



[12] 发明专利说明书

[21] ZL 专利号 91100966.3

[51]Int.Cl⁶

C10J 3/48

[45]授权公告日 1995 年 12 月 6 日

[24]颁证日 95.9.3

[21]申请号 91100966.3

[22]申请日 91.2.9

[30]优先权

[32]90.2.16 [33]DE[31]4004874.8

[73]专利权人 克鲁普克斯有限公司

地址 联邦德国埃森

[72]发明人 汉斯-理查德·鲍曼

诺伯特·乌尔里克

[74]专利代理机构 中国国际贸易促进委员会专利商

标事务所

代理人 侯天军

说明书页数:

附图页数:

[54]发明名称 一种在固体燃料气化中熔化由煤气中分离出的烟尘的方法

[57]摘要

本发明涉及固体燃料气化装置的操作方法。在此方法中使用气化喷嘴,该喷嘴有一条和喷嘴轴线同心的初级氧化输送管道,一条用于燃料输送的环绕环形管道和一条围绕这条燃料输送环形管道用于输送次级氧的环形管道。此方法将由粗煤气中分离的烟尘输入至少一股燃料/试剂喷射物的轴线中,由此喷射物带人气化反应器的主要反应区。并在熔化,按本发明预先算出已分离的烟尘的表现密度,并在控制输入气化喷嘴的烟尘物料流量时顾及表现密度,使用约为烟尘表现密度的 60 至 90% 的输送密度。

权 利 要 求 书

1. 细颗粒到粉状的固体燃料气化装置的操作方法,此气化装置有:装有气化喷嘴的气化反应器,从粗煤气中分离烟尘的装置,烟尘收集器和使烟尘返回到气化反应器中的装置,其中气化喷嘴以在其出口处旋转对称的燃料/试剂喷射物烧进气化反应器中,由这燃料/试剂喷射物在气化反应器中形成高温主要反应区,并通过一输送气气流将烟尘连同其粗煤气含量及其残余碳一起输入至少一股燃料/试剂喷射物的轴线中,由此燃料/试剂喷射物带入主要反应区,并在此主要反应区内熔化,其特征在于:算出介于150—600 公斤/米³之间的、已分离的烟尘的表观密度,并在控制输入气化喷嘴中的烟尘物料流量时顾及此表观密度,以约为烟尘表观密度的60至90%的输送密度将烟尘连续而有控制地输送到气化喷嘴中。

2. 按照权利要求1所述的方法,其特征在于:假如烟尘表观密度低,即在150 公斤/米³和300 公斤/米³之间,就提高输入气化喷嘴中的烟尘物质流量,而假如烟尘表观密度高,即在400 公斤/米³和600 公斤/米³之间,可降低输入气化喷嘴中的烟尘物料流量。

3. 按照权利要求1或2所述的方法,其特征在于:通过压差输

送法将烟尘从唯一的一个配料缸输入气化喷嘴，配料缸的加料由中间储缸来完成。

4. 按照权利要求 1 至 3 所述的方法，其特征在于：为了使输送密度在烟尘表观密度 60 至 90% 的范围内，视烟尘的质量而定，用 100 公斤/米³ 和 550 公斤/米³ 之间的高输送密度进行配料缸的加料。

一种在固体燃料气化中熔化的 煤气中分离出的烟尘的方法

不属于现有技术的德国专利申请 F 3 8 3 7 5 8 7 . 7 涉及细颗粒到粉尘状的固体燃料气化装置的操作方法。该气化装置有：装有气化喷嘴的气化反应器，从粗煤气中分离烟尘的装置；烟尘收集器和使烟尘返回到气化反应器中的装置，其中气化喷嘴以在其出口处旋转对称的燃料/试剂喷射物烧进气化反应器中。由这些燃料/试剂喷射物在气化反应器中形成高温主要反应区。通过一输送气气流将烟尘连同其粗煤气含量及其残余碳一起输入至少一股燃料/试剂喷射物的轴线中，由此燃料/试剂喷射物带入主要反应区，并在此主要反应区内熔化。

按照此方法，该较早的专利申请的任务是，这样实施此方法：使从粗煤气中分离出来的干烟尘不经特别加工处理和不受气化过程的干扰影响，完全结合在熔渣中，同时使烟尘中所含的残余碳完全燃烧。做到这点的办法是：通过输送气流将烟尘连同其粗煤气含量及其残余碳输入气化喷嘴的至少一股燃料/试剂喷射物的轴线中，由这些喷射物带入主要反应器，并在此反应区中熔化。

本发明涉及该较早的专利申请操作方法的进一步改进。通过这种改进尤其可以改善烟尘返回的操作条件。在此情况下按本发明规定是：算出已分离的烟尘的表观密度，并在控制输入气化喷嘴中的烟尘物料流量时顾及此表观密度。为此，以约为烟尘表观密度的 60 至 90% 的输送密度将烟尘连续而有控制地输送到气化喷嘴中。

本发明在这里是从这一认识出发的。即随其中所含残余碳量而变化的烟尘的表观密度可在约150公斤/米³和600公斤/米³之间的很大范围内上下波动。如果表观密度低，则烟尘含残余碳量太多。由此可以推断在气化反应器中的气化作用不完全。如果是这种情况，按照本发明就可相应地提高输入气化喷嘴中的烟尘物料流量。如果烟尘中残余碳含量太少，也就是说如果表观密度太高，相反地可以降低物料流量。为了提高烟尘返回的经济效果，并同时提高计量的均匀性，生产运转用的输送密度在上述烟尘表观密度的60至90%的范围内。

本发明的其它细节可从提出的从属权利要求中得知，并在下面根据图中所示的实施本发明方法的装置流程示意图得到说明。此装置与迄今通用的装置形式不同，只有一个配料缸。此装置同时可避免例如在较早的专利所述的装置中在将排空的配料缸和并联的，装满料的配料缸接通时出现的那种无法控制的冲料。

图中所示的装置由气化反应器1组成。气化反应器1例如装有四个气化喷嘴2。在气化反应器1中产生的粗煤气经过管道3排出，并在一个图中未表示出的、通常与气化反应器1组成一个结构单元的废热锅炉中冷却到温度在200和400℃之间。含烟尘的粗煤气在此温度下进入分离器4，在此分离器中使被夹带的烟尘干分离。这里也可不用分离器4，而用一个过滤器。分离出的烟尘落入直接与分离器4连接的收集器5。在气化反应器1满负荷生产时可贮存在收集器5中的烟尘量约相当于气化反应器1的生产时间1至3小时，从大部分烟尘中解脱出来的粗煤气经过管道6送去进一步加工处理。在收集器5下面装有中间储缸7，它通过分配器8和管道9与收集器5连

接。收集器5按重力流动中的压力平衡排空。为了避免排出的烟尘结桥，可经过管道10将流态化气体引入收集器5的出口区，当然也可以和图中所述的不一样。将中间储缸7装在收集器5的旁边。在此情况下，收集器5的出料是根据收集器5和中间储缸7之间的压差来进行的。经过管道10输入的流态化气体在中间储缸7中分离出密封气流中输送的烟尘后经过管道11从中间储缸7中排出。此流态化气体在烛形过滤器12中过滤净化后经过管道13到达缓冲缸14。可使此流态化气体从缓冲缸经管道15排出，并加到管道3中的粗煤气气流中或者经过管道26用作配料缸16出口处的输送气体。

中间储缸7的加料按需需，即在收集器5中的最大料位时或在配料缸16中的最小料位时周期性地进行的。中间储缸7的加料是通过计量仪17和18来控制的。计量仪17用来测定排空料位，计量仪18测定装满料位。一旦中间储缸7加满了料，就中断经过管道9输入烟尘，并经过管道19和20输入气体建立起输送烟尘到配料缸16中所需的压力。这里的管道19和20是从管道10分支出来的。用作管道10中的气体最好是富于 CO_2 或 N_2 的气体。这种气体是从位于装置以外的气源，例如从气体供应设备经过管道10输入的。一旦配料缸16的料位需要这种气体，就可借助于产生的压差把烟尘从中间储缸7经过管道35输送到配料缸16中。为了使输送密度在烟尘表观密度的60至90%的范围内。视烟尘的质量而定。以100公斤/米³和550公斤/米³之间的高输送密度进行输送。有时较大的熔渣颗粒或粒度在1和10毫米之间的其它杂质也能和粗煤煤气流一起到达装置中。为了不使此类较粗的杂质堵塞气化喷嘴2，在需要的情况下可在管道35中装上一块在图中未表示出的，用

来分离这些杂质的筛网。配料缸16的尺寸要设计成它能容纳中间储缸7的总装料容积。为了控制生产运行，在配料缸16上装有称量装置21和辐射料位测定仪22a和22b。它们都装在配料缸16的园筒形部位。借助于称量装置21可以测定配料缸16的加料开始和加料结束之间的重量差。这里还应该把在配料缸16的加料过程中送到气化烧嘴2中的烟尘物料流量加到上面测定的数值中。加料过程结束后，由重量差和中间储缸7的加料容积（由排空料位和加满料位之间的储缸尺寸知道加料容积）可算出烟尘的平均表观密度。此表观密度正如上面已说明那样，对控制生产运行是需要的。如前所述，如果表观密度低（在150公斤/米³和300公斤/米³之间），则烟尘含残余碳量高。由此可以推断，由于氧和碳的比例不对，所使用的燃料气化不完全。此外，假如表观密度太小还存在配料缸16装得太满的危险。如果由于烟尘的表观密度小，配料缸16的料位还远在最最小料位之上，那么在约350公斤/米³的正常表观密度的基础上在称量装置21上显示的最小极限值是不真实的。因此，如果表观密度太小，按本发明规定是提高返回到气化反应器1中的烟尘物料流量。为此，借助于经过管道23的附加气体输入来相应地提高配料缸16和气化反应器1之间的压差。同时，为了在通向气化喷嘴2的管道27中调准与降低了的表观密度相适应的较低的输送密度，必须相应地提高经过管道24输入配料缸16的出口区的输送气体量和经道管26输到排出总管25的输送气体量。在排出总管25中的输送密度可通过辐射密度测定仪28进行测定和控制。

算出的烟尘表观密度超过正常的，在最佳化操作条件下测定的表观密度值对配料缸16的再加料过程是无关紧要的。尽管表观密度高

达400公斤/米³和600公斤/米³之间。但用配料缸16和气化反应器1之间的较小压差以及用较高的输送密度在排出总管25中也能计量。烟尘的表观密度知识除了可用来减少烟尘返回到气化反应器1所需要的能量和气体量以外还可用来检查气化条件。

因为由中间储缸7到配料缸16的周期性再加料，尽管它们的容量大，至多需要一小时，因为在这段时间内不可能用上述方法算出烟尘的表观密度，所以在本发明的装置上另外装上料位辐射测量仪22a和22b。这里的22a和22b装在配料缸16的圆筒部位，例如彼此距离为1米。物料在每一加料和排料过程只流过量程一次，如果算出最大料位辐射测量仪22b和最小料位辐射测量仪22a之间的重量差。并同时考虑到返回到气化反应器1米的烟尘物料流量值，就可结合通过称量装置21的重量测定和所属的容器容积算出在配料缸16加料和排空时的烟尘表观密度。因此还有其它计算表观密度的方法可供使用。

如前所述，本发明装置和较早专利申请的装置的区别在于，只从唯一个配料缸16输送烟尘到气化反应器1，配料缸16和气化反应器1之间的压差可配合输送到气化反应器1中的烟尘的需要加以改变。这里改变压差的指令变量是输入气化反应器1，亦即输入所有四个气化喷嘴2的燃料总量和返回到气化反应器1中的烟尘物料流量之间的比率。燃料对返回的烟尘的比率在这里主要取决于所用燃料的灰份含量。取决于气化时的碳转化程度。以及取决于烟尘在分离器4中的分离程度，这里只列出一些主要影响因素。各个因素之间的依赖性可在设备开始运转阶段通过初步试验进行计算并在设备的控制系统中给它们编制程序。

在排出总管 25 和管道 27 之间安装有分配器 29，和这个分配器 29 连接的是通到气化反应器 1 的四个喷嘴的管道 27。图中只画全了一根管道 27，因为在正常情况下在所有管道 27 中的压力损失大致相等。因而保证了返回的烟尘足够相等地分配到所有的气化喷嘴 2。这里的物料流量各通过装在管道 27 中的文杜里流量计 (Venturirohr) 用一个压差测量仪 30 来控制。如在偏离正常的情况下，例如因为这些气化喷嘴 2 有一部分结构不一样或输入燃料不一样，不能将烟尘均匀分配地输送到每个气化喷嘴 2 中，那么这种物料流量的控制就特别需要。借助于安装在管道 27 中的调节附件 31 可以进行烟尘物料流量的必要调节。在排出总管 25 中还可装上另一个密度辐射测量仪 32。借助于 28 和 32 两个密度辐射测量仪的测量值的相互关系同样可以算出返回烟尘的残余碳含量。此残余碳含量可用作由返回的烟尘决定的在气化反应器中改变氧/碳比率的指令变量。

安全排放管道 33 和分配器 8 连接，此管道是为故障而设置的，如果在分离器 4 中分离的烟尘由于生产故障不能返回到气化反应器 1 中，因此就必须经过安全排放管道 33 从装置中排出。在此情况下，必要时可将此烟尘和经过管道 6 排出的粗煤气一起引入一个在图中没有表示出的分离器中，在此分离器中进行烟尘湿分离，将产生的淤浆浓缩，接着熔化成熔渣或存放起来。

如果需要降低配料缸 16 中的压力，就可把多余的气体经过管道 34 排入管道 3。

说 明 书 附 图

