(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 107129836 A
(43)申请公布日 2017.09.05

(21)申请号 201710332603.5

(22)申请日 2017.05.12

(71)申请人 华能(天津)煤气化发电有限公司
地址 300452 天津市滨海新区临港经济区1号

(72)发明人 李金杰 王相平 秦建明 李振伟 杨承江 范旭 李宗旸 杨思伟 李志强 王超 吴志宏 陈宏奎 步新战 文子强 赵伟民 孙国平 白国威 李显韩 邢广华 王赞宇 尹少峰 屈卫 王亚龙 杜浩

(74)专利代理机构 天津创智天诚知识产权代理事务所(普通合伙) 12214
代理人 王秀奎

(51)Int.Cl.
C10K 1/00(2006.01)
C02F 1/10(2006.01)
C02F 101/16(2006.01)

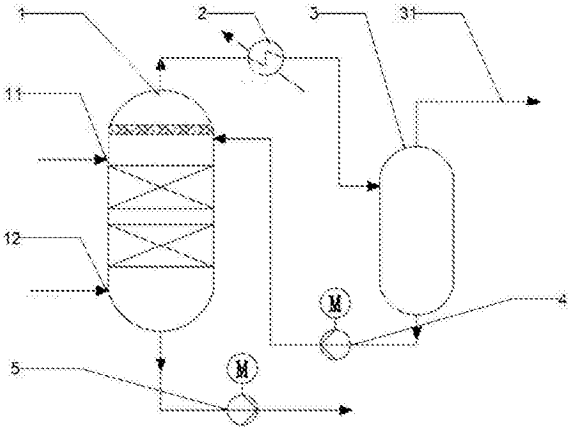
权利要求书2页 说明书3页 附图1页

(54)发明名称

一种基于整体煤气化联合循环发电技术煤气气化和脱硫单元的氨氮脱除装置和方法

(57)摘要

本发明公开了一种基于整体煤气化联合循环发电技术煤气气化和脱硫单元的氨氮脱除装置和方法，汽提塔的左侧上部设有煤气凝液进口，左侧下部设有低压蒸汽进口，汽提塔的顶部管口通过管道与汽提气冷却器上部管口相连，汽提塔的底部管口通过管道与汽提水泵的入口相连，汽提水泵的出口通过管路连接煤气化装置；汽提气冷却器的下部管口通过管道与气液分离罐的左侧上部管口相连；气液分离罐的上部管口通过含氨酸性气体管线与去硫回收装置相连接，底部管口通过管道与凝液返回泵入口相连，凝液返回泵的出口通过管道与汽提塔的右侧上部管口相连接。本发明的有益效果是：减少脱硫剂MDEA溶液系统氨氮累积量，缓解煤气化气体脱硫剂MDEA溶液劣化速率，延长使用周期。



CN 107129836 A

1.一种基于整体煤气化联合循环发电技术煤气气化和脱硫单元的氨氮脱除装置，其特征在于：包括汽提塔、汽提气冷却器、气液分离罐、凝液返回泵、汽提水泵；

所述汽提塔的左侧上部设有煤气凝液进口，左侧下部设有低压蒸汽进口，所述汽提塔的顶部管口通过管道与汽提气冷却器上部管口相连，汽提塔的底部管口通过管道与汽提水泵的入口相连，所述汽提水泵的出口通过管路连接煤气化装置；

所述汽提气冷却器的下部管口通过管道与气液分离罐的左侧上部管口相连；

所述气液分离罐的上部管口通过含氨酸性气体管线与去硫回收装置相连接，底部管口通过管道与凝液返回泵入口相连，所述凝液返回泵的出口通过管道与汽提塔的右侧上部管口相连接。

2.根据权利要求1所述的一种基于整体煤气化联合循环发电技术煤气气化和脱硫单元的氨氮脱除装置，其特征在于：所述汽提冷却器使用冷却水进行冷却。

3.根据权利要求1所述的一种基于整体煤气化联合循环发电技术煤气气化和脱硫单元的氨氮脱除装置，其特征在于：所述汽提塔内为填料塔，汽提塔内设有两层鲍尔环填料床层，鲍尔环填料床层的上部设置丝网除沫器。

4.根据权利要求1所述的一种基于整体煤气化联合循环发电技术煤气气化和脱硫单元的氨氮脱除装置，其特征在于：所述含氨酸性气体管线设置压力调节阀。

5.根据权利要求1所述的一种基于整体煤气化联合循环发电技术煤气气化和脱硫单元的氨氮脱除装置，其特征在于：所述汽提水泵出口连接的管路上设有液位调节阀。

6.一种基于整体煤气化联合循环发电技术煤气气化和脱硫单元的氨氮脱除方法，其特征在于：包括以下步骤

S1：煤气冷凝液通过煤气凝液进口通过进入汽提塔的上部，煤气冷凝液流量为10-15t/h，压力为2.5-3MPa，煤气冷凝液在汽提塔内自上而下流动，低压蒸汽通过低压蒸汽进口进入汽提塔下部，低压蒸汽流量为2.5-3.5t/h，压力为0.35-0.45MPa，蒸汽自下而上流动，凝液与蒸汽在汽提塔床层内接触并将凝液中的氨组份汽提出来，汽提塔底部处理过的汽提水经过汽提水泵输送至煤气化装置循环利用；

S2：汽提塔顶部的汽提气进入汽提气冷却器内冷却，汽提塔顶部汽提气温度为130-140℃，经汽提气冷却器冷却后温度为85-105℃；

S3：冷却后进入气液分离罐，在气液分离罐内实现气液两相的分离；气液分离罐分离出的含氨酸性气体通过含氨酸性气体管线输送至需要氨气的硫回收单元；

S4：气液分离罐分离出的凝液，通过凝液返回泵输送回汽提塔上部，凝液返回泵出口压力为0.5-0.8M。

7.根据权利要求6所述的一种基于整体煤气化联合循环发电技术煤气气化和脱硫单元的氨氮脱除方法，其特征在于：所述步骤S3中含氨酸性气体管线设置压力调节阀，控制系统压力为0.1-0.4MPa。

8.根据权利要求6所述的一种基于整体煤气化联合循环发电技术煤气气化和脱硫单元的氨氮脱除方法，其特征在于：所述步骤S1中煤气凝液进口处的煤气冷凝液温度为50℃，流量为15t/h，压力为2.6MPa。

9.根据权利要求6所述的一种基于整体煤气化联合循环发电技术煤气气化和脱硫单元的氨氮脱除方法，其特征在于：所述步骤S2中的气冷却器将汽提气冷却至90-100℃。

10.根据权利要求6所述的一种基于整体煤气化联合循环发电技术煤气气化和脱硫单元的氨氮脱除方法，其特征在于：所述S1中汽提塔底部汽提水排出压力为0.35MPa，底部汽提水温度为135℃，顶部汽提气温度为130℃，蒸汽量为3t/h。

一种基于整体煤气化联合循环发电技术煤气气化和脱硫单元的氨氮脱除装置和方法

技术领域

[0001] 本发明涉及整体煤气化联合循环发电技术(简称IGCC)煤气化、脱硫技术技术领域,特别是涉及一种基于整体煤气化联合循环发电技术煤气气化和脱硫单元的氨氮脱除装置和方法。

背景技术

[0002] 在IGCC煤气化、脱硫领域,煤气化气体中含有大量的氨组份,在经过煤气化装置中的水系系统以后,部分氨氮进入水体,剩余部分随煤气化气体进入下游净化装置,经过煤气化气体冷凝、硫氧化碳水解、甲基二乙醇胺(MDEA)溶液吸收硫化氢,煤气得到净化,净化后的煤气送至下游系统。但是,煤气化气体冷凝产生的水体中含有大量的氨氮,最终进入煤气化装置水体中;而煤气化气体经过MDEA溶液接触后,部分氨氮组份留在了MDEA溶液,一定时间后,MDEA溶液劣化,脱硫能力降低,严重影响了装置的安全稳定运行。

发明内容

[0003] 本发明的目的是针对现有技术中存在的技术缺陷,而提供一种煤气气化和脱硫单元的氨氮脱除装置,将IGCC煤气化煤气中含有的氨氮组份利用合理的方式脱除并加以利用,最终降低煤气化装置水体中的氨氮总量。同时,降低进入MDEA溶液煤气化气体中的氨氮累积量,保持溶液脱硫性能。

[0004] 为实现本发明的目的所采用的技术方案是:

[0005] 一种基于整体煤气化联合循环发电技术煤气气化和脱硫单元的氨氮脱除装置,包括汽提塔、汽提气冷却器、气液分离罐、凝液返回泵、汽提水泵;

[0006] 所述汽提塔的左侧上部设有煤气凝液进口,左侧下部设有低压蒸汽进口,所述汽提塔的顶部管口通过管道与汽提气冷却器上部管口相连,汽提塔的底部管口通过管道与汽提水泵的入口相连,所述汽提水泵的出口通过管路连接煤气化装置;

[0007] 所述汽提气冷却器的下部管口通过管道与气液分离罐的左侧上部管口相连;

[0008] 所述气液分离罐的上部管口通过含氨酸性气体管线与去硫回收装置相连接,底部管口通过管道与凝液返回泵入口相连,所述凝液返回泵的出口通过管道与汽提塔的右侧上部管口相连接。

[0009] 优选的,汽提冷却器使用冷却水进行冷却。

[0010] 优选的,所述汽提塔内为填料塔,汽提塔内设有两层鲍尔环填料床层,鲍尔环填料床层的上部设置丝网除沫器。

[0011] 优选的,所述含氨酸性气体管线设置压力调节阀。

[0012] 优选的,所述汽提水泵出口连接的管路上设有液位调节阀。

[0013] 一种基于整体煤气化联合循环发电技术煤气气化和脱硫单元的氨氮脱除方法:

[0014] S1:煤气冷凝液通过煤气凝液进口通过进入汽提塔的上部,煤气冷凝液流量为10-

15t/h，压力为2.5-3MPa，煤气冷凝液在汽提塔内自上而下流动，低压蒸汽通过低压蒸汽进口进入汽提塔下部，低压蒸汽流量为2.5-3.5t/h，压力为0.35-0.45MPa，蒸汽自下而上流动，凝液与蒸汽在汽提塔床层内接触并将凝液中的氨组份汽提出来，汽提塔底部处理过的汽提水经过汽提水泵输送至煤气化装置循环利用；

[0015] S2：汽提塔顶部的汽提气进入汽提气冷却器内冷却，汽提塔顶部汽提气温度为130-140℃，经汽提气冷却器冷却后温度为85-105℃；

[0016] S3：冷却后进入气液分离罐，在气液分离罐内实现气液两相的分离；气液分离罐分离出的含氨酸性气体通过含氨酸性气体管线输送至需要氨气的硫回收单元；

[0017] S4：气液分离罐分离出的凝液，通过凝液返回泵输送回汽提塔上部，凝液返回泵出口压力为0.5-0.8M。

[0018] 优选的，所述步骤S3中含氨酸性气体管线设置压力调节阀，控制系统压力为0.1-0.4MPa。

[0019] 优选的，所述步骤S1中煤气凝液进口处的煤气冷凝液温度为50℃，流量为15t/h，压力为2.6MPa。

[0020] 优选的，所述步骤S2中的气冷却器将汽提气冷却至90-100℃。

[0021] 优选的，所述S1中汽提塔底部汽提水排出压力为0.35MPa，底部汽提水温度为135℃，顶部汽提气温度为130℃，蒸汽量为3t/h。

[0022] 优选的，所述汽提水泵出口连接的管路上设有液位调节阀，控制汽提塔液位3-3.5m。

[0023] 与现有技术相比，本发明的有益效果是：

[0024] 1、煤气化气体冷凝液经过汽提塔汽提后，水体中的氨氮能够脱除90％以上，该水可以返回煤气化装置进行循环利用，最终降低了煤气化装置废水的总含氮量。

[0025] 2、可降低装置气体及水体中氨氮总量，减少脱硫剂甲基二乙醇胺(MDEA)溶液系统氨氮累积量，缓解煤气化气体脱硫剂MDEA溶液劣化速率，延长使用周期。

[0026] 3、汽提出的含氨气体输送至硫回收装置利用，降低硫回收装置碱液消耗量。

附图说明

[0027] 图1所示为本发明的氨氮脱除装置的结构示意图。

具体实施方式

[0028] 以下结合附图和具体实施例对本发明作进一步详细说明。应当理解，此处所描述的具体实施例仅仅用以解释本发明，并不用于限定本发明。

[0029] 一种基于整体煤气化联合循环发电技术煤气气化和脱硫单元的氨氮脱除装置，包括汽提塔1、汽提气冷却器2、气液分离罐3、凝液返回泵4、汽提水泵5；

[0030] 所述汽提塔1的左侧上部设有煤气凝液进口11，左侧下部设有低压蒸汽进口12，所述汽提塔1的顶部管口通过管道与与汽提气冷却器2上部管口相连，所述汽提塔1底部管口通过管道与汽提水泵5的入口相连，所述汽提水泵5的出口通过管路连接煤气化装置；

[0031] 所述汽提气冷却器2的下部管口通过管道与气液分离罐3的左侧上部气体进口相连，汽提冷却器使用冷却水进行冷却；

[0032] 所述气液分离罐3的上部管口通过含氨酸性气体管线31与去硫回收装置相连接，底部管口通过管道与凝液返回泵入口相连，所述凝液返回泵4的出口通过管道与汽提塔1的右侧上部管口相连接。

[0033] 所述汽提塔1内有两层鲍尔环填料床层，上部设置丝网除沫器。

[0034] 工作方式：

[0035] 温度为50℃，流量为15t/h，压力为2.6MPa的煤气冷凝液进入汽提塔1上部，与汽提塔1底部的上升蒸汽在床层内接触，冷凝液中的氨组份被汽提出来，从汽提塔1顶部输送至汽提气冷却器2，被冷却至90-100℃。

[0036] 汽提塔1底部汽提水排出压力为0.35MPa，底部汽提水温度为135℃，顶部汽提气温度为130℃，蒸汽量为3t/h。

[0037] 汽提塔1底部的汽提水通过汽提水泵5，压力升高到4.0MPa后送至煤气化装置，通过汽提水泵出口设置的液位调节阀控制汽提塔1内的液位3-3.5m。

[0038] 气液分离罐3底部的冷凝液通过凝液泵输送至汽提塔上部，凝液泵出口设置液位调节阀，控制分液罐液位0.7-0.9m。

[0039] 含氨酸性气管线31上设置压力调节阀，控制系统压力为0.35MPa。

[0040] 汽提塔1为填料塔，实现气液充分接触，汽提塔1的顶部设置丝网除沫器，防止气液夹带。

[0041] 汽提塔1顶部含氨气体经过汽提气冷却器冷却后温度控制在90-100℃，防止铵盐结晶影响装置稳定运行。

[0042] 汽提塔底部汽提水排出压力为0.35MPa，经过多级高压汽提水泵5输送至煤气化装置，压力为2.8MPa。

[0043] 以上所述仅是本发明的优选实施方式，应当指出的是，对于本技术领域的普通技术人员来说，在不脱离本发明原理的前提下，还可以做出若干改进和润饰，这些改进和润饰也应视为本发明的保护范围。

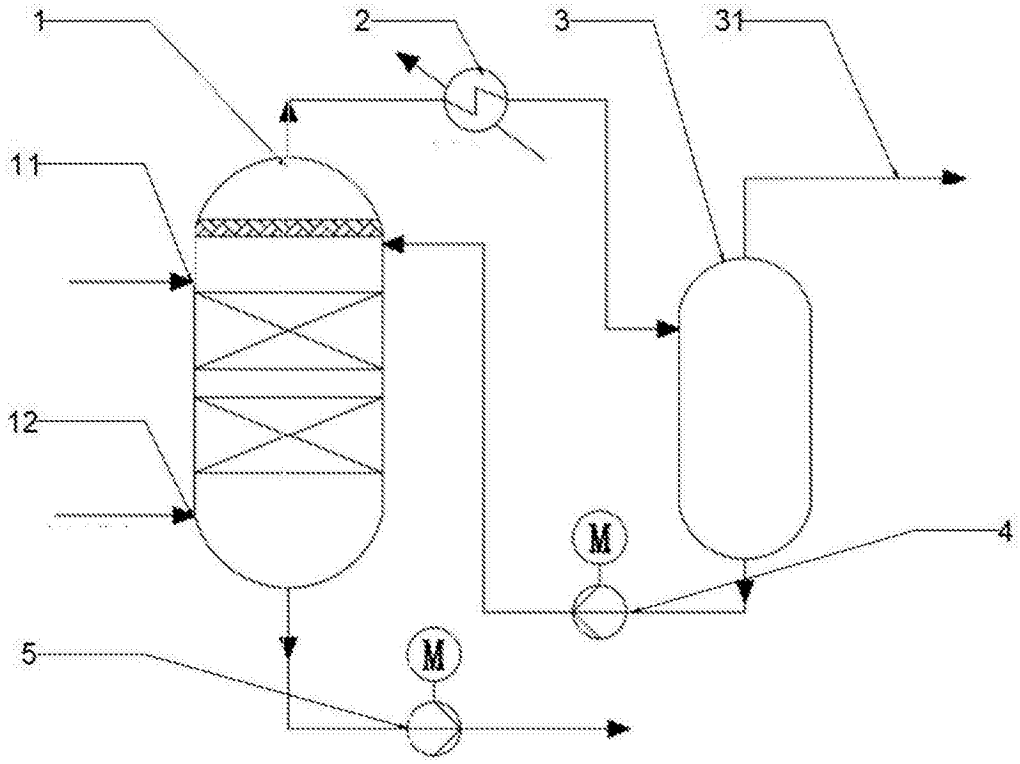


图1