

# 影响钠碱法烟气脱硫 效率的因素分析与工艺优化

林世华, 罗凯

(北京东方石油化工有限公司东方化工厂, 北京 101149)

**摘要:**通过对钠碱法烟气脱硫工艺过程的分析 and 运行实践, 分析总结了吸收液 pH 值、液气比(L/G)、烟气温度、烟气中烟尘浓度以及氧化空气量等参数的变化对烟气脱硫效率的影响规律, 并从工艺过程控制、设备运行方式等方面提出了优化方案, 为钠碱法脱硫工艺实现低成本、高效率的吸收提供有益的参考。

**关键词:** 钠碱法; 烟气脱硫; 影响因素; 工艺优化; 成本

中图分类号: X701 文献标识码: B 文章编号: 1006-8759(2011)01-0041-04

## ANALYSIS OF FACTORS THAT AFFECT DESULPHURIZATION EFFICIENCY OF FGD BY SODIUM ALKALI AND OPTIMIZATION OF DESULPHURIZATION SYSTEM

LIN Shi-hua, LUO Kai

(Beijing Eastern Petrochemical CO., Ltd. Eastern Chemicals Works, Beijing 101149, China)

**Abstract:** This article analyzed and summarized the main factors that affect desulphurization efficiency by analyzed the process of FGD, such as the pH value of absorbefacient, L/G, the temperature of tube gas, the concentration of soot and tolerance of oxidation air. It also has advanced project of optimization by control the process of FGD and the run mode of equipment. At the same time, it has offered an useful reference to raise the desulphurization efficiency and reduce the cost of desulphurization.

**Keywords:** sodium alkali FGD; Factors that affect desulphurization efficiency; optimization of desulphurization system; cost

### 0 前言

东方石化公司东方化工厂两台 WGZ65/3.82-15 的煤粉锅炉建成投产于 1993 年, 为乙烯配套工程, 年产压力 3.82 MPa, 温度 450℃ 的中压蒸汽约 100 万 t, 消耗原煤近 10 万 t。按低硫煤计算, 每年

产生并随烟气排入大气的 SO<sub>2</sub> 近 1 000 t, 给周围大气环境造成了比较严重的污染。为解决这一问题, 于 2005 年 8 月建成并投产了烟气脱硫系统。

### 1 脱硫系统介绍

该脱硫系统采用的是湿法脱硫中的钠碱法脱硫工艺, 整套装置由五洲富士化水工程公司提供, 采用日本技术, 系统工艺流程如下:

其核心装置-脱硫塔采用的是 MORETANA<sup>®</sup>

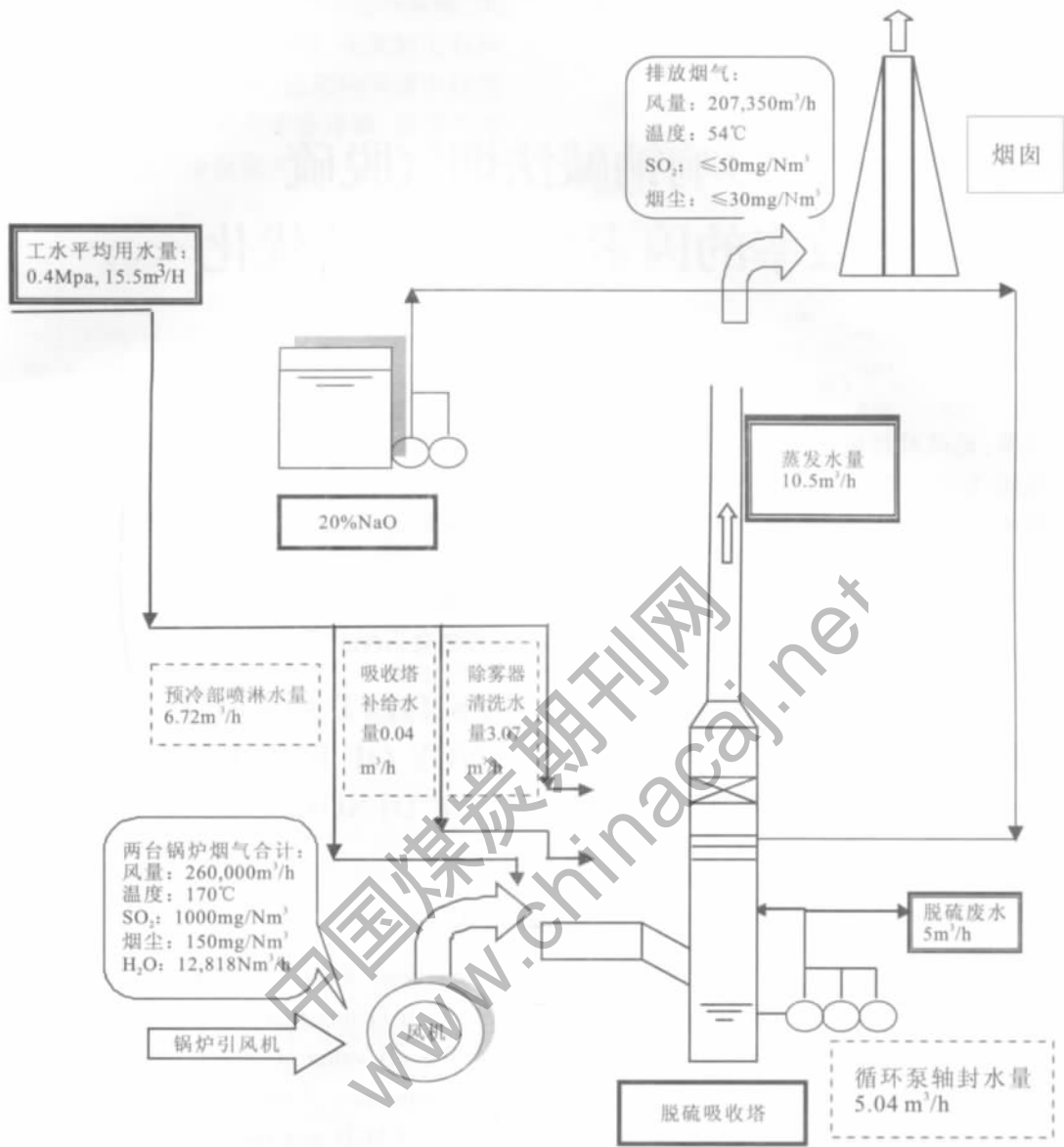
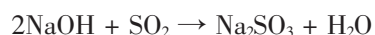
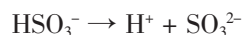
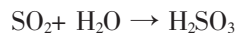


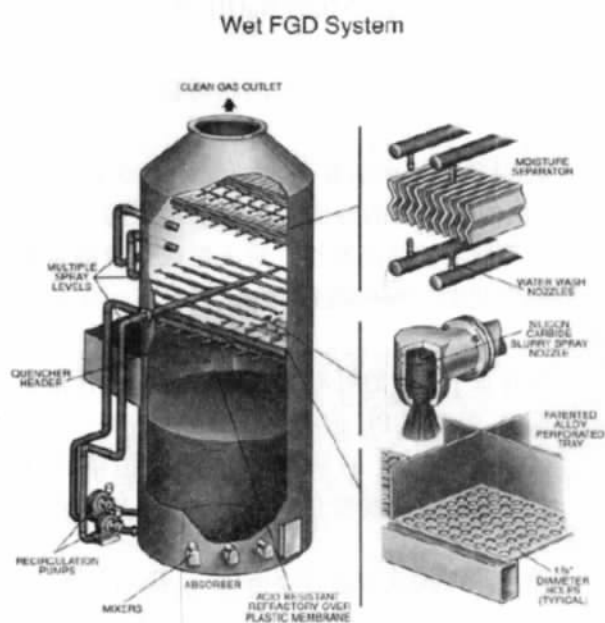
图 1 工艺流程

式喷淋式吸收塔,见图 2 所示。此种塔是在空塔内由一段以上的开孔率很大的多孔板组合而成,具有极其简单的结构,完全没有传统的多孔板所常见的堰和溢流部。吸收液由分配器从最上端的塔板供给,与从塔下方进入的气体异向接触并发生剧烈混合,在塔板上液体的下流与气体的上升交替变化一起激烈的气液接触,效果大大优于传统的多孔板塔,原因在于传统的多孔板塔其气体空塔速度、液流速度都很小,塔板上发生剧烈混合时造成塔板暴露在外,从而使物质传递速度变慢。

## 2 脱硫原理

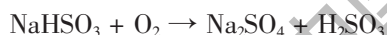
锅炉高温烟气经增压风机进入预冷部,利用工业水喷淋冷却后,进入吸收塔。气体自下而上直接进入吸收塔,在塔板上与循环吸收液进行激烈的气液接触,使得吸收反应充分进行,从而有效的去除烟尘和 SO<sub>2</sub>,具体反应如下:



图 2 MORETANA<sup>®</sup>式吸收塔结构示意图

处理后的烟气经吸收塔上部的除雾器进行水气分离,去除脱硫后烟气中的细小液滴后,从烟囱排入大气。

吸收塔运行过程中,吸收塔底部蓄液池内的吸收液和外排吸收液分别经鼓风机曝气氧化,曝气氧化反应如下:



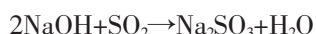
### 3 影响脱硫效果的因素分析

通过装置投产以来的运行实践看,吸收液 pH 值、液气比(L/G)、烟气温度、烟气中烟尘浓度以及氧化空气量等都直接影响着脱硫的效率,同时,也间接影响运行成本。多年来,我们在运行的同时,进行了大量的试验,基本上摸索出了这些因素和脱硫效率之间的关系。

#### 3.1 吸收液 pH 对脱硫效率的影响

通过运行试验我们发现,吸收液 pH 在某一特定范围内时脱硫效率最高。当 pH>6 时,脱硫效率随着 pH 增大而增高,但随着 pH 增大脱硫效率提高的幅度趋向平缓;当 pH<6 时,脱硫效率随 pH 减少急剧降低。

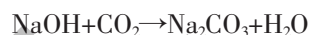
循环吸收剂吸收烟气中 SO<sub>2</sub> 的主反应式为:



由此反应式可知,当吸收剂中 NaOH 的含量增加时,pH 值会提高,同时化学反应速度也会提

高,有利于提高脱硫效率。但是,Na<sub>2</sub>SO<sub>3</sub> 的溶解度是随 pH 值升高而下降的,当吸收剂的 pH 值较高,超过一定值时,一方面由于 Na<sub>2</sub>SO<sub>3</sub> 的溶解度下降,会抑制正反应速度;另一方面,Na<sub>2</sub>SO<sub>3</sub> 会从吸收剂中析出,以固体盐的形式附着在塔板及设备系统内,造成塔板及设备系统上结垢,减少流通面积,增加流动阻力。随着运行时间增加,Na<sub>2</sub>SO<sub>3</sub> 固体盐会不均匀地附着在塔板上,造成塔板不能均匀的分配吸收剂,相当于反应空间减少,使脱硫效率下降。因此,吸收剂的 pH 值要控制在一定范围内,不能过高。

再者,锅炉烟气中含有的大量 CO<sub>2</sub> 气体。相关研究表明,当吸收剂 pH 值大于 8 时,与 NaOH 反应的主要是烟气中的 CO<sub>2</sub>,反应式为



上述情况说明,维持过高的 pH 值是无益的,不但不会大幅度提高脱硫效率,而且会使 NaOH 消耗量增加,增加运行成本。

相反,当吸收剂中 NaOH 含量降低,即 pH 值下降时,一方面化学反应会不完全,脱硫效率下降;另一方面,随着吸收剂 pH 值下降,会增加设备腐蚀。

原设计吸收剂 pH 值的控制范围为 5.8~6.5,从运行实践来看,控制在 6.0~6.3 则更为合理。

#### 3.2 液气比(L/G)对脱硫率的影响

液气比增大,代表气液接触机率增加,脱硫率增大。但二氧化硫与吸收液有一个气液平衡,液气比超过一定值后,脱硫率将不再增加。本系统原始设计为每小时处理 SO<sub>2</sub> 含量 ≤ 1 000 mg/Nm<sup>3</sup> 的烟气 260 000 Nm<sup>3</sup>,吸收液循环流量为 650~680 t/h,SO<sub>2</sub> 排放量 ≤ 150 mg/Nm<sup>3</sup>,液气比 L/G 为 2.5~2.6 L/m<sup>3</sup>。运行实践证明,当液气比 L/G 大于 3 L/m<sup>3</sup> 时,对脱硫效率的影响幅度明显变小。而在实际运行时,锅炉多数时间会在低于额定负荷的状态运行,而且有时会只有一台炉运行,假定锅炉负荷为 50 t/h,燃煤量 6 t/h,那么理论烟气量约为 37 000 Nm<sup>3</sup>/h,当单台炉运行时,液气比 L/G 为 17.6~18.4 L/m<sup>3</sup>,当 2 台炉运行时,液气比 L/G 为 8.8~9.2 L/m<sup>3</sup>,远远高于 3 L/m<sup>3</sup> 的极限合理值,更高于 2.5~2.6 L/m<sup>3</sup> 设计值。如此高的液气比不但对提高脱硫效率没有多大补益,相反,过高的液气比会造成电耗、水耗的增加。

### 3.3 烟气温度对脱硫率的影响

根据反应式  $\text{SO}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{H}_2\text{SO}_3 \rightarrow \text{H}^+ + \text{HSO}_3^- \rightarrow 2\text{H}^+ + \text{SO}_3^{2-}$  我们知道,低温对反应是有利的。进入吸收塔烟气温度越低,越利于  $\text{SO}_2$  气体溶于吸收液,形成  $\text{HSO}_3^-$ ,即:低温有利于吸收,高温有利于解吸。因此,本系统在烟气进口处对烟气进行喷水预冷却,通常将烟气冷却到  $60^\circ\text{C}$  左右。较高的吸收操作温度,会使  $\text{SO}_2$  的吸收效率降低,而且对 P.P. 材质的除雾器也不利,同时,过高的烟气温度会加剧吸收液中水份的蒸发,使水耗增加。

### 3.4 烟气中烟尘浓度对脱硫效率的影响。

烟气中烟尘的存在,在一定程度上阻碍了  $\text{SO}_2$  与脱硫剂的接触,烟气中粉尘含量持续超过设计允许量,将使脱硫率大为下降。一般要求入口烟气烟尘含量小于  $200 \text{ mg/m}^3$ ,本系统设计值为  $150 \text{ mg/m}^3$ 。而烟气中烟尘浓度的高低取决于除尘装置运行状况和除尘效果。

### 3.5 氧化空气量对脱硫效率的影响

脱硫塔下部是循环吸收液储存室,内装有氧化系统,俗称曝气。曝气的主要目的是使吸收液中的  $\text{Na}_2\text{SO}_3$  与  $\text{O}_2$  反应生成稳定的  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ,有利于脱硫反应的进行。当参与反应的空气量供应不足或锅炉烟气含硫量超过设计值时(实际运行中经常超出设计值),吸收剂中的  $\text{Na}_2\text{SO}_3$  由于缺氧而不能及时反应生成  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ,使其浓度升高影响脱硫效率,甚至偏离正常值而造成结晶的不良后果。

## 4 工艺优化与改进

通过上述分析我们明确了吸收液 pH、液气比(L/G)、烟气温度等对脱硫效率的影响机理,因此,可以考虑从以下几方面入手进行相应的改进和优化,以达到提高脱硫效率,降低运行成本的目的。

(1)通过如下措施,保证吸收剂 pH 值的相对稳定

①通过保持燃煤含硫量和负荷的相对稳定,保证进入脱硫系统的烟气中  $\text{SO}_2$  含量相对稳定。运行中由于锅炉燃煤供应渠道不同,含硫量有较大差异。如燃用低硫煤时,含硫量为 5% 以下,烟气中的含硫量为  $800 \text{ mg/Nm}^3$  左右。原煤的含硫量增加 1%,烟气中的含硫量将增加  $100 \text{ mg/Nm}^3$  左右。煤的发热量不同,同样蒸汽负荷下燃煤量就不相同。加之锅炉蒸汽负荷的变化都会造成进入吸收

塔  $\text{SO}_2$  量的不同,使消耗的 NaOH 的量发生变化,造成吸收剂 pH 值的波动。

②保持进入脱硫塔水量的相对稳定,减少由于水量变化对吸收剂 pH 值的影响。

脱硫系统补水主要来自烟气冷却水和每 18 mm 一次的除雾器的清洗水,由于水压的不稳定性和除雾器清洗的间断性,进入脱硫系统的水量是不断变化的,对吸收剂的 pH 值也有一定的影响。

③保证 pH 计的可靠性、准确性。pH 计指示出现偏差,吸收剂 pH 值必然会受影响。

④保证 NaOH 的质量和浓度,消除由于 NaOH 的质量和浓度变化对吸收剂的 pH 值产生影响。

⑤进行一些必要的技术改进,如增加一台 pH 计,以保证在线检测的可靠性;补水系统增加自动调整压力的阀门,以保证补水压力的稳定性。

(2)调整 PLC 中 pH 值的控制范围,由原设计的 5.8~6.5 调整为更为合理的 6.0~6.3。

(3)根据锅炉运行台数及负荷变化情况,及时通过调整循环泵运行台数,调节吸收剂循环量,使液气比(L/G)保持在合理的范围内。根据目前情况,完全可由现在的 2 台泵运行改为 1 台泵运行,即可满足液气比要求。

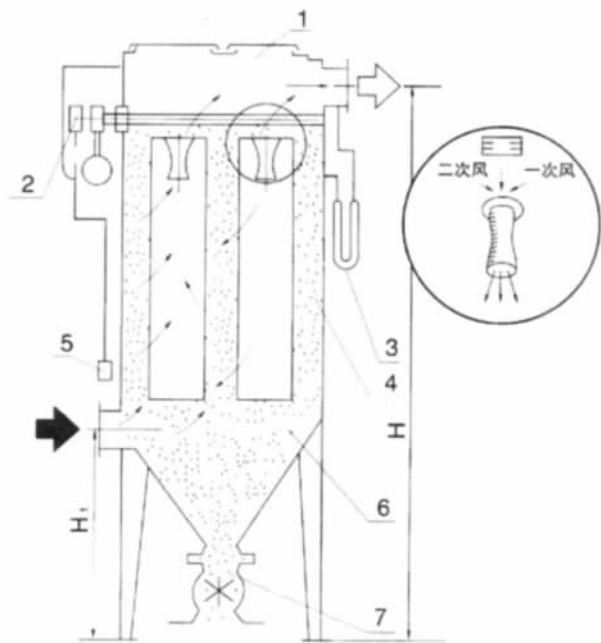
(4)通过控制锅炉排烟温度,及时调整预冷部水量等措施,控制进入脱硫系统烟气温度。特别是预冷部减温水要随着进烟温度及时调整,既要保证冷却降温要求,又要避免降温过渡,造成水的浪费。目前减温水手动人工调节,调节精度低,考虑改为电动阀,采取自动控制。

(5)加强除尘设备的运行监控,保证除尘效率,减少进入脱硫系统烟尘含量。同时,适当增大脱硫塔下液曝气力度,促进反应  $2\text{Na}_2\text{SO}_3 + \text{O}_2 \rightarrow 2\text{Na}_2\text{SO}_4$  的进行。

## 5 结束语

在系统分析影响脱硫效率因素的基础上,对脱硫系统进行必要的改进和工艺优化,不但可以更好地提升其脱硫效果,而且可以大幅度地降低运行中的物耗,特别是碱耗、水耗和电耗,大大降低运行成本。从我们的运行实践来看,通过工艺优化调整,每月可减少碱耗约 43.5 t,水耗 2 000 t,

(下转第 47 页)



1.上箱体； 2.喷吹灰系统； 3.V型压力计； 4.中箱体；  
5.控制仪； 6.下箱体； 7.排灰系统。

图 3 布带式除尘器工作原理示意图

袋式除尘器,分别安装在二次筛分机出料口、二次筛分机下料溜筒口、破碎机入料口及出料口、201 皮带机头及出料口等位置,除此之外,还通过计算对不同平面选择了功率较大的吸尘器来达到共用一台除尘器。

### 2.3.3 二次污染治理

布袋式除尘器出料为较细的粉末,容易造成二次污染。布袋式除尘器出料位置有三种分别是运输设备、厂房平面、煤仓。在使用初期,由于管理及使用经验不足,造成了较大的二次污染,对此我

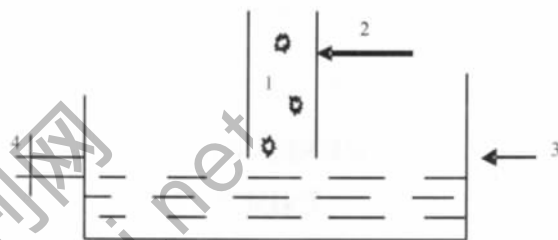
们进行了二次污染治理,具体治理措施有以下几种:

#### 2.3.3.1 运输设备二次污染治理

针对胶带、刮板等运输设备的落尘点,根据需要增设了喷水设施,较好地解决了二次扬尘问题。

#### 2.3.3.2 厂房平面二次污染治理

由于受位置及场地限制,有的落尘点只能选择在厂房平面,产生的二次污染相当严重。有针对性地研发了了吸尘池,使除尘器排料口排出的粉尘落入盛有水的吸尘池,使粉尘在落入吸尘池得到润湿,有效地减少了二次扬尘,并对吸尘池进行定期清理,吸尘池工作示意图如图 4。



1.粉尘； 2.出尘管； 3.吸尘池； 4.水管。

图 4 粉尘吸尘池示意图

#### 2.3.3.3 煤仓二次污染治理

粉尘进入煤仓后,由于质量小,马上扬起,造成煤仓平面煤尘飞扬。为此,修建了吸尘池来润湿二次扬起的粉尘,有效地解决了这一问题。

## 3 结语

通过对粉尘的综合治理,使工作场所内的粉尘大大减少,不但改善了员工的作业环境,而且通过对粉尘的治理,减轻了工人的劳动强度,促进了工厂质量标准化工作的有效开展。

(上接第 44 页)

电耗 39 600 kW,年经济效益约 146 万元,取得环保和经济效益双丰收。

## 参考文献

[1]北京燕山石油化工设计院.2×65T/H 煤粉炉环境综合治理工程基础设计.2004 年。

[2]电厂烟气脱硫研讨会论文集.《中国电力》杂志社.2005 年出版。