



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 106345288 B

(45)授权公告日 2019.04.26

(21)申请号 201610712285.0

(22)申请日 2016.08.24

(65)同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 106345288 A

(43)申请公布日 2017.01.25

(73)专利权人 湖北祥云(集团)化工股份有限公司

地址 435405 湖北省黄冈市武穴市田镇盘塘

(72)发明人 胡挺 解奇兵 叶良俊 卢峰
祝翠华

(51)Int.Cl.

B01D 53/86(2006.01)

B01D 53/80(2006.01)

B01D 53/50(2006.01)

(56)对比文件

US 3936525 A,1976.02.03,

CN 103191637 A,2013.07.10,

CN 104667728 A,2015.06.03,

CN 105056747 A,2015.11.18,

CN 105536492 A,2016.05.04,

CN 1899668 A,2007.01.24,

CN 1903414 A,2007.01.31,

审查员 曹发

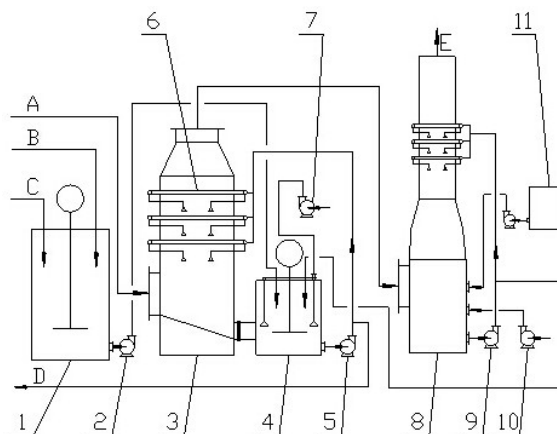
权利要求书1页 说明书7页 附图1页

(54)发明名称

一种利用磷矿浆处理含硫烟气的方法和系统

(57)摘要

本发明公开了一种利用磷矿浆处理含硫烟气的方法和系统,属于硫酸尾气处理技术领域。该方法包括以下步骤:(1)磷矿浆调配:在调配槽中将来自浓密工序的磷矿浆调配为质量浓度为45-50%和pH值大于7的料浆;(2)氧化:将步骤(1)调配后的料浆送循环槽,同时向循环槽中通入空气,循环槽与主脱吸塔组成循环喷淋结构;(3)一级脱吸:烟气自主脱吸塔底部通入,与主脱吸塔上部来自循环槽的料浆液滴逆流接触,脱吸温度小于60℃;(4)二级脱吸:将来自主脱吸塔顶部的烟气送入氨吸收塔进行氨洗后排放,同时在氨吸收塔中通入空气;如果主吸收塔与循环槽中的循环料浆的pH值小于6,则将料浆返回浓密工序。



1. 一种利用磷矿浆处理含硫烟气的方法,其特征在于,所述方法包括以下步骤:

(1) 磷矿浆调配:在调配槽中将来自浓密工序的磷矿浆调配为质量浓度为45-50%和pH值大于7的料浆;

(2) 氧化:将步骤(1)调配后的料浆送循环槽,同时向循环槽中通入空气,循环槽与主脱吸塔组成循环喷淋结构;空气的通气量与来自步骤(1)的料浆的体积比为27.5-30:1,来自步骤(1)的料浆与循环料浆的流量比为1:4.4-5.0;

(3) 一级脱吸:烟气自主脱吸塔底部通入,与主脱吸塔上部来自循环槽的料浆液滴逆流接触,脱吸温度小于60℃;烟气与来自步骤(1)的料浆的体积比为2800-3500:1,塔内烟气速度为0.8-1.2m/s;

(4) 二级脱吸:将自主脱吸塔顶部的烟气送入氨吸收塔进行氨洗后排放,同时在氨吸收塔中通入空气;将主脱吸塔顶部排出的烟气送入到氨吸收塔下部,在氨吸收塔下部通入氨水和空气,氨吸收塔为循环喷淋结构,尾气从氨吸收塔顶部排出,将氨吸收塔的循环料浆作为脱硫助剂送入到循环槽中;

如果主吸收塔与循环槽中的循环料浆的pH值小于6,则将料浆返回浓密工序。

2. 根据权利要求1所述的利用磷矿浆处理含硫烟气的方法,其特征在于,在浓密工序将磷矿浆的粒度控制在至少90%过150目。

3. 根据权利要求1所述的利用磷矿浆处理含硫烟气的方法,其特征在于,在步骤(3)中,所述料浆液滴的粒径小于3mm。

4. 一种利用磷矿浆处理含硫烟气的系统,其特征在于,包括调浆槽(1)、送浆泵(2)、主吸收塔(3)、循环槽(4)、第一循环泵(5)、第一氧化风机(7)、氨吸收塔(8)、第二循环泵(9)、第二氧气风机(10)和氨水槽(11);

浓密机、调浆槽(1)、送浆泵(2)和循环槽(4)依次连接,所述主吸收塔(3)上部设有喷淋结构(6),所述主吸收塔(3)底部、循环槽(4)、第一循环泵(5)和喷淋结构(6)依次连接组成料浆喷淋循环,所述料浆喷淋循环与浓密机连接,所述第一氧化风机(7)与循环槽(4)连接;

所述主吸收塔(3)顶部与氨吸收塔(8)下部连接,所述氨吸收塔(8)与第二循环泵(9)组成氨喷淋循环,所述氨喷淋循环与循环槽(4)连接,所述第二氧化风机(10)和氨水槽(11)均与氨吸收塔(8)下部连接。

5. 根据权利要求4所述的利用磷矿浆处理含硫烟气的系统,其特征在于,所述主吸收塔(3)上部由上至下设有三层环形的喷淋结构(6)。

6. 根据权利要求4所述的利用磷矿浆处理含硫烟气的系统,其特征在于,所述调浆槽(1)和循环槽(4)均设有搅拌和pH检测结构。

一种利用磷矿浆处理含硫烟气的方法和系统

技术领域

[0001] 本发明属于硫酸尾气处理技术领域,特别涉及一种利用磷矿浆处理含硫烟气的方法和系统,尤其涉及一种利用磷矿浆和氨法处理硫铁矿制硫酸烟气的方法和系统。

背景技术

[0002] 近年来,我国在治理SO₂烟气污染方面,相继推广使用了多种烟气脱硫技术,有氨法、钙法、钠碱法、双碱法、氧化锌法等,约占总脱硫量的85%以上。

[0003] 本公司的2万吨/年硫铁矿制酸装置,采用“二转二吸”的工艺流程。从沸腾炉出来的含SO₂的炉气经降尘和降温后送到转化器五段(3+2流程)二次转化,99.85%SO₂转化为SO₃随炉气进入吸收塔,99.95%的SO₃被吸收生产98.3%的工业硫酸,剩余尾气中低含量的SO₃和SO₂进入脱硫系统进行处理,采用氨法脱硫工艺对尾气进行处理排放。

[0004] 本公司的硫铁矿制酸装置的各项参数如下:

[0005] (1) 硫酸产量:20万吨/年,按8000小时/年计,小时产量:25吨/小时。

[0006] (2) 烟气量:80000Nm³/h;工况气量约100000m³/h;含SO₂:2500-3000mg/m³,非正常情况6000mg/m³。

[0007] (3) 硫酸系统的转化率按99.6%、吸收率按99.95%、烟气SO₂浓度按9%(体积百分比)、烟气进脱硫塔温度按70℃计算尾气处理前的参数。

[0008] 其中,表1为含硫烟气处理前的参数

[0009] 表1

[0010]

	kmol	kg	m ³ _标	V%
SO ₂	1.03	65.92	23.07	0.041
SO ₃	19.56	1564.8	438.14	0.27
O ₂	113.26	3624.32	2537.02	4.17
N ₂	2370.94	66386.32	53109.06	95.52
Σ	2504.79	71641.36	56107.29	100.00

[0011] 其中,表2为理论计算流量及尾气中SO₂的浓度

[0012] 表2

[0013]

	SO ₂	SO ₃	O ₂	N ₂	总流量	SO ₂ 浓度
--	-----------------	-----------------	----------------	----------------	-----	--------------------

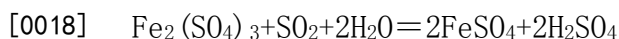
[0014]

标况流量 Nm ³ /h	23.07	438.14	2537.02	53109.06	56107.296	
工况流量 m ³ /h	28.84	547.68	3171.28	66386.33	70134.11	
SO ₂ 浓度 mg/Nm ³						1170.00
SO ₂ 浓度 mg/m ³						940.00

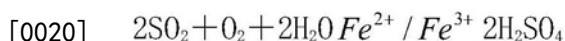
[0015] 上表计算表明,现有的硫酸装置在转化率指标的运行上偏低,要实现尾气达标排放,除在提高转化率的基础上,需完善尾气吸收系统,使尾气排放达到行业标准。另外,硫副产物易堵塞设备、管道;尾气排放时易形成气溶胶而造成烟气排放大的现象。

发明内容

[0016] 本发明提供了一种利用磷矿浆处理含硫烟气的工艺,该工艺就是利用磷矿浆中含有的碱性物质及过渡金属Fe离子具有多价氧化态,易与外来电子和分子形成络合物的特性,并在Fe离子的催化及氧化作用下使S(IV)变成S(VI),而转化生成稀硫酸,稀硫酸进一步分解磷矿生成稀磷酸和硫酸盐,两个过程均可达到脱硫的目的。其反应方程式如下:



[0019] 两式合并:



[0021] 采用该工艺的特点:对于磷化工生产来讲,利用磷矿浆作为脱硫剂来吸收含硫烟气中的二氧化硫、酸雾,可使烟气中二氧化硫、酸雾实现达标排放,且排放的烟气量小;反应终了的脱硫磷矿浆返回磷酸生产,可实现资源的循环利用,避免了脱硫副产物的二次处理和对环境的二次污染,是一种节能、清洁、环保的生产工艺。

[0022] 一方面,本发明实施例提供了一种利用磷矿浆处理含硫烟气的方法,该方法包括以下步骤:

[0023] (1) 磷矿浆调配:在调配槽中将来自浓密工序(浓密机或磷矿浆贮槽)的磷矿浆调配为质量浓度为45-50%和pH值大于7的料浆,根据需要可以添加工艺水或自来水等。

[0024] (2) 氧化:将步骤(1)调配后的料浆送循环槽,同时向循环槽中通入空气,空气中的氧作为氧化剂,循环槽与主脱吸塔组成循环喷淋结构。

[0025] (3) 一级脱吸:烟气自主脱吸塔底部通入,与主脱吸塔上部来自循环槽的料浆液滴逆流接触,脱吸温度小于60℃。

[0026] 如果主吸收塔与循环槽中的循环料浆的pH值小于6,则将料浆返回浓密工序。

[0027] (4) 二级脱吸:将来自主脱吸塔顶部的烟气送入氨吸收塔进行氨洗后排放,同时在氨吸收塔中通入少量空气(空气通入量为步骤(2)的空气通入量的5-15%);该过程与现有的氨吸收过程类似。

[0028] 上述方法中,烟气中SO₂的含量为2500-3000mg/m³,来源可以为硫铁矿制硫酸的烟气(经除尘处理)。

[0029] 其中,在浓密工序将磷矿浆的粒度控制在至少90%过150目,通过控制料浆颗粒的

大小以减少堵塞喷头。

[0030] 其中,在本发明步骤(2)中,空气的通气量与来自步骤(1)的料浆的体积比为27.5-30:1,其中,空气的通入量可以稍微过量,并且在循环槽搅拌停留足够长的时间保证脱吸温度小于60℃。在循环槽中来自步骤(1)的料浆与主脱吸塔中的循环料浆的流量比为1:4.4-5.0。其中,本实施例中的循环槽要设计足够大,以保证在料浆的pH值小于6之前,稳定通入和循环的比值;在料浆的pH值小于6后,可以稍微加大来自步骤(1)的料浆的通入量和通入脱硫助剂来提高pH值。当然,脱硫助剂可以一直通入,而在料浆的pH值小于6后加大通入量。

[0031] 其中,在本发明步骤(3)中,烟气与来自步骤(1)的料浆的体积比为2800-3500:1,塔内烟气速度为0.8-1.2m/s。

[0032] 其中,在本发明步骤(3)中,料浆液滴的粒径小于3mm,优选为2mm左右,以保证脱吸效果。

[0033] 其中,在本发明步骤(4)中,将主脱吸塔顶部排出的烟气送入到氨吸收塔下部,在氨吸收塔下部通入氨水和少量空气,氨吸收塔为循环喷淋结构,尾气从氨吸收塔顶部排出。

[0034] 其中,在本发明中将氨吸收塔的循环料浆作为脱硫助剂送入到循环槽中,不但可以保证硫吸收,还可以控制循环槽中料浆的pH值大于6。

[0035] 上述方法中,存在两个问题,其一为采用料浆脱硫,吸收效果不理想,尾气含硫量大于400mg/m³;其二为脱硫剂为矿浆,会出现不易分散、流动性不好和易堵塞喷头等问题。本发明通过各参数(温度、各物质的比、循环量和pH值等)的控制完美的解决了前述两个问题。

[0036] 另外,本发明极大地减少了氨法脱硫的负担,避免了磷铵结晶形成溶胶从尾气烟囱排出的问题。

[0037] 另一方面,本发明实施例还提供了一种利用磷矿浆处理含硫烟气的系统,该包括调浆槽1、送浆泵2、主吸收塔3、循环槽4、第一循环泵5、第一氧化风机7、氨吸收塔8、第二循环泵9、第二氧化风机10和氨水槽11等;其中,浓密机、调浆槽1、送浆泵2和循环槽4依次连接,主吸收塔3底部通入空气,主吸收塔3上部设有喷淋结构6用于将料浆以细小的液滴喷洒,主吸收塔3底部、循环槽4、第一循环泵5和喷淋结构6依次连接组成料浆喷淋循环,在该循环中,烟气与料浆采用逆流吸收,料浆喷淋循环与浓密机连接用于将吸收后的料浆返回浓密工序用于生产磷酸,第一氧化风机7与循环槽4连接用于提供氧气。其中,主吸收塔3顶部与氨吸收塔8下部连接,氨吸收塔8与第二循环泵9组成氨喷淋循环,氨喷淋循环与循环槽4连接用于向循环槽4提供脱硫助剂,第二氧化风机10和氨水槽11均与氨吸收塔8下部连接用于分别提供氧气和氨水。

[0038] 其中,本发明实施例中的主吸收塔3上部由上至下设有三层环形的喷淋结构6,用于将料浆分散为粒径小于3mm的液滴。优选地,在喷淋结构6前设置一过滤结构,其孔径在120-160目之间。另外,本发明中喷淋结构6最好采用特制的喷头以适应料浆的喷淋。

[0039] 其中,本发明实施例中的调浆槽1和循环槽4均设有搅拌和pH检测结构;其中,pH检测结构可以为pH计或者采样口。

[0040] 其中,主吸收塔3与常规的吸收塔的结构类似,其下部设有进料口,其顶部设有尾气出口,其上部设有喷淋结构6,其底部设有循环液出口,其不同之处为:由于喷淋液为料浆,塔体底部为自进料口向循环液出口倾斜的斜面底部。

[0041] 本发明实施例提供的技术方案带来的有益效果是：本发明提供了一种利用磷矿浆处理含硫烟气的方法和系统，两套共10万吨/年硫铁矿制酸装置，使用该技术对硫酸尾气中的SO₂进行脱出，不需增加脱硫剂的费用。脱硫后的尾气能实现达标排放，含硫磷矿浆则返回磷酸车间使用。经过实际运行，每年可减排636.4吨的SO₂；每吨硫酸仅增加3.00元/吨的费用。

附图说明

[0042] 图1是本发明实施例提供的利用磷矿浆处理含硫烟气的系统的结构框图。

[0043] 图中：1调浆槽、2送浆泵、3主吸收塔、4循环槽、5第一循环泵、6喷淋结构、7第一氧化风机、8氨吸收塔、9第二循环泵、10第二氧气风机、11氨水槽、A烟气、B来自浓密工序的磷矿浆、C工艺水、D去浓密工序、E排空。

具体实施方式

[0044] 为使本发明的目的、技术方案和优点更加清楚，下面将结合附图对本发明作进一步地详细描述。

[0045] 实施例1

[0046] 实施例1提供了一种利用磷矿浆处理含硫烟气的系统和方法：

[0047] 其中，参见图1，该系统包括调浆槽1、送浆泵2、主吸收塔3、循环槽4、第一循环泵5、第一氧化风机7、氨吸收塔8、第二循环泵9、第二氧气风机10和氨水槽11等；其中，浓密机、调浆槽1、送浆泵2和循环槽4依次连接，主吸收塔3上部设有多层环形的喷淋结构6用于将料浆以细小的液滴喷洒，主吸收塔3底部、循环槽4、第一循环泵5和喷淋结构6依次连接组成料浆喷淋循环，在该循环中，烟气与料浆采用逆流吸收，料浆喷淋循环与浓密机连接用于将吸收后的料浆返回浓密工序用于生产磷酸，第一氧化风机7与循环槽4连接用于提供氧气。其中，主吸收塔3顶部与氨吸收塔8下部连接，氨吸收塔8与第二循环泵9组成氨喷淋循环，氨喷淋循环与循环槽4连接用于提供脱硫助剂，第二氧气风机10和氨水槽11均与氨吸收塔8下部连接用于提供氧气和氨水。另外，氨喷淋循环与磷铵生产系统连接用于将氨法脱硫料浆再利用。

[0048] 其中，该方法包括以下步骤：

[0049] (1) 磷矿浆调配：在调配槽1中将来自浓密工序的磷矿浆加工艺水调配为粒度至少90%过150目、质量浓度为48%和pH值大于7的料浆。

[0050] (2) 氧化：送浆泵2将步骤(1)调配后的料浆送循环槽4，同时第一氧化风机7向循环槽4中通入空气，循环槽4与主脱吸塔3组成循环喷淋结构，空气的通气量与来自步骤(1)的料浆的体积比为28，来自步骤(1)的料浆(送浆泵2的输入流量)与主脱吸塔3中的循环料浆(第一循环泵5的输出流量)的流量比为1:4.7。

[0051] (3) 一级脱吸：烟气自主脱吸塔3底部通入，与主脱吸塔3上部来自循环槽4的粒径小于3mm的料浆液滴(从喷淋结构6中喷出)逆流接触，脱吸温度小于60℃，烟气与来自步骤(1)的料浆的体积比为3100，塔内烟气速度为1m/s。

[0052] (4) 二级脱吸：将来自主脱吸塔3顶部的烟气送入到氨吸收塔8下部，氨水槽11和第二氧气风机10在氨吸收塔8下部分别通入氨水和空气，氨吸收塔8与第二循环泵9组成循环

喷淋结构,尾气从氨吸收塔8顶部排出,另外将氨吸收塔8的循环料浆作为脱硫助剂送入到循环槽4作为脱硫助剂。

[0053] 实施例2

[0054] 实施例2提供了一种利用磷矿浆处理含硫烟气的工艺,包括如下部分:

[0055] 2.1参数分析

[0056] 磷矿浆与吸收率(以尾气含SO₂:2500-3000mg/m³、气量100000m³/h计)

[0057] 表3

[0058]

磷矿浆			矿浆用量 (m ³ /h)	矿浆循环 量(m ³ /h)	吸收率(%)	排放浓度 (mg/m ³)
粒度	浓度	pH 值				
90%过 150 目	48%	7 以上	32	150	≥90.00	≤350.00

[0059] 2.11、吸收塔参数的确定:吸收塔按空塔喷淋设计,塔阻力小,塔内气速取1.0m/s,塔径Φ6000mm;矿浆循环量:150m³/h;压降:≤1.2KPa;含硫烟气量:100000m³/h,进口温度:70℃,出口温度:40℃。

[0060] 2.12、二氧化硫的脱出量

[0061] 假设脱硫塔脱硫率:90%,出口二氧化硫的排放量:3000mg/m³×(1-90%)=300mg/m³,计30.00kg/h;二氧化硫的脱出量:3000mg/m³-300mg/m³=2700mg/m³,计270kg/h。

[0062] 2.13、氧化空气量

[0063] 取O/S比为4,则需要的空气量:270kg/h/64×4/2/0.21=40.18kmol/h×28.86(空气分子量)=1159.55kg/h,约898.88Nm³/h。(空气密度取:1.29Kg/m³);其中氧气量:40.18kmol/h×0.21×32=270kg/h。

[0064] 2.2设计依据

[0065] 根据GB26132-2010《硫酸工业污染物排放标准》中规定自2013年10月1日起,现有企业执行大气污染物排放浓度限值SO₂≤400mg/m³的新规定,确定脱硫的工艺线路和设备配置。磷矿浆脱硫工艺系统主要由烟气系统、SO₂吸收系统、磷矿浆液供应系统、磷矿浆液后处理系统、工艺水系统、杂用系统等组成。方案设计如下:

[0066] a、本工艺脱硫系统保留原氨脱硫塔作为二级吸收塔,新增一台脱硫塔作为一级吸收塔,采用磷矿浆法脱硫。烟气处理能力为10万吨/年硫酸尾气,100%工况时的烟气量:100000m³/h,进气二氧化硫浓度按2500-3000mg/m³(875ppm-1050ppm)考虑,出口SO₂浓度≤350mg/m³以下。

[0067] b、本方案脱硫系统新增一台吸收塔、吸收塔喷淋环管、喷淋装置、矿浆循环槽、矿浆循环泵、磷矿浆输送泵;保留原装置配置(氨吸)的吸收塔、氨水槽、氨水泵、硫铵溶液槽、增压风机等。

[0068] c、本方案一级脱硫采用磷矿浆液作为脱硫剂,吸收剂来自浓密车间,输送到磷矿浆循环槽,供一级脱硫塔作为脱硫剂使用。

[0069] d、本方案脱硫副产物含硫矿浆返回磷酸生产系统利用,每小时32m³/h(矿浆浓度48%)。

[0070] e、本方案脱硫系统运行温度不高于60℃。

[0071] f、本方案脱硫设备年利用小时按8000小时,即333天考虑;装置可用率不小于98%;系统烟气经原烟囱排放且不对周围设施产生影响。

[0072] 2.3工艺原理:

[0073] 磷矿浆法脱硫(一级脱硫)采用磷矿浆液作脱硫吸收剂,利用其含有铁离子的催化、氧化作用及碱性物质来吸收SO₂。在吸收塔内,吸收液与烟气逆流接触混合,烟气中的SO₂先溶于浆液的液相中,在铁离子催化、氧化的作用下,四价硫被氧化成六价硫,SO₂被脱除,最终反应产物为石膏、硫酸盐及少量磷酸。脱硫后的磷矿浆经料浆回送泵直接送入浓密车间。考虑硫酸系统非正常工况条件下尾气SO₂浓度波动的情况及吸收循环持续时间的需要,必要时可适当添加脱硫助剂(来自氨吸收塔);二级脱硫维持现有的氨法脱硫。

[0074] 2.4工艺设备

[0075] 一级吸收塔是脱硫系统的核心部分,采用先进可靠的空塔喷淋结构,可充分提高烟气中二氧化硫的吸收效率。烟气进入吸收塔内,经过吸收塔再分配,使烟气在塔横截面上产生均匀的自下而上的流动。

[0076] 吸收液通过循环泵送入吸收塔配置的环形喷淋组件后进入高效雾化喷嘴,喷出的吸收液在喷淋作用下形成约2mm的雾状液滴,在塔内与含硫烟气进行充分高效的气-液逆流接触,在液滴的下降过程中,吸收液完成对烟气中SO₂的吸收。

[0077] 吸收塔设置三层环形喷淋洗涤吸收结构,循环泵将浆液打到喷淋层,经过雾化喷嘴喷淋,形成颗粒细小、反应活性高的吸收雾化液滴。

[0078] 磷矿浆循环槽:循环槽即氧化循环一体槽,一方面供给吸收塔循环吸收液,同时要保证吸收液在槽内有充足的氧化反应时间(或循环液的滞留时间)。因此,循环槽的容积必须要设计合理并通过循环量来控制,并配置搅拌装置,使矿浆始终处于悬浮状态。同时,槽内配置氧化装置促进二氧化硫的氧化反应。

[0079] 2.5工艺流程简述:

[0080] 在原来脱硫塔的基础上新增一台脱硫塔,每个塔配置三层喷淋洗涤环管,磷矿浆作为一级脱硫的脱硫剂。吸收方式采用空塔喷淋洗涤吸收,以减少能耗,吸收效率一般在80%左右;经过一级脱硫后进入二级氨法脱硫。

[0081] 来自硫酸系统的含SO₂烟气从吸收塔底部进入,磷矿浆吸收液从塔顶部上部向下喷淋,在塔内与气体进行逆流吸收反应,经过磷矿浆吸收后的气体从塔顶排出进到二级脱硫,经过净化后的烟气最后通过烟囱排放。

[0082] 吸收SO₂后的含硫矿浆,经取浆泵送到浓密机浓密后送到磷酸萃取。循环槽连续给浆和取浆,并保持循环槽液位的稳定。每小时供、取浆量约32m³/h,维持循环槽矿浆的pH值≥6,吸收塔可进行正常的吸收反应。

[0083] 脱硫剂(磷矿浆液)经循环泵送至吸收塔,通过塔上配置的循环管将脱硫矿浆液从防堵实心锥雾化喷嘴喷出,浆液在喷淋作用下形成约2mm以下的雾状液滴,与塔内的含硫烟气进行充分高效的气-液接触。被吸收的SO₂变成亚硫酸根,回到循环槽后,在浆液搅拌器的作用下,通过循环槽内铁离子的催化及氧化作用将亚硫酸根氧化为硫酸根,硫酸根与矿浆反应生成磷石膏、硫酸盐和稀磷酸,达到脱硫的目的。吸收SO₂后的磷矿浆通过取浆泵打到浓密机浓密后送到磷酸萃取装置回收利用。

[0084] 因二氧化硫在转化过程中,需要一定的氧气,一方面加速二氧化硫的转化,另一方面可带走部分热量,有利于二氧化硫的吸收,增加脱硫效率。因此,配置一台氧化风机对提高脱硫效率有利。

[0085] 保留原脱硫装置的氨洗系统作为二级脱硫;一级脱硫采用磷矿浆法脱硫。当硫酸系统工况运行稳定,尾气中SO₂波动不大的情况下,开一级脱硫,若指标在排放的控制范围内,二级脱硫作为烟气的除沫及通道;如超出控制范围,经一级脱硫后SO₂浓度已经很低,此时开启氨洗能确保排放达标。脱硫后的氨洗液回到一级脱硫的循环槽。

[0086] 2.6工艺经济指标:

[0087] 表4

[0088]

序号	内容	指标	备注
1	装置年运行时间	8000h/年	
2	处理烟量 (工况)	100000m ³ /h	含硫以 3000mg/m ³ 计
3	二级脱硫	1、2 级≥80%、总脱硫效率 90%以上	SO ₂ 排放≤350mg/m ³
4	每小时矿浆用量	48 吨/h (32m ³ /h)	矿浆浓度以 48%计
5	年脱除 SO ₂ 量 (回收)	约 2120 吨/年	265.00Kg/h
6	折硫酸 (100%)	3245 吨/年	405.63Kg/h
7	装置配置功率	长周期运行功率: 489.5KW	费用: 489.5KW×0.5 元/KW/ 小时=244.75 元/小时
8	年脱硫矿粉用量	约 13 万吨/年	以矿粉计

[0089] 对表4进行分析 (未考虑SO₂排放减少的费用及人员工作、修理费等费用):

[0090] 2.51功率消耗:244.75元/小时×8000h/年=1958000.00元/年。

[0091] 2.52回收SO₂折硫酸:3245吨/年×350元/吨=1135750.00元/年。

[0092] 2.53脱硫装置年运行费用:1958000.00元/年-1135750.00元/年=822250.00元/年。

[0093] 2.54回收每吨SO₂的费用为:822250.00元/年÷2120吨/年=387.85元/吨。

[0094] 2.55吨硫酸增加的运行费用:822250.00元/年÷100000吨/年=8.22元/吨酸。

[0095] 以上所述仅为本发明的较佳实施例,并不用以限制本发明,凡在本发明的精神和原则之内,所作的任何修改、等同替换、改进等,均应包含在本发明的保护范围之内。

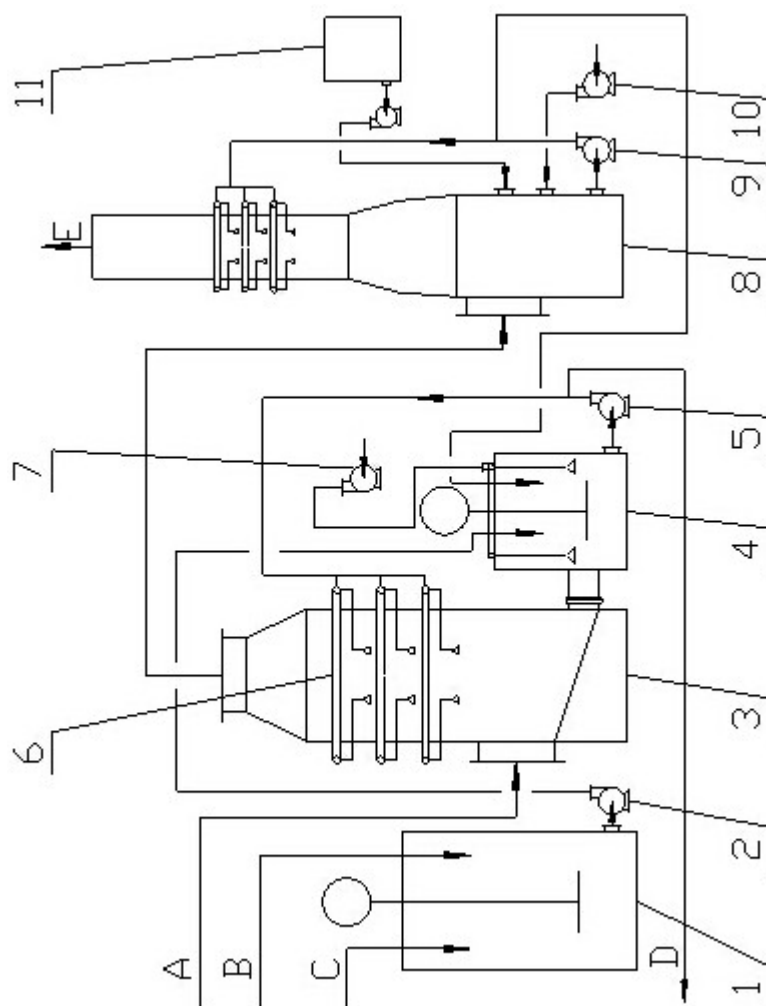


图1