驰放气回收在炼厂中的实践

郑跃华[1] 王爱生[2]

1. 中国石油集团工程设计有限责任公司西南分公司，四川 成都 610041；

2. 新疆石油勘察设计研究院（有限公司）油田工艺所，新疆 克拉玛依 834000

摘 要：国内炼厂驰放气往往因为热值较低，不适合做燃料气而直接进入火炬系统排放。若能将驰放气加以回收利用，则可减少造成资源浪费和环境污染。针对炼厂驰放气回收难和甲醇装置原料配比不合理的问题进行分析，通过对驰放气回收工艺方案进行改进，并采用“低压收集，分步增压”工艺，既能满足炼厂驰放气回收的要求，又能大幅降低设备投资。回收的驰放气作为甲醇装置的原料，可使原料气达到合适的氢碳比，既减少了天然气耗量，增加甲醇产量，又减少了 CO_2 的排放，节能减排效果明显。

关键词：驰放气；回收；分步增压；甲醇；节能减排

DOI：10.3969/j.issn.1006-5539.2015.02.007

0 前言

中国石油某石化公司炼油厂Ⅰ套制氢和Ⅱ套制氢装置的驰放气是生产高纯度氢气产品后附属产生的气态产物[1]，排放量超过 1×10^4 m^3/h，主要成分包括 CO_2、CO、H_2 和 CH_4 等。通常驰放气一部分作为两套制氢装置加热炉燃料使用，一部分直接放空。但驰放气组成中 CO_2 含量超过了 50%，发热值不高，作为燃料使用效果不佳[2]，直接放空又造成大量的 CO_2 等温室气体排放[3]。而位于该厂附近工业园区的甲醇厂 20×10^4 t/a 甲醇装置于 2006 年 10 月建成投产（距Ⅰ套制氢和Ⅱ套制氢装置约 1.8 km）。其合成甲醇氢碳比为 $f=V(H_2-CO_2)/V(CO+CO_2)=2.87$（国内甲醇装置合成气的氢碳比一般在 2.0~2.33），氢碳比过高。为解决此问题，工业上采用补加 CO_2 的方法[4]。研究发现，如果将制氢装置驰放气进行回收并注入甲醇厂的原料中，可使原料气达到合适的氢碳比，这样既减少了甲醇装置原料气中的天然气量，增加甲醇产量，又减少了 CO_2 排放，节能减排效果明显。

1 现状及存在问题

驰放气是化工生产中不参与反应的气体或因品位过低不能利用，而在化工设备或管道中积聚而产生的气体。由于驰放气影响设备的传热效果、反应速度和进度，降低生产效率等，因此必须定期排放。但驰放气并非完全无用，为降低生产成本，目前工业上对驰放气的利用主要有两种途径：一种是经压缩加压或升温后可以继续利用；另一种是直接在另外的工序中利用其可利用的成分，如燃烧[5]。此前某石化公司炼油厂将两套制氢装置的驰放气一部分作为燃料，另一部分则直接排放，利用率很低，不符合当前节能减排的要求。经仔细分析和计算，拟将两套制氢装置的驰放气进行加压回收，用作甲醇装置的原料。

该厂Ⅰ、Ⅱ套制氢装置驰放气的排放量为 180 m^3/min，操作参数见表 1。

表 1 Ⅰ、Ⅱ套制氢装置驰放气操作参数

驰放气	排放间隔时间 /s	压力 /MPa	流量 /（$m^3\cdot h^{-1}$）	总流量 /（$m^3\cdot h^{-1}$）
Ⅰ套制氢装置驰放气	75	0.01~0.05	7 000~8 000	11 500~13 500
Ⅱ套制氢装置驰放气	25	0.01~0.05	4 500~5 500	

收稿日期：2014-10-27

作者简介：郑跃华（1981-），男，四川丹棱人，工程师，学士，主要从事油气处理、炼油化工工艺设计工作。

驰放气主要成分为 CO_2，还有部分 CH_4、H_2、CO，压力很低。Ⅰ、Ⅱ套制氢装置驰放气组成见表 2。

表 2　Ⅰ、Ⅱ套制氢装置驰放气组成

组分	组成 φ/(%)
H_2	39.036
CH_4	16.64
CO_2	40.02
CO	2.622
N_2+O_2	1.682
合计	100

将该厂Ⅰ、Ⅱ套制氢装置驰放气回收作为甲醇装置的原料存在以下难点：

1)该厂Ⅰ、Ⅱ套制氢装置驰放气排放压力低，波动大，两套制氢装置的驰放气合并后，压力波动虽然有所减小，但仍不能保证驰放气连续输送。

2)驰放气排放压力很低，仅为 0.01 MPa，若用压缩机增压，会造成驰放气压缩机的压缩比过大，压缩机选型、制造非常困难，且价格昂贵[6]。

3)将制氢装置东侧一座闲置的 2 500 m^3 湿式气柜用作缓冲容器，驰放气经过气柜后进入压缩机，虽然可以使压缩机进口压力保持稳定，但是此气柜为湿式气柜，驰放气经过气柜后会携带大量饱和水汽，经压缩机增压后，缓冲罐底部放出大量液态水，这是由于驰放气经过湿式气柜后形成操作温度下的饱和水汽+驰放气的混合气体。压力升高至 1.0 MPa 的过程中混合气体中的饱和水析出形成液态水。液态水与驰放气中的 CO_2 结合成碳酸，既影响压缩机操作，也会对压缩机后的设备及管线造成腐蚀[7]。

4)驰放气的压力很低且间歇排放，其回收管线压降要求很小，需要对驰放气回收管线的管径、走向进行优化，新建驰放气回收系统和现有两套制氢装置必须很好结合才能满足回收输送的要求。

2　解决方案

驰放气回收系统组成主要有：2 500 m^3 湿式气柜、鼓风机、压缩机等。

平面布置：由于驰放气排放压力很低(0.01~0.05 MPa)且间歇排放，管线系统的压降要求很小，因此，将驰放气回收系统建在制氢装置旁。驰放气由制氢装置 DN 400 的管线引出，既能够降低管线压降又能够在稳定压力方面起到一定作用。驰放气鼓风机、压缩机布置在同一机房内，建在Ⅰ套制氢装置的东北角，南面距 2 500 m^3 湿式气柜 50 m。压缩机、鼓风机厂房 36 m×18 m。

工艺流程：利用制氢装置闲置的 2 500 m^3 湿式气柜作为驰放气缓冲容器，将驰放气压力稳定在 0.01 MPa，通过鼓风机增压至 0.18 MPa，再由压缩机增压至 1.0 MPa 后输送至甲醇厂，流程见图 1。

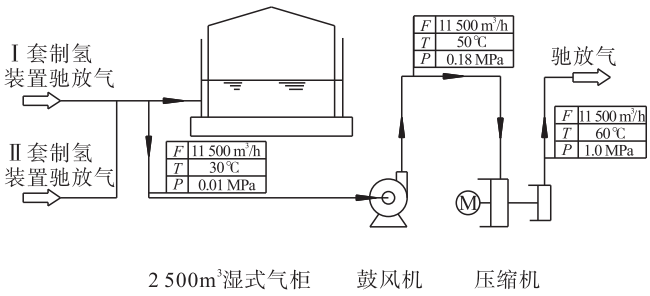

图 1　驰放气回收工艺流程图

该流程具有下列优点：

1)利用“低压收集，分步增压”的工艺方案，解决了驰放气由于压力太低、波动太大给回收带来的困难，大大节约了设备投资费用，鼓风机与压缩机的设备费为 450 万元。

2)采用“旁接气柜”流程，能够保证驰放气的压力维持稳定，同时在装置操作稳定的情况下，驰放气不通过湿式气柜，直接进入鼓风机入口，驰放气基本不含水，保证了压缩机的正常运行，且能够大大减轻设备的腐蚀。

3)驰放气回收装置靠近产生驰放气的制氢装置，制氢装置来的驰放气采用管径较大的管线，不仅能够使管线压降较小，还对稳定驰放气的压力起到一定作用。

3　原料气混入驰放气的消耗对比

该厂甲醇装置原料气混入驰放气后氢碳比为 2.20，得到了改善，天然气耗量有所减少，甲醇产品产量增加。

甲醇厂原料气混入驰放气前，原料天然气制得的甲醇新鲜合成气组成见表 3。

表 3　混入驰放气前甲醇新鲜合成气组成表

组分	组成 φ/(%)
H_2	72.57
CH_4	5.19
CO_2	9.69
CO	12.19
其它	0.36
合计	100

由表 3 可知，制得的新鲜合成气的氢碳比 $f=V(H_2-CO_2)/V(CO+CO_2)=2.873$，表明合成气中氢多碳少，氢碳比不合适[8]。将驰放气回收混入天然气原料中，混合后制得的新鲜合成气组成见表 4。

表 4 混入弛放气后制得的甲醇新鲜合成气组成

组分	组成 φ/(%)
H_2	68.33
CH_4	5.26
CO_2	11.22
CO	14.74
其它	0.45
合计	100

混入弛放气后，制得的甲醇新鲜合成气的氢碳比 $f=V(H_2-CO_2)/V(CO+CO_2)=2.20$，国内甲醇装置合成气的氢碳比一般在 2.0~2.33[9]。

混入弛放气后，甲醇装置的生产能力提高，原料天然气的消耗明显降低，混入弛放气前后的消耗比较见表 5[10]。

表 5 原料气混入弛放气前后消耗比较

项目	未混入弛放气的消耗值	混入弛放气后的消耗值
天然气 /m^3	841.72	649.25
弛放气 /m^3	–	211.93
蒸汽 /t	0.52	0.46
脱盐水 /t	2.36	1.97
电量 /(kW·h)	165.17	162.72

注：以每 m^3 精甲醇计算。

4 结论

采用“低压收集、分步增压”的方案，将弛放气通过气柜收集，鼓风机、压缩机分步增压至 1.0 MPa 后输送至甲醇装置，不仅使原料气达到合适的氢碳比，节省了宝贵的天然气资源，而且减少了 CO_2 排放，节能减排效益明显。此项改造于 2008 年 7 月投用，目前运行平稳，可使甲醇厂多生产甲醇 60 t/d，增效逾 10 万元/d，符合国家的产业政策，具有明显的经济效益和现实的社会意义。

低压力气体回收的主要困难是压缩机设备制造、选型等问题，采用“低压收集、分步增压”的思路，可有效解决这些难题。

参考文献：

[1] 曹艳霞，杨洪文.哈尔滨气化厂 14 万 t/a 甲醇装置弛放气处理方案比较[J].天然气化工，2003，28(4)：19-21.
Cao Yanxia，Yang Hongwen. Comparison of Tailgas Disposing Plans for a 140kt/y Harbin Methanol Plant [J]. Natural Gas Chemical Industry，2003，28(4)：19-21.

[2] 张 锐，宋 凯，金 燕.多联产系统中弛放气的燃烧特性研究[J].太原理工大学学报，2009，40(5)：532-535.
Zhang Rui，Song Kai，Jin Yan. The All-round Study on the Combustion Characteristic of Purge Gas [J]. Journal of Taiyuan University of Technology，2009，40(5)：532-535.

[3] 曹志平.全球温室气体排放概况[J].生态学杂志，1998，17(1)：73-74.
Cao Zhiping. A Profile of Global Greenhouse Gas Emissions [J]. Ecology Magazine，1998，17(1)：73-74.

[4] 雍永祜，李国琨，杨 茗.天然气添加 CO_2 一段蒸汽转化制甲醇合成气中 CO_2 配入量及转化气组成的计算[J].天然气化工，2005，30(3)：68-72.
Yong Yonghu，Li Guokun，Yang Ming. Calculation of CO_2 Supplying Amount and Reforming Gas Composition in One-step Steam Reforming of Natural Gas and CO_2 to Syngas for Methanol Production [J]. Natural Gas Chemical Industry，2005，30(3)：68-72.

[5] 吴 楷.氮肥厂弛放气的合理利用[J].广西化工，1989，18(1)：10-13.
Wu Kai. The Rational Use of Nitrogen Purge Gas [J]. Guangxi Chemical Industry，1989，18(1)：10-13.

[6] 刘祥荣，王竹红. 往复式压缩机结构特点及布置管道设计[J].山东化工，2013，42(9)：166-167.
Liu Xiangrong，Wang Zhuhong. Characteristics of Reciprocating Compressor Structure and Layout Pipeline Design [J]. Shandong Chemical Industry，2013，42(9)：166-167.

[7] 冯 蓓，杨 敏，李秉风，等.CO_2 腐蚀机理及影响因素[J].辽宁化工，2010，39(9)：977-979.
Feng Bei，Yang Ming，Li Bingfeng，et al. Mechanism and Influence Factors of CO_2 Corrosion [J]. Liaoning Chemical Industry，2010，39(9)：977-979.

[8] 曾纪龙.天然气制甲醇补碳的探讨[J].化工设计，2004，14(4)：44-48.
Zeng Jilong. Probe on Carbon Addition into Methanol Manufactured by Natural Gas [J]. Chemical Engineering Design，2004，14(4)：44-48.

[9] 张 固.甲醇新鲜合成气氢碳比的优化方法探讨[J].化工设计，2004，14(5)：6-10.
Zhang Gu. Probe on Optimization Method of Ratio of Hydrogen and Carbon of Fresh Synthesis Gas for Methanol[J].Chemical Engineering Design，2004，14(5)：6-10.

[10] 张桂林，姜 薇，周岐雄，等.天然气混合制氢驰放气生产甲醇的补碳方法探讨[J].天然气化工，2009,34(4)：53-55.
Zhang Guilin，Jiang Wei，Zhou Qixiong，et al. Probe into Carbon Dioxide Supplement on Methanol Synthesis from Natural Gas by Introducing Hydrogen Production Exhaust Gas [J]. Natural Gas Chemical Industry，2009，34(4)：53-55.