

探索气井生产过程中水套炉的节能化改造

朱冬昌 赵俊 夏凯 熊安璐

(中国石油西南油气田公司川西北气矿)

摘 要 水套炉是天然气开采、加工和运输过程中避免水合物形成的一种常见设备。现场水套炉应用过程中,往往会片面的认为水套炉温度越高越利于防治水合物生成。通过对某气井流体流程和水套炉自用系统进行分析后发现,过高的水套炉的温度会导致分离器分离效果变差,从而导致水套炉自用气含水量增多,由于自由水增多,在相同压力下,更容易形成水合物,造成管线堵塞。通过在水套炉出口处增加一个针型阀或者调压切断阀,可最大限度地利用水套炉对气流的加热温度,达到控制水合物生成和降低水套炉能耗的目的。

关键词 水套炉; 自用气; 高能耗; 水合物

中图分类号: X172 文献标识码: A 文章编号: 1005-3158(2013)05-0023-03

0 引 言

天然气水合物是在天然气开采、加工和运输过程中,在一定温度和压力下天然气中的某些烃类($C_1 \sim C_5$)组分与液态水形成的冰雪状复合物。天然气水合物生成一般需要满足三个条件(水合物生成三要素)^[1]: ①有自由水存在,天然气的温度必须等于或低于天然气中水的露点; ②低温,体系温度必须达到水合物的生成温度; ③高压(压力降)。在天然气管道输送过程中,水合物的形成会降低管道的输送效率,严重时甚至会堵塞管道,导致管道上游压力升高,引起不安全事故发生^[2]。为防治水合物,川西北气矿某些井场引入水套炉辅助加热天然气,提高体系温度后,再进行节流降压。现场实践表明,正确应用水套炉,可以有效避免水合物生成;而运用不当,则会促进水合物生成,并导致水套炉高能耗。

1 水套炉防治水合物生成的机理分析

天然气体系中的自由水可以通过调节体系的温度控制,体系温度足够高时,自由水会全部气化。同时,若体系温度高于水合物生成温度,也可以避免水合物生成^[3]。因此井场使用水套炉辅助加热提高天然气体系温度来防治水合物。以配有水套炉的 L 井为例,流体流经井口节流针型阀,通过水套炉加热节流降压,并由气液分离器分离出自由水,最后大部分天然气流被输往脱水站进行深度脱水处理,小部分天然气被用于水套炉自用气。L 井管线流程如图 1 所示。

分离器来气经水套炉加热后,进行 2 级降压(4.5 MPa 降至 0.75 MPa, 0.75 MPa 降至 0.25 MPa),并

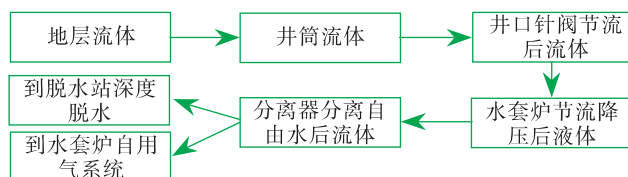


图 1 L 井管线流程

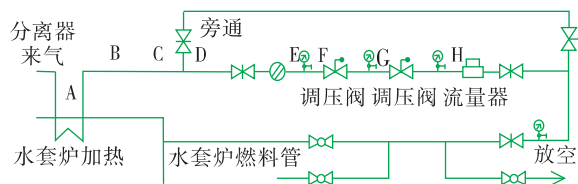


图 2 L 井水套炉自用气系统

经流量计计量后,供水套炉燃烧使用。水套炉自用气系统如图 2 所示。

不论任何气藏,地层天然气必然与水共存^[1]。地层流体中可能没有自由水,当达到露点温度时,会有自由水析出,当温度进一步降低时,会有更多的自由水析出^[4]。气井重力分离器只能分离大于一定直径的自由水,无法分离气态水。分离器的温度受水套炉温度直接影响,水套炉温度越高则分离器温度越高;反之则越低。分离器的分离效果受其温度直接影响,温度高则自由水不能充分析出,甚至自由水气化,因而分离效果差;温度低则气态水析出变成自由水,有利于气、水分离。水套炉自用气是经过分离器分离自由水后的天然气,水套炉自用气中水分含量(自由水含量和气态水含量总和)与分离器分离效果息息相关,分离器分离效果好,则自用气中水分含量低;反之则高。显然,水套炉温度低,那么分离器温度低,分离器分离效果好,则水套炉自用气水分含量低;水套炉

温度高,那么分离器温度高,分离器分离效果差,则水套炉自用气水分含量高。

图2中L井水套炉自用气系统管线上各点冬季时的统计温度如表1所示。

表1 冬季L井水套炉自用气系统管线各点温度

位置	与A距离/cm	温度/℃
A	0	31
B	40	28.5
C	120	24
D	160	21
E	260	17.5
F	320	13.5
G	400	6

由表1可见,经水套炉加热的自用气,刚出水套炉时的A点温度为31℃,当到达调压阀前的F点时温度降到13.5℃,温度降幅为17.5℃。这说明由于冬季大气温度低,自用气系统管线上温度下降迅速。F点温度为13.5℃,如果分离器温度大于13.5℃,那么经分离器分离的天然气体系的露点也大于13.5℃,所以此时水套炉自用气管线中会有较多自由水析出,且分离器温度越高,析出自由水越多。在这时进行自用气调压(从4.5 MPa降至0.75 MPa),将很可能形成水合物堵塞管线。

综上所述,水套炉温度升高时,导致分离器温度升高,分离效果变差,水套炉自用气含水量增多。同时,由于冬季气温低,自用气管线上温度下降迅速,F点温度并未有效提高,而且由于自由水增多,在相同压力下,更容易形成水合物。同时,水套炉温度增高也增加了能耗。

2 控制水套炉自用气量的节能对策

一般情况下,水套炉温度高,说明水套炉自用气供给量大,能耗高;水套炉温度低,说明水套炉自用气供给量小,能耗低。因此应通过控制水套炉自用气量和温度,加强水套炉应用管理,以降低能耗。

2.1 自用气量调配原则

合理调配水套炉自用气是降低水套炉能耗的关键。在实践中,调配水套炉自用气供给量应综合考虑两个原则:一是水套炉提供的能量应能防治节流降压时生成水合物^[2];二是水套炉提供给气流的能量不能过多,分离器温度应保持在10℃左右。水合物生成温度可以计算得到,水套炉的供给能量主要反映在水套炉的温度上。分离器温度保持在10℃左右,目的

是提高分离效率,这既能避免水套炉自用气系统节流降压时生成水合物,也能减少外输埋地管线中积液。

2.2 水合物生成温度判断

利用图解法对水合物的生成条件进行预测^[2],见图3和图4^[5]。

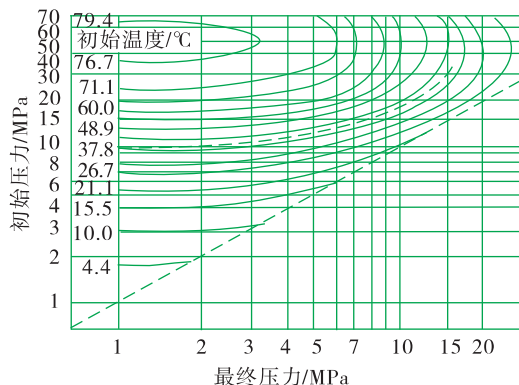


图3 相对密度0.6的天然气不生成水合物允许的节流压降

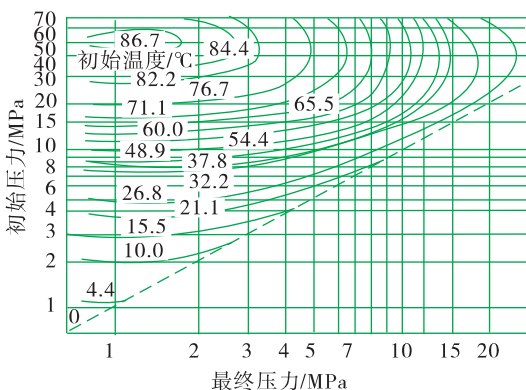


图4 相对密度0.7的天然气不生成水合物允许的节流压降

图3和图4中,纵坐标是节流降压时的初始压力,横坐标是节流降压时的最终压力,图中曲线为初始温度。如某井天然气相对密度为0.7,节流前压力20 MPa,节流后压力为12.5 MPa,从图4可查出节流后不产生水合物的温度是37.8℃。

2.3 实例应用

已知L井属须三层位,其天然气相对密度可取0.567,水套炉自用气调压系统压力由4.5 MPa降到0.75 MPa(一级调压)。

对于相对密度0.6的天然气,压力由4.5 MPa降到0.75 MPa,不形成水合物的初始温度为18.3℃(如图3所示);对于相对密度0.7的天然气,压力由4.5 MPa降到0.75 MPa,不形成水合物的初始温度为23.95℃,如图4所示。利用线性内插法计算:

$$t = \frac{23.95 - 18.3}{0.7 - 0.6} (0.567 - 0.7) + 23.95 = 16.4^{\circ}\text{C}$$

即求得相对密度为 0.567 的天然气,压力由 4.5 MPa 降到 0.75 MPa,不形成水合物的初始温度为 16.4℃。因此,经水套炉加热后的天然气温度应大于 16.4℃(可根据实际情况加安全系数^[6])。

由表 1 可知 F 点的温度为 13.5℃,低于 16.4℃,因此调压截断阀处将生成水合物,发生冰堵。根据上面的分析,对于图 2 类型水套炉,由于热量扩散浪费严重,单纯提高水套炉的温度并不能有效提高自用气系统 F 点温度。在这种情况下提高水套炉温度,不仅难以防治水合物生成,而且增大了水套炉能耗;同时考虑到水套炉温度越高,分离器温度会升高,分离效果变差,导致水套炉自用气系统析出自由水增加,这种情况可能恶化自用气系统管线堵塞状况。

考虑到电热带保温等方法会导致额外能量消耗,推荐现场在水套炉出口处 A 点增加一个针型阀或者调压切断阀,最大限度地利用水套炉对气流的加热温度,一次性将压力降到 0.75~0.50 MPa。因为水套炉出口处,气流温度高达到近 31℃,节流降压不会堵塞,从而可以调低水套炉的温度,控制分离器温度在适当范围内,提高分离器分离效率,继而降低气流水分含量。L 井水套炉改造前后水套炉和分离器的工作参数见表 2。

表 2 L 井改造前后水套炉和分离器工作参数

	水套炉需 要温度/℃	水套炉实 际温度/℃	分离器 温度/℃	自用气量/ (m ³ /h)	气井产量/ (m ³ /d)
改造前	37.8	62	25	13.46	4.50×10 ⁴
改造后	41.5	52	19	6.41	7.58×10 ⁴

改造前 L 井产量为 4.50×10⁴ m³/d,自用气量达到 13.46 m³/h,而改造后产量为 7.58×10⁴ m³/d,自用气量是 6.41 m³/h,可节约自用气量 7.05 m³/h。则一年中,四个月(120 d)气温较低时,每年节约气量为 20 304 m³/井。

3 结束语

利用水套炉防治水合物时并非温度越高越好。过高的水套炉温度不仅可能导致水套炉自用气调压系统水合物堵塞状况恶化,而且还浪费了能源。通过在水套炉出口处增加一个针型阀或调压切断阀对井站水套炉进行改造,并加强管理,可有效利用水套炉对气流的加热温度,不仅满足了防治水合物的要求,而且有效降低了水套炉能耗,控制了气井生产成本。

参考文献

- [1] 李士伦等.天然气工程[M].北京:石油工业出版社,2000.
- [2] 邓柯.川西气田水合物防治工艺技术研究[D].成都:西南石油大学,2007.
- [3] 喻西崇,赵金洲,郭建春.天然气水合物生成条件预测模型的比较[J].油气储运,2002,21(1):20-24.
- [4] 于洪敏,左景栾,张琪.气井水合物生成条件预测[J].天然气地球科学,2010,21(3):523-527.
- [5] 曾自强,张育芳.天然气集输工程[M].北京:石油工业出版社,2001.
- [6] 刘志安.天然气水合物生成机理和热力学模型研究[D].中国石油大学,2007.

(收稿日期 2013-08-30)

(编辑 张爽)

(上接第 22 页)

及半贫液方案,对脱硫工艺过程本身的能量进行合理而高效的回收利用,降低了生产成本的同时,实现了节约能源和保护环境的最终目标。

参考文献

- [1] 刘家洪,杨晓秋,陈明,等.高含硫天然气净化厂节能措施探讨[J].天然气与石油,2007,25(5):40-45.
- [2] 王开岳.天然气净化工艺——脱硫脱碳、脱水、硫磺回收及尾气处理[M].北京:石油工业出版社,2005.
- [3] 李菁菁.硫磺回收装置的能耗分析及节能[J].炼油技术与工程,2007,37(2):52-57.
- [4] 陆恩锡,吴震.蒸馏过程热泵节能——热泵基本原理[J].化学工程,2008,36(8):75-78.

- [5] Berntsson T. Heat Sources-Technology, Economy and Environment[J]. Int J Refriger, 2002, 25(4):428-438.
- [6] 许维秀,朱圣东,李其京.化工节能中的热泵精馏工艺流程分析[J].节能,2004(10):19-22.
- [7] 冯宵.化工节能原理与技术(第3版)[M].北京:化学工业出版社,2009.
- [8] 骆赞椿,徐汛.化工节能热力学原理[M].北京:烃加工出版社,1990.
- [9] 李明,温冬云.新型板式换热器在三甘醇脱水装置中的应用[J].石油与天然气化工,2004,33(6):419-423.

(收稿日期 2013-08-30)

(编辑 张爽)