

一种废塑料生产乙烯装置蒸汽裂解原料油和纳米炭材料的方法及装置系统

技术领域

本申请涉及固体废弃物资源化利用技术领域，例如一种废塑料生产乙烯装置蒸汽裂解原料油和纳米炭材料的方法及装置系统。

背景技术

目前，随着塑料应用的日益广泛，塑料制品已经成为人们生活的重要组成部分。然而，废塑料难以自然降解，带来了越来越严重的环境问题。

废塑料主要来源于城市固体垃圾和工业固体废弃物，其成分比较复杂，主要包括聚乙烯（PE）、聚丙烯（PP）、聚苯乙烯（PS）、泡沫聚苯乙烯（PSF）、聚氯乙烯（PVC）、聚对苯二甲酸乙二醇酯（PET）、聚氨酯（PU）和 ABS 塑料等。大部分废塑料制品由多种类型的塑料混杂而成，还含有金属、泥沙等杂质。

相关的废塑料处理方法主要有填埋法、焚烧法和再生利用法，其中填埋法和焚烧法虽然处理方式简单，但是对环境造成严重的污染。因此，采用再生利用法将废塑料变为有效资源，已成为目前行业的研究热点。再生利用法的方式之一是通过化学转化将废塑料加工成可用于重新生成塑料的原料，该方法不仅可以解决废塑料的再利用问题，还可以替代塑料生产中的常规原料。

CN113383058A 公开了一种由废塑料原料生产聚丙烯的方法，该方法将废塑料裂解得到烃物流 A，将烃物流 A 和常规液态烃原料送入进入裂解炉中制备烯烃单体，然后通过烯烃单体制备得到丙烯基聚合物。

上述方法中，废塑料得到的裂解油液态烃含有大量的杂质和不饱和组分，而且仅不超过 2% 的裂解油液态烃被允许加入到裂解炉原料中，造成裂解油液态烃的利用效率较低。另外，在实际生产中，聚烯烃类塑料热裂解会产生大量的

小分子不凝气以及沸点大于 350℃ 的油品，而上述方法仅使用沸程范围为 65-350℃ 的裂解油液态烃为原料，进一步将降低了废旧塑料资源的利用率。

因此，提供一种产品品质优良、资源利用率高且环境友好的废塑料的利用方法具有重要意义。

发明内容

以下是对本文详细描述的主题的概述。本概述并非是为了限制权利要求的保护范围。

本申请的目的在于提供一种废塑料生产乙烯装置蒸汽裂解原料油和纳米炭材料的方法及装置系统，与相关技术相比，采用本申请所述方法和装置系统制备得到的乙烯装置蒸汽裂解原料油中链烷烃含量高，其用于生产下游产品能够获得较高的目标产物收率，并且全程无二氧化碳排放，绿色清洁。本申请提供的装置系统结构简单，可以工业化应用。

为达到此目的，本申请采用以下技术方案：

第一方面，本申请实施例提供一种废塑料生产乙烯装置蒸汽裂解原料油和纳米炭材料的方法，所述方法包括以下步骤：

- (1) 将废塑料进行热裂解，得到烃类裂解油气；
- (2) 将步骤 (1) 得到的所述烃类裂解油气进行气液分离，得到粗裂解油和裂解气；
- (3) 将步骤 (2) 得到的所述裂解气进行脱碳处理，得到纳米炭材料；
- (4) 将步骤 (2) 得到的所述粗裂解油进行加氢裂解，得到精制油；
- (5) 将步骤 (4) 得到的所述精制油进行分馏，得到乙烯装置蒸汽裂解原料油。

本申请实施例提供的方法通过热裂解和气液分离，将废塑料产生的裂解气

和粗裂解油分别进行利用。将裂解气进行脱碳处理固定其中含有的碳元素，避免二氧化碳排放，得到纳米炭材料，所述纳米炭材料是具有高纯度、高比表面积和高结构的特种炭材料，应用广泛，具有较高的附加值；将粗裂解油进行加氢裂解，加氢裂解的过程中发生重组分油的裂解、不饱和烃的加氢饱和以及氯、硅、硫、氮和氧等杂质的脱除，从而得到链烷烃比例高，环烷烃、芳烃和杂质含量低的乙烯装置蒸汽裂解原料油，该乙烯装置蒸汽裂解原料油相比于传统的石油基蒸汽裂解原料油而言，由于其链烷烃含量更高，用于下游蒸汽裂解时能生产更多的乙烯和丙烯单体，从而能够提高目标产品收率，并且由于环烷烃及芳烃含量更低，更不容易结焦，下游装置生产更加高效和稳定。

综上所述，本申请实施例提供的方法不仅产品品质优良，下游产品收率高，下游装置运行更不易结焦，并且生产过程无二氧化碳排放，具有较高的经济效益和环境效益。

在一个实施例中，步骤（1）所述废塑料包括聚乙烯和/或聚丙烯。

在一个实施例中，所述废塑料热裂解前进行预处理。

在一个实施例中，所述预处理的方法包括磁选、红外光选或密度选中的任意一种或至少两种的组合，其中典型但非限制性的组合包括磁选和红外光选的组合或红外光选和密度选的组合。

本申请实施例中，通过进行预处理可以去除废塑料中的杂质，包括金属、石头、沙子等杂质以及非 PE、PP 材质的塑料，去除金属时预处理的方法通常采用磁选或红外光选；去除非 PE、PP 材质的塑料时预处理的方法通常采用密度选或红外光选。

在一个实施例中，步骤（1）所述热裂解的温度为 400-550℃，例如可以是 400℃、420℃、450℃、480℃、500℃、520℃或 550℃，但不限于所列举的数

值，数值范围内其它未列举的数值同样适用。

本申请实施例中，所述热裂解的过程中除了产生烃类裂解油气之外，还产生灰分，灰分主要是由于废塑料中存在的碳酸钙等填料以及残留的砂子导致的。

在一个实施例中，步骤（2）所述裂解气包括氢气和烃类不凝气。

在一个实施例中，所述烃类不凝气包括 C1-C4 的气态烃。

在一个实施例中，步骤（3）所述脱碳处理采用高温热裂解技术。

本申请实施例中，采用高温热裂解技术进行脱碳处理，并且在绝氧条件下进行，烃类不凝气在高温绝氧的环境下打开碳氢键，得到氢气和纳米炭材料，例如导电炭黑、碳纳米管等。

在一个实施例中，所述脱碳处理的温度为 1500-3500℃，例如可以是 1500℃、2000℃、2500℃、3000℃或 3500℃，但不限于所列举的数值，数值范围内其它未列举的数值同样适用。

本申请实施例中，当脱碳处理的温度过低即输入能量密度不足时，会发生聚乙炔、带电离子和稠环芳烃的炭核融以及连续聚合从而生成烟炱，而烟炱是一种高氢含量的炭黑，其与本申请实施例制备的纳米炭材料在外观上无法通过肉眼分辨，由于烟炱表面吸附有大量稠环芳烃有害物，烟炱的存在使得炭材料的性能大大降低。

在一个实施例中，所述脱碳处理的压力为 0.5-5MPa，例如可以是 0.5MPa、1MPa、1.5MPa、2MPa、3MPa、4MPa 或 5MPa，但不限于所列举的数值，数值范围内其它未列举的数值同样适用。

本申请实施例中，优选控制脱碳处理的压力，一方面能够调节纳米炭材料的分子大小，另外一方面能够为系统提供反应动力。

本申请实施例优选控制脱碳处理的温度和压力在特定范围，可以进一步使

得气态烃在高温下快速裂解，促进纳米炭材料形成，得到更高附加值的纳米炭材料。

在一个实施例中，所述脱碳处理还产生氢气。

在一个实施例中，所述氢气进行提纯处理。

在一个实施例中，所述提纯处理的方式包括变压吸附或膜分离。

本申请实施例中，所述提纯处理后的氢气的纯度 $\geq 99.9\%$ ，优选为 $\geq 99.99\%$ 。

在一个实施例中，所述提纯处理后的氢气用于步骤（4）所述加氢裂解。

本申请实施例中，优选控制提纯处理后的氢气用于加氢裂解的原料氢源，可以进一步提高废塑料的利用率，降低处理成本。目前工业上传统的氢气制备方法主要有甲烷重整制氢法和电解制氢法。其中，甲烷重整制氢法有大量的二氧化碳排放，约每生产 1kg 氢气就会释放 12kg 的二氧化碳，对环境造成不利影响；而电解制氢法的运行成本比较高，每生产 1kg 氢气就会消耗约 50 度电，同时电解制氢法无法处理副产的裂解气，传统方法将裂解气直接燃烧，造成大量原料损失且增加二氧化碳排放。由此可见，本申请实施例优选采用裂解气进行脱碳处理，并且将得到的氢气进行加氢裂解可以有效提高原料利用率，避免二氧化碳排放，实现节能减排。

在一个实施例中，步骤（4）所述加氢裂解的温度为 300-400℃，例如可以是 200℃、220℃、240℃、260℃、280℃、300℃、320℃、340℃、360℃、380℃或 400℃，但不限于所列举的数值，数值范围内其它未列举的数值同样适用。

在一个实施例中，所述加氢裂解的压力为 3-15MPa，例如可以是 3MPa、4MPa、6MPa、8MPa、10MPa、12MPa、14MPa 或 15MPa，但不限于所列举的数值，数值范围内其它未列举的数值同样适用。

本申请实施例中，所述加氢裂解反应在含有催化剂的固定床或悬浮床中进

行。

在一个实施例中，步骤（5）所述分馏后还得到重质组分和混合烃气体。

在一个实施例中，所述重质组分的馏分范围为 350-550℃。

本申请实施例优选控制重质组分的馏分范围，该重质组分是饱和的油品，链烷烃含量高，芳烃和环烷烃含量低，可以作为加氢尾油提供给下游装置，或返回加氢裂解装置进一步裂解成乙烯装置蒸汽裂解原料油。

在一个实施例中，所述重质组分回用于步骤（4）所述加氢裂解。

在一个实施例中，所述混合烃气体包含 C1-C4 的气态烃。

本申请实施例中得到的混合烃气体组分纯净，是炭材料制造的优质原料。传统油炉法或乙炔黑法制造的炭材料的工艺中，其采用的原料往往含有重金属、硫等污染物，无法制备得到高洁净度的炭黑产品。

在一个实施例中，所述混合烃气体回用于步骤（3）所述脱碳处理。

在一个实施例中，所述乙烯装置蒸汽裂解原料油的馏分范围为 65-400℃。

本申请实施例中，所述乙烯装置蒸汽裂解原料油进入下游的蒸汽裂解炉中，可以产生乙烯、丙烯和丁二烯等烯烃单体，进而生产聚乙烯和聚丙烯等，由于本申请实施例得到的乙烯装置蒸汽裂解原料油中链烷烃比例高，芳烃和其他杂质含量低，其裂解性能远远优于传统的石油基蒸汽裂解原料油。

作为本申请第一方面的可选技术方案，所述方法包括以下步骤：

（1）将废塑料进行预处理，所述预处理的方法包括磁选、红外光选或密度选中的任意一种或至少两种的组合，然后在 400-550℃ 下进行热裂解，得到烃类裂解油气；

（2）将步骤（1）得到的所述烃类裂解油气进行气液分离，得到粗裂解油和裂解气；

(3) 将步骤(2)得到的所述裂解气采用高温热裂解技术在温度为1500-3500℃, 压力为0.5-5MPa的条件下进行脱碳处理, 得到纳米炭材料和氢气, 所述氢气经变压吸附或膜分离后用于步骤(4);

(4) 将步骤(2)得到的所述粗裂解油在温度为300-400℃, 压力为3-15MPa的条件下进行加氢裂解, 得到精制油;

(5) 将步骤(4)得到的所述精制油进行分馏, 得到乙烯装置蒸汽裂解原料油、重质组分和混合烃气体, 所述乙烯装置蒸汽裂解原料油的馏分范围为65-400℃, 所述重质组分的馏分范围为350-550℃, 所述混合烃气体包括C1-C4的气态烃, 所述重质组分回用于步骤(4)所述加氢裂解, 所述混合烃气体回用于步骤(3)所述脱碳处理。

第二方面, 本申请实施例提供一种废塑料生产乙烯装置蒸汽裂解原料油和纳米炭材料的装置系统, 所述装置系统用于本申请第一方面所述的废塑料生产乙烯装置蒸汽裂解原料油和纳米炭材料的方法; 所述装置系统包括依次连接的热裂解单元、气液分离单元、加氢裂解单元和分馏单元; 所述热裂解单元的出口与气液分离单元的入口连接; 所述气液分离单元的液相出口与加氢裂解单元的入口连接; 所述加氢裂解单元的出口与分馏单元的入口连接; 所述气液分离单元的气相出口与脱碳单元的入口连接。

本申请实施例提供的装置系统通过热裂解单元、气液分离单元、加氢裂解单元、分馏单元和脱碳单元相互配合, 可以实现废塑料的资源化利用, 生产乙烯装置蒸汽裂解原料油和纳米炭材料。

在一个实施例中, 所述装置系统还包括预处理单元; 所述预处理单元的出口与热裂解单元的入口连接。

本申请实施例中, 优选设置预处理单元可以进一步剔除废塑料中的杂质。

在一个实施例中，所述脱碳单元的气相出口与加氢裂解单元的入口连接。

本申请实施例中，优选脱碳单元的气相出口与加氢裂解单元的入口连接，可以利用脱碳处理得到的氢气进行加氢裂解，提高利用率，节约成本。

在一个实施例中，所述分馏单元的气相出口与脱碳单元的入口连接。

在一个实施例中，所述分馏单元的重组分出口与加氢裂解单元的入口连接。

本申请中，优选分馏单元的气相出口与脱碳单元的入口连接以及分馏单元的重组分出口与加氢裂解单元的入口连接，可以提高乙烯装置蒸汽裂解原料油和纳米炭材料的产率。

相对于相关技术，本申请具有以下有益效果：

(1) 本申请将废塑料产生的裂解气制备得到纳米炭材料和氢气，所述纳米炭材料具有较高的附加值，所述氢气可以用于加氢裂解制备乙烯装置蒸汽裂解原料油，本申请提供的方法提高了原料利用效率，无二氧化碳排放，具有较高的经济效益和环境效益。

(2) 本申请制备得到的乙烯装置蒸汽裂解原料油具有链烷烃比例高，芳烃和其它杂质含量较低的优势，链烷烃的含量可以达到 91.6wt%以上，金属杂质和硅含量 $<1\text{mg/kg}$ ，氯、氮和氧含量 $\leq 10\text{mg/kg}$ ，相比于传统的石油基蒸汽裂解原料，本申请提供的乙烯装置蒸汽裂解原料油用于下游生产时能够达到更高的目标产物收率，生产过程副产物和废弃物产量更低，下游装置运行更不易结焦。

(3) 本申请提供的方法通过混合烃气体和重质组分循环，可以进一步提升乙烯装置蒸汽裂解原料油的收率，降低处理成本，避免废物和废气产生，使处理工艺更加绿色清洁。

(4) 本申请制备得到的乙烯装置蒸汽裂解原料油可以替代石油基蒸汽裂解原料油或者与其掺合制备全新的聚丙烯和聚乙烯等塑料，真正意义上实现废塑

料的闭环循环利用。

(5) 本申请提供的装置系统结构简单，可以工业化应用。

在阅读并理解了附图和详细描述后，可以明白其他方面。

附图说明

附图用来提供对本文技术方案的进一步理解，并且构成说明书的一部分，与本申请的实施例一起用于解释本文的技术方案，并不构成对本文技术方案的限制。

图 1 是本申请实施例 1 所述装置系统的结构示意图；

其中，100-预处理单元；200-热裂解单元；300-气液分离单元；400-加氢裂解单元；500-分馏单元；600-脱碳单元。

具体实施方式

下面通过具体实施方式来进一步说明本申请的技术方案。本领域技术人员应该明了，所述实施例仅仅是帮助理解本申请，不应视为对本申请的具体限制。

在一个具体实施方式中，本申请提供的废塑料生产乙烯装置蒸汽裂解原料油和纳米炭材料的方法在废塑料生产乙烯装置蒸汽裂解原料油和纳米炭材料的装置系统中进行，所述装置系统的结构示意图如图 1 所示，包括依次连接的热裂解单元 200、气液分离单元 300、加氢裂解单元 400 和分馏单元 500；所述热裂解单元 200 的出口与气液分离单元 300 的入口连接；所述气液分离单元 300 的液相出口与加氢裂解单元 400 的入口连接；所述加氢裂解单元 400 的出口与分馏单元 500 的入口连接；所述气液分离单元 300 的气相出口与脱碳单元 600 的入口连接；上述装置系统相互配合，可以实现废塑料的资源化利用，生产乙烯装置蒸汽裂解原料油和纳米炭材料。

所述装置系统还包括预处理单元 100；所述预处理单元 100 的出口与热裂

解单元 200 的入口连接；通过设置预处理单元 100 可以进一步剔除废塑料中的杂质。

所述脱碳单元 600 的气相出口与加氢裂解单元 400 的入口连接，可以将脱碳处理得到的氢气进行加氢裂解，提高利用率。

所述分馏单元 500 的气相出口与脱碳单元 600 的入口连接，所述分馏单元 500 的重组分出口与加氢裂解单元 400 的入口连接，可以实现混合烃气体和重质组分循环，可以进一步提升乙烯装置蒸汽裂解原料油的收率。

实施例 1

本实施例提供一种废塑料生产乙烯装置蒸汽裂解原料油和纳米炭材料的方法，其所用装置系统的结构示意图如图 1 所示，所述装置系统包括预处理单元 100、热裂解单元 200、气液分离单元 300、加氢裂解单元 400、分馏单元 500 和脱碳单元 600，所述方法包括以下步骤：

(1) 将聚乙烯废塑料在预处理单元 100 中进行预处理，预处理中先采用磁选去除金属、石头、沙子等杂质，然后采用红外光选去除非聚乙烯材质的塑料，之后在热裂解单元 200 中在 450℃ 下进行热裂解，得到烃类裂解油气，还产生灰分；

(2) 将步骤 (1) 得到的所述烃类裂解油气送入气液分离单元 300 进行气液分离，得到粗裂解油和裂解气；

(3) 将步骤 (2) 得到的所述裂解气送入脱碳单元 600，采用高温热裂解技术在温度为 3000℃，压力为 2MPa 的条件下进行脱碳处理，得到纳米炭材料和氢气，所述氢气经膜分离后纯度为 99.99%，然后用于步骤 (4)；

(4) 将步骤 (2) 得到的所述粗裂解油送入加氢裂解单元 400，在温度为 350℃，压力为 11MPa 的条件下进行加氢裂解，得到精制油；

(5) 将步骤(4)得到的所述精制油送入分馏单元 500 进行分馏, 得到乙烯装置蒸汽裂解原料油、重质组分和混合烃气体, 所述乙烯装置蒸汽裂解原料油的馏分范围为 65-400℃, 所述重质组分的馏分范围为 350-550℃, 所述混合烃气体为 C1-C4 的气态烃。所述重质组分回到加氢裂解单元 400 回用于步骤(4)所述加氢裂解, 所述混合烃气体回到脱碳单元 600 回用于步骤(3)所述脱碳处理。

实施例 2

本实施例提供一种废塑料生产乙烯装置蒸汽裂解原料油和纳米炭材料的方法, 其所用装置系统与实施例 1 相同, 所述方法包括以下步骤:

(1) 将聚丙烯废塑料在预处理单元 100 中进行预处理, 预处理中先采用磁选去除金属、石头、沙子等杂质, 然后采用密度选去除非聚丙烯材质的塑料, 之后在热裂解单元 200 中在 400℃下进行热裂解, 得到烃类裂解油气, 还产生灰分;

(2) 将步骤(1)得到的所述烃类裂解油气送入气液分离单元 300 进行气液分离, 得到粗裂解油和裂解气;

(3) 将步骤(2)得到的所述裂解气送入脱碳单元 600, 采用高温热裂解技术在温度为 1500℃, 压力为 1.5MPa 的条件下进行脱碳处理, 得到纳米炭材料和氢气, 所述氢气经膜分离后纯度为 99.99%, 然后用于步骤(4);

(4) 将步骤(2)得到的所述粗裂解油送入加氢裂解单元 400, 在温度为 400℃, 压力为 3MPa 的条件下进行加氢裂解, 得到精制油;

(5) 将步骤(4)得到的所述精制油送入分馏单元 500 进行分馏, 得到乙烯装置蒸汽裂解原料油、重质组分和混合烃气体, 所述乙烯装置蒸汽裂解原料油的馏分范围为 65-400℃, 所述重质组分的馏分范围为 350-550℃, 所述混合烃

气体为 C1-C4 的气态烃，所述重质组分回到加氢裂解单元 400 回用于步骤（4）所述加氢裂解，所述混合烃气体回到脱碳单元 600 回用于步骤（3）所述脱碳处理。

实施例 3

本实施例提供一种废塑料生产乙烯装置蒸汽裂解原料油和纳米炭材料的方法，其所用装置系统与实施例 1 相同，所述方法包括以下步骤：

（1）将聚丙烯和聚乙烯废塑料在预处理单元 100 中进行预处理，预处理中先采用磁选去除金属、石头、沙子等杂质，然后采用密度选去除非聚丙烯材质的塑料，之后在热裂解单元 200 中在 550℃ 下进行热裂解，得到烃类裂解油气，还产生灰分；

（2）将步骤（1）得到的所述烃类裂解油气送入气液分离单元 300 进行气液分离，得到粗裂解油和裂解气；

（3）将步骤（2）得到的所述裂解气送入脱碳单元 600，采用高温热裂解技术在温度为 3500℃，压力为 5MPa 的条件下进行脱碳处理，得到纳米炭材料和氢气，所述氢气经变压吸附后纯度为 99.99%，然后用于步骤（4）；

（4）将步骤（2）得到的所述粗裂解油送入加氢裂解单元 400，在温度为 300℃，压力为 15MPa 的条件下进行加氢裂解，得到精制油；

（5）将步骤（4）得到的所述精制油送入分馏单元 500 进行分馏，得到乙烯装置蒸汽裂解原料油、重质组分和混合烃气体，所述乙烯装置蒸汽裂解原料油的馏分范围为 65-400℃，所述重质组分的馏分范围为 350-550℃，所述混合烃气体为 C1-C4 的气态烃，所述重质组分回到加氢裂解单元 400 回用于步骤（4）所述加氢裂解，所述混合烃气体回到脱碳单元 600 回用于步骤（3）所述脱碳处理。

实施例 4

本实施例提供一种废塑料生产乙烯装置蒸汽裂解原料油和纳米炭材料的方法，与实施例 1 相比的区别仅在于所述分馏得到的重质组分不回用于步骤（4）所述加氢裂解。

本实施例提供一种废塑料生产乙烯装置蒸汽裂解原料油和纳米炭材料的装置系统，与实施例 1 相比的区别仅在于所述分馏单元 500 的重质分出口不与加氢裂解单元 400 的入口连接。

本实施例相较于实施例 1 而言，重质组分未参与加氢裂解，使得乙烯装置蒸汽裂解原料油的产量下降约 25%。

实施例 5

本实施例提供一种废塑料生产乙烯装置蒸汽裂解原料油的方法，与实施例 1 相比的区别仅在于所述分馏得到的混合烃气体不回用于步骤（3）所述脱碳处理，加氢裂解所需要的氢气使用电解制氢得到。

本实施例提供一种废塑料生产乙烯装置蒸汽裂解原料油的装置系统，与实施例 1 相比的区别仅在于分馏单元 500 的气相出口不与脱碳单元 600 的入口连接，脱碳单元的气相出口不与加氢裂解单元的入口连接。

本实施例相较于实施例 1 而言，混合烃气体不回用于步骤（3）所述脱碳处理，从而不能参与制备氢气，该混合烃气体只能燃烧处理，产生大量的二氧化碳，造成物料损失；并且加氢裂解的氢气由电解制氢得到，能耗和成本较高。

对比例 1

本对比例提供一种废塑料生产蒸汽裂解原料油的方法，与实施例 1 的相比的区别仅在于不进行气液分离、脱碳处理和加氢裂解，所述方法包括以下步骤：

(1) 将聚乙烯废塑料进行预处理，预处理中先采用磁选去除金属、石头、沙子等杂质，然后采用红外光选去除非聚乙烯材质的塑料，之后在 450℃ 下进行热裂解，得到烃类裂解油气，还产生灰分；

(2) 将步骤 (1) 得到的所述烃类裂解油气进行分馏，得到馏分范围为 65-400℃ 的塑料裂解油和馏分范围较 400℃ 更高的塑料裂解重油。

本对比例无法得到纳米炭材料。

对比例 2

本对比例提供一种市售的石油基乙烯装置蒸汽裂解原料油。

对实施例 1-5 和对比例 1-2 中蒸汽裂解原料油的金属总含量、硅含量、氯含量、氮含量以及氧含量如表 1 所示。其中，金属总含量采用 ASTM D5158、ASTM D711、UOP-946、UOP-952 和 UOP-938 等方法测定；硅含量采用 ASTM D5158 和 ASTM D711 等方法测定；氯含量采用 ASTM D5808-18 方法测定；氮含量采用 ASTM D4629 和 ASTM D5762 等方法测定；氧含量采用色谱法测定。

对实施例 1-5 和对比例 1-2 中蒸汽裂解原料油的链烷烃含量、烯烃含量、芳烃和环烷烃含量如表 2 所示。其中，链烷烃含量、烯烃含量、芳烃和环烷烃含量采用 SH/T0714 方法测定。

以实施例 1 为例，对实施例 1 中纳米炭材料的性能进行测定，结果如表 3 所示。其中，吸碘值采用 GB/T 3780.1-2008 方法测定；DBP 吸油量采用 HG/T 2152-2011 方法测定；CTAB 吸附比表面积采用 GB/T 3780.5-2008 方法测定；着色强度采用 GB/T 3780.6-2008 方法测定；加热减量采用 GB/T 3780.8-2008 方法测定；灰分采用 GB/T 3780.10-2008 方法测定；粒径采用 GB/T 3781.5-2006 方法测定；电阻率采用 GB/T 3781.9-2006 方法测定。

表 1

	金属（Fe、Na、 Al、As、Cr、As、 Pd、Hg）总含量 /（mg/kg）	硅含量/ （mg/kg）	氯含量/ （mg/kg）	氮含量/ （mg/kg）	氧含量/ （mg/kg）
实施例 1	<1	<1	1	8	1
实施例 2	<1	<1	1	10	1
实施例 3	<1	<1	1	7	1
实施例 4	<1	<1	1	8	1
实施例 5	<1	<1	1	8	1
对比例 1	1.6	466	16	85.6	8
对比例 2	<1	<1	1	-	<10

表 1 中“-”表示没有该数据。

表 2

	链烷烃含量/wt%	烯烃含量/wt%	芳烃和环烷烃含量/wt%
实施例 1	93.1	0.9	6
实施例 2	94.0	0.8	5.2
实施例 3	92.4	0.6	7
实施例 4	91.6	1.4	7
实施例 5	93.1	0.9	6
对比例 1	30.2	64	5.8
对比例 2	65.0	1.5	≥15

表 3

	实施例 1
吸碘值/（g/kg）	412
DBP 吸油量/（mL/100g）	230±10
CTAB 吸附比表面积/（10 ³ m ² /kg）	311
着色强度/%	102
加热减量/wt%	0.3
灰分/wt%	0.01
粒径/nm	30±3
电阻率/（Ω·m）	2

从表 1-3 可以看出以下几点：

（1）从实施例 1-5 可以看出，本申请可以获得质量稳定、杂质含量低且满足下游聚烯烃工厂原料需求的乙烯装置蒸汽裂解原料油，链烷烃的含量可以达到 91.6wt%以上，金属杂质和硅含量<1mg/kg，氯、氮和氧含量≤10mg/kg，以实施例 1 为例，本申请可以获得性能优异的纳米炭材料，具有高纯度、高比表面积和高结构，应用前景广阔。

（2）实施例 1 相较于对比例 1-2 而言，实施例 1 中的蒸汽裂解原料油不仅纯度高，而且链烷烃含量高，更有利于蒸汽裂解原料油高效地转化为目标烯烃、丙烯及丁二烯产物，而对比例 1-2 得到的蒸汽裂解原料油杂质含量高，不饱和烃含量高，用于生产下游产品容易产生较多的副产物。由此可见，本申请得到的乙烯装置蒸汽裂解原料油不仅能够达到更高的目标产物收率，而且生产过程副产物和废弃物产量更低，下游装置运行更不易结焦。

综上所述，本申请提供的方法和装置系统能够得到性能优异的乙烯装置蒸汽裂解原料油和附加值高的纳米炭材料，能够降低处理成本，避免废物和废气产生，具有较高的经济效益和环境效益。

申请人声明，以上所述仅为本申请的具体实施方式，但本申请的保护范围并不局限于此，所属技术领域的技术人员应该明了，任何属于本技术领域的技术人员在本申请揭露的技术范围内，可轻易想到的变化或替换，均落在本申请的保护范围和公开范围之内。

权利要求书

1、一种废塑料生产乙烯装置蒸汽裂解原料油和纳米炭材料的方法，所述方法包括以下步骤：

(1) 将废塑料进行热裂解，得到烃类裂解油气；

(2) 将步骤(1)得到的所述烃类裂解油气进行气液分离，得到粗裂解油和裂解气；

(3) 将步骤(2)得到的所述裂解气进行脱碳处理，得到纳米炭材料；

(4) 将步骤(2)得到的所述粗裂解油进行加氢裂解，得到精制油；

(5) 将步骤(4)得到的所述精制油进行分馏，得到乙烯装置蒸汽裂解原料油。

2、根据权利要求1所述的方法，其中，步骤(1)所述废塑料包括聚乙烯和/或聚丙烯。

3、根据权利要求1或2所述的方法，其中，所述热裂解的温度为400-550℃。

4、根据权利要求1-3任一项所述的方法，其中，所述废塑料热裂解前进行预处理；

可选地，所述预处理的方法包括磁选、红外光选或密度选中的任意一种或至少两种的组合。

5、根据权利要求1-4任一项所述的方法，其中，步骤(2)所述裂解气包括氢气和烃类不凝气；

可选地，所述烃类不凝气包括C1-C4的气态烃。

6、根据权利要求1-5任一项所述的方法，其中，步骤(3)所述脱碳处理采用高温热裂解技术；

可选地，所述脱碳处理的温度为1500-3500℃；

可选地，所述脱碳处理的压力为0.5-5MPa；

可选地，所述脱碳处理还产生氢气。

7、根据权利要求 6 所述的方法，其中，所述氢气进行提纯处理；

可选地，所述提纯处理的方式包括变压吸附或膜分离；

可选地，所述提纯处理后的氢气用于步骤（4）所述加氢裂解。

8、根据权利要求 1-7 任一项所述的方法，其中，步骤（4）所述加氢裂解的温度为 300-400℃；

可选地，所述加氢裂解的压力为 3-15MPa。

9、根据权利要求 1-8 任一项所述的方法，其中，步骤（5）所述分馏后还得到重质组分和混合烃气体；

可选地，所述重质组分的馏分范围为 350-550℃；

可选地，所述重质组分回用于步骤（4）所述加氢裂解；

可选地，所述混合烃气体包含 C1-C4 的气态烃；

可选地，所述混合烃气体回用于步骤（3）所述脱碳处理；

可选地，所述乙烯装置蒸汽裂解原料油的馏分范围为 65-400℃。

10、根据权利要求 1-9 任一项所述的方法，其中，所述方法包括以下步骤：

（1）将废塑料进行预处理，所述预处理的方法包括磁选、红外光选或密度选中的任意一种或至少两种的组合，然后在 400-550℃下进行热裂解，得到烃类裂解油气；

（2）将步骤（1）得到的所述烃类裂解油气进行气液分离，得到粗裂解油和裂解气；

（3）将步骤（2）得到的所述裂解气采用高温热裂解技术在温度为 1500-3500℃，压力为 0.5MPa-5MPa 的条件下进行脱碳处理，得到纳米炭材料和氢气，所述氢气经变压吸附或膜分离后用于步骤（4）所述加氢裂解；

(4) 将步骤(2)得到的所述粗裂解油在温度为 300-400℃，压力为 3-15MPa 的条件下进行加氢裂解，得到精制油；

(5) 将步骤(4)得到的所述精制油进行分馏，得到乙烯装置蒸汽裂解原料油、重质组分和混合烃气体，所述乙烯装置蒸汽裂解原料油的馏分范围为 65-400℃，所述重质组分的馏分范围为 350-550℃，所述混合烃气体包含 C1-C4 的气态烃，所述重质组分回用于步骤(4)所述加氢裂解，所述混合烃气体回用于步骤(3)所述脱碳处理。

11、一种废塑料生产乙烯装置蒸汽裂解原料油和纳米炭材料的装置系统，所述装置系统用于权利要求 1-10 任一项所述的废塑料生产乙烯装置蒸汽裂解原料油和纳米炭材料的方法；

所述装置系统包括依次连接的热裂解单元、气液分离单元、加氢裂解单元和分馏单元；

所述热裂解单元的出口与气液分离单元的入口连接；

所述气液分离单元的液相出口与加氢裂解单元的入口连接；

所述加氢裂解单元的出口与分馏单元的入口连接；

所述气液分离单元的气相出口与脱碳单元的入口连接。

12、根据权利要求 11 所述的装置系统，其中，所述装置系统还包括预处理单元；所述预处理单元的出口与热裂解单元的入口连接。

13、根据权利要求 11 或 12 所述的装置系统，其中，所述脱碳单元的气相出口与加氢裂解单元的入口连接；

可选地，所述分馏单元的气相出口与脱碳单元的入口连接；

可选地，所述分馏单元的重组分出口与加氢裂解单元的入口连接。