

化工延迟焦化工程建设项目 可行性研究报告

目 录

第一章	总论	1
1.1	编制依据	1
1.2	编制原则	1
1.3	项目背景	1
1.4	项目研究范围	1
1.5	研究结果	2
1.6	评价结论	4
第二章	市场预测与建设规模	4
2.1	产品与市场需求	4
2.2	建厂规模	5
第三章	工厂组成	5
3.1	厂内分生产区和办公区	5
3.2	单元划分	6
第四章	主要装置	7
4.1	原料及产品	8
4.2	装置规模	8
4.3	装置组成	8
4.4	装置位置及占地	8
4.5	节能措施	8
4.6	主要设备	9

4.7	设计定员	9
4.8	装置的主要生产工艺及特点	9
4.9	原料及主要产品性质	10
4.10	物料平衡	14
4.11	工艺流程说明	15
4.12	主要设备选择	22
4.13	设备防腐措施	29
4.14	自动控制	29
第五章	建厂条件和厂址选择	32
5.1	建厂条件	32
5.2	厂区选择	32
第六章	总图运输、储运、土建	33
6.1	总图运输	33
6.2	工艺管线架空铺设	33
6.3	工厂运输	33
6.4	油品储存	33
第七章	公用工程	35
7.1	供水	35
7.2	供电	35
7.3	供汽	35
7.4	供风	35
7.5	采暖通风	36

第八章	辅助生产设施	36
8.1	工厂服务系统	36
8.2	检修设施和人员	36
8.3	中心化验室和环保检测站	36
8.4	仓库和堆场	36
第九章	企业组织及定员	37
9.1	工厂管理机构	37
9.2	工厂定员	37
第十章	环境保护	38
10.1	编制依据	38
10.2	项目概况	39
10.3	建设地区的环境状况	39
10.4	环境污染及治理措施	39
10.5	环保检测	40
10.6	环保投资估算原则	40
第十一章	职业安全卫生	41
11.1	工程概况	41
11.2	编制依据	41
11.3	编制所依据的规范、规程和标准	42
11.4	厂区平面功能分区	42
11.5	工厂各生产部门的卫生特征	43
11.6	生产过程危害因素分析	43

11.7 职业安全卫生	44
第十二章 消防	47
12.1 编制依据	47
12.2 设计所依据的规范、标准	47
12.3 设计原则	47
12.4 火灾危险分类	48
12.5 工厂火灾特点	48
第十三章 项目施施规划	49
第十四章 投资估算及资金筹措	50
14.1 投资估算	50
14.2 资金筹措	52
第十五章 生产成本估算	52
15.1 成本估算的依据	52
15.2 要说明的问题	52
第十六章 财务评价	54
16.1 财务评价的依据和主要参数	54
16.2 销售收入	55
16.3 财务现金流量计算	57
可研报告附件	55

第一章 总 论

1.1 编制依据

- 1.1.1 依据国家能源政策, 市场需求.
- 1.1.2 依据国家和行业技术标准及行业标准.
- 1.1.3 根据**规划设计文件及业主提供的现状资料、气象条件等外部条件。
- 1.1.4 依据国家有关产业政策和地方工业配置。

1.2 编制原则

- 1.2.1 在编制过程中充分发挥资源特性, 生产市场需要的石油产品。
- 1.2.2 在满足装置工艺、安全卫生及环保要求的前提下, 选用成熟、可靠、先进、优良工艺技术及设备, 提高装置的技术水平。
- 1.2.3 严格执行《环境保护法》, 采用环境友好的工艺技术方案, 有效地处理“三废”, 达到有关法规的排放要求。
- 1.2.4 坚持国家职业安全卫生的管理规定.
- 1.2.5 采用国内外成熟、先进、可靠的工艺技术及设备, 保证装置“安、稳、长、满、优”运行。提高重油的加工深度。

1.3 项目背景

本项目是一项异地改造工程。搬迁工程包括有：润滑油装置、6万吨/年异构化装置（2套）、相应的储运工程和配套的公用工程。新建工程为55万吨/年延迟焦化装置、储运工程、和配套的公用工程，形成固定资产2300万元。编制的新建公用工程已考虑了搬迁工程的需用量。

1.4 项目研究范围

本项目是以焦化装置为中心的新建工程，实现具有供水、供电、供汽、供风等完善的公用工程，实现具有现代化的环境工程——污水处

理装置。编制包括了原料和产品的储运工程等。

1.5 研究结果

1.5.1 项目必要性

随着国民经济的发展，尤其是公路建设的发展促进了交通运输的大发展，燃料市场的紧张局势长期得不到解决，加之我国长期未能解决农用燃料的标准和生产问题，江河海洋及农业机械动力专用燃料油长期得不到解决，用高标准的车用燃料代用，不仅价格高，同时又加大了燃料供应的紧张局势。所以生产和调和小型船舶和农用专用燃料是非常必要的。

1.5.2 建厂条件

(1) 投资者是一家石油加工大型企业，有多年的重质油加工经验。设计资料齐全，施工经验丰富。

(2) **所提供的建厂条件：

①新征 200 亩土地。该宗土地位于**黄海盐场以北，204 国道以南（四角坐标待测绘后确定）。以（无偿）出让方式提供 200 亩土地（使用权）给广源发，使用期 50 年。考虑到将来的发展需要在该土地的外围预留 300 亩土地做发展用地。

②**按期完成“三通一平”。负责完成配套的水、电等公用工程建设以达征地红线（至街区内一米）。

(4) 设备制造在国内可以全部解决。

1.5.3 生产条件

(1) 原料来自青岛，以公路运输为主。

(2) 公用工程 供电、供水由**提供。厂内用风、用蒸汽由工厂自行解决，生产和生活排放的污水，由工厂设计配套的污水处理场处理后，排放到城市污水处理场，经再次处理合格后再排放（或由工厂处理合格直排）。

1.5.4 综合结果

本项目是利用炼油厂生产的减压渣油（原料来源广，供应可靠），经延迟焦化，生产有实用价值的石油焦和燃料油。本项目具有一定的社会效益和企业效益，也会带动其他工业的发展和进步。尤其是发电事业。从原料供应和产品的质量及市场都是可行的，工艺流程的选择、设备选型、“三废”的排放和处理都能达到国家标准。项目可行性好。

1.5.5 主要经济指标

表 1-1 主要经济指标

序号	项 目 名 称	单 位	数 额 (人 民 币)	备 注
1	基础数据			
1.1	总投资	万元	16711	
1.2	流动资金	万元	5417	
1.3	建设期利息	万元	702	
2	销售收入	万元	136585	
3	总成本	万元	101480	
4	销售成本	万元	99484	
	其中:折旧	万元	1671	
5	销售利润	万元	4728	
6	利润总额	万元	3432	
7	销售税金	万元	27616	产品税和消费 税
8	其他税总合	万元	2761	城建教育等
9	企业所得税	万元	1296	
10	投资利润率	%	20.54	

11	投资利税率	%	210.1	
12	投资回收期	年	4.875	包括 1 年建设 期

1.6 评价结论

- (1) 本项目有很好的经济效益和社会效益,有一定的投资价值。
- (2) 本项目不会造成环境污染,只要在设计中注意有关环境保护规范的使用,生产过程的排放都能达到环保的要求,正常生产不会造成污染。
- (3) 希望能抓紧项目的前期工作,认真执行工程项目的建设程序。

第二章 市场预测与建设规模

2.1 产品与市场需求

2.1.1 产品 本项目的主要产品是石油焦和燃料油。

2.1.2 市场

(1) 石油焦的使用及市场

石油焦主要用作燃料,用于冶炼铁矿和煅烧成高炉用的衬块炭砖,在近代铸铁、铸钢、铸铝和铸铜均使用石油焦配制、煅烧过的致密焦,大大的提高了产品质量。硫含量高的石油焦主要用作锅炉燃料和水泥窑的燃料。利用劣质的石油焦为原料,组成造气—联合循环过程,联产电力、氢气、蒸汽和合成气,是炼油厂产品结构的新方案。

根据调查胶南及地方电厂的改扩建,将需要大量的燃料。石油焦可以专烧或掺烧都是可行的,也非常经济(与煤炭相比价格低发热值高),可以解决南方燃料短缺及调运困难等问题。

(2) 燃料使用及市场

本项目可生产国内现行的各种牌号的燃料油,可以满足地区水上交通运输燃料和农用机械用各种牌号燃料油。

2.2 建厂规模

年加工减压渣油 55 万吨,产石油焦 11 万吨。年开工 8000 小时。

第三章 工厂组成

3.1 厂内分生产区和办公区

可根据有关规范和规定，按功能分工分区布置。

3.2 单元划分

表 3-1 单元表

编号	单元号	单元名称	备注
1	100	总图运输	
1.1	101	总图布置	
1.2	102	厂区大门、守卫室、围墙、	
1.3	103	厂区道路	
1.4	104	雨水排除	
1.5	105	汽车衡	
2	200	生产装置	
2.1	201	焦化装置	
3	300	储运	
3.1	301	原料罐区和泵棚	
3.2	302	中间罐区和泵棚	
3.3	303	成品罐区和泵棚	
3.4	304	液化气罐区	
3.5	305	产品出厂	
3.7	307	火炬	
4	400	供排水	

4.1	401	供水	
4.2	402	循环水	
4.3	403	污水处理	
5	500	供热	
5.1	501	锅炉和水处理	
6	600	消防	
6.1	601	消防泵站及管网	
7	700	生产辅助设施	
7.1	701	化验室	
7.2	702	综合办公楼	
7.3	703	职工倒班食堂	
7.4	704	职工男女浴室	
7.5	705	仓库	
7.6	706	小车库	

第四章 主要装置

4.1 原料及产品

装置原料为外购的常减压装置生产减压渣油。主要产品有焦化汽油、焦化柴油、焦化蜡油、液化气和焦炭（普焦），副产品为焦化干气。

4.2 装置规模

装置设计规模为 55 万吨/年。循环比为 0.3~0.6（再次范围内可调，设计点为 0.4），操作弹性：60~110%，生焦周期 24 小时。年开工时间 8000 小时。

4.3 装置组成

该装置由以下五部分构成：

- a、焦化部分；
- b、分馏部分；
- c、富气压缩及吸收稳定部分；
- d、吹汽放空部分；
- e、切焦水、冷焦水循环部分。

4.4 装置位置及占地

55 万吨/年延迟焦化装置位于焦厂区的西侧，紧靠主要交通道路和储焦场，占地面积为 $118 \times 165 = 19470\text{m}^2$

4.5 节能措施

优化分馏塔取热，尽量多取高温热源，减少不易回收的低温热量；
采用空气预热器，充分回收烟气余热，提高焦化加热炉热效率，降低燃料消耗；

甩油部分返回分馏塔回炼，减少甩油冷却器的耗水量；

顶循环油与燃料气换热，以回收低温热；

适当延长小吹汽时间，缩短大吹汽时间，节省蒸汽耗量；

冷焦水、切焦水完全回用，装置内产生的含油污水大部分作为冷焦水、切焦水系统的补充水，以节省新鲜水的用量。

4.6 主要设备

塔器	9 座
冷换设备	47 台（其中空冷器 12 片）
容器	26 台
加热炉	1 座
压缩机	2 台
泵	56 台

4.7 设计定员

本装置总定员 45 人，其中管理人员 4 人，生产人员 41 人。

4.8 装置的主要生产工艺及特点

4.8.1 装置设计采用的工艺技术

本装置的设计采用成熟可靠的一炉两塔生产普焦的延迟焦化工艺，该工艺是以渣油为原料，在 500℃ 高温下进行深度热裂化及缩合反应的热加工过程。

4.8.2 装置设计特点

采用“一炉两塔”流程使装置处理能力达到 55 万吨/年。

采用单面辐射加热炉及在线清焦和多点注汽技术，以延长焦化加热炉的连续运行周期。

在保证产品质量和收率的前提下，尽量从分馏塔下部取热，有利于回收高温位热量。设置蜡油汽提塔可将蜡油中的柴油组分汽提出来，提高柴油收率。

分馏塔脱过热段采用若干排鸭嘴型塔板，防止因液体流率太小而引起

塔板结焦或堵塞

焦炭塔顶用急冷油，采用中段循环油有效地改善塔顶油气线的结焦情况。

装置内设富气压缩机，并采用吸收稳定流程，用汽油和柴油作循环吸收剂回收 C_3+ 组份，增加汽油和液化气（LPG）收率。

焦炭塔吹气、冷焦时排出的油气和废气，采用密闭放空回收系统回收废油和废水，消除对环境的污染。

采用程序控制水力除焦技术。水力除焦采用有井架方式，焦炭用汽车运输出装置。

为了减少工业用水和排出污水，把冷焦水和切焦水分成两个独立系统，不互相影响。冷焦水、切焦水均循环使用。

装置的自动控制采用集散控制系统（DCS）。

4.9 原料及主要产品性质

4.9.1 原料性质

焦化装置进料为减压渣油，原料主要规格详见表 4-1。

4.9.2 主要产品性质

(1) 干气和液化气的主要性质

干气和液化气的主要性质见表 4-2。

(2) 汽油、柴油和蜡油的主要性质

汽油、柴油和蜡油的主要性质见表 4-3。

(3) 焦炭性质

挥发份 $m\% \leq 12.7$ 。

硫含量 $m\% \leq 1.53$ 。

灰分 $m\% \leq 0.2$ 。

石油焦标准（生焦）见表 4-4。本装置生产的石油焦因为硫含量较高

属于 3A 级。

表 4-1 原料油（减压渣油）性质

序号	分析项目	减压渣油	
1	密度 (20℃), g/cm ³	0.946	
2	运动粘度, 80/100℃,	676/213	
3	凝点m, m ² /s	38	
4	闪点 (开口), °C	>300	
5	康氏残炭, m%	13.29	
6	灰份, m%	0.052	
7	酸值, mgKOH/g	0.44	
8	硫含量, m%	1.45	
9	氮含量, m%	0.5	
10	胶质, m%	28.4	
11	沥青质, m%	4.4	
12	芳烃, m%	45.0	
13	饱和烃, m%	22.2	
14	Fe/Ni/Cu/V/Pb/Ca/Na/Mg , PPM	68.8/42.4/0.45/52.1/0.09/22.4/29.3/4.56	
15	馏程 ASTMD86	0	389
		10	452.3
		50	538.8
		70	578.2
		90	673.4

表 4-2 干气和液化气的主要性质

序号	组分 mol%	干气	液化气
1	H ₂	19.9	
2	H ₂ S	4.72	1.5
3	H ₂ O	0.2	3.7
4	CH ₄	47.4	
5	C ₂ H ₆	22.4	0.4
6	C ₂ H ₄	3.6	
7	C ₃ H ₈	0.9	35.8
8	C ₃ H ₆	0.7	15.5
9	nC ₄ H ₁₀		16.6
10	iC ₄ H ₁₀		6.0
11	C ₄ H ₈		16.1
13	C ₅ ⁺		4.2
14	其它	0.18(1)	0.2
15	小计	100	100
16	分子量	18.215	47.789

注(1)：主要成分为 CO₂、CO、N、及 O₂。

表 4-3 汽油、柴油和蜡油的主要性质

		汽油	柴油	蜡油
密度 (20℃) Kg/m ³		729	856	914
馏程, °C	初馏点	44.4	149.8	324.5
	5%	63.9	199.5	353.0
	10%	72.2	222.3	364.9
	30%	103.0	255.2	372.4
	50%	124.2	289.1	378.7
	70%	144.9	323.2	395.3
	90%	167.6	355.3	435.4
	95%	178.7	363.4	445.0
	干点	189.9	371.5	483.0
凝点, °C			-10	25
硫含量, µg/g		0.73	1.08	1.23
碱氮含量, m%			0.63	1.28
总氮含量, m%			1.25	4.55
溴价, gBr/100g				
残炭, m%				0.03
Ni/V, ppm				

表 4-4 石油焦标准（生焦）

项目	质量标准							方法
	一级	合格品						
		1A	1B	2A	2B	3A	3B	
硫含量, m%不大于	0.5	0.5	0.8	1.0	1.5	2.0	3.0	GB/T387
挥发份, m%不大于	12	12	14		17	18	20	SH/T0026
灰分, m%不大于	0.3	0.3	0.5			0.8	1.2	SH/T0029
水分量, m%不大于	3							SH/T0032
真密度, g/cm ³	2.08 ~ 2.13							SH/T0033
硅含量, m%不大于	0.08							SH/T0058
钒含量, m%不大于	0.01 5							SH/T0058
铁含量, m%不大于	0.08							SH/T0058

4.10 物料平衡

表 4-5 装置物料平衡

	物料名称	m%	t/h	t/d	万 t/a
入方	渣油	100	62.50	1500	50.00
	合计	100	62.50	1500	50.00
出方	干气	4.6	2.88	69.00	2.30
	液化气	2.5	1.56	37.50	1.25
	汽油	16	10.00	240.00	8.00
	柴油	37(39)	23.13	555.00	18.50
	蜡油	14.4(15.4)	9.00	216.00	7.20
	甩油	3	1.88	45.00	1.50

	焦炭	22	13.75	330.00	11.00
	损失	0.5	0.30	7.50	0.25
	合计	100	62.50	1500.0	50.00
循环比	0.4				设计点

注：括号内数字为不外甩油情况

4.11 工艺流程说明

4.11.1 工艺流程简述

原料油（减压渣油）用泵打入厂内，进入焦化装置内原料油缓冲罐（D-20301）。原料油缓冲罐内的减压渣油由原料油泵（P-20301/1，2）抽出至 E-20301/1~6、E-20302/1,2、E-20303 分别与柴油、蜡油、蜡油回流换热至 266℃后分两股进入分馏塔（C-20302）下段的五层鸭舌板的上部和下部，在此与焦炭塔（C-20301/1，2）顶来的反应油气逆流接触，进行传热和传质。原料油中蜡油以上馏分与来自焦炭塔顶油气中被冷凝的馏分（称循环油）一起流入塔底，在 324℃温度下，用加热炉辐射进料泵（P-20302/1，2）抽出打入加热炉辐射段，在这里快速升温至 500℃，然后通过四通阀进入焦炭塔底。

循环油和原料油中蜡油以上馏分在焦炭塔内由于高温和长停留时间，产生裂解和缩合等一系列复杂反应，生成的反应油气（包括富气、汽油、柴油、蜡油）由焦炭塔顶进入分馏塔，而焦炭则结聚在焦炭塔内。

从焦炭塔顶逸出的油气和水蒸汽气体混合物进入分馏塔，在塔内与加热炉对流段来的原料换热，冷凝出循环油馏分，其余大量油气从换热段上升进入蜡油集油箱以上的分馏段，在此进行传热和传质过程，分馏出富气、汽油、柴油和蜡油。

焦化分馏塔蜡油集油箱的蜡油回流（353℃）由蜡油回流泵（P-20307/1，2）抽出，与渣油经渣油-蜡油回流换热器（E-20303）换热后至稳定塔底重沸器（E-20308）、蜡油回流蒸汽发生器（ER-20302），换热至230℃后分

两路返塔。用蜡油回流取热作为灵活调整循环比的措施。

蜡油从分馏塔蜡油集油箱蜡油汽提塔（C-20303），经蒸汽汽提，气相由汽提塔上部返回分馏塔，蜡油由蜡油泵从汽提塔下部抽出，经渣油-蜡油换热器（E-20302/1，2）和蜡油-除盐水换热器换热至 160℃后经蜡油冷却器（E-20312/1，2）冷却至 95℃出装置。中段回流由中段循环油泵（P-20307/1，2）从分馏塔的第 16 层塔盘抽出，经中循蒸汽发生器（ER-20301）发生蒸汽后，温度降至 220℃分两路，一路返塔第 14 层塔盘作回流；另一路做焦炭塔顶急冷油。

柴油从分馏塔柴油集油箱由柴油泵(P-20311/1,2)抽出，热回流返塔，其余经渣油-柴油换热器（E-20301/1~6）后分两路，一路返塔做冷回流，另一路经富吸收柴油-柴油换热器（E-20310/1,2）、柴油空冷器（EC-20303/1,2）换热冷却至 50℃后分成两股，一股出装置至加氢装置；另一股经吸收柴油冷却器（E-20314）冷却至 40℃进入再吸收塔（C-20306）作吸收剂，富吸收柴油自再吸收塔底经富吸收柴油-柴油换热器（E-20310/1,2）返回分馏塔。

分馏塔顶循环回流油从分馏塔顶循油集油箱由分馏塔顶循环油泵（P-20308/1，2）抽出，热回流返塔，其余经顶循油-燃料气换热器（E-20307）、顶循油空冷器（EC-20302/1，2）换热冷却后至 60℃，返回塔顶第 1 层塔盘。

分馏塔顶油气经分馏塔顶空冷器（EC-20301/1，2）和分馏塔顶油气后冷器（E-20313/1，2）冷却后进入分馏塔顶油气分离罐（D-20302）分离。分馏塔顶油气分离罐顶的富气经富气压缩机（K-20301/1，2）加压后经焦化富气空冷器（EC-20305）、饱和吸收油冷却器（E-20315/1，2）冷却后进入焦化富气分液罐。分馏塔塔顶含硫污水经含硫污水泵（P-20316/1，2）一部分回注塔顶油气线，一部分注入焦化富气空冷器入口管线，二次利用。

分馏塔顶油气分离罐分离出的汽油由汽油泵（P-20310/1，2）抽出，

去吸收稳定部分的吸收塔（C-20304）吸收焦化富气分液罐来的富气中的轻烃组分。吸收塔塔顶气相至再吸收塔（C-20306）经柴油再吸收其中汽油组分后作为干气出装置。吸收塔底的饱和吸收油经冷却后进入焦化富气分液罐，冷凝液凝缩油经脱吸塔进料泵（P-20320/1，2）升压送经脱吸塔进料加热器（E-20319）至脱吸塔（C-20305）以脱除其 C2 组分。脱吸塔底油由稳定塔进料泵（P-20322/1，2）抽出，经稳定塔进料加热器（E-20318）加热至 195℃进稳定塔（C-20307）；稳定塔塔顶气相经稳定塔顶冷凝器（E-20320/1，2）冷却至 40℃进入稳定塔顶回流罐（D-20304），分离出的气相作为干气出装置，液化石油气由液化气泵（P-20324/1，2）抽出分两路，一路出装置，一路返塔做冷回流。稳定塔底油经换热降温冷却至 40℃分两路，一路为稳定汽油出装置至加氢装置，一路进吸收剂补充泵（P-20323/1，2），作为补充吸收剂返回吸收塔（C-20304）。

为了防止分馏塔底部结焦，分馏塔底设分馏塔底循环泵（P-20305）。

焦炭塔吹汽、冷焦时产生的大量蒸汽及少量油气进入接触冷却塔（C-20308），塔底污油经接触冷却塔底污油泵（P-20317）送至接触冷却塔底油冷却槽（E-20322）冷却至 80℃出装置；塔顶油气自接触冷却塔顶空冷器（EC-20306/1~4）、接触冷却塔顶冷却器（E-20321/1，2）冷却后进入接触冷却塔顶油水分离器（D-20306），罐底污油经接触冷却塔顶轻污油泵（P-20318）送出装置，含硫油污水经接触冷却塔顶污水泵（P-20319）送至装置外污水处理场。不凝气进入瓦斯系统去火炬烧掉。

聚结在焦炭塔内的焦炭采用有井架双钻具方式切焦。切焦水用高压水泵（P-20315/1,2）抽取高位水箱（D-20315）的水，打到焦炭塔顶，进行水力除焦。焦炭和水同流入贮焦池，经分离后切焦水流入沉淀池重新利用。

冷焦水系统的工艺流程简述详见给排水专业的有关设计文件。

装置内还设有燃料油、封油、新鲜水、燃料气、软化水、脱氧水、安

全阀放空等辅助系统。

工艺流程图见附图。

4.11.2 主要操作条件

表 4-6 主要操作条件表

项目	单位	数据	项目	单位	数据
一 原料油进装置			塔底循环油流量	Kg/h	28000
渣油进装置温度	℃	150	四 蜡油汽提塔		
渣油进装置压力	MPa(a)	0.8	蜡油汽提塔顶温度	℃	353
渣油进装置流量	Kg/h	62500	蜡油汽提塔底温度	℃	339
二 焦炭塔部分			蜡油汽提塔操作压力	MPa(a)	0.25
焦炭塔入口温度	℃	485~495	五 吸收稳定部分		
焦炭塔出口温度	℃	415~430	吸收塔塔顶温度	℃	49
焦炭塔压力	MPa(a)	0.23~0.28	吸收塔塔底温度	℃	45
三 焦化分馏塔部分			吸收塔操作压力	MPa(a)	1.2
焦化分馏塔塔顶温度	℃	106	脱吸塔塔顶温度	℃	51

焦化分馏塔塔底温度	℃	324	脱吸塔塔底温度	℃	151
焦化分馏塔蒸发段温度	℃	393	脱吸塔操作压力	MPa(a)	1.35
焦化分馏塔塔顶压力	MPa(a)	0.23	再吸收塔塔顶温度	℃	44
焦化分馏塔塔底压力	MPa(a)	0.28	再吸收塔塔底温度	℃	51
顶循抽出/返回温度	℃	140/60	再吸收塔操作压力	MPa	1.1
顶循流量	Kg/h	47529	稳定塔塔顶温度	℃	62
柴油抽出/返回温度	℃	236/170	稳定塔塔底温度	℃	208
柴油抽出/返回流量	Kg/h	44269/16900	稳定塔操作压力	MPa(a)	1.30
中循抽出/返回温度	℃	324/220	六 接触冷却部分		
中循流量	Kg/h	30607	接触冷却塔塔顶/底温度	℃	140/380
蜡油/蜡油回流抽出	℃	353	接触冷却塔操作压力	MPa(a)	0.18
蜡油量	Kg/h	6857	加热炉对流段入口	℃	324
蜡油回流返回温度	℃	230	加热炉辐射段出口温度	℃	500
蜡油回流返上/下返回流量	Kg/h	6550/18345			
渣油进料温度	℃	266			

渣油上/下进料 流量	Kg/h	16205/337 95	循环比		0.4
---------------	------	-----------------	-----	--	-----

4.11.3 主要控制方案

- 1)加热炉出口介质温度与炉膛温度构成串级调节回路。
- 2)加热炉两路进料注入蒸汽流量调节。
- 3)加热炉炉管设置了管壁热偶监测管壁温度判断结焦情况，保证安全生产。
- 4)加热炉部分设氧化锆氧含量分析仪，监测烟气中的氧含量，通过调节鼓风机出口风道上的挡板来调节烟气中的氧含量，以提高加热炉的热效率。
- 5)渣油上下进料量调节循环比的调节回路。
- 6)分馏塔底液位与分馏塔进料量构成串级均匀调节回路
- 7)稳定塔顶压力控制。
- 8)焦炭塔料位控制及表面温度监测
- 9)分馏塔集油箱液位控制
- 10)水力除焦部分采用PLC 程序控制系统

4.11.4 公用工程消耗及能耗

装置能耗 详见表 4-7。

4.11.5 装置内外关系

减压渣油在 150℃下用泵（0.7MPa）供给。

装置首次开工用蜡油和每次开工用汽油、柴油，由罐区分别直接送入原料油缓冲罐、分馏塔顶油气分离罐和蜡油汽提塔，蜡油同时送入封油罐。开工循环线可开路也可闭路操作。开路循环时，蜡油引入装置按工艺流程经过所有设备后由甩油线到重污油线出装置；闭路循环时可由甩油线到原

料油缓冲罐。开工初期、停工或事故状态时，启动开停工用蒸汽泵及塔底油泵将油品升压冷却送出装置。

装置产生的含硫污水集中送至厂内的污水处理厂单独处理

正常生产时装置产生的凝结水就地排放，不设回收设施。电由装置变配电室分别供给 6000V、380V 和 220V 电源。

表 4-7 装置能耗

序号	项 目	总耗		单耗		能耗 指标	单位能耗
		单位	数量	单位	数量	MJ/t	MJ/t 原料
1	新鲜水	t/h	0.391	t/t	0.00625	7.12	0.0445
2	循环水	t/h	373.36	t/t	5.97375	4.19	25.030
3	除盐水	t/h	0.391	t/t	0.00625	96.3	0.6019
4	脱氧水	t/h	4.594	t/t	0.07350	385.2	28.3115
5	电力	KWh/h	1732.813	KWh/t	27.725	11.84	328.2640
6	3.5MPa 蒸汽	t/h	2.344	t/t	0.03750	3684	138.1500
7	1.0MPa 蒸汽	t/h	3.447	t/t	0.05515	3182	175.4873
8	1.0MPa 蒸汽	t/h	4.172	t/t	-0.06675	3182	-212.3985
9	净化压缩空气	Nm ³ /h	112,60	Nm ³ /t	1.80000	1.59	2.8620
10	非净化压缩空 气	Nm ³ /h	1.563	Nm ³ /t	0.02500	1.17	0.0293
11	燃料气	Kg/h	1567.188	Kg/t	25.075	41868	1049.84
12	氮气	Nm ³ /h	7.813	Nm ³ /t	0.12500	6.28	0.0008

13	污水	t/h	3.125	t/t	0.05000	33.49	1.6745
	合计						1505.662

4.11.6 平面布置

4.11.6.1 平面布置原则

1). 严格遵守有关设计标准、规范、法规，在充分满足工艺生产、消防安全和检维修方便的前提下，尽量减少装置占地面积。

2). 采用同类设备相对集中的流程式布置方式。流程式布置可减少工艺管道的交叉来往，既减少了基建投资，又减少了介质在管道内阻力降。同类设备相对集中可使得设备整齐美观，同时方便操作和管理。

3). 高、低压设备区相对分开，高压设备集中布置，焦炭塔紧靠加热炉，以节省合金管道，减少管道内结焦。

4). 充分考虑设备的维修、消防、生产操作等所需通道。同时考虑装置内大件设备的安装、检修和装卸以及维修、检修的场地。加热炉设在装置全年最小风频的下风向。

4.11.6.2 平面布置图

装置平面布置及占地面积，详见附图“装置设备平面布置图”。

4.12 主要设备选择

4.12.1 焦炭塔

主要设计参数为焦炭塔油气流速和生焦周期。允许气速与焦化气体密度和泡沫倾向有关。焦炭塔的内径根据油气线速确定；焦炭塔台数和总容积根据生焦周期确定。新式焦炭塔设有头盖自动拆装设施，生焦周期可缩短至 16~20h。

焦炭塔的设计，根据目前的技术和使用经验，主体材质选用 20R 或 20g 钢，根据焦炭塔的实际操作温度在各个部位的不同分布，在焦炭塔的

进料部位有短时间超过 475℃ 的现象，其他部位均不超过 475℃，故在进料部位选用 15CrMo 合金钢材料。

由于焦炭塔工况的特殊性，周期性高温操作，用普通材料是无法解决长期使用后出现的变形问题，只能选用耐高温的高合金钢材料加以解决。但是选用耐高温的高合金钢材料就要过大地增加投资，而目前用普通碳素钢的设计，技术较成熟，而且经济实用，能满足一定的使用周期，故主要考虑用普通碳素钢的设计方案。

4.12.2 分馏塔

焦化分馏塔结构一般上部为塔盘，下部为挡板。为了减小压力降，分馏塔有时需要改用低压降的塔内构件（如闪蒸段采用规整填料或取消挡板）。

本方案焦化分馏塔的结构为：在塔内采用若干排鸭嘴型的挡板，以防止因液体流率太小而引起塔板结焦或堵塞。其次在分馏塔油气进口的下方设置热防护罩。

4.12.3 机泵

本装置设有两台辐射进料泵、两台高压水泵，均为国产。

4.12.4 加热炉

焦化炉是延迟焦化装置的关键设备，其运行的好坏直接影响装置操作周期的长短及经济效益的高低，因此焦化炉技术水平的高低至关重要。本方案采用国内外近期焦化炉设计中的先进成熟的技术，利用焦化炉工艺计算软件进行多点计算，结合现有装置情况确定炉型结构、炉管排布及主要设计参数。

1) 炉型

采用技术成熟可靠先进的卧管立式炉炉型，炉管分2路布置的结构型式。炉体由一个辐射室、一个对流室及一个烟囱组成，设余热回收系统回

收烟气余热，提高加热炉热效率。

2) 技术特点

(1) 在线清焦

采用在线清焦技术，可在装置不停工的条件下，对焦化炉某一管程进行在线清焦，从而减少停工检修次数，提高装置的经济效益。

(2) 水平排管

辐射段采用水平排管，使炉管轴向不均匀系数降低，轴向不均匀系数趋于一致，在提高了辐射管平均表面热强度的同时，降低了辐射管峰值热强度，减少局部过热，以缓解炉管内结焦。

(3) 多点注汽

采用多点注汽技术，提高流速，调节和改善管内油品的流动状态，改善管内对流传热，缓解局部过热，降低炉管内结焦速率，延长焦化加热炉的连续运行周期。

3) 炉管

辐射炉管采用水平排管。原料油分二管程由对流段上部进炉，经对流段加热后进入辐射段，由辐射段下部出炉。对流管采用翅片管，以提高传热系数，节省合金钢炉管用量。辐射及对流采用 2 路 $\phi 114$ 炉管，辐射管及遮蔽管材质采用 **1Cr9Mo**，对流管材质采用 **1Cr5Mo**，以提高炉管抗氧化、抗腐蚀能力。

5) 燃烧器

设计采用多台小能量扁平火焰气体燃烧器，由于其能量小，火焰短而扁平的特点，可以较好的满足炉管均匀受热的要求，该燃烧器火焰在火道外表面扩散燃烧，燃烧喷射的高速射流引射大量燃烧后的烟气，这样降低了火焰的最高温度，有效减少了烟气中的 NO_x 含量，满足环保要求。

6) 管壁热电偶

以上内容仅为本文档的试下载部分，为可阅读页数的一半内容。如要下载或阅读全文，请访问：<https://d.book118.com/187164004150006150>