.95

根据上表可以看出，改造后乙烯新区能耗值减少 43.95kg 标油/吨乙烯。

二、节能措施

本次改造主要目的是乙烯新区装置的节能改造，分析装置现有操作状况，找出造成能耗高的关键部分，优化工艺，达到节能降耗目的。采取的主要节能措施如下：

1、工艺节能

(1) 采用***化工工程公司开发的减粘技术，工艺先进，工艺过程简单，能够提高裂解气的低位热能回收，提高稀释蒸汽发生量，减少管网蒸汽补充；同时改善汽油分馏塔操作状况，降低了急冷油循环量，降低了电耗。

(2) 对裂解炉风机进行变频改造，满足裂解炉操作负荷变化要求，

降低电耗。

(3) 增加裂解气跨线，提高压缩系统的能量利用，降低蒸汽耗量。

(4) 对蒸汽凝液进行回收，最大可能减少能量损失。

2、设备选择

在选用机械类设备时遵循采用国内技术先进、质量可靠、效率高的产品的原则。

3、设备、管道保温

对高温设备和管道均采取保温措施，可以减少能量损失，节约能源。

第八章 环境保护

第一节 环境现状

本次改造项目位于***股份公司烯烃厂，烯烃厂所在地区及周围大气环境质量基本较好，大气环境质量符合 GB3095-1996《环境空气质量标准》三级标准。

第二节 污染物排放状况及治理

一、主要污染源及污染物

1、废气

未增加

2、废水

闪蒸塔真空喷射系统排水，含有少量油，排放量为 0.9m³/h。

3、噪声

噪声源主要来自油品输送泵。声压等级约为 65dB（A）左右。

二、污染物治理措施

1、真空喷射系统排水

急冷油闪蒸系统所用真空喷射系统，会不断产生含油污水，该部分污水通过原裂解装置污水排放管网送至污水处理厂，一起处理合格后排放。

2、噪声治理措施

在设备选型上尽量选用低噪音设备，采用降噪措施，噪声将符合《工业企业厂界噪声标准》的要求。

三、设计采用的环保标准

- 1、污水综合排放标准（二级） GB8978-96

- 2、工业企业设计卫生标准（车间） TJ36-79
- 3、工业企业厂界噪声标准（III类） GB12348-90
- 4、工业企业噪声控制设计规范 GBJ87-85
- 5、石油化工企业环境保护设计规范 SH3024-95
- 6、建设项目环境保护设计规定 （87）国环字第 002 号
- 7、污水处理场进水指标

第九章 职业安全 卫生

第一节 职业危害 因素及其影响

一、概述

本装置的职业安全卫生应按劳动部字（1998）402号《关于生产性建设工业项目安全卫生监察的暂行条例》及中石化《石油化工企业职业安全卫生设计规范》等文件的规定进行编制。

本次改造在***股份有限公司烯烃厂裂解装置内进行，只对装置局部改造，装置现有安全设施能够满足本次改造安全要求。

二、职业危害因素分析

- 1、在生产过程中流体温度较高，有一定危害。
- 2、萘油中含有少量苯、甲苯、乙苯等芳烃类有毒介质，长期接触后会对人体的血液、皮肤、眼睛造成伤害。
- 3、生产过程中的机泵等电气设备，可能会出现漏电、机械损伤等，部分噪音大的设备也会影响工人的身体健康。

第二节 职业安全卫生防护的措施

一、防护措施

- 1、在装置总图及设备布置中，严格遵照有关标准规范，充分考虑防火、防爆、防噪音的要求。
- 2、设计中选用先进、可靠的运转设备、机泵、阀门等产品，减少跑、冒、滴、漏。

3、按不同的工作环境选择电气设备，对供电系统设置完善的电气保护系统。按有关规定进行建筑防火、防爆、防雷、防静电设计及设备平台梯子栏杆等安全防护措施的设计。

4、增设洗眼淋浴设施。

5、设计中对噪音大的设备采取相应的消音措施。

6、装置内设置必要的消防设施，配备各种灭火器材。

7、加强生产管理，建立健全各种制度。

二、预期效果

在设计中充分考虑各种危害因素可能造成的危害，从设备选型、自动控制、总图布置和安全消防措施等方面作较全面的防范，对可能出现的事故采取可靠的处理措施，加上严格的科学管理，使操作人员严格遵循各种操作规程，熟悉各种事故处理办法，加强对设备、仪表、电器的维护和管理，人身安全是非常有保证的。

三、标准规范

《石油化工企业设计防火规范》及 1999 年局部修订条文

GB50160-92

《建筑设计防火规范》（2001 年版）

GBJ16-87

《工业企业设计卫生标准》

TJ36-79

《石油化工企业职业安全卫生设计规范》

SH3047-93

《工业企业噪声控制设计规范》

GBJ87-85

《环境空气质量标准》

GB3095-1996

《火灾自动报警系统设计规范》

GBJ116-88

第十章 企业组织 和定员

本项目纳入裂解车间管理，不再新增管理机构和定员。

第十一章 项目实 施规划

本项目建设总周期为 9 个月，可规划为以下几个阶段。

1、设计和前期准备阶段

主要内容：初步设计编制及审批、施工图设计

2、设备定货、材料采购

3、土建工程施工

4、安装工厂阶段

5、单机及联动试车

6、投料试车

项目实施计划见表 11-1。

表 11-1 项目实施计划表

☐ 月份 阶段	1	2	3	4	5	6	7	8	9
☐初步设计	——								
☐施工图设计		——							
			——						
					——				

■安装工程									
■单机试车									
■投料试车									

第十二章 投资 估算与资金筹措

第一节 投资估算

一、概述

1、本项目为***石油化工股份公司烯烃厂乙烯新区节能改造。设计范围包括：裂解装置急冷油减粘系统，急冷油过滤系统，裂解炉风机电机、裂解气跨线及其配套公用工程改造。

2、该装置投资估算是依据***工程公司设计的***石油化工股份公司烯烃厂乙烯新区节能改造工程设计文件和资料编制的。筹资额1217万元，投资构成如下：

建设投资 1167 万元；

 固定资产费用 930 万元；

 无形资产费用 110 万元；

 递延资产费用 41 万元；

 预备费 86 万元，

建设期贷款利息 24 万元；

铺底流动资金 26 万元

二、编制依据

1、***工程公司设计的***石油化工股份公司烯烃厂乙烯新区节能改造工程设计文件和资料。

2、中石化[1997]咨字 348 号文《中国石油化工总公司石油化工项目可行性研究报告编制规定》（1997 年版）。

3、中国石油化工集团公司项目可行性研究技术经济《参数与数据》(2002年版)。

4、中石化[2000]建字 476 号《石油化工工程建设费用定额》。

5、安装工程：参考中国石油化工总公司《石油化工安装工程概算指标》(2000年版)及同类工程估列。

6、建筑工程参考山东省同类建筑工程单位造价估列。

7、可行性及预可研费用依据国家计委《建设项目前期工作咨询收费暂行规定》[1999]。

8、设计费执行国家发展计划委员会、建设部《工程勘察设计收费标准》[2002]修订本。

9、不可预见费：按 8%计取，。根据中石化[1999]建字 29 号文本项目不计列价差预备费。

三、需要说明的问题

职业安全卫生投资约占总投资 1.21%，环境保护投资约占总投资 1.1%。

四、投资估算见下表

第二节 资金筹措

本项目总投资为 1278 万元。项目筹资额为 1217 万元，其中建设投资 1167 万元，建设期利息 24 万元，铺底流动资金 26.1 万元。

本项目所需资本金 365.29 万元，其中自有流动资金 26.17 万元，建设期利息 24 万元（由企业自有资金支付）。

建设投资贷款金额为 852.16 万元，贷款利率 5.7%（有效年利率），所有贷款均申请银行贷款。

第十三章 技术经济评价

第一节 编制依据

本技术经济评价是依据以下文件编制的：

- 1、国家计委《建设项目经济评价方法与参数》(第二版)
- 2、国家现行法规、财税制度。

第二节 基本数据

1、生产规模及产品方案

(1) 生产规模及产品方案

产品名称	产量(万吨)	单价(元/吨)
萘油	0.6984	2000(元/吨)
裂解柴油	-0.42	1800(元/吨)
重质燃料油	-0.0912	1300(元/吨)
电	128.6	0.5(元/度)
蒸汽	11.42	80(元/吨)

2、建设投资

建设投资 1167 万元，建设期利息 24 万元。

3、流动资金

流动资金 87 万元，按详细估算法计算，详见流动资金估算表。

4、用款计划

建设投资比例为 100%。

流动资金按生产负荷比例投入。

5、计算期及各年生产负荷

计算期按 16 年计，其中建设期 1 年，生产期 15 年，该装置在生产期各年均按满负荷计算。

6、财务基准收益率

财务基准收益率按 14% 计取。

7、资本金计取比例

该项目资本金为 365 万元，占筹资额的 30%。

第三节 增量生产成本估算

一、可变成本估算

水、电、汽等公用工程价格

蒸汽	3.5 吨/小时	80 元/吨
仪表空气	10 标立方米/小时	0.3 元/标立方米
循环水	205 吨/小时	0.29 元/吨
低压氮气	50 标立方米/小时	0.47 元/标立方米
调质油	0.128 吨/小时	1800 元/吨

公用工程价格采用公司内部结算价

二、固定成本计取

1、定员及工资

项目不新增定员。

2、折旧费

按直线折旧法计算。折旧年限按 15 年计，每年提折旧 57 万元，残值率为 4%。

3、无形资产与递延资产

无形资产按 10 年摊销，递延资产按 5 年摊销，不留残值。

4、修理费按固定资产原值的 5% 计取。

5、其它销售费按销售收入的 1.0%。

第四节 财务评价计算

税金计算

1、增值税

按 17% 计取增值税。

2、城建税及教育费附加

城建税及教育费附加以增值税额为计取基数，税率分别为 5%、3%。

3、所得税计算

(1) 公积金、公益金按税后利润的 10% 计取。

(2) 所得税按应纳所得税额 33% 计取。

第五节 财务盈利分析

本项目主要技术经济指标参见表 1《主要经济评价指标汇总表(平均值)》。

一、静态效益指标

1、投资利润率 115.61%

2、投资利税率 139.93%

3、资本金利润率	404.55%
4、投资回收期	2.16(年)
5、人民币贷款偿还期	2.0(年)

二、动态效益分析

1、所得税后净现值($i=14\%$)4703 万元；所得税前净现值($i=14\%$)7316 万元。

2、所得税后内部收益率 88.95%;所得税前内部收益率 129.24%。

第七节 财务评价结论

从本建设项目的各项技术经济指标、敏感性分析指标可见，所得税前内部收益率为 129.24%，远高于银行贷款利率和行业基准收益率；借款偿还期为 2.0(含 1 年建设期)，还贷能力强，综上所述，该项目合理可行。