



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 105219443 A

(43) 申请公布日 2016. 01. 06

(21) 申请号 201510713045. 8

(22) 申请日 2015. 10. 28

(71) 申请人 武汉天和技术股份有限公司

地址 430077 湖北省武汉市武昌中北路 156 号

(72) 发明人 张志宏 李国恩 戴安 钟朋展

(74) 专利代理机构 北京远大卓悦知识产权代理
事务所(普通合伙) 11369

代理人 张云花

(51) Int. Cl.

C10J 3/56(2006. 01)

C10J 3/84(2006. 01)

C10J 3/72(2006. 01)

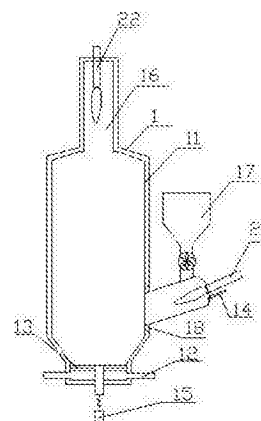
权利要求书2页 说明书6页 附图1页

(54) 发明名称

等离子流化床气化炉及其处理生物质的工艺

(57) 摘要

本发明公开了一种用于处理生物质的等离子流化床气化炉,包括内部中空的炉体、设置于炉体顶端的合成气出气管,一端与所述炉体侧壁的中下部连通的进料管,所述进料管远离所述炉体的一端呈封闭状,所述进料管呈封闭状的一端设置有第一气化剂入口,且设置有第一等离子体炬,所述第一等离子体炬的发生端穿入所述进料管,所述进料管的侧壁且远离所述炉体一侧的上方开设有进料口。本发明提供一种气化效率高,产生的合成气中焦油含量低的等离子流化床气化炉及利用该炉体处理生物质发电的工艺。



1. 一种用于处理生物质的等离子流化床气化炉,其特征在于,包括:

炉体,其呈两端封闭的中空类圆柱形,所述炉体侧壁的下部设置有 1-4 个二级气化剂入口,所述 1-4 个二级气化剂入口沿所述炉体的同一水平面均匀分布;

至少一个进料管,其设置于所述炉体的中下部,与所述炉体内部连通,所述进料管远离所述炉体的一端呈封闭状,所述进料管的侧壁开设有进料口,所述进料管呈封闭状的一端设置有一级气化剂入口;

第一等离子体炬,其发生端穿入所述进料管呈封闭状的一端;

合成气出气管,其设置于所述炉体的顶端,与所述炉体内部连通,导出合成气;

1-2 支第二等离子体炬,其设置于所述合成气出气管内,所述第二等离子体炬与所述合成气出气管的内壁平行;

膜式水冷壁,其设置于所述炉体除进料管与炉体连接处的内壁外的内壁,所述进料管与所述炉体接触的内壁设置有耐火衬里,所述耐火衬里的厚度为 300 ~ 500mm;

陶瓷纤维保温层,其设置于所述膜式水冷壁的表面,所述陶瓷纤维保温层的厚度为 40-60mm;

布风板,其水平设置于所述炉体内的下部,所述布风板位于所述进料管的下方且位于所述二级气化剂入口的上方,所述布风板由上至下包括交错叠加且内接于所述炉体内壁的 3 层 400 目的丝网;

排灰口,其设置于所述炉体的底部,所述排灰口的直径为 80-120mm,所述排灰口与带有截止阀的排灰管连接,所述排灰管上端穿过所述布风板的中心。

2. 如权利要求 1 所述的用于处理生物质的等离子流化床气化炉,其特征在于,所述进料管为从炉体侧壁向上倾斜延伸,所述进料管的侧壁且远离所述炉体一侧的上方开设有所述进料口,所述进料口与星型给料器的一端连通,所述星型给料器的另一端与生物质料仓连通。

3. 一种应用权利要求 1 或 2 所述的等离子流化床气化炉处理生物质的工艺,其特征在于,包括:启动所述第一等离子体炬,向所述一级气化剂入口中通入气化剂,将生物质通过所述进料口送入所述进料管,进行气化反应,当所述生物质送入所述进料管后,启动所述第二等离子体炬,并向二级气化剂入口中通入气化剂。

4. 如权利要求 3 所述的等离子流化床气化炉处理生物质的工艺,其特征在于,所述生物质的粒度 $\leq 50\text{mm}$,含水率 $\leq 20\%$ 。

5. 如权利要求 3 所述的等离子流化床气化炉处理生物质的工艺,其特征在于,所述合成气经过旋风除尘后进行燃烧发电。

6. 如权利要求 5 所述的等离子流化床气化炉处理生物质的工艺,其特征在于,所述合成气在旋风除尘时经过了两级旋风除尘器,其中,所述合成气出气管与一级旋风除尘器连接,所述一级旋风除尘器与二级旋风除尘器连接,使合成气经过两级旋风除尘后再进行所述燃烧发电;

所述一级旋风除尘器的粉尘出料口与所述炉体连通,使收集的大颗粒物返回气化炉再次进行气化处理。

7. 如权利要求 6 所述的等离子流化床气化炉处理生物质的工艺,其特征在于,所述合成气经过两级旋风除尘后,先经过预热器与将要进入炉体的气化剂进热交换,之后再进

燃烧发电,经过热交换后的合成气温度为 400-450℃,所述气化剂为空气。

8. 如权利要求 5 所述的等离子流化床气化炉处理生物质的工艺,其特征在于,所述合成气经过旋风除尘后在煤粉锅炉中进行燃烧发电。

9. 如权利要求 3 所述的等离子流化床气化炉处理生物质的工艺,其特征在于,所述等离子流化床气化炉的气化压力为 0 ~ 4MPa。

10. 如权利要求 3 所述的等离子流化床气化炉处理生物质的工艺,其特征在于,所述气化剂为空气、富氧空气、纯氧或水蒸气中的任意一种或多种。

等离子流化床气化炉及其处理生物质的工艺

技术领域

[0001] 本发明涉及一种处理生物质的工艺。更具体地说,本发明涉及一种等离子流化床气化炉及其处理生物质的工艺。

背景技术

[0002] 生物质气化采用的技术路线种类繁多,根据采用的气化反应器的不同又可分为固定床气化、流化床气化和气流床气化。每种气化技术又包括不同类型的气化炉。固定床气化技术主要有上吸式、下吸式和横吸式气化炉。固定床必须使用特定种类,形状、尺寸尽可能一致的原料,且产物中含有少量焦油、油脂、苯、氨等物质,需经过分离、净化处理。流化床气化对于入炉颗粒粒度要求细(一般要求小于 0.4mm),对于生物质而言,要满足气流床的气化的粒度还有许多技术及经济难题需要解决。流化床气化技术主要用于气化颗粒尺寸小于 5cm 的生物质,流化床气化炉在吹入的气化剂的作用下,物料颗粒、砂子、气化介质充分接触,受热均匀,在炉内呈“沸腾”状态,因此又叫沸腾床,反应温度一般为 750 ~ 850℃。特别是对于灰熔点较低的生物质,床层只要保持良好的混合特性就可使床层保持高温,这样可避免局部燃烧高温,气化反应速度快,产气率高,是唯一在恒温床上反应的气化炉,原料适应性广,可大规模、高效利用。

[0003] 但是流化床气化炉出炉燃气中固体颗粒较多,造成不完全燃烧损失,且流化床中的温度低于生物质的灰熔点,否则容易结渣,虽然流化床气化炉中生物质的气化效率高,但合成气中还是有部分焦油产生,焦油在温度低于 200℃ 会冷凝堵塞后续工序的管道,引起整个系统运行不稳定。

[0004] 生物质气化的主要用途有生产甲醇、二甲醚等化工产品、气化发电。生物质气化反应产生的合成气经过费-托反应合成甲醇、二甲醚等液体燃料以及氨、乙烯、丙烯等多种化学品,以缓解或改变长期依赖化石燃料的紧张局面。但是生物质气化制备的合成气中 H_2/CO 含量低而 CO_2 含量高,不利于醇醚燃料制备和费-托合成,且合成的生产成本低。生物质气化产生的合成气中所含的焦油以及颗粒物质,能够阻塞管道、损害设备,污染环境,降低经济效益。

[0005] 传统的燃煤发电,需要耗费大量的煤炭资源,且燃烧后产生大量的 CO_2 ,加剧全球温室效应,燃烧之后的烟气中氮化物和硫化物的含量高,需要大规模的脱硫脱硝系统。

发明内容

[0006] 本发明的一个目的是解决至少上述问题,并提供至少后面将说明的优点。

[0007] 本发明还有一个目的是提供一种流化床气化炉及其处理生物质的工艺,将生物质通过气化生产合成气进行燃烧发电。

[0008] 为了实现根据本发明的这些目的和其它优点,提供了一种用于处理生物质的等离子流化床气化炉,包括:

[0009] 炉体,其呈两端封闭的中空类圆柱形,所述炉体侧壁的下部设置有 1-4 个二级气

化剂入口,所述 1-4 个二级气化剂入口沿所述炉体的同一水平面均匀分布;

[0010] 至少一个进料管,其设置于所述炉体的中下部,与所述炉体内部连通,所述进料管远离所述炉体的一端呈封闭状,所述进料管的侧壁开设有进料口,所述进料管呈封闭状的一端设置有一级气化剂入口;

[0011] 第一等离子体炬,其发生端穿入所述进料管呈封闭状的一端;

[0012] 合成气出气管,其设置于所述炉体的顶端,与所述炉体内部连通,导出合成气;

[0013] 1-2 支第二等离子体炬,其设置于所述合成气出气管内,所述第二等离子体炬与所述合成气出气管的内壁平行;

[0014] 膜式水冷壁,其设置于所述炉体除进料管与炉体连接处的内壁外的内壁,所述进料管与所述炉体接触的内壁设置有耐火衬里,所述耐火衬里的厚度为 300 ~ 500mm;

[0015] 陶瓷纤维保温层,其设置于所述膜式水冷壁的表面,所述陶瓷纤维保温层的厚度为 40-60mm;

[0016] 布风板,其水平设置于所述炉体内的下部,所述布风板位于所述进料管的下方且位于所述二级气化剂入口的上方,所述布风板由上至下包括交错叠加且内接于所述炉体内壁的 3 层 400 目的丝网。排灰口,其设置于所述炉体的底部,所述排灰口的直径为 80-120mm,所述排灰口与带有截止阀的排灰管连接,所述排灰管上端穿过所述布风板的中心。

[0017] 优选的是,所述进料管为从炉体侧壁向上倾斜延伸,所述进料管的侧壁且远离所述炉体一侧的上方开设有所述进料口,所述进料口与星型给料器的一端连通,所述星型给料器的另一端与生物质料仓连通。

[0018] 本发明还提供了一种应用所述的等离子流化床气化炉处理生物质的工艺,包括:启动所述第一等离子体炬,向所述一级气化剂入口中通入气化剂,将生物质通过所述进料口送入所述进料管,进行气化反应,当所述生物质送入所述进料管后,启动所述第二等离子体炬,并向二级气化剂入口中通入气化剂。

[0019] 优选的是,所述生物质的粒度 $\leq 50\text{mm}$,含水率 $\leq 20\%$ 。

[0020] 优选的是,所述合成气经过旋风除尘后进行燃烧发电。

[0021] 优选的是,所述合成气在旋风除尘时经过了两级旋风除尘器,其中,所述合成气出气管与一级旋风除尘器连接,所述一级旋风除尘器与二级旋风除尘器连接,使合成气经过两级旋风除尘后再进行所述燃烧发电;

[0022] 所述一级旋风除尘器的粉尘出料口与所述炉体连通,使收集的大颗粒物返回气化炉再次进行气化处理。

[0023] 优选的是,所述合成气经过两级旋风除尘后,先经过预热器与将要进入炉体的气化剂进热交换,之后再进行燃烧发电,经过热交换后的合成气温度不低于为 400-450℃,所述气化剂为空气。

[0024] 优选的是,所述合成气经过旋风除尘后在煤粉锅炉中进行燃烧发电。

[0025] 优选的是,所述等离子流化床气化炉的气化压力为 0 ~ 4MPa。

[0026] 优选的是,所述气化剂为空气、富氧空气、纯氧或水蒸气中的任意一种或多种。

[0027] 本发明至少包括以下有益效果:

[0028] 1、本发明采用的气化技术,气化效率高,采用两级气化,首先在进料口气化,气化后的物料进入炉体内,在二级气化剂的作用下,进行第二次气化,一级与二级气化剂入口的

合理设置同时具有送风的作用,通过气化剂快速将生物质送入炉体内,并且合成气从炉顶排出后,经过一级旋风分离,回收合成气中未燃尽的大颗粒物,重新返回气化炉,大大提高了生物质的气化效率;

[0029] 2、本发明采用的气化技术,环保和经济效益好,生成的合成气经炉顶合成气出口排出,合成气携带的大量热量可以用于加热进入气化炉的气化剂;合成气经过除尘、回收热量后进入煤粉锅炉与煤粉一起燃烧发电,节约了发电所需的煤量,燃烧产生的 CO_2 量减少,减轻 CO_2 产生的温室效应;

[0030] 3、本发明采用的气化技术,节约设备的运行成本,生物质气化产生的合成气燃烧发电,替代了一部分发电所需的燃煤,燃烧产生的烟气量减少,减轻后续配备的脱硫脱硝系统的负荷。

[0031] 4、本发明提供的气化技术,能够保证设备长期、稳定的运行,等离子气化炉中出来的合成气的焦油含量低,进入煤粉锅炉燃烧前,焦油一直保持气态,不会产生因其冷凝而产生的堵塞管道、损害设备的问题;

[0032] 5、本发明提供的等离子流化床气化炉结构独特新颖,生物质气化的热量来源于等离子体炬,等离子体炬具有高热流密度,等离子体炬的设置位置合理,且等离子体炬的功率可调,能够保证生物质的气化,裂解从合成气出口排出的合成气中的焦油;

[0033] 6、本发明提供的等离子流化床气化炉,结构轻便,运行安全、稳定,炉体内壁采用膜式水冷壁的冷却方式,有效地减小炉体内壁厚度,气化炉整体的重量降低,所述冷却方式能够保证炉体外部温度 $< 100^\circ\text{C}$ 。

[0034] 本发明的其它优点、目标和特征将部分通过下面的说明体现,部分还将通过对本发明的研究和实践而为本领域的技术人员所理解。

附图说明

[0035] 图 1 为本发明的等离子流化床气化炉的结构示意图;

[0036] 图 2 为本发明的工艺流程图。

具体实施方式

[0037] 下面结合附图对本发明做进一步的详细说明,以令本领域技术人员参照说明书文字能够据以实施。

[0038] 需要说明的是,下述实施方案中所述实验方法,如无特殊说明,均为常规方法,所述试剂和材料,如无特殊说明,均可从商业途径获得;在本发明的描述中,术语“横向”、“纵向”、“上”、“下”、“前”、“后”、“左”、“右”、“竖直”、“水平”、“顶”、“底”、“内”、“外”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,并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,因此不能理解为对本发明的限制。

[0039] 如图 1-2 所示,本发明提供一种用于处理生物质的等离子流化床气化炉,包括:

[0040] 炉体 1,其呈两端封闭的中空类圆柱形,所述炉体 1 侧壁的下部设置有 1-4 个二级气化剂入口 12,所述 1-4 个二级气化剂入口 12 沿所述炉体 1 的同一水平面均匀分布。二级气化剂设置于炉体 1,进一步气化炉体 1 中的生物质,提高生物质的气化率。一级气化剂入

口 14 及二级气化剂入口 12 的数量根据气化剂流量设计来调整。

[0041] 至少一个进料管,其设置于所述炉体 1 的中下部,进料管的数量可以是 1 个、2 个、3 个等等,根据生物质的处理量来设计,当进料管的数量为 2 个以上时,沿炉体 1 的同一水平面均匀设置并与所述炉体 1 内部连通。所述进料管远离所述炉体 1 的一端呈封闭状,所述进料管的侧壁开设有进料口,所述进料管呈封闭状的一端设置有一级气化剂入口 14,封闭端设置一级气化剂入口 14,不仅作为气化剂的进入端,同时气化剂可作为风力助力生物质进入炉体 1 内。

[0042] 第一等离子体炬 21,其发生端穿入所述进料管呈封闭状的一端。

[0043] 合成气出气管 16,其设置于所述炉体 1 的顶端,与所述炉体 1 内部连通,导出合成气。

[0044] 1-2 支第二等离子体炬 22,其设置于所述合成气出气管 16 内,所述第二等离子体炬 22 与所述合成气出气管 16 的内壁平行。用于裂解合成气中携带的焦油,提高合成气中的有效成分。

[0045] 膜式水冷壁 11,其设置于所述炉体 1 除进料管与炉体连接处的内壁外的内壁。保证了炉体 1 外部温度低于 100℃,同时替代了耐火材料层,减轻了炉体 1 整体的重量。若进料管与炉体接触的内壁设置膜式水冷壁会降低气化温度,对气化效果有影响。所述进料管与所述炉体接触的内壁设置有耐火衬里,所述耐火衬里的厚度为 300 ~ 500mm,耐火衬里具有蓄热和隔热的作用。

[0046] 陶瓷纤维保温层,其设置于所述膜式水冷壁 11 的表面,所述陶瓷纤维保温层的厚度为 40-60mm。

[0047] 布风板 13,其水平设置于所述炉体 1 内的下部,所述布风板 13 位于所述进料管的下方且位于所述二级气化剂入口 12 的上方,所述布风板 13 由上至下包括交错叠加且内接于所述炉体 1 内壁的 3 层 400 目的丝网。从第二气化剂入口 12 进入的气化剂由炉底经布风板 13 进入炉体 1 内部,能够更加均匀的分布在炉体 1 内部,保证生物质在炉体 1 内保持“沸腾”状态,提高生物质的气化效率,此处的沸腾状态就像水烧开时的状态。

[0048] 排灰口,其设置于所述炉体 1 的底部,所述排灰口的直径为 80-120mm,所述排灰口与带有截止阀的排灰管 15 连接,所述排灰管 15 上端穿过所述布风板 13 的中心。当生物质在气化过程中产生的飞灰积累到一定程度后,打开截止阀,排除飞灰。将排灰管穿过布风板是防止二级气化剂进入炉体后影响飞灰的排放。。

[0049] 在另一种技术方案中,所述进料管为从炉体 1 侧壁向上倾斜延伸,所述进料管的侧壁且远离所述炉体 1 一侧的上方开设有所述进料口,所述进料口与星型给料器 17 的一端连通,所述星型给料器 17 的另一端与生物质料仓连通。

[0050] 在上述技术方案中,第一等离子体炬 21 和第二等离子体炬 22 的功率为 100-500KW,且功率可调,等离子体炬形成的温度大于 5000℃以上。

[0051] 本发明还提供了一种等离子流化床气化炉处理生物质的工艺,包括:启动所述第一等离子体炬 21,炉体 1 向所述一级气化剂入口 14 中通入气化剂,将生物质通过所述进料口送入所述进料管,进行气化反应,当所述生物质送入所述进料管后,启动所述第二等离子体炬 22,并向二级气化剂入口 12 中通入气化剂。其中,提供生物质气化的热源不是燃油或天然气,而是具有高热密度的等离子体炬,使得气化的生物质的种类进一步扩大。向所述二

级气化剂入口 12 通入气化剂,将经过一级气化的生物质通过所述进料管送入气化炉内,炉内的气化温度为 $700 \sim 900^{\circ}\text{C}$,生物质在二级气化剂的作用下二级气化后,生成的合成气通过气化炉顶部的合成气出气排出,出口合成气的温度为 $700 \sim 800^{\circ}\text{C}$ 。由于物料燃烧有一个理论的需氧量,如果低于这个值就是缺氧状态,在通入二级气化剂时,二级气化剂的通入量可使炉体内形成一个缺氧环境,在入炉物料自身携带的高热量下,进一步气化生物质,充分利用了生物质自身的热量。

[0052] 在上述技术方案中,生物质首先进入炉体 1 侧面的进料口,在进料口中喷入的一级气化剂的作用下,进料口上设置的等离子体炬的高热密度迅速部分的气化生物质,被部分气化的生物质进入炉体 1,在二级气化剂的作用下,生物质被完全气化,产生的合成气上行至合成气出气,合成气出气设置的等离子体炬裂解合成气中可能携带的焦油,避免因焦油冷凝而堵塞管道,引起系统运行不稳定。

[0053] 在上述技术方案中,用于处理生物质的等离子流化床气化炉,结构简单、新颖,进料口设置的等离子体炬能够保证生物质高效、瞬时的气化,并能够利用等离子体中的活性粒子加速气化反应的进行,并且能够通过控制一级气化剂、二级气化剂和等离子体炬的功率保证出口合成气的温度在 $700 \sim 800^{\circ}\text{C}$,合成气出口设置的等离子体炬能够裂解合成气中携带的焦油;不同于传统的气化炉,本发明提供的等离子流化床气化炉炉体 1 内壁大部分采用的不是耐火材料,而是膜式水冷壁 11,有效地减小了炉体 1 的重量,提高了气化炉运行的安全性和稳定性。

[0054] 在另一种技术方案中,所述生物质的粒度 $\leq 50\text{mm}$,含水率 $\leq 20\%$ 。在该粒度和含水率下的生物质才能在炉体内达到“沸腾”的状态,消耗的能量更低,此处的沸腾状态就像水烧开时的状态。

[0055] 在另一种技术方案中,所述合成气经过旋风除尘后进行燃烧发电。

[0056] 在另一种技术方案中,所述合成气在旋风除尘时经过了二级旋风除尘器,其中,所述合成气出气管 16 与一级旋风除尘器连接,所述一级旋风除尘器与二级旋风除尘器连接,使合成气经过二级旋风除尘后再进行所述燃烧发电。

[0057] 所述一级旋风除尘器的粉尘出料口与所述炉体 1 连通,使收集的大颗粒物返回气化炉再次进行气化处理。

[0058] 在另一种技术方案中,所述合成气经过二级旋风除尘后,先经过预热器与将要进入炉体 1 的气化剂进热交换,之后再进行燃烧发电,经过热交换后的合成气温度为 $400\sim 450^{\circ}\text{C}$,如果气化剂要与合成气进行热交换,气化剂只能是空气,若是富氧空气和纯氧 - 存在安全隐患。

[0059] 在上述技术方案中,合成气从炉顶排出后,经过设置在合成气出气管 16 的等离子体炬的高热加热分解合成气中携带的焦油,提高合成气中有效气体的含量,经过除焦后的合成气依次经过一级旋风除尘器和二级旋风除尘器,分别回收合成气中未燃尽的大颗粒物以及合成气中携带的粉尘。一级旋风除尘器回收的大颗粒物返回气化炉再次气化处理,二级旋风除尘器回收的粉尘送入粉层仓;从二级旋风除尘器中出来的合成气进入空气预热器,回收合成气中携带的大量热量,预热进入气化炉的一级气化剂和二级气化剂。

[0060] 在另一种技术方案中,所述合成气经过旋风除尘后在煤粉锅炉中进行燃烧发电。

[0061] 在另一种技术方案中,所述等离子流化床气化炉的气化压力为 $0 \sim 4\text{MPa}$,这里的

压力指表压。

[0062] 在另一种技术方案中,所述气化剂为空气、富氧空气、纯氧或水蒸气中的任意一种或多种。若气化剂是富氧空气或纯氧,需用水蒸汽加热后进入气化炉。

[0063] 在上述技术方案中,生物质气化产生的合成气经过除尘,热量回收后送入煤粉锅炉,与煤粉一同燃烧发电,降低发电所需煤量,减小 CO₂的排放量以及烟气的排放量,减轻后续烟气脱硫脱硝系统的负荷,整个方案经济、环保。

[0064] 综上所述,本发明提供一种用于处理生物质的等离子流化床及其与电站锅炉联用发电的工艺,技术先进、环保,经济效益巨大,设备结构简单、新颖,运行稳定、安全。与传统地处理生物质的技术相比,具有生物质气化效率高、合成气中焦油含量极低等优势,并且气化产生的合成气用于与电站锅炉联用发电,有益于环保,经济效益巨大。不久的将来,本发明提供的设备及其技术,必将引领能源利用领域新的发展方向。

[0065] 尽管本发明的实施方案已公开如上,但其并不仅仅限于说明书和实施方式中所列运用,它完全可以被适用于各种适合本发明的领域,对于熟悉本领域的人员而言,可容易地实现另外的修改,因此在不背离权利要求及等同范围所限定的一般概念下,本发明并不限于特定的细节和这里示出与描述的图例。

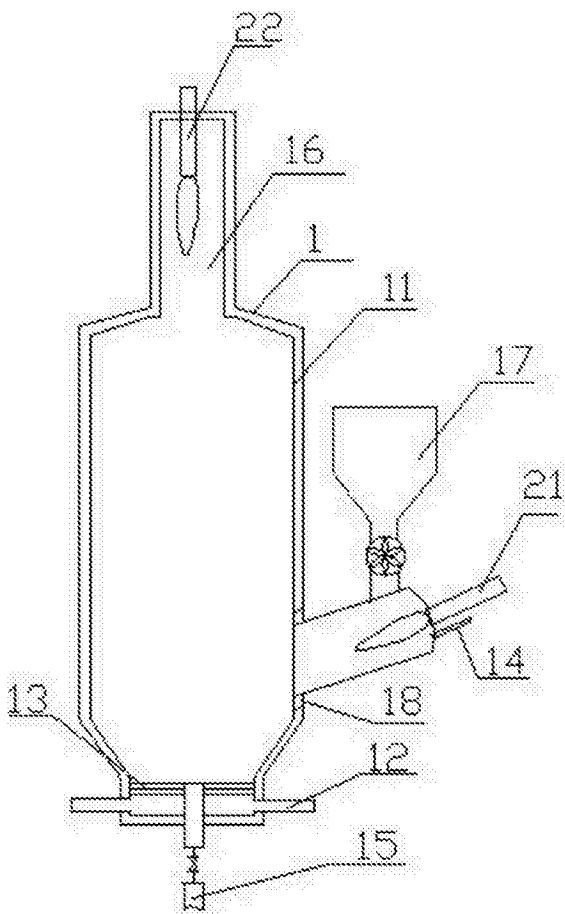


图 1

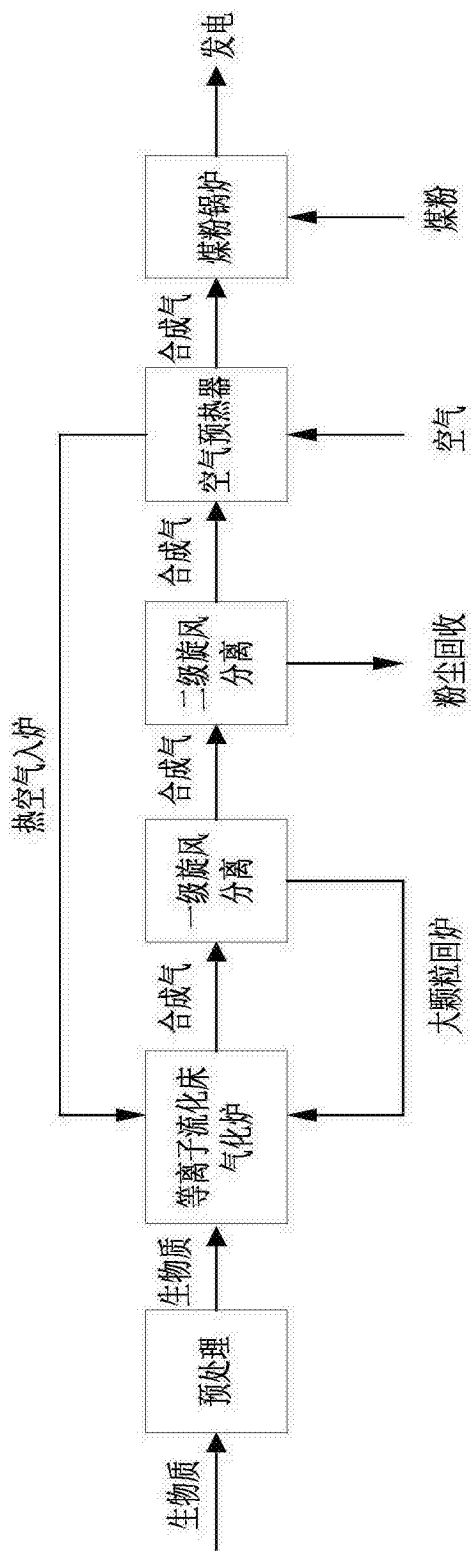


图 2