(19)中华人民共和国国家知识产权局

(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 101218323 B
(45)授权公告日 2012.07.04

(21)申请号 200680024837.3

(22)申请日 2006.06.27

(30)优先权数据
11/178,025 2005.07.08 US

(85)PCT申请进入国家阶段日
2008.01.07

(86)PCT申请的申请数据
PCT/US2006/024999 2006.06.27

(87)PCT申请的公布数据
WO2007/008406 EN 2007.01.18

(73)专利权人 埃克森美孚化学专利公司
地址 美国得克萨斯

(72)发明人 R·D·斯特莱克 D·B·斯派瑟 G·史蒂芬斯 J·M·弗莱

(74)专利代理机构 中国国际贸易促进委员会专利商标事务所 11038
代理人 邓毅

(51)Int.Cl.
C10G 9/00(2006.01)

(56)对比文件

EP 0031609 A1,1981.07.08, 说明书第9页第1-2段及附图1-2.

US 4702818 A,1987.10.27, 说明书第3栏第1段至第6栏第1段及附图1-5.

US 4702818 A,1987.10.27, 说明书第3栏第1段至第6栏第1段及附图1-5.

US 618626 B1,2001.02.06, 说明书第1栏第36-39行及第3栏第37-42行及第6栏第12-27行.

EP 0205205 A,1986.12.17, 说明书第1栏第6行至第2栏第4行,第8栏第20-24行及附图1.

审查员 王义刚

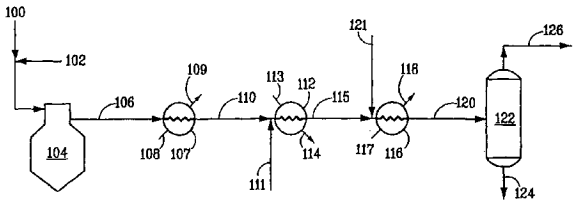
权利要求书 7 页 说明书 11 页 附图 3 页

(54)发明名称

烃热解排出物的加工方法

(57)摘要

提供了来自将加工比石脑油原料更重质的原料的烃热解装置的排出物处理以从中回收热和除去焦油的方法。该方法包括让所述气态排出物流到至少一个主输送管线换热器,从而冷却该气态排出物和产生过热蒸汽。之后,让该气态排出物穿过至少一个具有换热表面的副输送管线换热器,该换热表面具有在所述表面上的液体涂层,从而进一步将该气态排出物的剩余部分冷却到使由热解工艺形成的焦油冷凝的温度。然后在至少一个分离鼓中从该气态排出物中除去冷凝的焦油。还提供了实施该方法的设备。



CN 101218323 B

1. 将来自烃热解的含焦油前体的气态排出物冷却和从中回收能量的方法，该方法包括：

(a) 让由比石脑油更重质的原料蒸汽裂化获得的气态排出物穿过至少一个干壁骤冷换热器，以通过间接热交换提供温度大于使所述焦油前体最初冷凝的温度的经冷却的排出物，其中所述焦油前体最初冷凝的温度为 316-650℃；

(b) 让来自 (a) 的经冷却的排出物穿过至少一个湿壁骤冷换热器，以提供小于 287℃的具有降低的焦油含量的气态排出物料流，该至少一个湿壁骤冷换热器包括具有工艺侧和壳侧的管子，所述工艺侧被基本上连续的液膜覆盖。

2. 权利要求 1 的方法，其中由所述湿壁骤冷换热器回收的至少一部分能量在小于 282℃下回收。

3. 权利要求 1 的方法，其中由所述湿壁骤冷换热器回收的能量的至少 10％在小于 287℃下回收。

4. 权利要求 1 的方法，其中由所述湿壁骤冷换热器回收的能量的至少 50％在小于 287℃下回收。

5. 权利要求 1 或 2 中任一项的方法，其中将所述气态排出物在 (a) 中冷却到小于 704℃的温度，和在 (b) 中冷却到小于 282℃的温度。

6. 权利要求 1 或 2 中任一项的方法，其中将所述气态排出物在 (a) 中冷却到 343-649℃的温度，和在 (b) 中冷却到 177-277℃的温度。

7. 权利要求 5 的方法，其中将所述气态排出物在 (a) 中冷却到 343-649℃的温度，和在 (b) 中冷却到 177-277℃的温度。

8. 权利要求 1-4 中任一项的方法，其中所述至少一个干壁骤冷换热器选自高压蒸汽过热器和高压蒸汽发生器。

9. 权利要求 5 的方法，其中所述至少一个干壁骤冷换热器选自高压蒸汽过热器和高压蒸汽发生器。

10. 权利要求 6 的方法，其中所述至少一个干壁骤冷换热器选自高压蒸汽过热器和高压蒸汽发生器。

11. 权利要求 7 的方法，其中所述至少一个干壁骤冷换热器选自高压蒸汽过热器和高压蒸汽发生器。

12. 权利要求 1-4 中任一项的方法，其中所述至少一个湿壁骤冷换热器使用足够冷却的壁工艺侧表面以在其上将来自 (a) 的经冷却的排出物的液体冷凝而提供自熔化膜。

13. 权利要求 5 的方法，其中所述至少一个湿壁骤冷换热器使用足够冷却的壁工艺侧表面以在其上将来自 (a) 的经冷却的排出物的液体冷凝而提供自熔化膜。

14. 权利要求 6 的方法，其中所述至少一个湿壁骤冷换热器使用足够冷却的壁工艺侧表面以在其上将来自 (a) 的经冷却的排出物的液体冷凝而提供自熔化膜。

15. 权利要求 7 的方法，其中所述至少一个湿壁骤冷换热器使用足够冷却的壁工艺侧表面以在其上将来自 (a) 的经冷却的排出物的液体冷凝而提供自熔化膜。

16. 权利要求 8 的方法，其中所述至少一个湿壁骤冷换热器使用足够冷却的壁工艺侧表面以在其上将来自 (a) 的经冷却的排出物的液体冷凝而提供自熔化膜。

17. 权利要求 12 的方法，其中所述自熔化膜包含至少 40wt％芳族化合物。

18. 权利要求 12 的方法，其中所述湿壁骤冷换热器是管壳式换热器。

19. 权利要求 1-4 中任一项的方法，其中所述至少一个湿壁骤冷换热器使用基本上均匀分布的油洗液以提供基本上没有干点的湿壁。

20. 权利要求 5 的方法，其中所述至少一个湿壁骤冷换热器使用基本上均匀分布的油洗液以提供基本上没有干点的湿壁。

21. 权利要求 6 的方法，其中所述至少一个湿壁骤冷换热器使用基本上均匀分布的油洗液以提供基本上没有干点的湿壁。

22. 权利要求 8 的方法，其中所述至少一个湿壁骤冷换热器使用基本上均匀分布的油洗液以提供基本上没有干点的湿壁。

23. 权利要求 19 的方法，其中所述至少一个湿壁骤冷换热器在换热器入口处或附近使用环形油分配器以使骤冷油沿着该骤冷换热器壁分布，以从所述排出物气体中冷凝足够的液体而提供熔化膜。

24. 权利要求 23 的方法，其中所述熔化膜包含至少 40wt％芳族化合物。

25. 权利要求 1-4 中任一项的方法，其中通过所述湿壁骤冷换热器在小于 287℃的温度下回收的所述能量提供压力大于 1480kPa 的蒸汽。

26. 权利要求 8 的方法，其中通过所述湿壁骤冷换热器在小于 287℃的温度下回收的所述能量提供压力大于 1480kPa 的蒸汽。

27. 权利要求 12 的方法，其中通过所述湿壁骤冷换热器在小于 287℃的温度下回收的所述能量提供压力大于 1480kPa 的蒸汽。

28. 权利要求 18 的方法，其中通过所述湿壁骤冷换热器在小于 287℃的温度下回收的所述能量提供压力大于 1480kPa 的蒸汽。

29. 权利要求 19 的方法，其中通过所述湿壁骤冷换热器在小于 287℃的温度下回收的所述能量提供压力大于 1480kPa 的蒸汽。

30. 权利要求 23 的方法，其中通过所述湿壁骤冷换热器在小于 287℃的温度下回收的所述能量提供压力大于 1480kPa 的蒸汽。

31. 权利要求 1-4 中任一项的方法，其中通过所述湿壁骤冷换热器在小于 287℃的温度下回收的所述能量提供压力大于 4240kPa 的蒸汽。

32. 权利要求 8 的方法，其中通过所述湿壁骤冷换热器在小于 287℃的温度下回收的所述能量提供压力大于 4240kPa 的蒸汽。

33. 权利要求 12 的方法，其中通过所述湿壁骤冷换热器在小于 287℃的温度下回收的所述能量提供压力大于 4240kPa 的蒸汽。

34. 权利要求 18 的方法，其中通过所述湿壁骤冷换热器在小于 287℃的温度下回收的所述能量提供压力大于 4240kPa 的蒸汽。

35. 权利要求 19 的方法，其中通过所述湿壁骤冷换热器在小于 287℃的温度下回收的所述能量提供压力大于 4240kPa 的蒸汽。

36. 权利要求 23 的方法，其中通过所述湿壁骤冷换热器在小于 287℃的温度下回收的所述能量提供压力大于 4240kPa 的蒸汽。

37. 权利要求 1-4 中任一项的方法，其中通过所述湿壁骤冷换热器在小于 287℃的温度下回收的所述能量提供压力为 4240kPa-7000kPa 的蒸汽。

38. 权利要求 8 的方法，其中通过所述湿壁骤冷换热器在小于 287℃的温度下回收的所述能量提供压力为 4240kPa-7000kPa 的蒸汽。

39. 权利要求 12 的方法，其中通过所述湿壁骤冷换热器在小于 287℃的温度下回收的所述能量提供压力为 4240kPa-7000kPa 的蒸汽。

40. 权利要求 18 的方法，其中通过所述湿壁骤冷换热器在小于 287℃的温度下回收的所述能量提供压力为 4240kPa-7000kPa 的蒸汽。

41. 权利要求 19 的方法，其中通过所述湿壁骤冷换热器在小于 287℃的温度下回收的所述能量提供压力为 4240kPa-7000kPa 的蒸汽。

42. 权利要求 23 的方法，其中通过所述湿壁骤冷换热器在小于 287℃的温度下回收的所述能量提供压力为 4240kPa-7000kPa 的蒸汽。

43. 权利要求 1-4 中任一项的方法，其中所述液膜衍生自冷凝的气态排出物、骤冷油和热解燃料油。

44. 权利要求 8 的方法，其中所述液膜衍生自冷凝的气态排出物、骤冷油和热解燃料油。

45. 权利要求 12 的方法，其中所述液膜衍生自冷凝的气态排出物、骤冷油和热解燃料油。

46. 权利要求 18 的方法，其中所述液膜衍生自冷凝的气态排出物、骤冷油和热解燃料油。

47. 权利要求 19 的方法，其中所述液膜衍生自冷凝的气态排出物、骤冷油和热解燃料油。

48. 权利要求 23 的方法，其中所述液膜衍生自冷凝的气态排出物、骤冷油和热解燃料油。

49. 权利要求 43 的方法，其中所述骤冷油包含小于 10wt％焦油。

50. 权利要求 49 的方法，其中所述骤冷油包含从来自烃热解气态排出物蒸馏的馏出骤冷物。

51. 权利要求 49 的方法，其中所述骤冷油包含基本上不含蒸汽裂化焦油和沥青质的重质芳族溶剂。

52. 权利要求中 1-4 任一项的方法，其中所述干壁骤冷换热器提供足够热的壁工艺侧表面，以提供大于该气态排出物露点的工艺气体 / 壁工艺侧表面界面。

53. 权利要求 8 的方法，其中所述干壁骤冷换热器提供足够热的壁工艺侧表面，以提供大于该气态排出物露点的工艺气体 / 壁工艺侧表面界面。

54. 权利要求 12 的方法，其中所述干壁骤冷换热器提供足够热的壁工艺侧表面，以提供大于该气态排出物露点的工艺气体 / 壁工艺侧表面界面。

55. 权利要求 18 的方法，其中所述干壁骤冷换热器提供足够热的壁工艺侧表面，以提供大于该气态排出物露点的工艺气体 / 壁工艺侧表面界面。

56. 权利要求 19 的方法，其中所述干壁骤冷换热器提供足够热的壁工艺侧表面，以提供大于该气态排出物露点的工艺气体 / 壁工艺侧表面界面。

57. 权利要求 23 的方法，其中所述干壁骤冷换热器提供足够热的壁工艺侧表面，以提供大于该气态排出物露点的工艺气体 / 壁工艺侧表面界面。

58. 权利要求 1-4 中任一项的方法，其中所述湿壁骤冷换热器选自高压蒸汽发生器和高压锅炉给水预热器。

59. 权利要求 8 的方法，其中所述湿壁骤冷换热器选自高压蒸汽发生器和高压锅炉给水预热器。

60. 权利要求 12 的方法，其中所述湿壁骤冷换热器选自高压蒸汽发生器和高压锅炉给水预热器。

61. 权利要求 18 的方法，其中所述湿壁骤冷换热器选自高压蒸汽发生器和高压锅炉给水预热器。

62. 权利要求 19 的方法，其中所述湿壁骤冷换热器选自高压蒸汽发生器和高压锅炉给水预热器。

63. 权利要求 23 的方法，其中所述湿壁骤冷换热器选自高压蒸汽发生器和高压锅炉给水预热器。

64. 权利要求 58 的方法，其中所述湿壁骤冷换热器使用工艺气体和传热介质的并流流动。

65. 权利要求 58 的方法，其中所述湿壁骤冷换热器使用工艺气体和传热介质的逆流流动。

66. 权利要求 58 的方法，其中所述湿壁骤冷换热器垂直地取向，其中工艺气体向下流动。

67. 权利要求 58 的方法，其中所述湿壁骤冷换热器是双管式换热器。

68. 权利要求 58 的方法，其中所述湿壁骤冷换热器是管壳式换热器。

69. 权利要求 1-4 中任一项的方法，其中所述来自烃热解的含焦油前体的气态排出物是通过将选自以下物质的原料热解获得的：石脑油、煤油、常压瓦斯油、减压瓦斯油、加氢裂化油和已经被处理而除去重质残油的原油。

70. 权利要求 8 的方法，其中所述来自烃热解的含焦油前体的气态排出物是通过将选自以下物质的原料热解获得的：石脑油、煤油、常压瓦斯油、减压瓦斯油、加氢裂化油和已经被处理而除去重质残油的原油。

71. 权利要求 12 的方法，其中所述来自烃热解的含焦油前体的气态排出物是通过将选自以下物质的原料热解获得的：石脑油、煤油、常压瓦斯油、减压瓦斯油、加氢裂化油和已经被处理而除去重质残油的原油。

72. 权利要求 18 的方法，其中所述来自烃热解的含焦油前体的气态排出物是通过将选自以下物质的原料热解获得的：石脑油、煤油、常压瓦斯油、减压瓦斯油、加氢裂化油和已经被处理而除去重质残油的原油。

73. 权利要求 19 的方法，其中所述来自烃热解的含焦油前体的气态排出物是通过将选自以下物质的原料热解获得的：石脑油、煤油、常压瓦斯油、减压瓦斯油、加氢裂化油和已经被处理而除去重质残油的原油。

74. 权利要求 23 的方法，其中所述来自烃热解的含焦油前体的气态排出物是通过将选自以下物质的原料热解获得的：石脑油、煤油、常压瓦斯油、减压瓦斯油、加氢裂化油和已经被处理而除去重质残油的原油。

75. 权利要求 1-4 中任一项的方法，其中所述焦油前体最初冷凝的所述温度为 454℃。

76. 权利要求 8 的方法，其中所述焦油前体最初冷凝的所述温度为 454℃。

77. 权利要求 12 的方法，其中所述焦油前体最初冷凝的所述温度为 454℃。

78. 权利要求 18 的方法，其中所述焦油前体最初冷凝的所述温度为 454℃。

79. 权利要求 19 的方法，其中所述焦油前体最初冷凝的所述温度为 454℃。

80. 权利要求 23 的方法，其中所述焦油前体最初冷凝的所述温度为 454℃。

81. 权利要求 1-4 中任一项的方法，该方法还包括 (c) 让来自 (b) 的所述经冷却的排出物穿过附加的湿壁骤冷换热器，以提供小于 260℃的排出物料流，由此通过所述附加的湿壁换热器回收的能量的至少一部分在小于 260℃的温度下回收。

82. 权利要求 8 的方法，该方法还包括 (c) 让来自 (b) 的所述经冷却的排出物穿过附加的湿壁骤冷换热器，以提供小于 260℃的排出物料流，由此通过所述附加的湿壁换热器回收的能量的至少一部分在小于 260℃的温度下回收。

83. 权利要求 12 的方法，该方法还包括 (c) 让来自 (b) 的所述经冷却的排出物穿过附加的湿壁骤冷换热器，以提供小于 260℃的排出物料流，由此通过所述附加的湿壁换热器回收的能量的至少一部分在小于 260℃的温度下回收。

84. 权利要求 18 的方法，该方法还包括 (c) 让来自 (b) 的所述经冷却的排出物穿过附加的湿壁骤冷换热器，以提供小于 260℃的排出物料流，由此通过所述附加的湿壁换热器回收的能量的至少一部分在小于 260℃的温度下回收。

85. 权利要求 19 的方法，该方法还包括 (c) 让来自 (b) 的所述经冷却的排出物穿过附加的湿壁骤冷换热器，以提供小于 260℃的排出物料流，由此通过所述附加的湿壁换热器回收的能量的至少一部分在小于 260℃的温度下回收。

86. 权利要求 23 的方法，该方法还包括 (c) 让来自 (b) 的所述经冷却的排出物穿过附加的湿壁骤冷换热器，以提供小于 260℃的排出物料流，由此通过所述附加的湿壁换热器回收的能量的至少一部分在小于 260℃的温度下回收。

87. 权利要求 81 的方法，其中在 (c) 中如下回收能量：将高压锅炉给水预加热以产生具有至少 4240kPa 的压力的蒸汽。

88. 用于将来自烃热解的含焦油前体的气态排出物冷却并从中回收能量的设备，包括：

(a) 至少一个干壁骤冷换热器，由比石脑油更重质的原料蒸汽裂化获得的气态排出物穿过该干壁骤冷换热器以通过间接热交换提供温度大于使所述焦油前体最初冷凝的温度的经冷却的排出物，其中所述焦油前体最初冷凝的温度为 316-650℃；

(b) 至少一个湿壁骤冷换热器，来自 (a) 的经冷却的排出物穿过该湿壁骤冷换热器以提供小于 287℃的具有降低的焦油含量的气态排出物料流，该至少一个湿壁骤冷换热器包括具有工艺侧和壳侧的管子，所述工艺侧被基本上连续的液膜覆盖。

89. 权利要求 88 的设备，其中所述至少一个干壁骤冷换热器选自高压蒸汽过热器和高压蒸汽发生器。

90. 权利要求 88 或 89 中任一项的设备，其中所述至少一个湿壁骤冷换热器使用足够冷却的壁工艺侧表面以在其上将来自 (a) 的经冷却的排出物的液体冷凝而提供自熔化膜。

91. 权利要求 88 或 89 中任一项的设备，其中所述至少一个湿壁骤冷换热器使用基本上均匀分布的油洗装置以提供基本上没有干点的湿壁。

92. 权利要求 90 的设备，其中所述至少一个湿壁骤冷换热器使用基本上均匀分布的油洗装置以提供基本上没有干点的湿壁。

93. 权利要求 88 或 89 中任一项的设备，其中所述至少一个湿壁骤冷换热器在换热器入口处或附近包括环形油分配器，以使骤冷油沿着该骤冷换热器壁分布，该骤冷换热器壁能够从所述排出物气体中冷凝足够的液体而提供熔化膜。

94. 权利要求 90 的设备，其中所述至少一个湿壁骤冷换热器在换热器入口处或附近包括环形油分配器，以使骤冷油沿着该骤冷换热器壁分布，该骤冷换热器壁能够从所述排出物气体中冷凝足够的液体而提供熔化膜。

95. 权利要求 88 或 89 中任一项的设备，其中所述干壁骤冷换热器提供被足够加热的壁工艺侧表面，以提供大于该气态排出物露点的工艺气体 / 壁工艺侧表面界面。

96. 权利要求 90 的设备，其中所述干壁骤冷换热器提供被足够加热的壁工艺侧表面，以提供大于该气态排出物露点的工艺气体 / 壁工艺侧表面界面。

97. 权利要求 91 的设备，其中所述干壁骤冷换热器提供被足够加热的壁工艺侧表面，以提供大于该气态排出物露点的工艺气体 / 壁工艺侧表面界面。

98. 权利要求 88 或 89 中任一项的设备，其中所述湿壁骤冷换热器选自高压蒸汽发生器和高压锅炉给水预热器。

99. 权利要求 90 的设备，其中所述湿壁骤冷换热器选自高压蒸汽发生器和高压锅炉给水预热器。

100. 权利要求 91 的设备，其中所述湿壁骤冷换热器选自高压蒸汽发生器和高压锅炉给水预热器。

101. 权利要求 93 的设备，其中所述湿壁骤冷换热器选自高压蒸汽发生器和高压锅炉给水预热器。

102. 权利要求 95 的设备，其中所述湿壁骤冷换热器选自高压蒸汽发生器和高压锅炉给水预热器。

103. 权利要求 88 或 89 中任一项的设备，所述设备还包括 (c) 附加的湿壁骤冷换热器，该附加的湿壁骤冷换热器与 (b) 的换热器相比使用至多三分之一基本上均匀分布的油洗液，来自 (b) 的经冷却的排出物穿过该附加的湿壁骤冷换热器以提供小于 260℃的排出物料流，由此通过所述附加的湿壁换热器回收的能量的至少一部分在小于 260℃的温度下回收。

104. 权利要求 90 的设备，所述设备还包括 (c) 附加的湿壁骤冷换热器，该附加的湿壁骤冷换热器与 (b) 的换热器相比使用至多三分之一基本上均匀分布的油洗液，来自 (b) 的经冷却的排出物穿过该附加的湿壁骤冷换热器以提供小于 260℃的排出物料流，由此通过所述附加的湿壁换热器回收的能量的至少一部分在小于 260℃的温度下回收。

105. 权利要求 91 的设备，所述设备还包括 (c) 附加的湿壁骤冷换热器，该附加的湿壁骤冷换热器与 (b) 的换热器相比使用至多三分之一基本上均匀分布的油洗液，来自 (b) 的经冷却的排出物穿过该附加的湿壁骤冷换热器以提供小于 260℃的排出物料流，由此通过所述附加的湿壁换热器回收的能量的至少一部分在小于 260℃的温度下回收。

106. 权利要求 93 的设备，所述设备还包括 (c) 附加的湿壁骤冷换热器，该附加的湿壁骤冷换热器与 (b) 的换热器相比使用至多三分之一基本上均匀分布的油洗液，来自 (b) 的

经冷却的排出物穿过该附加的湿壁骤冷换热器以提供小于 260℃的排出物料流，由此通过所述附加的湿壁换热器回收的能量的至少一部分在小于 260℃的温度下回收。

107. 权利要求 95 的设备，所述设备还包括 (c) 附加的湿壁骤冷换热器，该附加的湿壁骤冷换热器与 (b) 的换热器相比使用至多三分之一基本上均匀分布的油洗液，来自 (b) 的经冷却的排出物穿过该附加的湿壁骤冷换热器以提供小于 260℃的排出物料流，由此通过所述附加的湿壁换热器回收的能量的至少一部分在小于 260℃的温度下回收。

108. 权利要求 98 的设备，所述设备还包括 (c) 附加的湿壁骤冷换热器，该附加的湿壁骤冷换热器与 (b) 的换热器相比使用至多三分之一基本上均匀分布的油洗液，来自 (b) 的经冷却的排出物穿过该附加的湿壁骤冷换热器以提供小于 260℃的排出物料流，由此通过所述附加的湿壁换热器回收的能量的至少一部分在小于 260℃的温度下回收。

109. 权利要求 103 的设备，其还包括预热器，经由该预热器如下从 (c) 回收能量 :将高压锅炉给水预加热以产生具有至少 4240kPa 的压力的蒸汽。

烃热解排出物的加工方法

[0001] 相关申请的交叉引用

[0002] 本申请特意地在此作为参考引入以下申请的全部公开内容：引入代理人案卷号2005B060，标题为“烃热解排出物的加工方法”；代理人案卷号2005B061，标题为“烃热解排出物的加工方法”；代理人案卷号2005B062，标题为“烃热解排出物的加工方法”；代理人案卷号2005B063，标题为“烃热解排出物的加工方法”；和代理人案卷号2005B064，标题为“烃热解排出物的加工方法”；它们与本申请同时提交。

发明领域

[0003] 本发明涉及使用主干壁换热器和副湿壁换热器加工烃热解装置气态排出物的方法，该烃热解装置可以使用重质原料，例如比石脑油原料更重质的原料。

[0004] 发明背景

[0005] 由各种烃原料制备轻质烯烃（乙烯、丙烯和丁烯）使用热解或蒸汽裂化技术。热解包括将原料充分地加热到引起较大分子的热分解。

[0006] 在蒸汽裂化过程中，从离开裂化炉的工艺排出物料流中最大程度地回收有用的热是合乎需要的。这种热的有效回收是蒸汽裂化器能量效率的主要因素之一。

[0007] 然而，蒸汽裂解过程还产生倾向于结合形成高分子量材料（被称为焦油）的分子。焦油是高沸点粘性反应性物质，它在一定条件下可使换热设备结垢，导致换热器失效。结垢倾向可以具有三个温度状态特征。

[0008] 在烃露点（第一滴液体冷凝的温度）之上，结垢倾向相对较低。气相结垢通常不严重，并且不存在可能引起结垢的液体。合适设计的输送管线换热器因此能够在这一状态下在最小结垢的情况下回收热。

[0009] 在烃露点和蒸汽裂化焦油完全冷凝的温度之间，结垢倾向是高的。在这种状态下，料流中最重质的组分冷凝。这些组分被认为是发粘和/或粘性的，这引起它们附着于表面上。另外，一旦这种材料附着于表面上，它就会经历使其硬化和使其更难以除去的热降解。

[0010] 在等于或低于蒸汽裂化焦油完全冷凝的温度下，结垢倾向是相对较低的。在这种状态下，冷凝物质是足够流动性的，以在工艺条件下容易地流动，并且结垢通常不是严重的问题。

[0011] 用来冷却热解装置排出物和除去所得焦油的一种技术采用换热器接着采用水骤冷塔，在该水骤冷塔中除去可冷凝物。当裂化轻质气体（主要是乙烷、丙烷和丁烷）时，已经证明这一技术是有效的，因为加工轻质原料的裂化器（统称为气体裂化器）产生较少量的焦油。结果，换热器可以有效地回收大多数有价值的热而不会结垢并且较少量的焦油可以由水骤冷分离，即使有一些困难。

[0012] 然而，这一技术对于与裂化石脑油或比石脑油更重质的原料的蒸汽裂化器（统称为液体裂化器）一起使用是不令人满意的，因为液体裂化器产生比气体裂化器多得多的焦油。换热器可以用来从液体裂化中除去一些热，但是仅降至焦油开始冷凝的温度。在这一温度之下，不能使用常规换热器，因为它们将由换热器表面上的焦油的聚集和热降解而迅

速地结垢。此外，当对来自这些原料的热解排出物进行骤冷时，所产生的一些重油和焦油具有与水大致相同的密度并且可以形成稳定的油 / 水乳液。此外，通过液体裂化产生的较大量的重油和焦油将导致水骤冷操作失效，这使得难以从冷凝水中产生蒸汽和难以按环境上可接受的方式处理过量的骤冷水以及重油和焦油。

[0013] 因此，在大多数工业液体裂化器中，来自裂化炉的排出物的冷却通常使用输送管线换热器系统、初级分馏器和水骤冷塔或间接冷凝器来实现。对于典型的比石脑油更重质的原料，输送管线换热器将工艺料流冷却到大约 593℃ (1100 ℉)，从而有效地产生可以用于工艺其它地方的超高压蒸汽。初级分馏器通常用来将焦油冷凝和使焦油与更轻质液体馏分（称为热解汽油）分离，并用来回收大约 93 和大约 316℃ (200-600 ℉) 之间的热。水骤冷塔或间接冷凝器进一步将离开该初级分馏器的气体料流冷却到大约 40℃ (104 ℉) 以使存在的大部分稀释蒸汽冷凝和使热解汽油与该气态烯属产物分离，然后将它送到压缩机。

[0014] 目前用于冷却热解排出物的骤冷系统通常使用至少一些间接换热，其中在换热器中将炉子排出物冷却，在该换热器中，高压锅炉给水被气化而产生高压蒸汽。高压锅炉给水从脱气器获得并且通常在大约 4240- 大约 13900kPa(600-2000psig) 的压力和大约 100℃ - 大约 260℃ (212-500 ℉) 的温度下提供。典型的蒸汽压力水平使用大约 4240- 大约 13893kPa(600-2000psig)。骤冷换热器中产生的蒸汽通常在相关蒸汽裂化炉的对流段中被过度加热，并且该过热蒸汽在乙烯装置内用来为大型蒸汽涡轮提供功率，该蒸汽涡轮可以驱动例如大型压缩机或泵。

[0015] 在当前使用的骤冷系统中，从加热的工艺气体回收的能量受到限制。当炉子排出物料流冷却时，它最终达到其露点，即最重质裂化副产物组分开始冷凝的温度，从而由存在于炉子排出物料流中的它们的前体形成称为焦油、沥青或非挥发物的物质。此类物质在使它们首先冷凝的温度下仍是高度反应性的。当靠着相对热表面，例如骤冷换热器管壁沉积时，这些物质继续交联、聚合和 / 或脱氢而在此种表面上形成不希望的高度隔热的垢或焦炭层。裂化炉中产生的焦油、沥青或非挥发性组分的产率通常随着供给该炉子的原料的分子量增加而增加，但是重质原料的分子结构也可以影响焦油产率。例如，重质、高度链烷的原料可以具有比较低链烷烃含量、但是较高萘和 / 或芳族化合物含量的较轻质原料更低的焦油产率。

[0016] 来自热解的气态排出物的露点或冷凝物最初形成的温度通常随着重质焦油组分的产率增加而增加。因此，排出物露点通常随着原料分子量增加而增加。典型的排出物露点如下：对于乙烷裂化，大约 149℃ (300 ℉)；对于轻质直馏石脑油裂化，大约 287- 大约 343℃ (550-650 ℉)；对于瓦斯油裂化，大约 399- 大约 510℃ (750-950 ℉)；和对于真空瓦斯油 (VGO) 裂化，高达大约 566℃ (1050 ℉)。

[0017] 常规骤冷换热器设备组设计用来将工艺侧壁温度（即与工艺气体排出物接触的换热器表面温度）保持在等于或大于排出物露点。

[0018] 因此，乙烷骤冷系统通常使用在大约 4240kPa- 大约 10445kPa(600-1500psig) 下操作的蒸汽发热换热器，其中相应的工艺侧壁温度为大约 253- 大约 316℃ (488-600 ℉)。这些蒸汽产生骤冷换热器将炉子排出物冷却到大约 288- 大约 343℃ (550-650 ℉) 的温

度。从炉子排出物进一步的能量回收可以通过将供应给蒸汽产生系统的锅炉给水预加热来进行，从而进一步增加总循环效率。只要高压锅炉给水 (HPBFW) 预热器的工艺侧壁温度维持在露点之上，则结垢是可忽略的。因此，可以有效地将乙烷炉子排出物骤冷并将其冷却至大约 204℃ (400 ℉)，而没有结垢问题。

[0019] 目前的石脑油炉通常使用在大约 10445- 大约 13890kPa(1500-2000psig) 的压力下产生蒸汽的骤冷换热器。通常将排出物冷却到大约 343- 大约 399℃ (650-750 ℉) 的温度，其中当工艺侧换热器表面上的膜温度保持在等于或大于该排出物露点时，结垢可忽略。然而，在高压锅炉给水 (HPBFW) 预热器中的进一步冷却没有进行实践，因为在小于露点下的相关的结垢。如果需要进一步冷却，则冷却液骤冷介质 (例如骤冷油或水) 可以直接地注入以达到所需的温度，而没有结垢。

[0020] 对于与烃热解有关的目前的瓦斯油炉，可以使用在大约 10445- 大约 13890kPa(1500-2000psig) 的压力下产生蒸汽的骤冷换热器。清洁的换热器出口温度通常为大约 427- 大约 482℃ (800- 大约 900 ℉)，但是该换热器迅速地结垢直到结垢 / 工艺气体界面温度达到排出物露点，在此阶段，结垢速率急剧地减缓。在典型的瓦斯油运行结束时，换热器将已经达到大约 538- 大约 677℃ (1000- 大约 1250 ℉) 的排出物出口温度。

[0021] 由于来自瓦斯油炉的排出物必须冷却到大约 287- 大约 316℃ (550- 大约 600 ℉) 的温度，液体骤冷油料流通常与换热器排出物混合以实现此种冷却。由骤冷油吸收的热可以在线路周围的分馏器泵中回收。然而，泵唧循环料流的相对低的温度 (小于大约 287℃ (550 ℉)) 仅产生中压蒸汽，通常大约 790-1830kPa(100-250psig) 或小于大约 790kPa(100psig) 的低压蒸汽。这与使用乙烷或其它气态原料的炉子达到的高压蒸汽 (例如大约 10445kPa(1500psig)) 的产生相比显示显著的效率降低。

[0022] 本发明设法提供处理热解装置排出物、尤其是来自比石脑油更重质的含烃原料的蒸汽裂化排出物的简化方法。重质原料裂化通常比石脑油裂化更经济有利，但是过去它面对差的能量效率和较高的投资要求。本发明使由重质原料蒸汽裂化产生的有用热能的回收得到优化而不会使冷却设备结垢。本发明还可以排除对常规初级分馏器塔及其辅助设备的需要。

[0023] 重质原料蒸汽裂化排出物可以通过使用主换热器 (通常是输送管线换热器) 加以处理，从而产生将该炉子排出物最初冷却的高压蒸汽。换热器管的表面必须在烃露点之上操作以避免快速结垢，通常对于重质瓦斯油原料大约 593℃ (大约 1100 ℉) 的平均主体出口温度。附加的冷却可以通过直接地将骤冷液如焦油或馏出物注入来提供以将料流立即冷却而不会结垢。或者，可以直接地例如用馏出物将热解炉排出物骤冷，这也避免结垢。然而，前一种冷却方法具有以下缺陷 ：仅一小部分热在主输送管线换热器中得到回收 ；此外，在这两种方法中，当通过直接骤冷除去的剩余热较无价值时，在较低的温度下将其回收。另外，在下游初级分馏器中和在装置外锅炉中需要附加的投资，在所述初级分馏器中，最终除去低水平的热 ；以及所述装置外锅炉必须产生蒸汽裂化装置需要的持续的高压蒸汽。

[0024] 相关的背景技术在下面进行论述。

[0025] 为在 AIChE Spring National Meeting，Atlanta，1994 年 4 月，Paper#23c 陈述准备的“Latest Developments in Transfer LineExchanger Design for Ethylene

Plants", H.Herrmann &W.Burghardt, Schmidt' sche Heissdampf-Gesellschaft,和美国专利 4,107,226 公开了乙烯炉子骤冷系统中的露点结垢机理以及产生高压蒸汽的换热器的使用。

[0026] 美国专利 4,279,733 和 4,279,734 提出了使用骤冷器、间接换热器和分馏器冷却排出物的裂化方法,所述排出物由蒸汽裂化产生。后一参考文献教导了使用第一级"干壁"骤冷换热器将热的工艺排出物冷却到至少 540℃ (1000 ℉) 的方法,其中液体洗涤的骤冷换热器回收能量给在小于该排出物气体料流露点的温度下的高压蒸汽。

[0027] 美国专利 4,150,716 和 4,233,137 提出了包括预冷区、热回收区和分离区的热回收设备 ;其中在预冷区中,让由蒸汽裂化产生的排出物与喷射的骤冷油接触。后一参考文献教导了使用液体洗涤的骤冷换热器回收能量给在小于该排出物气体料流露点的温度下的高压蒸汽的方法,其中给高压蒸汽的能量回收可在 250-300℃ (482-572 ℉) 下获得,其中将热的排出物显著地预冷却到 300-400℃ (572-752 ℉),这需要高的骤冷液循环速率,例如,高达 21 ∶ 1 的骤冷液比烃原料,需要相当大的对循环泵和管道系统以及相关的能量消耗的投资。

[0028] 美国专利 4,614,229 公开了使用主输送管线换热器和副输送管线换热器从热的排出物回收热以提供冷却到大约 550 ℉ 的工艺气体,该主输送管线换热器和副输送管线换热器使用注入到其管子中的洗液。在较低温度下的能量回收在分馏器泵唧循环线路中进行,这有利于在中等压力下回收蒸汽。从副 TLE 收集的用作洗液的液体增加不希望的重质、粘性分子的浓度,从而增加排出物露点和结垢倾向。换热器管子的液体洗涤取决于均匀的横跨该换热器入口管板 / 折流板的流动图案,该技术对随着时间均匀洗液分布的退化敏感。

[0029] Lohr 等人的"Steam-cracker Economy Keyed toQuenching", Oil Gas J.,第 76 卷 (第 20 期),第 63-68 页 (1978) 提出了二阶段骤冷,其包括用输送管线换热器间接骤冷以产生高压蒸汽以及用骤冷油直接骤冷以产生中压蒸汽。

[0030] 美国专利 5,092,981 和 5,324,486 提出了用于来自蒸汽裂化的排出物的二阶段骤冷方法,其包括 :用来迅速冷却炉子排出物和产生高温蒸汽的主输送管线换热器以及用来将炉子排出物冷却到尽可能低到与有效的初级分馏器或骤冷塔性能一致的温度并产生中到低压蒸汽的副输送管线换热器。

[0031] 美国专利 5,107,921 提出了具有不同管直径的多个管程的输送管线换热器。美国专利 4,457,364 提出了紧密连接的输送管线换热器装置。

[0032] 美国专利 3,923,921 提出了石脑油蒸汽裂化方法,其包括让排出物穿过输送管线换热器以冷却该排出物之后穿过骤冷塔。

[0033] WO 93/12200 提出了如下将来自烃热解装置的气态排出物骤冷的方法,让该排出物穿过输送管线换热器,然后用液态水将该排出物骤冷使得当该排出物进入主分离容器时,将该排出物冷却到 105℃ -130℃ (221 ℉ -266 ℉) 的温度,使得重油和焦油冷凝。在该主分离容器中将该冷凝的油和焦油与气态排出物分离并且让剩余的气态排出物流到骤冷塔中,在那里将该排出物的温度降低到该排出物化学稳定的水平。

[0034] EP 205205 提出了通过使用具有两个或更多个独立的热交换部分的输送管线换热

器冷却流体如裂化反应产物的方法。

[0035] JP 2001040366 提出了用水平换热器然后用垂直换热器冷却在高温范围中的混合气体，所述垂直换热器的热交换平面按垂直方向设置。之后通过在下游精炼步骤的蒸馏分离该垂直换热器中冷凝的重质组分。

[0036] WO 00/56841 ;GB 1,390,382 ;GB 1,309,309 ;美国专利 4,444,697 ;4,446,003 ;4,121,908 ;4,150,716 ;4,233,137 ;3,923,921 ;3,907,661 和 3,959,420 提出了用于热裂化气态料流骤冷的各种设备，其中让热气态料流通过其中注入了液体冷却剂（骤冷油）的骤冷管道或骤冷管。

[0037] 美国专利 4,107,226 ;3,593,968 ;3,907,661 ;3,647,907 ;4,444,697 ;3,959,420 ;4,121,908 和 6,626,424 和英国专利申请 1,233,795 公开了在骤冷装置（例如环形直接骤冷装置）中分布洗液的方法。

[0038] 鉴于上述内容，为了使用于制造轻质烯烃的蒸汽裂化过程中的总能量消耗最小化，在没有快速结垢的情况下和没有直接骤冷的情况下从蒸汽裂化炉排出物中回收有用的热将是合乎需要的。

[0039] 发明概述

[0040] 在一个方面中，本发明涉及将来自烃热解的含焦油前体的气态排出物冷却和从中回收能量的方法，该方法包括 :(a) 让所述气态排出物穿过至少一个主换热器（或干壁骤冷换热器），以提供温度大于使所述焦油前体最初冷凝的温度的经冷却的排出物 ;(b) 让来自 (a) 的经冷却的排出物穿过至少一个副换热器（或湿壁骤冷换热器），以提供小于 287℃ (550 ℉) 并且小于使所述焦油前体最初冷凝的温度的具有降低的焦油含量的气态排出物料流，该副换热器包括具有工艺侧和壳侧的管子，所述工艺侧被基本上连续的液膜覆盖。

[0041] 在本发明这一方面的一个配置中，由所述湿壁骤冷换热器回收的能量的至少一部分在小于大约 282℃ (540 ℉)，例如小于大约 277℃ (530 ℉)，比方说小于大约 260℃ (500 ℉) 的温度下回收。

[0042] 在本发明这一方面的另一个配置中，由所述湿壁骤冷换热器回收的能量的至少大约 10％，例如至少大约 20％，比方说至少大约 50％在小于 287℃ (550 ℉) 的温度下回收。

[0043] 在本发明这一方面的又一个配置中，将所述气态排出物在 (a) 中冷却到小于大约 704℃ (1300 ℉)，通常大约 343- 大约 649℃ (650-1200 ℉) 的温度 ;以及在 (b) 中冷却到小于大约 282℃ (540 ℉)，通常大约 177- 大约 277℃ (350-530 ℉) 的温度。

[0044] 在本发明这一方面的又一个配置中，所述至少一个干壁骤冷换热器选自高压蒸汽过热器和高压蒸汽发生器。

[0045] 在本发明这一方面的又一个配置中，所述至少一个湿壁骤冷换热器使用足够冷却的壁工艺侧表面以在其上将来自 (a) 的经冷却的排出物的液体冷凝而提供自熔化膜。

[0046] 在本发明这一方面的又一个配置中，所述至少一个湿壁骤冷换热器使用足够冷却的壁工艺侧表面以在其上将来自 (a) 的经冷却的排出物的液体冷凝而提供自熔化膜。在一个实施方案中，该自熔化膜富含芳族化合物，例如该自熔化膜包含至少大约 40wt％芳族化合物，比方说至少大约 60wt％芳族化合物。在另一个实施方案中，该湿壁骤冷换热器是管壳

式换热器。

[0047] 在本发明这一方面的又一个配置中，所述至少一个湿壁骤冷换热器使用基本上均匀分布的油洗液以提供基本上没有干点的湿壁。在一个实施方案中，所述至少一个湿壁骤冷换热器在换热器入口处或附近使用环形油分配器以使骤冷油沿着该骤冷换热器壁分布以从所述排出物气体中冷凝足够的液体而提供熔化膜。该熔化膜富含芳族化合物，例如该熔化膜包含至少大约 40wt％芳族化合物，比方说至少大约 60wt％芳族化合物。

[0048] 在本发明这一方面的另一个配置中，通过所述湿壁骤冷换热器在小于 287℃ (550 ℉) 的温度下回收的所述能量提供压力大于大约 1480kPa(200psig)，通常压力大于大约 4240kPa(600psig)，例如压力为大约 4240kPa- 大约 7000kPa(600psig-1000psig) 的蒸汽。

[0049] 在本发明这一方面的另一个配置中，所述液膜衍生自冷凝的气态排出物、骤冷油和热解燃料油。该骤冷油可以包含小于大约 10wt％焦油，例如小于大约 5wt％焦油。在一个实施方案中，该骤冷油包含从来自烃热解的气态排出物蒸馏的馏出骤冷物。在另一个实施方案中，该骤冷油是基本上不含蒸汽裂化焦油和沥青质的重质芳族溶剂。

[0050] 在本发明这一方面的又一个配置中，所述干壁骤冷换热器提供足够热的壁工艺侧表面以提供大于该气态排出物露点的工艺气体 / 壁工艺侧表面界面。

[0051] 在本发明这一方面的又一个配置中，所述湿壁骤冷换热器选自高压蒸汽发生器和高压锅炉给水预热器。在一个实施方案中，该湿壁骤冷换热器使用工艺气体和传热介质的并流流动。在另一个实施方案中，该湿壁骤冷换热器使用工艺气体和传热介质的逆流流动。在又一个实施方案中，该湿壁骤冷换热器垂直地取向，其中工艺气体向下流动。在又一个实施方案中，该湿壁骤冷换热器是双管式换热器。在又一个实施方案中，该湿壁骤冷换热器是管壳式换热器。

[0052] 在本发明这一方面的又一个配置中，所述烃热解的气态排出物是通过将选自以下物质的原料热解获得的：石脑油、煤油、冷凝物、常压瓦斯油、减压瓦斯油、加氢裂化油和已经被处理而除去重质残油的原油。

[0053] 在本发明这一方面的又一个配置中，所述使焦油前体最初冷凝的温度为大约 316- 大约 650℃ (600-1200 ℉)，通常为大约 371- 大约 621℃ (700-1150 ℉)，例如大约 454℃ (850 ℉)。

[0054] 在本发明这一方面的又一个配置中，所述方法还包括 (c)：让 (b) 的所述经冷却的排出物穿过附加的湿壁骤冷换热器，以提供小于大约 260℃ (500 ℉) 的排出物料流，其中通过所述附加的湿壁换热器回收的能量的至少一部分在小于 260℃ (500 ℉) 的温度下回收。在 (c) 中可以如下回收能量：将高压锅炉给水预加热以产生具有至少大约 4240kPa(600psig) 的压力的蒸汽。

[0055] 在另一个方面中，本发明涉及将来自烃热解的含焦油前体的气态排出物冷却和从中回收能量的设备，该设备包括：

[0056] (a) 至少一个干壁骤冷换热器，所述气态排出物穿过该干壁骤冷换热器以提供温度大于使所述焦油前体最初冷凝的温度的经冷却的排出物；和 (b) 至少一个湿壁骤冷换热器，来自 (a) 的经冷却的排出物可以穿过该湿壁骤冷换热器以提供小于 287℃ (550 ℉) 并

且小于使所述焦油前体最初冷凝的温度的具有降低的焦油含量的气态排出物料流，该湿壁骤冷换热器包括具有工艺侧和壳侧的管子，所述工艺侧被基本上连续的液膜覆盖。

[0057] 在本发明这一方面的又一个配置中，所述至少一个干壁骤冷换热器选自高压蒸汽过热器和高压蒸汽发生器。在一个实施方案中，所述至少一个湿壁骤冷换热器使用足够冷却的壁工艺侧表面以在其上将来自 (a) 的经冷却的排出物的液体冷凝以便提供自熔化膜。或者，所述至少一个湿壁骤冷换热器使用基本上均匀分布的油洗装置以提供基本上没有干点的湿壁。此种湿壁骤冷换热器在换热器入口处或附近可以包括环形油分配器以使骤冷油沿着该骤冷换热器壁分布，该骤冷换热器壁能够从所述排出物气体中冷凝足够的液体而提供熔化膜。

[0058] 在本发明这一方面的又一个配置中，所述干壁骤冷换热器提供可以被足够加热的壁工艺侧表面以提供大于该气态排出物露点的工艺气体 / 壁工艺侧表面界面。

[0059] 在本发明这一方面的又一个配置中，所述湿壁骤冷换热器选自高压蒸汽发生器和高压锅炉给水预热器。

[0060] 在本发明这一方面的又一个配置中，所述设备还包括 (c) ：附加的湿壁骤冷换热器，来自 (b) 的经冷却的排出物可以穿过该附加的湿壁骤冷换热器以提供小于大约 260℃ (500 ℉) 的排出物料流，由此通过所述附加的湿壁换热器回收的能量的至少一部分在小于 260℃ (500 ℉) 的温度下回收。在一个实施方案中，该设备还包括预热器，经由该预热器如下从 (c) 回收能量 ：将高压锅炉给水预加热以产生具有至少大约 4240kPa(600psig) 的压力的蒸汽。

[0061] 附图简述

[0062] 图 1 是根据本发明一个实施例的处理来自比石脑油更重质的原料的裂化的气态排出物的方法的示意性流程图。

[0063] 图 2 是用于图 1 所示方法的湿润输送管线换热器的一个管子的剖视图。

[0064] 图 3 是用于图 1 所示方法的壳管式湿润输送管线换热器的入口过渡件的剖视图。

[0065] 图 4 是用于图 1 所示方法的套管式湿润输送管线换热器的入口过渡件的剖视图。

[0066] 实施方案的详细描述

[0067] 本发明提供来自烃热解反应器的气态排出物料流的低成本处理方法，从而从该料流中除去和回收热和将该排出物中的 C_5+ 烃与所需的 C_2-C_4 烯烃分离，同时使结垢最小化。

[0068] 通常，用于本发明方法的排出物是通过将终沸点大于大约 180℃ (356 ℉) 的烃原料（如比石脑油更重质的原料）热解而产生的。此类原料包括在大约 93- 大约 649℃（大约 200- 大约 1200 ℉)，比方说，大约 204- 大约 510℃（大约 400- 大约 950 ℉) 的范围中沸腾的那些。典型的比石脑油更重质的原料可以包括重质冷凝物，瓦斯油、煤油、加氢裂化油、原油和 / 或原油馏分。在热解反应器出口处的气态排出物的温度通常为大约 760℃ - 大约 930℃（大约 1400- 大约 1706 ℉) 并且本发明提供将所述排出物冷却到所需 C_2-C_4 烯烃可以有效压缩的温度的方法，该温度一般小于大约 100℃ (212 ℉)，例如小于大约 75℃ (167 ℉)，例如小于大约 60℃ (140 ℉)，通常为大约 20- 大约 50℃ (68- 大约 122 ℉)。

[0069] 具体来说，本发明涉及来自重质原料裂化装置的气态排出物的处理方法，该方法包括让该排出物穿过至少一个主输送管线换热器，该主输送管线换热器能够从该排出

物回收热以将其降至结垢开始的温度。如果需要，可以通过蒸汽脱焦、蒸汽 / 空气脱焦或机械清洁将该换热器周期性地清洁。常规的间接换热器如套管式换热器或壳管式换热器可以用于该设施。该主换热器使用饱和蒸汽作为冷却介质将工艺料流冷却到大约 340℃ - 大约 650℃ (644-1202 ℉)，例如大约 370℃ (700 ℉) 的温度，并且产生通常在大约 4240kPa(600psig) 下的过热蒸汽。

[0070] 当离开所述主换热器时，冷却的气态排出物仍然在大于该排出物的烃露点 (第一滴液体冷凝的温度) 的温度下。对于在某些裂化条件下典型的重质原料而言，排出物料流的烃露点为大约 343- 大约 649℃ (650-1200 ℉)，比方说大约 399- 大约 593℃ (750-1100 ℉)。在该烃露点之上，结垢倾向相对较低，即蒸气相结垢通常不严重，并且不存在可能引起结垢的液体。焦油在大约 204- 大约 343℃ (400-650 ℉)，比方说，大约 232- 大约 316℃ (450-600 ℉)，例如在大约 288℃ (550 ℉) 的温度下从此类重质原料中冷凝。该主换热器 (干壁骤冷换热器) 可以是高压蒸汽过热器，例如，美国专利 4,279,734 中所述类型的高压蒸汽过热器。或者，该主换热器可以是高压蒸汽发生器。

[0071] 在离开所述主换热器之后，则让该排出物流到至少一个副换热器 (或湿壁骤冷换热器)，该副换热器经设计和操作使得它包括换热表面，该换热表面冷到足以将该排出物的一部分冷凝和在该换热表面产生液态烃膜。在一个实施方案中，该液膜是就地产生的并且优选等于或低于使焦油完全冷凝的温度，通常在大约 204℃ - 大约 287℃ (400-550 ℉) 下，例如在大约 260℃ (500 ℉) 下。这通过冷却介质和换热器设计的合适选择而得到确保。或者，该副输送管线换热器可以是如下骤冷辅助的 :使用适合的分配设备，例如环形油分配器经由单独的管线引入有限量的骤冷油，以产生富芳族化合物的烃油膜，当炉子排出物的最重质组分冷凝时，该烃油膜熔化离开焦油。因为热传递的主要阻力在主体工艺料流和膜之间，所以该膜可以在比主体料流显著低的温度下。当主体料流被冷却时，该膜有效地保持换热表面被流体材料湿润，从而防止结垢。此种湿壁骤冷换热器必须连续地冷却该工艺料流到产生焦油的温度。如果在这之前停止冷却，则结垢很可能发生，原因在于该工艺料流可能仍处于结垢状态。该湿壁骤冷换热器可以是上述的高压蒸汽发生器或高压锅炉给水预热器。不论在那种情况下，连续液膜的存在防止炉子排出物的重质组分使该换热器结垢。在骤冷系统中使用高压锅炉给水预热器允许在小于 287℃ (550 ℉) 的温度下回收能量，同时仍有助于高压蒸汽的产生。

[0072] 现将参照附图更具体地描述本发明。

[0073] 参照图 1 和 2，在所示的按至少二个阶段从炉子排出物回收热以提供高压蒸汽的方法中，将包含由链烷原油获得的重质瓦斯油的烃原料 100 和稀释蒸汽 102 以 66000kg/hr(145000 磅 /hr) 的速度供给蒸汽裂化反应器 104，其中稀释蒸汽比例为 0.5kg/kg(lb/lb)，在该蒸汽裂化反应器 104 中，将该烃原料和稀释料流 102 加热以引起该原料热分解以产生更低分子量的烃，如 C_2-C_4 烯烃。在该蒸汽裂化反应器 104 中的热解工艺还产生一些焦油。

[0074] 离开蒸汽裂化炉 104 的气态热解排出物 106 最初穿过至少一个主输送管线换热器 107，该换热器 107 将该排出物从大约 704℃ - 大约 927℃ (1300 ℉ -1700 ℉)，比方

说，大约 760℃ - 大约 871℃ (1400 ℉ -1600 ℉)，例如大约 816℃ (大约 1500 ℉) 的入口温度冷却到大约 316℃ - 大约 704℃ (大约 600 ℉ - 大约 1300 ℉)，比方说，大约 371℃ - 大约 649℃ (700 ℉ -1200 ℉)，例如大约 538℃ (1000 ℉) 的出口温度。这一换热器的出口温度从大约 443℃迅速上升到大约 527℃ (830-980 ℉)，然后较缓慢地上升到大约 549℃ (1020 ℉)。该炉子排出物 106 具有大约 454℃ (850 ℉) 的露点。裂化炉 104 的排出物 106 通常具有大约 210kPa(15psig) 的压力。该主换热器 107 包括锅炉给水入口 108，该入口 108 用于引入具有大约 4240kPa- 大约 13893kPa(600-2000psig)，比方说，大约 10450kPa(1500psig) 的压力和具有大约 121℃ - 大约 336℃ (250 ℉ -636 ℉)，例如大约 316℃ (600 ℉) 的温度的高压锅炉给水。从蒸汽出口 109 取得在与该入口锅炉给水基本相同的压力下的高压蒸汽。在离开该主换热器 107 之后，则将经冷却的排出物料流 110 供给至少一个副输送管线换热器 112，其中在该换热器 112 的管侧上冷却该排出物 110，同时在该换热器 112 的壳侧上将经由管线 113 引入的锅炉给水预加热和气化。在一个实施方案中，该换热器 112 的换热表面足够冷以在该管子的表面处就地产生液膜，该液膜由该气态排出物的冷凝产生。或者，该副输送管线换热器可以是如下骤冷辅助的 :使用适合的分配设备，例如环形油分配器经由管线 111 引入有限量的骤冷油，例如 20500kg/hr(45000lb/hr)，以产生富芳族化合物的烃油膜，当炉子排出物的最重质组分冷凝时，该烃油膜熔化离开焦油。将炉子排出物和骤冷油的混合物冷却到大约 343℃ (650 ℉) 的出口温度，从而产生经由管线 114 离开的附加的 10450kPa(1500psig) 蒸汽。

[0075] 图 2 描述了排出物 210(对应于图 1 中的排出物 110 等) 和锅炉给水 213 的并流流动以使工艺侧入口处的膜 219 的温度最小化 ;其它的流动布置也是可能的，包括逆流流动。因为热传递在锅炉给水和管道金属之间是迅速的，所以在换热器 212 中的任一点处该管道金属仅比锅炉给水 213 微热。热传递在工艺侧上的管道金属和液膜 219 之间也是迅速的，因此在换热器 212 中任一点处该薄温度仅比管道金属温度微热。沿着该换热器 212 的整个长度，膜温度小于使焦油完全冷凝的温度。这样确保该膜是完全流动性的，并且因此避免了结垢。

[0076] 回到图 1，当离开换热器 112 时，经冷却的气态排出物 115 可以流到附加的副骤冷换热器 (或第三骤冷换热器)116，该副骤冷换热器可以如下骤冷辅助 :使用适合的分配设备，例如环形油分配器经由管线 121 引入有限量的骤冷油，例如 6800kg/hr(15000lb/hr)，以产生富芳族化合物的烃油膜，当炉子排出物的最重质组分冷凝时，该烃油膜熔化离开焦油。倘若所述排出物已经被冷却到小于其露点，为了确保在该壁上的连续油膜，使用有限量的骤冷油。通过将经由管线 117 引入的高压锅炉给水 (其经由管线 118 离开) 预加热来将炉子排出物和骤冷油的混合物冷却到大约 260℃ (500 ℉) 的出口温度。

[0077] 在换热器 116 中将高压锅炉给水预热是热解装置中产生的热的最有效的用途之一。脱气之后，通常可获得在大约 104℃ - 大约 149℃ (220 ℉ -300 ℉)，比方说，大约 116℃ - 大约 138℃ (240 ℉ -280 ℉)，例如大约 132℃ (270 ℉) 的温度下的锅炉给水。来自该脱气器的锅炉给水因此可以在湿润输送管线换热器 112 中受到预加热。用来预热锅炉给水的所有热将增加高压蒸汽生产量。该骤冷系统将产生大约 43200kg/hr(95000lb/hr)

的 10450kPa(1500psig) 蒸汽，该蒸汽可以被过度加热到大约 950 °F (510℃)。

[0078] 当离开换热器 116 时，经冷却的气态排出物 120 在使焦油冷凝的温度下并然后进入至少一个焦油分离鼓 122，在那里该排出物分离成焦油以及焦炭馏分 124 和气态馏分 126。

[0079] 换热器 112 和 116 的硬件可以与通常用于气体裂化设施的副输送管线换热器的硬件相似。可以使用管壳式换热器。可以在管侧上按单程固定管板布置将工艺料流冷却。相对较大的管径将允许上游产生的焦炭通过该换热器而不会堵塞。换热器 112 和 116 的设计可以经设置以使温度最小化和使膜 219 的厚度最大化，例如，通过将毛边添加到换热器管的外表面上来实现。可以在壳侧上按单程布置将锅炉给水预热。或者，壳侧和管侧设施可以转换。可以使用并流或逆流流动，只要沿着该换热器长度的膜温度保持足够低。

[0080] 例如，适合的壳管式湿润输送管线换热器的入口过渡件在图 3 中示出。将换热器管 341 固定在管板 342 中的孔 340 中。将管嵌条或套圈 345 固定在与管板 342 相邻布置的辅助管板 344 中的孔 346 中，使得套圈 345 伸入管 341，其中热绝缘材料 343 置于管板 342 和辅助管板 344 之间以及管 341 和套圈 345 之间。采用这种布置，辅助管板 344 和套圈 345 在非常接近工艺入口温度的温度下操作，而管 341 在非常接近冷却介质温度的温度下操作。因此，很少结垢会在管板 344 和套圈 345 上发生，原因在于它们在热解排出物露点之上操作。类似地，很少结垢会在管 341 的表面上发生，原因在于它在小于使焦油完全地冷凝的温度下操作。这种布置提供表面温度方面的非常急速的转变以避免在烃露点和使焦油完全冷凝的温度之间的结垢温度状况。

[0081] 或者，用于副输送管线换热器的硬件可以与紧密连接的主输送管线换热器的硬件相似。可以使用套管式换热器。工艺料流可以在内管中冷却。相对较大的内管直径将允许上游产生的焦炭通过该换热器而不会堵塞。锅炉给水可以在外管和内管之间的环隙中预热。可以使用并流或逆流流动，只要沿着该换热器长度的膜温度保持足够低。

[0082] 例如，适合的套管式湿润输送管线换热器的入口过渡件在图 4 中示出。换热器入口管线 451 与铁模 452 连接，后者与锅炉给水入口室 455 连接。绝缘材料 453 填充换热器入口管线 451、铁模 452 和锅炉给水入口室 455 之间的环形空间。换热器管 454 与接收锅炉给水 458 的锅炉给水入口室 455 连接，使得换热器入口管线 451 的末端和换热器管 454 的开始端之间存在小间隙 456 以允许热膨胀。一种类似的布置（尽管在工艺气体流动管道中引入了三通件）在美国专利 4,457,364 中进行了描述，该文献的整个内容在此引入作为参考。整个换热器入口管线 451 在非常接近工艺温度的温度下操作，而换热器管 454 在非常接近冷却介质温度的温度下操作。因此，很少结垢会在换热器入口管线 451 的表面上发生，原因在于它在热解排出物露点之上操作。类似地，很少结垢会在换热器管 454 上发生，原因在于它在小于使焦油完全冷凝的温度下操作。同样，这种布置提供表面温度方面的非常急速的转变以避免在烃露点和使焦油完全冷凝的温度之间的结垢温度状况。

[0083] 可以对副输送管线换热器进行取向，以使工艺流体基本上水平、基本上垂直向上流动、或优选基本上垂直向下流动。基本上垂直向下流动系统有助于确保就地液膜在换热器管的整个内表面上方保持相当均匀，从而使结垢最小化。相反，以水平取向，由于重力作用液膜将倾向于在换热器管底部较厚而在顶部而较薄。以垂直向上流动布置，液膜可能倾向于与管壁分离，因为重力倾向于向下拉扯液膜。有利于垂直向下流动取向的另一个实际

原因是离开主输送管线换热器的入口料流通常位于炉子结构上部，而出口料流希望处于较低的高度。向下流动的副输送管线换热器将自然地提供这种料流的高度转变。

[0084] 可以对副输送管线换热器进行设计以允许使用蒸汽或蒸汽和空气的混合物与炉子脱焦系统一起为输送管线换热器脱焦。当使用蒸汽或蒸汽和空气的混合物为炉子脱焦时，炉子排出物将首先通过主输送管线换热器然后通过副输送管线换热器，然后经处理到脱焦排出物体系中。采用这种特征，副输送管线换热器管的内径大于或等于主输送管线换热器管的内径是有利的。这确保了存在于主输送管线换热器排出物中的任何焦炭将容易地通过副输送管线换热器管而不会引起任何限制。

[0085] 在没有添加的骤冷液的情况下，应该小心避免过度的换热器壁温度，尤其是在较小型反应器中更如此。当使用内径大约 0.25 英寸 (0.64cm) 的小型中试反应器进行本发明时，在没有添加的骤冷液的情况下，当在没有液体辅助下将裂化瓦斯油骤冷时，使用 500-800 °F (260-427℃) 的壁温导致迅速的结焦和相应的压力下降，从而提供仅大约十分钟的运行周期。在大约 275 °F (135℃) 和 130 °F (54℃) 的壁温度下，运行周期长度分别增加 5 和 6-7 倍，对于大部分运行周期没有可检测的压力升高。

[0086] 本发明的骤冷系统与由常规技术产生的高压蒸汽的量相比，可以产生大约 1.5 倍的高压蒸汽。而这可以使用不到通常需要的骤冷油的一半来实现，从而还降低泵送该骤冷油所需要的能量。因此，本发明提供了来自烃热解反应器的气态排出物料流的低成本处理方法以有效地从中除去和回收热。

[0087] 虽然已经结合某些优选的实施方案描述了本发明，以致可以更完全地理解和领会本发明的各个方面，但是不希望将本发明限制到这些特定的实施方案。相反，希望涵盖可以包括在所附权利要求书限定的本发明范围内的所有备选方案、修改和等同物。

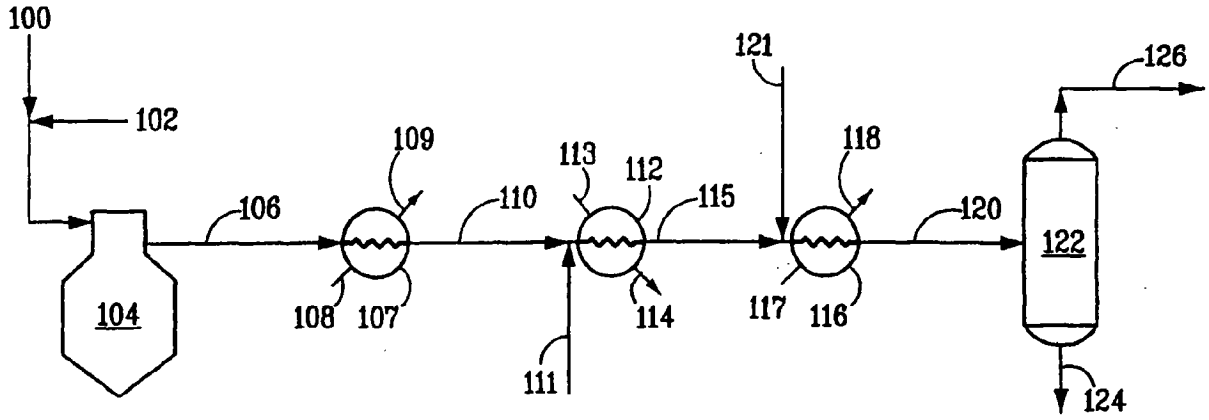

100
102
104
106
108
107
109
110
111
113
112
114
115
121
117
116
118
120
122
124
126

图 1

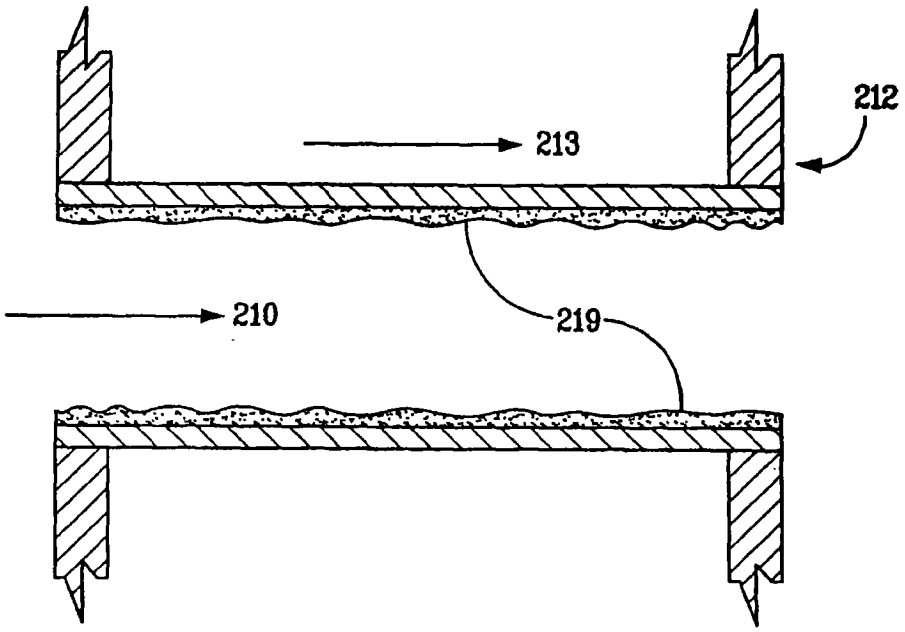

212
213
210
219

图 2

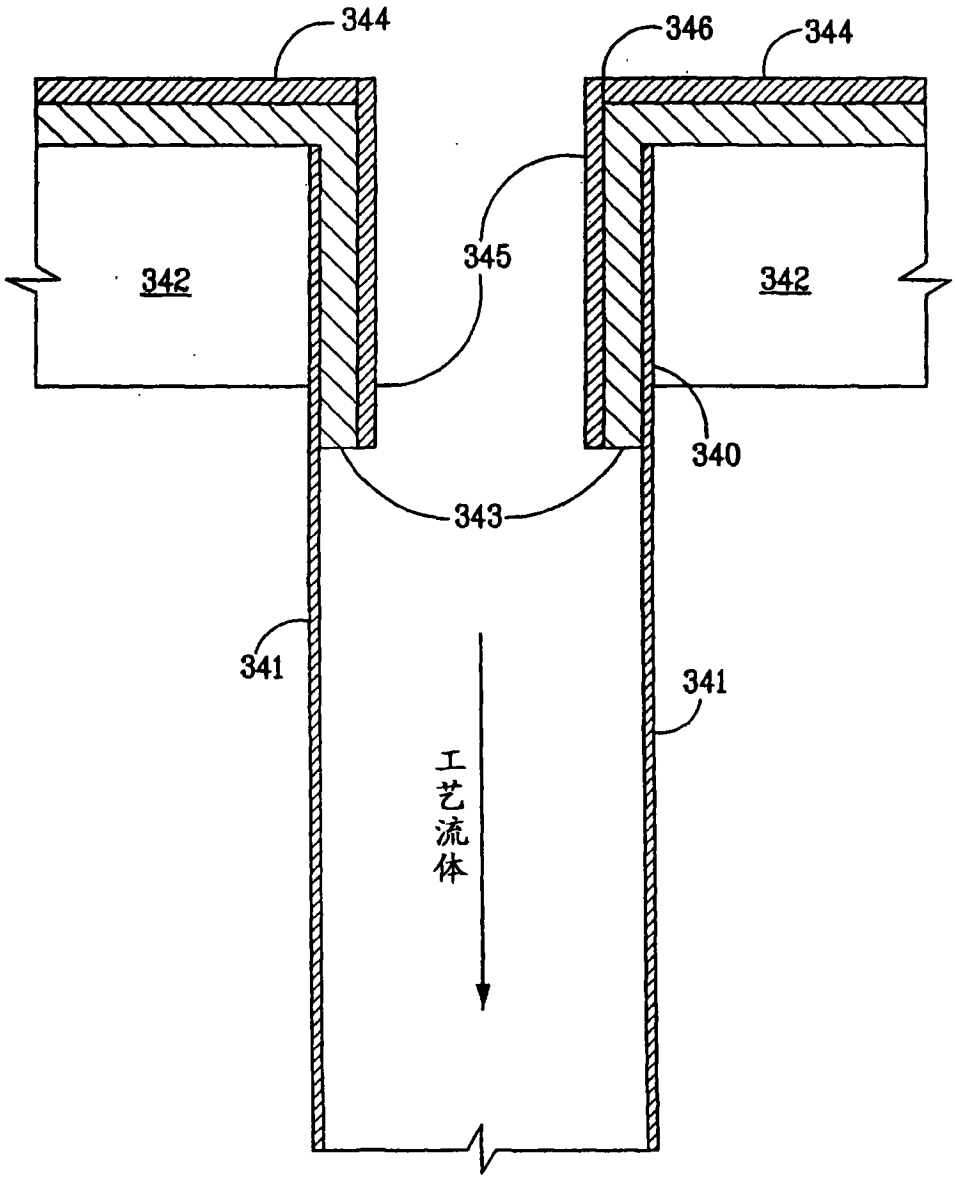


图 3

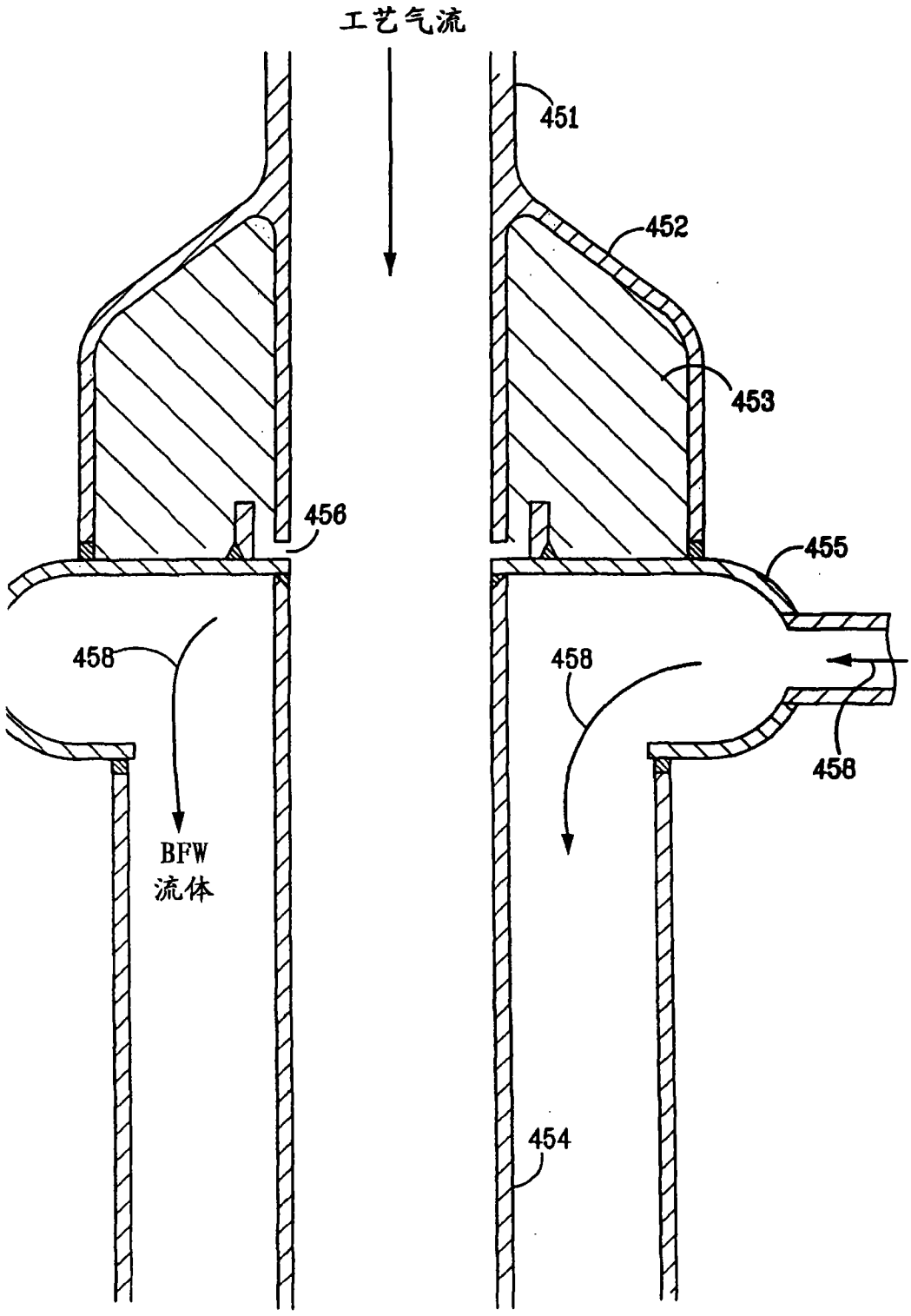


图 4