

# 天然气净化厂脱硫装置能耗分析及节能措施探讨

杜德飞 胡金燕 李宇 赵靓

(中国石油西南油气田公司安全环保与技术监督研究院)

**摘 要** 高含硫天然气净化厂需对  $H_2S$  含量较高的原料气进行处理,溶液循环量大、工艺流程长、公用工程消耗量大、能耗高。通过对天然气净化厂脱硫单元的耗能点及耗能关联因素进行分析,从优化工艺方案、采用先进节能设备、回收可回收的能量、减少工艺过程能量损失等方面,提出了热泵、贫液与半贫液分流工艺及板式换热器在 MDEA 脱硫单元中的应用及改造措施,详细阐述了各种节能措施的优势及适用条件。充分挖掘天然气净化厂的节能潜力,能够创造良好的经济效益和环境效益。

**关键词** MDEA; 天然气; 脱硫; 热泵; 半贫液; 节能

中图分类号: X172 文献标识码: A 文章编号: 1005-3158(2013)05-0020-03

## 0 引言

煤、石油和天然气是 21 世纪能源供应的三大支柱。随着天然气资源的不断发现和开采,天然气的利用范围正在逐步扩大,在我国经济建设中体现出重要作用。根据 GB 17820—2012《天然气》二类天然气技术指标的要求,作为民用燃料的天然气,总硫含量  $\leq 200 \text{ mg/m}^3$ 、硫化氢含量  $\leq 20 \text{ mg/m}^3$ 。原料气被分离掉其中的绝大部分杂质和游离水后,进入脱硫装置脱除其所含的  $H_2S$  和部分  $CO_2$ ,从脱硫装置出来的湿天然气送至脱水装置进行脱水处理,脱水后的干净化天然气即产品天然气经输气管道外输至用户。

与其它脱硫方法相比,甲基二乙醇胺(MDEA)脱硫法具有选择性好、解吸温度低、能耗低、腐蚀性弱、溶剂蒸汽压低、气相损失小、溶剂稳定性好等优点,是目前天然气工业中普遍采用的脱硫方法<sup>[1]</sup>。但 MDEA 溶液的再生过程能耗较大,再生塔重沸器消耗了净化厂全厂蒸汽消耗总量的 90% 以上。因此,对脱硫工艺过程本身的能量进行合理而高效的回收利用是天然气脱硫工艺节能的重要途径。

## 1 MDEA 法脱硫原理及工艺流程

醇胺脱硫法是一种典型的吸收—再生反应过程,反应机理为:溶于水的  $H_2S$  和  $CO_2$  具有微酸性,与胺(弱碱性)发生反应,生成在高温中会分解的盐类。在高温下胺盐分解成  $H_2S$  和甲基二乙醇胺,使 MDEA 得以再生,循环使用。甲基二乙醇胺吸收  $H_2S$  和

$CO_2$  发生的主要反应如下:



醇胺和  $H_2S$ 、 $CO_2$  的主要反应为可逆反应,在吸收塔中上述反应的平衡向右移动,原料气中的酸性气组分被脱除;在再生塔中则平衡向左移动,溶剂释放出酸性气组分。同所有其它吸收—再生反应过程一样,加压和低温利于吸收,减压和高温利于再生,但为了防止溶剂分解,再生温度通常低于  $127^\circ\text{C}$ <sup>[2]</sup>。典型的 MDEA 脱硫工艺流程如图 1 所示。

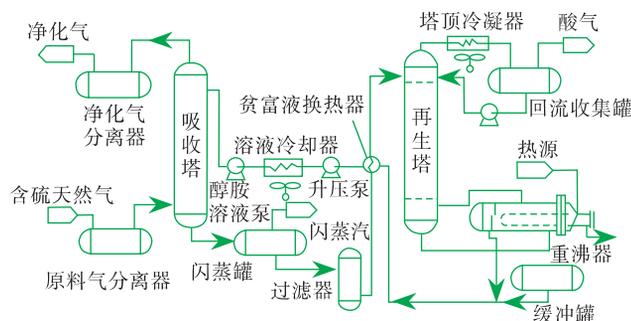


图 1 MDEA 脱硫工艺流程

## 2 MDEA 法脱硫工艺

原料天然气在约  $20^\circ\text{C}$ 、 $4\sim 7 \text{ MPa}$  条件下进入脱

硫装置,在塔内  $40\sim 50^{\circ}\text{C}$ 、 $4\sim 7\text{ MPa}$  的低温高压条件下进行脱硫脱碳反应;吸收了酸气的富胺液 ( $40\sim 50^{\circ}\text{C}$ 、 $4\sim 6\text{ MPa}$ ) 从吸收塔底部抽出,经液位控制后压力降至约  $0.6\text{ MPa}$  进入闪蒸罐;经液位控制从闪蒸罐底部抽出的富液经贫/富液换热器与从再生塔底来的贫液换热,温度升至约  $90^{\circ}\text{C}$  后进入再生塔<sup>[3]</sup>。

再生塔顶酸气出口含有大量的潜在热能,温度为  $100\sim 110^{\circ}\text{C}$ ,其中水蒸气含量约为  $70\%$ 。典型 MDEA 脱硫工艺使用风冷、水冷将其冷却至约  $40^{\circ}\text{C}$ ,冷却后酸气送至硫磺回收装置,液体部分回流至再生塔顶进行循环。在此过程中,水蒸汽的潜热不仅没有被有效回收利用,而且消耗了电能及大量循环冷却水。

### 3 热泵在 MDEA 脱硫单元中的应用

#### 3.1 蒸汽压缩式热泵工作原理

热泵是一种利用高位能使热量从低位热源流向高位热源的节能装置。蒸汽压缩式热泵从低温热源吸收热量,然后向高温热阱放出热量,相当于将热量从低温转移到高温,故形象地称为热泵。热泵虽然需要消耗一定量的高位能,但所供给用户的热量却是消耗的高位热能与吸取的低位热能的总和,因此热泵是一种节能装置。热泵的操作费用取决于驱动压缩机的机械能或者电能的费用,因此热泵的经济性能是以消耗单位功量所得到的供热量来衡量的<sup>[4]</sup>。

蒸汽压缩式热泵主要由压缩机、冷凝器、膨胀阀和蒸发器 4 大部件构成。热量传递由一定的工质完成,在蒸发器中工质在较低的温度  $T_c$  下蒸发,吸收热量  $Q_i$ ,本身由液态变为气态,而被冷却的物料温度降低;然后气相工质进入压缩机,压缩到较高压力,压缩后工质的温度升高到  $T_h$ ,遂进入冷凝器,在冷凝器中工质放出热量  $Q_o$ ,本身变成液体;液态工质经膨胀阀膨胀到低压后温度降低到  $T_c$ ,再次进入蒸发器,这样就完成了一个热力循环<sup>[5]</sup>。热泵系统主要部件及流程如图 2 所示。

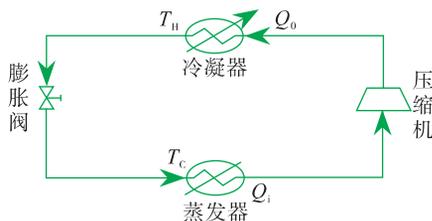


图 2 热泵系统主要部件及流程

#### 3.2 热泵应用于 MDEA 脱硫单元的可行性分析

##### 3.2.1 热泵的适用条件

各种类型热泵的特性参数如表 1 所示。

表 1 各种类型热泵的特性参数

热泵类型	供热温度/ $^{\circ}\text{C}$	吸热温度/ $^{\circ}\text{C}$	温升/ $^{\circ}\text{C}$	典型能效比(COP)	投资费用/(元/kW)
R22 制冷剂式	20~80	-20~40	<60	3~5	200~280
R12, R500 制冷剂式	30~95	-20~65	<60	3~5	230~320
R114 制冷剂式	40~130	10~96	<60	2~4	300~430
机械式、蒸汽 压缩式	>100	>80	<50	5~20	140~210
蒸汽 喷射式	60~150	45~120	<40	1.1	100~150
溴化锂第 1 类吸收式	30~92	5~42	<45	1.3	260~370
溴化锂第 2 类吸收式	80~150	58~100	<50	0.45~0.5	520~740

塔顶和塔底温差较小时宜采用热泵精馏,因为压缩机的功耗主要取决于温差,温差越大,压缩机功耗越大。只要塔顶和塔底温差小于  $36^{\circ}\text{C}$ ,就可以获得较好的经济效益。

沸点相近组分的分离,按常规方法,再生塔需要较多的塔盘及较大的回流比才能得到合格的产品。加热用的蒸汽或冷却用的循环水都比较多。若采用热泵技术,一般可取得较明显的经济效益。

工厂蒸汽供应不足,有必要减少蒸汽用量或取消再沸器时,以及冷却水不足需要采用制冷技术或其它方法解决冷却问题时,也宜采用热泵精馏。

一般蒸馏塔塔顶温度在  $38\sim 138^{\circ}\text{C}$  之间,如果用热泵流程对缩短投资回收期有利就可以采用,但是如果较便宜的低压蒸汽和冷却介质来源,用热泵流程则不一定有利。蒸馏塔底再沸器温度在  $300^{\circ}\text{C}$  以上,则不适合采用热泵流程<sup>[5]</sup>。

##### 3.2.2 热泵在 MDEA 脱硫单元的应用

MDEA 法脱硫能量流动情况如图 3 所示。

由图 3 可知,与贫液进行了热交换的富液以  $90^{\circ}\text{C}$  的温度进入再生塔,再生后塔顶排出的酸气温度达到了  $100\sim 110^{\circ}\text{C}$ 。在传统脱硫工艺中,酸气经过酸气空冷器和酸气后冷器进行冷却,温度降至  $40^{\circ}\text{C}$  左右,其能量没有被有效回收利用,同时消耗电能和冷却循

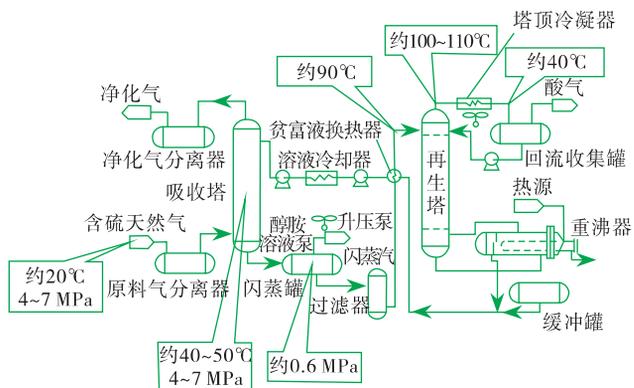


图3 MDEA法脱硫能量流动情况

环水,不利于整个脱硫单元的节能。

利用热泵技术提高流动温度,使其能量可直接被利用。蒸汽压缩式热泵的升温幅度可达 80℃ 以上,故可利用此类热泵回收再生塔顶的蒸汽潜热,工质对为溴化锂—水,酸气升温至约 140℃,直接利用此部分热量作为 MDEA 再生的热源。使用吸收式热泵后,以再生塔顶酸气作为驱动热源既回收了大量热能又节省了冷却水的使用<sup>[7]</sup>。

塔顶气体热量回收流程图及改造后的脱硫单元工艺流程如图 4、图 5 所示。

塔以保证净化气的质量。这种工艺流程可以显著降低重沸器的蒸汽消耗。如果按照 MDEA 溶液循环量的 75% 将半贫液送至吸收塔中部,则整个脱硫单元蒸汽消耗量将下降 25% 左右<sup>[8]</sup>。但是该流程由于贫液和半贫液各自需要 1 套换热冷却设备,装置会变得较为复杂,投资成本也将增加,可根据实际情况进行投资和改造。贫液与半贫液分流工艺流程如图 6 所示。

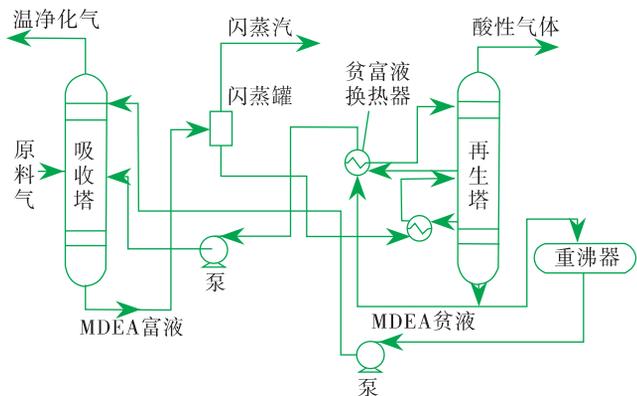


图6 贫液与半贫液分流工艺流程

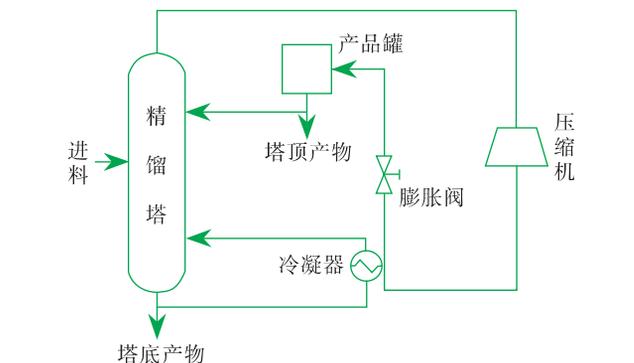


图4 塔顶气体热量回收流程

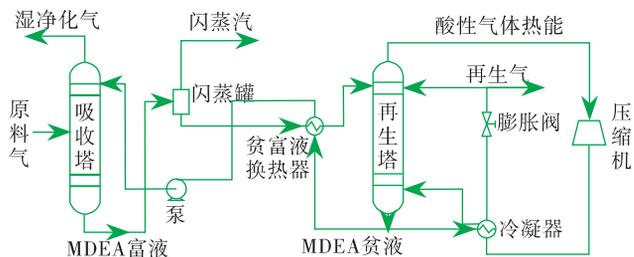


图5 改造后的脱硫单元工艺流程

### 4 半贫液方案在 MDEA 脱硫单元中的应用

在原料天然气酸气分压较高的情况下,将再生塔出来的半贫液抽出一部分或大部分送至吸收塔中,而经过重沸器进一步汽提了的贫液则送至吸收塔顶入

### 5 板式换热器在 MDEA 脱硫单元中的应用

在天然气净化装置中,主要设备除吸收塔、再生塔外,贫富液换热设备也是保证脱硫工艺正常进行的重要环节。经液位控制从闪蒸罐底部抽出的富液经贫/富液换热器与从再生塔底来的 120~130℃ 贫液换热,温度升至约 90℃ 后进入再生塔。

在典型工艺流程中,所有换热器均采用管壳式换热器或蛇管换热器,由于其传热系数较低,故各换热器的换热面积相对较大,因而装置占地面积较大。若能以传热效率高的换热器取代传统的低效换热器,无论是从投资角度还是从能耗角度考虑,对天然气净化装置都十分有利。由于板式换热器的散热量极少,热效率通常在 90% 以上,反映不出有太多的能量损失。高效板式换热器替代在役套管换热器是一种较为经济、合理的优化方案<sup>[9]</sup>。

### 6 结束语

目前天然气净化处理能力已显著提高,MDEA 溶液采用集中再生,在一定生产规模基础上采用节能技术有助于设备投资的收回,可获得相应的经济效益。就目前而言,通过对甲基二乙醇胺的工艺流程的研究,分析其在能源节约方面的缺陷,提出将热泵应用于 MDEA 脱硫单元中提高能源利用效率的方案以

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<sup>[6]</sup>)。

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 <sup>3</sup> /h)	气井产量/ (m <sup>3</sup> /d)
改造前	37.8	62	25	13.46	4.50×10 <sup>4</sup>
改造后	41.5	52	19	6.41	7.58×10 <sup>4</sup>

改造前 L 井产量为 4.50×10<sup>4</sup> m<sup>3</sup>/d,自用气量达到 13.46 m<sup>3</sup>/h,而改造后产量为 7.58×10<sup>4</sup> m<sup>3</sup>/d,自用气量是 6.41 m<sup>3</sup>/h,可节约自用气量 7.05 m<sup>3</sup>/h。则一年中,四个月(120 d)气温较低时,每年节约气量为 20 304 m<sup>3</sup>/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 Refrig, 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)