

[19] 中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl.

B01D 53/78 (2006.01)

B01D 53/50 (2006.01)



# [12] 发明专利申请公布说明书

[21] 申请号 200910146857.3

[43] 公开日 2009年11月18日

[11] 公开号 CN 101579602A

[22] 申请日 2009.6.12

[21] 申请号 200910146857.3

[71] 申请人 山西晋丰环保工程设计有限公司

地址 030032 山西省太原市经济技术开发区  
武洛街创业大楼四层

[72] 发明人 康宏伟 李俊平 张晓玲 冯宇飞

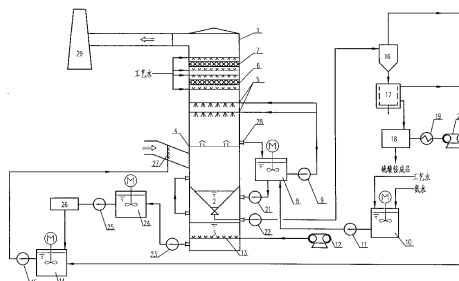
权利要求书 2 页 说明书 8 页 附图 1 页

## [54] 发明名称

一种节能高品质硫酸铵回收的氨法脱硫工艺

## [57] 摘要

本发明属于环保领域烟气脱硫技术。针对目前氨法脱硫技术回收硫酸铵能耗大，产品品质较低，投资大的问题，本发明提出一种节能高品质硫酸铵回收的氨法脱硫工艺。其工艺采用氨水作为脱硫剂，氨水与烟气充分脱硫后生成亚硫酸铵，将亚硫酸铵在塔内强制氧化生成硫酸铵，将硫酸铵溶液过滤除去杂质，滤液在脱硫塔内与高温烟气接触换热，使烟气降温的同时，硫酸铵溶液升温饱和，饱和硫酸铵溶液结晶一段时间后，经离心脱水干燥制成高品质硫酸铵。采用本发明技术方案不仅可以大大节省干燥制硫酸铵产品的热能、回收硫酸铵化肥品质高、减少占地面积、节省投资，而且可以使烟气达标排放，同时不产生废水等二次污染。



1. 一种节能高品质硫酸铵回收的氨法脱硫工艺、其特征在于，包括下列工序：
- ① 氨水储罐(10)内配置氨水，通过供氨泵(11)将配好的氨水送入再生储槽(8)；
  - ② 再生槽(8)中的氨水经循环泵(9)及喷淋层(5)送入脱硫塔(1)；
  - ③ 将除尘后的高温烟气送入脱硫塔(1)，同时硫酸铵储槽(14)的稀硫酸铵溶液经硫酸铵循环泵(15)送入冷却喷淋层(27)，雾化后在脱硫塔烟气入口与高温烟气接触换热，烟气降温后经分布板(4)进入脱硫塔吸收段进行后续脱硫，硫酸铵溶液被高温烟气蒸发浓缩至饱和状态后集中在脱硫塔结晶段下部的倒锥形结晶池(2)中，由高压硫酸铵泵(22)送入旋液分离器(16)中进行固液分离；
  - ④ 烟气进入脱硫塔(1)后，与由喷淋层(5)喷入的雾化氨水接触进行脱硫，反应生成亚硫酸氢铵，亚硫酸氢铵经溢流口(28)流入再生槽(8)中，与通过供氨泵(11)送入的过量氨水反应，生成亚硫酸铵，再生槽(8)中的亚硫酸铵和氨水混合液由亚硫酸铵循环泵(9)送入脱硫塔(1)内的喷淋层(5)，被雾化的亚硫酸铵和氨水的混合液与烟气中的  $\text{SO}_2$  反应生成亚硫酸氢铵，如此循环；
  - ⑤ 再生槽(8)内亚硫酸铵溶液经亚硫酸铵供给泵(21)送入脱硫塔(1)内的氧化槽(3)中，氧化风机(12)经过曝气装置(13)向氧化槽鼓入空气将亚硫酸铵溶液强制充分氧化一段时间后生成硫酸铵；
  - ⑥ 氧化生成的硫酸铵溶液由泵(23)送入过滤缓冲槽(24)，再由过滤进料泵(25)送入真空过滤机(26)过滤，除去灰尘杂质，滤液送入硫酸铵储槽(14)；
  - ⑦ 饱和硫酸铵溶液结晶一段时间后，由高压硫酸铵泵(22)送入旋液分离器(16)中进行固液分离，分离出的硫酸铵晶体进入离心分离机(17)脱水后，再送入干燥器(18)中干燥即为成品硫酸铵产品；
  - ⑧ 脱硫后的烟气经折板式除雾器(6)除去水雾，然后通过丝网除雾器(7)除去气溶胶，最后由脱硫塔烟气出口送入烟囱达标排放。

2. 根据权利要求1所述的节能高品质硫酸铵回收的氨法脱硫工艺,其特征在于: 脱硫塔(1)内部自下而上依次为: 氧化槽(3)、倒锥形结晶池(2)、分布板(4)、喷淋层(5)、折板除雾器(6)、丝网除雾器(7); 其中氧化槽(3)底部设有曝气装置。
3. 根据权利要求1所述的节能高品质硫酸铵回收的氨法脱硫工艺,其特征在于: 所述的③中在脱硫塔结晶池内硫酸铵溶液停留时间大于1h。
4. 根据权利要求1所述的节能高品质硫酸铵回收的氨法脱硫工艺,其特征在于: 所述的⑤中亚硫酸铵溶液的pH值控制在5.0~6.0。
5. 根据权利要求1所述的节能高品质硫酸铵回收的氨法脱硫工艺,其特征在于: 所述的⑤中亚硫酸铵溶液的氧化时间为1~3h。
6. 根据权利要求1所述的节能高品质硫酸铵回收的氨法脱硫工艺,其特征在于: 所述的⑤中,离心分离机脱出的水中含有少量硫酸铵,将该硫酸铵溶液送入硫酸铵储槽(14)中。

## 一种节能高品质硫酸铵回收的氨法脱硫工艺

### 技术领域

本发明涉及环保领域大气污染治理脱硫技术，尤其涉及一种节能高品质硫酸铵回收的氨法脱硫工艺。

### 背景技术

近年来，我国二氧化硫年排放量达 2000 万吨以上，居全球首位，已是仅次于欧洲和北美的第三大酸雨区。对二氧化硫如不加以控制，将造成城市大气污染加剧。因此，控制二氧化硫排放已成为社会和经济可持续发展的迫切要求，治理二氧化硫势在必行。

以煤或石油为燃料的锅炉或火力发电厂，以及以铁矿石为原料的钢铁厂烧结机排放大量烟道气，烟气中  $\text{SO}_2$  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  $\text{Nm}^3/\text{h}$  到 250 万  $\text{Nm}^3/\text{h}$ ，已产生了严重的酸雨和  $\text{SO}_2$  污染。锅炉烟气脱硫被认为是控制  $\text{SO}_2$  排放行之有效的途径。目前，国内外的烟气脱硫技术主要有干法和湿法两类。干法脱硫主要有石灰——石灰石抛弃法、循环流化床脱硫；湿法脱硫主要有石灰石——石膏法脱硫、双碱法、氧化镁碱法、氨碱法等。氨法脱硫技术的原理是采用氨水作为脱硫吸收剂，氨水和烟气中的  $\text{SO}_2$  反应，得到亚硫酸铵，亚硫酸铵通过用空气氧化，得到硫酸铵，硫酸铵溶液经蒸发结晶，离心机分离脱水，干燥器干燥后即可制得硫酸铵产品。很显然氨法脱硫技术与石灰石——石膏法脱硫和双碱法脱硫技术相比是一个“绿色技术”，它以废弃的烟气，低廉的水和空气为原料，生产比石膏更高价值的硫酸铵化肥，无废渣废液排放，不产生二次污染，无新增污染源，生产过程中脱硫塔不易结垢堵塞，无疑具有更好的经济和环保效益。

目前，通常所采用的氨法脱硫技术为氨——肥法脱硫技术，其采用氨水作为脱硫剂，在脱硫塔内循环液  $\text{pH}<6$  的酸性条件下，用循环泵使硫酸铵与亚硫酸铵溶液与烟气中的  $\text{SO}_2$  反应，脱除  $\text{SO}_2$  生成副产物亚硫酸氢铵和亚硫酸铵，在脱硫塔下部利用空气曝气的方法将亚硫酸铵和亚硫酸氢铵氧化成硫酸铵，硫酸铵溶液排出后经过滤、蒸发、离心、干燥后生产出硫酸铵晶体包装入库，完成脱硫及硫酸铵产品的回收过程。

该方法存在着以下缺陷：

1) 循环液中含有对  $\text{SO}_2$  有吸收作用的亚硫酸铵的同时，也含有大量的硫酸铵成分，而硫酸铵对  $\text{SO}_2$  没有吸收能力，因此造成大量硫酸铵溶液参与空循环。一方面造成循环泵动力的大量消耗，增加运行的成本；另一方面，由于大量硫酸铵溶液的循环与烟气接触，造成净化脱硫后排放的烟气温度损失严重，排烟温度过低 ( $<50^\circ\text{C}$ )，含水饱和的低温烟气长期会对烟囱造成严重腐蚀损害，不得不采取在脱硫后的烟气增加 GGH 再加热系统进行升温到  $80^\circ\text{C}$  左右再进入烟囱，结果造成投资和运行成本的进一步加大。

2) 该技术将脱硫后产物亚硫酸铵氧化成硫酸铵是在脱硫塔内进行，由于脱硫产物中含有大量的硫酸铵，而大量硫酸铵的存在阻碍亚硫酸铵的氧化，氧化率达到  $80\sim 90\%$  很困难，因此造成后级回收的硫酸铵产品中含有大量没有经过氧化的亚硫酸铵成分；硫酸铵产品作为农用化肥或复合肥的原料，具有肥效；而亚硫酸铵产品则没有任何肥效，若用于农田，会出现烧苗，造成事故，后果严重，因此，此方法回收的硫酸铵产品品质较低。

3) 该技术方法对脱硫后产物硫酸铵溶液中水分的去除是采用常规的蒸发干燥的方法，需要消耗大量的蒸气能源，平均每吨水蒸发约需要 2 吨的蒸气；按照现成本价计算约需要 100 元的蒸气费用，对于大型电站锅炉长期运行的成本是一笔庞大的开支，因此，此技术提取副产物硫酸铵的运行成本很高，能耗大。

## 发明内容

本发明的目的是克服现有技术中的不足，提供一种节能高品质硫酸铵回收的氨法脱硫工艺，工艺流程设计合理，占地面积小，投资小，脱硫效率高，同时还能脱除一部分氮，回收的硫酸铵含量高，几乎不含 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ 成分，经济价值可观，实现环保治理的“变废为宝”，并且本工艺在脱硫的同时没有二次污染。

本发明采用了以下技术方案：

所述的节能高品质硫酸铵回收的氨法脱硫工艺：采用氨水作为脱硫剂，氨水与烟气充分脱硫后生成亚硫酸铵，将亚硫酸铵在塔内强制氧化生成硫酸铵，将硫酸铵溶液过滤除去杂质，滤液在脱硫塔内与高温烟气接触换热，使烟气降温的同时，硫酸铵溶液升温饱和，饱和硫酸铵溶液结晶一段时间后，经离心脱水干燥制成高品质硫酸铵。

其特征在于，包括下列工序：

- ① 在氨水储罐(10)内配置氨水，通过供氨泵(11)将配好的氨水送入再生储槽(8)；
- ② 再生槽(8)中的氨水经循环泵(9)及喷淋层(5)送入脱硫塔(1)；
- ③ 将除尘后的高温烟气送入脱硫塔(1)，同时硫酸铵储槽(14)的稀硫酸铵溶液经硫酸铵循环泵(15)送入冷却喷淋层(27)，雾化后在脱硫塔烟气入口与高温烟气接触换热，烟气降温后经分布板(4)进入脱硫塔吸收段进行后续脱硫，硫酸铵溶液被高温烟气蒸发浓缩至饱和状态后集中在脱硫塔结晶段下部的倒锥形结晶池(2)中，由高压硫酸铵泵(22)送入旋液分离器(16)中进行固液分离；
- ④ 烟气进入脱硫塔吸收段后，与由喷淋层(5)喷入的雾化氨水接触进行脱硫，反应生成亚硫酸氢铵，亚硫酸氢铵经溢流口(28)流入再生槽(8)中，与通过

供氨泵(11)送入的过量氨水反应，生成亚硫酸铵，再生槽(8)中的亚硫酸铵和氨水混合液由亚硫酸铵循环泵(9)送入脱硫塔(1)内的喷淋层(5)，被雾化的亚硫酸铵和氨水的混合液与烟气中的  $\text{SO}_2$  反应，进行脱硫反应，并生成硫酸氢铵，如此循环；

- ⑤ 再生槽(8)内亚硫酸铵液经亚硫酸铵供给泵(21)送入脱硫塔(1)内的氧化槽(3)中，氧化风机(12)经过曝气装置(13)向氧化槽鼓入空气将亚硫酸铵强制充分氧化一段时间后生成硫酸铵；
- ⑥ 氧化生成的硫酸铵由溶液泵(23)送入过滤缓冲槽(24)，再由过滤进料泵(25)送入真空过滤机(26)过滤，除去灰尘杂质，滤液送入硫酸铵储槽(14)；
- ⑦ 饱和硫酸铵溶液结晶一段时间后，由高压硫酸铵泵(22)送入旋液分离器(16)中进行固液分离，分离出的硫酸铵晶体进入离心分离机(17)脱水后，再送入干燥器(18)中干燥即为成品硫酸铵产品；
- ⑧ 脱硫后的烟气经折板式除雾器(6)除去水雾，然后通过丝网除雾器(7)除去气溶胶，最后由脱硫塔烟气出口送入烟囱达标排放。

所述的脱硫塔(1)内部自下而上依次为：氧化槽(3)、倒锥形结晶池(2)、分布板(4)、喷淋层(5)、折板除雾器(6)、丝网除雾器(7)；其中氧化槽(3)底部设有曝气装置。

所述的③中在脱硫塔结晶池内硫酸铵溶液停留时间大于 1h。

所述的⑤中亚硫酸铵溶液的 pH 值控制在 5.0~6.0。

所述的⑤中亚硫酸铵溶液氧化时间为 1~3h。

所述的⑤中，离心分离机脱出的水中含有少量硫酸铵，将该硫酸铵溶液送入硫酸铵储槽(14)中。

由于采用了上述技术方案，与现有技术相比，本发明的有益效果是：脱硫

效率高，同时能够脱除部分氮；在废气中  $\text{SO}_2$  达标排放的同时，氨的逃逸可以低于 5ppm 以下，没有废水排放，产生的副产物为高含量的晶体硫酸铵产品，几乎不含  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ ，设备少，占地面积小，投资小，具有可观的经济价值，实现环保治理的“变废为宝”。本工艺技术 在脱硫的同时没有“废水、废渣”等二次污染；硫酸铵产品回收综合运行成本极低，产生可观的“正效益”，满足循环经济的发展要求。

### 附图说明

图 1 所示为采用本发明节能高品质硫酸铵回收的湿式氨法脱硫工艺的系统及流程示意图。

图中标号：

|           |          |            |
|-----------|----------|------------|
| 1—脱硫塔     | 2—倒锥形结晶池 | 3—氧化槽      |
| 4—分布板     | 5—喷淋层    | 6—折板除雾器    |
| 7—丝网除雾器   | 8—再生槽    | 9—亚硫酸铵循环泵  |
| 10—氨水储槽   | 11—供氨泵   | 12—氧化风机    |
| 13—曝气装置   | 14—硫酸铵储槽 | 15—硫酸铵循环泵  |
| 16—旋液分离器  | 17—离心脱水机 | 18—干燥器     |
| 19—加热器    | 20—风机    | 21—亚硫酸铵供给泵 |
| 22—高压硫酸铵泵 | 23—溶液泵   | 24—过滤缓冲槽   |
| 25—过滤进料泵  | 26—过滤机   | 27—冷却喷淋层   |
| 28—溢流口    | 29—烟囱    |            |

### 具体实施方式

下面参照图 1 给出具体实施例。

#### 实施例 1



一台 220T/h 的燃煤热电锅炉，烟气量为  $270000\text{Nm}^3/\text{h}$ ， $\text{SO}_2$  含量  $1500\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，烟气含尘量为  $80\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，烟气温度为  $140^\circ\text{C}$ 。脱硫塔(1)的直径为 6m，高为 28m。如图 1 所示的一种节能高品质硫酸铵回收的氨法脱硫工艺，在氨水储罐(10)内配置 4%左右的氨水，通过供氨泵(11)将配好的氨水送入再生槽(8)；再生槽(8)中的氨水经亚硫酸铵循环泵(9)及喷淋层(5)送入脱硫塔(1)；同时硫酸铵储槽(14)的 4%左右的硫酸铵溶液经硫酸铵循环泵(15)送入冷却喷淋层(27)，雾化后在脱硫塔烟气入口与高温烟气接触换热，烟气降温后经分布板(4)进入脱硫塔吸收段进行后续脱硫，硫酸铵溶液被高温烟气蒸发浓缩至饱和状态后(浓度约为 45%)集中在脱硫塔结晶段下部的倒锥形结晶池(2)中，由高压硫酸铵泵(22)送入旋液分离器(16)中进行固液分离；烟气进入脱硫塔(1)后，与由喷淋层(5)喷入的雾化氨水接触进行脱硫，反应生成亚硫酸氢铵，亚硫酸氢铵经溢流口(28)流入再生槽(8)中，与通过供氨泵(11)送入的过量氨水反应，生成亚硫酸铵，再生槽(8)中的亚硫酸铵和氨水混合液由循环泵(9)送入脱硫塔(1)内的喷淋层(5)，被雾化的亚硫酸铵和氨水的混合液与烟气中的  $\text{SO}_2$  反应，进行脱硫反应，并生成硫酸氢铵，如此循环；再生槽(8)内亚硫酸铵液浓度控制在 4%~5%，pH 值为 5.0~6.0，经亚硫酸铵供给泵(21)送入脱硫塔(1)内的氧化槽(3)中，氧化风机(12)经过曝气装置(13)向氧化槽鼓入空气将亚硫酸铵溶液强制充分氧化 2h 后生成硫酸铵。氧化生成的硫酸铵溶液由溶液泵(23)送入过滤缓冲槽(24)，再由过滤进料泵(25)送入真空过滤机(26)过滤，除去灰尘杂质，滤液送入硫酸铵储槽(14)；在倒锥形结晶槽中饱和硫酸铵溶液的浓度控制在 45%~46%，pH 值控制在 2.5~3.0，结晶 1h 后，由高压硫酸铵泵(22)送入旋液分离器(16)中进行固液分离，分离出的硫酸铵晶体进入离心分离机(17)脱水后生成含水率为 3%的硫酸铵晶体，再送入干燥器(18)中干燥为含水率为 0.5%成品硫酸铵产品。脱硫后的烟气经折板式除雾

器(6)除去水雾，然后通过丝网除雾器(7)除去气溶胶，最后由脱硫塔烟气出口送入烟囱达标排放，脱硫效率 98%，氨的逃逸<5ppm。

## 实施例 2

一台 670T/h 的火力发电机组，即 200MW，烟气量为 800000Nm<sup>3</sup>/h，SO<sub>2</sub> 含量 4200mg/Nm<sup>3</sup>，烟气含尘量为 200mg/Nm<sup>3</sup>，烟气温度为 145℃。脱硫塔(1)的直径为 10m，高为 30m。如图 1 所示的一种节能高品质硫酸铵脱硫回收的氨法脱硫工艺，在氨水储罐(10)内配置 5%左右的氨水，通过供氨泵(11)将配好的氨水送入再生槽(8)；再生槽(8)中的氨水经循环泵(9)及喷淋层(5)送入脱硫塔(1)；同时硫酸铵储槽(14)的 5%左右的硫酸铵溶液经循环泵(15)送入冷却喷淋层(27)，被雾化的硫酸铵溶液在脱硫塔烟气入口与高温烟气接触换热，烟气降温后经分布板(4)进入脱硫塔吸收段进行后续脱硫，硫酸铵溶液被高温烟气蒸发浓缩至饱和状态后(浓度约为 47%)集中在脱硫塔结晶段下部的倒锥形结晶池(2)中；烟气进入脱硫塔(1)后，与由喷淋层(5)喷入的雾化氨水接触进行脱硫，反应生成亚硫酸氢铵，亚硫酸氢铵经溢流口(28)流入再生槽(8)中，与通过供氨泵(11)送入的过量氨水反应，生成亚硫酸铵，再生槽(8)中的亚硫酸铵和氨水混合液由循环泵(9)送入脱硫塔(1)内的喷淋层(5)，被雾化的亚硫酸铵和氨水的混合液与烟气中的 SO<sub>2</sub> 反应生成硫酸氢铵，如此循环；再生槽(8)内亚硫酸铵液浓度控制在 5%左右，pH 值为 5.8~6.0，经亚硫酸铵供给泵(21)送入脱硫塔(1)内的氧化槽(3)中，氧化风机(12)经过曝气装置(13)向氧化槽鼓入空气将亚硫酸铵溶液强制充分氧化 2h 后生成硫酸铵。氧化生成的硫酸铵溶液由溶液泵(23)送入过滤缓冲槽(24)，再由过滤进料泵(25)送入真空过滤机(26)过滤，除去灰尘杂质，滤液送入硫酸铵储槽(14)；在倒锥形结晶槽中饱和硫酸铵溶液的浓度控制在 47%左右，pH 值控制在 2.5~3.0，结晶 1h 后，由高压硫酸铵泵(22)送入旋液分离器(16)中进行固液分离，分离出的

---

硫酸铵晶体进入离心分离机(17)脱水后生成含水率为 3%的硫酸铵晶体，再送入干燥器(18)中干燥即为含水率为 0.2%成品硫酸铵产品。脱硫后的烟气经折板式除雾器(6)除去水雾，然后通过丝网除雾器(7)除去气溶胶，最后由脱硫塔烟气出口送入烟囱达标排放，脱硫效率 97%，氨的逃逸<5ppm。

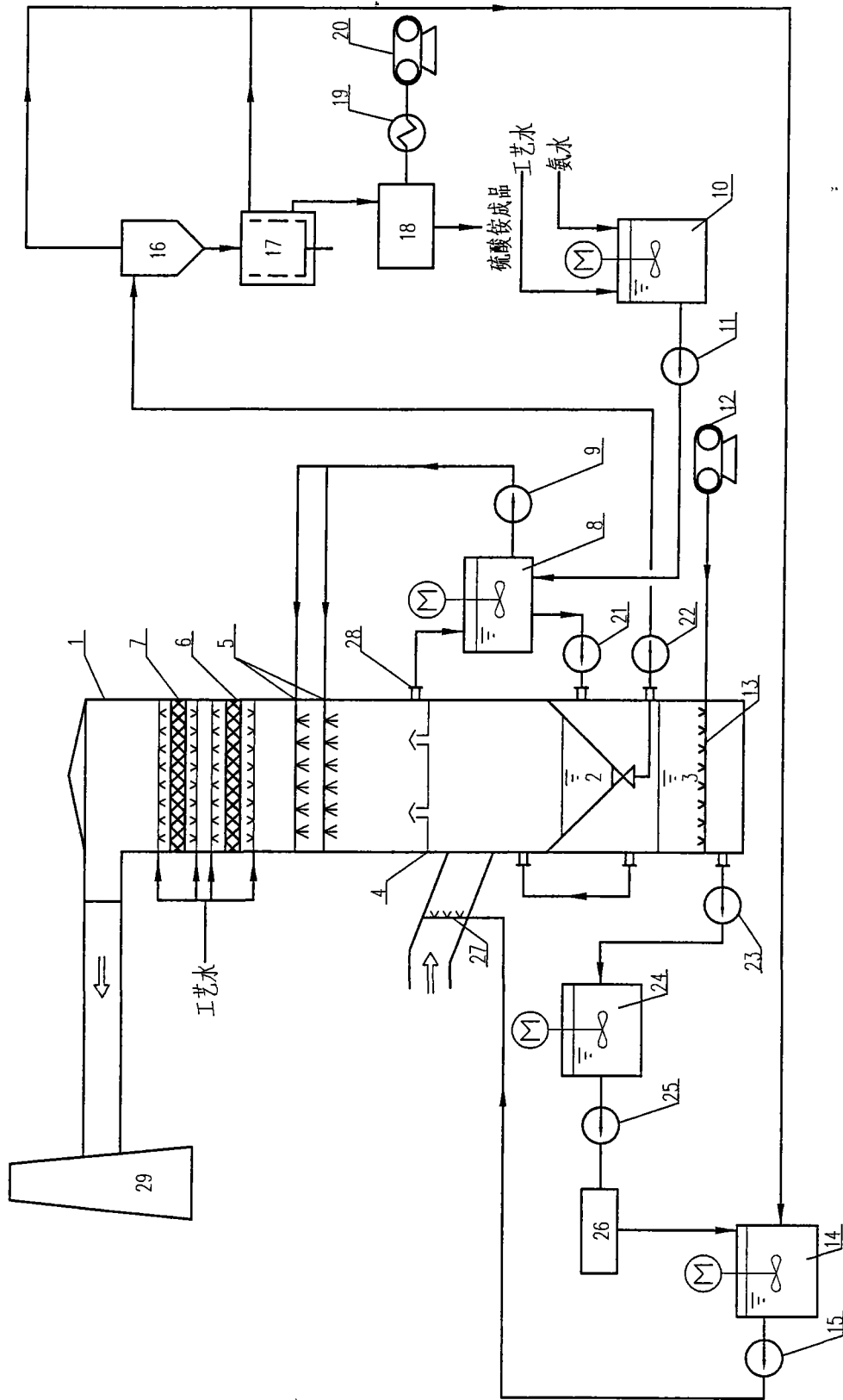


图 1