



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 101191073 B

(45) 授权公告日 2012. 03. 07

(21) 申请号 200610144222. 6

US 6045690 A, 2000. 04. 04,

(22) 申请日 2006. 11. 30

审查员 杜峰

(73) 专利权人 中国石油化工股份有限公司

地址 100029 北京市朝阳区惠新东街甲 6 号

专利权人 中国石油化工股份有限公司石油
化工科学研究院

(72) 发明人 谢朝钢 张久顺 龙军 张执刚

(74) 专利代理机构 中国专利代理(香港)有限公
司 72001

代理人 徐舒 庞立志

(51) Int. Cl.

C10G 11/18(2006. 01)

(56) 对比文件

CN 1234426 A, 1999. 11. 10,

WO 2005085391 A1, 2005. 09. 15,

CN 1388215 A, 2003. 01. 01,

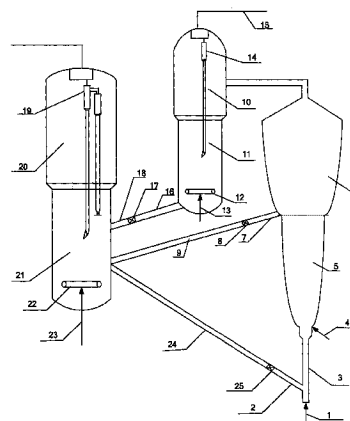
权利要求书 1 页 说明书 8 页 附图 2 页

(54) 发明名称

一种生产高辛烷值低烯烃汽油的方法

(57) 摘要

一种生产高辛烷值低烯烃汽油的方法, 催化裂化催化剂经预提升介质提升后与原料在反应器中反应, 反应后得到的产物和待生催化剂引出反应器进行分离, 反应系统包含至少两个反应器, 各反应器催化剂密度变化范围为 $\pm 1 \sim 20\%$, 非催化剂物流空塔气速变化范围为 $\pm 1 \sim 18\%$, 所述的任一反应器引入半再生催化剂或再生催化剂。本发明提供的方法, 反应器内油气速度和催化剂密度变化小、反应器内的流化状态相对稳定、传质速度和温度分布均匀; 重质原料催化裂化转化率高, 降低了汽油的烯烃含量, 提高了汽油辛烷值。



1. 一种石油烃裂化方法,催化裂化催化剂经预提升介质提升后与原料在反应器中反应,反应后得到的产物和待生催化剂引出反应器进行分离,分离出的待生催化剂经烧焦再生后返回反应器内循环使用,分离出的反应产物经分馏后得到低碳烯烃、汽油、柴油、重油及其它低分子饱和烃类,其特征在于反应系统包含至少两个串联的反应器,在各反应器中催化剂密度变化范围为 $\pm 1 \sim 20\%$,非催化剂物流空塔气速变化范围为 $\pm 1 \sim 18\%$;所述的第一反应器的操作条件为:催化剂密度为 $30 \sim 150\text{kg/m}^3$,反应温度为 $470 \sim 550^\circ\text{C}$ 、重时空速为 $50 \sim 1000\text{h}^{-1}$,绝对压力为 $0.1 \sim 0.6\text{MPa}$,非催化剂物流空塔气速为 $2 \sim 30\text{m/sec}$,剂油比为 $3 \sim 15$;其余反应器的操作条件为:催化剂密度为 $120 \sim 500\text{kg/m}^3$,反应温度为 $480 \sim 560^\circ\text{C}$ 、重时空速为 $1 \sim 80\text{h}^{-1}$,绝对压力为 $0.1 \sim 0.6\text{MPa}$,非催化剂物流空塔气速为 $0.2 \sim 4\text{m/sec}$,剂油比为 $3 \sim 15$ 。

2. 按照权利要求 1 的方法,其特征在于所述的各反应器中催化剂密度变化范围为 $\pm 1 \sim 10\%$,非催化剂物流空塔气速变化范围为 $\pm 5 \sim 12\%$ 。

3. 按照权利要求 1 或 2 的方法,其特征在于所述的任一反应器引入半再生催化剂或再生催化剂。

4. 按照权利要求 1 或 2 的方法,其特征在于所述的第一反应器的操作条件为:催化剂密度为 $40 \sim 80\text{kg/m}^3$,反应温度为 $480 \sim 530^\circ\text{C}$ 、重时空速为 $100 \sim 300\text{h}^{-1}$,绝对压力为 $0.2 \sim 0.5\text{MPa}$,非催化剂物流空塔气速为 $4 \sim 15\text{m/sec}$,剂油比为 $4 \sim 12$;所述的第二反应器的操作条件为:催化剂密度为 $150 \sim 300\text{kg/m}^3$,反应温度为 $500 \sim 540^\circ\text{C}$ 、重时空速为 $4 \sim 40\text{h}^{-1}$,绝对压力为 $0.2 \sim 0.5\text{MPa}$,非催化剂物流空塔气速为 $1.2 \sim 2.5\text{m/sec}$,剂油比为 $4 \sim 15$ 。

5. 按照权利要求 1 或 2 的方法,其特征在于所述的反应器为流化床或稀相输送床反应器。

6. 按照权利要求 1 或 2 的方法,其特征在于所述的原料为碳数大于等于 4 的石油烃类。

一种生产高辛烷值低烯烃汽油的方法

技术领域

[0001] 本发明涉及在不存在氢的情况下烃油的催化转化方法,更具体地说,是一种将重质原料催化裂化生产高辛烷值低烯烃汽油的方法。

背景技术

[0002] 在流化催化裂化或流化催化裂解过程中,高温再生催化剂与原料油接触反应,主要产品为汽油和柴油,另外生产一部分液化气、干气、油浆和焦炭。焦炭沉积在待生催化剂上并随待生催化剂一起进入再生器烧焦恢复活性,恢复活性的再生催化剂进入反应器循环使用。

[0003] 最近几年,环境保护法规对汽油的烯烃含量、芳烃含量均有更严格的要求;同时对辛烷值的要求也越来越高,例如在中国,随着私家车的比例越来越高,尽管可以使用 90# 汽油,一般私家车都使用 93# 汽油,从而使得高标号汽油的供应压力很大。

[0004] 另外,为了充分利用石油资源同时提高炼油厂经济效益,催化裂化装置掺炼常压渣油、减压渣油的比重越来越大。由于渣油比较难裂化,为提高渣油的转化率和提高汽、柴油收率,通常都提高反应温度。

[0005] 为了改进催化裂化工艺以提高催化裂化活性,优化产品分布,从而提高轻质油收率、低碳烯烃收率或降低汽油中的烯烃,在反应器结构和催化裂化工艺方面,人们进行了很多研究工作。

[0006] 催化裂化产品和原料的摩尔比一般为 2 ~ 8,在催化裂化工艺的提升管反应器内,自原料油喷嘴到提升管出口,产品的平均分子量逐渐减小,产品和原料的摩尔比逐渐提高,油气空塔线速增加,催化剂密度降低。典型的催化裂化提升管反应器的油气线速和催化剂密度变化范围很大,一般提升管出口油气线速是提升管入口线速的 2 ~ 4 倍,变化范围为 100 ~ 400%;随着油气线速增加,传统提升管内的滑落系数减小,密度降低,提升管出口密度是提升管入口密度的 15% ~ 20%,变化范围为 100 ~ 600%。传统提升管反应器由于油气速度和催化剂密度变化大,反应器内的流化状态相应变化很大,无法保证相对稳定的流化状态、传质速度和均匀的温度分布。

[0007] CN2214222Y 提出了用两根上下行的 U 型反应管反应器串联技术,CN2380297Y 提出了两根直提升管串联技术,由于都采用了两个管式反应器,反应温度较高,可以分别控制两个反应器的反应条件,以改进催化裂化反应,提高轻质油收率,降低气体、焦炭产率。

[0008] 为提高提升管后半部分催化剂的裂化活性,CN1415701A 公开了一种石油烃接力催化裂化方法,该方法是使再生剂经催化剂入口管进入套管式反应器的底部,并在预提升介质的作用下向上流动,20 ~ 80 重%的再生剂流入内管;而其余部分的催化剂进入内管与外管之间的环形反应空间中,并在预提升介质的作用下继续向上流动。烃油原料注入该反应器的内管,与其中的催化剂接触、反应,反应物流沿器壁向上流动,在汇合管的入口处,内管中的反应物流与来自环形反应空间的再生剂汇合、反应,并经汇合管进入气固快速分离设备中,使反应油气与反应后积碳的催化剂相分离。反应油气送入后续分离系统,而

反应后的催化剂经汽提、再生后,返回反应器循环使用。该方法可增强催化裂化过程的反应活性和选择性,但是仍存在干气产率较高的问题。

[0009] US6045690 公开了一种重质油催化裂化生产低碳烯烃的方法,该方法的目的是减少重质馏分油裂化生产低碳烯烃时由于氢转移和过裂化反应而生成的干气。该方法包括以下步骤:将重质原料注入反应器入口部位,将再生催化剂分为两股以上进入下流式反应器,一股再生催化剂进入反应器入口部位,其余部分再生催化剂注入反应器入口和出口之间至少一个部位,反应器的裂化条件为:接触时间为 0.1 ~ 3.0 秒,反应器出口温度为 530 ~ 700℃,剂油比为 10 ~ 50。该方法无法很好解决反应器温度和密度分布不均匀的问题。

[0010] US4578183 公开了一种烃油催化裂化方法,该方法在原料发生催化裂化反应之前进行原料油汽化。位于提升管反应器下部的混合器将再生催化剂分为两股,一股进入第一反应器,第二股进入第二反应器,从而改进催化剂和原料油的混合。但该方法同样存在干气产率较高的问题。

[0011] 上述现有技术的提升管反应器的反应过程中补充部分再生催化剂力求改进传统提升管反应器后部的催化剂裂化活性,但是仍然存在油气速度和催化剂密度变化大、反应器内的流化状态相应变化很大的缺点,无法保证相对稳定的流化状态、传质速度和均匀的温度分布。

发明内容

[0012] 本发明的目的是提供一种重质原料催化裂化生产高辛烷值低烯烃汽油的方法。

[0013] 一种石油烃裂化方法,将催化裂化催化剂经预提升介质提升后与原料在反应器中反应,反应后得到的产物和待生催化剂引出反应器进行分离,分离出的待生催化剂经烧焦再生后返回反应器内循环使用,分离出的反应产物经分馏后得到低碳烯烃、汽油、柴油、重油及其它低分子饱和烃类,反应系统包含至少两个反应器,各反应器中催化剂密度变化范围为 $\pm 1 \sim 20\%$,优选 $\pm 1 \sim 10\%$,非催化剂物流空塔气速变化范围为 $\pm 1 \sim 18\%$,优选 $\pm 5 \sim 12\%$ 。

[0014] 本发明提供的方法中,所述的任一反应器可以引入半再生催化剂或再生催化剂。

[0015] 本发明提供的方法中,所述的反应器的横截面积沿随物流流动方向不断扩大,反应器外壁形状为轴对称,横截面积的扩大根据具体反应原料、催化剂以及操作参数确定。总体而言,在反应器入口,原料气化后立即进行裂化反应,反应速度很快,油气体积迅速膨胀,随后反应速度逐渐降低,油气体积膨胀速度也逐渐变缓。反应器横截面积在入口处增加幅度最大,在出口处增加幅度很小甚至不用增加。总之通过反应器横截面积的增加使得所述的反应器内的催化剂密度、非催化剂物流空塔气速保持相对稳定。

[0016] 本发明提供的方法中,所述的反应器的出口横截面积和入口横截面积之比为 1.2 ~ 5 : 1,反应器高和出口直径比为 5 ~ 10。

[0017] 本发明提供的方法中,所述的反应器优选由两个反应器组成,其中反应器一的操作条件为:所述的第一反应器的操作条件为:催化剂密度为 30 ~ 150kg/m³,优选 40 ~ 80kg/m³、反应温度为 470 ~ 550℃,优选 480 ~ 530℃、重时空速为 50 ~ 1000h⁻¹,优选 100 ~ 300h⁻¹、绝对压力为 0.1 ~ 0.6MPa,优选 0.2 ~ 0.5MPa、非催化剂物流空塔气速为 2 ~ 30m/sec,优选 4 ~ 15m/sec、剂油比为 3 ~ 15,优选 4 ~ 12;其余反应器的操作条件为:催化剂密

度为 $120 \sim 500 \text{kg/m}^3$, 优选 $150 \sim 300 \text{kg/m}^3$ 、反应温度为 $480 \sim 560^\circ\text{C}$, 优选 $500 \sim 540^\circ\text{C}$ 、重时空速为 $1 \sim 80 \text{h}^{-1}$, 优选 $4 \sim 40 \text{h}^{-1}$ 、绝对压力为 $0.1 \sim 0.6 \text{MPa}$, 优选 $0.2 \sim 0.5 \text{MPa}$ 、非催化剂物流空塔气速为 $0.2 \sim 4 \text{m/sec}$, 优选 $1.2 \sim 2.5 \text{m/sec}$ 、剂油比为 $3 \sim 15$, 优选 $4 \sim 15$ 。

[0018] 本发明提供的方法的优点为：

[0019] 本发明提供的方法由于各个反应器内油气速度和催化剂密度变化小、流化状态相对稳定、传质速度和温度分布均匀使得重质油催化裂化转化率更高，汽油辛烷值不损失的情况下降低了汽油的烯烃含量。由实施例和对比例可见，本发明提供的方法，重质油转化率提高 $3.5 \sim 4.6$ 个百分点，汽油产率增加 $3.0 \sim 3.6$ 个百分点，焦炭产率降低 $0.2 \sim 0.5$ 个百分点，在汽油辛烷值几乎不变的情况下，汽油烯烃含量降低了 $5.9 \sim 7.1$ 个百分点。

附图说明

[0020] 图 1 是实施方式一的流程示意图。

[0021] 图 2 是实施方式二的流程示意图。

具体实施方式

[0022] 本发明的方法是这样具体实施的：

[0023] 一种石油烃裂化方法，催化裂化催化剂经预提升介质提升后与原料在反应器中反应，反应后得到的产物和待生催化剂引出反应器进行分离，反应器包含至少两个反应器，各反应器催化剂密度变化范围为 $\pm 1 \sim 20\%$ ，优选 $\pm 1 \sim 10\%$ ，非催化剂物流空塔气速变化范围为 $\pm 1 \sim 18\%$ ，优选 $\pm 5 \sim 12\%$ 。

[0024] 本发明提供的方法中，所述预提升介质可以是水蒸气、干气、氮气、C3 组分、C4 组分、C5 组分、或其它用于预提升介质的一种或任何几种的混合物。

[0025] 本发明提供的方法中，所述原料是碳数大于等于 4 的石油烃和 / 或其它矿物油，其中石油烃选自减压蜡油 (VGO)、常压蜡油 (AGO)、焦化蜡油 (CGO)、脱沥青油 (DAO)、减压渣油 (VR)、常压渣油 (AR)、柴油、汽油、碳原子数为 $4 \sim 8$ 的烃、碳原子数为 $2 \sim 3$ 的烷烃中的一种或几种，其它矿物油为煤液化油、油砂油、页岩油。其中 VGO、AGO、CGO、DAO、VR、AR、柴油、汽油为未加氢的全馏分或部分馏分，或为加氢后的全馏分或部分馏分。上述的原料可以分多个位置进入反应器。

[0026] 催化剂和油气的分离可以采用本领域技术人员熟悉的工艺方法和设备。从反应器出来的油气和催化剂可以先进入沉积器，然后经旋风器分离油气和催化剂，分离的催化剂进入汽提器，由于催化剂颗粒以及催化剂孔内携带一小部分烃类，汽提器内将这些携带的烃类用蒸汽或其它介质置换出去进入沉积器的油气，经汽提后的催化剂称为待生催化剂。反应器排出的油气和催化剂也可以经过快速分离设备如粗旋或密闭旋风器，分离大部分的催化剂和油气，再进入沉积器，然后经旋风器分离油气和催化剂。本方法不限定催化剂汽提的方式和介质，也不限定催化剂和油气分离方式。

[0027] 从反应器排出的油气和催化剂在沉降器或其它进行油气和催化剂分离的设备中进行分离，分离出的油气进入产品分离系统，部分产品可以回炼；分离出的待生催化剂经或不经过汽提后进入第一再生器，在第一再生器内，利用含氧介质烧掉待生催化剂上携带的一部分焦炭和其它烃类，得到活性部分得以恢复的半再生催化剂，一部分半再生催化剂可以

引入反应器。

[0028] 分离的产品包括低碳烯烃、汽油馏份、柴油馏分、油浆、干气等也可以根据需要分离为其它产品。除低碳烯烃外,其它产品均可经或不经其它工艺处理返回反应器。

[0029] 本发明提供的方法适应于所有用于催化裂化和流化催化裂解的催化剂,催化剂可以是沸石催化剂,也可以是无定型硅铝催化剂。所说的沸石催化剂中,活性组分可以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、 β 沸石中的一种或几种。

[0030] 本发明提供的方法中,反应器包含至少两个反应器,任一反应器可以引入再生或半再生催化剂。

[0031] 所述再生催化剂是在再生器内待生催化剂与含氧介质接触反应,烧掉待生催化剂上全部或绝大部分焦炭,使得该催化剂的活性得以恢复。该催化剂上也可存在部分未完全烧掉的焦炭,本专利不限待生催化剂上的带碳量,只要再生催化剂能有适当的活性。

[0032] 催化剂的再生可以是各种的再生器形式,如单段流化床富氧再生、单段流化床贫氧再生、快速床+流化床贫氧再生或富氧再生、两段流化床再生等本领域技术人员熟悉的再生工艺方法和设备。

[0033] 所述的半再生催化剂是待生催化剂在第一再生器内与含氧介质接触反应,烧掉待生催化剂所携带的总烧焦量 30%~90%,优选 50%~80%的焦炭,使得该催化剂的活性得以部分恢复得到的。第一再生器的待生催化剂一部分进入第一反应器,其余进入第二再生器。两股催化剂的分配比例由第一反应器和第二反应器的剂油比和密度要求调节。

[0034] 所述第一再生器的催化剂再生条件为:温度 600~800℃,压力 0.1~0.6MPa(绝对压力),停留时间 60~720 秒。

[0035] 所述再生催化剂是半再生催化剂在第二再生器内与含氧介质接触反应,烧掉待生催化剂上全部或绝大部分焦炭得到的。该催化剂上也可存在部分未完全烧掉的焦炭,本发明不限待生催化剂上的带碳量,只要再生催化剂具有适当的活性。

[0036] 下面结合附图对本发明所提供的方法进行进一步的说明,但并不因此限制本发明。

[0037] 各反应器为不规则锥形,反应器各段之间平缓连接。反应器横截面积见表 1、表 2。

[0038] 来自再生器 21 的再生催化剂经管线 24、催化剂控制阀 25 以及管线 2 进入预提升段 3,与经管线 1 进入预提升段 3 的预提升介质混合,并沿预提升段 3 上行进入第一反应器 5 的底部,与经管线 4 进入第一反应器 5 的原料(原料中有水蒸气等雾化介质)混合,在第一反应器内在所描述的条件下反应。反应后催化剂和油气离开第一反应器 5 的顶部进入第二再生器 6,与来自再生器 21 经管线 9、控制阀 8、管线 7 的另外一股再生催化剂混合,并在第二反应器 6 内反应。反应后催化剂以及油气由第二反应器 6 顶部引出进入沉降器 10,在沉降器 10 内,一部分催化剂和油气分离,进入汽提段 11,另外一部分催化剂和油气进入旋风器 14,将催化剂和油气进一步分离,油气经管线 15 进入后部的产品分离系统。分离出的催化剂经旋风器 14 的料腿进入汽提段 11,在汽提段 11 内,催化剂与经管线 13 和分布器 12 来的汽提介质如水蒸气等接触,置换出催化剂上携带的部分油气并形成待生催化剂经管线 16、控制阀 17、管线 18 进入再生器 21。在再生器 21 内,经管线 23 和分布器 22 来的含氧介质如空气等与待生催化剂接触并烧掉待生催化剂上携带的焦炭的全部或绝大部分,得到

活性得以恢复的再生催化剂并释放热量共反应 - 再生系统使用。再生催化剂经管线 24、控制阀 25、管线 2 进入反应器循环使用。

[0039] 实施方式二的流程示意图 2 所示：

[0040] 来自第一再生器 21 的半再生催化剂经管线 24、催化剂控制阀 25 以及管线 2 进入预提升段 3，与经管线 1 进入预提升段 3 的预提升介质混合，并上行进入第一反应器 5 的底部，与经管线 4 进入第一反应器 5 的原料（原料中有水蒸气等雾化介质）混合，在第一反应器 5 内在所描述的条件下反应。反应后催化剂和油气离开第一反应器 5 的顶部进入第二反应器 6，与来自第二再生器 31 经管线 32、控制阀 33、管线 34 的再生催化剂混合，并在第二反应器 6 内在所述的条件下反应。反应后催化剂以及油气由第二反应器 6 顶部引出进入沉降器 10，在沉降器 10 内，一部分催化剂和油气分离，进入汽提段 11，另外一部分催化剂和油气进入旋风器 14，将催化剂和油气进一步分离，油气经管线 15 进入后部的产品分离系统。分离出的催化剂经旋风器 14 的料腿进入汽提段 11，在汽提段 11 内，催化剂与经管线 13 和分布器 12 来的汽提介质如水蒸气等接触并置换出催化剂上携带的部分油气，形成的待生催化剂经管线 16、控制阀 17、管线 18 进入第一再生器 21。在第一再生器 21 内，经管线 23 和分布器 22 来的含氧介质如空气等与待生催化剂接触并烧掉待生催化剂上携带的一部分焦炭，得到活性得以部分恢复的半再生催化剂并释放一部分热量。一部分半再生催化剂经管线 24、控制阀 25、管线 2 和预提升段 3 进入第一反应器循环使用；另外一部分半再生催化剂经管线 26、控制阀 27、管线 28 进入半再生催化剂输送管 29，在经管线 30 来的输送介质的输送下进入第二再生器 31 内，与含氧介质如空气等接触并烧掉半再生催化剂上携带的全部或绝大部分焦炭，得到活性进一步恢复的再生催化剂并释放一部分热量。再生催化剂经管线 32、控制阀 33 以及管线 34 进入第二反应器 6 循环使用。

[0041] 下面的实施例将对本方法予以进一步的说明，但并不因此限制本发明。

[0042] 对比例

[0043] 对比例采用提升管反应器，反应器直径为 21mm，高度为 10.5m。来自再生器的高温再生催化剂在提升管底部与原料油接触并沿提升管反应器上行反应，反应后的油气和催化剂在沉降器分离，分离出的催化剂经蒸汽汽提后进入再生器，烧掉其上携带的焦炭并恢复催化剂活性，再生后的催化剂再进入提升管底部参与反应。在沉降器分离出的油气经分馏塔分离出油浆和其它油气，油浆返回反应器回炼，其它油气经油水气分离器分离出油品，气体和水，油品经称重和模拟蒸馏分析计算汽油和柴油收率，气体由气表计量体积，气相色谱分析组成后计算产率。所用的原料性质见表 2，催化剂性质见表 3，操作条件和产品分布见表 4。

[0044] 实施例 1

[0045] 实施例 1 采用的反应器 1 和反应器 2 串联的反应系统，反应器 1 的尺寸见表 1，反应器 2 的尺寸见表 2。反应流程如附图 1 所示：来自再生器的高温再生催化剂在反应器 1 底部与原料油接触并沿提升管反应器上行反应，反应器 2 底部补充部分再生催化剂，反应后的油气和催化剂在沉降器分离，分离出的催化剂经蒸汽汽提后进入再生器，烧掉其上携带的焦炭并恢复催化剂活性，再生后的催化剂再进入提升管底部参与反应。在沉降器分离出的油气经分馏塔分离出油浆和其它油气，油浆返回反应器回炼，其它油气经油水气分离器分离出油品，气体和水，油品经称重和模拟蒸馏分析计算汽油和柴油收率，气体由气表计量

体积,气相色谱分析组成后计算产率。并在反应器内不同位置取样分析反应产物组成。所用的原料性质见表 3,催化剂性质见表 4,操作条件和产品分布见表 5。

[0046] 实施例 2

[0047] 实施例 2 采用和实施例 1 同样的反应系统,原料和催化剂同实施例 1,反应流程如附图 1 所示,同实施例 1。油品经称重和模拟蒸馏分析计算汽油和柴油收率,气体由气表计量体积,气相色谱分析组成后计算产率。并在反应器内不同位置取样分析反应产物组成。所用的原料性质见表 3,催化剂性质见表 4,操作条件和产品分布见表 5。

[0048] 由表 5 可见,实施例 1 和对比例相比,干气产率下降 0.3 个百分点,液化气产率增加 1.0 个百分点,汽油产率增加 3.0 个百分点,柴油产率降低 3.2 个百分点,油浆产率降低 0.3 个百分点,焦炭产率降低 0.2 个百分点;同时汽油烯烃含量由 49.5 重%降低到 33.6 重%,降低了 5.9 个百分点,汽油辛烷值为 90.1;重油转化率提高 3.5 个百分点。

[0049] 实施例 2 和对比例相比,干气产率下降 0.4 个百分点,液化气产率增加 1.9 个百分点,汽油产率增加 3.6 个百分点,柴油产率降低 4.1 个百分点,油浆产率降低 0.5 个百分点,焦炭产率降低 0.5 个百分点;同时汽油烯烃含量由 49.5 重%降低到 32.4 重%,降低了 7.1 个百分点,汽油辛烷值为 90.5;重油转化率提高 4.6 个百分点。

[0050] 表 1 反应器 1 尺寸

[0051]

离反应器入口距离, m	横截面积, mm ²
0	177
0.15	353
0.3	441
0.6	530
1.5	574
3	596
6	618

[0052] 表 2 反应器 2 尺寸

[0053]

离反应器入口距离, m	横截面积, mm ²
0	618
0.15	945
0.3	1234
0.6	1469
1.5	1682
3	1860

[0054] 表 3

[0055]

原料油	F1
密度(20℃), g/cm ³	0.8966
运动粘度, mm ² /s(80℃)	57.11
运动粘度, mm ² /s(100℃)	29.94
凝点, °C	42
残炭, m%	4.9
折光指数, (n _D ²⁰)	1.4852
元素组成, m%	
C	86.47
H	13.00
N	0.35
S	0.17
馏程, °C	
初馏点	304
5%	368
10%	386
30%	488
50%	557(46%)
70%	-
90%	-
干点	-

[0056] 表 4

[0057]

催化剂	C2
化学组成, w%	
RE ₂ O ₃	0.70
Al ₂ O ₃	49.80
物理性质	
比表面, m ² /g	105
孔体积, cm ³ /g	0.19
表观密度, g/cm ³	0.82
筛分, w%	
0-20 μm	0.1
0-40 μm	11.2
0-80 μm	68.5
0-110 μm	85.5
0-149 μm	95.2
>149 μm	4.8
APS, μm	61.2
微反活性, w%	60

[0058] 表 5

[0059]

项目	对比例	实施例1	实施例2
进料量, kg/h	6	6	6
第一反应器反应压力,MPa(绝对压力)	0.32	0.32	0.32
第一反应器平均温度,℃	510	485	485
第一反应器剂油比, w/w	6	5	5
第一反应器重时空速, h ⁻¹	150	230	230
第一反应器催化剂密度, kg/m ³	80~50	80±8	80±8
雾化蒸气量, g/hr	300	300	300
预提升干气量, g/h	100	100	100
原料预热温度, ℃	260	260	300
第一反应器内空塔线速变化范围, %	±150	±12	±12
第二反应器反应压力,MPa(绝对压力)	-	0.31	0.31
第二反应器平均温度,℃	-	510	510
第二反应器剂油比, w/w	-	6	7
第二反应器重时空速, h ⁻¹	-	30	30
第二反应器催化剂密度, kg/m ³	-	200±20	200±20
第二反应器内空塔线速变化范围, %	-	±12	±12
再生器顶压力, MPa(绝对压力)	0.36	0.36	0.36
再生器密相温度, ℃	700	700	670
再生催化剂带碳量, w%	0.1	0.1	0.3
再生催化剂活性, w%	60	60	58
回炼油+油浆回炼量, kg/h	1.2	0.9	0.34
产品分布, w%			
干气	3.0	2.7	2.6
液化气	11.3	12.3	13.2
汽油	45.5	48.5	49.1
柴油	26.4	23.2	22.3
油浆	4.5	4.2	4.0
焦炭	9.3	9.1	8.8
总计	100.0	100.0	100.0
转化率, w%	69.1	72.6	73.7
汽油辛烷值	90.2	90.1	90.5
汽油烯烃含量, w%	49.5	33.6	32.4

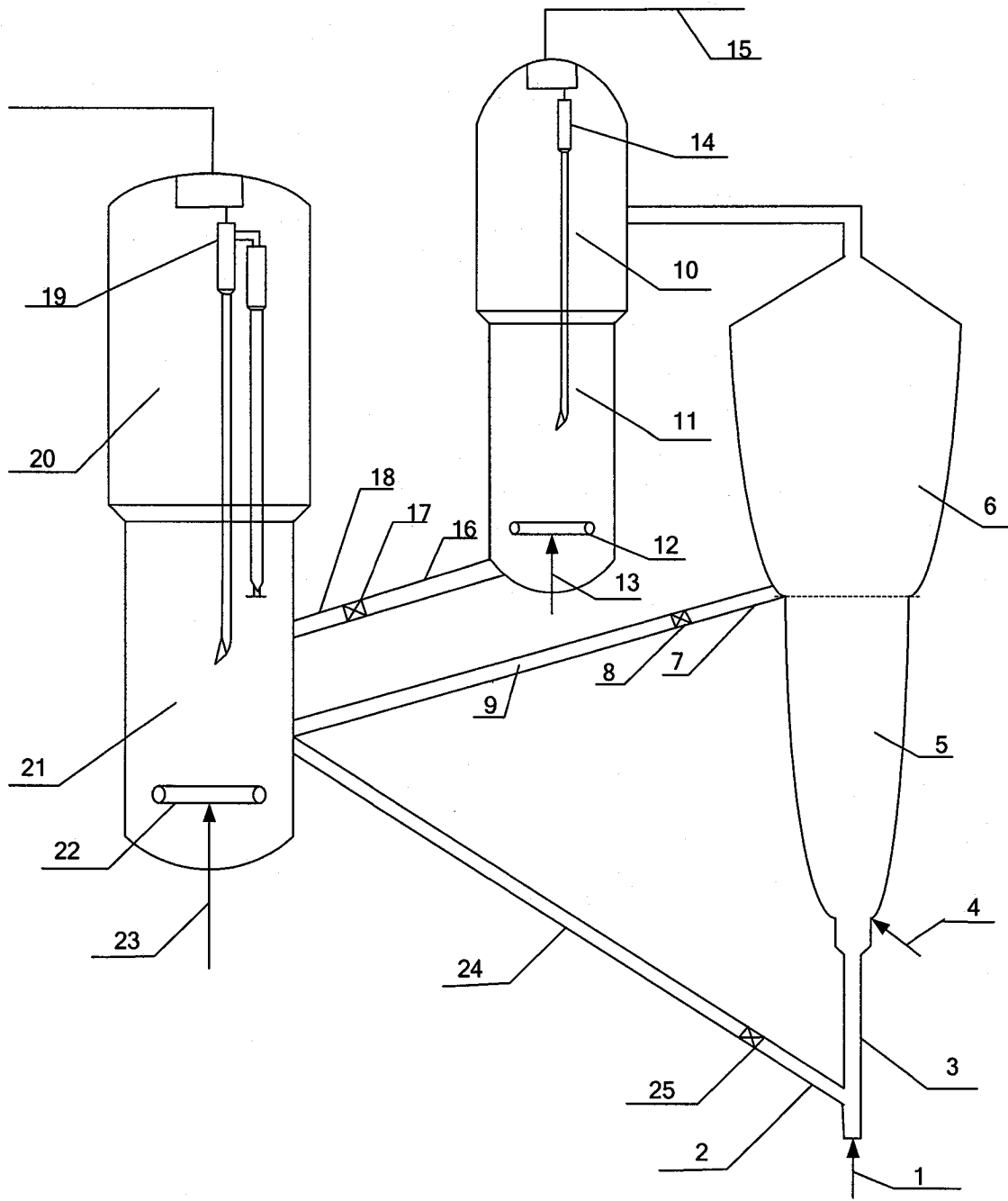


图 1

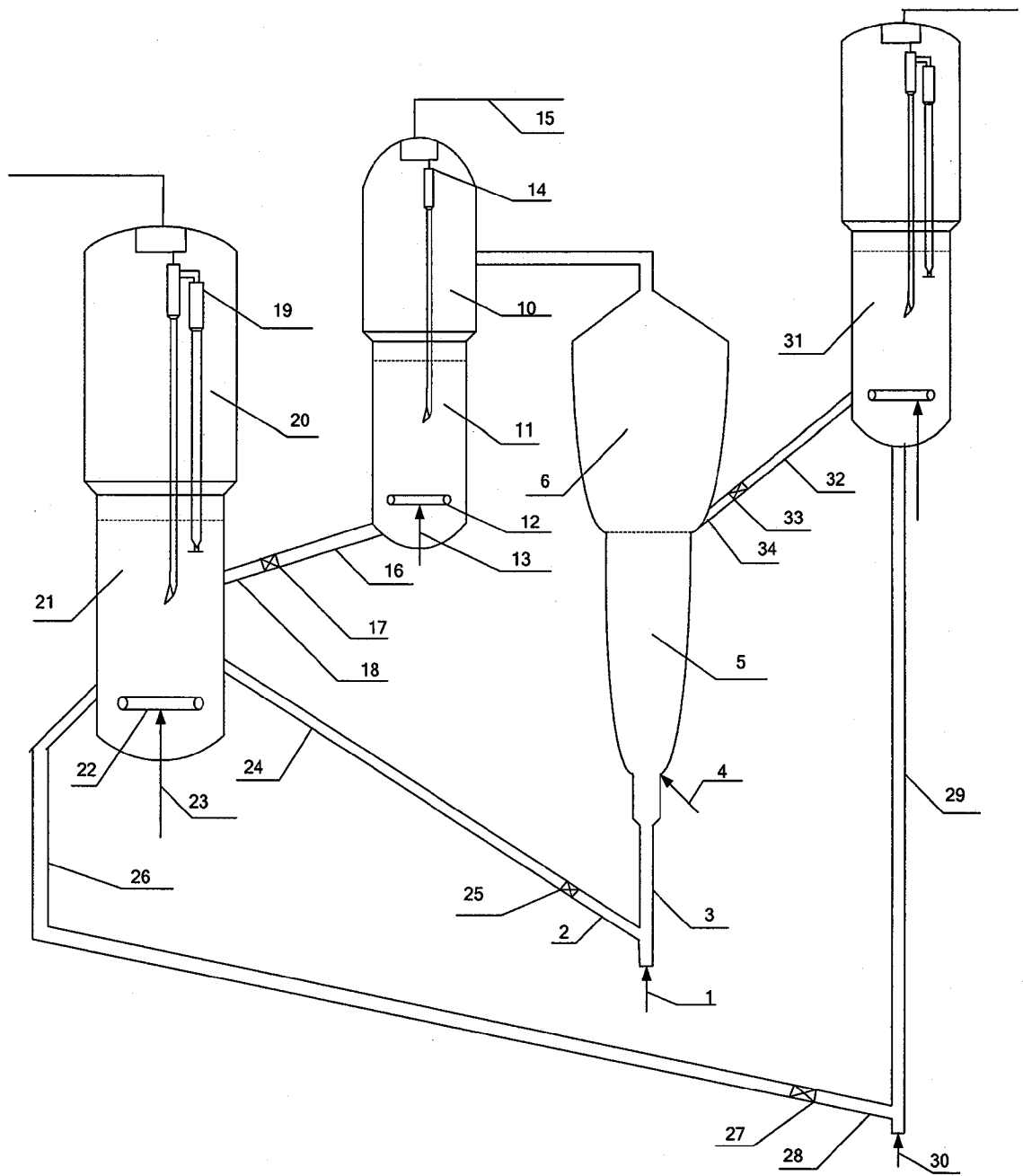


图 2