



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 104528644 B

(45)授权公告日 2017.05.17

(21)申请号 201410476839.2

(22)申请日 2008.06.16

(65)同一申请的已公布的文献号
申请公布号 CN 104528644 A

(43)申请公布日 2015.04.22

(30)优先权数据
11/818,916 2007.06.16 US

(62)分案原申请数据
200880100294.8 2008.06.16

(73)专利权人 美吉特英国有限公司
地址 英国多塞特

(72)发明人 安东尼·约翰斯顿

(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 陈晰

(51)Int.Cl.
C01B 3/38(2006.01)
C01B 3/48(2006.01)
B01J 8/02(2006.01)
B01J 19/24(2006.01)

(56)对比文件
CN 1848500 A,2006.10.18,
CN 1674981 A,2005.09.28,
CN 1992410 A,2007.07.04,
JP 特开平5-105404 A,1993.04.27,

审查员 江帅

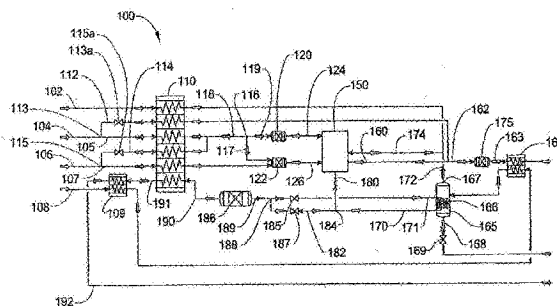
权利要求书1页 说明书57页 附图34页

(54)发明名称

转化器装置和方法

(57)摘要

本发明涉及用于气态烃的蒸汽转化装置,其包括包含堆叠板的转化器,所述装置包括:a)连续转化室,其由邻近堆叠板的第一布置的对齐穿孔限定,转化器物流通过第一组通道进料进入所述连续转化室中并且在其中发生转化反应;b)连续燃烧室,其由邻近堆叠板的第二布置的对齐穿孔限定,转化器空气物流通过第二组通道进料进入所述连续燃烧室中并在其中发生连续燃烧以通过邻近板之间的热交换向转化器物流提供热;c)燃料分配系统,其包括第三组通道以向各个燃烧室提供转化器燃料物流;和d)转化催化剂,所述转化催化剂位于转化室的至少一个中。



1. 包括印制线路反应器的转化装置,所述印制线路反应器包括堆叠板(1101,1121,1141,1161,1180,1190),所述转化装置包括:

a) 连续转化室(841,842,843,844,845),通过对齐邻近堆叠板(1101,1121,1141,1161,1180,1190)中的转化室穿孔(1112,1132,1152,1173)形成,转化反应物通过第一组通道进料进入所述连续转化室并且在其中发生转化反应;

b) 连续燃烧室(851,852,853,855),通过对齐邻近堆叠板(1101,1121,1141,1161,1180,1190)中的燃烧室穿孔(1114,1134,1154,1174)形成,空气和燃料通过第二组通道进料进入所述连续燃烧室并且在其中发生连续燃烧以通过换热器向转化反应物提供热,并且其中换热通过错流安排发生;

c) 燃料分配系统,其包括第三组通道,所述第三组通道形成第二组通道的一部分且向连续燃烧室(851,852,853,855)提供燃料;和

d) 位于至少一个转化室(841,842,843,844,845)中的转化催化剂。

2. 权利要求1的转化装置,其还包括:

燃烧催化剂,其位于至少一个燃烧室(851,852,853,855)中。

3. 权利要求1或2的转化装置,其中所述转化催化剂包括非结构化的催化剂或沉积在陶瓷基体或金属丝网或金属箔载体上的催化剂。

4. 权利要求1的转化装置,其中所述第三组通道包括不同构型的通道。

5. 权利要求4的转化装置,其中燃料分配系统包括通道,确定通道的大小和/或形状来提供在通道中的不同压降。

6. 权利要求1的转化装置,进一步包括逆流安排的换热器。

7. 权利要求1的转化装置,其中燃料的一部分被单独地且独立地提供给并联的每一个燃烧室(851,852,853,855)。

8. 权利要求7的转化装置,提供给每一燃烧室(851,852,853,855)的燃料的部分少于提供给上一燃烧室(851,852,853,855)的部分。

9. 权利要求7的转化装置,其中被动控制提供给每一燃烧室(851,852,853,855)的燃料的量。

10. 权利要求1的转化装置,其中燃料分配系统进一步包括燃料供应室,所述燃料供应室通过对齐邻近堆叠板(1101,1121,1141,1161,1180,1190)中的燃料供应穿孔(1113,1133,1153,1172)形成,燃料进料进入所述燃料供应室以提供燃料至第三组通道。

11. 权利要求1的转化装置,其中第一组通道、第二组通道和第三组通道各自包括宽度为0.6至4.5mm且深度为0.3至2.5mm的通道。

12. 权利要求1的转化装置,其中第一组通道、第二组通道和第三组通道各自包括通道之间的脊宽度为0.2至2.5mm的通道。

13. 权利要求1的转化装置,其中堆叠板(1101,1121,1141,1161,1180,1190)中的各板(1101,1121,1141,1161,1180,1190)具有0.5至3mm的厚度。

14. 权利要求2的转化装置,其中燃料的一部分被单独地且独立地提供给并联的每一个燃烧室(851,852,853,855)。

转化器装置和方法

[0001] 本申请是于2008年6月16日提交的PCT申请PCT/AU2008/000870的中国国家阶段申请,申请号为200880100294.8、题目为“转化器装置和方法”的分案申请。

发明领域

[0002] 本发明涉及用于转化气态烃的装置和方法,且更具体地涉及用于转化气态烃的高效率、低金属尘化、低结焦的装置和方法。

[0003] 蒸汽转化器是一种催化反应,其中,蒸汽和气态烃的混合物在高温下与在催化剂接触以产生碳氧化物和氢气的混合物,通常被称为合成气。合成气可进一步转化为非常广泛范围的大宗和特种化学品,包括氢气、甲醇、氨、运输燃料和润滑剂。

[0004] 在蒸汽转化中涉及的化学反应已为众所周知多年。事实上,蒸汽转化自20世纪30年代以来已用于工业界,天然气的蒸汽转化自引入高压操作的20世纪60年代以来就一直是生产氢气的主要方法。

[0005] 转化反应带来的两个潜在问题包括金属尘化和结焦,它们能够导致工艺低效率和设备故障。金属尘化在温度、压力和含碳气体环境中的组成的组合导致合金腐蚀分解为尘粉时发生。金属尘化条件在转化器系统中是难以避免的,因而金属尘化是持续的威胁。当气态烃裂化产生可能堵塞或损坏流径、能够导致热传递和转化效率降低和设备故障的固体含碳物质时,结焦发生。

[0006] 传统上,工业蒸汽转化器是管式结构,采用几个装有转化催化剂的大金属管。烃/蒸汽进料混合物流过该管,接触催化剂并转化为合成气。由于转化反应吸热,必须提供热量以维持所要求的转化温度(一般高于800摄氏度)。在传统的管状转化系统中,这是通过将管放置在通常燃烧天然气的燃烧炉中来实现的,其中热量通过对流传热和辐射传热的组合来传递给管。

[0007] 因此,管式转化器的成功操作有赖于保持在管内的吸热转化反应和从燃烧炉到管的热传递之间的某种精细的平衡。通过管壁的热通量必须足够高,以维持转化反应所需的温度,但不能过高(通过强度降低来实现),以免引起过高的金属壁温度或在管内的过热点处产生烃结焦。因此,管式转化器的操作必须受到严格控制。

[0008] 虽然大规模的管式转化器在技术上和经济上都非常成功,但小规模管式转化器不太成功。除其它情况外,制造、安装、维护和以较小的规模操作管式转化器的成本不具吸引力。

[0009] 因此,诸如氢气、氨和甲醇的合成气下游产品的较小的用户发现在现场设立这些产品的生产设施没有吸引力。相反,他们通常依赖于来自大生产商的该产品的气缸的卡车输送。随着运输燃料价格上涨,这个方案变得越来越不具吸引力。此外,许多使用天然气的用户希望有现场生产设施,这样不仅是为了避免运输费用,而且提高了供应的可靠性。此外,世界上天然气供应的大部分是位于边远地区的小的区域,还没有到天然气市场的管道。如果天然气首先转化为可从合成气生产的液体诸如甲醇和长链烃,这个所谓的“无管道系统可利用的天然气(stranded gas)”的能量内容物可以更容易地运到市场。

[0010] 因此,有对于比经济和实际上的可行的传统管式系统更小规模地生产合成气的需求,并且那个需要有可能增加。但是,有相当大的挑战:更小规模的系统在初始成本上必须与大型工厂成合理比例,操作成本也必须与生产规模相称。低的操作成本要求高的能量效率、使天然气成本最小化、操作简单、最小化或避免需要专职工厂操作者的照看。

[0011] 虽然转化反应所需要的热量是由热力学所固定的,但工厂中的能源使用的总体效率取决于从热的合成气和热的燃烧烟气物流回收热量来将冷的进料预热到转化温度和升起必要的蒸汽的效率。高效的进料-流出物换热器和烟气加热的预转化器的使用可以在这方面给予帮助。重要的是,虽然大规模的转化系统可能因将多余的蒸汽的能量输送到现场的其它过程中而宣称具有能量效率,但小规模转化系统不可能有用于多余蒸汽的出口目的地,因此其生产并不提高效率。

[0012] 初始资金成本和操作简单性都可以通过在可能的情况下改用被动控制技术而使主动控制的使用最小化来增强。例如,对单一物流进行合适的分流以传送到并行连接的多个组件可以通过安排合适的、通过这些组件的相对压降来实现,而不使用控制阀。作为另一个例子,离开换热器的蒸汽的温度可以通过安排使换热器以小的温度夹区 (pinch) 操作而保持在接近极限。

[0013] 小规模系统的另一个考虑因素是,与大规模工厂不同,用户可能无法以工厂的全部生产能力或接近工厂的全部生产能力连续操作。因此,就如快速开车和停车程序一样,大范围内的吞吐量的调节应该是可以实现的并应自动化。

[0014] 小规模转化器也应该最小化维修的需求。

[0015] 因此,需要实现由于易于控制、监测和维护以及高的能源效益而在资金和操作成本上与大规模系统相媲美的小规模的转化方法及装置。

发明内容

[0016] 在一些实施方案中,气态烃-蒸汽转化方法和/或装置可被设计为将金属尘化条件的发生限制到装置或方法的局部部分中。在一些实施方案中,将金属尘化条件的发生限制到其中的装置或方法的局部部分可包括燃料预热器,在该燃料预热器中部分燃烧燃料/空气混合物来将燃料物流从金属尘化温度以下加热到金属尘化温度以上。在一些实施方案中,将金属尘化条件的发生限制到其中的装置或方法的局部部分可包括空气预热器,在该空气预热器中燃烧燃料/空气混合物来将空气物流从金属尘化温度以下加热到金属尘化温度以上。在一些实施方案中,将金属尘化条件的发生限制到其中的装置或方法的局部部分可包括毗邻急冷换热器的管道部分,在那里将在转化过程期间形成的合成气物流的一部分从金属尘化温度以上急冷至金属尘化温度以下。在一些实施方案中,将金属尘化条件的发生限制到其中的装置或方法的局部部分可包括一部分工艺管道,在那里将急冷的合成气与尚未急冷的第二部分合成气混合。

[0017] 相应地,在一些实施方案中,气态烃-蒸汽转化方法可包括:

[0018] a) 预热一股或多股空气物流以形成一股或多股预热的空气物流;

[0019] b) 将至少一股空气物流与至少一股燃料物流的一部分混合以形成具有低于金属尘化条件的温度的燃料/空气混合物;

[0020] c) 部分燃烧所述燃料/空气混合物的一部分中的燃料以形成用于在一个或多个转

化器级中使用的具有高于金属尘化条件的温度的加热的燃料物流；

[0021] d) 在至少一股所述预热的空气物流的存在下燃烧所述燃料/空气混合物的一部分以形成用于在一个或多个转化器级中使用的具有高于金属尘化条件的温度的加热的空气物流；

[0022] e) 加热一股或多股水物流以形成蒸汽；

[0023] f) 将该蒸汽与一股或多股气态烃物流混合，以形成所述气态烃-蒸汽物流；

[0024] g) 在一个或多个预转化级中加热并部分转化所述气态烃-蒸汽物流以形成转化器物流，其中遍及所述一个或多个预转化级，所述气态烃-蒸汽物流具有避免金属尘化条件和结焦条件的温度和组成的组合；

[0025] h) 在一个或多个转化器级中转化所述转化器物流以形成合成气物流和烟气物流，其中遍及所述一个或多个转化级，所述转化器物流具有避免金属尘化条件和结焦条件的温度和组成的组合；

[0026] i) 从所述烟气物流中回收热量以便为步骤g)中的预转化级供热并为所述水物流提供预热；和

[0027] j) 从所述合成气物流中回收热量，以预热来自步骤a)的空气物流并提供热量来形成步骤e)中的蒸汽。

[0028] 在一些实施方案中，所述方法或装置包括用于气态烃的蒸汽转化以生产合成气的方法或装置，其中气态烃的进料流量为1到10,000标准立方米/小时(“SCMH”)。在一些实施方案中，配置所述方法或装置以使金属尘化条件和/或结焦条件在整个蒸汽转化方法中被最小化、避免或局部化。优选地，配置该方法或装置以在该方法或装置的换热器、转化级和预转化级中避免金属尘化条件。优选地，配置所述方法或装置配置以避免在燃料进料物流、预转化级和转化级和/或在合成气物流中结焦。

[0029] 在一些实施方案中，所述方法或装置包括用于气态烃的蒸汽转化以生产合成气的方法或装置，其中所述方法具有大于50%且小于95%的烃转化率。在一些实施方案中，所述方法或装置包括用于气态烃的蒸汽转化以生产合成气的方法或装置，其中所述方法具有大于50%的能量效率。在一些实施方案中，所述方法或装置包括用于气态烃的蒸汽转化的方法或装置，其中该方法所需的所有蒸汽产自该方法中并用于该方法中，即没有蒸汽输出和输入到该方法中。

[0030] 在一些实施方案中，用于气态烃的蒸汽转化的方法或装置包括被动流动控制系统，藉此，利用在换热器、预转化级和/或转化级内的压降平衡来将适当量的燃料和空气传送到诸如换热器、预转化级和/或转化级的方法中的各点处。

[0031] 一般而言，气态烃物流的蒸汽转化被认为涉及如下反应：



[0034] 当气态烃是甲烷时，式(1)简化为



[0036] 附图简述

[0037] 图1A示出了转化系统的一个实施方案的示意图。

- [0038] 图1B示出了根据图1A、图5和图7的转化系统的一部分的替代配置的示意图。
- [0039] 图2A-C示出了可用于形成在图1A中标为合成气热量回收换热器110的一个实施方案的板的示意图。
- [0040] 图3A-B示出了可用于形成在图1A、图5和图7中标为换热器164的一个实施方案的板的示意图。
- [0041] 图4A-D示出了可用于形成在图1A、图5和图7中标为换热器166的一个实施方案的板的示意图。
- [0042] 图5示出了转化系统的一个替代实施方案的示意图。
- [0043] 图6A-C示出了可用于形成在图5中标为合成气热量回收换热器510的一个实施方案的板的示意图。
- [0044] 图7示出了转化系统的一个替代实施方案的示意图。
- [0045] 图8示出了在图1A、图5和图7中标为转化器模块件150 (其包括转化器和预转化器) 的一个实施方案的示意图。
- [0046] 图9A-E示出了可用于形成预转化器的一个实施方案的板的示意图。
- [0047] 图10A-B示出了可用于形成预转化器的单元的板的示意图。
- [0048] 图11A-F示出了用来形成转化器的一个实施方案的板的示意图。
- [0049] 图12A-D示出了可用于形成转化器中的室的板的示意图。
- [0050] 图13A-B示出了形成预转化器 (图13A) 和转化器 (图13B) 的堆叠板的底视图。
- [0051] 图14示出了在一个实施方案中的转化器空气物流和转化器物流的温度分布的期望趋势的举例说明。
- [0052] 图15示出了转化系统中的空气物流和燃料物流的流阻网络的一个实施方案。
- [0053] 图16A-D示出了用来构成转化器的一个实施方案的板的示意图。
- [0054] 图17示出了不考虑壁传导的转化器错流换热器的模拟的合成气温度分布。
- [0055] 图18示出了考虑了壁传导的转化器错流换热器的模拟的合成气温度分布。
- [0056] 图19示出了在转化器系统的一个实施方案中的工艺物流的复合的热和冷的温度-焓曲线的示意图。
- [0057] 图20示出了转化器系统100的一个实施方案的部分结构的前视图。
- [0058] 图21示出了图20中所示的转化器系统100的一个实施方案的部分结构的后视图。
- [0059] 定义
- [0060] 金属尘化条件: 导致结构材料和合金腐蚀分解成为尘粉的温度和在含碳气体的环境中的组成的组合。一般来说, 金属尘化发生在400°C到800°C之间的中间温度且此时碳在气相中的活性 (“ a_c ”) 大于1。由于金属尘化是在给定物流中温度和组成的组合的结果, 可操控这些变量中的任何一个来避免或减少金属尘化条件的发生。相应地, 对于一些组成, 金属尘化的上限可能会低于800°C, 例如700°C或750°C, 下限可能高于400°C, 例如420°C或450°C。因此, 应该认识到, 400°C到800°C旨在作为一般经验法则, 但也有例外, 而且金属尘化条件涉及组成和温度的组合。相应地, 当本申请提到“避免或减少金属尘化条件”等时, 是旨在通过操控温度、组成或两者来避免或减少可能导致金属尘化条件的变量的组合。
- [0061] 虽然不想受任何理论约束, 但金属尘化在大多数情况下被认为是下列反应的结果:

[0062] $\text{CO} + \text{H}_2 \leftrightarrow \text{C} + \text{H}_2\text{O}$ (4); 和

[0063] $2 \text{CO} \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{C}$ (5)

[0064] 相应地,可通过操控气体物流的温度和/或组分以避免这些反应情形和避免 $a_c > 1$ 的条件,来避免或减少金属尘化条件。或者,可以设计方法和/或装置来将金属尘化条件的发生限制在方法和/或装置的局部点以最小化维修所需费用、最小化维修难度和成本并最小化能够耐金属尘化的昂贵的合金或涂层材料的使用。

[0065] 耐金属尘化材料:耐金属尘化材料是在暴露在金属尘化条件中时抗腐蚀分解的材料。可以使用抗金属尘化且另外适合于诸如温度和压力的相关工艺条件的任何材料。在一些实施方案中,耐金属尘化材料可以是合金617、覆有铝化物涂层的合金617与覆有铝化物涂层的合金800H。可以通过在材料表面沉积铝、将它在高温下扩散到合金中并氧化它来形成铝化物涂层。

[0066] 催化剂:一般来说,当本文中针对转化床或室或燃烧床或室使用催化剂这个词时,它旨在包括任何合适的催化剂,如任何合适的非贵金属或贵金属催化剂或它们的混合物和组合,它可以是结构化或非结构化的催化剂,并可以是负载的或非负载的催化剂。合适的非结构化的催化剂可包括多孔微粒催化剂,其大小可优化以实现预期的转化反应或燃烧,同时在相关物流中保持所需的压降。可在金属丝网或金属箔载体或在陶瓷基体上涂覆合适的结构化的催化剂。在一些实施方案中,催化剂可包括金属催化剂,包括选自下面的金属:金、银、铂、钯、钨、铈、钕、钐或铈或它们的一种或多种的组合。在一些实施方案中,催化剂可以是涂覆在费克拉洛伊铁基合金(铁-铬-铝)金属箔基体上的氧化铝洗涂层载体上的铂/钯催化剂。

[0067] 或者,当在提及水煤气变换反应器催化剂时使用催化剂这个词时,它旨在包括任何合适的催化剂,如非贵金属或贵金属催化剂或它们的混合物及组合,其可以是结构化或者非结构化的催化剂,可以是负载的或非负载的催化剂。合适的非结构化的催化剂可包括多孔微粒催化剂,其大小可优化以实现预期的水煤气变换反应,同时在相关物流中保持所需的压降。可在金属丝网或金属箔载体或在陶瓷基体上涂覆合适的结构化的催化剂。

[0068] 附图描述

[0069] 在一些实施方案中,该方法或装置包括用于气态烃的蒸汽转化以生产合成气的方法或装置,其中气态烃进料流量为1至10,000标准立方米/小时("SCMH"),诸如2-5000SCMH、诸如1至10、10至100、100至1000、1000至10000、10至4000、15至3000、20至2000、30至1000、40至500、50至250或60至100SCMH。

[0070] 在一些实施方案中,用于气态烃的蒸汽转化以生产合成气的方法或装置可以具有50%或更高的烃转化率,诸如从50%到95%、从55%至90%、从60%到85%、从65%到80%或从70%至75%。

[0071] 在一些实施方案中,当根据如下公式计算时,用于气态烃的蒸汽转化以生产合成气的方法或装置可具有从50%到90%,例如从55%到85%、从60%至80%或从65%至75%的能量效率:

$$[0072] \frac{(\text{LHV}_s * M_s - \text{LVH}_r * M_r)}{(\text{LHV}_{ng} * M_{ng})}$$

[0073] 其中

[0074] LHV_s = 燃烧合成气产物时每摩尔(或每公斤)所释放出的热量,不包括水的潜热;

[0075] M_s = 合成气产物的摩尔(或质量)流量;

[0076] LHV_f = 燃烧燃料时每摩尔(或每公斤)所释放出的热量,不包括水的潜热;

[0077] M_f = 燃料的摩尔(或质量)流量;

[0078] LHV_{ng} = 燃烧天然气时每摩尔(或每公斤)所释放出的热量,不包括水的潜热;和

[0079] M_{ng} = 天然气的摩尔(或质量)流量。

[0080] 在一些实施方案中,所述方法或装置包括具有上述效率的、用于气态烃的蒸汽转化的方法或装置,且其中所述方法所需的所有蒸汽产自所述方法内部和用于所述方法内部,即没有从所述方法输出蒸汽和向所述方法中输入蒸汽。

[0081] 在一些实施方案中,配置所述方法或装置以将各处的金属尘化条件和/或结焦条件的发生最小化、避免或局部化。优选地,配置该方法或装置以在所述方法或装置的换热器、预转化级和/或转化级中避免金属尘化条件。优选地,配置该方法或装置以在气态烃进料物流、燃料进料物流、预转化级和转化级和/或在合成气物流中避免结焦条件。在一些实施方案中,所述方法和/或装置可被设计为将金属尘化条件的发生限制在所述方法和/或装置的局部点或组件中,诸如限制在可由耐金属尘化或防金属尘化的材料设计或构造的和/或为方便和/或低成本维修和/或更换而配置的所述方法和/或装置的局部点中。

[0082] 在一些实施方案中,用于气态烃的蒸汽转化的方法或装置包括被动流动控制系统,藉此通过在换热器、预转化级和/或转化级内的压降平衡来将适当量的燃料和空气传送到诸如转化系统的预热器和燃烧级的工艺过程中的各点处。

[0083] 在一些实施方案中,所述气态烃-蒸汽转化方法包括:

[0084] 部分燃烧第一燃料/空气混合物物流中的燃料来加热用于在气态烃-蒸汽物流的转化期间使用的燃料/空气混合物物流;

[0085] 燃烧第二燃料/空气混合物物流来加热用于在所述气态烃-蒸汽物流的转化期间使用的空气物流;和

[0086] 转化所述气态烃-蒸汽以形成合成气物流和烟气物流。

[0087] 部分燃烧可包括催化氧化所述第一燃料/空气混合物物流中的燃料的至少一部分以提供加热的燃料物流。部分燃烧可使用全部或基本上全部的第一燃料/空气混合物物流中的空气。在部分燃烧之后,加热的燃料物流可提供给一个或多个转化器级来进一步燃烧以加热或再次加热一股或多股空气物流。燃烧第二燃料/空气混合物物流可包括催化氧化全部或基本上全部的第二燃料/空气混合物物流中的燃料以提供加热的空气物流。该加热的空气物流可提供给一个或多个转化器级以为进行转化的气态烃-蒸汽物流提供热量。由此产生的冷却的空气物流可以随后被加热或再次加热,例如在该冷却的空气物流的存在下燃烧一部分加热的燃料物流。

[0088] 在一些实施方案中,转化包括预转化所述气态烃-蒸汽物流以形成转化器物流,然后转化所述转化器物流。在一些实施方案中,转化包括通过在多个预转化级中加热并预转化所述气态烃-蒸汽物流以形成转化器物流来减少在转化期间的金属尘化和/或结焦,然后转化所述转化器物流。在一些实施方案中,预转化包括部分转化一部分气态烃-蒸汽物流。在一些实施方案中,部分转化包括多个预转化级,每一级都包括:a) 加热气态烃-蒸汽物流;

之后是b)部分催化转化气态烃-蒸汽物流。加热可包括从转化过程的烟气物流中回收热量。预转化的级数可以是1到10(例如2至7或3至5)个预转化级。在一些实施方案中,在多个级中进行预转化以帮助避免或减少在预转化和转化期间的结焦条件。在一些实施方案中,通过改变气态烃-蒸汽物流的组成和/或温度来避免或减少在预转化期间的结焦条件。在一些实施方案中,预转化是在印制线路反应器(“PCR”)中进行的。

[0089] 转化器物流可以在一级或多级催化转化中转化。在一些实施方案中,转化在PCR中进行。在一些实施方案中,转化包括1到40级转化,例如2至35级、3至30级、5至25级、8至20级或10至15级催化转化。在一些实施方案中,转化气态烃-蒸汽物流包括至少以下三级:

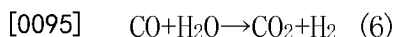
[0090] i) 通过在换热器中从加热的空气物流中回收热量来加热所述转化器物流,以形成加热的转化器物流和冷却的空气物流;

[0091] ii) 转化所述加热的转化器物流的至少一部分;和

[0092] iii) 在所述冷却的空气物流的存在下燃烧所述部分燃烧的燃料/空气混合物物流的一部分以再次加热所述冷却的空气物流。

[0093] 在一些实施方案中,加热所述转化器物流包括在换热器中从加热的空气物流(诸如通过燃烧第二燃料/空气混合物物流所制的加热的空气物流或通过在冷却的空气物流的存在下燃烧部分燃烧的燃料/空气混合物物流的一部分来再次加热冷却的空气物流所制得的加热的空气物流)中回收热量。在一些实施方案中,换热器可以包括顺流、错流或逆流换热器。优选地,换热器包括错流换热器。在一些实施方案中,换热器包括印制线路换热器。优选地,横跨用于加热的空气物流的换热器的压降小于0.1巴,例如小于0.09巴、小于0.07巴、小于0.06巴或小于0.05巴。在一些实施方案中,横跨用于转化器物流的换热器的压降小于0.5巴,例如小于0.4巴、小于0.30巴、小于0.2巴或小于0.1巴。

[0094] 转化所述加热的转化器物流的至少一部分可包括催化转化加热的转化器物流的一部分来生产合成气。该转化可通过一系列催化转化级来进行以使烃转化率最大化,同时在转化器的转化器物流中减少或避免结焦条件。优选地,气态烃的转化根据式(1)发生。此外,氢气的额外生产可经由如下水煤气变换反应发生:



[0096] 它在转化和预转化期间可接近平衡。

[0097] 在一些实施方案中,在冷却的空气物流的存在下燃烧所述部分燃烧的燃料/空气混合物物流的一部分来再次加热该冷却的空气物流包括在冷却的空气物流的存在下催化燃烧所述部分燃烧的燃料/空气混合物物流的一部分。在一些实施方案中,将该部分燃烧的燃料/空气混合物物流的一部分单独提供给一部分或所有的转化级的催化燃烧室。在一些实施方案中,提供给转化器级的该部分燃烧的燃料/空气混合物物流的一部分对每一受供应的转化器级都是相同量的部分燃烧的燃料/空气混合物物流。

[0098] 在其它实施方案中,提供给转化器级的该部分燃烧的燃料/空气混合物物流的一部分是根据受供应的级而改变。在一些实施方案中,提供给转化器的第二级及其后级的一个或多个燃烧步骤的部分燃烧的燃料/空气混合物的量可能会少于提供给一个或多个在先的级的量。例如,在一些实施方案中,提供的部分燃烧的燃料/空气混合物物流的量可以对每一转化级逐步减少,和在一些实施方案中,一个或多个后面的转化级可以没有该部分燃烧的燃料/空气混合物物流的一部分提供给它。优选地,提供给转化器级的部分燃烧的燃

料/空气混合物的量对每一个连续的级都减少,且可以对一个或多个级为零。

[0099] 可使用主动控制或被动控制来控制提供给每一个转化级的部分燃烧的燃料/空气混合物物流的那部分。优选地,使用被动流动控制来控制提供给每一个转化级的部分燃烧的燃料/空气混合物物流的那部分。此类被动流量控制可通过平衡遍布在转化过程的转化器和换热组件中的燃料物流、空气物流、燃料/空气混合物物流和/或其组分物流中的压降来完成。

[0100] 在最后的转化级完成后,可从中回收热量的两股物流离开转化器。第一股物流是合成气物流,它是转化的气态烃-蒸汽物流。第二股物流是烟气物流,它是从最后的转化级离开最后的换热器的空气物流。这些物流中的每一股都处于相对较高的温度下。

[0101] 在一些实施方案中,所述方法或装置通过从离开转化器级的烟气物流和/或合成气物流中回收热量来部分实现本文所述的效率。在一些实施方案中,在一个或多个换热器中将热量从合成气物流中回收到一股或多股反应物进料物流中,例如一股或多股:气态烃物流、一股或多股燃料物流、一股或多股空气物流和一股或多股水物流。在一些实施方案中,在一个或多个换热器中从烟气物流回收热量来在一个或多个预转化器级中加热气态烃-蒸汽物流。在一些实施方案中,既通过气态烃-蒸汽物流又通过一股或多股水物流来从烟气物流中回收热量。在既通过气态烃-蒸汽物流又通过一股或多股水物流从烟气物流中回收热量的一些实施方案中,在与水物流换热之前,在烟气物流的存在下通过燃烧至少一股燃料物流的一部分来加热烟气物流。在一些实施方案中,水物流既从烟气物流又从合成气物流中回收热量。在一些实施方案中,通过在急冷换热器中急冷至少一部分合成气物流来从至少一部分合成气物流中回收热量。

[0102] 在一些实施方案中,气态烃-蒸汽转化方法包括:

[0103] a) 预热一股或多股空气物流以形成一股或多股预热的空气物流;

[0104] b) 将至少一股空气物流与至少一股燃料物流的一部分混合以形成具有低于金属尘化条件的温度的燃料/空气混合物;

[0105] c) 部分燃烧所述燃料/空气混合物的一部分中的燃料以形成用于在所述转化器级中使用的具有高于金属尘化条件的温度的加热的燃料物流;

[0106] d) 在至少一股所述预热的空气物流的存在下燃烧所述燃料/空气混合物的一部分以形成用于在一个或多个转化器级中使用的具有高于金属尘化条件的温度的加热的空气物流;

[0107] e) 加热一股或多股水物流以形成蒸汽;

[0108] f) 将该蒸汽与一股或多股气态烃物流混合,以形成所述气态烃-蒸汽物流;

[0109] g) 在一个或多个预转化级中加热并部分转化所述气态烃-蒸汽物流以形成转化器物流,其中遍及所述一个或多个预转化级,所述气态烃-蒸汽物流具有避免金属尘化条件和结焦条件的温度和组成的组合;

[0110] h) 在一个或多个转化器级中转化所述转化器物流以形成合成气物流和烟气物流,其中遍及所述一个或多个转化级,所述转化器物流具有避免金属尘化条件和结焦条件的温度和组成的组合;

[0111] i) 从所述烟气物流中回收热量以便为步骤g)中的预转化级供热并为所述水物流提供预热;和

[0112] j) 从所述合成气物流中回收热量,以预热来自步骤a)的空气物流并提供热量来形成步骤e)中的蒸汽。

[0113] 在一些实施方案中,通过在换热器中从合成气物流中回收热量来预热空气物流。这样,残留在合成气物流中的至少一部分热量可被回收,从而提高本方法的效率。空气物流可以是任何合适的空气物流,例如工艺空气物流或鼓入的空气物流,且可以是经调节的或未经调节的,例如过滤或未过滤的、纯化或未纯化的、加湿或除湿的。

[0114] 优选地,空气物流为从鼓风机或其它吹风源提供的受迫空气物流。一般来说优选的是,空气以足够的压力来提供以满足方法要求但不是过大的压力以免由于鼓风机增加的能源需求而可能会导致方法效率低。因此,希望配置所述方法和装置以使该方法中需要的空气压力最小化,这可以通过在工艺组件诸如换热器、阀门、预转化级和转化级中避免大的压降来实现。

[0115] 在一些实施方案中,将至少一股空气物流与至少一股燃料物流的一部分混合以形成具有低于金属尘化条件的温度的燃料/空气混合物,其包括加入空气物流和燃料物流。在一些实施方案中,至少一股空气物流是在空气物流被预热之前或之后上面讨论的空气物流的一部分。在一些实施方案中,至少一股空气物流是上面讨论的在预热之前的空气物流的一部分。以这种方式,可以向系统或方法提供的单一的空气物流,它在预热之前或之后可被分流为两股或更多股空气物流。一股或多股空气物流可以通过从合成气物流中回收热量而在同一或不同的换热器中被预热。

[0116] 在一些实施方案中,燃料物流可以例如在换热器中通过从合成气物流中回收热量来预热。在一些实施方案中,与至少一股空气物流混合的燃料物流的一部分在在其中预热一股或多股上文所述的空气物流的同一个换热器中预热。燃料物流可以是用于蒸汽转化方法的任何合适的燃烧燃料进料物流的一部分,例如来自变压吸附过程(PSA)、来自甲醇生产过程或来自氨生产过程的废气或尾气物流,也可以是废气或尾气与一股或多股气态烃物流(例如天然气物流;甲烷物流;丙烷物流;气态烃、炼油厂废气或尾气或其它废气或尾气的混合物)的混合物以及它们的混合物或组合。优选地维持预热期间的条件以在燃料物流和换热器中减少或避免金属尘化条件和结焦条件。

[0117] 所述至少一股空气物流和所述燃料物流的一部分可以任何适当的方式合并,例如通过采用“Y”或“T”型连接器合并这些物流以形成单一的物流或通过将一股物流添加到另一股物流中。在一些实施方案中,至少一股空气物流和燃料物流的一部分可以通过合并这两个的换热物流或通过这些物流供给到同一个换热器出口而在换热器中汇合。优选地,产生的燃料/空气混合物富含燃料且由于物流中的空气量有限而只能不完全燃烧。

[0118] 在一些实施方案中,在燃料/空气混合物已经形成之后,它可以使用例如“Y”或“T”型连接的任何合适的分流机构分流为两股或更多股物流。所述分流的燃料/空气混合物的至少一部分可部分燃烧(例如催化燃烧)以形成加热的燃料物流,它可以具有高于金属尘化条件的温度。优选地,由于在混合物中的空气有限,燃烧是部分燃烧。在一些实施方案中,加热的燃料物流可含有基本上不可燃烧的空气,并可包括燃料和燃烧副产物。在一些实施方案中,在燃料/空气混合物燃烧期间,该物流经历金属尘化条件和/或结焦条件。在这种情况下,与燃烧有关的物流的组件,包括燃烧室,优选由耐金属尘化的材料构造,例如耐金属尘化的合金或涂了耐金属尘化涂层的合金和/或被配置为容易维修和/或拆卸及更换的。优选

地,加热的燃料物流的温度和组成在燃烧后适合于不进行进一步的调整就能在转化器级使用并且加热的燃料物流将不会在转化器级内经历金属尘化条件或结焦条件。

[0119] 可燃烧所述燃料/空气混合物的第二部分,例如在预热空气物流的存在下催化燃烧以形成用于转化器级的加热的空气物流。在一些实施方案中,加热的空气物流可具有高于金属尘化条件的温度。优选地,燃料/空气混合物中的燃料完全或基本上完全燃烧以提供额外的热量给预热的空气物流。

[0120] 在一些实施方案中,加热一股或多股水物流以形成蒸汽包括从烟气物流和/或合成气物流回收热量。在一些实施方案中,从合成气物流回收热量包括在气态烃-蒸汽转化方法中的两个不同点从合成气物流中回收热量,例如在合成气后离开转化器级后不久和在合成气物流正要离开所述方法之前。

[0121] 在一些实施方案中,一股或多股水物流在烟气物流已经离开转化级和预转化级之后在换热器中从烟气物流中回收热量,例如在烟气物流正要离开转化过程之前。在一些实施方案中,烟气物流可与一部分燃料物流和/或气态烃物流合并,然后在进入换热器之前但在烟气物流已经离开转化级和预转化级之后、在烟气物流的存在下通过燃烧、例如催化燃烧所述一部分燃料物流和/或气态烃物流进行预热。在其它实施方案中,例如在转化是作为高温转化过程实施的实施方案中,可能不包括或使用这个燃烧步骤。

[0122] 在一些实施方案中,水物流在合成气物流离开转化器级后不久从一部分合成气物流中回收热量,回收在急冷换热器中进行,其中进入的合成气物流通过与浸没在水中的换热器中的水物流交换热量而产生蒸汽。在这样的实施方案中,因为换热器浸没在水中,由于水的沸腾所导致金属温度相对恒定、同时没有足够的压力将水的沸点提高到金属尘化温度,所以避免了金属尘化条件。虽然换热器不会经历金属尘化条件,但合成气物流在进入急冷换热器前不久可能会经历。因此,在距换热器入口的至少5个管径内的那部分合成气管道优选由耐金属尘化的材料构造,例如耐金属尘化合金或涂了耐金属尘化涂层的合金和/或被配置为容易维修和/或拆卸及更换。在一些实施方案中,在气态烃-蒸汽转化方法中产生和使用的所有的或大部分的蒸汽是在急冷换热器中产生的。在一些实施方案中,分流合成气物流以形成第一合成气物流和第二合成气物流,且在急冷换热器中从第一合成气物流和第二合成气物流之一中回收热量。

[0123] 在一些实施方案中,刚好在合成气物流离开气态烃-蒸汽转化方法之前,水物流从合成气物流中回收热量。在一些实施方案中,这种热量回收在与上面讨论的用于空气和燃料物流的热量回收的换热器相同的换热器中进行。在其它的实施方案中,使用单独的换热器来在合成气物流就要离开气态烃-蒸汽转化方法之前把热量从合成气物流回收到水物流中。

[0124] 在一些实施方案中,在一股或多股水物流已经被加热产生蒸汽之后,该蒸汽与一股或多股气态烃物流混合以形成气态烃-蒸汽物流。混合可以通过使用任何合适的设备例如使用“Y”或“T”型连接器使蒸汽物流与气态烃-蒸汽汇合形成单一物流或通过将一股物流添加到另一股物流中来实现。在一些实施方案中,气态烃物流已被预热,例如通过从合成气物流中回收热量来预热,例如在与上面讨论的用于空气和燃料物流的热量回收相同或不同的换热器中进行。气态烃物流可以是任何适用于蒸汽转化的气态烃物流,如天然气、甲烷、丙烷、气态烃和炼油厂或其它废气的混合物和它们的混合物或组合。在一些实施方案中,气

态烃-蒸汽物流中的蒸汽与气态烃的比例可以由蒸汽与碳的比例来指示。在一些实施方案中,转化器物流中的蒸汽与碳的比例可以是1:1到12:1,例如从2:1到10:1、从3:1到8:1或从4:1到6:1。

[0125] 在一些实施方案中,气态烃-蒸汽物流在一个或多个预转化级中预转化。在一些实施方案中,一个或多个预转化级包括加热和部分转化气态烃-蒸汽物流以形成转化物流。在这样的实施方案中,部分转化可包括通过从烟气物流中回收热量、接着部分催化转化气态烃-蒸汽物流来一级或多级加热气态烃-蒸汽物流。在一些实施方案中,进行至少2级预转化,如2至10、3至10、4至8或5至7个预转化级,例如2个或更多、3个或更多、4个或更多、或5个或更多的预转化级。在一些实施方案中,通过改变气态烃-蒸汽物流的温度和/或通过改变气态烃-蒸汽物流的组成、通过加热和部分转化它以避免这些条件来在预转化级中避免结焦条件。此外,在一些实施方案中,预转化级为避免金属尘化条件和结焦条件的第一转化级提供了转化器物流。

[0126] 在一个或多个转化器级中转化转化器物流来形成合成气物流和烟气物流可以如本文的其它地方所述来实现,包括对提供给各个级的加热的燃料物流进行控制。例如,在一些实施方案中,转化可以在一个或多个转化器级中完成,每个级包括:i) 通过从加热的空气物流中回收热量来加热转化器物流以形成加热的转化器物流和冷却的空气物流,ii) 转化至少一部分加热的转化器物流;和iii) 在冷却的空气物流的存在下燃烧加热的燃料物流的一部分以形成用于下一级的加热的空气物流。优选地,转化器物流具有避免在整个转化器级中的结焦条件和金属尘化条件的温度和组成的组合。

[0127] 在一些实施方案中,用于气态烃的蒸汽转化的装置包括:

[0128] a) 燃料预热器,其部分燃烧第一燃料/空气混合物中的燃料以形成加热的燃料物流,所述加热的燃料物流在转化器模件中燃烧;

[0129] b) 空气预热器,其在空气物流的存在下燃烧第二燃料/空气物流以形成加热的空气物流,所述加热的空气物流为所述转化器模件供热;和

[0130] c) 用于从转化器物流生成合成气物流的转化器模件。

[0131] 燃料和空气预热器可包括任何合适的催化燃烧室,并可包括单独的催化反应器,或可包括已装填结构化或非结构化的催化剂的管的改造部分。在一般情况下,催化燃烧涉及相关物流中的可燃组分的催化氧化以由于强放热氧化反应而产生热量。燃烧反应可使用任何合适的催化剂催化和/或可包含或包括与点火源或启动火源相结合的非催化燃烧。

[0132] 在一些实施方案中,转化器模件可包括一个或更多、例如2个或更多、3个或更多,4个或更多,5个或更多、6个或更多、7个或更多、8个或更多、9个或更多或10个或更多的预转化器级。在一些实施方案中,转化器模件可包括2至10、3至8或4至7个预转化器级。在预转化器级之后,转化器模件可包括1-40个转化器级,例如2至35、3至30、5至25、8至20或10至15个转化器级。每一预转化器级可包括至少一个换热器和至少一个预转化床。可以使用任何合适的换热器及催化预转化器床。

[0133] 在一些实施方案中,一个或多个预转化器级可包括PCR。该PCR可配置为类似本领域所知的印制线路换热器("PCHE"),其催化剂室或床间断地置于气态烃-蒸汽物流的流径内,这样就可以在换热器或换热部分交替加热物流、然后在一系列预转化器级内的催化室或床内部分地催化转化。在这方面,PCR可以包括具有一个或多个通道的一系列板来使气

态烃-蒸汽物流和相互邻近的烟气物流流动换热。各物流的通道可以在不同的板上蚀刻或以其它方式形成,然后可以堆叠和以扩展结合(diffusion bonded)或以其它方式结合入换热器构造中,这样,通道被彼此靠得很近并通过通道壁换热。堆叠可包括堆叠端板、限位板和根据所需的热传递的气态烃-蒸汽板与烟气板的具体构造。每个板上的通道可配置为在物流之间单程或多程传热,且当形成到PCR中时,可配置为以顺流、错流或逆流方式来操作。在一些实施方案中,可将用于物流之一的板配置为多程的,而将用于其它物流的板配置为单程的。

[0134] 气态烃-蒸汽板和烟气板中的每一个可以包括多个预转化催化剂室或床穿孔,这样,当板被堆叠并结合入换热器构造时,这些板形成:多个换热区,其中热量从烟气通道交换入气态烃-蒸汽物流通道;和多个转化区,加热的气态烃-蒸汽物流在那里被部分催化转化。转化区可以通过在将板堆叠形成室时排列预转化器催化剂室或床穿孔来形成,其中可放置负载的或非负载的催化剂。

[0135] 在这方面,在一些实施方案中,PCR可以如下操作:气态烃-蒸汽物流可进入PCR的气态烃-蒸汽物流板通道,在那里它被热物流加热,该热物流可以是来自转化器级的、在烟气板的通道内流动的烟气物流。在加热后,气态烃-蒸汽物流板通道可引导气态烃-蒸汽物流到含有催化剂的预转化室或床,其中气态烃-蒸汽物流可以被部分催化转化。在部分转化后,气态烃-蒸汽物流可以进一步沿着板进入板通道,在那里,该物流将被在烟气板的烟气板通道中流动的烟气再次加热。以这种方式,部分转化可以包括在包括端板、限位板、一个或多个烟气板和气态烃-蒸汽板的单个结构中的多次反复的加热和部分转化。

[0136] 在预转化器级之后,转化器模件可以包括1-40个转化器级,例如2至35级、3至30级、5至25级、8至20级或10至15级催化转化。转化器模件可配置为将离开预转化器级的转化器物流转化成合成气的任何适当的方式。这样的转化可包括一个或多个通过从诸如加热的空气物流的热物流中回收热量来加热转化器物流的换热器。热物流可为转化器物流提供足够的热量以促进在一个或多个催化转化床内的转化。转化床可以以吸热反应催化转化转化器物流,从而冷却转化器物流。随后,转化器物流可以通过从诸如加热的空气物流的热物流中回收热量而被重新加热,然后可以被引向一个或多个另外的转化器床。通过这种方式,所述步骤可以通过转化器级重复进行。

[0137] 在一些实施方案中,转化器模件可包括多个级,其中每个级包括:i) 换热器,其通过从加热的空气物流中回收热量来加热转化器物流,形成冷却的空气物流;ii) 转化床,其转化所述加热的转化器物流;及iii) 燃烧室,其燃烧加热的燃料物流的一部分来再次加热冷却的空气物流。

[0138] 在一些实施方案中,所述装置可包括燃料分配控制网络,它被配置为被动控制提供给转化器级的每一个燃烧室的加热的燃料物流的数量。该配置可以通过设计所述装置和所述装置的各个换热组件和转化器组件来平衡在整个装置的空气和燃料物流中的压降以便为转化器级中的每一个燃烧室提供合适数量的空气和燃料来得到。在一些实施方案中,将燃料分配控制网络配置为向第二及其后的转化器级的一个或多个燃烧室提供一定量的加热的燃料物流,所述量少于提供给一个或多个前面级的加热的燃料物流的量。在一些实施方案中,将燃料分配控制网络配置为向第二及其后的转化器级的每一个燃烧室提供一定量的加热的燃料物流,所述量少于提供给前面级的加热的燃料物流的量。

[0139] 与预转化级一样,在一些实施方案中,转化器级可包括PCR。在一些实施方案中,组成转化器级的PCR可以包括端板、限位板、空气物流板、燃料物流板和转化器物流板。每一个活性板都可包括用于相关的进料物流(空气、燃料或转化器)的流道、多个催化燃烧室穿孔和多个催化转化床穿孔。当合并成一个堆叠并扩展结合或以其它方式结合时,每个板的多个催化燃烧室穿孔和多个催化转化床穿孔可以与堆叠中的其它板的相应的穿孔对齐以形成多个催化燃烧室和多个催化转化床。

[0140] 在一些实施方案中,这样的印制线路反应器可如下操作。加热的空气物流流过空气物流板的流道并与流过转化器板的流道的转化器物流换热以加热转化器物流和冷却空气物流。转化器物流然后进入第一催化转化床,在那里它以吸热反应被催化转化、冷却转化器物流并将该物流的一部分转化为合成气。冷却的空气物流前进到第一催化燃烧室,在那里它与被催化燃烧以再次加热空气物流的加热的燃料物流的一部分汇合。再次加热的空气物流然后与冷却的转化器物流换热,该过程可以在多级中重复进行。在一些实施方案中,加热的燃料物流的一部分被并行供应给每一个燃烧室。在一些实施方案中,从加热的燃料物流向每一个燃烧室供应相同量的燃料。优选地,供应给在第一燃烧室之后的每一个燃烧室的加热的燃料物流的量相对于前面的燃烧室减少。优选地,加热的燃料物流的供应是被动控制的。最后,离开转化器模件的物流包括合成气物流和烟气物流,合成气物流由转化器物流形成,烟气物流包括空气物流、任何剩余的燃料组分和燃料燃烧组分。

[0141] 在一些实施方案中,用于气态烃的蒸汽转化的装置可进一步包括至少一个在合成气物流离开转化器模件后从合成气物流中回收热量的换热器。在一些实施方案中,该装置包括至少两个从合成气物流的一部分中回收热量的换热器。在一些实施方案中,至少一个换热器中的至少一个是急冷换热器。急冷换热器可包括浸没在水中的换热器。一部分热合成气可进入处于/或高于金属尘化温度的温度下的急冷换热器,并可被急冷到低于金属尘化条件的温度。由于换热器浸没在水中,换热器从未经历过金属尘化条件,这是因为水沸腾使水的温度基本保持不变、并且由于沸腾水的高传热系数而使浸没的换热器的金属基本上保持在水的沸点温度。以这种方式通过急冷合成气物流生产的蒸汽可以在进入转化器模件前与气态烃物流混合。虽然急冷换热器避免了金属尘化条件,但邻近急冷换热器入口的那部分合成气管道可能会经历金属尘化条件,因此,本装置的这一部分优选地由耐金属尘化材料、涂了耐金属尘化涂层的材料构成和/或被配置为便于维修和/或拆卸及更换的。

[0142] 优选地,浸没式换热器是PCHE,它依赖于热虹吸管效应将热量从合成气物流交换到水中,由于沸腾水和单相水之间的密度差异而使水循环通过换热器。PCHE可包括一个或多个合成气板和一个或多个水板,二者在一起可以是在换热器内的“活性”板。合成气板可以在其上具有以蚀刻或以其它方式提供的多个流道,合成气通过这些流道流动。水板可以在其上具有以蚀刻或以其它方式提供的多个流道,水/蒸汽通过这些流道流动。水板和合成气板以及限位板和/或端板可以堆叠成换热器构造。在这种构造中,PCHE可包括一系列堆叠的和以扩展结合或以其它方式结合的板,这些板具有用于合成气物流和邻近水物流相互流动以从合成气物流向水物流交换热量的通道。PCHE可以通过堆叠端板、限位板和根据所需的热传递的合成气板和水物流板的具体构造来形成。每个板上的通道可配置为在物流之间为单程或多程传热,当形成成换热器时,可配置为以顺流、错流或逆流方式操作。优选地,将由这些板构成的换热器配置为顺流的以避免在换热器的水侧上的通道内出现干涸。在一些

实施方案中,用于这些物流中的一个的板可以配置为多程的,而用于其它的板配置为单程的。

[0143] 急冷换热器中的水位可以使用例如已知的控制锅炉水位的水位控制设备使用任何适当的方法来控制。浸没的换热器可以部分或完全浸没,只要有足够的水存在以确保在换热器中避免金属尘化条件即可。在一些实施方案中,急冷换热器产生了大量蒸汽用于与气态烃蒸汽混合。

[0144] 在一些实施方案中,从合成气物流中回收热量的至少一个换热器包括合成气热量回收换热器。在一些实施方案中,合成气热量回收换热器从合成气物流交换热量到选自以下的至少一股物流中:一股或多股空气物流、一股或多股燃料物流、一股或多股水物流和一股或多股气态烃物流。在一些实施方案中,合成气热量回收换热器包括多物流换热器。合成气热量回收换热器可包括是多物流PCHE的多物流换热器。多物流PCHE可包括一个或多个合成气板和一个或多个反应物进料板,它们在一起可以是换热器中的活性板。合成气板在其上可以有以蚀刻或其它方式提供的供合成气物流通过的多个流道。反应物进料板在其上可以有以蚀刻或其它方式提供的供各种反应物进料物流通过的多个流道。例如,在一些实施方案中,反应物进料板可以有:用于一股或多股空气物流的一套或多套流道;用于一股或多股燃料物流的一套或多套流道;用于一股或多股气态烃物流的一套或多套流道;和/或用于一股或多股水物流的一套或多套流道。反应物进料板和合成气板以及限位板和/或端板可以堆叠为换热器构造。在这种构造中,PCHE可包括一系列堆叠的和以扩散或其它方式结合的具有多通道的板,以使相互邻近的合成气物流和反应物进料物流从合成气物流向反应物进料物流流动换热。堆叠可包括端板、限位板和根据所需的热传递的合成气板与反应物进料板的具体构造的堆叠。每个板上的通道可配置为在物流之间单程或多程传热,当形成换热器时,可配置为以顺流、错流或逆流方式操作。优选地,合成气热量回收换热器以逆流或近似于逆流的多程错流的方式操作,以使从合成气物流回收热量最大化。在一些实施方案中,用于一股或一些物流的板可以配置为多程的,而用于一股或一些其它物流的板则配置为单程的。

[0145] 在一些实施方案中,从合成气物流中回收热量的至少一个换热器包括急冷换热器和合成气热量回收换热器。

[0146] 在一些实施方案中,所述装置包括至少一个换热器,该换热器在烟气物流离开转化器模件后将热量从烟气物流回收到水物流中。在一些实施方案中,这种换热器包括在本文的其它地方所描述的PCHE,其中PCHE的活性板是一个或多个烟气板和一个或多个水板。在一些实施方案中,例如在转化器模件以降低的转化温度模式或以较高的压力转化模式运行的实施方案中,烟气物流可以在进入PCHE与水物流进行换热前被预热。这种预热可包括在烟气物流的存在下对至少一股燃料物流的一部分或至少一股气态烃物流的一部分进行催化燃烧。催化燃烧可在烟气预热器中进行,所述烟气预热器可配置为与前面讨论的空气预热器基本上相同。烟气预热器可用于加热烟气以提供更多的热量给水物流,从而增加了最终进料到转化器模件的蒸汽与碳的比例并促进了给定压力和温度下的转化反应的更有利的平衡,使烟气预热器成为较低温度或较高压力的转化器模件的更具吸引力的选择。

[0147] 在一些实施方案中,特别是希望在合成气物流中有高氢气浓度的实施方案中,所述装置可包括水煤气变换反应器。水煤气变换反应器可以按式(6)促进氢气的催化生产。

[0148] 优选地,水煤气变换反应器在充分低于金属尘化温度的温度下接收合成气物流,以使得离开反应器的平衡温度也低于金属尘化温度。在一些实施方案中,可串联使用多个水煤气变换反应器来进一步提高合成气物流的氢气含量。水煤气变换反应器可类似于催化燃烧室,并可以包括单独的催化反应器,或可以包括已装填有结构化或非结构化的催化剂的管的改造部分,并且其优选地可以包括合适的贵金属催化剂。

[0149] 在一些实施方案中,配置所述装置以在该装置中的所有换热器、预转化级、转化级和水煤气变换反应器中避免或减少金属尘化条件和结焦条件。

[0150] 在一些实施方案中,用于气态烃的蒸汽转化的装置包括:

[0151] a) 合成气热量回收换热器,其从合成气物流中回收热量以加热至少一股空气物流;

[0152] b) 空气分流器,其将空气物流分流为第一空气物流和第二空气物流,所述第一空气物流连接到燃料物流以形成燃料/空气混合物;

[0153] c) 燃料分流器,其将所述燃料/空气混合物分流为第一燃料/空气物流和第二燃料/空气物流,所述第一燃料/空气物流连接到燃料预热器,和所述第二燃料/空气物流连接到空气预热器;

[0154] d) 燃料预热器,其部分燃烧所述第一燃料/空气物流中的燃料以形成加热的燃料物流;

[0155] e) 空气预热器,其在所述第二空气物流的存在下燃烧所述第二燃料/空气物流以形成加热的空气物流;

[0156] f) 预转化器,其在蒸汽的存在下部分转化加热的气态烃物流以形成转化器物流;

[0157] g) 转化器,其转化所述转化器物流以形成合成气物流;

[0158] h) 急冷换热器,其从所述合成气物流中回收热量以从水物流形成或有助于形成用于所述预转化器的蒸汽。

[0159] 现在参考附图来具体说明所述装置的一些实施方案。应该认识到,具体说明的装置只是示例性的,本领域的技术人员可以理解,可以对装置进行各种修改和变化而不脱离本文定义的方法和装置的保护范围。这种改变的例子可以包括但不限于:反应物物流的类型和数目、换热器和燃烧室/预热器中的每一个的类型和数目、预转化级和转化级的类型和数目及构造、构造的材料、换热器和管道配置及大小、阀的位置和类型、流物的温度和压力、各种物流的流量和组成、水煤气变换反应器(如果有的话)的类型和数目和催化剂的类型和组成。

[0160] 参考图1A,在一些实施方案中,气态烃-蒸汽转化系统或装置100可包括至少四个反应物进料物流:气态烃进料物流102、燃料进料物流104、空气进料物流106和水进料物流108。气态烃进料物流102可以向系统100中供给任何合适的用于蒸汽转化的气态烃物流,包括天然气、甲烷、丙烷、其它气态烃、气态烃和炼油厂或其它烟气的混合物及它们的混合物或组合。优选地,气态烃进料物流102的杂质(如硫)足够低以提供可接受的转化和/或水煤气变换催化剂的寿命。在一些实施方案中,气态烃进料物流102是天然气或甲烷。气态烃进料物流102可以在适合系统的任何温度和压力下进入转化系统100。优选地,该压力等于或高于离开转化器模块150的合成气物流180的压力。在一些实施方案中,气态烃进料物流102以10至100巴、例如10至90巴、10至75巴、10至60巴、10至50巴、10至40巴、10至30巴、10至20

巴、10至18巴、11至17巴、12至16巴、13至15巴或13.5至14.5巴之间的压力进入系统100。在一些实施方案中,气态烃进料物流102以任何合适的温度(例如供应温度或室温)进入系统100,但优选高于该物流的露点温度。在一些实施方案中,气态烃进料物流102以在大约-40℃至250℃之间的温度下进入系统100,例如在-25至200℃之间、在-10至150℃之间、在-10至100℃之间、在0至90℃之间、在0至75℃之间、在5至65℃之间、在10至50℃之间、在15至40℃之间、在15至35℃之间、在20至30℃之间或在20至25℃之间。

[0161] 燃料进料物流104可以是用于蒸汽转化方法的任何合适的燃料进料物流,例如从变压吸附过程(PSA)或从甲醇生产过程或从氨生产过程来的废气或尾气物流,并可以包括或富含其它燃料组分,例如气态烃物流,或如天然气物流、甲烷物流、丙烷物流、气态烃和炼油厂烟气或其它烟气的混合物或它们的混合物或组合。在一些实施方案中,气态烃进料物流102的一部分或另一股气态烃物流可作为燃料进料物流104的至少一部分而被提供。在一些实施方案中,燃料进料物流104可包括残余的气态烃和/或来自下游处理后的合成气物流192的氢气。燃料进料物流104可以在适于系统的任何温度和压力下进入转化系统100。在一些实施方案中,例如在燃料进料物流104包括PSA废气物流或尾气物流的实施方案中,燃料进料物流104以小于10表压巴的压力进入系统100,例如小于8表压巴、小于5表压巴、小于2.5表压巴、小于1表压巴、小于0.75表压巴、小于0.5表压巴、小于0.4表压巴、小于0.3表压巴、小于0.2表压巴、小于0.15表压巴、小于0.10表压巴或小于0.075表压巴。在一些实施方案中,例如当燃料进料物流104包括了甲醇合成净化时,燃料进料物流104可以以高出很多的压力进入系统,在这种情况下,可以使用任何合适的逐步降低气流压力的方式来逐步降低压力。在一些实施方案中,燃料进料物流104以例如供应温度或室温的任何合适的温度进入系统100,但优选高于该物流的露点温度。在一些实施方案中,燃料进料物流104以在大约-40℃至350℃之间的温度进入系统100,例如在-30至300℃之间、在-20至250℃之间、在-10至200℃之间、在-5至150℃之间、在0至100℃之间、在0至50℃之间、在5至40℃之间、在10至35℃之间、在15至30℃之间或在20至25℃之间。

[0162] 空气进料物流106可以是任何合适的空气进料物流,例如提供用于转化系统100内的燃烧过程的足够氧气的强迫的空气进料物流或压缩的空气进料物流。在一些实施方案中,空气进料物流可以富含额外的氧气或可以被净化以去除或限制一种或多种微粒或气态组分或污染物的存在。在一些实施方案中,空气进料物流106以小于1表压巴的压力进入系统100,例如小于0.75表压巴、小于0.50表压巴、小于0.40表压巴、小于0.30表压巴、小于0.20表压巴、小于0.15表压巴、小于0.10表压巴或小于0.075表压巴。在一些实施方案中,空气进料物流106以任何合适的温度(例如供应温度或室温)进入系统100,但优选高于该物流的露点温度。在一些实施方案中,空气进料物流106以在-40℃至350℃之间的温度进入系统100,例如在-30至300℃之间、在-20至250℃之间、在-10至200℃之间、在-5至150℃之间、在0至100℃之间、在0至50℃之间、在5至40℃之间、在10至35℃之间、在15至30℃之间或在20至25℃之间。

[0163] 水进料物流108可以是任何合适的水进料物流,并可以是未经处理的、处理的、纯化的或经调节的水物流。优选地,所述水经过处理,以达到适合于操作温度和压力的最低限度的锅炉给水标准以避免在换热器内结垢和/或过多的排污要求。在一些实施方案中,水进料物流108可以在进入该方法前在烧水器或锅炉中加热到环境温度以上。在一些实施方案

中,水进料物流108可以包括在方法之外生产的蒸汽,在这种情况下,它可以在刚好进转化器模件150之前直接与气态烃物流102混合,在这种情况下,可以改变图1A的换热配置。优选地,所有必要的蒸汽都在本方法中从水物流108来生成,没有从本方法输出蒸汽,也没有蒸汽输入到本方法中。在一些实施方案中,水进料物流108以高于离开转化器模件的合成气物流180的压力的任何合适的压力进入系统100,例如在10至100绝压巴之间、在10至90绝压巴之间、在10至75绝压巴之间、在10至60绝压巴之间、在10至50绝压巴之间、在10至40绝压巴之间、在10至30绝压巴之间、在10至20绝压巴之间、在10至18绝压巴之间、在11至17绝压巴之间、在12至16绝压巴之间、在13至15绝压巴之间或在13.5至14.5绝压巴之间。在一些实施方案中,水进料物流108以任何合适的温度进入系统100,如供应温度或室温。在一些实施方案中,水进料物流108以刚好高于冰点和低于沸点之间的温度进入系统100,例如在0.1℃和350℃之间、在2.5℃和250℃之间、在5℃和150℃之间、在10℃和125℃之间、在15℃和100℃之间、在15℃和75℃之间、在15℃和50℃之间、在15℃和40℃之间、在15℃和35℃之间、在20℃和30℃之间或在20℃和25℃之间。水进料物流108可以在换热器109中预热,换热器109可以与合成气热量回收换热器110分开或是其一部分。在一些实施方案中,换热器109与合成气热量回收换热器110结合在单个PCHE中。

[0164] 一股或多股反应物进料物流,例如2至10、3至9、4至6股反应物进料物流或2、3、4、5、6、7、8、9或10股反应物进料物流,可以在一个或多个合成气热量回收换热器110中预热。在一些实施方案中,至少一股空气进料物流,诸如空气进料物流106或空气进料物流107,在换热器110中预热。在其它的实施方案中,如所示的那样,换热器110可以是多物流换热器,其中有一个以上的反应物进料物流被预热。

[0165] 在一些实施方案中,包括如图1A所示的实施方案,燃料进料物流104可以在进入合成气热量回收换热器110之前任选地通过燃料分流器113分流为燃料进料物流105和烟气燃料物流112。物流105和112然后可以在合成气热量回收换热器110中加热。或者,燃料进料物流104可以在离开换热器110之后、但优选在与助燃空气物流114混合之前被分流。燃料进料物流104可以在合成气热量回收换热器110之前或之后使用任何合适的分流方式例如“T”型或“Y”型管连接来分流,且可以被分流以通过将烟气燃料物流112来从燃料供应流104转移足够的燃料用于在烟气物流160的存在下燃烧,来为水进料物流108提供额外的热量。燃料物流分流器113可以是管道交叉点或任何其它合适的分流设备,可以包括所示的阀113a或用于控制燃料流量(其可以被分流并使用被动设备控制的流量)的其它合适的分流设备,所述被动设备使进料到燃料预热器120、空气预热器122以及烟气预热器175的下游燃料/空气比例在大范围的流量幅度内保持期望值。这样的被动设备可以包括基于在相关流经中的压降和期望的雷诺数(Reynolds number)范围来控制流经的几何形状。

[0166] 类似地,在一些实施方案中,包括如图1A所示的实施方案,空气进料物流106可以在进入合成气热量回收换热器110前通过空气分流器115分流为空气进料物流107和助燃空气物流114。然后,物流107和114可以在合成气热量回收换热器110中被加热。在一些实施方案中,配置换热器110以使得助燃空气物流114在离开该换热器之前在换热器110中与燃料进料物流105混合以形成燃料/空气混合物物流118。或者,空气进料物流106可以在离开换热器110后被分流。空气分流器115可以是在合成气热量回收换热器110之前或之后的分流空气进料物流106的流动的任何合适的分流设备,如“T”型或“Y”型管连接,只要助燃空气物

流114在燃料/空气分流器116之前与燃料进料物流105连接即可。空气分流器115通过助燃空气物流114从空气供气流106转移足够的空气到燃料进料物流105,优选地是在燃料/空气分流器116之前,以形成具有足够在燃料预热器120中部分燃烧来自燃料进料物流105的燃料的燃料/空气混合物物流118。空气分流器115可以是管道交叉点或任何其它合适的分流设备,可以包括所示的阀115a或其它合适的分流和控制设备,或者空气物流可以被分流,且使用被动设备来控制流量,该被动设备使进料到燃料预热器120和空气预热器122下游燃料/空气比例在大范围的流量幅度内保持期望值。这种被动设备可以包括基于在相关流径中的压降和期望的雷诺数范围的流径几何形状控制。

[0167] 合成气热量回收换热器110可以是任何合适的换热器,并可以使用顺流、逆流或错流换热在进入的热物流和冷流之间进行换热。优选地,合成气热量回收换热器是PCHE,并使用逆流换热或在整体逆流方向上使用多程错流换热来近似逆流换热来进行换热。在一些实施方案中,合成气热量回收换热器在合成气物流离开转化器系统100用于例如在变压吸附系统、膜分离系统、甲醇生产系统或氨生产系统中进行进一步处理之前从合成气物流中回收热量。合成气热量回收换热器110可以从合成气物流190回收热量来预热一股或多股反应物进料物流,包括一股或多股气态烃物流、一股或多股燃料物流、一股或多股空气物流和/或一股或多股水物流。为了避免或减少金属尘化,合成气物流190优选地以低于金属尘化温度的温度进入换热器110。优选地,合成气物流190以适于任何进一步的下游加工的温度和压力离开换热器110。

[0168] 在一些实施方案中,合成气热量回收换热器110可以包括由一系列图2A-C中所示的板构成的PCHE。板可以合并成堆叠,相互间扩展结合或以其它方式结合,只要能在进入的冷热物流之间交换热量即可。一般地,每个物流的流径可通过蚀刻、铣削或其它合适的处理形成在板上,且可以经配置以提供所需的换热而又限制跨越换热器的一股或多股物流的压降。优选地,进入的合成气物流190低于金属尘化温度,从而确保在合成气热量回收换热器110内避免金属尘化条件。

[0169] 参考图2A-C,在一些实施方案中,合成气热量回收换热器110可包括一个或多个限位板210、一个或多个合成气板230和一个或多个反应物进料板260。在图2A-C所示的实施方案中,这些板与合适的端板(未图示)结合,当适当堆叠并形成在换热器时,将会形成包括换热器109的合成气热量回收换热器110。每一个板都可以用适合于目的和换热器110中的条件的材料来构建。适于构建板210、230和260的材料实例包括316不锈钢和304不锈钢,和这些板可以独立地具有在表1中所述的厚度。在一些实施方案中,每个板可以是1.6毫米厚。

[0170] 图2A示出了限位板210,该限位板210具有合成气流径211,该合成气流径211包含至少一个流道212,该流道212连接合成气入口213与合成气出口214。限位板210确保所有的反应物进料板260在无论是限位板210还是合成气板230的两侧都有热物流板,并有助于平衡在整个堆叠高度内的热负荷和热通量。限位板210可以有一个或多个独立流道212,它与邻近的脊一起被定制尺寸以提供安全的压力密封和传热能力与压降的成本有效的结合。在一些实施方案中,独立流道212可各自包括通常为半圆形的截面,并可以有在表1中说明的尺寸。在一些实施方案中,独立流道212可以各自具有宽约1.95mm、深约1.10mm的半圆形截面和约为0.4mm毫米的脊。虽然示出了独立流道212的具体数目,但应该认识到,空气物流径211可包括根据系统的个别需要而适当配置的任何适当数目的独立流道。

[0171] 虽然图2A将合成气物流径211显示为多程流径,但流径211也可以包括直接的逆流、顺流、错流或包括多个独立通道的单程流径。在一些实施方案中,合成气流径211可以包括多于一个的程,每个程包括在流动方向上的单次逆转,例如2到100程、5到75程、10到60程、15到50程或20到40程。优选地,合成气流径211包括具有5程或更多程、10程或更多程、15程或更多程、20程或更多程、25程或更多程或者30程或更多程的多回路流径,其中各程在换热期间是错流的且其中相对于在反应物进料板260上的流体,合成气物流在总体上以逆流方向流动。

[0172] 限位板210还包括空气进料物流穿孔215和216、助燃空气物流穿孔217、燃料进料物流穿孔218、燃料/空气混合物物流穿孔227、烟气燃料物流穿孔219和220、气态烃进料物流穿孔221和222、合成气物流穿孔223和224以及水物流穿孔225和226。

[0173] 参考图2B,合成气板230包括合成气入口231、合成气出口232和合成气流径233。合成气流径233可以包括一个或多个合成气独立流道234。可以定制流道234和相邻的脊的尺寸以提供安全的压力密封和传热能力与压降的成本有效的结合。在一些实施方案中,合成气独立流道234可各自包括通常为半圆形的截面,并可以具有在表1中说明的尺寸。在一些实施方案中,独立流道234可以各自具有宽约1.95mm的、深约1.10mm的半圆形的截面和0.4mm毫米的脊。虽然示出了独立流道234的具体数目,但应该认识到,合成气流径233可包括根据系统的个别需要而适当配置的任何适当数目的独立流道。

[0174] 虽然图2B将合成气流径233显示为多程流径,但流径233也可以包括直接的逆流、顺流、错流或包括多个独立通道的单程流径。在一些实施方案中,合成气流径233可以包括多于一个的程,每个程包括在流动方向上的单次逆转,例如2到100程、5到75程、10到60程、15到50程或20到40程。优选地,合成气流径233包括由5程或更多程、10程或更多程、15程或更多程、20程或更多程、25程或更多程或者30程或更多程的多程流径所近似的逆流流径,其中各程在换热期间是错流的,但合成气相对于在反应物进料板260流动的空气、燃料和气态烃在整体上呈错流或逆流方向流动。

[0175] 合成气板230也包括空气进料物流穿孔235和236、助燃空气物流穿孔237、燃料进料物流穿孔238、燃料/空气混合物物流穿孔247、烟气燃料物流穿孔239和240、气态烃进料物流穿孔241和242、合成气物流穿孔243和244以及水物流穿孔245和246。

[0176] 参考图2C,反应物进料板260具有水物流流径261,如反应物进料板260的左下部分所示,该水物流流径261连接水物流入口262和水物流出口263。水物流流径261可包括一个或多个独立流道264。反应物进料板260的这一部分在形成到换热器中时,对应于如图1A所示的换热器109的水物流。可定制流道264和邻近的脊的尺寸以提供安全的压力密封和传热能力与压降的成本有效的结合。在一些实施方案中,独立流道264可各自包括通常为半圆形的截面,并可以有在表1中说明的尺寸。在一些实施方案中,独立流道264可以各自具有宽约1.90mm、深约1.10mm的半圆形截面和约0.4mm毫米的脊。虽然示出了独立流道264的具体数目,但应该认识到,水物流流径261可包括根据系统的个别需要适当配置的任何适当数目的独立流道。

[0177] 虽然图2C将水物流流径261显示为多程流径,但流径261也可以包括直接的逆流、顺流、错流或包括多个独立通道的单程流径。在一些实施方案中,水物流流径261可以包括多于一个的程,每个程包括在流动方向上的单次逆转,例如2到100程、5到75程、10到60程、

15到50程或20到40程。优选地,水物流流径261包括具有5程或更多程、10程或更多程、15程或更多程、20程或更多程、25程或更多程或者30程或更多程的多程流径,其中各程在换热期间是错流的,但相对于合成气物流的流动在整体上以逆流方向流动。

[0178] 反应物进料板260也包括:带有空气进料入口266和空气进料出口267的空气进料流径265;带有助燃空气进料入口269的助燃空气进料流径268;带有燃料进料入口271和燃料/空气混合物出口272的燃料进料流径270;带有烟气燃料进料入口274和烟气燃料出口275的烟气燃料流径273;和带有气态烃入口277与气态烃出口278的气态烃流径276。流径265、268、270、273和276中的每一个可分别包括一个或多个独立流道279、280、281、282和283。一般来说,可定制独立流道279、280、281、282和283中的每一个和相邻的脊的尺寸以提供安全的压力密封和传热能力与压降的成本有效的结合。在一些实施方案中,独立流道279、280、281、282和283可以各自独立包括通常为半圆形的截面,并可以各自独立地具有在表1中说明的尺寸。在一些实施方案中,独立流道279、280、281、282和283可各自具有宽约1.90mm、深约1.10mm的半圆形的截面和约为0.4mm毫米的脊。在一些实施方案中,独立流道283的入口和出口部分可各自具有宽约1.75mm、深约1.00mm的半圆形的截面和0.5mm毫米的脊。虽然示出了独立流道279、280、281、282和283的具体数目,但应该认识到,流径265、268、270、273和276可各自独立地包括根据系统的个别需要而适当配置的任何适当数目的独立流道。

[0179] 虽然图2C将流径265、268、270、273和276显示为直接的错流或单程流径,但在一些实施方案中,流径265、268、270、273和276也可以独立地包括多于一个的程,每个程包括在流动方向上的单次逆转,例如2到20程、2到10程或2到5程。优选地,流径265、268、270、273和276各自包括直接的或单程错流流径。在图2C中,配置助燃空气流径268以通过将流过流径268的空气和在流径270中流动的燃料引向同一出口即燃料/空气混合物出口272来提供图1A的助燃空气物流114与换热器110中的燃料进料物流105的混合。当以这种方式配置时,没有如图1A所示的合成气热量回收换热器110的这些下游物流的单独汇入。

[0180] 反应物进料板260也包括空气进料物流穿孔285和286、助燃空气物流穿孔287、燃料进料物流穿孔288、燃料/空气混合物物流穿孔289、烟气燃料物流穿孔290和291、气态烃进料物流穿孔292和293、合成气物流穿孔294和295以及水物流穿孔296和297。

[0181] 在一些实施方案中,用于形成合成气热量回收换热器110的实施方案的板可以以任何合适的次序堆叠并扩展结合或以其它方式结合形成换热器。在一些实施方案中,板可以按如下顺序堆叠并扩展结合或以其它方式结合:至少一个端板(未显示),1个限位板210,多个换热单元,每个换热单元包括反应物进料板260和随后的合成气板230,1个额外的反应物进料板260,1个限位板210,至少1个端板(未显示)。相应地,在一些实施方案中,给定堆叠中的印制线路换热板的顺序可以有如下模式(端板="E",限位板210="B",反应物进料板260="R",合成气进料板230="S"):E B R S R S R S...R S R B E。端板可以是没有流径线路的盲板,并可隔热以加强热传递和限制热损失。端板可作为室和流体访问路径的盖子,该流体访问路径通过排列到换热器110的相关物流的穿孔和支撑物连接来形成,例如经由与该室和流径流体连接的端口或集流腔来形成。因此,端板厚度应足以适应在每一个穿孔上的压力并支撑端口或集流腔。在一些实施方案中,为换热器164的每一端使用单个端板,其中端板比其它板厚。在其它的实施方案中,可以在每一端使用多个端板以提供足够的厚

度来支撑或提供集流腔或端口。

[0182] 在一些实施方案中,合成气热量回收换热器110包括5至30个换热单元,例如7至25、8至20、9至17或10至15个换热单元,每一个换热单元包括反应物进料板260和合成气板230。在使用PSA废气作为燃料转化2-SCMH的天然气的优选实施方案中,合成气热量回收换热器110包括至少14个换热单元。在一个优选的实施方案中,合成气热量回收换热器110包括2个限位板210、14个换热单元、额外的反应物进料板260和5个端板并包括各自厚1.65mm、形成了57.75mm高的堆叠的板。板和换热单元的数目可以根据生产需要、换热效率、进料物流的数目和其它参数而改变。

[0183] 当各个板堆叠和扩展结合或以其它方式结合形成换热器时,优选地,每一个板上的各个相应的穿孔对齐以形成用于各反应物进料的流体访问路径或室。在一些实施方案中,空气进料物流穿孔215、235和285以及216、236和286对齐形成访问流径或室,通过它们,空气进料物流107可以分别提供给换热器的反应物进料板260和从换热器的反应物进料板260离开。在一些实施方案中,助燃空气物流穿孔217、237和287对齐形成访问流径,通过它们,助燃空气物流114可提供给换热器的反应物进料板260。在一些实施方案中,燃料进料物流穿孔218、238和288对齐形成访问流径,通过它们,燃料进料物流105可提供给换热器的反应物进料板260。在一些实施方案中,燃料/空气混合物物流穿孔227、247和289对齐形成访问流径或室,通过它们,燃料进料物流107和助燃空气物流114的组合可离开换热器的反应物进料板260。在一些实施方案中,烟气进料物流穿孔219、239和290及220、240和291对齐形成访问流径或室,通过它们,烟气燃料物流112可以分别提供给换热器的反应物进料板260和离开换热器的反应物进料板260。在一些实施方案中,气态烃进料物流穿孔221、241和292及222、242和293对齐形成访问流径或室,通过它们,气态烃进料物流102可以分别提供给换热器的反应物进料板260和离开换热器的反应物进料板260。在一些实施方案中,合成气物流穿孔气213、231和294及224、244和295对齐形成访问流径或室,通过它们,合成气物流190可分别提供给换热器的合成气板230与限位板210和离开换热器的合成气板230与限位板210。在一些实施方案中,水进料物流穿孔225、245和277及226、246和296对齐形成访问流径或室,通过它们,水进料物流108可分别提供给换热器的反应物进料板260和离开换热器的反应物进料板260。

[0184] 除了使各个穿孔对齐之外,优选将板的堆叠布置成与构成流径211和/或233的独立流道紧密靠近的构成流径265、268、270、273和276的独立流道,以方便相关物流之间通过各个独立流道的壁进行热传递。

[0185] 在操作中,气态烃物流102可以以与它进入转化器系统100基本上相同的压力和温度进入合成气热量回收换热器110,并可以在10至100绝压巴、例如10至90绝压巴、10至75绝压巴、10至60绝压巴、10至50绝压巴、10至40绝压巴、10至30绝压巴、10至20绝压巴、10至18绝压巴、11至17绝压巴、12至16绝压巴、13至15绝压巴或13.5至14.5绝压巴之间的压力且在200℃到375℃、例如从225℃至375℃、从250℃至370℃、从275℃至365℃、从300℃至360℃或从325℃至355℃之间的温度下离开换热器110。优选地,离开合成气热量回收换热器110的物流102的温度为在合成气物流190的温度的100℃的范围内,例如在合成气物流190的温度的90℃、80℃、70℃、60℃、50℃、40℃、30℃或20℃的范围内。优选地,跨过换热器110的气态烃物流102的压降小于0.50绝压巴,例如小于0.40绝压巴、小于0.30绝压巴、小于0.20绝

压巴或小于0.10绝压巴。

[0186] 在一些实施方案中,燃料进料物流105可以以小于10表压巴、例如小于8表压巴、小于5表压巴、小于2.5表压巴、小于1表压巴、小于0.75表压巴、小于0.5表压巴、小于0.4表压巴、小于0.3表压巴、小于0.2表压巴、小于0.15表压巴、小于0.10表压巴或小于0.075表压巴的压力进入合成气热量回收换热器110。在一些实施方案中,燃料进料物流105以任何合适的温度进入合成气热量回收换热器110,例如供应温度或室温。在一些实施方案中,燃料进料物流105在-40℃和350℃之间,例如在-30℃和300℃之间、-20℃和250℃之间、-10℃和200℃之间、-5℃和150℃之间、0℃和100℃之间、0℃和50℃之间、5℃和40℃之间、10℃和35℃之间、15℃和30℃之间或20℃和25℃之间的温度下进入合成气热量回收换热器110。在一些实施方案中,燃料进料物流105可以以小于10表压巴、例如小于8表压巴、小于5表压巴、小于2.5表压巴、小于1表压巴、小于0.75表压巴、小于0.5表压巴、小于0.4表压巴、小于0.3表压巴、小于0.2表压巴、小于0.15表压巴、小于0.10表压巴或小于0.075表压巴的压力并在200℃和375℃之间、例如在225℃和375℃之间、在250℃和370℃之间、在275℃和365℃之间、在300℃和360℃之间或在325℃和355℃之间的温度下离开换热器110。优选地,离开热量回收换热器110的物流105的温度为在合成气物流190的温度的100℃的范围内,例如在合成气物流190的温度的90℃、80℃、70℃、60℃、50℃、40℃、30℃或20℃的范围内。优选地,跨过换热器110的燃料进料物流105的压降小于0.10巴,例如小于0.09巴、小于0.07巴、小于0.06巴或小于0.05巴。

[0187] 烟气燃料物流112可以以小于10表压巴、例如小于8表压巴、小于5表压巴、小于2.5表压巴、小于1表压巴、小于0.75表压巴、小于0.5表压巴、小于0.4表压巴、小于0.3表压巴、小于0.2表压巴、小于0.15表压巴、小于0.10表压巴或小于0.075表压巴的压力并在任何合适的温度下、例如在供应温度或室温下、例如-40℃和350℃之间、在-30℃和300℃之间、-20℃和250℃之间、-10℃和200℃之间、-5℃和150℃之间、0℃和100℃之间、0℃和50℃之间、5℃和40℃之间、10℃和35℃之间、15℃和30℃之间或20℃和25℃之间的温度下进入合成气热量回收换热器110。在一些实施方案中,烟气燃料物流112可以在小于10表压巴、例如小于8表压巴、小于5表压巴、小于2.5表压巴、小于1表压巴、小于0.75表压巴、小于0.5表压巴、小于0.4表压巴、小于0.3表压巴、小于0.2表压巴、小于0.15表压巴、小于0.10表压巴或小于0.075表压巴的压力下并在200℃和375℃之间、例如在225℃和375℃之间、在250℃和370℃之间、在275℃和365℃之间、在300℃和360℃之间或在325℃和355℃之间的温度下离开换热器110。优选地,离开合成气热量回收换热器110的物流112的温度为在合成气物流190的温度的100℃的范围内,例如在合成气物流190的温度的90℃、80℃、70℃、60℃、50℃、40℃、30℃或20℃的范围内。优选地,跨过换热器110的烟气燃料物流112的压降小于0.10巴,例如小于0.09巴、小于0.07巴、小于0.06巴或小于0.05巴。

[0188] 助燃空气物流114可以在小于1表压巴、诸如小于0.75表压巴、小于0.50表压巴、小于0.40表压巴、小于0.30表压巴、小于0.20表压巴、小于0.15表压巴、小于0.10表压巴或小于0.075表压巴的压力下并在任何合适的温度、例如在供应温度或室温下、或例如在-40℃和350℃之间、-30℃和300℃之间、-20℃和250℃之间、-10℃和200℃之间、-5℃和150℃之间、0℃和100℃之间、0℃和50℃之间、5℃和40℃之间、10℃和35℃之间、15℃和30℃之间或20℃和25℃之间的温度下进入合成气热量回收换热器110。在一些实施方案中,助燃空气物

流114可以在小于1表压巴、例如小于0.75表压巴、小于0.50表压巴、小于0.40表压巴、小于0.30表压巴、小于0.20表压巴、小于0.15表压巴、小于0.10表压巴或小于0.075表压巴的压力下并在200℃和375℃之间、例如在225℃和375℃之间、在250℃和370℃之间、在275℃和365℃之间、在300℃和360℃之间或在325℃和355℃之间的温度下离开换热器110。优选地，离开合成气热量回收换热器110的物流114的温度在合成气物流190的温度的100℃的范围内，例如在合成气物流190的温度的90℃、80℃、70℃、60℃、50℃、40℃、30℃或20℃的范围内。优选地，跨过换热器110的助燃空气物流114的压降小于0.10巴，例如小于0.09巴、小于0.07巴、小于0.06巴或小于0.05巴。

[0189] 空气进料物流107可以在小于1表压巴、例如小于0.75表压巴、小于0.50表压巴、小于0.40表压巴、小于0.30表压巴、小于0.20表压巴、小于0.15表压巴、小于0.10表压巴或小于0.075表压巴的压力下并在任何合适的温度、例如在供应温度或室温下、或例如在-40℃和350℃之间、-30℃和300℃之间、-20℃和250℃之间、-10℃和200℃之间、-5℃和150℃之间、0℃和100℃之间、0℃和50℃之间、5℃和40℃之间、10℃和35℃之间、15℃和30℃之间或20℃和25℃之间的温度下进入合成气热量回收换热器110。在一些实施方案中，空气进料物流107可以在小于1表压巴、例如小于0.75表压巴、小于0.50表压巴、小于0.40表压巴、小于0.30表压巴、小于0.20表压巴、小于0.15表压巴、小于0.10表压巴或小于0.075表压巴的压力下并在200℃和375℃之间、例如在225℃和375℃之间、在250℃和370℃之间、在275℃和365℃之间、在300℃和360℃之间或在325℃和355℃之间的温度下离开换热器110。优选地，离开合成气热量回收换热器110的物流107的温度在合成气物流190的温度的100℃的范围内，例如在合成气物流190的温度的90℃、80℃、70℃、60℃、50℃、40℃、30℃或20℃的范围内。优选地，跨过换热器110的空气进料物流107的压降小于0.10巴，例如小于0.09巴、小于0.07巴、小于0.06巴或小于0.05巴。

[0190] 合成气物流190可以在200℃和450℃之间、例如在300℃和420℃之间、在325℃和400℃之间、在350℃和400℃之间、在375℃和400℃之间、在385℃和400℃之间或在385℃和395℃之间的温度下并在低于离开转化器模件150的合成气物流180的压力下进入合成气热量回收换热器110，该压力例如在10至100绝压巴之间、在10至90绝压巴之间、在10至75绝压巴之间、在10至60绝压巴之间、在10至50绝压巴之间、在10至40绝压巴之间、在10至30绝压巴之间、在10至20绝压巴之间、在10至18绝压巴之间、在11至17绝压巴之间、在12至16绝压巴之间、在13至15绝压巴之间或在13.5至14.5绝压巴之间；并可以在75℃和200℃之间、在100℃和180℃之间、在125℃和170℃之间或在130℃和150℃之间的温度并在10至100绝压巴之间、例如在10至90绝压巴之间、10至75绝压巴之间、10至60绝压巴之间、10至50绝压巴之间、10至40绝压巴之间、10至30绝压巴之间、10至20绝压巴之间、10至18绝压巴之间、11至17绝压巴之间、12至16绝压巴之间、13至15绝压巴或13.5至14.0绝压巴之间的压力下离开换热器110。优选地，跨过换热器110的合成气物流114的压降小于0.50巴，例如小于0.40巴、小于0.30巴、小于0.20巴或小于10巴。

[0191] 离开合成气热量回收换热器110的合成气物流191可前进到换热器109，在那里它可以与水物流108换热。

[0192] 优选地，换热器109与换热器110合并到单一的PCHE中。合成气物流可以以这样的温度和压力进入换热器109（不论是作为换热器109的一部分或单独地），使得它可以在75℃和

200℃之间、在100℃和180℃之间、在125℃和170℃之间或在130℃和150℃之间的温度并在例如在10至100绝压巴、10至90绝压巴、10至75绝压巴、10至60绝压巴、10至50绝压巴、10至40绝压巴、10至30绝压巴、10至20绝压巴、10至18绝压巴、11至17绝压巴、12至16绝压巴、13至15绝压巴或13.5至14.5绝压巴之间的压力下离开换热器110并离开换热器109。优选地，水物流108以在合成气物流191的入口温度20℃的范围内离开换热器109。

[0193] 水物流108基本上以这样的温度和压力进入换热器109 (不论是作为换热器110的一部分或单独地)，以使得它在95℃和200℃之间、例如在110℃和190℃之间、在115℃和180℃之间、在120℃和170℃之间或在130℃和150℃之间的温度并在等于或高于离开转化器模件150的物流180的压力(例如在10至100绝压巴、10至90绝压巴、10至75绝压巴、10至60绝压巴、10至50绝压巴、10至40绝压巴、10至30绝压巴、10至20绝压巴、10至18绝压巴、11至17绝压巴、12至16绝压巴、13至15绝压巴或13.5至14.5绝压巴之间的压力)下进入系统100并离开换热器109。

[0194] 如图1A所示，助燃空气物流114可以在合成气热量回收换热器110之内或在离开换热器110之后与燃料进料物流105混合以形成燃料/空气混合物物流118，燃料空气混合物物流118可通过燃料/空气分流器116分流成燃料预热混合物119和空气预热混合物117。燃料/空气分流器116可以是管道交叉点或任何其它合适的分流设备，可以包括阀或其它合适的控制流量的分流设备；或者，燃料/空气物流可以被分流，并使用被动设备控制流量，该被动设备在大范围的流量幅度内将进料到燃料预热器120和空气预热器122的下游燃料/空气比例维持在期望值。

[0195] 或者，在一些实施方案中，进出合成气热量回收换热器和前进到预热器的燃料和空气物流的配置的具体情况可能会如图1B所示。图1B示出了进入了合成气热量回收换热器110的一部分中的燃料进料物流105、助燃空气物流114和空气进料物流107。在图1B中，助燃空气物流114在进入燃料预热器120前不与燃料进料物流105混合，而是与燃料预热物流119a(其在本实施方案中不是空气/燃料混合物)在预热器120处汇合。在这种情况下，燃料进料物流105可被分流为空气预热燃料物流117a和燃料预热物流119a，二个物流都不包括来自助燃空气物流114的空气，且燃料物流117a可以作为纯燃料物流进料到空气预热器122中。在这种情况下，图15中的阻力网络和压力平衡的具体情况将略有不同。在一些实施方案中，例如在燃料物流的氢气和一氧化碳的含量对催化燃烧是充分的情况下的实施方案中，可配置预热器120和122以将进入的空气和纯燃料物流混合，然后将混合的物流输送到用于催化燃烧的催化剂床或催化剂室。或者，预热器120和122可配置为与诸如火花源或加热元件的用于启动的点火源一起来提供所有或至少一部分燃料物流的非催化(均匀)燃烧。在这种情况下，至少一部分非催化燃烧要发生在扩散火焰中，而一些非催化燃烧可能发生在预混火焰中。预热器也可以被配置为用于燃料物流的非催化燃烧和催化燃烧。

[0196] 参考图1A，燃料预热混合物119可以在燃料预热器120中部分催化燃烧来为燃料物流124的转化提供热量。燃料预热器120可以是任何合适的其中燃料预热混合物119中的燃料被部分催化燃烧的催化燃烧室，并可以包括装填有结构化或非结构化的催化剂的单独的催化反应器，或可以包括已装填有结构化或非结构化的催化剂的管的改造部分。在一些实施方案中，燃料预热混合物119中的燃料只是部分催化燃烧，因为燃料预热混合物119中的空气的量刻意地不足以完全燃烧燃料。在进入燃料预热器120中的燃料预热混合物119低于

金属尘化温度和转化器燃料物流124高于金属尘化温度的优选的实施方案中,金属尘化条件可能会在燃料预热器120中发生,因此,燃料预热器120优选用耐金属尘化金属或涂有耐金属尘化涂层的金属构造和/或被配置为便于维修和/或拆除和更换的。

[0197] 优选地,燃料预热混合物119处于低于金属尘化条件的温度下,例如在低于400℃、例如低于375℃、低于360℃、低于350℃、低于325℃、低于300℃的温度下。优选地,燃料预热混合物119的压力小于10表压巴,例如小于8表压巴、小于5表压巴、小于2.5表压巴、小于1表压巴、小于0.75表压巴、小于0.5表压巴、小于0.4表压巴、小于0.3表压巴、小于0.2表压巴、小于0.15表压巴、小于0.10表压巴或小于0.075表压巴。优选地,燃料预热混合物119中的空气量是这样的:在多余燃料中完全消耗时,恰好足以提供必要的转化器燃料温度,而不必进一步控制反应器。

[0198] 优选地,转化器燃料物流124的温度高于金属尘化条件,例如在775℃以上、780℃以上、785℃以上、790℃以上、795℃以上、800℃以上、805℃以上、810℃以上或815℃以上的温度。优选地,转化器燃料物流124的压力小于10表压巴,例如小于8表压巴、小于5表压巴、小于2.5表压巴、小于1表压巴、小于0.75表压巴、小于0.5表压巴、小于0.4表压巴、小于0.3表压巴、小于0.2表压巴、小于0.15表压巴、小于0.10表压巴、小于0.075表压巴或小于0.05表压巴。

[0199] 在空气进料物流107的存在下可以在空气预热器122中燃烧空气预热混合物117以形成转化空气物流126。空气预热器122可以是其中空气预热混合物117中的燃料被催化燃烧的任何合适的催化燃烧室,并可以包括单独的装填有结构化或非结构化的催化剂的催化反应器,或者可包括已装载有结构或非结构化的催化剂的管的改造部分。与在燃料预热器120中不同,空气预热混合物117中的燃料完全或基本上完全催化燃烧,因为不限制空气预热器122中的空气量,以为进一步的下流燃烧节约燃料。在进入燃料预热器122的空气预热混合物117低于金属尘化温度和转化器空气物流126高于金属尘化温度的优选的实施方案中,金属尘化条件可能在空气预热器122中发生,因此,空气预热器122优选用耐金属尘化的金属或涂有耐金属尘化涂层的金属构造和/或配置为便于维修和/或拆除和更换的。通过使金属尘化条件的发生局部化或限制在转化器系统100中的接触到金属尘化条件的组分,可以使系统和易用性及维修/保养成本最小化。

[0200] 一般而言,空气预热混合物117处于低于金属尘化条件的温度,例如在低于400℃、例如低于375℃、低于360℃、低于350℃、低于325℃、低于300℃的温度下。优选地,空气预热混合物122的压力小于1表压巴,例如小于0.75表压巴、小于0.50表压巴、小于0.40表压巴、小于0.30表压巴、小于0.20表压巴、小于0.15表压巴、小于0.10表压巴、小于0.075表压巴或小于0.05表压巴。优选地,空气预热器117中的燃料量为这样的:当在过量空气中完全燃烧时,恰好足以提供必要的转化器空气温度,而不必进一步控制反应器。

[0201] 空气进料物流107可以以与它离开合成气热量回收换热器110时基本相同的温度和压力进入空气预热器122、例如在低于金属尘化条件的温度下,并可作为转化器空气物流126以高于金属尘化条件的温度离开空气预热器122,例如温度在800℃以上、在815℃以上、在830℃以上、在840℃以上、在850℃以上、在860℃以上、在875℃以上、在890℃以上、在900℃以上。优选地,转化器空气物流126的压力小于1表压巴,例如小于0.75表压巴、小于0.50表压巴、小于0.40表压巴、小于0.30表压巴、小于0.20表压巴、小于0.15表压巴、小于0.10表

压巴、小于0.075表压巴或小于0.05表压巴。

[0202] 如图1A所示,在离开合成气热量回收换热器110之后,烟气燃料物流112与来自转化器模件150的烟气物流160混合以形成含燃料的烟气物流162。含燃料的烟气物流162通过含燃料的烟气物流162中的燃料组分的催化燃烧而在烟气预热器175中燃烧,形成加热的烟气物流163。或者,烟气燃料物流112可直接进料到烟气预热器175,在那里它可以与烟气物流160混合,然后被燃烧以形成加热的烟气物流163。加热的烟气物流163可以在水物流108离开换热器109之后在换热器164中为水物流108提供额外的热量。从那里,加热的烟气物流163可以作为烟气被耗尽,或者可以进行进一步的下游处理。

[0203] 烟气预热器175可以是任何合适的催化燃烧室,其中含燃料的烟气物流162(或燃料物流112,当燃料物流112直接连接到烟气预热器175时)中的燃料被催化燃烧以为含燃料的烟气物流162供热;烟气预热器175可以包括装填有结构化或非结构化的催化剂的单独的催化反应器,或者可以包括已经装填有结构化或非结构化的催化剂的管的改造部分。优选地,含燃料的烟气物流162在200℃和450℃之间、例如在225℃和440℃之间、在250℃和425℃之间、在275℃和420℃之间、在300℃和410℃之间、在325℃和400℃之间或在350℃和390℃之间的温度下并在小于1表压巴、例如小于0.75表压巴、小于0.50表压巴、小于0.40表压巴、小于0.30表压巴、小于0.20表压巴、小于0.15表压巴、小于0.10表压巴、小于0.075表压巴或小于0.05表压巴的压力下进入烟气预热器175,并作为加热的烟气物流163在250℃和550℃之间、例如在275℃和525℃之间、在300℃和500℃之间、在350℃和490℃之间、在375℃和475℃之间或在400℃和450℃之间的温度下并在小于1表压巴、例如小于0.75表压巴、小于0.50表压巴、小于0.40表压巴、小于0.30表压巴、小于0.20表压巴、小于0.15表压巴、小于0.10表压巴、小于0.075表压巴或小于0.05表压巴的压力下离开烟气预热器175。

[0204] 换热器164可以是用于将热量从加热的烟气物流163交换到水物流108中的任何合适的换热器。在一些实施方案中,换热器164可以是PCHE。在一些实施方案中,换热器164可以包括由图3A-B中所示的一系列板构造的PCHE。板可以合并成堆叠并扩展结合或以其它方式彼此结合形成换热器164,在进入的冷热物流之间提供换热。一般地,用于每一股物流的流径可通过蚀刻、铣削或其它合适的工艺形成于板内,并可以经配置以提供期望的换热而同时限制跨越该换热器的一股或多股物流的压降。优选地,进出换热器164的物流被维持在避免或减少在该换热器内的金属尘化条件的温度、压力和组成条件下。

[0205] 参考图3A-B,在一些实施方案中,换热器164可包括一个或多个水进料板320和一个或多个加热的烟气板350。每一个板都可以用适合于目的和换热器164内存在的条件的材料构造。构造板320和350的合适材料的例子包括316不锈钢和304不锈钢。水进料板320和加热的烟气板350可独立具有在表1中说明的厚度。在一些实施方案中,这些板可以各自厚1.6毫米。

[0206] 图3A示出了具有加热的烟气物流流径351(其连接加热的烟气物流入口353和加热的烟气物流出口356)的加热的烟气物流板350。加热的烟气物流入口353可将加热的烟气物流163分流成多个独立的流道355,流道355构成加热的烟气物流流径351。加热的烟气物流出口356可以重新汇合流道355中的流体以重新形成烟气物流163,随后它离开换热器164。加热的烟气物流入口353和加热的烟气物流出口356连接到加热的烟气物流入口穿孔358和加热的烟气物流出口穿孔357,加热的烟气物流板350也包括水入口穿孔354和水出口穿孔

352。可定制流道355和邻近的脊的尺寸以提供安全的压力密封和传热能力与压降的成本有效的结合。在一些实施方案中,独立流道355可各自包括通常为半圆形的截面,且可以有在表1中说明的尺寸。在一些实施方案中,独立流道355可以有宽约1.9mm、深约1.0mm的半圆形的截面和约0.4mm的脊。虽然示出了独立流道355的具体数目,但应该认识到,水物流流径351可包括根据系统的个别需要而适当配置的任何合适数目的独立流道。

[0207] 虽然图3A将加热的烟气物流流径351显示为直接错流或单程流径,但在一些实施方案中,加热的烟气物流流径351可以包括多于一个的程,每个程包括在流动方向上的单次逆转,例如2到20程、2到10程或2到5程。优选地,加热的烟气物流流径351在换热期间包括直接错流或单程流径,且相对于水物流的整体上的流动以逆流方向流动。

[0208] 图3B示出了具有水物流流径321的水进料板320,水物流流径321连接水物流入口326和水物流出口323。水物流流径321可包括一个或多个独立流道325。水物流入口326和水物流出口323分别连接到水入口穿孔324和水出口穿孔322,水进料板320也包括加热的烟气物流出口穿孔327和加热的烟气物流入口穿孔328。可定制流道325和相近的脊的大小以提供安全的压力密封和传热能力与压降的成本上有效的结合。在一些实施方案中,独立流道325可各自包括通常为半圆形的截面,并可具有在表1中说明的尺寸。在一些实施方案中,独立流道325可各自具有宽约1.63mm、深约0.75mm的半圆形的截面和约0.4mm的脊。虽然示出了独立流道325的具体数目,但应该认识到,水物流流径321可包括根据系统的个别需要而适当配置的任何合适数目的独立流道。

[0209] 虽然图3B将水物流流径321显示为多程单通道流径,但流径321也可以包括直接的逆流、顺流、错流或单程流径,该单程流径包括多个独立通道。在一些实施方案中,水物流流径321可以包括多于一个的程,每个程包括在流动方向上的单次逆转,例如2到100程、5到75程、10到60程、15到50程或20到40程。优选地,水物流流径321包括具有5程或更多程、10程或更多程、15程或更多程、20程或更多程、25程或更多程或者30程或更多程的多程流径,其中这些程在换热期间是错流的,且其中所述水物流在总体上相对于加热的烟气物流以逆流方向流动。

[0210] 在一些实施方案中,用来形成换热器164的实施方案的板可以以任何合适的次序堆叠并扩展结合或以其它方式结合以形成换热器164。在一些实施方案中,板可以按如下顺序堆叠并扩展结合或以其它方式结合:至少一个端板(未显示);多个换热单元,每个换热单元包括加热的烟气物流板350随后是水物流进料板320,随后是最后的加热的烟气物流板350;和至少1个端板(未显示)。相应地,换热器164的给定堆叠中的印制线路换热板的顺序可以有以下模式(端板="E",烟气板350="F",水物流进料板320="W"):E F W F F W F F W F...F W F F W F E。端板可以是没有流径线路的盲板,并可隔热以加强热传递和限制热损失。端板可作为到换热器164的相关物流的穿孔和支撑物连接的盖子,例如通过端口或集流腔。对应地,端板厚度应足以适应在每一个穿孔中的压力并支撑端口或集流腔。在一些实施方案中,为换热器164的每一端使用单个端板,其中端板比其它板厚。在其它的实施方案中,可以在每一端使用多个端板以提供足够的厚度来支撑或提供集流腔或端口。在一些实施方案中,换热器164可包括高在50mm到70mm之间的堆叠,例如60mm高。

[0211] 在一些实施方案中,换热器164包括2至30个换热单元,例如5至25、7至20、8至17或10至15个换热单元,每一个换热单元包括加热的烟气物流板350和随后的水物流进料板320

和随后的加热的烟气物流板350。在使用PSA废气作为燃料转化2-SCMH的天然气的优选的实施方案中,换热器164包括至少10个换热单元。在一个优选的实施方案中,换热器164包括10个换热单元,每一个换热单元包括加热的烟气物流板350和随后的水物流进料板320,并包括额外的加热的烟气物流板350和6个端板,总共30个活性板。板和换热单元的数目可以根据生产需要、换热效率和其它参数而改变。

[0212] 当各板堆叠和扩展结合或以其它方式结合形成换热器时,加热的烟气物流入口穿孔358和加热的烟气物流出口穿孔357优选地与水进料板320上的加热的烟气物流入口穿孔328和加热的烟气物流出口穿孔327对齐以形成用于加热的烟气物流的入口和出口访问流径或室。另外,水物流入口穿孔324和356以及水物流出口穿孔322和355也优选地对齐以形成水物流的入口和出口访问流径或室。优选将板堆叠布置得使流径321和351相互紧密靠近,以方便这些物流之间通过独立流道325和355的壁进行热传递。

[0213] 在一些实施方案中,水物流108可以以与它离开合成气热量回收换热器110时基本上相同的压力和温度进入换热器164,并可能会在120°C和210°C之间、例如在130°C和205°C之间、在150°C和200°C之间或在175°C和195°C之间的温度下和在10和100绝压巴之间、例如10和90绝压巴之间、10和75绝压巴之间、10和60绝压巴之间、10和50绝压巴之间、10和40绝压巴之间、10和30绝压巴之间、10和20绝压巴之间、10和18绝压巴之间、11和17绝压巴之间、12和16绝压巴之间、13和15绝压巴之间或13.5和14.5绝压巴之间的压力下离开换热器164。优选地,跨过换热器164的水物流108的压降小于1巴,例如小于0.75巴、小于0.60巴、小于0.50巴、小于0.40巴或小于0.30巴。

[0214] 加热的烟气物流163可以以与它离开烟气预热器175时基本相同的温度和压力进入换热器164,并可以在120°C和200°C之间、例如在125°C和180°C之间、在130°C和160°C之间或在140°C和150°C之间的温度下并在小于0.02表压巴、例如小于0.015表压巴或小于0.010表压巴的压力下离开换热器164。

[0215] 离开换热器164后,水物流108可进入急冷换热器165,在那里它可以进一步被加热以为转化方法提供蒸汽。急冷换热器165可包括浸没在槽或容器中的水中的换热器166。急冷换热器165可用于急冷合成气急冷物流170。合成气急冷物流170可以是离开转化器模块150的合成气物流180的一部分。可以使用合成气物流分流器184将合成气物流180分流成合成气急冷流170和合成气物流182。合成气物流分离器184可以是任何合适的分流合成气物流180的流量的设备,例如“T”型或“Y”管连接,并可在每个方向上引导所需数量的流量以确保在急冷换热器165中生产足够的蒸汽和在任选的水煤气变换反应器186中生产足够的氢气或有足够的合成气温度和压力进入合成气热量回收换热器110。优选地,急冷换热器165和换热器166这样配置以使合成气急冷流170的流动在系统100操作的整个期望的调节范围内保持湍流。

[0216] 只要换热器166仍然浸没在急冷换热器165的水中,在换热器中就能避免金属尘化条件,这是由于换热器的温度绝不会超过水的沸点,因为水的温度在相变期间基本保持不变。虽然在急冷换热器165中避免了金属尘化条件,但金属尘化条件可能在毗邻急冷换热器165的合成气急冷物流170中发生,因此,合成气急冷物流170的一部分优选地由耐金属尘化的金属或涂有耐金属尘化涂层的金属构造和/或被配置为便于维修和/或拆除和更换的。在理想情况下,使暴露在金属尘化条件下的合成气急冷流170的那部分最小化,并进行配置使

维修、维护和更换最小化。在一些实施方案中,物流170中的金属尘化条件被优选地限制在距急冷换热器165的入口的5个管道直径以内,由此,在该系统的这一部分的管道可以用由耐金属尘化的金属或涂有耐金属尘化涂层的金属构造和/或被配置为便于维修和/或拆除和更换的。通过这种方式,可能会从热合成气生成蒸汽供转化级使用,而金属尘化条件被局限在合成气急冷物流170的一小部分内。急冷换热器165还包括蒸汽出口167和水排污口168。在急冷换热器165中形成的蒸汽通过蒸汽出口167排出,继续进入系统100。废水和溶解的固体可通过通过开启阀门169从水排污口168定期排出,以防止或限制在急冷换热器165中积累。

[0217] 在它离开换热器164后,换热器166可部分或完全被来自水物流108的水浸没。换热器166和它从合成气急冷流170传递到水中的热量优选地生成在转化器模件150中使用的大量蒸汽。在一些实施方案中,换热器166可以是PCHE。在一些实施方案中,换热器166可以包括由一系列如图4A-D中所示的板构造的PCHE。这些板可以合并成一个堆叠和相互扩展结合或以其它方式结合形成换热器166以在进入的热物流和冷流之间提供换热。一般地,每个物流的流径可用蚀刻、铣削或其它合适的工艺形成在板内,并可经配置以提供所需的换热,同时限制跨越该换热器的一股或多股物流的压降。优选地,进出换热器166的物流维持在避免或减少在该换热器内的金属尘化条件的温度、压力和组成条件下。

[0218] 参考图4A-D,在一些实施方案中,换热器166可包括一个或多个水板410、一个或多个合成气急冷物流板420、一个或多个顶端板430和一个或多个底端板440。每一个板都可以用适合于目的和换热器166内存在的条件的材料来构造。构造板320和350的合适的材料的例子包括316不锈钢和304不锈钢。板可以独立地具有在表1中说明的厚度。在一些实施方案中,每个板可以是1.6毫米厚。

[0219] 图4A示出了具有水物流流径411的水板410,水物流流径411连接水物流入口412和水物流出口413。水物流入口412可将水物流分成形成流径411的一个或多个独立的流道414。水物流出口413可以重新汇合流道414以从换热器166离开。流道414可配置为用于热虹吸来煮沸换热器166中的水,并可以以任何合适的形状和大小来形成。在一些实施方案中,独立流道414可各自包括通常为半圆形的截面,并可以有在表1中说明的尺寸。在一些实施方案中,独立流道414可以各自具有宽约2.6mm、深约1.10mm的半圆形的截面和约0.4mm的脊。虽然示出了独立流道414的具体数目,但应该认识到,水物流流径411可包括根据系统的个别需要而适当配置的任何合适数目的独立流道。

[0220] 在一些实施方案中,水物流入口412和出口413可能还包括一般为半圆形的截面,它有0.6mm至3.5mm的宽度、0.3mm到1.75mm的深度和0.3mm至1.5mm的脊,其大小可以与独立流道414相同或不同。在一些实施方案中,入口412和出口413各自具有宽约2.6mm、深约1.10mm的半圆形的截面和0.4mm的脊。虽然图4A将水物流流径411显示为直接的逆流或顺流或单程流径示,但在一些实施方案中,水物流流径411可以包括多于一个的程,每个程包括在流动方向上的单次逆转,例如2到20程、2到10程或2到5程。优选地,水物流流径411包括直接或单程顺流流径。如图4A所示,水物流板410也分别包括合成气急冷物流入口穿孔415和出口穿孔416。

[0221] 参考图4B,合成气急冷物流板420可以具有合成气急冷流流径421,该合成气急冷流流径421连接合成气急冷物流入口穿孔422和合成气急冷物流出口穿孔423。合成气急冷

物流入口穿孔422可进到入口通道426,它可进一步分流形成构成流径421的一个或多个独立流道424。合成气急冷物流出口423可重新汇合多个可以重新汇合独立流道424的出口通道425以从换热器离开。入口通道426和出口通道425及独立流道424可各自包括通常为半圆形的截面,并可以有在表1中说明的尺寸。在一些实施方案中,独立流道424可以各自具有宽约1.99mm、深约1.10mm半圆形的截面和约0.4mm的脊。在一些实施方案中,入口通道426和出口通道425可以各自具有宽约2.2mm、深约1.10mm的半圆形截面,和约0.4mm的脊。虽然示出了独立流道414的具体数目,但应该认识到,水物流流径411可包括根据系统的个别需要而适当配置的任何合适数目的独立流道。

[0222] 虽然图4B将合成气急冷物流流径421显示为直接逆流或错流或单程流径,但在一些实施方案中,合成气急冷物流流径421可以包括多于一个的程,每个程包括在流动方向上的单次逆转,例如2到20程、2到10程或2到5程。优选地,合成气急冷物流流径421包括直接或单程顺流流径。

[0223] 在一些实施方案中,用来形成换热器166的实施方案的板可以以任何合适的次序堆叠并扩展结合或以其它方式结合以形成换热器。在一些实施方案中,板可以按如下顺序堆叠并扩展结合或以其它方式结合:至少一个顶端板430(图4C);多个换热单元,每个换热单元包括水板410和随后的合成气急冷物流板420;一个另外的水板;然后是至少1个底端板440(图4D)。相应地,对于换热器166的活性板,给定的用于换热器166的堆叠中的印制线路换热板的顺序可以有以下模式(水板410="W",合成气急冷物流板420="S"):W S W S W S...W S W S W。在一些实施方案中,该配置将包括交替的水板410和带有一个额外的水板410的合成气急冷物流板420的单元来作为堆叠中的最后的合成气急冷物流板420的限位板。端板可以是没有流径线路的盲板,并可隔热以加强热传递和限制热损失。在一些实施方案中,可以在每一端使用多个端板。端板为对着端板的限位板上的通道提供了壁,可作为到换热器166的相关物流的穿孔和支撑物连接的盖子,例如通过端口或集流腔。对应地,端板厚度应足以适应在每一个穿孔中的压力并支撑端口或集流腔。在一些实施方案中,为换热器166的每一端使用单个端板,其中端板比其它板厚。在其它的实施方案中,可以在每一端使用多个端板以提供足够的厚度来支撑或提供集流腔或端口。在一些实施方案中,换热器166可包括高在15mm和25mm之间的堆叠。

[0224] 在一些实施方案中,顶端板430可包括合成气物流入口穿孔432和合成气物流出口穿孔431来用于合成气急冷物流的进出。当各个板堆叠和扩展结合或以其它方式结合形成换热器时,合成气物流入口穿孔432和合成气物流出口穿孔431优选地与合成气急冷物流板420上的合成气急冷物流入口穿孔422和合成气急冷物流出口穿孔423对齐以及与水板410上的合成气急冷物流入口穿孔414和出口穿孔415对齐以形成用于合成气急冷物流的入口和出口访问流径或室。优选将板堆叠布置得使流径411、421相互紧密靠近,以方便在物流之间通过独立流道414和424的壁进行热传递。对于那些没有穿孔(通过该穿孔访问流径和流道)的板和物流来说,可将集流腔部分附加到、例如焊接到各通道末端之上以方便运送和/或收集流过相关通道的物流。

[0225] 在一些实施方案中,换热器166包括1至15个换热单元,例如2至10、3至8、4至7或5至7个换热单元,每一个换热单元包括水板410和随后的合成气急冷物流板420。在使用PSA废气或尾气作为燃料转化2 SCMH的天然气的优选的实施方案中,换热器166包括包括至少4

个换热单元。在一个优选的实施方案中,换热器166包括4个换热单元,每一个换热单元包括水板410和随后的合成气急冷物流流板420,和4个端板,总共9个活性板。板和换热单元的数目可以根据生产需要、换热效率和其它参数而改变。

[0226] 水物流108可以以与它离开换热器164时基本上相同的压力和温度进入急冷换热器165,并可以在等于饱和蒸汽温度的温度例如在175°C和225°C之间、在180°C和210°C之间、在185°C和205°C之间、在195°C和205°C之间或在195°C和200°C之间的温度下并在从10到100绝压巴之间、例如10至90绝压巴之间、10至75绝压巴之间、10至60绝压巴之间、10至50绝压巴之间、10至40绝压巴之间、10至30绝压巴之间、10至20绝压巴之间、10至18绝压巴之间、11至17绝压巴之间、12至16绝压巴之间、13至15绝压巴之间或13.5至14.5绝压巴之间的压力下作为转化器蒸汽供应172离开换热器165。

[0227] 合成气急冷物流170可以在例如从700°C至1000°C之间、例如从750°C至975°C之间或从800°C至950°C之间、从825°C至925°C之间或从850°C至900°C之间的温度下并在从5到120绝压巴之间、例如10至100绝压巴之间、10至80绝压巴之间、10至60绝压巴之间、10至50绝压巴之间、10至40绝压巴之间、10至30绝压巴之间、10至20绝压巴之间、10至18绝压巴之间、11至17绝压巴之间、12至16绝压巴之间、13至15绝压巴之间或13.5至14.5绝压巴之间的压力下进入急冷换热器165,并可以在从180°C至210°C之间、例如从185°C至205°C之间、从190°C至205°C之间、或从195°C至200°C之间的温度下并在从5到120绝压巴之间、例如10至100绝压巴之间、10至80绝压巴之间、10至60绝压巴之间、10至50绝压巴之间、10至40绝压巴之间、10至30绝压巴之间、10至20绝压巴之间、10至18绝压巴之间、11至17绝压巴之间、12至16绝压巴之间、13至15绝压巴之间或13.5至14.5绝压巴之间的压力下离开换热器165。优选地,跨过换热器165的合成气急冷物流170的压降小于0.10巴,例如小于0.075巴或小于0.05巴。

[0228] 水物流108在急冷换热器165中加热直到它变成蒸汽,此时蒸汽通过蒸汽出口167离开急冷换热器165作为转化蒸汽供应172。转化蒸汽供应172可以在物流102离开合成气热量回收换热器110之后与气态烃物流102混合以形成气态烃/蒸汽物流174。转化蒸汽供应172和气态烃物流102可以以任何合适的方式汇合,例如通过使用“Y”或“T”型连接器汇合这些物流来形成单一物流或将一股物流加到其它一股物流中。在混合这些物流之后,气态烃-蒸汽物流174也可以进料到转化器模块150的第一预转化级。在一些实施方案中,转化蒸汽供应172可以在汇合气态烃物流102前在其流径中包括背压调节器,以帮助在启动期间提供稳定的沸腾条件、容量变化和其它瞬态,从而避免液体水涌入转化器模块中或到转化器的蒸汽物流的不足(该不足可能导致在转化器和/或预转化器中结焦)。在一些实施方案中,气态烃-蒸汽物流还可能在汇合转化蒸汽供应172前在其流径中包括止回阀。

[0229] 在急冷换热器165中急冷之后,合成气急冷物流170可作为急冷的合成气物流171离开急冷换热器165并通过阀185,阀185可以是用于控制或调整急冷的合成气171向合成气再混合器188的供应的任何合适的阀。在继续通过阀185后,急冷的合成气物流171可以在合成气再混合器188中与合成气物流182汇合。合成气物流182继续从合成气分流器184通过固定的阻滞器187,这可以是一个简单的孔口或任何控制高温流体的其它方法。一般来说,合成气物流182太热以致于不能采用阀。优选地,合成气物流182处于在700°C和1000°C之间、例如在750°C和975°C之间、在800°C和950°C之间、在825°C和925°C之间或在850°C和900°C

之间的温度下并在从5到120绝压巴之间、例如10至100绝压巴之间、10至80绝压巴之间、10至60绝压巴之间、10至50绝压巴之间、10至40绝压巴之间、10至30绝压巴之间、10至20绝压巴之间、10至18绝压巴之间、11至17绝压巴之间、12至16绝压巴之间、13至15绝压巴之间或13.5至14.5绝压巴之间的压力下。

[0230] 合成气再混合器188可以是用于例如通过使用“Y”或“T”型连接器汇合物流来形成单一物流或通过有一股物流添加到另一股物流中来汇合两股物流的任何合适的装置。由于相对于急冷的合成气物流171的温度的合成气物流182的温度，一部分再混合的合成气物流189和一部分合成气物流182可能会暴露于金属尘化条件下。相应地，在再混合器188的约5个管径内的合成气物流182的一部分和在再混合器188的约5个管径内的再混合的合成气物流189的一部分，优选地由耐金属尘化的合金和/或涂有耐金属尘化涂层的合金构造和/或被配置为便于维修和/或拆除和更换的。

[0231] 再混合后，再混合的合成气物流189可前进到任选的水煤气变换反应器186，在那里通过水煤气变换反应产生额外的氢气。当使用水煤气变换反应器时，再混合的合成气物流189的温度优选在250℃和350℃之间，例如在275℃和325℃之间、在280℃和310℃之间、在290℃和305℃之间或者在295℃和300℃之间。

[0232] 在离开水煤气变换反应器186之后，合成气物流190可以前进到合成气热量回收换热器110，在那里，它可以为反应物进料物流例如气态烃物流102、烟气燃料物流112、燃料进料物流105、空气进料物流107、助燃空气物流114和水物流108（当换热器109是合成气热量回收换热器110的一部分时）供热。离开高温变换反应器的合成气物流190可以具有从250℃至450℃之间、例如从275℃至450℃之间、从300℃至440℃之间、从325℃至430℃之间、从350℃至420℃之间、从375℃至410℃或从380℃至400℃之间的温度和10至100绝压巴之间、10至80绝压巴之间、10至60绝压巴之间、10至50绝压巴之间、10至40绝压巴之间、10至30绝压巴之间、10至20绝压巴之间、10至18绝压巴之间、11至17绝压巴之间、12至16绝压巴之间、13至15绝压巴之间或13.5至14.5绝压巴之间的压力。

[0233] 图5示出了蒸汽转化装置的替代配置的例子。如图所示，除了在蒸汽转化装置500中烟气燃料物流512绕过了合成气换热器510并在即将进入烟气预热器175之前与烟气物流160混合以形成富含燃料的烟气物流162之外，蒸汽转化装置500与就图1A和/或图1B所描述的装置100基本上相同。燃料烟气物流512可以以任何适当的方式与烟气物流160混合，例如通过使用“Y”或“T”型连接器汇合这些物流形成单一物流或者通过将一股物流添加到另一股物流中进行混合。由于燃料烟气物流512绕过了合成气换热器510，合成气热量回收换热器510的配置略有不同，仅具有四种反应物进料物流（燃料进料物流105、空气进料物流107、助燃空气物流114和气态烃进料物流102），任选地水进料物流108（当换热器109包括在换热器510中时）和合成气物流190流过它。

[0234] 图6A-C示出了可形成合成气热量回收换热器510的板的配置的一个例子。参考图6A-C，在一些实施方案中，合成气热量回收换热器510可包括由一系列板构成的PCHE，所述板可以合并成堆叠并相互间扩展结合以提供在进入的热物流和冷物流之间的换热。一般地，用于每一股物流的流径可以通过蚀刻、铣削或其它合适的工艺形成在板内，并可以经配置以提供所需的换热而同时限制跨过换热器的一股或多股物流的压降。优选地，进出换热器510的物流维持在避免或减少在该换热器内的金属尘化条件的温度、压力和组成的条件

下。在大多数情况下,进出流换热器510的物流低于金属尘化温度。在一般情况下,合成气热量回收换热器510与图1和图2A-C中所示的合成气热量回收换热器110基本相同,例外之处在于合成气热量回收换热器510不加热烟气燃料物流512。相应地,除了这个小的例外,合成气热量回收换热器510的总体结构、合适的板和通道尺寸、厚度以及用于构造每一个板的材料和工艺条件与就图2A-C所描述的那些基本相同。

[0235] 参考图6A-C,在一些实施方案中,合成器热量回收换热器510可包括一个或多个限位板610、一个或多个反应物进料板625和一个或多个合成气板650。在图6A-C中所示的实施方案中,这些板在适当地堆叠和形成换热器时,将会形成包括换热器109在内的合成气热量回收换热器510(见图5)。图6A示出了具有合成气流径611的限位板610,合成气流径611包括独立的、连接合成气613和合成气出口614的流道612。虽然图6A将合成气流径611显示为多程流径,但流径611也可以包括直接的逆流、顺流、错流或包含一个或多个独立流道612的单程流径。在一些实施方案中,合成气流径611可以包括多于一个的程,每个程包括在流动方向上的单次逆转,例如2到100程、5到75程、10到60程、15到50程或20到40程。优选地,合成气流径611包括具有5程或更多程、10程或更多程、15程或更多程、20程或更多程、25程或更多程或者30程或更多程的多程流径,其中各程在换热期间是错流的,但相对于在反应物进料板260上的流体,合成气在总体上以错流或逆流方向流动。限位板610还包括空气物流穿孔615、助燃空气物流穿孔616、燃料物流穿孔617、燃料/空气混合物穿孔661、气态烃物流穿孔618、水物流穿孔619和合成气物流穿孔620。限位板610确保了所有的反应物进料板625在限位板610或合成气板650的两侧都没有热物流板,并有助于平衡穿过整个堆叠的热负荷和热通量。限位板610可以具有多于一个的流道612。

[0236] 参考图6B,合成气板650包括合成气入口651、合成气出口652和合成气流径653。合成气流径653可以包括一个或多个合成气独立流道654。虽然示出了合成气独立流道654的具体数目,但应该认识到,空气流径653可以包括根据系统的个别需要适当配置的任何合适数目的独立流道。

[0237] 虽然图6B显示合成气流径653具有特定数目的程,但在一些实施方案中,合成气流径653可以包括多于一个的程,每个程包括在流动方向上的单次逆转,例如2到100程、5到75程、10到60程、15到50程或20到40程。优选地,合成气流径653包括具有5程或更多程、10程或更多程、15程或更多程、20程或更多程、25程或更多程或者30程或更多程的多程流径,其中各程在换热期间是错流的,但相对于在反应物进料板525上的流体,合成气在总体上以错流或逆流方向流动。合成气板650也具有空气物流穿孔655、助燃空气物流穿孔656、燃料物流穿孔657、燃料/空气混合物穿孔663、气态烃物流穿孔658、水物流穿孔659和合成气物流穿孔660。

[0238] 参考图6C,反应物进料板625具有空气物流穿孔621、助燃空气物流穿孔622、燃料物流穿孔623、燃料/空气混合物穿孔662、气态烃物流穿孔624、水物流穿孔626和合成气物流穿孔646。反应物进料板625包括带有空气入口628和空气出口629的空气流径627、带有助燃空气入口631的助燃空气流径630、带有燃料入口633和燃料/空气混合物出口634的燃料流径632和带有气态烃入口636和气态烃出口637的气态烃流径635。流径627、630、632和635中的每一个分别可包括一个或多个独立流道638、639、640和641。一般来说,可定制独立流道638、639、640和641中的每一个和附近的脊的尺寸以提供安全的压力密封和传热能力与

压降的成本有效的结合。虽然图6中已示出了独立流道638、639、640和641的具体数目,但应该理解,流径627、630、632和635中的每一个都可包括根据系统的个别需要而适当配置的任何合适数目的独立流道。

[0239] 虽然图6C将流径627、630、632和635中的每一个显示为错流和/或单程,但在一些实施方案中,流径627、630、632和635中的一个或多个可以包括多程,例如2到20程、2到10程或2到5程。优选地,流径627、630、632和635是错流和/或单程流径。在图6C中,将助燃空气流径630配置为通过将通过流径630的空气和在流径632中流动的燃料引导到同一穿孔即燃料物流/空气混合物穿孔662来在换热器510内混合图5的助燃空气物流114和燃料进料物流105。当以这种方式配置时,如图5所示,没有这些物流在合成气热量回收换热器510下游的单独汇合。

[0240] 反应物进料板625也包括如图6C中反应物进料板625的左下部分所示的连接水物流入口643和水物流出口644的水物流流径642。水物流流径642可包括一个或多个独立流道645。反应物进料板625的这一部分在形成换热器时,对应于如图5所示的换热器109的水物流。可定制流道645的尺寸以为转化器系统500的其余部分提供处于希望的压力和温度的适当的水供应。虽然图6C中示出了一个独立流道645,但应该认识到,流径642可包括根据系统的个别需要而适当配置的任何数目的独立流道。

[0241] 虽然图6C显示将流径642配置为多回路或多程逆流流径,但它也可以是错流、顺流和/或单程的。在一些实施方案中,流径642可以包括多于一个的程,每个程包括在流动方向上的单次逆转,例如2到100程、5到75程、10到60程、15到50程或20到40程。优选地,水物流流径642包括具有5程或更多程、10程或更多程、15程或更多程、20程或更多程、25程或更多程或者30程或更多程的多程流径,其中各程在换热期间是错流的,但相对于在合成气板650上的合成气的流动,水在总体上以错流或逆流方向流动。

[0242] 当堆叠和扩展结合或以其它方式结合形成换热器时,各个限位板610、反应物进料板625和合成气板650优选地对齐以使各空气物流穿孔615、621和655、助燃空气物流穿孔616、622和656、燃料物流穿孔617、623和657、燃料/空气混合物穿孔661、662和663、气态烃物流穿孔618、624和658、水物流穿孔619、626和659以及合成气物流穿孔620、627和660中的每一个形成用于将各物流的每一个连接到个流径的适当的入口和出口的访问流径或室。这些板可以按参照图2说明的顺序堆叠,并可以包括按参照图2说明的同样的单元数目和配置。除了使各种穿孔对齐之外,优选将板堆叠布置得使构成流径627、630、632和635的独立流道638、639、640和641与构成流径611和653的独立通道612和654紧密靠近,以方便各相关物流之间通过各独立流道的壁进行传热。

[0243] 图7示出了蒸汽转化装置的另一替代配置的例子。如图所示,蒸汽转化装置700与参照图1A和/或图1B说明的装置100基本相同,不同之处在于在蒸汽转化装置700中烟气物流160在进入换热器164之前不预热。因此,相对于图1A,燃料进料物流104没有分流,没有烟气燃料物流114,并且烟气预热器175也被去除。结果,合成气热量回收换热器710可如上参照图6A-C讨论的那样进行配置。图7中的配置打算用于转化器在相对于图1A的系统提高的温度下操作的情形。在这类情况下,合成气物流180和烟气物流160以接近1000℃的温度离开转化级。在该更高的温度下,不需要借助于图1A或图5的燃烧室175来产生额外的蒸汽,这是因为,对给定蒸汽与碳的比例,在更高的温度下转化提供了更高的甲烷转化率,从合成气

物流180和烟气物流160回收来的额外的热量足以产生在所述提高的温度下转化所用的必要的蒸汽。

[0244] 参考图1A、5和7,转化器100、500和700中的每一个都包括转化器模件150。转化器模件150转化气态烃-蒸汽物流174以形成合成气物流180和烟气物流160。在转化过程中,转化燃料物流124在转化空气物流126的存在下燃烧来为转化过程提供额外的热量。图8示出了转化器模件150的一个实施方案的例子。如图8所示,在一些实施方案中,转化器模件150可以包括预转化器800和转化器820。预转化器800可以包括在换热器804、805和806的气态烃-蒸汽物流174和烟气物流160之间多个级801、802和803的换热,接着是在催化转化室或床807、808和809中的气态烃-蒸汽物流174的部分催化转化。虽然图8中的实施方案示出了三个预转化级801-803,但预转化级的数目可以根据系统的要求在1到10之间改变。优选地,在所有的预转化级都避免金属尘化和结焦条件。在操作中,预转化器800包括通过从烟气物流160回收热量然后部分催化转化加热的气态烃-蒸汽物流来实现加热气态烃-蒸汽物流174的多个迭代或多个级。

[0245] 在一些实施方案中,预转化器800包括由一系列图9A-E中所示的板构造的PCR,板已经堆叠和以扩展结合或以其它方式结合形成PCR。这样的PCR可以类似于PCHE进行配置,在气态烃-蒸汽物流174的流径内间断地提供催化剂室或床,这样该物流就可以被烟气物流160交替地加热、然后部分催化转化。PCR可以由一系列板构造,所述板可以合并成堆叠并彼此扩展结合,以通过将构成流径的通道布置得相互邻近来提供热物流和冷物流之间的换热并提供气态烃-蒸汽物流174的催化转化。堆叠可以包括端板、限位板和根据所需的热传递的气态烃-蒸汽与烟气板的具体配置的堆叠。一般地,每个物流的流径可以通过蚀刻、铣削或其它合适的工艺作为板内通道而形成,可以经配置以提供所需的换热,同时限制跨过PCR的一股或多股物流的压降。每个板上的通道可以配置为在物流之间进行单程或多程换热,并可配置为以顺流、错流或逆流进行操作。在一些实施方案中,用于这些物流中的一股的板可以配置为多程的而用于其它物流的板配置为单程的。优选地,进出PCR的物流保持在避免或减少PCR内的金属尘化条件的温度、压力和组成条件下。在图9A-E中示出的实施方案包括三个预转化级。

[0246] 参考图9A-E,在一些实施方案中,PCR可以包括一个或多个限位板910、一个或多个烟气板920、一个或多个气态烃-蒸汽板950、一个或多个顶端板970和一个或多个底端板980。对于那些没有穿孔(通过该穿孔来到达流径和流道)的板和物流来说,可将集流腔附加到、例如焊接到位于堆叠板的末端的各通道末端之上以方便运送和/或收集流过相关通道的物流。在一些实施方案中,这样的集流腔可以包括一侧已打开的管或管材的一部分,以将各通道的流体直接提供到管或管材内。图9A-E各自包括隔热切口A,图9C还包括隔热穿孔B。当板堆叠并形成PCR时,隔热切口A横跨PCR的整个堆叠的高度,用来通过在各物流之间提供降低传热的区域来控制热流动并防止热量不希望地从板上的物流的热部分通过沿板的传导流到同一板同一物流的冷部分。隔热穿孔9B是为了同一目的,但只是存在于气态烃蒸汽板950上,并没有跨过整个堆叠的高度。

[0247] 图9A示出了具有烟气流径911的限位板910,该烟气流径911包括多个连接烟气入口913与烟气出口914的独立流道912。限位板910还包括转化室或床穿孔915、916和917以及气态烃物流穿孔918。限位板910在形成换热器时有助于平衡整个堆叠的热负载和热通量。

[0248] 参考图9B, 烟气板920包括转化室或床穿孔921、922和923以及气态烃物流穿孔924。烟气板920还包括具有烟气入口926和烟气出口925的烟气流径927。流径927可包括一个或多个独立流道928。虽然图9B示出了独立流道928的具体数目, 但应该认识到, 流径927可包括根据系统的个别需要而适当配置的任何适宜数目的独立流道。此外, 尽管图9B将流径927显示为错流或单程的, 但在一些实施方案中, 流径927可包括多程, 例如2至20程、2至10程或2至5程。优选地, 流径925是错流或单程流径。

[0249] 参考图9C, 气态烃-蒸汽板950包括转化室或床穿孔951、952和953以及气态烃物流穿孔954。气态烃-蒸汽板950包括带有气态烃-蒸汽入口956和转化器物流出口957的气态烃-蒸汽流径955。流径955可包括一个或多个独立流道958。虽然图9C示出了独立流道958的具体数目, 但应该认识到, 流径955可包括根据系统的个别需要而适当配置的任何适宜数目的独立流道。此外, 尽管图9C示出了作为多程错流和单程错流的组合的流径955, 但在一些实施方案中, 流径955可以包括多个流程, 例如2至20程、2至10程或2至5程, 且在其它的实施方案中, 流径955可包括单程错流、顺流或逆流。优选地, 流径955在换热期间是多程错流和单程错流的组合, 同时相对于烟气物流160在总体上以逆流或错流方向流动。在一些实施方案中, 流径955包括在入口956和第一转化室或床穿孔951之间的多程错流, 同时在总体上以逆流方向流动并在第一和第二燃烧室与第二和第三燃烧室之间进行单程错流, 同时仍在整体上以逆流方向流动。

[0250] 在一些实施方案中, 图9C还包括气态烃-蒸汽流道960和转化器物流道961。气态烃-蒸汽物流道960可用来将气态烃-蒸汽物流174进料到预转化器800和气态烃物流穿孔954中, 并可以通过可焊接或连接到各通道的末端上的集流腔来供应, 所述各通道跨过构成PCR的板的堆叠。气态烃-蒸汽穿孔954与另一个板上的气态烃-蒸汽物流穿孔一起可形成室, 该室可以是空室或可以任选地含有催化剂以促进在预转化器800中气态烃-蒸汽物流的额外转化。在一些实施方案中, 例如在不包括通道960的实施方案中, 由气态烃-蒸汽物流穿孔构成的室可以用作使气态烃-蒸汽物流174进入预转化器800的入口, 这通过将该物流通过附加到提供对室的访问的端板上的端口进行进料而实现。类似地, 转化器物流通道961可用于收集转化器物流811, 所述转化器物流811随着物流174在通过转化室或床穿孔917、923和953而形成的室内完成其预转化在预转化器800的各个板内流动并在端板内流动以进料到转化器820。通道961可将该物流进料到集流腔中, 所述集流腔可焊接或以其它方式横跨穿过构成PCR的板的堆叠的各通道的末端连接到预转化器上。通道960和961可被配置并定制尺寸以与通道958相同或不同, 通道960和961可以有与通道958相同或不同的数目。一般来说, 通道960和961可以独立地具有在表1中说明的尺寸。

[0251] 参考图9D, 顶端板970可以是盲板或没有流径线路的板, 并可以隔热以加强传热和限制热损失。在一些实施方案中, 顶端板970可包括入口和出口或使各物流进出的端口。在一些实施方案中, 在每一端可以使用多个顶端板。在一些实施方案中, 使用单个顶端板970。在其它的实施方案中, 可以使用多个顶端板来为集流腔或端口提供足够的厚度。类似地, 参考图9E, 底端板980可以是盲板或没有流径线路的板, 并可以隔热以加强传热和限制热损失。在一些实施方案中, 底端板980可包括入口和出口或使各物流进出的端口, 例如穿孔984, 以及经由在堆叠各个板时形成的访问端口981、982和983的对催化剂室的访问通路。在一些实施方案中, 底端板980不可以包括穿孔984。在一些实施方案中, 可以使用多个底端

板。在一些实施方案中,使用单个底端板980。在其它的实施方案中,可使用多个端板来为集流腔或端口提供足够的厚度。在一些实施方案中,端板可提供面对着临近顶端板的限位板的壁,用作到PCR900的相关物流的穿孔的盖子和支撑物连接。因此,端板厚度应足以适应每一个穿孔中的压力并足以支撑端口或集流腔。

[0252] 当堆叠的和扩展结合或以其它方式结合形成PCR时,各限位板910、烟气板920和气态烃-蒸汽板950优选对齐以使得各转化室或床穿孔915、921和951与916、922和952与917、923和953对齐以形成转化室或转化床,诸如转化室或床807、808和809。转化室或床可装填有结构化或非结构化的催化剂,且转化反应可以使用任何合适的催化剂来催化。此外,优选各板对齐以使得气态烃物流穿孔918、924、954和984形成气态烃-蒸汽物流的访问流径或室。

[0253] 除了将转化室或床穿孔对齐外,优选将板的堆叠布置成使流径911、925和955相互靠近以促进相关物流之间通过独立通道912、928和958的壁进行传热。在一些实施方案中,这种传热在图8中以换热器804、805和806来表示。

[0254] 在一些实施方案中,所述板可以以任何适当的顺序堆叠和扩展结合或以其它方式结合以形成PCR。在一些实施方案中,所述板可以以下面的顺序堆叠:至少一个顶端板970、限位板910、多个预转化单元(每个预转化单元包括一个烟气板920和气态烃板950接着是一个以上的烟气板920)、另一限位板910和底端板980。相应地,在给定的堆叠中的印制线路反应器板可以有下面的用于活性板的顺序(限位板910=B,烟气板920=F,气态烃板950=G): B F G F G F G...F G F G F B。图10示出了烟气板920和气态烃板950即预转化单元的透视图。端板可以是没有流径线路的盲板,并可隔热以加强传热和限制热损失。端板可用作室和访问流径的盖子,该室或访问流径通过将例如经由与该室和流径以流体连接的端口或集流腔而到PCR的相关物流的穿孔和支撑物连接对齐而形成。因此,端板厚度应足以适应每一个穿孔中的压力并支撑端口或集流腔。在一些实施方案中,对PCR的每一端使用单个端板,其中端板比其它板厚。在其它的实施方案中,可以在每一端使用多个端板来提供足够的厚度以支撑或提供集流腔或端口。

[0255] 在使用PSA废气作为燃料来转化2 SCMH的天然气的的一个具体实施方案中,PCR包括3个顶端板,之后是限位板910,之后是11个转化单元,之后是烟气板920,之后是限位板910和3个底端板。在使用1.60毫米厚的板时,该配置产生了49.6毫米高的堆叠的预转化器800。优选地,组成预转化器800的PCR由适合承受预转化器800所接触的压力和温度的材料构造。在一些实施方案中,PCR和因此预转化器800可以由合金800H或合金617构造。

[0256] 构成PCR的各个板可以独立地具有在表1中说明的厚度。在一些实施方案中,各板可以是1.6毫米厚。另外,独立流道912、928和958中的每一个可独立包括基本为半圆形的截面,并可以独立地有在表1中说明的尺寸。在一些实施方案中,独立流道912、928和958中的每一个可以具有半圆形的截面并可以有约为1.99毫米的宽度、约1.1毫米的深度和约0.5毫米的脊。

[0257] 在一些实施方案中,该PCR可如下操作:气态烃-蒸汽物流174可以通过气态烃-蒸汽入口956和访问流径或室进入第一转化级801并进入气态烃-蒸汽板950上的气态烃-蒸汽流径955,其中访问流径或室是通过将气态烃-蒸汽穿孔918、924、954和984以及端板970和980对齐而构成的。气态烃-蒸汽流经气态烃-蒸汽入口956进入气态烃-蒸汽板950上的独立

流道958中(在那里该物流被在烟气板920和限位板910上进入PCR的烟气加热)并分别在流径925和911的独立流道928和912中流动。在图9A-E的实施方案中,在这个第一换热级中,独立流道958形成了流径955,流径955具有多个程且在换热期间相对于在单程流径927和911中流动的烟气是错流的。

[0258] 在第一加热级后,流入通道958的气态烃-蒸汽被引至由将转化穿孔915、921和951和端板对齐而构成的转化室或床807中并部分地催化转化。部分转化的流然后进入第二预转化级802,在那里它被烟气物流160加热。在该第二加热级,独立流道958形成了流径955,该流径955是相对于在单程流径927和911中流动的烟气以错流方式流动的单程流径。

[0259] 在第二加热级后,在通道958中流动的部分转化的物流被引至由将转化穿孔916、922和952和端板对齐而构成的转化室或床808中并部分地催化转化。由此产生的部分转化的物流然后进入第三预转化级803,在那里它被烟气物流160加热。在这个第三加热级中,独立流道958形成了流径955,该流径955是相对于在单程流径925和911中流动的烟气以错流方式流动的单程流径。

[0260] 在第三加热级后,在通道958中流动的部分转化的物流被引至由将转化穿孔917、923和953和端板对齐而构成的转化室或床809中并部分地催化转化。离开转化室或床809的物流作为转化器物流811离开预转化器800,并前进到转化器820中的第一转化级。烟气物流160离开预转化器800并任选地在燃烧室175中被再次加热,然后它在离开转化器系统100之前,在换热器164中为水物流108提供额外的热量。

[0261] 在一些实施方案中,气态烃-蒸汽物流174在以下温度和压力下进入预转化器800,所述温度刚刚低于饱和蒸汽温度至高于饱和蒸汽温度,诸如在200°C至270°C之间、210°C至260°C之间、215°C至250°C之间、220°C至240°C之间或225°C至240°C之间,所述压力在10绝压巴至100绝压巴之间、例如在10绝压巴至90绝压巴之间、10绝压巴至75绝压巴之间、10绝压巴至60绝压巴之间、10绝压巴至50绝压巴之间、10绝压巴至40绝压巴之间、10绝压巴至30绝压巴之间、10绝压巴至20绝压巴之间、10绝压巴至18绝压巴之间、11绝压巴至17绝压巴之间、12绝压巴至16绝压巴之间、13绝压巴至15绝压巴或13.5绝压巴和14.5绝压巴之间,并且可以作为转化器物流811在以下温度和压力下离开预转化器800,所述温度在500°C到700°C之间、诸如510°C至675°C之间、520°C至650°C之间、530°C至625°C之间、550°C至600°C之间或560°C至590°C之间,所述压力在10绝压巴至100绝压巴之间、例如10绝压巴至90绝压巴之间、10绝压巴至75绝压巴之间、10绝压巴至60绝压巴之间、10绝压巴至50绝压巴之间、10绝压巴至40绝压巴之间、10绝压巴至30绝压巴之间、10绝压巴至20绝压巴之间、10绝压巴至18绝压巴之间、11绝压巴至17绝压巴之间、12绝压巴至16绝压巴之间、13绝压巴至15绝压巴之间或13.5绝压巴和14.5绝压巴之间。

[0262] 烟气物流160可以在以下温度和压力下进入预转化器800,所述温度在700°C和1050°C之间,诸如在750°C至1000°C之间、800°C至950°C之间、825°C至925°C之间、850°C至900°C之间,所述压力小于1表压巴、例如小于0.75表压巴、小于0.50表压巴、小于0.40表压巴、小于0.30表压巴、小于0.20表压巴、小于0.15表压巴、小于0.10表压巴、小于0.075表压巴或小于0.05表压巴,并可以在以下温度和压力下离开预转化器800,所述温度在500°C和650°C之间,诸如在510°C至625°C之间、520°C至600°C之间或530°C至575°C之间,所述压力小于1表压巴,诸如小于0.75表压巴、小于0.50表压巴、小于0.40表压巴、小于0.30表压巴、小于

0.20表压巴、小于0.15表压巴、小于0.10表压巴、小于0.075表压巴或小于0.05表压巴。

[0263] 参考图8,在离开预转化器800后,转化器物流811进入转化器820。如图8所示,转化器820包括诸如821、822、823、824和825的多个转化级和以间断符880表示的旨在表示任何适当数目的、配置与下面所说明的级821-825基本相同的级,每一级包括在换热器831、832、833、834和835中进行的从转化空气物流126到转化器物流811的换热以及之后在转化器841、842、843、844和845中进行的转化器物流811的催化转化以及通过在燃烧室851、852、853和855中进行的转化器燃料物流124的一部分的催化燃烧而进行的对转化器空气物流126的再次加热。转化器燃料物流124可通过燃料分配网络来并行地供应给各个级,燃料分配网络包括转化燃料物流124和转化级燃料物流861、862、863和865。虽然图8示出了5个完整的级821、822、823、824和825,但应该认识到,可以使用任何适当数目的转化级,例如1-40个转化级,例如2至35、3至30、5至25、8至20或10至15个以间断符880表示的转化级。还应指出的是,后面的转化级可能不需要再次加热转化器空气物流126来为催化转化提供足够的热量,因此一个或多个后面的级可以不包括再次加热转化器空气物流126的步骤,可以不包括燃烧室或在它们的燃烧室内可以没有催化剂和/或可以不包括转化级燃料物流。在一些实施方案中,最后一个转化级不包括对转化器空气物流126的再次加热。例如,尽管转化级824示出了燃烧室875,但它不包括燃料供应,从而燃烧室875可不包括催化剂,在其内不会出现额外的燃烧。或者,燃烧室875可包括催化剂并可以燃烧留在转化器空气物流126中的任何可燃的组分。优选地,在整个转化级内避免金属尘化条件和结焦条件。

[0264] 在一些实施方案中,转化器820包括PCR。PCR可配置为类似于印制线路换热器(“PCHE”),在转化器物流811的流径内间断地提供有转化催化剂室或床和在转化器空气物流126与转化器燃料物流124的流径内间断地提供有燃烧催化剂室,这样转化器物流811就可以交替地被转化器空气物流126加热然后部分地催化转化,同时转化器空气物流126交替地加热转化器物流811并被一部分转化器燃料物流124的一部分的燃烧再次加热。PCR可以由一系列板构造,板可以合并成堆叠并彼此扩展结合,以通过将构成流径的通道布置得相互临近来提供热物流和冷流之间的换热,并提供转化器物流811的催化转化和在转化空气物流126的存在下的所述转化燃料物流124的一部分的催化燃烧。堆叠可以包括端板、限位板以及转化器物流板与转化空气板与转化燃料板的具体配置的堆叠。

[0265] 一般地,每个物流的流径可以通过蚀刻、铣削或其它合适的工艺作为板内通道而形成,并可以经配置以提供所需的换热,同时控制跨过PCR的一股或多股物流的压降。转化物流板和转化空气板上的通道可以配置为在物流之间进行单程或多程传热,并可配置为以顺流、错流或逆流方式操作。在一些实施方案中,用于转化物流或转化空气物流之一的板可以配置为多程的而用于另一股物流的板配置为单程的。优选地,进出PCR的物流保持在避免或减少PCR内金属尘化条件和结焦条件的温度、压力和组成的条件下。

[0266] 构成PCR的一个实施方案的板的例子可以在图11A-F中见到。在图11A-F中示出的实施方案包括14个转化级,但应该认识到,通过适当改造所示的各种板,可以使用任何合适数目的级。参考图11A-F,PCR可以包括一个或多个限位板1101、一个或多个转化器板1121、一个或多个转化器空气板1141、一个或多个转化器燃料板1161、一个或多个顶端板1180以及一个或多个底端板1190。

[0267] 参考图11A,限位板1101包括转化器物流入口室穿孔1102和转化器物流出口室穿

孔1103(其也可以是最后的转化室或床穿孔)和包括多个独立流道1105的流径1104。在一般情况下,限位板1101将具有比转化器板1121上的独立流道数目更少的独立流道1105。在一些实施方案中,限位板1101的独立流道的数量为转化器板1121的一半。如图11AA中的限位板1101的放大图所示,包括在限位板1101上的14个级中的单个转化级1110的例子包括转化室或床穿孔1112、燃烧室穿孔1114和燃料供应穿孔1113。限位板1101在形成换热器时有助于平衡整个堆叠中的热负荷和热通量。

[0268] 虽然图11AA示出了在限位板1101的右手侧的转化器室穿孔1112,但应该认识到,对于转化级来说,从第一或入口穿孔1102到最后的或出口穿孔1103,转化器室穿孔可与燃料供应穿孔1113互换地位于沿限位板1101的各侧,并可以在限位板1101的任一侧上开始。相应地,在级1110紧靠前的级和紧随后的级将在限位板1101的左手侧具有转化室或床穿孔1112并在限位板1101的右手侧具有燃料供应穿孔1113。在一些实施方案中,各级可以配置为不同的以适合于预定用途,本文中说明的方法和装置的实施方案不应被理解为用来限制各个穿孔的改变。例如,在换热包括一个或多个程时,配置可以变化以适应这些程。

[0269] 在操作中,一部分转化器物流811流经独立流道1105,在那里它从在图11C和图11CC中所示的独立通道1145中流动的加热的转化器空气物流126中回收热量,然后前进到转化器室穿孔1112。转化器室穿孔1112(包括穿孔1102和1103)分别与在图11B-D和F中的板上的相应的转化器室穿孔1132(包括穿孔1122和1123)、1152、1172和1192结合以形成转化器室,诸如图8中所示的转化器室841、842、843、844和845,其中转化器物流811被部分催化转化。在一些实施方案中,由入口穿孔1102和其它板上的相应穿孔构成的室可对齐以便形成不包括催化剂且不转化转化器物流811的空白室或空室。部分转化后,转化器物流811离开转化器室,并在下一转化级中回收热量,直到它通过转化器物流出口穿孔1103离开最后的转化级,在该点处,转化的物流与离开转化器板1121上的最后的转化级的转化的物流汇合以形成合成气物流180。

[0270] 图11B示出了转化器板1121,该转化器板1121具有转化器物流入口穿孔1122和转化器物流出口室穿孔1123(其也可以是最后的转化室或床穿孔)和包括多个独立流道1125的流径1124。如图11BB中的转化器板1121的放大图所示,在转化器板1121上包括的14个转化级的单个转化级1130的一个例子包括转化室或床穿孔1132、燃烧室穿孔1134和燃料供应穿孔1133。虽然图11BB示出了在限位板1121的右手侧的转化器室穿孔1132,但应该认识到,对于转化级来说,从入口穿孔1122到出口穿孔1123,转化器室穿孔可与燃料供应穿孔1133互换地位于沿转化器板1121的各侧,并可以在转化器板1121的任一侧上开始。相应地,级1130紧靠前和紧随后的级将在转化器板1121的左手侧具有转化室或床穿孔1132并在转化器板1121的右手侧具有燃料供应穿孔1133。在一些实施方案中,各级可以配置为不同的以适合于预定用途,且本文中说明的方法和装置的实施方案不应被理解为用来限制各个穿孔的改变。例如,在换热包括一个或多个程时,配置可以变化以适应这些程。

[0271] 在运行中,转化器物流811的一部分流经独立通道1125,从那里它从在图11C和图11CC中所示的独立通道1145中流动的加热的转化器空气物流126中回收热量,然后前进到转化器室穿孔1132。转化器室穿孔1132(包括穿孔1122和1123)与在图11A、C-D和F中的板上的相应的转化器室穿孔1112(包括穿孔1102和1103)、1152、1172和1192结合以形成转化器室,诸如图8中所示的转化器室841、842、843、844和845,其中转化器物流811被部分催化转

化。在一些实施方案中,由入口穿孔1122和其它板上的相应穿孔构成的室可对齐以便形成不包括催化剂且不转化转化器物流811的空白室或空室。部分转化后,转化流811离开转化器室,并在下一转化级中回收热量,直到它离开最后的转化级并进入转化器物流出口穿孔1123,在该点处,转化的物流与离开转化器板1101上的最后转化级的转化的物流结合以形成合成气物流180。

[0272] 在一些实施方案中,图11A-B还包括转化器物流入口通道1106和1126以及转化器物流出口通道1107和1127。转化器物流入口通道1106和1126可以用于将转化器物流811进料到转化器820和入口穿孔1102和1122中,并可以通过可焊接或连接到各通道的末端上的集流腔来供应,所述各通道跨过构成PCR的板的堆叠。入口穿孔1102和1122与其它板上的相应的穿孔可形成室,该室可以是一个空室或可以任选地含有催化剂以促进转化器820中的转化器物流的额外转化。在一些实施方案中,例如在不包括通道1106和1126的实施方案中,由入口穿孔构成的室可以用作使转化器物流811进入预转化器800的入口,这通过将该物流通过附加到提供对室的访问的端板上的端口进行进料而实现。类似地,转化器物流出口通道1107和1127可以用来收集体合成气物流180,所述合成气物流180随着物流811在通过转化室或床穿孔1103和1123和在其它板与端板上的相应的穿孔形成的室内完成其转化而在转化器820的各个板内流动。通道1107和1127可将物流180进料到集流腔中,该集流腔可焊接或以其它方式在各通道的末端上方连接到预转化器上,所述各通道跨过构成PCR的板的堆叠。通道1106、1107、1126和1127可经配置和定制尺寸以与通道1105和1125相同或不同,通道1106、1107、1126和1127的数目可以与通道1105和1125相同或不同。一般来说,通道1106、1107、1126和1127可以独立地具有在表1中说明的尺寸。

[0273] 图11C示出了转化器空气板1141,其具有转化器空气入口1142和转化器空气出口1143和包括多个独立通道1145的流径1144。如图11CC中的转化器空气板1141的放大图所示,在转化器空气板1141上包括的14个转化级中的单个转化级1150的例子包括转化室或床穿孔1152、燃烧室穿孔1154和燃料供应穿孔1153。虽然图11CC示出了在转化器空气板1141的右手侧的转化器室穿孔1152,但应该认识到,对于转化级来说,从入口1142到出口1143,转化器室穿孔可与燃料供应穿孔1153互换地位于沿转化器空气板1141的各侧,并可以在转化器空气板1141的任一侧上开始。相应地,在级1150紧靠前和紧随后的级将在转化器空气板1141的左手侧具有转化室或床穿孔1152并在转化器空气板1141的右手侧具有燃料供应穿孔1153。在一些实施方案中,该级可以配置为不同的以适合于预期的用途,本文中说明的方法和装置的实施方案不应被理解为用来限制各个穿孔的改变。例如,在换热包括一个或多个程时,配置可以变化以适应这些程。

[0274] 在运行中,转化器空气物流126流经独立流道1145,在其可通过每一个板上的独立流道的壁来为在图11A中所示的限位板1101上的独立通道1105中流动的转化器物流811的一部分和在图11B中所示的独立通道1125中流动的转化器物流811的一部分供热。转化器空气物流126然后前进到转化室穿孔1154。转化器室穿孔1154与在图11A-B、D和F中的板上的相应的燃烧室穿孔1114、1134、1174和1194结合以形成燃烧室,诸如图8中所示的燃烧室851、852、853和855,其中转化器空气物流126被来自转化器燃料板1161上的独立通道1165的燃料的催化燃烧再次加热。再次加热后,转化器空气物流126离开燃烧室并在下一转化级中加热转化器物流811,直到它离开最后的转化级并进入转化空气穿孔为止,参照图8,在那

里它作为烟气物流160离开转化器模件150。

[0275] 图11D示出了转化器燃料板1161,其具有转化器燃料入口1162、转化器燃料出口1163和包括一个或多个独立通道1165的流径1164。与在图11A-C中所示的板中流动的物流的串连流动不同,转化器燃料物流124的一部分被单独地且独立地提供给转化器内并联的级中的每一级。相应地,在转化器燃料板1161上被提供给燃料的每一个转化级都有其自己的转化器燃料入口1162、转化器燃料出口1163和流径1164。此外,提供给每一级的转化器燃料物流124的量可以与提供给其它级的转化器燃料物流124的量相同或不同。结果,每一级的转化器燃料入口1162、转化器燃料出口1163和流径1164可以被配置为相对于其它级是相同的或不同的。在一些实施方案中,在第一级后提供给每一级的转化器燃料物流124的量可以相对于前面的级减少。此外,一个或多个后面的级可以不接收任何部分的转化器燃料物流124,这是因为在一些后面的转化级中再次加热转化器空气物流126的需要可能会减少或不复存在。下面参照图15来讨论一个在其中提供给每一后续转化级的转化器燃料物流124的量减少的系统的实施方案。

[0276] 如图11D所示,流径1164可配置为通过控制独立通道1165的大小、数目和几何形状以及在整个转化系统100中的压降来被动控制提供给转化级的转化燃料物流124的数量。可以对每一级使用多个转化燃料出口1163以更均匀地为那一级的燃烧穿孔1174提供转化器燃料物流124的一部分。此外,对某些级,可以从一个或多于一个的燃料供应穿孔1173提供供应给该级的转化器燃料物流124的一部分。相应地,应该明白,当提到单个转化级时,提供给该级的燃料的一部分可能来自与不同的级物理上相连的燃料供应穿孔1173,且燃料供应穿孔1173可以被配置为对多于一个的级供应燃料。燃料供应穿孔1173与在图11A-C和E中的板上的相应的燃料供应穿孔1113、1133、1153和1183结合,形成燃料供应访问流径或室。

[0277] 如图11DD中的转化器燃料板1161的放大图所示,包括在转化器燃料板1161上的14个级中的单个转化级1170的例子包括燃料供应穿孔1173、燃烧室穿孔1174和转化室或床穿孔1172。虽然转化器燃料板1161的放大图示出了在转化器燃料板1161的右手侧的燃料供应穿孔1173,但应该认识到,燃料供应穿孔可与转化室或床穿孔1172互换地位于沿转化器燃料板1161的各侧。相应地,在级1170紧靠前和紧随后的级将在转化器燃料板1161的左手侧具有燃料供应穿孔1173和在转化器燃料板1161的右手侧具有转化室或床穿孔1172。在一些实施方案中,该级可以配置为不同的以适合于期望的用途,且本文中说明的方法和装置的实施方案不应被理解为用来限制各个穿孔的改变。

[0278] 在运行中,转化器燃料物流124的一部分从燃料供应访问流径或室沿包括独立通道1165的流径1164流过燃料入口1162,流过燃料出口1163并进入到燃烧室1174,在那里,来自转化器燃料物流124的燃料的一部分在转化器空气物流126的存在下被催化燃烧,由此来再次加热转化器空气物流126。来自转化器燃料物流124来的燃料的一部分的燃烧所产生的副产物与转化器空气物流126一起离开燃烧室。

[0279] 在一些实施方案中,图11A-D各自包括转化器空气物流入口通道1108、1128、1142、1168和转化器空气物流出口通道1109、1129、1143和1169。转化器物流入口通道1108、1128、1142和1168可用于将转化器空气物流126进料到转化器820和转化器空气入口穿孔1115、1135、1155和1175中,并可以通过集流腔来进料,该集流腔可焊接或连接到跨过构成PCR的板的堆叠的各个通道的末端的上方。入口穿孔1115、1135、1155和1175可以构成室,该室可

以是空室,用来收集转化器空气物流以进料到包括通道1145的流径1144中。类似地,转化器物流出口通道1109、1129、1143和1169可以用来在最后的换热级和任选的燃烧之后将在转化器820的各个板中流动的烟气物流160进料到管道中或将烟气物流用管道进料到预转化器800。通道1109、1129、1143和1169可以将物流160进料到集流腔内,该集流腔可焊接或以其它方式连接到跨过构成PCR的板的堆叠的各个通道的末端上方的预转化器上。转化器空气物流入口通道1108、1128、1142和1168以及转化器空气物流出口通道1109、1129、1143和1169可以被配置并将尺寸定制为与通道1145相同或不同,转化器空气物流入口通道1108、1128、1142和1168以及转化器空气物流出口通道1109、1129、1143和1169可以具有与通道1145相同或不同的数目。一般来说,转化器空气物流入口通道1108、1128、1142和1168以及转化器空气物流出口通道1109、1129、1143和1169可以独立地具有在表1中说明的尺寸。通过以这种方式配置转化器空气物流126的进料,可以使跨过转化器的物流的压降最小化。

[0280] 图11E示出了具有燃料供应穿孔1183的顶端板1180的例子。顶端板1180可以是盲板或无流径线路的板,并可隔热以加强传热和限制热损失。在一些实施方案中,使用单个顶端板1180。在其它的实施方案中,可以使用多个顶端板1180来为提供燃料的集流腔或端口提供足够的厚度。在一些实施方案中,可以提供集流腔,它跨过顶板的长度和宽度而连接(例如焊接),并为每一个燃料供应穿孔提供燃料供应。在一些实施方案中,这个供应可以通过为集流腔提供燃料来实现,其中集流腔是对每一个燃料供应穿孔的提供访问的单开孔的空间,根据它们的配置而提供为了实现到转化器中的燃烧室的燃料供应所需的被动控制而所需的压降。类似地,如图11F所示,底端板1190可以是盲板或没有流径线路的板,并可以隔热以加强传热和限制热损失。在一些实施方案中,底板1190可以包括用于各物流中的一股或多股进出的进口和出口以及可以有访问端口连到其上的转化床或室穿孔1192和燃烧室穿孔1194。在一些实施方案中,可以使用多个底端板。在一些实施方案中,使用单个底端板1190。在其它的实施方案中,可用多个端板来为集流腔或端口提供足够的厚度。在一些实施方案中,端板为在对着端板的限位板上的通道提供了壁,例如通过端口或集流腔来充作到PCR的相关物流的穿孔和支撑物连接的盖子。相应地,在一些实施方案中,端板厚度应足以适应在每一个穿孔中的压力并支撑端口或集流腔。在一些实施方案中,在底端板中的各个穿孔在板已经堆叠好并构成转化器后可各自盖上穿孔帽。在一些实施方案中,穿孔帽可包括任何合适的材料,包括形成板的材料,并可以被连接(如焊接或以其它方式连接)来阻堵、密封或覆盖在底端板上的穿孔。

[0281] 当堆叠和扩展结合或以其它方式结合形成PCR时,各限位板1101、转化器板1121、转化器空气板1141、转化器燃料板1161、顶端板1180和底端板1190优选地对齐以便使各转化室或床穿孔1112、1132、1152、1172和1192中的每一个都对齐以构成转化室或转化床,例如转化室或床841、842、843、844和845。除了将转化室或床穿孔对齐之外,板的堆叠优选将燃料供应穿孔1113、1133、1153、1173和1183对齐以形成燃料供应访问流径或室,并将燃烧室穿孔1114、1134、1154、1174和1194对齐以形成燃烧室,例如燃烧室851、852、853和855。转化室或床和燃烧室可装填有结构化或者非结构化的催化剂,且转化反应和燃烧反应可使用任何合适的催化剂来催化。对于那些没有穿孔(通过该穿孔达到流径和流道)的板和物流,可以将集流腔连接到例如焊接到各通道末端之上以便于运送和/或收集流过相关通道的物流。

[0282] 除了对齐各穿孔之外,板的堆叠优选地将流径1104和1124布置得邻近流径1144以便于热量通过独立通道1145的壁传到独立流道1105和1125中。在一些实施方案中,这种传热发生在图8中以换热器所表示的物品内,例如换热器831、832、833和834。

[0283] 在一些实施方案中,所述板可以以任何适当的顺序堆叠和扩展结合或以其它方式结合来形成PCR版的转化器820。在一些实施方案中,这些板可以以下面的顺序堆叠和扩展结合或以其它方式结合:至少一个顶端板1180;限位板1101;多个转化单元,每个转化单元包括转化器空气板1141、转化器燃料板1161、第二转化器空气板1141和转化器板1121;堆叠的其余部分依次包括转化器空气板1141、转化器燃料板1161、第二转化器空气板1141、另一限位板1101和底端板1190。相应地,用于转化器820的一些实施方案的给定堆叠中的印制线路反应器板的顺序对活性板可以有下面的模式(限位板1101=B,转化器空气板1141=A,转化器燃料板1161=F,转化器板1121=R):B A F A R A F A R...A F A B。转化单元的透视图示于图12。

[0284] 在一个用于转化2 SCMH的天然气的具体实施方案中,转化器820包括PCR,其具有3个顶端板、接着是限位板910、接着是5个转化单元、接着是转化器空气板1141、转化器燃料板1161、第二转化器空气板1141、另一个限位板1101和3个底端板。优选地,转化器820包括PCR,它由适合承受转化器820面临的压力和温度的材料构成。在一些实施方案中,转化器820可以由合金800H或合金617构造。

[0285] 组成PCR的各个板可以独立具有在表1中说明的厚度。在一些实施方案中,每个板可以是1.6毫米厚。另外,独立流道1105、1125、1145和1165中的每一个可独立包括通常为半圆形的截面,并可以独立有在表1中说明的尺寸。在一些实施方案中,在限位板1101上的独立流道1105可以具有1.10毫米深的深度、1.69毫米的宽度和1.00毫米的脊。在一些实施方案中,在转化板1121上的独立流道1125可以具有1.10毫米深的深度、1.69毫米的宽度和1.00毫米的脊。在一些实施方案中,在转化器空气板1141上的独立流道1145可以具有1.10毫米深的深度、1.69毫米的宽度和0.90毫米的脊。在一些实施方案中,在转化器燃料板1161上的独立流道1165可以具有1.10毫米深的深度、1.69毫米的宽度和0.4毫米的脊。

[0286] 在转化器820包括PCR的一些实施方案中,该PCR可如下运行:转化器物流811可进入在限位板1101和转化器板1121上的流径1104和1124,通过将构成PCR的每一个板上的相应的转化器穿孔(包括转化器物流入口穿孔1102和1122)对齐来形成不含催化剂的转化器室。转化器物流811可进入构成流径1104和1124的独立流道1105和1125,在那里它被已通过转化器空气入口1142在转化器空气板1141上进入PCR的转化器空气物流126加热,并转化流径1144的多个独立通道1145。优选地,转化器空气物流126和转化器物流811通过它们的独立通道1145、1105和1125的壁换热,同时以单程错流方式流动,但总体上这些物流优选如图8所示以顺流方向流动。因此,在实际传热期间,物流优选地以相互错流的方式流动,但穿过PCR的两股物流优选以总体上为顺流的方向流动。

[0287] 在收到来自转化器空气物流126的热量后,转化器物流811进入由将PCR的各板上的各转化室或床穿孔对齐而形成的转化室或床841,在那里,转化器物流中的气态烃被部分催化转化。类似地,加热转化器物流811后,转化器空气物流126进入燃烧室851,在那里它被来自转化器燃料物流124的燃料的一部分的燃烧再次加热。转化器燃料物流124的一部分通过一个或多个转化器燃料访问流径或由将构成PCR的每一个板上的相应的燃料供应穿孔对

齐而形成的室而进入PCR,并通过转化器燃料入口1162进入流径1164的独立通道1165。转化器燃料物流124的一部分流经独立流道1165并通过转化器燃料出口1163进入燃烧室851,且该燃料在转化器空气物流126的存在下被催化燃烧来再次加热用于下一转化级的转化器空气物流126。以这种方式,转化器物流811和转化器空气物流126进行多级换热、转化和燃烧,直到转化器物流811作为合成气物流180离开PCR和转化器空气物流126作为烟气物流160离开转化器为止。

[0288] 图13A-B示出了PCR版900或预转化器800的顶视图和转化器820的PCR版1300的顶视图。如图所示,预转化室或预转化床1310、1320、1330中的每一个和转化室或床1340都被显示填充有转化催化剂。类似地,每一个燃烧室1350都被显示填充有催化剂。在该PCR1300版中,顶板1360还包括有助于形成燃料供应室1364的燃料供应穿孔1362。因此,在PCR1300的这个实施方案中,到每一个室的访问可以通过顶板1360来得到。

[0289] 这里说明的各PCHE和PCR可包括这样的板,该板包括用于各物流的独立流道。用于PCHEs和PCR中的每一个的板,对于各板或流道来说,可以独立地具有在表1中说明的尺寸:

[0290] 表1:PCHE和PCR板厚度和流道尺寸的例子

[0291]

通道尺寸			
	宽度(毫米)	深度(毫米)	通道之间的脊宽度(毫米)
优选的尺寸范围	0.6-4.5	0.3-2.5	0.2-2.5
实例尺寸范围	0.8-3.25,1-3,1.1-2.5,1.2-2.25,1.3-2,1.4-1.75,1.4-1.6	0.4-2,0.5-1.5,0.6-1.4,0.75-1.25,1-1.25	0.3-2,0.5-1.2,0.7-1.1,0.8-1.1,0.8-1.0,0.3-0.8,0.3-0.5
板厚度			
	板厚度(毫米)		
优选的厚度范围	0.5-3		
实例厚度范围	0.75-2.9,0.9-2.5,1-1.75,1.1-1.6,1.25-1.5		

[0292] 在一个在使用PSA废气作为燃料转化2 SCMH的天然气的实施方案中,有效地操作转化器模块150而同时在材料中保持设计温度可以具有大约如图14所示的转化和燃烧的温度分布图。虽然并不代表实际的数据,但图14示出了在转化器物流811和转化器空气物流126通过14个转化级(省略了最后的转化室或床与燃烧室)时转化器物流811和转化器空气物流126的期望的温度分布趋势的图1400,其中被动控制向每一个燃烧级的燃料供应以使燃料供给量逐级减少。如图所示,相信转化器物流811在14级转化器的转化室或床841、842、

843等中的每一个中转化时,转化器物流811的温度可能会近似如线1401所示,和转化器空气物流126被加热并与转化器物流811换热时,转化器空气物流126的温度很可能显示如线1410所示。如图所示,每一级的转化器物流811与转化器空气物流126之间的平均温差应逐级减少,和转化器物流811的温度应逐级上升。优选地,由于转化的结果在转化器物流811中的氢气的分压的升高应先于转化器物流811的温度的升高。通过用转化器物流811中的氢气含量的增加来领先于温度的上升,应该减少或避免结焦条件和金属尘化条件。作为逐级增加转化器物流温度的结果,再次加热转化器物流811和再次加热转化器空气物流126所需要的热负荷应逐级减少,所以本实施方案的每一连续级的燃料需求应该在级间减少。优选地,如图14所示,转化器物流和转化器空气物流的温度将会在800℃以上会合于渐近线的某处。

[0293] 在一些实施方案中,向每一个转化级的燃料和/或空气的供应可通过控制在整个转化器系统100内在空气和燃料物流中的压力和压降来被动控制。通过被动控制到每一个级的燃料供应,来控制由燃料燃烧所产生的热量,从而控制提供给转化器空气物流126和最终是转化器物流811及相关的转化室或转化床的热量。在给定管线的入口处的燃料压力和跨过该管线长度的压降决定了每单位时间通过该管输送的燃料的量。在给定的燃料管线内,压降可以通过例如改变燃料管线的长度、改变流径的弯曲度即燃料管线中拐弯次数及剧烈程度、改变燃料管线的数目和/或改变燃料管线的截面积来调整。改变这些燃料管线特征中的一种或多种,从而调整了燃料在给定燃料管线中向燃烧室流动途中遇到的“阻力”的量,因而可被动控制每一单位时间所提供的燃料的量。

[0294] 因为实现的甲烷转化取决于达到的最高温度,所以,转化过程的效率是依赖于温度的。也希望限制构成转化器的物理结构的金属的上限温度。因此,通过专门为每一转化级配置燃料管线来控制进料到每个连续的燃烧室的燃料量,可控制金属的温度,同时提供转化温度的逐级上升,从而提高整个转化器系统100的效率。

[0295] 优选的是,通过调整燃料管线配置而提供的控制是被动的。换句话说,燃料管线配置自身提供控制而无需主动的控制机构。为此,优选的是,燃料管线是为特定系统的参数而专门配置的。例如,在结合图11A-F说明的转化器820的PCR版中,每一个为燃料室提供燃料的独立流道1165可根据使该通道提供期望的阻力的期望的燃料管线配置而独立蚀刻或以其它方式形成。在由这样配置的燃料管线建成系统之后,额外的主动控制机构优选是不必要的。通过提供这样的被动控制,转化器系统100可以变得更简单和更小,因为限制或避免使用主动流量测量和控制设备造成了在成本和设计上的优势以及灵活的调节比。

[0296] 在一些实施方案中,为减少实现由每一个独立流道1165所提供的适当的阻力所可能需要的参数的数目和便于制造通道,优选地使进到各燃烧室的独立流道1165各自都有相同的截面尺寸。也优选将所有的独立流道1165配置为用于层流,这样压降对所有流道来说都是流量的直接函数。同样,由于流量相对于压降呈线性变化,在每一个燃烧级的燃料流量和空气流量的比例可以保持相对稳定,即使在转化器系统100发生重大调整时也是如此。

[0297] 将空气和燃料输送到诸如燃烧室821的燃烧室是由板1141和1161的设计来平衡的。此外,通过空气管线1145到达的压力的压力和通过独立通道1165到达的燃料的压力在燃烧室匹配或自调整来为那个特定的室产生期望的燃烧量。在转化反应物进入相关的转化室或床时,这个压力的平衡进而为转化反应物提供了适量的热量。优选使每个管线中的压

降建立得使整体的燃料压力略高于大气压力。但是,其它压降可以被建立并处于一些实施方案的范围内。

[0298] 图15是供应转化器模件的一个实施方案的空气和燃料管线内的流动阻力的图。优选调整图15所示的这个网络中的流动阻力,以使得通过连续转化级燃料物流861、862、863等发送到每一燃烧级的燃料量随转化器的长度而减少,尽管事实上驱动燃料物流的压降提高了。这种随转化器长度的减少导致在每一个连续的转化级发生的转化减少和在每一个连续转化级中转化物流的温度升高。图15示出了与各个组件相关的空气和燃料管线中的流动阻力,其中燃料管线流过所述组件,并参照参考图1说明的物流和组件来讨论。如图所示,空气进料物流106被分流为空气进料物流107和助燃空气物流114。助燃空气物流114经历与阀门115a有关的流动阻力1515,然后前进进入合成气热量回收换热器110,在那里它经历流动阻力1511,并作为助燃空气物流1514离开合成气热量回收换热器110。类似地,空气进料物流107和燃料进料物流105前进到合成气热量回收换热器110中,在那里它们分别经历流动阻力1512和1510。

[0299] 在离开合成气热量回收换热器110后,助燃空气物流1514和燃料进料物流105合并形成燃料/空气混合物物流118。对应于空气预热混合物117的被动控制的燃料/空气混合物物流118的一部分在它为了在空气预热器122中在空气进料物流1508的存在下燃烧而从燃料/空气混合物118中分流出来时就经历流动阻力1520。燃料/空气混合物118的其余部分即燃料预热混合物119在燃料预热器120中部分催化燃烧,在那里它经历流动阻力1530并变成转化器燃料物流124。在空气预热器122中,空气进料物流107被空气预热混合物117中的燃料的催化燃烧加热,经历流动阻力1522,然后在它进入转化器模件150变成转化空气物流126时经历流动阻力1525。流动阻力1525与物理地在空气预热器122之后在转化器的入口处的不可忽略的流动阻力有关。

[0300] 在图15的这一点处,转化器燃料物流124和转化器空气物流126进入转化器820。如图所示,转化器空气物流126在转化器820的第一转化级中的换热器831中经历阻力1540,变成转化器空气物流1550。离开换热器831后,转化器空气物流1550与被动控制的转化器燃料物流124的一部分(诸如转化级燃料物流861)汇合,和燃料随后在燃烧室851中燃烧以再次加热转化器空气物流1550。作为流量控制的结果,所述被动控制的转化器燃料物流124的一部分在加入转化器空气物流1550之前经历流动阻力1560。转化器空气物流1550在下一转化级中的换热器832中经历流动阻力1541,作为转化器空气物流1551离开换热器832,并与被动控制的部分转化器燃料物流124的一部分(诸如转化级燃料物流862,其在与转化器空气物流1551汇合前经历流动阻力1561)汇合。转化器空气物流1551然后在燃烧室852中被再次加热,并在下一转化级中的换热器833中经历流动阻力1542,变成转化器空气物流1552。离开换热器833后,转化器空气物流1552与被动控制的部分燃料转化器物流124的一部分(诸如转化级燃料物流863,其在与转化器空气物流1552汇合前经历流动阻力1562)汇合,并在燃烧室853中通过燃烧燃料被再次加热。

[0301] 以这种方式,空气和燃料物流的流动阻力网络通过由图8中的880表示的任何合适数目的级来进行操作,并经历由图15中的括弧1570和1571表示的流动阻力。就在最后的转化级之前,转化器空气物流1553与被动控制的转化器燃料物流124的一部分(诸如转化级燃料物流865,其在与转化器空气物流1553汇合前经历流动阻力1565)汇合,并在燃烧室855通

过燃烧燃料被再次加热。被再次加热后,转化器空气物流1552最后一次与转化器物流换热,然后作为烟气160离开转化器820。

[0302] 在图15的转化器中,有两条路可达燃料和空气可以混合的任何一点处,在操作设备时,在分支下游的流动自我调整,以使得在混合点的压力匹配。因此,在一些实施方案中,可对图15所示的燃料/空气物流阻力网络中的组件的设计压力和压降进行以下约束(P_x 表示在x管线中的压力,而 ΔP_x 表示由于图15中的x索引数字阻力而导致的压降; P_{105} (热)是物流105在合成气热量回收换热器110中经历了流动阻力1510后的压力, P_{105} (冷)是在进入合成气热量回收换热器110之前物流105中的压力):

$$[0303] \quad P_{105(\text{热})} = P_{105(\text{冷})} - \Delta P_{1510} = P_{106} - \Delta P_{1515} - \Delta P_{1511}$$

$$[0304] \quad P_{1508} = P_{1518} - \Delta P_{1520} = P_{107} - \Delta P_{1512} - \Delta P_{1522}$$

$$[0305] \quad P_{1550} = P_{1518} - \Delta P_{1530} - \Delta P_{1560} = P_{1508} - \Delta P_{1525} - \Delta P_{1540}$$

$$[0306] \quad P_{1551} = P_{1518} - \Delta P_{1530} - \Delta P_{1561} = P_{1550} - \Delta P_{1541}$$

$$[0307] \quad P_{1552} = P_{1518} - \Delta P_{1530} - \Delta P_{1562} = P_{1551} - \Delta P_{1542}$$

$$[0308] \quad P_{1553} = P_{1518} - \Delta P_{1530} - \Delta P_{1565} = P_{\text{前级}} - \Delta P_{\text{前级换热器}}$$

[0309] 在使用PSA废气作为燃料来转化2-SCMH的天然气的实施方案中,满足包括14个转化级的PCR转化器中的上述约束的压降的合适的解决方案示于下面的表2中,在适当情况下使用在图1和8中使用的参考数字来确定在其内产生压降的组件或物流。注意,对于由图8中的括弧836和826表示的转化级,相关的换热器/燃烧级或转化级燃料物流分别由参考数字836(x)和826(x)确定,其中x是一个从“a”开始、并对每一个连续的转化级在字母表中向后继续的字母。因此,对由括弧836和826表示的第一转化级,转化器空气物流表示为836(a)和转化级燃料供应表示为826(a),依次类推。

[0310] 表2:在转化系统的一个实施方案中,燃料物流和空气物流中的合适的压降的例子

组件/物流	ΔP (kPa)	组件/物流	ΔP (kPa)
110 / 107	3.08	117	1.07
110 / 105	1.05	861	1.93
115a / 114	0.00	862	2.32
110 / 114	1.87	863	2.73
122 / 107	0.10	826(a)	3.17
150 / 126	0.09	826(b)	3.62
126 / 831	0.37	826(c)	4.10
832	0.40	826(d)	4.61
833	0.43	826(e)	5.12
836(a)	0.45	826(f)	5.66
836(b)	0.48	826(g)	6.23
836(c)	0.50	826(h)	6.77
836(d)	0.52	826(i)	7.33
836(e)	0.54	865	8.04
836(f)	0.56		
836(g)	0.57		
836(h)	0.59		
836(i)	0.60		
835	0.61		

[0311]

[0312] 在使用PSA废气作为燃料来转化2-SCMH的天然气的的一个实施方案中,该实施方案包括14个转化级并以送向燃烧室122的管线117中的燃料向转化器空气物流126开始并继续通过每一个连续的转化级燃料物流861、862、863,送到每一个管线中的燃料物流118的比例可以如下面的表3所示。请注意,对于图8中由括弧826表示的级,使用的参考数字是826(x),其中x是从“a”开始的、对每一个连续的转化级在字母表中向后继续的字母。

[0313] 表3:在14级转化器中的燃料分配的例子

[0314]

燃料物流	燃料流量的%
117	18.6%
861	10.4%
862	9.8%
863	8.9%
826 (a)	8.1%
826 (b)	7.7%
826 (c)	6.9%
826 (d)	6.3%
826 (e)	5.5%
826 (f)	4.9%
826 (g)	4.1%
826 (h)	3.5%
826 (i)	2.8%
865	2.5%

[0315] 优选地,在转化器的一些实施方案中,燃料分配的速率不需要高精度度,但在某些实施方案中,由于转化器温度升高,向每一级的燃料添加速率一般下降以保持转化温度低于但接近于设备的材料设计温度。在一些实施方案中,设计温度可以大约为820℃或更高。更高的温度可能会有利于转化器内的甲烷转化,但也可能为建设材料造成更苛刻的工作条件。由于转化侧的气体的传热系数大大高于在燃烧侧的气体的传热系数,建设材料的整体温度倾向于接近转化气体温度,因此,在一些实施方案中,燃烧气体温度可能超过材料的设计温度。

[0316] 为了在整个转化器内得到将实现预期温度分布的燃料/空气混合物,优选地将换热和燃烧组件设计为能满足它们的主要功能而又确保伴与每一个组件相关的压降低对应于可靠的燃料/空气混合所需的压降。优选地,使跨过转化器820的空气和燃料物流的压降低,诸如小于0.50巴、小于0.30巴、小于0.25巴、小于0.20巴、小于0.175巴、小于0.15巴、小于0.125巴或小于0.10巴或总共约0.10巴或更小,以避免与大型风机功耗相伴的低效率。此外,进入燃料进料物流104也可以是对压降敏感的。例如,在燃料进料物流104是来自PSA系统的废气时,高燃料压降,其要求高燃料入口压力,可能会降低PSA系统的效率。

[0317] 在一些实施方案中,希望使选择的流量分配和相应的板配置适合于大范围的调节条件。这可以通过设计燃料和空气物流的相应的转化器板、换热器和燃烧室及相应的流径以使压降基本上与流量成正比(即流动基本上是层流;在直通道中,当雷诺数小于2000时,

流动基本上是层流)来实现。通过维持层流,可靠的燃料分配可能会被维持在非常低的调节条件,如表4所示,与设计能力相比,低于使用PSA废气作为燃料来转化2 SCMH的天然气的、包括14个转化级的实施方案的10%操作能力。表4的数据是假设空气流量与该能力成比例改变,但不需要燃料/空气系统的进一步控制。

[0318] 表4:在设计能力和调节至能力的10%之间的燃料流量比较

燃料物流	燃料流量的% (设计能力)	燃料流量的% (能力的%)
117	18.6%	18.3%
821	10.4%	8.8%
822	9.8%	8.9%
823	8.9%	8.6%
826(a)	8.1%	8.1%
826(b)	7.7%	7.8%
826(c)	6.9%	7.2%
826(d)	6.3%	6.7%
826(e)	5.5%	6.0%
826(f)	4.9%	5.3%
826(g)	4.1%	4.5%
826(h)	3.5%	3.9%
826(i)	2.8%	3.1%
865	2.5%	2.8%

[0319]

[0320] 在转化器820的PCR实施方案中,转化器的设计可以是在转化器空气板1141中的空气压降、在转化器燃料板1161中的燃料压降、在转化室或床中的吸热转化反应所需要的热量和将在燃烧室中产生的最高温度限制为适于建造材料的温度的4方面的平衡。为了简化周围系统的要求,转化器燃料板1161和转化器空气板1141优选配置为提供减少的或最小的压降。如上所述,空气和燃料优选地在略高于大气压力下被送到燃烧室,优选地,消除了对燃料压缩以完成4个变量的匹配的需要,从而避免相关的增加的成本、复杂性和不可靠性。

[0321] 因此,在一些实施方案中,独立通道1165的设计可以控制被送入各燃烧室中每一个的燃料的量,只有一个与燃料供应有关的外部变量必须加以控制,那就是燃料压力,因为它被提供给为每一个由燃料供应穿孔形成的燃料供应访问流径或室进料的燃料气歧管。优选地控制燃料压力以使转化器空气物流温度保持在一定水平以限制最高的转化器整体温度,同时提供吸热转化反应所需的热量。优选地,通过将所有的独立通道1165设计为最小的压降,消除了对燃料进行压缩的需要。

[0322] 上述的燃料分配系统提供了优于现有技术的若干好处。例如,向每一个级的计量的燃料添加优选限制可能被添加到每个级的热量,从而消除了燃烧、传热和在管式转化器中必须在径向和轴向实现的转化反应的平衡。另外,级间换热器是微观结构(PCHE)结构,它支持更高的传热系数,使设备的尺寸和高合金使用最小化,从而降低了成本,并可配以用于低压降的大的表面积和短的流径。此外,换热器很容易通过工程分析来表征,无需使用昂贵的产品的全面测试来验证性能。

[0323] 在优选的实施方案中,在转化器820的换热方面使用错流安排,在转化器820的转化方面可以使用顺流安排。相对于用顺流或逆流安排所实现的,包括采用多程安排的那些,

在换热方面使用错流安排可允许PCR板面积有更大的比例用于换热任务。为此,转化器820的错流换热组件可与顺流转化室或床组件联合在一起,以在转化器物流从一个转化室或床行进到转化级系列内的下一个时为转化器物流产生令人满意的温度分布。

[0324] 具有这种错流配置的潜在的问题涉及在每一级的换热器出口处的温度可能变化,因为换热器出口温度的显著变化将导致在相关的下游转化器室和催化剂中的反应特征出现大的变化。在使用PSA废气作为燃料来转化2 SCM_H的天然气的、包括14个转化级的实施方案的第八换热级的模拟研究(没有考虑壁的热传导并假设流体以约730℃的均匀温度进入换热器)表明,如图17所示,流体在约765℃到825℃的温度范围内离开换热器。这种大的换热器出口温度的变动可能会导致转化器反应特征变动很大。然而,当包括壁热传导的效果时,如图18所示,第八换热级的换热器出口温度范围明显降低例如大约15℃,或在约780℃到约795℃。在图17和图18中,z轴为温度,x和y轴表示错流换热器的尺寸,转化器空气物流从右上角向左下角沿较短的轴流动,转化器物流相对于转化器空气物流以错流从右下向左上沿较长的轴流动。

[0325] 这种狭窄的出口温度范围可能出于如下事实:在一些实施方案中换热器的壁优选地比那些典型的、带散热片的换热器的厚。因此有理由相信,有用来降低出口温度范围的、沿壁的长度方向的传导。因此,优选在换热器中使用简单的错流接触,这允许板有更高的利用率用于换热。

[0326] 在一些PCR的其它实施方案中,转化器空气物流和转化器物流可通常配置在逆流布置中,但可采用一定数目的错流程以实现逆流效应。在这种情况下,为实现逆流效应,一定量的板面积可以对传热是非活性的。为此,在转化气体进入换热器之前,可将其从每一个转化床引至级间换热器的远边缘,并随后从换热器的近端引至随后的转化床。然而,用于引导转化器物流在换热器的远近端之间进出转化床的所消耗的面积对换热可以是非有效的,从而可能牺牲转化器的板材料使用的效率。此外,如果压降将不会变成过大,在每一级的多程转化器物流可限制每个板元件的宽度,由于对换热非有效的板面积的比例保持为高的,从而加重了转化器材料利用效率的损失。因此,尽管可行,但这样的配置并不是优选的配置。

[0327] 使用错流换热优选地避免了将转化器物流从换热器的一端引到为实现逆流换热特性而存在的另一端的需要。因此,错流的使用普遍减少了换热需要的板面积的数量。此外,通过减少程数,跨过换热器的压降降低,这进而减少了所需的通道数。错流安排也优选允许使用更广泛的板元件而不在转化侧产生过度的压降,例如下面说明的在图16中所示的板。

[0328] 人们相信,对该方法的转化方面使用整体的顺流配置会降低转化器的温度控制要求,因为随着转化空气和转化器物流以相同的方向流过顺流配置的长度,它们的温度将趋同。因此,对这些物流中的一个的出口温度进行控制使得两股物流的出口温度都得到了控制。

[0329] 图19示出了转化器系统的一个实施方案的复合的热焓和冷焓曲线。曲线1910表示过程的热物流即在换热器中得到冷却的那些物流的复合热曲线,曲线1920是这一进程的冷物流的复合曲线。曲线的最接近的垂直逼近是大约34℃,可以称之为温度“夹区”。由于热量无法从冷物流流向热物流(热力学第二定律),所以,最高可能的热量回收效率在夹区为零

时发生。因此,夹区越小,整体的热量回收效率越高。在这方面,34℃的夹区是很小的,尤其是考虑到在传热所涉及的物流之一是具有弱传热特性的低压空气或烟气这一事实时。请注意,除了热量回收效率之外,蒸汽比例和甲烷转化率也影响整个过程的效率,就如本文中所述的公式所反映的那样。理想地,为了避免效率损失,不应该在任何换热器中跨过夹区(从夹区上面到夹区下面)来传热。该方法或装置的一些实施方案通过过程规划来限制这种发生,尽管在一些实施方案中,这种传递在换热器164中以轻微的程度发生。

[0330] 应当指出,上面就图11-12说明的转化器820的14级实施方案只是一个例子而不是旨在限制转化器的实施方案。也没有必要使转化级和燃烧级的数目相等。实际上,专门设想不同的板尺寸、配置和/或使用任何合适数目的板、转化室和燃烧室,以使转化器820可扩大或缩小以满足工艺要求。事实上,转化器820的一些实施方案的印制线路转化器的设计允许转化器820容易地扩大或缩小,而没有与典型的管式转化器的扩大或缩小相关的巨大成本。例如,在需要更大的转化能力的情况下,转化器820的尺寸可以通过向堆叠增加更多的板或单元来增加。

[0331] 作为提高能力的另一个例子,板可以如图16所示通过扩展在侧面方向的板而不是增加堆叠中的板的数目来增加尺寸。如图16所示,限位板1601、转化器板1621、转化空气板1641和转化器燃料板1661可以基本上配置为在前面就图11A-D说明的相应的板中的两个的侧面镜像组合。如所示的那样,每个板分别具有两个独立的流径1604和1608、1624和1628、1644和1648以及1664和1668,这两个独立的流径分别共享中央的转化室或床穿孔序列和燃料供应室穿孔1615和1616、1635和1636、1655和1656以及1675和1676。由于由中央的穿孔序列形成的室被共享,它们和形成它们的穿孔也相应地大于由外面的独立的转化室或床穿孔和燃料供应室穿孔1612和1613、1632和1633、1652和1653、1672和1673所形成的室,它们通常可对应于上面就图11A-11D说明的转化室或床和燃料供应室穿孔。每一个板还分别包括两系列的燃烧室穿孔1614和1618、1634和1638、1654和1658以及1674和1678,它们通常可对应于上面就图11A-11D说明的燃烧室穿孔。

[0332] 还应该理解,对应于转化器820的PCR的板也可以延长或缩短,以包括更多或更少的转化级。此外,还应该理解,可以对预转化器和这里说明的具有PCHE结构的任何换热器进行类似的改动,例如上面说明的那些。

[0333] 在一些实施方案中,各物流中的一些的温度和压力是相关的,并可能具有参考图1和图8中所示的转化系统的结构在下表5-8中示出的性质,其中助燃空气物流114在合成气热量回收换热器110内部与燃料进料物流105汇合。在一些情况下,在表中,值是相对其它值给出的(例如“相对于转化压力”、“相对于转化温度”、“相对于大气压力”或“相对于饱和蒸汽温度”),在这种情况下所给出的值可高于或低于(“+xxx”/“-yyy”)或多倍于(“倍”)所标识的性质,显示各性质的相关性。另外,在某些情况下,给出的值可能指特定的物理参数,例如“高于露点”或“高于冰点”,在这种情况下,所标识的物流应满足基于该物流的该标识的物理参数的要求。表中的“转化压力”或“转化温度”是指与合成气物流180有关的性质。应该理解,给出的值只是示例性的,且可以使用转化系统的不同配置,可以在一股或多股相关物流中有不同的条件。

[0334] 表5:根据图1的实施方案的一些工艺物流的温度及压力性质

[0335]

	温度 (°C)	压力 (绝压巴)
物流 180,170 和 182-“转化温度”或“转化压力”		
优选的条件范围	700 至 1000	5 至 120
实例条件范围	750 至 950, 900 至 1000, 800 至 900, 700 至 800, 760 至 900, 780 至 820	10 至 80, 50 至 100, 40 至 60, 30 至 50, 10 至 40, 15 至 30, 5 至 20, 5 至 10, 10 至 15
物流 174		
优选的条件范围	相对于饱和蒸汽温度: -10 至 +100	相对于转化压力: 1.25 至 1 倍
实例条件范围	相对于饱和蒸汽温度: -0 至+80, +10 至+70, +20 至+50	相对于转化压力: 1.2 至 1.01 倍, 1.15 至 1.01 倍, 1.1 至 1.02 倍
物流 811		
优选的条件范围	500 至 700	相对于转化压力: 1.25 至 1 倍
实例条件范围	520 至 680, 530 至 600, 540 至 560	相对于转化压力: 1.2 至 1.01 倍, 1.15 至 1.01 倍, 1.1-1.02 倍
刚好在进入预转化器 800 之前的物流 160		
优选的条件范围	相对于转化温度: +10 至 +50	相对于大气压力: 1.25 至 1 倍
实例条件范围	相对于转化温度: +12 至 +40, +15 至 +30, +18 至 +25	相对于大气压力: 1.2 至 1.01 倍, 1.15 至 1.01 倍, 1.1-1.02 倍
物流 190		
优选的条件范围	200 至最小金属尘化温度	相对于转化压力: 0.75 至 1 倍
实例条件范围	250 至 450, 300 至 420, 350 至 400	相对于转化压力: 0.8 至 0.9999 倍, 0.85 至 0.9999 倍, 0.95 至 0.999 倍, 0.99 至 0.999 倍

[0336] 表6:根据图1的实施方案的一些工艺物流的温度及压力性质

[0337]

	温度 (°C)	压力 (绝压巴)
物流 189		
优选的条件范围	250 至 350	相对于转化压力: 0.75 至 1 倍
实例条件范围	260 至 340, 280 至 330, 290 至 310	相对于转化压力: 0.8 至 0.9999 倍, 0.85 至 0.9999 倍, 0.95 至 0.999 倍, 0.99 至 0.999 倍
物流 191		
优选的条件范围	100 至 200	相对于转化压力: 0.75 至 1 倍
实例条件范围	120 至 180, 130 至 170, 130 至 150	相对于转化压力: 0.8 至 0.9999 倍, 0.85 至 0.9999 倍, 0.95 至 0.999 倍, 0.99 至 0.999 倍
物流 192		
优选的条件范围	100 至 200	相对于转化压力: 0.7 至 0.999 倍
实例条件范围	110 至 180, 115 至 160, 120 至 150	相对于转化压力: 0.8 至 0.999 倍, 0.85 至 0.999 倍, 0.95 至 0.99 倍, 0.98 至 0.99 倍
进入合成气热量回收换热器 110 的物流 102		
优选的条件范围	高于露点至低于物流 190 的温度	相对于转化压力: 1.25 至 1 倍
实例条件范围	-40 至 350, -10 至 250, 0 至 200, 10 至 150, 15 至 50	相对于转化压力: 1.2 至 1.01 倍, 1.15 至 1.01 倍, 1.1-1.03 倍
离开合成气热量回收换热器 110 的物流 102		
优选的条件范围	相对于合成气进料物流 190 的温度: -20 至 -100	相对于转化压力: 1.25 至 1 倍
实例条件范围	相对于合成气进料物流 190 的温度: -25 至 -90, -25 至 -50, -25 至 -40	相对于转化压力: 1.2 至 1.01 倍, 1.15 至 1.01 倍, 1.1-1.03 倍

[0338] 表7: 根据图1的实施方案的一些工艺物流的温度及压力性质

[0339]

	温度 (°C)	压力 (绝压巴)
进入合成气热量回收换热器 109 的物流 108		
优选的条件	高于冰点至低于物流 190 的温度	相对于转化压力: 1.3 至 1 倍
实例条件范围	0.1 至 350, 1 至 250, 10 至 150, 15 至 50	相对于转化压力: 1.2 至 1.01 倍, 1.15 至 1.01 倍, 1.1 至 1.03 倍
离开合成气热量回收换热器 109 的物流 108		
优选的条件	100 至 200	相对于转化压力: 1.3 至 1 倍
实例条件范围	110 至 190, 120 至 180, 120 至 150, 120 至 140	相对于转化压力: 1.2 至 1.01 倍, 1.15 至 1.01 倍, 1.1 至 1.03 倍
进入合成气热量回收换热器 110 的物流 107, 空气进料物流		
优选的条件	高于物流露点至低于物流 190 的温度	相对于大气压力: 1.2 至 1 倍
实例条件范围	-40 至 350, -10 至 250, 0 至 200, 10 至 150, 15 至 50	相对于转化压力: 1.2 至 1.01 倍, 1.15 至 1.01 倍, 1.1 至 1.03 倍
离开合成气热量回收换热器 110 的物流 107, 空气进料物流		
优选的条件	相对于合成气进料物流 190 的温度: -20 至 -100	相对于大气压力: 1.2 至 1 倍
实例条件范围	相对于合成气进料物流 190 的温度: -25 至 -90, -25 至 -50, -25 至 -40	相对于大气压力: 1.2 至 1.01 倍, 1.15 至 1.01 倍, 1.1 至 1.03 倍
进入合成气热量回收换热器 110 的物流 105, 燃料进料物流		
优选的条件	高于物流露点至低于物流 190 的温度	相对于大气压力: 10 至 1.01 倍
实例条件范围	-40 至 350, -10 至 250, 0 至 200, 10 至 150, 15 至 50	相对于大气压力: 8 至 1.01 倍, 5 至 1.01 倍, 1.2 至 1.0 倍, 1.1 至 1.03 倍

[0340] 表8: 根据图1的实施方案的一些工艺物流的温度及压力性质

[0341]

	温度 (°C)	压力 (绝压巴)
从合成气热量回收换热器 110 流出的物流 118, 空气/燃料		
优选的条件	相对于合成气进料物流 190 的温度: -20 至-100	相对于大气压力: 10 至 1.01 倍
实例条件范围	相对于合成气进料物流 190 的温度: -25 至-90, -25 至-50, -25 至-40	相对于大气压力: 8 至 1.01 倍, 5 至 1.01 倍, 1.2 至 1.01 倍, 1.1 至 1.03 倍
物流 162		
优选的条件	200 至 400	相对于大气压力: 1.1 至 1 倍
实例条件范围	200 至 300, 220 至 280	相对于大气压力: 1.05 至 1.001 倍, 1.02 至 1.001 倍
进入换热器 164 的物流 163		
优选的条件	300 至 500	相对于大气压力: 1.1 至 1 倍
实例条件范围	350 至 480, 380 至 440	相对于大气压力: 1.05 至 1.001 倍, 1.02 至 1.001 倍
离开换热器 164 的物流 163		
优选的条件	120 至 200	相对于大气压力: 1.1 至 1 倍
实例条件范围	130 至 190, 140 至 160	相对于大气压力: 1.05 至 1.001 倍, 1.02 至 1 倍
离开换热器 164 的物流 108		
优选的条件	120 至饱和蒸汽温度	相对于转化压力: 1.25 至 1 倍
实例条件范围	130 至饱和蒸汽温度 150 至饱和蒸汽温度 180 至饱和蒸汽温度	相对于转化压力: 1.1 至 1.001 倍, 1.1 至 1.01 倍, 1.1-1.05 倍
物流 172		
优选的条件	饱和蒸汽温度	相对于转化压力: 1.25 至 1 倍
实例条件范围	饱和蒸汽温度	相对于转化压力: 1.1 至 1.001 倍, 1.1 至 1.01 倍, 1.1-1.05 倍

[0342] 图20-21示出了转化器系统700的实施方案的配置的前视图和后视图。已通过去除了部分管道来将图简化了。所示的实施方案的配置对应于具有图7的概图的系统。因此,只有空气进料物流107、助燃空气物流114、燃料物流104、气态烃物流102进入了合成器热量回收换热器110,水物流108进入换热器109(换热器109是合成气热量回收换热器110的一部分),

来与离开水煤气变换反应器186的合成气物流190换热。在物流或管道中没有示出的是,将离开合成气热量回收换热器110的燃料/空气混合物分流,来为离开合成气热量回收换热器110的空气物流提供燃料/空气,然后该物流进入预热器120和122,因为这是发生在供应预热器120的集流腔2010中的,集流腔2010与用于预热器122的集流腔2015相连接。经过在预热器120中预热,燃料作为转化器燃料物流离开该预热器并进入燃料供应集流腔2020,它跨越转化器820的长度,为转化器堆叠上的每一个单独的燃料供应访问流径或室提供燃料供应。以这种方式,可将燃料供应给并行的转化器级中的每一个,且所述供应可以被连接到转化器中的每一个燃烧室的各燃料进料物流的配置被动控制。因为这一实施方案对应于根据图7的实施方案,水物流108在它离开预转化器800时直接从烟气物流160接收热量而不预热该烟气物流。在离开换热器164后,水物流108前进到急冷换热器165,在那里,在它离开转化器820后不久被分流后,从合成气物流180的一部分中接收热量。如图20-21所示,预转化器800和转化器820各自包括PCR并放置于它们的边上,所述PCR如分别就图9和图11说明的那样是堆叠的和扩展结合的板。

[0343] 在图20-21中还示出了气态烃-蒸汽集流腔2102和转化器物流集流腔2104,其中气态烃-蒸汽集流腔2102为转化器800的气态烃-蒸汽板上的气态烃-蒸汽通道供给气态烃-蒸汽物流174,转化器物流集流腔2104在转化器物流811通过转化器物流通道离开预转化器800时收集该转化器蒸汽811。转化器物流811从集流腔2104连接到转化器物流集流腔2110,转化器物流集流腔2110供给包括在转化器820内的限定板和转化板的转化器物流入口通道。图20-21还包括合成气物流集流腔2106,该合成气物流集流腔2106利用转化器物流出口通道收集离开转化器820的限位板和转化器板的转化的物流以形成合成气物流180。在图21中,通过堆叠板所创建的燃烧室和转化室被显示以穿孔帽2108盖上,它可以是连接、例如焊接或以其它方式连接到转化器820的端板上的燃烧室和转化室穿孔上方。

[0344] 本说明书中提到的所有出版物和专利申请都以相同程度通过引用并入本文,如同各单独的出版物或专利申请是专门地和单独地通过引用而被并入指明的那样。

[0345] 虽然本文已经示出了和说明了本发明的优选的实施方案,但对本领域技术人员将显而易见的是,这些实施方案只是通过举例来提供的。打算用下面的权利要求书限定本发明的保护范围的实施方案,且从而涵盖在这些权利要求及其等同物的范围内的方法和结构。

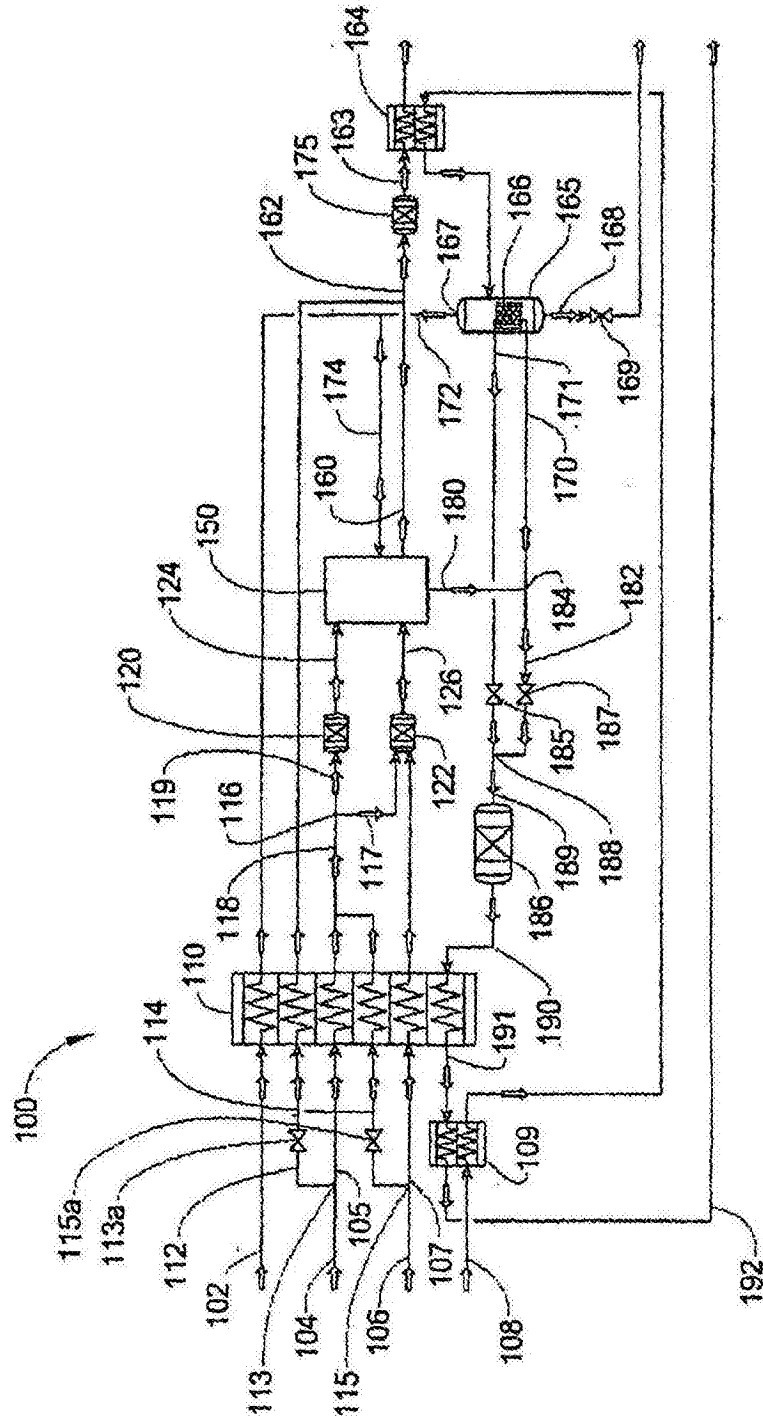


图1A

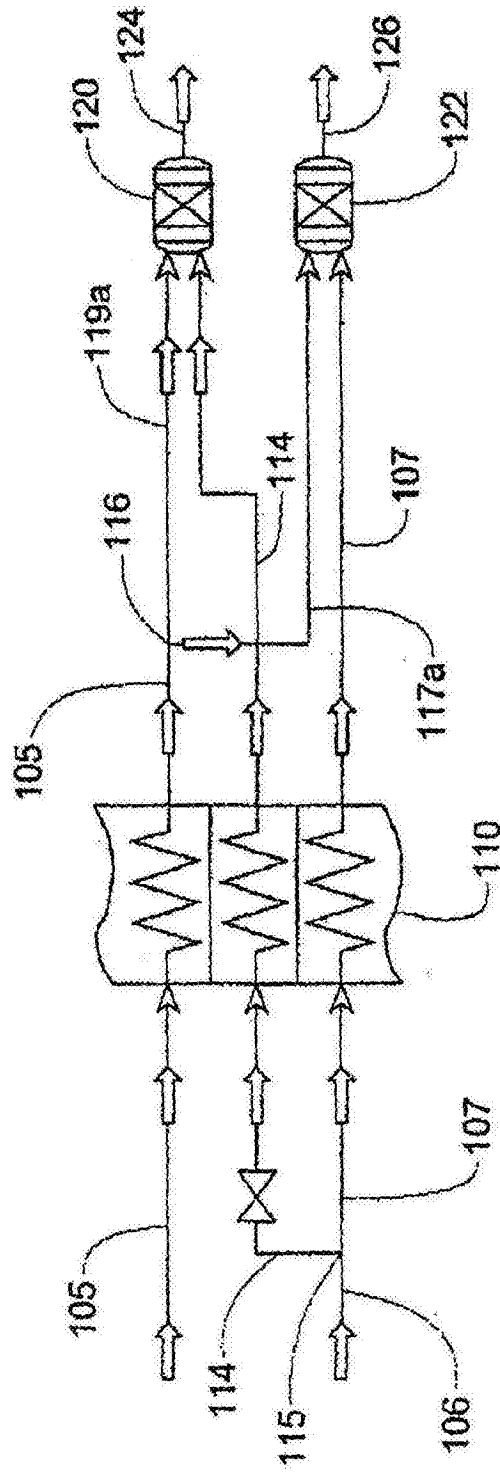


图1B

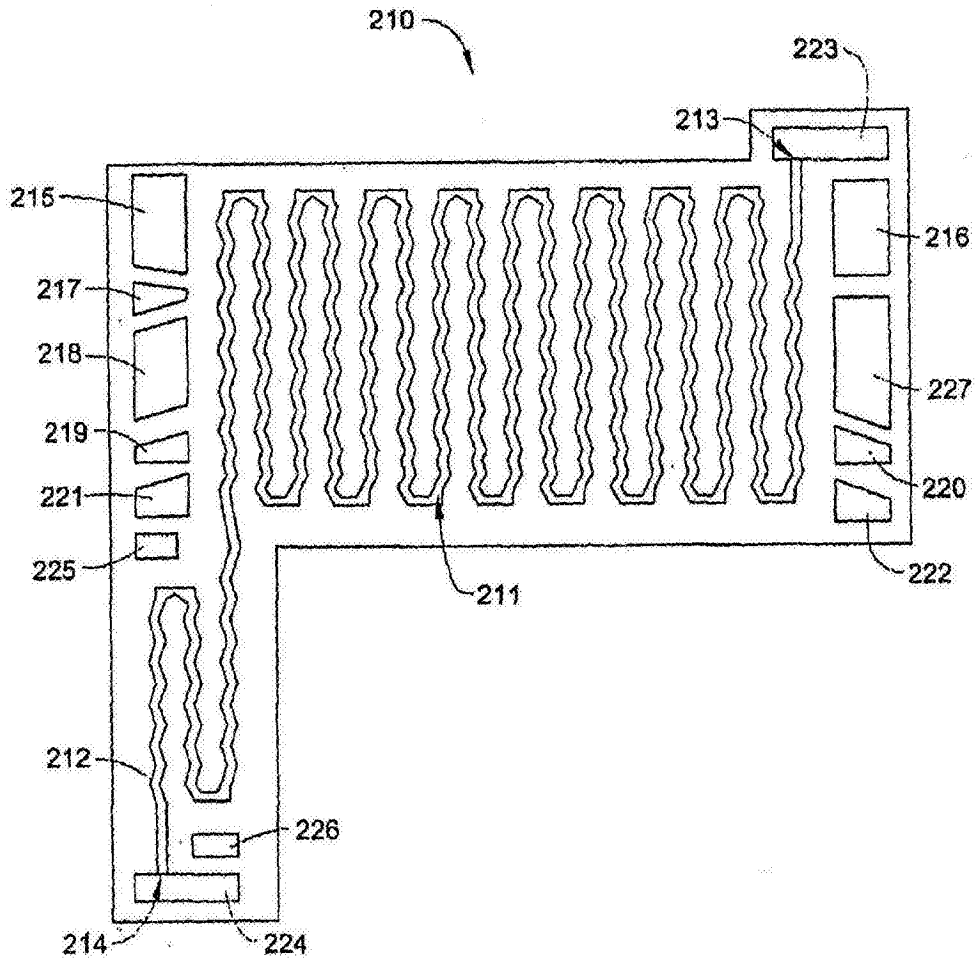


图2A

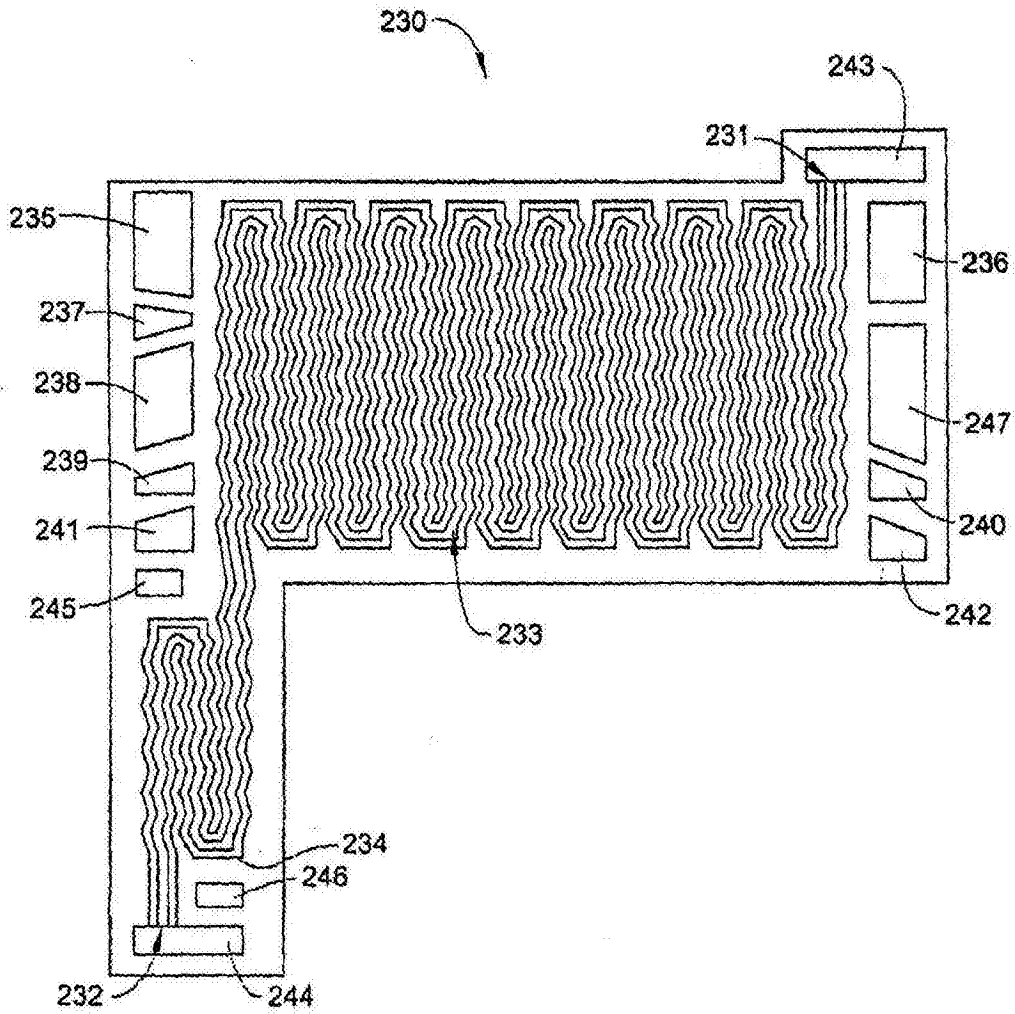


图2B

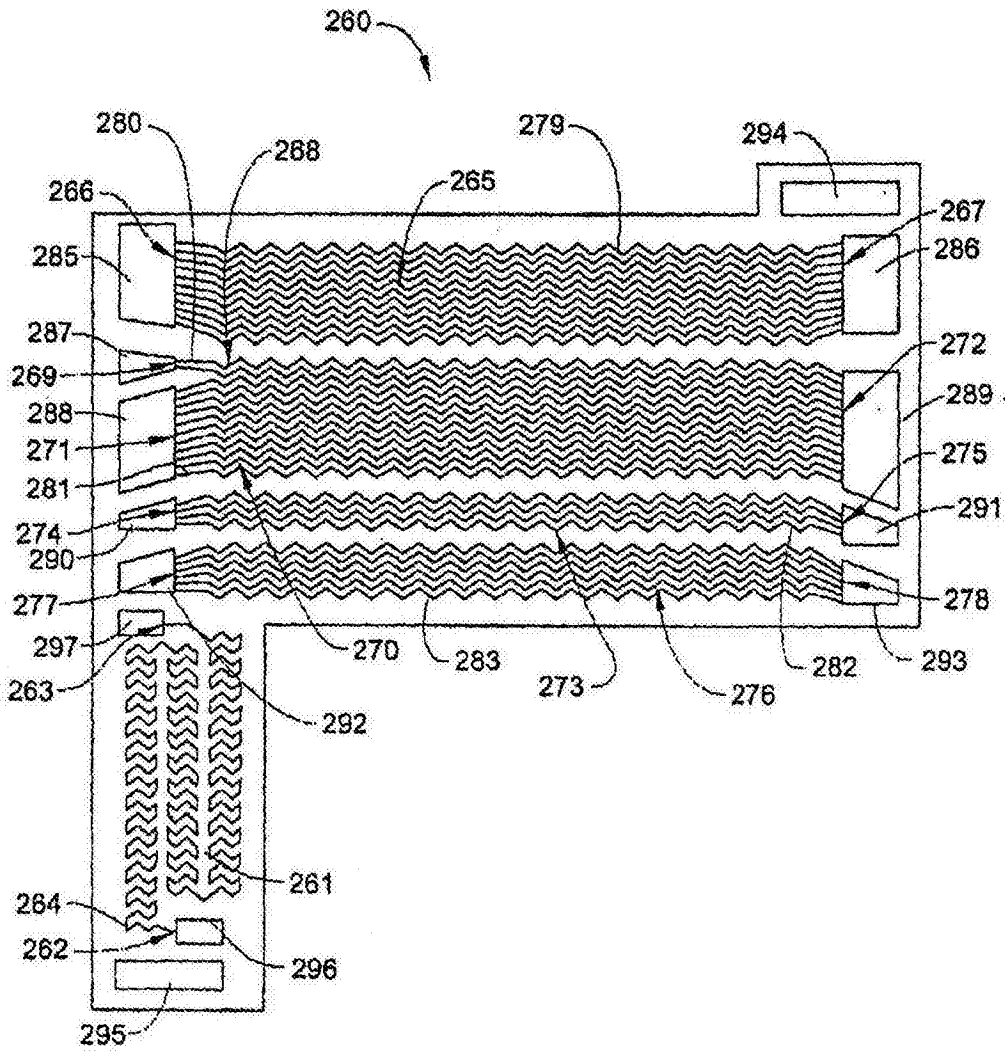


图2C

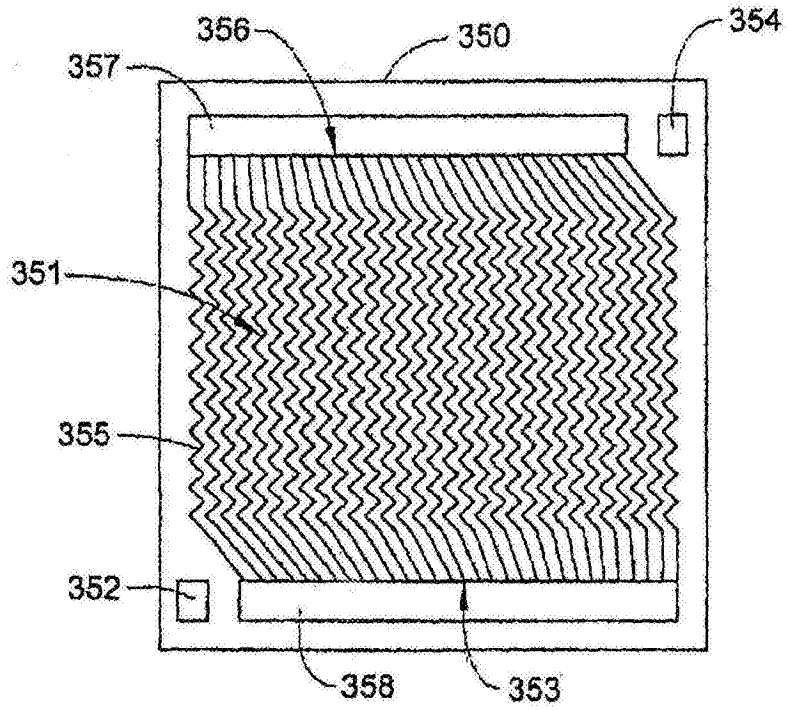


图3A

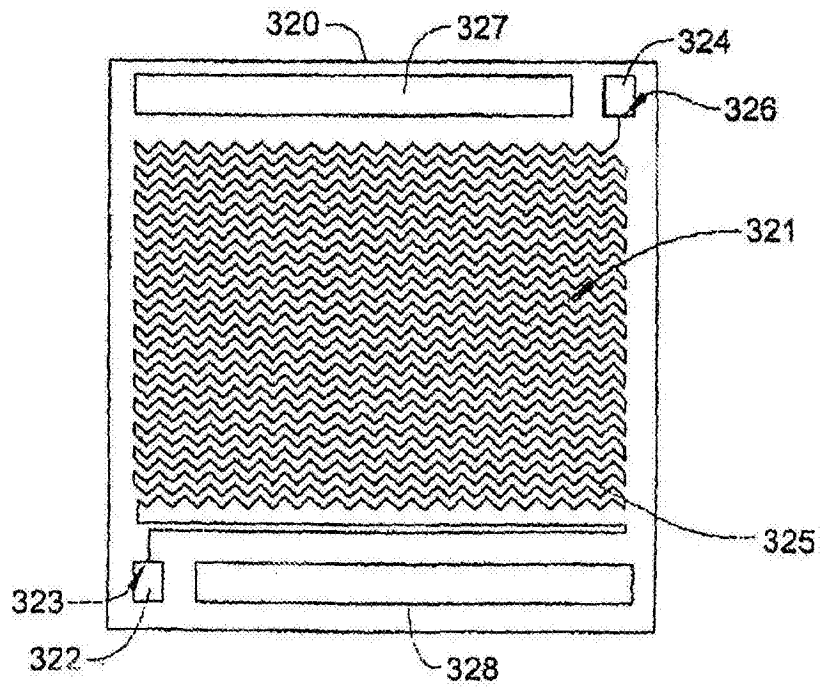


图3B

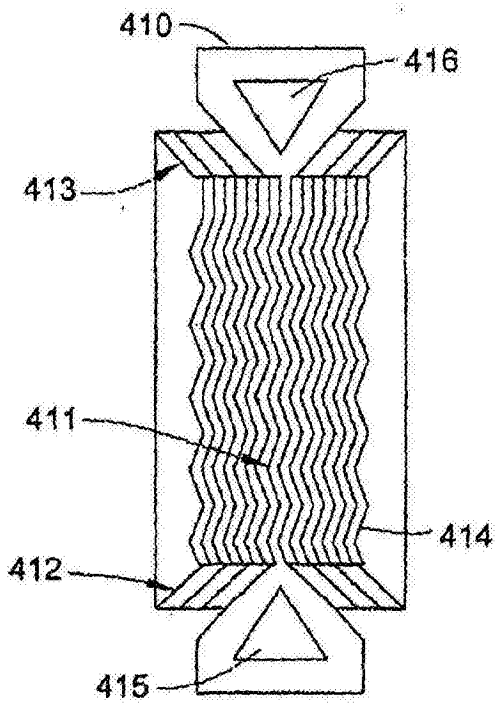


图4A

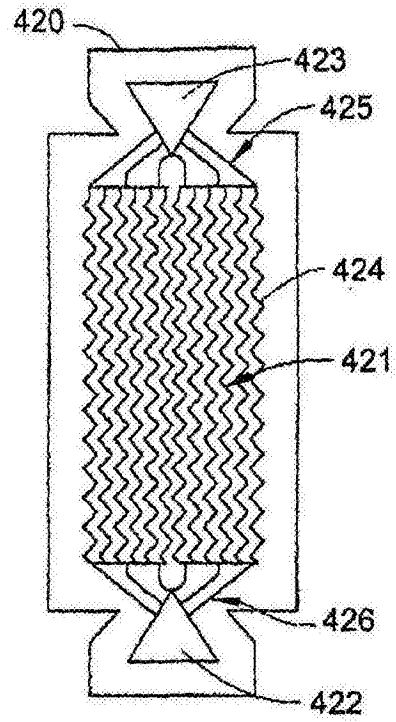


图4B

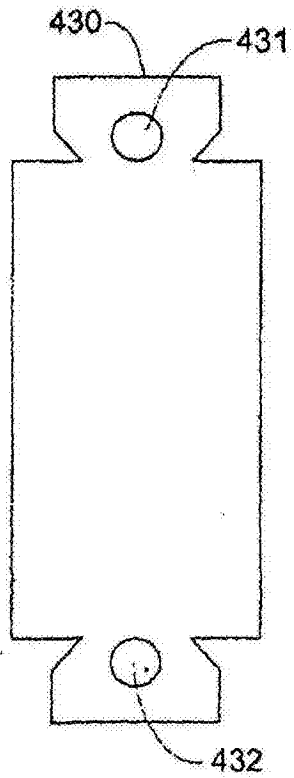


图4C

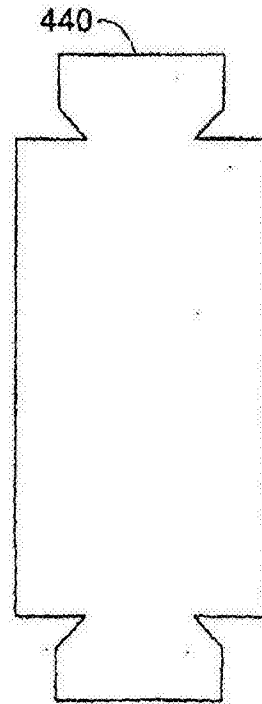


图4D

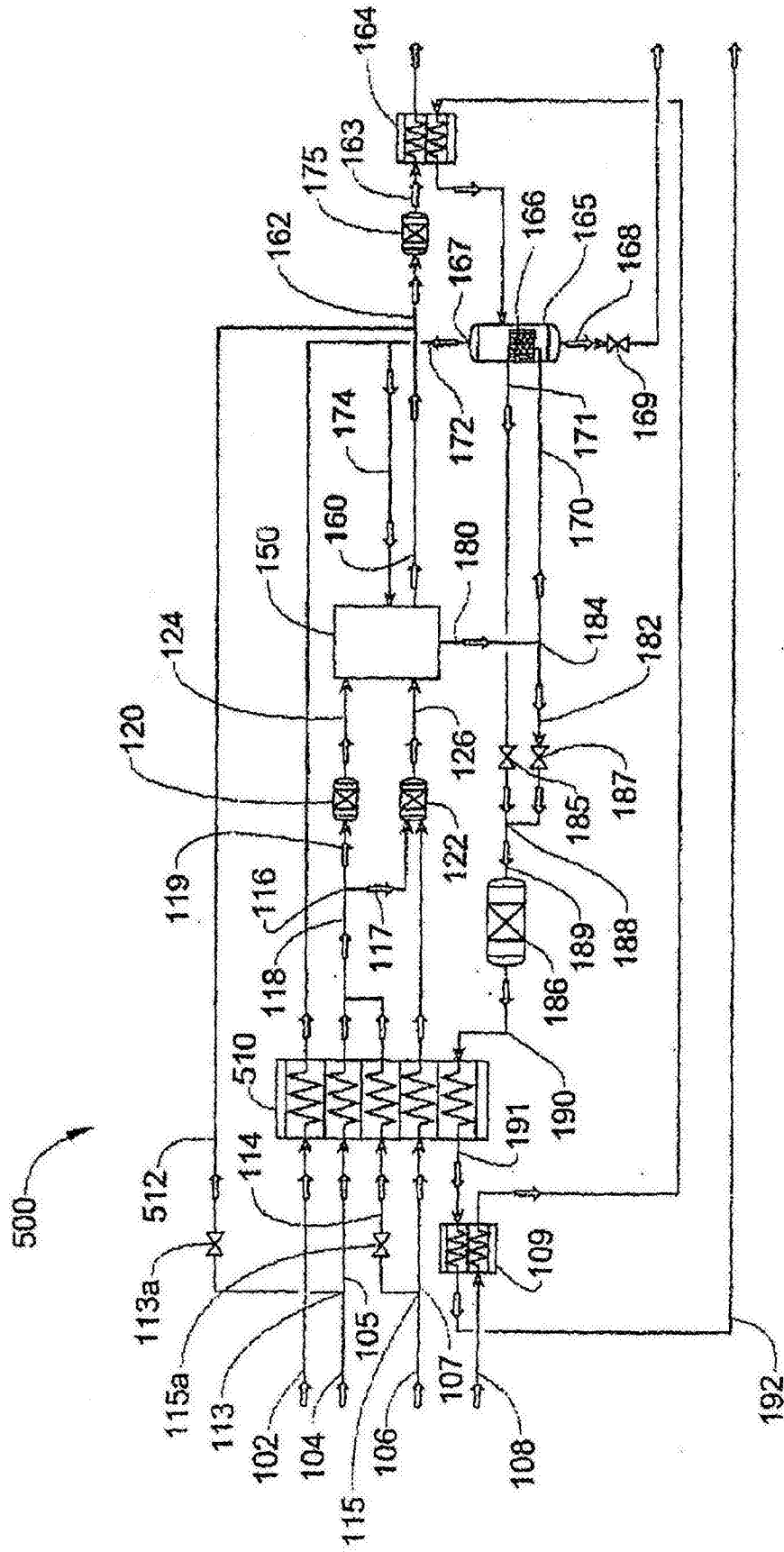


图5

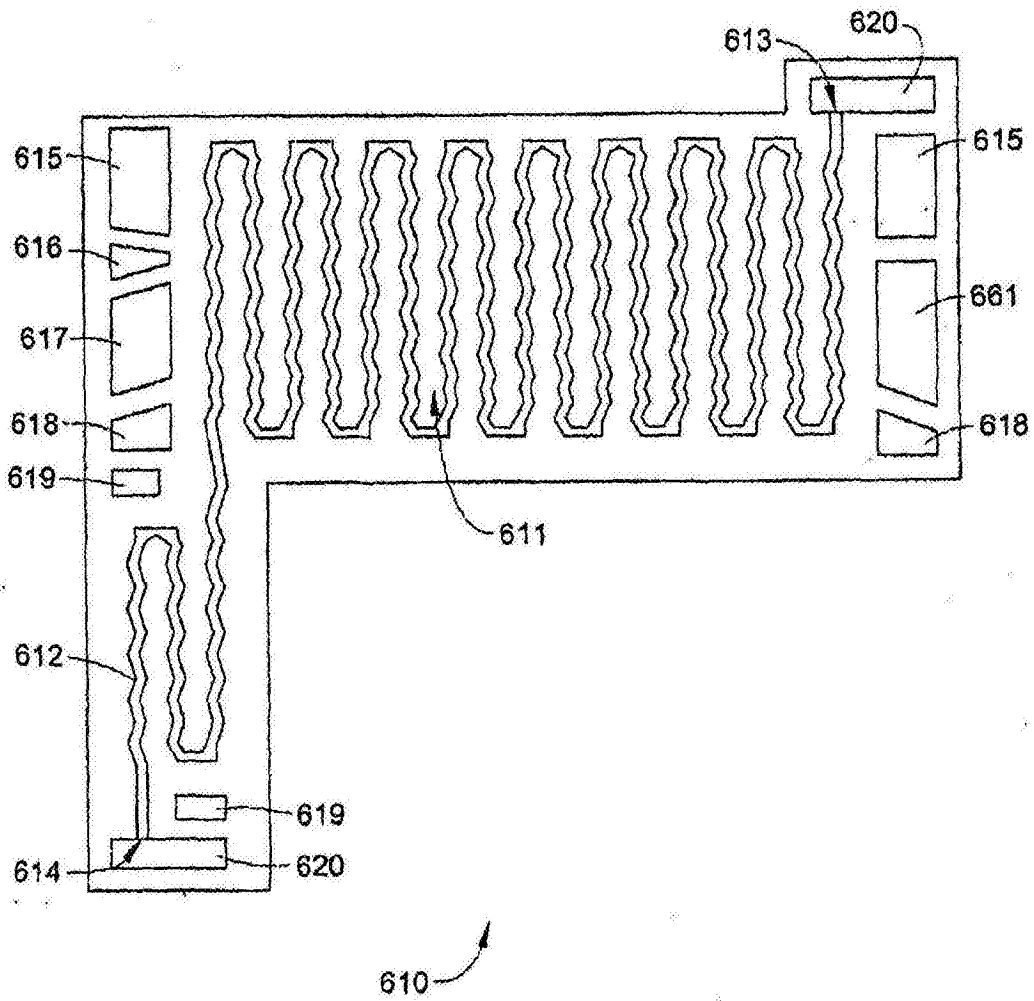


图6A

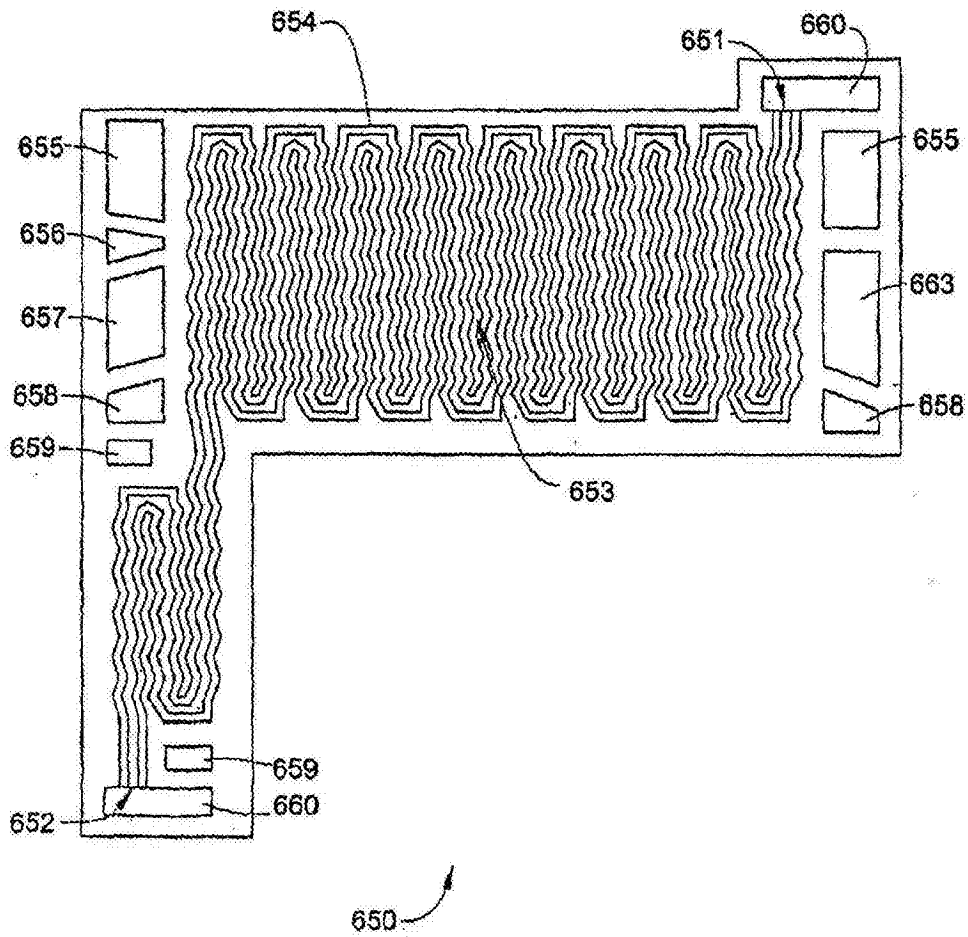


图6B

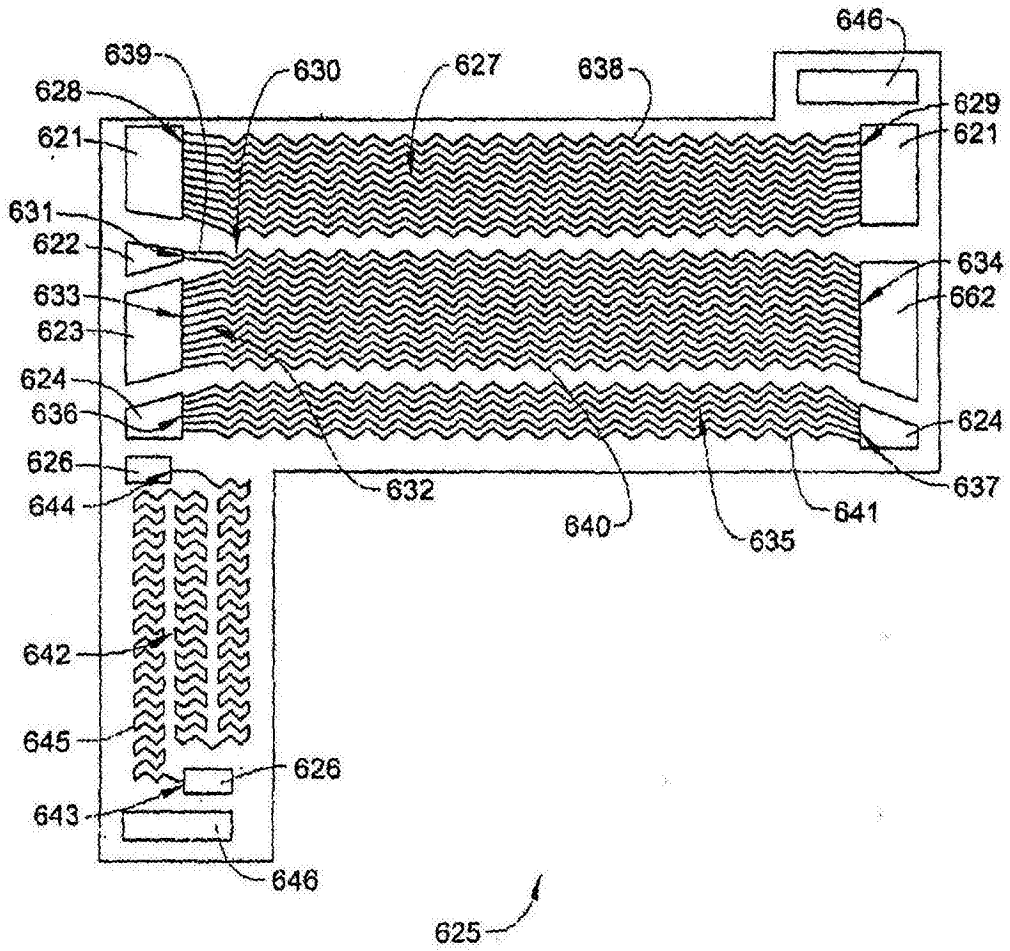


图6C

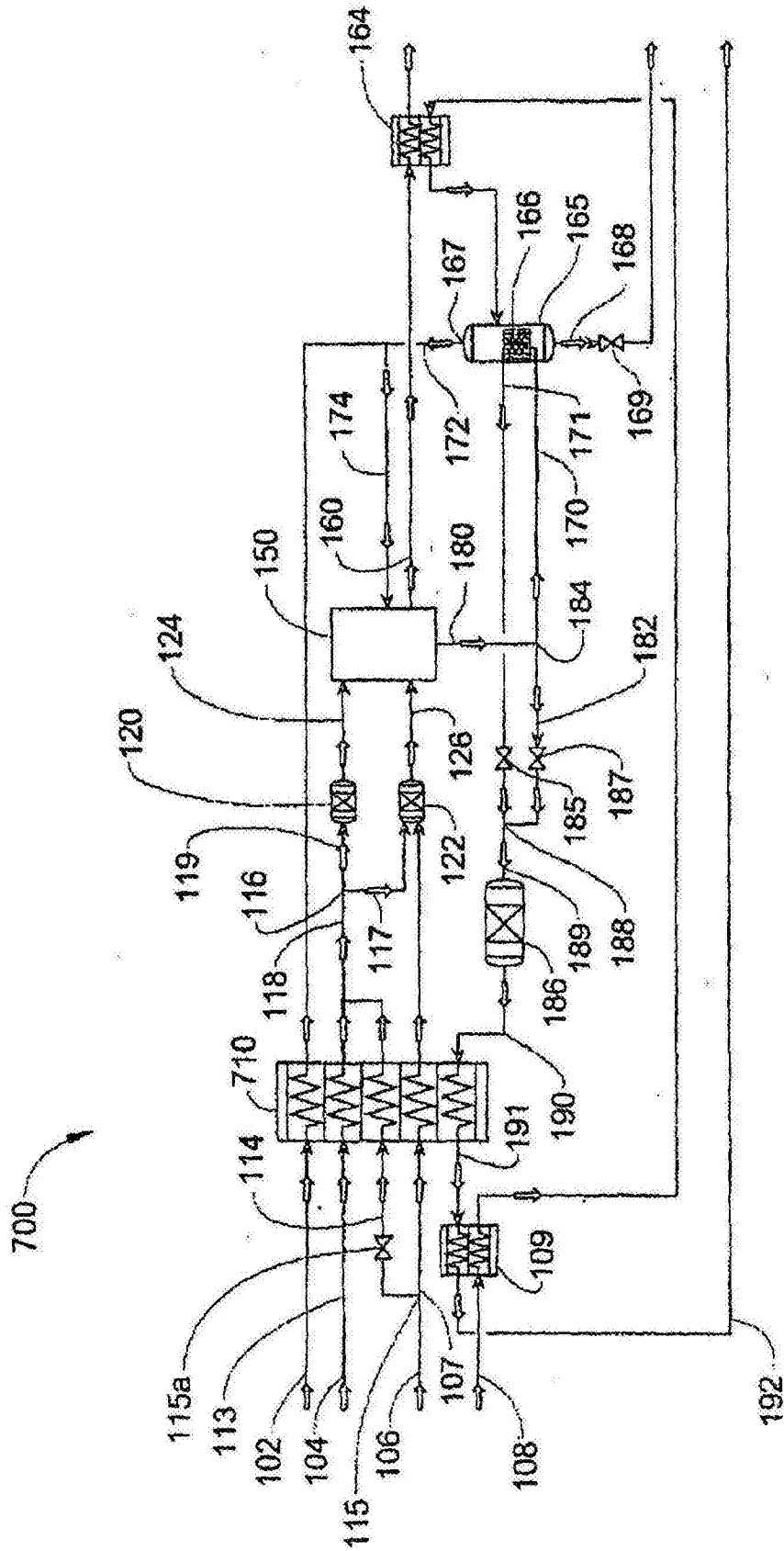


图7

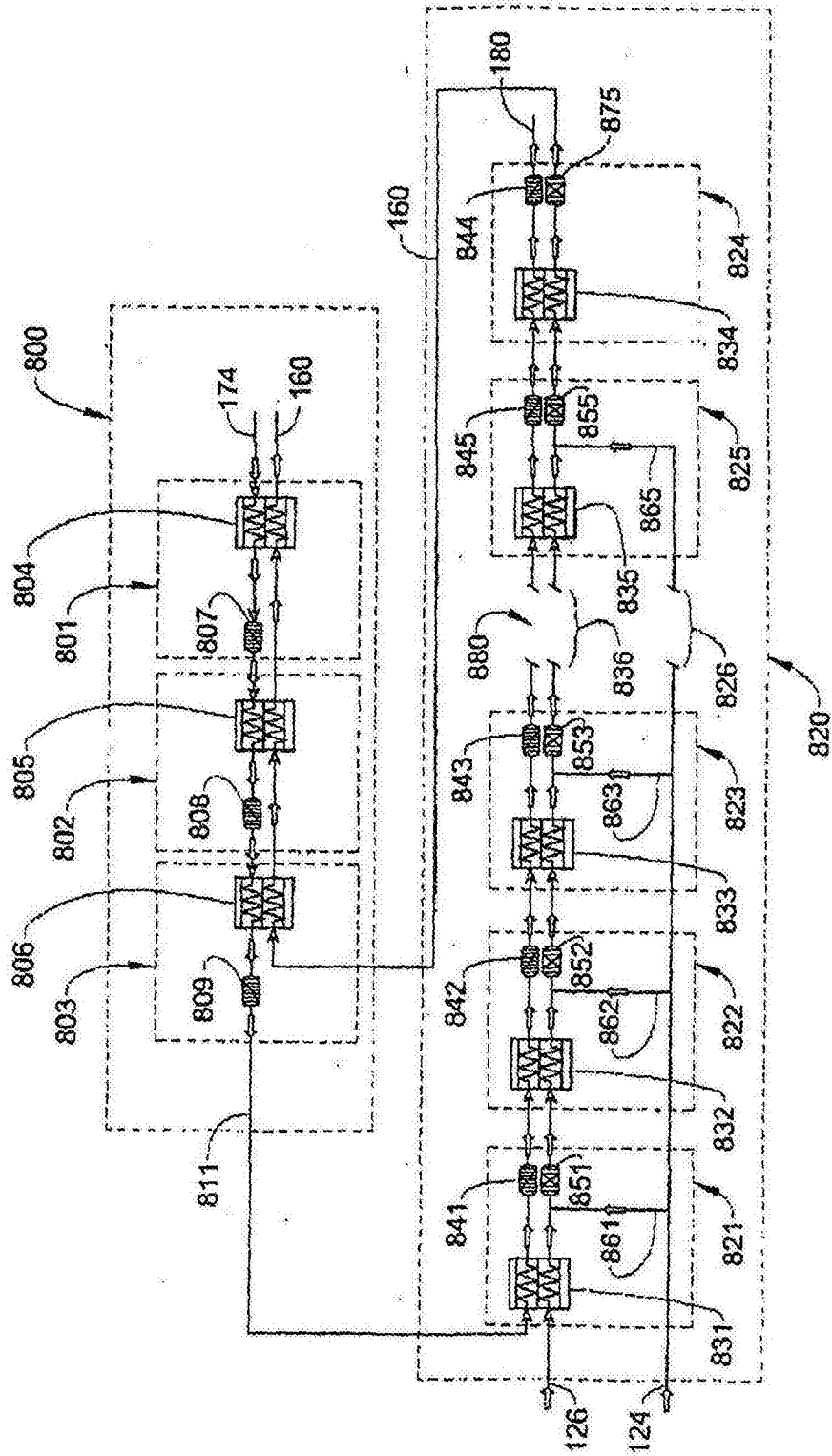


图8

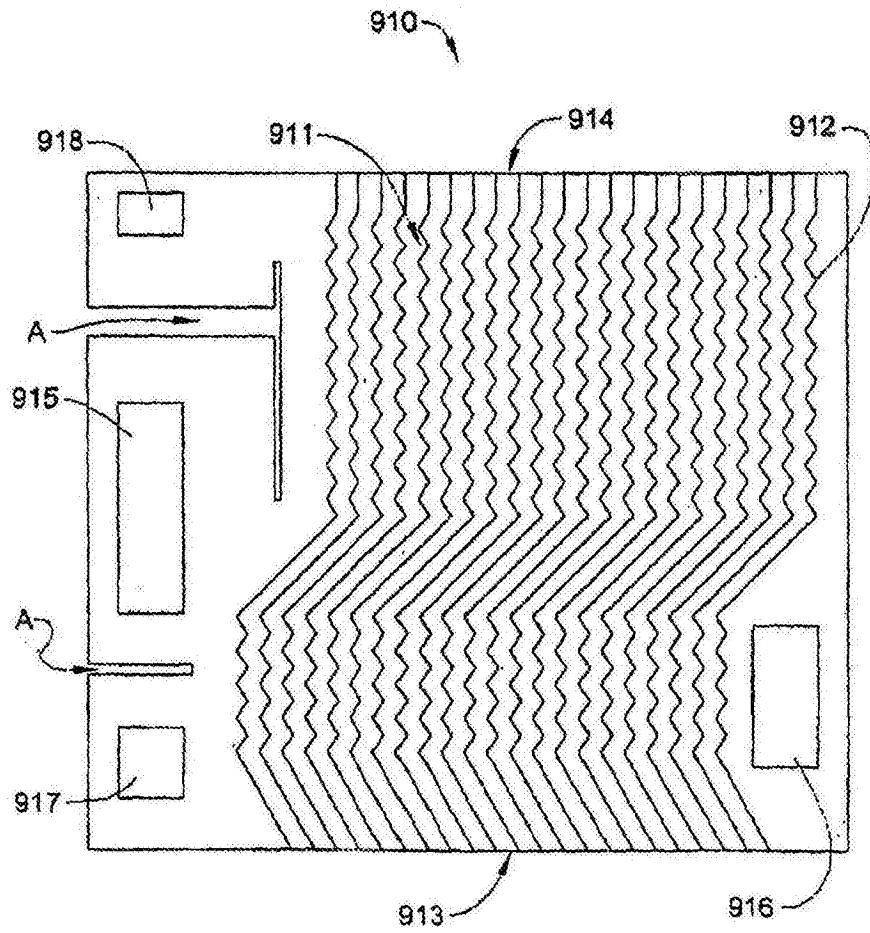


图9A

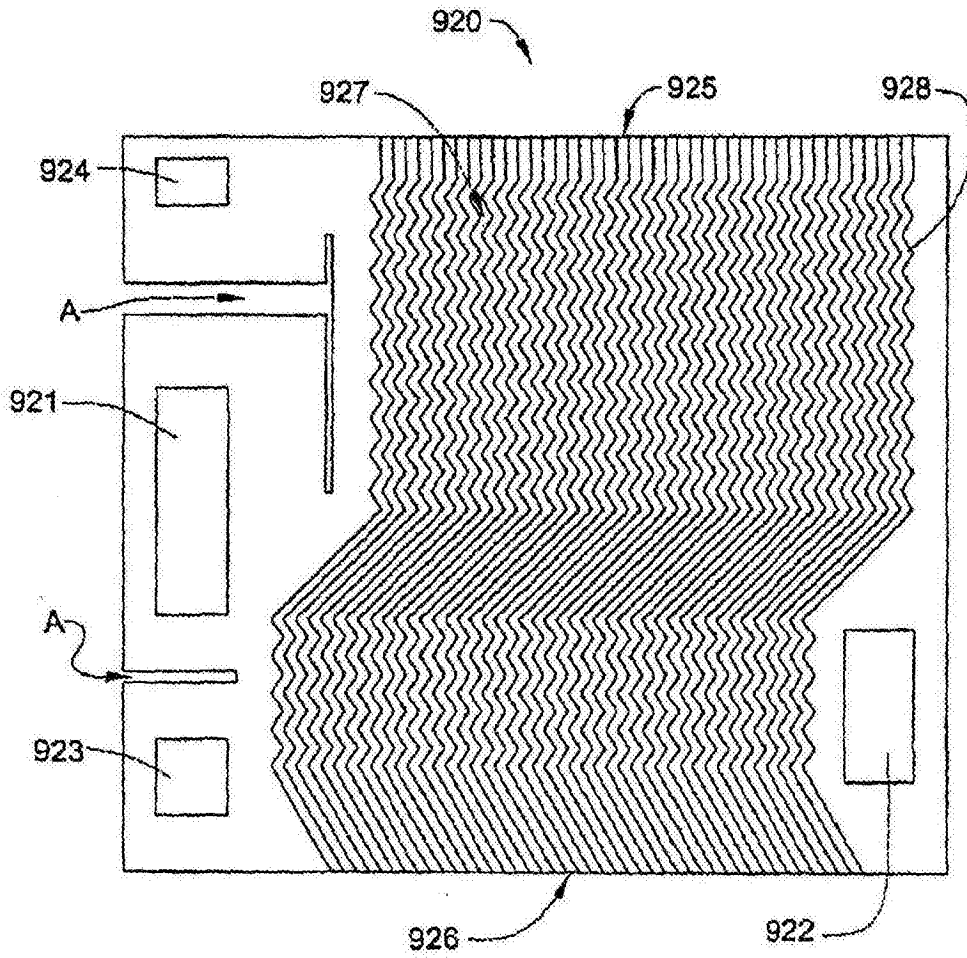


图9B

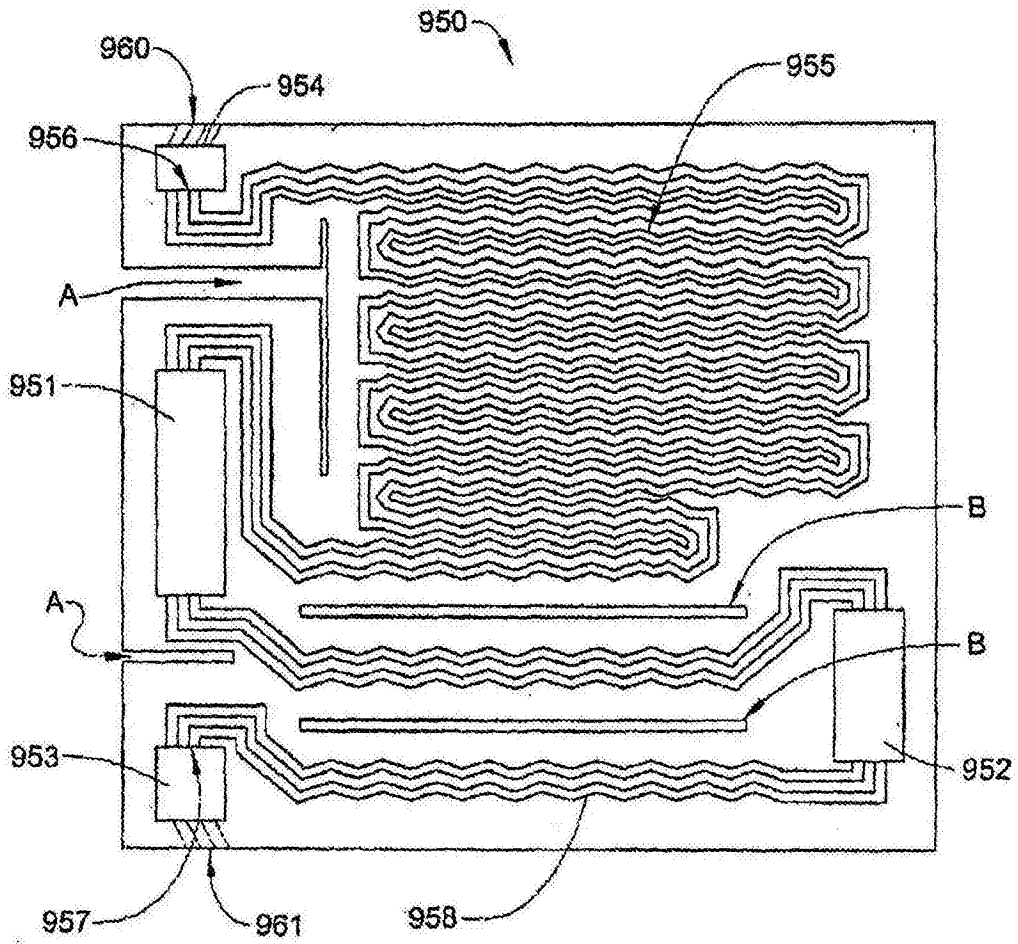


图9C

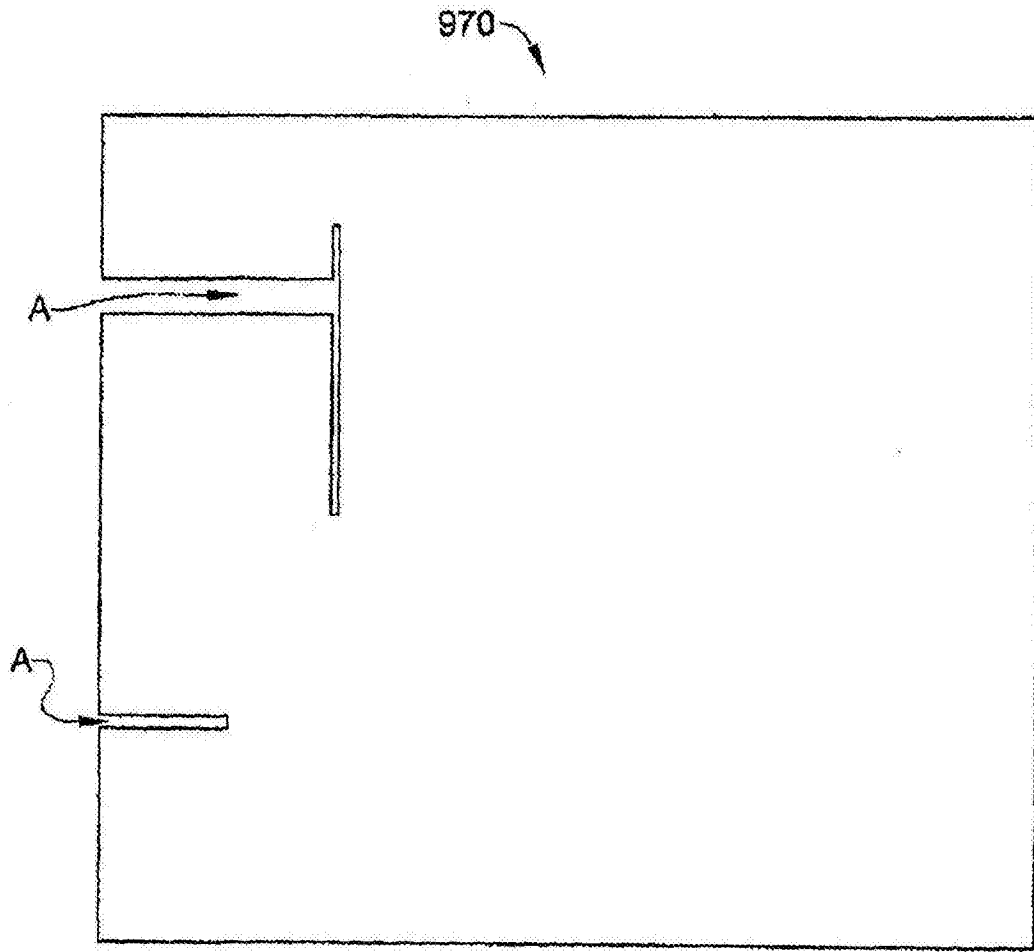


图9D

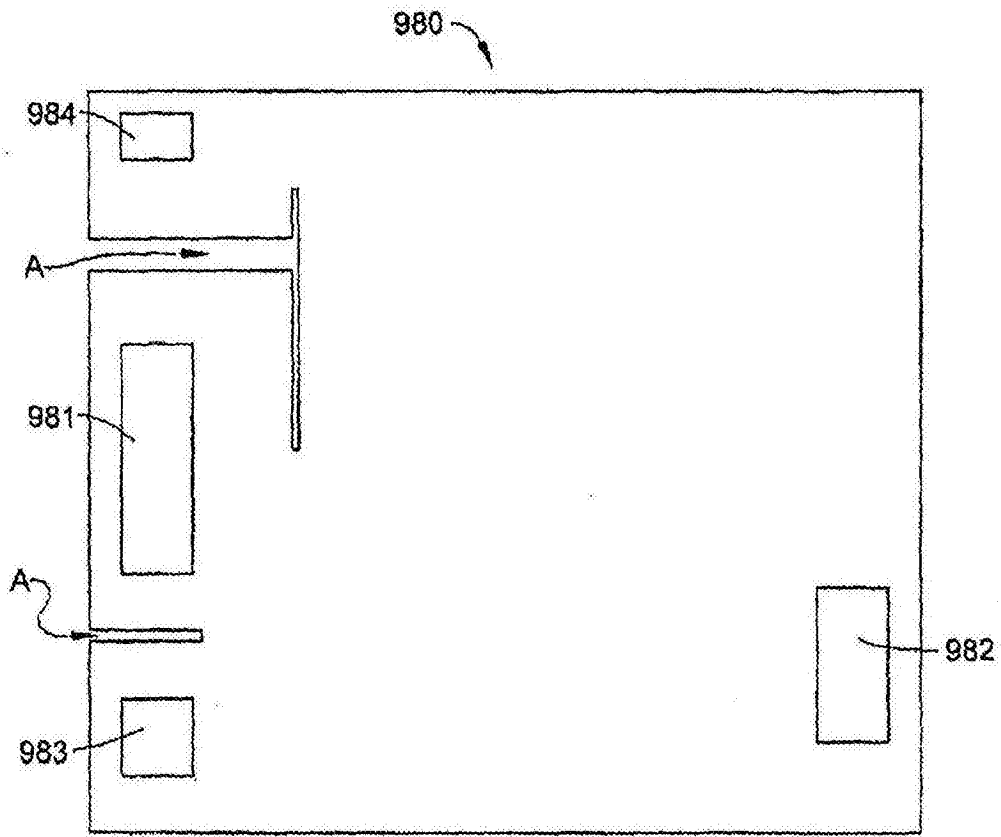


图9E

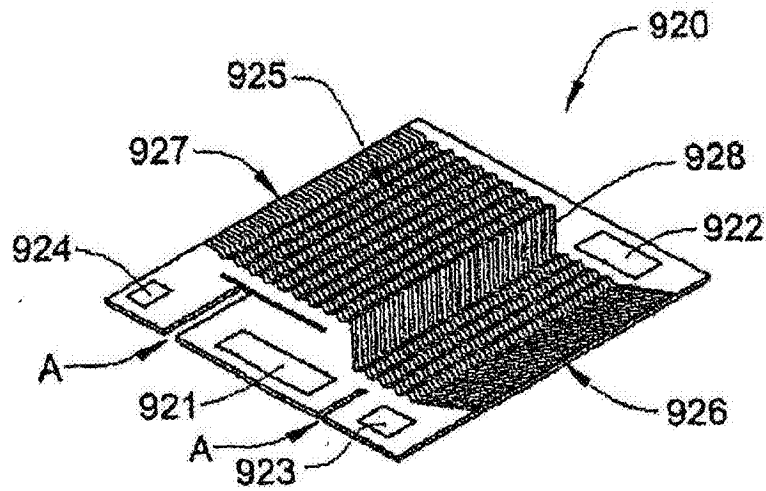


图10A

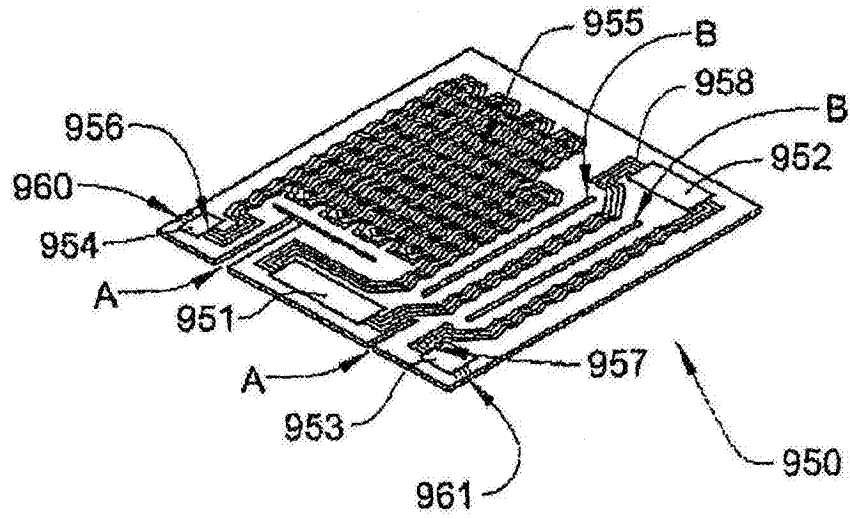


图10B

图11A

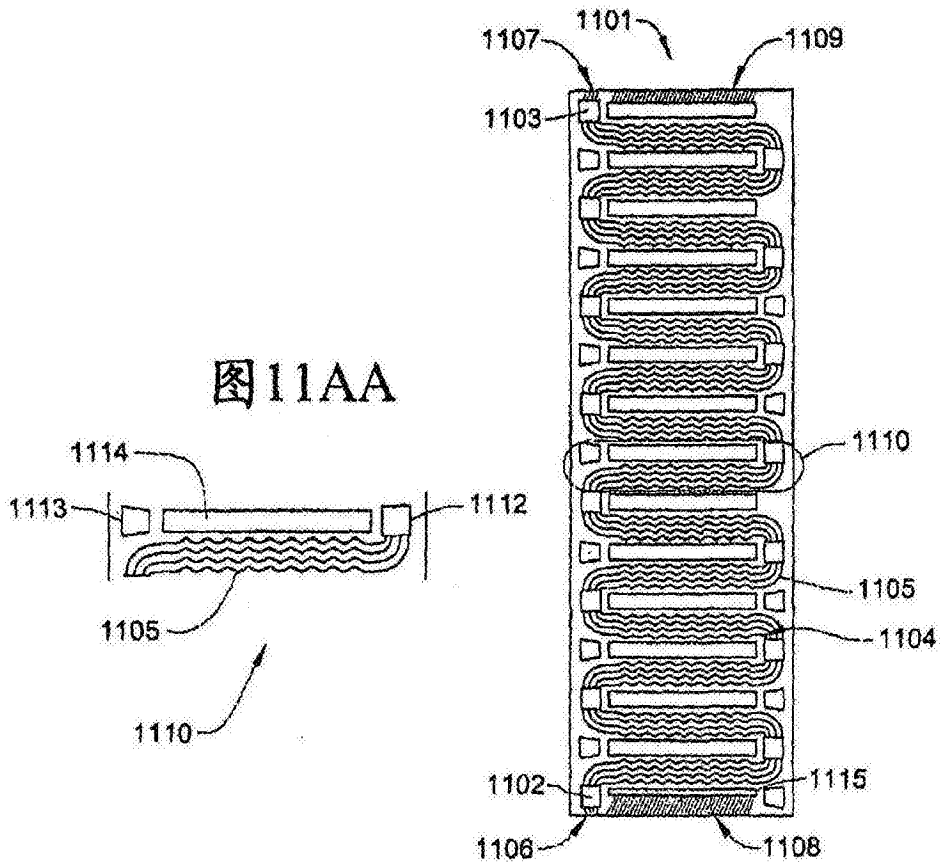


图11AA

图11B

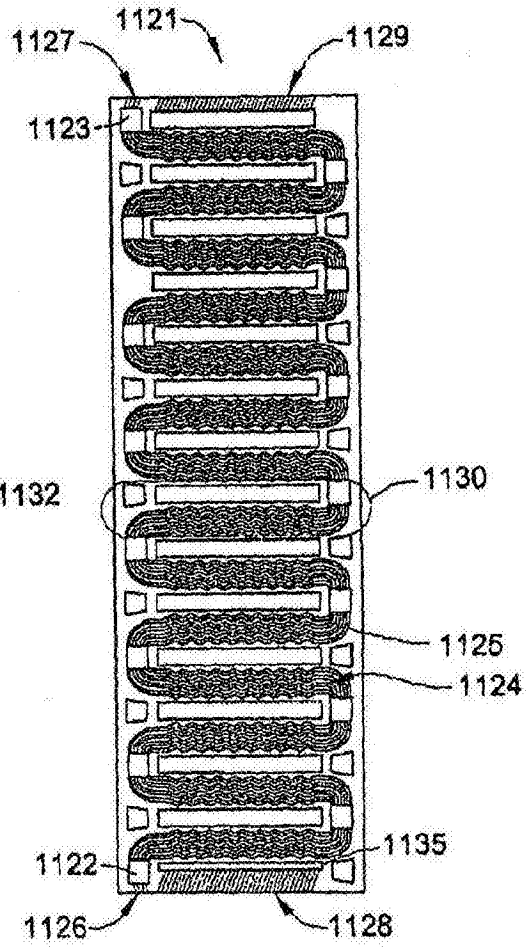


图11BB

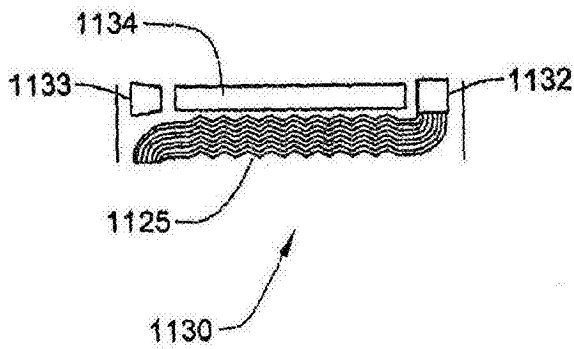


图11C

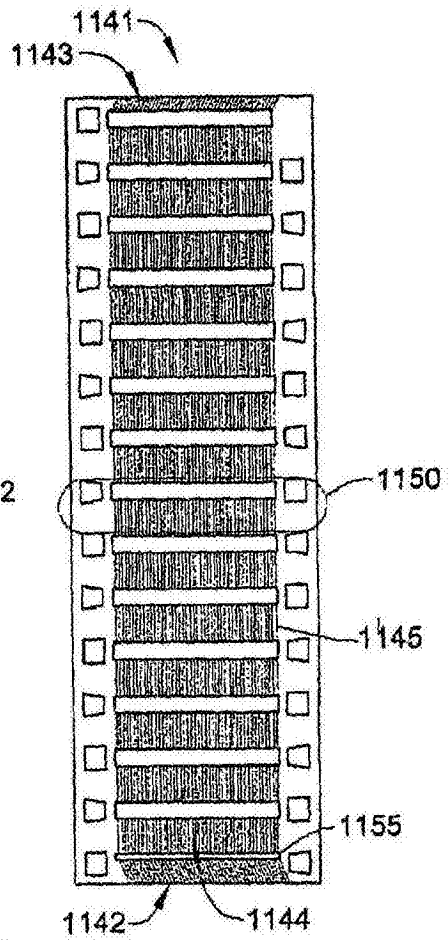
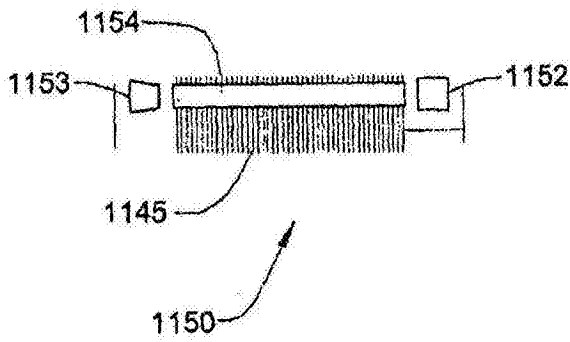


图11CC



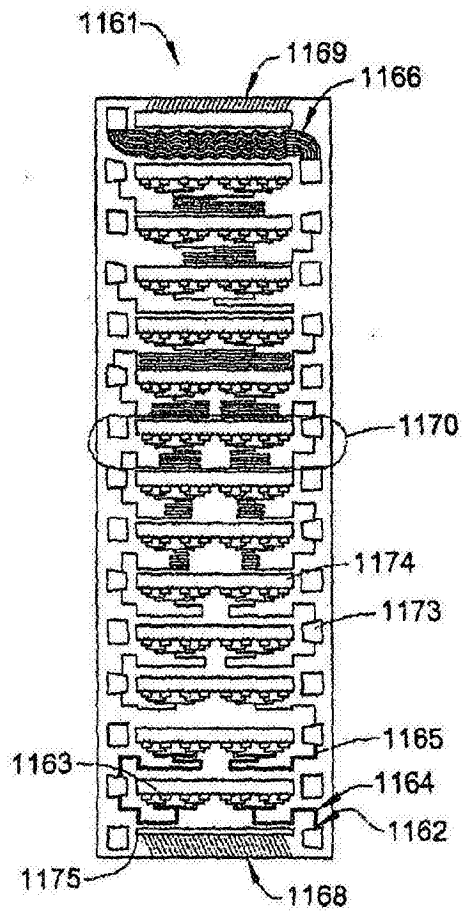


图11D

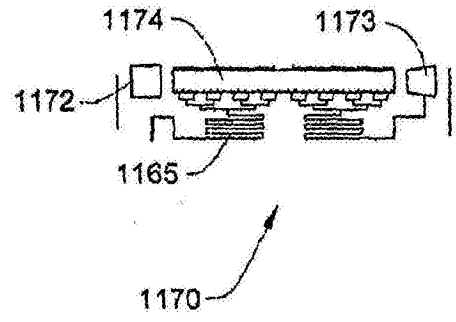


图11DD

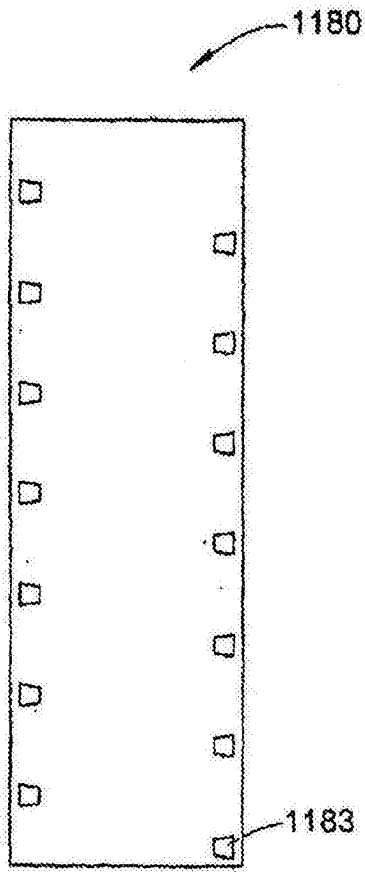


图11E

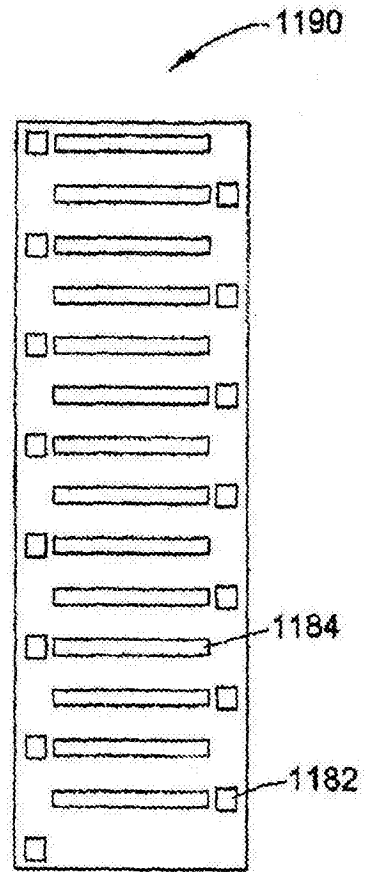


图11F

图12A

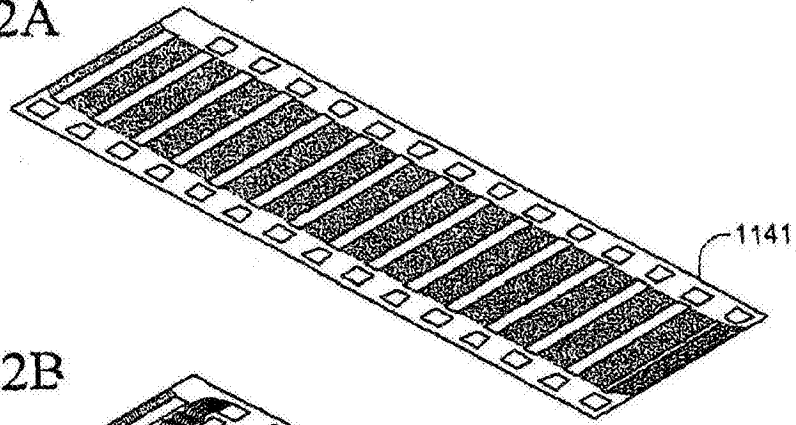


图12B

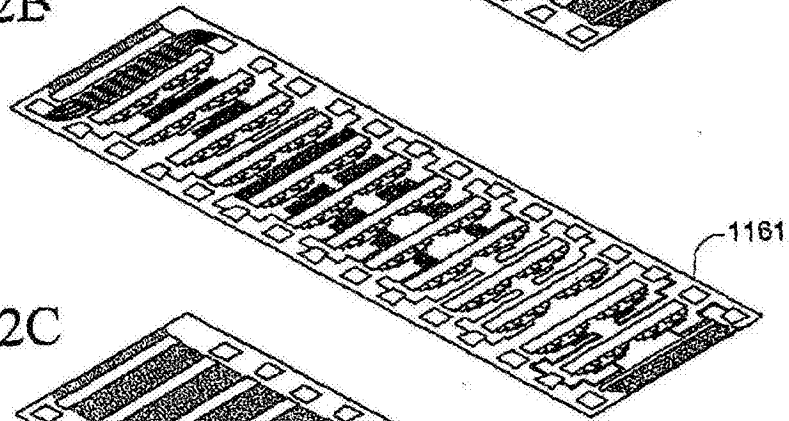


图12C

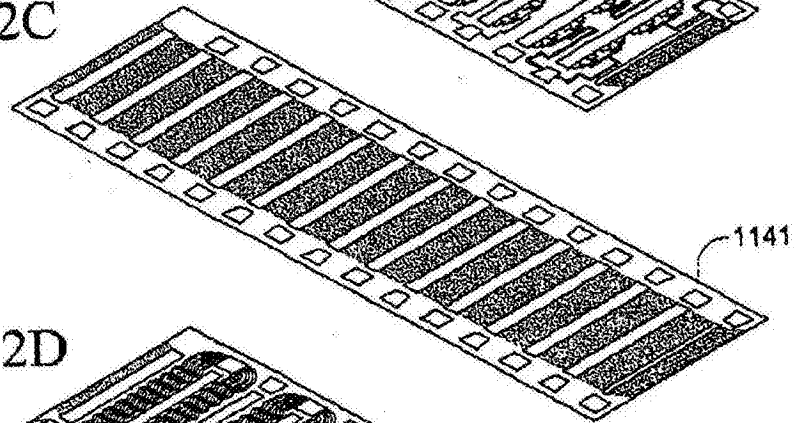
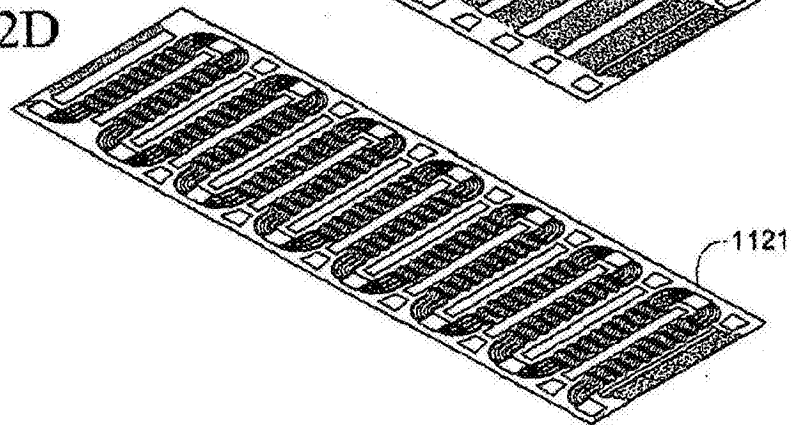


图12D



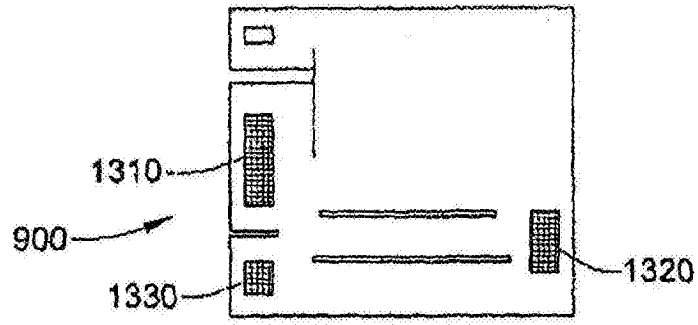


图13A

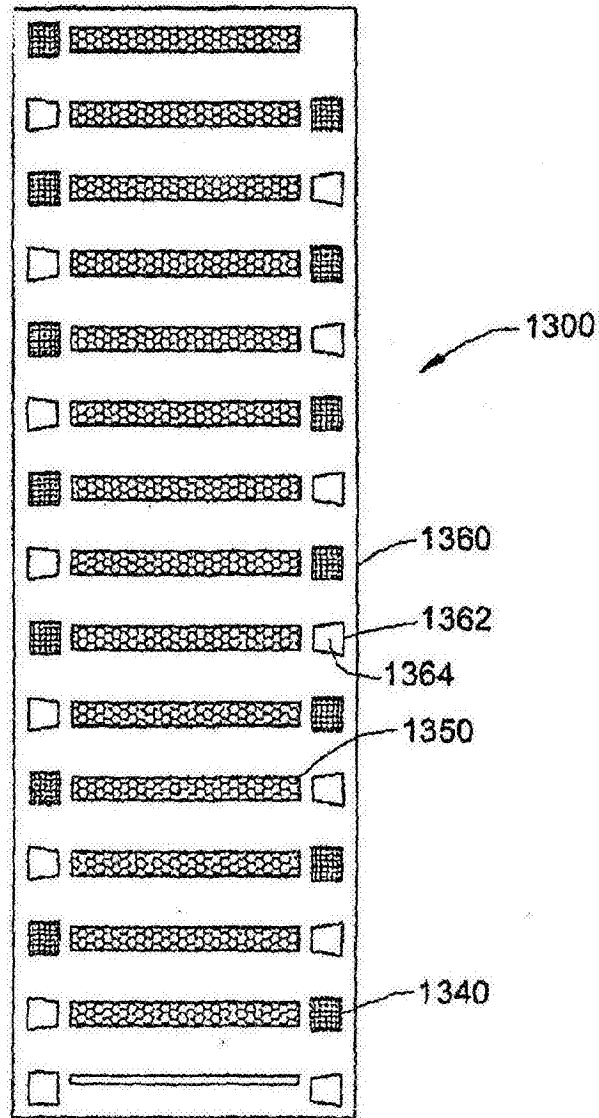


图13B

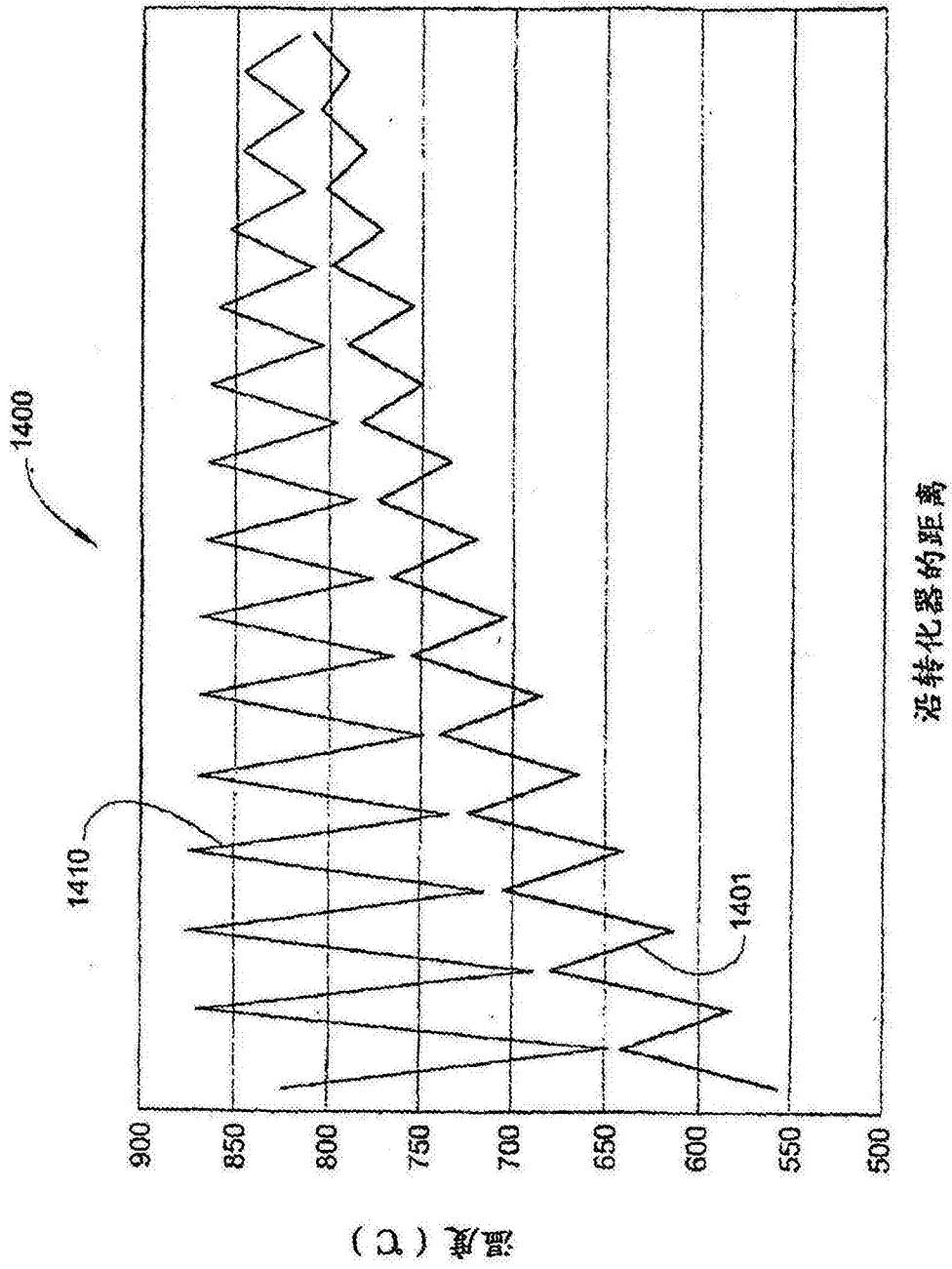


图14

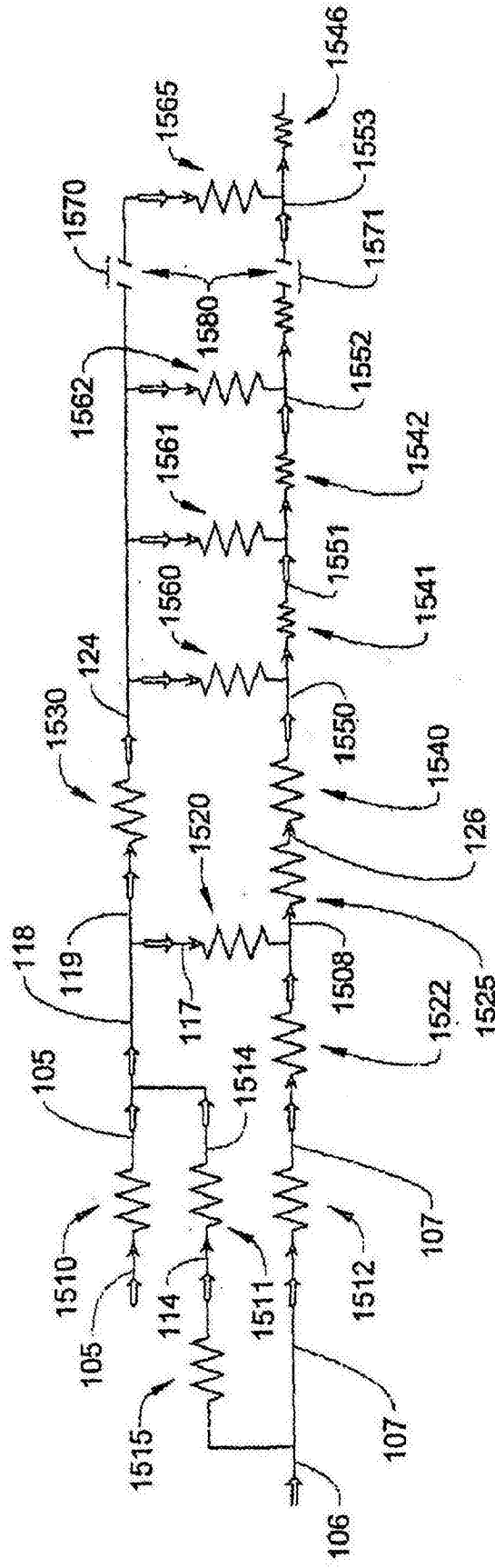


图15

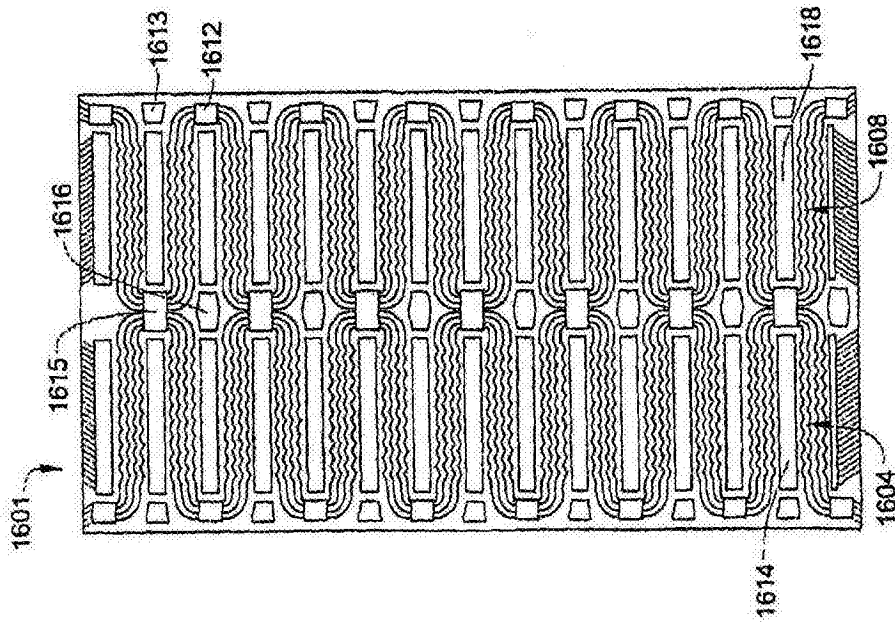


图16A

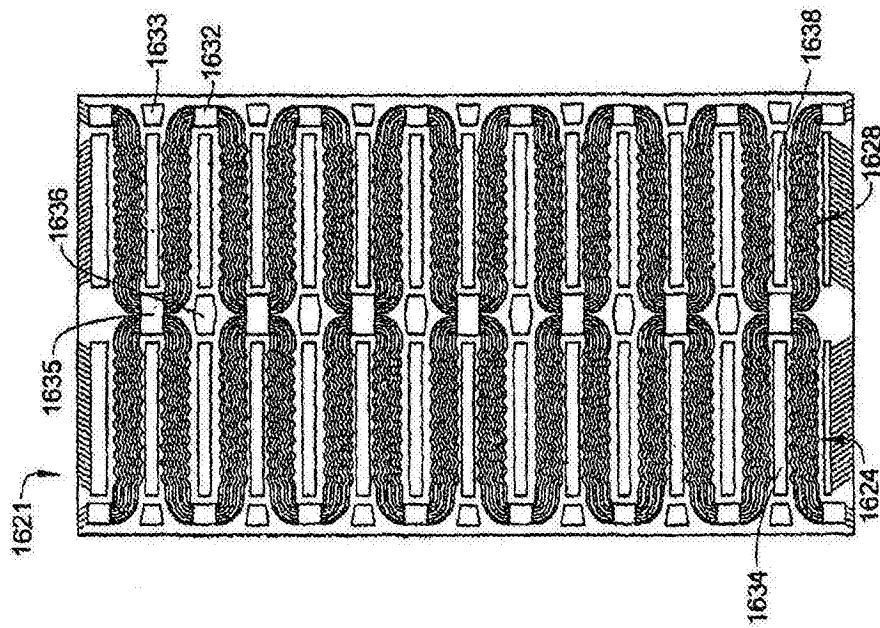


图16B

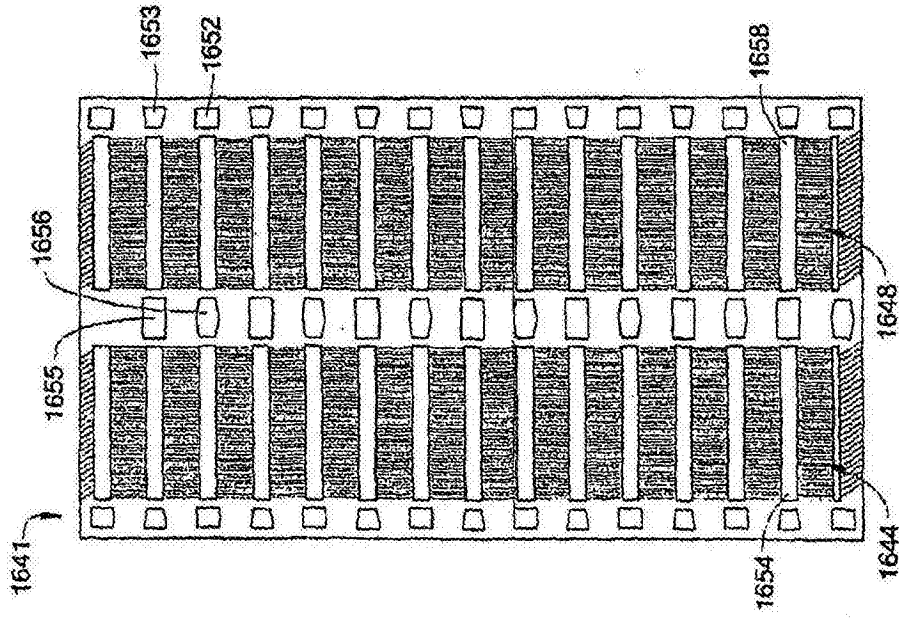


图16C

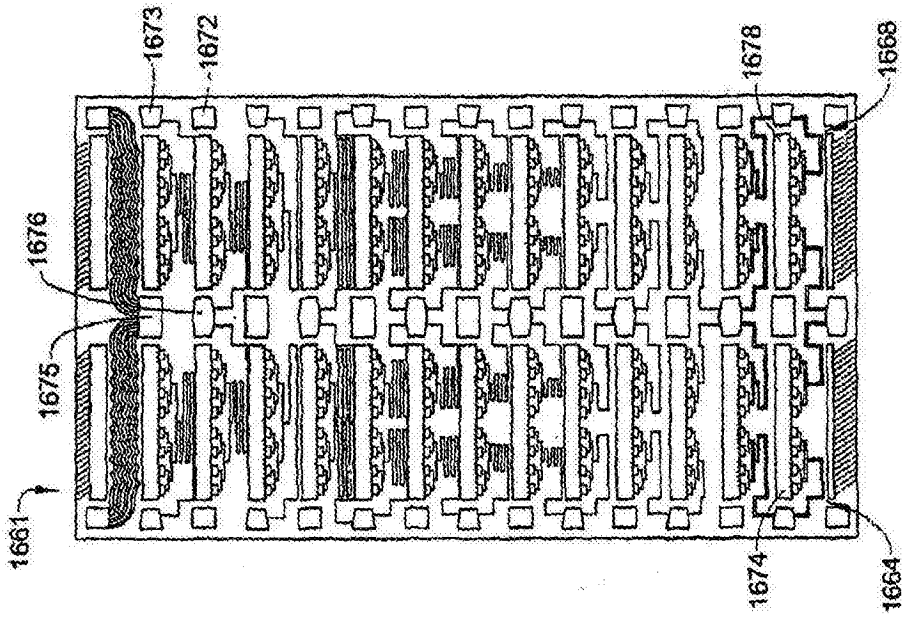


图16D

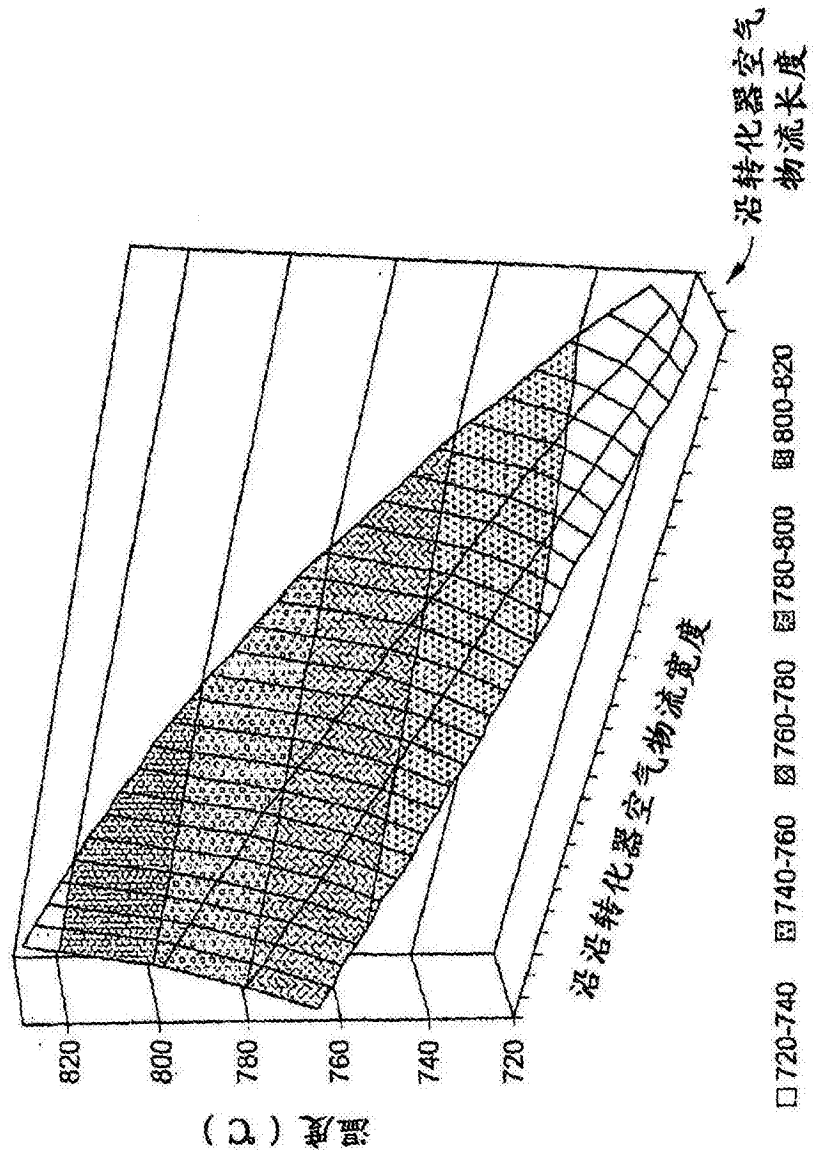


图17

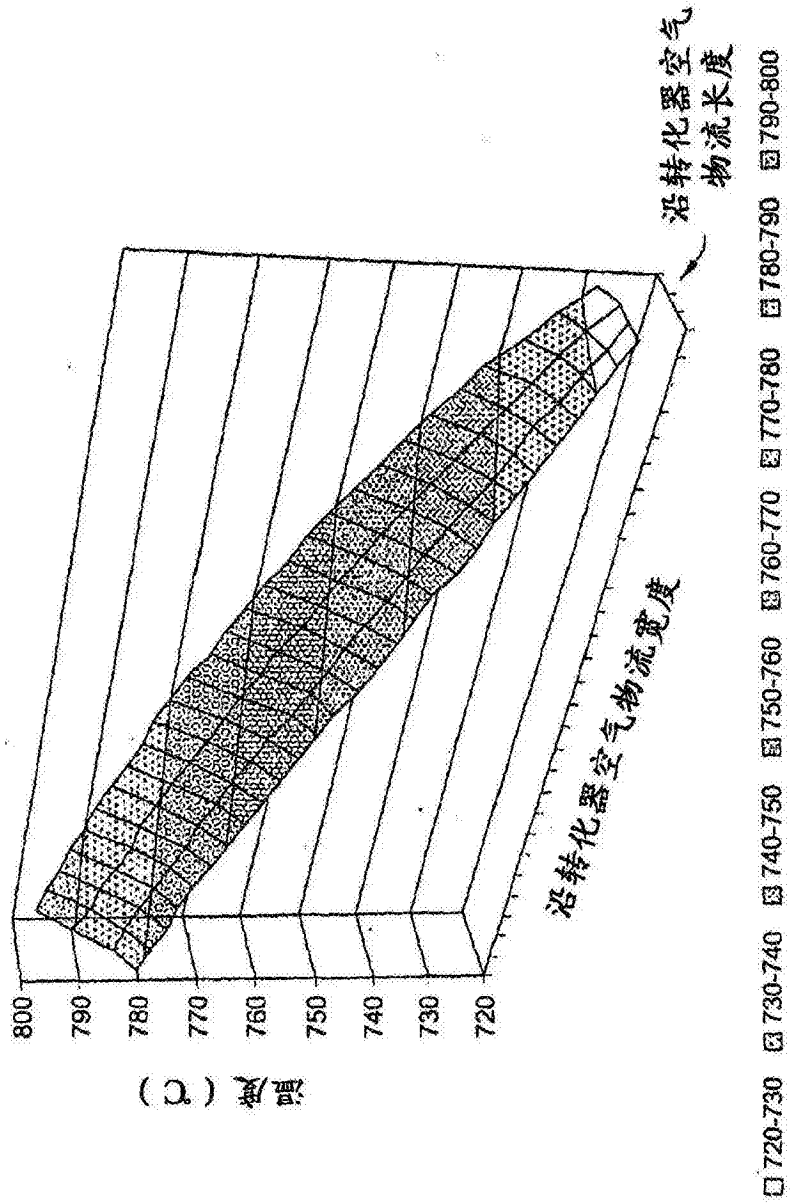


图18

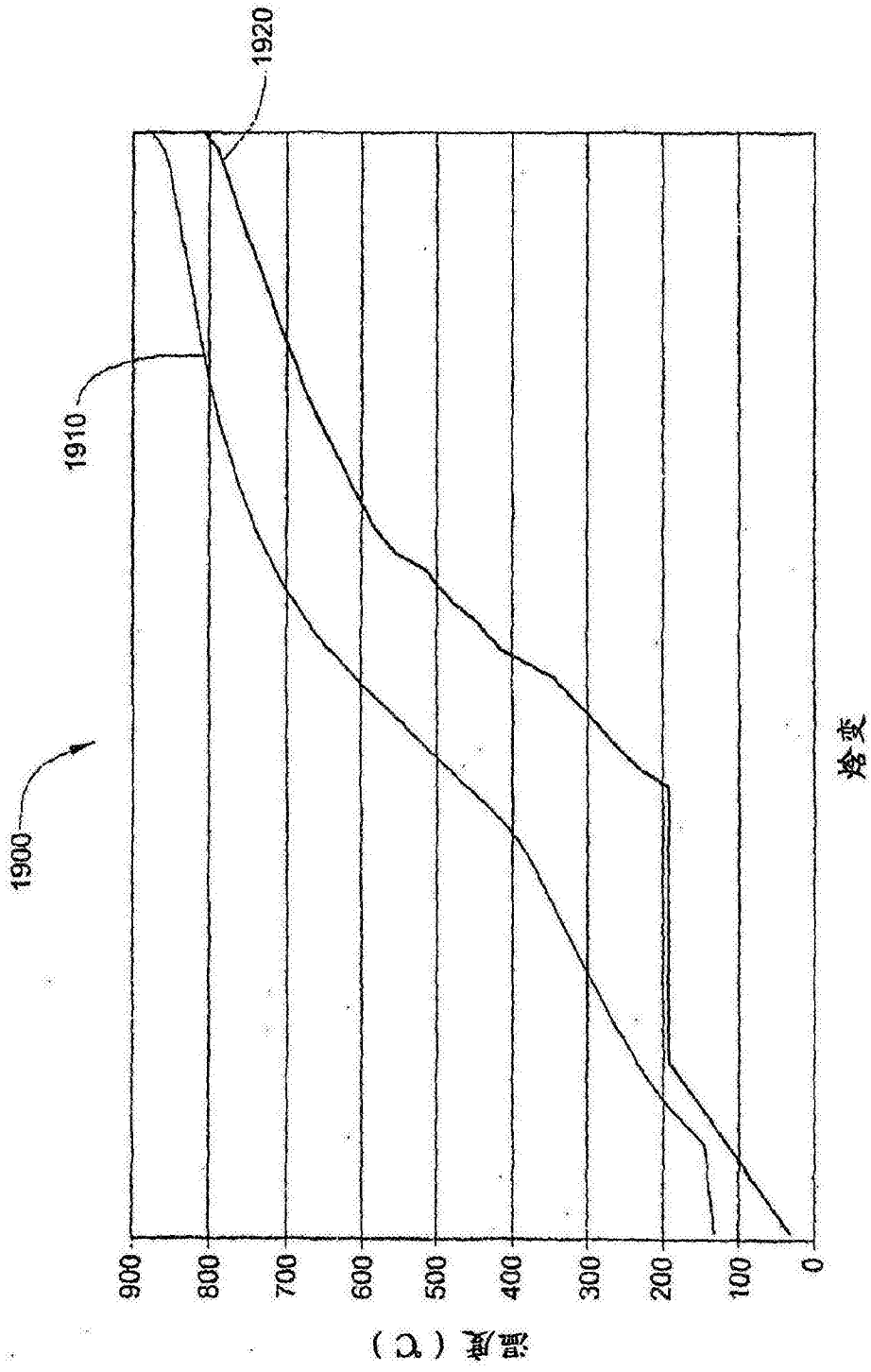


图19

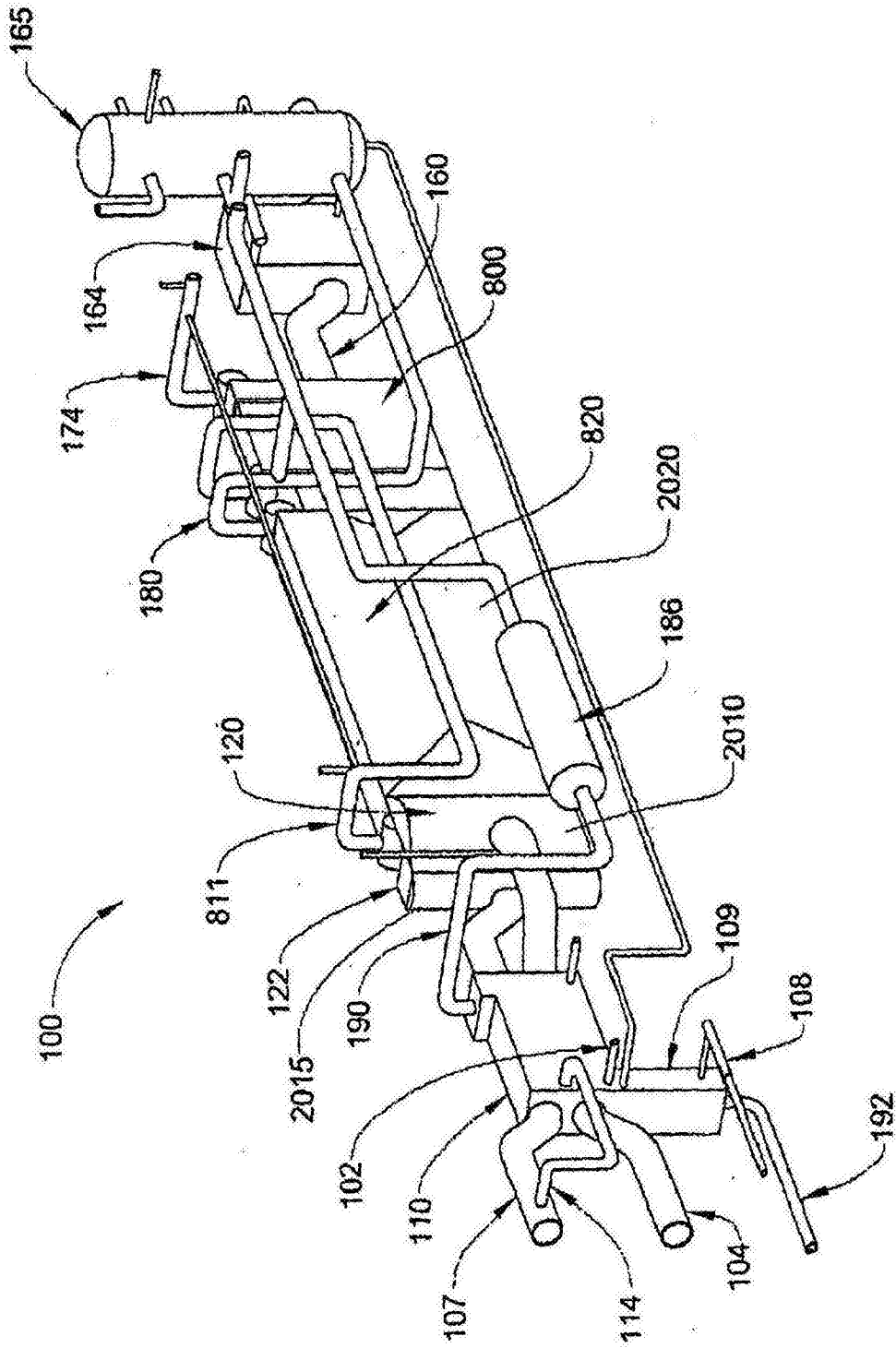


图20

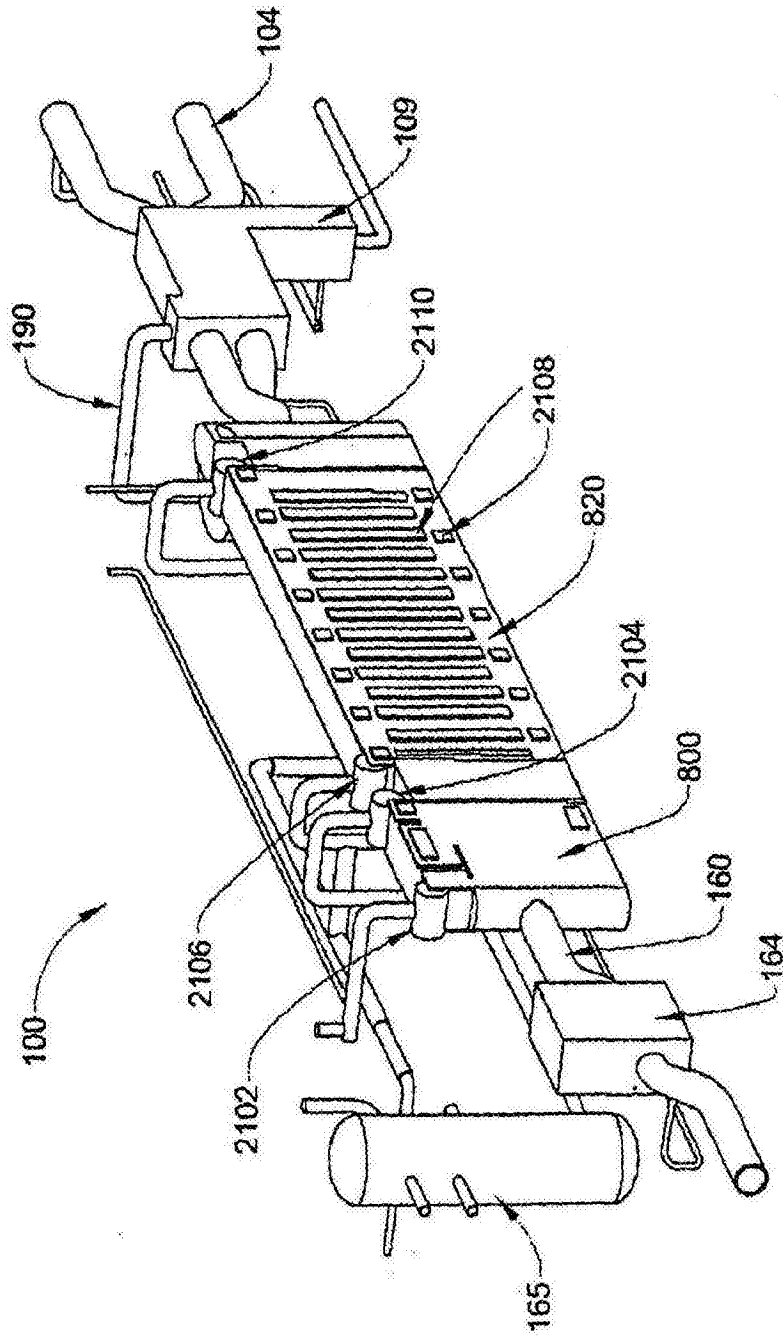


图21