



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 101568379 B

(45) 授权公告日 2013.02.13

(21) 申请号 200780048334.4

(56) 对比文件

(22) 申请日 2007.12.11

WO 2005077867 A2, 2005.08.25, 说明书第4页第18行-第7页第5行及图1-5.

(30) 优先权数据

60/882,349 2006.12.28 US

US 4613715, 1986.09.23, 说明书第3栏第40行-第6栏第6行及图1.

(85) PCT申请进入国家阶段日

2009.06.26

CN 1148865 A, 1997.04.30, 说明书第4页第4段-第5段倒数第2段及实施例1-4.

(86) PCT申请的申请数据

PCT/US2007/087065 2007.12.11

US 5389342 A, 1995.02.14, 说明书第2栏第64行-第4栏第17行及图1.

(87) PCT申请的公布数据

W02008/082866 EN 2008.07.10

审查员 冯吉

(73) 专利权人 环球油品公司

地址 美国伊利诺伊

(72) 发明人 B·K·戈罗维 J·A·萨拉加
M·A·舒尔茨(74) 专利代理机构 北京市中咨律师事务所
11247

代理人 林柏楠 刘金辉

(51) Int. Cl.

B01J 8/18 (2006.01)

权利要求书 2 页 说明书 6 页 附图 2 页

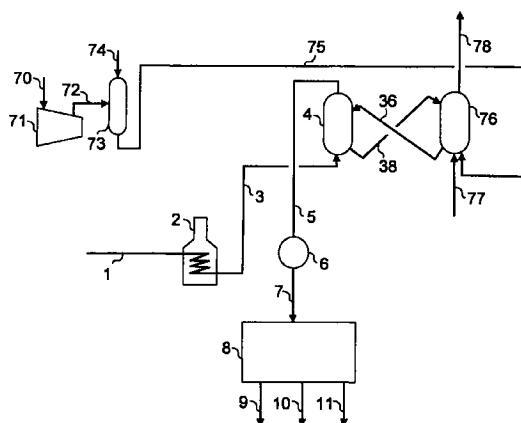
(54) 发明名称

用于轻质烷烃脱氢的具有返混的流化床反

器

(57) 摘要

B 本发明描述了一种用于烷烃物流(1)的吸热脱氢反应的改进的方法和体系。本发明的方法和体系包括返混流化床反应器(4)。烷烃物流在单独的反应器段中通过使烷烃物流与催化剂的返混流化床(44)接触而脱氢。失活的催化剂(38)从返混流化床反应器中取出并且加热以制备热的再生催化剂(36)。热的再生催化剂以将返混流化床反应器保持在实质等温条件下的足够的速率返回到返混流化床反应器中。



1. 用于烷烃物流的脱氢的催化脱氢方法, 其包括 :
 - a) 使烷烃物流在返混流化床反应器中与其中的催化剂的返混流化床接触, 所述返混流化床反应器包括较低的密集相区和较高的过渡相区 ;
 - b) 从催化剂的返混流化床中取出失活的催化剂 ;
 - c) 加热失活的催化剂以便再生催化剂并且制备热的再生的催化剂 ; 以及
 - d) 将热的再生的催化剂返回到催化剂的返混流化床中。
2. 根据权利要求 1 的方法, 其中燃料在包含氧的物流中并且在失活的催化剂存在下燃烧以加热失活的催化剂。
3. 根据权利要求 1 的方法, 其中烷烃物流的脱氢需要反应热并且热的再生的催化剂提供用于烷烃物流脱氢的反应热。
4. 根据权利要求 1 的方法, 其中催化剂的返混流化床基本是等温的。
5. 根据权利要求 1 的方法, 其中热的再生的催化剂具有优选比催化剂的返混流化床热 10 到 200°C 范围内的温度。
6. 根据权利要求 1 的方法, 其中在与催化剂的流化床接触之前烷烃物流被加热且其中优选将烷烃物流加热到比催化剂的返混流化床的温度冷 50°C 到热 50°C 的范围内的温度。
7. 根据权利要求 1 的方法, 其中烷烃物流包含以下物质中的一种 : 乙烷, 丙烷, 异丁烷, 正丁烷, 戊烷, 己烷, 庚烷或辛烷。
8. 根据权利要求 1 的方法, 其中催化剂包括选自由以下物质组成的组的载体材料 : 氧化铝, 二氧化硅, 铝硅酸盐, 铝磷酸盐, 天然的和合成的沸石, 粘土和金属氧化物, 其上分散着选自由铁、镍、铬、钼、钨、钯、铂、铼和钴组成的组的金属。
9. 一种用于烷烃物流脱氢反应的催化脱氢体系, 其包括 :
 - a) 用于使烷烃物流与催化剂的流化床接触的返混流化床反应器, 所述返混流化床反应器包括较低的密集相区和较高的过渡相区 ;
 - b) 用于从返混流化床反应器中取出失活的催化剂的第一管道 ;
 - c) 其中将失活的催化剂加热以制备热的再生的催化剂的再生器 ; 以及
 - d) 用于将热的再生的催化剂返回到返混流化床反应器的第二管道。
10. 根据权利要求 9 的体系, 其中返混流化床反应器是基本等温的。
11. 根据权利要求 9 的体系, 其中再生器包括快速流化床。
12. 用于烷烃物流的吸热脱氢的催化脱氢方法, 其包括 :
 - a) 将烷烃物流加热以提供加热的烷烃物流 ;
 - b) 使加热的烷烃物流与加热的催化剂的返混流化床在一个反应器段中接触 ;
 - c) 从加热的催化剂的返混流化床中取出失活的催化剂 ;
 - d) 在流化床再生器中加热失活的催化剂以再生失活的催化剂并产生热的再生的催化剂 ;
 - e) 以足以维持返混流化床于基本等温条件下的速率将热的再生的催化剂循环至热的催化剂的返混流化床 ;
13. 根据权利要求 12 的方法, 其中烷烃物流的吸热脱氢需要反应热并且热的再生的催化剂提供用于烷烃物流脱氢的反应热。
14. 根据权利要求 12 的方法, 其中烷烃物流的吸热脱氢在反应温度下进行并且烷烃物

流在步骤 a) 中被加热到大致该反应温度。

15. 根据权利要求 12 的方法, 其中烷烃物流的吸热脱氢在基本在 580 至 700℃ 范围内的反应温度下进行并且热的再生的催化剂以足以维持返混流化床基本于该反应温度条件下的速率被循环至热的催化剂的返混流化床。

用于轻质烷烃脱氢的具有返混的流化床反应器

发明领域

[0001] 本发明涉及具有改进的转化率和选择性以及较低的运转和安装成本的催化脱氢方法和体系。

发明背景

[0002] 在石油精炼工业中，烷烃（链烷烃）催化脱氢以制备烯烃（烯类烃）是重要的并且是公知的烃转化方法。这是因为烯烃通常在制备其它更有价值的烃转化产物中用作中间体。例如，丙烯可以用于制备聚合物和聚丙二醇，丁烯可以用于制备高级辛烷汽车燃料并且异丁烯可以用于制备甲基-叔丁基醚，一种汽油添加剂。

[0003] 烷烃的催化脱氢反应是吸热反应。这种反应非常快并且是可逆的，且转化速率受到热力学平衡条件的限制。高温和低压有利于将反应转向烯烃的形成。

[0004] 大量的专利描述了用于烷烃催化脱氢的技术发展水平。例如，US 4,381,417 描述了一种催化脱氢体系，其中使用了辐射流反应器，US5,436,383 描述了一种催化脱氢体系，其中可以使用固定床、移动床或流化床反应器。由于催化烷烃脱氢反应的快速和吸热本质，现有技术方法全都要求多个反应器或反应器段从而获得烯烃产品的足够产率。此外，传统的催化脱氢体系要求多个加热器以供应反应热。典型地使用预热器和多重反应器中间加热器。中间加热器位于反应器之间以保证在每个反应器的入口，满足吸热脱氢反应所必须的温度条件。在其他现有技术方法中，一组催化脱氢反应器在循环非稳定态模式下运转，每10到30分钟使用催化剂床再生，正如 US 6,392,113 所描述的。在再生期间加热催化剂床并且这种热用于进行脱氢反应。对于大设备尺寸，反应器较大且需要平行的多重反应器。体系频繁的循环可以导致运转和维护问题并且非连续的体系的热效率比连续的过程小。

[0005] 工业中长久以来公认传统的催化脱氢体系受到多种缺点的损害。例如，在传统的催化脱氢体系中，相对大的反应器是必须的，以获得平衡转化率。这增加了催化脱氢体系的复杂性和资本成本。在传统的体系中资本成本还通过需要具有多重反应器而增加。其它的缺点在于将平衡推向有利于烯烃产物的高温也通过结焦促进催化剂快速的惰性化。高温还可导致烷烃的热裂解 - 即不期望的非选择性副反应，其导致形成具有较宽范围碳数的副产物，这使得产物物流的分离变得复杂。重质副产物的形成可以淤塞反应器，其结果在于催化脱氢体系必须定期关闭和清洁。为了限制淤塞的量，在未转化的烷烃循环之前使用前端蒸馏塔将重质副产物从未转换的烷烃中分离出来。

发明概述

[0006] 因此，本发明的目的在于提供一种具有降低的资本和运转成本和较大转化率和选择性的催化脱氢体系和方法。本发明进一步的目的在于提供一种具有简单化工艺设计的催化脱氢体系和方法。

[0007] 我们已经发现了一种催化脱氢体系和方法，其中资本和运转成本降低，产物转化率和选择性增加，且通过使用返混流化床反应器使工艺设计简单化。在本发明优选的实施

方案中，富含烷烃的物流进料到单一反应器段中，其中富含烷烃的物流与催化剂的流化床接触。失活的催化剂从反应器中取出并送到再生器中，其中焦炭燃烧掉以再生催化剂。在再生器中还燃烧额外的燃料以升高催化剂的温度。然后热催化剂返回到流化床反应器中，提供用于富含烷烃的物流吸热脱氢所必须的热。

[0008] 在硫化阶段中流化床设计为高度返混的。因为反应器具有高度返混的固体相，烷烃并不暴露于高温中且流化床实质保持在等温条件下。因为热裂解反应和重质副产物的形成，消除对高温的暴露降低了选择性损失。作为结果，用于现有技术方法中的前端蒸馏塔可以省略。轻质烷烃副产物例如甲烷、乙烷和丙烷的形成减少了，这导致期望的烯烃的产率增加。充分等温的流化床反应器的使用消除了多重反应器和中间加热器的使用，并且因此降低了资本和运转成本。

附图概述

[0009] 图 1 为本发明流程图的示意图。

[0010] 图 2 为本发明反应器的示意图。

发明详述

[0011] 现在参考图 1，本发明方法的一个实施方案中包含一种或几种烷烃的进料通过管线 1 进入过程中。这种进料在熔炉 2 中加热并且穿过管线 3 到达返混流化床反应器 4。进料在熔炉 2 中加热到反应温度。反应温度优选在 300 到 700℃ 的范围内且最优选为大约 580 到 620℃。因此，不像现有技术方法中的进料，本发明中的进料并不预热到明显高于最后反应温度的温度。用于本发明中较低的进料温度有利地降低或消除了不期望的热裂解反应。这增加了期望的产物产率。使用较低的温度还降低了操作成本。

[0012] 返混流化床反应器 4 包含适合用于烷烃脱氢的催化剂的返混流化床。在优选的实施方案中，流化床反应器 4 设计为在流化阶段中是高度返混的，即固体在返混流化床反应器 4 中的行为仿佛是它们在连续的搅拌罐反应器 (CSTR) 中那样。还优选的是返混流化床反应器 4 包括催化剂的快速流化床。合适的催化剂是本领域技术人员公知的且典型的包括选自由以下物质组成的组的载体材料：氧化铝，二氧化硅，铝硅酸盐，铝磷酸盐，天然的和合成的沸石，粘土和金属氧化物，其上分散着选自由铁、镍、铬、钼、钨、钯、铂、铼和钴组成的组的金属。催化剂优选具有 10 到 500 微米范围内的颗粒度且更优选在 20 到 200 微米的范围内。快速返混流化床的使用使返混流化床反应器 4 中的含碳沉淀最小化并且使得本发明的方法比现有技术的固定床方法或移动床方法更耐受结焦或淤塞。

[0013] 返混流化床 4 保持在低处理压力下，以有利于烷烃脱氢反应的平衡。低处理压力优选在 50kPa 的绝对压力到 500kPa 的绝对压力的范围内，且最优选为大约 125 到 250kPa。通过管线 5 从返混流化床反应器 4 中取出脱氢反应器产物并且在热交换体系 6 中通过热交换冷却。热交换体系 6 可以包括一个或几个热交换器用于将来自脱氢反应器产物的热回收用于该方法中的多种使用中。从热交换体系 6 中通过管线 7 取出冷却的脱氢反应器产物并且将其送到分离区 8 中。在分离区 8 中，冷却的脱氢反应器产物分离为富含烃氢的产物、富含烷烃的产物和富含烯烃的产物。富含氢的产物在管线 9 中离开分离区 8 并且作为氢而获得用于销售，或者用作工艺燃料。富含烷烃的产物在管线 10 中离开分离区 8 并且可以再循

环到进料中且返回到管线 1 中,或者还可以用作燃料。富含烯烃的产物在管线 11 中离开分离区 8 并且适合销售或进一步加工。

[0014] 空气物流通过吸入管线 70 吸入到空气压缩机或吹风机 71 中,在其中压缩以形成压缩空气物流。压缩的空气物流优选压力在 100 到 3000kPa 的范围内且最优选在 200 到 500kPa 的范围内。在一个实施方案中,压缩的空气物流通过管线 72 送到预燃烧器 73 中,在其中它遇到通过管线 74 进入的燃料物流并且经受燃烧反应以形成预热的空气物流。从燃烧反应中释放的能量使预热空气物流的温度上升到预热温度。预热的空气物流通过管线 75 送到再生器 76 中。再生器 76 包括一个或几个适用于再生催化剂的反应器。再生器 76 可以包括沸腾床反应器或快速流化床反应器。在本发明优选的实施方案中,再生器 76 包括一个快速流化床反应器。第一增补燃料物流还可以通过管线 77 进料到再生器 76 中。预热的空气物流与任何包含在反应器或再生器 76 的反应器中的沉积在失活催化剂上的焦炭反应,形成热的废气,其离开再生器 76 并且可以通过管线 78 排放到大气中。在替代性的实施方案中,离开再生器 76 的热的废气可以在涡轮(为了清楚没有显示)中膨胀以形成低压废气。在管线中从涡轮中取出低压废气并且将其送到废热沸腾器中用于在通过管线排放到大气中之前回收热。在替代性的实施方案中,离开再生器 76 的热的废气可以与第二增补燃料物流合并并且进料到废热沸腾器(为了清楚没有显示)中用于在通过管线排放到大气中之前回收热。

[0015] 失活的催化剂物流通过管线 38 连续从返混流化床反应器 4 中取出,并且送到再生器 76 中。再生催化剂物流通过管线 36 从再生器 76 中连续的取出,并且送到返混流化床反应器 4 中。在本发明的一个实施方案中,定义为 [(催化剂质量流速 × 催化剂比热容量) × (热的再生的催化剂的温度 - 催化剂的返混流化床的温度)] 的第一乘积基本等于定义为 [转化的烷烃物流的摩尔数 × 用于烷烃物流脱氢的摩尔反应热] 的第二乘积。

[0016] 现在参考图 2,以示意图的形式说明用于烷烃脱氢的返混流化床反应器 4。返混流化床反应器 4 包括分离区 62 和由密集相区 44 和过渡相区 46 组成的较低反应区。包含一种或几种烷烃的蒸发相进料通过管线 3 进入到进料入口 14。蒸发相进料穿过进料分配器 34 并且进入密集相区 44。进料分配器 34 包括允许蒸气相进料穿过而将催化剂保留在筛板上的筛板。密集相区 44 和过渡相区 46 中的催化剂包含合适的用于链烷烃脱氢的催化剂。合适的催化剂是本领域技术人员公知的且典型的包括选自由以下物质组成的组的载体材料:氧化铝,二氧化硅,铝硅酸盐,铝磷酸盐,天然的和合成的沸石,粘土和金属氧化物,其上分散着选自由铁、镍、铬、钼、钨、钯、铂、铼和钴组成的组的金属。

[0017] 密集相区 44 在流化形式下运转,其特征在于流化(固体)相的大量的返混,因此催化剂的温度的实质在密集相区 44 中的所有点上都相同。随着蒸气相进料进入密集相区 44,蒸气相进料接触催化剂并且在有效的条件下反应以制备脱氢反应器产物物流。脱氢反应器产物物流包括烯烃,未转化的烷烃和氢。在反应的过程中,催化剂上生成了含碳沉淀,降低了催化剂的活性。脱氢反应器产物物流和包含活性催化剂和一些失活的催化剂的催化剂混合物运送到在较低反应区的中间部分中的过渡相区 46 中。随着脱氢反应器产物物流和催化剂混合物连续向上移动穿过较低反应区进入升管部分 26,通过返混流化床反应器 4 的流路横截面积通过减小手段 25 或圆锥区从密集相区 44 的横截面积减小到升管部分 26 的横截面积。在返混流化床反应器 4 中,通过过渡相区 46 的表观速度在大约 1 和 3 米每秒

之间变化（大约 3 到大约 10 英尺每秒）。升管部分 26 具有相对于密集相区 44 更小的直径和更小的横截面积，其相对于密集相区 44 增加了通过升管部分 26 的表观速度。因为对于相同的进料速率升管部分 26 中的表观速度更高，总体上返混的流化床反应器 4 的横截面积可以大约 2 或 3 倍的系数降低到可以与沸腾床反应器的横截面积相比。此外，返混的流化床较低的反应器提供了更精细的进料和催化剂速率控制而并不需要外部催化剂添加或除去。作为结果，与传统的沸腾床反应器相比，本发明返混的流化床反应器体系提供了催化剂总量的显著降低。

[0018] 脱氢反应器产物物流和催化剂混合物连续运送通过升管部分 26。升管部分 26 通过包括分配器臂 24 或卸料口和分离容器 22 的分离区放出脱氢反应器产物物流和催化剂混合物。卸料口 24 成切线方向卸出脱氢反应器产物物流和催化剂混合物，以形成催化剂混合物的向心加速度和提供初始阶段的循环分离的分离容器 22 中的脱氢反应器产物物流的蒸气部分。催化剂混合物落到限定用于卸出流化的催化剂颗粒的颗粒出口的分离区 62 的底部，且脱氢反应器产物物流的蒸气部分向上穿过气体回收出口 23 用于从分离容器 22 中取出气态流体。脱氢反应器产物的蒸气部分，包括携带的催化剂，继续向上到典型地取图 20 和 21 中所示的一系列一到三个常规旋流分离段的形式的稀释相分离器。旋流分离段 20 代表主旋流分离，其中主旋流蒸气物流转到第二旋流分离段 21，且来自第二旋流分离段 21 的第二蒸气通过管道 17 运送到充气室 16 中。包含少于大约 100 重量 ppm 催化剂的净脱氢反应器产物物流通过管线 5 从反应器出口 12 处取出。优选 地，从快速流化床较低反应区中取出的净脱氢反应器产物物流包括少于大约 70 重量 ppm 的催化剂。在主旋流分离段 20 中分离的催化剂通过浸入管 59 落入分离区 62 的底部。在第二旋流分离段中来自脱氢反应器产物物流的分离的催化剂通过浸入管 60 落入分离区 62 的底部。浸入管 59 和 60 用舌形阀（未显示出）固定在它们的基座上以阻止蒸气通过旋流分离段 20 和 21 向后流动。积累在分离区 62 底部的催化剂允许实现上部催化剂水平且任何过量的催化剂穿过至少一个外部催化剂再循环竖管 28 通过再循环滑阀 32，并且返回到密集相区 44 中。优选至少两个外部催化剂再循环竖管用于从分离器 62 将催化剂返回到密集相区 44 中。任选地，热传递区 30 布置在外部催化剂再循环竖管 28 中高于再循环滑阀 32 的点上。热传递区 30 的使用允许将热添加到循环的催化剂中以满足在较低反应区中发生吸热反应的需要。随着反应的进行，较低反应区中催化剂的活性通过在催化剂上累积焦炭而逐渐降低。为了使反应的转化率和选择性保持在可接受的水平，从上部分离区 62 中并且穿过失效催化剂竖管 42 取出一部分催化剂混合物作为失效催化剂物流。在失效催化剂竖管 42 中，失效催化剂物流用气提介质例如引入管线 37 的蒸汽气提，以制备气提的催化剂物流 56。失效催化剂竖管 42 典型地包括包含栅格或折流板的气提区以改进失效催化剂物流 56 和气提介质之间的接触。气提的催化剂物流 56 通过管线 38 和失效催化剂滑阀 39 运送。气提的催化剂物流 56 送到催化剂再生区（未显示）。在催化剂再生区，失效催化剂物流 56 至少部分通过氧化或还原再生以制备再生的催化剂物流 52。这种再生图解对流化床反应体系领域的技术人员来说是公知的。再生的催化剂物流 52 通过包含管线 40、再生催化剂滑阀 41 和管线 36 的再生催化剂竖管返回到高于密集相区 44 的点上。再生的催化剂的返回显示在高于密集相区 44 的点上。再生催化剂物流 52 到较低反应器的返回可以在升管部分 26 的任何点上或返混流化催化剂床的任何部分上提供。优选地，密集相区 44 运转以便将床高保持在比进料分配器 34 高大

约 2 米 (7 英尺) 和大约 6 米 (20 英尺) 并且低于密集相区 44 中较低反应区 的中间部分。更优选地, 密集相区 44 的床高包括在大约 2.4 米 (8 英尺) 和大约 4 米 (13 英尺) 之间。

实施例

[0019] 用工程模拟进行本发明与传统的移动床反应器体系的对比以说明本发明的优点。
[0020] 在现有技术的方法的基础情况中, 氢和丙烷的混合物进料到在每个反应器之间具有中间加热器的四个绝热反应器的体系中。每个反应器入口处的温度为 655°C。最后一个反应器出口处的压力为 170kPa (10psig)。该方法实现了丙烷 40% 的转化率, 对丙烷 84 摩尔% 的选择性 (每摩尔反应的丙烷形成的丙烯的摩尔数)。在本发明的方法中, 氢和丙烷的混合物进料到具有 632°C 入口温度和 170kPa (10psig) 出口压力的单步返混反应器中。该方法获得了丙烷 40% 的转化率, 并具有对丙烯 96 摩尔% 的选择性。

[0021] 综上所述, 本发明包括以下内容 :1. 用于烷烃物流的脱氢的催化脱氢方法, 其包括 :a) 使烷烃物流与催化剂的返混流化床接触 ;b) 从催化剂的返混流化床中取出失活的催化剂 ;c) 加热失活的催化剂以便再生催化剂并且制备热的再生的催化剂 ;以及 d) 将热的再生的催化剂返回到催化剂的返混流化床中。2. 根据项目 1 的方法, 其中燃料在包含氧的物流中并且在失活的催化剂存在下燃烧以加热失活的催化剂。3. 根据项目 1 的方法, 其中烷烃物流的脱氢需要反应热并且热的再生的催化剂提供用于烷烃物流脱氢的反应热。4. 根据项目 1 的方法, 其中催化剂的返混流化床基本是等温的。5. 根据项目 1 的方法, 其中热的再生的催化剂具有优选比催化剂的返混流化床热 10 到 200°C 范围内的温度。6. 根据项目 1 的方法, 其中在与催化剂的流化床接触之前烷烃物流被加热且其中优选将烷烃物流加热到比催化剂的返混流化床的温度冷 50°C 到热 50°C 的范围内的温度。7. 根据项目 1 的方法, 其中烷烃物流包含以下物质中的一种 :乙烷, 丙烷, 异丁烷, 正丁烷, 戊烷, 己烷, 庚烷或辛烷。8. 根据项目 1 的方法, 其中催化剂包括选自由以下物质组成的组的载体材料 :氧化铝, 二氧化硅, 铝硅酸盐, 铝磷酸盐, 天然的和合成的沸石, 粘土和金属氧化物, 其上分散着选自由铁、镍、铬、钼、钨、钯、铂、铼和钴组成的组的金属。9. 一种用于烷烃物流脱氢反应的催化脱氢体系, 其包括 :a) 用于使烷烃物流与催化剂的流化床接触的返混流化床反应器 ;b) 用于从返混流化床反应器中取出失活的催化剂的第一管道 ;c) 其中将失活的催化剂加热以制备热的再生的催化剂的再生器 ;以及 d) 用于将热的再生的催化剂返回到返混流化床反应器的第二管道。10. 根据项目 9 的体系, 其中返混流化床反应器是基本等温的。11. 根据项目 9 的体系, 其中再生器包括快速流化床。12. 用于烷烃物流的吸热脱氢的催化脱氢方法, 其包括 :a) 将烷烃物流加热以提供加热的烷烃物流 ;b) 使加热的烷烃物流与加热的催化剂的返混流化床在一个反应器段中接触 ;c) 从加热的催化剂的返混流化床中取出失活的催化剂 ;d) 在流化床再生器中加热失活的催化剂以再生失活的催化剂并产生热的再生的催化剂 ;e) 以足以维持返混流化床于基本等温条件下的速率将热的再生的催化剂循环至热的催化剂的返混流化床 ;13. 根据项目 12 的方法, 其中烷烃物流的吸热脱氢需要反应热并且热的再生的催化剂提供用于烷烃物流脱氢的反应热。14. 根据项目 12 的方法, 其中烷烃物流的吸热脱氢在反应温度下进行并且烷烃物流在步骤 a) 中被加热到大致该反应温度。根据项目 12 的方法, 其中烷烃物流的吸热脱氢在基本在 500 至 700°C 范围内的反应温度下进行并且热的再生的催化剂以足以维持返混流化床基本于该反应温度条件下的速

率被循环至热的催化剂的返混流化床。

[0022] 虽然已经描述了本发明优选的实施方案，但是应当理解的是那些本领域技术人员还可预见其它实施方案。例如有可能使用多于一个返混流化床反应器。

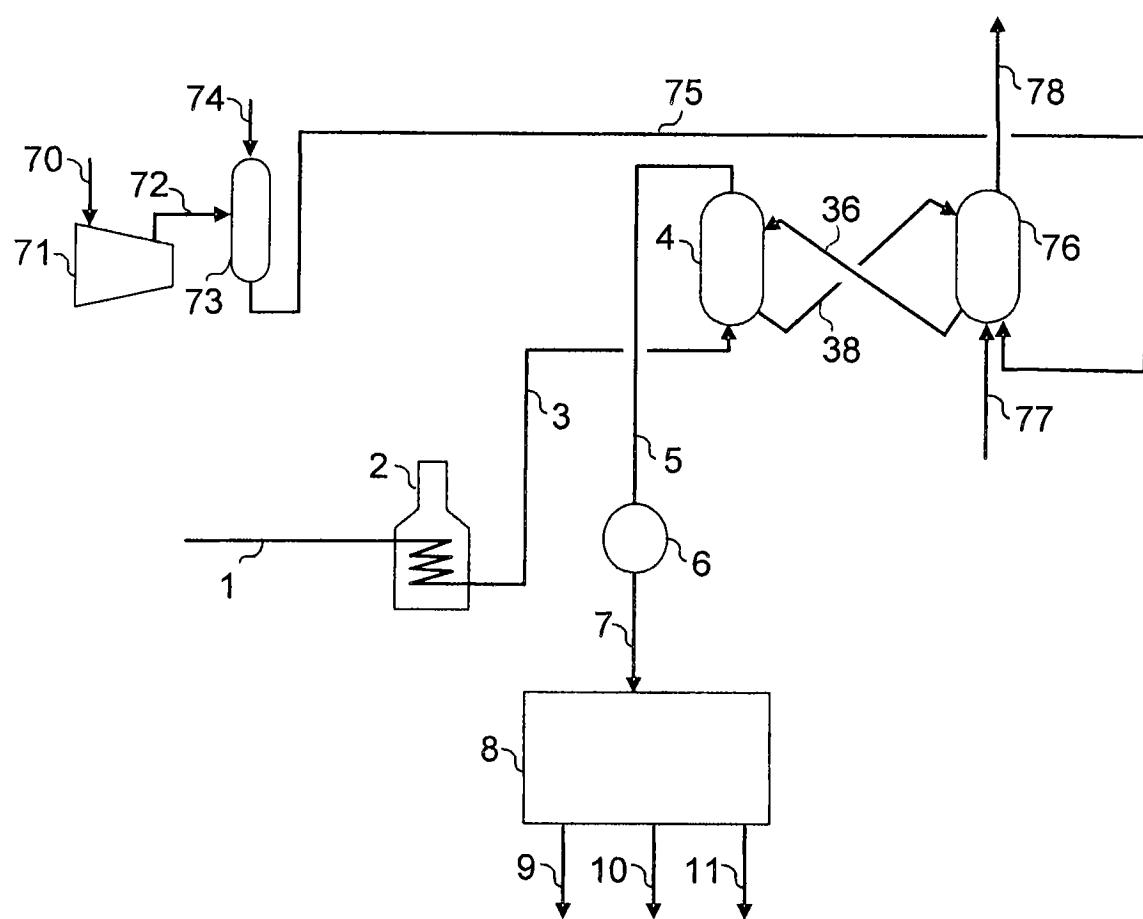


图 1

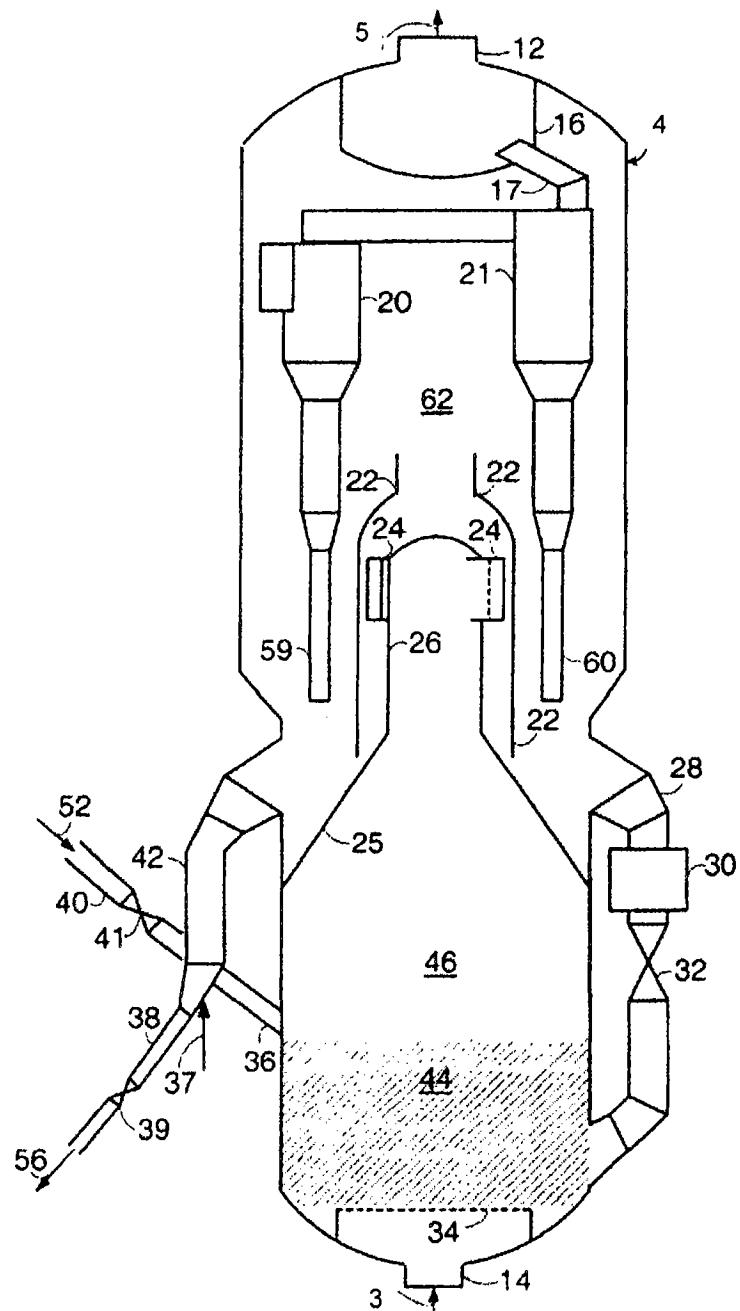


图 2