



引进撬装天然气净化装置的工艺技术特点及看法

尹荣辅*

(四川石油管理局川中矿区)

内容提要 本文介绍了 $50 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 引进撬装天然气净化装置脱硫、脱水及硫回收单元的工艺方法、技术特点及操作参数,并对某些工艺问题进行讨论,提出看法。

主题词 天然气净化装置 工艺方法 工艺参数 撬装

四川石油管理局川中矿区成套引进的磨溪气田撬装天然气净化试采装置,于1989年7月同加拿大马龙尼油田器材建造有限公司(Maloney Steel Ltd.)正式签约,1990年12月建成,1991年2月投入试生产,已安全运行一年多,1992年3月由中、加双方进行考核,各项指标均达到设计要求。

装置由天然气脱硫、脱水、硫回收及其相应的辅助系统组成。除空冷器、火炬、分液罐、尾气灼烧炉、烟囱和补充水罐等安装在混凝土基础上外,其余设备均组装在撬块上。共分三个撬区:工艺撬、硫回收撬和明火设备撬。撬上设备的布置原则是结合流程分区布置。

工艺方法及参数

1. 工艺方法

(1) 脱硫单元。采用常规的胺法流程,选用40%(W)的甲基二乙醇胺(MDEA)水溶液作脱硫溶液,其工艺技术特点如下:

① 为了保证胺液的清洁操作,防止胺液发泡,提高设备效能,减少污水排放量,在原料气进入胺吸收塔前进行两级分离。原料气

首先进入一内部装有滤芯的过滤器,除去硫化铁及其它固体微粒,而后再进入组合在吸收塔底部的重力式分离器。该分离器顶设有一层丝网捕集器,避免了将气田水带入胺系统。过滤分离器装有差压指示计以指示滤芯是否需要更换。换滤芯时气体可走旁路而无需在停气时进行。

为了消除系统在过程中产生的污染物,吸收了 H_2S 和 CO_2 后的富液,在出闪蒸罐后经一带有滤芯的溶液过滤器,以消除在吸收与闪蒸过程中产生的污物。再生后的贫液,经换热与空冷后,可以分流进入带有滤芯的过滤器与活性炭过滤器,以消除再生系统产生的杂质。活性炭过滤器主要用于除去胺液的降解产物以及溶液中夹带的烃类。

这些过滤器的滤料都是一次性的,无需用反冲洗水,这样既可减少高COD污水的排出量,又可防止胺液发泡,减少或消除污染物。固体物质在系统中积累严重时,会导致系统阻塞。有效的过滤措施对于增长检修周期、提高设备效能是至关重要的。

② 为了保证系统的平稳操作,控制贫液流量至所期待的数值,除设置必要的控制回

* 629000,四川省遂宁市南门。

路外,还设置了溶液缓冲罐。在缓冲罐上装有一个气垫补充气阀和一个去火炬的放空阀,其作用一是保证胺液不接触空气,防止胺降解;二是防止泵抽空和产生汽蚀。对于规模不大的装置,这样设置有利于操作的稳定性。

③国内现有天然气净化装置中的胺重沸器普遍采用蒸汽作加热介质。本装置采用乙二醇溶液加热,热量由闭路循环子系统的乙二醇热载体提供。

除胺重沸器的供热方式与以往不同外,在结构与供热控制上也有所不同。该重沸器的管束分为两部分,每一部分的热载体有单独的控制阀,可以在低负荷时停止向另一半管束输送热载体,从而得到更好的控制效果。

④除国内配套的硫磺成型部分需要设置循环冷却水系统外,由于溶液、酸气冷却均采用空冷,因此无需设置全厂性的循环水泵、凉水塔以及相应的水池和加药设施。对于节能降耗、减少环境污染、减少操作人员都具有明显的优越性。

⑤胺液再生系统所需提供的热量是由调节回流量进行控制的,当塔顶压力控制后,控制回流量的实质就是控制塔顶温度。这样有利于节能和稳定再生系统操作,保证贫液质量。

(2)脱水单元。采用通常的三甘醇法脱水流程。富甘醇再生采用常压汽提,用天然气作燃料的加热器直接提供甘醇再生所需要的热量,并采用净化干气冷却贫醇的方案。其工艺技术特点如下:

①含有饱和水的湿净化天然气在进入三甘醇脱水塔前,首先经过组装在塔底的分离器和高效捕雾网,以除去夹带的少量胺液,被分离出的胺液,通过液位调节阀排至胺液再生塔。这样可以避免胺液带入脱水系统,减少胺损,方便操作。

②贫三甘醇的冷却是通过一个管壳式换热器来完成的,冷却介质是出脱水塔干燥后

的天然气。冷却后进入脱水塔的贫甘醇溶液高出进气温度 10°C 左右,有助于减少吸收烃类物质。

③为保证三甘醇溶液的清洁,在富甘醇出闪蒸罐进重沸器前,设有一台内装微孔过滤芯的甘醇过滤器,以便把系统产生的固体杂质过滤出来。该过滤器安装了差压计,以便决定何时更换滤芯。

④为了释放出在脱水塔中甘醇吸收的烃类气体,在富甘醇出预热罐后,通过设置的甘醇闪蒸罐,降压闪蒸出夹带的烃类气体。闪蒸气进入燃料气罐作燃料气使用。

⑤为提高贫甘醇的浓度,保证商品气达到要求的露点温度,在甘醇重沸器内装有马龙尼公司的革新成果——塔盘式汽提器。它只有在需要降低露点时使用,这样有利于在较缓和的再生温度下提高贫甘醇的浓度,从而得到露点较低的输出气。

⑥为了监测甘醇在脱水塔中的发泡趋势,及时采取措施,避免因发泡严重引起冲塔造成甘醇大量损失,脱水塔设置差压计与表盘相连,能在极限压差时报警。

(3)硫回收单元。采用常规克劳斯两级转化流程,其工艺技术特点是:

①与主燃烧炉直接相连的余热锅炉为两管程烟管炉,第二管程实际上相当于一个硫磺冷凝器,为一组合设备。高温过程气的余热用来加热闭路循环的乙二醇溶液,作为全厂工艺用热的一部分。同时,也将主燃烧炉出口的高温过程气中的绝大部分硫蒸气冷凝为液硫,流入单独的硫液封。由改变进入余热锅炉的乙二醇溶液流量调节过程气出口温度。为使余热锅炉的壳程充满乙二醇溶液,调节阀设在设备上部出口处。为了使余热锅炉的高温端管板受热均匀,单独引入了一小股乙二醇连续喷出,冷却管板。

②进一级转化器过程气的再热,是由燃烧部分酸气的管道式在线再热炉完成。通过

调节酸气流量并按设定气/风比跟踪变换空气量,从而保证过程气入口温度为设计值下操作。进二级转化器的过程气的再热是通过一级转化器的出口过程气,与出一级冷凝器的低温过程气在一个管壳式换热器(二级再热器)内完成的。如果换热后还达不到预定的温度,可以通过设在再热炉出口的保温蝶阀将少量进一转的过程气调入二转的过程气中,以提高进二转过程气的入口温度。在一般情况下不能这样做,因这样操作会降低总转化率,此蝶阀主要作用是用于开工时二级转化器床层的升温。

③在各级冷凝器的出口设有丝网捕雾器,与冷凝器组装在一起,出装置尾气总管上未设置单独捕集器。据称,捕集器的捕集效率可达 99.5%。

④在各级冷凝出口均单独设置了埋地的硫液封。

⑤硫回收尾气通过自然抽风的灼烧炉进行热灼烧,经 45m 高的尾气烟囱排入大气。烟囱有保温层,内设耐热衬里。支撑采用两层钢丝绳。

⑥为了保证过程 H_2S/SO_2 控制在 2:1 下进行反应,以获得理想的转化率,主燃烧炉与一级再热炉均设有空气/酸气流量比例控制系统。在给定空/酸比后,空气流量随酸气流量严格按照给定的比值变化。为适应酸气组成的微量变化引起的 H_2S/SO_2 比值的变化,在二级冷凝器出口的尾气管线上装有在线的空气需求仪(ADA),监视尾气中 H_2S/SO_2 的比值。如果该比值偏高或偏低,则将信号返回变送器,变送器发出指令,适当调节空气量。由于该调节空气量范围在总空量的 15%以内,所以,务必在流量调节系统基本正常的情况下,质量调节系统才能跟踪调节。流量与质量调节系统的结合使用,是获得最佳转化率的重要手段。

⑦主燃烧炉、一级再热炉和尾气灼烧炉

均设有自动扫描的电点火系统。如果点火失败,自动吹扫一定时间又开始点火,这样可保证炉子在安全情况下点火,避免引起爆破的危险。

⑧使用高活性、抗硫酸盐化能力较强的 S201 催化剂。据称,该催化剂寿命长,能在较长的使用期内保持最初的活性。因此装置在正常操作条件下,可望在长期内获得理想的硫回收率。

2. 工艺参数

(1)脱硫、脱水系统主要工艺参数。见表 1。

表 1

项 目		数 值	设计值	操作值
原 料 气	流量, $10^4 m^3/d$		50	45~48
	压力, kPa(表)		3920	3920
	温度, $^{\circ}C$		20	15~25
	组成 % (mol)			
	CH_4		>93	>95
吸 收 条 件	C_2H_6		<3	<2
	H_2S		1.74	1.93
	CO_2		0.50	0.15
	H_2O		饱和	饱和
	溶液循环量, L/min		208	198
闪 蒸 条 件	贫胺入塔温度, $^{\circ}C$		52	45
	甲基二乙醇胺浓度, % (W)		40	45
	富胺 H_2S 含量, mol/mol		0.364	0.361
	贫胺 H_2S 含量, mol/mol		0.001	未分析
	闪蒸压力, kPa(表)		500	450~500
再 生 条 件	闪蒸温度, $^{\circ}C$		40.1	35
	进闪蒸罐贫液量, L/min		3.78	3.78
	塔顶温度, $^{\circ}C$		104	80~85 ¹⁾
	回流量, L/min		10.5	8~9
	脱硫重沸器压力, kPa(表)		84	84
外 输 干 气	脱水重沸器温度, $^{\circ}C$		204	195~200
	脱硫重沸器温度, $^{\circ}C$		120	117~120
	脱水塔顶压力, kPa(表)		>3780	3780
	H_2S 含量, mg/ m^3		<6	<3
	CO_2 含量, mg/ m^3		5600	750
酸 气 组 成 % (mol)	水露点, $^{\circ}C$		<-5	0~-5
	H_2S		82	90.8
	CO_2		9.13	5.10
	烃类		0.32	1.0
	H_2O		8.54	3.10

1): 显示偏低 10~15 $^{\circ}C$ 。

(2) 硫回收系统主要工艺参数。见表 2。

表 2

项 目 \ 数 值		设计值	操作值
酸 气	流量, m ³ /h	442.09	407.3
	压力, kPa(表)	45	45
	温度, °C	52	25~50
燃 烧 炉	酸气量, m ³ /h	431.59	398.2
	空气量, m ³ /h	779.0	844.2
	炉膛温度, °C	1222	未测
余 热 锅 炉	过程气进口温度, °C	1222	未测
	过程气出口温度, °C	190	170~180
	乙二醇进口温度, °C	149	136~142
	乙二醇出口温度, °C	171	160~168
	乙二醇流量, m ³ /h	30.78	30~32
一 级 再 热 器	酸气量, m ³ /h	10.5	9.2
	空气量, m ³ /h	46.67	58
二 级 再 热 器	热流进口温度, °C	336	300
	热流出口温度, °C	310	275
	冷流进口温度, °C	177	177
	冷流出口温度, °C	204	204
一 级 冷 凝 器	过程气进口温度, °C	310	275
	过程气出口温度, °C	177	177
	乙二醇进口温度, °C	149	145
	乙二醇出口温度, °C	171	170
二 级 冷 凝 器	过程气进口温度, °C	232	200
	过程气出口温度, °C	138	138
	乙二醇进口温度, °C	127	135
	乙二醇出口温度, °C	149	145
转一	上部温度, °C	275	250~265
	下部温度, °C	336	300
	催化剂量, m ³	2.00	2.00
转二	上部温度, °C	204	200
	下部温度, °C	232	205
	催化剂量, m ³	2.00	2.00

(3) 各段转化率、硫产量、硫回收率与实测值对应表。见表 3。

表 3

项 目 \ 数 量	设 计 值			实 测 值		
	转化率 (%)	硫产量 (t/h)	硫回收 率(%)	转化率 (%)	硫产量 (t/h)	硫回收 率(%)
热反应段	73.46	0.328	67.21	64.34	/	/
一级催化转化段	61.99	0.096	19.67	/	/	/
二级催化转化段	73.81	0.049	10.10	/	/	/
总 计	97.36	0.473	96.98	94.46	0.500	94.28

注: 设计值原料气为 $50 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$, H_2S 含量 1.744%; 实测值原料气为 $47.92 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$, H_2S 含量 1.937%。

由表 3 可见, 按总进料计的各段转化率为: 热反应段 73.46%, 一级催化段 16.45%, 二级催化段 7.45%, 装置设计的总转化率为 97.36%。硫收率为 96.98%, 硫产量 0.473t/h(11.35t/d)。

问题与讨论

1. 对于 $\text{H}_2\text{S}/\text{CO}_2$ 比值较高, 且 CO_2 较低的原料气, 选用 MDEA 法是不太合适的。其理由是:

(1) MDEA 法用于原料气 $\text{H}_2\text{S}/\text{CO}_2$ 比值低, 且 CO_2 含量高的原料气脱硫, 可获得较好的选择性脱除 H_2S 效果, 从而达到降低循环量, 达到节能之目的。这已为国内的工业实践所证明。而对于 $\text{H}_2\text{S}/\text{CO}_2 = 9.5$, CO_2 含量 0.2% 以下的天然气, 采用 MDEA 法脱硫, 则几乎失去了选择性脱硫的意义。

(2) 在吸收压力不高的同一条件下, DEA 法相对于 MDEA 法更为有利, 因 DEA 的分子量(105.14)小于 MDEA(119.17)。假定溶液质量浓度和酸气负荷都相同, 则 DEA 法循环量低于 MDEA 法。

(3) 从目前胺液的市场价格来看, MDEA 的价格高于 DEA, 而胺的损耗两者接近。所以, 从一次投资和操作费用上考虑, DEA 法优于 MDEA 法。

2. 对于工厂的供热系统, 热介质的选用要根据具体条件确定, 不能认为乙二醇溶液热媒系统在任何情况下都优于蒸汽系统。

对于处理量规模不大的装置, 使用乙二醇溶液热媒系统相对于使用蒸汽系统有它的优点。特别是在严寒地区, 管线不会有冰堵危险。另外因乙二醇热循环系统完全是在闭路下循环, 在正常情况下无需补充。相对于蒸汽系统无需设置锅炉及其锅炉给水处理装置, 操作安全可靠。但对于处理气量较大的装置, 将蒸汽系统改为乙二醇溶液热媒系统则不一

定合适。

蒸汽冷凝放热时相态变化,显然比只为显热变化进行加热所用的热载体量要小,有相态变化的蒸汽系统循环量和动力消耗较低,管线及设备尺寸也较小。对于一个规模为 $50 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 脱除酸性组分不多的净化厂,使用乙二醇加热系统,其乙二醇水溶液循环量已为 $40 \text{ m}^3/\text{h}$ 。规模较大的装置,其循环量之大,就可想而知了。

3. 硫回收再热炉使用酸气燃烧,给空/酸比的控制增加了干扰因素。要使过程气进转化器时,其 $\text{H}_2\text{S}/\text{SO}_2$ 为 2:1,必须主燃烧炉和再热炉的比例调节系统都能正常运行,若其中一个比例调节系统未正常投入,就很难实现。如再热炉加热过程气不使用酸气而使用天然气,控制 $\text{H}_2\text{S}/\text{SO}_2$ 的干扰因素就减少了。此外,虽然再热炉酸气量相对较少,但未通过主燃烧炉和余热锅炉,对总转化率不利。为降低这种影响,减少再热炉酸气量,设计采用较高的空/酸比,主燃烧炉则采用稍低的空/酸比,使进催化转化段的 $\text{H}_2\text{S}/\text{SO}_2$ 为 2:1。由于主燃烧炉内转化率所占比例很大,进料气 $\text{H}_2\text{S}/\text{SO}_2$ 偏离 2:1 对总转化率有不利的影响。若使用天然气再热过程气,一是可能导致再热炉膛温度更高(实际上可在再热炉的结构设计上予以解决,目前四川石油管理局川东天然气净化总厂以及川西北天然气净化厂都采用这种方案,实践证明完全可行);二是可能导致进转化器的反应物浓度稀释,影响转化效果。但这种稀释的程度有限。 $\text{H}_2\text{S}/\text{SO}_2 = 2:1$ 能得到较好的控制,相对于酸气再热炉方案,这种损失完全可以得到弥补。

4. 转化器的整个床层温度,需要在相对应的过程气硫蒸汽分压下的硫露点以上 10°C 左右下操作;如果低于硫露点,液硫会在催化剂床层上聚积,催化剂活性也就随之下降。因为常规克劳斯装置的转化器不具备赶出吸附在催化剂上硫的手段。而 MCRC 法之

类的低温克劳斯装置之所以最后一级转化器可在露点下操作,从而获得比常规克劳斯装置较高的硫收率,是因为它们具有间歇式的再生手段。

本装置转化器未保温,转一2 长期处于设计的硫露点(213°C)以下操作,这是由于转一2 转化率只有 7.45%,放出的反应热是有限的。如果转化器保温不好,反应热很难维持热损,所以出口温度就有可能低于进口过程气温度,致使下床层温度处于硫露点之下,这是影响本装置转化效果的因素之一。由于转化器未保温,床层温度受气温变化较大,当降大雨时,床层温度下降特别明显,也会导致系统阻力加大,给操作带来麻烦,甚至于有可能威胁正常生产。

转化器筒体钢壁温度过低时,还易产生冷凝酸的化学腐蚀,因而两级转化器筒体应该保温。

5. 由于磨溪气田单井产量低,一般大约在 $2 \text{ 万 m}^3/\text{d}$ 左右,处理量 $50 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 的净化装置,一般都要 20 多口井,才能保证处于满负荷运行。所以如何保证平稳供气,就成为值得研究的问题。本装置在原料气进口未设流量调节系统,原料气的配给是否稳定,只能靠气田内部集输系统的单井站、集气站及时调节,而单井和集气站也未设流量自控系统,靠手动调节。实践证明,这样是很难保证净化装置在一个稳定的气量下运行。其结果是硫回收装置酸气量波动频繁,操作难以稳定。在某一程度上也影响了硫收率。

应吸收的工艺技术

1. 为了保证胺系统和三甘醇系统溶液的清洁操作,及时消除由系统外带入的杂质和本系统产生的杂质,分离过滤器的设置以及采用无反冲洗水的装有滤芯的过滤器的设备结构,值得在国内推广使用。

超酸性气开采和加工中的一些其它问题

肖锦堂*

(四川石油管理局天然气研究所)

内容提要 本文简要介绍了国外在开发超酸性气体过程中遇到的材料选择、腐蚀监测、水化物堵塞、超酸性气的处理和加工等问题所采取的措施和办法。

主题词 高含硫气体 硫化氢腐蚀 材料选择 天然气加工 天然气处理 水合物的形成

在超酸性气体开发过程中,关于硫溶剂和气井缓蚀剂国外研究工作的进展前已述及^{[1][2]},本文将主要就开采和加工中的一些其它问题如材料选择、腐蚀监测、水化物堵塞、超酸性气的处理与加工问题再作进一步阐述。

材料选择

由于工艺上原因,采用载有缓蚀剂的硫溶剂循环处理只能达到套管鞋上方的一段距离,致使生产油管较下部位仍达不到腐蚀保

2. 在国内现有装置中,四川石油管理局川东天然气净化总厂垫江净化分厂与渠县净化分厂,使用 MDEA 法选择性脱除 H_2S ,其胺液浓度一般都在 30%(W)左右,引进装置使用的胺浓度为 40%(W)。笔者认为从节能考虑,尽量提高胺液浓度是可取的。

3. 在规模不大的净化装置中使用乙二醇供热系统具有优越性,尤其是在设计小型撬装净化装置时值得借鉴。

4. 硫液封分级埋地设置及其结构型式值得推广。

5. 国内硫回收装置的设计在最后一级冷凝器出口进入灼烧炉前的尾气管线上都要设置一台较大的捕集器,其效果仍然欠佳。而本装置各级冷凝器内的硫雾捕集器捕集效率甚

高,转化率与硫回收率相差很小。液硫捕集器效果差是国内一些装置存在的问题,需认真消化吸收国外经验。

6. 国内目前设计的二级常规克劳斯硫回收装置,对于同一酸气浓度($H_2S > 80\%$),其硫收率保证值要达 94%还相当困难。而本装置设计值已接近 97%,保证值 $> 95\%$ 。本装置使用的 S-201 催化剂对有机硫水解和抗硫酸盐化的能力都较高,活性高热稳定性好,在长期使用情况下,能获得较佳的转化效果。国内催化剂的研制还需继续工作。

总之,从引进装置中,消化吸收先进的工艺技术,将有利于提高我国气体净化技术水平,缩短与国外的差距。

(本文收稿 1992-01-08)

* 646002,四川省泸州市邻玉场。

Zhou, Liyang and Ren Shuqun; A Method for Calculating the Formation Temperature during Acidizing the Matrix of Sandstone, NGI 12(3), 1992; 60~65

A numerical model for calculating the formation temperature during acidizing the matrix of sandstone is derived and established in this paper. Using this model, the distribution of formation temperature during acidizing the matrix of oil and gas-bearing formation can be calculated and the factors influencing the distribution of formation temperature can be analyzed.

Subject Headings: sandstone, matrix acidization, formation temperature, calculation method of numerical value, operation design.

Wang Weiming, Cheng Subin, Li Ruying and Wang Hao; Diagnosis Method of Intelligence Well Testing Reservoir Model, NGI 12(3), 1992; 65~68

Based on the visual simulation technique and experiential simulation technique, a new method of intelligence diagnosis of well testing reservoir model is presented in this paper. This method provides a reliable approach for setting up a model diagnosis expert system.

Subject Headings: well testing, reservoir model, intelligence diagnosis method.

STORAGE/TRANSPORTATION/SURFACE CONSTRUCTION

Liu Wei; Accident of the Pipeline Steel in Wet Hydrogen Sulfide Environment, NGI 12(3), 1992; 69~71

Through the discussion on the mechanism and effect factors of the stress corrosion cracking by sulfides, this paper expounds its harmfulness and proposes some measures to control it.

Subject Headings: pipeline, hydrogen sulfide, stress corrosion cracking.

GAS PROCESSING AND CHEMICAL TECHNOLOGY

Yin Hongfu; Technological and Technical Characteristics of the Imported Skid-mounted Natural Gas Purification Equipment and Some Opinions on It, NGI 12(3), 1992; 72~77

This paper introduces the technological method, technical characteristics and operation parameters of the units of desulfurization, dewatering and sulfur recovering of imported $50 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ skid-mounted natural gas purification equipment, discusses some technological problems and proposes some opinions.

Subject Headings: skid-mounted natural gas purification equipment, technological method, parameter, technology-technique.

Xiao Jintang; Some Other Problems in Supersour Gas Producing and Processing, NGI 12(3), 1992; 77~83

This paper briefly introduces the measures and ways adopted abroad for solving material selection, corrosion monitoring, hydrate plug, treatment and processing etc., met in the development process