



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 102803880 B

(45) 授权公告日 2015. 05. 13

(21) 申请号 201080025478. X

W·L·刘易斯 J·D·威尔金森

(22) 申请日 2010. 06. 02

J·T·林奇 H·M·赫德森

(30) 优先权数据

(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

61/186, 361 2009. 06. 11 US

代理人 赵培训

12/689, 616 2010. 01. 19 US

12/717, 394 2010. 03. 04 US

12/750, 862 2010. 03. 31 US

12/772, 472 2010. 05. 03 US

12/781, 259 2010. 05. 17 US

12/792, 136 2010. 06. 02 US

(51) Int. Cl.

F25J 3/00(2006. 01)

(85) PCT国际申请进入国家阶段日

2011. 12. 09

(56) 对比文件

US 3983711 A, 1976. 10. 05, 全文.

US 5335504 A, 1994. 08. 09, 全文.

CN 1130753 A, 1996. 09. 11, 全文.

CN 100449235 C, 2009. 01. 07, 全文.

CN 1094652 A, 1944. 11. 09, 全文.

(86) PCT国际申请的申请数据

PCT/US2010/037098 2010. 06. 02

审查员 刘姝娟

(87) PCT国际申请的公布数据

W02010/144288 EN 2010. 12. 16

(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 K·T·奎拉尔 A·F·约翰克

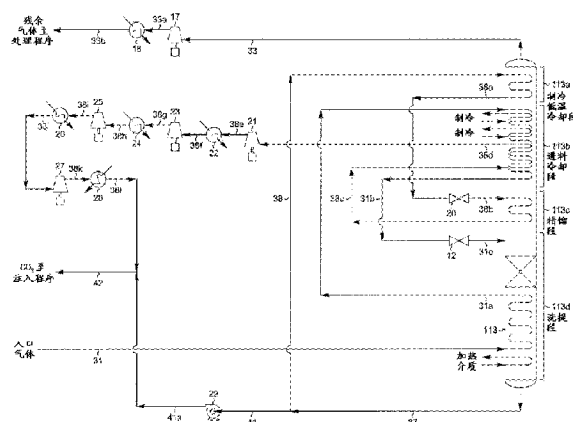
权利要求书4页 说明书9页 附图4页

(54) 发明名称

烃气体处理

(57) 摘要

公开了用于在工艺设备中从烃气流中除去二氧化碳的工艺及装置。将料流冷却,膨胀到中等压力,并作为顶部进料供给到工艺设备内部的传质装置。从传质装置的下部区域中收集蒸馏液流,并导至工艺设备内部的第一传热及传质装置,以在冷却气流的同时对其进行加热并汽提其挥发性组分,此后将受热并汽提的蒸馏液流从工艺设备中排出作为来自其的底部液体产品。对传质装置的进料的数量和温度能有效地将传质装置的上部区域的温度保持在某温度,由此回收底部液体产品中的所述二氧化碳的主要部分。



1. 一种将至少含有甲烷和二氧化碳的气流分离成含有所述甲烷的主要部分的挥发性残余气体馏分和含有所述二氧化碳的主要部分的挥发性相对较小的馏分的工艺, 其中

(1) 冷却所述气流, 从而形成冷却料流;

(2) 将所述冷却料流膨胀到中等压力, 由此将其进一步冷却;

(3) 将所述膨胀冷却的料流作为顶部进料供给到设置于工艺设备中的传质装置, 所述传质装置具有下部区域和上部区域;

(4) 从所述传质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第一传热及传质装置中进行加热, 从而提供步骤 (1) 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;

(5) 从所述传质装置的上部区域中收集第一蒸馏蒸气流, 并与所述膨胀冷却的料流的任何蒸气部分合并以形成第二蒸馏蒸气流;

(6) 将所述第二蒸馏蒸气流在设置于所述工艺设备中的第二传热及传质装置中冷却, 从而将所述第二蒸馏蒸气流中挥发性较小的组分冷凝, 并形成冷凝料流和第三蒸馏蒸气流;

(7) 将所述冷凝料流的至少一部分作为另一顶部进料供给到所述传质装置;

(8) 将所述挥发性相对较小的馏分分流成至少第一和第二料流;

(9) 冷却所述第二料流, 并此后膨胀到较低的压力, 由此将其进一步冷却;

(10) 加热所述膨胀冷却的第二料流, 从而提供步骤 (1) 和 (6) 中的至少一部分冷却;

(11) 将所述第三蒸馏蒸气流在设置于所述工艺设备中的一个或多个热交换装置中加热, 从而提供步骤 (1) 和 (9) 中的至少一部分冷却, 并此后将所述受热的第三蒸馏蒸气流作为所述挥发性残余气体馏分从所述工艺设备排出; 以及

(12) 使对所述传质装置的所述进料流的数量和温度能有效地将所述传质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所述二氧化碳的主要部分。

2. 根据权利要求 1 所述的工艺, 其中

(1) 将所述气流冷却到足以将其部分地冷凝;

(2) 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;

(3) 将所述至少一液流膨胀到中等压力;

(4) 所述膨胀的液流作为所述顶部进料供给到所述传质装置;

(5) 将所述蒸气流膨胀到所述中等压力, 并作为进料供给到位于所述传质装置上方的所述工艺设备; 以及

(6) 从所述传质装置的上部区域中收集所述第一蒸馏蒸气流, 并与所述膨胀的蒸气流的蒸气部分合并以形成所述第二蒸馏蒸气流。

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

4. 根据权利要求 2 或 3 所述的工艺, 其中

(1) 将另外的传质装置设置在位于所述第二传热及传质装置下方的所述工艺设备中, 所述另外的传质装置具有下部区域和上部区域;

- (2) 所述膨胀的蒸气流作为顶部进料供给到所述另外的传质装置；
 - (3) 将所述第一蒸馏蒸气流导至所述另外的传质装置作为对其的底部进料；
 - (4) 从所述另外的传质装置的上部区域中收集第四蒸馏蒸气流，并与所述膨胀的蒸气的所述蒸气部分合并以形成所述第二蒸馏蒸气流；
 - (5) 将所述冷凝料流的至少一部分作为另一顶部进料供给到所述另外的传质装置；以及
 - (6) 使对所述另外的传质装置的所述进料流的数量和温度能有效地将所述另外的传质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所述二氧化碳的主要部分。
5. 根据权利要求 1、2 或 3 所述的工艺，其中所述第一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，以补充由所述气流提供的加热，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。
6. 根据权利要求 4 所述的工艺，其中所述第一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，以补充由所述气流提供的加热，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。
7. 一种将至少含有甲烷和二氧化碳的气流分离成含有所述甲烷的主要部分的挥发性残余气体馏分和含有所述二氧化碳的主要部分的挥发性相对较小的馏分的装置，包括
- (1) 第一传热及传质装置，其设置在工艺设备中以冷却所述气流；
 - (2) 第一热交换装置，其设置在所述工艺设备中并连接于所述第一传热及传质装置，用以接收所述冷却的气流并进一步将其冷却，从而形成冷却料流；
 - (3) 第一膨胀装置，其连接于所述第一热交换装置以接收所述冷却料流并将其膨胀到中等压力；
 - (4) 传质装置，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料流作为对其的顶部进料，所述传质装置具有下部区域和上部区域；
 - (5) 液体收集装置，其设置在所述工艺设备中并连接于所述传质装置，用以接收来自所述传质装置的下部区域的蒸馏液流；
 - (6) 所述第一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 (1) 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；
 - (7) 蒸气收集装置，其设置在所述工艺设备中并连接于所述传质装置，用以接收来自所述传质装置的上部区域的第一蒸馏蒸气流；
 - (8) 联合装置，其连接于所述蒸气收集装置，用以接收所述第一蒸馏蒸气流并将其与所述膨胀冷却的料流的任何蒸气部分合并，并从而形成第二蒸馏蒸气流；
 - (9) 第二传热及传质装置，其设置在所述工艺设备中并连接于所述联合装置，用以接收所述第二蒸馏蒸气流并将其冷却，从而形成冷凝料流和第三蒸馏蒸气流；
 - (10) 所述传质装置进一步连接于所述第二传热及传质装置，用以接收所述冷凝料流的至少一部分作为对其的另一顶部进料；
 - (11) 分流装置，其连接于所述工艺设备，用以接收所述挥发性相对较小的馏分并将其

分流成至少第一和第二料流；

(12) 第二热交换装置,其设置在所述工艺设备中并连接于所述分流装置,用以接收所述第二料流并将其冷却；

(13) 第二膨胀装置,其连接于所述第二热交换装置,用以接收所述冷却的第二料流并将其膨胀到较低的压力；

(14) 所述第二传热及传质装置进一步连接于所述第二膨胀装置,用以接收所述膨胀冷却的第二料流并将其加热,从而提供步骤(9)中的至少一部分冷却；

(15) 所述第一热交换装置进一步连接于所述第二传热及传质装置,用以接收所述受热膨胀的第二料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；

(16) 所述第一热交换装置进一步连接于所述第二传热及传质装置,用以接收所述第三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；

(17) 所述第二热交换装置进一步连接于所述第一热交换装置,用以接收所述受热的第三蒸馏蒸气流并进一步将其加热,从而提供步骤(12)中的至少一部分冷却,并此后将所述进一步受热的第三蒸馏蒸气流作为所述挥发性残余气体馏分从所述工艺设备排出；以及

(18) 控制装置,其适应于调节对所述传质装置的所述上部区域的所述进料流的数量和温度,以将所述传质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所述二氧化碳的主要部分。

8. 根据权利要求7所述的装置,其中

(1) 所述第一热交换装置适用于接收所述冷却的气流并进一步将其冷却,从而形成部分冷凝的气流；

(2) 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气流并将其分离成蒸气流和至少一液流；

(3) 所述第一膨胀装置连接于所述分离装置以接收所述至少一液流并将其膨胀到中等压力；

(4) 所述传质装置连接于所述第一膨胀装置,用以接收所述膨胀的液流作为对其的所述顶部进料；

(5) 第三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中等压力,所述第三膨胀装置进一步连接于所述工艺设备以提供所述膨胀的蒸气流作为向所述传质装置上方的进料；并且

(6) 所述联合装置连接于所述蒸气收集装置,用以接收所述第一蒸馏蒸气流并将其与所述膨胀的蒸气流的蒸气部分合并,并从而形成所述第二蒸馏蒸气流。

9. 根据权利要求8所述的装置,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8或9所述的装置,其中

(1) 另外的传质装置设置位于所述第二传热及传质装置下方的所述工艺设备中,所述另外的传质装置具有下部区域和上部区域；

(2) 所述另外的传质装置连接于所述第二膨胀装置,用以接收所述膨胀的蒸气流作为对其的顶部进料；

(3) 所述另外的传质装置进一步连接于所述蒸气收集装置,用以接收所述第一蒸馏蒸气流作为对其的底部进料；

(4) 另外的蒸气收集装置设置在所述工艺设备中并连接于所述另外的传质装置,用以接收来自所述另外的传质装置的上部区域的第四蒸馏蒸气流;

(5) 所述联合装置适应于与所述另外的蒸气收集装置连接,用以接收所述第四蒸馏蒸气流并将其与所述膨胀的蒸气流的所述蒸气部分合并,从而形成所述第二蒸馏蒸气流;

(6) 所述另外的传质装置进一步连接于所述第二传热及传质装置,用以接收所述冷凝料流的至少一部分作为对其的另一顶部进料;且

(7) 所述控制装置适应于调节对所述另外的传质装置的所述上部区域的所述进料流的数量和温度,以将所述另外的传质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所述二氧化碳的主要部分。

11. 根据权利要求 7、8 或 9 所述的装置,其中所述第一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,以补充由所述气流提供的加热,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。

12. 根据权利要求 10 所述的装置,其中所述第一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,以补充由所述气流提供的加热,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。

烃气体处理

技术领域

[0001] 本发明涉及用于分离含有烃和二氧化碳的气体的工艺和装置。申请人根据美国法典第 35 编第 119 条 (e) 款要求 2009 年 6 月 11 日先前提交的美国临时申请第 61/186,361 号的权益。申请人根据美国法典第 35 编第 120 条要求作为以下申请的部分继续申请的权益：2010 年 5 月 17 日提交的美专利 No. 12/781,259、2010 年 5 月 3 日提交的美专利 No. 12/772,472、2010 年 3 月 31 日提交的美专利 No. 12/750,862、2010 年 3 月 4 日提交的美专利 No. 12/717,394、2010 年 1 月 19 日提交的美专利 No. 12/689,616 以及 2009 年 2 月 17 日提交的美专利 No. 12/372,604。受让人 S.M.E. Products LP 和 Ortloff Engineers, Ltd. 是联合研究协议的双方，该联合研究协议在本申请的发明做出之前生效。

背景技术

[0002] 烃存在于多种气体中，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。天然气的烃成分中通常具有较大比例的甲烷和乙烷，即甲烷和乙烷一起占总的烃组分的至少 50 摩尔%。天然气还通常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。

[0003] 在许多情况下，来自这些料源的气流会被高浓度的二氧化碳污染，使得气流不适用于用作燃料、化工厂原料或其它用途。已开发出多种利用化学、物理和混合溶剂除去二氧化碳的工艺。已开发出利用由重（通常为 C_4-C_{10} ）烃构成的冷冻吸收剂料流在蒸馏塔中除去二氧化碳的其它工艺，诸如美国专利 No. 4,318,723 中所述的工艺。所有这些工艺的投资成本和操作成本随着气流中的二氧化碳浓度的增加而日益升高，这往往使得无法对此类气流的处理变得不经济。

[0004] 一种改善处理含有高浓度二氧化碳的气流的经济性的方法在用溶剂或吸收剂处理之前对气流中的二氧化碳提供主体分离 (bulk separation)，使得此后仅须将一小部分的二氧化碳从气流中除去。例如，半透膜通常用于对二氧化碳进行主体移除。然而，经此类主体移除工艺分离的二氧化碳流中，通常有很大一部分的轻烃在气流中“损失”。

[0005] 对二氧化碳进行主体移除的较佳替代方案为采用蒸馏将气流分馏成轻烃流和二氧化碳流，使得从轻烃流中除去残余的二氧化碳是产生用作燃料、化工厂原料等的符合管道外输标准的燃气所有必需的。除去的大部分二氧化碳以液体而非蒸气回收，使得二氧化碳可抽吸（而非压缩）以随后用于三次采油操作中或用于其它用途，从而大大降低了投资成本和操作成本。

[0006] 本发明一般地涉及从此类气流中除去大部分的二氧化碳。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 31.0% 的甲烷、0.4% 的乙烷及其它 C_2 组分、0.1% 的丙烷及其它 C_3 组分、0.1% 的丁烷及以上和 67.7% 的二氧化碳，余者由氮组成。有时还存在含硫气体。

[0007] 在典型的用于除去二氧化碳的蒸馏工艺中，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（如氟利昂压缩制冷系统）进行热交换而冷却。将气体随着其冷却

而冷凝,并将高压液体膨胀到中等压力,液体的膨胀过程中出现的蒸发导致料流的进一步冷却。将含有液体和蒸气的混合物的膨胀料流在蒸馏塔中分馏,以将残余的甲烷、氮气和其它挥发性气体作为塔顶蒸气与作为底部液体产品的二氧化碳和重烃组分分离。可将液态二氧化碳的一部分快速膨胀到较低的压力,并此后用于在需要时对工艺料流提供低级制冷。

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,更紧凑的布置也降低了实现给定二氧化碳移除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二氧化碳(温室气体)和烃(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) 的泄漏源,避免使用这些法兰能降低破坏环境的大气排放物的潜在危害。

[0009] 根据本发明,已发现可除去超过 87% 的二氧化碳,同时使超过 99% 的甲烷留在残余的气流中。虽然本发明可应用于较低的压力和较暖的温度,但在当要求 -50°F [-46°C] 或更冷的蒸馏塔塔顶馏分温度的条件下,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 和 4 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 是显示采用现有技术工艺从天然气中除去二氧化碳的处理厂设计

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 81° F[27℃] 和 1110psia[7,653kPa(a)] 下进入装置。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)。固体和液体干燥剂两者通常被用于此目的。

[0018] 进料流 31 在热交换器 10 中通过与 43° F[6℃] 的塔再沸器液体(料流 36) 和 30° F[-1℃] 的塔侧再沸器液体(料流 35) 以及 Freon R134a 制冷剂的热交换而冷却到 1° F[-17℃]。料流 31a 在热交换器 11 中通过与 -49° F[-45℃] 的冷的二氧化碳蒸气(料流 39)、-60° F[-51℃] 冷的残余气体(料流 33) 和 -60° F[-51℃] 的抽吸液体(料流 34a) 的热交换而进一步冷却。将在 -14° F[-25℃] 和 1060psia[7,308kPa(a)] 下的进一步冷却的料流 31b 通过膨胀阀 12 膨胀到分馏塔 13 的操作压力(大约 617psia[4,254kPa(a)]), 从而在其于顶部塔进料点提供给分馏塔 13 之前使料流 31c 冷却到 -35° F[-37℃]。

[0019] 塔顶蒸气流 32 以 -35° F[-37℃] 离开分馏塔 13 并在热交换器 14 中冷却且部分冷凝。部分冷凝的料流 32a 在 -60° F[-51℃] 和 610psia[4,206kPa(a)] 下进入分离器 15, 蒸气(冷的残余气流 33) 在该处与冷凝液(料流 34) 分离。将液流 34 在料流 34a 进入热交换器 11 之前通过泵 19 抽吸至略高于分馏塔 13 的操作压力, 并通过如先前所述与进料气体进行热交换被加热至 -6° F[-21℃] 且部分气化。此后部分气化的料流 34b 作为进料在塔中间进料点提供分馏塔 13。

[0020] 分馏塔 13 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。其还包括再沸器(如先前描述的再沸器和塔侧再沸器), 其加热并气化沿塔向下流动的液体的一部分以提供汽提蒸气, 所述汽提蒸气沿塔向上流动以汽提塔底部液体产品, 即甲烷和轻组分的料流 37。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, 使得底部产品料流 37 以 45° F[7℃] 离开塔的底部(基于将底部产品中的甲烷浓度降至 0.50 摩尔%)。

[0021] 塔底部产品料流 37 主要是液态二氧化碳。一小部分(料流 38) 在热交换器 16 中通过冷的残余气流 33a 被低温冷却。将 0° F[-18℃] 的低温冷却液体(料流 38a) 通过膨胀阀 20 膨胀到较低的压力且部分气化, 从而在其进入热交换器 14 之前使料流 38b 进一步冷却到 -63° F[-53℃]。料流 38b 中的残余液体在热交换器 14 中起到制冷剂的作用, 用以如先前所述提供料流 32 的冷却, 所得到的二氧化碳蒸气作为料流 39 以 -49° F[-45℃] 离开。由于料流 38b 含有少量重烃, 将少量液体清洗物(料流 40) 从热交换器 14 中抽出, 以防止冷冻液体中可使其沸点升高并降低热交换器 14 冷却效率的重烃的积聚。

[0022] 来自热交换器 14 的冷的二氧化碳蒸气(料流 39) 在热交换器 11 中通过如先前所述与进料气体进行热交换被加热至 -6° F[-21℃]。然后, 通过压缩机 21、23、25 和 27 四个阶段将 76psia[524kPa(a)] 下的热的二氧化碳蒸气(料流 39a) 压缩至高压, 在每个压缩阶段之后通过排放冷却器 22、24、26 和 28 冷却到 120° F[49℃]。通过泵 29 将塔底部产品料流 37 的剩余部分(料流 41) 抽吸至高压, 使得料流 41a 可与离开排放冷却器 28 的密相液体(料流 39i) 合并, 从而形成高压二氧化碳流 42, 然后所述高压二氧化碳流 42 在 79° F[26℃] 和 2015psia[13,893kPa(a)] 流至再注入程序。

[0023] 冷的残余气体(料流 33a) 在如此前所述与进料气体进行热交换后以 -6° F[-21℃] 离开热交换器 11, 并在热交换器 16 中通过如此前所述与液态二氧化碳流 38 进行热交换被进一步加热至 27° F[-3℃]。然后通过压缩机 17 再压缩热的残余气流

33b,并在排放冷却器 18 中冷却至 120° F[49℃],然后在 1215psia[8,377kPa(a)] 流至处理程序。

[0024] 下表中给出图 1 所示工艺的料流流速和能量消耗的汇总：

[0025] 表 I

[0026] (图 1)

[0027] 料流流量汇总－磅摩尔 / 小时 [千克摩尔 / 小时]

[0028]

料流	甲烷	乙烷	丙烷	丁烷+	二氧化碳	总计
31	14,993	176	61	70	32,714	48,306
32	15,902	86	13	3	8,171	24,476
34	1,053	23	7	2	4,038	5,133
37	144	113	55	69	28,581	28,963
38	27	21	10	13	5,378	5,450
40	0	0	0	5	2	8
39	27	21	10	8	5,376	5,442
41	117	92	45	56	23,203	23,513
33	14,849	63	6	1	4,133	19,343
42	144	113	55	64	28,579	28,955

回收率/移除率*

甲烷 99.04% (在残余气体中回收)

二氧化碳 87.37% (从残余气体中回收)

二氧化碳浓度*

残余气体 21.37%

二氧化碳产品 98.70%

功率

二氧化碳压缩 9,344 HP [15,361kW]

残余气体压缩 6,563 HP [10,789kW]

制冷剂压缩 10,319 HP [16,964kW]

二氧化碳抽吸 2,563 HP [4,214kW]

液体抽吸 12 HP [20 kW]

总计 28,801 HP [47,348kW]

[0029] * (基于未四舍五入的流速)

[0030] 发明描述

[0031] 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。

[0032] 在图 2 工艺的模拟中,入口气体进入作为料流 31 在 $81^{\circ}\text{F}[27^{\circ}\text{C}]$ 和 $1110\text{psia}[7,653\text{kPa(a)}]$ 进入装置,并进入工艺设备 113 内部的汽提段 113d 的下部区域中的传热及传质装置。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以提供流过一个所述传热及传质装置通道的料流 31 与从工艺设备 113 内部的汽提段 113d 的上部区域中的传质装置中向下流动的蒸馏液流之间的热交换,使得料流 31 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 31a 冷却到 $34^{\circ}\text{F}[1^{\circ}\text{C}]$ 。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 37。

[0033] 部分冷却的料流 31a 进入工艺设备 113 内部的进料冷却段 113b 中的热交换装置。该热交换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 31a、Freon R134a 制冷剂流、工艺设备 113 内部的精馏段 113c 中上升的残余气流和冷的二氧化碳流 38c 之间的热交换(这在 [0028] 段做进一步描述)。进一步冷却料流 31a 同时加热这些其它料流,于是通过膨胀阀 12 将在 $-14^{\circ}\text{F}[-25^{\circ}\text{C}]$ 和 $1076\text{psia}[7,419\text{kPa(a)}]$ 下的进一步冷却的料流 31b 膨胀到汽提段 113d 的操作压力(大约 $618\text{psia}[4,264\text{kPa(a)}]$),在将其提供给汽提段 113d 的上部区域中的传质装置上方的工艺设备 113 之前使料流 31c 冷却到 $-35^{\circ}\text{F}[-37^{\circ}\text{C}]$ 。

[0034] 工艺设备 113 内部的汽提段 113d 包括由以下组成的传质装置: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。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 31c 的液体部分与从精馏段 113c 中向下降的液体混合,合并的液体继续向下至汽提段 113d 的上部区域中的传质装置中。从汽提段 113d 的下部区域中的传热及传质装置中上升的汽提蒸气上升通过汽提段 113d 的上部区域中的传质装置,以部分地汽提甲烷和轻组分的合并液体,剩余的汽提蒸气离开传质装置并与膨胀料流 31c 的蒸气部分合并,以形成蒸馏蒸气流,所述蒸馏蒸气流继续向上至精馏段 113c。离开汽提段 113d 的上部区域中的传质装置中的部分汽提的蒸馏液继续向下至汽提段 113d 的下部区域中的传热及传质装置中,以继续从所述液体中汽提甲烷和轻组分。所得到的液体产品(料流 37)离开汽提段 113d 的下部区域,并以 $45^{\circ}\text{F}[7^{\circ}\text{C}]$ 离开工艺设备 113(基于将底部产品中的甲烷浓度降至 0.50 摩尔%)。

[0035] 塔底部产品料流 37 主要是液态二氧化碳。一小部分(料流 38)进入工艺设备 113 内部的制冷低温冷却段 113a 中的热交换装置。该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 与来自工艺

设备 113 内部的精馏段 113c 的残余气流之间的热交换,所述残余气流已经在进料冷却段 113b 中的热交换装置中被加热,使得料流 38 被低温冷却,同时进一步加热残余气流。将所得到的 $0^{\circ}\text{F}[-18^{\circ}\text{C}]$ 的低温冷却的液体(料流 38a)通过膨胀阀 20 膨胀到较低的压力且部分气化,从而在其进入工艺设备 113 内部的精馏段 113c 中的传热及传质装置之前使料流 38b 进一步冷却到 $-64^{\circ}\text{F}[-54^{\circ}\text{C}]$ 。该传热及传质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。配置传热及传质装置以提供向上流过一个所述传热及传质装置通道从汽提段 113d 中上升的蒸馏蒸气流与向下流动的膨胀料流 38b 之间的热交换,使得蒸馏蒸气被冷却,同时加热膨胀的料流。当蒸馏蒸气流冷却时,其一部分被冷凝并向下降,同时剩余的蒸馏蒸气继续向上流过传热及传质装置。所述传热及传质装置提供冷凝液与蒸馏蒸气之间的持续接触,使得其也起到提供蒸气相与液相之间的传质的作用,从而提供蒸馏蒸气的精馏。从传热及传质装置的底部中收集冷凝液,与膨胀料流 31c 的液体部分合并,并如先前所述导至汽提段 113d 的上部区域中的传质装置。料流 38b 中的残余液体在传热及传质装置中起到制冷剂的作用,用以提供蒸馏蒸蒸气的冷却和精馏,所得到的大部分气化的二氧化碳作为料流 38c 以 $-48^{\circ}\text{F}[-44^{\circ}\text{C}]$ 离开精馏段 113c 中的传热及传质装置。

[0036] 来自工艺设备 113 内部的精馏段 113c 中的传热及传质装置的冷的二氧化碳(料流 38c)在工艺设备 113 内部的进料冷却段 113b 中的热交换装置中通过如先前所述与进料气体进行热交换而被加热到 $-10^{\circ}\text{F}[-23^{\circ}\text{C}]$ 。然后,通过压缩机 21、23、25 和 27 分四个阶段压缩 76psia[527kPa(a)] 下的热的二氧化碳蒸气(料流 38d),在每个压缩阶段之后通过排放冷却器 22、24、26 和 28 冷却到 $120^{\circ}\text{F}[49^{\circ}\text{C}]$ 。通过泵 29 将塔底部产品料流 37 的剩余部分(料流 41)抽吸至高压,使得料流 41a 可与离开排放冷却器 28 的密相液体(料流 381)合并,从而形成高压二氧化碳流 42,然后所述高压二氧化碳流 42 在 $78^{\circ}\text{F}[26^{\circ}\text{C}]$ 和 2015psia[13,893kPa(a)] 下流至再注入程序。

[0037] 从精馏段 113c 中上升的蒸气是残余气体。所述残余气体在如先前所述对进料气体提供冷却时在进料冷却段 113b 中被加热。所述残余气流在如先前所述对料流 38 提供冷却时而在制冷低温冷却段 113a 中被进一步加热,于是残余气流 33 以 $20^{\circ}\text{F}[-7^{\circ}\text{C}]$ 离开工艺设备 113。然后残余气流通过压缩机 17 被再压缩且在排放冷却器 18 中冷却到 $120^{\circ}\text{F}[49^{\circ}\text{C}]$,然后其在 1215psia[8,377kPa(a)] 流至处理程序。

[0038] 下表中给出图 2 所示工艺的料流流速和能量消耗的汇总:

[0039] 图 II

[0040] (图 2)

[0041] 料流流量汇总 - 磅摩尔 / 小时 [千克摩尔 / 小时]

[0042]

料流	甲烷	乙烷	丙烷	丁烷+	二氧化碳	总计
31	14,993	176	61	70	32,714	48,306
37	144	109	55	70	28,580	28,959
38	24	19	9	12	4,887	4,951
41	120	90	46	58	23,693	24,008
33	14,849	67	6	0	4,134	19,347
42	144	109	55	70	28,580	28,959

回收率/移除率*

甲烷 99.03% (在残余气体中回收)

二氧化碳 87.36% (从残余气体中回收)

二氧化碳浓度*

残余气体 21.37%

二氧化碳产品 98.69%

功率

二氧化碳压缩 8,449 HP [13,890kW]

残余气体压缩 6,119 HP [10,060kW]

制冷剂压缩 11,498 HP [18,902kW]

二氧化碳抽吸 2,617 HP [4,302kW]

总计 28,683 HP [47,154kW]

[0043] * (基于未四舍五入的流速)

[0044] 表 I 和 II 的比较显示,与现有技术相比,本发明保持了基本上相同的甲烷回收率(99.03%对现有技术的99.04%)、二氧化碳移除率(87.36%对现有技术的87.37%)、残余气体中二氧化碳的浓度(21.37%对现有技术的21.37%)以及二氧化碳纯度(98.69%对现有技术的98.70%)。然而,表 I 和表 II 的进一步比较显示,实现工艺性能所使用的动力比现有技术减少。就总的动力消耗而言,本发明相比图 1 工艺的现有技术而言表现出 0.4% 的改进。

[0045] 由本发明提供的较现有技术的图 1 工艺的能量效率的改进主要是由于三个因素。首先,热交换装置在在工艺设备 113 内部的制冷低温冷却段 113a 和进料冷却段 113b 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。结果是,流至压缩机 17 的残余气体相比现有技术而言处于较高的压力下,从而减少了本发明将残余气体恢复到用于随后处理所需的压力时所要求的动力。

[0046] 第二,在汽提段 113d 的下部区域中使用传热及传质装置同时地加热离开汽提段 113d 的上部区域中的传质装置中的蒸馏液,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。

[0047] 第三,使用精馏段 113c 中的传热及传质装置同时地冷却从汽提段 113d 中上升的蒸馏蒸气流,同时从蒸馏蒸气流中冷凝二氧化碳和重烃组分提供相比在常规蒸馏塔中进行回流更有效的精馏。结果,与图 1 工艺的现有技术相比,在底部产品料流 37 中需要较少的液态二氧化碳来对工艺提供低水平制冷。这使得更多的二氧化碳能够被抽吸而非压缩,从而减少了将二氧化碳输送至再注入程序所需的动力(由于抽吸液体相比压缩气体的内在动力优势)。

[0048] 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 113 的紧凑布置用单一的设备产品(图 2 中的工艺设备 113)代替现有技术中的七个单独的设备产品(图 1 中的热交换器 10、11、14 和 16;分离器 15;泵 19;以及分馏塔 13)。这样减少了地块空间要求且取消了互连管道,并且避免了回流泵的动力消耗,与现有技术相比减少了处理厂利用本发明的投资成本和操作成本。第二,互连管道的取消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。由于二氧化碳也是温室气体,本发明显著降低了可能破坏环境的环境释放的可能性。

[0049] 其它实施方案

[0050] 如早前对图 2 所示的本发明实施方案的描述,进料流 31 随着其在汽提段 113d 的传热及传质装置中以及在进料冷却段 113b 的热交换装置中进行冷却而完全冷凝,然后所得到的液流 31b 通过膨胀阀 12 膨胀到工艺设备 118 内部的汽提段 113d 的操作压力。然而,本发明不限于此实施方案。根据进料气体中的重烃量和进料气体压力的情况,图 2 中通过膨胀阀 12 膨胀的冷却进料流 31b 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)。一些情况下可能倾向于将进料气体部分冷凝,从而将其分离成其相应的蒸气相和液相,然后分别使蒸气相和液相膨胀。此类实施方案在图 3 中示出,其中工艺设备 113 包括分离器段 113e,其用以将部分冷凝的进料气体(料流 31b)分离成蒸气流 43 和液流 44(分离器段 113e 具有内部头件或其它装置以将其与汽提段 113d 分开,使得工艺设备 113 内的两个段可以在不同的压力下操作)。蒸气流 43 进入做功膨胀机 50,在其中当蒸气等熵地膨胀到精馏段 113c 的操作压力时由这部分高压进料获得机械能,于是将膨胀料流 43a 提供至精馏段 113c 中的传热及传质装置下方的工艺设备 113。取得的功往往用于驱动离心压缩机(如装置 51),所述离心压缩机例如可用于再压缩残余气流(料流 33)。将液流 44 通过膨胀阀 12 膨胀到汽提段 113d 的操作压力,然后将膨胀料流 44a 提供至汽提段 113d 的上部区域中的传质装置上方的工艺设备 113。在一些情况下,可能有利的是在精馏段 113c 中低于膨胀料流 43a 进入精馏段 113c 的点处设置传质装置。

[0051] 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 31b,而不是包括工艺设备 113 中的分离器段 113e。如图 4 所示,可使用分离器 52 将冷却的进料流 31b 分离成蒸气流 43 和液流 44。

[0052] 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 50 或用替代的膨胀装置(如膨胀阀)进行替换在图 3 和 4 的实施方案中是可行的。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,条件可许可图 2 中冷却的进料流 31b 或图 3 和 4 中液流 44 的做功膨胀。

[0053] 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。在这种情况下,进料冷却段 113b 中的热交换装置可包括一个或多个用于制冷剂的通道,如图 2 至 4 中的虚线所示。或者,可使用常规的气体冷却器,在料流 31a 进入进料冷却段 113b 中的热交换装置之前用制冷剂冷却料流 31a 和 / 或在料流 31b 进入膨胀阀 12(图 2)、分离器段 113e(图 3)或分离器 52(图 4)之前用制冷剂冷却料流 31b。

[0054] 根据进料气体的温度和富度以及液体产品料流 37 中允许的甲烷的量,由进料流 31 可能得不到足够的加热以使离开汽提段 113d 的液体满足产品规范。在这种情况下,汽提段 113d 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 4 中的虚线所示。或者,汽提段 113d 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 31 提供给汽提段 113d 中的传热及传质装置之前用加热介质对其进行加热。

[0055] 根据选择用于制冷低温冷却热交换装置段 113a 和进料冷却段 113b 中的传热装置的类型情况,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 31a、料流 38、料流 38c 和料流 33 的适当装置。同样,选择用于精馏段 113c 中传热及传质装置的传热及传质装置的类型可允许使其与进料冷却段 113b 中的热交换装置(并也有可能与制冷低温冷却段 113a 中的热交换装置)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 / 或多操作传热及传质装置将包括用于分配、分离和收集料流 31a、料流 38、料流 38b、料流 38c 和料流 33 的适当装置。

[0056] 在一些情况下,图 2 至图 4 中,塔底部产品料流 37 中用于提供制冷的部分(料流 38)在其已经受热后(料流 38d)可能无需恢复到高压。在这种情况下,可能不需要所示压缩和冷却(压缩机 21、23、25 和 27;以及排放冷却器 22、24、26 和 28),并且仅料流 41a 流至料流 42。

[0057] 本发明使二氧化碳与烃气流的分离得以改进(根据工艺操作所需的动力消耗量指标)。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、抽吸的功率要求降低、外部制冷的功率要求降低、补充加热的能量要求降低、塔再沸的功率要求降低或它们的组合。

[0058] 虽然已经描述了据信为本发明优选的实施方案,但本领域的技术人员应意识到,在不偏离由各项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。

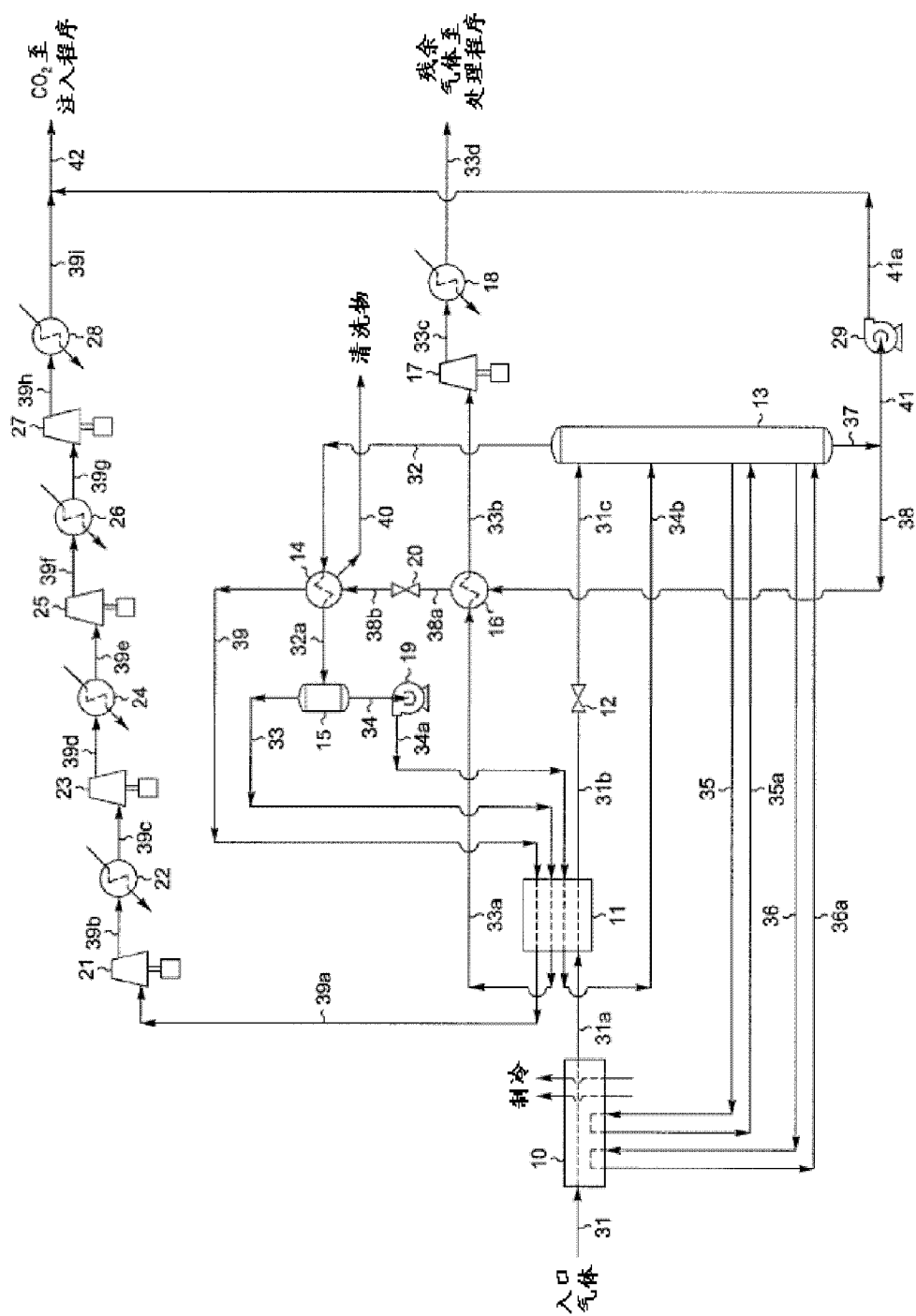


图 1(现有技术)

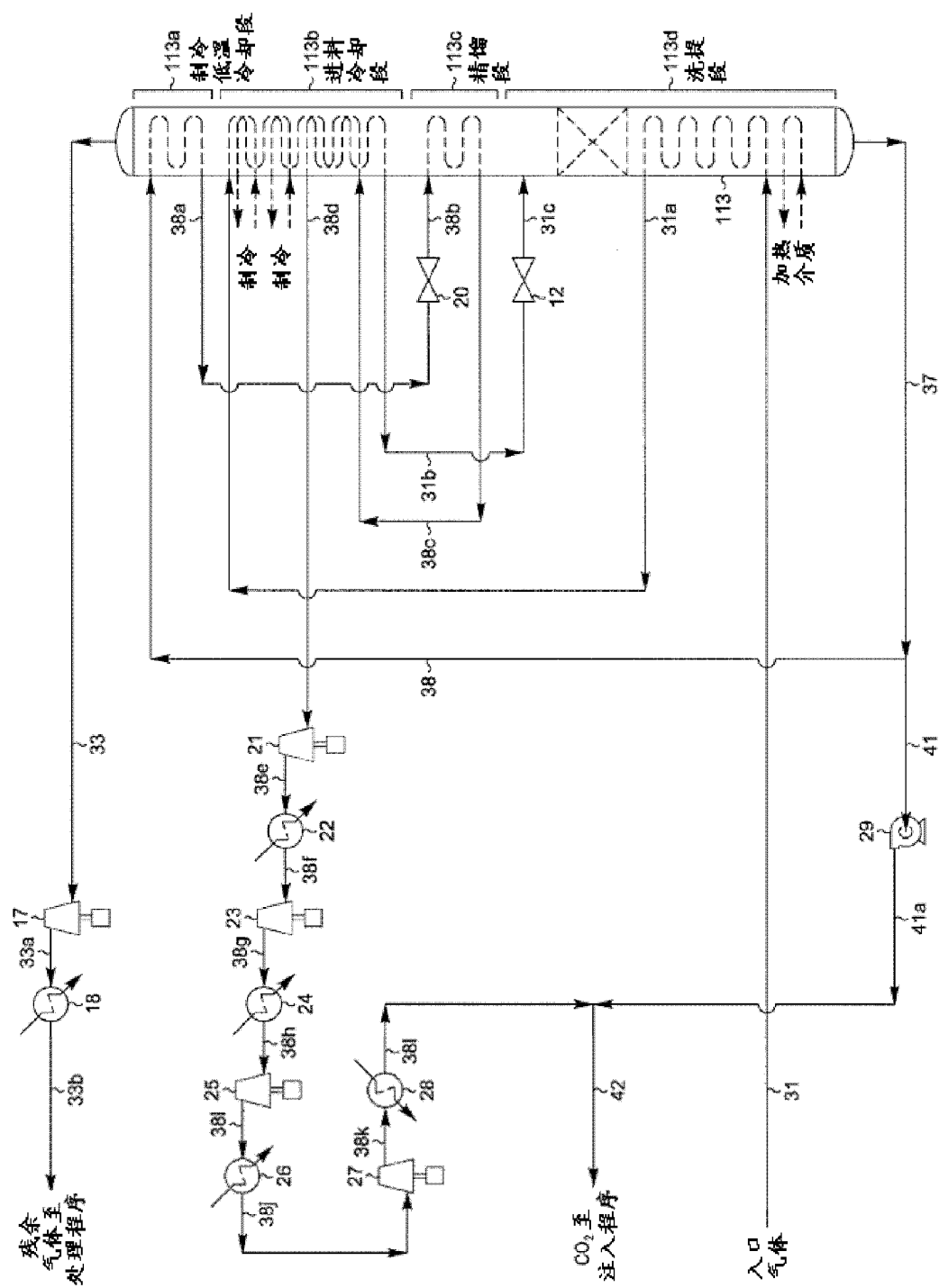


图 2

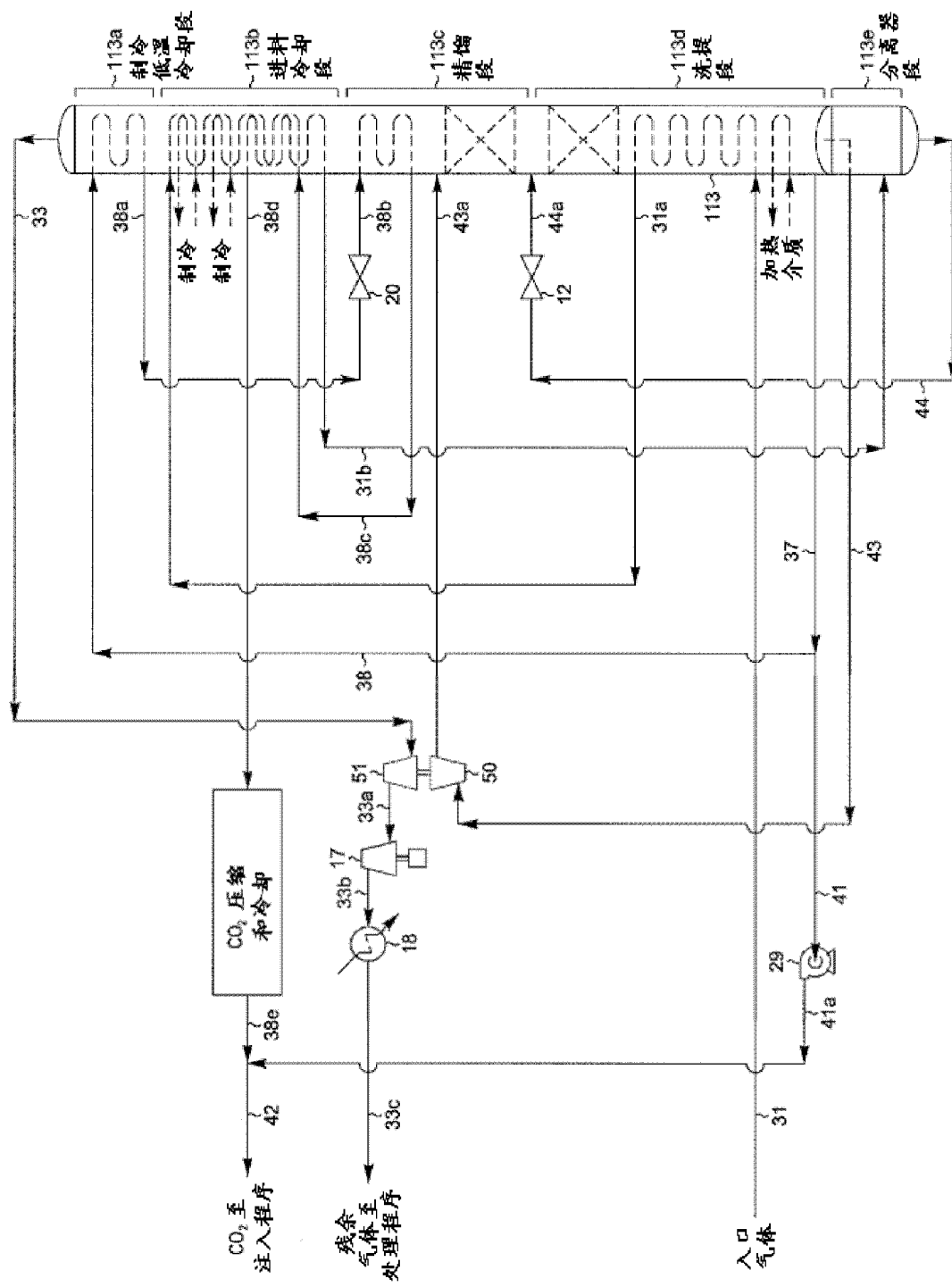


图 3

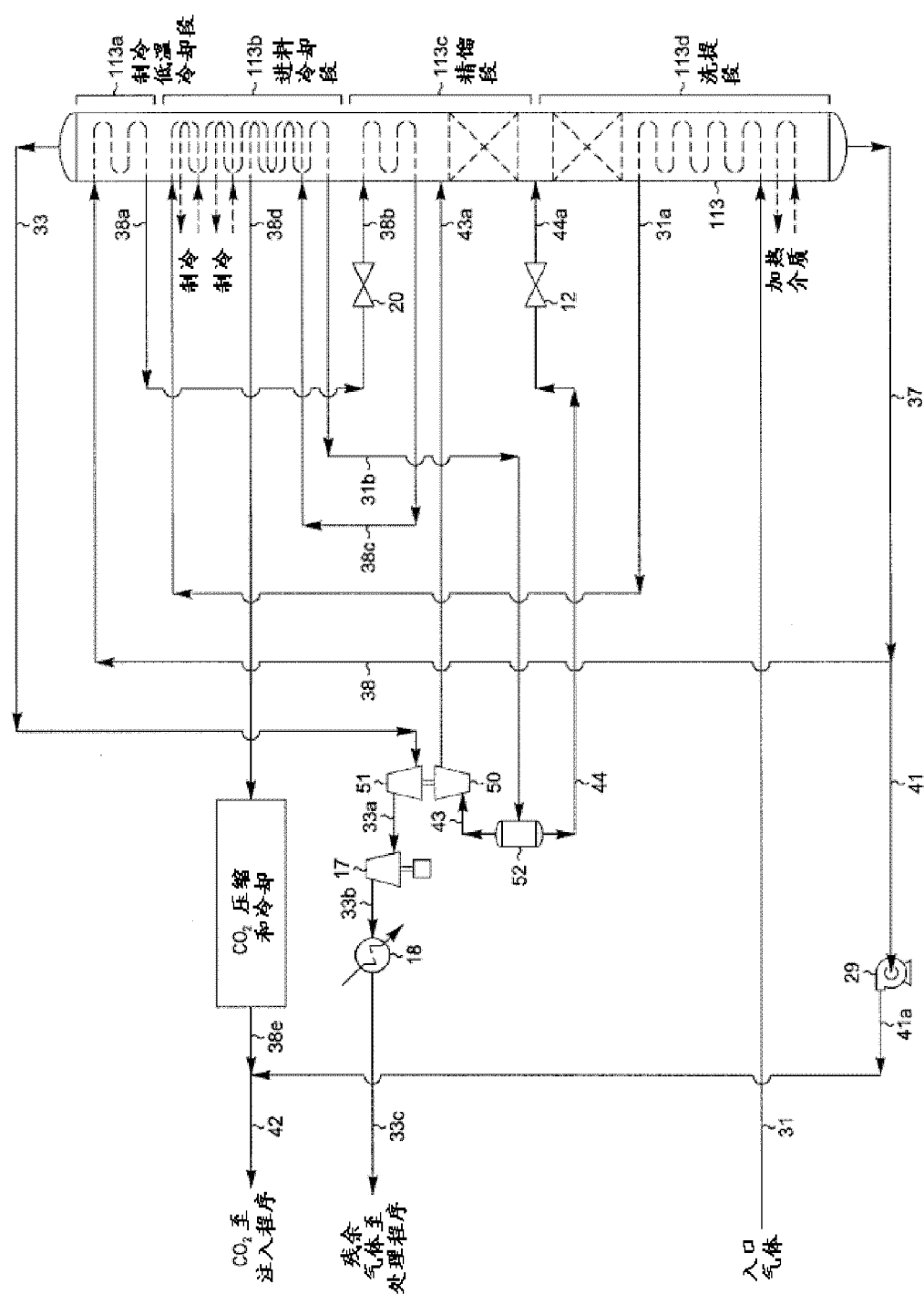


图 4