

# 制酸系统转化热换热器串气问题研究

金川集团股份有限公司化工厂 刘娜

**【摘要】** 根据制酸系统转化工序热量交换器的使用要求，热量交换器的管程和壳程不能存在串气现象。本文简要叙述了热量交换器的内部构造，串气的原因分析以及相应的应对措施。

**【关键词】** 热量交换器 串气 原因

转化工序是冶炼烟气制酸系统的核心，制酸系统中转化流程是利用热的转化气与冷的烟气进行热交换，达到既冷却转化气又加热烟气的目的。这类流程统称间接换热式。其中将转化反应与换热反应分段分开进行的称为中间换热式。中间换热式又有两种：各段换热装置设在转化器内的称为内部热量交换器；设在转化器外的称为外部热量交换器。冶炼烟气制酸系统采用外部热交换器，冶炼烟气双转双吸制酸系统气量大，SO<sub>2</sub>浓度高，转化器外形尺寸和热交换器的换热面积相对较大。热交换器采用内置式安装在转化器触煤层之间，则转化器的外形尺寸大，不利于气体均匀分布和热量平衡，设备制作及安装难度大。采用外部热交换器维修较为便捷，但占地面积大、连接管线多，更适用于冶炼烟气浓度波动较大的制酸系统。

外部热量交换器是SO<sub>3</sub>烟气与SO<sub>2</sub>烟气逆流间接换热的主要设备。目前，我公司转化工序所用的热量交换器主要由中明化机工程有限公司制作安装，包括热热交换器、层间热热交换器、层间冷热交换器、冷热交换器。自2005年11月运行以来，效果良好。

## 1 热量交换器的结构及工艺流程

### 1.1 热量交换器的内部构造

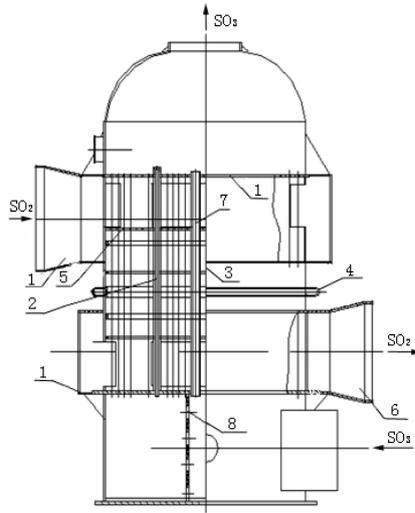
热量交换器均采用列管式结构，列管采用缩放管，列管之间装有折流板与旋流片，列管与上下花板用焊接方式连接，外部热量交换器外壳由钢板卷制而成，外有保温层，壳程和管程各设计安装烟气进出管口。目前，我公司采用的热量交换器为旋流网板支承急扩加速流缩放管换热器，其特点为：总传热系数最高可达到36W/m<sup>2</sup>·k，比传统换热器节省换热面积40%以上，可大幅度降低一次性设备投资。具体可概括为以下三点：

(1) 旋流网板支承替代传统的折流板支承，壳程采用环套三向进出气体，气体分布均匀、无死角、不易结垢。

(2) 阻力小。本换热器较折流板换热器阻力下降40%，风机能耗降低10%以上，每吨硫酸可节电3-5KW·h。

(3) 可减少工艺管道和保温费用30%左右。

热量交换器结构图如下（图 1）



1—上下管板 2—定距管 3—壳体 4—壳体热膨胀圈 5—气流分布板  
6—上下 SO<sub>2</sub> 扩张口 7—缩放管 8—下管板支座

图 1 热量交换器结构图

### 1.2 热量交换器的工艺流程

制酸系统转化工序由转化器和热量交换器组成，热交换器是 SO<sub>3</sub> 烟气与 SO<sub>2</sub> 烟气逆流间接换热的主要设备。制酸系统的热量交换器采用串联方式设计，当两台外部热量交换器进气量相同，风速不变时，不用在两台间调配烟气，对热量交换器换热效率影响较小，但串联后转化工序压损会增大。

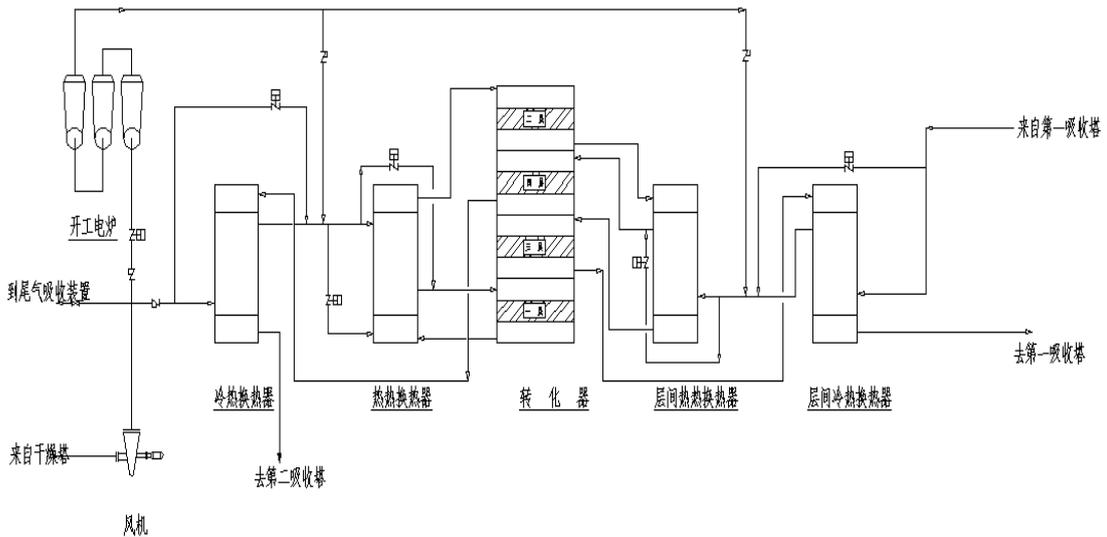


图 2 制酸系统转化工序工艺流程图

## 2 问题的出现及原因分析

## 2.1 问题的出现

2015年10月制酸系统尾吸入口SO<sub>2</sub>含量急剧上涨,尾吸工序耗碱量大幅上涨,可达到0.5t/h,比系统正常运行时增加耗碱0.25t/h,吸收塔吸收效率由99.99%下降至99.97%,导致制酸系统吨酸成本大幅度提高。

## 2.2 检查分析

针对尾吸工序耗碱量大幅度提高的问题,对制酸系统进行全面检查分析,最终确定主要原因是转化工序外部热量交换器出现串气现象,随后对制酸系统四个外部热量交换器进行串气检查。

### 2.2.1 化验分析法

对制酸系统进行化验分析,在测试期间气浓约7.0~8.9%,氧气浓度11.1~15.9%,四段出口SO<sub>2</sub>浓度为140ppm~360ppm,测得转化率为1段60.7~78.6%,二段88.3~93.3%,三段93.2~97.9%,总转99.62~99.83%。

分别取冷热交换器、热热交换器、层间冷热交换器、层间热热交换器的管程进出口气体检测SO<sub>2</sub>含量,若热量交换器管程出口SO<sub>2</sub>浓度高于管程入口SO<sub>2</sub>浓度则可判断热量交换器有串气现象。测试结果如下表:

表一 热量交换器串气测试数据

名称	入口SO <sub>2</sub> 含量(%)	出口SO <sub>2</sub> 含量(%)
冷热交换器	0.02	0.1
热热交换器	0.02	0.66
层间冷热交换器	0.01	0.01
层间热热交换器	0.01	1.01

化验结果显示热热交换器泄漏约8%,层间热热交换器泄漏比较严重,层间冷热交换器无泄漏,冷热交换器泄漏约1%。

### 2.2.2 外观观察法

对冷热交换器、热热交换器、层间冷热交换器、层间热热交换器逐一进行打开管程进出口取样阀,观察对比外冒烟气颜色,若管程出口烟气颜色相比于管程入口烟气颜色有变蓝现象,则热量交换器泄漏。经观察,热热交换器、冷热交换器有串气现象,且层间热热交换器泄露严重。

## 2.3 原因分析

原因一:进入热量交换器的烟气中带有水分,SO<sub>2</sub>极易溶于水,其水溶液呈酸性水合物,习惯称为亚硫酸水溶液(H<sub>2</sub>SO<sub>3</sub>),亚硫酸水溶液只能以水溶液的形式存在,含量极微,不能制成纯粹形式。亚硫酸水溶液能被空气逐渐氧化为硫酸,浓度越低,氧化越快。亚硫酸水溶液一经加热就自动氧化。



此反应在100℃以下,只需几天即可完成。硫酸液滴附着在换热列管上,长期腐蚀导致换热列管出现漏洞,气体压差将SO<sub>2</sub>气体压入管程内,出现串气现象,最终导致吸收塔吸收效率低,

尾气中 SO<sub>2</sub> 含量大幅度提高，增加尾吸工序耗碱量。

原因二：进入热交换器的烟气温度过高。根据热交换器技术协议设计要求，热热交换器入口烟气最高温度为 580℃，层间热热交换器入口烟气最高温度为 487℃，层间冷热交换器入口烟气最高温度为 450℃，冷热交换器入口烟气最高温度为 433℃。当烟气温度超过设计要求时，会导致换热管变形，上下花板变形，换热管与上下花板间的焊缝断裂，导致串气现象发生。实际生产中，转化一层出口温度可达 590℃，转化二层出口温度可达 500℃，转化四层出口温度可达 450℃，均超过设计温度，因此判断进入热量交换器烟气温度过高是导致热量交换器串气的主要原因。

### 3 应对措施

#### 3.1 更换、补焊泄漏换热列管

利用年度检修的机会对泄漏热量交换器进行换热管补焊、更换。拆除热交换器上封头，利用光线观察法确定泄漏换热管，泄漏严重的进行更换，泄漏轻微的进行补焊处理。最后进行打压检查，确保热交换器换热列管无泄漏。

#### 3.2 调整生产操作方法

调整转化系统操作方法，优化系统工艺指标，使转化工序工艺指标符合技术协议设计要求，即确保热交换器入口烟气温度低于设计上限值；确保风机出口烟气中水分含量低于 0.25g/Nm<sup>3</sup>；确保外部热交换器出入口温差、压差符合技术协议要求。通过调整操作方法的措施来降低热交换器串气发生几率。

### 4 结束语

热交换器是转化工序的核心设备，是制酸系统的重要组成部分，热交换器的正常运行可以确保制酸系统安全、稳定、高效生产。经过我们长时间的跟进，认为只要控制好转化工序各个工艺指标，确保热交换器的运行参数在设计范围要求之内，热交换器的串气问题就能彻底解决。

## The study of blow-by in heat exchanger

Liuna

(GanSu province JinChang 737100)

**Abstract:** According to acid-making system requirement of heat exchanger in conversion section, blow-by is forbidden between pipe and shell among heat exchanger. This essay will introduce the inner structure of heat exchanger, the reason of blow-by and some corresponding measures will also put forward in the following passage.

**Keywords:** heat exchanger, blow-by, reason