



(12) 实用新型专利

(10) 授权公告号 CN 203090745 U

(45) 授权公告日 2013. 07. 31

(21) 申请号 201220716234. 2

(ESM) 同样的发明创造已同日申请发明专利

(22) 申请日 2012. 12. 21

(73) 专利权人 浙江天蓝环保技术股份有限公司
地址 311202 浙江省杭州市萧山区北干街道
兴议村

(72) 发明人 李泽清 莫建松 吴忠标 程常杰

(74) 专利代理机构 杭州天勤知识产权代理有限
公司 33224

代理人 胡红娟

(51) Int. Cl.

B01D 53/80(2006. 01)

B01D 53/60(2006. 01)

B01D 47/06(2006. 01)

B01D 53/68(2006. 01)

C01C 1/24(2006. 01)

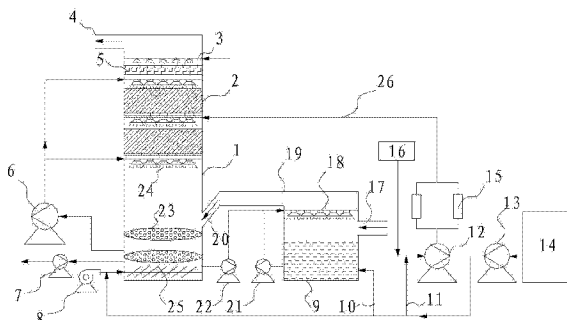
权利要求书1页 说明书6页 附图1页

(54) 实用新型名称

一种氨法烟气联合脱硫、脱硝的装置

(57) 摘要

本实用新型公开了一种氨法烟气联合脱硫、脱硝的装置,包括:氨储罐;带第一烟气入口和第一烟气出口的脱硫塔;氧化风机;与第一烟气入口连通的预洗涤塔;设置在预洗涤塔内且与脱硫塔的塔釜连通的预洗涤喷淋层;设置在预洗涤塔上的第二烟气入口;与预洗涤塔的下部相连通的出浆管道和第一液氨供给管道,出浆管道与脱硫塔的喷淋层连通;沿浆液流动方向依次设置在出浆管道上的石灰乳液供给装置、第二液氨供给管道以及过滤器。本实用新型较大幅度的提高烟气的脱硝效率、 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ 的自然氧化速率、提高副产 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 的纯度;并消除浆液对脱硫系统的腐蚀作用延长脱硫设备的运行寿命。



1. 一种氨法烟气联合脱硫、脱硝的装置,包括:氨储罐;带第一烟气入口和第一烟气出口的脱硫塔;与所述脱硫塔的塔釜连通的氧化风机;由上至下依次设置在脱硫塔内的除雾器层、喷淋层和塔釜;连通所述塔釜和喷淋层的循环泵;其特征在于,还包括:

与所述第一烟气入口连通的预洗涤塔;

设置在所述预洗涤塔内且与所述脱硫塔的塔釜连通的预洗涤喷淋层;

设置在所述预洗涤塔上部且位于所述预洗涤喷淋层下方的第二烟气入口;

与所述预洗涤塔的下部相连通的出浆管道和第一液氨供给管道,所述出浆管道与脱硫塔的喷淋层连通;

沿浆液流动方向依次设置在所述出浆管道上的用于向出浆管道中添加石灰乳液的石灰乳液供给装置、用于向出浆管道中输送液氨以调节洗涤液 pH 值的第二液氨供给管道以及用于过滤出浆管道中的洗涤液的过滤器。

2. 根据权利要求 1 所述的装置,其特征在于,所述塔釜内设有上下布置的两层布气孔板,所述循环泵的接入口位于两层布气孔板之间。

3. 根据权利要求 2 所述的装置,其特征在于,所述布气孔板的孔径为 2 ~ 8mm,两层布气孔板间的间距为 1.5 ~ 3m。

4. 根据权利要求 3 所述的装置,其特征在于,所述脱硫塔内喷淋层的下方设有填料层,所述填料层的高度为 30 ~ 100cm。

5. 根据权利要求 4 所述的装置,其特征在于,所述喷淋层的数量为 3 层,所述填料层位于相邻两层喷淋层之间。

一种氨法烟气联合脱硫、脱硝的装置

技术领域

[0001] 本实用新型涉及资源与环境保护技术领域,具体涉及一种氨法烟气联合脱硫、脱硝的装置。

背景技术

[0002] 石灰石-石膏湿法烟气脱硫技术因其开发时间长、工艺成熟、脱硫效率高等特点在国内、外得到大规模的推广应用,目前石灰石-石膏湿法烟气脱硫装置占已建脱硫装置90%。但该工艺存在着明显弊端,脱硫副产物的石膏资源化再利用价值低,我国电厂脱硫每年产生的数千万吨石膏已经成为电厂主要的固体废弃物,产生了较为严重的二次污染问题,(脱硫)石膏的出路成了关键性难题。此外,受吸收剂石灰石活性的限制,石灰石-石膏法对于高硫煤难以稳定达到96%以上的脱硫效率,难以满足高硫煤机组的脱硫要求。

[0003] 氨基湿法脱硫工艺是以氨水或液氨作为脱硫剂,将氨配成一定的氨水溶液通过循环喷淋与烟气接触脱除烟气中的 SO_2 、 NO_x 、 HCl 、 HF 等酸性气体。相对于传统的石灰石石膏法脱硫工艺,氨基湿法脱硫工艺具有以下诸多优点。

[0004] 具有较高的脱硫效率:不同于石灰、石灰石湿法脱硫工艺的气、液、固三相接触反应。氨基湿法脱硫工艺是气液两相接触反应,氨在水中的溶液度高,反应速率快,吸收效率高,脱硫效率能保持在95%以上。

[0005] 脱硫剂来源丰富:氨法脱硫的脱硫剂可以是液氨、氨水和碳铵。目前我国火电厂年排放二氧化硫约1000万吨,即使全部采用氨法脱硫,用氨量不超过500万吨/年,供应完全有保证。

[0006] 脱硫副产物回收价值高:氨回收法技术将回收的二氧化硫、氨全部转化为硫酸铵(化肥),不产生任何废水、废液和废渣,没有二次污染,是一项真正意义上的将污染物全部资源化,符合循环经济要求的脱硫技术。氨回收法脱硫装置的运行过程即是硫酸铵的生产过程,每吸收1吨液氨可脱除2吨二氧化硫,生产4吨硫酸铵,按照常规价格液氨2000元/吨、硫酸铵700元/吨,则烟气中每吨二氧化硫体现了约400元的价值。因此相对运行费用小,并且煤中含硫量愈高,运行费用愈低。企业可利用价格低廉的高硫煤,同时大幅度降低燃料成本和脱硫费用,一举两得。

[0007] 装置设备占地小,便于老锅炉改造:氨回收法脱硫装置无需原料预处理工序,副产物的生产过程也相对简单,总配置的设备在30台套左右,且处理量较少,设备选型无需太大。脱硫部分的设备占地与锅炉的规模相关,75t/h-1000t/h的锅炉占地在 150m^2 - 500m^2 左右;脱硫液处理即硫铵工序占地与锅炉的含硫量有关,但相关系数不大,整个硫铵工序正常占地在 500m^2 内。

[0008] 能实现同时脱硫、脱硝:氨法脱硫过程中形成的 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ 对 NO_x 还具有还原作用,通过控制吸收液的组成成分及工艺条件,能在不影响脱硫效率的前提下大幅提高脱硝效率。

[0009] 目前,氨基湿法脱硫工艺也存在较多技术难题:

[0010] $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ 氧化困难： $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ 本身是一种较容易氧化的物质，低浓度 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ 的氧化速率能达到 $60\text{mmol/L} \cdot \text{h}$ – $100\text{mmol/L} \cdot \text{h}$ 甚至更高。但是氨基湿法脱硫工艺中产生的 NH_4^+ 离子达到一定浓度时，会对 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ 的氧化产生阻尼作用，使得 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ 的氧化速率大幅下降。当溶液中 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 的质量分数达到 20% 时， $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ 的氧化速率下降到只有不到 $8\text{mmol/L} \cdot \text{h}$ 。

[0011] 氨基湿法脱硫工艺腐蚀严重：在湿法烟气脱硫工艺中，脱硫系统对烟气中酸性较强的 HCl 、 HF 等酸性气体捕集效率在 98% 以上，这些强酸性气体进入溶液中，对脱硫系统中的金属设备和关键形成较强的腐蚀作用，尤其是 F^- 离子对不锈钢的腐蚀最为强烈。在石灰、石灰石石膏法脱硫工艺中，被喷淋液捕集下来的 F^- 离子会与溶液中的 Ca^{2+} 离子迅速形成 CaF_2 沉淀，而在氨基湿法脱硫工艺中，捕集下来的 F^- 则是以离子形态在溶液中不断富集，形成较为强大的腐蚀作用。

[0012] 脱硫产物纯度难以保证：氨基湿法脱硫工艺在对烟气中的酸性气体进行吸收、捕集的同时，喷淋液对烟气中的粉尘也具有较高的捕集效率，这些粉尘随着喷淋液进入脱硫系统中，最终只能伴随成品 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 一起带出系统，成品 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 的纯度主要受进入脱硫系统的烟气含尘量决定。当烟气中的含尘量较高时，会大大降低成品 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 的纯度，并影响其色泽。粉尘中含有的大量有毒有害重金属也会降低成品 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 的使用价值和适用范围。

[0013] 脱硝效率难以大幅提高：烟气中 NO_x 的还原只有在较高温度下进行，但是在 SO_3^{2-} 存在的条件下，常温下即可还原 NO_x 。对 NO_x 的还原速率受溶液中 SO_3^{2-} 的浓度影响较大；在较高 SO_3^{2-} 浓度的溶液中， SO_3^{2-} 对 NO_x 具有较高的还原效率。而溶液中 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ 浓度较高时会大幅降低其氧化速率和脱硫效率。

实用新型内容

[0014] 本实用新型提供了一种氨法烟气联合脱硫、脱硝的装置，较大幅度的提高烟气的脱硝效率、 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ 的自然氧化速率、提高副产 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 的纯度；并消除浆液对脱硫系统的腐蚀作用延长脱硫设备的运行寿命。

[0015] 一种氨法烟气联合脱硫、脱硝的装置，包括：氨储罐；带第一烟气入口和第一烟气出口的脱硫塔；与所述脱硫塔的塔釜连通的氧化风机；由上至下依次设置在脱硫塔内的除雾器层、喷淋层和塔釜；连通所述塔釜和喷淋层的循环泵；还包括：

[0016] 与所述第一烟气入口连通的预洗涤塔；

[0017] 设置在所述预洗涤塔内且与所述脱硫塔的塔釜连通的预洗涤喷淋层；

[0018] 设置在所述预洗涤塔上部且位于所述预洗涤喷淋层下方的第二烟气入口；

[0019] 与所述预洗涤塔的下部相连通的出浆管道和第一液氨供给管道，所述出浆管道与脱硫塔的喷淋层连通；

[0020] 沿浆液流动方向依次设置在所述出浆管道上的用于向出浆管道中添加石灰乳液的石灰乳液供给装置、用于向出浆管道中输送液氨以调节洗涤液 pH 值的第二液氨供给管道以及用于过滤出浆管道中的洗涤液的过滤器。

[0021] 作为优选，所述塔釜内设有上下布置的两块布气孔板，所述循环泵的接入口位于两块布气孔板之间。

- [0022] 作为优选,所述布气孔板的孔径为 2 ~ 8mm,两层布气孔板间的间距为 1.5 ~ 3m。
- [0023] 作为优选,所述脱硫塔内喷淋层的下方设有填料层,所述填料层的高度为 30 ~ 100cm。
- [0024] 作为优选,所述喷淋层的数量为 3 层,所述填料层位于相邻两层喷淋层之间。
- [0025] 烟气进入预洗涤塔后经脱硫塔的塔釜内的浆液喷淋预洗涤脱除烟气中的粉尘、油烟、HCl、HF 和部分的 SO_2 ,经过预洗涤作用,保证了进入脱硫塔的烟气为不含较大腐蚀性组分的洁净气体,提高脱硫系统的安全性(强腐蚀性的 HCl、HF 被提前去除)和成品硫酸铵的纯度(粉尘、油烟被提前洗涤下来了)。
- [0026] 喷淋预洗涤后的洗涤液送入脱硫塔的喷淋层进行脱硫、脱硝,向由预洗涤塔引出的洗涤液中添加石灰乳清液用于沉淀洗涤液中的 F^- 离子,洗涤液中石灰乳清液的添加量与烟气中 HF 含量的摩尔比为 1 : 1 ~ 2 : 1(添加过多会形成亚硫酸钙沉淀),去除洗涤液中的绝大部分 F^- 离子。为了防止洗涤下来的粉尘、油烟和有害气体组分再次进入脱硫塔,在送入脱硫塔的喷淋层之前由过滤器进行过滤。
- [0027] 为了提高洗涤液在脱硫塔内的脱硫效率和脱硝效率,需要提高送入脱硫塔喷淋层的洗涤液的 pH 值和 SO_3^{2-} 浓度。因此为了提高洗涤液中 SO_3^{2-} 浓度,预洗涤塔内洗涤液的 pH 值为 2.0 ~ 4.5,优选为 3.5 ~ 4.5,预洗涤塔内的预洗涤液的 pH 值决定了其中的 SO_3^{2-} 浓度,而浆液中的 SO_3^{2-} 浓度又决定了洗涤液在脱硫塔内的脱硝效率;洗涤液进入脱硫塔之前需要提高洗涤液的 pH 值,因此,从预洗涤塔引出的洗涤液通过添加液氨调节 pH 为 6.0~7.5。经过 pH 值调整和过滤后的洗涤液被送入脱硫塔的喷淋层进行脱硫、脱硝(洗涤液中的 SO_3^{2-} 促进了 NO_x 的还原),所述预洗涤塔内喷淋预洗涤的液气比为 1 ~ 5L/Nm³。
- [0028] 经过预洗涤后的烟气进入脱硫塔后沿竖直方向向上运动,与喷淋层下来的浆液逆向接触反应实现脱硫;从预洗涤塔中送入脱硫塔喷淋层的浆液中含有大量的 SO_3^{2-} ,在 SO_3^{2-} 的作用下 NO_x 被还原或吸收,实现了高效的脱硝效率。
- [0029] 喷淋液下降至喷淋层下方的填料层时,大幅度的增加了气液接触面积和接触时间,增加了脱硫、脱硝效率的同时促进了利用烟气中的 O_2 对浆液中的 SO_3^{2-} 进行自然氧化,提高了烟气中 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ 的自然氧化速率,降低了系统的能耗,脱硫塔上方的除雾器层对脱硫、脱硝过程中形成的气溶胶进行有效去除。
- [0030] 为了保证较高的脱硫、脱硝效率并有效控制气溶胶的形成,脱硫塔内循环液的 pH 控制范围为 5.0~8.0,喷淋层的液气比控制范围为 5~15L/Nm³;为了防止填料层阻力过大,导致填料层托液现象,每层填料的高度控制在 30~100cm。
- [0031] 喷淋液进入脱硫塔的塔釜后,氧化风机通过鼓风对浆液中的 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ 进行进一步氧化为 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 并结晶。塔釜内浆液为饱和的 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 溶液,高浓度的 NH_4^+ 离子会对 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ 的氧化产生阻尼作用,主要机理为高浓度的 NH_4^+ 离子会大大降低空气中 O_2 的溶解速率,为了提高出塔浆液的氧化率,本实用新型在塔釜内设置两层布气孔板,氧化空气穿过孔板的小孔时会产生较大的气流湍动作用,形成大量的直径更小的气泡,较大的提高了气液接触面积,提高 O_2 的溶解速率和 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ 的氧化速率。为了提高布气效果,两层孔板的孔径大小为 2~8mm,间距为 1.5~3m。脱硫塔的塔釜内主要为 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 晶体、 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 、 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ 的混合液,为了防止脱硫塔内的循环液中含有晶体颗粒堵塞填料层,循环泵的入口设置两层布气孔板之间,即设置在下层孔板上方。

[0032] 与现有技术相比本实用新型的有益效果：

[0033] 本实用新型通过对烟气进行预洗涤，将预洗涤浆液返回脱硫塔中进行烟气脱硫、脱硝，通过控制预洗涤浆液的 pH 值以提高预洗涤浆液中 SO_3^{2-} 的浓度，促进脱硫塔内对烟气的脱硝，较大幅度的提高烟气的脱硝效率；填料层的布液作用促进了 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ 的自然氧化速率、脱硫、脱硝效率；石灰乳及粉尘过滤器能提高副产 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 的纯度，并消除浆液对脱硫系统的腐蚀作用延长脱硫设备的运行寿命。

附图说明

[0034] 图 1 是本实用新型的结构示意图。

[0035] 图中所示附图标记如下：

- | | | | |
|--------|--------------|--------------|------------|
| [0036] | 1- 脱硫塔 | 2- 填料层 | 3- 除雾器冲洗水管 |
| [0037] | 4- 第一烟气出口 | 5- 除雾器层 | 6- 循环泵 |
| [0038] | 7- 吸收液排出泵 | 8- 氧化风机 | 9- 预洗涤塔 |
| [0039] | 10- 第一液氨供给管道 | 11- 第二液氨供给管道 | 12- 洗涤液排出泵 |
| [0040] | 13- 供氨泵 | 14- 氨储罐 | 15- 过滤器 |
| [0041] | 16- 石灰乳液供给装置 | 17- 第二烟气入口 | 18- 预洗涤喷淋层 |
| [0042] | 19- 第二烟气出口 | 20- 第一烟气入口 | 21- 洗涤循环泵 |
| [0043] | 22- 洗涤液供给泵 | 23- 布气孔板 | 24- 喷淋层 |
| [0044] | 25- 塔釜 | 26- 出浆管道。 | |

具体实施方式

[0045] 如图 1 所示，一种氨法烟气联合脱硫、脱硝的装置，包括脱硫塔 1、氨储罐 14 和预洗涤塔 9。

[0046] 脱硫塔 1 内由上自下依次为除雾器层 5、喷淋层 24 和塔釜 25，除雾器层 5 的上方设置除雾器冲洗水管 3，喷淋层 24 设置三层，相邻两层喷淋层之间设置填料层 2，该填料层 2 的高度为 30 ~ 100cm，填料层 2 为 PP 或 PVC 材质的波纹板，上下两层喷淋层分别通过循环泵 6 与塔釜 25 相连通，塔釜 25 内上下布置两块相互平行的布气孔板 23，循环泵 6 与塔釜 25 之间的接入口位于两层布气孔板 23 之间，该布气孔板 23 的孔径为 2 ~ 8mm，两层布气孔板 23 之间的间距为 1.5 ~ 3m，氧化风机 8、吸收液排出泵 7 及连接氨储罐 14 的供氨泵 13 均与塔釜 25 连通，在布气孔板 23 上方的塔壁上设置第一烟气入口 20，脱硫塔 1 的顶部设置第一烟气出口 4。

[0047] 在脱硫塔 1 附近设置预洗涤塔 9，预洗涤塔 9 内上部设置预洗涤喷淋层 18，预洗涤喷淋层 18 由喷淋母管及设置在喷淋母管上的若干喷嘴组成，喷淋母管通过洗涤液供给泵 22 与塔釜 25 连通，在预洗涤塔 9 的顶部设有第二烟气出口 19，该第二烟气出口 19 与第一烟气入口 20 之间通过管道连通；预洗涤塔 9 内的下部为洗涤液池，在洗涤液池与预洗涤喷淋层 18 之间的塔壁上设置第二烟气入口 17，还设有连通洗涤液池与预洗涤喷淋层 18 的洗涤循环泵 21，第一液氨供给管道 10 连通供氨泵 13 和洗涤液池。

[0048] 洗涤液池与脱硫塔 1 内的喷淋层 9 之间通过出浆管道 26 连通，该出浆管道 26 的出口端与三层喷淋层 9 的中间层连通，在该出浆管道 26 上设置洗涤液排出泵 12，在该洗涤液

排出泵 12 的出口侧设置过滤器 15, 该过滤器 15 设置相互并联的两个, 位于出浆管道 26 上; 在洗涤液排出泵 12 的入口侧, 出浆管道 26 与石灰乳液供给装置 16 和第二液氨供给管道 11 相连通, 石灰乳液供给装置 16 的接入口位于靠近洗涤液池一侧, 第二液氨供给管道 11 的接入口位于靠近洗涤液排出泵 12 一侧, 第二液氨供给管道 11 也与供氨泵 13 连通。

[0049] 本实用新型的工艺流程如下:

[0050] 如图 1 所示, 待处理烟气经第二烟气入口 17 进入预洗涤塔 9, 经预洗涤喷淋层 18 洗涤后, 烟气中的粉尘、油烟、HCl、HF 被洗涤液脱除, 并脱除部分的 SO_2 , 经预洗涤后的烟气进入脱硫塔 1 后, 由于绝大部分的粉尘、油烟、HCl、HF 被洗涤液脱除, 脱硫循环液对脱硫系统的腐蚀作用大大降低, 硫酸铵晶体的纯度将大大提高, 预洗涤喷淋层 18 的液气比控制在 $1\text{--}5\text{L}/\text{Nm}^3$ 。

[0051] 预洗涤塔 9 内的洗涤液在进入洗涤液排出泵 12 入口前先由石灰乳供给装置 16 向洗涤液中加入石灰乳液, 石灰乳液的加入量与烟气中 HF 含量的摩尔比为 $1 : 1\text{--}2 : 1$, 充分混合, 待 F^- 充分沉淀后由第二液氨供给管道 11 加入液氨调节 pH 值至 $6.0\text{--}7.5$, 洗涤液排出泵 12 出口侧的过滤器 15, 用于过滤粉尘和 CaF_2 沉淀。

[0052] 预洗涤塔 9 内洗涤液的 pH 值为 $2\text{--}4.5$, 烟气进入脱硫塔 1 后, 经过喷淋层 24、填料层 2、除雾器层 5 和除雾器冲洗管 3 进行脱硫、脱硝, 循环泵 6 的入口端位于下层布气孔板 23 上方, 填料层 2 增加了气液接触面积和吸收液的停留时间, 大大提高了系统的脱硫、脱硝效率, 也提高了吸收液的自然氧化率。吸收液进入塔釜 25 后在氧化风机 8 和布气孔板 23 的布气作用下充分氧化吸收液中的 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ 并产生 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 晶体。

[0053] 被脱硫、脱硝后的净烟气经第一烟气出口 4 排入大气中, 脱硫塔 1 底部含有大量 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 晶体的循环液经吸收液排出泵 7 排出脱硫塔 1 脱水制得高纯度的成品硫酸铵。

[0054] 实施例 1

[0055] 某热电厂, 3 台 $220\text{t}/\text{h}$ 锅炉采用本脱硫、脱硝工艺, 脱硫塔液气比为 $8\text{L}/\text{Nm}^3$, 脱硫塔 pH 值控制在 $5.0\text{--}8.0$, 预洗涤塔 pH 值控制在 $2.8\text{--}3.8$, 石灰乳液供给量与烟气中 F^- 摩尔比为 $1.3 : 1$, 每层填料的高度控制在 60cm , 布气孔板的孔径大小为 $3\text{--}5\text{mm}$, 两层布气孔板之间的间距为 2m ; 入口 SO_2 浓度为 $5789\text{mg}/\text{m}^3$, NO 浓度为 $352\text{mg}/\text{m}^3$, 烟气温度为 142°C , 出口 SO_2 浓度为 $25\text{mg}/\text{m}^3$, NO 浓度为 $12\text{mg}/\text{m}^3$, 硫酸铵纯度为 99.8% , 硫酸铵晶体粒径范围为 $1\text{--}3\text{mm}$ 。

[0056] 实施例 2

[0057] 某自备电厂, 1 台 300WM 机组采用本脱硫、脱硝工艺, 脱硫塔液气比为 $7\text{L}/\text{Nm}^3$, 脱硫塔 pH 值控制在 $6.5\text{--}8.0$, 预洗涤塔 pH 值控制在 $3.0\text{--}4.0$, 石灰乳液供给量与烟气中 F^- 摩尔比为 $1.5 : 1$, 每层填料的高度控制在 50cm , 布气孔板的孔径大小为 $3\text{--}5\text{mm}$, 两层布气孔板之间的间距为 2m ; 入口 SO_2 浓度为 $4672\text{mg}/\text{m}^3$, NO 浓度为 $421\text{mg}/\text{m}^3$, 烟气温度为 152°C , 出口 SO_2 浓度为 $18\text{mg}/\text{m}^3$, NO 浓度为 $15\text{mg}/\text{m}^3$, 硫酸铵纯度为 99.7% , 硫酸铵晶体粒径范围为 $1\text{mm}\text{--}3\text{mm}$ 。

[0058] 实施例 3

[0059] 某电厂, 2 台 $130\text{t}/\text{h}$ 锅炉采用本脱硫、脱硝工艺, 脱硫塔液气比为 $9\text{L}/\text{Nm}^3$, 脱硫塔 pH 值控制在 $6.8\text{--}7.8$, 预洗涤塔 pH 值控制在 $3.5\text{--}4.2$, 石灰乳液供给量与烟气中 F^- 摩尔比为 $1.2 : 1$, 每层填料的高度控制在 50cm , 布气孔板的孔径大小为 $3\text{--}6\text{mm}$, 两层布气孔板之间的间距为 3m ; 入口 SO_2 浓度为 $2983\text{mg}/\text{m}^3$, NO 浓度为 $378\text{mg}/\text{m}^3$, 烟气温度为 137°C , 出口 SO_2

浓度为 $16\text{mg}/\text{m}^3$, NO 浓度为 $8\text{mg}/\text{m}^3$, 硫酸铵纯度为 99.2%, 硫酸铵晶体粒径范围为 1mm-3mm。

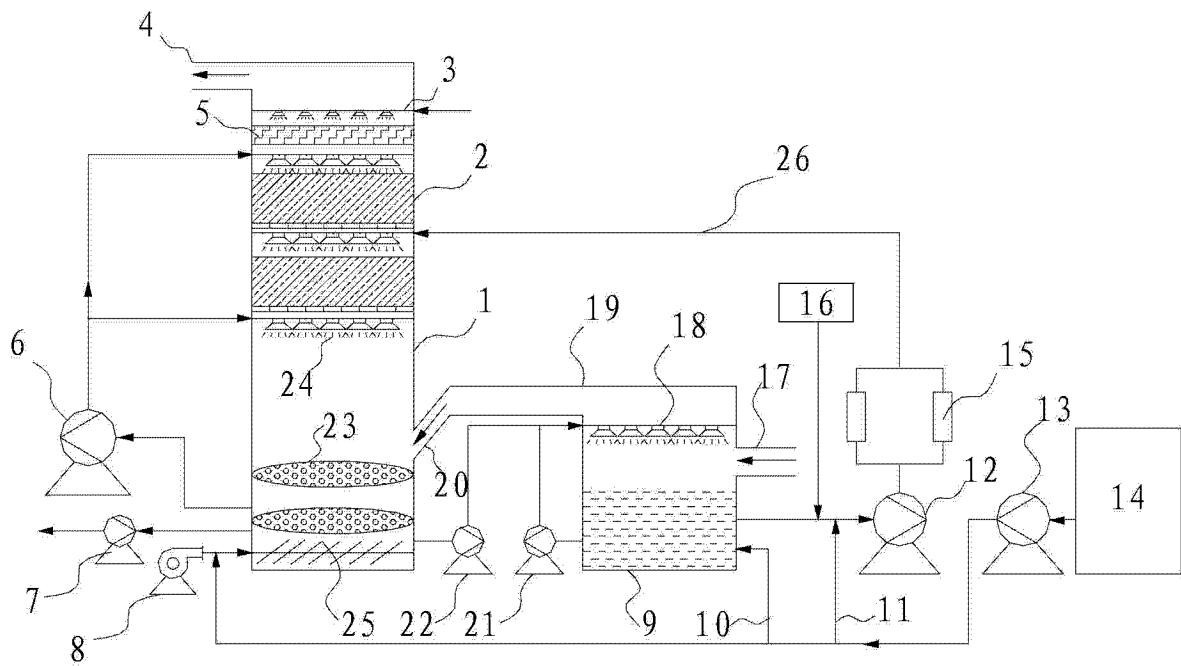


图 1