

离子液循环吸收脱硫工程主要设备参数计算与选型

梁 玲

(广西现代职业技术学院, 广西 河池 547000)

[摘要] 离子液循环吸收脱硫技术具有脱硫效率高、无二次污染、无固体残渣、回收利用 SO_2 的优点, 广西某有色金属公司已采用该技术处置低浓度二氧化硫烟气。本文主要介绍了离子液循环吸收脱硫技术的工艺原理、工艺流程、主要设备参数计算与选型。采用这套设备, 年可减少 SO_2 排放 5 407.5 t, 年可回收硫酸 8 432.32 t, 表明离子液循环吸收脱硫技术具有较高的经济效益和环境效益。

[关键词] 离子液循环吸收法; 水洗塔; SO_2 吸收塔; 电除雾器; 再生塔

[中图分类号] TF812; X78 **[文献标志码]** B **[文章编号]** 1008-5122(2021)01-0062-05

DOI: 10.19610/j.cnki.cn11-4011/tf.2021.01.013

Parameters Calculation and Selection of Main Equipment for Ionic Liquid Absorption Cyclic Desulfurization

LIANG Ling

Abstract: The ionic liquid cyclic absorption desulfurization technology had the advantages of high desulfurization efficiency, no secondary pollution, no solid residue, recycling sulfur dioxide. A nonferrous metals company in Guangxi adopted this technology to dispose of low concentration sulfur dioxide flue gas. This paper mainly introduced the process principle, process flow, the calculation and selection of main equipment parameters of ionic liquid cyclic absorption desulfurization technology. Using these equipments, after more than a year of operation, SO_2 emissions can be reduced by 5 407.5 t per year, and sulfuric acid can be recovered by 8 432.32 t per year, indicating that the ionic liquid cyclic absorption desulfurization technology had high economic and environmental benefits.

Key words: ionic liquid cyclic absorption method; washing tower; SO_2 absorption tower; electrostatic precipitator; regeneration tower

0 前言

2009年, 广西某冶炼公司建设投产年产 6 万 t 电铅的全套冶炼系统。该铅冶炼工艺采用“氧气底吹氧化熔炼 + 鼓风炉还原熔炼 + 烟化炉烟化回收铅、锌”的炼铅工艺, 将粗铅电解精炼产出精铅, 并从中回收银、铜、铋、锑、锌、金等有价金属。底吹炉烟气采用绝热蒸发稀酸冷却、“3 + 2”两转两吸的工艺生产硫酸, 尾气达标后排放; 而鼓风炉、烟化炉、浮

渣反射炉的烟气经余热锅炉、冷却烟道冷却、布袋收尘器收尘净化后, SO_2 排放浓度小于 850 mg/m^3 , 符合当时《大气污染物综合排放标准》(GB 16297—1996) 的排放要求, 因此没有设置脱硫治理设施, 烟气经高度为 60 m 的烟囱直接排放。

2017年, 公司强化熔炼节能减排, 投资 1 490 万元, 采用离子液循环吸收脱硫技术对还原炉、烟化炉、反射炉等冶金炉窑排出的低浓度 SO_2 烟气治理进行技术改造。该技术具有吸收容量大、脱硫效率高, SO_2 回收利用、变废为宝, 无二次污染、无废渣产生、运行费用低的特点, 治理后烟气可达标排放, 可实现环保效益和经济效益。本文系统介绍了离子液循环吸收脱硫技术的工艺流程, 并进行了主要设备的参数计算和选型。

[收稿日期] 2020-09-28

[作者简介] 梁玲(1972—), 女, 广西玉林人, 工程硕士研究生, 高级工程师, 主要从事机电、化工设计及课程教学工作。

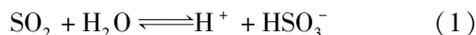
1 离子液循环吸收脱硫技术

离子液循环吸收脱硫技术是近 10 年来较前沿且发展成熟的脱硫技术,与传统湿法烟气脱硫工艺相比,具有脱硫效率高、无二次污染、无固体残渣、副产品硫酸有一定价值的优点^[1]。此外,系统在弱酸性气相环境中运行,受到的腐蚀小,而且现有生产设施可提供 SO₂ 吸收剂再生所需的蒸汽,SO₂ 吸收剂具有良好的稳定性和解吸性,可重复循环使用。

1.1 离子液循环吸收脱硫工艺原理

离子液循环吸收脱硫工艺采用的脱硫吸收剂以有机阳离子、无机阴离子为主,其中添加了少量活化剂、抗氧化剂和缓蚀剂,对 SO₂ 气体具有良好的吸收

性和解吸性。其脱硫机理^[2]如下:



总反应式为:



式中,R 代表吸收剂,(3)式是可逆反应。在低温条件下,反应(3)从左向右进行;在高温条件下,反应(3)从右向左进行。离子液循环吸收脱硫法正是利用此原理,在低温条件下吸收烟气中的 SO₂,在高温条件下将吸收剂中的 SO₂ 解吸释放并再生吸收剂,从而达到脱除和回收烟气中 SO₂ 的目的。

1.2 离子液循环吸收脱硫工艺流程

离子液循环吸收法主要工艺流程如图 1 所示。

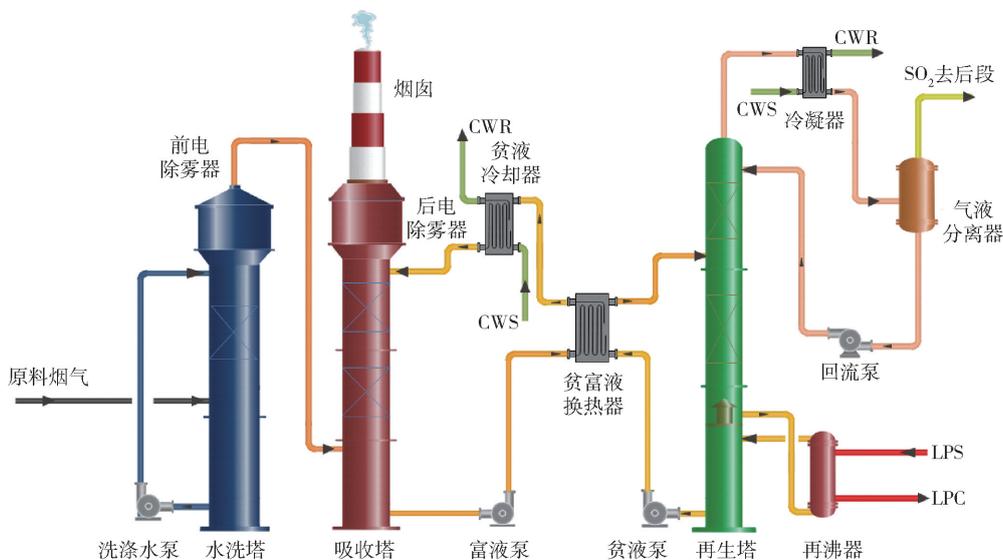


图 1 离子液循环吸收脱硫工艺流程图

自烟道排出的烟气经增压风机增压后,首先进入水洗塔,烟气中的粉尘等杂质被洗涤下来,待温度降至 40 ℃后,烟气洗涤出来,进入前电除雾器进行深度净化除雾;净化后的烟气再从下部进入吸收塔,与从吸收塔上部进入的脱硫贫液逆流接触,烟气中的 SO₂ 与脱硫吸收剂反应进而被吸收;脱硫后的净化烟气从吸收塔顶部进入后电除雾器,经除雾后直接排放。

吸收 SO₂ 后的溶液(称为富液)从吸收塔底部经富液泵加压后进入贫富液换热器,与热贫液换热后升温至 95 ℃,之后进入再生塔进行再生;富液在再生塔里经过填料层后进入蒸汽(0.3 ~ 0.6 MPa)再沸器,继续加热再生成为贫液。从再生塔底出来的贫液经贫液泵加压后,输送至贫富液换热器,初步降温后,再经贫液冷却器降温,然后进入吸收塔上部,重新吸收 SO₂。

在再生塔内解吸出来的 SO₂ 随蒸汽由再生塔顶部引出,进入冷凝器,冷却至 40 ℃,然后进入气液分离器。分离出水分后的 SO₂ 气体送硫酸工序利用,而冷凝液经回流泵进入再生塔,维持水平衡。

设备运行过程中,烟气中的 SO₃、Cl⁻、F⁻ 等成分与溶液反应生成不能再生的盐类(热稳定性盐)。随着热稳定性盐的不断累积,溶液吸收 SO₂ 的能力下降,溶液起泡,从而造成操作不稳定,并增加溶液损耗和加剧设备腐蚀,因此需设置脱盐系统。抽取 10% ~ 20% 的贫液入脱盐系统,即可去除热稳定性盐,恢复溶液吸收 SO₂ 的能力。

2 主要设备参数计算与选择

2.1 水洗塔

湿法净化除尘主要设备有动力波洗涤塔、空心

洗涤塔(空冷塔)、填料水洗塔、泡沫塔、湍动塔、文氏管等,本设计采用了填料水洗塔净化烟气。填料水洗塔的设计条件见表1。

表1 填料水洗塔的设计条件

指标	标况烟气流/ Nm ³ ·h ⁻¹	工况烟气流/ m ³ ·h ⁻¹	烟气 SO ₂ 含量/ mg·Nm ⁻³	烟气含尘量/ mg·Nm ⁻³	进口温度/ ℃	出口温度/ ℃	压降/ kPa	烟气含水 量/%
数值	43 900	59 980	15 000	80	100	45	3	8

2.1.1 水洗塔直径与底面积

水洗塔直径按下式^[3-4]进行计算:

$$D = (4Q/\pi u)^{0.5} \quad (4)$$

式中: D ——塔直径,m;

Q ——工况烟气流,m³/h;

u ——空塔气速,m/s。

计算中,水洗塔塔内的气速根据经验取 1.8 m/s。

将数据代入(4)式得水洗塔直径为: $D_{\text{水洗塔}} = [4 \times 59\,980 / (3\,600 \times 3.14 \times 1.8)]^{0.5} = 3.433 \text{ m}$ 。

最后,水洗塔直径取 3.5 m。

因此,水洗塔底面积为: $S_{\text{水洗塔}} = \pi \times (D_{\text{水洗塔}}/2)^2 = 3.14 \times 1.75^2 = 9.62 \text{ m}^2$ 。

2.1.2 水洗塔塔高

2.1.2.1 洗涤水泵流量

洗涤水泵流量按下式计算:

$$Q_1 = (L/G) \times Q \times (1 - V_{\text{H}_2\text{O}}) / 1\,000 \quad (5)$$

式中: Q_1 ——泵流量,m³/h;

L/G ——液气比(质量流量之比);

$V_{\text{H}_2\text{O}}$ ——烟气含水量,%;

Q ——工况烟气流,m³/h。

计算中,取液气比为 1.35,将数据代入式(5),得洗涤水泵流量为: $1.35 \times 59\,980 \times (1 - 8\%) / 1\,000 = 74.50 \text{ m}^3/\text{h}$ 。

最后,洗涤水泵流量取 90 m³/h,选取 100UHB-UM-90-30 型水泵,并设两台,一用一备。

2.1.2.2 填料层高度

填料层高度与水洗塔直径有一定关系, $H_{\text{填料}}/D_{\text{水洗塔}} = 1.5 \sim 2$,依据实践经验取 1.7,则填料层高度为: $H_{\text{填料}} = 1.7 \times D_{\text{水洗塔}} = 1.7 \times 3.5 = 5.95 \text{ m}$ 。

最后,取填料层高度为 6 m,设置一层填料。

阶梯环具有气体能量大、流动阻力小、传质效率高等优点,故选用 DN38 聚丙烯(PP)阶梯环为填料。

2.1.2.3 循环洗涤液高度

为保证洗涤液不被抽空,取循环洗涤液 16 min 的流量计算循环洗涤液高度:

$$H_{\text{洗涤液}} = Q_1 \times t / S \quad (6)$$

式中: Q_1 ——洗涤水泵流量,m³/h;

t ——时间,min;

S ——塔底面积,m²。

将数据代入式(6)得: $H_{\text{洗涤液}} = 90 \div 60 \times 16 \div 9.62 = 2.49 \text{ m}$ 。

最后,循环洗涤液高度取 2.5 m。

2.1.2.4 除雾区高度

从水洗塔出来的气体夹带的雾沫量很大,因此需在塔顶设置除沫器。考虑到塔顶出口设置了电除雾器,故本项目在水洗塔的上部设置一层折流板式除沫器。根据经验,除雾区高度 $H_{\text{除雾区}}$ 取 6 m。

经过上述计算,水洗塔总高度为: $H_{\text{水洗塔}} = H_{\text{填料}} + H_{\text{洗涤液}} + H_{\text{除雾区}} = 6 + 2.5 + 6 = 14.5 \text{ m}$ 。

考虑到填料层上面要安置分液设备以及气体进出口分布的需要,水洗塔高度取 15 m,材料采用碳钢 CS 防腐或纤维增强复合材料(FRP)。

2.2 SO₂吸收塔

填料塔具有结构简单、生产能力大、吸收效果好、压力降低等优点,在工业吸收中被广泛应用,故 SO₂吸收塔选用填料塔,并采用逆流操作。吸收塔的设计条件见表2。

表2 SO₂吸收塔的设计条件

指标	工况烟气流/ m ³ ·h ⁻¹	烟气 SO ₂ 含量/ mg·Nm ⁻³	烟气含尘量/ mg·Nm ⁻³	烟气温度/ ℃	SO ₂ 吸收率/ %	压降/kPa	液气比
数值	51 136	15 000	30	45	45	2	1.5

2.2.1 吸收塔直径与底面积

吸收塔塔内的气速根据经验取 1.5 m/s。将数

据代入式(4)得吸收塔直径为: $D_{\text{吸收塔}} = [4 \times 51\,136 / (3\,600 \times 3.14 \times 1.5)]^{0.5} = 3.47 \text{ m}$ 。

最后,四舍五入,吸收塔直径取 3.5 m。

吸收塔底面积为: $S_{\text{吸收塔}} = \pi \times (D_{\text{吸收塔}}/2)^2 = 3.14 \times 1.75^2 = 9.62 \text{ m}^2$ 。

2.2.2 吸收塔塔高

2.2.2.1 富液循环泵流量

取液气比为 1.5,将数据带入式(5)得富液循环泵流量为: $1.5 \times 51\ 136/1\ 000 = 76.7 \text{ m}^3/\text{h}$ 。

最后,富液循环泵流量取 $80 \text{ m}^3/\text{h}$,扬程设为 30 m,故选取 80 型号的循环泵,并设置 2 台,一用一备,泵材质选用 316L 不锈钢。

2.2.2.2 填料层高度

填料层高度与塔直径有一定关系, $H_{\text{填料}}/D_{\text{吸收塔}} = 3.5 \sim 4.5$,依据实践经验取 3.6,则: $H_{\text{填料}} = 3.6 \times D_{\text{吸收塔}} = 3.6 \times 3.5 = 12.6 \text{ m}$ 。

最后填料层高度取为 13 m。填料层设置两段填料,两段填料之间设置一个液体再分布器。填料采用两层金属孔板波纹填料塔填料。填料材质为 316 不锈钢。

2.2.2.3 富液高度

为保证富液不被抽空,取循环富液 18 min 的流量计算富液高度。将数据代入式(6)得: $H_{\text{富液}} = 80 \div 60 \times 18 \div 9.62 = 2.49 \text{ m}$ 。

最后四舍五入,富液高度取 2.5 m。

2.2.2.4 除雾区高度

脱硫后的烟气含有少量水沫,且夹带少量离子液,须进行回收,因此,吸收塔中需设置除雾区并设除沫装置,本项目设置一层丝网除沫器。根据经验,除雾区高度 $H_{\text{除雾区}}$ 取 6 m。

经过上述计算, SO_2 吸收塔总高度为: $H_{\text{吸收塔}} = H_{\text{填料}} + H_{\text{富液}} + H_{\text{除雾区}} = 13 + 2.5 + 6 = 21.5 \text{ m}$ 。

考虑到填料层上面要安置分液设备,以及进气口、塔体的人孔分布的需要,吸收塔塔高取 26 m。考虑成本因素和安全因素,吸收塔材料选用 FRP 或钢衬 PO。

2.3 电除雾器

洗涤烟气经离子液吸收脱硫后,干净烟气中含有少量水分,且夹带少量离子液,直接排空会形成水雾和造成离子液损失,因此必须增加电除雾器,用于去除水雾并回收利用离子液。电除雾器的设计参数见表 3。

2.3.1 电极管根数

新的高速型电除雾器气速一般为 $1.6 \sim 2.0 \text{ m/s}$,现习惯取 1.6 m/s 。进口烟气体量为 $51\ 136 \text{ m}^3/\text{h}$,也

即 $14.2 \text{ m}^3/\text{s}$,因此电极管总截面积为: $S_{\text{电极管}} = 14.2/1.6 = 8.9 \text{ m}^2$ 。

表 3 电除雾器的设计参数

指标	进口烟气体量/ $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	烟气含水量/ $\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$	烟气含尘量/ $\text{mg} \cdot \text{Nm}^{-3}$	电雾入口烟气温 度/ $^{\circ}\text{C}$	设计温度/ $^{\circ}\text{C}$	压降/ kPa
数值	51 136	400	30	45	60	1

拟采用正六边形内切圆 $\phi 360 \text{ mm}$ 的导电玻璃钢管子做阳极,则需电极管根数为: $n = 8.9 / (\pi/4 \times 0.36^2) = 87.5$ 根。

最后四舍五入,电极管根数取 88 根。

2.3.2 电极管长度

取烟气在管内停留时间为 3.75 s ,因此电极管长度为: $L = 1.6 \times 3.75 = 6 \text{ m}$ 。

2.3.3 电晕功率

每米电晕电流 I 取 0.2 mA ,则电流总量为: $I_{\text{总}} = n \times L \times I = 88 \times 6 \times 0.2 = 105.6 \text{ mA}$ 。

硅整流器电压 V 为 70 kV ,则所需电晕功率为: $W_{\text{硅整流器}} = I_{\text{总}} \times V = 70 \times 105.6/1\ 000 = 7.4 \text{ kVA}$ 。

本项目水洗塔出口和吸收塔出口均设置有电除雾器,故选择两台 88 管玻璃钢电除雾器。考虑到安全生产的需要,配 3 台 GGJ-0.2/70 高压硅整流器,两用一备。

2.4 再生塔

2.4.1 再生塔介绍

再生塔的作用是将富液中的 SO_2 解吸出来生成贫液,并使贫液返回吸收塔循环使用。再生塔可用板式塔或填料塔。至于采用何种塔,应根据处理量大小、离子液的解吸程度等因素来确定。处理量大,采用板式塔;处理量小,可采用填料塔。

本项目处理量小,故采用填料塔。在常压下采用汽提再生工艺,考虑到解吸温度高于 105°C ,有少量的水蒸气和 SO_2 气体生成,故塔体材质选用 316L 不锈钢。

吸收了 SO_2 的富液经富液泵加压送至贫富换热器换热到 95°C 后,由再生塔上部进入,自上而下与再生塔塔底再沸器提供的温度约 120°C 的蒸汽逆流接触,进行传质传热。在向下流过填料层的过程中,随着温度不断升高,富液中的 SO_2 不断被汽提出来。当富液到达再生塔底的集液箱底部时,温度到达 120°C 左右,然后富液再从集液箱底部进入立式热虹吸再沸器加热,发生部分汽化,在热虹吸再沸器顶

部出口为气液两相。然后气液两相从再生塔的下部进入塔内,气相向上流动,液相则流入再生塔塔底成为再生后的贫液。被汽提出来的 SO_2 气体及水蒸气从再生塔顶部排出,进入冷凝器后再进入气液分离器分离成气液两相, SO_2 气体送制酸系统制酸,液相(水)则经回流泵打入再生塔。故再生塔主要是由塔体、金属孔板波纹填料塔填料、再沸器、冷凝器、回流泵、气液分离器、贫液泵组成。

2.4.2 再生塔参数计算及选型

根据脱硫物料平衡、热平衡、换热器热侧和冷侧的进口温度、出口温度以及冷、热流体体积流量、传热系数等条件,计算再生塔塔径、再沸器加热剂(蒸汽)消耗量和换热器所需换热面积,并进行选型。

2.4.2.1 再生塔塔径

再生塔塔径由塔内上升蒸汽的流量和空塔速度求得,即:

$$D_T = (4V_s / \pi u_s)^{0.5} \quad (7)$$

式中: D_T ——再生塔内径,m;

V_s ——塔内上升蒸汽的体积流量, m^3/s ;

u_s ——塔内上升蒸汽的空塔速度, m/s 。

2.4.2.2 再沸器蒸汽量

再沸器蒸汽量采用下式计算:

$$G_B = Q_B / (I_{B1} - I_{B2}) \quad (8)$$

式中: G_B ——再沸器蒸汽消耗量, kg/h ;

Q_B ——再沸器热负荷, kJ/h ;

I_{B1} 、 I_{B2} ——蒸汽加热之前、之后的热焓, kJ/kg 。

2.4.2.3 换热器所需换热面积

换热器所需换热面积^[5]采用下式计算:

$$F = Q / (K \Delta t_{\text{均}}) \quad (9)$$

其中 $\Delta t_{\text{均}} = (\Delta t_1 - \Delta t_2) / \ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)$ (10)

式中: F ——换热器所需换热面积, m^2 ;

Q ——贫液、富液、再生气传给冷(热)介质的热量, kJ/h ;

K ——传热系数, $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{C})$;

$\Delta t_{\text{均}}$ ——贫液、富液、再生气和冷(热)介质的温度差, C ;

Δt_1 、 Δt_2 ——分别为换热器两端热、冷流体的温度差, C 。

按式(7)~(10)计算后,再生塔及附属设备的选取见表4。

表4 再生塔及附属设备

标号	名称	规格	数量/台	材料	备注
1	再生塔	$\phi 1\ 000\ \text{mm} \times 22\ 000\ \text{mm}$	1	316	
2	气液分离器	$\phi 800\ \text{mm} \times 4\ 000\ \text{mm}$	1	316L	
3	立式热虹吸再沸器	$\phi 1\ 200\ \text{mm} \times 2\ 000\ \text{mm}$; 传热面积 $60\ \text{m}^2$	1	CS/316L	
4	再生气冷凝器	BRO5-1.0-45-E-I	1	SMO254	板式
5	贫液/富液换热器	BRO5-1.0-50-E-I	1	SMO254	板式
6	回流泵	流量 $3\ \text{m}^3/\text{h}$; 扬程 $30\ \text{m}$; 功率 $3\ \text{kW}$	1+1	工程塑料	变频电机
7	贫液泵	流量 $80\ \text{m}^3/\text{h}$; 扬程 $30\ \text{m}$; 功率 $11\ \text{kW}$	1+1	过流部分 316L	变频电机
8	贫液冷却器	BRO5-1.0-30-E-I	1	SMO254	板式

2.5 其他自动控制设备选择

根据工艺特点,在满足工艺要求的前提下,控制系统设计既要考虑技术的先进性、操作的简便性和直观性,又要特别注意系统运行的可靠性和稳定性,并兼顾价格因素。全套控制设备应不仅能实现系统的实时控制、优化操作,而且能完全保证装置的长期、稳定、安全运行。系统仪表信号送至控制室后由一套 PLC 控制系统集中控制。操作员站应能显示脱硫生产的全部流程图,并能进行控制操作,通过相应的控制按钮操作设备和切换流程。

3 结束语

经过一年的运行,离子液循环吸收脱硫设备达到设计要求,年可减少 SO_2 的排放 $5\ 407.5\ \text{t}$,年可回

收硫酸 $8\ 432.32\ \text{t}$ 。这表明离子液循环吸收脱硫技术具有良好的环境效益和经济效益,本文设备的参数计算和选型可为行业工程设计提供参考。

[参考文献]

- [1] 戴文军,任龙. 可再生式烟气脱硫技术的比较[J]. 石油化工技术与经济,2008,24(4):56-59.
- [2] 艾新桥,杨德鑫,杨晶丽,等. 离子液脱硫技术在冶炼烟气制酸中的应用[J]. 硫酸工业,2016(4):31-34.
- [3] 刘少武,齐焉,赵树起,等. 硫酸生产技术[M]. 南京:东南大学出版社,1993.
- [4] 郭年祥. 有色冶金化工过程原理及设备(第2版)[M]. 北京:冶金工业出版社,2008.
- [5] 孙兰义,马占华,王志刚,等. 换热器工艺设计[M]. 北京:中国石化出版社,2015.