

# [12] 发明专利说明书

[21] ZL 专利号 95196944.7

[45]授权公告日 2001年9月12日

[11]授权公告号 CN 1070832C

[22]申请日 1995.12.18

[21]申请号 95196944.7

[30]优先权

[32]1994.12.22 [33]NO [31]944982

[86]国际申请 PCT/NO95/00236 1995.12.18

[87]国际公布 WO96/19424 英 1996.6.27

[85]进入国家阶段日期 1997.6.20

[73]专利权人 挪威国家石油公司

地址 挪威斯塔万格

[72]发明人 R·洛登 P·索拉克

[56]参考文献

EP336622A2 1989.10.11 C07C5/333

US4891464 1990.1.2 C07C5/333

审查员 陈伟

[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

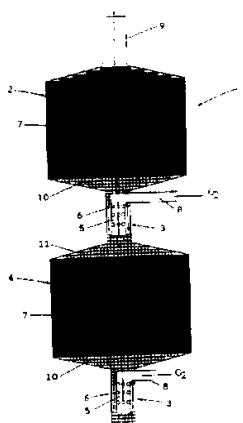
代理人 王杰

权利要求书2页 说明书10页 附图页数5页

[54]发明名称 通过有选择地氧化氢使烃被催化脱氢的  
反应器

[57]摘要

一种含烃物流中可脱氢的烃、尤其是 C<sub>3</sub> 和/或 C<sub>4</sub> 烃借助氢的选择性氧化进行催化脱氢的反应器,其中包括在含烃物流的流动方向上顺次连接的:第一催化剂区(2),氧气混合区(3),设有用于将含氧气体分别加入含烃物流的装置(5),第二催化剂区(4),氧混合区在含烃物流的流动方向上具有占两个催化剂区(2,4)之一横截面积0.5—75%的横截面,从而在氧混合区(3)中获得比催化剂区更高的流速,含氧气体进料装置(5)被设计用来以至少 1m/S 至高达比氧混合区中含烃物流的流速高 200 倍为止的流速加入该气体。氧混合区(3)至少在氧进料装置(5)附近不含催化剂。



ISSN 1008-4274

## 权 利 要 求 书

1. 用于借助氢的选择性氧化反应对处于含烃物流中的可脱氢烃进行催化脱氢的反应器，其中包括在含烃物流的流动方向上顺次连接的：

第一催化剂区（2），用于容纳任选地同样起着氢氧化催化剂作用的脱氢催化剂，或脱氢催化剂与任选的附加的氢氧化催化剂，在后一种情况下，所述催化剂区（2）用于在其入口处容纳所述氢氧化催化剂，

氧混合区（3），设有用于将含氧气体分别加入含烃物流的装置（5），该氧混合区（3）至少在靠近氧进料装置（5）的区域内不含催化剂，以及

第二催化剂区（4），用于容纳同样起着氢氧化催化剂作用的脱氢催化剂或同时容纳脱氢催化剂与氢氧化催化剂，在后一种情况下，所述催化剂区（4）用于在其入口部分容纳所述氢氧化催化剂，

其特征在于：

氧混合区（3）在含烃物流的流动方向上具有占两个催化剂区（2、4）之一横截面积 3 - 50% 的横截面，从而在氧混合区（3）中获得比催化剂区更高的流速 1 ~ 50m/s，

用于将含氧气体加入处于氧混合区中的含烃物流的装置（5）被设计用来以 35 ~ 200m/s 的流速加入该气体，

由用于单独地将含氧气体加入处于氧混合区（3）中的含烃物流的装置（5）的出口至处于第二催化剂区（4）中的催化剂的距离使得其在不到 15 毫秒的时间内被含烃物流横截穿过。

2. 按照权利要求 1 的反应器，其特征在于所述处于含烃物流中的可脱氢为  $C_3$  和/或  $C_4$  烃。

3. 按照权利要求 1 的反应器，其特征在于第一催化剂区（2）被设置用于容纳同样起着氢氧化催化剂作用的脱氢催化剂。

4. 按照权利要求 3 的反应器，其特征在于对  $C_3$  和/或  $C_4$  可脱氢

烃进行催化脱氢处理。

5. 按照权利要求 1~4 中任一项的反应器, 其特征在于氧混合区 (3) 在含烃物流的流动方向上的横截面积为两个催化剂区 (2、4) 之一的横截面积的 5~25%。

6. 按照权利要求 1~4 中任一项的反应器, 其特征在于用于将含氧气体供入氧混合区 (3) 的装置 (5) 被设计成沿与含烃物流的流动方向横截的方向加入所述气体。

7. 按照权利要求 6 的反应器, 其特征在于含氧气体进料装置 (5) 处在氧混合区 (3) 的横截面中心并且含有一个或多个配备有孔或径向延伸喷嘴 (6) 的管 (5)。

8. 按照权利要求 7 的反应器, 其特征在于用于将含氧气体加入氧混合区 (3) 的进料装置 (5) 包括一个管 (5), 该管延伸通过反应器并且在氧混合区中设有孔或喷嘴 (6)。

9. 按照权利要求 6 的反应器, 其特征在于含氧气体进料装置 (5) 被设置在氧混合区 (3) 的外面以便使含氧气体通过所述区域的外壁上的孔或喷嘴 (6)。

10. 按照权利要求 1~4 中任一项的反应器, 其特征在于在第一催化剂区出口附近和/或氧混合区 (3) 的入口附近设有固体颗粒层 (10), 其目的在于防止来自氧混合区 (3) 的氧回流进入第一催化剂区 (2)。

# 说明书

## 通过有选择地氧化氢使烃被催化脱氢的反应器

本发明涉及用于通过有选择地氧化氢使可脱氢烃类、尤其是  $C_3$  和  $C_4$  烃被催化脱氢成为更具不饱和性烃的反应器。

烃的催化脱氢属于公知的工业上的重要方法。该反应强烈吸热。在绝热条件下，这导致反应混合物的温度下降并且伴随着反应速度降低。因此，现存的催化脱氢方法依赖于外部供热以便维持反应温度。此外，在典型的方法条件下，脱氢反应受到平衡限制。

上述限度导致人们开发出自热脱氢方法，其中脱氢过程与借助含氧气体将形成的氢氧化为水的过程结合起来进行。在典型反应条件下，通过燃烧约半数形成的氢而放出的热将弥补由于吸热脱氢反应导致的热损失。除了达到所需的热平衡以外，在燃烧反应中氢的消耗会使所需的脱氢反应的平衡沿着转化成更多的脱氢烃的方向移动。

在这种烃的自热脱氢反应中，迫切需要在不发生任何实质性的烃被氧化为碳的氧化物的条件下进行氢的选择性氧化反应，其原因在于烃的氧化会由于直接损失产物和形成 CO 而降低脱氢过程的效率。CO 会对脱氢催化剂的性能产生不利影响并且因此而间接降低所需的脱氢烃的产率。

US4914249 描述了可脱氢烃的自热脱氢方法，其中包括二个脱氢步骤和一个将氢选择性氧化为水的中间氧化步骤。在该已知方法中，第一脱氢步骤的流出物流含有由脱氢烃、未转化烃、氢和蒸汽形成的混合物，该物流在一个优选地处在氧化催化剂床附近的位置上的单独氧化区中在独立的氧化催化剂上进行氢的选择性氧化，向该区域中加入燃烧所需的含氧气体。该单独氧化区的流出物随后进行后续的脱氢步骤。该专利并未明确含氧气体进入氧化区并且与第一脱氢步骤流出物混合的流动条件。

US4739124 介绍了另一自热脱氢法。其中，以乙烷为代表的烃

在含有至少 2 个单独的脱氢催化剂床的反应器中被催化脱氢。含乙烷的进料物流通过脱氢条件被保持在 538—750℃ 的脱氢催化剂第一床层。来自该床层的含作为产物形成的乙烷、乙烯与作为副产物形成的氢的流出物被冷却后与含氧气体混合，所形成的混合物被送入被保持在氧化促进条件下单独的选择性氢氧化催化剂床层。由于氢燃烧而得到加热的该氧化床的流出物流通过与第一脱氢催化剂床层相似的第二脱氢催化剂床层。

在 US4739124 的方法中，通过直接或间接换热冷却第一脱氢催化剂床层流出物的目的是提高氢氧化催化剂床中对氢的燃烧的需求。由于气体混合物中大部分氢不得不被消耗掉以便达到所需的脱氢温度，所以气体混合物中脱氢烃的平衡浓度增大，更高的平衡浓度成为在脱氢反应中达到更高的转化率的动力。

US4739124 的方法中含氧气体的分布与混合发生在第一脱氢催化剂床与氢氧化催化剂床之间的不含催化剂区域。该含氧气体可以通过喷嘴(如图所示)或同样如该专利所建议的那样通过具有圆形或分支结构的管道的复杂栅板(8 栏, 54—58 行)并流地被导入。同时还提到了可以在不含催化剂的区域中放置不同的构件以改进混合效果，但是由于这些构件会提高反应器的成本并且增大整个工艺的压降，所以不推荐使用这类构件。该专利未指出相应于脱氢催化剂的二个床，不含催化剂区域应该具有一个受限制的流动横截面以便增大不含催化剂的氧化混合区中的流速。

业已发现，在借助氢的选择性氧化进行的烃的自热或近似自热脱氢法中，当氧化所需的含氧气体被导入该工艺并且在特定条件、尤其是特定的含烃主物流流速下与含烃主物流混合时能够实现更有效和更具选择性的氢的氧化反应。

因此，本发明提供一种含烃物流中可脱氢的烃、尤其是 C<sub>3</sub> 和/或 C<sub>4</sub> 烃借助氢的选择性氧化反应而催化脱氢的反应器，其中含有沿含烃物流的流动方向串联连接的：

第一催化剂区(2)，用于容纳可视具体情况而定同样起着氢氧化催化剂作用的脱氢催化剂或脱氢催化剂与视需要而存在的氢氧化催

化剂,在后一种情况下,所述催化区(2)用于在其入口处容纳所述氢氧化化催化剂,

氧混合区(3),设有用于将含氧气体分别加入含烃物流的装置(5),该氧混合区(3)至少在靠近氧进料装置(5)的区域内不含催化剂,

第二催化区(4),用于容纳可视具体情况还起着氢氧化化催化剂作用的脱氢催化剂或同时容纳脱氢催化剂与氢氧化化催化剂,在后一种情况下,所述催化区(4)用于在其入口部分容纳所述氢氧化化催化剂。

这种新反应器的特征在于:

氧混合区(3)在含烃物流的流动方向上具有占两个催化区(2、4)之一横截面0.5—75%的横截面,从而在氧混合区(3)中获得比催化区更高的流速,

含氧气体进料装置(5)被设计用来以至少1m/S至高达比氧混合区中含烃物流的流速高200倍为止的流速加入该气体。

在本发明反应器中实现快速、有选择地和高水平地转化氢可以有效的方式使脱氢反应平衡沿以高转化率生成所需的不饱和烃的方向移动。因此,在传统的脱氢温度下便可以较高产率获得脱氢产物。另外,传统的转化率可以与脱氢床中明显地被降低的温度保持共存。被降低的温度导致脱氢催化剂的烧结量减少并且减少了其上面焦炭的沉积,从而使其脱氢活性在延长的时间内更加稳定。这样明显地降低了对催化剂再生的需要。此外,制备所需的不饱和烃的方法在低于类似的传统的高温法的温度下明显地具有较高的选择性。较低的操作温度就选择反应器的构造材料而言同样是所期望的。

在反应器的优选实施方案中,氧混合区在含烃物流的流动方向上的横截面为2个催化区之一的横截面积的3—50%。在更优选的实施方案中,氧混合区3在含烃物流的流动方向上的横截面为2个催化区2、4之一的横截面积的5—25%。

下面参照附图详述本发明。

图1为具有3个或更多个催化区的本发明反应器中两个第一

催化剂区和两个第一氧气混合区的实施方案剖面图；

图 2 为图 1 所示反应器中每一氧混合区中所用的喷嘴管的剖面图；

图 3—5 为与图 1 所示类似的其中氧混合区的设计与图 1 不同的反应器实施方案。

图 1 表示的是脱氢反应器 1，具有一个由可脱氢烃例如丙烷、水蒸汽、氢与氧组成的混合物进料入口 9，该氧可以视具体情况而定以空气或其它含氧气体的形式被导入。反应器 1 包括第 1 催化剂区 2 和第 2 催化剂区 4；二者均含有同时起着脱氢催化剂与氢氧化催化剂的作用的催化剂 7。氧混合区 3 被设在第一催化剂区 2 的出口和第二催化剂区 4 的入口之间，该氧混合区不含催化剂并且其直径明显地小于催化剂区 2 与 4 的直径。氧混合区 3 设置有被设计成具有孔 6 的管状含氧气体进料装置 5，这些孔可以由被设在管壁中的喷嘴构成。孔或喷嘴的数目依据氧在含烃物流中氧的平均分布的重要性而定在 1—数千个之间，含烃物流可还被视作“主物流”。管 5 或其部分可视需要而定具有多孔壁。氧进料装置 5 具有沿侧向穿过氧混合区 3 的壁的含氧气体入口 8。借助其含氧气体入口被侧向地装入氧混合区 3 的进料装置 5，可以对氧混入主物料的过程进行良好的温度控制。类似的氧混合区 3 被设在催化剂区 4 的下游。

在 2 个催化剂区 2 与 4 之一的出口区域附近，所示反应器实施方案具有惰性颗粒例如石英颗粒床 10，其目的在于防止被导入催化剂区下游的氧混合区 3 中的氧与主物流逆向返回所述催化剂区。为了保证含丙烷主物流与含氧气体在混合物到达下游催化剂之前实现充分混合，在第二催化剂区 4 的入口区域设置惰性颗粒的类似床 11。虽然惰性颗粒层 11 与 10 具有优点，但是在反应器中并未受到严格要求。催化剂区的入口和出口区域优选地逐渐变细，以确保在具有不同流动横截面的反应器各部分之间的过渡区中产生有利的流动条件。

在流过第一催化剂区 2、第一氧混合区 3 和第二催化剂区 4 之后，含经过脱氢的烃的产物流在反应器仅具有 2 个催化剂区的条件

下离开反应器。然而，图 1 给出了第二氧混合区 3 而不是第二催化剂区下游的脱氢烃产物的出口，这表明图 1 的反应器包括至少一个附加催化剂区。

在图 1 所示的实施方案中，催化剂区 2 与 4 含有同时起着脱氢催化剂和氢氧化催化剂的作用的催化剂。然而，作为可供选择替代的方式，可以采用独立的脱氢与氢氧化催化剂。在此情况下，将单纯的氢氧化催化剂放在第一催化剂区 2、第二催化剂区 4 和后续的催化剂区、处在惰性颗粒 11 的床层与催化剂 7 的床层之间的较窄床层中。此处催化剂 7 为普通的脱氢催化剂。

单纯的氢氧化催化剂床可以由催化剂颗粒或氧化网络组成。在该氢氧化催化剂床层中会发生氢被选择性燃烧成水的过程。具有低表面积和与大孔隙的颗粒是防止由于孔扩散受到限制和由此产生的气体混合物部分在催化剂床中停留时间延长导致的问题发生的理想选择，其原因在于这些颗粒有利于氢燃烧反应更为迅速。因此，抑制了主物流中氧与烃之间发生的竞争性慢反应。

图 2 所示为图 1 中反应器的氧混合区 3 中设置的喷管 5 的实施方案。喷管中设有孔 6，这些孔可以呈喷嘴状如文丘里喷嘴。文丘里喷嘴提供的含氧气体流速大于在相等的压降下喷管壁中简单孔的气速，因此，前者优于后者。

图 3 所示为类似于图 1 的反应器实施方案，不同的是含氧气体进料装置 5 具有多个而不是一个喷管 5A。氧混合区中的多个喷管能够使氧在主物流中分布得更为均匀，并且，因此而降低出现局部氧浓度较高从而导致爆炸的可能性。然而，多个喷管 5A 使其构造比具有单一喷管的情况更复杂、更难以维修。

图 4 给出了类似于图 1 所示的反应器实施方案，不同的是含氧气体进料装置 5 含有一个中心穿过反应器全长的喷管。所述喷管在二个氧混合区 3 的每一区中均设有孔或喷嘴 6。在此反应器实施方案中，氧进料管 5 易于从反应器上拆卸下来进行维护并且仅具有一个含氧气体入口。

最后，图 5 给出了与图 1 对应的反应器实施方案，不同的是含



氧气体进料装置 5 被设在氧混合区 3 外部,以便使含氧气体进入氧混合区 3 的外壁上的孔或喷嘴 6。该氧进料装置 5 的设计简单并且能够在通往喷嘴入口的全部流程中充分控制被导入的含氧气体温度。

当含氧气体的进料装置 5 被设计成如图 5 所示时,可在氧混合区 3 内中心位置设置一块体 12 以便缩小主物流的流动横截面积,从而提高主物流的流速。

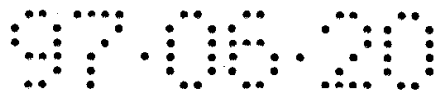
在进料装置 5 的后一实施方案的改进形式中,块体 12 可以被例如涂敷有氢氧化催化剂的多孔陶瓷体替代以便在混合物到达氧混合区 3 下游的催化剂区 4 之前氢开始燃烧。人们期望在不受扩散限制阻碍的催化剂薄层上进行这种燃烧,其原因在于这种催化剂薄层会有力地促进氢被选择性燃烧为水的过程。该陶瓷体上的催化剂薄层可以包括例如被浸在陶瓷体上的催化剂粉末。

本发明反应器可以适宜地与催化剂区的数目相对应,具有 2—10 级呈催化剂区和氧混合区交替出现的串联形式,其中反应器的第一区由催化剂区 2 构成,其最后区域由催化剂区 4 构成。级或催化剂区的数目由所需的待脱氢烃的转化率确定。

于 9 处被加入本发明反应器的烃进料除了一种或多种烃以外,与烃的基本上自热脱氢法的通常作法相同,还含有水蒸汽、氢和氧。被导入反应器的氧混合区 3 中的含氧气体可以适宜地具有 20—100% 氧浓度。气体剩余部分含有例如氮和/或蒸汽。因此,空气可被用作含氧气体。在氢被氧化为水的选择性与氧进料中氧浓度降至 20% 的情况相比无实质性减小的条件下气体的氧含量可高达 100%。

如上所述,由于烃的氧化会降低脱氢过程的效率,所以迫切需要烃的自热脱氢法,其中发生氢的选择性氧化反应,即在不会同时发生任何实质性的烃氧化反应的条件下进行氢的氧化过程。

被加入的氧需要经过一定的时间方能与主物流充分混合,随后该混合物与对氢的燃烧过程具有催化作用的催化剂接触。该混合时间被限定为主物流由喷嘴出口到达催化剂所需的时间。这取决于喷



嘴至催化剂的距离和主物流的流速。

对于以高选择性进行氢氧化过程来说,业已发现,混合时间必须足够短以便使气相中的氧在混合物与催化剂接触之前不发生实质性转化。于混合物与催化剂接触之前进行的氧的气相转化具有不需要的生成  $H_2O$  的低选择性并且会导致烃被不需要地高度氧化。然而,一旦该混合物与催化剂接触,则氢氧化成  $H_2O$  的过程便会以高选择性近乎自发地进行,条件是氧与主物流混合充分。

本发明人完成的试验表明,当混合时间小于 15 毫秒(ms)时可以得到最佳结果。

本发明人还发现,氧混合区 3 中主物流的高流速对于使被加入的氧与主物流充分混后是必不可少的。因此,本发明人进行的丙烷的模拟脱氢过程表明在实际流速范围内主物流流速的增大导致  $O_2$  生成  $H_2O$  的选择性明显增大。作为实例,主物流的流速由 0.9 增至 4.5m/s 致使  $O_2$  生成  $H_2O$  的选择性由不到 80% 升至 95.5%,混合时间几乎保持恒定。 $O_2$  生成  $H_2O$  的选择性如此之高估计是由于主物流的流速较高从而使氧与主物流混合得更彻底造成的。

的确, $O_2$  生成  $H_2O$  的选择性可以通过将混合时间由 11ms 提高到 24ms 而由 69% 增至 87%,但是在主物流的流速保持不变的条件下将混合时间继续增至 46ms,会使  $O_2$  生成  $H_2O$  的选择性降至 80%。因此,正确解决问题的方案不是延长混合时间而是提高主物流的流速并保持较短的混合时间(11ms)。 $O_2$  混合物流过喷嘴的流速在上述实验期间保持恒定(约 33m/s),通过改变氧进料喷嘴出口与催化剂床之间的距离来调整混合时间。

按照本发明,主物流通过氧混合区的流速可以通过缩小基本上相关于催化剂区流动横截面的氧混合区流动横截面来达到所需的高数值。本发明反应器中氧混合区的适宜的主物料流速范围为 1—50m/s。然而,主物流通过脱氢催化剂床层的流速明显地低于氧混合区中的流速以便在烃的脱氢过程中得到高转化率。

含氧气体通过孔或喷嘴 6 进入氧混合区 3 的速率对于实现氧的

充分混合与氧混合区中主物流的流速相比不甚重要,条件是含氧气体以约 35m/s 或更高例如高达 200m/s 的流速进料。进一步提高含氧气体的流速似乎不会导致氢被氧化为水的选择性得到实质性提高。

实验表明,以并流方式沿轴向将氧导入主物料与通过经向喷嘴沿与主物流流向横截的方向导入含氧气体的方式相比不会使氢氧化为水的选择性下降或使混合效果明显变差,条件是含氧气体的流速处在上述数量级范围。不过,业已发现,采用径向喷嘴可以在某种程度上使含氧气体的分布更为均匀,特别是由于其减少了出现局部氧浓度较高的可能性,所以这种导入氧的方式是优选的。

本发明反应器在丙烷脱氢成为丙烯的过程中的操作条件如下所述。然而,需要注意的是本发明的反应器并非局限于适用于丙烷脱氢而且还适用于其它可脱氢的烃的脱氢过程。

反应器压力	0.5—3 巴
脱氢温度	400—700℃
氧化温度	25—700℃
氢转化率	10—100%
主物流流速	0.1—10m/s
喷嘴出口处含氧气体流速	1m/s—临界速度
混合时间	<15ms

可以采用上述已知催化剂作为脱氢催化剂与氢氧化催化剂。在为了评估本发明而进行的实验中,所用催化剂含有处在  $\theta$ - $\text{Al}_2\text{O}_3$  上的 Pt(0.7—1.02% 重)、Sn(0.5—1.15% 重)和 Cs(1.72—3.86% 重),另一种所用的催化剂含有处在混合氧化物  $\text{Mg}(\text{Al})\text{O}$  上的 0.3%(重)Pt 和 1.2%(重)Sn。所述催化剂同时起着脱氢催化剂和氢氧化催化剂的作用。

实验表明,氧可以在高达 550—600℃ 的温度下在不降低生成水的选择性的条件下与主物流进行有效的混合。

在可脱氢烃的脱氢过程中,反应整体可以是自热的、放热的或吸热的。

在丙烷脱氢成为丙烯的过程中,当氧氧化约一半在脱氢反应中形成的氢时,反应整体是自热的。随后,该脱氢过程一般在 580—650℃ 进行。

在丙烷的脱氢过程中,当氧氧化半数以上在脱氢反应中形成的氢时,反应整体是放热的。在此情况下,脱氢反应在低温(400—580℃)下进行,通过氢燃烧产生实现丙烷高转化率的驱动力。低氢浓度将反应平衡向产生更高的丙烷生成丙烯的转化率的方向转移。

在丙烷的脱氢过程中,当氧氧化不到半数于脱氢反应中形成的氢时,反应整体是吸热的。例如在多级反应器的最后阶段中,当丙烯产物的浓度较高时,氧与丙烯之间发生不必要的气相反应的可能性大于前面的阶段。因此,值得推荐的作法是限制最后阶段中氧加入量以便实现反应整体吸热。

#### 实施例

于 1 巴压力和约 600℃ 温度下与借助含氧气体燃烧氢的过程同时地以实验室规模完成丙烷脱氢成为丙烯的过程。试验在其设计如图 4 所示的反应器中进行,该反应器包括第一催化剂区 2、第二催化剂区 4 和中间氧混合区 3。这两个催化剂区均含有如国际专利申请 No. PCT/No94/00102 所述制成的由 0.3% (重) Pt 和 1.2% (重) Sn 与载体 Mg(Al)O 组成的催化剂。氧混合区的流动横截面积约为两个催化剂区中每一个的流动横截面积的 5%。催化剂区中催化剂的数量、含丙烷进料物流(主物流)的组成与含氧物流的组成如下所示:

催化剂用量:

催化剂区 2(g)	19.1
催化剂区 4(g)	58.5

主物流:

C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> (N ml/min)	1000
H <sub>2</sub> (N ml/min)	400
N <sub>2</sub> (N ml/min)	45
O <sub>2</sub> (N ml/min)	130
H <sub>2</sub> O (N ml/min)	1040

含氧物流:

O<sub>2</sub> (N ml/min) 130

N<sub>2</sub> (N ml/min) 45

以气体体积空速 GHSV 为 2100N ml/g.h 导入含丙烷进料流 (主物流)。反应器中的流速为:

催化剂区 2: 0.51m/s

氧混合区 3: 8.4m/s

催化剂区 4: 0.51m/s

通过喷嘴的含氧气体: 47m/s

上述试验条件导致氧混合区内混合时间为 6 毫秒(ms)。催化剂区 4 的入口区域中的氧化温度为约 400℃。

催化剂区 2 中氢的转化率为 65%，而催化剂区 4 中氢转化率为 50%。操作 20 小时后，所得结果为:

丙烷转化率: 55%

丙烯的 C—选择性: 94% 摩尔

丙烯产率: 51.7% 摩尔

氧的转化率: 100%

生成水的 O<sub>2</sub> 选择性: 87%

借助用于该实施例的反应器设计所产生的结果与借助其中催化剂区中主物流流速与氧混合区中流速之间无实质性差异的已知反应器设计所得结果相比具有明显的改进。当氧混合区中主物流的流速明显地高于催化剂区时，如该实施例那样，氢被更具选择性地氧化为水，脱氢反应被保持在高转化率水平和良好的丙烯选择性。

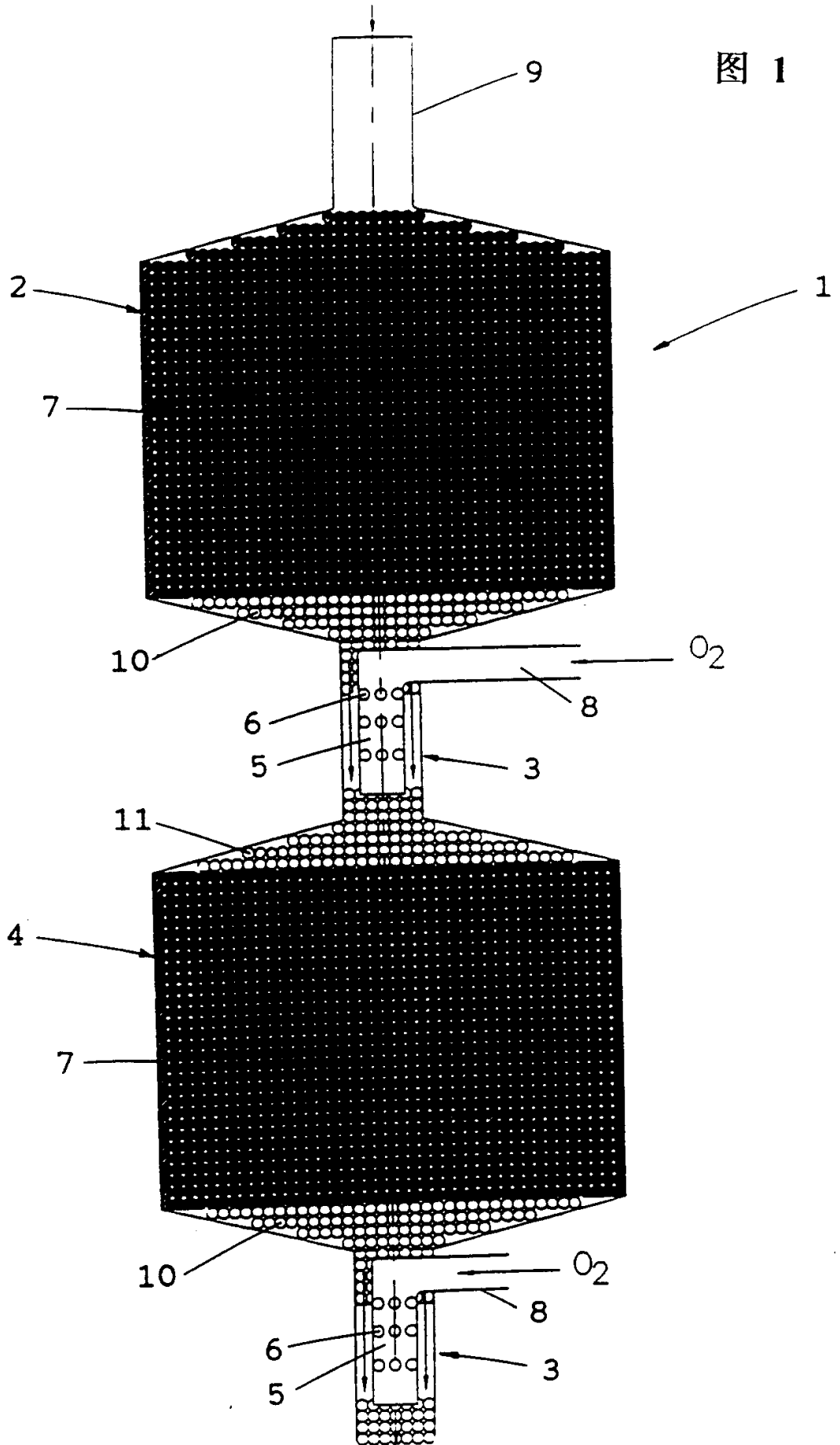


图 1

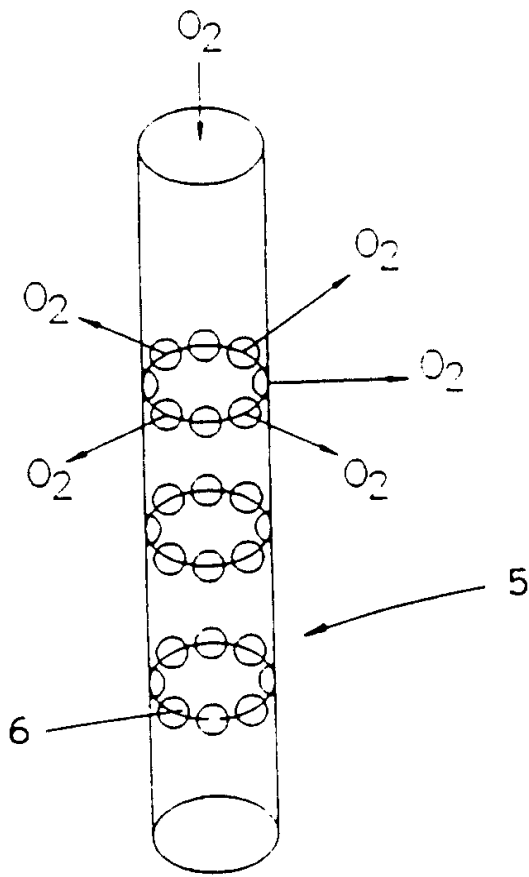
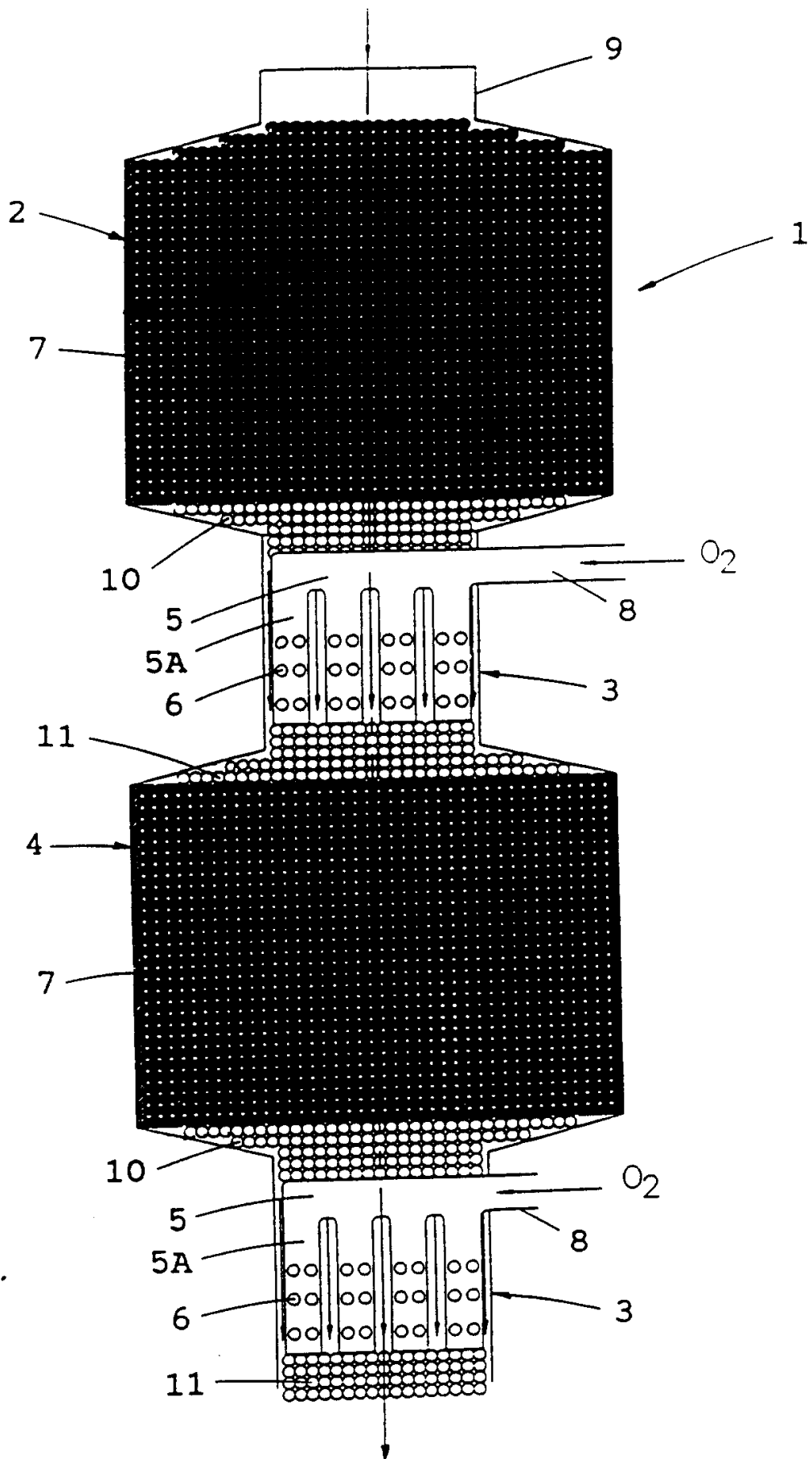


图 2

图 3





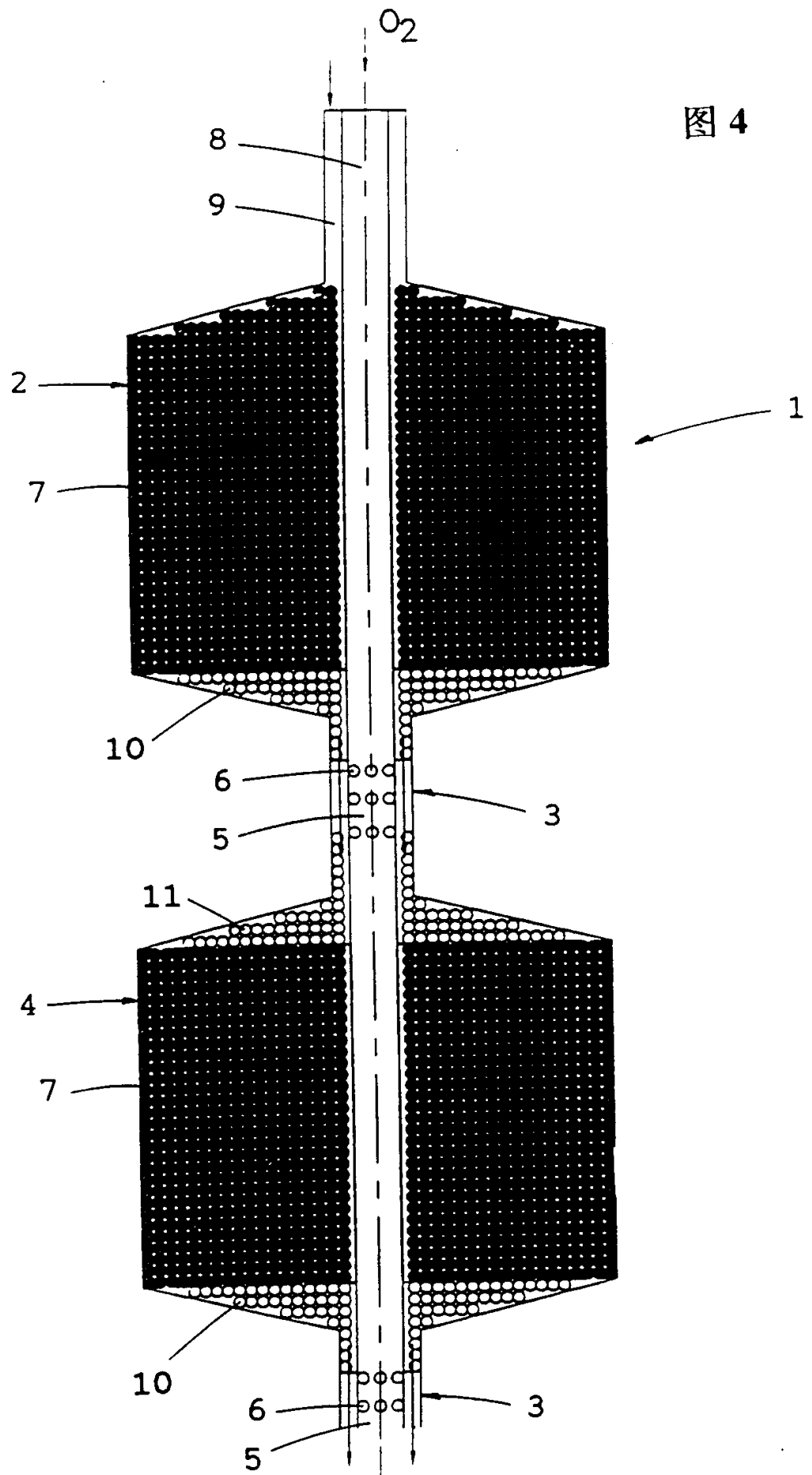


图 4

图 5

