



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 105169942 A

(43) 申请公布日 2015. 12. 23

(21) 申请号 201510613328. 5

B01D 46/02(2006. 01)

(22) 申请日 2015. 09. 23

(71) 申请人 广州创能环保科技有限公司

地址 510663 广东省广州市广州高新技术产
业开发区科学城科丰路 31 号华南新材
料创新园 G1 栋 816 室

(72) 发明人 王纲 岳昕 高亮 刘嵘

(74) 专利代理机构 广州市华学知识产权代理有
限公司 44245

代理人 裘晖

(51) Int. Cl.

B01D 53/90(2006. 01)

B01D 53/56(2006. 01)

B01D 53/80(2006. 01)

B01D 53/50(2006. 01)

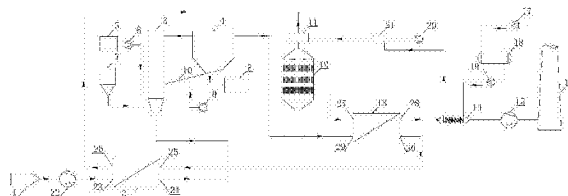
权利要求书2页 说明书5页 附图1页

(54) 发明名称

玻璃熔窑烟气除尘脱硫脱硝协同处理系统及
处理方法与应用

(57) 摘要

本发明属于废气处理技术领域,具体涉及一
种玻璃熔窑烟气除尘脱硫脱硝协同处理系统
及处理方法与应用。该系统包括进口烟道、
第一烟气换热器、脱硫塔、除尘器、SCR
反应器、第二烟气换热器和供氨装置;供
氨装置包括依次连接的氨水储罐、氨气蒸
发器、混合器和喷氨格栅。与现有的玻璃
熔窑烟气处理系统相比,本发明采用先脱
硫、除尘然后脱硝的技术方案避免了玻璃
熔窑烟气中的有害物质对 SCR 催化剂的
毒化作用和堵塞,并且能够达到 SCR 低
温催化剂的应用条件;另外,本发明采用
SCR 低温催化剂,通过 2 次换热利用原有
烟气的热量,整个系统无需外加热源,降
低了运行成本。



1. 一种玻璃熔窑烟气除尘脱硫脱硝协同处理系统,其特征在于:包括进口烟道、第一烟气换热器、脱硫塔、除尘器、SCR 反应器、第二烟气换热器和供氨装置;供氨装置包括依次连接的氨水储罐、氨气蒸发器、混合器和喷氨格栅;

所述进口烟道、第一烟气换热器、脱硫塔和除尘器依次连接;除尘器、第二烟气换热器和第一烟气换热器连接;

所述第一烟气换热器、喷氨格栅、SCR 反应器、第二烟气换热器和氨气蒸发器依次连接。

2. 根据权利要求 1 所述的玻璃熔窑烟气除尘脱硫脱硝协同处理系统,其特征在于:

所述进口烟道连接第一烟气换热器的第一入口,第一烟气换热器的第一出口连接脱硫塔的烟气入口,脱硫塔的烟气出口连接除尘器的入口,除尘器的出口连接第二烟气换热器的第四入口,第二烟气换热器的第四出口连接第一烟气换热器的第二入口;

所述第一烟气换热器的第二出口经喷氨格栅连接 SCR 反应器上部,SCR 反应器下部连接第二烟气换热器的第三入口,第二烟气换热器的第三出口连接氨气蒸发器。

3. 根据权利要求 1 所述的玻璃熔窑烟气除尘脱硫脱硝协同处理系统,其特征在于:

所述脱硫塔侧面连接有吸收剂制备系统和水箱;

所述除尘器经空气斜槽连接脱硫塔和灰库;所述空气斜槽上连接有流动风机。

4. 根据权利要求 1 所述的玻璃熔窑烟气除尘脱硫脱硝协同处理系统,其特征在于:

所述进口烟道上通过增压风机与第一烟气换热器的第一入口连接。

5. 根据权利要求 1 所述的玻璃熔窑烟气除尘脱硫脱硝协同处理系统,其特征在于:

所述混合器连接有稀释风机;

所述氨水储罐连接有卸氨水泵;

所述氨水储罐通过氨水泵与氨气蒸发器连接。

6. 运用权利要求 1~5 任一项所述的玻璃熔窑烟气除尘脱硫脱硝协同处理系统处理烟气的处理方法,其特征在于包含如下步骤:

(1) 玻璃熔窑的出口烟气通过进口烟道进入第一烟气换热器进行换热降温;

(2) 换热降温后的烟气进入脱硫塔进行脱硫处理;经过脱硫后的烟气通过烟道进入除尘器进行除尘处理;

(3) 脱硫和除尘后的烟气进入第二烟气换热器进行第一次换热升温;第一次换热升温后的烟气进入第一烟气换热器进行第二次换热升温;

(4) 第二次换热升温后的烟气进入 SCR 反应器内进行脱硝处理,脱硝处理后的烟气进入第二烟气换热器,进行换热降温,换热降温后的烟气进入氨气蒸发器,利用烟气余热对氨气蒸发器内的脱硝还原剂进行加热然后烟气排放;氨气蒸发器内的脱硝还原剂经加热蒸发后,脱硝还原剂经混合器和喷氨格栅进入 SCR 反应器进行下一循环的脱硝。

7. 运用权利要求 6 所述的玻璃熔窑烟气除尘脱硫脱硝协同处理系统处理烟气的处理方法,其特征在于:

步骤 (1) 中所述的出口烟气的温度为 $350 \sim 400^{\circ}\text{C}$;

步骤 (2) 中所述的换热降温后的烟气的温度为 $120 \sim 150^{\circ}\text{C}$ 。

8. 运用权利要求 6 所述的玻璃熔窑烟气除尘脱硫脱硝协同处理系统处理烟气的处理方法,其特征在于:

步骤 (3) 中所述的脱硫和除尘后的烟气的温度为 $80 \sim 90^{\circ}\text{C}$;

步骤(3)中所述的第一次换热升温后的烟气的温度为 150 ~ 180℃。

9. 运用权利要求 6 所述的玻璃熔窑烟气除尘脱硫脱硝协同处理系统处理烟气的处理方法,其特征在於:

步骤(4)中所述的第二次换热升温后的烟气的温度为 250 ~ 300℃;

步骤(4)中所述的脱硝处理后的烟气的温度为 245 ~ 295℃;

步骤(4)中所述的换热降温后的烟气的温度为 180 ~ 210℃;

步骤(4)中所述的排放的烟气的温度为 170 ~ 200℃;

步骤(4)中所述的 SCR 反应器内设置低温脱硝催化剂,所述的低温脱硝催化剂的有效温度为 200 ~ 300℃。

10. 权利要求 1 ~ 5 任一项所述的玻璃熔窑烟气除尘脱硫脱硝协同处理系统在废气处理技术领域中的应用。

玻璃熔窑烟气除尘脱硫脱硝协同处理系统及处理方法与应用

技术领域

[0001] 本发明属于废气处理技术领域,具体涉及一种玻璃熔窑烟气除尘脱硫脱硝协同处理系统及处理方法与应用。

背景技术

[0002] 国家环保部已经颁布了《平板玻璃工业大气污染物排放标准 GB26453-2011》和《电子玻璃工业大气污染物排放标准 GB 29495-2013》,并且《日用玻璃工业大气污染物排放标准》也正在征求意见,因此玻璃熔窑的大气污染物治理已陆续开展。目前已实施的项目多数运行状况较差,难以达到标准要求,玻璃熔窑大气污染治理的任务依旧异常艰巨。

[0003] 玻璃熔窑烟气具有烟气排放温度高(350℃~500℃)、NO_x浓度非常高(2000mg/Nm³以上)、SO₂浓度高(2000mg/Nm³以上)、烟尘浓度高(20g/Nm³以上),烟尘成分复杂(含有As、Pb、Cr、Cd、Co、Se、Sb等化合物)具有粘性等特点,进行烟气污染物综合治理难度很大。目前在玻璃熔窑烟气多污染物综合治理技术主要有以下技术和专利:

[0004] 专利号为CN201410062480,发明名称为“一种玻璃熔窑烟气低温脱硝系统”的专利文献,是将玻璃熔窑烟气经过余热锅炉换热后,经过除尘,然后采用低温脱硝装置脱硝处理。但是玻璃熔窑烟气主要污染物有烟尘、二氧化硫和氮氧化物,该工艺仅除尘和脱硝,没有脱硫。而且在脱硝前不脱硫,对于低温脱硝催化剂会产生不良影响,导致催化剂寿命较短。

[0005] 专利号为CN201410172776,发明名称为“一种玻璃窑炉烟气除尘、脱硝、脱硫一体化处理工艺”的专利文献,是将玻璃窑炉高温烟气经余热锅炉吸收热量并降温,从余热锅炉降温至250~300℃的温度段引出进入除尘装置除尘;除尘达标的烟气返回余热锅炉升温至选择性催化还原法(SCR)的温度窗口300~420℃后引出进入SCR脱硝装置;脱硝达标的烟气继续返回余热锅炉回收热量,至120±20℃左右进入湿法脱硫装置;湿法脱硫处理达标的烟气通过烟囱排入大气。该技术将的流程为先除尘、再脱硝、再脱硫,由于该技术的采用高温布袋除尘,除尘装置投资较大,且布袋易受烟气中粘性粉尘的影响糊袋,导致系统运行难以稳定。

[0006] 专利号为CN201310458310,发明名称为“一种玻璃窑炉烟气除尘脱硝脱硫工艺及装置”的专利文献,是将玻璃窑炉的烟气先经过高温电除尘器,后续选择性催化还原法烟气脱硝。当窑炉产生温度为220℃以下时,经燃油热风炉补入高温烟气,达到SCR的最佳反应温度。约为350℃烟气温度,进入余热锅炉,经余热锅炉后,烟气温度约为140℃,由增压风机增压后至湿式钠法脱硫塔,烟气在脱硫塔内进行洗涤。经过洗涤后的烟气达标排放。由于该技术采用中高温SCR催化剂,需要进入催化剂前烟气温度在350℃,因此需要燃油热风炉对烟气进行加热,这会导致运行费用较高,难以推广应用。

[0007] 当前玻璃熔窑烟气治理技术多来源于电力行业锅炉烟气治理技术,这些技术在脱硫、脱硝、除尘上是独立应用,没有进行协同设计,导致目前烟气治理投资大,运行费用高,

处理效果互相影响,设备运行可靠性差。因此,目前迫切需要玻璃熔窑烟气除尘、脱硫、脱硝多污染物协同去除技术与装备的应用推广。

发明内容

[0008] 为了克服现有技术的不足和缺点,本发明的首要目的在于提供一种玻璃熔窑烟气除尘脱硫脱硝协同处理系统。

[0009] 本发明的另一目的在于提供运用上述系统处理烟气的处理方法。

[0010] 本发明的再一目的在于提供上述系统的应用。

[0011] 本发明的目的通过下述技术方案实现:

[0012] 一种玻璃熔窑烟气除尘脱硫脱硝协同处理系统,包括进口烟道、第一烟气换热器、脱硫塔、除尘器、SCR 反应器、第二烟气换热器和供氨装置;供氨装置包括依次连接的氨水储罐、氨气蒸发器、混合器和喷氨格栅;

[0013] 所述进口烟道、第一烟气换热器、脱硫塔和除尘器依次连接;除尘器、第二烟气换热器和第一烟气换热器连接;

[0014] 所述第一烟气换热器、喷氨格栅、SCR 反应器、第二烟气换热器和氨气蒸发器依次连接;

[0015] 其中,所述进口烟道连接第一烟气换热器的第一入口,第一烟气换热器的第一出口连接脱硫塔的烟气入口,脱硫塔的烟气出口连接除尘器的入口,除尘器的出口连接第二烟气换热器的第四入口,第二烟气换热器的第四出口连接第一烟气换热器的第二入口;

[0016] 所述第一烟气换热器的第二出口经喷氨格栅连接 SCR 反应器上部,SCR 反应器下部连接第二烟气换热器的第三入口,第二烟气换热器的第三出口连接氨气蒸发器;

[0017] 所述脱硫塔侧面连接有吸收剂制备系统和水箱;

[0018] 所述除尘器经空气斜槽连接脱硫塔和灰库;所述空气斜槽上连接有流动风机,可将脱硫灰送至脱硫塔内;

[0019] 所述 SCR 反应器内设置 SCR 低温催化剂,所述 SCR 低温催化剂的工作温度为 200~300℃;

[0020] 所述进口烟道上优选通过增压风机与第一烟气换热器的第一入口连接;

[0021] 所述混合器连接有稀释风机;

[0022] 所述氨水储罐连接有卸氨水泵;

[0023] 所述氨水储罐优选通过氨水泵与氨气蒸发器连接;

[0024] 所述脱硫塔优选为半干法脱硫塔;

[0025] 所述除尘器优选为袋式除尘器;

[0026] 所述第一烟气换热器和第二烟气换热器优选为列管式或热管式换热器;

[0027] 运用上述系统处理烟气的处理方法,包含如下步骤:

[0028] (1) 玻璃熔窑的出口烟气通过进口烟道进入第一烟气换热器进行换热降温;

[0029] (2) 换热降温后的烟气进入脱硫塔进行脱硫处理;经过脱硫后的烟气通过烟道进入除尘器进行除尘处理;

[0030] (3) 脱硫和除尘后的烟气进入第二烟气换热器进行第一次换热升温;第一次换热升温后的烟气进入第一烟气换热器进行第二次换热升温;

[0031] (4) 第二次换热升温后的烟气进入 SCR 反应器内进行脱硝处理,脱硝处理后的烟气进入第二烟气换热器,进行换热降温,换热降温后的烟气进入氨气蒸发器,利用烟气余热对氨气蒸发器内的脱硝还原剂进行加热然后烟气排放;氨气蒸发器内的脱硝还原剂经加热蒸发后,脱硝还原剂经混合器和喷氨格栅进入 SCR 反应器进行下一循环的脱硝;

[0032] 运用上述系统处理烟气的处理方法,优选包含如下步骤:

[0033] (1) 玻璃熔窑的出口烟气通过进口烟道进入第一烟气换热器的第一入口,进行换热降温;

[0034] (2) 换热降温后的烟气经第一烟气换热器的第一出口通过烟道进入脱硫塔进行脱硫处理;经过脱硫后的烟气通过烟道进入除尘器进行除尘处理;

[0035] (3) 脱硫和除尘后的烟气进入第二烟气换热器的第四入口,进行第一次换热升温;第一次换热升温后的烟气通过第二烟气换热器的第四出口进入第一烟气换热器的第二入口,进行第二次换热升温;

[0036] (4) 第二次换热升温后的烟气通过第一烟气换热器的第二出口进入 SCR 反应器内进行脱硝处理,脱硝处理后的烟气进入第二烟气换热器的第三入口,进行换热降温,换热降温后的烟气通过第二烟气换热器的第三出口排出并进入氨气蒸发器,利用烟气余热对氨气蒸发器内的脱硝还原剂进行加热然后烟气排放;氨气蒸发器内的脱硝还原剂经加热蒸发后,脱硝还原剂经混合器和喷氨格栅进入 SCR 反应器进行下一循环的脱硝;

[0037] 步骤(1)中所述的出口烟气的温度优选为 350 ~ 400℃;

[0038] 步骤(2)中所述的换热降温后的烟气的温度优选为 120 ~ 150℃;

[0039] 步骤(3)中所述的脱硫和除尘后的烟气的温度优选为 80 ~ 90℃;

[0040] 步骤(3)中所述的第一次换热升温后的烟气的温度优选为 150 ~ 180℃;

[0041] 步骤(4)中所述的第二次换热升温后的烟气的温度优选为 250 ~ 300℃;

[0042] 步骤(4)中所述的脱硝处理后的烟气的温度优选为 245 ~ 295℃;

[0043] 步骤(4)中所述的换热降温后的烟气的温度优选为 180 ~ 210℃;

[0044] 步骤(4)中所述的排放的烟气的温度优选为 170 ~ 200℃;

[0045] 步骤(4)中所述的 SCR 反应器内设置低温脱硝催化剂;

[0046] 所述的低温脱硝催化剂的有效温度为 200 ~ 300℃;

[0047] 步骤(4)中所述的脱硝还原剂优选为氨水;

[0048] 所述的玻璃熔窑烟气除尘脱硫脱硝协同处理系统在废气处理技术领域中的应用;

[0049] 本发明相对于现有技术具有如下的优点及效果:

[0050] (1) 与现有的玻璃熔窑烟气处理系统(先脱硝然后脱硫、除尘)相比,本发明将脱硫塔和除尘器布置在 SCR 反应器之前,采用先脱硫、除尘然后脱硝的技术方案,有效避免了玻璃熔窑烟气中的有害物质对 SCR 反应器中的 SCR 催化剂的毒化作用和堵塞,极大延长了催化剂使用寿命,通过第一、第二烟气换热器的两次换热升温,使得系统能够达到 SCR 低温催化剂的应用条件。

[0051] (2) 本发明采用 SCR 低温催化剂(工作温度在 200 ~ 300℃),通过 2 次换热利用原有烟气的热量,整个系统无需外加热源,降低了运行成本。

[0052] (3) 本发明利用排放到烟囱前烟气的余热蒸发氨水,节省了将氨水蒸发为氨气需

要的电耗或是蒸汽耗量。

[0053] (4) 本发明采用袋式除尘器进行除尘,除尘效率高。

[0054] (5) 本发明整体除尘、脱硫、脱硝效率高,其中,脱硫效率为 90% 以上,除尘效率为 99.5 ~ 99.9%,脱硝效率为 80% 以上,运行稳定可靠、运行费用低。

附图说明

[0055] 图 1 是本发明的结构示意图,其中,1. 进口烟道;2. 第一烟气换热器;3. 脱硫塔;4. 除尘器;5. 水箱;6. 工艺水泵;7. 吸收剂制备系统;8. 灰库;9. 流动风机;10. 空气斜槽;11. 喷氨格栅;12. SCR 脱硝反应器;13. 第二烟气换热器;14. 氨水蒸发器;15. 锅炉引风机;16. 烟囱;17. 卸氨水泵;18. 氨水储罐;19. 氨水泵;20. 稀释风机;21. 混合器;22. 增压风机;23. 第一入口;24. 第一出口;25. 第二入口;26. 第二出口;27. 第三入口;28. 第三出口;29. 第四入口;30. 第四出口。

具体实施方式

[0056] 下面结合实施例及附图对本发明作进一步详细的描述,但本发明的实施方式不限于此。

[0057] 如图 1 所示,一种玻璃熔窑烟气除尘脱硫脱硝协同处理系统,包括进口烟道 1、第一烟气换热器 2、脱硫塔 3、除尘器 4、SCR 反应器 12、第二烟气换热器 13 和供氨装置;供氨装置包括依次连接的氨水储罐 18、氨气蒸发器 14、混合器 21 和喷氨格栅 11;

[0058] 所述进口烟道 1、第一烟气换热器 2、脱硫塔 3 和除尘器 4 依次连接;除尘器 4、第二烟气换热器 13 和第一烟气换热器 2 连接;

[0059] 所述第一烟气换热器 2、喷氨格栅 11、SCR 反应器 12、第二烟气换热器 13 和氨气蒸发器 14 依次连接;

[0060] 其中,所述进口烟道 1 连接第一烟气换热器 2 的第一入口 23,第一烟气换热器 2 的第一出口 24 连接脱硫塔 3 的烟气入口,脱硫塔 3 的烟气出口连接除尘器 4 的入口,除尘器 4 的出口连接第二烟气换热器 13 的第四入口 29,第二烟气换热器 13 的第四出口 30 连接第一烟气换热器 2 的第二入口 25;

[0061] 所述第一烟气换热器 2 的第二出口 26 经喷氨格栅 11 连接 SCR 反应器 12 上部,SCR 反应器 12 下部连接第二烟气换热器 13 的第三入口 27,第二烟气换热器 13 的第三出口 28 连接氨气蒸发器 14;

[0062] 所述脱硫塔 3 侧面连接有吸收剂制备系统 7 和水箱 5;所述水箱 5 优选通过工艺水泵 6 与脱硫塔 3 连接;

[0063] 所述除尘器 4 经空气斜槽 10 连接脱硫塔 3 和灰库 8;所述空气斜槽 10 上连接有流动风机 9,可将脱硫灰送至脱硫塔 3 内;

[0064] 所述 SCR 反应器 12 内设置 SCR 低温催化剂,所述 SCR 低温催化剂的工作温度为 200 ~ 300℃;

[0065] 所述进口烟道 1 上优选通过增压风机 22 与第一烟气换热器 2 的第一入口 23 连接;

[0066] 所述混合器 21 连接有稀释风机 20;

- [0067] 所述氨水储罐 18 连接有卸氨水泵 17；
- [0068] 所述氨水储罐 18 优选通过氨水泵 19 与氨气蒸发器 14 连接；
- [0069] 所述脱硫塔 3 优选为半干法脱硫塔；
- [0070] 所述除尘器 4 优选为袋式除尘器；
- [0071] 所述第一烟气换热器 2 和第二烟气换热器 13 优选为列管式或热管式换热器；
- [0072] 运用上述系统处理烟气的处理方法,包含如下步骤：
- [0073] (1) 玻璃熔窑出口的烟气温度的为 350 ~ 400℃,经增压风机 22 增压后,进入到第一烟气换热器 2 的第一入口 23,进行换热降温,烟气温度降低到 120 ~ 150℃；
- [0074] (2) 换热降温后的烟气经第一烟气换热器 2 的第一出口 24 通过烟道进入半干法脱硫塔 3 进行脱硫处理;经过半干法脱硫塔 3 脱硫后,烟气温度降低到 80 ~ 90℃,然后进入袋式除尘器 4 进行除尘处理;其中脱硫效率为 90 ~ 95%,除尘效率为 99.5 ~ 99.9%；
- [0075] (3) 脱硫和除尘后的烟气进入第二烟气换热器 13 的第四入口 29,进行第一次换热升温,烟气温度上升到 150 ~ 180℃;第一次换热升温后的烟气通过第二烟气换热器 13 的第四出口 30 进入到第一烟气换热器 2 的第二入口 25,进行第二次换热升温,换热后,烟气温度上升到 250 ~ 300℃；
- [0076] (4) 第二次换热升温后的烟气通过第一烟气换热器 2 的第二出口 26 进入 SCR 反应器 12 内进行脱硝处理,脱硝处理后的烟气 (245 ~ 295℃) 进入第二烟气换热器 13 的第三入口 27,进行换热降温,换热降温后的烟气 (180 ~ 210℃) 通过第二烟气换热器 13 的第三出口 28 排出并进入氨气蒸发器 14,利用烟气余热对氨气蒸发器 14 内的脱硝还原剂 (氨水) 进行加热,然后烟气 (170 ~ 200℃) 由锅炉引风机 15 将处理后的烟气送入烟囱 16 排入大气;氨气蒸发器 14 内的氨水经加热蒸发后,通过稀释风机 20 用空气在混合器 21 中稀释后,与除尘换热升温后的烟气混合通过喷氨格栅 11 进入脱硝反应器 12 中,通过脱硝催化剂后,去除烟气中的氮氧化物;其中脱硝效率为 80 ~ 90%。
- [0077] 经过第一换热器降温后的烟气,由半干法脱硫塔 2 底部进入;吸收剂制备系统 7 将吸收剂送入半干法脱硫塔 2 中,水箱 5 的工艺水经过工艺水泵 6 从脱硫塔底部加入到烟气中,起到调整烟气温度和湿度的作用;经过脱硫后的烟气进入袋式除尘器 4 除去粉尘,由除尘器除下的粉尘大部分经过空气斜槽 10 循环进入半干法脱硫塔 2,少量存储在外排灰库 8,空气斜槽 10 采用流动风机 9 提供流动风。
- [0078] 上述实施例为本发明较佳的实施方式,但本发明的实施方式并不受上述实施例的限制,其他的任何未背离本发明的精神实质与原理下所作的改变、修饰、替代、组合、简化,均应为等效的置换方式,都包含在本发明的保护范围之内。

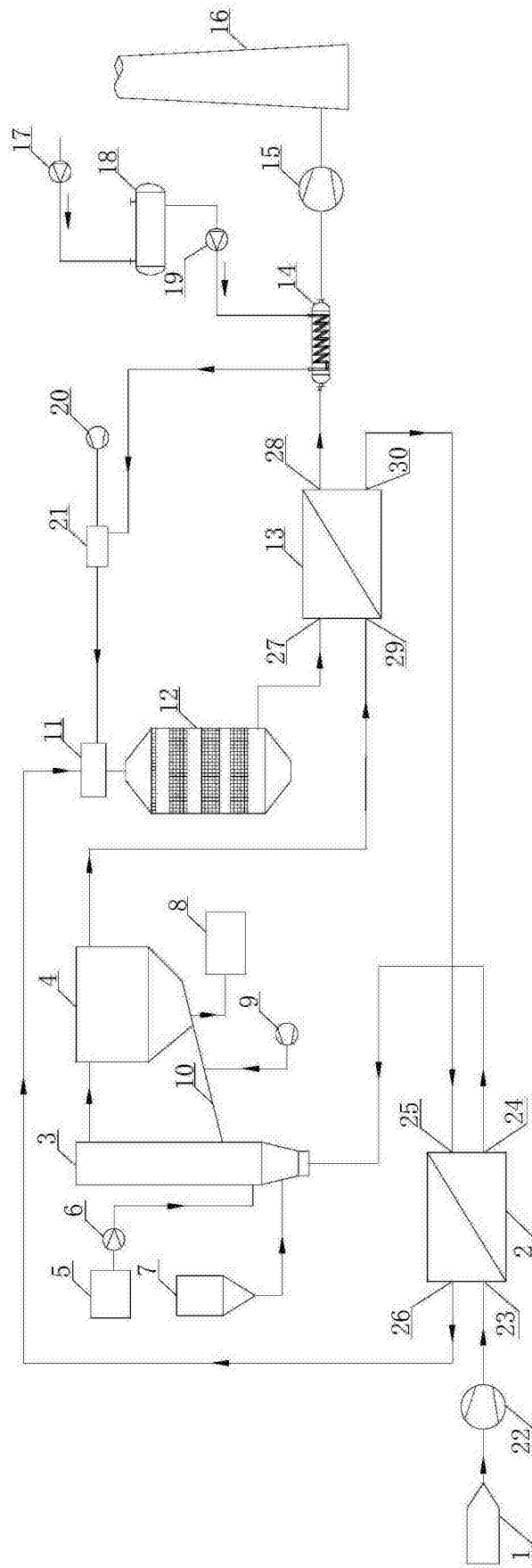


图 1