

一种控制氨法脱碳系统氨逃逸的装置及方法

技术领域

本发明属于环保技术领域，具体涉及一种控制氨法脱硫脱碳系统氨逃逸的装置及方法。

背景技术

近年来，温室效应逐渐成为了人类面对的最严峻的问题之一，二氧化碳是最重要的温室气体，化石能源使用是其主要排放源，我国 CO₂ 排放总量已位居世界第一，而且中国能源结构以煤为主的局面还将持续一段时间，煤炭能源仍将是新能源调峰及能源安全的基础，我国已向世界承诺 2030 年碳达峰，2060 年实现碳中和。对排放烟气中 CO₂ 进行捕集封存和资源化，对于控制和减少温室气体的排放，应对温室效应、全球变暖问题具有重要意义。

目前，世界范围内主要采用的碳捕集技术是有机胺法，但存在运行成本高、系统三废排放量大且难处理的等问题。国内外也一直积极探索新的脱碳技术，与有机胺法相比，氨法具有再生容易、运行成本低、脱碳的副产物即为重要的碳酸氢铵化肥。碳酸氢铵是一个典型的复合肥，可同时向植物提供氮肥和 CO₂，特别适合于无土栽培的现代农业、大棚植物生长的需要，真正实现了 CO₂ 的资源化利用，实现碳循环，可以避免碳地下储存可能造成的二次污染和 CO₂ 环境事故。与有机胺脱碳产物相比，氨吸收 CO₂ 的效率、碳酸氢铵更容易再生，可大幅降低脱碳成本。

氨法脱碳技术一直是研究的重点，也是解决温室气体的最佳方法；但氨易挥发，脱碳需在偏碱性条件下进行，造成氨逃逸量增加。如不加以解决，大量的氨逃逸，不仅造成脱碳成本的增加，也造成二次污染。

专利 CN113262625A 提出一种脱硫脱碳一体化装置，用脱硫循环液进行洗涤，以减少工艺气体中部分游离氨，洗涤液返回脱硫塔用于脱硫的吸收剂。对于工艺气体中的游离氨，简单地使用脱硫循环液进行洗净，仍然会造成大量的氨逃逸。采用脱硫的循环溶液洗涤后，再用工艺水洗涤，会产生大量含氨溶液，返回脱硫功能区用做脱硫的吸收剂会破坏脱硫系统的水平衡，产生废水。

专利 CN101600489B 提出一种使用来自烟气的 SO₂ 对氨进行酸洗的方法，借助于冷却液体来冷却工艺气体，并且将工艺气体的二氧化硫吸收到冷却液体中，从而获得包含着硫酸盐的冷却液体。使包含着氨的工艺气体与包含着硫酸盐的冷却液体接触而

从已在 CO₂ 吸收器中经过处理的工艺气体去除氨。冷却液体吸收二氧化硫后生成的主要应为亚硫酸盐，为达到除氨效果，还需要将硫酸添加到冷却液体以控制冷却液体的 pH 值，这大大增加了装置控制难度。而且该专利未将脱硫脱碳作为整体系统考虑其物料平衡，仅仅为了获得硫酸盐而部分的去除二氧化硫。

5 本发明针对上述问题，结合氨法脱硫脱碳运行经验，开发了一种控制氨法脱碳系统氨逃逸的装置及方法，以氨为脱硫和脱碳剂，气体首先进入脱硫装置进行脱硫，脱硫后的气体进入脱碳装置中，脱除气体中的二氧化碳。脱碳后的气体中含有游离氨，用氨法脱硫的酸性硫酸铵液和酸性水洗液吸收气体中的游离氨。本发明有效地控制氨法脱碳系统的氨逃逸，同时，洗涤回收的氨还可在用于脱硫，节约了氨耗。

10 发明内容

本发明开发了一种控制氨法脱碳系统氨逃逸的装置及方法，采用氨脱除硫氧化物和 CO₂，生成硫酸铵化肥和碳酸氢铵化肥。氨法脱硫脱碳装置设置氨法脱硫功能区、氨法脱碳功能区、氨逃逸控制功能区，氨法脱硫功能区包括洗涤降温段、吸收循环段、颗粒物控制段，氨法脱碳功能区包括冷却降温段、吸收循环段，氨逃逸控制功能区包括酸性硫酸铵液洗涤系统、酸性水洗系统。氨法脱硫功能区的吸收循环段通过管道与氨逃逸控制功能区酸性硫酸铵液洗涤系统连接，氨法脱硫功能区的颗粒物控制段或氨法脱碳功能区的冷却降温段通过管道与氨逃逸控制功能区酸性水洗系统连接。氨法脱碳吸收循环段采用多级吸收，其中最后一级少加氨或不加氨，以减少脱碳后的 NH₃ 逃逸。

20 采用氨为脱硫和脱碳剂，气体首先进入脱硫功能区中进行脱硫，生成硫酸铵化肥，脱硫后的气体进入脱碳功能区中，脱除气体中的二氧化碳，生成碳酸氢铵化肥，脱碳后的气体中含有游离氨，用氨法脱硫的酸性硫酸铵液和酸性水洗液洗涤吸收气体中的游离氨。酸性硫酸铵液采用氨法脱硫功能区吸收循环段溶液，硫酸铵浓度 10-38wt%，pH 4.5-6.5；酸性水洗液采用氨法脱硫功能区颗粒物控制段溶液或氨法脱碳功能区冷却降温段溶液，硫酸铵浓度 0-5wt%，pH 3-7。在氨逃逸控制功能区洗涤后，酸性硫酸铵液和酸性水洗液浓度基本不变，酸性硫酸铵液 pH 4.6-6.9，酸性水洗液 pH 3.5-7.5。

酸性硫酸铵液、酸性水洗液温度 20-60℃，优选 30-50℃。

酸性硫酸铵液、酸性水洗液洗涤前通过冷却器冷却降温后再洗涤。

酸性硫酸铵液、酸性水洗液洗涤器中设置液体分布器、气液接触部件，液体分布器优选槽式分布器，气液接触部件优选填料。

在用氨法脱硫的酸性硫酸铵液和酸性水洗液吸收气体中的游离氨前，还包括用工艺水进行洗涤，吸收游离氨。工艺水优选脱盐水或氨法脱碳功能区冷却降温段溶液或氨逃逸控制功能区酸性水洗系统排水。

氨法脱硫的酸性硫酸铵液洗涤至少设置 1 层液体分布器，气液接触洗涤后的溶液回收，返回脱硫系统。

氨法脱硫的酸性水洗液洗涤至少设置 1 层液体分布器，气液接触洗涤后的溶液回收，返回脱硫系统或脱碳系统。

工艺水洗涤至少设置 1 层液体分布器，产生的含氨溶液返回脱硫系统或脱碳系统。

用氨法脱硫的酸性硫酸铵液和酸性水洗液洗涤之间，设有仅允许气体通过的集液器。

用氨法脱硫的酸性硫酸铵液和工艺水洗涤之间，设有仅允许气体通过的集液器。

上述功能区，可以组合成一个塔中或多个塔中。在脱硫功能区，每个段设置至少一层喷淋层，段与段之间设有允许气体通过的设备/部件。在颗粒物去除段，分成两个部分，第一部分喷淋洗涤采用含硫酸铵的高浓度溶液循环洗涤，第二部分采用含硫酸铵的稀溶液循环洗涤。两个部分之间设有允许气体通过的设备/部件。在脱碳功能区，每个段设置至少一层喷淋层，段与段之间设有允许气体通过的设备/部件。

本发明还涉及如下实施方案：

1.一种控制氨法脱碳系统氨逃逸的方法，其特征在于，氨法脱碳后的气体中含有游离氨，用氨法脱硫的酸性硫酸铵液和酸性水洗液洗涤吸收该氨法脱碳后的气体中的游离氨。

2.如实施方案 1 所述的方法，其特征在于，在用氨法脱硫的酸性硫酸铵液和酸性水洗液吸收气体中的游离氨前，还包括用工艺水进行洗涤，吸收游离氨，工艺水优选脱盐水、洗涤冷凝水、酸性水洗液排水。

3.如实施方案 1 所述的方法，其特征在于，氨法脱硫的酸性硫酸铵液和酸性水洗液洗涤产生的含氨溶液返回脱硫系统或脱碳系统。

4.如实施方案 1 所述的方法，其特征在于，氨法脱硫的酸性硫酸铵液洗涤至少设置 1 层液体分布器，气液接触洗涤后的溶液回收，返回脱硫系统。

5.如实施方案 1 所述的方法，其特征在于，氨法脱硫的酸性水洗液洗涤至少设置 1 层液体分布器，气液接触洗涤后的溶液回收，返回脱硫系统或脱碳系统。

6.如实施方案 2 所述的方法，其特征在于，工艺水洗涤至少设置 1 层液体分布器，

产生的含氨溶液返回脱硫系统或脱碳系统。

7.如实施方案 1 所述的方法,其特征在于,用氨法脱硫的酸性硫酸铵液和酸性水洗液洗涤之间,设有仅允许气体通过的设备或部件。

8.如实施方案 2 所述的方法,其特征在于,用氨法脱硫的酸性硫酸铵液和工艺水洗涤之间,设有仅允许气体通过的设备或部件。

9.如实施方案 1 所述的方法,其特征在于,氨法脱碳吸收循环段包括多级吸收,其中最后一级少加氨或不加氨,以减少脱碳后的 NH_3 逃逸。

10.如实施方案 1 所述的方法,其特征在于,经氨法脱碳功能区吸收循环段处理后气体中 NH_3 含量为 200 至 2000 ppm;优选 400 至 1500 ppm;更优选 500 至 1000 ppm。

11.如实施方案 1 所述的方法,其特征在于,在经过氨逃逸控制功能区处理之后气体中 NH_3 含量为 0 至 30 ppm;优选 0 至 20 ppm;更优选 0 至 10 ppm。

12.如实施方案 1 所述的方法,其特征在于,酸性硫酸铵液 pH 4.5-6.5,硫酸铵浓度 10-38wt%;酸性水洗液 pH 3-7,硫酸铵浓度 0-5wt%。

13.如实施方案 1 所述的方法,其特征在于,酸性硫酸铵液、酸性水洗液温度 20-60°C,优选 30-50°C。

14.如实施方案 1 所述的方法,其特征在于,酸性硫酸铵液、酸性水洗液洗涤前通过冷却器冷却降温后再洗涤。

15.如实施方案 2 所述的方法,其特征在于,工艺水的液气比通常采用 5-25,优选 10-20,更优选 12-18。

16.如实施方案 1 所述的方法,其特征在于,酸性硫酸铵液的液气比通常采用 1-20,优选 1-10,更优选 2-6。

17.如实施方案 1 所述的方法,其特征在于,酸性水洗液的液气比通常采用 1-15,优选 1-8,更优选 2-5。

18.如实施方案 1 所述的方法,其特征在于,酸性硫酸铵液、酸性水洗液洗涤器中设置气液接触部件,气液接触部件优选填料。

19.如实施方案 2 所述的方法,其特征在于,工艺水、洗涤冷凝水、酸性水洗液排水的 pH 不大于 8。

20.如实施方案 2 所述的方法,其特征在于,工艺水、洗涤冷凝水、酸性水洗液排水加入酸调节 pH,优选该酸是硫酸。

21.一种控制氨法脱硫脱碳系统氨逃逸的装置,其特征在于,包括氨法脱硫功能区、

氨法脱碳功能区、氨逃逸控制功能区，

其中，

氨法脱硫功能区包括洗涤降温段、吸收循环段、颗粒物控制段，

氨法脱碳功能区包括冷却降温段、吸收循环段，

5 氨逃逸控制功能区包括氨逃逸控制段包括酸性硫酸铵液洗涤系统、酸性水洗系统，

氨法脱硫功能区的吸收循环段和通过管道与氨逃逸控制功能区酸性硫酸铵液洗涤系统连接，氨法脱硫功能区的颗粒物控制段或氨法脱碳功能区的冷却降温段通过管道与氨逃逸控制功能区酸性水洗系统连接。

22.如实施方案 21 所述的装置，其特征在于，氨法脱碳吸收循环段包括多级吸收，
10 其中最后一级少加氨或不加氨，以减少脱碳后的 NH_3 逃逸。

23.如实施方案 21 所述的装置，其特征在于，氨逃逸控制功能区还可包括工艺水洗系统，工艺水洗系统通过管道与工艺水管连接，并与氨法脱硫装置吸收循环段或氨法脱碳装置吸收循环段连接。

24.如实施方案 21 所述的装置，其特征在于，氨法脱硫功能区、氨法脱碳功能区
15 各段，可以组合成一个塔中或多个塔中，段与段之间设有允许气体通过的设备/部件。

25.如实施方案 21 所述的装置，其特征在于，氨法脱硫功能区颗粒物控制段可部分或全部实现氨法脱碳功能区冷却降温段功能。

附图说明

20 图 1 为本发明实施例 1，在用氨法脱硫的酸性硫酸铵液和酸性水洗液吸收气体中的游离氨前，还用工艺水进行洗涤，吸收游离氨。

图 2 为本发明实施例 2，用氨法脱硫的酸性硫酸铵液和酸性水洗液洗涤吸收气体中的游离氨。

图 3 为对比例，用工艺水进行洗涤，吸收游离氨。

25 工艺气 1、脱硫功能区 2、脱硫洗涤降温段 2-1、脱硫吸收循环段 2-2、脱硫颗粒物控制段 2-3、脱硫循环泵 a 3、 脱硫循环泵 b 4、 脱硫循环泵 c 5、脱硫循环槽 6、氧化空气 7、去脱硫系统加氨 8、硫酸铵排出泵 9、脱硫循环泵 d 10、脱硫换热器 11、脱硫后尾气 12、脱碳吸收塔 13、脱碳循环泵 14、碳铵排出泵 15、去脱碳系统加氨 16、脱碳后尾气 17、洗氨塔 18、工艺水洗涤段 18-1、硫酸铵洗涤段 18-2、酸液洗涤段 18-
30 3、洗氨循环泵 a 19、脱硫吸收段硫酸铵溶液 20、返回脱硫液 21、洗氨循环泵 b 22、

脱硫颗粒物控制段溶液 23、返回酸性溶液 24、净烟气 25、产成品硫酸铵 26、产成品碳酸氢铵 27、工艺水 28、含氨溶液 29、工艺水洗涤段填料 30-1、硫酸铵洗涤段填料 30-2、酸液洗涤段填料 30-3、工艺水洗涤段槽式分布器 31-1、硫酸铵洗涤段槽式分布器 31-2、酸液洗涤段槽式分布器 31-3、去洗氨的脱硫吸收段硫酸铵溶液换热器 32、去洗氨的脱硫颗粒物控制段溶液换热器 33。

具体实施方式

在本发明控制氨法脱碳系统氨逃逸的方法中，氨法脱碳后的气体中含有游离氨。本发明具体采用氨法脱硫的酸性硫酸铵液和酸性水洗液洗涤吸收该氨法脱碳后的气体中的游离氨。此外，本发明还在用氨法脱硫的酸性硫酸铵液和酸性水洗液吸收气体中的游离氨前，还包括用工艺水进行洗涤，吸收游离氨，工艺水优选脱盐水、洗涤冷凝水。

在本发明的方法中，用于洗涤吸收的酸性硫酸铵液、酸性水洗液或工艺水的流量可以根据需要进行合适地调节，工艺水的液气比通常采用 5-25，优选 10-20，更优选 12-18；酸性硫酸铵液的液气比通常采用 1-20，优选 1-10，更优选 2-6；酸性水洗液的液气比通常采用 1-20，优选 1-15，更优选 2-10。

液气比=Q/V,

Q，液体循环量，L/h

V，氨法脱碳后的工艺气体流量（工况条件，即操作条件下(温度、压力等条件下)的气体流量），m³/h。

根据本发明方法进行的处理主要脱除氨法脱碳后的气体中含有的游离氨，而对 SO₂ 含量和 CO₂ 含量影响较小。

在本发明的方法中，酸性硫酸铵液 pH 为 4.5-6.5，硫酸铵浓度为 10-38wt%，优选 12-35wt%，更优选 15-30wt%，最优选 17-28wt%；酸性水洗液 pH 为 3-7，硫酸铵浓度为 0-5wt%，优选 0-3wt%，更优选 0-1wt%，最优选 0-0.6wt%。

在本发明的方法中，酸性硫酸铵液、酸性水洗液温度为 20-60℃，优选 30-50℃。

经脱碳吸收塔处理后气体中 NH₃ 含量为 200 至 2000 ppm；优选 400 至 1500ppm；更优选 500 至 1000 ppm。

经脱碳吸收塔处理后气体中 SO₂ 含量为 0 至 20 mg/Nm³；优选 0 至 15 mg/Nm³；更优选 0 至 10 mg/Nm³。

经脱碳吸收塔处理后气体中 CO_2 含量为 0-20v%；优选 1-10v%；更优选 2-7v%。

在经过本发明的方法处理之后气体中 NH_3 含量为 0 至 30 ppm；优选 0 至 20 ppm；更优选 0 至 10 ppm。

本发明所保护的一种控制氨法脱碳系统氨逃逸的方法优选在本发明所限定的一种控制氨法脱硫脱碳系统氨逃逸的装置中进行。

本发明的方法和装置实现了除了技术效果以外的有益经济效果，特别是减少氨逃逸，特别显著地减少了氨耗，具体地可以使氨耗损失减少 96%-99%，优选 97%-99%，具体地如以下实施例所示。

本发明中气体中 SO_2 含量测试方法为 HJ 629-2011 固定污染源废气.二氧化硫的测定.非分散红外吸收法；

CO_2 含量测试方法为 HJ 870-2017 固定污染源废气 二氧化碳的测定 非分散红外吸收法；

NH_3 含量测试方法为 HJ 533-2009 环境空气和废气 氨的测定 纳氏试剂分光光度法。

本发明中所提及的所有浓度以重量计，除非另外说明。

实施例

本发明具体提供实施例 1 和 2 及对比例以进一步说明本发明的技术方案及其有益效果。

实施例 1

如图 1，含硫氧化物、 CO_2 的工艺气 1 进入脱硫功能区 2，依次经过脱硫洗涤降温段 2-1、脱硫吸收循环段 2-2、脱硫颗粒物控制段 2-3，在脱硫洗涤降温段 2-1 用脱硫循环泵-a 3 进行喷淋循环，尾气降温的同时提浓硫酸铵溶液，提浓并析出固体的硫酸铵浆液经硫酸铵排出泵 9 送出产硫酸铵 26。用脱硫循环泵-b 4 和脱硫循环泵-c 5、脱硫循环槽 6 进行吸收喷淋循环，吸收尾气中的硫氧化物（二氧化硫及三氧化硫）。脱硫循环泵-c 5 送出部分硫酸铵溶液 20 经冷却器 32 冷却至 35°C 后去洗氨塔硫酸铵洗涤段 18-2，洗涤后的溶液 21 回脱硫循环槽 6。利用脱硫循环泵-d 10 进行洗涤喷淋循环，利用脱硫换热器 11 控制洗涤温度及脱硫后尾气 12 的温度。氨法脱硫功能区颗粒物控制段 2-3 实现氨法脱碳的冷却降温功能。烟气冷凝的酸性溶液 23 经冷却器 33 冷却至 35°C 后作为洗氨塔酸性水洗段 18-3 补水，洗涤后的溶液 24 回脱硫循环槽 6。去脱硫

系统加氨 8 经计量后去脱硫循环槽 6 加氨。氧化空气 7 去脱硫循环槽 6 将溶液氧化。

脱硫后尾气 12 进入脱碳吸收塔 13，用脱碳循环泵 14 进行吸收循环，用碳铵排出泵 15 送出产成品碳酸铵 27。去脱碳系统加氨 16 经计量后去脱碳吸收塔 13 加氨。

脱碳后尾气 17 进入洗氨塔 18，依次经过工艺水洗涤段 18-1、硫酸铵洗涤段 18-2、
5 酸液洗涤段 18-3，在洗氨塔工艺水洗段 18-1 利用洗氨循环泵-a 19 进行工艺水洗涤，
洗氨塔工艺水洗段 18-1 设有槽式分布器 31-1 和填料 30-1，工艺水通过外界工艺水管
28 补水，洗涤后的含氨溶液 29 去脱碳塔 13。脱硫循环泵-c 5 送出的部分脱硫吸收段
硫酸铵溶液 20 进洗氨塔硫酸铵洗涤段 18-2，洗氨塔硫酸铵洗涤段 18-2 设有槽式分布
器 31-2 和填料 30-2，洗涤后的溶液(即返回脱硫液)21 回脱硫循环槽 6。脱硫循环泵-d
10 10 送出的烟气冷凝的酸性溶液(即脱硫颗粒物控制段溶液)23 作为洗氨塔酸性水洗段
18-3 补水，洗氨塔酸性水洗段 18-3 设有槽式分布器 31-3 和填料 30-3，洗涤后的溶液
(即返回酸性溶液)24 回脱硫循环槽 6。洗涤后净烟气 25 排出。

酸性硫酸铵液 20 流量 350 m³/h，pH 6.4，硫酸铵浓度 18wt%，进入洗氨塔洗涤后
返回的酸性硫酸铵液 pH 6.9，硫酸铵浓度基本不变。

15 酸性水洗液 23 流量根据洗氨塔酸性水洗段 18-3 水洗液 pH 值调整，pH 3.8，硫酸
铵浓度 2wt%，进入洗氨塔洗涤后返回的酸性水洗液 pH 4.2，硫酸铵浓度基本不变，
其中洗氨循环泵 b 22 循环量 500 m³/h，以保证洗氨效果。

工艺水 28 流量根据洗氨塔工艺水洗段 18-1 水洗液 pH 值调整，其中洗氨循环泵 a
19 循环量 1200m³/h，以保证洗氨效果。采用除盐水 pH 6.9，进入洗氨塔洗涤后返回的
20 溶液 pH7.9。

脱硫脱碳采用 99.6%的液氨作为吸收剂，工艺气 1 参数见下表：

序号	项目	数值
1	气量，Nm ³ /h	82381
2	温度，℃	120
3	SO ₂ 含量，mg/Nm ³	4480
4	CO ₂ 含量，v%	12.9
5	H ₂ O 含量，v%	8
6	O ₂ 含量，v%	5.61

脱硫并冷却后气体 12 参数见下表：

序号	项目	数值
1	气量，Nm ³ /h	78710
2	温度，℃	18
3	SO ₂ 含量，mg/Nm ³	35
4	CO ₂ 含量，v%	13.5
5	NH ₃ 含量，ppm	3
6	脱硫效率，%	99%
7	副产硫酸铵量，t/h	0.76
8	99.6%的液氨消耗量，t/h	0.16

经脱碳吸收塔处理后气体 17 主要参数见下表：

序号	项目	数值
1	脱碳吸收塔出口气量，Nm ³ /h	75333
2	脱碳吸收塔出口 CO ₂ 含量，v%	5.26
3	脱碳吸收塔出口 NH ₃ 含量，ppm	1000
4	脱碳吸收塔出口 SO ₂ 含量，mg/Nm ³	5
5	脱碳效率，%	60
6	副产碳酸氢铵量，t/h	22.5
7	99.6%的液氨消耗量，t/h	4.86

经洗氨塔处理后气体 25 主要参数见下表：

序号	项目	数值
1	洗氨塔出口气量，Nm ³ /h	77754
2	洗氨塔出口 CO ₂ 含量，v%	5.26
3	洗氨塔出口 NH ₃ 含量，ppm	10
4	洗氨塔出口 SO ₂ 含量，mg/Nm ³	5

5 氨逃逸量 4.98t/年，氨耗损失约 2 万元/年。

实施例 2

如图 2, 同实施例 1, 但不设洗氨塔的工艺水洗段 18-1。脱硫脱碳参数一致, 经洗氨塔处理后气体 25 主要参数见下表:

序号	项目	数值
1	洗氨塔出口气量, Nm ³ /h	77754
2	洗氨塔出口 CO ₂ 含量, v%	5.26
3	洗氨塔出口 NH ₃ 含量, ppm	18
4	洗氨塔出口 SO ₂ 含量, mg/Nm ³	5

氨逃逸量 8.96t/年, 氨耗损失约 3.6 万元/年。

5 对比例

如图 3, 同实施例 1, 但不设洗氨塔的硫酸铵洗涤段 18-2 和酸性溶液水洗段 18-3。脱硫脱碳参数一致, 经洗氨塔处理后气体 25 主要参数见下表:

序号	项目	数值
1	洗氨塔出口气量, Nm ³ /h	77754
2	洗氨塔出口 CO ₂ 含量, v%	5.26
3	洗氨塔出口 NH ₃ 含量, ppm	500
4	洗氨塔出口 SO ₂ 含量, mg/Nm ³	5

氨逃逸量 248t/年, 氨耗损失约 99.2 万元/年。

从以上本发明实施例和对比例的比较可以看出, 经过本发明方法和装置处理的气体中氨逃逸量显著下降, 使得氨耗损失极大地降低, 从而实现了优异的技术效果和经济效益。

唯以上所述者, 仅为本发明的较佳实施例而已, 举凡熟悉此项技艺的专业人士在了解本发明的技术手段之后, 自然能依据实际的需 要, 在本发明的教导下加以变化。因此凡依本发明申请专利范围所作的同等变化与修饰, 都应仍属本发明专利涵盖的范围内。

权 利 要 求

1.一种控制氨法脱碳系统氨逃逸的方法，其特征在于，氨法脱碳后的气体中含有游离氨，用氨法脱硫的酸性硫酸铵液和酸性水洗液洗涤吸收该氨法脱碳后的气体中的游离氨。

2.如权利要求1所述的方法，其特征在于，在用氨法脱硫的酸性硫酸铵液和酸性水洗液吸收气体中的游离氨前，还包括用工艺水进行洗涤，吸收游离氨，工艺水优选脱盐水、洗涤冷凝水、酸性水洗液排水。

3.如权利要求1所述的方法，其特征在于，氨法脱硫的酸性硫酸铵液和酸性水洗液洗涤产生的含氨溶液返回脱硫系统或脱碳系统。

4.如权利要求1所述的方法，其特征在于，氨法脱硫的酸性硫酸铵液洗涤至少设置1层液体分布器，气液接触洗涤后的溶液回收，返回脱硫系统。

5.如权利要求1所述的方法，其特征在于，氨法脱硫的酸性水洗液洗涤至少设置1层液体分布器，气液接触洗涤后的溶液回收，返回脱硫系统或脱碳系统。

6.如权利要求2所述的方法，其特征在于，工艺水洗涤至少设置1层液体分布器，产生的含氨溶液返回脱硫系统或脱碳系统。

7.如权利要求1所述的方法，其特征在于，用氨法脱硫的酸性硫酸铵液和酸性水洗液洗涤之间，设有仅允许气体通过的设备或部件。

8.如权利要求2所述的方法，其特征在于，用氨法脱硫的酸性硫酸铵液和工艺水洗涤之间，设有仅允许气体通过的设备或部件。

9.如权利要求1所述的方法，其特征在于，氨法脱碳吸收循环段包括多级吸收，其中最后一级少加氨或不加氨，以减少脱碳后的 NH_3 逃逸。

10.如权利要求1所述的方法，其特征在于，经氨法脱碳功能区吸收循环段处理后气体中 NH_3 含量为200至2000 ppm；优选400至1500 ppm；更优选500至1000 ppm。

11.如权利要求1所述的方法，其特征在于，在经过氨逃逸控制功能区处理之后气体中 NH_3 含量为0至30 ppm；优选0至20 ppm；更优选0至10 ppm。

12.如权利要求1所述的方法，其特征在于，酸性硫酸铵液 pH 4.5-6.5，硫酸铵浓度 10-38wt%；酸性水洗液 pH 3-7，硫酸铵浓度 0-5wt%。

13.如权利要求1所述的方法，其特征在于，酸性硫酸铵液、酸性水洗液温度 20-60℃，优选 30-50℃。

14.如权利要求 1 所述的方法,其特征在于,酸性硫酸铵液、酸性水洗液洗涤前通过冷却器冷却降温后再洗涤。

15.如权利要求 2 所述的方法,其特征在于,工艺水的液气比通常采用 5-25,优选 10-20,更优选 12-18。

16.如权利要求 1 所述的方法,其特征在于,酸性硫酸铵液的液气比通常采用 1-20,优选 1-10,更优选 2-6。

17.如权利要求 1 所述的方法,其特征在于,酸性水洗液的液气比通常采用 1-15,优选 1-8,更优选 2-5。

18.如权利要求 1 所述的方法,其特征在于,酸性硫酸铵液、酸性水洗液洗涤器中设置气液接触部件,气液接触部件优选填料。

19.如权利要求 2 所述的方法,其特征在于,工艺水、洗涤冷凝水、酸性水洗液排水的 pH 不大于 8。

20.如权利要求 2 所述的方法,其特征在于,工艺水、洗涤冷凝水、酸性水洗液排水加入酸调节 pH,优选该酸是硫酸。

21.一种控制氨法脱硫脱碳系统氨逃逸的装置,其特征在于,包括氨法脱硫功能区、氨法脱碳功能区、氨逃逸控制功能区,

其中,

氨法脱硫功能区包括洗涤降温段、吸收循环段、颗粒物控制段,

氨法脱碳功能区包括冷却降温段、吸收循环段,

氨逃逸控制功能区包括氨逃逸控制段包括酸性硫酸铵液洗涤系统、酸性水洗系统,

氨法脱硫功能区的吸收循环段和通过管道与氨逃逸控制功能区酸性硫酸铵液洗涤系统连接,氨法脱硫功能区的颗粒物控制段或氨法脱碳功能区的冷却降温段通过管道与氨逃逸控制功能区酸性水洗系统连接。

22.如权利要求 21 所述的装置,其特征在于,氨法脱碳吸收循环段包括多级吸收,其中最后一级少加氨或不加氨,以减少脱碳后的 NH_3 逃逸。

23.如权利要求 21 所述的装置,其特征在于,氨逃逸控制功能区还可包括工艺水洗系统,工艺水洗系统通过管道与工艺水管连接,并与氨法脱硫装置吸收循环段或氨法脱碳装置吸收循环段连接。

24.如权利要求 21 所述的装置,其特征在于,氨法脱硫功能区、氨法脱碳功能区各段,可以组合成一个塔中或多个塔中,段与段之间设有允许气体通过的设备/部件。

25.如权利要求 21 所述的装置，其特征在于，氨法脱硫功能区颗粒物控制段可部分或全部实现氨法脱碳功能区冷却降温段功能。