



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 101880552 B

(45) 授权公告日 2013. 03. 27

(21) 申请号 201010214480. 3

CN 1482056A A, 2004. 03. 17,

(22) 申请日 2010. 06. 29

CN 101045524A A, 2007. 10. 03,

(73) 专利权人 中国科学院广州能源研究所

审查员 吴倩

地址 510640 广东省广州市天河区五山能源
路 2 号

(72) 发明人 谢建军 阴秀丽 吴创之

(74) 专利代理机构 广州科粤专利商标代理有限
公司 44001

代理人 莫瑶江

(51) Int. Cl.

C10J 3/66 (2006. 01)

C10J 3/84 (2006. 01)

C10J 3/54 (2006. 01)

C10J 3/56 (2006. 01)

(56) 对比文件

CN 1435369A A, 2003. 08. 13,

CN 1221777A A, 1999. 07. 07,

CN 101225315A A, 2008. 07. 23,

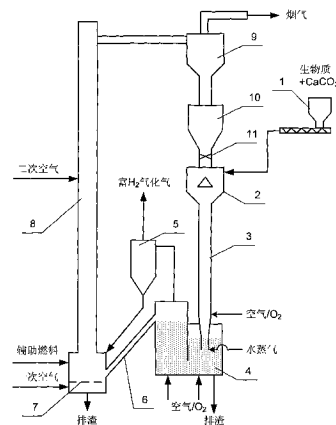
权利要求书 2 页 说明书 7 页 附图 2 页

(54) 发明名称

一种由生物质制备富氢合成气的气化装置及
方法

(57) 摘要

本发明提供了一种制备富氢合成气的生物质
气化装置及方法。该装置包括生物质加料器、混合
器、热解室、气化室、气化气分离器、燃烧室、烟气
分离器、料仓、碟阀。本发明方法将生物质气化过
程分为分为生物质热解、半焦气化、热载体循环三
部分三部分。本发明可得到焦油含量低于 200mg/
Nm³, H₂/CO 比大于 1. 1 的合成气, 能量利用率与过
程的经济性均得到显著提高。



1. 一种由生物质制备富氢合成气的气化装置,其特征在于:该装置包括如下组件:生物质加料器、混合器、热解室、气化室、气化气分离器、燃烧室、烟气分离器、料仓、碟阀;生物质加料器通过加料管与混合器连接,混合器上端连接碟阀,下端连通热解室,热解室出口设置渐缩圆锥形管,大部分锥体插入气化室右侧,锥体起始处及锥体末端处分别设置空气/ O_2 与水蒸气引入口,气化室经中间隔板隔离成为底部连通的左右两侧,气化室左右两侧底部均设置空气/ O_2 引入口,气化室右侧底部还设置排渣口,气化室左侧顶部引出管道连接气化气分离器的上侧,气化室左侧中上部通过返料管与燃烧室下部连接,气化气分离器下部设置固体颗粒料仓,并在料仓下部安装截止阀与燃烧室底部连接以间歇返料至燃烧室,燃烧室底部设置辅助燃料加料口及一次空气引入口,燃烧室中上部设置二次空气引入口,燃烧室顶部出口连接烟气分离器,烟气分离器上部设置烟气排放口,烟气分离器下部设置料仓,料仓下部连接碟阀。

2. 如权利要求1所述的由生物质制备富氢合成气的气化装置,其特征在于:所述碟阀通过碟阀出口管与混合器连通,该出口管插入混合器腔体,插入部分长度为出口管内径的1-1.5倍,并呈向内收缩形状。

3. 如权利要求1或2所述的由生物质制备富氢合成气的气化装置,其特征在于:所述混合器由同轴的上部圆柱筒形腔体和下部圆锥形腔体组成,两者的高度之比为3-4:1,在腔体轴心线安装弧形锥面颗粒导流锥,导流锥通过支撑管支撑,在连通混合器上部腔体的碟阀出口管与导流锥之间设置加料管。

4. 如权利要求3所述的由生物质制备富氢合成气的气化装置,其特征在于:所述导流锥弧形锥面的弧面弧度为 $45-60^\circ$,加料管与混合器腔体轴心线方向呈 $15-30^\circ$ 夹角,加料管出口端口的投影要全部位于导流锥上且须靠近混合器腔体轴心线一侧。

5. 如权利要求1所述的由生物质制备富氢合成气的气化装置,其特征在于:所述热解室为圆柱形筒体,热解室沿筒体轴心线两侧左右交替设置与轴心线呈 $45-60^\circ$ 夹角且向上方倾斜的半椭圆形挡板,所述挡板椭圆中心处固定在挡板支架上,挡板上缘靠近热解室圆柱体内壁但不发生接触,挡板支架放置位置与热解室筒体轴心线重合,热解室出口处由倒锥形缩口锥体过渡到直径稍小的圆柱形筒体,所述直径稍小的圆柱形筒体插入气化室右侧。

6. 如权利要求1所述的由生物质制备富氢合成气的气化装置,其特征在于:所述气化室为一底部连通、上部被气化室隔板隔离的长方体形鼓泡反应器,隔板位于长方体气化室的正中间,隔板高度为气化室右侧高度的 $2/3-4/5$;右侧气化室与热解室出口相连,右侧气化室底部设置1个排渣口及4个空气/ O_2 引入口,左侧气化室顶部连接气化气分离器,左侧气化室的左侧气化室高度 $4/5$ 处设置固体颗粒出口,通过返料管与燃烧室底部相连通,左侧气化室底部亦设置有1个空气/ O_2 引入口。

7. 如权利要求1所述的由生物质制备富氢合成气的气化装置,其特征在于:所述气化气分离器底部连接截止阀,截止阀连接出口管并与燃烧室底部连接,气化气分离器顶部设置合成气出口。

8. 如权利要求1所述的由生物质制备富氢合成气的气化装置,其特征在于:所述燃烧室底部设置辅助燃料加料口及一次空气引入口,燃烧室中上部 $1/2-2/3$ 高度处设置二次空气引入口。

9. 一种使用权利要求 1 装置的由生物质制备富氢合成气的方法,其特征在于:将生物质气化过程分为生物质热解、半焦气化、热载体循环三部分;生物质与吸附剂混合后经生物质加料器给料,通过加料管运行至混合器,并在混合器处与循环热载体、飞灰混合后迅速进行热量传递;生物质、热载体及吸附剂固体颗粒在重力作用下加速进入热解室;生物质与热载体、吸附剂在热解室内混合均匀的同时进行生物质催化热解反应以充分析出挥发份;在热解室出口段的锥体上缘处引入空气或 O_2 ,在热解室出口处通入水蒸气以预气化生物质热解得到的半焦;分别在气化室左侧、右侧的气化剂引入口通入空气或 O_2 将半焦二次气化,并通过气化室右侧的排渣口不定期排出炉渣;从气化室左侧顶部排出气化气体经气化气分离器分离净化后备用,未气化的半焦、循环热载体、吸附剂颗粒经返料管运动到燃烧室底部;在燃烧室底部加入辅助燃料,并引入一次空气将半焦、辅助燃料氧化,产生的高温加热循环热载体及煅烧再生吸附剂,二次空气进一步燃尽残炭,燃烧烟气经旋风分离器后排放;热载体、再生后的吸附剂、飞灰携带燃烧室吸收热量经料仓、碟阀参与下一轮循环并为热解反应提供热量,尾气是富含 CO_2 的燃烧烟气。

10. 如权利要求 9 所述的由生物质制备富氢合成气的方法,其特征在于:生物质、热载体及吸附剂固体颗粒在重力作用下加速进入热解室后,经热解室挡板的阻挡又被减速至趋近静止,随后在倾斜的热解室挡板上向下滑落,在滑落的过程中重新在重力作用下被加速,经历反复的加速-减速循环过程以增加上述固体颗粒在热解室内的停留时间。

11. 如权利要求 9 所述的由生物质制备富氢合成气的方法,其特征在于:在气化反应开始前即通入一次空气和二次空气,并向燃烧室投入辅助燃料,之后投放热载体和吸附剂的混合物,热载体和吸附剂投入总质量视燃烧室流化能力及生物质加料量而定;所述排渣口进行不定期排渣会使炉内热载体及吸附剂总质量变少,因此生物质加料时应连续补充吸附剂;用于焦油催化裂解及固碳的吸附剂颗粒与生物质混合后进料,或采用独立的给料机进料。

12. 由权利要求 9 或 11 所述的由生物质制备富氢合成气的方法,其特征在于:所述吸附剂选自石灰石、白云石或橄榄石中一种,所述热载体为石英砂或河砂;吸附剂与热载体的质量比 30%,吸附剂连续给料,占总给料量的 3-10%。

一种由生物质制备富氢合成气的气化装置及方法

技术领域

[0001] 本发明涉及到一种生物质气化技术领域,尤其涉及一种利用生物质制取富氢合成气的气化装置及方法。

技术背景

[0002] 生物质气化发生的物理与化学过程主要包括生物质干燥、热解、气化及气相反应等,上述热解、气化过程均可产生焦油。热解反应温度 400℃时,生物质脱挥发分后生成糖、醛、酸类化合物,顺丁烯,环戊二烯是形成焦油的主要前驱物;随着反应温度上升,这些前驱物经脱 H、聚合等反应生成酚类化合物;当进一步提高反应温度至 900℃,焦油主要由多环芳烃、烷基取代多环芳烃组成。根据焦油组分随温度变化的特点, Milne 和 Evans 将生物质焦油划分为三类:以糖、醛为代表的第 一类焦油(primary tar);以酚类为代表的第 二类焦油(secondary tar);以多环芳烃、烷基取代多环芳烃为代表的第 三类焦油(tertiary tar)。

[0003] 研究表明,采用上吸式固定床、流化床、下吸式固定床气化所得粗产品气焦油含量大致为 100g/Nm³、10g/Nm³、1g/Nm³。不同形式的反应器与焦油的主要成分存在相关性,上吸式气化主要生成第 一类焦油,下吸式气化产生焦油的主要成分为第 三类焦油,流化床气化所得焦油以第 二类、第 三类焦油为主。

[0004] 粗产品气内焦油含量过高的危害可概括为:1) 增加气体净化处理难度与复杂程度;2) 轻质焦油如酚溶于洗涤水可污染水体,如萘可形成结晶堵塞阀门及发电设备,重质焦油在 350℃以下发生冷凝可堵塞内燃机中间冷却器;3) 焦油所含酸性物质可腐蚀内燃机或燃气轮机气缸;4) 降低系统气化效率和能源利用效率。

[0005] 因此生物质气化气必须净化后才能使用,焦油脱除技术可分为炉内去除(如氧化裂解、热裂解、炉内催化裂解)与炉外去除(如炉外催化裂解、布袋过滤、湿洗、静电捕获)两种方式。较典型的工艺可分为以下三种:1) 气化+白云石卫床+Ni 基主床催化;2) 高温热裂解;3) 木炭催化裂解。基于 Ni 基催化剂在处理焦油含量 2g/Nm³ 的粗产品气时催化活性急剧下降的事实,西班牙萨拉戈萨大学提出炉内、炉外脱除相结合的工艺:在 Ni 基催化剂主床之前增加白云石卫床的三步式气化,这样做既可避免 Ni 基催化剂失活过快,又可得到焦油含量低于 200mg/Nm³ 的较高洁净度的合成气。第 二种工艺是泰国亚洲技术研究所提出,通过向气化炉还原区引入二次风产生高温以热裂解焦油,从而达到降低焦油的目的。第 三种是丹麦技术大学提出的固定床热解-气化两段式气化炉,它使生物质未气化半焦在气化炉出口形成木炭床层,利用高温木炭床的还原作用催化裂解焦油,后两种工艺同属一种多段式气化,通过将气化过程在不同反应器或同一反应器不同区域进行热解、气化反应,可在不同的反应区优化控制反应条件,使每一转化过程及操作条件达到最优状态以降低焦油含量,从而提高气化效率与产气质量。

[0006] 上述三种工艺分别存在明显的弱点,高温裂解工艺需要燃烧部分可燃气使反应器达到 1000℃的高温,从而牺牲气化的热值;两段式气化工艺需要大量热源供给热解室热

解,且固定床存在放大困难的缺点;三步式工艺虽可得到洁净度较高的气体,但所需成本过高,经济性很差。

[0007] 迄今气化技术已广泛用于包括发电在内的其他场合,如用于生物质基液体燃料技术,生物质基燃料电池技术等,这些技术对气化气组成提出更高的要求,如传统空气气化技术所制取的合成气 H_2/CO 比只有 0.25-0.50 之间,即便采用 O_2 -水蒸气气化也只能达到 0.60-0.87,然而用于费托合成液体烃类燃料或二甲醚时要求原料气的 H_2/CO 之比维持在 1.1-2.0 之间;与此同时,为降低下游焦油脱除工艺的运行成本,将粗产品气中的焦油含量维持在 $200mg/Nm^3$ 以下是提高气化技术经济性的可靠措施之一,因此务必寻找其他可行性高,用途广泛的新工艺。

[0008] 发明内容

[0009] 为克服现有生物质气化技术的缺点,本发明提供一种生物质制备低焦油富氢合成气的气化装置及方法。

[0010] 为达到上述目的,本发明采取了以下技术方案:

[0011] 本发明气化装置是一种生物质循环流化床气化装置,该装置包括:生物质加料器、混合器、热解室、气化室、气化气分离器、返料管、辅助燃料加料器、燃烧室、烟气分离器、料仓、蝶阀。根据生物质给料及固体颗粒循环路径,这些部件位置及连接方式依次为:生物质加料器通过加料管与混合器连接,混合器上端连接蝶阀,下端连接热解室,热解室出口设置渐缩圆锥形管,大部分锥体插入气化室右侧,锥体起始处及锥体末端处分别设置空气/ O_2 与水蒸气引入口,气化室经中间隔板隔离成为底部连通的左右两侧,气化室左右两侧底部均设置空气/ O_2 引入口,气化室右侧底部还设置排渣口,气化室左侧顶部引出管道连接气化气分离器的上侧,气化室左侧中上部通过返料管与燃烧室下部连接,气化气分离器下部设置固体颗粒料仓,并在料仓下部安装截止阀与燃烧室底部连接以间歇返料至燃烧室,燃烧室底部设置辅助燃料加料口及一次空气引入口,燃烧室中上部设置二次空气引入口。燃烧室顶部出口连接烟气分离器,烟气分离器上部设置烟气排放口,烟气分离器下部设置料仓,料仓下部连接蝶阀。

[0012] 所述蝶阀通过蝶阀出口管与混合器连通,该出口管插入混合器腔体,插入部分长度为出口管内径的 1-1.5 倍,并呈向内收缩形状,可以起到导流固体热载体作用。

[0013] 所述混合器由上部的圆柱筒形腔体和下部的圆锥形腔体组成,两者的高度之比为 3-4:1,该腔体的上端与蝶阀的出口管连接,下端与热解室相通,在轴心线安装弧形锥面颗粒导流锥,导流锥通过支撑管支撑,在蝶阀出口管与导流锥之间设置加料管,导流锥弧形锥面的弧面弧度为 $45-60^\circ$,加料管与混合器轴心线方向呈 $15-30^\circ$ 夹角,加料管出口端口的投影要全部位于导流锥上且须靠近混合器轴心线一侧。加料管出口端在轴向方向上更靠近蝶阀出口管管端,而远离导流锥弧面。

[0014] 所述热解室为圆柱形筒体,热解室沿轴心线两侧左右交替设置与轴心线呈 $45-60^\circ$ 夹角且向上方倾斜的半椭圆形挡板,所述挡板椭圆中心处固定在挡板支架上,挡板上缘靠近热解室圆柱体内壁但不发生接触,挡板支架放置位置与热解室轴心线重合,根据热解室内径与生物质颗粒粒径大小,每个挡板间距 0.3-0.6m,挡板数目 5-10 块。热解室出口处由倒锥形缩口锥体过渡到直径稍小的圆柱形筒体,该圆柱形筒体插入气化室右侧,插入长度约为气化室右侧高度的 $1/3-1/2$ 之间,锥体上缘处的截面上设置 4 个空气/ O_2 引入

口,小直径圆柱形筒体下缘处截面上设置 4 个水蒸气引入口,所述空气 /O₂ 引入口、水蒸气引入口在分别位于所处截面的四个象限点而呈对称分布。

[0015] 所述气化室为一底部连通、上部被气化室隔板隔离的长方体形鼓泡反应器,即气化室左侧、右侧两部分。隔板位于长方体气化室的正中间,隔板高度为气化室右侧高度的 2/3-4/5。右侧气化室与热解室出口相连,右侧气化室底部设置 1 个排渣口及 4 个空气 /O₂ 引入口。所述左侧气化室顶部连接气化气分离器,左侧气化室的左侧约气化室高度 4/5 处设置固体颗粒出口,通过返料管与燃烧室底部相连通,左侧气化室底部亦设置有 1 个空气 /O₂ 引入口,该入口的气化剂兼有流化空气的作用。

[0016] 所述气化气分离器底部连接截止阀,截止阀连接出口管并与燃烧室底部连接,气化气分离器顶部设置合成气出口。

[0017] 所述燃烧室底部设置辅助燃料加料口及一次空气引入口,燃烧室中上部约 1/2-2/3 高度处设置二次空气引入口。燃烧室顶部出口连接烟气分离器。

[0018] 本发明生物质制备低焦油、富氢合成气的方法为循环流化床气化工工艺,其工艺方案如下:将传统的 CFB 生物质气化过程分为生物质热解、半焦气化、热载体循环三部分。生物质与吸附剂混合后经生物质加料器给料,通过加料管运行至混合器,并在混合器处与循环热载体、飞灰混合后迅速进行热量传递;生物质、热载体及吸附剂等固体颗粒在重力作用下加速进入热解室,生物质与热载体、吸附剂在热解反应室内混合均匀的同时进行生物质催化热解反应以充分析出挥发份;在热解室出口段的锥体上缘处引入空气或 O₂,在热解室出口处通入水蒸气以预气化生物质热解得到的半焦;分别在气化室左侧、右侧的气化剂引入口通入空气或 O₂ 将半焦二次气化,并通过气化室右侧的排渣口不定期排出炉渣;从气化室左侧顶部排出气化气体经气化气分离器分离净化后备用,未气化的半焦、循环热载体、吸附剂颗粒经返料管运动到燃烧室底部;在燃烧室底部加入辅助燃料,并引入一次空气将半焦、辅助燃料氧化,产生的高温可加热循环热载体及煅烧再生吸附剂,所述二次空气可进一步燃尽残炭,燃烧烟气经旋风分离器后排放;热载体、再生后的吸附剂、飞灰携带燃烧室吸收热量经料仓、蝶阀参与下一轮循环并为热解反应提供热量,尾气是富含 CO₂ 的燃烧烟气。

[0019] 热解室设置的挡板结构的作用在于:生物质、热载体及吸附剂等固体颗粒在重力作用下加速进入热解室后,经热解室挡板的阻挡又被减速至趋近静止,随后在倾斜的热解室挡板上向下滑落,在滑落的过程中重新在重力作用下被加速,经历反复的加速-减速循环过程以增加上述固体颗粒在热解室内的停留时间。

[0020] 在气化反应开始前即可通入一次空气和二次空气,并向燃烧室投入辅助燃料,约 0.5-1 小时后投放热载体和吸附剂的混合物,热载体和吸附剂投入总质量视燃烧室流化能力及生物质加料量而定,通常可维持循环倍率 10-25 之间。所述排渣口进行不定期排渣会使炉内热载体及吸附剂总质量变少,因此生物质加料时应连续补充吸附剂。用于焦油催化裂解及固碳的吸附剂颗粒可与生物质混合后进料,亦可采用独立的给料机进料。

[0021] 所述吸附剂随固体颗粒循环吸发生催化裂解-固碳-煅烧序贯反应:1) 在热解室催化热解生物质;2) 在气化室参与催化裂解焦油反应与固碳反应;3) 当返回到燃烧室后发生又高温煅烧反应,恢复多孔表面的同时释放出 CO₂。

[0022] 所述热解室出口段气、固流动结构是缓慢向下运动的移动床,半焦在向下移动的过程中进行预气化,固体颗粒移动速度取决于气化室底部引入的气化剂气体流量大小;所

述气化室的气、固流动结构是浓相鼓泡床。含焦油及其前驱物的热解气穿过半焦、吸附剂、热载体组成的移动床-鼓泡床结构,半焦在气化剂作用下发生二次气化反应;焦油组分被炽热的半焦、吸附剂活性组分、飞灰等催化裂解成小分子气体;吸附剂吸收气化过程生成的 CO_2 ,因减少了反应器内的 CO_2 分压,可促进水-气变换反应向生成 H_2 方向移动,从而可得到高 H_2 含量、低焦油含量的气化气。

[0023] 所述吸附剂可以是石灰石、白云石或橄榄石中一种,所述气化剂是空气、 O_2 、水蒸气中一种或两种。所述热载体可为石英砂或河砂,吸附剂与热载体的质量比30%左右,吸附剂连续给料,占总给料量的3-10%。

[0024] 所述气化反应当量比0.20-0.35,水蒸气通入量维持水蒸气/生物质0.3-1.0。

[0025] 热解反应器温度为400-900℃,优选500-750℃,停留时间大于1s,气化反应器反应温度为600-1000℃,优选700-850℃,燃烧室反应温度800-1200℃,优选850-1000℃。

[0026] 本发明可得到焦油含量低于200mg/Nm³, H_2/CO 比大于1.1的合成气,其特点是:

[0027] 1. 生物质/吸附剂给料后在混合器处与热载体、飞灰等快速混合,迅速升温而快速热解;

[0028] 2. 在热解室设置挡板增加固体返混利于进一步热解;

[0029] 3. 热解室出口即气化室入口采用缩口形式,而在反应器体积缩小处和扩大处分别引入空气/ O_2 和水蒸气,充分利用气化反应特点,有利于生物质富氧气化反应及水蒸气气化可逆反应向正反应方向移动;

[0030] 4. 吸附剂活性组分在气化室捕捉 CO_2 ,以推动水蒸气重整反应,得到富氢气体;

[0031] 5. 未反应半焦及辅助燃料在燃烧室燃烧以加热热载体,且煅烧吸附剂得到活性成分并恢复多孔活性表面;

[0032] 6. 吸附剂可催化生物质热解反应;半焦、吸附剂可催化焦油裂解反应。

[0033] 与现有技术相比,本发明将生物质热解、焦炭/吸附剂催化裂解焦油、焦炭气化和焦油热裂解、燃料燃烧过程在CFB不同区域实现气化反应过程分步控制,具有如下优点:

[0034] 1) 将生物质热解与气化过程相对分开,实现不同过程的最优控制:生物质热解过程迅速升温,可有效避免热解过程焦油分子的聚合长大,控制热解条件即可实现焦油定向逸出;根据气化过程的阶段性特点,利用生物质自身的热解半焦抑制焦油产生,实现焦油的半焦催化转化与热裂解及气体组分的定向调控;

[0035] 2) 生物质热解需要的热量由循环热载体提供,热解室、气化室传热、传质条件优化可实现均匀的温度分布,使体系的能量利用率显著提高;

[0036] 3) 吸附剂在整个工艺既可扮演热载体角色,又可有效促进生物质气化反应:通过气化室吸附剂活性组分固碳反应减少气相 CO_2 浓度,有效促进水-气变换反应得到富氢合成气;通过吸附剂活性组分固碳反应及水-气变换反应放热效应促进水蒸气气化反应。得到的气化气 H_2/CO 大于1.1,通过燃烧室煅烧反应实现吸附剂再生,恢复活性多孔表面,尾气富含 CO_2 易于捕集;

[0037] 4) 采用廉价易得的吸附剂避免了复杂的下游焦油脱除设备和工艺,且不牺牲气体热值,不需对气化气 H_2/CO 摩尔比进行调质,提高了生物质气化过程的经济性。

[0038] 附图说明

[0039] 图1是本发明实施例循环流化床气化装置总图。

[0040] 图 2 是本发明实施例混合器内部结构示意图。

[0041] 图 3 是本发明实施例热解室内部结构示意图。

[0042] 图 4 是本发明实施例气化室内部结构及布风、排渣口结构示意图。

[0043] 附图标记说明：1- 生物质加料器，2- 混合器，3- 热解室，4- 气化室，5- 气化气分离器，6- 返料管，7- 分布板，8- 燃烧室，9- 烟气分离器，10- 料仓，11- 碟阀，12- 碟阀出口管，13- 生物质加料管，14- 导流锥，15- 导流锥支撑柱，16- 热解室挡板，17- 挡板支架，18- 气化室隔板。

[0044] 下面结合附图和具体实施方式对本发明做进一步说明。

[0045] 如图 1 所示，本发明装置结构为：生物质加料器 1 通过生物质加料管 13 与混合器 2 连接，混合器 2 上端连接碟阀 11，下端连接热解室 3，热解室 3 出口设置渐缩圆锥形管，大部分锥体插入气化室 4 右侧，锥体起始处设置及锥体末端处分别设置空气 /O₂ 与水蒸气引入入口，气化室 4 经中间隔板隔离成为底部连通的左右两侧，气化室 4 左右两侧底部均设置空气 /O₂ 引入入口，气化室 4 右侧底部还设置排渣口，气化室 4 左侧顶部引出管道连接气化气分离器 5 的上侧，气化室 4 左侧中下部通过返料管 6 与燃烧室 8 下部连接，气化气分离器 5 下部设置固体颗粒料仓，并在料仓下部安装截止阀与燃烧室底部连接以间歇返料至燃烧室 8，燃烧室 8 底部设置辅助燃料加料口及一次空气引入入口，燃烧室 8 中上部设置二次空气引入入口。燃烧室 8 顶部出口连接烟气分离器 9，烟气分离器 9 上部设置烟气排放口，烟气分离器 9 下部设置料仓 10，料仓 10 下部连接碟阀 11。

[0046] 所述碟阀 11 通过碟阀出口管 12 与混合器 2 连通，该出口管插入混合器 2 腔体，插入部分长度为出口管内径的 1-1.5 倍，并呈向内收缩形状，可以起到导流固体热载体作用。

[0047] 如图 2 所示，所述混合器 2 由上部的圆柱筒形腔体和下部的圆锥形腔体组成，两者的高度之比为 3-4:1，该腔体的上端与碟阀出口管 12 连接，下端与热解室 3 相连通，在轴心线安装弧形锥面颗粒导流锥 14，导流锥 14 通过导流锥支撑柱 15 支撑，该弧形锥面的弧面弧度为 45-60°，在碟阀出口管 12 与导流锥 14 之间设置生物质加料管 13，生物质加料管 13 与混合器 2 轴心线方向呈 15-30° 夹角，生物质加料管 13 出口端口的投影要全部位于导流锥 14 上且需靠近混合器 2 轴心线一侧。生物质加料管 13 出口端在轴向方向上更靠近碟阀出口管 12 管端，而远离导流锥 14 弧面。

[0048] 如图 3 所示，所述热解室 3 为圆柱形筒体，热解室 3 沿轴心线两侧左右交替设置与轴心线呈 45-60° 夹角且向上方倾斜的半椭圆形挡板 16，所述挡板 16 椭圆中心处固定在挡板支架 17 上，挡板 16 上缘靠近热解室圆柱体内壁但不发生接触，挡板支架 17 放置位置与热解室轴心线重合，根据热解室 3 内径与生物质颗粒粒径大小，每个挡板间距 0.3-0.6m，挡板数目 5-10 块。热解室 3 出口处由倒锥形缩口锥体过渡到直径稍小的圆柱形筒体，该圆柱形筒体插入气化室 4 右侧，插入长度约为气化室右侧高度的 1/3-1/2 之间。如图 4 所示，锥体上缘处的截面上设置 4 个空气 /O₂ 引入入口，小直径圆柱形筒体下缘处截面上设置 4 个水蒸气引入入口，所述空气 /O₂ 引入入口、水蒸气引入入口在分别位于所处截面的四个象限点而呈对称分布。

[0049] 所述气化室 4 为一底部连通、上部被气化室隔板隔离的长方体形鼓泡反应器，即气化室左侧、右侧两部分。隔板位于长方体气化室 4 的正中间，隔板高度为气化室右侧高度的 2/3-4/5。右侧气化室与热解室出口相连，右侧气化室底部设置 1 个排渣口及 1 个空气

/O₂ 引入口。所述左侧气化室顶部连接气化气分离器,左侧气化室的左侧约气化室高度 4/5 处设置固体颗粒出口,通过返料管 6 与燃烧室 8 底部相连通,左侧气化室底部亦设置有 1 个空气 /O₂ 引入口,该气化剂兼有流化空气的作用。

[0050] 所述气化气分离器 5 底部连接截止阀,截止阀连接出口管并与燃烧室底 8 部连接,气化气分离器 5 顶部设置合成气出口。

[0051] 所述燃烧室 8 底部设置辅助燃料加料口及一次空气引入口,燃烧室 8 中上部约 1/2-2/3 高度处设置二次空气引入口。燃烧室 8 顶部出口连接烟气分离器 9。实施例一一种木屑循环流化床气化制取低焦油富氢合成气工艺

[0052] 使用图 1 所示的装置,取木材加工厂的木屑原料,木屑的工业分析和元素分析如附表 1 所示,木屑与吸附剂按 95:5 的比例混合经生物质加料器 1 通过生物质加料管 13 送至混合器 2,与温度为 850℃ 的热载体、吸附剂(热载体与吸附剂质量比为 7:3)迅速混合换热,通过调整碟阀 11 的开度来改变循环倍率,木屑被加热到 600℃ 左右,随后木屑、热载体、吸附剂依靠重力的作用加速进入热解室 3,经热解室挡板 16 的阻挡又被减速至趋近静止,经历不断加速 - 减速的循环过程,增加木屑在热解室 3 内的停留时间以充分析出挥发份。热解完毕后得到的半焦、挥发份与热载体、吸附剂等一起运动到热解室 3 出口处,此时在气化剂入口引入 O₂,此处的倒锥形缩口结构缩小了反应体积,可促进体积减少反应如 C 与 O₂、CO 与 O₂ 之间的气化反应,在缩口段出口处的气化剂入口通入水蒸气, O₂ 引入量控制当量比 0.15,水蒸气 / 生物质质量比为 0.4。

[0053] 所述吸附剂选自石灰石、白云石或橄榄石中一种,所述气化剂选自空气、O₂、水蒸气中一种或两种,所述热载体为石英砂或河砂;吸附剂与热载体的质量比 30% 左右,吸附剂连续给料,占总给料量的 3-10%。

[0054] 在气化室 4 左右两侧底部按 4 : 6 或 5 : 5 的比例分别通入 O₂,此两处 O₂ 总引入量控制当量比为 0.11。吸附剂、半焦继续在此处催化裂解焦油、同时发生吸附剂吸附 CO₂、半焦富氧 - 水蒸气气化反应。气化反应温度 750℃,气相产品由气化室 4 左侧顶部引出经气化气分离器 5 分离后备用。固相颗粒如吸附剂、热载体、飞灰、未反应完半焦经返料管 6 运行到燃烧室 8 底部。

[0055] 将辅助燃料给料于燃烧室 8 底部,并与循环至此的未反应半焦一起燃烧,放出的热量以加热循环热载体和吸附剂,并高温煅烧吸附剂,释放 CO₂ 的同时恢复多孔催化表面,辅助燃料可以是煤或生物质,其加料量视炉温而定,燃烧室浓相区温度保持在 900℃。燃烧室 8 上部通入二次空气以进一步燃尽残炭,燃烧烟气经烟气分离器 9 分离后得到热载体及再生吸附剂继续参与下一轮的循环,而富含 CO₂ 气体的烟气通过尾气烟囱排放。烟气可用来烘干生物质燃料,使加料前的生物质含水量为 10% 左右。

[0056] 在此实施例中,获得的气化气主要成分为氢、甲烷、一氧化碳、二氧化碳、乙烷、乙烯、乙炔、丙烷、丙烯、丙炔等。经分析,气化气的主要组成及物理特性如表 2 所示,同时表 2 还给出了某种气化方法所得气化气组成及物理特性,由表 2 可见,采用本发明装置进行气化得到的合成气中的 H₂ 含量为 44.5%,较传统气化方式提高了 86.19%;焦油含量为 0.189g/Nm³,较传统气化降低了 88.14%;H₂/CO 比为 1.36,可用作生物质基液体燃料工艺的原料气。

[0057] 表 1 木屑工业分析和元素分析

[0058]

	水	挥发	固定	灰	C	H	O	N	S	直	密度	HHV
	%	%	%	%	%	%	%	%	%	mm	kg/m ³	MJ/kg
木	10.2	84.1	15.1	0.8	48.7	5.6	44	0.6	0.2	0.29	178	18.1

[0059] 表 2 本实施例与传统气化方式气化结果比较

[0060]

O ₂ -steam 气化	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄	H ₂ /CO	产气率	气化效	碳转化	Tar
	%	%	%	%	-	%	%	%	g/Nm ³
本实施例	44.5	32.8	16.8	4.5	1.36	1.4	86.5	96.7	0.189
传统气化	23.9	42.9	22.6	6.0	0.56	1.2	80.0	94.5	1.593

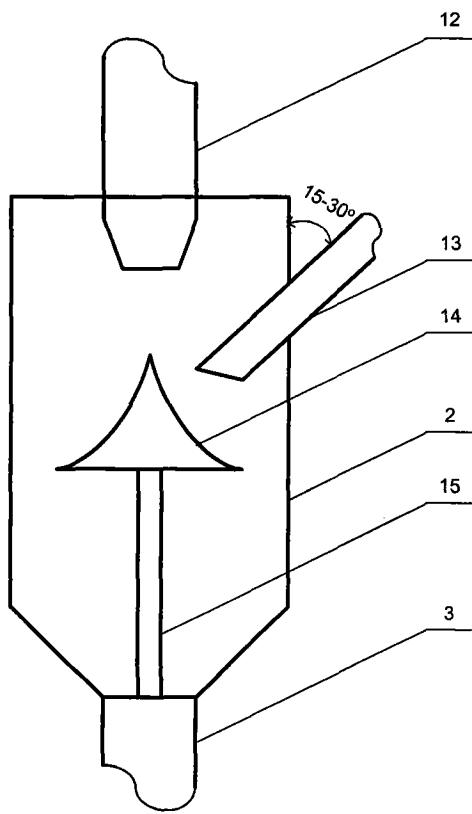


图 2

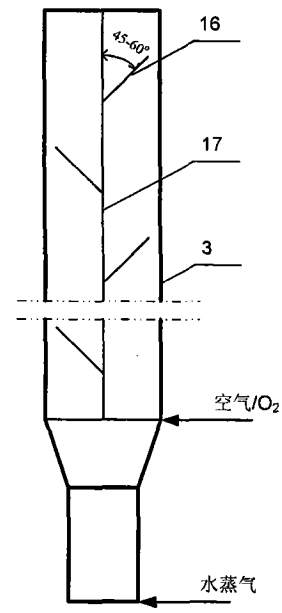


图 3

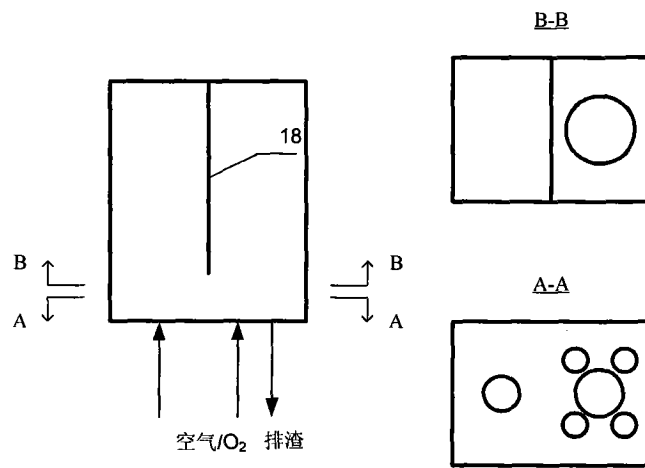


图 4