



[12] 发明专利申请公开说明书

[21] 申请号 02136906.2

[43] 公开日 2003 年 4 月 9 日

[11] 公开号 CN 1408464A

[22] 申请日 2002.9.9 [21] 申请号 02136906.2

[71] 申请人 华东理工大学

地址 200237 上海市梅陇路 130 号

[72] 发明人 肖文德

[74] 专利代理机构 中原信达知识产权代理有限责
任公司

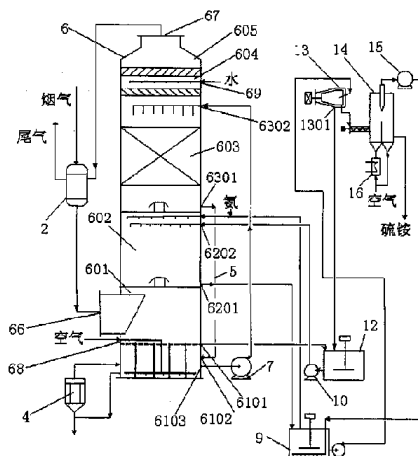
代理人 罗大忱

权利要求书 3 页 说明书 8 页 附图 3 页

[54] 发明名称 烟气中 SO₂ 的脱出和回收方法及装置

[57] 摘要

烟气中 SO₂ 的脱出和回收方法及装置。包括如下步骤：(1) 低含硫烟气首先与氨的水溶液进行反应，生成亚硫酸铵溶液，氨/硫比 = 1.3 ~ 1.8，摩尔比，气/液比为 2000 - 5000，体积比；(2) 生成的亚硫酸铵溶液与空气进行氧化反应得到硫酸铵溶液，(3) 生成的硫酸铵溶液与热烟气接触，蒸发了水分的硫酸铵溶液送往硫铵结晶器，加工成商品硫铵化肥。上述方法的装置包括一个包括 SO₂ 吸收段、亚硫酸铵氧化段、硫酸铵溶液浓缩段、水洗段和除雾沫段的脱硫塔。本发明操作方便，投资费用可降低 10 ~ 30%，蒸汽消耗可降低 90%，烟气中 SO₂ 的浓度可降至 10 ~ 100ppm 以下，获得的硫酸铵的质量符合国家的化肥级标准。



1. 烟气中 SO_2 的脱出和回收方法，其特征在于包括如下步骤：

(1) 低含硫烟气首先亚硫酸铵溶液进行反应，生成亚硫酸铵与亚硫酸氢铵的混合溶液，氨/硫比=1.3~1.8(摩尔比)，气/液比为 2000—5000(体积比)，然后加氨反应，生成亚硫酸铵溶液，所说的氨包括液氨、氨水或/和碳铵；

(2) 生成的亚硫酸铵溶液与空气进行氧化反应得到硫酸铵溶液，压缩空气的压力为 0.05—0.2Mpa，压缩空气的流量是亚硫酸铵氧化理论需要量的 1~5 倍，氧化反应停留时间为 1~3 小时；

(3) 步骤 (2) 生成的硫酸铵溶液与热烟气接触，蒸发了水分的硫酸铵溶液送往硫铵结晶器，加工成商品硫铵化肥；

(4) 对被氨的水溶液吸收了 SO_2 后的烟气进行水洗；

(5) 对水洗后的烟气进行除沫。

2. 根据权利要求 1 所述的方法，其特征在于，压缩空气的流量是亚硫酸铵氧化理论需要量的 2—4 倍，氧化反应停留时间为 2 小时。

3. 根据权利要求 1 所述的方法，其特征在于，水洗的水流量是吸收液流量的 5~20%。

4. 根据权利要求 1~3 任一项所述的方法，其特征在于，对除沫后烟气进行加热。

5. 根据权利要求 4 所述的方法，其特征在于，再热的热源来自于原烟气。

6. 用于实现权利要求 1~5 任一项方法的装置至少包括：

一个包括 SO_2 吸收段 (63)、亚硫酸铵氧化段 (61)、硫酸铵溶液浓缩段 (62)、水洗段 (64) 和除雾沫段 (65) 的脱硫塔 (6)；

一个通过管线与设置在液浓缩段 (62) 下部的浓硫酸铵溶液出口 (6201) 相连接的硫酸铵结晶槽 (9)；

一个通过管线与硫酸铵结晶槽 (9) 相连接的硫酸铵液固分离器 (13)；

一个硫酸铵溶液循环槽 (12)，该循环槽 (12) 分别通过管线与氧化段 (61) 的稀硫酸铵出口 (6101) 和分离器 (13) 的母液出口 (1301) 相连接；

一个通过管线与循环槽 (12) 相连接的循环泵 (10)，该循环泵 (10) 的出口与设置在硫酸铵溶液浓缩段 (62) 上部的稀硫酸铵溶液入口 (6202) 相连接；

一个与吸收段（63）下部的吸收液出口（6301）和氧化段（61）的亚硫酸铵溶液入口（6102）相连接的亚硫酸铵输送管线（5）；

一个通过管线分别与设置在氧化段（61）底部的吸收液出口（6103）与设置在吸收段（63）上部的吸收液入口（6302）相连接的吸收液循环泵（7）；

一个通过管线与液固分离器（13）相连接的硫酸铵干燥器（14）。

7. 根据权利要求6所述的装置，其特征在于，硫酸铵液固分离器（13）为离心机。

8. 根据权利要求6所述的装置，其特征在于，硫酸铵干燥器（14）为流化床干燥器。

9. 根据权利要求7所述的装置，其特征在于，硫酸铵干燥器（14）为流化床干燥器。

10. 根据权利要求6所述的装置，其特征在于还包括：一个通过管线与脱硫塔（6）相连接的再热器（2），用于提升净化烟气的温度。

11. 根据权利要求6所述的装置，其特征在于还包括：一个通过管线与脱硫塔（6）底部相连接的过滤器（4），用于对硫酸铵进行过滤。

12. 根据权利要求6所述的装置，其特征在于还包括：一个设置在干燥器（14）后端的干燥风机（15），干燥风机（15）的出口与结晶槽（9）相连接，干燥后的热风通过管线进入结晶槽（9）。

13 根据权利要求6~12任一项所述的装置，其特征在于所述及的脱硫塔（6）为一个立式的塔器，由下至上依次包括亚硫酸铵氧化段（61）、硫酸铵浓缩段（62）、SO₂吸收段（63）、水洗段（64）和除雾沫段（65），烟气进口（66）设置在脱硫塔（6）的下部，净化气出口（67）设置在脱硫塔（6）的顶部，氧化空气入口（68）设置在氧化段（61）的侧部，工艺用水入口（69）设置在水洗段（64）的上部。

14. 根据权利要求13所述的装置，其特征在于所述及的氧化段（61）设有纵分隔板（6104）和横分隔板（6105），横向分隔板（6105）为筛孔板，纵向分隔板（6104）的一端设有通道孔（6106），亚硫酸铵入口（6102）设置在氧化段（61）的一侧，稀硫酸铵出口（6101）设置在另一侧，烟气进口（66）设置在纵分隔板（6104）和横分隔板（6105）的上方，氧化空气入口（68）设置在氧化段（61）横分隔板（6105）的下方。

15. 根据权利要求 14 所述的装置, 其特征在于筛孔均匀分布, 筛孔直径 $d_0=5-15\text{mm}$, 开孔率为 0.1~0.5%。

16. 根据权利要求 13 所述的装置, 其特征在于所述及的硫酸铵浓缩段 (62) 与氧化段 (61) 之间设有具有气体分布装置和液体收集器的第一分隔板 (6203), 稀硫酸铵溶液入口 (6202) 设置在浓缩段 (62) 的上部, 硫酸铵溶液的出口 (6201) 设置在浓缩段 (62) 的下部, 氨气入口 (6204) 设置在浓缩段 (62) 的上方。

17. 根据权利要求 13 所述的装置, 其特征在于所述及的 SO_2 吸收段 (63) 与硫酸铵浓缩段 (62) 之间设有具有气体分布装置和液体收集器的第二分隔板 (6303), 吸收段 (63) 中装填有汽液接触元件 (6304), 吸收液入口 (6302) 设置在吸收段 (63) 上部, 含有亚硫酸铵的吸收液出口 (6301) 设置在吸收段 (63) 下部, 并通过连接管线 5 与氧化段 (61) 的亚硫酸铵入口 (6102) 相连接。

18. 根据权利要求 17 所述的装置, 其特征在于汽液接触元件 (6304) 采用筛板式或填料式。

19. 根据权利要求 18 所述的装置, 其特征在于筛板式为中国专利 99113403.6 中公开的大孔筛板, 孔径为 10—25mm, 开孔率 15—25%。

20. 根据权利要求 17 所述的装置, 其特征在于填料式采用 $50-150\text{m}^2/\text{m}^3$ 规格的规整填料, 填料装填高度为 2—5m。

21 根据权利要求 20 所述的装置, 其特征在于填料装填高度为 3—4m。

22. 根据权利要求 13 所述的装置, 其特征在于水洗段 (64) 中装填有板波纹规整填料。

23. 根据权利要求 22 所述的装置, 其特征在于板波纹规整填料型号为 125 或 $250\text{m}^2/\text{m}^3$, 装填高度为 0.3—0.6m。

24. 根据权利要求 13 所述的装置, 其特征在于除雾沫段 (65) 中装填有规整波纹填料。

25. 根据权利要求 24 所述的装置, 其特征在于高度为 0.3—0.6m。

烟气中 SO₂ 的脱出和回收方法及装置

技术领域

本发明涉及一种烟气中 SO₂ 的脱出, 并加以回收的方法及装置, 特别涉及一种以氨为原料(包括液氨、氨水和碳铵)的烟气脱硫方法。

背景技术

含硫矿物及燃料燃烧时, 排放的烟气中含有 SO₂。烟气中 SO₂ 含量通常较低, 在 300—5000ppmv(1000—15000 毫克/标准立方米)之间, 但是, 烟气量十分巨大。以燃煤锅炉而论, 蒸汽规模从 1T/h 到 2500T/h, 发电机组容量 6MW 到 900MW, 烟气量由 1 万 Nm³/h 到 250 万 Nm³/h, 已产生了严重的酸雨和 SO₂ 污染。因此, 烟气的脱硫和 SO₂ 的回收已经得到了人们广泛的重视。

烟气脱硫的原理是碱性脱硫剂与酸性 SO₂ 气体的化学反应。典型脱硫剂是石灰石(CaCO₃)和氨(NH₃), 形成了典型的两个技术类别, 分别称为钙法和氨法。

钙法在脱硫的同时生成石膏副产品, CaSO₄·2H₂O, 可用作建材原料, 但一般用处不大, 只能弃置堆放。因此, 钙法常被称为抛弃法。

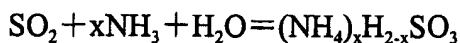
氨法在脱硫的同时可副产多种产品, 如硫酸和硫酸铵化肥等。氨法的脱硫副产品比钙法具有更大的应用价值。而且, 氨法的脱硫剂氨来自化肥, 其脱硫产品也作为化肥, 对大自然不产生额外的生态环境问题, 因此, 氨法称为回收法。

在氨法脱硫过程中, 通常包括两个步骤:

(1) 吸收 SO₂ 生成亚硫酸铵和亚硫酸氢铵混合溶液, 反应原理为:



总反应为:

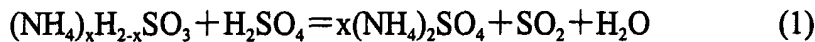


在吸收液中含有 NH₄HSO₃ 和(NH₄)₂SO₃, 两个盐的比例是由脱硫工艺过程的 NH₃/SO₂ 比控制的, 在中国专利 99110643.6 中, NH₃/SO₂ = 1.2—1.4, 溶液中的 (NH₄)₂SO₃ 和 NH₄HSO₃ 比例为 1/4—2/3。

亚硫酸混合溶液是脱硫过程副产的半成品，也可以直接予以利用，比如经过加氨中和后，得到亚硫酸铵溶液，作为液体氮肥予以销售。一般而言，在火电厂烟气脱硫领域，需要将亚硫酸加工为固体硫酸铵，便于储存、运输和季节性销售。

(2) 亚硫酸混合溶液的加工转化

在中国专利 99110643.6 中，公布了一种方法，以硫酸分解亚硫酸溶液，得到硫酸铵和 SO₂ 气体。通过鼓入空气，可以得到较高 SO₂ 浓度的空气混合物，比如 SO₂ 含量为 7—15%，适合于采用催化(催化剂为 V₂O₅/SiO₂)氧化方法氧化为 SO₃，经过浓硫酸吸收得到 98.2%浓度的商品级浓硫酸。一部分硫酸作为亚硫酸分解用，一部分作为商品硫酸外卖。由于亚硫酸中的氨/硫比在 1.2—1.4，回收 SO₂ 中有 30—40% 生产商品硫酸。其反应如下：



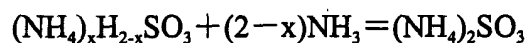
在文献[中国电力, 2001]中，介绍了另外一种亚硫酸加工方案，采用磷酸分解亚硫酸溶液，得到磷酸二氢铵和 SO₂。在这个方案中，全部 SO₂ 转化为硫酸。硫酸用于磷酸生产。该方案特别适用于火电厂旁边有磷铵化肥厂的情况。

上述公开的技术特别适合含硫量高的锅炉烟气，比如燃用高硫煤的烟气或有色金属冶炼厂的烧结机烟气。但是，对于含硫量较低的锅炉烟气，如烟气中 SO₂ 含量小于 1000ppmv，相当于锅炉燃煤含硫量小于 1%，尤其是锅炉容量较小，每年脱出的 SO₂ 总量较小。如果采用生产硫酸的方案，由于硫酸装置规模太小，相对投资和能耗较高，经济性较差。因此，开发研究含硫量很低的烟气中硫的脱出和回收利用，将具有十分重要的意义。

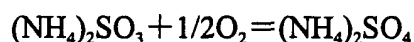
发明内容

本发明需要解决的技术问题是公开一种特别适用于含硫量低的烟气中的 SO₂ 的脱出和回收方法及装置，以克服现有技术存在的缺陷。

本发明的技术构思是这样的：从吸收过程来的亚硫酸混合溶液，经过加氨中和后得到亚硫酸铵溶液：



对亚硫酸铵溶液鼓空气直接氧化，便可得到硫酸铵：



就亚硫酸氧化反应而言，看视很简单，但是，由于该反应与溶液的盐(包括亚硫酸铵和硫酸铵盐)浓度成一种很独特的关系，实际实施过程较为困难。在文献[*Chemical Engineering Science*, 2000]中，阐述了这一独特性质，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。在较高盐浓度时，亚硫酸铵氧化速度很低。因此，在实际实施过程中，传统技术，如文献[*Sulphur*, 1995]中介绍的技术，烟气脱硫得到了10—20%(wt)的亚硫酸铵溶液，氧化过程为压缩空气加压氧化，压缩空气压力为0.5—0.8Mpa。氧化后得到的硫酸铵溶液，再经过三效蒸发、浓缩、结晶、干燥步骤，得到固体硫酸铵。这个过程的投资大、电耗和蒸汽消耗高，设备防腐要求也高。中国发明专利 ZL99113403.6 也正是为了克服这个缺点而提出来的一种方法，在这个方法中，亚硫酸铵混合盐浓度的上限不受限制，常规操作浓度在30—50%(wt)，这样，能耗很低，设备投资较小。但是该方法更适合于高硫煤和(或)大型发电厂。据此，发明人提出了如下的设想：

1. 控制亚硫酸铵的浓度，尤其亚硫酸铵浓度在最低值，一般在0.1—5%(wt)之间，最好在0.5—2.0%之间，创造最有利于氧化的条件，降低氧化的能耗和投资；
2. 合理利用烟气的热量，将其用于稀硫酸铵溶液的浓缩，使硫酸铵溶液的浓度在不消耗额外能量(蒸汽)条件下达到30—50%(wt)；
3. 构造一个多功能的脱硫装置，相当于分为多段，它具有亚硫酸铵氧化功能、硫酸铵溶液浓缩功能、SO₂吸收功能、水洗和除雾(沫)功能，称为五效装置(塔)(Five-Way Column, FWC)。

具体的方法包括如下步骤：

(1) 低含硫烟气首先与亚硫酸铵溶液进行反应，生成亚硫酸铵与亚硫酸氢铵的混合溶液，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，因此，氨/硫比=1.3—1.8(摩尔比)，气/液比为2000—5000(体积比)，然后加氨反应，生成亚硫酸铵溶液，所说的氨包括液氨、氨水或/和碳铵；

(2) 生成的亚硫酸铵溶液与空气进行氧化反应得到硫酸铵溶液。压缩空气的压力一般在0.05—0.2Mpa(表压)，压缩空气的流量是亚硫酸铵氧化理论需要量的1~5

倍，常见的是 2—4 倍，氧化反应停留时间一般在 1~3 小时之间，最好在 2 小时左右。在此条件下，氧化率大可于 95%。硫酸铵溶液的浓度一般为 5—20%(wt)。

(3) 步骤 (2) 生成的硫酸铵溶液与温度为 100—160℃ 的热烟气接触，通过热、质同传过程，热烟气温度降低到 50—55℃，湿度增加到接近饱和湿度。而硫酸铵溶液中水分蒸发，硫酸铵浓度可增加到 40—50%(wt)，送往硫酸铵结晶器，加工成商品硫酸铵化肥。

(4) 对被氨的水溶液吸收了 SO₂ 后的烟气进行水洗，洗脱烟气中夹带的吸收液，尤其是硫酸铵等，以便减少产品的损失，同时防止带入再热器。水洗的水流量是为维持吸收系统水平衡所需的流量，与烟气条件有关，一般是吸收液流量的 5~20%。

(5) 对水洗后的烟气进行除沫，其功能是除去烟气中夹带的水雾滴。除沫后的烟气可直接排空。

按照本发明，除沫后烟气的最好进行加热，因为烟气基本上为水汽饱和的烟气，如果不经过再热，提高温度，必然在烟道和烟囱内壁形成水露，对烟道产生腐蚀。另外，饱和的烟气离开烟囱，会经常形成一条“白龙”，由于抬升高度不足，形成雨滴，对锅炉厂区构成酸雨污染。通常情况下，脱硫后的烟气温度为 48—50℃，饱和露点约为 48℃，为解决上述问题，烟气温度应高于露点 20℃ 以上。因此，再热后的烟气温度大于 70℃ 即可。再热的热源可来自于原烟气，其温度在 130—160℃ 之间，经再热后的脱硫烟气，经过增压后送入烟囱排空。

用于实现上述方法的装置至少包括：

一个包括 SO₂ 吸收段、亚硫酸铵氧化段、硫酸铵溶液浓缩段、水洗段和除雾沫段的脱硫塔；

一个通过管线与浓缩段下部的浓硫酸铵溶液出口相连接的硫酸铵结晶槽；

一个通过管线与硫酸铵结晶槽相连接的硫酸铵液固分离器；

一个分别通过管线与氧化段的稀硫酸铵出口和分离器的母液出口相连接的硫酸铵溶液循环槽；

一个通过管线与循环槽相连接的循环泵，该循环泵的出口与设置在硫酸铵溶液浓缩段上部的稀硫酸铵溶液入口相连接；

一个通过管线分别与设置在氧化段底部的吸收液出口与设置在吸收段上部的吸收液入口相连接的吸收液循环泵；

一个通过管线与液固分离器相连接的硫酸铵干燥器。

本发明的装置是这样运行的：

含有 SO_2 的烟气在脱硫塔中与进入脱硫塔的吸收液(亚硫酸铵混合溶液)进行反应，使烟气中的 SO_2 生成浓度为 0.1—5%(wt)的亚硫酸铵溶液，该亚硫酸铵溶液再与进入脱硫塔的空气接触，被氧化为硫酸铵溶液，硫酸铵溶液与进入脱硫塔的高温烟气接触，利用高温烟气的热量将硫酸铵溶液浓缩，浓缩后的硫酸铵溶液被送入硫酸铵液固分离器，分离的固体硫酸铵在硫酸铵干燥器被干燥，即获得成品硫酸铵，可用作一般的化肥；

脱出了 SO_2 的烟气在脱硫塔的上部与进入的水接触，进行水洗，然后通过设置在脱硫塔顶部的除雾(沫)装置除雾(沫)，最后，净化后的烟气由脱硫塔顶部排出。

本发明的方法和装置，集烟气中 SO_2 吸收、亚硫酸铵氧化、硫酸铵溶液浓缩、水洗和除雾(沫)功能于一体，操作方便，投资费用与现有技术相比，在相同的处理量的条件下，可降低 10~30%，而且能耗较低，高温烟气的余热获得了充分的利用，蒸汽消耗可降低 90%。而且，脱硫效率很高，其中烟气中 SO_2 的浓度可降至 10~100ppm 以下，而获得的硫酸铵的质量符合国家的化肥级标准，氮含量为 20.5~21%，可作为农业用化肥。

附图说明

图 1 为本发明的流程图。

图 2 为脱硫塔结构示意图。

图 3 为纵分隔板和横分隔板示意图。

具体实施方式

参见图 1 和图 2，本发明的装置包括：

一个包括 SO_2 吸收段 63、亚硫酸铵氧化段 61、硫酸铵溶液浓缩段 62、水洗段 64 和除雾沫段 65 的脱硫塔 6；

一个通过管线与设置在液浓缩段 62 下部的浓硫酸铵溶液出口 6201 相连接的硫酸铵结晶槽 9；

一个通过管线与硫酸铵结晶槽 9 相连接的硫酸铵液固分离器 13，可优选离心机；

一个硫酸铵溶液循环槽 12，该循环槽 12 分别通过管线与氧化段 61 的稀硫酸铵出口 6101 和分离器 13 的母液出口 1301 相连接；

收集器的第二分隔板 6303, 吸收段 63 中装填有汽液接触元件 6304, 该汽液接触元件 6304 可优选采用筛板式和填料式。比如, 在中国专利 99113403.6 中, 公布了一种大孔筛板, 孔径为 10—25mm, 开孔率 15—25%, 特别适合本发明的情况。或优选采用 $50-150\text{m}^2/\text{m}^3$ 规格的规整填料, 填料装填高度一般在 2—5m, 适宜高度 3—4m。另外, 采用大孔筛板, 一般采用 2—5 块, 适宜为 3—4 块, 吸收液入口 6302 设置在吸收段 63 上部, 含有亚硫酸铵的吸收液出口 6301 设置在吸收段 63 下部, 并通过连接管线 5 与氧化段 61 的亚硫酸铵入口 6102 相连接。

水洗段 64 中装填有聚丙烯材质的板波纹规整填料, 型号可采用 125 或 $250\text{m}^2/\text{m}^3$, 装填高度为 0.3—0.6m。

除雾沫段 65 中装填有 $250-500\text{m}^2/\text{m}^3$ 的规整波纹填料, 高度为 0.3—0.6m。

采用上述的装置对低含硫量的烟气进行处理时, 操作步骤如下:

(1) 低含硫烟气从烟气入口 66 进入脱硫塔 6, 穿过第一分隔板 6203 进入浓缩段 62, 与来自硫酸铵溶液循环槽 12 的稀硫酸铵溶液进行热、质交换, 烟气被降温增湿, 稀硫酸铵溶液被浓缩; 然后烟气穿过第二分隔板 6303 进入吸收段 63, 与吸收段 63 顶部喷淋而下的吸收液逆流接触, 烟气中的 SO_2 被吸收, 生成亚硫酸铵, 净化后的烟气穿过水洗段 64 和除雾沫段 65 后, 排出脱硫塔 6, 并在再热器 2 中与高温烟气进行换热, 提升温度后由烟囱排空;

(2) 被浓缩的硫酸铵溶液进入结晶槽 9 结晶, 然后被送往液固分离器 13, 分离后的母液返回循环槽 12, 固态硫酸铵则在干燥器 14 中被干燥成为商品化肥。

(3) 所述及的亚硫酸铵溶液通过连接管线 5 进入氧化段 61, 与进入氧化段 61 的空气进行氧化反应, 生成硫酸铵, 流入循环槽 12 后由泵 10 送入浓缩段 62。

实施例 1

一个 220T/h 的燃煤热电锅炉, 烟气流量为 25 万 Nm^3/hr , SO_2 含量为 $1500\text{mg}/\text{Nm}^3$, 烟气含尘量为 $80\text{mg}/\text{Nm}^3$, 烟气温度为 140°C 。脱硫塔 6 的直径为 6m, 高为 28m。再热器 2 为热管式。烟气经过再热器 2 后, 温度降为 110°C , 进入脱硫塔 6。离开脱硫塔时, 脱硫尾气中 SO_2 含量为 $20\text{mg}/\text{Nm}^3$, NH_3 含量为 $1\text{mg}/\text{Nm}^3$, 水沫含量为 $96\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。

吸收段采用 $100\text{m}^2/\text{m}^3$ 的聚丙烯规整孔板波纹填料, 吸收液流量为 $100\text{m}^3/\text{hr}$, 硫酸铵含量为 7.5%(wt), 离开吸收段时, 亚硫酸铵浓度为 0.6%(wt)。

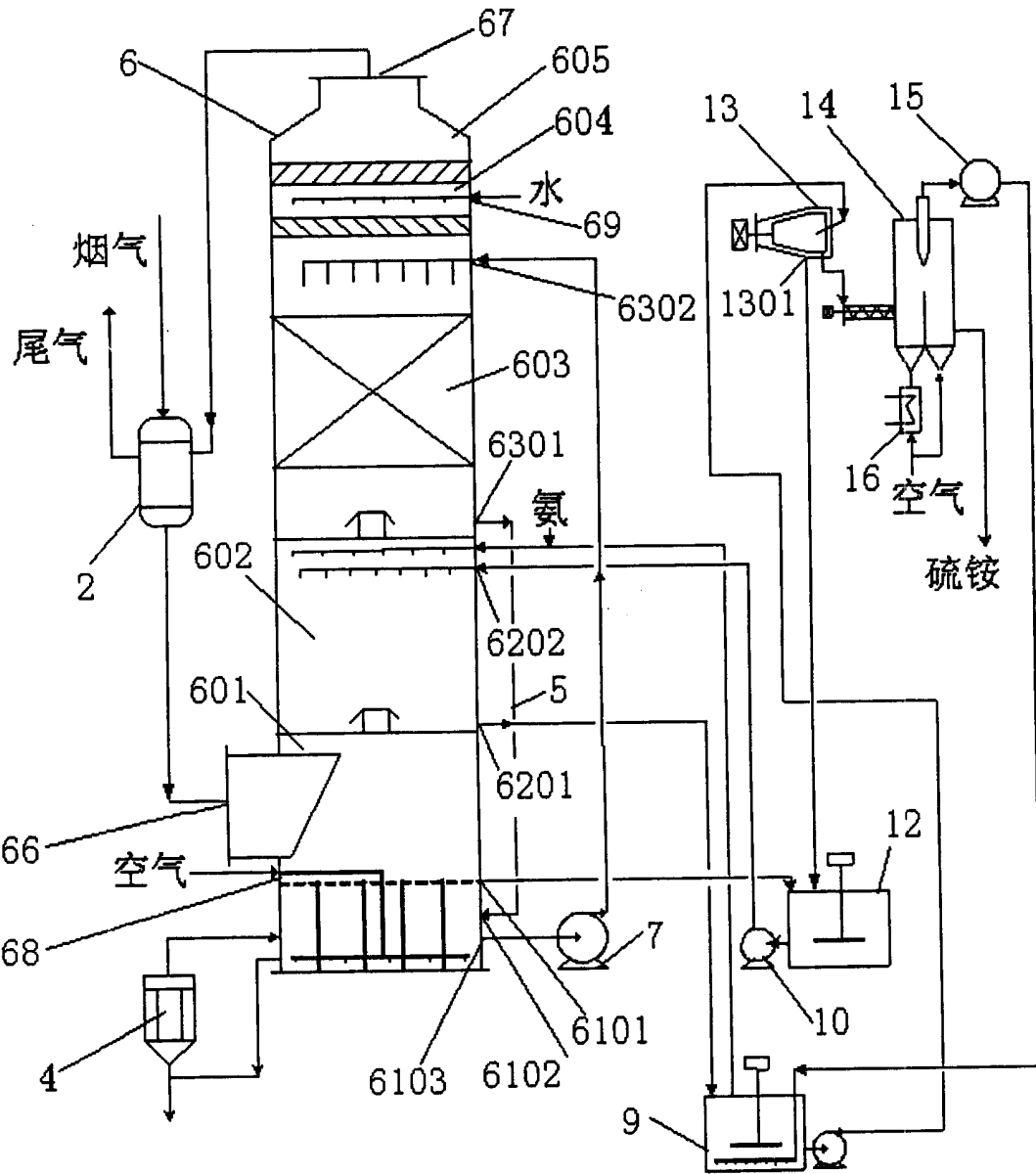


图1

在吸收段，进氨量按 N/S 为 1.45，即 145kg/hr。水的加入量为 11.75m³/hr。
硫铵产量为 780kg/hr，其中硫酸铵含量为 97.8%，相当于含氮量为 20.8%。

实施例 2

一个 670T/h 的火力发电机组，即 200MW，燃用含硫量在 1.5—2.0%之间的煤，烟气流量为 80 万 Nm³/hr，SO₂ 含量为 4200mg/Nm³，电除尘器为 3 电场，烟气含尘量为 200mg/Nm³，烟气温度为 145℃。脱硫塔 6 的直径为 10m，高为 30m。

再热器 2 为旋转蓄热式。烟气经过再热器后，温度降为 116℃，进入脱硫塔。离开脱硫塔时，脱硫尾气中 SO₂ 含量为 34mg/Nm³，NH₃ 含量为 1mg/Nm³，水沫含量为 125mg/Nm³。

吸收段采用 125m²/m³ 的聚丙烯规整孔板波纹填料，吸收液流量为 400m³/hr，硫酸铵含量为 17.3%(wt)，离开吸收段时，亚硫酸浓度为 1.6%(wt)。

在吸收段，进氨量按 N/S=1.45，即 1295kg/hr。水的加入量控制在 39.5m³/hr。
硫铵产量为 7070kg/hr，其中硫酸铵含量为 98.0%，相当于含氮量为 21.0%。

一个通过管线与循环槽 12 相连接的循环泵 10, 该循环泵 10 的出口与设置在硫酸铵溶液浓缩段 62 上部的稀硫酸铵溶液入口 6202 相连接;

一个将设置在吸收段 63 下部的吸收液出口 6301 与氧化段 61 的亚硫酸铵溶液入口 6102 相连接的亚硫酸铵输送管线 5;

一个通过管线分别与设置在氧化段 61 底部的吸收液出口 6103 与设置在吸收段 63 上部的吸收液入口 6302 相连接的吸收液循环泵 7;

一个通过管线与液固分离器 13 相连接的硫酸铵干燥器 14, 可优选流化床干燥器;

由图 1 同时可见, 本发明还包括:

一个通过管线与脱硫塔 6 相连接的再热器 2, 用于提升净化烟气的温度;

一个通过管线与脱硫塔 6 底部相连接的过滤器 4, 用于对硫酸铵进行过滤;

一个设置在干燥器 14 后端的干燥风机 15, 干燥风机 15 的出口与结晶槽 9 相连接, 可使干燥器 14 负压操作, 干燥后的热风进入结晶槽 9, 除去夹带在热风中的细硫酸铵颗粒后再进入脱硫塔 6。这样, 本发明将不产生额外的废气。

由图 2 可见, 所述及的脱硫塔 6 为一个立式的塔器, 由下至上依次包括亚硫酸铵氧化段 61、硫酸铵浓缩段 62、SO₂ 吸收段 63、水洗段 64 和除雾沫段 65, 烟气进口 66 设置在脱硫塔 6 的下部, 净化气出口 67 设置在脱硫塔 6 的顶部, 用于氧化的空气入口 68 设置在氧化段 61 的侧部, 工艺用水入口 69 设置在水洗段 64 的上部;

所述及的氧化段 61 设有纵分隔板 6104 和横分隔板 6105, 如图 3 所示。横向分隔板 6105 为筛孔板, 筛孔均匀分布, 筛孔直径 $d_0=5-15\text{mm}$, 开孔率为 0.1~0.5%, 纵向分隔板 6104 的一端设有通道孔 6106, 从而使液体流道为蛇形, 亚硫酸铵入口 6102 设置在氧化段 61 的一侧, 稀硫酸铵出口 6101 设置在另一侧, 亚硫酸铵从一端进入氧化段 61, 从其对面一端离开氧化段 61, 使未氧化的亚硫酸铵溶液与氧化的硫酸铵溶液尽量分开, 不发生返混。烟气进口 66 设置在纵分隔板 6104 和横分隔板 6105 的上方, 氧化空气入口 68 设置在氧化段 61 横分隔板 6105 的下方。

所述及的硫酸铵浓缩段 62 与氧化段 61 之间设有具有气体分布装置和液体收集器的第一分隔板 6203, 稀硫酸铵溶液入口 6202 设置在浓缩段 62 的上部, 硫酸铵溶液的出口 6201 设置在浓缩段 62 的下部, 氨气入口 6204 设置在浓缩段 62 的上方;

所述及的 SO₂ 吸收段 63 与硫酸铵浓缩段 62 之间设有具有气体分布装置和液体

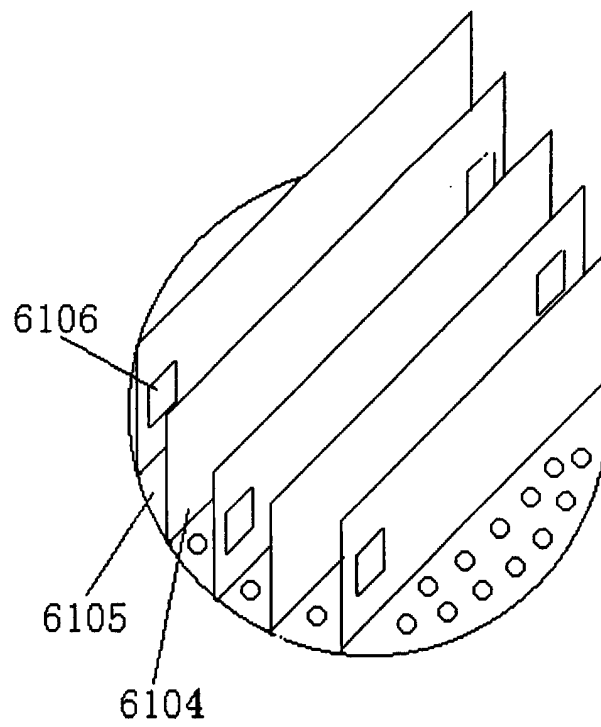


图 3

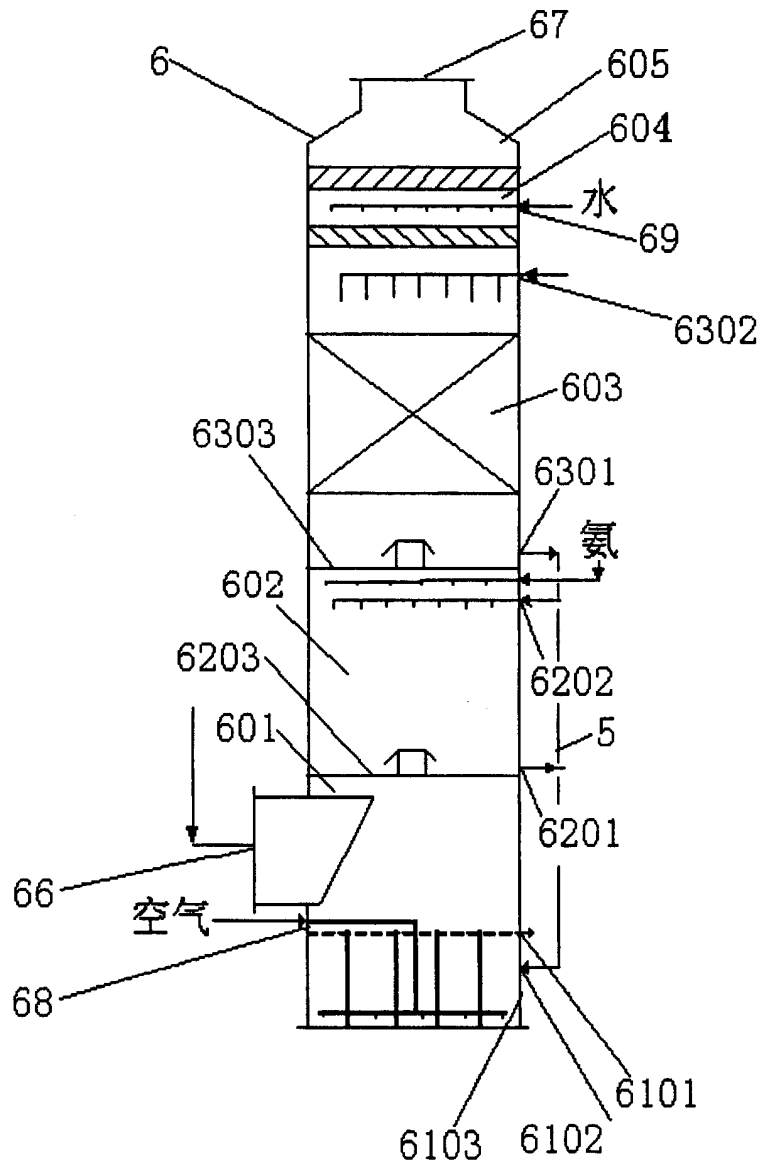


图 2