



## (12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 102827629 A

(43) 申请公布日 2012.12.19

(21) 申请号 201210313281.7

(22) 申请日 2012.08.30

(71) 申请人 中国石油大学(华东)

地址 266555 山东省青岛市经济技术开发区  
长江西路 66 号

(72) 发明人 李春义 祝晓琳 张海桐

(74) 专利代理机构 北京元中知识产权代理有限  
责任公司 11223

代理人 王彩霞

(51) Int. Cl.

C10G 11/18(2006.01)

权利要求书 1 页 说明书 8 页 附图 1 页

### (54) 发明名称

一种轻质原料、重油组合进料的催化裂解反应装置

### (57) 摘要

一种轻质原料、重油组合进料的催化裂解装置,轻质原料和重油从不同位置进入带有扩径密相流化段的提升管反应器内与催化剂接触并反应,油气与催化剂在提升管上部沉降器内经旋分离器分离后,油气离开反应系统,失活催化剂经待生斜管进入再生器,烧焦再生后经再生斜管进入预提升管,经预提升介质提升重新回到密相流化段内。预提升管部分插入扩径密相流化段内,与提升管反应器在同一轴线上。在预提升管上端出口之上布置重油喷嘴,从该出口处到扩径密相流化段的底部之间,从上到下,依次设有分布板、环状进料管。利用该装置进行的轻、重油催化裂解反应,有利于提高油气与催化剂的接触和催化转化效率高,减少裂解干气的生成,提高丙烯的收率。

1. 一种轻质原料、重油组合进料的催化裂解反应装置,包括预提升管、扩径密相流化段、提升管反应器以及再生斜管,其特征在于,预提升管与提升管反应器在同一轴线上,预提升管和提升管反应器分别位于扩径密相流化段的上部和下部;预提升管的直径小于扩径密相流化段的直径,预提升管的上部分位于扩径密相流化段内,从预提升管上端口出处于到扩径密相流化段的底部之间,从上到下,在扩径密相流化段内依次设有分布板、环状进料管。

2. 根据权利要求1所述的催化裂解反应装置,其特征在于,所述的环状进料管上设有多个喷嘴,所述的喷嘴总体向下。

3. 根据权利要求2的催化裂解反应装置,其特征在于,所述的喷嘴与扩径密相流化段轴线的夹角为 $\geq 0^\circ$ 且 $< 90^\circ$ ,优选在 $0 \sim 70^\circ$ 之间。

4. 根据权利要求1-3任一项所述的催化裂解反应装置,其特征在于,所述分布板的开孔率 $10 \sim 80\%$ 之间,优选,分布板的开孔率在 $40 \sim 65\%$ 之间。

5. 根据权利要求1所述的催化裂解反应装置,其特征在于,重油喷嘴设置在预提升管的上端出口之上的扩径密相流化段处。

6. 根据权利要求5所述的催化裂解反应装置,其特征在于,所述的分布板与重油喷嘴的横截面的距离为 $1/2-1/4h$ ,其中, $h$ 为重油喷嘴与环状进料管横截面之间的距离;最优选的,所述的分布板与重油喷嘴的横截面的距离为 $1/2-1/3h$ 。

7. 根据权利要求2或3所述的催化裂解反应装置,其特征在于,喷嘴在环状进料管的均匀设置,相邻喷嘴之间的距离为 $5-300\text{mm}$ ;更优选相邻喷嘴之间的距离为 $5-300\text{mm}$ 。

8. 根据权利要求1所述的催化裂解反应装置,其特征在于,提升管反应器的直径小于扩径密相流化段的直径,且扩径密相流化段、预提升管、以及提升管反应器在同一轴线上。

9. 一种利用权利要求1-8所述的催化裂解反应装置进行重油、轻质原料催化裂解生产丙烯的方法:以轻质原料、重油为原料,轻质原料、重油分别从环状进料管的喷嘴、重油喷嘴进入扩径密相流化段,与催化剂接触,并进入提升管反应器内进行催化反应,其中,催化剂从预提升管上端喷出,所述的轻质原料从环状进料管到重油喷嘴横截面之间的时间控制在 $0.1 \sim 2\text{s}$ ,优选 $0.3 \sim 1.0\text{s}$ 之间。

10. 根据权利要求9所述的方法,其特征在于,整个扩径密相流化段内的表观气速为 $0.2 \sim 2.5\text{m/s}$ ;优选的,所述的整个扩径密相流化段内的表观气速为在 $0.8 \sim 1.5\text{m/s}$ 。

## 一种轻质原料、重油组合进料的催化裂解反应装置

### 技术领域

[0001] 本发明涉及一种轻、重原料组合进料的催化裂解反应装置,具体地,涉及一种提高可回炼混合 C4、轻汽油催化裂解转化效率的轻、重原料组合进料反应装置。

### 背景技术

[0002] 重油催化裂解生产丙烯的优势体现在:①原料来源广泛,可以是蜡油,也可以是常渣等更重的原料;②在生产丙烯的同时可以兼顾汽油和柴油的生产,尤其是重油催化裂解过程生产的汽油辛烷值高,RON 可达 96 左右;③重油催化裂解与石脑油蒸汽裂解相比,反应温度低、水蒸汽用量少和不需要深冷分离,因而能耗低。重油催化裂解多产丙烯代表性的技术有 TMP (两段提升管催化裂解多产丙烯技术) 和 DCC 技术等。

[0003] TMP 技术的特点包括两个方面:工艺方面采用了轻质原料、重油组合进料技术,重油是指减压蜡油(VGO)、焦化蜡油(CGO)、AR 或蜡油中掺兑渣油等,轻油可以是本装置重油裂解生成的富含烯烃的轻汽油、混合 C4 (ZL200610080831. X),也可以是焦化石脑油(CN200910229606. 1);催化剂具有低氢转移活性、高催化裂解活性和高水热稳定性的特点(ZL200410096438. 0)。

[0004] 在 TMP 技术中,回炼的轻质原料,无论是富含烯烃的混合 C4、轻汽油,还是焦化石脑油,都是先同从再生器过来的高温催化剂先接触反应,然后重油再与催化剂接触反应。这些轻质原料进入反应器后的存在状态与重油进入反应器后的存在状态有着显著的差别。重油经雾化喷嘴喷入反应器后,以部分气化的雾滴形式存在,吸附能力强,因而对催化剂的流化密度、油气与催化剂的接触效率没有特殊的要求;而轻质原料的沸点低,最重的焦化石脑油的沸点也基本在 200° C 以下,混合 C4 在常温、常压下即为气态,这意味着这些轻质原料无论采用何种进料方式进料,也无论是气相进料还是液相进料,在进入温度在 700° C 左右的反应器内的瞬间,都是以气体的形式存在的,以分子的形式分散的。流化床的本质就是催化剂与催化剂颗粒间存在着一定的空间距离,以分子形式分散的轻质进料,吸附能力若,如果不能与催化剂接触,就不能发生选择性的催化反应。因次,提高轻质原料进料段催化剂的流化密度,提高油气分子与催化剂的接触效率,是保证轻质原料单程通过充分转化的关键。

[0005] 现有技术也公开了提高油分子与催化剂的接触效率的方式,譬如:中国专利 ZL200610080831. X,为了改善在 TMP 装置中以分子形式分散的轻质进料与催化剂的接触与反应,在轻质原料进料段采用扩径的方式,来降低油气的先速度,提高催化剂的流化密度,从而改善油气与催化剂的接触效率。

[0006] 在最初的 TMP 技术中,轻质原料也采用类似于重油雾化喷嘴的方式进料,这种进料方式由于射流的作用,即便是轻质进料扩径段催化剂流化密度较高,油气与催化剂接触的并不好。在专利申请 CN201010166878. 4 中,将轻质原料进料喷嘴改成具有多个向上喷射的小喷嘴的环管进料方式,这种改变极大地改善了油气与催化剂的接触效率。对于处理量在 0. 5Mt/a 以下的 TMP 装置,轻质原料进料段的直径较小,通过强化器壁的约束作用,来进

一步提高油气与催化剂的接触效率。

[0007] 对于处理量在 0.5Mt/a 的小型 TMP 装置,轻质原料进料段的直径不大,采用上述结构的反应器,是完全可以满足油气与催化剂接触和反应的要求的。然而,对于 0.5Mt/a 以上,尤其是 1.0Mt/a 以上的大型催化裂解装置,由于轻质原料进料段的直径较大,采用上述结构的反应器,虽然催化剂的流化密度可以根据需要通过调整气速来达到  $200\text{kg}/\text{m}^3$  甚至更高的水平,然而,受制于带有向上喷射的小喷嘴的环管进料方式的局限,极易产生沟流,尤其是为了回收低温热、减少轻质原料在反应器内气化消耗高温位的热量,以达到降低装置能耗的目的,将轻质原料与低温位的油气换热,轻质原料由液相进料变为气相进料,沟流现象更为严重。显然,高的催化剂流化密度并不意味着高的油气与催化剂的接触效率。

[0008] 为了提高大型 TMP 装置内的油气与催化剂的接触效率,特提出本发明。

### 发明内容

[0009] 本发明的一个目的是提供一种轻质原料、重油组合进料的催化裂解反应装置,该反应装置即使在处理量大于 0.5Mt/a 以上,尤其是 1.0Mt/a 以上时,重油、轻质原料与催化剂的接触效率很高,有利于减少裂解干气的生成,提高丙烯的收率,也有利于重油中高沸点组分的气化和裂解,同时,催化剂积炭失活速率也很慢。

[0010] 本发明的另一个目的是提供一种利用上述催化裂解反应装置进行重油、轻质原料催化裂解生产丙烯的方法。

[0011] 为实现本发明的第一个发明目的,一种轻质原料、重油组合进料的催化裂解反应装置,包括预提升管、扩径密相流化段、提升管反应器以及再生斜管,其特征在于,预提升管与提升管反应器在同一轴线上,预提升管和提升管反应器分别位于扩径密相流化段的上部和下部;预提升管的直径小于扩径密相流化段的直径,预提升管的上部分位于扩径密相流化段内,从预提升管上端口出处到扩径密相流化段的底部之间,从上到下,在扩径密相流化段内依次设有分布板、环状进料管。

[0012] 所述的分布板与环状进料管之间距离、以及分布板与预提升管上端出口的距离,本领域技术人员根据设备的大小、实际生产工艺的要求进行调整。

[0013] 所述的环状进料管上设有多个喷嘴,所述的喷嘴总体向下。

[0014] 优选的,为了保证喷出的轻质原料能覆盖整个床层的横截面,各喷嘴应指向不同的方向,即与反应器的轴向之间的夹角应不同。

[0015] 同时,轻质原料从喷嘴喷出的线速度,同样以能够覆盖整个反应器横截面为宜。优选的,喷嘴在环状进料管的均匀设置,相邻喷嘴之间的距离为 5-300mm,更优选相邻喷嘴之间的距离为 5-300mm。

[0016] 优选的,所述的喷嘴与扩径密相流化段轴线的夹角为  $\geq 0^\circ$  且  $< 90^\circ$ ,优选在  $0 \sim 70^\circ$  之间。

[0017] 所述分布板的开孔率  $10 \sim 80\%$  之间,优选,在  $40 \sim 65\%$  之间。

[0018] 分布板上孔的大小本领域技术人员根据实际工程需求确定。

[0019] 本发明提供的催化裂解反应装置,经再生斜管进入预提升管的催化剂,在预提升介质的作用下,经预提升管进入扩径段密相流化段。由于在预提升管上端出口的下方设置分布板,进入扩径段后突然减速,部分催化剂会下落。有足够多的催化剂通过分布板的孔落

入分布板下,保证在分布板上、下形成两个密相流化的床层。同时,轻质原料环状进料管的喷嘴沿整体向下的方向向反应器底部喷射,然后折返,与催化剂一起向上流动,并与从分布板流下来的催化剂逆流接触,油气经分布板重新分布后,进入分布板上方的密相流化床。从而促进轻质原料与催化剂的接触,提高其轻质原料的单程催化转化效率。

[0020] 在扩径密相流化段、提升管反应器之间设有过渡段。

[0021] 提升管反应器的直径小于扩径密相流化段的直径。

[0022] 优选的,扩径密相流化段、预提升管、以及提升管反应器在同一轴线上。

[0023] 所述的重油喷嘴设置在预提升管的上端出口之上的扩径密相流化段处。这样可以保证装置的正常循环流化。所有的重油喷嘴位于同一横截面上。

[0024] 优选的,所述的分布板位于重油喷嘴与环状进料管之间,预提升管上端出口之下。更优选的,所述的分布板位于距重油喷嘴所在  $1/2-1/4h$ ,其中,  $h$  为重油喷嘴与环状进料管横截面之间的距离;最优的,所述的分布板位于距重油喷嘴所在  $1/2-1/3h$ 。

[0025] 一种利用上述催化裂解反应装置进行重油、轻质原料催化裂解生产丙烯的方法,以轻质原料、重油为原料,轻质原料、重油分别从环状进料管的喷嘴、重油喷嘴进入扩径密相流化段,与催化剂接触,并进入提升管反应器内进行催化反应,其中,所述的轻质原料从环状进料管到重油进料横截面之间的时间控制在  $0.1 \sim 2s$ ,优选  $0.3 \sim 1.0s$  之间。

[0026] 催化剂从预提升管上端喷出,整个扩径密相流化段内的表观气速为  $0.2 \sim 2.5m/s$ 。

[0027] 优选的,所述的整个扩径密相流化段内的表观气速为在  $0.8 \sim 1.5m/s$ 。

[0028] 再生器经再生斜管进入预提升管的催化剂,在预提升介质的作用下,经预提升管进入扩径段密相流化段。进入扩径段后突然减速,部分催化剂会下落。有足够多的催化剂通过分布板的孔落入分布板下,保证在分布板上、下形成两个密相流化的床层,从而促进轻质原料与催化剂的接触,提高其催化转化效率。

[0029] 本发明所用的催化剂为本领域常用的重、轻油催化裂解催化剂。

[0030] 重油、轻质原料催化裂解的反应温度均为本领域常用的温度。

[0031] 本发明所述的轻、重原料组合进料的催化裂解反应装置可以使用于小型 TMP 或大型 TMP 装置,尤其更适用于大型 TMP 装置。

[0032] 与现有技术公开的轻、重原料组合进料的催化裂解反应装置相比,本发明的优势在于:

[0033] 1、本发明提供的催化裂解反应装置,通过设置在重油喷嘴、轻质原料环状进料管之间设置分布板,且分布板、环状进料管依次在预提升管出口和扩径段底部之间,轻质原料与催化剂的接触效率提高,促进了催化裂解反应,提高了轻质原料的单程转化率。在达到相同混合 C4 与轻汽油中烯烃转化率的条件下,可以减少循环量,循环量的降低,这意味着整个系统的规模减少,且能耗降低。在重油处理量不变的条件下,投资可以明显减少。对于汽油降烯烃压力较大的企业,提高轻汽油与催化剂接触与反应的效率,有利于轻汽油中烯烃的转化。

[0034] 2、本发明提供的催化裂解反应装置,操作灵活,对轻质原料进料量的调整,甚至停止轻质原料的进料,只要调整包括重油进料量、预提升蒸汽量或雾化蒸汽量等参数保证旋风分离器能够正常工作,都不会对整个装置正常的催化剂循环造成影响。

[0035] 3、本发明提供利用上述装置的催化裂解生产丙烯的方法，轻质原料与催化剂的接触、反应温度相对较低，有利于减少热反应，催化剂积炭失活很慢，原料不与从再生器过来的高温催化剂直接接触，有利于减少干气的生成，丙烯的收率增大；重油与催化剂的接触、反应温度得到了一定的提高，有利于重油的气化和催化裂解，不仅有利于减少重油裂解干气的生成，也有利于重油中高沸组分的气化和裂解。

#### 附图说明

[0036] 图 1 本发明的轻质原料、重油组合进料的催化裂解反应装置的结构示意图

[0037] 1-预提升管；2-扩径密相流化段；3-提升管反应器；4-预提升介质；5-再生斜管；6-扩径密相流化段底部；7-带有向下不同方向喷射喷嘴的轻质原料(含烯烃的混合 C4、轻汽油和焦化石脑油等)的环状进料管；8-分布板；9-重油喷嘴；10-扩径密相流化段与提升管反应器间的过渡段。

#### 具体实施方式

[0038] 下面通过具体实施例结合附图对本发明的发明内容进一步的说明，但并不因此而限定本发明的内容。

[0039] 实施例 1

[0040] 如图 1 所示，一种轻质原料、重油组合进料的催化裂解反应装置，包括预提升管 1、扩径密相流化段 2、提升管反应器 3 以及再生斜管 5，预提升管 1 与提升管反应器 3 在同一轴线上，预提升管 1 和提升管反应器 3 分别位于扩径密相流化段 2 的上部和下部；预提升管 1 的直径小于扩径密相流化段 2 的直径，预提升管 1 的上部分位于扩径密相流化段 2 内，从预提升管 1 上端口出处到扩径密相流化段 2 的底部之间，从上到下在扩径密相流化段 2 内依次设有分布板 8、环状进料管 7。轻质原料从环状进料管 7 喷入扩径密相流化段 2 内，催化剂经再生斜管 5 进入预提升管 1，具有一定流动速度的预提升介质 4 从预提升管下端口进入，连同催化剂一起从预提升管 1 上端出口进入扩径密相流化段 2。

[0041] 此处的分布板的开孔率 10 ~ 80% 之间，优选，开孔率为 40 ~ 65% 之间。也可以用其他具有网眼或者孔洞的板状的部件代替分布板。只要能让催化剂通过，且形成上、下密相流化床即可。

[0042] 所述的环状进料管上设有多个喷嘴，所述的喷嘴总体向下。各喷嘴应指向不同的方向，即与反应器的轴向之间的夹角应不同。优选的，所述的喷嘴与扩径密相流化段轴线的夹角为  $\geq 0^\circ$  且  $< 90^\circ$ ，优选在  $0 \sim 70^\circ$  之间。

[0043] 在环状进料管的均匀设置，相邻喷嘴之间的距离为 5-300mm，更优选相邻喷嘴之间的距离为 5-300mm。

[0044] 在催化剂刚进入扩径段后，其流速突然减小，部分催化剂会下落。通过分布板的孔落入分布板下，保证在分布板上、下形成两个密相流化的床层。同时，轻质原料环状进料管的喷嘴沿整体向下的方向向反应器底部喷射，然后折返，与催化剂一起向上流动，并与从分布板流下来的催化剂逆流接触，油气经分布板重新分布后，进入分布板上方的密相流化床。从而促进轻质原料与催化剂的接触，提高其轻质原料的单程催化转化效率。

[0045] 在扩径密相流化段 2、提升管反应器 3 之间设有过渡段 10。

[0046] 提升管反应器 3 的直径小于扩径密相流化段 2 的直径。

[0047] 本实例中,扩径密相流化段、预提升管、以及提升管反应器在同一轴线上。

[0048] 重油喷嘴 9 设置在预提升管 1 的上端出口之上的扩径密相流化段 2 处。这样可以保证装置的正常循环流化。重油喷嘴可以设置两个以上,所有的重油喷嘴位于同一横截面上。

[0049] 所述的分布板位于重油喷嘴与环状进料管之间,预提升管上端出口之下。更优选的,所述的分布板位于距重油喷嘴所在  $1/2-1/4h$ ,其中,  $h$  为重油喷嘴与环状进料管横截面之间的距离;最优的,所述的分布板位于距重油喷嘴所在  $1/2-1/3h$ 。

[0050] 扩径密相流化段底部 6 根据可以设计成平底的,或者为球冠状。

[0051] 实施例 2

[0052] 本实施例采用实施例 1 所述的轻质原料、重油组合进料的催化裂解反应装置进行重油、轻质原料催化裂解生产丙烯,将轻质原料、重油分别从环状进料管的喷嘴、重油喷嘴进入扩径密相流化段,与催化剂接触,并进入提升管反应器内进行催化反应。

[0053] 其中,本实施例所用的重油原料的性质如附表 1 所示:氢含量高,接近 13wt%,残碳、Ni 和 V 的含量都不高,是理想的催化裂解多产丙烯原料。

[0054] 本实施例所用的轻质原料为混合 C4,其组成如附表 2 所示,其中的丁烯含量在 66wt% 以上。

[0055] 本实施例所用的催化剂为 LTB-2 平衡剂。LTB-2 催化剂的裂解活性组分为 HZSM-5,该催化剂不仅适合于重油的催化裂解多产丙烯、也适合于混合 C4 中的烯烃和轻汽油、焦化石脑油中的烯烃裂解生产丙烯。

[0056] 具体工艺参数参见表 5,生成的产物分布以及转化率如见表 5D。

[0057] 实施例 3

[0058] 本实施例的轻质原料使用轻汽油,其组分参见表 3,反应条件参见表 5,其他的原料、反应装置等均如同实施例 2。

[0059] 本实施例所用的轻汽油烯烃含量较高,达到了 75wt%,其中的烯烃多数为戊烯。该轻汽油中基本不含芳烃。

[0060] 生成的产物分布以及转化率如见表 5B。

[0061] 实施例 4

[0062] 本实施例采用实施例 1 所述的轻质原料、重油组合进料的催化裂解反应装置进行重油、轻质原料催化裂解生产丙烯。轻质原料使用混合 C4 和轻汽油,其组分参见表 2、3,反应条件:整个扩径密相流化段内的表观气速为 1.2m/s,轻质原料从环状进料管到重油进料横截面之间的时间控制在 0.6s。除上述参数以外,其他的原料、反应装置、以及反应条件均如同实施例 2。

[0063] 实施例 5

[0064] 本实施例采用实施例 1 所述的轻质原料、重油组合进料的催化裂解反应装置进行重油、轻质原料催化裂解生产丙烯。轻质原料使用混合 C4,其组分参见表 2,反应条件:整个扩径密相流化段内的表观气速为 0.2m/s,轻质原料从环状进料管到重油进料横截面之间的时间控制在 0.6s。除上述参数以外,其他的原料、反应装置、以及反应条件均如同实施例 2。

[0065] 实施例 6

[0066] 本实施例采用实施例 1 所述的轻质原料、重油组合进料的催化裂解反应装置进行重油、轻质原料催化裂解生产丙烯。轻质原料使用轻汽油,其组分参见表 3,反应条件:整个扩径密相流化段内的表观气速为 2.5m/s,轻质原料从环状进料管到重油进料横截面之间的时间控制在 0.6s。除上述参数以外,其他的原料、反应装置、以及反应条件均如同实施例 3。

[0067] 比较例 1

[0068] 本比较例除了在催化裂解反应装置不设有分布板以外,催化裂解反应装置其他部件、所用原料、以及工艺参数均如同实施例 1,其生产的产物分布以及转化率如见表 4A。

[0069] 从表 4 的实验结果分析:混合 C4 与重油在这两种反应器中进行组合进料反应(混合 C4 的回炼量占重油进料量的 18wt%),在反应条件几乎相同的条件下,在最终产物中扣除混合 C4 的进料量(将混合 C4 看作是重油裂解产物进行回炼),总体上产物分布相近,在本发明的反应器中反应,干气收率有所下降。在两种反应器中反应结果最大的不同之处,在于丙烯和丁烯的收率。由于本发明的反应器的混合 C4 与催化剂的接触和反应效率得到显著提高,因而丙烯收率与参比反应器的相比升高了近 4 个百分点,由于丁烯转化成丙烯的效率得到了提高,因而丁烯的收率明显下降。

[0070] 比较例 2

[0071] 本比较例除了在催化裂解反应装置不设有分布板以外,催化裂解反应装置其他部件、所用原料、以及工艺参数均如同实施例 2,其生产的产物分布以及转化率如见表 5C。

[0072] 从表 5 的实验结果分析:轻汽油回炼量占重油进料量的 20wt%,与重油在这两种反应器中进行组合进料反应,在反应条件几乎相同的条件下,从扣除轻汽油的进料量(将轻汽油看作是重油裂解产物进行回炼)后得到的产物分布来看,重油转化率、柴油和焦炭的收率两者都非常相近,不同之处在于采用本发明的反应器干气收率略有降低,液化气和丙烯收率显著上升,汽油收率和汽油的烯烃含量明显下降。显然,本发明的反应器,对于促进回炼轻汽油的催化裂解,提高丙烯收率和降低汽油的烯烃含量,发挥了重要的作用。

[0073] 表 1. 重油催化裂解原料性质

[0074]	密度 (20°C), kg/m <sup>3</sup>		899.0	族组成 wt%	饱和分	60.17
	平均分子量, g/mol		541.5		芳香分	26.36
	残炭, wt%		4.72		胶质+沥青质	13.47
	元素 分析 wt%	C	86.50	金属 含量 µg/g	V	0.38
		H	12.92		Ca	2.79
		N	0.20		Fe	16.12
		S	0.28		Ni	4.26
	粘度 mm <sup>2</sup> /s	80°C	40.64	馏程 °C	50%	501.5
		100°C	23.18		90%	664.3

[0075] 表 2. 混合 C4 组成



		烃	含量, wt%
[0076]		异丁烷	27.18
		正丁烷	6.21
		反-2-丁烯	16.34
		1-丁烯	11.54
		异丁烯	26.58
		顺-2-丁烯	12.15

[0077] 表 3. 轻汽油性质

		烃	含量, wt. %
[0078]		正构烷烃	5.40
		异构烷烃	18.13
		环烷烃	0.47
		芳烃	0
		烯烃	75.00
		其中	
		C <sub>5</sub> <sup>-</sup>	63.93
	C <sub>6</sub> <sup>-</sup>	11.07	

[0079] 表 4. 混合 C4、重油组合进料产物分布对比

		项目	A	B
[0080]	操作条件	重油反应温度, °C	500	
		C4 反应温度, °C	640	
		对重油剂油比	10	
		停留时间(重油/C4), s	1.4 / 0.6	
		回炼比 (C4/重油), %	18	
		[0081]	产物分布 wt. %	干气
液化气	42.10			42.65
汽油	31.82			31.51
柴油	10.08			10.11
重油	2.72			2.70
焦炭	8.26			8.21
[0082]	其它 wt. %			转化率
		轻油收率	41.90	41.62
		液收	84.00	84.27
		丙烯收率	17.19	21.20
		丁烯收率	14.26	10.51

[0082] 表 5. 轻汽油、重油组合进料产物分布对比

项目		C	D
操作条件	重油反应温度, °C	500	
	轻汽油反应温度, °C	630	
	对重油剂油比	15	
	停留时间(重油/轻汽油), s	1.5 / 0.6	
	回炼比(轻汽油/重油), %	20	
[0083] 产物分布 wt. %	干气	3.88	3.68
	液化气	42.00	46.79
	汽油	34.33	29.37
	柴油	9.34	9.65
	重油	2.70	2.71
	焦炭	7.75	7.80
其它 wt. %	转化率	97.30	97.29
	轻油收率	43.67	39.02
	总液收率	85.67	85.81
	丙烯收率	17.64	20.35
	汽油烯烃含量	30.01	23.20

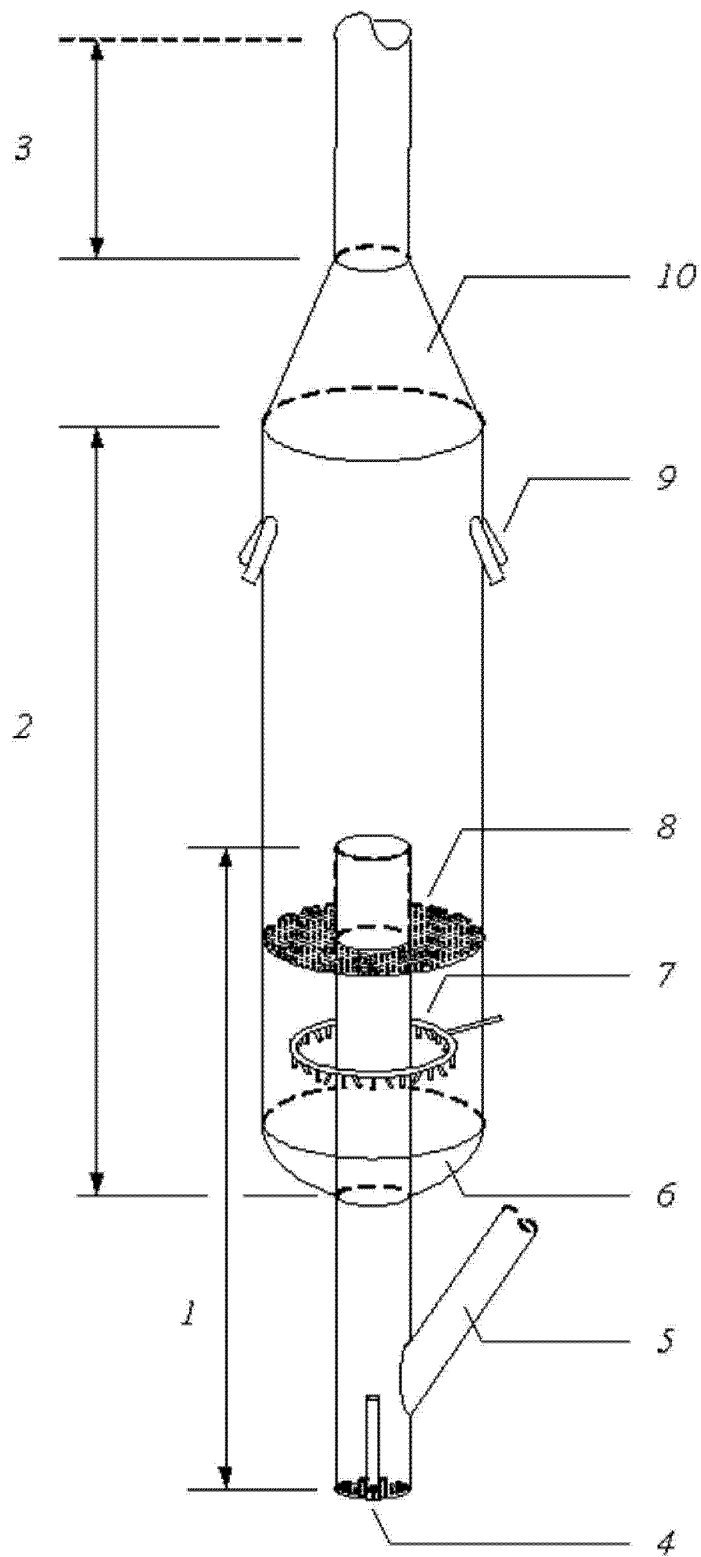


图 1