

影响低温法控制天然气露点的因素分析

郑欣 王遇冬 王登海 薛政

(西安长庆科技工程有限公司)

郑欣等.影响低温法控制天然气露点的因素分析.天然气工业,2006,26(8):123-125.

摘要 实践证明,由低温法低温分离器分出的干气进入输气管道后的实际露点通常高于其分离温度。对于气实际露点高于其分离温度的影响因素进行分析,是合理确定低温法控制天然气露点方案中亟需解决的问题。文章着重从天然气取样和分析、低温分离器对雾状液滴的分离效率、一些凝析气或湿气脱除重烃后仍具有反凝析现象等方面进行了分析,并提出相应的建议或措施。其中有些措施已在长庆油田榆林天然气处理厂获得应用。

主题词 低温分离 天然气 露点 控制

低温法或冷凝分离法是将天然气冷却至烃露点温度以下某一低温,得到部分富含较重烃类的凝液,并在此低温下使其与气体分离。按提供冷量的制冷系统不同,低温法可分为膨胀制冷、制冷剂制冷和联合制冷3种。当采用此法主要目的是控制天然气露点并适当回收部分凝液时,通常将其冷至较低温度。此时,大多加入水合物抑制剂防止低温系统出现水合物冻堵现象。天然气在冷却中析出的冷凝水和水合物抑制剂溶液随烃类凝液一起在低温下与气体进行三相分离,因而同时控制了天然气水、烃露点。

一、利用低温法控制天然气露点概况

20世纪中期以来,国内外有不少天然气在井口、集气或处理厂(站)中利用低温法控制天然气露点。

1. 膨胀制冷法

膨胀制冷法多用于原料气有多余压力可供利用的场合。对于高压凝析气,当有多余压力可供利用时大多利用焦耳—汤姆逊效应(即节流效应)使其膨胀制冷获得低温,从而使气体中部分水蒸气和较重烃类冷凝析出。由于膨胀后的气体温度较低,多加入甲醇、乙二醇等抑制水合物的形成。从低温分离器分出的冷干气经换热回收冷量后即可作为商品气(即干气)外输,或去中央处理厂进一步处理。这种利用焦耳—汤姆逊效应的膨胀制冷法国外又称为低温分离(LTS或LTX)法。其典型工艺流程见图1^[1]。

目前,我国一些含有少量重烃的高压湿天然气当其进入集气站或处理厂(站)的压力高于出厂(站)的压力时,也采用低温分离法脱油(即脱除凝液)脱

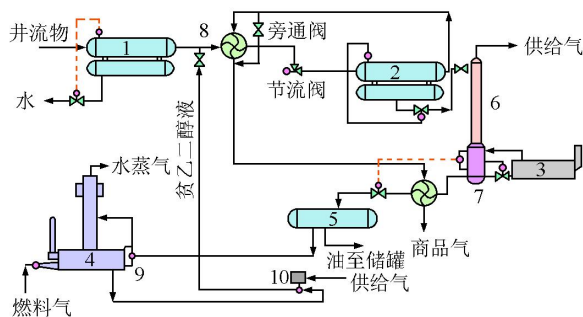


图1 低温分离法工艺流程图

1.游离水分离器;2.低温分离器;3.重沸器;4.乙二醇再生器;5.醇油分离器;6.稳定塔;7.油冷却器;8.换热器;9.调节器;10.乙二醇泵

水。如长庆榆林气田的无硫低碳天然气中由于含有少量 C_5^+ 重烃,属于高压湿天然气。为了使进入输气管道的气体水、烃露点符合要求,目前在榆一9集气站等采用低温分离法脱油脱水^[2]。

2. 制冷剂制冷法

20世纪七八十年代,我国有些油田将低压伴生气增压后采用低温法从中回收凝液,再将低温下分出的干气回收冷量后在一定压力下进入输气管道。由于原料气无压差可供利用,故而采用制冷剂制冷。此时,大多采用加入乙二醇或二甘醇抑制水合物的形成,同时控制了天然气水、烃露点,其典型工艺流程主要为凝液回收和分离两部分。例如,1984年华北油田建成的南孟天然气露点控制站的主要目的是控制露点,故将低压伴生气压缩至2.0 MPa后,再经预冷与氨制冷冷至0℃去低温分离器。分出的气体

作者简介:郑欣,女,1968年生,高级工程师;从事天然气地面工程和燃气输配工程的设计与研究工作。地址:(710021)陕西省西安市未央区长庆科技工程有限公司。电话:(029)86593946。E-mail:ctec-zxin@99188.com,cteczxin@126.com

露点符合管输要求,通过油田内部输气管道送至永清天然气集中处理站,与其它厂(站)来的天然气汇合进一步回收凝液后,再将分出的干气经外输管道送至北京作为民用燃气。

二、影响因素分析

图 1 的低温分离器在一定压力和低温下进行气液分离,使烃类凝液和抑制剂水溶液从三相低温分离器中分离出来。以往,人们认为其分离温度等于分离出的冷干气在该压力下的水、烃露点。但实际上干气露点通常均高于此分离温度,原因如下。

1. 取样、样品处理、组分分析和工艺计算误差及组成变化和运行波动等造成的偏差

天然气取样、样品处理、组分分析和工艺计算误差,以及组成变化和运行波动等因素均会造成偏差,尤其是天然气中含有少量碳原子数较多的重烃时,这些因素造成的偏差就更大。

现以组分分析误差为例。某气田天然气组成见表 1。由表 1 可知,由于受取样、样品处理和组分分析方法的限制,组成 1 中只分析到 C₆,且仅为小数点后两位数(而组成 2 中还分析出更重的一些组分,并且是小数点后 4 位数),故而对描述该天然气的相态

表 1 某气田天然气组成

摩尔分数

组分或代号	N ₂	CO ₂	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄	C ₅	C ₆
组成 1 ¹⁾	0.45	0.65	97.57	0.62	0.41	0.20	0.01	0.05
组成 2 ²⁾	0.5975	0.7208	97.8234	0.5499	0.0488	0.0074	0.0119	0.0053
组分或代号	苯	C ₇	甲苯	XF ₁ ³⁾	XF ₂	XF ₃	XF ₄	XF ₅
组成 1 ¹⁾	—	—	—	—	—	—	—	—
组成 2 ²⁾	0.0500	0.0079	0.0070	0.0082	0.0078	0.0040	0.0016	0.0005
组分或代号	XF ₆	XF ₇	XF ₈	XF ₉	XF ₁₀	XF ₁₁	H ₂ O	H ₂ S
组成 1 ¹⁾	—	—	—	—	—	—	0.04	0.33 ⁴⁾
组成 2 ²⁾	0.0002	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1391	—

注:1)编制开发方案时提供的天然气组成;2)试采时测试取样由壳牌公司分析的天然气组成;3)XF 代表不同平均沸点的窄馏分;4)单位为 mg/m³。

特性尤其是烃露点线带来明显误差,因而也就无法合理确定该天然气的露点控制方案。

此外,该天然气中含有 C₇ 以上的重组分约 0.0224%,其中 XF₃ 以上的重组分仅 0.0064%,而且该天然气中 XF₈~XF₁₁ 等重组分含量仅在小数点后 6 位。其值对烃露点计算却极为重要。如不考虑 XF₁~XF₇ 等重组分,计算的天然气最高烃露点将偏低约 20℃^[3]。类似情况在长庆榆林气田天然气组成分析中也曾出现过。

2. 低温分离器内对气流中微米级和亚微米级雾状液滴的分离效率不能达到 100%

由于低温分离器内对气流中微米级和亚微米级雾状水和烃液滴的分离效率不能达到 100%,这些雾状液滴将随干气一起离开分离器,经换热升温后或成为气相或仍为液相进入输气管道或下游生产过程中。气流中这些烃液滴多是原料天然气中的一些重组分,即使量很少,但却使气流的烃露点明显升高,并将在输气管道某管段中析出凝液。低温分离器分出的冷干气实际烃露点与其分离温度的具体差别视原料气组成和所采用的低温分离器分离条件和效率而异。

同样,气流中所携带的雾状水滴也会使其水露点升高。但是,如果采用分子筛脱水,由于脱水后的气体水露点很低(一般低于-60℃),在低温系统中

不会有冷凝水析出,因而也就不会出现这种现象。

此外,当加入水合物抑制剂如甲醇时,气流中除含气相甲醇外,还会携带含有抑制剂的水溶液雾滴。气相甲醇和水溶液雾滴中的抑制剂对水露点(或水含量)的测定值也有较大影响。而且,由于测定方法不同,对测定值的影响也不相同。如当采用测定水露点的绝对法(即冷却镜面湿度计法)测定水露点时,如果测试样品中含有甲醇,由此法测得的是甲醇和水混合物的露点^[4]。

一般来说,由低温分离器分出的冷干气实际水露点与其分离温度的差值约为 3~5℃甚至更高^[3],具体差别则视所采用的抑制剂性质、条件及低温分离器分离效率等而异。

根据 GB50521《输气管道工程设计规范》规定,进入输气管道的气体水露点应比输送条件下最低环境温度低 5℃,烃露点应低于最低环境温度,这样方可防止在输气管道中形成水合物和析出液烃。因此,在考虑上述因素后的低温分离器实际分离温度通常应低于气体所要求的露点温度。

正是由于上述原因使得低温分离器的实际分离温度低于气体所要求的露点温度。为了降低获得更低温度所需的能耗,无论是采用膨胀制冷还是制冷剂冷法的低温法露点控制工艺,都应采用分离效率

较高的气液分离设备,从而缩小实际分离温度与气体所要求露点温度的差别。例如,低温分离器采用旋流式气液分离器,在低温分离器后增加聚结过滤器等以进一步除去气体中雾状液滴等。

必须指出的是,采用多低的分离温度、多高分离效率的气液分离和捕雾设备等,则应在进行技术经济综合论证后确定。

3. 一些凝析气或湿天然气脱除部分重烃后仍具有反凝析现象,其烃露点在某一范围内随压力降低反而增加

天然气的水露点随压力降低而降低,其它组分对其影响不大。但是,天然气的烃露点与压力关系比较复杂,先是在反凝析区内的高压下随压力降低而升高,达到最高值(临界凝析温度)后又随压力降低而降低。

现仍以某气田为例。由表1组成2可知,该天然气为含有少量重烃的湿天然气,经集气、处理后,干气通过管道送往输气管道首站交接。经过计算及方案优化,进入天然气中央处理厂的压力为12.1 MPa,干气出厂压力为9.4 MPa。所要求的商品气露点为:烃露点 -5°C (在输气管道1.6~10 MPa的输送压力范围内),水露点 -10°C (12 MPa下)。因此,需要对进入处理厂的天然气脱油脱水以控制其露点。在确定露点控制方案时,曾计算将进厂的天然气先采用膨胀制冷(压力由12.1 MPa节流至9.4 MPa),再采用冷剂制冷将其再冷至 -30°C 后进行气液分离。如仅从分离温度来讲,此低温足可满足商品气的露点要求。但由于此时所分离出的干气仍具有反凝析现象,随着压力降低其烃露点反而升高,最高约达 28°C 。而且,这种反凝析现象正好出现在输气管道的压力范围内,势必会在某一管段中析出凝液,因而对输气管道带来不利影响。

由此可知,只降低分离温度而不改变分离压力还不能满足商品气的烃露点要求,为此又考虑了其它方案。据计算,如将进厂气压力由12.1 MPa节流膨胀至6.36 MPa,温度相应降至 -30°C 以下进行低温分离,分离后的干气虽仍具有反凝析现象,但其最高烃露点仅为 -5°C ,完全可以满足管道压力范围内对商品气的烃露点要求。此方案不足之处是需将干气增压至9.4 MPa方可满足外输压力要求,未能充分利用进厂天然气的压力能^[5-6]。

如前所述,对一些高压湿天然气当其需进行露点控制却又无压差可利用时,也可采用冷剂制冷法^[7]。如长庆油田榆林天然气处理厂对进厂的湿天然气采用此法脱油脱水,使其露点符合管输要求后,经陕京输气管道送至北京等地。该厂脱油脱水装置

采用的工艺流程见图2。原料气压力为4.5~5.2 MPa,温度为 $3\sim 20^{\circ}\text{C}$,流量为 $600\times 10^4\text{ m}^3/\text{d}$,进入2

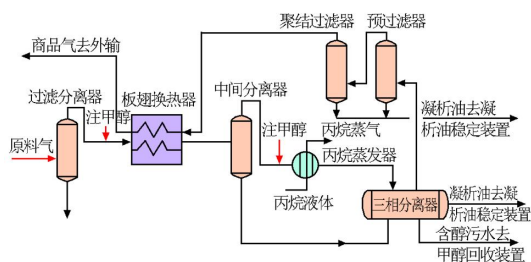


图2 榆林天然气处理厂工艺流程图

套并联的脱油脱水装置。根据管输要求,干气出厂压力应大于等于4.0 MPa,干气在出厂压力下的水露点应小于等于 -13°C 。为此,原料气首先进入过滤分离器除去固体颗粒和游离液,然后经板翅式换热器预冷至 $-10\sim -15^{\circ}\text{C}$ 后去中间分离器分出凝液。来自中间分离器的气体再经丙烷蒸发器再冷至 -20°C 左右进入旋流式低温分离器,分出的气体经预过滤器和聚结过滤器进一步除去雾状液滴后,去板翅式换热器回收冷量升温至 $0\sim 15^{\circ}\text{C}$,压力为4.2~5.0 MPa,然后经集配气总站进入陕京管道。

当然,该处理厂从低温分离器分出的干气也具有反凝析现象。但由其相图中的最高烃露点(-16°C)可知,该气体不会在输气管道的压力范围内析出凝液。

综上所述,当采用低温法控制天然气露点时,首先要有准确的天然气组成,并应考虑由低温分离器分出的气体在外输的压力范围内有无反凝析现象,然后经过技术经济综合论证,再确定合理的工艺流程、参数以及气液分离和捕雾设备等。

参考文献

- [1] 王遇冬,等.天然气处理与加工工艺[M].北京:石油工业出版社,1999.
- [2] 刘子兵,等.低温分离工艺在榆林气田天然气集输中的应用[J].天然气工业,2003,23(4):103-106.
- [3] 龙怀祖,等.天然气管道露点控制问题探讨[J].石油规划设计,2004,15(5):1-4.
- [4] 王开岳,等.天然气净化工艺[M].北京:石油工业出版社,2005.
- [5] 郭艳林,等.气田外输天然气烃露点保证问题研讨[J].天然气工业,2004,24(11):151-155.
- [6] 中国石油天然气股份有限公司.天然气工业管理实用手册[M].北京:石油工业出版社,2005.
- [7] 李时宣,等.长庆气田天然气净化技术介绍[J].天然气工业,2005,25(4):150-153.

(修改回稿日期 2006-06-30 编辑 赵 勤)