



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 112010269 A

(43) 申请公布日 2020.12.01

(21) 申请号 202010751163.9

C01B 17/765 (2006.01)

(22) 申请日 2020.07.30

(71) 申请人 中石化南京工程有限公司

地址 210049 江苏省南京市栖霞区马群科
技园马群大道3号

申请人 中石化炼化工程(集团)股份有限公
司

(72) 发明人 张青 张宝财 徐正妹 管宁辉

张胜露 刘甜 焦彤彤 胡佳

李建华 杜翔 冯田田

(74) 专利代理机构 南京天华专利代理有限责任
公司 32218

代理人 韩正玉 徐冬涛

(51) Int. Cl.

C01B 17/80 (2006.01)

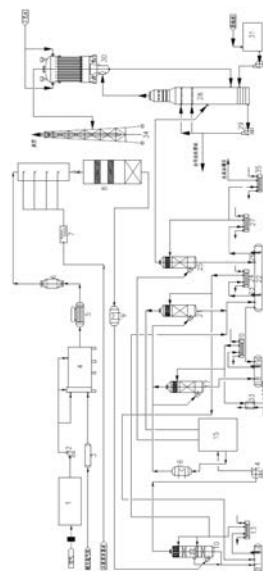
权利要求书2页 说明书8页 附图1页

(54) 发明名称

一种含硫化氢酸性气制酸的装置及方法

(57) 摘要

本发明属于硫酸装置工艺系统优化技术领域,具体涉及一种硫化氢酸性气制酸的装置及方法。本发明提出在硫化氢酸性气处理工艺系统中引入空气干燥单元、除NO_x单元和中低温两级干燥单元,通过空气干燥单元和中低温两级干燥单元的引入有效维持干燥和吸收过程的水平衡,省去了传统干法制酸工艺流程中的流程复杂、占地面积大、投资高的净化工段,解决了净化工段产生的稀酸处理难度大的问题,而且也节省了装置占地面积和投资,而且产酸品质不会随着季节和地域湿度而变化。通过引入除NO_x单元避免NO_x进入制酸系统,有效地提高了产品酸的品质。尾气处理单元采用绿色氧化剂双氧水,提高总硫利用率。



1. 一种含硫化氢酸性气制酸的装置,其特征在于:该装置包括空气干燥单元(1)、转化单元(15)以及第一吸收塔(21),空气输出管道通过空气干燥单元(1)与焚烧炉(4)相连,硫化氢气体的输出管道也与焚烧炉(4)相连,焚烧炉(4)的输出端通过废热锅炉(5)和过热器(6)与气体混合塔相连,所述的气体混合塔的底部输出端通过除NO_x器(8)以及第一省煤器(9)与中低温两级干燥塔(10)的底部相连,所述中低温两级干燥塔(10)顶部通过转化单元(15)和第二省煤器(16)相连,第二省煤器(16)顶部的输出端分别与烟酸塔(17)的下部和/或第一吸收塔(21)的下部相连,烟酸塔(17)顶部的输出端也与第一吸收塔(21)的下部相连;第一吸收塔(21)顶部的输出端通过转化单元(15)后与第二吸收塔(25)的下部相连,第二吸收塔(25)顶部的输出端通过尾吸塔(28)以及电除雾器(30)相连;

第一吸收塔(21)和第二吸收塔(25)设有配套的吸收塔循环槽(22),第一吸收塔(21)的底端和第二吸收塔(25)的底端均与吸收塔循环槽(22)相连,所述吸收塔循环槽(22)的一个输出端通过冷却器与第一吸收塔(21)的上部相连,另一个输出端通过冷却器与第二吸收塔(25)的上部相连;烟酸塔(17)设有配套的烟酸塔循环槽(18),所述烟酸塔(17)的底端与烟酸塔循环槽(18)相连,烟酸塔循环槽(18)的一个输出端通过冷却器与烟酸塔循环槽(18)的上部相连,另一个输出端作为产品酸输出。

2. 根据权利要求1所述的含硫化氢酸性气制酸的装置,其特征在于:中低温两级干燥塔(10)设有配套的干燥塔循环槽(11),中低温两级干燥塔(10)底端与干燥塔循环槽(11)相连,所述的干燥塔循环槽(11)的输出端通过冷却器分别与中低温两级干燥塔(10)的上部和中部相连。

3. 根据权利要求2所述的含硫化氢酸性气制酸的装置,其特征在于:吸收塔循环槽(22)还有一个输出端与干燥塔循环槽(11)相连。

4. 根据权利要求1所述的含硫化氢酸性气制酸的装置,其特征在于:氨气和空气的混合气体通过氨和空气混合器(7)与气体混合塔相连。

5. 一种利用权利要求1所述的装置实现含硫化氢酸性气制酸的方法,其特征在于:该方法包括以下步骤:

1) 含硫化氢酸性气经硫化氢缓冲罐与经空气干燥单元冷冻吸附除湿后的干空气于焚烧炉4中混合充分燃烧,生成炉气;

2) 出硫化氢燃烧炉的炉气温度达到1050~1200℃,经废热锅炉和过热器热回收热量后炉气温度降低至300~420℃后与氨气和空气的混合气体混合后进入脱NO_x反应器脱除NO_x;

3) 自脱NO_x反应器来的炉气经省煤器回收余热后炉气温度降至约180~250℃进入中低温两级干燥塔,与塔顶部以及中部喷淋的浓硫酸充分接触,吸收了二氧化硫气体中水分的浓硫酸自塔底排至干燥塔酸循环槽中,再由循环泵送入干燥塔酸冷却器中,冷却至45~55℃后送往塔顶部和中部喷淋;

4) 经两级中低温干燥的炉气经SO₂鼓风机增压后进入两次转化单元,经一次转化后的气体,由省煤器回收剩余热量后温度降低至170~180℃进入烟酸塔和/或第一吸收塔,在第一吸收塔内炉气中的SO₃被塔顶喷淋的酸吸收,吸收了三氧化硫后温度达90~100℃的浓硫酸经塔底进入吸收塔循环槽中,再由一吸塔酸循环泵送至一吸塔酸冷却器冷却至70℃后一部分进入第一吸收塔塔顶喷淋,另一部分送至98%成品酸冷却器冷却后进入98%酸成品罐区;

5) 在烟酸塔内炉气中的 SO_3 被塔顶喷淋的104.5%烟酸吸收,吸收了三氧化硫浓度达104.8~105.5%、温度达50~60℃的烟酸经塔底进入烟酸塔循环槽中,再由烟酸塔循环泵送至烟酸塔酸冷却器冷却至 $50\pm 5^\circ\text{C}$ 后一部分进入烟酸塔塔顶喷淋,另一部分送至烟酸成品酸冷却器冷却后进入烟酸成品罐区。

6) 第一吸收塔中未被吸收的气体经塔顶的除雾器除雾后,返回转化单元进行二次转化,经二次转化的转化气,温度为150~175℃,进入第二吸收塔,炉气中的 SO_3 被塔顶喷淋的98%酸吸收,吸收了三氧化硫的浓硫酸浓度达98~98.2%、温度达70~75℃经塔底进入吸收循环槽中,再由二吸塔酸循环泵送至二吸塔酸冷却器冷却至70℃后进入第二吸收塔塔顶喷淋;未被吸收的气体经塔顶的除雾器除雾后,进入尾气处理单元处理达标排放。

6. 根据权利要求5所述的方法,其特征在于:干燥塔循环槽和烟酸循环槽中循环酸浓度由来自吸收循环槽的98%硫酸调节,吸收循环槽中的循环酸浓度由来自干燥塔循环槽中的93~98%硫酸调节。

7. 根据权利要求5所述的方法,其特征在于:所述的干空气是3-8g水/kg干气。

8. 根据权利要求5所述的方法,其特征在于:步骤3)中低温两级干燥塔的塔顶部以及中部喷淋的浓硫酸的质量浓度为93~98%,吸收了二氧化硫气体中的水分的浓硫酸的质量浓度为92.58~97.68%。

9. 根据权利要求5所述的方法,其特征在于:步骤4)中在第一吸收塔内炉气中的 SO_3 被塔顶喷淋的质量浓度为98%酸吸收,吸收了三氧化硫后硫酸的浓度达98.5~99.0%。

一种含硫化氢酸性气制酸的装置及方法

技术领域

[0001] 本发明涉及一种优化硫酸生产工艺的方法,适用于以硫化氢为原料生产硫酸,具体是一种含硫化氢酸性气制酸的装置及方法,属于石油炼化技术环保领域。

背景技术

[0002] 在石油炼制、天然气净化等化工行业生产过程中,会产生大量的含硫化氢酸性气体。目前石化企业处理硫化氢多是采用克劳斯法硫磺回收工艺。硫化氢酸性气治理的另一条思路是将其直接制成硫酸,存在以下优点:首先硫化氢直接制酸流程较硫磺回收后再制酸简单,减少了中间环节的损耗从而降低能耗,增加经济效益;其次,此方法更容易达到环保要求。制备硫酸的方法可分为“湿法”和“干法”制酸。“湿法”制酸投资高,对设备材质要求高。“干法”制酸相比于“湿法”制酸投资较小,对设备及管道材质要求低。

[0003] 目前国内的硫化氢干法制酸装置存在如下问题:由于酸性气中的硫化氢和烃类等其他含氢物质的焚烧产生大于硫结合成酸所需的水,再加上助燃空气所带入的水分,这两部分水的存在会影响后续干燥和吸收过程的水平衡。在空气湿度大的夏季和沿海地区,此问题表现得更为明显,甚至影响产酸的品质。而且炉气中的水分需在二氧化硫转化为三氧化硫前达到 $0.1\text{g}/\text{Nm}^3$ 才能保证催化转化的正常进行。为解决这一问题,目前硫化氢干法制酸装置均配套有炉气净化和干燥流程,但是净化流程复杂,占地面积大,投资高,而且其每生产1t硫酸还会排放1~2t质量分数为5%~10%左右的稀酸。其次,净化过程将炉气通过绝热增湿、冷却方法除去炉气中的大量水分,炉气从 $300\sim 380^\circ\text{C}$ 降低到约 40°C 进行干燥。这一过程中的炉气中少量的 SO_3 和水蒸气会随温度降低到露点而冷凝形成酸雾并腐蚀设备及管道,这些酸雾仍需电除雾器除去。此外,经过干燥后的炉气仍需换热器将其换热至 $400\sim 450^\circ\text{C}$ 进入催化床层进行催化转化过程。这一炉气“降温再升温”的过程虽达到除水效果,但增加了装置的能耗。

[0004] 炼厂酸性气通常是由5%~99.5%的 H_2S 、1~5%的 NH_3 、烃类和其他气体组成,其中 NH_3 的不完全燃烧必会导致 NO_x 的产生。但目前国内的硫酸装置的脱硝单元大多为治理尾气中 NO_x 而存在,其存在的问题是 NO_x 随炉气进入两次制酸和吸收单元并与硫酸结合而影响产品酸的品质。

发明内容

[0005] 本发明的目的在于按照国家节能减排和环保发展的相关政策要求,针对现有硫化氢酸性气制酸技术存在的不足之处,提供一种含硫化氢酸性气制酸的方法及装置。通过优化工艺流程,提出在硫化氢酸性气生产硫酸的工艺装置中引入空气干燥单元、除 NO_x 单元和中低温两级干燥单元。该工艺装置在满足工艺生产要求的同时,省去了传统干法制酸工艺流程中的净化过程,有效简化了工艺流程,减少了占地面积和投资,且尽可能多的回收热量,具有工艺流程简单、节能环保和装置投资低等优点。

[0006] 本发明的目的可以通过以下技术方案实现:

[0007] 一种含硫化氢酸性气制酸的装置,该装置包括空气干燥单元、转化单元以及第一吸收塔,空气输出管道通过空气干燥单元与焚烧炉相连,硫化氢气体的输出管道也与焚烧炉相连,焚烧炉的输出端通过废热锅炉和过热器与气体混合塔相连,所述的气体混合塔的底部输出端通过除NO_x器以及第一省煤器与中低温两级干燥塔的底部相连,所述中低温两级干燥塔顶部通过转化单元和第二省煤器,第二省煤器顶部的输出端分别与烟酸塔的下部和/或第一吸收塔的下部相连,烟酸塔顶部的输出端也与第一吸收塔的下部相连;第一吸收塔顶部的输出端通过转化单元后与第二吸收塔的下部相连,第二吸收塔顶部的输出端通过尾吸塔以及电除雾器相连;

[0008] 第一吸收塔和第二吸收塔设有配套的吸收塔循环槽,第一吸收塔的底端和第二吸收塔的底端均与吸收塔循环槽相连,所述吸收塔循环槽的一个输出端通过冷却器与第一吸收塔的上部相连,另一个输出端通过冷却器与第二吸收塔的上部相连;烟酸塔设有配套的烟酸塔循环槽,所述烟酸塔的底端与烟酸塔循环槽相连,烟酸塔循环槽的一个输出端通过冷却器与烟酸塔循环槽的上部相连,另一个输出端作为产品酸输出。

[0009] 本发明技术方案中:中低温两级干燥塔设有配套的干燥塔循环槽,中低温两级干燥塔底端与干燥塔循环槽相连,所述的干燥塔循环槽的输出端通过冷却器分别与中低温两级干燥塔的上部和中部相连。

[0010] 本发明技术方案中:吸收塔循环槽还有一个输出端与干燥塔循环槽相连。

[0011] 本发明技术方案中:氨气和空气的混合气体通过氨和空气混合器与气体混合塔相连。一种利用上述的装置实现含硫化氢酸性气制酸的方法,该方法包括以下步骤:

[0012] 1) 含硫化氢酸性气经硫化氢缓冲罐与经空气干燥单元冷冻吸附除湿后的干空气于焚烧炉4中混合充分燃烧,生成炉气;

[0013] 2) 出硫化氢燃烧炉的炉气温度达到1050~1200℃,经废热锅炉和过热器热回收热量后炉气温度降低至300~420℃后与氨气和空气的混合气体混合后进入脱NO_x反应器脱除NO_x;

[0014] 3) 自脱NO_x反应器出来的炉气经省煤器回收余热后炉气温度约为180~250℃进入中低温两级干燥塔,与塔顶部以及中部喷淋的浓硫酸充分接触,吸收了二氧化硫气体中水分的浓硫酸自塔底排至干燥塔酸循环槽中,再由循环泵送入干燥塔酸冷却器中,冷却至45~55℃后送往塔顶部和中部喷淋;

[0015] 4) 经两级中低温干燥的炉气经SO₂鼓风机增压后进入两次转化单元,经一次转化后的气体,由省煤器回收剩余热量后温度降低至170~180℃进入烟酸塔和/或第一吸收塔,在第一吸收塔内炉气中的SO₃被塔顶喷淋的酸吸收,吸收了三氧化硫后温度达90~100℃的浓硫酸经塔底进入吸收塔循环槽中,再由一吸塔酸循环泵送至一吸塔酸冷却器冷却至70℃后一部分进入第一吸收塔塔顶喷淋,另一部分送至98%成品酸冷却器冷却后进入98%酸成品罐区;

[0016] 5) 在烟酸塔内炉气中的SO₃被塔顶喷淋的104.5%烟酸吸收,吸收了三氧化硫浓度达104.8~105.5%、温度达50~60℃的烟酸经塔底进入烟酸塔循环槽中,再由烟酸塔循环泵送至烟酸塔酸冷却器冷却至50±5℃后一部分进入烟酸塔塔顶喷淋,另一部分送至烟酸成品酸冷却器冷却后进入烟酸成品罐区。

[0017] 6) 第一吸收塔中未被吸收的气体经塔顶的除雾器除雾后,返回转化单元进行二次

转化,经二次转化的转化气,温度为150~175℃,进入第二吸收塔,炉气中的SO₃被塔顶喷淋的98%酸吸收,吸收了三氧化硫的浓硫酸浓度达98~98.2%、温度达70~75℃经塔底进入吸收循环槽中,再由二吸塔酸循环泵送至二吸塔酸冷却器冷却至70℃后进入第二吸收塔塔顶喷淋;未被吸收的气体经塔顶的除雾器除雾后,进入尾气处理单元处理达标排放。

[0018] 上述方法中:干燥塔循环槽和烟酸循环槽中循环酸浓度由来自吸收循环槽的98%硫酸调节,吸收循环槽中的循环酸浓度由来自干燥塔循环槽中的93~98%硫酸调节。

[0019] 上述方法中:所述的干空气是3-8g水/kg干气。

[0020] 上述方法中:步骤3)中低温两级干燥塔的塔顶部以及中部喷淋的浓硫酸的质量浓度为93~98%,吸收了二氧化硫气体中的水分的浓硫酸的质量浓度为92.58~97.68%。

[0021] 上述方法中:步骤4)中在第一吸收塔内炉气中的SO₃被塔顶喷淋的质量浓度为98%酸吸收,吸收了三氧化硫后硫酸的浓度达98.5~99.0%。

[0022] 上述方法中:含硫化氢酸性气是含5%~99.5%的H₂S气体,含1%~5%的NH₃及部分烃类。

[0023] 上述方法中:所述的除NO_x单元的NO_x脱除效率达90~95%,避免了NO_x进入两次制酸吸收单元发生如下反应而影响产品酸的品质。

[0024] $\text{NO}_2 + \text{NO} + 2\text{H}_2\text{SO}_4 \rightarrow 2\text{HNOSO}_4 + \text{H}_2\text{O}$

[0025] 上述方法中:所述的中低温两级干燥单元用93~98%的硫酸作为干燥剂,在干燥器的上下两段分别对炉气进行干燥,干燥后的炉气中水分含量降低至15mg/Nm³以下,且炉气的酸雾量也有明显的减少。

[0026] 本发明的有益效果:

[0027] 本技术按照国家环保节能减排的发展和相关政策要求,优化了硫化氢酸性气干法制酸生产工艺流程。本发明的有益效果:

[0028] 1) 引入空气干燥单元,使得进入整个系统的空气中的水分从源头上得到减少,不进入后续制酸系统即不会对后续的干燥及吸收流程的水平衡产生影响。

[0029] 2) 在炉气进入中低温两级干燥单元之前引入除NO_x单元使得产品酸的品质明显的升高,不含杂质,色度清澈透明,品质达到国家GB/T 534-2014优等品标准。

[0030] 3) 中低温两级干燥采用93%~98%的浓硫酸作为干燥剂,对焚烧后的炉气进行两级干燥,这一过程较传统一级干燥技术炉气中水分含量和酸雾量均明显降低,且不存在露点腐蚀,不会对设备和管道产生腐蚀,能有效增长装置正常运行时间。

[0031] 4) 此外,尾气处理单元采用绿色氧化剂双氧水,将二氧化硫氧化为硫酸进入制酸系统,总硫利用率达到99.98%。

[0032] 综上所述,空气干燥单元和中低温两级干燥单元的结合,省去了传统硫化氢干法制酸中的流程复杂、占地面积大、投资高的净化单元,解决了净化过程产生稀酸处理难度大的问题,大大减少了设备占地和投资成本,而且产酸品质不会随着地域和季节湿度变化而变化。除NO_x单元的引入避免NO_x进入制酸单元从而提高了产品酸的品质。尾气处理单元采用绿色氧化剂双氧水,提高总硫利用率,减少含硫盐类的排放。

附图说明

[0033] 图1为本发明含硫化氢酸性气制酸的装置示意图。

[0034] 其中：,1-空气干燥单元,2-空气鼓风机,3-硫化氢缓冲罐,4-焚烧炉,5-废热锅炉,6-过热器,7-氨和空气混合器,8-除NO_x器,9-省煤器1,10-中低温两级干燥塔,11-干燥塔循环槽,12-干燥塔循环泵,13-干燥塔酸冷却器,14-二氧化硫鼓风机,15-转化单元,16-省煤器2,17-烟酸塔,18-烟酸塔循环槽,19-烟酸塔循环泵,20-烟酸塔酸冷却器,21-第一吸收塔,22-吸收塔循环槽,23-一吸塔循环泵,24-一吸塔酸冷却器,25-第二吸收塔,26-二吸塔循环泵,27-二吸塔酸冷却器,28-尾吸塔,29-母液循环泵,30-电除雾器,31-脱硫液槽,32-脱硫液泵,33-烟酸成品酸冷却器,34-尾气烟囱,35-98%成品酸冷却器。

具体实施方式

[0035] 下面结合实施例对本发明做进一步说明,但本发明的保护范围不限于此:

[0036] 如图1,一种含硫化氢酸性气制酸的装置,该装置包括空气干燥单元1、转化单元15以及第一吸收塔21,空气输出管道通过空气干燥单元1以及空气鼓风机2后与焚烧炉4相连,硫化氢气体的输出管道通过硫化氢缓冲罐3后与焚烧炉4相连,焚烧炉4的输出端通过废热锅炉5和过热器6与气体混合塔相连,所述的气体混合塔的底部输出端通过除NO_x器8以及第一省煤器9与中低温两级干燥塔10的底部相连,所述中低温两级干燥塔10顶部通过鼓风机14、转化单元15和第二省煤器16相连,第二省煤器16顶部的输出端分别与烟酸塔17的下部和/或第一吸收塔21的下部相连,烟酸塔17顶部的输出端也与第一吸收塔21的下部相连;第一吸收塔21顶部的输出端通过转化单元15后与第二吸收塔25的下部相连,第二吸收塔25顶部的输出端通过尾吸塔28以及电除雾器30相连;

[0037] 第一吸收塔21和第二吸收塔25设有配套的吸收塔循环槽22,第一吸收塔21的底端和第二吸收塔25的底端均与吸收塔循环槽22相连,所述吸收塔循环槽22的一个输出端通过冷却器与第一吸收塔21的上部相连,另一个输出端通过冷却器与第二吸收塔25的上部相连;烟酸塔17设有配套的烟酸塔循环槽18,所述烟酸塔17的底端与烟酸塔循环槽18相连,烟酸塔循环槽18的一个输出端通过冷却器与烟酸塔循环槽18的上部相连,另一个输出端作为产品酸输出。中低温两级干燥塔10设有配套的干燥塔循环槽11,中低温两级干燥塔10底端与干燥塔循环槽11相连,所述的干燥塔循环槽11的输出端通过冷却器分别与中低温两级干燥塔10的上部和中部相连。吸收塔循环槽22还有一个输出端与干燥塔循环槽11相连。氨气和空气的混合气体通过氨和空气混合器7与气体混合塔相连。

[0038] 实例1:在硫化氢干法制酸装置中的应用(100%硫酸产量为30万吨/年)

[0039] 来自上游装置的10825.24Nm³/h含硫化氢酸性气(40℃,0.06MPa,),其中H₂S含量为79.18%,CO₂含量为16.88%,H₂O含量为2.1%,NH₃含量为1.00%,烃类含量为0.84%。经硫化氢缓冲罐3的硫化氢酸性气与经空气干燥单元1冷冻吸附除湿后的干空气(3g/kg干气)于焚烧炉4中混合充分燃烧,生成含浓度为7.79%左右的SO₂和少量SO₃的炉气,出硫化氢燃烧炉的炉气温度达到1050~1200℃,经废热锅炉5和过热器热6回收热量后炉气温度降低至320℃后进入脱NO_x反应器8与来自空气和氨混合器7的氨与空气反应脱除NO_x。自脱NO_x反应器8出来的炉气经省煤器9回收余热后炉气温度约为200~250℃进入中低温两级干燥塔10,与塔顶喷淋的93~98%浓硫酸充分接触,吸收了二氧化硫气体中水分的大约92.58~97.68%的浓硫酸自塔底排至干燥塔酸循环槽11中,再由循环泵12送入干燥塔酸酸冷却器13中,冷却至50±5℃后送往塔顶喷淋;干燥塔循环槽11中循环酸浓度由来自吸收塔酸循环

槽22串至干燥塔酸循环槽11的98%酸调节。经两级中低温干燥的炉气经SO₂鼓风机14增压后进入两次转化单元15,经一次转化后的气体,由省煤器16回收剩余热量后温度降低至170~180℃进入第一吸收塔17和烟酸塔21,在第一吸收塔17内炉气中的SO₃被塔顶喷淋的98%酸吸收,吸收了三氧化硫浓度达98.5~99.0%、温度达90~100℃的浓硫酸经塔底进入吸收塔循环槽22中,再由一吸塔酸循环泵23送至一吸塔酸冷却器24冷却至70℃后一部分进入第一吸收塔21塔顶喷淋,另一部分送至98%成品酸冷却器35冷却后进入成品罐区。在烟酸塔21内炉气中的SO₃被塔顶喷淋的104.5%烟酸吸收,吸收了三氧化硫浓度达104.8~105.5%、温度达50~60℃的烟酸经塔底进入烟酸塔循环槽18中,再由烟酸塔循环泵19送至烟酸塔酸冷却器20冷却至50℃后一部分进入烟酸塔塔顶喷淋,另一部分送至烟酸成品酸冷却器33冷却后进入烟酸成品罐区。未被吸收的气体经塔顶的除雾器除雾后,返回转化单元15进行二次转化。经二次转化的转化气,温度大约为158℃,进入第二吸收塔25,炉气中的SO₃被塔顶喷淋的98%酸吸收,吸收了三氧化硫的浓硫酸经塔底进入吸收循环槽22中,再由二吸塔酸循环泵30送至二吸塔酸冷却器27冷却至70℃后进入第二吸收塔25塔顶喷淋。吸收塔酸循环槽22中的酸浓度由干燥塔酸循环槽11串至吸收塔酸循环槽22的93~98%酸来进行调节。烟酸塔循环槽18中循环酸浓度由吸收塔酸循环槽22串至烟酸循环槽18中的98%酸来进行调节。未被吸收的气体经塔顶的除雾器除雾后,进入尾气处理单元处理达标排放。经尾气脱硫处理后,排放尾气中SO₂≤50mg/Nm³,SO₃≤3mg/Nm³。

[0040] 主要节点物料:

[0041] 焚烧炉出口气体(温度:1150℃,压力:1.5kPa(G)):

[0042]

	kg/h	kmol/h	Nm ³ /h	mol%
O ₂	14373.4396	449.1700	10061.4077	9.22
N ₂	1104095.5100	3943.1968	88327.6100	80.91
SO ₂	24301.2860	379.7076	8308.0021	7.79
SO ₃	244.9726	3.0622	68.5923	0.06
CO ₂	4128.7328	93.8348	2088.7635	1.93
NO _x	198.2100	4.8344	108.2900	0.10
Σ	153593.3034	4873.8057	108962.6636	100
H ₂ O	7929.9042	440.5502	9868.3253	

[0043] 除NO_x装置的出口气体(温度:380℃,压力:-2.5kPa(G)):

[0044]

	kg/h	kmol/h	Nm ³ /h	mol%
O ₂	14373.4396	449.1700	10061.4077	9.22
N ₂	110544.8724	3948.0312	88435.8979	81.01
SO ₂	24301.2860	379.7076	8308.0021	7.79
SO ₃	244.9726	3.0622	68.5923	0.06
CO ₂	4128.7328	93.8348	2088.7635	1.93
NO _x	12.05	0.294	6.583	0.006
Σ	153593.3034	4873.8057	108969.2466	100
H ₂ O	7929.9042	440.5502	9868.3253	

[0045] 中低温两级干燥器出口气体(温度:55℃,压力:-9.0kPa(G)):

[0046]		kg/h	kmol/h	Nm ³ /h	mol%
	O ₂	14373.4396	449.1670	10061.4100	9.22
	N ₂	110544.8724	3948.0312	88435.9000	81.06
	SO ₂	24301.28597	379.7076	8308.0020	7.77
	CO ₂	4128.732819	93.8348	2088.7630	1.93
	NO _x	12.05	0.294	6.583	0.006
	Σ	153348.3308	4870.7436	108900.6830	100
	H ₂ O	1.6334	0.0907	2.0327	

[0047] 传统硫化氢干法制酸工艺中净化单元技术经济指标如下表：

[0048] 投资明细：

项目名称	数量	材质	购置费（元）	安装费（元）
（一）静设备				
增湿器	1 台	FRP	2566080	179626
冷却塔	1 台	FRP	2332800	163296
脱气塔	1 台	FRP	181440	12701
增湿器高位槽	1 台	FRP	155520	10886
安全水封	1 台	FRP	77760	5443
电雾排液槽	1 台	FRP	155520	10886
稀酸储槽	1 台	FRP	1814400	127008
清液槽	1 台	FRP	155520	10886

	斜板沉降槽	1 台	FRP	1008000	70560
	电除雾器	2 台	电玻璃	16588800	1161216
	稀酸冷却器	2 台		1119744	9576
	电动玻璃钢阀门	5 台		1152000	20396
	钢结构	165 吨		2376000	2851200
（二）动设备					
	增湿器循环泵	2 台		207245	6353
	冷却塔循环泵	2 台		207245	6353
	高位槽循环泵	2 台		51149	3361
	脱气塔泵	2 台		45331	22666
	排液槽泵	2 台		30251	2834
	电雾冲洗泵	1 台		56390	3361
	污水泵	1 台		28650	1668
（三）管道阀门					
	管道阀门			5760000	1440000
（四）仪表					
	仪表			2880000	432000
（五）电气					
	电气			1728000	288000
（六）总计					
				40741579	6844573

[0051] 能耗：

[0052]	项目名称	单位
	（一）电	kW
	增湿器循环泵	110

冷却塔循环泵	110
高位槽循环泵	15
脱气塔泵	11
排液槽泵	7.5
电雾冲洗泵	45
污水泵	22
一,二级电除雾器	22×2
一,二级电雾加热器	4×7.5
总计	394.5
(二) 水	t/h
循环水	1480
生产水	1
(三) 排水	
7% H_2SO_4 废水	4

[0053] 新增空气干燥单元技术经济指标:

[0054] 投资:12465000元,能耗:

[0055] 电:509.4kW·h,循环水:5t/h,0.4MPa蒸汽:1.84t/h。

[0056] 本专利方法可大幅减少投资,节省装置用地,并且不影响产品酸及蒸汽品质。仅电耗比传统方法高约30%,且循环水用量大幅减少。

[0057] 实例2:在硫化氢干法制酸装置中的应用(98%硫酸产量为10万吨/年)

[0058] 本实施例中,以流量1200kg/h, H_2S :30.35%, CO_2 :49.64%, N_2 :19.9%, CH_3OH :0.0948%为酸性原料气数据,补充燃烧硫磺3250kg/h。经硫化氢缓冲罐3的硫化氢酸性气、补充液体硫磺与经空气干燥单元1冷冻吸附除湿后的干空气(3g/kg干气)于焚烧炉4中混合燃烧,生成含 SO_2 浓度8.44%左右的炉气和少量的 SO_3 ,出硫化氢燃烧炉的炉气温度达到1050~1200℃,经废热锅炉5和过热器热6回收热量后炉气温度降低至320℃后进入脱 NO_x 反应器8与来自空气和氨混合器7的氨与空气反应脱除 NO_x 。自脱 NO_x 反应器8出来的炉气经省煤器9回收余热后炉气温度约为200~250℃进入中低温两级干燥塔10,与塔顶喷淋的93~98%浓硫酸充分接触,吸收了二氧化硫气体中水分的大约92.58~97.68%的浓硫酸自塔底排至干燥塔酸循环槽11中,再由循环泵12送入酸冷却器13中,冷却至50℃后送往塔顶喷淋;干燥塔循环槽11中循环酸浓度由来自吸收塔酸循环槽22串至干燥塔酸循环槽11的98%酸调节。经两级中低温干燥的炉气经 SO_2 鼓风机14增压后进入两次转化单元15,经一次转化后的气体,由省煤器16回收剩余热量后温度降低至170~180℃进入第一吸收塔17和烟酸塔21,在第一吸收塔17内炉气中的 SO_3 被塔顶喷淋的98%酸吸收,吸收了三氧化硫浓度达98.5~99.0%、温度达90~100℃的浓硫酸经塔底进入吸收塔循环槽22中,再由一吸塔酸循环泵23送至一吸塔酸冷却器24冷却至70℃后一部分进入第一吸收塔17塔顶喷淋,另一部分送至98%成品酸冷却器35冷却后进入98%酸成品罐区。在烟酸塔21内炉气中的 SO_3 被塔顶喷淋的104.5%烟酸吸收,吸收了三氧化硫浓度达104.8~105.5%、温度达50~60℃的烟酸经塔底进入烟酸塔循环槽18中,再由烟酸塔循环泵19送至烟酸塔酸冷却器20冷却至50℃后一部分进入烟酸塔塔顶喷淋,另一部分送至烟酸成品酸冷却器33冷却后进入烟酸成品罐区。未被吸收的

气体经塔顶的除雾器除雾后,返回转化单元15进行二次转化。经二次转化的转化气,温度大约为158℃,进入第二吸收塔25,炉气中的SO₃被塔顶喷淋的98%酸吸收,吸收了三氧化硫的浓硫酸经塔底进入吸收循环槽22中,再由二吸塔酸循环泵26送至二吸塔酸冷却器27冷却至70℃后进入第二吸收塔25塔顶喷淋。吸收塔酸循环槽22中的酸浓度由干燥塔酸循环槽11串至吸收塔酸循环槽22的93~98%酸来进行调节,烟酸塔循环槽18中循环酸浓度由吸收塔酸循环槽22串至烟酸循环槽18中的98%酸来进行调节。未被吸收的气体经塔顶的除雾器除雾后,进入尾气处理单元处理达标排放。经尾气脱硫处理后,排放尾气中SO₂≤50mg/Nm³,SO₃≤3mg/Nm³。

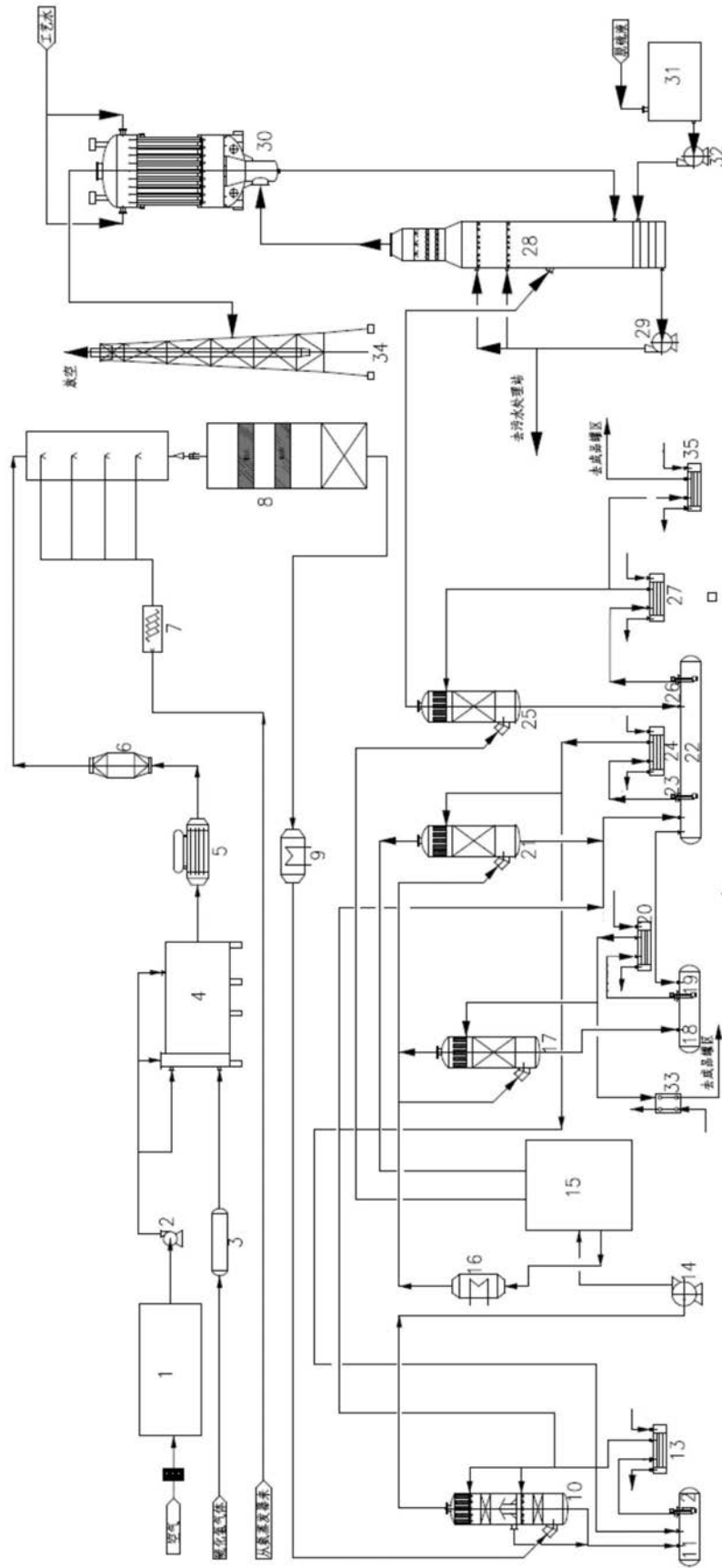


图1