



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 102465042 A

(43) 申请公布日 2012. 05. 23

(21) 申请号 201010551143. 3

C10J 3/80(2006. 01)

(22) 申请日 2010. 11. 19

(71) 申请人 辽宁省能源研究所

地址 115003 辽宁省营口市科飞路 3 号

(72) 发明人 张大雷 任永志 刘建坤 李晓伟

王贵路 崔亨哲

(74) 专利代理机构 沈阳晨创科技专利代理有限

责任公司 21001

代理人 张晨

(51) Int. Cl.

C10J 3/64(2006. 01)

C10J 3/20(2006. 01)

C10J 3/84(2006. 01)

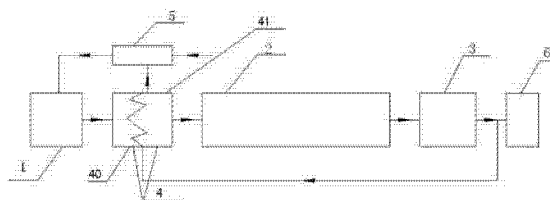
权利要求书 1 页 说明书 10 页 附图 1 页

(54) 发明名称

一种气化与高温裂解耦合生物质热化学转化方法及设备

(57) 摘要

一种气化与高温裂解耦合生物质热化学转化方法及设备,该转化方法的工艺流程为将预处理过的生物质原料投入气化炉进行气化反应,气化炉产出的粗燃气由焦油裂解器加热至 800℃~900℃后,再由多级复合净化设备净化,最后通过罗茨鼓风机送给用户使用;该设备包括气化炉、焦油裂解器、多级复合净化设备、罗茨鼓风机,其中焦油裂解器分别与气化炉、多级复合净化设备连接,多级复合净化设备与罗茨鼓风机连接;本发明所述气化和高温裂解耦合生物质热化学转化方法及设备,将气化方法与高温裂解方法有机融合,形成气化与高温裂解耦合生物质热化学转化方法,解决了产出气的热值低、焦油含量高的缺点,保障转化设备的可靠运行,扩大了产出气的使用范围。



1. 一种气化与高温裂解耦合生物质热化学转化方法,该转化方法的工艺流程为首先将预处理过的生物质原料投入气化炉(1)进行气化反应,将生产出的粗燃气经过多级复合净化设备(2)净化,最后通过罗茨鼓风机(3)送给用户(6)使用,其特征在于:将气化炉(1)产出的粗燃气由焦油裂解器(4)加热至 $800^{\circ}\text{C}\sim 900^{\circ}\text{C}$ 后,再由多级复合净化设备(2)净化。

2. 按照权利要求1所述气化与高温裂解耦合生物质热化学转化方法,其特征在于:所述焦油裂解器(4)内的粗燃气加热时采用的是在焦油裂解器(4)内点燃的经过罗茨鼓风机(3)后回流的洁净气化气产生的热量。

3. 按照权利要求2所述气化与高温裂解耦合生物质热化学转化方法,其特征在于:所述经过罗茨鼓风机(3)后回流的洁净气化气占总产出气化气的 $10\%\sim 20\%$ 。

4. 按照权利要求1所述气化与高温裂解耦合生物质热化学转化方法,其特征在于:所述气化炉(1)内空气进入气化炉(1)之前,先由空气预热器(5)加热至 $250^{\circ}\text{C}\sim 350^{\circ}\text{C}$ 。

5. 按照权利要求1或2或4所述气化与高温裂解耦合生物质热化学转化方法,其特征在于:所述空气预热器(5)采用焦油裂解器(4)内点燃洁净气化气产生的热烟气进行预热;所述热烟气的温度为 $450^{\circ}\text{C}\sim 550^{\circ}\text{C}$ 。

6. 按照权利要求1所述气化与高温裂解耦合生物质热化学转化方法,其特征在于:所述粗燃气在焦油裂解器(4)内的驻留时间为 $0.5\text{s}\sim 1.0\text{s}$ 。

7. 一种权利要求1所述气化与高温裂解耦合生物质热化学转化设备,包括气化炉(1)、多级复合净化设备(2)、罗茨鼓风机(3),其中气化炉(1)与多级复合净化设备(2)连接,多级复合净化设备(2)与罗茨鼓风机(3)连接,其特征在于:所述气化炉(1)与多级复合净化设备(2)之间设置有焦油裂解器(4)。

8. 按照权利要求7所述气化与高温裂解耦合生物质热化学转化设备,其特征在于:所述气化炉(1)还与空气预热器(5)连接。

9. 按照权利要求7或8所述气化与高温裂解耦合生物质热化学转化设备,其特征在于:所述空气预热器(5)与焦油裂解器(4)连接。

10. 按照权利要求7所述气化与高温裂解耦合生物质热化学转化设备,其特征在于:所述罗茨鼓风机(3)与焦油裂解器(4)连接。

一种气化与高温裂解耦合生物质热化学转化方法及设备

技术领域

[0001] 本发明涉及可再生能源领域的生物质能再利用,特别提供了一种气化与高温裂解耦合生物质热化学转换方法与设备。

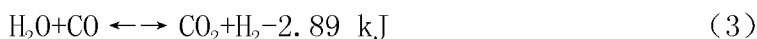
[0002]

背景技术

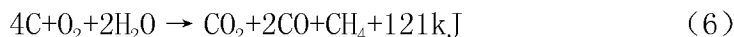
[0003] 生物质能具有可再生性、低污染性、广泛分布性的特点,因此对生物质能开发利用的研究是我国可持续发展技术的重要内容之一。该领域的生物质气化技术是生物质热化学转化技术中最为重要的一种形式,它作为一种高效清洁的使用方法,在提高生物质利用率及减少污染方面有重要作用,对提高农村生活水平、改善生态环境、保障国家能源安全等方面具有重要意义。

[0004] 目前以空气作为气化剂的生物质气化机组,因为空气含有很高的惰性成分(即 79% 的氮气),不仅不参与气化反应,反而稀释了产出燃气中可燃组分的含量,从而降低了燃气的热值。同时,当前生物质气化机组普遍存在的焦油问题成为制约生物质气化技术发展的主要瓶颈;焦油是生物质气化过程中不可避免的副产物,成分非常复杂,大部分是苯的衍生物及多环芳烃,并且其在高温时呈气态,与可燃气完全混合,而在低温时(一般低于 200℃)凝结为黏稠的液态,分离和处理较为困难。

[0005] 生物质气化的基本原理是将生物质原料在气化剂(空气,氧气或水蒸气等)的参与下进行不完全燃烧,使较高分子量的有机碳氢化合物链裂解,变成较低分子量的 CO、H₂、CH₄ 等可燃性气体;因此,生物质气化方法包含 2 个内容,即热化学过程和保证热化学过程顺利进行所需条件的装置,热化学过程是相当复杂的,下述化学反应式可以近似地描述该过程:



在上述 5 个化学反应式中,式(1)是至关重要的,通过式(1)的氧化反应所放出的热量使炉内的温度升高,保证其余反应能够顺利进行。试验表明,温度是衡量气化过程进行顺利与否的一个重要影响因素,要使气化过程顺利地进行,能量的供给是必不可少的,气化反应总体上是一个吸热反应,装置内反应区的温度对气体中可燃成分的比例以及气化强度有重要影响,随着反应温度的升高,气化速率随之加快,CO₂ 含量减少,可燃成分增加;将上述 5 个化学反应式加合,则得:



式(6)表明,当 75% 的 C 元素被气化为可燃气体后,余下的 121 kJ 热量已不足以驱动反应式(2)、(4)的进行,而反应式(3)、(5)因为没有 CO、H₂ 也不能进行,因此气化效率的最

高值为 75% 左右,余下的热量主要消耗在空气和原料的升温过程中,气体和灰分也带出了大量的热。

[0006] 传统的气化工艺是将预处理过的生物质原料投入气化炉(1)进行气化反应,使生产出的粗燃气经过多级复合净化设备(2)净化(包括旋风除尘、降温、水洗、分离、过滤)后,送给用户使用;

经传统气化工艺产出气中的焦油只是通过物理方法使之发生了转移,具有焦油去除率低,洗焦废水污染环境的局限性。

[0007] 随着生物质气化气使用范围的不断拓展,对产出气的使用要求也越来越高,要求产出气中焦油、灰含量低于 $10\text{mg}/\text{Nm}^3$ 或更低,但由于原料、操作等因素的影响,绝大多数实际运行的机组焦油、灰含量高于使用要求,带来不同程度的问题。

[0008] 总体来说,焦油的存在对气化有以下几点不利影响:

(1) 焦油产物的能量一般占总能量的 5% ~ 15%,这部分能量在低温时难以与可燃气体一起被利用,造成浪费;

(2) 焦油在低温时凝结为液态,容易和水、灰分、固体颗粒等杂质结合在一起,堵塞输气管道,卡死阀门,腐蚀设备;

(3) 在低温时凝结为细小液滴的焦油难以完全燃尽,容易产生炭黑等颗粒,对燃气利用设备(内燃机、燃气轮机等)损害严重;

(4) 焦油的成分主要是苯的衍生物及多环芳烃,其燃烧产生的气体对人体有害。

[0009]

发明内容

[0010] 本发明所述气化和高温裂解耦合生物质热化学转化方法及设备,将气化方法与高温裂解方法进行有机的融合,形成气化与高温裂解耦合生物质热化学转化方法,解决了产出气的热值低、焦油含量高的缺点,进而保障转化设备的可靠运行,扩大了生物质气化产出气的使用范围。

[0011] 本发明所述气化与高温裂解耦合生物质热化学转化方法,该转化方法的工艺流程为首先将预处理过的生物质原料投入气化炉(1)进行气化反应,将生产出的粗燃气经过多级复合净化设备(2)净化,最后通过罗茨鼓风机(3)送给用户(6)使用,其中,将气化炉(1)产出的粗燃气由焦油裂解器(4)加热至 $800^{\circ}\text{C} \sim 900^{\circ}\text{C}$ 后,再由多级复合净化设备(2)净化。

[0012] 本发明所述气化与高温裂解耦合生物质热化学转化方法,其中,焦油裂解器(4)内的粗燃气加热时采用的是在焦油裂解器(4)内点燃的经过罗茨鼓风机(3)后回流的洁净气化气产生的热量。

[0013] 本发明所述气化与高温裂解耦合生物质热化学转化方法,其中,经过罗茨鼓风机(3)后回流的洁净气化气占总产出气化气的 10% ~ 20%。

[0014] 本发明所述气化与高温裂解耦合生物质热化学转化方法,其中,气化炉(1)内空气进入气化炉(1)之前,先由空气预热器(5)加热至 $250^{\circ}\text{C} \sim 350^{\circ}\text{C}$ 。

[0015] 本发明所述气化与高温裂解耦合生物质热化学转化方法,其中,空气预热器(5)采用焦油裂解器(4)内点燃洁净气化气产生的热烟气进行预热;所述热烟气的温度为 $450^{\circ}\text{C} \sim 550^{\circ}\text{C}$ 。

[0016] 本发明所述气化与高温裂解耦合生物质热化学转化方法,其中,粗燃气在焦油裂解器(4)内的驻留时间为 $0.5s \sim 1.0s$ 。

[0017] 本发明所述气化与高温裂解耦合生物质热化学转化设备,包括气化炉(1)、多级复合净化设备(2)、罗茨鼓风机(3),其中气化炉(1)与多级复合净化设备(2)连接,多级复合净化设备(2)与罗茨风机(3)连接,其中,气化炉(1)与多级复合净化设备(2)之间设置有焦油裂解器(4)。

[0018] 本发明所述气化与高温裂解耦合生物质热化学转化设备,其中,气化炉(1)还与空气预热器(5)连接。

[0019] 本发明所述气化与高温裂解耦合生物质热化学转化设备,其中,焦油裂解器分为腔体 I (40)、腔体 II (41),其中腔体 I (40)与空气预热器(5)连接,将点燃回流洁净气化气产生的热烟气输送给空气预热器(5),腔体 II (41)用于通过从气化炉(1)内输出的粗燃气,通过在腔体 I (40)内点燃回流的洁净气化气对粗燃气进行高温裂解。

[0020] 本发明所述气化与高温裂解耦合生物质热化学转化设备,其中,罗茨鼓风机(3)与焦油裂解器(4)连接。

[0021] 本发明所述多级复合净化设备(2)在低温条件下对焦油裂解器(4)的产出气进行旋风、降温、水洗、分离、过滤处理。

[0022] 本发明所述生物质气化过程中,当量比是气化过程中重要的控制参数,当量比是指自供热气化系统中,单位生物质在气化过程中所消耗的氧气量与完全燃烧所述要的理论氧气量之比;当量比大,说明气化过程中消耗的氧气的量多,反应温度升高,有利于氧化反应的顺利进行,但燃烧的生物质的量也相应增加,产生的 CO_2 量增加,使气体质量下降。

[0023] 本发明所述气化与高温裂解耦合生物质热化学转化方法,通过对进入气化炉内的空气进行预热,空气的体积受热膨胀,减少了进入气化炉的空气质量流量相应地,也减少了进入气化炉的氮气量,并最终减少了产出气中氮气含量,从而增加了产出气的热值。

[0024] 本发明所述气化与高温裂解耦合生物质热化学转化方法,由于气体是无限扩散的物质,因此用体积流量不能如实的反应进入气化炉内的空气的多少,所以采用质量流量的说法来体现入炉空气的多少。

[0025] 本发明所述气化与高温裂解耦合生物质热化学转化方法,由于进入气化炉的空气量减少,降低了当量比,由于当量比的降低,燃烧生物质的量会相应减少,产生的能量降低,则气化炉反应温度也会降低,不利于气化反应的进行,但是,进入气化炉内的空气经预热被加热至 $250^{\circ}C \sim 350^{\circ}C$,其携带的热量可弥补由于当量比降低所减少的热量,保证了气化反应的顺利进行。

[0026] 本发明所述气化与高温裂解耦合生物质热化学转化方法,由于焦油本身的特点,通过提高反应温度,可减少焦油的产量和种类,达到控制焦油产生的目的;在高温状态下,焦油裂解器内焦油裂解反应加剧,一部分焦油成分将通过脱甲基、分子内桥键断裂等过程进一步转化为气态的轻质碳氢化合物或其它小分子的液相产物和炭等,从而引起产出其中焦油含量的整体减少。

附图说明

[0027] 图 1 为传统气化工艺流程图;

图 2 为气化与高温裂解耦合生物质热化学转化设备示意图。

[0028]

具体实施方式

[0029] 本实施例所述多级复合净化包括低温下进行旋风、降温、水洗、分离、过滤处理。

[0030] 本实施例所述生物质气化使用如下 3 种方法：

方法 1：按传统气化方法处理；将生物质原料送入气化炉(1)进行气化；并将产生的粗燃气由多级复合净化设备(2)净化；将净化后的产出气在罗茨鼓风机(3)末端取样，采用 HP 公司生产的 Varian CP 3800 气相色谱仪进行气体分析，气化产出气的焦油含量也采用 GB12208-1990 城市燃气中焦油和灰尘含量的测定方法进行测定。

[0031] 方法 2：在方法 1 的基础上增加焦油裂解器(4)裂解过程；焦油裂解器(4)裂解过程设置在气化炉(1)气化后，多级复合净化设备(2)净化前；将生物质原料送入气化炉(1)进行气化；将净化后的洁净气化气在经罗茨鼓风机(3)后回流总产气量的 10%~20%，并在焦油裂解器(4)处点燃，将粗燃气加热至 800℃~900℃，使焦油发生深度裂解，粗燃气在焦油裂解器(4)内的驻留时间为 0.5s~1.0s；然后将裂解后的气化气由多级复合净化设备(2)净化；将净化后的产出气在罗茨鼓风机(3)末端取样，采用 HP 公司生产的 Varian CP 3800 气相色谱仪进行气体分析，气化产出气的焦油含量也采用 GB12208-1990 城市燃气中焦油和灰尘含量的测定方法进行测定。

[0032] 方法 3：在方法 2 的基础上增加空气预热器(5)预热过程；用空气预热器(5)对进入气化炉(1)内的空气预热；将生物质原料送入气化炉(1)进行气化；将净化后的洁净气化气在经罗茨鼓风机(3)后回流总产气量的 10%~20%，并在焦油裂解器(4)处点燃，将粗燃气加热至 800℃~900℃，使焦油发生深度裂解，粗燃气在焦油裂解器(4)内的驻留时间为 0.5s~1.0s；将燃烧洁净气化气产生的 450℃~550℃热烟气送入空气预热器(5)，对将要进入气化炉(1)内的空气在空气预热器(5)内加热至 250℃~350℃；然后将裂解后的气化气由多级复合净化设备(2)净化；将净化后的产出气在罗茨鼓风机(3)末端取样，采用 HP 公司生产的 Varian CP 3800 气相色谱仪进行气体分析，气化产出气的焦油含量也采用 GB12208-1990 城市燃气中焦油和灰尘含量的测定方法进行测定。

[0033]

实施例 1

本实施例以找桦木木块为气化原料进行生物质气化，其中，找桦木的原料元素和工业分析如表 1：

表 1

生物质	元素分析 (%)					工业分析				发热量 (MJ/kg)
	C	H	O	N	S	M	V	A	FC	
找桦木	49.8	6.5	38.18	0	0	5.22	79.67	0.3	14.81	18.70

将桦木在自然条件下晾晒，保证含水量在 15% 以下，并切割至合适尺寸。

[0034] 分别采用上述 3 种方法对找桦木进行气化处理，其中，方法 2 中将净化后的洁净

气化气在经罗茨鼓风机(3)后回流总产气量的10%,并在焦油裂解器(4)处点燃,将粗燃气加热至800℃,使焦油发生深度裂解,粗燃气在焦油裂解器(4)内的驻留时间为0.5s;方法3中将净化后的洁净气化气在经罗茨鼓风机(3)后回流总产气量的10%,并在焦油裂解器(4)处点燃,将粗燃气加热至800℃,使焦油发生深度裂解,并将燃烧洁净气化气产生的450℃热烟气送入空气预热器(5),将要进入气化炉(1)内的空气在空气预热器(5)内加热至250℃;表2、表3、表4为气化产出气体中各成分及热值的对比表,表5为气化产出气中焦油含量的对比表。

表2

	CO ₂	C ₂ H ₄	H ₂	O ₂	N ₂	CH ₄	CO	LHV (kJ/m ³)	焦油含量 (mg/Nm ³)
方法1	13.74	0.41	15.76	1.04	48.66	2.27	18.12	5073.39	10.53
方法2	10.89	0.13	17.21	0.82	49.00	1.43	20.51	5044.94	5.23
方法3	12.45	0.39	18.51	1.04	41.12	2.37	24.12	6148.38	4.15

[0035]

表3

	CO ₂	C ₂ H ₄	H ₂	O ₂	N ₂	CH ₄	CO	LHV (kJ/m ³)	焦油含量 (mg/Nm ³)
方法1	13.10	0.28	17.46	1.22	48.13	1.68	18.39	4993.16	11.78
方法2	13.31	0.32	17.39	1.28	46.99	1.84	18.87	5131.27	4.17
方法3	12.80	0.50	19.32	1.38	39.24	1.91	24.85	6235.85	5.12

表4

	CO ₂	C ₂ H ₄	H ₂	O ₂	N ₂	CH ₄	CO	LHV (kJ/m ³)	焦油含量 (mg/Nm ³)
方法1	13.26	0.37	17.33	1.40	47.74	1.99	17.90	5089.93	9.62
方法2	10.08	0.25	15.63	2.02	52.63	2.51	18.65	5105.28	4.52
方法3	12.23	0.21	20.32	1.50	39.21	1.43	25.10	6010.96	4.44

表 5

	CO ₂	C ₂ H ₄	H ₂	O ₂	N ₂	CH ₄	CO	LHV (kJ/m ³)	焦油含量 (mg/Nm ³)
方法 1	13.13	0.39	17.36	1.28	47.00	1.95	18.89	5211.03	10.40
方法 2	14.73	0.00	13.47	1.72	54.11	2.56	20.03	4897.58	3.45
方法 3	14.37	0.30	20.50	1.18	38.19	1.61	23.85	5995.66	3.34

实施例 2

本实施例以玉米芯为气化原料进行生物质气化,其中,玉米芯的原料元素和工业分析如表 6。

表 6

生物质	元素分析 (%)					工业分析				发热量 (MJ/kg)
	C	H	O	N	S	M	V	A	FC	
玉米芯	46.46	5.62	41.88	0.68	0.02	5.96	75.81	5.68	18.51	16.76

[0036] 将玉米芯在自然条件下晾晒,保证含水率在 15% 以下,并切割至合适尺寸。

[0037] 分别采用上述 3 种方法对玉米芯进行气化处理,其中,方法 2 中将净化后的洁净气化气在经罗茨鼓风机(3)后回流总产气量的 13%,并在焦油裂解器(4)处点燃,将粗燃气加热至 865℃,使焦油发生深度裂解,粗燃气在焦油裂解器(4)内的驻留时间为 0.7s;方法 3 中将净化后的洁净气化气在经罗茨鼓风机(3)后回流总产气量的 13%,并在焦油裂解器(4)处点燃,将粗燃气加热至 865℃,使焦油发生深度裂解,并将燃烧洁净气化气产出的 475℃热烟气送入空气预热器(5),将要进入气化炉(1)内的空气在空气预热器(1)内加热至 290℃;表 7、表 8、表 9 为气化产出气体中各成分及热值的对比表,表 10 为气化产出气中焦油含量的对比表。

表 7

	CO ₂	C ₂ H ₄	H ₂	O ₂	N ₂	CH ₄	CO	LHV (kJ/m ³)	焦油含量 (mg/Nm ³)
方法 1	15.7	0.42	17.89	0.83	47.56	1.41	16.19	4757.55	10.62
方法 2	15.6	0.43	17.89	0.82	47.35	1.43	16.48	4807.92	5.17
方法 3	14.56	0.4	18.95	0.95	39.51	1.4	24.23	5868.18	5.13

[0038]

表 8

	CO ₂	C ₂ H ₄	H ₂	O ₂	N ₂	CH ₄	CO	LHV (kJ/m ³)	焦油含量 (mg/Nm ³)
方法 1	13.7	0.24	16.23	1.19	48.27	1.89	18.48	4919.43	11.68
方法 2	16.18	0.57	16.82	1.23	46.13	1.84	17.23	5027.15	4.26
方法 3	15.08	0.51	18.56	1.29	38.85	1.87	23.84	6018.80	4.31

表 9

	CO ₂	C ₂ H ₄	H ₂	O ₂	N ₂	CH ₄	CO	LHV (kJ/m ³)	焦油含量 (mg/Nm ³)
方法 1	14.1	0.25	16.89	1.22	48.13	1.62	17.79	4813.49	10.30
方法 2	13.85	0.29	16.78	1.13	47.98	1.83	18.14	4947.70	4.78
方法 3	13.89	0.34	18.21	1.39	39.90	1.74	24.53	5908.22	4.32

表 10

	CO ₂	C ₂ H ₄	H ₂	O ₂	N ₂	CH ₄	CO	LHV (kJ/m ³)	焦油含量 (mg/Nm ³)
方法 1	17.39	0.58	17.45	1.15	46.03	2.15	15.25	4963.65	9.86
方法 2	14.5	0.23	16.69	1.18	48.12	1.63	17.65	4764.54	4.40
方法 3	13.87	0.38	18.19	1.54	40.66	1.58	23.78	5780.72	4.72

实施例 3

本实施例以生物质成型颗粒为气化原料进行生物质气化,其中,生物质成型颗粒为玉米秸秆压制而成,外形尺寸为长 1.0mm ~ 3.0mm,半径 3.0mm 的圆柱状颗粒,密度为 1.3g/cm³,含水量为 12%,玉米秸秆的原料元素和工业分析如表 11。

表 11

生物 质	元素分析 (%)					工业分析				发热量 (MJ/kg)
	C	H	O	N	S	M	V	A	FC	
成型 颗粒	43.57	3.92	44.14	1.43	0.00	7.96	76.68	6.94	16.38	15.84

[0039]

分别采用上述 3 种方法对玉米芯进行气化处理,其中,方法 2 中将净化后的洁净气化气在经罗茨鼓风机(3)后回流总产气量的 15%,并在焦油裂解器(4)处点燃,将粗燃气加热至 850℃,使焦油发生深度裂解,粗燃气在焦油裂解器(4)内的驻留时间为 0.8s;方法 3 中将净化后的洁净气化气在经罗茨鼓风机(3)后回流总产气量的 15%,并在焦油裂解器(4)处点

燃,将粗燃气加热至 850℃,使焦油发生深度裂解,并将燃烧洁净气化气产出的 500℃热烟气送入空气预热器(5),将要进入气化炉(1)内的空气在空气预热器(5)内加热至 300℃;表 12、表 13、表 14 为气化产出气体中各成分及热值的对比表,表 15 为气化产出气中焦油含量的对比表。

表 12

	CO ₂	C ₂ H ₄	H ₂	O ₂	N ₂	CH ₄	CO	LHV (kJ/m ³)	焦油含量 (mg/Nm ³)
方法 1	11.78	0.3	15.55	1.86	49.95	2.71	17.85	5100.89	10.58
方法 2	11.8	0.32	15.65	1.62	50.04	2.73	17.84	5130.91	5.14
方法 3	12.04	0.3	18.54	1.57	40.95	2.45	24.15	6124.27	4.17

[0040]

表 13

	CO ₂	C ₂ H ₄	H ₂	O ₂	N ₂	CH ₄	CO	LHV (kJ/m ³)	焦油含量 (mg/Nm ³)
方法 1	10.08	0.25	15.63	2.02	51.16	2.51	18.35	5067.48	9.85
方法 2	11.08	0.26	15.49	1.78	50.24	2.37	18.78	5062.93	4.23
方法 3	12.78	0.29	17.98	1.59	41.59	2.29	23.48	5915.28	5.15

表 14

	CO ₂	C ₂ H ₄	H ₂	O ₂	N ₂	CH ₄	CO	LHV (kJ/m ³)	焦油含量 (mg/Nm ³)
方法 1	9.88	0.29	15.23	1.82	51.72	2.65	18.41	5111.71	11.25
方法 2	10.23	0.32	15.10	1.98	51.34	2.61	18.42	5101.51	4.48
方法 3	11.56	0.33	18.64	2.01	41.07	2.54	23.85	6149.53	4.45

表 15

	CO ₂	C ₂ H ₄	H ₂	O ₂	N ₂	CH ₄	CO	LHV (kJ/m ³)	焦油含量 (mg/Nm ³)
方法 1	9.90	0.25	15.36	1.98	51.71	2.47	18.33	5016.48	9.78
方法 2	10.45	0.26	15.41	2.04	51.04	2.46	18.34	5031.16	4.08
方法 3	11.73	0.24	17.99	2.14	41.86	2.35	23.69	5931.11	3.80

实施例 4

本实施例以豆杆为气化原料进行生物质气化,其中,豆杆的原料元素和工业分析如表

16。

表 16

生物质	元素分析 (%)					工业分析				发热量 (MJ/kg)
	C	H	O	N	S	M	V	A	FC	
豆杆	45.51	6.02	41.76	1.59	0.32	15.31	77.41	4.8	17.79	15.03

[0041] 将玉米芯在自然条件下晾晒,保证含水率在 15% 以下,并切割至合适尺寸。

[0042] 分别采用上述 3 种方法对玉米芯进行气化处理,其中,方法 2 中将净化后的洁净气化气在经罗茨鼓风机(3)后回流总产气量的 20%,并在焦油裂解器(4)处点燃,将粗燃气加热至 900℃,使焦油发生深度裂解,粗燃气在焦油裂解器(4)内的驻留时间为 1.0s;方法 3 中将净化后的洁净气化气在经罗茨鼓风机(3)后回流总产气量的 20%,并在焦油裂解器(4)处点燃,将粗燃气加热至 900℃,使焦油发生深度裂解,并将燃烧洁净气化气产出的 550℃热烟气送入空气预热器(5),将要进入气化炉(1)内的空气在空气预热器(5)内加热至 350℃;表 17、表 18、表 19 为气化产出气体中各成分及热值的对比表,表 20 为气化产出气中焦油含量的对比表。

[0043]

表 17

	CO ₂	C ₂ H ₄	H ₂	O ₂	N ₂	CH ₄	CO	LHV (kJ/m ³)	焦油含量 (mg/Nm ³)
方法 1	11.69	0.28	13.98	0.73	50.65	1.40	21.28	4876.41	10.54
方法 2	11.64	0.27	13.94	0.84	50.59	1.41	21.31	4876.32	5.33
方法 3	12.48	0.29	18.89	1.24	41.49	1.38	24.23	5781.37	4.27

表 18

	CO ₂	C ₂ H ₄	H ₂	O ₂	N ₂	CH ₄	CO	LHV (kJ/m ³)	焦油含量 (mg/Nm ³)
方法 1	13.61	0.25	13.80	0.39	49.73	1.21	21.01	4738.55	11.56
方法 2	13.59	0.28	13.78	0.45	49.53	1.22	21.15	4777.32	4.19
方法 3	13.59	0.38	18.34	1.45	40.85	1.45	23.94	5770.41	5.15

表 19

	CO ₂	C ₂ H ₄	H ₂	O ₂	N ₂	CH ₄	CO	LHV (kJ/m ³)	焦油含量 (mg/Nm ³)
方法 1	14.67	0.51	14.85	0.56	49.29	1.56	18.56	4842.43	9.78
方法 2	13.98	0.65	14.95	0.57	49.03	1.58	19.24	5038.31	4.15
方法 3	13.98	0.81	18.12	1.75	39.56	1.59	24.19	6114.36	4.34

表 20

	CO ₂	C ₂ H ₄	H ₂	O ₂	N ₂	CH ₄	CO	LHV (kJ/m ³)	焦油含量 (mg/Nm ³)
方法 1	13.68	0.49	13.89	0.78	49.54	1.2	20.42	4829.69	10.68
方法 2	13.53	0.54	13.98	0.74	49.34	1.45	20.42	4962.41	4.65
方法 3	14.12	0.53	17.86	1.29	40.36	1.43	24.41	5870.36	4.82

通过实施例 1 ~ 实施例 4 可以看出, 对不同原料的气化, 采用方法 1 的气化方法, 其气化产出气的热值基本维持在 5MJ/m³ 左右, 气体中的焦油含量 10mg/Nm³ 左右; 采用方法 2 的气化方法, 焦油含量有明显下降, 可达到 5mg/Nm³, 并且气体的热值有略微增加, 这是增加焦油裂解器对焦油裂解产生的作用; 采用方法 3 的气化方法, 既降低了产出气当中的 N₂ 份额, 还弥补了由于减少了生物质燃烧所损失的那部分热量, 使产出气的热值提高到 6 MJ/m³ 左右, 焦油含量也维持在 5 mg/Nm³。

[0044] 通过实施例 1 ~ 实施例 4 的对比, 可以得出, 方法 3 是生物质热化学转换技术的一种创新, 拓宽了生物质气化气的应用领域, 为生物质能技术的研究提供了新的研究方法。

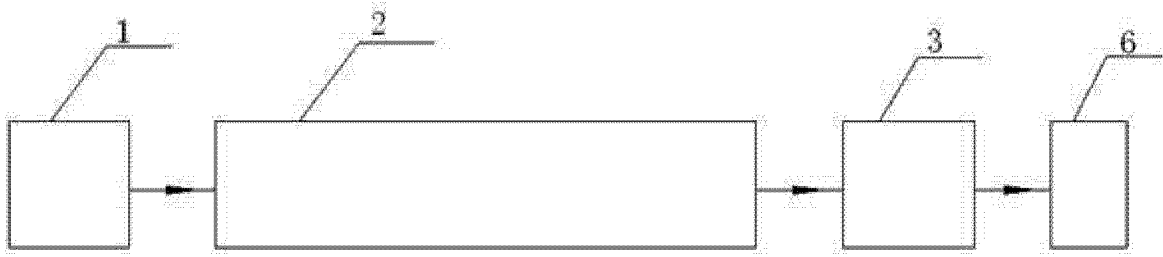


图 1

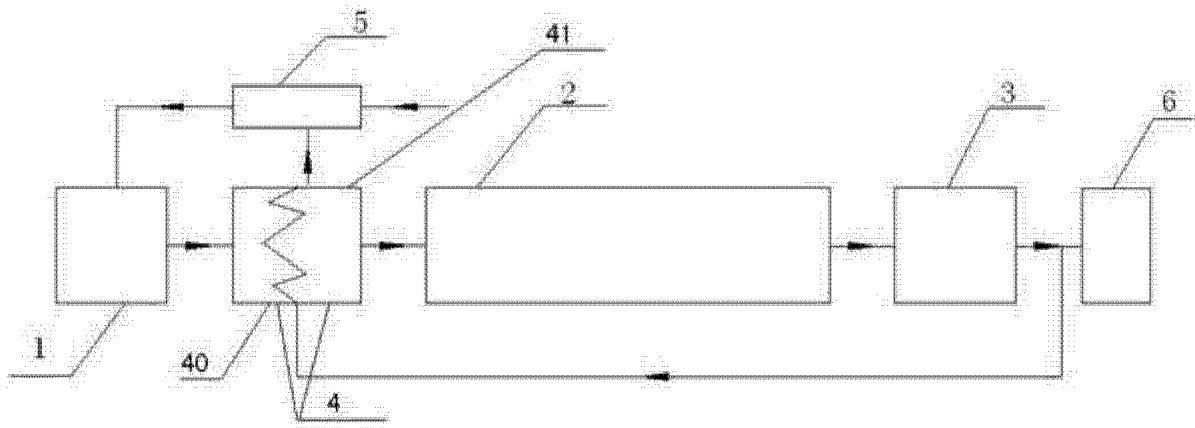


图 2