



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 102510987 B

(45) 授权公告日 2015. 05. 13

(21) 申请号 201180002404. 9

(22) 申请日 2011. 03. 17

(30) 优先权数据

12/750, 862 2010. 03. 31 US

PCT/US2010/029331 2010. 03. 31 US

12/772, 472 2010. 05. 03 US

PCT/US2010/033374 2010. 05. 03 US

12/781, 259 2010. 05. 17 US

PCT/US2010/035121 2010. 05. 17 US

13/048, 315 2011. 03. 15 US

(85) PCT国际申请进入国家阶段日

2011. 12. 09

(86) PCT国际申请的申请数据

PCT/US2011/028872 2011. 03. 17

(87) PCT国际申请的公布数据

W02011/123253 EN 2011. 10. 06

(73) 专利权人 奥特洛夫工程有限公司

地址 美国得克萨斯

专利权人 S. M. E. 产品有限合伙公司

(72) 发明人 A · F · 约翰克 W · L · 刘易斯

L · D · 泰勒 J · D · 威尔金森

J · T · 林奇 H · M · 赫德森

K · T · 奎拉尔

(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 赵培训

(51) Int. Cl.

F25J 3/02(2006. 01)

(56) 对比文件

US 2008000265 A1, 2008. 01. 03,

US 5890377 A, 1999. 04. 06,

US 6565626 B1, 2003. 05. 20,

US 6361582 B1, 2002. 03. 26,

审查员 杜赞玲

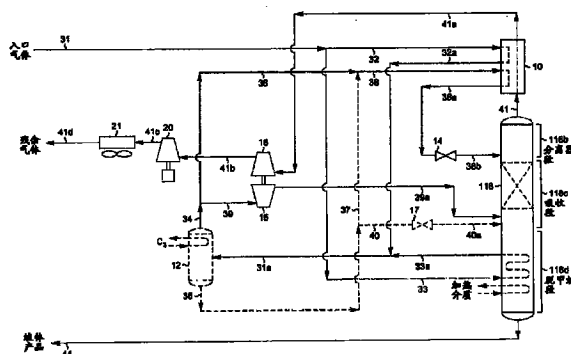
权利要求书9页 说明书10页 附图17页

(54) 发明名称

烃气处理

(57) 摘要

公开了用于从烃气流中回收 C_2 组分 (或 C_3 组分) 及重烃组分的紧凑型工艺设备的工艺及装置。将气流冷却并分流成第一和第二料流。将第一料流进一步冷却以将其基本上全部冷凝, 膨胀到较低的压力, 并作为顶部进料供给到吸收装置。还将第二料流膨胀到较低的压力并供给到吸收装置的底部。通过冷却气流和第一料流来加热来自吸收装置的蒸馏蒸气流。将来自吸收装置的蒸馏液流供给到传热及传质装置, 以在冷却气流的同时对其进行加热并汽提其挥发性组分。吸收装置和传热及传质装置均设置在工艺设备中。



1. 一种将含有甲烷、C₂组分、C₃组分和重烃组分的气流分离成挥发性残余气体馏分和挥发性相对较小的馏分的工艺,所述挥发性相对较小的馏分含有所述 C₂组分、C₃组分和重烃组分或所述 C₃组分和重烃组分的主要部分,其中

- (1) 将所述气流分流成第一部分和第二部分;
- (2) 冷却所述第一部分;
- (3) 冷却所述第二部分;
- (4) 将所述冷却的第一部分与所述冷却的第二部分合并以形成冷却的气流;
- (5) 将所述冷却的气流分流成第一料流和第二料流;
- (6) 冷却所述第一料流以将其基本上全部冷凝,并此后膨胀到较低的压力,由此将其进一步冷却;
- (7) 将所述膨胀冷却的第一料流作为顶部进料供给到设置于工艺装备中的吸收装置;
- (8) 将所述第二料流膨胀到所述较低的压力,并作为底部进料供给到所述吸收装置;
- (9) 从所述吸收装置的上部区域中收集蒸馏蒸气流,并在一个或多个热交换装置中加热,从而提供步骤 (2) 和 (6) 中的至少一部分冷却,并此后将所述受热的蒸馏蒸气流作为所述挥发性残余气体馏分排出;
- (10) 从所述吸收装置的下部区域中收集蒸馏液流,并在设置于所述工艺设备中的传热及传质装置中进行加热,从而提供步骤 (3) 中的至少一部分冷却,同时从所述蒸馏液流中汽提挥发性较大的组分,并此后将所述受热并汽提的蒸馏液流作为所述挥发性相对较小的馏分从所述工艺设备中排出;以及
- (11) 使对所述吸收装置的所述进料流的数量和温度能有效地将所述吸收装置的所述上部区域的温度保持在某温度,由此回收所述挥发性相对较小的馏分中的组分的主要部分。

2. 根据权利要求 1 所述的工艺,其中

- (a) 将所述冷却的第一部分与所述冷却的第二部分合并以形成部分冷凝的气流;
- (b) 将所述部分冷凝的气流提供给分离装置,并在其中进行分离,从而得到蒸气流和至少一液流;
- (c) 将所述蒸气流分流成所述第一料流和第二料流;以及
- (d) 将所述至少一液流的至少一部分膨胀到所述较低的压力,并作为另外的底部进料提供到所述吸收装置。

3. 根据权利要求 2 所述的工艺,其中

- (a) 将所述第一料流与所述至少一液流的至少一部分合并以形成合并的料流;
- (b) 冷却所述合并的料流以将其基本上全部冷凝,并此后膨胀到较低的压力,由此将其进一步冷却;
- (c) 将所述膨胀冷却的合并的料流作为所述顶部进料供给到所述吸收装置;
- (d) 将所述至少一液流的任何剩余部分膨胀到所述较低的压力,并作为所述另外的底部进料提供到所述吸收装置;以及
- (e) 在所述一个或多个热交换装置中加热所述蒸馏蒸气流,从而提供步骤 (2) 和 (b) 中的至少一部分冷却。

4. 根据权利要求 1 所述的工艺,其中

- (a) 将所述第一部分冷却并此后膨胀到所述较低的压力；
- (b) 将所述膨胀冷却的第一部分作为所述底部进料供给到所述吸收装置；
- (c) 冷却所述第二部分以将其基本上全部冷凝，并此后膨胀到所述较低的压力，由此将其进一步冷却；
- (d) 将所述膨胀冷却的第二部分作为所述顶部进料提供到所述吸收装置；
- (e) 从所述吸收装置的所述上部区域中收集所述蒸馏蒸气流，并在所述一个或多个热交换装置中加热，从而提供步骤 (a) 和 (c) 中的至少一部分冷却；以及
- (f) 从所述吸收装置的所述下部区域中收集蒸馏液流，并在所述传热及传质装置中进行加热，从而提供步骤 (c) 中的至少一部分冷却。

5. 如权利要求 4 所述的工艺，其中

- (a) 将所述第一部分冷却到足以将其部分地冷凝；
- (b) 将所述部分冷凝的第一部分提供给分离装置，并在其中进行分离，从而得到蒸气流和至少一液流；
- (c) 将所述蒸气流膨胀到较低的压力，并作为所述底部进料供给到所述吸收装置；
- (d) 将所述至少一液流的至少一部分膨胀到所述较低的压力，并作为另外的底部进料提供到所述吸收装置。

6. 如权利要求 5 所述的工艺，其中

- (i) 冷却所述第二部分，并此后与所述至少一液流的至少一部分合并以形成合并的料流；
- (ii) 冷却所述合并的料流以将其基本上全部冷凝，并此后膨胀到所述较低的压力，由此将其进一步冷却；
- (iii) 将所述膨胀冷却的合并的料流作为所述顶部进料提供到所述吸收装置；
- (iv) 将所述至少一液流的任何剩余部分膨胀到所述较低的压力，并作为所述另外的底部进料提供到所述吸收装置；以及
- (v) 在一个或多个所述热交换装置中加热所述蒸馏蒸气流，从而提供步骤 (a) 和 (ii) 中的至少一部分冷却。

7. 根据权利要求 2 或 5 所述的工艺，其中

- (1) 将所述传热及传质装置布置在上部和下部区域；以及
- (2) 对所述工艺设备供给所述至少一液流的所述膨胀的至少一部分，以进入到所述传热及传质装置的所述上部与下部区域之间。

8. 根据权利要求 3 或 6 所述的工艺，其中

- (1) 将所述传热及传质装置布置在上部和下部区域；以及
- (2) 对所述工艺设备供给所述至少一液流的所述膨胀的任何剩余部分，以进入到所述传热及传质装置的所述上部与下部区域之间。

9. 根据权利要求 2、3、5 或 6 所述的工艺，其中所述分离装置设置在所述工艺设备中。

10. 根据权利要求 7 所述的工艺，其中所述分离装置设置在所述工艺设备中。

11. 根据权利要求 8 所述的工艺，其中所述分离装置设置在所述工艺设备中。

12. 根据权利要求 1 所述的工艺，其中

- (1) 将气体收集装置设置在所述工艺设备中；

(2) 所述气体收集装置内设另外的传热及传质装置,所述另外的传热及传质装置包括一个或多个用于外部制冷介质的通路;

(3) 将所述冷却的气流提供给所述气体收集装置,并导至所述另外的传热及传质装置以被所述外部制冷介质进一步冷却;以及

(4) 将所述进一步冷却的气流分流成所述第一料流和第二料流。

13. 根据权利要求 4 所述的工艺,其中

(1) 将气体收集装置设置在所述工艺设备中;

(2) 所述气体收集装置内设另外的传热及传质装置,所述另外的传热及传质装置包括一个或多个用于外部制冷介质的通路;

(3) 将所述冷却的第一部分提供给所述气体收集装置,并导至所述另外的传热及传质装置以被所述外部制冷介质进一步冷却;以及

(4) 将所述进一步冷却的第一部分膨胀到所述较低的压力,并此后作为所述底部进料提供到所述吸收装置。

14. 根据权利要求 2、3、5 或 6 所述的工艺,其中

(1) 所述分离装置内设另外的传热及传质装置,所述另外的传热及传质装置包括一个或多个用于外部制冷介质的通路;

(2) 将所述蒸气流导至所述另外的传热及传质装置以被所述外部制冷介质冷却,从而形成另外的冷凝物;以及

(3) 所述冷凝物变成在其中分离的所述至少一液流的一部分。

15. 根据权利要求 7 所述的工艺,其中

(1) 所述分离装置内设另外的传热及传质装置,所述另外的传热及传质装置包括一个或多个用于外部制冷介质的通路;

(2) 将所述蒸气流导至所述另外的传热及传质装置以被所述外部制冷介质冷却,从而形成另外的冷凝物;以及

(3) 所述冷凝物变成在其中分离的所述至少一液流的一部分。

16. 根据权利要求 8 所述的工艺,其中

(1) 所述分离装置内设另外的传热及传质装置,所述另外的传热及传质装置包括一个或多个用于外部制冷介质的通路;

(2) 将所述蒸气流导至所述另外的传热及传质装置以被所述外部制冷介质冷却,从而形成另外的冷凝物;以及

(3) 所述冷凝物变成在其中分离的所述至少一液流的一部分。

17. 根据权利要求 9 所述的工艺,其中

(1) 所述分离装置内设另外的传热及传质装置,所述另外的传热及传质装置包括一个或多个用于外部制冷介质的通路;

(2) 将所述蒸气流导至所述另外的传热及传质装置以被所述外部制冷介质冷却,从而形成另外的冷凝物;以及

(3) 所述冷凝物变成在其中分离的所述至少一液流的一部分。

18. 根据权利要求 1、2、3、4、5、6、10、11、12、13、15、16 或 17 所述的工艺,其中所述传热及传质装置包括一个或多个用于外部加热介质的通路,以补充由所述进料气体提供的加

热,用于所述挥发性较大的组分从所述蒸馏液流中的所述汽提。

19. 根据权利要求 7 所述的工艺,其中所述传热及传质装置包括一个或多个用于外部加热介质的通路,以补充由所述进料气体提供的加热,用于所述挥发性较大的组分从所述蒸馏液流中的所述汽提。

20. 根据权利要求 8 所述的工艺,其中所述传热及传质装置包括一个或多个用于外部加热介质的通路,以补充由所述进料气体提供的加热,用于所述挥发性较大的组分从所述蒸馏液流中的所述汽提。

21. 根据权利要求 9 所述的工艺,其中所述传热及传质装置包括一个或多个用于外部加热介质的通路,以补充由所述进料气体提供的加热,用于所述挥发性较大的组分从所述蒸馏液流中的所述汽提。

22. 根据权利要求 14 所述的工艺,其中所述传热及传质装置包括一个或多个用于外部加热介质的通路,以补充由所述进料气体提供的加热,用于所述挥发性较大的组分从所述蒸馏液流中的所述汽提。

23. 一种用于将含有甲烷、C₂组分、C₃组分和重烃组分的气流分离成挥发性残余气体馏分和挥发性相对较小的馏分的装置,所述挥发性相对较小的馏分含有所述 C₂组分、C₃组分和重烃组分或所述 C₃组分和重烃组分的主要部分,包括

- (1) 第一分流装置,其将所述气流分流成第一部分和第二部分;
- (2) 第一热交换装置,其连接于所述第一分流装置以接收所述第一部分并将其冷却;
- (3) 传热及传质装置,其设置在工艺设备中并连接于所述第一分流装置以接收所述第二部分并将其冷却;
- (4) 联合装置,其连接于所述第一热交换装置和所述传热及传质装置,用以接收所述冷却的第一部分和所述冷却的第二部分并形成冷却的气流;
- (5) 第二分流装置,其连接于所述联合装置以接收所述冷却的气流并将其分流成第一料流和第二料流;
- (6) 第二热交换装置,其连接于所述第二分流装置,用以接收所述第一料流并将其冷却到足以基本上将其冷凝;
- (7) 第一膨胀装置,其连接于所述第二热交换装置以接收所述基本上冷凝的第一料流并将其膨胀到较低的压力;
- (8) 吸收装置,其设置在所述工艺设备中并连接于所述第一膨胀装置,用以接收所述膨胀冷却的第一料流作为对其的顶部进料;
- (9) 第二膨胀装置,其连接于所述第二分流装置,用以接收所述第二料流并将其膨胀到所述较低的压力,所述第二膨胀装置进一步连接于所述吸收装置以提供所述膨胀的第二料流作为对其的底部进料;
- (10) 蒸气收集装置,其设置在所述工艺设备中并连接于所述吸收装置以接收来自所述吸收装置的上部区域的蒸馏蒸气流;
- (11) 所述第二热交换装置进一步连接于所述蒸气收集装置以接收所述蒸馏蒸气流并将其加热,从而提供步骤(6)中的至少一部分冷却;
- (12) 所述第一热交换装置进一步连接于所述第二热交换装置以接收所述受热的蒸馏蒸气流并进一步将其加热,从而提供步骤(2)中的至少一部分冷却,并此后将所述进一步

受热的蒸馏蒸气流作为所述挥发性残余气体馏分排出；

(13) 液体收集装置,其设置在所述工艺设备中并连接于所述吸收装置,用以接收来自所述吸收装置的下部区域的蒸馏液流；

(14) 所述传热及传质装置进一步连接于所述液体收集装置以接收所述蒸馏液流并将其加热,从而提供步骤(3)中的至少一部分冷却,同时从所述蒸馏液流中汽提挥发性较大的组分,并此后将所述受热并汽提的蒸馏液流作为所述挥发性相对较小的馏分从所述工艺设备中排出；和

(15) 控制装置,其适应于调节对所述吸收装置的所述进料流的数量和温度,以将所述吸收装置的所述上部区域的温度保持在某温度,由此回收所述挥发性相对较小的馏分中的组分的主要部分。

24. 根据权利要求 23 所述用于将含有甲烷、C₂组分、C₃组分和重烃组分的气流分离成挥发性残余气体馏分和挥发性相对较小的馏分的装置,其中

(a) 所述联合装置用以接收所述冷却的第一部分和所述冷却的第二部分并形成部分冷凝的气流；

(b) 分离装置连接于所述联合装置,用以接收所述部分冷凝的气流并将其分离成蒸气流和至少一液流；

(c) 所述第二分流装置连接于所述分离装置以接收所述蒸气流并将其分流成所述第一料流和第二料流；以及

(d) 第三膨胀装置连接于所述分离装置,用以接收所述至少一液流的至少一部分并将其膨胀到所述较低的压力,所述第三膨胀装置进一步连接于所述吸收装置以提供所述至少一液流的膨胀的所述至少一部分作为对其的另外的底部进料。

25. 根据权利要求 24 所述用于将含有甲烷、C₂组分、C₃组分和重烃组分的气流分离成挥发性残余气体馏分和挥发性相对较小的馏分的装置,其中

(a) 一另外的联合装置连接于所述第二分流装置和所述分离装置,用以接收所述第一料流和所述至少一液流的至少一部分并形成合并的料流；

(b) 所述第二热交换装置连接于所述另外的第二联合装置,用以接收所述合并的料流并将其冷却到足以基本上将其冷凝；

(c) 所述第一膨胀装置连接于所述第二热交换装置以接收所述基本上冷凝的合并的料流并将其膨胀到较低的压力；

(d) 所述吸收装置连接于所述第一膨胀装置,用以接收所述膨胀冷却的合并的料流作为对其的所述顶部进料；

(e) 所述第三膨胀装置连接于所述分离装置,用以接收所述至少一液流的任何剩余部分并将其膨胀到所述较低的压力,所述第三膨胀装置进一步连接于所述吸收装置以提供所述至少一液流的膨胀的所述任何剩余部分作为对其的所述另外的底部进料；以及

(f) 所述第二热交换装置进一步连接于所述蒸气收集装置以接收所述蒸馏蒸气流并将其加热,从而提供步骤(b)中的至少一部分冷却。

26. 根据权利要求 23 所述的用于将含有甲烷、C₂组分、C₃组分和重烃组分的气流分离成挥发性残余气体馏分和挥发性相对较小的馏分的装置,其中

(a) 所述第二热交换装置连接于所述传热及传质装置,用以接收所述冷却的第二部分

并进一步将其冷却到足以基本上将其冷凝；

(b) 所述第一膨胀装置连接于所述第二热交换装置以接收所述基本上冷凝的第二部分并将其膨胀到较低的压力；

(c) 所述吸收装置连接于所述第一膨胀装置,用以接收所述膨胀冷却的第二部分作为对其的所述顶部进料；

(d) 所述第二膨胀装置连接于所述第一热交换装置,用以接收所述冷却的第一部分并将其膨胀到所述较低的压力,所述第二膨胀装置进一步连接于所述吸收装置以提供所述膨胀冷却的第一部分作为对其的所述底部进料；以及

(e) 所述第二热交换装置进一步连接于所述蒸气收集装置以接收所述蒸馏蒸气流并将其加热,从而提供步骤 (a) 中的至少一部分冷却。

27. 根据权利要求 26 所述用于将含有甲烷、C₂组分、C₃组分和重烃组分的气流分离成挥发性残余气体馏分和挥发性相对较小的馏分的装置,其中

(a) 所述第一热交换装置用于接收所述第一部分并将其冷却到足以将其部分冷凝；

(b) 分离装置连接于所述第一热交换装置,用以接收所述部分冷凝的第一部分并将其分离成蒸气流和至少一液流；

(c) 所述第二膨胀装置连接于所述分离装置,用以接收所述蒸气流并将其膨胀到所述较低的压力,所述第二膨胀装置进一步连接于所述吸收装置以提供所述膨胀的蒸气流作为对其的所述底部进料；以及

(d) 第三膨胀装置连接于所述分离装置,用以接收所述至少一液流的至少一部分并将其膨胀到所述较低的压力,所述第三膨胀装置进一步连接于所述吸收装置以提供所述至少一液流的膨胀的所述至少一部分作为对其的另外的底部进料。

28. 根据权利要求 27 所述用于将含有甲烷、C₂组分、C₃组分和重烃组分的气流分离成挥发性残余气体馏分和挥发性相对较小的馏分的装置,其中

(a) 所述联合装置用于连接于所述传热及传质装置和所述分离装置,用以接收所述冷却的第二部分和所述至少一液流的至少一部分并形成合并的料流；

(b) 所述第二热交换装置连接于所述联合装置,用以接收所述合并的料流并将其冷却到足以基本上将其冷凝；

(c) 所述第一膨胀装置连接于所述第二热交换装置以接收所述基本上冷凝的合并的料流并将其膨胀到较低的压力；

(d) 所述吸收装置连接于所述第一膨胀装置,用以接收所述膨胀冷却的合并的料流作为对其的所述顶部进料；

(e) 所述第三膨胀装置连接于所述分离装置,用以接收所述至少一液流的任何剩余部分并将其膨胀到所述较低的压力,所述第三膨胀装置进一步连接于所述吸收装置以提供所述至少一液流的膨胀的所述任何剩余部分作为对其的所述另外的底部进料；

(f) 所述第二热交换装置进一步连接于所述蒸气收集装置以接收所述蒸馏蒸气流并将其加热,从而提供步骤 (b) 中的至少一部分冷却。

29. 根据权利要求 24 或 27 所述用于将含有甲烷、C₂组分、C₃组分和重烃组分的气流分离成挥发性残余气体馏分和挥发性相对较小的馏分的装置,其中

(1) 将所述传热及传质装置布置在上部和下部区域；以及

(2) 所述工艺设备连接于所述第三膨胀装置,用以接收所述至少一液流的膨胀的所述至少一部分,并将其导至所述传热及传质装置的所述上部与下部区域之间。

30. 根据权利要求 25 或 28 所述用于将含有甲烷、 C_2 组分、 C_3 组分和重烃组分的气流分离成挥发性残余气体馏分和挥发性相对较小的馏分的装置,其中

(1) 将所述传热及传质装置布置在上部和下部区域;以及

(2) 所述工艺设备连接于所述第三膨胀装置,用以接收所述至少一液流的膨胀的所述任何剩余部分,并将其导至所述传热及传质装置的所述上部与下部区域之间。

31. 根据权利要求 24、25、27 或 28 所述用于将含有甲烷、 C_2 组分、 C_3 组分和重烃组分的气流分离成挥发性残余气体馏分和挥发性相对较小的馏分的装置,其中所述分离装置设置在所述工艺设备中。

32. 根据权利要求 29 所述用于将含有甲烷、 C_2 组分、 C_3 组分和重烃组分的气流分离成挥发性残余气体馏分和挥发性相对较小的馏分的装置,其中所述分离装置设置在所述工艺设备中。

33. 根据权利要求 30 所述用于将含有甲烷、 C_2 组分、 C_3 组分和重烃组分的气流分离成挥发性残余气体馏分和挥发性相对较小的馏分的装置,其中所述分离装置设置在所述工艺设备中。

34. 根据权利要求 23 所述用于将含有甲烷、 C_2 组分、 C_3 组分和重烃组分的气流分离成挥发性残余气体馏分和挥发性相对较小的馏分的装置,其中

(1) 将气体收集装置设置在所述工艺设备中;

(2) 所述气体收集装置内设另外的传热及传质装置,所述另外的传热及传质装置包括一个或多个用于外部制冷介质的通路;

(3) 所述气体收集装置连接于所述联合装置以接收所述冷却的气流,并将其导至所述另外的传热及传质装置以被所述外部制冷介质进一步冷却;且

(4) 所述第二分流装置适应于与所述气体收集装置连接以接收所述进一步冷却的气流,并将其分流成所述第一料流和第二料流。

35. 根据权利要求 26 所述用于将含有甲烷、 C_2 组分、 C_3 组分和重烃组分的气流分离成挥发性残余气体馏分和挥发性相对较小的馏分的装置,其中

(1) 将气体收集装置设置在所述工艺设备中;

(2) 所述气体收集装置内设另外的传热及传质装置,所述另外的传热及传质装置包括一个或多个用于外部制冷介质的通路;

(3) 所述气体收集装置连接于所述第一热交换装置以接收所述冷却的第一部分,并将其导至所述另外的传热及传质装置以被所述外部制冷介质进一步冷却;且

(4) 所述第二膨胀装置适应于与所述气体收集装置连接,用以接收所述进一步冷却的第一部分并将其膨胀到所述较低的压力,所述第二膨胀装置进一步连接于所述吸收装置以提供所述膨胀的进一步冷却的第一部分作为对其的所述底部进料。

36. 根据权利要求 24、25、27 或 28 所述用于将含有甲烷、 C_2 组分、 C_3 组分和重烃组分的气流分离成挥发性残余气体馏分和挥发性相对较小的馏分的装置,其中

(1) 所述分离装置内设另外的传热及传质装置,所述另外的传热及传质装置包括一个或多个用于外部制冷介质的通路;

(2) 将所述蒸气流导至所述另外的传热及传质装置以被所述外部制冷介质冷却,从而形成另外的冷凝物;以及

(3) 所述冷凝物变成在其中分离的所述至少一液流的一部分。

37. 根据权利要求 29 所述用于将含有甲烷、C₂组分、C₃组分和重烃组分的气流分离成挥发性残余气体馏分和挥发性相对较小的馏分的装置,其中

(1) 所述分离装置内设另外的传热及传质装置,所述另外的传热及传质装置包括一个或多个用于外部制冷介质的通路;

(2) 将所述蒸气流导至所述另外的传热及传质装置以被所述外部制冷介质冷却,从而形成另外的冷凝物;以及

(3) 所述冷凝物变成在其中分离的所述至少一液流的一部分。

38. 根据权利要求 30 所述用于将含有甲烷、C₂组分、C₃组分和重烃组分的气流分离成挥发性残余气体馏分和挥发性相对较小的馏分的装置,其中

(1) 所述分离装置内设另外的传热及传质装置,所述另外的传热及传质装置包括一个或多个用于外部制冷介质的通路;

(2) 将所述蒸气流导至所述另外的传热及传质装置以被所述外部制冷介质冷却,从而形成另外的冷凝物;以及

(3) 所述冷凝物变成在其中分离的所述至少一液流的一部分。

39. 根据权利要求 31 所述用于将含有甲烷、C₂组分、C₃组分和重烃组分的气流分离成挥发性残余气体馏分和挥发性相对较小的馏分的装置,其中

(1) 所述分离装置内设另外的传热及传质装置,所述另外的传热及传质装置包括一个或多个用于外部制冷介质的通路;

(2) 将所述蒸气流导至所述另外的传热及传质装置以被所述外部制冷介质冷却,从而形成另外的冷凝物;以及

(3) 所述冷凝物变成在其中分离的所述至少一液流的一部分。

40. 根据权利要求 23、24、25、26、27、28、34 或 35 所述用于将含有甲烷、C₂组分、C₃组分和重烃组分的气流分离成挥发性残余气体馏分和挥发性相对较小的馏分的装置,其中所述传热及传质装置包括一个或多个用于外部加热介质的通路,以补充由所述第二部分提供的加热,用于所述挥发性较大的组分从所述蒸馏液流中的所述汽提。

41. 根据权利要求 29 所述用于将含有甲烷、C₂组分、C₃组分和重烃组分的气流分离成挥发性残余气体馏分和挥发性相对较小的馏分的装置,其中所述传热及传质装置包括一个或多个用于外部加热介质的通路,以补充由所述第二部分提供的加热,用于所述挥发性较大的组分从所述蒸馏液流中的所述汽提。

42. 根据权利要求 30 所述用于将含有甲烷、C₂组分、C₃组分和重烃组分的气流分离成挥发性残余气体馏分和挥发性相对较小的馏分的装置,其中所述传热及传质装置包括一个或多个用于外部加热介质的通路,以补充由所述第二部分提供的加热,用于所述挥发性较大的组分从所述蒸馏液流中的所述汽提。

43. 根据权利要求 31 所述用于将含有甲烷、C₂组分、C₃组分和重烃组分的气流分离成挥发性残余气体馏分和挥发性相对较小的馏分的装置,其中所述传热及传质装置包括一个或多个用于外部加热介质的通路,以补充由所述第二部分提供的加热,用于所述挥发性较

大的组分从所述蒸馏液流中的所述汽提。

44. 根据权利要求 36 所述用于将含有甲烷、C₂组分、C₃组分和重烃组分的气流分离成挥发性残余气体馏分和挥发性相对较小的馏分的装置,其中所述传热及传质装置包括一个或多个用于外部加热介质的通路,以补充由所述第二部分提供的加热,用于所述挥发性较大的组分从所述蒸馏液流中的所述汽提。

烃气处理

技术领域

[0001] 可以从多种气体中回收乙烯、乙烷、丙烯、丙烷和 / 或重烃, 这些气体如天然气、炼厂气和由其它烃材料 (如煤、原油、石脑油、油页岩、焦油砂及褐煤) 获得的合成气流。天然气通常具有较大比例的甲烷和乙烷, 即甲烷和乙烷合起来占天然气的至少 50 摩尔%。天然气还含有相对较少量的重烃 (如丙烷、丁烷、戊烷等) 以及氢、氮、二氧化碳及其它气体。

[0002] 本发明一般地涉及从这种气流中回收乙烯、乙烷、丙烯、丙烷和重烃。对按本发明要进行处理的气流进行典型分析, 近似摩尔百分比的结果是 90.0% 的甲烷、4.0% 的乙烷及其它 C_2 组分、1.7% 的丙烷及其它 C_3 组分、0.3% 的异丁烷、0.5% 的正丁烷和 0.8% 的戊烷及以上的烃, 余者由氮和二氧化碳组成。有时还存在含硫气体。

背景技术

[0003] 天然气及其天然气液体 (NGL) 成分两者的价格在历史上的周期性波动有时会使乙烷、乙烯、丙烷、丙烯及重组分作为液体产品的增值缩减。这就造成需要开发能够更有效地回收这些产品的工艺以及能够以较低的资本投入进行有效回收的工艺。用于分离这些材料的现有工艺包括基于气体的冷却及制冷、油吸收和冷冻油吸收的工艺。另外, 由于能在膨胀并从工艺气体中获取热量的同时产生动力的经济型设备的有效性原因, 低温工艺已经得到普及。根据气源压力、气体的富度 (乙烷、乙烯和重烃含量) 以及所需最终产品的情况, 可以采取这些工艺中的每一种或它们的联合工艺。

[0004] 低温膨胀工艺对于天然气液体回收来说目前一般是优选的, 因为该工艺可提供最大程度的简单性, 易于启动, 操作灵活, 效率良好, 安全且可靠性良好。美国专利 3,292,380 ; 4,061,481 ; 4,140,504 ; 4,157,904 ; 4,171,964 ; 4,185,978 ; 4,251,249 ; 4,278,457 ; 4,519,824 ; 4,617,039 ; 4,687,499 ; 4,689,063 ; 4,690,702 ; 4,854,955 ; 4,869,740 ; 4,889,545 ; 5,275,005 ; 5,555,748 ; 5,566,554 ; 5,568,737 ; 5,771,712 ; 5,799,507 ; 5,881,569 ; 5,890,378 ; 5,983,664 ; 6,182,469 ; 6,578,379 ; 6,712,880 ; 6,915,662 ; 7,191,617 ; 7,219,513 ; 再公告的美国专利 33,408 ; 以及共同待决的申请 11/430,412 ; 11/839,693 ; 11/971,491 ; 12/206,230 ; 12/689,616 ; 12/717,394 ; 12/750,862 ; 12/772,472 ; 12/781,259 ; 12/868,993 ; 12/869,007 ; 12/869,139 ; 和 12/979,563 描述了相关的工艺 (虽然本发明的描述在有些情况下是基于与引用的美国专利中所述不同的工艺条件)。

[0005] 在典型的低温膨胀回收工艺中, 在压力下的进料气流通过与其它工艺料流和 / 或外部制冷源 (如丙烷压缩制冷系统) 进行热交换而被冷却。随着气体被冷却, 液体可以被冷凝, 并作为含一些所需的 C_2+ 组分的高压液体收集在一个或多个分离器中。根据气体的富度和所形成的液体量的情况, 可以使高压液体膨胀到较低的压力并分馏。在液体膨胀期间发生的气化导致料流的进一步冷却。在一些情况下, 为了进一步降低源于膨胀的温度, 在膨胀之前预冷却高压液体是可取的。包括液体和蒸气的混合物的膨胀料流在蒸馏 (脱甲烷装置或脱乙烷装置) 塔中被分馏。在塔中, 蒸馏膨胀冷却的料流以将残余甲烷、氮及其它挥

发性气体作为塔顶蒸气与作为底部液体产品的所需 C_2 组分、 C_3 组分和重烃组分分离,或者将残余甲烷、 C_2 组分、氮及其它挥发性气体作为塔顶蒸气与作为底部液体产品的所需 C_3 组分和重烃组分分离。

[0006] 如果进料气体没有完全冷凝(一般是没有完全冷凝的),则可以将从部分冷凝中剩余的蒸气分成两个料流。使一部分蒸气通过做功膨胀机或发动机或膨胀阀达到较低的压力,在所述较低的压力下,由于料流的进一步冷却,更多的液体被冷凝。膨胀后的压力基本上与蒸馏塔的操作压力相同。将由膨胀产生的蒸气-液体合并相作为进料提供给塔。

[0007] 将蒸气的剩余部分冷却到通过与其它工艺料流(例如冷的分馏塔塔顶馏分)进行热交换而基本上冷凝。一些或所有的高压液体可以在冷却之前与此蒸气部分合并。然后通过适当的膨胀装置(如膨胀阀)将所得到的冷却料流膨胀到脱甲烷装置的操作压力。在膨胀期间,一部分液体将气化,导致总的料流的冷却。然后将快速膨胀的料流作为顶部进料提供给脱甲烷装置。一般地,快速膨胀料流的蒸气部分和脱甲烷装置塔顶蒸气在分馏塔中的上部分离器段中合并作为残余甲烷产品气。或者,可以把冷却并膨胀的料流提供给分离器以提供蒸气和液流。将蒸气与塔顶馏分合并,并将液体作为顶部塔进料提供给塔。

发明内容

[0008] 本发明采用新型装置更有效地实施上述各步骤,并且使用设备的件数较少。这是通过以下方式实现的,将到目前为止单个的设备产品组合到共同的框体当中,从而减少处理厂所需的地块空间并降低设施的投资成本。意外的是,申请人已发现,更紧凑的布置也大大地降低了实现给定回收水平所需的动力消耗,从而提高了工艺效率并降低了设施的操作成本。此外,更紧凑的布置也避免了需要传统工厂设计中用于互连单个设备产品的大部分管道,进一步降低了投资成本,并且还避免了需要相关的法兰管道连接。因为管道法兰是潜在的烃(其为促成了温室气体并且也可能是大气臭氧形成前体的挥发性有机化合物, VOC)泄漏源,避免使用这些法兰能降低破坏环境的大气排放物的可能性。

[0009] 根据本发明已经发现,可以获得超过 88% 的 C_2 的回收率。类似地,在不要求 C_2 组分回收率的情况下,可以保持 C_3 回收率超过 93%。此外,与现有技术相比,本发明能够以较低的能量需求使甲烷(或 C_2 组分)和轻组分与 C_2 组分(或 C_3 组分)和重组分实现基本上 100% 的分离,同时保持相同的回收水平。虽然本发明可应用于较低的压力和较暖的温度,但当在要求 -50°F [-46°C] 或更冷的 NGL 回收塔塔顶温度的条件下,工艺进料气体在 400 至 1500psia[2,758 至 10,342kPa(a)] 或更高的范围内时是特别有利的。

附图说明

[0010] 为了更好地理解本发明,参考以下的实施例及附图。参考附图:

[0011] 图 1 是根据美国专利 No. 4,157,904 的现有技术的天然气处理厂的流程图;

[0012] 图 2 是根据本发明的天然气处理厂的流程图;以及

[0013] 图 3 至 17 是示出本发明申请对天然气流的替代装置的流程图。

具体实施方式

[0014] 在下面对上述图形的说明中,提供了对代表性工艺条件进行计算的流速的汇总

表。为了方便起见,在本文中出现的表中,流速值(摩尔/小时)已经四舍五入到最接近的整数。示于表中的总流率包括所有的非烃组分,因此通常大于烃组分料流流速的总和。所指温度是四舍五入到最接近度数的近似值。还应当指出的是,为比较附图中描述的工艺而进行的工艺设计计算是基于这样的假定,即没有从环境到工艺或从工艺到环境的热漏泄。市售隔离材料的质量使这成为非常合理的假设,并且通常是本领域技术人员可以做出的。

[0015] 为了方便起见,以传统的英式单位和以国际单位制(SI)两者记录工艺参数。表中给出的摩尔流速可以解释为磅摩尔/小时或公斤摩尔/小时。记录为马力(HP)和/或千英国热单位/小时(MBTU/Hr)的能量消耗对应于所述以磅摩尔/小时为单位的摩尔流速。记录为千瓦(kW)的能量消耗对应于所述以千克摩尔/小时为单位的摩尔流速。

[0016] 现有技术描述

[0017] 图1是显示采用根据美国专利No. 4, 157, 904的现有技术从天然气中回收C₂+组分的处理厂设计的工艺流程图。在这一工艺的模拟中,入口气体作为料流31在101°F [39°C]和915psia[6, 307kPa(a)]下进入工厂。如果入口气体含有一定浓度的妨碍产品流符合规格的含硫化物,则通过对进料气体进行适当的预处理(未示出)移除含硫化物。此外,通常对进料流进行脱水以防止在低温条件下形成水合物(冰)。固体干燥剂通常被用于此目的。

[0018] 进料流31被分流成料流32和33两个部分。料流32在热交换器10中通过与冷的残余气体(料流41a)进行热交换被冷却到-31°F [-35°C],同时料流33在热交换器11中通过与43°F [6°C]的脱甲烷装置再沸器液体(料流43)和-47°F [-44°C]的塔侧再沸器液体(料流42)进行热交换被冷却到-37°F [-38°C]。料流32a和33a再合并形成料流31a,其在-33°F [-36°C]和893psia[6, 155kPa(a)]下进入分离器12,蒸气(料流34)在该处与冷凝液(料流35)分离。

[0019] 来自分离器12的蒸气(料流34)被分流成料流36和39两个料流。含约32%的总蒸气的料流36与分离器液体(料流35)合并,合并的料流38以与冷的残余气体(料流41)呈热交换关系的方式通过热交换器13,在该处被冷却到基本上冷凝。然后通过膨胀阀14将所得到的-131°F [-90°C]的基本上冷凝的料流38a快速膨胀到分馏塔18的操作压力(大约410psia[2, 827kPa(a)])。在膨胀期间,一部分料流气化,导致总的料流的冷却。在图1示出的工艺中,离开膨胀阀14的膨胀料流38b达到-137°F [-94°C]的温度,并提供给分馏塔18的上部区域中的分离器段18a。在其中分离的液体成为脱甲烷段18b的顶部进料。

[0020] 来自分离器12的剩余68%蒸气(料流39)进入做功膨胀机15,其中由这部分高压进料获得机械能。机器15将蒸气基本上等熵地膨胀到塔操作压力,通过做功膨胀将膨胀料流39a冷却到大约-97°F [-72°C]的温度。典型的市售膨胀机能够取得理论上可从理想的等熵膨胀中获得的功的大概80-85%。取得的功往往用于驱动离心压缩机(如装置16),所述离心压缩机例如可用于再压缩残余气流(料流41b)。此后部分冷凝的膨胀料流39a作为进料在塔中间进料点提供给分馏塔18。

[0021] 塔18的脱甲烷装置为常规的蒸馏塔,其包括有多个竖直隔开的塔板、一个或多个填充床或塔板与填料的某种组合。如同通常在天然气处理厂中的情况,分馏塔可以由两段构成。上部段18a是分离器,在其中部分气化的顶部进料被分流成其相应的蒸气和液体部

分,且其中从下部蒸馏或脱甲烷段 18b 中上升的蒸气与顶部进料的蒸气部分合并形成冷的脱甲烷装置塔顶蒸气(料流 41),其以 -136°F [-93°C] 离开塔的顶部。下部的脱甲烷段 18b 包括塔板和/或填料,并提供向下降的液体与向上升的蒸气之间的必要接触。脱甲烷段 18b 还包括再沸器(如先前描述的再沸器和塔侧再沸器),其加热沿塔向下流动的液体的一部分并将其气化以提供汽提蒸气,所述汽提蒸气沿塔向上流动以汽提液体产品,即甲烷和轻组分的料流 44。

[0022] 根据在底部产物中甲烷与乙烷的质量比为 0.010 : 1 的典型规范,液体产品料流 44 在 65°F [19°C] 下离开塔底。残余气体(脱甲烷装置塔顶蒸气料流 41)与进来的进料气体流逆流地通过热交换器 13,在该处被加热到 -44°F [-42°C](料流 41a),以及通过热交换器 10,在该处被加热到 96°F [36°C](料流 41b)。然后分两个阶段再压缩残余气体。第一阶段由膨胀机 15 驱动压缩机 16。第二阶段由补充动力源驱动压缩机 20,所述压缩机 20 将残余气体(料流 41d)压缩到销售管线压力。在排放冷却器 21 中冷却到 120°F [49°C] 后,残余气体产品(料流 41e)在足以满足管线要求(通常大概为入口压力)的 915psia[6,307kPa(a)] 下流至销售气管道。

[0023] 下表中给出图 1 所示工艺的料流流速和能量消耗的汇总:

[0024] 表 I

[0025] (图 1)

[0026]

料流流量汇总-磅摩尔/小时[千克摩尔/小时]

<u>料流</u>	<u>甲烷</u>	<u>乙烷</u>	<u>丙烷</u>	<u>丁烷+</u>	<u>总计</u>
31	12,359	546	233	229	13,726
32	8,404	371	159	155	9,334
33	3,955	175	74	74	4,392
34	12,117	493	172	70	13,196
35	242	53	61	159	530
36	3,829	156	54	22	4,170
[0027]					
38	4,071	209	115	181	4,700
39	8,288	337	118	48	9,026
41	12,350	62	5	1	12,620
44	9	484	228	228	1,106

[0028] 回收率*

[0029] 乙烷 88.54%

[0030] 丙烷 97.70%

[0031] 丁烷+ 99.65%

[0032] 功率

[0033] 残余气体压缩 5, 174HP [8, 506kW]

[0034] *(基于未四舍五入的流速)

[0035] 发明描述

[0036] 图 2 示出根据本发明工艺的流程图。在图 2 给出的工艺中所考虑的进料气体组成及条件与图 1 中的相同。因此, 可以将图 2 工艺与图 1 工艺进行比较以说明本发明的优点。

[0037] 在图 2 工艺的模拟中, 入口气体作为料流 31 进入所述装置并被分流成料流 32 和 33 两个部分。第一部分为料流 32, 进入工艺设备 118 内部的进料冷却段 118a 的上部区域中的热交换装置。这一热交换装置可包括叶片加管型热交换器、板式热交换器、钎焊铝型热交换器或其它类型的传热装置, 包括多通道和 / 或多操作热交换器。配置热交换装置以提供流过所述热交换装置的一个通道的料流 32 与从工艺设备 118 内部的分离器段 118b 中上升的蒸馏蒸气流之间的热交换, 所述蒸馏蒸气流已经在进料冷却段 118a 的下部区域中的热交换装置中被加热。料流 32 在进一步加热蒸馏蒸气流的同时被冷却, 料流 32a 以 -26°F [-32°C] 离开所述热交换装置。

[0038] 第二部分为料流 33, 进入工艺设备 118 内部的脱甲烷段 118d 中的传热及传质装置。这一传热及传质装置也可包括叶片加管型热交换器、板式热交换器、钎焊铝型热交换器或其它类型的传热装置, 包括多通道和 / 或多操作热交换器。配置传热及传质装置以提供流过一个所述传热及传质装置通道的料流 33 与从工艺设备 118 内部的吸收段 118c 中向下流动的蒸馏液流之间的热交换, 使得料流 33 被冷却, 同时加热蒸馏液流, 在其离开传热及传质装置之前将料流 33a 冷却到 -38°F [-39°C]。随着蒸馏液流被加热, 其一部分气化形成汽提蒸气, 所述汽提蒸气随着剩余液体继续向下流动通过传热及传质装置而向上升。传热及传质装置提供汽提蒸气与蒸馏液流之间的连续接触, 因此它也起到提供蒸气相与液相之间的传质的作用, 汽提甲烷及轻组分的液体产品料流 44。

[0039] 料流 32a 和 33a 再合并形成料流 31a, 其在 -30°F [-34°C] 和 898psia[6, 189kPa(a)] 下进入工艺设备 118 内部的分离器段 118e, 于是蒸气(料流 34)与冷凝液(料流 35)分离。分离器段 118e 具有内部头件或其它装置以将其与脱甲烷段 118d 分开, 使得工艺设备 118 内的两个段可以在不同的压力下操作。

[0040] 来自分离器段 118e 的蒸气(料流 34)被分流成 36 和 39 两个料流。含约 32% 总蒸气的料流 36 与分离的液体(料流 35, 经由料流 37)合并, 合并的料流 38 进入工艺设备 118 内的进料冷却段 118a 的下部区域中的热交换装置。这一热交换装置同样可包括叶片加管型热交换器、板式热交换器、钎焊铝型热交换器或其它类型的传热装置, 包括多通道和 / 或多操作热交换器。配置热交换装置以提供流过所述热交换装置的一个通道的料流 38 与从分离器段 118b 中上升的蒸馏蒸气流之间的热交换, 使得料流 38 在加热蒸馏蒸气流的同时被冷却到基本上冷凝。

[0041] 然后通过膨胀阀 14 将所得到的 -130°F [-90°C] 的基本上冷凝的料流 38a 快速膨胀到工艺设备 118 内的吸收段 118c(吸收装置)的操作压力(大约 415psia[2, 861kPa(a)])。在膨胀期间, 一部分料流气化, 导致总的料流的冷却。在图 2 示出的工艺中, 离开膨胀阀 14 的膨胀料流 38b 达到 -136°F [-94°C] 的温度, 并被提供给工艺设备 118 内的分离器段 118b。在其中分离的液体被导向吸收段 118c, 同时剩余的蒸气与从吸收段 118c 中上升的蒸气合并形成蒸馏蒸气流, 所述蒸馏蒸气流在冷却段 118a 中被加

热。

[0042] 来自分离器段 118e 的剩余 68% 蒸气 (料流 39) 进入做功膨胀机 15, 在其中由这部分高压进料获得机械能。机器 15 将蒸气基本上等熵地膨胀到吸收段 118c 的操作压力, 通过做功膨胀将膨胀料流 39a 冷却到大约 -94°F [-70°C] 的温度。此后部分冷凝的膨胀料流 39a 作为进料提供给工艺设备 118 内的吸收段 118c 的下部区域。

[0043] 吸收段 118c 包括多个竖直隔开的塔板、一个或多个填充床或塔板与填料的某种组合。吸收段 118c 中的塔板和 / 或填料提供向上升的蒸气与向下降的冷液体之间的必要接触。膨胀料流 39a 的液体部分与从吸收段 118c 中向下降的液体混合, 合并的液体继续向下进入到脱甲烷段 118d 中。从脱甲烷段 118d 中上升的汽提蒸气与膨胀料流 39a 的蒸气部分合并, 并上升通过吸收段 118c 以与向下降的冷液体接触, 从而从这些蒸气中冷凝和吸收大部分的 C_2 组分、 C_3 组分和重组分。

[0044] 从工艺设备 118 内的脱甲烷段 118d 中的传热及传质装置中向下流动的蒸馏液已经被汽提了甲烷和轻组分。所得到的液体产品 (料流 44) 离开脱甲烷段 118d 的下部区域, 并以 67°F [20°C] 离开工艺设备 118。从分离器段 118b 中上升的蒸馏蒸气流在进料冷却段 118a 中升温, 这时它对料流 32 和 38 提供冷却, 如先前所述, 并且所得到的残余气体流 41 以 96°F [36°C] 离开工艺设备 118。然后分两个阶段再压缩蒸馏蒸气流, 即由膨胀机 15 驱动压缩机 16, 和由补充动力源驱动压缩机 20。当料流 41b 在排放冷却器 21 中冷却到 120°F [49°C] 后, 残余气体产品 (料流 41c) 在 915psia [6, 307kPa(a)] 下流至销售气管道。

[0045] 下表中给出图 2 所示工艺的料流流速和能量消耗的汇总:

[0046] 表 II

[0047] (图 2)

[0048]

料流流量汇总-磅摩尔/小时[千克摩尔/小时]

<u>料流</u>	<u>甲烷</u>	<u>乙烷</u>	<u>丙烷</u>	<u>丁烷+</u>	<u>总计</u>
31	12,359	546	233	229	13,726

[0049]

32	8,651	382	163	160	9,608
33	3,708	164	70	69	4,118
34	12,139	498	176	74	13,234
35	220	48	57	155	492
36	3,860	158	56	24	4,208
37	220	48	57	155	492
38	4,080	206	113	179	4,700
39	8,279	340	120	50	9,026
41	12,350	62	5	1	12,625
44	9	484	228	228	1,101

[0050] 回收率*

[0051] 乙烷 88.58%

[0052] 丙烷 97.67%

[0053] 丁烷+ 99.64%

[0054] 功率

[0055] 残余气体压缩 4,829HP [7,939kW]

[0056] *(基于未四舍五入的流速)

[0057] 表 I 和 II 的比较显示,本发明保持了与现有技术基本上相同的回收率。然而,进一步比较表 I 和表 II 显示,实现产品收率所使用的动力比现有技术大为减少。就回收效率(定义为每单位动力回收的乙烷量)而言,本发明相当于比现有技术的图 1 工艺的改进超过近 7%。

[0058] 由本发明提供的较现有技术的图 1 工艺的回收效率的改进主要是由于两个因素。首先,在工艺设备 118 中,热交换装置在进料冷却段 118a 中以及传热及传质装置在脱甲烷段 118d 中的紧凑布置消除了由见于常规处理厂中的互联管道所施加的压降。结果本发明与现有技术相比时,流至膨胀机 15 的进料气体部分处于较高的压力,使本发明中的膨胀机 15 以较高的出口压力产生的动力能够与现有技术中的膨胀机 15 在较低的出口压力下所能产生的动力同样多。因此,本发明的工艺设备 118 中的吸收段 118c 能够在比现有技术的分馏塔 18 中更高的压力下操作,同时保持相同的回收率水平。这种较高的操作压力,加上残余气体由于排除了互联管道所致的压降减少,导致进入压缩机 20 的残余气体的压力大为提高,从而减少了本发明将残余气体恢复到管道压力所需的动力。

[0059] 第二,在脱甲烷段 118d 中使用传热及传质装置同时地加热离开吸收段 118c 的蒸馏液,同时使所得到的蒸气能接触液体并汽提其挥发性组分,这比使用带有外部再沸器的常规蒸馏塔更有效率。挥发性组分被连续地从液体中汽提出来,更快地减少了挥发性组分在汽提蒸气中的浓度,从而提高了本发明的汽提效率。

[0060] 与现有技术相比,本发明除了提高工艺效率之外还提供两个其它的优点。首先,本发明工艺设备 118 的紧凑布置用单一的设备产品(图 2 中的工艺设备 118)代替现有技术中

的五个单独的设备产品（图 1 中的热交换器 10、11 和 13；分离器 12；以及分馏塔 18）。这样减少了地块空间要求，并且排除了互连管道，与现有技术相比减少了处理厂利用本发明的投资成本。第二，排除互连管道意味着利用本发明的处理厂具有的法兰连接远少于现有技术，减少了工厂中潜在的泄漏源数目。烃是挥发性有机化合物（VOC），其中一些被列为温室气体，其中一些可能是形成大气臭氧的前体，这意味着本发明可以减少能破坏环境的大气排放物的潜在危害。

[0061] 其它实施方案

[0062] 一些情况下可能倾向于从工艺设备 118 中排除进料冷却段 118a 并使用工艺设备外部的热交换装置冷却进料，如图 10 至 17 中所示的热交换器 10。这种布置允许工艺设备 118 较小，这样可以减少整个工厂的成本和 / 或在一些情况下缩短制造时间安排。注意：在所有情况下，交换器 10 代表多个单独的热交换器或单个多通道热交换器或它们的任意组合。每个这种热交换器可包括叶片加管型热交换器、板式热交换器、钎焊铝型热交换器或其它类型的传热装置，包括多通道和 / 或多操作热交换器。

[0063] 一些情况下可能倾向于通过液流 40 直接对吸收段 118c 的下部区域提供液流 35，如图 2、4、6、8、10、12、14 和 16 中所示。在这种情况下，使用适当的膨胀装置（如膨胀阀 17）将液体膨胀到吸收段 118c 的操作压力，将所得到的液流 40a 作为进料提供给吸收段 118c 的下部区域（如虚线所示）。一些情况下可能倾向于使液流 35（料流 37）的一部分与料流 36 中的蒸气（图 2、6、10 和 14）或与冷却的第二部分 33a（图 4、8、12 和 16）合并以形成合并的料流 38，并通过料流 40/40a 将液流 35 的剩余部分送往吸收段 118c 的下部区域。一些情况下可能倾向于使膨胀液流 40a 与膨胀料流 39a（图 2、6、10 和 14）或膨胀料流 34a（图 4、8、12 和 16）合并，此后将合并的料流作为单一进料提供给吸收段 118c 的下部区域。

[0064] 如果进料气体是较富的，在料流 35 中分离的液体量可能大到足以倾向于在膨胀料流 39a 与膨胀液流 40a 之间（如图 3、7、11 和 15 所示）或在膨胀料流 34a 与膨胀液流 40a 之间（如图 5、9、13 和 17 所示）的脱甲烷段 118d 中设置另外的传质区。在这种情况下，可以将脱甲烷段 118d 中的传热及传质装置配置在上部和下部，使得能将膨胀液流 40a 引入到该两个部分之间。如虚线所示，一些情况下可能倾向于将液流 35 的一部分（料流 37）与料流 36（图 3、7、11 和 15）或与冷却的第二部分 33a（图 5、9、13 和 17）合并以形成合并的料流 38，同时将液流 35 的剩余部分（料流 40）膨胀到较低的压力，并作为料流 40a 在脱甲烷段 118d 中的传热及传质装置的上部与下部之间提供。

[0065] 一些情况下可能倾向于不合并冷却的第一与第二部分（料流 32a 和 33a），如图 4、5、8、9、12、13、16 和 17 所示。在这种情况下，只有冷却的第一部分 32a 被导至工艺设备 118 内的分离器段 118e（图 4、5、12 和 13）或分离器 12（图 8、9、16 和 17），蒸气（料流 34）在该处与冷凝的液体（料流 35）分离。蒸气流 34 进入做功膨胀机 15，并基本上等熵地膨胀到吸收段 118c 的操作压力，然后膨胀的料流 34a 作为进料提供给工艺设备 118 内的吸收段 118c。冷却的第二部分 33a 与分离的液体（料流 35，经由料流 37）合并，合并的料流 38 被导至工艺设备 118 内的进料冷却段 118a 的下部区域中的热交换装置，并冷却到基本上冷凝。基本上冷凝的料流 38a 通过膨胀阀 14 快速膨胀到吸收段 118c 和的操作压力，然后膨胀料流 38b 被提供给工艺设备 118 内的分离器段 118b。一些情况下可能倾向于只将液流 35 的一部分（料流 37）与冷却的第二部分 33a 合并，剩余部分（料流 40）经由膨胀阀 17 提

供给吸收段 118c 的下部区域。其它情况下可能倾向于经由膨胀阀 17 将所有的液流 35 送至吸收段 118c 的下部区域。

[0066] 在一些情况下,可能有利的是使用外部分离器容器来分离冷却的进料流 31a 或冷却的第一部分 32a,而不是包括工艺设备 118 中的分离器段 118e。如图 6、7、14 和 15 所示,可以使用分离器 12 将冷却的进料流 31a 分离成蒸气流 34 和液流 35。同样,如图 8、9、16 和 17 所示,可以使用分离器 12 将冷却的第一部分 32a 分离成蒸气流 34 和液流 35。

[0067] 根据进料气体中的重烃量和进料气体压力的情况,进入图 2、3、10 和 11 中的分离器段 118e 或图 6、7、14 和 15 中的分离器 12 的冷却的进料流 31a(或进入图 4、5、12 和 13 中的分离器段 118e 或图 8、9、16 和 17 中的分离器 12 的冷却的第一部分 32a)可能不含有任何液体(因为它高于其露点,或者因为它高于其临界凝结压力)。在这种情况下,在料流 35 和 37 中没有液体(如虚线所示),因此只有料流 36 中来自分离器段 118e 的蒸气(图 2、3、10 和 11)、料流 36 中来自分离器 12 的蒸气(图 6、7、14 和 15)或冷却的第二部分 33a(图 4、5、8、9、12、13、16 和 17)流至料流 38,成为膨胀的基本上冷凝的料流 38b,提供给工艺设备 118 中的分离器段 118b。在这种情况下,可以不需要工艺设备 118 中的分离器段 118e(图 2 到 5 和 10 到 13)或分离器 12(图 6 到 9 和 14 到 17)。

[0068] 进料气体条件、工厂规模、现有的设备或其它因素可表明,不用做功膨胀机 15 或用替代的膨胀装置(如膨胀阀)进行替换是可行的。虽然是在特定的膨胀装置中描述了单独的料流膨胀,但在适当情况下可使用替代的膨胀装置。例如,条件可许可进料流的基本上冷凝的部分(料流 38a)的做功膨胀。

[0069] 根据本发明,可以采取利用外部制冷来补充可由蒸馏蒸气和液流得到的对入口气体的冷却,特别是在富入口气体的情况下。在这种情况下,传热及传质装置可以包括在分离器段 118e(或气体收集装置,在当冷却的进料流 31a 或冷却的第一部分 32a 不含有液体的情况下)如图 2 到 5 和 10 到 13 中的虚线所示,或者传热及传质装置可以包括在分离器 12 中,如图 6 到 9 和图 14 到 17 所示。这一传热及传质装置可以包括叶片加管型热交换器、板式热交换器、钎焊铝型热交换器或其它类型的传热装置,包括多通道和/或多操作热交换器。配置传热及传质装置,用以提供流过所述传热及传质装置的一个通道的冷冻料流丙烷(例如,丙烷)与向上流动的料流 31a(图 2、3、6、7、10、11、14 和 15)或料流 32a(图 4、5、8、9、12、13、16 和 17)的蒸气部分之间的热交换,使得制冷剂进一步地冷却蒸气并冷凝更多的液体,这些液体向下降以成为在料流 35 中移除的部分液体。或者,在料流 31a 进入分离器段 118e(图 2、3、10 和 11)或分离器 12(图 6、7、14 和 15)或者料流 32a 进入分离器段 118e(图 4、5、12 和 13)或分离器 12(图 8、9、16 和 17)之前,可以使用常规的气体冷却器,用制冷剂冷却料流 32a、料流 33a 和/或料流 31a。

[0070] 根据进料气体的温度和富度以及液体产品料流 44 中要回收的 C₂组分量的情况,由料流 33 可能得不到足够的加热以使离开脱甲烷段 118d 的液体满足产品规范。在这种情况下,脱甲烷段 118d 中的传热及传质装置可以包括供给,以用加热介质提供补充加热,如图 2 到 17 中的虚线所示。或者,脱甲烷段 118d 的下部区域中可以包括另外的传热及传质装置,用于提供补充加热,或者可以在将料流 33 提供给脱甲烷段 118d 中的传热及传质装置之前用加热介质对其进行加热。

[0071] 根据选择用于进料冷却段 118a 的上部及下部区域中的热交换装置的传热装置类

型情况,有可能将这些热交换装置组合在单个多通道和 / 或多操作传热装置中。在这种情况下,为了完成所需的冷却和加热,多通道和 / 或多操作传热装置将包括用于分配、分离和收集料流 32、料流 38 和蒸馏蒸汽流的适当装置。

[0072] 一些情况下可能倾向于在脱甲烷段 118d 的上部区域中提供另外的传质。在这种情况下,传质装置可以位于膨胀料流 39a(图 2、3、6、7、10、11、14 和 15) 或膨胀料流 34a(图 4、5、8、9、12、13、16 和 17) 进入吸收段 118c 的下部区域之处的下面以及冷却的第二部分 33a 离开脱甲烷段 118d 中的传热及传质装置之处的上面。

[0073] 本发明的图 2、3、6、7、10、11、14 和 15 的实施方案的次优选的选择是提供用于冷却的第一部分 32a 的分离器容器、用于冷却的第二部分 33a 的分离器容器,合并在其中分离的蒸汽流以形成蒸汽流 34,并合并在其中分离的液流以形成液流 35。本发明的另一次优选的选择是在进料冷却段 118a 内单独热交换装置(图 2、3、4、5、6、7、8 和 9) 或热交换器 10 内单独通道(图 10、11、12、13、14、15、16 和 17) 中冷却料流 37(而不是将料流 37 与料流 36 或料流 33a 合并以形成合并的料流 38),在单独的膨胀装置中膨胀冷却的料流,并将膨胀的料流提供给吸收段 118c 中的中间区域。

[0074] 要认识到,见于分开的蒸气进料的各支流的进料的相对量取决于若干因素,包括气体压力、进料气体组成、能够从进料中经济地提取的热的量以及可得到的马力量。在吸收段 118c 上方更多的进料可提高回收率,同时减少从膨胀器中回收的动力,从而增加了再压缩的马力要求。增加吸收段 118c 下面的进料降低了马力消耗,但是也可降低产品回收率。

[0075] 按工艺操作所需的动力消耗指标量而言,本发明提供改进的 C_2 组分、 C_3 组分和重烃组分或 C_3 组分和重烃组分的回收。工艺操作所需动力消耗指标的改进的表现形式可以为压缩或再压缩的功率要求降低、外部制冷的功率要求降低、补充加热的能量要求降低或它们的组合。

[0076] 虽然已经描述了据信为本发明优选的实施方案,但本领域技术人员应意识到,在不偏离由以下权利要求所限定的本发明的精神的情况下,可以对本发明进行其它和进一步的修改,例如使本发明适用于不同条件、进料类型或其它要求。

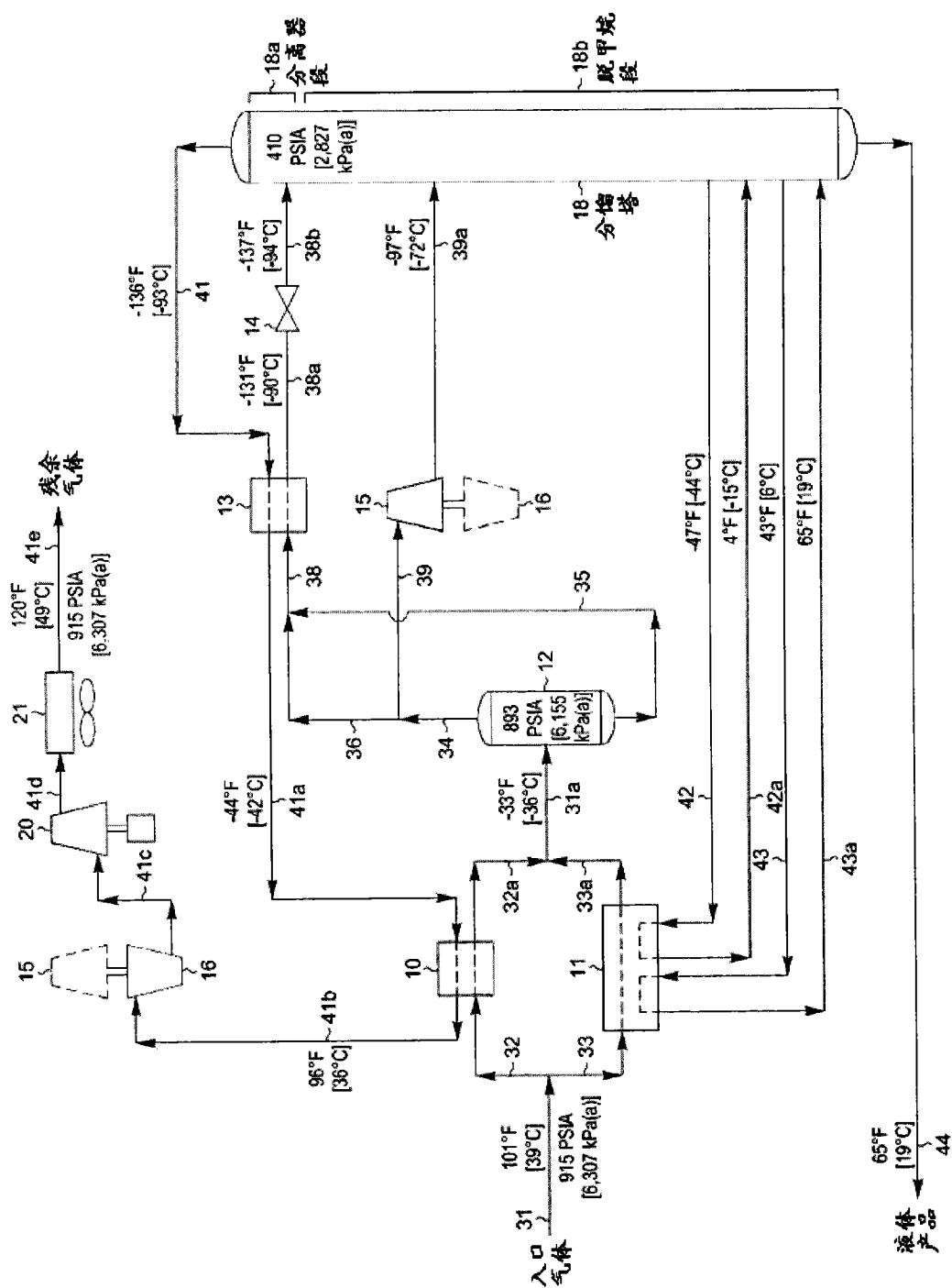


图 1 (现有技术)

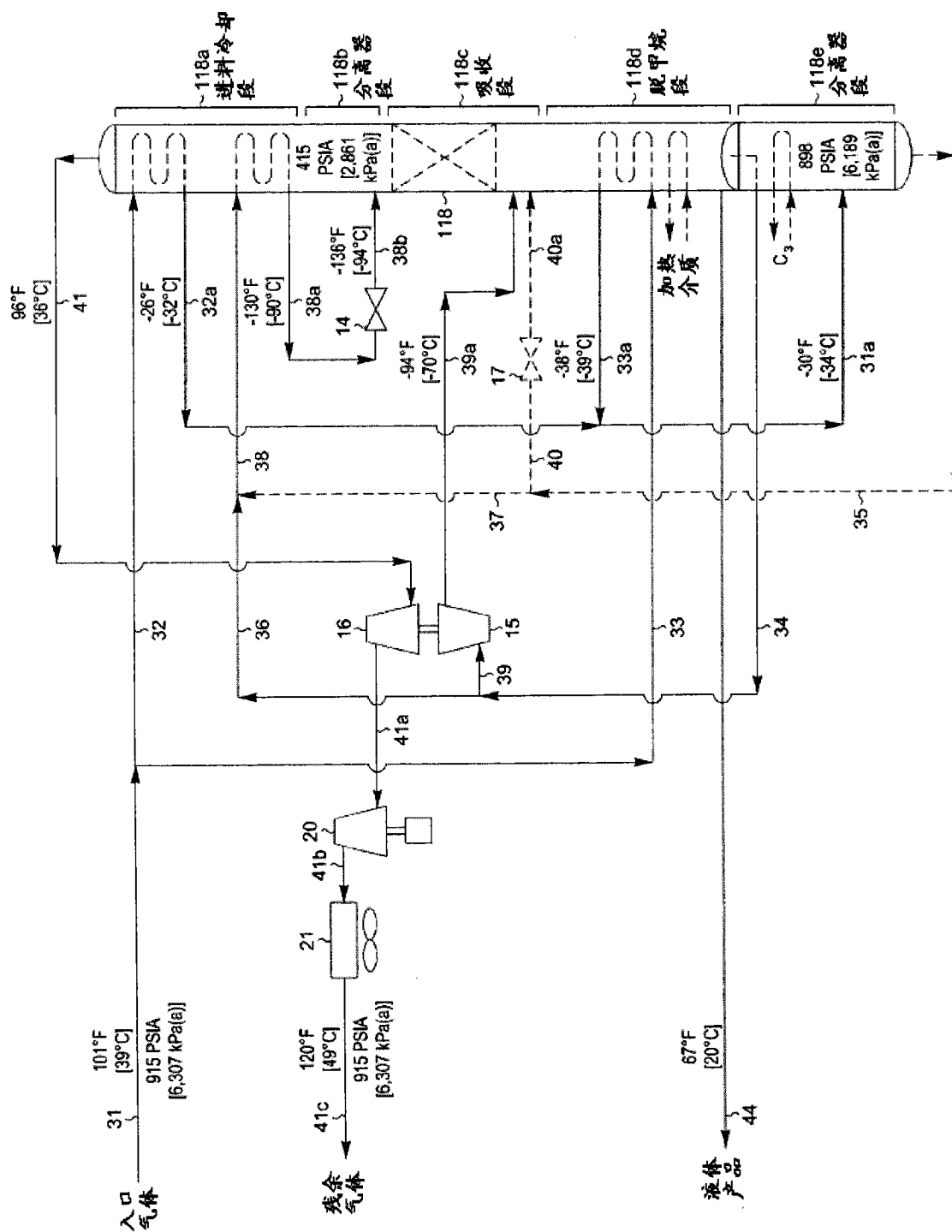


图 2

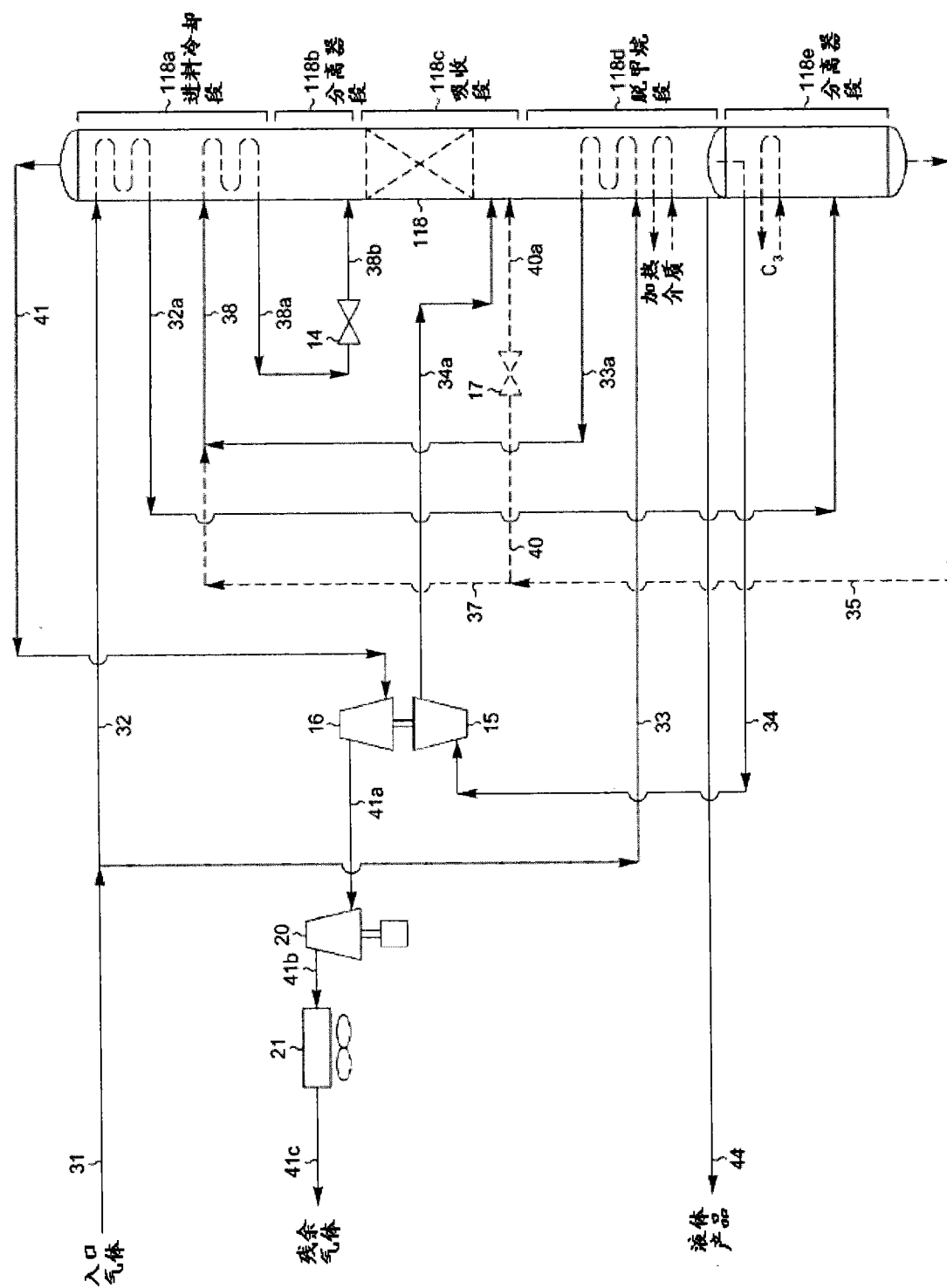


图 4

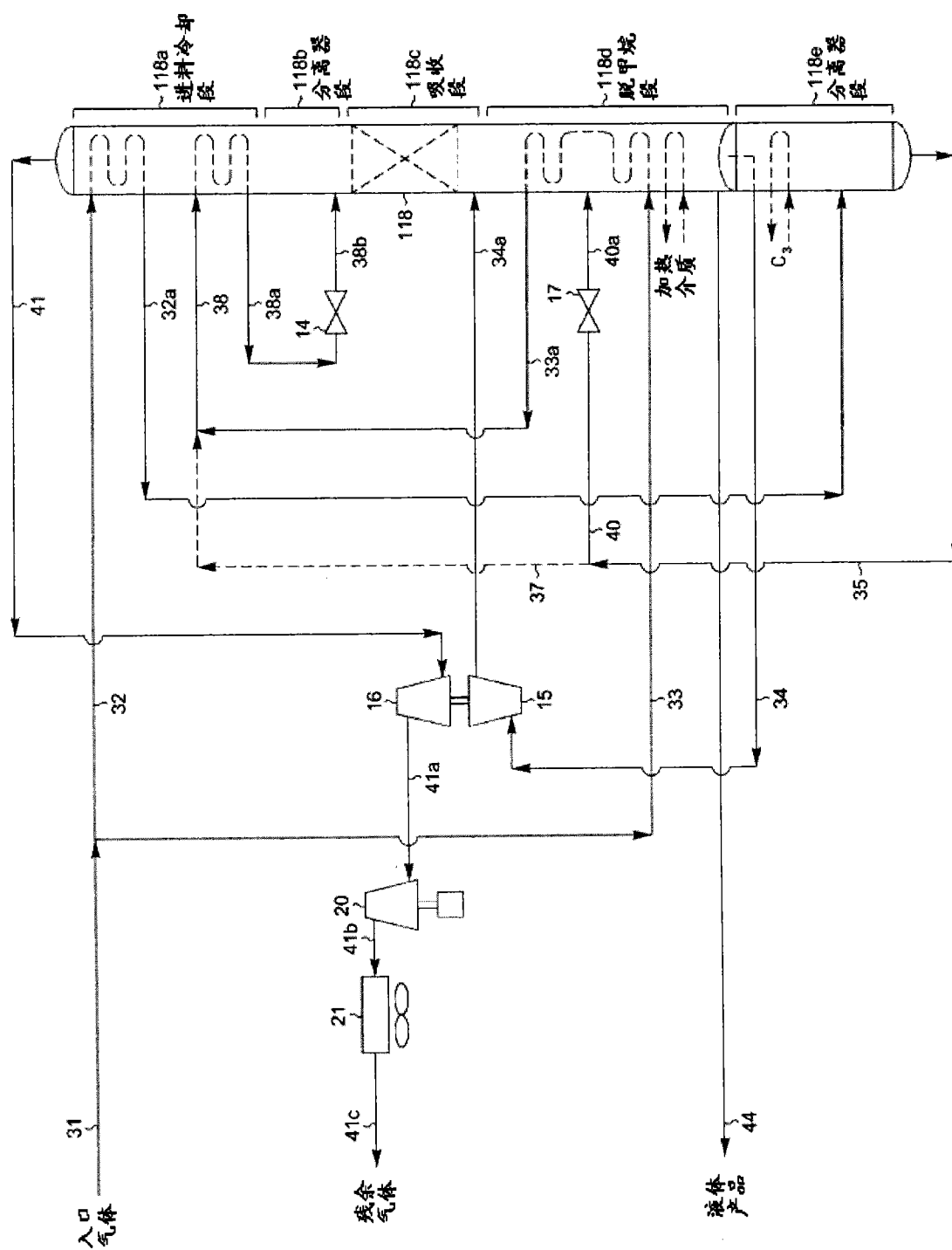


图 5

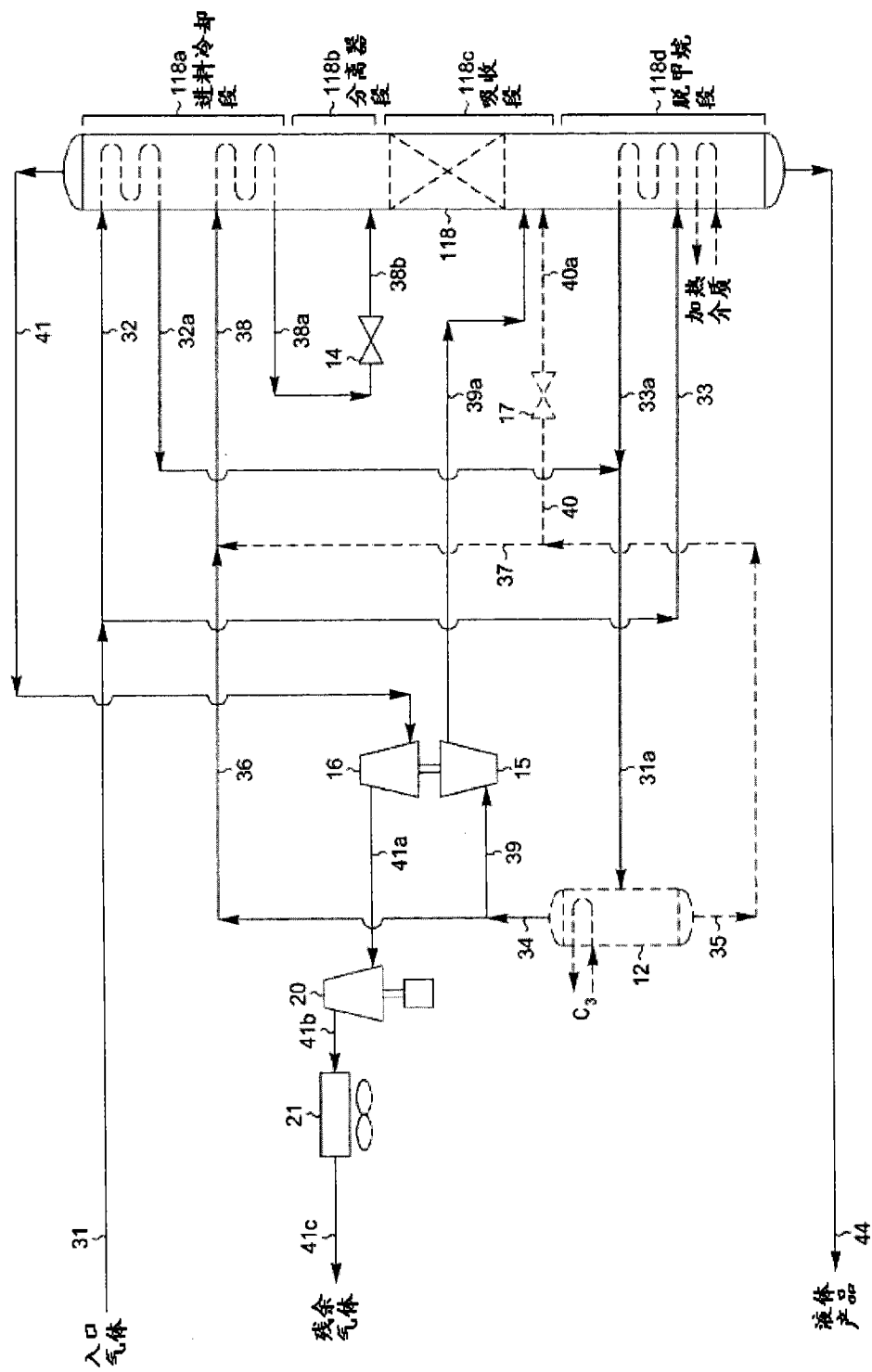


图 6

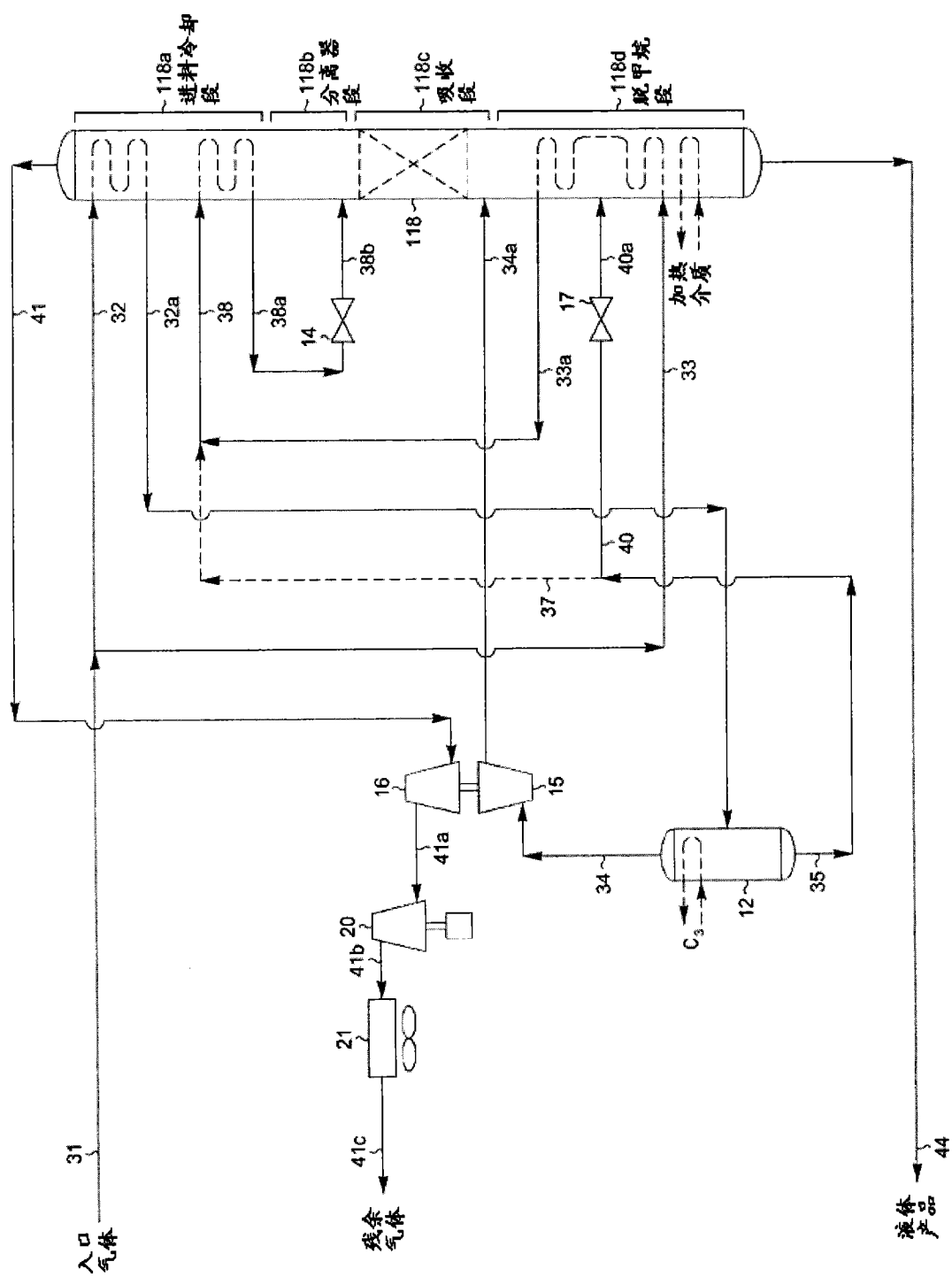


图 9

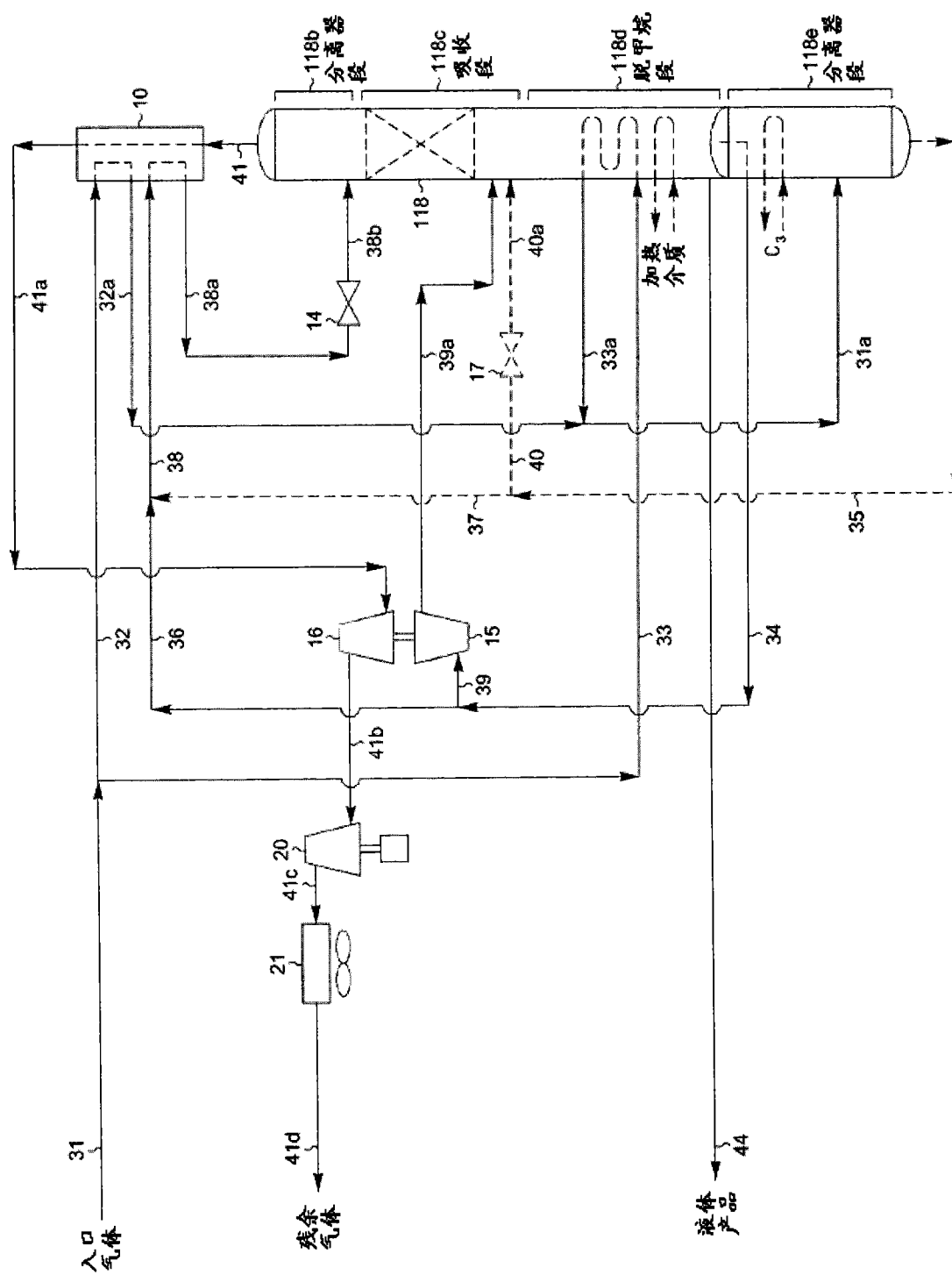


图 10

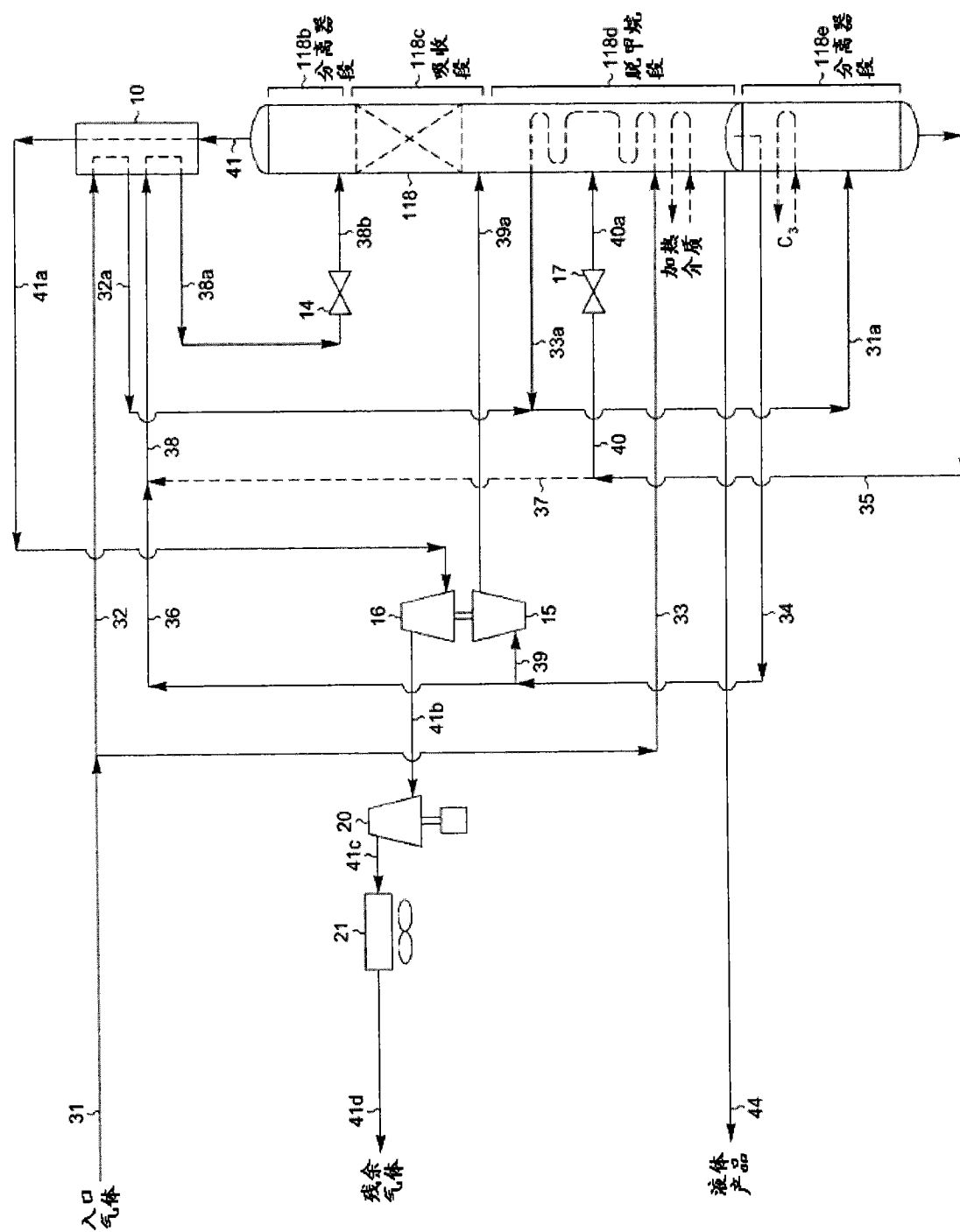


图 11

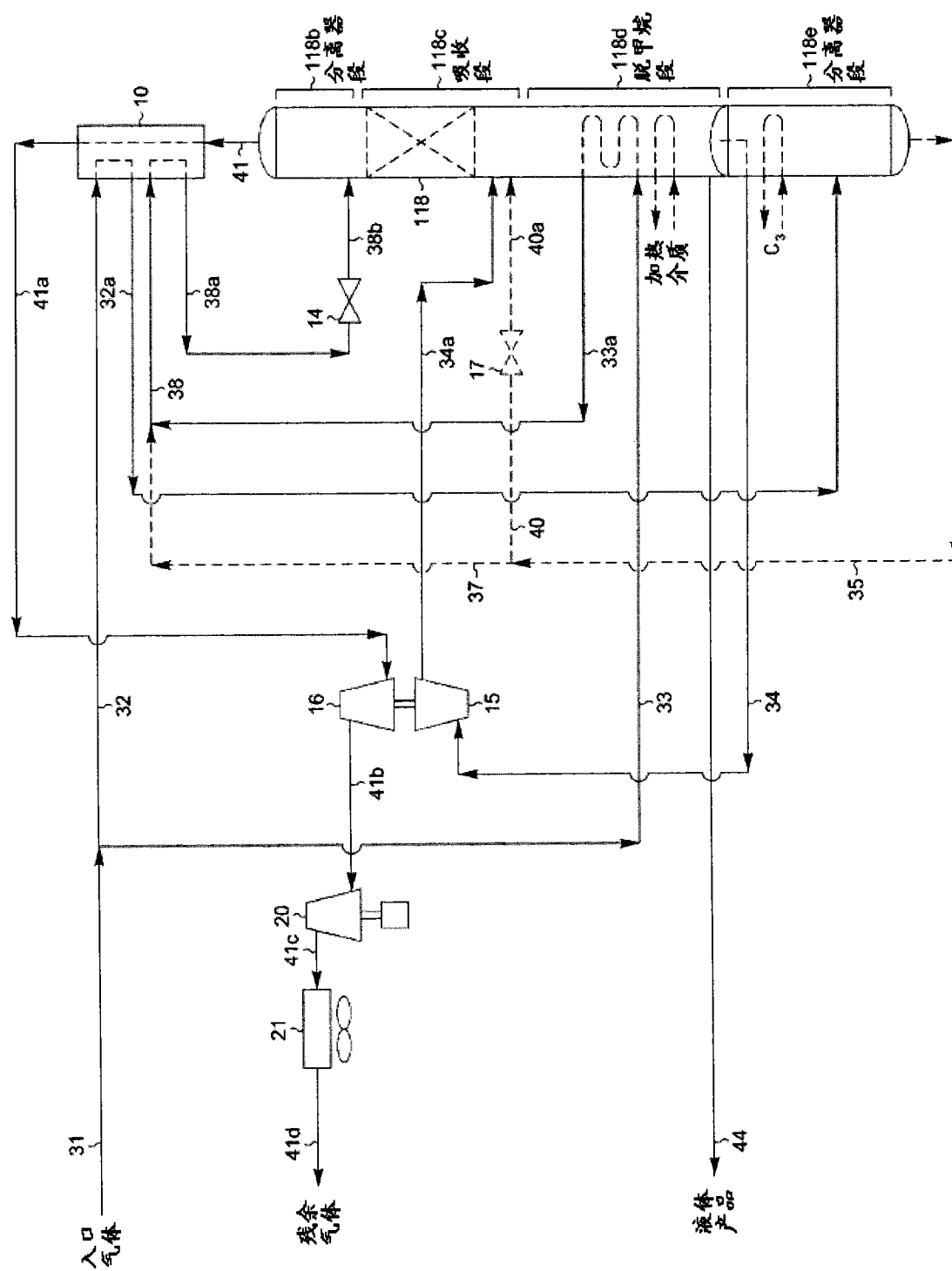


图 12

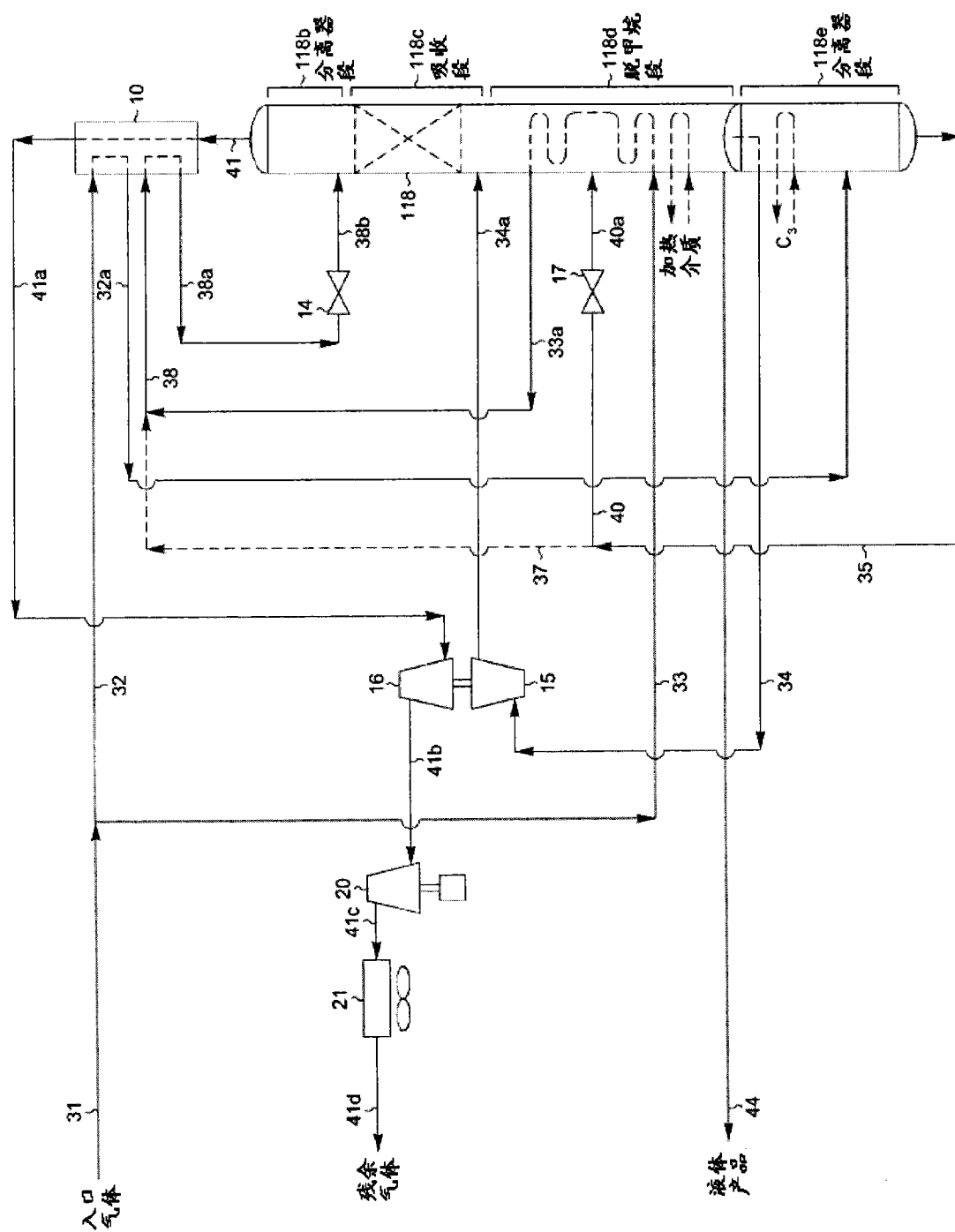


图 13

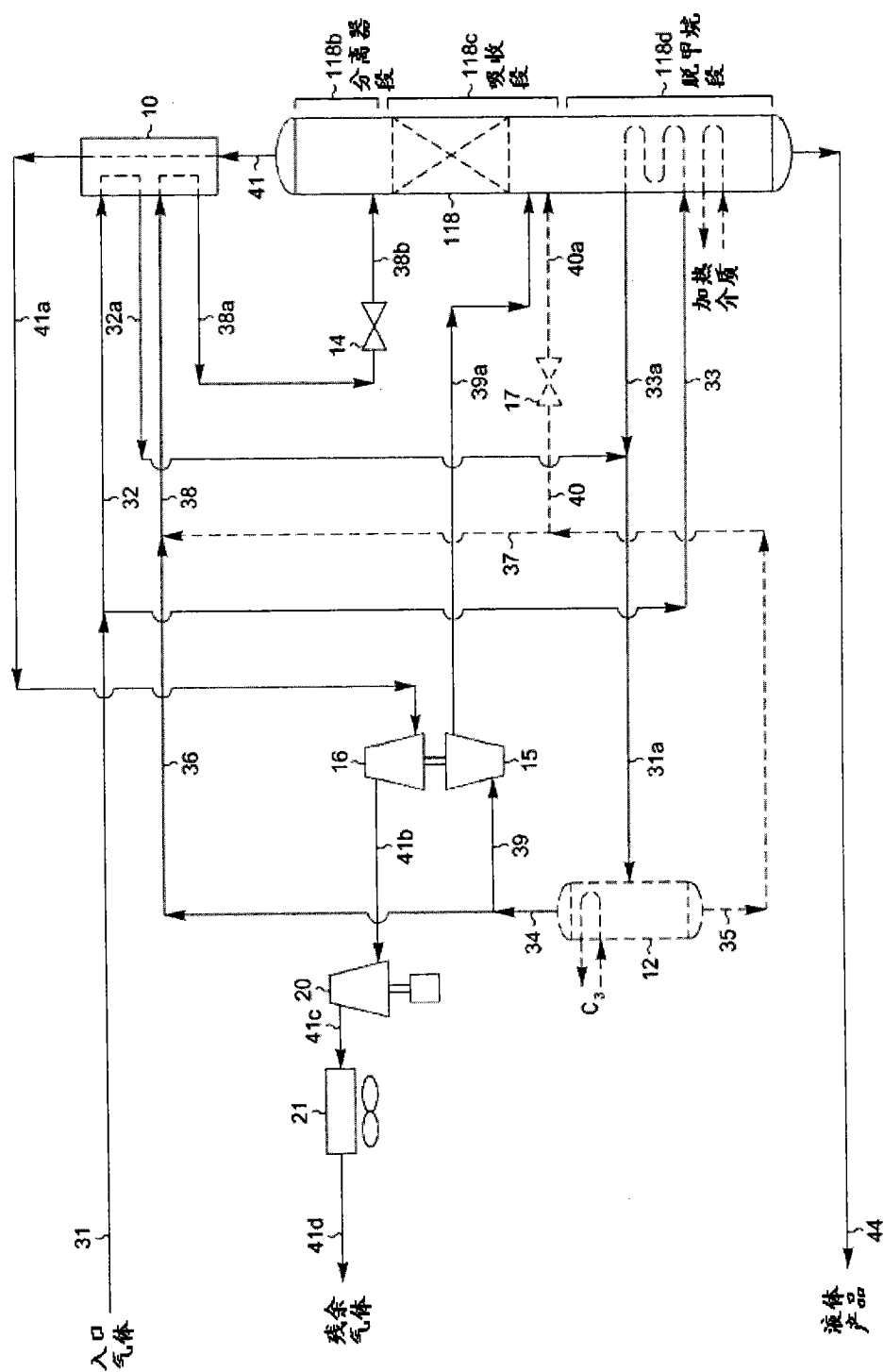


图 14

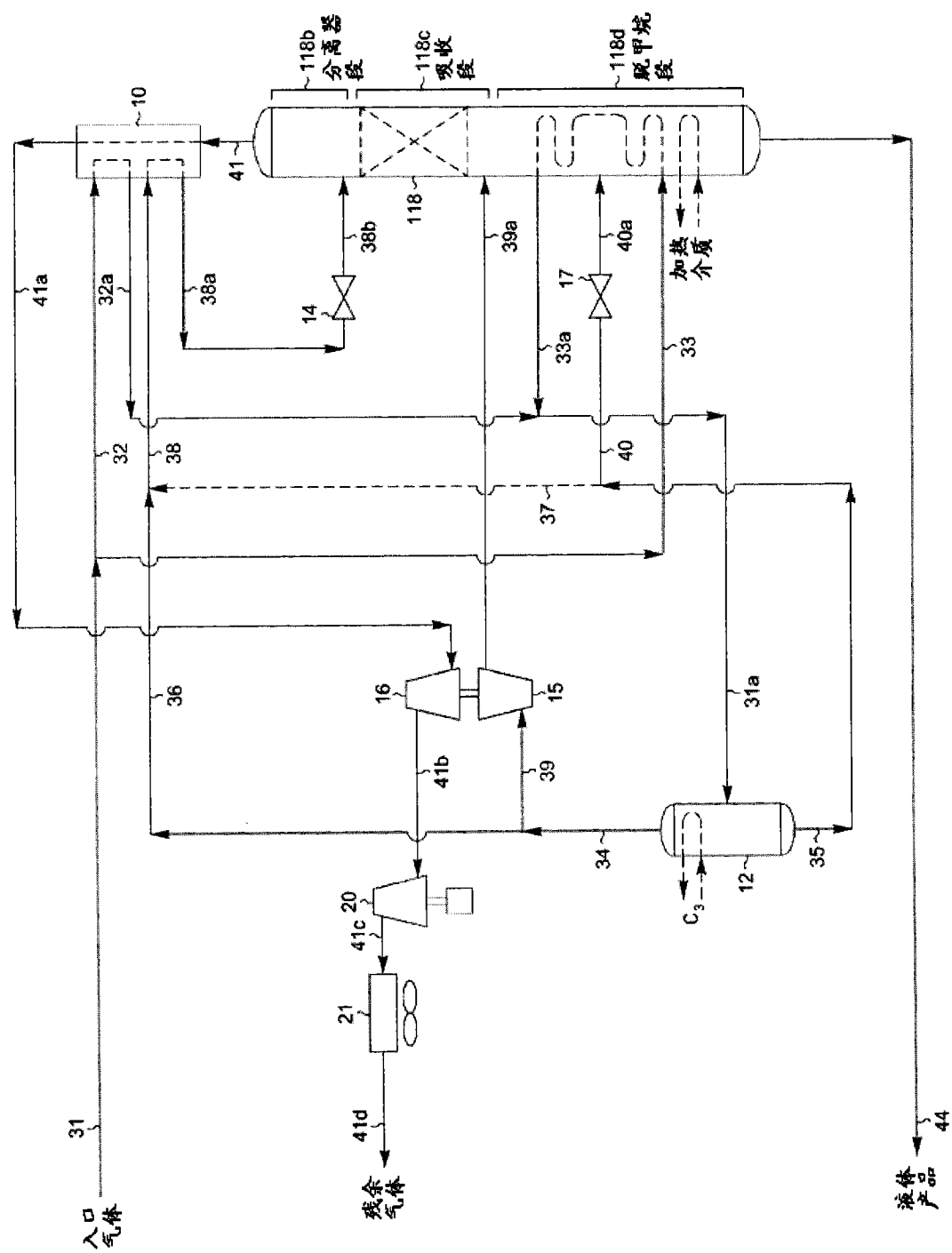


图 15

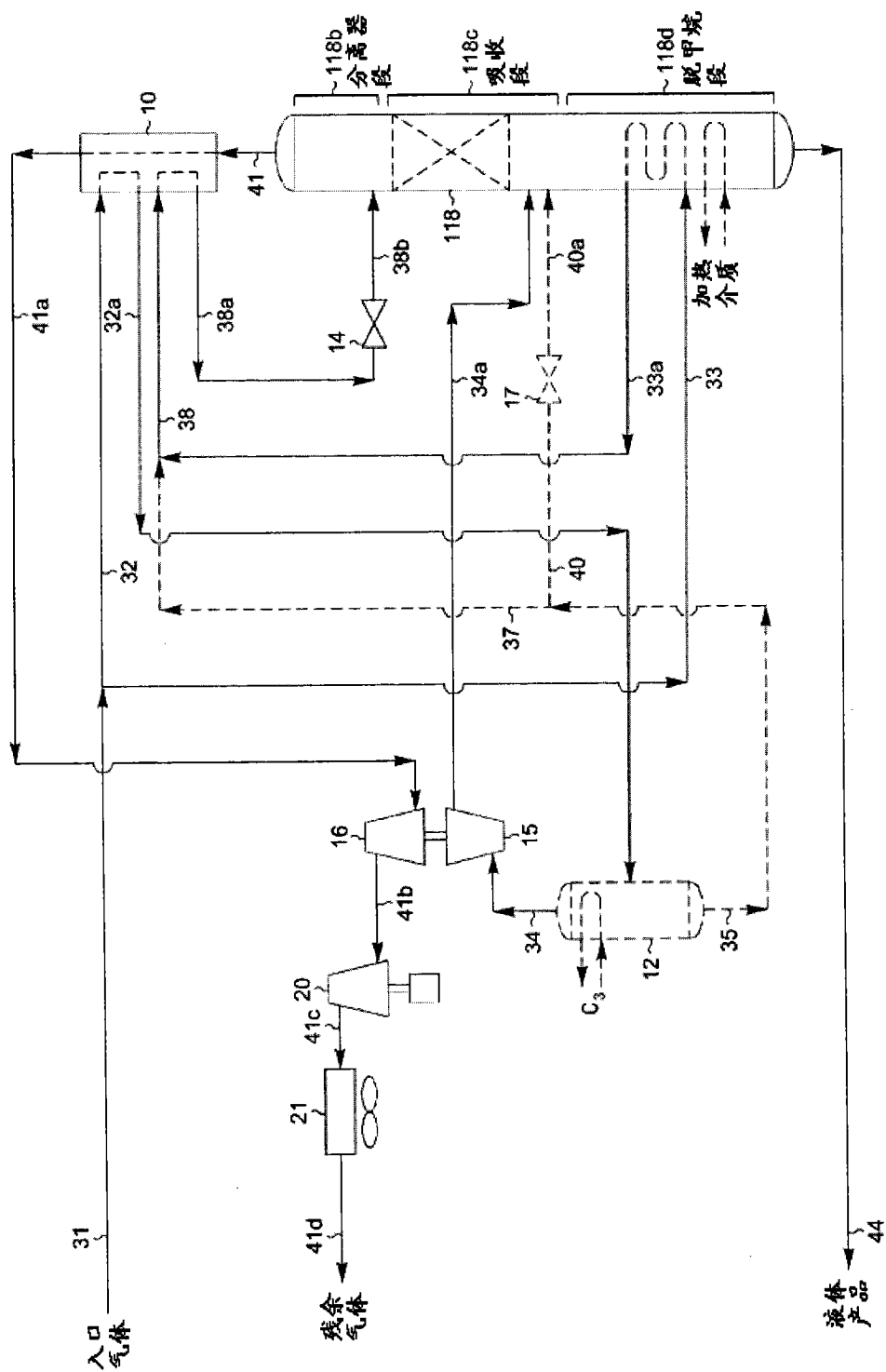


图 16

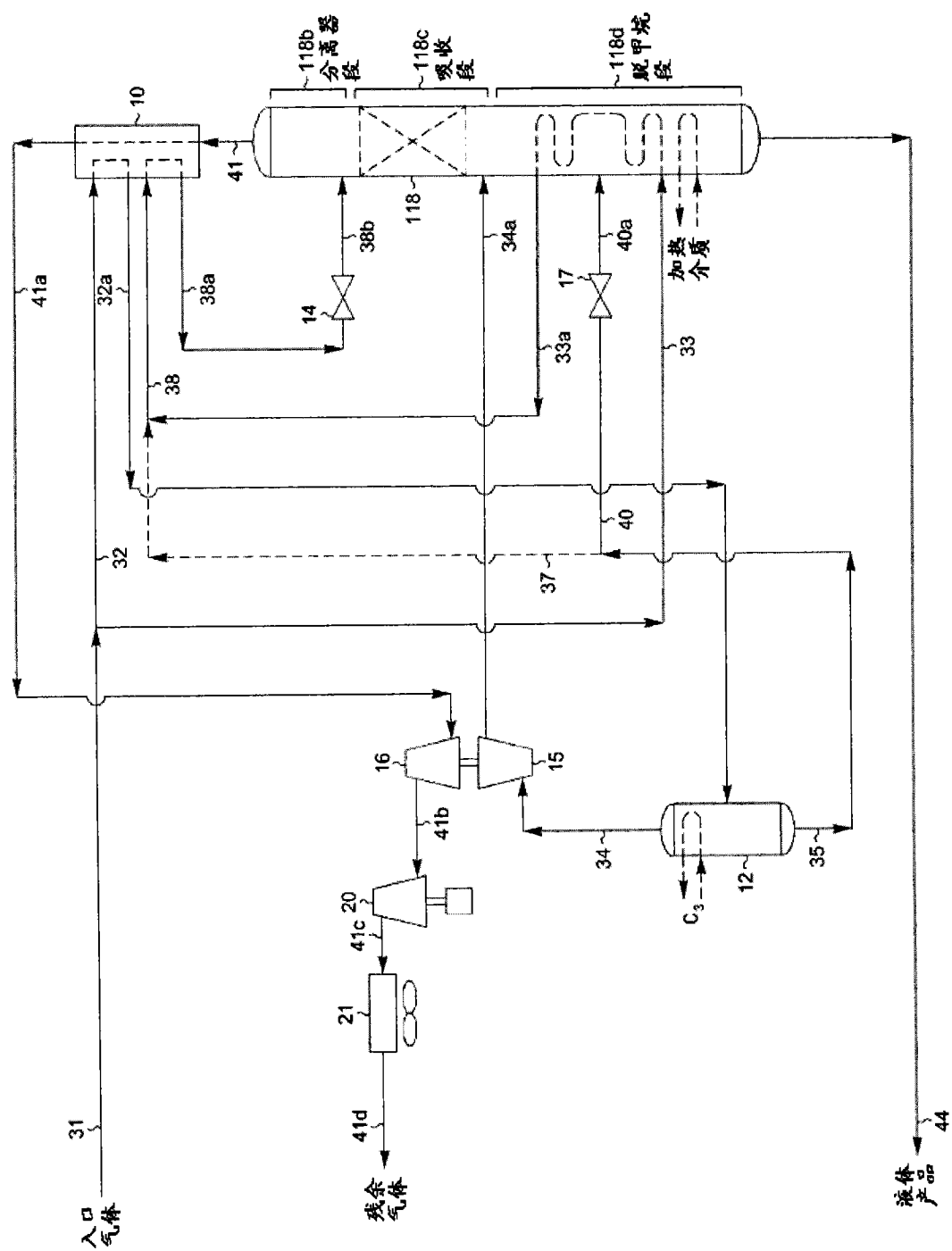


图 17