

原油直接裂解制烯烃的方法与系统

技术领域

本发明涉及原油裂解领域，尤其涉及原油的裂解处理方法与系统，具体涉及原油
5 直接裂解制烯烃的方法与系统。

背景技术

低碳烯烃通常指碳四及碳四以下的饱和碳氢化合物的总称，主要包括乙烯、丙烯、丁二烯等具有高经济价值的有机化工原料。随着我国经济的发展，这些有机化工原料的需求量逐年增大，尽管低碳烯烃的生产规模也在逐年增长，但还无法满足日益
10 增长的需求量。

长期以来，我国一直以石脑油作为制备低碳烯烃的主要原料。但近年来，随着中东油田伴生气以及美国页岩气的大量开采，这些廉价的油气资源作为乙烯原料大量使用，造成乙烯相关产品价格降低。为了应对市场竞争的冲击，拓展乙烯裂解装置的原料来源，降低原料成本，成为传统乙烯企业降本增效的有效手段。所以，将特殊的重质烃类，特别是未经加工处理原油，作为裂解炉原料，来生产低碳烯烃，有利于降低
15 烯烃生产装置原料成本和能源消耗，快速适应市场裂解原料的供需变化。

为了充分利用原油资源，提高低碳烯烃的收率，通常利用裂解炉采用蒸汽裂解将各种烃类原料裂解成烯烃，常用的裂解炉包括对流段和辐射段。原油一般分为饱和分、芳香分、胶质和沥青质四个组分，其中饱和分和沥青质分别代表原油中最稳定和最不稳定的组分。原油中包含沸点超过 590℃的高分子量非挥发性组分，这些非挥发性组分在常规的裂解炉的对流段进行预热时，有小部分未被气化，未被气化的非挥发性组分随着混合气流夹带到辐射段，容易造成辐射段的结焦沉积，甚至堵塞辐射段，影响裂解产品的收率。

25 CN101583697A 公开了一种用于裂解包含合成油的原料的方法，该方法包括：1、加氢加工包括如下物质的宽沸程等分部分：a 在 50°F 到 800°F 范围内沸腾的基本上不含残油的通常液态的烃部分，和 b 在 600°F 到 1050°F 范围内沸腾的热裂解烃液体，以提供在 73°F 到 1070°F 范围内沸腾的合成原油，其包含大于 25wt% 的芳香族化合物，大于 25wt% 的环烷烃，小于 0.3wt% 的 S，小于 0.02wt% 沥青质并且基本上不含除沥

青质外的残油；2、向合成原油中加入在 100°F 到 1050°F 范围内沸腾的通常液态的烃组分；和 3、在裂解炉中裂解由 2 产生的混合物以提供裂解流出物，其中裂解炉包括辐射盘管出口，其中裂解在足以得到大于单独裂解合成原油的最佳辐射盘管出口温度的辐射盘管出口温度的条件下进行。

- 5 该方法在原油中混入现有的乙烯生产原料中，对原油进行稀释，改善原油的裂解性能，提高烯烃的转化率。但该方法受限于现有的乙烯生产原料来源限制，不能有效利用大量原油进行低碳烯烃的生产。

- CN1957068A 公开了一种含盐和/或微粒物质的烃原料的蒸汽裂化，该方法包括：a 将包含盐和任选的微粒物质的未脱盐原料加入到热解炉的对流段；b 将所述烃原料加
10 热；c 将该烃原料供给位于干点上游的闪蒸/分离容器；d 将该烃原料分离成基本上贫含不挥发性组分和盐的蒸气相和富含不挥发性组分和盐的液相，所述液相在该闪蒸/分离容器上游对流段中的所有点处含有 5% 液相以维持盐和任何微粒物质呈悬浮态；e 从该闪蒸/分离容器中以蒸汽相除去步骤 a 的 50-95% 烃原料和将该蒸气相裂化而制备包含烯烃的排出物；和 f 从该闪蒸/分离容器中与悬浮态中的盐和任何微粒物质一起以
15 液相除去至少 5% 的烃原料。US3617493 也公开了一种和上述方法相似的采用蒸汽裂解原油的方法。

- CN1041967A 公开了一种低品位原料的分解处理方法，该方法包括在分解炉中热分解处理含重馏分的低品位原料时，从上述分解炉的预热器中途抽出上述低品位原料，用汽化处理方法从上述低品位原料中分离除去重馏分后，再使上述低品位原料返
20 回上述预热器，进行热分解反应。

 采用以上方法对原料进行裂解处理，其均采用闪蒸罐处理经过裂解炉对流段的原油，实现汽化处理，气相进入辐射段进行裂解。但原料经过闪蒸后，仍至少有 5% 的烃原料留在液体中，影响低碳烯烃的收率，而且，分离后的液相直接用作燃料油，造成了原料浪费。

- 25 因此，仍需要一种改进的原油裂解处理方法与系统，其能够减少原油裂解过程中出现的结焦现象，提高低碳烯烃的收率。

发明内容

- 为了克服现有技术存在的原油汽化不充分、在裂解过程中容易结焦、低碳烯烃的
30 产率低的问题，本发明提供了一种原油的裂解处理方法与系统，具体地涉及原油直接

裂解制烯烃的方法与系统，该方法和系统能够提高原油原料的利用率和裂解效率，延长运行周期，减少其在裂解时的结焦现象，并同时提高产品中低碳烯烃的收率。

在一个方面，本发明提供了一种原油的裂解处理方法，包括以下步骤：

步骤 1、将原油送入裂解炉的对流段进行预热，然后进行汽化处理，得到第一气相
5 和第一液相；

步骤 2、将第一液相进行高压抽提处理，得到非沥青油和沥青；

步骤 3、将第一气相、非沥青油分别与水蒸气混合后，或者将第一气相和非沥青油混合后再与水蒸气混合后，送入裂解炉的对流段，加热至横跨温度后送入裂解炉的辐射段进行裂解处理得到裂解产物，裂解产物经分离得到低碳烯烃。

10 具体而言，本发明提供了一种原油的裂解处理方法，包括以下步骤：

步骤 1、将原油送入裂解炉的对流段第一管组进行预热，然后进行汽化处理，得到第一气相和第一液相；

步骤 2、将第一液相进行高压抽提处理，得到非沥青油和沥青；

步骤 3、将第一气相、非沥青油分别与水蒸气混合后，或者将第一气相和非沥青油
15 混合后再与水蒸气混合后，送入裂解炉的对流段第二管组，加热至横跨温度后送入裂解炉的辐射段进行裂解处理得到裂解产物，裂解产物经分离得到低碳烯烃。

在本发明中，原油经过汽化处理后所得第一气相进入裂解炉，所得第一液相经高压抽提处理后分离出的非沥青油（包括抽提油）进入裂解炉，该方法能够有效提高原油的利用率和裂解效率，提高产品中低碳烯烃的收率，延长运行周期，减少汽化原油
20 混合物在裂解过程中发生结焦的现象。

在本发明中，原油包括轻质原油、中质原油、重质原油和特重原油，例如经过脱水脱盐处理的脱后原油。所述轻质原油的 20℃ 相对密度为 <0.8661，所述中质原油的 20℃ 相对密度为 0.8661-0.9162，所述重质原油的 20℃ 相对密度为 0.9162-0.9968，所述特重原油的 20℃ 相对密度为 >0.9968。优选地，本发明中的原油可以为中质原油、重
25 质原油和特重原油。

在优选的实施方案中，原油中的胶质和沥青质总含量大于 1wt%，优选地，原油中的胶质和沥青质总含量大于 5wt%。

在本发明中，原油并不局限于此，还可以包括原油经过一次加工得到的油、经二次加工得到的油、煤制油；优选地，所述一次加工包括常压蒸馏和/或减压蒸馏，原油
30 经过一次加工得到的油包括轻石脑油、石脑油、柴油、渣油等；优选地，所述二次加

工包括热裂化、催化裂化、加氢裂化、延迟焦化、催化重整，原油经过二次加工得到的油包括加氢尾油、加氢柴油、汽油、抽余油等。

在一种优选的实施方案中，在步骤 1 中，预热后原油的流出温度为约 120-350℃，优选为约 120-315℃，更优选为约 150-300℃，其中，预热后原油的流出温度是指经过裂解炉的对流段预热处理后，原油流出对流段时的温度。

在一种优选的实施方案中，在步骤 1 中，第一气相中的液相含量低于 10g/m³，优选低于 200mg/m³。

在一种优选的实施方案中，在步骤 1 中，汽化处理为汽提、闪蒸和旋流分离中的至少一种，优选采用旋流分离进行汽化处理。

在一种优选的实施方案中，在步骤 1 中，采用旋风分离器进行汽化处理。

在进一步优选的实施方案中，旋风分离器选自蜗壳式旋风分离器、轴流导叶片式旋风分离器、直筒型旋风分离器、锥筒组合型旋风分离器或直流式旋风分离器。

在更进一步优选的实施方案中，旋风分离器设置有内部构件，所述内部构件包括位于旋风分离器顶部的撇液筒和/或旋风分离器下部的隔离板、防涡器。

其中，旋风分离器具有体积小、分离效率高的优点。

在本发明中，“旋风分离器”是指广义的旋风分离器，既包括狭义的“旋风分离器”，也包括本领域中与其原理相似的分离装置，如旋流分离器。如未特别说明，本发明中提及的旋风分离器均为广义的旋风分离器。根据本发明，进行汽化处理的旋风分离器的工作介质大部分为气体，可以选用本领域常规使用的旋风分离器，只要能够实现在温度为 120-350℃、优选 120-315℃的条件下分离预热原油，且分离效率达 90% 以上即可。

其中，旋风分离器的个数可以根据需要进行选择，可以包含一个或多个旋风分离器。包含多个旋风分离器时，多个旋风分离器可采用并联或串联方式相连。

在一种实施方案中，在步骤 2 中，高压抽提处理包括抽提处理、任选的沉降分离处理，和溶剂回收处理。在不经历沉降分离处理的情况下，第一液相经历抽提处理和溶剂回收处理后分别得到沥青和非沥青油。沥青外排，非沥青油可送入裂解炉进行后续的裂解处理。在经历沉降分离处理的情况下，第一液相经历抽提处理、沉降分离处理和溶剂回收处理后分别得到抽提油、沉降油和沥青。沉降油和沥青外排，抽提油可送入裂解炉进行后续的裂解处理。

需要指出的是，第一液相是否需要经历沉降分离处理主要取决于原油进料。如果

原油含有的重质烃较少，则在高压抽提处理中第一液相经历抽提处理去除沥青后，直接进行溶剂回收处理，以回收溶剂并获得非沥青油，非沥青油可用于裂解应用中。如果原油含有较高含量的重质烃，则在第一液相抽提处理去除沥青后，需要再经历沉降分离处理以去除沉降油，然后将去除沥青和沉降油的物料进行溶剂回收处理，以回收溶剂并获得抽提油，抽提油可用于裂解应用中。

在本发明中，“高压”大体上是指约 0.5-40MPa，优选为约 0.8-25MPa，更优选为约 1-10MPa 的压力。

在一种优选的实施方案中，在步骤 2 中将第一液相进行高压抽提处理，得到抽提油、沉降油和沥青。

在一种优选的实施方案中，在步骤 2 中将第一液相进行高压抽提处理，得到抽提油、沉降油和沥青，和在步骤 3 中将第一气相、抽提油分别与水蒸气混合后或者将第一气相和抽提油混合后再与水蒸气混合后送入裂解炉的对流段第二管组，加热至横跨温度后送入裂解炉的辐射段进行裂解处理得到裂解产物，裂解产物经分离得到低碳烯烃。

在一种进一步优选的实施方案中，在步骤 2 中将第一液相进行高压抽提处理，得到抽提油、沉降油和沥青，和在步骤 3 中将第一气相、抽提油分别与水蒸气混合后送入裂解炉的对流段第二管组，加热至横跨温度后送入裂解炉的辐射段进行裂解处理得到裂解产物，裂解产物经分离得到低碳烯烃。在一种优选的实施方案中，在步骤 2 中，高压抽提处理包括抽提处理、沉降分离处理和溶剂回收处理，优选地，分别于抽提塔、沉降塔和溶剂回收塔中进行。

在进一步优选的实施方案中，抽提处理于溶剂存在下进行，优选溶剂为低碳烃类，更优选地，低碳烃类包括但不限于选自丙烷、丁烷、戊烷、丙烯和丁烯中的至少一种。在一种优选的实施方案中，高压抽提处理包括以下步骤：

步骤（I） 利用第一液相与溶剂进行抽提处理，引出轻相组分一和沥青；其中，轻相组分一包括非沥青部分和溶剂，沥青外排；

优选地，抽提处理于抽提塔内进行，更优选地，将第一液相进入抽提塔上部，溶剂进入抽提塔下部，塔顶得到包括非沥青部分与溶剂的轻组分一，塔底得到沥青外排。

溶剂将第一液相中非沥青部分抽提出来（优选从抽提塔顶引出），沥青从抽提塔底排出进行后续处理。

步骤（II） 对轻组分一进行升温处理后再进行沉降分离处理，引出轻相组分二和

沉降油，其中，轻相组分二包括溶剂和抽提油，沉降油外排；

优选地，沉降分离处理于沉淀塔内进行，更优选地，沉降塔塔顶引出包括溶剂和抽提油的轻组分二，沉降塔塔底得到沉降油外排。

步骤(III) 对轻组分二进行升温处理后进行溶剂回收处理，得到回收溶剂和抽提油。

其中，步骤(III)得到的溶剂在任选地降温后进行循环利用，抽提油送入裂解炉进行后续裂解处理。

在一种优选的实施方案中，在步骤(I)中，溶剂与第一液相的质量比为约(0.1-20):1，优选(1-10):1，例如4:1。

在本发明的高压抽提处理中，自抽提处理引出的包括非沥青部分和溶剂的轻相组分一在进行沉降分离处理之前进行升温，和自沉降分离处理引出的包括溶剂和抽提油的轻相组分二进行溶剂回收处理之前进行升温，其中，升高温度的目的是为了降低溶剂的密度和溶解能力，从而使部分或全部溶解在溶剂中的原油组分析出。

在本发明中，抽提处理、沉降分离处理和溶剂回收处理在高压下进行。优选地，抽提处理、沉降分离处理和溶剂回收处理的压力分别独立地为约0.5-40MPa，优选为约0.8-25MPa，更优选为约1-10MPa；更优选抽提处理、沉降分离处理和溶剂回收处理的压力相同或近似。

在一种优选的实施方案中，抽提处理的温度为约30-300℃，优选为约50-200℃。

在一种优选的实施方案中，沉降分离处理的温度比抽提处理的温度高约0.5-50℃，优选高约1-30℃。

在一种优选的实施方案中，溶剂回收处理的温度比沉降分离处理的温度高约0.5-50℃，优选高约1-30℃。

在一种优选的实施方案中，高压抽提处理包括超临界抽提处理。

在一种优选的实施方案中，高压抽提处理于超临界状态下进行，其中在步骤(I)中抽提处理时设定的温度和压力条件使溶剂处于超临界态或接近超临界态的液相区间，溶剂将第一液相中非沥青部分抽提出来（优选从抽提塔顶引出），沥青从抽提塔底排出进行后续处理。

在一种优选的实施方案中，抽提处理、沉降分离处理和溶剂回收处理均于超临界或近临界状态下进行。

在一种优选的实施方案中，在超临界抽提处理中，抽提处理条件为：压力为约

1-10MPa, 优选为约 3-6MPa; 和/或, 温度为约 50-200℃, 优选为约 80-160℃。

在一种优选的实施方案中, 在超临界抽提处理中, 沉降分离处理的条件为: 压力为约 1-10MPa, 优选为约 3-6MPa; 和/或, 温度比抽提处理的温度高约 1-30℃, 优选高约 3-8℃。

- 5 在一种优选的实施方案中, 在超临界抽提处理中, 溶剂回收处理的条件为: 压力为约 1-10MPa, 优选为约 3-6MPa; 和/或, 温度比沉降分离处理的温度高约 1-30℃, 优选高约 5-20℃。

其中, 抽提处理、沉降分离处理和溶剂回收处理的压力分别独立地为约 1-10MPa, 优选为约 3-6MPa; 优选抽提处理、沉降分离处理和溶剂回收处理的压力相同或近似。

- 10 在一种优选的实施方案中, 通过控制抽提处理、沉降分离处理和溶剂回收处理的压力及温度条件保证三种处理是在超临界或近临界状态下进行。

在一种优选的实施方案中, 步骤 3 包括以下子步骤:

步骤 3.1、将第一气相与水蒸气混合后送入裂解炉的对流段第二管组第一管排, 加热至横跨温度后送入裂解炉的第一辐射段进行第一裂解处理得到第一裂解产物;

- 15 步骤 3.2、将非沥青油与水蒸气混合后送入裂解炉的对流段第二管组第二管排, 加热至横跨温度后送入裂解炉的第二辐射段进行第二裂解处理得到第二裂解产物;

步骤 3.3、将第一裂解产物和第二裂解产物分别或混合后经分离得到低碳烯烃。

在一种更优选的实施方案中, 步骤 3 包括以下子步骤:

- 20 步骤 3.1、将第一气相与水蒸气混合后送入裂解炉的对流段第二管组第一管排, 加热至横跨温度后送入裂解炉的第一辐射段进行第一裂解处理得到第一裂解产物;

步骤 3.2、将抽提油与水蒸气混合后送入裂解炉的对流段第二管组第二管排, 加热至横跨温度后送入裂解炉的第二辐射段进行第二裂解处理得到第二裂解产物;

步骤 3.3、将第一裂解产物和第二裂解产物分别或混合后经分离得到低碳烯烃。

- 25 在优选的实施方案中, 本发明将第一气相和非沥青油、优选抽提油分别进行不同环境的裂解处理, 具体地, 最轻的第一气相可以在较高温下裂解, 最大程度提高裂解程度, 提高产品产率; 而相对较重的非沥青油、优选抽提油于相对较低的温度下裂解, 这样可以降低结焦的程度。

在一种优选的实施方案中, 步骤 3.1 横跨温度为约 500-750℃, 优选为约 540-700℃。

- 30 在一种优选的实施方案中, 步骤 3.1 第一辐射段的出口温度为约 780-950℃, 优选为约 800-900℃。

在一种优选的实施方案中，步骤 3.1 第一裂解处理的停留时间为约 0.05-1s，优选为约 0.1-0.7s。

在一种优选的实施方案中，步骤 3.1 第一裂解处理的水油比为约(0.1-2):1，优选为约(0.4-1.5):1。

5 其中，水油比是指重量比。

在一种优选的实施方案中，步骤 3.2 横跨温度为约 520-760℃，优选为约 550-710℃，更优选比步骤 3.1 横跨温度低。

在一种优选的实施方案中，步骤 3.2 第二辐射段的出口温度为约 750-950℃，优选为约 760-900℃，更优选比步骤 3.1 第一辐射段低。

10 在一种优选的实施方案中，步骤 3.2 第二裂解处理的停留时间为约 0.05-1s，优选为约 0.1-0.7s。

在一种优选的实施方案中，步骤 3.2 第二裂解处理的水油比为约(0.1-2):1，优选为约(0.4-1.5):1。

在一种优选的实施方案中，在步骤 3.3 中，分离如下进行：将裂解产物依次进入急冷器和裂解气分离系统后获得氢气、甲烷、乙烯、丙烯、丁二烯、裂解焦油等产物，可以采用现有技术中的分离流程进行分离。

15 在进一步优选的实施方案中，裂解气在分离之前进行换热处理。

其中，为了进一步提高产品中低碳烯烃的收率，将裂解气在分离之前进行换热处理，能够进一步提高产品中低碳烯烃的收率，并减少裂解气在冷却分离时产生结焦现象。

20 优选地，步骤 3.1 和步骤 3.2 水蒸气为裂解炉对流段的过热水蒸气。

在另一方面，本发明提供了一种原油的裂解处理系统，优选用于进行本发明所述方法，所述系统包括裂解炉、汽化处理单元和高压抽提处理单元，裂解炉包括沿流体方向依次排布的对流段和辐射段。在汽化处理单元上设置有第一气相出口和第一液相出口。

25 在一种优选的实施方案中，对流段与汽化处理单元的物料入口、汽化处理单元的第一气相出口形成闭环连接。

在一种优选的实施方案中，汽化处理单元的第一液相出口与高压抽提处理单元相连，用于将汽化处理单元产生的第一液相送入高压抽提处理单元。

30 在一种优选的实施方案中，高压抽提处理单元包括依次连接的抽提单元、任选的

沉降分离单元和溶剂回收单元。

在进一步优选的实施方案中，在抽提单元、沉降分离单元和溶剂回收单元上均设置有轻相出口和重相出口。

在一种优选的实施方案中，在抽提单元上设置有溶剂入口和第一液相入口，第一液相入口与汽化处理单元的第一液相出口相连，溶剂入口与溶剂回收单元的轻相出口相连。

在一种优选的实施方案中，高压抽提处理单元包括沉降分离单元，和抽提单元的轻相出口与沉降分离单元的物料入口相连。

在一种优选的实施方案中，高压抽提处理单元包括沉降分离单元，和沉降分离单元的轻相出口与溶剂回收单元的物料入口相连。

在一种优选的实施方案中，溶剂回收单元的重相出口和汽化处理单元的第一气相出口分别或合并后与裂解炉的对流段的物料入口相连。

在一种优选的实施方案中，汽化处理单元为旋风分离器，优选地，旋风分离器选自矩形入口旋风分离器、蜗壳式旋风分离器、轴流导叶片式旋风分离器、直筒型旋风分离器、锥筒组合型旋风分离器、逆流式旋风分离器、直流式旋风分离器或直流式多旋风管分离器；优选为蜗壳式旋风分离器、轴流导叶片式旋风分离器、直筒型旋风分离器、锥筒组合型旋风分离器或直流式旋风分离器。旋风分离器设置有内部构件，内部构件包括位于旋风分离器顶部的撇液筒和/或位于旋风分离器下部的隔离板和防涡器。

在一种优选的实施方案中，所述系统进一步包括裂解产物分离单元，用于对经裂解炉得到的裂解产物进行分离处理。

在本发明的优选实施方案中，将原油送入裂解炉的对流段第一管组进行预热，预热后通过汽化处理单元进行分离，形成第一气相和第一液相；将第一气相送入裂解炉的对流段第二管组第一管排；将第一液相送入高压抽提处理单元，依次经过抽提单元、沉降分离单元和溶剂回收单元的处理，同时向高压抽提处理单元内引入溶剂。抽提单元外排沥青，沉降分离单元外排沉降油，溶剂回收单元引出气相溶剂循环回抽提单元、引出抽提油送入裂解炉的对流段第二管组第二管排。第一气相和抽提油分别在裂解炉的第一辐射段和第二辐射段单独进行裂解处理，得到裂解产物，经裂解产物分离单元处理得到低碳烯烃。

在一种优选的实施方案中，高压抽提处理单元可以包括超临界抽提处理单元。

与现有技术相比，本发明的有益效果包括但不限于：本发明中原油经过裂解炉预热、汽化处理处理后，所得第一气相进入裂解炉，所得第一液相进入高压抽提处理单元，经高压抽提处理后分离出的非沥青油、优选抽提油进入裂解炉，由此能够有效脱除原油中的胶质和沥青质，使得非沥青油（包括抽提油）中基本上不含胶质和沥青质，
5 提高原油的利用率和裂解效率，提高产品中低碳烯烃的收率，延长运行周期可以达到 42 天及以上，减少气化原油混合物在裂解过程中发生结焦的现象。

附图说明

图 1 示出本发明所述系统的一种结构示意图。

10 图 2 示出本发明所述系统的一种结构示意图。

图 3 示出实施例 5 所采用的系统的结构示意图。

在图 1、图 2 和图 3 中，1-裂解炉、2-对流段第一管组、3-第一辐射段、4-汽化处理单元、5-高压抽提处理单元、6-抽提单元、7-沉降分离单元、8-溶剂回收单元；9-裂解产物分离单元；10-对流段第二管组；11-第二辐射段。

15 在图 1 中，将原油送入裂解炉 1 的对流段第一管组 2 进行预热，预热后通过汽化处理单元 4 进行分离，形成第一气相和第一液相；将第一气相送入裂解炉 1 的对流段第二管组 10 的第一管排，加热至横跨温度后进入第一辐射段 3 进行第一裂解处理，得到第一裂解产物；将第一液相送入高压抽提处理单元 5，依次经过抽提单元 6、任选的沉降分离单元 7 和溶剂回收单元 8 的处理，同时向高压抽提处理单元 5 内引入溶
20 剂。当不需要进行沉降分离处理时，第一液相依次经过抽提单元 6 和溶剂回收单元 8 的处理，而不经沉降分离单元 7，抽提单元 6 外排沥青，溶剂回收单元 8 引出气相溶剂循环回抽提单元 5、引出非沥青油送入裂解炉 1 的对流段第二管组 10 的第二管排，加热至横跨温度后进入第二辐射段 11 进行第二裂解处理，得到第二裂解产物。第一裂解产物和第二裂解产物经裂解产物分离单元 9 处理得到低碳烯烃。当需要进行沉降
25 分离处理时，则经过沉降分离单元 7，具体参见下图 2。

在图 2 中，将原油送入裂解炉 1 的对流段第一管组 2 进行预热，预热后通过汽化处理单元 4 进行分离，形成第一气相和第一液相；将第一气相送入裂解炉 1 的对流段第二管组 10 的第一管排，加热至横跨温度后进入第一辐射段 3 进行第一裂解处理，得到第一裂解产物；将第一液相送入高压抽提处理单元 5，依次经过抽提单元 6、沉
30 降分离单元 7 和溶剂回收单元 8 的处理，同时向高压抽提处理单元 5 内引入溶剂。抽

提单元 6 外排沥青，沉降分离单元 7 外排沉降油，溶剂回收单元 8 引出气相溶剂循环回抽提单元 5、引出抽提油送入裂解炉 1 的对流段第二管组 10 的第二管排，加热至横跨温度后进入第二辐射段 11 进行第二裂解处理，得到第二裂解产物。第一裂解产物和第二裂解产物经裂解产物分离单元 9 处理得到低碳烯烃。

- 5 在图 3 中，将原油送入裂解炉 1 的对流段第一管组 2 进行预热，预热后通过汽化处理单元 4 进行分离，形成第一气相和第一液相；将第一气相送入裂解炉 1 的对流段第二管组 10；将第一液相送入高压抽提处理单元 5，依次经过抽提单元 6、沉降分离单元 7 和溶剂回收单元 8 的处理，同时向高压抽提处理单元 5 内引入溶剂。抽提单元 6 外排沥青，沉降分离单元 7 外排沉降油，溶剂回收单元 8 引出气相溶剂循环回抽提
- 10 单元 5、引出抽提油送入裂解炉 1 的对流段第二管组 10。第一气相和抽提油在裂解炉 1 的第一辐射段 3（此处裂解炉 1 仅含有第一辐射段 3）进行裂解处理，得到裂解产物，经裂解产物分离单元 9 处理得到低碳烯烃。

具体实施方式

- 15 下面结合具体实施例对本发明进行具体的描述，有必要在此指出的是，以下实施例只用于对本发明的进一步说明，不能理解为对本发明保护范围的限制，本领域技术人员根据本发明内容对本发明做出的一些非本质的改进和调整仍属本发明的保护范围。

- 另外需要说明的是，在以下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，本发明对各种可能的组合方式不再另行说明。

- 本发明实施例 1-4 采用的裂解炉为双辐射段裂解炉（双炉膛裂解炉），具体为 CBL-VII 型裂解炉（购自中国石化集团公司）。本发明实施例 5 和对比例采用的裂解炉为单辐射段裂解炉（单炉膛裂解炉），具体为 CBL-III 型裂解炉（购自中国石化集团
- 25 公司）。

以下实施例和对比例中所用原油的相对密度为 0.8724（20℃），胶质含量为 8.8wt%，沥青质含量为 0.2wt%，馏程分析如表 1 所示，根据 ASTM D5307 方法测得。

表 1

馏出质量分数/%	温度/℃
初馏点	69
10	192
20	272
30	337
40	393
50	446
60	508
70	595
75	653
80	-
90	-
终馏点	-

实施例 1

采用图 2 所示系统进行，其中，汽化处理单元采用带有内构件的导叶片式旋风分
5 离器，抽提单元 6 为抽提塔，沉降分离单元 7 为沉降塔，溶剂回收单元 8 为溶剂回收塔。

（1）将经过脱水脱盐的原油在裂解炉 1 的对流段 2 中，进行预热至 288℃成为预
热后的原油，其压力为 0.12MPa。预热后的原油送入旋风分离器进行汽化处理，得到
第一气相和第一液相，其中第一气相中的液相含量为 270mg/m³，第一液相中的胶质
10 含量为 11.3wt%，第一液相中的沥青质含量为 0.26wt%。

（2）将第一液相送入抽提塔上部，溶剂正丁烷进入抽提塔下部，溶剂与第一液相
的质量比为 4:1，抽提塔压力 4MPa，抽提塔温度 160℃。溶剂将第一液相中非沥青部
分抽提出来从塔顶引出，沥青从塔底排出。抽提塔顶引出的溶剂和非沥青部分升高温
度至 165℃后进入沉降塔，溶剂和抽提油从塔顶引出，沉降油从塔底引出。沉降塔顶
15 引出的溶剂和抽提油升高温度至 180℃进入溶剂回收塔，溶剂和抽提油分离，溶剂从
塔顶引出后降低温度至 160℃循环使用，抽提油从塔底引出。抽提油中未检出胶质和
沥青质（分析方法为 SY/T 7550-2000）。

(3) 将第一气相与水蒸汽(水油比 0.7)混合后,再送入裂解炉的对流段第二管组第一管排,加热至横跨温度(600℃)后直接送入第一辐射段进行第一裂解处理得到第一裂解产物,该第一辐射段 3 的操作参数为炉管出口温度为 810℃,停留时间为 0.22s。

5 (4) 将抽提油与水蒸汽(水油比 0.75)混合后,再送入裂解炉的对流段第二管组第二管排,加热至横跨温度(575℃)后直接送入第二辐射段进行第二裂解处理得到第二裂解产物,该第二辐射段 11 的操作参数为炉管出口温度为 770℃,停留时间为 0.21s。

(5) 将第一裂解产物和第二裂解产物混合后经过急冷单元和分离裂解产物分离单元(采用 LUMMUS 的顺序分离流程),分离得低碳烯烃。

裂解气经过分离获得低碳烯烃,其中乙烯收率为 25.07wt%,丙烯的收率为 13.79wt%,1,3-丁二烯的收率为 4.66wt%,三烯收率为 43.52wt%。运行周期为 50 天。

实施例 2

15 采用图 2 所示系统进行,其中,汽化处理单元采用带有内构件的导叶片式旋风分离器,抽提单元 6 为抽提塔,沉降分离单元 7 为沉降塔,溶剂回收单元 8 为溶剂回收塔。

(1) 将经过脱水脱盐的原油在裂解炉 1 的对流段 2 中,预热至 230℃成为预热后的原油,其压力为 0.13MPa。预热后的原油送入旋风分离器进行汽化处理,得到第一
20 气相和第一液相,其中第一气相中的液相含量为 150mg/m³,第一液相中的胶质含量为 10.2wt%,第一液相中的沥青质含量为 0.33wt%。

(2) 将第一液相送入超临界抽提单元的抽提塔上部,溶剂混合碳四(正、异丁烷各 50%)进入抽提塔下部,溶剂与第一液相的质量比为 3:1,抽提塔压力 4.0MPa,抽提塔温度 150℃。溶剂将第一液相中非沥青部分抽提出来从塔顶引出,沥青从塔底排出。抽提塔顶引出的溶剂和非沥青部分升高温度至 162℃后进入沉降塔,溶剂和抽提
25 油从塔顶引出,沉降油从塔底引出。沉降塔顶引出的溶剂和抽提油升高温度至 180℃进入溶剂回收塔,溶剂和抽提油分离,溶剂从塔顶引出后降低温度至 150℃循环使用,抽提油从塔底引出。抽提油中未检出胶质和沥青质(分析方法为 SY/T 7550-2000)。

(3) 将第一气相与水蒸汽(水油比 0.65)混合后,再送入裂解炉的对流段第二管
30 组第一管排,加热至横跨温度(610℃)后直接送入第一辐射段进行第一裂解处理得

到第一裂解产物，该第一辐射段 3 的操作参数为炉管出口温度为 815℃，停留时间为 0.25s。

(4) 将抽提油与水蒸汽（水油比 0.65）混合后，再送入裂解炉的对流段第二管组第二管排，加热至横跨温度（585℃）后直接送入第二辐射段进行第二裂解处理得到第二裂解产物，该第二辐射段 11 的操作参数为炉管出口温度为 785℃，停留时间为 0.2s。

(5) 将第一裂解产物和第二裂解产物混合后经过急冷单元和分离裂解产物分离单元（采用 LUMMUS 的顺序分离流程），分离得低碳烯烃。

裂解产物经过分离获得低碳烯烃，其中乙烯收率为 25.31wt%，丙烯的收率为 13.41wt%，1,3-丁二烯的收率为 4.73wt%，三烯收率为 43.46wt%。运行周期为 52 天。

实施例 3

采用图 2 所示系统进行，其中，汽化处理单元采用带有内构件的导叶片式旋风分离器，抽提单元 6 为抽提塔，沉降分离单元 7 为沉降塔，溶剂回收单元 8 为溶剂回收塔。

(1) 将经过脱水脱盐的原油在裂解炉 1 的对流段 2 中，进行预热至 315℃成为预热后的原油，其压力为 0.12MPa。预热后的原油送入旋风分离器进行汽化处理，得到第一气相和第一液相，其中第一气相中的液相含量为 200mg/m³，第一液相中的胶质含量为 11.9wt%，第一液相中的沥青质含量为 0.27wt%。

(2) 将第一液相送入抽提塔上部，溶剂正丁烷进入抽提塔下部，溶剂与第一液相的质量比为 8:1，抽提塔压力 3MPa，抽提塔温度 140℃。溶剂将第一液相中非沥青部分抽提出来从塔顶引出，沥青从塔底排出。抽提塔顶引出的溶剂和非沥青部分升高温度至 148℃后进入沉降塔，溶剂和抽提油从塔顶引出，沉降油从塔底引出。沉降塔顶引出的溶剂和抽提油升高温度至 180℃进入溶剂回收塔，溶剂和抽提油分离，溶剂从塔顶引出后降低温度至 140℃循环使用，抽提油从塔底引出。抽提油中未检出胶质和沥青质（分析方法为 SY/T 7550-2000）。

(3) 将第一气相与水蒸汽（水油比 0.80）混合后，再送入裂解炉的对流段第二管组第一管排，加热至横跨温度（600℃）后直接送入第一辐射段进行第一裂解处理得到第一裂解产物，该第一辐射段 3 的操作参数为炉管出口温度为 800℃，停留时间为 0.28s。

(4) 将抽提油与水蒸汽(水油比 1)混合后,再送入裂解炉的对流段第二管组第二管排,加热至横跨温度(570℃)后直接送入第二辐射段进行第二裂解处理得到第二裂解产物,该第二辐射段 11 的操作参数为炉管出口温度为 765℃,停留时间为 0.15s。

(5) 将第一裂解产物和第二裂解产物混合后经过急冷单元和分离裂解产物分离单元(采用 LUMMUS 的顺序分离流程),分离得低碳烯烃。

裂解气经过分离获得低碳烯烃,其中乙烯收率为 22.85wt%,丙烯的收率为 12.57wt%,1,3-丁二烯的收率为 4.27wt%,三烯收率为 39.69wt%。运行周期为 48 天。

实施例 4

采用图 2 所示系统进行,其中,汽化处理单元采用带有内构件的导叶片式旋风分离器,抽提单元 6 为抽提塔,沉降分离单元 7 为沉降塔,溶剂回收单元 8 为溶剂回收塔。

(1) 将经过脱水脱盐的原油在裂解炉 1 的对流段 2 中,进行预热至 200℃成为预热后的原油,其压力为 0.12MPa。预热后的原油送入旋风分离器进行汽化处理,得到第一气相和第一液相,其中第一气相中的液相含量为 100mg/m³,第一液相中的胶质含量为 9.9wt%,第一液相中的沥青质含量为 0.22wt%。

(2) 将第一液相送入抽提塔上部,溶剂正丁烷进入抽提塔下部,溶剂与第一液相的质量比为 10:1,抽提塔压力 18MPa,抽提塔温度 160℃。溶剂将第一液相中非沥青部分抽提出来从塔顶引出,沥青从塔底排出。抽提塔顶引出的溶剂和非沥青部分升高温度至 170℃后进入沉降塔,溶剂和抽提油从塔顶引出,沉降油从塔底引出。沉降塔顶引出的溶剂和抽提油升高温度至 180℃进入溶剂回收塔,溶剂和抽提油分离,溶剂从塔顶引出后降低温度至 160℃循环使用,抽提油从塔底引出。抽提油中未检出胶质和沥青质(分析方法为 SY/T 7550-2000)。

(3) 将第一气相与水蒸汽(水油比 0.6)混合后,再送入裂解炉的对流段第二管组第一管排,加热至横跨温度(620℃)后直接送入第一辐射段进行第一裂解处理得到第一裂解产物,该第一辐射段 3 的操作参数为炉管出口温度为 820℃,停留时间为 0.2s。

(4) 将抽提油与水蒸汽(水油比 0.8)混合后,再送入裂解炉的对流段第二管组第二管排,加热至横跨温度(590℃)后直接送入第二辐射段进行第二裂解处理得到第二裂解产物,该第二辐射段 11 的操作参数为炉管出口温度为 790℃,停留时间为

0.21s。

(5) 将第一裂解产物和第二裂解产物混合后经过急冷单元和分离裂解产物分离单元(采用 LUMMUS 的顺序分离流程), 分离得低碳烯烃。

裂解气经过分离获得低碳烯烃, 其中乙烯收率为 23.51wt%, 丙烯的收率为 14.58wt%, 1,3-丁二烯的收率为 4.35wt%, 三烯收率为 42.44wt%。运行周期为 49 天。

实施例 5

采用图 3 所示系统进行, 其中, 汽化处理单元采用旋风分离器, 裂解炉只含有第一辐射段 3。

重复实施例 1 的步骤(1)~(2), 区别在于第一气相和抽提油一起裂解, 具体如下步骤(3)所述:

(3) 将第一气相、抽提油分别与水蒸汽(水油比 0.7)混合后, 再送入裂解炉的对流段, 加热至横跨温度(585℃)后直接送入第一辐射段 3 进行裂解得到裂解产物, 该第一辐射段 3 的操作参数为炉管出口温度为 780℃, 停留时间为 0.22s; 将裂解产物经过急冷单元和分离裂解产物分离单元(采用 LUMMUS 的顺序分离流程), 分离得低碳烯烃。

裂解气经过分离获得低碳烯烃, 其中产品收率比实施例 1 稍低, 其中乙烯收率为 24.25wt%, 丙烯的收率为 12.61wt%, 1,3-丁二烯的收率为 4.51wt%, 三烯收率为 41.37wt%, 但是运行周期却比实施例 1 少, 其运行周期仅为 42 天。

对比例 1

该对比例采用常规的裂解炉进行裂解。

脱水脱盐的原油直接送入裂解炉中, 经过对流段, 加热至横跨温度(580℃)后, 直接进入辐射段, 进行裂解。裂解条件为水油比 0.75, 辐射段出口温度 790℃, 辐射段出口压力为 0.11MPa, 停留时间 0.22s。裂解气采用 LUMMUS 的顺序分离流程。对蒸汽裂解反应产物进行分析得知, 乙烯的收率为 21.49wt%, 丙烯的收率为 13.29wt%, 1,3-丁二烯的收率为 4.03wt%, 三烯收率为 38.81wt%。运行周期为 5 天。

从实施例和对比例 1 的结果可以看出, 采用传统裂解装置, 投用原油仅维持 5 天运行周期, 而本发明可以保证原油在裂解装置正常投用, 且采用汽化单元和高压抽提处理单元对原油进行处理, 能够有效减少结焦发生, 运行周期达到 42 天及以上; 而且, 在相同工艺条件下, 相比对比例, 实施例有效提高了低碳烯烃的产率。