

川西北气矿甲醇厂蒸汽自平衡方案优化

马杰¹ 徐菊芳² 刘炜¹ 袁焜¹

1. 中国石油西南油气田公司川西北气矿 2. 中国石油西南油气田公司安全环保与技术监督研究院

马杰等. 川西北气矿甲醇厂蒸汽自平衡方案优化. 天然气工业, 2010, 30(12): 90-95.

摘 要 中国石油西南油气田公司川西北气矿甲醇厂 1999 年建成投产, 但 2003 年后, 自产蒸汽不能满足蒸汽系统平衡, 只得低负荷运行开工锅炉, 能耗提高。为此, 运用 PRO/II 软件对该厂转化系统、蒸汽系统进行了流程模拟, 找到了蒸汽系统无法满足自平衡的原因——换热量下降导致转化汽包产汽量降低。在此基础上, 对转化气余热回收换热网络进行了优化, 提出了解决蒸汽系统自平衡问题的技术方案。这为该厂进一步推进节能减排提供了技术保障。

关键词 蒸汽平衡 流程模拟 换热网络优化 节能减排

DOI: 10.3787/j.issn.1000-0976.2010.12.022

中国石油西南油气田公司川西北气矿甲醇厂于 1997 年 7 月开工建设, 1999 年建成投产, 以天然气为原料, 年设计生产能力为 10×10^4 t 精甲醇。正常生产期间, 蒸汽系统为自平衡, 开工锅炉仅在开停产期间给主装置提供动力、工艺和加热蒸汽。2001—2003 年, 主装置自产蒸汽能满足生产需求, 蒸汽系统能自平衡。但 2003 年后, 自产蒸汽不能满足蒸汽系统平衡, 只得低负荷运行开工锅炉, 以补充自产蒸汽的不足。

为进一步推进节能减排工作, 必须确定蒸汽系统无法满足自平衡的原因, 并提出解决方案。

1 蒸汽系统及其存在的主要问题

1.1 蒸汽系统介绍

川西北气矿甲醇厂蒸汽系统由 3 个等级组成 (图 1)。

1.1.1 中压蒸汽 I (3.8 MPa, 370 °C)

来源: 转化汽包产中压饱和蒸汽, 一部分作为转化反应的工艺蒸汽, 其余部分进入转化炉对流段 2[#] 盘管加热, 过热后的中压蒸汽一部分进入汽提塔, 剩余的进入中压蒸汽 I; 当主装置开停产期间或转化汽包产蒸汽不足, 蒸汽系统无法实现自平衡时, 由开工锅炉产中压蒸汽补充。

用途: 中压蒸汽 I 作为联合压缩机 (凝汽式)、引风机透平 (背压式) 动力蒸汽; 富余部分可通过压力调节

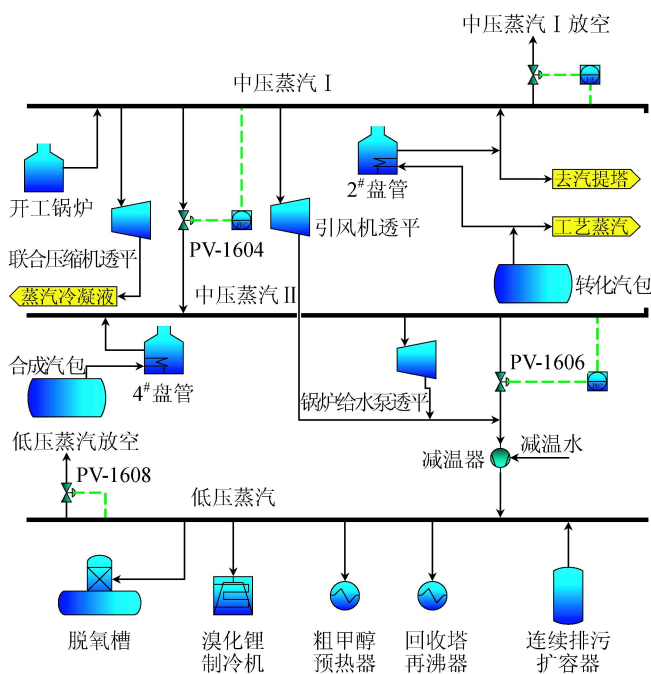


图 1 蒸汽系统图

阀 PV-1604 减压至中压蒸汽 II, 或通过压力调节阀 PV-1608 放空。

1.1.2 中压蒸汽 II (2.6 MPa, 350 °C)

来源: 合成汽包产中压饱和蒸汽通过转化炉对流段 4[#] 盘管加热, 过热后进入中压蒸汽 II; 中压蒸汽 I

(J10203)和转化炉对流段 5[#] 盘管组成的循环系统,利用转化炉对流段烟气余热也可产生部分中压饱和蒸汽。

分离器 D(F10204a)、分离器 E(F10204b)、分离器 A(F10204)、分离器 B(F10205)和分离器 C(F10206)来的工艺冷凝液由工艺冷凝液泵(J10204)升压后经工艺冷凝液换热器(C10205)换热,进入汽提塔(E10201)上部,与由汽提塔(E10201)下部进入的中压过热蒸汽逆向接触,出汽提塔(E10201)顶部蒸汽作为转化反应的工艺蒸汽,底部工艺冷凝液经工艺冷凝液换热器(C10205)换热后,进入脱盐水预热器(C10206)加热脱盐水,之后由调节阀 LV-1208 减压,最后由工艺冷凝液水冷器(C10207)冷却后去脱盐水处理站。

从以上流程可见,提高转化汽包产蒸汽量的途径为:

1)提高转化炉出口转化气的温度,增加废热锅炉产汽量。

2)提高进转化炉对流段 5[#] 盘管烟气的温度,增加 5[#] 盘管产汽量。

3)提高进转化汽包的锅炉给水温度。

但转化炉出口转化气温度受转化炉管材的限制,目前该温度已接近炉管设计操作温度,不能再提高;进转化炉对流段 5[#] 盘管烟气的温度可通过转化炉辅助烧嘴来控制,但其也受限于 5[#] 盘管材质要求,其设计操作温度为 650℃。川西北气矿甲醇厂分别于 2008、2009 年进行开工锅炉停运试验,转化炉出口转化气温度、进转化炉对流段 5[#] 盘管烟气温度均提至设计操作温度的高限,但蒸汽系统仍不能自平衡,为保证正常生产,仍低负荷运行开工锅炉。为减少中压蒸汽 I 放空量,低负荷运行开工锅炉时,降低辅助烧嘴燃料气量,将进转化炉对流段 5[#] 盘管烟气温度降至 570~585℃操作^[2]。

2.2 转化汽包产蒸汽量下降原因分析

为了找出转化汽包产蒸汽量下降的原因,首先对比分析蒸汽系统自平衡、不能自平衡时的运行参数。2001—2003 年,主装置自产蒸汽能满足生产需求,蒸汽系统能自平衡,因此选取 2002 年甲醇装置运行参数作为蒸汽系统自平衡的分析参数;2003 年以来,主装置自产蒸汽不能满足自平衡需求,因近年来工艺条件有一定变化,为保证优化后的方案能满足现实需要,选取 2009 年甲醇装置运行参数作为蒸汽系统不能自平衡的分析参数。

2.2.1 运行参数、模拟衡算数据对比

2002 年(蒸汽系统能自平衡)、2009 年(进转化炉

对流段 5[#] 盘管烟气温度 650℃)甲醇装置运行参数如表 1 所示。

表 1 2002 年、2009 年甲醇装置运行温度对比表 ℃			
项 目		2002 年	2009 年
进 C10201 转化气温度		829	813
出 C10201 转化气温度		269	275
进 C10202 转化气温度		269	275
出 F10204a 转化气温度		170	176
进 C10202 锅炉给水温度		104	104
出 C10202 锅炉给水温度		203	197
进 5 [#] 盘管烟气温度		650	650
出 5 [#] 盘管烟气温度		260	273

采用流程模拟软件 PRO/II 对转化系统及其余热回收换热网络进行流程模拟,各设备热交换量对比情况如表 2 所示,转化汽包产汽量对比情况如表 3 所示。

表 2 各设备热交换量对比表 10 ⁶ kJ/h			
年份	C10201	C10202	5 [#] 盘管
2002	81.594 7	28.083 1	48.898 1
2009	77.978 7	25.015 1	47.343 8

表 3 转化汽包产汽量对比表 t/h		
年份	模拟衡算结果	实际运行参数
2002	65.27	64.9
2009	61.86	61.0

2.2.2 原因分析

从表 2 可看出:2009 年 C10201、C10202 和 5[#] 盘管 3 台设备的换热量较之 2002 年均出现了下降,换热量的下降必然导致转化汽包产汽量的降低,也即蒸汽系统不能自平衡的原因,而污垢是导致换热效率降低的主要原因。

2.2.2.1 C10201 换热效率降低原因

- 1)污垢导致换热效率降低。
- 2)工艺条件变化,进 C10201 转化气温度由 2002 年 829℃下降至 813℃。
- 3)C10201 在 2008 年“5·12”地震中受损,拟对 C10201 进行更换。

2.2.2.2 C10202、5[#] 盘管换热效率降低原因

污垢导致换热效率降低。2008 年对 5[#] 盘管进行过盘管的内、外壁化学清洗,清洗后换热效率明显提

高,所以相较于 C10201 和 C10202,5[#] 盘管的换热情况要好一些。

2.2.2.3 设备、管道热损失原因

比较表 3 中转化汽包模拟产汽量和实际产汽量,可判断:C10201、C10202、5[#] 盘管以及相应的管道存在一定的热损失,且 2009 年的热损失明显高于 2002 年,这是设备、管道的保温效率下降所导致的。

2.2.3 更换 C10201、清洗 C10202 后的模拟衡算

对 C10201 进行更换,对 C10202 进行清洗,模拟衡算结果显示 C10201 的换热量为 $78.817\ 3 \times 10^6$ kJ/h, C10202 的换热量为 $27.498\ 3 \times 10^6$ kJ/h, 5[#] 盘管的换热量为 $47.343\ 8 \times 10^6$ kJ/h, 转化汽包产汽量为 63.24 t/h, 换热效率均恢复至 2002 年的水平,但转化汽包产汽量与 2002 年的生产数据相比还差 2.03 t/h,这主要是由于工艺条件改变导致进 C10201 转化气温度下降所致。

3 转化气余热回收换热网络优化

由于工艺条件的改变,转化汽包产汽量还差 2.03 t/h。要解决这个问题,可考虑从优化现有转化气余热回收换热网络入手。

3.1 现有转化气余热回收换热网络存在的问题

3.1.1 TV-1229 部分转化气热量未回收利用

出分离器 D(F10204a)的转化气的温度为 175 ℃ 左右,一部分作为精馏系统热源,而另一部分则经调节阀 TV-1229 直接进入转化气水冷器(C10204),该部分转化气热量不仅未得到回收利用,反而增加了转化气水冷器(C10204)的冷却负荷,导致在气温偏高的季节,出转化气水冷器(C10204)的转化气温度高于设计值(40 ℃)。

3.1.2 脱盐水加热流程

自从 C.S.Hwa 于 1955 年首次提出换热网络结构优化问题以来,目前已开发出众多换热器网络最优综合方法,但不论采用哪种换热网络优化方法,一般都必须遵循以下最大热量回收的物流匹配原则^[1]:

1)最高温位的热流应该与最高温位的冷流匹配换热。

2)中等温位的热流应该与中等温位的冷流匹配换热。

3)最低温位的热流应该与最低温位的冷流匹配换热。

而川西北气矿甲醇厂脱盐水预热器热流进口温度

(167 ℃)大于脱盐水加热器热流进口温度(94 ℃),脱盐水加热流程的换热匹配有悖于“最大热量回收的物流匹配原则”,不是最佳的换热匹配。

3.2 解决措施

3.2.1 回收利用温度调节阀 TV-1229 部分转化气热量

在确定回收利用温度调节阀 TV-1229 部分转化气热量方案前,必须先确定该部分转化气的流量;但川西北气矿甲醇厂进精馏系统、温度调节阀 TV-1229 的转化气均未计量,因此,只有先计算出精馏系统加压塔再沸器(C10505)、预塔再沸器(C10504)的热负荷,然后反推出进精馏系统转化气流量,从而计算出温度调节阀 TV-1229 部分转化气的流量以及焓值。计算可知 C10505 的换热量为 $22.955\ 7 \times 10^6$ kJ/h, C10504 的换热量为 $9.298\ 8 \times 10^6$ kJ/h, 温度调节阀 TV-1229 部分转化气焓值为 $15.967\ 9 \times 10^6$ kJ/h, 温度调节阀 TV-1229 部分转化气流量为 717.681 3 kmol/h。

利用方案:

1)用温度调节阀 TV-1229 部分转化气预热来自工艺冷凝液泵(J10204)的工艺冷凝液,提高进汽提塔工艺冷凝液的温度,增加汽提塔工艺蒸汽的产量,从而弥补转化汽包产汽量的不足^[2]。

2)温度调节阀 TV-1229 部分转化气预热锅炉给水,提高进转化汽包锅炉给水的温度,从而增加转化汽包产汽量。

3.2.2 优化脱盐水加热流程

将脱盐水的预热流程进行优化,脱盐水先进脱盐水加热器(C10203)预热,然后再进脱盐水预热器(C10206)加热。该方案的优势在于:①可提高脱盐水最终的预热温度,从而减少脱氧槽的低压蒸汽耗量;②可降低进分离器 B 的转化气温度,提高分离器 B 相对高温的工艺冷凝液的析出量,从而提高进汽提塔工艺冷凝液的温度,还可降低进入转化气水冷器的转化气温度,减轻转化气水冷器的冷却负荷,降低转化气的温度,节省联合压缩机的功耗。

脱盐水预热系统经过以上改进后,可能出现脱盐水预热器出口的工艺冷凝液温度高于 100 ℃ 情况,为防止减压阀 LV-1208 后的工艺冷凝液形成气液两相,对设备、管道造成严重的冲刷,建议在工艺冷凝液换热器和脱盐水预热器之间增设脱盐水加热器 a(C10211)。这样不仅能防止形成气液两相,而且还能进一步提高脱盐水的预热温度,减少脱氧槽的低压蒸汽消耗。

4 优化方案

4.1 方案 1

4.1.1 优化措施

1)更换 C10201。
2)对 C10202 进行清洗。
3)脱盐水先通过 C10203 预热,然后再进 C10206 加热,最后进新增加的脱盐水加热器 a(C10211)进一步提高温度。
4)来自工艺冷凝液泵(J10204)的工艺冷凝液先进入新增加的工艺冷凝液预热器(C10210),利用 TV-1229 部分转化气预热,然后再通过工艺冷凝液换热器(C10205)加热后进入汽提塔;经工艺冷凝液预热器(C10210)换热后的 TV-1229 部分转化气,进入新增加的分离器 F(F10207),分离工艺冷凝液后,与出分离器 B(F10205)的转化气混合,最后进入转化气水冷器(C10204)。

5)来自脱氧槽的锅炉水经锅炉给水泵(J10202)升压后,进入新增加的锅炉给水预热器 a(C10209),采用富余的低压蒸汽加热,然后再通过锅炉给水预热器(C10202)进入转化汽包;出锅炉给水预热器 a(C10209)的蒸汽冷凝液与来自脱盐水加热器 a(C10211)的脱盐水混合后,进入脱氧槽。

6)对 C10201、C10202、5[#] 盘管以及相应管道的保温设施进行整改,减少设备、管道的热损失,提高转化汽包产汽量。

4.1.2 方案 1 的衡算结果

由计算可知,经方案 1 优化后,C10201 的换热量为 78.817 4×10⁶ kJ/h,C10209 的换热量为 13.061 6×10⁶ kJ/h,C10202 的换热量为 16.805 1×10⁶ kJ/h,5[#] 盘管的换热量为 47.343 8×10⁶ kJ/h,转化汽包产汽量为 64.22 t/h。汽提塔可在原产汽量的基础上增产蒸汽 1.998 t/h。

4.1.3 方案 1 的经济效益衡算

方案 1 的经济效益衡算结果如表 4 所示。

4.2 方案 2

4.2.1 优化措施

方案 2 与方案 1 的其他优化措施都相同,唯一不同之处在于:对于 5.31~6.31 t/h 放空处理的富余低压蒸汽的利用,方案 1 采用加热锅炉给水回收富余低压蒸汽热量的方式;方案 2 则采用低压蒸汽透平(凝汽式)驱动循环水泵的方式。

4.2.2 方案 2 的衡算结果

由计算可知,经方案 2 优化后,C10201 的换热量

表 4 方案 1 经济效益衡算结果表

单元	项 目	数据	经济效益/ 万元·a ⁻¹
燃料 天然 气	锅炉燃料天然气量/m ³ ·h ⁻¹	600	
	进 5 [#] 盘管烟气由 583 ℃提至 650 ℃,转化炉辅助烧嘴增加的燃料天然气量/m ³ ·h ⁻¹	-236.56	
	小 计	363.44	413.449 3
	蒸汽 冷凝 液	回收低压蒸汽冷凝液量/t·h ⁻¹	5.31
电	开工锅炉排污量/t·h ⁻¹	0.50	
	小 计	5.81	16.732 8
	开工锅炉鼓风机电机额定功率/kW	55	
	开工锅炉引风机电机额定功率/kW	75	
电	开工锅炉给水泵电机额定功率/kW	90	
	磷酸盐泵电机额定功率/kW	0.55	
	小 计	132.33	49.544 4
	总 计		479.726 5

注:1.甲醇装置每年按 7 200 h 运行时间计;2.天然气价格按 1.58 元/m³(不含税)计;3.天然气低热值按 36 969.4 kJ/m³计;4.脱盐水价格按 4.0 元/t 计;5.电价按 0.52 元/kW·h 计;6.电机运行功率按额定功率的 60% 计。

为 78.817 4×10⁶ kJ/h,C10202 的换热量为 27.498 3×10⁶ kJ/h,5[#] 盘管的换热量为 47.343 8×10⁶ kJ/h,转化汽包产汽量为 63.24 t/h。汽提塔可在原产汽量的基础上增产蒸汽 1.477 t/h。

4.2.3 富余低压蒸汽的利用方案

富余低压蒸汽作放空处理不仅未回收低压蒸汽所蕴涵的能量,同时也是水资源的浪费。结合川西北气矿甲醇厂实际情况,拟采用低压蒸汽透平(凝汽式)驱动循环水泵的方案,以利用低压蒸汽。

经咨询国内某低压蒸汽透平制造厂商,采用凝汽式透平驱动 1 台循环水泵的消耗如表 5、6 所示。

表 5 低压蒸汽透平机组耗蒸汽情况表

项 目	压力/MPa	温度/℃	耗蒸汽量/t·h ⁻¹
汽轮机	0.5	180	5
射汽抽气器	0.5	180	0.54
启动抽气器	0.5	180	0.65
汽轮机密封蒸汽	0.5	180	0.15

表 6 低压蒸汽透平机组冷却水情况表

设备名称	供水温度/℃	用水量/t·h ⁻¹
油冷却器	32	15.0~22.5
表面冷凝器 ¹⁾	32	600.0

注:1)冷却面积为 150 m²。

4.2.4 方案 2 的经济效益衡算

方案 2 的经济效益衡算结果如表 7。

表 7 方案 2 经济效益衡算表

单元	项 目	数据	经济效益/ 万元·a ⁻¹
燃料 天然 气	锅炉燃料天然气量/m ³ ·h ⁻¹	600	
	进 5 [#] 盘管烟气由 583℃ 提至 650℃,转化炉辅助烧嘴增加的燃料天然气量/m ³ ·h ⁻¹	-236.56	
	小 计	363.44	413.449 3
	蒸汽 冷凝液	回收低压蒸汽冷凝液/t·h ⁻¹	5
	小 计	5	14.4
电	开工锅炉鼓风机电机额定功率/kW	55	
	开工锅炉引风机电机额定功率/kW	75	
	开工锅炉给水泵电机额定功率/kW	90	
	磷酸盐泵电机额定功率/kW	0.55	
	循环水泵电耗/kW	249.90	
	低压蒸汽透平机组电耗/kW	-12.50	
	小 计	369.73	138.426 9
	总 计		566.276 2

注:1.甲醇装置每年按 7 200 h 运行时间计;2.天然气价格按 1.58 元/m³(不含税)计;3.天然气低热值按 36 969.4 kJ/m³计;4.脱盐水处理按 4.0 元/t 计;5.电价按 0.52 元/kW·h 计;6.电机运行功率按额定功率的 60% 计。7.低压蒸汽透平机组的油冷却器、表面冷凝器需消耗循环冷却水,扣除此部分循环冷却水,低压蒸汽透平驱动的循环水泵实际供应的循环水量为 1 247.5 t/h,按线性折算,可节省循环水泵电耗 249.9 kW。

5 优化方案评述

联合压缩机透平的中压蒸汽 I 的设计耗量为 14.6 t/h,由于工艺条件的改变,2009 年联合压缩机透平的中压蒸汽 I 的耗量下降为 13.5 t/h;因此,方案

1、方案 2 的蒸汽系统均能满足自平衡,甲醇装置正常运行期间可停运开工锅炉。

方案 1 的投资低,投资回收期可控制在 0.5 a 内。该方案中压蒸汽产量更高,中压蒸汽 I 会出现富余,可考虑采用蒸汽透平回收此部分富余中压蒸汽 I 的能量,并替代电机作为适合泵或风机的动力,从而进一步降低装置能耗水平。若考虑降低投资成本,不回收此部分富余中压蒸汽 I 能量,可减少转化炉辅助烧嘴的燃料气量,降低进转化炉对流段 5[#] 盘管烟气温度,减少中压蒸汽产量,从而控制中压蒸汽 I 放空量。

方案 2 与方案 1 对富余低压蒸汽的利用方式不同。方案 1 采用加热锅炉给水回收富余低压蒸汽热量;方案 2 则采用低压蒸汽透平(凝汽式)驱动循环水泵,从而可节省循环水泵的电耗,同时还可回收低压蒸汽冷凝液,既节能又节水。方案 2 增加了低压蒸汽透平机组,相较于方案 1 投资高一些,但经济效益更好,投资回收期可控制在 1 a 内。

以上 2 种方案均能解决川西北气矿甲醇厂自 2003 年以来自产蒸汽不能满足自平衡的问题,但着眼于长期经济效益来看,方案 2 优于方案 1。因此在投资允许的条件下,建议采用方案 2 的设计来对川西北气矿甲醇厂进行优化改造。

参 考 文 献

[1] 高维平,杨莹,韩方煜.换热网络优化节能技术[M].北京:中国石化出版社,2004:25.
[2] 李丁川,范忠.川西北气矿甲醇厂甲醇装置蒸汽平衡问题的分析[J].石油与天然气化工,2001(4):185-186.

(修改回稿日期 2010-10-06 编辑 何 明)