

(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 102530887 A

(43) 申请公布日 2012. 07. 04

(21) 申请号 201210004456. 6

(22) 申请日 2012. 01. 09

(71) 申请人 周开敏

地址 650000 云南省昆明市高新区活力空间
306 号

(72) 发明人 周开敏 孙成余 蔡桂才 朱化芬
罗永光

(74) 专利代理机构 昆明协立知识产权代理事务
所(普通合伙) 53108

代理人 谢嘉

(51) Int. Cl.

C01B 17/74(2006. 01)

权利要求书 1 页 说明书 5 页 附图 1 页

(54) 发明名称

一种硫酸转化升温的方法

(57) 摘要

本发明公开了一种硫酸转化升温的方法。通过在 ISA 炉冶炼烟气制酸转化系统 II 热交换器管程出口增设一套电加热装置,以提高三层烟气进口温度,进而保证系统转化热平衡。该电加热装置的加热器电热管为镍铬 INCOLY800 合金钢材质、外径 $\Phi 16\text{mm}$ 、壁厚 $\delta = 2\text{mm}$;绝缘材料为电熔高纯无机改性氧化镁粉;电阻丝为 KANTHAL Cr20Ni80 材质。本发明技术操作简便,能有效缩短升温和接气时间,确保转化器各层进口烟气温度均达到工艺技术要求,总转化效率从 99.10% 提高至 99.90% 以上,不仅节约了能源还降低了硫酸生产成本,完全实现了 ISA 炉冶炼烟气制酸环保、节能、清洁产业化生产。

1. 一种硫酸转化升温的方法,其特征在于:在 ISA 炉冶炼烟气制酸转化系统 II 热交换器管程出口增设一套电加热装置。

2. 根据权利要求 1 所述的硫酸转化升温的方法,其特征在于:所述的电加热装置的加热器电热管为镍铬 INCOLY800 合金钢材质、外径 $\Phi 16\text{mm}$ 、壁厚 $\delta = 2\text{mm}$;绝缘材料为电熔高纯无机改性氧化镁粉;电阻丝为 KANTHALCr20Ni80 材质;通过高速机械化装粉和先粗缩后精密缩管工艺,确保镁粉密度和加热管圆整度;加热管缩管后需经 1060 瓦斯气体发绿炉发绿处理,提高其电性能、抗氧化性和红外辐射性能。

3. 根据权利要求 2 所述的硫酸转化升温的方法,其特征在于:所述的加热器中心装一双芯 K 型热电偶和加装支撑板,加热元件表面负荷取值小于 $3\text{W}/\text{cm}^2$ 。

4. 根据权利要求 2 所述的硫酸转化升温的方法,其特征在于:所述的加热器采用立式安装,顶部接线。

5. 根据权利要求 1 所述的硫酸转化升温的方法,其特征在于:所述的电加热装置采用外层连接变径且密封、内层保温的控温方式。

6. 根据权利要求 1 所述的硫酸转化升温的方法,其特征在于:所述的电加热装置的壳体为 316L 不锈钢密封焊接,大型折弯机折弯,并用高温螺杆将 $\delta = 3\text{mm}$ 高温不锈钢分块压制后的盘状构件固定于壳体外表面。

一种硫酸转化升温的方法

技术领域

[0001] 本发明属于硫酸生产技术领域，具体是涉及一种硫酸转化升温的方法。

背景技术

[0002] 硫酸转化升温过程是硫酸生产操作控制的关键工序，现有硫酸生产转化工序设计的“3+1”、“3+2”流程中的转化工序的换热流程是：IV、I III、II 或 III、I IV、II 的工艺流程设计，在大型冶炼烟气制酸装置中，均采用煤气开工炉和电炉进行预热升温或系统故障时保温的工艺设计，用于硫酸转化系统的预热升温或系统故障时保温操作控制。现有工艺设计的硫酸转化升温流程，一般都是采用在转化器的一层和四层进行外加热源进行升温。

[0003] 然而实际生产过程中存在一些缺陷：(1) 开工炉或电炉内部温升过快，温差较大，设备的焊接处容易拉裂，维修费用较高，使用寿命短；(2) 开工炉补热需要大量使用煤气，煤气使用过程中危险性极大，升温时间较长。一旦烟气出现波动（ISA 冶炼烟气制酸为间断作业，烟气量和烟气浓度波动大），极易导致转化温度的进一步降低，造成转化器三四层触媒温度很难达到工艺技术标准要求，转化反应后移，导致尾气排放偏高甚至超标；(3) 在系统故障保温操作控制时，开工炉点燃准备时间为 2 小时，启动应急保温的及时性太差。

[0004] 目前，在全球环境受到严重威胁，全球能源短缺的形势下，环境保护理念日益增强，节能意识不断提高，节能减排已成为国家的可持续发展战略要求。工业硫酸生产的过程更要从生产系统节能减排技术进行突破，实现烟气制酸环保、节能、清洁产业化生产。

发明内容

[0005] 本发明的目的在于针对现有技术的不足，提供一种工艺简单，设备投资少，维护费用低，绿色环保的硫酸转化升温方法，克服传统硫酸转化升温工艺的缺陷，实现 ISA 炉非稳态冶炼烟气制酸的环保、节能、清洁产业化生产。

[0006] 本发明的目的通过以下技术方案予以实现。

[0007] 一种硫酸转化升温的方法，其特征在于：冶炼烟气制酸转化系统 II 热交换器管程出口增设一套电加热装置。

[0008] 所述的电加热装置的加热器电热管为镍铬 INCOLY800 合金钢材质、外径 $\Phi 16\text{mm}$ 、壁厚 $\delta = 2\text{mm}$ ；绝缘材料为电熔高纯无机改性氧化镁粉；电阻丝为 KANTHAL Cr20Ni80 材质；通过高速机械化装粉和先粗缩后精密缩管工艺，确保镁粉密度和加热管圆整度；加热管缩管后需经 1060 瓦斯气体发绿炉发绿处理，提高其电性能、抗氧化性和红外辐射性能。

[0009] 所述的加热器中心装一双芯 K 型热电偶和加装支撑板，加热元件表面负荷取值小于 $3\text{W}/\text{cm}^2$ 。

[0010] 所述的加热器采用立式安装，顶部接线。

[0011] 所述的电加热装置采用外层连接变径且密封、内层保温的控温方式。

[0012] 所述的电加热装置的壳体为 316L 不锈钢密封焊接，大型折弯机折弯，并用高温螺杆将 $\delta = 3\text{mm}$ 高温不锈钢分块压制后的盘状构件固定于壳体外表面。

[0013] 将所述的电加热装置的操作系统并入主控 DCS 系统,实现远程控制。

[0014] 相对于现有技术,本发明具有如下有益效果:该技术操作简便,可根据生产需要及时开启升温补充热量,提高三层烟气进口温度,以保证系统转化热平衡。专门设计的电加热装置,其使用寿命提高到 30000 小时,转化器温度升降更加高效、稳衡。该方法有效缩短升温 and 接气时间,确保转化器各层进口烟气温度均达到工艺技术要求,总转化效率从 99.10% 提高至 99.90% 以上,最终使尾气 SO_2 排放浓度降至 $295\text{mg}/\text{Nm}^3$ 以内,远低于国家新标准 (GB25466-2010),不仅节约了能源还降低了硫酸生产成本,完全实现了 ISA 炉冶炼烟气制酸环保、节能、清洁产业化生产。

附图说明

[0015] 图 1 是改造前硫酸转化升温工艺流程图;

[0016] 图 2 是改造后硫酸转化升温工艺流程图。

具体实施方式

[0017] 下面结合附图和实施例对本发明作进一步的详细说明,但附图和实施例并不是对本发明技术方案的限定。所有基于本发明教导所做的变换,都应落入本发明的保护范围。

[0018] 实施例 1

[0019] 图 1 示出了改造前硫酸转化升温的工艺流程。

[0020] ISA 炉冶炼烟气制酸生产中转化的基本原理是二氧化硫在催化剂的作用下氧化为三氧化硫,转化的核心是提高转化率,减少排放尾气中的 SO_2 含量,以达到节能环保的目的。在冶炼烟气制酸生产转化工段的操作中温度控制是关键,只有按生产工艺要求控制好转化温度,才能获得最好的转化率。

[0021] ISA 炉冶炼烟气制酸生产为间断性作业,作业过程中进入转化工段的 SO_2 烟气量和 SO_2 浓度波动大,转化器升温均采用煤气开工炉和电炉进行预热升温或系统故障时保温的工艺设计,用于硫酸转化系统的预热升温或系统故障时保温操作控制。

[0022] ISA 炉冶炼烟气制酸转化工段的升温热源是 1# 电炉、2# 电炉和开工炉,热源位置在转化器一、四层入口管内。转化升温热源的 1#、2# 电炉为可调节式,在实际使用中根据生产需要适当开启相应组数,操作系统引入主控制室的 DCS 系统,电炉的正常操作调节操作人员在主控制室内通过操作电脑完成。ISA 炉冶炼烟气制酸生产中工艺规定转化三层入口烟气温度为 $430 \sim 440^\circ\text{C}$ 左右,这有利于提高总转化率,减少尾气排放中 SO_2 含量。在实际生产过程中存在一些缺陷,现有煤气开工炉使用时其发热量不足,使用外加热源的频率高,经常开停煤气开工炉,煤气使用受到限制;开工炉或电炉内部温升过快,温差较大,设备的焊接处容易拉裂,维修费用较高,使用寿命短;在使用煤气开工炉升温时,转化系统升温速度慢,升温时间长,开工炉补热燃烧需要大量使用煤气,煤气使用过程中危险性极大,一旦烟气出现波动,极易导致转化温度的进一步降低,造成转化器三四层触媒温度很难达到工艺技术标准要求,使转化反应后移导致尾气排放偏高甚至超标;生产情况异常时,转化一、四层温度有电炉作为升温热源,温度都控制在操作范围内,转化二层温度由一层出口烟气温度进行提升,能正常操作。在系统故障保温操作控制时,开工炉准备点燃时间为 2 小时,启动应急保温的及时性太差,对系统温度数据的收集整理分析发现三层温度长时间的维持在

380℃度,与工艺技术标准要求(430 ~ 440℃)还有一定的距离,二层出口的高温烟气经过 II 热交换器换热到三层进口的烟气温度的降低,烟气中的 SO_3 和 SO_2 气体与烟气中的水蒸气结合形成 H_2SO_4 和 H_2SO_3 ,不仅造成设备腐蚀,形成的 H_2SO_3 和 H_2SO_4 还和触媒中的 SiO_2 反应,使三层触媒机械强度和活性降低,导致了三层触媒粉化、总转化率偏低和系统阻力增加等一系列问题。总转化率低,尾气排放中 SO_2 浓度(约 $500\text{mg}/\text{Nm}^3$)偏高,导致污染环境和能源浪费。现有 ISA 炉冶炼烟气制酸转化器各层入口烟气温度和尾气中 SO_2 浓度见表 1。

[0023] 表 1:各层入口温度和尾气中 SO_2 浓度表

[0024]

序号	各触媒层进出口温度（℃）								尾气中 SO ₂
	一层		二层		三层		四层		浓度
	进	出	进	出	进	出	进	出	（mg/Nm ³ ）
1	471	588	446	492	351	342	428	436	515
2	479	603	453	499	353	367	419	430	450
3	440	573	436	485	349	345	431	439	583
4	492	610	461	494	369	341	427	435	431
5	495	612	475	516	376	375	440	447	422
6	469	601	465	514	366	390	417	422	580
7	463	592	461	503	361	387	433	440	606
8	482	596	452	507	377	381	420	429	456
9	481	602	462	497	375	371	430	438	467

[0025] 注:表中数据一层、四层入口有 1#、2# 电炉补热。

[0026] 从表 1 中看出:转化三层入口温度低于 380℃,尾气排放中 SO_2 的平均浓度为 $501\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。

[0027] 图 2 示出了本发明硫酸转化升温的工艺流程。

[0028] 将原来的开工炉和电炉的混合加热方式改为新型材料的电炉加热方式,即在传统 ISA 炉硫酸转化升温三层入口处(即 II 热交换器管程出口处)增加一特征电炉,电炉的电加热管为镍铬合金钢 INCOLOY800 材料,电加热管设计外径为 $\Phi 16\text{mm}$,壁厚为 $\delta = 2\text{mm}$ 。绝缘材料为进口电熔高纯无机改性氧化镁粉。电阻丝采用 KANTHAL Cr20Ni80 材料。经高速机械化装粉后,采用先粗缩后精密的缩管工艺,保证了镁粉密度和加热管的圆整度。缩管后经高温 1060 瓦斯气体发绿炉发绿处理,提高了电加热管的电性能和抗氧化性,同时也提高了加热管红外辐射性能。

[0029] 在每组加热器中心装有一支双芯 K 型热电偶,作为超温保护及 DCS 检测元件。加热元件的表面负荷取小于 $3\text{W}/\text{cm}^2$ (表面负荷的大小直接影响加热器的使用寿命。) $3\text{W}/\text{cm}^2$ 的表面负荷在干烧时表面温升约在 800°C 。本电加热器自身温度在 800°C 的情况下不会烧坏加热元件。同时也能满足了工艺要求,既能保证热效率又能保证使用寿命。本加热器元

件设计正常使用寿命大于 30000 小时。

[0030] 为保证加热元件加热时不变形。加热器采取立式安装,顶部接线。并在加热管中心部位加装了支撑板,彻底克服了因加热管变形造成的损坏。

[0031] 电炉采用外层密封连接变径内层保温方式。壳体采用了 316L 不锈钢板密封焊接而成。为减少焊接点,加热壳体采用大型折弯机折弯减少角部焊接。所有焊缝经 100% X 射线探伤,符合 JB/4730-2005《压力容器无损检测》要求。加热器内部保温采用陶瓷纤维平铺。并用 $\delta = 3\text{MM}$ 高温不锈钢分块压制成盘状用高温螺杆固定于壳体上。分块后减小了因受热而成的变形。

[0032] 转化升温热源改造后,转化升温速度提高,升温时间缩短,转化器内触媒层温度达到生产工艺要求,转化工序的总转化率得到提高。采用新型电加热方式转化升温热源改造前后的指标对比见表 2。

[0033] 将特征电炉操作系统引入主控制室的 DCS 系统,电炉的正常操作调节由操作人员在主控制室内通过操作电脑完成,操作使用方便灵活。

[0034] 表 2 转化升温热源改造前后指标对比

	指 标	升温速度($^{\circ}\text{C}/\text{h}$)	保温时降温速度($^{\circ}\text{C}/\text{h}$)	总转化率(%)
[0035]	改造前	18~22	24~25	99.10~99.20
	改造后	26~30	15~16	99.82~99.90

[0036] 由表 2 可见转化升温热源改造后,系统转化工序的升温速度由 $18 \sim 22^{\circ}\text{C}/\text{h}$ 提高到 $26 \sim 30^{\circ}\text{C}/\text{h}$,保温时降温速度由 $24 \sim 25^{\circ}\text{C}/\text{h}$ 降低到 $15 \sim 16^{\circ}\text{C}/\text{h}$,转化器温度升降更加高效、稳衡。系统转化工序的总转化率由 $99.10 \sim 99.20\%$ 提高到 $99.82 \sim 99.90\%$ 。

[0037] 转化升温热源改造后,外排尾气情况见表 3。

[0038] 表 3 转化升温热源改造后外排尾气情况

[0039]

序号	各触煤层进出口温度（℃）								3K 风机 入口烟量 Nm3/h	3K 风 机出 口氧 气浓 度%	总转 化率%	尾气 SO2 浓 度 mg/Nm3
	一层		二层		三层		四层					
	进口	出口	进口	出口	进口	出口	进口	出口				
1	463.779	572.681	471.796	470.296	443.799	438.783	425.491	418.288	54815.648	6.141	99.898	282.736
2	449.116	579.284	478.485	482.301	430.293	432.780	409.285	420.992	54798.098	6.508	99.91	292.329
3	430.208	522.303	450.616	456.104	424.119	397.280	404.911	405.812	51581.801	2.378	99.90	121.885
4	452.288	587.002	478.399	493.02	439.383	447.786	422.019	432.008	49420.641	6.920	99.90	269.598
5	451.602	585.587	477.284	487.317	434.495	438.397	415.416	423.905	46769.648	7.117	99.883	237.497
6	445.322	528.306	445.686	448.301	425.020	419.017	390.12	419.189	54929.77	6.418	99.859	258.816
7	435.181	553.602	461.892	456.79	410.014	407.998	385.489	399.209	54815.648	5.091	99.92	197.122
8	454.089	590.089	480.886	495.292	436.21	444.013	421.418	428.493	49439.949	7.208	99.883	240.005
9	449.201	577.097	477.113	481.915	439.812	438.697	405.597	432.609	54629.551	5.791	99.887	186.336
10	445.686	572.81	473.683	481.486	433.509	441.913	428.493	421.291	54778.789	5.752	99.878	199.879
11	448.087	581.299	477.885	486.888	432.78	442.599	415.587	422.404	54798.102	6.372	99.93	253.547
12	449.501	583.014	478.185	487.189	437.111	440.498	409.885	421.118	54798.102	6.463	99.861	256.307

[0040] 由表 3 可见,转化升温热源改造后,由于转化效率得到大幅提高,外排尾气 SO_2 浓度降至 $295\text{mg}/\text{Nm}^3$ 以内,远低于国家新标准 (GB 25466-2010)。

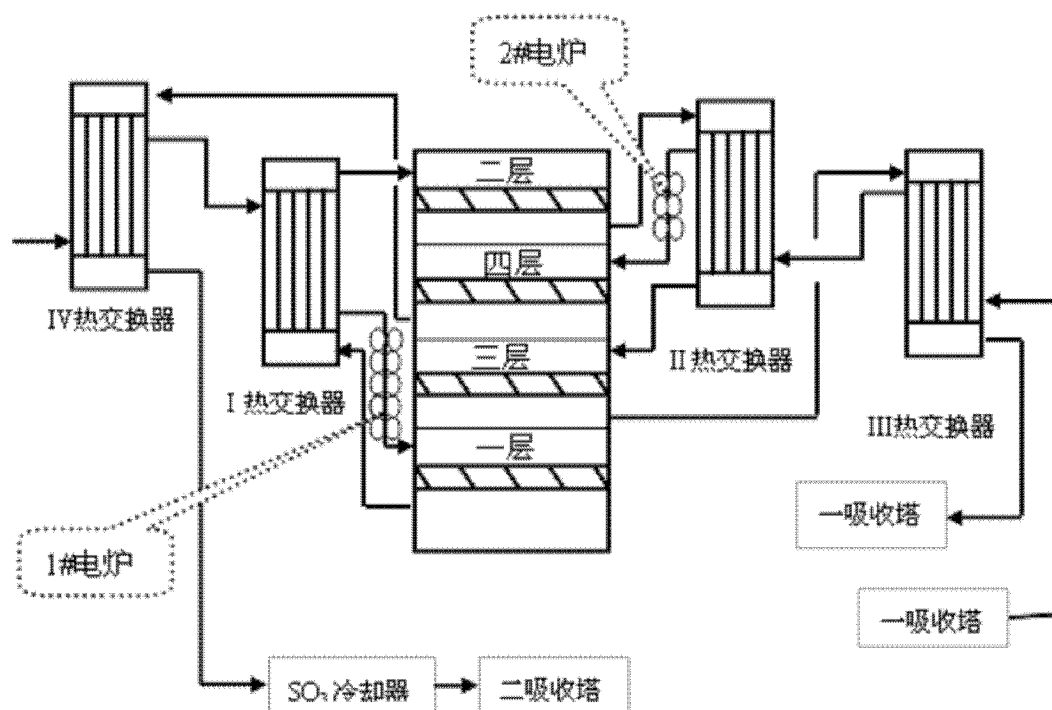


图 1

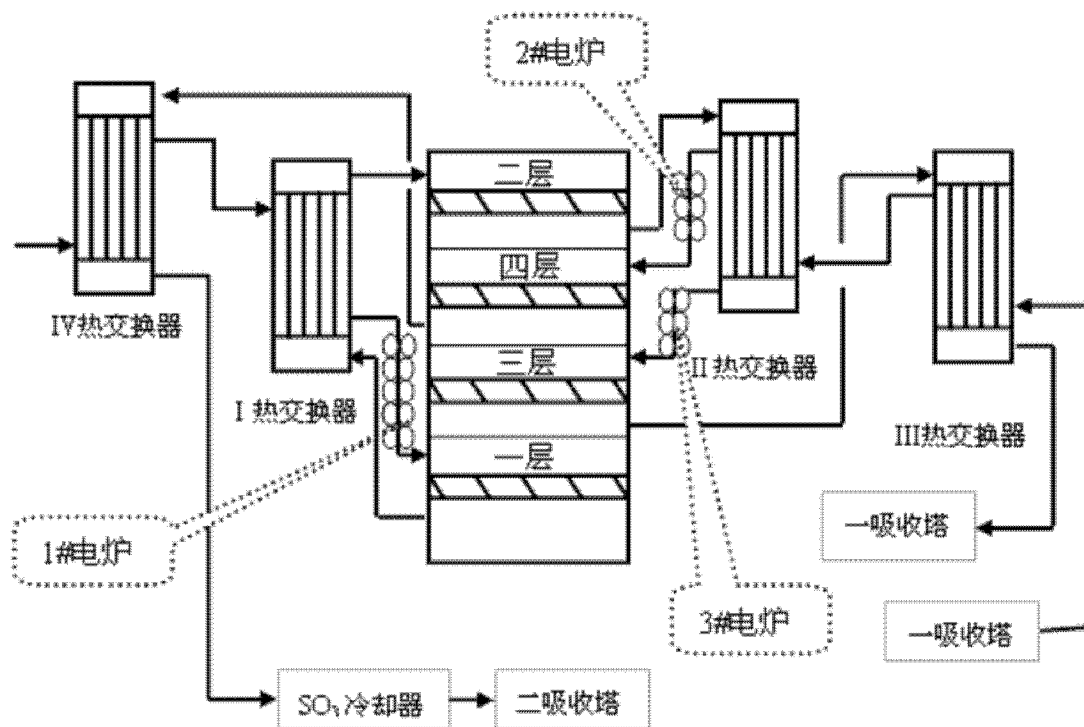


图 2