

# 轮南油田天然气处理联合装置生产工艺的优化

彭志刚<sup>1</sup> 冯茜<sup>2</sup> 蒋小兰<sup>3</sup> 肖珂<sup>1</sup>

(1.中国石化胜利油田钻井院 2.中国石化胜利油田采油院 3.中国石油塔里木油田分公司开发事业部)

彭志刚等.轮南油田天然气处理联合装置生产工艺的优化.天然气工业,2005;25(5):118~121

**摘要** 塔里木油田轮南作业区天然气站共有5套油、气处理装置:40×10<sup>4</sup> m<sup>3</sup>/a轻烃回收装置;400×10<sup>4</sup> t/a原油稳定装置;90×10<sup>4</sup> m<sup>3</sup>/a气举装置;液化气、轻烃储运站;8×10<sup>4</sup> m<sup>3</sup>/a轻烃综合利用厂。这5套装置在生产流程上既紧密相联,又互相制约、相互影响,其中任何一套装置的运行平稳与否直接关系到其他装置的运行。文章旨在分析研究这5套装置相互间的制约因素,并在现有工艺流程及生产条件的基础上制定合理的优化方案,充分挖掘装置生产潜能,提高生产效益。

**关键词** 轮南油田 天然气处理 装置 生产工艺 生产能力 效益 优化设计

塔里木轮南油田现有5套油气处理装置:①40×10<sup>4</sup> m<sup>3</sup>/d轻烃回收装置(简称40万装置)由加拿大大马龙尼公司引进并由大庆设计院进行配套设计,于1993年11月正式投产,主要产品为液化气、燃料气和轻质油;②400×10<sup>4</sup> t/a原油稳定装置(简称400万装置)于1997年8月投产试运成功,是一套集油气处理为一体的综合性装置,由脱盐、原油稳定、气体增压和轻烃分馏等操作单元组成,主要产品为液化气、轻质油和不凝气;③90×10<sup>4</sup> m<sup>3</sup>/d气举装置(简称90万装置)1996年7月投产,主要生产气举气供轮南气举采油;④储运站1993年11月正式投产,用于液化气、轻质原油的储存销售;⑤轻烃厂1999年投产,主要用于生产合格的2<sup>#</sup>稳定轻烃。

联合装置气体处理流程为:见图1。

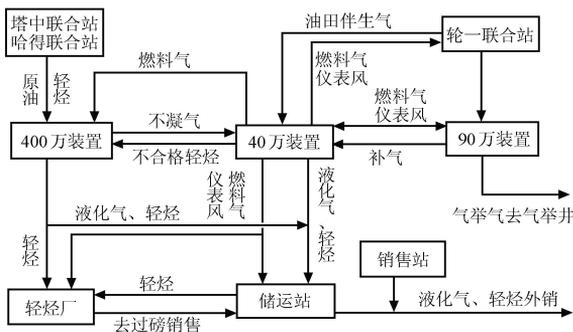


图1 联合装置气体处理流程示意图

## 一、装置运行中出现的问题及分析

400万装置自投产以来,其螺杆压缩机由于机械密封泄漏而长期停运,1999年2月,根据实际情况,在停产的原稳装置实施了低压生产流程,不启运压缩机生产液化气,每年获得了2900万元的可观经济效益。其富含液化气组分的不凝气输至40万装置进行处理,40万装置主要参数和气体组分及液化气产量都发生了很大的变化,见表1~3。

由表1~3可知,不凝气进入40万装置进行处理后,40万装置原料气变富,制冷温度升高,燃料气质量差,机组时常出现爆燃、敲缸现象,脱丁烷塔塔顶温度居高不下,液化气温度高,液化气回流罐时常超压,液化气质量及产量都很差。为了配合400万装置运行,40万装置入口压力降低运行,其处理能力下降,而生产气量却有所增加,因而增大了火炬放空

表1 40万装置处理前后主要参数表

主要参数	入口压力 (kPa)	制冷温度 (°C)	处理量 (10 <sup>4</sup> m <sup>3</sup> /d)	轮南产气量 (10 <sup>4</sup> m <sup>3</sup> /d)
不凝气进入前	220~240	-5~-15	30~33	30~33
不凝气进入后	150~180	15~-5	20~26	30~36

**作者简介:**彭志刚,1976年生;1998年毕业于西南石油学院天然气加工专业,2004年西南石油学院石油工程专业博士毕业,现在胜利油田博士后工作站从事油气井工程方面的研究。地址:(257017)山东省东营市商河路85号。电话:13361506753。E-mail:swpi\_fq@sina.com.cn

表2 40万装置处理前后气体组分表

气样组分		C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	iC <sub>4</sub>	nC <sub>4</sub>	iC <sub>5</sub>	nC <sub>5</sub>	C <sub>6</sub>
不凝气进入前	原料气	69.96	5.76	5.82	0.94	1.42	0.59	0.71	0.62
	燃料气	70.3	4.51	1.95	0.63	0.43	0.04	0.03	0.01
不凝气进入后	原料气	53.09	6.82	9.87	1.7	3.4	1.05	1.19	0.73
	燃料气	65.03	10.52	8.68	0.4	0.41	0.01	0.01	0.01

表3 40万装置处理前后液化气产量

液化气产量(t)		液化气中 C <sub>5</sub> <sup>+</sup> 百分含量(%)		
设计产量	实际产量	国标值	设计值	实际值
45~68	10~30	<3	1.48	1.9~16.46

量,造成夏季火炬冒黑烟,冬季火炬凝液多,不仅造成严重的环境污染,而且给生产操作带来了巨大的安全隐患。究其原因,主要是400万装置生产的不凝气组分重,需要的冷量多,造成40万装置制冷负

荷不足。因此,2002年3月对40万装置进行了中、深冷改造,并将90万装置的部分四级气引入到40万装置后续工艺进行处理,增大40万装置工艺处理量,减少伴生气放空量,提高液化气产量。

40万装置改造工艺于2002年4月23日置换投产发现:预冷温度过高,透平膨胀机运行效率低,制冷深度远远达不到预期效果,造成液化气收率低,燃料气质量差。表4、5为改造后制冷温度及燃料质量一览表。从中可知,40万装置改造远没有达到设计

表4 改造后的制冷温度表

进透平膨胀机前温度(°C)			经过透平膨胀机膨胀后温度(°C)		
设计值	实际运行		设计值	实际运行	
	处理混合气	处理伴生气		处理混合气	处理伴生气
-27	15 ~ -5.5	-4.2 ~ -14.4	-74.5	-5 ~ -27	-43 ~ -57.5

表5 改造后的燃料质量情况表

气样	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	iC <sub>4</sub>	nC <sub>4</sub>	iC <sub>5</sub>	nC <sub>5</sub>	C <sub>6</sub>
设计燃料气组分	76.13	5.13	0.74	0.03	0.03	0.0	0.0	0.0
实际燃料气组分	65.17	2.32	5.29	2.43	1.84	0.14	0.11	0.04

预期效果。为了查出问题所在,通过仔细分析了设计数据与现场运行数据的差异,并认真研究了改造流程,得出了如下结论:①400万装置夏季产生的不凝气过富,40万装置工艺处理气量增大,所需冷量增加,而原40万装置的两台丙烷机组老化,且在夏季受环境温度影响,其制冷负荷远达不到设计的 $50 \times 10^4$  cal,造成预冷量严重缺乏,而透平膨胀机属于中深冷设备,必须保证入口的温度足够低才能保证其运行效率;②由于在设计中没有考虑到液化气产量增加,但用于液化气换热器的燃料气温度比改造前升高了,且气量减少了,从而导致液化气因冷量不足而无法全部冷凝;③透平膨胀机设计日处理气为 $45 \times 10^4$  m<sup>3</sup>,而轮南日产气量不足 $35 \times 10^4$  m<sup>3</sup>,造成透平膨胀机入口压力憋不起来,膨胀比缩小,转速降低,制冷效果差;④透平膨胀机膨胀端实际运行所需气量比设计进气量大。

## 二、联合装置生产工艺的优化方案

由上述可知,问题焦点在40万装置的预冷量不足,液化气冷凝量缺乏及轮南油田产气量不够。为解决目前生产问题,在对400万、40万及90万3套装置生产工艺及运行状况进行仔细研究和分析后,决定以现有工艺、设备为基础,与环境温度相结合,对存在问题采取各个击破,多种方法联合运行的方针。

### 1.40万装置预冷量不足解决方案

#### (1)降低400万装置不凝气中重组分含量

在400万装置增加一台DPC—2803压缩机组,把低压生产流程产生的170 kPa不凝气升压到1700 kPa,以增压的方式将不凝气中的部分重组分变为液态分离出去,从而降低不凝气中重组分含量。但DPC—2803机组的安装调试需要一定的时间。因此,从现有生产条件出发设计了一套不凝气生产流

程,见图2。

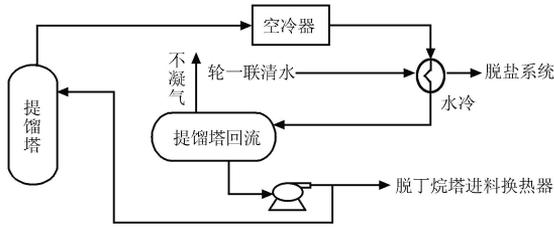


图2 400万装置不凝气生产流程示意图

由图2可看出影响不凝气组分的因素是空冷效果、水冷效果和提馏塔顶气相温度。制约空冷效果的因素包括空冷器换热面积、环境温度、风扇叶片角度及电机负荷;水冷效果主要受清水温度与清水流量的影响。根据影响因素的可调性,天然气站制定了如下措施:①将风扇叶片角度调到最佳位置,让电机满负荷运行;②将清水量由 $20\text{ m}^3/\text{h}$ 调到 $25\sim 28\text{ m}^3/\text{h}$ ;③将提馏塔塔顶气相温度由 $97\sim 99\text{ }^\circ\text{C}$ 降至 $90\sim 95\text{ }^\circ\text{C}$ 。

### (2) 挖掘40万装置制冷量

将40万装置工艺气进入丙烷蒸发器与缠绕式贫富换热器流程先后程序互换,甚至在环境温度高时,让丙烷蒸发器气相部分走旁通,机组燃料气取塔中管网气,并将40万装置生产的燃料气全部放空,以保证机组燃料气质量,目的是维持丙烷机组满负荷正常运转,最大可能地利用好丙烷机制冷能力。

夏季环境温度高,透平膨胀机运行效率低时,改用其旁通焦汤阀运行,而冬季则刚好相反,运行透平膨胀机,不仅节约成本,而且可以增加制冷深度。

### 2. 40万装置液化气冷凝量不足解决方案

(1) 40万装置温度较低的燃料气全部经过液化气换热器。

(2) 将40万装置脱丁烷塔塔底温度由 $120\sim 140\text{ }^\circ\text{C}$ 降至 $95\sim 115\text{ }^\circ\text{C}$ 运行,并将富含液化气组分的轻烃输入400万装置脱丁烷塔进行液化气再回收,即运行轻烃再回收工艺,在保证液化气质量的情况下,提高液化气产量。

(3) 增加一台液化气空冷器。轻烃再回收工艺的运行造成400万装置脱丁烷塔操作难度增大,其轻烃饱和蒸气压升高,达不到夏季轻烃外输要求。因此,在2002年6月1日轻烃厂重新开工。为了节约生产成本,增加装置联合生产效益,天然气站又提出了如下运行方案:①轻烃由40万及400万装置脱丁烷塔直接输至轻烃厂,跨过储运站储罐,降低了储运站的操作成本;②轻烃厂只在五、六、七、八、九这5个月运行,其余时间停运,只进行轻烃装运。

### 3. 轮南油田产气量不足解决方案

夏季运行JT阀,轮南气量不足不仅不影响40万装置的供气量,而且可以缓解其预冷量不足的矛盾。但是冬季运行透平膨胀机,必须要有足够的进气量才能保证其制冷效率。因此,采用塔中管网给90万装置入口补气,以维持透平膨胀机正常运行,保证其制冷效率。但塔中管网给90万装置入口补气是靠操作5m高管架上的手阀来进行控制,且无操作平台,运行起来在相当困难,冬季环境温度低,管线结霜,将危及着操作人员的生命安全。

通过对40万装置流程认真分析,巧妙地利用40万装置改造新增设干气再生系统中再生气回塔中管网流程反向运行,给90万装置入口补气,可实现主控制室操作,自动补气,如图3所示。

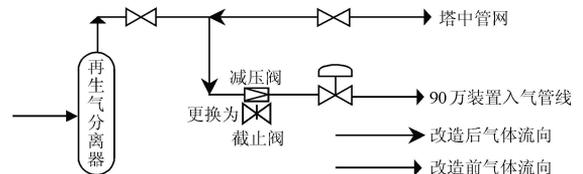


图3 塔中管网给90万装置补气改造流程示意图

由于塔中管网压力为 $1.3\text{ MPa}$ ,而流程中减压阀 $3.3\text{ MPa}$ 才能开启。因此,技术人员在确认压力调节前管线可承压 $40\text{ kg}$ 后,并测量了减压阀阀体长度,决定将减压阀更换为 $\text{PN}40/\text{DN}80$ 截止阀,透平膨胀机的进气量得到了保证,并稳定了90万装置入口压力,大大降低了放空量,消除了操作隐患。

## 三、改造效果对比

### 1. 制冷温度对比

经过降低400万装置不凝气中重组分含量及挖掘40万装置制冷量措施的实施,最大限度地降低了制冷温度,提高液化气产量。表6为实施改造方案前后对照表。

表6 改造前后制冷温度对比表

透平膨胀机前温度( $^\circ\text{C}$ )		透平膨胀机后温度( $^\circ\text{C}$ )	
实施前	实施后	实施前	实施后
$15\sim -5.5$	$10\sim -8.4$	$-5\sim -27$	$-17\sim -38$

### 2. 故障停机频率统计对比

通过增大经过40万装置液化气换热器燃料气量,减少注入塔中管网不合格燃料气量及降低40万装置脱丁烷塔塔底温度等措施的实施,确保了40万装置液化气的质量。同时提高了40万、90万装置机组运行的可靠性。表7为实施改造后液化气质量及机组因燃料气质量差造成故障停机频率的统计对比。

表7 液化气质量及燃料气故障停机频率统计对比表

改造措施实施前 <sup>①</sup>		改造措施实施后 <sup>②</sup>	
液化气不合格率	机组燃气质量故障占机组总故障百分率	液化气不合格率	机组燃气质量故障占机组总故障百分率
83.4%	24.5%	2%	0%

注:①统计的是40万装置工艺改造投产后20天内的数据;②统计的是6月至9月内的数据。

### 3. 90万装置入口放空阀开启时间及放空气量对比

将90万装置机组处理的部分气举气输至40万装置进行处理,减少了伴生气放空。表8为90万装置入口放空阀开启时间及放空气量对比表。

表8 90万装置入口放空阀开启时间及放空气量对比表

统计时间	放空阀开度(%)	放空时间(h/d)	放空气量( $10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ )
2001年6~11月	10~70	20~24	8~15
2002年6~11月	0~50	0~10	0~6

注:90万装置检修时间除外。

### 4. 液化气产量对比

通过以上几项液化气保质增产措施的实施,2002年轮南天然气站液化气产量得到期很大提高,表9为2001年与2002年液化气产量对比表。

表9 液化气产量对比表

液化气产量(t)	5月	6月	9月	10月	11月	12月
2001年	2483	2545	2536	2698	2774	2375
2002年	2792	2926	3368	2994	2900	3600
增产百分比(%)	12.44	14.97	32.8	10.97	4.54	51.58

注:检修改造停产月份不计算在内。

## 四、经济效益及社会效益

### 1. 经济效益

截止到2002年12月31日已完成液化气33428 t,比2001年液化气产量28414 t增产5014 t,创造了可观的经济效益。表10为效益核算表。

表10 经济效益核算结果表

创效指标	液化气	电	节约合同费用	设备维护费	年总收益
数量	5014 t	425810 kW·h			
单价	1600 元/t	0.43 元/kW·h	130 万元	13.5 万元	964.05 万元
创效	802.24 万元	18.31 万元			

### 2. 社会效益

(1) 利用40万装置闲置流程实现90万装置入口自动补压,不仅保证了40万装置透平膨胀机的运行效率,而且减少了气体放空量,降低了环境污染,消除了操作隐患。

(2) 轻烃厂仅在夏季开工,不仅保证轻烃外输质量,提高轻烃外销安全性,而且节约了人力,具有可观的社会效益。

(3) 轻烃跨储运站,降低了生产成本。

(来稿日期 2004-12-01 编辑 居维清)