



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 1931959 B

(45) 授权公告日 2010. 10. 20

(21) 申请号 200610124638. 1

(22) 申请日 2006. 09. 28

(73) 专利权人 武汉凯迪工程技术研究总院有限公司

地址 430223 湖北省武汉市东湖新技术开发区江夏大道特 1 号凯迪大厦

(72) 发明人 张超 张泽 林冲 杨占春 李宏 宋侃 金沙杨 吕锋杰

(74) 专利代理机构 武汉开元知识产权代理有限公司 42104

代理人 刘志菊

(51) Int. Cl.

C10B 53/02 (2006. 01)

(56) 对比文件

US 6863878 B2, 2005. 03. 08, 全文.

CN 1233643 A, 1999. 11. 03, 全文.

CN 2813616 Y, 2006. 09. 06, 全文.

JP 2004-339360 A, 2004. 12. 02, 全文.

审查员 李秀珍

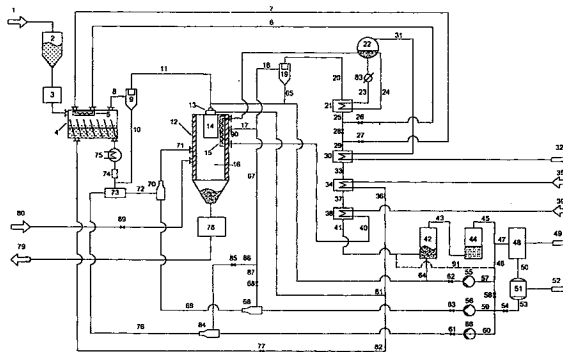
权利要求书 2 页 说明书 12 页 附图 1 页

(54) 发明名称

利用生物质制造合成气的复合循环式高温气化工工艺方法

(57) 摘要

本发明涉及一种利用生物质制造合成气的复合循环式高温气化工工艺方法,包括低温炭化、炭化制粉、高温气化、含碳灰渣的分离、合成气的净化处理、合成气的再循环利用。首先将生物质原料热解为热解气和木炭,将含有焦油的热解气送到高温气化炉的燃烧区发生不完全燃烧反应产生气化剂和热量;木炭被送到制粉机制成含碳粉状燃料,利用两级引射的合成气再循环将含碳粉状燃料输送到高温气化炉的还原区,与气化剂发生还原反应;净化处理产生的飞灰和残碳被合成气再循环送回高温气化炉的燃烧区。本发明解决了气流床无法气化生物质原料的技术难题,减少了木炭的损失,合成气中不含焦油,脱碳之前合成气中 CO 和 H₂ 含量达到 72% 以上,气化效率 80 ~ 84%, 碳转化率达到 99% 以上。



1. 一种利用生物质制造合成气的复合循环式高温气化工艺方法,包括低温炭化、炭化制粉、高温气化、含碳灰渣的分离、合成气的净化处理、合成气的再循环利用,其特征在于,具体步骤如下:

a) 将初步破碎和干燥的生物质原料输送到低温炭化装置,该装置采用自热和合成气再循环间接加热相结合,进行慢速热解反应,控制温升速率在 $0.1 \sim 1^{\circ}\text{C}/\text{秒}$,炭化温度控制在 $300 \sim 500^{\circ}\text{C}$;

b) 将热解反应产物分离为热解气和木炭,热解气直接送入高温气化炉,木炭送往制粉机制成含碳粉状燃料,再用输送气体将该含碳粉状燃料送到高温气化炉,输送气体采用合成气再循环,控制再循环合成气的温度,使含碳粉状燃料温度控制在 $100 \sim 500^{\circ}\text{C}$,固气比控制在 $0.3 \sim 0.8\text{kg}/\text{Nm}^3$;

c) 热解气在高温气化炉的燃烧区与氧化剂进行不完全燃烧反应生成气化剂,燃烧区平均温度控制在 $1300 \sim 1800^{\circ}\text{C}$,并使所有灰变成液态渣由燃烧区直接排出;燃烧反应生成的气化剂送入高温气化炉的还原区与由再循环合成气输送到高温气化炉还原区的含碳粉状燃料发生还原反应,将还原反应的温度控制在 $900 \sim 1300^{\circ}\text{C}$,生成主要含有 CO 和 H_2 的合成气;

d) 还原区出口的合成气经过净化处理后对外输出,同时利用一部分合成气再循环将分离、净化处理过程产生的灰渣及残碳输送回高温气化炉的燃烧区。

2. 根据权利要求1所述的利用生物质制造合成气的复合循环式高温气化工艺方法,其特征在于:在对合成气进行净化处理前,设置余热利用系统对合成气进行降温处理,降温后的合成气温度控制在 $200 \sim 350^{\circ}\text{C}$ 范围内。

3. 根据权利要求2所述的利用生物质制造合成气的复合循环式高温气化工艺方法,其特征在于:采用余热利用系统后的低温合成气与余热利用系统中部或前部的高温合成气混合作为输送气体,通过调整低温合成气和高温合成气的混合比例,将含碳粉状燃料的温度控制在 $100 \sim 500^{\circ}\text{C}$ 。

4. 根据权利要求3所述的利用生物质制造合成气的复合循环式高温气化工艺方法,其特征在于:采用两级引射的合成气再循环技术输送含碳粉状燃料:

a) 第一级引射是:利用低温合成气(60)通过引射器(84)引射一部分高温合成气(86)后输送到制粉机(73),在满足制粉机(73)气力输送要求的情况下,将含碳粉状燃料(72)的温度控制在 $80 \sim 300^{\circ}\text{C}$;

b) 第二级引射是:从制粉机(73)输出的含碳粉状燃料(72)利用输送气体(69)通过引射器(70)再次引射后送入高温气化炉(12)的还原区(16),通过控制输送气体(69)的温度,第二级引射将送入高温气化炉(12)的含碳粉状燃料(71)温度控制在 $100 \sim 500^{\circ}\text{C}$ 。

5. 根据权利要求4所述的利用生物质制造合成气的复合循环式高温气化工艺方法,其特征在于:在第二级引射时,利用低温合成气(59)通过引射器(66)引射一部分高温合成气(87),将输送气体(69)的温度控制在 $200 \sim 650^{\circ}\text{C}$ 。

6. 根据权利要求1或2所述的利用生物质制造合成气的复合循环式高温气化工艺方法,其特征在于:低温炭化装置(4)采用自热和合成气再循环间接加热相结合的方式,其中自热提供热解所需热量的 $20 \sim 30\%$,其余热量由合成气再循环提供。

7. 根据权利要求1或2所述的利用生物质制造合成气的复合循环式高温气化工艺方

法,其特征在于:进入低温炭化装置(4)的再循环合成气(6)的温度控制在 $500 \sim 800^{\circ}\text{C}$ 。

8. 根据权利要求1或2所述的利用生物质制造合成气的复合循环式高温气化工艺方法,其特征在于:利用冷却器(75)将低温炭化装置(4)输出的木炭的温度冷却到输送系统(74)所要求的工作温度范围。

9. 根据权利要求1或2所述的利用生物质制造合成气的复合循环式高温气化工艺方法,其特征在于:木炭被制粉机(73)制成平均粒度在 $30 \sim 150 \mu\text{m}$ 的含碳粉状燃料。

10. 根据权利要求1或2所述的利用生物质制造合成气的复合循环式高温气化工艺方法,其特征在于:将低温炭化装置(4)产生的热解气(8)经旋风分离器(9)分离后输送到高温气化炉的燃烧器(13),旋风分离出的含碳固体颗粒(10)被送到制粉机(73)。

利用生物质制造合成气的复合循环式高温气化工艺方法

技术领域

[0001] 本发明涉及一种利用生物质制造合成气的复合循环式高温气化工艺方法,包括低温炭化、炭化制粉、高温气化、含碳灰渣的分离、合成气的净化处理、合成气的再循环利用。该方法属于由生物质制造合成气或可燃气体技术领域。其中合成气为含有 CO、H₂ 以及各种含碳、氢、氧的碳水化合物气体的混合物。利用该发明所产生的合成气能够用于燃气轮机发电系统、燃料电池、合成油、冶金等系统。

背景技术

[0002] 随着传统化石能源(煤、石油、天然气)储量的日益减少,以及由于使用化石能源带来的环境污染问题,直接威胁着人类的生存和发展,重视和发展可再生、环保能源已成为各国政府的共识。生物质是植物通过光合作用生成的有机物质,其分布广泛、可利用量大、较化石能源清洁,具有 CO₂ 零排放的特征,是一种重要的可再生能源。通过热化学、生物化学等方法,能够将生物质转变为清洁的气体或液体燃料,用以发电、生产工业原料、化工产品等,具有全面替代化石能源的潜力,成为世界各国优先发展的新能源。

[0003] 将生物质转变为清洁气体或液体燃料的方法很多,在这其中生物质气化技术与其它技术相比能够适应生物质的种类更加宽广,且具有很强的扩展性。生物质的气化过程是一种热化学过程,是生物质原料与气化剂(空气、氧气、水蒸气、二氧化碳、氢等)在高温下发生化学反应,将固态的生物质原料转变为由碳、氢、氧等元素组成的碳水化合物的混合气体的过程,该混合气体通常被称为合成气。气化过程产生的合成气组成随气化时所用生物质原料的性质、气化剂的类别、气化过程的条件以及气化炉的结构不同而不同。气化的目标在于尽量减少生物质原料和气化剂的消耗量以及合成气中的焦油含量,同时最大化系统的气化效率、碳转化率以及合成气中有效成分(CO 和 H₂)的含量。影响气化目标的因素很多,包括气化工艺所使用的气化炉的类型、气化剂的种类、生物质原料的粒径、气化压力和温度、生物质原料中含有的水分和灰份等。

[0004] 气化所使用的气化炉大致可以分为三类:固定床、流化床和气流床。固定床气化结构简单、操作便利,运行模式灵活,固体燃料在床中停留时间长,碳转化率较高,运行负荷较宽,可以在 20 ~ 110% 之间变动,但固定床中温度不均匀换热效果较差,出口合成气热值较低,且含有大量焦油;流化床气化在向气化炉加料或出灰都比较方便,整个床内温度均匀、易调节,但对原料的性质很敏感,原料的黏结性、热稳定性、水分、灰熔点变化时,易使操作不正常,此外,为了保证气化炉的正常流化,运行温度较低,出口合成气中焦油含量较高。由于固定床和流化床含有大量的焦油,在后续设备中不得不安装焦油裂解和净化装置,使得气化工艺变得十分复杂;气流床的运行温度较高,炉内温度比较均匀,焦油在气流床中几乎全部裂解,同时气流床具有很好的放大特性,特别适用于大型工业化的应用,但气流床气化对原料的粒径有着严格的限制,进入气流床的原料需要磨成超细的颗粒,然而按照现有的破碎或制粉技术,无法将含纤维较多的生物质原料磨制成满足气流床运行所需的粒径,这就导致无法将气流床用于生物质原料的气化。焦油的裂解和处理以及生物质气化之前的预

处理是阻碍生物质气化工工艺进一步发展的最大问题。

[0005] 申请号为 200510043836.0 的中国发明专利发明了一种低焦油生物质气化方法和装置,该技术通过将固体生物质热解和热解产物的裂解气化两个过程分开,将生物质转变成焦油含量较低的可燃气体。该方法存在以下几个问题:首先,热解产生的热解气和木炭全部被输送到裂解气化器的燃烧区,在 1000℃左右发生不完全燃烧反应,将热解产生的焦油通过高温的方式进行裂解,虽然能降低焦油的含量,但会损失大量的木炭,导致后续还原反应产生的 CO 数量较低,进而使得合成气中的 CO₂ 含量较高;其次,燃烧反应温度较低,在后续的还原反应中温度会进一步降低,还原区的平均温度将低于 700℃,使得有效合成气(CO 和 H₂) 的产量降低(约为 30%左右);再次,经还原反应的灰渣和未反应完全的残碳直接排出系统,造成碳转化率降低;最后,该方法所采用的裂解气化器是固定床的一种形式,燃烧产生的气化剂(主要是 CO₂ 和 H₂O) 在穿过底部炽热的碳层的时候,由于还原反应是吸热反应,导致床层上下温差较大(顶部 1000℃左右,底部 500℃左右),这是固定床固有的缺陷。

[0006] 美国专利 6,863,878B2 发明了一种利用含碳原料制取合成气的方法和设备,该方法也采用了低温炭化和裂解气化过程相分离的方法,通过将低温炭化温度控制在 450 °F 以下,减少热解反应产生的焦油。该方法存在以下几个问题:首先,在低温炭化阶段产生的气态和固态产物同时被输送到后续的裂解气化炉的反应盘管,并没有对固态产物进行研磨,将影响气化反应的速率和程度;其次,由于气化反应是在盘管中进行,需要使用较多的输送气体保证反应物在盘管内的移动速度,因此输送气体会带走大量的热量,降低系统的气化效率,也使后续的余热利用系统较为庞大,同时在盘管中进行反应的方式也无法做到温度均匀化和易于工程放大的目标;再次,从合理用能的角度来看,燃烧系统产生的洁净合成气作为气化和低温炭化所需热量的方式不够经济,另外,燃烧产物(主要为 CO₂ 和 H₂O) 直接排放到环境中,没有充分利用其中的 CO₂ 和水分,造成系统的气化效率较低;最后,合成气中携带的飞灰和未反应完全的残碳经两次旋风分离后没有进一步利用,直接排出系统,造成系统的碳转化率较低。

[0007] 从上可见,在现有的生物质或含碳固体燃料气化技术中,都无法做到高效、低成本的生物质气化目的。同时,即便采用了热解和气化相分离的过程,能够适应生物质原料性质的变化、降低合成气中焦油含量,但反应器温度的均匀化、反应器放大、降低余热利用规模、降低外部资源消耗、提高气化效率和碳转化率等问题制约着生物质气化大型工业化的应用。特别是针对气流床的生物质气化目前还没有一种有效的工艺方法。

发明内容

[0008] 本发明的目的之一是利用低温炭化、炭化产物的分离、炭化制粉和高温气化相结合的分级气化技术,解决气流床气化生物质原料时,生物质原料难以破碎成气流床所需粒径的问题;本发明的目的之二是将低温炭化阶段产生的热解气和木炭进行分离,避免木炭在燃烧区被烧掉,提高还原反应中还原剂(碳)的数量,降低系统 CO₂ 生成量;本发明的目的之三是利用合成气再循环解决生物质原料进入气流床时的输送问题,尽量避免合成气被稀释以及输送气体在输送物料时带走大量热量的问题,同时在满足气流床气力输送要求的情况下,通过控制再循环合成气的温度,提高进入气化炉的含碳粉状燃料的温度,进而控制还原反应的速率和温度;本发明的目的之四是将飞灰和未反应完全的残碳回送到高温气化

炉,提高系统的碳转化率。本发明所述的工艺方法能使系统产生的合成气不含焦油,在脱除 CO_2 之前的合成气中 CO 和 H_2 含量可以达到72%以上,气化效率达到80~84%,碳转化率达到99%以上,同时降低系统的水、氧气等资源的消耗量。

[0009] 本发明技术方案:本发明的利用生物质制造合成气的复合循环式高温气化工艺方法包括低温炭化、炭化制粉、高温气化、含碳灰渣的分离、合成气的净化处理、合成气的再循环利用,具体步骤如下:

[0010] a) 将初步破碎和干燥的生物质原料输送到低温炭化装置,该装置采用自热和合成气再循环间接加热相结合,进行慢速热解反应,控制温升速率在 $0.1 \sim 1^\circ\text{C}/\text{秒}$,炭化温度控制在 $300 \sim 500^\circ\text{C}$;

[0011] b) 将热解反应产物分离为热解气和木炭,热解气直接送入高温气化炉,木炭送往制粉机制成含碳粉状燃料,再用输送气体将该含碳粉状燃料送到高温气化炉,输送气体采用合成气再循环,控制再循环合成气的温度,使含碳粉状燃料温度控制在 $100 \sim 500^\circ\text{C}$,固气比控制在 $0.3 \sim 0.8\text{kg}/\text{Nm}^3$;

[0012] c) 热解气在高温气化炉的燃烧区与氧化剂进行不完全燃烧反应生成气化剂,燃烧区平均温度控制在 $1300 \sim 1800^\circ\text{C}$,并使所有灰变成液态渣由燃烧区直接排出;燃烧反应生成的气化剂送入高温气化炉的还原区与由再循环合成气输送到高温气化炉还原区的含碳粉状燃料发生还原反应,将还原反应的温度控制在 $900 \sim 1300^\circ\text{C}$,生成主要含有 CO 和 H_2 的合成气;

[0013] d) 还原区出口的合成气经过净化处理后对外输出,同时利用一部分合成气再循环将分离、净化处理过程产生的灰渣及残碳输送回高温气化炉的燃烧区。

[0014] 所述的利用生物质制造合成气的复合循环式高温气化工艺方法,在对合成气进行净化处理前,设置余热利用系统对合成气进行降温处理,降温后的合成气温度控制在 $200 \sim 350^\circ\text{C}$ 范围内。

[0015] 所述的利用生物质制造合成气的复合循环式高温气化工艺方法,采用余热利用系统后的低温合成气与余热利用系统中部或前部的高温合成气混合作为输送气体,通过调整低温合成气和高温合成气的混合比例,将含碳粉状燃料的温度控制在 $100 \sim 500^\circ\text{C}$ 。

[0016] 所述的利用生物质制造合成气的复合循环式高温气化工艺方法,采用两级引射的合成气再循环技术输送含碳粉状燃料:

[0017] a) 第一级引射是:利用低温合成气60通过引射器84引射一部分高温合成气86后输送到制粉机73,在满足制粉机73气力输送要求的情况下,将含碳粉状燃料72的温度控制在 $80 \sim 300^\circ\text{C}$;

[0018] b) 第二级引射是:从制粉机73输出的含碳粉状燃料72利用输送气体69通过引射器70再次引射后送入高温气化炉12的还原区16,通过控制输送气体69的温度,第二级引射将送入高温气化炉12的含碳粉状燃料71温度控制在 $100 \sim 500^\circ\text{C}$ 。

[0019] 所述的利用生物质制造合成气的复合循环式高温气化工艺方法,在第二级引射时,利用低温合成气59通过引射器66引射一部分高温合成气87,将输送气体69的温度控制在 $200 \sim 650^\circ\text{C}$ 。

[0020] 所述的利用生物质制造合成气的复合循环式高温气化工艺方法,低温炭化装置4采用自热和合成气再循环间接加热相结合的方式,其中自热提供热解所需热量的20~

30%，其余热量由合成气再循环提供。

[0021] 进入低温炭化装置 4 的再循环合成气 6 的温度控制在 500 ~ 800℃。

[0022] 所述的利用生物质制造合成气的复合循环式高温气化工工艺方法，其特征在于：利用冷却器 75 将低温炭化装置 4 输出的木炭的温度冷却到输送系统 74 所要求的工作温度范围。

[0023] 所述的利用生物质制造合成气的复合循环式高温气化工工艺方法，木炭被制粉机 73 制成平均粒度在 30 ~ 150 μm 的含碳粉状燃料。

[0024] 所述的利用生物质制造合成气的复合循环式高温气化工工艺方法，将低温炭化装置 4 产生的热解气 8 经旋风分离器 9 分离后输送到高温气化炉的燃烧器 13，旋风分离出的含碳固体颗粒 10 被送到制粉机 73。

[0025] 本发明的优点：

[0026] 第一、本发明采用了低温炭化、炭化产物的分离、炭化制粉和高温气化相结合的分级气化技术，特别适用于采用了氧化与还原反应相分离的高温气化炉。首先，该技术使系统具有较高的可扩展性和原料适用范围；其次，炭化后产生的木炭具有很好的可磨性，利用现有的制粉技术能够将其制成气流床运行所需的粉状燃料，解决气流床无法气化生物质原料的难题；最后，由于对炭化产物进行了分离，一方面低温炭化阶段产生的焦油等杂质，随热解气一同进入到高温气化炉的燃烧区，由于燃烧区温度控制在 1000℃ 以上，焦油在燃烧区中全部燃烧和裂解，所以在合成气中不含焦油，另外一方面，低温炭化产生的木炭经制粉后被送到高温气化炉的还原区，避免木炭在燃烧区被烧掉，提高还原反应中还原剂（碳）的数量，降低系统 CO₂ 生成量。

[0027] 第二，本发明采用了两级引射的合成气再循环技术，首先，利用合成气输送含碳粉状燃料，避免了传统工艺中使用惰性气体输送会导致合成气被稀释的负面影响；其次，使用第一级引射能够保证制粉机的工作温度和气力输送要求，利用第二级引射能进一步提高制粉机输出的含碳粉状燃料的温度；再次，当使用相同的固气比对含碳粉状燃料进行输送的情况下，采用引射高温合成气再循环与仅使用低温合成气再循环（或其它惰性气体输送）方式相比，该技术提高了进入到还原区的含碳粉状燃料的温度，当控制还原区的温度不变时，能够减少燃烧区的放热量，进而减少燃烧所需的氧化剂（空气或氧气）数量以及燃烧生成的 CO₂ 数量，由此可以提高高温气化炉出口的有效合成气（CO 和 H₂）产量，提高了系统的气化效率，同时，该技术减小了低温合成气的再循环量，由此也减小了压缩机的功耗，在一定程度上提高了系统的效率；最后，由于进入高温气化炉的含碳粉状燃料的粒度非常小，温度是影响反应动力学的主要因素，提高进入高温气化炉的含碳粉状燃料的温度能有效提高含碳粉状燃料与燃烧区出口气化剂相接触的反应温度，由此可以提高还原区中含碳粉状燃料与气化剂发生还原反应的反应速率，进而提高系统的碳转化率。

[0028] 第三，本发明采用了合成气输送飞灰和残碳的再循环技术，一方面回收并燃烧飞灰中未反应完全的残碳，可以提高整个系统的碳转化率，使碳转化率达到 99% 以上；另外，将飞灰送入温度控制在灰熔点以上的高温气化炉燃烧区，飞灰在燃烧区内变成熔融的液态渣，有利于系统对灰渣进行收集和处理。

[0029] 第四，本发明采用了自热和合成气再循环间接加热相结合的低温炭化技术，可以充分利用系统产生的余热，尽量减少低温炭化的自热，由此可以降低低温炭化阶段由于自

热造成的木炭的损失,减少系统产生的 CO₂ 的数量。

附图说明

[0030] 图 1 为本发明的系统工艺示意图。

[0031] 图中:1 是生物质原料、2 是料仓、3 是气力卸料装置、4 是低温炭化装置、5 是换热器、6 是进入低温炭化装置 4 进行热解加热的合成气、7 是放热降温后离开低温炭化装置 4 的合成气、8 是粗热解气、9 是旋风分离器、10 是旋风分离器 9 分离出来的含碳固体颗粒、11 是经旋风分离后的热解气、12 是高温气化炉、13 是燃烧器、14 是燃烧区、15 是冷却屏、16 是还原区、17 是高温粗合成气、18 是送往旋风分离器 19 的粗合成气、19 是旋风分离器、20 是经旋风分离后的高温粗合成气、21 是辐射式换热器、22 是汽包、23 是饱和水下降管道、24 是湿蒸汽上升管道、25 是辐射式换热器 21 合成气出口、26 是控制进入低温炭化装置 4 的合成气管道的挡板、27 是控制离开低温炭化装置 4 的合成气管道的挡板、28 是合成气旁路挡板、29 是过热器 30 的合成气入口、30 是过热器、31 是饱和蒸汽管道、32 是过热蒸汽、33 是经过过热器 30 降温后的合成气、34 是氧化剂预热器、35 是氧化剂(空气或氧气)、36 是预热产生的高温氧化剂、37 是经预热器 34 降温后的合成气、38 是省煤器、39 是给水、40 是经省煤器 38 加热后的给水、41 是低温粗合成气、42 是除尘器、43 是除尘后的低温合成气、44 是洗涤装置、45 是经洗涤后的低温洁净合成气、46 是再循环低温洁净合成气、47 是洁净合成气主管道、48 是 CO₂ 分离、49 是高纯度合成气、50 是 CO₂ 气体、51 是储气罐、52 是 CO₂ 气体产品、53 是 CO₂ 再循环、54 是控制 CO₂ 再循环的管道阀门、55 是输送(用于携带飞灰和残碳的)低温合成气的压缩机、56 是输送(用于引射高温合成气的)低温合成气的压缩机、57 是输送飞灰和残碳的再循环合成气、58 是控制(输送高温合成气和含碳粉状燃料的)再循环合成气的阀门、59 是输送(用于引射高温合成气的)的低温合成气、60 是输送含碳粉状燃料的低温合成气、61 是控制(输送含碳粉状燃料的)低温合成气的阀门、62 是控制(输送飞灰和残碳的)低温合成气的阀门、63 是控制(输送高温合成气的)低温合成气的阀门、64 是除尘器 42 分离出的飞灰和残碳、65 是旋风分离器 19 分离出的飞灰和残碳、66 是用于引射高温合成气的引射器、67 是再循环高温粗合成气、68 是控制进入引射器 66 的高温粗合成气阀门、69 是引射器 66 输出的合成气、70 是用于引射含碳粉状燃料的引射器、71 是引射器 70 输出的含碳粉状燃料和合成气的混合物、72 是制粉机 73 输出的含碳粉状燃料和合成气的混合物、73 是制粉机、74 是木炭输送系统、75 是木炭冷却器、76 是进入制粉机 73 的输送气体、77 是控制(进入低温炭化装置的)高温氧化剂管道阀门、78 是灰渣处理设备、79 是灰渣、80 是激冷水、81 是进入燃烧器的高温氧化剂、82 是进入低温炭化装置的高温氧化剂、83 是循环水泵、84 是引射器、85 是控制进入引射器 84 的高温粗合成气阀门、86 是进入引射器 84 的高温粗合成气、87 是进入引射器 66 的高温粗合成气、88 是输送(用于携带含碳粉状燃料的)低温合成气的压缩机、89 是控制激冷水的阀门、90 是高温气化炉合成气出口、91 是再循环低温合成气的第二种引出方案。

具体实施方式

[0032] 第一,本发明采用了低温炭化、炭化产物的分离、炭化制粉和高温气化相结合的分级气化技术,特别适用于采用了氧化与还原反应相分离的高温气化炉:

[0033] 首先,将干燥脱水后的生物质原料 1 存放在料仓 2 中,通过气力卸料装置 3 将生物质原料输送到低温炭化装置 4,温升速率控制在 $0.1 \sim 1^\circ\text{C}/\text{秒}$,炭化温度控制在 $300 \sim 500^\circ\text{C}$,在这个范围内可以保证生物质发生慢速热解,尽量降低焦油的产生,热解产生粗热解气和木炭。其中,粗热解气 8 经旋风分离器 9 分离后,经过管道 11 输送到高温气化炉 12 的燃烧器 13,与加热到 $400 \sim 500^\circ\text{C}$ 的氧化剂 81(空气或氧气)在燃烧区 14 内发生不完全燃烧反应,通过调整氧化剂 81 的量以及内部通有给水的冷却屏 15 的换热量,将燃烧区 14 温度控制在 $1300 \sim 1800^\circ\text{C}$ 。燃烧产物主要为 CO_2 、 H_2O 以及未反应完的 CO 和 H_2 。热解产生的木炭,先经冷却器 75 将其温度降到输送系统所要求的工作温度后,送到制粉机 73,将木炭磨成粒度在 $30 \sim 150 \mu\text{m}$ 范围内的含碳粉状燃料,然后通过两级引射的合成气再循环技术,将含碳粉状燃料 72 输送到高温气化炉 12 的还原区 16 中,在还原区 16 中含碳粉状燃料与燃烧产物发生还原和变换反应,该反应总体为吸热反应,反应将燃烧产物中的热能转变成高温粗合成气 17 中的化学能,为了保证合成气中有效成分 (CO 和 H_2) 产量较高,还原区 16 的温度控制在 $900 \sim 1300^\circ\text{C}$ 。

[0034] 利用该技术,首先,使系统具有较高的可扩展性和原料适用范围;其次,炭化后产生的木炭具有很好的可磨性,利用现有的制粉技术能够将其制成气流床运行所需的粉状燃料,解决气流床无法气化生物质原料的难题;最后,由于对炭化产物进行了分离,一方面低温炭化阶段产生的焦油等杂质,随热解气一同进入到高温气化炉的燃烧区,由于燃烧区平均温度控制在 1300°C 以上,焦油在燃烧区中全部燃烧和裂解,所以在合成气中不含焦油,另外一方面,低温炭化产生的木炭经制粉后被送到高温气化炉的还原区,避免木炭在燃烧区被烧掉,提高还原反应中还原剂(碳)的数量,降低系统 CO_2 生成量。

[0035] 第二,本发明采用了两级引射的合成气再循环技术、合成气输送飞灰和残碳的再循环技术以及二氧化碳再循环技术构成了复合循环式气化方法及工艺:

[0036] 1、采用了两级引射的合成气再循环技术:

[0037] 第一级引射输送是为了保证制粉机 73 的工作温度和气力输送要求,利用系统生成的一部分低温合成气 60 作为输送气体,通过压缩机 88 加压输送到引射器 84,引射一部分高温粗合成气 86,将用于输送含碳粉状燃料的再循环合成气 76 温度提高到 $100 \sim 350^\circ\text{C}$ 后再引入制粉机 73,在满足制粉机气力输送要求的情况下,将制粉机 73 中的含碳粉状燃料控制在 $80 \sim 300^\circ\text{C}$ 通过管道 72 输送出去。61 是控制(输送含碳粉状燃料的)低温合成气的阀门,85 是控制进入引射器 84 的高温粗合成气阀门;

[0038] 第二级引射是为了进一步提高第一次引射输出的含碳粉状燃料 72 的温度,将系统生成的一部分低温合成气 59 经过压缩机 56 加压后作为输送气体,通过引射器 66 引射一部分高温粗合成气 87,将再循环合成气 69 的温度提高到 $200 \sim 650^\circ\text{C}$,然后再利用引射器 70,将制粉机 73 输出的含碳粉状燃料 72 引射进入高温气化炉 12 的还原区 16,引射器 70 出口固气比控制在 $0.3 \sim 0.8\text{kg}/\text{Nm}^3$,温度控制在 $100 \sim 500^\circ\text{C}$ 。

[0039] 利用该技术,第一,使用合成气输送含碳粉状燃料,避免了传统工艺中使用惰性气体输送会导致合成气被稀释的负面影响;第二,使用第一级引射能够保证制粉机的工作温度和气力输送要求,利用第二级引射能进一步提高制粉机输出的含碳粉状燃料的温度;第三,当使用相同的固气比对含碳粉状燃料进行输送的情况下,采用高温合成气再循环与仅使用低温合成气再循环(或其它惰性气体输送)方式相比,该技术提高了进入到还原区 16

的含碳粉状燃料 71 的温度,当燃烧区 14 的放热量不变时,势必会提高还原区 16 的温度,换句话说,当控制还原区 16 的温度不变时,提高进入到还原区 16 的含碳粉状燃料 71 温度,能够减少燃烧区 14 的放热量,进而减少燃烧所需的氧化剂(空气或氧气)数量以及燃烧生成的 CO_2 数量,由此可以提高高温气化炉 12 出口的有效合成气(CO 和 H_2) 产量,提高了系统的气化效率;第四,由于使用了高温合成气再循环,在相同的气力输送要求下该技术减小了低温合成气的再循环量,由此也减小了压缩机 56 和 88 的功耗,在一定程度上提高了系统的效率;第五,由于进入高温气化炉 12 的含碳粉状燃料的粒度非常小(小于 $150\ \mu\text{m}$),因此温度是影响反应动力学的主要因素,提高含碳粉状燃料的温度能有效提高含碳粉状燃料与燃烧区 14 出口气化剂相接触的反应温度,由此可以提高还原区 16 中含碳粉状燃料与气化剂发生还原反应的反应速率,进而提高含碳粉状燃料在还原区 16 的转化率,降低高温气化炉 12 出口未反应完全的碳的数量。

[0040] 2、采用了合成气输送飞灰和残碳的再循环技术:

[0041] 该技术将高温气化炉 12 产生的粗合成气 17 中的飞灰和未反应完的残碳通过旋风分离器 19 和除尘器 42 捕捉后,利用系统生成的一部分低温合成气 57 作为输送气体,通过压缩机 55 加压后将捕捉到的飞灰和残碳 64 和 65 输送到高温气化炉 12 的燃烧器 13 进行燃烧。62 是控制(输送飞灰的)再循环合成气的阀门。

[0042] 采用该技术,一方面回收并燃烧飞灰中未反应完全的残碳,可以提高整个系统的碳转化率,使碳转化率达到 99% 以上;另外一方面,由于高温气化炉 12 的燃烧区 14 温度控制在灰熔点以上,输送回去的飞灰在燃烧区 14 内变成熔融的液态渣,有利于系统对灰渣进行收集和处理。

[0043] 3、采用了二氧化碳的分离与再循环技术:

[0044] 该技术利用 CO_2 分离装置 48 将低温洁净合成气 47 中的 CO_2 分离出来并存储在储气罐 51 中,分离出来的 CO_2 一部分作为系统的副产品 52 输出,另外一部分 CO_2 53 在系统启动或停机的时候可以替代低温合成气作为含碳粉状燃料的输送气体,先关闭阀门 58,然后开启阀门 54, CO_2 通过管道 59 和 60 进入到两级引射的再循环系统,在满足制粉机 73 气力输送要求的情况下,通过调整 CO_2 的输送量,将制粉机 73 制成的含碳粉状燃料 72 输送到高温气化炉 12。采用该技术,在启动与停机的时候,利用 CO_2 作为输送气体(替代了合成气),避免了利用氮气作为输送气体时,空分系统的建设与投资。

[0045] 第三,本发明采用了自热和合成气再循环间接加热相结合的低温炭化技术。生物质原料的热解过程为吸热反应,为此需要对低温炭化装置进行加热。在系统启动的时候采用自热式,打开合成气旁路挡板 28 同时关闭挡板 26 和 27,将 $400\sim 500^\circ\text{C}$ 的氧化剂 81(空气或氧气)引入到低温炭化装置 4 中,通过调整氧化剂的数量,燃烧部分生物质原料,由此所释放出来热量作为剩余生物质原料进行热解所需的热量;在系统正常运行时候则是采用自热和合成气再循环间接加热相结合的方式进行加热,将 $400\sim 500^\circ\text{C}$ 的氧化剂 81(空气或氧气)引入到低温炭化装置 4 中,通过调整氧化剂的数量,燃烧部分生物质原料,由此所释放出来热量作为剩余生物质原料进行热解所需热量的 20~30%,剩余 70~80% 的热量利用合成气再循环提供,将低温炭化装置 4 设计成壳式换热器的形式,将其安装在高温气化炉 12 尾部的合成气余热利用装置中,安装位置可以有多种选择,在附图 1 中仅给出了安装在辐射式冷却器 21 后的示意形式,如图所示,通过关闭合成气旁路挡板 28,高温合成气

通过管道 6 进入到低温炭化装置 4, 高温合成气在换热器 5 中放热后通过管道 7 进入到下一级余热换热器中 (图中为过热器 30), 为了保证低温炭化装置 4 的慢速热解以及热量需求, 低温炭化装置 4 入口的再循环合成气 6 的温度控制在 $500 \sim 800^{\circ}\text{C}$ 。利用该方法, 可以充分利用系统产生的余热, 尽量减少低温炭化的自热, 由此可以降低低温炭化阶段由于自热造成的木炭的损失, 减少系统产生的 CO_2 的数量。

[0046] 下面结合附图具体说明本发明的最佳实施方式、工艺过程和系统布置结构。

[0047] 首先, 干燥脱水后的生物质原料 1 进入到料仓 2 中, 通过气力卸料装置 3 将生物质原料输送到低温炭化装置 4。生物质原料进入到低温炭化装置 4 后, 通过自热和合成气再循环间接加热相结合的方式将生物质原料加热到 $300 \sim 500^{\circ}\text{C}$, 同时控制炉内的温升速率在 $0.1 \sim 1^{\circ}\text{C} / \text{秒}$, 使炉内发生慢速热解反应, 固态的生物质原料 1 被分解为含有 CO 、 H_2 、 CO_2 、 H_2O 、 CH_4 和焦油等组分的热解气, 以及含有一定灰份的固态的木炭。粗热解气 8 经旋风分离器 9 分离后, 粗热解气中的含碳固体颗粒通过管道 10 输送到制粉机 73, 纯净的热解气通过管道 11 输送到高温气化炉 12 的燃烧器 13。与加热到 $400 \sim 500^{\circ}\text{C}$ 的氧化剂 81 (空气或氧气) 在燃烧区 14 内发生不完全燃烧反应, 通过调整氧化剂 81 的量以及内部通有给水的冷却屏 15 的换热量, 将燃烧区 14 温度控制在 $1300 \sim 1800^{\circ}\text{C}$ 。燃烧产物主要为 CO_2 、 H_2O 以及未反应完的 CO 和 H_2 。其中, 低温炭化和高温气化所需的高温氧化剂, 是利用系统的余热对氧化剂 35 进行加热, 氧化剂 35 经过预热器 35 加热到 $400 \sim 500^{\circ}\text{C}$, 经输送管路 36 和 81 送入高温气化炉的燃烧区 14, 经输送管路 36 和 82 送到低温炭化装置 4。

[0048] 同时, 低温炭化装置 4 产生的木炭, 先经冷却器 75 将其温度降到输送系统 74 所要求的工作温度后, 再由输送系统 74 将其送到制粉机 73, 磨成粒度在 $30 \sim 150 \mu\text{m}$ 范围内的粉末, 然后, 利用系统生成的一部分低温合成气 60 作为输送气体, 通过压缩机 88 加压输送到引射器 84 引射一部分高温粗合成气 86, 通过控制阀门 85 的开度, 将再循环合成气 76 温度控制在 $100 \sim 350^{\circ}\text{C}$ 后再引入制粉机 73, 在满足制粉机气力输送要求的情况下, 将制粉机 73 中的含碳粉状燃料控制在 $80 \sim 300^{\circ}\text{C}$ 通过管道 72 输送出去。

[0049] 为了提高进入高温气化炉 12 的含碳粉状燃料 72 的温度, 同时保证输送含碳粉状燃料 72 的固气比的要求, 采用了高温粗合成气再循环技术, 将系统生成的一部分低温合成气 59 经过压缩机 56 加压后作为输送气体, 通过引射器 66 引射一部分高温粗合成气 87, 将再循环合成气 69 的温度提高到 $200 \sim 650^{\circ}\text{C}$, 然后再利用引射器 70, 将制粉机输出的含碳粉状燃料 72 引射进入高温气化炉 12 的还原区 16, 引射器 70 出口 71 固气比控制在 $0.3 \sim 0.8 \text{kg}/\text{Nm}^3$, 温度控制在 $100 \sim 500^{\circ}\text{C}$ 。通过调整低温合成气与高温粗合成气的再循环量比例, 能够调节高温气化炉 12 的温度、反应速率以及氧化剂消耗量等因素。

[0050] 经过两级引射升温、提速后的含碳粉状燃料和合成气的混合物 71, 通过管道引入高温气化炉 12 的还原区 16, 与燃烧区 14 的燃烧产物发生还原和变换反应, 该反应总体为吸热反应, 反应将燃烧产物中的热能转变成高温粗合成气 17 中的化学能, 为了保证合成气中有效成分 (CO 和 H_2) 产量较高, 还原区 16 的温度控制在 $900 \sim 1300^{\circ}\text{C}$ 。在燃烧区 14 产生的熔融态灰渣经过还原区 16 放热降温后落入高温气化炉 12 底部的灰渣处理设备 78。灰渣处理设备 78 输出的灰渣 79 的粒度很细, 可以作为高等级的建筑材料。激冷水 80 主要用于将高温气化炉 12 出口高温粗合成气 17 温度控制在固体燃料灰熔点以下 $100 \sim 300^{\circ}\text{C}$, 通过调整阀门 89 的开度控制激冷水 80 的流量。

[0051] 从高温气化炉 12 合成气出口 90 输出的粗合成气 17 被分成两股气流,一股气流 67 用于再循环低温合成气的加热,剩下的合成气 18 由于温度较高(约 800 ~ 1100℃),经过旋风分离器 19 分离后被送到高温气化炉尾部高温合成气余热利用系统,尾部的余热利用系统根据不同的用能目的可以产生不同的结构布置,附图 1 中仅给出了蒸汽余热利用的一种布置形式。如图所示,余热利用系统主要包括:蒸汽利用子系统(包括汽包 22、辐射式冷却器 21、蒸汽过热器 30、省煤器 38)、氧化剂加热子系统(预热器 34)。从旋风分离器 19 出来的高温粗合成气 20 首先进入到辐射式冷却器 21 进行换热,该热量用于维持汽包 22、饱和水下降管 23、循环水泵 83 以及湿蒸汽上升管道 24 所形成的汽水循环系统的运行。根据低温炭化装置 4 的不同运行方式(自热或合成气再循环间接加热),辐射式冷却器 21 出口的合成气向下级换热器传输的路线不同。在系统启动的时候低温炭化装置 4 采用自热方式运行时,打开合成气旁路挡板 28,同时关闭通往低温炭化装置 4 的挡板 26 和 27;在系统正常运行时候低温炭化装置 4 采用自热和合成气再循环间接加热方式运行时,关闭合成气旁路风烟挡板 28,同时打开通往低温炭化装置 4 的风烟挡板 26 和 27,此时,合成气经过管道 6 进入到低温炭化装置 4 的换热器 5,换热后合成气经管道 7 回到下一级换热器。经过辐射式冷却器 21、(当低温炭化装置 4 采用合成气再循环间接加热方式运行时)换热器 5 降温后的合成气 29 进入到蒸汽过热器 30,用于将汽包 22 蒸发并分离出来的饱和蒸汽 31 进一步加热到更高品质的过热蒸汽 32。经过过热器 30 降温后的合成气 33 进入到预热器 34,用于将氧化剂 39(空气或氧气)的温度提高到 400 ~ 500℃,高温的氧化剂 36 主要分成两股物流,一股高温氧化剂 81 输送到高温气化炉 12 的燃烧器 13 与热解气 11 发生不完全燃烧反应,另一股高温氧化剂 82 输送到低温炭化装置 4,用于控制自热时部分生物质原料的燃烧反应。经过预热器 34 降温后的合成气 37 进入到省煤器 38,用于将给水 39 预热,预热后的给水 40 被输送到高温气化炉燃烧区 14 的冷却屏 15 中,通过调整氧化剂 81 的量以及内部通有给水的冷却屏 15 的换热量,将燃烧区 14 温度控制在 1300 ~ 1800℃。加热后的给水通过管道进入到汽包 22。经高温气化炉尾部高温合成气余热利用系统换热后,低温合成气 41 出口温度控制在 200 ~ 350℃ 范围内。

[0052] 经余热利用系统降温后的低温合成气 41 被送往除尘器 42 除尘,除尘后的合成气 43 进入到洗涤装置 44,洗涤并去除合成气中的酸性、有毒物质(包括 HCL、HF、重金属等)。经过除尘、洗涤后得到的低温洁净合成气 45 主要有两种用途,一种是将一部分低温洁净合成气 46 加压后参与系统的再循环;另一种是将剩余的合成气 47 进行二氧化碳分离 48 后,作为高纯度和合成气 49 产品输出到其它系统(例如燃气轮机发电系统、燃料电池、合成油系统等)。利用 CO₂ 分离装置 48 分离出来的 CO₂ 存储在储气罐 51 中,分离出来的 CO₂ 一部分作为系统的副产品 52 输出,另外一部分 CO₂ 53 在系统启动或停机的时候可以替代低温合成气作为含碳粉状燃料的输送气体,先关闭阀门 58,然后开启阀门 54,CO₂ 通过管道 59 和 60 进入到两级引射的再循环系统,在满足制粉机 73 气力输送要求的情况下,通过调整 CO₂ 的输送量,将制粉机 73 制成的含碳粉状燃料 72 输送到高温气化炉 12。高温气化炉 12 产生的粗合成气 17 中的飞灰和未反应完的残碳,通过旋风分离器 19 和除尘器 42 捕捉后,利用系统生成的一部分低温合成气 57 作为输送气体,通过压缩机 55 加压后将捕捉到的含碳的飞灰 64 和 65 输送到高温气化炉 12 的燃烧器 13 进行燃烧。在本发明专利中给出了两种低温合成气再循环起始点的选择方案,如附图 1 所示,一种是从洗涤装置 44 出口的低温洁净合

成气 45 中抽取一部分合成气 46 进行再循环;另一种是从除尘器 42 入口的低温合成气 41 中抽取一部分合成气 91(如图中虚线所示)进行再循环。

[0053] 实施例一:

[0054] 生物质原料以棉秆为例,棉秆的元素分析如下表所示:

[0055]

成分	符号	单位	棉秆
碳	C_{ar}	%	39.691
氢	H_{ar}	%	3.094
氧	O_{ar}	%	32.594
氮	N_{ar}	%	1.027
硫	S_{ar}	%	0.016
氯	Cl_{ar}	%	0.252
灰份	A_{ar}	%	2.626
水分	M_{ar}	%	20.7

[0056] 低位发热量为 11.6MJ/kg,灰熔点 (FT) 为 1250℃。氧化剂 35 使用 95% vol 的氧气,将生物质原料进行初步破碎并将水分干燥到 5.8%后送入料仓 2,料仓进入到低温炭化装置 4 的生物质量控制在 3.87kg/s,将低温炭化装置 4 的温升速率控制在 0.1℃/秒,炭化温度控制在 300℃,压力控制在 3.1MPa,控制低温炭化装置 4 自热热量为总热量的 20%(约 1.6MJ/s),剩余 80%(约 6.4MJ/s)的热量由合成气再循环 6 提供,再循环合成气 6 的温度为 600℃。低温炭化装置 4 产生的热解气总量为 3.14kg/s,热解气主要成分为: H_2 7.4%, CO 33.3%, CO_2 14.2%, CH_4 7.4%, H_2O 28.4%, N_2 1.5%, C_nH_m 7.8%。热解气进入到高温气化炉 12 的燃烧器 14,将进入到高温气化炉 12 的氧化剂量控制在 0.547kg/s,使热解气和氧化剂在燃烧区 14 发生不完全燃烧反应,反应平均温度为 1500℃。热解产生的木炭总量为 0.89kg/s,输送系统 74 采用皮带式输送(温度要求控制在 60℃以下),冷却器 75 将木炭温度降到 60℃后输送到制粉机 73,将木炭制成 100 μm 的含碳粉状燃料,采用两级引射对含碳粉状燃料进行输送:第一级引射采用除尘洗涤后的低温合成气 60(温度为 80℃)进行再循环,再循环量控制在 0.588kg/s,通过引射器 84,引射温度为 800℃、流量为 0.061kg/s 的高温合成气 86,引射后进入制粉机 73 的输送气体 76 的温度为 108℃,制粉机 73 出口的含碳粉状燃料 72 的温度为 80℃;第二级引射采用除尘洗涤后的低温合成气 59(温度为 80℃)进行再循环,再循环量控制在 0.586kg/s,通过引射器 66,引射温度为 800℃、流量为 0.121kg/s 的高温合成气 87,引射后的输送气体 69 温度为 200℃,输送气体 69 通过引射器 70 将含碳粉状燃料 72 引射进高温气化炉的温度为 100℃,进入气化炉的含碳粉状燃料与再循环合成气组成的混合物 71 的固气比为 0.8kg/Nm³。含碳粉状燃料在还原区 16 中与燃烧产生的气化剂发生还原反应,反应平均温度为 1100℃,通过调整激冷水 80 的流量,将还原室出口合成气的温度控制在 800℃,经余热利用系统降温后低温合成气 41 的温度为 280℃,经除尘洗涤之后的低温合成气 45 温度为 80℃, CO_2 分离之前的合成气 45 主要成分为: H_2 20.6%, CO 38.4%, CO_2 20%, H_2O 19.5%, N_2 1.7%。系统的碳转化率为 99%,气化效率为 82%。

[0057] 实施例二：

[0058] 仍以实施例一中使用的棉杆作为生物质原料，从料仓 2 进入到低温炭化装置 4 的生物质量控制在 3.87kg/s，将低温炭化装置 4 的温升速率控制在 1℃/秒，炭化温度控制在 500℃，压力控制在 3.1MPa，控制低温炭化装置 4 自热热量为总热量的 30%（约 2.4MJ/s），剩余 70%（约 5.6MJ/s）的热量由合成气再循环 6 提供，再循环合成气 6 的温度为 800℃。热解气主要成分为： H_2 6.1%，CO 30.8%， CO_2 15.7%， CH_4 7.1%， H_2O 29.2%， N_2 1.6%， C_nH_m 9.4%。热解气和氧化剂在燃烧区 14 发生不完全燃烧反应，反应平均温度为 1800℃。木炭被制粉机 73 制成 150 μm 的含碳粉状燃料，采用两级引射对含碳粉状燃料进行输送：第一级引射采用除尘洗涤后的低温合成气 60（温度为 110℃）进行再循环，再循环量控制在 0.24kg/s，通过引射器 84，引射温度为 1000℃、流量为 0.161kg/s 的高温合成气 86，引射后进入制粉机 73 的输送气体 76 的温度为 425℃，制粉机 73 出口的含碳粉状燃料 72 的温度为 300℃；第二级引射采用除尘洗涤后的低温合成气 59（温度为 110℃）进行再循环，再循环量控制在 0.288kg/s，通过引射器 66，引射温度为 1000℃、流量为 1.02kg/s 的高温合成气 87，引射后的输送气体 69 温度为 650℃，输送气体 69 通过引射器 70 将含碳粉状燃料 72 引射进高温气化炉的温度为 500℃，进入气化炉的含碳粉状燃料与再循环合成气组成的混合物 71 的固气比为 0.3kg/Nm³。含碳粉状燃料在还原区 16 中与燃烧产生的气化剂发生还原反应，反应平均温度为 1300℃，通过调整激冷水 80 的流量，将还原室出口合成气的温度控制在 1000℃，经余热利用系统降温后低温合成气 41 的温度为 350℃，经除尘洗涤之后的低温合成气 45 温度为 110℃， CO_2 分离之前的合成气 45 主要成分为： H_2 20.2%，CO 44.8%， CO_2 16.0%， H_2O 17.4%， N_2 1.7%。系统的碳转化率为 99%，气化效率为 83%。

[0059] 实施例三：

[0060] 仍以实施例一中使用的棉杆作为生物质原料，从料仓 2 进入到低温炭化装置 4 的生物质量控制在 3.87kg/s，将低温炭化装置 4 的温升速率控制在 0.5℃/秒，炭化温度控制在 400℃，压力控制在 3.1MPa，控制低温炭化装置 4 自热热量为总热量的 25%（约 2MJ/s），剩余 70%（约 6MJ/s）的热量由合成气再循环 6 提供，再循环合成气 6 的温度为 700℃。热解气主要成分为： H_2 7.2%，CO 32.3%， CO_2 15.2%， CH_4 7.2%， H_2O 28.9%， N_2 1.6%， C_nH_m 7.5%。热解气和氧化剂在燃烧区 14 发生不完全燃烧反应，反应平均温度为 1300℃。木炭被制粉机 73 制成 30 μm 的含碳粉状燃料，采用两级引射对含碳粉状燃料进行输送：第一级引射采用除尘洗涤后的低温合成气 60（温度为 70℃）进行再循环，再循环量控制在 0.21kg/s，通过引射器 84，引射温度为 800℃、流量为 0.141kg/s 的高温合成气 86，引射后进入制粉机 73 的输送气体 76 的温度为 277℃，制粉机 73 出口的含碳粉状燃料 72 的温度为 160℃；第二级引射采用除尘洗涤后的低温合成气 59（温度为 70℃）进行再循环，再循环量控制在 0.252kg/s，通过引射器 66，引射温度为 800℃、流量为 0.89kg/s 的高温合成气 87，引射后的输送气体 69 温度为 584℃，输送气体 69 通过引射器 70 将含碳粉状燃料 72 引射进高温气化炉的温度为 319℃，进入气化炉的含碳粉状燃料与再循环合成气组成的混合物 71 的固气比为 0.62 kg/Nm³。含碳粉状燃料在还原区 16 中与燃烧产生的气化剂发生还原反应，反应平均温度为 900℃，关闭调整激冷水 80 的流量的阀门 89，还原室出口合成气的温度为 800℃，经余热利用系统降温后低温合成气 41 的温度为 200℃，经除尘洗涤之后的低温合成气 45 温度为 70℃， CO_2 分离之前的合成气 45 主要成分为： H_2 20.8%，CO 35.3%， CO_2 21.8%， H_2O

20.4%，N₂ 1.7%。系统的碳转化率为 99%，气化效率为 80%。

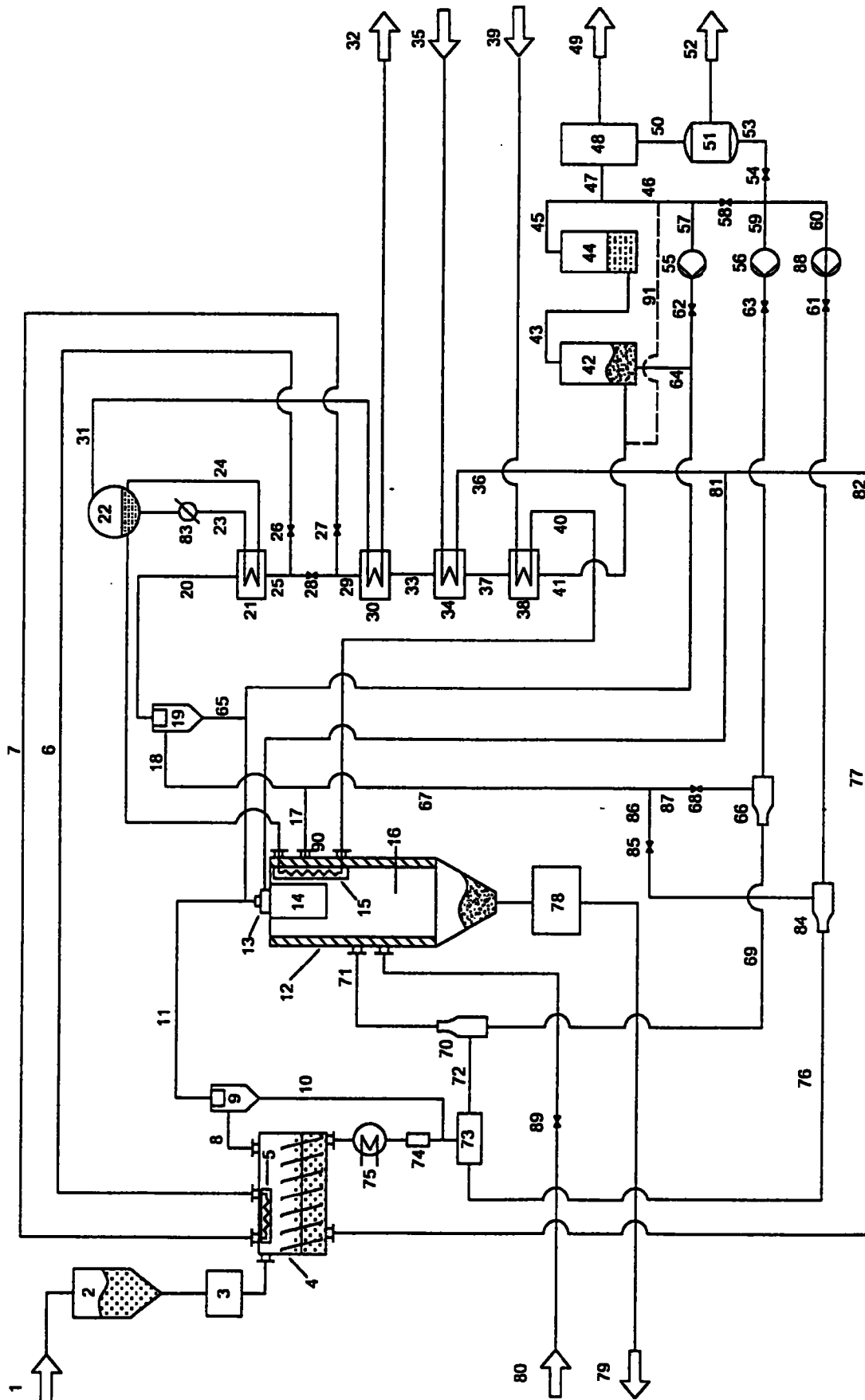


图 1