

权 利 要 求

1. 一种烃油催化裂解方法，包括使烃油原料、特别是重质原料油与催化裂解催化剂在包括一个或多个快速流化反应区的反应器中接触反应的步骤，其中所述反应器的快速流化反应区中的至少一个为全浓相反应区，并且在整个所述全浓相反应区中，所述催化剂的轴向固体分率 ε 均控制在约 0.1 至约 0.2 的范围内。

2. 根据权利要求 1 所述的方法，所述方法用于由重质原料油生产低碳烯烃，并且进一步包括如下步骤：

10 i) 使重质原料油、如劣质重油与催化裂解催化剂在所述反应器的全浓相反应区中、在有效生成低碳烯烃的条件下接触反应的步骤，其中在所述反应器的整个全浓相反应区中，所述催化剂的轴向固体分率 ε 均控制在约 0.1 至约 0.2 的范围内；

15 ii) 将来自所述反应器的反应流出物分离，得到富含低碳烯烃的反应产物和待生催化剂；

iii) 将所述待生催化剂再生，并将所得的再生催化剂的至少一部分返回步骤 i) 作为所述催化裂解催化剂；以及，

iv) 任选地，将所述反应产物分离得到干气、液化气、裂解石脑油、裂解轻油和裂解重油。

20 3. 根据前述权利要求中任一项所述的方法，进一步包括：在所述催化裂解催化剂进入所述全浓相反应区的位置的下游向所述全浓相反应区中引入一股或多股补充催化剂，并使其与所述全浓相反应区内的物料接触进行催化裂解反应，

25 其中，所述一股或多股补充催化剂的炭含量各自独立地为约 0-1.0 重量%，并且各自独立地选自再生、待生或半再生的催化裂解催化剂，且所述一股或多股补充催化剂的总量占反应器催化剂循环量的约 0-50 重量%，优选约 5-45 重量%，更优选约 10-40 重量%，

所述一股或多股补充催化剂的引入位置各自独立地位于所述全浓相反应区总高度的大于 0% 至约 90% 高度处，优选位于所述全浓相反应区的约 20% 到约 80% 高度处，更优选约 30% 到约 75% 高度处。

4. 根据前述权利要求中任一项所述的方法，进一步包括：在一个或多个位置将 C4 烃馏分和/或 C5-C6 轻汽油馏分引入所述反应器中进

行催化裂解反应；

优选地，在所述烃油原料引入所述反应器的位置的上游引入所述 C4 烃馏分和/或 C5-C6 轻汽油馏分的至少一部分。

- 5 5. 根据前述权利要求中任一项所述的方法，其中，以干基计并以催化裂解催化剂的干基重量为基准，所述催化裂解催化剂包括约 1-50 重量%，优选约 5-45 重量%，更优选约 10-40 重量%的沸石；约 5-99 重量%，优选约 10-80 重量%，更优选约 20-70 重量%的无机氧化物，和约 0-70 重量%，优选约 5-60 重量%，更优选约 10-50 重量%的粘土；

其中，所述沸石包括中孔沸石和任选的大孔沸石，所述中孔沸石
10 选自 ZSM 系列沸石、ZRP 沸石，和它们的任意组合；所述大孔沸石选自稀土 Y 型沸石、稀土氢 Y 型沸石、超稳 Y 型沸石和高硅 Y 型沸石，和它们的任意组合；

优选地，以干基计，所述中孔沸石占所述沸石总重量的约 0-50 重量%，优选约 0-20 重量%。

- 15 6. 根据前述权利要求中任一项所述的方法，其中，所述全浓相反应区内的反应条件包括：反应温度为约 510-700℃，反应时间为约 1-20 秒，剂油重量比为约 3: 1 至约 50: 1，水油重量比为约 0.03: 1 至约 0.8: 1，催化剂密度为约 120-290 千克/米³，气体线速为约 0.8-2.5 米/秒，反应压力为约 130-450 千帕，催化剂质量流率为约 15-150 千克/(米
20 ²·秒)；

优选地，所述全浓相反应区内的反应条件包括：反应温度为约 550-650℃，反应时间为约 3-15 秒，剂油重量比为约 10: 1 至约 30: 1，水油重量比为约 0.05: 1 至约 0.5: 1，催化剂密度为约 150-250 千克/米³，气体线速为约 1-1.8 米/秒，反应压力为约 130-450 千帕，催化剂
25 质量流率为约 20-130 千克/(米²·秒)。

7. 根据前述权利要求中任一项所述的方法，其中，所述烃油原料为重质原料油，其性质满足以下指标中的至少一种：20℃密度为约 850-1000 千克/米³，残炭为约 2-10 重量%，镍和钒的总含量为约 2-30 ppm，特性因数 K 值小于约 12.1；

- 30 优选地，所述重质原料油的性质满足以下指标中的至少一种：20℃密度为约 890-940 千克/米³，残炭为约 2-8 重量%，镍和钒的总含量为约 5-20 ppm，特性因数 K 值小于约 12.0。

8. 根据前述权利要求中任一项所述的方法，其中，所述烃油原料为选自重质石油烃、其它矿物油和它们的任意组合的重质原料油；

其中，所述重质石油烃选自减压渣油、劣质的常压渣油、劣质的加氢渣油、焦化瓦斯油、脱沥青油、减压蜡油、高酸值原油、高金属原油，和它们的任意组合；并且

所述其它矿物油选自煤液化油、油砂油、页岩油，和它们的任意组合。

9. 一种适用于烃油、特别是重质原料油的催化裂解的反应器，该反应器从下到上依次包括任选的预提升段、全浓相反应区、过渡段和出口区，所述全浓相反应区为横截面呈大致圆形的、底端和顶端开口的、等直径或者变直径的空心柱体的型式，所述任选的预提升段与所述全浓相反应区的底端相连通，所述全浓相反应区的顶端经由所述过渡段与所述出口区相连通，所述任选的预提升段上和/或所述全浓相反应区的底部设有至少一个催化裂解催化剂入口，并且所述任选的预提升段上和/或所述全浓相反应区的底部设有至少一个原料进料口，

其中，所述全浓相反应区的底端的横截面直径大于或等于所述任选的预提升段的直径，且顶端的横截面直径大于所述出口区的直径，并且所述全浓相反应区的侧壁具有一个或多个补充催化剂入口，所述一个或多个补充催化剂入口的位置各自独立地位于所述全浓相反应区总高度的大于 0% 至约 90% 高度处，优选位于所述全浓相反应区的约 20 % 到约 80 % 高度处，更优选约 30 % 到约 75 % 高度处。

10. 根据权利要求 9 所述的反应器，其中所述全浓相反应区为等直径的空心圆柱体型式，或者为由下至上直径连续地或不连续地增大的空心柱体型式，例如倒置的空心截头圆锥体、由两段或更多段直径递增的圆柱体构成的空心柱体、由两段或更多段直径递增的倒置的截头圆锥体构成的空心柱体、或者由一段或多段圆柱体与一段或多段倒置的截头圆锥体构成的空心柱体的型式；

优选地，所述全浓相反应区的底部设有催化剂分布板。

11. 根据权利要求 9 或 10 所述的反应器，其中所述预提升段的直径为约 0.2-5 米，优选约 0.4-4 米，更优选约 0.6-3 米；其高度与反应器总高度之比为约 0.01: 1 至约 0.2: 1，优选约 0.03: 1 至约 0.18: 1，更优选约 0.05: 1 至约 0.15: 1。

12. 根据权利要求 9-11 中任一项所述的反应器，其中所述全浓相反应区的最大横截面的直径与反应器总高度之比为约 0.005:1 至约 1:1，优选约 0.01:1 至约 0.8:1，更优选约 0.05:1 至约 0.5:1；全浓相反应区的高度与反应器总高度之比为约 0.1:1 至约 0.9:1，优选约 0.15:1 至约 0.8:1，更优选约 0.2:1 至约 0.75:1。

13. 根据权利要求 9-12 中任一项所述的反应器，其中所述全浓相反应区为倒置的空心截头圆锥体的型式，纵切面为等腰梯形，其底端横截面的直径为约 0.2-10 米，优选约 0.5-8 米，更优选约 1-5 米；顶端横截面直径与底端横截面直径的比值为大于 1 至约 50，优选约 1.2 至约 10，更优选约 1.5 至约 5；最大横截面的直径与反应器总高度之比为约 0.005:1 至约 1:1，优选约 0.01:1 至约 0.8:1，更优选约 0.05:1 至约 0.5:1；全浓相反应区的高度与反应器总高度之比为约 0.1:1 至约 0.9:1，优选约 0.15:1 至约 0.8:1，更优选约 0.2:1 至约 0.75:1。

14. 根据权利要求 9-12 中任一项所述的反应器，其中所述全浓相反应区为由下至上由一段倒置的截头圆锥体与一段圆柱体构成的空心柱体的型式，其中所述截头圆锥体的纵切面为等腰梯形，其底端横截面的直径为约 0.2-10 米，优选约 0.5-8 米，更优选约 1-5 米；顶端横截面直径与底端横截面直径的比值为大于 1 至约 50，优选约 1.2 至约 10，更优选约 1.5 至约 5；所述圆柱体的直径与所述截头圆锥体的顶端横截面的直径大致相同，并且所述圆柱体的高度与所述截头圆锥体的高度之比为约 0.4:1 至 2.5:1，优选约 0.8:1 至约 1.5:1；所述全浓相反应区的最大横截面的直径与反应器总高度之比为约 0.005:1 至约 1:1，优选约 0.01:1 至约 0.8:1，更优选约 0.05:1 至约 0.5:1；全浓相反应区的高度与反应器总高度之比为约 0.1:1 至约 0.9:1，优选约 0.15:1 至约 0.8:1，更优选约 0.2:1 至约 0.75:1。

15. 根据权利要求 9-12 中任一项所述的反应器，其中所述全浓相反应区为空心圆柱体的型式，其直径为约 0.2-10 米，优选约 1-5 米，所述全浓相反应区的直径与反应器总高度之比为约 0.005:1 至约 1:1，优选约 0.01:1 至约 0.8:1，更优选约 0.05:1 至约 0.5:1，全浓相反应区的高度与反应器总高度之比为约 0.1:1 至约 0.9:1，优选约 0.15:1 至约 0.8:1，更优选约 0.2:1 至约 0.75:1，

优选地，所述全浓相反应区的底部设有催化剂分布板。

16. 根据权利要求 9-15 中任一项所述的反应器，其中所述过渡段的高度与反应器总高度之比为约 0.01: 1 至约 0.1: 1，优选约 0.02: 1 至约 0.05: 1；

5 优选地，该过渡段为空心的截头圆锥体的型式，纵切面为等腰梯形，等腰梯形侧边的内倾角 α 为约 25-85°，优选约 30-75°。

17. 根据权利要求 9-16 中任一项所述的反应器，其中所述出口区的直径为约 0.2-5 米，优选约 0.4-4 米，更优选约 0.6-3 米，其高度与反应器总高度之比为约 0.05: 1 至约 0.2: 1，优选约 0.08: 1 至约 0.18: 1，更优选约 0.1: 1 至约 0.15: 1，更优先约 0.1: 1-0.15: 1，所述出口
10 区的出口端可以敞口，也可以和旋风分离器的入口直接连接。

18. 根据权利要求 9-17 中任一项所述的反应器，其中所述至少一个原料进料口各自独立地设置在所述预提升段上距其出口端的距离小于或等于所述预提升段高度的约 1/3 的位置处，在所述预提升段的出口端处、或者在所述全浓相反应区的底部，

15 任选地，当在所述全浓相反应区的底部设置有原料进料口时，可以在该原料进料口处设置气体分布器。

19. 一种适用于烃油、特别是重质原料油的催化裂解的系统，该系统包括催化裂解反应器、油剂分离设备、任选的反应产物分离设备、和再生器，

20 所述催化裂解反应器设置有底部的催化剂入口、下部的原料进料口和顶部的油剂出口，所述油剂分离设备设置有油剂入口、催化剂出口和反应产物出口，所述任选的反应产物分离设备设置有反应产物入口、干气出口、液化气出口、裂解石脑油出口、裂解轻油出口和裂解重油出口，所述再生器设置有催化剂入口和催化剂出口，

25 所述催化裂解反应器的催化剂入口与所述再生器的催化剂出口流体连通，所述催化裂解反应器的油剂出口与所述油剂分离设备的油剂入口流体连通，所述油剂分离设备的反应产物出口与所述任选的反应产物分离设备的反应产物入口流体连通，所述油剂分离设备的催化剂出口与所述再生器的催化剂入口流体连通，

30 其中所述催化裂解反应器包括根据权利要求 9-18 中任一项所述的反应器。