

[19]中华人民共和国国家知识产权局

[51]Int. Cl⁶

C10G 35/04

[12] 发明专利申请公开说明书

[21] 申请号 99105904.2

[43]公开日 1999 年 10 月 20 日

[11]公开号 CN 1232069A

[22]申请日 99.4.23 [21]申请号 99105904.2
[71]申请人 中国石油化工集团公司
地址 100029 北京市朝阳区惠新东街甲 6 号
共同申请人 中国石油化工集团公司石油化工科学研究院
[72]发明人 许友好 张久顺 杨轶男 龙 军
汪燮卿 李再婷 施至诚

[74]专利代理机构 石油化工科学研究院专利事务所
代理人 邓 颐

权利要求书 2 页 说明书 17 页 附图页数 1 页

[54]发明名称 一种制取异丁烷和富含异构烷烃汽油的催化转化方法

[57]摘要

一种制取异丁烷和富含异构烷烃汽油的催化转化方法,是将预热后的原料油进入一个包括两个反应区的反应器内,与热的裂化催化剂接触,第一反应区的温度为 530~620℃、反应时间为 0.5~2.0 秒;第二反应区的温度为 460~530℃、反应时间为 2~30 秒,分离反应产物,待生催化剂经汽提进入再生器烧焦后循环使用。采用本发明提供的方法制取的液化气中异丁烷含量为 20~40 重%,汽油族组成中的异构烷烃含量为 30~45 重%,烯烃含量降低到 30 重%以下,其研究法辛烷值为 90~93,马达法辛烷值为 80~84。

ISSN 1008-4274

权 利 要 求 书

1、一种制取异丁烷和富含异构烷烃汽油的催化转化方法，其特征在于预热的原料油进入一个包括两个反应区的反应器内，在水蒸汽存在下与热的裂化催化剂接触进行一次反应和二次反应，分离反应产物，待生催化剂经汽提进入再生器，经烧焦后循环使用。

2、按照权利要求 1 的方法，其特征是所述的反应器可以是选自等直径提升管、等线速提升管、流化床或变径提升管中之一，也可以是由等直径提升管-流化床构成的复合反应器。

3、按照权利要求 2 的方法，其特征是在所述的等直径提升管、等线速提升管或流化床反应器从下至上依次为预提升段、第一反应区、第二反应区，第一反应区、第二反应区的高度之比为 10~40:90~60，在第二反应区底部注入冷激剂，和/或在第二反应区内设置取热器，取热器的高度占第二反应区高度的 50~90%。

4、按照权利要求 2 的方法，其特征是在所述的等直径提升管-流化床复合反应器，下部的等直径提升管为第一反应区，上部的流化床为第二反应区，在流化床的底部可以设冷激剂入口，也可以在流化床内设置取热器，取热器的高度占流化床高度的 50~90%。

5、按照权利要求 3 或 4 的方法，其特征是所述的冷激剂是选自粗汽油、汽油、柴油、分馏塔第一中段循环油或水中的一种或一种以上的任意比例的混合物。

6、按照权利要求 1 的方法，其特征是反应条件为：第一反应区的温度为 530~620℃、反应时间为 0.5~2.0 秒；第二反应区的温度为 460~530℃、反应时间为 2~30 秒。

7、按照权利要求 6 的方法，其特征是所述的第一反应区的温度为 550~600℃、反应时间为 0.8~1.5 秒、第二反应区的温度为 480~510℃、反应时间为 3~15 秒。

8、按照权利要求 1 的方法，其特征是所述的原料油是一次加工馏份油，包括汽油、柴油、减压蜡油、渣油；两种或两种以上的上述一次加工馏份油的任意比例的混合物；掺有 30 重%以下的焦化蜡油和/或脱沥青油的一次加工馏份油；原油。

9、按照权利要求 1 的方法，其特征是所述催化剂的活性组分活性组分选自含或不含稀土的 Y 或 HY 型沸石、含或不含稀土的超稳 Y 型沸石、ZSM-5 系列沸石或具有五元环结构的高硅沸石中的一种、两种或三种的催化

剂，以及无定型硅铝催化剂。

10、按照权利要求 2 的方法，其特征在于所述的变径提升管反应器的结构为：沿垂直方向从下至上依次是互为同轴的预提升段、第一反应区、径向较第一反应区扩大的第二反应区、径向较第二反应区缩小了的出口区，在出口区末端通过水平管与沉降器相连，其总高度为 10~60 米。

11、按照权利要求 10 的方法，其特征在于预提升段直径为 0.2~5 米，其高度占反应器总高度的 5~20%。

12、按照权利要求 10 的方法，其特征在于第一反应区的直径与预提升段直径之比为 1.0~1.2:1，其高度占反应器总高度的 10~30%。

13、按照权利要求 10 的方法，其特征在于所述的第二反应区直径与第一反应区的直径之比为 1.5~5.0:1，其高度占反应器总高度的 30~60%。

14、按照权利要求 10 的方法，其特征在于所述的出口区直径与第一反应区的直径之比为 0.8~1.5:1，其高度占反应器总高度的 0~20%。

15、按照权利要求 10 的方法，其特征是第一、二反应区结合部位为圆台形，其纵剖面等腰梯形的顶角 α 为 30~80°；第二反应区与出口区结合部位为圆台形，其纵剖面等腰梯形的底角 β 为 45~85°。

16、按照权利要求 10 的方法，其特征是在变径提升管反应器的第一、二反应区的结合部位可以设冷激剂入口，和/或在第二反应区内设置取热器，取热器的高度占第二反应区高度的 50~90%。

17、按照权利要求 16 的方法，其特征是所述的冷激剂是选自粗汽油、汽油、柴油、分馏塔第一中段循环油或水中的一种或一种以上的任意比例的混合物。

说明书

一种制取异丁烷和富含异构烷烃汽油的催化转化方法

本发明属于在不存在氢的情况下石油烃类的催化转化方法，更具体地说，是属于制取异丁烷和富含异构烷烃汽油的催化转化方法。

随着环境对汽油产品的质量要求日益严格，汽油已从无铅汽油发展到新配方汽油，新配方汽油的标准要求限制汽油的蒸气压和苯含量，还将逐步限制烯烃含量，世界各国各地区制定的新配方汽油标准不尽相同，但一个总的原则是汽油组分中烯烃在 20 重%以下。

常规的催化裂化工艺主要用于生产汽油，汽油产率高达 50 重%以上。八十年代初，汽油无铅化迫使催化裂化技术向生产高辛烷值汽油的方向发展，为此，催化裂化的工艺条件和催化剂类型发生了很大变化。在工艺方面，主要是提高反应温度，缩短反应时间，提高反应苛刻度，抑制过裂化反应，提高提升管底部油气和催化剂的接触效率；在催化剂方面，开发了 USY 型沸石结合惰性基质或活性基质的催化剂以及不同类型的沸石复合的催化剂。

催化裂化技术虽已取得上述进展，满足了汽油无铅化的要求，提高了汽油的辛烷值，但无论是通过改变工艺条件，还是使用新型的沸石催化剂来提高汽油辛烷值，都是以提高汽油组分中的烯烃含量来增加汽油的辛烷值，目前汽油组分中烯烃含量为 35~65 重%，这与新配方汽油对烯烃含量的要求相差甚远。

本发明的目的是在现有技术的基础上，提供一种制取异丁烷和富含异构烷烃汽油的催化转化方法，以满足新配方汽油的要求。

本发明的特点是使用的反应器包括两个反应区，其中下部的第一反应区为一次裂解反应区，反应温度较高，物料停留时间较短，而上部的第二反应区为二次反应区，该区的反应温度较低，物料停留时间较长，物料进行烷基化反应和氢转移反应，提高汽油组成中异构烷烃的含量。

本发明提供的方法是：预热的原料油进入一个包括两个反应区的反应器内，在水蒸汽存在下与热的裂化催化剂接触进行一次反应和二次反应，分离反应产物得到富含异丁烷的液化气和富含异构烷烃的汽油及其它产品，待生催化剂经汽提进入再生器，经烧焦后循环使用。

该方法适用的原料油可以是不同沸程的石油馏份、渣油或原油。具体地说，它们是一次加工馏份油，包括汽油、柴油、减压蜡油、渣油；两种或两

种以上的上述一次加工馏份油的任意比例的混合物；掺有 30 重%以下的焦化蜡油和/或脱沥青油的一次加工馏份油；原油。

该方法适用所有类型的常规催化剂，其活性组分选自含或不含稀土的 Y 或 HY 型沸石、含或不含稀土的超稳 Y 型沸石、ZSM-5 系列沸石或用其它方法制得的具有五元环结构的高硅沸石中的一种、两种或三种的催化剂，以及无定型硅铝催化剂。

该方法的反应条件如下：第一反应区温度为 530~620℃，最好为 550~600℃；第一反应区的反应时间为 0.5~2.0 秒，最好为 0.8~1.5 秒；第二反应区温度为 460~550℃，最好为 480~510℃；第二反应区的反应时间为 2~30 秒，最好为 3~15 秒；催化剂与原料油的重量比（以下简称剂油比）为 3~15:1，最好为 3~8:1；水蒸汽与原料油的重量比（以下简称水油比）为 0.03~0.3:1，最好为 0.05~0.15:1；压力为 130~450 千帕。

该方法适用的反应器可以是选自等直径提升管、等线速提升管、流化床或变径提升管中之一，也可以是由等直径提升管-流化床构成的复合反应器。

本发明提供的方法可以在是在等直径提升管、等线速提升管或流化床反应器中进行的，其中等直径提升管与炼厂常规的催化裂化反应器相同，等线速提升管中流体的线速基本相同。等直径提升管、等线速提升管或流化床反应器从下至上依次为预提升段、第一反应区、第二反应区，第一反应区、第二反应区的高度之比为 10~40:90~60，当使用等直径提升管、等线速提升管或流化床反应器时，在第二反应区底部注入冷激剂，和/或在第二反应区内设置取热器，取热器的高度占第二反应区高度的 50~90%。分别控制每个反应区的温度和反应时间。冷激剂是选自粗汽油、汽油、柴油、分馏塔第一中段循环油或水中的一种或一种以上的任意比例的混合物。

本发明提供的方法也可以在由等直径提升管-流化床构成的复合反应器中进行，下部的等直径提升管为第一反应区，上部的流化床为第二反应区，分别控制每个反应区的温度和反应时间。在流化床的底部可以设冷激剂入口，和/或在流化床内设置取热器，取热器的高度占流化床高度的 50~90%。冷激剂是选自粗汽油、汽油、柴油、分馏塔第一中段循环油或水中的一种或一种以上的任意比例的混合物。

本发明的最佳实施方式是在一种新型变径提升管反应器中进行的，该反应器具有如下结构特征：提升管反应器沿垂直方向从下至上依次为互为同轴的预提升段、第一反应区、直径扩大的第二反应区、直径缩小了的出口

区，在出口区末端连有一段水平管，以使其与沉降器相连。

该反应器的预提升段、第一反应区、第二反应区、出口区总高度为10~60米。

预提升段的作用是在预提升介质的存在下使再生催化剂向上运动并加速，其直径与常规的等直径提升管反应器相同，为0.2~5米，其高度占反应器总高度的5~20%。

第一反应区的结构类似于常规的等直径提升管反应器，油气和催化剂混合后在该区以一次裂化反应为主，采用较高的反应温度和剂油比，停留时间较短，为0.5~2.5秒。其直径可与预提升段相同，也可较预提升段稍大，第一反应区的直径与预提升段的直径之比为1.0~1.2:1，其高度占反应器总高度的10~30%。

第一、二反应区结合部位为圆台形，其纵剖面等腰梯形的顶角 α 为30~80°。

第二反应区的作用是降低油气和催化剂的流速和反应温度。降低该区反应温度的方法，可以从该区与第一反应区的结合部位注入冷激剂，和/或通过在该区设置取热器，取走部分热量以降低该区反应温度，从而达到抑制二次裂化反应、增加烷基化反应和氢转移反应的目的。若设置取热器，则其高度占第二反应区高度的50~90%。物流在该反应区停留时间可以较长，为2~30秒。其直径与第一反应区的直径之比为1.5~5.0:1，其高度占反应器总高度的30~60%。

第二反应区与出口区结合部位为圆台形，其纵剖面等腰梯形的底角 β 为45~85°。

出口区的结构类似于常规的等直径提升管反应器顶部出口部分，物流可在该区停留一定时间，以抑制过裂化反应和热裂化反应，提高流体流速。其直径与第一反应区的直径之比为0.8~1.5:1，其高度占反应器总高度的0~20%。

水平管的一端与出口区相连，另一端与沉降器相连；当出口区的高度为0即提升管反应器没有出口区时，水平管的一端与第二反应区相连，另一端与沉降器相连。水平管的作用是将反应生成的产物与待生催化剂输送至分离系统进行气固分离。其直径由本领域技术人员根据具体情况确定。预提升段的作用是在预提升介质的存在下，将再生后的催化剂进行提升，进入第一反应区。

下面结合附图对本发明所提供的最佳实施方式予以进一步的说明。

附图是用变径提升管反应器制取异丁烷和富含异构烷烃汽油的流程，设备和管线的形状、尺寸不受附图的限制，而是根据具体情况确定。

预提升蒸汽经管线 1 从提升管预提升段 2 进入，热的再生催化剂经再生斜管 16 进入提升管预提升段由预提升蒸汽进行提升。预热后的原料油经管线 4 与来自管线 3 的雾化蒸汽按一定比例从提升管预提升段进入，与热催化剂混合后进入第一反应区 5 内，在一定的条件下进行裂解反应。反应物流与来自管线 6 的冷激剂混合进入第二反应区 7，进行二次反应，反应后的物流进入出口区 8，该反应区提高物流的线速，使反应物流快速进入气固分离系统中的沉降器 9、旋风分离器 10，反应产物经管线 11 去分离系统。反应后带炭的待生催化剂进入汽提器 12，经来自管线 13 的水蒸汽汽提后由待生斜管 14 进入再生器 15，待生催化剂在来自管线 17 的空气中烧焦再生，烟气经管线 18 出再生器，热的再生催化剂经再生斜管 16 返回提升管底部循环使用。

本发明的优点在于：

1、如果采用常规的等直径提升管或流化床反应器来实施本发明，只需降低处理量，延长反应时间就可以实施。

2、如果采用变径提升管反应器，该反应器的优点是既保留常规提升管反应器底部较高的反应温度和剂油比来增加一次裂化反应，同时抑制顶部的过裂化和热裂化反应，又在反应器中上部在较低的反应温度下延长反应时间，增加烯烃的烷基化反应、氢转移反应。

3、用本发明提供的方法生产的液化气中异丁烷含量为 20~40 重%，汽油族组成中的异构烷烃含量为 30~45 重%，烯烃含量降低到 30 重%以下，如果在该汽油组分中添加少量的调合组分如甲基叔丁基醚，商品汽油中的烯烃含量就能降到 20 重%以下，从而能满足新配方汽油的要求；而使用常规的等直径提升管在常规的操作条件下反应，液化气中的异丁烷含量只有 10 重%以下，汽油族组成中的异构烷烃含量只有 20 重%以下，烯烃含量在 40 重%以上。

4、本发明提供的方法对原料的适应性广，并且可使用不同类型的沸石催化剂。

附图是用变径提升管反应器制取异丁烷和富含异构烷烃汽油的流程示意图。附图中各编号说明如下：

1、3、4、6、11、13、17、18 均代表管线；2 为提升管的预提升段；5、7 分别为提升管的第一反应区、第二反应区；8 为提升管的出口区；9 为

沉降器，10 为旋风分离器，12 为汽提器，14 为待生斜管，15 为再生器，16 为再生斜管。

下面的实施例将对本发明予以进一步说明，但并不因此而限制本发明。实施例、对比例中所使用的原料油和催化剂的性质分别列于表 1 和表 2。表 2 中的催化剂均由中国石油化工集团公司齐鲁催化剂厂生产。

实施例 1

本实施例说明采用本发明提供的方法，在常规的等直径提升管反应器内制取富含异构烷烃汽油的情况。

预热的原料油 E 进入提升管反应器内，在水蒸汽存在下，与热的裂化催化剂 D 接触，分离反应产物得到富含异丁烷的液化气和富含异构烷烃的汽油及其它产品，待生催化剂经汽提进入再生器，经烧焦后循环使用。

操作条件、产品分布列于表 3，汽油产品的性质列于表 4。从表 3 可以看出，液化气中的异丁烷占 20.72 重%，从表 4 可以看出，汽油族组成中的异构烷烃占 31.92 重%，而烯烃仅占 29.32 重%。

对比例 1

与实施例 1 相比，停留时间从 5.5 秒缩短至 3.5 秒，其它条件基本相同。操作条件、产品分布列于表 3，汽油的性质列于表 4。从表 3 可以看出，液化气中的异丁烷仅占 8.95 重%，从表 4 可以看出，汽油族组成中的异构烷烃仅占 22.06 重%，烯烃占 47.65 重%。

实施例 2

本实施例说明采用本发明提供的方法在等直径提升管-流化床复合反应器内制取异丁烷和富含异构烷烃汽油的情况。

预热的原料油 D 进入等直径提升管反应器内，在水蒸汽存在下，与热的裂化催化剂 D 接触，分离反应产物得到富含异丁烷的液化气和富含异构烷烃的汽油及其它产品，待生催化剂经汽提进入再生器，再生催化剂经烧焦后循环使用。

操作条件、产品分布和汽油的性质列于表 5。从表 5 可以看出，液化气中的异丁烷占 23.20 重%，汽油族组成中的异构烷烃占 30.16 重%，而烯烃仅占 28.63 重%。

对比例 2

采用常规的中型等直径提升管反应器，所用的原料油和催化剂与实施例 2 的相同，操作条件、产品分布和汽油的性质列于表 5。从表 5 可以看出，液化气中的异丁烷仅占 7.76 重%，汽油族组成中的异构烷烃仅占 17.30 重%，烯烃占 45.30 重%。

实施例 3

本实施例说明采用本发明提供的方法，在中型变径提升管反应器上制取异丁烷和富含异构烷烃的汽油的情况。

反应器的预提升段、第一反应区、第二反应区、出口区总高度为 15 米，预提升段直径为 0.25 米，其高度为 1.5 米；第一反应区直径为 0.25 米，其高度为 4 米；第二反应区直径为 1 米，其高度为 6.5 米；出口区的直径为 0.25 米，其高度为 3 米；第一、二反应区结合部位的纵剖面等腰梯形的顶角为 45° ；第二反应区与出口区结合部位的纵剖面等腰梯形的底角为 60° 。

使用表 1 所列的原料油 B 和表 2 所列的催化剂 C，实施生产异丁烷和富含异构烷烃汽油过程情况，试验的操作条件和产品分布列于表 6，汽油的性质列于表 7。从表 6 可以看出，液化气中的异丁烷占 35.07 重%，从表 7 可以看出，汽油族组成中的异构烷烃占 36.0 重%，而烯烃仅占 28.11 重%。

对比例 3

采用常规的中型等直径提升管反应器，所用的原料油和催化剂与实施例 4 的相同，试验的操作条件和产品分布列于表 6，汽油的性质列于表 7。从表 6 可以看出，液化气中的异丁烷占 15.74 重%，从表 7 可以看出，汽油族组成中的异构烷烃占 11.83 重%，烯烃占 56.49 重%。

实施例 4

本实施例说明当使用不同类型的催化剂时，采用本发明提供的方法制取异丁烷和富含异构烷烃的汽油的情况。

该试验所用的变径提升管反应器与实施例 3 中的相同，原料油分别为 80%蜡油 A 和 20%焦化蜡油 C 的混合油、常压渣油 D，其性质如表 2 所示，操作条件、产品分布和汽油的性质列于表 8。从表 8 可以看出，液化气中的异丁烷占 28~32 重%，汽油族组成中的异构烷烃占 33~39 重%，而烯烃

仅占 16.0~27.0 重%。

实施例 5

本实施例说明采用本发明提供的方法，使用富含烯烃汽油作冷激剂时，在变径提升管反应器内催化转化制取富含异构烷烃汽油的情况。

本实施例使用的变径提升管反应器、催化剂和原料油同实施例 3，作为冷激剂的富含烯烃汽油与对比例 3 所得汽油相同，以该汽油为冷激剂，从第二反应区的底部注入，其它与实施例 2 基本相同。

操作条件和产品分布列于表 9，汽油产品性质列于表 10。从表 9 可以看出，液化气中的异丁烷占 34.15 重%，从表 10 可以看出，汽油族组成中的异构烷烃占 43.86 重%，而烯烃仅占 20.51 重%。

实施例 6

本实施例说明采用本发明提供的方法，在变径提升管反应器内催化转化制取富含异构烷烃汽油的情况。

该反应器的预提升段、第一反应区、第二反应区总高度为 15 米，预提升段直径为 0.25 米，其高度为 1.5 米；第一反应区直径为 0.25 米，其高度为 4.5 米；第二反应区直径为 0.5 米，其高度为 9 米；；第一、二反应区结合部位的纵剖面等腰梯形的顶角为 45° 。

本实施例使用的催化剂和原料油同实施例 3，操作条件和产品分布列于表 9，汽油产品性质列于表 10。从表 9 可以看出，液化气中的异丁烷占 32.91 重%，从表 10 可以看出，汽油族组成中的异构烷烃占 33.31 重%，而烯烃仅占 26.51 重%。

表 1

原料油编号	A	B	C	D	E
原料油名称	蜡油	蜡油	焦化蜡油	常压渣油	常压渣油
密度(20℃), 千克/米 ³	873.0	890.5	869.6	897.4	868.7
运动粘度, 毫米 ² /秒					
80℃	13.01	7.93	6.66	54.20	
100℃	8.04	5.08	4.54	30.02	11.15
残炭, 重%	0.15	0.7	0.84	4.5	5.0
凝点, ℃	50	40	33	47	50
碱性氮, ppm	340		1920		
总氮, 重%	0.10	0.16	0.29	0.27	0.12
硫, 重%	0.073	0.53	0.13	0.14	0.18
碳, 重%	86.5	85.00	86.55	86.26	86.43
氢, 重%	13.24	12.62	13.03	12.91	12.92
重金属含量, ppm					
镍	<0.1	0.16	0.70	5.2	12.4
钒	<0.1	0.15	<0.1	<0.1	0.2
铁	54	—	0.80	4.2	6.5
铜	<0.1	—	<0.1	<0.1	<0.1
钠	—	0.45		5.5	1.8
馏程, ℃					
初馏点	346	242	238	324	258
10%	411	322	328	408	365
30%	437	380	363	486	417
50%	462	410	382	—	469
70%	489	437	409	—	—
90%	523	480	429	—	—
终馏点	546	516	—	—	—

表 2

催化剂编号	A	B	C	D
商品牌号	CRC-1	RHZ-200	ZCM-7	RAG-1
沸石类型	REY	REHY	USY	REY-USY-ZRP
化学组成, 重%				
氧化铝	26.5	33.0	46.4	44.6
氧化钠	0.19	0.29	0.22	0.13
氧化铁	0.09	1.1	0.32	
表观密度, 千克/米 ³	450	560	690	620
孔体积, 毫升/克	0.41	0.25	0.38	0.36
比表面积, 米 ² /克	132	92	164	232
磨损指数, 重%时 ⁻¹	4.2	3.2	—	2.5
筛分组成, 重%				
0~40 微米	7.3	15.2	4.8	13.1
40~80 微米	43.7	55.1	47.9	54.9
>80 微米	44.3	27.3	47.3	32.0

表 3

	实施例 1	对比例 1
反应温度, °C		530
第一反应区	550	—
第二反应区	510	—
停留时间, 秒	5.5	3.5
第一反应区	2.0	—
第二反应区	3.5	—
剂油比	7.82	6.7
水油比	0.1	0.1
产品分布, 重%		
干气	3.25	3.75
液化气	25.34	26.02
其中异丁烷	5.25	2.33
汽油	47.34	46.55
轻柴油	10.32	10.10
重柴油	5.95	5.25
焦炭	7.40	7.86
损失	0.40	0.47

表 4

	实施例 1	对比例 1
密度(20℃), 千克/米 ³	729.8	711.3
辛烷值		
RON	91.6	92.1
MON	80.7	80.5
诱导期, 分钟	695	535
实际胶质, 毫克/100 毫升	6	2
硫, 重%	0.031	0.028
氮, 重%	0.0068	0.0041
碳, 重%	86.65	85.98
氢, 重%	13.34	13.86
馏程, °C		
初馏点	47	41
10%	61	54
30%	74	65
50%	97	86
70%	131	119
90%	173	160
干点	206	192
族组成, 重%		
烷烃	36.42	26.94
正构烷烃	4.50	4.88
异构烷烃	31.92	22.06
环烷烃	7.32	7.16
烯烃	29.32	47.65
芳烃	26.94	18.25

表 5

	实施例 2	对比例 2
反应器	常规提升管-流化床	常规提升管
反应温度, °C		530
第一反应区	550	—
第二反应区	500	—
剂油比	6.0	7.7
反应时间, 秒	5.0	3.1
其中第一反应区	1.3	—
第二反应区	3.7	—
水油比	0.1	0.1
产品分布, 重%		
干气	2.88	2.95
液化气	25.69	28.08
其中异丁烷	5.96	2.18
汽油	43.82	40.63
轻柴油	12.01	11.69
重柴油	7.43	8.58
焦炭	8.17	7.64
损失	—	0.43
汽油辛烷值		
RON	91.1	92.1
MON	80.7	80.5
汽油族组成, 重%		
烷烃	34.17	21.38
正构烷烃	4.01	4.08
异构烷烃	30.16	17.30
环烷烃	8.16	7.33
烯烃	28.63	45.30
芳烃	29.04	25.99

表 6

反应器	实施例 4 变径提升管	对比例 3 常规提升管
反应温度, °C		495
第一反应区	545	—
第二反应区	495	—
反应时间, 秒	4.5	2.9
第一反应区	1.0	—
第二反应区	3.5	—
剂油比	4.5	4.5
水油比	0.05	0.05
产品分布, 重%		
干气	1.83	1.62
液化气	16.11	11.88
其中异丁烷	5.65	1.87
汽油	46.86	41.59
轻柴油	18.44	22.81
重柴油	12.77	18.76
焦炭	3.88	2.86
损失	0.11	0.48

表 7

反应器	实施例 4 变径提升管	对比例 3 常规提升管
密度(20℃), 千克/米 ³	743.6	749.8
辛烷值		
RON	90.5	91.0
MON	80.4	79.8
诱导期, 分钟	>1000	>485
实际胶质, 毫克/100 毫升	2.0	2.0
硫, 重%	0.0095	0.012
氮, 重%	0.0028	0.0033
碳, 重%	86.14	86.81
氢, 重%	13.72	13.12
馏程, °C		
初馏点	46	50
10%	73	77
30%	95	99
50%	114	122
70%	143	145
90%	171	175
干点	202	205
族组成, 重%		
烷烃	41.01	15.81
正构烷烃	5.01	3.98
异构烷烃	36.00	11.83
环烷烃	7.20	6.50
烯烃	28.11	56.49
芳烃	23.68	21.20

表 8

催化剂名称	A	B	B	C	D
原料油	80%A+ 20%C	80%A+ 20%C	D	D	D
反应温度, °C					
第一反应区	540	540	550	545	550
第二反应区	490	490	500	495	500
反应时间, 秒	3.7	3.7	5.0	5.0	5.0
其中第一反应区	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0
第二反应区	2.2	2.2	3.5	3.5	3.5
出口区	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5
剂油比	3	3	5	4	6.0
水油比	0.05	0.05	0.10	0.10	0.10
产品分布, 重%					
干气	0.82	0.73	2.50	2.35	2.58
液化气	9.39	11.60	23.92	19.76	22.59
其中异丁烷	2.94	3.63	7.87	6.43	6.44
汽油	45.62	49.34	46.95	44.94	47.82
轻柴油	19.68	18.87	10.99	12.36	11.99
重柴油	21.86	17.00	6.61	11.28	7.02
焦炭	2.63	2.46	9.03	9.31	8.00
汽油辛烷值					
RON	87.4	87.3	91.0	90.6	92.1
MON	78.1	77.7	80.0	80.4	81.2
汽油族组成, 重 %					
烷烃	43.15	45.03	42.04	43.90	37.25
正构烷烃	8.20	8.53	3.84	4.98	3.88
异构烷烃	34.95	36.50	38.20	38.92	33.37
环烷烃	9.86	10.03	9.26	7.33	7.16
烯烃	23.93	22.60	16.14	25.17	26.55
芳烃	23.06	22.34	32.56	23.60	29.04
其中苯	0.45	0.41	0.41	0.60	0.70

表 9

操作条件	实施例 5	实施例 6
反应温度, °C		
第一反应区	545	545
第二反应区	495	495
反应时间, 秒	5.3	5.3
其中第一反应区	0.8	1.1
第二反应区	3.9	4.2
出口区	0.6	—
剂油比	5.0	5.0
水油比	0.05	0.05
产品分布, 重%		
干气	1.78	2.31
液化气	17.51	18.23
其中异丁烷	5.98	6.00
汽油	47.98	45.34
轻柴油	18.30	18.46
重柴油	10.22	10.78
焦炭	4.00	4.61
损失	0.21	0.27

表 10

	实施例 5	实施例 6
密度(20℃), 千克/米 ³	745.3	746.2
辛烷值		
RON	90.1	90.2
MON	80.9	80.9
诱导期, 分钟	800.0	750.0
实际胶质, 毫克/100 毫升	2.0	2.0
硫, 重%	0.01	0.01
氮, 重%	0.003	0.003
碳, 重%	86.51	86.63
氢, 重%	13.42	13.32
馏程, °C		
初馏点	48	44
10%	75	71
30%	97	93
50%	118	113
70%	144	142
90%	173	170
干点	203	198
族组成, 重%		
烷烃	47.87	37.29
正构烷烃	4.01	3.98
异构烷烃	43.86	33.31
环烷烃	7.45	8.03
烯烃	20.51	26.51
芳烃	24.17	28.17

说明书附图

