(19)国家知识产权局

(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 115090098 B
(45)授权公告日 2023.12.19

(21)申请号 202210690607.1

(22)申请日 2022.06.17

(65)同一申请的已公布的文献号
申请公布号 CN 115090098 A

(43)申请公布日 2022.09.23

(73)专利权人 江苏新世纪江南环保股份有限公司
地址 211100 江苏省南京市江宁开发区苏源大道29号江南环保大厦23楼
专利权人 江南环保集团股份有限公司

(72)发明人 张军 祁丽昉 王金勇 罗静

(74)专利代理机构 中国贸促会专利商标事务所有限公司 11038
专利代理师 夏正东

(51)Int.Cl.
B01D 53/78(2006.01)
B01D 53/62(2006.01)

(56)对比文件
CN 201214046 Y,2009.04.01
CN 102781551 A,2012.11.14
CN 113262625 A,2021.08.17
CN 103889548 A,2014.06.25
CN 212327453 U,2021.01.12
CN 202036906 U,2011.11.16
CN 208943818 U,2019.06.07

审查员 田佳阳

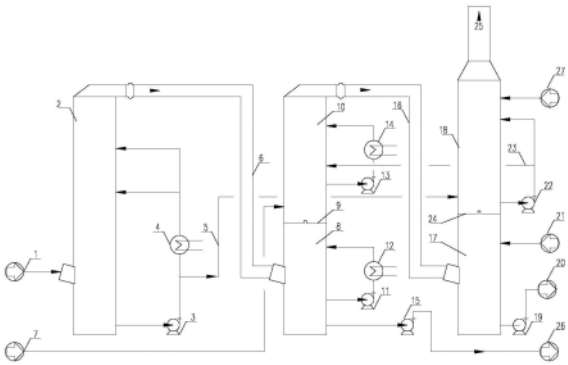
权利要求书1页 说明书6页 附图1页

(54)发明名称

一种氨法脱碳系统节水提效的方法及装置

(57)摘要

本发明公开了一种氨法脱碳系统节水提效的方法,所述氨法脱碳系统包括一冷却塔,其中冷却塔中用于烟气降温的冷凝液洗氨后流向脱碳塔,作为脱碳塔的补水源同时冲洗烟气中部分颗粒物。本发明有效保证了脱碳系统的水平衡,同时无废水排放,节约用水。



CN 115090098 B

1.一种氨法脱碳系统节水提效的方法,其特征在于,含CO_2的工艺气体通过冷却单元冷却,在脱碳吸收单元采用氨作为吸收剂吸收CO_2产碳酸氢铵,再通过氨逃逸控制单元控制氨逃逸,碳酸氢铵生产单元用于生产固体碳酸氢铵;其中

冷却单元产生的冷凝液作为脱碳吸收单元的反应用水,减少氨法脱碳系统的耗水量,其中耗水量下降至少40%,工艺气体是用氨脱除SO_2后的气体,冷凝液中含有硫酸铵和冷凝液呈酸性,pH为3-7。

2.如权利要求1所述的方法,其特征在于,冷却单元产生的冷凝液直接去脱碳吸收单元作为脱碳吸收单元的补水。

3.如权利要求1所述的方法,其特征在于,冷却单元产生的冷凝液去氨逃逸控制单元控制氨逃逸,再流向脱碳吸收单元作为脱碳吸收单元的补水。

4.如权利要求1所述的方法,其特征在于,冷却单元将工艺气体降温至5-35℃。

5.如权利要求1所述的方法,其特征在于,冷却单元将工艺气体降温至10-30℃。

6.如权利要求1所述的方法,其特征在于,冷却单元将工艺气体降温至12-25℃。

7.如权利要求1所述的方法,其特征在于,冷却单元将工艺气体降温至15-23℃。

8.如权利要求1所述的方法,其特征在于,冷凝液中硫酸铵含量为0-5wt%。

9.如权利要求1所述的方法,其特征在于,冷凝液中硫酸铵含量为0-3wt%。

10.如权利要求1所述的方法,其特征在于,冷凝液中硫酸铵含量为0-1wt%。

11.如权利要求1所述的方法,其特征在于,冷凝液中硫酸铵含量为0-0.6wt%。

12.如权利要求1所述的方法,其特征在于,脱碳吸收单元采用分区控制,包括碳酸氢铵生成区、CO_2吸收区,其中碳酸氢铵生成区的反应为产碳酸氢铵,CO_2吸收区的反应为用氨吸收CO_2产碳酸铵、碳酸氢铵、氨基甲酸铵或其组合,氨主要加入CO_2吸收区。

13.如权利要求1所述的方法,其特征在于,氨逃逸控制单元至少设置1层液体分布装置,包括液体分布器、循环泵、液体收集器,液体通过循环泵从液体收集器中抽出,进入液体分布器,实现气液接触吸收工艺气体中的氨,再回到液体收集器。

14.如权利要求3所述的方法,其特征在于,冷却单元产生的冷凝液去氨逃逸控制单元至少一层液体收集器。

15.如权利要求1-14任一项所述的方法,其在一种氨法脱碳系统节水提效的装置中进行,其特征在于,沿工艺气体流动方向,冷却单元、脱碳吸收单元、氨逃逸控制单元依次连接,碳酸氢铵生产单元与脱碳吸收单元连接。

一种氨法脱碳系统节水提效的方法及装置

技术领域

[0001] 本发明属于环保技术领域,具体涉及一种氨法脱碳系统节水提效的方法及装置。

背景技术

[0002] 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CO_2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CO_2,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CO_2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CO_2环境事故。与有机胺脱碳产物相比,氨吸收CO_2的效率高、碳酸氢铵更容易再生,可大幅降低脱碳成本。

[0003] 专利CN201210405126.8公开了一种低能耗热钾碱脱除二氧化碳方法,提出将再生气冷却至低温20℃～60℃后进入再生气分离器,分离出来的冷却水、在考虑系统水平衡的条件下所需的补充水一起作为冷贫液的冷却介质,充分利用冷却水与补充水的低温,降低贫液的冷却量,提高净化气的净化度。但未考虑冷却水的回用问题。

[0004] 专利CN103338842B提出的气体处理方法和系统,在来自CO_2去除阶段用过的月底至少一部分被直接地抽出用于在CO_2阶段重新使用,并且其中用于冷却所述气体流的冷却液体和用于加热所述氨贫化的气体流的加热液体是相同的液体,以达到氨回收液部分循环,冷却液体与酸洗后的液体换热节能。但所述节能措施未考虑脱碳反应耗水与冷却产生的冷凝水之间的关系。

[0005] 专利申请CN201080061321.2描述了一种组合的冷却和清洁系统,其包括在CO_2去除阶段上游的一个气液接触装置和在CO_2去除阶段下游的一个气液接触装置,其中所述预调理工段和所述后调理工段之一的第二气液接触装置配置成与所述工段中另一个的气液接触装置液体连接,以便引导来自气液接触装置的用过的液体的至少一部分以在所述工段中另一个的气液接触装置中使用。所述系统仅通过对预调理工段和后调理工段溶液交换达到气体处理效果,未从整体考虑系统补水及水耗问题。

发明内容

[0006] 本发明涉及一种氨法脱碳系统节水提效的方法,其特征在于,含CO_2的工艺气体通过冷却单元冷却,在脱碳吸收单元采用氨作为吸收剂吸收CO_2产碳酸氢铵,再通过氨逃逸控制单元控制氨逃逸,碳酸氢铵生产单元用于生产固体碳酸氢铵;其中

[0007] 冷却单元产生的冷凝液作为脱碳吸收单元的反应用水,减少氨法脱碳系统的耗水量。

[0008] 在根据本发明的方法中,冷却单元产生的冷凝液直接去脱碳吸收单元作为脱碳吸

收单元的补水。

[0009] 在根据本发明的方法中,冷却单元产生的冷凝液去氨逃逸控制单元控制氨逃逸,再流向脱碳吸收单元作为脱碳吸收单元的补水。

[0010] 在根据本发明的方法中,冷却单元将工艺气体降温至5-35℃,优选10-30℃,更优选12-25℃,最优选15-23℃。

[0011] 在根据本发明的方法中,工艺气体是用氨脱除SO_2后的气体。

[0012] 在根据本发明的方法中,冷凝液中含有硫酸铵,冷凝液中硫酸铵含量为0-5wt%,优选0-3wt%,更优0-1wt%,最优0-0.6wt%。

[0013] 在根据本发明的方法中,脱碳吸收单元采用分区控制,包括碳酸氢铵生成区、CO_2吸收区,其中碳酸氢铵生成区的反应为产碳酸氢铵,CO_2吸收区的反应为用氨吸收CO_2产碳酸铵、碳酸氢铵、氨基甲酸铵或其组合,氨主要加入CO_2吸收区。

[0014] 在根据本发明的方法中,氨逃逸控制单元至少设置1层液体分布装置,包括液体分布器、循环泵、液体收集器,液体通过循环泵从液体收集器中抽出,进入液体分布器,实现气液接触吸收工艺气体中的氨,再回到液体收集器。

[0015] 在根据本发明的方法中,冷却单元产生的冷凝液去氨逃逸控制单元至少一层液体收集器。

[0016] 在根据本发明的方法中,冷凝液呈酸性,pH为3-7。

[0017] 本发明还涉及一种氨法脱碳系统节水提效的装置,其特征在于,沿工艺气体流动方向,冷却单元、脱碳吸收单元、氨逃逸控制单元依次连接,碳酸氢铵生产单元与脱碳吸收单元连接。

[0018] 本发明所限定的氨法脱碳系统节水提效的方法优选在本发明所限定的氨法脱碳系统节水提效的装置中进行。

[0019] 本发明的有益效果主要体现在脱碳系统的耗水量,脱碳效率,氨逃逸、碳酸氢铵化肥(简称碳铵)生产。根据本发明的装置和方法使氨法脱碳系统的耗水量显著下降,例如下降至少40%,优选下降至少50%,更优选下降至少60%。同时也使氨逃逸显著下降,例如使经洗氨塔处理后工艺气体的NH_3含量显著下降,例如下降至少20%,优选下降至少30%,更优选下降至少40%。

[0020] 根据本发明的装置和方法所达到的脱碳效率为至少60%,优选至少70%,更优选至少80%。脱碳后氨逃逸更小(800-5000ppm之间),可以减少氨逃逸控制单元的负荷,从而降低投资成本和运行费用。通过氨逃逸控制单元后的氨逃逸≤20ppm,优选≤15ppm,更优选≤10ppm。本发明的装置可以部分吸收污染物SO_2,得到更低的SO_2浓度,小于10mg/Nm^3,优选小于5mg/Nm^3,更优选小于2mg/Nm^3。

[0021] 脱碳效率=(Q1*w1-Q2*w2)/(Q1*w1)*100%

[0022] Q1为脱碳装置入口标准状态下干烟气流量,m^3/h;

[0023] w1为仪器测得的脱碳装置入口烟气中二氧化碳体积分数%;

[0024] Q2为脱碳装置出口标准状态下干烟气流量,m^3/h;

[0025] w1为仪器测得的脱碳装置出口烟气中二氧化碳体积分数,%。

[0026] 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;

[0027] 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；

[0028] 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。

[0029] 本申请还涉及如下实施方案：

[0030] 1.一种氨法脱碳系统节水提效的方法，其特征在于，含CO_2的工艺气体通过冷却单元冷却，在脱碳吸收单元采用氨作为吸收剂吸收CO_2产碳酸氢铵，再通过氨逃逸控制单元控制氨逃逸，碳酸氢铵生产单元用于生产固体碳酸氢铵；其中

[0031] 冷却单元产生的冷凝液作为脱碳吸收单元的反应用水，减少氨法脱碳系统的耗水量。

[0032] 2.如实施方案1所述的方法，其特征在于，冷却单元产生的冷凝液直接去脱碳吸收单元作为脱碳吸收单元的补水。

[0033] 3.如实施方案1所述的方法，其特征在于，冷却单元产生的冷凝液去氨逃逸控制单元控制氨逃逸，再流向脱碳吸收单元作为脱碳吸收单元的补水。

[0034] 4.如实施方案1所述的方法，其特征在于，冷却单元将工艺气体降温至5-35℃，优选10-30℃，更优选12-25℃，最优选15-23℃。

[0035] 5.如实施方案1所述的方法，其特征在于，工艺气体是用氨脱除SO_2后的气体。

[0036] 6.如实施方案1所述的方法，其特征在于，冷凝液中含有硫酸铵，冷凝液中硫酸铵含量为0-5wt％，优选0-3wt％，更优0-1wt％，最优0-0.6wt％。

[0037] 7.如实施方案1所述的方法，其特征在于，脱碳吸收单元采用分区控制，包括碳酸氢铵生成区、CO_2吸收区，其中碳酸氢铵生成区的反应为产碳酸氢铵，CO_2吸收区的反应为用氨吸收CO_2产碳酸铵、碳酸氢铵、氨基甲酸铵或其组合，氨主要加入CO_2吸收区。

[0038] 8.如实施方案1所述的方法，其特征在于，氨逃逸控制单元至少设置1层液体分布装置，包括液体分布器、循环泵、液体收集器，液体通过循环泵从液体收集器中抽出，进入液体分布器，实现气液接触吸收工艺气体中的氨，再回到液体收集器。

[0039] 9.如实施方案3所述的方法，其特征在于，冷却单元产生的冷凝液去氨逃逸控制单元至少一层液体收集器。

[0040] 10.如实施方案1所述的方法，其特征在于，冷凝液呈酸性，pH为3-7。

[0041] 11.一种氨法脱碳系统节水提效的装置，其特征在于，沿工艺气体流动方向，冷却单元、脱碳吸收单元、氨逃逸控制单元依次连接，碳酸氢铵生产单元与脱碳吸收单元连接。

附图说明

[0042] 图1为实施例中技术方案的简图。

[0043] 图2为对比例，与实施例的区别为冷却塔2产生的冷凝液28作为外排废水外排，进行废水处理。

[0044] 工艺气体1、冷却塔2、冷却循环泵3、冷却换热器4、去洗氨塔的冷凝液5、冷却后工艺气体6、氨7、碳酸氢铵生成区8、集液器9、CO_2吸收区10、碳酸氢铵生成区循环泵11、碳酸氢铵生成区冷却器12、CO_2吸收区循环泵13、CO_2吸收区冷却器14、碳酸氢铵排出泵15、脱碳后工艺气体16、硫酸铵溶液除氨区17、水洗除氨区18、硫酸铵溶液除氨区循环泵19、脱硫循环液回液20、脱硫循环液21、水洗除氨区循环泵22、去脱碳塔补水23、集液器24、净烟气25、碳酸

氢铵处理系统26、除盐水27、外排废水28

具体实施方式

[0045] 一种节水提效的氨法脱碳的装置，包括冷却单元、脱碳吸收单元、氨逃逸控制单元、碳酸氢铵生产单元，沿工艺气体流动方向，冷却单元、脱碳吸收单元、氨逃逸控制单元依次连接。碳酸氢铵生产单元通过管道与脱碳吸收单元连接，冷却单元通过管道与氨逃逸控制单元连接，氨逃逸控制单元通过管道与脱碳吸收单元连接。

[0046] 含CO_2的工艺气体1进入冷却单元冷却，冷却单元包括冷却塔2、冷却循环泵3、冷却换热器4。工艺气体1的冷却主要在冷却换热器4中进行，该冷却换热器4可以采用任何换热器构造，例如管板式换热器。用于工艺气体冷却的冷却介质可以使工艺气体的温度降低到5-35℃，优选10-30℃，更优选12-25℃，最优选15-23℃，并且优选是工业上通常采用的冷冻介质，优选是冷盐水。

[0047] 冷却塔2底部的溶液通过冷却循环泵3抽出，在泵出口通过冷却换热器4降温，再回到冷却塔2进行喷淋，实现气液接触对工艺气体进行降温。工艺气体冷却产生的冷凝液5去氨逃逸控制单元控制氨逃逸，再流向脱碳吸收单元作为脱碳吸收单元的补水23。

[0048] 通过冷却单元冷却后的工艺气体6进入脱碳吸收单元，在脱碳吸收单元采用氨作为吸收剂吸收CO_2产碳酸氢铵。脱碳吸收单元包括碳酸氢铵生成区8和CO_2吸收区10，碳酸氢铵生成区8和CO_2吸收区10通过仅允许气体通过的集液器9隔开。氨从CO_2吸收区加入。碳酸氢铵生成区8底部的溶液通过循环泵11抽出，在泵出口通过冷却换热器12降温，再回到碳酸氢铵生成区8进行喷淋，实现气液接触对工艺气体进行降温，并使溶液与CO_2反应。CO_2吸收区10通过集液器收集液体，再通过循环泵13抽出，在泵出口通过冷却换热器14降温，再回到CO_2吸收区10进行喷淋，实现气液接触对工艺气体进行降温，并使加入氨的溶液与CO_2反应。

[0049] 通过脱碳吸收单元脱除CO_2后的工艺气体16进入氨逃逸控制单元，在氨逃逸控制单元吸收游离氨，控制氨逃逸。氨逃逸控制单元包括脱硫循环液洗涤区17和水洗区18，脱硫循环液洗涤区17和水洗区18通过仅允许气体通过的集液器24隔开。来自氨法脱硫系统的脱硫循环液21进入脱硫循环液洗涤区17进行喷淋，实现气液接触使溶液与NH_3反应，吸收了氨的液体在收集，再通过循环泵19抽出，脱硫循环液20返回脱硫系统。水洗区18通过集液器24收集液体，再通过循环泵22抽出，再回到水洗区18进行喷淋，实现气液接触使溶液与NH_3反应，吸收气体中的氨。工艺气体经冷却单元冷却所产生的冷凝液可以直接去脱碳吸收单元作为脱碳吸收单元的补水。工艺气体经冷却单元冷却所产生的冷凝液5也可以作为补水补入水洗区18底部，多余的水通过循环泵22送入CO_2吸收区10，作为脱碳吸收单元的反应用水，减少氨法脱碳系统的耗水量。

[0050] 系统补水(例如除盐水)27通过管道补至水洗区18。

[0051] 碳酸氢铵生成区8底部含碳酸氢铵的溶液通过碳酸氢铵排出泵15送至碳酸氢铵处理系统26用于生产固体碳酸氢铵。

[0052] 本发明提供如下实施例1以进一步说明本发明氨法脱碳系统节水提效的方法和装置的有益技术效果和经济效果。

[0053] 实施例1

[0054] 工艺气体1是通过氨法脱硫脱除SO_2后的气体。

[0055] 工艺气体冷却产生的冷凝液5中含有硫酸铵,冷凝液中硫酸铵含量为0.5wt%,冷凝液呈酸性,pH为3.8。冷凝液5作为补水补入水洗区18底部,流量为5.46t/h。

[0056] 脱碳吸收单元采用分区控制,包括碳酸氢铵生成区、CO_2吸收区,其中碳酸氢铵生成区的反应为产碳酸氢铵,CO_2吸收区的反应为用氨吸收CO_2产碳酸铵、碳酸氢铵、氨基甲酸铵或其组合,液氨主要加入CO_2吸收区。脱碳吸收单元的反应用水为6.28t/h。

[0057] 脱碳系统补水27的补水量为0.82t/h。

[0058] 脱碳采用99.6%的液氨作为吸收剂,工艺气体1参数见下表:

[0059]

序号	项目	数值
1	气量，Nm^3/h	86390
2	温度，℃	40
3	SO_2含量，mg/Nm^3	35

[0060]

4	CO_2含量，v%	12.0
5	NH_3含量，ppm	3

[0061] 冷却后工艺气体6参数见下表:

[0062]

序号	项目	数值
1	气量,Nm^3/h	82332
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

[0063] 经脱碳吸收塔处理后工艺气体16参数见下表:

[0064]

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	脱碳效率,%	60
5	副产碳酸氢铵量,t/h	22.5
6	99.6%的液氨消耗量,t/h	4.86

[0065] 经洗氨塔处理后工艺气体25主要参数见下表:

[0066]

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,ppm	5

[0067] 对比例1

[0068] 与实施例的区别为:冷却塔2产生的冷凝液28外排,进行废水处理。其余流程与实施例1相同。

[0069] 冷凝液28为外排废水,流量为5.46t/h。

[0070] 脱碳系统补水27的补水量为6.28t/h。

[0071] 工艺气体参数及脱碳效果与实施例1一致,但在洗氨塔18中,相对于只补充脱盐水27,采用酸性冷凝液5作为补水洗涤除氨效果更好。

[0072] 经洗氨塔处理后工艺气体25主要参数见下表:

[0073]

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,ppm	5

[0074] 实施例1与对比例1相比,系统补水减少87%,氨逃逸减少44%。

[0075] 从以上本发明实施例的技术方案可以看出,经过本发明方法和装置中对冷凝液的利用,能够实现高效脱碳的同时控制氨逃逸,而且进一步减少了减少氨法脱碳系统的耗水量,从而实现了优异的技术效果和经济效果。

[0076] 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。

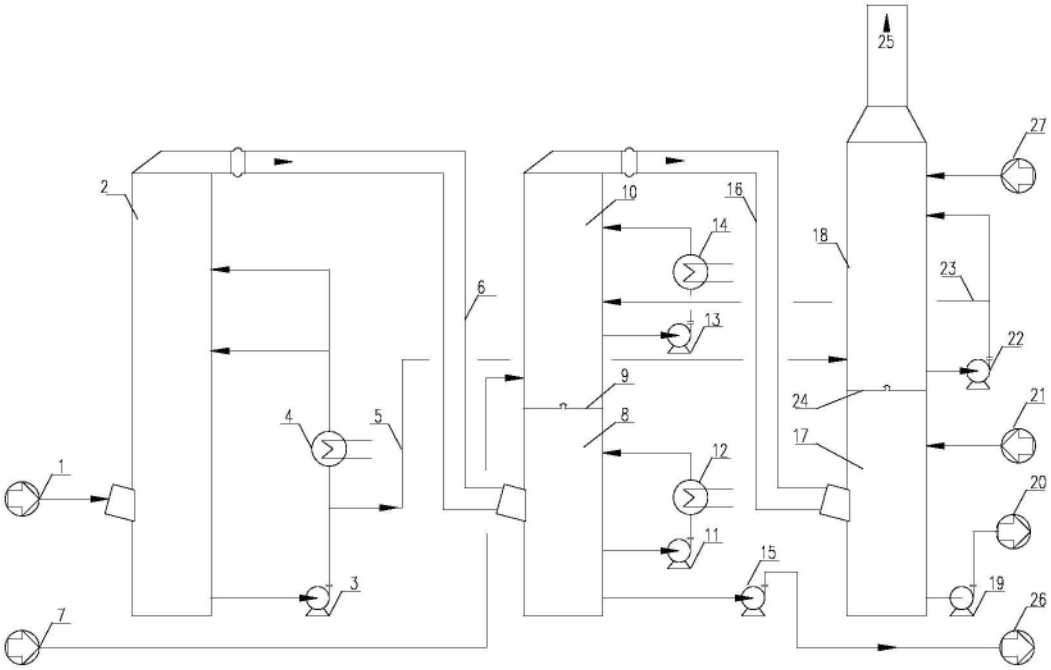

25
27
2
10
16
14
18
23
6
13
22
9
24
21
4
5
8
17
12
1
20
11
15
19
3
26
7

图1

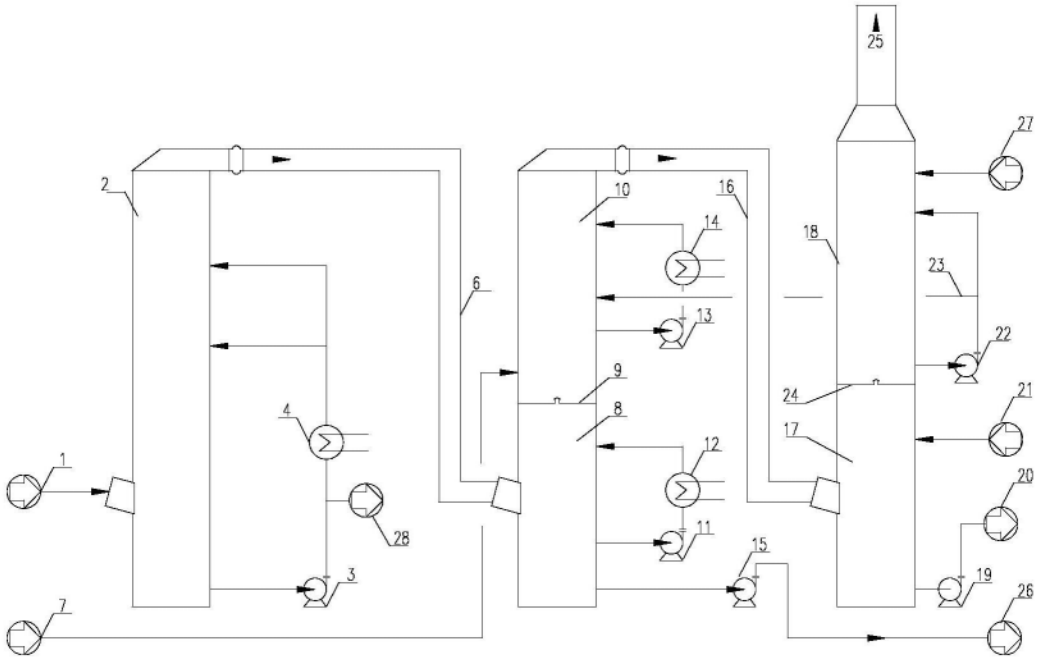

25
27
2
10
16
14
18
23
6
13
22
9
24
21
4
8
17
12
1
20
28
11
15
19
3
26
7

图2