



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 101805628 B

(45) 授权公告日 2012. 09. 05

(21) 申请号 200910009098. 6

(56) 对比文件

(22) 申请日 2009. 02. 17

US 5505144 A, 1996. 04. 09,

JP 60044592 A, 1985. 03. 09,

(73) 专利权人 湖南华银能源技术有限公司

CN 101260307 A, 2008. 09. 10,

地址 410007 湖南省长沙市韶山中路 752 号
华银园小区 21 栋 3 楼

审查员 杜峰

(72) 发明人 魏远 宾文锦 何曙光 曾劲松
陈钢 曾镇

(74) 专利代理机构 北京市浩天知识产权代理事
务所 11276

代理人 刘云贵

(51) Int. Cl.

C10B 57/10 (2006. 01)

C10L 9/00 (2006. 01)

F26B 3/02 (2006. 01)

F23L 7/00 (2006. 01)

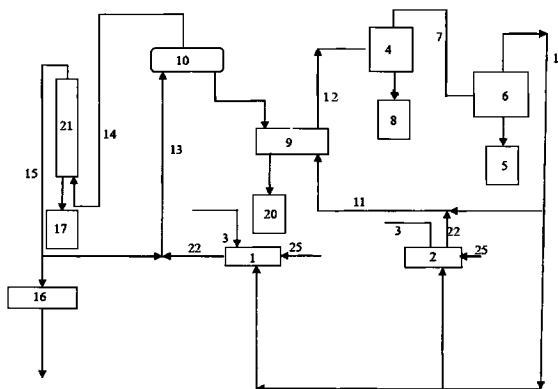
权利要求书 1 页 说明书 9 页 附图 1 页

(54) 发明名称

低阶煤转化提质的工艺方法及装置

(57) 摘要

本发明提供了一种低阶煤转化提质的工艺方法及装置,该工艺方法包括利用第一燃烧室提供的缺氧性气体对干燥装置中的低阶煤进行干燥;利用第二燃烧室提供的缺氧性气体对输入热解装置中的干燥后的低阶煤进行热解;将所述热解装置产生的热解气体进行分离处理;以及将从热解气体分离得到的可燃气体分别输送到第一燃烧室和第二燃烧室作为燃烧气体循环使用。该装置的燃烧装置通过独立的第一燃烧室和第二燃烧室分别向干燥装置和热解装置提供缺氧性气体;热解气分离得到的可燃气体分别输送到第一燃烧室和第二燃烧室作为燃烧气体循环使用。本发明降低了能量消耗,有效控制了干燥装置和热解装置中的局部燃烧及两者温度控制,减少了对环境的污染。



1. 一种低阶煤转化提质的工艺方法,其特征在于,包括以下步骤:

利用第一燃烧室提供的缺氧性气体对干燥装置中的低阶煤进行干燥;利用第二燃烧室提供的缺氧性气体对输入热解装置中的干燥后的低阶煤进行热解;其中,可控地向所述第一燃烧室和所述第二燃烧室输入空气,以使所述第一燃烧室所提供的缺氧性气体的氧气浓度低于3%重量和所述第二燃烧室所提供的缺氧性气体的氧气浓度低于1%重量;

将所述热解装置产生的热解气体进行分离处理;以及

将从所述热解气体分离得到的可燃气体分别输送到所述第一燃烧室和所述第二燃烧室作为燃烧气体循环使用。

2. 如权利要求1所述的低阶煤转化提质的工艺方法,其特征在于,还包括可控地向所述第一燃烧室和所述第二燃烧室提供辅助燃料气,以使所述第一燃烧室和第二燃烧室提供的缺氧性气体符合预设温度。

3. 如权利要求1所述的低阶煤转化提质的工艺方法,其特征在于,通过控制分离处理的温度来调节从所述热解气体分离得到的可燃气体中烃类含量。

4. 如权利要求3所述的低阶煤转化提质的工艺方法,其特征在于,将部分从所述热解气体分离得到的可燃气体混合到所述第二燃烧室产生的缺氧性气体中,以使所述第二燃烧室产生的缺氧性气体符合预设温度。

5. 如权利要求4所述的低阶煤转化提质的工艺方法,其特征在于,将部分所述干燥装置产生的混合气体分离后得到的气体混合到所述第一燃烧室产生的缺氧性气体中,以使所述第一燃烧室产生的缺氧性气体符合预设温度。

6. 如权利要求5所述的低阶煤转化提质的工艺方法,其特征在于,还包括对所述干燥装置产生的混合气体进行固体和气体的分离处理,然后对分离得到的气体进行尾气处理后排放。

7. 如权利要求1所述的低阶煤转化提质的工艺方法,其特征在于,在实施所述工艺方法之前,利用惰性气体清洗所述第一燃烧室、所述第二燃烧室、所述干燥装置和所述热解装置。

低阶煤转化提质的工艺方法及装置

技术领域

[0001] 本发明涉及一种低阶煤转化提质工艺方法及装置,具体地涉及可以循环使用在低阶煤转化提质过程中副产燃料气的工艺方法及装置。

背景技术

[0002] 低阶煤的储量占我国煤炭资源总的储量 15%左右,是我国主要的煤炭资源的一种。低阶煤的分布比较集中,主要分布在内蒙古和新疆等地,但是这些地方的经济发展基本比较落后,因此需要将煤炭资源运到经济相对发展比较好的地方。由于该类煤的特点,其含水量高而且易于自燃,因此需要在当地将低阶煤干燥和轻度气化处理,以提高铁路的利用率。

[0003] 到目前为止各国对低阶煤提质的主要处理方法有两种,其一为低阶煤干燥,这样减少了煤中的水分,降低了低阶煤在燃烧过程中由于水气蒸发而消耗的热量;其二就是低阶煤的轻度气化,将低阶煤在缺氧的气氛下轻度气化来将低阶煤中燃烧值低挥发份抽提出来,这样来提高单位煤的燃烧值。

[0004] 对于低阶煤的气化过程现有的技术有两类:一、固相热载体技术,该类技术主要是用来抽提煤中的挥发份来生产各种化学基础原料,气化后将生成的半焦产品进行燃烧来加热热载体;二、气相热载体技术,该过程是将气化所产生的气体进行燃烧,来提高气相载体的温度,将所产生的半焦化产品冷却后应用于发电和其他的能源转化过程。

[0005] 对于低阶煤的提质一直是国内外研究的热点,对于不同的国家和不同的使用情况,人们提出了各种不同的工艺过程,例如德国的 L-S 的低温热解工艺,前苏联的固体热载体技术和日本煤快速热解技术。我国也有许多研究生和单位开展这方面的研究,但是成熟的能够工业化的技术还是比较少的。清华大学于 2008 年 4 月 28 日申请的专利 CN101260307A 提出了一种褐煤干燥提质工艺方法,采用部分水蒸气对褐煤干燥处理,来代替全部使用缺氧性气体的方法,控制低阶煤在干燥和热解过程中的局部自燃,这样虽然可以降低褐煤在干燥过程中的自燃的危险,但是这增加了工艺过程的复杂性,即增加了蒸汽的发生装置,而且在蒸汽的发生过程中会有部分的高温燃烧过程将生成大量的氮氧化物,如果不加处理这样会对环境有一定的污染。

发明内容

[0006] 本发明提供了一种低阶煤转化提质的工艺方法及装置,通过循环使用副产燃料气,大大降低了低阶煤转化提质工艺过程中能量消耗,有效控制了干燥装置和热解装置中的局部燃烧,简化了干燥装置和热解装置的温度控制,并减少了对环境的污染,降低了工艺成本。

[0007] 本发明通过如下技术方案来实现上述目的的:一种循环使用在低阶煤转化提质过程中副产燃料气的工艺方法,包括以下步骤:利用第一燃烧室提供的缺氧性气体对干燥装置中的低阶煤进行干燥;利用第二燃烧室提供的缺氧性气体对输入热解装置中的干燥后的

低阶煤进行热解;将所述热解装置产生的热解气体进行分离处理;以及将从所述热解气体分离得到的可燃气体分别输送到所述第一燃烧室和所述第二燃烧室作为燃烧气体循环使用。

[0008] 还包括可控地向所述第一燃烧室和所述第二燃烧室提供辅助燃料气,以使所述第一燃烧室和第二燃烧室提供的缺氧性气体符合预设温度。

[0009] 还包括可控地向所述第一燃烧室和所述第二燃烧室输入空气,以使所述第一燃烧室所提供的缺氧性气体的氧气浓度低于3%和第二燃烧室所提供的缺氧性气体的氧气浓度低于1%。

[0010] 该工艺循环使用了煤热解生成的可燃性的低烃类气体。将热解生成的可燃性气体分别和空气,辅助燃料气混合通入到各个燃烧室中,进行燃烧来生成大量的缺氧性高温气体。

[0011] 通过控制分离处理的温度来调节从所述热解气体分离得到的可燃气体中烃类含量。

[0012] 将部分从所述热解气体分离得到的可燃气体混合到所述第二燃烧室产生的缺氧性气体中,以使所述第二燃烧室产生的缺氧性气体符合预设温度。

[0013] 将部分所述干燥装置产生的混合气体分离后得到的气体混合到所述第一燃烧室产生的缺氧性气体中,以使所述第一燃烧室产生的缺氧性气体符合预设温度。

[0014] 该工艺过程通过监控两个燃烧室的燃烧产物的温度,来调节空气,辅助燃料气和冷凝器的温度,使得该工艺过程稳定运行。通过严格控制燃烧室的温度来降低难处理的氮氧化物的生成,并且通过尾气的处理装置来减少对环境的污染。

[0015] 还包括对所述干燥装置产生的混合气体进行固体和气体的分离处理,然后对分离得到的气体进行尾气处理后排放。

[0016] 在实施所述工艺方法之前,利用惰性气体清洗所述第一燃烧室、所述第二燃烧室、所述干燥装置和所述热解装置。

[0017] 本发明还提供了一种低阶煤转化提质装置,包括燃烧装置、干燥装置和热解装置,所述燃烧装置分别气体连通于所述干燥装置和所述热解装置,所述干燥装置通过输送装置连接于所述热解装置,所述燃烧装置包括独立的第一燃烧室和第二燃烧室,所述第一燃烧室和所述第二燃烧室分别气体连通于所述干燥装置和所述热解装置,以分别向二者提供缺氧性气体;所述热解装置还气体连通于分离处理装置,用来将热解气分离为固体产品和可燃气体;所述分离处理装置气体连通于所述第一燃烧室和第二燃烧室,以将所述可燃气体分别输送到所述第一燃烧室和第二燃烧室作为燃烧气体循环使用。

[0018] 本发明属于气相热载体技术加工过程,但是该过程需要大量的缺氧性气体,因此循环使用工艺过程产生的低烃类气体是解决这个问题的唯一经济可行的方法。本发明采用两个燃烧室来燃烧工艺副产的燃料气,分别供应低阶煤的干燥和热解过程,这样使得整个工艺过程易于控制,而且提高了该工艺过程对各种不同性质低阶煤的适应性。通过严格控制空气,辅助燃料气和工艺副产燃料的流量,使之燃烧生成高温缺氧性气体中氧气的浓度低于1%,这样可以抑制低阶煤的在干燥和热解过程中的自燃。另外,在燃烧过程中严格控制燃烧室的温度,降低氮氧化物的生成,并且在气体排放前增加了气体的处理工艺,使得未燃烧的烃类气体完全燃烧,减少对环境的污染。

[0019] 本发明通过严格控制燃烧过程中产生的高温缺氧性气体中氧气的浓度来控制低阶煤干燥和热解过程的自燃的可能性,通过控制燃烧室的温度使之在低于生成大量氮氧化物的温度下燃烧,这样来减少对环境的影响。

[0020] 本发明通过循环使用工艺副产的燃料气来生产干燥和热解处理所需的大量缺氧性气体,使得低阶煤的提质工艺变得经济可行,通过使用两个燃烧室分别对干燥和热解供应大量的氧气含量低于 3% 和 1% 的工艺气体,这样使得该工艺易于控制而且对煤的选择性比较低,工艺的运行稳定性大大提高。该工艺通过控制热解气冷凝气液分离器的温度,来控制工艺副产燃料气的中烃类的含量,从而来控制燃烧室温度和燃烧生成的高温缺氧性气体的温度,使整个工艺在一定的平衡操作范围内稳定运行。综上所述,本发明的工艺过程是一种经济可行,易于工业化的最佳工艺路线。

附图说明

[0021] 图 1 为本发明的低阶煤转化提质装置的结构及工艺流程示意图。

具体实施方式

[0022] 下面参照附图详细说明本发明。

[0023] 图 1 为本发明的低阶煤转化提质装置的结构及工艺流程示意图,下面结合图 1 来详细说明本发明。图中的没有给出所有设备的参数,依据不同的生产量和生产要求完全可以选择现在市场上通用的普通化工设备就可以满足,至于热解装置和干燥装置两个设备可以是回转窑、竖炉、流化床和固定床等固相加工反应器。

[0024] 如图 1 所示为本发明的一种低阶煤转化提质装置的实施例,主要包括独立设置的第一燃烧室 1 和第二燃烧室 2,干燥装置 10 和热解装置 9,第一燃烧室 1 气体连通于干燥装置 10,第二燃烧室 2 气体连通于热解装置 9,以分别向二者提供缺氧性气体 22,从而对低阶煤进行干燥和热解。干燥装置 10 通过输送装置(图中未示出)连接于热解装置 9,以将干燥后的低阶煤输送到热解装置 9 中进行热解。热解装置 9 产生固定产品 20 和热解气 12,热解装置 9 还气体连通于旋风分离器 4,以将热解气 12 分离成固体产品 8 和气体 7。旋风分离器 4 的出气口连通于冷凝气液分离器 6,以将气体 7 分离为液体产品 5 和低烃类燃料气体 18。冷凝气液分离器 6 气体连通于第一燃烧室 1 和第二燃烧室 2,以将低烃类燃料气体 18 分别输送到第一燃烧室 1 和第二燃烧室 2 作为燃烧气体循环使用。干燥装置 10 还气体连通于旋风分离器 21,以将干燥过程中产生的水蒸气和部分低烃类气体的混合物 14 分离出固体产品 17 和废气 15,旋风分离器 21 的出气口还连接于尾气处理器 16,以将气体 15 经过处理后再排放,以减少污染。

[0025] 优选地,第一燃烧室 1 和第二燃烧室 2 还分别设有空气入口 3 和辅助燃料气入口 25,通过调节燃料气体 18、空气及辅助燃料气的比例,以使第一燃烧室和第二燃烧室提供的缺氧性气体的氧气含量低于 5%,以保证干燥装置和热解装置得到足够的热能。

[0026] 下面还是结合图 1 来说明本发明的低阶煤转化提质的工艺方法。

[0027] 首先,利用第一燃烧室 1 提供的氧气含量低于 3% 的缺氧性气体对干燥装置 10 中的低阶煤进行干燥;利用第二燃烧室 2 提供的氧气含量低于 1% 的缺氧性气体对从干燥装置 10 输入热解装置 9 中的干燥后的低阶煤进行热解;然后,将所述热解装置 9 产生的热解

气体进行分离处理,分离处理分二步进行,一步是利用旋风分离器 4 将热解气体分离为固体产品 8 和气体 7,由于气体 7 中含有一定量高沸点的有机物即焦油,因此还需另一步分离处理,即利用冷凝液气分离器 6 将气体 7 进一步分离为液体产品 5 和低烃类燃料气体 18;最后将低烃类燃料气体 18 分别输送到第一燃烧室 1 和第二燃烧室 2 作为燃烧气体循环使用。

[0028] 由于本发明的工艺过程中所产生的低烃类燃料气体 18 的燃烧值随着不同的处理条件是可以被改变的,因此需要一定的辅助燃料气来调节燃烧温度,来保证干燥装置和热解装置有足够的热能来干燥和热解低阶煤。因此优选地,可控地向第一燃烧室和第二燃烧室提供辅助燃料气,以使该缺氧性气体符合预设温度。

[0029] 由于低阶煤的挥发份含量比较高,在深度干燥的过程中容易产生局部燃烧的现象,因此必须在生产前将设备中所有的氧气排除,可以通过使用惰性气体进行清洗整个工艺过程,即用惰性气体清洗第一燃烧室、第二燃烧室、干燥装置和热解装置等;而且必须保证在开车的过程中两个燃烧室进行的燃烧是充分燃烧,即控制所得的缺氧性气体中的燃料和空气的质量比例。这要求在燃烧室点火的过程中严格控制辅助过程,需要将燃烧生成的高温缺氧性气体的温度保持在 500-1100℃,依据处理的低阶煤的不同物理和化学性质可以对该温度进行调整。

[0030] 低阶煤通过热解反应器 9 热处理后得到半焦固体产品和热解气 12,热解气 12 含有大量的低烃气体,可以通过调节不同的热解温度来产生不同组成的低烃类热解气 12,将热解气 12 经过旋风分离器分离将粉尘和气体分离,得到了固体产品 8 和气体 7,由于气体 7 中含有一定量高沸点的有机物即焦油,需要通过冷凝液气分离器 6 来分离,这样可以得到液态产品 5,和可以用于燃烧的低烃类燃料气体 18。

[0031] 因此通过监控燃烧室的温度和氧气的浓度来调节空气、辅助燃料气和输入第一燃烧室 1 和第二燃烧室 2 的低烃类燃料气体 18 的流量。其中辅助燃料气可以是任何能燃烧产生能量的气体,例如高炉煤气、天然气或者焦炉煤气的任何一种或多种的混合物。如果所需的辅助燃料气高于设定的需求量,可以通过提高冷凝液气分离器 6 的温度来提高工艺气 18 的烃类含量,这样就可以降低辅助燃料气的消耗,使之达到工艺的预设条件。如果得到的高温缺氧性气体的温度高于预设温度,可以将部分低烃类燃料气体 18 和部分所述干燥装置产生的混合气体分离后得到的废气 15 分别混合到第一燃烧室和第二燃烧室提供的缺氧性气体中来即时地降低各燃烧室提供的高温缺氧性气体的温度,同时通过降低冷凝器 6 的温度来降低低烃类燃料气体 18 的烃类含量,从而降低燃烧室的温度。在整个的调节过程中通过空气入口 3 输入的空气的流量也应该做相应的调整,以便使得燃烧得到的缺氧性气体中氧气浓度符合各段工艺要求。不同的冷凝液气分离器 6 的温度,能产生不同的燃烧值的低烃类燃料气体 18 和不同氧气的浓度,随着温度的升高,低烃类燃料气体 18 的燃烧值逐渐升高,氧气的浓度逐渐的降低。

[0032] 本发明将干燥过程中产生的水蒸气和部分低烃类气体的混合物 14,通过旋风分离器 21,将固体的粉尘除去得到固体产品 17,并且得到了 120-300℃的低温废气 15,该气体中含有燃烧过程生成的硫的氧化物,干燥过程中生成的少量的可燃有毒气体如甲烷,一氧化碳和氢气等,这些气体必须经过尾气处理器 16 来进行处理,以满足环境的排放标准。尾气处理器 16 是一些常规的尾气处理工艺,其装置就是市售的常规装置。另外,通过上述方法在生产的过程中严格的控制各个燃烧室的温度不高于一定的温度,即不高于 1200℃,这样

可以避免大量氮氧化物的生成,这样将大大的简化了尾气处理器 16 的工艺过程。

[0033] 为了进一步说明本发明,将结合下面的一个具体实施例来说明本发明的工艺过程和工艺控制参数。依据本发明工艺,其生产能力为 200kg/h。表一给出了处理的内蒙古煤的特点和分别经过干燥和热解处理后得到的煤的性质。

[0034] 表一

[0035]

输入的低阶煤		离开干燥装置的煤		热解后焦化物	
名称	含量 (WT%)	名称	含量 (WT%)	名称	含量 (WT%)
碳	48.0	碳	66.0	碳	73.9
氢	3.7	氢	4.8	氢	3.4
氧	12.8	氧	16.5	氧	8.1
氮	0.6	氮	1.1	氮	1.6
硫	0.5	硫	0.7	硫	0.4
灰	5.3	灰	7.2	灰	12.6
湿度	29.1	湿度	3.7	湿度	0.0
总量	200	总量	141.83	总量	107.5
(kg/hr)		(kg/h)		(kg/h)	

[0036] 在生产的过程中,辅助燃料、空气和工艺副产低烃类燃料气体 18,在第二燃烧室燃烧后并与部分工艺副产低烃类燃料气体 18 混合生成用于热解的高温混合气体 11,其中工艺副产低烃类燃料气体 18 和生成的高温混合气体 11 的组成和流量分别列于表二和三中:

[0037] 表二

[0038]

工艺副产低烃类燃料气体

GAS	WT%	GAS	WT%	GAS	WT%
CO	2.1	C ₂₋₁₀ H _x	4.0	H ₂ O	21.5
CO ₂	19.0	H ₂ S	0.3	C ₁₀₊ H _x	0.6
H ₂	0.03	N ₂	51.7	SO _x	0.6
CH ₄	0.9	NH ₃	0.1	NO _x	--
温度	300 度	O ₂	--	Total (NM ³ /h)	500

[0039] 表三

[0040]

用于热解装置的高温混合气体

GAS	WT%	GAS	WT%	GAS	WT%
CO	--	C ₂₋₁₀ H _x	--	H ₂ O	33.5
CO ₂	15.3	H ₂ S	--	C ₁₀₊ H _x	--
H ₂	--	N ₂	50.2	SO _x	0.5
CH ₄	--	NH ₃	--	NO _x	--
温度	900 度	O ₂	--	Total (NM ³ /h)	450

[0041] 用于第一燃烧室的工艺副产低烃类燃料气体 18 与第一燃烧室的高温缺氧气体的组成相同见表二, 经过在第一燃烧室燃烧后生成的高温缺氧性气体 22 的组成和温度见表四

[0042] 表四

[0043]

第一燃烧室燃烧产物

GAS	WT%	GAS	WT%	GAS	WT%
CO	--	C ₂₋₁₀ H _x	--	H ₂ O	16.8
CO ₂	19.3	H ₂ S	--	C ₁₀₊ H _x	--
H ₂	--	N ₂	62.9	SO _x	0.7
CH ₄	--	NH ₃	--	NO _x	--
温度	450 度	O ₂	--	总 量	300
(NM3/h)					

[0044] 低阶煤在干燥装置中,被高温混合气体 13 干燥后,生成了的水蒸气和部分低烃类气体的混合物 14,如图所示其中混合物 14、废气 15 的组成是相同的,但是流量不同,混合物 14 的组成和温度列于表五;第一燃烧室生成出来的缺氧性气体 22 和部分废气 15 混合后生成的混合气体 13 的温度和组成列于表六:

[0045] 表五

[0046]

干燥装置放出的混合物

GAS	WT%	GAS	WT%	GAS	WT%
CO	--	C ₂₋₁₀ H _x	--	H ₂ O	38.2
CO ₂	14.2	H ₂ S	--	C ₁₀₊ H _x	--
H ₂	--	N ₂	46.8	SO _x	0.5
CH ₄	--	NH ₃	--	NO _x	--
温度	150 度	O ₂	0.4	Total (NM3/h)	600

[0047] 表六

[0048]

进入干燥炉的高温气体 13

GAS	WT%	GAS	WT%	GAS	WT%
CO	--	C ₂₋₁₀ H _x	--	H ₂ O	33.5
CO ₂	15.3	H ₂ S	--	C ₁₀₊ H _x	--
H ₂	--	N ₂	50.2	SO _x	0.5
CH ₄	--	NH ₃	--	NO _x	--
温度	350 度	O ₂	0.5	Total (NM ³ /h)	420

[0049] 混合气体 11 进入热解反应后,生成的热解气体 12 的组成和温度列于表七中:

[0050] 表七

[0051]

热解气体

GAS	WT%	GAS	WT%	GAS	WT%
CO	2.0	C ₂₋₁₀ H _x	5.6	H ₂ O	21.4
CO ₂	17.9	H ₂ S	0.3	C ₁₀₊ H _x	2.4
H ₂	0.2	N ₂	49.3	SO _x	0.6
CH ₄	0.9	NH ₃	--	NO _x	--
温度	800 度	O ₂	--	Total (NM ³ /h)	530

[0052] 通过上述描述,可以看出本发明与现有技术相比,主要解决了以下技术问题:

[0053] 1、热解和干燥所需的大量的的高温的缺氧性气体的生产

[0054] 该发明循环使用了工艺过程中轻度气化所产生的工艺副产的烃类气体,这样大大的降低整个工艺过程中能量消耗,而且也降低了甲烷,一氧化碳和低烃类有毒气体的排放,工艺过程中所产生的可燃气体基本上完全消耗,这就大大的降低工煤气的存储和运输的设备投资。

[0055] 2、低阶煤在干燥和热解过程中的局部燃烧

[0056] 该发明严格的控制了进入燃烧室中空气和燃料气的比例,使得燃料气发生充分的燃烧,使得所产生的高温气体中干燥工序使用缺氧性气体的氧气的含量低于 3%,热解工序使用缺氧性气体的氧气的含量低于 1%,因为如果氧气的浓度高于这个值会引起干燥室和热解反应器中局部燃烧,降低反应器的效率,而且是整个工艺操作不稳定。

[0057] 3、简化了工艺过程中干燥和热解的温度的控制

[0058] 该发明采用两个燃烧室来燃烧工艺过程中的煤气,并且将所产生的工艺气体分别应用到干燥和热解两个反应器,这样大大的简化了两个反应器温度的控制,有利于工艺过程的控制和工艺过程的适应性。

[0059] 4、低阶煤干燥和轻度气化过程中对环境的污染

[0060] 通过循环燃烧气化过程中的热解气,和严格的控制燃烧室的温度,来抑制氮氧化合物的生成,并且在工艺气放空前要进行气体处理使之达到环境的排放标准。

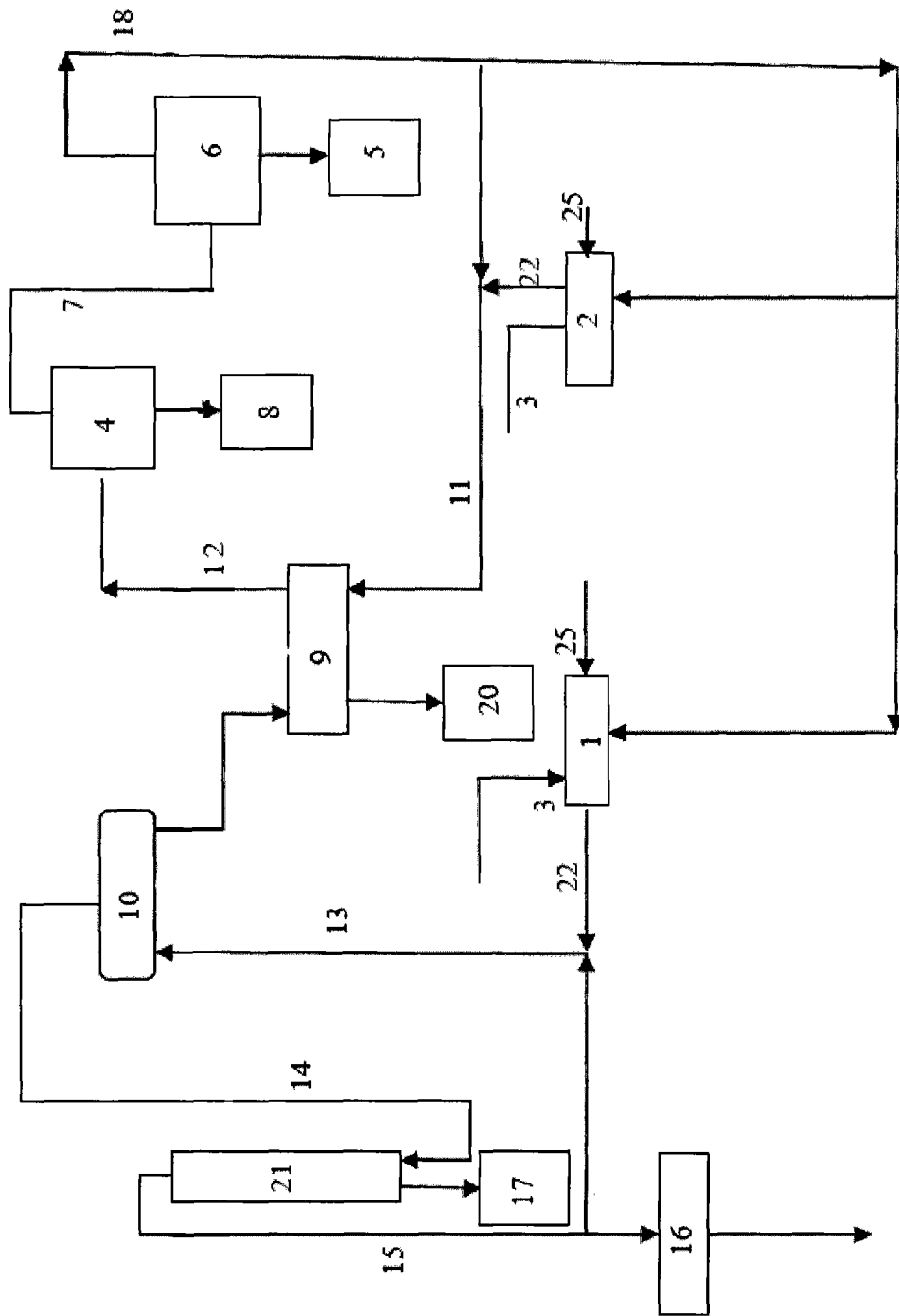


图 1