(19)中华人民共和国国家知识产权局

(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 108949203 B
(45)授权公告日 2020.06.30

(21)申请号 201810584212.7

(22)申请日 2018.06.08

(65)同一申请的已公布的文献号
申请公布号 CN 108949203 A

(43)申请公布日 2018.12.07

(73)专利权人 嘉禾聚能(天津)科技有限公司
地址 301700 天津市武清区京滨工业园京滨睿城9号楼401室-84(集中办公区)

(72)发明人 刘冬梅

(74)专利代理机构 北京中济纬天专利代理有限公司 11429
代理人 陆薇薇

(51)Int.Cl.
C10B 49/20(2006.01)
C10B 53/02(2006.01)
C10B 57/10(2006.01)
C10B 57/16(2006.01)

审查员 贾小瑶

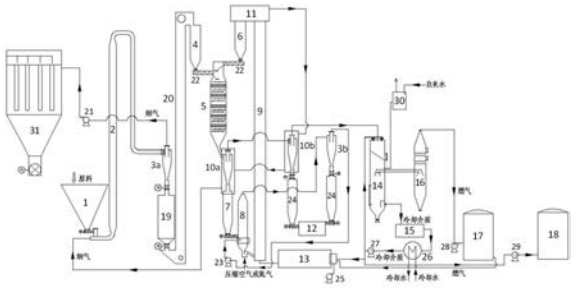
权利要求书2页 说明书9页 附图2页

(54)发明名称

一种固体热载体循环的生物质热解系统

(57)摘要

本发明实施例提供了一种固体热载体循环的生物质热解系统，包括原料烘干系统、循环反应系统和喷淋冷却系统。所述生物质热解系统工作时，生物质原料破碎后在原料烘干系统中烘干，在循环反应系统的下行式热解反应器中与固体热载体发生快速热解反应，产生热解气和生物炭，其中，固体热载体经加热流化床加热，在下行式热解反应器中循环使用。本发明采用固体热载体循环的生物质热解系统热解生物质原料，合理设置固体热载体的加热、热解及分离工艺，解决了固体热载体循环过程中的复杂性问题，充分利用了固体热载体和生物质原料的特性，实现了生物质的快速升温和热解，使该热解工艺具有热效率高、生物油产率高、油品品质高的优点。



CN 108949203 B

1.一种固体热载体循环的生物质热解系统，包括原料烘干系统、循环反应系统和喷淋冷却系统，所述原料烘干系统包括烘干料斗、烘干流化床和第一旋风分离器；所述循环反应系统包括热解料斗、下行式热解反应器、上部固体热载体斗、下部固体热载体室、固固分离器、加热流化床、一级旋风分离器、二级旋风分离器、气固分离器、第二旋风分离器、冷炭机和热烟炉；所述喷淋冷却系统包括顺行喷淋塔、过滤器、净化塔、燃气罐和储油罐，其中：

所述烘干料斗连接所述烘干流化床，所述烘干流化床连接所述第一旋风分离器，所述第一旋风分离器连接所述热解料斗输送固体；

所述热解料斗和所述上部固体热载体斗均连接出料至所述下行式热解反应器，所述下行式热解反应器连接所述一级旋风分离器排出热解混合物；所述一级旋风分离器连接所述下部固体热载体室排出固体，连接所述二级旋风分离器排出气体；所述二级旋风分离器连接所述顺行喷淋塔排出气体，连接所述冷炭机排出生物炭；所述下部固体热载体室连接至所述固固分离器；所述固固分离器连接所述加热流化床的下部排出固体热载体，连接所述第二旋风分离器排出气体；所述第二旋风分离器连接所述固固分离器排出气体，所述第二旋风分离器连接所述冷炭机排出生物炭；所述加热流化床的上部连通所述气固分离器；所述气固分离器连接所述上部固体热载体斗排出分离出的固体，分离后排出的烟气依次连接通入所述二级旋风分离器和一级旋风分离器的外加热套，再通入所述烘干流化床中；所述热烟炉连接所述加热流化床，将烟气通入所述加热流化床下部；

所述顺行喷淋塔连接所述净化塔的中部排出净化气，并将生物油通入所述过滤器；所述过滤器连接所述顺行喷淋塔的上部输送生物油作为喷淋介质，并连接所述储油罐和热烟炉排出生物油；所述净化塔连接所述燃气罐排出燃气，所述燃气罐连接所述热烟炉输送燃气；其特征在于，所述下行式热解反应器分为反应器入口段、反应器扩张段和反应器分布段；所述反应器入口段设置了分别连接所述热解料斗和上部固体热载体斗的原料入口和热载体入口，所述热载体入口下部设置了挡料板；所述反应器扩张段内部设置了多层纵向分布板；所述反应器分布段分别设置了多层纵向分布板和多层横向分布板，底部设置了连接所述一级旋风分离器的热解混合物出口；所述反应器分布段设置的各分布板采用90度角钢或陶瓷板。

2.根据权利要求1所述的生物质热解系统，其特征在于，所述固固分离器从下至上分为分离器分布段、分离器分离段和分离器扩张段，其中：

所述分离器分布段包括热载体进口、热载体均布口、分离槽、分离风入口和热载体出口；所述热载体进口处于所述分离器分布段的右上部，连接所述下部固体热载体室，并在进入所述分离器分布段处设置了所述热载体均布口，所述热载体均布口位于所述热载体进口下部，并分布在所述热载体进口方位的半圆处；所述分离槽以外套方式围绕在所述固固分离器的下部，所述分离槽内套设置了分离风均向孔；所述分离风入口设置于所述分离槽一侧，连接所述第二旋风分离器的气体出口；设置于所述分离器分布段下部的所述热载体出口连接至所述加热流化床的下部；所述分离器分离段位于所述固固分离器中部，所述分离器分离段上方为变径形成的所述分离器扩张段；所述分离器扩张段的上部设置了连接至所述第二旋风分离器的分离风出口。

3.根据权利要求2所述的生物质热解系统，其特征在于，所述热载体出口通过L阀或下落管连接至所述加热流化床的下部，将所述固固分离器中分离出的固体热载体输入所述加

热流化床中;所述L阀上设置有压缩空气或氮气入口。

4.根据权利要求1所述的生物质热解系统,其特征在于,所述加热流化床包括热烟气入口、布风装置、热载体入口和混合物出口,其中:

所述热烟气入口设置在所述加热流化床的下部,与所述热烟炉连接;所述布风装置设置于所述加热流化床下部与所述热烟炉连接的部位;所述热载体入口位于所述布风装置的上部,与所述固固分离器热载体出口连接;所述混合物出口设置于所述加热流化床顶部,与位于所述加热流化床上方的所述气固分离器连通。

5.根据权利要求4所述的生物质热解系统,其特征在于,所述加热流化床的热载体入口下部设置套环结构的斜形下料斗。

6.根据权利要求1所述的生物质热解系统,其特征在于,所述烘干流化床底部设有原料入口和热烟气入口,所述原料入口与所述烘干料斗连接,所述热烟气入口依次与所述一级旋风分离器和二级旋风分离器的外加热套连接;所述烘干流化床的出口连接至所述第一旋风分离器。

7.根据权利要求1所述的生物质热解系统,其特征在于,所述冷炭机采取水冷外套滚筒冷渣机或水冷外套绞龙,所述二级旋风分离器和第二旋风分离器的固体出口分别通过炭粉斗与所述冷炭机连接。

8.根据权利要求1所述的生物质热解系统,其特征在于,所述顺行喷淋塔包括热解气入口、喷淋介质入口、净化气出口、安全气出口和冷却介质出口,其中:所述热解气入口设置在所述顺行喷淋塔的顶部中心位置,并与所述二级旋风分离器的气体出口连接;所述喷淋介质入口围绕所述热解气入口均布,并与所述过滤器连接,每个所述喷淋介质入口均安装有喷淋头,所述喷淋头为螺旋式或旋转式;所述顺行喷淋塔内部设置有结焦斜板,中部设置有内旋风结构,所述内旋风结构的气体自所述净化器出口排出,所述净化器出口连接至所述净化塔的中部;所述安全气出口设置在所述净化气出口旁,并与安全水封连接;所述冷却介质出口设置在所述顺行喷淋塔的右下部,并在出口处设置了L型或斜型挡渣板。

9.根据权利要求1所述的生物质热解系统,其特征在于,所述热烟炉为油气两用燃烧机,包括油入口、燃气入口、空气入口和烟气出口;所述油入口与所述过滤器连接;所述燃气入口连接至所述燃气罐;空气自所述空气入口通入;所述烟气出口连接至所述加热流化床的下部。

10.根据权利要求1所述的生物质热解系统,其特征在于,还包括下部料斗、提料机和除尘器,所述第一旋风分离器的固体出口与所述下部料斗连接,所述下部料斗的出料口通过所述提料机连接至所述热解料斗;所述第一旋风分离器的气体出口连接至除尘器。

11.根据权利要求1至10任一项所述的生物质热解系统,其特征在于,所述固体热载体为粒径范围为1～2mm的陶瓷球,其质量比为生物质原料的5～20倍。

一种固体热载体循环的生物质热解系统

技术领域

[0001] 本发明属于生物质能源技术领域，特别涉及一种固体热载体循环的生物质热解系统，可用于由生物质制取高产率液体燃料生物油和可燃气、生物炭产品。

背景技术

[0002] 生物质是指经太阳光合作用产生的有机物，其中可以利用的主要包括各种秸秆、锯末、稻壳等农林废弃物，全世界每年将产生40亿吨干物质的农林废弃物。随着世界工业化的进展，能源需求和环境保护成为众多政府需要解决的头等问题，生物质能源被公认为最重要的替代能源之一，实现生物质高效清洁的能源化利用可为经济与社会的和谐发展提供有力的保障。

[0003] 当前生物质热解为利用生物质作为能源的重要技术。生物质热解是指生物质原料在完全缺氧或氧含量很少的情况下快速受热而产生固体产物生物炭、气体产物可燃气和液体产物生物油，生物油和可燃气的产率可大于70％。生物油是一种洁净环保的液体燃料，可以取代化石燃料如重油、柴油等在工业或民用领域的使用，也可以提取各种化工产品，是一种清洁、环保和可再生的生物原油。生物质热解技术能够把堆密度很小的生物质原料转换易于运输、储存和集中利用的生物油，对于处理分散的生物质资源具有很大优势，因此在国际上已进行了广泛的研究和工业化推广。

[0004] 生物质热解工艺可分为有热载体和无热载体供热方式，由于无热载体热解工艺系统效率低，目前研究的热点主要针对有热载体工艺，如流化床、烧蚀床、旋转锥等类型的反应器。热载体可以分为两大类：一类是气体热载体，主要选用热解气体产物或氮气，结合流化床的方式，使生物质颗粒依靠气体热载体携带进行混合和加热，以实现动量交换和热量传递，其优点是运动部件少、结构简单、工作可靠，但缺点是采用气体热载体，不仅增加了设备后续冷却的处理量，而且需要把冷却后的气体热载体继续加热，导致系统总的热效率不高；根据快速热解反应条件，如果采用气体热载体提供均匀的反应温度，每1kg 物料需要热解气10～20m^{3}气体热载体，因此设备体积庞大，生产成本高，给设备推广带来很大困难；另一类为固体热载体，一般选用砂子或陶瓷球，把固体热载体加热后与生物质颗粒充分混合，以实现热量传递，由于固体热载体单位体积热容量高，从而降低了设备的体积，设备的生产成本得到控制；固体热载体一般循环利用，耗能小，提高了系统热效率；另外不需要或极少需要外加气体，减少了冷却系统的工艺能耗，并避免了稀释热解不可冷凝气体。因此，从热效率、设备造价和能耗方面，固体热载体热解工艺具有很大的先进性，成为当前前研究的热点。采用固体热载体的热解工艺涉及固体热载体与生物质原料的混合、均布、反应停留时间及固体载体加热、提升、分离等一系列步骤，且涉及到高温条件下的气固、固固等分离工序，导致该种热解工艺设计复杂，运行故障率高，阻碍了该技术的发展。因此，开发一种可克服上述缺陷的固体热载体循环的生物质热解工艺，成为亟待解决的技术问题。

发明内容

[0005] 本发明针对上述技术问题，开发出了一种固体热载体循环的生物质热解系统，通过特别设计的包括热解反应器、固固分离器在内的热解系统，实现固体热载体快速加热循环和分离，克服了当前固体热载体生物质热解工艺设计复杂，运行故障率高的问题，确保了热解系统的长周期运行能力。

[0006] 为解决上述技术问题，本发明实施例提供了一种固体热载体循环的生物质热解系统，包括原料烘干系统、循环反应系统和喷淋冷却系统，所述原料烘干系统包括烘干料斗、烘干流化床和第一旋风分离器；所述循环反应系统包括热解料斗、下行式热解反应器、上部固体热载体斗、下部固体热载体室、固固分离器、加热流化床、一级旋风分离器、二级旋风分离器、气固分离器、第二旋风分离器、冷炭机和热烟炉；所述喷淋冷却系统包括顺行喷淋塔、过滤器、净化塔、燃气罐和储油罐，其中：所述烘干料斗连接所述烘干流化床，所述烘干流化床连接所述第一旋风分离器，所述第一旋风分离器连接所述热解料斗输送固体；所述热解料斗和所述上部固体热载体斗均连接出料至所述下行式热解反应器，所述下行式热解反应器连接所述一级旋风分离器排出热解混合物；所述一级旋风分离器连接所述下部固体热载体室排出固体，连接所述二级旋风分离器排出气体；所述二级旋风分离器连接所述顺行喷淋塔排出气体，连接所述冷炭机排出生物炭；所述下部固体热载体室连接至所述固固分离器；所述固固分离器连接所述加热流化床的下部排出固体热载体，连接所述第二旋风分离器排出气体；所述第二旋风分离器连接所述固固分离器排出气体，所述第二旋风分离器连接所述冷炭机排出生物炭；所述加热流化床的上部连通所述气固分离器；所述气固分离器连接所述上部固体热载体斗排出分离出的固体，分离后排出的烟气依次连接通入所述二级旋风分离器和一级旋风分离器的外加热套，再通入所述烘干流化床中；所述热烟炉连接所述加热流化床，将烟气通入所述加热流化床下部；所述顺行喷淋塔连接所述净化塔的中部排出净化气，并将生物油通入所述过滤器；所述过滤器连接所述顺行喷淋塔的上部输送生物油作为喷淋介质，并连接所述储油罐和热烟炉排出生物油；所述净化塔连接所述燃气罐排出燃气，所述燃气罐连接所述热烟炉输送燃气。

[0007] 优选地，所述下行式热解反应器分为反应器入口段、反应器扩张段和反应器分布段；所述反应器入口段设置了分别连接所述热解料斗和上部固体热载体斗的原料入口和热载体入口，所述热载体入口下部设置了挡料板；所述反应器扩张段内部设置了多层纵向分布板；所述反应器分布段分别设置了多层纵向分布板和多层横向分布板，底部设置了连接所述一级旋风分离器的热解混合物出口。

[0008] 优选地，所述固固分离器从下至上分为分离器分布段、分离器分离段和分离器扩张段，其中：所述分离器分布段包括热载体进口、热载体均布口、分离槽、分离风入口、分离风导向孔和热载体出口；所述热载体进口处于所述分离器分布段的右上部，连接所述下部固体热载体室，并在进入所述分离器分布段处设置了所述热载体均布口，所述热载体均布口位于所述热载体进口下部，并分布在所述热载体进口方位的半圆处；所述分离槽以外套方式围绕在所述固固分离器的下部，所述分离槽内套设置了气体分布器，气体分布器可采取孔状和条缝状，其中孔状的分离风均向孔可分布在内套的中部和下部；所述分离风入口设置于所述分离槽一侧，连接所述第二旋风分离器的气体出口；设置于所述分离器分布段下部的所述热载体出口连接至所述加热流化床的下部；所述分离器分离段位于所述固固分

离器中部，所述分离器分离段上方为变径形成的所述分离器扩张段；所述分离器扩张段的上部设置了连接至所述第二旋风分离器的分离风出口。

[0009] 优选地，所述热载体出口通过L阀或下落管连接至所述加热流化床的下部，将所述固固分离器中分离出的固体热载体输入所述加热流化床中；所述L阀上设置有压缩空气或氮气入口。

[0010] 优选地，所述加热流化床包括热烟气入口、布风装置、热载体入口和混合物出口，其中：所述热烟气入口设置在所述加热流化床的下部，与所述热烟炉连接；所述布风装置设置于所述加热流化床下部与所述热烟炉连接的部位；所述热载体入口位于所述布风装置的上部，与所述固固分离器热载体出口连接；所述混合物出口设置于所述加热流化床顶部，与位于所述加热流化床上方的所述气固分离器连通。

[0011] 优选地，所述加热流化床的热载体入口下部设置套环结构的斜形下料斗，用以实现物料分散均布入炉。

[0012] 优选地，所述烘干流化床底部设有原料入口和热烟气入口，所述原料入口与所述烘干料斗连接，所述热烟气入口依次与所述一级旋风分离器和二级旋风分离器的外加热套连接；所述烘干流化床的出口连接至所述第一旋风分离器。

[0013] 优选地，所述冷炭机采取水冷外套滚筒冷渣机，所述二级旋风分离器和第二旋风分离器的固体出口分别通过炭粉斗与所述冷炭机连接。

[0014] 优选地，所述顺行喷淋塔包括热解气入口、喷淋介质入口、净化气出口、安全气出口和冷却介质出口，其中：所述热解气入口设置在所述顺行喷淋塔的顶部中心位置，并与所述二级旋风分离器的气体出口连接；所述喷淋介质入口围绕所述热解气入口均布，并与所述过滤器连接，每个所述喷淋介质入口均安装有喷淋头，所述喷淋头为螺旋式或旋转式；所述顺行喷淋塔内部设置有结焦斜板，中部设置有内旋风结构，所述内旋风结构的气体自所述净化器出口排出，所述净化器出口连接至所述净化塔的中部；所述安全气出口设置在所述净化气出口旁，并与安全水封连接；所述冷却介质出口设置在所述顺行喷淋塔的右下部，并在出口处设置了L型或斜型挡渣板。

[0015] 优选地，所述热烟炉为油气两用燃烧机，包括油入口、燃气入口、空气入口和烟气出口；所述油入口与所述过滤器连接；所述燃气入口连接至所述燃气罐；空气自所述空气入口通入；所述烟气出口连接至所述加热流化床的下部。

[0016] 优选地，所述生物质热解系统还包括下部料斗、提料机和除尘器，所述第一旋风分离器的固体出口与所述下部料斗连接，所述下部料斗的出料口通过所述提料机连接至所述热解料斗；所述第一旋风分离器的气体出口连接至除尘器。

[0017] 优选地，所述固体热载体为粒径范围为1～2mm的陶瓷球，其质量比为生物质原料的5～20倍。

[0018] 本发明实施例的上述技术方案，生物质原料经破碎后进入烘干流化床，并经旋风分离下来进入热解料斗，然后输送入下行式热解反应器；从加热流化床上部的气固分离器分离出的固体热载体也输送入下行式热解反应器，在反应器中与生物质原料充分混合发生快速热解反应，产生热解气和生物炭；热解气经两级旋风分离器送入顺行喷淋塔，然后经过净化塔得到干净燃气，将燃气送入热烟炉，多余燃气送入燃气罐储存；而顺行喷淋塔冷凝下来的生物油经过滤器进行冷却及循环喷淋，新产生的生物油送入储油罐；下行式热解反应

器排出的固体热载体和部分生物炭经固固分离器分离，分离出的固体热载体重新进入加热流化床，并送入下行式热解反应器中进行循环使用；从各个旋风分离系统分离出来的生物炭粉收集至冷炭机，经冷却后排出装袋。该技术方案的有益效果为：

[0019] 采用固体热载体循环的生物质热解系统热解生物质原料，合理设置固体热载体的加热、热解及分离工艺，解决了固体热载体循环过程中的复杂性问题，充分利用了固体热载体和生物质原料的特性，实现了生物质的快速升温和热解，使该热解工艺具有热效率高、生物油产率高、油品品质高优点。

附图说明

[0020] 图1为本发明一实施例提供的固体热载体循环的生物质热解系统的结构示意图；

[0021] 图2为本发明一实施例提供的热解反应器的结构示意图；

[0022] 图3为本发明一实施例提供的固固分离器的结构示意图。

[0023] [主要元件符号说明]

[0024] 1-烘干料斗；2-烘干流化床；3a-第一旋风分离器；3b-第二旋风分离器；4-热解料斗；

[0025] 5-下行式热解反应器；5a-反应器分布段；5b-反应器扩张段；5c- 反应器入口段；51-热载体入口；52-原料入口；53-纵向分布板；54- 横向分布板；55-挡料板；56-热解混合物出口；

[0026] 6-上部固体热载体斗；7-下部固体热载体室；

[0027] 8-固固分离器；8a-分离器分布段；8b-分离器分离段；8c-分离器扩张段；81-热载体进口；82-热载体均布口；83-分离风入口；84-分离槽；85-分离风均向孔；86-热载体出口；87-分离风出口；

[0028] 9-加热流化床；10a-一级旋风分离器；10b-二级旋风分离器；11- 气固分离器；12-冷炭机；13-热烟炉；14-顺行喷淋塔；15-过滤器； 16-净化塔；17-燃气罐；18-储油罐；19-下部料斗；20-提料机；21- 尾气引风机；22-螺旋输送机；23-分离风机；24-炭粉斗；25-燃烧风机；26-冷却器；27-循环油泵；28-燃气引风机；29-送油泵；30-安全水封；31-除尘器。

具体实施方式

[0029] 为使本发明要解决的技术问题、技术方案和优点更加清楚，下面将结合附图及具体实施例进行详细描述，其中自始至终相同或类似的标号表示相同或类似的元件或具有相同或类似功能的元件。下面通过参考附图描述的实施例是示例性的，旨在用于解释本发明，而不能理解为对本发明的限制。

[0030] 本发明针对现有的问题，提供一种固体热载体循环的生物质热解系统，如图1所示，包括原料烘干系统、循环反应系统和喷淋冷却系统，原料烘干系统包括烘干料斗1、烘干流化床2和第一旋风分离器 3a；循环反应系统包括热解料斗4、下行式热解反应器5、上部固体热载体斗6、下部固体热载体室7、固固分离器8、加热流化床9、一级旋风分离器10a、二级旋风分离器10b、气固分离器11、第二旋风分离器3b、冷炭机12和热烟炉13；喷淋冷却系统包括顺行喷淋塔 14、过滤器15、净化塔16、燃气罐17和储油罐18。

[0031] 烘干料斗1连接烘干流化床2，烘干流化床2连接第一旋风分离器3a，第一旋风分离

器3a连接热解料斗4输送固体；

[0032] 热解料斗4和上部固体热载体斗6均连接出料至下行式热解反应器5，下行式热解反应器5连接一级旋风分离器10a排出热解混合物；一级旋风分离器10a连接下部固体热载体室7排出固体，连接二级旋风分离器10b排出气体；二级旋风分离器10b连接顺行喷淋塔14排出气体，连接冷炭机12排出生物炭；下部固体热载体室7连接至固固分离器8；固固分离器8连接加热流化床9的下部排出固体热载体，连接第二旋风分离器3b排出气体；第二旋风分离器3b连接固固分离器8排出气体，第二旋风分离器3b连接冷炭机12排出生物炭；加热流化床9的上部连通气固分离器11；气固分离器11连接上部固体热载体斗6排出分离出的固体，分离后排出的烟气依次连接通入二级旋风分离器10b和一级旋风分离器10a的外加热套，再通入烘干流化床 2中；热烟炉13连接加热流化床9，将烟气通入加热流化床9下部；

[0033] 顺行喷淋塔14连接净化塔16的中部排出净化气，并将生物油通入过滤器15；过滤器15连接顺行喷淋塔14的上部输送生物油作为喷淋介质，并连接储油罐18和热烟炉13排出生物油；净化塔16连接燃气罐17排出燃气，燃气罐17连接热烟炉13输送燃气。

[0034] 作为具体的实施方式，其中：

[0035] 生物质热解系统还包括下部料斗19、提料机20和除尘器31，第一旋风分离器3a的固体出口与下部料斗19连接，下部料斗19的出料口通过提料机20连接至热解料斗4，热解料斗4的出料口通过螺旋输送机22连接至下行式热解反应器5的原料入口；第一旋风分离器3a的出气口可通过尾气引风机21连接除尘器入口，分离出的烟气经除尘达到排放标准后排出。

[0036] 烘干流化床2底部设有热烟气入口和原料入口，其中原料入口与烘干料斗1连接，热烟气入口与热解反应系统的一级旋风分离器10a 和二级旋风分离器10b的外加热套烟气出口管道连接；烘干流化床2 出口连接至第一旋风分离器3a的入口，第一旋风分离器3a下部固体物料出口通过卸料阀连接至下部料斗19的入料口；

[0037] 如图2所示，下行式热解反应器5分为反应器入口段5c、反应器扩张段5b和反应器分布段5a；反应器入口段5c设置了分别连接热解料斗4和上部固体热载体斗6的原料入口52和热载体入口51，热载体入口51下部设置了挡料板55；反应器扩张段5b内部设置了多层纵向分布板53；反应器分布段5a分别设置了多层纵向分布板53 和多层横向分布板54，底部设置了连接一级旋风分离器10a的热解混合物出口56；下行式热解反应器5的进料口通过螺旋输送机22分别与热解料斗4和上部固体热载体斗6的出料口连接，将生物质原料和固体热载体送入反应器。更佳的，热载体入口51位于原料入口52 上部100～500mm处，挡料板55与垂直中心线的角度为30～45度。反应器扩张段5b内部可设置2～5层纵向分布板53，反应器分布段5a 可设置共计8～12层的分布板，其中包括4～6层横向分布板54和4～6 层纵向分布板53；各分布板可采用90度角钢或陶瓷板，边长可设置为为30～80mm，其中垂直角正朝上，单层分布板之间的中心距离为 60～120mm，上下相邻两层分布板的距离为150～400mm。

[0038] 一级旋风分离器10a和二级旋风分离器10b串联设置；一级旋风分离器10a上部的气体出口连接至二级旋风分离器10b的入口，下部的固体出口直接连接至下部固体热载体室7的入口；二级旋风分离器 10b上部的气体出口连接至顺行喷淋塔14，下部的固体出口连接至冷炭机12；一级旋风分离器10a和二级旋风分离器10b的外加热套相互连通，外加热套的烟气入口连接气固分离器11的出口，外加热套的烟气出口连接至烘干流化床2。

[0039] 如图3所示，固固分离器8从下至上分为分离器分布段8a、分离器分离段8b和分离器扩张段8c，分离器分布段8a包括热载体进口 81、热载体均布口82、分离风入口83、分离槽84、分离风均向孔85 和热载体出口86；热载体进口81处于分离器分布段8a的右上部，通过螺旋输送器连接下部固体热载体室7的出料口，并在进入分离器分布段8a处设置了热载体均布口82，热载体均布口82位于热载体进口81下部，并分布在热载体进口81方位的半圆处，更佳的，热载体均布口82的高度设置为50～100mm；分离槽84以外套方式围绕在固固分离器8的下部，如图3所示的实施方式中，分离槽84内套设置的是孔状的气体分布器，即分离风均向孔85；作为一种实施方式，分离风均向孔85位于分离槽内套的中部和下部位置，一般开孔孔径为5～20mm；若采用缝状的分布器，条状缝分布在螺旋下料口处的半圆位置，一般缝距设置为10～100mm；通常要求进入分离槽从孔状和条缝状的出气速度为8～30m/s；分离风入口83设置于分离槽一侧，连接第二旋风分离器3b的气体出口；分离风入口83设置于分离槽一侧，连接第二旋风分离器3b的气体出口；设置于分离器分布段8a下部的热载体出口86连接至加热流化床9的下部；分离器分离段8b位于固固分离器8中部，分离器分离段8b上方为变径形成的分离器扩张段8c；分离器扩张段8c的上部设置了连接至第二旋风分离器3b 的分离风出口87；通常要求分离器分离段气速为5～10m/s，分离段上部通过变径后成为扩充段，分离器扩张段的气速为3～8m/s。热载体出口86通过L阀或下落管连接至加热流化床9的下部，将固固分离器8中分离出的固体热载体输入加热流化床9中；L阀上设置有压缩空气或氮气入口。

[0040] 加热流化床9包括热烟气入口、布风装置、热载体入口和混合物出口。热烟气入口设置在加热流化床9的下部，与热烟炉13连接；布风装置设置于加热流化床9下部与热烟炉13连接的部位，热载体入口位于布风装置的上部，与固固分离器8热载体出口86连接；当固固分离器8的热载体出口86采用L阀时，布风装置采用条形布风板或孔状布风板；当固固分离器8的热载体出口86采用下落管时，加热流化床9可采取收缩-扩张段进行布料，即加热流化床9下部先收缩，使热烟气速度加快，固体热载体通过下落管送入后加热流化床 9，在高速气流下热载体被打散和均布，然后加热流化床扩张，气速下降，使物料实现正常的流化；为满足工艺需要，加热流化床设置的流化速度通常设置为10～20m/s，加热流化床9可采用刚玉或耐磨浇注料作为内衬。

[0041] 加热流化床9上方连接气固分离器11，气固分离器11设置沉降板，其固体热载体出口连接至上部固体热载体斗6的入口，烟气出口连接至热解反应系统的一级旋风分离器10a和二级旋风分离器10b的外加热套入口；

[0042] 冷炭机12采取水冷外套滚筒冷渣机，二级旋风分离器10b和第二旋风分离器3b的固体出口分别通过炭粉斗24与冷炭机12连接，炭粉斗24出口可通过螺旋输送机将生物炭粉输送入冷炭机12。

[0043] 顺行喷淋塔14包括热解气入口、喷淋介质入口、净化气出口、安全气出口和冷却介质出口。热解气入口设置在顺行喷淋塔14的顶部中心位置，并与二级旋风分离器10b的气体出口连接；喷淋介质入口围绕热解气入口均布，并与过滤器15连接，一般采取4～8个喷淋介质入口，并在每个喷淋介质入口安装1～4个喷淋头，喷淋头为螺旋式或旋转式，雾化粒径集中在0.1～1mm；顺行喷淋塔14内部设置有结焦斜板，较佳的，结焦斜板角度为45～70度，结焦斜板底部可设置检修口；顺行喷淋塔14中部设置有内旋风结构，内旋风结构的气体自净

化器出口排出，净化器出口连接至净化塔16的中部；安全气出口设置在净化气出口旁，并与安全水封30连接；冷却介质出口设置在顺行喷淋塔14的右下部，并在出口处设置了L型或斜型挡渣板。

[0044] 如图1所示，从顺行喷淋塔14出来的净化气输送至净化塔16的中部，净化塔16上部设置有2～4层填料，顶部设有燃气出口，燃气出口可通过燃气引风机28与燃气罐17入口连接；顺行喷淋塔14的冷却介质出口连接至过滤器15，过滤器15与冷却器26连接，并最终连接至循环油泵27；循环油泵27有三个出口，一个连接至顺行喷淋塔14上部的喷淋介质入口，将作为喷淋介质的生物油输送入顺行喷淋塔14，一个通过送油泵29连接至储油罐18，一个连接至热烟炉 13；

[0045] 如图1所示的实施例中，由于燃气和生物油均通入热烟炉13进行燃烧，因此热烟炉13使用油气两用燃烧机，热烟炉13包括油入口、燃气入口、空气入口和烟气出口，其中：燃气入口连接至燃气罐17，空气入口连接至燃烧风机25，烟气出口连接至加热流化床9的下部入气口；热烟炉13内部采取可塑料或保温浇注料作为内衬。

[0046] 固体热载体使用惰性球形颗粒，如选择材质为陶瓷、石英砂、白云石等的球形颗粒。因陶瓷球具有耐高温、耐磨损、强度大、密度大、蓄热能力强等优点，因此作为较佳的实施方式，固体热载体选用陶瓷球，为了更加便于流化加热和从中分离出固体炭粉，系统优选粒径范围为1～2mm的陶瓷球，陶瓷球选用粒径范围为1～2mm，与待处理原料质量比控制在5～50。

[0047] 以上述实施例中的一种固体热载体循环的生物质热解系统为例，对本发明生物质热解系统的工艺进行说明，作为一种具体实施方式，其工作流程的步骤包括：

[0048] 1.生物质原料经破碎粒径为5mm以下，水分低于20％，非生物质杂质低于5％，进入烘干料斗1，并通过调速进料装置进入烘干流化床2；尾气引风机21把从一级旋风分离器10a外加热套中的温度为200～250℃的热烟气引过来，通过热烟气把物料流化并烘干，热烟气温度下降至60～120℃，并通过除尘器31后达到排放要求排出；

[0049] 2.烘干至水分小于8％的生物质原料通过提料机20进入热解料斗4中，并通过螺旋输送机22进入下行式热解反应器5；下行式热解反应器5的顶部是由螺旋输送机22输送的温度为530～850℃的高温固体热载体；固体热载体通过下行式热解反应器5上部的分布器分散后与生物质原料充分接触混合并下行，再通过下行式热解反应器5 内部的打散混合装置进行多次混合并反应，生产热解蒸汽、可燃气和生物炭；生物质原料与固体热载体在反应器中的停留时间为1～3秒，在反应器出口从常温升至450～750℃，固体热载体温度从530～850℃下降至450～750℃；

[0050] 3.从下行式热解反应器5排出的热解产物和固体热载体一起进入一级旋风分离器10a，将固体形态的固体热载体和生物炭与热解混合气分离，分离出固体混合物质送入下部固体热载体室7；排出的热解混合气则送入二级旋风分离器10b，把其中所含的微小的生物炭进一步分离出来；

[0051] 4.下部固体热载体室7中的固体热载体和生物炭的固体混合物通过螺旋输送机送入固固分离器8，利用内循环的分离风机23把分离风自分离风入口83送入固固分离器8的进料下端，分离风通过分布槽进行均布，并在固体热载体下落过程中把其中混杂的生物炭充分分离；分离出来的生物炭粉送入第二旋风分离器3b继续分离，而干净的固体热载体则通

过L阀送入加热流化床9下部；

[0052] 5.热烟炉13利用生物油和可燃气进行燃烧，产生温度600～900℃的热烟气，其中的可燃气作为主要供热能源，其中的生物油作为补充调温用燃料；高温的热烟气通过布风系统均匀进入加热流化床9，在加热流化床9中，固定热载体在热烟气携带下送入顶部的气固分离器11中，此过程中固体热载体被加热至530～850℃，再次送入下行式热解反应器5参与反应；而热烟气温度下降至550～750℃，被送入由热解反应系统的一级旋风分离器10a和二级旋风分离器10b 串联组成的两级旋风分离的外加热套中，烟气温度降至500℃以下，再被引入烘干流化床2以烘干生物质原料，可根据需要调节热烟气的温度，例如通过掺混部分空气再将烟气温度降低至200～250℃；

[0053] 6.从二级旋风分离器10b中排出的热解混合气温度为 400～650℃，将热解混合气送入顺行喷淋塔14，由喷淋介质喷淋冷却，可使热解混合气温度在1～2秒钟内从400～650℃下降至50℃以下；喷淋介质一般选用生物油，其温度在喷淋冷却热解混合气过程中从 20～40℃升至30～50℃，再将喷淋后的生物油排出至过滤器15，把其中混杂的微小的炭粉过滤出来；过滤后的纯净的生物油进入冷却器 26，使其温度下降至20～40℃，再由循环油泵27送入顺行喷淋塔14 作为喷淋介质循环使用；新产生的生物油被送油泵29送至储油罐18进行存储；顺行喷淋塔14排出的燃气还含有部分细小油滴，在净化塔16中去除油滴后，再由燃气引风机28送入燃气罐17，燃气罐17 中的大部分燃气再输送至热烟炉13；

[0054] 7.从炭粉斗24排出的生物炭通过螺旋输送机送入冷炭机12，冷炭机12采取滚筒水套间接换热，使生物炭粉温度从300～500℃降至 50℃以下，满足直接装袋运输的需要。

[0055] 以下通过生物质热解的两个示例说明本发明上述实施例中生物质热解系统和方法的具体效果：

[0056] 1.以稻壳作为生物质原料，将稻壳原料直接从大米加工厂经初步粉碎运输至工厂，稻壳的粒径范围为0～5mm，水分范围11.2～14.5％，挥发分A_d为65％。原料进入烘干流化床，烘干流化床的热烟气进气温度为240℃，烘干出气温度为108℃，烘干后原料温度为57℃，水分为4.5％；原料进入热解反应器，固体热载体选用陶瓷球，其入口温度为552℃，热解反应器温度为502℃，压力为2.5kpa；经分离后固体热载体和固体炭粉的温度为485℃，热解混合气温度为473℃；热烟炉高温区温度为850℃，烟气出口温度为650℃；

[0057] 物料平衡经统计，以稻壳干燥基计算，生物油产量为51.8％，热值为16.2MJ/kg，可燃气产率为19.9％，热值为17.8MJ/kg，生物炭的产率为28.3％。

[0058] 2.以锯末作为生物质原料，锯末原料为木材加工厂下脚料，送入工厂时水分为35～45％，需要进行初次烘干至水分低于20％；锯末的粒径范围为1～4.5mm，挥发分A_d为87％。原料进入烘干流化床，烘干流化床的热烟气进气温度为210℃，烘干出气温度为86℃，烘干后原料温度为49℃，水分为5.3％；原料进入热解反应器，固体热载体选用陶瓷球，其入口温度为780℃，热解反应器温度为690℃，压力为2.8kpa；经分离后固体热载体和固体炭粉的温度为646℃，热解混合气温度为630℃；热烟炉高温区温度为986℃，烟气出口温度为724℃；

[0059] 物料平衡经统计，以锯末干燥基计算，生物油产量为31.6％，热值为15.3MJ/kg，可燃气产率为52.6％，热值为17.4MJ/kg，生物炭的产率为15.8％。

[0060] 对于上述的本发明的各实施例，技术方案中公知的具体结构及特性等常识未作过

多描述;各实施例采用递进的方式描述,各实施例中所涉及到的技术特征在彼此之间不构成冲突的前提下可以相互组合,各实施例之间相同相似部分互相参见即可。

[0061] 在本发明的描述中,术语“中心”、“上”、“下”、“左”、“右”、“竖直”、“水平”、“内”、“外”、“前”、“后”等指示的方位或位置关系为基于附图所示的方位或位置关系,仅是为了便于描述本发明和简化描述,而不是指示或暗示所指的装置或元件必须具有特定的方位、以特定的方位构造和操作,不应理解为对本发明的限制。除非另有明确的规定和限定,术语“安装”、“相连”、“连接”、“固定”等术语应做广义理解,例如,可以是固定连接,也可以是可拆卸连接,或成一体;可以是机械连接,也可以是电连接;可以是直接相连,也可以通过中间媒介间接相连,可以是两个元件内部的连通或两个元件的相互作用关系,除非另有明确的限定。对于本领域的普通技术人员而言,可以根据具体情况理解上述术语在本发明中的具体含义。此外,术语“第一”、“第二”、“一级”和“二级”仅用于描述目的,而不能理解为指示或暗示相对重要性。

[0062] 以上所述是本发明的优选实施方式,应当指出,对于本技术领域的普通技术人员来说,在不脱离本发明所述原理的前提下,还可以作出若干改进和润饰,这些改进和润饰也应视为落入本发明的保护范围。

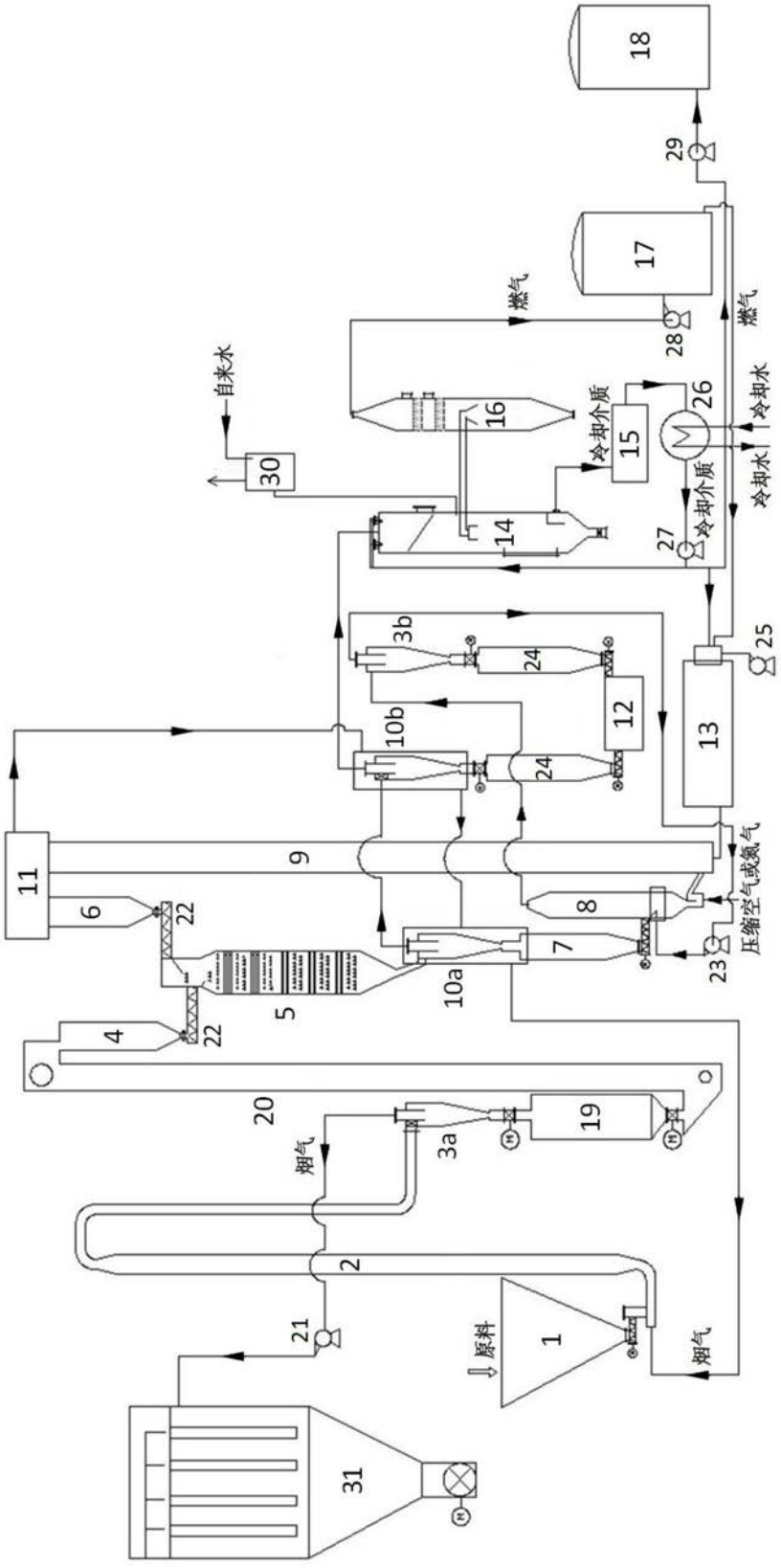

18
29
17
燃气
28
燃气
自来水
16
冷却介质
15
26
冷却水
30
冷却水
冷却介质
14
27
25
3b
24
12
10b
13
9
11
8
压缩空气或氮气
6
22
7
23
10a
5
4
20
19
烟气
3a
2
21
原料
1
烟气
31

图1

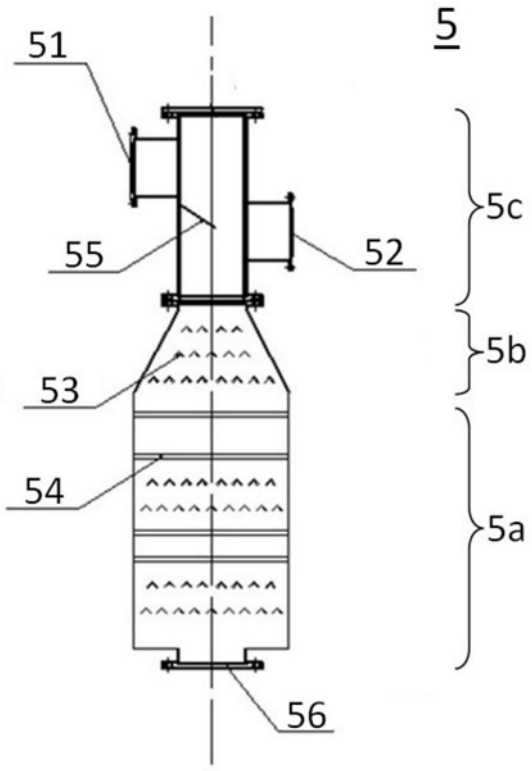


图2

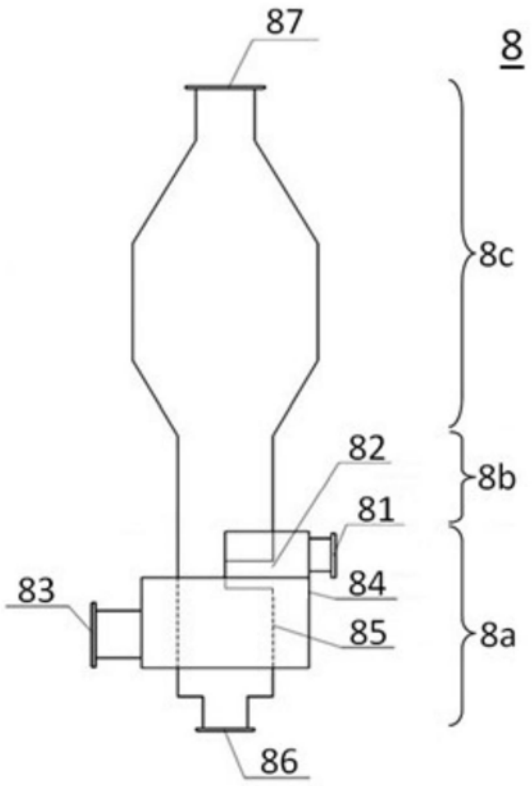


图3