



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 110975546 B

(45) 授权公告日 2021.08.17

(21) 申请号 201911361251.1

(22) 申请日 2019.12.26

(65) 同一申请的已公布的文献号
申请公布号 CN 110975546 A

(43) 申请公布日 2020.04.10

(73) 专利权人 江苏新世纪江南环保股份有限公司

地址 211100 江苏省南京市江宁开发区苏
源大道29号江南环保大厦23楼

专利权人 江南环保集团股份有限公司

(72) 发明人 罗静 罗勇迎 王金勇

(74) 专利代理机构 中国贸促会专利商标事务
所有限公司 11038

代理人 夏正东

(51) Int.Cl.

B01D 53/50 (2006.01)

B01D 53/73 (2006.01)

B01D 53/96 (2006.01)

B01D 53/78 (2006.01)

(56) 对比文件

CN 108722163 A, 2018.11.02

CN 102716648 A, 2012.10.10

CN 207694559 U, 2018.08.07

CN 101094805 A, 2007.12.26

WO 2017/122478 A1, 2017.07.20

CN 107998844 A, 2018.05.08

审查员 冯家祥

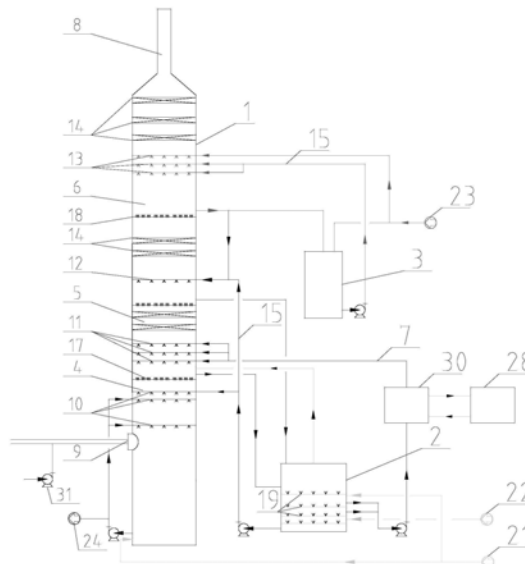
权利要求书2页 说明书16页 附图2页

(54) 发明名称

一种改进的氨法脱硫控制吸收过程气溶胶产生的方法

(57) 摘要

本发明公开了一种改进的氨法脱硫控制吸收过程气溶胶产生的方法,控制吸收反应温度和工艺气氧含量、水含量,并使用含有亚硫酸铵的吸收循环液脱除烟气中的二氧化硫,以控制氨法脱硫吸收过程中产生气溶胶。通过分级溶液成分控制和反应条件控制,实现高效脱硫除尘,在高效脱硫的同时控制吸收过程氨逃逸、气溶胶的产生,经预洗循环液初步降温净化后的烟气依次与吸收循环液、细微颗粒物洗涤循环液接触,控制各级溶液成分及反应温度、烟气成分,实现吸收、氧化、浓缩的协同控制,在保证吸收过程吸收效率、控制氨逃逸和气溶胶产生的同时降低投资及能耗,实现装置长周期稳定运行。



1. 一种改进的氨法脱硫控制吸收过程气溶胶产生的方法,其特征在于:控制吸收反应温度30-60℃,工艺气氧含量为3-9%,工艺气水含量为4-15%,并使用含有亚硫酸铵的吸收循环液脱除烟气中的二氧化硫,以控制氨法脱硫吸收过程产生气溶胶,其中工艺气的氧含量通过调节配风量控制,工艺气的水含量、吸收温度通过配风或配风+冷却控制,和净烟气氨逃逸 $\leq 1\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。

2. 如权利要求1所述的方法,其特征在于,通过分级溶液成分控制和反应条件控制,实现高效脱硫除尘,在高效脱硫除尘的同时控制氨逃逸、气溶胶的产生。

3. 如权利要求1的方法,其特征在于,吸收反应温度35-56℃。

4. 如权利要求2所述的方法,其特征在于,所述分级溶液成分控制包括亚硫酸铵、亚硫酸氢铵、硫酸铵或其组合的浓度梯度控制,初步降温净化后的工艺气依次与吸收循环液、细微颗粒物洗涤循环液接触,实现吸收、氧化、浓缩的协同控制,吸收循环液根据需要设置1级或多级,其中至少1级含有亚硫酸铵与硫酸铵,细微颗粒物洗涤循环液根据需要设置1级或多级,其中至少1级含有亚硫酸铵与硫酸铵。

5. 如权利要求4所述的方法,其特征在于,细微颗粒物洗涤循环液pH值低于吸收循环液pH值,且亚硫酸铵含量小于吸收循环液亚硫酸铵含量。

6. 如权利要求4所述的方法,其特征在于,吸收循环液选用多级时,至少1级成分包含亚硫酸铵0.15-4.95%,硫酸铵5-38%,pH值4.5-6.5,上级吸收循环液的亚硫酸铵含量低于下级吸收循环液的亚硫酸铵含量,和/或上级吸收循环液的pH值低于下级吸收循环液的pH值。

7. 如权利要求4所述的方法,其特征在于,吸收循环液为1-2级。

8. 如权利要求4所述的方法,细微颗粒物洗涤循环液至少1级成分包含亚硫酸铵0.003-1%,硫酸铵0.3-38%,pH值1-6。

9. 如权利要求8所述的方法,其中细微颗粒物洗涤循环液为2级,至少1级含有高浓度硫酸铵,其中亚硫酸铵0.01-1%,硫酸铵5-38%。

10. 权利要求1-9任一项所述的方法,其在一种氨法脱硫控制气溶胶产生的装置中实现,其特征在于,所述装置包括气体净化脱除系统、氧化系统、辅助系统。

11. 如权利要求10所述的方法,其特征在于,辅助系统包括硫铵后处理系统、氨供应系统、工艺水系统。

12. 如权利要求10所述的方法,其特征在于,气体净化脱除系统吸收塔采用分区控制,包括预洗区、吸收区、细微颗粒物控制区,其中预洗区、吸收区、细微颗粒物控制区各设置1层或多层喷淋层,吸收区与预洗区之间设有只允许气体通过的设备或部件。

13. 如权利要求12所述的方法,其特征在于,吸收区与细微颗粒物控制区之间根据需要设有只允许气体通过的设备或部件。

14. 如权利要求12所述的方法,其特征在于,吸收区内根据需要设有只允许气体通过的设备或部件。

15. 如权利要求12所述的方法,其特征在于,细微颗粒物控制区内根据需要设有只允许气体通过的设备或部件。

16. 如权利要求12所述的方法,其特征在于,细微颗粒物控制区设1层或多层除雾器,预洗区与吸收区各层根据需要设1层或多层除雾器;除雾器选用折流板、屋脊、填料及丝网型式,或其组合形式。

17. 如权利要求12所述的方法,其特征在于,吸收区每层液气比不小于 $0.4\text{L}/\text{m}^3$,平均喷淋覆盖率不小于200%;细微颗粒物控制区每层液气比不小于 $0.42\text{L}/\text{m}^3$,平均喷淋覆盖率不小于150%。

18. 如权利要求17所述的方法,其特征在于,吸收区、细微颗粒物控制区每层喷淋覆盖率小于200%的区域面积之和占吸收塔截面积的比例不大于10%。

19. 如权利要求10所述的方法,其特征在于,氧化系统根据溶液成分控制要求进行分层或分设备设置,细微颗粒物洗涤循环液、吸收循环液从氧化系统氧化设备不同位置或不同设备取出。

20. 根据权利要求12所述的方法,其特征在于:所述吸收塔的空塔气速为 $0.8\text{m}/\text{s}$ - $4\text{m}/\text{s}$ 。

21. 如权利要求12所述的方法,其特征在于,原烟气 SO_2 浓度 $\leq 30000\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。

22. 如权利要求12所述的方法,其特征在于,净烟气 $\text{SO}_2 \leq 35\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。

23. 如权利要求12所述的方法,其特征在于,含气溶胶的净烟气总尘 $\leq 5\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。

24. 如权利要求12所述的方法,其特征在于,净烟气氨逃逸 $\leq 1\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。

25. 如权利要求12所述的方法,其特征在于,吸收塔入口工艺气水含量超过15%时,设置蒸发结晶系统和/或预洗区换热设备和/或吸收区换热设备。

26. 如权利要求25所述的方法,其特征在于,蒸发结晶系统选用双效蒸发结晶工艺、单效蒸发结晶工艺、MVR蒸发结晶工艺、带蒸汽喷射泵双效蒸发结晶工艺。

27. 如权利要求25所述的方法,其特征在于,蒸发结晶系统选用MVR蒸发结晶工艺。

28. 如权利要求26所述的方法,其特征在于,所述装置还包括蒸汽冷凝液处理设备,蒸汽冷凝液处理设备包括膜分离设备、除氧器,蒸汽冷凝液浓缩设备清液出口和工艺水管网连接,浓液出口和吸收塔连接。

29. 如权利要求26所述的方法,其特征在于,所述装置还包括循环水系统,蒸汽冷凝液和循环水装置的补水管网连接,循环水排污和吸收塔连接。

30. 如权利要求25所述的方法,其特征在于,预洗区换热设备和/或吸收区换热设备包括列管式换热器、蒸发冷却器、空气冷却器、板式换热器。

31. 如权利要求30所述的方法,其特征在于,循环水或一次水有富余的地区采用板式换热器,夏季平均气温 $\leq 30^\circ\text{C}$ 的地区采用空气冷却器。

一种改进的氨法脱硫控制吸收过程气溶胶产生的方法

技术领域

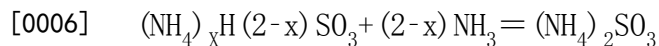
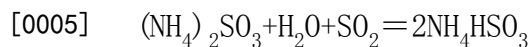
[0001] 本发明属于环保技术领域,具体涉及一种氨法脱硫控制吸收过程中气溶胶产生的方法。

背景技术

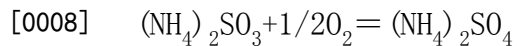
[0002] 世界各国都不同程度排放二氧化硫,中国二氧化硫排放量巨大,对环境和社会造成了巨大影响,2014年二氧化硫排放总量1974万吨,2015年二氧化硫排放总量1859.1万吨,2016年二氧化硫排放总量1102.9万吨,2017年二氧化硫排放总量875.4万吨,造成了巨大经济损失,严重影响中国生态环境和人民健康。

[0003] 目前比较成熟的脱硫技术达上百种,其中湿法脱硫工艺应用最广,占世界脱硫总装机容量的85%左右。常见的湿法烟气脱硫技术有石灰石-石膏法、双碱法、碳酸钠法、氨法、氧化镁法等。氨法脱硫是采用氨作为吸收剂的一种湿法脱硫工艺,该法可利用SO₂生产硫酸铵化肥,是一种低能耗、高附加值、实现资源循环利用的绿色烟气治理方案。而化工行业在生产过程中有大量废氨水产生,因此化工、石化行业锅炉烟气、硫回收尾气等采用氨法脱硫有其独特的优势。

[0004] 氨法脱硫过程主要分吸收、氧化、浓缩(结晶)三个过程,首先用亚硫酸铵吸收二氧化硫得到亚硫酸铵与亚硫酸氢铵混合溶液,加氨中和后又得到亚硫酸铵:



[0007] 对溶液通入氧化空气将亚硫酸铵氧化,得到硫酸铵:



[0009] 硫酸铵溶液经浓缩、结晶、固液分离、干燥即得最终产品硫酸铵。

[0010] 吸收、氧化、浓缩三个过程看似简单,实际上相互影响,长期以来,为保证吸收效率,吸收液亚硫酸铵及游离氨含量高而硫酸铵含量低,虽然利于吸收,但不利于氧化及浓缩,吸收液pH值~7,由此导致吸收过程中氨逃逸、气溶胶严重。

[0011] 为确保吸收效率,长期以来通过工艺水冷却、设置再热器、稀硫酸铵溶液降温等措施控制吸收温度在30~40℃,虽然有利于吸收和气溶胶控制,却不利于氧化、浓缩,一般用于亚硫酸(氢)铵的生产,较低温度下,高浓度的亚硫酸铵不能快速氧化成硫酸铵,且烟气可带走的水量少,对于硫回收尾气、锅炉烟气,带走的水量甚至小于带入的水量,系统水不平衡,需配套蒸发结晶工艺,吸收液在较低浓度下氧化后通过蒸发结晶工艺获得产物,其蒸汽用量大,能耗大且流程长,设备多、占地大,运行费用高,装置的经济性较差。

[0012] 对于水含量超过25%的烟气,通过掺混工艺空气、氮气、污氮气、二氧化碳气降低混合气的水含量,降低吸收温度,确保水平衡,不产生废水,但使用工艺空气掺混时,混合后的工艺气氧含量有时候会超过15%,甚至接近20%,工艺气与吸收循环液逆流接触时,工艺气中的氧气将吸收循环液中的亚硫酸铵完全氧化为硫酸铵,降低了吸收液的脱硫能力,为保证脱硫效率,只能过量加氨,通过提高吸收液pH来保证脱硫效率,无法有效控制氨逃逸、

气溶胶,因此,研究最佳工艺条件组合,在此基础上改进氨法脱硫吸收过程中控制气溶胶产生的方法,实现氨法脱硫装置吸收、氧化、浓缩的有机结合,具有重要意义。

[0013] 烟气氨法脱硫工艺存在以下技术难题:

[0014] 1、氨逃逸及气溶胶

[0015] 与基于石灰石为原料的石灰石-石膏法不同,由于氨易于挥发,吸收液存在游离氨时,在气相中同时存在氨、 SO_2 和 SO_3 ,因此,容易形成亚硫酸铵和硫酸雾,并以此雾为核心,烟气中的饱和水蒸汽凝结在这些雾上,形成浓密的白雾,一方面造成氨损失,另一方面造成二次污染。这也是氨法过去长期未能很好解决的第一个关键技术难题。

[0016] 截至目前氨法脱硫装置技术商良莠不齐,主要原因是研究重点不同,部分技术商重点在于如何控制吸收过程中气溶胶的产生,另一部分技术商重点在于如何捕集吸收过程中产生的气溶胶,而不是从源头上抑制或减少吸收过程中气溶胶的产生,导致系统投资大、运行成本高、操作不稳定。

[0017] 2、亚硫酸铵氧化

[0018] 亚硫酸铵氧化和其他亚硫酸盐相比明显不同,一定浓度下, NH_4^+ 对氧化过程有阻尼作用。文献[Chemical Engineering Science,2000]阐述了这一独特性质, NH_4^+ 显著阻碍 O_2 在水溶液中的溶解。当盐浓度小于 0.5mol/L (约5% (wt))时,亚硫酸铵氧化速率随其浓度增加而增加,而当超过这个极限值时,氧化速率随浓度增加而降低。但是当总铵盐浓度 $3\text{-}4\text{mol/L}$,而亚硫酸铵浓度小于 0.05mol/L 时,即溶液氧化率超过99%时,氧化反应为0级快速反应,即氧化速率与亚硫酸铵含量无关,此时吸收液中亚硫酸铵浓度很低,只能依靠多加氨保证脱硫效率,无法保证出口烟气中氨逃逸、总尘合格。

[0019] 亚硫酸铵氧化反应实际上在吸收过程中也会发生,当烟气中 O_2 含量低于8%时,反应速度慢,但在不断循环的条件下,氧化率也可以达到40-80%,当烟气中氧含量进一步上升到16%以上时,吸收液中的亚硫酸铵有可能被氧气全部氧化,可直接送后处理系统加工,对氨逃逸、气溶胶控制产生不利影响,为将吸收液中未氧化的亚硫酸铵氧化为硫酸铵,现有技术普遍使用氧化槽/氧化段/喷射氧化器,在过量、加压氧化空气条件下,将亚硫酸铵充分氧化,部分技术商选择往吸收液加入催化剂促进氧化,但这样会影响产品品质。

[0020] 这也是氨法与钙法显著不同的第二个技术困难。

[0021] 3、尾气夹带氨的回收

[0022] 与其他碱性物质不同的是,氨易挥发。传统的逆流接触式吸收塔,不论是喷淋塔、填料塔还是板式塔,为保证脱硫效率及最终排放指标,在位于吸收区顶部的接触点,溶液的pH值最高,气体相中 SO_2 浓度最低,氨在气相中的浓度将最高。这意味着氨随尾气溢出脱硫塔的量将很大。这既会造成氨的浪费损失,又会造成新的污染。

[0023] 上述的难题导致氨法在过去长期未能很好发展的一个重要原因,针对气溶胶及氨逃逸问题,国内外知名研究机构及工程技术公司均提出多种方案予以控制或消除,如湿电、多级水洗、多级除雾或其组合等,但这些方法不是从吸收过程中气溶胶、氨逃逸产生的源头出发加以解决,仅关注吸收过程中逃逸的氨及产生的气溶胶如何消除,使得塔的段数越来越多、系统更加复杂,不仅处理效果不好,而且投资运行成本大幅增加。

[0024] 氨法脱硫装置的吸收、氧化、浓缩相互影响,吸收要求溶液pH值高、亚硫酸铵含量高,氧化需要总铵盐浓度较低,亚硫酸铵含量低,浓缩要求硫酸铵含量高,控制氨逃逸、气溶

胶则要求pH值低、溶液不含游离氨,由于不同过程对溶液的成分要求不同,非常需要更合理的控制吸收过程气溶胶产生的技术,实现吸收、氧化、浓缩协同控制,在满足排放标准要求的同时降低投资,简化工艺流程,降低操作难度。

[0025] 申请号CN02136906.2的中国发明专利提出一种烟气中SO₂的脱出和回收方法及装置,控制亚硫酸铵的浓度在0.1-5% (wt) 之间,最好在0.5-2.0%之间,以创造最有利于氧化的条件,降低氧化的能耗和投资,确保高的脱硫效率,吸收液氨/硫比=1.3-1.8(摩尔比),吸收气/液比为2000-5000(体积比),利用热烟气热量浓缩硫酸铵溶液,热烟气温度降低到50-55℃,硫酸铵浓度可增加到40-50% (wt),送往硫铵结晶器,加工成商品硫铵化肥。氧化段设有纵分隔板,使未氧化的亚硫酸铵溶液与氧化的硫铵溶液尽量分开,不发生返混。该法存在1)吸收液浓度低,仅适用于低含硫烟气。2)未关注吸收过程中的氨逃逸及气溶胶产生的控制,需要设置再热器消除白烟。3)结晶受干燥风量及粉尘含量影响,结晶量少且不稳定等缺点。

[0026] 申请号CN201510680578.0的中国发明专利提出了一种氨法双循环脱硫脱硝除尘系统,包括洗涤吸收塔(1)和氧化循环槽(9);所述洗涤吸收塔(1)依次由高效除水雾段(2)、强化除氨雾段(3)、吸收液除雾段(4)、二级吸收段(5)、一级吸收段(6)、洗涤降温段(7)组成;在烟气进入所述一级吸收段(6)时,采用密度为1.1~1.15kg/L、pH值为6.5~7的含有硝酸铵的硫酸铵溶液作为吸收液来主要脱除SO₂;在烟气进入所述二级吸收段(5)时,采用密度为1.05~1.1kg/L、pH值为5.5~6的含有硝酸铵的硫酸铵溶液作为吸收液来辅助脱除SO₂。该工艺流程复杂,吸收过程中氨过量,气溶胶、氨逃逸严重,通过水洗除雾难以保证最终排放指标。

[0027] 申请号CN201611014433.8的中国发明专利提出一种降低氨法脱硫气溶胶产生的方法,具体步骤为1)将氨水打入到氨吸塔内,启动一级吸收循环泵进行喷淋洗涤,脱硫烟气中的大部分SO₂;2)将氨水打入到氨吸塔内,进行喷淋洗涤,喷淋液与SO₂烟气进一步反应,脱除烟气中的污染物;3)经过二级吸收后的烟气通过水洗喷淋装置,将烟气中夹带的气溶胶等杂质进行洗涤;4)最后通过水洗后的烟气通过除沫器将烟气在洗涤、喷淋过程中所夹带的液沫、残留气溶胶等杂质净化,洁净后的尾气达标排放。步骤1)中,严格控制吸收液pH值在5.5~6.5,密度1.15~1.25g/ml。在步骤2)中,严格控制吸收液pH值在5.0~6.0,密度1.0~1.20g/ml。该工艺未明确溶液组成及吸收温度,仍不能从源头完全控制氨逃逸、气溶胶的产生,且简单水洗、除雾后的烟气仍难以满足中国超低排放标准要求或更高要求。

[0028] 申请号CN201611207184.4的中国发明专利提出一种在氨法脱硫工艺中节水和控制气溶胶现象的工艺,锅炉烟气进入脱硫塔内,喷淋液与含进入脱硫塔内含SO₂的烟气进行喷淋,喷淋液采用浓度为5-35%的硫酸铵/亚硫酸铵溶液,再通过填料层与填料层上的冷却水接触再与水洗喷淋层接触,填料层底部的冷却水落入水洗积液盘上回流至凉水塔,再进入水洗池通过水洗水输送泵打到水洗喷淋层进行循环利用;系统流程简单、冷却效果好、运行成本低等优点,喷淋冷却水吸收锅炉烟气中的(NH₄)₂SO₄颗粒、SO₂、NH₃物质,锅炉烟气中的饱和水蒸汽以(NH₄)₂SO₄颗粒为核结露形成水滴,捕集锅炉烟气中的(NH₄)₂SO₄颗粒,抑制气溶胶的形成,使氨法脱硫工艺排放锅炉烟气中的颗粒物浓度低于30mg/m³。该工艺未明确溶液组成、pH值及吸收温度,仍不能从源头完全控制氨逃逸、气溶胶的产生,且低温水洗的能耗高,净烟气中颗粒物浓度低于30mg/m³,不能满足最新排放标准。

[0029] 申请号CN201310340885.5的中国发明专利提出一种控制氨法脱硫气溶胶排放的方法及其专用吸收塔,将经雾化水喷淋降温冷却至100~120℃的烟气通入脱硫吸收塔的脱硫区,在脱硫区中自下而上的烟气与自上而下喷出的脱硫液逆流接触以吸收烟气中的SO₂,脱硫区内设置填料或筛板;烟气经脱硫后进入填料洗涤区,注入洗涤水脱除氨法脱硫中产生的粗粒度气溶胶;烟气经脱硫和脱除粗粒度气溶胶后进入水汽相变区,从水汽相变区中部注入蒸汽,建立水汽相变所需的过饱和水汽环境,使未脱除的细粒度气溶胶微粒发生凝结长大并由水汽相变区烟气出口处的丝网除雾器脱除;净化烟气由脱硫吸收塔顶部的烟气出口经烟囱排放。烟气空塔气速为2.0~3.0m/s,操作液气比为2~8L/Nm³;所述的脱硫液pH值为5.2~6.0,脱硫液温度为45~55℃;所述的脱硫液中的脱硫剂为硫酸铵或亚硫酸铵,浓度为10%wt至过饱和,填料洗涤区的洗涤水喷淋液气比为0.6~3.0L/Nm³,经填料层洗涤后烟气温度降至50~55℃,实施例中吸收塔出口PM₁₀质量浓度最低45mg/m³,最低SO₂浓度135mg/Nm³。该工艺仍不能从源头完全控制氨逃逸、气溶胶的产生,净烟气中颗粒物、SO₂不能满足最新排放标准,且蒸汽相变的能耗高。

[0030] 申请号CN201710800599.0的中国发明专利提出一种氨法脱硫控制吸收过程气溶胶产生的方法,用含有亚硫酸铵的吸收循环液脱除烟气中的二氧化硫,以控制氨法脱硫吸收过程中产生气溶胶。通过分级溶液成分控制和反应条件控制,实现高效脱硫除尘,在高效脱硫的同时控制吸收过程氨逃逸、气溶胶的产生,初步降温净化后的烟气依次与吸收循环液、细微颗粒物洗涤循环液接触,控制各级溶液成分及反应温度,实现吸收、氧化、浓缩的协同控制。该工艺未明确控制烟气氧含量以及吸收温度的控制方法、吸收废水的处理,仍需进一步优化,明确工艺控制指标及控制方法,为从源头控制氨法脱硫吸收过程中产生气溶胶提供支撑。

发明内容

[0031] 本发明针对现有技术未完全掌握氨法脱硫技术关键,未实现从源头控制气溶胶产生,未实现吸收、氧化、浓缩的协同控制,针对氨逃逸、气溶胶这一重大技术难题,不从产生的源头出发加以解决,仅关注吸收过程中逃逸的氨及产生的气溶胶如何消除,使得塔的段数越来越多、系统更加复杂,不仅处理效果不好,而且投资运行成本大幅增加。本发明在系统研究氨法脱硫技术基础上,重点关注从源头上控制氨逃逸及气溶胶产生,含有亚硫酸铵的吸收液脱除烟气中的二氧化硫,氨是通过加入吸收循环液转变为亚硫酸铵后再进行氨法脱硫,控制工艺气氧含量和水含量,控制吸收温度,以达到控制氨法脱硫吸收过程中气溶胶产生的目的。并采用分级溶液成分控制、反应条件控制,改进气溶胶控制方法,实现了吸收、氧化、浓缩的协同控制,简化了工艺流程,降低了投资,形成了本发明技术。

[0032] 本发明的技术方案采用如下技术手段,这些技术手段可以单独或结合使用:

[0033] 1. 气体净化过程包括吸收循环和细微颗粒物洗涤循环,气体净化过程中的循环液包括吸收循环液和细微颗粒物洗涤循环液。吸收循环液主要用来脱硫并控制脱硫过程中的气溶胶产生,细微颗粒物洗涤循环液在进一步保证脱硫效率的同时,对工艺气进行细微颗粒物控制,并最终确保颗粒物、游离氨排放合格。

[0034] 2、控制反应条件,降低吸收循环液的pH值,pH值控制在6.6以下,吸收温度控制在30-60℃,工艺气氧含量控制在12%以下,水含量控制在25%以下,以最大程度的降低吸收

过程中产生的氨逃逸、气溶胶,同时降低能耗,避免废水排放,实现装置长周期稳定运行。

[0035] 3、控制吸收循环液的亚硫酸(氢)铵含量,以控制吸收过程气溶胶的产生并且创造最有利氧化的条件,降低氧化的能耗和投资以及吸收过程中吸收循环液的氧化。

[0036] 4、合理利用烟气的热量,将其用于硫酸铵溶液的浓缩,并提高吸收循环液的硫酸铵含量,一般在5%以上,最好在15-35%之间,在保证吸收效率及控制气溶胶产生的同时创造最有利于浓缩的条件。使烟气SO₂浓度10000mg/Nm³以下或水含量12%以下的装置,都只需要饱和结晶,更高SO₂浓度的烟气,可以将部分溶液送蒸发结晶装置处理,以降低硫铵后处理系统的投资和能耗。烟气水含量超过15%时,根据需要配套配风系统、预洗区降温设备、吸收区降温设备、蒸发结晶系统、蒸汽冷凝液处理系统。

[0037] 5、根据溶液成分控制要求对氧化系统进行分层或分设备设置。细微颗粒物洗涤循环液、吸收循环液从氧化系统氧化设备不同位置或不同设备取出。

[0038] 本发明人通过勤勉的劳动,发现实现以上技术方案的最佳方式是控制吸收过程气溶胶的产生,控制手段包括但不限于对溶液成分、氧含量、吸收温度进行分区精确控制。工艺气氧含量≤12%,吸收温度30-60℃,吸收循环液根据需要设置1级或多级,其中至少1级含有亚硫酸铵与硫酸铵,细微颗粒物洗涤循环液根据需要设置1级或多级,其中至少1级含有亚硫酸铵与硫酸铵。细微颗粒物洗涤循环液pH值低于吸收循环液pH值,且亚硫酸铵含量小于吸收循环液亚硫酸铵含量。吸收温度控制在合适的范围内,以在保证吸收效率、控制氨逃逸、气溶胶的同时降低能耗。

[0039] 吸收温度通过工艺水冷却、掺混冷气体等常规手段降低,通过掺混热气体、增湿等常规手段提高。

[0040] 最终本发明通过以下技术方案解决上述技术问题。

[0041] 一种氨法脱硫控制吸收过程气溶胶产生的方法,通过控制吸收反应温度30-60℃,工艺气氧含量≤12%,并使用含有亚硫酸铵的吸收循环液脱除烟气中的二氧化硫,通过分级溶液成分控制和反应条件控制,实现高效脱硫除尘,在高效脱硫除尘的同时控制氨逃逸、气溶胶的产生。所述分级溶液成分控制包括亚硫酸铵、亚硫酸氢铵、硫酸铵或其组合的浓度梯度控制。

[0042] 吸收反应温度35-56℃,优选40-55℃,最优45-53℃。

[0043] 工艺气氧含量≤12%,优选≤10%,更优3-9%。

[0044] 工艺气水含量≤25%,优选≤18%,更优4-15%。

[0045] 初步降温净化后的烟气依次与吸收循环液、细微颗粒物洗涤循环液接触,实现吸收、氧化、浓缩的协同控制,吸收循环液根据需要设置1级或多级,其中至少1级含有亚硫酸铵与硫酸铵,细微颗粒物洗涤循环液根据需要设置1级或多级,其中至少1级含有亚硫酸铵与硫酸铵。细微颗粒物洗涤循环液pH值低于吸收循环液pH值,且亚硫酸铵含量小于吸收循环液亚硫酸铵含量。

[0046] 吸收循环液选用多级时,至少1级成分包含亚硫酸铵0.15-4.95%,硫酸铵5-38%,pH值4.5-6.5,上级吸收循环液的亚硫酸铵含量低于下级吸收循环液的亚硫酸铵含量,和/或上级吸收循环液的pH值低于下级吸收循环液的pH值。吸收循环液正常为1-2级,优选1级。至少1级吸收循环液中硫酸铵与亚硫酸(氢)铵的质量分数比值为1.5-199:1。

[0047] 细微颗粒物洗涤循环液至少1级成分包含亚硫酸铵0.003-1%,硫酸铵0.3-38%,

pH值1-6。优选2级,至少1级含有高浓度硫酸铵,其中亚硫酸铵0.01-1%,硫酸铵5-38%。洗涤温度28-68℃,优选30-55℃,更优选40-50℃。至少1级细微颗粒物循环洗涤液中硫酸铵与亚硫酸(氢)铵的质量分数比值为1.5-999:1。

[0048] 当烟气水含量超过15%时,通过掺混水蒸汽体积含量 $\leq 5\%$ 的气体降低水含量到8-18%,并控制氧含量 $\leq 12\%$,水蒸汽体积含量 $\leq 5\%$ 的气体包括空气/氮气/污氮气/二氧化碳气中的至少一种,优选空气、污氮气。

[0049] 烟气氧含量、水含量均满足要求时,烟气可不经任何处理,直接送吸收塔处理。

[0050] 本发明还涉及一种氨法脱硫控制气溶胶产生的装置,包括气体净化脱除系统、氧化系统、辅助系统。辅助系统包括硫铵后处理系统、氨供应系统、工艺水系统。气体净化脱除系统设置吸收塔,吸收塔采用分区控制,包括预洗区、吸收区、细微颗粒物控制区,其中预洗区、吸收区、细微颗粒物控制区各设置1层或多层喷淋层,吸收区与预洗区之间设有只允许气体通过的装置/部件。

[0051] 当净烟气总尘 $\leq 100\text{mg}/\text{Nm}^3$ 时,吸收区与细微颗粒物控制区之间设有只允许气体通过的装置/部件。当烟气二氧化硫浓度 $\geq 10000\text{mg}/\text{Nm}^3$ 时,吸收区内设有只允许气体通过的装置/部件。

[0052] 当烟气二氧化硫浓度 $\geq 7000\text{mg}/\text{Nm}^3$ 时,细微颗粒物控制区内根据需要设有2层及以上只允许气体通过的装置/部件。细微颗粒物控制区设1层或多层除雾器,预洗区与吸收区各层根据需要设1层或多层除雾器;除雾器选用折流板、屋脊、填料及丝网型式,或其组合形式。

[0053] 吸收区每层液气比不小于 $0.4\text{L}/\text{m}^3$,平均喷淋覆盖率不小于200%;细微颗粒物控制区每层液气比不小于 $0.42\text{L}/\text{m}^3$,平均喷淋覆盖率不小于150%。吸收区、细微颗粒物控制区每层喷淋覆盖率小于200%的区域面积之和占吸收塔截面积的比例不大于10%,优选不大于5%。

[0054] 氧化系统根据溶液成分控制要求进行分层或分设备设置,细微颗粒物洗涤循环液、吸收循环液从氧化系统氧化设备不同位置或不同设备取出。氧化系统氧化设备内设置1层-5层气液分散强化器,液位大于3.5m。通过氧化设备强制氧化和/或控制尾气氧含量以控制自然氧化和/或控制吸收温度控制溶液成分。

[0055] 吸收塔的空塔气速为 $0.8\text{m}/\text{s}$ - $4\text{m}/\text{s}$;和/或,所述预洗区的操作温度为 35°C - 80°C 。

[0056] 原烟气 SO_2 浓度 $\leq 30000\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。

[0057] 净烟气 SO_2 $\leq 400\text{mg}/\text{Nm}^3$,优选 $\leq 100\text{mg}/\text{Nm}^3$,更优 $\leq 35\text{mg}/\text{Nm}^3$,最优 $\leq 10\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。

[0058] 净烟气总尘(含气溶胶) $\leq 50\text{mg}/\text{Nm}^3$,优选 $\leq 20\text{mg}/\text{Nm}^3$,更优 $\leq 5\text{mg}/\text{Nm}^3$,最优 $\leq 3\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。

[0059] 净烟气氨逃逸 $\leq 8\text{mg}/\text{Nm}^3$,优选 $\leq 4\text{mg}/\text{Nm}^3$,更优 $\leq 2\text{mg}/\text{Nm}^3$,最优 $\leq 1\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。

[0060] 当吸收塔入口工艺气水含量超过15%时,设置蒸发结晶系统。蒸发结晶系统包括双效蒸发结晶工艺、单效蒸发结晶工艺、MVR蒸发结晶工艺、带蒸汽喷射泵双效蒸发结晶工艺,优选MVR蒸发结晶工艺。

[0061] 设置蒸发结晶系统时,装置还包括蒸汽冷凝液处理设备,蒸汽冷凝液处理设备包括膜分离设备、除氧器,采用膜分离设备时,蒸汽冷凝液处理设备清液出口和工艺水管网连接,浓液出口和吸收塔连接。

[0062] 装置根据需要设置循环水系统,蒸发结晶系统蒸汽冷凝液和循环水系统的补水管网连接,循环水排污和吸收塔连接。

[0063] 当烟气水含量13-18%时,根据需要设置配风或冷凝系统。配风后工艺气中氧含量 $\leq 12\%$,优选 $\leq 10\%$,更优3-9%。

[0064] 烟气水含量超过18%时,设置配风+冷凝设备,配风后工艺气中氧含量 $\leq 12\%$,优选 $\leq 10\%$,更优 $\leq 8\%$ 。

[0065] 配风设备包括鼓风机和配风管网,预洗区换热设备和/或吸收区换热设备包括列管式换热器、蒸发冷却器、空气冷却器、板式换热器,循环水/一次水有富余的地区优选板式换热器,夏季平均气温 $\leq 30^{\circ}\text{C}$ 的地区优选空冷。

[0066] 以上工艺方法及装置的具体工艺流程为:

[0067] 处理烟气得到工艺气,工艺气从预洗区进入,被预洗区循环洗涤液降温洗涤,同时浓缩循环洗涤液,烟气再分别经吸收区被吸收循环液洗涤脱硫、细微颗粒物控制区被细微颗粒物循环洗涤液除去细微颗粒物后排出;

[0068] 预洗区循环洗涤液主要通过细微颗粒物循环洗涤液补入,使用细微颗粒物循环洗涤液和/或工艺水冲洗塔壁等结垢,吸收循环液通过细微颗粒物控制区循环洗涤液和/或工艺水补充。

[0069] 吸收循环液在氧化系统氧化,并从氧化系统氧化设备不同位置或不同设备抽取不同成分的溶液分别进行循环。

[0070] 工艺水优选从细微颗粒物控制区和/或细微颗粒物洗涤循环槽补入,也可以冲洗水的方式补入。

[0071] 实际生产受各种因素影响,溶液的成分会有所波动,本发明的创新性在于:用含有亚硫酸铵的吸收循环液脱除烟气中的二氧化硫,以控制氨法脱硫吸收过程中产生气溶胶。

[0072] 具体实现手段包括分级溶液成分控制和反应条件控制,控制吸收温度和工艺气氧含量,实现高效脱硫除尘,在高效脱硫的同时控制吸收过程氨逃逸、气溶胶的产生,有效脱硫物质为亚硫酸铵,吸收循环液为弱酸性的硫酸铵-亚硫酸(氢)铵混合液,细微颗粒物洗涤循环液为酸性更强、浓度更低的硫酸铵-亚硫酸(氢)铵混合液,可实现吸收、氧化、浓缩的协同控制。

[0073] 用含有亚硫酸铵的吸收循环液脱除烟气中的二氧化硫,吸收 SO_2 后的吸收循环液通过加入氨转变为亚硫酸铵后再进行氨法脱硫。

[0074] 工艺气的氧含量通过调节配风量控制,工艺气的水含量、吸收温度通过配风或配风+冷却控制,冷却方式包括风冷、水冷、冰机冷,冷却设备包括列管式换热器、蒸发冷却器、风冷却器、板式换热器,循环水/一次水有富余的地区优选板式换热器。

[0075] 当排放指标要求低时,可通过减少吸收循环、细微颗粒物洗涤循环的级数和/或喷淋层数和/或循环量,和/或提高吸收液的亚硫酸铵含量、pH值等降低投资和运行成本。

[0076] 当排放指标要求严格时,则通过增加吸收循环、细微颗粒物洗涤循环的级数和/或喷淋层数和/或循环量,和/或精确控制吸收液的亚硫酸铵含量、pH值等确保排放合格或满足后工序生产需要。

[0077] 需要控制循环溶液中氯、氟等有害离子时,将部分细微颗粒物循环洗涤液直接制成硫酸铵,处理设备包括一体化干燥机,其具体结构及参数、连接关系见发明人已获授权的

专利《CN201710336561.2一种平衡氨法脱硫循环液中Cl⁻、F⁻含量的方法及装置》。以控制各种循环溶液中氯离子含量低于50000mg/L,优选10000-31000mg/L,氟离子浓度低于20000mg/L,优选300-3000mg/L。

[0078] 本发明还涉及如下实施方案:

[0079] 1.一种改进的氨法脱硫控制吸收过程气溶胶产生的方法,其特征在于:控制吸收反应温度30-60℃,工艺气氧含量≤12%,并使用含有亚硫酸铵的吸收循环液脱除烟气中的二氧化硫,以控制氨法脱硫吸收过程产生气溶胶。

[0080] 2.如实施方案1所述的方法,其特征在于,通过分级溶液成分控制和反应条件控制,实现高效脱硫除尘,在高效脱硫除尘的同时控制氨逃逸、气溶胶的产生。

[0081] 3.如实施方案1的方法,其特征在于,吸收反应温度35-56℃,优选40-55℃,最优45-53℃。

[0082] 4.如实施方案1的方法,其特征在于,工艺气氧含量≤10%,优选3-9%。

[0083] 5.如实施方案1的方法,其特征在于,工艺气水含量≤25%,优选≤18%,更优4-15%。

[0084] 6.如实施方案2所述的方法,其特征在于,所述分级溶液成分控制包括亚硫酸铵、亚硫酸氢铵、硫酸铵或其组合的浓度梯度控制,初步降温净化后的工艺气依次与吸收循环液、细微颗粒物洗涤循环液接触,实现吸收、氧化、浓缩的协同控制,吸收循环液根据需要设置1级或多级,其中至少1级含有亚硫酸铵与硫酸铵,细微颗粒物洗涤循环液根据需要设置1级或多级,其中至少1级含有亚硫酸铵与硫酸铵。

[0085] 7.如实施方案6所述的方法,其特征在于,细微颗粒物洗涤循环液pH值低于吸收循环液pH值,且亚硫酸铵含量小于吸收循环液亚硫酸铵含量。

[0086] 8.如实施方案6所述的方法,其特征在于,吸收循环液选用多级时,至少1级成分包含亚硫酸铵0.15-4.95%,硫酸铵5-38%,pH值4.5-6.5,上级吸收循环液的亚硫酸铵含量低于下级吸收循环液的亚硫酸铵含量,和/或上级吸收循环液的pH值低于下级吸收循环液的pH值。

[0087] 9.如实施方案6所述的方法,其特征在于,吸收循环液为1-2级,优选1级。

[0088] 10.如实施方案6所述的方法,细微颗粒物洗涤循环液至少1级成分包含亚硫酸铵0.003-1%,硫酸铵0.3-38%,pH值1-6。

[0089] 11.如实施方案10所述的方法,其中细微颗粒物洗涤循环液优选2级,至少1级含有高浓度硫酸铵,其中亚硫酸铵0.01-1%,硫酸铵5-38%。

[0090] 12.如实施方案6所述的方法,其特征在于,烟气水含量超过15%时,通过掺混水蒸气体积含量≤5%的气体降低水含量到8-13%,并控制氧含量≤12%,水蒸气体积含量≤5%的气体包括空气/氮气/污氮气/二氧化碳气中的至少一种。

[0091] 13.实现实施方案1-12任一项所述方法的一种氨法脱硫控制气溶胶产生的装置,其特征在于,包括气体净化脱除系统、氧化系统、辅助系统。

[0092] 14.如实施方案13所述的装置,其特征在于,辅助系统包括硫铵后处理系统、氨供应系统、工艺水系统。

[0093] 15.如实施方案13所述的装置,其特征在于,气体净化脱除系统吸收塔采用分区控制,包括预洗区、吸收区、细微颗粒物控制区,其中预洗区、吸收区、细微颗粒物控制区各设

置1层或多层喷淋层,吸收区与预洗区之间设有只允许气体通过的设备/部件。

[0094] 16.如实施方案15所述的装置,其特征在于,吸收区与细微颗粒物控制区之间根据需要设有只允许气体通过的设备/部件。

[0095] 17.如实施方案15所述的装置,其特征在于,吸收区内根据需要设有只允许气体通过的设备/部件。

[0096] 18.如实施方案15所述的装置,其特征在于,细微颗粒物控制区内根据需要设有只允许气体通过的设备/部件。

[0097] 19.如实施方案15所述的装置,其特征在于,细微颗粒物控制区设1层或多层除雾器,预洗区与吸收区各层根据需要设1层或多层除雾器;除雾器选用折流板、屋脊、填料及丝网型式,或其组合形式。

[0098] 20.如实施方案15所述的装置,其特征在于,吸收区每层液气比不小于 $0.4\text{L}/\text{m}^3$,平均喷淋覆盖率不小于200%;细微颗粒物控制区每层液气比不小于 $0.42\text{L}/\text{m}^3$,平均喷淋覆盖率不小于150%。

[0099] 21.如实施方案20所述的装置,其特征在于,吸收区、细微颗粒物控制区每层喷淋覆盖率小于200%的区域面积之和占吸收塔截面积的比例不大于10%,优选不大于5%。

[0100] 22.如实施方案13所述的装置,其特征在于,氧化系统根据溶液成分控制要求进行分层或分设备设置,细微颗粒物洗涤循环液、吸收循环液从氧化系统氧化设备不同位置或不同设备取出。

[0101] 23.根据实施方案15所述的装置,其特征在于:所述吸收塔的空塔气速为 $0.8\text{m}/\text{s}$ - $4\text{m}/\text{s}$ 。

[0102] 24.如实施方案24所述的装置,其特征在于,原烟气 SO_2 浓度 $\leq 30000\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。

[0103] 25.如实施方案15所述的装置,其特征在于,净烟气 $\text{SO}_2 \leq 400\text{mg}/\text{Nm}^3$,优选 $\leq 100\text{mg}/\text{Nm}^3$,更优 $\leq 35\text{mg}/\text{Nm}^3$,最优 $\leq 10\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。

[0104] 26.如实施方案15所述的装置,其特征在于,净烟气总尘(含气溶胶) $\leq 50\text{mg}/\text{Nm}^3$,优选 $\leq 20\text{mg}/\text{Nm}^3$,更优 $\leq 5\text{mg}/\text{Nm}^3$,最优 $\leq 3\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。

[0105] 27.如实施方案15所述的装置,其特征在于,净烟气氨逃逸 $\leq 8\text{mg}/\text{Nm}^3$,优选 $\leq 4\text{mg}/\text{Nm}^3$,更优 $\leq 2\text{mg}/\text{Nm}^3$,最优 $\leq 1\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。

[0106] 28.如实施方案15所述的装置,其特征在于,吸收塔入口工艺气水含量超过15%时,设置蒸发结晶系统和/或预洗区换热设备和/或吸收区换热设备。

[0107] 29.如实施方案28所述的装置,其特征在于,蒸发结晶系统选用双效蒸发结晶工艺、单效蒸发结晶工艺、MVR蒸发结晶工艺、带蒸汽喷射泵双效蒸发结晶工艺,优选MVR蒸发结晶工艺。

[0108] 30.如实施方案29所述的装置,还包括蒸汽冷凝液处理设备,蒸汽冷凝液处理设备包括膜分离设备、除氧器,蒸汽冷凝液浓缩设备清液出口和工艺水管网连接,浓液出口和吸收塔连接。

[0109] 31.如实施方案29所述的装置,还包括循环水系统,蒸汽冷凝液和循环水装置的补水管网连接,循环水排污和吸收塔连接。

[0110] 32.如实施方案15所述的装置,其特征在于,原烟气水含量超过15%时,设置配风设备或冷凝设备,配风后工艺气中氧含量 $\leq 12\%$,优选 $\leq 10\%$,更优3-9%。

[0111] 33.如实施方案15所述的装置,其特征在于,原烟气水含量超过18%时,设置配风设备和/或预洗区换热设备和/或吸收区换热设备,配风后工艺气中氧含量 $\leq 12\%$,优选 $\leq 10\%$,更优 $\leq 3-9\%$ 。

[0112] 34.如实施方案33所述的装置,其特征在于,预洗区换热设备和/或吸收区换热设备包括列管式换热器、蒸发冷却器、空气冷却器、板式换热器,循环水/一次水有富余的地区优选板式换热器,夏季平均气温 $\leq 30^{\circ}\text{C}$ 的地区优选空气冷却器。

附图说明

[0113] 图1为本发明优选实施例的方法及装置示意图

[0114] 图2为本发明实施例1示意图

[0115] 1、吸收塔2、氧化设备3、细微颗粒物洗涤循环槽4、预洗区5、吸收区6、细微颗粒物控制区7、吸收循环液8、净烟气出口9、工艺气10、预洗喷淋层11、吸收喷淋层12、细微颗粒物喷淋层a 13、细微颗粒物喷淋层b 14、除雾器15、细微颗粒物循环洗涤液16、吸收循环槽17、气液分离器a 18、气液分离器b 19、气液分散强化器20、预洗循环液21、氨22、氧化空气23、工艺水24、硫铵后处理系统25、蒸发结晶系统26、蒸汽冷凝液27、蒸汽冷凝液处理设备28、循环水系统29、预洗区换热设备30、吸收区换热设备31、工艺风机32、固液分离设备33、离心机34、一体化干燥塔35、包装机36、硫酸铵成品

[0116] 优选实施方式

[0117] 如图1的氨法脱硫控制吸收过程气溶胶产生的方法,用含有亚硫酸铵的吸收循环液脱除烟气中的二氧化硫,以控制氨法脱硫吸收过程中产生气溶胶。

[0118] 通过分级溶液成分控制和反应条件控制,实现高效脱硫除尘,在高效脱硫的同时控制氨逃逸、气溶胶的产生。

[0119] 所述分级溶液成分控制包括亚硫酸铵、亚硫酸氢铵、硫酸铵或其组合的浓度梯度控制。

[0120] 吸收反应温度 $40-55^{\circ}\text{C}$,正常情况下 $47-51^{\circ}\text{C}$ 。

[0121] 工艺气9氧含量 $\leq 12\%$,正常情况下 $3-8.5\%$ 。

[0122] 初步降温净化后的工艺气9依次与吸收循环液7、细微颗粒物洗涤循环液15接触,实现吸收、氧化、浓缩的协同控制,吸收循环液7设置2级,均含有亚硫酸铵与硫酸铵,细微颗粒物洗涤循环液15根据需要设置3级,其中2级含有亚硫酸铵与硫酸铵,还有1级为工艺水。细微颗粒物洗涤循环液15pH值低于吸收循环液7pH值,且亚硫酸铵含量小于吸收循环液7亚硫酸铵含量。

[0123] 1级、二级吸收循环液7均包含亚硫酸铵 $0.3-3\%$,硫酸铵 $12-23\%$,1级、2级吸收循环液pH值分别为 $5.5-6.3$ 、 $5-5.9$,上级吸收循环液7的亚硫酸铵含量低于下级吸收循环液7的亚硫酸铵含量。1级吸收循环液7中硫酸铵与亚硫酸(氢)铵的质量分数比值为 $9-99:1$ 。

[0124] 1级细微颗粒物洗涤循环液15包含亚硫酸(氢)铵 $0.02-0.05\%$,硫酸铵 $15-25\%$,pH值 $4-4.3$ 。2级细微颗粒物洗涤循环液15包含亚硫酸(氢)铵 $0.004-0.01\%$,硫酸铵 $0.5-3.3\%$,pH值 $3.6-3.9$ 。

[0125] 细微颗粒物洗涤温度 $38-49.5^{\circ}\text{C}$ 。1级细微颗粒物循环洗涤液15中硫酸铵与亚硫酸(氢)铵的质量分数比值为 $99-199:1$ 。

- [0126] 烟气水含量为10-13%，通过掺混空气降低水含量到8-11%，并控制氧含量6-9%。
- [0127] 本发明还涉及一种氨法脱硫控制气溶胶产生的装置，包括气体净化脱除系统、氧化系统、辅助系统。辅助系统包括硫铵后处理系统24、氨供应系统、工艺水系统。气体净化脱除系统设置吸收塔1，吸收塔1采用分区控制，包括预洗区4、吸收区5、细微颗粒物控制区6，其中预洗区4、吸收区5、细微颗粒物控制区6分别设置1层、3层、3层喷淋层，吸收区5与预洗区4之间设有只允许气体通过的设备/部件17。
- [0128] 吸收区5与细微颗粒物控制区6之间设有只允许气体通过的设备/部件18。
- [0129] 细微颗粒物控制区6内设有1级只允许气体通过的设备/部件18。细微颗粒物控制区6设5层除雾器，其中下部2层，上部3层，预洗区4与吸收区5未设除雾器；除雾器选用折流板、屋脊的组合。
- [0130] 吸收区5每层液气比为 $1.6\text{L}/\text{m}^3$ ，平均喷淋覆盖率不小于300%；细微颗粒物控制区6液气比分别为 $1.6/2.2/0.2\text{L}/\text{m}^3$ ，下部2层平均喷淋覆盖率不小于300%。吸收区5、细微颗粒物控制区6 1-2层喷淋覆盖率小于200%的区域面积之和占吸收塔截面积的比例2-5%。
- [0131] 氧化系统根据溶液成分控制要求进行分层设置，细微颗粒物洗涤循环液15、吸收循环液7从氧化系统氧化设备2不同位取出。氧化系统氧化设备2设置2层气液分散强化器19，液位8-9.5m。通过氧化设备2强制氧化和/或控制工艺气氧含量以控制自然氧化和/或控制吸收温度控制溶液成分。
- [0132] 吸收塔1的空塔气速为 $2.68-2.75\text{m}/\text{s}$ ；所述预洗区的操作温度为 $49^\circ\text{C}-54^\circ\text{C}$ 。
- [0133] 当入口工艺气水含量超过15%时，设置蒸发结晶系统25。蒸发结晶系统包括双效蒸发结晶工艺、单效蒸发结晶工艺、MVR蒸发结晶工艺、带蒸汽喷射泵双效蒸发结晶工艺，优选MVR蒸发结晶工艺。
- [0134] 设置蒸发结晶系统25时，装置还包括蒸汽冷凝液处理设备27，蒸汽冷凝液处理设备27包括膜分离设备、除氧器，采用膜分离设备时，蒸汽冷凝液处理设备27清液出口和工艺水管网连接，浓液出口和吸收塔1细微颗粒物控制区6连接。
- [0135] 装置根据需要设置循环水系统28，蒸发结晶系统25蒸汽冷凝液26也可以和循环水系统28的补水管网连接，循环水排污和吸收塔1连接。
- [0136] 配风设备包括工艺风机31和配风管网，吸收区换热设备30包括板式换热器。
- [0137] 以上工艺方法及装置的具体工艺流程为：
- [0138] 烟气与工艺空气混合后的工艺气9从吸收塔1预洗区4进入，被预洗区4预洗循环液20降温洗涤，同时浓缩预洗循环液20，工艺气再分别经吸收区5被吸收循环液7洗涤脱硫、细微颗粒物控制区6被细微颗粒物循环洗涤液15除去细微颗粒物后排出；
- [0139] 预洗区4预洗循环液20主要通过细微颗粒物循环洗涤液15补入，使用细微颗粒物循环洗涤液15和/或工艺水冲洗塔壁等结垢，吸收循环液7通过细微颗粒物控制区循环洗涤液15和/或工艺水23补充。
- [0140] 工艺水23优选从细微颗粒物控制区6和/或细微颗粒物洗涤循环槽3补入，也可以冲洗水的方式补入。
- [0141] 所述吸收塔1的空塔气速为 $2.75\text{m}/\text{s}$ ；所述预洗区4的操作温度为 $51-55^\circ\text{C}$ 。
- [0142] 原烟气流量 $606000\text{Nm}^3/\text{h}$ ， SO_2 浓度 $4500\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，总尘浓度 $18.5\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，配风量 $62000\text{Nm}^3/\text{h}$ ，净烟气 SO_2 $29.4\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，总尘(含气溶胶) $5.4\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，氨逃逸 $1.6\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。

- [0143] 主要通过氧化设备2强制氧化、工艺气氧含量、操作温度控制确保吸收循环液7成分。
- [0144] 2级吸收循环液7中硫酸铵与亚硫酸铵的质量分数比值为24:1。
- [0145] 最下层细微颗粒物循环洗涤液15中硫酸铵与亚硫酸铵的质量分数比值为125:1。
- [0146] 将0.02-0.05% (质量分数) 细微颗粒物循环洗涤液15直接制成硫酸铵,处理设备包括一体化干燥塔34,其具体结构及参数、连接关系见发明人已获授权的专利《CN201710336561.2一种平衡氨法脱硫循环液中Cl⁻、F⁻含量的方法及装置》和图2。以控制预洗循环液20中氯离子含量15000-32000mg/L,吸收循环液7中氯离子5000-11000mg/L,预洗循环液20中氟离子浓度1200-2200mg/L。

实施例1

- [0147] 1、一种氨法脱硫控制吸收过程气溶胶产生的方法
- [0148] 用含有亚硫酸铵的吸收循环液脱除烟气中的二氧化硫,以控制氨法脱硫吸收过程中产生气溶胶。
- [0149] 通过分级溶液成分控制和反应条件控制,实现高效脱硫除尘,在高效脱硫的同时控制氨逃逸、气溶胶的产生。
- [0150] 所述分级溶液成分控制包括亚硫酸铵、亚硫酸氢铵、硫酸铵或其组合的浓度梯度控制。
- [0151] 吸收反应温度控制在48-52℃,正常情况下49.8-50.4℃。
- [0152] 通过工艺风机31配风调整工艺气氧含量≤11%,正常情况下7-9%,配风量23000-30000Nm³/h。
- [0153] 硫回收尾气和工艺风机31送入的空气充分混合后,工艺气9从吸收塔预洗区进入,在预洗区通过预洗循环液20初步降温净化后的工艺气依次与吸收循环液7、细微颗粒物洗涤循环液15接触,实现吸收、氧化、浓缩的协同控制。吸收循环液设置2级,从氧化设备不同位置取出并使用独立的泵输送。第一级吸收循环液亚硫酸铵1-1.5%,硫酸铵18-22%,pH值6-6.3,吸收温度50.1-50.4℃,第二级吸收循环液亚硫酸铵0.7-1.1%,硫酸铵19-23%,pH值5.2-5.5,吸收温度49.8-50.1℃,细微颗粒物循环洗涤液设置4级,其中第一级为高浓度硫酸铵-亚硫酸铵混合溶液,亚硫酸铵0.15-0.25%,硫酸铵20-24%,pH值4.2-4.5,洗涤温度49.7-50℃,第二级、第三级为稀硫酸铵-亚硫酸铵混合溶液,亚硫酸铵0.004-0.01%,硫酸铵1.5-3%,pH值3.9-4.2,洗涤温度49.5-49.8℃,第四级为工艺水。
- [0154] 吸收循环液7、预洗循环液20通过循环水冷却移走热量。部分预洗循环液20蒸发结晶后送硫铵后处理系统24,经固液分离、离心、干燥、包装得到硫酸铵产品36。
- [0155] 部分蒸汽冷凝液26经蒸汽冷凝液处理设备27处理后回收作为循环水系统28的补水。
- [0156] 2、一种氨法脱硫控制吸收过程气溶胶产生的装置
- [0157] 装置主要包括气体净化脱除系统、氧化系统、辅助系统。辅助系统包括硫铵后处理系统24、氨供应系统、蒸发结晶系统25、循环水系统28、工艺水系统、蒸汽冷凝液处理设备27。
- [0158] 所述的气体净化脱除系统包括吸收塔1、工艺风机31、细微颗粒物洗涤循环槽3及

预洗循环泵、预洗降温设备29、吸收降温设备30、细微颗粒物洗涤循环泵,吸收塔1采用分区控制,主要分为预洗区4、吸收区5、细微颗粒物控制区6,预洗区4、吸收区5、细微颗粒物控制区6各设置3/4/4层喷淋层,吸收区5与预洗区4之间设有只允许气体通过的气液分离器a 17。吸收区5与细微颗粒物控制区6之间也设有只允许气体通过的气液分离器a 17,细微颗粒物控制区6分四级喷淋,其中第一层喷淋与第二层喷淋间设有只允许气体通过的气液分离器b 18。第1层喷淋液、吸收循环液分别进入氧化设备。

[0159] 细微颗粒物控制区设5层除雾器,气液分离器b以下为2层,采用1层折流板+1层屋脊,净烟气出口8以下为3层,采用2层屋脊+1层丝网。

[0160] 吸收区每层液气 $1.75\text{L}/\text{m}^3$,喷淋覆盖率320%;细微颗粒物控制区自上而下每层液气比分别为 $0.3/2.2/2.2/1.75\text{L}/\text{m}^3$,喷淋覆盖率分别为110/330/330/330%。吸收区、细微颗粒物控制区1-3层喷淋覆盖率小于200%的区域面积之和占吸收塔截面积的比例3-7%。

[0161] 所述的氧化系统包括氧化设备2,氧化设备2根据溶液成分控制要求进行分层设置。细微颗粒物洗涤循环液15、吸收循环液7从氧化设备2不同位置取出。氧化设备内设置2层气液分散强化器。气液分散强化器选用开孔板+曝气头。

[0162] 氧化设备液位9m,氧化空气过剩420%。

[0163] 吸收塔直径4m,空塔气速为 $2.55\text{-}2.75\text{m}/\text{s}$;

[0164] 蒸发结晶系统采用MVR蒸发结晶工艺,包括蒸汽压缩机、蒸发分离室、蒸发循环泵等,蒸发分离室的蒸汽冷凝液部分返回吸收塔1循环利用,部分送蒸汽冷凝液处理设备27处理。

[0165] 设置工艺风机31和配风管网。

[0166] 预洗区换热设备29、吸收区换热设备30采用一体化板式换热器。

[0167] 硫铵后处理系统包括依次连接的固液分离设备32、离心机33、一体化干燥机34、包装机35,部分预洗循环液经蒸发结晶后部分进入固液分离设备32,部分进入一体化干燥机34,经固液分离、离心、干燥、包装得到硫酸铵产品36。

[0168] 使用预洗降温设备29、吸收降温设备30分别对预洗循环液、吸收循环液冷却,冷却介质为循环水系统的循环水。

[0169] 部分蒸汽冷凝液26经蒸汽冷凝液处理设备27处理后,清液作为循环水系统的补水,浓液作为细微颗粒物洗涤循环液15的补充水。蒸汽冷凝液26也可以全部直接作为循环水系统的补水。

[0170] 蒸发结晶后的浓缩循环液90-90%进入固液分离设备32,10-20%进入一体化干燥塔34,一体化干燥塔34具体结构及参数、连接关系见发明人已获授权的专利《CN201710336561.2一种平衡氨法脱硫循环液中Cl⁻、F⁻含量的方法及装置》。以控制预洗循环液中氯离子含量2000-3200mg/L,吸收循环液中氯离子500-980mg/L,预洗循环液中氟离子浓度100-240mg/L。

[0171] 3、一种氨法脱硫控制吸收过程气溶胶产生的方法的工艺流程及参数

[0172] 以上方法或装置的具体工艺流程为:

[0173] 硫回收尾气、工艺空气混合后的工艺气9从预洗区4进入,被预洗区4循环洗涤液降温洗涤,同时浓缩循环洗涤液,烟气再分别经吸收区5被吸收循环液7洗涤脱硫、细微颗粒物控制区6被细微颗粒物循环洗涤液15除去细微颗粒物后排出;

[0174] 预洗区4循环洗涤液主要从细微颗粒物循环洗涤液15补入,使用细微颗粒物循环洗涤液15和/或工艺水23冲洗塔壁等结垢,吸收循环液通过细微颗粒物循环洗涤液15和/或工艺水23补充。

[0175] 吸收循环液7在氧化设备2氧化,并从氧化设备2不同位置抽取不同成分的溶液分别去吸收区5、细微颗粒物控制区6进行循环。

[0176] 工艺水23从细微颗粒物控制区6、细微颗粒物洗涤循环槽3补入;

[0177] 第二级细微颗粒物洗涤循环液15(稀硫酸铵-亚硫酸铵混合溶液)通过管道与第一级细微颗粒物洗涤循环液15(高浓度硫酸铵-亚硫酸铵混合溶液)混合后再进入吸收塔1细微颗粒物控制区6喷淋层。

[0178] 吸收剂为20%氨水,补入预洗区4、氧化设备2,用含有亚硫酸铵的吸收循环液脱除烟气中的二氧化硫,氨加入氧化设备转变为亚硫酸铵后再进行氨法脱硫,同时在预洗区、蒸发结晶系统加入氨以保证产品硫酸铵中游离酸指标满足GB535要求。

[0179] 氧化空气加入氧化设备2,氧化设备2出口气体引入吸收塔1吸收区5、预洗区4,以对吸收液进行自然氧化。

[0180] 所述吸收塔1的空塔气速为2.54m/s;

[0181] 设计硫回收尾气流量75000Nm³/h,设计SO₂浓度18000mg/Nm³,总尘浓度≤10mg/Nm³。

[0182] 测试期间,净烟气SO₂42mg/Nm³,总尘(含气溶胶)6.9mg/Nm³,氨逃逸2.8mg/Nm³。

[0183] 通过配风+预洗循环液20冷却+吸收循环液7冷却控制吸收温度在48-52℃。

[0184] 主要通过氧化设备2强制氧化、吸收区4自然氧化、控制工艺气氧含量,预洗温度、吸收温度等手段控制分区溶液成分。

[0185] 表1 装置设计参数

序号	工艺指标	单位	数值
1	烟气流量	Nm ³ /h	75000
2	烟气进口温度	℃	240-260
3	烟气SO ₂ 浓度	mg/Nm ³	18000
4	工艺空气用量	Nm ³ /h	28000
5	烟气进口粉尘浓度	mg/Nm ³	≤10
6	出口烟气SO ₂ 浓度	mg/Nm ³	≤50
7	出口烟气尘浓度	mg/Nm ³	≤10
8	出口烟气氨逃逸浓度	mg/Nm ³	≤5
9	氨回收利用率	%	≥99

[0187] 4、实施效果

[0188] 采用实施例1的装置和方法对不同工况的烟气进行氨法脱硫除尘,表2为测试方法及测试仪器,表3为运行参数和测试结果。

[0189] 表2 各项指标的检测方法及主要仪器一览表

[0190]

序号	监测项目	分析方法标准名称及编号	仪器名称及型号	仪器编号
1	烟尘	固定污染源排气中颗粒物测定与气态污染物采样方法 GB/T16157-1996	崂应 3012H 型烟尘采样仪 电子天平 BS224S、AB204-S	8042448、 08244496 18360886、 1119051201
2	SO ₂	固定污染源排气中二氧化硫的测定定电位电解法 HJ/T 57-2000	德图 350 烟气分析仪	10 [#] 、1 [#]
3	NO _x	固定污染源排气中氮氧化物的测定定电位电解法 HJ/T 693-2014	德图 350 烟气分析仪	10 [#] 、1 [#]
4	氨	环境空气和废气氨的测定 纳氏试剂分光光度法 HJ 533-2009	崂应 3072H 型 722 分光光度计	02085809、 2c5BP363
5	烟气含氧量	电化学法固定污染源烟气排放连续监测系统技术要求及检测方法(附录 B)(HJ/T 76-2007)	德图 350 烟气分析仪	10 [#] 、1 [#]
6	烟气温度	铂电阻法固定污染源排气中颗粒物和气态污染物采样方法 (GB/T 16157-1996)	TES-1310	/
7	烟气湿度	固定污染源烟气排放连续监测系统技术要求及检测方法(附录 B) (HJ/T 76-2007)	崂应 3012H 型烟尘采样仪	8042448、 08244496
8	硫酸铵	硫酸铵 (GB 535-1995)	分析天平、pH 计等常规实验室仪器	

[0191] 表3 装置运行参数和及测试结果

[0192]

序号	项目		单位	测试结果	备注
1	吸收塔烟气量	标态、湿基、实际 O ₂	× 10 ⁴ m ³ /h	9.69	-
		标态、干基、6%O ₂	× 10 ⁴ m ³ /h	8.42	-
2	系统阻力		Pa	1520	-
3	原烟气参数	SO ₂ 浓度 (标态、干基、6%O ₂)	mg/Nm ³	17400	测试期间均值
		O ₂ (V/V)	%	3	-
		温度	℃	252	测试期间均值
		含湿量 (V/V)	%	27.8	-
		烟尘浓度 (标态、干基、6%O ₂)	mg/Nm ³	8.6	-
4	净烟气参数	SO ₂ 浓度 (标态、干基、6%O ₂)	mg/Nm ³	42	测试期间均值
		O ₂ (V/V)	%	9.7	-
		温度	℃	49.6	测试期间均值
		含湿量 (V/V)	%	13.2	-
		烟尘浓度 (标态、干基、6%O ₂)	mg/Nm ³	6.9	包括固体颗粒物和可溶性固体颗粒物
		逃逸游离氨 (标态、干基、6%O ₂)	mg/Nm ³	2.8	-
5	吸收塔脱硫效率		%	99.8	
6	吸收塔除尘效率		%	19.8	-
7	氨消耗 (20%氨水计)		t/h	3.6	
8	氨利用率		%	99.4	-
9	副产硫酸铵	氮含量	%	21.3	
		水分	%	0.45	-
		游离酸含量	%	0.23	-

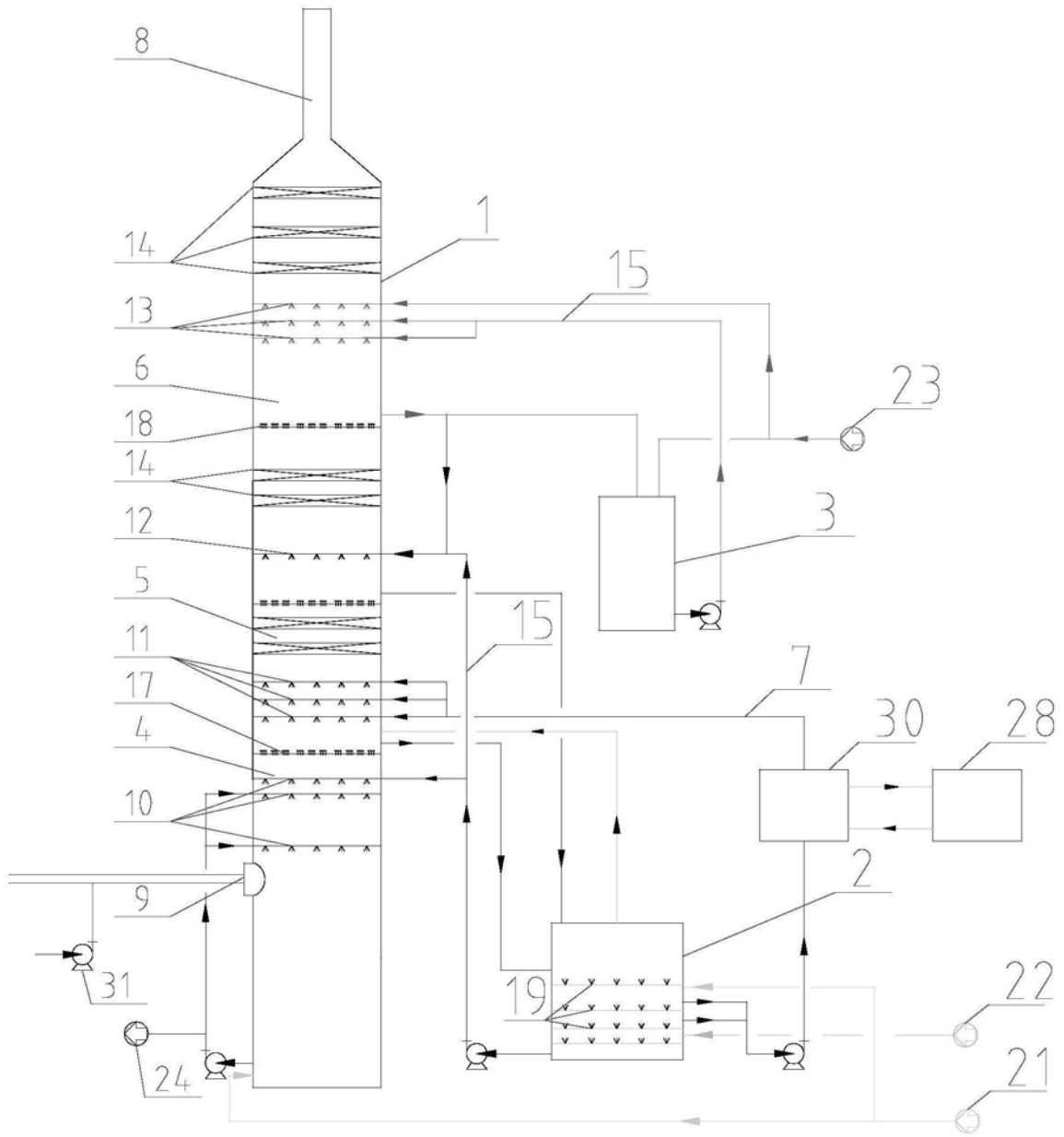


图1

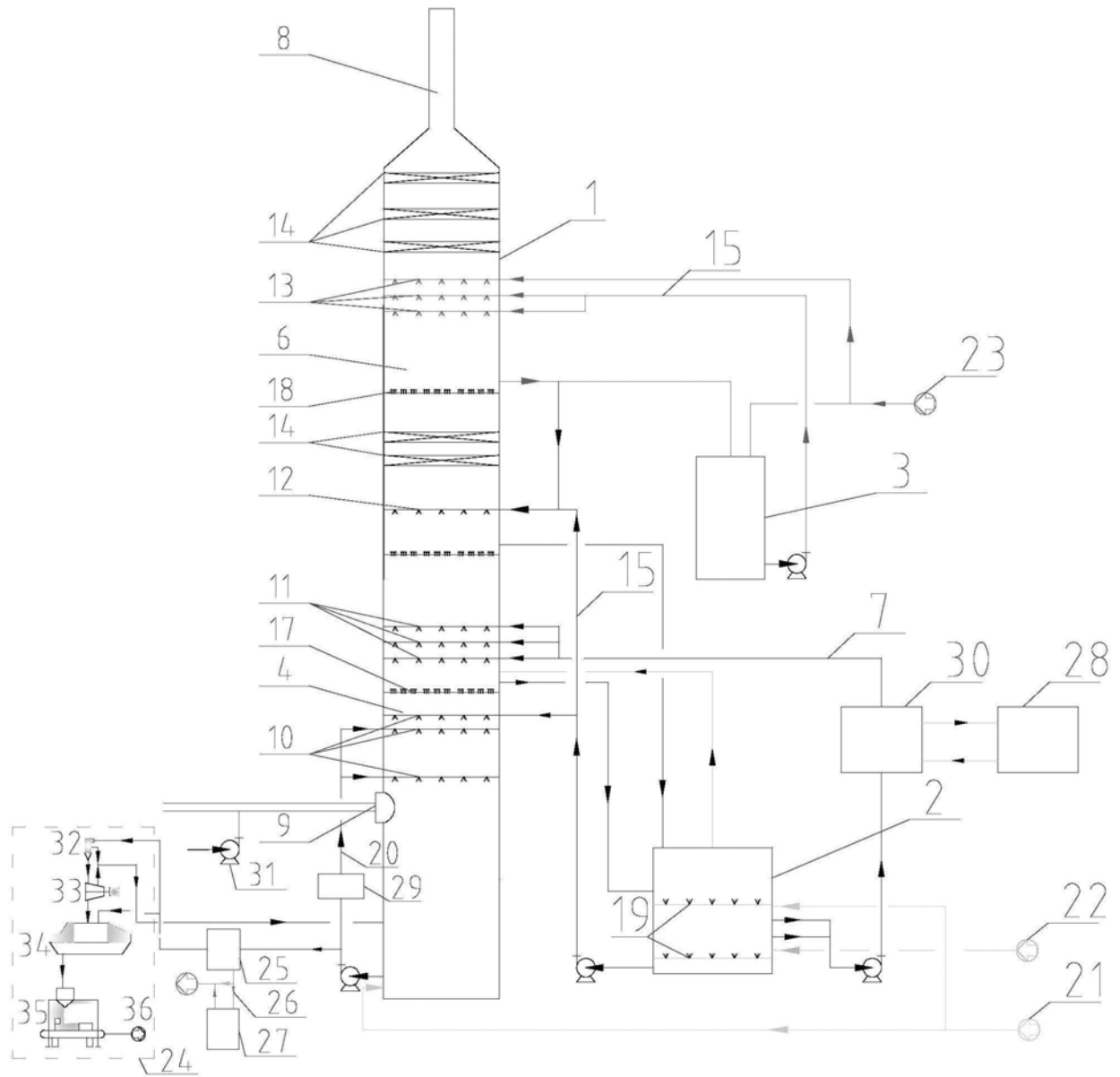


图2