(19)中华人民共和国国家知识产权局

(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 101708414 A
(43)申请公布日 2010.05.19

(21)申请号 200910215782.X

(22)申请日 2009.12.31

(71)申请人 攀钢集团研究院有限公司
地址 611731 四川省成都市高新区（西区）天朗路1号
申请人 攀枝花新钢钒股份有限公司
攀钢集团攀枝花钢铁研究院有限公司

(72)发明人 黎建明 邱正秋 张金阳 彭良虎 王建山 段蓉斌

(74)专利代理机构 北京铭硕知识产权代理有限公司 11286
代理人 韩明星 马翠平

(51)Int.Cl.
B01D 53/78(2006.01)
B01D 53/50(2006.01)

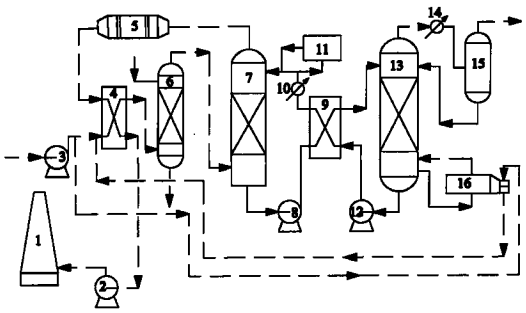
权利要求书 1 页 说明书 5 页 附图 1 页

(54)发明名称

循环吸收法废气脱硫系统、方法及用途

(57)摘要

本发明公开了一种循环吸收法废气脱硫系统、方法及用途，所述循环吸收法废气脱硫系统包括冷却洗涤器、吸收塔、贫富液热交换器、解吸塔和再沸器，其中，所述系统还包括净化气再热器和除雾器。冷却洗涤器、吸收塔、除雾器顺次连接，净化气再热器连接到除雾器、再沸器和冷却洗涤器，从而形成废气通路。吸收塔与解吸塔通过贫富液热交换器彼此连接，从而形成脱硫液回路。再沸器与解吸塔之间彼此连接形成再沸液－蒸汽回路。



CN 101708414 A

1. 一种循环吸收法废气脱硫系统，所述系统包括冷却洗涤器 (6)、吸收塔 (7)、贫富液热交换器 (9)、解吸塔 (13) 和再沸器 (16)，其特征在于：

所述系统还包括净化气再热器 (4) 和除雾器 (5)，冷却洗涤器 (6)、吸收塔 (7)、除雾器 (5) 顺次连接，净化气再热器 (4) 连接到除雾器 (5)、再沸器 (16) 和冷却洗涤器 (6)，从而形成废气通路；吸收塔 (7) 与解吸塔 (13) 通过贫富液热交换器 (9) 彼此连接，从而形成脱硫液回路；再沸器 (16) 与解吸塔 (13) 之间彼此连接形成再沸液 - 蒸汽回路，其中，未脱硫废气的至少一部分引入再沸器 (16) 以加热脱硫贫液，然后将所述未脱硫废气引入净化气再热器 (4) 与低温净化气进行气 - 气间接换热，除雾器 (5) 用于除去从吸收塔出来的净化气中的液滴。

2. 如权利要求 1 所述的脱硫系统，其中，除雾器 (5) 包括除雾器体及板式填料，气体中的液滴在通过所述板式填料时被截留，并返回到吸收塔 (7) 中。

3. 一种循环吸收法废气脱硫的方法，所述方法包括以下步骤：

将经过除尘的温度较高的未脱硫废气的至少一部分引入解吸塔 (13) 的再沸器 (16) 以加热脱硫贫液，然后将所述未脱硫废气引入净化气再热器 (4) 与低温净化气进行气 - 气间接换热；

对经过初次气 - 气热交换降温的未脱硫废气进行水洗冷却并除去其中的微细粉尘，变成低温未脱硫废气；

用碱性类溶液吸收废气中的 SO_2，从而对低温未脱硫废气进行脱硫，所述碱性溶液吸收 SO_2 后成为脱硫富液；

对脱除 SO_2 后的低温净化气，首先除去其中的液滴，然后再引入净化气再热器 (4) 与温度较高的未脱硫废气进行气 - 气间接换热；

利用蒸汽对吸收了 SO_2 的脱硫富液进行汽提，使其中的 SO_2 解吸出来，脱硫富液解吸后成为脱硫贫液，所述蒸汽通过使用温度较高未脱硫废气加热脱硫贫液产生。

4. 如权利要求 3 所述的方法，其中，利用除雾器 (5) 来去除低温净化气中的液滴，所述除雾器 (5) 包括除雾器体和板式填料，并将截留的液滴返回到吸收 SO_2 的步骤。

5. 如权利要求 3 所述的方法，其中，所述碱性类溶液包括：有机胺类碱性物质，包括醇胺、羟胺、有机胺中的至少一种；无机类碱性物质，包括亚硫酸钠、磷酸二氢钠、磷酸氢钾中的至少一种。

6. 如权利要求 3 所述的方法，其中，在净化气再热器 (4) 中将低温净化气的温度升高至 75℃以上后排空。

7. 如权利要求 3 所述的方法，其中，在净化气再热器 (4) 中将未脱硫废气的温度降至 85℃以下。

8. 如权利要求 3 所述的方法，其中，在水洗冷却步骤中，将未脱硫废气的温度降至 60℃以下。

9. 一种如权利要求 1 所述的系统的用途，其特征在于，该系统还用于脱除 CO_2、H_2S 等酸性气体。

10. 一种如权利要求 3 所述的方法的用途，其特征在于，该方法还用于脱除 CO_2、H_2S 等酸性气体。

循环吸收法废气脱硫系统、方法及用途

技术领域

[0001] 本发明涉及一种废气脱硫系统、方法及用途，具体地说，本发明涉及一种采用循环吸收法的废气脱硫系统、方法及用途。

背景技术

[0002] SO_2 及酸雨对农作物、森林和人体健康等方面危害巨大，是当今全球三大环境问题之一。控制 SO_2 污染的途径有三种：燃料燃烧前脱硫、燃料燃烧中脱硫和燃烧后废气脱硫，而废气脱硫是目前最主要的和最有效的控制 SO_2 排放的废气治理方法。

[0003] 迄今为止，研究开发的废气脱硫工艺技术达 200 种以上，其中大规模商业应用的有钙法、钠法、镁法、氨法、海水法和循环吸收法等十几种，海水法只能在靠海的地方才能采用；钠法的脱硫剂价格昂贵、运行费用高，产出废液需要进一步处理；镁法受到镁资源稀缺的限制；钙法用得最多，但有难以处理的二次污染物－脱硫石膏产生；氨法需要有氨水资源，得到的脱硫副产品硫酸铵品质难以达到农用化肥的质量标准，并且硫酸铵肥料属于市场淘汰品种，需求越来越小。

[0004] 以有机胺及其类似的有机碱类物质为脱硫剂的循环吸收法废气脱硫工艺技术由于具有脱硫效率高、占地面积小、工艺流程简单、系统操作维护简单可靠、无二次污染等优点而日益成为一种清洁高效的废气脱硫工艺技术。但是，该工艺技术存在两个重要缺陷：1) 脱硫液循环再生所需的蒸汽耗量较大，造成脱硫成本较高，影响了该工艺技术的市场竞争力；2) 脱硫后的净化气温度低于露点温度，需要重新加热到露点温度以上才能经由烟囱排放，这又要增加大量的能耗。第 CN101362047 号中国发明专利申请公开了可再生脱硫的工艺方法及其用途，该方法包括待脱硫烟气的水洗冷却、SO_2 的吸收和解吸以及对解吸过程的热能供应等步骤，该方法的解吸过程所需的热量至少部分由待脱硫烟气自身携带的物理显热提供，以解决脱硫过程中消耗大量蒸汽的问题。同时，该方法在处理后的烟气排放之前，向处理后的烟气中混入部分具有较高温度的废气，以提高进入烟囱的烟气温度，从而防止烟气结露并提高烟囱的抽力。

[0005] 然而，该方法在运行过程中，由于在该方法中的用于提高烟气温度的具有较高温度的废气未经过脱硫处理，因此会造成从烟囱排放的废气中的污染物（尤其是 SO_2）的浓度升高的问题，会严重影响脱硫效果。

[0006] 此外，该方法的烟气从吸收塔排出后直接进入烟囱进行排空，造成一部分吸收液随烟气排放到烟囱中，一方面造成了吸收液的浪费，另一方面也容易造成烟囱腐蚀的问题。

发明内容

[0007] 为了解决现有技术中存在的上述和／或其它问题，本发明的一个目的在于提供一种循环吸收法废气脱硫系统，所述系统包括冷却洗涤器、吸收塔、贫富液热交换器、解吸塔和再沸器，其中，所述系统还包括净化气再热器和除雾器。其中，冷却洗涤器、吸收塔、除雾器顺次连接，净化气再热器连接到除雾器、再沸器和冷却洗涤器，从而形成废气通路。吸收

塔与解吸塔通过贫富液热交换器彼此连接，从而形成脱硫液回路。再沸器与解吸塔之间彼此连接形成再沸液－蒸汽回路。温度较高的未脱硫废气的至少一部分引入再沸器加热脱硫贫液，然后将未脱硫废气引入净化气再热器与低温净化气进行气－气间接换热，除雾器用于除去从吸收塔出来的净化气中的液滴。其中，除雾器包括除雾器体及板式填料，气体中的液滴在通过所述板式填料时被截留，并返回到吸收塔中。

[0008] 本发明的另一目的在于提供一种循环吸收法废气脱硫的方法，所述方法包括以下步骤：将经过除尘的温度较高的未脱硫废气的至少一部分引入解吸塔的再沸器加热脱硫贫液，然后将未脱硫废气引入净化气再热器与低温净化气进行气－气间接换热；对经过初次气－气热交换降温的未脱硫废气进行水洗冷却并除去其中的微细粉尘，变成低温未脱硫废气；用碱性溶液吸收废气中的 SO_2，从而对低温未脱硫废气进行脱硫，所述碱性溶液吸收 SO_2 后成为脱硫富液；对脱除 SO_2 后的低温净化气，首先除去其中的液滴，然后再引入净化气再热器与温度较高的未脱硫废气进行气－气间接换热；利用蒸汽对吸收了 SO_2 的脱硫富液进行汽提，使其中的 SO_2 解吸出来，脱硫富液解吸后成为脱硫贫液，所述蒸汽通过使用温度较高未脱硫废气加热脱硫贫液产生。其中，所述碱性类溶液包括：有机胺类碱性物质，包括醇胺、羟胺、有机胺中的至少一种；无机类碱性物质，包括亚硫酸钠、磷酸二氢钠、磷酸氢钾中的至少一种。

[0009] 此外，在净化气再热器中可将低温净化气的温度升高至 75℃以上后排空，并可将未脱硫废气的温度降至 85℃以下。在水洗冷却步骤中，可将未脱硫废气的温度降至 60℃以下。

[0010] 根据本发明的另一方面，本发明的系统和／或方法还可用于废气治理时需要脱除 CO_2、H_2S 等酸性气体的场合。

[0011] 根据本发明的循环吸收法废气脱硫系统和方法可以在不引入额外热源的情况下实现对烟气进行脱硫并循环利用吸收液，同时，根据本发明的循环吸法脱硫系统和方法不需要将未处理的高温废气混入到经过处理的净化空气，能够避免带入新的污染。

[0012] 因此，本发明的先进之处在于：

[0013] 1）净化气的再加热过程是通过利用进入脱硫系统的温度较高未脱硫废气来实现的，而现有同类工艺技术则是另外寻找热源来实现的；

[0014] 2）将部分温度较高未脱硫废气引出用于脱硫溶液的加热解吸，而现有同类工艺技术则是通过另外接入高压蒸汽来实现的；

[0015] 3）将未处理的高温废气采用净化器再热器对净化气升温，而现有同类工艺技术则是将部分未脱硫高温烟气与净化气混合升温。

[0016] 与现行的同类工艺技术相比，本发明的优点与积极效果有：

[0017] 1. 通过利用进入脱硫系统的温度较高未脱硫废气来实现对净化气的再加热，其优越之处在于一方面可以不用再另外引入热源，节省了再热的能耗；第二方面，温度较高未脱硫废气先与净化气换热，温度降低一定水平后再送到冷却洗涤器进一步洗涤降温，与直接将温度较高未脱硫废气用水进行洗涤降温相比，必将大大节省冷却水的消耗；第三方面优点在于，能充分回收二氧化硫资源，避免未脱硫烟气对净化气升温带来的环境污染。

[0018] 2. 用一部分温度较高的未脱硫废气替代高压蒸汽对脱硫溶液进行加热解析，可以省去高压蒸汽的消耗，大大降低脱硫运行成本。

附图说明

[0019] 通过下面结合附图进行的对实施例的描述，本发明的上述和 / 或其它目的和优点将会变得更加清楚，其中 ：

[0020] 图 1 是根据本发明的循环吸收法废气脱硫系统示意图。

[0021] 主要附图标记表示的部分为 ：1- 烟囱、2- 净化风机、3- 废气增压机、4- 净化气再热器、5- 除雾器、6- 冷却洗涤器、7- 吸收塔、8- 富液泵、9- 贫富液热交换器、10- 水冷器、11- 过滤除盐器、12- 贫液泵、13- 解吸塔、14- 冷凝器、15- 气液分离器、16- 再沸器。

具体实施方式

[0022] 下面，参照附图详细描述根据本发明的循环吸收法废气脱硫系统及方法的示意图。

[0023] 图 1 是根据本发明的循环吸收法废气脱硫系统示意图。在图 1 中，实线箭头表示液相物质流，虚线箭头表示气相物质流。

[0024] 参照图 1，根据本发明的循环吸收法废气脱硫系统主要包括 ：净化气再热器 4，设置有相互独立的温度较高未脱硫废气管道和净化气管道（未在图中具体示出），用于使温度较高的未脱硫废气与脱硫后的低温净化气在相互隔离的情况下进行热交换，所以能够达到两个目的 ：使未脱硫废气降温和使脱硫后的净化气升温 ；除雾器 5，用于除去从吸收塔出来的净化气中的液滴 ；冷却洗涤器 6，用于使未脱硫废气进一步降温并除去其中的微细粉尘，以满足后续脱硫工艺要求 ；吸收塔 7，用于将废气中的 SO_2 吸收捕获而从废气中分离出来 ；贫富液热交换器 9，用于使来自吸收塔 7 的低温脱硫富液与返回吸收塔的温度较高的贫液进行间接热交换，以提高富液的温度，有利于汽提解吸的进行 ；解吸塔 13，用来使吸收在脱硫液中的 SO_2 解吸出来，得到 SO_2 副产品同时使脱硫液再生 ；再沸器 16，用来对解吸塔底的脱硫溶液加热保温，使其保持沸腾状态，以便产生足够将脱硫溶液中的 SO_2 汽提出来的蒸汽。其中，冷却洗涤器 6、吸收塔 7、除雾器 5 顺次连接，净化气再热器 4 连接到除雾器 5、再沸器 16 和冷却洗涤器 6，从而形成废气通路。吸收塔 7 与解吸塔 13 通过贫富液热交换器 9 彼此连接，从而形成脱硫液回路。再沸器 16 与解吸塔 13 之间彼此连接形成再沸液 - 蒸汽回路。

[0025] 具体地说，净化气再热器 4 具有废气入口、废气出口、净化气入口和净化气出口（未示出）。净化气再热器 4 的废气入口连接到废气增压风机 3 以及设置在再沸器 16 中的出气口，净化气再热器 4 的废气出口连接到冷却洗涤器 6 的进气口，净化气再热器 4 的净化气入口连接到除雾器 5 的出气口，净化气再热器 4 的净化气出口通过净化气风机 2 连接到烟囱 1。除雾器 5 具有进气口和出气口（未示出），除雾器 5 的进气口连接到吸收塔 7 的出气口，除雾器 5 的出气口连接到净化气再热器 4 的净化气入口。冷却洗涤器 6 具有进气口、出气口、进水口和出水口（未示出）。冷却洗涤器 6 的进气口连接到净化气再热器 4 的废气出口，冷却洗涤器 6 的出气口连接到吸收塔 7 的进气口，冷却洗涤器 6 的进水口连接到水源（未示出），所述水源可以是自来水、循环水等任何本领域技术人员公知的用于冷却洗涤的水源，冷却洗涤器 6 的出水口连接到排水系统（未示出）。吸收塔 7 具有进气口、出气口、贫液入口和富液出口（未示出），吸收塔 7 的进气口连接到冷却洗涤器 6 的出气口，吸收塔 7

的出气口连接到除雾器 5 的进气口，吸收塔 7 的贫液入口连接到贫富液热交换器 9 的贫液出口，吸收塔 7 的富液出口通过富液泵 8 连接到贫富液热交换器 9 的富液入口，在吸收塔 7 中，贫液吸收废气中的 SO_2 后完成脱硫过程，同时贫液转变为富液。贫富液热交换器 9 包括贫液入口、贫液出口、富液入口和富液出口（未示出），贫富液热交换器 9 的贫液入口通过贫液泵 12 连接到解吸塔 13 的贫液出口，贫富液热交换器 9 的贫液出口连接到吸收塔 7 的贫液入口，贫富液热交换器 9 的富液入口通过富液泵 8 连接到吸收塔 7 的富液出口，贫富液热交换器 9 的富液出口连接到解吸塔 13 的富液入口。解吸塔 13 包括富液入口、贫液出口、再沸液出口、蒸汽入口和酸性气体出口（未示出），解吸塔 13 的富液入口连接到贫富液热交换器 9 的富液出口，解吸塔 13 的贫液出口连接到贫富液热交换器的贫液入口，解吸塔 13 的再沸液出口连接到再沸器 16 的再沸液入口，解吸塔 13 的蒸汽入口连接到再沸器 16 的蒸汽出口，解吸塔 13 的酸性气体出口连接到 SO_2 回收系统（未示出）。解吸塔 13 还可包括冷凝器 14 和气液分离器 15，通过解吸塔 13 的酸性气体出口排出的带有水蒸汽的酸性气体经过冷凝器 14 和气液分离器 15 后，将其中带有的水蒸汽冷凝回收，再通过设置在解吸塔 13 上的冷凝水入口（未示出）返回解吸塔。再沸器 16 包括再沸液入口、蒸汽出口、进气口和出气口（未示出）。再沸器 16 的再沸液入口连接到解吸塔 13 的再沸液出口、再沸器 16 的蒸汽出口连接到解吸塔 13 的蒸汽入口，再沸器 16 的进气口连接到废气增压风机 3，再沸器 16 的出气口连接到净化气再热器的 4 废气入口。在这里，将再沸器 16 描述为单独的部件，然而，也可以将再沸器 16 理解为属于解吸塔 13 的一部分。可通过阀门等控制方式使得来自废气增压风机 3 的废气一部分直接进入净化气再热器 4 的废气入口，另一部分经过再沸器 16 之后进入净化气再热器 4 的废气入口。

[0026] 根据本发明的循环吸收法废气脱硫系统还可包括设置在贫富液热交换器 9 和吸收塔 7 之间的水冷器 10 和过滤除盐器 11，水冷器 10 主要用于对经过贫富液换热后的贫液进一步降温，过滤除盐器 11 主要用于对贫液中的杂质进行净化处理，贫液中杂质主要有固体悬浮物及热稳定性盐。

[0027] 下面参照附图详细描述根据本发明的循环吸收法废气脱硫方法。

[0028] 从主生产线经除尘后的烧结烟气温度在 100-190℃，通常在 130℃左右，未脱硫废气经过增压风机 3 增压后一部分直接进入净化气再热器 4，另一部分作为热源被引到解吸塔的再沸器 16，从再沸器出来的稍许降温的未脱硫废气重新被引回到净化气再热器入口，与直接进入的废气混合后一起进入净化气再热器，在此与小于 50℃的净化气进行热交换，净化气温度升高至 75℃以上，未脱硫废气自身温度从大于 100℃降到小于 85℃。在这里，不将温度较高的未脱硫废气全部引入到再沸器 16 的目的在于烧结烟气提供的显热满足解吸需要热量的要求，同时也有利于减小设备投资、减小管道布置与站地面积。此外，将废气的温度下降到小于 85℃，有利于减小冷却洗涤器中喷淋水的用量与冷却洗涤器的高度。此外，这里描述了将未脱硫废气的一部分引入再沸器 16，然而本发明不限于此，根据烧结烟气的显热以及解吸所需的热量要求，可以将未脱硫废气的一部分或全部作为热源引入到再沸器 16，或者也可以为再沸器 16 提供其它的热源。

[0029] 从净化气再热器出来的经过初步降温的未脱硫废气进入冷却洗涤器 6，在此用工业循环冷却水进行洗涤降温，洗去部分微细粉尘，使废气含尘量达到 30mg/Nm^3 以下，进一步将废气温度降到 60℃以下。这里，将温度降低至 60℃以下有利于提高吸收液对烟气中二氧

化硫的脱除率；更有利于贫富液换热器对贫液的冷却，减小水冷器 10 的循环用水量；低的吸收温度更有利于吸收二氧化硫的富液在解吸塔中解吸，降低了解吸能耗。

[0030] 冷却洗涤器产生的废水可排入工厂的废水小循环系统或排入企业的废水中循环系统，处理回收其中的有用物质，除去其中的有害物质，将水温降下来，然后再回用到需要的地方，包括回用到本发明例中作为洗涤冷却水。

[0031] 从冷却洗涤器出来的温度及粉尘浓度均满足要求的废气进入吸收塔 7，在此用碱性类溶液吸收废气中的 SO_2，例如，碱性类溶液包括：有机胺类碱性物质，包括醇胺、羟胺、有机胺中的至少一种；无机类碱性物质，包括亚硫酸钠、磷酸二氢钠、磷酸氢钾中的至少一种。然而，本发明不限于在此举出的示例，本发明的碱性类溶液中还可包括本领域技术人员公知的其它能够吸收 SO_2 并能够在一定条件下（例如在加热条件下）使 SO_2 解吸的碱性物质。使 SO_2 从废气中分离出来进入吸收溶液中，废气则变成 SO_2 含量达到国家排放标准的净化气。

[0032] 从吸收塔 7 出来的净化气进入除雾器 5，其中除雾器 5 主要包括除雾器体和板式填料，所述板式填料具有波纹状多孔结构或蜂窝状结构，使得当净化气通过板式填料时，净化气中的含湿水分会冷凝与粘附在填料上，最终形成液滴返回吸收塔，经过装有填料的除雾器 5 的净化气中的含湿量小于 $80mg/Nm^3$，除雾器 5 的主要目的在于降低净化气中的含湿量，同时也将含湿成分中的吸收溶液返回吸收塔，减小吸收溶液夹带在净化气中含湿成分中引起的损失。经过除雾器 5 的净化气进入再热器 4，在此与温度较高的未脱硫废气间接进行热交换，自身的温度从 50℃以下升高到 75℃以上，然后由抽风机 2 经过烟囱排入大气中。这里，将温度升高到 75℃以上可以使净化气中的含湿成分不饱和（即净化烟气外排温度一般高于烟气露点温度）。利用未脱硫废气的物理显热使净化气升温至露点温度以上的目的有两个：一是避免净化气在烟囱中结露腐蚀烟囱内部构件；二是提高烟囱抽力，使净化气能够抬升到足够高度排入大气。

[0033] 从吸收塔 7 出来的吸收了 SO_2 的低温富液进入贫富液热交换器 9 中先与返回吸收塔 7 的温度较高的贫液进行间接热交换，温度升高到 70-90℃后进入解吸塔 13，在塔内进行汽提解吸，吸收液中的 SO_2 被解吸出来，随水蒸汽上升到塔顶后经过冷凝分离得到纯净的产品气 SO_2，冷凝水则返回到解吸塔中。

[0034] 解吸塔底部的已经解吸出 SO_2 后的贫液被引到再沸器 16，在此贫液通过与温度较高未脱硫废气进行间接换热，从而使贫液保持沸腾状态，不断产生足够蒸汽，在沿解吸塔内部的上升过程中将吸收液中的 SO_2 解吸出来。

[0035] 此外，由于本发明主要利用了碱性类溶液对酸性气体的吸收与解吸特性，因此，除了应用到脱硫工艺之外，根据本发明的系统和方法还可用于废气治理时需要脱除其它酸性气体（例如 CO_2、H_2S 等）的场合。

[0036] 虽然已经结合特定示例性实施例描述了本发明，但是应该理解的是，本发明不限于公开的实施例，而是相反，本发明意图覆盖包括在权利要求及其等同物中的各种修改和等同布置。

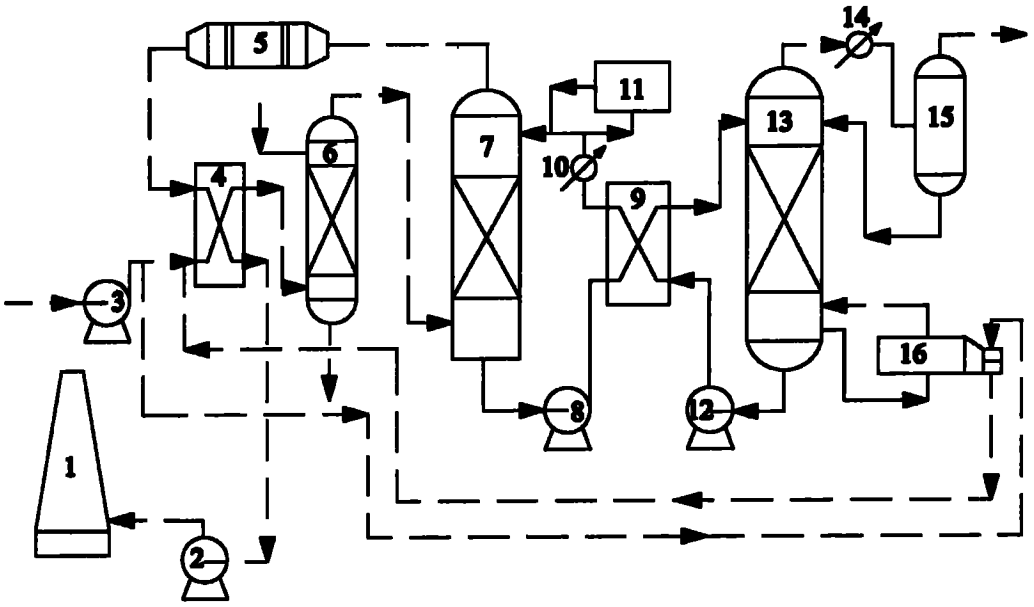


图 1