



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 102258968 A

(43) 申请公布日 2011. 11. 30

(21) 申请号 201110130640. 0

劳拉·J·席尔瓦

(22) 申请日 2005. 11. 16

(74) 专利代理机构 北京邦信阳专利商标代理有

限公司 11012

(30) 优先权数据

代理人 王昭林 崔华

60/628, 163 2004. 11. 16 US

60/697, 900 2005. 07. 08 US

60/727, 126 2005. 10. 13 US

60/731, 596 2005. 10. 27 US

(51) Int. Cl.

B01J 19/00 (2006. 01)

(62) 分案原申请数据

200580046551. 0 2005. 11. 16

(71) 申请人 万罗赛斯公司

地址 美国俄亥俄州

(72) 发明人 安娜·利·通科维奇

戴维·约翰·赫西 保罗·尼格尔

迈克尔·杰伊·拉蒙特

弗朗西斯·P·戴利

凯·托德·保罗·雅罗施

理查德·史蒂文森

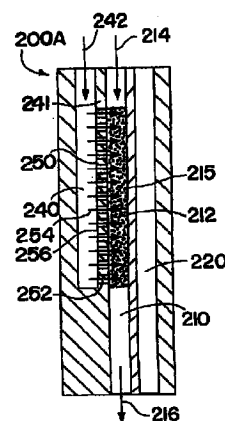
权利要求书 2 页 说明书 37 页 附图 21 页

(54) 发明名称

使用微通道技术的多相反应方法

(57) 摘要

公开的本发明涉及一种用于在微通道中实施多相反应的方法。该方法包括：形成包括第一反应物 (214) 和第二反应物 (242) 的多相反应混合物；第一反应物 (214) 包括至少一种液体；第二反应物 (242) 包括至少一种气体、至少一种液体、或至少一种气体和至少一种液体的结合物；第一反应物 (214) 形成在多相反应混合物中的连续相；第二反应物 (242) 形成分散在连续相中的气泡和/或液滴；以及在工艺微通道 (210) 中，在至少一种催化剂 (215) 的存在下，使第一反应物 (214) 与第二反应物 (242) 反应以形成至少一种产物 (216)。



1. 一种实施多相反应的方法,所述方法包括:

形成包括第一反应物和第二反应物的多相反应混合物;第一反应物包括至少一种液体;第二反应物包括至少一种气体、至少一种液体、或至少一种气体和至少一种液体的结合物;第一反应物在多相反应混合物中形成连续相;第二反应物形成在连续相中分散的气泡和/或液滴;以及

在工艺微通道中,在至少一种催化剂的存在下,使第一反应物与第二反应物反应以形成至少一种产物,所述催化剂是颗粒固体的形式。

2. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,所述方法在微通道反应器中实施,微通道反应器包括多个工艺微通道和用于将反应物分配到工艺微通道的至少一个顶管,多相反应混合物在顶管中形成并且从顶管流入工艺微通道。

3. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,第一反应物和第二反应物在所述工艺微通道的混合区中混合以形成多相反应混合物。

4. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,热在工艺微通道与热源和/或冷源之间交换。

5. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,工艺微通道包括至少一个侧壁和沿侧壁的轴向长度的至少一部分延伸的至少一个有孔区,第二反应物流过有孔区进入工艺微通道与第一反应物接触以形成多相反应混合物。

6. 根据权利要求5所述的方法,其特征在于,第二反应物从第二反应物流通道流过有孔区进入工艺微通道。

7. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,反应区在工艺微通道中,第二反应物在反应区中接触第一反应物以形成多相反应混合物。

8. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,混合区和反应区在工艺微通道中,混合区在反应区的上游,第二反应物在混合区中接触第一反应物以形成多相反应混合物。

9. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,混合区和反应区在工艺微通道中,混合区在反应区的上游,第二反应物接触第一反应物以形成多相反应混合物,部分第二反应物在混合区中接触第一反应物,部分第二反应物在反应区中接触第一反应物。

10. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,工艺微通道包括两个或更多个反应区。

11. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,工艺微通道具有宽度或高度达到10mm的内部尺寸。

12. 根据权利要求4所述的方法,其特征在于,热源和/或冷源包括至少一个热交换通道。

13. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,进入工艺微通道的第一反应物温度与排出工艺微通道的产物温度的温度之差在200°C内。

14. 根据权利要求12所述的方法,其特征在于,热交换流体在热交换通道中。

15. 根据权利要求14所述的方法,其特征在于,热交换流体在热交换通道中经历相变。

16. 根据权利要求4所述的方法,其特征在于,热源和/或冷源和工艺微通道之间的热通量在每平方厘米工艺微通道表面积0.01瓦至250瓦的范围内。

17. 根据权利要求12所述的方法,其特征在于,吸热过程在热交换通道中进行。

18. 根据权利要求12所述的方法,其特征在于,放热过程在热交换通道中进行。

19. 根据权利要求 12 所述的方法,其特征在于,多相反应混合物以第一方向在工艺微通道中流动,热交换流体以第二方向在热交换通道中流动,第二方向相对于第一方向呈错流。

20. 根据权利要求 12 所述的方法,其特征在于,热交换流体在热交换通道中,热交换流体包括第一反应物、第二反应物、多相反应混合物、产物、或其中的两种或更多种混合物。

21. 根据权利要求 12 所述的方法,其特征在于,热交换流体在热交换通道中,热交换流体包括一种或多种的空气、蒸气、液态水、一氧化碳、二氧化碳、气态氮、液氮、惰性气体、气态烃类、油以及液态烃类。

22. 根据权利要求 1 所述的方法,其特征在于,催化剂包括至少一种氧化催化剂、加氢裂化催化剂、加氢催化剂、水合催化剂、羰基化催化剂、硫酸盐化催化剂、磺化催化剂、低聚催化剂、聚合催化剂、或者其中的两种或更多种的结合物。

23. 根据权利要求 1 所述的方法,其特征在于,第一反应物和第二反应物之间的反应包括氧化反应、加氢裂化反应、加氢反应、水合反应、羰基化反应、硫酸盐化反应、磺化反应、低聚反应或者聚合反应。

24. 根据权利要求 1 所述的方法,其特征在于,第一反应物包括植物油,第二反应物包括氢气,并且反应是加氢反应。

25. 根据权利要求 1 所述的方法,其特征在于,第一反应物和第二反应物之间的反应是加氢反应,其中反异构体的形成按重量计小于 15%。

26. 根据权利要求 1 所述的方法,其特征在于,反应物和产物与催化剂的接触时间在 100 秒至 100 秒以下的范围内,或者工艺微通道内的温度在 -40°C 至 400°C 的范围内,或者工艺微通道内的压力在绝对压力 50 个大气压至 50 个大气压以下的范围内,或者流过工艺微通道的反应物和产物的流动的重量时空速度为至少 $0.1(\text{ml 进料})/(\text{g 催化剂})(\text{hr})$,或者通过工艺微通道的反应物和产物的流动的压降为每米工艺微通道长度最高 1 个大气压。

27. 根据权利要求 1 所述的方法,其特征在于,产物从工艺微通道中除去,方法进一步包括使再生流体流过工艺微通道与催化剂接触。

使用微通道技术的多相反应方法

[0001] 本案是申请日为 2005 年 11 月 16 日,中国专利申请号 200580046551.0,发明名称为“使用微通道技术的多相反应方法”的发明专利申请的分案申请。

[0002] 根据 35U. S. C. § 119(e),本申请要求于 2004 年 11 月 16 日提交的美国临时专利申请第 60/628,163 号,于 2005 年 7 月 8 日提交的美国临时专利申请第 60/697,900 号,于 2005 年 10 月 13 日提交的美国临时专利申请第 60,727,126 号,以及于 2005 年 10 月 27 日提交的美国临时专利申请第 60,731,596 号的优先权。这些在先申请中公开的内容通过引用完整地并入此处。

技术领域

[0003] 本发明涉及一种用于在微通道反应器中实施多相反应的方法。

背景技术

[0004] 多相反应方法在化学和制药工业中起重要作用。根据所涉及的相,这些方法可被分类,例如气体-液体反应、气体-液体-液体反应、气体-液体-固体反应等。反应可以是催化的或非催化的。催化剂可以是非均相或均相的。但是,许多这些反应具有的问题在于,当与单相反应物的反应比较时,上述这些反应难以进行。其至少在部分上是由于这样的事实:当与单相反应物的反应比较时,相互作用的效率和不同相之间的传质趋向于更低,因而反应速率趋向于更低。

[0005] 一般而言,为了加速多相反应,通常需要在相之间产生高界面面积的工艺步骤。这可包括,例如有力的搅拌和额外的混合过程。现有技术存在的问题是涉及需要更有效的方法,所述方法用于在多相反应方法中的不同相之间提供高界面面积以提高表观反应速率。

发明内容

[0006] 在至少一个实施方案中,本发明提供一种解决该问题的办法。本发明涉及一种实施多相反应的方法,所述方法包括:形成包括第一反应物和第二反应物的多相反应混合物;第一反应物包括至少一种液体;第二反应物包括至少一种气体、至少一种液体、或至少一种气体和至少一种液体的结合物;第一反应物在多相反应混合物中形成连续相;第二反应物形成分散在连续相中的气泡和/或液滴;以及在至少一种催化剂的存在下在工艺微通道中使第一反应物与第二反应物反应以形成至少一种产物。

[0007] 在一实施方案中,气泡和/或液滴可具有在约 0.1 微米至约 100 微米范围内的基于体积的平均直径,并且跨度在约 1 至约 10 的范围内。

[0008] 在一实施方案中,可在工艺微通道和热源和/或冷源之间交换热。

[0009] 在一实施方案中,多相反应混合物可在工艺微通道中形成。

[0010] 在一实施方案中,工艺微通道可包括至少一个侧壁和沿侧壁的轴向长度的至少一部分延伸的至少一个有孔区,第二反应物流过有孔区进入工艺微通道与第一反应物接触以形成多相反应混合物。在一实施方案中,第二反应物可从第二反应物流通道流过有孔区。

[0011] 在一实施方案中,方法可在微通道反应器中实施,微通道反应器包括多个工艺微通道和用于将反应物分配到工艺微通道的至少一个顶管,多相反应混合物在顶管中形成并且从顶管流入工艺微通道。

[0012] 在一实施方案中,顶管可包括第一反应物区,至少一个第二反应物区,位于第一反应物区和第二反应物区之间的有孔区,第二反应物从第二反应物区流有过有孔区进入第一反应物区与第一反应物接触以形成多相反应混合物,多相反应混合物从第一反应物区流入工艺微通道。

[0013] 在一实施方案中,反应区位于工艺微通道中,第二反应物在反应区中接触第一反应物以形成多相反应混合物。

[0014] 在一实施方案中,混合区和反应区位于工艺微通道中,混合区在反应区的上游,第二反应物在混合区中接触第一反应物以形成多相反应混合物。

[0015] 在一实施方案中,混合区和反应区位于工艺微通道中,混合区在反应区的上游,第二反应物接触第一反应物以形成多相反应混合物,部分第二反应物在混合区中接触第一反应物,部分第二反应物在反应区中接触第一反应物。

[0016] 在一实施方案中,工艺微通道可包括两个或更多反应区。相同的催化剂可用在每一反应区中或不同的催化剂可用在这些反应区中。可选择地,反应区中仅一个反应区可包含催化剂,或没有反应区包含催化剂。

[0017] 在一实施方案中,两个或更多反应区可包括不同的设计以适应沿微通道的轴向长度变化的流体力学反应。工艺微通道的横截面在一个反应区中同在另一个反应区中相比可不同。表面特性的几何形状或尺寸在一个反应区中同在另一个反应区中相比可不同。当反应物相中的一个相具有比其它相更高级别的反应时,这可用于加强混合和降低传质的阻力。

[0018] 在一实施方案中,工艺微通道可包括在一个或多个内壁之中和 / 或之上形成的表面特性,所述表面特性用于改变在工艺微通道内的流动和 / 或混合。在一实施方案中,在反应区下游的工艺微通道中的表面特性或毛细结构可用于使气体易于从液体中分离。

[0019] 在一实施方案中,反应物可流过包括表面特性的反应区和 / 或混合区中的区域。表面特性可具有位于表面特性之上和 / 或之内的催化剂。当反应进行时,表面特性可改变流动以提供反应物之间的均匀混合。

[0020] 在一实施方案中,有孔区可位于将工艺微通道和第二反应物流通道分开的共同壁中。第二反应物进料流可从第二反应物流通道流有过有孔区进入反应区和 / 或混合区。在有孔区之上或之中的表面特性可用于增强反应物的混合。

[0021] 在一实施方案中,第二反应物流通道可包括在一个或多个内壁之中和 / 或之上形成的表面特性,所述表面特性用于改变在通道内的流动和 / 或混合。

[0022] 在一实施方案中,热源和 / 或冷源包括至少一个热交换通道。在一实施方案中,热交换通道可包括在一个或多个内壁之中和 / 或之上形成的表面特性,所述表面特性用于调整在热交换通道内的流动和 / 或混合。

[0023] 在一实施方案中,工艺微通道的数量可大于热交换通道的数量,以致使例如两个或多个工艺微通道可与一个热交换通道交换热。两个或多个工艺微通道可彼此毗邻而无插入的热交换通道。来自一个工艺微通道的热可通过毗邻的工艺微通道到毗邻的热交换通道

或第三工艺微通道。

[0024] 在一实施方案中,以流化床形式的微粒固体可存在于工艺微通道中,工艺微通道包括在一个或多个其内壁之中和 / 或之上形成的表面特性,所述表面特性用于调整在工艺微通道内的流动和 / 或混合。

[0025] 在一实施方案中,有孔区可包括许多不连续的进料引入点而非沿有孔区的轴向长度连续引入第二反应物。不连续的进料引入点可以是任意数量,例如 2 个、3 个、4 个、5 个、6 个、7 个、8 个、10 个、20 个、50 个、100 个等。不连续的进料引入点对于不同反应级数的平行反应或对于具有不同反应级数的一系列平行反应可以是有利的。

[0026] 在一实施方案中,与现有技术的多相反应方法相比,本发明方法可提供更有效的反应物混合和更精确的温度控制。在一实施方案中,本发明方法可提供对所需产物的较高选择性。由于使用本发明方法可实现更有效的混合,可使降低一种或多种反应物的需要量得以实现。由于本发明方法可提供的工艺强化,可实现较低的能耗。

附图说明

[0027] 在附图中,同样的部件和特征具有同样的标记。

[0028] 图 1 为本发明方法可使用的微通道的示意图。

[0029] 图 2 为采以特别形式的本发明方法的示意图,其中第一反应物和第二反应物流入微通道反应器内,彼此接触并且与催化剂接触,反应形成所需产物。

[0030] 图 3 为可用于图 2 所示微通道反应器的重复单元的示意图,所述重复单元包括工艺微通道,有孔区,第二反应物流通道,以及热交换通道。

[0031] 图 4 为可用于图 2 所示微通道反应器的重复单元的一个替换实施方案的示意图,所述重复单元包括工艺微通道,有孔区,第二反应物流通道,以及热交换通道。

[0032] 图 5 为可用于图 2 所示微通道反应器的重复单元的另一替换实施方案的示意图,所述重复单元包括工艺微通道,有孔区,第二反应物流通道,以及热交换通道。

[0033] 图 6 为可用于图 2 所示微通道反应器的重复单元的另一替换实施方案的示意图,所述重复单元包括工艺微通道,有孔区,第二反应物流通道,热交换通道,以及另一个热交换通道。

[0034] 图 7 为可用于图 2 所示微通道反应器的重复单元的另一替换实施方案的示意图,所述重复单元包括工艺微通道,有孔区,第二反应物流通道,以及热交换通道。

[0035] 图 8 为可用于图 2 所示微通道反应器的重复单元的另一替换实施方案的示意图,所述重复单元包括工艺微通道,有孔区,第二反应物流通道,另一个有孔区,分段加入的液体催化剂通道,以及热交换通道。

[0036] 图 9 为可用于图 2 所示微通道反应器的重复单元的另一替换实施方案的示意图,所述重复单元包括工艺微通道,两个有孔区,两个第二反应物流通道,以及热交换通道。

[0037] 图 10 为可用于图 2 所示微通道反应器的重复单元的另一替换实施方案的示意图,所述重复单元包括四个工艺微通道,四个有孔区,两个第二反应物流通道,以及两个热交换通道。

[0038] 图 11 为可用于图 2 所示微通道反应器的重复单元的另一替换实施方案的示意图,所述重复单元包括工艺微通道,两个第二反应物流通道,四个有孔区,以及热交换通道。

[0039] 图 12 为热处理前多孔不锈钢基片的扫描电子显微镜 (SEM) 图, 该基片可用于制造本发明方法使用的工艺微通道的有孔区。

[0040] 图 13 为图 12 所说明的基片热处理后的 SEM 图, 该基片可用于制造本发明方法使用的工艺微通道的有孔区。

[0041] 图 14 为修整的多孔基片的 SEM 图, 该修整的多孔基片可用于制造本发明方法使用的工艺微通道的有孔区。

[0042] 图 15 为有孔片的平面图, 该有孔片可以用于制造本发明方法使用的工艺微通道的有孔区。

[0043] 图 16 为有孔片或板的平面图, 该有孔片或板可以用于制造本发明方法使用的工艺微通道的有孔区。

[0044] 图 17 为覆盖在较厚有孔片或板上面的较薄有孔片的示意图, 其可用于制造本发明方法使用的工艺微通道的有孔区。

[0045] 图 18 为覆盖在较厚有孔片或板上面的较薄的有孔片的示意图, 其可用于制造本发明方法使用的工艺微通道的有孔区。

[0046] 图 19 为可用于本发明方法使用的工艺微通道有孔区的孔的一个替换实施方案的示意图, 该孔具有部分填充该孔的并且覆盖在孔的侧壁上的涂层。

[0047] 图 20 为本发明方法可使用的工艺微通道的示意图, 该工艺微通道包括具有填充床构造的催化剂。

[0048] 图 21 为本发明方法可使用的工艺微通道的示意图, 该工艺微通道包括具有旁流构造 (flow-by) 的催化剂。

[0049] 图 22 为本发明方法可使用的工艺微通道的示意图, 该工艺微通道包括具有流过构造 (flow-through) 的催化剂。

[0050] 图 23 为可用于本发明方法的工艺微通道的示意图, 该工艺微通道包括翅片装置, 该翅片装置包括多个翅片, 催化剂由翅片承载。

[0051] 图 24 说明图 23 所示的工艺微通道和翅片装置的一个替换实施方案。

[0052] 图 25 说明图 23 所示的工艺微通道和翅片装置的另一替换实施方案。

[0053] 图 26 为表示在本发明方法操作期间气体或液体泡形成的示意图。

[0054] 图 27- 图 31 为可在本发明方法使用的微通道中提供的表面特性的示意图。

[0055] 图 32 为采以特别形式的本发明方法的一个替换实施方案的示意图, 其中第一反应物和第二反应物流入微通道反应器, 在进料流顶管中彼此接触并且形成多相反应混合物, 然后多相反应混合物从进料流顶管流过微通道反应器芯中的工艺微通道与催化剂接触以形成所需产物。

[0056] 图 33 为采以特别形式的本发明方法的另一替换实施方案的示意图, 其中第一反应物和第二反应物流入微通道反应器, 在进料流顶管中彼此接触并且形成多相反应混合物, 然后多相反应混合物流过微通道反应器芯中的工艺微通道与催化剂接触以形成所需产物。

[0057] 图 34 为可用于图 32 或图 33 所示微通道反应器的包括工艺微通道和热交换通道的重复单元的示意图, 该工艺微通道包括反应区。

[0058] 图 35 为可用于图 32 或图 33 所示微通道反应器的包括工艺微通道和热交换通道

的重复单元的示意图,该工艺微通道包括两个反应区。

[0059] 图 36 为可用于图 32 或图 33 所示微通道反应器的包括相邻的工艺微通道和热交换通道的重复单元的示意图。

[0060] 图 37 为重复单元的示意图,该重复单元包括相邻的工艺微通道,毗邻于工艺微通道的热交换区,用于将第二反应物分散到第一反应物中以形成多相反应混合物的歧管,多相反应混物流过工艺微通道中的反应区以形成所需产物。

[0061] 图 38 为用于装有图 37 所示的一个或多个重复单元的微通道反应器的示意图。

具体实施方式

[0062] 术语“微通道”是指具有至少一个高度或宽度的内部尺寸达到约 10 毫米 (mm) 的通道,在一实施方案中达到约 5mm,在一实施方案中达到约 2mm,以及在一实施方案中达到约 1mm。在图 1 中说明了本发明方法可使用的微通道的例子。图 1 说明的微通道 10 具有高度 (h)、宽度 (w) 以及轴向长度 (l)。较小的高度或宽度可被称作间隙。流过微通道的流体的总体流动可以平行于轴向长度并和高度和宽度都垂直的方向流动。微通道的高度 (h) 或宽度 (w) 可在约 0.05mm 至约 10mm 范围内,在一实施方案中可在约 0.05mm 至约 5mm 范围内,在一实施方案中可在约 0.05mm 至约 2mm 范围内,在一实施方案中可在约 0.05mm 至约 1.5mm 范围内,在一实施方案中可在约 0.05mm 至约 1mm 范围内,在一实施方案中可在约 0.05mm 至约 0.75mm 范围内,以及在一实施方案中可在约 0.05mm 至约 0.5mm 范围内。在一实施方案中高度或宽度可在约 0.15mm 至约 10mm 范围内,在一实施方案中可在约 0.2mm 至约 10mm 范围内,以及在一实施方案中可在约 0.3mm 至约 10mm 范围内。高度或宽度的其它尺寸可以是任何尺寸,例如达到约 3m,在一实施方案中约 0.01m 至约 3m,以及在一实施方案中约 0.1m 至约 3m。微通道的轴向长度 (l) 可以是任何尺寸,例如达到约 10m,在一实施方案中约 0.05m 至约 10m,在一实施方案中约 0.1m 至约 10m,在一实施方案中约 0.2m 至约 10m,在一实施方案中约 0.2m 至约 6m,以及在一实施方案中约 0.2m 至约 3m。虽然图 1 说明的微通道 10 具有矩形的横截面,应当理解为微通道可具有任何形状的横截面,例如正方形、圆形、半圆形、梯形等。微通道的横截面的形状和 / 或尺寸可在其长度上变化。例如,高度或宽度可在微通道的轴向长度上从较大的尺寸逐渐减小到较小的尺寸,或反之亦然。

[0063] 术语“微通道反应器”是指在其中有化学反应在微通道中进行的反应器。

[0064] 当指的是一个通道的位置相对于另一个通道的位置时,术语“毗邻”意思是直接邻接以便壁将两个通道分隔开。该壁可在厚度上变化。但是,“毗邻”的通道不被插入通道分隔开,所述插入通道将干扰通道之间的热交换。

[0065] 术语“表面特性”可以是指改变微通道内的流动的,自微通道壁中凹限和 / 或凸起。表面特性可以是圆形、椭圆形、正方形、矩形、钩形、V 形、波形等等。表面特性可包含子特性,在该处,表面特性的主壁进一步包含较小的表面特性,该较小的表面特性可采用槽口、波浪、锯齿状、孔洞、毛刺、钩形、扇形等形式。表面特性具有深度、宽度,并且对于非圆形的表面特性具有长度。这些例子在图 27- 图 31 中说明。表面特性可在用于本发明方法的工艺微通道的一个或多个内侧壁之上或之中形成。表面特性可在用于本发明方法的第二反应物流通道和 / 或热交换通道的一个或多个内侧壁之上或之中形成。表面特性可以被称作被动的表面特性或被动的混合特性。表面特性可用于破坏层流流线型并且产生与总体流动

方向成角度的平流流动。这可促进反应物和催化剂之间的接触,尤其是当催化剂位于工艺微通道的侧壁上或表面特性上时。

[0066] 术语“毛细结构”可以是指足够小以优先保持液体并且用液体填充的开口或通道,从而气体不会穿透液体填充的开口或通道。毛细结构可用于将气体从液体中分离。

[0067] 术语“流体”是指气体、液体、或含有分散固体的气体或液体、或其中的混合物。流体可以是含有分散液滴的气体形式。流体可以是含有分散液体或气体液滴的液体形式。

[0068] 术语“不能混合的”是指一种液体不能溶解于另一种液体,或在 25°C 下仅溶解达到每升约 1 毫升的程度。

[0069] 术语“接触时间”是指在 0°C 温度和一个大气压下,微通道反应器内反应区的体积除以流过反应区流体的体积进料流速。

[0070] 术语“反应区”是指其中发生反应的工艺微通道内的空间。反应区可以包括或不包括催化剂。

[0071] 术语“停留时间”是指在空间内的温度和压力下,流过空间的流体占有的空间的内部体积(例如,在工艺微通道内的混合区)除以流过空间的流体的体积流速。

[0072] 针对在通道中流动的流体速度的术语“表观速度”是指在标准的压力和温度下的体积流速除以通道的开口横截面面积。

[0073] 术语“上游”和“下游”是指用于本发明方法的通道(例如工艺微通道)内的相对于在通道中的流体流的流动方向的位置。例如,流向通道内某位置的流体流中的一部分仍然未达到该位置,该位置将是所述流体流该部分的下游。流动离开通道内某位置的流体流的一部分已通过该位置,该位置将是所述流体流该部分的上游。由于用于本发明方法的通道可被水平、垂直或倾斜角度定向,术语“上游”和“下游”不是必然指示为垂直位置。

[0074] 术语“热源”是指放热并且可用于加热另一物体或设备的物体或设备。热源可以是在其中具有热交换流体的热交换通道的形式以将热传到另一物体或设备;另一物体或设备例如是毗邻于或充分接近热交换通道的通道以接收从热交换通道传递来的热。热交换流体可包含在热交换通道中,和/或其可流过热交换通道。热源可以是非流体加热元件的形式,例如电加热元件或电阻加热器。

[0075] 术语“冷源”是指吸热并且可用于冷却另一物体或设备的物体和设备。冷源可以是在其中具有热交换流体的热交换通道的形式以接收从另一物体或设备传递的热;另一物体或设备例如是毗邻于或充分接近热交换通道的通道以将热传到热交换通道。热交换流体可包含在热交换通道中,和/或其可流过热交换通道。冷源可以是冷却元件的形式,例如非流体冷却元件。

[0076] 术语“热源和/或冷源”是指可放热或吸热的物体和设备。热源和/或冷源可以是在其中具有热交换流体的热交换通道的形式,以便当毗邻或接近热交换通道的另一物体或设备需要加热时,将热传到所述另一物体或设备,或当毗邻或接近热交换通道的另一物体或设备需要冷却时,接收从所述另一物体或设备传递来的热。作为热源和/或冷源的热交换通道可以在一个时间起加热通道的作用,在另一个时间起冷却通道的作用。热交换通道的一部分或一些部分可起加热通道的作用同时热交换通道的另一部分或另一些部分可起冷却通道的作用。

[0077] 术语“热交换通道”是指在其中具有热交换流体的通道,该通道可放出热量和/或

吸收热量。

[0078] 术语“热交换流体”是指可放热和 / 或吸热的流体。

[0079] 术语“反应物的转化率”是指进入微通道反应器的流体和排出微通道反应器的流体之间的反应物摩尔变化值除以进入微通道反应器的流体中的反应物摩尔数。

[0080] 在此使用的术语“收率”是指排出微通道反应器的产物的摩尔数除以进入微通道反应器的第一反应物的摩尔数。

[0081] 在此使用的术语“循环”是指反应物通过微通道反应器的单程。

[0082] 术语“烃”表示如下：

[0083] (1) 纯烃化合物：即，脂肪族化合物（例如，烷烃或亚烃）、脂环族化合物（例如，环烷烃，环烯）、芳香族化合物、脂肪族和脂环族取代的芳香族化合物、芳香族取代的脂肪族化合物、芳香族取代的脂环族化合物等等。例子包括甲烷、乙烷、乙烯、丙烷、丙烯、环己烷、乙基环乙烷、甲苯、二甲苯、乙苯、苯乙烯等。

[0084] (2) 取代的烃化合物：即，含有非烃取代基的烃化合物。非烃取代基的例子包括羟基、酰基、硝基等。

[0085] (3) 杂原子取代的烃化合物：即，在其它由碳原子构成的链或环中包含非碳的原子的烃化合物。杂原子的例子包括例如氮、氧以及硫。

[0086] 本发明方法可适于进行任何化学反应，其中不同相的反应物一起反应形成所需产物。这些反应包括气体 - 液体反应、液体 - 液体反应、气体 - 液体 - 液体反应、气体 - 液体 - 固体反应、液体 - 液体 - 固体反应等。可根据本发明方法进行的反应包括氧化反应、加氢裂化反应、加氢反应、水合反应、羰基化反应、硫酸盐化反应、磺化反应、低聚反应、聚合反应等等。

[0087] 第一反应物可包括一种或多种液体。当第一反应物包括多于一种的液体，得到的液体混合物可以是溶液或多相液体混合物的形式（例如，乳液）。在一实施方案中，第一反应物可进一步包括分散在一种或多种液体中的固体。固体可包括催化剂微粒。可选择地，固体可不被催化。可加入固体以提供所需的产物结构，吸收需要的或不需要的副产物，增强工艺微通道的剪切力等。只要固体小得足以位于工艺微通道中，固体可以是任何尺寸。例如，固体可具有在约 0.01 微米至约 200 微米范围内的中值粒径，在一实施方案中在约 1 微米至约 40 微米范围内。

[0088] 第二反应物可包括一种或多种液体、一种或多种气体、或其中的混合物。第二反应物可包括含有分散液滴的一种或多种气体或含有分散气泡的一种或多种液体。当以气体的形式并且被引入到第一反应物以形成多相反应混合物时，第二反应物可在第一反应物中形成气泡。当以液体的形式并且被引入到第一反应物以形成多相反应混合物时，第二反应物可在第一反应物中形成液滴。当以液体形式时，第二反应物可不溶于第一反应物。可选择地，多相反应混合物可包括泡沫，在该处，薄液体膜覆盖被捕获的气体。泡沫可包括连续或非连续的泡沫结构。

[0089] 尽管需要避免可使催化剂中毒的化合物的存在，但是反应物的纯度不是关键性的。反应物可包括不与反应物起反应的杂质。

[0090] 第一和 / 或第二反应物可包括一种或多种稀释物质。这些稀释剂的例子包括氮、氩、非反应性的烃稀释剂等等。各反应物的稀释浓度按重量计可在 0 至约 99% 的范围内，在

一实施方案中按重量计在 0 至约 75% 的范围内,在一实施方案中按重量计在 0 至约 50% 的范围内。当反应物是气体的形式并且需要使用液体作为反应物时,稀释剂可与一种或多种反应物结合。稀释剂可用于降低粘性液体反应物的粘性。本发明的至少一个实施方案的优点在于,不使用这样的稀释剂并且可提供更高效且简洁的方法。

[0091] 催化剂可以是氧化催化剂、加氢裂化催化剂、加氢催化剂、水合催化剂、羰基化催化剂、硫酸盐化催化剂、磺化催化剂、低聚催化剂、聚合催化剂、或者其中的两种或多种的结合物等等。

[0092] 氧化反应可涉及在一种或多种氧化催化剂的存在下,一种或多种烃化合物能够与氧或氧源进行氧化反应的反应。可被称作第一反应物的烃化合物可以是液体形式,或它们可以是分散在一种或多种液体中的气体形式。可被称作第二反应物的氧或氧源可以是气体形式。

[0093] 可用于氧化反应的烃化合物包括饱和的脂肪族化合物(例如,烷烃)、不饱和的脂肪族化合物(例如,烯烃、炔烃)、醛、烷基取代的脂肪族化合物、亚烷基取代的芳香族化合物等等。饱和的脂肪族化合物包括每分子含有 1 个至约 25 个碳原子的烷烃,在一实施方案中含有 1 个至约 20 个碳原子,在一实施方案中含有 1 个至约 10 个碳原子。这些包括直链烷烃、单个支链和多个支链烷烃、以及环烷烃,环烷烃包括具有连接到环上一个或多个烷基的环烷烃。这些包括甲烷、乙烷、丙烷、异丙烷、丁烷、异丁烷、戊烷、环戊烷、己烷、庚烷、辛烷、2-乙基己烷、壬烷、癸烷、十二烷等等。不饱和的脂肪族化合物包括烯烃或亚烃和炔烃。不饱和的脂肪族化合物可含有 2 个至约 25 个碳原子,在一实施方案中含有约 2 个至约 20 个碳原子,在一实施方案中含有约 2 个至约 10 个碳原子。这些包括直链烯烃、单个和多个支链烯烃、以及环烯烃,环烯烃包括具有连接到环上的一个或多个烷基和 / 或烯基基团的环烯烃。这些包括乙烯;丙烯;1-丁烯;2-丁烯;异丁烯;1-戊烯;2-戊烯;3-甲基-1-戊烯;2-甲基-2-戊烯;1-己烯;2,3-二甲基-2-丁烯;1-庚烯;1-辛烯;1-壬烯;1-十二碳烯;等等。

[0094] 不饱和的脂肪族化合物可包括多烯。这些包括二烯、三烯等等。这些化合物可每分子含有 3 个至约 25 个碳原子,在一实施方案中含有 3 个至约 20 个碳原子,在一实施方案中含有约 3 个至约 10 个碳原子。例子包括 1,2-丙二烯(1,2-propadiene)(也通常称为丙二烯(allene));1,3-丁二烯;2-甲基-1,3-丁二烯(也通常称为异戊二烯);1,3-戊二烯;1,4-戊二烯;1,5-己二烯;2,4-己二烯;2,3-二甲基-1,3-丁二烯;等等。

[0095] 醛可以是饱和的或不饱和的。它们可以是脂肪族的和 / 或芳香族的。醛可每分子含有 2 个至 25 个碳原子,在一实施方案中含有约 2 个至约 20 个碳原子,在一实施方案中含有约 2 个至约 10 个碳原子。例子包括甲醛;乙醛;丙醛;正丁醛;正戊醛;己醛;丙烯醛;反-2-顺-6-壬二烯醛;正庚醛;反-2-己烯醛;十六碳醛(hexadecanal);苯甲醛;苯乙醛;邻-甲苯甲醛;间-甲苯甲醛;对-甲苯甲醛;水杨醛;对-羟基苯甲醛;等等。

[0096] 烷基或亚烷基取代的芳香族化合物可含有一个或多个烷基或亚烷基取代基。这些化合物可以是单环的(例如苯基)或多环的(例如萘基)。这些化合物包括烷基取代的芳香族化合物,烷基取代的芳香族化合物包括含有 1 个至 25 个碳原子的一个或多个烷基基团,在一实施方案中含有 1 个至约 20 个碳原子,在一实施方案中含有 1 个至约 10 个碳原子。这些还包括亚烷基取代的芳香族化合物,烯基取代的芳香族化合物包括含有 2 个至 25 个碳原

子的一个或多个烯基基团,在一实施方案中含有 2 个至约 20 个碳原子,在一实施方案中含有 2 个至约 10 个碳原子。例子包括甲苯、邻-二甲苯、间-二甲苯、对-二甲苯、1,2,3-三甲苯、1,2,4-三甲苯、1,3,5-三甲苯、1,2,3,4-四甲基苯、1,2,3,5-四甲基苯、1,2,4,5-四甲基苯、五甲基苯、六甲基苯、乙基苯、正丙基苯、异丙基苯、正丁基苯、异丁基苯、仲丁基苯、叔丁基苯、对-甲基异丙基苯、苯乙烯等等。

[0097] 氧化反应中使用的氧或氧源可包括氧分子、空气或其它氧化剂如氮氧化物,这些可起到氧源的作用。氧源可以是二氧化碳、一氧化碳或过氧化物(例如,过氧化氢)。可使用包括氧的气态混合物,例如氧气和空气的混合物、或氧气和惰性气体(例如,氦、氩等)或稀释气体(例如,二氧化碳、水蒸气等)的混合物。氧源可包括富含氧的空气。

[0098] 烃反应物与氧的摩尔比可在约 0.2 : 1 至约 8 : 1 的范围内,在一实施方案中在约 0.5 : 1 至约 4 : 1 的范围内,在一实施方案中在约 1 : 1 至约 3 : 1 的范围内。在一实施方案中摩尔比可以是约 2 : 1 或更高,在一实施方案中摩尔比可以是约 2.5 : 1 或更高。在一实施方案中摩尔比可以是约 1.8 或更小。

[0099] 氧化催化剂可包括用作氧化催化剂的任何催化剂。催化剂可包括金属、金属氧化物或 Mo、W、V、Nb、Sb、Sn、Pt、Pd、Cs、Zr、Cr、Mg、Mn、Ni、Co、Ce 的一种或多种的混合金属氧化物、或其中的两种或多种的混合物。这些催化剂还可包括一种或多种碱金属或碱土金属或其它过渡金属、稀土金属或镧系元素。可存在另外的元素如 P 和 Bi。催化剂可被承载,如果是这样的话,可用的载体物质包括金属氧化物(例如,氧化铝、氧化钛、氧化锆)、二氧化硅、介孔材料、沸石、耐火材料、或其中的两种或多种的结合物。这些催化剂的形式可在下文中进行详细论述。

[0100] 氧化反应形成的产物可包括一种或多种含氧物。在此使用的术语“含氧物”是指含有至少一个氧的烃化合物。含氧物包括醇、环氧化物、醛、酮、羧酸、羧酸酐、酯等等。除环氧化物和酯之外,含氧物包括一种或多种上文述及的含氧物,所述含氧物每分子含有 1 个至约 25 个碳原子,在一实施方案中含有 1 个至约 20 个碳原子,在一实施方案中含有 1 个至约 10 个碳原子。环氧化物和酯必须含有至少 2 个碳原子,但在所有其它方面将包括上文述及范围内的化合物,例如 2 个至约 25 个碳原子,等等。醇包括一元醇和多元醇。具体的例子包括甲醇、乙醇、丙醇、丁醇、异丁醇、戊醇、环戊醇、巴豆醇、己醇、环己醇、烯丙醇、苯甲醇、丙三醇、等等。环氧化物包括环氧乙烷、环氧丙烷、环氧丁烷、环氧异丁烷、环氧戊烷、环氧己烷、氧化苯乙烯、等等。醛包括甲醛;乙醛;丙醛;正丁醛;正戊醛;己醛;丙烯醛;反-2-顺-6-壬二烯醛;正庚醛;反-2-己烯醛;十六碳醛;苯甲醛;苯乙醛;邻-甲苯甲醛;间-甲苯甲醛;对-甲苯甲醛;水杨醛;对-羟基苯甲醛;等等。酮包括丙酮、甲基乙基甲酮、2-戊酮、3-戊酮、2-己酮、3-己酮、环己酮、甲基异丁基甲酮、苯基甲基甲酮、苯基乙基甲酮、丙基苯基甲酮、二苯甲酮、等等。羧酸包括甲酸、乙酸、丙酸、丁酸、异丁酸、戊酸、己酸、辛酸、癸酸、丙烯酸、甲基丙烯酸、苯甲酸、甲基苯甲酸、苯二甲酸、水杨酸等等。羧酸酐包括乙酸酐、顺丁烯二酸酐、邻苯二甲酸酐、苯甲酸酐等等。羧酸和酸酐包括烃取代的羧酸和酐(例如,烃取代的丁二酸和酐),其中烃取代基含有 1 个至约 500 个碳原子,在一实施方案中含有约 20 个至约 500 个碳原子。酯包括乙酸甲酯、醋酸乙烯酯、乙酸乙酯、乙酸正丙酯、乙酸正丁酯、乙酸正戊酯、乙酸异戊酯、乙酸苄酯、乙酸苯酯、等等。

[0101] 加氢裂化反应可涉及大烃分子的破坏加氢(也通常称为氢解),其中大或重烃分

子分解为较小或较轻的烃分子并与氢反应。烃反应物可被称作第一反应物，氢可被称作第二反应物。在此使用的术语“轻”和“重”在精炼工业内的普通意义上分别是指较低和较高的沸点范围。烃反应物可包括需要加氢裂化的任何烃。烃反应物可从石脑油到重质原油残余馏分而改变。烃反应物可在沸点约 350° F (177°C) 以上具有以体积计的 5%，在一实施方案中在约 400° F (204°C) 以上。在一实施方案中，至少以体积计的约 90% 的烃反应物可落入约 300° F (149°C) 至 1050° F (566°C) 的沸点范围内，在一实施方案中在约 600° F (316°C) 至 1000° F (538°C) 之间的沸点。烃反应物可包括一种或多种石油馏分，如常压和减压柴油 (AGO 和 VGO)。

[0102] 烃反应物可包括重烃的矿物或合成油或其中的一种或多种馏分的混合物。烃反应物可包括一种或多种的直馏柴油、减压柴油、脱金属油、脱沥青真空残余物、焦化馏出油、催化裂化馏出物、页岩油、沥青砂油、水煤浆、或其中的两种或多种混合物。

[0103] 在加氢裂化反应中使用的氢可以是氢气或可以是进一步包括水、甲烷、二氧化碳、一氧化碳和 / 或氮气的氢进料流的形式。氢可取自另一工艺的工艺流，如水蒸气重整工艺 (H_2/CO 的摩尔比为约 3 的产物流)、部分氧化工艺 (H_2/CO 的摩尔比为约 2 的产物流)、自热重整工艺 (H_2/CO 的摩尔比为约 2.5 的产物流)、 CO_2 重整工艺 (H_2/CO 的摩尔比为约 1 的产物流)、煤气化工艺 (H_2/CO 的摩尔比为约 1 的产物流)，以及其中的结合物。对于这些氢源中的每一个，可使用传统技术如薄膜分离或吸收从剩余成分中分离出氢。

[0104] 在这些加氢裂化反应中的烃反应物与氢的摩尔比可在约 0.1 : 1 至约 10 : 1 的范围内，在一实施方案中在约 0.5 : 1 至约 5 : 1 的范围内。

[0105] 加氢裂化催化剂可以是任何加氢裂化催化剂。这些包括沸石催化剂，所述沸石催化剂包括 β 沸石、 ω 沸石、L-沸石、ZSM-5 沸石以及 Y-型沸石。催化剂可包括耐火无机氧化物，如氧化铝、氧化镁、二氧化硅、二氧化钛、氧化锆、以及二氧化硅-氧化铝。催化剂可以包括加氢成分。适合的加氢成分包括周期表的 IVB 族和 VIII 族的金属和这些金属的化合物。钼、钨、铬、铁、钴、镍、铂、钯、铈、钕、钐以及钨可用作加氢成分。在美国专利 6,312,586B1 中描述了这些催化剂，通过引用被并入此处。这些催化剂的形式可在下文中进行详细论述。

[0106] 通过加氢裂化方法制成的产物可以是在约 260° F 至约 700° F (127°C -371°C) 的范围内沸腾的中间馏分。术语“中间馏分”意指包括柴油、喷气燃料以及煤油沸腾范围馏分。术语“煤油”和“喷气燃料”沸腾范围意指 260° F-550° F (127°C -288°C) 的温度范围，“柴油”沸腾范围意指约 260° F-约 700° F (127°C -371°C) 的温度范围。馏分产物可以是汽油或石脑油馏分。这些可被认为是 C_5 至 400° F (204°C) 端点馏分。

[0107] 在一种或多种加氢催化剂的存在下，加氢反应可涉及一种或多种烃化合物能够与氢进行加氢反应的反应。烃化合物可被称作第一反应物。烃化合物可以是液体形式，或它们可以是分散在液体中的气体形式。液体可包括反应物和一种或多种另外的溶剂。溶剂可以是用于一种或多种反应物和 / 或产物的溶剂。氢可被称作第二反应物，并且可以是气体形式。氢可来自上面提到的任何来源。

[0108] 可进行加氢反应的烃化合物包括上述的不饱和烃化合物。烃化合物包括不饱和脂肪和油。脂肪和油可来自动物和植物的来源。脂肪和油包括甘油三酸酯、即甘油和脂肪酸的酯。脂肪酸可以是单不饱和的或多不饱和的。脂肪和油中的脂肪酸的例子包括油酸、亚油酸、亚麻酸、等等。

[0109] 在这些加氢反应中的不饱和烃反应物与氢的摩尔比可在约 0.1 : 1 至约 10 : 1 的范围内,在一实施方案中在约 0.5 : 1 至约 5 : 1 的范围内。

[0110] 加氢催化剂可以是加氢的任何催化剂。这些催化剂包括周期表的 IVB 族和 VIII 族的金属和这些金属的化合物。可使用钼、钨、铬、铁、钴、镍、铂、钯、铈、铑、铱以及钌。在一实施方案中,催化剂就包括钯,钯涂覆在工艺微通道的壁上或附着在工艺微通道内的固定载体上。这些催化剂的形式可在下文中进行详细论述。

[0111] 通过加氢方法制成的产物可以是对应于用作第一反应物的不饱和烃化合物的饱和或部分饱和烃。

[0112] 该方法可用于氢化植物油以增加它们的饱和度以产生食用脂肪产品如人造黄油。由本发明方法产生的改善的传质还可改善方法的选择性以降低甘油三酸酯不需要的从顺式异构体向反式异构体的转化的量。本发明可将使用传统技术(即非通道工艺技术)所得到的反式异构体的形成以重量计约 30% 至约 50% 改善到小于以重量计的约 15%,在一实施方案中小于约以重量计的 10%,在一实施方案中小于以重量计的约 8%。该方法可使用加氢催化剂。催化剂可以是浆、粉碎固体粒子或固定床的形式。

[0113] 在一实施方案中,加氢方法可涉及催化剂(例如贵金属如钯)的使用,所述催化剂固定在工艺微通道的内壁上或固定在位于微通道内的载体结构上。这可不需过滤的步骤。这还可产生较安全(无催化剂污染)、更高纯度的产物。贵金属催化剂如钯可比现有技术的镍催化剂更具有活性,并且因而可在比常用温度更低的温度下实现加氢反应。与由本发明产生的经改善的传热相结合可显著地降低产生通常作为油和脂肪的热分解形成的次级产品。这还可改善食物产品的质量。不同于传统的镍催化剂,在降低的加氢温度下使用钯催化剂可减小有害的反式异构体的浓度,尤其是按照本发明方法以较短的接触时间可达到应用的高转化率。由本发明方法产生的改善的传质还可改善方法的选择性。改善的传热和传质可改善催化剂的稳定性和催化转换频率。这可导致较低的催化剂要求。当使用贵金属时由于低操作温度和压力,这样可以是有利的。在一实施方案中,催化剂可包括贵金属如钯的纳米级尺寸颗粒,使用分散/粘合剂如胶态金属氧化物、炭黑、糠醇等使所述纳米级尺寸颗粒可分散在工艺微通道的壁上和/或表面特性上或者在催化剂载体如翅片装置插入物上。可使用涂覆有催化金属的微形制成催化剂,所述催化金属填充在微通道的空隙空间。

[0114] 在水合催化剂的存在下,水合反应可涉及不饱和烃化合物与水反应形成醇或醚的反应。可被称作第一反应物的不饱和烃化合物是上面论述的任何不饱和烃化合物。可被称作第二反应物的水可取自任何方便的来源。水可使用渗透或蒸馏被去离子或纯化。不饱和烃反应物与水的摩尔比可在约 0.1 至约 10 的范围内,在一实施方案中在约 0.5 至约 5 的范围内。

[0115] 水合催化剂可包括固体酸催化剂如沸石;含有磺酸基团或类似基团的酸性离子交换树脂;无机氧化物,如水合氧化铈、水合氧化钨、二氧化锆、二氧化钛、氧化铝、二氧化硅、或其中的混合的氧化物;或通过使用选自铝、硅、钛以及锆的氧化物的至少一种金属氧化物处理分层化合物如蒙脱石、高岭石或蛭石而得到的离子交换型分层化合物。催化剂可包括硅铝酸盐,如发光沸石、八面沸石、斜发沸石(clinoptilite)、L 型沸石、菱沸石、毛沸石和镁碱沸石、以及沸石产品 ZSM-5、ZSM-4、ZSM-8、ZSM-11、ZSM-12、ZSM-20、ZSM-40、ZSM-35 以及 ZSM-48。催化剂可包括含有元素的沸石,如硼硅酸盐、镓硅酸盐(gallosilicate)、以及

铁铝硅酸盐 (ferroaluminosilicate)。这些沸石可含有钼、铜、银、铬、钼、钨、钛、锆、钪以及类似金属。可使用质子交换型 (H 型) 沸石, 其中的质子可与阳离子种类交换, 阳离子种类选自碱金属元素如 Na、K 和 Li, 碱土金属元素如 Mg、Ca 和 Sr, 以及 VIII 族元素如 Fe、Co、Ni、Ru 或 Pd。催化剂中的形式可在下文中进行详细论述。

[0116] 在羰基化催化剂的存在下, 羰基化反应可涉及饱和或不饱和烃化合物与一氧化碳的反应。可被称作第一反应物的饱和或不饱和烃反应物可以是上面论述的饱和或不饱和烃。可被称作第二反应物的一氧化碳可取自任何来源。一氧化碳可取自工艺流, 如重整工艺 (H_2/CO 的摩尔比为约 3 的产物流)、部分氧化工艺 (H_2/CO 的摩尔比为约 2 的产物流)、自热重整工艺 (H_2/CO 的摩尔比为约 2.5 的产物流)、 CO_2 重整工艺 (H_2/CO 的摩尔比为约 1 的产物流)、煤气化工艺 (H_2/CO 的摩尔比为约 1 的产物流), 以及其中的结合物。对于这些一氧化碳源中的每一个, 可使用传统技术如薄膜分离或吸收从剩余成分中分离出一氧化碳。

[0117] 在这些羰基化反应中的烃反应物与一氧化碳的摩尔比可在约 0.5 : 1 至约 20 : 1 的范围内, 在一实施方案中在约 2 : 1 至约 10 : 1 的范围内。

[0118] 羰基化催化剂可以是任何羰基化催化剂。这些包括固体酸催化剂。催化剂可以是包括相互作用的质子酸和路易斯酸位点的固体。催化剂可包括布朗斯台德酸 (Bronsted) (质子酸) 和路易斯酸。例子包括硫酸化金属氧化物 (例如硫酸化氧化锆)、与载体 (例如金属氧化物和碳) 相结合的碳氟磺酸盐 ($B(CF_2)BSO_3H$)、杂多酸、Ta、Sb、Ga 以及 B 的卤化物、卤化金属氧化物、硫酸化沸石、与氟磺酸树脂相结合的 Ta、Sb、Ga 以及 B 的卤化物。金属氧化物包括单组分氧化物和多组分氧化物, 多组分氧化物即混合的金属氧化物。单组分金属氧化物包括氧化铝、二氧化硅、氧化锆、二氧化钛以及其中的混合物。混合的金属氧化物可以是物理状态混合物或是结构上的连接。混合的金属氧化物的例子包括 $ZrCTi$ 、 $WCZr$ 、 $TiCCu$ 、 $TiCZn$ 、 $TiCSi$ 、 $AlCZr$ 、 $FeCZr$ 以及 $TiCMn$ 氧化物。例子包括硫酸化氧化锆、硫酸化二氧化钛、硫酸化氧化钨、氟化氧化铝上的 BF_3 、氯化氧化铝上的氯化铝、 $H_3PW_{10}O_{40}$ 、 $Cs_{2.5}H_{0.5}PW_{12}O_{40}$ 、 $H_4SiW_{12}O_{40}$ 等等。催化剂中的形式可在下文中进行详细论述。

[0119] 磺化反应可涉及 $-SO_3H$ 基团 (来自硫酸) 取代氢原子, 例如苯, C_6H_6 转化为苯磺酸 $C_6H_5SO_3H$ 。可使用的磺化方法包括芳香烃与硫酸、三氧化硫、或氯磺酸的反应; 有机卤素化合物与无机亚硫酸盐的反应; 某些种类的有机含硫化合物如硫醇或二硫化物的氧化。

[0120] 可通过向化合物的芳香环中引入磺酸基团将浓硫酸、发烟硫酸、氯磺酸、硫酸酐、二噁烷与 SO_3 的加成物、胺与 SO_3 的加成物等用作磺化芳香化合物的试剂。可通过由芳香胺化合物和化学计量的硫酸制备胺的酸性硫酸盐然后加热得到胺磺酸而使芳香胺化合物被磺化。

[0121] 硫酸盐化反应可涉及形成硫酸的酯或盐 (硫酸盐) 的方法。可通过醇与硫酸、三氧化硫、氯磺酸、或氨基磺酸处理来制备这些酯。硫酸化试剂可包括浓硫酸、发烟硫酸、三氧化硫、氯磺酸、或氨基磺酸。

[0122] 在一实施方案中, 本发明方法可在例如图 2-11 所示的微通道反应器中实施。参见图 2, 可使用微通道反应器 100 实施方法, 微通道反应器 100 包括微通道反应器芯 102、进料流顶管 104、产物底管 106 以及热交换歧管 108。反应器芯 102 包括一个或多个重复单元, 各重复单元包括一个或多个工艺微通道。进料流顶管 104 可用于将第一反应物分配到工艺微通道并且将第二反应物分配到第二反应物流通道, 或可选择地, 它可用于形成多相反应

混合物并且将多相反应混合物分配到工艺微通道。在进料流顶管 104 和工艺微通道中都可发生多相反应混合物的形成。

[0123] 在一实施方案中,进料流顶管可包括第一反应物区,至少一个第二反应物区,以及位于第一反应物区和第二反应物区之间的有孔区。第二反应物可从第二反应物区流到有孔区进入第一反应物区,在第一反应物区与第一反应物接触并且形成多相反应混合物。多相反应混合物可从第一反应物区流入工艺微通道中,在工艺微通道中其与催化剂接触并且反应以形成产物。

[0124] 在一实施方案中,各工艺微通道可具有至少一个有孔区和至少一个毗邻的第二反应物流通道。有孔区可位于工艺微通道的一个或多个侧壁中。有孔区可沿工艺微通道的轴向长度的至少一部分延伸。第二反应物可在第二反应物流通道中流动,从该处流到有孔区并且通过有孔区进入工艺微通道,在工艺微通道与第一反应物接触并且形成多相反应混合物。多相反应混合物可在工艺微通道中与催化剂接触并且反应以形成产物。

[0125] 工艺微通道可包括一个或多个反应区,在其中反应物进行反应以形成所需产物。在一实施方案中,固体形式的催化剂可存在于一个或多个所述反应区中。在一实施方案中,液体形式的催化剂可与一种或多种反应物一起流入反应区中和 / 或其可作为单独进料流流入反应区。

[0126] 在工艺微通道中,在一种或多种催化剂的存在下,第一和第二反应物可彼此反应以形成所需产物。产物可从工艺微通道流入并且通过产物底管 106,如箭头 114 所示从产物底管 106 排出反应器。该产物底管 106 可用于收集来自工艺微通道的产物。尽管本发明方法的优点在于可以单程通过微通道反应器而获得所需产物的高水平转化率,但是在一实施方案中,可使用传统技术或微通道技术从产物中分离一种或多种未反应的反应物并被再循环返回通过微通道反应器。未反应的反应物可以任意次数再循环通过微通道反应器,例如,一次、两次、三次、四次或更多次等。

[0127] 反应过程可以是放热的或吸热的。为了控制该反应,热可在工艺微通道和 / 或第二反应物流通道与热源和 / 或冷源之间传递。换句话说,在本发明方法过程中,可使用热源加热和 / 或使用冷源冷却工艺微通道和 / 或第二反应物流通道。热源和 / 或冷源可毗邻于工艺微通道和 / 或第二反应物流通道。可选择地,热源和 / 或冷源可远离即不毗邻于工艺微通道和 / 或第二反应物流通道,但是充分地接近工艺微通道和 / 或第二反应物流通道以在热源和 / 或冷源与工艺微通道和 / 或第二反应物流通道之间传热。

[0128] 热源和 / 或冷源可包括含有热交换流体的一种或多种热交换通道。热源可包括非流体加热元件如电加热元件或电阻加热器。冷源可包括非流体冷却元件。在一实施方案中,如箭头 116 所示热交换流流入热交换歧管 108,然后从热交换歧管 108 通过反应器芯 102 中的热交换通道,然后返回到热交换歧管 108,然后如箭头 118 所示排出热交换歧管 108。可使用对流热交换实现反应物和产物之间的传热。在一实施方案中,可使用其中经历了放热或吸热反应和 / 或全部或部分相变的热交换流体来促进传热。可沿着工艺微通道和 / 或第二反应物流通道的长度采用多个热交换区,以在沿工艺微通道和 / 或第二反应物流通道的长度的不同位置提供温差。在一实施方案中,热交换通道可与两个或多个工艺微通道,例如三个、四个、五个、六个等工艺微通道交换热。

[0129] 微通道反应器 100 可与一个或多个贮存罐、泵、阀门、歧管、微处理器、流动控制装

置等结合使用,它们没有在图中示出,但是这对于本领域的技术人员来说是显而易见的。可用于反应器芯 102 中的重复单元在图 3 ~ 11 中被说明。

[0130] 图 3 说明可在反应器芯 102 中使用的重复单元 200。重复单元 200 包括工艺微通道 210、热交换通道 220、第二反应物流通道 240、以及有孔区 250。共用壁 241 将工艺微通道 210 和第二反应物流通道 240 分开。有孔区 250 位于共用壁 241 中,有孔区 250 包括在片或板 256 中形成的孔 252。工艺微通道 210 具有混合区 211 和反应区 212。催化剂 215 位于反应区 212 中。混合区 211 在反应区 212 上游。第一反应物流过进料流顶管 104,然后如箭头 214 所示从那里进入工艺微通道 210,然后进入混合区 211。第二反应物流过进料流顶管 104,然后如箭头 242 所示从那里进入第二反应物流通道 240,然后如箭头 254 所示从第二反应物流通道 240 通过孔 252 进入混合区 211。如箭头 242 所示在第二反应物流通道 240 中的第二反应物的流动方向与如箭头 214 所示在工艺微通道 210 中的第一反应物的流动方向呈并流;可选择地,在第二反应物流通道 240 中的第二反应物的流动可相对于在工艺微通道 210 中的第一反应物的流动呈逆流或错流。第一反应物和第二反应物在混合区 211 中彼此接触并且形成反应物混合物。反应物混合物从混合区 211 流入反应区 212,接触催化剂 215,反应形成所需产物。如箭头 216 所示产物排出工艺微通道 210。排出工艺微通道 210 的产物流过产物底管 106,如箭头 114 所示排出微通道反应器 100。热交换流体从热交换歧管 108 流过热交换通道 220,之后返回到热交换歧管 108。通过热交换通道 220 的热交换流体的流动可与流过工艺微通道 210 的流体流动呈并流或逆流。可选择地,热交换通道 220 可定向为热交换流的流动提供与通过工艺微通道 210 的流体流动呈错流的方向。

[0131] 在图 3 中所示的重复单元 200 的替换实施方案中,补充混合区可设置在混合区 211 和反应区 212 之间的工艺微通道 210 中。在补充混合区中用于混合的停留时间可被定义为,在温度(例如,0°C)和压力(例如,大气压)的标准条件下,在工艺微通道 210 中通过有孔区 250 的流动总和与第一反应物进料流的流动之和,及由混合区 211 的末端和反应区 212 的起始端之间的工艺微通道 210 体积来定义。在补充混合区中用于混合的停留时间的范围可达到约 5000 毫秒(ms)和约 5000 毫秒(ms)以下的范围,在一实施方案中从约 0.25ms 至约 1000ms,在一实施方案中从约 0.25ms 至约 500ms,在一实施方案中从约 0.25ms 至约 250ms,在一实施方案中从约 0.25ms 至约 100ms,在一实施方案中从约 0.25ms 至约 50ms,在一实施方案中从约 0.25ms 至约 25ms,在一实施方案中从约 0.25ms 至约 10ms,在一实施方案中从约 0.25ms 至约 2.5ms。

[0132] 除了重复单元 200A 不包括单独的混合区 211 之外,图 4 说明的重复单元 200A 与图 3 说明的重复单元 200 相同。使用重复单元 200A,第二反应物流过有孔区 250 进入反应区 212,在该反应区 212 中与第一反应物接触并且反应以生成所需产物。然后如箭头 216 所示,产物流出工艺微通道 210。

[0133] 除了部分的第二反应物在混合区 211 中与第一反应物混合,第二反应物的剩余部分在反应区 212 中与第一反应物混合之外,图 5 说明的重复单元 200B 与图 3 说明的重复单元 200 相同。在混合区 211 中与第一反应物混合的第二反应物的量以第二反应物的体积计可以从约 1%至约 99%,在一实施方案中以体积计从约 5%至约 95%,在一实施方案中以体积计从约 10%至约 90%,在一实施方案中以体积计从约 20%至约 80%,在一实施方案中以体积计从约 30%至约 70%,在一实施方案中以第二反应物的体积计从约 40%至约 60%。第

二反应物的剩余部分在反应区 212 中与第一反应物混合。

[0134] 除了重复单元 200C 包括热交换通道 225 之外,图 6 说明的重复单元 200C 与图 4 说明的重复单元 200 相同。通过热交换通道 225 的热交换流体的流动可与通过工艺微通道 210 的流体流动呈并或逆流。可选择地,热交换单元 225 可定向为热交换流体的流动提供与通过工艺微通道 210 的流体流动呈错流的方向。

[0135] 在图 7 说明的重复单元 300 适于实施使用液体催化剂的本发明方法。重复单元 300 包括微通道 310,热交换通道 320,第二反应物流通道 340 以及有孔区 350。共用壁 341 将工艺微通道 310 和第二反应物流通道 340 分开。有孔区 350 位于共用壁 341 中,有孔区 350 包括在片或板 356 中形成的孔 352。工艺微通道 310 包括反应区 312,反应区 312 毗邻于有孔区 350。反应区 312 可在工艺微通道 310 的整个长度上延伸,或其长度可小于工艺微通道 310 的长度。在操作中,第一反应物流过进料流顶管 104,然后如箭头 314 所示从那里进入工艺微通道 310,然后进入反应区 312。第二反应物流过进料流顶管 104,然后如箭头 342 所示从该处进入第二反应物流通道 340,然后如箭头 354 所示从第二反应物流通道 340 通过孔 352 进入反应区 312。液体催化剂可与第一反应物和 / 或第二反应物预混合。如箭头 342 所示在第二反应物流通道 340 中的第二反应物的流动方向与如箭头 314 所示在工艺微通道 310 中的第一反应物的流动方向呈并流;可选择地,在第二反应物流通道 340 中的第二反应物的流动可相对于在工艺微通道 310 中的第一反应物的流动方向呈逆流或错流。第一反应物和第二反应物在反应区 312 中彼此接触并且接触催化剂然后反应形成所需产物。如箭头 316 所示产物排出工艺微通道 310。排出工艺微通道 310 的产物流过产物底管 106,如箭头 114 所示排出微通道反应器 100。热交换流体从热交换歧管 108 流过热交换通道 320,然后返回到热交换歧管 108。通过热交换通道 320 的热交换流体流动可与流过工艺微通道 310 的流体流动呈并流或逆流。可选择地,热交换通道 320 可定向为热交换流的流动提供与通过工艺微通道 310 的流体流动呈错流的方向。

[0136] 除了重复单元 300A 进一步包括分段加入的液体催化剂通道 360 和有孔区 370 之外,图 8 说明的重复单元 300B 与图 7 说明的重复单元 300 相同。共用壁 371 将工艺微通道 310 和分段加入的液体催化剂通道 360 分开。有孔区 370 位于共用壁 371 中,有孔区 370 包括在片或板 376 中形成的孔 372。工艺微通道 310 具有毗邻于有孔区 350 的混合区 311 和毗邻于有孔区 370 的反应区 212。混合区 311 在反应区 312 上游。第一反应物流过进料流顶管 104,然后如箭头 314 所示从该处进入工艺微通道 310,然后进入混合区 311。第二反应物流过进料流顶管 104,然后如箭头 342 所示从该处进入第二反应物流通道 340,然后如箭头 354 所示从第二反应物流通道 340 通过孔 352 进入混合区 311。如箭头 342 所示在第二反应物流通道 340 中的第二反应物的流动方向与如箭头 314 所示在工艺微通道 310 中的第一反应物的流动方向呈并流;可选择地,在第二反应物流通道 340 中的第二反应物的流动可相对于在工艺微通道 310 中的第一反应物的流动方向呈逆流或错流。第一反应物和第二反应物在混合区 311 中彼此接触并且形成反应物混合物。反应物混合物从混合区 311 流到反应区 312。如箭头 362 所示液体催化剂流入分段加入的液体催化剂通道 360,然后如箭头 374 所示从分段加入的液体催化剂通道 360 通过孔 372 进入反应区 312。如箭头 362 所示在分段加入的液体催化剂通道 360 中的液体催化剂的流动方向与如箭头 314 所示在工艺微通道 310 中的第一反应物的流动方向呈逆流;可选择地,在分段加入的液体催化剂通道 360

中的液体催化剂的流动可相对于在工艺微通道 310 的第一反应物的流动呈并流或错流。液体催化剂在反应区 312 中接触反应混合物。反应混合物反应以形成所需产物。如箭头 316 所示产物排出工艺微通道 310。排出工艺微通道 310 的产物流过产物底管 106, 如箭头 114 所示排出微通道反应器 100。热交换流体从热交换歧管 108 流过热交换通道 320, 然后返回到热交换歧管 108。通过热交换通道 320 的热交换流体流动可与流过工艺微通道 310 的流体流动呈并流或逆流。可选择地, 热交换通道 320 可定向为热交换流体的流动提供与通过工艺微通道 310 的流体流动呈错流的方向。

[0137] 在图 9 说明的重复单元 400 包括工艺微通道 410, 有孔区 440 和 440a, 第二反应物流通道 470 和 470a, 以及热交换通道 490。有孔区 440 在侧壁 412 中形成, 有孔区 440a 在侧壁 414 中形成。有孔区 440 和 440a 可被称作多孔区或多孔基片。第二反应物流通道 470 和 470a 分别通过有孔区 440 和 440a 向工艺微通道 410 开口。有孔区 440 可包括具有贯穿其的一排孔 444 的片或板 442。同样地, 有孔区 440a 包括具有贯穿其的一排孔 444a 的片或板 442a。工艺微通道 410 具有非孔或非多孔区域 411 和反应区 413。非孔区域 411 从工艺微通道 410 的入口延伸到反应区 413 的入口。非孔区域 411 在反应区 413 的上游。反应区 413 紧邻有孔区 440 和 440a。催化剂 415 位于反应区 413 中。非孔区域 417 从反应区 413 的末端延伸到工艺微通道 410 的末端。非孔区域 417 在反应区 413 的下游。毗邻于第二反应物流通道 470a 的是热交换通道 490。在操作中, 第一反应物流流过进料流顶管 104, 然后如箭头 416 所示从该处进入工艺微通道 410, 然后通过非孔区域 411 进入反应区 413。如箭头 472 所示第二反应物流流过进料流顶管 104 进入第二反应物流通道 470, 然后如箭头 474 所示从第二反应物流通道 470 通过有孔区 440 进入反应区 413。如箭头 472a 所示另一第二反应物流流过进料流顶管 104 进入第二反应物流通道 470a, 然后如箭头 474a 所示从该处通过有孔区 440a 进入反应区 413。流过通道 470 的第二反应物流可具有与流过通道 470a 的另一第二反应物流的组分和 / 或物理性质相同的组分和 / 或物理性质。可选择地, 组分和 / 或物理性质可不同。例如, 流过通道 470 的第二反应物流可以是气体形式, 流过通道 470a 的另一第二反应物流可以是液体形式。第二反应物中的一个可包括一种反应物 (例如, 水蒸气), 第二反应物中的另一个可包括另一种反应物 (例如, 一氧化碳)。在反应区 413 中, 第二反应物和另一第二反应物接触第一反应物和催化剂 415, 反应以形成所需产物。如箭头 418 所示产物流过非孔区 417 然后从工艺微通道 410 中排出。如箭头 114 所示排出工艺微通道 410 的产物流过产物底管 106 然后从微通道反应器 100 中排出。可进行加热或冷却。当需要加热或冷却时, 热交换流体从热交换歧管 108 流过热交换通道 490, 然后返回到热交换歧管 108。热交换流体加热或冷却在通道 410、470 以及 470a 中的流体。通过热交换通道 490 的热交换流体流动可相对于在工艺微通道 410 的第一反应物流呈并流、逆流或错流。加热或冷却的程度可在通道的长度上变化。加热或冷却可在工艺微通道 410 和 / 或第二反应物流通道 470 和 470a 的一些区域中是可忽略的或不存在的, 而在其它区域中是适中的或较高的。

[0138] 在一实施方案中, 可使用多种反应物配方和 / 或几组加工条件在单独微通道反应器中产生多种产物。例如, 单独微通道反应器可使用两个或多个热交换通道和有关的第二反应物流通道及热交换通道以在单独的微通道反应器中产生两种、三种、四种、五种、六种、七种、八种、九种、十种、几十种、几百种、几千种、几万种、几十万种等不同产物。该反应器类

型可被称作组合的合成设备。这在图 10 中示出,其中说明了重复单元 500。重复单元 500 使用四个工艺微通道,结果可能产生达四种不同的多相混合物。重复单元 500 可重复任意所需的次数,例如二、三、四、五、六、七、八、九、十、几十、几百、几千、几万次等,以提供上述指出的多种产物的可能性。重复单元 500 包括工艺微通道 510、520、530 以及 540,第二反应物通道 550 和 560,以及热交换通道 570 和 580。有孔区 511 在侧壁 512 中形成。有孔区 521 在侧壁 522 中形成。有孔区 531 在侧壁 532 中形成。有孔区 541 在侧壁 542 中形成。孔 513、523、533 以及 543 分别位于并且贯穿有孔区 511、521、531 以及 541。工艺微通道 510、520、530 以及 540 分别包括反应区 515、525、535 以及 545。催化剂 519、529、539 以及 549 分别位于反应区 515、525、535 以及 545 中。反应区 515、525、535 以及 545 分别位于紧邻有孔区 511、521、531 以及 541。工艺微通道 510、520、530 以及 540 分别包括位于反应区 515、525、535 以及 545 上游的非孔区 514、524、534 以及 544。工艺微通道 510、520、530 以及 540 还分别包括位于反应区 515、525、535 以及 545 下游的非孔区 516、526、536 以及 546。在操作中,如箭头 517、527、537 以及 547 所示第一反应物流分别流过进料流顶管 104 然后从该处进入工艺微通道 510、520、530 以及 540。进入工艺微通道 510、520、530 以及 540 的第一反应物流可具有彼此相同的组分和 / 或物理形状或彼此不同的组分 / 或物理形状。第一反应物流分别流入非孔区 514、524、534 以及 544,然后分别进入反应区 515、525、535 以及 545。如箭头 551 和 561 所示第二反应物流流过进料流顶管 104 然后从该处进入第二反应物通道 550 和 560。进入第二反应物通道 550 的第二反应物流可具有与进入第二反应物通道 560 的第二反应物流相同的组分和 / 或性质,或其可具有不同的组分和 / 或性质。如箭头 551 所示进入第二反应物通道 550 的第二反应物流如箭头 552 和 553 所示分别流过有孔区 511 和 521 进入反应区 515 和 525。在反应区 515 和 525 中,第二反应物接触第一反应物和催化剂,反应形成产物。同样地,如箭头 561 所示第二反应物流流入第二反应物通道 560,然后如箭头 562 和 563 所示分别流过有孔区 531 和 541 进入反应区 535 和 545。在反应区 535 和 545 中,第二反应物接触第一反应物和催化剂,反应形成产物。在反应区 515、525、535 以及 545 中形成的产物可以是相同的或不同的。如果不同,产物可由于组成和 / 或物理性质而彼此不同。如箭头 518、528、538 以及 548 所示,产物分别从反应区 515、525、535 以及 545 流过非孔区 516、526、536 以及 546,从工艺微通道 510、520、530 以及 540 中排出。如箭头 114 所示排出工艺微通道 510、520、530 以及 540 的产物流过产物底管 106 然后从微通道反应器 100 中排出。可采用使用热交换通道 570 和 580 的加热或冷却。当采用加热或冷却时,热交换流体从热交换歧管 108 流过热交换通道 570 和 580,然后返回到热交换歧管 108。如箭头 571 和 572 以及箭头 581 和 582 所示,通过热交换通道 570 和 580 的热交换流体流动的方向分别与通过工艺微通道 510、520、530 以及 540 的第一反应物流呈并流。可选择地,通过热交换通道 570 和 580 的热交换流体流动的方向分别可相对于通过工艺微通道 510、520、530 以及 540 的第一反应物流呈逆流或错流。热交换流体加热或冷却在通道 510、520、530、540、550 以及 560 中的流体。加热或冷却的程度可在通道的长度上变化。加热或冷却可在工艺微通道和 / 或第二反应物通道的一些区域中是可忽略的或不存在的,而在其它区域中是适中的或较高的。本发明的该实施方案的优点在于可使用相同的设备同时形成和估算多种产物。当需要筛分作为可能的的新产物的多种配方时这可以是有利的。

[0139] 在图 11 中说明的重复单元 600 包括工艺微通道 610,第二反应物通道 620 和

630,可以是陶瓷膜形式的有孔区 640 和 650,可以是大孔载体形式的有孔区 660 和 670,以及热交换通道 680。催化剂 616 位于工艺微通道 610 的反应区 615 中。在操作中,如箭头 612 所示第一反应物流过进料流顶管 104 然后进入工艺微通道 610 中。如箭头 622 和 632 所示第二反应物流过进料流顶管 104 然后进入第二反应物流通道 620 和 630 中。第二反应物流中的一个从第二反应物流通道 620 流过有孔区 660,然后通过有孔区 640 进入工艺微通道 610 中。同样地,另一第二反应物流流过有孔区 670,然后通过有孔区 650 进入工艺微通道 610 中。两个第二反应物流可在组分和 / 或性质上相同或不同。例如,第二反应物流中的一个可以是气体形式,另一个可以是液体形式。第一反应物和第二反应物在工艺微通道 610 中混合,接触催化剂 616,反应以形成所需产物。如箭头 614 所示产物排出工艺微通道 610。如箭头 114 所示排出工艺微通道 610 的产物流过产物底管 106 然后从微通道反应器 100 中排出。可使用在热交换通道 680 中的热交换流体加热或冷却反应物和产物流。热交换流体从热交换歧管 108 流过热交换通道 680,然后返回到热交换歧管 108。通过热交换通道 680 的热交换流体流动可相对于在工艺微通道 610 的第一反应物流呈并流、逆流或错流。

[0140] 在一实施方案中,本发明方法可在例如图 32-36 所示的微通道反应器中实施。参见图 32,可使用微通道反应器 900 实施方法,微通道反应器 900 包括微通道反应器芯 902、进料流顶管 904、产物底管 906 以及热交换歧管 908。除了微通道反应器 900A 采用进料流顶管 904A 而非进料流顶管 904 以外,在图 33 中说明的微通道反应器 900A 与在图 32 中说明的微通道反应器 900 相同。进料流顶管 904 和 904A 在设计和操作上相似。这些顶管的设计和在下文中进行详细描述。在微通道反应器 900 和 900A 中的反应器芯 902 可分别包括在图 34-36 中说明的一种或多种重复单元 910、912 和 / 或 914。

[0141] 进料流顶管 904 包括第一反应物区 920,第二反应物区 922 和 924,以及有孔区 923 和 925。有孔区 923 位于第一反应物区 920 和第二反应物区 922 之间。有孔区 925 位于第一反应物区 920 和第二反应物区 924 之间。进料流顶管 904A 被相似地构造,并包括第一反应物区 920A,第二反应物区 922A 和 924A,以及有孔区 923A 和 925A。

[0142] 在操作中,如箭头 930 所示第一反应物流入第一反应物区 920。如箭头 932 和 934 所示第二反应物分别流入第二反应物区 922 和 924。如箭头 933 所示第二反应物从第二反应物区 922 流过有孔区 923 进入第一反应物区 920。如箭头 935 所示第二反应物还从第二反应物区 924 流过有孔区 925 进入第一反应物区 920。在第一反应物区 920 中,第二反应物分散到第一反应物内以形成多相反应混合物。在第一反应区 920 中形成的多相反应混合物具有含形成连续相的第一反应物的连续相和含形成分散相的第二反应物的分散相。分散相可以是分散在连续相中的气泡和 / 或液体液滴的形式。多相反应混物流过反应区 902,反应以形成所需产物。产物流入产物底管 906,如箭头 936 所示从微通道反应器 900 中排出。如箭头 937 所示热交换流体进入热交换歧管 908,循环通过反应器芯 902,返回到热交换歧管 908,如箭头 938 所示排出热交换歧管 908。

[0143] 微通道反应器 900A 的操作与微通道 900 的操作相似。如箭头 930 所示第一反应物流入第一反应物区 920A。如箭头 932 和 934 所示第二反应物分别流入第二反应物区 922A 和 924A。如箭头 933 所示第二反应物从第二反应物区 922A 流过有孔区 923A 进入第一反应物区 920A。如箭头 935 所示第二反应物还从第二反应物区 924A 流过有孔区 925A 进入

第一反应物区 920A。在第一反应物区 920 中,第二反应物分散到第一反应物内以形成多相反应混合物。在第一反应区 920 中形成的多相反应混合物具有含形成连续相的第一反应物的连续相和含形成分散相的第二反应物的分散相。分散相可以是分散在连续相中的气泡和/或液体液滴的形式。多相反应混物流过反应区 902,反应以形成所需产物。产物流入产物底管 906,如箭头 936 所示从微通道反应器 900 中排出。如箭头 937 所示热交换流体进入热交换歧管 908,循环通过反应器芯 902,返回到热交换歧管 908,如箭头 938 所示排出热交换歧管 908。

[0144] 微通道反应器 900 和 900A 可与一个或多个贮存罐、泵、阀门、歧管、微处理器、流动控制装置等结合使用,它们没有在图中示出,但是这对于本领域的技术人员来说是显而易见的。

[0145] 可在反应器芯 902 中使用的重复单元在图 34-36 中说明。参见图 34,重复单元 910 包括工艺微通道 940,热交换通道 942 以及反应区 944。反应区 944 包含催化剂。多相反应混合物从进料流顶管 904 或 904A,如箭头 946 所示进入工艺微通道 940。多相反应混合物在反应区 944 中接触催化剂,反应形成所需产物。如箭头 948 所示产物从反应器 944 流出工艺微通道 940。热交换流体在热交换通道 942 中流动并且与工艺微通道 940 交换热。在热交换通道 942 和工艺微通道 940 之间的热交换可导致工艺微通道 940 的冷却或工艺微通道 940 的加热。热交换流可在热交换通道 942 中流动,其方向相对于工艺微通道 940 中的流体流动呈并流、逆流或错流。

[0146] 除了重复单元 912 包括在工艺微通道中的两个反应区 954 和 955 而非一个反应区以外,在图 35 中说明的重复单元 912 与在图 34 中说明的重复单元 910 相似。重复单元 912 包括工艺微通道 950 和热交换通道 952。可在反应区 954 和 955 中使用的催化剂可以是相同的,或其可以是不同的。例如,第一反应可在反应区 954 中进行,不同的反应可在反应区 955 中进行。在操作中,如箭头 956 所示多相反应混合物从进料流顶管 904 或 904A 流入工艺微通道 950 中。多相反应混物流过反应区 954,反应以形成中间产物。然后如箭头 952 所示,中间产物流入反应区 955。最终产物在反应区 955 中形成,然后如箭头 958 所示排出重复单元 912。产物从重复单元 912 流至并且通过底管 906,然后如箭头 936 所示从微通道反应器 900 或 900A 中排出。

[0147] 除了重复单元 914 包括两个工艺微通道 960 和 960A 而非一个工艺微通道以外,在图 36 中说明的重复单元 914 与在图 34 中说明的重复单元 910 相似。重复单元 914 包括工艺微通道 960 和 960A 以及热交换通道 962。工艺微通道 960 和 960A 分别包括反应区 964 和 964A。在操作中,如箭头 966 和 966A 所示,多相反应混合物分别从进料流顶管 904 或 904A 流入工艺微通道 960 和 960A 中。多相反应混物流过反应区 964 和 964A,反应以形成所需产物。如箭头 968 和 968A 所示产物排出重复单元 914。产物从重复单元 914 流至并且通过产物底管 906,然后如箭头 936 所示从微通道反应器 900 或 900A 中排出。

[0148] 在一实施方案中,本发明方法可在如图 37-38 所示的微通道反应器中实施。参见图 37,可使用重复单元 970 实施方法,重复单元 970 包括工艺微通道 972 和 972A 以及热交换通道 976 和 976A。重复单元 970 还包括入口歧管 971,入口歧管 971 包括第一反应物区 975 和 975A 以及第二反应物区 977。有孔区 974 和 974A 分别位于第二反应物区 977 与第一反应物区 975 和 975A 之间。重复单元 970 还包括产物底管 978 和 978A,以及可选择的气

体分离底管 979。在操作中,如箭头 980 和 980A 所示,第一反应物流入第一反应物区 975 和 975A。如箭头 981 所示第二反应物流入第二反应物区 977,然后从该处分别通过有孔区 974 和 974A 进入第一反应物区 975 和 975A。多相反应混合物在第一反应物区 975 和 975A 中形成。多相反应混合物包含连续相形式的第一反应物和分散相形式的第二反应物。分散相可以是气泡和 / 或液体液滴的形式。多相反应混合物流入反应区 973 和 973A,反应以形成所需产物,流至并且通过产物底管 978 和 978A,然后如箭头 982 和 982A 所示从微通道重复单元 970 中排出。可选择地,气体可从产物中分离。如箭头 983 所示分离的气体可通过气体分离底管 979 排出微通道重复单元 970。在反应区 973 和 973A 下游的位于工艺微通道 972 和 972A 内的表面特性可用于促进气体从液体中分离。可使用的表面特性在下文中进行详细论述。在一实施方案中,在工艺微通道内的分离区可采用孔喉或毛细管结构的形式,在该处液体润湿和填充小孔或结构以致毛细力将液体保持在孔或结构中。液体的毛细力可超过气体的突破压力,以致气体不能拉入孔或结构中。可使用的孔喉结构的例子在于 2005 年 7 月 8 日提交的美国临时专利申请第 11/177,941 号中公开,通过引用被并入此处。

[0149] 在一实施方案中,气体分离区可位于工艺微通道内的内部点,以致另一第二反应物可在气体分离区的下游加入以使第二反应发生。分离的气体可从反应器中除去或可选择地重新加压和循环返回到进料流。

[0150] 图 38 说明微通道反应器 990,微通道反应器 990 可用于封装图 37 说明的一个或多个微通道重复单元 970。对于微通道反应器 990,如箭头 991 所示第一反应物进入微通道反应器,如箭头 992 所示第二反应物进入微通道反应器。如箭头 993 所示产物排出微通道反应器 990。如箭头 994 所示热交换流体流入微通道反应器 990,如箭头 995 所示热交换流体排出微通道反应器 990。

[0151] 虽然,仅一个重复单元 (200、200A、200B、200C、300、300A、400、500、600、910、912、914 或 970) 在图 3-11 和图 34-37 中被说明,但是实际上对可在微通道反应器芯 102 或 902 或微通道反应器 990 中使用的重复单元的数量没有上限。例如,可使用一、二、三、四、五、六、八、十、二十、五十、一百、几百、一千、几千、一万、几万、十万、几十万、几百万个等的重复单元。在一实施方案中,各重复单元可被歧管化。可通过将大管道、管道或导管连接到各重复单元来实现歧管化。可选择地,许多重复单元可通过在各单元之间产生相对相等的压降线路对含有重复单元的微通道反应器内的多个重复单元进行内部歧管化。在一实施方案中,压降可在各重复单元之间不相等;在该实施方案中某些流动分布不均可不影响产物质量。在一实施方案中,使用本发明方法可接受达到约 50% 的流动分布不均。重复单元可并列或层层叠加排列。重复单元可定向为垂直、水平、或与水平倾斜成角度。

[0152] 虽然第二反应物流通道 (240、340、470、470a、550、560、620、630) 和分段加入的液体催化剂通道 (360) 可具有不作为微通道特征的较大尺寸,但是它们可以是微通道。工艺微通道 (210、310、410、510、520、530、540、610、940、950、960、960A、972、972A)、第二反应物流通道 (240、340、470、470a、550、560、620、630) 和分段加入的液体催化剂通道 (360) 可具有至少一个高度或宽度达到约 10mm 的内部尺寸,在一实施方案中从约 0.05mm 至 10mm,在一实施方案中从约 0.05mm 至 5mm,在一实施方案中从约 0.05mm 至 2mm,在一实施方案中从约 0.05mm 至 1.5mm,在一实施方案中从约 0.05mm 至 1mm,在一实施方案中从约 0.05mm 至 0.5mm。高度或宽度可在约 0.15mm 至约 10mm 的范围内,在一实施方案中从约 0.2mm 至 10mm,

在一实施方案中从约 0.3mm 至 10mm。高度或宽度可在约 0.2mm 至约 5mm 的范围内,在一实施方案中从约 0.2mm 至 3mm,在一实施方案中从约 0.3mm 至 2mm。高度或宽度的其它内部尺寸可以是任意值,例如其可在约 100cm 和约 100cm 以下范围内,在一实施方案中从约 0.01cm 至约 100cm,在一实施方案中从约 0.1cm 至约 100cm,在一实施方案中从约 0.1cm 至约 75cm,在一实施方案中从约 0.1cm 至约 50cm,在一实施方案中从约 0.2cm 至约 25cm。虽然如图所建议的第二反应物流通道和分段加入的液体催化剂通道的长度可小于紧邻的工艺微通道的长度,但是工艺微通道、第二反应物流通道以及分段加入的液体催化剂通道的长度可以是任意值。每一个这些通道的长度可在 10m 和约 10m 以下范围内,在一实施方案中从约 1cm 至约 10m,在一实施方案中从约 1cm 至约 5m,在一实施方案中从约 1cm 至约 2.5m,在一实施方案中从约 1cm 至约 1m,在一实施方案中从约 2cm 至约 50cm,在一实施方案中从约 2cm 至约 25cm。

[0153] 在一实施方案中,在工艺微通道 (210、310、410、510、520、530、540、610、940、950、960、960A、972、972A) 内的流动和 / 或混合可通过在工艺微通道的一个、两个或多个内壁上形成表面特性的使用而增强。这些表面特性可以是在一个或多个内壁中凹部和 / 或从一个或多个内壁凸起的形式。这些表面特性可相对于流体流过工艺微通道的方向成角度定向。表面特性可相对于流动方向从约 1° 至约 89° 成角度排列,在一实施方案中从约 30° 至约 75° 。定向的角度可以是斜角。成角度的表面特性可朝着或逆着流动方向排列。当其它反应物可在表面特性上流动时,与表面特性接触的反应物的流动可迫使一种或多种反应物进入表面特性的凹部。表面特性内的流动可与表面特性一致并且与微通道内的总体流动的方向成角度。当反应物离开表面特性时,它们可在 x、y、z 坐标系的 x 和 y 方向上施加动量,其中总体流动在 z 方向上。这可导致反应物的流动的搅动或旋转。该模式有助于混合两相流动,因为被赋予的速度梯度可产生使其中一个相分解成小的并且充分分散的气泡或颗粒的流体剪切力。

[0154] 在一实施方案中,可串联地设置工艺微通道内的两个或多个表面特性区域,从而使用第一表面特性区域、随后使用应用不同流型的至少一个第二表面特性区域来完成反应物的混合并且反应以形成产物。第二流型可用于将一种或多种未反应物或产物从反应混合物中分离。第二表面特性区域可用于帮助气体或液体回收。这可有助于气体 - 液体反应,其中气体可被引入液体中以形成流过第一表面特性区域并且进行反应的反应混合物,随后流过第二表面特性区域,在第二表面特性区域产物和 / 或一种或多种未反应的反应物从反应混合物中分离。在一实施方案中,第二表面特性区域可位于工艺微通道的内部,另一第二反应物可在第二表面特性区域下游与多相反应混合物结合;另一反应可在第二表面特性区域下游的工艺微通道内进行。在第二表面特性区域中,可使用产生驱使液体朝向工艺微通道的内壁同时气体保留在流体芯中的离心力的流型。可在流体中产生强中心涡的流表面特性的一个模式可包括在工艺微通道顶部或底部上的一对成角度的槽。该表面特性的模式可用于产生中心涡流的流型。

[0155] 在一实施方案中,可使用沿工艺微通道壁流动的液体催化剂。催化剂的流动可与在工艺微通道中的反应物的流动呈并流或逆流。在工艺微通道的内壁中的表面特性可用于具有催化剂的工艺微通道壁的增湿。

[0156] 在一实施方案中,流化床形式的固体颗粒可位于工艺微通道中,工艺微通道可包

括在其一个或多个内壁之中和 / 或之上形成的表面特性, 所述表面特性用于调整在工艺微通道内的反应物和 / 或产物的流动。

[0157] 工艺微通道 (210、310、410、510、520、530、540、610、940、950、960、960A、972、972A), 第二反应物流通道 (240、340、470、470a、550、560、620、630) 和 / 或分段加入的液体催化剂通道 (360) 的一个或多个内壁可包含用于调整在通道内的流动和 / 或混合的表面特性。这些表面特性的例子在图 27-31 中说明。表面特性可包括在在彼此之上堆叠或以三维模式缠绕的两层或更多层。在各分开层中的模式可以是相同或不同的。流动可在各层中或仅在一层中旋转或平流。可不毗邻于通道的总体流动路径的子层可用于产生另外的表面区域。例如, 这些可用于沉积催化剂。流动可在表面特性的第一水平面中旋转并且以分子状态扩散到第二或更多子层内以促进反应。三维表面特性可通过金属铸件或其它方法制成, 在三维表面特性处改变的模式可被分成不连续的平面好像一层在另一层上叠加。可设置三维表面特性毗邻于在微通道内的总体流动路径, 在该处表面特性具有不同的深度、形状和 / 或位置并伴有具有不同深度、形状和 / 或位置的子特性。对于需要额外表面积以用于催化剂沉积或用于分离步骤的化学反应, 表面特性是有利的。

[0158] 图 28 示意说明三维表面特性结构的俯视图。三维表面特性结构的后视图的例子在图 29 中说明, 其中, 凹入的 V 形设置在毗邻于微通道的总体流动路径的界面。在 V 形之下是与毗邻于总体流动通道的表面特性连接的一系列的三维结构, 但所述三维结构由不同形状、深度以及位置的结构制成。它进一步的优点是提供子层通路, 所述子层通路没有正好落入与微通道内总体流动路径毗邻的开放的表面特性之下, 而是连接通过一个或多个弯曲的二维或三维通路。该方法可以有利于在微通道中产生适宜的停留时间分布, 在该处可需要具有更宽与更窄的停留时间分布。

[0159] 图 30 是三维表面特性的正视图, 在该处凹入的 V 形邻接微通道内的总体流动路径并且具有以不同深度和位置位于其后面的不同形状的另外的表面特性。

[0160] 表面特性的长度和宽度可以与微通道的长度和宽度以同样的方式来定义。深度可以是表面特性陷入或在微通道表面上凸起的距离。表面特性的深度可以与迭加结合的微通道装置的堆叠方向相一致, 所述微通道装置具有在片表面之内或之上形成的表面特性。用于表面特性的这些尺寸可指表面特性的最大尺寸; 例如圆形凹槽的深度可指最大深度, 即在凹槽底部的深度。

[0161] 表面特性可具有小于约 2mm 的深度, 在一实施方案中小于约 1mm 的深度, 在一实施方案中在约 0.01mm 至约 2mm 的范围内, 在一实施方案中在约 0.01mm 至约 1mm 的范围内, 在一实施方案中在约 0.01mm 至约 0.5mm 的范围内。表面特性的宽度可足以几乎横跨微通道宽度 (如人字形设计所示), 但在在一实施方案中 (例如填充特性) 可横跨微通道宽度的约 60% 或更低, 在一实施方案中约 50% 或更低, 在一实施方案中约 40% 或更低, 在一实施方案中从约 0.1% 至约 60%, 在一实施方案中从约 0.1% 至约 50%, 在一实施方案中从约 0.1% 至约 40%。表面特性的宽度可在约 0.05mm 至约 100cm 的范围内, 在一实施方案中在约 0.5mm 至约 5cm 的范围内, 在一实施方案中在约 1cm 至约 2cm 的范围内。

[0162] 多表面特性或表面特性的区域可包括在微通道内, 包括在一个或多个微通道壁内在不同深度凹进的表面。凹部之间间距可在约 0.01mm 至约 10mm 的范围内, 在一实施方案中在约 0.1mm 至约 1mm 的范围内。表面特性可存在于遍及微通道的整个长度或在位于微通

道的一部分或区域中。具有表面特性的部分或区域可以是间断的以便在调整区中促进所需的反应或单元操作（例如分离、加热、冷却等）。例如，1 英寸区的微通道可具有紧密隔开的表面特性排列，接着是 4 英寸的没有表面特性的平坦通道，接着是 2 英寸区的松散隔开的表面特性。术语“松散隔开的表面特性”可用于是指具有特征在于间隔约 5 倍于表面特性宽度的间距或特性的表面特性。

[0163] 在一实施方案中，表面特性可位于基本沿微通道的整个轴向长度上延伸的一个或多个表面特性区中。在一实施方案中微通道可在其轴向长度的约 50% 或更低上具有表面特性，在一实施方案中在其轴向长度约 20% 或更低的上。在一实施方案中表面特性可在微通道的轴向长度约 10% 至约 100% 上延伸，在一实施方案中从约 20% 至约 90%，在一实施方案中从约 30% 至约 80%，在一实施方案中从约 40% 至约 60%。

[0164] 图 27 和图 31 显示若干个可用于表面特性的不同模式。这些模式不用来限制本发明，仅用来说明多种可能性。由于模式具有任意的表面特性，其可用于工艺微通道的不同的轴向或横向区。

[0165] 孔 (252, 352, 372, 444, 444a, 513, 523, 533, 543) 可具有足够的尺寸以使第二反应物流过有孔区。这些孔可被称作微孔。包含上述孔的有孔区 (250, 350, 370, 440, 440a, 511, 521, 531, 541, 640, 650, 660, 670, 923, 925, 923A, 925A, 974, 974A) 可具有在约 0.01mm 至约 50mm 的范围内的厚度，在一实施方案中在约 0.05mm 至约 10mm 的范围，以及在一实施方案中在约 0.1mm 至约 2mm 的范围。这些孔可具有在约 250 μm 和约 250 μm 以下范围的平均直径，在一实施方案中达到约 100 μm ，在一实施方案中达到约 50 μm ，在一实施方案中在约 0.001 μm 至约 50 μm 的范围，在一实施方案中在约 0.05 μm 至约 50 μm 的范围，以及在一实施方案中在约 0.1 μm 至约 50 μm 的范围。在一实施方案中，这些孔可具有在约 0.5 纳米 (nm) 至约 10nm 的范围内的平均直径，在一实施方案中在约 1nm 至约 10nm 的范围，在一实施方案中在约 5nm 至约 10nm 的范围。在有孔区中的孔数量可在每平方厘米约 1 个至约 5×10^8 个孔的范围，在一实施方案中在每平方厘米约 1 个至 1×10^6 个孔的范围。这些孔可以或不彼此隔离。部分或所有这些孔可与在有孔区内的其它孔呈流体连通；即流体可从一个孔流到另一个孔。有孔区 (250, 350, 370, 440, 440a, 511, 521, 531, 541, 640, 650, 660, 670) 的厚度与沿着流体流过工艺微通道 (210, 310, 410, 510, 520, 530, 540, 610) 的流动路径的有孔区的长度之比可在约 0.001 至约 1 的范围，在一实施方案中在约 0.01 至约 1 的范围，在一实施方案中在约 0.03 至约 1 的范围，在一实施方案中在约 0.05 至约 1 的范围，在一实施方案中在约 0.08 至约 1 的范围，在一实施方案中在约 0.1 至约 1 的范围。

[0166] 在一实施方案中，有孔区 (250, 350, 370, 440, 440a, 511, 521, 531, 541, 640, 650, 660, 670) 可包括形成每一个工艺微通道 (210, 310, 410, 510, 520, 530, 540, 610) 的一个或多个内壁的一部分的内部。表面特性片可覆盖在有孔区的所述内部上面。表面特性可在表面特性片之中和 / 或之上形成。第二反应物可流过有孔区和表面特性片进入工艺微通道。第二反应物的一部分可从表面特性片的表面处脱离，同时第二反应物的一部分可在表面特性片的表面特性内流动。表面特性片可包含具有相对于总流程的较小宽度或跨度的成角度的表面特性。表面特性片可为有孔区提供机械支撑。表面特性可给第二反应物赋予漩涡流型。漩涡流型可给流过有孔区的第二反应物流赋予剪切力，因而减小总体流动路径中的第

二反应物气泡或液滴的尺寸。

[0167] 有孔区 (250, 350, 370, 440, 440a, 511, 521, 531, 541, 640, 650, 660, 670, 923, 925, 923A, 925A, 974, 974A) 可由提供足够的强度和尺寸稳定性以允许本发明方法操作的任何材料构成。这些材料包括: 钢 (例如, 不锈钢、碳钢等); 蒙乃尔合金; 因科镍合金; 铝; 钛; 镍; 铂; 铑; 铜; 铬; 黄铜; 任意上述金属的合金; 聚合物 (例如, 热固性树脂); 陶瓷; 玻璃; 包括一种或多种聚合物 (例如, 热固性树脂) 和玻璃纤维的复合物; 石英; 硅; 微多孔的碳, 其包括碳纳米管或碳分子筛; 沸石; 或其中的两种或多种的结合物。这些孔可使用已知的技术形成, 如激光钻孔、微电子机械加工系统 (MEMS)、光刻电沉积和制模 (LIGA)、电火花、光化学机械加工 (PCM)、电化学机械加工 (ECM)、电化学蚀刻等。可使用用于制造结构塑料如挤压技术, 或制造膜如阵列碳纳米管 (CNT) 膜技术形成这些孔。可使用如烧结或压缩金属粉末或颗粒以形成弯曲相互连通的毛细管通道的技术和膜制造的技术来形成这些孔。通过使用在孔的内侧壁之上涂覆涂层以部分填充孔的任意的的方法可减少所述孔的尺寸。这些选择性的涂层也可在多孔体的外部形成使毗邻的孔径最小化的薄层。最小的平均孔开口可在约 1 纳米至约几百微米的范围内, 这取决于乳液所需的液滴尺寸。这些孔可通过热处理以及通过在孔的内侧壁上形成氧化层或涂层的方法来减小尺寸。这些技术可用于部分地堵塞这些孔以减小用于流动的开口尺寸。图 12 和图 13 表示热处理之前或之后的不锈钢多孔基片在相同的放大率和相同的位置下的 SEM 表面结构的比较。图 12 表示在热处理前的表面, 图 13 表示在热处理后的表面。在热处理后多孔材料的表面具有相当小的间隙和开口尺寸。开口之间的平均距离相应增加。

[0168] 有孔区 (250, 350, 370, 440, 440a, 511, 521, 531, 541, 640, 650, 660, 670, 923, 925, 923A, 925A, 974, 974A) 可由金属或非金属多孔材料制成, 该金属或非金属材料具有相互连通的通道或孔径尺寸在约 $0.01 \mu\text{m}$ 至约 $200 \mu\text{m}$ 的范围内的微孔。这些微孔可起到孔 (252, 352, 372, 444, 44a, 513, 523, 533, 543) 的作用。孔材料可由粉末或颗粒制成, 以便平均孔间距离等于平均孔径。当使用非常小的孔径时, 孔间距离也可非常小并且液滴在工艺微通道 (210, 310, 410, 510, 520, 530, 540, 610) 一侧的表面上融合以形成不需要的较大液滴。可在约 300°C 至约 1000°C 的高温下通过氧化约 1 小时至约 20 天的持续时间修整多孔材料, 或通过在微孔的表面上或微孔的内部涂覆另一材料的薄层阻塞较小的微孔、减小较大微孔的孔径以及导致孔间距离增大而修整多孔材料, 例如通过溶胶涂覆铝或使用化学汽相淀积镍。同样地, 液滴的融合可被降低或消除, 并且可允许较小液滴的形成。修整的基片或有孔区的 SEM 图在图 14 中示出。

[0169] 用作有孔区 (250, 350, 370, 440, 440a, 511, 521, 531, 541, 640, 650, 660, 670, 923, 925, 923A, 925A, 974, 974A) 的基片的制作会成问题, 所述有孔区具有足够小的微型比例孔或微孔 (252, 252, 272, 444, 444a, 513, 523, 533, 543) 以提供具有小于约 $1 \mu\text{m}$ 的液滴尺寸的多相混合物。原因之一基于的事实是, 高的表面粗糙度会与未处理的正常孔材料例如通过压缩和 / 或烧结的粉末 / 颗粒制成的金属多孔基片一起出现。在给出的标称孔尺寸低于一确定值时, 这些金属多孔基片在表面区域通常不具有所需的孔尺寸。在该批多孔性材料可具有特定的标称孔尺寸的同时, 表面区域经常以较大尺寸的孔和洞的融和为特征。可通过修整这些基片以在表面区域中提供所需的孔尺寸和孔间距离来克服该问题。可通过从多孔基片中除去表面层并且加入具有较小开口的光滑新表面来实施。用这些经修整的基片形成

的在反应混合物中的液滴尺寸可以被降低而无需增加基片横截面的压降。由于多孔表面的直接磨光或加工可导致表面结构的污点和孔的堵塞,可使用液体填充物填充多孔结构,随后固化和机械磨光/抛光。然后,除去填充剂以重新获得该材料的多孔结构。填充剂可以是具有低熔点的金属,如锌或锡,或者是聚合物如环氧树脂的前体。液体填充和除去步骤可借助于使用真空。可使用磨床和磨光粉来实现磨光/抛光。金属填充剂的除去可通过熔化和真空吸引器,或通过酸蚀刻来实现。环氧树脂或其它聚合物可通过溶剂溶解或空气中烧尽来除去。

[0170] 参见图 15- 图 18, 在一实施方案中, 有孔区 (250, 350, 370, 440, 440a, 511, 521, 531, 541, 640, 650, 660, 670, 923, 925, 923A, 925A, 974, 974A) 可由包含较小孔 702 的较薄片 700 和包含较大孔 712 的较厚片或板 710 构成。孔 712 可与孔 702 排成直线或与孔 702 连接。较薄片 700 覆盖并且结合到较厚片或板 710, 较薄片 700 面对工艺微通道 (210, 310, 410, 510, 520, 530, 540, 610) 的内部, 较厚片 710 面对第二反应物流通道 (240, 340, 470, 470a, 550, 560, 620, 630) 或分段加入的液体催化剂通道 (360) 的内部。可使用任何适合的过程 (例如扩散结合) 将较薄片 700 结合到较厚片 710 以提供具有增强的机械强度的复合结构 720。较薄片 700 可具有在约 0.001mm 至约 0.5mm 的范围内的厚度, 在一实施方案中在约 0.05mm 至约 0.2mm 的范围内的厚度。较小孔 702 可具有任何形状, 例如圆形、三角形或矩形。较小孔 702 可具有在约 0.05 μm 至约 50 μm 的范围内的平均直径, 在一实施方案中在约 0.05 μm 至约 20 μm 的范围内的厚度。较厚片或板 710 可具有在约 0.1mm 至约 5mm 的范围内的厚度, 在一实施方案中在约 0.1mm 至约 2mm 的范围内的厚度。较大孔 712 可具有任何形状, 例如圆形、三角形或矩形。较大孔 712 可具有在约 0.1 μm 至约 4000 μm 的范围内的平均直径, 在一实施方案中在约 1 μm 至约 2000 μm 的范围内的厚度, 以及在一实施方案中在约 10 μm 至约 1000 μm 的范围内的厚度。在片 700 中的孔 702 的总数和在较厚片或板 710 中的孔 712 的总数可在每平方厘米约 1 个至 10000 个孔的范围内, 在一实施方案中在每平方厘米约 1 个至 1000 个孔的范围内。片 700 和片或板 710 可由用于构成有孔区 (250, 350, 370, 440, 440a, 511, 521, 531, 541, 640, 650, 660, 670, 923, 925, 923A, 925A, 974, 974A) 的上述任何材料构成。孔 702 和 712 可排成直线或连接, 用这样的方式流过有孔区 (250, 350, 370, 440, 440a, 511, 521, 531, 541, 640, 650, 660, 670, 923, 925, 923A, 925A, 974, 974A) 的液体起初流过孔 712 然后流过孔 702。与在孔中的通路的深度等于孔 702 和 712 的结合深度的情况下出现的压降相比, 用于液体流过较小孔 702 的较短的通路使流体能够以较低的压降流过孔 702。

[0171] 在图 18 中说明的实施方案中, 除了提供覆盖孔 712 的较薄片 700 的凸起部分 704 外, 复合结构 720a 具有与图 17 所说明的相同设计。凸起部分 704 在毗邻的通道中提供增强的局部剪切力。第二反应物或液体催化剂以如箭头 723 所示的方向流过孔 712 和 702。在图 18 中的方向箭头 722 显示在毗邻于孔 702 的工艺微通道中的第一反应物的流动。较高的局部剪切力导致流体流过孔 702 的较小的液滴尺寸。

[0172] 在图 19 中说明的实施方案中, 表面涂层 730 沉积在片或板 732 的表面上和沉积在孔 736 的内侧壁 734 上。该涂层提供减小孔 (252, 352, 372, 444, 444a, 513, 523, 533, 543) 的直径的便利方法。用于形成涂层 730 的涂料可以是铝、镍、金或聚合材料 (例如特氟隆)。可使用包括化学汽相沉积、金属溅射、金属电镀、烧结、溶胶涂覆等已知技术将涂层 730 涂覆于片或板 732。可通过控制涂层 730 的厚度来控制孔的直径。

[0173] 在一实施方案中,有孔区(250,350,370,440,440a,511,521,531,541,640,650,660,670,923,925,923A,925A,974,974A)可由非对称的多孔材料形成,例如具有多层烧结颗粒的多孔材料。层的数量可以是两层、三层或更多层。这些多层基片的优点在于它们提供增强的耐久性和粘附性。例子包括在一侧上具有较大微孔并且在另一侧具有较小微孔的烧结陶瓷。较小孔可具有在约 2nm 至约 10nm 的范围内的直径。较小孔可位于多层基片的较薄层中。较薄层可具有在约 1 μm 至约 10 μm 的范围内的厚度。具有较小孔的侧面可面对工艺微通道(210,310,410,510,520,530,540,610)的内部放置以利用较高的剪切力除去刚形成的反应物和/或液体催化剂的较小的液滴。

[0174] 在本发明方法的过程中,第二反应物可流过有孔区(250,350,370,440,440a,511,521,531,541,640,650,660,670)进入工艺微通道(210,310,410,510,520,530,540,610)。在一实施方案中有孔区沿微通道的轴向长度的至少约 5% 延伸,在一实施方案中有孔区沿工艺微通道的轴向长度的至少约 20% 延伸,在一实施方案中有孔区沿工艺微通道的轴向长度的至少约 35% 延伸,在一实施方案中有孔区沿工艺微通道的轴向长度的至少约 50% 延伸,在一实施方案中有孔区沿工艺微通道的轴向长度的至少约 65% 延伸,在一实施方案中有孔区沿工艺微通道的轴向长度的至少约 80% 延伸,在一实施方案中有孔区沿工艺微通道的轴向长度的至少约 95% 延伸,在一实施方案中有孔区沿工艺微通道的轴向长度的约 5% 至约 100% 延伸,在一实施方案中有孔区沿工艺微通道的轴向长度的约 10% 至约 95% 延伸,在一实施方案中有孔区沿工艺微通道的轴向长度的约 25% 至约 75% 延伸,在一实施方案中有孔区沿工艺微通道的轴向长度的约 40% 至约 60% 延伸。在工艺微通道中第二反应物可形成分散在第一反应物中的气泡和/或液滴。第二反应物可以是非连续相的形式。第一反应物可以是连续相的形式。气泡和/或液滴可以是较小的并且在尺寸上是均匀的。这些气泡和/或液滴在第二反应物和第一反应物之间提供较高的界面面积。在至少一个实施方案中,较高的界面面积提供在反应物之间的增强速率。

[0175] 在一实施方案中,如图 8 所示,液体催化剂可从分段加入的液体催化剂通道 360 流过有孔区 370 进入工艺微通道 310 内。液体催化剂可以液滴分散在第一反应物和第二反应物的混合物中。这些液滴可具有是较小的和均匀的尺寸。这在催化剂与第一反应物和第二反应物之一或两者之间提供较高的界面面积。在至少一个实施方案中,较高的界面面积在第一反应物和第二反应物之间提供较高反应速率。

[0176] 在第二反应物与第一反应物混合的图 26 中图示了在本发明方法的过程中气泡或液滴的形成。该说明也可应用于如上述讨论的液体催化剂与第一反应物和第二反应物的混合物的混合。参见图 26,第二反应物以气泡或液滴 850 的形式从有孔区 853 中的孔 852 出现并且流入工艺微通道 854 内,在工艺微通道 854 内气泡或液滴分散在第一反应物 856 中。在与孔 852 内的气体或液体主干 858 相连时,气泡或液滴可在尺寸上生长,生长到例如孔尺寸的约 10 倍或更大。最后,在气体或液体主干 858 的基部的剪切力将气泡或液滴从孔 852 中分开并且气泡或液滴分散在第一反应物 856 中。在一实施方案中,可不需要通过孔 852 的较高的压降或通过毗邻于有孔区 853 的第二反应物流通道的相应的较高的第二反应物流流速以获得在第一反应物中的第二反应物的分散。低压降或低流速可导致较小的气泡或液滴,由于流过有孔区的第二反应物的低惯性可在气泡或液滴从孔中分开之前降低气泡或液滴的生长。

[0177] 第二反应物的气泡或液滴或液体催化剂的液滴可具有在约 200 微米或约 200 微米以下范围内的基于体积的平均直径,在一实施方案中从约 0.01 微米至约 200 微米,在一实施方案中从约 0.01 微米至约 100 微米,在一实施方案中从约 0.01 微米至约 50 微米,在一实施方案中从约 0.01 微米至约 25 微米,在一实施方案中从约 0.01 微米至约 10 微米,在一实施方案中从约 0.01 微米至约 5 微米,在一实施方案中从约 0.01 微米至约 2 微米,在一实施方案中从约 0.01 微米至约 1 微米,在一实施方案中从约 0.01 微米至约 0.5 微米,在一实施方案中从约 0.01 微米至约 0.2 微米,在一实施方案中从约 0.01 微米至约 0.1 微米,在一实施方案中从约 0.01 微米至约 0.08 微米,在一实施方案中从约 0.01 微米至约 0.05 微米,在一实施方案中从约 0.01 微米至约 0.03 微米。本发明的方法的优点在于至少在一个实施方案中气泡或液滴可以具有较窄分布的平均直径为特征。

[0178] “相对跨度”经常被称为“跨度”。它是由体积分布计算出的无因次参数。同体积中值气泡或液滴尺寸 (VMD) 一样, $D[v, 0.1]$ 和 $D[v, 0.9]$ 是代表位点上的直径,在所述位点分散的气泡或液滴的体积的 10% 和 90% 在较小直径的气泡或液滴之内。跨度可被定义为 $D[v, 0.9]$ 减去 $D[v, 0.1]$ 的差值再除以 VMD ($D[v, 0.5]$)。在一实施方案中,在由本发明方法制成的多相混合物中第二反应物和 / 或液体催化剂的气泡或液滴的跨度可在约 1.3 至约 5 的范围内,在一实施方案中在约 1.8 至约 2.5 的范围内。在一实施方案中,本发明的方法可以在单工艺微通道中实施,并且跨度可在约 1.3 至约 2.5 的范围内。在一实施方案中,本发明的方法可在采用多工艺微通道的扩大规模的工艺中实施,并且跨度可在约 1.3 至约 5 的范围内。

[0179] 在一实施方案中,在本发明方法制造多相反应混合物过程中第二反应物和 / 或液体催化剂的气泡或液滴的基于体积的平均直径可在约 0.1 微米至约 100 微米的范围内,并且跨度可在约 1 至约 10 的范围内。在一实施方案中,基于体积的平均直径可在约 1 微米至约 10 微米的范围内,并且跨度可在约 1.8 至约 2.5 的范围内。在一实施方案中,气泡或液滴可具有在约 1 微米至约 25 微米的范围内的基于体积的平均直径,及在约 1.9 至约 2.5 的范围内的跨度。

[0180] 至少在一个实施方案中,本发明方法的优点在于无论该方法是打算用于实验室或中试工厂规模或全能力生产规模,工艺微通道、第二反应物流通道和热交换通道之间的间隙可以是相同的。所以,无论微通道混合器是以实验室或中试工厂规模或全能力生产规模建设,使用本发明的方法通过微通道反应器产生的多相反应混合物中第二反应物的粒径分布可基本上是相同的。

[0181] 在速度 u 的方向上作用在液体控制元件 (以离散的形式) 的剪切力或压力可通过公式 $F_x = \mu u * du/dy$ 来计算,其中 μ 是速度, du/dy 是用于液体垂直到有孔区的速度梯度。但是,由于在液体的位置中 (由控制元件代表) 速度通常具有三个分量,剪切力也具有三个分量。对于在表面和其附近的通道流动,可作出一维的假定, F_x 可近似于在液体的元件表面的净剪切力。使用计算的流体动力学,包括商业软件包如 Fluent 或 FEMLAB,可用于解出所需的输运方程以便可计算出表面剪切力。可沿平行于流动的方向的通道长度计算表面剪切力或压力。也可在平行通道之间计算剪切力或压力,在该处将流动分布效果包括进来以确定进入各平行通道的作为复杂的通道和歧管几何学函数的质量通量。另外的计算方法例如可在 "Fundamentals of FluidMechanics (流体机械基础)" 3rd Ed., B. R. Munson,

D. F. Young 和 T. H. Okiishi, John Wiley & Son, Inc., Weinheim, 1998 中得知。

[0182] 在一实施方案中,使用单工艺微通道的方法的剪切力偏差因子(SFDF)可在涉及多工艺微通道的扩大规模方法的 SFDF 的约 50%之内。可使用公式:

$$[0183] \quad SFDF = (F_{\max} - F_{\min}) / (F_{\text{mean}})$$

[0184] 计算 SFDF,其中: F_{\max} 是针对具体液体的工艺微通道中的最大剪切力; F_{\min} 是针对所述液体的工艺微通道中的最小剪切力; F_{mean} 是针对在工艺微通道内的有孔区(250,350,370,440,440a,511,521,531,541,640,650,660,670)的表面的液体的算术平均剪切力。在单独工艺微通道内,根据本发明的方法操作,SFDF可小于约2,在一实施方案中小于约1,在一实施方案中小于约0.5,在一实施方案中小于约0.2。

[0185] 在一实施方案中,本发明的方法可在使用多工艺微通道时提供较均匀的剪切力。为了测定多工艺微通道之间的剪切力的均匀性,计算各通道的平均剪切力并比较。 F_{\max} 是平均通道剪切力的最大值, F_{\min} 是平均剪切力的最小值。 F_{mean} 是所有通道的平均剪切力的平均值。可由这些值计算 SFDF。在多工艺微通道之中,至少使用本发明方法的一个实施方案,SFDF可小于约2,在一实施方案中小于约1,在一实施方案中小于约0.5,在一实施方案中小于约0.2。

[0186] 热源和/或冷源可用于冷却、加热、或冷却和加热。热源和/或冷源可包括一个或多个热交换通道。热源可包括一个或多个非流体加热元件,例如一个或多个电加热元件或电阻加热器。冷源可包括一个或多个非流体冷却元件。这些可毗邻于工艺微通道和/或第二反应物流通道。在一实施方案中,热源和/或冷源可不接触或不毗邻于工艺微通道和/或第二反应物流通道,而是可远离工艺微通道和/或第二反应物流通道中的一个或两个,但充分地靠近工艺微通道和/或第二反应物流通道以在热源和/或冷源与工艺微通道和/或第二反应物流通道之间传热。非流体加热和/或非流体冷却元件可用于形成工艺微通道(210,310,410,510,520,530,540,610,940,950,960,960A,972,972A)和/或第二反应物流通道(240,340,470,470a,550,560,620,630)的一个或多个壁。非流体加热和/或非流体冷却元件可构建入工艺微通道和/或第二反应物流通道的一个或多个壁中。非流体加热和/或非流体冷却元件可以是嵌入到工艺微通道和/或第二反应物流通道的壁中的薄片、棒、金属丝、盘或其它形状的结构。非流体加热和/或冷却元件可以是附着于工艺微通道壁和/或第二反应物流通道壁的金属薄片或金属丝形式。可使用帕尔帖(Peltier)型热电冷却和/或加热元件实现冷却和/或加热。可沿工艺微通道和/或第二反应物流通道的长度使用多个加热和/或冷却区。同样地,可沿工艺微通道、第二反应物流通道的长度使用一个或多个热交换通道中的不同温度下的热交换流体。热源和/或冷源可用于在工艺微通道和/或第二反应物流通道内提供精确的温度控制。

[0187] 虽然热交换通道(220,320,490,570,580,680,942,952,962,976,976A)具有不通常作为微通道特征的较大尺寸,但是它们可以是微通道。每一个这些通道的可具有任意构形的横截面,例如,正方形、矩形、圆形、环形、椭圆形、梯形等。热交换通道可以是管状的。热交换通道连同毗邻的工艺微通道或第二或第三流体流通道一起可由并排或层层放置的平行隔开的片和/或板形成。各热交换通道可具有垂直于通过热交换通道的热交换流体的流动的内部尺寸,例如高度、宽度或直径,在约50mm和约50mm以下范围内,在一实施方案中在约10mm和约10mm以下范围内,在一实施方案中在约2mm和约2mm以下范围内。该尺寸

可在约 0.05mm 至 50cm 的范围内,在一实施方案中在约 0.05mm 至 10mm 的范围内,在一实施方案中在约 0.05mm 至 5mm 的范围内,在一实施方案中在约 0.05mm 至 2mm 的范围内,以及在一实施方案中在约 0.5mm 至 1mm 的范围内。垂直于通过热交换通道的热交换流体的流动的另一内部尺寸,例如高度或宽度,可以是任意值,例如在约 0.01cm 至约 100cm 的范围内,在一实施方案中在约 0.01cm 至约 75cm 的范围内,在一实施方案中在约 0.1cm 至约 50cm 的范围内,以及在一实施方案中在约 0.2cm 至约 25cm 的范围内。热交换通道的长度可以是任意值,例如在约 10m 和约 10m 以下范围内,在一实施方案中在约 1cm 至 10m 的范围内,在一实施方案中在约 1cm 至 5m 的范围内,在一实施方案中在约 1cm 至 2.5m 的范围内,在一实施方案中在约 1cm 至 1m 的范围内,在一实施方案中在约 2cm 至 50cm 的范围内,以及在一实施方案中在约 2cm 至 25cm 的范围内。各工艺微通道或第二反应物流通道与紧邻的热交换通道之间的间隔可在约 0.05mm 至约 50mm 的范围内,在一实施方案中在约 0.1mm 至约 10mm 的范围内,以及在一实施方案中在约 0.2mm 至约 2mm 的范围内。

[0188] 热交换通道 (220, 320, 490, 570, 580, 680, 942, 952, 962, 976, 976A) 可适合于热交换流体以与通过毗邻的工艺微通道和 / 或第二反应物流通道的流体的流动呈并流的方向流过通道。可选择地,热交换流体可以与通过工艺微通道和 / 或第二反应物流通道的流体的流动呈逆流的方向流过热交换通道。可选择地,热交换通道可相对于工艺微通道和 / 或第二反应物流通道被定向以提供相对于通过工艺微通道和 / 或第二反应物流通道的流体的流动呈错流方向的热交换流体的流动。热交换通道可具有蛇形构形以提供错流和并流或逆流流动的结合。

[0189] 热交换流体可以是任何流体。这些流体包括空气,蒸气,液态水,气态氮,液氮,包括惰性气体的其它气体,一氧化碳,二氧化碳,油如矿物油,气态烃类,液态烃类,以及热交换流体如可从 Dow-UionCarbide 得到的道氏热载体 A (Dowtherm A) 和合成导热油 (Therminol)。

[0190] 热交换流体可包括第一反应物、第二反应物和 / 或产物。这可提供工艺预加热和 / 或工艺的总热效率的提高。

[0191] 在一实施方案中,热交换通道包括工艺通道,在其中进行吸热或放热过程。这些热交换工艺通道可以是微通道。可在热交换通道中进行的吸热过程的例子包括蒸气重整和脱氢反应。可在热交换通道中进行的放热过程的例子包括水 - 煤气变换反应、甲醇合成反应以及氨合成反应。

[0192] 在一实施方案中,热交换流体在热交换通道中经历相变。该相变提供了超出对流加热或冷却所提供的对工艺微通道或液体通道额外供热或从工艺微通道或液体通道中的额外除热。这种相变的例子是经历沸腾的油或水。在一实施方案中,相变流体的蒸发质量分数量可达到约 100%,在一实施方案中达到约 75%,在一实施方案中达到约 50%。

[0193] 在微通道反应器中对流热交换的热通量可在微通道反应器中的一个或多个工艺微通道每平方厘米的面积在约 0.01 瓦至约 125 瓦 (W/cm^2) 的范围内,在一实施方案中在约 $0.1W/cm^2$ 至约 $50W/cm^2$,在一实施方案中在约 $1W/cm^2$ 至约 $10W/cm^2$ 。热交换流体的相变和 / 或放热或吸热反应的热通量可在 $0.01W/cm^2$ 至约 $250W/cm^2$ 的范围内,在一实施方案中在约 $1W/cm^2$ 至约 $250W/cm^2$,在一实施方案中在约 $1W/cm^2$ 至约 $100W/cm^2$,在一实施方案中在约 $1W/cm^2$ 至约 $50W/cm^2$,在一实施方案中在约 $1W/cm^2$ 至约 $25W/cm^2$,在一实施方案中在约 $1W/cm^2$

cm^2 至约 $10\text{W}/\text{cm}^2$ 。

[0194] 在一实施方案中,进入微通道反应器的反应物流的温度与排出微通道反应器的产物的温度的温度之差可以在约 200°C 内,在一实施方案中约 100°C 内,在一实施方案中约 50°C 内,在一实施方案中约 20°C 内。

[0195] 紧密接近于或毗邻于工艺微通道和 / 或第二反应物流通道的工艺微通道之间的可控热交换的使用可使工艺微通道和 / 或第二反应物流通道具有均匀的温度分布。与传统的加工设备如混合槽相比,其能够以更快速度提供更均匀的热交换。对于使用多个工艺微通道和 / 或第二反应物流通道的微通道反应器,在沿工艺微通道的长度的至少一个共同位置上,工艺微通道和 / 或第二反应物流通道之间的温差可小于约 5°C ,在一实施方案中小于约 2°C ,在一实施方案中小于约 1°C 。

[0196] 毗邻于工艺微通道和 / 或第二反应物流通道的热交换通道可沿这些通道的长度上采用独立的温度区。例如,在一实施方案中,在工艺微通道入口附近的第一区中的温度可维持在高于或低于在工艺微通道末端附近的第二区中的第二温度。可将冷却或淬火区引入工艺微通道以冷却产物。考虑到沿工艺微通道和 / 或第二反应物流通道长度定制热量分布,包括在工艺微通道中的反应区之前和 / 或之后的加热或冷却反应物和 / 或产物的加热或冷却区的可能性,可以进行热量分布的许多组合。

[0197] 进入热交换通道的热交换流体可在约 -40°C 至约 400°C 的范围内的温度下,在一实施方案中可在约 0°C 至约 400°C 的范围内的温度下,在一实施方案中可在约 20°C 至约 300°C 的范围内的温度下,在一实施方案中可在约 20°C 至约 250°C 的范围内的温度下,在一实施方案中可在约 20°C 至约 200°C 的范围内的温度下。排出热交换通道的热交换流体可在约 -40°C 至约 400°C 的范围内的温度下,在一实施方案中可在约 0°C 至约 400°C 的范围内的温度下,在一实施方案中可在约 20°C 至约 300°C 的范围内的温度下,在一实施方案中可在约 20°C 至约 250°C 的范围内的温度下,在一实施方案中可在约 20°C 至约 200°C 的范围内的温度下。热交换流体在热交换通道中的停留时间可在约 5 毫秒至约 1 分钟的范围内的停留时间,在一实施方案中可在约 20 毫秒至约 1 分钟的范围内的停留时间,在一实施方案中可在约 50 毫秒至约 1 分钟的范围内的停留时间,在一实施方案中可在约 100 毫秒至约 1 分钟的范围内的停留时间。当热交换流体流过热交换通道时热交换流体的压降可在约 1 个大气压 / 米 (atm/m) 和约 1 个大气压 / 米以下的范围内,在一实施方案中可在约 0.5 个大气压 / 米和约 0.5 个大气压 / 米以下的范围内,在一实施方案中可在约 0.1 个大气压 / 米和约 0.1 个大气压 / 米以下的范围内,在一实施方案中可在约 0.01 个大气压 / 米至约 1 个大气压 / 米的范围内。热交换流体可以是蒸气、液体、或蒸气和液体的混合物。流过热交换通道的蒸气的流动的雷诺数 (Reynolds Number) 可在约 10 至约 5000 的范围内的雷诺数,在一实施方案中可在约 100 至约 3000 的范围内的雷诺数。流过热交换通道的液体的流动的雷诺数可在约 10 至约 10000 的范围内的雷诺数,在一实施方案中可在约 100 至约 5000 的范围内的雷诺数。

[0198] 工艺微通道的设计可在其轴向长度上变化以适应多相反应的变化的流体动力学。例如,如果反应物中一种反应物过量,那么多相反应混合物的流体特性可在反应全过程中改变,如以小于约 10% 的反应程度至大于约 50% 的反应程度为特征。对于氧气进料接近化学计量的进料速度的氧化反应,在工艺微通道的入口液体与气体之比可以是最适中的,但是在工艺微通道的末端液体与气体之比对于所需进行的反应而言可以较高并且接近无穷大以消尽气体反应物。传质的降低需要充分的相混合。根据气体或可选择地液体反应到接

近于完全时,例如,大于约 60%的转化率,在一实施方案中大于约 90%的转化率,充分的相混合可需要不同的设计。在工艺微通道中有至少一个第二反应区,在第二反应区中微通道横截面相应于第一反应区的微通道横截面有所减小或增加,以产生不同的混合模式。由于反应走向终止,如果使用表面特性,则表面特性可具有不同的几何形状、模式、角度、深度、或相对于微通道间隙的尺寸比。

[0199] 微通道反应器 (100, 900, 900A, 990) 可由能提供足够强度、尺寸稳定性以及热交换特点以实施本发明方法的任何材料构成。这些适合的材料的例子包括:钢(例如,不锈钢、碳钢等)、铝、钛、镍、和任意上述金属的合金、塑料(例如,环氧树脂、UV 固化树脂、热固性树脂等)、蒙乃尔合金、因科镍合金、陶瓷、玻璃、复合物、石英、硅、或其中的两种或多种的结合物。微通道反应器可使用已知的技术制造,这些已知的技术包括电火花加工、传统加工、激光切割、光化学加工、电化学加工、制模、喷水、冲压、蚀刻(例如,化学、光化学或等离子蚀刻)及其结合。可通过移除一部分作为流路而生成层或片来构建微通道反应器。可通过扩散粘结、激光焊接、扩散硬钎焊以及类似方法组合成叠的片以形成整体设备。多叠的片可通过垫圈结合在一起以形成整体设备。微通道反应器具有适当的歧管、阀门、管线等以控制反应物组合物和产物的流动及热交换流体的流动。这些没有在图中示出,但是这些可容易地由本领域的技术人员来提供。

[0200] 催化剂可包括适于进行所需的多相反应的任何催化剂。催化剂可以是氧化催化剂、加氢裂化催化剂、加氢催化剂、水合催化剂或羰基化催化剂。这些在上文中被讨论。催化剂可以是固体、液体或其混合物的形式。

[0201] 液体催化剂可以是分散在第一反应物流、第二反应物流或两种流的混合物中的液滴形式。这些液体液滴可溶解以形成溶液或分散以形成乳液。当液滴为乳液的形式时,液滴可具有约 0.01 微米至约 100 微米的平均直径,在一实施方案中约 0.1 微米至约 10 微米。用于液滴分布的跨度可在约 0.1 至约 4 的范围内,在一实施方案中在约 0.1 至约 2 的范围内。

[0202] 固体催化剂可具有适合工艺微通道的任何尺寸和几何构形。催化剂可以是具有约 $1\ \mu\text{m}$ 至约 $1000\ \mu\text{m}$ 中值粒径的颗粒固体(例如小球、粉末、纤维等)的形式,在一实施方案中约 $10\ \mu\text{m}$ 至约 $500\ \mu\text{m}$,在一实施方案中约 $25\ \mu\text{m}$ 至约 $250\ \mu\text{m}$ 。如上面所述,催化剂可与第一反应物混合,然后与反应物一起流过工艺微通道。在一实施方案中,催化剂可以是如图 20 所说明的颗粒固体固定床的形式。参见图 20,催化剂 800 装在工艺微通道 802 内。如箭头 804 和 806 所示,反应物流过催化剂床。

[0203] 可在多孔载体结构,例如泡沫、毡、填絮或其中的结合物上承载催化剂。在此使用的术语“泡沫”是指限定整个结构有孔的连续壁结构。在此使用的术语“毡”是指在其之间有间隙的纤维结构。在此使用的术语“填絮”是指紊乱绞线的结构,如钢丝绒。可在蜂窝结构或蛇状构造的载体上承载催化剂。

[0204] 可在旁流载体结构,例如具有相邻间隙的毡,具有相邻间隙的泡沫、具有间隙的翅片结构、任何插入基片上的修补基面涂层,或平行于流动方向具有用于流动的相应间隙的网上承载催化剂。旁流结构的例子在图 21 中说明。在图 21 中,催化剂 810 装在工艺微通道 812 中。开放通路 814 允许反应物如箭头 816 和 818 所示流过工艺微通道 812 与催化剂 810 接触。

[0205] 可在流过载体结构,例如泡沫、填絮、颗粒、粉末或网上承载催化剂。流过结构的例子在图 22 中说明。在图 22 中,流过催化剂 820 装在工艺微通道 822 中,并且如箭头 824 和 826 所示反应物流过催化剂 820。

[0206] 载体可由下述材料形成,该材料包括硅胶、发泡的铜、烧结不锈钢纤维、钢丝绒、氧化铝、聚甲基丙烯酸甲酯、多磺酸盐、聚四氟乙烯、铁、海绵镍、尼龙、聚偏二氟乙烯、聚丙烯、聚乙烯、聚乙烯基酮、聚乙烯醇、聚乙酸乙烯酯、聚丙烯酸酯、聚甲基丙烯酸甲酯、聚苯乙烯、聚苯硫醚、聚砜、聚丁烯、或者其中两种或多种的结合物。在一实施方案中,载体结构可由热导体材料制成,如金属,以促进热量离开催化剂的转移。

[0207] 催化剂可在工艺微通道的内壁上被直接修补基面涂层,源自溶液在壁上生长,或者在翅片结构上原位涂层。催化剂可以是单片的多孔邻接材料的形式,或以物理接触的多片的形式。在一实施方案中,催化剂可包括邻接材料构成并且具有邻接的多孔性,以便分子可通过催化剂扩散。在该实施方案中,流体可流过催化剂而不是环绕催化剂。在一实施方案中,催化剂的横截面面积占工艺微通道的横截面面积的约 1% 至约 99%,在一实施方案中占约 10% 至约 95%。催化剂可具有如由 BET 所测的大于约 $0.5\text{m}^2/\text{g}$ 的表面积,在一实施方案中大于约 $2\text{m}^2/\text{g}$,在一实施方案中大于约 $5\text{m}^2/\text{g}$,在一实施方案中大于约 $10\text{m}^2/\text{g}$,在一实施方案中大于约 $25\text{m}^2/\text{g}$,在一实施方案中大于约 $50\text{m}^2/\text{g}$ 。

[0208] 催化剂可包括多孔载体,覆盖多孔载体的界面层以及分散或沉积在界面层上的催化剂材料。界面层可以是在载体上沉积的溶液,或其可通过化学气相沉积或物理气相沉积而被沉积。在一实施方案中,催化剂包括多孔载体,可选择的覆盖在载体上的缓冲层,覆盖在载体上的界面层或可选择的缓冲层,以及分散或沉积在界面层上的催化剂材料。任意的上述层可以是连续或非连续的,如以点或圆点的形式或者以具有间隙或孔的层的形式。

[0209] 多孔载体可具有如由水银孔隙度计所测的至少约 5% 的孔隙率和具有约 $1\mu\text{m}$ 至约 $1000\mu\text{m}$ 的平均孔径大小(孔直径的总和除以孔的数量)。多孔载体可由上述的经鉴定可用于制造支持载体的材料中的任意一种制成。多孔载体可包括多孔陶瓷或金属泡沫。可使用的其它多孔载体包括碳化物、氮化物以及复合材料。多孔载体可具有约 30% 至约 99% 的孔隙率,在一实施方案中约 60% 至约 98%。多孔载体可以是泡沫、毡、填絮、或其中的结合物。金属泡沫的开孔单元可在约每英寸 20 个孔(ppi) 至约 3000ppi 的范围内,在一实施方案中约 20ppi 至约 1000ppi,在一实施方案中约 40ppi 至约 120ppi。术语“ppi”是指每英寸孔数最大值(在各向同性材料中与测量的方向无关;但是,在各向异性材料中,在最大化孔数的方向上进行测量)。

[0210] 如果存在缓冲层,与多孔载体和界面层两者相比,缓冲层可具有不同的组合物和/或密度,在一实施方案中缓冲层具有介于多孔载体和界面层的热膨胀系数之间的热膨胀系数。缓冲层可以是金属氧化物或金属碳化物。缓冲层可以由 Al_2O_3 、 TiO_2 、 SiO_2 、 ZrO_2 、或其中的结合物构成。 Al_2O_3 可以是 $\alpha\text{-Al}_2\text{O}_3$ 、 $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ 、或其中的结合物。 $\alpha\text{-Al}_2\text{O}_3$ 提供优异的抗氧分散的优点。缓冲层可由两种或多种成分不同的子层形成。例如,当多孔载体是金属如不锈钢泡沫时,可使用由两种成分不同的子层形成的缓冲层。第一子层(与多孔载体接触)可以是 TiO_2 。第二子层可以是置于 TiO_2 之上的 $\alpha\text{-Al}_2\text{O}_3$ 。在一实施方案中, $\alpha\text{-Al}_2\text{O}_3$ 子层是提供下面金属层保护的密集层。然后,较低密集、较高表面积的界面层如氧化铝可被沉积作为催化活性层的载体。

[0211] 多孔载体可具有不同于界面层的热膨胀系数的热膨胀系数。在这种情况下,可要求缓冲层在两个热膨胀系数之间进行过渡。可通过控制其组成来调整缓冲层的热膨胀系数以获得与多孔载体和界面层的膨胀系数相适应的膨胀系数。缓冲层应当没有开口和针孔以提供对下面载体的优良保护。缓冲层可以是非孔的。缓冲层可以具有小于多孔载体平均孔径一半的厚度。缓冲层可具有约 $0.05\ \mu\text{m}$ 至约 $10\ \mu\text{m}$ 的厚度,在一实施方案中约 $0.05\ \mu\text{m}$ 至约 $5\ \mu\text{m}$ 。

[0212] 在本发明的一实施方案中,无需缓冲层可获得充分的粘合和化学稳定性。在该实施方案中,可省略缓冲层。

[0213] 界面层可包括氮化物、碳化物、硫化物、卤化物、金属氧化物、碳、或其中的结合物。界面层为所承载的催化剂提供较高的表面积和 / 或提供所需的催化剂 - 载体的相互作用。界面层可由常规用作催化剂载体的任何材料构成。界面层可由金属氧化物构成。可使用的金属氧化物的例子包括 $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ 、 SiO_2 、 ZrO_2 、 TiO_2 、氧化钨、氧化镁、氧化钒、氧化铬、氧化锰、氧化铁、氧化镍、氧化钴、氧化铜、氧化锌、氧化钼、氧化锡、氧化钙、氧化铝、镧系氧化物、沸石、或其中的结合物。界面层可充当催化活性层而无需在其上沉积任何进一步的催化活性材料。但是通常地,界面层与催化活性层结合使用。界面层还可由两种或多种成分不同的子层形成。界面层可具有小于多孔载体平均孔径一半的厚度。界面层的厚度可在约 $0.5\ \mu\text{m}$ 至约 $100\ \mu\text{m}$ 的范围内,在一实施方案中在约 $1\ \mu\text{m}$ 至约 $50\ \mu\text{m}$ 的范围内。界面层可以是晶状的或无定形的。界面层可具有至少约 $1\text{m}^2/\text{g}$ 的 BET 表面积。

[0214] 催化剂可沉积在界面层上。可选择地,催化剂材料可与界面层同时沉积。催化剂层可紧密地沉积在界面层上。所述的催化剂层被“分散”或“沉积”在界面层上包括传统的理解为微观催化剂颗粒被分散:在载体层(例如,界面层)上,在载体层的裂隙中,以及在载体层的开孔中。

[0215] 催化剂可承载在置于工艺微通道内的一种或多种的翅片装置上。这些例子在图 23 ~ 25 中说明。参见图 23,翅片装置 830 包括安装在翅片支架 834 上的翅片 832,该翅片支架 834 覆在工艺微通道 838 的底壁 836 上面。翅片 832 从翅片支架 834 突出伸入到工艺微通道 838 的内部。翅片 832 延伸至工艺微通道 838 的上壁 840 的内表面。在翅片 832 之间的翅片通道 842 为流体提供用于与工艺微通道长度平行地流过工艺微通道 838 的流体通道。每个翅片 832 在其各侧面具有外部表面,该外部表面提供催化剂的承载基部。使用本发明方法,反应物流过翅片通道 842,接触承载在翅片 832 外部表面上的催化剂,反应生成产物。除了翅片 832a 没有一直延伸至工艺微通道 838 的上壁 840 的内表面之外,图 24 说明的翅片装置 830a 与图 23 说明的翅片装置 830 相似。除了在翅片装置 830b 中的翅片 832b 具有梯形形式的横截面形状之外,图 25 说明的翅片装置 830b 与图 23 说明的翅片装置 830 相似。每个翅片 (832, 832a, 832b) 可具有从约 0.02mm 高至工艺微通道 838 高度的范围内的高度,在一实施方案中从约 0.02mm 至约 10mm ,在一实施方案中从约 0.02mm 至约 5mm ,在一实施方案中从约 0.02mm 至约 2mm 。每个翅片 (832, 832a, 832b) 的宽度可在从约 0.02mm 至约 5mm 的范围内,在一实施方案中从约 0.02mm 至约 2mm ,在一实施方案中从约 0.02mm 至约 1mm 。每个翅片 (832, 832a, 832b) 的长度可以是达到工艺微通道 838 长度的任意长度,在一实施方案中达到约 10m ,在一实施方案中约 1cm 至约 10m ,在一实施方案中约 1cm 至约 5m ,在一实施方案中约 1cm 至约 2.5m 。每个翅片 (832, 832a, 832b) 之间的间隙可以是任意值,

并可在约 0.02mm 至约 5mm 的范围内,在一实施方案中约 0.02mm 至约 2mm,在一实施方案中约 0.02mm 至约 1mm。在工艺微通道 838 中的翅片 (832,832a,832b) 数量可以是每厘米工艺微通道 888 宽度从约 1 个翅片至约 50 个翅片,在一实施方案中从每厘米约 1 个翅片至约 30 个翅片,在一实施方案中每厘米从约 1 个翅片至约 10 个翅片,在一实施方案中每厘米从约 1 个翅片至约 5 个翅片,在一实施方案中每厘米从约 1 个翅片至约 3 个翅片。如上所述,每个翅片可具有如图 23 或 24 所示的矩形或正方形形式的横截面,或如图 25 所示的梯形形式的横截面。当沿其长度看去,每个翅片 (832,832a,832b) 可以是直的、锥形、或具有蛇形的构形。翅片装置 (830,830a,830b) 可由提供足够强度、尺寸稳定性和传热特点以可以进行对工艺微通道计划的操作的任何材料制成。这些材料包括:钢(例如,不锈钢、碳钢等);蒙乃尔合金;因科镍合金;铝;钛;镍;铂;铑;铜;铬;黄铜;任意上述金属的合金;聚合物(例如,热固性树脂);陶瓷;玻璃;包括一种或多种聚合物(例如,热固性树脂)和玻璃纤维的复合物;石英;硅;或其中的两种或多种的结合物。翅片装置 (830,830a,830b) 可由 Al_2O_3 形成材料如包括 Fe、Cr、Al 和 Y 的合金制成,或由 Cr_2O_3 形成材料如 Ni、Cr 和 Fe 的合金制成。

[0216] 在一实施方案中,在工艺微通道 (210、310、410、510、520、530、540、610、940、950、960、960A、972、972A) 中的反应区 (212、312、413、515、525、535、545、615、944、954、964、964A、973、973A) 可以具有总体流动路径为特点。术语“总体流动路径”是指工艺微通道内的开放路径(连接的总体流动区域)。连接的总体流动区域允许快速的流体流过微通道而没有大的压降。在一实施方案中,总体流动区域中的流体流动是层流的。在各工艺微通道 (210、310、410、510、520、530、540、610、940、950、960、960A、972、972A) 内的总体流动区域可具有约 $0.05mm^2$ 至约 $10,000mm^2$ 的横截面积,在一实施方案中约 $0.05mm^2$ 至约 $5000mm^2$,在一实施方案中约 $0.1mm^2$ 至约 $2500mm^2$ 。总体流动区域可包括从约 5% 至约 95% 的工艺微通道横截面积,在一实施方案中从约 30% 至约 80% 的工艺微通道横截面积。

[0217] 在一实施方案中,可通过对催化剂所需的扩散程的限制来获得较短的接触时间、对所需产物的高选择性以及催化剂失活的较低速率。例如,当催化剂以薄层形式位于设计好的载体如金属泡沫上或在工艺微通道壁上时,则可以获得。这里考虑到了增加的空速。在一实施方案中,可使用化学气相淀积来产生催化剂薄层。该薄层具有达到约 1 微米和约 1 微米以下范围的厚度,在一实施方案中从约 0.1 微米至约 1 微米,在一实施方案中约 0.25 微米。通过减少扩散程这些薄层可缩短反应物在活性催化剂结构内的时间。这缩短了反应物花费在催化剂活性部分的时间。结果可提高对产物的选择性,并且减少不需要的副产物。不像传统催化剂,其中催化剂的活性部分被包扎在惰性低热导率的粘合剂中,这种催化剂散开的模式的优点在于,活性催化剂膜可与设计好的结构或工艺微通道壁密切接触。这样可以促使在微通道反应器中获得高的传热率并且考虑到了温度的精密控制。这样可导致能够在升高的温度下操作(更快的动力学)而没有促进不需要副产物的生成,因此产生较高的产率和产量,并且延长了催化剂的寿命。

[0218] 在一实施方案中,催化剂可被再生。其可通过使再生流体流过工艺微通道 (210、310、410、510、520、530、540、610、940、950、960、960A、972、972A) 与催化剂接触来进行。再生流体可包括氢或稀释的氢流。稀释剂可包括氮气、氩气、蒸汽、甲烷、二氧化碳、蒸气、或其中的两种或多种的混合物。在再生流体中的 H_2 的浓度以体积计可在约 100% 和约 100% 以下范围内,在一实施方案中以体积计从约 1% 至约 100%,在一实施方案中以体积计从约 1%

至约 50%。再生流体可从顶管 104 流过工艺微通道流向底管 106,或以相反方向从底部 106 通过工艺微通道流向顶部 104。再生流体的温度可以是从约 20°C 至约 600°C,在一实施方案中从约 20°C 至约 400°C,在一实施方案中从约 80°C 至约 200°C。在该再生步骤期间工艺微通道 (210、310、410、510、520、530、540、610、940、950、960、960A、972、972A) 内的压力可从绝对压力约 1 个大气压至约 100 个大气压的范围内,在一实施方案中约 1 个大气压至约 10 个大气压。再生流体在工艺微通道中的停留时间可从约 0.001 秒至约 10 秒的范围内,在一实施方案中约 0.01 秒至约 1 秒。

[0219] 在工艺微通道 (210、310、410、510、520、530、540、610、940、950、960、960A、972、972A) 内反应物和产物与催化剂的接触时间可在约 100 秒和约 100 秒以下范围内,在一实施方案中从约 1 毫秒 (ms) 至约 100 秒,在一实施方案中从约 1 毫秒至约 50 秒,在一实施方案中从约 1 毫秒至约 25 秒,在一实施方案中从约 1 毫秒至约 10 秒,在一实施方案中从约 1 毫秒至约 1 秒,在一实施方案中从约 1 毫秒至约 500 毫秒,在一实施方案中从约 1 毫秒至约 200 毫秒,在一实施方案中从约 1 毫秒至约 100 毫秒,在一实施方案中从约 1 毫秒至约 50 毫秒,在一实施方案中从约 1 毫秒至约 20 毫秒,在一实施方案中从约 1 毫秒至约 10 毫秒。

[0220] 在工艺微通道 (210、310、410、510、520、530、540、610、940、950、960、960A、972、972A) 内流动的流体的流量可在约 0.001lpm 至约 500lpm 的范围内,在一实施方案中在约 0.001lpm 至约 250lpm 的范围内,在一实施方案中在约 0.001lpm 至约 100lpm 的范围内,在一实施方案中在约 0.001lpm 至约 50lpm 的范围内,在一实施方案中在约 0.001lpm 至约 25lpm 的范围内,在一实施方案中在约 0.01lpm 至约 10lpm 的范围内。在工艺微通道内流动的流体的速度可在约 0.01m/s 至约 200m/s 的范围内,在一实施方案中在约 0.01m/s 至约 75m/s 的范围内,在一实施方案中在约 0.01m/s 至约 50m/s 的范围内,在一实施方案中在约 0.01m/s 至约 30m/s 的范围内,在一实施方案中在约 0.02m/s 至约 20m/s 的范围内。在工艺微通道内流动的流体的雷诺数可在约 0.0001 至 100000 的范围内,在一实施方案中在约 0.001 至 10000 的范围内。

[0221] 微通道反应器芯 102 中的反应物和产物在流动的重量时空速度 (WHSV) 可以是至少约 0.1(ml 进料)/(g 催化剂)(hr)。WHSV 可在约 0.1(ml 进料)/(g 催化剂)(hr) 至约 5000(ml 进料)/(g 催化剂)(hr) 的范围内,在一实施方案中 WHSV 可在约 1(ml 进料)/(g 催化剂)(hr) 至约 500(ml 进料)/(g 催化剂)(hr) 的范围内,在一实施方案中 WHSV 可在约 10(ml 进料)/(g 催化剂)(hr) 至约 500(ml 进料)/(g 催化剂)(hr) 的范围内。

[0222] 然而不希望受到理论的束缚,认为在工艺微通道中高的表观速度对于在反应期间气相和液相都存在的反应是有利的。这是因为流体的剪切压力可对在催化剂表面上通常形成的薄液体层起作用。较薄液体层可降低反应物向催化剂表面传质的阻力,并且在较短接触时间改善反应物的转化率,例如,接触时间小于约 500 毫秒。在一实施方案中,流过工艺微通道的流体的表观速度可以是每秒至少约 0.01 米 (m/s),在一实施方案中在约 0.01m/s 至约 50m/s 的范围内,在一实施方案中在约 0.01m/s 至约 10m/s 的范围内,在一实施方案中在约 0.01m/s 至约 1m/s 的范围内,在一实施方案中在约 0.05m/s 至约 0.5m/s 的范围内。

[0223] 进入微通道反应器 (100,900,900A,990) 或反应器芯 (102,902) 的反应物温度可在约 -40°C 至约 400°C 范围内,在一实施方案中约 0°C 至约 400°C,在一实施方案中约 20°C 至约 300°C,在一实施方案中约 20°C 至约 250°C,在一实施方案中约 20°C 至约 200°C。

[0224] 工艺微通道内的温度可在约 -40°C 至约 400°C 范围内,在一实施方案中约 0°C 至约 400°C ,在一实施方案中约 20°C 至约 300°C ,在一实施方案中约 20°C 至约 250°C ,在一实施方案中约 20°C 至约 200°C 。

[0225] 排出微通道反应器 (100,900,900A,990) 或反应器芯 (102,902) 的产物温度可在约 -40°C 至约 400°C 范围内,在一实施方案中约 0°C 至约 400°C ,在一实施方案中约 20°C 至约 300°C ,在一实施方案中约 20°C 至约 250°C ,在一实施方案中约 20°C 至约 200°C 。

[0226] 工艺微通道内的压力可在绝对压力约 50 个大气压和约 50 个大气压以下范围内,在一实施方案中在约 40 个大气压和约 40 个大气压以下范围内,在一实施方案中在约 30 个大气压和约 30 个大气压以下范围内。在一实施方案中压力可在绝对压力约 1 个大气压至约 50 个大气压的范围内,在一实施方案中压力可在约 10 个大气压至约 40 个大气压,在一实施方案中压力可在约 20 个大气压至约 30 个大气压。

[0227] 当反应物和 / 或产物在工艺微通道中流动时,反应物和 / 或产物的压降可在工艺微通道长度上每米约 1 个大气压 (atm/m) 和约 1atm/m 以下的范围内,在一实施方案中在约 0.5atm/m 和约 0.5atm/m 以下的范围内,在一实施方案中在约 0.1atm/m 和约 0.1atm/m 以下的范围内。

[0228] 流过有孔区 (250,350,370,440,440a,511,521,531,541,640,650,660,670,923,925,923A,925A,974,974A) 的第二反应物的压降可在约 0.1 个大气压和约 0.1 个大气压以下的范围内,在一实施方案中约 0.001 个大气压至约 0.1 个大气压,在一实施方案中约 0.001 个大气压至约 0.05 个大气压,在一实施方案中约 0.001 个大气压至约 0.005 个大气压。流过工艺微通道的反应物和产物可以是蒸气、液体、或蒸气和液体的混合物的形式。通过工艺微通道的蒸气的流动的雷诺数可在约 10 至 10000 的范围内,在一实施方案中在约 100 至 3000 的范围内。通过工艺微通道的液体的流动的雷诺数可在约 10 至 10000 的范围内,在一实施方案中在约 100 至 3000 的范围内。

[0229] 第一反应物的转化率可从每次循环约 5% 或更高的范围内,在一实施方案中在约 15% 至约 100% 的范围内。

[0230] 第二反应物的转化率可从每次循环约 25% 或更高的范围内,在一实施方案中在约 25% 至约 100% 的范围内。

[0231] 产物的收率可从每次循环约 20% 或更高的范围内,在一实施方案中在约 20% 至 50% 的范围内。

[0232] 实施例 1

[0233] 制造出包括具有矩形横截面和 $0.040 \times 1.25 \times 3$ 英寸 ($1.02 \times 31.75 \times 76.2\text{mm}$) 内部尺寸的丙烯酸工艺微通道的微通道反应器。在工艺微通道一侧壁中具有有孔区。有孔区具有标称孔或 0.1 微米的孔径尺寸和 $0.010 \times 1 \times 1.5$ 英寸 ($0.254 \times 25.4 \times 38.1\text{mm}$) 的尺寸。有孔区由不锈钢 316L 构成,并且由 Farmington, CT 的 Mott 公司根据目录第 1110-12-12-018-01-A 号供应。有孔区与气体分配充气系统和管道连接以使气体流过有孔区进入工艺微通道。使用炭黑作为分散 / 粘合剂将钨黑并采用纳米尺寸颗粒形式的催化剂分散在工艺微通道的内壁上。工艺微通道与管道连接以使液体流过工艺微通道。气体流过有孔区进入工艺微通道与流过工艺微通道的液体接触。当气体流过有孔区的孔时,气体在工艺微通道中的液体中形成气泡。使用氢气作为气体和使用植物油作为液体实施该方

法。氢气的流速是每分钟 5 标准立方厘米 (SCCM), 并且植物油的流速是每分钟 60 毫升 (ml/min)。温度是 25°C。在植物油中形成具有在 5 微米至 25 微米范围内的直径的氢气气泡。

[0234] 虽然根据各种实施方案已对本发明进行了说明, 但是应当理解为, 其中的各种变型对于依据阅读本说明书的本领域的技术人员来说是显而易见。因此, 应当这样理解, 在此公开的本发明意在覆盖落入所附权利要求范围的各种变型。

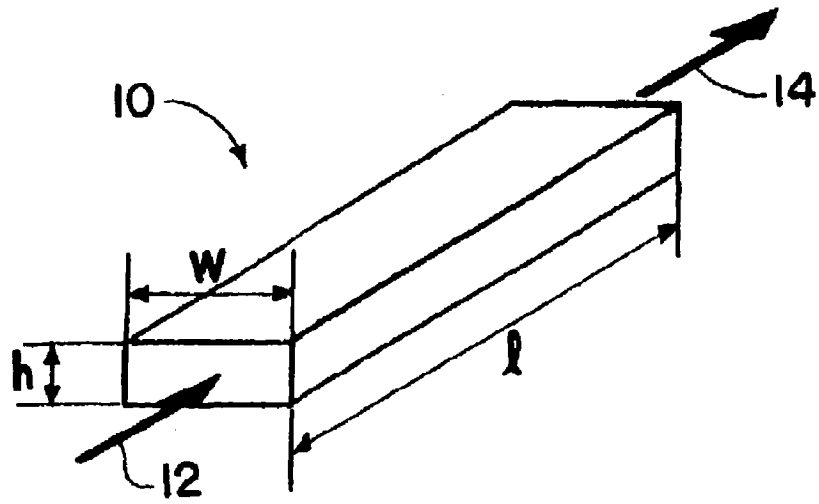


图 1

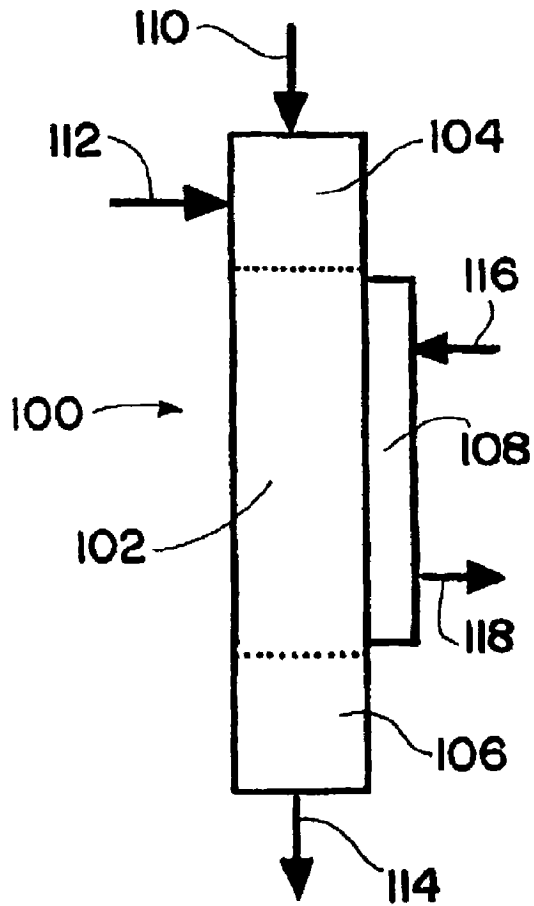


图 2

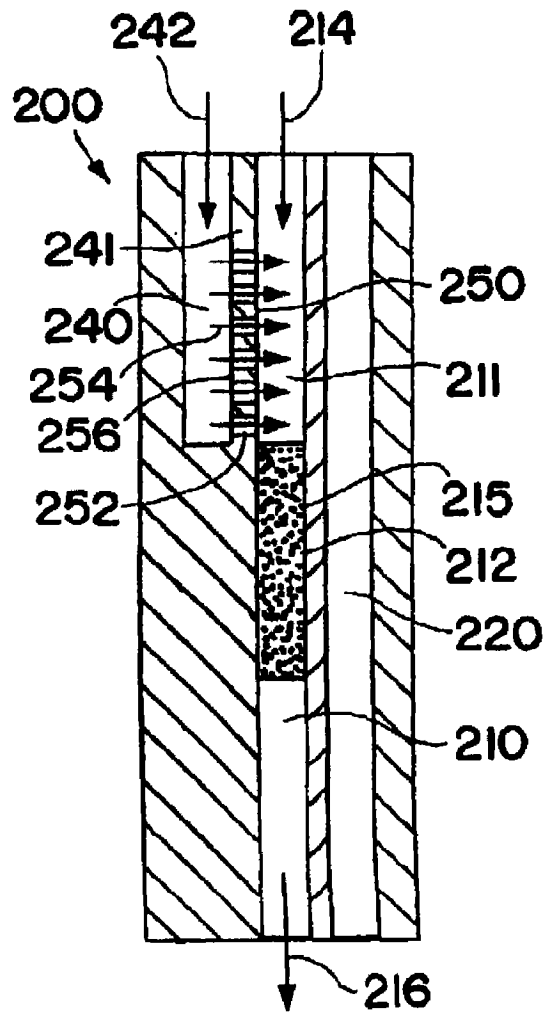


图 3

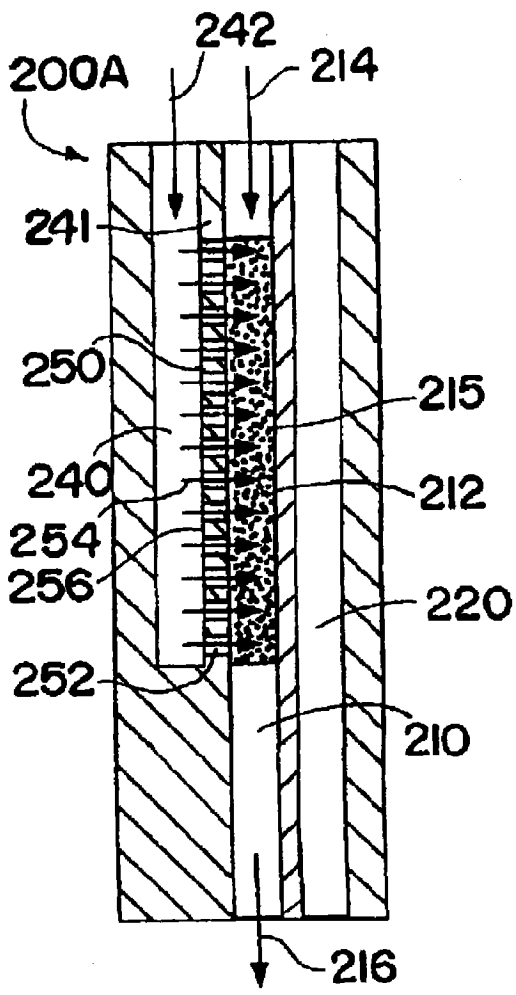


图 4

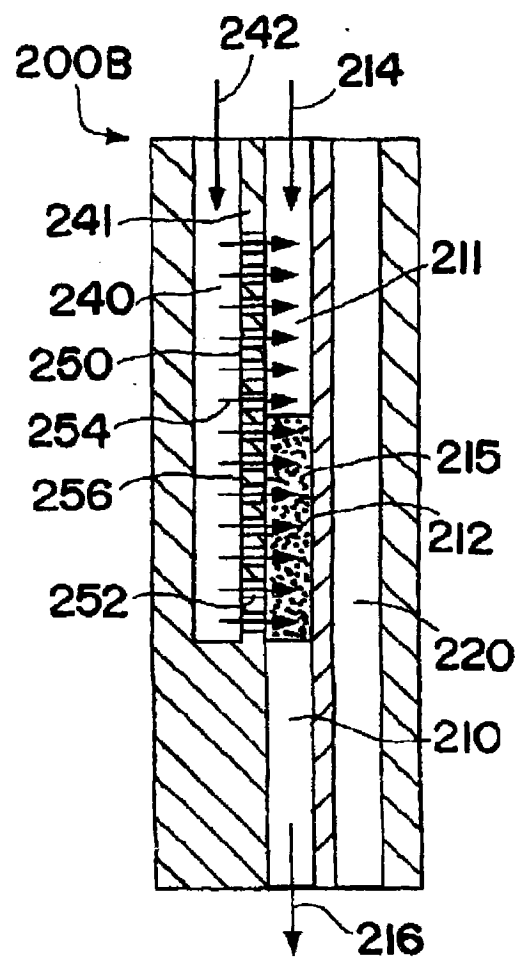


图 5

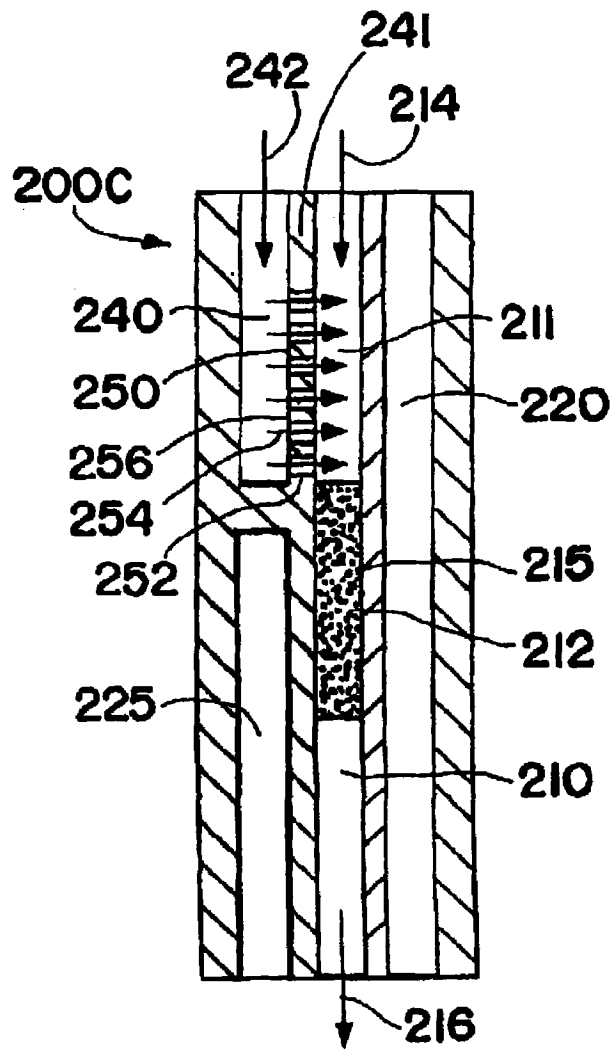


图 6

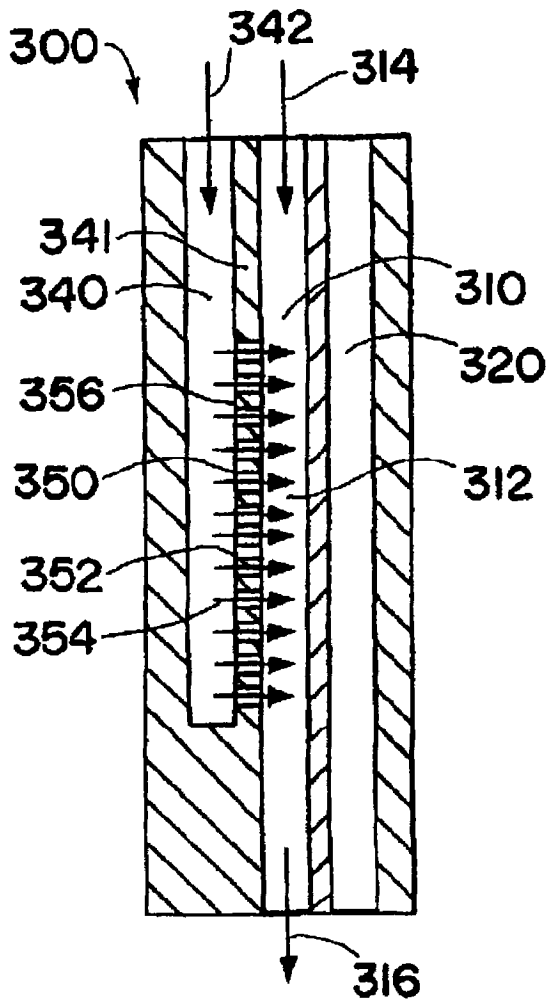


图 7

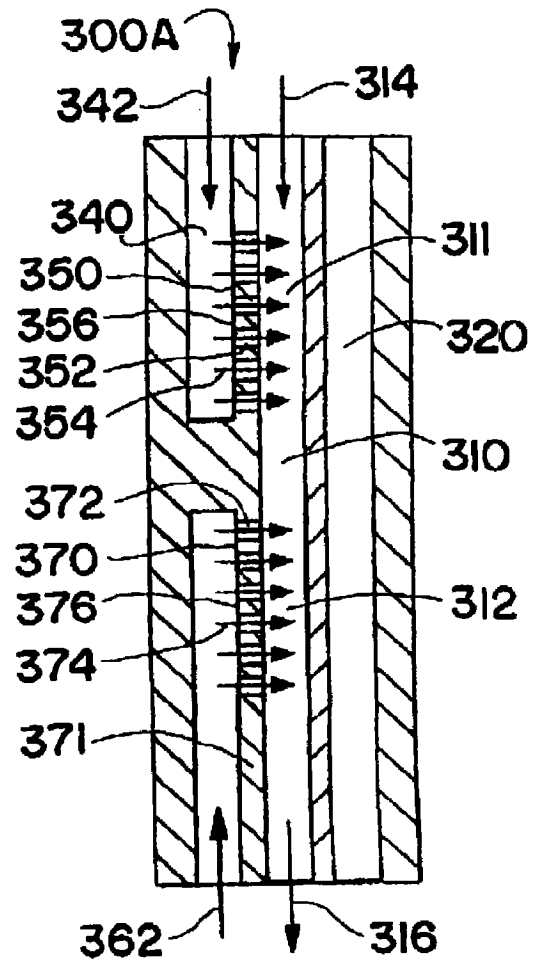


图 8

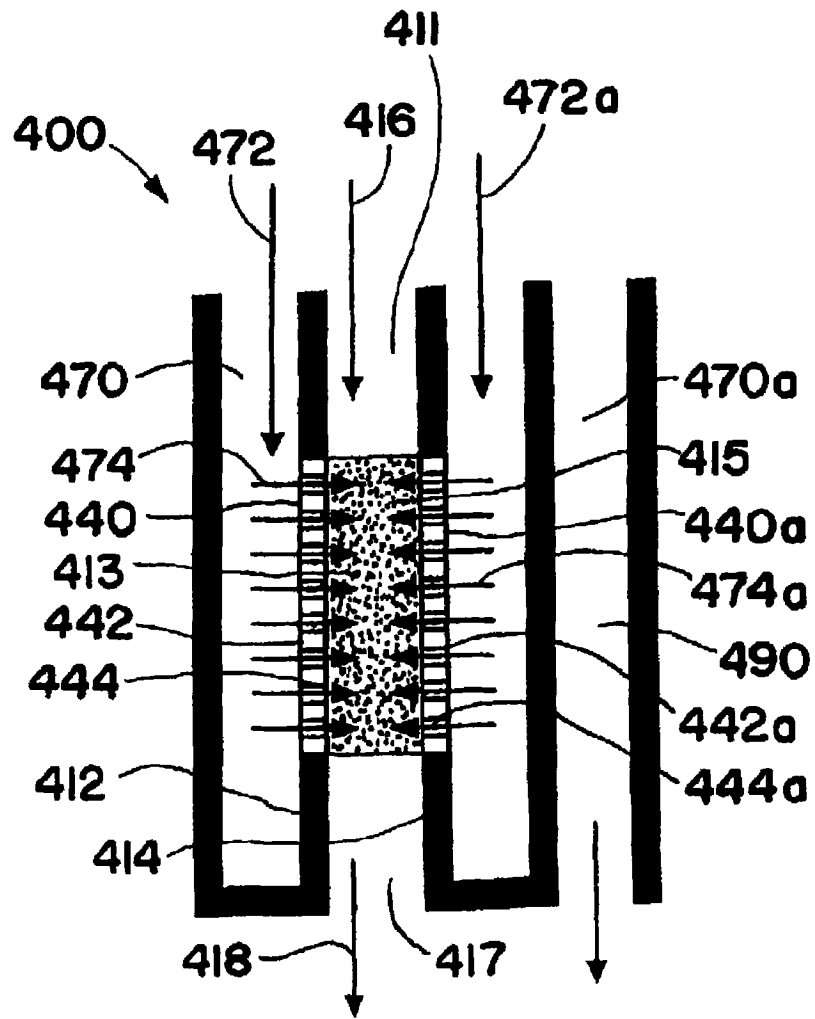


图 9

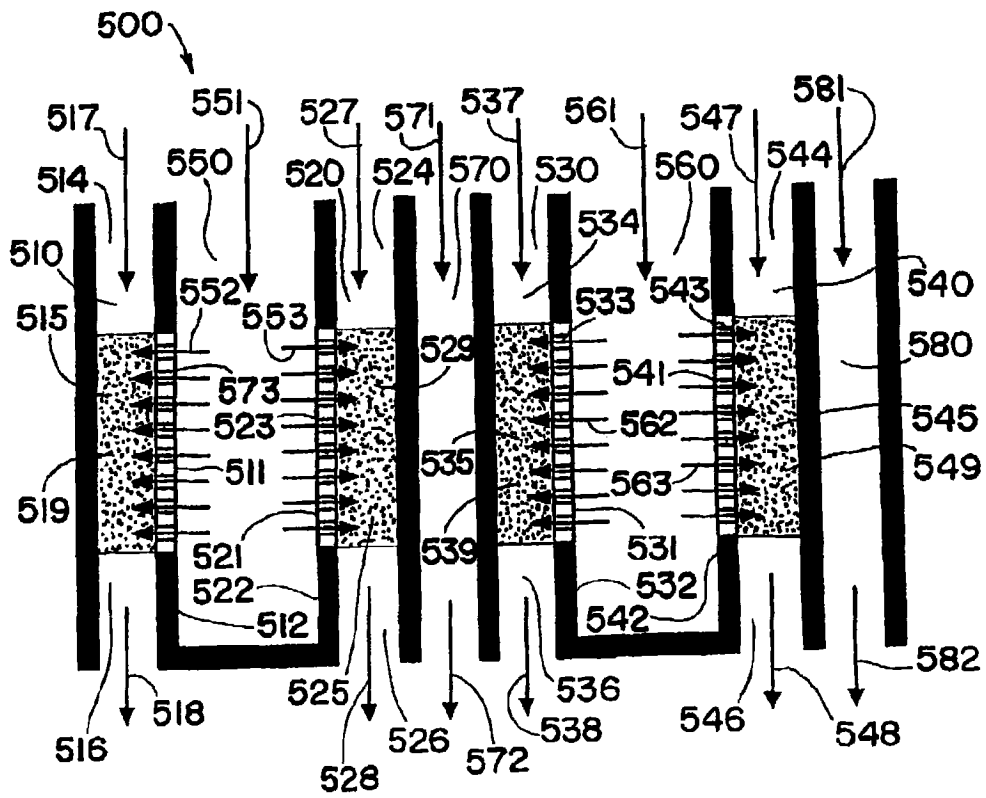


图 10

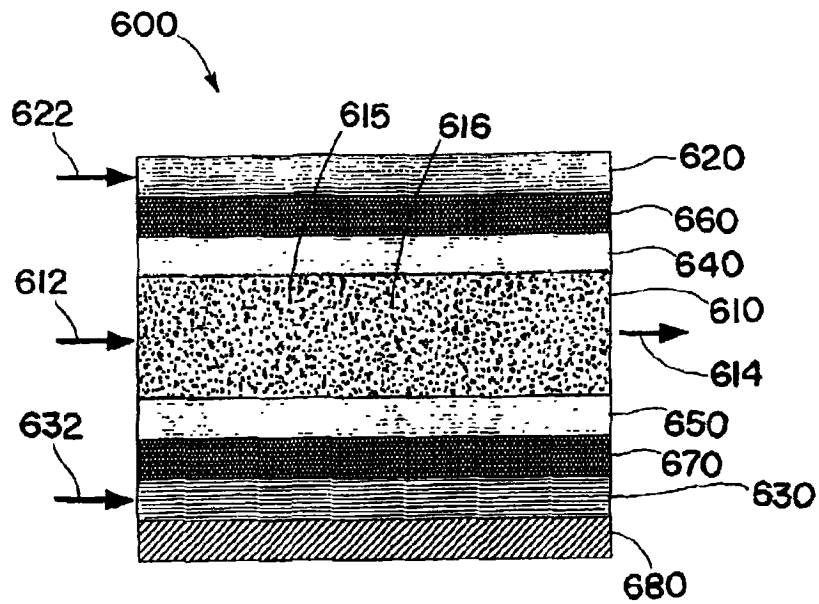


图 11

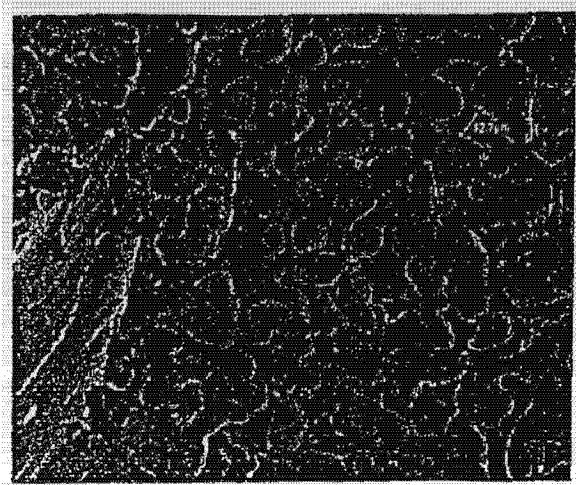


图 12

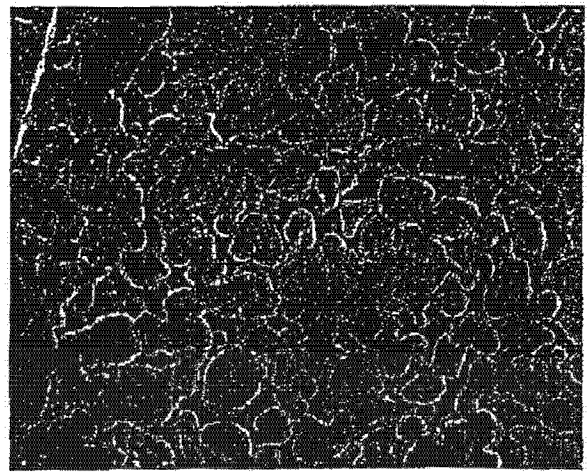
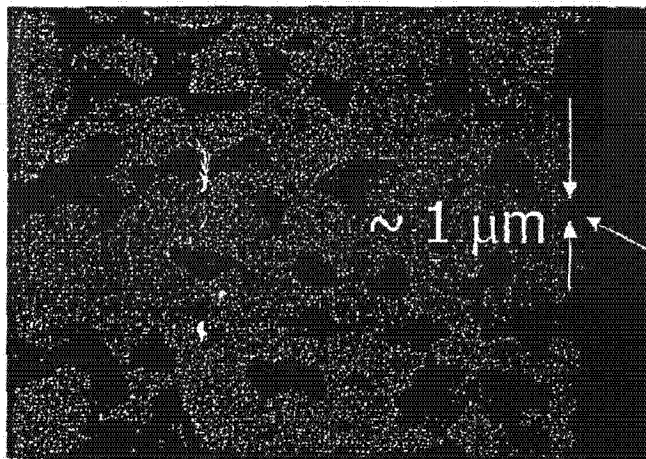


图 13



通过修整形成的层

图 14

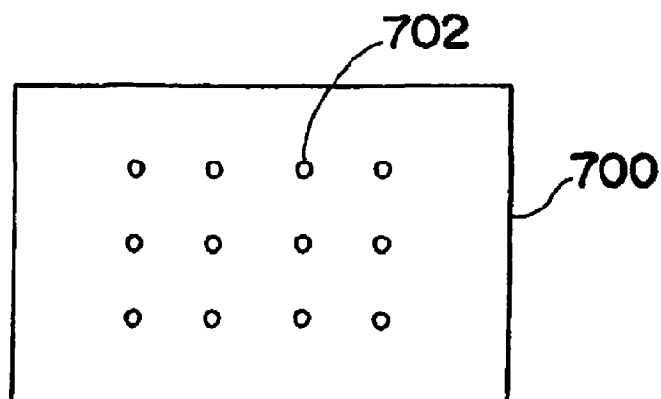


图 15

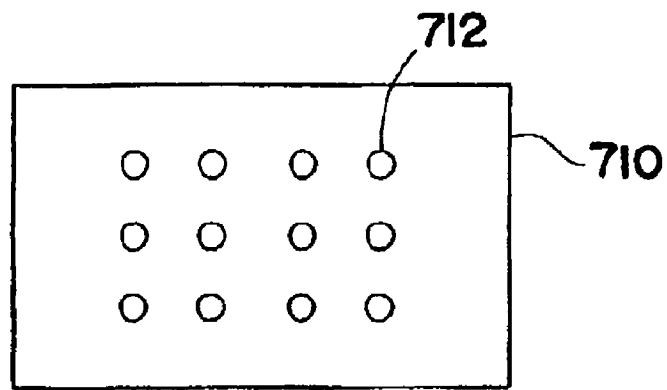


图 16

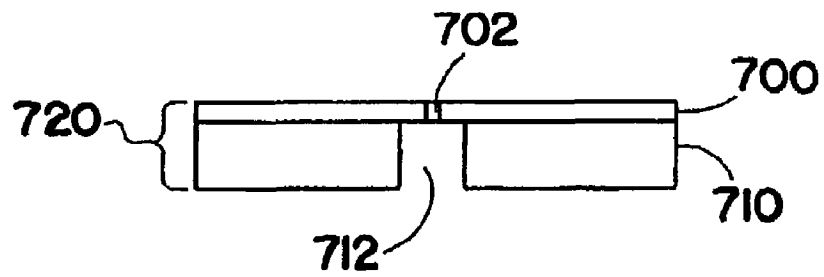


图 17

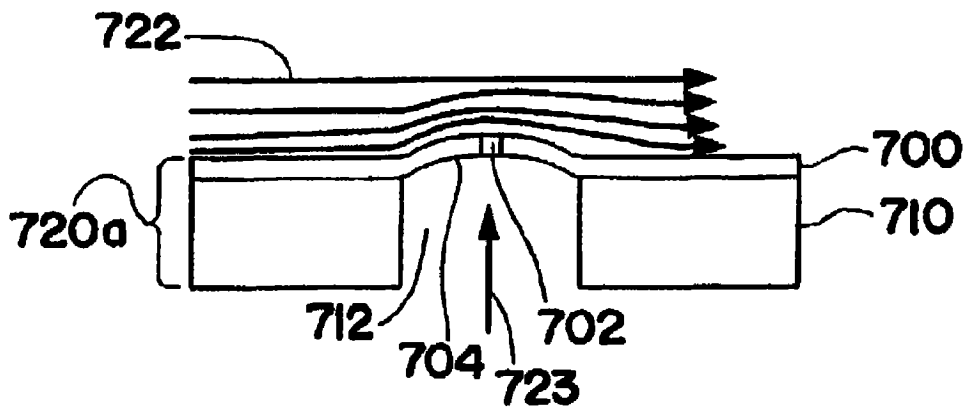


图 18

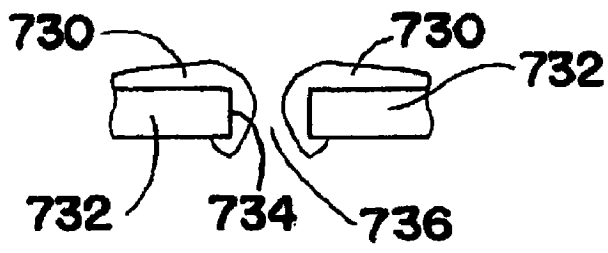


图 19

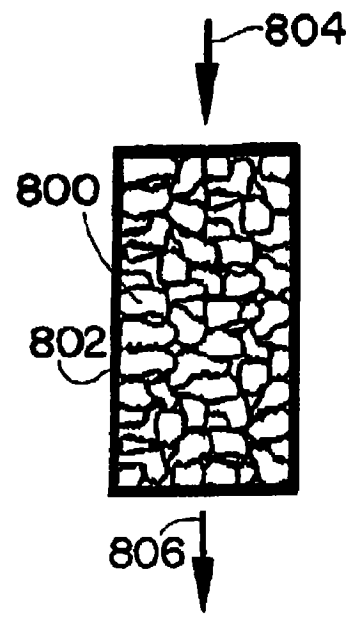


图 20

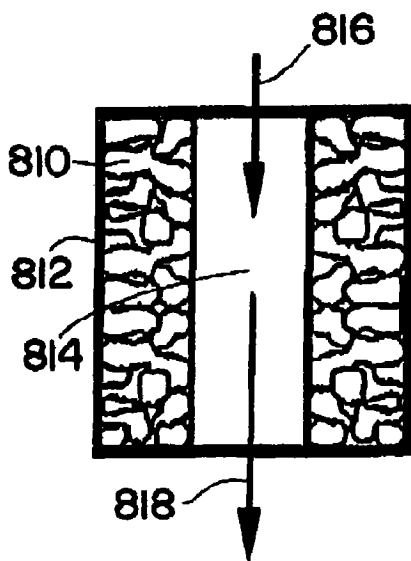


图 21

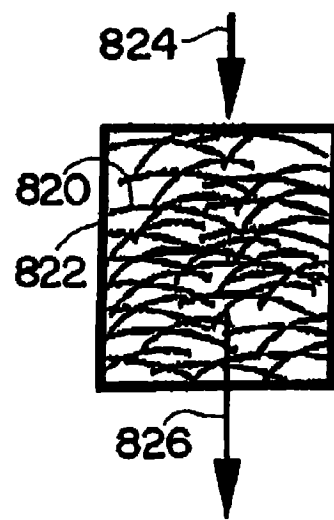


图 22

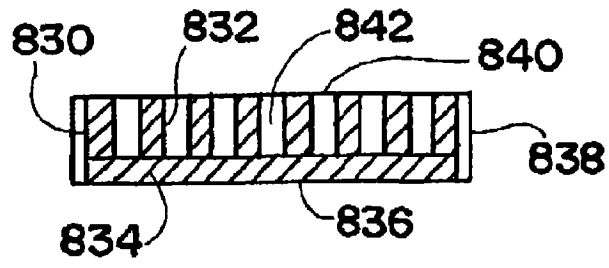


图 23

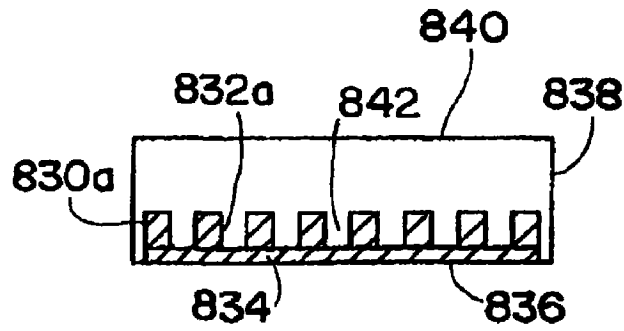


图 24

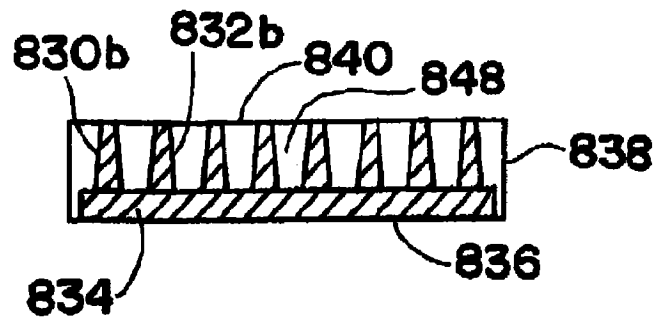


图 25

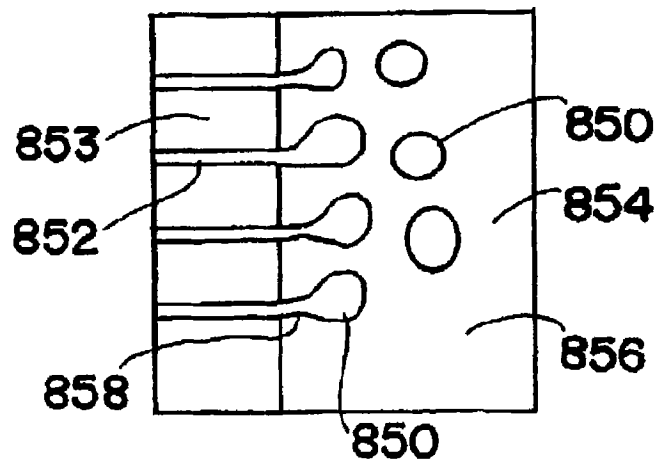


图 26

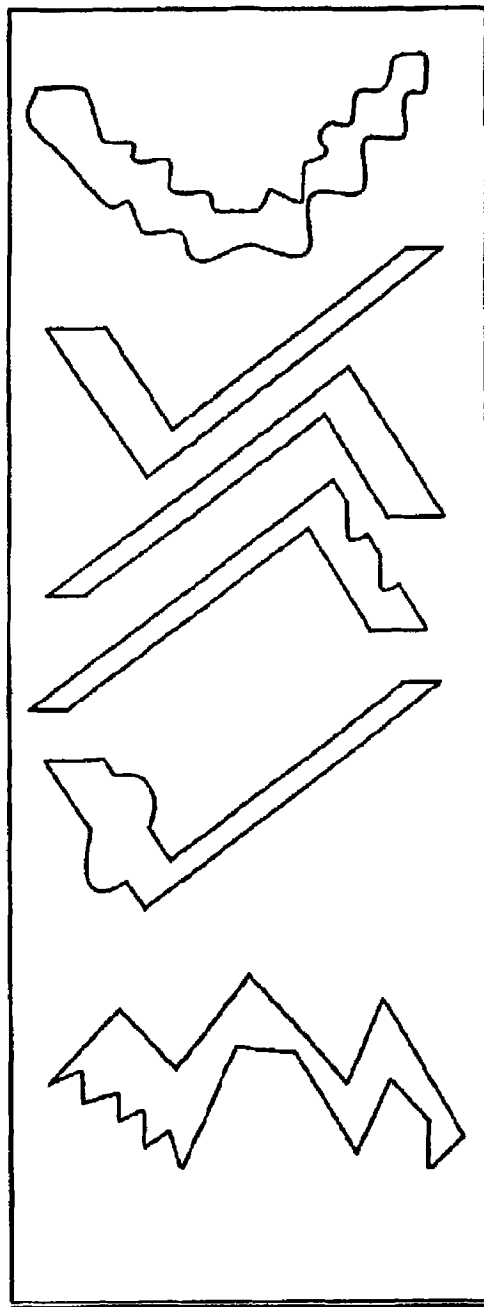


图 27

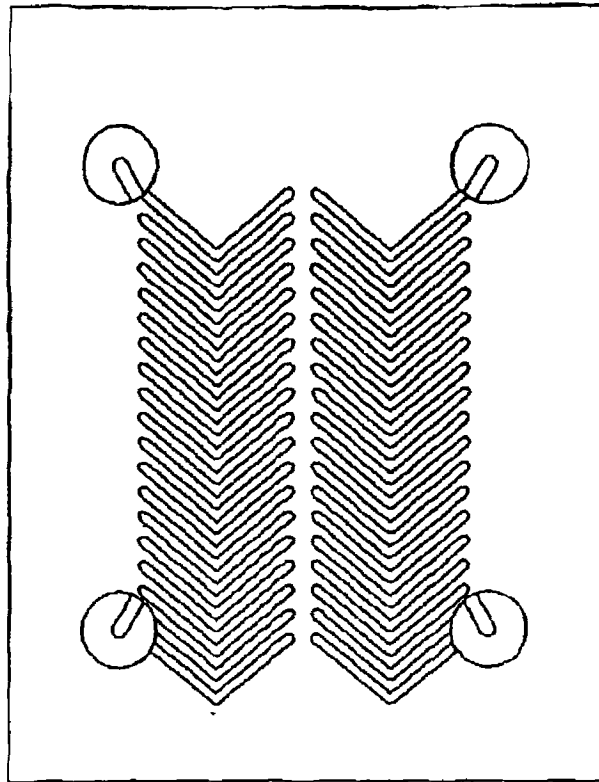


图 28

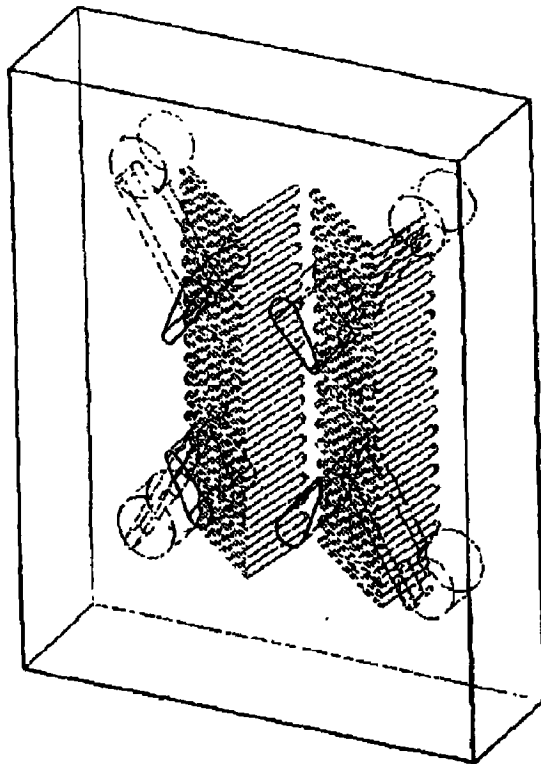


图 29

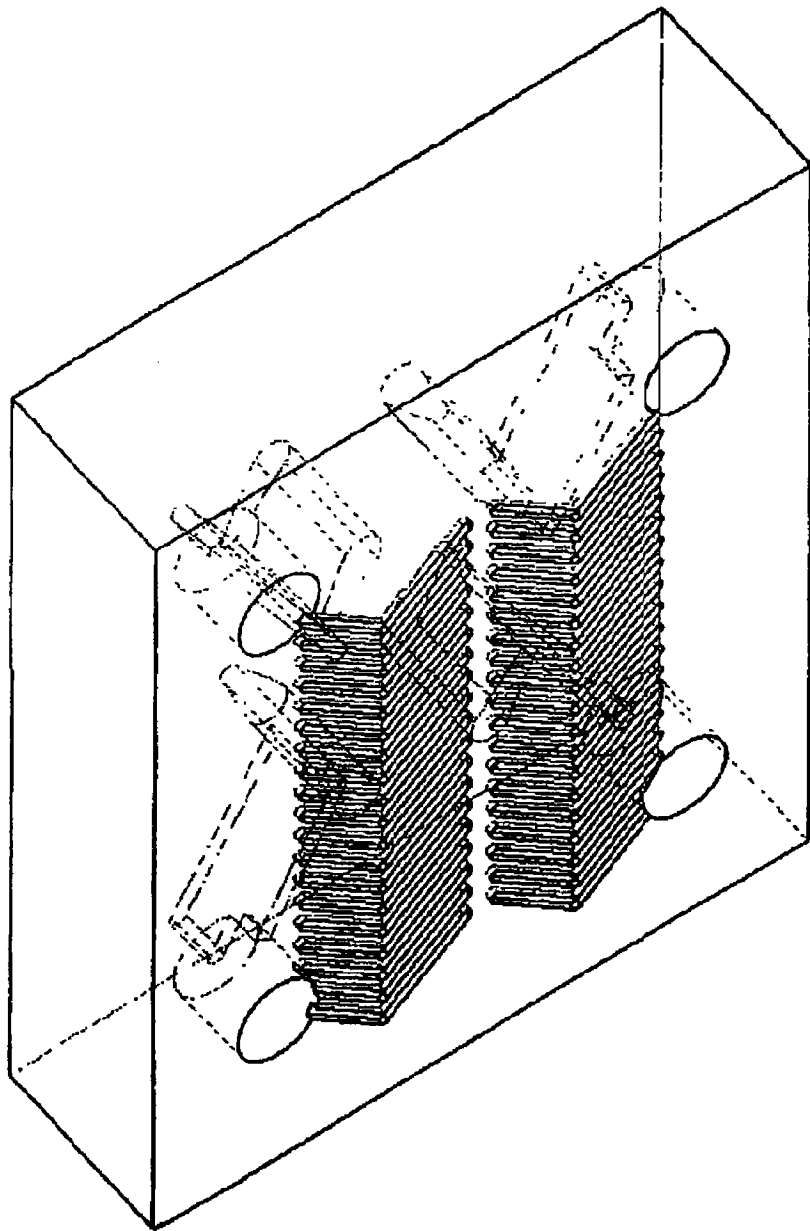


图 30

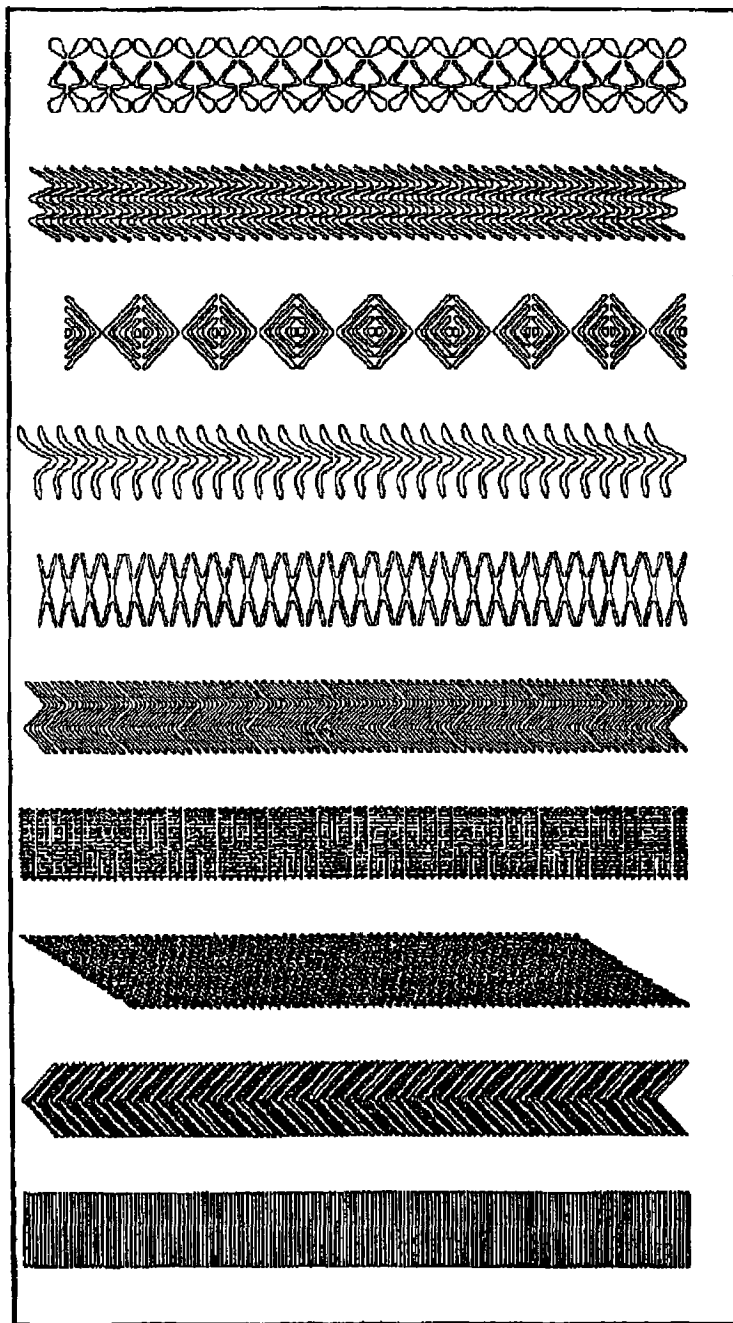


图 31

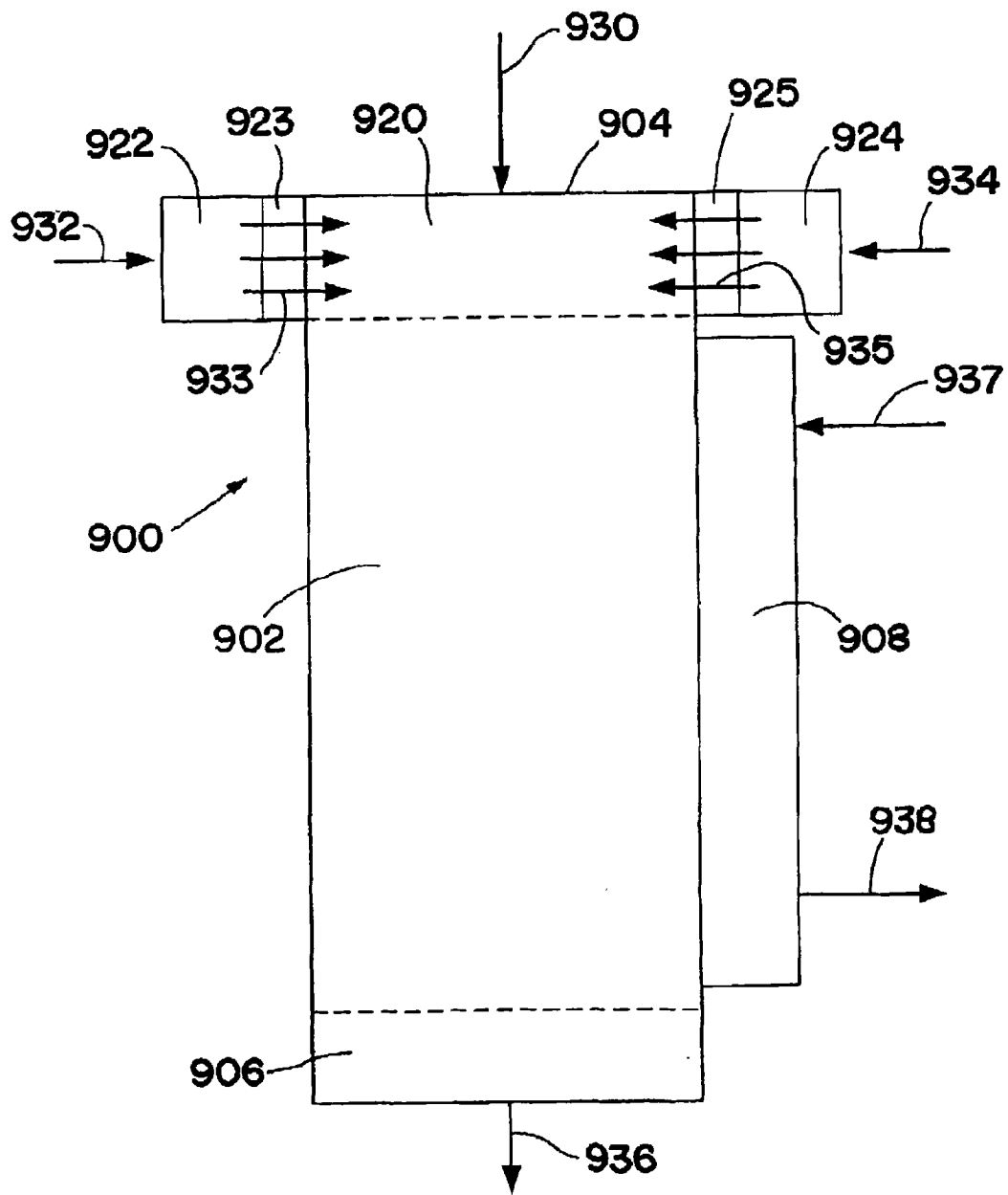


图 32

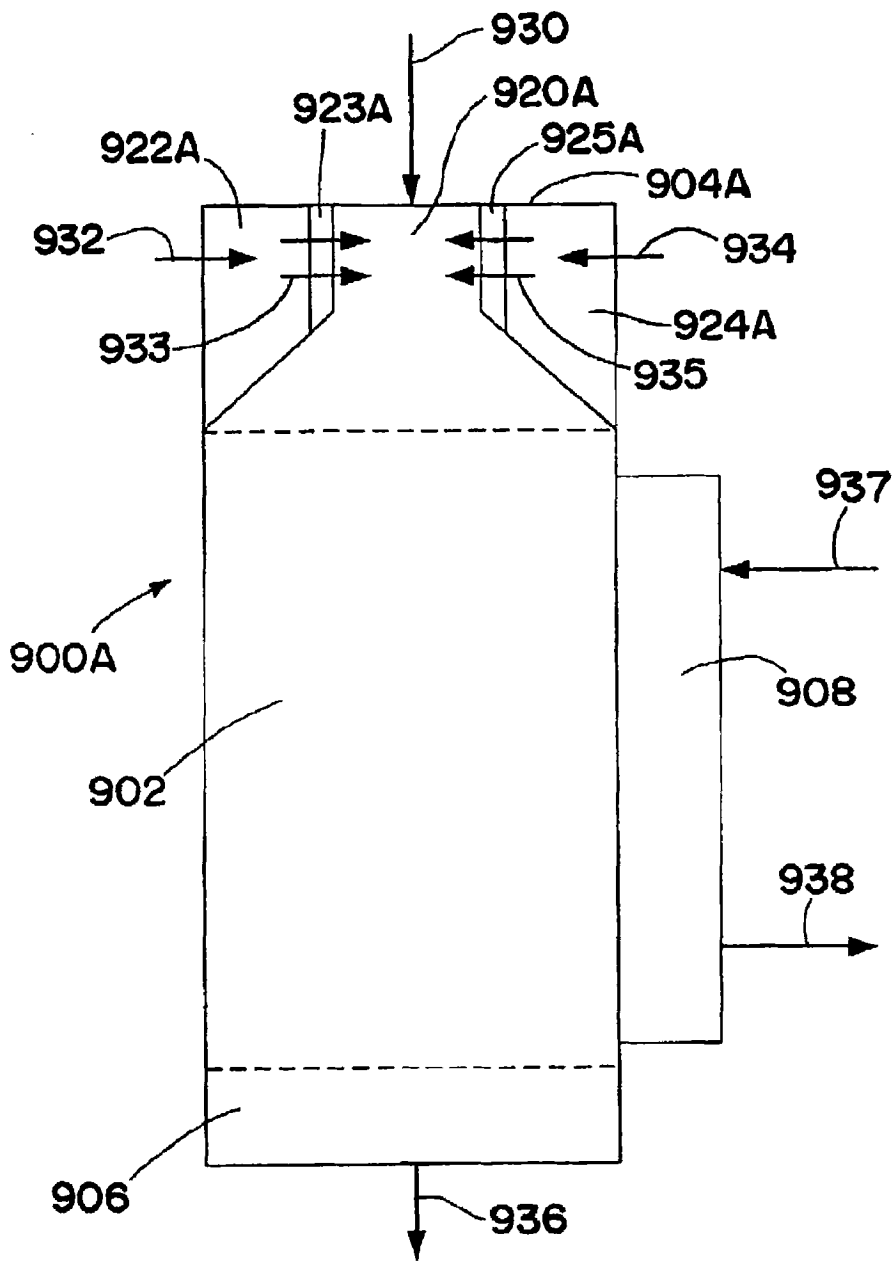


图 33

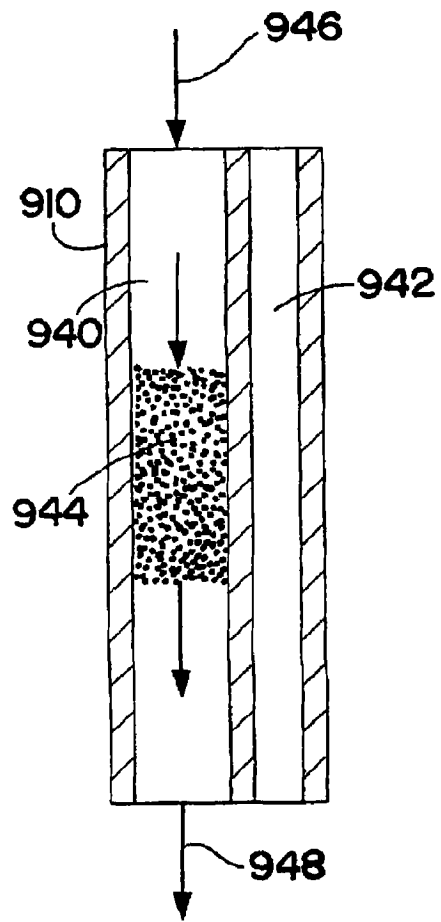


图 34

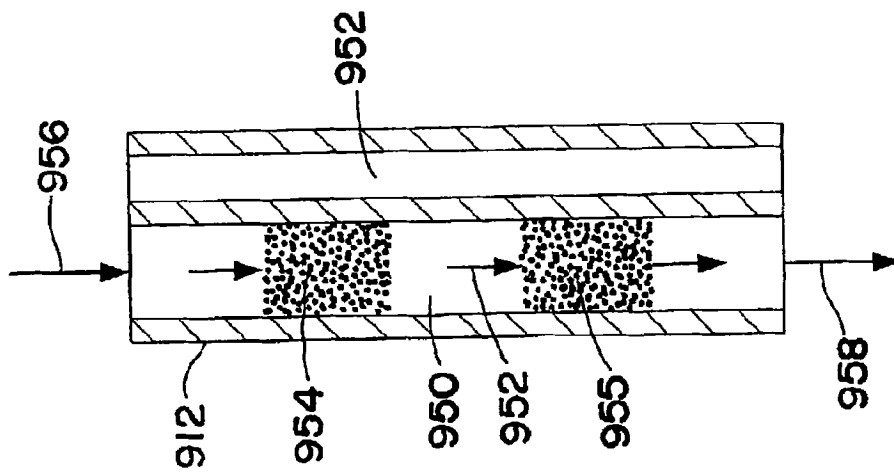


图 35

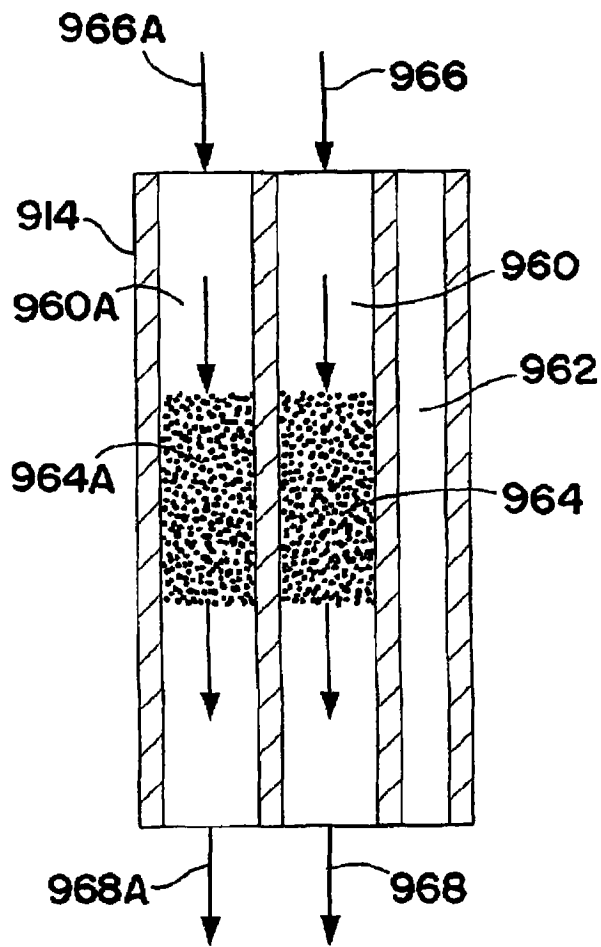


图 36

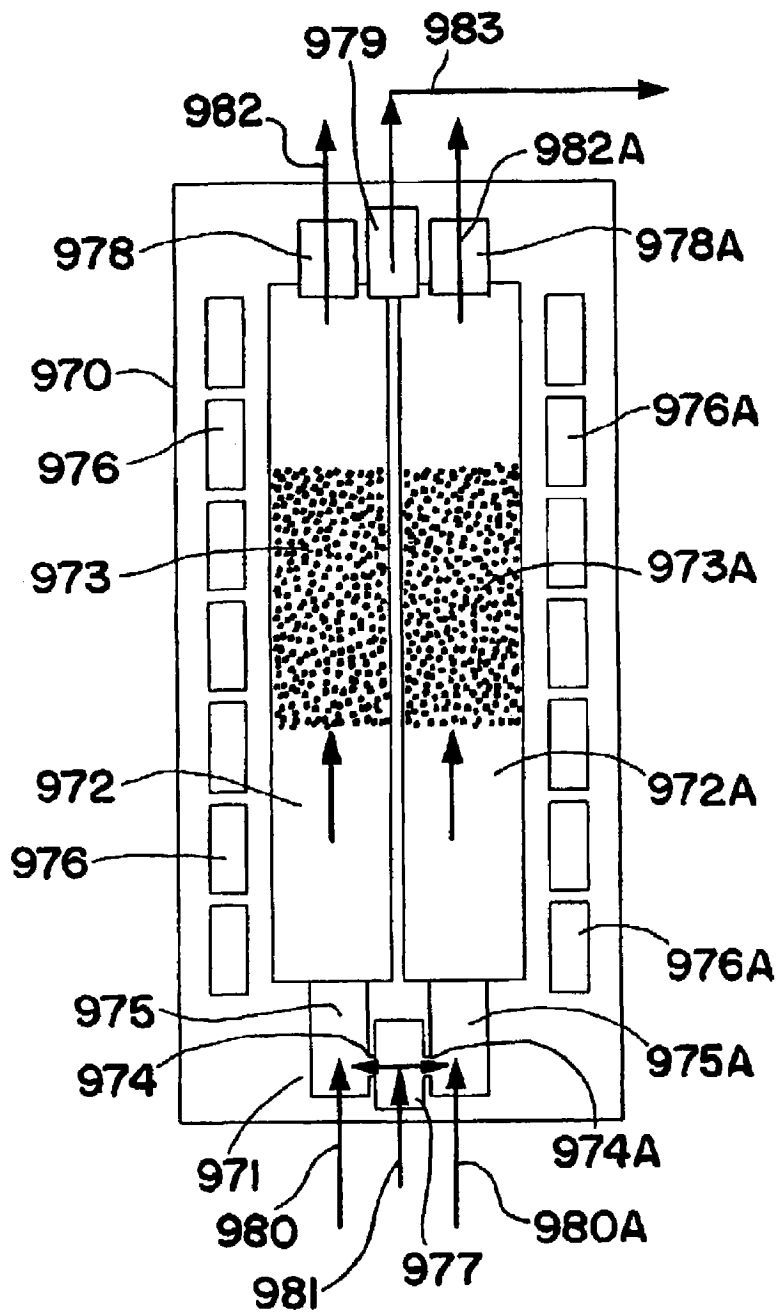


图 37

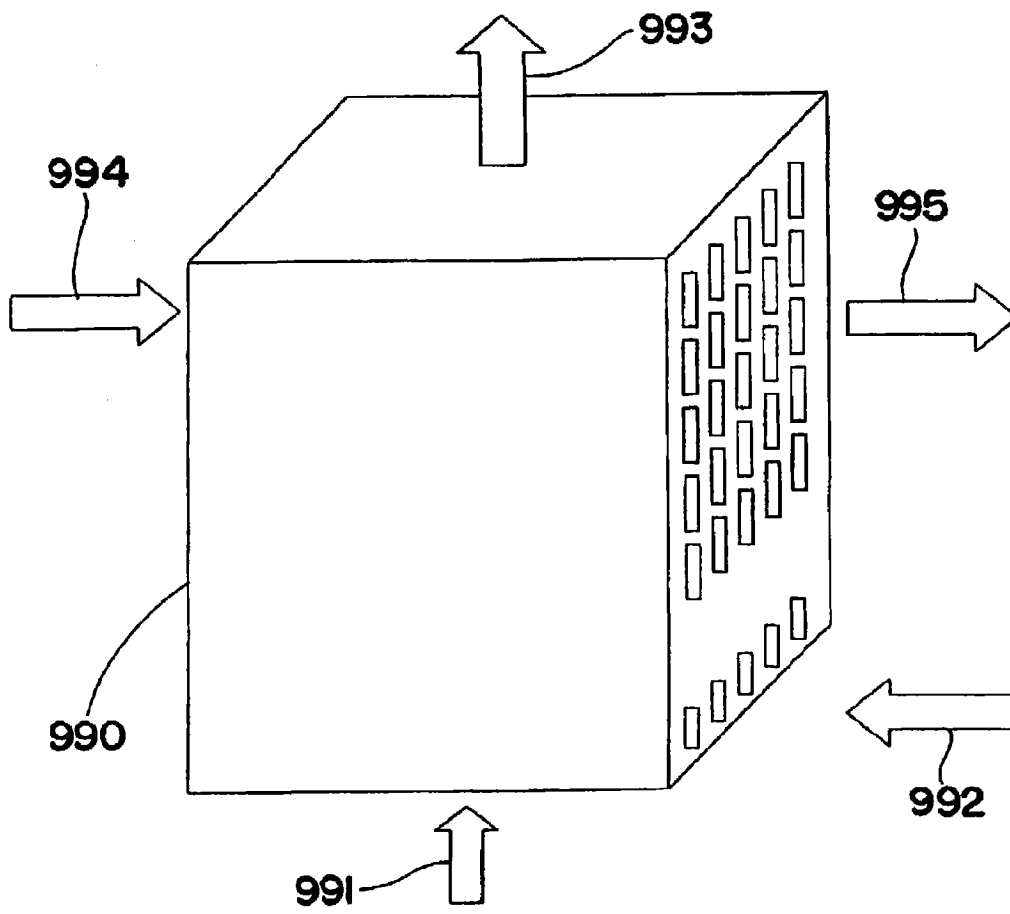


图 38