

## 催化裂解反应器和系统及其应用

### 技术领域

本申请涉及石油化工领域，具体涉及一种流化催化裂解反应器、  
5 包含它的催化裂解系统及其应用。

### 背景技术

乙烯、丙烯是石油化工最基本的原料、是生产各种重要有机化工产品的基础。乙烯、丙烯的生产规模、产量和技术水平是衡量一个国家石化工业发展水平的重要标志。尽管我国乙烯的产能、产量已居世界第二位，丙烯的产能和产量已居世界第一，但仍不能满足我国国民  
10 经济发展和人民生活水平提高的需要。2020 年我国乙烯、丙烯的当量需求分别为 5863 万吨、4750 万吨，按当量需求计，乙烯、丙烯的自给率分别约为 51.4%、79.9%，烯烃产品依然产不足需。当前，石脑油等  
15 轻烃蒸汽裂解仍然是乙烯和丙烯的主要生产技术，为了达到裂解所需的温度，裂解炉都采用化石燃料对炉管进行加热，使蒸汽裂解炉成为二氧化碳的主要排放源、能耗高，且产品选择性差，产物中有大量的甲烷生成。有鉴于此，研究人员一直在开发石脑油等轻烃催化裂解制烯烃技术。

20 中国专利申请 CN106221786A 公开了一种石脑油的转化方法，将石脑油催化裂解与低碳烷烃水蒸气裂解、高碳烷烃和高碳烯烃催化裂解结合，制取低碳烯烃、轻质芳烃和高辛烷值汽油。由于大部分反应物在温度较低的催化裂解中进行了转化，总体上可以降低能耗。

中国专利申请 CN111484386A 公开了一种含有石脑油的原料转化  
25 装置，包括含有石脑油的原料在所述快速流化床反应器中进行反应，得到产品气和待再生催化剂；然后将汽提后的待再生催化剂部分供给快速流化床反应器，部分输入再生器。该装置解决的技术问题是，降低石脑油催化裂解技术中热裂解反应的影响，降低产物中甲烷的收率。

中国专利申请 CN109280561A 公开了一种以石脑油或轻烃为原料  
30 低温催化反应制丙烯并联产芳烃的工艺方法。原料石脑油或轻烃经过换热器换热和/或加热炉加热后进入固定床反应器，在特定催化剂的作用下进行低温催化反应，反应产物经分离系统后得到乙烯丙烯、碳四

碳五烃、和副产的甲苯与二甲苯等芳烃，其中一部分碳四碳五烃循环返回反应器。

中国专利申请 CN111715152A 公开了一种烷烃脱氢与烃类催化裂解制烯烃的组合反应器，其公开的烷烃催化脱氢裂解制烯烃的反应装置包括催化脱氢裂解的反应器和反应器沉降段，反应器沉降段位于反应器的上部，其中，所述的反应器包括脱氢反应段和裂解反应段，脱氢反应段位于裂解反应段的下方，催化剂再生斜管的一端与脱氢反应段连接。该方法既有利于脱氢反应，又有利于催化裂解反应。

相对于蒸汽裂解，石脑油固定床催化裂解的特点是反应温度较低，但是它对于低碳烷烃的转化率低。石脑油催化裂解与蒸汽裂解相结合，在一定程度上可以提高乙烯产率，但仍存在碳排放的问题。与烷烃脱氢结合，是较为有潜力的技术路径，但脱氢与裂解在催化剂与工艺技术相辅相成的机制还还在探索中。

石脑油等轻质原料分子小，反应活化能较高，需要较高的反应温度，常常导致副产物甲烷产率高，且催化裂解反应热大，在反应方面需要的热量多，自身裂化生成的焦炭往往不能满足反应-再生系统自身热平衡的需求。石脑油等轻烃催化裂解反应生焦低，需要大量的外补燃料油。由于催化裂解采用分子筛为活性组分的催化剂，再生器内燃料油的燃烧产生的局部高温使分子筛骨架铝逐渐脱出，催化剂活性逐渐下降，从而导致反应物进一步转化率下降。因此，石脑油等轻质原料催化裂解技术需要不断地进步与发展，追求更高的反应转化率和反应选择性。上述现有技术提出了通过催化裂化反应过程将石油烃原料转化为低碳烯烃的方法和催化剂，但未能解决轻质原料裂解过程中反应热不足且甲烷产率高的问题。

## 发明内容

本申请的目的是提供一种流化催化裂解反应器、系统以及方法，其可提高轻质原料催化裂解生产乙烯和丙烯反应选择性、降低甲烷产率。

为了实现上述目的，一方面，本申请提供了一种流化催化裂解反应器，从下到上依次包括催化裂解反应区和出口区，所述反应区的顶端与所述出口区的底端连通，其中所述反应区包括至少一个缩径反应

段，其内径由底端至顶端连续地减小，其顶端的内径大于或等于所述出口区的内径，并且所述至少一个缩径反应段的总高度与所述反应器的总高度之比为 0.15: 1 至 0.8: 1。

优选地，所述至少一个缩径反应段的总高度与所述反应区的总高度之比为 0.7: 1 至 0.95: 1。

优选地，在至少一个所述缩径反应段的底部设置有催化剂分布器。

优选地，所述反应区的上部设有至少一个附加物料入口，所述至少一个附加物料入口与所述反应区顶端的距离各自独立地为所述反应区总高度的 0 至 20%。

10 另一方面，本申请提供了一种催化裂解系统，包括催化裂解反应装置、油剂分离装置、汽提装置、任选的反应产物分离装置和再生器，其中所述催化裂解反应装置包括至少一个本申请的流化催化裂解反应器。

15 优选地，在所述汽提装置的下部和/或所述汽提装置与所述再生器的连接管线中设置有至少一个燃料油进料口。

再一方面，本申请提供了一种催化裂解方法，包括使含烃原料与催化裂解催化剂在本申请的流化催化裂解反应器中或者在本申请的催化裂解系统的流化催化裂解反应器中接触反应的步骤。

在本申请的流化催化裂解反应器中，所设置的缩径反应段的底部空间大，流体平均线速较低，可以有效提高其中的催化剂密度，从而大幅度提高催化剂和反应原料之比，强化原料的一次裂解反应，不仅提高反应转化率，也可以提高低碳烯烃产率；而且，所设置的缩径反应段的缩径结构有利于加速反应油气离开反应区，缩短了反应时间，同时减少催化剂返混，有利于减少一次反应生成的低碳烯烃的二次转化反应，提高低碳烯烃的选择性。

在本申请的流化催化裂解反应器中，优选在所述缩径反应段的底部设置催化剂分布器，该分布器与缩径反应段的特殊结构的结合有助于提高缩径反应段中催化剂与反应油气接触的湍动程度，使原料分子在催化剂活性中心吸附-脱附频率加快，削弱催化剂表面静电作用，改善催化剂表面扩散性能，提高产品选择性。

本申请的流化催化裂解反应器中，可以在所述催化裂解反应区的上部喷入反应导向剂，其可有效改善反应器内的温度分布，从而改变

裂化反应的历程，达到降低甲烷的技术效果。另外，当导向剂为石油馏分油时，其也可以起到补充燃料油的作用，有助于改善热平衡。

本申请的催化裂解系统中，可以在所述汽提器下部喷入燃料油，使燃料油在催化剂上形成附加焦炭，进入再生器后可在催化剂床层中均匀分布，在含氧气体作用下稳定、均匀燃烧放热，实现催化剂上燃料油分布与烧焦的协同控制，避免了局部热点，有效保护了催化剂使用性能。

采用本申请的流化催化裂解反应器和系统，可以从轻质石油烃高效生产乙烯、丙烯等化工原料，助力炼厂从炼油向化工原料生产的转型、发展和延伸，既解决了石化原料短缺的问题，又提高了炼厂的经济效益。本申请的反应器和系统用于催化裂解反应时，原料与催化剂的接触效率高，催化反应选择性好，乙烯和丙烯等高附加值产物的产率高，甲烷等副产物产率低。

# 附图说明

附图是用来提供对本申请的进一步理解，并且构成说明书的一部分，与下面的具体实施方式一起用于解释本申请，但并不构成对本申请的限制。在附图中：

图 1A 为本申请的流化催化裂解反应器的一种优选实施方式的示意图；

图 1B 为本申请的流化催化裂解反应器的另一种优选实施方式的示意图；

图 2 为本申请的流化催化裂解反应器的另一种优选实施方式的示意图；

图 3 为本申请提供的一种实施方式的催化裂解系统的示意图；以及

图 4 为本申请提供的另一种实施方式的催化裂解系统的示意图。

# 具体实施方式

下面通过附图和实施例对本申请进一步详细说明。通过这些说明，本申请的特点和优点将变得更为清楚明确。

在这里专用的词“示例性”意为“用作例子、实施例或说明性”。这里

作为“示例性”所说明的任何实施例不必解释为优于或好于其它实施例。尽管在附图中示出了实施例的各种方面，但是除非特别指出，不必按比例绘制附图。

在本文中所披露的任何具体数值（包括数值范围的端点）都不限于该数值的精确值，而应当理解为还涵盖了接近该精确值的值，例如  
5 在该精确值 $\pm 5\%$ 范围内的所有可能的数值。并且，对于所披露的数值范围而言，在该范围的端点值之间、端点值与范围内的具体点值之间，以及各具体点值之间可以任意组合而得到一个或多个新的数值范围，这些新的数值范围也应被视为在本文中具体公开。

10 在本申请中，所谓“上游”和“下游”均是基于反应物料的流动方向而言的。例如，当反应物流自下而上流动时，“上游”表示位于下方的位置，而“下游”表示位于上方的位置。

在本申请中，表述“等腰梯形侧边的外倾角 $\alpha$ ”指与所述等腰梯形的下底脚互补的角，如图1A、1B和2所示。

15 除非另有说明，本文所用的术语具有与本领域技术人员通常所理解的相同的含义，如果术语在本文中有定义，且其定义与本领域的通常理解不同，则以本文的定义为准。

此外，下面所描述的本申请不同实施方式中涉及的技术特征只要彼此之间未构成冲突就可以相互结合。

20 如上所述，在第一方面，本申请提供了一种流化催化裂解反应器，从下到上依次包括催化裂解反应区和出口区，所述反应区的顶端与所述出口区的底端连通，其中所述反应区包括至少一个缩径反应段，其内径由底端至顶端连续地减小，并且其顶端的内径大于或等于所述出口区的内径。

25 在本申请的流化催化裂解反应器中，所述催化裂解反应区为流化床，优选选自输送流化床、湍流流化床、快速床，或者它们的组合。

根据本申请，所述至少一个缩径反应段构成了所述催化裂解反应区的主要部分，例如所述反应区可以是由所述至少一个缩径反应段、任意的连接相邻的缩径反应段的连接段，以及任意的连接所述反应区  
30 与所述反应器的其他部分（如出口区、预提升区等）的过渡段构成。在具体的实施方式中，所述至少一个缩径反应段的总高度与所述催化裂解反应区的总高度之比为0.70:1至0.95:1，例如为0.75:1至0.9:

1。

在本申请的具体实施方式中，所述缩径反应段为横截面呈大致圆形且底端和顶端开口的空心柱体，其内径由底端至顶端连续地减小。具体地，所述缩径反应段的内径可以线性或非线性方式连续地减小。

5 作为“内径线性减小的缩径反应段”的例子，可以举出空心截头圆锥体形式的反应段。优选地，所述反应区为由至少一个，优选 1-3 个，空心截头圆锥体段与任选的连接相邻的空心截头圆锥体段的连接段、以及任选的连接所述反应区与所述反应器的其他部分的过渡段构成的柱体型式。

10 不局限于具体理论，据信在本申请的流化催化裂解反应器中，所设置的缩径反应段（例如空心截头圆锥形反应段）的底部空间大，流体平均线速较低，可以有效提高其中的催化剂密度，从而大幅度提高催化剂和反应原料之比，并且该底部空间处于湍流流态化或快速流态化操作区域，气泡之间的剧烈合并与破碎导致其中颗粒的混合和返混  
15 加剧，湍动程度增加，从而可以强化气固接触效率，改善传质与传热，进而强化原料的一次裂解反应，不仅可以提高反应转化率，还可以提高低碳烯烃产率；而且，所设置的缩径反应段的缩径结构有利于加速反应油气离开反应区，缩短了反应时间，同时可以改变气固两相的流动方向，在缩径反应段底部具有一定初速度的物流由于缩径结构的加速作用，会向中心区聚集，从而打破传统提升管中的环-核结构，减少  
20 催化剂返混，有利于减少一次反应生成的低碳烯烃的二次转化反应，提高低碳烯烃的选择性。

在优选的实施方式中，在所述流化催化裂解反应器的至少一个所述缩径反应段的底部设置有催化剂分布器。进一步优选地，当设置  
25 多个缩径反应段时，在沿物流方向位于最上游的缩径反应段的底部设置有催化剂分布器；更进一步优选地，在每一缩径反应段的底部均设置有催化剂分布器。

在此类优选实施方式中，设置在所述缩径反应段底部的催化剂分布器与缩径反应段的特殊结构的结合有助于提高缩径反应段中催化剂  
30 与反应油气接触的湍动程度，使原料分子在催化剂活性中心吸附-脱附频率加快，削弱催化剂表面静电作用，改善催化剂表面扩散性能，提高产品选择性。

适用于本申请的催化剂分布器可以为工业常见的流体分布器，例如平板形、拱形、碟形、环形、伞形和泡罩中的一种或多种，优选为拱形、泡罩式分布器。

根据本申请，在所述流化催化裂解反应器中，预提升区并不是必需的，例如当本申请的反应器与其他反应器如提升管反应器串联使用时，其催化裂解反应区可以直接与位于上游的其他反应器的出口直接连通，而无需采用所述预提升区。在某些具体实施方式中，本申请的流化催化裂解反应器可以不包括预提升区。此时，所述催化裂解反应区上，例如反应区底部，可以设有至少一个催化裂解催化剂入口和/或至少一个原料进料口，以便于催化剂和/或反应原料等进入到该催化裂解反应区中。当然，所述反应区也可以不设置催化剂和原料入口，其中的催化剂和反应原料可以来源于其他反应器物流中携带的催化剂和反应原料。这两种实施方式均在本申请的保护范围之内。

在优选的实施方式中，所述流化催化裂解反应器进一步包括预提升区，所述预提升区的顶端与所述反应区的底端连通，所述预提升区和/或所述反应区上（例如反应区底部和/或中部）设有至少一个，优选1-3个，催化裂解催化剂入口，且所述预提升区和/或所述反应区上（例如反应区底部和/或中部）设有至少一个，优选1-3个，原料进料口，并且所述至少一个缩径反应段底端的内径大于所述预提升区的内径。进一步优选地，所述至少一个缩径反应段顶端的内径大于或等于所述预提升区的内径。

在某些优选的实施方式中，当设置有  $n$  个缩径反应段，其中  $n \geq 2$  时，沿物流方向，在第2个至第  $n$  个缩径反应段中至少一者，优选每一者，的底部设置有附加的催化裂解催化剂入口和/或原料进料口。

根据本申请，在所述流化催化裂解反应器上可以设置至少一个，例如1个、2个、3个或更多个原料进料口，所述至少一个原料进料口可以各自独立地设置在预提升区的顶端出口处和/或催化裂解反应区的底部和/或中部。在某些具体实施方式中，在所述流化催化裂解反应器上设置有多个（如2-3个）原料进料口，所述多个原料进料口的位置各自独立地位于预提升区和/或催化裂解反应区的同一高度或不同高度处，例如一个原料进料口可以设置在预提升区的顶端出口处，另一个原料进料口可以设置在催化裂解反应区的两个缩径反应段之间的连接

段处。由此，可以在不同的原料进料口分别进料不同性质的原料，例如可以在预提升区的原料进料口进料 C4-C12 烃原料，在反应区中部的原料进料口进料 C12-C20 烃原料。

在优选的实施方式中，所述反应区的上部设有至少一个，优选 1-3 个，附加物料入口，所述至少一个附加物料入口与所述反应区顶端的距离各自独立地为所述反应区总高度的 0 至 20%，优选 0 至 15%。

根据本申请，可以通过所述附加物料入口向所述流化催化裂解反应器的催化裂解反应区的上部喷入反应导向剂，由此可以有效改善反应器内的温度分布，从而改变裂化反应的历程，达到降低甲烷的技术效果。适用于本申请的反应导向剂可以选自水和石油馏分油，所述石油馏分油选自汽油馏分、柴油馏分、蜡油馏分、油浆，或者它们的组合。另外，当所述反应导向剂为石油馏分油时，其也可以起到补充燃料油的作用，有助于改善反应-再生系统的热平衡。

根据本申请，还可以通过所述附加物料入口向所述流化催化裂解反应器的催化裂解反应区的上部喷入装置自产的 C4 馏分和/或 C5 馏分，由此可以进一步提高低碳烯烃产率和选择，提高原料利用率

在优选的实施方式中，所述至少一个缩径反应段的总高度与所述反应器的总高度之比为 0.15: 1 至 0.8: 1，例如 0.2: 1 至 0.75: 1。

在优选的实施方式中，所述催化裂解反应区的总高度为 2-50 米，优选 5-40 米，更优选 8-20 米，所述流化催化裂解反应器的总高度为 40-70 米。

在优选的实施方式中，所述催化裂解反应区包括 1-10 个、优选 1-5 个、更优选 1-3 个缩径反应段。当所述反应区包括 2 个、3 个或更多个缩径反应段时，各缩径反应段可以具有相同或不同的高度、内径和结构形式，本申请对此并没有严格的限制。

在优选的实施方式中，所述至少一个缩径反应段的底端内径与顶端内径之比各自独立地为大于 1.2: 1 至 10: 1，优选为 1.5: 1 至 5: 1。进一步优选地，所述至少一个缩径反应段的底端的内径与所述反应器的总高度之比各自独立地为 0.01: 1 至 0.5: 1，，优选 0.05: 1 至 0.2: 1。

在优选的实施方式中，所述至少一个缩径反应段呈空心截头圆锥体型式，纵切面呈等腰梯形；所述至少一个缩径反应段顶端的内径与

其高度之比各自独立为 0.005-0.3: 1, 优选 0.02-0.2: 1, 底端的内径与其高度之比各自独立为 0.015-0.25: 1, 优选 0.02-0.2, 底端内径与顶端内径之比各自独立为大于 1.2: 1 至 10: 1, 优选 1.5: 1 至 5: 1。进一步优选地, 所述至少一个缩径反应段的高度与所述反应器的总高度之比各自独立为 0.15: 1 至 0.8: 1, 例如 0.2: 1 至 0.75: 1。更进一步优选地, 所述至少一个缩径反应段顶端的内径各自独立地为 0.2-5 米, 优选 0.4-3 米。

在优选的实施方式中, 所述预提升区的内径与其高度之比为 0.02-0.4: 1, 优选 0.04-0.3; 其高度与所述反应器的总高度之比为 0.01: 1 至 0.2: 1, 优选 0.05: 1 至 0.15: 1。进一步优选地, 所述预提升区的内径为 0.2-5 米, 优选 0.4-3 米。

在优选的实施方式中, 所述预提升区与所述催化裂解反应区通过第一过渡段连接, 所述第一过渡段呈倒置的空心截头圆锥体型式, 纵切面为等腰梯形, 等腰梯形侧边的外倾角  $\alpha$  为 5-85°, 优选 15-75°。

在某些优选实施方式中, 所述反应区顶端的内径大于所述出口区的内径, 此时所述反应区与出口区可以通过第二过渡段连接。优选地, 该第二过渡段呈空心截头圆锥体型式, 纵切面为等腰梯形, 等腰梯形侧边的外倾角  $\alpha$  为 95-175°, 优选 105-165°。

在优选的实施方式中, 所述出口区的内径与其高度之比为 0.01-0.3: 1, 优选 0.05-0.2, 所述出口区的高度与所述反应器的总高度之比为 0.05: 1 至 0.5: 1, 优选 0.1: 1 至 0.35: 1。进一步优选地, 所述出口区的内径为 0.2-5 米, 优选 0.4-3 米。

根据本申请, 所述出口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。

不局限于具体理论, 据信在本申请的流化催化裂解反应器中, 所设置的出口区可以产生足够的速度场, 克服颗粒的重力作用, 使物流获得向上的推力, 以抵消边壁摩擦力和径向扩散的影响, 以近似于“平推流”的形式在反应器内流动, 减少二次反应。

以下参照附图对本申请的流化催化裂解反应器的优选实施方式进行具体说明, 但本申请的范围不限于这些优选实施方式。

如图 1A、图 1B 和图 2 所示, 在优选的实施方式中, 本申请的流化催化裂解反应器从下到上依次包括: 预提升区 I、催化裂解反应区 II

和出口区 III，预提升区 I 的顶端与反应区 II 的底端相连通，反应区 II 的顶端与出口区 III 的底端相连通。预提升区 I 的下部设置有催化剂入口 110，由预提升介质将经入口 110 输入的催化剂提升输送到反应区 II 中。该预提升区 I 可以是中空的圆柱体结构，其内径与其高度之比为 5 0.02-0.4: 1；其高度与反应器总高度之比为 0.01: 1 至 0.2: 1；其内径为 0.2-5 米。

所述预提升区 I 与反应区 II 通过第一过渡段 I-1 连接，该第一过渡段 I-1 的纵切面为等腰梯形，等腰梯形侧边的外倾角  $\alpha$  为 5-85°。在预提升区 I 的上部，第一过渡段 I-1 和/或反应区 II 的下部设置有原料进 10 料口 9。另外，在图 2 所示的反应器的反应区 II 的中部，即上部缩径反应段的底部还可以设置另一原料进料口 16，用于其他原料或回炼物流。

所述反应区 II 包括至少一个缩径反应段，所述缩径反应段为横截面呈大致圆形且底端和顶端开口的空心柱体，其内径由底端至顶端连 15 续地减小。所述反应区 II 的各缩径反应段的底端的内径大于预提升区 I 的内径，且各缩径反应段的顶端的内径等于所述预提升区 I 的内径和所述出口区 III 的内径。

所述反应区 II 的上部靠近顶端出口处设有至少一个附加物料入口 10，所述至少一个附加物料入口 10 各自独立地位于距所述反应区 II 顶端 20 的距离为所述反应区总高度的 0 至 20% 的位置处。

具体地，如图 1A 和图 1B 所示，在一种优选实施方式中，所述反应区 II 包括 1 段缩径反应段 100，其呈空心截头圆锥体型式，纵切面呈等腰梯形；其顶端的内径  $D_{220}$  与其高度（在图 1A、图 1B 中，缩径反应段 100 的高度与反应区 II 的高度  $h_{II}$  相等）之比为 0.005-0.3: 1， 25 底端的内径  $D_{210}$  与其高度之比为 0.015-0.25: 1，底端的内径  $D_{210}$  与顶端的内径  $D_{220}$  的之比为大于 1.2: 1 至 10: 1；所述缩径反应段 100 的高度与反应器总高度  $h$  之比为 0.15: 1 至 0.8: 1。与图 1A 的反应器相比，图 1B 的反应器在缩径反应段 100 的底部增设了催化剂分布器 300。

如图 2 所示，在另一种优选实施方式中，所述反应区 II 包括 2 段 30 串联的缩径反应段 100, 100'，缩径反应段 100, 100' 均呈空心截头圆锥体型式，纵切面呈等腰梯形；其顶端的内径  $D_{220}$ 、 $D_{220}'$  与相应缩径反应段的高度  $h_1$ 、 $h_1'$  之比各自独立为 0.005-0.3: 1，底端的内径  $D_{210}$ 、 $D_{210}'$

与相应缩径反应段的高度  $h_1$ 、 $h_1'$  之比各自独立为 0.015-0.25: 1, 底端内径  $D_{210}$ 、 $D_{210}'$  与顶端内径  $D_{220}$ 、 $D_{220}'$  之比各自独立为大于 1.2: 1 至 10: 1; 所述缩径反应段 100, 100' 的高度  $h_1$ 、 $h_1'$  与反应器总高度  $h$  之比各自独立为 0.15: 1 至 0.8: 1; 缩径反应段 100, 100' 底端的内径  $D_{210}$ 、 $D_{220}'$  与反应器总高度  $h$  之比各自独立地为 0.01: 1 至 0.5: 1, 所述反应区 II 的总高度  $h_{II}$  与反应器总高度  $h$  之比为 0.15: 1 至 0.8: 1。所述缩径反应段 100, 100' 之间通过连接段 II-1 连接, 其纵切面为等腰梯形, 等腰梯形侧边的外倾角  $\alpha$  为 5-85°。

如图 1A、图 1B 和图 2 所示, 流化催化裂解反应器的出口区 III 为中空圆柱体形式, 其内径与其高度  $h_{III}$  之比为 0.01-0.3: 1, 所述出口区的高度  $h_{III}$  与反应器总高度  $h$  之比为 0.05: 1 至 0.5: 1。

在第二方面, 本申请提供了一种催化裂解系统, 所述催化裂解系统包括催化裂解反应装置、油剂分离装置、汽提装置、任选的反应产物分离装置和再生器, 其中所述催化裂解反应装置包括至少一个, 优选 1-3 个, 本申请的流化催化裂解反应器。

在本申请的催化裂解系统中, 流化催化裂解反应器可以有一个或者多个, 可以是一个本申请的流化催化裂解反应器与其他现有的流化催化裂解反应器的组合, 也可以是多个本申请的流化催化裂解反应器的组合。这些反应器可以以并联的方式连接, 并与油剂分离装置相连接。

在优选的实施方式中, 在所述汽提装置的下部和/或所述汽提装置与所述再生器的连接管线中设置有至少一个, 优选 1-3 个, 燃料油进料口, 用于向待生催化剂提供额外的燃料油。由此, 可以使燃料油在待生催化剂进入再生器之前能够在其上形成附加焦炭, 进入再生器后燃料油在催化剂床层中均匀分布, 在含氧气体作用下能够稳定、均匀燃烧放热, 实现了催化剂上燃料油分布与烧焦的协同控制, 避免了局部热点, 有效保护了催化剂的使用性能。

在某些优选的实施方式中, 在所述汽提装置的下部设置有至少一个, 优选 1-3 个, 所述燃料油进料口, 并且所述至少一个燃料油进料口离所述汽提装置底端的距离各自独立地为所述汽提装置高度的 0-30%, 优选 5-25%。

本申请提供的催化裂解系统中, 所述汽提装置、油剂分离装置、

再生器、反应产物分离装置和其他装置等均可采用本领域技术人员所熟知的设备，这些设备之间的连接方式也可以按照本领域已知的方式进行。例如，所述油剂分离装置可以包括旋风分离器、出口快速分离器。在某些具体实施方式中，所述油剂分离装置包括与所述流化催化裂解反应器同轴布置或者高低并列布置的沉降器。所述反应产物分离装置可以是各种本领域惯用的反应油气分离装置，例如分馏塔，其上可以设置干气出口、液化气出口、裂解汽油出口、裂解柴油出口和裂解重油出口，用于根据反应产物的馏程分离成干气、液化气、裂解汽油、裂解柴油以及裂解重油等组分。

10 以下参照附图对本申请的催化裂解系统的优选实施方式进行具体说明，但本申请的范围不限于这些优选实施方式。

如图 3 和图 4 所示，在优选的实施方式中，本申请的催化裂解系统包括流化催化裂解反应器 1，油剂分离装置 5，沉降器 3，汽提装置 4，以及再生器 2，其中图 3 所示的流化催化裂解反应器 1 为图 1A 或图 1B 所示的反应器，而图 4 所示的流化催化裂化反应器 1 为图 2 所示的反应器。

流化催化裂解反应器 1 的预提升区 I 设置有催化剂入口 13，催化裂解反应区 II 的底部设置有原料进料口 9，顶端设置有油剂出口 150，并且图 4 所示的催化裂解反应区 II 的中部还设置有另一原料进料口 16；油剂分离装置 5 用于分离来自流化催化裂解反应器 1 的反应流出物中的油气产物和催化剂；沉降器 3 用于使经油剂分离装置 5 分离的催化剂沉降后进入汽提装置 4；汽提装置 4 用于汽提其中的催化剂，以回收反应油气；再生器 2 通过待生斜管 12 与汽提装置 4 连接，用于使来自汽提装置 4 的待生催化剂进入到再生器 2 中进行再生；再生器 2 还通过再生斜管 13 与流化催化裂解反应器 1 的预提升区 I 连接，用于使经过再生器 2 再生的再生催化剂循环回流化催化裂解反应器 1 进行反应。

经油剂分离装置 5 分离得到的反应油气（即反应产物）在集气室 6 中集气后经管线 7 输送至后继的反应产物分离装置（未示出）进行分离。在再生器 2 中，待生催化剂在通过管线 14 通入的含氧再生气的作用下燃烧，得到再生催化剂，经再生斜管 13 输入到反应器 1 中；而烟气通过管线 15 排出进入能量回收系统。

在所述汽提装置 4 的下部设置有至少一个燃料油进料口 11，其中，

所述至少一个燃料油进料口 11 离所述汽提装置底端的距离  $L_{11}$  各自独立地为所述汽提装置高度  $h_4$  的 0-30%。

在第三方面，本申请提供了一种催化裂解方法，包括使含烃原料与催化裂解催化剂在本申请的流化催化裂解反应器中、优选在本申请的  
5 的催化裂解系统的流化催化裂解反应器中接触反应的步骤。

本申请提供的流化催化裂解反应器和系统适用于各种原料的催化裂解反应，例如轻烃或轻质馏分油、含氧烃类、页岩油、加氢精制蜡油、加氢改质蜡油、加氢裂化尾油或上述原料的一种或几种的混合原料催化裂解生产低碳烯烃的反应，特别是轻烃或轻质馏分油催化裂解  
10 生产低碳烯烃的反应。

例如，所述轻烃或轻质馏分油可以为气体烃、馏程 25-350℃ 的石油烃、含氧化合物、生物质或废塑料生成油的馏分油；所述气体烃可以选自饱和液化气、不饱和液化气、碳四馏分，或者它们的组合；所述石油烃可以选自一次加工的直馏石脑油、直馏煤油、直馏柴油或其  
15 组合；以及二次加工的拔头油、抽余油、加氢裂化轻石脑油、戊烷油、焦化汽油、费托合成油、催化裂化轻汽油、加氢汽油、加氢柴油或者其组合。在优选的实施方式中，所述反应原料选自 C4-C20 的轻质原料油。

在优选的实施方式中，所述流化催化裂解反应器的催化裂解反应  
20 区内的反应条件包括：反应温度为 510-750℃，反应时间为 0.5-10 秒，剂油重量比为 10: 1 至 50: 1，水油重量比为 0.05: 1 至 2.0: 1。

在进一步优选的实施方式中，所述催化裂解反应区内的反应条件包括：反应温度为 550-700℃，反应时间为 1-5 秒，剂油重量比为 20: 1 至 40: 1，水油重量比为 0.2: 1 至 0.8: 1。

在优选的实施方式中，以干基计并以所述催化剂的干基重量为基准，所述催化裂解催化剂包括 1-50 重量%，优选 5-45 重量%，更优选 10-40 重量%的沸石；5-99 重量%，优选 10-80 重量%，更优选 20-70 重量%的无机氧化物，和 0-70 重量%，优选 5-60 重量%，更优选 10-50 重量%的粘土。  
25

在进一步优选的实施方式中，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  
30

沸石、高硅 Y 型沸石，和它们的任意组合。进一步优选地，以干基计，所述中孔沸石占所述沸石总重量的 10-100 重量%，优选 50-90 重量%。

在本申请中，所述中孔沸石和大孔沸石沿用本领域的常规定义，即中孔沸石的平均孔径为约 0.5-0.6 nm，大孔沸石的平均孔径为约 5 0.7-1.0 nm。作为示例，所述大孔沸石可以选自稀土 Y (REY) 型沸石、稀土氢 Y (REHY) 型沸石、由不同方法得到的超稳 Y 型沸石和高硅 Y 型沸石中的一种或多种。所述中孔沸石可以选自具有 MFI 结构的沸石，例如 ZSM 系列沸石和/或 ZRP 沸石。任选地，还可对上述中孔沸石用磷等非金属元素和/或铁、钴、镍等过渡金属元素进行改性。有关 ZRP 10 沸石的更为详尽的描述可参见美国专利 US5,232,675A。ZSM 系列沸石优选选自 ZSM-5、ZSM-11、ZSM-12、ZSM-23、ZSM-35、ZSM-38、ZSM-48 和其它类似结构的沸石之中的一种或多种的混合物。有关 ZSM-5 的更为详尽的描述可参见美国专利 US3,702,886A。

根据本申请，所述无机氧化物作为粘结剂，优选为二氧化硅 ( $\text{SiO}_2$ ) 15 和/或三氧化二铝 ( $\text{Al}_2\text{O}_3$ )。所述粘土作为基质（即载体），优选为高岭土和/或多水高岭土。

在优选的实施方式中，所述方法进一步包括通过所述流化催化裂解反应器的附加物料入口向所述流化催化裂解反应器输入反应导向剂，所述反应导向剂选自水和石油馏分油，所述石油馏分油选自汽油 20 馏分、柴油馏分、蜡油馏分、油浆，或者它们的组合。

在进一步优选的实施方式中，所述反应导向剂与所述反应原料的进料重量比为 0.03-0.3: 1，优选 0.05-0.2。

在优选的实施方式中，所述方法进一步包括：通过设置在所述催化裂解系统的汽提装置的下部和/或所述汽提装置与所述再生器的连接 25 管线中的燃料油进料口注入燃料油，使得经过汽提的待生催化剂和燃料油进入所述再生器中进行再生。进一步优选地，燃料油的注入量与所述反应原料的进料重量比为 0.05-0.2: 1。

在优选的实施方式中，经过所述再生器再生的再生催化剂的温度为 680-780℃。

30 以下参照附图对本申请的催化裂解方法的优选实施方式进行具体说明，但本申请的范围不限于这些优选实施方式。

如图 3 所示，在一优选的实施方式中，预提升介质经管线 8 从预

提升区 I 底部进入所述流化催化裂解反应器 1, 预提升介质可以为干气、水蒸气或它们的混合物。来自再生斜管 13 的热的再生催化剂进入预提升区 I 下部, 在预提升介质的提升作用下向上运动。反应原料如经预热的轻质原料油和雾化蒸汽经进料管线 9 注入预提升区 I 上部和/或反应区 II 底部, 在流化催化裂解反应器内与催化剂混合接触, 在由下至上通过所述反应区 II 的过程中进行催化裂解反应。反应产物向上流动, 与经附加物料入口 10 注入的反应导向剂接触, 使反应及时终止, 得到的带有焦炭的催化剂与反应油气经出口区 III 进入油剂分离装置 5 如旋风分离器, 进行气固分离, 分离所得的反应油气经集气室 6、大油气管 7 引出装置, 进入后续分离系统; 分离所得的带有焦炭的催化剂进入汽提器, 汽提后的待生催化剂与经燃料油进料口 11 注入的燃料油接触, 进一步沉积焦炭后, 经待生斜管 12 进入再生器 2 与再生器底部的空气 14 混合烧焦再生, 再生后的催化剂经再生斜管 13 返回反应器 1 循环使用, 再生烟气经管线 15 进入能量回收系统。

如图 4 所示, 在另一优选的实施方式中, 预提升介质经管线 8 从预提升区 I 底部进入所述流化催化裂解反应器, 预提升介质可以为干气、水蒸气或它们的混合物。来自再生斜管 13 的经过或未经冷却的热再生催化剂进入预提升区 I 下部, 在预提升介质的提升作用下向上运动。反应原料, 如经预热的轻质原料油, 和雾化蒸汽经进料管线 9 注入预提升区 I 上游和/或第一缩径反应段 100 底部, 在流化催化裂解反应器内与催化剂混合接触、反应, 反应物流与第二缩径反应段 100' 底部经管线 16 引入的回炼 C4 物料混合进一步反应, 反应产物向上流动, 与经管线 10 注入的反应导向剂接触及时淬灭裂解反应, 带有焦炭的催化剂与反应油气经出口区 III 进入油剂分离装置 5 如旋风分离器, 进行气固分离, 分离所得的反应油气经集气室 6、大油气管 7 引出装置, 进入后续的分离系统; 分离所得的带有焦炭的催化剂进入汽提器, 汽提后的待生催化剂与经燃料油进料口 11 注入的燃料油接触, 进一步沉积焦炭后, 经待生斜管 12 进入再生器 2 与再生器底部的空气 14 混合烧焦再生, 再生后的催化剂经再生斜管 13 返回反应器 1 循环使用, 再生烟气经管线 15 进入能量回收系统。

采用本申请的流化催化裂解反应器、系统和方法, 可以从轻质石油烃高效生产乙烯、丙烯等化工原料, 助力炼厂从炼油向化工原料生

产的转型、发展和延伸，既解决了石化原料短缺的问题，又提高了炼厂的经济效益。

在某些优选的实施方式中，本申请提供了如下的技术方案：

1. 一种流化催化裂解反应器，从下到上依次包括：

5 任选的预提升区，

催化裂解反应区，所述反应区包括至少一个缩径反应段，所述缩径反应段为横截面呈大致圆形且底端和顶端开口的空心柱体，其内径由下至上连续地减小；和

出口区，

10 其中，所述任选的预提升区与所述反应区的底端相连通，所述反应区的顶端与所述出口区相连通，所述任选的预提升区上和/或所述反应区的底部设有至少一个原料进料口；

所述反应区的底端的横截面内径大于或等于所述任选的预提升区的横截面内径，且顶端的横截面内径等于或大于所述任选的预提升区的横截面内径和所述出口区的横截面内径；

15 所述反应区的上部设有一个或多个反应导向剂入口，所述一个或多个反应导向剂入口与所述反应区的出口端的距离为所述反应区总高度的 0 至 20%。

2. 根据项目 1 所述的流化催化裂解反应器，其中，所述反应区的底部横截面内径与反应器总高度之比为 0.01: 1 至 0.5: 1；所述反应区的总高度与反应器总高度之比为 0.15: 1 至 0.8: 1。

3. 根据项目 1 所述的流化催化裂解反应器，其中所述反应区包括 1-3 个缩径反应段。

4. 根据项目 3 所述的流化催化裂解反应器，其中所述缩径反应段呈空心截头圆锥体型式，纵切面呈等腰梯形；其顶端横截面的内径与  
25 所述缩径反应段的高度之比各自独立为 0.005-0.3: 1，底端横截面的内径与所述缩径反应段的高度之比各自独立为 0.015-0.25: 1，底端横截面内径与顶端横截面内径之比各自独立为大于 1.2 且小于或等于 10；所述缩径反应段的高度与反应器总高度之比各自独立为 0.15: 1 至 0.8: 1。  
30 1。

5. 根据项目 4 所述的流化催化裂解反应器，其中所述缩径反应段的顶端横截面的内径各自独立地为 0.2-5 米。

6. 根据项目 1 所述的流化催化裂解反应器，其中所述预提升区的内径与高度之比为 0.02-0.4: 1；其高度与反应器总高度之比为 0.01: 1 至 0.2: 1。

7. 根据项目 6 所述的流化催化裂解反应器，其中所述预提升区的内径为 0.2-5 米。

8. 根据项目 6 所述的流化催化裂解反应器，其中所述预提升区与所述反应区以第一连接段连接，所述第一连接段的纵切面为等腰梯形，等腰梯形侧边的外倾角  $\alpha$  为 5-85°。

9. 根据项目 1 所述的流化催化裂解反应器，其中所述出口区的横截面内径与高度之比为 0.01-0.3: 1，所述出口区的高度与反应器总高度之比为 0.05: 1 至 0.5: 1。

10. 根据项目 9 所述的流化催化裂解反应器，其中所述出口区的横截面内径为 0.2-5 米。

11. 一种催化裂解系统，所述催化裂解系统包括催化裂解反应装置、油剂分离装置、汽提装置、任选的反应产物分离装置、和再生器，其中所述催化裂解反应装置包括一个或多个根据项目 1-10 中任一项所述的流化催化裂解反应器。

12. 根据项目 11 所述的催化裂解系统，其中在所述汽提装置的下部和/或所述汽提装置与所述再生器的连接管线中设置有至少一个燃料油进料口。

13. 根据项目 12 所述的催化裂解系统，其中在所述汽提装置的下部设置有至少一个所述燃料油进料口，

所述燃料油入口离所述汽提装置底端的距离各自独立地为所述汽提装置高度的 0-30 %。

14. 根据项目 12 或 13 所述的催化裂解系统，其中所述油剂分离装置包括与所述流化催化裂解反应器同轴布置或者高低并列布置的沉降器。

15. 一种催化裂解方法，包括使反应原料与催化剂在项目 12-14 中任一项所述的催化裂解系统中接触反应的步骤。

16. 根据项目 15 所述的催化裂解方法，其中，所述反应原料选自 C4-C20 的轻质原料油。

17. 根据项目 16 所述的催化裂解方法，其中，通过所述流化催化

裂解反应器的反应导向剂入口向所述流化催化裂解反应器输入反应导向剂，所述反应导向剂选自水和石油馏分油，所述石油馏分油选自汽油馏分、柴油馏分、蜡油馏分和油浆中的一种或多种。

18. 根据项目 17 所述的催化裂解方法，其中，所述反应导向剂与  
5 所述反应原料的进料重量比为 0.03-0.3: 1。

19. 根据项目 16 所述的催化裂解方法，其中在所述催化裂解系统的汽提装置的下部和/或所述汽提装置与所述再生器的连接管线中设置有至少一个燃料油进料口；

所述方法包括：通过所述燃料油进料口注入燃料油，使得经过汽  
10 提的待生催化剂和燃料油进入所述再生器中进行再生。

20. 根据项目 19 所述的催化裂解方法，其中经过所述再生器再生的再生催化剂的温度为 680-780℃。

**实施例**

15 下面的实施例将对本申请予以进一步的说明，但并不因此而限制本申请。

以下实施例与对比例中所用的原料油均为直馏石脑油，其性质如表 1 所示，所用的催化剂是购自中国石油化工股份有限公司催化剂分公司的商业催化裂解催化剂，商品牌号为 NCC。

20 表 1 实施例和对比例中所用直馏石脑油的性质

|                              |        |
|------------------------------|--------|
| 密度(20℃)/(克/厘米 <sup>3</sup> ) | 0.7525 |
| 碳含量/重量%                      | 87.47  |
| 氢含量/重量%                      | 14.53  |
| 硫含量/(毫克/升)                   | 140    |
| 氮含量/(毫克/升)                   | 1.2    |
| 馏程/℃                         |        |
| 10 体积%                       | 90.9   |
| 30 体积%                       | 121.7  |
| 50 体积%                       | 145.8  |
| 70 体积%                       | 167.3  |
| 95 体积%                       | 197.5  |

|          |       |
|----------|-------|
| 烃组成/重量 % |       |
| 链烷烃      | 58.30 |
| 烯烃       | 0     |
| 环烷烃      | 30.18 |
| 芳烃       | 11.52 |

实施例 1

采用表 1 所示的原料油和 NCC 催化剂，在中型装置上进行试验，装置型式如图 3 所示，其中所用的反应器的结构如下：

5        反应器总高度为 10 米，其中预提升区 2 米，内径为 0.2 米；反应区高度为 5 米，顶端的内径为 0.2 米，底端的内径为 0.3 米；出口区高度为 3 米，内径为 0.2 米。上部的附加物料入口位置设置在与反应区顶端出口处的距离为 0.5 米处。

      在汽提器中，燃料油进料口的位置为离所述汽提装置底端的距离  
10 为所述汽提装置高度的 10 % 的位置处。

操作过程中，反应导向剂注入量与原料进料量的比为 0.05: 1（重量）以及燃料油的注入量为原料进料量的 6 %。

      操作条件和产品分布列于表 2。从表 2 可以看出，本实施例的乙烯产率达到 25.53 重量%，丙烯产率达到 24.21 重量%，甲烷和焦炭产率  
15 分别为 10.07 重量 % 和 3.70 重量 %。

实施例 2

采用表 1 所示的原料油和 NCC 催化剂，在中型装置上进行试验，装置型式如图 4 所示，其中所用的反应器的结构如下：

20        反应器总高度为 10 米，其中预提升区 2 米，内径为 0.2 米；反应区高度为 5 米，其中第一个空心截头圆锥体段高度 h1 为 2.5 米，顶端的内径为 0.2 米，底端的内径为 0.3 米；第二个空心截头圆锥体段高度 h1 为 2.45 米，顶端的内径为 0.2 米，底端的内径为 0.3 米；出口区高度为 3 米，内径为 0.2 米。上部的附加物料入口位置设置在与离所述第  
25 二个空心截头圆锥体顶端出口处的距离为 0.2 米处。

      在汽提器中，燃料油进料口的位置为离所述汽提装置底端的距离为所述汽提装置高度的 10 % 的位置处。

操作过程中，反应导向剂注入量与原料进料量的比为 0.05: 1（重量）以及燃料油的注入量为原料进料量 6%。

操作条件和产品分布列于表 2。从表 2 可以看出，本实施例的乙烯产率达到 26.53 重量%，丙烯产率达到 26.13 重量%，甲烷和焦炭产率  
5 分别为 10.77 重量%和 3.86 重量%。

### 实施例 3

参照实施例 1 进行试验，区别在于在反应区 II 的缩径反应段的底部增设了泡罩形式的催化剂分布器。

10 操作条件和产品分布列于表 2。从表 2 可以看出，本实施例的乙烯产率达到 25.76 重量%，丙烯产率达到 24.96 重量%，甲烷和焦炭产率分别为 9.16 重量%和 3.65 重量%。

### 对比例 1

15 采用表 1 所示的原料油和 NCC 催化剂，在中型装置上进行试验，反应器为常规提升管反应器。预热的原料油进入提升管反应器下部与催化裂解催化剂接触进行催化裂解反应，反应后物流进入后续的油剂分离装置和产物分离设备；操作条件和产品分布列于表 2。

从表 2 的结果可以看出，该对比例的乙烯产率仅为 18.19 重量%，  
20 丙烯产率仅为 20.14 重量%，甲烷和焦炭产率分别为 12.95 重量%和 3.92 重量%。

### 对比例 2

采用表 1 所示的原料油和 NCC 催化剂，在中型装置上进行试验，  
25 反应器为带有扩径反应段的变径提升管反应器（参见中国专利 CN1152119C）。预热的原料油进入提升管反应器下部与催化裂解催化剂接触进行催化裂解反应，反应后物流进入后续的油剂分离装置和产物分离设备；操作条件和产品分布列于表 2。

从表 2 的结果可以看出，该对比例的乙烯产率为 18.96 重量%，丙  
30 烯产率仅为 22.15 重量%，甲烷和焦炭产率分别为 15.70 重量%和 5.01 重量%。

表 2 实施例 1-2 和对比例 1 的反应结果对比

|                | 实施例 1 | 实施例 2 | 实施例 3 | 对比例 1 | 对比例 2 |
|----------------|-------|-------|-------|-------|-------|
| 反应区条件          |       |       |       |       |       |
| 反应区出口温度, °C    | 675   | 675   | 675   | 675   | 675   |
| 反应时间, 秒        | 2.0   | 2.1   | 2.0   | 2.5   | 3.1   |
| 水油重量比          | 0.3   | 0.3   | 0.3   | 0.3   | 0.3   |
| 剂油重量比          | 30    | 30    | 30    | 30    | 30    |
| 回炼碳四占原料重量比 / % |       | 10    |       |       |       |
| 产品分布, 重%       |       |       |       |       |       |
| H2-C2          | 40.31 | 42.32 | 40.01 | 39.44 | 40.38 |
| 其中甲烷           | 10.07 | 10.77 | 9.16  | 12.95 | 15.70 |
| 其中乙烯           | 25.53 | 26.53 | 25.76 | 18.19 | 18.96 |
| C3-C4          | 38.15 | 34.79 | 38.5  | 36.49 | 37.14 |
| 其中丙烯           | 24.21 | 26.13 | 24.96 | 20.14 | 22.15 |
| 汽油             | 15.55 | 16.73 | 15.63 | 17.23 | 15.58 |
| 燃料油            | 2.29  | 2.30  | 2.21  | 2.92  | 1.89  |
| 焦炭             | 3.70  | 3.86  | 3.65  | 3.92  | 5.01  |
| 合计             | 100   | 100   | 100   | 100   | 100   |

由以上实施例和对比例的结果可以看出，采用本申请的流化催化裂解反应器和系统进行含烃原料催化裂解反应时，乙烯、丙烯产率显著提高，同时甲烷和焦炭产率降低。此外，在本申请的流化催化裂解反应器和系统中，通过在缩径反应段的底部设置催化剂分布器有助于进一步改善产品分布，降低甲烷和焦炭产率，提高乙烯和丙烯产率。

以上详细描述了本申请的优选实施方式，但是，本申请并不限于上述实施方式中的具体细节，在本申请的技术构思范围内，可以对本申请的技术方案进行多种简单变型，这些简单变型均属于本申请的保护范围。

另外需要说明的是，在上述具体实施方式中所描述的各个具体技

术特征，在不矛盾的情况下，可以通过任何合适的方式进行组合，为了避免不必要的重复，本申请对各种可能的组合方式不再另行说明。

此外，本申请的各种不同的实施方式之间也可以进行任意组合，只要其不违背本申请的思想，其同样应当视为本申请所发明的内容。

## 权 利 要 求

1. 一种流化催化裂解反应器，从下到上依次包括催化裂解反应区和出口区，所述反应区的顶端与所述出口区的底端连通，其中所述反应区包括至少一个，优选 1-3 个，缩径反应段，其内径由底端至顶端连续地减小，其顶端的内径大于或等于所述出口区的内径，并且所述至少一个缩径反应段的总高度与所述反应器的总高度之比为 0.15: 1 至 0.8: 1，优选 0.2: 1 至 0.75: 1；

优选地，所述至少一个缩径反应段的总高度与所述反应区的总高度之比为 0.7: 1 至 0.95: 1，优选 0.75: 1 至 0.90: 1，和/或

所述至少一个缩径反应段的底端内径与顶端内径之比各自独立地为大于 1.2: 1 至 10: 1，优选为 1.5: 1 至 5: 1。

2. 根据权利要求 1 所述的流化催化裂解反应器，其中在至少一个所述缩径反应段的底部设置有催化剂分布器，

优选地，当设置有多个缩径反应段时，在沿物流方向位于最上游的缩径反应段的底部设置有催化剂分布器，进一步优选地，在每一缩径反应段的底部均设置有催化剂分布器。

3. 根据权利要求 1 或 2 所述的流化催化裂解反应器，进一步包括预提升区，所述预提升区的顶端与所述反应区的底端连通，所述预提升区和/或所述反应区上设有至少一个，优选 1-3 个，催化裂解催化剂入口，且所述预提升区和/或所述反应区上设有至少一个，优选 1-3 个，原料进料口，并且所述至少一个缩径反应段底端的内径大于所述预提升区的内径，

优选地，所述至少一个缩径反应段顶端的内径大于或等于所述预提升区的内径；

进一步优选地，当设置有  $n$  个缩径反应段，其中  $n \geq 2$  时，沿物流方向，在第 2 个至第  $n$  个缩径反应段中至少一者，优选每一者，的底部设置有附加的催化裂解催化剂入口和/或原料进料口。

4. 根据权利要求 1-3 中任一项所述的流化催化裂解反应器，其中所述反应区的上部设有至少一个，优选 1-3 个，附加物料入口，所述至少一个附加物料入口与所述反应区顶端的距离各自独立地为所述反应区总高度的 0 至 20%，优选 0 至 15%。

5. 根据权利要求 1-4 中任一项所述的流化催化裂解反应器，其中所述至少一个缩径反应段呈空心截头圆锥体型式，纵切面呈等腰梯形；所述至少一个缩径反应段顶端的内径与其高度之比各自独立地为 0.005-0.3: 1，优选 0.02-0.2: 1，底端的内径与其高度之比各自独立地为 0.015-0.25: 1，优选 0.05-0.2: 1，底端内径与顶端内径之比各自独立地为大于 1.2: 1 至 10: 1，优选 1.5: 1 至 5: 1；

优选地，所述至少一个缩径反应段的高度与所述反应器的总高度之比各自独立地为 0.15: 1 至 0.8: 1，例如 0.2: 1 至 0.75: 1；

进一步优选地，所述至少一个缩径反应段的底端的内径与所述反应器的总高度之比各自独立地为 0.01: 1 至 0.5: 1，优选 0.05: 1 至 0.2: 1；

更进一步优选地，所述至少一个缩径反应段顶端的内径各自独立地为 0.2-5 米，优选 0.4-3 米。

6. 根据权利要求 3-4 中任一项所述的流化催化裂解反应器，其中所述预提升区的内径与其高度之比为 0.02-0.4: 1，优选 0.05-0.2，其高度与所述反应器的总高度之比为 0.01-0.2: 1，优选 0.05-0.15: 1，

优选地，所述预提升区的内径为 0.2-5 米，优选 0.4-3 米。

7. 根据权利要求 3-5 中任一项所述的流化催化裂解反应器，其中所述预提升区与所述反应区通过第一过渡段连接，所述第一过渡段呈倒置的空心截头圆锥体型式，纵切面为等腰梯形，等腰梯形侧边的外倾角  $\alpha$  为 5-85°，优选 15-75°。

8. 根据权利要求 1-7 中任一项所述的流化催化裂解反应器，其中所述出口区的内径与其高度之比为 0.01-0.3: 1，所述出口区的高度与所述反应器的总高度之比为 0.05: 1 至 0.5: 1，优选 0.1: 1 至 0.35: 1，

优选地，所述出口区的内径为 0.2-5 米，优选 0.4-3 米。

9. 一种催化裂解系统，包括催化裂解反应装置、油剂分离装置、汽提装置、任选的反应产物分离装置和再生器，其中所述催化裂解反应装置包括至少一个，优选 1-3 个，权利要求 1-8 中任一项所述的流化催化裂解反应器，

优选地，在所述汽提装置的下部和/或所述汽提装置与所述再生器的连接管线中设置有至少一个，优选 1-3 个，燃料油进料口。

10. 根据权利要求 9 所述的催化裂解系统，其中在所述汽提装置的

下部设置有至少一个，优选 1-3 个，所述燃料油进料口，并且所述至少一个燃料油进料口离所述汽提装置底端的距离各自独立地为所述汽提装置高度的 0-30%，优选 5%-25%。

11. 根据权利要求 9 或 10 所述的催化裂解系统，其中所述油剂分离装置包括与所述流化催化裂解反应器同轴布置或者高低并列布置的沉降器。

12. 一种催化裂解方法，包括使含烃原料与催化裂解催化剂在权利要求 1-8 中任一项所述的流化催化裂解反应器中、优选在权利要求 9-11 中任一项所述的催化裂解系统的流化催化裂解反应器中接触反应的步骤，

优选地，所述反应原料选自 C4-C20 的轻质原料油。

13. 根据权利要求 12 所述的催化裂解方法，其中所述流化催化裂解反应器如权利要求 4 中所定义，并且所述方法进一步包括通过所述流化催化裂解反应器的附加物料入口向所述流化催化裂解反应器输入反应导向剂，所述反应导向剂选自水和石油馏分油，所述石油馏分油选自汽油馏分、柴油馏分、蜡油馏分、油浆，或者它们的组合，

优选地，所述反应导向剂与所述含烃原料的进料重量比为 0.03-0.3: 1，优选 0.05-0.2: 1。

14. 根据权利要求 12 或 13 所述的催化裂解方法，进一步包括：通过设置在所述催化裂解系统的汽提装置的下部和/或所述汽提装置与所述再生器的连接管线中的燃料油进料口注入燃料油，使得经过汽提的待生催化剂和燃料油进入再生器中进行再生，

优选地，经过所述再生器再生的再生催化剂的温度为 680-780℃。