

[19] 中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl⁷

F23C 10/02

C10J 3/54 F23G 5/30



[12] 发 明 专 利 说 明 书

[21] ZL 专利号 95102461.2

[45] 授权公告日 2004 年 7 月 21 日

[11] 授权公告号 CN 1158471C

[22] 申请日 1995.3.9 [21] 申请号 95102461.2

[30] 优先权

[32] 1994. 3. 10 [33] JP [31] 65439/1994

[32] 1899. 12. 30 [33] JP [31] 101541/1994

[32] 1995. 2. 9 [33] JP [31] 22000/1995

[71] 专利权人 株式会社荏原制作所

地址 日本东京

[72] 发明人 平山详郎 大下孝裕 田米智加之

永东秀一 广濑哲久 丰田诚一郎

细田修吾 藤並晶作 高野和夫

三好敬久

审查员 张旭东

[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

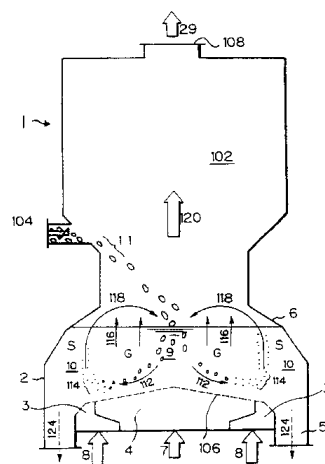
代理人 陈 昕

权利要求书 8 页 说明书 27 页 附图 11 页

[54] 发明名称 流化床气化和熔融燃烧的方法及装置

[57] 摘要

公开了一种燃烧方法和装置，其中可燃性物质如废物、煤等气化产生含有大量可燃性组分足以用其自身的热熔融灰分的可燃性气体。流化床熔炉(2)具有近似圆形的水平横截面结构。在熔炉的中心部分形成一个流化介质沉降和扩散的移动床(9)，而在炉的周边部分形成一个流化介质活性流化的流化床(10)。将可燃性物质(11)注入移动床(9)的上部并在与流化介质一起循环的同时气化形成可燃性气体。供入流化床熔炉(2)中的氧气量设置得与不高于燃烧空气理论量的30%的空气中的所含的氧气量相同。流化床(10)的温度维持在450℃-650℃。



1. 一种处理可燃物的方法，包括：
在流化床炉中产生流化介质的循环流；
将可燃物供给所述的流化床炉，使可燃物气化，在所述的循环流中生成可燃性气体和炭；和
将所述可燃性气体和炭一起从所述的流化床炉中排出，将排出的可燃性气体和炭一起导入熔融炉，从而在所述的熔融燃烧炉中使灰分熔融炉渣化。
2. 权利要求 1 的方法，其中，所述流化床炉的内部维持在 450–650℃ 的温度。
3. 权利要求 1 或 2 的方法，其中，在所述的流化床炉中，所述的流化床维持在 450–650℃ 的温度。
4. 权利要求 1~3 中任一项的方法，其中，在所述的熔融炉中，所述的熔融的灰分在 1300℃ 或更高的温度下熔融。
5. 权利要求 1~4 中任一项的方法，其中，所述的炭在所述的循环流中变成细粒。
6. 权利要求 1 的方法，其中，所述的流化介质的循环流通过形成一个移动床和一个流化床而产生，在所述的移动床中，所述流化介质下降，在所述的流化床中，所述的流化介质上升，并且所述流化介质在所述移动床和所述流化床中进行循环。
7. 权利要求 1 的方法，其中，通过提供质量速率较小的流化气体和

质量速率较大的流化气体，形成所述流化介质的循环流。

8. 权利要求 7 的方法，其中，所述质量速率较小的流化气体和质量速率较大的流化气体包括空气。

9. 权利要求 7 的方法，其中，供给所述流化床炉的流化气体含有总量不高于所述可燃物燃烧所需要的空气的理论量的 30% 的空气。

10. 权利要求 1 的方法，其中，含在所述可燃物中的不燃性物质从所述流化床炉的底部排出。

11. 权利要求 1 的方法，其中，还包括：

将含在所述可燃物中的不燃性物质和所述流化介质一起从所述流化床炉的底部排出，将这样排出的流化介质与所述不燃性物质分离，将所述分离的流化介质返回到所述的流化床炉。

12. 权利要求 11 的方法，其中，将所述不燃性物质和所述流化介质从所述流化床炉的底部向下取出，在水平方向以恒定速率排放，然后将这样排放的流化介质与所述不燃性物质分离。

13. 权利要求 1 的方法，其中，将不燃性物质从所述流化床炉中排出，从而使炉压得以封闭。

14. 权利要求 1 的方法，其中，所述导入的可燃气体和炭绕着所述熔融炉的室的纵轴循环。

15. 权利要求 1 的方法，其中，将选自氧气、氧气和空气的气体混合物、以及空气的气体供给所述熔融炉。

16. 权利要求 1 的方法，其中，将不燃性物质和流化介质从所述流化床炉的底部取出，进行分级，从而将分级后的流化介质返回到所述流化床炉的内部。

17. 权利要求 1 的方法，其中，所述可燃物边压缩边供给所述流化床炉，从而使炉压得以封闭。

18. 权利要求 1 的方法，其中，从所述熔融炉中排出的所述熔化的灰分用冷却所述熔化灰分的水接收。

19. 权利要求 1 的方法，其中，将来自所述熔融炉的气体导入到冷却装置中。

20. 权利要求 1 的方法，其中，通过用水喷雾，使来自所述熔融炉的气体冷却。

21. 权利要求 1 的方法，其中，所述流化床炉中的压力维持在不高于或低于大气压的水平。

22. 权利要求 1 的方法，其中，从所述熔融炉排出的含有气体的微粒返回上述流化床炉。

23. 权利要求 1 的方法，其中，从所述熔融炉排出的气体从感应通风机排出到大气中。

24. 权利要求 1 的方法，其中，从所述熔融炉中将不燃性物质一边冷却一边排出。

25. 气化和熔融装置，是将废弃物气化后熔融灰分的装置，具有流

化床炉和熔融炉，在流化床炉中形成流化介质的循环流，将废弃物气化，生成可燃气体和炭，将所述可燃气体和炭自该流化床炉排出，导入到熔融炉中以熔融灰分中熔融灰分，其中所述流化床炉具有排出该废弃物中所含的不燃物和流化介质的不燃性物质排出口，和将从所述排放口排出的不燃性物质和流化介质进行分离，将流化介质返回到该流化床炉的设备。

26. 权利要求 25 的气化和熔融装置，其中将从所述排放口排出的不燃性物质和流化介质进行分离，将流化介质返回到该流化床炉的设备是运输从所述排放口排出的不燃性物质和流化介质的提升机，对通过所述提升机运输的不燃性物质和流化介质进行分级的分级装置，从而将分级后的流化介质返回到该流化床炉。

27. 权利要求 25 的气化和熔融装置，其中将从所述排放口排出的不燃性物质和流化介质进行分离，将流化介质返回到该流化床炉的设备将从该不燃性物质排出口排出的不燃性物质和该流化介质分离，运输分离出的流化介质的提升机，从而将分级后的流化介质返回到该流化床炉。

28. 权利要求 25~27 任一项的气化和熔融装置，具有用于供应流化气体的流化气体供应设备，该流化气体供应设备具有供应质量速度较大的气体的设备和供应质量速度较小的气体的设备。

29. 权利要求 25~27 任一项的气化和熔融装置，其特征在于上述流化介质通过活底料斗返回上述流化床。

30. 权利要求 25~27 任一项的气化和熔融装置，其特征在于具有用于封闭上述流化床炉的炉内压同时将上述流动介质从中排出的阀。

31. 权利要求 25~27 任一项的气化和熔融装置，其特征在于上述熔

融炉具有用于供应氧、氧和空气的混合气体或者空气的喷嘴。

32. 权利要求 25~27 任一项的气化和熔融装置，其特征在于上述熔融炉具有快速冷却熔融灰分形成熔渣的水箱。

33. 权利要求 25~27 任一项的气化和熔融装置，其特征在于上述熔融炉具有从炉底部排出熔融灰分的排出口、设在用于排出熔渣的排出口上部的排气口。

34. 权利要求 25~27 任一项的气化和熔融装置，其特征在于具有用于分离大尺寸的不燃性物质的转筒筛。

35. 权利要求 25~27 任一项的气化和熔融装置，其特征在于上述炭在上述循环流中变为细粒。

36. 权利要求 25~27 任一项的气化和熔融装置，其特征在于上述废弃物在上述循环流中气化生成可燃性气体和炭。

37. 权利要求 25~27 任一项的气化和熔融装置，其特征在于具有从上述流化介质中除去不燃性物质的分级器。

38. 权利要求 25~27 任一项的气化和熔融装置，其特征在于所述流化床炉具有用来将流化气体供入炉内的流化气体供应装置，该流化气体供应装置由中心供气装置和周边供气装置组成，该流化气体供应装置的中心部分和周边部分之间的环状中间部设有将流化气体供入炉内以使所述流化气体垂直向上流动的中间供气装置，所述中间供气装置提供的流化气体的质量速度在由所述中心和周边供气装置提供的流化气体的质量速度之间，而氧气密度在由所述中心和周边供气装置提供的氧气密度之间。

39. 权利要求 25~27 任一项的气化和熔融装置，其特征在于具有用来将流化气体供入炉内的流化气体供应装置，该流化气体供应装置由中心供气装置和周边供气装置组成，所述周边供气装置为环型供气盒。

40. 权利要求 25~27 任一项的气化和熔融装置，其特征在于可燃性物质入口配置于流化床炉的上部，所述可燃性物质的入口的配置使得可燃性物质从所述中心供气装置之上落下，所述流化气体供应装置的周边部分低于其中心部分。

41. 权利要求 25~27 任一项的气化和熔融装置，其特征在于所述不燃性物质出口具有一个设置在所述流化气体供应装置的外周边的环形部分，和一个从所述环形部分向下延伸以便在向下远离所述环形部分时收缩的锥形部分。

42. 权利要求 25~27 任一项的气化和熔融装置，其特征在于所述不燃性物质出口具有串联排列的体积调节排料装置，密封用第一旋流阀，密封用第二旋流阀。

43. 权利要求 25~27 任一项的气化和熔融装置，其特征在于所述熔融炉具有其轴近似垂直的圆柱形第一燃烧室，将在所述流化床炉中产生的可燃性气体和细粒供入所述圆柱形第一燃烧室以使可燃性气体和细粒绕所述第一燃烧室的轴旋转的可燃性气体入口，与所述第一燃烧室相连通的第二燃烧室，设在所述第二燃烧室底部的卸料口，以使熔融灰分能从所述卸料口排出。

44. 权利要求 25~27 任一项的气化和熔融装置，其特征在于来自所述熔融炉的第二燃烧室的废气被导入废热锅炉和空气预热器从而回收废热。

45. 权利要求 25~27 任一项的气化和熔融装置, 其特征在于废气被导入集尘器中除去粉尘, 然后将气体排入大气, 从所述集尘器排出的粉尘用化学药品处理。

46. 权利要求 25~27 任一项的气化和熔融装置, 其特征在于所述流化床炉在炉内具有温度维持在 450-650℃的流化层。

47. 权利要求 25~27 任一项的气化和熔融装置, 其特征在于所述循环流是由在流化床炉内流化介质沉降扩散的移动层和活性流化的流化层构成的循环流。

48. 权利要求 25~27 任一项的气化和熔融装置, 其特征在于所述流化床炉具有在所述炉内流动介质沉降扩散的移动层和活性流化的流化层, 其中在所述可燃气体和炭的生成中, 在移动层使氧含量变小而抑制产生的可燃性气体的燃烧, 在所述流化层使氧含量变大而进行可燃物的燃烧, 温度维持在 450-650℃。

49. 权利要求 25~27 任一项的气化和熔融装置, 其特征在于在上述流化床炉的下部具有用于取出不燃性物质的斜槽, 和在该斜槽周围配置的空气夹套。

50. 权利要求 25~27 任一项的气化和熔融装置, 其特征在于具有抽取从上述熔融炉排出的气体的感应通风扇。

51. 权利要求 25~27 任一项的气化和熔融装置, 其特征在于具有将从上述熔融炉排出的气体中所含的细粒返回上述流化床炉的输送设备。

52. 可燃物的处理方法, 其特征在于在流化床炉内供应具有比较小的

质量速度的流化气体和具有比较大的质量速度的流化气体，形成流化介质的循环流，将可燃性物质投入该流化床炉内，将该可燃性物质气化生成可燃性气体和炭，

将所述可燃性气体和炭一起从所述的流化床炉中排出，将排出的可燃性气体和炭一起导入熔融炉，从而在所述的熔融燃烧炉中使灰分熔融炉渣化。

53.一种处理可燃物的方法，包括：

在流化床炉中产生流化介质的循环流；

将可燃物供给所述的流化床炉，将该流化床炉内流化床的温度保持在 450－650℃的范围内，使可燃物气化，生成可燃性气体和炭；

将所述可燃性气体和炭一起从所述的流化床炉中排出，将排出的可燃性气体和炭一起导入熔融炉，从而在所述的熔融燃烧炉中使灰分熔融炉渣化。

54. 可燃物的处理装置，其特征在于具有：

流化床炉，在流化床炉内具有供应比较小的质量速度的流化气体和供应比较大的质量速度的流化气体的流化气体供应装置，

在该流化床炉内形成流化介质的循环流，

将可燃性物质投入该流化床炉内，气化生成可燃性气体和炭，

熔融炉，将自所述的流化床炉中排出的所述可燃性气体和炭导入熔融炉，在所述的熔融炉中使灰分熔融炉渣化。

55.可燃物的处理装置，包括：

流化床炉，在流化床炉中产生流化介质的循环流，将可燃物供给到所述的流化床炉内气化生成可燃性气体和炭，该流化床炉内流化床的温度保持在 450－650℃的范围内；

熔融炉，自所述所述的流化床炉中排出的可燃性气体和炭导入，在所述的熔融炉中使灰分熔融炉渣化。

流化床气化和熔融燃烧的方法及装置

本发明涉及可燃性物质在流化床炉中气化、所产生的可燃性气体和细粒在熔融燃烧炉中在高温下燃烧和所产生的灰分在其中熔融的一种方法和一套装置。

近年来，业已要求通过焚烧来减小大量产生的废物如城市废物、废塑料等的体积，并有效地利用从焚烧回收的热量。因为废物焚烧所产生的灰分通常含有有害的重金属，因此必须采取某些方法如重金属组分的固化来回收处理燃烧过的灰分。为了处理这些问题，JP-B2-62-35004（日本专利申请审后公开，KOKOKU）提出了一种燃烧固体物质的方法和装置。在该燃烧法中，固体物质在流化床热解炉中热分解，而热解产品，即可燃性气体和颗粒被导入旋风燃烧炉，在这里可燃性组分因加压空气彻底燃烧，灰分通过涡流而与壁表面发生碰撞，因而熔融。熔融的灰分落到壁表面上，而产生的熔融炉渣通过一个卸料口落入水箱，在水箱中固化。

但是，JP-B2-62-35004 中公开的方法具有如下缺点：因为整个流化床处于活性流化状态，大量未反应的可燃性组分在该炉中产生

可燃性气体时被带到炉外，因此不可能达到高气化效率。此外，流化床炉中有用的气化物质至此还是粗径为 0.5-3mm 的小块和尺寸为几个毫米的细碎的废物。尺寸大于上述范围的气化物质将妨碍流化；尺寸小于上述范围的气化物质将在作为未反应的可燃性组分的气化物质未彻底气化时被带到炉外。因此，常规流化床炉需要在气化物质注入该炉前进行预处理，即通过使用粉碎机或类似设备预先将气化物质粉碎并使产生的颗粒尺寸均一。这样，预定粒径范围之外的气化物质不能使用，在某种程度上必然使产率受损。

为了解决上述问题，JP-A-2-147692（日本专利申请公开，KOKAI）提出了一种流化床气化方法和流化床气化炉。在该公开中所公开的流化床气化方法中，炉具有矩形水平横截面结构，流化气体从炉底部的中心部分向上喷入炉中的质量速度设置在低于流化气体从该炉底部的两侧部分供入的质量速度。流化气体的上向流在炉底各侧边部分之上某一位置偏转到炉中部。这样，在炉的中部形成一个流化介质沉降的移动床，而在炉的各侧边部分形成一个流化介质被活性流化的流化床。将可燃性物质供入移动床。流化气体或是空气与蒸汽的混合物，或是氧气和蒸汽的混合物，而流化介质为硅质砂。

但是，JP-A-2-147692 的方法具有如下缺点：

(1) 在所有移动床和流化床中同时发生气化吸热反应和燃烧反应。因此易气化的挥发性组分在气化的同时燃烧，而难于气化的固

定碳(炭)和焦油在炉中产生可燃性气体时以未反应物质带到炉外。因此不能达到高气化效率。

(2)在将炉中产生的可燃性气体燃烧以用于蒸汽和燃气轮机联合循环发电设备时,该流化床炉必须是加压型炉。但是,在这种情况下因为炉为矩形水平横截面结构,所以难以将该炉造成加压炉形式。优选的气化炉压力由所产生的可燃性气体的用途决定。当将气体用作普通燃烧气体时,炉压可为几千 mmAq 数量级。然而,当将产生的可燃性气体用作燃气轮机的燃料时,炉压必须高达几个 kgf/cm^2 。当气体用作高效气化联合循环发电的燃料时,合适的是使用高于十几个 kgf/cm^2 的炉压。

在废物如城市废物的处理中,通过燃烧可燃性废物而减小体积仍起重要作用。相对于焚烧,近来日益需要环境保护型废物处理技术(例如二噁英控制方法),使烟尘无害的技术及改进能量回收效率等。在日本,城市废物的焚烧速度约为 100,000 吨/天,而从整个城市废物回收的能量相当于日本所耗电能的约 4%。现在,城市废物能量利用率低至约 10%。然而,如果能增加能量利用率,相应地就能降低矿物燃料的耗费率,从而有可能对防止全球变暖有利。

然而,现有的焚烧系统涉及如下问题:

①由于 HCl 的腐蚀问题发电效率不可能增加。

②控制 HCl, NO_x , SO_x , 汞, 二噁英等的环境污染防治设备复杂化,导致成本和场地增加。

③由于规定的严格及获得最终处理的场地的困难等,安装燃烧过的灰分熔融设备呈上升趋势。然而,为了这个目的必须建造额外的设备,并耗费大量电能。

④需要昂贵的设备来除去二噁英。

⑤难以回收有用金属。

本发明的一个目的是解决相关技术领域的上述问题,并高效率地由可燃性物质如废物(例如城市废物、废塑料等)或可燃性物质如煤生产含有大量可燃性组分的气化可燃性气体。

本发明的另一个目的是提供一种用于气化可燃性物质的方法和装置,该方法和装置适于能量的回收,且能容易地产生高压可燃性气体。

本发明的又一目的是提供一种能产生含有大量可燃性组分的气化可燃性气体并能用产生的可燃性气体的热量熔融燃烧过的灰分的气化和熔融燃烧方法和装置。

本发明的又一目的是提供含有炭(char)和焦油的均匀可燃性气体,它具有足够高的热值,以由其自身的热量产生 1300℃或更高的高温。

本发明的又一目的是提供一种不燃性物质可毫无问题地从中平稳排出的气化装置。

本发明的又一目的是提供一种能使含于废物中的有用金属从具有还原性气氛的流化床炉中得到回收而不被氧化的气化方法和

装置。

本发明提供了一种在流化床炉中气化可燃性物质以生产可燃性气体的方法。在本发明的该方法中，流化床炉具有近似圆形水平横截面结构。供入流化床炉中的流化气体包括作为上向流从炉底的中心部分供入炉内的中心流化气体和作为上向流从炉底的周边部分供入炉内的周边流化气体。中心流化气体的质量速度比周边流化气体的质量速度低。炉中周边部分上部的流化气体和流化介质的上向流由一个斜壁偏转或折转到炉的中心部分，从而在炉的中心部分形成一个移动床，在移动床中流化介质（一般为硅质砂）沉降并扩散，而还在炉的周边部分形成一个流化床，在流化床中流化介质被活性流化，这样，供入炉中的可燃性物质在与流化介质一起从移动床底部循环到流化床并由流化床顶部循环到移动床的同时气化形成可燃性气体。将中心流化气体的氧含量设置在不高于周边流化气体的氧含量，且流化床的温度保持在 450℃-650℃ 的范围内。

在本发明中，中心流化气体为选自三种气体，即蒸汽，蒸汽和空气的气体混合物以及空气中的一种。周边流化气体为选自三种气体，即氧气，氧气和空气的气体混合物及空气中的一种。因此如表 1 所示有 9 种组合中心流化气体和周边流化气体的方式。合适的组合方式可根据气化效率和经济性何者重要来选择。

在表 1 中，组合方式 1 提供了最高的气化效率。但是因为耗氧量，所以成本高。气化效率首先随着耗氧量降低而降低，其次随

蒸汽消耗量降低而降低。在这种情况下成本也降低。在本发明中有用的氧可以是高纯氧。还可以使用通过使用富氧膜而得到的低纯氧。组合方式9为空气与空气的组合，通称为常规焚烧炉用燃烧空气。在本发明中，流化床炉具有圆形水平横截面结构，因此装在该炉周边部分上侧的斜壁的下层投影面积（lower projected area）大于在流化床炉具有矩形水平横截面时所使用的斜壁的下层投影面积。因此，可增加周边流化气体的流速，并因此增加氧的供应。所以气化效率能提高。

表 1

序号	炉中心部分	炉周边部分
1	蒸汽	氧气
2	"	氧气和空气
3	"	空气
4	蒸汽和空气	氧气
5	"	氧气和空气
6	"	空气
7	空气	氧气
8	"	氧气和空气
9	"	空气

在本发明方法中，流化气体优选进一步包括中间流化气体，它从炉底的中心部分和周边部分之间的炉底的中间部分供入炉内。中间流化气体的质量速度位于中心流化气体的质量速度和周边流化气体的质量速度之间。中间流化气体为两种气体，即蒸汽和空气的气

体混合物及空气中的一种。因此，有 18 种组合中心流化气体、中间流化气体和周边流化气体的方式。氧含量优选的设置是从炉的中心部分到周边部分逐渐增加。如表 2 所示有 15 种优选的气体组合法。

表 2

序号	炉中心部分	炉中间部分	炉周边部分
1	蒸汽	蒸汽和空气	氧气
2	"	"	氧气和空气
3	"	"	空气
4	蒸汽	空气	氧气
5	"	"	氧气和空气
6	"	"	空气
7	蒸汽和空气	蒸汽和空气	氧气
8	"	"	氧气和空气
9	"	"	空气
10	蒸汽和空气	空气	氧气
11	"	"	氧气和空气
12	"	"	空气
13	空气	空气	氧气
14	"	"	氧气和空气
15	"	"	空气

适当的组合可根据气化效率和经济性何者重要而从表 2 所示组合中选择。在表 2 中，组合 1 提供了最高的气化效率。然而，因为耗氧量大，所以成本高。气化效率首先随耗氧量降低而降低，其次随耗蒸汽量降低而降低。此时成本也降低。在表 1 和表 2 中

的氧可以是高纯氧。还可以使用通过使用富氧膜得到的低纯氧。

当流化床炉尺寸大时，中间流化气体优选包括大量由设置在炉底的中心部分和周边部分之间的许多同心中间部分供入的流化气体。在这种情况之下，流化气体的氧气密度的优选设置是炉的中心部分氧气密度最低，并朝炉的周边部分逐渐升高。

在本发明的该方法中，供入流化床炉的流化气体含有的氧气量为不高于可燃性物质燃烧所要求的燃烧空气理论量的 30% 的空气中所含的氧气量。不燃性物质由炉底的周边部分从流化床炉取出并分级，分级得到的砂返回流化床炉内部。流化床炉中产生的可燃性气体和细粒在熔融燃烧炉，即熔融炉中于 1300℃ 或更高的高温下燃烧，而灰分在其中熔融。来自熔融燃烧炉的废气用来驱动燃气轮机。根据其用途，流化床炉中的压力保持在不低于或高于大气压力的水平。可燃性物质可以是废物块等。

此外，本发明提供了一种用于在流化床炉中气化可燃性物质以生产可燃性气体的装置。流化床炉包括如下组成部件：一个具有近似圆形的水平横截面结构的侧壁；一个设置在炉底部的流化气体分散装置；一个设置在流化气体分散装置外周的不燃性物质出口；一个用来从流化气体分散装置的中心部分向炉内部供入流化气体以使流化气体垂直向上流动的中心供气装置；一个用来从流化气体分散装置的周边部分向炉内部供入流化气体以使流化气体垂直向上流动的周边供气装置；一个使垂直向上流动的流化气体和流化介

质在周边供气装置以上某一位置偏转到炉中部的斜壁;和一个设置在斜壁之上的自由板。中心供气装置提供质量速度较低和氧气密度较低的流化气体。周边供气装置提供质量速度较高和氧气密度较高的流化气体。

在本发明的装置中,流化床炉可进一步包括一个用来将流化气体从流化气体分散装置的中心部分和周边部分之间的环形中间部分供入炉内部以使流化气体垂直向上流动的中间供气装置。中间供气装置提供的流化气体的质量速度在由中心供气装置和周边供气装置供入的流化气体的质量速度之间,而其氧气密度在由中心供气装置和周边供气装置供入的流化气体的氧气密度之间。周边供气装置可以是环形供气盒。流化床炉可进一步包括一个配置于流化床炉上部的可燃性物质入口。可安装该可燃性物质入口以使可燃性物质落入中心供气装置之上的空间。流化气体分散装置的构成可以是其周边部分低于其中心部分。

不燃性物质出口可以具有一个配置于流化气体分散装置外周边的环形部分和一个从环形部分向下延伸以便在向下远离环形部分时收缩的锥形部分。不燃性物质出口可以具有串联排列的一个体积调节排放装置,一个封闭用第一旋流阀(swirl valve),一个旋流切断阀,一个封闭用第二旋流阀。

本发明的装置可包括一个熔融燃烧炉,即熔融炉,在其中流化床炉中产生的可燃性气体和细粒高温燃烧,而产生的灰分熔融。

该熔融燃烧炉具有一个圆柱形第一燃烧室，其轴近似垂直，和一个将流化床炉中产生的可燃性气体及细粒供入圆柱形第一燃烧室以使可燃性气体和细粒绕第一燃烧室的轴循环的可燃性气体入口。该熔融燃烧炉进一步具有一个与圆柱形第一燃烧室相连通的第二燃烧室和一个位于第二燃烧室下部的卸料口，以使熔融的灰分能从该卸料口排出。将从熔融燃烧炉的第二燃烧室出来的废气导入废热锅炉和空气预热器中，从而回收废热。从熔融燃烧炉的第二燃烧室出来的废气可用来驱动燃气轮机。可将废气导入集尘器中以在排入大气之前除去粉尘。

在本发明的方法或装置中，流化床炉具有近似圆形水平横截面结构，因此可形成耐压炉结构。这样，流化床炉中的压力可保持在不低于大气压力的水平，而且容易提高由供入该炉中的可燃性物质产生的可燃性气体的压力。高压可燃性气体可用作可高效运转的燃气轮机或锅炉燃气轮机联合循环发电厂的燃料。因此在这样的工厂使用可燃性气体可提高能量从可燃性物质的回收效率。

在本发明的方法和装置中，当其目的是处理废物时，流化床炉中的压力优选维持在不高于大气压的水平，以防止令人讨厌的气味或有害的燃烧气体从炉中泄露。这时炉壁还可很好地抵抗炉壁内外的压差，因为该炉具有近似圆形的水平横截面结构。

在本发明中，供入流化床炉的中心流化气体的质量速度设置在低于周边流化气体的质量速度，而炉中周边部分上部的流化气体

的上向流偏转到该炉的中心部分,从而在炉的中心部分形成一个移动床,流化介质在移动床中沉降和扩散,还在炉的周边部分形成一个流化床,流化介质在其中被活性流化。因此,供入炉中的可燃性物质在与流化介质一起从移动床底部循环至流化床并从流化床顶部循环到移动床的同时气化形成可燃性气体。首先,主要是可燃性物质的挥发性组分在移动床中受流化介质(通常为硅质砂)的热而气化,该移动床在炉中心向下移动。因为形成移动床的中心流化气体的氧含量较低,在移动床中产生的可燃性气体实际上不燃烧,但它与中心流化气体一起向上流到自由板,从而形成具有良好质量的高热值可燃性气体。

然后将移动床中失去其挥发性组分并受热的可燃性物质,即固定碳(炭)和焦油循环到流化床中并通过与氧含量较高的周边流化气体接触而在流化床中燃烧,从而变成燃烧气体和灰分,还产生燃烧热,该燃烧热使炉内部温度保持在450℃-650℃。流化介质因燃烧热而受热,受热的流化介质偏转到炉的周边部分上部的炉的中心部分,然后在移动床中向下流动,从而使移动床中的温度保持在挥发性组分气化所要求的水平。因为整个炉,尤其是炉的中心部分处于低氧条件,所以有可能生产出可燃性组分含量高的可燃性气体。此外,可燃性物质中所含的金属可以未氧化的有用物质从不燃性物质出口回收。

在本发明中,流化床炉中产生的可燃性气体和灰分可与其他

细粒一起在熔融燃烧炉中燃烧。此时，因为可燃性气体含有大量可燃性组分，所以熔融燃烧炉中的温度可升到高水平，即 1300℃或更高，而无需用燃料加热。因此，灰分可在熔融燃烧炉中充分熔融。熔融的灰分可从熔融燃烧炉中取出，并可以容易地用已知方法如水冷却而使之固化。因此，灰分的体积明显减小，而且灰分中所含的有害金属固化。因此，灰分可转变成能够回收处理的形式。

从对本发明的优选实施方案的如下描述并结合附图将更明了本发明的以上和其他目的，特征及优点，附图中的相同参考数字表示相同部件。

图 1 是显示本发明的第一实施方案的气化装置的主要部分的垂直截面示意图。

图 2 是图 1 所示气化装置中流化床炉的水平截面示意图。

图 3 是本发明的第二实施方案的气化装置的主要部分的垂直截面示意图。

图 4 是图 3 所示的气化装置中流化床炉的水平截面示意图。

图 5 是本发明第三实施方案的气化装置的垂直截面示意图。

图 6 是本发明第四实施方案的气化装置的垂直截面示意图。

图 7 是显示用于精制本发明的气化装置所生产的气体的方法的一个实施例的流程图。

图 8 是显示灰分熔融方法中一个实施例的流程图。

图 9 是本发明第五实施方案的气化和熔融燃烧装置的截面透

视图。

图 10 显示与废热锅炉和汽轮机联用的本发明的一个实施方案的流化床气化和熔融燃烧装置的排列。

图 11 显示与气体冷却器联用的本发明一个实施方案的流化床气化和熔融燃烧装置的排列。

图 12 显示与废热锅炉和反应塔联用的本发明一个实施方案的流化床气化和熔融燃烧装置的排列。

图 13 显示本发明一个实施方案的利用废热(co-generation)型流化床气化和熔融燃烧装置的排列。

图 14 是显示本发明的一个实施方案的加压气化联合循环发电型流化床气化和熔融燃烧方法的工艺流程图。

本发明的实施方案将参照附图详细描述如下。然而，应当注意本发明不一定局限于这些实施方案。此外，在图 1-14 中，由相同参考数字表示的部件是相同或相应的部件，并省略了对它们的重复说明。

图 1 为显示用于进行本发明气化方法的第一实施方案的气化装置主要部分的垂直截面示意图。图 2 是图 1 所示气化装置中流化床炉的水平截面示意图。现参照图 1，气化装置带有一个流化床炉 2。流化气体通过设置在炉 2 底部的流化气体分散装置 106 供入流化床炉 2 中。流化气体实质上由从炉底的中心部分 4 以上向流供入炉 2 内部的中心流化气体 7 和从炉底的周边部分 3 以上向流供入

炉 2 内部的周边流化气体 8 组成。

如表 1 所示, 中心流化气体 7 为三种气体即, 蒸汽, 蒸汽和空气的气体混合物及空气中的一种, 而周边流化气体 8 为三种气体, 即氧气, 氧气和空气的气体混合物及空气中的一种。将中心流化气体 7 的氧含量设置在低于周边流化气体 8 的氧含量。整个流化气体中氧气的含量设置得与不高于可燃性物质 11 燃烧所需的燃烧空气理论量的 30% 的空气中的氧含量相同。炉 2 的内部保持在还原气氛下。

将中心流化气体 7 的质量速度设置在低于周边流化气体 8 的质量速度, 并通过挡板 6 的作用使炉 2 的周边部分上部的流化气体的上向流偏转到炉 2 的中心部分。这样, 在炉 2 的中心部分形成流化介质 (通常为硅质砂) 沉降和扩散的移动床 9, 而在流化床炉 2 的周边部分形成流化介质活性流化的流化床 10。流化介质在炉周边部分的流化床 10 中按箭头 118 所示向上流动。然后, 该流化介质由挡板 6 偏转, 流入移动床 9 的上部, 并在移动床 9 中向下流动。然后, 流化介质如箭头 112 所示沿气体分散装置 106 移动, 流入流化床 10 的下部。这样, 流化介质如箭头 118 和 112 所示绕流化床 10 和移动床 9 循环。

从可燃性物质供料口 109 将可燃性物质 11 供入移动床 9 的上部。可燃性物质 11 与流化介质一起在移动床 9 中向下流动, 同时由受热的流化介质加热可燃性物质 11, 从而使可燃性物质 11 中的

挥发性组分大部分气化。因移动床 9 中没有或仅有少量氧气，所以产生的主要由气化的挥发性组分组成的气体不燃烧，而是按箭头 116 所示通过移动床 9。因此，移动床 9 形成一个气化区 G。然后产生的气体按箭头 120 所示流向自由板 102，在这里向上流动，然后从气体出口 108 以可燃性气体 29 排出。

在移动床 9 中未被气化的物质主要为炭（固定碳组分）和焦油 114，它与流化介质一道按箭头 112 所示从移动床 9 的下部流到炉 2 的周边部分中的流化床 10 的下部，并被具有较高氧含量的周边流化气体 8 燃烧，从而被部分氧化。流化床 10 形成一个可燃性物质氧化区 S。在流化床 10 中，流化介质被流化床 10 中的燃烧热加热到高温。加热到高温的流化介质由斜壁 6 转向，按箭头 118 所示流入移动床 9，从而再用作气化热源。流化床 10 的温度保持在 450°C — 650°C ，从而使有效控制的燃烧反应继续。

根据图 1 和 2 所示的气化装置 1，气化区 G 和氧化区 S 在流化床炉 2 中形成，流化介质在两个区 G 和 S 中起传热介质的作用。因此，在气化区 G 中产生质量好的高热值可燃性气体，而难于气化的炭和焦油 114 可在氧化区 S 中有效燃烧。因此，可增加可燃性物质的气化效率，并可生产质量好的可燃性气体。

如流化床炉 2 的水平截面图图 2 所示，形成气化区 G 的移动床 9 在炉中部以圆形形成，而形成氧化区 S 的流化床 10 绕移动床 9 以环形形成。环形不燃性物质卸料口 5 围绕流化床 10 的周边。

通过形成圆柱结构的气化装置 1，可容易地产生高的炉压。还可以在气化装置 1 外部单独配置一个压力容器（未示出），以替代炉压由气化炉本身产生的结构。

图 3 为实施本发明的气化方法的第二实施方案的气化装置主要部分的垂直截面示意图。图 4 为图 3 所示气化装置中流化床炉的水平截面示意图。在图 3 所示的第二实施方案的气化装置中，除中心流化气体 7 和周边流化气体 8 之外，流化气体包括一个中间流化气体 7'，该气体从炉底中心部分和周边部分之间的炉底中间部分供入流化床炉 2。中间流化气体 7' 的质量速度选择在中心流化气体 7 和周边流化气体 8 的质量速度之间。中间流化气体 7' 为三种气体，即蒸汽，蒸汽和空气的气体混合物及空气中的一种。

在图 3 所示的气化装置中，与图 1 所示的气化装置相同，中心流化气体 7 为三种气体，即蒸汽，蒸汽和空气的气体混合物及空气中的一种，而周边流化气体 8 为三种气体，即氧气、氧气和空气的气体混合物及空气中的一种。中间流化气体 7' 的氧含量选择在中心流化气体 7 和周边流化气体 8 的氧含量之间。因此，如表 2 所示有 15 种流化气体的优选组合。对每一种组合来说，重要的是氧含量应随着流化床炉 2 的中心到其周边部分的距离增加而增加。整个流化气体中氧含量应设置得与不高于可燃性物质 11 燃烧所需燃烧空气理论量的 30% 的空气中的氧含量相同。炉 2 的内部保持在还原性气氛下。

在图 3 所示的气化装置中,按与图 1 所示的气化装置相同方法,在炉 2 的中心部分形成流化介质沉降和扩散的移动床 9,而在流化床炉 2 的周边部分形成流化介质活性流化的流化床 10。流化介质按箭头 118 和 112 所示绕移动床 9 和流化床 10 循环。流化介质主要沿水平方向扩散的中间床 9',在移动床 9 和流化床 10 之间形成。移动床 9 和中间床 9',形成气化区 G,而流化床 10 形成氧化区 S。

注入移动床 9 上部的可燃性物质 11 在与流化介质一起在移动床 9 中向下移动的同时被加热,从而使可燃性物质 11 中的挥发性组分气化。未在移动床 9 中气化的炭和焦油及一部分挥发性组分与流化介质一起流到中间床 9'和流化床 10,从而部分气化和部分燃烧。在中间床 9'中未被气化的物质主要是炭和焦油,它与流化介质一起流入炉周边部分的流化床 10 中,并在氧含量较高的周边流化气体 8 中燃烧。流化介质在流化床 10 中受热,然后循环到移动床 9 中加热其中的可燃性物质。中间床 9'中氧气密度根据可燃性物质的类型(即挥发分含量高还是炭和焦油含量高)来选择。也就是说,根据可燃性物质类型来决定氧气密度是低至主要完成气化还是高至主要完成氧化燃烧。

如流化床炉 2 的水平截面图图 4 所示,形成气化区的移动床 9 在炉 2 的中心部分以圆形形成,而中间床 9'由中间流化气体 7'沿移动床 9 的外周边形成。形成氧化区的流化床 10 绕中间床 9'以环形形成。环形不燃性物质卸料口 5 设置在环绕流化床 10 的周边。

通过形成圆柱形结构的气化装置 1, 可容易地产生高的炉压。炉压可由气化装置本身产生, 或由单独设置在气化装置外部的压力容器产生。

图 5 为本发明第三实施方案的气化装置的垂直截面示意图。在图 5 所示气化装置 1 中, 气化物质 11, 即可燃性物质, 如废物由双层气闸 12, 压缩进料器 13 和废渣进料器 14 供入流化床炉 2 中。压缩进料器 13 将气化物质 11 压缩成塞形, 从而使炉压封闭。压成塞形的废渣由粉碎机 (未示出) 粉碎并由废渣进料器 14 供入流化床炉 2 中。

在图 5 所示的气化装置中, 中心流化气体 7 和周边流化气体 8 按与图 1 所示实施方案相同的方式供入。因此, 在流化床炉 2 中按与图 1 所示的实施方案相同的方式形成还原性气氛的气化区和氧化区。流化介质在这两个区中起传热介质的作用。在气化区中, 产生质量好的高热值可燃性气体; 在氧化区中, 难以气化的炭和焦油有效燃烧。这样, 有可能获得高气化效率和质量好的可燃性气体。在图 5 所示的实施方案中, 装有一个罗茨鼓风机 15 与气化装置 1 中的双层气闸 12 和自由板 102 相连通, 以使在废渣压缩不充分时经压缩进料器 13 从炉 2 漏入双层气闸 12 的气体通过罗茨鼓风机 15 的作用返回炉 2。罗茨鼓风机 15 优选从双层气闸 12 吸入适量空气和气体并使之返回炉 2, 以使双层气闸 12 的上段压力等于大气压。

此外, 图 5 所示的气化装置具有一个不燃性物质卸料口 5, 一

个锥形斜槽 16, 一个体积调节排料装置 17, 一个密封用第一旋流阀 18, 一个旋流切断阀 19, 一个密封用第二旋流阀 20 和一个装有转筒筛的排料装置 23, 以上部件按上述顺序排列, 按如下方式操作:

(1) 在密封用第一旋流阀 18 开通, 同时第二旋流阀 20 关闭, 而炉压由第二旋流阀 20 封闭的状态下, 操作体积调节排料装置 17, 使不燃性物质 (包括作流化介质的砂) 从锥形斜槽 16 排入旋流切断阀 19 中。

(2) 当旋流切断阀 19 接收到预定量的不燃性物质时, 关闭体积调节排料装置 17, 并关闭第一旋流阀 18, 以使炉压由第一旋流阀 18 封闭。此外, 开通卸料阀 22, 以使旋流切断阀 19 中的压力回到大气压。接着彻底开通第二旋流阀 20, 并开通旋流切断阀 19, 从而使不燃性物质排入排料装置 23。

(3) 第二旋流阀 20 完全关闭后, 开通平衡阀 21。在第一旋流阀 18 中的压力和锥形斜槽 16 中的压力相互平衡后, 开通第一旋流阀 18。这样, 该过程又返回第一步(1)。

自动重复步骤(1)—(3)。

连续运转装有转筒筛的排料装置 23。这样, 大尺寸的不燃性物质 27 经转筒筛排到该系统外, 而砂和小尺寸不燃性物质则由砂循环提升机 24 输送。在用粒度分级器 25 除去细碎的不燃性物质 28 之后, 通过活底料斗 26 使砂返回气化装置 1。在这个不燃性物质排放装置中, 两个旋流阀 18 和 20 不接收不燃性物质, 而仅具有

压力封闭功能。因此，有可能避免不燃性物质在第一和第二旋流阀 18 和 20 的封闭部分发生粘着（biting）。在炉压可稍呈负压时，不要求封闭功能。

图 6 为本发明第四实施方案的气化装置的垂直截面示意图。在图 6 所示的气化装置中，气化物质 11 的进料和与其相关的炉压封闭操作按与图 5 所示的不燃性物质排放装置相同的方式，通过联合使用一对旋流切断阀 19 和 19' 及一对第一和第二旋流阀 18 和 20 而进行。省去了图 5 所示的实施方案中所使用的压缩进料器 13。在图 6 所示实施方案中，从炉泄露到第一旋流阀 18 的气体经排料阀 22 和鼓风机（未示出）返回炉中。此外，在第一旋流阀 18 完全关闭之后，开通平衡阀 21 以使旋流切断阀 19 中的压力与炉中压力平衡。

图 7 为显示本发明的气化装置所生产的气体的精制方法的一个实施例的流程图。在图 7 所示的精制方法中，气化装置 1 中供入气化物质 11 和流化气体 7 和 8。在气化装置 1 中产生的可燃性气体送入废热锅炉 31 中回收热量，然后将如此冷却过的气体送入旋风分离器 32 中分离固态物质 37 和 38。然后，在水洗塔 33 中洗涤并冷却可燃性气体，在碱性溶液洗气塔 39 中从可燃性气体中除去硫化氢。然后，将可燃性气体储存于储气器 35 中。在旋风分离器 32 中分离的固态物质中的未反应炭 37 返回气化装置 1，而剩下的固态物质 38 排到系统外。按与图 5 所示实施方案相同的方式，从气化装置 1 排出的不燃性物质中的大尺寸不燃性物质 27 排放到系

统外，而不燃性物质中的砂返回气化装置 1 中。将来自洗气塔 33 和 34 的废水供入废水处理装置 36 中，使其无害化。

图 8 为显示如下一种方法的一个实施例的流程图，在该方法中，气化装置 1 中生产的可燃性气体和细粒被导入熔融燃烧炉 41 中，在该炉中高温燃烧，而所得灰分熔融。在图 8 所示的方法中，将在气化装置 1 中产生的、含有大量可燃性组分的气化气体 29 导入熔融燃烧炉 41 中。熔融燃烧炉 41 中还供有气体 8（该气体为三种气体，即氧气、氧气和空气的气体混合物及空气中的一种），以使可燃性气体和细粒在 1300℃或更高温度下燃烧，并使产生的灰分熔融。此外，有害物质如二噁英，多氯联苯（PCB）等分解。从熔融燃烧炉 41 中排出的熔融灰分 44 迅速冷却形成炉渣，从而达到废物体积缩小。从熔融燃烧炉 41 中产生的燃烧废气在洗涤器 42 中迅速冷却，从而防止了二噁英的再合成。将在洗涤器 42 中迅速冷却的废气送入集尘器 43，例如过滤器，以除去气体中的粉尘 38。然后将废气经废气塔 55 排入大气中。

图 9 为本发明的第五实施方案的气化和熔融燃烧装置的截面透视图。参照图 9，气化装置 1 基本与图 1 所示实施方案中的气化装置相同。然而，气体出口 108 与熔融燃烧炉 41 的燃烧气体入口 142 相连通。熔融燃烧炉 41 包括一个具有近似垂直轴的圆柱形第一燃烧室 190 和一个水平倾斜的第二燃烧室 150。将在流化床炉 2 中产生的可燃性气体 29 和细粒经可燃性气体入口 142 供入第一燃烧室 140，以使之绕第一燃烧室 140 的轴循环。

第一燃烧室 140 的上端装有一个起动燃烧嘴 132 和许多提供燃烧空气的空气喷嘴 134, 以使空气绕第一燃烧室 140 的轴循环。第二燃烧室 150 与第一燃烧室 140 的底部相连通。第二燃烧室 150 具有位于其底部的炉渣分离器 160 和卸料口 152, 以使它们能排出熔融的灰分, 还有一个位于卸料口 152 上面的排气孔 154。第二燃烧室 150 进一步具有一个位于第二燃烧室 150 与第一燃烧室 140 相连通的那部分附近的辅助燃烧嘴 136, 和一个提供燃烧空气的空气喷嘴 134。排放废气 46 的排气孔 154 上装有辐射板 162 以通过辐射减少排气孔 154 的热量损失。

图 10 显示了与废热锅炉和汽轮机联用的本发明的一个实施方案的流化床气化和熔融燃烧装置的排列。参照图 10, 气化装置 1 具有一个用来运输排料装置 23 排出的大尺寸不燃性物质 27 和粒度分级器 25 排出的细碎不燃性物质 28 的运输装置 172。空气夹套 185 位于用来从流化床炉 2 底部取出不燃性物质的锥形斜槽 16 周围。空气夹套 185 中的空气被从流化床炉 2 出来的高温砂加热。将辅助燃料 F 供入熔融燃烧炉 41 的第一和第二燃烧室 140 和 150 中。将从熔融燃烧炉 41 的卸料口 152 排出的熔融灰分 44 收入水箱 178 中, 使其迅速冷却, 然后作炉渣 176 排出。

在图 10 所示的排列中, 从熔融燃烧炉 41 排出的燃烧气体经废热锅炉 31, 省热器 183, 空气预热器 186, 集尘器 43 和感应通风机 54 排入大气。在气体进入集尘器 43 之前将中和剂 N, 如消石

灰（氢氧化钙）加到从空气预热器 186 出来的燃烧气体中。将水 W 供入省热器 183 中预热，然后在锅炉 31 中加热形成蒸汽。蒸汽用来推动蒸汽涡轮 ST。将空气 A 供入空气预热器 186 中加热，然后进一步在空气夹套 185 中加热。加热的空气经空气管 184 供入熔融燃烧炉 41 中。若有必要，也可将加热的空气供入自由板 102。

将在废热锅炉 31、省热器 183 和空气预热器 186 的底部收集的细粒 180 和 190 由砂循环提升机 24 输送到粒度分级器 25，以从中除去细碎的不燃性物质 28，然后返回流化床炉 2。在集尘器 43 中分离的飘尘 38 含有高温下挥发的碱金属如 Na, K 等的盐，因此在处理装置 194 中用化学药品处理之。

在图 10 所示的装置中，在低过剩空气比(low excess air ratio)下用低温部分燃烧法在流化床炉 2 中进行燃烧，且使流化床温度保持在 450℃-650℃，从而能产生高热值可燃性气体。此外，因为燃烧在还原性气氛中于低过剩空气比下发生，所以铁和铝以未氧化的有用物获得。在流化床炉 2 中产生的高热值可燃性气体和炭可在高温，即 1300℃或更高温度下在熔融燃烧炉 41 中燃烧。这样，可熔融灰分，并分解二噁英。

图 11 显示了与气体冷却器 280 联用的本发明的一个实施方案的流化床气化和熔融燃烧装置的排列。参照图 11，气化装置 1，熔融燃烧炉 41，水箱 178，集尘器 43，感应通风扇 59 等与图 10 中的相同。在图 11 所示排列中，装备气体冷却器 280 和独立的空气预热器 188

替代废热锅炉。来自熔融燃烧炉 41 的高温燃烧废气经用绝热器包覆的高温导管 278 导入气体冷却器 280 中。在气体冷却器 280 中,通过喷洒细水滴迅速冷却燃烧气体,从而防止二噁英的再合成。高温导管 278 中的废气流速设置在低水平,即 5 米/秒或更低。在气体冷却器 280 的上部设置一个热水产生器 283。将在空气预热器 188 中受热的空气供入气化装置 1 中的自由板 102 及熔融燃烧炉 41 中。

图 12 显示了与废热锅炉 31 和反应塔 310 联用的本发明一个实施方案的流化床气化和熔融燃烧装置的排列。在图 12 中,气化装置 1,熔融燃烧炉 41,水箱 178,废热锅炉 31,蒸汽涡轮 ST,省热器 183,空气预热器 186,集尘器 43,感应通风扇 54 等与图 10 中的相同。在图 12 所示的排列中,反应塔 310 和过热炉加热燃烧器 320 配置在废热锅炉 31 和省热器 183 之间。在反应塔 310 中,将中和剂 N 如消石灰淤浆加到燃烧废气中,从而除去气体中的 HCl。反应塔 310 排出的固态细粒 312 与从废热锅炉 31 排出的固态细粒 312 一起由砂循环提升机 24 送入粒度分级器 25 中。在加热燃烧器 320 中,可燃性气体和辅助燃料 F 燃烧,使蒸汽温度升至约 500℃。在图 12 所示装置中,蒸汽具有高温高压,且过剩空气比低,因此废气所带走的显热的量小。因此,发电效率可增加到约 30%。

图 13 显示了本发明的一个实施方案的利用废热型流化床气化和熔融燃烧装置的排列。在图 13 中,气化装置 1,熔融燃烧炉 41,水箱 178,废热锅炉 31,集尘器 431,感应通风扇 54 等与图 10 所示的

装置中的相同。参照图 13, 反应塔 310 配置在废热锅炉 31 和集尘器 43 之间。在反应塔 310 中, 将中和剂 N, 如消石灰淤浆加入燃烧废气中, 由此除去 HCl。来自反应塔 310 的废气经集尘器 43 供入燃气轮机系统 420 中使用。在燃气轮机系统 420 中, 空气 A 由压缩机 C 压缩, 压缩了的空气供入燃烧器 CC。在燃烧器 CC 中, 燃料 F 燃烧, 产生的燃烧气体与在压缩机 410 中压缩并供入燃烧器 CC 的废气一起用作汽轮机 T 的工作介质。来自燃气轮机系统 420 的废气按顺序通过过热炉 430, 省热器 440 和空气预热器 450, 然后由感应通风扇 54 排入大气中。废热锅炉 31 中产生的蒸汽在过热炉 430 中被来自燃气轮机系统 420 的废气加热, 而受热的蒸汽供入蒸汽涡轮 ST 中。

图 14 为显示本发明一个实施方案的加压气化联合循环发电型流化床气化和熔融燃烧方法的工艺流程图。在加压气化炉 1 中产生的高温高压可燃性气体 29 导入废热锅炉 31' 中产生蒸汽, 气体本身冷却。由废热锅炉 31' 出来的气体分成两股, 其一导入熔融燃烧炉 41, 而另一股在加入中和剂 N 中和 HCl 后导入集尘器 43'。在集尘器 43' 中, 可燃性气体中因温度下降而已固化的低熔点物质 38' 从可燃性气体中分离并送入熔融燃烧炉 41 中使低熔点物质 38' 熔融。不含低熔点物质 38' 的可燃性气体在燃气轮机系统 GT 中用作可燃气体。来自燃气轮机系统 GT 的废气在过热炉 SH 和省热器 Eco 中进行热交换, 然后在废气处理装置 510 中处理, 再放入大气中。来自熔融燃烧炉 41 的废气通过热交换器 EX 和集尘器, 导入废气处理装置 510。从

熔融燃烧炉 41 排出的熔融灰分 44 迅速冷却形成炉渣。从集尘器 43 排出的固态物质 38 在处理装置 194 中用化学药品处理。

对图 14 所示的工艺,从废物产生的气体可在除去其中的 HCl 和固体物质之后用作燃料。因此,燃气轮机不会受该气体的腐蚀。此外,因为 HCl 已从该气体中除去,因此可由燃气轮机的废气产生高温蒸汽。

因此,本发明提供了如下有利的效果:

(1)在本发明的气化装置中,热由流化床炉中的循环气流扩散。因此,可实现高度燃烧,且可减小炉尺寸。

(2)在本发明中,该流化床炉可用较少量的空气保持燃烧。因此,有可能通过在流化床炉中温和地实施低过剩空气比和低温 (450°C - 650°C) 燃烧并由此使热量产生达到最小而生产含有大量可燃性组分的均相气体。这样,含于气体中的较大部分可燃性物质,炭和焦油可在后阶段的熔融燃烧炉中有效利用。

(3)在本发明中,即使大尺寸的不燃性物质也能因流化床炉中循环气流的作用而轻易排出。此外,含于不燃性物质中的铁和铝可以未氧化的有用物使用。

(4)本发明提供了一种方法或装置,由此可使废物处理无害化,并能达到高能量利用率。

尽管本发明已由具体术语描述,但这里应注意,所描述的实施方案不一定是排除性的,而且在不背离仅由所附权利要求所限定

的本发明的范围的情况下可对其作各种修改或变化。

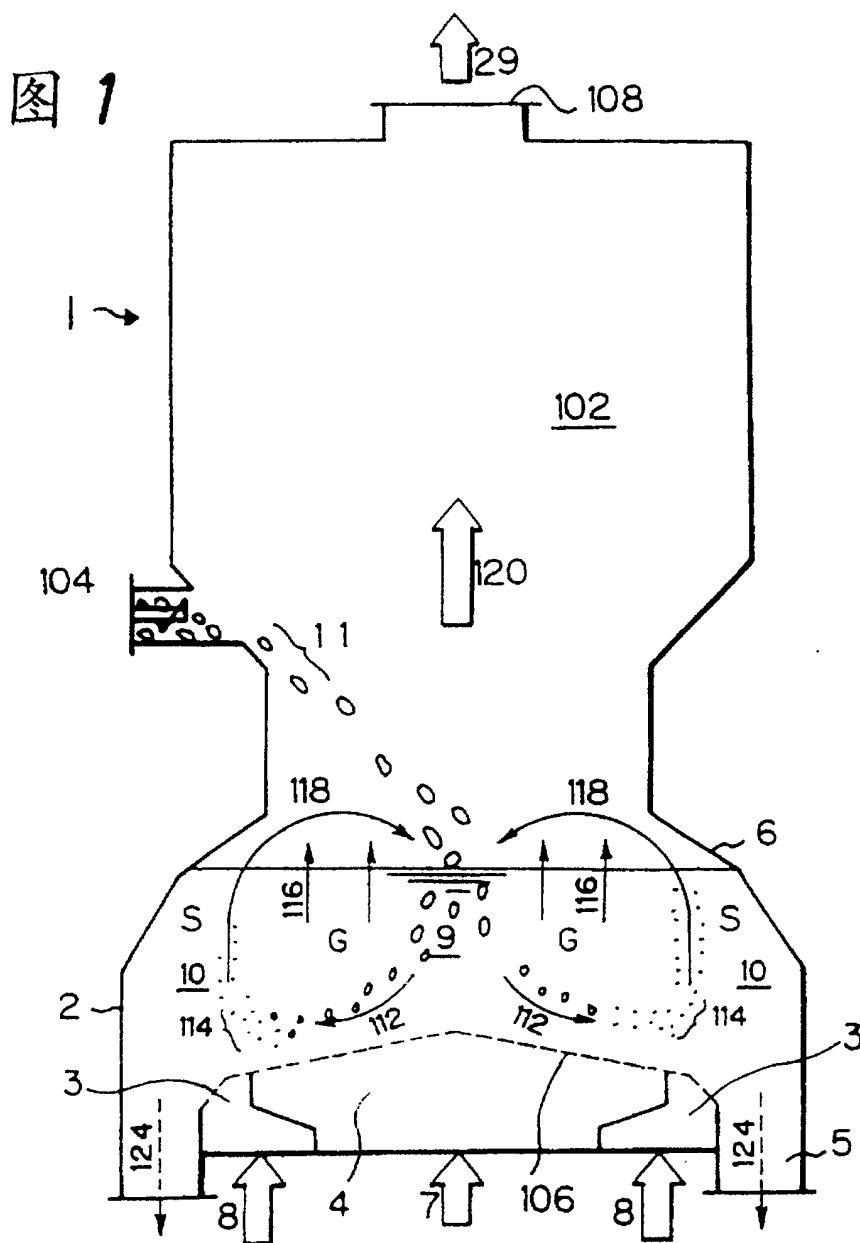
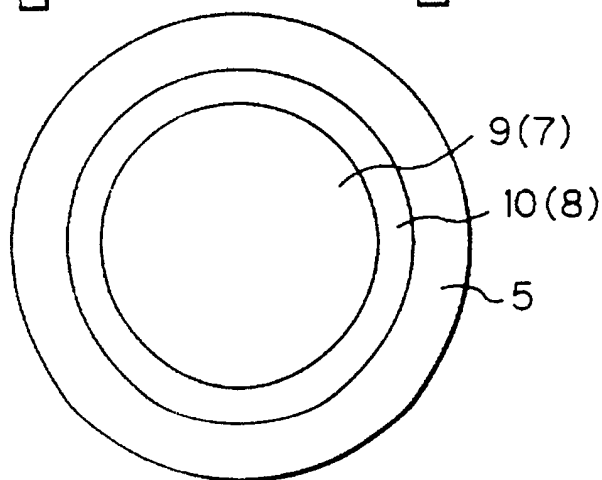


图 2



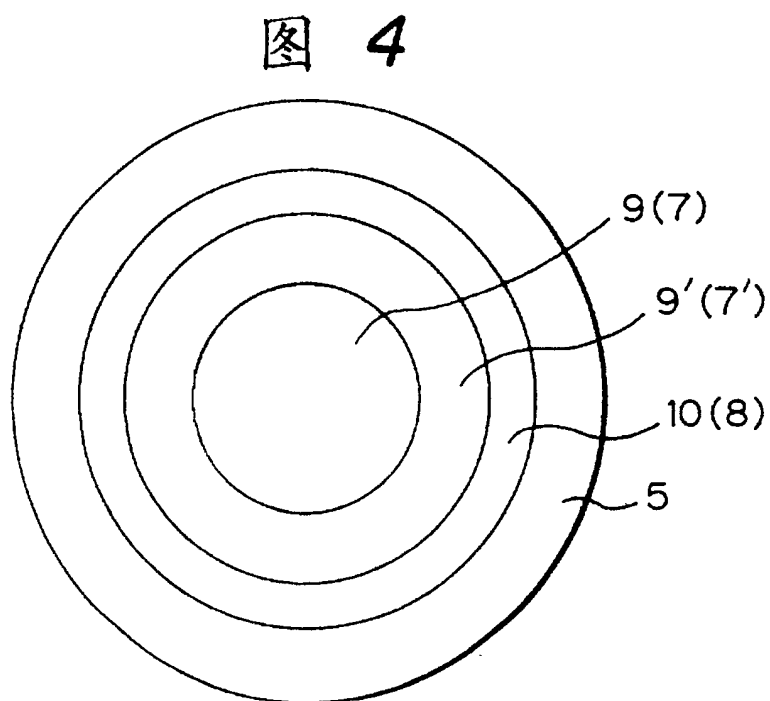
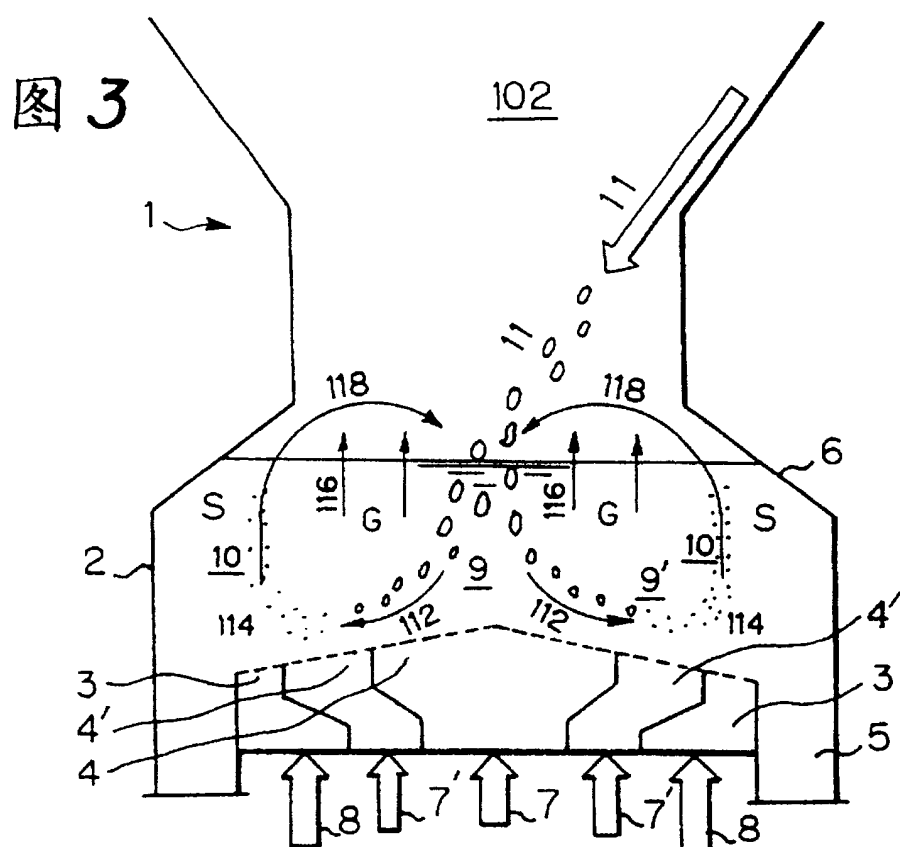


图 5

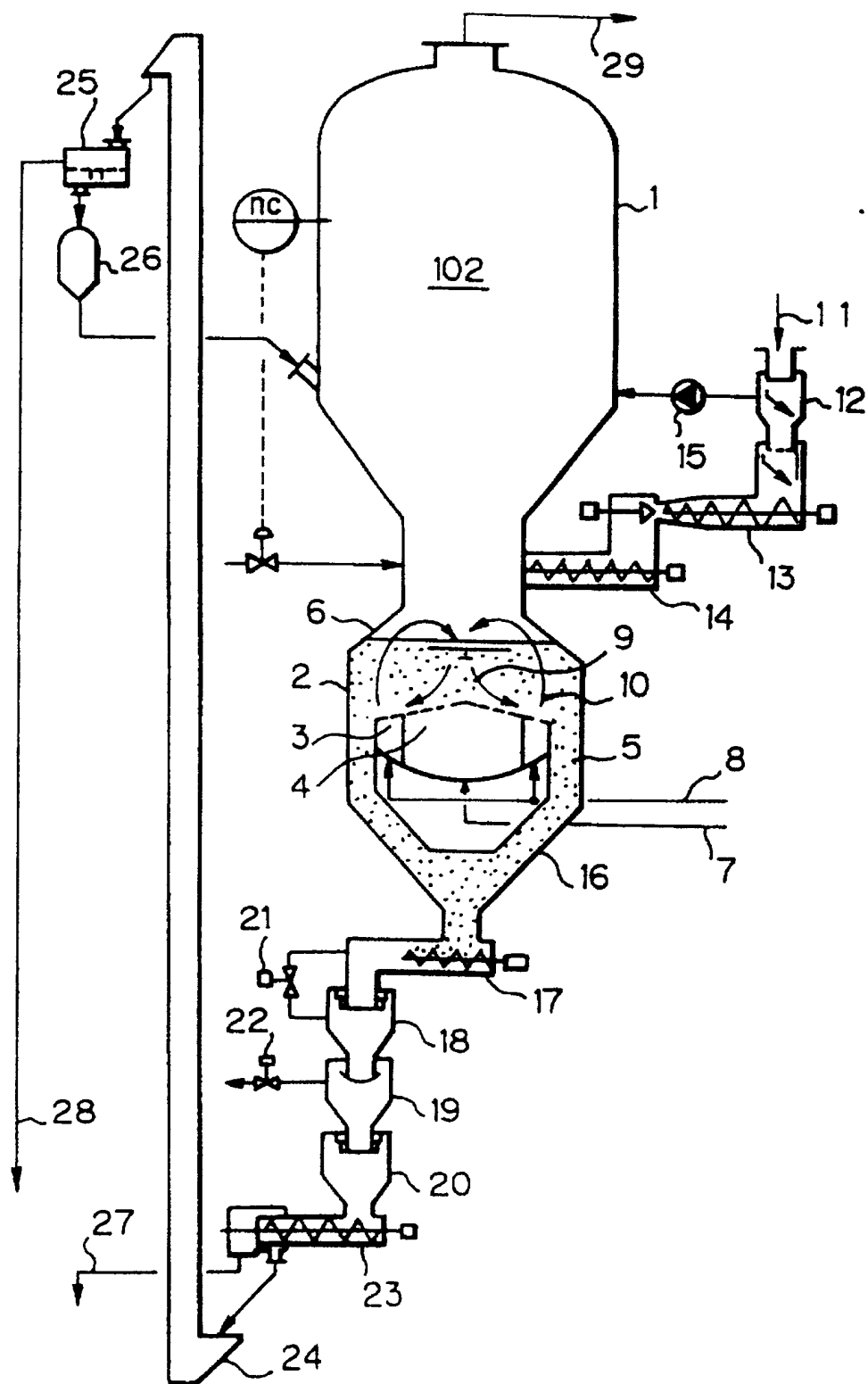


图 6

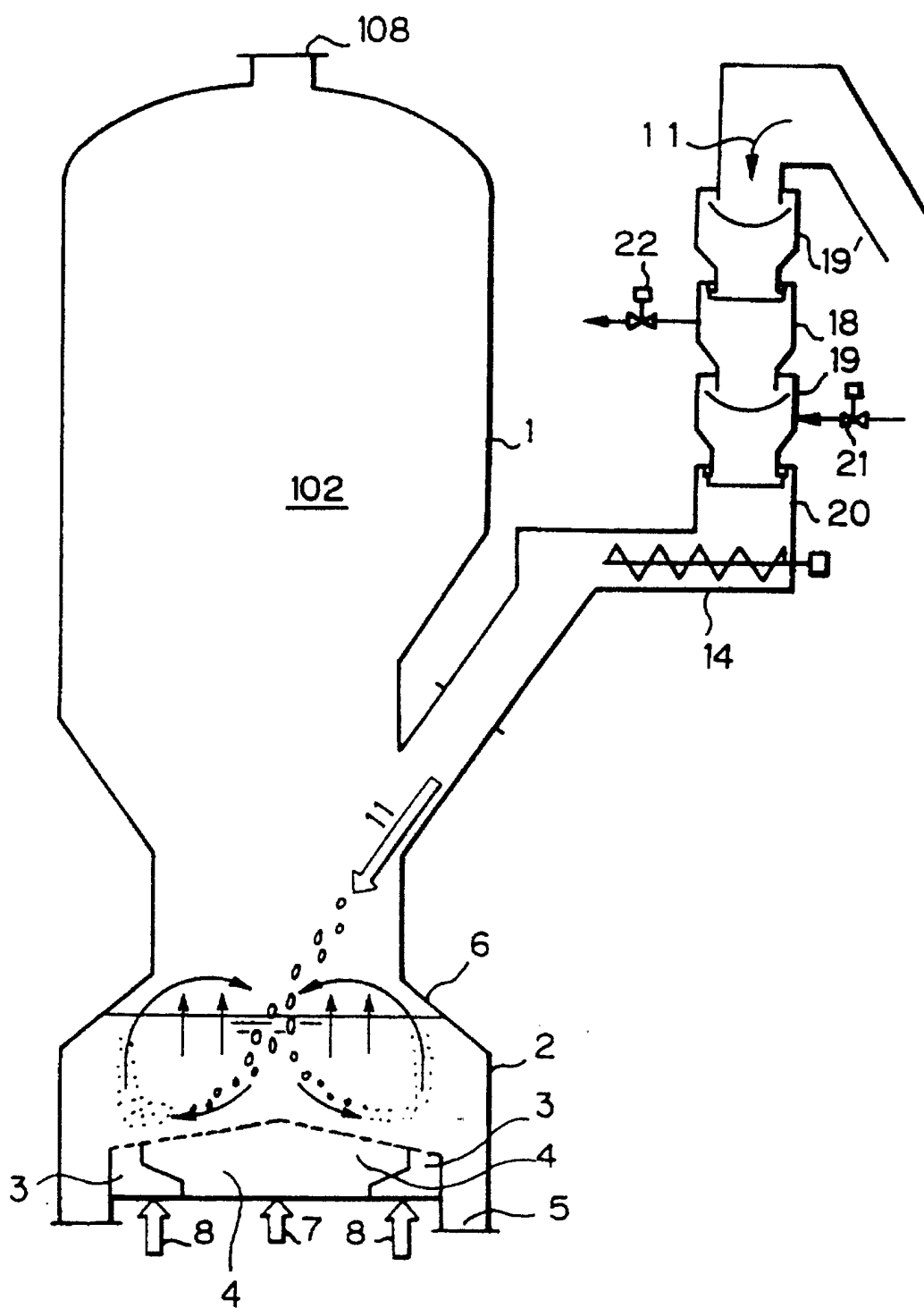


图 7

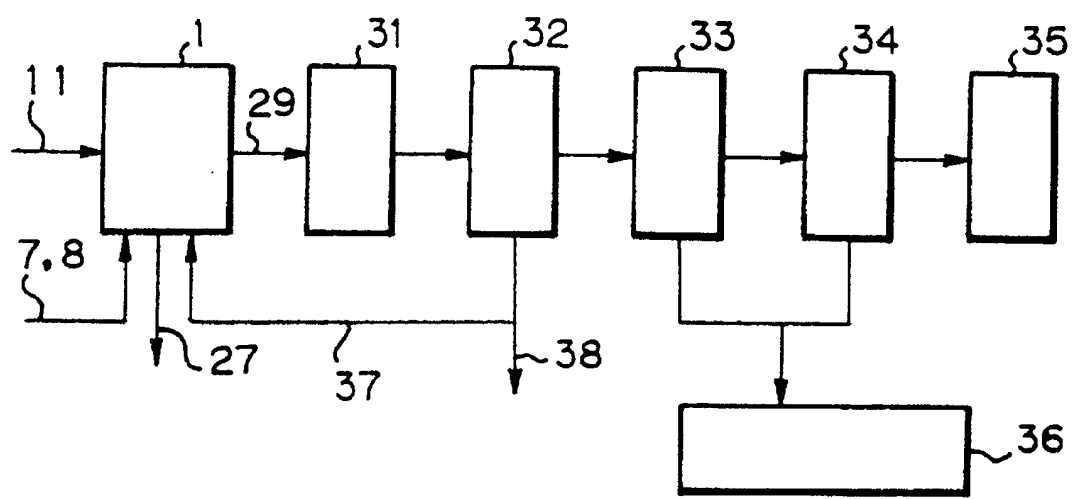


图 8

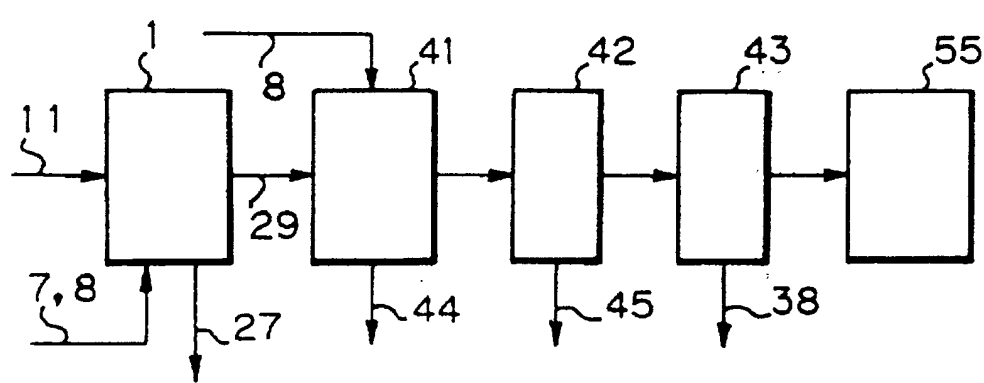


图 9

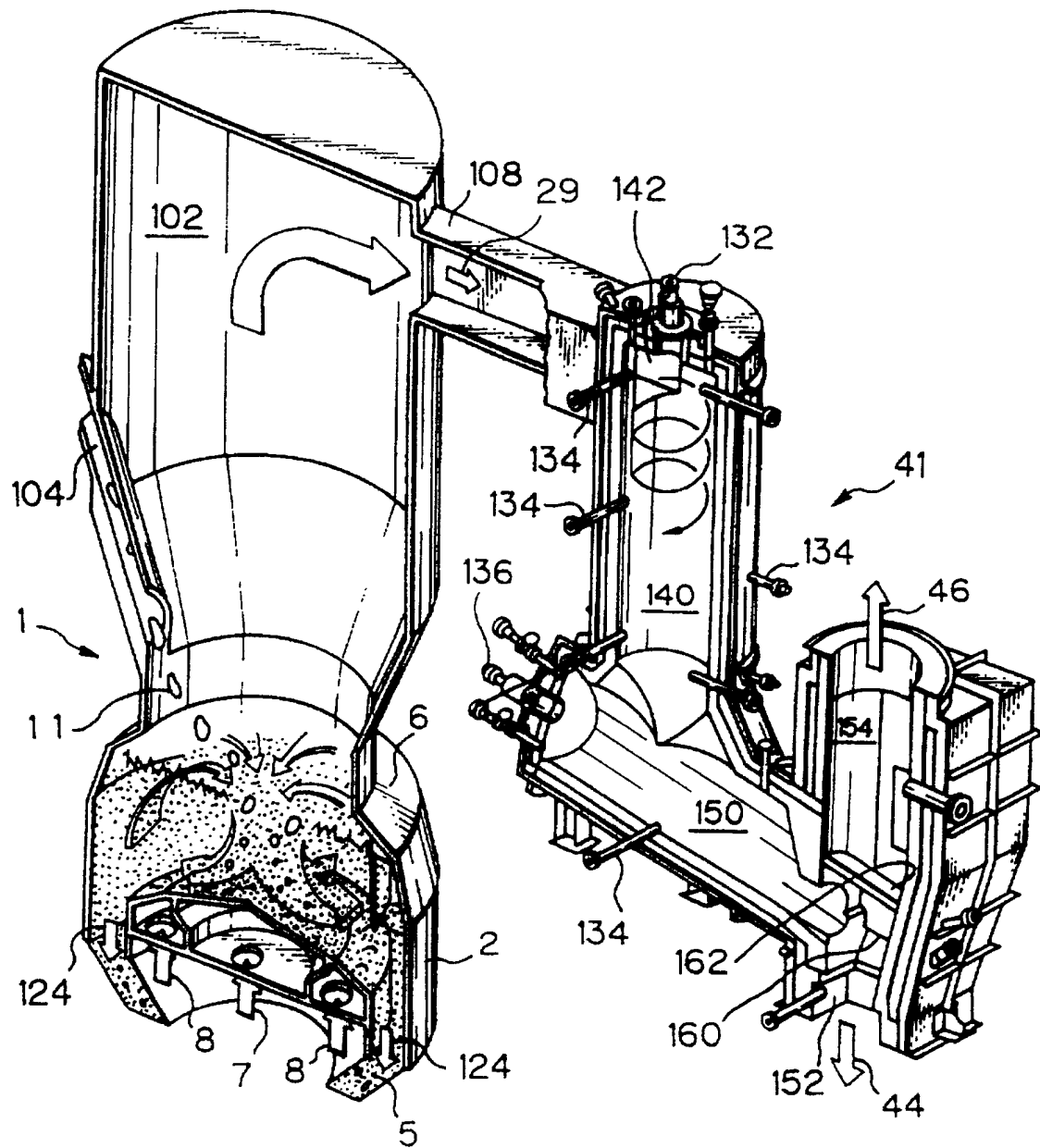


图 10

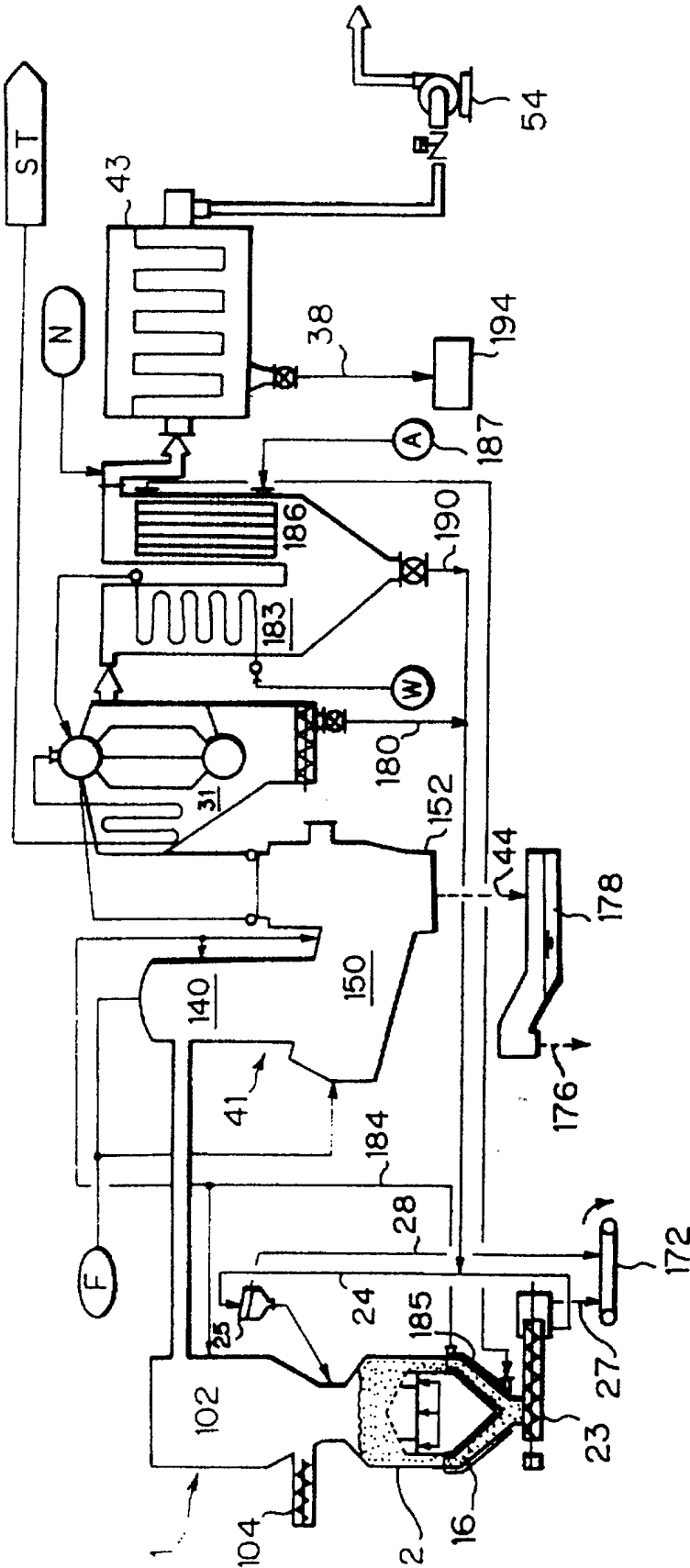


图 11

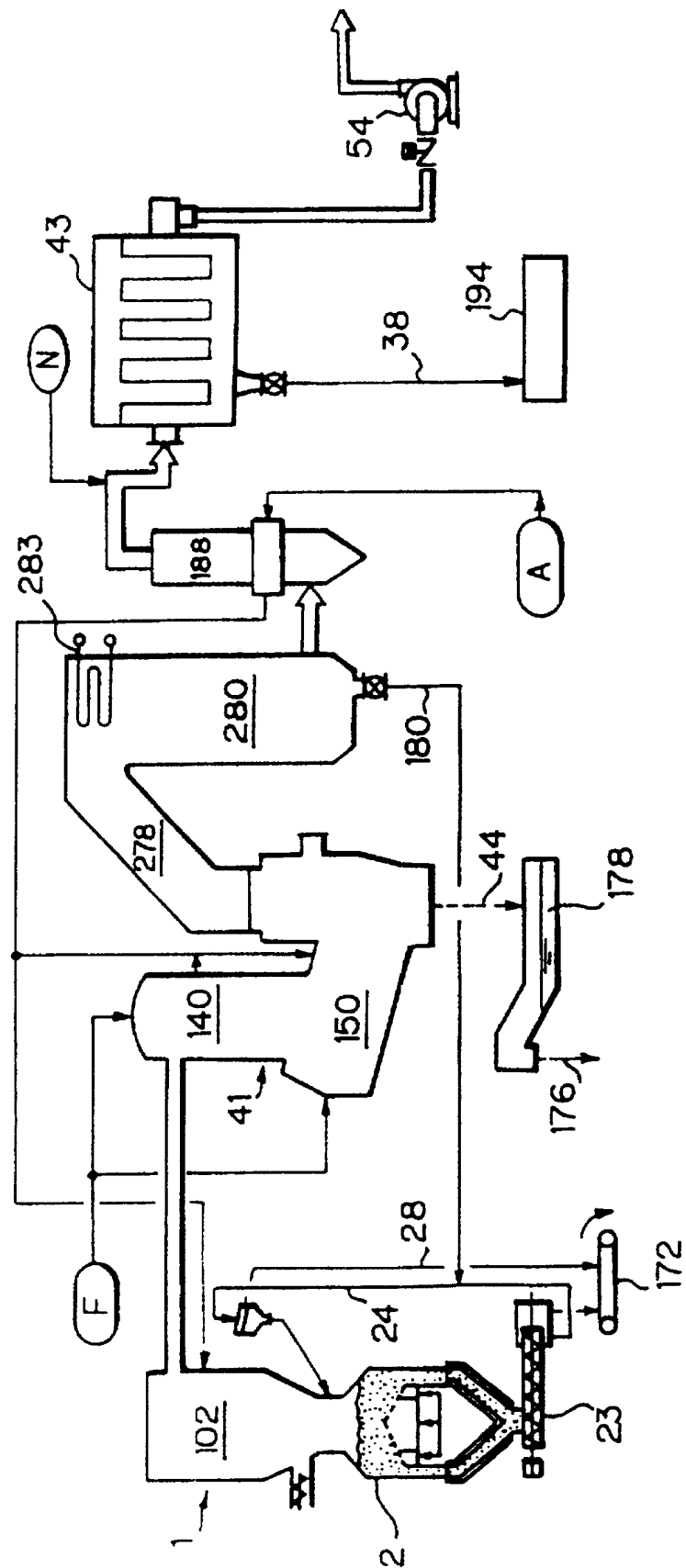


图 12

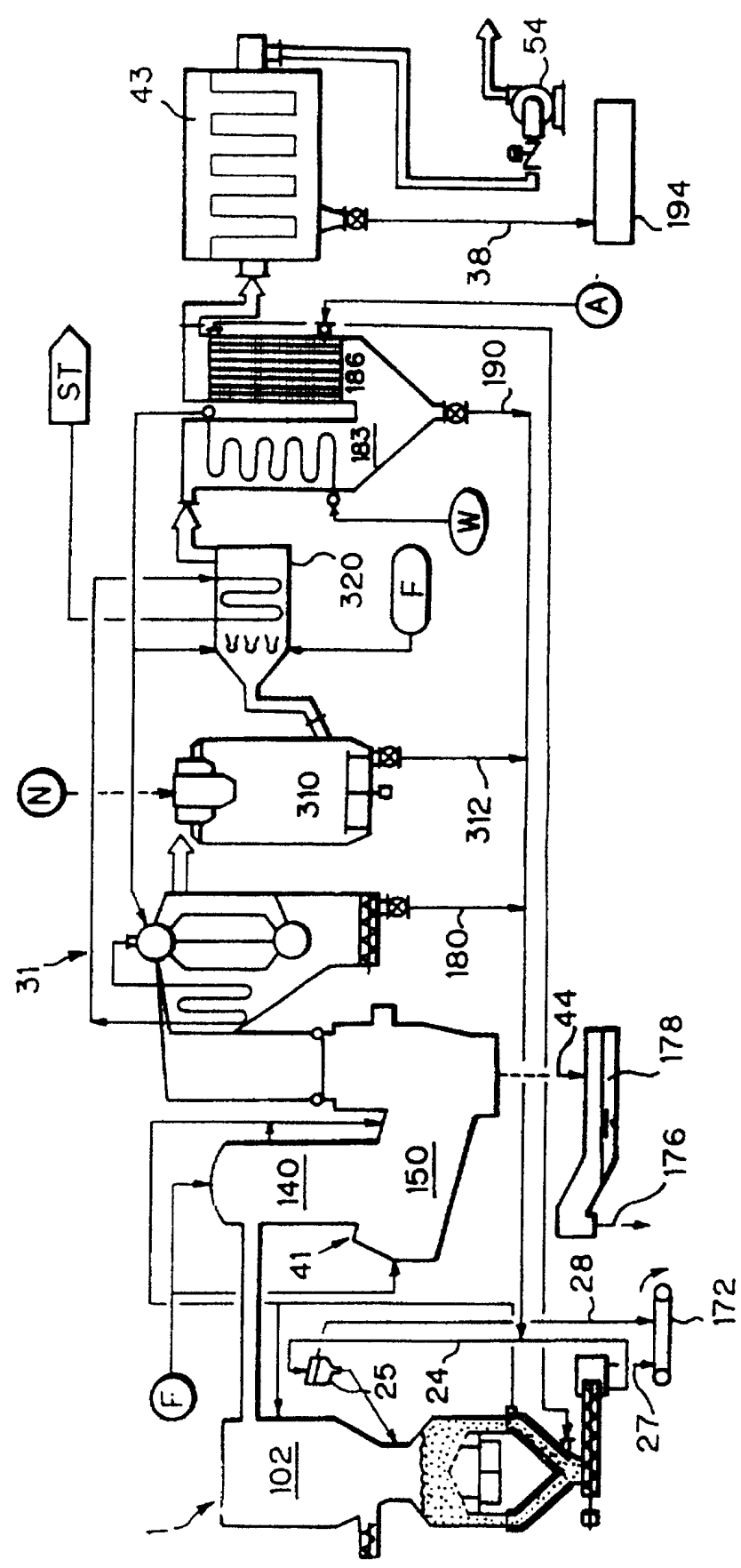


图 14

