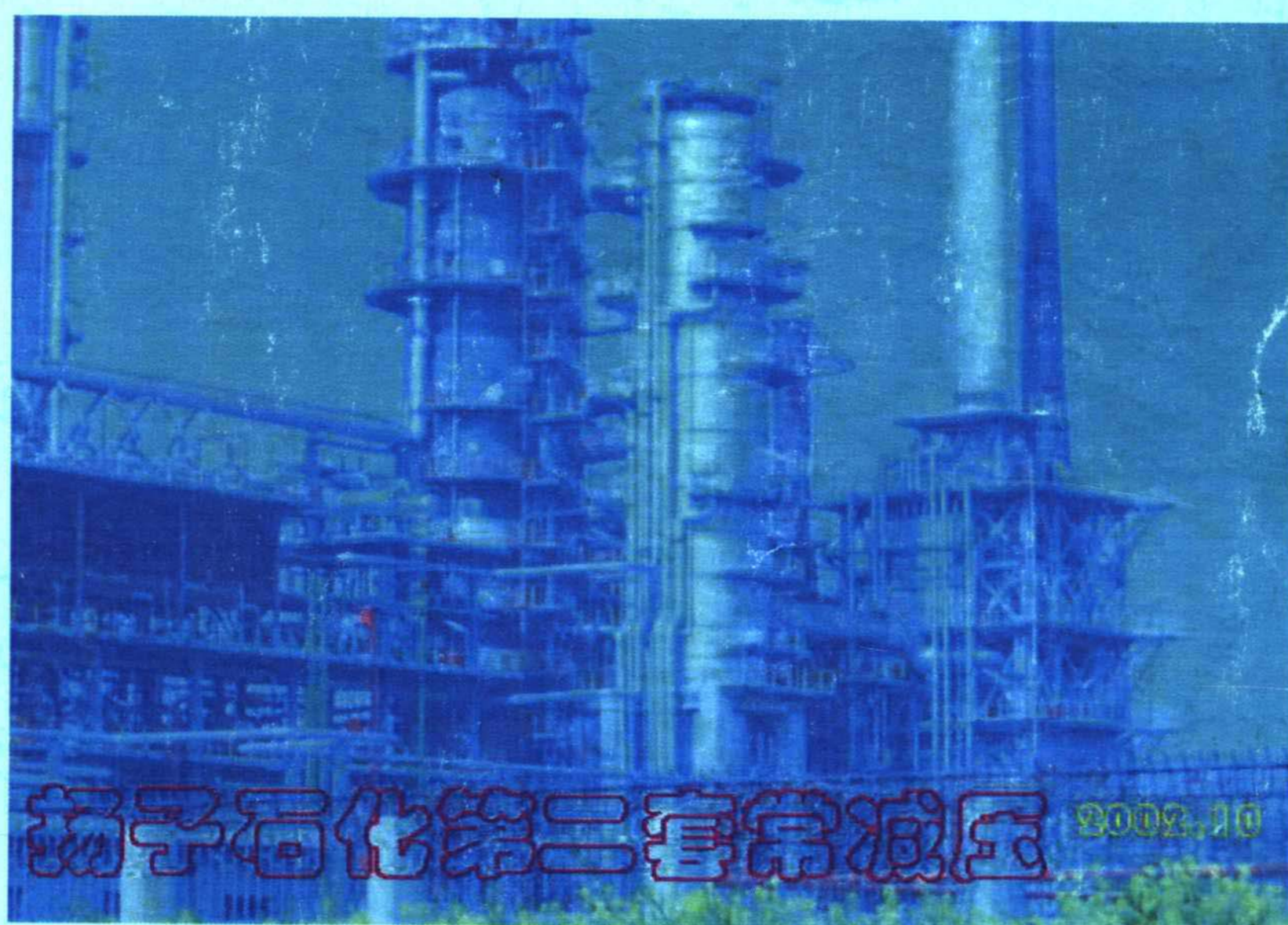


扬子石油化工股份有限公司  
加工 800 万吨/年含硫原油改扩建工程  
450 万吨/年第二套常减压蒸馏装置(改造)

# 标定报告

16503D9001



中国石化集团洛阳石油化工工程公司  
中国石化扬子石油化工股份有限公司炼油厂  
二〇〇三年十一月



## 参加人员及单位名单

### 洛阳石油化工工程公司：

编制：        陈建坡  
                王  欣  
                庄肃青  
校对：        武劲松  
审核：        陈建民  
审定：        李和杰

### 扬子石化股份有限公司炼油厂：

数据采集汇总：王建文  
                陈明喜  
化验采样分析：李  康  
校对：        陈士军  
                崔春燕  
审核：        彭  飞  
                韩守知  
批准：        王永尧  
                黄费喜

其它单位:

北京泽华化学工程有限公司

深圳诚达科技有限公司

天津天大天久科技股份有限公司

洛阳市高新开发区柯恒石化技术有限公司

## 目 录

1. 概述.....	2
2. 装置标定说明.....	6
3. 原油及产品质量分析数据.....	7
4. 物料平衡.....	12
5. 操作条件.....	13
6. 热平衡.....	15
7. 设备工艺计算.....	27
8. 公用工程消耗与能耗.....	45
9. 标定结果分析.....	46
10. 结束语.....	52
附表.....	53

## 1. 概述

### 1.1 装置概况

扬子石油化工股份有限公司炼油厂第二套常减压蒸馏装置于 1995 年 4 月建成投产，原设计加工中东原油（伊朗、沙特原油为代表），装置规模为 250 万吨/年。装置主要由两级原油电脱盐、原油换热、初馏、常压蒸馏、减压蒸馏和轻烃回收组成。

根据扬子石油化工股份有限公司加工 800 万吨/年含硫原油改扩建工程的总体安排，第二套常减压蒸馏装置加工量需改扩建为 450 万吨/年，此次改造在原装置的基础上，采用“负荷转移”技术，经过 45 天的紧张施工，保质保量的完成了扩建工程。

### 1.2 改造概况

#### 1.2.1 装置建设规模

本次改造后，装置加工中东含硫原油能力达到 450 万吨/年，装置年开工时数 8000 小时。

#### 1.2.2 装置原料和产品

装置改造设计原油为沙特轻质原油和沙特中质原油，两种原油混合比例为 6：4。主要产品为液化石油气、石脑油（乙烯料、重整料）、柴油（加氢精制料）、蜡油（加氢裂化料、催化料）、渣油（尤里卡原料、焦化原料）。根据加工工况的需要，常一线可生产分子筛料。

#### 1.2.3 主要改造方案

装置改造设计在充分利用装置现有场地，尽量利用现有设备，减少改造工程量，节约投资，缩短施工建设周期的前提下，通过开发先进的工艺流程（四级蒸馏工艺）和采用其它先进、可靠的工艺技术和设备，使装置改造后加工能力满足扬子石化公司 65 万吨/乙烯改扩建工程的总体要求，同时达到国内先进水平。装置技术特点如下：

##### 1.2.3.1 采用四级蒸馏技术

首次采用 LPEC 和 YPC 炼油厂合作开发的四级蒸馏技术，通过增加一级减压炉和一级减压塔进行“负荷转移”，达到装置扩能改造的目的。

为减少投资，并确保装置可以在规定的施工周期建成投产，在保持原初馏塔、

常压塔、减压塔和加热炉壳体/炉体不变的情况下，在原常压-减压流程基础上新增一级减压炉和一级减压塔，前后分别转移部分常压负荷和减压负荷至一级减压塔，从而满足装置加工量扩大的要求。

#### 1.2.3.2 常一线可以生产分子筛料

通过在常压塔塔顶和常一线之间增设 12 层塔盘和 1 个常轻油侧线，可以使常压塔常一线生产分子筛料，以进一步提高装置经济效益和市场调剂能力。

#### 1.2.3.3 电脱盐改造采用高速电脱盐与低速电脱盐相结合的方案

该装置电脱盐改造采用了国内开发的高速电脱盐技术，并与低速电脱盐相结合，以尽可能保障电脱盐的脱盐效果。原有两个电脱盐罐并联作为二级电脱盐，新增一个一级电脱盐罐采用国产高速电脱盐技术。

#### 1.2.3.4 换热网络采用窄点技术进行优化

采用窄点技术对换热网络进行了全面优化。改造后的换热流程采用 4-4-2 流程，即按原油脱前 4 路、脱后 4 路、初底油 2 路进行设计。该网络原油进电脱盐温度为 140℃，进初馏塔温度为 240℃，初底油换热终温为 292℃，较改造前大幅度提高。

#### 1.2.3.5 强化传热设备的使用

为了减少换热器面积，降低设备投资，满足平面布置要求，装置较多的选用了一些双弓板、波纹管等具有强化传热措施的冷换设备。在本次新增的 56 台换热器中，共有 20 台波纹管换热器、16 台双弓板换热器，共计 36 台高效换热器，占新增换热器的 64%。此外，在脱丁烷和脱戊烷塔底采用了 T 管折流杆重沸器，常压塔顶和脱戊烷塔顶采用了表面蒸发空冷，一级减一线及一中空冷器采用了椭圆型翅片管空冷器，均对换热效果进行了强化。

#### 1.2.3.6 初馏塔、常压塔、脱丁烷塔和脱戊烷塔采用 ADV 高性能塔盘

初馏塔、常压塔等分馏塔，作为常减压蒸馏装置的核心设备，塔内件综合性能的高低，直接影响到装置的建设投资和操作性能等。由于 ADV 微分浮阀塔盘，在浮阀本身、降液管形式、鼓泡区以及塔盘连接结构上都进行了优化设计，从而使其相对其它浮阀塔板具有更大的处理能力、操作弹性和更好的塔板传质效率。

#### 1.2.3.7 减压塔采用高效规整填料技术

一级减压塔和二级减压塔均采用了高效规整填料技术，有效的降低了全塔压降，提高了侧线产品的分离精度。减压塔进料采用双切向环流式进料分布器，使上升气体均匀分布，减少雾沫夹带，减少产品中沥青质、胶质的含量，有效地提高了产品

质量，同时在一级减压塔采用了三级挡板窄槽式液体分布器及少量高效防腐转化膜规整填料，均对生产操作和产品质量产生了良好效果。

#### 1.2.3.8 加热炉的改造

常压炉由 4 路改为 8 路，采用高效强化燃烧器，改造炉底支风道。新增一级减压炉按 6 路设计，独立设置余热回收系统。二级减压炉除采用高效强化燃烧器外，基本利旧。常压炉与二级减压炉利旧原余热回收系统。

#### 1.2.3.9 选用高效率机泵

将原油泵、初底油泵、常二中泵、常底油泵、一级减一线及一中油泵、一级减底油泵选用高效率的单级双吸两端支撑式化工流程泵，二级减底油泵原有两台泵利旧，新增 1 台 ZPY 型油浆泵。

#### 1.2.3.10 设备、管道防腐

该装置设计加工沙特高硫原油，设备、管道防腐均按照《加工高含硫原油重点装置主要设备设计选材导则》(SH/T3096-2001)和洛阳石化工程公司编制的《加工高含硫原油装置主要设备及管道设计选材规定》进行。同时，对一些高温换热部位的换热器管束采用了渗铝，对一些低温硫化氢腐蚀的部位采用了 08 钢 (08Cr2AlMo) 管束，既解决了设备防腐问题，又节省了改造投资。

#### 1.2.4 主要改造内容

(1) 初馏塔、常压塔、脱丁烷塔和脱戊烷塔塔径不变，内件更换为 ADV 塔盘。

(2) 初馏塔增设初侧线、初顶循和初中段，全塔设 24 层塔盘。

(3) 常压塔顶部加高 7.7m，增加 12 层塔盘和一个侧线抽出口，以满足装置对分子筛料的生产要求，全塔设 60 层塔盘。

(4) 新增一座  $\phi 5800$  一级减压塔，进料段以上设 4 段填料，塔顶换热段利旧原减压塔拆除的共轭环散堆填料，其它各段采用高效规整填料，一级减压塔设液体分布器及进料分配器。

(5) 二级减压塔减一线和减二段基本利旧原塔填料并增加部分规整填料，减三线 and 洗涤油段更换为高效规整填料并利旧部分原减压塔的格里希格栅，二级减压塔设槽式液体分配器及进料分配器。

(6) 现常压炉由 4 路改为 8 路，二级减压炉基本利旧，常压炉和二级减压炉利旧原余热回收系统。

(7) 新增一座负荷为 26300kw 的一级减压炉，新增一套余热回收系统。

(8) 增加一个  $\phi 3800 \times 23060 \times 30$  的电脱盐罐作为一级电脱盐, 原两个电脱盐罐利旧, 并联作为二级电脱盐罐。新增一级电脱盐采用国产高速电脱盐技术。

(9) 换热流程进行全面的改造, 由原有 2-2-2 流程改为 4-4-2 流程。换热器新增 56 台, 利旧 67 台, 空冷器新增 7 片, 利旧 30 片。

(10) 新增机泵 38 台, 利旧 49 台。

(11) 新增容器 4 台, 利旧 23 台。

(12) 新增 1 根 DN1200 的一级减压转油线, 原减压转油线作为二级减压转油线利旧不变。

### 1.2.5 装置能耗

装置设计能耗(含轻烃回收, 不含出分子筛料工况)为 489.11MJ/t 原油(11.68kg 标油/ t 原油), 生产分子筛料工况时能耗为 12.20kg 标油/ t 原油。

## 1.3 装置开工运转及标定

二套常减压装置于 2002 年 8 月 15 日开始停工, 经 45 天改造施工后, 于 9 月 25 日中交, 9 月 27 日装置进原油, 9 月 29 日开侧线, 当天全部产品合格, 开车一次成功。装置平稳运行至今, 主要设备运转正常。

装置于 2003 年 3 月 29 日~2003 年 3 月 31 日成功的进行了设计处理量和设计上限负荷的标定。

## 1.4 标定结果

### 1.4.1 处理量

标定时原油为卡宾达与沙特超轻原油的混合原油, 混合比例为 1.2: 1, 生产方案为生产分子筛料方案。标定期间原油平均处理量为 566325kg/h, 即年加工能力为 453.06 万吨/年, 为设计值 450 万吨/年的 100.68%, 达到设计负荷。因此, 就处理量而言, 本次改造是成功的, 实现了装置扩能的首要目的。

### 1.4.2 产品收率及产品质量

装置总拔出率为 78.87%, 轻油收率为 49.26%。全部产品满足质量要求: 分子筛料(常一线)馏程标定分析为 184~236℃, 厂控指标为 180~250℃; 一级减一线 95%为 365℃, 铁离子含量是 0.6mg/kg; 二级减三线干点为 530℃, 设计值为  $\leq 530$ ℃, 残炭为 0.58%, 金属含量 Fe 离子为 2.2mg/kg, Ni+V $< 0.2$  mg/kg, 混合蜡油的残炭和重金属含量完全满足加氢裂化原料要求。



### 1.4.3 能量回收

换热终温 294.4℃，比设计值高 2.4℃；加热炉根据正反平衡热效率计算，其热效率均大于 89%，达到了改造的预期效果。

### 1.4.4 能耗装置

装置能耗正常设计能耗为 489.11MJ/t 原油（11.68kg 标油/t 原油），生产分子筛料工况设计能耗为 510.78MJ/t 原油（12.20kg 标油/t 原油）。装置按生产分子筛料方案进行标定，能耗为 493.20MJ/t（11.79 千克标油/t 原油），低于设计值。装置改造前加工中东原油 250 万吨/年，设计总能耗为 15.77kg 标油/t 原油，本次改造后，装置能耗有了大幅度的下降，达到了国内较为先进的水平。

## 2. 装置标定说明

本装置改造完成后，于 2002 年 9 月 29 日一次投产成功，并于 2003 年 3 月 29 日~2003 年 3 月 31 日进行了标定。

(1) 标定工况：29、30 日为设计处理量下标定，31 日上午将处理量提至 490 万吨/年，检验各设备运行情况。

### (2) 检测说明

① 新鲜水、软化水、循环水流量由装置内流量计测得，原油各路流量、各塔中段回流量、蒸汽量由孔板测得。

② 装置用燃料油采用质量流量计测得，高压瓦斯采用孔板测得，低压瓦斯量根据操作情况得出。

③ 减压塔各段压力采用水银 U 型管测得，原油、初底油各路压降由现场压力表测得。

④ 温度测量凡有热偶的地方均采用热偶数据，换热器进出口温度由红外测温仪测得。

### (3) 标定原始数据

物料标定数据见附表-1。

能源标定数据见附表-2。

油品分析数据见附表-3、附表-4、附表-5。

瓦斯及烟气分析数据附表-6。

操作条件记录数据见附表-7。

换热器及机泵标定数据见附表-8，附表-9。

塔及换热器压降标定数据见附表-10。

### 3. 原油及产品质量分析数据

装置标定期间，加工原油为卡宾达原油与沙特超轻原油的混合原油，混合比例为 1.2 : 1。卡宾达原油、沙特超轻原油性质见表 3-1，标定混合原油的一般性质和实沸点蒸馏分析数据见表 3-2、表 3-3，设计与标定主要产品馏程对比见表 3-4。

卡宾达、沙特超轻油性质 表 3-1

项 目	卡宾达原油	沙特超轻油
密度 (20℃) g/cm <sup>3</sup>	0.8584	0.8279
粘度, mm <sup>2</sup> /s, 50℃	9.37	2.597
凝点, °C	18	-16
酸值, mgKOH/g	0.06	0.12
含盐, mgNaCl/l	52.1	12.4
含水, mg/l	0	痕迹
硫, m%	0.14	1.25
残炭 (康氏), m%	3.43	2.05
灰分, m%	0.01	
金属含量, mg/kg		
Fe	3.79	1.99
Ni	11.74	1.67
V	1.07	5.09



混合原油一般性质

表 3-2

项 目	标定数据	设计数据
比重 (15.6/15.6)	0.8435	0.8613
粘度, mm <sup>2</sup> /s, 50℃	4.813	5.4
凝点, °C	-7.0	
酸值, mgKOH/g	0.90	0.122
含盐, mgNaCl/l	10.9	24.43
含水, m%	痕迹	0.08
硫, m%	0.87	2.2
残炭 (康氏), m%	2.76	
灰分, m%	0.0048	
金属含量, mg/kg		
Fe	10.8	
Ni	12.2	
V	2.3	

混合原油实沸点切割数据

表 3-3

馏分范围, °C	每馏分 (标定)	累计 m% (标定)	累计 m% (设计)
HK-30°C	1.73	1.73	
30-40°C	0.4	2.13	
40-50°C	0.47	2.6	
50-60°C	0.89	3.49	
60-70°C	1.25	4.74	5.14
70-80°C	1.31	6.05	6.03
80-90°C	1.38	7.43	7.13
90-100°C	1.44	8.87	8.31
100-110°C	1.51	10.38	9.50
110-120°C	1.57	11.94	10.70
120-130°C	1.58	13.52	12.26
130-140°C	1.62	15.14	13.82
140-150°C	1.66	16.8	15.40
150-160°C	1.7	18.51	17.02
160-170°C	1.59	20.1	18.73
170-180°C	1.43	21.53	20.44
180-190°C	1.39	22.93	22.06
190-200°C	1.43	24.36	23.51
200-210°C	1.55	25.91	25.00
210-220°C	1.63	27.53	26.53
220-235°C	2.6	30.13	28.83
235-250°C	2.78	32.92	31.01
250-265°C	2.88	35.8	33.69
265-280°C	3.02	38.82	36.25
280-295°C	3.17	41.98	38.93
295-310°C	2.83	44.81	41.55
310-325°C	2.39	47.2	44.12
325-340°C	2.11	49.31	46.18
340-355°C	2.08	51.4	49.29
355-370°C	2.55	53.95	51.74
370-385°C	2.68	56.63	54.03
385-400°C	2.8	59.43	55.08
400-420°C	3.32	62.75	58.61
420-440°C	2.43	65.19	63.02
440-460°C	1.97	67.16	65.86
460-480°C	1.51	68.66	69.78
480-500°C	3.66	72.32	72.68
500-520°C	3.59	75.92	75.41
520-540°C	3.59	79.51	78.06
540-560°C	3.59	83.1	
<350°C收率 m%		50.7	48.50
<530°C收率 m%		77.72	76.60



主要产品性质

表 3-4

项目	初顶油		常顶一级油		常顶二级油	
	设计	标定	设计	标定	设计	标定
比重 d(20/4)	0.7073	0.6997	0.7490	0.7404	0.7010	0.6678
ASTM D86	IP	30.1		58.0		23.7
	5%	51.9		82.5		32.6
	10%	60.5		90.0		37.2
	30%	79.7		112.5		52.1
	50%	91.1	126.6	129.5	80.8	69.1
	70%	126.4		144.0		91.7
	90%	161.3		163.5		133.2
	95%	169.0		173.0		160.8
	98%	177.0	186.1	166.0	184.5	156.8

主要产品性质

续表 3-4

项目	常轻油		常一线油		常二线油		常三线油		
	设计	标定	设计	标定	设计	标定	设计	标定	
比重 d(20/4)	0.784	0.784	0.806	0.794	0.827	0.812	0.854	0.837	
	8	7	7	4	0	2	7	0	
ASTM D86	IP	141.6	155.5	190.2	184.0	198.2	196.5	198.5	205.5
	5%	153.7	167.7	196.6	192.0	214.8	215.5	249.6	245.0
	10%	159.3	172.6	202.7	195.0	226.6	220.5	264.1	262.0
	30%	169.6	180.1	211.8	200.0	241.3	233.5	285.0	289.5
	50%	177.4	185.5	217.0	205.0	248.0	241.5	296.0	301.5
	70%	186.2	190.0	221.7	210.0	258.6	250.5	306.5	310.5
	90%	199.5	196.2	229.2	215.0	278.0	266.5	326.1	323.5
	95%	204.7	199.0	233.4	218.0	288.7	274.0	334.6	331.0
	98%	211.3	206.8	240.0	235.5	305.8	289.5	344.9	339.5

主要产品性质

续表 3-4

项目		一级减一线油		一级减二线油		二级减一线油		二级减二线油	
		设计	标定	设计	标定	设计	标定	设计	标定
比重 d(20/4)		0.860	0.850	0.909	0.889	0.900	0.890	0.923	0.903
ASTM D86/D1 160	IP	198.3	226.0	314.3	318.0	316.9	256.0	386.0	367.0
	5%	244.2	246.0	353.0	365.0	346.6	318.0	417.0	400.0
	10%	261.2	265.0	364.8	378.0	357.5	341.0	421.0	413.0
	30%	296.2	297.0	405.5	394.0	383.6	376.0	439.2	430.0
	50%	318.2	313.0	416.9	405.0	411.4	392.0	455.0	441.0
	70%	335.6	327.0	429.0	419.0	428.1	408.0	475.0	451.0
	90%	357.3	355.0	464.0	447.0	456.9	427.0	500.6	469.0
	95%	365.0	365.0	477.0	459.0	467.8	437.0	514.0	481.0
残炭%					0.011		0.009		0.054
金属 含量 mg/kg	Fe				1.3		2.0		0.7
	Ni				0.1		<0.1		0.1
	V				<0.1		<0.1		<0.1

主要产品性质

续表 3-4

项目		二级减三线油		二级减四线油		减压渣油	
		设计	标定	设计	标定	设计	标定
比重 d(20/4)		0.9365	0.9070	0.9577	0.9119	0.9947	1.0049
ASTM D1160	IP	421.1	352.0	430.9	390.0	458.5	378
	5%	442.4	427.0	474.3	428.0	507.1	
	10%	451.6	442.0	491.7	452.0	526.7	
	30%	475.5	464.0	524.0	466.0	571.2	
	50%	489.1	474.0	541.0	479.0	610.1	
	70%	506.4	485.0	562.0	493.0	692.6	
	90%	524.1	509.0	592.8	533.0		
	95%	528.8	524.0	605.9	552.0		
残炭%			0.58		0.7		14.29
金属 含量 mg/kg	Fe		2.2		5.9		28.5
	Ni		0.1		1.4		34.7
	V		<0.1		0.2		18.2



### 4. 物料平衡

装置物料平衡见表 4-1。

装置物料平衡表

表 4-1

名称	收率wt%		流率						备注	
	设计	标定	×10 <sup>4</sup> t/a		t/d		kg/h			
	设计	标定	设计	标定	设计	标定	设计	标定		
原油	原油	100.00	100.00	450.00	453.06	13500.0	13591.8	562500	566325	
	合计	100.00	100.00	450.00	453.06	13500.0	13591.8	562500	566325	
产 品	气体+损失	0.13	0.11	0.58	0.49	17.52	14.6	730	610	
	液化气	1.03	0.62	4.62	2.80	138.48	84.0	5770	3500	
	轻石脑油	2.85	1.53	12.82	6.95	384.72	208.5	16030	8690	
	重石脑油	12.37	16.79	55.68	76.08	1670.40	2282.3	69600	95090	
	常轻油	7.11	4.27	32.00	19.33	960.00	580.0	40000	24160	
	常一线	1.96	2.35	8.80	10.66	264.00	320.0	11000	13330	
	常二线	7.73	7.99	34.80	36.22	1044.00	1086.5	43500	45270	
	常三线	6.19	6.48	27.84	29.37	835.20	881.0	34800	36710	
	一级减顶油	0.07	0.29	0.28	1.30	8.40	39.0	350	1625	
	一级减一线	12.63	8.83	56.86	39.98	1705.68	1199.5	71070	49980	
	一级减二线	10.00	15.40	45.00	69.77	1350.00	2093.0	56250	87210	
	二级减顶油	0.12	0.35	0.56	1.60	16.80	48.0	700	2000	
	二级减一线	2.27	0.63	10.20	2.85	306.00	85.4	12750	3560	
	二级减二线	6.40	5.43	28.80	24.60	864.00	738.0	36000	30750	
	二级减三线	2.00	4.68	9.00	21.20	270.00	636.0	11250	26500	
	二级减四线	3.81	3.12	17.16	14.13	514.80	424.0	21450	17670	
	减压渣油	23.33	21.13	105.00	95.73	3150.00	2872.0	131250	119670	
合计	100	100	450.00	453.06	13500.0	13591.8	562500	566325		
轻收	52.07	49.26								
总拔	76.67	78.87								
其中常压拔出	39.24	40.03								
一级减压拔出	22.70	24.52								
二级减压拔出	14.60	14.21								

## 5. 操作条件

操作条件设计值与标定值对比见表 5-1。

主要操作条件

表 5-1

	项目	设计值	标定值			
			3. 29	3. 30	3. 31	平均值
初 馏 塔 系 统	塔顶温度℃	148	151.6	152	151.5	151.7
	塔顶压力 MPa	0.25	0.21	0.22	0.22	0.223
	回流温度℃	60	27.2	32.5	33.2	31.0
	初侧线抽出温度℃	192	187.7	190.5	189.6	189.3
	初顶循抽出温度℃	161	173.9	173.6	173.3	173.6
	初顶循返塔温度℃	131	107.9	96.2	95.9	100
	初中段抽出温度℃	207	206.7	212.6	210.9	213.4
	初中段返塔温度℃	167	151	150.1	149.3	150.1
	进料温度℃	240	228.8	229	228.4	228.7
	汽化段温度℃		222.7	225.7	224.2	224.2
	塔底抽出温度℃	238	228	228.5	227.7	228.1
常 压 塔 系 统	塔顶温度℃	136	127.5	127.1	127.9	127.5
	塔顶压力 MPa	0.08	0.03	0.03	0.03	0.03
	回流温度℃	90	68.5	75.1	74.8	72.8
	常轻油抽出温度℃	177	173.3	172.8	161.8	169.3
	常一线抽出温度℃	208	194.8	191.4	186.8	191.0
	常二线抽出温度℃	243	240.7	237.6	232.4	236.9
	常三线抽出温度℃	283	293.8	290.4	287.5	290.6
	常顶循抽出温度℃	147	166.1	164	163.7	164.6
	常顶循返塔温度℃	107	110.1	111.4	117.1	112.9
	常一中抽出温度℃	217	212.2	208.7	203.5	208.1
	常一中返塔温度℃	172	156.4	157.4	155.6	156.5
	常二中抽出温度℃	267	268.6	264.7	260.5	264.6
	常二中返塔温度℃	207	195.9	188.7	180	188.2
	汽化段温度℃		326.6	326.2	325.5	326.1
	汽化段压力 MPa	0.11	0.06	0.05	0.05	0.05
	塔底抽出温度℃	315	320.3	320.5	319.9	320.2

主要操作条件

续表 5-1

	项目	设计值	标定值				
			3.29	3.30	3.31	平均值	
一级减压塔系统	塔顶温度℃	100	107.1	110.1	112.8	110.0	
	塔顶压力 (a) KPa	20	11.32	11.72	11.97	11.7	
	减一线抽出温度℃	202	197	196.9	194.9	196.3	
	减二线抽出温度℃	318	295.3	291.8	287.4	291.5	
	减一中返塔温度℃	55	53.5	57.3	48.25	53.0	
	减二中返塔温度℃	229	216.9	218.4	216	217.1	
	汽化段温度℃		339.7	338.9	334.7	337.8	
	汽化段压力 (a) KPa	23	11.93	12.55	12.91	12.5	
	塔底抽出温度℃	357	358.1	357.7	355.1	357.0	
二级减压塔系统	塔顶温度℃	80	80.19	85.51	92.83	86.2	
	塔顶压力 (a) KPa	2.6	0.97	1.17	1	1.05	
	减一线抽出温度℃	183	206	208.2	203.9	206.0	
	减二线抽出温度℃	283	274.1	274.3	269.8	272.7	
	减三线抽出温度℃	324	326.6	326.3	319.5	324.1	
	减四线抽出温度℃	364	365	356.5	353	358.2	
	减一中返塔温度℃	50	49.3	45.5	49.1	48.0	
	减二中返塔温度℃	208	187.3	186.8	185.7	186.6	
	减三中返塔温度℃	224	191.5	205.1	209.4	202.0	
	进料温度℃	384	388.3	388.3	386.8	387.8	
	汽化段温度℃		378.6	380.4	371.9	377.0	
	塔底抽出温度℃	378	383.8	384.4	382.5	383.6	
轻烃回收系统	脱丁烷塔	进料温度℃	143	134.1	136.1	135.2	135.1
		塔顶温度℃	79	56.85	59.58	60.91	59.1
		塔顶压力 MPa	1.20	0.94	0.95	0.98	0.96
		回流温度℃	40	23.3	32.3	32.6	29.4
		塔底抽出温度℃	186	158.8	164	162.5	161.8
	脱戊烷塔	进料温度℃	92	82.6	79.42	79.78	80.6
		塔顶温度℃	59	57.37	58.47	54.1	56.6
		塔顶压力 MPa	0.1	0.102	0.091	0.09	0.094
		回流温度℃	40	23.4	27.7	29.2	26.8
		塔底抽出温度℃	125	116.9	112.5	108.3	112.6