



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 101460801 B

(45) 授权公告日 2011. 10. 19

(21) 申请号 200780020666. 1

代理人 段晓玲 韦欣华

(22) 申请日 2007. 03. 28

(51) Int. Cl.

(30) 优先权数据

F25J 3/02 (2006. 01)

11/395, 143 2006. 04. 03 US

G01B 31/20 (2006. 01)

(85) PCT申请进入国家阶段日

审查员 张林颖

2008. 12. 03

(86) PCT申请的申请数据

PCT/US2007/007790 2007. 03. 28

(87) PCT申请的公布数据

W02007/126972 EN 2007. 11. 08

(73) 专利权人 普莱克斯技术有限公司

地址 美国康涅狄格州

(72) 发明人 M·M·沙 H·E·霍沃德

(74) 专利代理机构 中国专利代理(香港)有限公司 72001

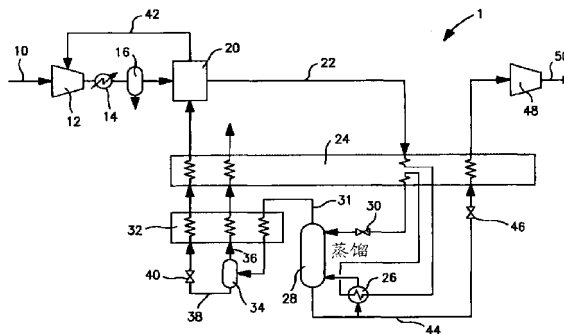
权利要求书 3 页 说明书 7 页 附图 3 页

(54) 发明名称

二氧化碳纯化方法

(57) 摘要

本发明提供了纯化含有二氧化碳的进料流 (10) 的方法, 其中将经过压缩和干燥后的进料流部分冷却, 并随后用于再沸气提塔 (28)。随后, 将进料流进一步冷却并膨胀至较低的气提塔操作温度。在一个或多个压力对由气提塔 (28) 的液体塔底料构成的二氧化碳产物物流 (38) 进行膨胀以产生致冷, 随后在主换热器 (24) 中完全汽化并通过压缩机 (48) 压缩, 以产生压缩的二氧化碳产物 (50)。在主换热器 (24) 中, 从主换热器 (24) 内的从气提塔 (28) 提取的塔顶馏出物物流 (31) 中回收致冷, 这种回收可以是直接的也可以是间接通过辅助处理, 其中对二氧化碳进行进一步分离并任选地循环回用于压缩进料流 (10) 的主压缩机 (12)。



1. 纯化含二氧化碳的进料流以得到二氧化碳产物的方法,所述方法包括:
 - 使用干燥器部分干燥压力高于常压的进料流;
 - 在主换热器中部分冷却干燥后的进料流;
 - 用部分冷却后的进料流对汽提塔进行再沸,以进一步冷却所述进料流并在汽提塔内引发上升的蒸汽相的形成;
 - 在主换热器中进一步冷却经过所述再沸之后的所述进料流以至少部分液化所述进料流;
 - 将至少部分液化后的所述进料流膨胀至所述汽提塔的操作压力,该压力低于进料流的压力,从而将汽提塔发生再沸的再沸温度降至低于部分冷却后的进料流温度的水平;
 - 将膨胀后的至少部分进料流引入汽提塔中,以引发下降的液相;
 - 在所述汽提塔中使所述下降的液相与所述上升的蒸汽相接触,以从所述下降的液相中汽提杂质,并从而产生二氧化碳贫瘠的塔顶馏出物和二氧化碳富集的液体塔底料;
 - 在所述主换热器中利用由所述二氧化碳贫瘠的塔顶馏出物构成的塔顶馏出物物流来回收致冷;
 - 在至少一个压力下使由所述二氧化碳富集的液体塔底料构成的二氧化碳产物物流进行膨胀,以产生所述致冷;
 - 在主换热器中对所述二氧化碳产物物流进行汽化;以及
 - 在压缩机中对所述二氧化碳产物物流进行压缩,以得到压缩的二氧化碳流作为所述二氧化碳产物的至少一部分。
2. 根据权利要求 1 所述的方法,其中:
 - 在辅助换热器中至少部分液化构成二氧化碳贫瘠的蒸汽物流的至少一部分的塔顶馏出物物流;
 - 将所述二氧化碳贫瘠的蒸汽物流引入相分离器中,以产生二氧化碳耗尽的蒸汽物流和二氧化碳富集的液流;
 - 膨胀所述二氧化碳富集的液流;以及
 - 将所述二氧化碳耗尽的蒸汽物流和膨胀后的二氧化碳富集的液流两者都接连地引入所述辅助换热器和所述主换热器,以使所述二氧化碳富集的液流汽化为二氧化碳蒸汽物流,从而在辅助换热器中至少部分液化所述二氧化碳贫瘠的蒸汽物流,并在主换热器中从所述二氧化碳耗尽的蒸气物流中回收所述致冷。
3. 根据权利要求 2 所述的方法,其中所述干燥器采用吸附剂以吸附进料流中的水分,且至少部分利用所述二氧化碳蒸汽物流来再生所述干燥器。
4. 根据权利要求 3 所述的方法,其中利用所述二氧化碳蒸汽物流来再生所述干燥器,并随后将其循环回到用于压缩所述进料流的进料压缩机。
5. 根据权利要求 2 所述的方法,其中:
 - 将在主换热器中的膨胀后的至少部分液化的进料流引入另一相分离器中,以产生蒸汽相物流和液相物流;
 - 将所述液相物流引入所述汽提塔中,以至少部分将在主换热器中至少部分液化的进料流引入所述汽提塔中;以及
 - 将所述蒸汽相物流与所述塔顶馏出物物流合并,以形成所述二氧化碳贫瘠的蒸汽物

流。

6. 根据权利要求 1 所述的方法, 其中:

将在主换热器中的膨胀后的至少部分液化的进料流引入相分离器中, 以产生蒸汽相物流和液相物流;

将所述液相物流引入所述汽提塔中, 以至少部分将在主换热器中至少部分液化的进料流引入所述汽提塔中;

将所述蒸汽相物流与所述塔顶馏出物物流合并, 以形成二氧化碳贫瘠的蒸汽物流; 以及

将所述二氧化碳贫瘠的蒸汽物流引入所述主换热器中以回收致冷。

7. 根据权利要求 1 所述的方法, 其中:

将所述二氧化碳产物物流分为第一和第二子二氧化碳产物物流;

将所述第一和第二子二氧化碳产物物流分别膨胀至较高和较低的压力;

将所述第一子二氧化碳产物物流引入用于形成压缩的二氧化碳产物的压缩机的高压段; 以及

将所述第二子二氧化碳产物物流引入所述用于形成压缩的二氧化碳产物的压缩机的入口。

8. 根据权利要求 2 所述的方法, 其中:

将所述二氧化碳产物物流分为第一和第二子二氧化碳产物物流;

将所述第一和第二子二氧化碳产物物流分别膨胀至较高和较低的压力;

将所述第一子二氧化碳产物物流引入用于形成压缩的二氧化碳产物的压缩机的高压段; 以及

将所述第二子二氧化碳产物物流引入所述用于形成压缩的二氧化碳产物的压缩机的入口。

9. 根据权利要求 5 所述的方法, 其中:

将所述二氧化碳产物物流分为第一和第二子二氧化碳产物物流;

将所述第一和第二子二氧化碳产物物流分别膨胀至较高和较低的压力;

将所述第一子二氧化碳产物物流引入用于形成压缩的二氧化碳产物的压缩机的高压段; 以及

将所述第二子二氧化碳产物物流引入所述用于形成压缩的二氧化碳产物的压缩机的入口。

10. 根据权利要求 1 所述的方法, 其中将所述塔顶馏出物物流引入所述主换热器中以回收致冷, 并随后用于再生所述干燥器。

11. 根据权利要求 10 所述的方法, 其中:

将所述二氧化碳产物物流分为第一和第二子二氧化碳产物物流;

将所述第一和第二子二氧化碳产物物流分别膨胀至较高和较低的压力;

将所述第一子二氧化碳产物物流引入用于形成压缩的二氧化碳产物的压缩机的高压段; 以及

将所述第二子二氧化碳产物物流引入所述用于形成压缩的二氧化碳产物的压缩机的入口。

12. 根据权利要求 1 所述的方法,其中所述二氧化碳富集的液体塔底料物流的一部分作为液体二氧化碳产物。

二氧化碳纯化方法

技术领域

[0001] 本发明涉及用于在汽提塔中对含二氧化碳的进料流进行纯化以产生二氧化碳产物的二氧化碳纯化方法。更具体地,本发明涉及一种纯化方法,其中进料流被压缩并引入压力低于该进料流的汽提塔中,以使足量的热从进料流传递到汽提塔的再沸器,以产生具有高纯度的二氧化碳,并用于在高于常压 (superatmospheric) 的压力下回收产物二氧化碳,以使压缩能量最小化。

背景技术

[0002] 二氧化碳是一种有价值的具有众多用途的工业产品,这些用途要求二氧化碳具有高纯度 (即超过 95 体积%的纯二氧化碳)。在某些情况下,需要从二氧化碳中去除不想要的杂质。而在某些情况下,希望不损失产物二氧化碳中的有用成分。二氧化碳的一种重要用途是在强化采油 (enhanced oil recovery) 领域中,其中二氧化碳注入油田的井下以将油驱赶到生产井。通常,在强化采油操作中,新鲜的二氧化碳流与产油时产生的循环二氧化碳流混合。该循环的二氧化碳流含有约 80-95 体积%的二氧化碳,而剩余的杂质主要由 C1-C7 烷烃的碳氢化合物构成。在这方面,公知杂质的甲烷成分会影响强化采油的表现,因而对于这类操作优选去除甲烷。

[0003] 如上所述,除强化采油外二氧化碳还有许多应用,并且可引入管线中或在距离生产二氧化碳的生产点有一定距离的地点使用。在这类应用中,二氧化碳流中的水分对于管线可引起腐蚀问题。因此,去除水分也是很重要的。此外,还优选从待注入管线的二氧化碳流中去除其他杂质,因为许多二氧化碳应用需要接近纯净的二氧化碳。此外,将物流压缩入含有杂质 (通常需要除去) 的管线中时,由于加入的杂质体积提高了与压缩物流相关的电力成本。

[0004] 通过例如燃煤发电厂中的氧-燃料燃烧可生产二氧化碳。通常,根据供应的氧气纯度和任何泄漏进锅炉的空气,燃烧产生的烟气的二氧化碳纯度为约 70% 到约 90%。因而,这类过程产生的二氧化碳流内的杂质可能包括氧气、氮气、氩气、Sox 和 NOx。在这类工艺物流中,硫氧化物和氮氧化物是特别有害的杂质。在强化采油过程中,氧含量必须低于 100ppm,且优选低于 10ppm,且所需二氧化碳纯度必须至少约 95% 纯度。因此,对于强化采油操作去除氧气杂质是特别重要的。

[0005] 也可由氢气设备产生二氧化碳,在氢气设备中含碳氢化合物的物流经过蒸汽甲烷重整,或者替代地经过部分氧化以产生含氢气、一氧化碳、二氧化碳和水的称为合成气的物流。在任何这类设备中,随后合成气可进行水煤气变换反应以使蒸汽与一氧化碳反应,从而提高该物流中所含的氢气和二氧化碳。在设计用于生产的设备中,通常通过变压吸附从合成气中分离氢气。变压吸附产生的废物流含有一氧化碳和甲烷杂质。通常回收这些成分,并用其满足所述设备的部分燃料需求。可在水煤气变换反应器之前或之后从合成气中回收二氧化碳。

[0006] 在 U. S. 6, 301, 927 中,提供了用于分离二氧化碳的自冷冻方法,其中对含二氧化

碳的进料流进行压缩、冷却、并在涡轮膨胀机中膨胀,从而其部分液化并随后引入相分离器中。随后将液体组分引入汽提塔中,以产生液态二氧化碳产物。通过压缩的部分进料流对汽提塔进行再沸,该部分的温度大大高于塔操作温度。这种操作导致低热效率,这代表了不可避免的损失,这必须通过加强致冷来补偿,并最终导致提高的压缩和动力需求。

[0007] 在 U. S. 4, 441, 900 中,公开了用于从天然气中去除二氧化碳的方法,其中通过冷却对进料物流进行部分冷凝,随后在相分离器中分离。使相分离得到的液体物流过冷(subcool),并随后进料入汽提蒸馏塔以回收二氧化碳富集的液体和第一甲烷富集蒸汽。将甲烷富集的第一蒸汽与由相分离得到的蒸汽合并,进一步冷却合成蒸汽并随后在精馏塔中精馏,以产生第二二氧化碳液体和第二甲烷富集蒸汽。通过膨胀所述第二甲烷富集蒸汽和二氧化碳富集的液体流来提供致冷。该专利中描述的所有塔均在进料流压力下操作,因而塔内的再沸在相对高的温度下进行。因此,进料流仅能给精馏塔的再沸器提供有限量的热能,且二氧化碳产物物流总是含有显著量的甲烷。

[0008] U. S. 3, 130, 026 公开了从天然气分离二氧化碳的另一方法,其中进料被冷却和部分液化,随后进料入相分离器。在汽提塔中对来自相分离器的液体流进行汽提。对来自汽提塔的二氧化碳液体流进行蒸发,随后膨胀做工以回收功率并产生致冷,而该致冷用于进料流的部分液化。由于在分离过程中二氧化碳膨胀,分离过程得到的二氧化碳接近常压。二氧化碳在低于室温的条件下膨胀产生的功率远低于将二氧化碳压缩到高于常压所需的功率。因此,当所需的产物是压缩二氧化碳时,该方法需要大量能量用于压缩。此外,使用多个涡轮膨胀机也会增加分离系统的投资成本。

[0009] U. S. 4, 762, 543 公开了二氧化碳分离方法,其中在氨分离器中对压缩气体进行冷冻,从而其部分冷凝。将部分冷凝的物流送入分离器。在分离器中分离的物流的蒸汽组分引入采用回流冷凝器的精馏塔中,而该冷凝器同样采用外部氨致冷。U. S. 4, 595, 404 是另一外部致冷方法,其中通过使用精馏塔随后使用汽提塔来从二氧化碳中分离甲烷。采用外部致冷的缺点是通过这种致冷消耗了额外的能量,且用于致冷系统的额外固定投资代表了不能接受的经济损失。

[0010] 如将要论述的,本发明提供了从二氧化碳进料流中分离二氧化碳的方法,该方法相比现有技术固有地具有更高的热效率,因而消耗更少的压缩能,得到高的二氧化碳回收率,并进而使得能以高纯度回收二氧化碳。通过以下说明,本发明的其他优点是显而易见的。

发明内容

[0011] 本发明提供了纯化含二氧化碳的进料流以得到二氧化碳产物的方法。本发明可用于纯化二氧化碳含量介于约 30% 到约 95% 的进料流。

[0012] 根据所述方法,在干燥器中对压力高于常压的进料流进行干燥。干燥后,随后在主换热器中对进料流进行部分冷却,并用于对汽提塔进行再沸,从而进一步冷却所述进料流并在汽提塔中引发形成上升的蒸汽相。

[0013] 随后在主换热器中进一步冷却进料流,以至少部分液化所述进料流。随后将至少部分液化后的进料流膨胀至汽提塔的操作压力,该压力低于压缩后的进料流的压力,从而将汽提塔发生再沸的再沸温度降低至低于部分冷却后的进料流温度的水平。随后,将

所述进料流的至少一部分引入汽提塔中,以引发下降的液相。下降的液相与上升的蒸汽相在汽提塔中接触,以从下降的液相中汽提杂质,从而产生二氧化碳贫瘠的塔顶馏出物(overhead)和二氧化碳富集的液体塔底料(column bottom)。

[0014] 在主换热器中使用由所述二氧化碳贫瘠的塔顶馏出物构成的塔顶馏出物物流来回收致冷(refrigeration)。在至少一个压力对由所述二氧化碳富集的液体塔底料构成的二氧化碳产物物流进行膨胀,以产生所述致冷。随后,在主换热器中对所述二氧化碳产物物流进行蒸发,并在压缩机中压缩以得到压缩的二氧化碳物流,作为希望从该方法中获得的二氧化碳产物的至少一部分。

[0015] 由于所述汽提塔在低压下操作,所述二氧化碳富集的底料会在较低温度下沸腾,该沸腾温度低于所述塔在输入的进料流压力下的操作温度。此外,由于所述汽提塔的温度较低,从而实现(effectuate)沸腾的部分冷却的进料流的温度与沸腾液体的温度之间非常匹配。结果,由于这使得能在可能的最高压力下回收二氧化碳,并降低进一步压缩二氧化碳产物的能量需求,因而整个过程更加高效。进而,这会产生如下优点:需要通过膨胀提供的致冷更少,这也会降低输入进料流的压缩需求。降低再沸器温度也使得充分的热量从进料流传递到汽提塔的再沸器,从而得到高纯度的二氧化碳。在进料流给再沸器提供热量后,在主换热器中对进料流进行进一步过冷同样是有利地,因为其降低了汽提塔的塔顶馏出物蒸汽的二氧化碳含量,从而降低循环物流的体积,并因此降低再压缩该物流所需的动力。由于所述汽提塔在较低温度下操作,更多的二氧化碳会被液化,导致更高的二氧化碳产物回收率。此外,没有使用外部致冷,该过程通过对所述液体进行膨胀完全实现了自致冷。

[0016] 至少部分由塔顶馏出物物流构成的二氧化碳贫瘠的物流可在辅助换热器中液化。随后,可将二氧化碳贫瘠的蒸汽物流引入相分离器中,以产生二氧化碳耗尽的蒸汽物流和二氧化碳富集的液流。将该二氧化碳富集的液流膨胀,并与所述二氧化碳耗尽的物流一起接连引入辅助换热器和主换热器中,使二氧化碳富集的液流蒸发进入二氧化碳蒸汽物流中,从而在辅助换热器中使二氧化碳贫瘠的蒸汽物流液化,并在主换热器中从所述塔顶馏出物物流中回收致冷。所述干燥器可采用吸附剂来吸附进料流中的水分,且所述二氧化碳蒸汽物流或所述二氧化碳耗尽的物流可用于至少部分再生所述干燥器。优选地,利用蒸发后的二氧化碳富集的液流来再生所述干燥器,并循环回用于压缩所述进料流的进料压缩机。这是特别优选的,因为这类物流中所含的二氧化碳经再循环用于最终回收。此外,从氢气设备提取的可能含有氢气、一氧化碳和甲烷的二氧化碳耗尽的物流可返回氢气设备,用于进一步的产物回收或用作燃料。

[0017] 在主换热器中至少部分液化后,可将进料流引入另一相分离器中,以产生蒸汽相物流和液相物流。所述液相物流可引入汽提塔中,以向所述汽提塔中至少部分引入所述已经在主换热器中至少部分液化的进料流。所述蒸汽相物流可与塔顶馏出物物流合并,以形成二氧化碳贫瘠的蒸汽物流,可回收其内容物,特别是在其含有氢气、一氧化碳和甲烷的情况下。当所述二氧化碳贫瘠的物流未引入相分离器中时,所述蒸汽相物流可与塔顶馏出物物流合并,以形成二氧化碳贫瘠的蒸汽物流,其可引入主换热器中以回收致冷。

[0018] 有利地,可将所述二氧化碳产物物流分为第一和第二子二氧化碳产物物流。对上述子物流中至少一个进行膨胀。任选地,可将所述第一和第二子二氧化碳物流分别膨胀至较高和较低的压力。然后,可将所述第一子二氧化碳产物物流引入用于形成压缩二氧化碳

产物的压缩机的高压段,而所述第二子二氧化碳产物物流可引入所述压缩机的入口。从而,并非所有经汽化的产物都必须在单一压力下压缩,相反一股物流在较低压力压缩而另一物流在较高压力压缩,以得到能量有效的压缩。最后,由液体塔底料构成的二氧化碳物流部分可完全且本身作为产物。

[0019] 附图说明

[0020] 虽然,申请文件通过权利要求书明确指出了申请人视为其发明的主题,申请人相信当结合附图时可以更好地理解所述发明,其中:

[0021] 图 1 是用于实施本发明方法的设备的示意图;

[0022] 图 2 是图 1 的替代实施方案;

[0023] 图 3 是图 2 的替代实施方案;

[0024] 图 4 是图 2 的替代实施方案;以及

[0025] 图 5 是可与图 1、2、3 和 4 所示的实施方案结合使用的干燥器的示意图。

[0026] 为了避免对附图的重复说明,在各附图中,相同的附图标记用于在图中具有共同描述的部件。

具体实施方式

[0027] 参见图 1,显示了设计用来纯化含二氧化碳的进料流 10 的设备 1。

[0028] 在压缩机 12 中将二氧化碳进料流 10 压缩至介于约 150psia 到约 1000psia 的压力。可回收的二氧化碳的量是供应给低温室 (cold box) 的进料压力的函数。如本领域技术人员可以理解的,通过提高该压力可提高二氧化碳的回收率。然而,这种压力提高会导致更高的生产成本。因此,最优的压力将随着本发明的具体应用而变化。在水冷式冷却器 14 中冷却后,将含二氧化碳的进料流 10 随后引入相分离器 16 中,由于其已经在水冷式冷却器 14 中冷却,从而可分离出含二氧化碳进料流 10 中已冷凝的水分。

[0029] 应当指出,可用的适用于本发明的某些含二氧化碳进料流处于高压,例如经过变换反应后的来自气化过程的合成气流。当然,当可用的进料流处于高压时,根据其来源可能不必压缩且可能不必冷却。

[0030] 随后将含二氧化碳的进料流 10 引入干燥器 20 中。干燥器 20 优选为吸附系统,该系统可含有异相操作的分子筛吸附剂的床以吸附水分和其他杂质,如相比压缩的含二氧化碳物流 10 在更高温度沸腾的重碳氢化合物。所述分子筛吸附剂床异相操作,从而当一个床吸附这种更高沸点的杂质时,另一床在进行再生。通过降低床压力和 / 或通过提高其温度来解吸所吸附的组分,随后用含所吸附组分贫瘠的物流对所述床进行吹扫,来再生所述床。在采用变温的系统中,通过加热含所吸附组分贫瘠的物流,随后将其引入待再生床以引起解吸并带走解吸的组分来对所述床进行再生。这些系统会有不同,但是本领域中有众多公知的相同的例子。下文将论述具体的例子。在这方面,也可以是非吸附剂基的系统,例如通过使用蒸馏领域公知的逆向换热器。

[0031] 随后将所得的干燥进料流 22 (其由通过压缩机 12 压缩并干燥后的进料流 10 构成) 引入主换热器 24,在其中其部分冷却,随后引入再沸器 26 中,该再沸器用以在汽提塔 28 内产生煮沸 (boil up) 或引发上升的蒸汽相。随后,再次将干燥的进料流 22 引入主换热器 24 内,在其中进料流完全冷却以至少部分液化干燥进料流 22。随后,将干燥的进料流

22 引入膨胀阀 30 进入汽提塔 28, 以在该塔内引发下降的液相。

[0032] 如本领域公知地, 汽提塔优选具有规整填料以使朝上流过填料的上升蒸汽相与液相的降液膜接触。也可使用本领域公知的其他汽液接触元件, 如筛板。作为接触的结果, 下降的液相变为越来越富集二氧化碳 (挥发性较弱的组分), 而上升的蒸汽相变为越来越富集杂质, 该杂质相比二氧化碳具有更高的挥发性。假如进料流 10 由合成气构成, 那么相比二氧化碳挥发性更高的诸如氢气、一氧化碳和甲烷的杂质将从降液中汽提出来, 以产生二氧化碳贫瘠的塔顶馏出物, 和二氧化碳富集的液体塔底料。

[0033] 可从汽提塔 28 提取塔顶馏出物物流 31, 其由二氧化碳贫瘠的塔顶馏出物构成, 并随后引入辅助换热器 32 中, 从而使二氧化碳塔顶馏出物物流 31 至少部分液化。随后, 将二氧化碳塔顶馏出物物流 31 引入相分离器 34 中, 以产生二氧化碳耗尽的蒸汽物流 36 和二氧化碳富集的液流 38。二氧化碳富集的液流在膨胀阀 40 中膨胀, 并随后与二氧化碳耗尽的蒸汽物流 36 一起流入辅助换热器 32 中。膨胀阀 40 提供了用于二氧化碳塔顶馏出物物流 31 的部分液化的致冷。

[0034] 可将二氧化碳耗尽的蒸汽物流 36 送入主换热器 24, 并且根据其所含成分的价值排放到大气中或者送至回收。例如, 当进料流 10 为合成气流时, 二氧化碳贫瘠的蒸汽物流 36 可富含氢气、一氧化碳和甲烷。优选地, 将该物流返回产生所述合成气流的氢气设备, 用于进一步回收或用作燃料。如果进料流 10 得自强化采油中所用的循环气体, 那么二氧化碳耗尽的蒸汽物流 36 将主要含有甲烷和少量的较重碳氢化合物。优选将该物流送至进一步处理, 以回收甲烷和较重碳氢化合物。如果进料流 10 得自氧-燃料燃烧的烟气, 那么二氧化碳耗尽的物流 36 将主要含有氧气、氮气和氩气, 并且这样的话可以简单地排放到大气。

[0035] 输送通过主换热器 24 后, 对二氧化碳富集的液流 38 进行汽化, 并且这样的话可用于再生干燥器 20, 例如可加热该物流并随后引入吸附剂床用于再生目的, 并随后作为循环物流 42 再次引入压缩机 12 的适当阶段, 以提高二氧化碳的回收。

[0036] 可从汽提塔 28 提取液态的二氧化碳产物物流 44, 其由二氧化碳富集的液体塔底料构成。随后可在膨胀阀 46 中对二氧化碳产物物流进行膨胀, 以产生用于所述过程的致冷, 随后在主换热器 24 中汽化并在产物压缩机 48 中压缩, 以产生压缩的二氧化碳物流 50 作为所述二氧化碳产物。产物压缩机 48 可以是具有段间冷却的多段压缩机。应当指出, 尽管没有描述, 但部分所述二氧化碳产物可以液体形式从二氧化碳产物物流 44 中得到。

[0037] 参见图 2, 显示了设备 1A。在本发明的这个具体实施方案中, 二氧化碳产物物流 44 不在同一压力下膨胀, 并且有利地划分为子物流 52 和 54, 且至少通过使用膨胀阀 56 将子物流 52 膨胀至较低的压力, 任选地通过使用分别具有用于这类目的的不同孔口的膨胀阀 56 和 58 同时将物流 52 和 54 膨胀至较低和较高的压力。随后, 在主换热器 24 中对子物流 52 和 54 进行汽化。将所得低压子物流 52 引入产物压缩机 48 的入口。将高压子物流 54 引入产物压缩机 48 的中间段。

[0038] 参见图 3, 显示了设备 1B。在本发明的这个实施方案中, 塔顶馏出物物流 31 可简单地通入主换热器 24 中。如在不同的实施方案中, 这从塔顶馏出物物流 30 回收致冷。随后可使水贫瘠的塔顶馏出物物流 31 通过干燥器 20, 并且排空或者可能地如前述实施方案中回收。

[0039] 参见图 4, 显示了本发明的设备 1C。在该设备中, 将完全冷却并通过膨胀阀 30 膨

胀后的干燥进料流 22 引入相分离器 60 中,以产生蒸汽相物流 62 和液相物流 64。将液相物流 64 引入汽提塔 28 中以产生含二氧化碳的塔底料,并且可将蒸汽相物流 62 与塔顶馏出物流 31 合并,并如以上结合图 1 描述的本发明的实施方案所述在辅助换热器 32 中进行处理。在本发明任一实施方案中均可使用相分离器 60。

[0040] 其他变体也是可能的。例如,设备 1、1A 和 1C4 中的物流 36 或设备 1B 中的物流 31 可在主换热器中受热后或者在进一步加热后膨胀,用于回收压力能作为电能。

[0041] 为了使通过干燥器 20 去除的水分量最小,压缩的进料流可首先在主换热器 24 中冷却至约 50 °F 以冷凝出更多的水,并在相分离器中分离水分,并随后将其进料至干燥器 20。将干燥的进料进料至主换热器的适当位置,并如前所述进行处理。

[0042] 参见图 5,显示了干燥器 20 的实施方案,其可与所有上述实施方案结合使用。干燥器 20 具有两个含有氧化铝吸附剂的床 100 和 104。当床 100 在线从进料流 10 中吸附水分时,阀 106 和 108 为开启的。阀 110 和 112 是关闭的。在此时,床 104 处于再生,为了这一目的对床 104 进行减压,加热以解吸之前吸附的水分,冷却并随后再加压以将床 104 返回线上和吸附。

[0043] 在减压过程中,将干燥器旁通阀 114 设为开启位置,用于再生的汽化的二氧化碳富集液流 38 旁路经过床 104,并在冷却器 119 中冷却后流至压缩机 12。阀 116 设为开启位置使得床 104 可减压。在床 104 减压后,阀 114 关闭而阀 116、117 和 118 开启,使得汽化的二氧化碳富集液流 38 能通过加热器 120,以将汽化的二氧化碳富集液流 38 加热至介于约 300 °F 到 600 °F 的温度,通过床 102、并通过冷却器 119 后释放到压缩机 12。这使得水分从床 102 内的吸附剂解吸。随后,通过开启加热器旁通阀 126 并关闭再生阀 118 对床 104 进行冷却。冷却后,加热器旁通阀 126 和阀 116 及 117 关闭,而干燥器旁通阀 114 开启。此时,打开阀 128,使部分进料流 10 进入床 104 用于再加压目的。一旦再加压,将阀 106 和 108 设定在关闭位置,而阀 128 和 130 设定在开放位置,使得床 102 回到线上,而床 102 以与床 104 相同的方式并使用阀 110 和 112 进行再生。该过程为连续的,从而允许连续流动。

[0044] 以下是本发明应用于处理各种物流的计算实施例。

[0045] 实施例 1

[0046] 在以下实施例中,进料流 10 是来自强化采油设备的循环气体,目的是在再次将其注入油田之前从该循环物流中去除甲烷和氮气。将图 1 所示的实施方案用于本实施例的这个目的。该实施例中,回收的二氧化碳中的目标甲烷水平是 100pm,而回收率为约 93.5 体积%。纯化的结果是,对于强化采油不合意的组分如甲烷和氮气被去除,而 C(2)+ 碳氢化合物大部分保留在循环的二氧化碳物流中。可根据再次注入二氧化碳的油层压力需求,来设定压缩二氧化碳物流 50 的压力。二氧化碳耗尽的物流 36 含有甲烷和其他碳氢化合物,其可送至进一步处理以回收天然气用于销售。表 2 显示了该实施例的结果列表。

[0047] 表 1

[0048]

物流	10	22	44	38	36
流率, lbmol/h	2000	2000	1726	275	605
温度, °F	95	95	83	83	83
压力, psia	20	300	208	237	148
组成 (mol%干基)					

CO ₂	88	88	95.28	42.2	90.0
CH ₄	5	5	0.01	36.4	3.7
C ₂ H ₆	3	3	2.44	6.5	4.7
C ₃ H ₈	1	1	1.11	2.8	0.8
n-C ₄ H ₁₀	1	1	1.16	0.3	0.2
N ₂	2	2	0	14.6	0.6

[0049] 在表 1 中,给出的干燥进料流 22 的物理性质是在该物流进入主换热器 24 之前。在这方面,在主换热器 24 中部分冷却后,干燥进料流 22 的温度为约 -8 °F ;通过再沸器 26 后,干燥进料流 22 的温度为约 -9 °F ;在主换热器 24 中完全冷却后,干燥进料流 22 的温度为约 -20 °F ;以及通过膨胀阀 30 后,二氧化碳耗尽的蒸汽物流 30 和干燥进料流 22 的温度为约 -28 °F ,且干燥进料流 22 的压力为约 250psia。此外,所给物流 44 的物流状态是在其从主换热器 24 释放后及压缩前。类似地,所给二氧化碳耗尽的物流 36 和二氧化碳富集的液流 38 的物理状态是在其从主换热器 24 的热端释放后,且在这种情况下二氧化碳富集的液流已经汽化。

[0050] 实施例 2

[0051] 在该实施例中,目的是从进料流 10 中去除氧气、氮气和氩气,以产生用于 EOR 或封存的纯二氧化碳物流,其中在该实施例中进料流由氧-燃料燃烧的烟气形成。优选将氧气浓度降至 10ppm 或更低,且将其用作纯化的具体要求。使用图 2 所示的实施方案,得到了约 86.5% (以体积为基准) 的二氧化碳回收率。可加热二氧化碳耗尽的物流 36,并随后膨胀以在排放到大气之前回收动力。下表 2 显示了结果列表。

[0052] 表 2

[0053]

物流	10	22	52	54	36	38
流率, lbmol/h	10000	10000	4049	2699	3252	720
温度, °F	95	95	55	55	55	55
压力, psia	14.7	700	180	340	445	135
组成 (mol%, 干基)						
CO ₂	78	78	99.9873	99.9873	32.4	95.2
O ₂	5	5	0.0010	0.0010	15.3	1.2
氩气	4	4	0.0115	0.0115	12.3	1.4
N ₂	13	13	0.0002	0.0002	40.0	2.2
物流	10	22	52	54	36	38
流率, lbmol/h	10000	10000	4049	2699	3252	720

[0054] 在表 2 中,给出的干燥进料流 22 的物理性质是在该物流进入主换热器 24 之前。在这方面,在主换热器 24 中部分冷却后,干燥进料流 22 的温度为约 35 °F ;通过再沸器 26 后,干燥进料流 22 的温度为约 24 °F ;在主换热器 24 中完全冷却后,干燥进料流 22 的温度为约 -25 °F ;以及通过膨胀阀 30 后,二氧化碳耗尽的蒸汽物流 30 和干燥进料流 22 的温度为约 -38 °F ,且干燥进料流 22 的压力为约 430psia。此外,所给出物流 52 和 54 的物理状态是在其从主换热器 24 释放后及压缩前。类似地,所给二氧化碳耗尽的物流 36 和二氧化碳富集的液流 38 的物理状态是在其从主换热器 24 的热端释放后,且在这种情况下二氧化碳富集的液流已经汽化。

[0055] 虽然,本发明是参照优选实施方案进行描述的,在不脱离本发明精神和范围的前提下,本领域技术人员可作出各种改变、增加和省略。

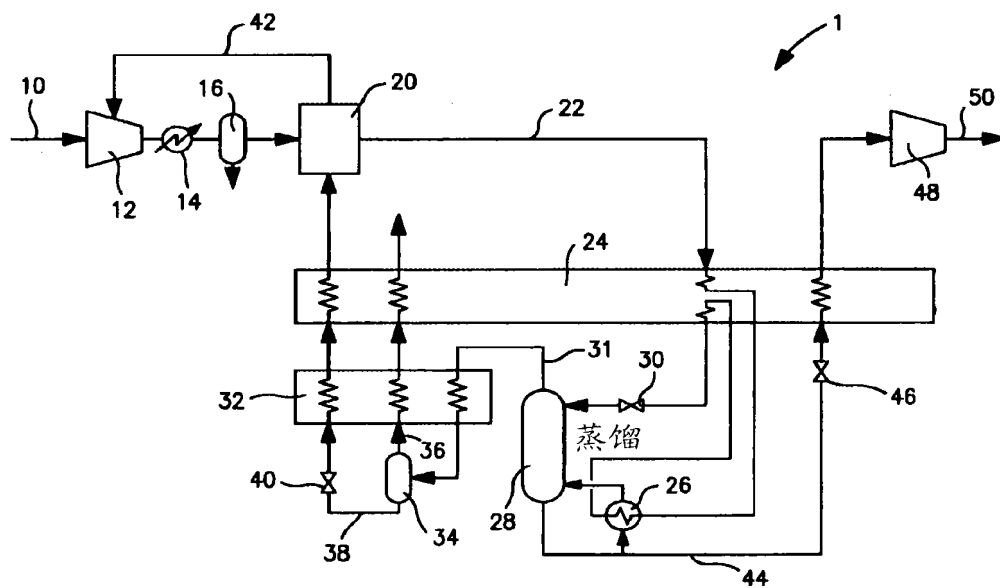


图 1

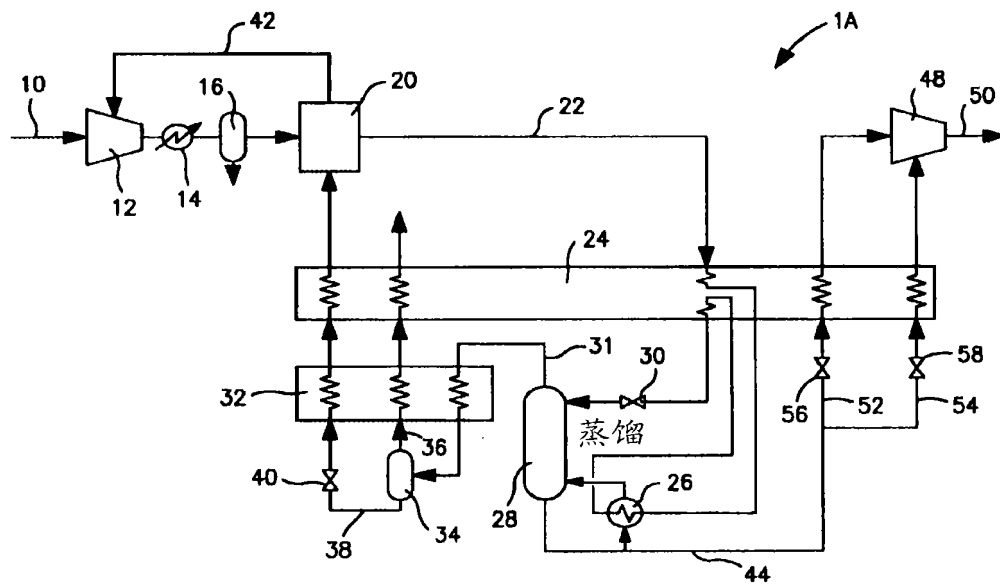


图 2

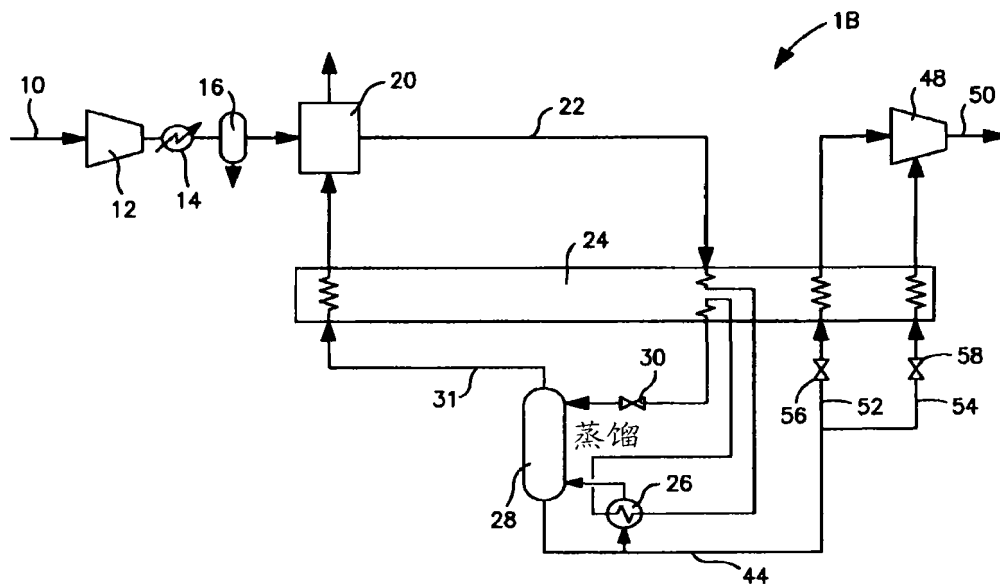


图 3

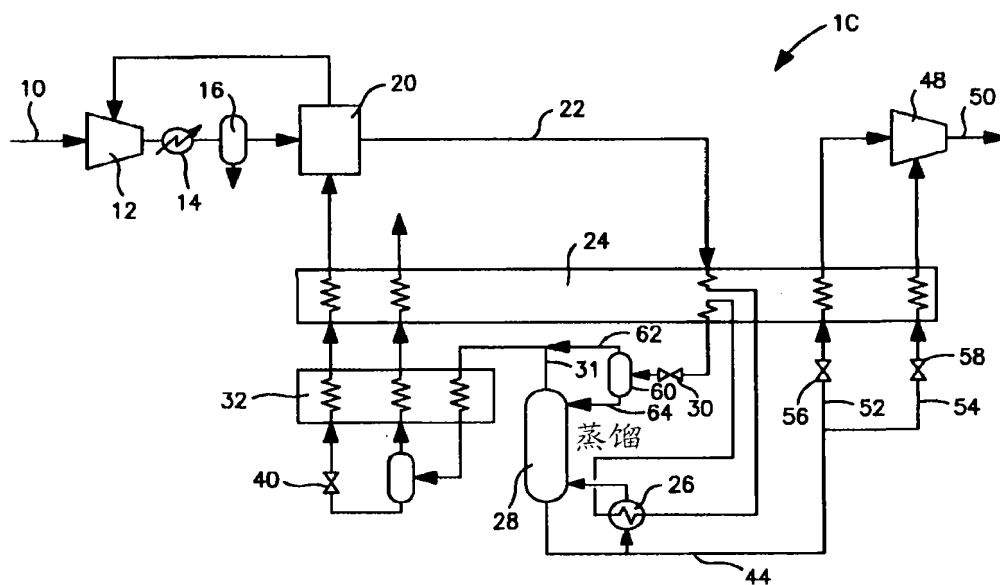


图 4

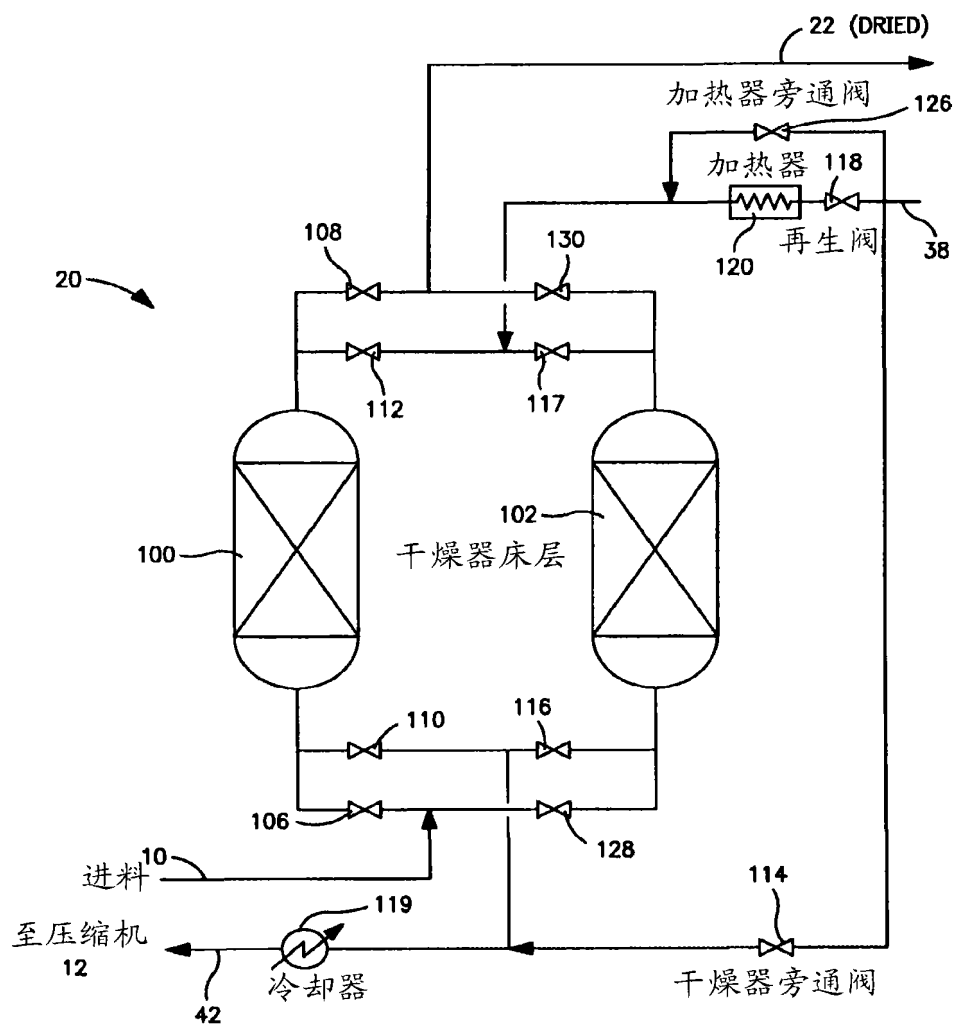


图 5