

[19] 中华人民共和国国家知识产权局



[12] 发明专利申请公布说明书

[21] 申请号 200680052730.X

[43] 公开日 2009 年 3 月 25 日

[51] Int. Cl.

C10G 11/00 (2006.01)

B01J 8/18 (2006.01)

F27B 15/00 (2006.01)

[11] 公开号 CN 101395252A

[22] 申请日 2006.2.13

[21] 申请号 200680052730.X

[86] 国际申请 PCT/US2006/005002 2006.2.13

[87] 国际公布 WO2007/094770 英 2007.8.23

[85] 进入国家阶段日期 2008.8.13

[71] 申请人 环球油品公司

地址 美国伊利诺伊

[72] 发明人 P·帕尔马斯 D·A·洛马斯

[74] 专利代理机构 北京市中咨律师事务所

代理人 林柏楠 刘金辉

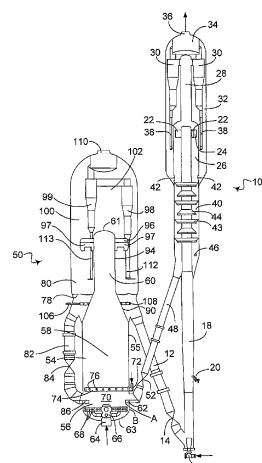
权利要求书 2 页 说明书 11 页 附图 2 页

[54] 发明名称

催化剂再生的装置和方法

[57] 摘要

本申请公开了一种延长用于再生催化剂的室(54)中催化滞留时间的装置和方法。将可能来自于 FCC 反应器(10)的废催化剂引入到再生器容器(50)的室(54)中，该再生器容器(50)设于低和高燃烧气体分配器(66, 72)之间。从低分配器分配的气体速度足以从床上带走催化剂，从高分配器分配的气体结合从低分配器分配的气体能够产生快速流化流动状态。第二分配器提高了从湍流床到快速流化状态过渡位置。



1. 一种用于燃烧催化剂上的含碳沉积物的容器(50)，包括：
具有底板(63)和侧壁(55)的下部室(54)，所述下部室包括第一燃烧气体分配器(66)和第二燃烧气体分配器(72)；所述第一燃烧气体分配器和所述第二燃烧气体分配器之间设置的催化剂入口(62)，所述底板和所述侧壁的交接点(B)确定第一横截面积；
与所述下部室连接的上部室(100)，所述上部室包括将催化剂从燃烧气体中分离的分离器(98，99)，再生催化剂出口(12)和燃烧气体出口(110)；
从所述下部室向上延伸的升管段(94)，所述升管具有小于所述第一横截面积的第二横截面积。

2. 如权利要求1所述的容器，其特征进一步在于所述升管的顶部包括用于从燃烧气体最初分离催化剂的设备(96)。

3. 如权利要求1或2所述的容器，其特征进一步在于再循环导管(82)连接所述上部室和所述下部室。

4. 如权利要求1、2或3所述的容器，其特征进一步在于催化剂和燃烧气体混合在一起，通过所述第一燃烧气体分配器(66')传送进入所述下部室。

5. 如权利要求1、2、3或4所述的容器，其特征进一步在于气体分配器(108)位于所述上部室中。

6. 一种用于燃烧催化剂上的含碳沉积物的方法，包括：
通过废催化剂入口(62)将废催化剂输入第一室(54)；
以保留催化剂床的速度将燃烧气体分配到位于所述废催化剂入口之下的所述第一室；
将燃烧气体在高于所述废催化剂入口处以这样的速度分配到所述第一室，即当与在所述待生催化剂入口以下分配的燃烧气体结合时，将在燃烧气体中夹带催化剂，其中在低于所述废催化剂入口处比高于所述废催化剂入口

处分配更多的燃烧气体；

将燃烧气体中夹带的催化剂提升出所述第一室中的出口(96)并进入第二室(100)；

从所述燃烧气体中分离所述催化剂；

在所述第二室中的床(78)中收集催化剂；

从所述第二室中去除所述催化剂；以及

从所述第二室回收燃烧气体。

7. 如权利要求 6 所述的方法，其特征进一步在于在低于所述废催化剂入口处将所述燃烧气体分配入所述第一室，从而提供小于 1.1m/s 的表观速度；以及在高于废催化剂入口处将所述燃烧气体分配入所述第一室，从而提供即当与在所述废催化剂入口处分配的燃烧气体结合时至少 1.1m/s 的表观速度。

8. 如权利要求 6 或 7 所述的方法，其特征进一步在于催化剂从所述第二室再循环到所述第一室。

9. 如权利要求 6、7 或 8 所述的方法，其特征进一步在于所述夹带的催化剂和所述燃烧气体通过升管(94)离开所述第一室。

10. 如权利要求 6、7、8 或 9 所述的方法，其特征进一步在于催化剂在所述第二室中的第二床(78)累积。

催化剂再生的装置和方法

背景技术

[0001]本发明涉及一种通过在流化燃烧区内燃烧催化剂上的焦炭从而使废烃类转化催化剂再生的方法。本发明具体涉及一种使重质烃类转换为带有流化的催化剂粒子流的轻质烃类，以及除去使催化剂活性减弱的焦炭使催化剂粒子再生的方法。

[0002]流化催化裂化(FCC)是一种烃类转化过程，通过在流化反应区使烃类与由磨碎的颗粒材料组成的催化剂相接触完成。所述催化裂化反应与氢化裂解相反，是在没有加入的氢或消耗氢时进行的。裂化反应进行时，大量高含碳物质即焦炭沉积在催化剂上。一种高温再生方法是在再生区操作中燃烧催化剂上的焦炭。包含有焦炭的催化剂，在此称为废催化剂，从反应区连续地除去以及由来自再生区的基本上不含焦炭的催化剂代替。通过不同气态流使催化剂粒子流化从而使得催化剂在反应区和再生区之间传送。裂化在流化的催化剂流中的烃类，使催化剂在反应区和再生区之间传送，以及在再生器中燃烧焦炭的方法是 FCC 领域技术人员所公知的方法。为此，现有技术中有大量用于使催化剂颗粒分别与进料和再生气体接触的容器结构。

[0003]所述结构通常的目的是使反应器的产品产率最大化而工作和设备投资最小化。最佳的进料转换通常要求使焦炭从催化剂上基本完全去除。所述的焦炭从催化剂上基本完全去除通常被称为完全再生。完全再生产生的催化剂具有小于 0.1，优选为 0.05 重量% 焦炭。为了达到完全再生，催化剂与氧接触足够的停留时间以使其达到完全燃烧。

[0004]常见的再生器一般包括容器，该容器具有废催化剂入口、再生催化剂出口和用于供给空气到位于容器中的催化剂密集床的分配器。旋风

分离器使带有催化剂的废的燃烧气体在离开再生器容器之前把催化剂除去。US4,610,851 公开了一种带有两个不同高度的空气分配器的再生器容器以保证燃烧气体分布于整个容器。US5,827,793 教导了在催化剂紧密床的下半部设置至少两个不同高度的空气分配器以在密集床中促进还原环境。US4,843,051 示出了再生容器中不同高度的两个空气分配器格栅以保证充分燃烧。US5,773,378 教导了一种带有下部空气分配器的再生器容器，带有废催化剂的空气从所述下部空气分配器以上进入。

[0005] 在密集催化剂床，又称气泡床中，燃烧气体形成气泡上升通过密集催化剂床的可识别的上表面。相对很少的催化剂被燃烧气体携带离开密集床。根据催化剂的特性，所述燃烧气体的表观速度一般小于 0.3m/s (1.0ft/s)，所述密集床的密度一般大于 640kg/m^3 (40lb/ft^3)。催化剂和燃烧气体的混合物是多相的，弥漫的气体绕过催化剂。

[0006] 获得完全再生的催化剂的一种方法是分级进行再生。US3,958,953 描述了一种分级流动系统，具有通过挡板分离的同心的催化剂床，所述挡板通向用于收集废再生气体和分离催化剂颗粒的共同空间。US4,299,687 教导了具有双重催化剂床的分级再生器系统的应用，其特征在于废催化剂颗粒首先进入上部密集催化剂流化床，与来自下部催化剂床的再生气体以及新的再生气体相接触。在第一再生区进行部分再生之后，催化剂粒子靠重力传送流进下部催化剂床在此被充入新的再生气体流。US4,695,370 和 US4,664,778 公开了双级再生器且每级在一个分离的容器中运行。

[0007] US4,430,201, US3,844,973 和 US3,923,686 示出了相对稀释相的再生区以实现完全催化剂再生的应用。这些专利教导了分配有燃烧气体的下部密集床和上部传送区。额外的空气被分配到升管以提供传送区。US5,158,919 和 US4,272,402 示出了一个二级系统，所述系统包括相对稀释相的传送区而不包括用于再生催化剂的下部密集床区。这些专利全部教导了一种上部密集床，在该床收集了从传送区出去的至少部分再生催化剂。

[0008]稀释或传送的流动方式一般用于FCC升管反应器。传送流动中，气体和催化剂的速度相差相对很低，很少量催化剂返混或滞留。反应区的催化剂在低密度和适当的稀释相的情况下保持流动。传送流动的表观气体速度一般大于 2.1m/s (7.0ft/s)，催化剂的密度一般不超过 48kg/m^3 (3lb/ft^3)。再生器的传送区中的密度可以接近 80kg/m^3 (5lb/ft^3)。在传送状态中，催化剂-燃烧气体的混合物是均质的，在催化剂相没有形成气体空隙或气泡。

[0009]密集的，沸腾床和稀释的，传送流动区的中间是湍流床和快速流化区。湍流床中，催化剂和燃烧气体的混合物不是均质的。该湍流床是密集催化剂床，其具有在催化剂相中形成的燃烧气体的拉长的空隙和较不可识别的表面。被气体带走的催化剂随着燃烧气体离开床，催化剂密度与其在反应器内的高度并不完全成比例。表观燃烧气体速度在 0.3 和 1.1m/s (1.0h 和 3.5ft/s)之间，在湍流床中密度一般在 320 和 640kg/m^3 (20 和 40lb/ft^3)之间。

[0010]快速流化是指流化固体颗粒处于颗粒湍流床和完全颗粒传送状态之间的情况。快速流化的特点在于比密集相湍流床的流化气体速度高，导致较低的催化剂密度和固体/气体的剧烈接触。在快速流化区，由于流化气向上流引起催化剂的净输送。催化剂密度在快速流化状态下比在完全颗粒传送状态下对颗粒装载远更敏感。因此，可以调整催化剂驻留时间以达到在高效的气-固混合情况下的理想燃烧。在快速流化状态下，进一步地增加流化的气体速度使颗粒向上传送的速度升高，使平均催化剂密度迅速减少，直到达到足够的气体速度，该颗粒主要在完全催化剂传送状态下运动。因此，从流化颗粒床通过快速流化到净传送状态的变化的连续性。用于快速流化流动方式的表观燃烧气体速度一般在 1.1 和 2.1m/s (3.5 和 7ft/s)之间，密度一般在 48 和 320kg/m^3 (3 和 20lb/ft^3)之间。

[0011]US4,849,091, US4,197,189 和 US4,336,160 教导了一种用以保持快速流态化流条件的升管燃烧区。后面的这些专利公开了一种再生器其中在快速流化升管区发生完全燃烧，不需要给床添加来自于升管上部所收集

的燃烧气体。

[0012]燃烧器是一种使得完全再生催化剂在快速流化流动情况下在下部燃烧室中带有相对少量过量氧的再生器。升管运送再生催化剂和废燃烧气体到发生大量燃烧的分离室。再生催化剂在该分离室被循环至下部燃烧阶段以加热将要进行燃烧的废催化剂。再生催化剂循环提供热量以加速催化剂下部相的燃烧。因其具有高效需氧量，燃烧器是优选的。

[0013]随着对 FCC 单元的更大的要求，燃烧器容器需要处理更大的催化剂生产量。更大量燃烧气体加入容器以燃烧更大量的催化剂。当燃烧气体流量增大，燃烧和分离室间的催化剂流速也提高。因此，除非燃烧器容器的燃烧室被扩大，否则催化剂在下部区域的滞留时间将减少，从而减少催化剂进入分离室之前所必须达到的燃烧的彻底性。

发明内容

[0014]本发明涉及一种从用于烃类转化过程中的催化剂的表面和孔隙去除被称为焦炭的炭成分的装置。在再生容器中混合湍流床和快速流化状态确保了用于废烃裂化催化剂的充分的再生滞留时间。燃烧室利用该混合状态来完全再生催化剂。分离室包括完全再生催化剂的密集床。本发明可以在仍用来保持燃烧气体和催化剂接触的足够的停留时间的情况下，提高燃烧气体生产量以适应相应地增加的催化剂的生产量。

附图简要说明

[0015]图 1 是根据本发明所示的 FCC 装置的正视图的示意图。

[0016]图 2 是本发明可供选择的一个具体实施方式的正视图的示意图。

具体实施方式

[0017]本发明的方法和装置可以具体表现为一种 FCC 装置。图 1 示出了一种 FCC 装置，包括反应器容器 10 和燃烧器容器 50。燃烧器立管 12

将催化剂从燃烧器容器 50 传送到反应器容器 10，其中用滑阀 14 调节传送速度。流态化介质如蒸汽从喷嘴 16 在相对高密度下通过升管 18 向上传送催化剂，直到多根进料注射管嘴 20(仅示出一根)将进料注入到催化剂颗粒流中。该得到的混合物连续向上通过升管 18 直到一对分离臂 22 将气体和催化剂的混合物成切线方向从升管 18 的上部通过端口 24 排放进入分离容器 26，达到将气体从催化剂中分离出来的效果。传送导管 28 传送包括汽提烃类，汽提介质和被气体带走的催化剂等的烃蒸气到一个或多个位于分离器容器 32 中的旋风器 30，以从该烃蒸气流中分离废催化剂。分离器容器 32 中的集气室 34 从旋风器 30 收集分离的烃蒸气流，以送到到流出嘴 36，最后进入分馏回收区(未示出)。浸入管 38 从旋风器 30 将催化剂排放到分离器容器 32 的下部，最后将催化剂和被吸附的或夹带的烃经经过由分离容器 26 的壁限定的端口 42 传送到汽提段 40。在分离容器 26 中分离出的催化剂直接通入汽提段 40。该汽提段 40 设有挡板 43、44 以促进汽提气体和催化剂的混合。汽提气体通过至少一个入口 46 进入汽提段 40 的下部到一个或多个分配器(未示出)。离开汽提段 40 的废催化剂通过反应器导管 48 进入燃烧器容器 50，其速度通过滑阀 52 调节。

[0018] 燃烧器容器 50 利用高效率燃烧器室 54 中的混合式湍流床-快速流化状态使得废催化剂完全再生。该燃烧器容器 50 的燃烧器室 54 包括三个燃烧区：湍流区 56，快速流化区 58 和传送区 60。反应器导管 48 通过设于入口点"A"的废催化剂进料斜槽 62 添加废催化剂到燃烧器室 54。燃烧器室 54 的椭圆的底板 63 和该燃烧器室 54 的侧壁 55 在交点 B 在废催化剂进料斜槽 62 以下限定一个横截面。来自于反应器容器 10 的废催化剂通常含碳量为 0.2-2 重量%，以焦炭的形式存在。尽管焦炭主要由碳组成，其可含有 3-12 重量% 氢、硫及其它物质。含氧的燃烧气体，一般为空气，从两个高度进入燃烧器容器 50 的燃烧器室 54。第一燃烧气流在较低的位置通过低导管 64 进入燃烧器室 54，且通过低分配器 66 分配在湍流区 56 中。低分配器 66 上的孔口 68 在低于废催化剂进入燃烧器室 54 的入口点“A”

的纵向高度喷射燃烧气体。当燃烧气体进入燃烧区，其与积累在设于湍流区 56 的湍流催化剂床 70 的废催化剂相接触。燃烧气体从低分配器 66 以小于 1.1m/s(3.5ft/s)的表观气体速度被分配，该速度不足以破坏设于湍流区 56 的湍流催化剂床 70。换言之，低分配器 66 的气体速度不能从该床带走以及除去催化剂，从而保留该催化剂床 70。该湍流区 56 的催化剂密度从 320-640kg/m³(20-40lb/ft³)。

[0019]第二燃烧气体流通过高导管 72 进入燃烧器室 54 的快速流化区 58，通过高分配器 74 被分配在该燃烧器室 54 中。高分配器 74 的孔口 76 在高于废催化剂通过废催化剂进料斜槽 62 进入燃烧室容器 50 的入口点“A”且也高于通过低分配器 66 的第一燃烧气体流的入口点的纵向高度喷射燃烧气体”。因此，在一个具体实施方案中，该入口点“A”垂直高度在高分配器 74 和低分配器 66 之间。另一个具体实施方案中，通过高处分配器 74 分配到燃烧器室 54 的快速流化区 58 的燃烧气体比通过低分配器 66 分配的少。然而，当低分配器 66 的燃烧气体的流速与高分配器 74 的燃烧气体的流速结合时，在燃烧器室 54 的总的燃烧气体的表观速度至少达到 1.1m/s(3.5ft/s)以在快速流化流状态下进入快速流化区 58。在一个具体实施方案中，快速流化区 58 的催化剂密度从 48-320kg/m³(3-20lb/ft³)，表观气体速度从 1.1-2.2m/s(3.5-7ft/s)。孔口 76 以上位置形成从湍流区 56 到快速流化区 58 的渐变过渡。快速流化区 58 中，催化剂密度随着高度成比例减少。

[0020]从湍流床到流化流动区的过渡没有可识别的床表面。因此从湍流床 70 向上至燃烧器室 54 催化剂密度的减少具有连续性。催化剂密度随着燃烧器室 54 的高度的减少速率随催化剂被输送到燃烧器室 54 的流速成比例降低。

[0021]在一个具体实施方案中，为了加快燃烧器室 54 中焦炭的燃烧，热的再生催化剂可从设于上部室 80 的紧密催化剂床 78 通过延伸的循环立管 82 再循环进入燃烧器室 54 内，该循环立管 82 通过控制阀 84 调节。热

的再生催化剂通过进料斜槽 86 进入燃烧器室 54。再循环的再生催化剂，通过混合来自紧密催化剂床 78 的热的催化剂和从进入燃烧器室 54 的反应器导管 48 的相对冷的废催化剂，升高催化剂和气体混合物在湍流区 56 的总的温度。除了利用延伸的循环立管 82，若干实现催化剂循环的其它方法可以被应用。例如，催化剂可以通过内部立管(未示出)进行内部传送。在不影响通过滑阀 52 的废催化剂的流速的情况下，可以通过增加催化剂通过控制阀 84 的循环流速来调整颗粒装填到燃烧器室 54 的高度。再生催化剂可以通过进料斜槽 86 进入，该进料斜槽 86 与通过废催化剂进料斜槽 62 的废催化剂的入口点“A”具有相同的高度。然而，在一个具体实施方案中，再生催化剂在低分配器 66 和高分配器 74 之间进入燃烧器室 54，从而在湍流床 70 得到更多热交换机会。

[0022]通过低于或高于催化剂的入口点“A”的两个高度分配燃烧气体，能够将更多燃烧气体添加给燃烧器室 54 的催化剂，而不会在该燃烧器室 54 中立即形成快速流化流动状态和损坏湍流床 70。因此，湍流区 56 和快速流化区 58 之间的过渡能够在高分配器 74 处及其附近和上方延伸。废催化剂与燃烧气体在燃烧器室 54 接触保持较长滞留时间。此外，如果所有燃烧气体从废催化剂入口点“A”的上方导入，湍流床 70 的废催化剂将大量仅在长时延迟和停滞之后流化。

[0023]快速流化区 58 的催化剂和气体混合物通过一截头圆锥体的过渡段 90 上升至传送区 60，该传送区 60 在燃烧器室 54 的升管段 94 中，其工作的表观气体速度比位于过渡段 90 以下的快速流化区 58 或湍流区 56 高。过渡段 90 以下的燃烧器室 54 的横截面积相对于升管段 94 的横截面积的减少导致气体速度的提高。升管段 94 的横截面积小于位于废催化剂进料斜槽 62 在交接点“B”的燃烧器室 54 的横截面积以提高表观气体速度。因此，表观气体速度通常大于 $2.2\text{m/s}(7\text{ft/s})$ 。传送区 60 下部催化剂密度小于 $80\text{kg/m}^3(5\text{lb/ft}^3)$ 。

[0024]燃烧器容器 50 包括覆盖在上面的分离室 100。由于耗氧而被消

耗的燃烧气体和催化剂粒子的混合物，由升管段 94 的上部排出进入分离室 100。基本完全再生的催化剂由传送区 60 顶部排出。通过分离装置 96 将大多数再生催化剂从废的再生气体中分离后排放。最初的从升管段 94 出来的催化剂的分离使在旋风分离器 98, 99 或其它下游的用来从废的再生气体中基本完全去除催化剂粒子的后阶段的设备的催化剂载荷减少，从而减少总设备投资。本领域技术人员公知的各种作为初步的催化剂和气体分离的流动装置都适用于分离装置 96。在一个具体实施方案中，催化剂和气体向上流动至升管段 94，冲击该升管段 94 的上部椭圆形顶罩 61 并回流。催化剂和气体然后通过分离装置 96 的横向支臂 97 的向下的孔口排出。急剧的动量损失和向下流动的回流促使至少 70、优选 80 重量%的较重的催化剂落下至紧密催化剂床 78，较轻的燃烧气体和仍然被带走的较少部分催化剂上升到分离室 100 的分离空间 102。

[0025]被分离的催化剂下降收集在紧密催化剂床 78 上。紧密催化剂床 78 的催化剂密度一般保持在 $640\text{-}960\text{kg/m}^3(40\text{-}60\text{lb/ft}^3)$ 范围之内。流化导管 106 通过流化分配器 108 传送流化气体，一般为空气，到紧密催化剂床 78。大约不超过该操作过程的总气体需求的 2%通过流化分配器 108 进入紧密催化剂床 78。在此加入的气体不是用于燃烧而仅仅是为了流化，以使得催化剂通过立管 82 和 12 以流体排出。通过流化分配器 108 加入的流化气体也可以是燃烧气体。

[0026]将燃烧和流化气体以及夹带的催化剂颗粒的混合物送入一个或多个分离装置，例如旋风分离器 98, 99，将催化剂粉末从气体中分离。废的燃烧气体，相对不含催化剂，通过出口导管 110 排出燃烧器容器 50，同时回收的催化剂通过各自的浸入管 112, 113 或其它类似的装置回到紧密催化剂床 78。从燃烧器室 54 排出的催化剂的 10-30 重量%存在于传送区 60 的出口上方的气体中，并进入旋风分离器 98, 99。来自于紧密催化剂床 78 的催化剂通过燃烧器竖管 12 传送回到反应器容器 10 中，随着该 FCC 方法的继续再次与进料接触。

[0027]燃烧器室 54 提供降低催化剂密度的区域，并且延长剧烈混合时间，这被认为对于焦炭燃烧最有效并以高效再生为特征。因此，在促进高效的条件下添加燃烧室气体足以全部除去燃烧器室 54 中进入的废催化剂中的焦炭。燃烧气体可以以相同的路线由导管 64, 72 和 106 传送，但是在一个具体实施方案中，低导管 64 的送给速率应该大于高导管 72 的。

[0028]因此，本发明涉及的 FCC 反应区可以应用于常见的 FCC 进料或高沸点烃类给料的处理。最为普遍这样的常见进料是“真空瓦斯油”(VGO)，一般为通过常压残留物真空分馏制备得到的沸点为 343°-552°C(650° 到 1025°F)的烃类物料。这样的分馏通常焦炭前体和导致催化剂污染的重金属元素污染低。可使用本发明的重质烃供给原料包括从原油、重沥青原油、页岩油、沥青砂提取物、脱沥青残留物、煤液化制品、常压和真空减压原油的塔底油。本发明的重质供给原料还包括以上所述烃类的混合物。然而，上文列举不能排除将其它给料用于本申请的方法。重质烃馏分也存在相当的重金属污染。金属积累在催化剂上，通过隔离反应位点使催化剂中毒并促进过度裂化，从而干扰反应过程。因此，在处理本发明的重质原料时预期在反应区以前或以内使用钝化处理或其它的金属控制方法。

[0029]因此，本发明的一个优点在于其允许通过与成比例的更多的燃烧气体接触再生更大量的废催化剂，而不会在完全再生之前将催化剂从再生区吹走。关于氧或空气的需要量，本发明的燃烧器容器一般除去每 kg 焦炭需要 14kg 空气以达到完全再生。更多催化剂再生时，可以在常用的反应容器中处理更大的进给量。

[0030]图 2 示出了本发明另一个具体实施方案，描述了一个某种程度上改进的燃烧器容器 50'。图 2 中附图标记的数字与图 1 相同，但用上标("')加以区别。同一部件在图 1 和图 2 中采用同样数字。燃烧器容器 50' 带有用于组合废催化剂，再生催化剂和再生气体的下部混合升管 120'。热的再生催化剂沿着延伸的再循环竖管 82' 向下传送与通过反应器导管 48' 进入下

部混合升管 120 的废催化剂相遇。废的和再生的催化剂与含氧燃烧气体的第一料流的至少一部分接触，含氧燃烧气体来自于位于下部混合升管 120 的下部的低导管 64'。燃烧器室 54'的截头圆锥体底部 63'在与燃烧器室 54'的侧壁 55'的交点“B”在孔口 68'以下限定一横截面，在孔口 68'处催化剂由入口点“A”进入燃烧器室 54'。升管段 94'的横截面积小于在孔口 68'下面的燃烧器室 54'的横截面积以确保提高的通过升管段 94'的表观速度。此外，下部混合升管 120 的横截面积小于在孔口 68'下面的燃烧器室 54'的横截面积以促进催化剂粒子和气流的均匀混合。下部混合升管 120 横截面积也小于升管段 94'的横截面积。混合以后，催化剂和气体混合物通过在低分配器 66'中的孔口 68'进入燃烧器室 54'的湍流区 56'。低导管 64 的燃烧气体流速足够在燃烧器室 54'中产生促进快速流化状态的表观速度。因此在燃烧器室 54'的湍流区 56'具有一湍流床 70'。来自上部导管 72'的附加燃烧气体由上部分配器 74'供给到燃烧器中，当来自低分配器 66'的燃烧气体聚集时，在快速流化区 58'产生快速流化流动状态。升至传送区 60'的催化剂和燃烧气体流出分离装置 96'进入分离室 100'，将催化剂从上升的废的燃烧气体中分离落入密集催化剂床 78'。废的燃烧气体升至旋风分离器 98'、99'，分离其额外携带的催化剂并通过出口导管 110'排出。流化导管 106'通过流化分配器 108'输送可以是燃烧气体的气体到紧密催化剂床 78'以流化密集催化剂床 78'的催化剂。一部分再生催化剂可以通过延伸的再循环竖管 82'和下部混合升管 120 回到燃烧器室 54'，以加热湍流床 70'的废催化剂，再生催化剂的剩余部分通过燃烧室竖管 12'回到如图 1 所示的反应器容器 10，与新的供料接触。带有下部混合升管 120 的燃烧器容器 50'的其它所有方面都和图 1 中的燃烧器容器 50 相似。美国专利 4,340,566 更加充分的描述了混合升管的运行方法，通过引用将其合并到本文中。

[0031]图 1 和 2 示出了位于燃烧器室 54、54'上的带有分离室 100、100'的再生区的对称结构。然而，湍流区 56、56'，快速流化区 58、58'，以及传送区 60、60'可包含在单独的燃烧器容器中或紧邻包含有分离室 100、100'

的容器。本具体实施方案的催化剂通过导管从燃烧器容器传送到分离器容器。因此，本发明的应用不局限于对称的再生器结构，也可应用于改进的密集床再生器容器。

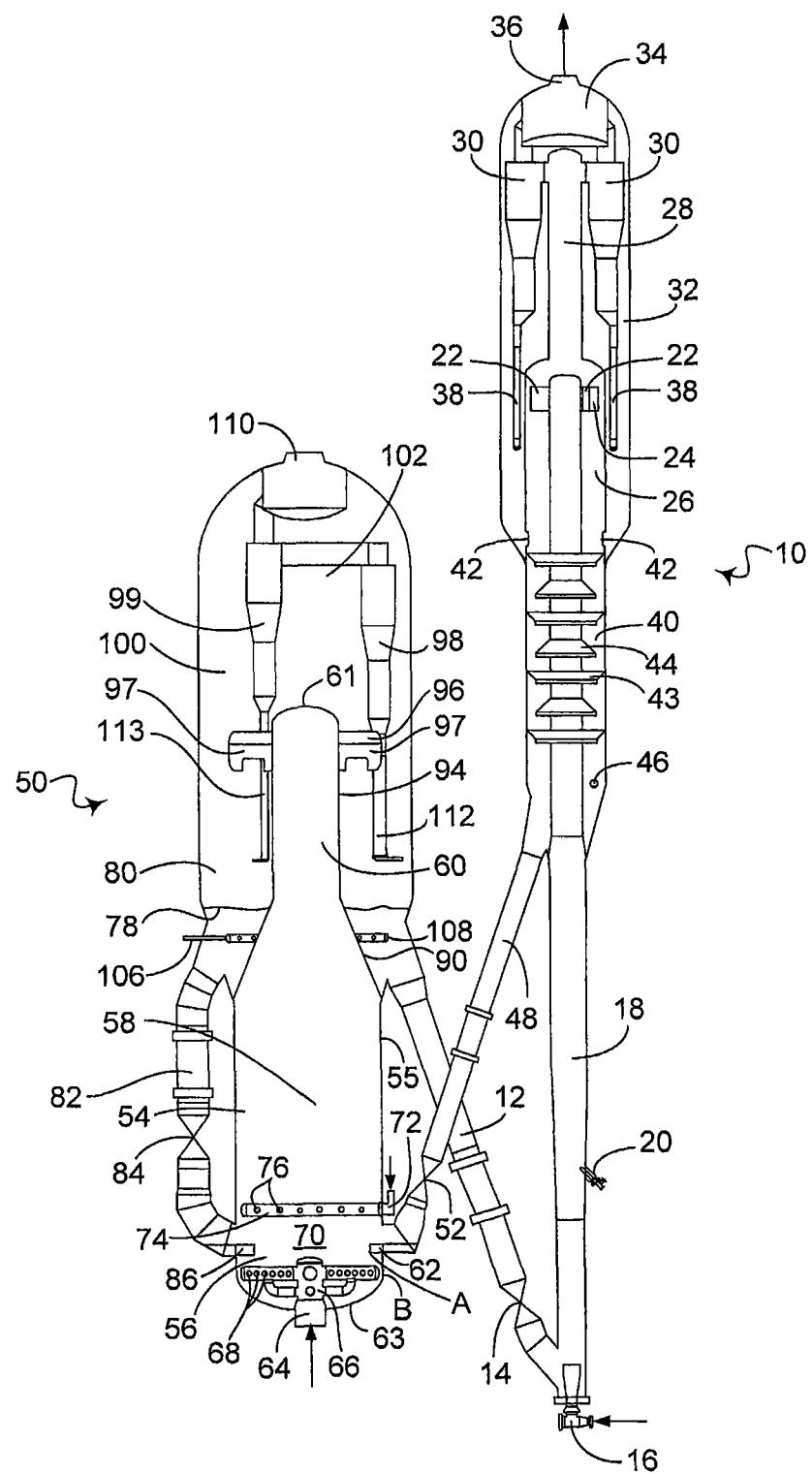


图 1

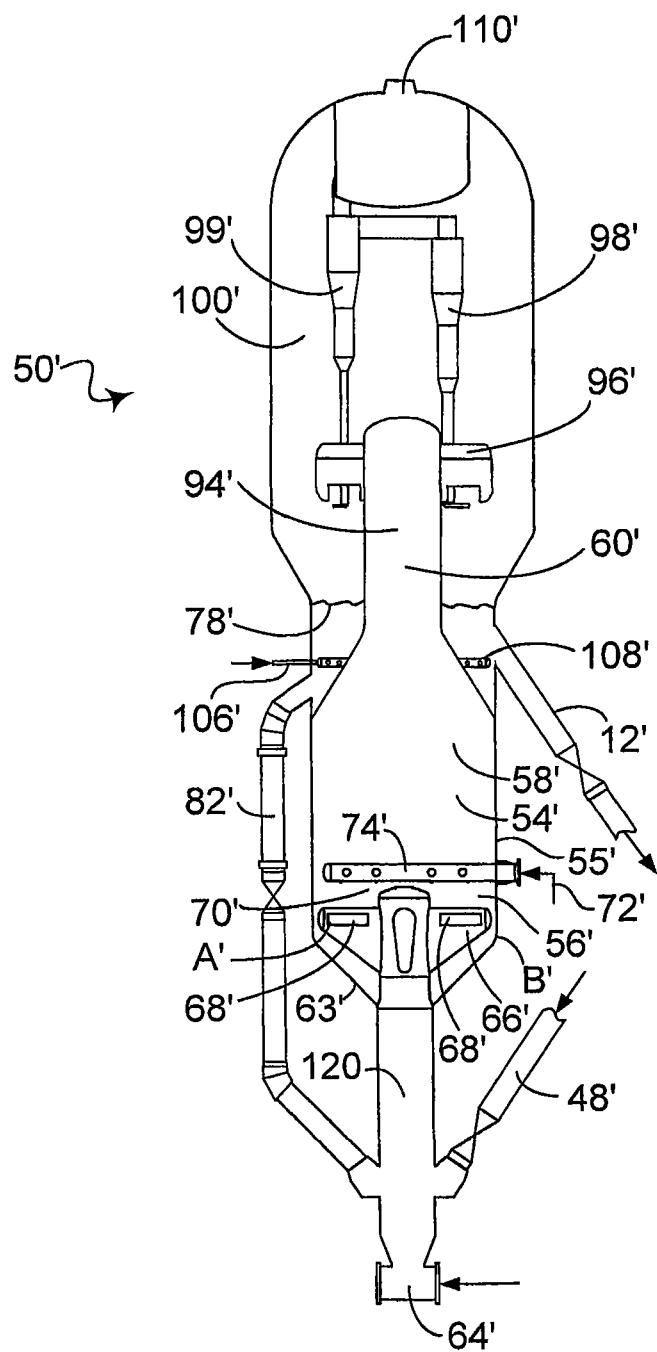


图 2