

[19]中华人民共和国专利局

[51]Int.Cl.⁴

C10G 9/04



[12] 发明专利申请公开说明书

[11] CN 86 1 00830 A

CN 86 1 00830 A

[43] 公开日 1986年8月20日

[21] 申请号 86 1 00830

[22] 申请日 86. 2. 21

[30] 优先权

[32] 85. 2. 25 [33] 英国(GB) [31] 8504807

[71] 申请人 国际壳牌研究有限公司

地址 荷兰海牙2596

[72] 发明人 简·弗朗克斯·罗伯特·阿森·拉夫

克拉斯·英吉玛·沃纳森

[74] 专利代理机构 中国国际贸易促进委员会专利
代理部

代理人 戴真秀 俞辉君

[54] 发明名称 连续热裂化烃油的方法和设备及
裂化制备的烃混合物

[57] 摘要

连续热裂化烃油的方法和设备及裂化制备的
烃混合物。加热烃油并且使之流过热转化区连续热
裂化烃油的方法, 在所说的方法中从被加热的烃油
中分离出在所说加热期间生成的至少部分气态物
料, 然后将其送入热转化区。

242/8602271/12

北京市期刊登记证第1405号

权 利 要 求 书

1.一种加热烃油并且使之流过热转化连续热裂化烃油的方法，其特征在于将在所说的加热期间产生的至少部分气态物料在其送入热转化区之前从被加热的油中放出。

2.按照权利要求1 所述的方法，其特征在于利用一个相分离器，使产生的气态物料自加热到350 °C至550 °C的烃油中分离出。

3.按照权利要求2 所述的方法，其特征在于利用旋风分离器分离出气态物料。

4.按照权利要求1 — 3中任何一项所述的方法，其特征在于基本上所产生的全部气态物料都分离出去。

5.按照权利要求1 — 4中任何一项所述的方法，其特征在于借助于重力将分离掉气态物料的热烃油送入热转化区。

6.按照权利要求5 所述的方法，其特征在于使分离掉气态物料的热烃油，以向上流动的方式通过一个裂化器，所说的裂化器中具有一些水平多孔板的内部部件。

7.按照权利要求6 所述的方法，其特征在于自由截面占据了所说塔板面积的1 — 30% 。

8.按照权利要求1 — 5中任何一项所述的方法，其特征在于所用的裂化器内部被分成许多依次互相连接的小室，分离掉气态物料的热烃油在其中通过这些依次互相连接的小室，然后从裂化器排出液体物料，在其中收集小室中存在的气态物料，并且将其从裂化器排出。

9.按照权利要求8 所述的方法，其特征在于所说的裂化器包括一些倾斜的分离壁，而流体通路设置在分离壁较高部位的下方，所说的流体通路是由穿过分离壁上的孔的一些端部开口的细长的管件形成的。

10.按照权利要求1 — 7中任何一项所述的方法，其特征在于使自热

转化区排出的物料进行相分离，然后做进一步处理。

11. 按照权利要求1 — 9中任何一项所述的方法，其特征在于排出所产生的气态物料之前通入水蒸汽。

12. 按照权利要求1 — 11中任何一项所述的方法，其特征在于将加热过的烃油聚冷，然后排出其中存在的气态物料。

13. 按照权利要求1 — 12中任何一项所述的方法，其特征在于将自热转化区排出的物料聚冷，然后进一步处理。

14. 一种连续热裂化渣油进料的方法，基本上与前面介绍的相同。

15. 连接热裂化烃油的设备，与前面具体参照附图所述的基本相同。

16. 使用权利要求1 — 14中任何一项请求保护的方法制得的烃混合物、

连续热裂化烃油的方法和设备以及裂化制备的烃混合物

本发明是关于连续热裂化烃油的方法以及裂化制得的烃混合物。

由于对轻质烃油馏分的需要日益增加，对于在蒸馏原油时产生的付产物重质燃料油和石油沥青的需要日益减少，所以可以适当采用热裂化法把渣油转化为轻质石油产品。

现在有两种广为人们熟知的热裂化法：加热炉裂化法和热裂化反应塔裂化法。加热炉裂化法是指实际裂化发生在加热炉的下游端，而且在一定程度上发生在加热炉和随后处理装置之间的输送管中。进料的停留时间相当短，仅为1分钟左右。

对于热裂化反应塔裂化法来说，进料被加热到某个适当温度，此温度与在加热炉裂化法所用的温度相比要低得多，而且可以使此进料在该温度下于通常称作热裂化反应塔的热转化器中停留一段时间，通常停留5～60分钟。热裂化反应塔可以定义为无需补充加热的一种容器，此容器允许裂化在长时间的一段时间内发生。不向热裂化反应塔供给热量，而且由于裂化反应是吸热的，所以进料在通过此热裂化反应塔期间，进料温度下降约10—30℃。

对减少燃料渣油热裂化反应塔方便且较廉价，所以又引起人们的重视，其与加热炉裂化相比在投资费用、燃料消耗和运转时间方面均十分有利。

由美国专利说明书第1,899,889号中已知使用一种空心裂化塔。为了克服在热裂化反应塔操作时所获得的裂化渣油的稳定性问题，在欧洲专利说明书7656中提出在裂化塔中装设一些内部部件，这些部件将裂化塔内部分为若干室。在所说的欧洲专利说明书中介绍的这些内部部件，最好是多孔的塔板。这种方案的优点在于，在未装设内部部件的裂化器中产生的气

体形成的涡流运动，由于存在这类内部部件在实际上被转化为许多相对较小的涡流，因而使总的返混急剧减少，导致产品稳定性得以改进。

对于支配被热裂化物料的产品结构的不利的因素之一，是过渡裂化的程度。这种过渡裂化现象可能在以下情况下发生，即当有价值的产品在裂化条件下，例如在通过裂化器输送期间，保持的时间过长（对于未转化物料转化相当数量所必须的），特别是当进料的加热和输送阶段已经有大量这种产品形成时，尤其是当进料在很长一段时间内已经处于裂化条件之下时。

因此，本发明的目的在于减少或者甚至于阻止过渡裂化，纵向通过尽可能快地移出所产生或存在的有价值物料使产品产率最佳化。

因此，是本发明是关于利用加热烃油，使之流过热转化区，连续热裂化烃油的方法，其中在所说的加热期间所产生的至少部分气态物料自被加热的油中分离出，然后将其引入热转化区。

在将加热的烃油送入热裂化区之前，将产生的至少部分气态物料分离出，具有许多优点。在这种情况下，所产生的产品结构不仅得到根本改进，而且可以在对于进一步转化未转化的物料来说是最佳的条件下进行热转化区操作，因为被正常送入裂化塔中的大部分物料就可以直接送去最终处理，或者直接用于不同的（氢化）转化处理。此外，还可以在热裂化过程早期产生更多的裂化，因为在转化未转化的进料之前就可以除去这些产品。

利用某种相分离器适当进行本发明方法中的气态物料。旋风分离器是适用的相分离器，它们可以方便地用于本发明方法中，旋风分离器是本技术领域中普通技术人员所熟知的。所用的旋风分离器的容量，主要取决于在热裂化过程的早期所要达到的热裂化的苛刻度。所要选用的旋风分离器应当能够方便地分离所产生的一定量气态物料，按照所要处理的烃油计算，所分离的气态物料量相当于高达80%（重量）的蒸汽量。

在350 °至550 °C，最好在400 °C至500 °C的温度下完成本发明的热

裂化反应是适宜的。通常，旋风分离器的操作温度与上游加热区（可以包括裂化塔）的出口温度基本相同，而且比离开热转化区的裂化产品温度大约高20—40℃。

为了便于进一步处理，最好基本上分离出全部所产生的气态物料之后，再将剩余的物料送入热转化区。根据所得到产品的预期用途，可以把此气态物料进一步进行物理分离处理。

按照本发明方法，将分离了气态物料的热烃油通入热转化区，最好通入裂化器，以便于使其中存在的还未转化的物料继续进行热转化。最好借助于重力作用，将欲加转化的烃油送入裂化器，因为这可以使所用的控制设备减少，或者可以完全不使用。

不含内部部件的裂化器虽然也可以用于本发明的方法之中，但是优先使用欧洲专利说明书7656中所述的装有内部部件的裂化器。如果使相分离器的底部产品（即分离了气态物料的热烃油）经过装有若干水平多孔塔板（有效地增加了混合级数）的裂化器向上流动，则可以获得良好结果。塔板数最好1至20。为了获得使用多孔塔板的最佳结果，塔板的面积最好有1—30%被自由截面所占据。鉴于以下的事实，即在裂化过程中蒸汽产物量增加，所以最好在这样一种塔器中来用上流法，该塔器中每个塔板的自由截面百分数由底向上增大。顶部塔板的自由截面与底部塔板自由截面之比，最好为2至6。

为了减小或者甚至于阻止分离了气态物料的热烃油，在间隔成小室的裂化塔中停留时产生过渡裂化现象，最好使用这样一种裂化塔，该裂化塔的内部被分成许多依次、互相连接的小室，分离了气态物料的热烃油在其中通过这些贯通的小室，然后从此裂化塔中放出液态物料，收集在这些小室中存在的气态物料，从裂化塔中将其放出。在欧洲专利申请第84201250号中提到了这样使用裂化塔。

装有气体放出设备的裂化塔的优选实施方案包括垂直伸长的一些裂化

塔，其中烃油向下流过这些贯通的小室，尤其是通过由倾斜的分离壁组成的一些小室，而流体通路则处于这些分离壁的较高部位之下，这些流体道路是由穿过这些分离壁的孔的细长的、端部开口的管件形成的，见所说的欧洲专利申请所述。因此，经由中心排料系统中的孔放出裂化塔中存在的气体是有利的。而且，也可以方便地使用上流方式处理进料的垂直延伸的裂化塔。

离开热转化区的产物通常要加以相分离，例如使用旋风分离器进行相分离。可以对气态产物做进一步处理，必要时可以把相分离器的底部产物在适当的裂化塔中进一步热转化，或者对之做进一步处理。也可以在加热炉中进一步处理由旋风分离器排出的底部物料，如果使用了前面描述的特殊裂化塔，所说的底部物料可以是分离了气态物料后的物料，然后在必要时做进一步旋风分离，进而输送到另一裂化塔之中。根据所需的产物，可以将这种操作重复几次。

在分离气态物料之前，使热转化后的烃油聚冷，以便通过吸收在某较冷的聚冷流体中所含的某些热量，使这种烃油温度处于所需值，这种方法可以采用。适用的聚冷流体包括例如烃油之类的通常聚冷流体。也可以使用水蒸汽促进相分离。

热裂化反应塔裂化可以选用恒定压力，而沿加热炉裂化器反应区的压力有很大变化。通常选用的压力不高于30巴（表压），最好不高于15巴（表压）。

为了便于这种热转化操作，可以在使用的裂化塔中通入水蒸汽。当装有（中心）气体排料系统的裂化塔运转时，使用水蒸汽也是有利的。

现在参照附图进一步说明本发明方法。

通过管路1 将渣油进料送入加热炉2 中，在加热炉中进料被加热到350—550℃。经过管路3 将已经发生部分转化的热进料送入相分离器4。气态物料从此相分离器（旋风分离器）的顶部放出，经过管路5 送去进一

步处理(未画出)。将从旋风分离器排出的底部产物,最好靠重力,通过管路6送至裂化塔7中,在此裂化塔中物料通过水平的多孔塔板8向上流动。裂化产物在塔顶部离开此裂化塔,经过管路9被送到下一处理阶段,在此下一处理阶段也可以包括另一个相分离器(未画出)以生产有价值的产品(汽油、取暖用油和燃料油)。可以使用前面提到的欧洲专利申请第84201250号中所述的裂化塔,来代替在附图中所示的裂化塔7。

以下实施例展示出本发明的一个具体实施方案,但是它丝毫不限制本发明。

实施例

在450℃和10巴压力下,使用带有许多多孔水平塔板的裂化塔,对中东高硫渣油(520℃⁺)进行热裂化操作时用常规热裂化方法(即在加热区和热转化区之间不包括排出气体物料设备的工艺方法),通常可以获得下列产品:

产物的产率(按进料的%重量计)

气体(C_4^-): 2.0

汽油($C_5-165^\circ\text{C}$): 4.0

瓦斯油(165 — 350℃): 11.7

重馏分(350 — 520℃): 24.0

渣油(520℃⁺): 58.3

使用本发明的热裂化方法(即热裂化同样的进料,借助于旋风分离器分出生成的气态物料,然后将其余物料送去裂化塔裂化,可以在2巴压力下操作),在其它条件相似的情况下可以获得下列结果:

产物的产率(按进料的%重量计)

气体(C_4^-): 2.0

汽油($C_5-165^\circ\text{C}$): 4.0

瓦斯油(165 — 350℃): 12.4

重馏分 (350 — 520℃) : 27.0

渣油 (520 ℃⁺) : 54.6

据估计, “燃料节约”方面的附加优点为进料的0.5 — 1.0% Ⅲ。

