



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 101849156 A

(43) 申请公布日 2010. 09. 29

(21) 申请号 200880019711. 6

(22) 申请日 2008. 04. 11

(30) 优先权数据

11/786, 321 2007. 04. 11 US

(85) PCT申请进入国家阶段日

2009. 12. 11

(86) PCT申请的申请数据

PCT/US2008/004803 2008. 04. 11

(87) PCT申请的公布数据

W02008/127709 EN 2008. 10. 23

(71) 申请人 大河能量

地址 美国明尼苏达州

(72) 发明人 查尔斯·W·布林格 马克·A·内斯

内纳德·萨鲁纳茨

爱德华·K·莱维

理查德·S·温斯坦

丹尼斯·R·詹姆斯

马修·P·科格林 约翰·M·惠尔登

(74) 专利代理机构 中科专利商标代理有限责任公司 11021

代理人 王旭

(51) Int. Cl.

F27B 15/00 (2006. 01)

F26B 3/08 (2006. 01)

权利要求书 4 页 说明书 52 页 附图 72 页

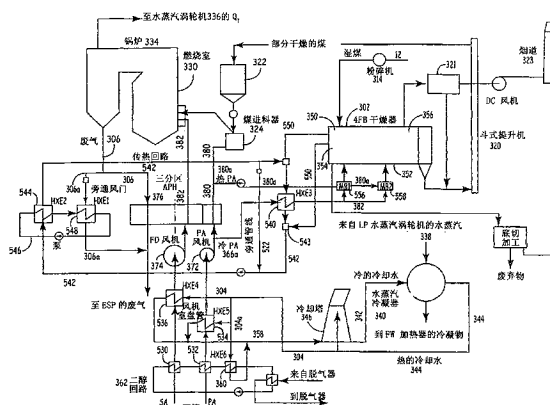
按照条约第19条的修改 3 页

(54) 发明名称

提高高水分材料的质量、分离和富集其中含有的有机和 / 或无机材料的装置和方法

(57) 摘要

本发明获得并且利用流化床干燥技术和由其它可利用的热源增加的废热流以干燥进料或燃料。此方法可以用于许多工业, 包括燃煤发电厂。使用本发明将煤在进入煤粉碎机中和燃烧室 / 锅炉装置之前干燥, 以提高锅炉效率和减少排放。这全部在低温、露天系统中完成。本发明还包括用于按密度和 / 或大小分离微粒的装置, 所述装置包括流化床, 所述流化床具有用于接收要被流化的微粒的微粒接收进口。这可以用于从产物流中分离污染物如硫和汞。



1. 一种用于在工厂操作中热处理进料、副产物或产物流的方法,所述的工厂操作产生至少两种不同类型的废热,该方法包括:

(a) 提供用于接收所述进料、副产物或产物流的热处理装置,所述热处理装置包括用于接收将要施加给所述进料、副产物或产物流的至少两种不同热源的设备;

(b) 提供操作性连接到热混合器的第一热交换器,所述的热混合器操作性连接到所述的热处理装置;

(c) 将第一废热源提供给第一热交换器,由此将包含在第一废热源内的热含量作为热源之一传递给所述的热混合器;

(d) 提供操作性连接到所述热混合器的第二热交换器;

(e) 将与第一废热源不同类型的第二废热源提供给第二热交换器,由此将包含在第二废热源内的热含量作为第二热源传递给所述的热混合器;

(f) 将第一热源和第二热源在所述热混合器内混合,以产生具有预定温度特征的合并热源;

(g) 将所述进料、副产物或产物流在暴露于所述合并热源下的所述热处理装置内保持足够的持续时间,以实现需要程度的热处理;和

(h) 从所述热处理装置中移出所述进料、副产物或产物流。

2. 权利要求1所述的方法,其中所述热混合器包括用于混合第一热源和第二热源的混合箱。

3. 权利要求1所述的方法,其中所述热混合器包括传热回路,所述传热回路包括第三热交换器和第四热交换器,其中将第一热源提供给第三热交换器,并且将第二热源提供给第四热交换器。

4. 权利要求1所述的方法,该方法还包括:通过被提供另一种热源的联合热交换器,将至少一种另外的热源传递给所述热处理装置。

5. 权利要求4所述的方法,其中所述另一种热源是废热源。

6. 权利要求4所述的方法,其中所述另一种热源是主热源。

7. 权利要求1所述的方法,该方法还包括:将第一热源、第二热源或所述合并热源传递给位于所述热处理装置内的另一个热交换器,用于预热供应给所述热处理装置的所述进料、副产物或产物流。

8. 权利要求1所述的方法,该方法还包括:将冷却器操作性连接到所述热处理装置的下游端,其中在足够的时间内将热处理后的进料、副产物或产物通过所述热处理装置传递给所述冷却器,以将热处理后的产物降低至预定的温度。

9. 权利要求7所述的方法,其中所述冷却器构成所述热处理装置的组成部分。

10. 权利要求7所述的方法,其中所述冷却器包括独立的冷却装置。

11. 权利要求1所述的方法,其中所述热处理装置包括固定床干燥器。

12. 权利要求1所述的方法,其中所述热处理装置包括利用流化介质的流化床干燥器。

13. 权利要求11所述的方法,其中将流化介质供应给所述流化床干燥器,所述流化床干燥器被由所述热混合器传递的所述合并热源加热。

14. 权利要求8所述的方法,该方法还包括:将流化介质在预定温度下传递给所述冷却器。

15. 权利要求 14 所述的方法,其中所述流化介质的所述预定温度是采用至少一种废热源通过处理而实现的。

16. 权利要求 1 所述的方法,其中所述废热源选自以下各项组成的组:热冷凝器冷却水、热烟道气、热废气、废工艺流和来自操作设备的废热。

17. 权利要求 1 所述的方法,其中所述产物是煤。

18. 权利要求 17 所述的方法,其中所述煤产物是褐煤。

19. 权利要求 17 所述的方法,其中所述煤产物是次烟煤。

20. 权利要求 17 所述的方法,其中所述热处理工序包括降低所述煤中的水分含量。

21. 权利要求 20 所述的方法,其中所述煤产物是其水分含量降低约 20-26% (约 7-9 个百分点) 的褐煤。

22. 权利要求 1 所述的方法,其中由所述合并热源传递给所述热处理装置的温度不超过约 300° F。

23. 权利要求 1 所述的方法,其中所述工厂操作是发电厂。

24. 权利要求 23 所述的方法,其中传递给第一热交换器和第二热交换器的所述废热源构成所述工厂操作内的相同废热源。

25. 权利要求 12 所述的方法,其中所述流化介质包括空气。

26. 权利要求 12 所述的方法,其中所述流化介质包括水蒸汽。

27. 权利要求 12 所述的方法,其中所述流化介质包括惰性气体。

28. 权利要求 1 所述的方法,其中在大气存在下,在所述热处理装置中,处理所述进料、副产物或产物流材料。

29. 权利要求 1 所述的方法,其中在没有惰性气体的情况下,在所述热处理装置中,处理所述进料、副产物或产物流材料。

30. 权利要求 1 所述的方法,其中在不将水蒸汽传递给所述热处理装置的情况下,在所述热处理装置中处理所述进料、副产物或产物流材料。

31. 权利要求 20 所述的方法,其中燃烧所述水分减少的煤,以产生约 14-21% 的高热值 (HHV) 增量。

32. 一种用于在工厂操作中热处理粒状材料的方法,所述的工厂操作产生至少两种废热源,该方法包括:

(a) 提供用于接收所述粒状材料的干燥器,所述干燥器包括用于接收将要施加给所述粒状材料的至少两种热源;

(b) 提供操作性连接到热混合器的第一热交换器,所述的热混合器操作性连接到所述干燥器;

(c) 将第一废热源提供给第一热交换器,由此将包含在第一废热源内的热含量作为热源之一传递给所述热混合器;

(d) 提供操作性连接到所述热混合器的第二热交换器;

(e) 将与第一热源不同温度的第二废热源提供给第二热交换器,由此将包含在第二废热源内的热含量作为第二热源传递给所述热混合器;

(f) 将第一热源和第二热源在所述热混合器中混合,以产生具有不超过约 300° F 的预定温度特征的合并热源;

(g) 将所述粒状材料在暴露于所述合并热源下的所述干燥器内保持足够的持续时间, 以实现需要程度的热处理; 和

(h) 从所述热处理装置中移出所述产物。

33. 一种用于按密度和 / 或大小分离粒状材料以富集从粒状材料进料流中分离的污染物的装置, 所述装置包括:

(a) 流化床, 所述流化床具有用于接收所述粒状材料进料的接收进口、用于接收流化流的入口、用于排放已流化粒状材料产物流的排放出口、和用于排放非流化粒状材料流的排放出口;

(b) 温度为约 300° F 以下的流化流源, 所述流化流源操作性连接到所述入口, 以将所述流化流引入到所述流化床中, 从而实现所述已流化粒状材料产物流与所述非流化粒状材料流的分离;

(c) 接收装置, 所述接收装置用于接收从所述流化床排放的所述已流化粒状材料产物流; 和

(d) 输送器装置, 所述的输送器装置用于将在所述流化床内的所述非流化粒状材料通过所述排放出口传送到接收装置;

(e) 其中相对于所述粒状材料进料流, 所述已流化粒状材料产物流含有减少的污染物, 并且相对于所述粒状材料进料流, 所述非流化粒状材料流含有增加的污染物。

34. 权利要求 33 所述的粒状材料分离装置, 其中所述粒状材料是煤。

35. 权利要求 34 所述的粒状材料分离装置, 其中所述煤材料是褐煤。

36. 权利要求 34 所述的粒状材料分离装置, 其中所述煤材料是次烟煤。

37. 权利要求 34 所述的粒状材料分离装置, 其中所述污染物选自以下各项组成的组: 飞灰、硫、汞和灰分。

38. 权利要求 37 所述的粒状材料分离装置, 其中非流化煤粒状材料流含有约 21-46% 的汞, 所述的汞最初包含于煤粒状材料进料流中, 从已流化的煤粒状产物流中被除去。

39. 权利要求 37 所述的粒状材料分离装置, 其中非流化煤粒状材料流含有约 19-36% 的硫, 所述的硫最初包含于煤粒状材料进料流中, 从已流化的煤粒状产物流中被除去。

40. 权利要求 37 所述的粒状材料分离装置, 其中非流化煤粒状材料流含有约 23-43% 的飞灰, 所述的飞灰最初包含于煤粒状材料进料流中, 从已流化的煤粒状产物流中被除去。

41. 权利要求 34 所述的粒状材料分离装置, 其中已流化粒状材料产物流中的煤在燃烧时产生 SO_x 减少约 4% 的废气。

42. 权利要求 34 所述的粒状材料分离装置, 其中已流化粒状材料产物流中的煤在燃烧时产生 NO_x 减少约 10% 的废气。

43. 权利要求 33 所述的粒状材料分离装置, 其中所述流化流是空气。

44. 权利要求 33 所述的粒状材料分离装置, 其中所述流化流是水蒸汽。

45. 权利要求 33 所述的粒状材料分离装置, 其中所述流化流是惰性气体。

46. 权利要求 33 所述的粒状材料分离装置, 其中在将所述流化流引入到所述流化床中之前, 通过热源加热所述流化流。

47. 权利要求 46 所述的粒状材料分离装置, 其中所述热源是主热源。

48. 权利要求 46 所述的粒状材料分离装置, 其中所述热源是废热源。

49. 权利要求 48 所述的粒状材料分离装置,其中所述废热源选自由以下各项组成的组:热冷凝器冷却水、热烟道气、热废气、废工艺水蒸汽和来自操作设备的废热。

50. 权利要求 33 所述的粒状材料分离装置,其中所述装置是与发电厂相关使用的。

51. 权利要求 33 所述的粒状材料分离装置,其还包括:收集室,所述收集室操作性连接到用于接收所述非流化粒状材料流的非流化粒状材料流接收装置,所述收集室包括第二流化床和用于引导第二流化流的装置,所述用于引导第二流化流的装置引导第二流化流通过容纳在所述收集室内的所述非流化粒状材料,以从所述非流化粒状材料中分离可流化颗粒,从而进一步富集在所述非流化粒状材料流内的所述污染物。

52. 权利要求 51 所述的粒状材料分离装置,其中采用第二流化流,使在所述收集室中从所述非流化粒状材料流分离的所述可流化颗粒返回到第一流化床。

53. 一种用于在工厂操作中热处理进料、副产物或产物流的方法,所述的方法包括供热,其中温度为约 300° F 以下的废热源提供所述供热。

54. 权利要求 53 所述的方法,所述方法还包括:

(a) 热处理装置,所述热处理装置用于接收所述进料、副产物或产物流,包括用于接收将要施加给所述进料、副产物或产物流的至少两种不同热源的装置;

(b) 提供操作性连接到热混合器的第一热交换器,所述热混合器操作性连接到所述热处理装置;

(c) 将第一废热源提供给第一热交换器,由此将包含在第一废热源内的热含量作为热源之一传递给所述热混合器;

(d) 提供至少一个另外的热交换器,其操作性连接到所述热混合器;

(e) 将与第一废热源不同类型的至少一种另外的废热源提供给所述另外的热交换器,由此将包含在所述另外的废热源内的热含量作为另外的热源传递给所述热混合器;

(f) 将第一热源和所述另外的热源在所述热混合器内混合,以产生具有预定温度特征的合并热源;

(g) 将所述进料、副产物或产物流在暴露于所述合并热源下的热处理装置中保持足够的持续时间,以实现需要程度的热处理;和

(h) 从所述热处理装置中移出所述进料、副产物或产物流。

55. 权利要求 53 所述的方法,其中所述废热源选自由以下各项组成的组:热冷凝器冷却水、热烟道气、热废气、废工艺流和来自操作设备的废热。

56. 权利要求 53 所述的方法,其中所述工厂操作包括在二氧化碳或有机酸分离中使用的胺或其它萃取剂的再生工艺。

57. 权利要求 53 所述的方法,其中所述工厂操作包括纸浆厂。

58. 权利要求 53 所述的方法,其中所述工厂操作包括由垃圾得到的燃料的燃烧厂。

59. 权利要求 53 所述的方法,其中所述工厂操作包括食物加工设施。

60. 权利要求 53 所述的方法,其中所述工厂操作包括温室。

61. 权利要求 53 所述的方法,其中所述工厂操作包括工厂或建筑的供热或区域供热。

62. 权利要求 53 所述的方法,其中所述工厂操作包括用于谷物或其它农业物质的干燥操作。

提高高水分材料的质量、分离和富集其中含有的有机和 / 或无机材料的装置和方法

[0001] 对相关申请的交叉引用

[0002] 本申请是于 2005 年 8 月 8 日提交的美国序列号 11/199,743 的部分继续申请, 所述美国序列号 11/199,743 是于 2005 年 4 月 15 日提交的美国序列号 11/107,153 的部分继续申请, 美国序列号 11/107,153 要求于 2004 年 10 月 12 日提交的美国临时申请序列号 60/618,379 的权益; 并且本申请是于 2005 年 8 月 8 日提交的美国序列号 11/199,838 的部分继续申请, 所述美国序列号 11/199,838 是于 2005 年 4 月 15 日提交的美国序列号 11/107,152 的部分继续申请, 美国序列号 11/107,152 要求于 2004 年 10 月 12 日提交的美国临时申请序列号 60/618,379 的权益; 所有这些申请都通过引用将其全部内容结合在此。

发明领域

[0003] 本发明涉及用于提高高水分材料如煤的质量特性的装置和方法。更具体而言, 本发明将现有的工业过程装置废热源用于低温、露天工艺中, 以在工厂加工或燃烧粒状材料之前干燥这样的材料, 从而提高它们的热含量或加工性, 并且降低工厂排放。在本发明的另一方面, 将与流化床操作性相通的洗涤器组件用于加工煤或其它有机材料, 使得含有污染物或其它不适宜成分的更致密和 / 或更大的材料与剩余的煤或其它有机材料分离。虽然可以将此方法和洗涤器组件以有效或经济的方式用于许多不同的工业中, 但是它特别适宜用于发电厂, 用于减少燃烧前的煤中的水分含量和硫、汞和飞灰成分。

[0004] 发明背景

[0005] 全世界约 63% 的电力以及在美国生产的 70% 电力都是在发电厂燃烧化石燃料如煤、石油或天然气而产生的。这样的燃料在发电厂的燃烧室中燃烧, 以产生用于使锅炉中的水转变成水蒸汽的热量。然后, 此水蒸汽被过热并引入到巨大水蒸汽涡轮机中, 由此它推动涡轮机的扇状叶片, 使轴旋转。这个旋转的轴再使发电机的转子旋转, 从而产生电力。

[0006] 水蒸汽一旦流过涡轮机, 就进入冷凝器, 在此处它绕着携带有冷却水的管通过, 这些冷却水吸收来自水蒸汽的热量。当水蒸汽冷却时, 它冷凝成水, 然后水被泵送回到锅炉中, 重复将其再次加热成水蒸汽的过程。在很多发电厂中, 在冷凝器管道内吸收了来自水蒸汽的这种热量的这种水被泵送到喷淋池或冷却塔进行冷却。然后, 冷却水可以再循环通过冷凝器, 或排放到湖泊、河流或其它水体中。

[0007] 在美国开采的 89% 的煤都被用作发电厂的热源。不同于石油和天然气的是, 能够从地球上经济地提取的煤的可供源是丰富的。

[0008] 有四种主要类型的煤: 无烟煤、烟煤、次烟煤和褐煤。尽管这四种煤都主要包含碳、氢、氮、氧和硫以及水分, 但是包含在煤中的这些固体元素及水分的具体量变化很大。例如, 最高级的无烟煤包含约 98 重量% 的碳, 而最低级的褐煤 (也称作 “褐色煤”) 可以只包含约 30 重量% 的碳。同时, 水分量在无烟煤和烟煤中可能小于 1%, 而在诸如保德河盆地 (“PRB”) 的次烟煤中为 25-30 重量%, 在北美褐煤中为 35-40 重量%。对于澳大利亚和俄

罗斯,这些褐煤水分量可能分别高达 50%和 60%。相比于烟煤和无烟煤,这些高水分的次烟煤和褐煤具有较低的热值,原因是它们在燃烧时产生更少量的热。而且,高的燃料水分影响电源装置工作的所有方面,包括影响性能及排放。相比于高级煤的情况,高的燃料水分使锅炉的效率明显更低以及单位热耗更高。高水分含量还可能导致在比如燃料处理、燃料磨碎、风机容量和高的废气流量的方面的问题。

[0009] 在美国,烟煤由于含量丰富并且具有较高的热值,因而是最广泛用于电力生产的等级的煤。但是,它们还包含中等至高含量的硫。作为在美国日益严格的环境法规如清洁空气法案的结果,发电厂不得不在这些工厂的烟囱前面安装昂贵的洗涤器装置,以防止这些煤燃烧所产生的二氧化硫 (“SO₂”)、氮氧化物 (“NO_x”) 和飞灰污染空气。

[0010] 低级煤如次烟煤和褐煤由于硫含量和成本低,因而作为发电厂用的热源已经日益得到了关注。但是,它们在燃烧时仍然产生足够量的 SO₂, NO_x 和飞灰,使得需要对废气进行处理,以符合联邦和州的污染标准。另外,灰分和硫是煤中出现的主要杂质。灰分主要由铝、钙、铁和硅的矿物化合物组成。煤中的一些硫也是矿物形式 – 特别是黄铁矿,其是铁和硫的化合物。煤中的其余硫是有机硫的形式,其与煤中的碳紧密地结合。

[0011] 业内早已认识到,煤经过加热降低了它的水分,因此,通过干燥煤,提高了煤的等级以及热值 (BTU/ 磅)。在热水锅炉中燃烧之前,煤的干燥可以提高锅炉的所得效率。

[0012] 在现有技术中已经将各种各样的干燥器装置用于干燥煤,包括回转窑 (授给 Berg 的美国专利 5, 103, 743), 串联回旋床干燥器 (授权给 Petrovic 等的美国专利 4, 470, 878), 长槽干燥器 (授权给 Siddoway 等的美国专利 4, 617, 744), 料斗式干燥器 (授权给 Ohno 等的美国专利 5, 033, 208), 移动床式干燥器 (授权给 Petrovic 等的美国专利 4, 606, 793) 和振动流化床干燥器 (授权给 Ladts 的美国专利 4, 444, 129)。在内业还周知的是流化床干燥器或反应器,其中,为了提高干燥性能,通过流化床底部的孔引入流化介质,以使煤颗粒分离并漂浮。流化介质可以兼作直接加热介质,或可以在流化床反应器内安置单独的间接热源。参见,例如,授权给 Goldich 的美国专利 5, 537, 941 ;授权给 Selle 等的 5, 546, 875 ;授权给 Reynoldson 等的 5, 832, 848 ;授权给 Dunlop 的 5, 830, 246、5, 830, 247 和 5, 858, 035 ;授权给 Kannenberg 等的 5, 637, 336 ;授权给 Dietz 的 5, 471, 955 ;授权给 Heard 等的 4, 300, 291 ;以及授权给 Parks 的 3, 687, 431。

[0013] 但是,这些传统的干燥工艺中的很多都在非常高的温度和压力下使用。例如,矿业局工艺在 1500psig 下进行,而在授权给 Koppelman 的美国专利 4, 052, 168 中公开的干燥工艺需要 1000-3000psi 的压力。类似地,授权给 Criner 的美国专利 2, 671, 968 教导了 1000° F 的上升气流的应用。同样,授权给 Dunlop 的美国专利 5, 145, 489 公开了一种用于同时改进煤和油的燃料性质的工艺,其中使用了被保持在 850-1050° F 的反应器。还参见授权给 Mansfield 的美国专利 3, 434, 932 (1400-1600° F) ;以及授权给 Shelton 的 4, 571, 174 (≤ 1000° F)。

[0014] 采用这种非常高的温度干燥或另外地处理煤,需要巨大的能量消耗和其它资金和操作成本,这可能非常快地导致低级煤的使用在经济上难于实行。而且,干燥工艺使用的更高温度使得形成另一种需要被处理的排出流,原因在于挥发物被驱出。此外,这种经济平衡变复杂的事实在于,为提高被干燥煤的热值,现有技术的煤干燥工艺通常依赖于化石燃料如煤、石油或天然气的燃烧来提供十足的热源。参见,例如,授权给 Michael 等的美国专

利 4, 533, 438 ; 授权给 Dunlop 的 4, 145, 489 ; 授权给 Blake 的 4, 324, 544 ; 授权给 Seitzer 的 4, 192, 650 ; 授权给 Ladt 的 4, 444, 129 ; 以及授权给 Berg 的 5, 103, 743。在一些情况下, 这种燃烧后的燃料源可以构成在煤干燥工艺内分离并回收的煤粉。参见, 例如, 授权给 Merriam 等的美国专利 5, 322, 530 ; 授权给 Erhard 的 4, 280, 418 ; 以及授权给 Stahlherm 等的 4, 240, 877。

[0015] 因此, 人们一直致力于开发利用低温条件干燥煤的工艺。例如, 授权给 Johnson 的美国专利 3, 985, 516 教导了一种用于低级煤的干燥工艺, 该工艺在 400–500° F 范围内的流化床中使用温热惰性气体作为干燥介质。授权给 Greene 的美国专利 4, 810, 258 公开了使用过热气态干燥介质将煤加热到 300–450° F, 但是其优选温度和压力为 850° F 和 0.541psi。也参见, 例如, 授权给 Petrovic 等的美国专利 4, 436, 589 和 4, 431, 585 (392° F) ; 授权给 Dellessard 等的 4, 338, 160 (482–1202° F) ; 授权给 Ottoson 的 4, 495, 710 (400–900° F) ; 授权给 Coleman 等的 5, 527, 365 (302–572° F) ; 授权给 Fracas 的 5, 547, 549 (500–600° F) ; 授权给 Dunlop 的 5, 858, 035 ; 以及授权给 Dunlop 等的 5, 904, 741 和 6, 162, 265 (480–600° F)。

[0016] 虽然几种现有技术的煤干燥工艺仍然采用更低的温度, 但是只是将煤干燥到有限的程度。例如, 授权给 Dunlop 的美国专利 5, 830, 247 公开了一种采用流化床密度为 20–401bs/ft³ 的第一流化床反应器不可逆制造干燥煤的工艺, 其中水分含量为 15–30 重量%、氧含量为 10–20% 以及颗粒大小为 0–2 英寸的煤在 150–200° F 经受 1–5 分钟, 以同时使煤粉碎及脱水。然后, 将煤供给至第二流化床反应器, 在其中, 将它用矿物油涂覆, 然后在 480–600° F 温度经受 1–5 分钟, 以使产物进一步粉碎及脱水。因此, 明显的是不仅此工艺适用于水分含量相对较低 (即, 15–30%) 的煤, 而且煤颗粒在 150–200° F 操作的第一流化床反应器中只是部分脱水, 而真正的干燥发生在于 480–600° F 的更高床温下操作的第二流化床反应器中。

[0017] 同样, 授权给 Hunt 的美国专利 6, 447, 559 教导了一种用于在惰性气氛中处理煤的工艺, 其通过如下来提高煤的等级: 最初在 200–250° F 下加热煤以除去其表面水分, 之后通过在 400–750° F、900–1100° F、1300–1550° F 和 2000–2400° F 进行的系列连续加热步骤, 分离在煤颗粒孔内的水, 从而制造出水分含量和挥发物含量分别低于 2 重量% 和 15 重量% 的煤。再一次明显的是, 初始 200–250° F 的加热步骤只是对煤颗粒提供有限度的干燥。

[0018] 采用流化床反应器干燥煤可能碰到的问题之一是流化介质中捕获的大量的粉煤的产生。尤其是在更高的床操作条件下, 这些粉煤可能自发地燃烧, 从而导致爆炸。因此, 很多现有技术的煤干燥工艺都采取在无气流化床环境内使用惰性流化气体, 以防止燃烧。这种惰性气体的实例包括氮、二氧化碳和水蒸汽。例如, 参见授权给 Waterman, Jr. 的美国专利 3, 090, 131 ; 授权给 Petrovic 等的 4, 431, 485 ; 授权给 Heard 等的 4, 300, 291 和 4, 236, 318 ; 授权给 Ekberg 的 4, 292, 742 ; 授权给 Knappstein 的 4, 176, 011 ; 授权给 Cha 等的 5, 087, 269 ; 授权给 Galow 等的 4, 468, 288 ; 授权给 Hauk 的 5, 327, 717 ; 授权给 Hunt 的 6, 447, 559 ; 以及授权给 Dunlop 等的 5, 904, 741。授权给 Coleman 等的美国专利 5, 527, 365 提供了一种在通过使用如丙烷或甲烷的低级烷烃惰性气体实现的“温和还原环境”中干燥低质量含碳燃料的工艺。为了避免爆炸, 还有其它的现有技术工艺使用了随着煤穿过化床

反应器的长度而保持在逐渐降低的温度的大量热流化流,从而确保煤的适当冷却。例如参见授权给 Shelton 的美国专利 4,571,174 ;和授权给 Wicker 的 4,493,157。

[0019] 干燥煤时,在干燥煤时工业上早已碰到的另一个问题在于,干燥工艺完成之后,其随时间流逝而重新吸收周围空气环境中的水分的自然趋势。因此,人们一直致力于用矿物油或一些其它烃产物涂覆干燥煤颗粒的表面,以形成防止煤颗粒的孔内水分的吸附的阻挡层。例如参见授权给 Dunlop 的美国专利 5,830,246 和 5,858,035 ;授权给 Johnson 的 3,985,516 以及授权给 Simmons 的 4,705,533 和 4,800,015。

[0020] 为了提高干燥低级煤的工艺经济性,已知的是,采用废热流作为初级燃烧燃料热源的补充热源。参见授权给 Merriam 等的美国专利 5,322,530。在焦化煤生产中尤其是这样,在焦化煤生产中,为了在热交换器中加热干燥气体,可以再循环由热焦炭加热的冷却气体。参见例如授权给 Poersch 的 4,053,364 ;授权给 Wagener 等的 4,308,102 ;授权给 Dellessard 等的 4,338,160 ;授权给 Weber 等的 4,354,903 ;授权给 Kemmetmueller 的 3,800,427 ;授权给 Michael 等的 4,533,438 ;以及授权给 Petrovic 等的 4,606,793 和 4,431,485。同样地,为了干燥煤,来自流化床燃烧炉的废气已经被用作用于包含在用于干燥煤的流化床反应器内部的热交换器的补充热源。参见例如授权给 Goldich 的美国专利 5,537,941 ;以及授权给 Hauk 的 5,327,717。授权给 Berg 的美国专利 5,103,743 公开了一种在回转窑中干燥如湿煤的固体的方法,其中干燥材料被气化,以产生随后用作辐射加热器用的燃烧热源的热气体,所述辐射加热器被用于干燥在窑内的材料。在授权给 Wagener 等的美国专利 4,284,476 中,在焦炭生产工艺中来自相关冶金装置的烟道气穿过热焦炭,以将其冷却,由此将烟道气加热,随后该烟道气用于预热转化成焦炭之前的湿煤进料。

[0021] 但是,这些现有技术的工艺似乎都没有使用在煤干燥操作中的废热流作为用于干燥煤的唯一热源。相反,它们只补充使化石燃料如煤、石油或天然气保持燃烧的一次热源。因此,为了干燥化石燃料(即,煤)以提高其在加工厂(例如,发电厂)中用于燃料锅炉的热值,干燥包括低级煤的煤产物的工艺经济性继续受到燃烧化石燃料的需要的限制。

[0022] 采煤公司典型地清洁他们的煤产品,以在将它们供应给终端用户如发电厂和焦炭生产厂之前除去杂质。在通过筛分装置将煤块拣选以形成粗流、中流和细流后,将这三种煤流传递到清洗装置,在清洗装置中,将煤颗粒与水混合。使用比重的原理,含有最大量杂质的最重的块体沉降到清洗器的底部,因此它们下降到用于随后处置的垃圾箱中。然后,将来自三种流的清洁煤颗粒再次合并在一起,并且通过振动器、跳汰机或热空气鼓风机干燥,以制备准备用于运送到终端用户的成品煤产物。

[0023] 虽然由采煤操作采用的清洁工艺从煤中除去了很多灰分,但是它对硫几乎没有影响,因为有机硫与煤内的碳紧密地结合。因此,需要使用其它方法在煤的燃烧之前将其进一步纯化。业内已知用于分离不同类型的粒状材料的方法。例如,授权给 Oetiker 的美国专利 3,852,168 公开了一种用于将玉米粒与壳部分分离的大型机器,其中使它们经受振动和脉动空气流。另一方面,授权给 Zaltzman 等的美国专利教导了将粒状材料通过向上倾斜的槽传递,流化气体被强迫从该槽的底部通过该槽,以产生流化材料床。还对该槽赋予垂直振动运动,以帮助在材料混合物中含有的各种组分的分离。混合物中较不致密的组分上升到流化床的表面,而更致密的组分沉降到底部。在槽的输出端,可以将分流器用来回收材料的不同层。该装置对分离农产品和沙适用。

[0024] 在现有技术中已知的是, 在一些情形下, 可以在不增加机械振动或垂直振荡的情况下使用流化床来实现颗粒分离。例如, 授权给 Strohmeyer 的美国专利 4, 449, 483 使用一种加热的流化床干燥器来处理城市垃圾, 并且在垃圾燃烧以产生热之前, 将较重的颗粒如玻璃从垃圾中移出。同时, 授权给 Binnix 等的美国专利 3, 539, 001 通过预定大小和比重的材料的中间选择性移出从混合物中对材料进行分级。材料混合物沿着向下倾斜的筛网载体移动并且通过向上引导的气动脉冲而悬浮。授权给 Fletcher 等的美国专利 2, 512, 422 也使用向下倾斜的流化床, 其采用向上引导的空气脉冲, 其中通过在流化床单元的顶部中提供相对于流化床的总横截面面积具有足够横截面面积的孔, 从而控制流化床内的静压水平, 以防止更高比重的小颗粒在煤床内上升, 可以从煤混合物中分离和纯化煤的小颗粒。

[0025] 但是, 在 Strohmeyer, Binnix 和 Fletcher 的这些专利中公开的方法和装置全部似乎都涉及分离混合物内具有相对大比重差的不同成分。这些方法可以容易地起作用, 以从煤中分离小煤块、螺钉 (bolts)、岩石等, 但是, 不预期它们将含有有机硫的煤颗粒与基本上没有硫的煤颗粒分离, 因为这两种煤部分的比重可能比较接近。

[0026] 另一种很关注的空气污染物是在煤中天然存在的汞。美国环境保护局 (“EPA”) 颁布的法规要求燃煤发电厂到 2010 之前要显著降低包含在它们的废气中的汞含量。业内的主要努力集中在通过使用碳基吸附剂从废气中除去汞, 或优化现有的废气排放控制技术以捕获汞。但是, 使用碳吸附剂基的洗涤器装置可能在安装和操作上都非常昂贵。而且, 与低级煤 (次烟煤和褐煤) 相比, 当前现有的排放控制装置可能对于高级煤 (无烟煤和烟煤) 所起作用较差。

[0027] 因此, 西部研究所开发了一种用于处理低级煤以除去汞的预燃烧热法且获得了专利权。使用两区反应器, 将原煤在约 300° F 的第一区域内加热, 以除去水分, 该水分是与吹扫气一起从该区域被吹扫的。然后, 将干燥煤转移到温度已被升高到约 550° F 的第二区域。包含在煤中的高达 70-80% 的汞挥发并且从该区域被第二吹扫气流吹扫。随后, 汞从吹扫气中分离, 并且被收集进行处置。参见 Guffey, F. D. & Bland, A. E., “用于控制汞排放的低级煤热预处理 (Thermal Pretreatment of Low-Ranked Coal for Control of Mercury Emissions)” 85 Fuel Processing Technology 521-31 (2004); Merriam, N. W., “通过低温热处理从保德河盆地煤中移除汞 (Removal of Mercury from 保德河盆地 Coal by Low-Temperature Thermal Treatment)” Topical Report WRI-93-R021 (1993); 授权给 Merriam 等的美国专利 5, 403, 365。

[0028] 但是, 这种预燃烧热法还是耗费资金的, 因为它需要双区反应器以完成干燥和汞挥发的步骤。而且, 需要能量源来产生 550° F 的床温。此外, 通过这个方法, 有 20-30% 的汞不能从煤中除去, 因为它与煤中的碳紧密地结合。因此, 还需要昂贵的洗涤器技术, 以处理用这种方法预处理的煤燃烧产生的废气, 原因是这种热预处理方法完成之后, 煤中残留明显含量的汞。

[0029] 因此, 需要在没有机械或化学添加剂的情况下, 利用在非常低温下操作的流化床预处理粒状材料如煤, 以分离并除去煤中的大部分的污染物成分 (例如, 汞和硫) 的能力。这样的方法能够被应用于所有等级的煤, 并且将减轻对于处理煤燃烧之后的废气的昂贵的洗涤器技术的需求。

[0030] 还适宜的是协同使用采用锅炉的工厂内可利用的废热源, 以提高使用低级煤如次

烟煤和褐煤的工艺经济性,所述废热源作为用于干燥被引入到锅炉燃烧室中之前的煤的专用热源而另外损失。相比于更传统使用的烟煤和无烟煤,这样的低级煤源能够意外地变成发电厂用的可行燃料源。除了在煤中发现的导致污染的不适宜元素被除去之外,低硫次烟煤和褐煤的经济利用还大大有益于环境。

[0031] 发明概述

[0032] 根据本发明,提供一种通过使用在工厂操作中可利用的废热源,提高在工厂操作中用作必要组分的材料的质量特性的方法。这些材料可以包括在工厂操作中燃烧的燃料源,或用于制造由工厂操作产生的成品的原料。这些废热源包括但不限于来自燃烧室中的热废气或烟道气、热的冷凝器冷却水或空气、来自涡轮机的工艺水蒸汽和具有高热值的其它工艺水蒸汽。本发明具体地涉及用于确定并且开发各种单独或组合的可利用的废热源,以提供提高材料的质量或特性所需的适当数量和温度水平的热量的方法。

[0033] 尽管本发明可应用于许多不同产业和粒状材料,但是为了说明性目的,本发明在此处是与通常的煤燃烧发电厂相关地进行描述的,在发电厂中,为了提高煤的热值以及所得的发电厂锅炉效率,理想的是在干燥器中从煤中除去一些水分。以这种方式干燥煤能够使比如次烟煤和褐煤的低级煤得到提高,甚至能够使用。通过降低煤的水分含量,不管它是低级或高级煤,都同样可以使其它改进的操作效率得到实现。例如,更干的煤将降低发电厂中的煤处理系统、输送装置和煤粉碎机的负荷。由于煤越干越易于输送,因此这降低了维修费用,并且增加了煤处理系统的可用性。煤越干还越易于被磨碎,因此实现相同的研磨尺寸(煤的细度)所需要的“磨机”功率越小。在燃料水分较小的情况下,离开磨机时的水分含量就得到降低。这将改善煤的研磨产物。另外,用于传输、流化和加热煤的一次空气的需求较少。这样的较低含量的一次空气降低了空气速度,而由于较低的一次空气速度,使在煤磨机、输煤管、煤燃烧器和相关设备中的腐蚀得到显著地降低。这样带来的效果是降低了输煤管和磨机的维修费用,对于燃烧褐煤的发电厂来说,这两种费用是非常高的。而且还实现了烟囱排放的降低,因而提高了下游的环境保护设备的收集效率。

[0034] 为了经济可行地燃烧发电厂的锅炉,这样的煤燃料原料不需要干燥到绝对零的水分含量。相反,通过利用这些可获得的废热源将煤干燥到充分程度,可以使锅炉效率得到显著提高,同时使加工成本维持在经济可行的水平。这样为工厂的经营者带来了真正的经济利益。褐煤的水分含量能够从通常的 39-60% 的含量降低到 10% 或更低,但是优选 27-32%。这种优选的含量决定于锅炉传热以将送到涡轮机的水蒸汽过热并且再热的传质限制。

[0035] 在对工厂操作不产生不利结果的情况下,本发明优选以各种组合使用多种工厂废热源,以干燥材料。在通常的发电厂中,废工业用热仍然可从很多来源获得以进一步使用。一种可能的来源是水蒸汽涡轮机。水蒸汽可以取自水蒸汽涡轮机循环,以干燥煤。对于很多现有的涡轮机而言,这样可能降低功率输出,并且对提取点下游的涡轮机级的性能产生不利影响,因而使这种热提取的来源的适宜性受到限制。但是,对于新建立的发电厂,水蒸汽涡轮机是为水蒸汽提取而设计的,对级效率没有负面影响,因而对于新工厂,能够使这种水蒸汽提取成为用于煤干燥的废热源的一部分。

[0036] 用于干燥煤的废热的另一种可能来源是包含在工厂排出的废气内的热能。采用包含在废气中的废热来除去煤的水分,可以降低烟道温度,这又降低了烟道中的浮力,并且能

够导致在烟道壁上的水蒸气和硫酸冷凝。这样限制了能够从用于煤干燥的废气得到的热量的量,尤其对于装备有湿式洗涤器的装置,因而这样可能使得热废气不是在本发明的很多终端应用中所使用的唯一废热源。

[0037] 在 Rankine 的动力循环中,从在水蒸汽冷凝器和 / 或冷却塔中的循环中排出热。在通常用于公用厂的水蒸汽冷凝器中排出的热是大的废热源,为二次目的利用这些热对工厂操作的影响最小。因此,能够将离开冷凝器的这种热冷凝器冷却水的一部分转移并改用于煤干燥。工程分析表明,在满单位负荷下,为了将煤的水分含量降低 4 个百分点,只需冷凝器中排出的 2% 的热量。这种热源单独使用或与其它可得到的工厂废热源组合使用,使工厂废热源得到最佳使用,而对工厂操作不产生不利的影响。

[0038] 尽管本发明集中在利用可获得的废热源使水分能够降低或集中在其它处理步骤,但是应当意识到,为了利用废热源以经济地实现所需结果,可以向系统中加入一次热源如燃烧热。典型地,相对于所使用的废热源,一次热量的量是少量的。

[0039] 本发明使用了固定床干燥器和流化床干燥器,两者都为单级和多级的,以使材料在工厂操作内消耗之前进行预干燥和进一步清洁,但可以使用其它商业上已知类型的干燥器。而且,这种干燥工艺在低温、露天系统内进行,因而进一步降低了工厂的操作成本。可以有利地保持干燥温度低于 300° F,更优选在 200-300° F 之间。

[0040] 由于本发明,离开冷凝器的一部分热的冷凝器冷却水能够被转移并且用于预热被引导至 APH 的进口空气。

[0041] 本发明还包括用于按密度和 / 或大小分离粒状材料和富集污染物如飞灰、硫和含汞材料或其它不需要的成分以从粒状材料进料中分离的装置。与试图在煤燃烧后除去污染物和其它污染物的当前的现有技术系统相反,本发明的装置包括:流化床,所述流化床具有用于接收将要被流化的粒状材料的接收进口。所述流化床还包括用于接收第一流化流的开口,第一流化流可以是一次热流、二次热流、至少一种废物流或它们的任何组合。在流化床安置至少一个用于排放需要的已流化颗粒流的排放出口,以及至少一个用于排放非流化颗粒流的排放出口,所述非流化颗粒流含有富集的污染物或其它不需要的成分。将输送机操作性地安置在流化床内,用于将非流化微粒输送至非流化微粒排出口。收集箱与流化床操作性相通,用于接收排放的非流化粒状材料流。在收集箱内还有任选的装置,用于引导第二流化流在非流化粒状材料在收集箱时通过它,以进一步富集其中含有的污染物或其它不需要的成分。

[0042] 在煤燃烧之前将这些污染物和其它污染物除去,消除了工厂加工中的污染物对环境可能造成的潜在危害,并且预期的优点是排放更低、煤输入量更小、工厂操作需要的辅助动力更小、工厂水用量更少、金属腐蚀及其它因素所致的装置维修成本更低以及从废气中提取这些污染物所需装置引起的资本费用更小。

[0043] 本发明的一个优点在于它通常允许粒状材料的连续处理。当非流化颗粒流从流化床排出时,可以向流化床中加入更多的粒状材料进料,以进行处理。

[0044] 本发明的另一个优点是非-粒状材料的大体水平的输送。非-流化粒状材料的这种大体水平的输送保证了所有的粒状材料在材料被输送同时通过混合或搅拌而得到均匀且快速的处理。

[0045] 本发明的再一个优点是,它允许污染物从粒状材料进料中分离并被去除。这样对

工厂操作能够提供显著的环境益处。

[0046] 本发明的又一个优点是,它包括第二流化步骤或装置,以捕获更多的没有被污染的可流化颗粒,这些颗粒仍然被捕获或或已经被捕获在非流化的粒状材料中。捕获更多的流化颗粒增加了可使用的没有被污染的颗粒的量,同时降低了将进行进一步处理或处置的污染颗粒的量。通过捕获更多可使用的没有被污染的颗粒以及降低污染粒状材料的量,公司就能够增加其效率同时降低其成本。

[0047] 附图简述

[0048] 图 1 是示出发电用的简化的燃煤发电厂操作的示意图。

[0049] 图 2 是显示改进的燃煤发电厂的示意图,该发电厂使用了废气和水蒸汽涡轮机的废热流,以改进锅炉的效率。

[0050] 图 3 是本发明的流化床干燥器及其用于输送煤和热流化空气的相关设备的图。

[0051] 图 4 是本发明的单级流化床干燥器的示意图。

[0052] 图 5 是本发明的流化床干燥器的分配板的平面图。

[0053] 图 6 是用于流化床干燥器的分配板的另一个实施方案的平面图。

[0054] 图 7 是沿图 6 的线 7-7 截取的分配板的图。

[0055] 图 8 是含螺旋推进加料器的图 6 的分配板的平面图。

[0056] 图 9 是本发明的单级流化床干燥器的示意图,其使用一次热源间接加热被同时用于干燥和流化煤的流化空气。

[0057] 图 10 是本发明的单级流化床干燥器的示意图,其使用废工业用热间接加热被同时用于干燥和流化煤的流化空气。

[0058] 图 11 是本发明的单级流化床干燥器的示意图,其组合使用废工业用热和热的冷凝器冷却水,所述废工业用热对用于流化煤的流化空气进行加热(间接加热),而所述热的冷凝器冷却水循环通过在包含于流化床干燥器内部的床内(in-bed)热交换器中以干燥煤(直接加热)。

[0059] 图 12 是本发明的单级流化床干燥器的示意图,其组合使用了废工业用热和热水蒸汽,所述废工业用热对用于流化煤的流化空气进行加热(间接加热),而所述热水蒸汽取自水蒸汽涡轮机循环并且循环通过包含于流化床干燥器内部的床内热交换器以干燥煤(直接加热)。

[0060] 图 13 是本发明的单级流化床干燥器的示意图,其利用了废工业用热对用于流化煤的流化空气进行加热(间接加热),并且对循环通过包含在流化床干燥器内部的床内热交换器的传递液体进行加热,以干燥煤(间接加热)。

[0061] 图 14 是本发明的单级流化床干燥器的示意图,其利用了来自工厂燃烧室烟囱的热废气,对用于流化煤的流化空气进行加热(间接加热),以及对循环通过包含在流化床干燥器内部的床内热交换器的传递液体进行加热,以干燥煤(间接加热)。

[0062] 图 15 是本发明的两级流化床干燥器的图。

[0063] 图 16 是本发明的两级流化床干燥器的示意图,其使用了来自工厂操作的废工业用热,以对在流化床干燥器的两个室内被用于流化煤的流化空气进行加热(间接),以及对循环通过包含于流化床干燥器的两个室内的床内热交换器的热冷凝器冷却水进行加热,以干燥煤(直接加热)。

- [0064] 图 17 是在干燥器床内使用的加热盘管的侧视图。
- [0065] 图 18 是沿图 17 的线 18-18 截取的加热盘管的视图。
- [0066] 图 19 是流化床干燥器与用于分离煤粉中的污染物的装置结合的示意图。
- [0067] 图 20 是流化床干燥器与用于分离煤粉中的污染物并且将所述污染物燃烧以发电的装置结合的示意图。
- [0068] 图 21a 和 21b 是洗涤器组件的剖开透视图,该洗涤器组件用于除去流化床干燥器中的分离流颗粒。
- [0069] 图 22 是本发明的另一个洗涤器组件的实施方案的透视图。
- [0070] 图 23 是图 22 的洗涤器组件的平面图。
- [0071] 图 24 是图 22 所示洗涤器组件的一部分的放大透视图。
- [0072] 图 25 是根据本发明的一个示例性实施方案的洗涤器组件的门或材料流量调节器的端视图。
- [0073] 图 26 是根据本发明的一个示例性实施方案的门的横截面视图。
- [0074] 图 27 是窗组件的横截面视图。
- [0075] 图 28 是本发明的两级流化床中试干燥器的示意图。
- [0076] 图 29-30 是图 28 的流化床干燥器的几个操作特性的曲线描述图。
- [0077] 图 31 是本发明被结合到发电厂中的两级流化床干燥器的示意图,其使用热冷凝器冷却水加热包含在第一干燥器级中的煤,以及加热被用来流化两干燥器级内的煤的流化空气。将热冷凝器冷却水与热废气结合,对在第二干燥器级中的煤进行干燥。
- [0078] 图 32 是本发明被结合到发电厂中的两级流化床干燥器的示意图,其使用由热冷凝器冷却水和热废气提供的组合废热以加热和 / 或干燥在两个干燥器级中的煤。
- [0079] 图 33 是本发明被结合到发电厂中的两级流化床干燥器的示意图,其使用热废气以加热和 / 或干燥在两个干燥器级中的煤。
- [0080] 图 34 是被结合到发电厂中的两级流化床干燥器的又一个优选实施方案的示意图,其使用热冷凝器冷却水和热废气以加热用于干燥器的流化空气流并且将热源提供给位于干燥器内的床内热交换器。
- [0081] 图 35 是对图 34 利用废热源的低温干燥工艺的另一种变体,其还包括煤预热器和干燥冷却器。
- [0082] 图 36 是本发明煤冷却器的示意图。
- [0083] 图 37a 是位于通向结合煤冷却器级的流化床干燥器的堰门 (weir gate) 的视图。
- [0084] 图 37b 是煤冷却器级的排放门的视图。
- [0085] 图 37c 是煤冷却器排放端壁和排放门的局部视图。
- [0086] 图 38 说明了具有三分区空气预热器的封闭式冷却线路。
- [0087] 图 39 说明了具有两分区空气预热器的封闭式冷却线路。
- [0088] 图 40 说明了具有三分区旋转再生式空气预热器的开放式冷却线路。
- [0089] 图 41 说明了具有三分区旋转再生式空气预热器的开放式冷却线路的第二实施方案。
- [0090] 图 42 是固定床干燥器的一个实施方案的示意图。
- [0091] 图 43 是用于不同水分含量的煤的净单位发热量的提高的曲线图。

[0092] 图 44 是不同水分含量的煤的 HHV 值的曲线图。

[0093] 图 45 是本发明的构造 A(基本方案(base case))的示意图。

[0094] 图 46 是本发明的构造 B(高温)的示意图。

[0095] 图 47 是本发明的构造 C(低温)的示意图。

[0096] 图 48 是本发明的构造 D(超低温)的示意图。

[0097] 图 49-59 是在用各种煤干燥构造的情况下电厂效率的不同量度相对于不同水分含量的煤的曲线图。

[0098] 图 60 是本发明原型干燥器系统的示意图。

[0099] 图 61-73 是原型干燥器性能的不同量度的曲线图。

[0100] 图 74-75 是围绕流化床干燥器的汞质量平衡。

[0101] 图 76 是废气水分含量和停留时间对汞物种形成的影响的曲线图。

[0102] 前面的概述是只为示例性目的而提供的,并且可以被修改成各种落入本发明的精神和范围之内的变型和构造。因此,这些图不应当被认为是限制性的,而是作为有助于本领域技术人员理解包含在下列详述中的新颖构思的补充。

[0103] 优选实施方案详述

[0104] 本发明提供一种方法,其通过使用在工厂操作中可利用的一种或多种废热源提高在工厂操作中用作必要组分的材料的质量特性。这种发明允许更经济地干燥材料,从而能够使用较低级(例如,更高水分)的材料,否则所述材料在工厂操作中是不可行的。本发明还能够降低材料在工厂操作中被处理之前所包含的污染物和其它不适宜元素。

[0105] 本发明还包括一种装置和方法,它们用于将粒状材料进料流分成污染物或其它不适宜组分(“污染物”)含量被降低的流化颗粒流,以及由污染物浓度增加的更密实和/或更大颗粒形成的非流化颗粒流。在本发明中使用的分离方法利用了污染物的物理特性。具体而言,它利用了被污染的以及没有被污染的材料比重之间的差。通过分离并除去其内富集这些污染物的更密实和/或更大的材料,可以从大部分粒状材料中除去污染物。本发明利用了使被污染的更密实和/或更大材料与没有被污染的材料分离的流化法。

[0106] 对于本发明来说,“粒状材料”表示构成进入工厂操作的组成输入物的任意粒状或颗粒化合物、物质、元素或组分,包括但不限于燃烧燃料,如煤、生物质、树皮、泥煤、森林废弃物、玉米秸和柳枝稷(switch grass);垃圾得到的燃料如废料;铝土矿和其它矿石;以及在工厂操作内被改性或转化的基质,如谷物、谷类、麦芽、可可和纸浆。

[0107] 在本发明的上下文中,“工厂操作”表示提供有益产物或最终产品的物质的任何燃烧、消耗、转化、改性或改进。这样的操作可以包括但不限于发电厂;炼焦操作;炼铁、炼钢或炼铝的设施;水泥生产操作;玻璃生产装置;乙醇生产装置;用于谷物和其它农业物质,和生物质材料如玉米秸、枝条草、树皮和泥炭的干燥操作;食品加工设施;垃圾得到的燃料的燃烧厂;纸浆厂;和用于工厂及建筑物的加热操作。工厂操作包括与产品或系统的热处理结合的其它生产操作,包括但不限于用于在二氧化碳或有机酸分离中使用的胺或其它萃取剂的温室、区域供热和再生操作,以及合成燃料生产,包括煤液化。

[0108] 如在本申请中使用的“煤”表示无烟煤、烟煤、次烟煤和褐煤或“褐色的”煤,以及泥煤。具体包括保德河盆地煤。

[0109] 对于本发明来说,“质量特性”表示粒状材料的区别属性,其在工厂操作内影响粒

状材料的燃烧、消耗、转化、改性或改进,包括但不限于水分含量、碳含量、硫含量、汞含量、飞灰含量以及燃烧时 SO_2 和 NO_x 、二氧化碳、氧化汞的产生。

[0110] 如在本申请中使用的,“热处理装置”表示有利于对产品施加热的任何装置,包括但不限于燃烧室、干燥器、蒸煮器、烘箱、保温箱、生长室和加热器。

[0111] 在本发明的上下文中,“干燥器”表示可用于通过应用直接或间接加热降低粒状材料的水分含量的任意装置,包括但不限于流化床干燥器、振动流化床干燥器、固定床干燥器、移动床干燥器、级联回旋床干燥器、细长槽式干燥器、料斗干燥器或窑。这些干燥器还可以由单个或多个容器、单级或多级构成,是堆叠或不堆叠的,并且含有内部或外部的热交换器。

[0112] 对本申请来说,“主要热源”表示主要目的是直接用于在一个装置中做功而产生的热量,所述装置是比如锅炉、涡轮机、烘箱、燃烧室、干燥器、热交换器、反应器或蒸馏塔。这种主要热源的实例包括但不限于燃烧热和直接离开锅炉的工艺水蒸汽。

[0113] 如在本申请中使用的,“废热源”表示在工厂操作中的一个装置内由主要热源已经做的功所产生的具有高热含量的任何残留的气态或液体副产物流,其用于在一个装置中做功的二次目的,而不是废弃。这样的废热源的实例包括但不限于冷却水流、热冷凝器冷却水、热冷凝器冷却空气、热废气或烟道气、来自例如涡轮机的废工业用水蒸汽或来自操作装置如压缩机、反应器或蒸馏塔的废热。

[0114] 对本申请来说,“污染物”表示包含在粒状材料内的任何污染物或其它不适宜的元素、化合物、化学品或组分,因而理想的是,粒状材料在工厂操作内使用、消耗或燃烧之前,使污染物从粒状材料分离,或减少污染物在粒状材料内的存在。

[0115] 尽管本发明可以被用于各种不同的最终用途,比如用于农业、制造或工厂操作,但是只是为了说明目的,本发明在此处是与利用流化干燥床干燥煤进料的燃煤发电厂相关地进行描述的。这并不是意味着以任何方式限制本发明的装置和方法应用于在煤或发电工业之外的其它合适或适宜的最终用途。

[0116] 作为背景,图 1 示出发电用的简化燃煤发电厂 10。将原煤 12 收集在煤仓 14 内,然后,通过进料器 16 供给磨煤机 18,在磨煤机 18 中,煤在一次气流 20 的协助下被粉碎成本领域所知的合适或预定的颗粒大小。然后,将粉碎的煤颗粒供给燃烧室 25,在燃烧室 25 中,它们在二次气流 30 的协助下进行燃烧,产生热源。该燃烧反应还产生废气 27。随后,将废气 27 经由环境设备输送到烟囱。

[0117] 来自燃烧室的这种热源进而将切圆墙式燃烧 (tangentially wall-fired) 锅炉 32 中的水 31 转变成水蒸汽 33,水蒸汽 33 传递给水蒸汽轮机 34。水蒸汽轮机 34 可以完全地由操作性串联连接的高压水蒸汽轮机 36、中压水蒸汽轮机 38 和低压水蒸汽轮机 40 组成。水蒸汽 33 通过推动连接到各个轮机单元内包含的一系列被安装在轴上的轮子的扇状叶片而做功。当水蒸汽推动叶片时,它同时使轮子和涡轮机的轴旋转。这种旋转的轴带动发电机 43 的转子转动,从而产生电力 45。

[0118] 将低压水蒸汽轮机 40 排出的水蒸汽 47 传递给冷凝器 50,在冷凝器 50 内,水蒸汽被冷却水 52 冷却,从而使水蒸汽变成水。大部分的水蒸汽冷凝器都是水冷却的,其中使用了一种开放式或封闭式的冷却线路。在图 1 所示的闭路装置中,水蒸汽 47 内包含的潜热提高了冷的冷却水 52 的温度,因而它作为热的冷却水 54 从水蒸汽冷凝器 50 排出,随后,热

的冷却水 54 在冷却塔 56 中被冷却,以作为在闭路装置中冷的冷却水 52 进行循环。另一方面,在开放式冷却线路中,冷却水携带的热被排放到冷却水体(例如,河流或湖泊)中。相反,在封闭式冷却线路中,冷却水携带的热被排放到冷却塔内。

[0119] 注意,其它冷凝器是气冷的。可以将由这样的冷却步骤产生的加热空气用作本发明方法内的废热源。

[0120] 如图 2 所示,图 1 的发电厂 10 的操作效率可以通过提取并利用一些发电厂的废热和副产物流得到提高。燃烧化石的工厂锅炉典型装备有空气预热器(“APH”),所述空气预热器用来加热在煤粉碎及燃烧工艺中使用的一次和二次气流。在锅炉系统(燃烧室、燃烧器和锅炉装置)中使用燃烧煤,以将水转变成水蒸汽,然后该水蒸汽被用于使水蒸汽涡轮机运转,所述水蒸汽涡轮机与发电机操作性连接。热交换器通常被称作水蒸汽/空气预热器(“SAH”),使用从水蒸汽涡轮机中提出的水蒸汽对空气预热器上游的一次和二次气流进行预热。从涡轮机中提取水蒸汽降低了涡轮机(和工厂)的输出,并且降低了循环和单位发热量。

[0121] 典型的 APH 可以具有再生式(Ljungstrom 或 Rothemule)或管式设计。SAH 被用于保持在 APH 入口的空气的高温,并且防止 APH 的冷却端受到硫酸在 APH 传热表面上沉积所致的腐蚀,以及导致流动阻力和风机功率需求增加的堵塞。APH 入口空气温度越高,使得 APH 气体出口温度越高以及在 APH 冷却端的 APH 传热表面(在再生式 APH 中的传热通道或在管式 APH 中的管)的温度越高。更高的温度减少了在 APH 内的酸沉积区域并还降低了酸沉积速率。

[0122] 因此,在改进系统 65 内,SAH 70 使用提取自中压水蒸汽涡轮机 38 的废工业用水蒸汽的一部分 71,以分别预热被传递给磨煤机 18 和燃烧室 25 之前的一次气流 20 和二次气流 30。在 SAH 70 中能够达到的一次气流 20 和二次气流 30 的最高温度受离开水蒸汽涡轮机 38 的提取水蒸汽 71 的温度和 SAH 70 的热阻限制。而且,一次气流 20 和二次气流 30 分别通过 PA 风机 72 和 FD 风机 74 供给到三分区(tri-sector)APH 76,其中这些气流被排放到大气之前的废气流 27 进一步加热。以这种方式,高温的一次气流 20 和二次气流 30 提高了磨煤机 18 的工作效率以及在燃烧室 25 中工业用热的产量。此外,可以将冷凝器 50 排出的冷凝液 78 循环到锅炉 32 中,以再次转变成工业用水蒸汽。废气 27 和水蒸汽涡轮机 38 排出的工业用水蒸汽 71 以及冷凝器排出的水 78 被成功地用于提高发电厂 65 的总体效率,否则废气 27 和工业用水蒸汽 71 以及冷凝液 78 都可能被废弃。

[0123] 如上述论述那样,如果煤 12 的水分含量能够在其传递给燃烧室 25 之前得到降低,则将进一步有利于发电厂的操作效率。这种初级干燥工艺还能够经济地使用如次烟煤和褐煤的更低级煤。

[0124] 于 2005 年 8 月 8 日提交的名称为“粒状材料的热处理设备(Apparatus for Heat Treatment of Particulate Materials)”的美国申请序列号 11/199,838 更详细地公开了能够与本发明结合使用的流化床干燥器和其它的干燥装置,该申请与本发明享有共同发明人和所有人,并且通过引用以其全部内容结合到此。但是,关于流化床和分离装置的下列细节在本文中公开。

[0125] 图 3 显示流化床干燥器 100,其作用于分离流化煤颗粒流和非流化颗粒流目的的流化床装置,但是应当理解在本申请的范围内可以使用任意其它类型的干燥器。而且,

完整的流化床装置系统可以由多个串联或并联连接的煤干燥器构成,以除去煤中的水分。涉及多个相同煤干燥单元的多干燥器方法提供了操作和维修的灵活性,并且由于其通常更小的尺寸需求,允许煤干燥器被安装并结合在现有的发电厂的设备内,以及被分级、一次一个。这样对正常的工厂操作干扰最小。

[0126] 一个或多个流化床在较低温度范围的露天中操作。床内热交换器与静态的流化床或固定床设计一起使用,以为煤干燥提供另外的热量,从而减小必要的设备尺寸。在流化床干燥器内的床内传热表面充足的情况下,流化/干燥气流可以被降低到相当于最小流化速率的值。这样降低干燥器的腐蚀损害和淘洗(elutriation)率。

[0127] 床内热交换器用热可以直接或间接供给。直接供热包括转移一部分热的流化气流、热的冷凝器冷却水、热的冷凝器冷却空气、工业用水蒸汽、热废气或其它废热源,并且使其通过床内热交换器。间接供热包括使用被以下热源加热的水或其它传热液体:热的一次气流、热的冷凝器冷却水、热的冷凝器冷却空气、从水蒸汽涡轮机循环中取出的水蒸汽、热废气或在外部热交换器中、通过床内热交换器之前的其它废热源。

[0128] 床容积可以是整体的或被分成几部分,在此处被称作“级”。对于在将要燃烧煤的同一位置处理要燃烧的过筛煤,流化床干燥器是良好的选择。单一容器或多个容器中可以包含多个级。多级设计允许最大程度地利用流化床的混合、分离和干燥特性。煤干燥器可以包括用于干燥煤的直接或间接热源。

[0129] 图3公开了在工厂位置上的形式为流化床干燥器100的煤干燥器及相关设备。将湿煤12储存在煤仓14内,在此通过进料门15释放给振动进料器16,振动进料器16将煤12输送给磨煤机18,以粉碎煤颗粒。然后,粉碎的煤颗粒穿过筛102,以恰当地筛选出直径小于1/4英寸的颗粒。然后,将筛选出的碎煤颗粒由输送器104输送到流化床干燥器100的顶部区域,其中煤颗粒借助于热空气160被流化并干燥。然后,干燥的煤颗粒由下面的干煤输送器108、斗式提升机110和上面的干煤输送器112输送给干煤仓114和116的顶部,在其中将干煤颗粒储存,直到锅炉燃烧室25需要为止。

[0130] 流化床干燥器100内的湿空气和淘洗煤粉120被输送到集尘器122(也被称作“袋滤室”),在集尘器中,淘洗煤粉与湿空气分离。集尘器122提供用于将湿空气和淘洗煤粉推送入集尘器内的力。最后,除去淘洗煤粉的空气穿过烟囱126,随后在洗涤器单元(未示出)内处理掉包含在气流中的其它污染物比如硫、 NO_x 和汞。

[0131] 图4公开了本发明的煤干燥床的一个实施方案,它是带有直接供热的单级、单容器的流化床干燥器150。尽管流化床干燥器150可以有很多种不同的装置,但是通常的功能构件包括用于支撑流化及输送用的煤的容器152。容器152可以是槽、闭合容器或其它适当的装置。容器152包括分配板154,所述分配板154形成朝向容器152底部的底板(floor),并且将容器154分成流化床区域156和气室区域158。如图5所示,分配板154可以是多孔的或构造有合适的阀装置,以使流化空气160进入到容器152的气室区域158内。流化空气160遍布气室区域158,并且在高压下强行向上穿过在分配板154中的开孔155或阀,以使放置在流化床区域156内的煤12流化。

[0132] 容器152的上部限定了稀相区162。如图4所示,湿过筛煤12通过进入点164进入流化床干燥器150的流化床区域156。如所示那样,当湿过筛煤12被流化空气160流化时,煤水分和淘洗煤粉被推进穿过容器152的稀相区162,并且通常在流化床干燥器150的

顶部的排气出口点 166 从容器排出。同时,流化煤产物 168 将通过卸料槽 170 从容器 152 排出到输送机 172,以输送到储仓或锅炉燃烧室。当流化煤颗粒在图 4 所示的方向 A 越过在分配板 154 上面的流化床区域 156 时,它们将靠着堰 174 堆积,所述堰 174 构成跨过流化床干燥器的宽度的壁。堰 174 的高度将限定干燥器内煤颗粒的流化床的最大厚度,原因是当累积的煤颗粒上升到堰的高度之上时,它们将必然从堰的顶部穿过并落入与卸料槽 170 相邻的流化床干燥器 150 的区域内。同时,更大且更密实的煤颗粒(“分离流”)将由于它们更高的比重,而自然地朝流化床 156 的底部下沉。此处更充分描述的输送装置 178 将推动或以其它方式使这些非流化的分离流煤颗粒穿过排出口 179,使得它们离开流化床。煤进口 164 和出口点 169 与 179 的结构和位置、淘洗煤粉出口 166、分配板 154 和容器 152 的构造都可以根据最佳结果的需要进行改进。

[0133] 流化床干燥器 150 优选包括湿床旋转气锁 176,湿床旋转气锁 176 与湿煤进口 164 操作性连接,从而维持了在煤进料和干燥器之间的压力密封,同时允许将湿煤进料 12 引入到流化床 156。旋转气锁 176 应当具有带碳化镍涂覆的孔的铸铁结构的外壳。气锁的端板应当具有带涂覆碳化镍面的铸铁结构。气锁转子应当具有带封闭端、平尖端 (leveled tip) 和辅助焊接 (satellite welded) 的铸铁结构。在本发明的一个实施方案中,气锁 176 应当大小合适以处理约 115 吨 / 小时的湿煤进料,并且应当在 60% 填充率下以约 13RPM 旋转,以满足这种分级标准。气锁被配备有 3 马力的逆变器负载齿轮马达 (inverter duty gear motor) 和空气吹扫套件。尽管气锁 176 是直接与电动机连接的,但是在流化床干燥器的其它湿煤进口处安置的任何其它气锁可以是链传动的。注意,在气锁的铸铁表面上使用合适的涂覆材料如碳化镍,所述铸铁表面可能随时间而遭受通过的煤颗粒的磨损。这种涂覆材料还为接触到煤颗粒的气锁部分提供“非粘性表面”。

[0134] 产物旋转气锁 178 在与流化床干燥器出口点 169 操作性连接时被供给空气,以处理从干燥器排出时的干煤产物 168。在本发明的一个实施方案中,气锁 178 应当具有带碳化镍涂覆的孔的铸铁结构的外壳。气锁端板应当同样具有带涂覆碳化镍的面的铸铁结构。气锁转子应当具有带封闭端、平尖端和辅助焊接的铸铁结构。气锁应当优选在 60% 填充率下以约 19RPM 旋转,以满足分级标准。气锁应当被配备有 2 马力的逆变器负载发生器、链传动装置和空气吹扫套件。

[0135] 分配板 154 将热空气入口气室 158 与流化床干燥室 156 和 162 分开。如图 5 所示,分配板应当优选由 3/8- 英寸厚的经喷射水流钻孔的 50,000psi 屈服的碳素钢制成。分配板 154 可以是平的,并且可以位于相对于流化床干燥器 150 的水平面上。开孔 155 应当是直径约为 1/8- 英寸,并且从分配板的进料端到排出端的约 1- 英寸的中心,跨过中心的 1/2- 英寸并且在相对于分配板垂直的方向上进行钻孔得到。更优选地,开孔 155 可以在相对于分配板约 65° - 定向方向上进行钻孔得到,因而被强制通过分配板内的开孔 155 的流化空气 160 将在流化床区域 156 内的流化煤颗粒吹向干燥器单元的中心,并远离侧壁。被流化的煤颗粒在图 5 所示的方向 B 上行进。在输送机装置 178 是位于分配板上的流化床中的带、推杆、牵引链或其它类似装置时,这种平坦的平面分配板 154 将良好地工作。

[0136] 分配板 180 的另一个实施方案示出在图 6-7 中。这种分配板 180 不再是平的平板,而是由两个被钻孔的板 182 和 184 构成,所述被钻孔的板 182 和 184 分别具有平坦部分 182a 和 184b、圆形部分 182b 和 184b 以及竖直部分 182c 和 184c。为了形成分配板单元 180,这

两个竖直部分 182c 和 184c 通过螺栓 186 和螺母 188 栓在一起。为了促使煤颗粒流向分配板的中心,分配板 180 的“平坦”部分 182a 和 184a 实际上安装在朝向干燥器单元中部的 5° 斜面上。同时,图 8 更清楚地示出,分配板单元的圆形部分 182b 和 184b 共同限定了直径约为 1 英尺的半圆区域 190,以容纳螺旋推进加料器 192。分别在分配板单元 182 和 184 中的钻孔 183 和 185 仍然在从进料端到排放端为约 1-英寸的中心,并且跨过中心的 1/2-英寸,具有相对于干燥器单元的水平面成 65° 方向的斜面。尽管分配板单元 182 和 184 的平坦部分 182a 和 184a 以及竖直部分 182a 和 184c 应当由 3/8-英寸厚的经喷射水流钻孔的 50,000psi 屈服的碳素钢制成,但是圆形部分 182b 和 184b 将优选由 1/2-英寸厚的碳素钢形成,以提高螺旋槽 190 周围的强度。流化的煤颗粒在图 6 所示的方向 C 上行进。

[0137] 如图 8 所示,螺旋推进加料器 194 安置于分配板的槽区域 190 内。这种螺旋推进加料器应当具有 12-英寸的直径,应当进行大小合适以按 11.5 吨/小时除去在干燥器床中的过大煤颗粒,并且具有足够的扭矩以在 4-英尺厚的深煤颗粒床下启动。驱动器将是带有 10 : 1 极限负荷比 (turndown) 的 3-马力逆变器负载马达。为了耐久性,螺旋推进加料器 194 应当具有碳素钢结构。

[0138] 分配板 180 的槽 190 和螺旋推进加料器 194 应当与干燥器的纵向垂直。这样能够使螺旋推进加料器的翅片 196 在操作过程中沿流化煤床的底部与分离流煤颗粒咬合,并且将它们推出流化床干燥器的排出口 179。

[0139] 图 9 以示意图的形式公开了图 4 的流化床干燥器 150,其中为了易于理解,相同的标记用于相应的干燥器部件。由风机 200 抽吸环境空气 160,穿过被燃烧源 204 加热的加热器 202。将循环穿过加热器 202 而被加热的一部分流化空气 206 导向流化床区域 156,以使湿过筛煤 12 流化。加热器 202 可以使用任意合适的燃烧源,比如煤、石油或天然气。

[0140] 尽管可以将这种加热的流化空气 206 用于加热在床区域 156 内被流化的煤颗粒 12,并且通过与热流化空气的传导传热使颗粒表面上的水蒸发,但是优选在干燥器床内包括床内热交换器 208,以对煤颗粒提供热传导,从而进一步增强这种加热和干燥过程。通过将其余的流化热空气 206 (由加热器 202 加热) 转移穿过床内热交换器 208,形成直接供热,对流化煤进行加热,从而将水分逐出,所述床内热交换器 208 贯穿流化床 156。从床内热交换器 208 排出的流化空气 206 循环回到风机 200,以再次循环穿过加热器 202 并被加热。当流化空气通过气室 158 直接进入流化床区域 156 时,导致流化空气 206 有一些损失。通过将另外的环境空气 160 抽吸到循环环路中,使这种损失的空气得以替换。

[0141] 图 10 示出了图 4 的单级、单容器的流化床干燥器 150 的另一个实施方案,不同的是,外部热交换器 210 替换了加热器 202,以及采用来自周围工业生产厂的废工业用热 212 加热这种外部热交换器。由于工业生产厂比如发电厂通常都具有可获得的废工业用热源 (否则将被舍弃),因此为了在商业上更加可行地提高燃烧这种干燥煤的锅炉效率,本发明的这种构造允许在生产上利用这种废工业用热,以在流化床干燥器 150 中加热并干燥湿煤 12。如图 9 所示,使用一次热源如煤、石油或天然气对于干燥煤颗粒是更昂贵的选择。

[0142] 图 11 示出了单级、单容器流化床干燥器 220 的又一个实施方案,其类似于图 10 所示的流化床干燥器,不同之处在于外部热交换器 210 和床内热交换器 208 都没有使用废工业用热 212 进行加热。而是将来自发电厂操作其它地方的热冷凝器冷却水 222 的一部分转移至床内热交换器 208,以提供必要的热源。因此,在图 11 的流化床干燥器的实施方案 220

中,使用两个独立的废热源(即,废工业用热和热的冷凝器冷却水)来提高煤干燥工艺的操作效率。

[0143] 图 12 示出了单级、单容器、流化床干燥器 230 的又一个实施方案,其类似于图 11 所示的流化床干燥器,不同之处在于:使用来自发电厂的水蒸汽涡轮机的热工业用水蒸汽 232 代替作为用于床内热交换器 208 的热源的热的冷凝器冷却水。同样,为了提高煤干燥工艺的操作效率,流化床干燥器 230 使用了两种不同的废热源(即,废工业用热 212 和热的工业用水蒸汽 232)。

[0144] 图 13-14 中示出了流化床干燥器的另一个实施方案,其要求的是采用间接供热的单级、单容器的流化床干燥器 240。如图 13 所示,通过使用水或其它传热液体 242 为床内热交换器 208 提供间接供热,所述水或其它传热液体 242 被流化空气 206、热的冷凝器冷却水 222、取自水蒸汽轮机循环的工业用水蒸汽 232 或来自外部热交换器 210 的燃烧室烟道的热废气 248 加热,然后通过泵 246 循环穿过床内热交换器 208。还可以使用这些热源(以及其它热源)的任意组合。

[0145] 图 15-16 示出了本发明的露天、低温流化床干燥器设计的再一个实施方案,其是采用直接供热(来自发电厂的冷却塔的热冷凝器冷却水 252)到床内热交换器 208 的多级、单容器流化床干燥器 250。容器 152 被分成两级:第一级 254 和第二级 256。尽管图 15-16 中示出的是两级干燥器,但是可以添加其它级并且可以实现进一步的处理。通常地,湿过筛煤 12 在进入点 164 处穿过稀相区 162 进入流化床干燥器 250 的第一级 254。热冷凝器冷却水 252 将湿过筛煤 12 预热并且部分干燥(即,一部分表面水分被除去)(直接加热),所述热冷凝器冷却水 252 进入、循环通过包含在第一级 254 内部的床内热交换器 258 的加热盘管并排出。热流化空气 206 也使湿过筛煤 12 得到加热及流化。在被外部热交换器 210 中的废工业用热 212 加热之后,流化空气 206 被风机 200 迫使穿过流化床干燥器 250 的第一级 254 的分配板 154。

[0146] 在第一级 254 中,热流化气流 206 被迫使穿过被分配板 154 支撑并且在其上的湿过筛煤 12,从而使煤得到干燥,并且将包含在煤内的可流化颗粒和不可流化颗粒分开。更重或更密实的不可流化颗粒在床内分离出,并且收集在分配板 154 的底部。然后,这些不可流化颗粒(“分离流”)作为流 1(260)从第一级 254 中排出。流化床干燥器通常被设计成处理在流化床底部收集的高达 4 英寸厚的非流化材料。非流化材料可以占输入煤流的最多 25%。可以将这种分离流 260 引入另一个选矿工艺中,或可以简单地将其排出。如图 16 所示,通过倾斜的水平方向分配板 154,实现使分离的材料沿分配板 154 运动到流 260 的排出点。因此,第一级 254 使可流化的和不可流化的材料分离,使湿过筛煤 12 预干燥和预热,并且将湿过筛煤 12 的均匀流提供给包含在流化床干燥器 250 内的第二级 256。来自第一级 254 的流化煤 12 以气载方式流过第一堰 262,到达床干燥器 250 的第二级 256。在床干燥器 250 的这种第二级中,通过直接热,将流化煤 12 进一步加热并干燥到所需的出口水分含量,其中热冷凝器冷却水 252 进入、循环并离开包含在第二级 256 内的床内热交换器 264 的加热盘管,以辐射其中的显热。在被外部热交换器 210 中的废工业用热 212 加热之后,热流化空气 206 也使煤 12 得到加热、干燥和流化,热流化空气 206 被风机 200 迫使穿过分配板 154 进入流化床干燥器 250 的第二级 256 内。

[0147] 干煤流以气载方式越过在流化床干燥器 250 的排出端 169 的第二堰 266 排出,而

淘洗煤粉 166 和湿空气从干燥器单元的顶部排出。这种第二级 256 还可以被用于进一步分离来自煤 12 的飞灰和其它杂质。如图 16 所示,分离的材料将作为流 2(268) 和 3(270),通过位于床 250 底部(或适合的其它地方)的多个提取点 268 和 270 从第二级 256 中移出。提取点的所需数量可以根据湿过筛煤 12 的尺寸和其它性质进行改进,所述其它性质包括但不限于:不适宜杂质的性质、流化参数和床设计。通过如图 16 所示的倾斜分配板 154,或者通过现有的商购的水平方向分配板,可以实现使分离材料运动到排出点 260、268 和 270。可以将分离流 1、2 和 3 从工艺中移出并且将其填埋或进一步处理以除去不适宜的杂质。

[0148] 当流化气流 206 流过煤床 250 以及包含在流化床 156 的第一级 254 和第二级 256 的湿过筛煤 12 时,其被冷却并被增湿。可以从干燥器床内的煤 12 除去的水分的量受流化气流 206 的干燥容量的限制。因此,借助床内热交换器 258 和 264 的加热盘管向流化床 156 输入的热量提高了流化气流 206 的干燥容量,并且降低了完成预期程度的煤干燥所需要的干燥空气的量。使用足够的床内传热表面,干燥气流 206 能够被降低到相当于保持颗粒悬浮所需的最小流化速率的值。该值典型地在 0.8 米/秒范围,但是该速率能够增大,以在更高值比如 1.4 米/秒运行,从而保证该过程从来都不会降低到低于最小的所需速度。

[0149] 为了实现最大的干燥效率,干燥气流 206 在饱和状态(即,具有 100% 的相对湿度)下离开流化床 156。为了防止水分在流化床干燥器 250 的稀相区 162 中以及更下游之处冷凝,煤干燥器 250 被设计成出口的相对湿度低于 100%。另外,如本文更充分解释的,一部分热流化空气 206 可以绕过流化床 156,并且与稀相区 162 中的饱和空气混合,从而降低其相对湿度(例如,喷射)。备选地,可以在流化床干燥器 250 的稀相区 162 内部增加预热表面,或者可以使用加热容器外壳或其它技术来增加离开床干燥器 250 的流化空气 206 的温度及降低其湿度,并且防止在下游冷凝。在干燥器中除去的水分直接与流化空气中所包含的供热量以及床内热交换器辐射的热量成比例。供热量越高,使得床和出口的温度越高,这增加了空气的输送水分的能力,因而降低了实现预期干燥度所需要的必需的空气/煤的比率。用于干燥的功率条件取决于气流和风机压差。将热加入到干燥器床中的能力取决于所述床与加热水之间的温度差、传热系数和热交换器的表面积。为了利用较低温度的废热,因而需要更大的传热面积,以将热引入工艺中。这通常意味着床更深,以给床内热交换器的加热盘管提供必要的容积。因此,本发明的流化床干燥器的精确尺寸和设计结构可以决定于欲达到的目标。

[0150] 进入和离开干燥器的煤流包括湿过筛煤 12、加工过的煤流、淘洗煤粉流 166 和分离流 260、268 和 270。如本文中更充分公开的,为了处理不可流化煤,干燥器 250 装备有被包含在第一级分配板 180 的槽区域 190 内的螺旋推进加料器 194,所述螺旋推进加料器 194 与用于收集分离煤颗粒的收集料斗和洗涤器单元结合。

[0151] 干燥器的典型的相关组件包括:煤输送设备、煤储仓、流化床干燥器、空气输送和加热系统、一个或多个床内热交换器、环境控制器(集尘器)、仪表和控制和数据采集系统等。在一个实施方案中,使用螺旋推进加料器将湿煤供应给干燥器并且将干燥的煤产物从干燥器中取出。可以使用螺旋进料器控制进料速率并且在进入及离开干燥器的煤流上提供气锁。在煤仓上的测压元件提供进入干燥器内的流量和总的煤输入量。仪表可以包括但不限于:热电偶、压力计、空气湿度计、流量计和应变计。

[0152] 相对于流化床干燥器,第一级实现了不可流化材料的预加热和分离。这可以被设

计成分离煤的高速率小室。在第二级中,通过由水蒸汽和煤之间的分压差引起的煤水分蒸发,煤得到干燥。在一个优选实施方案中,大部分的水分是在第二级中被除去的。

[0153] 图 17-18 中更清楚地显示了包含在流化床干燥器 250 的床内热交换器 258 和 264 内的加热盘管 280。每一个加热盘管都具有由双行程的 U 形管的盘管连接 282 构成的碳素钢结构,所述盘管连接 282 具有整体水箱 284,所述的整体水箱 284 上连接有盖、进口法兰 286、出口法兰 288 和吊环 290。这些加热盘管束是为在 150psig、300° F 下使用水进口 286 和出口 288 用的 150#ANSI 法兰而设计的。加热盘管 280 定位为横跨干燥器单元的第一级 254 和第二级 256 的宽度,并且带有吊环的支撑板 292 被安置在沿加热盘管束的长度的中间,以提供横向支撑。

[0154] 第一级热交换器 258 的一个实施方案包含 50 根直径为 1 $\frac{1}{2}$ -英寸的加热盘管(280),而所述加热盘管(280)具有 Sch 40SA-214 碳素钢的翅管、1/2-英寸-高的翅片以及 1/2-英寸翅片间距 x 16-标准尺寸(garage)的实心螺旋焊接的碳素钢翅片,其水平间隙为 1-英寸,并且其对角线间隙为 1 $\frac{1}{2}$ -英寸。同时,根据干燥器的第二级的长度,第二级热交换器 264 可以由一组长的管束或多组串联的管束构成。第二级热交换器 264 的管通常由如下构成:1-1 $\frac{1}{2}$ -英寸 OD 管系 x 10BWG 壁 SA-214 碳素钢的翅管、1/4-1/2-英寸-高的翅片和 1/2-3/4-英寸翅片间距 x 16-标准尺寸的实心螺旋焊接的碳素钢翅片,其水平间隙为 1-英寸,其对角线间隙为 1 $\frac{1}{2}$ 。在本发明的一个实施方案中,第二级加热盘管包含贯穿第二级长度的 110-140 根管。第一级以及第二级热交换器 258 和 264 所用的管束的总表面积约为 8,483ft²。

[0155] 本发明提供给流化床的热源可以是一次热量。更优选地,热源应当是废热源,比如热的冷凝器冷却水、热的冷凝器冷却空气、热排水、工业用废热、热废气或废弃的涡轮机水蒸汽,这些废热源可以单独使用或与另外的一种或多种废热源或一次热量组合使用。这些废热源即使不是在大部分的工厂操作中可获得,也通常在许多工厂操作中可获得,因此,可以在商业上更经济地被用于操作本发明的低温加工和污染物分离工艺,而不是在工厂操作内被舍弃。在 2005 年 4 月 15 日提交的美国序列号 11/107,152 更充分地描述了如何将这些一次热源或废热源结合到流化床装置中,该申请与本申请享有共同发明人和所有人,并且通过引用将其全部内容结合到此。

[0156] 本发明的干燥器床设计意在进行定制设计,以在不使煤暴露在高于 300° F、优选在 200-300° F 之间的温度的情况下(根据将要实现的预期目标、燃料或进料的性质以及需要的结果有关的其它因素,其它进料或燃料的温度梯度和流体流量可以变化),最大程度地使用可从各种发电厂生产中得到的废热流。在高于 300° F,典型地更接近 400° F 的温度,氧化发生并且从煤中逐出挥发物,从而产生包含需要处理的不需要的成分(例如 SO₂ 和汞)的另一种流,和工厂操作的其它潜在的问题。

[0157] 通过将干燥器的空气进料调节至小于 300° F 并且将这种热量输入到床内的热交换器盘管中,干燥器能够处理更高温度的废热源。流化床干燥器的多级设计形成了能够被用于通过加热介质的逆流来实现更有效的传热的温度带。来自干燥器床的煤出口温度较低(典型地低于 140° F),并且产生了较容易储存和处理的产物。如果特别的粒状材料需要更低或更高的产品温度,则可以将干燥器设计成提供降低或升高的温度。

[0158] 选择合适的干燥器设计、干燥器温度和包含在床内的煤的停留时间,将使水分降

低到所需的水平。对于用于发电厂应用的低级煤,其可以要求北美褐煤的水分从约 35-40 重量%降低到 10-35 重量%、更优选 27-32 重量%。在其它地区市场如开始采用高达 50-60%的高水分含量的褐煤的澳大利亚和俄罗斯中,煤用户可以选择通过干燥将水分含量降低到低于 27%。对于次烟煤,这种水分降低可以是从约 25-30 重量%至约 10-30 重量%,更优选 20-25 重量%。在用于发电厂操作的煤的情况下,尽管在本发明下合适设计的干燥器工艺能够利用低温热将粒状材料的水分含量降低到 0%,但是这样可能是不必要的,并且增加了处理成本。定制设计允许将床建造成将高水分煤干燥到最适合于特定发电厂生产的水平。

[0159] 对于本发明在工厂操作中利用废热选择的低温、露天干燥方法的应用,可利用很多种可能的实施方案选择。在图 31 中以两级、单容器的流化床干燥器 302 的形式显示了一个优选实施方案,所述流化床干燥器 302 被结合到使用热的冷凝器冷却水 304 和热废气 306 作为用于干燥操作的唯一热源的发电厂 300 中。将水分含量为 35-40 重量%的原褐煤 12 输送到筛 310,以筛选出其大小适合于在所述工艺内处理的煤。将低于 2 英寸、更优选 0.25 英寸或更小的范围内的合适过筛煤 12 通过标准方式直接输送到预处理的煤储存仓 312 内。任何大于 0.25 英寸的过大煤首先经过粉碎器 314,之后将其由标准方式输送到煤储存仓 312。

[0160] 然后,通过在本领域中已知的输送系统,将来自储存仓的湿过筛煤 12 输送到流化床干燥器 302,其中在煤颗粒表面及孔内的总水分降低到预定含量,得到平均水分含量为约 28-30 重量%的“干燥”煤 316。这种所得到的干燥煤 316 由输送器 318 输送到斗式提升机 320,再到干燥煤储存料斗 322 中,在此将其保持直到锅炉燃烧室需要为止。

[0161] 在被输送到风箱 328 以进入燃烧室 330 之前,通过常规的方式将收集在储料仓 322 中的干燥煤 316 输送给磨煤机 324,在此处,其被粉碎成干燥粉煤 326。对于本发明来说,为图 31 所示的煤干燥工艺提供了 4 百万磅/小时的锅炉容量用的美国北达科他州的“冬季条件”的典型工艺参数。当煤 326 在燃烧室 330 中燃烧时,将在 60 亿 BTU/小时范围内的所得热量传递给容纳在锅炉 334 内的水 332。然后,将平均温度为 1000° F 且压力为 2,520psig 的水蒸汽 336 传到用于驱动至少一个用来发电的发电机(未示出)的一系列高压、中压和低压水蒸汽涡轮机(未示出)中的第一个。废水蒸汽典型地将在 600° F 和 650psi 下离开高压涡轮机,并且在约 550-600° F 和 70psi 下离开一个或多个下游中压涡轮机。

[0162] 之后,将在约 125-130° F 和 1.5psia 下从低压涡轮机中排出的废水蒸汽 338 输送到冷凝器 340 中,在此将它转变成水。将约 85° F 的冷的冷却水 342 循环通过冷凝器 340,以从废汽 338 中取出潜热能。在本方法中,冷却水 342 变得更热并且以约 120° F 的热冷却水 344 的形式从冷凝器中排出。然后,将这种热的冷凝器冷却水 344 通到冷却塔 346 中,在此将它的温度再次降低至约 85° F,以产生用于再循环到冷凝器 340 中的冷的冷凝器冷却水。之后,将来自冷凝器的冷凝液再循环通过锅炉 334,以再热成再次用于驱动水蒸汽涡轮机的水蒸汽 336。

[0163] 流化床干燥器 302 由第一级 350 和更大的第二级 352 组成,其中第一级 350 具有接收将要干燥煤 12 的 70ft² 的分布面积,第二级 352 具有 245ft² 的分布面积。流化床干燥器 302 的这些级分别配备有将在下面更详细地论述的床内热交换器 354 和 356。

[0164] 将热的冷凝器冷却水的一部分 304 被转移并且通过热交换器 354 循环,以给干燥器的第一级 350 提供直接热源。这种热的冷凝器冷却水 304 典型地平均为 120° F,并且导

致第一级床内热交换器辐射 250 万 BTU/ 小时的热量。在约 100° F 从热交换器中排出的废弃的热冷凝器冷却水 358 间接返回到冷凝器中,因此它有助于将废弃的涡轮机水蒸汽 358 冷却下来,并且再次变成热的冷凝器冷却水 304。

[0165] 热的冷凝器冷却水的一部分 304a 循环通过外部热交换器 360,其用于加热二醇基循环流体 362,所述循环流体 362 被用于加热初级风机室盘管 364。这种初级风机室盘管 364 将一次空气流 366 和二次空气流 368 的温度从一年时间都在变化的环境温度升高至约 25-30° F (冬季条件)。二醇在低温下不会冻结,因而它确保一次和二次空气流同样不会降低到低于 25° F 的最低温度。

[0166] 然后,将离开初级风机室的盘管 364 的一次空气流 366 和二次空气流 368 通到构成空气-水热交换器单元的主风机室盘管 370。将热的冷凝器冷却水 304 的一部分 304b 循环通过主风机室盘管 370,以提供必需的热源。一次空气流 366 和二次空气流 368 在约 80-100° F 下从初级风机室盘管中排出,因此,通过分别为 140° F 和 112° F 的 PA 风机 372 和 FD 风机 374 将它们输送到外部空气加热器 376 中,所述外部空气加热器 376 构成三分区的、旋转再生式空气预热器。

[0167] 使用风机室盘管 364 和 370 分别预热空气预热器 376 的进口空气以及热和冷的一次空气流 380 和 366a,将可用于外部热交换器 386 的热量和传热流体流 388 的温度从 120 度的范围升高至高于 200 度的范围。这对流化 / 干燥空气 382 和床内热交换器 302 的需要表面积具有积极的影响。两者随干燥和加热流的温度增加而降低。

[0168] 在外部空气预热器 376 之前,将一次空气 366 的一部分 366a 转移到约为 145° F 的混合箱 378 中。在与一次空气的更热流 380a (约为 283° F) 混合之后,它形成约 187° F 的流化空气 382,所述流化空气 382 用作流化床干燥器 302 的第一级 350 和第二级 352 的流化介质。为了达到这种 187° F 的流化空气温度,进入混合箱 378 的约 54% 空气将由热 PA 空气 380a 提供,而约 46% 将由冷 PA 空气 366a 提供。流化空气 382 以约 3.5 英尺 / 秒的速度进入第一级 350,以将约 40 英寸厚的煤颗粒床流化。煤颗粒 12 以约 132,000 磅 / 小时横穿第一级 350,其中它们被床内热交换器 354 和流化空气加热到约 92° F,并且水分得到了少量降低。在到达第一级 350 的端部时,它们将溢出堰的顶部进入第二级 352。

[0169] 废气 306 在约 825° F 下从锅炉燃烧室 330 中排出。这种废热源穿过外部空气加热器 376 以提供加热介质。废气在约 343° F 下从外部加热器中排出,并且经过沉淀器和洗涤器被排出到烟道。但是,在本方法中,废气将一次空气流 366 和二次空气流 368 分别加热至约 757° F 和 740° F,以形成热一次空气 380 和加热的二次空气 382。将加热的二次空气流 382 以帮助燃烧过程并且提高锅炉效率所需的约 117% 输送到燃烧室 330 中。

[0170] 将约 757° F 的热一次空气 380 输送到磨煤机 324 中,因此它形成将粉碎的煤颗粒推动到风箱 328 和燃烧室 330 中的正压源。再次,以这种方式预热粉碎的煤颗粒 326,提高了锅炉效率,并且使得能够使用更小的锅炉和相关设备。

[0171] 在干燥的情况下,由于更低的水分蒸发损耗,因此火焰温度更高,并且改进燃烧室 330 中的传热过程。火焰温度越高,导致对燃烧室 330 的壁的辐射热通量 (heat flux) 越大。因为排出的废气 306 的水分含量降低,所以火焰的辐射性能得到改变,从而还影响对燃烧室 330 的壁的辐射通量。在更高的火焰温度的情况下,从燃烧室 330 中排出的煤灰颗粒的温度更高,从而可以增加燃烧室的污垢和结渣。炉渣在燃烧室壁上的沉积降低传热,并且

在燃烧室出口导致更高的废气温度 (FEGT)。由于煤流量随燃料水分减少而降低, 进入锅炉的灰量也将降低。这样减少了锅炉 334 中的固体颗粒腐蚀以及锅炉 334 的维修 (例如, 需要除去积聚在锅炉内表面上的烟灰)。

[0172] 将热一次空气流 380 的一部分输送到热交换器 386 中, 所述热交换器 386 将液体介质 388 加热到约 201° F, 所述液体介质 388 用作床内热交换器 356 用的热源, 所述床内热交换器 356 容纳于流化床干燥器 302 的第二级 352 中。这种液体介质在约 160° F 下离开该热交换器, 因此将它送回到热交换器 386 中以进行再热。如上面已经描述, 在约 283° F 下离开热交换器 386 的一次空气流 380a 与冷一次空气 366a 在混合箱 378 中结合, 以形成引导到流化床干燥器 302 中的流化气流 382。这种混合箱允许将流化空气的温度调节到需要的水平。

[0173] 在约 92° F 和稍微降低的水分下从第一级 350 输送到流化床干燥器的第二级 352 的流化煤颗粒将形成深度为约 38-42 英寸的床, 该床被气流 382 流化并且进一步被床内热交换器 356 加热。这些煤颗粒通过流化床的第二级 352 的长度需要约 12 分钟, 因此将它们以约 118° F 和水分 29.5 重量% 的干燥煤 316 的形式排出。更重要的是, 以约 6200BTU/磅进入干燥器 302 的第一级的煤 12 的热值已经增加至约 7045BTU/磅。

[0174] 在工业上, 计算“X 比率”, 以表示通过空气加热器 376 从废气 306 到一次空气 366 和二次空气 368 的相对传热效率。由如下等式表示:

$$[0175] \quad m_{PA+FD} \cdot cp_{PA+FD} \cdot (T_{出} - T_{进})_{PA+FD} = m_{废气} \cdot cp_{废气} \cdot (T_{进} - T_{出})_{废气}$$

[0176] 式中, m 是质量流量, cp 是比热, $T_{进}$ 和 $T_{出}$ 分别是相应燃烧空气 (即, 一次空气和二次空气) 和废气流的进口温度和出口温度。因为燃烧空气流 (以 BTU/hr 表示) 的乘积 ($m \cdot cp$) 典型地只有废气流的相应值的 80%, 这意味着在发电厂的通常情况下, 穿过空气热交换器的废气的温度降低可能只等于在燃烧气流中的温度增加的 80%。但是, 根据本发明, 通过减少煤的水分含量, 由此减少在燃烧室中的煤产物的燃烧所产生的废气, 废气流 306 的质量流量和比热值将得到降低, 同时通过风机室盘管 364 和 370 将一次空气流 366 和二次空气流 368 预热, 将增加燃烧空气流的质量流量。这将导致 X 比率增加到 100%, 由此极大地提高了发电厂操作的锅炉效率。而且, 干燥器系统根据本发明的原则的周到设计可以进一步将 X 比率提高到约 112%, 由此使锅炉操作对于发电更有效。此外, 通过利用在发电厂操作内可获得的废热源, 已经实现了空气热交换器的这种被极大地提高的 X 比率和锅炉效率, 这样能够在协同的基础上提高发电厂操作的经济性。

[0177] 重要的是应理解, 对图 31-33 中所示的流化床干燥器装置可以进行各种改变。例如, 可以使用在发电厂中可利用的其它废热流, 如离开涡轮机的废工艺水蒸汽代替热废气或热的冷凝器冷却水流。而且, 可以将独立的混合箱插入到用于将流化空气输送到流化床的第一和第二级中的管线内, 以允许独立调整和控制各种流化流的温度。此外, 可以使用两分区或外部空气加热器, 其中通过一侧的一次和二次空气流由通过另一侧的热废气加热。在需要时, 可以在热一次空气流中安置水蒸汽-空气预热器 (“SAH”), 以在所述热一次空气流到达混合箱之前进一步增加它的温度。可以通过从水蒸汽涡轮机循环或工厂内可利用的其它废热源提取的水蒸汽提供用于这种 SAH 的热输入。如图 33 中所示, 另一种变化是在废气从空气预热器中排出之后, 在其通道中安置省煤器 (economizer) 热交换器, 以加热循环流体, 所述循环流体对到达外部空气加热器之前的一次和 / 或二次空气流进一步提高的

热量。还可以将这样的热交换器放置在外部空气预热器之前。

[0178] 与图 31 相比,图 32 显示了流化床干燥器 302 被略微不同地结合到发电厂 300 中,其中对相同元件给出相同标记以易于理解。还使用热的冷凝器冷却水 304 加热用于初级风机室盘管 364 和主风机室盘管 370 的二醇加热器 360,所述二醇加热器 360 转而共同预热一次空气流 366 和二次空气流 368,之后,所述热一次空气流 366 和二次空气流 368 在外部空气加热器 376 中被废气 306 进一步加热以产生热二次空气 382 和热一次空气 380。还引导冷一次空气流 366a 穿过混合箱 378 以控制流化空气的温度,所述流化空气被引导穿过流化床干燥器的第一级 350 和第二级 352 的底部。但是,使用在热交换器 386 中加热的循环液体介质 388,作为第一级 350 中的床内热交换器 354 和第二级 352 中的床内热交换器 356 所用的加热介质。与图 31 中所示的装置不同,热的冷凝器冷却水 304 不用作第一级 350 中的床内热交换器 354 所用的加热介质。图 32 的这种实施方案允许将更高温度的热量引导到流化床干燥器 302 内的两个热交换器中,并且提高整个干燥系统的灵活性。

[0179] 图 33 显示了用于流化床干燥器 302 和发电厂 300 的又一种略微不同的装置。如同图 32,将共用废热源用于容纳于流化床干燥器 302 的第一级 350 和第二级 352 中的两个床内热交换器。但是,与其中使用从外部空气加热器 376 中排出的热一次空气 380 加热热交换器循环液体 388 的图 32 不同,在图 33 中,这种循环液体 388 是通过从外部空气预热器 376 中排出的废气流 402 在热交换器 400 内部进行加热的。以这种方式,可以将循环液体 388 加热至约 200-300° F 以在床内热交换器 354 和 356 中使用。此外,图 13 的这种实施方案提供另外的益处,因为它能够进一步在生产上使用废气流的热含量,并且提供干燥器系统设计的更大灵活性,从而与图 31 和 32 所示的实施方案相比,使得在得到相同或更好的干燥性能方面更有效。

[0180] 图 34 中示出了本发明利用废热源的低温、露天工艺的再一个可能并且优选的实施方案。为了使读者容易理解,与图 31-33 相同的元件在图 34 中用先前使用的相同标记表示。

[0181] 代替如图 31-33 中所示的由二醇加热器 360 加热的单个初级风机室盘管 364,图 34 的实施方案包含:最初用来预热一次和二次空气流 366 和 368 的独立热交换器 530 和 532。依靠热冷凝器冷却水滑流 304a 加热的二醇回路 362 循环通过热交换器 530 和 532,以提高这两种空气流的温度。当在冷气候环境中操作低温处理系统时,这样的二醇预热回路特别有帮助。

[0182] 图 31-33 的主风机室盘管 370 在图 34 的实施方案中被分成独立的热交换器 534 和 536。这种装置允许对一次空气流 366 和二次空气流 368 提供升温的更大的单独控制。一次空气流 366 和二次空气流 368 在约 100° F 从热交换器 534 和 536 排出。热冷凝器冷却水 304 提供热源给热交换器 536,而热冷凝器冷却水滑流 304a 提供热源给热交换器 534。热冷凝器冷却水流 304 和 304a 合并成流 358,以返回到冷却塔 346,所述的冷却塔 346 产生用来冷却在水蒸汽冷凝器 340 中的废涡轮机水蒸汽 338 的冷的冷却水 342。

[0183] 如同图 31-33 实施方案,一次空气流 366 和二次空气流 368 由三分区空气预热器 376 加热,之后将它们作为空气流 380 和 382 分别引导至煤磨机 324 和燃烧室 330。将废气 306 引导到 APH 376,使得其有价值的废热含量在将其送到工厂的环境洗涤器之前可以被利用。APH 376 将一次空气流 380 和二次空气流 382 的温度从约 100° F 升高至约

660-690° F。用来加热 APH 376 的废气 306 的温度从约 800-830° F 降低至约 265-277° F。

[0184] 冷一次空气流 366a 在 APH 376 上游从一次空气流 366 中转移,以提供用于流化床干燥器 302 的第一级 350 和第二级 352 的流化空气流 382。这样的冷 PA 366a 典型地在 145-150° F。但是,它可以以调节的方式被热交换器 540 加热以升高其温度。用于热交换器 540 的热源由传热回路 542 提供,其循环通过热交换器 540 和热交换器 544。热交换器 544 转而由传热回路 546 加热,所述传热回路 546 从热交换器 548 中的废气支流 306a 取出其热源。从热交换器 548 排出的废气支流 306a 与从 APH 376 排出的废气流 306 合并,并且通到环境洗涤器设备,之后将其排放到环境中。

[0185] 还将传热回路 542 的热含量作为流 550 引导至容纳在流化床 302 内的床内热交换器 354 和 356,用于干燥煤。从床内热交换器 354 和 356 排出的流 550 再与传热回路 542 结合(鉴于其减少的热含量,绕过热交换器 540),由此它再次被热交换器 544 中的废气 306 加热,之后将其再次引导至冷的 PA 366a 热交换器 540 和床内热交换器 354 和 356。以此方式,组合利用热冷凝器冷却水 344 和热废气 306 以加热空气流 382,所述空气流 382 流化通过干燥器 302 的煤并且为用于干燥煤的床内热交换器 354 和 356 提供热源。以此方式,容纳在系统内的多个热交换器 360, 530, 532, 534, 536, 540, 544 和 548 能够更大地调节废热源的使用以干燥煤,并且使系统对于各种类型的煤和工艺循环的灵活性最大化。旁通管线 552 能够使传热回路 542 内含有的部分热流体绕过热交换器 540,以实现对其传热回路温度的更大控制。

[0186] 热 PA 空气支流 380a 从热 PA 空气流 380 转移,用于传递至混合箱 556 和 558。将已经在热交换器 540 内热变化的冷 PA 空气流 382 与热 PA 空气支流 380a 合并,以调节提供给干燥器 302 的第一级 350 和第二级 352 的流化空气流的温度。独立的混合箱 556 和 558 允许将具有不同温度的流化空气流引导到两个干燥器级,以对煤进行更有效的干燥。

[0187] 图 35 显示出本发明的低温、露天工艺的再一种可能的实施方案。它类似于图 34 中描述的实施方案,但是有两个重要的不同之处。对于在图 34 和 35 中存在的相同部件,使用相同的标记。

[0188] 在图 35 的实施方案内,由热废气 306 直接加热用来升高冷 PA 366a 温度的热交换器 540。已经将传热回路 546 连接至其另一个传热回路 560,其直接传递由废气 306 提供给热交换器 548 的热含量。从热交换器 540 排出的加热流体 560 与传热回路 546 在阀 562 处再结合。阀 562 和 564 之间的管道 566 能够使传热回路 546 与传热回路 560 隔离。与由废气 306 经由外部传热回路 542 间接加热热交换器 540 的图 34 实施方案相比,废气 306 至热交换器 540 的热含量的直接传递允许冷 PA 366a 升温更大。

[0189] 如同图 34 实施方案,将在图 35 实施方案的传热回路 542 内含有的热含量经由流 550 传送给干燥器 302 的床内热交换器 354 和 356。但是,代替将废流 550 立即从床内热交换器在阀 543 处返回传热回路 542(参见图 34)的是,将废热流 550 在图 35 实施方案中作为流 570 转移至容纳在进料料斗 303 内的热交换器 572。以此方式,将流 570 用来预热煤 12,之后煤再进入到干燥器 302 的第一级 350,在此它被进一步预热和部分干燥。流 570 离开热交换器 572,由此将其再与传热回路 542 结合。此预热器可能对于在环境温度更冷时的冬季月份处理煤是有用的。它可能对于在煤天然含有更高水分含量的国家如澳大利亚操作本发明的低温加工系统也是有用的。对于其它粒状材料如垃圾得到的燃料、生物质等的热

加工,该预热器页、也可以提供显著提高效率。

[0190] 图 35 中所示的加工实施方案的另一个特征是煤冷却器 574。它可以构成如图 35 中所示的独立单元,或在干燥器 302 的出口端,构成干燥器 302 的第三级。将结合到流化床干燥器的此类煤冷却器的情况下,干燥的煤从第二级 352 排出,越过堰进入到煤冷却器级段 574。

[0191] 如图 36 中示意性所示,独立的煤冷却器 574 构成容器 576,具有煤进料口 578 和煤排出口 580。位于容器 576 内的是分配板 582,其包含金属板,所述的金属板具有从中钻出的许多孔——更像在流化床干燥器 302 的第一和第二级内采用的分配板。流化空气 584 可以由加热盘管 586 预热,由此它在压力下进入在分配板 582 下面的容器 576 的气室区 588。

[0192] 将在干燥器 302 第二级 352 中干燥的,处于约 28%水分和 139° F 的煤 12 输送通过进料口 578 并且收集在容器 576 的内部,以形成流化床 590。强迫处于约 100° F 和湿度比为约 0.0210 的空气流 584 通过分配板 582 中的孔,以流化煤 590。如此,流化空降低煤的温度,并且带走其小部分水分,从而进一步将其轻微干燥。将煤从容器 576 的出口 580 排出,以产生在约 27%水分和 117° F 的冷却煤 592。通过冷却煤,在将其进料到燃烧室之前在贮存中自发地燃烧的机会显著减少。不同于现有技术系统,不需要引入惰性气体以与干燥的煤接触,从而防止其自发燃烧。

[0193] 煤在煤冷却器 574 中的流化产生粒状煤粉 594,其在出口 596 处排出并且被输送至袋滤室 321,在此可以将它们收集,之后使空气流通过烟囱 323 进入大气。此脏空气 594(袋滤室预处理)具有约 69° F 和 0.0557 的湿度比特征。

[0194] 整体式连接到流化床干燥器 302 作为第三级的煤冷却器 574 的部分示于图 37 中。图 37a 显示的是堰 595,其由链条 596 可调节地悬挂,以将冷却器级 574 与干燥器第二级 352 分开,并且限定在第二级内的流化煤床的高度,因为它越过堰 595 的顶部进入到冷却器级。

[0195] 图 37b 描绘了具有几个出口滑动门(outlet flip gates)598 的冷却器 574 的排出端 597。当关闭以保持冷却器内的流化条件时,这些门压住围绕干燥器排出端 597 中的出口周边的垫圈 599。气动阀 581 操作性地连接到滑动门 598 上,以将它们围绕轴 583 打开,从而排放容纳在冷却器 574 内的冷却煤。当冷却器充满煤时,滑动门可以响应来自操作作者的人工输入而打开,或者响应计时器信号而打开。以此方式,在流化床干燥器 302 中连续干燥的煤同样可以在冷却器 574 中连续地冷却,以产生准备用于输送至燃烧室 330 或在不自发燃烧的情况下贮存的干燥煤。

[0196] 因此,本发明的煤冷却器 374 可以构成干燥器的结合或独立的流化级,但是没有床内热交换器。将流化空气用来冷却煤至优选低于 120° F 的温度条件并且将其进一步轻微干燥。如果需要比单独用流化空气提供的温度降低更高程度的温度降低,则可以将床内热交换器放置于煤冷却器 374 内。但是,将冷却剂流体如冷水或二醇通过床内热交换器,以使其产生低于所述煤温度的温度条件,从而将其冷却。

[0197] 回到与上面讨论的煤干燥方法和干燥器相关的发电厂环境,之前在图 2 中已论述使用热废气 27 和从水蒸汽轮机中提取的热水蒸汽 71 来提高发电厂 65 的效率。但是,其它的备选装置也是可以的。在图 38 中,例如,显示了具有三分区旋转再生式空气预热器 76 的封闭式冷却线路的另一个实施方案。在这种情况下,对于这种目的,将图 38 中的热的冷凝器冷却水 55 的一部分送到热交换器 70 中的加热盘管中,代替转移来自水蒸汽轮机的

废水蒸汽 71 以作为用于热交换器 70 的热源,所述热交换器 70 用于预热到达空气加热器 76 之前的一次空气流 20 和二次空气流 30(参见图 2)。

[0198] 同时,图 39 显示了图 38 装置的一个备选实施方案,在所述图 38 的装置中,使用了热的冷凝器冷却水 54 加热热交换器 70。然而,在这种情况下,使用两分区旋转再生式空气预热器 420 进一步加热从预备热交换器 70 中排出后的一次和二次空气流。使单一的空气流 418 通过两分区空气预热器 420 的一侧,并且引导热废气 27 穿过另一侧以提供加热介质。所述进一步加热的空气流 422 在空气预热器 420 的下游分成独立的一次空气流 424 和二次空气流 426。将一次空气流 424 输送到磨煤机 18 中,以提供被输送到燃烧室 25 中的粉碎煤所用的正压,从而预热在处理中的粉碎煤。将二次空气 426 送到燃烧室 25 的风箱 428,随后它进入燃烧室 25 以促进煤在燃烧室内部的燃烧。

[0199] 在图 40 中说明了具有三分区旋转再生式空气预热器 76 的开放式冷却线路。所述燃煤发电厂的装置与图 38 中所示装置类似,在图 38 中,使用热的冷凝器冷却水加热预备热交换器 70。然而,在这种情况下,开放式冷却线路代替冷却塔 56 使冷凝器 50 冷却。此外,使用冷凝器内的热交换器 440,以利用废热对进口进行预热。将独立的热交换器 440 安置在其内安置的冷凝器管(未显示)上面的水蒸汽冷凝器 50 的外壳内。这种设计提供热循环水 442,所述热循环水 442 在温度方面略高于通常离开水蒸汽冷凝器 50 的热冷凝器冷却水 54,并且具有高得多的水纯度。

[0200] 将离开冷凝器内热交换器 440 的热循环水 442 用泵抽到空气/水初级热交换器 70 中,以将一次空气流 20 和二次空气流 30 在它们到达三分区空气预热器 76 之前进行预热。在热交换器 70 的加热盘管内释放它的显热之后,冷却器冷循环水 444 流回到冷凝器内热交换器 440 中,在此它被引入的废涡轮机流再加热。

[0201] 在开放式系统中,使用来自湖泊或河流的冷的冷却水 446 在水蒸汽冷凝器 50 中冷凝废涡轮机水蒸汽。热量从水蒸汽传输至冷的冷却水 446 之后,以热的冷却水 448 的形式从水蒸汽冷凝器 50 中排出,并且通常将其排放到同一湖泊或河流中。

[0202] 在进口空气预热温度需要比通过冷凝器内热交换器 440 可以达到的进口空气预热温度更高的情况下,如图 41 所示,可以增加辅助的热交换器 450 以提高空气预热温度。将离开三分区空气预热器 76 的废气 27 的一部分 452 转移到辅助的热交换器 450 中,以提高离开冷凝器内热交换器 440 的热循环水 442 的温度。然后,这种更热的循环水 454 提供显热给初级空气热交换器 70 的加热盘管。离开辅助的热交换器 450 的冷却的废气流 456 与离开空气预热器 76 的主废气流 27 合并。

[0203] 当然,可以用图 39 中所示的两分区空气预热器代替图 40-41 中所示的三分区空气预热器 76。许多其它的空气预热器装置都是可以的,并且可以示例性地包括:管状空气预热器,其中合并的一次和二次空气流 20、30 流过管式设计的相同空气预热器;以及管式和旋转式空气预热器的组合,其中在管式空气预热器中加热一次空气流 20,而在两分区旋转式空气预热器中加热二次空气流 30。而且,可以使用在工业上可得到的板式热交换器设计代替管式空气预热器设计。进口空气预热盘管的实施方案与上述类似。

[0204] 用于本发明目的的另一类型煤床干燥器是带有直接或间接热源的单容器、单级的固定床干燥器。图 42 示出了这种带有直接热源的干燥器的一个实施方案,但是很多其它装置是可以的。对于干燥将售卖给其它发电厂或其它工厂的煤,固定床干燥器是一种良好的

选择。这是因为低干燥速率和以下事实的缘故：固定床干燥器相对于流化床干燥器需要长得多的停留时间，以将需要量的煤干燥成水分被降低到需要的程度。此外，流化床干燥器在非工厂场合比如在采矿区中的使用实际上通常是受限制的。在这样情况下，优质的废热源，比如热冷凝器的冷却水或压缩器的热都不可能用于干燥操作。而且，可能更加难于廉价地提供流化床所需要的必要量的流化空气。

[0205] 在图 42 中所示的装置的情况下，固定床干燥器 180 具有两个同心的壁，其中大体为圆柱形的外壁 182 和大体为圆柱形的内壁 184 限定在外壁 182 和内壁 184 之间的空气流动用的环形空间 (spatial ring) 186。底座直径小于内壁 184 的直径的圆锥形结构 188 位于固定床干燥器 180 的底部，在轴向上与内壁 184 对齐，从而形成用于排出干燥煤 192 的环状底板排出口 190。

[0206] 煤（典型而不唯一为湿过筛煤 12）在开口顶部 194 进入固定床 180。通过重力将湿过筛煤 12 吸引到床干燥器 180 的底部。冷干燥空气 200 被风机 198 抽吸，穿过空气 / 水热交换器 202，产生流化气流 196。通过废热加热流化空气 200，所述废热在图 42 中以从水蒸汽冷凝器（未显示）中提取的热的冷凝器冷却水 204 的形式显示。如在本申请中描述的所有实施方案一样，其它废热源可以用于本发明的实施。

[0207] 流化空气 200 穿过圆锥形结构 188 和在内壁 184 和外壁 182 之间形成的环形空间 186，进入固定床 180 的底部。如图 42 中所示，圆锥形结构 188 和内壁 184 是多孔的，或者另外适当地构造成允许流化空气 196 流过容纳于固定床干燥器 180 的内壁 184 中的湿过筛煤 12。流化空气 196 通过固定床干燥器 180 的开口顶部 194 排出到大气中。

[0208] 固定床干燥器 180 包含床内加热盘管 206。床内传热盘管 206 用热由废热提供，在这种情况下，由热的冷凝器冷却水 204 提供。也可以单独使用来自其它来源的废热或取自水蒸汽涡轮机循环的水蒸汽或它们的任意组合，或将它们与冷凝器的废热 204 组合使用。当在固定床干燥器 180 中将湿过筛煤 12 加热并且通气时，通过重力或其它可商购的机械装置将干燥煤 192 吸引到干燥器的底部，在此将它通过在固定床干燥器 180 的底部形成的排出环 190 排出。

[0209] 使用本系统得到许多优点。所述工艺允许从多种来源获得废热，所述多种来源包括热的冷凝器循环水、热废气、生产提取水蒸汽和可以在干燥处理中所用的可接受温度的宽范围内利用的任何辅助热源。所述工艺通过几乎无需成本将风机室 (APH) 加热 50 至 100° F，能够更好地利用热的冷凝器循环水废热，从而减少显热损失并且从空气预热器中排出的出口一次和二次空气流 20、30 中提取热量。还可以通过使用空气预热交换器直接从废气中提取这种热量。这导致干燥器空气流量与煤流量比率和需要的干燥器的尺寸得到显著降低。

[0210] 通过调节床的差速器 (differentials) 和集尘器风机的容量，干燥器可以被设计成利用现有的风机以供给流化床所需要的空气。所述床可以使用各种布置的集尘器，在此处只描述了一些集尘器。披露的实施方案节省了一次空气，原因是更干燥煤的一种作用是需要较少的煤来加热锅炉，因此需要更少的磨机来研磨煤并且对于磨机需要更小的气流将空气供给干燥器。

[0211] 通过将干燥器结合到在煤仓正前方上游的煤处理系统中，锅炉系统将得益于进入磨机的煤进料温度的升高，因为煤在高温下从干燥器排出。预期废气温度、在床干燥器中的

停留时间、废气水分含量和更高的洗涤速率的变化都显著影响汞从工厂中排出。

[0212] 对到 APH 的进口空气的预热的优点是升高了在 APH 的冷端中传热表面的温度。表面温度越高,将使酸沉积速率越低,因而,堵塞和腐蚀速率更小。这样将对风机功率、单位容量和单位性能产生积极的影响。使用来自冷凝器的废热代替提取自水蒸汽涡轮机的水蒸汽对进入 APH 的进口空气进行预热,将使涡轮机及单位输出功率增加,以及使循环及单位性能得到提高。升高在 APH 进口处的空气温度将使 APH 空气的泄漏速率减小。这是由于空气密度降低的缘故。APH 空气的泄漏速率降低,将对强迫通风和诱导通风的风机功率产生积极的影响,这将导致降低厂用电量,提高净单位功率输出以及提高单位性能。对于使用冷却塔的发电厂,使用废热对进入 APH 的空气进行预热,将降低冷却塔的热负荷,并且导致降低冷却塔的用水量。

[0213] 使用所公开的工艺的煤干燥将减少锅炉系统中的水损耗,从而产生更高的锅炉效率。在锅炉系统中更低的敏感气体损耗,产生更高的锅炉效率。而且,降低废气的体积,将能够使在每兆瓦特 (MW) 的基础上的二氧化碳、硫氧化物、汞、微粒和氮氧化物的排放更低。还存在煤导管腐蚀(例如,由煤、微粒和空气在导管内引起的腐蚀)较低;粉碎维修较低;操作设备所需的厂用电较低,导致更高的单位容量;灰分和洗涤器煤泥的体积较小;工厂的用水量(预先从水蒸汽涡轮机循环分流的水不受影响);空气预热器冷端的污垢和腐蚀较低;废气导管的腐蚀较低;以及,被洗涤的废气的百分比增加。床干燥器还可以装备洗涤器-除去污染物的装置,从而提供煤的预燃烧处理。还有大量温度等级和设计结构可以用于本发明以处理其它原料和燃料。

[0214] APH-热冷凝器冷却水装置的组合允许将更小、更有效率的床用于干燥煤。利用来自水蒸汽涡轮机循环的工业用热的现有系统需要大得多的床。在本发明中材料得到了分离。这样允许减少污染物如 SO_2 和汞的排放。本装置可以以静态(流化)床干燥器或固定床干燥器的方式使用。在两级干燥器中,可以调节第一和第二级之间的相对速率差。可以有不同的温度梯度,并且在不同级中加热范围的灵活性不同,以使所需结果最大化。在一个多级流化床装置中,分离了没有被流化的材料。在一个实施方案中为 20% 的干燥器分配面积的第一级,抽出了更大浓度的气流、汞和硫。由于两级床干燥器可以是更小的系统,因此所需的风机功率更小,这样就非常节省电费。干燥煤时的一个重要的经济因素是所需风机的马力。

[0215] 从系统的观点看,磨损和撕裂较小,煤处理传输器和粉碎机的维修较低,灰分的量降低,而且腐蚀降低。粉碎煤更容易,因而在磨机中得到更完全的干燥,磨机功率较低,所需一次空气较少,并且一次空气的速率较低。厂用电力(即,厂用电)需要降低,发电厂容量可以增加,洗涤器和排放将得到改善。

[0216] 与湿粉碎煤相比,离开燃烧干燥的粉碎煤 326 的燃烧室 330 的废气 306 的流量降低。而且,由于在干燥的粉碎煤 326 中较低的水分含量,因此废气 306 的比热较低。结果降低废气 306 的热能,并且需要更小的环境处理设备。废气 306 的流量降低还导致对流传热的速率降低。因此,尽管使用更干燥的煤使 FEGT 得到增加,但是传递给在锅炉 334 中的工作流体(水或水蒸汽,未示出)的热更少。对于具有固定传热几何形状的锅炉,热的再加热水蒸汽(被再循环的循环工业用水蒸汽)的温度相比于使用较湿燃料的操作可以更低。热的再加热水蒸汽的温度的一些降低能够通过如下得到补偿:增加再热器(未示出)的表面

积或改变锅炉的操作条件,比如增加燃烧器的倾角(热被施加到锅炉的角度)或用更高水平的过量空气操作。可以设计新的锅炉,以降低废气 306 穿过对流烟道(废气穿过燃烧室的出口路径)的流量,从而在通常操作条件下实现所需的水蒸汽温度。这样将进一步减小尺寸和结构成本。

[0217] 通过燃烧较干煤,由于强制通风(FD)、诱导通风(ID)和一次空气(PA)风机的功率降低以及磨机功率降低,因而厂用电力将降低。燃烧较干煤所致的较低的煤流量、较低的空气流动要求和较低的废气流量的结合,将使锅炉系统的效率和单位发热量得到提高,这主要是由于烟道损耗较低以及磨机和风机的功率较低的缘故。这种性能的提高将使发电厂容量在现有设备的情况下得到提高。典型地在燃煤能源工厂中使用的后端环境控制系统(洗涤器、静电沉析器和汞捕获装置)的性能将在使用较干煤时由于较低的废气流量和增加的停留时间而得到提高。

[0218] 燃烧较干煤还对减少不适宜的排放有积极的影响。所需要的煤流量的降低将直接转化为 NO_x 、 CO_2 、 SO_2 和微粒的排放质量的降低。一次空气还影响 NO_x 。使用较干煤相比于使用湿煤,一次空气的流量将降低。这将导致 NO_x 的排放率降低。

[0219] 对于装备有湿洗涤器的发电厂装置,由于降低了空气预热器的气体出口温度,因而可以降低由燃烧较干煤所产生的汞排放,这有利于靠元素汞形成 HgO 和 HgCl_2 。这些氧化形式的汞是水溶性的,因此可以被洗涤器除去。此外,废气水分抑制汞被氧化成水溶性形式。降低燃料水分将导致更低的废气的水分含量,这将促进汞氧化成水溶性形式。因此,使用较干煤与使用更湿的煤相比,将使汞排放更低。

[0220] 当煤穿过所述系统的这种受限部分时,煤中水分含量降低的优点包括:干煤更易于粉碎,并且实现相同的研磨大小(煤细度)需要的磨机功率更小;提高了磨机出口温度(在磨机出口处,煤和一次空气的混合物的温度);煤在将其输送到燃烧室 25 的煤管中得到更好的输送(堵塞较少)。此外,对于煤的干燥和输送,需要较少的一次气流 20。较低的一次空气速率对在磨机 324、煤管、燃烧器和相关设备中的腐蚀产生明显的积极影响,这样降低煤管和磨机的维修费用,对于烧褐煤的工厂来说,这两者的维修费用是非常高的。

[0221] 使用干煤,燃烧室 330 中的火焰温度由于水分蒸发损耗较低而较高,并且热传递过程得到改善。更高的火焰温度对燃烧室 330 的壁产生更大的辐射热通量。由于从废气 306 排出的水分含量被降低,因此火焰的辐射性质被改变,这也影响了对燃烧室 330 的壁的辐射通量。使用越高的火焰温度,从燃烧室 330 排出的煤灰颗粒的温度越高,这能够增加燃烧室的污垢和结渣。煤渣在燃烧室壁上的沉积降低了热传递,并且使在燃烧室出口处的废气温度更高。由于煤流量随燃料的水分降低而降低,因此,进入锅炉的灰分的量也被降低。这样降低了在锅炉 32 中的固体颗粒腐蚀,并且减少了用于锅炉 32 所需要的维修(例如,除去被收集在锅炉内表面上的煤烟)。

[0222] 相比于湿粉碎煤,离开烧干粉碎煤 326 的燃烧室 330 的废气 306 的流量被降低。较低的废气速率通常允许减小环境控制设备和风机的大小。而且,由于干粉碎煤 326 中的水分含量较低,因此废气 306 的比热较低。结果是降低了废气 306 的热能。废气 306 的较低流量还导致对流传热的速率较低。因此,尽管使用较干燃料使 FEGT 得到增加,但是传递给在锅炉系统对流烟道中的工作流体(水或水蒸汽)的热更少。

[0223] 由于经济原因,无需将煤完全干燥,也不推荐这样,因为将总燃料水分的一部分除

去就足够了。除去水分的最佳分数取决于现场的具体条件,比如煤的类型及其特性、锅炉设计和商业装置(例如,干燥燃料对其它发电厂的出售)。废工业用热优选地,但不是独占性地用于在床内热交换器中使用的加热和/或流化(干燥,流化空气 208)。如所示的,可以在一级或多级中直接或间接供应这种热量。

[0224] 令人惊奇地发现,包含在分离流 260、268 和 270 中的硫和汞的污染物的浓度显著高于在湿煤进料流 12 中的硫和汞的污染物的浓度。同样地,在污染物例如灰尘、硫和汞的存在下,从流化床干燥器的顶部排出的淘洗煤粉流 166 增加。通过利用本发明的颗粒分离方法,相比于湿煤进料流 12 的汞浓度,煤产物流 168 中的汞浓度可以被降低约 27%。而且,煤产物流 168 的硫浓度可以被降低约 46%,并且灰分的浓度可以被降低 59%。换句话说,使用本发明,在湿煤进料中存在的约 27-54%的汞都可以被富集在分离流和淘洗煤粉的输出流中,因此,这些汞可以从将进入锅炉燃烧室的煤产物流中被除去。对于硫和灰分,相应值分别为 25-51%和 23-43%。通过以这种方式将污染物富集在分离流内,以及显著降低进入的锅炉燃烧室燃烧用的煤产物流 168 中存在的污染物,使包含在所得废气中的汞、SO₂ 和灰分更少,因此,在废气流被排放到大气之前,常规用于在工厂操作处理该废气流的洗涤器技术的负荷减小。对于通常的工厂操作,这样能够显著节约操作和固定设备的成本。

[0225] 本发明流化床设计意在进行定制设计,以最大程度地利用从各种各样的发电厂工艺得到的废热流,而不使煤暴露在高于 300° F、优选 200-300° F 之间的温度下。其它进料或燃料的温度梯度和流体流量的变化都将取决于想要实现的目的、燃料或进料的性质以及其它与所需结果相关的其它因素。在高于 300° F,通常是接近 400° F 的温度,发生氧化并且挥发物从煤中驱出,因而产生了含需要处理的不适宜组分的其它流,并且产生了工厂操作的其它潜在问题。

[0226] 通过将输入干燥器中的空气调节到低于 300° F 并且将这种热输入床内的热交换器的盘管内,流化床干燥器能够处理更高温度的废热源。流化床干燥器的多级设计形成了能够被用于通过加热介质的逆流来实现更有效的传热的温度带。来自本发明的干燥器床的煤出口温度较低(典型地低于 140° F),并且产生了较容易储存和处理的产物。如果特别的粒状材料需要更低或更高的产品温度,则可以将干燥器设计成提供降低或升高的温度。

[0227] 被颗粒控制设备收集的陶洗颗粒 600 通常尺寸非常小,并且富含飞灰、硫和汞。图 19 是表示通过利用活性水蒸汽 602 除去汞以产生活性炭 604 的工艺示意图。如图 19 所示,陶洗颗粒流 600 在流化床加热器或温和气化器 606 中被加热到 400° F 或更高的温度,以使汞蒸发。被强迫穿过流化床 608 的流化空气 608 将汞驱出,进入塔顶流 610。在塔顶流 610 中的蒸发汞可以通过现有的可商购汞控制技术例如通过注入到气流中的活性炭除去,或者携带汞的气流 610 可以穿过图 19 中所示的活性炭床 612。由于相比于离开燃烧室 330 的废气 306,处理流 610 中的汞浓度高得多,并且相比于离开燃烧室的废气,需要被处理的气流的总体积非常小,因此这将是一种非常有效的除汞方法。冷却流体 616 循环通过的热交换器 614 可以被用于冷却热的无汞流 618。在该冷却工艺中可以得到热量,并且将该热量用于预热到流化床加热器或温和气化器 606 的流化空气 620。无汞煤粉 622 可以在燃烧室 330 中燃烧,或者如图 19 所示,可以被水蒸汽 602 活化以产生活性炭 604。所产生的活性炭 604 可以在煤干燥位置上用于汞控制,或者可以出售给其它燃煤的发电站。

[0228] 图 20 示出了用于气化淘洗煤粉 600 的工艺。陶洗颗粒流 600 与流化空气 702 一

起在流化床气化器 700 中被气化。气化器典型地在高温比如 400° F 使用,此时驱走了可燃性气体和挥发物。产物气体流 704 在燃烧涡轮 706 中燃烧,所述燃烧涡轮 706 由燃烧室 708、压缩机 710、燃气涡轮机 712 和发电机 714 组成。在流化床气化器中的残留焦炭 716 将是无汞的,并且可以在现有燃烧室 330 中燃烧,或通过水蒸汽 718 处理以产生活性炭 720。

[0229] 分离流还可以富含硫和汞。这些流可以从工艺中除去或被填埋或以类似于淘洗煤粉流的方式进一步处理,从而除去不适宜的杂质。

[0230] 在本发明的一个优选实施方案中,分离煤颗粒流 170 或 260 被直接输送到洗涤器组件 600,以通过除去捕获在其中的细煤颗粒,使污染物得到进一步富集。图 21a 和 21b 的剖视图显示了本发明的洗涤器组件 600 的一个实施方案。洗涤器组件 600 是箱状的壳体(enclosure),其具有侧壁 602、端壁 604、底部 606 及顶部 608(未示出),并且连接至干燥器 250 侧壁,以包围分离流的排出口 610,螺旋推进加料器 194 穿过排出口 610 部分延伸。应当注意,能够以水平方式传输分离流煤颗粒的任何其它合适装置都能够代替螺旋推进加料器,包括带、推杆或牵引链。

[0231] 螺旋推进加料器 194 将推动放置在流化床底部附近的分离流颗粒穿越床,经过分离流排出部 610 进入洗涤器组件 600 内,在此处,它们能够分离并且远离流化干燥器累积。分配板 620 包含在洗涤器组件 600 内。热流化空气 206 的支流向上穿过在分配板 620 中的孔 622,以流化包含在洗涤器组件内的分离颗粒流。当然,分离流颗粒由于它们更大的比重而停留在流化床的底部附近,但是捕获在这些分离流颗粒中的任何淘洗煤粉都将上升到流化床的顶部,并且经过进口孔 624(在图 22 中,通过这个孔显示热交换器盘管 280)被吸回到流化干燥器床 250 内。以这种方式,分离颗粒流在图 21 的洗涤器组件内得到进一步的处理,以清洁出淘洗煤粉,因而留下具有更大浓度的污染物的分离煤颗粒流,而使污染物更低的煤粉返回到流化床,进行进一步处理。

[0232] 当包含在洗涤器组件内的分离流颗粒已经累积到足够程度时,或者另外需要用于其它目的时,可以打开在端壁 604 中的门 612,以使累积的分离流颗粒通过在端壁中的出口孔被排出,其中这些分离流的颗粒被螺旋推进加料器 294 强加给穿过它们的分离流颗粒的正压推动或被其它合适的机械传输装置推动。门 612 也能够由定时电路操作,以使门根据周期性时间表打开,以将累积的分离颗粒排出。

[0233] 图 22-24 示出了洗涤器组件的再一个实施方案 630,其构成两个洗涤器组件 632 和 634,用于处理流化床干燥器 250 产生的更大体积的分离流颗粒。如在图 24 可以更清楚地看出,螺旋推进加料器 194 贯穿前室(vestibule)636。分离流煤颗粒通过螺旋推进加料器 194 输送到此前室 636,然后进入收集室 638 和 640,所述收集室 638 和 640 分别止于门 642 和 644 或其它合适类型的流动控制装置。

[0234] 如上所述,分配板 654 和 656 可以包含在收集室 638 和 640 的内部(参见图 26),以使穿过在分配板中的孔 658 和 660 的流化气流流化分离流颗粒,从而分离捕获在更密实分离流颗粒中的任何淘洗煤粉。一旦打开门 642 和 644,淘洗煤粉就将穿过孔 660 和 662 上升到斜槽 646 和 648 的顶部,用于通过合适的机械装置输送回到流化床干燥器 250。如前面所述,分离流颗粒将穿过斜槽 646 和 648 的底部降落。

[0235] 一旦预定体积的分离流颗粒已经累积在收集室 638 和 640 内,或经过了预定的时间量,就打开门 642 和 644,以使分离流颗粒分别排出到斜槽 646 和 648。分离流颗粒将通过

重力穿过在斜槽 646 和 648 底部的出口部 650 和 652 进入其它一些储存容器或传输装置,以进一步使用、进一步处理或处置。

[0236] 门 642 和 644 可以绕轴旋转连接到收集室 638 和 640,但是这些门还可以是可滑动地安置、向上绕轴旋转、向下绕轴旋转、横向绕轴旋转或任何其它的合适装置。另外,多个门可以操作性连接收集室,以增加从收集室排出的分离流煤颗粒的速度或排出。

[0237] 在一个示例性实施方案中,如图 25 所示,门 642 或 644 可以包括平的门部分 672,所述的门部分 672 覆盖收集室 638、640 的排出口 632。门部分 672 可以具有比排出口 632 的面积更大的面积。门部分 672 可以包括任何刚性的材料比如钢、铝、铁和具有类似物理性质的类似材料。在一个备选实施方案中,门 670 是可以重复操作的,可以有利的的是使用更薄的材料,这可以降低其重量。在此实施方案中,门部分 672 还可以包括撑杆或支撑件(未示出),以对来自收集室 638、640 内的任何向外作用的压力增加另外的支撑。

[0238] 门 670 还包括:至少一个密封部分 674,其被安置在门部分 672 的内表面上或倾向于(dispose to)该内表面,以在排放口 632 的上面形成通常的正压密封(positive seal)。密封部分 674 能够具有比排放口 632 的面积更大的面积。密封构件 674 可以包括比如橡胶、弹性塑料的任何弹性压缩材料或具有类似物理特性的类似器件。

[0239] 密封构件 672 上可以安置罩 676,以保护或覆盖密封构件 672,使其免受将要碰到密封门 670 的流化和非流化材料。如图 26 中具体所示那样,罩 676 包括其面积可以比排放口 632 的面积更小的薄板。当门 670 处于闭合位置时,罩 676 被嵌套在出口 632 中。罩 676 可以包括任何刚性材料比如钢、铝、铁以及具有类似物理性质的类似材料。然而,其它材料也可以被用于罩 676。

[0240] 在一个示例性的实施方案中,致动组件 680 与门 670 操作性连接,从而使门 670 在开启位置和闭合位置移动,因而当门 670 在开启位置时,煤可以从流化收集器 620 排出。致动组件 280 包括气动活塞杆 684 和气缸 686,所述气动活塞杆 684 和气缸 686 与流体气动系统(未示出)操作性连通。流体气动系统可以包括流体热流比如废热流、一次热流的使用,或这两者的组合使用。

[0241] 由于在流化收集器 632 中将发生流化,因此可以使用能够忍受对于细颗粒与更密实和/或更大的污染材料分离所需的压力的构造材料。这样的构造材料可以包括钢、铝、铁或具有类似物理性质的合金。然而,还可以使用其它材料制备流化收集室 638、640。

[0242] 流化收集室 638、640 还可以但不是必须地包括收集器内加热器(未示出),该加热器可以与流体热流操作性连接,以提供另外的热并干燥煤。可以对收集器内加热器供给在发电厂中可得到的任意流体热流,包括一次热流、废流以及它们的任意组合。

[0243] 如图 23 和 24 所示,流化收集室 638、640 的顶壁 632a 和 632b 可以以一定角度横向远离流化床,因而如标记箭头 A 和 B 所示那样,将进入流化收集室 638、640 的流体热流向通道 A 或第二通道 B,并且进入流化床。顶壁 632 的内表面可以包括可以有利于流化颗粒物质流过通道 A 或第二通道 B 并进入流化床的凹槽(impression)或结构,比如通道、凹痕、脊或类似布置。

[0244] 参考图 22 和 27,窗组件 650 可以被安置在周围壁 651 上,以便可以观察在流化收集室 638、640 的内部发生的流化。在本发明的一个示例性实施方案中,窗组件 650 包括至少一个内窗 652,所述内窗 652 包含被固定到窗口 654 并横穿窗口 654 延伸的透明和/或耐

破碎材料比如塑料、热塑性材料以及类似材料。可以对内窗 652 的周围外表面安置支撑件或板 656, 以对内窗 652 提供抵抗向外作用的压力的支撑。支撑件 656 可以包括任何基本上刚性的材料, 比如钢、铝或类似材料。可以对支撑件 656 的外表面安置第二窗或外窗 658, 以提供抵抗在流化收集室 638、640 内的向外作用的压力的另外支撑。可以利用支架 660 和紧固件 662 将窗组件 650 固定在位置上。支架 660 可以包括能够固定窗组件 650 的 L- 形、C- 形或类似形状。紧固件 662 可以包括螺栓、螺钉、c 形夹具或本领域技术人员已知的任意紧固件。

[0245] 连接部 (junction) 300 包括限定内部 308 的底壁 302、顶壁 304 和多个侧壁 306。分配板 310 与限定气室 312 的连接部 300 的底壁 302 相隔一定距离, 用于接收穿过至少一个进口 316 流向气室 312 的至少一种流体热流。连接部 300 的分配板 312 优选相对于流化收集器 220 倾斜或成角度, 以有助于输送来自流化干燥器床 130 的非流化材料。当非流化材料移动通过连接部 300 时, 贯穿分配板 310 的孔 314 使流体热流扩散通过非流化材料; 因而导致细粒状材料的分离。细粒状材料被流化, 并且流回流化干燥器床 130 的内部 106。贯穿连接部 300 的分配板 310 的孔 314 在制备过程中可以成角度, 以控制流体热流的方向。

[0246] 通过洗涤器组件 600 从干燥器 250 中分离出的分离流颗粒的使用取决于其组成。如果这些分离流颗粒包含可接收水平的硫、灰分、汞以及其它不适宜组分, 则由于它们包含所需的热值, 因此它们可以被输送到燃烧室锅炉进行燃烧。然而, 如果这些分离流颗粒内包含的不适宜的组分高得不可接受, 则这些分离流颗粒可以进行进一步处理, 以除去这些不适宜组分中的一些或全部含量, 这在美国序列号 11/107, 152 和 11/107, 153 中更充分地被公开, 这两个申请都是在 2005 年 4 月 15 日提交的, 并且与本申请享有共同发明人以及共所有人, 并且结合到此。只有当分离流颗粒内包含的不适宜组分的含量如此高使得它们不能通过进一步处理得到可行地降低时, 分离流颗粒才在填埋场中被处置, 因为这样浪费了包含在分离流颗粒内的所需热值。因此, 本发明的洗涤器组件 600 不仅使分离流的煤颗粒流自动从流化床中除去, 以提高干燥器的效率和连续操作, 而且允许这些分离流颗粒在发电厂或其它工厂操作中进行进一步处理或在生产中使用。

[0247] 下列实施例举例说明形成本发明一部分的低温煤干燥方法和干燥器以及洗涤器装置。

[0248] 实施例 I- 水分减少对提高褐煤的热量 (heat volume) 的影响

[0249] 煤燃烧试验在北达科他州的 Great River Energy's Coal Creek Unit 2 进行, 以确定对单元操作的影响。褐煤通过露天储存煤的干燥系统进行干燥, 以用于本试验。结果在图 43 中示出。

[0250] 可清楚看出, 平均地, 煤水分从 37.5% 降低到 31.4%, 降低了 6.1%。如图 43 所示, 这些结果与理论预测非常吻合。更重要地, 褐煤水分含量降低 6% 使煤燃烧时的净单位发热量提高了约 2.8%, 而水分降低 8% 则使褐煤的净单位发热量提高了约 3.6%。这种结果表明煤干燥事实上提高了其热值。

[0251] 实施例 II- 水分减少对煤组成的影响

[0252] PRB 煤以及褐煤的样品都进行化学和水分分析, 以确定它们的元素和水分组成。结果在下表 1 示出。可以看出, 煤的褐煤样品平均具有 34.03 重量% 的碳、10.97 重量% 的氧、12.30 重量% 的飞灰、0.51 重量% 的硫和 38.50 重量% 的水分。而 PRB 次烟煤样品平均具

有 49.22 重量%的碳、10.91 重量%的氧、5.28 重量%的飞灰、0.35 重量%的硫和 30.00% 的水分。

[0253] 假定 0% 的水分和 0% 的灰分（“没有水分和灰分”）以及 20% 的水分含量，使用这些褐煤和 PRB 煤样品的“按原样接受 (as-received)”值，进行“元素分析”，以计算这些元素组成值的校正值，这些也都示出在表 1 中。从表 1 可清楚看出，煤样品的化学组成和水分含量得到显著改变。更具体地，对于 20% 的水分情况，褐煤和 PRB 煤的样品表现出碳含量分别增加到 44.27 重量%和 56.25 重量%，增加较大，而氧含量分别增加到 14.27 重量%和 12.47 重量%，增加较小。硫和飞灰成分也稍微增加（但不是在绝对值的基础上）。就像这样，重要的是，褐煤的热值 (HHV) 从 6,406BTU/lb 增加到 8,333BTU/lb，而 PRB 煤的 HHV 值从 8,348BTU/lb 增加到 9,541BTU/lb。

[0254] 表 1

[0255]

	单位	按原样接受		无水分和灰分		20%燃料水分	
		褐煤	PRB	褐煤	PRB	褐煤	PRB
碳	重量%	34.03	49.22	69.17	76.05	44.27	56.25
氢	重量%	2.97	3.49	6.04	5.39	3.87	3.99
硫	重量%	0.51	0.35	1.04	0.54	0.67	0.40
氧	重量%	10.97	10.91	22.29	16.86	14.27	12.47
氮	重量%	0.72	0.75	1.46	1.16	0.92	0.86
水分	重量%	38.50	30.00	0.00	0.00	20.00	20.00
灰分	重量%	12.30	5.28	0.00	0.00	16.00	6.30
合计	重量%	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
HHV	BTU/lb	6,406	8,348	13,021	12,899	8,333	9,541
H ^T _{燃料}	BTU/lb	-2,879	2,807			-1,664	-2,217

[0256] 实施例 III- 水分含量对煤热值的影响

[0257] 使用表 1 的组成值，并且假定 570MW 的发电厂释放 825° F 废气，进行元素分析计算，以预测这些煤样品在从 5% 到 40% 的不同水分含量下的 HHV 热值。结果在图 44 示出。可清楚看出，HHV 值和水分含量之间存在线性关系，其中水分含量越低，HHV 值越高。更具体而言，PRB 煤样品产生的 5% 水分下的 HHV 值为 11,300BTU/lb，在 20% 的水分下的 HHV 值为 9,541BTU/lb，在 30% 的水分下的 HHV 值仅为 8,400BTU/lb。而褐煤煤样品产生的 10% 水分下的 HHV 值为 9,400BTU/lb，在 20% 水分下的 HHV 值为 8,333BTU/lb，并且在 40% 下的 HHV 值仅为 6,200BTU/lb。这表明，通过使煤在锅炉燃烧室中燃烧之前进行干燥，可以提高锅炉效率。而且，在锅炉中产生相同的热量需要更少的煤。

[0258] 实施例 IV- 煤水分含量对发电厂效率的影响

[0259] 对于本实施例 IV,使用四种不同的干燥器系统构造(A、B、C和D)。这些构造如下:

[0260] 构造A:基本方案(BC)

[0261] 将BC选择方案与发电厂装置紧密地结合。如在图45中更充分地显示,它涉及使用三分区旋转再生式空气预热器(APH)、用于预热一次和二次空气流的热交换器、流化床干燥器和用于加热床内热交换器用的传热介质的热交换器。在这种装置中,使用APH增加废热的温度水平。

[0262] 使用来自水蒸汽冷凝器的废热预热一次空气(“PA”)、二次空气(“SA”)和流化空气(“FA”)流。这通过如下方法实现:将来自流的其余部分的一小部分热的冷凝器冷却水转移,并且使它通过水/空气热交换器,在该空气热交换器中将PA、SA和FA流预热至约100°F的温度。然后将冷的冷却水循环回到塔中。这降低冷却塔负荷,并且减小冷却塔需要的水量。

[0263] 预热的PA和SA流流到PA和FD风机中,并且穿过APH的一次和二次空气分区。将在APH的SA分区中加热的SA流输送到锅炉风箱中,在此处将它分配到燃烧器中。在APH的下游提取在此被称为“热PA”的PA的一部分。冷PA流的温度在140°F的范围,而热PA温度在750°F的范围。将PA的其余部分输送到煤粉碎机中。

[0264] 所述热PA流通过空气/水热交换器,在此处它将热传递给传热流体,即在这种情况下水。所述热水通过床内热交换器循环,从而将热传递给流化床。在通过热交换器之后,所述热PA流在200-240°F的范围内。顾名思义,所述FA流使在流化床干燥器中的煤流化并且干燥。

[0265] 对于固定几何结构即,给定的分配器面积的干燥器,FA的量(即,冷和热PA流之和)恒定。在BC构造中,通过改变热PA流和冷PA流的比例,可以控制FA流的温度。随着热PA流增加,床内热交换器可得到的热的量增加。这增加从流化床干燥器内的煤中可以除去的煤水分的量。当以热PA流的形式输送干燥器需要的所有FA时,煤干燥最大程度地得到实现。这种操作方式导致床内热交换器管的最高表面温度和最高的床温度。

[0266] 随着热PA流增加,通过APH的PA量和总空气流量(PA+SA)得到增加。通过APH的空气流量的这种增加导致离开APH的废气温度降低,转而导致烟囱损失降低并且导致锅炉和单位效率(unit efficiency)增加。因此,与在将干煤输送到发电厂中并且在没有就地干燥的情况下燃烧时的情况相比,在BC装置的情况下的性能提高更高。

[0267] BC选择方案很可能用于改进现有燃烧高水分褐煤或PRB煤的发电站或设计新的发电站,原因是这些典型地配备有三分区的APH。

[0268] 构造B:高温(HT)方案

[0269] 与BC选择方案相比,HT选择方案与发电厂设备结合较不紧密。如在图46中更充分地显示,将FA流与PA流和SA流分开。HT方案涉及两分区APH、用于预热PA/SA流和FA流的热交换器、流化床干燥器(“FBD”)风机、流化床干燥器以及通过使用高温废气加热床内热交换器用的FA流和水的热交换器。

[0270] 与BC方案类似,使用来自水蒸汽冷凝器的废热预热PA+SA和FA流。这通过如下方法实现:将来自流的其余部分的一小部分热的冷凝器冷却水转移,并且使它通过水/空气热交换器,在该热交换器中PA+SA和FA流被预热至约100°F的温度。然后将冷的冷却水循环回到塔中。这降低冷却塔负荷,并且减小冷却塔所需要的水量。

[0271] 预热的主要 (PA+SA) 流流过 FD 风机中, 然后穿过其中将它们进一步加热的 APH。将 PA 流与 SA 流分离, 并且输送到煤粉碎机中。将 SA 流输送到锅炉风箱中, 在此处它被分配到燃烧器中。

[0272] 使预热的 FA 流通过 FGD 风机, 在此它的压力增加至约 40"。然后所述 FA 流通过空气 / 水热交换器, 其中将它的温度增加至 200-240° F 的范围。然后将加热的 FA 流输送到其中流化并且干燥煤的流化床干燥器中。在以串联排列安置的水 / 水热交换器中加热床内热交换器用水。

[0273] 在 APH 的上游从热废气中提取用于两种热交换器的热, 在这种情况下, 使用水或其它适合的液体作为传热介质。其它更简单的装置是可以的。例如, 通过将上述三种热交换器结合成一种组合的热交换器, 可以消除传热介质。在这种装置中, FA 流在组合热交换器的废气 / FA 部分被加热, 并且床内热交换器用水在组合热交换器的废气 / 水部分中被加热。但是, 对于这种分析, 热交换器布置的详情不重要。

[0274] 在通过热交换器之后, 更冷的废气流过其中将它进一步冷却的两分区 APH。作为这种热交换器布置的结果, 与其中在 APH 上游没有热提取的情况相比, 离开 APH 的废气的温度更低。但是, 因为进入 APH 的 PA+SA 流是通过使用来自冷凝器的废热预热的, 所以在 APH 的冷端的金属基体的温度不太低, 因而没有因硫酸沉积导致的腐蚀增加以及传热表面堵塞增加。

[0275] 预期与 BC 构造相比, 可以通过 HT 布置实现的性能提高更小。初步计算结果证实了这点。而且, 因为可以将 FA 加热至类似于 BC 构造的温度, 所以流化床干燥器的尺寸将与 BC 构造类似或相同。

[0276] 在最初为东部烟煤 ("EB") 设计, 但是为了降低排放和 / 或操作成本, 而不燃烧保德河盆地煤 ("PRB") 或 PRB/EB 煤混合物的发电厂, 很可能要改进 HT 构造。

[0277] 构造 C: 低温 (LT) 方案

[0278] LT 构造与 HT 选择方案类似。如在图 47 中更充分地显示, 主要差别是在 APH 下游从废气中提取用于预热 FA 流的热量。将 FA 流与 PA 和 SA 流分离。LT 构造也涉及两分区 APH、用于预热 PA/SA 和 FA 流的热交换器、FBD 风机、流化床干燥器以及通过使用低温废气加热床内热交换器用的 FA 流和水的热交换器。

[0279] 与 BC 和 HT 构造类似, 使用来自水蒸汽冷凝器的废热预热 PA+SA 和 FA 流。这通过如下方法实现: 将来自流的其余部分的一小部分热的冷凝器冷却水转移, 并且使它通过水 / 空气热交换器, 在此将 PA+SA 和 FA 流预热至约 100° F 的温度。然后将冷的冷却水循环回到冷却塔中。这降低冷却塔负荷, 并且减小冷却塔所需要的水量。

[0280] 预热的主 (PA+SA) 流流过 FD 风机, 然后穿过其中将它们进一步加热的 APH。将 PA 与 SA 分离, 并且输送到煤粉碎机中。将 SA 流输送到锅炉风箱中, 在此它被分配到燃烧器中。

[0281] 使被来自水蒸汽冷凝器的废热预热的 FA 流通过 FBD 风机, 在此将它的压力增加至约 40"。然后使高压 FA 流通过空气 / 水热交换器, 其中将它的温度增加到 250+° F 的范围。如果可利用废工艺水蒸汽源, 则可以使用水蒸汽 - 空气加热器 (SAH) 进一步提高 FA 流的温度, 并且增加流化床干燥器的干燥容量。然后使加热的 FA 流通过流化床热交换器, 在此处它加热床内热交换器用的水。然后将更冷的 FA 流输送到流化并且干燥煤的流化床干燥器中。

[0282] 因为在这种情况下,与 BC 和 HT 构造相比,用于床内热交换器的 FA 流和热水的温度更低,所以这将降低流化床干燥器的干燥容量。结果,与 BC 和 HT 构造相比,流化床干燥器的尺寸更大。这将导致更大的 FA 需求和更高的 FBD 风机功率。而且,在干燥器中可以除去的煤水分的量将更少。因此,与 BC 和 HT 构造相比,LT 构造的性能更差。

[0283] 与 HT 方案相比,LT 选择方案没有优点。这是因为装置几乎相同,但是布置不同,而系统性能却比 BC 和 HT 构造更低。

[0284] HT 和 LT 构造还可以组合,其中热量在 APH 的上游和下游从废气中提取。还可以与水蒸汽冷凝器的废热利用结合。尽管组合的 HT/LT 选择方案增加了操作灵活性,但是需要的设备的量与资本成本显著增加。

[0285] 构造 D:超低温 (ULT) 方案

[0286] 在图 48 中所示的 ULT 构造中,将 FA 流与 PA+SA 流分离,并且通过使用来自冷凝器的废热加热至约 100° F 的温度。通过使热的冷凝器冷却水穿过热交换器管循环,直接供应用于床内热交换器的热量。这将导致约 100° F 的管表面温度。在这种情况下不使用来自废气的废热。

[0287] 因为与前述构造 A、B 和 C 相比,用于床内热交换器的 FA 流和水的温度明显更低,所以这将需要很大的 FB 干燥器。而且,干燥器的干燥容量和在干燥器中可以除去的煤水分的量将显著更低。但是,对于这种选择方案,需要更少的设备,从而降低资本成本。

[0288] 在冬季期间,可以通过使用来自冷凝器的废热预热进入 APH 的 PA+SA 流,从而改进这种选择方案。这可以消除使用工艺水蒸汽,以保持 PA+SA 流高于冷冻温度。

[0289] ULT 方案的另一种可能的改进涉及使用 SAH,所述 SAH 可以用于增加 FA 流的温度并且提高干燥器性能。

[0290] 在图 49 中显示了对根据构造 B 干燥器系统被干燥成不同的水分含量的褐煤 (825° F 对 650° F 废气) 和 PRB (825° F 废气) 煤的锅炉效率的影响。干煤使锅炉更有效率地燃烧。在这种情况下,实现锅炉效率增加 8%。

[0291] 在图 50 中显示在 825° F 的废气温度下,四种不同的干燥器构造 A、B、C 和 D 对褐煤的应用。低温和超低温构造 (C 和 D) 提供锅炉效率的最大增加。

[0292] 在图 51 中显示了褐煤在使用四种不同构造的情况下和 PRB 煤在使用高温构造的情况下对从 APH 排出的废气温度的影响。对于所有这些选择方案,废气都在 825° F 下进入 APH。对于低温构造 (C),实现最低的废气排出温度 (对于 20% 水分的煤,为 210° F)。这意味着在这种选择方案的情况下,更有成效地使用包含在进入 APH 的废气中的热含量。

[0293] 在图 52 中显示了褐煤和 PRB 煤对离开 APH (ID 风机进口) 的废气流量的影响。当在锅炉中燃烧更低水分的煤时,产生更低的流量。因此,当使用干煤时,处理废气将需要更小的洗涤器和沉淀器。此外,使用更低水平的能量,使抽吸废气需要的 IP 风机运行。

[0294] 在图 52 中还显示了不同水分含量的褐煤和 PRB 煤对进入锅炉的空气流量的影响。在更低的水分含量下,还可以降低这种流量。因此,需要更小的风机,并且可以节省能量成本。

[0295] 在图 53 中显示了对用于驱动二次空气流的 FD 风机的功率需求的影响。在煤中的水分含量更低时,这些功率需求略有下降,原因是空气流量更小。

[0296] 在图 54 中显示了用于四种不同构造的褐煤,和 PRB 煤对用于驱动废气的 ID 风机

的功率需求的影响。在这个方面实现了大得多的能量节省。此外,低温构造 C 似乎提供了最大的能量需求的下降。这是很显著的,因为发电厂使用四种 ID 风机,从而使这些结果增加四倍。

[0297] 在图 55 中显示了褐煤 (825° F 对 650° F 废气) 和 PRB 煤 (825° F 废气) 对煤流量的影响。因为由干燥处理引起锅炉的效率增加和煤重量的损失,所以需要的煤流量下降。因此,无需将煤尽快输送到锅炉中以产生使发电厂运行必需的热量。

[0298] 如图 56 中所示,在煤水分越低时,使粉碎机运行需要的磨机功率越低。功率需求的 20% 的下降得到实现。这种结果是显著的,因为发电厂可能需要 6-8 个粉碎机来磨碎煤。

[0299] 在图 57 中显示了用于干燥褐煤和 PRB 煤的不同干燥器构造对净单位发热量的影响。净单位发热量与由干燥系统产生的锅炉效率、涡轮机效率的增加和厂用电需求的降低结合在一起。这显示了发电所需的总能量。如图 58 中所示,对于更低水分的煤,净单位发热量降低。尽管基本方案也是好的,但是所述低温构造提供最好的结果。

[0300] 图 59 显示了不同的干燥构造对从冷却塔中排出的热量的影响。因为一些热的冷凝器冷却水已经被转移以加热风机室盘管,所以在冷却塔中损失的热量更少。所述超低温选择方案提供最好的结果,而低温选择方案次之。

[0301] 这些结果全部证明在本发明的低温干燥方法中使用在发电厂中可利用的废热源干燥煤进料,显著提高发电厂操作的效率。导致锅炉效率、净单位发热量以及风机和磨机功率全都得到提高。尽管这些提高的数量依赖于使用的具体煤干燥系统构造,但是褐煤水分含量从 38.5% 降低至 20% 导致发热量提高到 350-570 BTU/kWh (3.4-5.4%) 的范围内。对于 PRB 煤,性能提高略小,主要原因是用 30% 水分的 PRB 煤代替 38.5% 水分含量的褐煤开始。

[0302] 实施例 V- 中试干燥器煤颗粒分离结果

[0303] 在 2003 年的秋天和 2004 年的夏天,将超过 200 吨的褐煤在由北达科他州 Underwood 的 Great River Energy 建造的中试流化床煤干燥器中进行干燥。干燥器容量为 2 吨 / 小时,并且是为了以下目的而设计的:确定采用低温废热干燥北达科他州褐煤的经济性,以及确定利用流化床的重力分离能力而富集杂质比如汞、灰分和硫的有效性。

[0304] 进出干燥器的煤流包括原煤进料、处理过的煤流、淘洗煤粉流和分离流。在试验过程中,将样品煤从这些流中取出,并分析水分、热值、硫、灰分和汞。将一些样品进行过筛,并且对各种不同的粒度部分进行进一步的分析。

[0305] 用仪表装备中试煤干燥器以允许在各种操作条件下的干燥速率的实验测定。数据收集系统允许干燥器仪表以 1 分钟为基准进行记录。所安装的仪表足以操作对系统进行质量和能量平衡计算。

[0306] 中试干燥器的主要部件是煤筛、煤输送设备、储仓、流化床干燥器、空气输送和加热系统、床内热交换器、环境控制器 (集尘器)、仪表和控制和数据采集系统 (参见图 28)。螺旋推进加料器用于将煤供给至干燥器并且将产物从干燥器中输出。螺旋进料器用于控制进料速率并且对进出干燥器的煤流提供气锁。在煤燃烧器上的测压元件提供输入干燥器的流量和总煤输入量。分离流和集尘器淘洗物被收集在运输斗中,并且该运输斗在试验前后进行称重。输出产物流被收集在重力拖车中,该重力拖车装备有天平。煤进料系统被设计成以高达 8000 磅 / 小时将小于 1/4 的煤供给至干燥器。空气系统被设计成以 40 英

寸的水供给 6000SCFM。空气加热盘管输入量为 438,000BTU/ 小时,而床盘管的输入量为约 250,000BTU/ 小时。这些热量和空气流量足以移除约 655 磅 / 小时的水。

[0307] 典型的实验包括用 18,000 磅低于 1/4” 的煤填充煤仓。将所述运输斗倒空,并且记录重力拖车天平的读数。在填充料仓的同时,或在相同时间间隔的实验过程中,收集在进料上的煤样品作为集尘器、分离流和重力拖车的样品(通常在实现稳态之后每隔 30 分钟)。然后,启动集尘器和所有产物推进加料器以及气锁。启动空气供给风机,并将其设定为 5000scfm。然后,开始向干燥器供给煤,并且在高速下运行,以填充该干燥器。一旦在干燥器中建立床之后,升高空气温度,调节对床的盘管的加热,并且将空气流量调节到所需的值。然后,实验运行 2-3 小时的时间。一次试验运行 8 小时。实验之后,将运输斗进行称重,记录重力拖车的天平读数。将来自试验的仪表读数转换成 excel 电子数据表,并且将煤样品带到实验室进行分析。然后,将运输斗和重力拖车倒空,准备下一次的实验。

[0308] 在 2003 年秋天,在 39 次不同的试验中,将 150 吨褐煤送入分配器面积为 23.5ft² 的单级中试干燥器。煤以 3000 至 5000 磅 / 小时的速率被送入流化床内。空气流量从 4400 (3.1 英尺 / 秒) 变化到 5400 (3.8 英尺 / 秒) scfm。煤中的水分降低是进料速率和输入干燥器的热的函数。在 200° F 的设计水温下,第一中试组件 (module) 具有除去约 655 磅 / 小时的水的能力。煤以 83.3 磅 / 分钟进料时,预期水的除去速率为 0.13 磅 / 磅煤。

[0309] 在 2004 年的夏天,将干燥器改进为两级以改善非流化颗粒的去除,并且安装更大的床盘管。在改进干燥器组件之后,在除水速率为 1100 磅 / 小时的情况下,干燥容量增加到约 750,000BTU/ 小时。将另外 50 吨的煤在新的组件中干燥。改进的组件也允许收集离开第一级的分离流。分离流是从第一级底部移出的非流化的材料。它主要由在第一级中重力分离出的过大和更高密度的材料构成。总的分配板面积为 22.5ft²。

[0310] 表 2 显示了用于干燥器进料、淘洗、分离流和产物流的煤质量。数据表明淘洗流中的汞和灰分多,分离流中的汞和硫多,而产物流在热值、汞、灰分和 #SO₂/mBTU 方面得到了显著的改善。淘洗流主要低于 40 目,而分离流高于 8 目。

[0311] 表 2 :煤进料质量与产物流试验 44

[0312]

煤	磅	汞 ppb	灰分 %	HHV BTU/lb	硫 %	#SO ₂ /mbtu
进料	14902	91.20	18.05	5830.00	0.53	1.82
分离流	2714	100.61	15.41	6877.00	0.76	2.20
淘洗	789	136.58	30.26	5433.75	0.50	1.86
产物	7695	65.83	14.22	7175.25	0.55	1.54

[0313] 因此,试验 44 将煤产物流中的汞和硫分别降低了 40% 和 15%。

[0314] 图 29 显示了在床内的六个位置上测得的床温,以及出口空气的温度的时间变化。使用该信息以及关于煤的水分含量的信息(从煤样品中得到),以接近干燥器的质量和能量平衡,并确定从煤中除去的水分量。

[0315] 图 30 显示了使用改进的中试干燥器进行 7 次试验的分离流产物的组成。试验 41 具有最好的结果,其中分离流含有 48% 的硫和汞,并且只有 23% 的 Btu 和 25% 的重量。

[0316] 实施例 IV- 一些更大颗粒的分离结果

[0317] 在 2004 年 9 月和 12 月之间,将 115 吨加拿大褐煤在位于北达科他州 Underwood 的改进的两级中试干燥器中进行干燥。在日常试验过程中,3 至 20 吨的材料以 2000-7000 磅/小时的流量穿过所述干燥器。这样由 31% 水分的进料生产出水分含量为 15-24% 的煤。

[0318] 在煤仓上的测压元件提供输入干燥器内的流量和总的煤输入量。分离流和集尘器淘洗物被收集在运输斗中,并且该运输斗在每一次试验前后都进行称重。输出产物流被收集在重力拖车中,该重力拖车装备有天平。煤进料系统被设计成以高达 8000 磅/小时将低于 1/4 的煤颗粒供给至干燥器。空气系统被设计成以 40 英寸的水供给 6000SCFM。对干燥器施加 438,000BTU/小时的空气加热盘管输入量以及约 500,000BTU/小时的床盘管输入量。取决于周围条件以及加热流体的温度,这些热量和空气流量足以移除约 900 磅/小时的水。

[0319] 在 7000 磅/小时的流量下,干燥器输出典型地为 20% 的陶洗和分离流,以及 80% 的产物,其中它们的百分比随着到干燥器的煤流的减少而增加。在试验过程中,从每一种流收集样品,并且使样品与输入进料相比。分离流(“SS”)流量通常被设定为 420-840 磅/小时。当到干燥器的流量被降低时,这变成百分比更大的输出流。当煤流量被降低时,陶洗流也倾向于随输出百分比而增加。这种情况归因于在水分含量更低的情况下在干燥器中的停留时间更长以及消耗更高。

[0320] 典型的试验包括用 18,000 磅小于 1/4 英寸的煤填充煤仓。首先将源自加拿大 1 号矿的褐煤粉碎到小于 2-英寸。然后,将该材料过筛,将小于 1/4-英寸的材料(50%)放置在一堆,而将超过 1/4-英寸的材料(50%)放在另一堆。然后,用铲斗从这两堆中交替加入,以充填中试干燥器。超过 1/4-英寸的材料在被供给至料仓之前经过粉碎机,而小于 1/4-英寸的材料直接加入。源自加拿大 2 号矿的褐煤直接通过粉碎机,并且在不过筛的情况下进入中试料仓。从相应的进料堆中收集进料的煤样品。在达到稳态之后,每隔 30 分钟采出集尘器(“DC”)、分离流(“SS”)、和重力拖车(“GT”)的样品。当大量的 1 号矿的煤穿过干燥器时,每天用谷粒取样器对重力拖车、DC 运输斗以及 UC 运输斗进行取样。

[0321] 将运输斗倒空,并且记录重力天平的读数。然后,启动集尘器和所有产物推进加料器及气锁。启动空气供给风机,并将其设定为约 5000SCFM。然后,开始向干燥器供给煤,并且在高速下运行,以填充该干燥器。一旦在干燥器中建立床之后,升高空气温度,调节进入床盘管的加热水,并且将空气流量调节到所需的值。然后,试验运行 2-7 小时的时间。在试验之间,床并不是总是空的,并且在产物中所占材料额定为 3000 磅。

[0322] 表 3-4 列出了加拿大褐煤试验的结果。表 3 包含干燥器的输入量、总量或输出流,它们是基于总水分和输入量的变化的实际值及计算值。表 4 包含关于 1 号矿的煤试验用的三种输出流的数据。

[0323] 表 3 :试验概括

[0324]

试验	干燥器输入 量 (lbs)	实际干燥器 输出量 (lbs)	计算的干燥 器输出量 (lbs)	百分比差值
对 2 号矿煤的 试验 49	6829	6088	6176	1.5
对 2 号矿煤的 试验 50	6871	5840	5522	-5.4
对 1 号矿煤的 试验 52	108,517	95,474	95,474	0
对 1 号矿煤的 试验 57	38,500	33,206	32,931	-0.8
对 1 号矿煤的 试验 58	7927	6396	6478	1.3
对 1 号矿煤的 试验 59	27,960	25,320	25,278	-0.2

[0325] 表 4 : 1 号矿煤试验 52、57 和 59 结果

[0326]

输出	总水分	BTU	% 输出	% BTU	% 硫	% 汞	% 灰分
52DC	19.53	7117	10.1	9.26	8.54	14.24	14.21
52SS	20.3	7280	6.9	6.48	16.83	12.97	9.36
52GT	21.93	7869	83.02	84.26	74.63	72.79	76.43
57DC	20.1	6019	8.62	7.11	5.69	10.0	11.81
57SS	16.4	5321	10.85	7.90	41.52	44.23	20.78
57GT	19.65	7711	80.53	84.99	52.79	45.76	67.4
58DC	18.43	6721	7.60	6.54	5.35	8.70	9.63

输出	总水分	BTU	% 输出	% BTU	% 硫	% 汞	% 灰分
58SS	12.40	6375	18.96	15.48	45.38	44.03	33.49
58GT	16.09	8294	73.44	77.98	49.28	47.27	56.88
59DC	23.24	6324	11.49	9.46	11.65	N/A	22.54
59SS	30.14	6850	15.05	13.41	13.43	N/A	15.66
59GT	22.42	8069	73.46	77.13	74.92	N/A	61.8

[0327] 试验 52、57、58 和 59 是对 1 号矿的煤进行的。试验 58 是对照试验，而对于试验 52、57 和 59，在干燥器操作过程中，料仓被煤填充。

[0328] 试验 52 是为了将煤中的水除去约 25% 以及随后将煤打包运输到 GTI 以进行进一步的试验而进行的。在这种试验过程中，本发明人以对干燥器供给材料相同的时间填充料仓，因而难于追踪输入量。对于这次试验，通过校正返回到煤进料的总水分的总输出量，估算输入量。试验 52 在三周期限内进行了单独的六天。在试验的第二天之后，床没有堆积，并且在两天多内，煤以相当干的条件残留在干燥器中。这种煤在 SS 运输斗以及在干燥器床中开始闷烧。当干燥器启动时，发生引燃，并且几个防爆板需要更换。当装置被关闭时，煤的非常干的条件和煤搁置的时间以及床的温度都促成了这个问题。在没有适当冷却的情况下，本发明人不再继续将煤留在干燥器床中，时间为不超过 1 天。这样似乎消除了该问题。

[0329] 试验 57、58 和 59 都是一天试验。在试验 57 和 59 的过程中，煤在干燥器操作过程中加入到料仓中，并且本发明人需要估测煤的进料。试验 57 在约 7000 磅 / 小时的煤进口流量下进行。试验 58 和 59 在约 5000 磅 / 小时的进口煤流量下进行。12 月初期更冷的温度降低了干燥器的容量。试验 59 中，汞分析仪发生故障。

[0330] 表 4 的结果提供良好的证明，即，分离流能够除去煤进料流中的大量的硫和汞，同时保持煤进料流的热值。

[0331] 实施例 VII- 原型系统结果

[0332] 在 Coal Creek 采用的原型煤干燥系统基于使用来自水蒸汽冷凝器和热废气的废热以加热用于煤干燥的空气。工艺流程图示意性地示于图 60 中。

[0333] 由 Great River Energy ("GRE") 组建的设计队伍设计原型煤干燥系统和 FBD。由热水源间接地加热流化 / 干燥空气，所述的热水源用来模拟将来自主冷却水流的部分热冷却水的转移并且使其通过水 / 空气热交换器（风机室盘管），以提高在空气预热器（APH）进口处的空气的温度。

[0334] 将称作冷 PA 流的部分一次空气（PA）流在风机室盘管的下游和 APH 的上游从主 PA 流中取出。余下的 PA 流过 APH，在此其温度被升高。将称作热 PA 流的部分 PA 流在下游从 APH 取出。余下部分的 PA 流至磨煤机。

[0335] 热 PA 流过空气 / 水热交换器，在此它与循环通过浸渍在流化床中的热交换器（床

内热交换器)的水交换热量。在与循环水交换热量后,温的 PA 与冷 PA 在混合箱 1 和 2(MB1 和 2) 中混合。这两种 PA 流的混合物形成用于煤干燥器第一和第二级的流化 / 干燥空气流。采用此原型设计,可以通过改变冷和热 PA 流动流的比率而改变流化 / 干燥空气流的温度。

[0336] 此装置使得可以将流化 / 干燥空气的温度和到床内热交换器的热循环水的温度从 110° F 的水平提高到 200° F 以上。此显著的温度升高对于流化 / 干燥空气的流量和 FBD 分配器尺寸以及床内热交换器的尺寸具有非常积极的影响,它们随着流化空气和热源的温度的升高而降低。

[0337] FBD 需要的热 PA 流与磨机需要的 PA 流一起流过 APH。这增加了总 PA 流,并且进而全部空气流过 APH。结果,APH 冷却容量和 APH 容量比的比率(X-比率)增加,并且在 APH 出口处的废气温度被降低。较低的出口废气温度进一步提高了锅炉效率和单位性能。

[0338] 将用于干燥器的煤进料从现有的 28 号煤仓供应。湿煤(进料流)通过振动煤进料器进料至煤粉碎机,并且粉碎和筛分至 -1/4"。将粉碎的煤由振动筛进行筛分,并且输送至干燥器进口料斗。两个旋转煤进料器(气锁)将煤进料到 FBD 的第一级。采用旁通输送机,将过筛旁通流与离开干燥器的产物流混合。两种流的混合发生在煤采样位置的下游。

[0339] 将离开干燥器的干燥煤(产物流)贮存在 26 号煤仓,供给煤磨机 26。煤输送器和斗式提升机用来将干燥的煤输送至 26 号煤仓。在产物流从干燥器输送至煤仓时,其冷却,并且其温度下降约 10° F。

[0340] 以组件方式设计原型煤-干燥系统,以允许煤的递增干燥。每个煤干燥组件将干燥总煤流的一部分,并且还包括环境控制器(用于灰尘控制的袋滤室)。工作中采用全部四个煤-干燥组件,可以干燥 100%的煤进料。

[0341] 在流化床内,由热流化空气完成煤的流化和加热以及煤水分的去除。空气流在其向上流过煤床时被冷却和增湿。可以从已流化煤的床中除去的水分的量受到流化空气流的干燥容量的限制。通过由床内热交换器供应另外的热量给床,可以提高流化空气流的干燥容量。床内热交换器不仅提高流化空气流的干燥容量,而且它还降低完成需要的煤干燥程度所需的干燥空气的量。采用充足的床内传热表面,可以将流化 / 干燥空气流降低至与 1 至 1.2m/s 的表观流化速度相应的值。

[0342] 原型干燥器设计数据总结于表 5 中。总分配器面积为 308ft²,并且总床内热交换器面积为 8,636ft²。干燥器通过使用 305klbs/hr 的空气流化,导致表观流化速度在 1.0 至 1.2m/s 范围内。

[0343] 如表 5 中的数据所示,单个床盘管的传热面积,根据它们的设计,从 1,144 变化至 1,982ft²。由 GRE 和 Barr 工程师在实验上确定翅管的平均传热系数为 18Btu/hr-ft²-° F。

[0344] 表 5:原型干燥器设计数据

[0345]

原型煤干燥器		原型
参数	单位	值
分配器面积	ft ²	308

原型煤干燥器		原型
第一级流化空气流量	Klbs/hr	55
第二级流化空气流量	Klbs/hr	250
膨胀床深度	”	38 至 40
床内热交换器 No. 1HT 面积	ft ²	1,982
床内热交换器 No. 2HT 面积	ft ²	1,696
床内热交换器 No. 3HT 面积	ft ²	1,982
床内热交换器 No. 4HT 面积	ft ²	1,832
床内热交换器 No. 5HT 面积	ft ²	1,144
总床内热交换器面积	ft ²	8,636
总交换的热量, 床内 HXE	MBTU/hr	16.53
平均传热系数	BTU/hr-ft ² -° F	18.08
通过床内热交换器的总水流量, 实际值	gpm	1,588
通过床内热交换器的总水流量, 指示值	gpm	1,363

[0346] 由试验级流量计测量的通过全部床盘管的循环水的流量为约 1,600gpm(758klbs/hr)。由工厂流量计指示的值低约 14% (即, 650klbs/hr)。

[0347] 在从 2006 年 3 月 22 日至 5 月 12 日的时间期间, 在基线煤进料速率为 75t/hr、流化空气温度在 165 至 190° F 范围内并且平均床盘管温度为 210° F 的受控条件下, 进行 16 次干燥器性能试验。在这些操作条件下, 输入到干燥器的床内热量在 15 至 16MBtu/hr 范围内。

[0348] 图 61 和 62 中示出了测量的和预测 (模拟) 的干燥器性能的比较。作为流化空气温度的函数, 在产物流中测量的总水分含量示于图 61 中。干燥器模拟结果由实线表示。如图 61 所示, 在测量和预测的产物水分含量之间存在非常好的一致。结果还表明用相对低的流化空气温度操作原型干燥器。提高流化温度将对干燥器性能具有积极影响。

[0349] 图 62 比较了原型干燥器中测量和预测的煤水分降低量。除了几个试验点之外, 在测量值和模拟之间存在非常好的一致。通过用等于或高于 180° F 的流化温度操作原型干燥器, 容易地达到 8.45% 的目标水分去除水平。

[0350] 在受控的干燥器试验过程中在进料和产物流中测量的总煤水分 (TM) 和高热值 (HHV) 总结于表 6 中, 并且示于图 63 和 64 中。与其它试验相比, 试验 16 的结果显示出低得多的 TM 含量和更高的 HHV 值, 因此没有包括在数据的统计分析中。结果表明: 平均水分降低量为 $8.08 \pm 0.42\%$ 。HHV 平均提高 $727 \pm 62 \text{Btu/lb}$ 。表 6 中的随机误差表示 95% 置信区间。在受控的试验过程中 TM 和 HHV 的变化示于图 63 和 64 中。HHV 的提高和总煤水分的降低示于图 65 中。

[0351] 表 6: 干燥器性能试验: 煤水分和 HHV

[0352]

CD 26	TM[%]	TM[%]	TM [%绝对 值]	干燥流量	HHV [BTU/lb]	HHV [BTU/lb]	Δ HHV [BTU/lb]
试验号	产物	进料	减少	总量的%	产物	进料	差值
1	27.98	37.03	9.05	14.28	6,871	6,203	668
2	29.08	36.74	7.66	14.28	6,746	6,148	598
3	29.21	37.44	8.22	13.79	7,069	6,392	677
4	28.77	36.76	7.99	13.91	7,037	6,292	745
5	30.87	37.50	6.63	13.32	7,028	6,172	857
6	27.22	36.58	9.36	13.84	7,212	6,214	997
7	29.10	37.44	8.34	14.28	7,162	6,392	770
8	27.63	36.99	9.36	14.29	6,947	6,337	610
9	29.88	36.98	7.09	14.26	7,033	6,489	544
10	29.10	37.07	7.97	14.14	7,109	6,361	748
11	28.37	36.00	7.63	14.29	7,084	6,270	814
12	29.00	37.16	8.16	14.29	7,035	6,340	695
13	29.34	37.34	8.00	14.29	7,060	6,285	775
14	29.17	37.03	7.86	14.29	6,854	6,176	679
15	29.91	37.81	7.90	14.29	7,145	6,415	730
16	21.19	37.47	16.28	13.90	7,499	6,440	1,059
平均值	28.98	37.06	8.08	14.12	7,026	6,299	727

CD 26	TM[%]	TM[%]	TM [%绝对 值]	干燥流量	HHV [BTU/lb]	HHV [BTU/lb]	Δ HHV [BTU/lb]
标准偏差	0.92	0.44	0.75	0.29	125	102	112
标准误差	0.24	0.11	0.19	0.07	32	26	29
随机误差	0.51	0.24	0.42	0.16	69	56	62

[0353] 注：试验 16 的数据被认为是异常值并且没有包括在计算的平均和标准偏差值中。

[0354] 对于从 2006 年 3 月至 4 月的时间期间的正常干燥器操作过程中，收集煤质量数据。结果示于表 7 和图 66 和 67 中。

[0355] 表 7：正常干燥器性能：煤水分和 HHV

[0356]

参数	进料	产物	变化	变化
	TM%	TM%	TM% 绝对 值	TM% 相对 值
平均总水分，TM	36.78	28.55	8.23	22.4
标准偏差	1.26	1.00	1.07	
平均值的标准偏差	0.34	0.27	0.30	

[0357]

参数	进料	产物	变化	变化
	HHV[BTU/lb]	HHV[BTU/lb]	HHV[BTU/lb]	HHV[%]
平均值，HHV	6,290	7,043	752	12.0
标准偏差	159	121	131	
平均值的标准偏差	43	33	37	

[0358] 在正常干燥器操作过程中达到的平均水分降低量为 $8.23 \pm 0.6\%$ 。这几乎等于在受控性能试验过程中实现的总水分降低。在正常干燥器操作过程中 HHV 的提高量为 $752 \pm 74 \text{ Btu/lb}$ 。在数据的精度内，这与在受控干燥器性能试验过程中实现的 HHV 的提高量相同。这表明在受控试验过程中测量的干燥器性能可以长期持续。

[0359] 对于原型干燥器的最大设计煤进料速率为 112.5 吨 / 小时。在工作中采用四个干燥器，每个都在最大进料速率下操作，可以对在 Coal Creek 的 Unit 2 的全部满负荷煤进料 (450t/hr) 进行干燥。

[0360] 从 2006 年 6 月 21 至 23 日进行三次最大容量试验 (CT1, CT2 和 CT3)，其中将煤进料速率从 75t/hr 的基线值首先增加到 90t/hr，并且最后增加到 101t/hr 的最大值。煤输送

系统和集尘器风机功率对最大煤进料速度有限制,其比设计值低 10%。

[0361] 最大容量试验数据总结于表 8-10 中。示于表 8 中的干燥器的操作条件表明:流化空气和循环水的进口温度被提高至高于基线值,以容纳到干燥器的更高煤进料。采用在 101t/hr 的最大煤进料速率,流化空气温度比基线操作高 40° F,而循环水温度高 20° F。这是通过提高到混合箱 1 和 2 的热 PA 流量实现的。采用在 101t/hr 的进料速率,干燥的煤占锅炉的总煤进料的 21%。

[0362] 表 8:最大容量试验 - 干燥器操作条件

[0363]

试验	日期	试验持续时间	干燥器煤进料	总煤流量	干燥的煤总量的%	流化空气流量	流化温度	循环水进口温度	循环水出口温度	床内传热
		小时	t/hr	t/hr		Klbs/hr	° F	° F	° F	MBTU/hr
1	6/21/2006	4	90	494.0	18.2	301	188	219	200	15.1
2	6/22/2006	4	90	484.5	18.6	291	214	233	211	16.4
3	6/23/2006	2	101	480.5	21.0	288	220	236	214	16.9

[0364] 表 9 :最大容量试验 – 煤水分降低量

[0365]

试验	煤进料	进料水分	煤干燥器			到锅炉的煤进料	
			产物水分	水分减少量	水分减少量	平均煤水分	水分减少量
	t/hr	%	%	% 绝对值	% 相对值	%	% 绝对值
1	90	35.2	27.9	7.3	20.7	33.9	1.3
2	90	36.8	27.4	9.4	25.5	35.1	1.7
3	101	36.4	29.1	7.3	20.1	34.9	1.5

[0366] 表 10 :最大容量试验 -HHV 的提高

[0367]

试验	煤进料	进料 HHV	煤干燥器			到锅炉的煤进料		
			产物 HHV	HHV 增 加量	HHV 增 加量	平均煤 HHV	HHV 提 高量	HHV 提 高量
	t/hr	BTU/lb	BTU/lb	BTU/lb	%	BTU/lb	BTU/lb	%
1	90	5,895	6,886	991	16.8	6,076	181	3.1
2	90	6,198	7,074	876	14.1	6,361	163	2.6
3	101	6,116	7,393	1,277	20.9	6,384	268	4.4

[0368] 在最大容量试验中实现的煤水分减少量总结于表 9 中。结果表明：实现了 7 至 9 个百分点范围（20-26% 相对值）的煤水分降低量。锅炉的煤进料中的平均煤水分（干燥煤和湿煤的混合物）在 1.3-1.7% 范围内。

[0369] 如表 10 中所示，在原型煤干燥器中将水分从煤中除去时，提高了煤 HHV。实现的 HHV 提高量为 875 至 1,280 Btu/lb 范围，或 14 至 21%。锅炉煤进料的 HHV 提高量为 160 至 270 Btu/lb 范围，或 2.6-4.4%。

[0370] 不可流化材料沉到第一干燥器级的底部并且通过机械驱动的推进加料器和锁、门和洗涤箱的系统以分离流形式从干燥器中除去。从分离流中取样，并且分析，以确定其组成。对于基线煤进料流量，结果示于表 11 和 12 和图 68 至 71 中。

[0371] 将从在 5 月-6 月时间期间收集的样品中测定的进料、产物和分离流的总水分、硫和汞含量以及 HHV 总结于表 11 中。虽然与进料流相比，产物流的总水分含量显著更低并且其 HHV 更高，但是底切流的水分含量和 HHV 类似于进料流。这些实验发现与干燥器模拟结果一致，其表明在干燥器中除去的总水分中的仅 10% 是在第一级中除去的。

[0372] 表 12 列出了分离流按进料流的百分比计的硫、汞和 HHV。结果表明，进入干燥器中的进料流中的约 30% 的硫和汞在第一级中被除去并且作为分离流排出。分离流还含有约 10% 的进口 HHV。需要将分离流另外处理以进一步富集硫和汞，并且降低 HHV 含量。分离流处理将被结合到商用煤干燥系统中。

[0373] 在最大干燥器容量试验中还收集分离流样品。在这些试验期间，门循环时间参数

从 7 变化至 15 秒,以提高第一级的分离特性。

[0374] 表 11 :进料、产物和分离流的组成 (2006 年 5 至 6 月)

[0375]

试 验	进料流				产物流				分离流			
	HHV	TM	硫	Hg	HHV	TM	硫	Hg	HHV	TM	硫	Hg
	BTU/lb	%	%AR	ppm AR	BTU/lb	%	%AR	ppm AR	BTU/lb	%	%AR	ppm AR
1	6,359	38.1	0.61	614	7,477	28.1	0.60	498	6,631	35.7	1.37	1,347
2	6,303	37.2	0.69	700	7,448	27.1	0.60	380	6,263	35.3	2.00	1,853
3	6,271	38.1	0.63	500	7,363	25.3	0.62	463	6,097	33.9	2.16	2,290
4	6,324	37.3	0.66	648	7,565	23.2	0.60	615	6,504	37.2	1.39	1,509
5	6,370	37.8	0.58	495	7,840	23.2	0.67	493	6,696	37.1	1.13	1,246
6	6,115	37.3	0.55	616	7,796	21.0	0.61	555	6,223	35.0	1.97	2,237
7	6,085	36.8	0.61	748	7,434	25.1	0.60	553	6,267	34.7	1.71	1,839
8	6,236	37.0	0.61	625	7,583	28.6	0.55	457	6,389	36.0	1.58	1,970
9	6,421	38.1	0.57	604	7,303	28.3	0.63	536	6,427	35.9	1.85	2,537
10	6,303	38.2	0.69	591	7,335	28.8	0.65	606	6,558	36.1	1.89	2,121

[0376] 表 12 :由第一级除去的硫和汞以及分离流的 HHV 含量

[0377]

分离流			
试验	S	Hg	HHV
	进料的%	进料的%	进料的%
1	22.5	21.9	10.4
2	29.3	26.5	9.9
3	34.5	45.8	9.7
4	21.2	23.3	10.3
5	19.4	25.2	10.5
6	36.0	36.3	10.2
7	28.2	24.6	10.3
8	25.7	31.5	10.2
9	32.5	42.0	10.0
10	27.4	35.9	10.4
平均	27.7	31.3	10.2

[0378] 对于 16 对性能试验,由工厂 CEM 测量的 NO_x 和 SO_x 排放、废气流量和废气 CO_2 组成总结于表 13 中。如上面论述的,燃烧部分干燥的煤导致更低的废气流量。对于在干燥器性能试验中实现的 1.14% 的煤水分降低量,废气质量流量的降低量为 0.55%。

[0379] 表 13 :由工厂 CEM 测量的 NO_x 和 SO_x 排放、烟道流量和废气 CO_2 浓度

[0380]

说明	单位	质量平均值 干燥	平均值 湿	%变化 WRT 湿	绝对值变化 WRT 湿
NO_x 排放	lbs/hr	1,359	1,469	-7.52	-111
SO_x 排放	lbs/hr	3,641	3,670	-0.81	-30
废气流量	kscfm	1,613	1,625	-0.73	-12
废气流量	klbs/hr	7,101	7,140	-0.55	-39
废气 CO_2	%	11.90	11.87	0.27	0

[0381] 在成对性能试验过程中测量的 NO_x 质量排放的 7.5% 平均值降低量 (图 72) 显著高于废气流量的百分比降低量。此 NO_x 排放的降低量不能由更低的废气流量来解释。而是,它归因于到 26 号磨机的更低一次空气流量,26 号磨机处理部分干燥的煤。从由 ERC 和 GRE 工程师在 Coal Creek 于 1997 年进行的燃烧优化试验中,知道在此工厂的 NO_x 排放对一次空气流量相当敏感; NO_x 随着一次空气流量降低而降低。采用部分干燥的煤,到 26 号磨机的

一次空气流量平均从 355 降低至 310klbs/hr,即降低 12%。对磨煤机的改造将允许将一次空气流量更多地降低至 255klbs/hr。这预期导致 NO_x 排放的进一步降低。

[0382] 在工作中采用商用煤干燥系统,即采用 100%干燥的煤传送至磨煤机并且降低到磨机的 PA 流量,预期 NO_x 排放的降低量超过 10%。

[0383] 在一系列 16 对参数试验的过程中测量的用部分干燥的煤测定的 SO_x 排放的降低量为约 0.8% (表 14 和图 73)。试验 14 中的红色条表示不好的读数。

[0384] 图 73 中所示的记载的工厂数据和结果的更密切检查针对关于在试验 12 至 14 过程中发生的 SO_x 测量的问题,其中在用部分干燥的煤的情况下,与湿煤相比,测量的 SO_x 排放更多。这些不一致性由不正常工作的 SO_x 监测器来解释,所述 SO_x 监测器对试验 12 至 14 提供不可靠的 SO_x 读数。最初的 11 对试验和全部 16 对试验的结果的比较表明 SO_x 降低量的显著差异 (对于最初 11 对试验为 1.9%,而对于全部 16 对试验为 0.8%)。因此,有理由认为用部分干燥的煤实现的 SO_x 排放的实际降低量在 1.9% 范围内。

[0385] SO_x 排放的百分比降低量大于废气质量流量的降低百分比。这是因为采用更低的废气流量,绕过洗涤器的废气减少 (CCS 是部分洗涤单元),导致更高的 SO_x 去除。采用在锅炉中燃烧的 100%部分干燥的煤,到湿洗涤器的废气流量估计将降低 4%。与通过使用双边缘 APH 密封实现的更低 APH 泄漏组合,洗涤的废气流量的百分比将进一步降低,接近零洗涤器旁通构造。这将导致 SO_x 排放的另外降低。

[0386] 由于在第一干燥器级中发生的重力分离,分离流中的硫浓度为产物和进料流中的硫浓度的 3 倍。分离流中硫含量的此提高可以由以下的事实解释:密度高于煤的黄铁矿在第一干燥器级中分离出来。对于在 CCS 的原型煤干燥系统的本发明构造,将分离流返回并且与来自煤干燥器的产物流混合。因此,没有实现在第一干燥器级中硫去除的益处,并且测量到的 SO_x 排放的降低完全是由于更低的废气和洗涤器旁通流量。

[0387] 设计商用煤干燥系统以进一步处理分离流。处理后,分离流将不与来自商用干燥器的产流混合。在分离流占干燥器进料的 5-10% 的情况下,到锅炉的硫的质量流量的降低量将在 7-12% 范围内。通过将由于更低的洗涤器旁通导致的降低和更低的锅炉的硫输入量组合,预期在 100%容量下操作的 CCS 用商用煤干燥系统可以实现的 SO_x 排放的潜在降低量在 12-17% 范围内。

[0388] CO_2 质量排放的降低与单位性能 (净单位发热量) 的提高成正比。对于 8.5% 的目标水分降低量和工作中的风机室盘管, CO_2 排放的预期降低量为约 2.4%。

[0389] 在 CCS 的成对性能试验过程中实现的 Hg 排放的降低与单位性能提高成正比,并且估计在 0.4% 范围内。

[0390] 与产物和进料流相比,来自第一干燥器级的分离流含有约 3.5 至 4 倍多的 Hg (参见,图 74-75)。在分离流中 Hg 含量的此提高可以由以下事实解释:对于 Falkirk 褐煤,相当大部分的汞结合到黄铁矿上,所述的黄铁矿在第一干燥器级被分离出来。

[0391] 采用在 CCS 的原型煤干燥系统的本发明构造,将分离流返回到来自煤干燥器的产物流。因此,没有实现第一干燥器级中 Hg 去除对 Hg 排放的益处。

[0392] 设计商用煤干燥系统以进一步处理分离流。处理后,分离流将不与来自商用干燥器的产流混合,并且将不在 CCS 锅炉中燃烧。在分离流占干燥器进料的 5-10% 的情况下,到锅炉的汞的质量流量的降低量估计将在 13-25% 范围内 (参见,图 74-75)。

[0393] 在许多其它的因素中,汞生成受到废气水分含量和停留时间的影响。在除去 8.5% 的目标水分的情况下,与使用湿煤的情况相比,废气水分含量低 2.5 个百分点。根据图 76 中所示的理论气相结果,这将导致在废气中元素汞 Hg^0 降低约 20%。换言之,使用部分干燥的煤,与湿煤相比,多约 20% 的元素汞将被氧化。被氧化的汞 Hg^{+2} 是水溶性的并且可以在湿洗涤器中除去。

[0394] 而且,停留时间的增加对汞氧化具有积极影响。但是,此影响小,按 1 秒的停留时间增量计约为 1%。采用部分干燥的煤,由于更低的流量,停留时间将增加。

[0395] 在 CCS 的总气相汞浓度在 15 至 $18\text{mg}/\text{Nm}^3$ 范围内。这有利地相当于由煤中的汞含量和废气流量计算的废气 Hg 浓度。此外,在 CCS 的约 65% ($12\text{mg}/\text{Nm}^3$) 的气相汞是元素汞 Hg^0 。假定由更低的水分含量和增加的停留时间引起的元素汞的相对降低量为 20%,废气流中的 Hg^0 降低量将为 13%,或约 $2.3\text{mg}/\text{Nm}^3$,条件是在湿洗涤器中去除 98% Hg 。

[0396] 通过将由于流化床煤干燥器中的重力分离导致的煤汞含量降低 (13-25%) 和由于废气水分含量更低导致的 Hg^0 降低 (13%) 组合,预期在 CCS 采用 100% 容量下操作的商用煤干燥系统可以实现的 Hg 排放的总降低量在 25-35% 范围内。

[0397] 上述的说明书、附图和实施例提供了对本发明粒状材料分离器的结构和操作的完整描述。然而,本发明能够在不背离本发明的精神和范围的情况下用于各种其它组合、改进、实施方案和环境。

[0398] 例如,它可以与直接或间接热源、流化或非流化床以及单级或多级的任意组合使用。而且,在本发明中描述的干燥方法并没有被限制于提高要在公用事业或工业锅炉中燃烧的煤的质量,而是也可以被应用于干燥用于玻璃、铝、纸浆和纸及其它工业的粒状材料。例如,在玻璃工业中用作原料的砂可以在其被供给至玻璃燃烧室之前,通过使用从燃烧室烟道排出的废气获取的废热的流化床干燥器进行干燥和预热。这样将提高玻璃制造工艺中的热效率。

[0399] 作为另一个实例,在铝生产中可以使用流化床干燥器作为煅烧炉。为了从原料铝土矿中提炼铝,必要时将矿石破碎并过筛,以除去大的杂质比如石头。然后,将粉碎的铝土矿混合在蒸煮器中的热苛性钠溶液中。这样使水合氧化铝从矿石中溶出。在红泥残留物通过倾析和过滤除去之后,将苛性碱溶液用管导入被称为沉淀器的大槽中,水合氧化铝在该槽中结晶。然后,将水合物过滤,并送入煅烧炉,从而干燥并且在非常高的温度下,转变成被称为氧化铝的细小白色粉末。本发明可以在这种或类似的工艺中被用作煅烧炉。

[0400] 作为用于说明目的的再一个实例,废热源能够被应用于用来使西红柿或其它作物生长的温室。因此,说明书并不意在将本发明限制为被公开的具体形式。

[0401] 因此,说明书并不意在将本发明限制为被公开的具体形式。

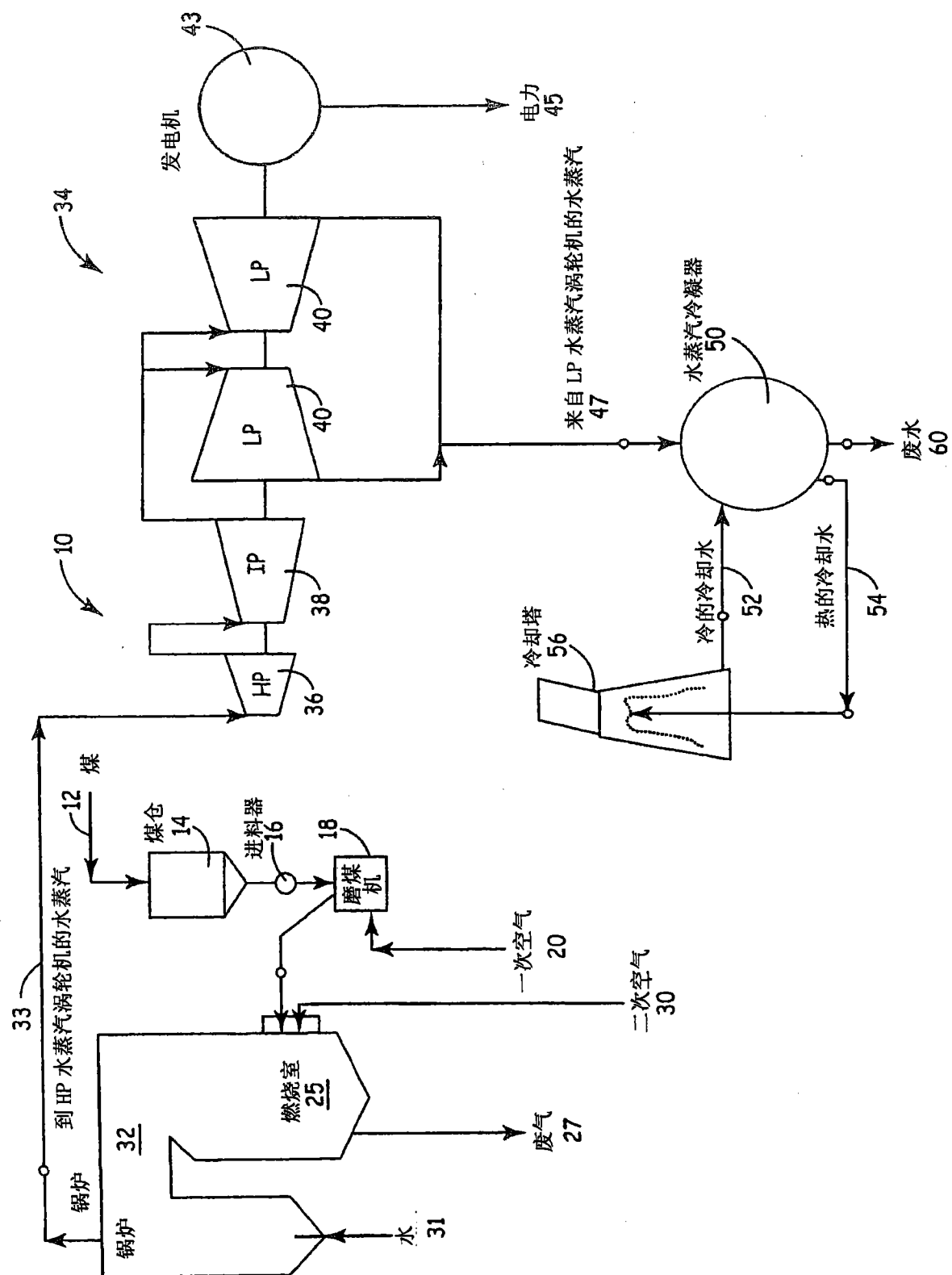


图 1

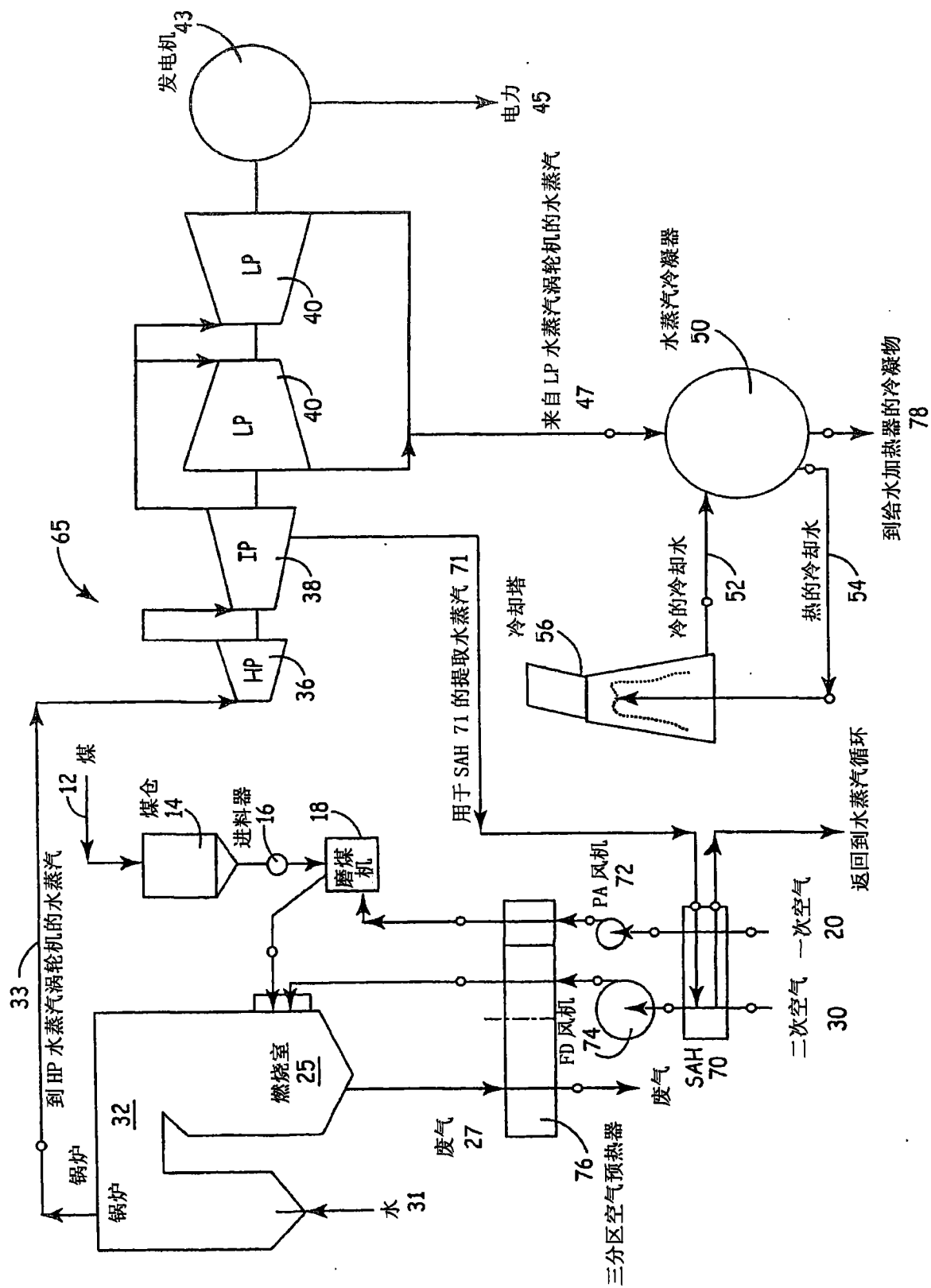


图 2

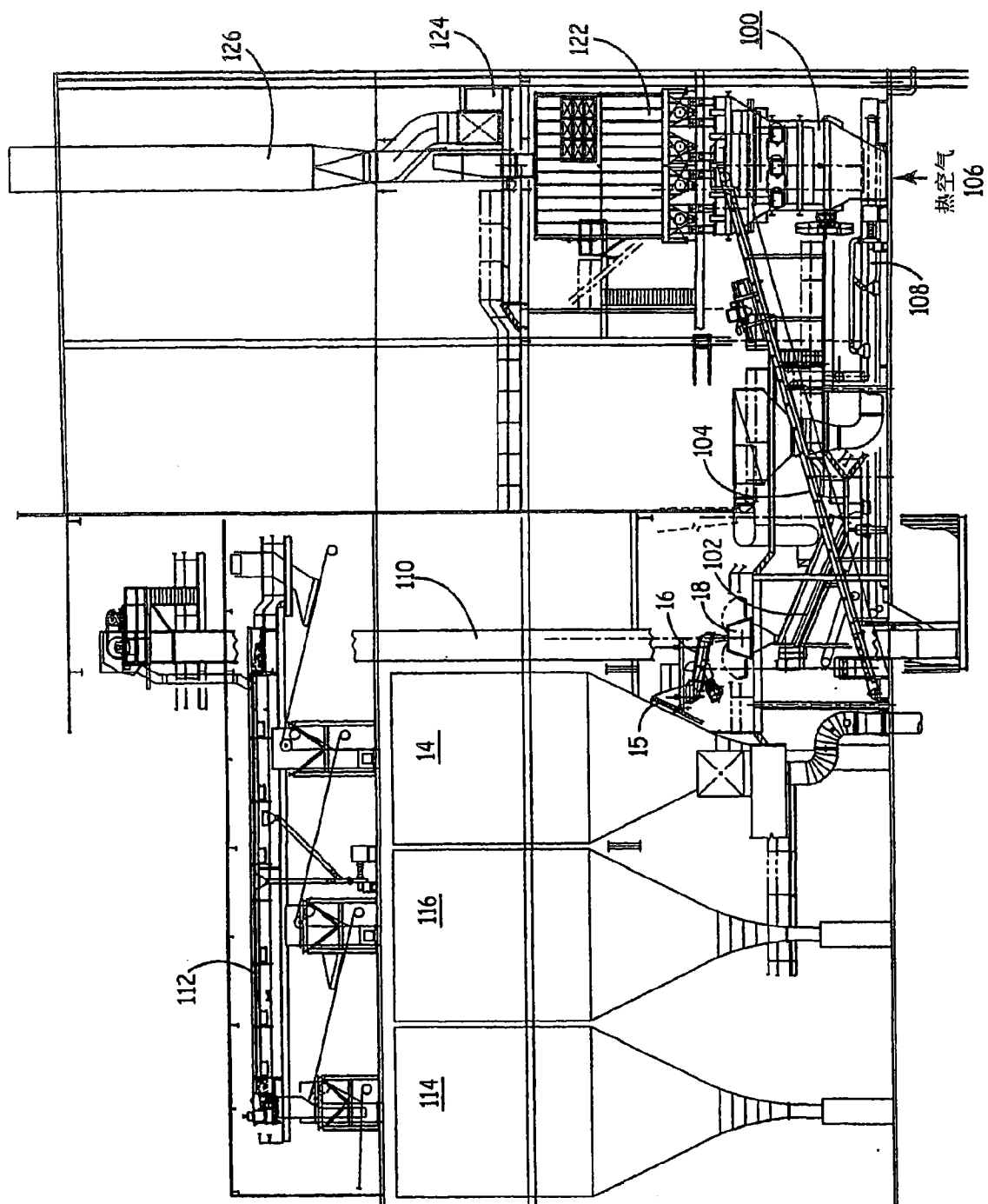


图 3

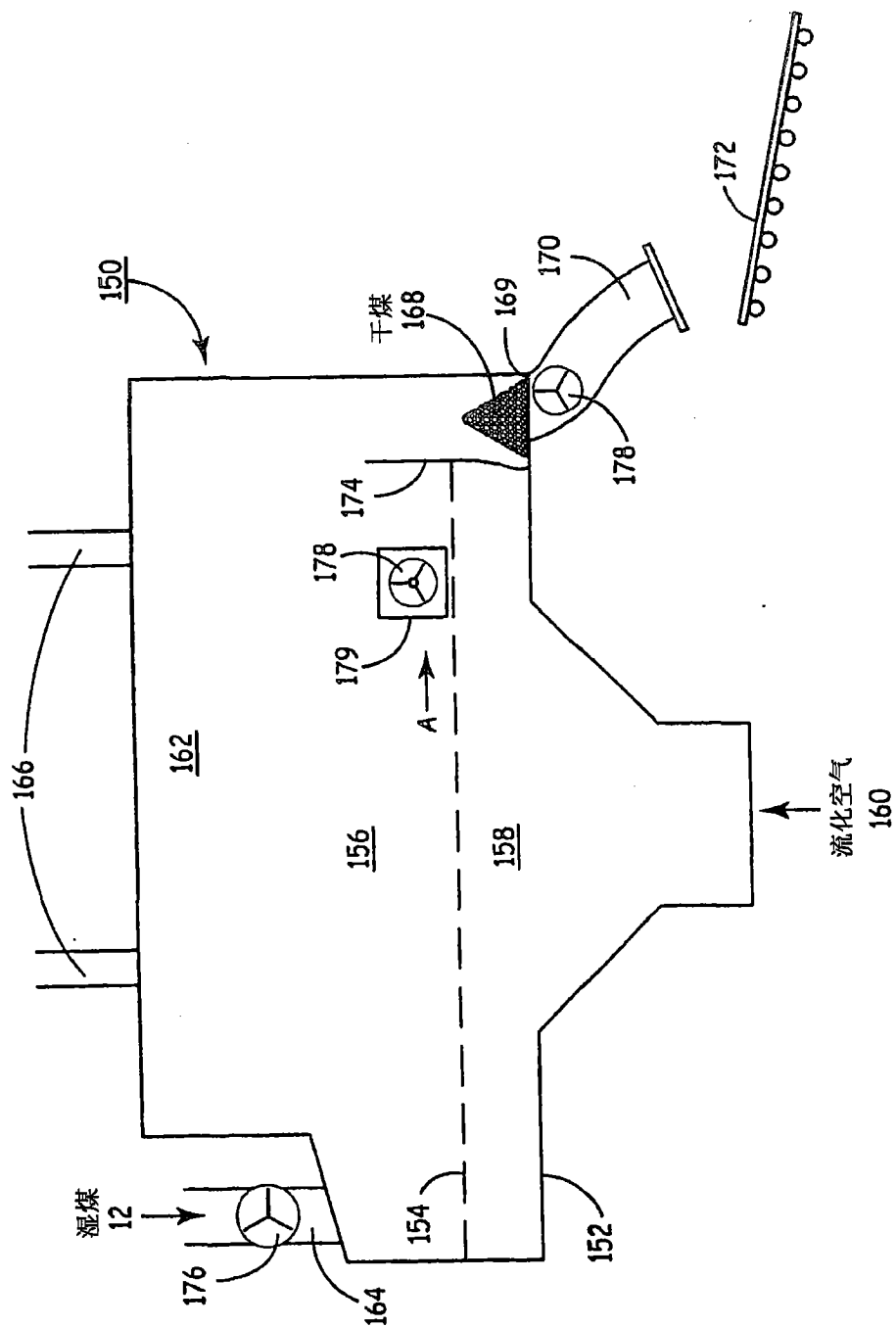


图 4

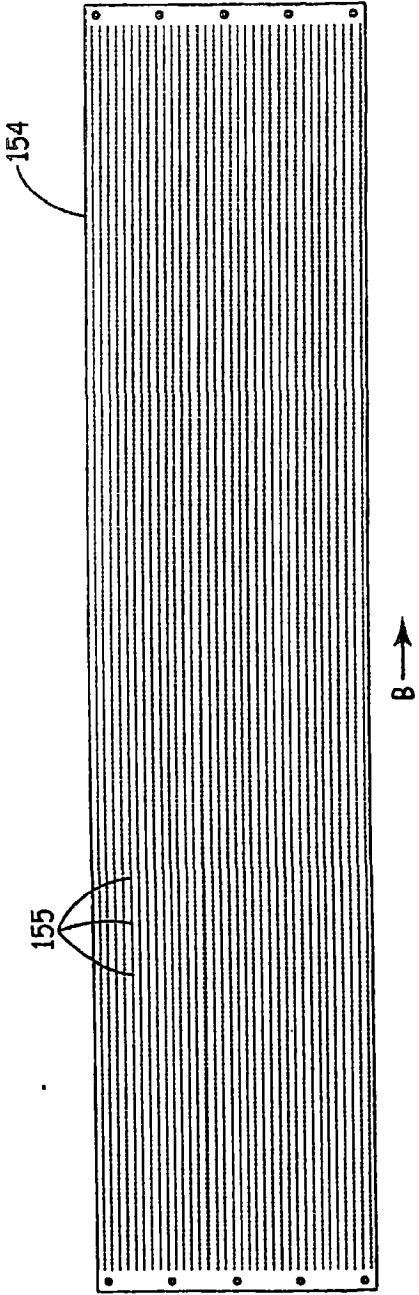


图 5

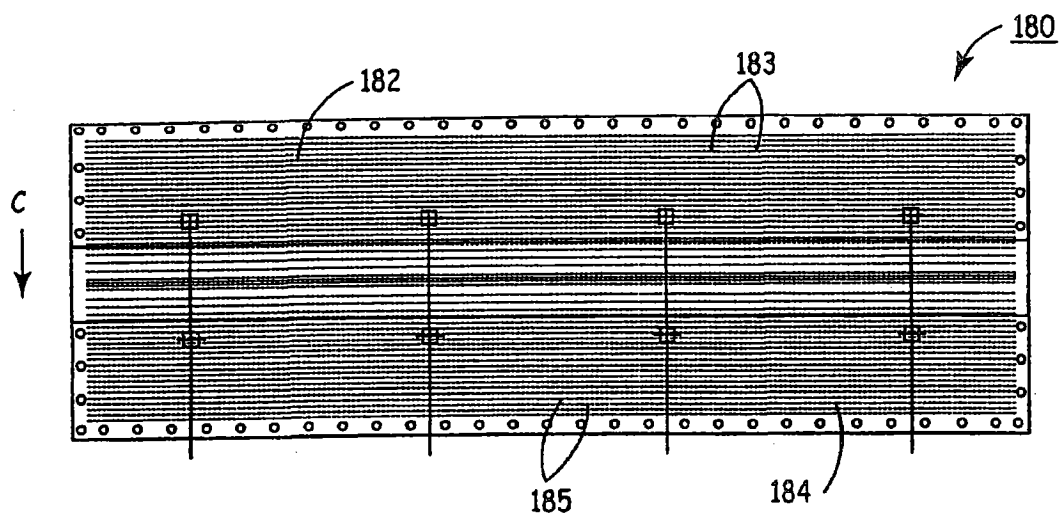


图 6

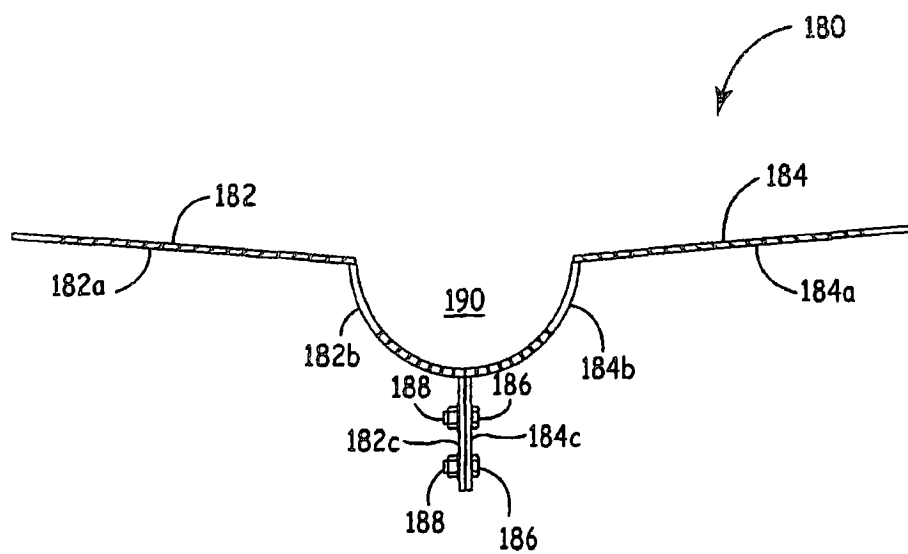


图 7

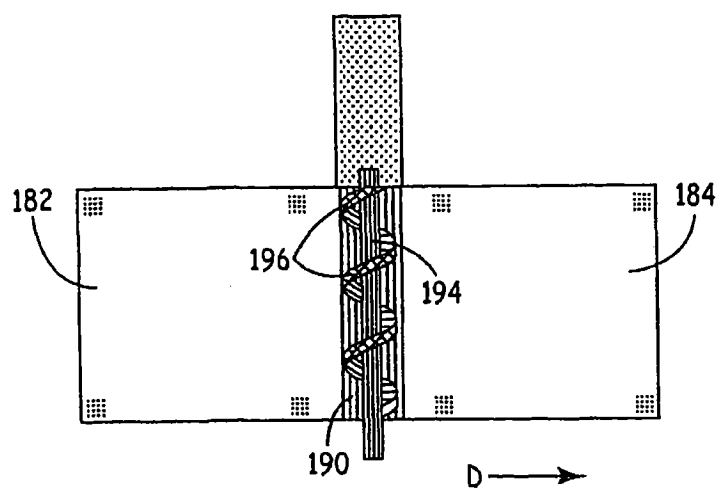


图 8

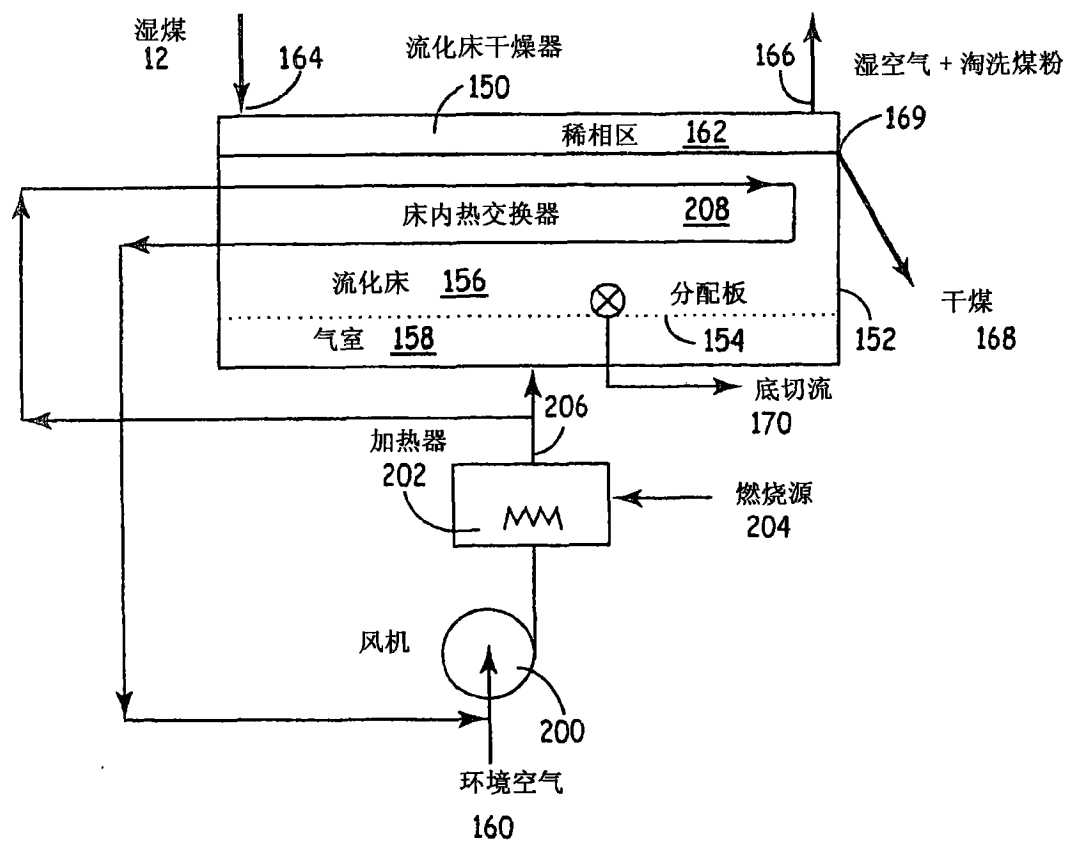


图 9

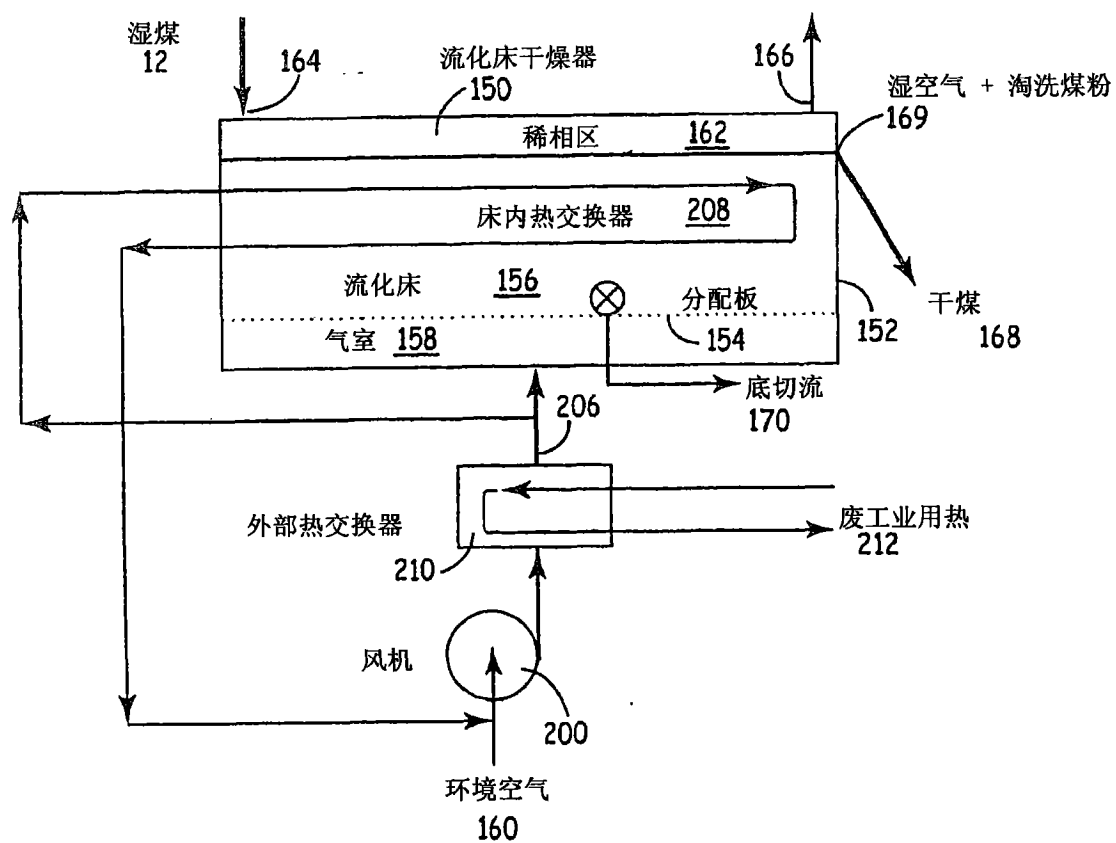


图 10

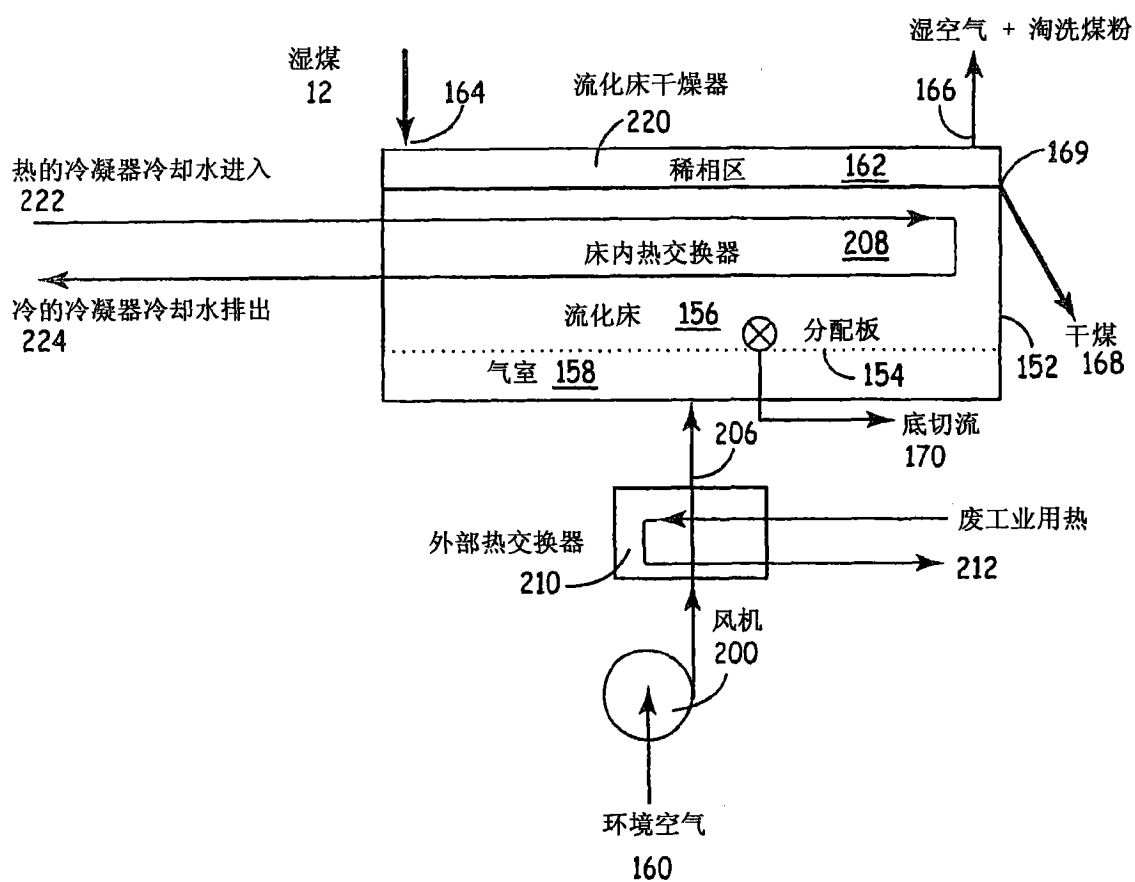


图 11

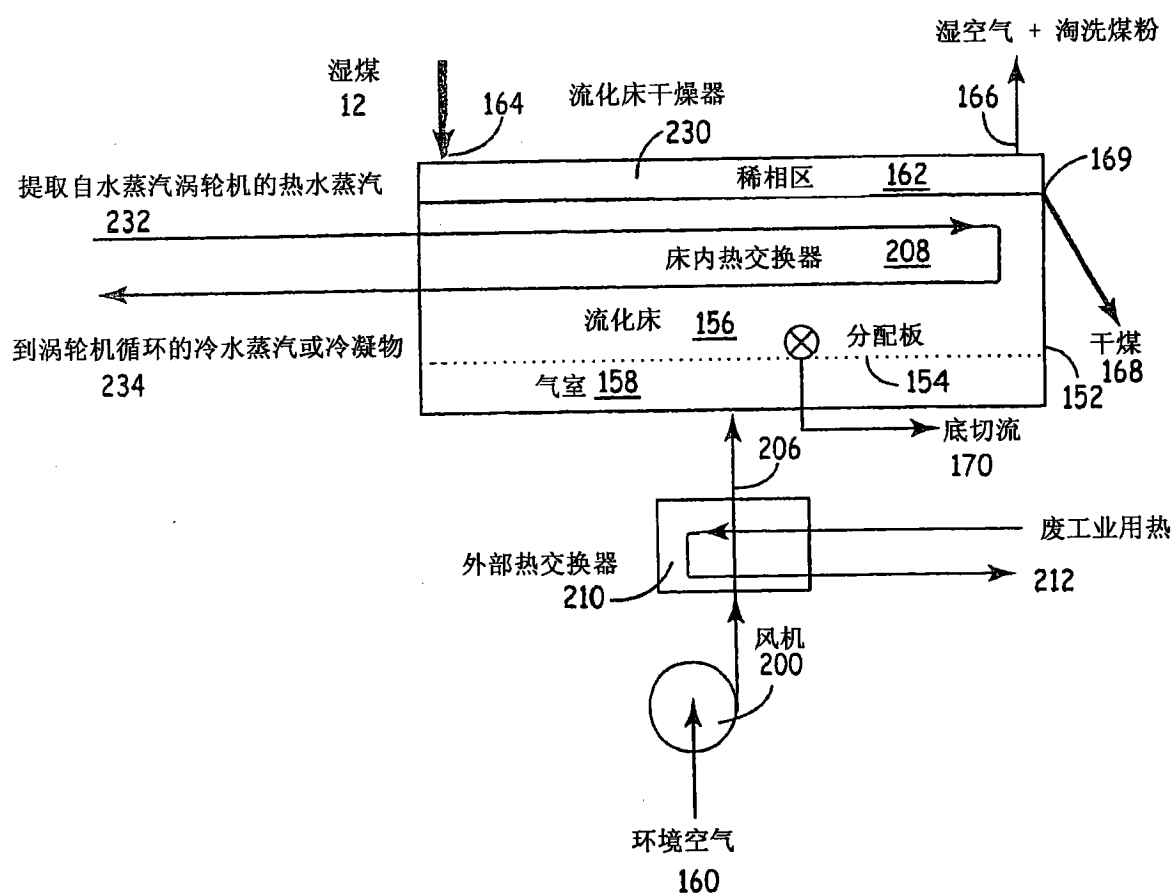


图 12

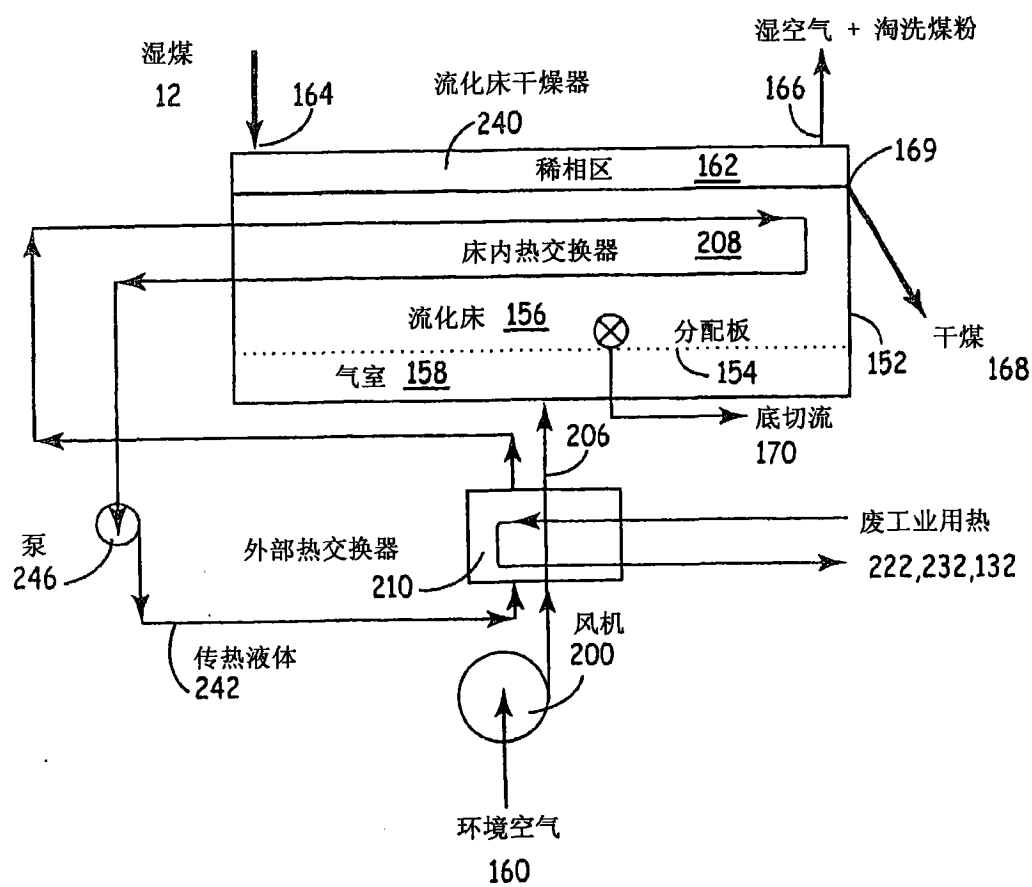


图 13

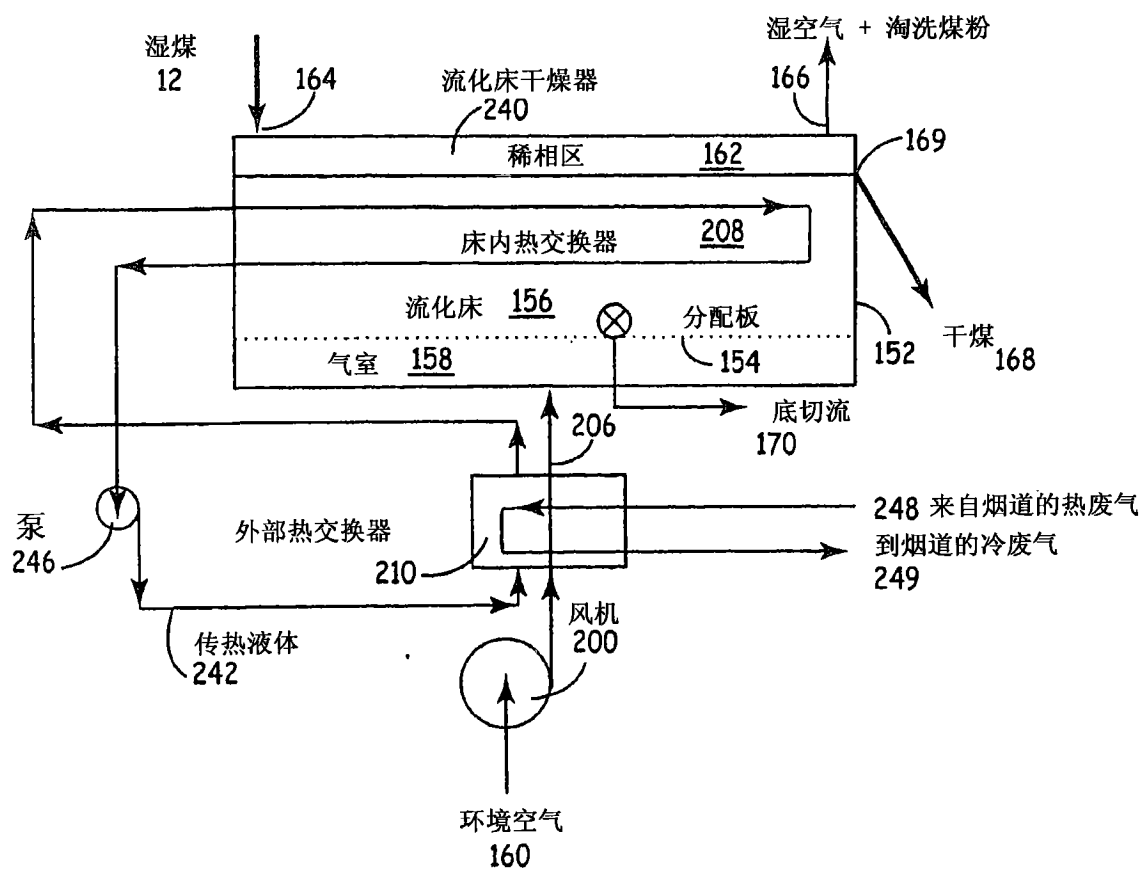


图 14

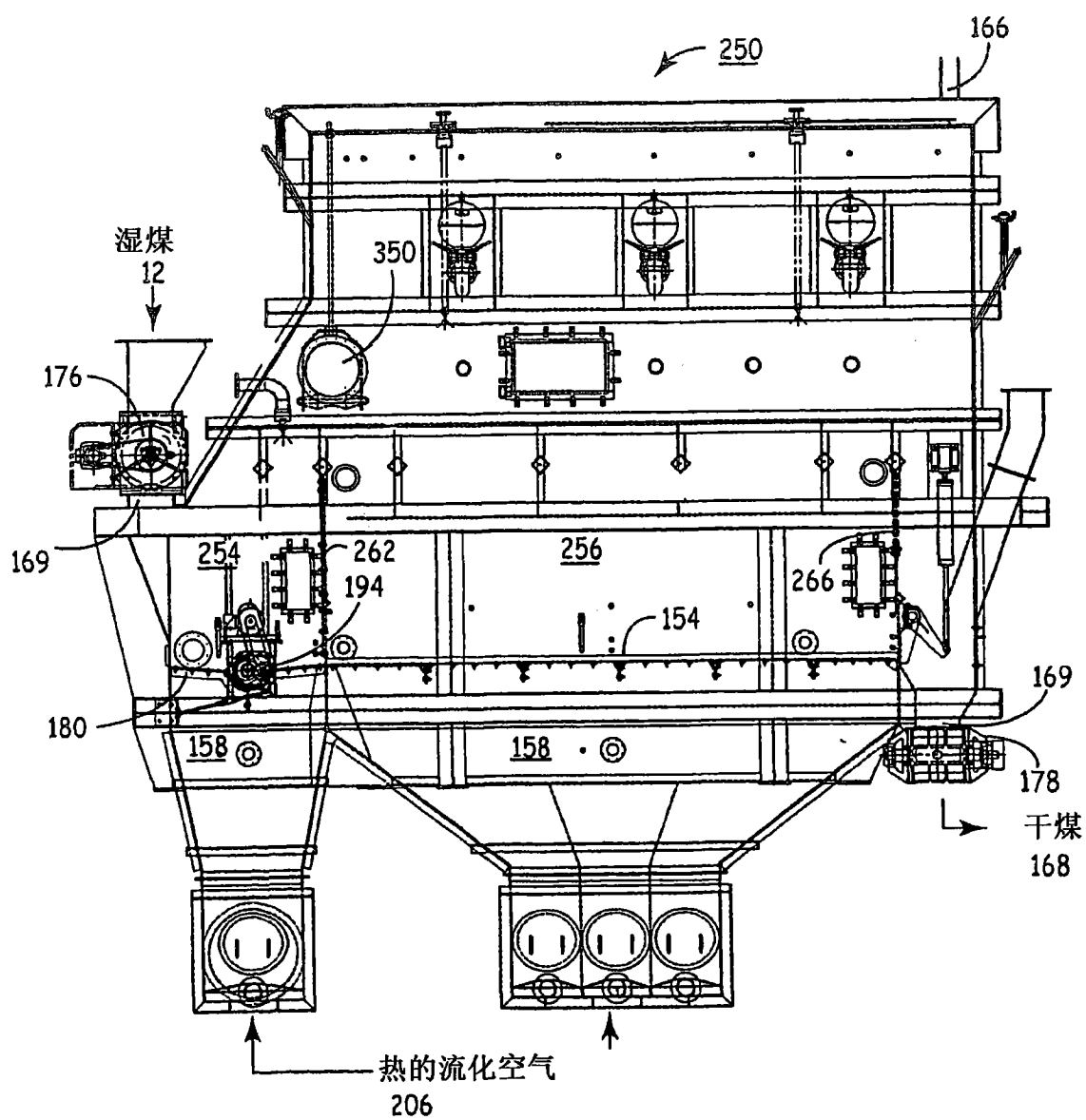


图 15

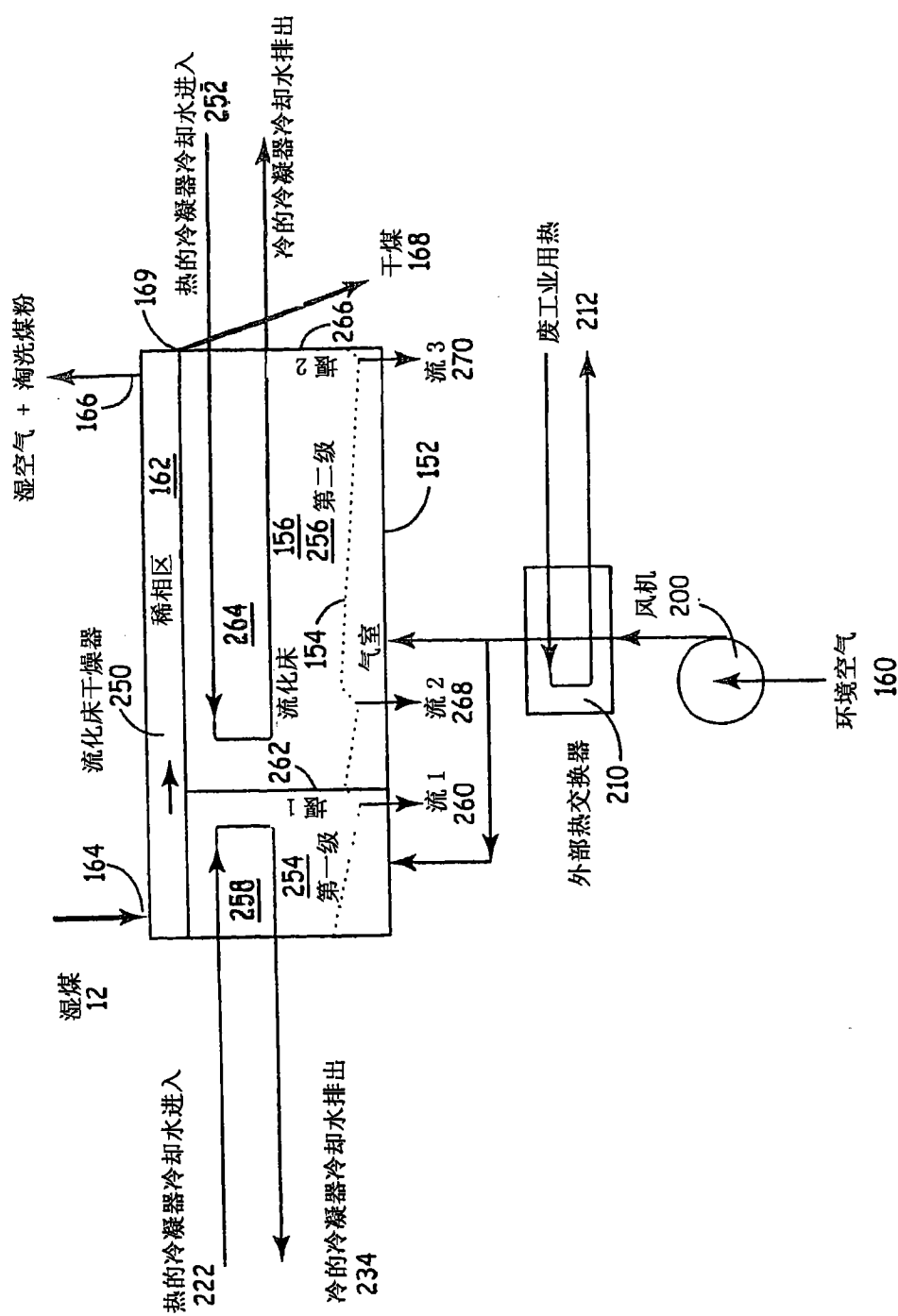


图 16

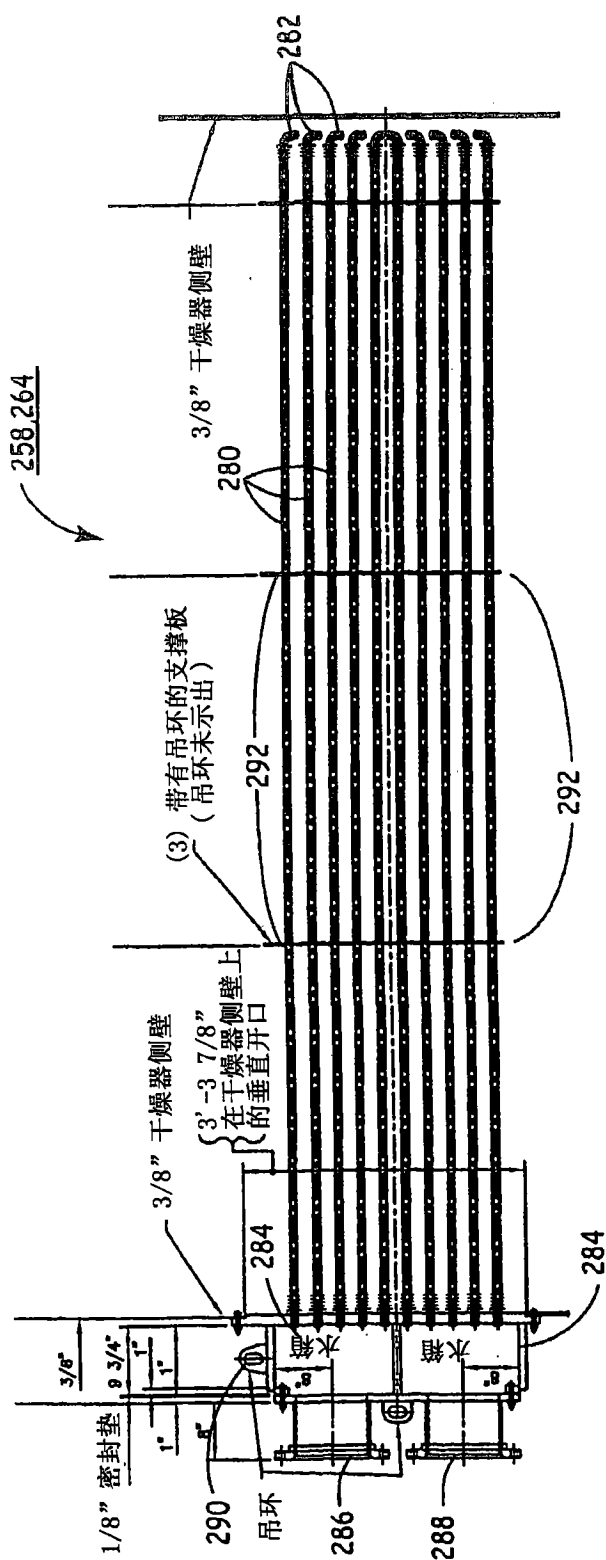


图 17

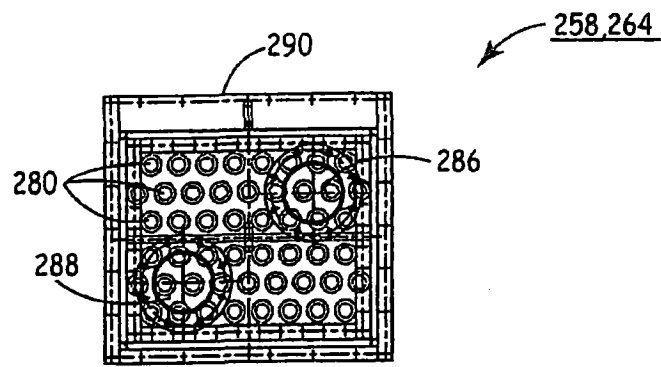


图 18

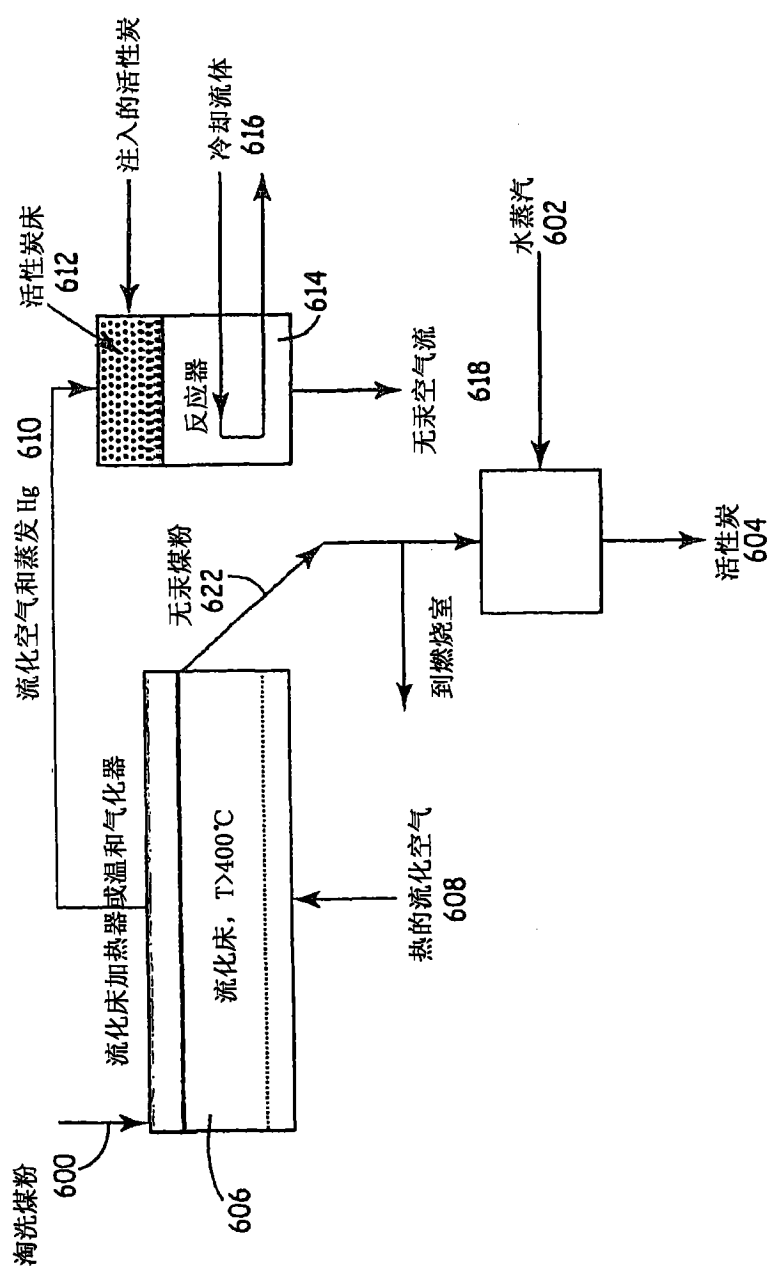


图 19

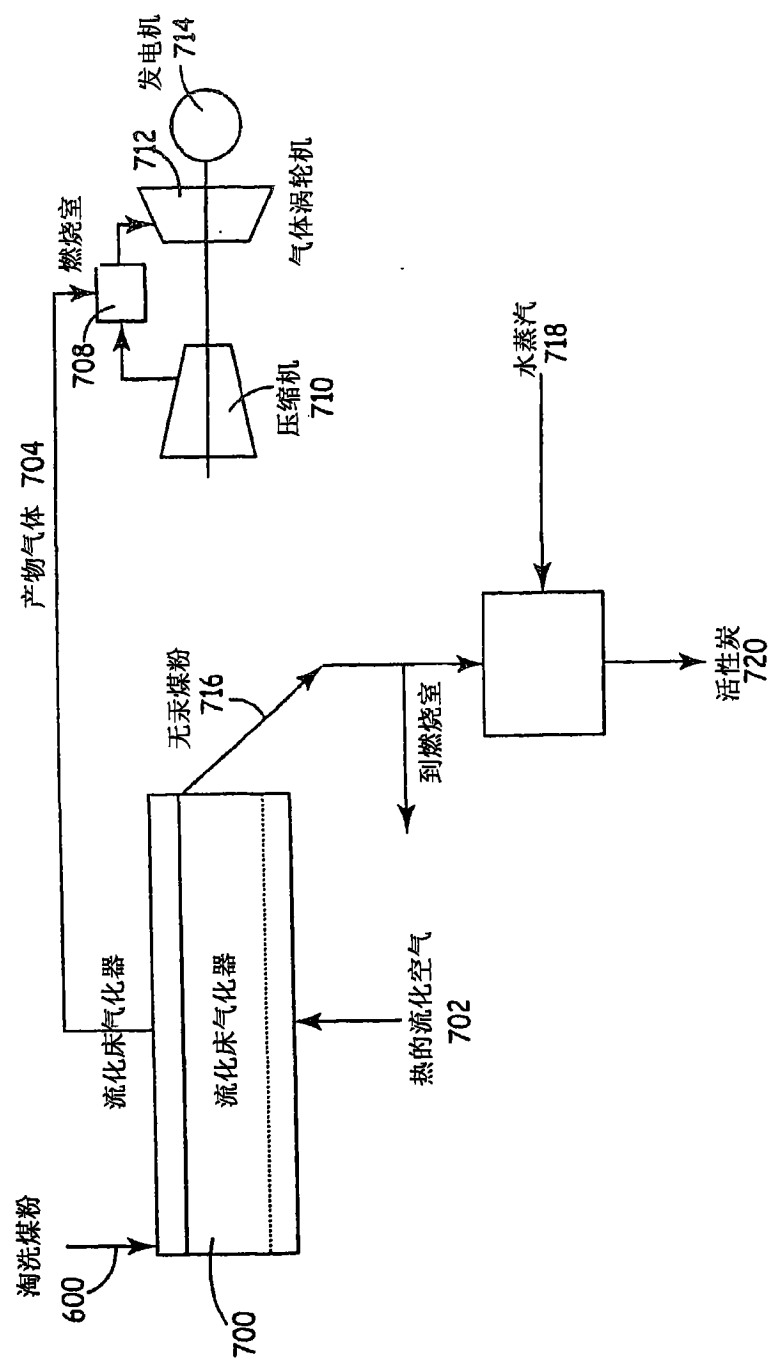


图 20

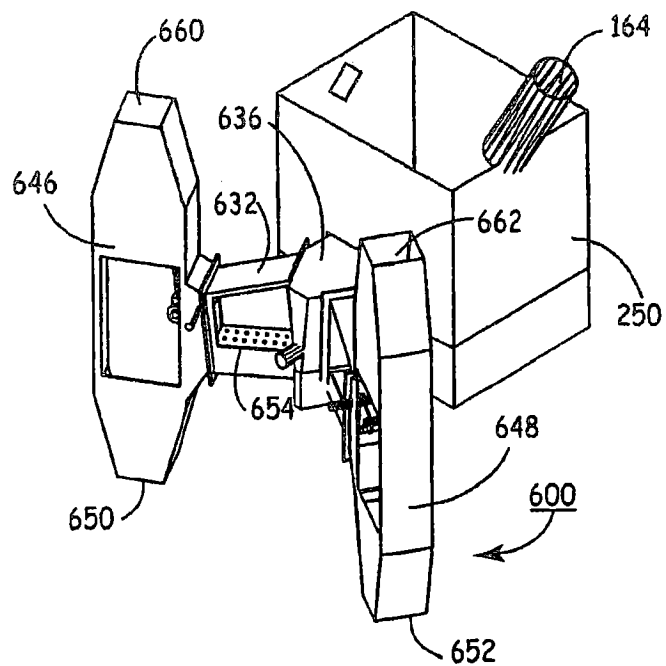


图 22

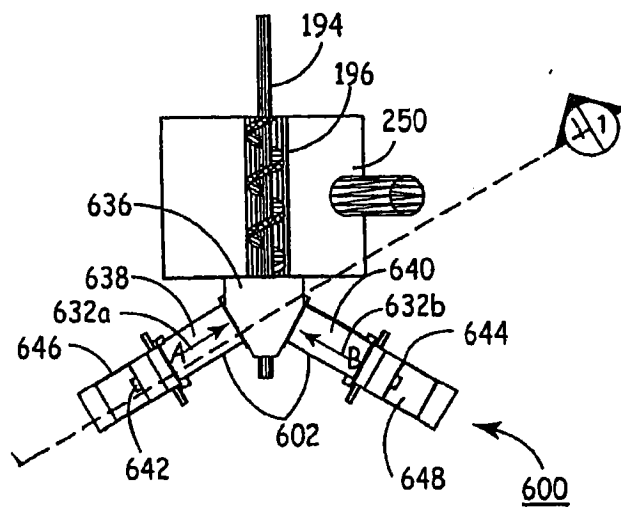


图 23

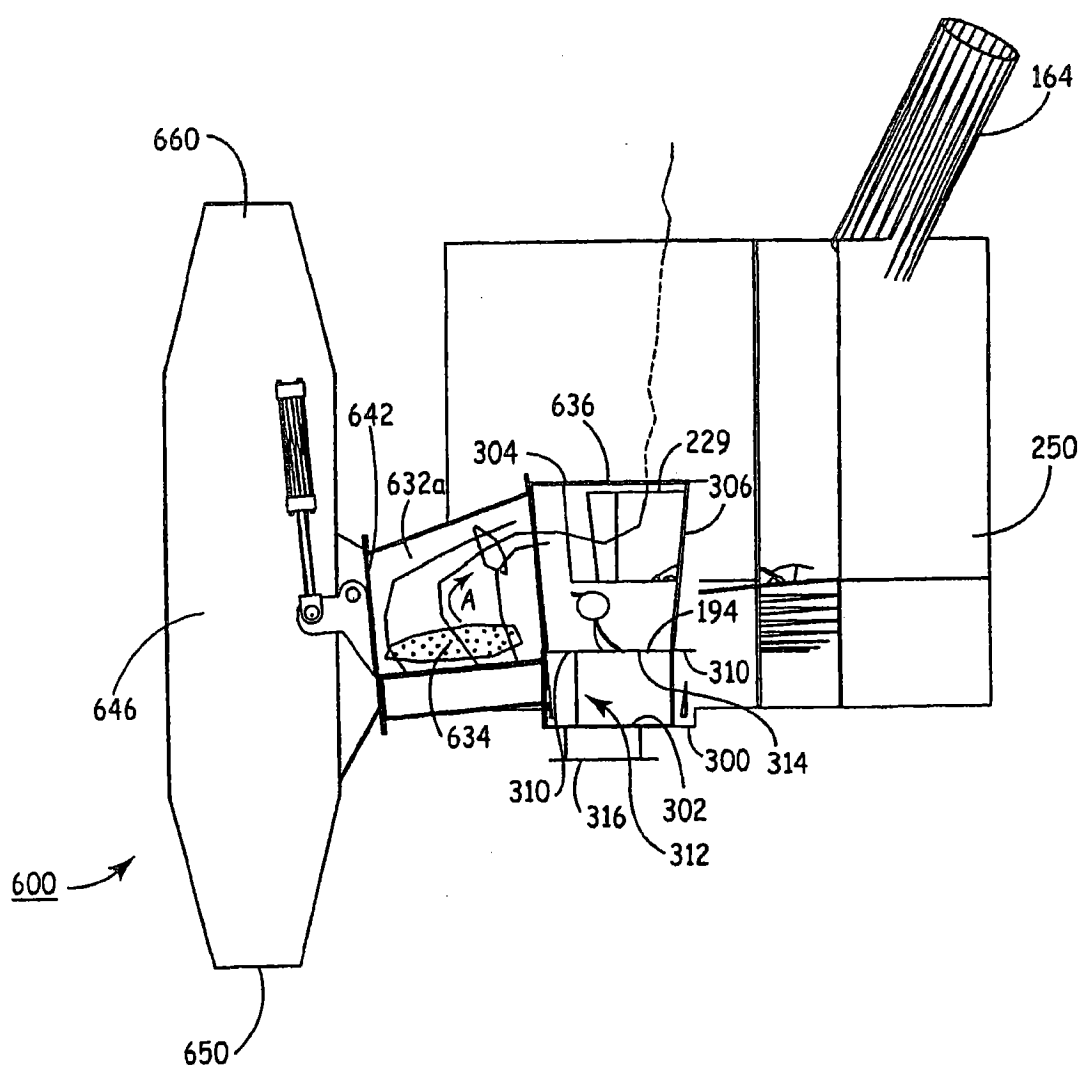


图 24

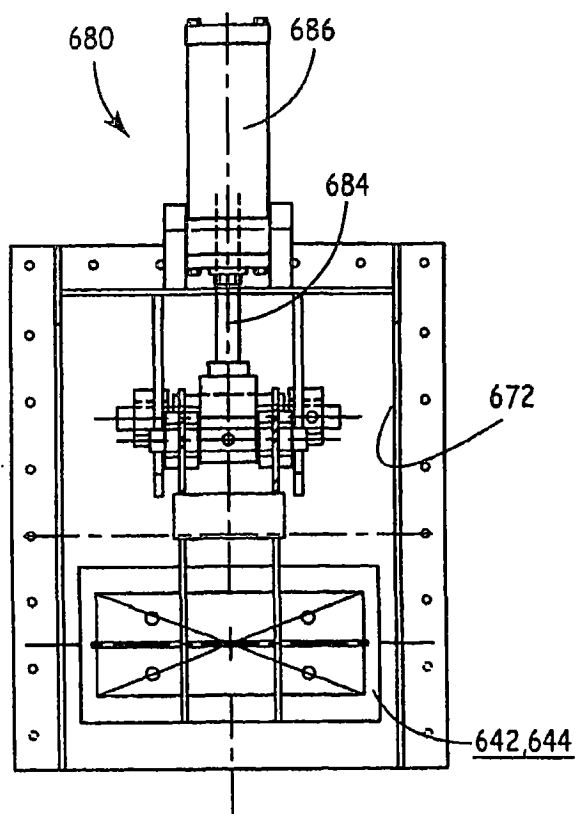


图 25

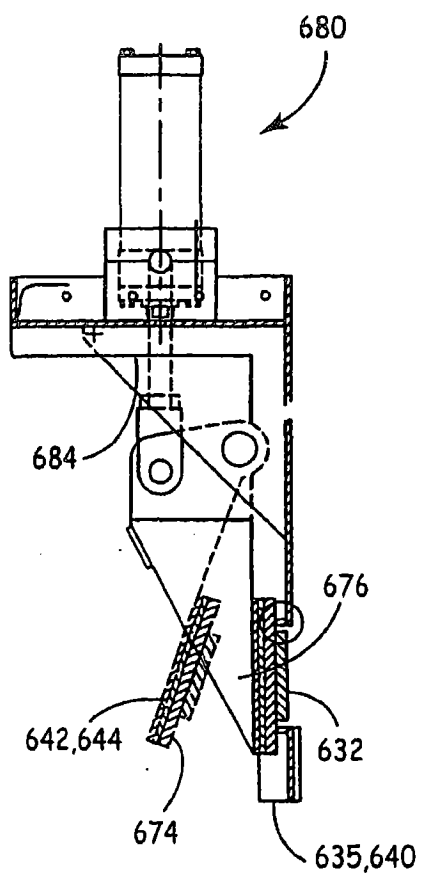


图 26

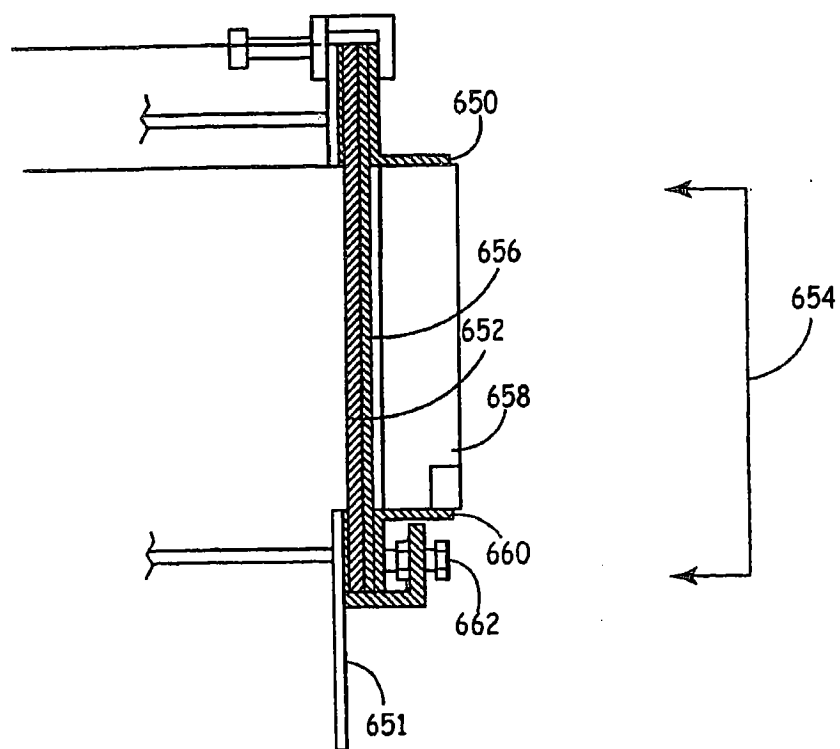


图 27

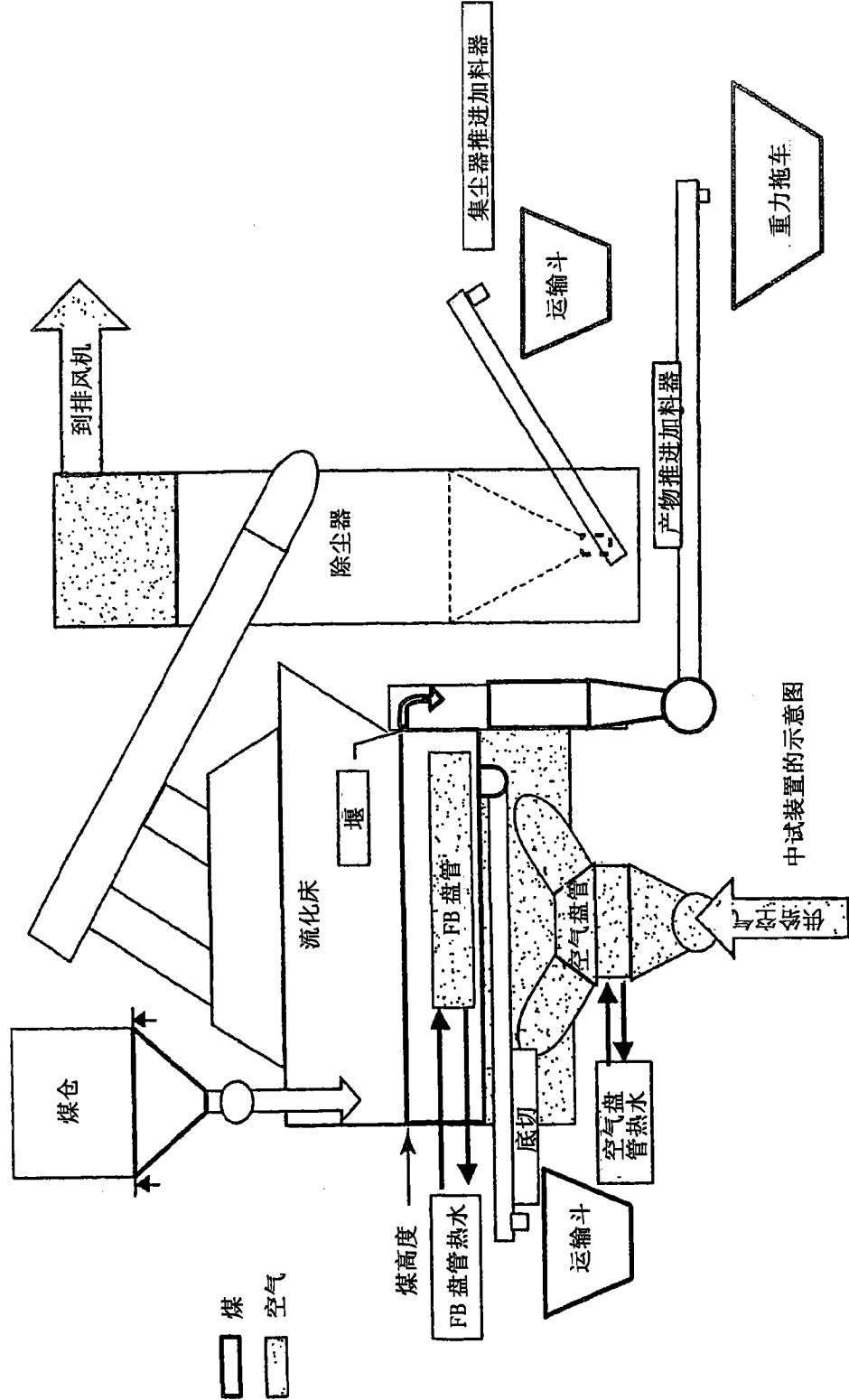


图 28

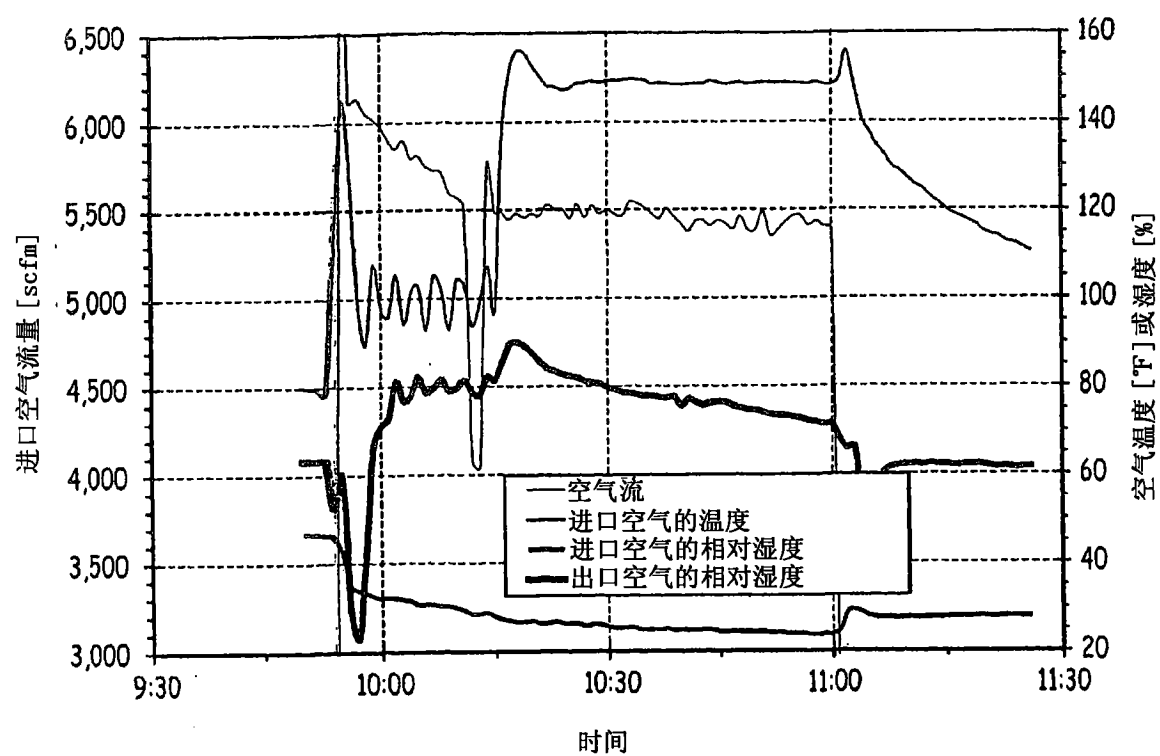


图 29

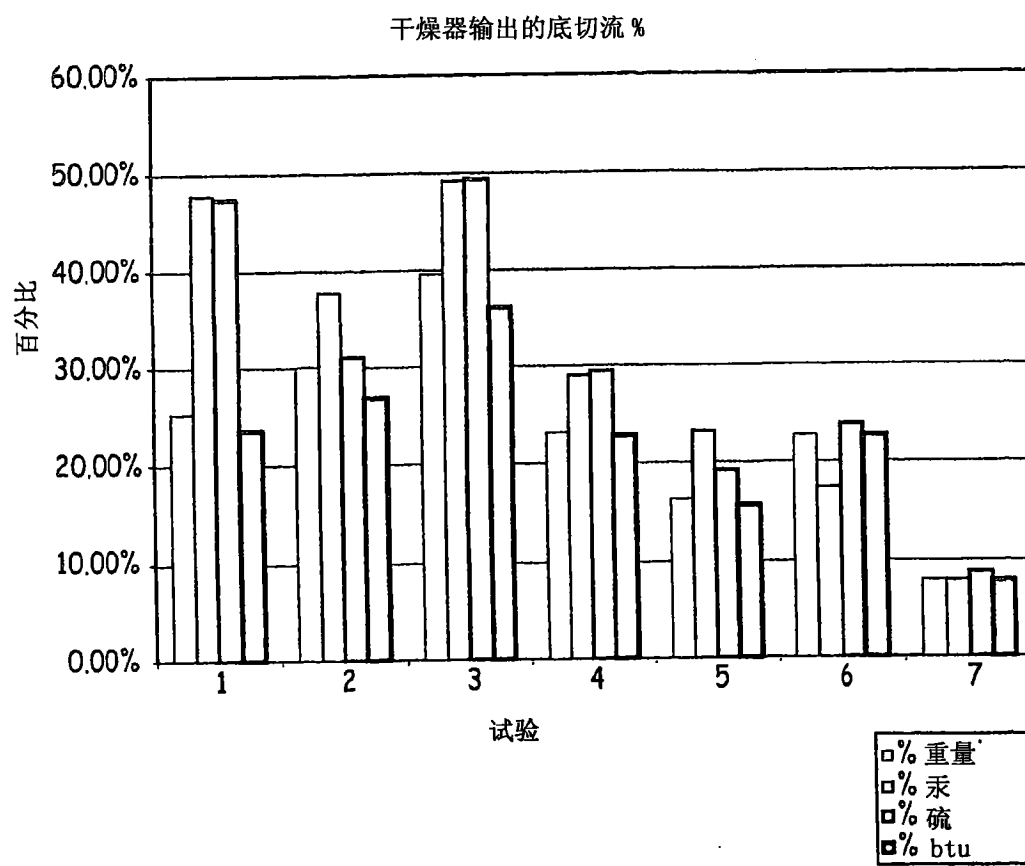


图 30

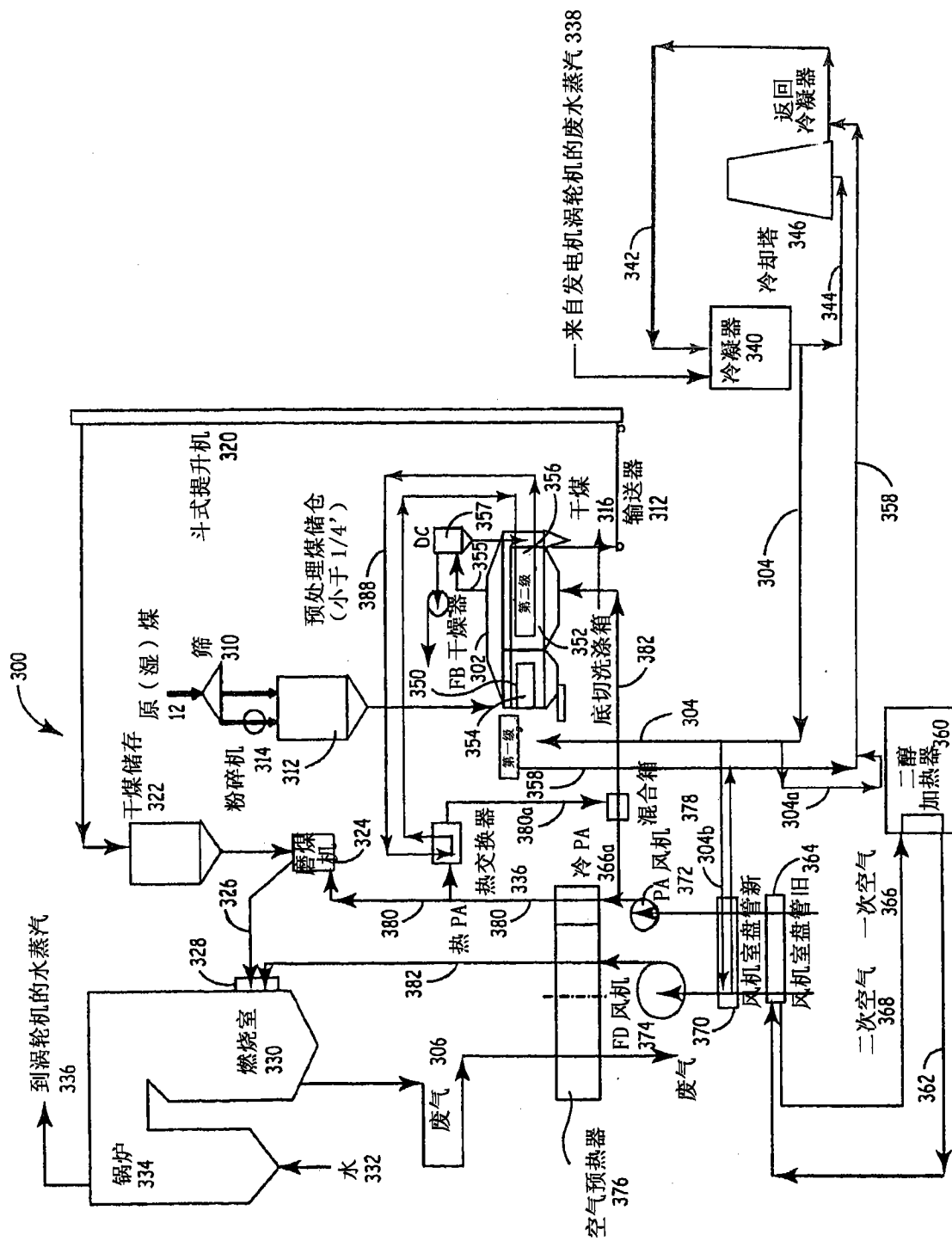


图 31

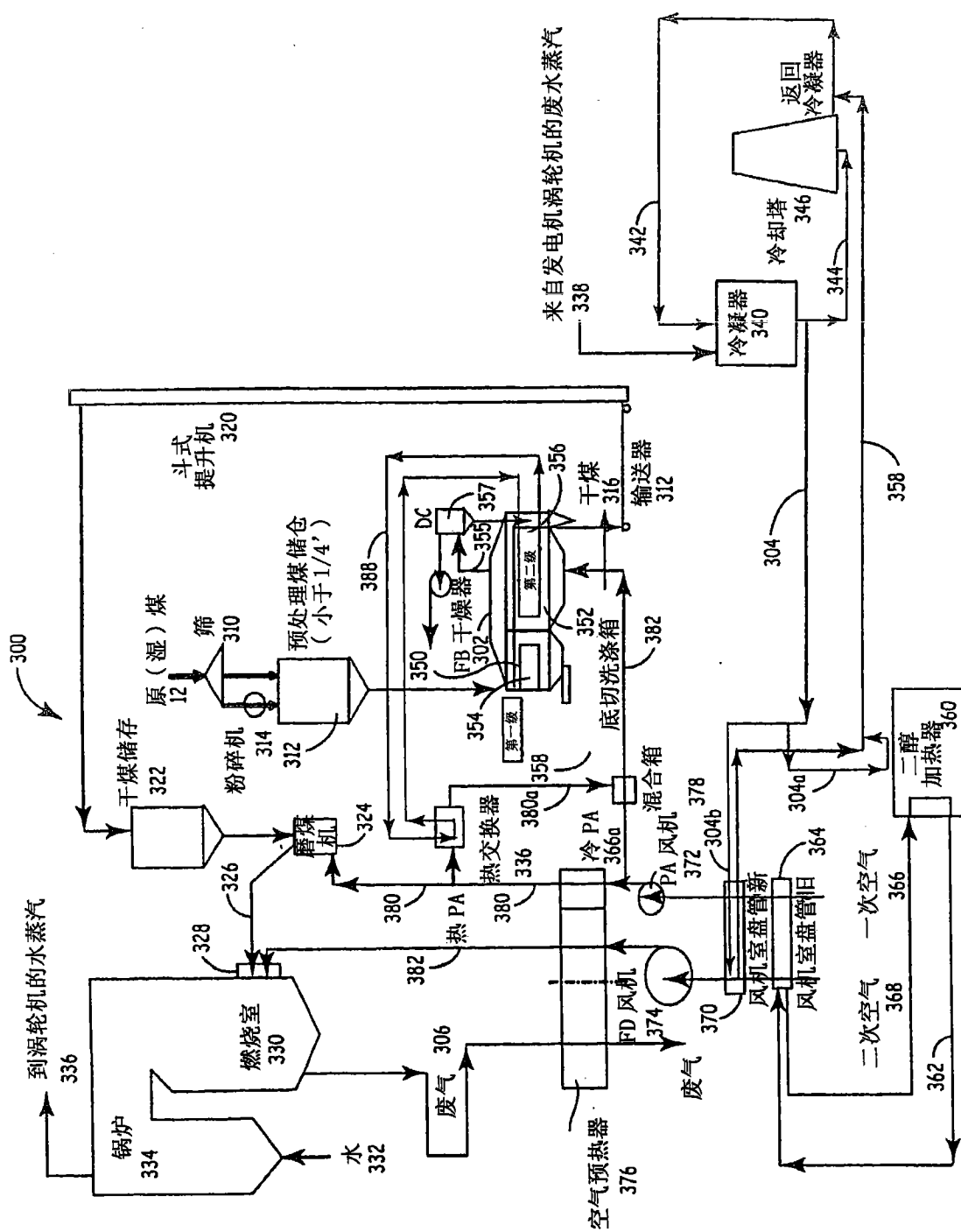


图 32

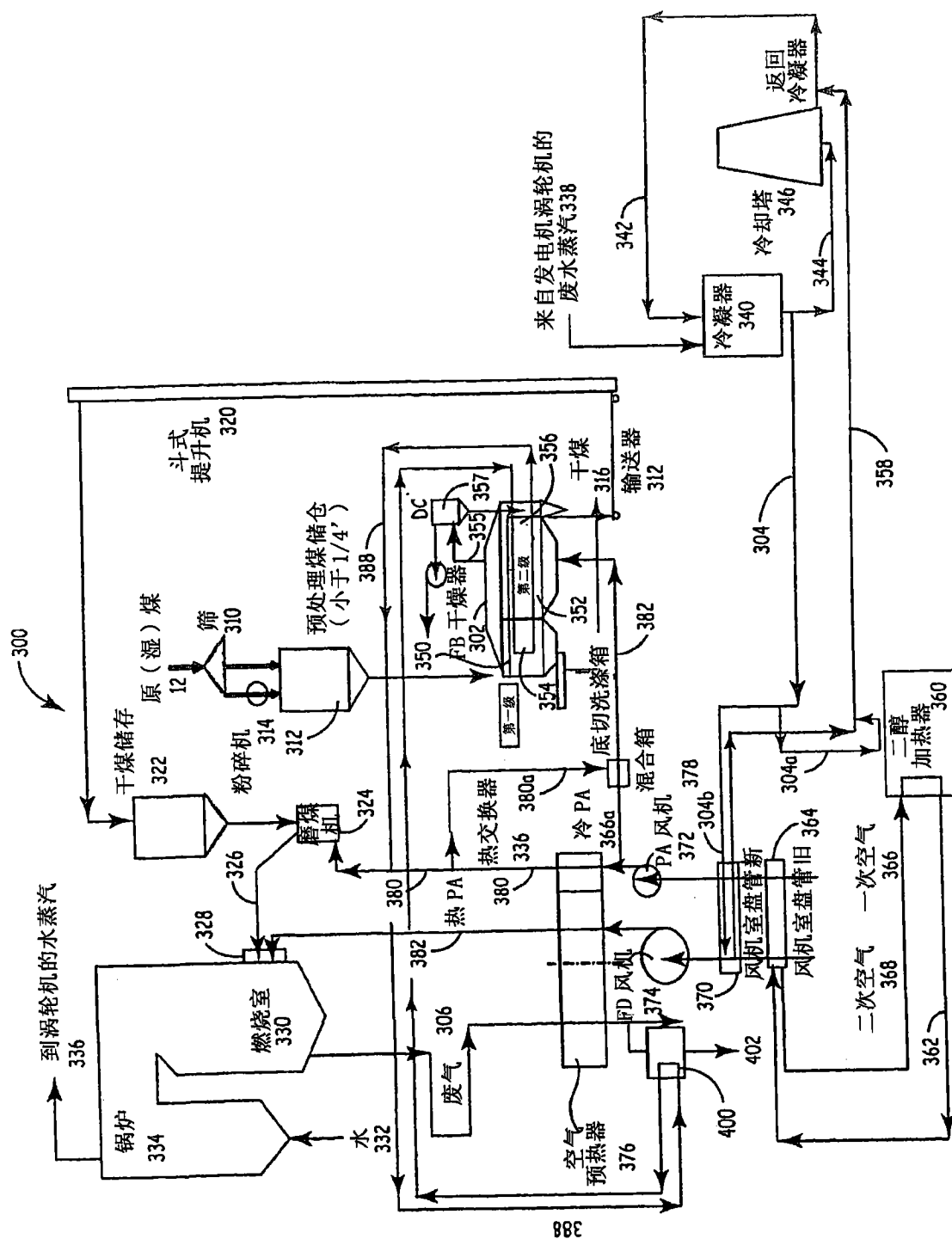


图 33

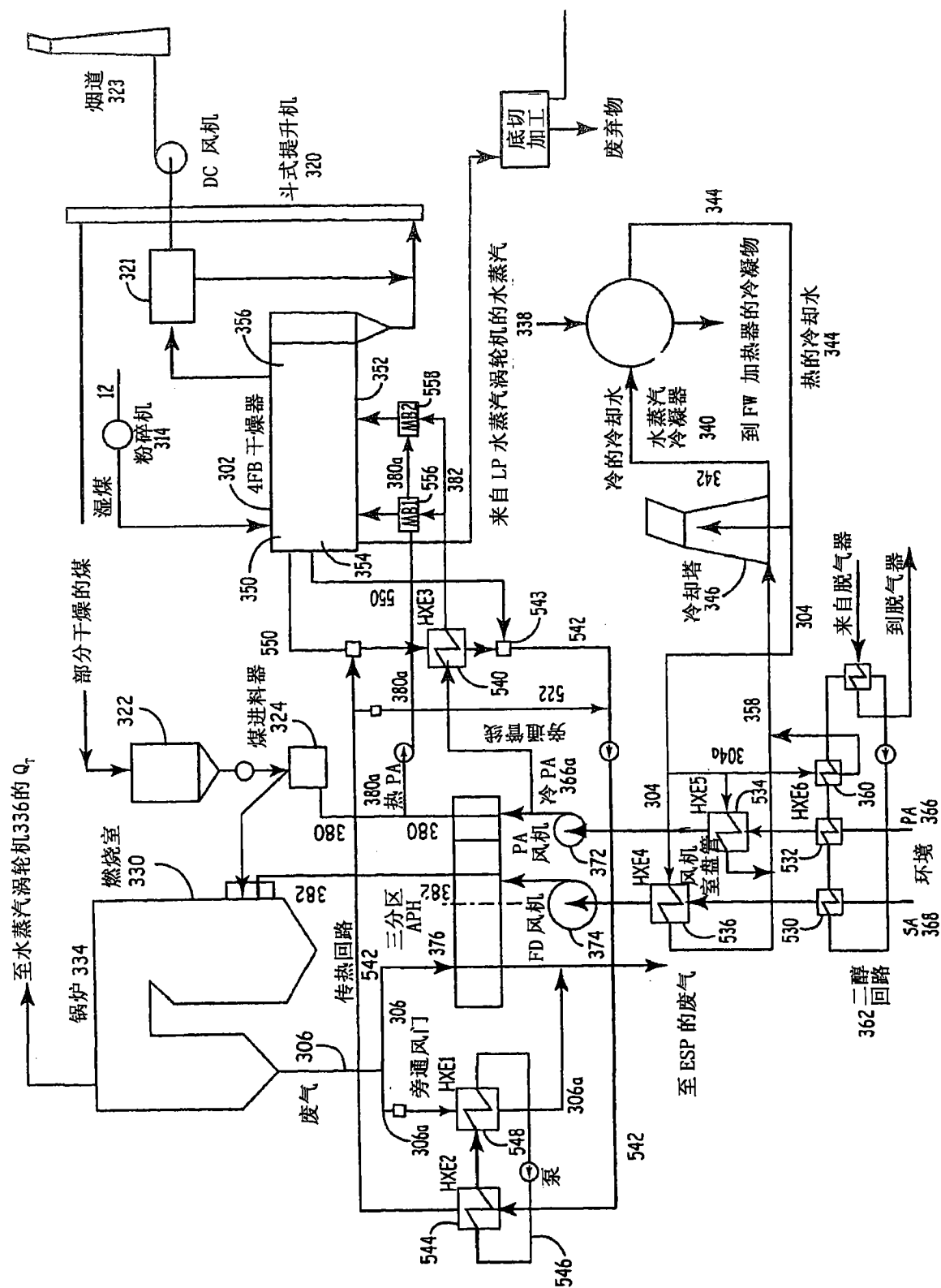


图 34

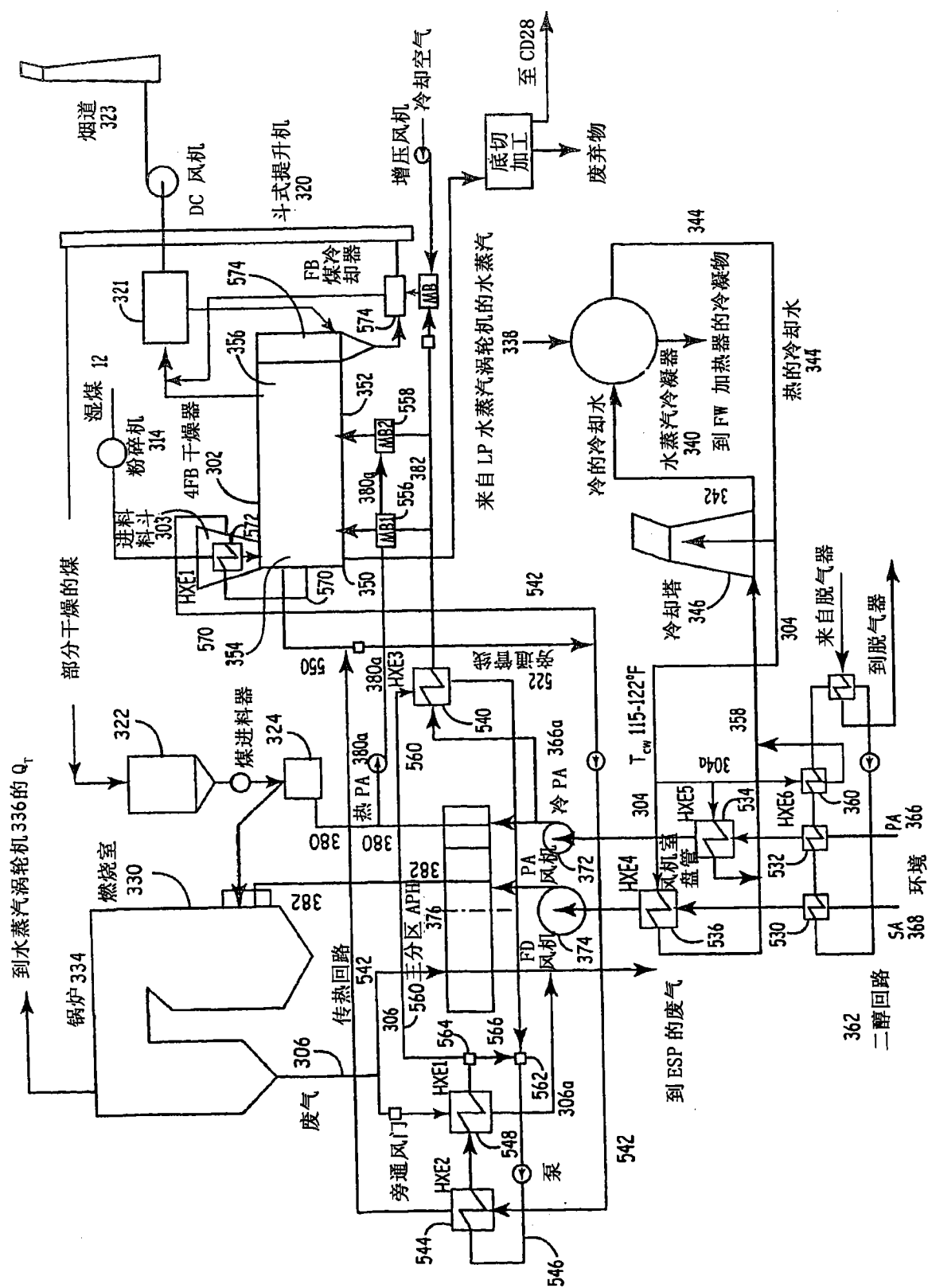


图 35

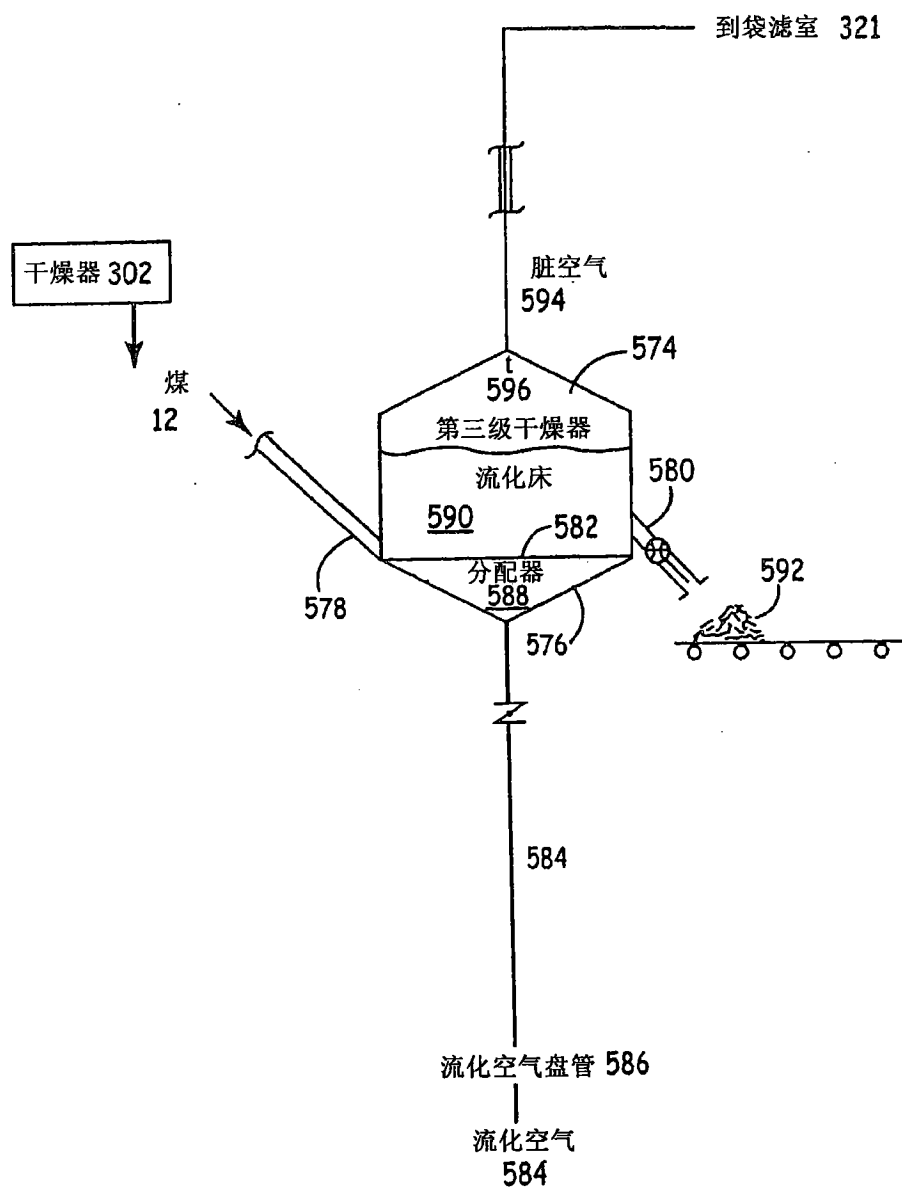


图 36

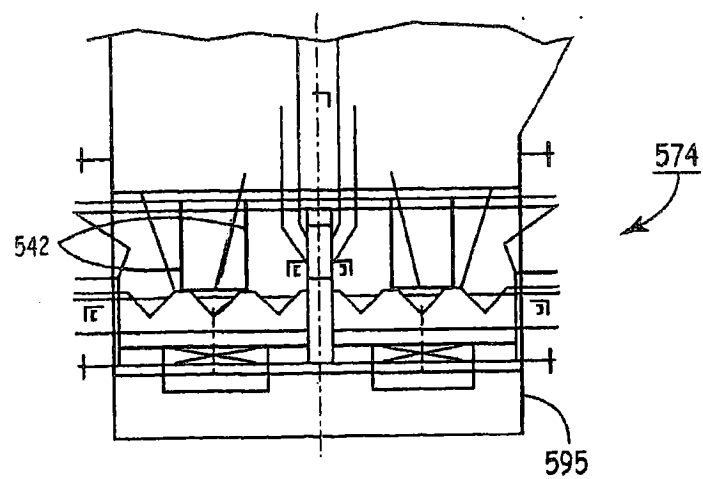


图 37a

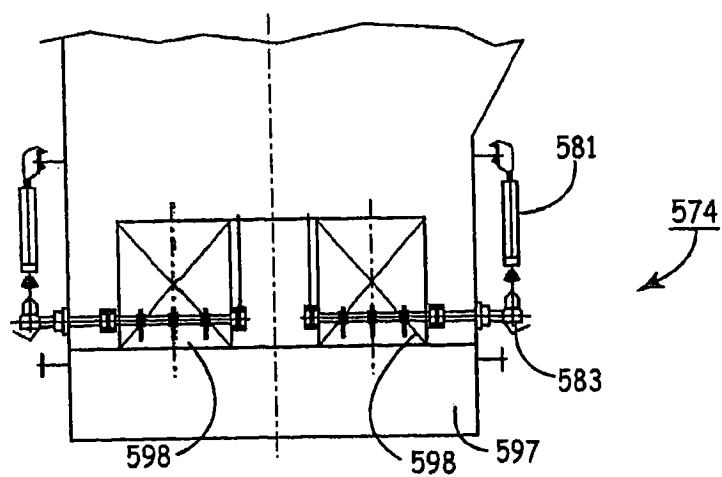


图 37b

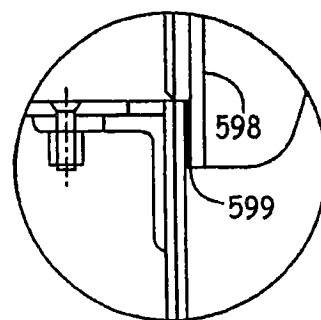


图 37c

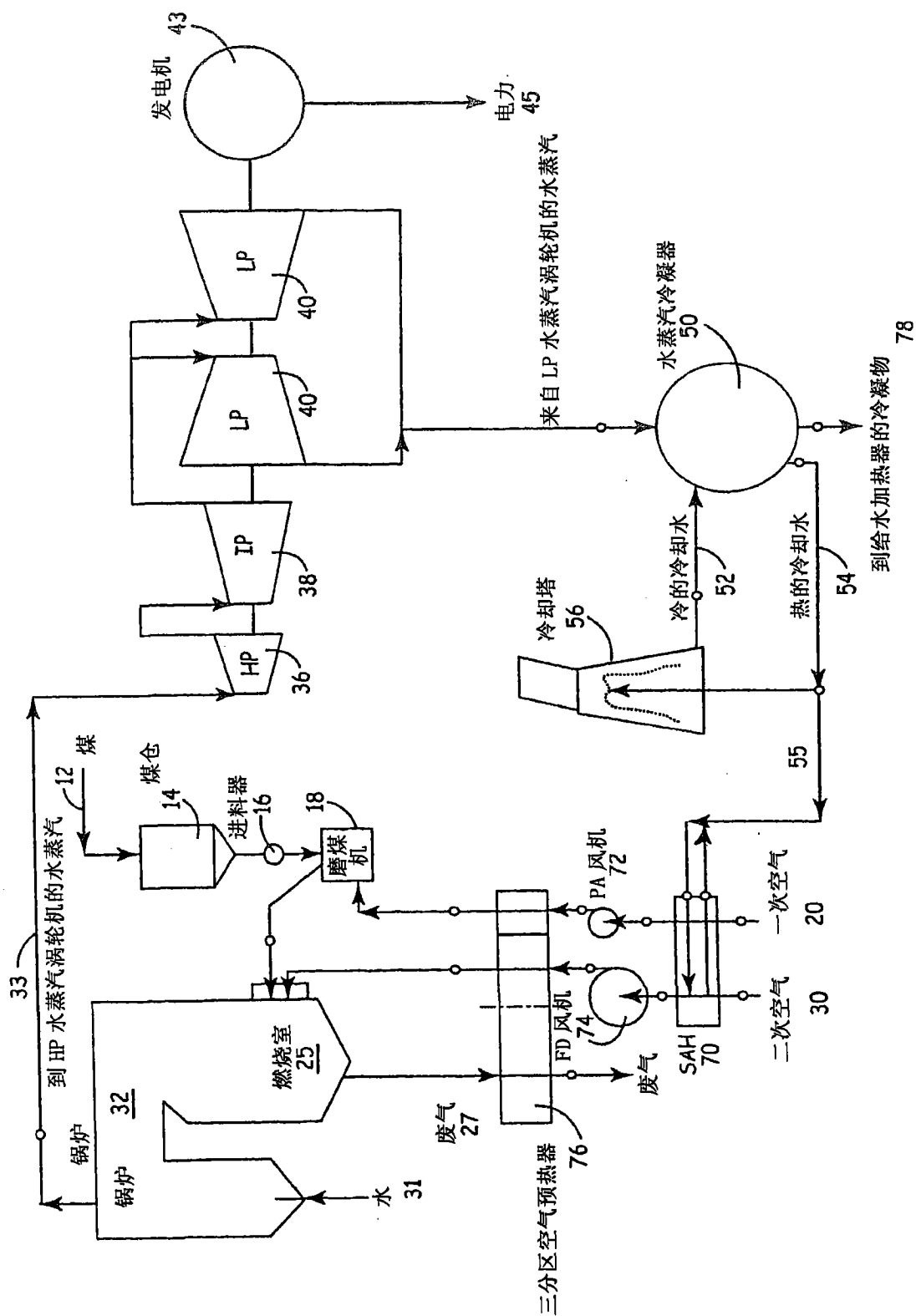


图 38

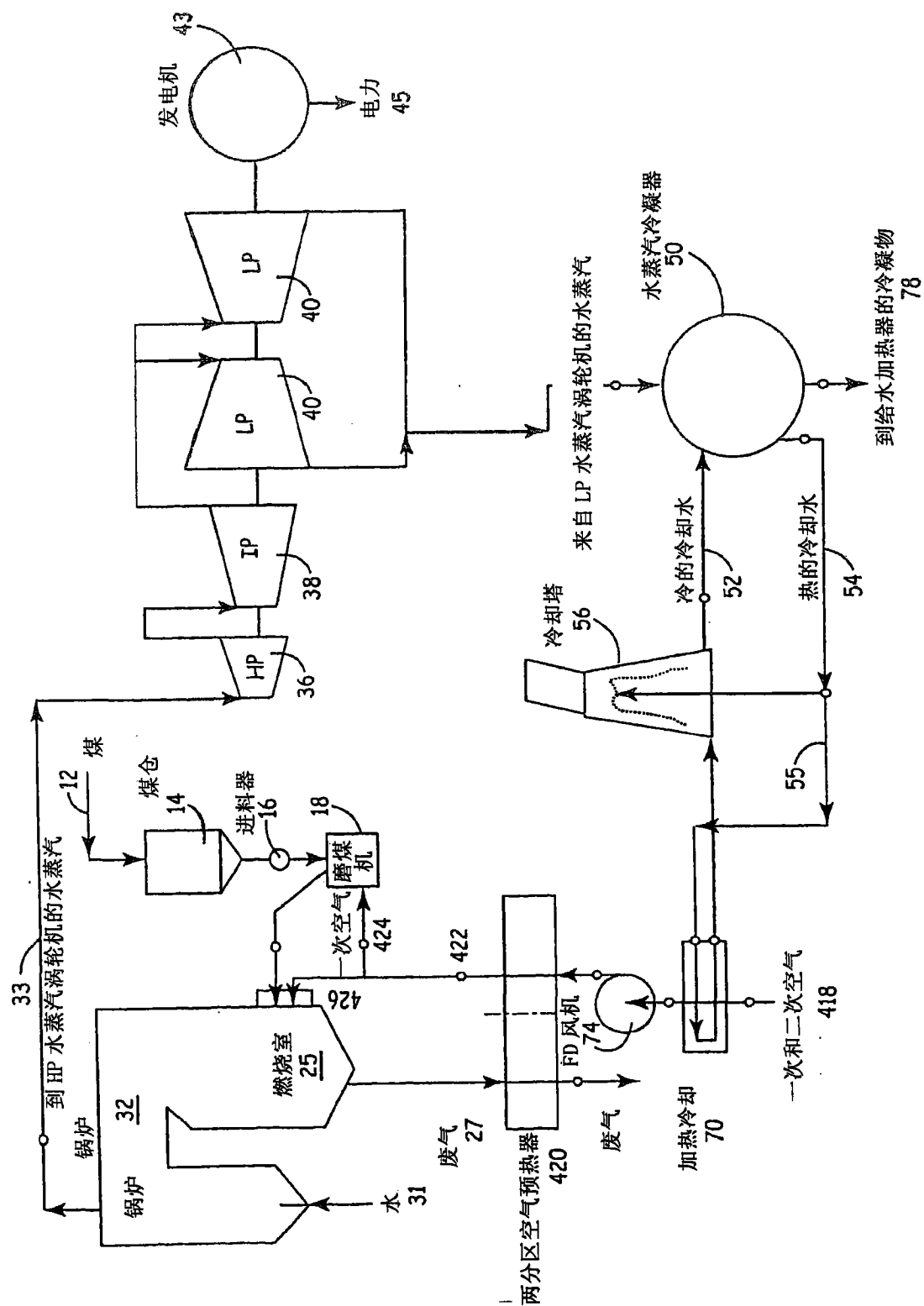


图 39

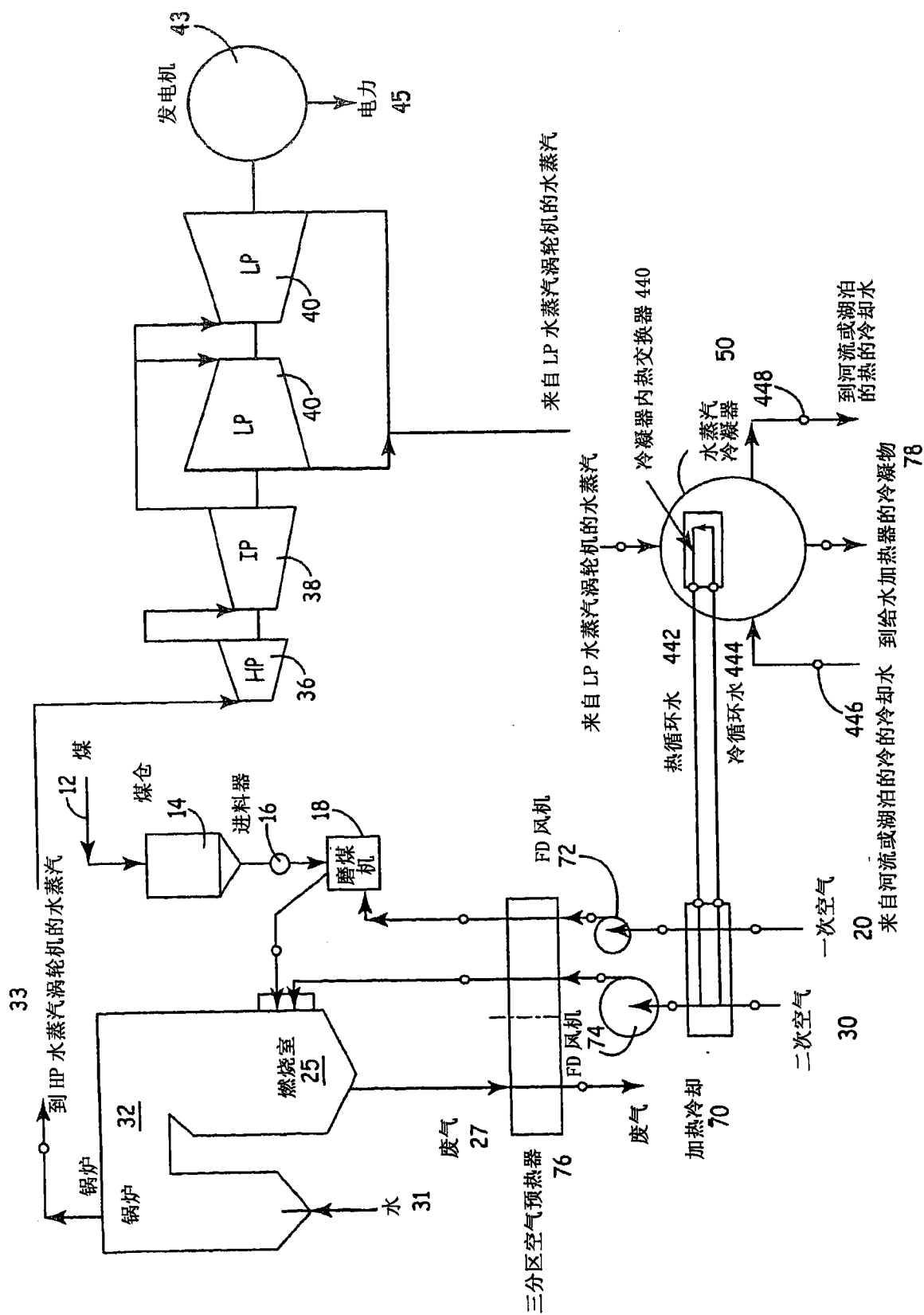


图 40

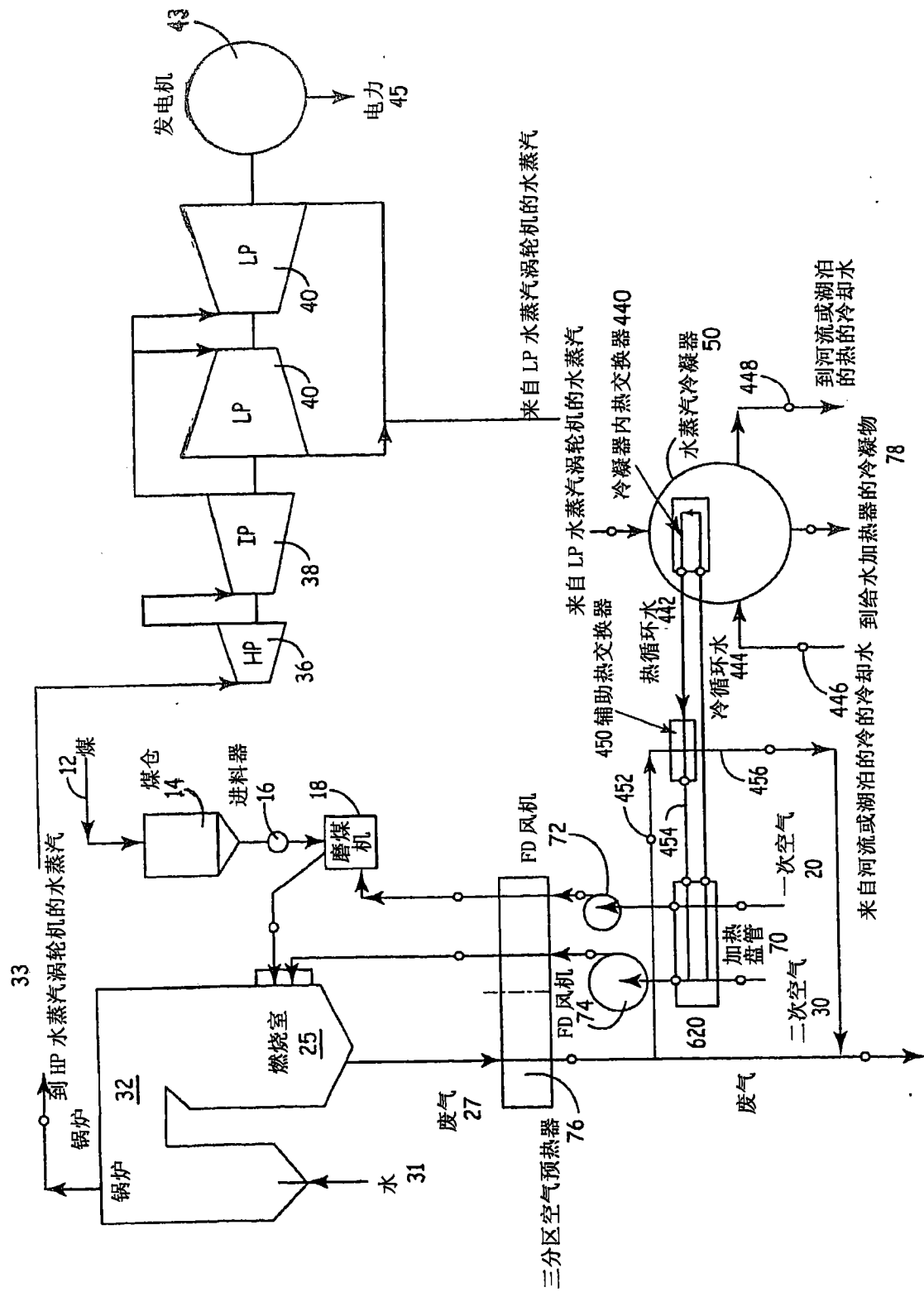


图 41

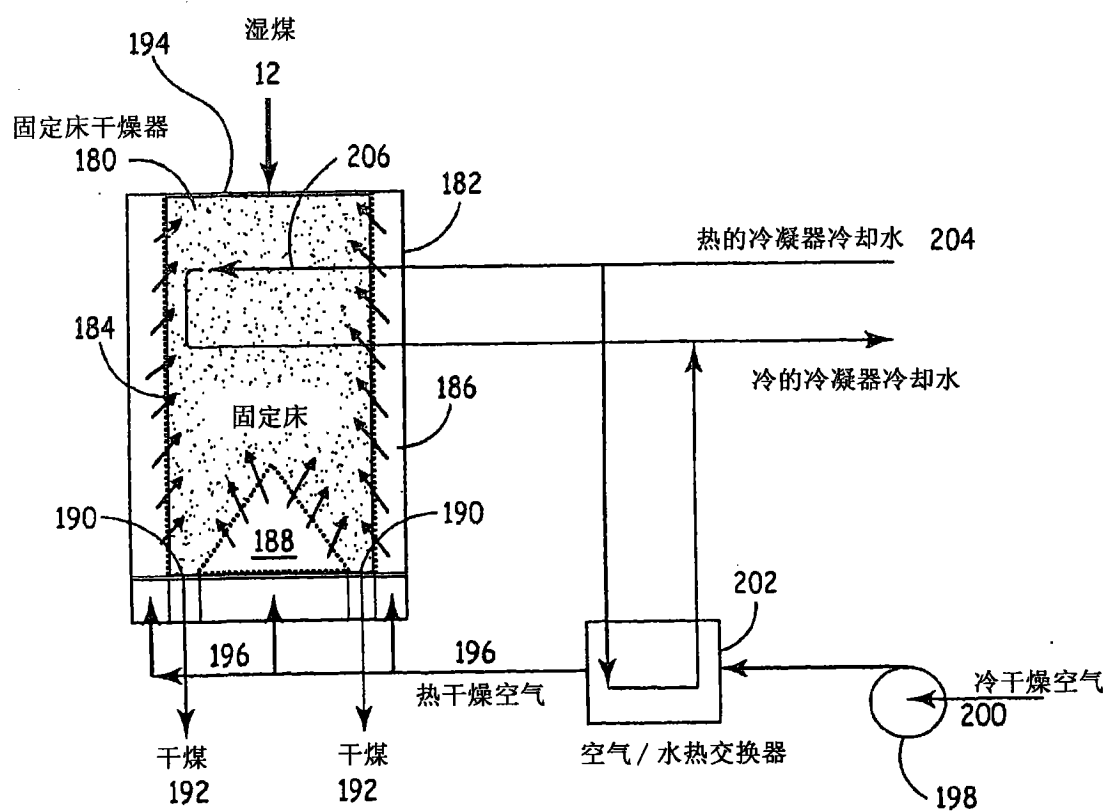


图 42

试验结果：燃料水分对性能的影响

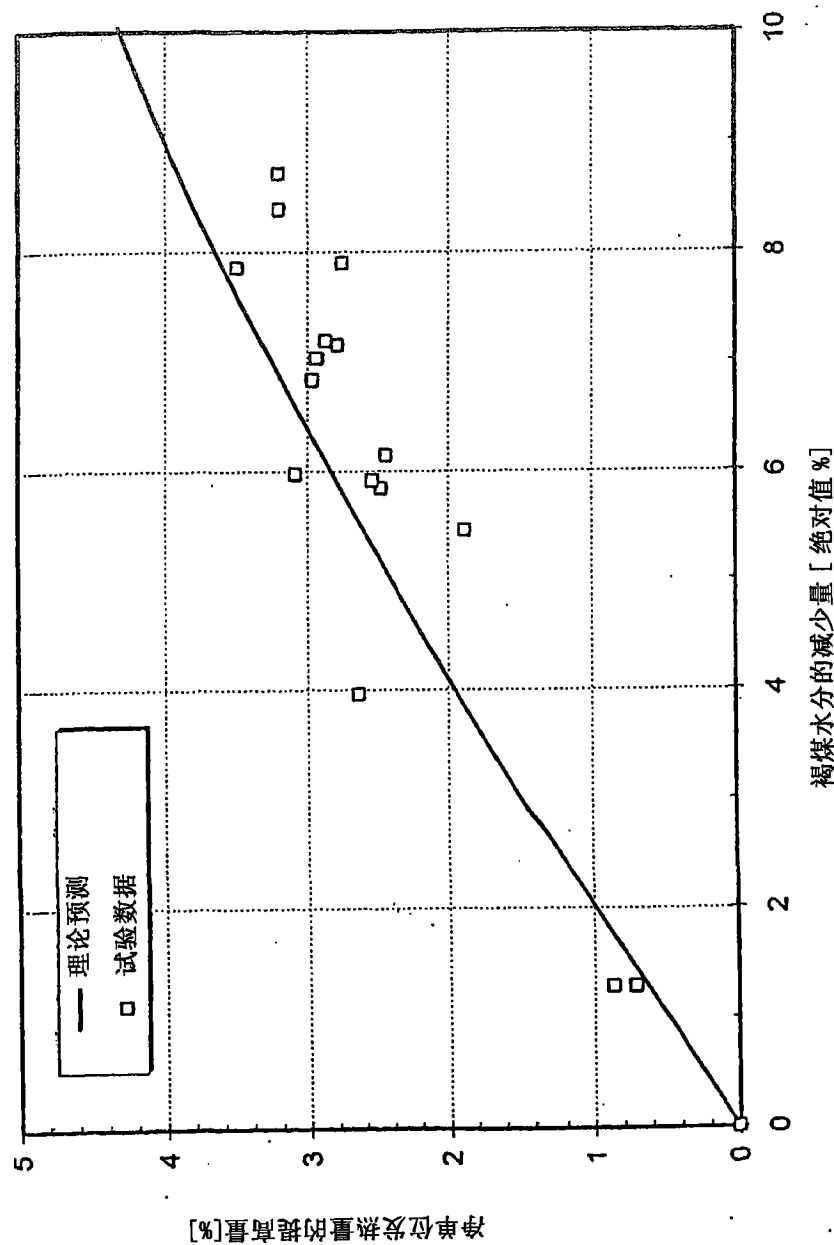


图 43

燃料水分对 HHV 的影响：褐煤和 PRB

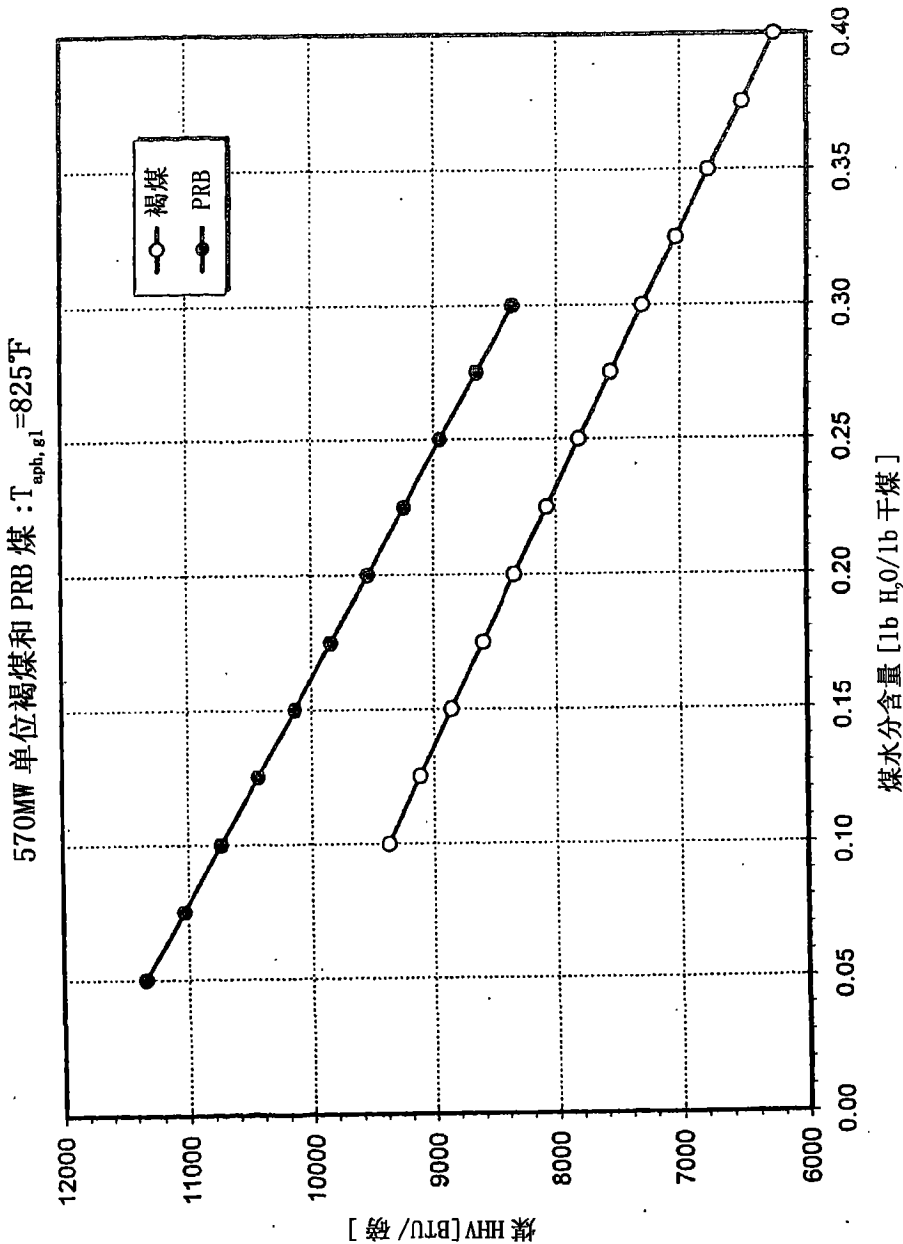


图 44

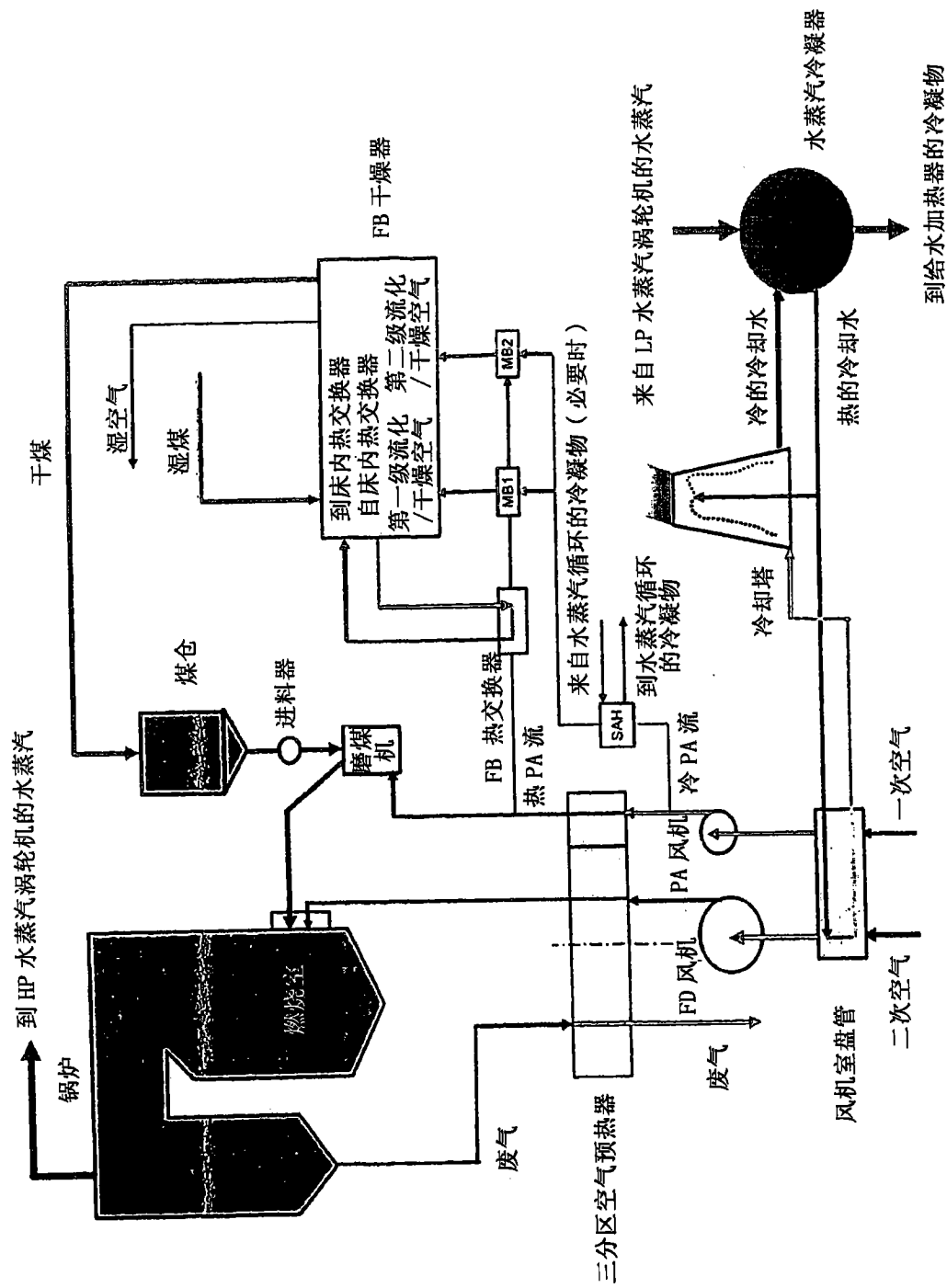


图 45

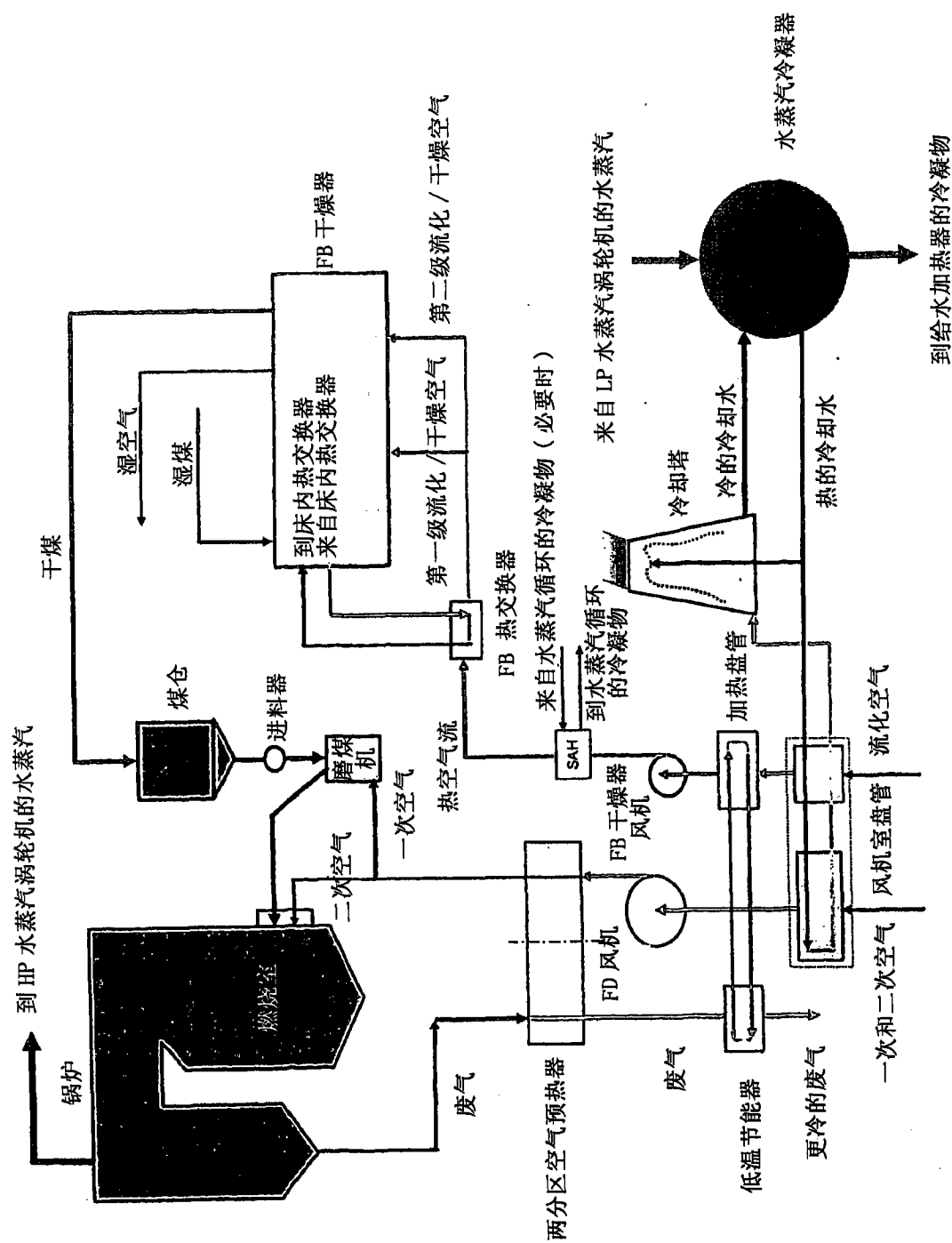


图 47

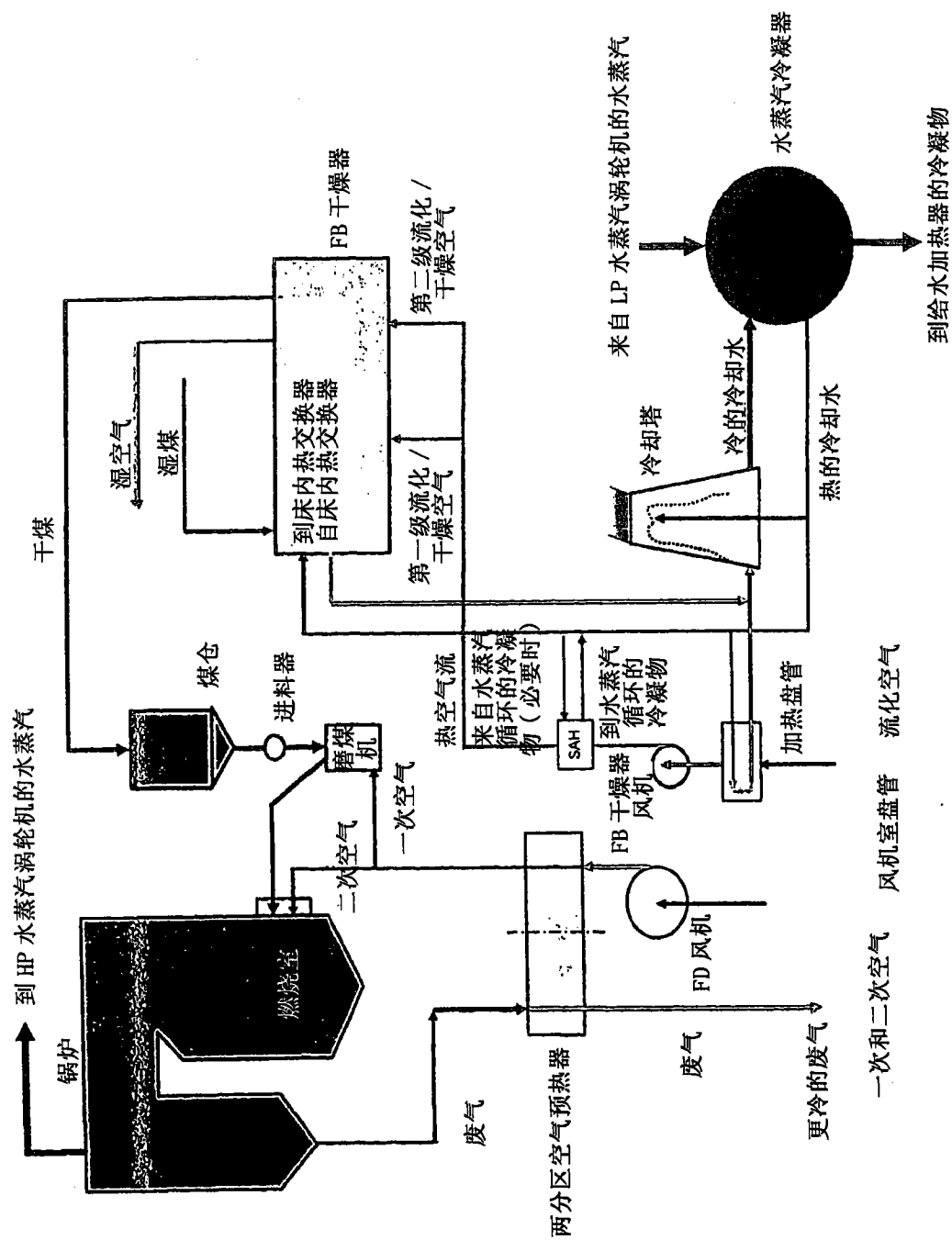


图 48

锅炉效率：褐煤和 PRB

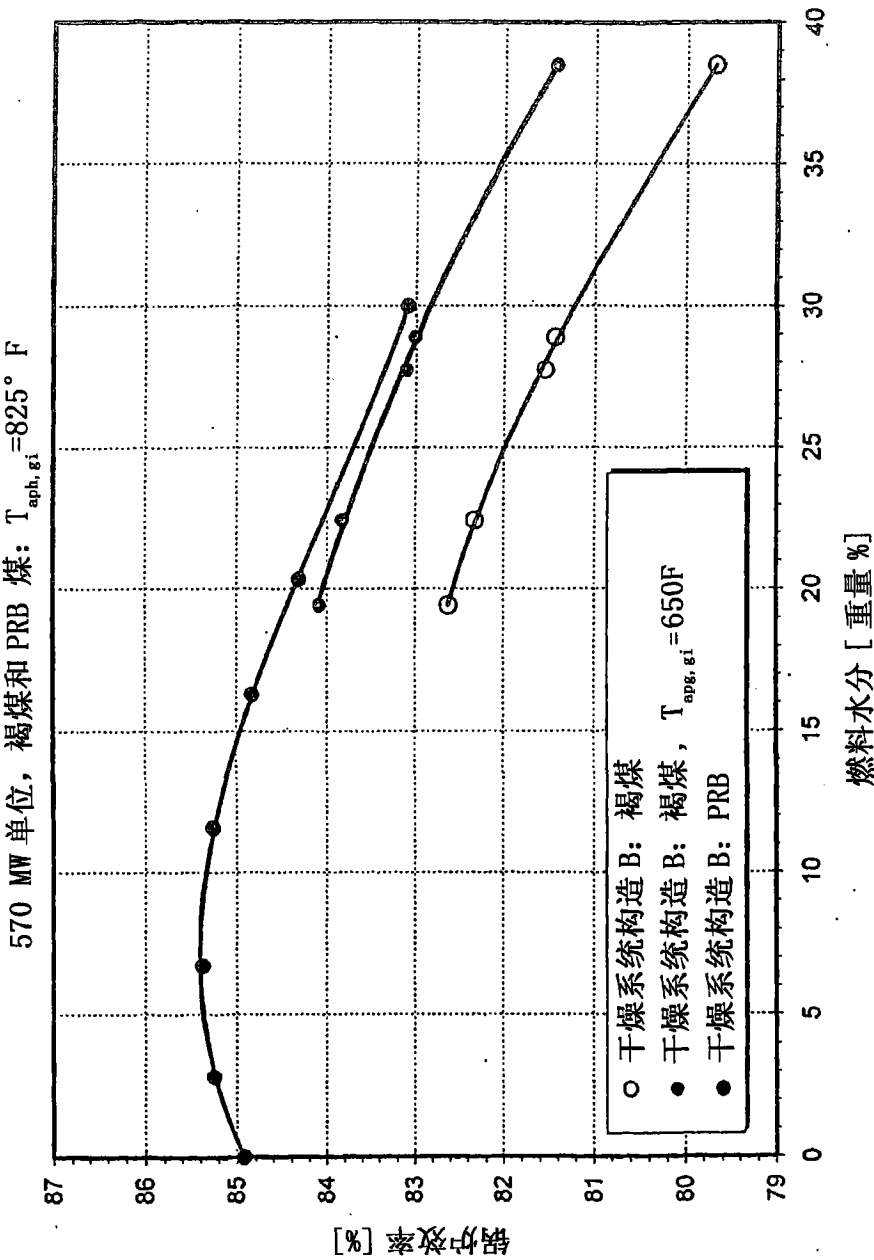


图 49

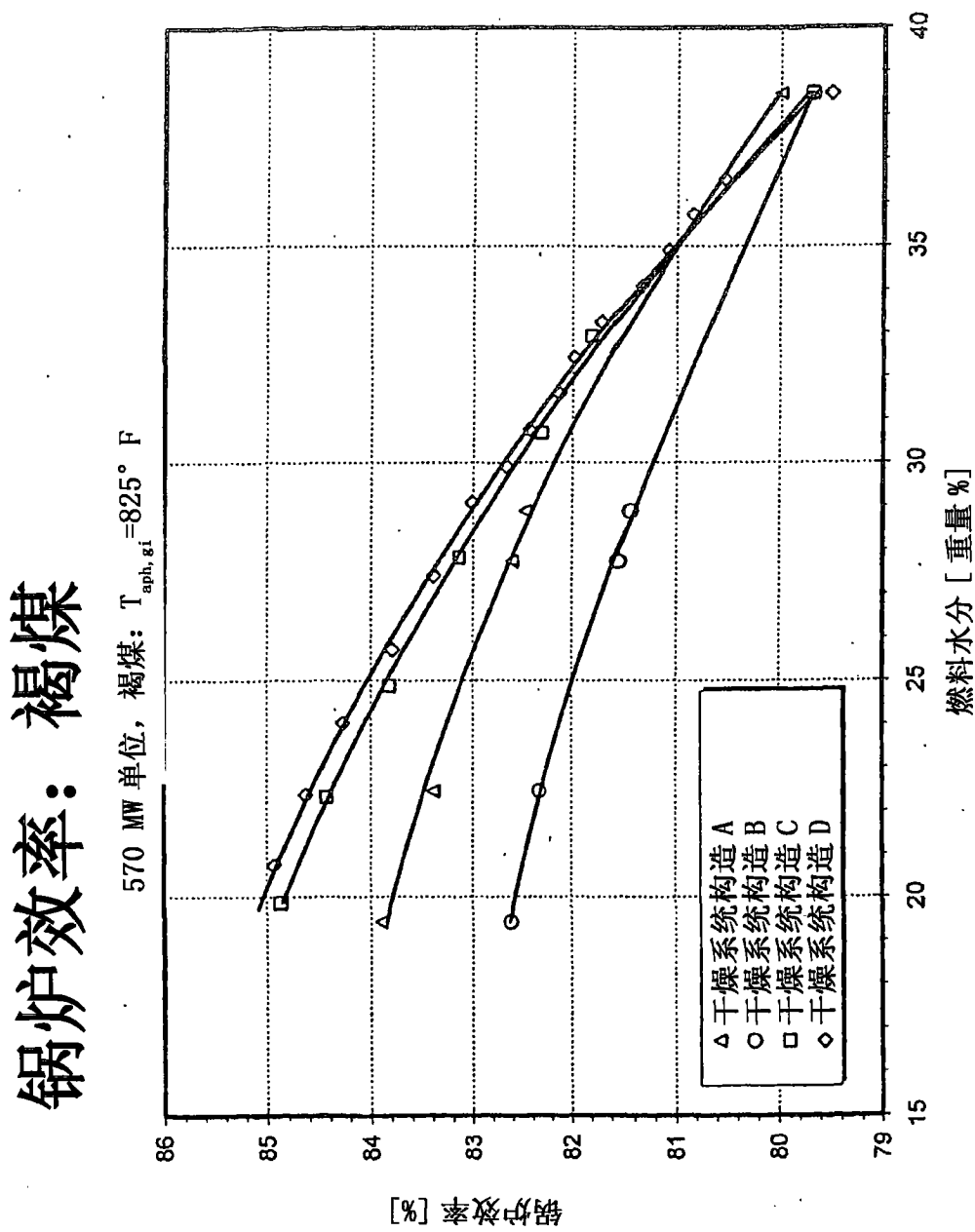


图 50

在 ID 风机进口的废气温度

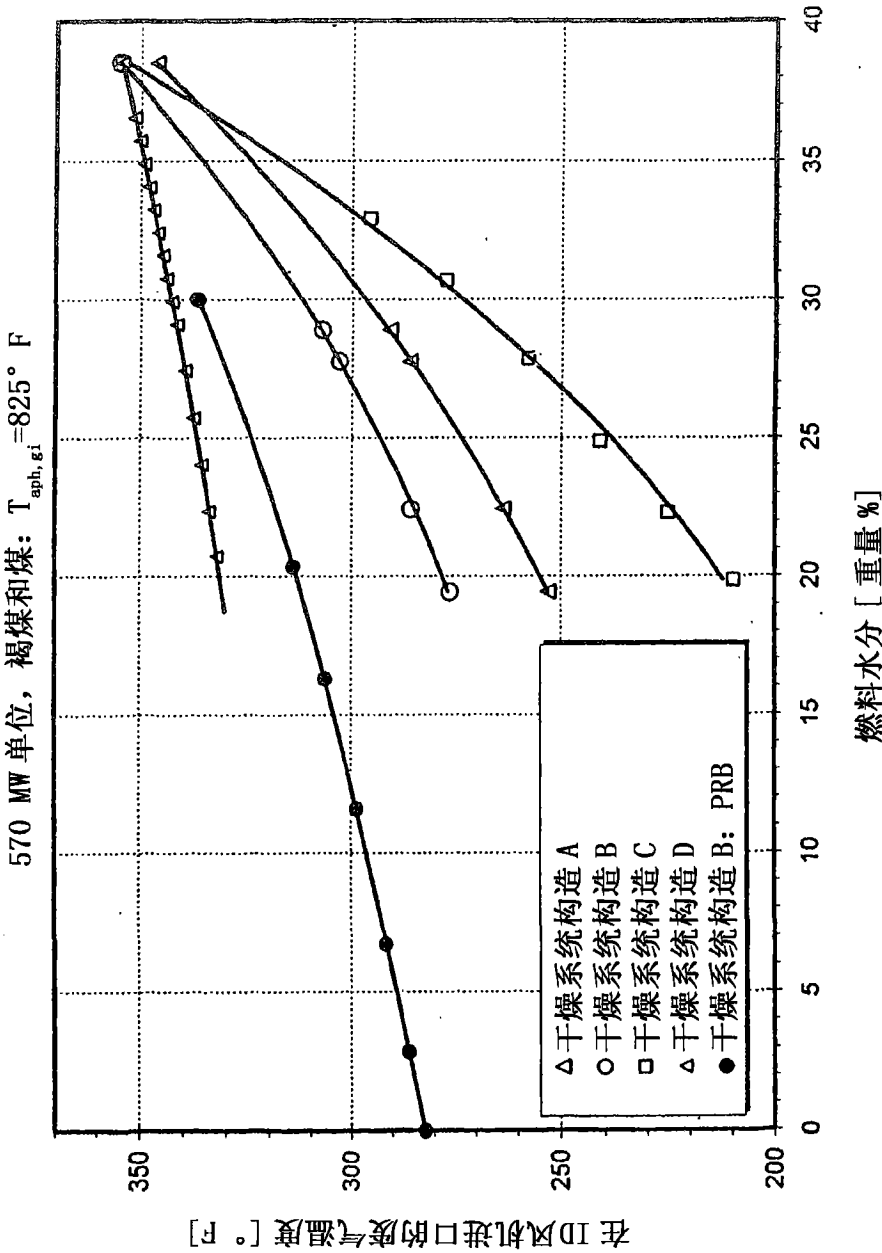


图 51

空气和废气流：褐煤和 PRB

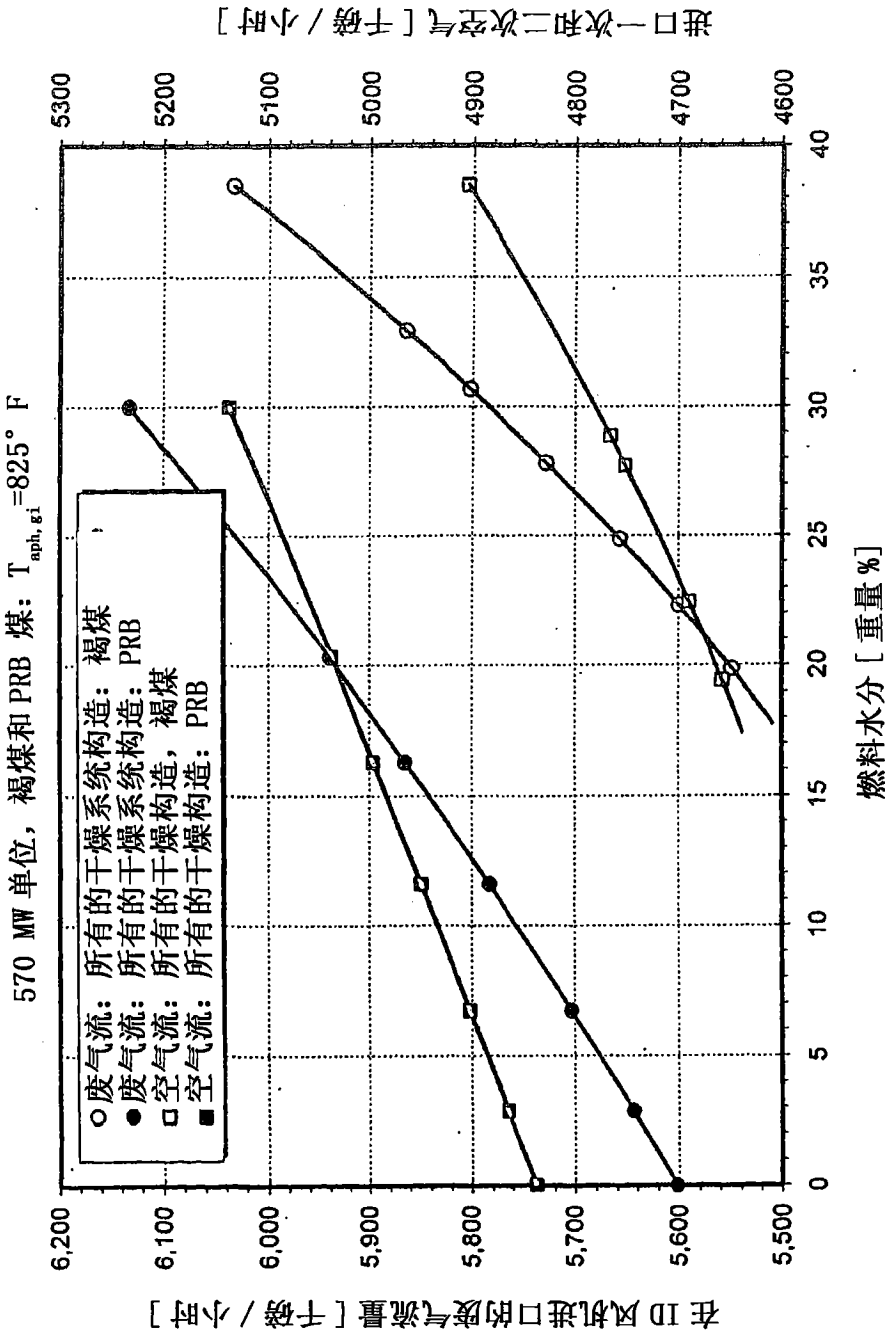


图 52

FD 风机功率：褐煤和 PRB 煤

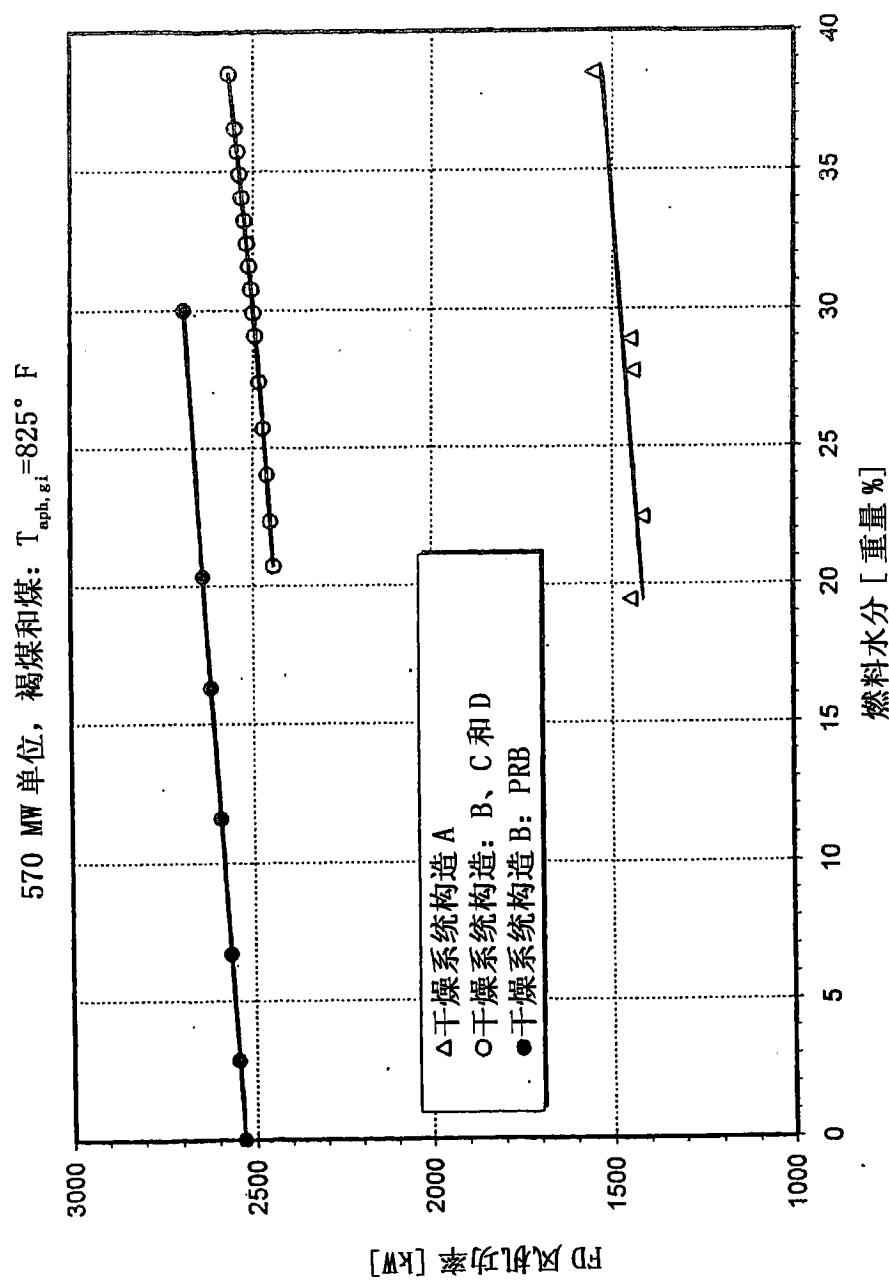


图 53

ID 风机功率：褐煤和 PRB

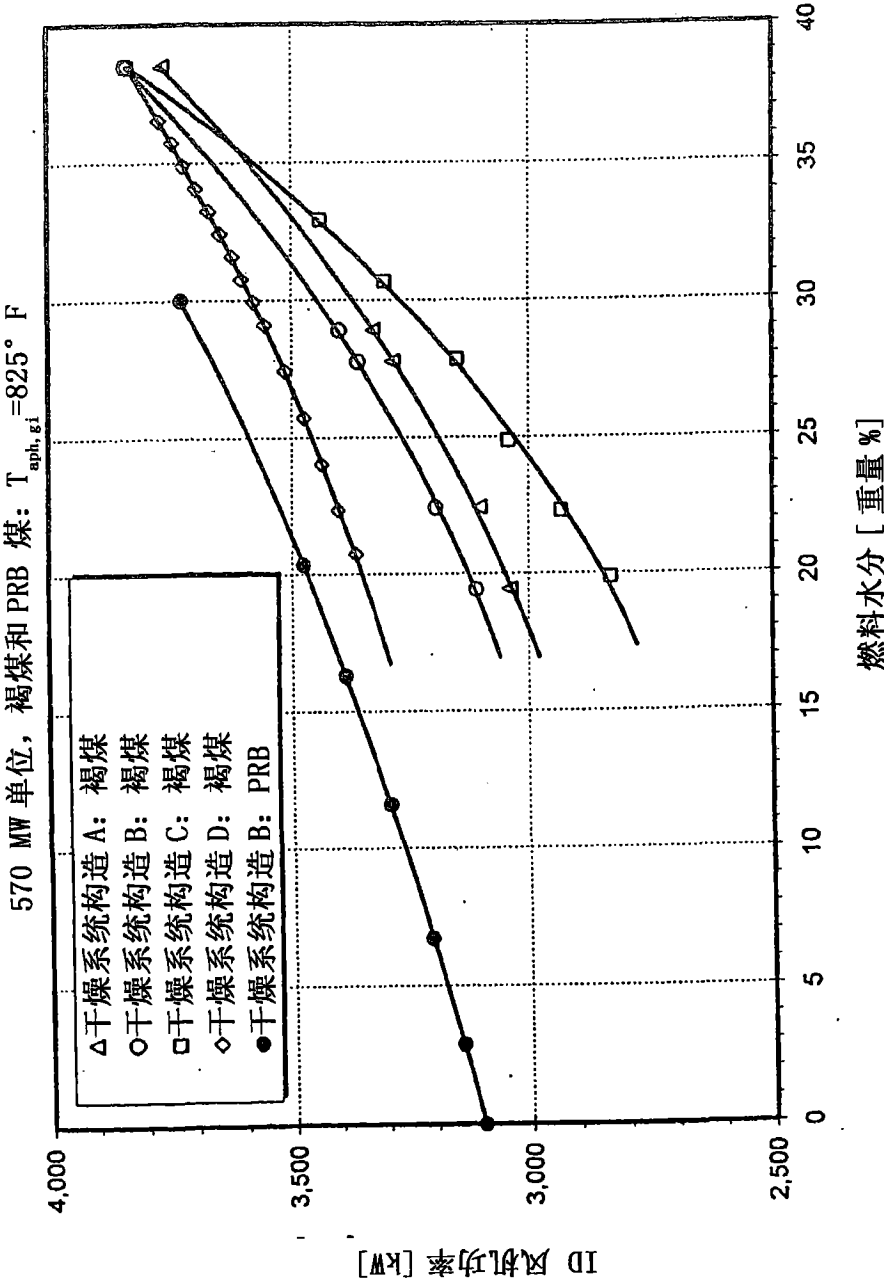


图 54

煤流量: 褐煤和 PRB

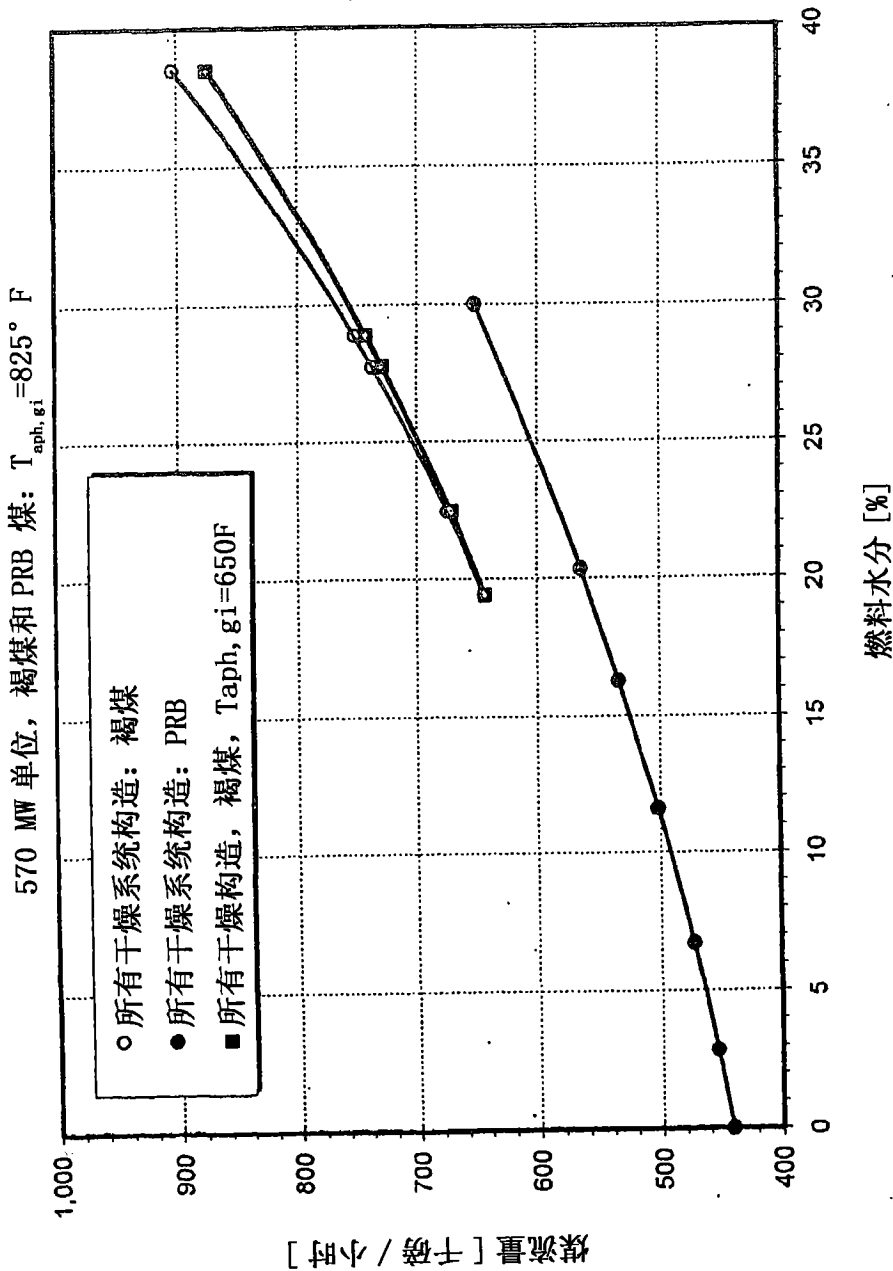


图 55

磨机功率：褐煤和 PRB

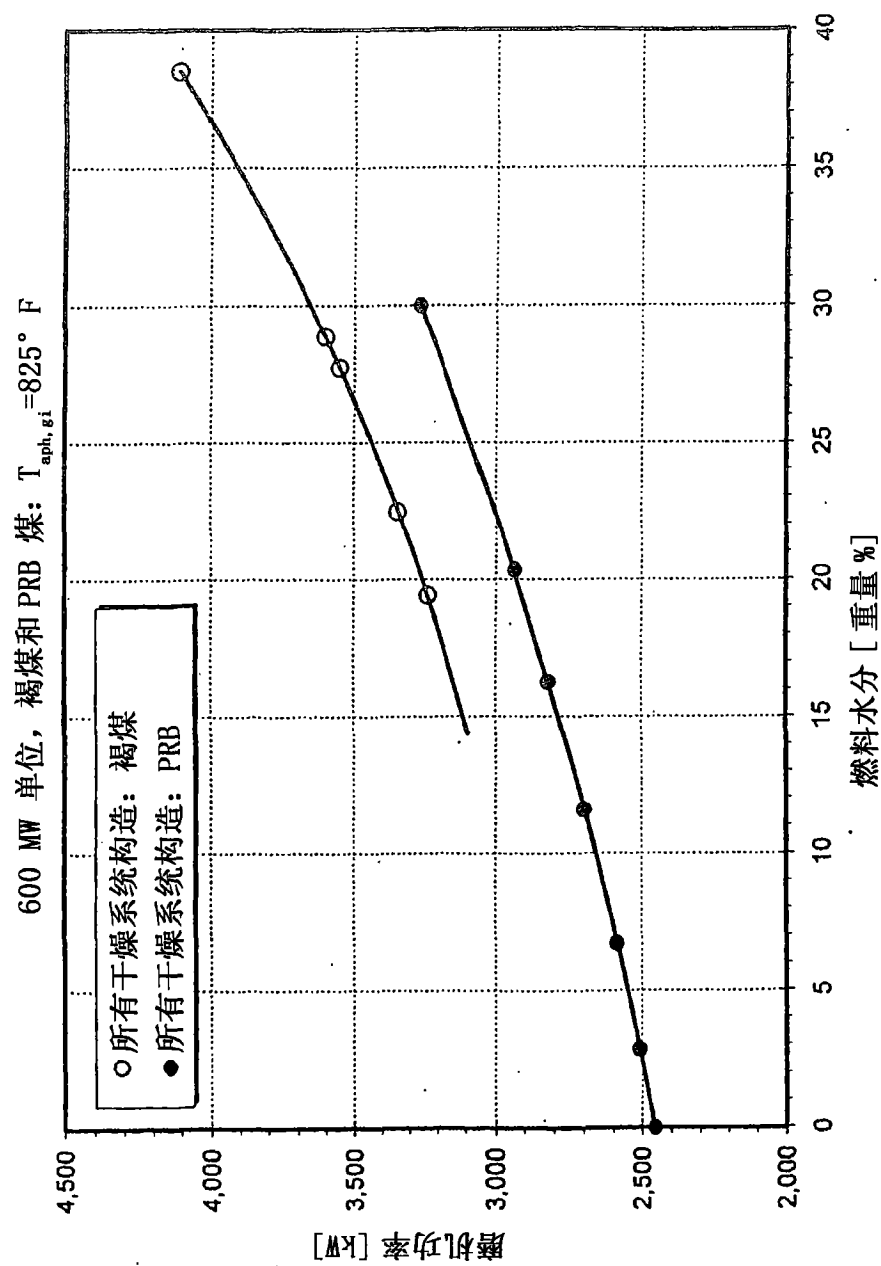
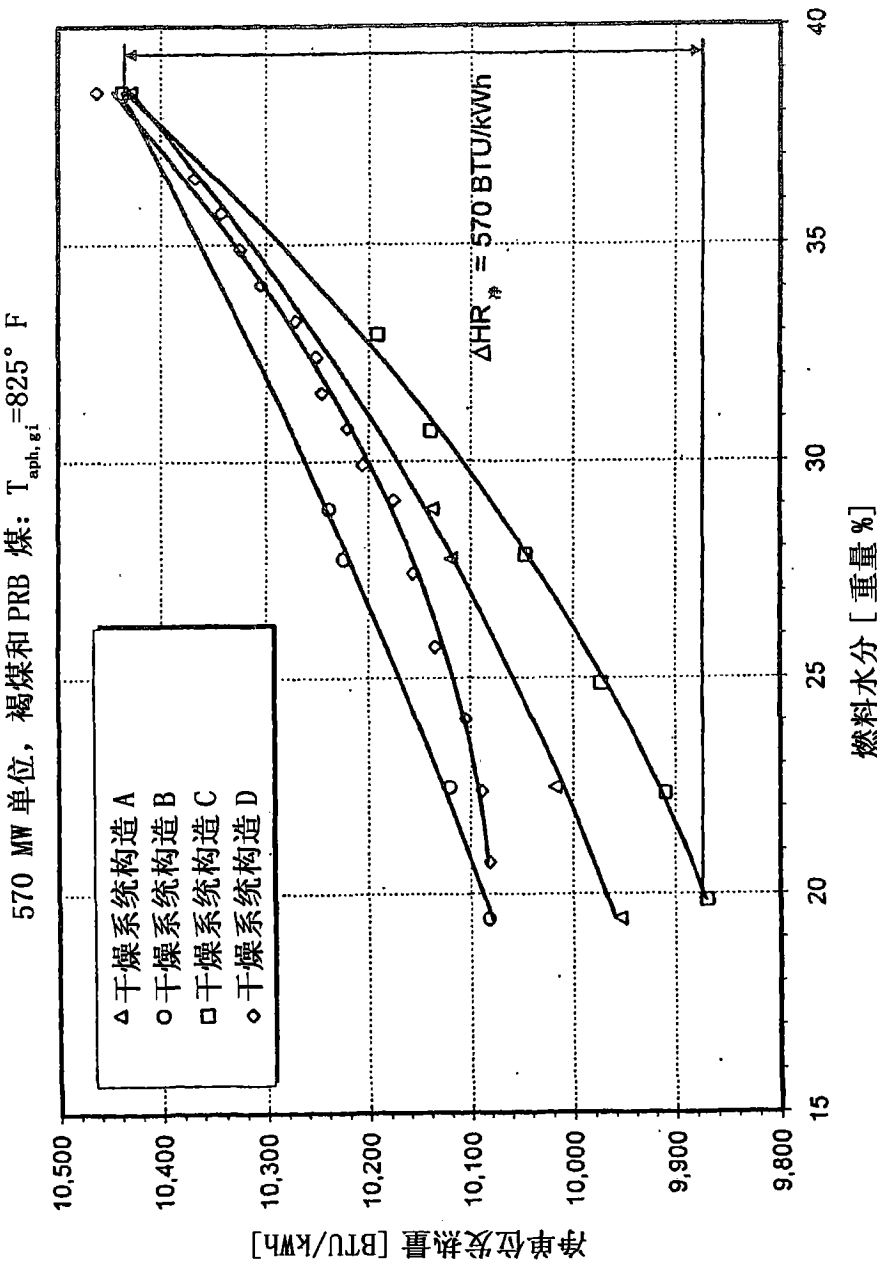


图 56

净单位发热量：褐煤



净单位发热量：褐煤和 PRB

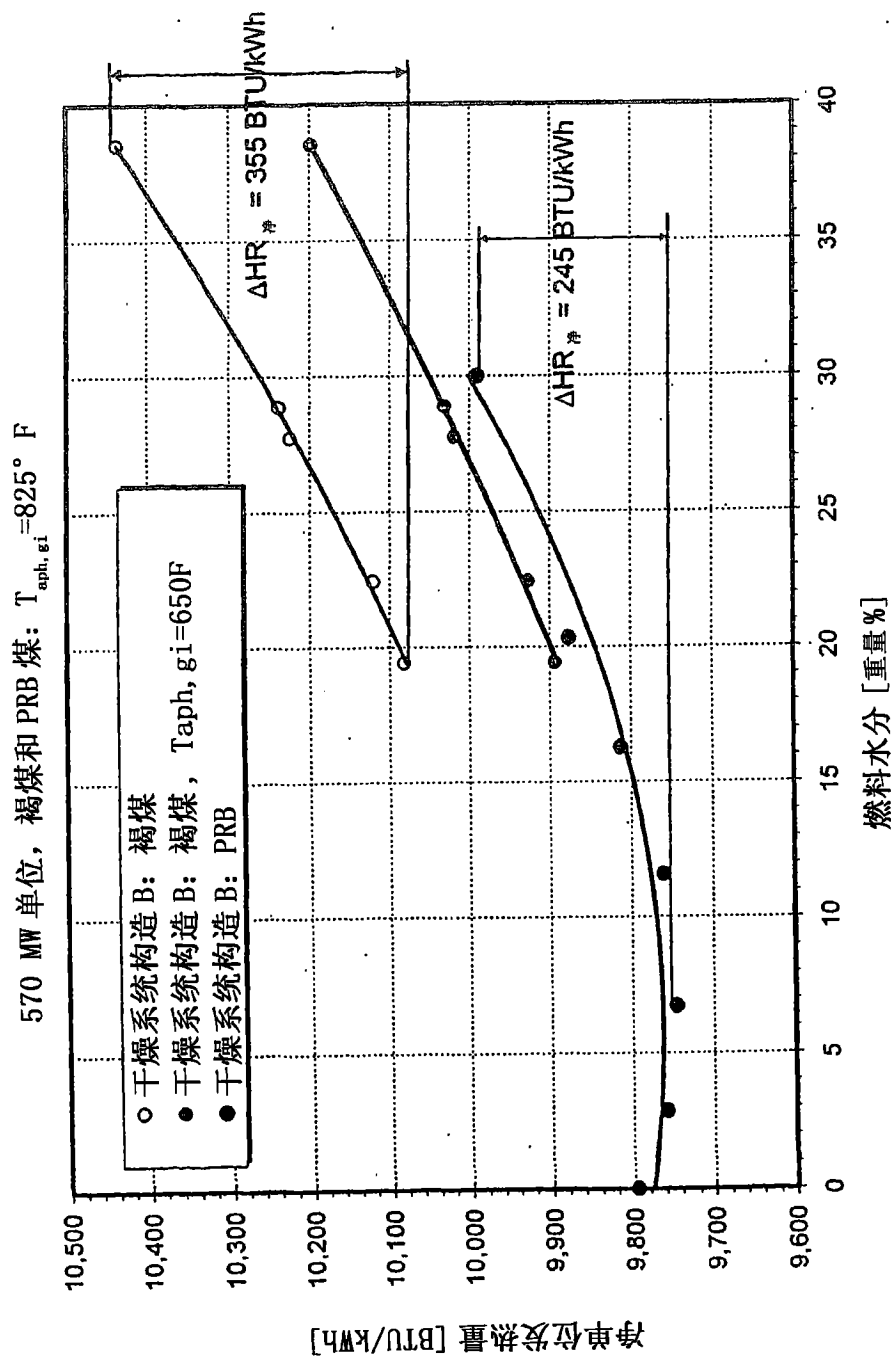


图 58

弃除的热量：褐煤和 PRB

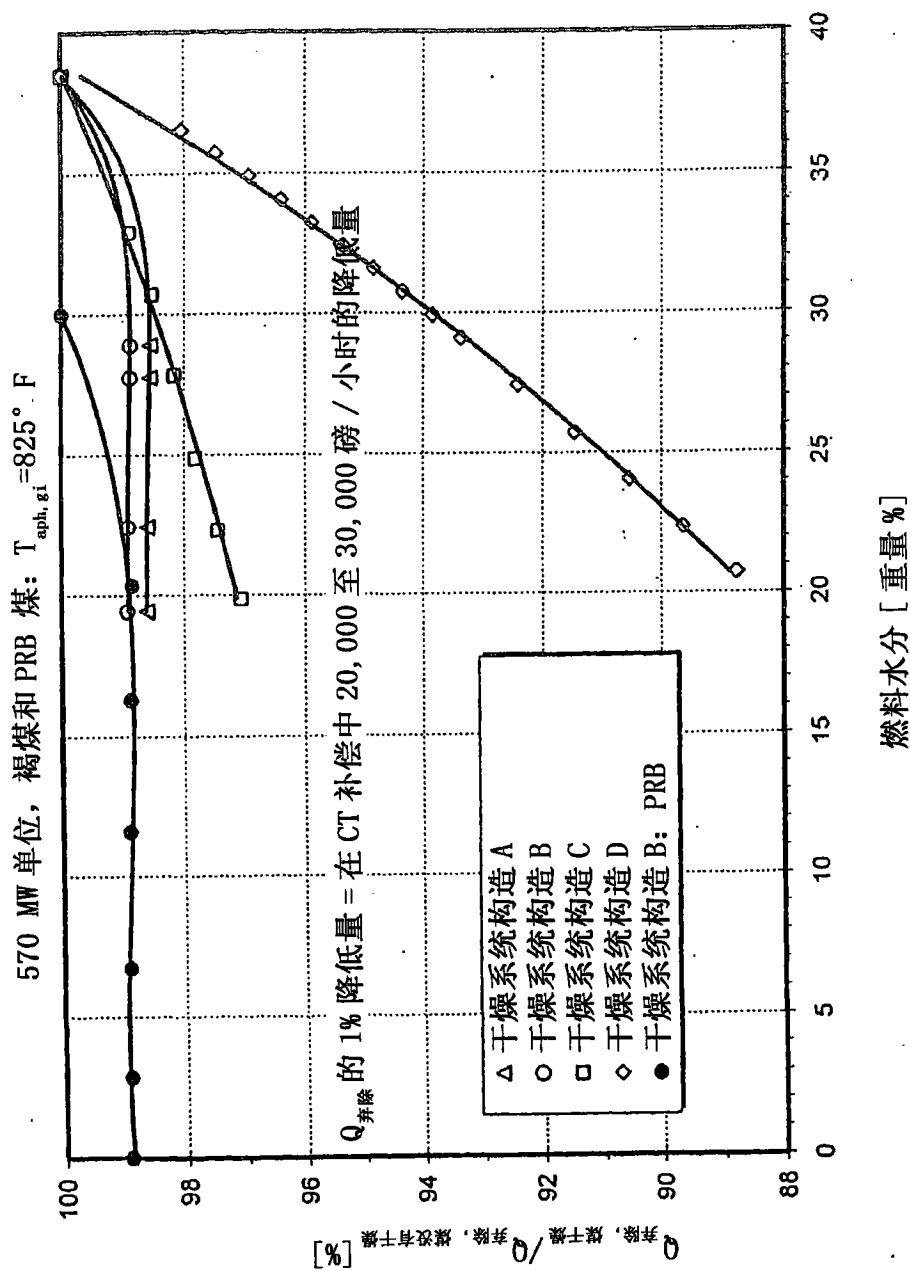


图 59

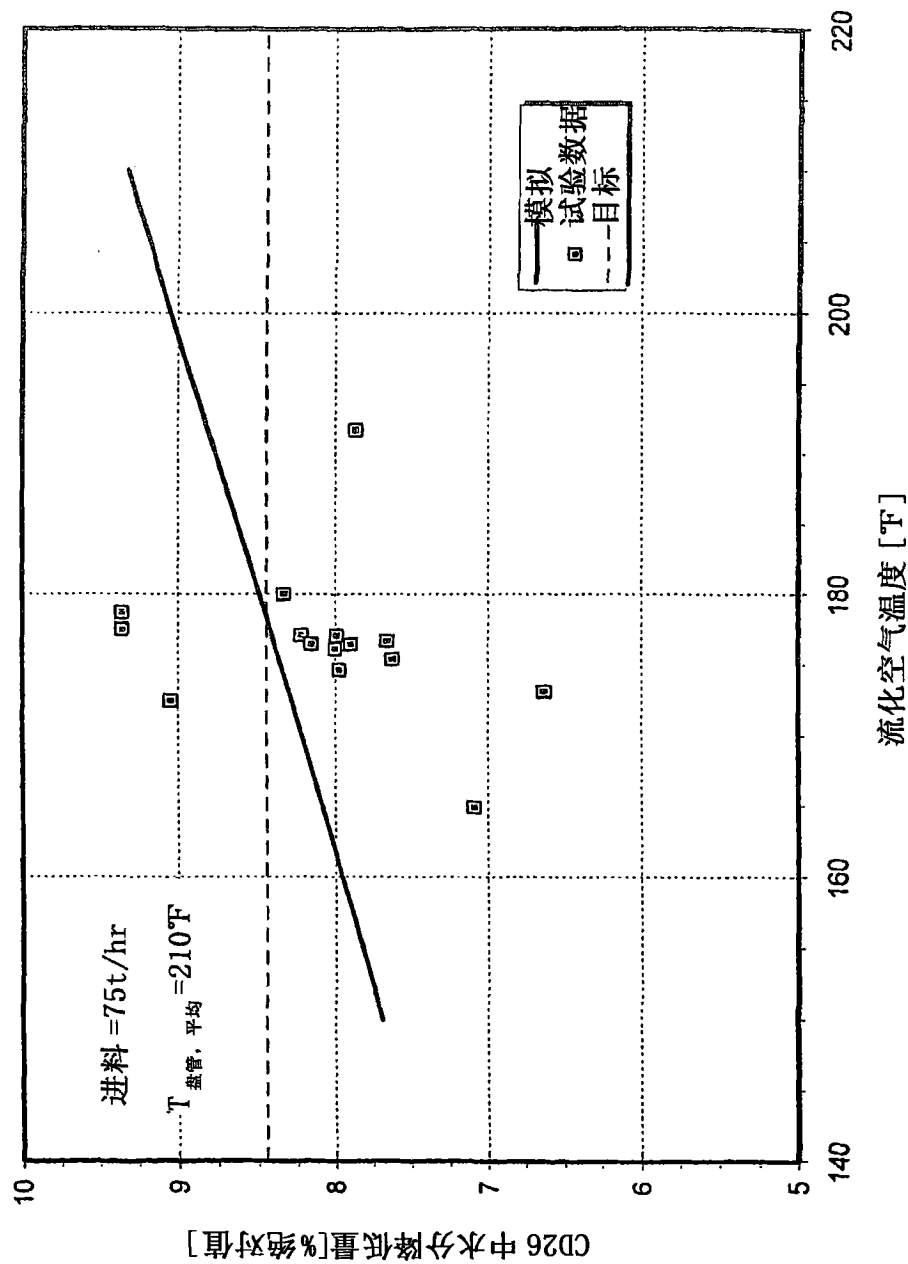


图 61

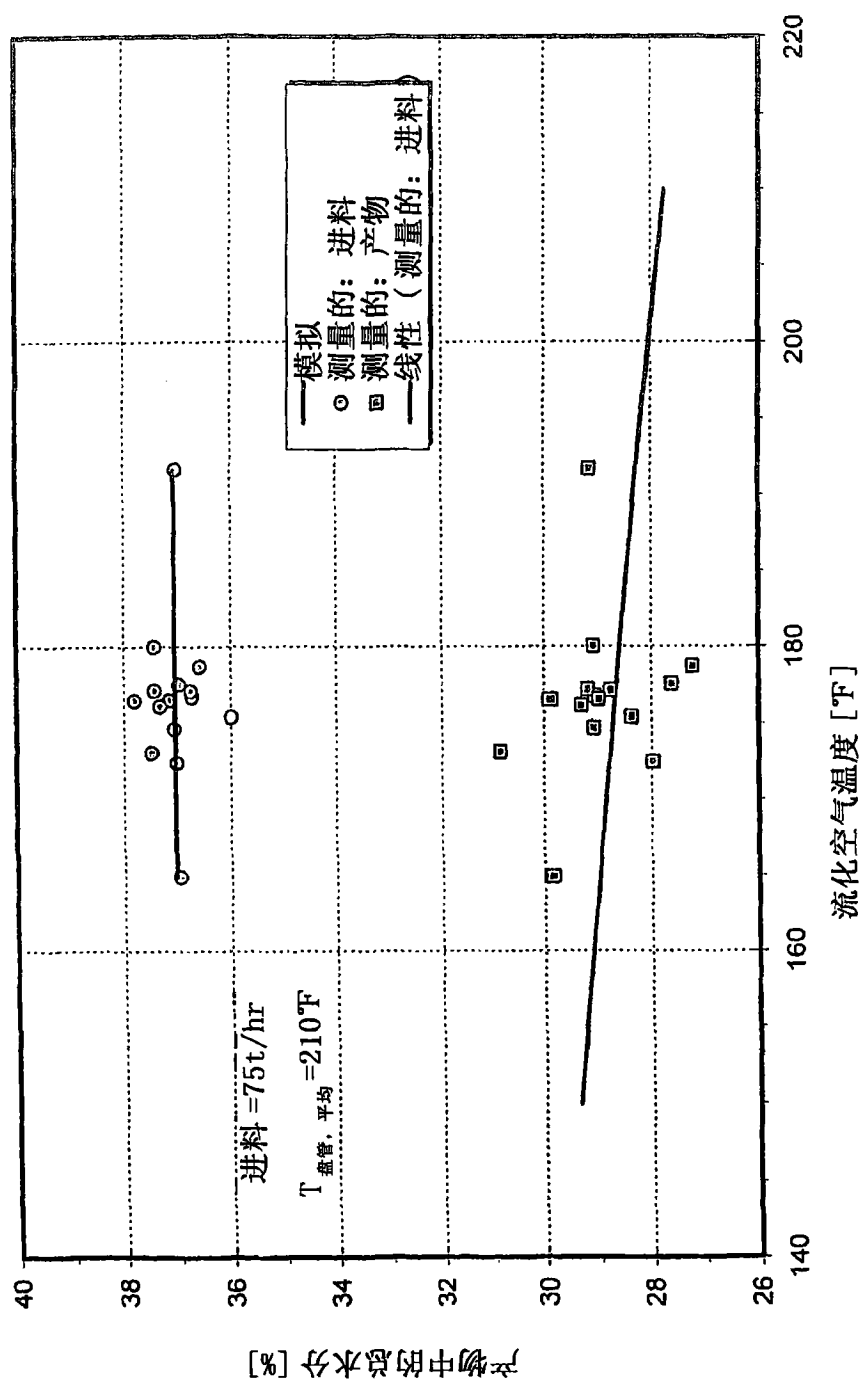


图 62

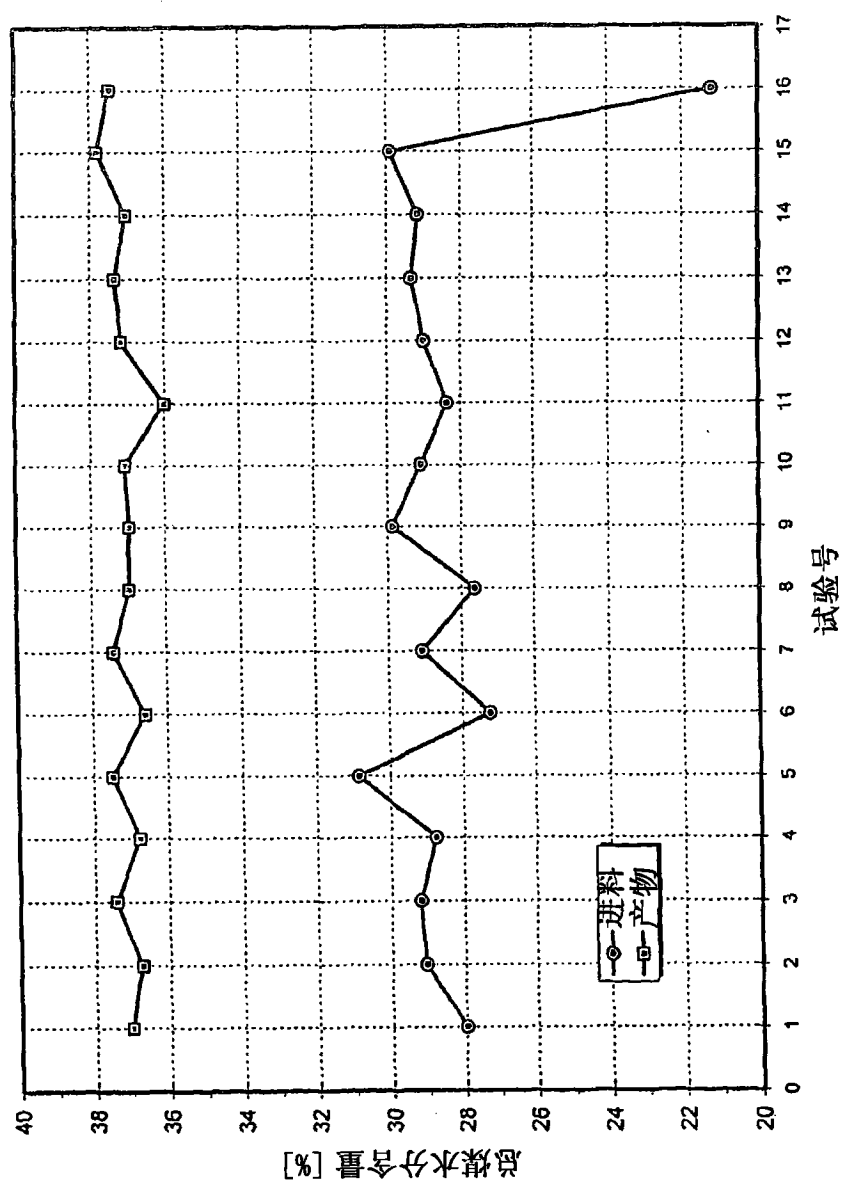


图 63

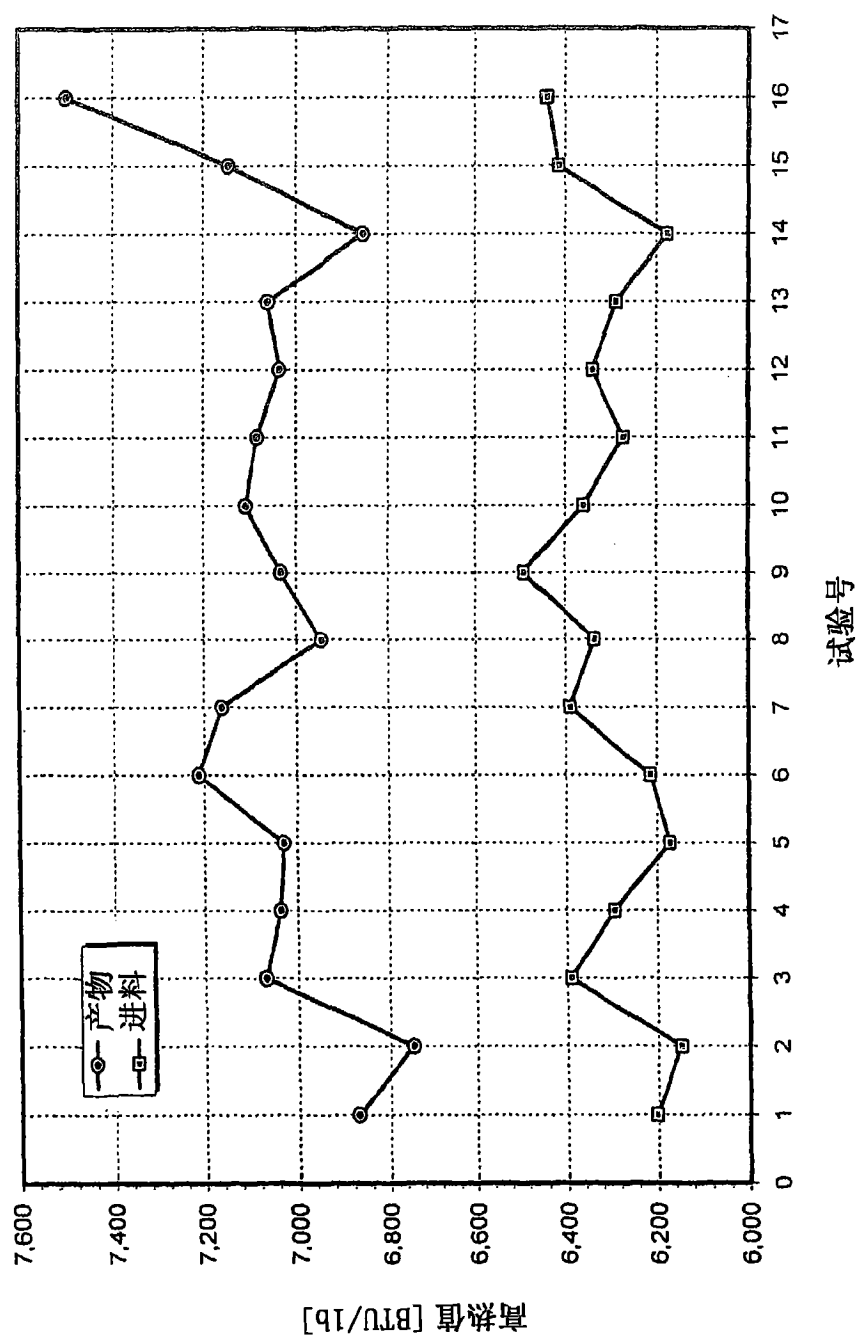


图 64

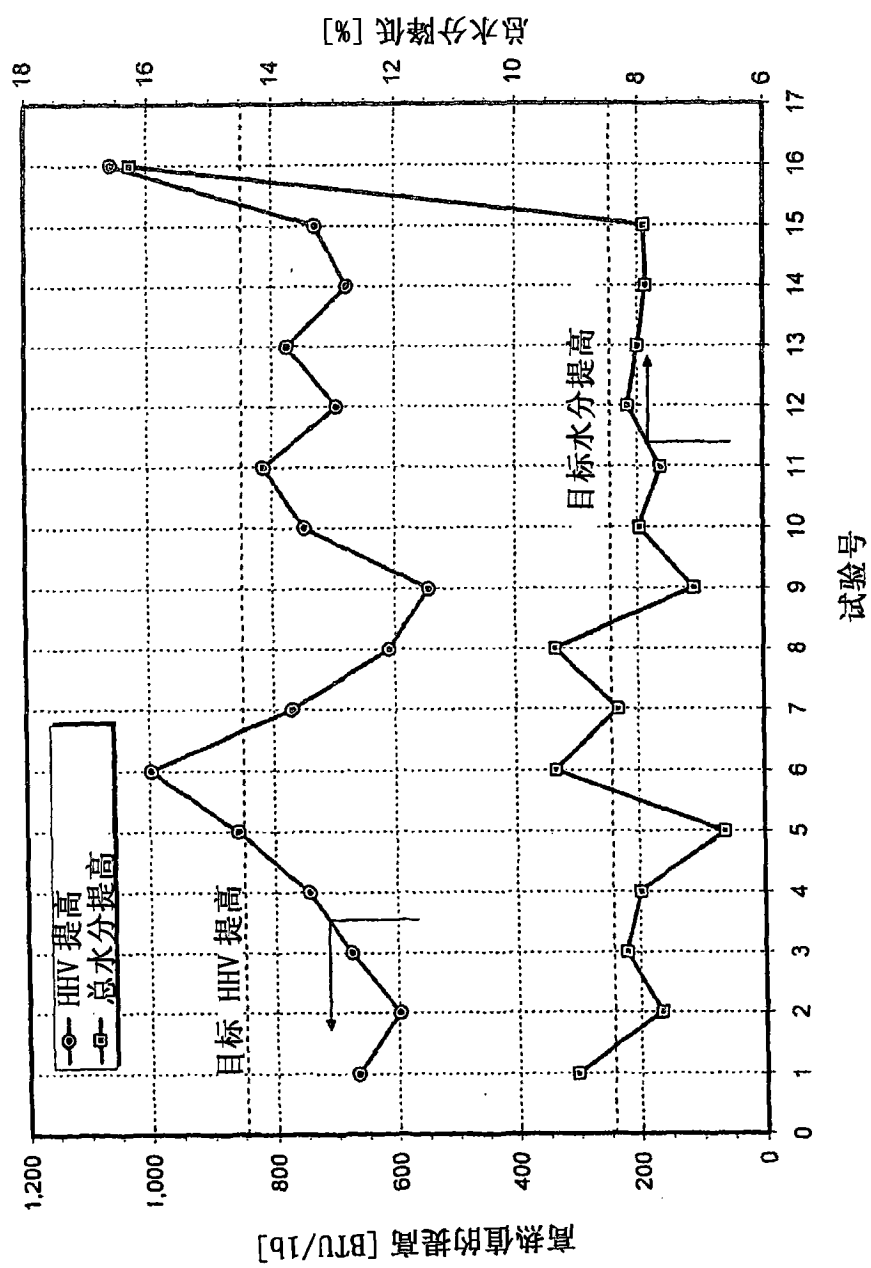


图 65

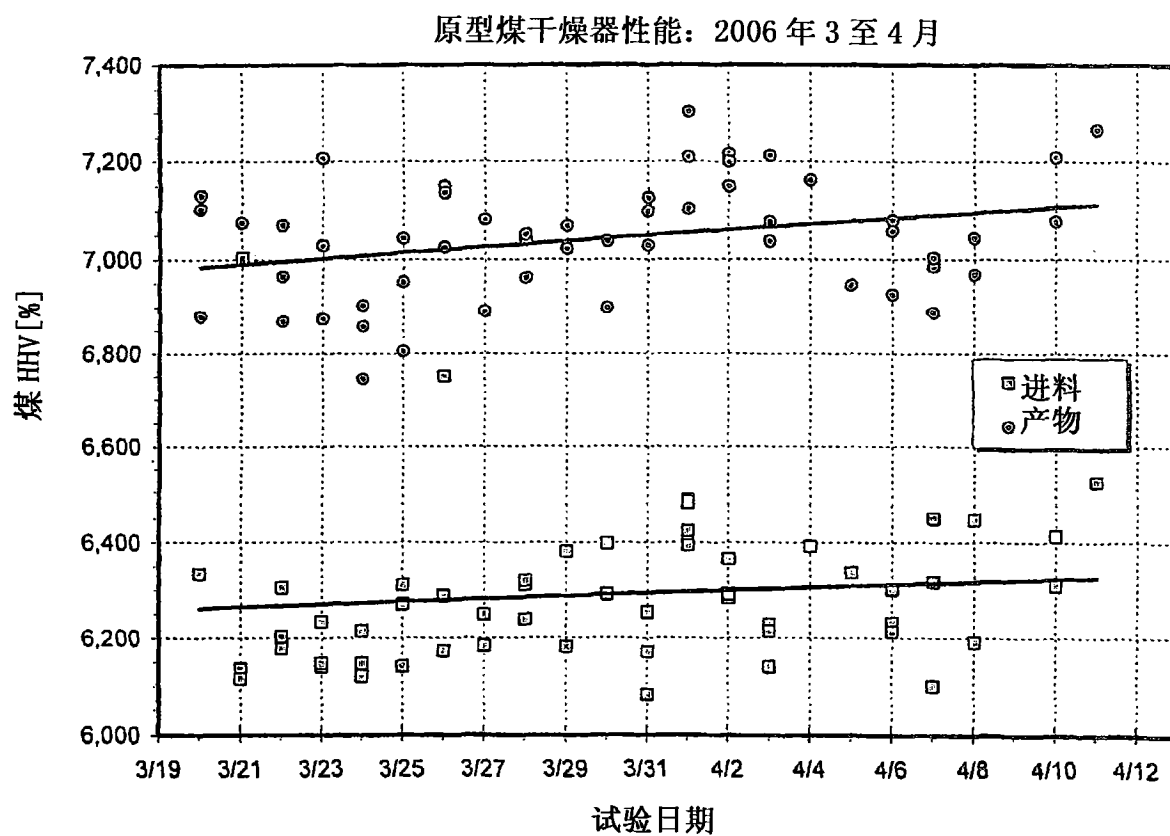


图 66

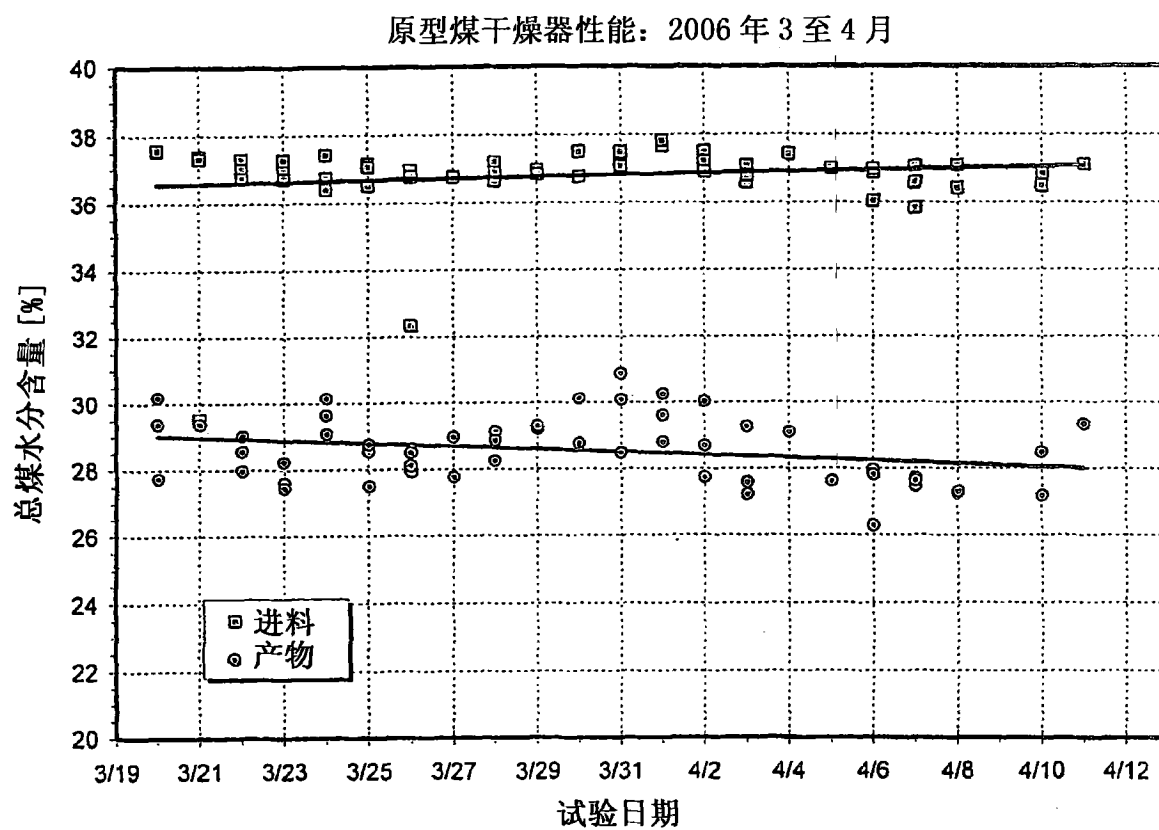


图 67

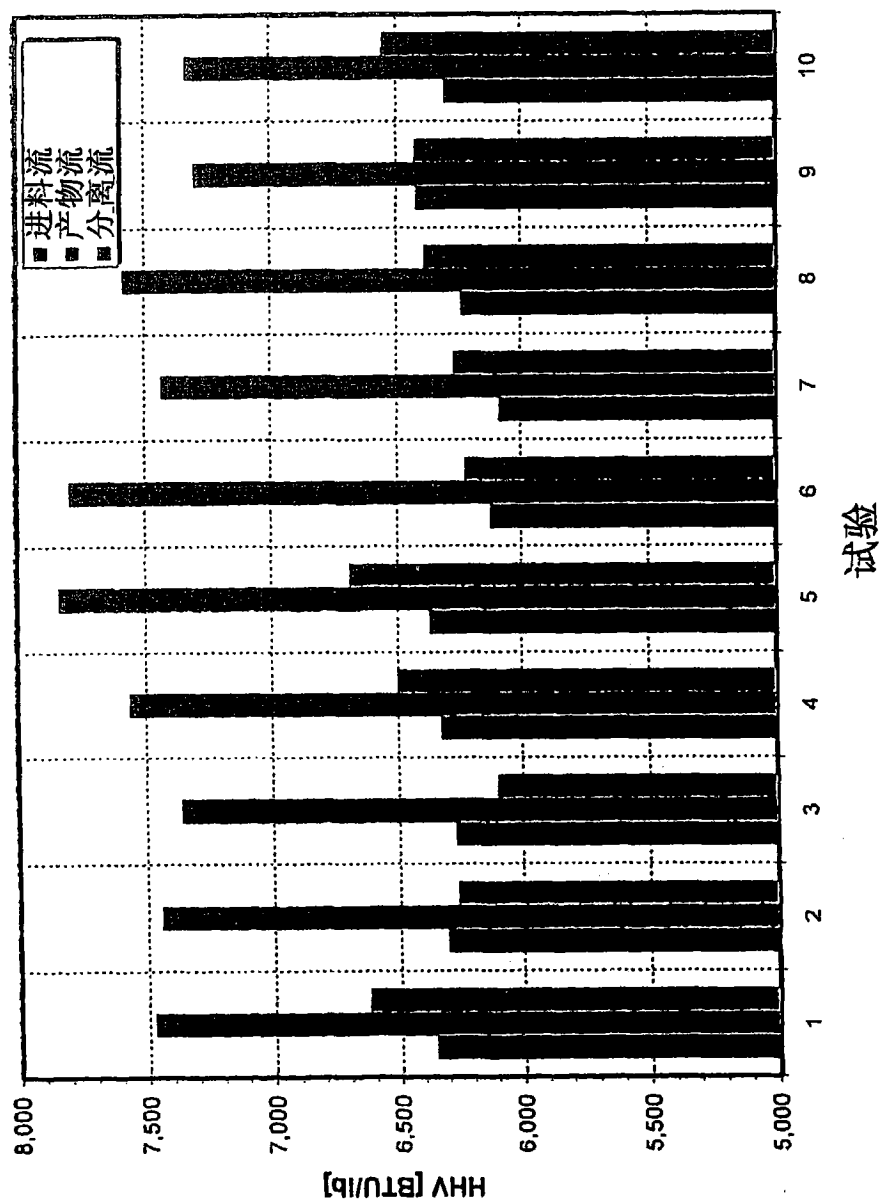


图 68

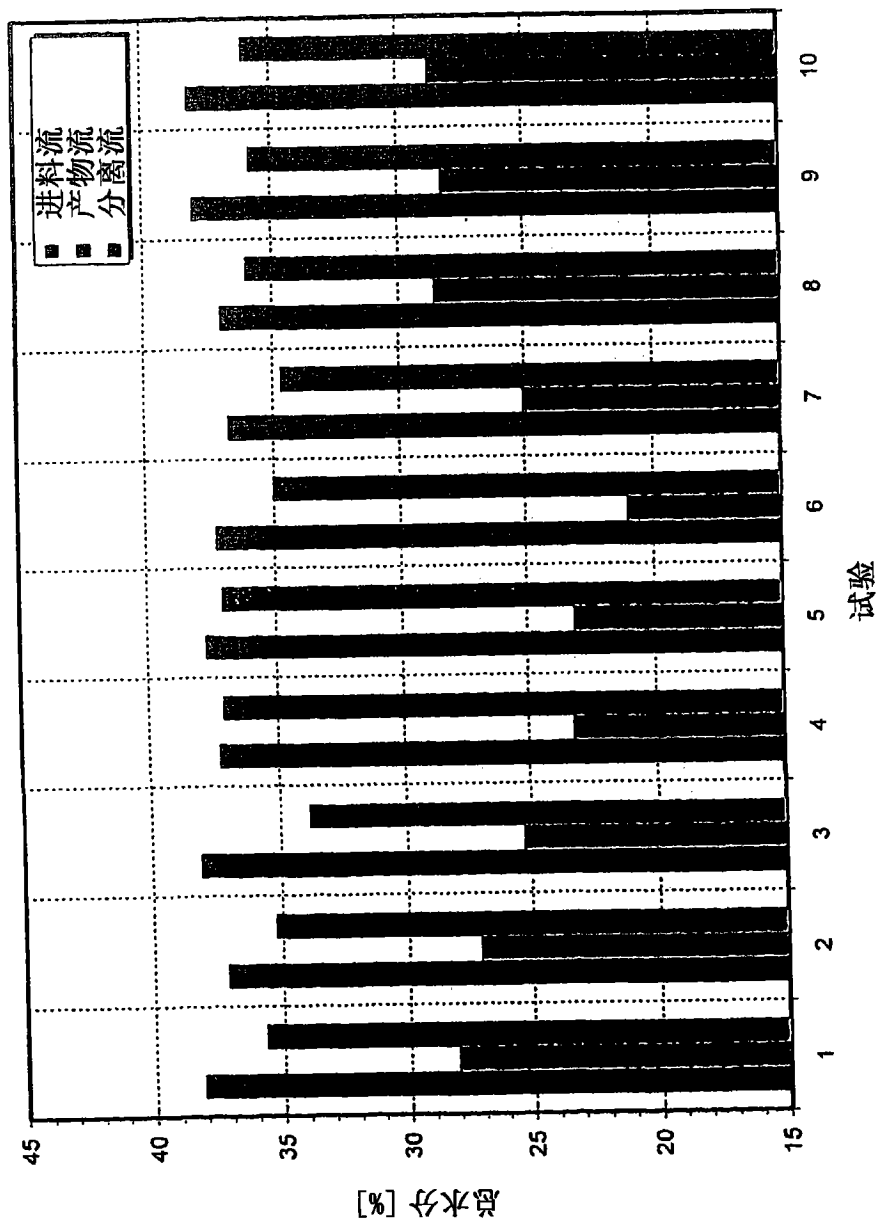


图 69

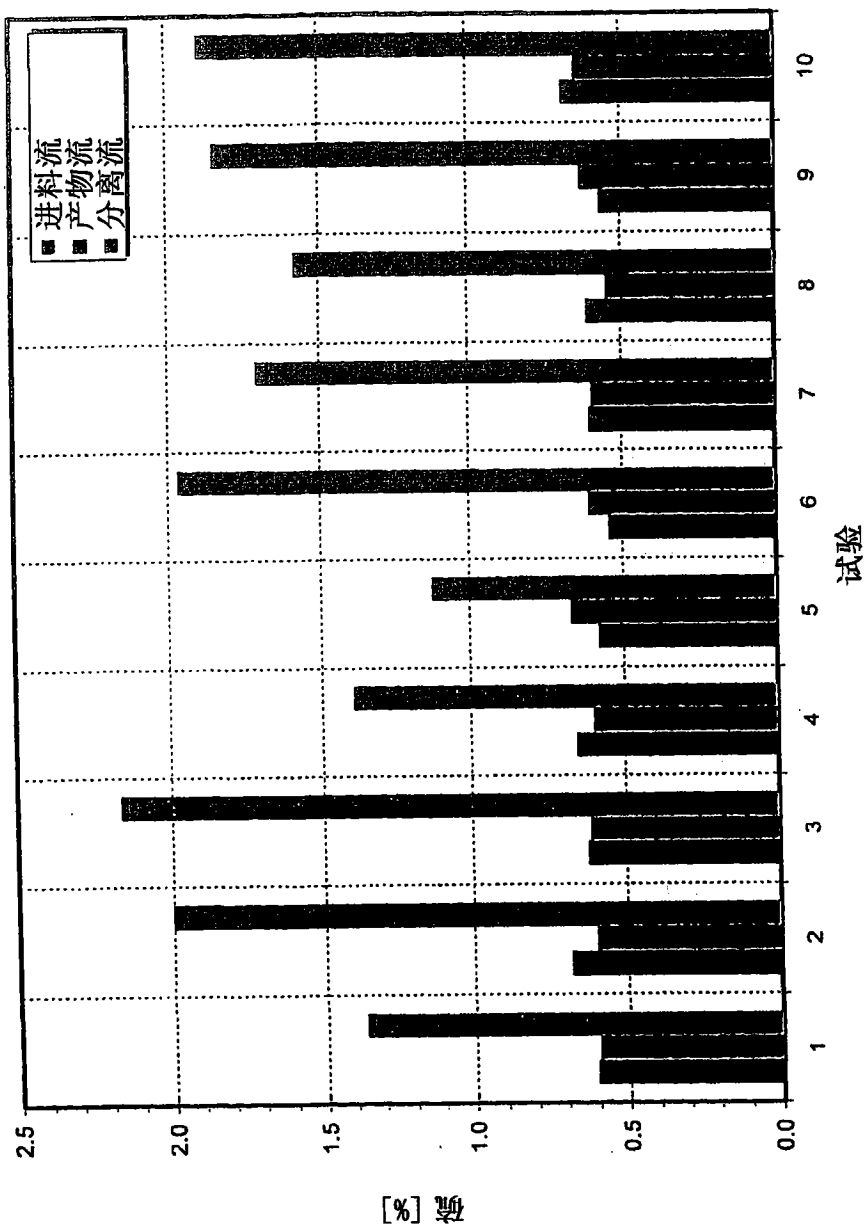


图 70

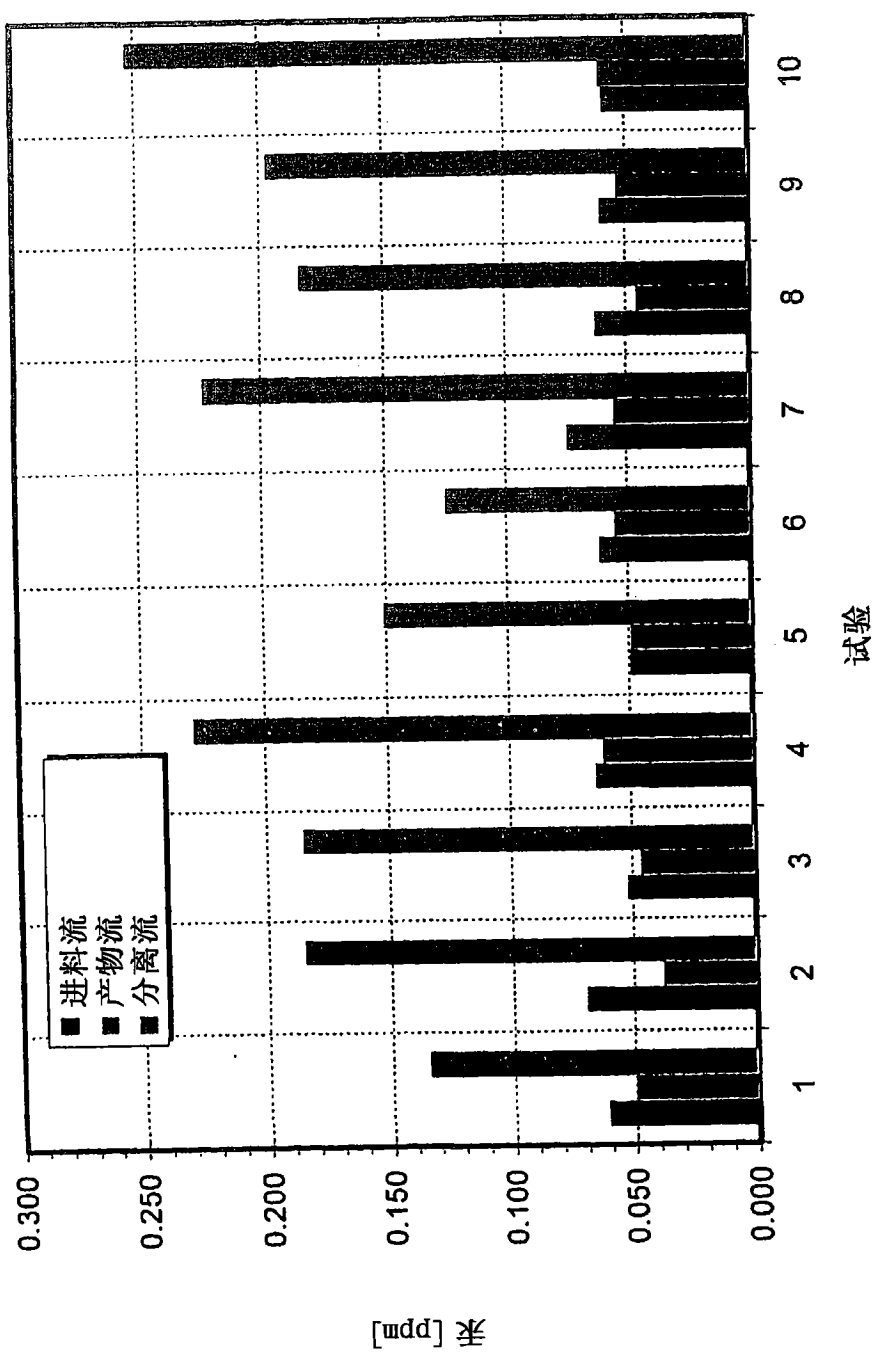


图 71

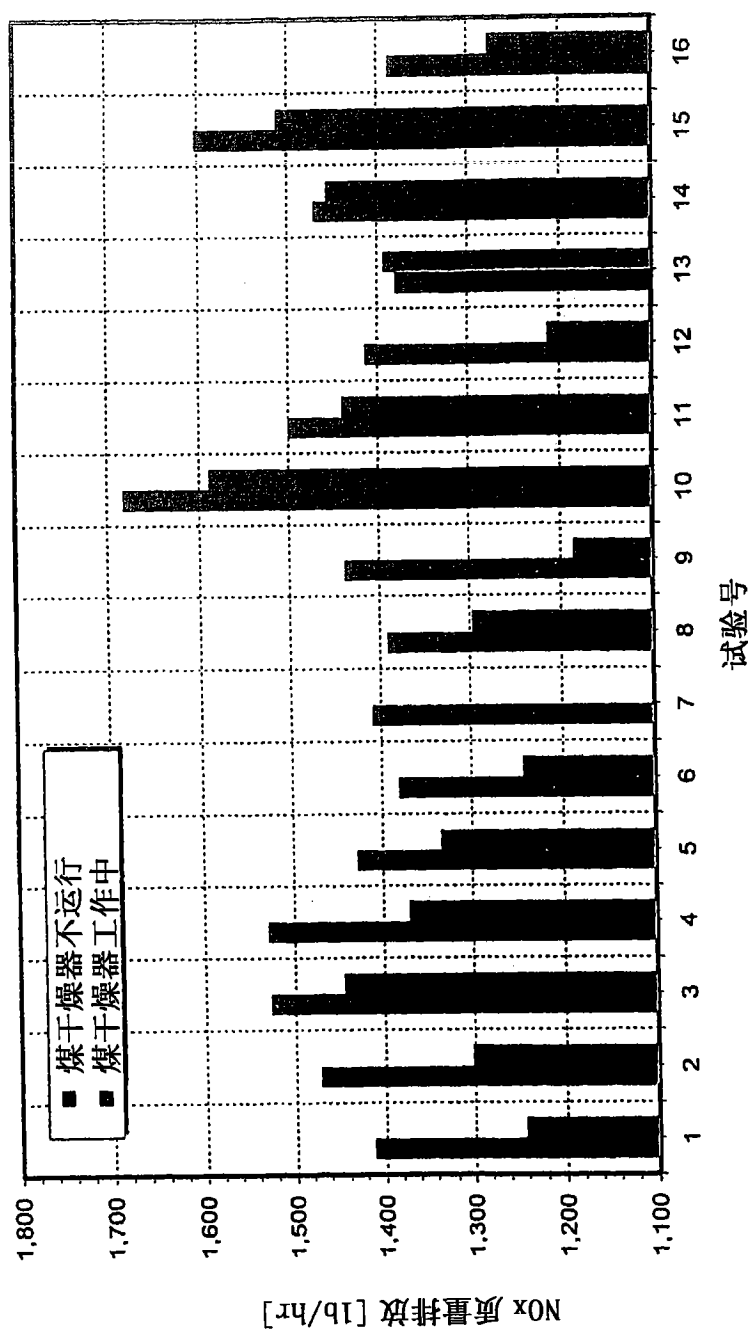


图 72

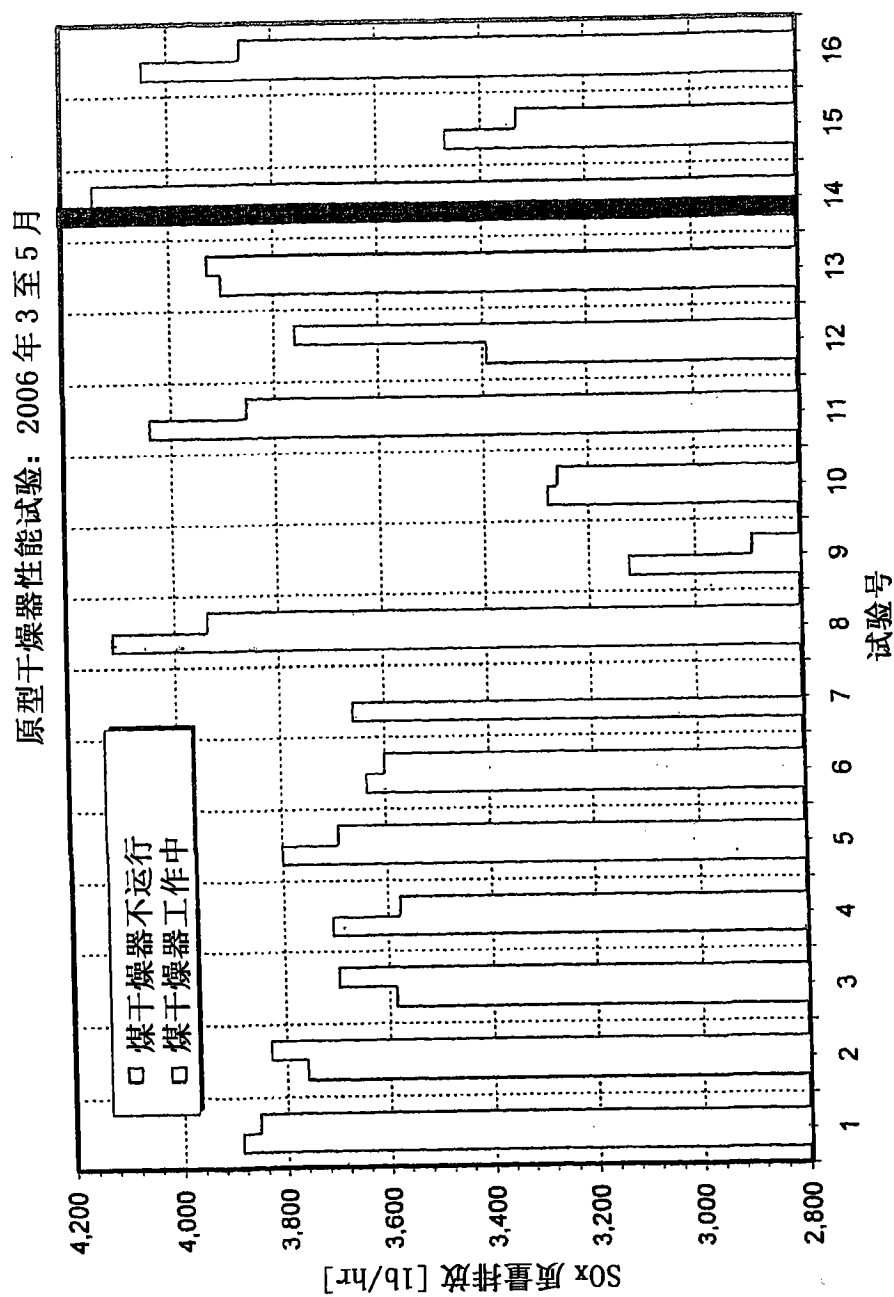


图 73

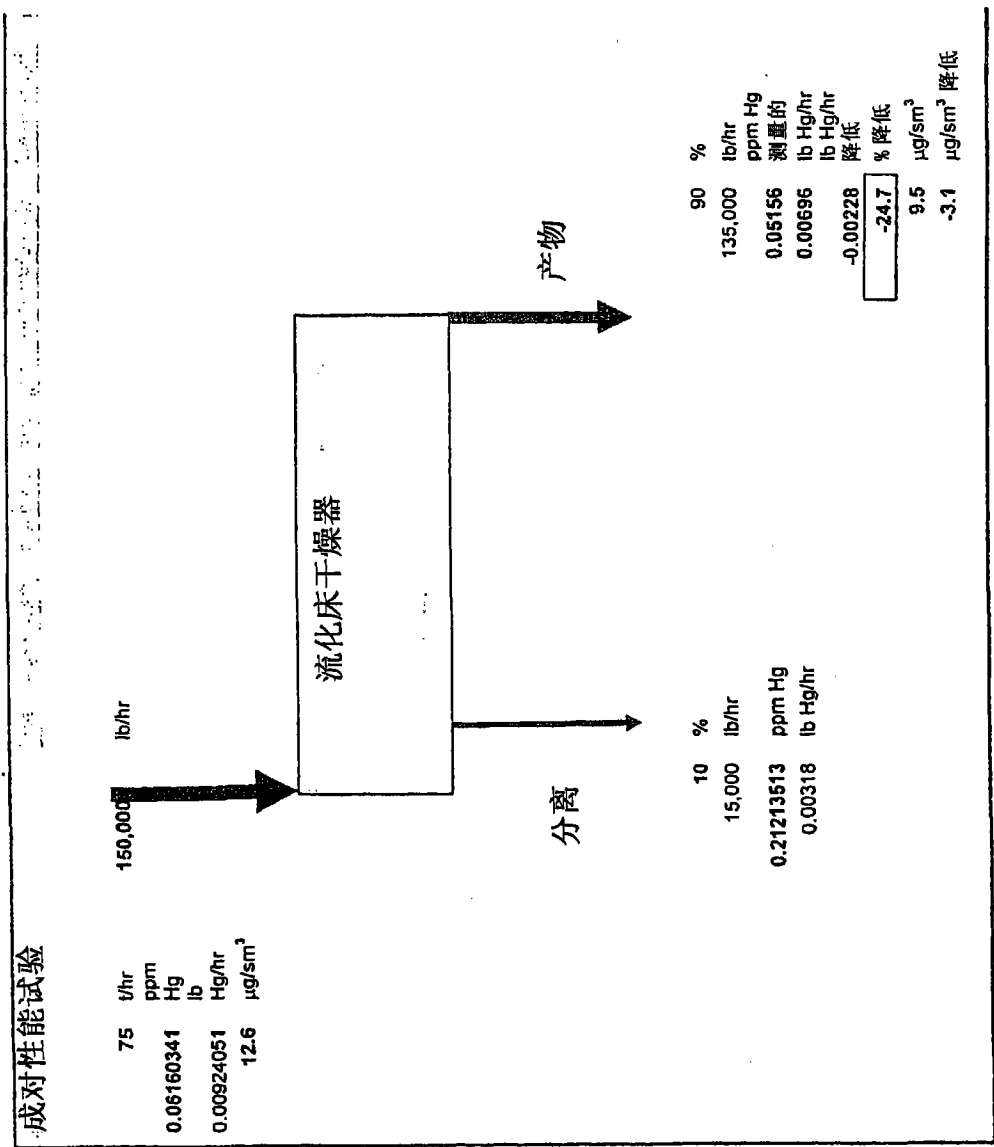


图 74

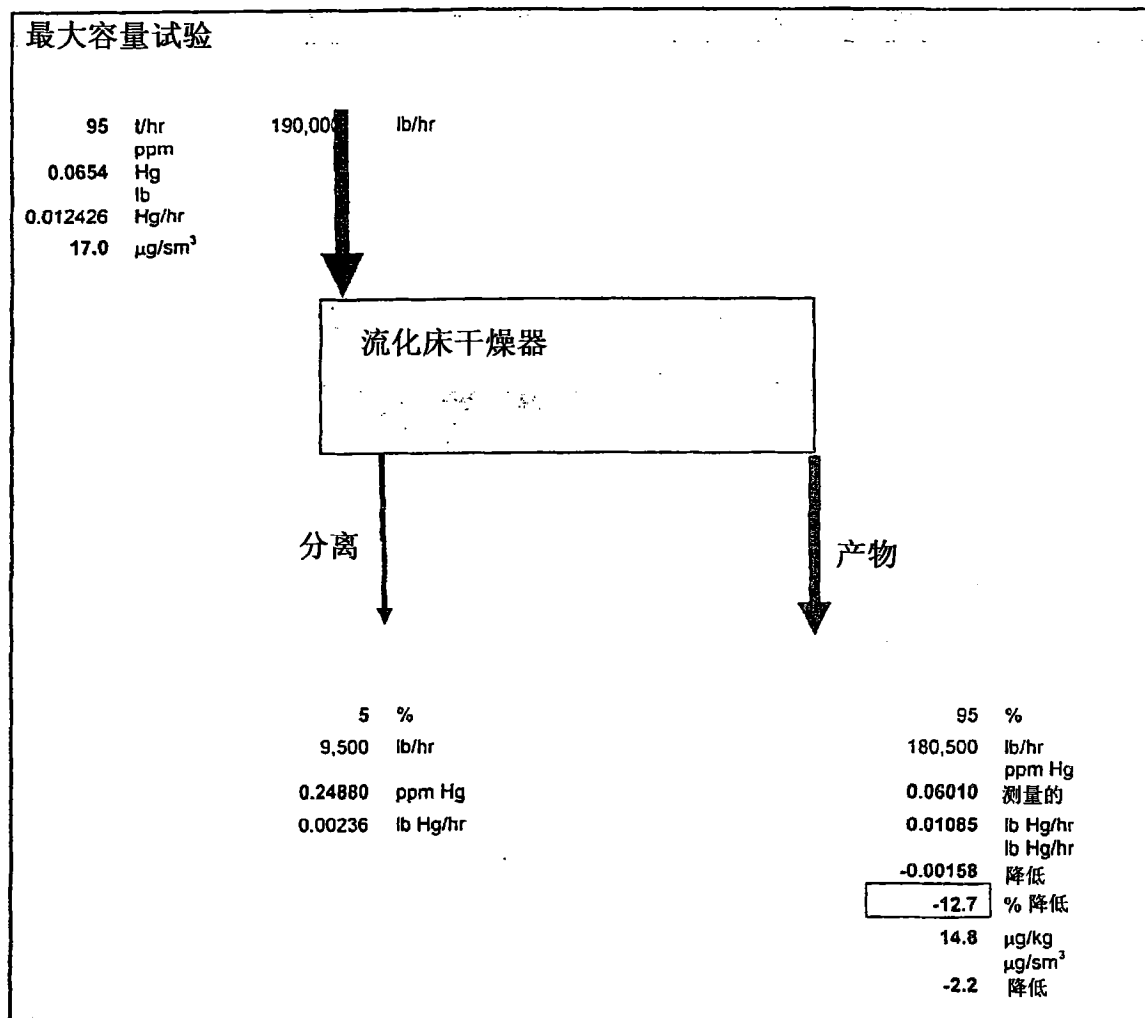


图 75

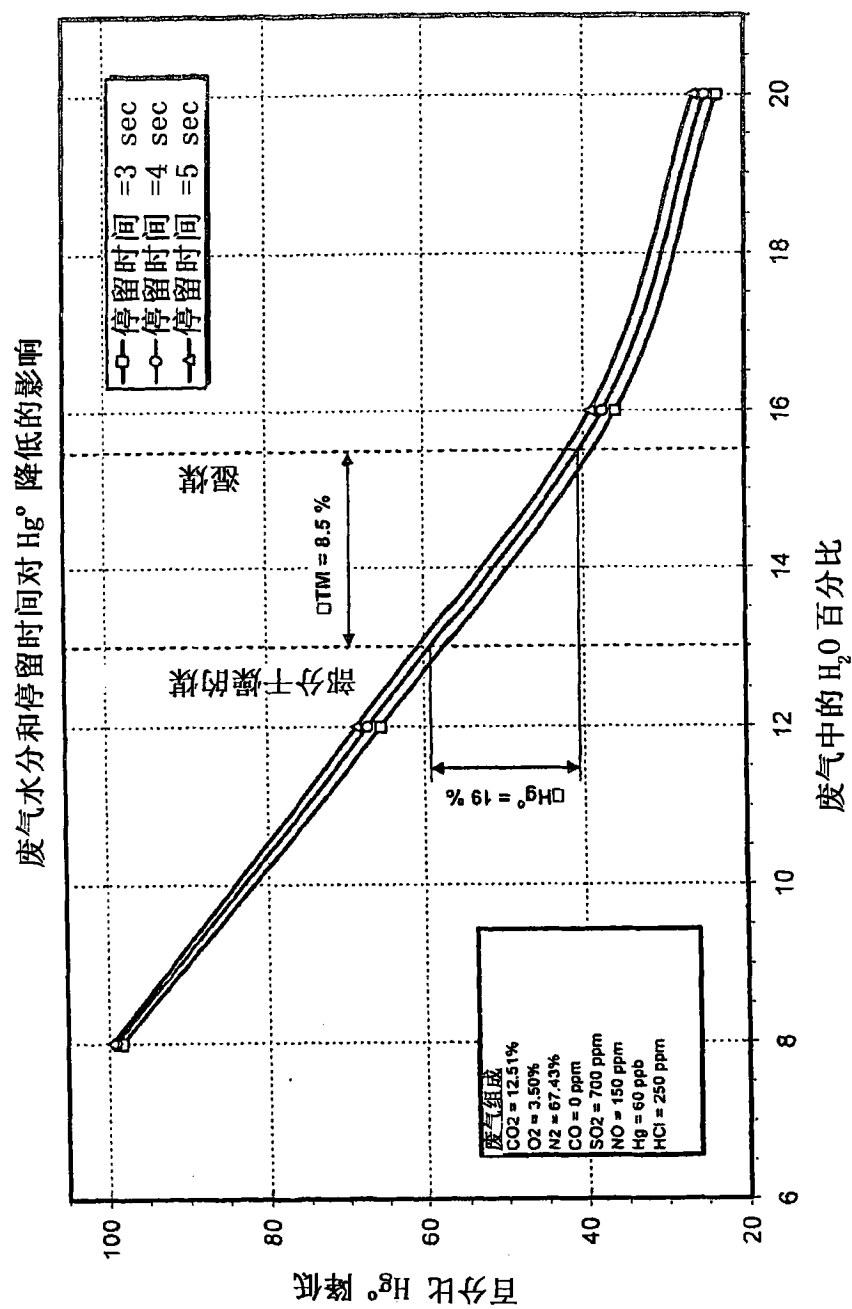


图 76

1. 一种用于在工厂操作中热处理进料、副产物或产物流的方法,所述的工厂操作产生至少两种不同类型的废热,该方法包括:

(a) 提供用于接收所述进料、副产物或产物流的热处理装置,所述热处理装置包括用于接收将要施加给所述进料、副产物或产物流的至少两种不同热源的设备;

(b) 提供操作性连接到热混合器的第一热交换器,所述的热混合器操作性连接到所述的热处理装置;

(c) 将第一废热源提供给第一热交换器,由此将包含在第一废热源内的热含量作为热源之一传递给所述的热混合器;

(d) 提供操作性连接到所述热混合器的第二热交换器;

(e) 将与第一废热源不同类型的第二废热源提供给第二热交换器,由此将包含在第二废热源内的热含量作为第二热源传递给所述的热混合器;

(f) 将第一热源和第二热源在所述热混合器内混合,以产生具有预定温度特征的合并热源;

(g) 将所述进料、副产物或产物流在暴露于所述合并热源下的所述热处理装置内保持足够的持续时间,以实现需要程度的热处理;和

(h) 从所述热处理装置中移出所述进料、副产物或产物流。

2. 权利要求1所述的方法,其中所述热混合器包括用于混合第一热源和第二热源的混合箱。

3. 权利要求1所述的方法,其中所述热混合器包括传热回路,所述传热回路包括第三热交换器和第四热交换器,其中将第一热源提供给第三热交换器,并且将第二热源提供给第四热交换器。

4. 权利要求1所述的方法,该方法还包括:通过被提供另一种热源的联合热交换器,将至少一种另外的热源传递给所述热处理装置。

5. 权利要求4所述的方法,其中所述另一种热源是废热源。

6. 权利要求4所述的方法,其中所述另一种热源是主热源。

7. 权利要求1所述的方法,该方法还包括:将第一热源、第二热源或所述合并热源传递给位于所述热处理装置内的另一个热交换器,用于预热供应给所述热处理装置的所述进料、副产物或产物流。

8. 权利要求1所述的方法,该方法还包括:将冷却器操作性连接到所述热处理装置的下游端,其中在足够的时间内将热处理后的进料、副产物或产物通过所述热处理装置传递给所述冷却器,以将热处理后的产物降低至预定的温度。

9. 权利要求8所述的方法,其中所述冷却器构成所述热处理装置的组成部分。

10. 权利要求8所述的方法,其中所述冷却器包括独立的冷却装置。

11. 权利要求1所述的方法,其中所述热处理装置包括固定床干燥器。

12. 权利要求1所述的方法,其中所述热处理装置包括利用流化介质的流化床干燥器。

13. 权利要求12所述的方法,其中将流化介质供应给所述流化床干燥器,所述流化床干燥器被由所述热混合器传递的所述合并热源加热。

14. 权利要求8所述的方法,该方法还包括:将流化介质在预定温度下传递给所述冷却器。

15. 权利要求 14 所述的方法,其中所述流化介质的所述预定温度是采用至少一种废热源通过处理而实现的。

16. 权利要求 1 所述的方法,其中所述废热源选自以下各项组成的组:热冷凝器冷却水、热烟道气、热废气、废工艺流和来自操作设备的废热。

17. 权利要求 1 所述的方法,其中所述产物是煤。

18. 权利要求 17 所述的方法,其中所述煤产物是褐煤。

19. 权利要求 17 所述的方法,其中所述煤产物是次烟煤。

20. 权利要求 17 所述的方法,其中所述热处理工序包括降低所述煤中的水分含量。

21. 权利要求 20 所述的方法,其中所述煤产物是其水分含量降低约 20-26% (约 7-9 个百分点) 的褐煤。

22. 权利要求 1 所述的方法,其中由所述合并热源传递给所述热处理装置的温度不超过约 300° F。

23. 权利要求 1 所述的方法,其中所述工厂操作是发电厂。

24. 权利要求 23 所述的方法,其中传递给第一热交换器和第二热交换器的所述废热源构成所述工厂操作内的相同废热源。

25. 权利要求 12 所述的方法,其中所述流化介质包括空气。

26. 权利要求 12 所述的方法,其中所述流化介质包括水蒸汽。

27. 权利要求 12 所述的方法,其中所述流化介质包括惰性气体。

28. 权利要求 1 所述的方法,其中在大气存在下,在所述热处理装置中,处理所述进料、副产物或产物流材料。

29. 权利要求 1 所述的方法,其中在没有惰性气体的情况下,在所述热处理装置中,处理所述进料、副产物或产物流材料。

30. 权利要求 1 所述的方法,其中在不将水蒸汽传递给所述热处理装置的情况下,在所述热处理装置中处理所述进料、副产物或产物流材料。

31. 权利要求 20 所述的方法,其中燃烧所述水分减少的煤,以产生约 14-21% 的高热值 (HHV) 增量。

32. 一种用于在工厂操作中热处理粒状材料的方法,所述的工厂操作产生至少两种废热源,该方法包括:

(a) 提供用于接收所述粒状材料的干燥器,所述干燥器包括用于接收将要施加给所述粒状材料的至少两种热源;

(b) 提供操作性连接到热混合器的第一热交换器,所述的热混合器操作性连接到所述干燥器;

(c) 将第一废热源提供给第一热交换器,由此将包含在第一废热源内的热含量作为热源之一传递给所述热混合器;

(d) 提供操作性连接到所述热混合器的第二热交换器;

(e) 将与第一热源不同温度的第二废热源提供给第二热交换器,由此将包含在第二废热源内的热含量作为第二热源传递给所述热混合器;

(f) 将第一热源和第二热源在所述热混合器中混合,以产生具有不超过约 300° F 的预定温度特征的合并热源;

(g) 将所述粒状材料在暴露于所述合并热源下的所述干燥器内保持足够的持续时间, 以实现需要程度的热处理; 和

(h) 从所述热处理装置中移出所述产物。

33. 一种用于按密度和 / 或大小分离粒状材料以富集从粒状材料进料流中分离的污染物的装置, 所述装置包括:

(a) 流化床, 所述流化床具有用于接收所述粒状材料进料的接收进口、用于接收流化流的入口、用于排放已流化粒状材料产物流的排放出口、和用于排放非流化粒状材料流的排放出口;

(b) 温度为约 300° F 以下的流化流源, 所述流化流源操作性连接到所述入口, 以将所述流化流引入到所述流化床中, 从而在没有所述流化床的机械振动的情况下实现所述已流化粒状材料产物流与所述非流化粒状材料流的分离;

(c) 接收装置, 所述接收装置用于接收从所述流化床排放的所述已流化粒状材料产物流; 和

(d) 输送器装置, 所述的输送器装置用于将在所述流化床内的所述非流化粒状材料通过所述排放出口传送到接收装置;

(e) 其中相对于所述粒状材料进料流, 所述已流化粒状材料产物流含有减少的污染物, 并且相对于所述粒状材料进料流, 所述非流化粒状材料流含有增加的污染物。

34. 权利要求 33 所述的粒状材料分离装置, 其中所述粒状材料是煤。

35. 权利要求 34 所述的粒状材料分离装置, 其中所述煤材料是褐煤。

36. 权利要求 34 所述的粒状材料分离装置, 其中所述煤材料是次烟煤。

37. 权利要求 34 所述的粒状材料分离装置, 其中所述污染物选自由以下各项组成的组: 飞灰、硫、汞和灰分。

38. 权利要求 37 所述的粒状材料分离装置, 其中非流化煤粒状材料流含有约 21-46% 的汞, 所述的汞最初包含于煤粒状材料进料流中, 从已流化的煤粒状产物流中被除去。

39. 权利要求 37 所述的粒状材料分离装置, 其中非流化煤粒状材料流含有约 19-36% 的硫, 所述的硫最初包含于煤粒状材料进料流中, 从已流化的煤粒状产物流中被除去。

40. 权利要求 37 所述的粒状材料分离装置, 其中非流化煤粒状材料流含有约 23-43% 的飞灰, 所述的飞灰最初包含于煤粒状材料进料流中, 从已流化的煤粒状产物流中被除去。