



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 117339512 A

(43) 申请公布日 2024. 01. 05

(21) 申请号 202311260430.2

(51) Int. Cl.

(22) 申请日 2020.03.09

B01J 19/00 (2006.01)

(30) 优先权数据

F01K 25/10 (2006.01)

2019-048890 2019.03.15 JP

F02C 6/00 (2006.01)

F02C 6/18 (2006.01)

(62) 分案原申请数据

202080009077.9 2020.03.09

(71) 申请人 三菱重工业株式会社

地址 日本东京

(72) 发明人 上地英之 荒木秀文 谷村聪

野势正和 笹原淳 田中幸男

汤浅厚志

(74) 专利代理机构 中科专利商标代理有限责任

公司 11021

专利代理师 海坤

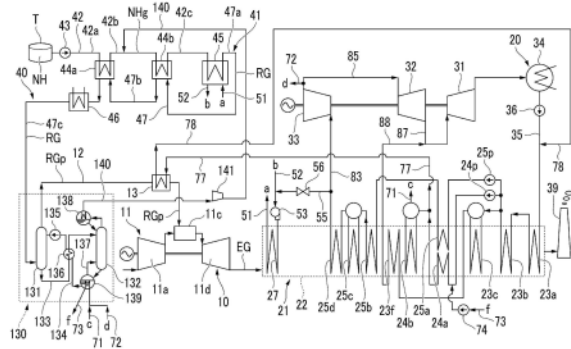
权利要求书11页 说明书56页 附图16页

(54) 发明名称

原料流体的处理设备

(57) 摘要

原料流体的处理设备具备使原料流体 (NH) 反应而生成反应气体 (RG) 的原料反应设备 (40)。原料反应设备 (40) 具有预热器 (44a、44b) 及反应器 (45)。预热器 (44a、44b) 为使第2热介质与原料流体进行热交换而加热原料流体 (NH) 的热交换器。反应器 (45) 为使与第2热介质不同的第1热介质与通过预热器 (44a、44b) 加热的原料流体 (NH) 进行热交换而加热原料流体 (NH) 并使其反应的热交换器。



1. 一种原料流体的处理设备,其具备:

原料反应设备,使原料流体反应而生成反应气体,

所述原料反应设备具有预热所述原料流体的预热器、进一步加热通过所述预热器预热的所述原料流体并使其反应而生成反应气体的反应器、第1热介质流动的第1热介质管路及与所述第1热介质不同的第2热介质流动的第2热介质管路,

所述反应器为使所述原料流体与所述第1热介质进行热交换而加热所述原料流体并使其反应的热交换器,

所述预热器为使所述原料流体与所述第2热介质进行热交换而加热所述原料流体的热交换器,

所述第1热介质管路将所述第1热介质引导至所述反应器,

所述第2热介质管路将所述第2热介质引导至所述预热器。

2. 根据权利要求1所述的原料流体的处理设备,其还具备:

排气产生设备,产生排气;及

余热利用设备,利用所述排气的热,

所述余热利用设备具有所述排气流动的气体框及设置于所述气体框内并且使所述第1热介质与所述排气进行热交换而加热所述第1热介质的第1热介质加热器,

所述第1热介质管路与所述余热利用设备的所述第1热介质加热器连接,并且将通过所述排气的热加热的所述第1热介质引导至所述反应器。

3. 根据权利要求2所述的原料流体的处理设备,其中,

所述余热利用设备具有配置于所述气体框内并且使所述第2热介质与所述排气进行热交换而加热所述第2热介质的第2热介质加热器,

所述第2热介质管路将通过所述第2热介质加热器加热的所述第2热介质引导至所述预热器。

4. 根据权利要求3所述的原料流体的处理设备,其中,

所述第2热介质加热器配置于比所述第1热介质加热器更靠所述气体框内的所述排气流动的下游侧。

5. 根据权利要求2所述的原料流体的处理设备,其中,

所述反应器具有进一步加热通过所述预热器预热的所述原料流体并使其反应而生成反应气体的预反应器及进一步加热来自所述预反应器的气体而使来自所述预反应器的气体中所包含的所述原料流体反应的后反应器,

所述第1热介质加热器具有使所述第1热介质的一种即第1低温热介质与所述排气进行热交换而加热所述第1低温热介质的第1低温热介质加热器及使所述第1热介质的一种即第1高温热介质与所述排气进行热交换而加热所述第1高温热介质的第1高温热介质加热器,

所述第1高温热介质加热器在所述气体框内配置于比所述第1低温热介质加热器更靠所述排气流动的上游侧,

所述第1热介质管路具有所述第1低温热介质流动的第1低温热介质管路及所述第1高温热介质流动的第1高温热介质管路,

所述第1低温热介质管路与所述第1低温热介质加热器连接,并且将通过所述排气加热的所述第1低温热介质引导至所述预反应器,

所述第1高温热介质管路与所述第1高温热介质加热器连接,并且将通过所述排气加热的所述第1高温热介质引导至所述后反应器。

6. 根据权利要求1所述的原料流体的处理设备,其中,

所述反应器具有进一步加热通过所述预热器预热的所述原料流体并使其反应而生成反应气体的预反应器及进一步加热来自所述预反应器的气体而使来自所述预反应器的气体中所包含的所述原料流体反应的后反应器,

所述预反应器使所述第1热介质的一种即第1低温热介质与所述原料流体进行热交换而加热所述原料流体,

所述后反应器使所述第1热介质的一种且与所述第1低温热介质不同的第1高温热介质与来自所述预反应器的气体进行热交换而加热来自所述预反应器的气体,

所述第1热介质管路具有所述第1低温热介质流动的第1低温热介质管路及所述第1高温热介质流动的第1高温热介质管路,

所述第1低温热介质管路与所述预反应器连接,并且将所述第1低温热介质引导至所述预反应器,

所述第1高温热介质管路与所述后反应器连接,并且将所述第1高温热介质引导至所述后反应器。

7. 根据权利要求6所述的原料流体的处理设备,其中,

流过所述第1低温热介质管路的所述第1低温热介质的恒压比热与流量的乘积大于流过所述第1高温热介质管路的所述第1高温热介质的恒压比热与流量的乘积。

8. 根据权利要求6所述的原料流体的处理设备,其中,

所述第1低温热介质管路的一端与所述预反应器的第1热介质入口连接,所述第1低温热介质管路的另一端与第1低温热介质加热器的出口连接,

在所述后反应器的第1热介质出口连接有第1高温热介质回收管路的一端,所述第1高温热介质回收管路的另一端与所述预反应器的第1热介质入口连接。

9. 根据权利要求2所述的原料流体的处理设备,其中,

所述余热利用设备具有对在所述气体框内流动的所述排气中喷射燃料而使所述燃料燃烧的燃烧器,

所述燃烧器在所述气体框内配置于比所述第1热介质加热器更靠所述排气流动的上游侧,

所述第1热介质加热器使通过从所述燃烧器喷射的所述燃料的燃烧生成的燃烧气体与所述第1热介质进行热交换而加热所述第1热介质。

10. 根据权利要求9所述的原料流体的处理设备,其中,

所述余热利用设备具有将所述气体框内的比所述第1热介质加热器更靠所述排气流动的上游侧分隔为所述排气的一部分流动的第1排气流路及所述排气的剩余部分流动的第2排气流路的分隔部件,

所述燃烧器对所述第1排气流路内喷射所述燃料。

11. 一种原料流体的处理设备,其具备:

原料反应设备,使原料流体反应而生成反应气体,

所述原料反应设备具有预热所述原料流体的预热器、及使通过所述预热器预热的所述

原料流体反应而生成反应气体的反应器，

所述反应器使所述原料流体反应，

所述预热器为使所述原料流体与第2热介质进行热交换而加热所述原料流体的热交换器，

所述预热器具备第2预热器及第3预热器，

所述第2预热器使液态的所述原料流体与所述第2热介质进行热交换而加热液态的所述原料流体并使其成为气体，另一方面冷却所述第2热介质，

通过所述第2预热器生成的气体的所述原料流体流入所述第3预热器，通过与所述第2热介质的热交换而被进一步预热，

所述原料流体的处理设备还具备：

排气产生设备，产生排气；及

余热利用设备，利用排气的热，

所述余热利用设备具有所述排气流动的气体框，

使所述第2热介质与所述排气进行热交换而加热所述第2热介质的第1省煤器在所述气体框内配置于比使所述第2热介质与所述排气进行热交换而加热所述第2热介质的第2省煤器更靠所述排气的流动方向的上游侧，

在所述第3预热器中利用来自所述第1省煤器的所述第2热介质，在所述第2预热器中利用来自所述第2省煤器的所述第2热介质。

12. 一种原料流体的处理设备，其具备：

原料反应设备，使原料流体反应而生成反应气体，

所述原料反应设备具有预热所述原料流体的预热器、使通过所述预热器预热的所述原料流体反应而生成反应气体的反应器、及第2热介质流动的第2热介质管路，

所述反应器使所述原料流体反应，

所述预热器为使所述原料流体与所述第2热介质进行热交换而加热所述原料流体的热交换器，

所述第2热介质管路将所述第2热介质引导至所述预热器，

所述预热器具有加热并气化液态的所述原料流体的气化器，

所述气化器为使所述第2热介质的一种即气化用第2热介质与所述液态的原料流体进行热交换而加热所述液态的原料流体的热交换器。

13. 根据权利要求12所述的原料流体的处理设备，其中，

具有加热来自所述气化器的气态的所述原料流体的气体加热器，

所述气体加热器为使所述第2热介质的一种且与所述气化用第2热介质不同的气体加热用第2热介质与所述气态的原料流体进行热交换而加热所述气态的原料流体的热交换器。

14. 根据权利要求13所述的原料流体的处理设备，其中，

在所述气化器内流动的所述气化用第2热介质的恒压比热与流量的乘积大于在所述气体加热器内流动的所述气体加热用第2热介质的恒压比热与流量的乘积。

15. 根据权利要求12所述的原料流体的处理设备，其中，

所述气化器具有接收气态的所述气化用第2热介质并且使所述气态的气化用第2热介

质与所述液态的原料流体进行热交换而冷却并冷凝所述气态的气化用第2热介质的能力。

16. 根据权利要求12所述的原料流体的处理设备,其中,

所述气化器具有使所述液态的原料流体保持液态的状态升温的液相预热器及加热并气化来自所述液相预热器的所述液态的原料流体的相变预热器,

所述液相预热器为使所述气化用第2热介质的一种即液相预热用第2热介质与所述液态的原料流体进行热交换而加热所述液态的原料流体的热交换器,

所述相变预热器为使所述气化用第2热介质的一种且与所述液相预热用第2热介质不同的相变预热用第2热介质与来自所述液相预热器的所述液态的原料流体进行热交换而加热所述液态的原料流体的热交换器。

17. 根据权利要求16所述的原料流体的处理设备,其中,

在所述相变预热器内流动的所述相变预热用第2热介质的恒压比热与流量的乘积大于在所述液相预热器内流动的所述液相预热用第2热介质的恒压比热与流量的乘积。

18. 根据权利要求16所述的原料流体的处理设备,其中,

对所述液相预热器供给从所述相变预热器流出的所述相变预热用第2热介质的一部分作为所述液相预热用第2热介质。

19. 根据权利要求16所述的原料流体的处理设备,其中,

所述相变预热器具有接收气态的所述相变预热用第2热介质并且使所述气态的相变预热用第2热介质与来自所述液相预热器的所述液态的原料流体进行热交换而冷却并冷凝所述气态的相变预热用第2热介质的能力。

20. 一种原料流体的处理设备,其具备:

原料反应设备,使原料流体反应而生成反应气体,

所述原料反应设备具有使所述原料流体反应而生成反应气体的反应器、及残留原料除去装置,

所述残留原料除去装置从所述反应气体中除去残留原料,并排出已除去所述残留原料的所述反应气体即已处理反应气体,

所述残留原料除去装置具有用作所述残留原料除去装置的热源的再沸器用介质流通的再沸器,

第1再沸器用介质管路与所述再沸器的介质入口连接,将再沸器用介质引导至所述再沸器。

21. 根据权利要求20所述的原料流体的处理设备,其中,

具有第1热介质流动的第1热介质管路,

所述反应器为使所述原料流体与所述第1热介质进行热交换而加热所述原料流体并使其反应的热交换器,

所述第1热介质管路将所述第1热介质引导至所述反应器。

22. 根据权利要求21所述的原料流体的处理设备,其还具备:

排气产生设备,产生排气;及

余热利用设备,利用所述排气的热,

所述余热利用设备具有所述排气流动的气体框及设置于所述气体框内并且使所述第1热介质与所述排气进行热交换而加热所述第1热介质的第1热介质加热器,

所述第1热介质管路与所述余热利用设备的所述第1热介质加热器连接,并且将通过所述排气的热加热的所述第1热介质引导至所述反应器。

23. 根据权利要求22所述的原料流体的处理设备,其中,

具有配置于所述气体框内、使作为所述再沸器用介质的水与所述排气进行热交换而加热所述水并使其成为蒸汽的第1蒸发器,

所述蒸汽经由所述第1再沸器用介质管路流入所述再沸器,

在所述气体框内,所述第1热介质加热器配置于比所述第1蒸发器更靠所述排气的流动方向的上游侧。

24. 根据权利要求20所述的原料流体的处理设备,其中,

所述原料反应设备具有预热所述原料流体的预热器、及第2热介质流动的第2热介质管路,

所述预热器为使所述原料流体与所述第2热介质进行热交换而加热所述原料流体的热交换器,

所述第2热介质管路将所述第2热介质引导至所述预热器,

所述反应器使通过所述预热器预热的所述原料流体反应而生成反应气体。

25. 根据权利要求24所述的原料流体的处理设备,其还具备:

排气产生设备,产生排气;

余热利用设备,利用所述排气的热;及

第1蒸发器,配置于所述气体框内,使作为所述再沸器用介质的水与所述排气进行热交换而加热所述水并使其成为蒸汽,

所述余热利用设备具有配置于所述排气流动的气体框内、使所述第2热介质与所述排气进行热交换而加热所述第2热介质的第2热介质加热器,

所述第2热介质管路将通过所述第2热介质加热器加热的所述第2热介质引导至所述预热器,

所述蒸汽经由第1再沸器用介质管路流入所述再沸器。

26. 根据权利要求25所述的原料流体的处理设备,其中,

所述第1蒸发器在所述气体框内配置于比第2热介质加热器更靠所述排气的流动方向的上游侧。

27. 根据权利要求24所述的原料流体的处理设备,其还具备:

排气产生设备,产生排气;及

余热利用设备,利用所述排气的热,

所述余热利用设备具有:

蒸汽涡轮机,利用作为所述热源的所述排气的热使水蒸发而产生蒸汽,并且由所述蒸汽驱动;

过热器,配置于所述排气流动的气体框内,并且使所述蒸汽与所述排气进行热交换而过度加热所述蒸汽;及

第2热介质加热器,配置于所述气体框内,并且使所述第2热介质与所述排气进行热交换而加热所述第2热介质,

在所述过热器的出口连接有蒸汽管路的一端,

- 所述蒸汽管路的另一端与所述蒸汽涡轮机的入口连接，  
在所述蒸汽涡轮机的出口连接有排出蒸汽管路的一端，  
在所述排出蒸汽管路的另一端连接有第2再沸器用介质管路，  
所述第2再沸器用介质管路与所述再沸器的介质入口连接，  
在所述预热器中利用来自所述第2热介质加热器的所述第2热介质。
28. 根据权利要求27所述的原料流体的处理设备，其中，  
所述过热器在比所述第2热介质加热器靠上游侧配置于所述气体框内。
29. 根据权利要求25所述的原料流体的处理设备，其中，  
所述余热利用设备具有利用所述排气的热使水蒸发而产生蒸汽并且由所述蒸汽驱动的蒸汽涡轮机，  
在所述蒸汽涡轮机的出口连接有排出蒸汽管路的一端，  
在所述排出蒸汽管路的另一端连接有第2再沸器用介质管路，  
所述第2再沸器用介质管路与所述再沸器的介质入口连接。
30. 根据权利要求29所述的原料流体的处理设备，其中，  
所述余热利用设备具有配置于所述排气流动的气体框内并且使所述蒸汽与所述排气进行热交换而过度加热所述蒸汽的过热器，  
在所述过热器的出口连接有蒸汽管路的一端，  
所述蒸汽管路的另一端与所述蒸汽涡轮机的入口连接，  
所述过热器在比所述第1蒸发器靠上游侧配置于所述气体框内。
31. 根据权利要求30所述的原料流体的处理设备，其中，  
所述余热利用设备具有配置于所述气体框内并且使所述第2热介质与所述排气进行热交换而加热所述第2热介质的第2热介质加热器，  
在所述预热器中利用来自所述第2热介质加热器的所述第2热介质，  
所述过热器、所述第1蒸发器、所述第2热介质加热器依次从上游侧朝向下流侧配置于所述气体框内。
32. 一种原料流体的处理设备，其具备：  
原料反应设备，使原料流体反应而生成反应气体，  
所述原料反应设备具有预热所述原料流体的预热器、使通过所述预热器预热的所述原料流体反应而生成反应气体的反应器、及第2热介质流动的第2热介质管路，  
所述反应器使所述原料流体反应，  
所述预热器为使所述原料流体与所述第2热介质进行热交换而加热所述原料流体的热交换器，  
所述第2热介质管路将所述第2热介质引导至所述预热器，  
所述原料流体的处理设备还具备余热利用设备，该余热利用设备具有热循环介质循环的余热利用热循环，利用热源的热而加热所述热循环介质，并且利用已加热的所述热循环介质，  
所述原料流体的处理设备具备一个以上的热循环，  
所述一个以上的热循环包括所述热循环介质循环的所述余热利用热循环，  
所述第2热介质为在所述一个以上的热循环中的第1热循环中流动的第1热循环介质的

至少一部分，

所述第2热介质管路将流过所述第1热循环中的第1部的所述第1热循环介质作为所述第2热介质引导至所述预热器。

33. 根据权利要求32所述的原料流体的处理设备,其中,

所述原料反应设备具有所述第2热介质流动的第2热介质回收管路,

所述第2热介质回收管路向在所述第1热循环中比流过所述第1部的第1热循环介质更低温度的所述第1热循环介质流动的第2部引导通过与所述原料流体的热交换冷却的所述第1热循环介质。

34. 根据权利要求32所述的原料流体的处理设备,其中,

所述第1热循环具有由所述第1热循环介质驱动的涡轮机。

35. 根据权利要求32所述的原料流体的处理设备,其中,

所述第1热循环具有由所述第1热循环介质驱动的涡轮机,

所述涡轮机的出口是所述第1热循环中的第1部的一种,从所述涡轮机的出口取得的所述第1热循环介质通过所述第2热介质管路的一种即排出蒸汽管路,引导至所述预热器。

36. 根据权利要求32所述的原料流体的处理设备,其中,

所述第1热循环具有由所述第1热循环介质驱动的涡轮机,

所述涡轮机的中间区段是所述第1热循环中的第1部的一种,从所述涡轮机的中间区段取得的所述第1热循环介质通过所述第2热介质管路的一种即抽出管路,引导至所述预热器。

37. 一种原料流体的处理设备,其具备:

原料反应设备,加热原料流体并使其反应而生成反应气体,

所述原料反应设备具有预热所述原料流体的预热器、进一步加热通过所述预热器预热的所述原料流体并使其反应而生成反应气体的反应器、第1热介质流动的第1热介质管路及与所述第1热介质不同的第2热介质流动的第2热介质管路,

所述反应器为使所述原料流体与所述第1热介质进行热交换而加热所述原料流体并使其反应的热交换器,

所述第2热介质管路将所述第2热介质引导至所述预热器,

在余热利用热循环内流动的热循环介质与所述第1热介质为相同的物质,所述第1热介质的压力比所述余热利用热循环中的所述热循环介质的最高压力低。

38. 根据权利要求37所述的原料流体的处理设备,其中,

所述第1热介质管路不具有正常运行时介质从外部流入的介质导入口,由热交换要件、配管、升压要件构成闭环,流过所述闭环的所述第1热介质为与所述热循环介质相同的物质,

所述第1热介质的压力为比所述余热利用热循环中的所述热循环介质的最高压力低的压力。

39. 一种原料流体的处理设备,其具备:

原料反应设备,使原料流体反应而生成反应气体,

所述原料反应设备具有预热所述原料流体的预热器、使通过所述预热器预热的所述原料流体反应而生成反应气体的反应器、及第2热介质流动的第2热介质管路,

所述预热器为使所述原料流体与所述第2热介质进行热交换而加热所述原料流体的热交换器，

所述第2热介质管路将所述第2热介质引导至所述预热器，

所述第2热介质为与在余热利用热循环内流动的热循环介质相同的物质，所述第2热介质的压力比所述余热利用热循环中的所述热循环介质的最高压力低。

40. 根据权利要求39所述的原料流体的处理设备，其中，

所述第2热介质管路不具有正常运行时介质从外部流入的介质导入口，

由热交换要件、配管、升压要件构成闭环，流过所述闭环的所述第2热介质为与所述热循环介质相同的物质，

所述第2热介质的压力为比所述余热利用热循环中的所述热循环介质的最高压力低的压力。

41. 一种原料流体的处理设备，其具备：

原料反应设备，使原料流体反应而生成反应气体，

所述原料反应设备具有加热所述原料流体并使其反应而生成反应气体的反应器、及第1热介质流动的第1热介质管路，

所述反应器为使所述原料流体与所述第1热介质进行热交换而加热所述原料流体并使其反应的热交换器，

所述第1热介质管路将所述第1热介质引导至所述反应器，

所述原料流体的处理设备还具备：

排气产生设备，产生排气；及

余热利用设备，利用所述排气的热，

所述余热利用设备具有：

所述排气流动的气体框；

第1热介质加热器，设置于所述气体框内，并且使所述第1热介质与所述排气进行热交换而加热所述第1热介质；

蒸汽涡轮机，利用作为所述热源的所述排气的热使水蒸发而产生蒸汽，并且由所述蒸汽驱动；及

过热器，配置于所述排气流动的气体框内，并且使所述蒸汽与所述排气进行热交换而过度加热所述蒸汽，

所述第1热介质管路与所述余热利用设备的所述第1热介质加热器连接，并且将通过所述排气的热加热的所述第1热介质引导至所述反应器，

在所述过热器的出口连接有蒸汽管路的一端，

所述蒸汽管路的另一端与所述蒸汽涡轮机的入口连接。

42. 根据权利要求41所述的原料流体的处理设备，其中，

所述第1热介质加热器在比所述过热器靠上游侧配置于所述气体框内。

43. 一种原料流体的处理设备，其具备：

原料反应设备，使原料流体反应而生成反应气体，

所述原料反应设备具有预热所述原料流体的预热器、使通过所述预热器预热的所述原料流体反应而生成反应气体的反应器、产生排气的排气产生设备、及利用所述排气的热的

余热利用设备，

所述余热利用设备具有：

蒸汽涡轮机，利用作为所述热源的所述排气的热使水蒸发而产生蒸汽，并且由所述蒸汽驱动；

过热器，配置于所述排气流动的气体框内，并且使所述蒸汽与所述排气进行热交换而过度加热所述蒸汽；及

第2热介质加热器，配置于所述气体框内，并且使所述第2热介质与所述排气进行热交换而加热所述第2热介质，

在所述过热器的出口连接有蒸汽管路的一端，

所述蒸汽管路的另一端与所述蒸汽涡轮机的入口连接，

在所述预热器中利用来自所述第2热介质加热器的所述第2热介质。

44. 根据权利要求43所述的原料流体的处理设备，其中，

所述过热器在比所述第2热介质加热器靠上游侧配置于所述气体框内。

45. 一种原料流体的处理设备，其具备：

原料反应设备，使原料流体反应而生成反应气体；及

热循环，第3热介质流动并且利用已加热的所述第3热介质，

所述原料反应设备具有加热所述原料流体并使其反应而生成反应气体的反应器、通过所述反应器生成的所述反应气体流动的反应气体管路、与所述热循环连接的第3热介质管路及第3热介质回收管路、以及冷却所述反应气体的反应气体冷却器，

所述反应气体冷却器设置于所述反应气体管路中，并且使流过所述反应气体管路的所述反应气体与所述第3热介质进行热交换而冷却所述反应气体，另一方面加热所述第3热介质，

所述第3热介质管路将加热之前的所述第3热介质的至少一部分从所述热循环引导至所述反应气体冷却器，

所述第3热介质回收管路将通过所述反应气体冷却器加热之后的所述第3热介质引导至所述热循环，

所述反应气体冷却器具有将所述第3热介质加热至比所述反应器的所述原料流体的入口的所述原料流体的温度更高的温度的能力。

46. 根据权利要求45所述的原料流体的处理设备，其还具备：

排气产生设备，使通过所述原料反应设备生成的所述反应气体燃烧而产生排气。

47. 一种原料流体的处理设备，其具备：

原料反应设备，使原料流体反应而生成反应气体，

所述原料反应设备具有预热所述原料流体的预热器、及使通过所述预热器预热的所述原料流体反应而生成反应气体的反应器，

所述预热器是加热所述原料流体的热交换器，

所述原料反应设备具有将使所述原料流体氧化反应的氧化剂投入到通过所述预热器之后的所述原料流体中的氧化剂投入装置。

48. 根据权利要求47所述的原料流体的处理设备，其中，

所述反应器具有进一步加热通过所述预热器预热的所述原料流体并使其反应而生成

反应气体的预反应器及进一步使来自所述预反应器的气体中所包含的所述原料流体反应的后反应器，

所述氧化剂投入装置对通过所述预热器之后且从所述预反应器流出之前的所述原料流体及通过了所述预反应器的气体且从所述后反应器流出之前的气体中的至少一种投入所述氧化剂。

49. 根据权利要求47所述的原料流体的处理设备, 其中,

所述氧化剂投入装置具有压缩空气而生成压缩空气的压缩机,

所述氧化剂投入装置将所述压缩空气作为所述氧化剂投入到通过所述预热器之后的所述原料流体中。

50. 根据权利要求49所述的原料流体的处理设备, 其还具备:

燃气涡轮机,

所述燃气涡轮机具有压缩空气而生成燃烧用空气的空气压缩机、在所述燃烧用空气中使燃料燃烧而生成燃烧气体的燃烧器及由所述燃烧气体驱动而将所述燃烧气体作为排气排出的涡轮机,

所述氧化剂投入装置的所述压缩机的至少一部分为所述燃气涡轮机的所述空气压缩机,

所述氧化剂投入装置将来自所述空气压缩机的所述燃烧用空气的一部分作为所述氧化剂投入到通过所述预热器之后的所述原料流体中。

51. 根据权利要求47所述的原料流体的处理设备, 其还具备:

排气产生设备, 产生排气; 及

余热利用设备, 具有热循环介质循环的余热利用热循环, 利用热源的热而加热所述热循环介质, 并且利用已加热的所述热循环介质,

所述热源为来自所述排气产生设备的所述排气,

所述预热器为使所述原料流体与所述第2热介质进行热交换而加热所述原料流体的热交换器,

所述余热利用设备通过使所述热循环介质与所述排气进行热交换而进行加热,

所述余热利用设备具有所述排气流动的气体框、及配置于所述气体框内并且使所述第2热介质与所述排气进行热交换而加热所述第2热介质的第2热介质加热器,

所述排气产生设备为将所述反应气体用作燃料的反应气体利用设备,

在所述预热器中利用来自所述第2热介质加热器的所述第2热介质,

所述第2热介质加热器配置于所述气体框内。

52. 根据权利要求1至51中任一项所述的原料流体的处理设备, 其中,

在所述反应器中, 原料流体进行吸热反应。

53. 根据权利要求52所述的原料流体的处理设备, 其中,

所述原料流体为氨,

所述反应器加热所述氨并使其热分解反应而生成包含氮和氢的反应气体。

54. 根据权利要求1至50中任一项所述的原料流体的处理设备, 其具备:

反应气体利用设备, 利用使所述原料流体反应而通过该反应获得的所述反应气体。

55. 根据权利要求1至50中任一项所述的原料流体的处理设备, 其还具备:

余热利用设备,具有热循环介质循环的余热利用热循环,利用热源的热而加热所述热循环介质,并且利用已加热的所述热循环介质。

56. 根据权利要求55所述的原料流体的处理设备,其中,

所述余热利用设备具有利用所述热源的热而使水蒸发的余热回收锅炉、由来自所述余热回收锅炉的蒸汽驱动的蒸汽涡轮机、使从所述蒸汽涡轮机排出的蒸汽恢复为水的冷凝器、将所述冷凝器内的水引导至所述余热回收锅炉的供水管路及设置于所述供水管路的供水泵。

57. 根据权利要求56所述的原料流体的处理设备,其具有:

燃气涡轮机,

所述燃气涡轮机具有压缩空气而生成燃烧用空气的空气压缩机、将燃料在所述燃烧用空气中进行燃烧而生成燃烧气体的燃烧器、及由所述燃烧气体驱动而将所述燃烧气体作为排气排出的涡轮机,

将所述排气用作所述热源。

58. 根据权利要求57所述的原料流体的处理设备,其中,

将所述反应气体用作所述燃气涡轮机的所述燃料。

## 原料流体的处理设备

[0001] 本申请是申请日为2020年3月9日、申请号为202080009077.9、发明名称为“原料流体的处理设备及原料流体的处理方法”的发明专利申请的分案申请。

### 技术领域

[0002] 本发明涉及一种包括加热原料流体并使其反应而产生反应气体的处理的技术。

[0003] 本申请主张基于2019年3月15日于日本申请的专利申请2019-048890号的优先权，并将其内容援用于此。

### 背景技术

[0004] 为了保护地球环境且减少CO<sub>2</sub>排出量，将即便燃烧也不排出CO<sub>2</sub>的氢用作燃料是有利的选项。但是，例如，与作为燃气涡轮机的燃料普遍使用的液化天然气等燃料相比，氢的输送及贮藏并不容易。因此，正在研究将能够转换为氢的氨用作燃料。并且，例如，正在研究将甲醇等也用作燃料。

[0005] 以下专利文献1、2中公开有燃气涡轮机设备。该燃气涡轮机设备具备加热氨而将该氨热分解反应成氢和氮的原料反应设备。原料反应设备具有一台热交换装置。该一台热交换装置具有来自燃气涡轮机的排气流动的气体框及配置于该气体框中的传热管。在该一台热交换装置中，使在传热管内流过来的液态氨与在气体框内流动的排气进行热交换而加热氨而使该氨热分解反应并使其成为包含氢和氮的反应气体。该反应气体被引导至燃气涡轮机的燃烧器。

[0006] 以往技术文献

[0007] 专利文献

[0008] 专利文献1：日本特开平04-342829号公报

[0009] 专利文献2：日本特开2018-076794号公报

### 发明内容

[0010] 发明要解决的技术课题

[0011] 在上述专利文献1、2中所记载的技术中，在一台热交换装置中，使液态氨与排气进行热交换而加热氨并使该氨热分解反应，因此排气的热能损失变大。并且，在上述专利文献1、2中所记载的技术中，并未有效利用反应后的反应气体的热。因此，在上述专利文献1、2中所记载的技术中，成套设备的热效率降低。

[0012] 因此，本发明的目的在于提供一种在使氨等原料流体反应时，能够抑制排气等热源的热能损失并提高成套设备的热效率的技术。

[0013] 用于解决技术课题的手段

[0014] 用于实现上述目的的发明所涉及的一方式的原料流体的处理设备具备加热原料流体并使其反应而生成反应气体的原料反应设备。

[0015] 所述原料反应设备具有预热所述原料流体的预热器、进一步加热通过所述预热器

预热的所述原料流体并使其反应而生成反应气体的反应器、第1热介质流动的第1热介质管路及与所述第1热介质不同的第2热介质流动的第2热介质管路。所述反应器为使所述原料流体与所述第1热介质进行热交换而加热所述原料流体并使其反应的热交换器。所述预热器为使所述原料流体与所述第2热介质进行热交换而加热所述原料流体的热交换器。所述第1热介质管路将所述第1热介质引导至所述反应器。所述第2热介质管路将所述第2热介质引导至所述预热器。

[0016] 在本方式中,在加热原料流体并使其反应时,首先,使与第1热介质不同的第2热介质与原料流体进行热交换而预热原料流体。然后,在本方式中,使第1热介质与预热后的原料流体进行热交换而加热原料流体并使其反应。因此,在本方式中,与利用一种热介质来加热原料流体且使其反应的情况相比,能够减少用于加热第1热介质的热量。因此,在本方式中,能够抑制用于加热第1热介质的排气等热源的热能损失。

[0017] 在此,在所述一方式的原料流体的处理设备中,可以使流过所述第1热介质管路的所述第1热介质的恒压比热与流量的乘积大于流过所述第2热介质管路的所述第2热介质的恒压比热与流量的乘积。

[0018] 在本方式中,能够对为了原料流体的反应而需要大量的热的反应器的温度级别投入较多的热量,并且能够对较少的热量便足够的预热器的温度级别投入较少的热量。因此,能够不多不少地投入每个温度级别所需的热量,从而能够根据温度级别有效地利用热。

[0019] 在以上任一个所述方式的原料流体的处理设备中,还可以具备余热利用设备,其具有热循环介质循环的余热利用热循环,利用热源的热而加热所述热循环介质,并且利用已加热的所述热循环介质。在该情况下,所述余热利用设备利用所述热源的热而加热所述第1热介质。所述第1热介质管路将通过所述热源的热加热的所述第1热介质引导至所述反应器。

[0020] 在本方式中,在热循环中能够有效利用热源的热中未用于反应气体的生成的部分,从而能够提高成套设备的输出、效率。

[0021] 在具备所述余热利用设备的所述方式的原料流体的处理设备中,还可以具备排气产生设备,其产生排气。在该情况下,所述热源为来自所述排气产生设备的所述排气。所述余热利用设备通过使所述热循环介质与所述排气进行热交换而进行加热。所述余热利用设备具有所述排气流动的气体框及设置于所述气体框内并且使所述第1热介质与所述排气进行热交换而加热所述第1热介质的第1热介质加热器。所述第1热介质管路与所述余热利用设备的所述第1热介质加热器连接,并且将通过所述排气的热加热的所述第1热介质引导至所述反应器。

[0022] 在本方式中,通过有效利用来自排气产生设备的排气的热,能够提高成套设备的效率。

[0023] 在具备所述排气产生设备的所述方式的原料流体的处理设备中,所述排气产生设备可以是将所述反应气体用作燃料的反应气体利用设备。

[0024] 在本方式中,能够设置与余热利用设备不同的反应气体利用设备,在余热利用设备中能够进一步利用在反应气体利用设备中利用反应气体之后的余热,因此能够重复回收反应气体所具有的能量,从而能够以高效率利用能量。

[0025] 在具有所述第1热介质加热器的所述方式的原料流体的处理设备中,所述原料反

应设备可以具有使与所述原料流体热交换之后的所述第1热介质从所述反应器返回到所述第1热介质加热器的第1热介质回收管路。

[0026] 在本方式中,第1热介质在反应器与第1热介质加热器之间循环。因此,在本方式中,能够将从第1热介质加热器流出的第1热介质的温度与流入第1热介质加热器的第1热介质的温度差限制在最小限度。因此,在本方式中,从该观点考虑,也能够减少用于加热第1热介质的热量。

[0027] 在具有所述第1热介质回收管路的所述方式的原料流体的处理设备中,所述反应器可以构成为与所述原料流体热交换之前的所述第1热介质和与所述原料流体热交换之后的所述第1热介质不发生相变。

[0028] 在本方式中,在第1热介质在反应器与第1热介质加热器之间循环的过程中不发生相变。因此,在本方式中,与第1热介质发生相变的情况相比,能够减少用于加热第1热介质的热量。

[0029] 在具有所述余热利用热循环的任一个所述方式的原料流体的处理设备中,所述第1热介质及所述第2热介质中的至少一种热介质可以是与所述热循环介质相同的物质。

[0030] 在本方式中,第1热介质或第2热介质为与热循环介质相同的物质,因此能够轻松地进行第1热介质或第2热介质的质量等的管理。

[0031] 在所述第1热介质或所述第2热介质为与热循环介质相同的物质的所述方式的原料流体的处理设备中,可以使一种热介质的压力低于余热利用热循环内的热循环介质的最高压力。

[0032] 在本方式中,无需设置单独的供给设备,能够轻松地将第1热介质供给至反应器或将第2热介质供给至预热器。尤其,在启动时、由密封泄漏等引起的第1热介质的压力下降时,能够轻松地将第1热介质供给至反应器或将第2热介质供给至预热器。

[0033] 在以上任一个所述方式的原料流体的处理设备中,所述反应器可以具有进一步加热通过所述预热器预热的所述原料流体并使其反应而生成反应气体的预反应器及进一步加热来自所述预反应器的气体而使来自所述预反应器的气体中所包含的所述原料流体反应的后反应器。在该情况下,所述预反应器使所述第1热介质的一种即第1低温热介质与所述原料流体进行热交换而加热所述原料流体。所述后反应器使所述第1热介质的一种且与所述第1低温热介质不同的第1高温热介质与来自所述预反应器的气体进行热交换而加热来自所述预反应器的气体。所述第1热介质管路具有所述第1低温热介质流动的第1低温热介质管路及所述第1高温热介质流动的第1高温热介质管路。所述第1低温热介质管路与所述预反应器连接,并且将所述第1低温热介质引导至所述预反应器。所述第1高温热介质管路与所述后反应器连接,并且将所述第1高温热介质引导至所述后反应器。

[0034] 在本方式中,分为预反应器中的反应及后反应器中的反应这两个阶段来执行原料流体的反应,因此能够降低从后反应器流出的反应气体中所包含的残留原料的浓度。而且,在本方式中,在后反应器中与反应气体进行热交换的第1热介质的温度高于在预反应器中与原料流体进行热交换的第1热介质的温度,因此能够有效地利用用于反应的热。并且,通过将反应器分割为预反应器及后反应器,并且分别供给热介质,能够不多不少地投入各自的每个温度级别所需的热量,从而能够根据温度级别有效地利用热。

[0035] 在具备所述余热利用设备及所述排气产生设备的以上任一个所述方式的原料流

体的处理设备中,所述反应器可以具有进一步加热通过所述预热器预热的所述原料流体并使其反应而生成反应气体的预反应器及进一步加热来自所述预反应器的气体而使来自所述预反应器的气体中所包含的所述原料流体反应的后反应器。在该情况下,所述第1热介质加热器具有使所述第1热介质的一种即第1低温热介质与所述排气进行热交换而加热所述第1低温热介质的第1低温热介质加热器及使所述第1热介质的一种即第1高温热介质与所述排气进行热交换而加热所述第1高温热介质的第1高温热介质加热器。所述第1高温热介质加热器在所述气体框内配置于比所述第1低温热介质加热器更靠所述排气流动的上游侧。所述第1热介质管路具有所述第1低温热介质流动的第1低温热介质管路及所述第1高温热介质流动的第1高温热介质管路。所述第1低温热介质管路与所述第1低温热介质加热器连接,并且将通过所述排气加热的所述第1低温热介质引导至所述预反应器。所述第1高温热介质管路与所述第1高温热介质加热器连接,并且将通过所述排气加热的所述第1高温热介质引导至所述后反应器。

[0036] 在本方式中,分为预反应器中的反应及后反应器中的反应这两个阶段来执行原料流体的反应,因此能够降低从后反应器流出的反应气体中所包含的残留原料的浓度。而且,在本方式中,在后反应器中与反应气体进行热交换的第1热介质的温度高于在预反应器中与原料流体进行热交换的第1热介质的温度,因此能够有效地利用用于反应的热。并且,通过将反应器分割为预反应器及后反应器,并且分别供给热介质,能够不多不少地投入各自的每个温度级别所需的热量,从而能够根据温度级别有效地利用热。

[0037] 在具有所述预反应器及所述后反应器的所述方式的原料流体的处理设备中,所述余热利用设备可以具有利用所述排气的热而使水成为蒸汽的余热回收锅炉,所述余热回收锅炉具有所述气体框,所述第1低温热介质及第1高温热介质均为水或蒸汽。

[0038] 在具有所述预反应器及所述后反应器的以上任一个所述方式的原料流体的处理设备中,所述余热利用设备可以具有对在所述气体框内流动的所述排气中喷射燃料而使所述燃料燃烧的燃烧器。在该情况下,所述燃烧器在所述气体框内配置于比所述第1高温热介质加热器更靠所述排气流动的上游侧。所述第1高温热介质加热器使通过从所述燃烧器喷射的所述燃料的燃烧生成的燃烧气体与所述第1高温热介质进行热交换而加热所述第1高温热介质。

[0039] 在本方式中,与仅通过排气来加热第1热介质的情况相比,能够获得高温的第1热介质,因此能够促进原料流体的反应,从而能够降低反应气体中所包含的原料流体的浓度。

[0040] 并且,在具备具有所述气体框的所述余热利用设备的以上任一个所述方式的原料流体的处理设备中,所述余热利用设备可以具有对在所述气体框内流动的所述排气中喷射所述燃料而使所述燃料燃烧的燃烧器。在该情况下,所述燃烧器在所述气体框内配置于比所述第1热介质加热器更靠所述排气流动的上游侧。所述第1热介质加热器使通过从所述燃烧器喷射的所述燃料的燃烧生成的燃烧气体与所述第1热介质进行热交换而加热所述第1热介质。

[0041] 在本方式中,与仅通过排气来加热第1热介质的情况相比,能够获得高温的第1热介质,因此能够促进原料流体的反应,从而能够降低反应气体中所包含的原料流体的浓度。

[0042] 在具有所述第1低温热介质管路及所述第1高温热介质管路的以上任一个所述方式的原料流体的处理设备中,可以使流过所述第1低温热介质管路的所述第1低温热介质的

恒压比热与流量的乘积大于流过所述第1高温热介质管路的所述第1高温热介质的恒压比热与流量的乘积。

[0043] 在本方式中,能够对为了原料流体的反应而需要大量的热的反应器的温度级别投入较多的热量,并且能够对较少的热量便足够的预热器的温度级别投入较少的热量。因此,能够不多不少地投入每个温度级别所需的热量,从而能够根据温度级别有效地利用热。尤其,当大部分的原料流体的反应在预反应器中进行时,能够减少投入于后反应器的高温的第1高温热介质的所需流量,因此能够节约高温的热并且能够提高热利用效率。

[0044] 在具有所述燃烧器的以上任一个所述方式的原料流体的处理设备中,所述余热利用设备可以具有将所述气体框内的比所述第1热介质加热器更靠所述排气流动的上游侧分隔为所述排气的一部分流动的第1排气流路及所述排气的剩余部分流动的第2排气流路的分隔部件。在该情况下,所述燃烧器对所述第1排气流路内喷射所述燃料。

[0045] 在本方式中,仅对排气的一部分投入燃料并使其燃烧,并且用于第1热介质的加热,因此能够以较少的再热燃料来有效地提高第1热介质的温度,从而能够节约再热燃料并且能够提高成套设备效率。

[0046] 在具备所述反应气体利用设备的以上任一个所述方式的原料流体的处理设备中,所述原料反应设备可以具有通过所述反应器生成的所述反应气体流动的反应气体管路及除去流过所述反应气体管路的所述反应气体中所包含的原料流体即残留原料并排出已除去所述残留原料的反应气体即已处理反应气体的残留原料除去装置。在该情况下,所述排气产生设备利用所述反应气体的一部分即所述已处理反应气体。

[0047] 在本方式中,能够减少输送至反应气体利用设备的反应气体中的残留原料。

[0048] 在具有所述残留原料除去装置的所述方式的原料流体的处理设备中,所述第2热介质可以是所述反应气体,所述第2热介质管路可以是所述反应气体管路。

[0049] 在本方式中,在预热器中,原料流体与作为第2热介质的反应气体热交换,原料流体被加热,另一方面反应气体被冷却。因此,在本方式中,能够向残留原料除去装置输送低温的反应气体。并且,通过有效利用反应气体冷却的余热,能够提高成套设备效率。

[0050] 在以上任一个所述方式的原料流体的处理设备中,所述预热器可以具有加热并气化液态的所述原料流体的气化器及加热来自所述气化器的气态的所述原料流体的气体加热器。在该情况下,所述气化器为使所述第2热介质的一种即气化用第2热介质与所述液态的原料流体进行热交换而加热所述液态的原料流体的热交换器。并且,所述气体加热器为使所述第2热介质的一种且与所述气化用第2热介质不同的气体加热用第2热介质与所述气态的原料流体进行热交换而加热所述气态的原料流体的热交换器。

[0051] 在本方式中,在需要较大的热量的原料流体的气化及所需的热量较小的气态下的加热中使用不同的热介质。在本方式中,能够对原料流体的气化及气态下的加热不多不少地投入各自的每个温度级别所需的热量,从而能够根据温度级别有效地利用热。

[0052] 在具有所述气化器及所述气体加热器的所述方式的原料流体的处理设备中,可以使在所述气化器内流动的所述气化用第2热介质的恒压比热与流量的乘积大于在所述气体加热器内流动的所述气体加热用第2热介质的恒压比热与流量的乘积。

[0053] 在本方式中,能够对为了原料流体的气化而需要大量的热的气化器的温度级别投入较多的热量,并且能够对气体加热器的温度级别投入较少的热量便足够的热量。因此,能

够不多不少地投入每个温度级别所需的热量,能够根据温度级别有效地利用热,从而能够提高热利用效率。

[0054] 在具有所述气化器及所述气体加热器的所述方式的原料流体的处理设备中,所述气化器可以具有接收气态的所述气化用第2热介质并且使所述气态的气化用第2热介质与所述液态的原料流体进行热交换而冷却并冷凝所述气态的气化用第2热介质的能力。

[0055] 在本方式中,将在恒定温度下冷凝的气化用第2热介质作为热源,能够在恒定温度下使热源介质气化。因此,在本方式中,有效利用相对较低的恒定温度的热而使原料流体气化,从而能够提高热利用效率。

[0056] 在具有所述气化器及所述气体加热器的所述方式的原料流体的处理设备中,所述气化器可以具有将所述液态的原料流体保持液态的状态升温的液相预热器及加热并气化来自所述液相预热器的所述液态的原料流体的相变预热器。在该情况下,所述液相预热器为使所述气化用第2热介质的一种即液相预热用第2热介质与所述液态的原料流体进行热交换而加热所述液态的原料流体的热交换器。所述相变预热器为使所述气化用第2热介质的一种且与所述液相预热用第2热介质不同的相变预热用第2热介质与来自所述液预热器的所述液态的原料流体进行热交换而加热所述液态的原料流体的热交换器。

[0057] 在本方式中,将气化器分割为使液相的原料流体气化的部分及保持液相的状态预热原料流体的部分。而且,在需要较大热量的原料流体的气化及所需的热量较小的保持液相状态的加热中使用不同的热介质。因此,在本方式中,能够对原料流体的气化及保持液相状态的加热不多不少地投入各自的每个温度级别所需的热量,从而能够根据温度级别有效地利用热。

[0058] 在具有所述液相预热器及所述相变预热器的所述方式的原料流体的处理设备中,可以使在所述相变预热器内流动的所述相变预热用第2热介质的恒压比热与流量的乘积大于在所述液相预热器内流动的所述液相预热用第2热介质的恒压比热与流量的乘积。

[0059] 在本方式中,能够对为了原料流体的气化而需要大量的热的相变预热器的温度级别投入较多的热量,并且能够对较少的热量便足够的液相预热器的温度级别投入较少的热量。因此,能够不多不少地投入每个温度级别所需的热量,能够根据温度级别有效地利用热,从而能够提高热利用效率。

[0060] 在具有所述液相预热器及所述相变预热器的所述方式的原料流体的处理设备中,所述相变预热器可以具有接收气态的所述相变预热用第2热介质并且使所述气态的相变预热用第2热介质与来自所述液相预热器的所述液态的原料流体进行热交换而冷却并冷凝所述气态的相变预热用第2热介质的能力。

[0061] 在本方式中,将在恒定温度下冷凝的相变预热用第2热介质作为热源,能够在恒定温度使原料流体气化。因此,在本方式中,有效利用相对较低的恒定温度的热而使原料流体气化,从而能够提高热利用效率。

[0062] 在具有余热利用热循环的以上任一个所述方式的原料流体的处理设备中,可以具备一个以上热循环。在该情况下,所述一个以上热循环包括所述热循环介质循环的所述余热利用热循环。所述原料反应设备具有所述第2热介质流动的第2热介质回收管路。所述第2热介质为在所述一个以上热循环中的第1热循环中流动的第1热循环介质的至少一部分。所述第2热介质管路将流过所述第1热循环中的第1部的所述第1热循环介质作为所述第2热介

质引导至所述预热器。所述第2热介质回收管路向在所述第1热循环中比流过所述第1部的第1热循环介质更低温度的所述第1热循环介质流动的第2部引导通过与所述原料流体的热交换冷却的所述第1热循环介质。

[0063] 在本方式中,能够将在第1热循环中流动的第1热循环介质利用于原料流体的预热。

[0064] 在具有所述第1热循环的所述方式的原料流体的处理设备中,所述第1热循环可以是所述余热利用热循环。在该情况下,所述第1热循环介质为作为在所述余热利用热循环内循环的所述热循环介质的水或蒸汽。

[0065] 在具备具有所述气体框的所述余热利用设备的以上任一个所述方式的原料流体的处理设备中,所述余热利用设备可以具有在所述气体框内配置于比所述第1热介质加热器更靠所述排气流动的下流侧并且使所述热循环介质的至少一部分与所述排气进行热交换而加热所述热循环介质的至少一部分的第2热介质加热器。在该情况下,所述原料反应设备具有所述第2热介质流动的第2热介质回收管路。所述第2热介质管路将通过所述第2热介质加热器加热的所述热循环介质的至少一部分作为所述第2热介质引导至所述预热器。所述第2热介质回收管路向所述余热利用热循环中比所述第2热介质加热器中的所述热循环介质更低温度的所述热循环介质流动的部分引导通过所述预热器冷却之后的所述热循环介质。

[0066] 在本方式中,通过排气EG来加热在余热利用热循环内循环的热循环介质的一部分,并且将该热循环介质设为第2热介质。因此,在本实施方式中,能够轻松地进行第2热介质的质量等的管理。

[0067] 在以上任一个所述方式的原料流体的处理设备中,可以具备气态的工作介质循环的布雷顿循环。所述布雷顿循环具有压缩所述工作介质的介质压缩机、加热通过所述介质压缩机压缩的工作介质的介质加热器、由通过所述介质加热器加热的工作介质驱动的介质涡轮机及冷却从所述介质涡轮机排出的工作介质的介质冷却器。在该情况下,所述原料反应设备具有所述第2热介质流动的第2热介质回收管路。所述介质冷却器构成所述预热器的至少一部分。所述第2热介质管路将从所述介质涡轮机排出的所述工作介质作为所述第2热介质引导至所述介质冷却器。所述第2热介质回收管路将在所述介质冷却器中通过与所述原料流体的热交换冷却的所述工作介质作为所述第2热介质引导至所述介质压缩机。

[0068] 在本方式中,在构成预热器的一部分的介质冷却器中使原料流体与工作介质进行热交换而冷却工作介质。因此,在本方式中,能够利用原料流体的热而使布雷顿循环进行动作,从而能够提高成套设备的输出。

[0069] 在具备具有所述气体框的所述余热利用设备的以上任一个所述方式的原料流体的处理设备中,所述预热器可以是在所述气体框内配置于比所述第1热介质加热器更靠所述排气流动的下流侧并且使所述原料流体与所述作为第2热介质的所述排气进行热交换而加热所述原料流体的热交换器。在该情况下,所述第2热介质管路具有所述气体框的一部分而构成。

[0070] 在本方式中,将被带走较多的热的排气即低温的排气的热利用于原料流体的预热。因此,在本方式中,能够有效利用低温的排气的热。

[0071] 在所述预热器配置于所述气体框内的所述方式的原料流体的处理设备中,所述余

热利用设备可以具有配置于所述气体框内并且使液相的所述热循环介质与所述排气进行热交换而使液相的所述热循环介质成为气相的所述热循环介质的一个以上蒸发器。在该情况下,所述预热器在所述气体框内配置于比一个以上所述蒸发器中最靠所述下游侧的蒸发器更靠所述下游侧。在所述排气的流动方向上,在所述第1热介质加热器与所述预热器之间配置有一个以上所述蒸发器中的至少一个蒸发器。

[0072] 在具有所述残留原料除去装置的所述方式的原料流体的处理设备中,可以具备第3热介质流动并且利用已加热的所述第3热介质的热循环。在该情况下,所述原料反应设备具有与所述热循环连接的第3热介质管路及第3热介质回收管路以及冷却反应气体的反应气体冷却器。所述反应气体冷却器设置于所述反应气体管路中,并且使流过所述反应气体管路的所述反应气体与所述第3热介质进行热交换而冷却所述反应气体,另一方面加热所述第3热介质。所述第3热介质管路将加热之前的所述第3热介质的至少一部分从所述热循环引导至所述反应气体冷却器。所述第3热介质回收管路将通过所述反应气体冷却器加热之后的所述第3热介质引导至所述热循环。所述残留原料除去装置从通过所述反应气体冷却器冷却的所述反应气体中除去所述残留原料。

[0073] 在本方式中,能够对残留原料除去装置输送已冷却的反应气体RG。并且,在本方式中,能够有效地利用反应气体冷却的余热而对热循环输送已加热的第3热介质,从而能够提高成套设备的效率。

[0074] 在具备利用所述第3热介质的所述热循环的所述方式的原料流体的处理设备中,所述排气产生设备可以具有燃气涡轮机。所述燃气涡轮机具有压缩空气而生成燃烧用空气的空气压缩机、将所述已处理反应气体作为燃料在所述燃烧用空气中进行燃烧而生成燃烧气体的燃烧器及由所述燃烧气体驱动而将所述燃烧气体作为所述排气排出的涡轮机。所述热循环为具有所述排气产生设备中所包含的所述燃气涡轮机而构成的燃气涡轮机循环。所述第3热介质管路将来自所述残留原料除去装置的所述已处理反应气体作为所述第3热介质引导至所述反应气体冷却器。所述第3热介质回收管路将通过所述反应气体冷却器加热之后的所述已处理气体引导至所述燃烧器。

[0075] 在本方式中,在反应气体冷却器中,使反应气体与作为燃料的已处理反应气体进行热交换而冷却反应气体,另一方面加热燃料。因此,在本方式中,能够对残留原料除去装置输送已冷却的反应气体,并且能够对燃烧器输送已预热的燃料,从而能够提高成套设备的效率。并且,通过在残留原料除去装置中除去反应气体中所残留的残留原料,能够减少输送至燃烧器的燃料的残留原料的浓度,并且能够减少由燃料中的残留原料引起的大气污染物质的产生。

[0076] 在具备利用所述第3热介质的所述热循环的所述方式的原料流体的处理设备中,所述排气产生设备可以具有燃气涡轮机。所述燃气涡轮机具有压缩空气而生成燃烧用空气的空气压缩机、将所述已处理反应气体作为燃料在所述燃烧用空气中进行燃烧而生成燃烧气体的燃烧器及由所述燃烧气体驱动而将所述燃烧气体作为所述排气排出的涡轮机。所述热循环为具有所述排气产生设备中所包含的所述燃气涡轮机而构成的燃气涡轮机循环。所述第3热介质管路将来自所述空气压缩机的所述燃烧用空气作为所述第3热介质引导至所述反应气体冷却器。所述第3热介质回收管路将通过所述反应气体冷却器加热之后的所述燃烧用空气引导至所述燃烧器。

[0077] 在本方式中,在反应气体冷却器中,使反应气体与燃烧用空气进行热交换而冷却反应气体,另一方面加热燃烧用空气。因此,在本方式中,能够对残留原料除去装置输送已冷却的反应气体,并且能够对燃烧器输送已预热的燃烧用空气。

[0078] 在具备利用所述第3热介质的所述热循环的所述方式的原料流体的处理设备中,所述排气产生设备可以具备将所述已处理反应气体作为燃料而驱动的燃气轮机。所述余热利用设备具有利用从所述燃气轮机排出的排气的热而使水蒸发的余热回收锅炉、由来自所述余热回收锅炉的蒸汽驱动的蒸汽轮机、使从所述蒸汽轮机排出的蒸汽恢复为水的冷凝器及将所述冷凝器内的水输送至所述余热回收锅炉的供水泵。所述热循环为具有所述余热回收锅炉、所述蒸汽轮机、所述冷凝器及所述供水泵而构成的朗肯循环。所述第3热介质管路将流过所述朗肯循环中的第1部的水或蒸汽的至少一部分作为所述第3热介质引导至所述反应气体冷却器。所述第3热介质回收管路向在所述朗肯循环中比流过所述第1部的水或蒸汽更高温度的水或蒸汽流动的第2部引导通过所述反应气体冷却器加热之后的水或蒸汽。

[0079] 在本方式中,在反应气体冷却器中,使反应气体与在朗肯循环中流动的水或蒸汽进行热交换而冷却反应气体,另一方面加热水或蒸汽。因此,在本方式中,能够对残留原料除去装置输送已冷却的反应气体,并且能够使已加热的水或蒸汽返回到朗肯循环,从而能够提高朗肯循环的热效率。

[0080] 在具备利用所述第3热介质的所述热循环的所述方式的原料流体的处理设备中,可以具备沸点低于水的低沸点介质循环的低沸点介质朗肯循环。所述低沸点介质朗肯循环具有提高液相的低沸点介质的压力的介质升压机、加热通过所述介质升压机升压的所述液相的低沸点介质并使其成为气相的低沸点介质的介质加热器、由来自所述介质加热器的所述气相的低沸点介质驱动的介质涡轮机及冷却并冷凝从所述介质涡轮机排出的所述气相的低沸点介质的介质冷却器。所述热循环为所述低沸点介质朗肯循环。所述反应气体冷却器形成所述介质加热器。所述第3热介质管路将通过所述介质升压机升压的所述液相的低沸点介质作为所述第3热介质引导至形成所述介质加热器的所述反应气体冷却器。所述第3热介质回收管路将来自所述反应气体冷却器的所述气相的低沸点介质引导至所述介质涡轮机。

[0081] 在本方式中,在形成低沸点介质朗肯循环的介质加热器的反应气体冷却器中使反应气体与低沸点介质进行热交换而冷却反应气体,另一方面加热低沸点介质。因此,在本方式中,能够利用反应气体的热而使低沸点介质朗肯循环进行动作,从而能够提高成套设备的输出。

[0082] 在具备利用所述第3热介质的所述热循环的所述方式的原料流体的处理设备中,可以具备气态的工作介质循环的布雷顿循环。所述布雷顿循环具有压缩所述工作介质的介质压缩机、加热通过所述介质压缩机压缩的工作介质的介质加热器、由通过所述介质加热器加热的工作介质驱动的介质涡轮机及冷却从所述介质涡轮机排出的工作介质的介质冷却器。所述热循环为所述布雷顿循环。所述反应气体冷却器形成所述介质加热器。所述第3热介质管路将来自所述介质压缩机的所述工作介质作为所述第3热介质引导至形成所述介质加热器的所述反应气体冷却器。所述第3热介质回收管路将来自所述反应气体冷却器的所述工作介质引导至所述介质涡轮机。

[0083] 在本方式中,在形成布雷顿循环的介质加热器的反应气体冷却器中,使反应气体与工作介质进行热交换而冷却反应气体,另一方面加热工作介质。因此,在本方式中,能够利用反应气体的热而使布雷顿循环进行动作,从而能够提高成套设备的输出。

[0084] 在以上任一个所述方式的原料流体的处理设备中,所述原料反应设备可以具有将使所述原料流体氧化反应的氧化剂投入到通过所述预热器之后的所述原料流体中的氧化剂投入装置。

[0085] 在本方式中,原料流体的一部分与氧化剂进行氧化反应而产生热。其结果,在本方式中,原料流体的温度提高而促进原料流体的反应,从而能够降低反应气体中的原料流体的浓度。

[0086] 在具有所述氧化剂投入装置的所述方式的原料流体的处理设备中,所述反应器可以具有进一步加热通过所述预热器预热的所述原料流体并使其反应而生成反应气体的预反应器及使来自所述预反应器的气体中所包含的所述原料流体进一步反应的后反应器。在该情况下,所述氧化剂投入装置对通过所述预热器之后且从所述预反应器流出之前的所述原料流体及通过了所述预反应器的气体且从所述后反应器流出之前的气体中的至少一种投入所述氧化剂。

[0087] 在具有所述氧化剂投入装置的以上任一个所述方式的原料流体的处理设备中,所述氧化剂投入装置可以具有压缩空气而生成压缩空气的压缩机。在该情况下,所述氧化剂投入装置将所述压缩空气作为所述氧化剂投入到通过所述预热器之后的所述原料流体中。

[0088] 在所述氧化剂投入装置具有所述压缩机的所述方式的原料流体的处理设备中,还可以具备燃气涡轮机。所述燃气涡轮机具有压缩空气而生成燃烧用空气的空气压缩机、在所述燃烧用空气中使燃料燃烧而生成燃烧气体的燃烧器及由所述燃烧气体驱动而将所述燃烧气体作为排气排出的涡轮机。所述氧化剂投入装置的所述压缩机的至少一部分为所述燃气涡轮机的所述空气压缩机。所述氧化剂投入装置将来自所述空气压缩机的所述燃烧用空气的一部分作为所述氧化剂投入到通过所述预热器之后的所述原料流体中。

[0089] 用于实现上述目的的发明所涉及的另一方式的原料流体的处理设备具备加热原料流体并使其反应而生成反应气体的原料反应设备及第3热介质流动并且利用已加热的所述第3热介质的热循环。

[0090] 所述原料反应设备具有加热所述原料流体并使其反应而生成反应气体的反应器、通过所述反应器生成的所述反应气体流动的反应气体管路、与所述热循环连接的第3热介质管路及第3热介质回收管路以及冷却所述反应气体的反应气体冷却器。所述反应气体冷却器设置于所述反应气体管路中,并且使流过所述反应气体管路的所述反应气体与所述第3热介质进行热交换而冷却所述反应气体,另一方面加热所述第3热介质。所述第3热介质管路将加热之前的所述第3热介质的至少一部分从所述热循环引导至所述反应气体冷却器。所述第3热介质回收管路将通过所述反应气体冷却器加热之后的所述第3热介质引导至所述热循环。

[0091] 根据本方式,能够通过反应气体冷却器的余热加热第3热介质并且利用于热循环,因此有效利用余热,从而能够提高成套设备的效率。

[0092] 在所述另一方式的原料流体的处理设备中,所述反应气体冷却器可以具有能够将所述第3热介质加热至比所述反应器的所述原料流体的入口的所述原料流体的温度更高温

度的能力。

[0093] 根据本方式,即使在反应器内的反应中需要大量的热的情况下,通过有效利用反应气体冷却器的余热,也能够将热循环的介质的温度提高至反应器的温度级别,从而热循环的效率提高,成套设备的效率进一步提高。

[0094] 在所述另一方式的原料流体的处理设备中,还可以具备使通过所述原料反应设备生成的所述反应气体燃烧而产生排气的排气产生设备。

[0095] 根据本方式,有效利用所生成的反应气体,从而提高成套设备的效率。

[0096] 在以上任一个所述方式的原料流体的处理设备中,所述排气产生设备可以具有燃气轮机。所述燃气轮机具有压缩空气而生成燃烧用空气的空气压缩机、将所述反应气体作为燃料在所述燃烧用空气中进行燃烧而生成燃烧气体的燃烧器及由所述燃烧气体驱动而将所述燃烧气体作为排气排出的涡轮机。

[0097] 在以上任一个所述方式的原料流体的处理设备中,所述余热利用设备可以具有利用作为所述热源的气体的热而使水蒸发的余热回收锅炉、由来自所述余热回收锅炉的蒸汽驱动的蒸汽轮机、使从所述蒸汽轮机排出的蒸汽恢复为水的冷凝器、将所述冷凝器内的水引导至所述余热回收锅炉的供水管路及设置于所述供水管路的供水泵。所述余热回收锅炉具有所述排气流动的所述气体框。

[0098] 在具有所述供水管路的所述方式的原料流体的处理设备中,所述余热利用设备可以具有使流过所述供水管路的水与从所述蒸汽轮机抽出的蒸汽进行热交换而加热所述水的供水预热器。

[0099] 在本方式中,能够通过供水预热器加热流过供水管路的水。因此,在本方式中,能够提高流入余热回收锅炉的供水的温度。若流入余热回收锅炉的供水的温度变高,则在余热回收锅炉中的各省煤器、各蒸发器及各加热器中能够减少水、蒸汽与排气的热交换量。因此,当用于加热原料流体的热量较少时,优选采用本方式。

[0100] 在以上任一个所述方式的原料流体的处理设备中,所述原料流体可以是氨。在该情况下,所述反应器加热所述氨并使其热分解反应而生成包含氮和氢的反应气体。

[0101] 用于实现上述目的的发明所涉及的一方式的原料流体的处理方法执行加热原料流体并使其反应而生成反应气体的原料反应工序。

[0102] 所述原料反应工序包括原料预热工序及反应执行工序。在所述原料预热工序中,使第2热介质与所述原料流体进行热交换而加热所述原料流体。在所述反应执行工序中,使在所述原料预热工序中加热的原料流体和与所述第2热介质不同的第1热介质进行热交换而进一步加热所述原料流体并使其反应而生成反应气体。

[0103] 用于实现上述目的的发明所涉及的另一方式的原料流体的处理方法执行加热原料流体并使其反应而生成反应气体的原料反应工序及第3热介质流动并且利用已加热的所述第3热介质的热循环执行工序。

[0104] 所述原料反应工序包括加热所述原料流体并使其反应而生成反应气体的反应执行工序及冷却在所述反应执行工序中生成的所述反应气体的反应气体冷却工序。在所述反应气体冷却工序中,使加热之前的所述第3热介质的至少一部分与所述反应气体进行热交换而冷却所述反应气体,另一方面加热所述第3热介质。在所述热循环执行工序中,利用在所述反应气体冷却工序中加热的所述第3热介质。

[0105] 发明效果

[0106] 根据本发明的一方式,在使原料流体反应时,能够抑制排气等热源的热能损失并且提高成套设备的热效率。

## 附图说明

[0107] 图1是本发明所涉及的第1实施方式中的原料流体的处理设备的系统图。

[0108] 图2是表示本发明所涉及的第1实施方式中的气体利用设备的动作的流程图。

[0109] 图3是参考例中的氨及热源的T-Q线图。

[0110] 图4是第1实施方式中的氨及热源的T-Q线图。

[0111] 图5是本发明所涉及的第2实施方式中的原料流体的处理设备的系统图。

[0112] 图6是本发明所涉及的第3实施方式中的原料流体的处理设备的系统图。

[0113] 图7是第3实施方式中的氨及热源的T-Q线图。

[0114] 图8是第3实施方式的变形例中的氨及热源的T-Q线图。

[0115] 图9是本发明所涉及的第4实施方式中的原料流体的处理设备的系统图。

[0116] 图10是第4实施方式中的氨及热源的T-Q线图。

[0117] 图11是本发明所涉及的第5实施方式中的原料流体的处理设备的系统图。

[0118] 图12是本发明所涉及的第6实施方式中的原料流体的处理设备的系统图。

[0119] 图13是本发明所涉及的第7实施方式中的原料流体的处理设备的系统图。

[0120] 图14是本发明所涉及的第8实施方式中的原料流体的处理设备的系统图。

[0121] 图15是本发明所涉及的第8实施方式中的布雷顿循环、热循环及低沸点介质朗肯循环的系统图。

[0122] 图16是本发明所涉及的第9实施方式中的原料流体的处理设备的系统图。

[0123] 符号说明

[0124] 10、10d、10f-反应气体利用设备,11-燃气轮机,11a-空气压缩机,11b-燃烧用空气通道,11c-燃烧器,11d-涡轮机,12-燃料管路,12a-第1燃料管路,12b-第2燃料管路,12c-分支燃料管路,13-燃料预热器,13a-第1燃料预热器,13b-第2燃料预热器,14a-第1燃烧用空气管路,14b-第2燃烧用空气管路,15-天然气管路,20、20a、20b、20c、20e、20f、20h-余热利用设备,21、21b、21c、21e、21f-余热回收锅炉,22-气体框,23a-第1低压省煤器,23b-第2低压省煤器,23c-低压蒸发器,23d-第1低压蒸发器,23e-第2低压蒸发器,23f-低压过热器,24a-中压省煤器,24b-中压蒸发器,24p-中压泵,25a-第1高压省煤器,25b-第2高压省煤器,25c-高压蒸发器,25d-高压过热器(第1高压过热器),25e-第2高压过热器,25p-高压泵,26a-第1高压再热器,26b-第2高压再热器,26c-第3高压再热器,27-第1热介质加热器,27a-第1低温热介质加热器,27b-第1高温热介质加热器,28-燃烧器,29--分隔部件,29a-第1排气流路,29b-第2排气流路,31-低压蒸汽轮机,32-中压蒸汽轮机,33-高压蒸汽轮机,34-冷凝器,35-供水管路,36-供水泵,37-供水预热器,39-烟囱,40、40a、40b、40c、40d、40e、40f、40g-原料反应设备,41、41a、41b、41c、41d、41e、41f、41g-原料反应装置,42-氨供给管路,42a-第1氨供给管路,42b-第2氨供给管路,42c-第3氨供给管路,42d-第4氨供给管路,42e-第5氨供给管路,42f-第6氨供给管路,43-原料氨泵,44-预热器,44a、44c、44e、44j-第1预热器,44b、44d、44f、44k-第2预热器,44g、44m、44n-第3预热器,44h-第4预热器,44i-第5

预热器,45-反应器,45a-预反应器,45b-后反应器,46-反应气体冷却器,46a、46c、46e、46g-第1反应气体冷却器,46b、46d、46f、46h-第2反应气体冷却器,46i-第3反应气体冷却器,46j-第4反应气体冷却器,47-反应气体管路47a-第1反应气体管路,47b-第2反应气体管路,47c-第3反应气体管路,51-第1热介质管路,51a-第1低温热介质管路,51b-第1高温热介质管路,52-第1热介质回收管路,52a-第1低温热介质回收管路,52b-第1高温热介质回收管路,53-第1热介质升压机,55-热介质补充管路,56-热介质补充阀,60、60e、60g-氧化剂投入装置,61-氧化剂接收管路,62-氧化剂冷却器,62a-第1氧化剂冷却器,62b-第2氧化剂冷却器,63-氧化剂压缩机,64-氧化剂加热器,65-氧化剂投入管路,65a-主氧化剂投入管路,65b、65d-第1氧化剂投入管路,65c、65e-第2氧化剂投入管路,71-第1再沸器用介质管路,72-第2再沸器用介质管路,73-再沸器用介质回收管路,74-再沸器用介质升压机,75-供水回收管路,75a-第2供水回收管路,76-低压加热水管路,77-中压加热水管路,78-加热水回收管路,78a-第1加热水回收管路,78b-第2加热水回收管路,78c-第3加热水回收管路,78d-连结低压加热水管路,78e-第1连结加热水管路(连结低压加热水管路),78f-第2连结加热水管路,79-高压供水管路,80-高压供水回收管路,81-高压加热水管路,81a-第2高压加热水管路,82-高压加热水回收管路,82a-第2高压加热水回收管路,83-高压蒸汽管路,83a-第1高压蒸汽管路,83b-第2高压蒸汽管路,84-高压再热蒸汽管路,85-高压排出蒸汽管路,85a-第1高压排出蒸汽管路,85b-第2高压排出蒸汽管路,85c-第3高压排出蒸汽管路,86-高压蒸汽回收管路,87-中压排出蒸汽管路,87a-第2中压排出蒸汽管路,88-低压蒸汽管路,88a-低温低压蒸汽管路,89-连结中压蒸汽管路,90--低压抽出蒸汽管路,91-分支供水管路,91a-第2分支供水管路,92-连结供水管路,93-中压抽出蒸汽管路,94-抽出蒸汽回收管路,95-抽出蒸汽管路,100-布雷顿循环,101-介质压缩机,102-介质加热器,103-介质涡轮机,104-介质冷却器,110-热循环,120-低沸点介质朗肯循环,111、121-介质升压机,112、122-介质加热器,113、123-介质涡轮机,114、124-介质冷却器,115、125-再生热交换器,130-残留原料除去装置,131-吸收塔,132-再生塔,133-氨水管路,134-水管路,135-水供给泵,136-热交换器,137-水循环管路,138-冷凝器,139-再沸器,140-回收氨管路,141-回收氨升压机,151-低压蒸汽利用器,152-中压蒸汽利用器,153-高压蒸汽利用器,154、156-减压阀,T-氨罐,EG-排气,NH-原料流体(氨),NHg-气态氨(或气相的氨),RG-反应气体,RGp-已处理反应气体,NG-天然气。

### 具体实施方式

[0125] 以下,参考附图对本发明所涉及的原料流体的处理设备的各种实施方式及各种变形例进行说明。

[0126] “第1实施方式”

[0127] 参考图1~图4对原料流体的处理设备的第1实施方式进行说明。

[0128] 如图1所示,本实施方式的原料流体的处理设备具备使原料流体NH反应而生成反应气体RG的原料反应设备40、利用反应气体RG的反应气体利用设备10及利用来自反应气体利用设备10的排气EG的热的余热利用设备20。

[0129] 本实施方式的原料流体NH为氨。原料反应设备40使原料流体NH即氨热分解反应而生成包含氢和氮的反应气体RG。反应气体利用设备10为包含以反应气体RG为燃料的燃气涡

轮机11的燃气轮机设备。另外,本实施方式中的反应气体利用设备10及以下各实施方式中的反应气体利用设备也是产生排气EG的排气产生设备。余热利用设备20具有利用从燃气轮机11排出的排气EG的热而产生蒸汽的余热回收锅炉21及由该蒸汽驱动的蒸汽轮机31、32、33等。

[0130] 原料反应设备40具有原料反应装置41及残留原料除去装置130。原料反应装置41使原料流体即液态氨NH热分解反应而生成包含氢、氮及残留氨的反应气体RG。残留原料除去装置130从反应气体RG中除去残留原料(残留氨),并排出已除去残留原料的反应气体RG即已处理反应气体RGp。

[0131] 原料反应装置41具有来自氨罐T的液态氨NH或气态氨NHg流动的氨供给管路42、原料氨泵43、预热器44a、44b、反应器45、反应气体冷却器46、反应气体管路47、第1热介质管路51、第1热介质回收管路52及第1热介质升压机53。在氨罐T中储存有液态氨NH。液态氨NH例如为将氢作为原料而制造的氨。该氢例如为通过使用由风力或太阳光等可再生能源发电的电力而对水进行电解而获得的氢或通过对天然气进行水蒸汽改性而获得的氢。氢与液化天然气相比,其输送或贮藏更不容易。因此,使用如上获得的氢而制造其输送、贮藏容易的液态氨NH,并且将该液态氨NH储存于氨罐T。

[0132] 氨供给管路42具有第1氨供给管路42a、第2氨供给管路42b及第3氨供给管路42c。第1氨供给管路42a的一端与氨罐T连接。预热器44a、44b具有第1预热器44a及第2预热器44b。第1氨供给管路42a的另一端与该第1预热器44a的氨入口连接。第1预热器44a为热交换器。该第1预热器44a使液态氨NH与第2热介质进行热交换而加热液态氨NH并使其成为气态氨NHg,另一方面冷却第2热介质。第2氨供给管路42b的一端与第1预热器44a的氨出口连接,该第2氨供给管路42b的另一端与第2预热器44b的氨入口连接。第2预热器44b为热交换器。该第2预热器44b使气态氨NHg与第2热介质进行热交换而加热气态氨NHg,另一方面冷却第2热介质。第3氨供给管路42c的一端与第2预热器44b的氨出口连接,该第3氨供给管路42c的另一端与反应器45的氨入口连接。

[0133] 在反应器45的介质入口连接有第1热介质管路51。在该反应器45的介质出口连接有第1热介质回收管路52。第1热介质升压机53设置于第1热介质回收管路52。反应器45为热交换器。在该反应器45中原料流体流通的区域内配置有促进原料流体的热分解反应的催化剂。如上所述,原料流体为氨。在预热器44a、44b中没有配置催化剂,而在反应器45中配置有催化剂。即,仅在温度高到足以使原料流体的反应活跃地进行的区域配置催化剂,在即便配置催化剂也不进行反应的温度低的区域不配置催化剂。其结果,能够以较少的量的催化剂来有效地促进反应,从而能够降低催化剂的费用。并且,在反应器45中,原料流体进行吸热反应。根据本实施方式,能够有效地供给吸热反应中所需的热。反应器45使通过第2预热器44b加热的气态氨NHg与来自第1热介质管路51的第1热介质进行热交换而进一步加热气态氨NHg,另一方面冷却第1热介质。已冷却的第1热介质流入第1热介质回收管路52。通过该反应器45加热的气态氨NHg通过热分解反应而成为包含氢、氮及残留氨的反应气体RG。反应气体管路47具有第1反应气体管路47a、第2反应气体管路47b及第3反应气体管路47c。第1反应气体管路47a的一端与反应器45的反应气体出口连接。该第1反应气体管路47a的另一端与第2预热器44b的第2热介质入口连接。第2反应气体管路47b的一端与第2预热器44b的第2热介质出口连接,该第2反应气体管路47b的另一端与第1预热器44a的第2热介质入口连接。第

3反应气体管路47c的一端与第1预热器44a的第2热介质出口连接,该第3反应气体管路47c的另一端与残留原料除去装置130连接。因此,在本实施方式中,反应气体RG为第2热介质。并且,在本实施方式中,向第1预热器44a及第2预热器44b引导第2热介质即反应气体RG的第2热介质管路为反应气体管路47。反应气体冷却器46设置于第3反应气体管路47c。该反应气体冷却器46冷却流过第3反应气体管路47c的反应气体RG。

[0134] 残留原料除去装置130具有吸收塔131、再生塔132、氨水管路133、水管路134、水供给泵135、热交换器136、水循环管路137、冷凝器138、再沸器139、回收氨管路140及回收氨升压机141。

[0135] 反应气体管路47的另一端与吸收塔131的下部连接。水管路134的一端与吸收塔131的上部连接。在吸收塔131内散布有来自水管路134的水,并且流入来自反应气体管路47的反应气体RG。在吸收塔131内,水与反应气体RG接触,反应气体RG中的残留氨溶解于水。其结果,溶解有残留氨的水即氨水蓄存于吸收塔131的下部。另一方面,已除去残留氨的反应气体RG即已处理反应气体RGp在吸收塔131内上升。在吸收塔131内的温度低的部分气相的氨NHg溶解于水的浓度变高。因此,在本实施方式中,将从反应器45流出的反应气体RG依次通过第2预热器44b、第1预热器44a及反应气体冷却器46冷却之后,引导至吸收塔131内。

[0136] 氨水管路133连接吸收塔131的底部与再生塔132的上部。蓄存于吸收塔131内的氨水经该氨水管路133引导至再生塔132内。水循环管路137的一端与再生塔132的底部连接,水循环管路137的另一端与再生塔132的下部(比底部更靠上方)连接。在该水循环管路137中设置有再沸器139。再沸器139使来自余热利用设备20的蒸汽与来自水循环管路137的水进行热交换,冷却并冷凝蒸汽而使其成为加热水,另一方面加热来自水循环管路137的水并使其成为蒸汽。该蒸汽经水循环管路137流入再生塔132内。在再生塔132内,氨水被蒸汽加热而氨水中的氨作为气态氨NHg被分离蒸馏。氨水中的水蓄存于再生塔132内。蓄存于再生塔132内的水的一部分经由水循环管路137及再沸器139而作为蒸汽流入再生塔132内。前述的水管路134的另一端与水循环管路137或再沸器139连接。因此,蓄存于再生塔132内的水的剩余部分经由水管路134输送至吸收塔131。水供给泵135设置于该水供给管路。热交换器136使流过水管路134的水与流过氨水管路133的氨水进行热交换而冷却水,另一方面加热氨水。

[0137] 回收氨管路140的一端与再生塔132的顶部连接,回收氨管路140的另一端与气态氨NHg流动的第2氨供给管路42b连接。在回收氨管路140中设置有冷凝器138及回收氨升压机141。在冷凝器138中,从再生塔132流入包含气态氨NHg及水分的气体。冷凝器138使来自再生塔132的气体中所包含的水分冷凝而使该水分返回到再生塔132。在该冷凝器138中水分被除去而气态氨NHg的浓度变高的气体通过回收氨升压机141升压之后,经回收氨管路140及第2氨供给管路42b流入第2预热器44b。

[0138] 反应气体利用设备10除了前述的燃气轮机11以外,还具有燃料管路12及燃料预热器13。

[0139] 燃气轮机11具有压缩空气而生成燃烧用空气的空气压缩机11a、在燃烧用空气中使燃料燃烧而生成燃烧气体的燃烧器11c及由燃烧气体驱动的涡轮机11d。空气压缩机11a具有压缩机转子及覆盖该压缩机转子的压缩机壳体。涡轮机11d具有涡轮机转子及覆盖该涡轮机转子的涡轮机壳体。压缩机转子与涡轮机转子彼此连结而形成燃气轮机转子。

在该燃气轮机转子的端部例如连接有发电机。

[0140] 燃料管路12的一端与吸收塔131的顶部连接,该燃料管路12的另一端与燃烧器11c连接。因此,吸收塔131内所生成的已处理反应气体RGp作为燃料输送至燃烧器11c。在该燃料管路12中设置有燃料预热器13。该燃料预热器13加热作为燃料的已处理反应气体RGp。通过燃料预热器13加热的已处理反应气体RGp流入燃烧器11c。

[0141] 以上说明的反应气体利用设备10具有热循环的一种即燃气轮机循环。该燃气轮机循环具有燃料管路12、燃料预热器13及燃气轮机11而构成。

[0142] 余热利用设备20除了前述的余热回收锅炉21及蒸汽轮机31、32、33以外,还具有冷凝器34、供水管路35、供水泵36及烟囱39。

[0143] 本实施方式的余热利用设备20作为蒸汽轮机31、32、33,具有低压蒸汽轮机31、中压蒸汽轮机32及高压蒸汽轮机33。各蒸汽轮机31、32、33均具有轮机转子及覆盖轮机转子的轮机壳体。各蒸汽轮机31、32、33的轮机转子彼此连结而形成一蒸汽轮机转子。在该蒸汽轮机转子的端部例如连接有发电机。在低压蒸汽轮机31中连接有冷凝器34。冷凝器34使从低压蒸汽轮机31排出的蒸汽恢复为水。供水管路35连接冷凝器34与余热回收锅炉21。供水泵36设置于供水管路35。该供水泵36经由供水管路35将冷凝器34内的水输送至余热回收锅炉21。

[0144] 余热回收锅炉21具有气体框22、第1低压省煤器23a、第2低压省煤器23b、低压蒸发器23c、低压过热器23f、中压省煤器24a、中压蒸发器24b、第1高压省煤器25a、第2高压省煤器25b、高压蒸发器25c、高压过热器25d、中压泵24p、高压泵25p及第1热介质加热器27。

[0145] 在气体框22内,从燃气轮机11排出的排气EG流动。该气体框22具有入口及出口。在气体框22的入口连接有轮机11d的排气口。在该气体框22的出口连接有烟囱39。排气EG在气体框22内从入口朝向出口流动。在此,将相对于出口存在入口的一侧设为上游侧,与其相反的一侧设为下游侧。

[0146] 第1热介质加热器27、高压过热器25d、高压蒸发器25c的一部分、第2高压省煤器25b、低压过热器23f、中压蒸发器24b的一部分、中压省煤器24a及第1高压省煤器25a、低压蒸发器23c的一部分、第2低压省煤器23b、第1低压省煤器23a依次从上游侧朝向下游侧配置于气体框22内。另外,中压省煤器24a在排气EG的流动方向上配置于与第1高压省煤器25a实质上相同的位置上。

[0147] 在第1低压省煤器23a中连接有供水管路35。该第1低压省煤器23a使来自供水管路35的水与排气EG进行热交换而加热该水。第2低压省煤器23b使来自第1低压省煤器23a的水与排气EG进行热交换而进一步加热该水并使其成为低压加热水。低压蒸发器23c使低压加热水与排气EG进行热交换而加热该低压加热水并使其成为蒸汽。低压过热器23f使来自低压蒸发器23c的蒸汽与排气EG进行热交换而加热该蒸汽并使其成为低压蒸汽。在低压过热器23f的出口连接有低压蒸汽管路88的一端。该低压蒸汽管路88的另一端与低压蒸汽轮机31的入口连接。

[0148] 中压泵24p对低压加热水进行升压。中压省煤器24a使通过中压泵24p升压的加热水与排气EG进行热交换而进一步加热该加热水并使其成为中压加热水。在中压省煤器24a的出口连接有中压蒸发器24b的入口,并且连接有中压加热水管路77。该中压加热水管路77与前述的燃料预热器13的介质入口连接。燃料预热器13使来自中压加热水管路77的中压加

热水与作为燃料的已处理反应气体RGp进行热交换而加热已处理反应气体RGp,另一方面冷却中压加热水。在燃料预热器13的介质出口连接有加热水回收管路78。该加热水回收管路78与供水管路35连接。

[0149] 中压蒸发器24b使中压加热水与排气EG进行热交换而加热中压加热水并使其成为中压蒸汽。在中压蒸发器24b的出口连接有第1再沸器用介质管路71。该第1再沸器用介质管路71与前述的再沸器139的介质入口连接。在该再沸器139的介质出口连接有再沸器用介质回收管路73。该再沸器用介质回收管路73与中压省煤器24a的入口连接。在该再沸器用介质回收管路73中设置有再沸器用介质升压机74。

[0150] 高压泵25p对低压加热水进行升压。第1高压省煤器25a使通过高压泵25p升压的加热水与排气EG进行热交换而进一步加热该加热水。第2高压省煤器25b使通过第1高压省煤器25a加热的加热水与排气EG进行热交换而进一步加热该加热水。高压蒸发器25c使通过第2高压省煤器25b加热的加热水与排气EG进行热交换而加热该加热水并使其成为蒸汽。高压过热器25d使该蒸汽与排气EG进行热交换而进一步过度加热该蒸汽并使其成为高压蒸汽。在高压过热器25d的出口连接有高压蒸汽管路83的一端。该高压蒸汽管路83的另一端与高压蒸汽轮机33的入口连接。在该高压蒸汽轮机33的出口连接有高压排出蒸汽管路85的一端。该高压排出蒸汽管路85的另一端与中压蒸汽轮机32的入口连接。在该高压排出蒸汽管路85中连接有第2再沸器用介质管路72。该第2再沸器用介质管路72与前述的再沸器139的介质入口连接。因此,在再沸器139的介质入口除了前述的第1再沸器用介质管路71以外,还连接有该第2再沸器用介质管路72。

[0151] 在中压蒸汽轮机32的出口连接有中压排出蒸汽管路87的一端。该中压排出蒸汽管路87的另一端与低压蒸汽轮机31的入口连接。因此,在低压蒸汽轮机31的入口连接有该中压排出蒸汽管路87及低压蒸汽管路88。

[0152] 在第1热介质加热器27的介质入口连接有第1热介质回收管路52。第1热介质回收管路52与高压蒸汽管路83通过热介质补充管路55连接。在此,第1热介质、热循环介质、高压蒸汽轮机的工作介质即高压蒸汽均为水蒸汽,是相同的物质。并且,第1热介质的压力低于余热利用热循环内的热循环介质的最高压力。在此,第1热介质的压力低于高压蒸汽轮机入口蒸汽压力。在该热介质补充管路55中设置有热介质补充阀56。通常,热介质补充阀56被关闭,但在启动时、因第1热介质的泄漏而第1热介质的压力下降时等需要补充第1热介质时,打开热介质补充阀56。而且,在该情况下,对第1热介质回收管路52经由热介质补充管路55及热介质补充阀56从高压蒸汽管路83适当供给高压蒸汽作为第1热介质。在第1热介质加热器27的介质出口连接有第1热介质管路51。第1热介质加热器27使来自第1热介质回收管路52的第1热介质与排气EG进行热交换而加热第1热介质。通过第1热介质加热器27加热的第1热介质经由第1热介质管路51流入反应器45。如上所述,该第1热介质在该反应器45中通过与气态氨NH<sub>3</sub>的热交换被冷却。已冷却的第1热介质经由第1热介质回收管路52返回到第1热介质加热器27。在该过程中,第1热介质通过第1热介质升压机53升压。另外,在以下实施方式中,也与本实施方式相同地,第1热介质为与高压蒸汽轮机的工作介质相同的物质即水蒸汽,第1热介质的压力也可以低于高压蒸汽轮机入口压力。而且,在以下实施方式中,也优选设置连接对高压蒸汽轮机33输送蒸汽的管路与第1热介质回收管路52的热介质补充管路55及热介质补充阀56。如此,在以下实施方式中,若设置热介质补充管路55及热介质

补充阀56,则无需另行设置设备,启动时、第1热介质压力下降时等需要时,能够补充第1热介质。

[0153] 以上说明的余热利用设备20具有热循环的一种即朗肯循环。该朗肯循环具有余热回收锅炉21、蒸汽轮机31、32、33、冷凝器34及供水泵36而构成。另外,该朗肯循环利用排气EG的热,因此也是余热利用热循环。

[0154] 接着,对以上说明的原料流体的处理设备的动作及作用进行说明。

[0155] 在启动燃气轮机11时,启动时燃料从未图示的启动时燃料管路供给至燃烧器11c。作为启动时燃料,例如为氢、天然气等。如上所述,燃气轮机11的空气压缩机11a压缩空气而生成燃烧用空气。燃烧器11c在该燃烧用空气中使启动时燃料燃烧而生成燃烧气体。燃烧用空气的压力例如约为2MPa。因此,燃烧用空气流入的燃烧器11c内的压力例如也约为2MPa。燃烧气体供给至轮机11d并驱动该轮机11d。驱动了轮机11d的燃烧气体即排气EG流入余热回收锅炉21的气体框22内。

[0156] 第1低压省煤器23a使来自供水管路35的水与排气EG进行热交换而加热该水。第2低压省煤器23b使来自第1低压省煤器23a的水与排气EG进行热交换而进一步加热该水并使其成为低压加热水。该低压加热水的一部分通过高压泵25p升压之后,流入第1高压省煤器25a。第1高压省煤器25a使通过高压泵25p升压的加热水与排气EG进行热交换而进一步加热该加热水。第2高压省煤器25b使通过第1高压省煤器25a加热的加热水与排气EG进行热交换而进一步加热该加热水。高压蒸发器25c使通过第2高压省煤器25b加热的加热水与排气EG进行热交换而加热该加热水并使其成为蒸汽。高压过热器25d使该蒸汽与排气EG进行热交换而进一步过度加热该蒸汽并使其成为高压蒸汽。该高压蒸汽经由高压蒸汽管路83流入高压蒸汽轮机33。高压蒸汽轮机33由该高压蒸汽驱动。

[0157] 驱动了高压蒸汽轮机33的高压蒸汽的一部分经由高压排出蒸汽管路85流入中压蒸汽轮机32。并且,驱动了高压蒸汽轮机33的高压蒸汽的另一部分经由第2再沸器用介质管路72流入再沸器139。中压蒸汽轮机32由来自高压排出蒸汽管路85的蒸汽驱动。驱动了中压蒸汽轮机32的蒸汽经由中压排出蒸汽管路87流入低压蒸汽轮机31。

[0158] 前述的低压加热水的另一部分流入低压蒸发器23c。低压蒸发器23c使低压加热水与排气EG进行热交换而加热该低压加热水并使其成为蒸汽。低压过热器23f使来自低压蒸发器23c的蒸汽与排气EG进行热交换而加热该蒸汽并使其成为低压蒸汽。该低压蒸汽经由低压蒸汽管路88流入低压蒸汽轮机31。在低压蒸汽轮机31中除了从低压蒸汽管路88流入的低压蒸汽以外,如上所述,还流入驱动了中压蒸汽轮机32的蒸汽。低压蒸汽轮机31由该蒸汽驱动。

[0159] 驱动了低压蒸汽轮机31的蒸汽流入冷凝器34。冷凝器34使来自低压蒸汽轮机31的蒸汽恢复为水。该水经由供水管路35流入第1低压省煤器23a。

[0160] 前述的低压加热水的又一部分通过中压泵24p升压之后,流入中压省煤器24a。中压省煤器24a使通过中压泵24p升压的加热水与排气EG进行热交换而进一步加热该加热水并使其成为中压加热水。中压加热水的一部分经由中压加热水管路77流入燃料预热器13。流入燃料预热器13的加热水经由加热水回收管路78流入供水管路35中。中压加热水的另一部分流入中压蒸发器24b。中压蒸发器24b使中压加热水与排气EG进行热交换而加热中压加热水并使其成为中压蒸汽。该中压蒸汽经由第1再沸器用介质管路71流入再沸器139。即,在

再沸器139中,除了来自第1再沸器用介质管路71的蒸汽以外,如上所述,还流入来自第2再沸器用介质管路72的蒸汽。流入再沸器139的蒸汽变成水之后,经由再沸器用介质回收管路73流入中压省煤器24a。

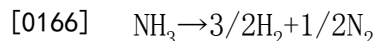
[0161] 第1热介质加热器27使蒸汽与排气EG进行热交换而使该蒸汽升温。升温后的蒸汽经由第1热介质管路51流入反应器45。该蒸汽不发生相变而经由第1热介质回收管路52流入第1热介质加热器27。该蒸汽作为第1热介质,在排气EG在气体框22内流动的期间,在第1热介质加热器27与反应器45之间循环。通过第1热介质不发生相变而在第1热介质加热器27与反应器45之间循环,无需对第1热介质的蒸发使用较大的热量,而能够利用有限的排气EG的热来有效地对反应器45供热。

[0162] 在余热利用设备20的朗肯循环内,换言之,在余热利用热循环内,水或蒸汽即热循环介质进行循环。并且,氨罐T内的液态氨NH供给至原料反应设备40。以下,按照图2所示的流程图对原料流体的处理设备的动作进行说明。另外,向原料反应设备40供给液态氨NH,并且作为第1热介质的蒸汽流入反应器45。而且,作为再沸器用介质的蒸汽流入再沸器139。

[0163] 若向原料反应设备40供给液态氨NH,则执行原料反应工序(S1)。在该原料反应工序(S1)中,执行反应气体生成工序(S2)及残留原料除去工序(S6)。在反应气体生成工序(S2)中,执行原料预热工序(S3)、反应执行工序(S4)及反应气体冷却工序(S5)。

[0164] 液态氨NH在冷却至沸点即 $-33.4^{\circ}\text{C}$ 以下的温度的状态且大致大气压的状态下,贮藏于氨罐T内。该氨罐T内的液态氨NH通过原料氨泵43例如升压至约5MPa之后,流入预热器44a、44b,在该预热器44a、44b中通过与第2热介质的热交换被预热(S3:原料预热工序)。通过原料氨泵43升压的液态氨NH首先流入第1预热器44a,并且在其中被预热。通过该预热,液态氨NH气化而成为气态氨NHg。液态氨NH在通过原料氨泵43升压的压力环境下,若成为 $90^{\circ}\text{C}$ 以上,则气化而成为气态氨NHg。因此,第1预热器44a预热该液态氨NH而使液态氨NH成为 $90^{\circ}\text{C}$ 以上。因此,第1预热器44a作为对液态氨NH的气化器而发挥作用。气态氨NHg流入第2预热器44b,并且在其中例如预热至约 $400^{\circ}\text{C}$ 。因此,第2预热器44b作为对气态氨NHg的气体加热器而发挥作用。

[0165] 来自第2预热器44b的气态氨NHg流入反应器45。并且,在该反应器45中,经由第1热介质管路51流入通过余热回收锅炉21的第1热介质加热器27加热的第1热介质即蒸汽。该蒸汽例如约为 $620^{\circ}\text{C}$ 。在该反应器45中,通过气态氨NHg与第1热介质的热交换,气态氨NHg进一步被加热,另一方面第1热介质被冷却。已冷却的第1热介质经由第1热介质回收管路52返回到第1热介质回收管路52。该第1热介质在反应器45与第1热介质加热器27之间循环。第1热介质在反应器45与第1热介质加热器27之间循环的过程中不发生相变。通过该反应器45加热的气态氨NHg通过以下式所示的热分解反应分解为氢和氮(S4:反应执行工序)。



[0167] 但是,在该反应执行工序(S4)中,流入反应器45的气态氨NHg中的一部分作为残留氨(残留原料)残留。因此,在通过执行该反应执行工序(S3)而获得的反应气体RG中,除了氢及氮以外,还残留有残留氨。该反应气体RG约为 $600^{\circ}\text{C}$ 。

[0168] 该反应气体RG依次流入第2预热器44b、第1预热器44a及反应气体冷却器46,因通过它们而依次被冷却(S5:反应气体冷却工序)。来自反应器45的反应气体RG作为第2热介质经由也是第2热介质管路的反应气体管路47流入第2预热器44b。在该第2预热器44b中,通过

气态氨NH<sub>g</sub>与反应气体RG的热交换,如上所述,气态氨NH<sub>g</sub>被预热,另一方面反应气体RG被冷却。通过第1预热器44a冷却的反应气体RG作为第2热介质经由也是第2热介质管路的反应气体管路47流入第1预热器44a。在该第1预热器44a中,通过液态氨NH与反应气体RG的热交换,如上所述,液态氨NH被预热而气化,另一方面反应气体RG进一步被冷却。通过第1预热器44a冷却的反应气体RG流入反应气体冷却器46,并且进一步被冷却。该反应气体RG的温度例如约为30~50℃。如上所述,本实施方式的第2预热器44b及第1预热器44a作为预热氨NH的预热器而发挥作用,并且还作为冷却反应气体RG的反应气体冷却器而发挥作用。并且,这里的反应气体RG为预热氨NH的第2热介质,氨NH为冷却反应气体RG的第3热介质。

[0169] 通过以上,结束反应气体生成工序(S2)。若反应气体生成工序(S2)结束,则执行残留原料除去工序(S6)。

[0170] 在残留原料除去工序(S6)中,执行残留原料吸收工序(S7)及残留原料分离工序(S8)。

[0171] 在吸收塔131中执行残留原料吸收工序(S7)。在吸收塔131中,流入来自原料反应装置41的反应气体RG。并且,在吸收塔131中,从水管路134散布约30℃的水。在吸收塔131内,反应气体RG与水接触,反应气体RG中的残留氨溶解于水。溶解有残留氨的水即氨水蓄存于吸收塔131的下部。另一方面,已除去残留氨的反应气体RG即已处理反应气体RG<sub>p</sub>经由燃料管路12输送至燃气轮机11。

[0172] 在残留原料分离工序(S8)中,执行原料水加热工序(S9)、原料分离执行工序(S10)及水加热工序(S11)。

[0173] 蓄存于吸收塔131内的下部的氨水(原料水)经由氨水管路133输送至再生塔132。在该过程中,氨水在热交换器136内被加热(S9:原料水加热工序)。在再生塔132中,除了通过热交换器136加热的氨水以外,还流入来自再沸器139的蒸汽。氨水通过该蒸汽加热而氨水中的氨作为气态氨NH<sub>g</sub>被分离蒸馏(S10:原料分离执行工序)。另一方面,蒸汽转变为液相的水,并且蓄存于再生塔132内的下部。该水的一部分经水循环管路137流入再沸器139。在再沸器139中,经由第1再沸器用介质管路71流入来自中压蒸发器24b的中压蒸汽,并且经由第2再沸器用介质管路72流入从高压蒸汽轮机33排出的蒸汽。在再沸器139中,从水循环管路137流入的水通过与蒸汽的热交换加热而成为蒸汽(S11:水加热工序)。该蒸汽输送至再生塔132。另一方面,与从水循环管路137流入的水进行了热交换的蒸汽被冷却而作为加热水经由再沸器用介质回收管路73流入中压省煤器24a。

[0174] 再生塔132内的包含气态氨NH<sub>g</sub>的气体经回收氨管路140流入冷凝器138。在冷凝器138中,该气体被冷却而该气体中所包含的水分冷凝而成为液态的水。该水返回到再生塔132内。另一方面,已除去水分的气体即气态氨浓度高的气体通过设置于回收氨管路140中的回收氨升压机141升压之后,经由回收氨管路140及第2氨供给管路42b流入第2预热器44b(S12:原料回收工序)。如上所述,在本实施方式中,在残留原料除去装置130中,从反应气体RG被除去的残留氨返回到第2预热器44b,因此能够将在作为原料的氨中造成浪费的量抑制在最小限度。

[0175] 如上所述,已处理反应气体RG<sub>p</sub>经由燃料管路12输送至燃气轮机11。在该过程中,已处理反应气体RG<sub>p</sub>通过燃料预热器13预热。燃气轮机11通过将该已处理反应气体RG<sub>p</sub>作为燃料来燃烧而驱动(S13:反应气体利用工序)。来自燃气轮机11的排气EG流入余

热利用设备20的余热回收锅炉21内。

[0176] 余热利用设备20利用该排气EG的热而加热在余热利用热循环内流动的热循环介质,并利用已加热的热循环介质(S14:余热利用工序)。即,在余热利用设备20中,水通过排气EG加热而成为蒸汽,该蒸汽利用于蒸汽轮机(介质利用设备)31、32、33的驱动。在该余热利用工序(S14)中,执行第1热介质加热工序(S15)、热循环介质加热工序(S16)及热循环介质利用工序(S17)。

[0177] 如上所述,流入气体框22内的排气EG在第1热介质加热器27中通过与第1热介质即蒸汽的热交换,加热第1热介质(S14:第1热介质加热工序)。通过第1热介质加热器27加热的蒸汽输送至反应器45。在反应器45中,如上所述,在该时间点流入到反应器45的气态氨NH<sub>g</sub>与第1热介质即蒸汽进行热交换,该气态氨NH<sub>g</sub>被加热。通过该反应器45加热的气态氨NH<sub>g</sub>通过热分解反应成为反应气体RG(S4:反应执行工序)。

[0178] 如上所述,流入余热回收锅炉21内的排气EG通过与蒸汽或水即热循环介质的热交换,加热该热循环介质而成为可用于各蒸汽轮机31、32、33的蒸汽(S16:热循环介质加热工序)。该蒸汽输送至各蒸汽轮机31、32、33,驱动各蒸汽轮机31、32、33(S17:热循环介质利用工序)。

[0179] 通过以上,结束原料流体的处理设备中的一系列动作。

[0180] 接着,参考图3及图4对本实施方式的主要效果进行说明。另外,图3及图4是与氨(实线)及加热氨的热源(虚线)相关的T-Q线图。因此,在图3及图4中,横轴表示热量,纵轴表示温度。并且,与先前说明的专利文献1、2相同地,图3是在一台热交换装置中使液态氨热分解反应为止的与氨及热源相关的T-Q线图。另一方面,图4是在本实施方式中使液态氨热分解反应为止的与氨及热源相关的T-Q线图。

[0181] 如图3及图4所示,液态氨通过预热,热量增加的同时温度提高。若该液态氨的温度成为饱和温度,则该液态氨逐渐气化。在该气化的过程中,即便氨的热量增加,该热也被用作气化热(潜热),而氨的温度不变。若所有液态氨气化而成为气态氨,则通过预热,热量增加的同时温度提高。若气态氨的温度提高到某种程度,则开始热分解反应。该热分解反应为吸热反应,因此与预热气态氨的过程相比,相对于热量增加量的温度上升量较小。但是,若随着热分解反应的进行而氨的浓度变低,则相对于热量增加量的温度上升量逐渐变大。

[0182] 在一台热交换装置中使液态氨热分解反应的热源仅为通过该热交换装置的气体框内的排气。在该情况下,如图3所示,作为热源排气随着从气体框的入口in朝向出口out,通过与氨的热交换而热量逐渐减少的同时温度下降。此时,相对于与作为热源的排气相关的热量减少量的温度下降量不论氨进行热分解反应还是液态氨进行气化都大致恒定。因此,例如,进行气化时的氨和与该氨进行热交换的排气的温度差 $\Delta T_1$ 变大,成为低温的氨回收高温的排气的热,从而排气的热利用效率较低。

[0183] 另一方面,在本实施方式中,使液态氨热分解反应的热源为通过排气EG加热的第1热介质及反应气体RG即第2热介质。该第2热介质流动的系统与第1热介质流动的系统不同。热源的一部分即第1热介质的热用于使氨热分解反应。如图4所示,该热分解反应时的第1热介质通过与氨的热交换,热量减少的同时温度下降。此时,相对于与作为热源的排气的热量减少量的温度下降量大致恒定。

[0184] 在本实施方式中,热源的另一部分即第2热介质的热用于预热氨。该预热时的第2

热介质通过与氨的热交换,热量减少的同时温度下降。但是,通过使用为了预热氨而适当的流量且适当的温度的第2热介质,表示相对于与作为热源的第2热介质相关的热量变化的温度变化的T-Q线成为沿着表示相对于与氨相关的热量变化的温度变化的T-Q线的线。因此,预热时的氨与第2热介质的温度差 $\Delta T_2$ 变小,并且成为氨回收接近氨的温度的第2热介质的热,从而第2热介质的热利用效率提高。

[0185] 并且,在本实施方式中,在使氨热分解反应时,首先,在氨的T-Q线上,临近包含斜率成为极小P的温度的反应区域的位置为止,使作为第2热介质的反应气体RG与氨进行热交换而预热氨。然后,在本实施方式中,在反应区域,通过作为第1热介质的蒸汽的热使氨热分解反应。因此,与通过一种热介质来预热氨且使其热分解反应的情况相比,在本实施方式中,能够减少用于加热第1热介质的热量。因此,在本实施方式中,能够抑制用于加热第1热介质的排气EG的热能损失。

[0186] 在反应器45中,所赋予的热的大部分利用于吸热反应即氨分解反应,因此如上所述,氨的T-Q线的斜率小。另一方面,在预热中,不产生吸热反应,因此,若进行平均,则T-Q线的斜率较大。因此,以使作为反应器45的热源的第1热介质即蒸汽的恒压比热与流量的乘积大于作为由第2预热器44b及第1预热器44a构成的预热器44的热源的第2热介质即反应气体RG的恒压比热与流量的乘积的方式,使第1热介质循环。在此,例如,若将恒压比热以kJ/kgK的单位来考虑,将流量以kg/s的单位来考虑,则恒压比热与流量的乘积即每单位时间的热介质的热容能够以kW/K的单位来考虑。若在第1热介质及第2热介质中使用相同的单位来比较,则恒压比热及流量的单位可以是任意的单位,例如,若将恒压比热以kcal/molK的单位来考虑,将流量以mol/h的单位来考虑,则可以由kcal/hK计算恒压比热与流量的乘积,并进行比较。只要不伴随反应或相变,则T-Q线的斜率和恒压比热与流量的乘积成反比,恒压比热与流量的乘积越大,T-Q线的斜率越变小。因此,此时,以使第1热介质即蒸汽的恒压比热与流量的乘积大于预热器44的热源即第2热介质即反应气体RG的恒压比热与流量的乘积的方式,使第1热介质循环。其结果,能够使第1热介质、第2热介质的T-Q线的斜率接近氨的T-Q线的斜率,缩小预热时的氨与第2热介质的温度差 $\Delta T_2$ ,能够使接近温度的氨回收第2热介质的热,从而能够不多不少地投入每个温度级别所需的热量。因此,能够根据温度级别有效地利用热,从而第2热介质的热利用效率变高。

[0187] 以上效果为,在反应及预热中原料流体即氨的T-Q线的斜率不同,对此,在反应及预热各自的热介质即第1热介质、第2热介质中使用不同的介质而通过以下a)、b)的方式获得的效果。

[0188] a) 第1热介质、第2热介质的每单位时间的热容,即,使T-Q线的斜率不同,并且使第1热介质、第2热介质的T-Q线的斜率分别接近反应器中的氨的T-Q线的斜率及预热器中的氨的T-Q线的斜率。

[0189] b) 作为第1热介质、第2热介质,分别使用了温度接近反应器、预热器的氨的温度的介质。

[0190] 因此,为了获得以上效果,需要第1热介质及第2热介质为彼此不同的热介质。在本实施方式中,第1热介质为蒸汽,第2热介质为反应气体,两者为不同的物质,但并不一定要使热介质的物质的种类不同,可以是相同的物质但因相、流量、压力等不同而每单位时间的热容不同,也可以使温度不同。若每单位时间的热容不同,则可获得能够改变热介质的T-Q

线的斜率并且使其接近反应器、预热器各自的原料流体的T-Q线的斜率的效果。并且,若温度不同,则可获得能够供给接近反应器、预热器各自的原料流体的温度的热介质,并且能够通过低温度的热介质来进行原料流体的反应、预热的效果。

[0191] 并且,在本实施方式中,第1热介质在反应器45与第1热介质加热器27之间循环。因此,能够将第1热介质加热器27流出的第1热介质的温度与流入第1热介质加热器27的第1热介质的温度差限制在最小限度。而且,如上所述,本实施方式的第1热介质在反应器45与第1热介质加热器27之间循环的过程中不发生相变。因此,在本实施方式中,从该观点考虑,也能够减少用于加热第1热介质的热量。

[0192] 用于加热第1热介质的排气EG的温度为比用于产生输送至蒸汽轮机31、32、33的蒸汽的排气EG的温度更高的温度。因此,如上所述,若能够减少用于加热第1热介质的热量,则能够抑制高温的排气EG的热能损失。

[0193] 如上所述,在本实施方式中,在使液态氨NH成为反应气体RG时,能够抑制排气EG的热能损失。因此,在本实施方式中,在排气EG的热能中,为了驱动蒸汽轮机31、32、33而能够增加热能,从而能够提高成套设备的热效率。

[0194] 在本实施方式中,在余热利用热循环内流动的热循环介质及第1热介质为相同的物质即水,因此能够轻松地进行第1热介质即水的质量等的管理。

[0195] 并且,在本实施方式中,第1热介质即水蒸汽的压力低于余热利用热循环中的热循环介质的最高压力。因此,无需单独的成套设备,在启动时、第1热介质的压力下降时,轻松地将热循环介质的一部分作为第1热介质从余热利用热循环供给至第1热介质的系统,从而能够补充第1热介质。具体而言,如上所述,从构成余热利用热循环的一部分的高压蒸汽管路83经由热介质补充管路55及热介质补充阀56,将高压蒸汽作为第1热介质供给至第1热介质回收管路52。在正常运行时,热介质补充阀56被关闭。在此,第1热介质即水蒸汽的压力低于余热利用热循环中的热循环介质即高压蒸汽的压力。在启动时、因密封泄漏等而第1热介质压力下降时等,仅在需要补充第1热介质时,打开热介质补充阀56,将流过高压蒸汽管路83的高压蒸汽的一部分引导至第1热介质回收管路52,将第1热介质补充到第1热介质回收管路52等。在本实施方式中,无需单独的成套设备,在启动时、第1热介质的压力下降时,能够轻松地补充第1热介质。

[0196] 如上所述,在本实施方式中,将在余热利用热循环内流动的热循环介质与第1热介质设为相同的物质,而且,使第1热介质即水蒸汽的压力低于余热利用热循环中的热循环介质的最高压力,因此能够获得从余热利用热循环能够轻松地补充第1热介质的效果。因此,关于第2热介质,也与第1热介质相同地,若设为与在余热利用热循环内流动的热循环介质相同的物质,且使第2热介质的压力低于余热利用热循环中的热循环介质的最高压力,则能够获得从余热利用热循环能够轻松地补充第2热介质的效果。尤其,即使在不具备因第1热介质及第2热介质中的至少一种热介质的膨胀而取出工件的要件,并且不具有正常运行时介质从外部流入的介质导入口而由热交换要件、配管、升压要件构成闭环的情况下,将流过闭环的热介质设为与热循环介质相同的物质,将热介质的压力设为比余热利用热循环中的所述热循环介质的最高压力更低的压力,由此能够获得与上述相同的效果。即,即使在将热介质设为闭环的情况下,也无需单独的成套设备,在启动时、第1热介质的压力下降时,发挥能够轻松地补充第1热介质的效果。

[0197] 并且,本实施方式的原料反应设备40除了使氨NH热分解反应的原料反应装置41以外,还具备除去来自原料反应装置41的反应气体RG中所包含的残留氨的残留原料除去装置130。因此,在本实施方式中,能够抑制输送至反应气体利用设备10的气体中所包含的残留氨的浓度。

[0198] 但是,若包含氨的燃料进行燃烧,则燃料中的氨通过燃烧转换为 $\text{NO}_x$ ,从而排气包含 $\text{NO}_x$ 。如上所述,本实施方式的原料反应设备40能够抑制输送至反应气体利用设备10的气体中所包含的残留氨的浓度。本实施方式的反应气体利用设备10为将来自原料反应设备40的气体作为燃料来燃烧的燃气涡轮机设备。因此,在本实施方式中,能够抑制通过燃料的燃烧生成的排气EG中的 $\text{NO}_x$ 浓度。而且,在本实施方式中,也能够抑制通过燃料的燃烧生成的排气EG中的 $\text{CO}_2$ 浓度。

[0199] “第2实施方式”

[0200] 参考图5对原料流体的处理设备的第2实施方式进行说明。

[0201] 本实施方式的原料流体的处理设备为对第1实施方式的原料流体的处理设备变更了预热氨NH的热源及冷却反应气体RG的热源的成套设备。因此,本实施方式的原料流体的处理设备的一系列动作中的原料预热工序与第1实施方式的原料预热工序(S3)不同。而且,本实施方式的原料流体的处理设备的一系列动作中的反应气体冷却工序与第1实施方式的反应气体冷却工序(S5)不同。

[0202] 与第1实施方式相同地,本实施方式的原料流体的处理设备也具备原料反应设备40a、反应气体利用设备10及余热利用设备20a。

[0203] 与第1实施方式的原料反应设备40相同地,本实施方式的原料反应设备40a具有原料反应装置41a及残留原料除去装置130。本实施方式的原料反应装置41a与第1实施方式的原料反应装置41不同。另一方面,本实施方式的残留原料除去装置130与第1实施方式的残留原料除去装置130相同。

[0204] 本实施方式的反应气体利用设备10与第1实施方式的反应气体利用设备10基本上相同。本实施方式中的构成余热利用设备20a的各装置与第1实施方式中的构成余热利用设备20的各装置相同。但是,本实施方式中的连接各装置之间的管路结构与第1实施方式中的连接各装置之间的管路结构不同。

[0205] 与第1实施方式的原料反应装置41相同地,本实施方式的原料反应装置41a具有氨供给管路42、原料氨泵43、预热器44c、44d、反应器45、反应气体冷却器46及反应气体管路47。与第1实施方式相同地,预热器44c、44d具有第1预热器44c及第2预热器44d。并且,反应气体冷却器46a、46b具有第1反应气体冷却器46a及第2反应气体冷却器46b。

[0206] 与第1实施方式相同地,氨供给管路42具有第1氨供给管路42a、第2氨供给管路42b及第3氨供给管路42c。第1氨供给管路42a的一端与氨罐T连接,第1氨供给管路42a的另一端与第1预热器44c的氨入口连接。第1预热器44c为热交换器。该第1预热器44c使液态氨NH与第2热介质进行热交换而加热液态氨NH并使其成为气态氨 $\text{NH}_g$ ,另一方面冷却第2热介质。第2氨供给管路42b的一端与第1预热器44c的氨出口连接,该第2氨供给管路42b的另一端与第2预热器44d的氨入口连接。第2预热器44d为热交换器。该第2预热器44d使气态氨 $\text{NH}_g$ 与第2热介质进行热交换而加热气态氨 $\text{NH}_g$ ,另一方面冷却第2热介质。第3氨供给管路42c的一端与第2预热器44d的氨出口连接,该第3氨供给管路42c的另一端与反应器45的氨入口连接。

[0207] 在反应器45的介质入口连接有第1热介质管路51。在该反应器45的介质出口连接有第1热介质回收管路52。第1热介质升压机53设置于第1热介质回收管路52。反应器45为热交换器。与第1实施方式的反应器45相同地,该反应器45使通过第2预热器44d加热的气态氨NH<sub>3</sub>与来自第1热介质管路51的第1热介质进行热交换而进一步加热气态氨NH<sub>3</sub>,另一方面冷却第1热介质。已冷却的第1热介质流入第1热介质回收管路52。与第1实施方式相同地,第1热介质管路51及第1热介质回收管路52均与余热回收锅炉21的第1热介质加热器27连接。

[0208] 反应气体管路47具有第1反应气体管路47a及第2反应气体管路47b。第1反应气体管路47a的一端与反应器45的反应气体出口连接。该第1反应气体管路47a的另一端与第2预热器44d的第2热介质入口连接。因此,在本实施方式中,反应气体RG为第2热介质的一种。第1反应气体冷却器46a设置于该第1反应气体管路47a。第2反应气体管路47b的一端与第2预热器44d的第2热介质出口连接,该第2反应气体管路47b的另一端与残留原料除去装置130连接。第2反应气体冷却器46b设置于该第2反应气体管路47b。

[0209] 连接余热回收锅炉21的高压过热器25d与高压蒸汽轮机33的高压蒸汽管路具有第1高压蒸汽管路83a及第2高压蒸汽管路83b。第1高压蒸汽管路83a的一端与高压过热器25d的出口连接,该第1高压蒸汽管路83a的另一端与第1反应气体冷却器46a的第3热介质入口连接。第2高压蒸汽管路83b的一端与第1反应气体冷却器46a的第3热介质出口连接,该第2高压蒸汽管路83b的另一端与高压蒸汽轮机33的入口连接。因此,在本实施方式中,来自高压过热器25d的高压蒸汽为第3热介质的一种。并且,第1高压蒸汽管路83a为第3热介质管路的一种。并且,第2高压蒸汽管路83b为第3热介质回收管路的一种。

[0210] 在余热回收锅炉21中的第2高压省煤器25b的出口连接有高压加热水管路81的一端。该高压加热水管路81的另一端与燃料预热器13的介质入口连接。在该燃料预热器13的介质出口连接有高压加热水回收管路82的一端。该高压加热水回收管路82的另一端与供水管路35连接。因此,本实施方式的燃料预热器13使来自第2高压省煤器25b的高压加热水与燃料进行热交换而加热该燃料。

[0211] 在第2反应气体冷却器46b的第3热介质入口连接有从供水管路35分支的分支供水管路91。在第2反应气体冷却器46b的第3热介质出口连接有连结供水管路92的一端。连结供水管路92的另一端与第1预热器44c的第2热介质入口连接。因此,在本实施方式中,流过供水管路35的供水为与反应气体RG进行热交换的第3热介质的一种。并且,分支供水管路91为第3热介质管路的一种。并且,连结供水管路92为对第2反应气体冷却器46b的第3热介质回收管路的一种。在本实施方式中,从连结供水管路92流入第1预热器44c的供水为第2热介质的一种。并且,连结供水管路92为对第1预热器44c的第2热介质管路的一种。在第1预热器44c的第2热介质出口连接有加热水回收管路78的一端。该加热水回收管路78的另一端与余热回收锅炉21的第2低压省煤器23b的入口连接。因此,该加热水回收管路78为对第1预热器44c的第2热介质回收管路的一种,并且也是对第2反应气体冷却器46b的第3热介质回收管路的一种。

[0212] 低压加热水管路76连接余热回收锅炉21的第2低压省煤器23b与第1预热器44c。具体而言,低压加热水管路76的一端与第2低压省煤器23b的出口连接,该低压加热水管路76的另一端与第1预热器44c的第2热介质入口连接。来自第2低压省煤器23b的低压加热水的一部分经由低压加热水管路76作为第2热介质的一种流入第1预热器44c。因此,该低压加热

水管路76为第2热介质管路的一种。

[0213] 在本实施方式的原料预热工序中,也与第1实施方式相同地,液态氨NH通过原料氨泵43升压之后,流入预热器44c、44d,在该预热器44c、44d中通过与第2热介质的热交换被预热。

[0214] 通过原料氨泵43升压的液态氨NH首先流入第1预热器44c,并且在其中通过与第2热介质的热交换被预热。其结果,液态氨NH气化而成为气态氨NHg。因此,第1预热器44c作为对液态氨NH的气化器而发挥作用。流入第1预热器44c的第2热介质有从第2反应气体冷却器46b经由连结供水管路92流入第1预热器44c的供水及从第2低压省煤器23b经由低压加热水管路76流入第1预热器44c的低压加热水。在第1预热器44c中通过与液态氨NH的热交换冷却的第2热介质经由第2热介质回收管路的一种且第3热介质回收管路的一种即加热水回收管路78流入第2低压省煤器23b。

[0215] 在此,余热回收锅炉21、蒸汽轮机31、32、33、冷凝器34、供水泵36及连接它们的各种配管构成朗肯循环,其为第1热循环的一种。第2热介质管路的一种即连结供水管路92将流过第2低压省煤器23b的出口(第1热循环中的第1部)的水(第1热循环介质)的一部分经由低压加热水管路76作为第2热介质的一种引导至第1预热器44c。第2热介质回收管路的一种即加热水回收管路78将通过与原料流体(氨)的热交换冷却的水引导至比所述第1部更低温度的水流动的第2部即第2低压省煤器23b的入口。根据本结构,从朗肯循环(第1热循环)中将适当的温度的热不多不少地供给至预热器,并且能够将该热用于原料流体的预热。因此,在本实施方式中,热利用效率得以提高。

[0216] 并且,第3热介质管路的一种即分支供水管路91将水从朗肯循环的构成要件之一的供水管路35(朗肯循环中的第1部)引导至第2反应气体冷却器46b。第3热介质回收管路的一种即加热水回收管路78将在第2反应气体冷却器46b中通过与反应气体的热交换加热的水经连结供水管路92及第1预热器44c接收。然后,该加热水回收管路78将该水引导至比供水管路35(第1部)更高温度的水流动的第2部即第2低压省煤器23b的入口。根据本结构,通过将反应气体冷却器的余热回收得到适当量的水,并且回收得到朗肯循环的适当温度的部位,热利用效率得以提高。

[0217] 来自第1预热器44c的气态氨NHg流入第2预热器44d,并且在其中通过与第2热介质的热交换进一步被预热。因此,第2预热器44d作为对气态氨NHg的气体加热器而发挥作用。通过以上,结束本实施方式的原料预热工序。流入第2预热器44d的第2热介质为从第1反应气体冷却器46a经由第1反应气体管路47a流入第2预热器44d的反应气体RG。该反应气体RG在第2预热器44d中通过与气态氨NHg的热交换被冷却。

[0218] 来自第2预热器44d的气态氨NHg流入反应器45,与第1实施方式相同地,通过热分解反应分解为氢和氮,生成反应气体RG(反应执行工序)。

[0219] 在反应气体冷却工序中,通过反应气体RG与第3热介质的热交换,反应气体RG被冷却。来自反应器45的反应气体RG依次流入第1反应气体冷却器46a、第2预热器44d及第2反应气体冷却器46b,通过它们而依次被冷却。

[0220] 在第1反应气体冷却器46a中,通过来自反应器45的反应气体RG与第3热介质即来自余热回收锅炉21的高压过热器25d的高压蒸汽的热交换,反应气体RG被冷却,另一方面高压蒸汽被过度加热。过度加热的高压蒸汽经由第2高压蒸汽管路83b流入高压蒸汽轮机

33,并且驱动该高压蒸汽轮机33。如上所述,在本实施方式中,比第1实施方式更高温度的高压蒸汽流入高压蒸汽轮机33,因此与第1实施方式相比,能够提高高压蒸汽轮机33的输出。

[0221] 在本实施方式中,第3热介质管路的一种即第1高压蒸汽管路83a将从高压过热器25d的出口流出的蒸汽的总量引导至第1反应气体冷却器46a。高压过热器25d的出口为朗肯循环中的第1部的一种。第3热介质回收管路的一种即第2高压蒸汽管路83b将在第1反应气体冷却器46a中与反应气体进行热交换而被过度加热的蒸汽引导至使比高压过热器25d的出口(第1部)更高温度的蒸汽流动的第2部即高压蒸汽轮机33的入口。根据本结构,通过将反应气体冷却器的余热回收到适当量的蒸汽中,并且回收到朗肯循环的适当温度的部位,热利用效率得以提高。

[0222] 如本实施方式,在利用热而使原料流体反应并使其成为反应气体的成套设备中,因原料流体的反应中大量消耗高温的热,因此可能会无法充分地提高热循环介质的温度。具体而言,为了对原料流体的反应供给足够高的温度的热,第1热介质加热器27在余热回收锅炉21的气体框22中,在相对于排气EG流动的最靠上游侧,配置于温度最高的部位。在此,如上所述,在原料流体的反应中需要大量的热,因此第1热介质加热器27大量需要成为反应热源的第1热介质的加热量。此时,第1热介质加热器27中的热交换量较大,从而在第1热介质加热器27中排气EG的温度会较大地下降。因此,从排气EG的流动观察,在设置于第1热介质加热器27的下游侧的高压过热器25d中,可用作热源的排气EG的温度变低,从而在高压过热器25d中可能会无法将高压蒸汽加热至足够高的温度。如第1实施方式,当将高压过热器25d的出口的蒸汽直接供给至高压蒸汽轮机33时,高压蒸汽轮机33的入口温度变低。并且,若要抑制由低压蒸汽轮机31的出口附近的湿气引起的涡轮机叶片的腐蚀的产生,则需要将低压蒸汽轮机31的出口的湿度保持为较低,因此需要将低压蒸汽轮机31的出口的焓设为一定以上。当高压蒸汽轮机33的入口温度较低时,为了将低压蒸汽轮机31的出口的焓设为一定以上,需要将从高压蒸汽轮机33的入口至低压蒸汽轮机31的出口的热落差保持为较小。换言之,需要减小从高压蒸汽轮机33的入口至低压蒸汽轮机31的出口的压力比。因此,在第1实施方式中,无法提高高压蒸汽轮机33的入口蒸汽压力。

[0223] 在本实施方式中,将高压过热器25d的出口的蒸汽作为第3热介质供给至冷却反应气体的第1反应气体冷却器46a,回收反应气体冷却器46a的余热之后供给至高压蒸汽轮机33。因此,在本实施方式中,能够提高高压蒸汽轮机33的入口的蒸汽温度,并且能够将低压蒸汽轮机31的焓值设为一定以上。因此,在本实施方式中,能够抑制低压蒸汽轮机31的出口的腐蚀的产生,并且提高高压蒸汽轮机33的入口蒸汽压力、温度。根据以上,在本实施方式中,即使在反应器45中的反应、第1热介质加热器27中的第1热介质的加热中需要大量的高温的热情的情况下,也能够增加蒸汽轮机的输出,并且提高成套设备的效率。

[0224] 在第1实施方式及本实施方式中,第1热介质在反应器45与第1热介质加热器27之间循环。反应器45使第1热介质与原料流体进行热交换,因此能够将反应器45的第1热介质出口温度与原料流体入口温度的差缩小至能够以合理的热交换面积来实现的最小的温度差。并且,离开了反应器45的第1热介质仅升压系统的压损量来进入第1热介质加热器27,因此第1热介质加热器27的第1热介质入口温度与反应器45的第1热介质出口温度的差较小。并且,第1热介质加热器27使排气EG与第1热介质进行热交换,因此第1热介质加热器27的排

气出口温度与第1热介质加热器27的第1热介质入口温度的差能够缩小至能够以合理的热交换面积来实现的最小的温度差。而且,第1热介质加热器27的排气出口温度与高压过热器25d的排气入口温度实质上相等。因此,当为了提高反应器45、第1热介质加热器27的热利用效率而充分减少热交换温度差时,高压过热器25d的排气入口温度与反应器45的原料流体入口温度的温度差变小。如第1实施方式,当仅利用排气的热而过度加热供给至高压蒸汽涡轮机33的蒸汽时,难以将高压蒸汽涡轮机33的入口的蒸汽温度提高到比反应器45的原料流体入口温度更高的温度。

[0225] 在本实施方式中,虽然重复,但利用反应气体冷却器46a的余热来提高高压蒸汽的温度。在第1热介质加热器27中,排气入口温度与第1热介质出口温度即反应器45的第1热介质入口温度的差能够缩小至能够以合理的热交换面积来实现的最小的温度差。在反应器45中,反应器45的第1热介质入口温度与反应气体出口温度的差能够缩小至能够以合理的热交换面积来实现的最小的温度差。并且,在反应气体冷却器46a中,第3热介质即供给至高压蒸汽涡轮机33的蒸汽与反应器45出口的反应气体进行热交换,因此反应器45的出口的反应气体温度与高压蒸汽涡轮机33的入口蒸汽温度的差能够缩小至能够以合理的热交换面积来实现的最小的温度差。因此,在本实施方式中,能够将高压蒸汽涡轮机33的入口蒸汽温度提高至与第1热介质加热器27中的排气入口温度接近的温度。经由第1热介质加热器27、第1热介质及反应器45,第1热介质加热器27的排气出口的排气EG与反应器45的原料流体入口的原料流体进行热交换,因此反应器45的原料流体入口温度低于第1热介质加热器27的排气出口的温度。如上所述,若考虑在第1热介质加热器27中排气温度较大地下降,则第1热介质加热器27中的排气入口温度远高于反应器45的原料流体入口温度。因此,在第2实施方式中,通过有效利用冷却反应气体的反应气体冷却器的余热,能够将第3热介质(高压蒸汽涡轮机33的入口蒸汽)较轻松地加热至比原料流体的反应器入口的温度更高的温度。

[0226] 并且,在反应器45中,从反应器45的第1热介质出口的第1热介质对反应器45的原料流体入口的原料流体赋予热。因此,反应器45的第1热介质出口温度高于反应器45的原料流体入口温度。因此,不使用反应气体冷却的余热而对高压蒸汽涡轮机33供给比反应器45的第1热介质出口温度更高温度的第3热介质(高压蒸汽涡轮机33的入口蒸汽)更加困难。但是,如上所述,若使用本实施方式的结构,则能够将如此高的温度的蒸汽较轻松地供给至高压蒸汽涡轮机33。

[0227] 在本实施方式中,如上所述,通过使用反应气体冷却的余热而将第3热介质加热至比反应器45的第1热介质出口温度更高的温度之后,将该第3介质供给至热循环,尤其能够提高热循环(在此为蒸汽涡轮机)的输出增加效果及成套设备效率提高效果。

[0228] 在第2预热器44d中,如上所述,通过由第1反应气体冷却器46a冷却的反应气体RG与气态氨NHg的热交换,反应气体RG进一步被冷却,另一方面气态氨NHg被预热。因此,该第2预热器44d作为预热气态氨NHg的预热器而发挥作用,并且还作为冷却反应气体RG的反应气体冷却器而发挥作用。并且,这里的反应气体RG为预热气态氨NHg的第2热介质,气态氨NHg为冷却反应气体RG的第3热介质。

[0229] 在第2反应气体冷却器46b中,通过由第2预热器44d冷却的反应气体RG与作为第3热介质的供水的热交换,反应气体RG被冷却,另一方面供水被加热。已加热的供水作为第2热介质流入第1预热器44c。在该第1预热器44c中,如上所述,作为第2热介质还流入低压加

热水。

[0230] 通过以上,结束反应气体冷却工序。通过第2反应气体冷却器46b冷却的反应气体RG流入残留原料除去装置130,与第1实施方式相同地,反应气体RG中所包含的残留氨被除去。

[0231] 如上所述,通过与氨NH的热交换,预热氨NH的第2热介质可以是反应气体RG,也可以是作为在余热利用热循环内流动的热循环介质的水或蒸汽。并且,通过与反应气体RG的热交换,冷却反应气体RG的第3热介质可以是氨NH,也可以是作为在余热利用热循环内流动的热循环介质的水或蒸汽。

[0232] 并且,在本实施方式中,将液相的原料流体即液态氨通过第1预热器(气化器)44c气化之后,输送至第2预热器(气体加热器)44d。并且,在第1预热器(气化器)44c中,作为气化用第2热介质供给供水及加热水,在第2预热器(气体加热器)44d中,作为气体加热用第2热介质供给反应气体。尤其,在第1预热器(气化器)44c中,从第2反应气体冷却器46b经由连接供水管路92流入第1预热器44c的供水与从第2低压省煤器23b经由低压加热水管路76流入第1预热器44c的低压加热水合流的大量的水作为气化用第2热介质被供给。因此,在本实施方式中,在第1预热器(气化器)44c内流动的气化用第2热介质的恒压比热与流量的乘积大于在第2预热器(气体加热器)44d内流动的气体加热用第2热介质的恒压比热与流量的乘积。即,在本实施方式中,对为了原料流体的气化而需要大量的热量的第1预热器(气化器)44c以该第1预热器44c中所需的温度级别来供给大量的热量,而对较少的热量便足够的第2预热器(气体加热器)44d以该第2预热器44d中所需的温度级别来供给少量的热量。因此,在本实施方式中,能够不多不少地投入每个温度级别所需的热量,能够根据温度级别有效地利用热,从而能够提高热利用效率。另外,只要在气化用第2热介质及气体加热用第2热介质中使用相同单位进行比较,则恒压比热及流量的单位可以是任意的单位,这与第1实施方式的说明相同。

[0233] 在本实施方式中,提高预热器中的热利用效率的效果为通过分别对气化用第2热介质及气体加热用第2热介质供给不同介质而获得的效果。在本实施方式中,作为气化用第2热介质使用水,作为气体加热用第2热介质使用反应气体,两者为不同的物质。然而,无需两者为不同的物质,可以是相同的物质但因相、流量、压力等不同而每单位时间的热容不同,也可以使温度不同。若两者的每单位时间的热容不同,则能够按需要更大的热量的气化的温度级别来供给与原料流体气体的升温相比更大的热量。并且,若气化用第2热介质的温度与气体加热用第2热介质的温度不同,则能够分别对原料流体气化器及原料流体气体加热器供给接近原料流体的温度的热介质。因此,不仅能够以相对较低的温度的热介质来进行原料流体的气化及升温,而且能够根据原料流体的温度级别供给预热所需的热,从而热利用效率得以提高,成套设备的效率得以提高。

[0234] 另外,在本实施方式中,也可以对第1预热器(气化器)44c从低压蒸发器23c或低压蒸汽轮机31的中间区段供供水蒸汽,并且在该第1预热器44c中,通过由水蒸汽的冷凝产生的热来使液相的原料流体即液态氨蒸发。流体的气化热、冷凝热即潜热通常大于伴随温度变化的热即显热。因此,根据这种结构,通过容易获得较大的热量的冷凝热能够供给需要大量的热的气化热。在该情况下,将在恒定温度下冷凝的气化用第2热介质作为热源,能够在恒定温度下使热源介质气化,有效利用相对较低的恒定温度的热而使原料流体气化,从

而能够提高热利用效率。

[0235] “第3实施方式”

[0236] 参考图6~图8对原料流体的处理设备的第3实施方式进行说明。

[0237] 本实施方式的原料流体的处理设备也是对第1实施方式的原料流体的处理设备变更了预热氨NH的热源及冷却反应气体RG的热源的成套设备。因此,本实施方式的原料流体的处理设备的一系列动作中的原料预热工序与第1实施方式的原料预热工序(S3)不同。而且,本实施方式的原料流体的处理设备的一系列动作中的反应气体冷却工序与第1实施方式的反应气体冷却工序(S5)不同。

[0238] 如图6所示,与上述的实施方式相同地,本实施方式的原料流体的处理设备也具备原料反应设备40b、反应气体利用设备10及余热利用设备20b。

[0239] 与上述的实施方式的原料反应设备相同地,本实施方式的原料反应设备40b具有原料反应装置41b及残留原料除去装置130。本实施方式的原料反应装置41b与上述的实施方式的原料反应装置不同。另一方面,本实施方式的残留原料除去装置130与第1实施方式的残留原料除去装置130相同。

[0240] 本实施方式的反应气体利用设备10与上述的实施方式的反应气体利用设备10基本上相同。并且,本实施方式的余热利用设备20b与上述的实施方式的余热利用设备不同。

[0241] 与上述的实施方式相同地,本实施方式的余热利用设备20b具有余热回收锅炉21b、低压蒸汽轮机31、中压蒸汽轮机32、高压蒸汽轮机33、冷凝器34、供水管路35、供水泵36及烟囱39。

[0242] 与上述的实施方式相同地,余热回收锅炉21b具有气体框22、第1低压省煤器23a、第2低压省煤器23b、低压蒸发器23c、低压过热器23f、中压蒸发器24b、第1高压省煤器25a、中压省煤器24a、第2高压省煤器25b、高压蒸发器25c、第1高压过热器25d、高压泵25p及第1热介质加热器27。本实施方式的余热回收锅炉21还具有第2高压过热器25e、第1高压再热器26a及第2高压再热器26b。

[0243] 第1热介质加热器27、第2高压再热器26b、第2高压过热器25e、第1高压过热器25d及第1高压再热器26a、高压蒸发器25c的一部分、第2高压省煤器25b、低压过热器23f、中压蒸发器24b的一部分、中压省煤器24a、第1高压省煤器25a、低压蒸发器23c的一部分、第2低压省煤器23b、第1低压省煤器23a依次从上游侧朝向下游侧配置于气体框22内。另外,第1高压再热器26a在排气EG的流动方向上,配置于与第1高压过热器25d实质上相同的位置上。第2高压再热器26b进一步过度加热通过第1高压再热器26a过度加热的蒸汽。该第2高压再热器26b的出口通过高压再热蒸汽管路84与高压蒸汽轮机33的入口连接。

[0244] 本实施方式的原料反应装置41b具有氨供给管路42、原料氨泵43、预热器44e~44i、反应器45、反应气体冷却器46c、46d及反应气体管路47。本实施方式的预热器44e~44i具有第1预热器44e、第2预热器44f、第3预热器44g、第4预热器44h及第5预热器44i。并且,本实施方式的反应气体冷却器46c、46d具有第1反应气体冷却器46c及第2反应气体冷却器46d。

[0245] 氨供给管路42具有第1氨供给管路42a、第2氨供给管路42b、第3氨供给管路42c、第4氨供给管路42d、第5氨供给管路42e及第6氨供给管路42f。

[0246] 第1氨供给管路42a的一端与氨罐T连接,第1氨供给管路42a的另一端与第1预热器

44e的氨入口连接。第1预热器44e为热交换器。该第1预热器44e使液态氨NH与第2热介质进行热交换而加热液态氨NH,另一方面冷却第2热介质。第2氨供给管路42b的一端与第1预热器44e的氨出口连接,该第2氨供给管路42b的另一端与第2预热器44f的氨入口连接。第2预热器44f为热交换器。该第2预热器44f使通过第1预热器44e加热的液态氨NH与第2热介质进行热交换而加热液态氨NH并使其成为气态氨NHg,另一方面冷却第2热介质。第3氨供给管路42c的一端与第2预热器44f的氨出口连接,该第3氨供给管路42c的另一端与第3预热器44g的氨入口连接。在该第3氨供给管路42c中连接有回收氨管路140。第3预热器44g为热交换器。该第3预热器44g使气态氨NHg与第2热介质进行热交换而加热气态氨NHg,另一方面冷却第2热介质。第4氨供给管路42d的一端与第3预热器44g的氨出口连接,该第4氨供给管路42d的另一端与第4预热器44h的氨入口连接。第4预热器44h为热交换器。该第4预热器44h使气态氨NHg与第2热介质进行热交换而加热气态氨NHg,另一方面冷却第2热介质。第5氨供给管路42e的一端与第4预热器44h的氨出口连接,该第5氨供给管路42e的另一端与第5预热器44i的氨入口连接。第5预热器44i为热交换器。该第5预热器44i使气态氨NHg与第2热介质进行热交换而加热气态氨NHg,另一方面冷却第2热介质。第6氨供给管路42f的一端与第5预热器44i的氨出口连接,该第6氨供给管路42f的另一端与反应器45的氨入口连接。

[0247] 与上述的各实施方式相同地,在反应器45的介质入口连接有第1热介质管路51。在该反应器45的介质出口连接有第1热介质回收管路52。第1热介质升压机53设置于第1热介质回收管路52。反应器45为热交换器。该反应器45使通过第5预热器44i加热的气态氨NHg与来自第1热介质管路51的第1热介质进行热交换而进一步加热气态氨NHg,另一方面冷却第1热介质。已冷却的第1热介质流入第1热介质回收管路52。与第1实施方式相同地,第1热介质管路51及第1热介质回收管路52均与余热回收锅炉21b的第1热介质加热器27连接。

[0248] 反应气体管路47的一端与反应器45的反应气体出口连接,反应气体管路47的另一端与残留原料除去装置130连接。第1反应气体冷却器46c及第2反应气体冷却器46d设置于该反应气体管路47。

[0249] 在第2预热器44f的第2热介质入口连接有低压加热水管路76的一端。该低压加热水管路76的另一端与余热回收锅炉21b中的第2低压省煤器23b的出口连接。因此,该低压加热水管路76为第2热介质管路的一种。在第2预热器44f的第2热介质出口连接有第1连结加热水管路78e的一端。该第1连结加热水管路78e的另一端与第1预热器44e的第2热介质入口连接。因此,该第1连结加热水管路78e为对第2预热器44f的第2热介质回收管路的一种,是对第1预热器44e的第2热介质管路的一种。在第2预热器44f的第2热介质出口还连接有第2加热水回收管路78b的一端。该第2加热水回收管路78b的另一端与第2低压省煤器23b的入口连接。因此,该第2加热水回收管路78b为对第2预热器44f的第2热介质回收管路的一种。在第1预热器44e的第2热介质出口连接有第1加热水回收管路78a的一端。该第1加热水回收管路78a的另一端与供水管路35连接。因此,该第1加热水回收管路78a为第2热介质回收管路的一种。

[0250] 在第4预热器44h的第2热介质入口连接有高压加热水管路81的一端。该高压加热水管路81的另一端与余热回收锅炉21b的第2高压省煤器25b的出口连接。因此,该高压加热水管路81为第2热介质管路的一种。在第4预热器44h的第2热介质出口连接有第2连结加热水管路78f的一端。该第2连结加热水管路78f的另一端与第3预热器44g的第2热介质入口连

接。因此,该第2连结加热水管路78f为对第4预热器44h的第2热介质回收管路的一种,是对第3预热器44g的第2热介质管路的一种。在第3预热器44g的第2热介质入口还连接有中压加热水管路77的一端。该中压加热水管路77的另一端与中压省煤器24a的出口连接。因此,该中压加热水管路77为对第3预热器44g的第2热介质管路的一种。在第3预热器44g的第2热介质出口连接有第3加热水回收管路78c的一端。该第3加热水回收管路78c的另一端与第2低压省煤器23b的入口连接。因此,该第3加热水回收管路78c为第2热介质回收管路的一种。

[0251] 在第5预热器44i的第2热介质入口连接有高压蒸汽管路83的一端。该高压蒸汽管路83的另一端与第2高压过热器25e的出口连接。因此,该高压蒸汽管路83为第2热介质管路的一种。在第5预热器44i的第2热介质出口连接有高压蒸汽回收管路86的一端。该高压蒸汽回收管路86的另一端与第1高压再热器26a的入口连接。因此,该高压蒸汽回收管路86为第2热介质回收管路的一种。

[0252] 燃料管路12具有第1燃料管路12a及第2燃料管路12b。在第1反应气体冷却器46c的第3热介质入口连接有第1燃料管路12a的一端。该第1燃料管路12a的另一端与残留原料除去装置130连接。在该第1燃料管路12a中,通过残留原料除去装置130生成的已处理反应气体RGp流动。第1反应气体冷却器46c为热交换器。该第1反应气体冷却器46c使在反应气体管路47中流过来的反应气体RG与在第1燃料管路12a中流过来的作为燃料的已处理反应气体RGp进行热交换而冷却反应气体RG,另一方面加热已处理反应气体RGp。因此,本实施方式的第1反应气体冷却器46c作为冷却反应气体RG的反应气体冷却器而发挥作用,并且还作为预热燃气轮机11的燃料即已处理反应气体RGp的燃料预热器而发挥作用。因此,还作为燃料预热器而发挥作用的第1反应气体冷却器46c为原料反应装置41b的构成要件,并且也是反应气体利用设备10的构成要件。

[0253] 已处理反应气体RGp为通过第1反应气体冷却器46c冷却了反应气体RG的第3热介质的一种。因此,已处理反应气体RGp流动的第1燃料管路12a为第3热介质管路的一种。在第1反应气体冷却器46c的第3热介质出口连接有第2燃料管路12b的一端。该第2燃料管路12b的另一端与燃烧器11c连接。

[0254] 在第2反应气体冷却器46d的第3热介质入口连接有分支供水管路91的一端。分支供水管路91的另一端与供水管路35连接。因此,供水为对第2反应气体冷却器46d的第3热介质的一种。并且,分支供水管路91为第3热介质管路的一种。第2反应气体冷却器46d为热交换器。该第2反应气体冷却器46d使在反应气体管路47中流过来的反应气体RG与在分支供水管路91中流过来的供水进行热交换而冷却反应气体RG。在第2反应气体冷却器46d的第3热介质出口连接有供水回收管路75的一端。该供水回收管路75的另一端与供水管路35连接。因此,该供水回收管路75为第3热介质回收管路的一种。

[0255] 在本实施方式的原料预热工序中,也与上述的实施方式相同地,液态氨NH通过原料氨泵43升压之后,流入预热器44e~44i,在该预热器44e~44i中通过与第2热介质的热交换被预热。

[0256] 通过原料氨泵43升压的液态氨NH首先流入第1预热器44e,并且在其中通过与第2热介质的热交换被预热。流入第1预热器44e的第2热介质为从第2预热器44f经由第1连结加热水管路78e流入第1预热器44e的加热水。在第1预热器44e中通过与液态氨NH的热交换冷却的加热水经由第1加热水回收管路78a流入供水管路35。

[0257] 通过第1预热器44e预热的液态氨NH流入第2预热器44f,并且在其中通过与第2热介质的热交换被预热而成为气态氨NHg。因此,在本实施方式中,第1预热器44e及第2预热器44d作为对液态氨NH的气化器而发挥作用。并且,第1预热器44e作为对液态氨NH的液相预热器而发挥作用,第2预热器44d作为对液态氨NH的相变预热器而发挥作用。流入第2预热器44f的第2热介质为从第2低压省煤器23b经由低压加热水管路76流入第2预热器44f的低压加热水。如上所述,在第2预热器44f中通过与液态氨NH的热交换冷却的加热水的一部分经由第1连结加热水管路78e流入第1预热器44e。该加热水的另一部分经由第2加热水回收管路78b流入第2低压省煤器23b。

[0258] 通过第2预热器44f生成的气态氨NHg流入第3预热器44g,并且在其中通过与第2热介质的热交换进一步被预热。流入第3预热器44g的第2热介质为从第4预热器44h经由第2连结加热水管路78f流入第3预热器44g的加热水及从中压省煤器24a经由中压加热水管路77流入第3预热器44g的中压加热水。在第3预热器44g中通过与气态氨NHg的热交换冷却的加热水经由第3加热水回收管路78c流入第2低压省煤器23b。

[0259] 通过第3预热器44g预热的气态氨NHg流入第4预热器44h,并且在其中通过与第2热介质的热交换进一步被预热。流入第4预热器44h的第2热介质为从第2高压省煤器25b经由高压加热水管路81流入第4预热器44h的高压加热水。如上所述,在第4预热器44h中通过与气态氨NHg的热交换冷却的加热水经由第2连结加热水管路78f流入第3预热器44g。

[0260] 通过第4预热器44h预热的气态氨NHg流入第5预热器44i,并且在其中通过与第2热介质的热交换进一步被预热。因此,在本实施方式中,第3预热器44g、第4预热器44h及第5预热器44i作为对气态氨NHg的气体加热器而发挥作用。通过以上,结束本实施方式的原料预热工序。流入第5预热器44i的第2热介质为从第2高压过热器25e经由高压蒸汽管路83流入第5预热器44i的高压蒸汽。在第5预热器44i中通过与气态氨NHg的热交换冷却的蒸汽经由高压蒸汽回收管路86流入第1高压再热器26a。第1高压再热器26a使来自第5预热器44i的蒸汽与排气EG进行热交换而过度加热该蒸汽。第2高压再热器26b使来自第1高压再热器26a的蒸汽与排气EG进行热交换而加热该蒸汽并使其成为高压再热蒸汽。如上所述,该高压再热蒸汽经由高压再热蒸汽管路84流入高压蒸汽轮机33。高压蒸汽轮机33由该高压再热蒸汽驱动。如上所述,从高压蒸汽轮机33排出的蒸汽的一部分经由高压排出蒸汽管路85流入中压蒸汽轮机32。从高压蒸汽轮机33排出的蒸汽的另一部分经由第2高压排出蒸汽管路85b流入再沸器139。

[0261] 来自第5预热器44i的气态氨NHg流入反应器45,与上述的实施方式相同地,通过热分解反应分解为氢和氮,生成反应气体RG(反应执行工序)。

[0262] 在反应气体冷却工序中,通过反应气体RG与第3热介质的热交换,反应气体RG被冷却。来自反应器45的反应气体RG依次流入第1反应气体冷却器46c及第2反应气体冷却器46d,因通过它们而依次被冷却。

[0263] 在第1反应气体冷却器46c中,通过来自反应器45的反应气体RG与第3热介质即来自残留原料除去装置130的已处理反应气体RGp的热交换,反应气体RG被冷却,另一方面已处理反应气体RGp被加热。通过第1反应气体冷却器46c加热的已处理反应气体RGp作为燃料流入燃烧器11c。因此,如上所述,第1反应气体冷却器46c还作为燃料预热器而发挥作用。

[0264] 通过第1反应气体冷却器46c冷却的反应气体RG流入第2反应气体冷却器46d。在第

2反应气体冷却器46d中,通过该反应气体RG与来自分支供水管路91的供水的热交换,反应气体RG被冷却,另一方面供水被加热。通过第2反应气体冷却器46d加热的供水经由供水回收管路75流入供水管路35。

[0265] 通过以上,结束反应气体冷却工序。通过第2反应气体冷却器46d冷却的反应气体RG流入残留原料除去装置130,与上述的实施方式相同地,反应气体RG中所包含的残留氨被除去。

[0266] 如上所述,通过与氨NH的热交换,预热氨NH的第2热介质也可以是作为在余热利用热循环内流动的热循环介质的水或蒸汽。

[0267] 并且,通过与反应气体RG的热交换冷却反应气体RG的第3热介质也可以是作为在余热利用热循环内流动的热循环介质的水。并且,第3热介质也可以是作为燃料的已处理反应气体RGp。

[0268] 在本实施方式中,在反应器45中利用来自第1热介质加热器27的第1热介质,在第5预热器44i中利用来自第2高压过热器25e的第2热介质(高压蒸汽),在第4预热器44h中利用来自第2高压省煤器25b的第2热介质(高压加热水),在第3预热器44g中利用来自中压省煤器24a的第2热介质(中压加热水),在第2预热器44f中利用来自第2低压省煤器23b的第2热介质(低压加热水)。

[0269] 在此,各热介质的所需温度的高低关系如下。

[0270] 反应器45中所利用的第1热介质的所需温度

[0271] > 第5预热器44i中所利用的第2热介质的所需温度

[0272] > 第4预热器44h中所利用的第2热介质的所需温度

[0273] > 第3预热器44g中所利用的第2热介质的所需温度

[0274] > 第2预热器44f中所利用的第2热介质的所需温度

[0275] 如上所述,在本实施方式中,为了使原料氨NH成为反应气体RG,通过多个热交换器来执行原料氨NH的加热。而且,对多个热交换器中的每一个热交换器供给为了加热氨NH而必要且充分的温度的热介质。因此,在本实施方式中,能够有效地利用热而使原料氨NH成为反应气体RG。因此,在本实施方式中,能够有效地利用极低温度的热而使原料氨NH成为反应气体RG。

[0276] 并且,在本实施方式中,即使在原料流体即氨NH的反应中消耗大量的相对较高温度的热的情况下,也能够使用第1反应气体冷却器46c中的高温的余热来将投入于燃气轮机11的燃料且第3热介质的一种即已处理反应气体RGp升温至较高的温度。因此,在本实施方式中,减少燃气轮机11的所需燃料流量,从而能够提高成套设备的效率。而且,在本实施方式中,根据以上的内容,在使液态氨NH成为反应气体RG时,作为结果,排气EG的热利用效率得以提高,从该观点考虑,也能够提高成套设备的效率。

[0277] 参考图7对本实施方式中的原料流体的加热进行说明。另外,与图4相同地,图7是与氨(实线)及加热氨的热源(虚线)相关的T-Q线图。并且,在图7中,横轴表示热量,纵轴表示温度。

[0278] 在第1预热器(液相预热器)44e中,如上所述,液态氨NH与液相预热用第2热介质进行热交换,液态氨NH保持液态的状态被加热。在第2预热器(相变预热器)44f中,如上所述,来自第1预热器(液相预热器)44e的液态氨NH与相变预热用第2热介质进行热交换,液态氨

NH<sub>3</sub>被加热而气化,成为气态氨NH<sub>3</sub>g。该气态氨NH<sub>3</sub>g分别由第3预热器(气体加热器)44g、第4预热器(气体加热器)44h、第5预热器(气体加热器)44i依次加热。在图7中,以一直线来简化描绘了该气态氨NH<sub>3</sub>g的加热(预热)过程中的相对于热量变化的温度变化。

[0279] 在第2预热器(相变预热器)44f中,从第2低压省煤器23b经由低压加热水管路76流入第2预热器44f的低压加热水作为相变预热用第2热介质被供给。并且,在第1预热器(液相预热器)44e中,从第2预热器(相变预热器)44f流出的相变预热用第2热介质的一部分作为液相预热用第2热介质被供给。因此,相变预热用第2热介质的流量与液相预热用第2热介质的流量不同。而且,第2预热器(相变预热器)44f的入口的相变预热用第2热介质的温度与第1预热器(液相预热器)44e的入口的液相预热用第2热介质的温度不同。因此,相变预热用第2热介质及液相预热用第2热介质均为水,但它们是彼此不同的第2热介质。

[0280] 在此,相变预热用第2热介质的流量多于液相预热用第2热介质的流量。并且,相变预热用第2热介质的恒压比热与液相预热用第2热介质的恒压比热相等。因此,相变预热用第2热介质的恒压比热与流量的乘积大于液相预热用第2热介质的恒压比热与流量的乘积。与不伴随相变或化学反应的介质相关的T-Q线的斜率和恒压比热与流量的乘积即每单位时间的热容成反比。因此,在图7中,相变预热用第2热介质的T-Q线的斜率小于液相预热用第2热介质的T-Q线的斜率。氨在气化时,收取热的同时在恒定温度下蒸发,因此氨的T-Q线与横轴平行,相变预热用第2热介质与氨以保持接近恒定的较小的温度差的状态进行热交换。另一方面,第1预热器(液相预热器)44e中,液态氨保持液态的状态被预热,因此该氨的T-Q线具有斜率。并且,如上所述,液相预热用第2热介质的恒压比热与流量的乘积即每单位时间的热容较小,因此该液相预热用第2热介质的T-Q线的斜率较大。

[0281] 若增减经由第2加热水回收管路78b返回到第2低压省煤器23b的水的流量,则能够调整液相预热用第2热介质的流量。因此,使液相预热用第2热介质的每单位时间的热容即恒压比热与流量的乘积与液态氨的每单位时间的热容即恒压比热与流量的乘积相等,能够使液态氨及液相预热用第2热介质的T-Q线的斜率相等。因此,在本实施方式中,通过调整液相预热用第2热介质的流量,使液态氨及液相预热用第2热介质的T-Q线的斜率相等,而将液态氨与液相预热用第2热介质的温度差保持恒定的状态,在两者之间进行热交换。其结果,在本实施方式中,能够通过最小限度的流量的液相预热用第2热介质来预热液态氨,从而能够有效地利用热。

[0282] 并且,在本实施方式中,如上所述,相变预热用第2热介质的恒压比热与流量的乘积大于液相预热用第2热介质的恒压比热与流量的乘积。因此,在本实施方式中,在需要较大的热量的液态氨的气化中,能够对该液态氨供给较大的热量,而对较小的热量便足够的伴随相变的气态氨的预热供给较小的热量。

[0283] 根据以上的内容,在本实施方式中,能够使第2热介质的T-Q线沿着氨(原料流体)的T-Q线。因此,在本实施方式中,缩小第2热介质与氨(原料流体)的温度差,按每个温度级别不多不少地供给所需的热量,提高热利用效率,从而能够提高成套设备效率。

[0284] 另外,需要相变预热用第2热介质与液相预热用第2热介质为不同的介质,但无需两者为不同的物质,只要恒压比热与流量的乘积即热容或温度不同即可。

[0285] 并且,也可以对第2预热器(相变预热器)44f作为相变预热用第2热介质供给气相的热介质,并且在该第2预热器(相变预热器)44f中使相变预热用第2热介质冷凝。若在第2

预热器(相变预热器)44f中使气相的相变预热用第2热介质冷凝并通过此时的冷凝热使液态氨(原料流体)气化,则如图8所示,在将相变预热用第2热介质及原料流体这两者的温度维持为恒定,且减小了两者的温度差 $\Delta T_2$ 的状态下,能够使两者进行热交换。如此,对第2预热器(相变预热器)44f供给气相的相变预热用第2热介质,并且在其中使该相变预热用第2热介质冷凝,由此提高热利用效率,从而能够提高成套设备效率。如稍后在第6实施方式中进行的说明,作为这种气相的第2气化用第2热介质有通过低压蒸发器23d蒸发的水蒸汽及从低压蒸汽轮机31的中间区段抽出的水蒸汽等。

[0286] “第4实施方式”

[0287] 参考图9及图10对原料流体的处理设备的第4实施方式进行说明。

[0288] 本实施方式的原料流体的处理设备为第3实施方式的原料流体的处理设备的变形例。在本实施方式的原料流体的处理设备中,与第3实施方式的原料流体的处理设备相比,促进了氨NH<sub>3</sub>的热分解反应。因此,本实施方式的原料流体的处理设备的一系列动作中的反应执行工序与第3实施方式的反应执行工序不同。

[0289] 如图9所示,与上述的实施方式相同地,本实施方式的原料流体的处理设备也具备原料反应设备40c、反应气体利用设备10及余热利用设备20c。

[0290] 与第3实施方式的余热回收锅炉21b相同地,余热利用设备20c的余热回收锅炉21c具有气体框22、第1低压省煤器23a、第2低压省煤器23b、低压蒸发器23c、低压过热器23f、中压省煤器24a、中压蒸发器24b、第1高压省煤器25a、第2高压省煤器25b、高压蒸发器25c、第1高压过热器25d、第2高压过热器25e、第1高压再热器26a、第2高压再热器26b、高压泵25p及第1热介质加热器27a、27b。本实施方式的余热回收锅炉21c还具有第3高压再热器26c及燃烧器28。本实施方式的第1热介质加热器27a、27b具有第1低温热介质加热器27a及第1高温热介质加热器27b。

[0291] 燃烧器28、第1高温热介质加热器27b、第3高压再热器26c及第1低温热介质加热器27a在气体框22内配置于比第2高压再热器26b更靠上游侧。余热回收锅炉21c具有将气体框22内的比第1高温热介质加热器27b更靠排气EG的流动的上游侧分隔为排气EG的一部分流动的第1排气流路29a及排气EG的剩余部分流动的第2排气流路29b的分隔部件29。燃烧器28、第1高温热介质加热器27b及第3高压再热器26c依次从上游侧朝向下流侧配置于第1排气流路29a内。在燃烧器28中连接有从燃料管路12分支的分支燃料管路12c。燃烧器28将来自分支燃料管路12c的作为燃料的已处理反应气体RG<sub>p</sub>对在第1排气流路29a内流动的排气EG中喷射。对气体框22内喷射的燃料进行燃烧。其结果,生成燃烧气体,在第1排气流路29a内,高温的气体流动。在气体框22内,在比分隔部件29更靠下游侧,流过第1排气流路29a的燃烧气体与流过第2排气流路29b的排气EG合流。在气体框22内,在比分隔部件29更靠下游侧依次配置有第1低温热介质加热器27a及第2高压再热器26b。

[0292] 原料反应设备40c中的原料反应装置41c的反应器45a、45b具有预反应器45a及后反应器45b。

[0293] 在预反应器45a的第1热介质入口连接有第1低温热介质管路51a的一端。该第1低温热介质管路51a的另一端与第1低温热介质加热器27a的出口连接。在预反应器45a的第1热介质出口连接有第1低温热介质回收管路52a的一端。该第1低温热介质回收管路52a的另一端与第1低温热介质加热器27a的入口连接。在第1低温热介质加热器27a的入口还连接有

第2高压再热器26b的出口。在第1低温热介质回收管路52a中设置有第1热介质升压机53。

[0294] 在第1低温热介质加热器27a的出口还连接有第3高压再热器26c的入口。在该第3高压再热器26c的出口连接有高压再热蒸汽管路84的一端。该高压再热蒸汽管路84的另一端与高压蒸汽轮机33的入口连接。

[0295] 在第1低温热介质加热器27a的出口还连接有第1高温热介质加热器27b的入口。在该第1高温热介质加热器27b的出口连接有第1高温热介质管路51b的一端。该第1高温热介质管路51b的另一端与后反应器45b的第1热介质入口连接。在该后反应器45b的第1热介质出口连接有第1高温热介质回收管路52b的一端。该第1高温热介质回收管路52b的另一端与预反应器45a的第1热介质入口连接。

[0296] 在第1低温热介质加热器27a中流入通过第2高压再热器26b过度加热的蒸汽及来自第1低温热介质回收管路52a的蒸汽。第1低温热介质加热器27a使这些蒸汽与排气EG进行热交换而过度加热这些蒸汽。

[0297] 通过第1低温热介质加热器27a过度加热的蒸汽的一部分作为第1低温热介质经由第1低温热介质管路51a流入预反应器45a。通过第1低温热介质加热器27a过度加热的蒸汽的另一部分流入第3高压再热器26c。高温的燃烧气体与第3高压再热器26c接触。在来自燃气轮机11的排气EG中来自燃烧器28的燃料被投入,该燃料燃烧而生成高温的燃烧气体。该高温的燃烧气体与第3高压再热器26c接触。第3高压再热器26c使该高温的燃烧气体与蒸汽进行热交换而过度加热该蒸汽。该蒸汽经由高压再热蒸汽管路84流入高压蒸汽轮机33,并且驱动该高压蒸汽轮机33。因此,流入本实施方式的高压蒸汽轮机33的蒸汽的温度高于流入第3实施方式的高压蒸汽轮机33的蒸汽的温度。因此,在本实施方式中,能够提高高压蒸汽轮机33的输出。

[0298] 通过第1低温热介质加热器27a过度加热的蒸汽的剩余部分流入第1高温热介质加热器27b。第1高温热介质加热器27b使前述的高温混合气体与蒸汽进行热交换而过度加热该蒸汽。该蒸汽作为第1高温热介质经由第1高温热介质管路51b流入后反应器45b。该第1高温热介质的温度高于第1低温热介质的温度。

[0299] 在本实施方式的反应执行工序中,也与上述的实施方式相同地,使气态的氨NH与第1热介质进行热交换而加热气态的氨NH并使其热分解反应,生成反应气体RG。

[0300] 通过第5预热器44i预热的气态氨NHg流入预反应器45a。在该预反应器45a中,作为第1低温热介质,从后反应器45b经由第1高温热介质回收管路52b流入蒸汽。而且,在该预反应器45a中,作为第1低温热介质,从第1低温热介质加热器27a经由第1低温热介质管路51a流入蒸汽。预反应器45a使气态氨NHg与第1低温热介质进行热交换而加热气态氨NHg,另一方面冷却第1低温热介质。已冷却的第1低温热介质即蒸汽经由第1低温热介质回收管路52a流入第1低温热介质加热器27a。并且,已加热的气态氨NHg其一部分进行热分解反应而成为包含氢、氧及氨的反应气体RG。

[0301] 通过预反应器45a生成的反应气体RG流入后反应器45b。在该后反应器45b中,作为第1高温热介质,流入通过第1高温热介质加热器27b过度加热的蒸汽。后反应器45b使来自预反应器45a的反应气体RG与第1高温热介质进行热交换而加热反应气体RG,另一方面冷却第1高温热介质。已冷却的第1高温热介质即蒸汽经由第1高温热介质管路51b作为第1低温热介质流入预反应器45a。已加热的反应气体RG中所包含的气态氨NHg其一部分进行热分解

反应而成为包含氢、氧及氨NH的反应气体RG。

[0302] 参考图10对本实施方式中的原料流体的加热进行说明。另外,与图4等相同地,图10是与氨(实线)及加热氨的热源(虚线)相关的T-Q线图。并且,在图10中,横轴表示热量,纵轴表示温度。

[0303] 该反应环境的温度越高,越促进氨的热分解反应。并且,如图10所示,在热分解反应中,若氨的浓度变低,则相对于热量增加量的温度上升量逐渐变大。在本实施方式中,如上所述,首先,使气态氨NHg流入预反应器45a,与第1低温热介质进行热交换,使其成为包含氢、氧及氨的反应气体RG。在本实施方式中,进一步使该反应气体RG流入后反应器45b,与比第1低温热介质更高温度的第1高温热介质进行热交换,使反应气体RG中所包含的氨热分解反应。因此,在本实施方式中,能够使从后反应器45b流出的反应气体RG中所包含的残留氨的浓度低于上述的实施方式中的从反应器45流出的反应气体RG中所包含的残留氨的浓度。

[0304] 在第1、第2及第3实施方式中,仅将燃气轮机11的排气EG作为热源而生成氨(原料流体)的热分解反应中所使用的第1热介质。因此,在第1、第2及第3实施方式中,无法获得温度超过燃气轮机11的出口的排气EG温度的第1热介质而通过超过燃气轮机11的出口的排气EG温度的温度来使原料流体反应。另一方面,在本实施方式中,对排气EG投入燃料并进行再热,因此能够获得温度超过反应气体利用设备(排气产生设备)即燃气轮机11的出口的排气EG温度的第1热介质并通过超过反应气体利用设备(排气产生设备)即燃气轮机11的出口的排气EG温度的温度来使原料流体反应。并且,在本实施方式中,分流燃气轮机11的排气EG,仅对其一部分追加投入燃料,并使其燃烧。因此,能够以较少的追加投入燃料来提升排气的温度。因此,能够提高成套设备效率。

[0305] 并且,在本实施方式中,对在后反应器45b中使用后的第1高温热介质添加了从第1低温热介质加热器27a供给的蒸汽的介质作为第1低温热介质供给至预反应器45a。因此,在本实施方式中,预反应器45a的热源即第1低温热介质的流量大于第1高温热介质。第1低温热介质及第1高温热介质为相等的压力,恒压比热也相等,因此第1低温热介质的恒压比热与流量的乘积即每单位时间的热容大于第1高温热介质的恒压比热与流量的乘积。在不伴随相变、化学反应的介质中,T-Q线的斜率与恒压比热与流量的乘积即每单位时间的热容成反比。因此,如图10所示,预反应器45a中的第1低温热介质的T-Q线的斜率小于后反应器45b中的第1高温热介质的T-Q线的斜率。

[0306] 预反应器45a的温度级别为氨(原料流体)的反应最活跃地进行的温度附近,反应中需要较大的热量,因此预反应器45a内的氨的T-Q线的斜率较小。另一方面,在后反应器45b内,残留的氨的量减少而反应量减少,反应中所需的热量也减少,因此通过较少的热量来提升温度。因此,后反应器45b内的氨的T-Q线的斜率较大。

[0307] 若增减从第1低温热介质加热器27a经由第1低温热介质管路51a而不经由后反应器45b供给至预反应器45a的蒸汽的流量,则能够独立地调整第1低温热介质及第1高温热介质的热容。因此,通过调节第1低温热介质的热容,能够使该第1低温热介质的T-Q线的斜率接近预反应器45a内的氨及反应气体的T-Q线的斜率。而且,通过调节第1高温热介质的热容,能够使该第1高温热介质的T-Q线的斜率接近后反应器45b内的氨及反应气体的T-Q线的斜率。

[0308] 在本实施方式中,如上所述,第1低温热介质的恒压比热与流量的乘积大于第1高

温热介质的恒压比热与流量的乘积。因此,在本实施方式中,反应活跃地进行,能够对所需热量较大的预反应器45a供给较大的热量,而对所需热量较小的后反应器45b供给较小的热量。

[0309] 根据以上的内容,在本实施方式中,能够使第1低温热介质、第1高温热介质各自的T-Q线沿着预反应器45a、后反应器45b各自的氨及反应气体的T-Q线。因此,在本实施方式中,缩小第1热介质与氨(原料流体)及反应气体的温度差,按每个温度级别不多不少地供给所需的热量,提高热利用效率,从而能够提高成套设备效率。

[0310] 另外,需要第1低温热介质与第1高温热介质为不同的介质,但无需两者为不同的物质,只要恒压比热与流量的乘积即热容或温度不同即可。

[0311] 并且,在本实施方式中,如上所述,能够降低反应气体RG中所包含的残留氨的浓度,因此能够抑制残留原料除去装置130中的消耗能量。

[0312] 在本实施方式中,使用高温的第1高温热介质而在后反应器45b中进一步提高反应气体的温度,因此第1反应气体冷却器46c的入口的反应气体RG的温度高于第3实施方式。因此,在第1反应气体冷却器46c中,能够将燃料即已处理反应气体RGp预热至高于第3实施方式的温度后投入于燃气轮机11的燃烧器11c。因此,在本实施方式中,能够减少燃气轮机11的耗油量,从而进一步提高成套设备效率。燃气轮机11为热循环的一种,已处理反应气体RGp为热循环中所利用的第3热介质的一种。因此,在热循环中能够利用高温的第3热介质,如上所述,成套设备效率得以提高。在本实施方式中,能够以比反应气体利用设备(排气产生设备)的一种即燃气轮机11的出口的排气EG温度更高的温度来实现后反应器45b中的反应。因此,能够将第3热介质的温度提高至比反应气体利用设备(排气产生设备)的一种即燃气轮机11的出口的排气EG温度更高的温度。因此,在本实施方式中,通过如此构成,能够进一步提高成套设备效率。

[0313] 在本实施方式中,反应器具有预反应器45a及后反应器45b,第1热介质加热器具有第1低温热介质加热器27a及第1高温热介质加热器27b。然而,与上述的实施方式相同地,也可以是一个反应器,一个第1热介质加热器。

[0314] 在本实施方式中,将气体框22内分割为两个排气流路29a、29b。然而,也可以将气体框22内不分割为两个排气流路。在该情况下,一个第1热介质加热器使由从燃烧器28投入到来自燃气轮机11的排气EG中的燃料的燃烧形成的燃烧气体与第1热介质进行热交换而加热第1热介质。通过一个第1热介质加热器加热的第1热介质流入一个反应器45而加热气态氨NHg,并且使该气态氨NHg热分解反应。

[0315] 并且,也可以在已处理反应气体RGp流动的燃料管路12中连接天然气管路15。该天然气管路15例如在燃料管路12中与燃料预热器(第1反应气体冷却器46c)的上游侧连接。如上所述,通过在燃料管路12中连接天然气管路15,例如,当在启动时、低负荷时无法获得反应气体的产生所需的温度的燃气轮机排气时,能够仅通过天然气NG来运行。另外,在其他实施方式中,也可以在燃料管路12中连接天然气NG流动的天然气管路15。并且,虽然未图示,但也可以对燃烧器28供给天然气,而不是供给已处理反应气体RG。如此,燃烧器28的出口的燃烧气体的温度控制变得容易。另外,在其他实施方式中,当追加燃烧器时,对该燃烧器可以供给已处理反应气体RG,也可以供给天然气。并且,也能够对燃料管路12供给天然气等反应气体RG或仅供给除已处理反应气体RGp以外的燃料。在该情况下,燃气

涡轮机11为排气产生设备,但不是反应气体利用设备。

[0316] “第5实施方式”

[0317] 参考图11对原料流体的处理设备的第5实施方式进行说明。

[0318] 本实施方式的原料流体的处理设备为第2实施方式的原料流体的处理设备的变形例。在本实施方式的原料流体的处理设备中,使氨的一部分自热分解反应。

[0319] 与上述的实施方式相同地,本实施方式的原料流体的处理设备也具备原料反应设备40d、反应气体利用设备10d及余热利用设备20d。

[0320] 与上述的实施方式的原料反应设备相同地,本实施方式的原料反应设备40d具有原料反应装置41d及残留原料除去装置130。本实施方式的原料反应装置41d与第2实施方式的原料反应装置41a不同。另一方面,本实施方式的残留原料除去装置130与上述的实施方式的残留原料除去装置130相同。

[0321] 本实施方式的反应气体利用设备10d与上述的实施方式的反应气体利用设备10基本上相同。但是,反应气体利用设备10d中的燃料预热器具有第1燃料预热器13a及第2燃料预热器13b。并且,本实施方式的余热利用设备20d与上述的实施方式的余热利用设备不同。

[0322] 与上述的实施方式相同地,本实施方式的余热利用设备20d具有余热回收锅炉21、低压蒸汽涡轮机31、中压蒸汽涡轮机32、高压蒸汽涡轮机33、冷凝器34、供水管路35、供水泵36及烟囱39。本实施方式的余热利用设备20d还具有预热供水的供水预热器37。该供水预热器37设置于供水管路35。在供水预热器37的介质入口连接有抽出蒸汽管路95的一端。该抽出蒸汽管路95的另一端与低压蒸汽涡轮机31的壳体连接。在供水预热器37的介质出口连接有抽出蒸汽回收管路94的一端。该抽出蒸汽回收管路94的另一端与在供水管路35中比供水预热器37更靠冷凝器34侧的位置连接。余热回收锅炉21与第2实施方式的余热回收锅炉21相同。另外,在本实施方式中的余热回收锅炉21的高压过热器25d的出口连接有高压蒸汽管路83的一端。该高压蒸汽管路83的另一端与高压蒸汽涡轮机33的入口连接。因此,在本实施方式中,与第1实施方式相同地,来自高压过热器25d的高压蒸汽经由高压蒸汽管路83流入高压蒸汽涡轮机33。

[0323] 与第2实施方式的原料反应装置41a相同地,本实施方式的原料反应装置41d具有氨供给管路42、原料氨泵43、第1预热器44c、第2预热器44d、反应器45a、45b、第1反应气体冷却器46a、第2反应气体冷却器46b及反应气体管路47。但是,本实施方式的反应器45a、45b具有预反应器45a及后反应器45b。本实施方式的原料反应装置41d还具有将氧化剂投入到原料流体NH即氨NH中的氧化剂投入装置60。

[0324] 本实施方式中的氧化剂为空气。氧化剂投入装置60具有气态的氧化剂流动的氧化剂接收管路61、冷却来自该氧化剂接收管路61的氧化剂的氧化剂冷却器62、压缩通过氧化剂冷却器62冷却的氧化剂的氧化剂压缩机63、加热通过氧化剂压缩机63压缩的氧化剂的氧化剂加热器64及将通过氧化剂加热器64加热的氧化剂引导至反应器45的氧化剂投入管路65。

[0325] 燃气涡轮机11具有连接该空气压缩机11a中的排出口与燃烧器11c的压缩空气入口的燃烧用空气通道11b。在该燃烧用空气通道11b中,来自空气压缩机11a的燃烧用空气流动。氧化剂接收管路61的一端与该燃烧用空气通道11b连接。该氧化剂接收管路61的另一端与氧化剂压缩机63的入口连接。氧化剂冷却器62设置于该氧化剂接收管路61。氧化剂冷却

器62为热交换器。在该氧化剂冷却器62的介质入口连接有高压供水管路79的一端。该高压供水管路79的另一端与余热回收锅炉21中的高压泵25p的排出口连接。在氧化剂冷却器62的介质出口连接有高压供水回收管路80的一端。该高压供水回收管路80的另一端与余热回收锅炉21中的高压蒸发器25c的入口连接。氧化剂压缩机63将通过氧化剂冷却器62冷却的氧化剂升压至可投入于反应器45a、45b的压力。氧化剂加热器64为热交换器。在该氧化剂加热器64的介质入口连接有第2高压加热水管路81a的一端。该第2高压加热水管路81a的另一端与余热回收锅炉21中的第2高压省煤器25b的出口连接。在氧化剂加热器64的介质出口连接有第2高压加热水回收管路82a的一端。该第2高压加热水回收管路82a的另一端与余热回收锅炉21中的中压省煤器24a的入口连接。氧化剂投入管路65具有第1氧化剂投入管路65b及第2氧化剂投入管路65c。第1氧化剂投入管路65b的一端及第2氧化剂投入管路65c的一端均与氧化剂加热器64的氧化剂出口连接。第1氧化剂投入管路65b的另一端与预反应器45a连接。并且,第2氧化剂投入管路65c的另一端与后反应器45b连接。

[0326] 在预反应器45a中,除了来自氧化剂投入装置60的氧化剂以外,还流入来自第2预热器44d的气态氨NH<sub>3</sub>。在该预反应器45a的介质入口连接有第1热介质管路51的一端。该第1热介质管路51的另一端与第1热介质加热器27的出口连接。在预反应器45a的介质出口连接有第1热介质回收管路52的一端。该第1热介质回收管路52的另一端与第2热介质加热器的入口连接。在后反应器45b中,除了来自氧化剂投入装置60的氧化剂以外,还流入来自预反应器45a的反应气体RG。

[0327] 在后反应器45b中连接有第1反应气体管路47a。与第2实施方式相同地,在该第1反应气体管路47a中设置有第1反应气体冷却器46a。并且,与第2实施方式相同地,第2反应气体管路47b设置有第2反应气体冷却器46b。

[0328] 在反应气体利用设备10d中的第1燃料预热器13a中流入来自残留原料除去装置130的已处理反应气体RG<sub>p</sub>。与第2实施方式的燃料预热器13相同地,在第1燃料预热器13a的介质入口连接有高压加热水管路81的一端。与第2实施方式的燃料预热器13相同地,在第1燃料预热器13a的介质出口连接有高压加热水回收管路82的一端。在第2燃料预热器13b中流入通过第1燃料预热器13a预热的已处理反应气体RG<sub>p</sub>,进一步预热该已处理反应气体RG<sub>p</sub>。通过第2燃料预热器13b预热的已处理反应气体RG<sub>p</sub>流入燃烧器11c。

[0329] 在前述的第1反应气体冷却器46a的第3热介质入口连接有第1高压排出蒸汽管路85a的一端。该第1高压排出蒸汽管路85a的另一端与高压蒸汽轮机33的出口连接。在第1反应气体冷却器46a的第3热介质出口连接有第2高压排出蒸汽管路85b的一端。该第2高压排出蒸汽管路85b的另一端与第2燃料预热器13b的介质入口连接。在第2燃料预热器13b的介质出口连接有第3高压排出蒸汽管路85c的一端。该第3高压排出蒸汽管路85c的另一端与中压蒸汽轮机32的入口连接。

[0330] 来自燃气轮机11的空气压缩机11a的燃烧用空气的一部分经由氧化剂接收管路61作为氧化剂流入氧化剂冷却器62。在该氧化剂冷却器62中,经由高压供水管路79流入来自余热回收锅炉21的高压泵25p的高压供水。来自空气压缩机11a的燃烧用空气的温度例如约为450℃,该燃烧用空气的压力例如约为2MPa。氧化剂冷却器62使作为氧化剂的燃烧用空气与高压供水进行热交换,冷却燃烧用空气,另一方面加热高压供水。已加热的高压供水经由高压供水回收管路80流入余热回收锅炉21的高压蒸发器25c。

[0331] 氧化剂压缩机63压缩并升压通过氧化剂冷却器62冷却的燃烧用空气。流入第1预热器44c的液态氨NH的压力通过原料氨泵43升压,如上所述,约为5MPa。因此,预反应器45a及后反应器45b内的压力也约为5MPa。氧化剂压缩机63将氧化剂升压至可投入于预反应器45a及后反应器45b的压力。为了减少该氧化剂压缩机63中的压缩动力,氧化剂冷却器62冷却流入氧化剂压缩机63之前的氧化剂。

[0332] 通过氧化剂压缩机63压缩的燃烧用空气流入氧化剂加热器64。在该氧化剂加热器64中,经由第2高压加热水管路81a流入来自第2高压省煤器25b的高压加热水。氧化剂加热器64使作为氧化剂的燃烧用空气与高压加热水进行热交换,加热燃烧用空气,另一方面冷却高压加热水。通过氧化剂加热器64冷却的高压加热水经由第2高压加热水回收管路82a流入中压省煤器24a。氧化剂加热器64通过对预反应器45a及后反应器45b与作为氧化剂的燃烧用空气一同供给热,即便是较少的氧化对象气体的氧化反应量,也利用较少的量的氧化剂来提高预反应器45a及后反应器45b内的温度,使预反应器45a及后反应器45b内的反应活化。具体而言,氧化剂加热器64将作为氧化剂的燃烧用空气的温度提高至接近流入各反应器45a、45b的氧化对象气体的温度或该温度以上。

[0333] 在预反应器45a中流入来自第2预热器44d的气态氨NHg及来自氧化剂投入装置60的燃烧用空气。在预反应器45a内,气态氨NHg的一部分与燃烧用空气进行氧化反应(燃烧)。通过该氧化反应产生的热加热气态氨NHg。而且,气态氨NHg通过与由第1热介质加热器27加热的第1热介质的热交换被加热。因此,在该预反应器45a内,与第2实施方式的反应器45内相比,气态氨NHg加热而成为更高温度,从而促进气态氨NHg的热分解反应。

[0334] 在后反应器45b中流入来自预反应器45a的反应气体RG及来自氧化剂投入装置60的燃烧用空气。在后反应器45b内,来自预反应器45a的反应气体RG中所包含的气态氨NHg的一部分、由预反应器45a内的热分解反应生成的氢的一部分与燃烧用空气进行氧化反应(燃烧)。通过该氧化反应产生的热加热气态氨NHg。因此,在该后反应器45b内,来自预反应器45a的反应气体RG中所包含的气态氨NHg被加热而进一步促进该气态氨NHg的热分解反应。

[0335] 如上所述,在本实施方式中,通过在各反应器45a、45b内投入氧化剂,各反应器45a、45b内的气态氨NHg的一部分进行氧化反应,由此能够提高各反应器45a、45b内的热分解反应的环境温度。因此,在本实施方式中,能够降低从各反应器45a、45b流出的反应气体RG中的氨浓度。

[0336] 本实施方式中,作为氧化剂,使用来自燃气轮机11的空气压缩机11a的燃烧用空气。该燃烧用空气为已通过空气压缩机11a压缩的空气,因此是比大气高压的空气。氧化剂压缩机63将该燃烧用空气升压至可投入于预反应器45a及后反应器45b的压力。因此,与通过氧化剂压缩机63将大气升压至可投入于预反应器45a及后反应器45b的压力的情况相比,本实施方式能够抑制氧化剂压缩机63的驱动力。

[0337] 来自后反应器45b的反应气体RG经由反应气体管路47流入第1反应气体冷却器46a。在第1反应气体冷却器46a中,经由第1高压排出蒸汽管路85a流入从高压蒸汽轮机33排出的高压蒸汽作为第3热介质。在第1反应气体冷却器46a中,通过来自后反应器45b的反应气体RG与从高压蒸汽轮机33排出的高压蒸汽的热交换,反应气体RG被冷却,另一方面高压蒸汽被过度加热。

[0338] 在第2预热器44d中,与第2实施方式相同地,通过由第1反应气体冷却器46a冷却的

反应气体RG与气态氨NHg的热交换,反应气体RG进一步被冷却,另一方面气态氨NHg被预热。

[0339] 与第2实施方式相同地,第2反应气体冷却器46b通过由第2预热器44d冷却的反应气体RG与作为第3热介质的供水的热交换,反应气体RG被冷却,另一方面供水被加热。已加热的供水作为第2热介质流入第1预热器44c。

[0340] 通过第2反应气体冷却器46b冷却的反应气体RG流入残留原料除去装置130,与第2实施方式相同地,反应气体RG中所包含的残留氨被除去。

[0341] 来自残留原料除去装置130的已处理反应气体RGp作为燃料经由燃料管路12流入燃烧器11c。在该过程中,已处理反应气体RGp依次通过第1燃料预热器13a及第2燃料预热器13b被预热。与第2实施方式的燃料预热器13相同地,第1燃料预热器13a使来自第2高压省煤器25b的高压加热水与已处理反应气体RGp进行热交换而加热已处理反应气体RGp。在第2燃料预热器13b中流入通过第1燃料预热器13a加热的已处理反应气体RGp。在第2燃料预热器13b中,经由第2高压排出蒸汽管路85b还流入通过第1反应气体冷却器46a过度加热的蒸汽。在第2燃料预热器13b中,通过由第1燃料预热器13a加热的已处理反应气体RGp与来自第1反应气体冷却器46a的蒸汽的热交换,加热已处理反应气体RGp,另一方面冷却蒸汽。通过第2燃料预热器13b冷却的蒸汽经由第3高压排出蒸汽管路85c流入中压蒸汽轮机32,并驱动该中压蒸汽轮机32。通过第2燃料预热器13b加热的已处理反应气体RGp流入燃烧器11c。

[0342] 如上所述,在本实施方式中,在各反应器45中导入氨NH的氧化剂而使该氨NH的一部分燃烧,以提高各反应器45内的热分解反应的环境温度,因此能够降低流过反应气体管路47的反应气体RG中的氨浓度。因此,在本实施方式中,也与第4实施方式相同地,能够抑制残留原料除去装置130中的消耗能量。

[0343] 在本实施方式中,将氧化剂投入于预反应器45a及后反应器45b。然而,也可以在预反应器45a及后反应器45b中的一个反应器45中投入氧化剂。另外,当将氧化剂仅投入于预反应器45a时,无需后反应器45b。

[0344] 在本实施方式中,使从高压蒸汽轮机33排出的高压蒸汽回收第1反应气体冷却器46a中的高温的余热。并且,在第2燃料预热器13b中利用该高压蒸汽的热之后,使该高压蒸汽流入中压蒸汽轮机32。因此,在本实施方式中,能够将在第2燃料预热器13b中升温至较高温度的已处理反应气体RGp供给至燃气轮机11,因此燃气轮机11的效率得以提高,并且也能够对中压蒸汽轮机32的入口供给高温的蒸汽,因此蒸汽轮机的输出增加,从而能够提高成套设备的效率。

[0345] 当仅将燃气轮机11的排气EG作为热源而使氨NH分解反应,预热投入于燃气轮机11的燃料,并驱动蒸汽轮机时,氨的反应温度、投入于燃气轮机11的燃料的温度及蒸汽轮机的入口蒸汽温度均低于燃气轮机11的出口的排气EG的温度。然而,在本实施方式中,在各反应器45a、45b中,通过氧化剂来氧化氨、反应气体的一部分,由此使这些气体升温,因此能够使原料流体(在此为氨)的反应温度高于反应气体利用设备(或排气产生设备(在此为燃气轮机11))的出口的排气EG的温度。因此,能够降低反应器45的出口的反应气体中(在此为氨分解气体)的残留原料(在此为氨)的浓度。而且,在本实施方式中,使用冷却比燃气轮机11的出口的排气EG更高温度的反应气体的余热,能够使燃气轮机投入燃料及蒸汽轮机入口蒸汽升温。因此,在本实施方式中,能够使燃气轮机投入燃料温度及蒸汽轮机入口蒸汽温度高于燃气轮机11的出口的排气EG的温度,在这种情况下,尤其获

得高的成套设备效率。即,能够将第3热介质(在此为从高压蒸汽轮机33排出的高压蒸汽)的温度提高至比反应气体利用设备(或排气产生设备,在此为燃气轮机11)的出口的排气EG的温度更高的温度。因此,在本实施方式中,通过如此构成,能够进一步提高成套设备效率。

[0346] 在本实施方式中,作为原料流体NH的氧化剂,使用燃烧用空气。然而,氧化剂并不限于燃烧用空气,例如只要是大气、氧等能够使原料流体NH氧化反应的气态,则可以是任何气态。

[0347] 在本实施方式中,通过供水预热器37,来自冷凝器34的供水通过与从低压蒸汽轮机31抽出的蒸汽的热交换被加热。从低压蒸汽轮机31抽出的蒸汽通过与供水的热交换冷凝而成为水。该水流入供水中。因此,在本实施方式中,能够提高流入余热回收锅炉21的供水的温度。若流入余热回收锅炉21的供水的温度变高,则余热回收锅炉21中的各低压省煤器23a、23b的入口及出口的水温提高,经由低压加热水管路76供给至第1预热器44c的水温也提高。因此,当在预热器中用于加热氨的热量较少时,如本实施方式,若设置供水预热器37,则能够对预热器供给足够量的热。因此,如本实施方式,当在预热器中用于加热氨的热量较少时,优选设置供水预热器37。

[0348] “第6实施方式”

[0349] 参考图12对原料流体的处理设备的第6实施方式进行说明。

[0350] 本实施方式的原料流体的处理设备为第3实施方式的原料流体的处理设备的变形例。在本实施方式的原料流体的处理设备中,与第5实施方式相同地,使氨NH的一部分自热分解反应。

[0351] 与上述的实施方式相同地,本实施方式的原料流体的处理设备也具备原料反应设备40e、反应气体利用设备10及余热利用设备20e。

[0352] 与上述的实施方式的原料反应设备相同地,本实施方式的原料反应设备40e具有原料反应装置41e及残留原料除去装置130。本实施方式的原料反应装置41e与第3实施方式的原料反应装置41b不同。另一方面,本实施方式的残留原料除去装置130与上述的实施方式的残留原料除去装置130相同。

[0353] 本实施方式的反应气体利用设备10与第3实施方式的反应气体利用设备10相同。并且,本实施方式的余热利用设备20e与第3实施方式的余热利用设备20b基本上相同。但是,在使原料反应装置41e与第3实施方式不同的关系上,与构成余热利用设备20e的各设备连接的管路结构等与第3实施方式不同。并且,余热回收锅炉21e的结构也与第3实施方式的结构不同。

[0354] 本实施方式的余热回收锅炉21e基本上与第3实施方式的余热回收锅炉21b相同。但是,本实施方式的余热回收锅炉21e作为低压蒸发器具有第1低压蒸发器23d及第2低压蒸发器23e。第1低压蒸发器23d配置于第1低压省煤器23a与第2低压省煤器23b之间。第2低压蒸发器23e配置于第2低压省煤器23b与第1高压省煤器25a之间。第1低压蒸发器23d使来自第1低压省煤器23a的水的一部分与排气EG进行热交换而加热水。第2低压省煤器23b使来自第1低压省煤器23a的水的另一部分与排气EG进行热交换而加热水。第2低压蒸发器23e使来自第2低压省煤器23b的加热水与排气EG进行热交换而加热该加热水并使其成为蒸汽。该蒸汽通过低压过热器23f进一步过度加热而成为低压蒸汽。

[0355] 与第3实施方式的原料反应装置41b相同地,本实施方式的原料反应装置41e具有氨供给管路42、原料氨泵43、第1预热器44e、第2预热器44f、第3预热器44g、第4预热器44h、第5预热器44i、反应器45a、45b、第1反应气体冷却器46c、第2反应气体冷却器46d及反应气体管路47。但是,与第5实施方式相同地,本实施方式的反应器45a、45b具有预反应器45a及后反应器45b。与第5实施方式相同地,本实施方式的原料反应装置41e还具有将氧化剂投入于氨中的氧化剂投入装置60e。

[0356] 与第5实施方式相同地,本实施方式中的氧化剂也是空气。与第5实施方式相同地,氧化剂投入装置60e具有氧化剂接收管路61、氧化剂冷却器62a、62b、氧化剂压缩机63、氧化剂加热器64及氧化剂投入管路65。但是,本实施方式的氧化剂冷却器62a、62b具有第1氧化剂冷却器62a及第2氧化剂冷却器62b。

[0357] 氧化剂接收管路61的一端与燃气轮机11的燃烧用空气通道11b连接。该氧化剂接收管路61的另一端与氧化剂压缩机63的入口连接。第1氧化剂冷却器62a及第2氧化剂冷却器62b设置于该氧化剂接收管路61。

[0358] 在第1氧化剂冷却器62a的介质入口连接有高压供水管路79的一端。该高压供水管路79的另一端与余热回收锅炉21e中的高压泵25p的排出口连接。在第1氧化剂冷却器62a的介质出口连接有高压供水回收管路80的一端。该高压供水管路79的另一端与余热回收锅炉21e中的高压蒸发器25c的入口连接。在第2氧化剂冷却器62b的介质入口连接有第2分支供水管路91a的一端。该第2分支供水管路91a的另一端与供水管路35连接。在第2氧化剂冷却器62b的介质出口连接有第2供水回收管路75a的一端。该第2供水回收管路75a的另一端为在供水管路35中比第2分支供水管路91a与供水管路35的连接位置更靠余热回收锅炉21e侧的位置。

[0359] 在本实施方式中的第2预热器44f的第2热介质入口连接有低温低压蒸汽管路88a的一端及低压抽出蒸汽管路90的一端。低温低压蒸汽管路88a的另一端与余热回收锅炉21e中的第1低压蒸发器23d的出口连接。低压抽出蒸汽管路90的另一端与低压蒸汽轮机31的壳体连接。在第2预热器44f的第2热介质出口连接有连结低压加热水管路78e的一端。该连结低压加热水管路78e的另一端与第1预热器44e的第2热介质入口连接。在第2预热器44f的第2热介质出口还连接有第2加热水回收管路78b的一端。该第2加热水回收管路78b的另一端与第1低压蒸发器23d的入口及第2低压省煤器23b的入口连接。在第1预热器44e的第2热介质出口连接有第1加热水回收管路78a的一端。该第1加热水回收管路78a的另一端与供水管路35连接。

[0360] 在第4预热器44h的第2热介质入口连接有中压抽出蒸汽管路93的一端。该中压抽出蒸汽管路93的另一端与中压蒸汽轮机32的壳体连接。在第4预热器44h的第2热介质出口连接有连结中压蒸汽管路89的一端。该连结中压蒸汽管路89的另一端与第3预热器44g的第2热介质入口连接。在第3预热器44g的第2热介质入口还连接有第2中压排出蒸汽管路87a的一端。该第2中压排出蒸汽管路87a的另一端与中压蒸汽轮机32的出口连接。在第3预热器44g的第2热介质出口连接有第3加热水回收管路78c的一端。该第3加热水回收管路78c的另一端与第1低压蒸发器23d的入口及第2低压省煤器23b的入口连接。

[0361] 与第3实施方式相同地,在第5预热器44i的第2热介质入口连接有高压蒸汽管路83的一端。该高压蒸汽管路83的另一端与第2高压过热器25e的出口连接。与第3实施方式相同

地,在第5预热器44i的第2热介质出口连接有高压蒸汽回收管路86的一端。该高压蒸汽回收管路86的另一端与第1高压再热器26a的入口连接。

[0362] 与第3实施方式相同地,通过原料氨泵43升压的液态氨NH流入第1预热器44e,并且在其中通过与第2热介质的热交换被预热。流入第1预热器44e的第2热介质为从第2预热器44f经由第1连结加热水管路78e流入第1预热器44e的加热水。在第1预热器44e中通过与液态氨NH的热交换冷却的加热水经由第1加热水回收管路78a流入供水管路35。

[0363] 通过第1预热器44e预热的液态氨NH流入第2预热器44f,并且在其中通过与第2热介质的热交换被预热而成为气态氨NHg。流入第2预热器44f的第2热介质为从第1低压蒸发器23d经由低温低压蒸汽管路88a流入第2预热器44f的低温低压蒸汽及从低压蒸汽轮机31经由低压抽出蒸汽管路90流入第2预热器44f的低压抽出蒸汽。在该第2预热器44f中,氨在恒定温度下从液态向气态发生相变,并且与该氨的热交换对象即水也在恒定温度下从气态向液态发生相变。如此,氨及其热交换对象这两者在恒定温度下发生相变,因此如上所述,利用图8能够缩小两者的温度差,从而能够提高热利用效率。如上所述,在该第2预热器44f中通过与液态氨NH的热交换生成的加热水的一部分经由连结低压加热水管路78e流入第1预热器44e。并且,在该第2预热器44f中通过与液态氨NH的热交换生成的加热水的剩余部分经由第2加热水回收管路78b流入第1低压蒸发器23d及第2低压省煤器23b。

[0364] 通过第2预热器44f生成的气态氨NHg流入第3预热器44g,并且在其中通过与第2热介质的热交换进一步被预热。流入第3预热器44g的第2热介质为从第4预热器44h经由连结中压蒸汽管路89流入第3预热器44g的蒸汽及从中压蒸汽轮机32经由第2中压排出蒸汽管路87a流入第3预热器44g的蒸汽。在第3预热器44g中通过与气态氨NHg的热交换冷却的蒸汽冷凝而成为加热水。该加热水经由第3加热水回收管路78c流入第1低压蒸发器23d及第2低压省煤器23b。

[0365] 通过第3预热器44g预热的气态氨NHg流入第4预热器44h,并且在其中通过与第2热介质的热交换进一步被预热。流入第4预热器44h的第2热介质为从中压蒸汽轮机32被抽出并且经由中压抽出蒸汽管路93流入第4预热器44h的抽出中压蒸汽。如上所述,在第4预热器44h中通过与气态氨NHg的热交换冷却的蒸汽经由连结中压蒸汽管路89流入第3预热器44g。

[0366] 通过第4预热器44h预热的气态氨NHg流入第5预热器44i,并且在其中通过与第2热介质的热交换进一步被预热。与第3实施方式相同地,流入第5预热器44i的第2热介质为从第2高压过热器25e经由高压蒸汽管路83流入第5预热器44i的高压蒸汽。与第3实施方式相同地,在第5预热器44i中通过与气态氨NHg的热交换冷却的蒸汽经由高压蒸汽回收管路86流入第1高压再热器26a。

[0367] 在此,余热回收锅炉21、蒸汽轮机31、32、33、冷凝器34、供水泵36及连接它们的各种配管构成朗肯循环,其为第1热循环的一种。并且,中压蒸汽轮机32的中间区段、中压蒸汽轮机32的出口分别为第1热循环中的第1部的一种。从这些部位获取的蒸汽(第1热循环介质)分别通过第2热介质管路的一种即中压抽出蒸汽管路93、第2中压排出蒸汽管路87a,引导至第4预热器44h、第3预热器44g。在第4预热器44h及第3预热器44g中通过与原料流体(在此为氨)的热交换冷却的各蒸汽冷凝而产生的水通过第2热介质回收管路的一种即第3加热水回收管路78c,引导至所述第1热循环中的比第1部更低温度的水(第1热循环介

质)流动的第1低压省煤器23a的出口(第2部)。第2热介质管路的一种即低压抽出蒸汽管路90将流过低压蒸汽轮机31的中间区段(第1热循环中的第1部)的蒸汽(第1热循环介质)的一部分引导至第2预热器44f。并且,第2热介质管路的一种即低温低压蒸汽管路88a将通过第1低压蒸发器23d产生的蒸汽的一部分引导至第2预热器44f。第2热介质回收管路的一种即第1加热水回收管路78a将在第2预热器44f及第1预热器44e中与原料流体(在此氨)热交换而冷却的蒸汽冷凝而产生的水引导至比所述第1部更低温度的水(第1热循环介质)流动的供水管路35(第2部)。根据本结构,能够从热循环中将适当温度的热不多不少地供给至预热器并且使用于原料流体的预热。因此,在本实施方式中,热利用效率得以提高。

[0368] 来自燃气轮机11的空气压缩机11a的燃烧用空气的一部分经由氧化剂接收管路61作为氧化剂流入第1氧化剂冷却器62a及第2氧化剂冷却器62b。与第5实施方式的氧化剂冷却器62相同地,在第1氧化剂冷却器62a中,经由高压供水管路79流入来自余热回收锅炉21e的高压泵25p的高压供水。第1氧化剂冷却器62a使作为氧化剂的燃烧用空气与高压供水进行热交换,冷却燃烧用空气,另一方面加热高压供水。与第5实施方式相同地,已加热的高压供水经由高压供水回收管路80流入余热回收锅炉21e的高压蒸发器25c。在第2氧化剂冷却器62b中流入通过第1氧化剂冷却器62a冷却的燃烧用空气。在该第2氧化剂冷却器62b中,经由第2分支供水管路91a还流入供水。第2氧化剂冷却器62b使作为氧化剂的燃烧用空气与供水进行热交换,冷却燃烧用空气,另一方面加热供水。已加热的供水经由第2供水回收管路75a流入供水管路35。

[0369] 氧化剂压缩机63压缩并升压通过第2氧化剂冷却器62b冷却的燃烧用空气。在本实施方式中,在第2氧化剂冷却器62b中,通过供水进一步冷却通过第1氧化剂冷却器62a冷却的燃烧用空气,因此能够使流入氧化剂压缩机63的燃烧用空气的温度低于第5实施方式。因此,在本实施方式中,与第5实施方式相比,能够抑制氧化剂压缩机63的驱动力。通过氧化剂压缩机63压缩的燃烧用空气流入氧化剂加热器64。与第5实施方式相同地,在该氧化剂加热器64中,经由第2高压加热水管路81a流入来自第2高压省煤器25b的高压加热水。氧化剂加热器64使作为氧化剂的燃烧用空气与高压加热水进行热交换,加热燃烧用空气,另一方面冷却高压加热水。与第5实施方式相同地,通过氧化剂加热器64冷却的高压加热水经由第2高压加热水回收管路82a流入中压省煤器24a。氧化剂加热器64使预反应器45a及后反应器45b内的反应活化,因此能够将燃烧用空气的温度提高至接近流入各反应器45a、45b的氧化对象气体的温度或该温度以上。

[0370] 在预反应器45a中,流入来自第5预热器44i的气态氨 $\text{NH}_g$ 及来自氧化剂投入装置60e的燃烧用空气。在预反应器45a内,气态氨 $\text{NH}_g$ 的一部分与燃烧用空气进行氧化反应(燃烧)。通过该氧化反应产生的热加热气态氨 $\text{NH}_g$ 。而且,气态氨 $\text{NH}_g$ 通过与由第1热介质加热器27加热的第1热介质的热交换被加热。因此,在该预反应器45a内,与第3实施方式的反应器45内相比,气态氨 $\text{NH}_g$ 被加热而成为更高温度,从而促进氨的热分解反应。

[0371] 在后反应器45b中,流入来自预反应器45a的反应气体RG及来自氧化剂投入装置60e的燃烧用空气。在后反应器45b内,来自预反应器45a的反应气体RG中所包含的气态氨 $\text{NH}_g$ 的一部分与燃烧用空气进行氧化反应(燃烧)。通过该氧化反应产生的热加热残留的气态氨 $\text{NH}_g$ 。因此,在该后反应器45b内,来自预反应器45a的反应气体RG中所包含的气态氨 $\text{NH}_g$ 被加热而促进该气态氨 $\text{NH}_g$ 的热分解反应。

[0372] 如上所述,在本实施方式中,也与第5实施方式相同地,通过在各反应器45a、45b内投入氧化剂,各反应器45a、45b内的氨NH的一部分进行氧化反应,由此能够提高各反应器45a、45b内的热分解反应的环境温度。因此,本实施方式能够降低从各反应器45a、45b流出的反应气体RG中的氨浓度。

[0373] 来自后反应器45b的反应气体RG经由反应气体管路47、第1反应气体冷却器46c及第2反应气体冷却器46d流入残留原料除去装置130,与第3实施方式相同地,反应气体RG中所包含的残留氨被除去。

[0374] “第7实施方式”

[0375] 参考图13对原料流体的处理设备的第7实施方式进行说明。

[0376] 本实施方式的原料流体的处理设备为第2实施方式的原料流体的处理设备的变形例。本实施方式的原料流体的处理设备为将预热氨NH时的热交换对象即第2热介质设为排气EG的成套设备。

[0377] 与上述的实施方式相同地,本实施方式的原料流体的处理设备也具备原料反应设备40f、反应气体利用设备10f及余热利用设备20f。

[0378] 与上述的实施方式的原料反应设备相同地,本实施方式的原料反应设备40f具有原料反应装置41f、残留原料除去装置130。本实施方式的原料反应装置41f与第2实施方式的原料反应装置41a不同。另一方面,本实施方式的残留原料除去装置130与上述的实施方式的残留原料除去装置130相同。

[0379] 本实施方式的反应气体利用设备10f与上述的实施方式的反应气体利用设备基本上相同。如上所述,本实施方式的余热利用设备20f在将预热氨NH时的热交换对象即第2热介质设为排气EG的关系上,与第2实施方式的余热利用设备20a不同。

[0380] 本实施方式的原料反应装置41f具有氨供给管路42、原料氨泵43、第1预热器44j、第2预热器44k、第3预热器44m、反应器45、第1反应气体冷却器46e、第2反应气体冷却器46f及反应气体管路47。

[0381] 氨供给管路42连接氨罐T与反应器45。第1预热器44j、第2预热器44k及第3预热器44m均设置于该氨供给管路42。

[0382] 本实施方式的第1预热器44j及第2预热器44k具有传热管。第1预热器44j的传热管及第2预热器44k的传热管配置于余热回收锅炉21的气体框22内。第1预热器44j在排气EG的流动方向上,配置于与第1低压省煤器23a实质上相同的位置上。第2预热器44k在排气EG的流动方向上,配置于第1低压省煤器23a与第2低压省煤器23b之间。因此,第2预热器44k配置于比第1预热器44j更靠排气EG的流动方向上的上游侧。并且,第1预热器44j及第2预热器44k配置于比多个蒸发器中最靠下游侧的蒸发器即低压蒸发器23c更靠下游侧。另一方面,第1热介质加热器27配置于比多个蒸发器中最靠上游侧的蒸发器即高压蒸发器25c更靠上游侧。因此,在第1预热器44j及第2预热器44k与第1热介质加热器27之间配置有所有蒸发器。

[0383] 氨NH在第1预热器44j的传热管内及第2预热器44k的传热管内流动。在本实施方式中,与传热管内的氨NH进行热交换的第2热介质为在气体框22内流动的排气EG。因此,气体框22的一部分构成第2热介质流动的第2热介质管路。换言之,第2热介质管路具有气体框22的一部分而构成。

[0384] 反应气体管路47具有第1反应气体管路47a及第2反应气体管路47b。第1反应气体管路47a的一端与反应器45的反应气体出口连接。该第1反应气体管路47a的另一端与第3预热器44m的第2热介质入口连接。因此,在本实施方式中,反应气体RG为第2热介质的一种。第1反应气体冷却器46e设置于该第1反应气体管路47a。第2反应气体管路47b的一端与第2预热器44k的第2热介质出口连接,该第2反应气体管路47b的另一端与残留原料除去装置130连接。第2反应气体冷却器46f设置于该第2反应气体管路47b。

[0385] 在第1反应气体冷却器46e的第3热介质入口连接有第1燃烧用空气管路14a的一端。因此,在第1反应气体冷却器46e中与反应气体RG进行热交换的第3热介质为燃烧用空气。该第1燃烧用空气管路14a的另一端与燃气轮机11的燃烧用空气通道11b连接。在第1反应气体冷却器46e的第3热介质出口连接有第2燃烧用空气管路14b的一端。该第2燃烧用空气管路14b的另一端与燃烧器11c连接。

[0386] 如上所述,在第1反应气体冷却器46e的入口连接有第1燃烧用空气管路14a的一端,如第2实施方式,高压蒸汽管路83并未连接。在本实施方式中,通过高压蒸汽管路83直接连接高压过热器25d的出口与高压蒸汽轮机33的入口。

[0387] 在第2反应气体冷却器46f的第3热介质入口连接有从供水管路35分支的分支供水管路91。因此,在第2反应气体冷却器46f中与反应气体RG进行热交换的第3热介质为供水。在第2反应气体冷却器46f的第3热介质出口连接有加热水回收管路78的一端。该加热水回收管路78的另一端与第2低压省煤器23b的入口连接。

[0388] 通过原料氨泵43升压的液态氨NH首先流入第1预热器44j,并且在其中通过与作为第2热介质的排气EG的热交换被预热。通过第1预热器44j预热的液态氨NH流入第2预热器44k,并且在其中通过与作为第2热介质的排气EG的热交换进一步被预热。其结果,液态氨NH气化而成为气态氨NHg。

[0389] 通过第2预热器44k生成的气态氨NHg流入第3预热器44m。在第3预热器44m中,从第1反应气体冷却器46e经由第1反应气体管路47a还流入反应气体RG。在第3预热器44m中,通过气态氨NHg与反应气体RG的热交换,气态氨NHg进一步被预热,另一方面反应气体RG被冷却。因此,该第2预热器44k作为预热氨的预热器而发挥作用,并且还作为冷却反应气体RG的反应气体冷却器而发挥作用。

[0390] 通过第3预热器44m预热的气态氨NHg流入反应器45。与第2实施方式相同地,在反应器45中还流入第1热介质。在反应器45中,通过第1热介质与气态氨NHg的热交换,气态氨NHg被加热。其结果,气态氨NHg进行热分解反应而成为反应气体RG。

[0391] 通过反应器45生成的反应气体RG流入第1反应气体冷却器46e。在该第1反应气体冷却器46e中,从燃气轮机11的空气压缩机11a经由燃烧用空气通道11b及第1燃烧用空气管路14a流入燃烧用空气作为第3热介质。在第1反应气体冷却器46e中,通过反应气体RG与燃烧用空气的热交换,反应气体RG被冷却,另一方面燃烧用空气被加热。因此,第1反应气体冷却器46e作为冷却反应气体RG的反应气体冷却器而发挥作用,并且还作为加热燃烧用空气的空气预热器而发挥作用。反应气体利用设备10f除了燃气轮机11以外,还具有作为该空气预热器而发挥作用的第1反应气体冷却器46e。

[0392] 如上所述,通过第1反应气体冷却器46e冷却的反应气体RG经由第1反应气体管路47a流入第3预热器44m。在该第3预热器44m中,如上所述,反应气体RG通过与氨NH的热交换

进一步被冷却。

[0393] 通过第3预热器44m冷却的反应气体RG经由第2反应气体管路47b流入第2反应气体冷却器46f。在第2反应气体冷却器46f中,供水作为第3热介质从分支供水管路91流入。在第2反应气体冷却器46f中,通过反应气体RG与供水的热交换,反应气体RG被冷却,另一方面供水被加热。通过第2反应气体冷却器46f冷却的反应气体RG经由第2反应气体管路47b流入残留原料除去装置130,在此,反应气体RG中所包含的残留氨被除去。并且,通过第2反应气体冷却器46f加热的供水经由加热水回收管路78流入第2低压省煤器23b。

[0394] 在本实施方式中,将较多的热被所有的蒸发器、过热器等带走的排气EG即低温的排气EG的热利用于氨NH的预热。因此,在本实施方式中,能够有效利用低温的排气EG的热。

[0395] 在本实施方式中,利用反应气体RG的热来预热流入燃烧器11c的燃烧用空气。因此,流入燃烧器11c的燃烧用空气的温度得以提高,从而能够提高燃气轮机11的效率。

[0396] “第8实施方式”

[0397] 参考图14及图15对原料流体的处理设备的第8实施方式进行说明。

[0398] 本实施方式的原料流体的处理设备为第5实施方式的原料流体的处理设备的变形例。在本实施方式的原料流体的处理设备中,对第5实施方式变更了预热氨NH的第2热介质及冷却反应气体RG的第3热介质。

[0399] 与上述的实施方式相同地,如图14所示,本实施方式的原料流体的处理设备也具备原料反应设备40g、反应气体利用设备10及余热利用设备20g。

[0400] 与上述的实施方式的原料反应设备40相同地,本实施方式的原料反应设备40具有原料反应装置41g及残留原料除去装置130。本实施方式的原料反应装置41g在对第5实施方式变更了第2热介质及第3热介质的关系上,与第2实施方式的原料反应装置41d不同。另一方面,本实施方式的残留原料除去装置130与上述的实施方式的残留原料除去装置130相同。

[0401] 本实施方式的反应气体利用设备10与上述的实施方式的反应气体利用设备基本上相同。本实施方式的余热利用设备20g与第5实施方式的余热利用设备20d基本上相同。但是,本实施方式的余热利用设备20g在通过高压排出蒸汽管路85直接连接高压蒸汽轮机33的出口与中压蒸汽轮机32的入口的点上,与第5实施方式的余热利用设备20d不同。

[0402] 本实施方式的原料反应装置41g具有氨供给管路42、原料氨泵43、第1预热器44c、第2预热器44d、第3预热器44n、预反应器45a、后反应器45b、第1反应气体冷却器46g、第2反应气体冷却器46h、第3反应气体冷却器46i、第4反应气体冷却器46j、第1反应气体管路47a、第2反应气体管路47b、氧化剂投入装置60g、布雷顿循环100、热循环110及朗肯循环120。

[0403] 第1预热器44c、第2预热器44d及第3预热器44n均设置于氨供给管路42。与第2实施方式及第5实施方式的第1预热器44c相同地,在第1预热器44c的第2热介质入口连接有低压加热水管路76的一端。该低压加热水管路76的另一端与第2低压省煤器23b的出口连接。与第2实施方式及第5实施方式的第1预热器44c相同地,在第1预热器44c的第2热介质出口连接有加热水回收管路78的一端。该加热水回收管路78的另一端与第2低压省煤器23b的入口连接。与第2实施方式及第5实施方式的第2预热器44d相同地,在第2预热器44d的第2热介质入口连接有第1反应气体管路47a的一端。该第1反应气体管路47a的另一端与后反应器45b连接。与第2实施方式及第5实施方式的第2预热器44d相同地,在第2预热器44d的第2热介质

出口连接有第2反应气体管路47b的一端。该第2反应气体管路47b的另一端与残留原料除去装置130连接。

[0404] 第3预热器44n为对第5实施方式的原料反应装置41d新追加的预热器。该第3预热器44n的第2热介质入口及第2热介质出口均与布雷顿循环100连接。关于该布雷顿循环100,将在后面详细说明。

[0405] 氧化剂投入装置60g与第5实施方式的氧化剂投入装置60基本上相同。但是,实施方式的氧化剂投入装置60g的氧化剂投入管路65具有主氧化剂投入管路65a、第1氧化剂投入管路65b及第2氧化剂投入管路65c。主氧化剂投入管路65a的一端与氧化剂压缩机63连接。在主氧化剂投入管路65a的另一端与第3反应气体冷却器46i的第3热介质入口连接。在该第3反应气体冷却器46i的第3热介质出口连接有第1氧化剂投入管路65b的一端及第2氧化剂投入管路65c的一端。与第5实施方式相同地,第1氧化剂投入管路65b的另一端与预反应器45a连接。并且,与第5实施方式相同地,第2氧化剂投入管路65c的另一端与后反应器45b连接。因此,与第5实施方式相同地,来自氧化剂投入装置60g的氧化剂投入于预反应器45a及后反应器45b。

[0406] 第1反应气体冷却器46g、第2反应气体冷却器46h及第3反应气体冷却器46i设置于第1反应气体管路47a。第1反应气体冷却器46g的第3热介质入口及第3热介质出口均与前述的布雷顿循环100连接。第2反应气体冷却器46h的第3热介质入口及第3热介质出口均与热循环110连接。关于该热循环110,将在后面详细说明。

[0407] 如上所述,在第3反应气体冷却器46i的第3热介质入口连接有主氧化剂投入管路65a。在该第3反应气体冷却器46i的第3热介质出口连接有第1氧化剂投入管路65b及第2氧化剂投入管路65c。该第3反应气体冷却器46i使来自主氧化剂投入管路65a的氧化剂与流过第1反应气体管路47a的反应气体RG进行热交换而加热氧化剂,另一方面冷却反应气体RG。因此,第3反应气体冷却器46i对于反应气体RG作为反应气体冷却器而发挥作用,对于氧化剂作为氧化剂加热器而发挥作用。

[0408] 第4反应气体冷却器46j设置于第2反应气体管路47b。该第4反应气体冷却器46j的第3热介质入口及第3热介质出口均与朗肯循环120连接。关于该朗肯循环120,将在后面详细说明。

[0409] 在布雷顿循环100内循环的布雷顿循环介质例如为氦、氩、氮及空气等气体。布雷顿循环介质在布雷顿循环100内循环的过程中不发生相变。该布雷顿循环100为热循环的一种,如图15所示,具有压缩布雷顿循环介质的介质压缩机101、加热通过介质压缩机101压缩的布雷顿循环介质的介质加热器102、由通过介质加热器102加热的布雷顿循环介质驱动的介质涡轮机103、冷却从介质涡轮机103排出的布雷顿循环介质并使其返回到介质压缩机101的介质冷却器104。

[0410] 介质加热器102为前述的第1反应气体冷却器46g。在该第1反应气体冷却器46g中,从第3热介质入口流入通过介质压缩机101压缩的布雷顿循环介质。在第1反应气体冷却器46g中,通过反应气体RG与布雷顿循环介质的热交换,反应气体RG被冷却,另一方面布雷顿循环介质被加热。因此,第1反应气体冷却器46g对于反应气体RG作为反应气体冷却器而发挥作用,对于布雷顿循环介质作为介质加热器而发挥作用。从第1反应气体冷却器46g的第3热介质出口流出通过该第1反应气体冷却器46g加热的布雷顿循环介质。该布雷顿循环介质

流入介质涡轮机103。介质冷却器104为前述的第3预热器44n。在该第3预热器44n中,从第3热介质入口流入从介质涡轮机103排出的布雷顿循环介质。在第3预热器44n中,通过氨与布雷顿循环介质的热交换,氨被加热,另一方面布雷顿循环介质被冷却。因此,第3预热器44n对于氨作为预热器而发挥作用,对于布雷顿循环介质作为介质冷却器而发挥作用。

[0411] 在热循环110内循环的热循环介质例如为二氧化碳。当热循环介质在循环的过程中冷凝时,该热循环110为朗肯循环,当热循环介质在循环的过程中不冷凝时,该热循环110为布雷顿循环。如图15所示,该热循环110具有提高热循环介质的压力的介质升压机111、加热通过介质升压机111升压的热循环介质的介质加热器112、由通过介质加热器112加热的热循环介质驱动的介质涡轮机113、冷却从介质涡轮机113排出的热循环介质并使其返回到介质升压机111的介质冷却器114及再生热交换器115。

[0412] 再生热交换器115使通过介质升压机111升压的热循环介质与从介质涡轮机113排出的热循环介质进行热交换,加热通过介质升压机111升压的热循环介质,另一方面冷却从介质涡轮机113排出的热循环介质。通过该再生热交换器115加热的热循环介质流入介质加热器112,并且在其中进一步被加热。并且,通过该再生热交换器115冷却的热循环介质流入介质冷却器114,并且在其中进一步被冷却。该热循环的介质加热器112为前述的第2反应气体冷却器46h。在该第2反应气体冷却器46h中,从第3热介质入口流入通过介质升压机111升压之后通过再生热交换器115加热的热循环介质。在第2反应气体冷却器46h中,通过反应气体RG与热循环介质的热交换,反应气体RG被冷却,另一方面热循环介质被加热。因此,第2反应气体冷却器46h对于反应气体RG作为反应气体冷却器而发挥作用,对于热循环介质作为介质加热器而发挥作用。

[0413] 在朗肯循环120内循环的朗肯循环介质例如为已烷、戊烷及氨等沸点低于水的低沸点介质。因此,该朗肯循环120为低沸点介质朗肯循环。该低沸点介质朗肯循环120为热循环的一种,如图15所示,具有使低沸点介质升压的介质升压机121、加热并气化通过介质升压机121升压的低沸点介质的介质加热器122、由通过介质加热器122气化的低沸点介质驱动的介质涡轮机123、冷却并冷凝从介质涡轮机123排出的低沸点介质之后使其返回到介质升压机121的介质冷却器124及再生热交换器125。

[0414] 再生热交换器125使通过介质升压机121升压的低沸点介质与从介质涡轮机123排出的低沸点介质进行热交换,加热通过介质升压机121升压的低沸点介质,另一方面冷却从介质涡轮机123排出的低沸点介质。通过该再生热交换器125加热的低沸点介质流入介质加热器122,并且在其中进一步被加热而气化。并且,通过该再生热交换器125冷却的低沸点介质流入介质冷却器124,并且在其中进一步被冷却而冷凝。该低沸点介质朗肯循环120的介质加热器122为前述的第4反应气体冷却器46j。在该第4反应气体冷却器46j中,从第3热介质入口流入通过介质升压机121升压之后通过再生热交换器125加热的低沸点介质。在第4反应气体冷却器46j中,通过反应气体RG与低沸点介质的热交换,反应气体RG被冷却,另一方面低沸点介质被加热。因此,第4反应气体冷却器46j对于反应气体RG作为反应气体冷却器而发挥作用,对于低沸点介质作为介质加热器而发挥作用。

[0415] 在本实施方式中,能够由加热氨NH<sub>3</sub>的热及冷却反应气体RG的热驱动布雷顿循环100,因此能够提高成套设备的输出。并且,在本实施方式中,能够由冷却反应气体RG的热驱动热循环110、低沸点介质朗肯循环120,因此能够进一步提高成套设备的输出。

[0416] 并且,在本实施方式中,在第3反应气体冷却器46i中,能够通过与反应气体RG的热交换加热氧化剂来提高该氧化剂的温度。因此,在本实施方式中,在各反应器45a、45b内,能够提高热分解反应的环境温度,因此能够降低反应气体RG中的残留氨的浓度。

[0417] 本实施方式的成套设备为对第5实施方式的成套设备为了预热氨并且冷却反应气体RG而追加了一个热循环110,并且为了冷却反应气体RG而追加了两个热循环100、120的成套设备。然而,也可以仅追加以上三个热循环100、110、120中的任一个或两个热循环。

[0418] “第9实施方式”

[0419] 参考图16对原料流体的处理设备的第9实施方式进行说明。

[0420] 本实施方式的原料流体的处理设备为参考图9进行说明的第4实施方式的原料流体的处理设备的变形例。第4实施方式中的处理设备的余热利用设备20c具备余热回收锅炉21c、利用来自该余热回收锅炉21c的蒸汽的作为蒸汽利用设备的蒸汽轮机31、32、33及冷凝器34。本实施方式中的处理设备的余热利用设备20h具备与第4实施方式相同的余热回收锅炉21c及利用来自该余热回收锅炉21c的蒸汽的作为蒸汽利用设备的多个蒸汽利用器151、152、153。即,本实施方式中的处理设备的余热利用设备20h具备多个蒸汽利用器151、152、153,以代替第4实施方式中的处理设备的蒸汽轮机31、32、33及冷凝器34。

[0421] 在本实施方式中,作为多个蒸汽利用器151、152、153,具有高压蒸汽利用器153、中压蒸汽利用器152及低压蒸汽利用器151。

[0422] 高压蒸汽利用器153的蒸汽入口通过高压再热蒸汽管路84与余热回收锅炉21c的第3高压再热器26c的出口连接。高压蒸汽利用器153的蒸汽出口通过高压排出蒸汽管路85与中压蒸汽利用器152的蒸汽入口连接。在该高压排出蒸汽管路85中设置有减压阀154。在高压排出蒸汽管路85中,第2高压排出蒸汽管路85b从比减压阀154更靠中压蒸汽利用器侧的位置分支。与第4实施方式相同地,该第2高压排出蒸汽管路85b与残留原料除去装置130的再沸器139连接。中压蒸汽利用器152的蒸汽出口通过中压排出蒸汽管路87与低压蒸汽利用器151的蒸汽入口连接。在该中压排出蒸汽管路87中设置有减压阀156。在中压排出蒸汽管路87中,在比减压阀156更靠低压蒸汽利用器侧的位置上连接有低压蒸汽管路88的一端。与第4实施方式相同地,该低压蒸汽管路88的另一端与余热回收锅炉21c中的低压过热器23f的出口连接。低压蒸汽利用器151的出口通过供水管路35与余热回收锅炉21c连接。另外,在低压蒸汽利用器151中,从蒸汽入口流入的蒸汽被冷凝并作为液相的水从出口流出。在本实施方式中,也利用此时所产生的冷凝热。

[0423] 在本实施方式中,具有余热回收锅炉21c、多个蒸汽利用器151、152、153而构成余热利用热循环。

[0424] 如本实施方式,即便代替蒸汽轮机31、32、33及冷凝器34而设置多个蒸汽利用器151、152、153,在原料流体的反应中所需的热、伴随该反应而产生的热及在余热利用热循环内流动的热循环介质(蒸汽或水)的热之间,也能够进行与温度级别相对应的热回收或热利用。

[0425] 另外,本实施方式为第4实施方式的变形例,但在其他实施方式及其变形例中,与本实施方式相同地,也可以代替蒸汽轮机31、32、33及冷凝器34而设置多个蒸汽利用器151、152、153。在该情况下,也与本实施方式相同地,在原料流体的反应中所需的热、伴随该反应而产生的热及在余热利用热循环内流动的热循环介质的热之间,能够进行与温度级别

相对应的热回收或热利用。如上所述,本发明中的热循环或余热利用热循环并不限于抽取动力的循环,也可以是以热利用为目的使热介质循环的循环。

[0426] “变形例”

[0427] 在第2实施方式的成套设备(图5)中,将来自高压过热器25d的高压蒸汽的总量通过第1反应气体冷却器46a升温之后,供给至高压蒸汽轮机33。然而,当仅以第1反应气体冷却器46a的余热来无法获得足够的热量时,也可以仅将来自高压过热器25d的高压蒸汽的一部分通过第1反应气体冷却器46a升温之后,供给至高压蒸汽轮机33。在该情况下,在余热回收锅炉21的气体框22内的高压过热器25d与第1热介质加热器27之间的位置上设置第3高压过热器。将离开了高压过热器25d的蒸汽中的一部分蒸汽输送至第1反应气体冷却器46a,将剩余蒸汽输送至第3高压过热器并通过第3高压过热器进行过度加热。通过第3高压过热器过度加热的蒸汽经由第3高压蒸汽管路流入第2高压蒸汽管路83b,与通过第1反应气体冷却器46a升温的蒸汽混合后供给至高压蒸汽轮机33。

[0428] 在第2实施方式中,如上所述,第3热介质管路的一种即第1高压蒸汽管路83a将从高压过热器25d的出口(朗肯循环中的第1部)流出的蒸汽的总量引导至第1反应气体冷却器46a。并且,第3热介质回收管路的一种即第2高压蒸汽管路83b将在第1反应气体冷却器46a中与反应气体热交换而过度加热的蒸汽引导至比高压过热器25d的出口(第1部)更高温度的蒸汽流动的高压蒸汽轮机33(第2部)的入口。然而,如以上说明的第2实施方式的变形例,也可以由第3热介质管路的一种即第1高压蒸汽管路83a将从高压过热器25d的出口(朗肯循环中的第1部)流出的蒸汽的一部分引导至第1反应气体冷却器46a。在第2实施方式的变形例中,将通过高压过热器25过度加热的高压蒸汽的剩余部分通过所述第3高压过热器进一步过度加热,将该蒸汽经由所述第3高压蒸汽管路引导至高压蒸汽轮机33。在该变形例中,第3热介质回收管路的一种即第2高压蒸汽管路83b将在第1反应气体冷却器46a中与反应气体热交换而过度加热的蒸汽引导至比高压过热器25d的出口(第1部)更高温度的蒸汽流动的所述第3高压蒸汽管路(第2部)。如上所述,通过所述第3高压过热器过度加热的蒸汽及通过第1反应气体冷却器46a过度加热的蒸汽供给至高压蒸汽轮机33。

[0429] 第4实施方式的成套设备为将使由来自燃烧器28的燃料的燃烧形成的燃烧气体与第1热介质进行热交换而加热第1热介质的辅助介质加热机构追加于第3实施方式的成套设备的成套设备。然而,也可以将该辅助介质加热机构追加于其他实施方式的成套设备中。

[0430] 第5实施方式的成套设备为对第2实施方式的成套设备追加了氧化剂投入装置60的成套设备。并且,第6实施方式的成套设备为对第3实施方式的成套设备追加了氧化剂投入装置60e的成套设备。然而,也可以将氧化剂投入装置追加于其他实施方式的成套设备中。

[0431] 在上述的各实施方式中,必须在反应器内使原料流体(氨)与高温的第1热介质(水蒸汽)热交换并进行加热。然而,作为加热原料流体的方法,可以无需采用使原料流体与第1热介质热交换而进行加热的方法。例如,也可以采用如下方法,设置设置于第5实施方式的成套设备的氧化剂投入装置,在反应器45中投入氧化剂,仅氧化原料流体、反应气体,由此加热原料流体或反应气体。并且,也可以采用如下方法,通过在反应器内的原料流体中混合高温的介质,加热反应器内的原料流体。根据任一种加热方法,也能够将反应器的出口的反应气体设为高温,并通过使该反应气体与燃料、热循环介质进行热交换,提高燃料、热循环

介质的温度,从而能够提高成套设备效率。

[0432] 第8实施方式的成套设备为对第5实施方式的成套设备追加了前述的三个热循环100、110、120的成套设备。然而,也可以将三个热循环100、110、120中的至少一个热循环追加于其他成套设备中。

[0433] 第5实施方式及第8实施方式的成套设备具备供水预热器37。另一方面,第1至第4实施方式、第6实施方式及第7实施方式的成套设备不具备供水预热器37。然而,也可以对第1至第4实施方式、第6实施方式及第7实施方式的成套设备追加供水预热器37。

[0434] 在上述的各实施方式中,作为从反应气体RG中除去残留氨的方法,采用了在吸收塔131中使反应气体RG与水接触的方法。然而,作为从反应气体RG中除去残留氨的方法,也可以采用变压吸附法(PSA)。

[0435] 当反应气体RG中所包含的残留氨的浓度较低时,即便将该反应气体RG作为燃料而输送至燃气轮机11,通过燃料的燃烧生成的排气EG中的NO<sub>x</sub>浓度也不会增加太多。当该NO<sub>x</sub>浓度为限制值以下时,能够省略上述的各实施方式的原料反应设备40中的残留原料除去装置130。只要能够省略残留原料除去装置130,则能够抑制成套设备成本。并且,只要能够省略残留原料除去装置130,则不仅不需要为了促进残留原料除去装置130中的氨除去而冷却反应气体RG,而且不需要加热来自残留原料除去装置130的反应气体RG之后输送至燃气轮机11。因此,只要能够省略残留原料除去装置130,则能够将利用于反应气体RG的冷却及加热的热能例如有效利用于蒸汽轮机31、32、33的驱动等。

[0436] 上述的本实施方式的反应气体利用设备为燃气轮机设备。然而,只要能够利用使原料流体反应而通过该反应获得的反应气体,则并不限于燃气轮机设备,例如也可以是往复式内燃机设备、燃料电池设备及锅炉设备。并且,反应气体利用设备作为化学合成的原料也可以利用反应气体。而且,也可以将所获得的反应气体储藏、输送等后使用。

[0437] 上述的各实施方式的排气产生设备为燃气轮机设备。然而,只要是伴随运转的排气产生的成套设备,则并不限于燃气轮机设备,例如也可以是往复式内燃机设备、燃料电池成套设备及锅炉设备。并且,排气产生设备也可以利用反应气体、已处理反应气体,该排气产生设备兼作反应气体利用设备。在该情况下,也可以将除了反应气体、已处理反应气体以外的天然气、石油、煤炭等燃料供给至排气产生设备。在该情况下,排气产生设备可以并用天然气、石油、煤炭等燃料和反应气体、已处理反应气体。另外,也可以对排气产生设备仅供给除了反应气体、已处理反应气体以外的天然气、石油、煤炭等燃料。在该情况下,排气产生设备不是反应气体利用设备。

[0438] 在上述的实施方式的成套设备中,反应气体利用设备及余热利用设备的锅炉分体存在。然而,也可以由使燃料燃烧并利用由此生成的排气的热的常规的锅炉来构成反应气体利用设备及余热利用设备的锅炉。

[0439] 上述的各实施方式的原料流体为液态氨。然而,只要能够将通过热分解反应等反应获得的反应气体利用于任何反应气体利用设备,则原料流体例如也可以是甲醇、二甲醚等。甲醇通过热分解反应分解为氢和一氧化碳。并且,甲醇及二甲醚通过伴随吸热反应的水蒸汽改性反应,生成氢和二氧化碳。另外,当进行水蒸汽改性反应时,各实施方式所具备的余热利用设备例如可以从高压过热器出口等使用反应中所需的水蒸汽。

[0440] 产业上的可利用性

[0441] 在使原料流体反应时,能够抑制排气等热源的热能损失而提高成套设备的热效率。

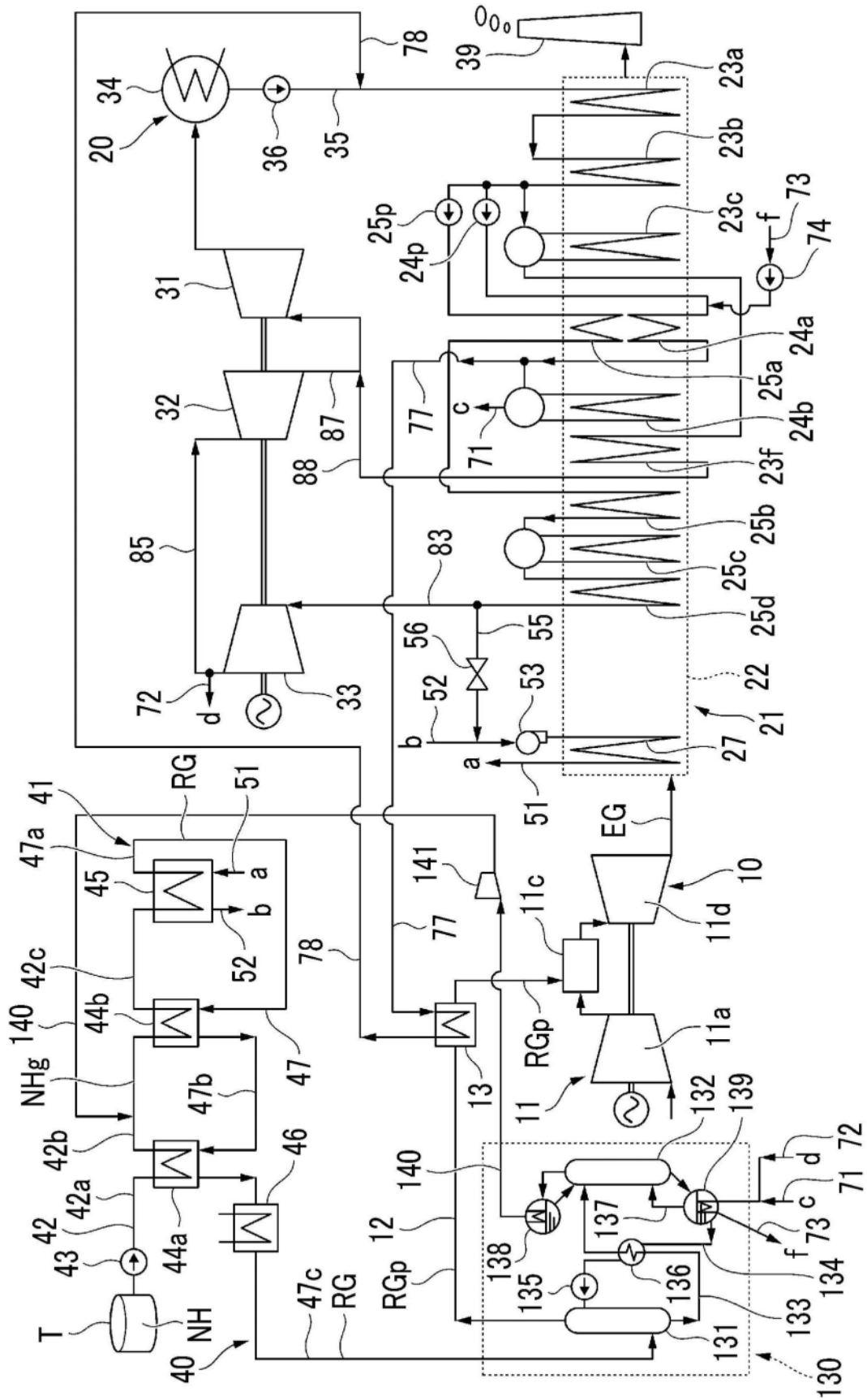


图1

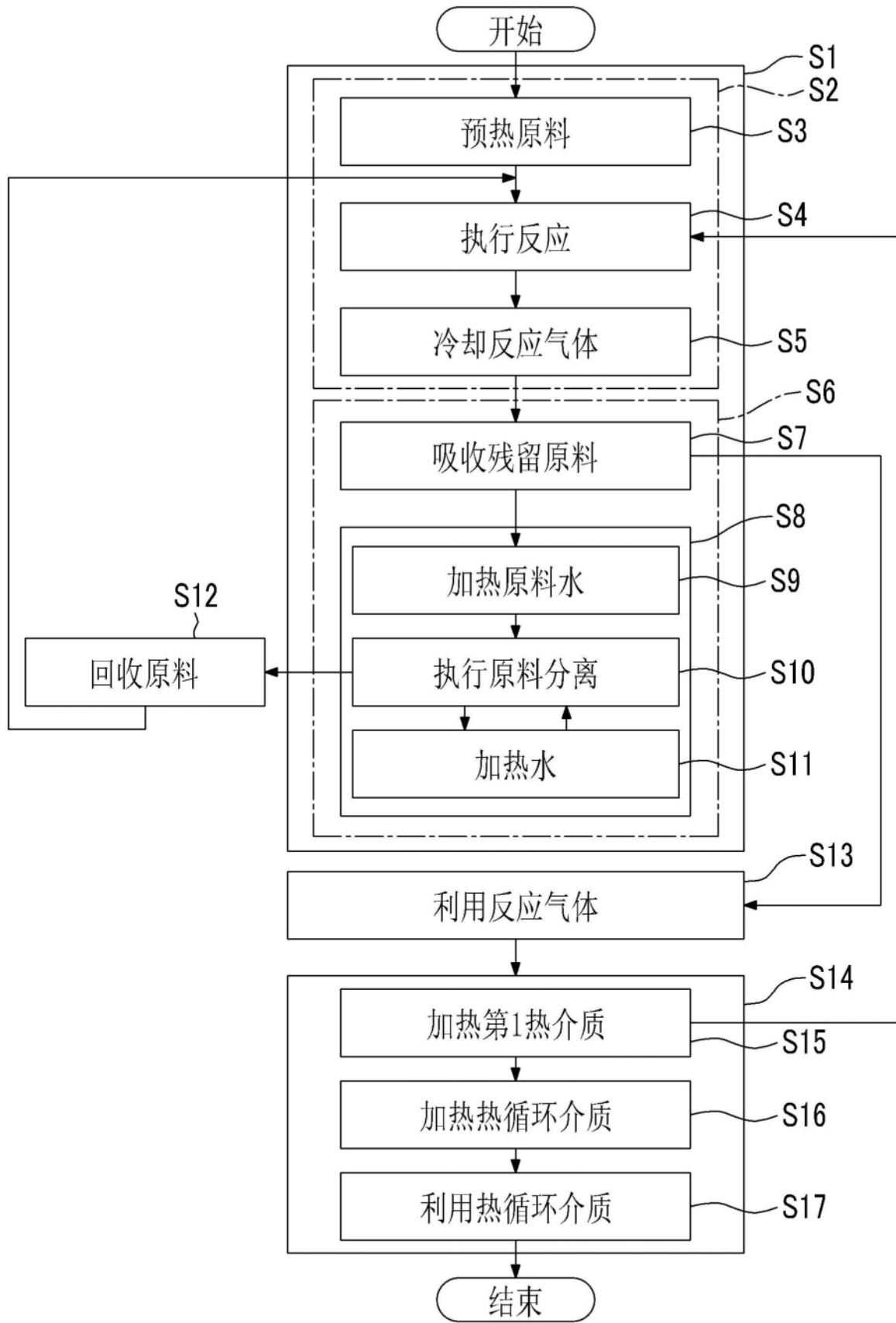


图2

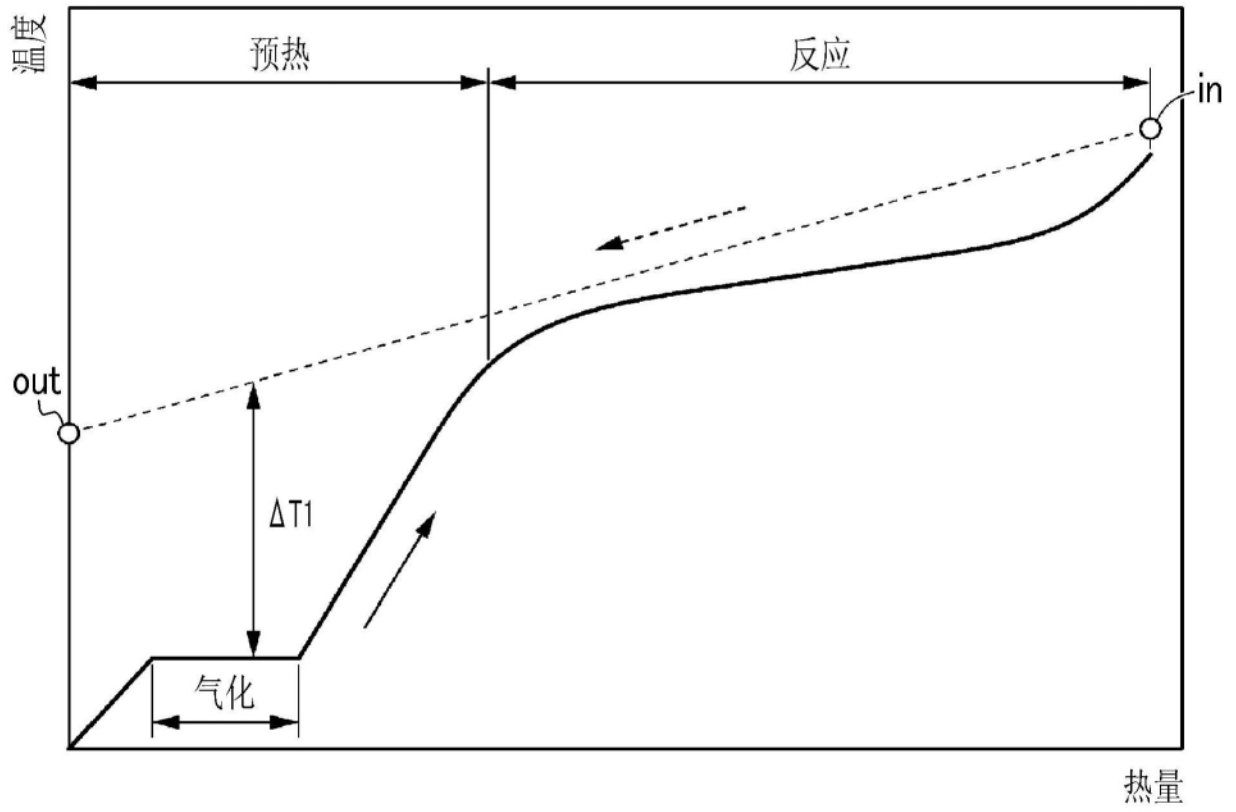


图3

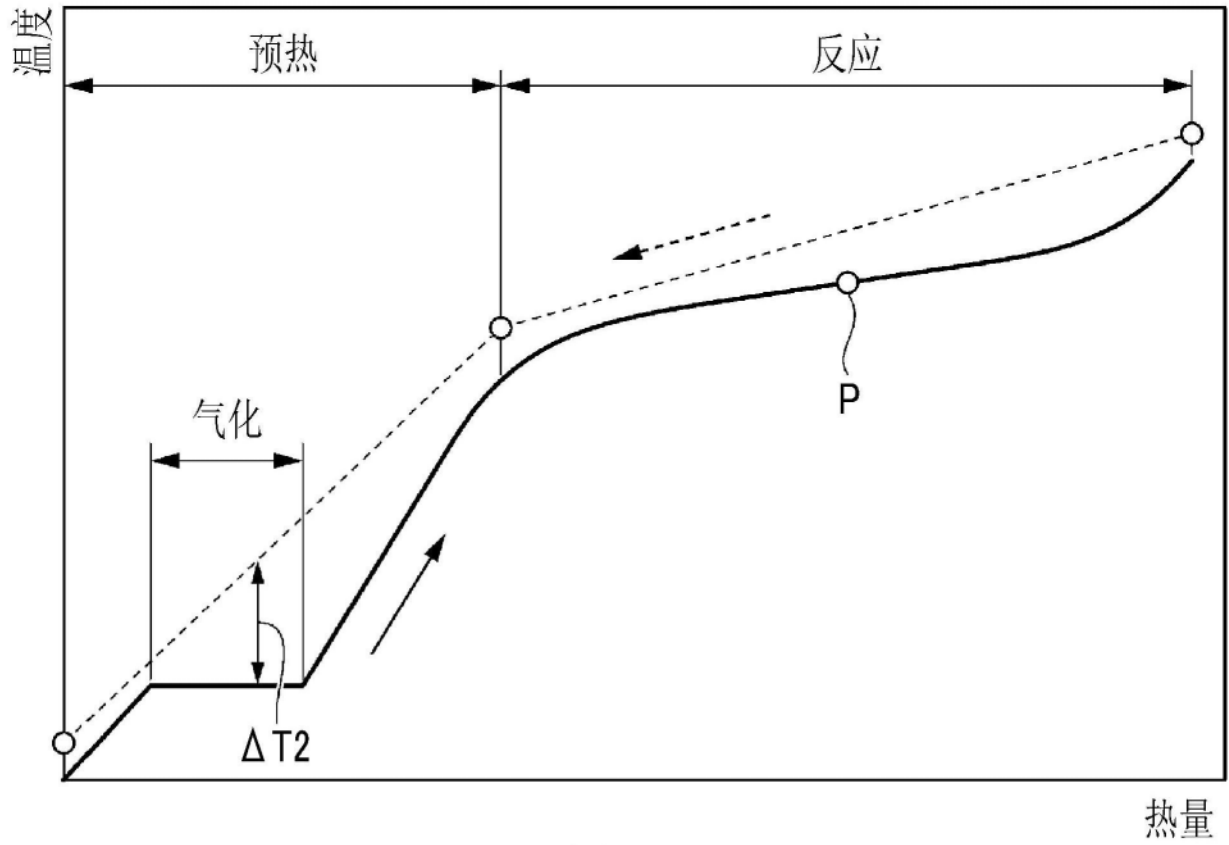


图4

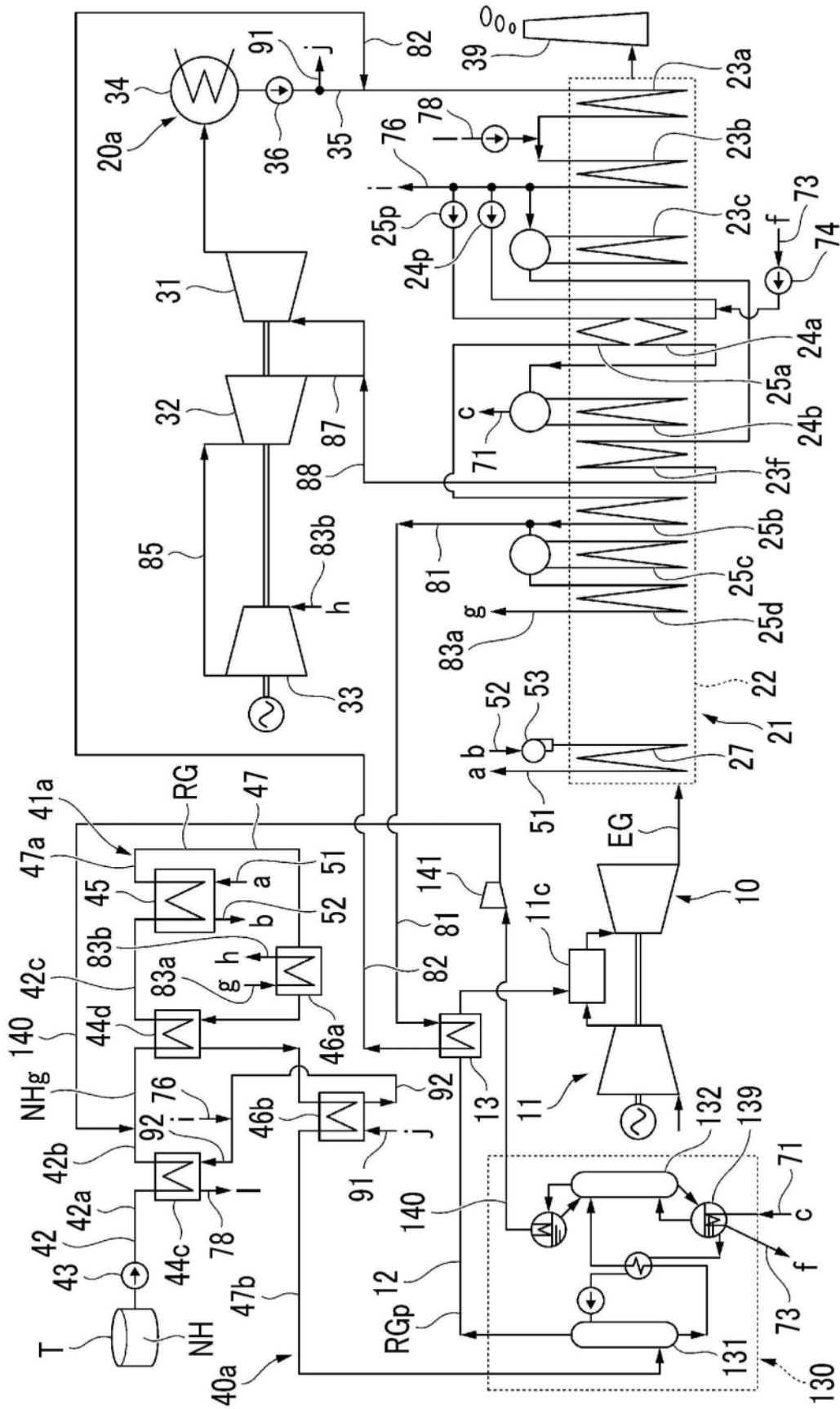


图5

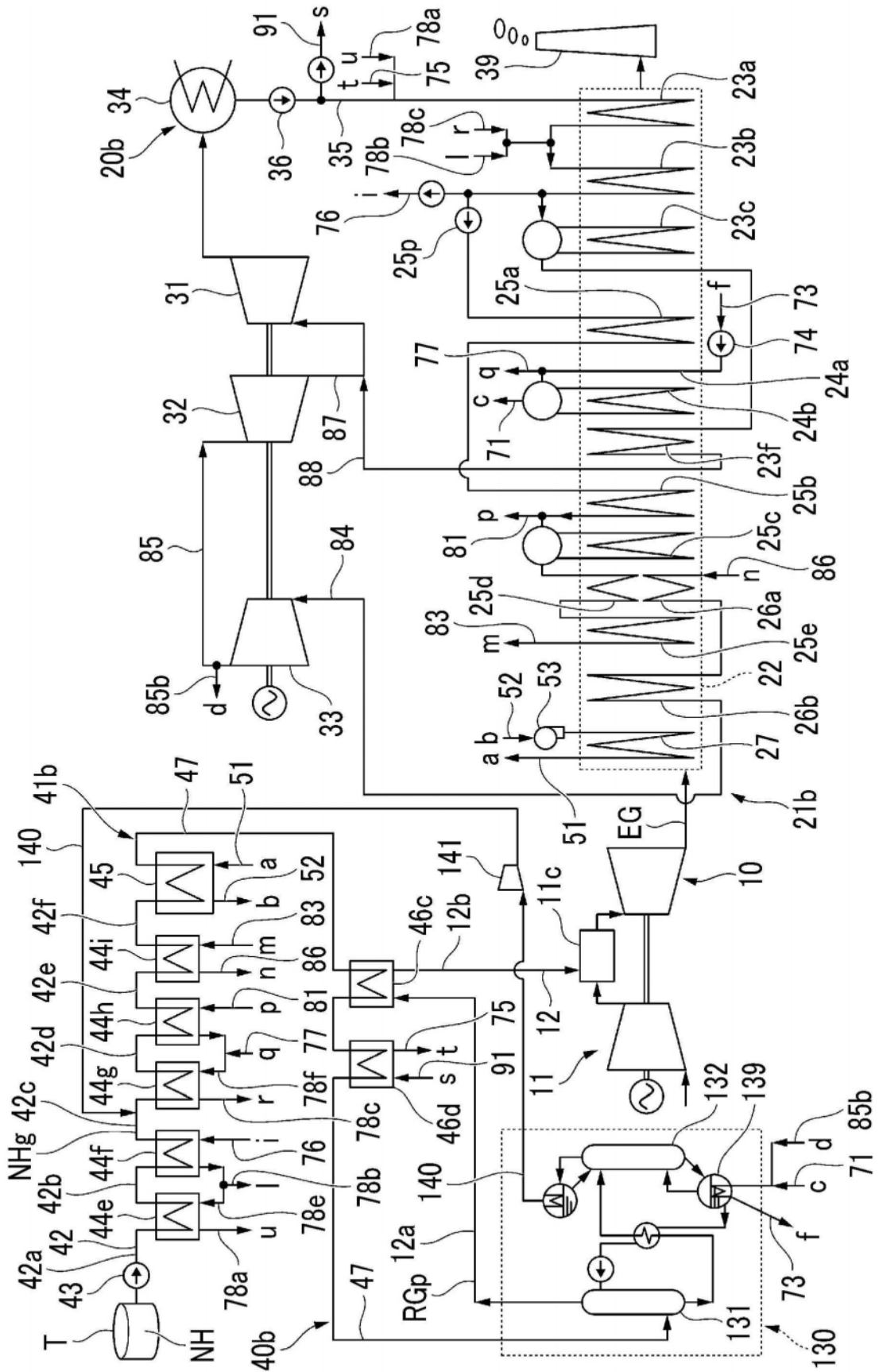


图6

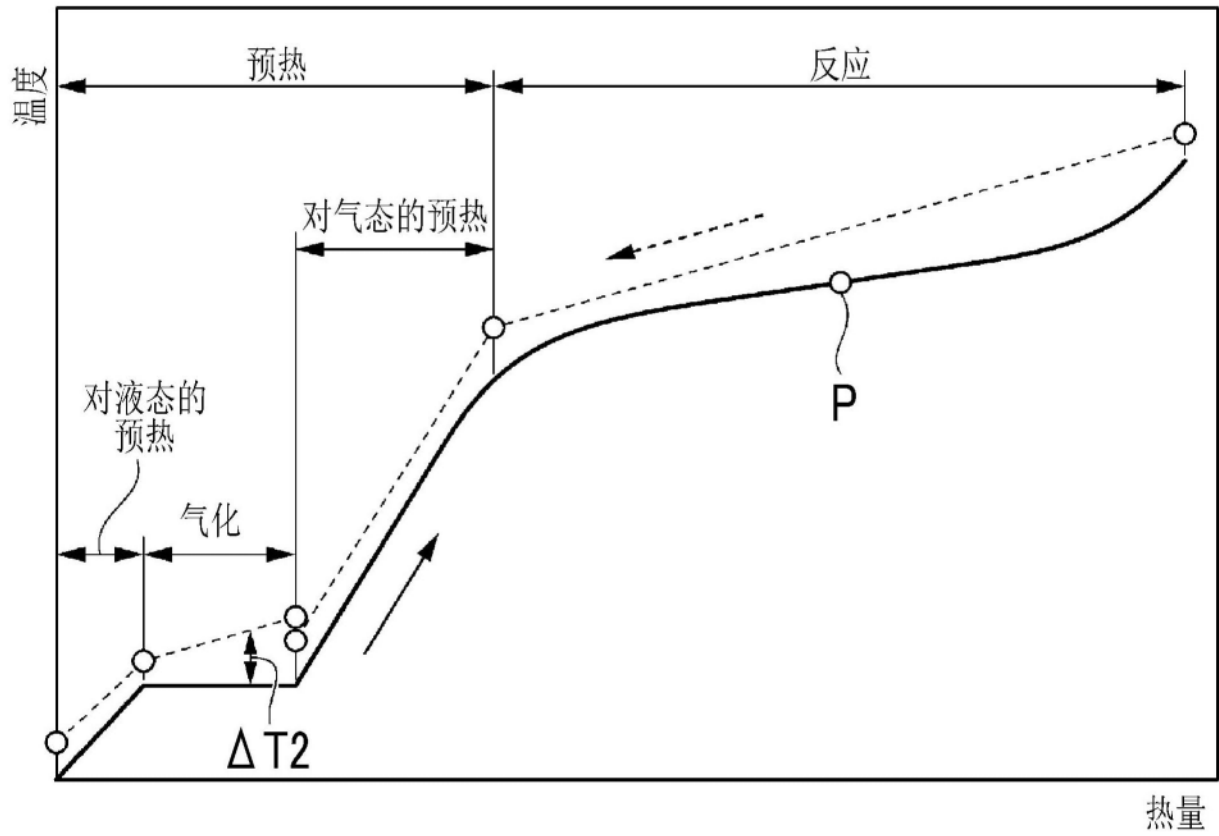


图7

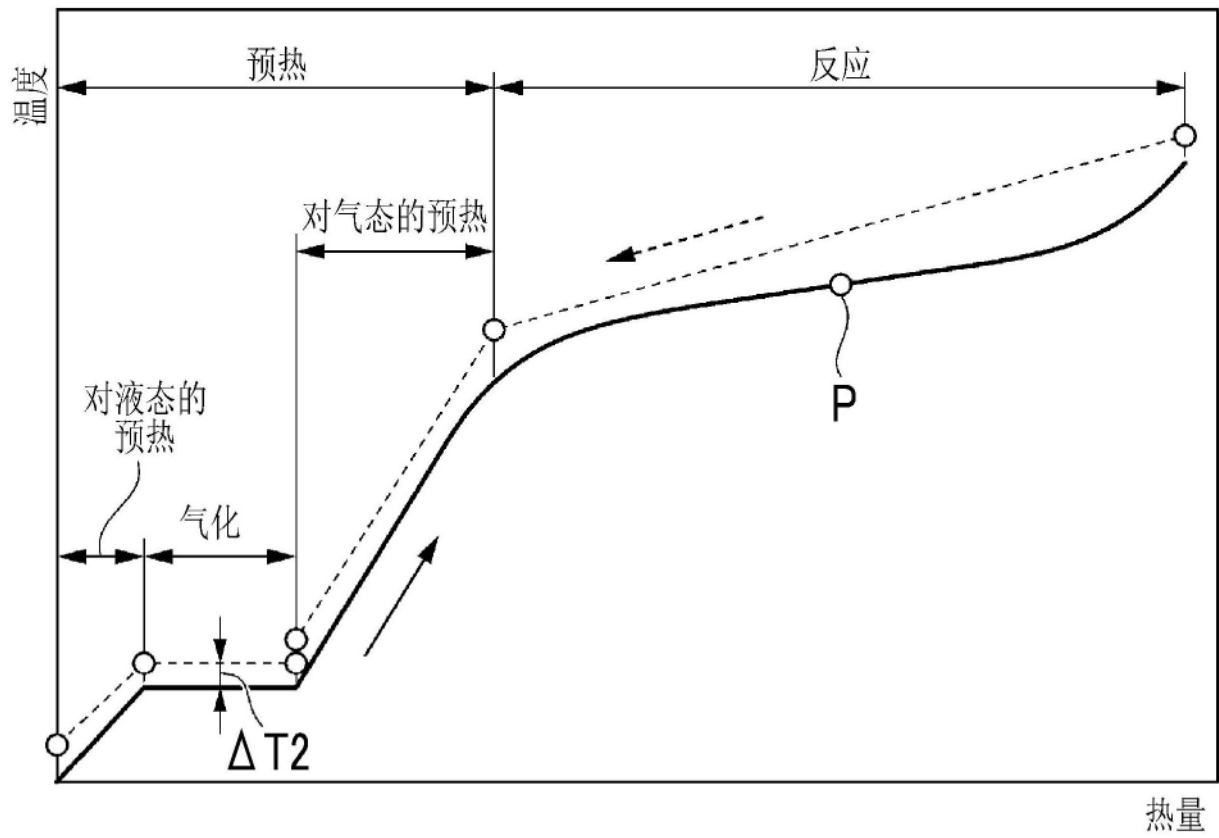


图8

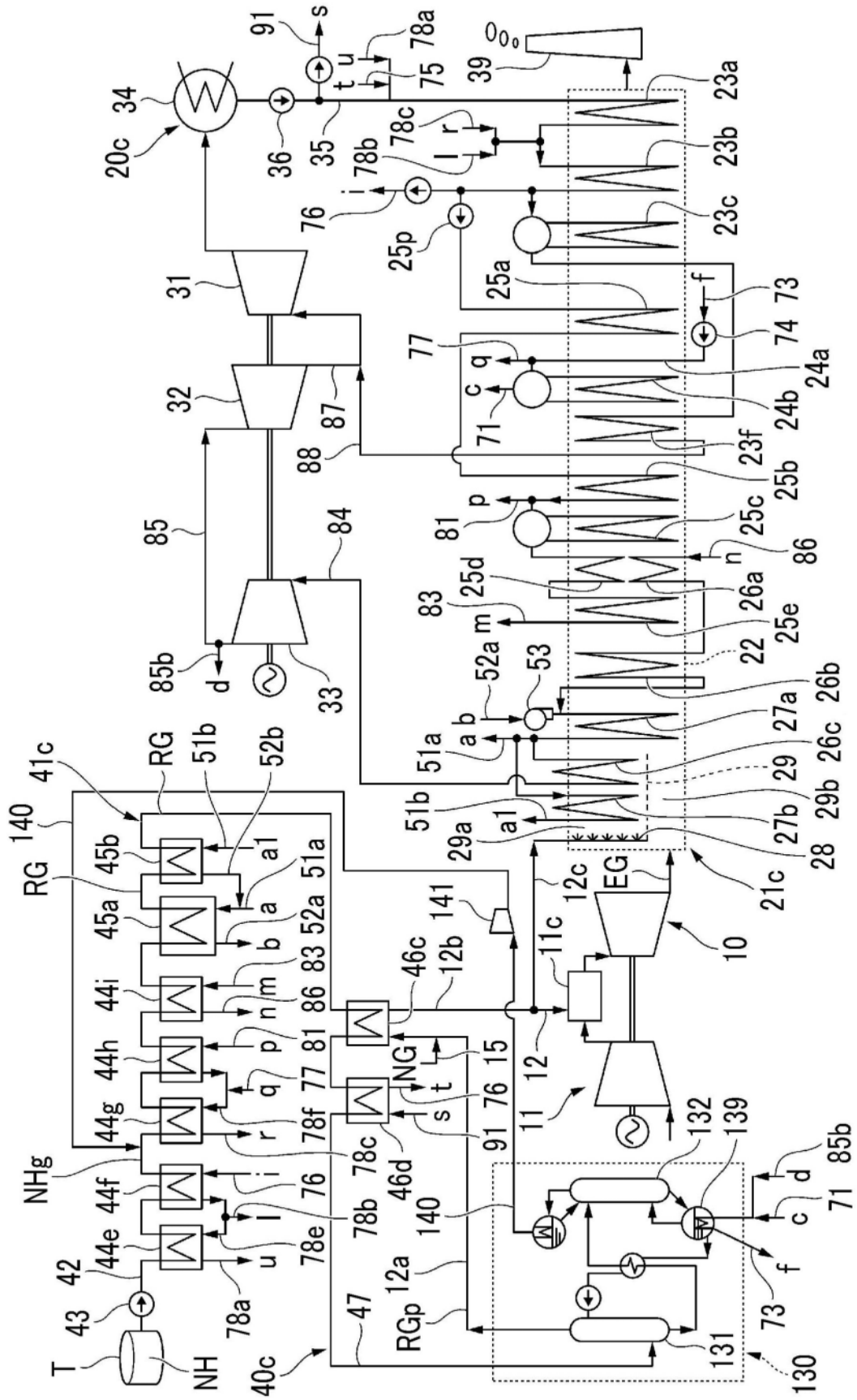


图9

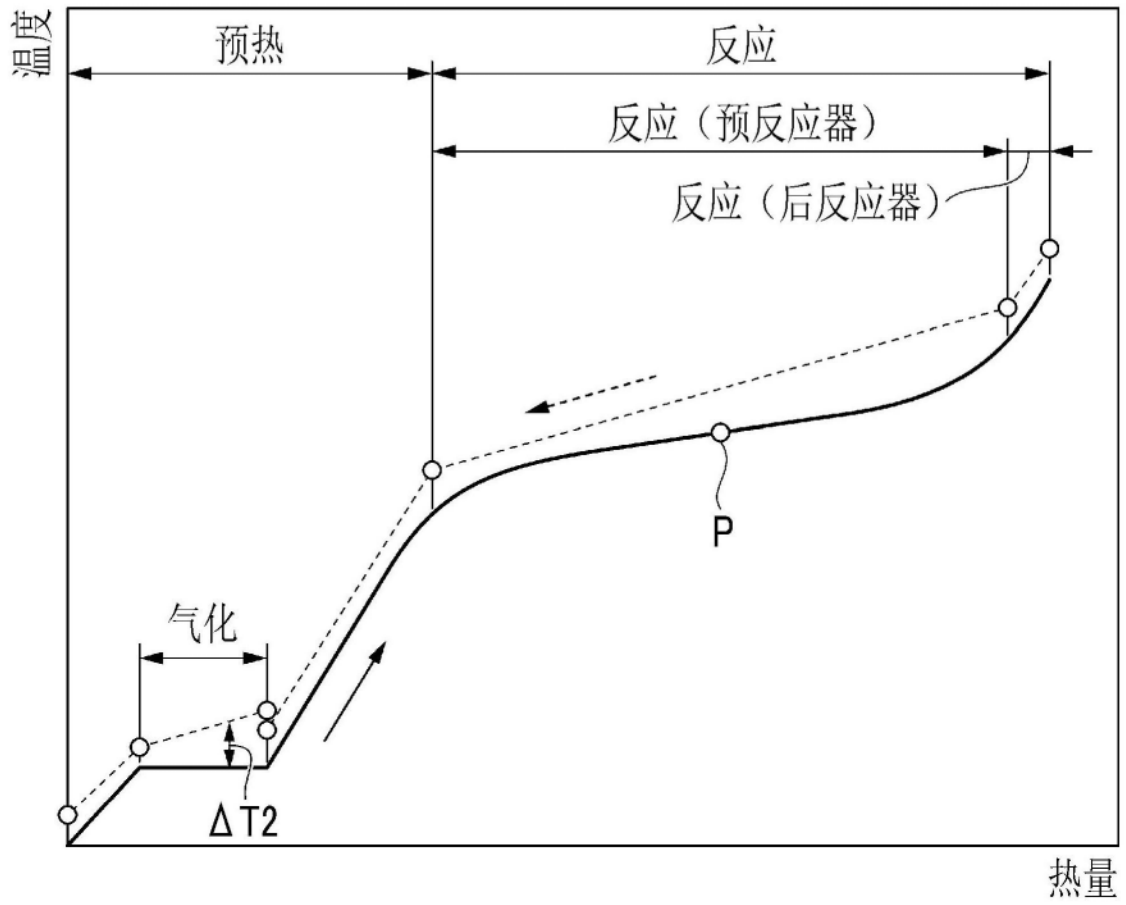


图10

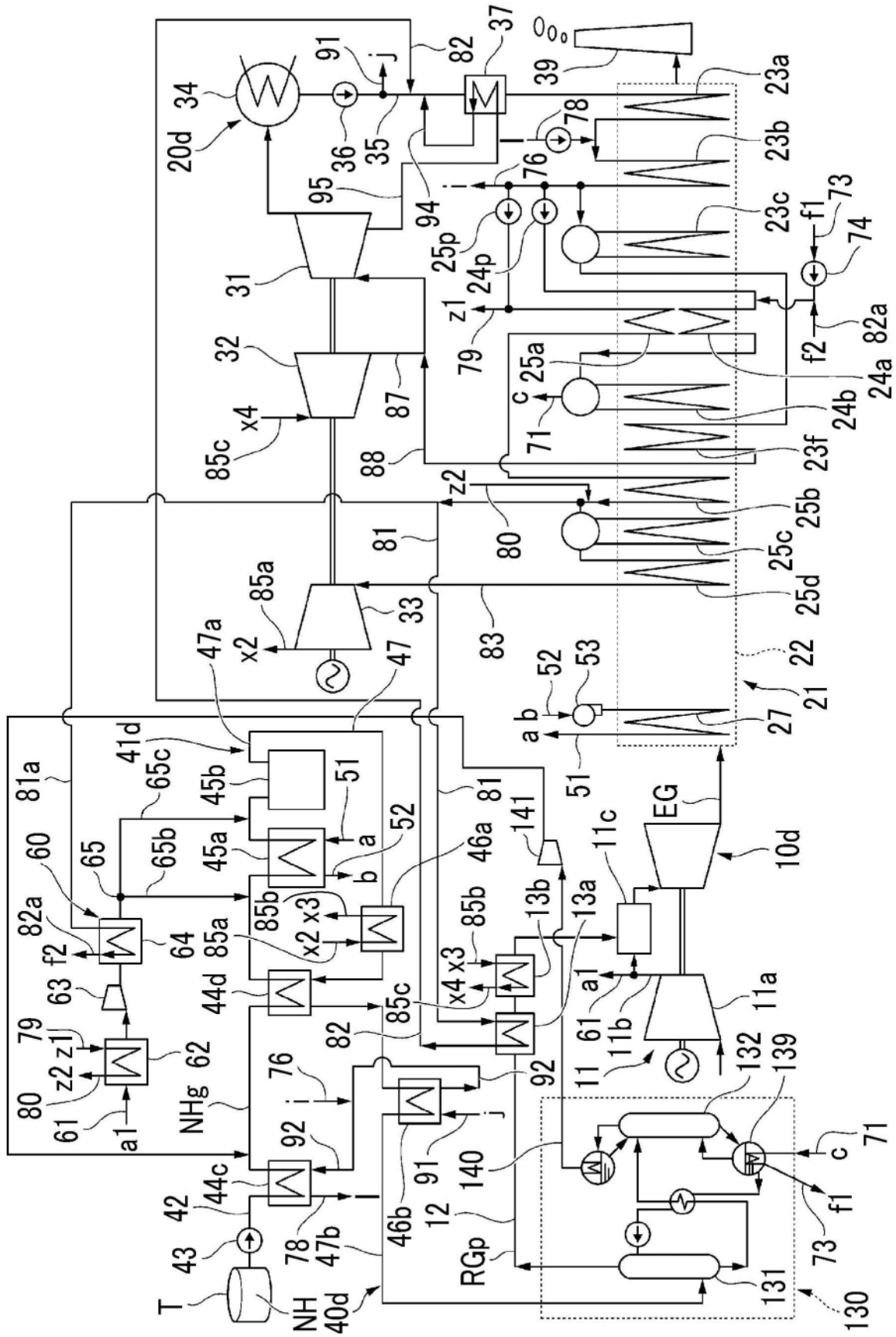


图11

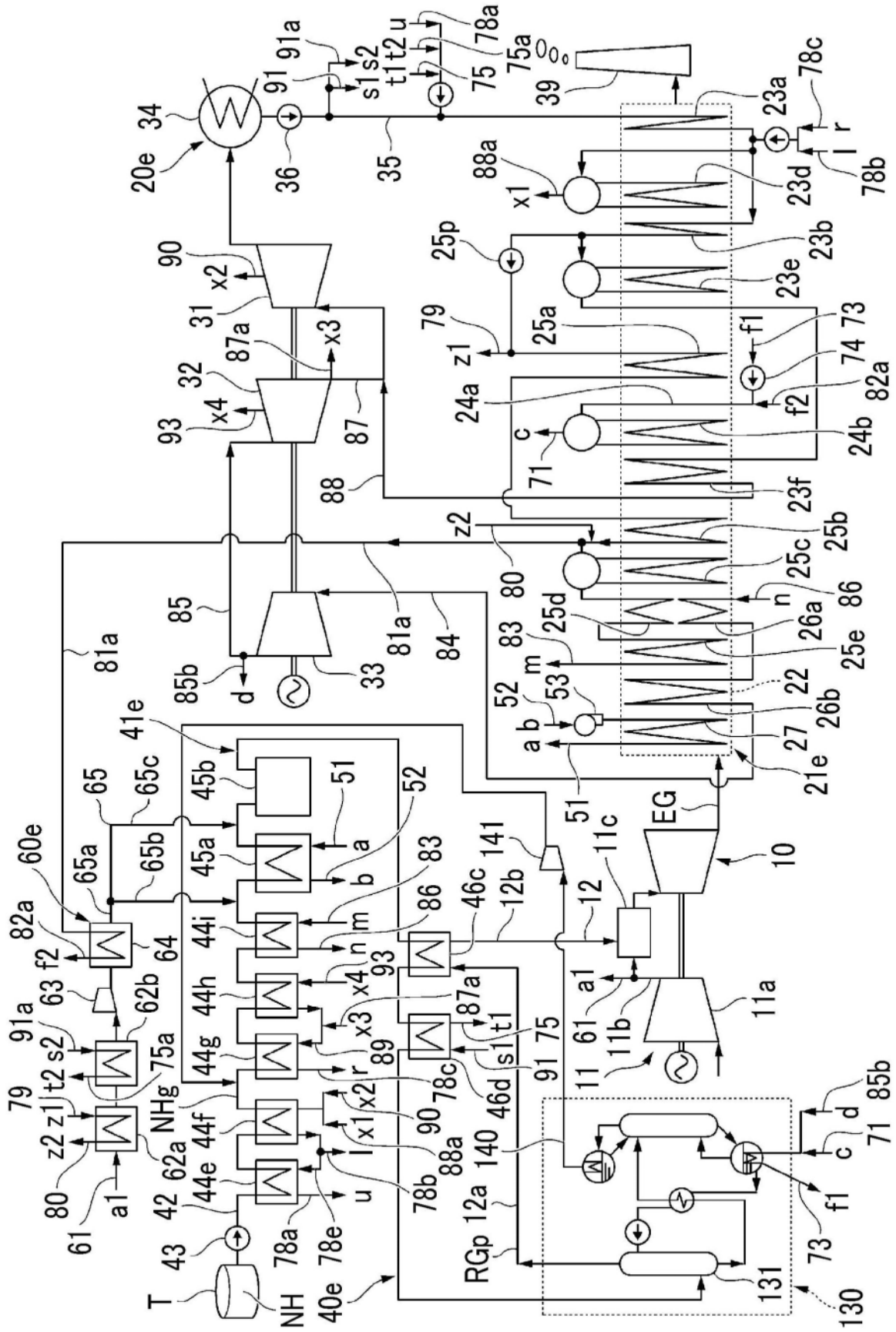


图12

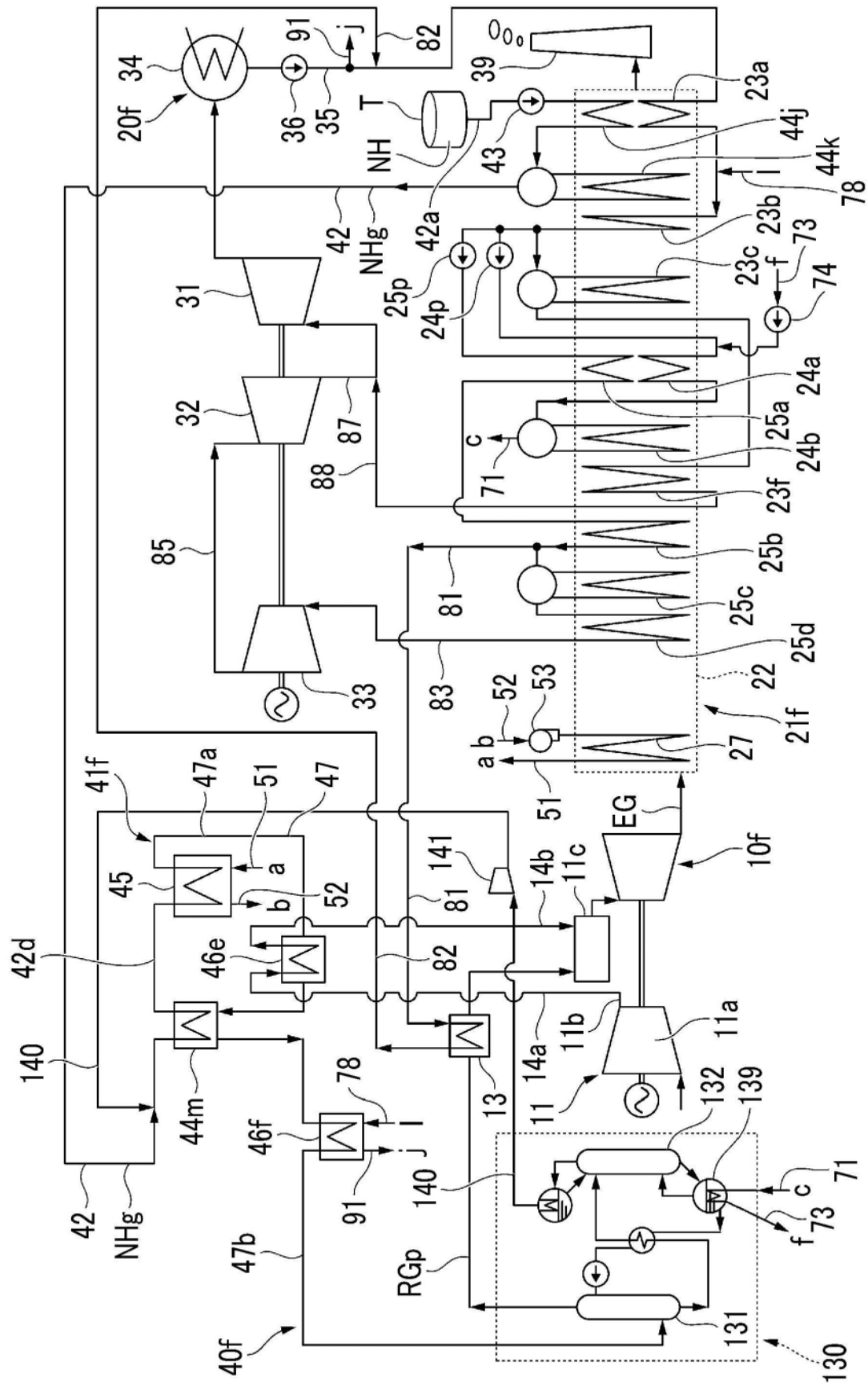


图13

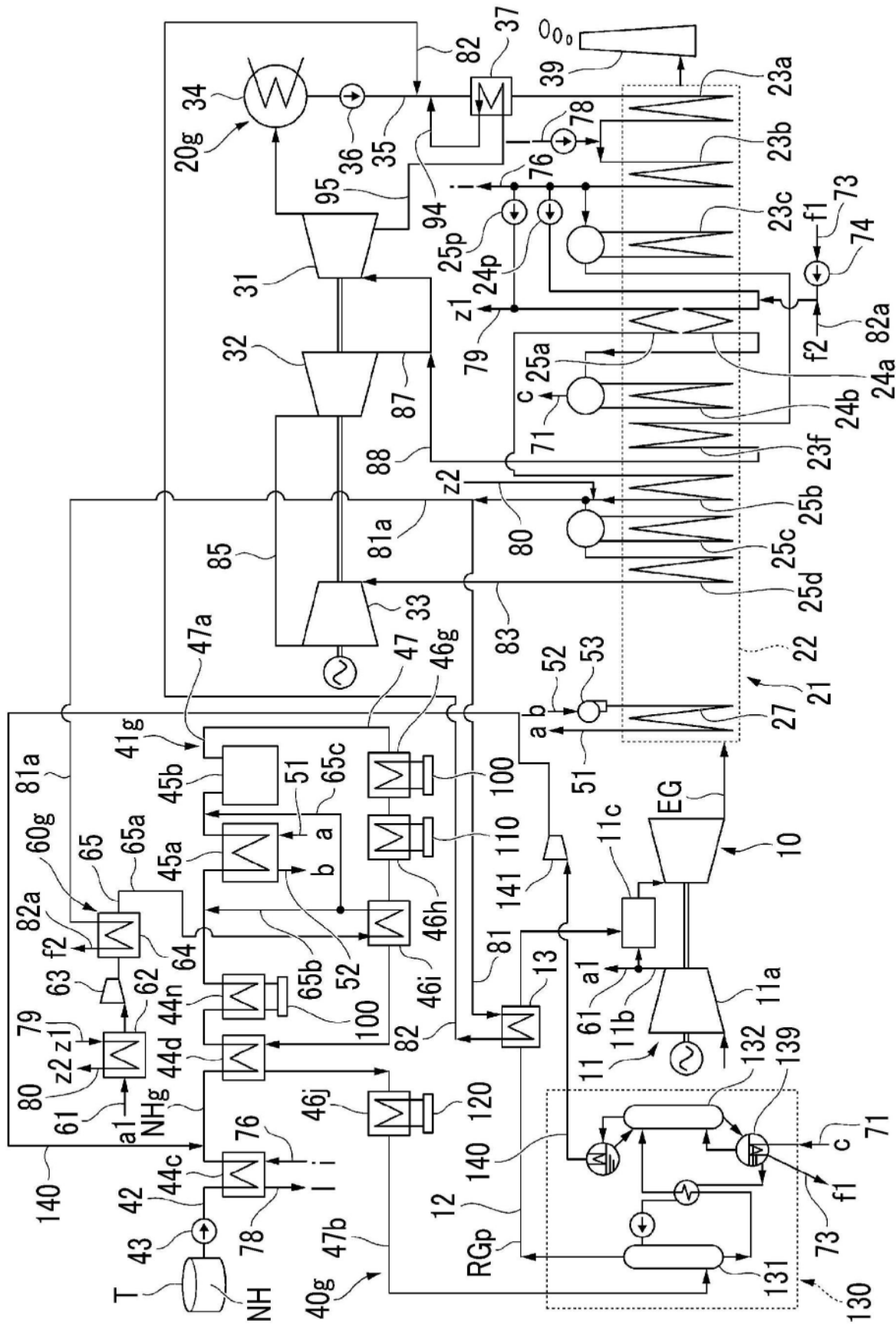


图14

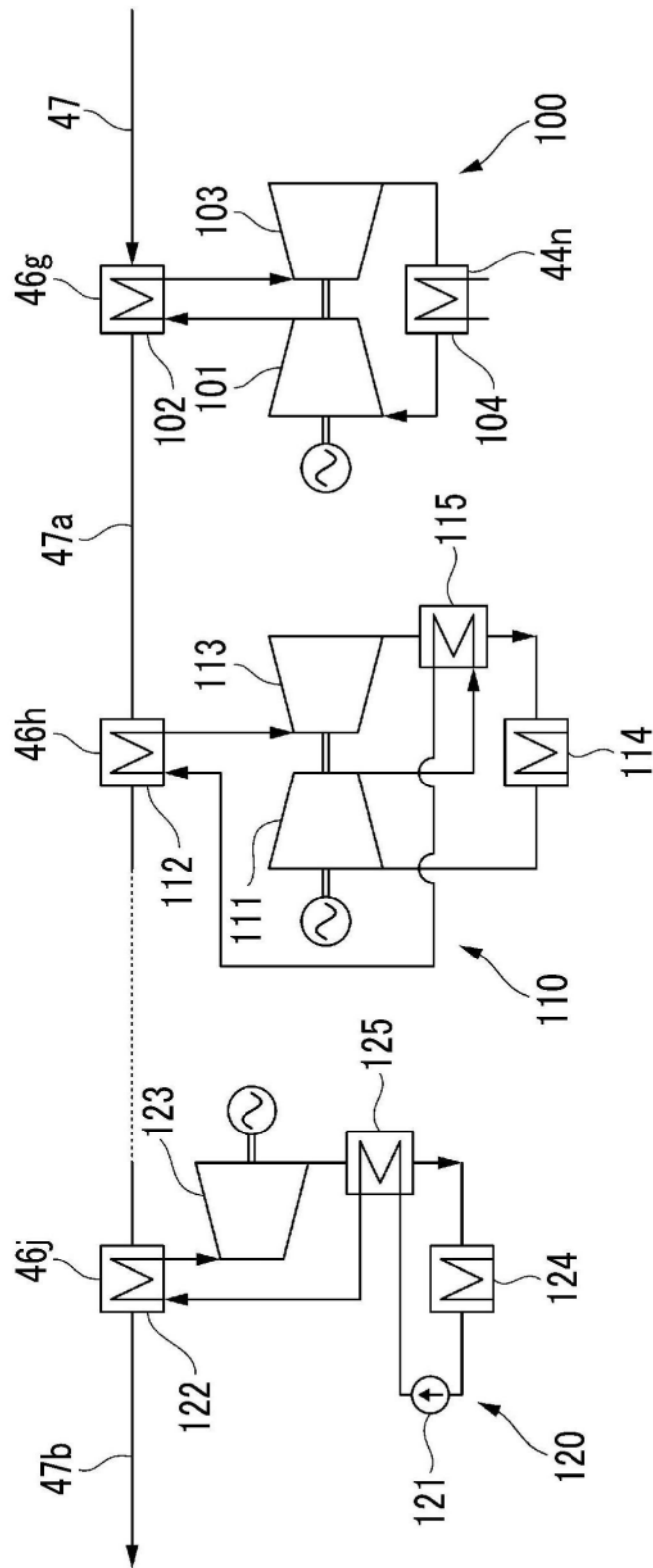


图15

