

实验研究

一种导热油再生与热媒炉洗炉技术

黄春芳*

(中国石油天然气管道局职业教育培训中心)

黄春芳:一种导热油再生与热媒炉洗炉技术,油气储运,1999,18(6) 47~50。

摘 要 介绍了一种导热油再生与热媒炉洗炉专利技术。将导热油再生与热媒炉洗炉穿插进行。利用移动式装置在生产现场将废导热油蒸馏,除去变质产物,输入生产系统洗炉,洗炉后的油再次蒸馏并降低酸值,输入生产系统即可。工艺和设备简单,洗炉加导热油再生可在一周内完成。不需额外投资,只要用1~2台热媒炉洗炉与换油费即可购置设备,10~20天完成换油,收回成本,还可获利。由于不需另需洗炉剂,大大降低了成本。经350~370℃高温裂解对比试验、300℃较长时间高温老化对比试验、抗氧化性对比试验,并历时一年半在导热油最高许用温度300℃下模拟实际操作工况热运行实验,其结果证明再生导热油的质量可超过新油。

主题词 导热 石油 再生 加热炉 清洗

导热油是一种优良的传导热量的介质,具有传热均匀、使用简单、输送方便及在低压下能获得较高温度的优点,已成为现代生产中不可缺少的热传导介质。在安全生产、节约能源方面有其特有的优势。

作为一种有机化合物,导热油常年在高温下工作,易发生热裂解、氧化缩合、生焦等化学变化,引起导热油性能下降直至报废。变质后的导热油颜色变深、粘度增大、酸值增高,长期使用不仅降低传热效率,还会对设备产生腐蚀和破坏。由于导热油应用十分广泛,已遍及到各个工业部门,因此研究导热油的再生,对节约能源具有现实意义。

我国石油系统从1987年开始应用导热油作为原油输送间接加热介质,迄今为止已有81台热媒炉(约810 t导热油)在各输油泵站运行。管道系统使用的YD300导热油平均使用寿命在4年左右,现在多数已到了换油期。有些泵站已对热媒炉进行了换油,换一台炉的导热油支出费用在 $12 \times 10^4 \sim 17 \times 10^4$ 元。即导热油成本费为6500~8500元/t,洗炉费为 $6 \times 10^4 \sim 10 \times 10^4$ 元。若将管道系统使用的81台热媒炉全部换一次油,需支付费用 $992 \times 10^4 \sim 1377 \times 10^4$ 元。由于导热油的老化,管道系统每年约有20台热媒炉需换油,支付费用为 $240 \times 10^4 \sim 340$

$\times 10^4$ 元/a。所以,研究导热油再生与热媒炉洗炉技术,对降低输油成本意义重大。

一、技术简介

1、技术特点

在90年代初,中国石油天然气管道局职工教育培训中心对导热油再生与热媒炉洗炉技术进行了研究,并于1996年7月申报了国家发明专利(专利号:ZL96107027.7,国际专利主分类号C10M175/00)。该专利技术与过去国内外的导热油再生技术相比具有如下特点。

(1)操作简单 施工周期短 此前国内外的导热油再生技术要求将旧导热油运到再生厂,再生后再拉回使用地点,费时费力,给需连续生产的企业带来不便。而该专利技术采用可移动装置,将设备拉到生产现场操作,省去了导热油的往返运输时间,一周内可完成一台炉的导热油再生与洗炉工作。适应点多线长、生产需连续进行、停炉时间不可过长的单位。

(2)不需洗炉剂 成本较低 现有的热媒炉洗炉技术主要利用各种化学溶剂或轻质油品进行洗

* 065000,河北省廊坊市爱民西道,电话:(0316)2076644。

一共可节省 $486\times10^4\sim1\,174\times10^4$ 元。由于导热油的老化,每年管道系统还将有 20 套炉需换油,采用本技术可节省经费 $120\times10^4\sim290\times10^4$ 元/a。

三、质量检测与对比

衡量导热油的质量指标很多,但最主要的只有氧化安定性和热稳定性两种。再生油是从用废的新油中提出,只要氧化安定性和热稳定性合乎要求,其他指标和同一品牌的新油基本一样。作为有机化合物的导热油,其变质原因主要有 3 种:①高温裂化;②老化;③氧化。模拟以上 3 种工况进行试验可反映导热油的质量。

1、热裂化对比试验

将泵站 YD300 废导热油再生后与新的同一品牌导热油一起,分别装入钢制容器中,放入炉中加热到 350℃,100 h 后分别测定加热前后导热油的闪点、粘度、酸值、残炭,结果见表 1。

表 1 350℃、100 h 高温裂化对比试验

油样	状态	闪点 (℃)	40℃粘度 (mm ² /s)	残炭 W%	酸值 (mg (KOH)/g)
YD300 新油	热前*	145	7.332	0.012	0.039
	热后	142	6.988	0.015	0.041
再生油	热前*	145	6.843	0.003	≤0.001
	热后	145	6.835	0.003	≤0.001

* 热前是指最早加热前

表 1 中 YD300 新油热前与热后闪点的变化率为 2.07%,40℃粘度的变化率为 4.555%;再生油热前与热后闪点的变化率为 0,40℃时的粘度变化率为 0.117%。导热油闪点标准为 GB267、粘度标准为 GB265、残炭标准为 GB268、酸值标准为 GB264。导热油闪点的报废标准为变化 20%、粘度为变化 15%、残炭量达到 1.5%、酸值为达到 0.5mg(KOH)/g。

在 350℃下加热 100 h 后,新油与再生油的质量变化均未超出导热油的报废标准,将试验剩下的油继续放入炉中,加热到 370℃,2 周后再次测定,其主要技术指标见表 2。

表 2 中 YD300 新油热前与热后闪点的变化率为 6.90%,40℃粘度的变化率为 13.882%;再生油热前与热后闪点的变化率为 0,40℃粘度变化率为 0.248%。导热油各项标准及报废标准同表 1。从表

2 看出,YD300 新导热油的闪点变化达 10℃,粘度变化已达 13.882%,已接近报废限,而再生油的质量几乎无大变化。

表 2 370℃加热 2 周高温裂化对比试验

油样	状态	闪点 (℃)	40℃粘度 (mm ² /s)	残炭 W%	酸值 (mg (KOH)/g)
YD300 新油	热前	145	7.332	0.012	0.039
	热后	135	6.314	0.015	0.331
再生油	热前	145	6.843	0.003	≤0.001
	热后	145	6.826	0.004	≤0.001

2、高温老化对比试验

将 YD300 新导热油与再生油分别装入密闭钢制容器中,放入炉中在最高许用温度下加热 2 000 h,进行高温老化试验,检测结果如表 3 所示。

表 3 300℃静态加热 2 000 h 老化试验

油样	状态	闪点 (℃)	粘度 (mm ² /s)		残炭 W%	酸值 (mg (KOH)/g)
			20℃	50℃		
YD300 新油	热前	145	16.286	5.284	0.012	0.039
	热后	140	17.199	5.619	0.047	0.082
再生油	热前	145	14.841	5.010	0.003	≤0.001
	热后	144	14.922	5.050	0.005	≤0.001

表 3 中 YD300 新油热前与热后闪点的变化率为 3.45%,20℃、50℃粘度的变化率分别为 5.6%和 6.33%;再生油热前与热后闪点的变化率为 0.69%、20℃、50℃粘度的变化率分别为 0.54%和 0.798%。导热油各项标准同表 1,残炭的报废标准为 SH/T0170,其余同表 1。

从表 3 数据看出,再生油的高温老化性优于新油。

3、模拟生产热运行实验

继续将再生油进行一年半的高温老化实验,经检测,再生油各项主要质量指标均无大的变化。

4、抗氧化性对比试验

根据 SY2681 标准,将 YD300 新导热油与再生油在同一条件下进行氧化试验,氧化温度 160℃,通氧量为 200 mL/min,通氧时间为 6 h,测定结果如表 4 所示。

表 4 中导热油粘度标准为 GB265、酸值标准为 GB264、不溶物标准为 SY2681。从表 4 看出再生油的抗氧化性优于新油。

表 4 160℃、6 h 氧化性试验

油样	状态	40℃粘度 (mm ² /s)	酸值 (mg (KOH)/g)	不溶物 %
YD300 新油	热前	7.332	0.039	2.330
	热后	12.007	6.142	11.420
再生油	热前	6.843	0.001	0.001
	热后	6.946	0.707	0.493

以上试验显示,再生油的质量优于新油。这是因为 YD300 导热油是多种芳烃组成的复杂混合物,低分子的烃类热稳定性较高,通常要在高于 500℃ 以上才发生热裂解及缩合反应,但随着分子量的增大,环数增多,特别是芳烃侧链上带有较长的烷基侧链时,其热稳定性下降,侧链上的烷烃在 320℃ 左右时才开始发生热裂化。导热油变质主要是热稳定性和抗氧化性较差的烃类首先发生变化,而结构稳定的烃类变化却很小。导热油再生就是将变质的烃类除去,剩下的就是稳定性较好的烃类^[3,4]。因此,只要按照

(上接第 14 页)

点曲线在一定压力下呈抛物线。在 1~7 MPa 压力范围内,露点随着压力的增加而增大;在 7~16 MPa 压力范围内,露点随着压力的增加而减小,从而趋向其泡点。在压力为 16 MPa 时,露点曲线出现一个拐点,转而随着压力的增加露点也增大。最后,压力在超过 17 MPa 以上时,相应压力下的露点和泡点相差很小。这说明在这个范围内气-液两相流存在的温度范围很窄,大约为 2℃,即管内凝析气从液相转变为气相的速度相当快。

用凝析气相平衡图可以解释算例中出现的现象,表 5 中列出了压力分别在 12、17 和 18 MPa 时凝析气露点和泡点以及起终点压力温度变化范围。

表 5 不同压力下凝析气的露点和泡点

终点 压力 (MPa)	露点 (℃)	泡点 (℃)	起点和 终点压力 (MPa)	起点和 终点温度 (℃)
12	66.03	-30.71	12.47~12	30~27.01
17	23.9	22.52	17.23~17	30~27.6
18	29.46	27.61	18.22~18	30~27.61

由图 2 和表 5 可以看出,管道终点压力为 12 MPa 时,管道任何位置处的输送温度均处在该处压力下的泡点和露点之间,流体为气-液两相流;管道终点压力为 17 MPa 时,管道任何位置处的输送温度均高于该处压力下的露点,流体为气相;管道终点

正确的方法操作,再生油的质量可以优于新油。

导热油再生与热媒炉洗炉专利技术适用于芳烃型导热油的再生。其实实验室试验已全部完成,完全具备应用到现场的条件。采用该专利技术既可降低热媒炉的运行费用,又可使再生导热油的质量优于新油,并能延长导热油的换油周期。

参 考 文 献

1. 黄春芳:导热油再生与热媒炉洗炉,中国发明专利公报第 13 卷第 2 号。
2. 黄春芳:一种矿油型导热油的生产调配方法,油气储运,1998,17(4) 48~50。
3. 华东石油学院炼油工程教研室编:石油炼制工程,石油工业出版社(北京),1981 年 8 月第一版。
4. 黄春芳:热媒炉洗炉与导热油再生可行性研究,油气储运,1996,15(8) 14~18。

(收稿日期:1998-11-06)

编辑:仇 斌

压力为 18 MPa 时,管道起点温度高于起点压力下的露点,由此可知起点处全为气相,在 2 900 m 处的输送温度等于该处压力下的露点,凝析气继续输送时温度和压力都将降低,由于凝析气在此压力和温度范围内从液相转变气相的速度很快,因而仅通过 500 m 就达到了该处压力下的泡点,凝析气全部转化为液相,并充满此处后的整个管道。

采用凝析气相平衡图可以分析管道系统各种工况下形成段塞流的可能性,再利用 HYSYS 和 PIPESYS 软件就可以判断凝析气管道是否形成了段塞流,以及段塞流的长度和整条管道的持液量。

凝析气集气管道段塞流的形成,不仅与输送介质的压力、温度以及管道高程的变化有密切关系,而且更重要的是凝析气本身的组分。总的说来,随着输送压力的增大,凝析气的泡点逐渐升高,与较小的输送压力相比,也就更容易形成段塞流,但气-液两相共存的温度范围很窄,因此在工艺允许的情况下,可以通过提高起点温度来避免段塞流的形成。在输送压力较低的情况下,凝析气常处于气-液两相流状态,也可能形成段塞流。利用 HYSYS 软件可以判断凝析气管道在各种工况下是否形成段塞流,以指导工程技术人员采取相应的措施避免段塞流的形成。

(收稿日期:1998-12-01)

编辑:张彦敏