



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 102959057 B

(45) 授权公告日 2014. 12. 24

(21) 申请号 201180031700. 1

代理人 王达佐 阴亮

(22) 申请日 2011. 06. 27

(51) Int. Cl.

C10L 3/08 (2006. 01)

(30) 优先权数据

1011063. 3 2010. 07. 01 GB

(85) PCT国际申请进入国家阶段日

2012. 12. 26

(56) 对比文件

CN 101705128 A, 2010. 05. 12, 说明书第 [0058]、[0097]-[0107] 段及附图 3).

CN 101560134 A, 2009. 10. 21, 说明书第 2 页第 3-5 段, 说明书第 3 页倒数第 3 段, 说明书第 5 页第 2 段, 说明书第 5 页第 2 段及附图 4.

US 4133825 A, 1979. 01. 09, 全文.

CN 101812339 A, 2010. 08. 25, 说明书第 [0053]-[0058] 段及附图 1.

CN 101508922 A, 2009. 08. 19, 全文.

(87) PCT国际申请的公布数据

PCT/GB2011/051215 2011. 06. 27

(73) 专利权人 戴维加工技术有限公司

地址 英国伦敦

审查员 刘慧娟

(72) 发明人 菲利普·亨利·唐纳德·伊斯特兰德

乔纳森·杰弗里·加文

大卫·安德鲁·沃克

(74) 专利代理机构 北京英赛嘉华知识产权代理

有限责任公司 11204

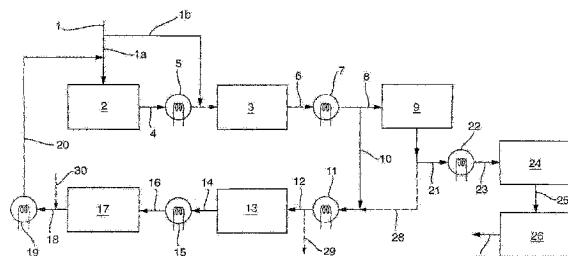
权利要求书2页 说明书15页 附图4页

(54) 发明名称

制备代用天然气的方法

(57) 摘要

制备代用天然气的方法，其包括：向第一批量甲烷转化器和 / 或第二批量甲烷转化器和 / 或后续的批量甲烷转化器提供原料气；在适合的催化剂存在下使所述原料气进行甲烷化作用；从所述第一批量甲烷转化器去除至少部分反应的流，并且将其供给至使其进一步进行甲烷化作用的所述第二批量甲烷转化器和 / 或后续的批量甲烷转化器；使产物流从最终的批量甲烷转化器转移至使其进一步进行甲烷化作用的修整甲烷转化器列；去除所述第一批量甲烷转化器、第二批量甲烷转化器或后续的批量甲烷转化器下游的再循环流，并以任何顺序使其经过压缩机、使其进行冷却并且随后供给至修整甲烷转化器和 / 或再循环甲烷转化器以进一步进行甲烷化作用，然后再循环至所述第一甲烷转化器和 / 或第二甲烷转化器和 / 或后续的甲烷转化器。



1. 制备代用天然气的方法,其包括:

向第一批量甲烷转化器和 / 或第二批量甲烷转化器和 / 或后续的批量甲烷转化器提供原料气;

在适合的催化剂存在下使所述原料气进行甲烷化作用;

从所述第一批量甲烷转化器去除至少部分反应的流,并且将其供给至使其进一步进行甲烷化作用的所述第二批量甲烷转化器和 / 或后续的批量甲烷转化器;

使产物流从最终的批量甲烷转化器转移至使其进一步进行甲烷化作用的修整甲烷转化器列;

去除所述第一批量甲烷转化器、第二批量甲烷转化器或后续的批量甲烷转化器下游的再循环流,并以任何顺序使其经过压缩机、使其进行冷却并且随后供给至再循环甲烷转化器以进一步进行甲烷化作用,然后再循环至所述第一批量甲烷转化器和 / 或第二批量甲烷转化器和 / 或后续的批量甲烷转化器。

2. 如权利要求 1 所述的方法,其中所述方法包括:

向第一批量甲烷转化器和第二批量甲烷转化器提供原料气;

在适合的催化剂的存在下使所述原料气进行甲烷化作用;

从所述第一批量甲烷转化器去除至少部分反应的流,并且将其供给至使其进一步进行甲烷化作用的所述第二批量甲烷转化器;

从所述第二批量甲烷转化器去除气体流,并且冷却所述气体流;

将所述冷却的气体流分开,并且将部分供给至其中发生进一步甲烷化作用的修整甲烷转化器列,且将部分供给至再循环流;

将所述再循环流转移至压缩机;

将所述压缩的再循环流从所述压缩机转移至在比所述第一批量甲烷转化器和第二批量甲烷转化器更低的出口温度下操作的再循环甲烷转化器,并且使所述压缩的再循环流进一步进行甲烷化作用;以及

使所述流从所述再循环甲烷转化器再循环至所述第一批量甲烷转化器和 / 或第二批量甲烷转化器。

3. 如权利要求 2 所述的方法,其中从后续的甲烷转化器排出的流去除第二再循环流。

4. 如权利要求 2 或 3 所述的方法,其中所述再循环甲烷转化器作为区域而位于容纳所述第一批量甲烷转化器和 / 或所述第二批量甲烷转化器的容器中。

5. 如权利要求 1 所述的方法,其包括:

向第一批量甲烷转化器和第二批量甲烷转化器提供原料气;

在适合的催化剂的存在下使所述原料气进行甲烷化作用;

从所述第一批量甲烷转化器去除至少部分反应的流,并且将其供给至使其进一步进行甲烷化作用的所述第二批量甲烷转化器;

从所述第二批量甲烷转化器去除气体流,并且冷却所述气体流;

使至少部分的冷却的气体流转移至压缩机;

将所述压缩的流供给至发生进一步甲烷化作用的再循环甲烷转化器;

将来自所述再循环甲烷转化器的产物分开并且使其部分转移至使其进行进一步进行甲烷化作用的修整甲烷转化器列;以及

使所述产物流的余量再循环至所述第一批量甲烷转化器和 / 或第二批量甲烷转化器。

6. 如权利要求 1 所述的方法, 其中从所述再循环流去除水。

7. 如权利要求 1 所述的方法, 其中使来自所述第一批量甲烷转化器至所述第二批量甲烷转化器和 / 或后续的批量甲烷转化器的原料经过催化剂床, 所述催化剂床位于发生批量甲烷化作用的催化剂床之上并且位于向所述容器加入新鲜原料的位点之上。

8. 如权利要求 1 所述的方法, 其中所述第一批量甲烷转化器和 / 或第二批量甲烷转化器和 / 或后续的批量甲烷转化器的新鲜原料相对于所述甲烷化作用反应为化学计量的, 或者为非化学计量的。

制备代用天然气的方法

[0001] 本发明涉及用于从例如通过部分氧化诸如油或煤的炭质燃料而制备的合成气制备适于用作代用天然气 (SNG) 的燃料气的方法。

[0002] 已知多种用于制备 SNG 的方法。一个这样的方法在 US 4016189 中描述。其中，在单个高温批量甲烷转化器中处理原料气，然后在单个低温修整甲烷转化器中处理。在该方法中，将所有的新鲜原料供给至批量甲烷转化器，其中大部分的二氧化碳被甲烷化为甲烷。因为反应是高度放热的，所以需要热质量以将整个批量甲烷转化器的温度上升限制在可接受的水平。将该热质量以再循环气体的形式供给，再循环气体从批量甲烷转化器下游但先于修整甲烷转化器之前采集。在供给批量甲烷转化器上游之前，将再循环流压缩。

[0003] 在 US 4016189 中描述的单级修整甲烷化作用足以制备具有甲烷含量为 60% 的低发热气体。这在现有 SNG 产品规格的所需甲烷水平之下。

[0004] 通常，应了解批量甲烷转化器 (bulk methanator) 是接受部分或全部一氧化碳富集原料—即供给设备的新鲜原料—的甲烷转化器。修整甲烷转化器 (trim methanator) 是不接受任何新鲜一氧化碳原料并且进行修整甲烷化作用的甲烷转化器，其通常处于比批量甲烷转化器更低的温度下。对于本发明的目的，再循环甲烷转化器是包含在再循环回路内且不接受新鲜一氧化碳富集原料的甲烷转化器。

[0005] 可替代的方法在 US 4205961 中建议。该方法在于通过降低设备的操作成本来使其最优化。这通过增加批量甲烷转化器数量而实现。具体地，在两个反应器之间分开批量甲烷化作用任务。新鲜原料被供给至第一批量甲烷转化器和第二批量甲烷转化器。将从第一批量甲烷转化器采集的流分开，部分通过压缩机而再循环至第一批量甲烷转化器，其余则转移至第二批量甲烷转化器。使从第二批量甲烷转化器去除的流转移至修整甲烷转化器。

[0006] 在两个批量甲烷转化器之间分开任务实质上意即在第一批量甲烷转化器中进行较少的整个批量任务。因为再循环仅在第一批量甲烷转化器附近，所以再循环流率仅需要足以控制整个该床的温度上升。更低的任务意即存在更低的反应热量，其必须通过再循环气体而去除，这反过来导致更低的再循环流率。从第一批量甲烷转化器转移至第二批量甲烷转化器的气体充当热质量以淬灭第二级批量反应。在 US 4205961 中描述的流程中，约 70% 的新鲜原料转移至第一批量甲烷转化器，其余则转移至第二批量甲烷转化器。第二批量甲烷转化器具有将再循环流率降低约 30% 并同时保持相同再循环回路压力降的效果。这在降低再循环压缩机功率需求方面具有益处，但以第二甲烷转化器反应器为代价。通过 US 4205961 描述的方法制备的产物气体未实现 SNG 规格的现有需求。

[0007] 在 US 4133825 中描述了各种可替代的方法。与转换部分被包括在甲烷转化器单元上游的其他方法不同，所述方法引入在甲烷化催化剂上和甲烷化单元之内使粗制气体转换并进行甲烷化作用的概念。这导致在产物中的过量的二氧化碳，并且由此必须在甲烷化单元下游包括二氧化碳去除单元。在甲烷化单元内进行转换反应需要大量的蒸汽。因此，建议在甲烷转化部分下游包括饱和器以在批量甲烷化作用之前使用蒸汽同时饱和和加热原料流。这不仅提供了在甲烷化作用催化剂上的转化反应的所需蒸汽，而且还防止在催化剂上形成碳。

[0008] 在一个布置 (arrangement) 中, 使用两个批量甲烷转化器, 一部分原料转移至第一批量甲烷转化器, 并且其余转移至第二批量甲烷转化器。从第一批量甲烷转化器去除的整个流被转移至第二批量甲烷转化器, 并且在第二批量甲烷转化器之后采用再循环。在经过压缩器后, 使再循环流转移至第一批量甲烷转化器。从第二批量甲烷转化器采集的不用作再循环的流部分被转移至修整甲烷转化器。在另外的方法中, 描述了多于两个的甲烷转化器, 并且在所有存在的甲烷转化器之间分开粗制原料。然后, 在最后的批量甲烷转化器之后采用再循环。

[0009] 在甲烷化单元内进行转换反应抵消了对分开的转换部分的需要。然而, 因为经过甲烷化作用单元的流率大得多, 并且存在从原料转移至产物而未进行任何反应的大量二氧化碳, 所以所需催化剂的量增加, 并且还增加了除压缩机之外的所有设备项的尺寸。这是因为二氧化碳提供了大的热质量以从批量系统去除热, 由此不需要大的再循环。

[0010] 在 US 4298694 中还描述了其他可替代方法。在该方法中, 将双重催化剂用于通过降低压缩机再循环功率而降低 SNG 设备的操作成本。这可以通过降低批量甲烷转化器的入口温度以及相同批量甲烷转化器的出口温度而实现, 允许整个床的较大温度上升。这表明更多的反应热能用于增加床温度。这导致吸收整个反应释放的热的所需气体热质量更低, 由此导致再循环流率更低。

[0011] 在 US 4298694 中使用的基于镍的甲烷化作用催化剂在低于约 320° C 不能稳定操作。因此, 为了降低甲烷转化器的入口温度, 将包含铜、锌和铬中至少两种的转换催化剂放置在甲烷化作用催化剂之上。这在低温下进行原料气的部分转换。将放热转换反应用于预热甲烷化作用催化剂的原料, 并且降低由高温甲烷化作用催化剂进行的转换量。无论是否存在转换催化剂, 反应器的总任务相似。然而, 其存在使反应器内的温度更低。

[0012] 因此, 将转换催化剂负载在甲烷化作用催化剂顶部上, 对于降低再循环流率和最终的再循环压缩机功率需求具有巨大影响, 因为整个组合催化剂床的可允许的温度上升更高。

[0013] 尽管在开始运行时, 该方法提供了各种优势, 但是甲烷化作用催化剂通常在约 500° C 至约 800° C 的升高温度下操作, 而转换催化剂在约 250° C 至约 350° C 的更低温度下操作。因此, 在高温下, 诸如在操作甲烷化作用催化剂的平衡温度下, 转换催化剂可能失活。如果转换催化剂失活, 则必须升高入口温度或者更换转换催化剂。由于转化催化剂钝化而导致的入口温度上升抵消了加入转换催化剂的优势, 并且当失活时, 催化剂更换将需要高代价的设备关机以及转化催化剂更换成本。

[0014] 在 US2009/0247653 中还讨论了其他方法。其建议通过更低的温度和降低的含水量来促进甲烷化作用。具有两个批量甲烷转化器的建议布置用于降低第二批量甲烷转化器出口的气体流的温度, 从而浓缩出流中的一部分水。然后, 在被压缩并再循环回第一批量甲烷转化器入口的再循环流与修整甲烷转化器部分的流之间分开部分干燥的气体流。

[0015] 建议的是该方法的优势在于降低实现所需产物规格所需要的修整甲烷转化器的数量, 因为修整甲烷转化器的数量的降低将必然降低设备资金成本。由于更低的再循环压缩机入口温度和由更低水含量导致的更低的再循环速率, 所以还存在少量的节省功率的需求。

[0016] 然而, 为了防止碳沉积在批量甲烷化作用部分的催化剂上, 在排出批量甲烷转化

器的流中需要最小的含水量。降低再循环压缩器内的温度降低了再循环流中的含水量,由此排出批量甲烷转化器的气体组分在碳形成区域中。

[0017] 为了防止碳沉积在催化剂上,将蒸汽加入批量甲烷转化器上游的再循环流。所需要的大量的蒸汽添加影响来自设备的蒸汽输出,这对其经济性具有实质的影响。此外,降低离开批量甲烷转化器单元的蒸汽温度从而仅浓缩出水以随后预热流并添加水,这在热力学上是低效的。

[0018] 其他建议还在US 2009/0264542中提出。其方法的目的是通过降低再循环压缩机所需功率来提供更经济有效的方法。这通过将氧化碳富集原料分至一系列批量甲烷转化器并将来自第一批量甲烷转化器出口的产物气体再循环回第一甲烷转化器入口而实现。增加批量甲烷转化器的数量降低了所需的再循环速率,并且仅将再循环保持在单个甲烷转化器附近降低了压差。组合的效果为降低了再循环压缩机的功率。尽管降低了压缩机功率,但其是以设备的资金成本为代价,这归因于对昂贵的耐火材料衬里甲烷化作用反应器以及相关热交换器的数量增加的需要。

[0019] 因此,能看到基础技术自20世纪70年代以来保持基本不变。技术已被充分了解,并且在近些年所看到的改善的主要建议已集中于改善与资金成本和操作成本相关的进程的经济性。资金成本节约通过降低制备所需产物所需要的甲烷转化器的数量和催化剂体积而实现。操作成本节约通过降低再循环压缩机的功率需求和增加热回收而实现。改善的热回收增加了来自设备的输出蒸汽,由此改善了设备的经济性。

[0020] 尽管一些建议成功地降低了设备的操作成本,但其是以大量增加其资金成本为代价。其他建议已降低了资金成本,但是以操作成本增加为代价。

[0021] 因此,亟需已降低操作成本、特别是再循环压缩机尺寸和功率方面的操作成本,同时不显著增加所需催化剂量和反应器数量,并且优选还具有低资金成本的方法。

[0022] 已经发现如果使用已经在修整甲烷转化器和/或再循环甲烷转化器中进行反应的再循环气体冷却第一批量甲烷转化器和/或第二批量甲烷转化器和/或后续的批量甲烷转化器的原料,则能提供改善的方法。

[0023] 因此,根据本发明,提供了用于制备代用天然气的方法,其包括:

[0024] 向第一批量甲烷转化器和/或第二批量甲烷转化器和/或后续的批量甲烷转化器提供原料气;

[0025] 在适合的催化剂存在下使所述原料气进行甲烷化作用;

[0026] 从所述第一批量甲烷转化器去除至少部分反应的流,并且将其供给至使其进一步进行甲烷化作用的所述第二批量甲烷转化器和/或后续的批量甲烷转化器;

[0027] 使产物流从最终的批量甲烷转化器转移至使其进一步进行甲烷化作用的修整甲烷转化器列;

[0028] 去除所述第一批量甲烷转化器、第二批量甲烷转化器或后续的批量甲烷转化器下游的再循环流,并以任何顺序使其经过压缩机、使其进行冷却并且随后供给至修整甲烷转化器和/或再循环甲烷转化器以进一步进行甲烷化作用,然后再循环至所述第一甲烷转化器和/或第二甲烷转化器和/或后续的甲烷转化器。

[0029] 通常通过引入批量甲烷转化器的供料管线来向第一和/或第二和/或后续的批量甲烷转化器增加再循环。然而,可以在分开的供料管线中直接向批量甲烷转化器增加再循

环。

- [0030] 在本发明的第一实施方案中，所述方法包括：
- [0031] 向第一批量甲烷转化器和第二批量甲烷转化器提供原料气；
- [0032] 在适合的催化剂的存在下使所述原料气进行甲烷化作用；
- [0033] 从所述第一批量甲烷转化器去除至少部分反应的流，并且将其供给至使其进一步进行甲烷化作用的所述第二批量甲烷转化器；
- [0034] 从所述第二批量甲烷转化器去除气体流，并且冷却所述流；
- [0035] 将所述冷却的气体流分开，并且将部分供给至其中发生进一步甲烷化作用的修整甲烷转化器列，且将部分供给至再循环流；
- [0036] 将所述再循环流转移至压缩机；
- [0037] 将所述压缩的流从所述压缩机转移至在比所述第一批量甲烷转化器和第二批量甲烷转化器更低的出口温度下操作的再循环甲烷转化器，并且使所述压缩的流进一步进行甲烷化作用；以及
- [0038] 使所述流从所述再循环甲烷转化器再循环至所述第一批量甲烷转化器和 / 或第二批量甲烷转化器。
- [0039] 该第一实施方案的方法降低了再循环压缩机的功率需求。不期望受到任何理论的限制，存在控制再循环压缩机功率的两个主要因素。其为再循环流率和整个再循环压缩机的压差。该第一实施方案的方法通过进一步将再循环流甲烷化作用而降低再循环流率，由此增加流的甲烷含量并降低流的一氧化碳含量。可以从批量甲烷转化器的任务中去除在再循环甲烷转化器中进行的甲烷化作用的量。
- [0040] 修整甲烷转化器列 (train) 可以包括一个或多个修整甲烷转化器。在存在多于一个的修整甲烷转化器的情况下，其将通常串联放置。在使用多于一个的修整甲烷转化器的情况下，其可以在相同的温度下操作，或者温度与在第一修整甲烷转化器相比在第二和任何后续的修整甲烷转化器中可以更低。在存在多个修整甲烷转化器的情况下，与前面的甲烷转化器相比，在每一后续的修整甲烷转化器中温度可以降低。
- [0041] 在该实施方案的一个布置中，可以从该修正甲烷转化器、或第一修整甲烷转化器或后续的甲烷转化器排出的流中去除第二再循环流，所述修整再循环流可以与来自第二和 / 或后续的批量甲烷转化器的再循环流结合，然后将其提供至压缩机。在可代替的布置中，可以从修整甲烷转化器列中的其他修整甲烷转化器采集再循环流，或者可以从除第一修整甲烷转化器之外的修整甲烷转化器采集所述再循环流。
- [0042] 供给至第一批量甲烷转化器和第二批量甲烷转化器和 / 或后续的批量甲烷转化器的原料气部分可以相同或不同。在使用两个批量甲烷转化器的一个布置中，约 40% 的新鲜原料气供给至第一批量甲烷转化器，并且其余供给至第二批量甲烷转化器。然而，应理解在甲烷转化器之间的原料分开将取决于批量甲烷转化器的数量、操作条件和原料组分。
- [0043] 将在适当反应条件下操作第一批量甲烷转化器和第二批量甲烷转化器。适当的反应温度包括涵括约 250° C 至约 700° C 的那些温度。
- [0044] 可以在比批量甲烷转化器更低的温度下操作第一修整甲烷转化器。
- [0045] 可以在比批量甲烷转化器更低的温度下操作再循环甲烷转化器。适当的反应温度包括涵括约 220° C 至约 550° C 的那些温度。

[0046] 通常,再循环和修整甲烷转化器的出口温度将低于向再循环或修整甲烷转化器提供原料的上游甲烷转化器的出口温度。

[0047] 因为再循环甲烷转化器是在比批量甲烷转化器更低的出口温度下操作的,所以这将再循环流中高比例的残留一氧化碳和氢转化为甲烷。由再循环甲烷转化器进行的反应任务的量降低了来自批量甲烷化作用部分的任务。更低的批量甲烷化作用任务导致了所需再循环流率更低。

[0048] 尽管再循环甲烷转化器被描述为单独的甲烷转化器,但应理解,如果向其添加再循环物,则可以将再循环甲烷转化器作为阶段 (stage) 而放置在容纳第一批量甲烷转化器和 / 或第二批量甲烷转化器和 / 或后续的批量甲烷转化器的容器中。在该布置中,在其中发生再循环甲烷化作用的反应器的部分和批量甲烷转化器之间添加原料。该方法可以进行布置,以便随着催化剂变得失活而改变原料入口位置。在一个布置中,可以逆转流的方向,以便使之前作为再循环甲烷转化器的催化剂床变为批量甲烷转化器,并且使之前作为批量甲烷转化器的催化剂床变为再循环甲烷转化器。

[0049] 将再循环甲烷转化器放入再循环回路与诸如 US 4133825 所述的现有技术方法相比可以使再循环压缩机功耗降低 4% 至 5%,在 US4133825 所述方法中,使用两个批量甲烷化作用阶段,并且从第二阶段出口采用再循环并返回至第一阶段上游。

[0050] 在现有技术方法中,由于容器运输限制,所以可以使用两组的两个平行批量甲烷转化器。本发明的方法可以降低设备所需的甲烷转化器的数量,并且降低回路中的装备尺寸,这导致总的資金成本的降低。批量甲烷转化器尺寸和 / 或回路管道系统通常是确定整体综合设施 (complex) 所需的列数量的因素。包括再循环甲烷转化器降低了回路吞吐量并且相应地降低了批量甲烷转化器和回路管道系统的尺寸。再循环甲烷转化器具有降低整体综合设施所需的列数量的潜力,这将表现出总资金成本的更显著的降低。

[0051] 已公知增加再循环甲烷转化器、相关热交换器和管线增加了再循环回路的压力降。然而,压力比的增加仅为轻微的,并且当与再循环流率的节省相比,产生再循环压缩机功率的降低。

[0052] 在第二实施方案中,所述方法包括:

[0053] 向第一批量甲烷转化和第二批量甲烷转化器提供原料气;

[0054] 在适合的催化剂的存在下使所述原料气进行甲烷化作用;

[0055] 从所述第一批量甲烷转化器去除至少部分反应的流,并且将其供给至使其进一步进行甲烷化作用的所述第二批量甲烷转化器;

[0056] 从所述第二批量甲烷转化器去除气体流,并且冷却所述流;

[0057] 将所述冷却的气体流供给至发生进一步甲烷化作用的修整甲烷转化器,所述修整甲烷转化器在比所述批量甲烷转化器更低的出口温度下操作;

[0058] 将来自所述修整甲烷转化器的产物流分开并且将其部分转移至后续的修整甲烷转化器列且一部分转移至再循环流;

[0059] 使所述再循环流转移至压缩机;以及

[0060] 使所述流再循环至所述第一批量甲烷转化器和 / 或第二批量甲烷转化器。

[0061] 这为上述第一实施方案的变体。同样,所述方法用于降低再循环压缩机的功率需求。在该布置中,通过去除修整甲烷转化器下游而非其上游的再循环来降低再循环流率。使

修整甲烷转化器排出的流经过进一步甲烷化作用，因此在流中具有增加的甲烷含量以及所述流的降低的一氧化碳含量。

[0062] 修整甲烷转化器可以为一个或多个串联的修整甲烷转化器。在存在多于一个的修整甲烷转化器的情况下，可以在任意修整甲烷转化器之后采集再循环流。后续的修整甲烷转化器列可以包括一个或多个修整甲烷转化器。这些通常串联放置。后续的修整甲烷转化器的温度可以比第一甲烷转化器更低。在存在多个修整甲烷转化器的情况下，每一甲烷转化器可以在比其前者更低的温度下操作。

[0063] 在该第二实施方案中，降低了总的批量甲烷化作用任务，因为其一部分已经在采集再循环流的修整甲烷转化器中进行。因此，其需要比诸如 US 4133825 描述的常规方法更低的再循环流率。该方法还可以需要向再循环回流添加的更少的装备项，对于相同的流率，当与上述第一实施方案相比，这产生了整个压缩机的更低的压差。

[0064] 本发明的该实施方案的另一优势在于因为在压缩机上游进行甲烷化作用，因此显著降低了气体的摩尔数并由此显著降低了通过压缩机的容积流率。因此，决定压缩机尺寸的功率和吸入量比常规方法和上述第一优选实施方案中所需的更低。催化剂体积与现有技术系统相比通常保持不变。操作成本将降低，但不以资金成本增加为代价。

[0065] 从第一修整甲烷转化器下游采集再循环流，这与诸如 US 4133825 所述的现有技术方法相比使再循环压缩机功耗降低了 21% 至 22%，所述 US 4133825 的方法通过两个批量甲烷化作用阶段并且通过从第二阶段出口采用再循环并返回至第一阶段上游来进行操作。这通过显著降低在压缩机吸入下的容积流率而实现。批量甲烷转化器任务的降低与现有技术方法相比可以降低所需甲烷转化器的数量。

[0066] 在该实施方案的一个布置中，在第二批量甲烷转化器和修整甲烷转化器之间采集第二再循环流。

[0067] 任选地，可以将再循环甲烷转化器并入在压缩机与引入第一和 / 或第二和 / 或后续的批量甲烷转化器的再循环流之间的再循环流中。如上述本发明第一实施方案所讨论的，再循环甲烷转化器可以作为一个区域而位于与第一批量甲烷转化器相同的容器中，或位于再循环流被引入的任何批量甲烷转化器中。

[0068] 在再循环流转移至压缩机之前使再循环流在修整甲烷转化器中进行甲烷化作用，这减少了为实现批量甲烷化作用所需热壑而压缩机必须压缩的摩尔数，由此降低了功耗。

[0069] 在再循环甲烷转化器存在于再循环回路的情况下，可以存在多于一个的再循环甲烷转化器。

[0070] 在第三实施方案中，所述方法包括：

[0071] 向第一和第二批量甲烷转化器提供原料气；

[0072] 在适合的催化剂的存在下使所述原料气进行甲烷化作用；

[0073] 从所述第一批量甲烷转化器去除至少部分反应的流，并且将其供给至使其进一步进行甲烷化作用的所述第二批量甲烷转化器；

[0074] 从所述第二批量甲烷转化器去除气体流，并且冷却所述流；

[0075] 使至少部分的冷却的流转移至压缩机；

[0076] 将所述压缩的流供给至发生进一步甲烷化作用的再循环甲烷转化器；

[0077] 将来自所述再循环甲烷转化器的产物分开并且使其部分转移至使其进行进一步

进行甲烷化作用的修整甲烷转化器列；以及

[0078] 使所述产物流的余量再循环至所述第一和 / 或第二批量甲烷转化器。

[0079] 该布置为上述第一实施方案的变体。尽管在该布置中，未降低再循环压缩机的功率需要，但其能降低流程的总装备数，由此降低总的資金成本。在该实施方案中，已使排出再循环甲烷转化器的流进行压缩以及与上述第一实施方案相关的进一步甲烷化作用。

[0080] 该第三实施方案可以用于降低甲烷化作用单元的有效总压力降，而无需昂贵地增加装备项，例如需要使甲烷化作用气体增压的额外的压缩机或额外的甲烷化作用阶段。该实施方案的配置还采用了修整甲烷化作用部分的操作压力增加的优势，这将推动平衡以在相同温度条件下制备更多甲烷。

[0081] 在上述方法中，供给至第一批量甲烷转化器、第二批量甲烷转化器的原料气部分可以相同或不同。在使用两个批量甲烷转化器的一个布置中，约 40% 的新鲜原料气供给至第一批量甲烷转化器，并且其余供给至第二批量甲烷转化器。然而，应理解在甲烷转化器之间分开原料将取决于批量甲烷转化器的数量、操作条件和原料组分。

[0082] 与上述第一实施方案或第二实施方案相关的所述特征可以与该实施方案适合地组合。

[0083] 尽管已经参考具有两个批量甲烷转化器而讨论了上述方法，但应理解，在某些情况下，可以适当地使用多于两个的批量甲烷转化器。在该布置中，通常在最后的批量甲烷转化器的下游获取再循环流，并且已经以任意顺序经过反应器和压缩机的再循环流将被适合地再循环至批量甲烷转化器中的一个或多个。

[0084] 批量甲烷转化器的原料可以为化学计量的或可以为非化学计量的。

[0085] 在本发明的任意实施方案中，可以从再循环流去除水。在要去除水的情况下，所述水通常在再循环流转移至压缩机之前被去除。通常，仅使用某些原料组分或操作条件才需要水去除。

[0086] 在本发明的任一优选实施方案的一个布置中，从第一批量甲烷转化器到第二批量甲烷转化器的原料可以经过催化剂床，该催化剂床位于发生批量甲烷化作用的催化剂床之上并且位于向容器加入原料所在位点之上。然后，来自第一批量甲烷转化器的流进行修整甲烷化作用，然后其与新鲜原料混合并进行批量甲烷化作用。

[0087] 通常在将原料供给至批量甲烷转化器之前进行转换反应 (shiftreaction)，但在可替代的布置中，在批量甲烷转化器中进行转换反应。

[0088] 本发明的两个优选实施方案通过降低再循环压缩机的功率而降低设备的总操作成本。

[0089] 使用本发明的方法，能够从批量甲烷转化器将大部分催化剂移动至修整甲烷转化器，这是有利的，因为催化剂寿命在其中通常更长，这归因于降低的中毒并且更低温度降低了烧结风险。

[0090] 无论使用本发明的哪种实施方案，可以期望向批量甲烷化作用阶段上游的再循环流加入少量的蒸汽以防止碳沉积在催化剂上。然而，即使当存在时，该流率当与批量甲烷转化器的总蒸汽产生相比是小的，并且通常小于所产生的总蒸汽的 5%。

[0091] 在一个布置中，可以将蒸汽通过位于批量甲烷转化器上游的原料饱和器而引入体系流中。因此，能添加蒸汽，而不采用直接蒸汽添加。

[0092] 供给至本发明的第一和 / 或第二和 / 或后续的批量甲烷转化器的新鲜原料可以相对于甲烷化作用反应为化学计量的或者为非化学计量的。

[0093] 现通过实例参考附图来描述本发明，其中：

[0094] 图 1 为本发明第一实施方案的流程框图；

[0095] 图 2 为本发明第二实施方案的流程框图；

[0096] 图 3 为其中在与第一批量甲烷转化器相同的容器中组合再循环甲烷转化器的布置的示意图；以及

[0097] 图 4 为本发明第三实施方案的示意图。

[0098] 本领域技术人员应理解附图是图示的，并且在商用设备中可以需要其他装备项，例如，进料鼓、泵、真空泵、压缩机、气体再循环压缩机、温度传感器、压力传感器、卸压阀、控制阀、流量控制器、水平控制器、收集罐、存贮罐等。提供这样的辅助装备未构成本发明的部分，并且应根据常规化工实践而进行。

[0099] 在图 1 中示出本发明的一个实施方案。将富集一氧化碳的脱硫原料气在管线 1 中供给至由两个批量甲烷转化器—即第一批量甲烷转化器 2 和第二批量甲烷转化器 3—组成的批量甲烷转化器部分。因此，使原料分开，一部分在管线 1a 中供给至第一批量甲烷转化器 2，并且一部分通过管线 1b 供给至第二批量甲烷转化器 3。使来自第一批量甲烷转化器 2 的产物流在管线 4 中转移至第二批量甲烷转化器 3。其通常在热交换器 5 中冷却，然后被加入第二批量甲烷转化器 3。

[0100] 将来自第二批量甲烷转化器 3 的产物流在管线 6 中转移至使其冷却的热交换器 7。将来自热交换器的一部分流在管线 8 中转移至第一修整甲烷转化器 9。来自热交换器 7 的其余的流经过管线 10、通过热交换器 11 和管线 12 转移至压缩机 13。在热交换器 11 中，将再循环流冷却，然后在压缩机 13 中压缩。

[0101] 来自压缩机的气体在管线 14 中通过使其加热至再循环甲烷化作用操作温度的热交换器 15 和管线 16 而转移至使其进行进一步甲烷化作用反应的再循环甲烷转化器 17。将来自再循环甲烷转化器的气体在管线 18 中从再循环甲烷转化器去除，经过热交换器 19，并且通过管线 20 返回至第一甲烷转化器 2。通常其向第一甲烷转化器 2 的返回将通过原料管线 1a。

[0102] 将来自修整甲烷转化器 9 的产物在管线 21 中去除，并且经过使其冷却的热交换器 22。然后，将其在管线 23 中转移至一个或多个后续的修整甲烷转化器 24。产物在管线 25 中被回收，然后冷却并在 26 处干燥。然后在管线 27 中去除 SNG。

[0103] 在一个具体的实施方案中，可以操作批量甲烷转化器以使其的原料处于约 320° C。在反应和后续的热交换之后，第一修整甲烷转化器 9 的原料将为约 280° C。再循环甲烷转化器 17 的原料还为约 280° C。后续的修整甲烷转化器 24 的原料通常为约 250° C。

[0104] 在图 1 所示流程中，一部分从第一修整甲烷转化器 9 去除的流能在管线 28 中添加至向压缩机 13 供给的再循环流，由此供给至再循环甲烷转化器 17。

[0105] 根据原料组分和操作条件，可以必要或期望去除水。这通常能在管线 29 的压缩机之前完成。

[0106] 可以在管线 30 中添加流。其仅在使用某些原料组分和操作条件下才需要。

[0107] 在图 2 中示出本发明的第二实施方案。将富集一氧化碳的脱硫原料气在管线 31 中供给至由两个批量甲烷转化器—即第一批量甲烷转化器 32 和第二批量甲烷转化器 33—

组成的批量甲烷转化器部分。因此,使原料分开,一部分在管线 31a 中供给至第一批量甲烷转化器 32,并且一部分通过管线 31b 供给至第二批量甲烷转化器 33。将来自第一批量甲烷转化器 32 的产物流在管线 34 中转移至第二批量甲烷转化器 33。其通常在热交换器 35 冷却,然后被加入第二批量甲烷转化器 33。

[0108] 将来自第二甲烷转化器 33 的产物流在管线 36 中转移至使其冷却的热交换器 37。将来自热交换器 37 的流在管线 38 中转移至第一修整甲烷转化器 39。在修整甲烷转化器 39 中进行甲烷化作用之后,在管线 40 中去除流,一部分在管线 41 通经过热交换 42 和管线 43 转移至压缩机 44。在热交换器 42 中,使再循环流冷却,从而达到在批量甲烷化作用部分中所需的流与碳的比。因为,采自修整甲烷转化器 39 的流已被进一步甲烷化作用,并且在更低温度下,与第二批量甲烷转化器 33 排出的气体相比,其具有更低的一氧化碳和氢含量以及更高的甲烷含量。

[0109] 使来自压缩机的气体在管线 45 中通过使其加热的热交换器 46,然后在管线 47 中转移至批量甲烷转化器 32。通常,其向第一甲烷转化器 32 的返回将通过原料管线 31a。

[0110] 未经过压缩机 44 的来自修整甲烷转化器 39 的流的一部分在管线 48 中被去除,并且经过使其冷却的热交换器 49。然后,其在管线 50 中转移至一个或多个后续的修整甲烷转化器 51。产物在管线 52 中被回收,然后冷却并在 53 处干燥。然后在管线 54 中去除 SNG。

[0111] 在一个具体的实施方案中,可以操作批量甲烷转化器以使其的原料为约 320° C。在反应和后续的热交换之后,第一修整甲烷转化器 39 的原料将为约 280° C。后续的修整甲烷转化器 51 的原料通常为约 250° C。

[0112] 在图 2 所示流程中,一部分从热交换器 37 去除的流可以被去除,并且绕过第一修整甲烷转化器 39,该流能在管线 55 中被添加至向压缩机 44 供给的再循环流,由此达到批量甲烷转化器 32。

[0113] 根据原料组分和操作条件,可以必要或期望地去除水。这通常能在管线 56 中的压缩机 44 之前完成。

[0114] 可以在管线 57 中添加蒸汽。其仅在使用某些原料组分和操作条件下才需要。

[0115] 任选地,再循环甲烷转化器 58 和后续的热交换器 59 可以位于在压缩机 44 之后的再循环回路中。

[0116] 在该实施方案的一个具体实例中,可以操作批量甲烷转化器以使其的原料为约 320° C。在反应和随后的热交换之后,第一修整甲烷转化器 39 的原料将为约 280° C。若存在,则再循环甲烷转化器 58 的原料也为约 280° C。后续的修整甲烷转化器 51 的原料通常为约 250° C。

[0117] 任选地,若存在,可以在与再循环流被加入的批量甲烷转化器相同的容器内组合再循环甲烷转化器。这在图 3 中示例性地示出。图 3 所示布置还包括下述可能性,即第二批量甲烷转化器还具有位于容器上部的用于甲烷化作用冷却气体的预反应器。然而,应理解,可以单独或组合形式使用这两个布置。

[0118] 如图 3 所示,在管线 100 中供给新鲜的原料。其被分开并且分别通过管线 103 和 104 添加至容器 101 和 102。容器 101 包括两个反应区域 105 和 106,并且在这两个区域之间添加原料。因为流动向下,所以在管线 103 中添加的原料将流经反应区域 106,在其中使其与甲烷化作用催化剂在批量甲烷化作用所需温度下接触。

[0119] 将来自压缩机（在该图中未示出）的再循环流在管线 107 中添加至容器 101。其向下流经用作再循环甲烷转化器并进行甲烷化作用的反应区域 105，然后与管线 103 中添加的气体原料混合。

[0120] 将来自批量甲烷化作用的产物在管线 108 中去除，并且转移至使其冷却的热交换器 109，然后转移至第二批量甲烷转化器。这可以为常规批量甲烷转化器或者为图 3 所示容器 102。在该布置中，在管线 110 中将来自第一批量甲烷转化器的流添加至容器顶部，其中使其经过催化剂床 111 并且进行甲烷化作用，然后与在管线 104 中添加的新鲜原料混合，然后转移至发生批量甲烷化作用的催化剂床 112。然后在管线 113 中去除产物，然后根据本发明使其去除以用于处理。

[0121] 图 4 示出本发明的可替代的布置。将一氧化碳富集的脱硫原料在管线 201 中供给至由两个批量甲烷转化器—即第一批量甲烷转化器 202 和第二批量甲烷转化器 203—组成的批量甲烷化作用部分。因此，原料被分开，一部分在管线 201a 中被供给至第一批量甲烷转化器 202，并且一部分通过管线 201b 供给至第二批量甲烷转化器 203。如上所述，其不能直接供给至第二甲烷转化器 203，但首先与来自第一甲烷转化器 201 的产物混合。

[0122] 将来自第一批量甲烷转化器 202 的产物流在管线 204 中转移至使其冷却的热交换器 205。然后，将其在管线 206 中转移至第二甲烷转化器 203。在添加至甲烷转化器之前，流与管线 201b 中添加的原料混合。

[0123] 将来自第二甲烷转化器 203 的产物流在管线 207 中转移至使其冷却的热交换器 208。将来自热交换器的流在管线 209 中转移至使其压缩的压缩机 210。来自压缩机的气体在管线 211 转移至使其加热至再循环甲烷化作用操作温度的加热器 212，然后在管线 213 中转移至使其进行进一步甲烷化作用反应的再循环甲烷转化器 214。

[0124] 来自再循环甲烷转化器 214 的产物流在管线 215 中去除至冷却器 216。将冷却的流在管线 217 中去除，然后分开进入管线 218 和 219。管线 218 的部分再循环至第一甲烷转化器 202。在管线 219 中的冷却流的部分被转移至第一修整甲烷转化器 220。将来自第一修整甲烷转化器 220 的产物在管线 221 中转移至冷却器 222。然后，冷却的流在管线 223 中转移至第二修整甲烷转化器 224，然后在管线 225 中经过干燥器 226。然后在管线 227 中去除 SNG。

[0125] 参考下列实施例来例示本发明。

[0126] 对比例 A

[0127] “基础方案”流程在再循环回路内具有两个批量甲烷转化器，然后通过未包括在再循环回路中的修整甲烷化作用的两阶段。流程采用近似化学计量原料，并且设计为制备含 96% 甲烷的产物。表 1 总结了流程的主要操作参数，并且给出了该情况的再循环流、回路压力降和预期压缩功率的详情。

[0128] 表 1

[0129]

批量甲烷转化器入口温度	° C	320
批量甲烷转化器 1 入口压力	绝压 (Bara)	29.85

修整甲烷转化器 1 入口温度	° C	280
修整甲烷转化器 2 入口温度	° C	250
再循环流	kg/h	115,000
	Am ³ /h	10,358
再循环回路压力降	巴 (Bar)	3.58
估计的吸收式压缩机功率	MW	1.34
最终产物压力	绝压	23.2
最终甲烷组分 (干燥)	Mol%	96.0

[0130] 实施例 A1

[0131] 再循环甲烷转化器已经加入再循环压缩机的回路下游。两个额外的热交换器也已经加入再循环回路，第一个用于将供给至再循环甲烷转化器的原料加热至正确的温度，并且第二个用于冷却再循环甲烷转化器产物。此外，将流程设计为制备含 96% 甲烷的产物。表 2 总结了流程的主要操作参数，并且给出了该情况的再循环流、回路压力降和预期压缩功率的详情。

[0132] 表 2

[0133]

批量甲烷转化器入口温度	° C	320
批量甲烷转化器 1 入口压力	绝压	29.85
再循环甲烷转化器入口温度	° C	280
修整甲烷转化器 1 入口温度	° C	280
修整甲烷转化器 2 入口温度	° C	250
再循环流	kg/h	85,000
	Am ³ /h	7,552
再循环回路压力降	巴	4.58
估计的吸收式压缩机功率	MW	1.28

[0134] 该实施例表明，尽管将再循环甲烷转化器和相关热交换器加入再循环回路，但该情况的总的压缩机功率比基础方案流程低约 5%。因为某些通常发生在批量甲烷转化器中的甲烷任务已转移至再循环甲烷转化器，所以显著降低为控制批量甲烷转化器出口温度所需

要的再循环速率，导致压缩机功率的改善。

[0135] 实施例 A2

[0136] 在该实施例中，不存在额外的甲烷转化器或向流程图添加的其他装备项，但已经将去除再循环流所在的位点从批量甲烷转化器 2 的出口移至修整甲烷转化器 1 的出口，即，现在在再循环回路中包括修整甲烷转化器 1。在再循环回路之外包括额外的修整甲烷转化器（修整甲烷转化器 2），给出整体与对比例相同数量的批量甲烷转化器和修整甲烷转化器。将流程图设计为制备含 96% 甲烷的产物。表 3 总结了流程图的主要操作参数，并且给出了该情况的再循环流、回路压力降和预期压缩功率的详情。

[0137] 表 3

[0138]

批量甲烷转化器入口温度	° C	320
批量甲烷转化器 1 入口压力	绝压	29.85
修整甲烷转化器 1 入口温度	° C	280
修整甲烷转化器 2 入口温度	° C	250
再循环流	kg/h	86,813
	A ^m ³ /h	7,346
再循环回路压力降	巴	3.97
估计的吸收式压缩机功率	MW	1.05

[0139] 该实施例表明，尽管将修整甲烷转化器 1 加入再循环回路，但该情况的总的压缩机功率比基础方案流程低 20% 以上。该实施例还表明与实施例 A1 相比显著的改善。如同实施例 A1 的再循环甲烷转化器流程，已经降低了总的批量甲烷化作用任务（这次是因为其部分已经在修整甲烷转化器 1 中进行）。因此，批量甲烷化作用部分需要比对比例 A 的流程更低的再循环流率。此外，因为对对比例 A1 的设计的改进，所以更少的装备加入回路，这导致整个再循环压缩机的更低的压差。该布置的另一主要优势在于在压缩机上游进行修整甲烷转化器 1 中的甲烷化作用，以便显著降低进入压缩机的气体摩尔数，由此显著降低流入压缩机的容积流率 ($3\text{H}_2 + \text{CO} \rightarrow \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$)。因此，该设计的功率和吸入量（其决定压缩机尺寸）与对比例 A 和实施例 A1 相比更低。

[0140] 对比例 B

[0141] 该“基础方案”流程在再循环回路内具有两个批量甲烷转化器，然后通过未包括在再循环回路中的修整甲烷化作用的两阶段。流程利用非化学计量的、碳富集的原料，并且被设计为在下游 OSBL CO_2 去除之后制备包含 97.5% 甲烷的产物。表 4 总结了流程图的主要操作参数，并且给出了该情况的再循环流、回路压力降和预期压缩功率的详情。

[0142] 表 4

[0143]

批量甲烷转化器入口温度	° C	320
批量甲烷转化器 1 入口压力	绝压	29.85
修整甲烷转化器 1 入口温度	° C	280
修整甲烷转化器 2 入口温度	° C	250
再循环流	kg/h	285, 445
	Am ³ /h	10, 360
再循环回路压力降	巴	4.35
估计的吸收式压缩机功率	MW	1.60
最终产物压力	绝压	23.2

[0144] 实施例 B1

[0145] 再循环甲烷转化器已经加入再循环压缩机的回路下游。还将另一热交换器加入再循环回路，从而冷却再循环甲烷转化器产物。然而，该单元的添加允许删除回路上游的交换器，由此回路和产物都在更高压力下。此外，将流程图设计为制备含 97.5% 甲烷的产物。表 5 总结了流程图的主要操作参数，并且给出了该情况的再循环流回路压力降和预期压缩功率的详情。

[0146] 表 5

[0147]

批量甲烷转化器入口温度	° C	320
批量甲烷转化器 1 入口压力	绝压	46.61
修整甲烷转化器 1 入口温度	° C	280
修整甲烷转化器 2 入口温度	° C	250
再循环流	kg/h	221,054
	Am ³ /h	7,928
再循环压力降	巴	5.30
估计的吸收式压缩机功率	MW	1.49

[0148] 该实施例表明，尽管将再循环甲烷转化器和相关热交换器加入再循环回路；但该情况的总压缩机功率比基础方案流程低约 7%。因为在实施例 A1 中，某些通常发生在批量甲烷转化器中的甲烷任务已转移至再循环甲烷转化器，所以显著降低为控制批量甲烷转化器

出口温度所需要的再循环速率，导致压缩机功率的改善。

[0149] 实施例 B2

[0150] 在该实施例中，没有向流程加入或从流程去除额外的甲烷转换器或其他装备项。然而，再循环流被去除所在的位点已经从批量甲烷转换器 2 出口移至修整甲烷转换器 1 的出口，即，现在在再循环回路中包括修整甲烷转换器 1。在再循环回路之外包括修整甲烷转化器 2，给出整体与对比例相同数量的批量甲烷转化器和修整甲烷转化器。将流程图设计为制备含 97.5% 甲烷的产物。表 6 总结了流程图的主要操作参数，并且给出了该情况的再循环流、回路压力降和预期压缩功率的详情。

[0151] 表 6

[0152]

批量甲烷转化器入口温度	° C	320
批量甲烷转化器 1 入口压力	绝压	46.16
修整甲烷转化器 1 入口温度	° C	280
修整甲烷转化器 2 入口温度	° C	250
再循环流	kg/h	211,548
	A ^m ³ /h	7,145
再循环压力降	巴	5.65
估计的吸收式压缩机功率	MW	1.43

[0153] 该实施例表明，尽管将修整甲烷转化器 1 加入再循环回路，但该情况的总的压缩机功率比基础方案流程低 10% 以上。该实施例还表明基于实施例 B1 的改善。此外，因为在实施例 A2 中，再循环甲烷转化器流程，已经降低了总的批量甲烷化作用任务（这次是因为其一部分已经在修整甲烷转化器 1 中进行）。因此，批量甲烷化作用部分与对比例 B 的流程相比需要更少的再循环流率。

[0154] 如同实施例 A2，该布置的另一主要优势在于在压缩机上游进行修整甲烷转化器 1 中的甲烷化作用，以便显著降低进入压缩机的气体摩尔数，由此显著降低流入压缩机的容积流率 ($3H_2 + CO \rightarrow CH_4 + H_2O$)。因此，该设计的功率和吸入量（其决定压缩机尺寸）与对比例 B 和实施例 B1 相比更低。对比例 C

[0155] 流程图采用近似化学计量原料，并且设计为制备含 96% 甲烷的产物，如同在实施例 A1 中。流程已经被改变为包括经过再循环甲烷转化器的全部再循环流。表 7 总结了流程图的主要操作参数，并且给出了该情况的再循环流回路压力降和预期压缩功率的详情。

[0156] 表 7

[0157]

批量甲烷转化器入口温度	° C	320
批量甲烷转化器 1 入口压力	绝压	29.85
修整甲烷转化器 1 入口温度	° C	280
修整甲烷转化器 2 入口温度	° C	250
再循环流	kg/h	236197
	Am ³ /h	12352
再循环压力降	巴	4.7
估计的吸收式压缩机功率	MW	3.49
最终产物压力	绝压	26.4
最终甲烷组分 (干燥)	Mol%	96.2

[0158] 该实施例表明,由于将再循环甲烷转化器和相关热交换器加入再循环回路,并且全部再循环流进入压缩机;所以该情况的总压缩机功率比基础方案流程更高。然而,该实施例表明了该实施方案的应用,增加了产物压力和甲烷含量,而没有添加任何额外的装备项。

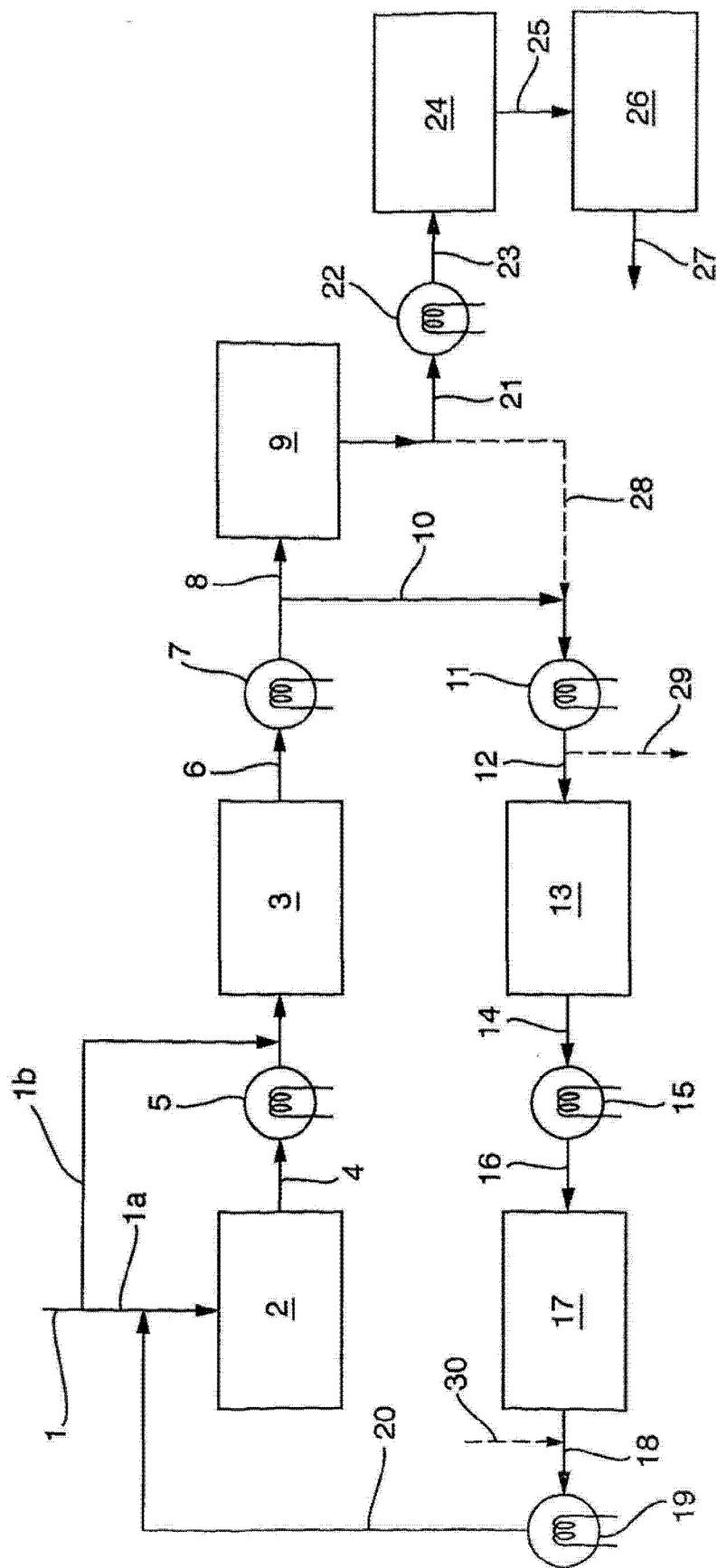


图 1

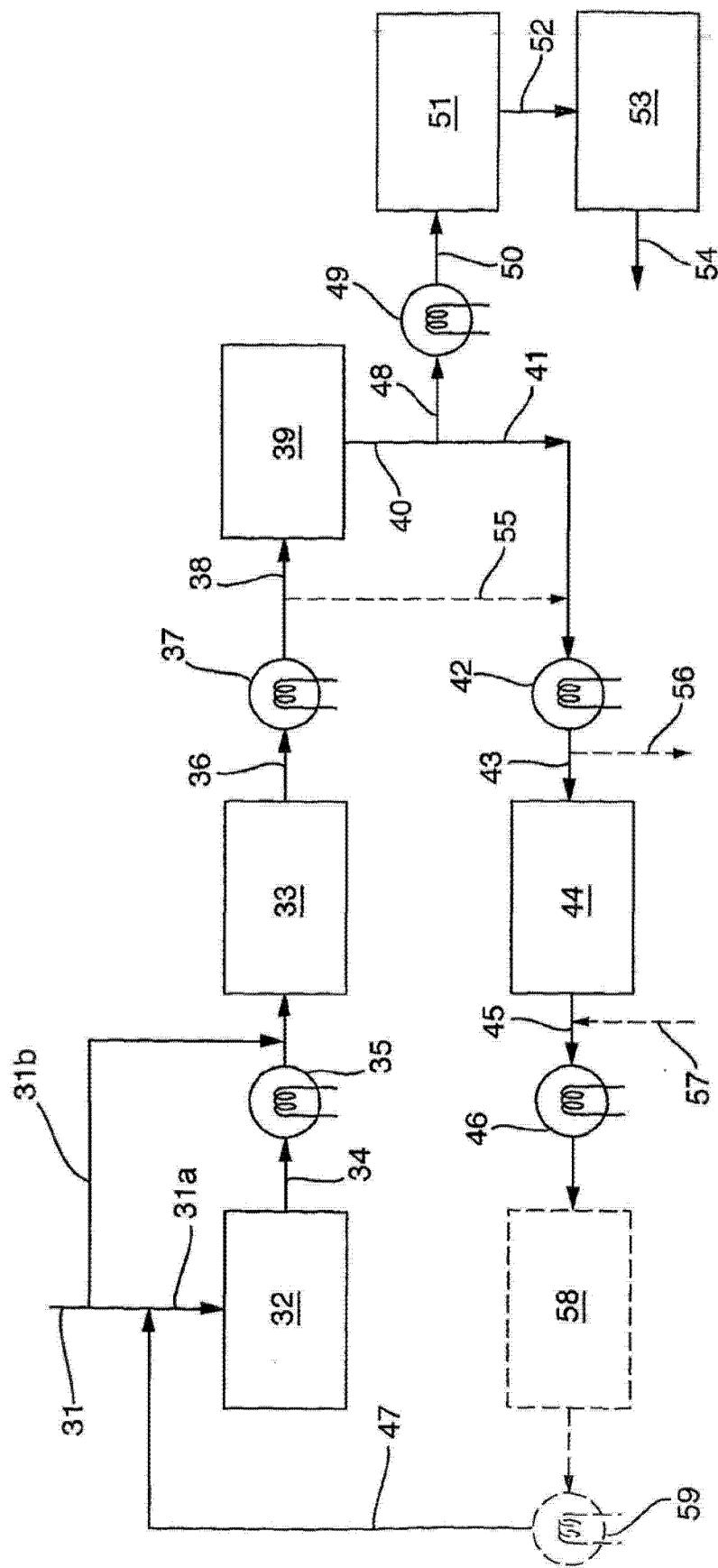


图 2

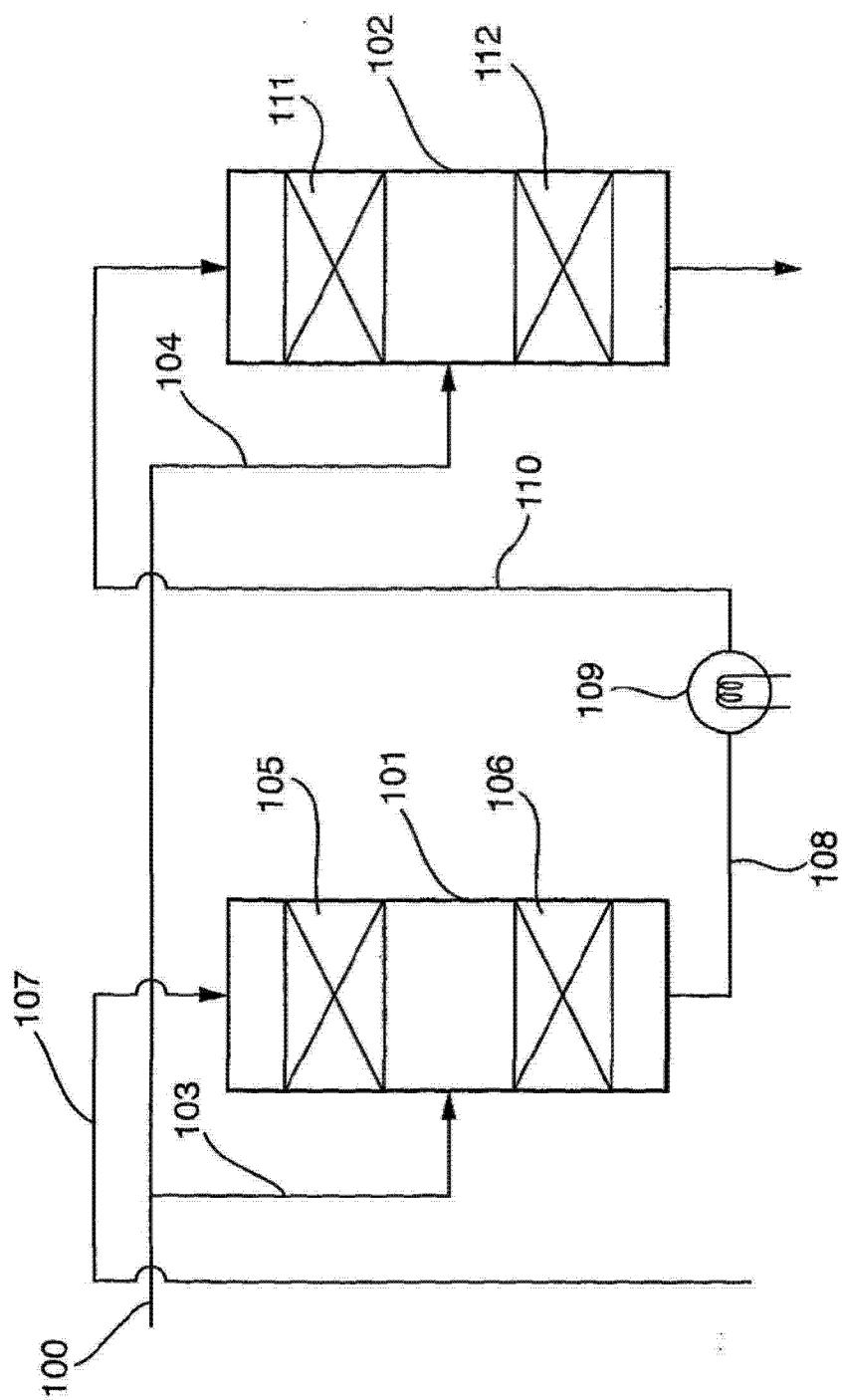


图 3

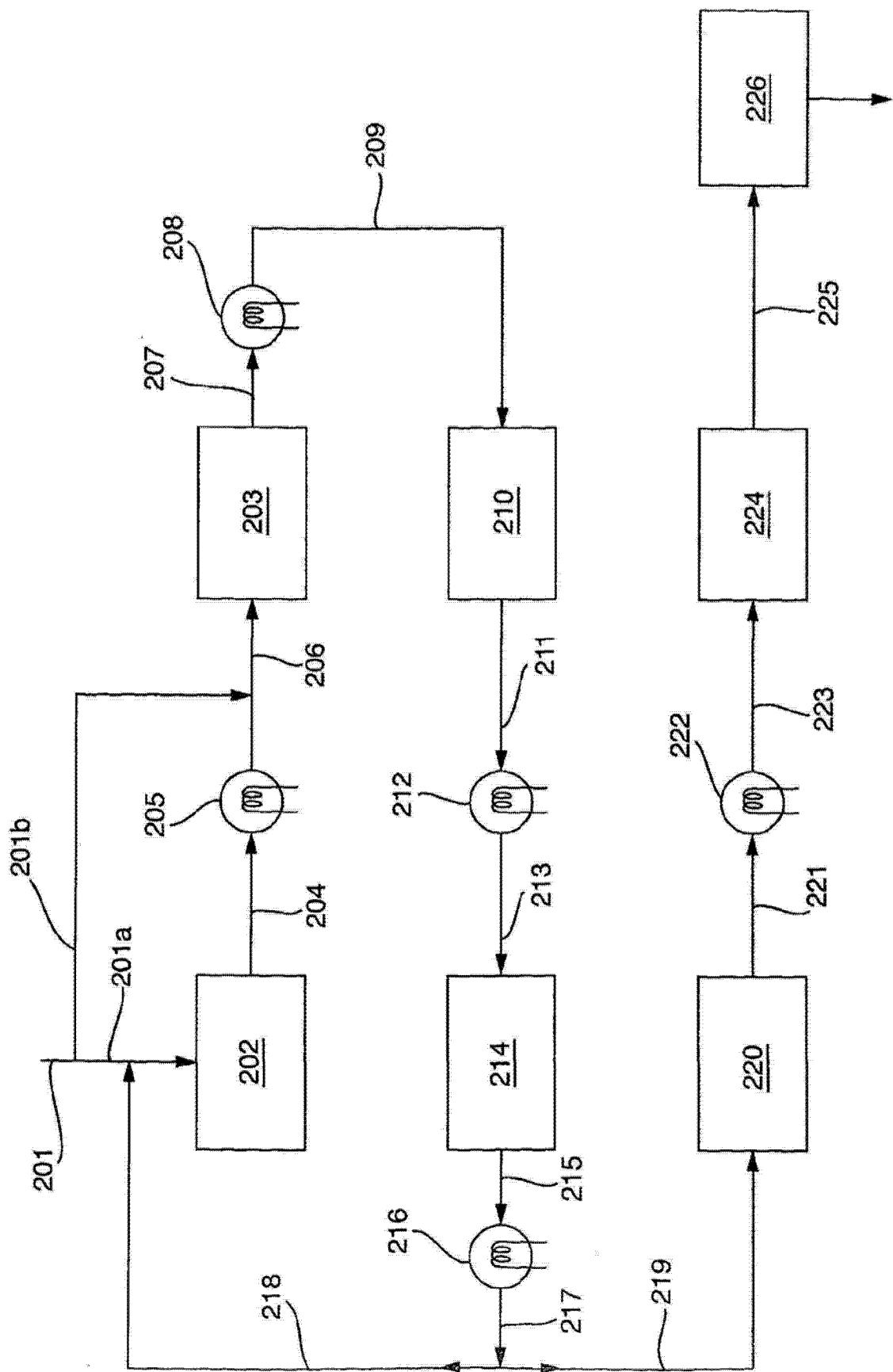


图 4