



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 101755036 A

(43) 申请公布日 2010.06.23

(21) 申请号 200880019246.6

(51) Int. Cl.

(22) 申请日 2008.05.28

C10G 11/05(2006.01)

(30) 优先权数据

C10G 51/02(2006.01)

60/942,941 2007.06.08 US

C10G 11/04(2006.01)

(85) PCT申请进入国家阶段日

2009.12.08

(86) PCT申请的申请数据

PCT/EP2008/056555 2008.05.28

(87) PCT申请的公布数据

W02008/148682 EN 2008.12.11

(71) 申请人 雅宝荷兰有限责任公司

地址 荷兰阿默斯福特

(72) 发明人 埃里亚·佩伊维·海伦娜·劳蒂艾宁

埃尔伯特·阿尔然·德格拉夫

雷蒙德·保罗·弗莱彻 荣京严

(74) 专利代理机构 北京银龙知识产权代理有限公司

11243

代理人 钟晶

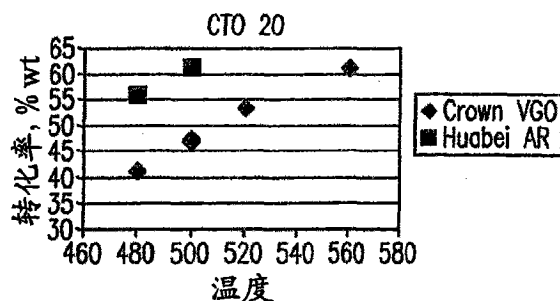
权利要求书 4 页 说明书 10 页 附图 2 页

(54) 发明名称

用于具有低芳族化合物含量的高柴油收率和 / 或高丙烯收率的催化裂化工艺

(57) 摘要

公开了用于在流化催化裂化中使低芳族化合物 LCO 收率和 / 或丙烯收率达到最大的工艺。该工艺采用了包括主要是碱性的材料和很少的大孔沸石甚至无大孔沸石的催化组合物。



1. 一种流化催化裂化工艺,其包括:
 - (a) 在催化裂化阶段,在催化裂化条件下使 FCC 进料与催化剂组合物接触以产生裂化产物;
 - (b) 从所述裂化产物中分离出至少底部产物馏分;以及
 - (c) 将所述底部产物馏分中的至少一部分再循环至所述催化裂化阶段;其中所述催化剂组合物包括主要是碱性的材料和小于约 15wt%的大孔沸石。
2. 如权利要求 1 所述的工艺,其中所述催化剂组合物包括小于约 10wt%的大孔沸石。
3. 如权利要求 2 所述的工艺,其中所述催化剂组合物包括小于约 5wt%的大孔沸石。
4. 如权利要求 3 所述的工艺,其中所述催化剂组合物包括小于约 3wt%的大孔沸石。
5. 如权利要求 4 所述的工艺,其中所述催化剂组合物基本上不包括大孔沸石。
6. 如权利要求 1 所述的工艺,其中所述催化裂化条件包括约 480°C到约 900°C之间的反应温度。
7. 如权利要求 6 所述的工艺,其中所述催化裂化条件包括约 480°C到约 600°C之间的反应温度。
8. 如权利要求 7 所述的工艺,其中所述催化裂化条件包括约 480°C到约 500°C之间的反应温度。
9. 如权利要求 1 所述的工艺,其中所述主要是碱性的材料基本上不含具有脱氢活性或氢转移活性的组分。
10. 如权利要求 1 所述的工艺,其中催化组合物具有足够的催化活性,以在催化剂对油的比为 10 且反应温度低于 600°C下提供了至少约 30%的 FCC 原料的转化率。
11. 如权利要求 1 所述的工艺,其中所述主要是碱性的材料选自由碱金属化合物、碱土金属化合物、三价金属化合物、过渡金属化合物及其混合物组成的组。
12. 如权利要求 1 所述的工艺,其中所述主要是碱性的材料被负载到载体材料上。
13. 如权利要求 11 所述的工艺,其中所述主要是碱性的材料是过渡金属、碱金属、碱土金属或过渡金属的氧化物、氢氧化物或磷酸盐或其混合物。
14. 如权利要求 1 所述的工艺,其中所述碱性的材料是混合金属氧化物。
15. 如权利要求 14 所述的工艺,其中所述碱性的材料是水滑石。
16. 如权利要求 1 所述的工艺,其中所述碱性的材料是磷酸铝。
17. 如权利要求 1 所述的工艺,其中所述碱性的材料掺杂有金属阳离子。
18. 如权利要求 17 所述的工艺,其中掺杂剂金属阳离子选自第 IIb 族、第 IIIb 族、第 IVb 族的金属、稀土金属及其混合物。
19. 如权利要求 18 所述的工艺,其中所述掺杂剂金属选自自由 La、Zn、Zr 及其混合物组成的组。
20. 如权利要求 12 所述的工艺,其中所述载体是耐高温氧化物。
21. 如权利要求 20 所述的工艺,其中所述载体选自氧化铝、二氧化硅、二氧化硅-氧化铝、二氧化钛及其混合物。
22. 如权利要求 1 所述的工艺,其还包括具有酸性部位的材料。
23. 如权利要求 22 所述的工艺,其中所述具有酸性部位的材料选自由二氧化硅溶胶、金属掺杂的二氧化硅溶胶以及二氧化硅与其他耐高温氧化物的纳米尺度的复合材料组成

的组。

24. 如权利要求 1 所述的工艺,其中所述催化剂组合物还包括至少一种中孔沸石或小孔沸石。

25. 如权利要求 24 所述的催化组合物,其中所述至少一种中孔沸石或小孔沸石选自 ZSM 族的沸石。

26. 如权利要求 25 所述的催化组合物,其中所述 ZSM 族的沸石是 ZSM-5。

27. 一种流化催化裂化工艺,其包括:

(a) 在第一催化裂化阶段,在催化裂化条件下使 FCC 进料与催化剂组合物接触以产生裂化产物;

(b) 从所述裂化产物中分离出至少底部产物馏分;以及

(c) 在第二流化催化裂化阶段,在催化裂化条件下使所分离的底部产物馏分的至少一部分与催化剂组合物接触;

其中所述催化剂组合物包括主要是碱性的材料和低于约 15wt% 的大孔沸石。

28. 如权利要求 27 所述的工艺,其中所述催化剂组合物包括小于约 10wt% 的大孔沸石。

29. 如权利要求 28 所述的工艺,其中所述催化剂组合物包括小于约 5wt% 的大孔沸石。

30. 如权利要求 29 所述的工艺,其中所述催化剂组合物包括小于约 3wt% 的大孔沸石。

31. 如权利要求 30 所述的工艺,其中所述催化剂组合物基本上不包括大孔沸石。

32. 如权利要求 27 所述的工艺,其中所述催化裂化条件包括约 480°C 到约 900°C 之间的反应温度。

33. 如权利要求 32 所述的工艺,其中所述催化裂化条件包括约 480°C 到约 600°C 之间的反应温度。

34. 如权利要求 33 所述的工艺,其中所述催化裂化条件包括约 480°C 到约 500°C 之间的反应温度。

35. 如权利要求 27 所述的工艺,其中所述主要是碱性的材料基本上不含具有脱氢活性或氢转移活性的组分。

36. 如权利要求 27 所述的工艺,其中催化组合物具有足够的催化活性,以在催化剂对油的比为 10 且反应温度低于 600°C 下提供了至少约 30% 的 FCC 原料的转化率。

37. 如权利要求 27 所述的工艺,其中所述主要是碱性的材料选自由碱金属化合物、碱土金属化合物、三价金属化合物、过渡金属化合物及其混合物组成的组。

38. 如权利要求 27 所述的工艺,其中所述主要是碱性的材料被负载到载体材料上。

39. 如权利要求 37 所述的工艺,其中所述主要是碱性的材料是过渡金属、碱金属、碱土金属或过渡金属的氧化物、氢氧化物或磷酸盐或其混合物。

40. 如权利要求 27 所述的工艺,其中所述碱性的材料是混合金属氧化物。

41. 如权利要求 40 所述的工艺,其中所述碱性的材料是水滑石。

42. 如权利要求 27 所述的工艺,其中所述碱性的材料是磷酸铝。

43. 如权利要求 27 所述的工艺,其中所述碱性的材料掺杂有金属阳离子。

44. 如权利要求 43 所述的工艺,其中掺杂剂金属阳离子选自第 IIb 族、第 IIIb 族、第 IVb 族的金属、稀土金属及其混合物。

45. 如权利要求 44 所述的工艺,其中所述掺杂剂金属选自自由 La、Zn、Zr 及其混合物组成的组。

46. 如权利要求 38 所述的工艺,其中所述载体是耐高温氧化物。

47. 如权利要求 46 所述的工艺,其中所述载体选自氧化铝、二氧化硅、二氧化硅-氧化铝、二氧化钛及其混合物。

48. 如权利要求 27 所述的工艺,其还包括具有酸性部位的材料。

49. 如权利要求 46 所述的工艺,其中所述具有酸性部位的材料选自自由二氧化硅溶胶、金属掺杂的二氧化硅溶胶以及二氧化硅与其他耐高温氧化物的纳米尺度的复合材料组成的组。

50. 如权利要求 27 所述的工艺,其中所述催化剂组合物还包括至少一种中孔沸石或小孔沸石。

51. 如权利要求 50 所述的催化组合物,其中所述至少一种中孔沸石或小孔沸石选自 ZSM 族的沸石。

52. 如权利要求 51 所述的催化组合物,其中所述 ZSM 族的沸石是 ZSM-5。

53. 一种流化催化裂化工艺,其包括:

(a) 在第一催化裂化阶段,在催化裂化条件下使 FCC 进料与第一催化剂组合物接触以产生裂化产物;

(b) 从所述裂化产物中分离出至少底部产物馏分;以及

(c) 在第二流化催化裂化阶段,在催化裂化条件下使分离的底部产物馏分的至少一部分与第二催化剂组合物接触,所述第二流化催化裂化阶段与所述第一流化催化裂化阶段是分开的;

其中所述第一催化剂组合物包括主要是碱性的材料和低于约 15wt% 的大孔沸石。

54. 如权利要求 53 所述的工艺,其中所述催化剂组合物包括小于约 10wt% 的大孔沸石。

55. 如权利要求 54 所述的工艺,其中所述催化剂组合物包括小于约 5wt% 的大孔沸石。

56. 如权利要求 55 所述的工艺,其中所述催化剂组合物包括小于约 3wt% 的大孔沸石。

57. 如权利要求 56 所述的工艺,其中所述催化剂组合物基本上不包括大孔沸石。

58. 如权利要求 53 所述的工艺,其中所述催化裂化条件包括约 480°C 到约 900°C 之间的反应温度。

59. 如权利要求 58 所述的工艺,其中所述催化裂化条件包括约 480°C 到约 600°C 之间的反应温度。

60. 如权利要求 59 所述的工艺,其中所述催化裂化条件包括约 480°C 到约 500°C 之间的反应温度。

61. 如权利要求 53 所述的工艺,其中所述主要是碱性的材料基本上不含具有脱氢活性或氢转移活性的组分。

62. 如权利要求 52 所述的工艺,其中催化组合物具有足够的催化活性,以在催化剂对油的比为 10 且反应温度低于 600°C 下提供了至少约 30% 的 FCC 原料的转化率。

63. 如权利要求 52 所述的工艺,其中所述主要是碱性的材料选自自由碱金属化合物、碱土金属化合物、三价金属化合物、过渡金属化合物及其混合物组成的组。

64. 如权利要求 52 所述的工艺,其中所述主要是碱性的材料被负载到载体材料上。
65. 如权利要求 63 所述的工艺,其中所述主要是碱性的材料是过渡金属、碱金属、碱土金属或过渡金属的氧化物、氢氧化物或磷酸盐或其混合物。
66. 如权利要求 53 所述的工艺,其中所述碱性的材料是混合金属氧化物。
67. 如权利要求 66 所述的工艺,其中所述碱性的材料是水滑石。
68. 如权利要求 53 所述的工艺,其中所述碱性的材料是磷酸铝。
69. 如权利要求 53 所述的工艺,其中所述碱性的材料掺杂有金属阳离子。
70. 如权利要求 69 所述的工艺,其中掺杂剂金属阳离子选自第 IIb 族、第 IIIb 族、第 IVb 族的金属、稀土金属及其混合物。
71. 如权利要求 70 所述的工艺,其中所述掺杂剂金属选自由 La、Zn、Zr 及其混合物组成的组。
72. 如权利要求 64 所述的工艺,其中所述载体是耐高温氧化物。
73. 如权利要求 72 所述的工艺,其中所述载体选自氧化铝、二氧化硅、二氧化硅-氧化铝、二氧化钛及其混合物。
74. 如权利要求 53 所述的工艺,还包括具有酸性部位的材料。
75. 如权利要求 74 所述的工艺,其中所述具有酸性部位的材料选自由二氧化硅溶胶、金属掺杂的二氧化硅溶胶以及二氧化硅与其他耐高温氧化物的纳米尺度的复合材料组成的组。
76. 如权利要求 53 所述的工艺,其中所述催化剂组合物还包括至少一种中孔沸石或小孔沸石。
77. 如权利要求 76 所述的催化组合物,其中所述至少一种中孔沸石或小孔沸石选自 ZSM 族的沸石。
78. 如权利要求 77 所述的催化组合物,其中所述 ZSM 族的沸石是 ZSM-5。

用于具有低芳族化合物含量的高柴油收率和 / 或高丙烯收率的催化裂化工艺

[0001] 本发明涉及用于使来自 FCC 原料的低芳族化合物柴油最大化的工艺。

[0002] 目前,几乎所有的催化裂化都在流化催化裂化 (FCC) 工艺中施行。在此工艺中,小颗粒的催化剂材料悬浮在上升的气体中。原料通过喷嘴被喷到催化剂颗粒上。原料分子在催化剂颗粒上被裂化,从而产生裂化产物,这构成了携带催化剂颗粒通过反应器的上升的气体。催化剂颗粒与反应产物分离,并被输送到汽提段,在汽提段内,催化剂颗粒经历剧烈的蒸汽处理以去除尽可能多的烃分子。在汽提塔之后,催化剂颗粒被输送到再生器,在再生器内,反应过程中形成的焦炭被燃烧掉且催化剂被再生供进一步使用。前述内容是单级裂化工艺的简要描述,此工艺是目前最广泛使用的工艺。

[0003] 标准 FCC 工艺中的催化剂通常包括大孔酸性沸石,诸如 Y-沸石或 Y-沸石的稳定化形式。通常而言,Y-沸石与可以是氧化铝或二氧化硅-氧化铝的基体材料结合。催化剂还可以包括用于提高其对因原料的金属污染物尤其是镍和钒造成的毒化的抵抗力的组分。可以存在其他组分以从原料中捕集硫。主要来说,实际的裂化工艺发生在大孔沸石的酸性部位上。

[0004] FCC 工艺的产物随后被分成若干馏分。干气是当在环境温度下被压缩时不能液化(因而,术语干)的低分子量的馏分。干气包括 H₂S、氢、甲烷、乙烷和乙烯。液化石油气 (LPG) 馏分由在室温下呈气体形式、但被压缩时液化的化合物组成。此馏分主要包括丙烷、丙烯、丁烷及其单烯烃和二烯烃。

[0005] 汽油馏分具有从约 40°C 到约 165°C 和 220°C 之间的沸点范围。端点可以变化以满足精炼工艺的特定目的。汽油馏分形成了作为配备奥托发动机的机动车的燃料销售的商用汽油的基础。对汽油馏分的其中一个主要要求是其具有尽可能高的辛烷值。直链烃具有低的辛烷值;支链烃具有较高的辛烷值,且辛烷值还随着烷基的数目增大。烯烃具有高的辛烷值,而芳族化合物具有甚至更高的辛烷值。

[0006] 轻循环油馏分或 LCO 馏分是一种沸点高于汽油馏分的沸点且低于约 350°C 的馏分。通常需要进行加氢处理以将 LCO 转化成柴油燃料,从而满足政府法规。就 LCO 的氮含量、其硫含量以及其芳族化合物含量而言,LCO 的质量决定了 LCO 馏分可以被共混到原料中的速率,原料在加氢处理工艺中被转化成柴油燃料。对柴油燃料来说,具有尽可能高的十六烷值是重要的。直链烃具有高的十六烷值;支链烃、烯烃和芳族化合物具有非常低的十六烷值。

[0007] 具有高于约 350°C 的沸点的产物馏分被称为“底部产物 (bottom)”。虽然期望以最大可能性的转化率进行操作,但是产物混合物的组成会受到高转化率操作的不利影响。例如,焦炭收率 (coke yield) 随着转化率的增大而增大。焦炭是描述碳和预碳沉积物形成在催化剂上的术语。在某种程度上,焦炭的形成对裂化工艺是必要的,因为这为吸热的裂化反应提供了能量。然而,高的焦炭收率是不期望的,这是因为燃烧除去焦炭产生的热比工艺要求的热多,这导致烃物质的损失并破坏了热平衡。在这些条件下,可能需要释放部分所产生的热,如通过在再生器内提供催化剂冷却设备,或以部分燃烧模式来操作工艺。

[0008] 一般而言,FCC 产物流的最期望的馏分是轻质烯烃、汽油馏分和 LCO 馏分。后两者之间的期望的分离由商用汽油和商用柴油的相对需求量以及加热燃料的季节性需求量决定。

[0009] 由于需要高的十六烷值,所以期望轻循环油馏分中的芳族化合物的量保持尽可能少。由于它们的沸点,形成的任何芳族化合物的大部分将最终处于轻循环油馏分中。因此,期望使裂化工艺中形成的芳族化合物的量最少。来自热裂化工艺和催化裂化工艺的 LCO 通常具有低的十六烷值。通常来说,来自常规的 FCC 工艺的十六烷值的范围是从约 20 到约 25。然而,越来越期望推动柴油池的十六烷值至 50 以上。

[0010] 诸如苯和甲苯的较轻的芳族化合物成为裂化产物分布的汽油馏分的一部分。由于汽油的芳族化合物组分的高辛烷值,所以它们可以被认为是期望的。然而,由于越来越关注芳族化合物的毒性,所以已经期望形成低芳族化合物含量的汽油馏分。精炼厂的汽油池的辛烷值可以通过来自 FCC 的丁烯流和异丁烷流的烷基化而得到提高。

[0011] 因此,期望开发出一种用于 FCC 原料裂化的裂化工艺,与常规的 FCC 工艺相比,由此减少了芳族化合物的形成。特别期望提供一种与常规的 FCC 工艺相比,能够产生高收率的具有低芳族化合物含量和较高十六烷值的轻循环油馏分的催化裂化工艺。

[0012] 本发明的一个实施方案包括流化催化裂化工艺,该工艺包括 (a) 在催化裂化阶段,在催化裂化条件下使 FCC 进料与催化剂组合物接触以产生裂化产物;(b) 从裂化产物中分离出至少底部产物馏分;以及 (c) 将底部产物馏分的至少一部分再循环至催化裂化阶段,其中催化剂组合物包括主要是碱性的材料和低于约 15wt% 的大孔沸石,优选低于约 10wt%,更优选低于约 5wt%,甚至更优选低于约 3wt%,以及最优选基本上无大孔沸石。

[0013] 本发明的另一个实施方案包括流化催化裂化工艺,该工艺包括:(a) 在第一催化裂化阶段,在催化裂化条件下使 FCC 进料与催化剂组合物接触以产生裂化产物;(b) 从裂化产物中分离出至少底部产物馏分;(c) 在第二流化催化裂化阶段,在催化裂化条件下使分离的底部产物馏分的至少一部分与催化剂组合物接触,其中催化剂组合物包括主要是碱性的材料和低于约 15wt% 的大孔沸石,优选低于约 10wt%,更优选低于约 5wt%,甚至更优选低于约 3wt%,以及最优选基本上无大孔沸石。

[0014] 本发明的另一个实施方案包括流化催化裂化工艺,该工艺包括:(a) 在第一催化裂化阶段,在催化裂化条件下使 FCC 进料与第一催化剂组合物接触以产生裂化产物;(b) 从裂化产物中分离出至少底部产物馏分;(c) 在第二流化催化裂化阶段,在催化裂化条件下使分离的底部产物馏分的至少一部分与第二催化剂组合物接触,第二流化催化裂化阶段与第一流化催化裂化阶段是分开的,其中第一催化剂组合物包括主要是碱性的材料和低于约 15wt% 的大孔沸石,优选低于约 10wt%,更优选低于约 5wt%,甚至更优选低于约 3wt%,以及最优选基本上无大孔沸石。

[0015] 本发明的另一个实施方案包括流化催化裂化工艺,该工艺包括:(a) 在催化裂化阶段,在催化裂化条件下使 FCC 进料与催化剂组合物接触以产生裂化产物;(b) 从裂化产物中分离出至少底部产物馏分;(c) 在氢化条件下,在氢化催化剂存在下,使底部产物馏分的至少一部分氢化以形成氢化的底部产物;以及 (d) 将氢化的底部产物馏分的至少一部分再循环至催化裂化阶段,其中催化剂组合物包括主要是碱性的材料和低于约 15wt% 的大孔沸石,优选低于约 10wt%,更优选低于约 5wt%,甚至更优选低于约 3wt%,以及最优选基本上

无大孔沸石。

[0016] 本发明的另一个实施方案包括流化催化裂化工艺,该工艺包括:(a)在第一催化裂化阶段,在催化裂化条件下使FCC进料与第一催化剂组合物接触以产生裂化产物;(b)从裂化产物中分离出至少底部产物馏分;(c)在氢化条件下,在氢化催化剂存在下,使底部产物馏分的至少一部分氢化以形成氢化的底部产物;以及(d)在第二流化催化裂化阶段,在催化裂化条件下使氢化的底部产物与第二催化裂化催化剂接触,第二流化催化裂化阶段与第一流化催化裂化阶段是分开的,其中第一催化剂组合物包括主要是碱性的材料和低于约15wt%的大孔沸石,优选低于约10wt%,更优选低于约5wt%,甚至更优选低于约3wt%,以及最优选基本上无大孔沸石。

[0017] 此处公开的工艺设想使用包括主要是碱性的材料的碱性催化组合物来催化裂化FCC原料。碱性催化组合物具有碱性部位和任选的酸性部位,且条件是如果该催化剂包括酸性部位和碱性部位,那么碱性部位的数量显著大于酸性部位的数量。

[0018] 虽然并不受到所提出的任何理论的影响,但是认为具有碱性部位的催化剂经由自由基或单电子机理来催化裂化反应。此机理与热裂化中发生的机理相同。与热裂化的不同之处在于,催化剂的存在提高了反应速率,使得反应可以在与热裂化相比较低的反应温度下进行。相比之下,传统的FCC工艺使用通常为酸性沸石的酸性材料作为裂化催化剂。催化剂的酸性部位经由双电子机理来催化裂化反应。此机理有利于形成高分子量的烯烃,该烯烃易于被环化生成环烷。环烷又易于经由被大孔沸石催化的氢转移而反应成芳族化合物。诸如USY、REY和本领域已知的其他物质的大孔沸石的量和性质决定了此反应的程度。即使少量的大孔沸石就能显著提高催化剂系统的活性,然而却是以牺牲LCO的品质为代价。因此,催化剂组合物中的大孔沸石的量优选是低于约15wt%,更优选低于约10wt%,更优选低于约5wt%,甚至更优选低于约3wt%。最优的催化剂组合物是基本上不含大孔沸石的催化剂组合物。

[0019] 正如此处使用的,术语“催化组合物”指的是在FCC工艺中与FCC原料接触的催化材料的组合。催化组合物可以由一种类型的催化颗粒组成,或可以是不同类型的颗粒的组合。例如,催化组合物可以包括主要催化材料的颗粒和催化剂添加剂的颗粒。术语“主要是碱性的”在此处用于意指小于约40%的材料的部位是酸性的。这是因为材料的总特征在此条件下往往变成酸性。就改善催化剂的总活性而言,可以期望存在具有酸性部位的材料。

[0020] 用于催化裂化工艺的合适的FCC进料包括在约430°F到约1050°F(220°C-565°C)的范围内沸腾的烃油诸如气油、包括在高于1050°F(565°C)沸腾的材料的重质烃油;重质石油原油和拔顶石油原油;石油常压蒸馏底部产物(常压渣油);石油减压蒸馏底部产物(减压渣油);沥青(pitch)、地沥青(asphalt)、石油沥青(bitumen)、其他重质烃渣油;沥青砂油;页岩油;由煤液化工艺得到的液体产物;及其混合物。

[0021] FCC进料是在催化组合物存在下在裂化条件下被裂化的。第一流化催化裂化阶段中的工艺条件包括:(i)约480°C到约650°C,优选约480°C到约600°C,且甚至更优选约480°C到约500°C之间的温度;(ii)约10psia-40psia(70kPa-280kPa)的烃分压;以及(iii)约3:1到40:1,优选约10:1到30:1的催化剂对油(wt/wt)的比,其中催化剂重量是催化剂组合物的总重量。虽然并不要求,但是蒸汽可以随进料一起被引入到反应

区内。蒸汽可以构成高达约 10wt%，优选约 2wt%和约 3wt%之间的进料。

[0022] 在本发明的工艺中使用的主要是碱性的催化组合物在催化剂对油 (CTO) 的比为 10 且接触温度低于 700℃下提供了至少 10%的 FCC 原料的转化率。转化率在此处被界定为 (vol%干气)+(vol% LPG)+(vol%汽油)+(vol%焦炭)，转化率以 $100-(\text{vol}\% \text{底部产物})-(\text{vol}\% \text{LCO})$ 来进行计算。优选地，第一流化催化裂化阶段的转化率是至少约 20%，更优选至少约 30%，且低于约 70%，优选低于约 60%，且甚至更优选低于约 55%。

[0023] 在第一流化催化裂化阶段，裂化优选在低裂化温度下施行，使得 LCO 收率达到最大，同时其芳族化合物含量最少。来自第一阶段的底部产物的芳族化合物含量也是低的，且可以易于在第二阶段被裂化，诸如通过使底部产物再循环或通过使底部产物输送至具有更高温度和 / 或具有不同于第一阶段的催化剂的第二阶段。这样，FCC 进料的转化率、LCO 收率和 LCO 十六烷值都达到最大。

[0024] 第一裂化阶段的温度应该被保持尽可能地低以减少芳族化合物的形成。在常规的 FCC 装置中，随着裂化温度降低，烃蒸气的汽提变劣，这是因为汽提温度完全由裂化温度决定。如果汽提变得不可接受地低，那么就将发生烃穿透至再生器，这将造成温度失控和过度的催化剂去活化。为了能够实现低的裂化温度而不会牺牲汽提，可以提供设备来升高汽提温度，诸如通过将一些热的再生催化剂输送至汽提塔床。

[0025] 如上所述，可以得到除了具有碱性催化部位外，还具有酸性部位的催化组合物。甚至可以期望提供酸性部位以增大催化剂的总的催化活性。然而，如果存在酸性部位，那么碱性部位的数量必须显著大于酸性部位的数量（低于约 40%的材料的部分是酸性的）。而且，酸性部位优选不以酸性大孔沸石材料的形式存在。

[0026] 用于滴定固体材料的酸性部位和碱性部位的方法描述在“Studies in Surface Science and Catalysis, 51: New Solid Acids and Bases (表面科学和催化剂的研究, 51: 新的固体酸和固体碱)”, K. Tanabe, M. Misono, Y. Ono, H. Hattori, Kodansha Ltd. Tokyo (由 Kodansha Ltd. Tokyo 和 Elsevier Science Publishers B. V., Amsterdam 共同出版) (下文称为“Tanabe”) 中。

[0027] 基准材料是二氧化硅，基于本发明的目的，在不存在添加剂或掺杂剂时，基准材料被认为是“中性的”。基于本发明的目的，具有对于 Tanabe 中所述类型的指示剂的更多碱性反应的任何材料大体上是碱性材料。

[0028] 正如从 Tanabe 的表 2.4 中清楚地看到，固体材料可以具有碱性部位和酸性部位。适于本发明的催化组合物的碱性材料是那些具有的碱性部位比它们具有的酸性部位多的材料。本发明的碱性材料可以与酸性材料混合，条件是组合物的碱性部位的总和大于酸性部位的总和。

[0029] 正如通常使用在常规的 FCC 催化剂中的一样，当即使少量的大孔酸性沸石与碱性材料组合使用时，大孔酸性沸石具有许多强的酸性部位，使得所得到的催化剂主要是酸性的。本发明的催化组合物包含很少的大孔酸性沸石，且优选基本上不含大孔酸性沸石。

[0030] 适于用作本发明中的催化组合物的材料包括碱性材料（路易斯碱和布朗斯台德碱两者）、具有空位 (vacancy) 的固体材料、过渡金属和磷酸盐。期望材料具有低的脱氢活性。优选地，本发明的催化组合物基本上不含具有脱氢活性的组分。例如，已经发现，好几种过渡金属的化合物倾向于具有太强的脱氢活性而不能使用在本文中。虽然这些材料可能

具有所需的碱性特征,但是它们的脱氢活性会产生不期望高的焦炭收率且形成太多的芳族化合物。通常,在 FCC 条件下,过渡金属往往以它们的金属态存在或转化成它们的金属态,这些过渡金属具有太高的脱氢活性而不能用于本目的。

[0031] 碱性材料可以被负载到合适的载体上。基于此目的,可以通过本领域已知的任何合适的方法将碱性材料沉积到载体上。

[0032] 载体材料本质上可以是酸性的。在许多情形中,碱性材料将覆盖载体的酸性部位,产生具有所需的碱性特征的催化剂。合适的载体材料包括耐高温氧化物,具体是氧化铝、二氧化硅、二氧化硅-氧化铝、二氧化钛、氧化锆及其混合物。

[0033] 用在本发明的催化组合物中的合适的碱性材料包括碱金属化合物、碱土金属化合物、三价金属化合物、过渡金属化合物、镧系元素化合物及其混合物。

[0034] 合适的化合物包括这些元素的氧化物、氢氧化物和磷酸盐。

[0035] 优选作为本发明的催化组合物中的碱性材料的一类材料是混合金属氧化物、混合金属氢氧化物和混合金属磷酸盐。阳离子和阴离子的层状材料适合作为混合金属氧化物的前体。

[0036] 用于本发明的另一类优选的碱性材料是过渡金属化合物,具体是氧化物、氢氧化物和磷酸盐。优选的是不具有强的脱氢活性的过渡金属化合物。合适的材料的示例包括 ZrO_2 、 Y_2O_3 和 Nb_2O_5 。

[0037] 用作本发明中的碱性催化组合物的一类优选的材料是阴离子粘土,具体是类水滑石的材料。

[0038] 在类水滑石的阴离子粘土中,类水镁石的主层由与夹层交替的八面体组成,水分子和阴离子,尤其是碳酸盐离子被分配在夹层中。

[0039] 夹层可以包含阴离子,诸如 NO_3^- 、 OH^- 、 Cl^- 、 Br^- 、 I^- 、 SO_4^{2-} 、 SiO_3^{2-} 、 CrO_4^{2-} 、 BO_3^{2-} 、 MnO_4^- 、 $HGaO_3^{2-}$ 、 HVO_4^{2-} 、 ClO_4^- 、 BO_3^{2-} 、诸如 $V_{10}O_{28}^{6-}$ 的柱撑阴离子 (pillaring anion)、诸如乙酸盐的一元羧酸盐、诸如草酸盐的二元羧酸盐、诸如十二烷基磺酸盐的烷基磺酸盐。

[0040] “真”水滑石优选在本发明中,“真”水滑石即具有作为二价金属的镁和作为三价金属的氧化铝的水滑石。

[0041] 类水滑石的材料(包括水滑石本身)的催化选择性可以通过使水滑石经历热去活化而得到改善。用于使水滑石材料热去活化的合适方法包括在约 300°C 到约 900°C 的温度下,在空气或蒸汽中处理材料若干小时,如 5 到 20 小时。加热造成层状结构坍塌且形成无定形材料。当继续加热时,形成了掺杂的方镁石结构,其中 Mg^{2+} 部位中的一些填充了 Al^{3+} 。换句话说,形成了空位,这些空位已经被发现改善了催化材料的选择性。

[0042] 极端热处理将造成这些材料分离成方镁石结构和尖晶石结构。尖晶石结构作为催化剂是无活性的。在 900°C 下加热水滑石材料四小时之后,已经观察到显著的尖晶石形成。

[0043] 另一类优选的碱性材料是磷酸铝。

[0044] 上述材料的活性和选择性可以通过用另外的金属掺杂这些材料来调整。一般而言,大多数过渡金属是供本文中使用的合适的掺杂剂。明显的例外包括具有脱氢活性的那些过渡金属,诸如镍和铂族金属。也发现 Fe 和 Mo 是不合适的。

[0045] 优选的掺杂剂包括来自元素周期表第 IIb 族、第 IIIb、第 IVb 族的金属阳离子以及稀土金属。特别优选的掺杂剂包括 La、W、Zn、Zr 及其混合物。

[0046] 如前所述,本发明的催化组合物还可以包括酸性材料,条件是催化剂的总特征仍保持主要是碱性的。就改善催化剂的总活性而言,可以期望存在具有酸性部位的材料。

[0047] 二氧化硅-氧化镁是具有碱性部位和酸性部位的材料示例。如果大于约 40% 的部位是酸性的,则材料的总特征倾向于变成酸性。

[0048] 具有酸性部位的合适材料包括二氧化硅溶胶、金属掺杂的二氧化硅溶胶以及二氧化硅与其他耐高温氧化物的纳米尺度的复合材料。酸性沸石并不适于引入到本发明的催化材料中,这是因为酸性沸石的酸性特征太强了,以致于很容易压倒催化剂的碱性特征。基于此原因,本发明的催化组合物包括小于 3wt% 的酸性沸石,且优选基本上不含酸性沸石。

[0049] 用于制备具有高耐磨性的催化剂的合适方法被描述在授予 Stamires 等人的美国专利第 6,589,902 号中,该专利的公开内容在此以引用方式并入。

[0050] 本发明的主要是碱性的催化组合物优选具有相对高的比表面积,以弥补它们的活性比常规的 FCC 催化剂的活性低。优选地,主要是碱性的催化组合物具有至少 $60\text{m}^2/\text{g}$, 优选至少 $90\text{m}^2/\text{g}$ 的比表面积,该比表面积是通过在 600°C 下蒸汽去活化 2 小时后由 BET 法测量的。

[0051] 在另一个实施方案中,本发明的工艺采用了包括碱性材料和中孔沸石和 / 或小孔沸石的主要是碱性的催化组合物,其中催化组合物基本上不含大孔沸石。催化组合物可以由一种类型的催化颗粒组成,或可以是不同类型的颗粒的组合。例如,催化组合物可以包括主要催化材料的颗粒和催化剂添加剂的颗粒。该组合的组合物应该包含非常少的大孔沸石,诸如低于 15wt%, 优选低于 10wt%, 更优选低于 5wt%, 甚至更优选低于 3wt%, 且最优选基本上不含大孔沸石。

[0052] 沸石是具有均匀的晶体结构的晶体铝硅酸盐,该晶体结构的特征为大量规则的小空腔,这些小空腔可以被大量甚至更小的矩形通道互相连接。发现了借助由互相连接的均匀尺寸的空腔和通道的网络组成的此结构,晶体沸石能够接纳具有小于某一明确界定的值的吸收分子,而拒绝较大尺寸的分子,且基于此原因,晶体沸石逐渐被称作“分子筛”。此特征结构还赋予晶体沸石催化性质,尤其用于一些类型的烃转化的催化性质。

[0053] 中孔沸石和较小孔沸石被表征为具有小于或等于 0.7nm 的有效孔开口直径、10 元环或更低元的环以及小于 31 且大于 2 的约束指数。用在本发明中的中孔沸石和 / 或小孔沸石包括 ZSM 族的沸石,这包括但不限于, ZSM-5、ZSM-11、ZSM-12、ZSM-23、ZSM-35、ZSM-38、ZSM-48 和其他类似的材料。其他合适的中孔沸石或较小孔沸石包括镁碱沸石、毛沸石和 ST-5、ITQ 以及类似材料。已知为 ZSM-5 的晶体铝硅酸盐沸石被特别描述在美国专利第 3,702,886 号中,该专利的公开内容在此以引用方式并入。ZSM-5 晶体铝硅酸盐被表征为二氧化硅对氧化铝的摩尔比大于 5,且更精确地,呈无水态时为下述通式:

[0054] $[0.9 \pm 0.2\text{M}_{2/n}\text{O}:\text{Al}_2\text{O}_3: > 5\text{SiO}_2]$

[0055] 其中具有化合价 n 的 M 选自自由碱金属阳离子和有机铵阳离子的混合物,尤其是钠和四烷基铵阳离子的混合物组成的组,其中烷基优选包含 2 到 5 个碳原子。正如上文使用的,术语“无水的”意指该式中不包含分子水。一般而言,ZSM-5 沸石的 SiO_2 对 Al_2O_3 的摩尔比可以广泛变化。例如,ZSM-5 沸石可以是不含铝的,其中 ZSM-5 由只含有铝杂质的二氧化硅的碱性混合物形成。然而,以 ZSM-5 表征的所有沸石将具有美国专利第 3,702,886 号提出的特征 X 射线衍射图,而与沸石的铝含量无关。

[0056] 可以采用任何已知的工艺来生产用于本发明的中孔沸石和 / 或小孔沸石。一般而言, 晶体铝硅酸盐已经由包括氧化钠、氧化铝、二氧化硅和水的氧化物的混合物来制备。最近, 粘土和呈脱水形式的共沉淀的铝硅酸盐凝胶已经用作反应系统内的氧化铝和二氧化硅的来源。

[0057] 本发明的催化组合物可以包含约 1wt% 到约 75wt% 之间的至少一种中孔沸石和 / 或小孔沸石, 且优选大于约 5wt%, 更优选大于约 10wt%。催化组合物优选包括两种不同的颗粒: 一种包括碱性材料, 而另一种包括中孔沸石和 / 或小孔沸石。

[0058] 本发明的催化组合物优选具有相对高的比表面积, 以弥补它们的活性比常规的 FCC 催化剂的活性低。优选地, 催化组合物具有至少 $60\text{m}^2/\text{g}$, 优选至少 $90\text{m}^2/\text{g}$ 的比表面积, 该比表面积是通过在 600°C 下蒸汽去活化 2 小时后由 BET 法测量的。

[0059] 裂化反应将焦炭沉积到催化剂上, 由此使催化剂去活化。将裂化产物与焦化的催化剂分离, 且裂化产物的至少一部分被引至分馏器。分馏器从裂化产物中分离出至少底部产物馏分。焦化的催化剂流过汽提区, 在汽提区内, 用诸如蒸汽的汽提材料从催化剂颗粒汽提挥发物 (可汽提的烃)。汽提优选发生在低苛刻的条件下以保留更大部分的吸附烃用于热平衡。汽提催化剂随后被引至再生区, 在再生区内, 通过在优选空气的含氧气体存在下燃烧催化剂上的焦炭而使汽提催化剂再生。除焦恢复了催化剂的活性且同时将催化剂加热至约 650°C 到约 750°C 。接着, 将热催化剂再循环至主要的 FCC 提升管反应器。可以处理通过在再生器内燃烧焦炭形成的烟气以便去除颗粒和转化一氧化碳。

[0060] 在本发明的一些实施方案中, 将底部产物馏分的至少一部分从裂化产物分离出来, 且然后加氢处理生成氢化的底部产物。术语加氢处理和氢化在此处被广义地使用且包括, 例如使芳族化合物物质氢化到基本上饱和或完全饱和、加氢处理、加氢裂化和加氢精制。

[0061] 底部产物馏分氢化可以在加氢处理反应器内, 在有效量的加氢处理催化剂或氢化催化剂存在下, 在加氢处理条件下发生。正如本领域的技术人员已知的, 可以通过合适地选择催化剂并通过优化操作条件来控制加氢处理的程度。优选地, 加氢处理使显著量的芳族化合物物质饱和。也可以通过加氢处理反应去除不能采用的物质。这些物质包括可以包含硫、氮、氧、卤化物和某些金属的非烃物质。

[0062] 加氢处理可以在一个或多个阶段中进行。反应发生在约 100°C 到约 455°C 的温度范围下。反应压力的范围优选约 100psig 到约 3000psig。小时空间速度的范围优选约 0.1V/V/小时到 6V/V/小时, 其中 V/V/小时被界定为每体积的催化剂每小时的油进料的体积。优选添加含氢气体以产生范围在约 500 到约 15,000 标准立方英尺每桶 (SCF/B) 的氢加载速率。所采用的实际条件将取决于诸如进料品质和催化剂的因素。

[0063] 可以使用若干类型的加氢处理反应器中的任一种来维持加氢处理条件。滴流床反应器在石油炼制应用中是最常用的, 且固定床的催化剂颗粒上的液相和气相并流向下流。可以采用移动床反应器以增大加氢处理器进料流中的金属和颗粒限度。移动床反应器通常包括其中催化剂颗粒的捕集床被向上流动的液体和处理气接触的反应器。使用更容易被流化 (浆态床) 的较小尺寸的催化剂颗粒, 催化剂床可以被向上的流略微膨胀, 或可以通过经由液体再循环来增大流速而被相当大地膨胀或流化 (膨胀床或沸腾床), 或两种情形都可以。还可以使用利用了向下流动的液体和气体的移动床反应器, 这是因为它们能够实现

线催化剂置换。在任一种情形中,当在可选择的固定床设计中,加氢处理器进料中的高水平的金属会另外造成短的运行长度(run length)时,可以在在线操作过程中从移动床反应器去除催化剂,这能够实现经济的应用。

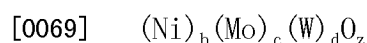
[0064] 具有向上流动的液相和气相的膨胀床反应器或浆态床反应器通过允许长的运行长度而能够用包含显著水平的颗粒固体的加氢处理器原料来经济地操作,而不会出现因结垢造成的停机。在加氢处理器原料包括大于约 25 微米的固体的情形中和在加氢处理器原料包含增大了起垢物积聚的倾向的污染物的情形中,这种反应器是特别有益的。

[0065] 用在加氢处理阶段中的催化剂可以是适于芳族化合物的饱和、脱硫、脱氮或其任何组合的任何加氢处理催化剂。合适的催化剂包括单官能性和双官能性、单金属的和多金属的含贵金属的催化剂。优选地,催化剂包括无机耐高温载体上的至少一种第 VIII 族金属和至少一种第 VI 族金属、包括至少一种第 VIII 族金属和至少一种第 VI 族金属的本身金属氧化物催化剂、或其混合物。对负载的催化剂来说,任何合适的无机氧化物载体材料可以用于本发明的加氢处理催化剂。优选的是氧化铝和二氧化硅-氧化铝,包括诸如沸石的晶体铝硅酸盐。二氧化硅-氧化铝载体的二氧化硅含量可以是 2wt% -30wt%,优选 3wt% -20wt%,更优选 5wt% -19wt%。也可以使用其他耐高温无机化合物,其非限制性的示例包括氧化锆、二氧化钛、氧化镁以及类似物。氧化铝可以是通常用于加氢处理催化剂的氧化铝中的任一种。这种氧化铝通常是具有 50 埃 -200 埃、优选 70 埃 -150 埃的平均孔径和 $50\text{m}^2/\text{g}$ - $450\text{m}^2/\text{g}$ 的表面积的多孔无定形氧化铝。

[0066] 第 VIII 族和第 VI 族化合物对本领域的普通技术人员来说是众所周知的且明确地界定在元素周期表中。第 VIII 族金属可以 2wt% -20wt%、优选 4wt% -12wt% 的范围的量存在,且可以包括 Co、Ni 和 Fe。第 VI 族金属可以是 W、Mo 或 Cr,且优选 Mo。第 VI 族金属可以 5wt% -50wt%、优选 20wt% -30wt% 的范围的量存在。加氢处理催化剂优选包括以 0wt% -10wt%、优选 0.3wt% -3.0wt% 的范围的量存在的第 VIII 族贵金属。第 VIII 族贵金属可以包括但不限于,Pt、Ir 或 Pd,优选 Pt 或 Pd,第 VIII 族贵金属通常有助于氢化功能。

[0067] 还可以存在选自元素周期表的第 IIIA 族、第 IVA 族、第 IB 族、第 VIB 族和第 VIIB 族的金属的一种或多种助催化剂金属。助催化剂金属可以氧化物、硫化物或元素态的形式存在。还优选催化剂组合物具有相对高的表面积,例如约 $100\text{m}^2/\text{g}$ 到 $250\text{m}^2/\text{g}$ 。加氢处理催化剂的所有金属的重量百分比都基于载体给出。术语“基于载体”意指百分比是基于载体的重量。例如,如果载体重 100g,那么 20wt% 的第 VIII 族金属意指 20g 的第 VIII 族金属在载体上。

[0068] 对本体催化剂来说,可以采用任何合适的本体催化剂,诸如 US6,162,350 中描述的催化剂,该专利的公开内容在此以引用方式并入。优选的本体催化剂可以被进一步描述为本体混合的金属氧化物,其优选在使用前被硫化,且其由下式表示:



[0070] 其中 b : (c+d) 的摩尔比是 0.5/1 到 3/1,优选 0.75/1 到 1.5/1,更优选 0.75/1 到 1.25/1。c : d 的摩尔比优选 > 0.01/1,更优选 > 0.1/1,仍更优选 1/10 到 10/1,仍更优选 1/3 到 3/1,最优选基本上等摩尔量的 Mo 和 W,如 2/3 到 3/2;且 $z = [2b+6(c+d)]/2$ 。基本上无定形材料具有独特的 X 射线衍射图案,其在 $d = 2.53$ 埃和 $d = 1.70$ 埃时显示出晶体峰。

[0071] 第二 FCC 阶段的催化裂化催化剂包括任何常规的 FCC 催化剂。合适的催化剂包括：(a) 无定形固体酸，诸如氧化铝、二氧化硅-氧化铝、二氧化硅-氧化镁、二氧化硅-氧化锆、二氧化硅-氧化钽、二氧化硅-氧化铍、二氧化硅-二氧化钛以及类似物；以及 (b) 含有大孔沸石的沸石催化剂。第二 FCC 阶段的催化裂化催化剂中的大孔沸石组分的合适的量通常在约 1wt% 到约 70wt% 的范围。

实施例：

[0072] 在下面的实施例中，包括水滑石的主要是碱性的催化剂的催化选择性在微流体模拟测试 MST 中进行评价。MST 采用了固定流体床微反应器，该微反应器致力于提供与由商用 FCC 装置得到的那些结果一致的实际结果。更多的细节可以见于“A Microscale Simulation Test for Fluid Catalytic Cracking(流化催化裂化的微尺度模拟测试)”，P. O'Connor、M. B. Hartkamp, ACS Symposium Series 第 411 期, 1989。试验在 480°C 到 560°C 范围的好几个裂化温度下进行。

[0073] 减压汽油和常压渣油用作原料。

[0074]

	VGO	AR
IBP, °C	228	231
5WT%, °C	292	320
10WT%	320	353
30WT%	374	423
50WT%	414	488
70WT%	457	604
90WT%	512	732
FBP, °C	561	761
饱和物, wt%	62.4	74.8
单芳族化合物, wt%	17.0	9.3
双环芳族化合物, wt%	11.1	6.2
双环芳族化合物 / 极性, wt%	9.4	9.7

	VG0	AR
硫, ppmwt	6400	2599
氮气, ppmwt	1153	2643
康拉逊残炭, wt%	0.14	5.27
15°C下的密度	0.8998	0.8976

[0075]

[0076] 表 1. VG0 和常压渣油的特征

[0077] 按照美国专利第 6, 589, 902 号中描述的过程来制备水滑石。Mg 对 Al 的比为 4 : 1。将水滑石在 600°C 下煅烧 1 小时且在此试验中用作催化剂。

[0078] 将反应产物进行蒸馏。使用二维气相色谱法来收集并分析 LCO 和 HCO 馏分的芳族化合物含量。通过 GC 分析干气、LPG 和汽油馏分。当催化剂在氧化条件下再生时, 通过分析流出物的 CO 和 CO₂ 的含量来确定焦炭收率。

[0079] 附图简述

[0080] 图 1-7 是描述了采用 Crown VG0 和 Huabei 常压渣油以 20 的催化剂对油的比在不同的反应温度下在 MST 中利用 HTC 的收率结构的图。

[0081] 图 8-10 是描述了采用 Crown VG0 和 Huabei 常压渣油以 20 的催化剂对油的比在不同的反应温度下在 MST 中利用 HTC 的液体产物的芳族化合物含量的图。

[0082] 收率结构显示在图 1-7 中, 而汽油、LCO 和底部产物的芳族化合物含量显示在图 8-10 中。以 20wt/wt 的催化剂对油的比进行了比较。在图 8-10 中, 温度是以 °C 表示的催化剂床温度; CTO 是以 wt/wt 表示的催化剂 / 油的比; 干气是产物流中干气的量 (以 wt% 表示); LPG 是产物流中的可液化气体的量 (以 wt% 表示); 汽油是具有高于戊烷的沸点到 221°C 的范围内的沸点的产物的量 (以 wt% 表示); LCO (轻循环油) 是具有 221°C 到 350°C 的范围内的沸点的产物的量 (以 wt% 表示); 底部产物馏分是具有高于 350°C 的沸点的产物的量 (以 wt% 表示); 焦炭是所产生的焦炭的量 (以 wt% 表示)。

[0083] 图 1-7 中的结果显示出在低裂化温度下, LCO 的收率是最高的。可与之相比的是, 在低裂化温度下, 底部产物的收率是最高的。应注意, 对 VG0 进料来说, 在 480°C 的低裂化温度下, LCO 的收率接近 35wt%。相应的 LCO 芳族化合物含量是约 40%。底部产物馏分是高的, 25wt%, 而其芳族化合物含量是相对低的, 约 31wt%。底部产物的低芳族化合物含量允许其易于在第二阶段中被裂化。

[0084] 对常压渣油来说, 在相同的裂化条件下, LCO 收率是约 26wt%, 底部产物收率是约 18wt%, LCO 芳族化合物含量是约 31wt%, 以及底部产物芳族化合物含量是约 15wt%。

[0085] 常规的商用 FCC 裂化是在 500°C 到 560°C 的裂化温度范围内使用常规的含有酸型沸石的催化剂来进行的。这通过使用常规的含大孔沸石的催化剂、约 560°C 的床温度和约 3wt% 到约 4wt% 的 CTO 在 MST 中进行最佳地模拟。那么, LCO 收率低于 20wt%, 且 LCO 芳族化合物含量高于 80wt%。

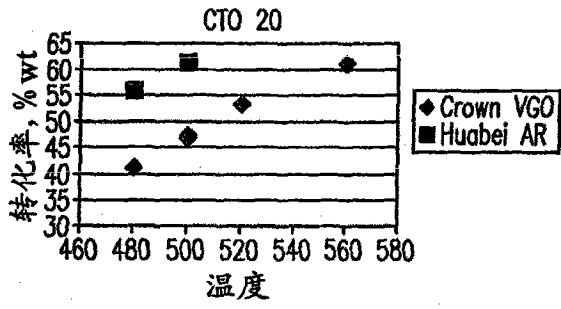


图 1

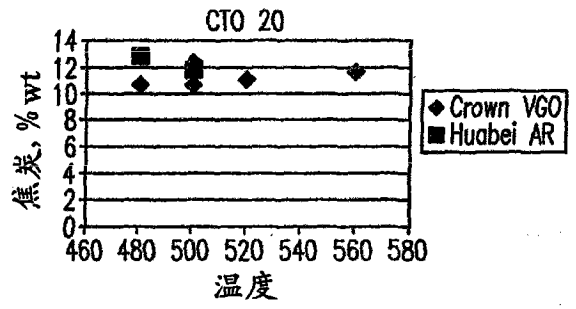


图 2

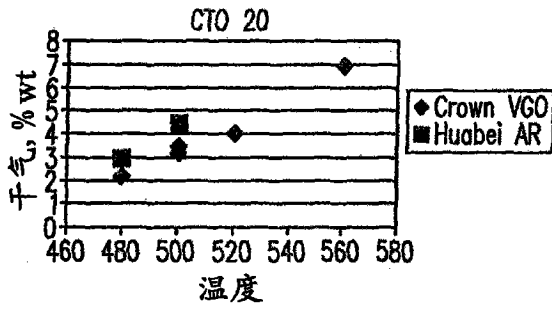


图 3

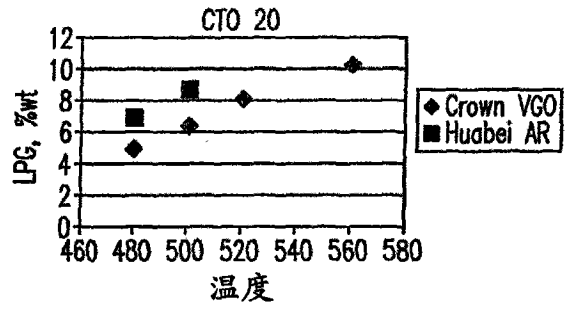


图 4

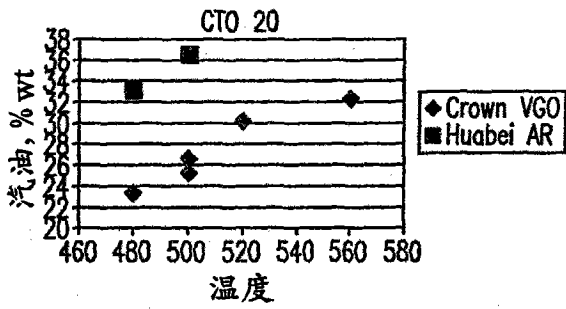


图 5

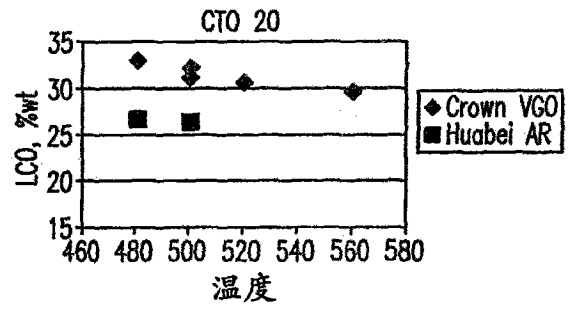


图 6

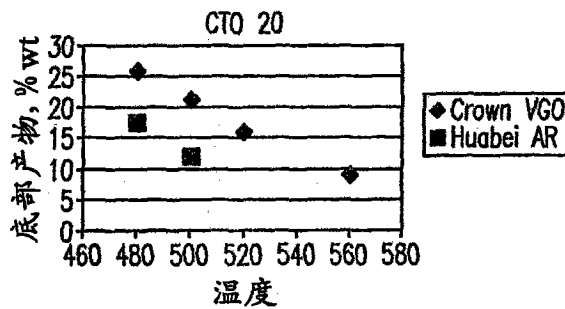


图 7

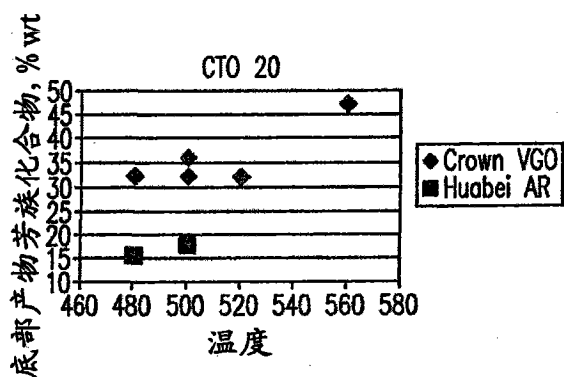


图 8

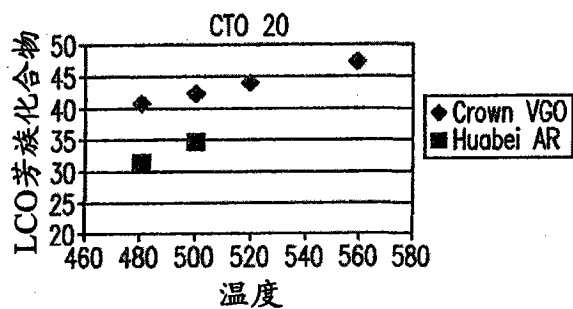


图 9

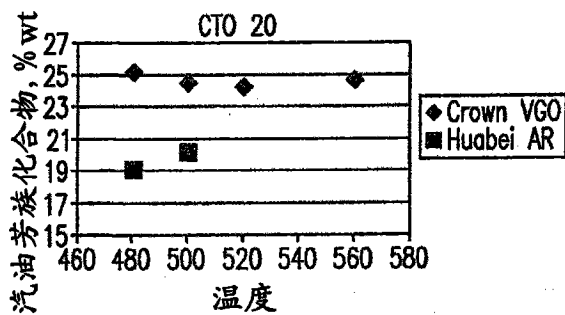


图 10