



[12] 发明专利说明书

CN 1021730C

[21] 专利号 ZL 88108252

[51]Int.Cl³

C07C 2/78

[45]授权公告日 1993年8月4日

[24]颁证日 93.5.27

[21]申请号 88108252.X

[22]申请日 88.12.2

[30]优先权

[32] 87.12.3[33] FR[31]87/6804

[73]专利权人 法国气体公司

地 址 法国巴黎

[72]发明人 盖伊·玛丽·科姆

C07C 11/22 C07C 11/04

[74]专利代理机构 中国国际贸易促进委员会专利

代理部

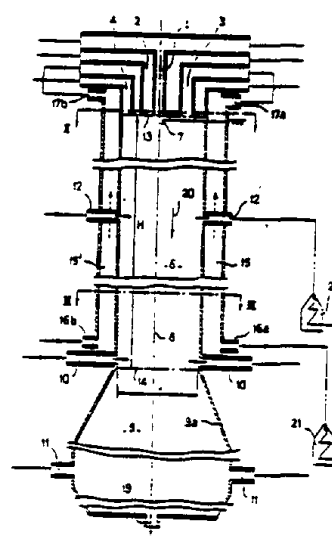
代理人 唐 跃

说明书页数: 附图页数:

[54]发明名称 烃类转化的方法及设备

[57]摘要

烃转化的一种方法和设备。至少含 20% (体积) 氧气的第二气体和一种烃首先各自在物流管 (1, 3) 中形成环形流。按空间分布使烃周围第二气体; 在第一指定环形段上将这些材料送入混合-反应室 (6), 其后使这些物质相混, 引燃氧气和烃, 以提高转化反应; 然后在位于第一指定的环形段下游的第二指定环形段上, 在急冷室 (9) 内, 对所产的混合物进行急冷; 随后回收所产的急冷产物。本发明特别适用于制造诸如乙炔和乙烯之类的转化产品。



权利要求书

1. 用于实现至少含 20% 氧气的反应气的第一和含烃的第二反应物之间的放热转化反应器, 该反应器包括:

用于混合和引燃上述第一和第二反应物以便进行放热转化反应的混合 / 反应室, 其中湿表面与混合 / 反应室的体积比为 $40-250\text{cm}^{-1}$;

用于引燃上述混合 / 反应室中反应物的引燃装置;

第一进料管装置与上述混合 / 反应室连接用于环流, 从而将上述第一反应物通入到其进料末端;

第二进料管装置与上述混合 / 反应室连接用于环流, 从而将上述第二反应物通入到其进料末端, 上述第二进料管装置沿上述进料管装置的至少两个外面扩展并且其至少在混合 / 反应室附近与上述第一进料管装置是平行的; 和

流出装置是与上述混合 / 反应室的骤冷区连接, 用于回收得到的骤冷反应产物。

2. 根据权利要求 1 的反应器, 其中上述混合 / 反应室包括至少部分由热传导材料制成的外壁, 热传导材料选自金属, 金属合金和陶瓷, 其用于将转化反应的热通过上述壁转移, 因此, 上述混合 / 反应室在上述进料末端的对面末端提供了聚冷区。

3. 根据权利要求 1 或 2 的反应器, 该反应器还包括沿上述混合 / 反应室的至少两个外面扩展的预热器, 其用于在将所述预热反应物引入所述混合 / 反应室之前, 通过转化反应外壁转移过来的热来预热至少第一反应物或第二反应物之一。

4. 根据权利要求 1 的反应器, 其还包括在卸料前, 为反应产物的进一步聚冷于混合 / 反应室的聚冷区和所述卸料管之间插入的聚冷室。

5. 根据权利要求 1 的反应器, 其还包括补充的管道用于以与上述混合 / 反应室成直角方向将添加的原料导入上述混合 / 反应室, 所述混合 / 反应室区位于上述第一和第二进料管与上述室相连的区和上述室与上述的聚冷室区两者的中间。

6. 根据权利要求 1 的反应室, 其中第一和第二进料管开向混合 / 反应室的终点部分, 所述终点部分在该室附近逐渐变窄以便形成颈口。

7. 根据权利要求 1 的反应器, 其还包括与上述混合 / 反应室连接的第三进料管装置, 其用于将含

至少 30% 体积氢气反应气的第三反应物通入到其进料末端, 所述第三进料管装置沿至少在所述混合 / 反应室附近的上述第一和第二进料管装置之间扩展。

本发明关系到烃类 (例如甲烷) 转化的方法及设备, 可供制备转化产品 (例如乙炔) 之用。

事实上, 目的在于把烃类原料转化成为专用于化工的基础产品。

在本发明范围以内可以入选的烃类原料或进料中, 必需指出, 还包括甲烷、天然气、液化石油气 (LPG)、轻汽油及石脑油、石油重馏分、或炼油产品、原油以及一般说, 从矿物原料、页岩及油砂沥青、煤、或从生物质、动物物料或各自废品 (民用垃圾) 所得到的气体或液体烃类。

这些原料转化所得的当前化学工业上广泛采用的基础产品有诸如乙炔、烯烃及二烯烃之类的低分子量不饱和烃类, 或是分子量也比较低的饱和烃类, 或是还可能包括一氧化碳或氢气。

目前有各种类型转化烃类的方法及设备。

首先, 说明一下众所周知的“热加工”方法, 该方法可以分成两大类。

第一类是通过高能电源 (电弧或等离子弧提供转化反应所需的能量)。

第二类是通过一部分烃类进料自身燃烧 (已知的方法中叫做“一段”法) 或是另用燃料燃烧, 以取得化学源的能量。燃烧的产物或是与烃混合 (所谓“两段”法), 或是用于加热反应器壁上所安装的耐火材料, 以保证上述烃的转化 (所谓“循环”法)。

所谓一段法的两个基本特点包括, 一方面借助于辅助燃烧反应来预热反应物料 (至少是氧气和一种烃), 另一方面, 在进行放热氧化反应之前, 对上述原料进行预混, 以导致初始烃的转化。

在该一段法中, 原料在反应室中的预混合是必不可少的, 考虑到气体的扩散速率与原料彼此之间的接触时间是相反的, 因此, 需要进行控制, 以保证在适宜的条件下进行转化反应。

当严谨测定此等类型方法的反应历程时, 发现烃一部分转化成乙炔 (当选用甲烷燃料时), 一部分转化成一氧化碳、氢、二氧化碳和水。在实际中难免形成积炭, 而且这种缺陷是难于克服的。所得

的反应混合物需要最终急冷，当用油急冷时，可以从反应的气体中回收大量的显热，而且稳定了转化所得产品。另一方面，选择性（指烃类实际上转化成所需要的烃类转化产品的百分数）颇为中等，也就是说，生成一氧化碳的比例相当高。

在两段法中，第一段是通过氢-氧型燃烧反应产生温度很高的气体。为了缓和温度上升，一般加入水蒸汽。第二段则将所得的热气体与要转化的烃进行混合，后者即进行热解反应，当以甲烷作为原料烃时，则生成诸如乙炔和乙烯的热解产物。

一般来说，为了提供反应产物的混合度，将取得热解产物循环通过文丘里管或类似的混合器，然后再急冷。

实际上，这种类型的方法似乎仍然是比较不适用的，特别是当以甲烷作为原料烃的情况下。此外，发现由于反应的特殊放热以及其暴烈性。所以进行反应的设备器壁要求用高度耐高温材料（耐火材料）制备。

本发明的目的就是恰好要解决目前已有的各种转化方法中所存在的困难与缺点。为达到目的，发明中提供了：

——用至少一种类型的烃或烃进料，和至少含氧 20%（体积%）的第一气体作为原料物质；

——首先，使此等物质在平行的诸物流管中各自，（也就是说不能混合）形成环行流，而且采用空间分布，使第一气体至少在两侧被上述烃所围绕；

——在第一给定的环形段中，当使此等物质混合时，引燃氧气与烃，以诱发转化反应；

——之后，如众所知，在处于第一环形段下游的第二环形段，引入急冷液（例如油），对所生成的混合物进行急冷，随后即可回收急冷的转化产品。

在某些情况下，特别是要提高反应的选择性时，还要再加入第二气体作为进一步的原料物质，其中至少包括 30% 的氢气（体积%）。该第二气体首先不混合，在与烃和与上述含氧第一气体平行且大体上相互邻近的物流管中形成环行流，在上述的烃氧引燃的环形段中，当使物质混合在一起时，氢气也会引燃。

在此情况下，通过富氧第一气体和富氢第二气体的混合燃烧反应所得的物质，将照样与围绕第二

气体的烃进行混合，在引燃物质之前不用先加入水蒸汽。

此外，在此情况下，由于第二气体在二者之间的介入，第一气体在不接触烃的情况下，可以发生大量的反应。

还必需指出的是，两种气体与烃通过扩散将要大量进行混合的这一特性，根据观察，可以不予考虑。

必需指出，在本发明中，富氧第一气体也可含有一定量的氢气，实际上存在于第二气体中的氢气（体积）量，要至少等于存在上述第一和第二气体中氢气总量的 10%（最好是 100%）（体积%）。

还要指出的，就存在于第一和第二气体中氢气和氧气的体积总量来说，氢气与氧气的比例要大于 2:1，最好是 4:1 是可行的。

如前所述，本发明还关系到为实现刚叙述过的方法所用的设备。

这种型的设备包括用于分布至少富氧第一气体和烃进料的分开的供料物流管，从上述物流管喷入混合反应器中的第一气体与上述的进料，用点火器可以引燃，点火器的伸入端，对着上述物流喷出处。通过装有导管的急冷室，回收转化产物，设备的特征在于上述供料物流管伸入混合-反应室中，而且随后相互平行延伸，由内向外；

——通过物流管使第一气体形成环形物流；

——之后，通过物流管使烃进料形成环形物流。视需要，在供氧与供烃物流之间可以插入供氢物流管。此外，还可有围绕着烃物流管的供水物流管。

借助于各自物质的特殊空间分布，可以保证降低设备内部的热应力，混合反应室的壁可以用金属制造。可以理解，这将使设备的制造简化而且省钱。

此外，与现有设备相比，将会减少操作中潜在的危险性。

本发明的目的、特点及优越性，根据附图作如下说明，将会益发明明显其中：

图 1 根据本发明中反应器，沿着图 5 中 I—I 线中线截面的剖面图。

图 2 沿着图 1 的 II—II 线，示反应器进料导管的剖面图。

图 3 沿着图 1 的 III—III 线，示反应器的剖面

图。

图 4 各种上述导管末端实体的可能形成。沿着图 1 平面的半剖面，示导管向混合-反应室的喷射区域。

图 5 本发明设备的外形草图。

参照图 1 和图 2，首先可见本发明的反应器主要包括一个混合-反应室 6，其纵轴中心线 8 向下延伸，通过下部的另一个室 9（即所谓急冷室），该室通过一个扩大锥体（或叫分配器）9a 与反应室 6 相联。

按照本发明，至少有一个含有至少 20% 氧的第一气体以及一个烃进料，从顶部进入混合反应室 6，分别从供物流管 1 和供物流管 3 喷出，这两个物流管是相互分开又大体上相互平行的。

尽管二物流管的实施方案的设想是完全可能的，事实上，在各种图中都可以看到还有没有提到的，插在物流管 1 与 3 之间的标号为 2 的物流管，用来把含有至少 30% 的氢气的第二气体喷入反应室 6。

还可以见到，围绕着待转化烃进料的物流管 3 还安排有标号为 4 的供料物流管，该最后物流管的目的是向反应器送水，旨在使反应室 6 的器壁温度维持在允许水平。

为了清楚起见，下文就推荐的四物流管的专门实施方案进行说明。

根据后者，各种反应器进料的空间分布（反应室 6 的上部）于是就把各物流管装成沿着反应器中心线 8 大体上平行延伸，从里向外，一个套一个。

——在物流管 1 中形成富氧（至少 20%）的第一气体环形流；

——其后物流管 2 中形成富氢（至少 30%）的第二气体环形流；

——其次，在物流管 3 中使待转化的烃进料形成环形流；

——其次（这是可以任选的）水进料物流管 4。

为了点燃允许进入反应室 6 的各种物质，从而产生转化反应，在该反应室的上部附近设有供给高压电的点火器 7。

在该室的中部附近可以看到大体上垂直于反应器中心线 8 插入反应室的通道或导管 12 使其得以任选另外的烃进料，下面还要讨论。但是，必需指

出，这一进料与通过物流管 3 的进料有所不同。

在反应室 6 的下部，在反应室与扩大锥体 9a 的连接处，有垂直于中心线方向 8 插入的喷嘴 10，供送入急冷液（例如油）用。

导管 11 能连续把经过急冷并稳定过的转化产物回收并排出。急冷流体可以通过导管 19 移去。

此外，从图 4 可见，在喷入反应室 6 中的地区附近，各种物流管端部向下向反应室以一个大体上固定角度逐渐收敛，以形成一个颈口或是喷嘴 18。实际上，各物流管口的约束角度 α 、 β 、 γ 及 δ 将取决于进入反应器达到操作条件的物质的环形运动条件。

现在让我们回到更精确地认识本发明中图 1、3 和 5 反应器的特殊形式及尺寸，特别是在已用纵剖面图 3 作过说明的圆筒形混合-反应室 6 上。图 5 中的反应器没有注明尺寸，因为按照本发明，反应室 6 的湿润表面与体积比最好是 40 至 250 米⁻¹ 之间。

举例说明，可以设想一个此种类型的反应室，其宽度数量 W 为 2 至 8×10^{-2} 米，长度数量 L 为 8 至 10 米和高度 H 约 4 至 5 米，该高度量于上起反应室上限 13（即处于喷射物流的区域），下至下限 14（即在反应室 6 与扩大锥体 9a 相联处）湿润表面 $(2 \times H \times L) / \text{体积} (W \times H \times L)$ 大约为 100^{-1} 米。

在图 1 中还有要说明的，在反应室 6 高度的大部分及其长度 L 的至少一部分上环绕着两个预热室 15、15'，可使全部的或某些通过物流管 1—4 供给的物质，在与反应室 6 的热的外壁（可由金属制作，以下还要讲）接触过程中，与反应物质环形对流进行预热。

实际上，通过物流管 3 送入反应室的该物流与其它物流无关，烃进料可以被再细分进入许多通道 16a、16b 等，为此可以把进料流分布于反应室的全长 L 中，可以从预热室 15、15' 底部附近进入，然后自由环形向上移动，通过通道 17a、17b 等进行回收，然后再合起来重新形成单流进入物流管 3。

可以理解，这种形式的预热，对于烃进料以外的物质也同样可以实现。但是，预热室 15、15' 必须要分隔开，为的是防止物质进入反应器之前产生混合。

实际上,这种类型的预热,可能促进反应器的操作条件,其操作方法将作如下说明。

如前所见,在任选的预热之后,转化反应所需的物质首先要进入混合-反应室6的上部,通过互相平行的各物流管向反应室6,按箭头20所示的方向,由内向外喷入富氧第一气体,然后富氢第二气体(实质上呈邻接状态环绕着富氧第一气体),同样,它自身也被实质呈相邻接状态的烃进料或是任选的水蒸汽物流所环绕。

混合-反应室6的进口附近,当这些物质开始要混合时,就用点火器7引燃,实质上是在同一个环形移动水平上,如此则启动了转化的操作。图上没有画出一个氢-氧小型火焰,使之能用简便的方法保持连续引燃并控制烃转化的温度,尽管难于精确说明并且与操作条件有关,在反应室6的顶部应该大约在800至1600℃之间。

实际上,该反应室的壁温,可以通过例如注入蒸汽,控制氧的允许进入量,或是在15,15'室中预热待转化的烃,一般要保持低于1100℃左右,在该反应室6内的物质停留时间,一般要在2毫秒与大约0.5秒之间,以10至100毫秒之间为宜。

进入反应器底部后,温度一般要达200至大约500℃,转化的产品在急冷室9内进行处理,采用一般方法,与从喷嘴10喷出的急冷液(例如油)接触急冷,如此可以实质上达到室温。

待转化的烃类中不是以所谓的轻烃为主(就是说大约在50%以上)的情况下,也即是含2个至5个碳原子之间的烃,需要指出,除上述急冷而外,发现此种烃可以作为反应混合物的预先急冷之用。此种流体或液体轻烃进料,可以通过导管12送入,从而在反应室6的中部附近喷出,成为与反应混合物相交的物流。

需要指出,当采用此种类型的低分子量烃进料时,离开反应器的氢气量将要增加。

实际上,转化的烃类,一旦经过急冷稳定,则流入急冷室9的底部,经过排放导管11(见图1)进行回收。

现在让我们再简短地回到所用反应物质的特征上来,首先,通过反应器中心物流管1,而形成环流的第一富氧气体可以任意含有一定量的氢气,而在此情况下,烃可以是烃类的混合物,也可以含有一定量的水蒸汽(在此情况下至少要含有10%

(重量)) 甚或是氧气[在此情况下至少要含有5%(体积)]。

但是,必须指出,环行移动的氢气量,在任何情况下都要超过氧气的量,更确切地说,根据本发明,规定了第一和第二气体提供的(体积)氢气量,需要至少比第一气体所提供的氧气量大两倍,最好大四倍。此外,第二气体所提供的氢气量需要至少为第一和第二气体所提供氢气总量的10%,最好为100%。

这种方法,氢气实际上起到第一富氧气体与烃进料之间的化学绝缘层作用。此外,过量的氢气能够介入(特别是能促使)反应物质的稀释,并且一旦反应器点火,则能够控制温度上升。

还观察到,此种故意过量的氢气,可使其提高待转化的原料烃的转化选择性,因此减少了积碳及其不想要的沉积物的形成,促进生成低级不饱和物转化烃(例如乙烯、丙烯等),减少了低级不饱和物转化烃(例如乙炔)。

就此烃类转化所需的自由焓而论,可以指出,全部由第一气体中所传送的氧气来提供,同时也可以由待转化的烃进料中的氧气来提供,后者系指通过导管1(送入富氧气体)及导管3(送入烃)独立控制氧气的进料量来提供。上述氧气的进料量是原料烃进料及希望的转化产品的函数。在这个问题上,业已知晓,控制用烃传送的氧气量将影响反应温度,从而能够控制与反应后离开反应器的氢气量同样生成的一氧化碳的量,这样可以达到这一方法的真正的“自供热”操作。就是说,所有进入预热室15、15'的物质,实质上都是处于室温。

可以看出,与众所周知的上述一段或二段转化方法明显不同。

对于这点还需要进一步加以说明,特别要指出的是,存在于第一气体中的氧气,按照本发明所选的实施例和使混合-反应室6的物质引燃时,是通过富氢第二气体与烃隔开的。因此,以在引燃之前使氧气与烃预混为特点的一段方法,与这种情况无关。此外,在本发明中,由氢气和氧气之间的混合和燃烧所产生的气体物质,不象二段法那样,事先加入蒸汽就与烃进料混合。

此外,试验所取得的结果表明,要考虑反应器的几何形状,和要使混合-反应室的润湿表面与体积之比在40米⁻¹和250米⁻¹之间,通过扩散促

使物质大大混合的特性。这里将不予考虑。

一些试验所得的结果可以证明，离开反应器的氢气量可能大致上与入口处相同，这在一定意义上表明氢气完全是起促进作用，因此似乎可把氢气看作是一种理想的烃进料转化反应的引发剂或均相“催化剂”。实际上，反应器照这样程度的操作，将随着由烃物流带人的氧气量的增加和随着待反应物质全部或部分进行预热而成比例地加深。实际上，进入反应器的氧气与烃之比是相适应的，基本上随所寻求的转化率（即已转化的烃量与进入的烃量之比）和选择性而变。

不管所选定的这些物质的量如何，可以看出，这种预热，尤其是烃进料的预热，是按环形流、沿着混合-反应室6的外壁与反应物质逆流换热。直至反应室中反应物质预急冷（或冷却）之前，这种传热效率都在升高。

但是，还要重视辅助预热器，特别是上述进料的辅助预热器，应用象21之类的通用换热器。待预热物质在到达反应器之前可在此换热器内循环。

即使如此，还要懂得，用沿反应室6壁的环形传热面预热，可通过尽可能地采用完全的金属壁（例如25Cr/20Ni或25Cr/35Ni/1.5Nb钢的壁）而大大地促进，与此相反，有些已知装置的室壁是由耐火材料制造的。

当然，反应器的这种金属结构事实上可以大大提高在反应器中心区发生氢气与氧气之间的高放热反应，和紧挨反应室6壁周围区发生烃转化的吸热反应，此外烃对反应器壁起隔热材料的作用。关于热保护，如果用物流管使喷出的水蒸汽形成环形流（可含少量分散形式的油），沿着室壁的内表面，显然会提高热保护的程。

必须注意，如果使蒸汽形式的水与通过物流管3形成了环形流的烃进料预混，仍然可使热障得到进一步改善。

就含在反应混合物中的这种水蒸汽的有用性而论，不论是通过进料物流管由外面来的水蒸汽，还是通过化学反应就地产生的水蒸汽，都有重要作用。应该指出的是，加入水蒸汽不仅会影响反应器中的温度和为主的水蒸汽分压，而且可以降低焦炭沉积和防止反应器金属壁易于氧化的作用。

虽然到现在为止对这点既未说明，也未例证，但是显然，在急冷操作终了，在所得的转化产物稳

定之后，产物中至少有一些可被回收并循环到相应的进料物流管中去。

关于使离开反应器的产物（特别是氢气、一氧化碳和部分未转化的烃）循环的方法具有特别好的灵活性，这点是明显的。更准确地说，这些循环方案的范围可从第一界限到另一界限。第一界限（事实上是已知的）包括：

从回收的原料烃中分出一氧化碳和氢气，将这一氧化碳转换成氢气，将氢气循环到物流管2（和或1），和将上述烃循环到物流管3。另一界限是将一氧化碳/氢气/回收原料烃的混合物，不分馏原样循环到相应的物流管内。按照同样的思路，还可以分馏，按照实际上已知的方法，将一部分离开反应器的烃循环到物流管3，如果需要，也可循环到管线12。

列举在下面的一些实施例，是为了尽可能地阐明本发明的应用条件。

实施例1

将氧气、氢气和甲烷分别送入物流管1、2和3。

这三种气体的体积比为0.75:3:1。

使气体沿反应器的混合反应室的外壁环绕15、15'进行预热。

当气体进入该室时，开始引燃，转化反应开始。混合-反应室中的甲烷转化温度大约为1300~1400℃。

所得的反应混合物急冷之后，可得到下列的含碳物质：乙炔、乙烯、乙烷、一氧化碳、二氧化碳、甲烷和氢气。

这些物质在反应器中的平均停留时间约为40毫秒。

实施例2

重复实施例1的操作步骤，按约10%（体积）的比例将氧气加入甲烷。

将所得的结果与实施例1相比，可以看出，所生成的不饱和烃（乙炔）、一氧化碳和氢气的量升高。

实施例3

重复实施例1的操作步骤，按大体上与甲烷相等的量，通过诸通道12送入乙烷。

与实施例1的结果相比，可以看出，所得到的乙烯和乙炔以及氢气的量升高。

实施例 4

重复实施例 3 的操作步骤，用丙烷代替乙烷。

除了得到实施例 3 所生成的产物外，还可看到有生成的丙烯。

实施例 5

通过在预热器换热器 21 循环和通过与反应器壁（在室 15 和 15' 中）热交换使烃进料预热之后将下面的物质送入反应室 6：

——从物流管 1 喷出的氧气；

——从物流管 2 喷出的约含 60% 氢气和 30% 甲烷的、特殊还含其它烃、一氧化碳、二氧化碳和氮气的焦炉气；

——从物流管 3 喷出的约含 80% 甲烷、特殊还含乙烷、丙烷和丁烷的天然气。

在三物流管 3 中形成环行物质的体积比为 0.35 / 1 / 0.5。

急冷之后，所得反应产物含有乙炔、乙烯、一氧化碳、二氧化碳以及少量的各种单烯烃、二烯烃、炔属化合物和饱和烃。

实施例 6

重复实施例 5 的操作步骤，用大约含 75% 氢气和 25% 一氧化碳的所谓合成气代替焦炉气。

在此情况下，在三物流管中形成环行物质的体积比为 0.3 / 1 / 0.45。

急冷之后，得到与实施例 5 类型相同的气体混合物。

实施例 7

在通过与反应器壁热交换进行预热之后，送入下列物质：

——通过物流管 1 的氧气；

——通过物流管 2 的氢气；

——通过物流管 3 的重量比为 0.65 / 1 的水蒸汽与烃的混合物。在此情况下烃进料包含瓦斯油轻质部分和重质部分的混合物，它的成分式为 $\text{CH}_{1.25}\text{S}_{0.005}$ 。在三物流管中形成环行物质的体积比为 4 / 1 / 2.4。

——反应混合物急冷之后，可得到饱和烃（包括甲烷）、不饱和烃（单烯烃、炔属化合物）、与苯有关的烃、一氧化碳、二氧化碳、二氧化硫和氢气的复杂混合物。

虽然上面的说明主要只是提供了以资参考的特

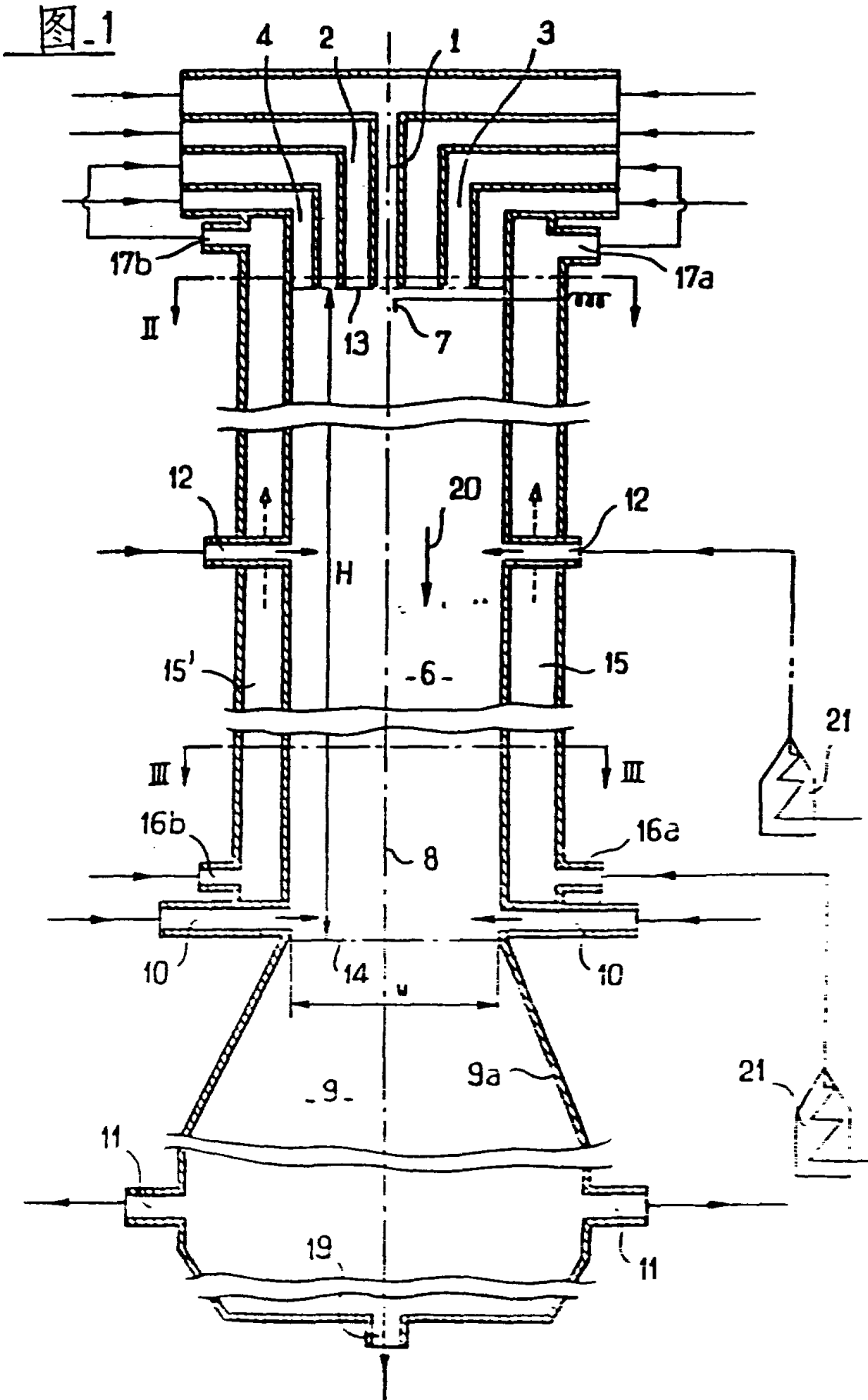
殊实施方案，但是应当很明显，本发明完全不限于此特殊实施方案，还可能提出各种型式可供选择的方案。

特别是在靠近各气流通向混合-反应室 6 的部位，可以设置不同形式的反应器进料物流管，以使所得的物流管只是在相对的两侧环绕更靠中心的物流管，而不是整个四周那环绕更靠中心的物流管，例如象图 2 所示的那样。

再者，就反应器的几何形状来说，可以设计成大体上圆环柱形的混合-反应室，根据相同的圆环柱形的几何形状同轴安排诸进料物流管。

此外，还可以用座落在室 15 和 15' 的下游，在室的出口设置相同的换热器 21 代替位于室 15 给 15' 上游的换热器 21，进行辅助预热。

最后，虽然特别重视用金属制造混合反应室壁，但是丝毫不排斥采用其它的材料，特别是陶瓷一类的“新”材料。



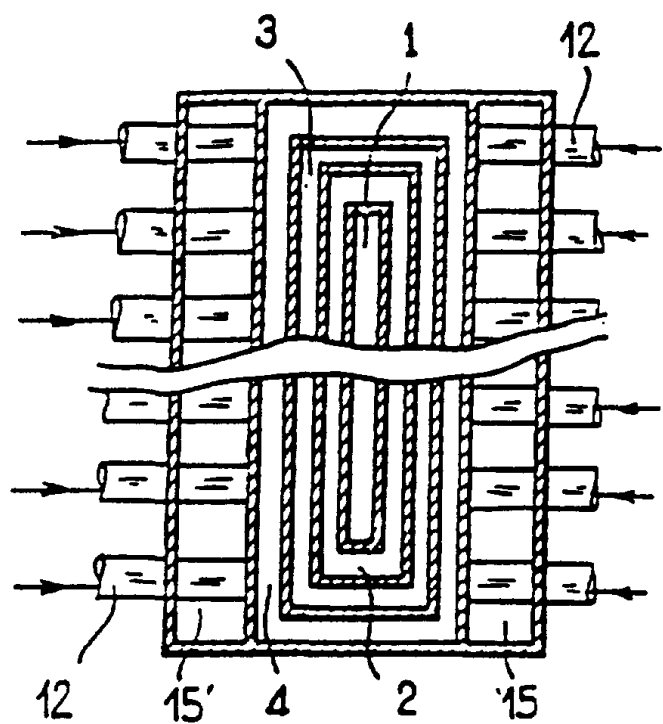


图.2

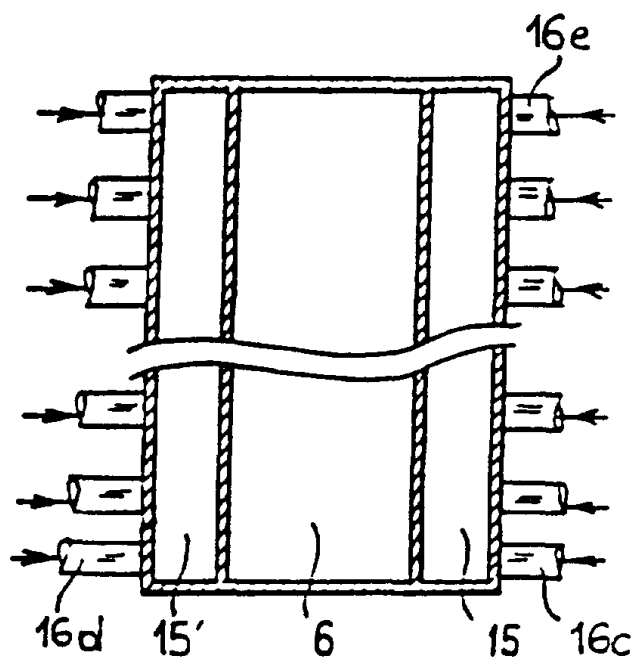


图.3

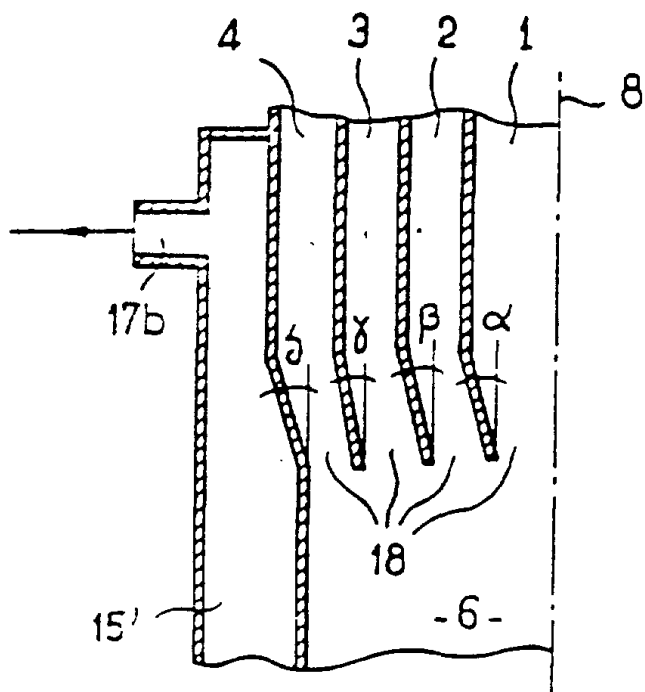


图.4

图_5

