

长庆气田天然气净化工艺技术介绍

李时宣 王登海 王遇冬 刘祎 刘子兵

(长庆科技工程有限责任公司)

李时宣等.长庆气田天然气净化工艺技术介绍.天然气工业,2005;25(4):150~153

摘要 从1989年发现陕参1井至今,长庆气田经历了15年的勘探开发与地面工程建设。截至目前,已累计销售天然气 $120 \times 10^8 \text{ m}^3$,主要输往北京、天津、西安、石家庄、银川及“西气东输”下游的上海、苏州、郑州等城市作为民用燃气,部分用于发电和化工原料(例如合成甲醇)等。文章根据长庆气田靖边、榆林、苏里格等气区中天然气生产规模、温度、压力、气体组成等特点,分别介绍了这些气区的天然气净化情况,其中着重介绍了靖边气区天然气净化中的脱硫脱碳、酸气处理和配套工艺技术。

关键词 长庆气田 天然气 净化 气体脱硫 脱二氧化碳 脱水 酸性气体 处理 配套 工艺

长庆气田主要包括靖边、榆林、乌审旗及苏格里等气区,其中靖边气区建成最早、目前规模最大(已建成规模 $60 \times 10^8 \text{ m}^3/\text{a}$),主要为下古生界气藏的天然气。榆林气区是目前已建最大的上古生界气藏气田(已建成规模 $10 \times 10^8 \text{ m}^3/\text{a}$),苏里格气田正在开发建设之中。长庆气田各气区由于气田地质特征、天然气性质和地面自然条件不同等因素,地面建设采用的净化工艺和建设模式也不同。

一、气田地质特性及天然气参数

1. 靖边气区

靖边气区属下古生界气藏奥陶系马家沟组,系低渗透、低丰度、中低产、大面积复合联片的整装气田。天然气中 CH_4 含量在 93% 以上, C_2^+ 含量仅 1% 左右,其余为 CO_2 、 H_2S 等非烃类。 CO_2 含量一般为 5.0% ~ 6.6% (体积分数,下同), H_2S 一般在 200 ~ 1400 mg/m^3 ,需要脱硫脱碳和脱水方可满足商品气的要求。与川渝气田相比,靖边气区天然气中酸性组分特点(表1)是:① CO_2 含量一般大于 5%,而川渝气田一般小于 3%;② H_2S 含量一般小于 0.1%,而川渝气田一般大于 1%,个别气田甚至大于 5%;③ $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{S}$ (摩尔比,下同)比值一般在 80 ~ 160,而川渝气田一般小于 10;④有机硫化物含量甚少。

2. 榆林、乌审旗气区

榆林气区属上古生界二叠系山西组山2段气

表1 靖边气区典型原料天然气组成表

组分	含量 (%)	相对密度	虚拟临界压力 (MPa)	虚拟临界温度 (K)
CH_4	93.89	0.5846	4.76	192.9
C_2H_6	0.621			
C_3H_8	0.079			
iC_4H_{10}	0.009			
nC_4H_{10}	0.009			
iC_5H_{12}	0.001			
nC_5H_{12}	0.002			
H_2	0.00082			
He	0.0223			
CO_2	5.136			
H_2S	0.048			
N_2	0.159			

藏,天然气的 H_2S 和 CO_2 含量低于国家标准《天然气》中 II 类气质指标 (GB17820—1999),因而不需脱硫脱碳(表2)。气体中除含一定量(2% ~ 8%)的 $\text{C}_2 \sim \text{C}_6$ 外,还含有少量 C_7^+ 重组分,平均 $1 \times 10^4 \text{ m}^3$ 天然气每天可产 0.02 m^3 左右的凝析油,属低碳、不含硫、低含凝析油的天然气,故尚需脱水、脱油。

乌审旗气区产层为上古生界二叠系下石盒子组盒8段,也属于低碳、不含硫和低含凝析油的天然气,天然气的 H_2S 和 CO_2 含量低于国家标准《天然气》中 II 类气质指标 (GB17820—1999),因而不需脱

作者简介: 李时宣,高级工程师,1984年毕业于原华东石油学院油气储运专业,从事设计工作20多年,获多项国家级、省部级优秀设计奖,现任长庆科技工程有限责任公司副总经理。地址:(710021)陕西省西安市未央区长庆兴隆园小区。电话:(029) 86592069。E-mail:ctec-lsx@99188.com

表2 榆林气区典型天然气组成表

组分	含量(%)	相对密度	虚拟临界压力(MPa)	虚拟临界温度(K)
CH ₄	94.31	0.5924	4.735	195.2
C ₂ H ₆	3.408			
C ₃ H ₈	0.498			
iC ₄ H ₁₀	0.075			
nC ₄ H ₁₀	0.071			
iC ₅ H ₁₂	0.027			
nC ₅ H ₁₂	0.013			
C ₆ ⁺	0.041			
He	0.027			
N ₂	0.328			
CO ₂	1.202			
H ₂ S				

硫脱碳,尚需脱水、脱油。

3. 苏里格气区

苏里格为一个面积大、气层厚的整装气田,但储层非均质性强,物性差,稳产期时间短,井口压力递减速度快,产层为二叠系下石盒子组盒8段,目前处于边勘探、边工业化试采阶段。该气区天然气中CH₄含量也在90%以上,但H₂S含量小于20 mg/m³,CO₂含量小于3%,因而也不需脱硫、脱碳(表3)。此外,气体中除含一定量(2%~8%)的C₂~C₆外,还含有少量C₇⁺重组分,平均1×10⁴ m³天然气每天可产约0.1 m³的凝析油,故尚需脱水、脱油。

表3 苏里格气区典型井场物流组成表

组分	含量(%)
CH ₄	92.54
C ₂ H ₆	4.50
C ₃ H ₈	0.9262
iC ₄ H ₁₀	0.1242
nC ₄ H ₁₀	0.1607
iC ₅ H ₁₂	0.06615
C ₅ H ₁₂	0.02741
C ₆ H ₁₄	0.08311
C ₇ ⁺	0.04103
N ₂	0.7565
CO ₂	0.7747
合计	100.00

二、靖边气区净化工艺技术

1. 净化厂的建设现状

目前长庆气田已建成净化厂3座。其中,第一

天然气净化厂(以下简称“一厂”)总规模为39.6×10⁸ m³/a,内设5组200×10⁴ m³/d及一组400×10⁴ m³/d脱硫脱碳、脱水装置和其他配套设施。第二天然气净化厂(以下简称“二厂”)总规模为25×10⁸ m³/a,内设2组400×10⁴ m³/d脱硫脱碳、脱水装置和其他配套设施。第三天然气净化厂(以下简称“三厂”),总规模为10×10⁸ m³/a,内设1组300×10⁴ m³/d脱硫脱碳、脱水装置和其他配套设施。上述净化厂的原料气均为靖边气区的含硫天然气。

一厂设计时原料气中H₂S含量为0.034%,CO₂含量为3.02%。但是,投产后原料气中H₂S实际含量在0.05%左右,CO₂含量在5.15%左右。因此,采用常规MDEA法脱硫脱碳后的湿净化气中CO₂含量超过3%。为了保证商品气质量,之后又增加了一组400×10⁴ m³/d脱硫脱碳和脱水装置,采用混合醇胺法(MDEA加DEA法)脱硫脱碳。设计将原料气中的CO₂脱至0.5%以下,再与原有装置的CO₂超标净化气混合以使CO₂含量小于3%后外输。

二厂设计原料气中H₂S含量为0.065%,CO₂含量为5.321%,采用常规MDEA法脱硫脱碳。投产后原料气中H₂S、CO₂含量与设计值变化不大。为了脱除大量CO₂,装置MDEA溶液循环量很大,因而能耗很高^[1]。而且,实际生产中由于冬季原料气温度低,装置吸收塔内溶液极易发泡,运行很不稳定。

三厂设计原料中H₂S含量为0.028%,CO₂含量为5.286%,采用进口MDEA配方溶液法脱硫脱碳。脱硫脱碳、脱水装置均为撬装式,工艺流程在传统的基础上进行了优化,投产后装置运行平稳,脱硫脱碳装置MDEA溶液循环量远小于常规MDEA法,配套工程少,装置能耗低。

2. 脱硫脱碳溶液的选择

(1) 三厂采用的MDEA配方溶液,适合长庆气田含硫天然气特点,既可大量脱除CO₂又可深度脱除H₂S的脱硫脱碳溶液。实践证明,装置运行平稳,腐蚀性小,能耗低,投资少。二厂与三厂的原料天然气气质CO₂含量非常相近,H₂S含量相差不大。将二厂脱硫脱碳装置(共2套,每套处理量为400×10⁴ m³/d)采用的常规MDEA溶液量(设计值为135 m³/h)与三厂脱硫脱碳装置(300×10⁴ m³/d)采用的MDEA配方溶液量(63.3 m³/h)相比,前者原料气处理量是后者的1.33倍,但溶液循环量却是后者的2.13倍,即前者的溶液循环量比后者高出约60%。同时,二厂加热介质耗量也比三厂高出60%。

由此看出,采用合适的 MDEA 配方溶液脱硫脱碳,对于长庆气田这样高碳硫比的原料气,无论从节能还是提高技术水平来讲,都是十分重要的(表4)。

(2)一厂改扩建中增加了一组 $400 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 脱硫脱碳、脱水装置,设计将其原料气中的 CO_2 脱至 0.5% 以下,与原来的 5 组装置的净化气混合后使外输净化气中 CO_2 含量小于 3%。该装置脱硫脱碳溶

液为混合醇胺(45% MDEA + 5% DEA)。投产后, CO_2 含量实际只能达到 1.1% ~ 1.2%。此外,根据国外资料及试验结果,要将 CO_2 含量脱至 0.5% 以下,必须将混合醇胺溶液中 DEA 溶液含量增加到 10% 以上。但是,DEA 的腐蚀性较强,含量不宜过多。因此,今后应从经济合理、技术可靠的角度综合考虑脱硫脱碳溶液。

表4 3种溶液应用情况对比表

净化厂	处理量 ($10^4 \text{ m}^3/\text{d}$)	脱硫脱碳溶液	原料气中含 CO_2	原料气中含 H_2S	$\text{CO}_2/\text{H}_2\text{S}$ (摩尔比)	循环量 (m^3/h)	净化气中含 CO_2	净化气中含 H_2S
一厂	400	MDEA+DEA	5.150%	0.047%	161.5	180	1.2%	$\leq 20 \text{ mg}/\text{m}^3$
二厂	400	MDEA	5.321%	0.065%	81.9	135	$< 3.0\%$	$\leq 20 \text{ mg}/\text{m}^3$
三厂	300	MDEA 配方	5.286%	0.028%	188.8	63	$< 3.0\%$	$\leq 20 \text{ mg}/\text{m}^3$

3. 工艺流程的改进

针对长庆气田含硫天然气特点,对三厂的脱硫脱碳装置工艺流程改进如下。

(1) 增设原料气预热器

增设原料气预热器是为了适当提高原料气进脱硫脱碳装置吸收塔的温度,因为:①MDEA 溶液吸收 CO_2 受动力学控制,较高的原料气温度则有利于加速 CO_2 的反应速率;②长庆气田地处我国北部,冬季漫长寒冷,全年中含硫天然气进吸收塔温度均较低($3 \sim 18 \text{ }^\circ\text{C}$),不利于 CO_2 的脱除。在吸收塔前设置一个原料气预热器的脱硫脱碳工艺流程见图1。

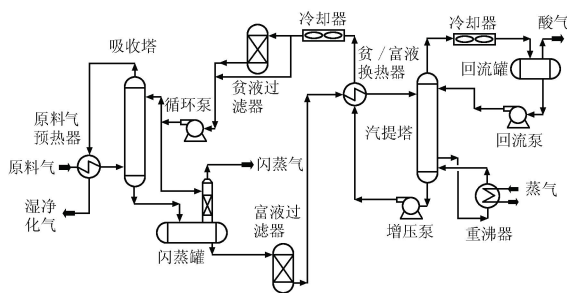


图1 加原料气预热器的天然气脱硫脱碳工艺流程图

(2) 贫液循环采用两级加压

脱硫脱碳装置吸收塔通常在高压下操作,而汽提塔则在常压下操作。目前国内天然气脱硫装置(包括一厂、二厂脱硫脱碳装置在内)大多不设溶液增压泵,即将塔底热贫液靠一定位差流经贫/富液换热器、贫液冷却器后再用循环泵加压进入吸收塔。这样,因贫液在贫/富液换热器、贫液冷却器中流速较低,总传热系数较小,故冷换设备面积较大。如果

溶液循环采用两级加压流程,即将热贫液先用增压泵加压至一定压力后换热、冷却,再用循环泵加压至所需高压后进吸收塔(见图1),则贫/富液换热器、贫液冷却器尺寸就可减小。二厂脱硫脱碳装置因溶液循环量较大,其效果就更加显著。虽然这样做会使溶液泵的台数略有增加,但对于溶液循环量较高因而泵功率较大需要配置高压电动机驱动的脱硫装置(例如,二厂脱硫装置溶液循环泵配置 10 kV、450 kW 电动机)来说,从投资、操作及维修等综合考虑还是可行的。另外也有利于设置贫液过滤器^[2~5],见图1。

4. 配套工艺技术

(1)针对三厂地域缺水的实际情况,脱硫脱碳装置再生塔重沸器加热介质采用导热油。

(2)溶液冷却系统采用全空冷技术,可以节约水资源,保护环境。

5. 酸气处理技术

针对一厂脱硫脱碳装置的酸气中 H_2S 浓度小于 10%,且酸气量少,变化大,从酸气中回收的硫磺量小于 10 t/d 的情况,故采用常规 Claus 法是不经济的。经过比选,采用了德国林德公司 Clinsulf-Do 直接氧化法,不仅节省投资还满足了环保要求。该法主要用于处理 H_2S 浓度为 1% ~ 20% 的气体,允许流量范围在 $500 \sim 50000 \text{ m}^3/\text{d}$ 。

一厂的硫磺回收装置于 2004 年 5 月投产,是国内第一套应用于天然气净化厂的 Clinsulf-Do 直接氧化工艺的装置。主要特点是一个反应器代替了 Claus 法几个设备,流程短,设备少,投资少,硫回收率达到 90% 以上,运行平稳正常。产品硫磺纯度达

到99.9%,排出尾气经焚烧后能达到国家有关排放标准。与此同时,一厂排出尾气中CO₂含量一般在90%左右,可供毗邻一厂的长庆油田甲醇厂(产量为10×10⁴t/a)补碳。经初步估算年增加甲醇产量6000t以上,具有很好的经济效益。目前,正在进行这方面可行性研究。

三、榆林气区净化工艺技术

1. 天然气净化工艺地面建设现状

榆林气区已建成10×10⁸m³/a的生产能力,建有集气站7座,集配气总站2座(其中一座也设有脱油、脱水装置),采用分散净化方案,即在集气站进行脱油、脱水。目前,在榆林气区南区的开发中,采用同时脱水和脱油的集输工艺已经获得成功,从而使外输天然气水、烃露点达到国家标准《天然气》中Ⅱ类气质指标(GB17820-1999)。

2. 低温分离工艺技术

(1) 低温分离工艺

榆林气区天然气属低含凝析油的高压气藏气,由于有足够的压力能可供利用,故在气田开发中,可采用节流膨胀制冷获得所需低温,经冷却后同时脱水、脱油,满足管输天然气的要求,从而降低工程投资和运行费用。

气田开发后期,由于大部分气井压力降低,此时需用分离后的低温干气对单井来气预冷以满足低温分离要求。对于有0.5~0.8MPa压差可用的站场,为节约投资、能耗,可采用板翅式换热器使原料气预冷,从而降低节流膨胀所需压差,使系统获得30~40℃的温降,同时使低温分离温度达到-15~-20℃,然后气流再经过滤分离后达到外输标准。

(2) 分离过滤设备

如何提高气液分离效率,是低温分离工艺的关键。由于气流中的雾状液滴直径常在0.1~10μm之间,采用一般的重力、机械和丝网除雾等传统的分离方法,不能使雾滴有效分离。榆林气区低温工艺决定采用纤维聚结分离。为了保证气液聚结器长期高效运行,在气液聚结器前又增设了一级预过滤设备。预过滤器主要是过滤气体中较大的固体颗粒,对第二级气液聚结器起保护作用。

四、苏里格气区净化工艺

根据长庆气田近期天然气发展规划,苏里格气

区产能将进一步扩大。苏里格气区气井关井压力一般在21MPa,开井初期流动压力在15~17MPa,但井口压力下降特别快。根据目前试采情况,开井2个月左右,井口流动压力最低下降到8.0MPa。该气区天然气中凝析油含量比榆林气区要高。根据苏5井在井场常温分离(4.12MPa,25.6℃)取样分析结果,凝析油产量为6.3mL/m³;苏4井在常温分离(3.34MPa,23.2℃)的条件下,凝析油产量为2.57mL/m³。苏里格气区于2002年进行先导性开发试验,建成气井17口,其中利用探井3口,水平井1口(苏平1),开发井13口,产能3×10⁸m³/a(实际建成1.7×10⁸m³/a),建成2座集气站和一座集配气总站。天然气的脱油、脱水集中在苏1集气站进行。由于苏里格气区气井压力降低很快,少部分气井压力目前已降至3MPa以下。因此,采用冷剂(氨)制冷的浅冷分离工艺,控制外输气的露点,即将天然气冷却至-25℃然后分离过滤脱油脱水,再经压缩机增压后外输。

参 考 文 献

- 1 王遇冬等.对长庆气田含硫天然气脱硫工艺技术的几点建议.石油与天然气化工,2001;30(1)
- 2 关昌伦.脱硫装置工艺设计要点.天然气工业,1995;15(3)
- 3 Manning F S *et al.* Oilfield Processing of Petroleum ., Natural Gas .Tulsa ,Ok ; PennWell Books ,1991 ;1
- 4 DuPart M S *et al.* Understanding corrosion in alkanolamine gas treating plants (Part 1) . Hydrocarbon Processing , April 1993 ;75—80
- 5 陈晓林等.富液集中再生技术的应用.石油与天然气化工,2002;31(2);85~88
- 6 刘伟等.长庆气田天然气集输现状.天然气工业,1999;19(5)
- 7 王登海等.长庆气田含醇污水甲醇回收工艺技术探讨.石油与天然气化工,2001;30(3)
- 8 王遇冬等编.天然气处理与加工工艺.北京:石油工业出版社,1999
- 9 四川勘察设计院主编.SY/T0010-96:《气田集气工程设计规范》.北京:石油工业出版社,1997

(收稿日期 2004-10-12 编辑 居维清)