

一种乙烯或丙烯最大化的生产方法

技术领域

[0001] 本发明属于乙烯或丙烯生产技术领域，具体涉及一种乙烯或丙烯最大化的生产方法。同时本发明也属于固废处理和利用技术领域，具体涉生活垃圾和工业垃圾中废塑料化学回收的方法。

背景技术

[0002] 蒸汽裂解产乙烯，其传统原料一直局限于石脑油，由于石脑油资源有限，并且部分石脑油还要进重整装置产芳烃，所以原料的有限性一直制约乙烯的产能；如何大量扩展蒸汽裂解原料是解决乙烯产量的关键之一。

[0003] 塑料被广泛应用在各行各业，例如：纺织工业、家电行业、建筑行业、汽车行业、农业等，随着塑料制品消费量不断增大，废弃塑料也不断增多。目前我国废弃塑料主要为塑料薄膜、塑料丝及编织品、泡沫塑料、塑料包装箱及容器、日用塑料制品、塑料袋和农用地膜等。

[0004] 与金属回收比较，塑料回收最大问题是难以用机器进行自动分类，工序牵涉大量人力。塑料的重复回收利用率普遍较低，形成了巨大的资源浪费，而大量塑料制品的使用产生的垃圾如果通过掩埋、焚烧等方法处理则会造成严重的环境污染问题。

[0005] 由鉴于此，亟需提供一种以废塑料或其他油品作为原料进行最大化产乙烯或丙烯的生产方法。

发明内容

[0006] 本申请公开的一种乙烯或丙烯最大化的生产方法，所述方法包括以下步骤：

[0007] S1：将原料经预处理后与过热蒸汽在混合器内混合，混合均匀后进入催化裂解反应器，在催化剂的作用下，原料转变为高温油气和废渣，高温油气经两段式预洗塔降温除杂后，得到轻、重两种馏份油及气体产物等产物；所述两段式预洗塔包括预热段和脱过热段；

[0008] S2: 将步骤 S1 中的重馏份油进行加氢反应操作; 轻馏份油中烯烃组份进行重组操作, 其 BTX 组份分离后作为产品之一; 其烷烃组份进蒸汽裂解装置;

[0009] S3: 将步骤 S2 中得到的加氢和重组反应的产物, 以及蒸汽裂解馏份油循环至步骤 S1 的催化裂解反应器中, 在催化裂解反应器中再次进行选择催化裂解反应; 循环总产物量与新鲜原料进料的质量比为 10~60: 100;

[0010] S4: 将步骤 S1 中的气体产物送至蒸汽裂解装置, 集中分离出甲烷、乙烷、乙烯、丙烷和丙烯等, 其中乙烯、丙烯则作为产品; 乙烷、丙烷、丁烷和其它烷烃等则返回蒸汽裂解装置;

[0011] 以上操作将原料最终转化为甲烷、乙烯、丙烯、BTX 等产物, 其中乙烯加丙烯收率为原料的 45~75m%, 芳烃 BTX 收率为原料的 15~30m%, 剩余为甲烷。

[0012] 催化裂解反应最大特征在于, 其产物是可选择的; 如产物为最大化产乙烯, 则所述催化裂解反应其主要产物先是为丙烷和丁烷, 其收率大约为原料的 60m% 以上, 丙烷和丁烷再进蒸汽裂解产乙烯, 即得到最大化产乙烯; 如产物为最大化丙烯, 则所述催化裂解反应其主要产物是丙烯, 其收率大约为原料的 40m% 以上, 此时去蒸汽裂解丙烷和丁烷收率大约是原料 10~20m%。可见, 催化裂解工艺主要负责将塑料油 (或称之为废塑料液化物), 常底油等原料转化为丙烯和 BTX, 或者丙烷和 BTX; 而蒸汽裂解工艺则主要负责将拔头油以及催化裂解产生丙烷、丁烷等烷烃主要转变为乙烯; 此外, 蒸汽裂解产生的裂解汽油等液相产物则返回催化裂解反应器回炼。

[0013] 通过参考以下说明书, 权利要求书和附图, 本领域技术人员将进一步理解和理解本公开的这些和其他特征, 优点和目的。

附图说明

[0014] 图 1 表示以城市混合废塑料为原料进行预处理、热熔和催化裂解等处理步骤的工艺流程图;

[0015] 图 2 表示以原油为原料进行预处理和催化裂解处理步骤的工艺流程图;

[0016] 图 3 表示反应中间产物进行烷烃蒸汽裂解产乙烯和/或丙烯的工艺流程图;

[0017] 图 4 表示轻馏份油进行烯烃重组操作的工艺流程图;

[0018] 图 5 表示重馏份油进行加氢反应的工艺流程图;

[0019] 图 6 表示图 1 中两段式预洗塔的结构示意图;

[0020] 其中, 热熔釜 1、两段式预洗塔 2、混合器 3、催化裂解反应器 4、再生器 5、常

压塔 6、丁烷脱沥青塔 7、1#加氢反应器 8、2#加氢反应器 9、高分器 10、低分器 11、碱洗器 12、水洗器 13、加氢产物精馏塔 14、压缩机 15、蒸汽裂解装置 16、脱 C₂ 塔 17、脱甲烷塔 18、乙烯塔 19、丙烯塔 20、叠合反应器 21、重组产物精馏塔 22、撕碎装置 101、管道除铁器 102、1#转输泵 103、三相分离器 201、2#转输泵 202、1#循环泵 203、2#循环泵 204、1#冷却器 205、3#循环泵 206、2#冷却器 207、1#两相分离器 170、1#回流泵 171、1#塔顶冷却器 172、2#两相分离器 180、2#回流泵 181、2#塔顶冷却器 182、3#转输泵 183、3#两相分离器 190、3#回流泵 191、3#塔顶冷却器 192、4#两相分离器 210、4#回流泵 211、4#塔顶冷却器 212、缓冲罐 501、加剂罐 502、1#预热器 901、4#转输泵 1101、2#预热器 1301、4#循环泵 1401、预热段 2001、脱过热段 2002、5#循环泵 2101。

具体实施方式

[0021] 在本文档中,诸如第一、第二、第三, 1#、2#、3#之类的关系术语仅用于将一个、原料、产物、设备或单元操作与另一原料、产物、设备或单元操作区分开,而不必要求或暗示此类原料、产物、设备或单元操作之间的任何实际的这种关系或顺序。术语“包含”,“包含”或其任何其他变体旨在覆盖非排他性包含,使得包括所列步骤过程中的设备不仅仅包括那些元件,还可以包括未明确列出的其他元件。

[0022] 如本文所用,术语“和/或”当用于两个或多个项目的列表中时,是指所列项目中的任何一个可以单独使用,或者两个或多个所列项目中的任何组合可以是单独的。例如,如果原料或产物被描述为包含组分 A 和/或 B,则原料或该产物可以单独包含 A 或 B 中的一个,或 A 和 B 组合使用。

[0023] 现在参考图 1 描述,在至少一个实施例的乙烯或丙烯最大化的生产方法中,在乙烯或丙烯最大化的生产过程中,以城市混合废塑料为原料。城市混合废塑料的主要成分是聚乙烯(PE),聚丙烯(PP),聚苯乙烯(PS),泡沫聚苯乙烯(PSF)和聚氯乙烯(PVC)等,由于塑料是石油化工的产物,从化学结构以及所含成分上看,塑料为高分子碳氢化合物,通过高分子化合物碳氢键的断裂降解和分离操作,可重新转换成绝大部分塑料生产的原料乙烯或丙烯产物。在进行废塑料最大化产乙烯或丙烯之前,首先对废塑料进行预处理操作,所述预处理操作包括撕碎、除铁工艺中的至少一种。撕碎操作采用撕碎装置 101,将废塑料原料输送至撕碎装置 101,根据不同塑料原料的特性需用不同的撕碎机或破碎机,或两者组合方式,以便得到碎片大小尺寸适度且分布均匀的废塑料碎片,如膜类,包装袋类等软塑料,选用撕碎机将其撕碎;如电器外壳类等硬质塑料,选用粉碎机将其粉碎。除铁操作主要是

通过管道除铁器 102 进行含铁杂质的磁性去除,以降低含铁杂质对后续废塑料降解反应的影响。可以理解的是,城市混合废塑料原料中含铁杂质较少,或者说已经经过除铁处理了,则可以省略除铁步骤。经过撕碎和/或除铁操作后的废塑料可以直接通过输送机械输送至热熔釜 1 中进行热熔处理。

[0024] 其次,将输送至热熔釜 1 中的废塑料,采用过热蒸汽将其熔化成液化物(塑料油)收集在所述热熔釜 1 底部。所述废塑料受热熔化成液化物的操作条件为:温度 200~300℃;压力 0.01~0.5MPa。热熔后的废塑料转化成塑料油通过 1#转输泵 103 输送至两段式预洗塔 2 塔顶,如图 6 所示,所述两段式预洗塔 2 包括预热段 2001 和脱过热段 2002。所述两段式预洗塔 2 以催化裂解反应器 4 出口的高温油气为热源将塑料油预热,所述高温油气温度为 450~550℃,所述塑料油经过预热段 2001 和脱过热段 2002 后,温度逐板提升,至塔釜时其温度提高至 250~320℃。预热后的塑料油部分通过 2#转输泵 202 输送至混合器 3,与过热蒸汽混合均匀后进入催化裂解反应器 4;部分通过 1#循环泵 203 循环至热熔釜 1 中与新鲜进料混合,用以提高新鲜进料的温度,降低热熔釜 1 的能耗。

[0025] 在至少一个实施例中,所述热熔釜 1 中间段设置过滤元件,所述热熔釜 1 罐体上还设有惰性加热介质进口、惰性加热介质出口、液体出口以及固体出口。所述惰性加热介质进口和惰性加热介质出口分别设在所述热熔釜 1 的罐底和罐顶,用于过热蒸汽的通入和排出,排出蒸汽及其部分低分子气体产物输送至混合器 3,与预热后的塑料油进行均匀混合。新鲜废塑料碎片从进料口进入到过滤元件上,经过蒸汽加热熔化后转变成塑料油,该塑料油收集在热熔釜 1 底部,并可由液体出口排出。排出的塑料油经过预热后部分通过回流口返回至过滤元件上与新鲜进料混合。未能液化的非塑料垃圾则滞留在过滤元件的上部空间,并可由固体出口向外转移。

[0026] 经过混合器 3 混合后的塑料油进入到催化裂解反应器 4 中,在催化剂的作用下,塑料油转变为高温油气和废渣。所述催化裂解反应器 4 的操作条件:反应温度 300~600℃、反应压力 0.05~0.5MPa、剂油重量比 6~12、空速 0.1~30h⁻¹;所述的催化裂解反应器 4 内的催化剂为分子筛催化剂,所述分子筛催化剂是指 ZSM5、ZSM35、BETA、USY 等分子筛中的一种或它们的改性;所述的催化裂解反应器 4 可选用固定流化床,或循环流化床的一种或它们组合。所述废渣残留在催化裂解反应器 4 中,通入过热蒸汽进行吹脱使废渣排出催化裂解反应器 4。

[0027] 催化裂解反应器 4 排出的高温油气经两段式预洗塔 2 降温除杂后,得到轻、重两种馏份油及气体产物等产物。所述两段式预洗塔 2 塔顶温度 100~200℃,压力 0.05~

0.30MPa；塔釜温度 250~320℃。在脱过热段 2002，高温油气从过热状态冷却至饱和状态，与此同时油气携带的粉尘被洗涤下来，并在塔釜得到重馏份油。单独以预处理后的城市混合废塑料为原料进行催化裂解反应，塔釜得到的重馏份油产量较少，甚至可以忽略不计，高温油气主要以塔顶油气为主。降温除杂后的塔顶油气换热冷却后进三相分离器 201，罐底出轻馏份油，罐顶出不凝的气体产物，罐体内还有少量的污水，所述轻馏份油输送至下游的叠合反应器 21，不凝的气体产物输送至下游的蒸汽裂解装置 16。

[0028] 现转向图 2，在至少一个实施例的乙烯或丙烯最大化的生产方法中，在乙烯或丙烯最大化的生产过程中，以原油为原料。在进行原油最大化产乙烯或丙烯之前，首先对原油进行预处理操作。其中，当原料为原油时，所述预处理操作包括电脱盐，常压分馏和丁烷脱沥青等工艺步骤中的至少一种操作，其中原油经过常压塔 6 进行常压分馏，其塔顶拔头油进下游的蒸汽裂解装置 16 富产乙烯，侧线采出的常一线和常二线则在 1#加氢反应器 8 中利用固定床加氢裂化工艺产航煤，而剩余常底油进催化裂解反应器 4。所述常底油进催化裂解反应器 4 前，先在丁烷脱沥青塔 7 内进行丁烷脱沥青工艺，将常底油改质，以脱除原油中所含有的重金属、沥青质、胶质等杂质。所述丁烷脱沥青操作温度 250~350℃，压力 0.5~1.2MPa。

[0029] 改质后的常底油通过 4#转输泵 1101 输送至混合器 3，与其他物料混合均匀后进入催化裂解反应器 4，在催化剂的作用下，塑料油转变为高温油气和废渣。所述催化裂解反应器 4 的操作条件：反应温度 300~600℃、反应压力 0.05~0.5MPa、剂油重量比 6~12、空速 0.1~30h⁻¹；所述的催化裂解反应器 4 内的催化剂为分子筛催化剂，所述分子筛催化剂是指 ZSM5、ZSM35、BETA、USY 等分子筛中的一种或它们的改性；所述的催化裂解反应器 4 可选用固定流化床，或循环流化床的一种或它们组合。所述废渣残留在催化裂解反应器 4 中，通入过热蒸汽进行吹脱使废渣排出催化裂解反应器 4。

[0030] 所述高温油气输送至两段式预洗塔 2 内进行分离，得到轻、重两种馏份油及气体产物等产物。在两段式预洗塔 2 的塔底和塔顶分别设置外部循环冷却装置，塔底外部循环冷却装置由 2#循环泵 204 和 1#冷却器 205 构成，塔顶外部循环冷却装置由 3#循环泵 206 和 2#冷却器 207 构成。所述两段式预洗塔 2 塔顶温度 100~200℃，压力 0.05~0.30MPa；塔釜温度 250~320℃。高温油气经过两段式预洗塔 2 后，从过热状态冷却至饱和状态，塔釜得到重馏份油，塔顶得到油气组份。塔顶油气换热冷却后进三相分离器 201，罐底出轻馏份油，罐顶出不凝的气体产物，罐体内还有少量的污水，所述轻馏份油输送至下游的叠合反应器 21，不凝的气体产物输送至下游的蒸汽裂解装置 16。

[0031] 在至少一个实施例的乙烯或丙烯最大化的生产方法中,原料采用由城市混合塑料、原油组成的混合物。上述混合物中的各组份各自按上述原料的预处理方法进行预处理后,然后在混合器 3 中混合均匀后进催化裂解反应器 4 进行选择催化裂解反应,得到高温油气。当混合物中的废塑料比重大时,此时经过预处理后的混合物进料温度较低,可利用高温油气作为热源,在两段式预洗塔 2 内,将混合物与高温油气进行直接接触后得以预热,而高温油气从过热状态冷却至饱和状态,在两段式预洗塔 2 塔釜得到重馏份油,塔顶得到油气组份。塔顶油气换热冷却后进三相分离器 201,罐底出轻馏份油,罐顶出不凝的气体产物,罐体内还有少量的污水,所述轻馏份油输送至下游的叠合反应器 21,不凝的气体产物输送至下游的蒸汽裂解装置 16。

[0032] 现转向图 3,不凝的气体产物和/或拔头油输送至下游的蒸汽裂解装置 16 进行烷烃的蒸汽裂解操作;所述蒸汽裂解的反应条件:反应温度为 $700\sim 1000^{\circ}\text{C}$,反应压力为 $0.01\sim 1.0\text{MPa}$,停留时间 $0.01\sim 0.6\text{s}$ 。在蒸汽裂解装置 16 的顶部得到包括甲烷、乙烷、乙烯、丙烷和丙烯等裂解产物,底部则得到蒸汽裂解馏份油,该蒸汽裂解馏份油循环返回至催化裂解反应器 4 中再次进行选择催化裂解反应。

[0033] 将裂解产物首先输送至脱 C_2 塔 17 进行脱 C_2 操作;脱 C_2 塔 17 塔顶产物经过 1#塔顶冷却器 172 冷却后进入 1#两相分离器 170 进行冷却分离,分离后部分产物通过 1#回流泵 171 返回至脱 C_2 塔 17 塔顶,部分产物抽出输送至脱甲烷塔 18;塔底粗丙烯馏分输送至丙烯塔 20 进行丙烯分离操作。脱甲烷塔 18 塔顶产物经过 2#塔顶冷却器 182 冷却后进入 2#两相分离器 180 进行冷却分离,分离后部分产物通过 2#回流泵 181 返回至脱甲烷塔 18 塔顶,部分产物抽出得到甲烷气体;塔底粗乙烯馏分通过 3#转输泵 183 输送至乙烯塔 19 进行乙烯分离操作。乙烯塔 19 塔顶产物经过 3#塔顶冷却器 192 冷却后进入 3#两相分离器 190 进行冷却分离,分离后部分产物通过 3#回流泵 191 返回至乙烯塔 19 塔顶,部分产物抽出得到乙烯气体;乙烯塔 19 塔底产物为乙烷,乙烷输送至蒸汽裂解装置 16 进行蒸汽裂解产乙烯操作。丙烯塔 20 塔顶产物经过 4#塔顶冷却器 212 冷却后进入 4#两相分离器 210 进行冷却分离,分离后部分产物通过 4#回流泵 211 返回至丙烯塔 20 塔顶,部分产物抽出得到丙烯气体;丙烯塔 20 塔底产物为丙烷,丙烷输送至蒸汽裂解装置 16 进行蒸汽裂解产乙烯操作。

[0034] 现转向图 4,轻馏份油在叠合反应器 21 进行烯烃的重组反应,烯烃组份主要以 $\text{C}_4\text{-C}_9$ 的烯烃为主,所述重组反应是指烯烃进行叠合反应过程。所述重组反应的操作条件为:反应温度 $40\sim 200^{\circ}\text{C}$ 、反应压力 $0.5\sim 5.0\text{MPa}$ 、空速 $0.1\sim 6\text{h}^{-1}$ 。重组反应产物部分经

过 5#循环泵 2101 返回至叠合反应器 21 进口；部分经过重组产物精馏塔 22 分离后，塔顶得到 BTX(Benzene Toluene Xylene，即苯—甲苯—二甲苯混合物)副产品，塔底重组产物循环返回至催化裂解反应器 4 中。

[0035] 现转向图 5，将重馏份油经过 1#预热器 901 预热后输送至 2#加氢反应器 9 中进行加氢操作，加氢产物经过冷却后通入高分器 10 中，高分器 10 顶部为未反应的氢气，所述未反应的氢气经过压缩机 15 压缩后部分返回 2#加氢反应器 9 中，部分返回与进料的重馏份油混合；而高分器 10 底部产物依次经过低分器 11、碱洗器 12 和水洗器 13 进行底部产物的清洗操作后，经过 2#预热器 1301 升温后通入加氢产物精馏塔 14 进行精馏操作，塔底产物通过 4#循环泵 1401 循环返回至 2#加氢反应器 9 中，塔顶产物则循环返回至催化裂解反应器 4 中。

[0036] 2#加氢反应器 9 反应条件：反应温度为 300~550℃，反应压力为 10.0~30.0Mpa，空速 0.1~3h⁻¹；

[0037] 所述高分器 10 和低分器 11 的操作压力：0.1~20.0Mpa；

[0038] 所述碱洗器 12 和水洗器 13 的操作压力：0.1~0.5Mpa；

[0039] 所述加氢产物精馏塔 14 的操作条件：压力 0.1~0.2Mpa；温度 100~200℃。

[0040] 在至少一个实施例中，所述过热蒸汽，其温度为 450~550℃，压力为 0.2~0.5Mpa。所述过热蒸汽也可以选用其它过热的惰性介质，例如氮气。

[0041] 上述蒸汽裂解馏份油、重组产物、加氢反应产物循环返回至催化裂解反应器 4 进行再次选择性催化裂解反应，循环总产物量与新鲜原料进料的质量比为 10~60: 100。

[0042] 在至少一个实施例中，上述催化裂解反应的最大特征在于，其产物是可选择的；如产物为最大化产乙烯，则所述催化裂解反应其主要产物先是为丙烷和丁烷，其收率大约为原料的 60m%以上，丙烷和丁烷再进蒸汽裂解产乙烯，即得到最大化产乙烯；如产物为最大化丙烯，则所述催化裂解反应其主要产物是丙烯，其收率大约为原料的 40m%以上，此时去蒸汽裂解丙烷和丁烷收率大约是原料 10~20m%。可见，催化裂解工艺负责将塑料油(或称之为废塑料液化物)，常底油等转化为丙烯和 BTX，或者丙烷和 BTX；而蒸汽裂解工艺则负责将拔头油以及催化裂解产生丙烷、丁烷等烷烃主要转变为乙烯；而蒸汽裂解产生的裂解汽油等液相产物则返回催化裂解反应器 4 回炼。

[0043] 以上操作将原料最终转化为甲烷、乙烯、丙烯、BTX 等产物，其中乙烯加丙烯收率为原料的 45~75m%，芳烃 BTX 收率为原料的 15~30m%，剩余为甲烷。

[0044] 再次转向图 1 和图 2，催化裂解反应一段时间后，催化裂解反应器 4 中的催化剂

因积碳而失活，此时催化剂将进行再生；其主要包括以下步骤：催化剂通过卸剂线离开催化裂解反应器 4，收集在缓冲罐 501 内，所述缓冲罐 501 内通入蒸汽汽提，清除催化剂上携带的油气；然后将催化剂转送至再生器 5。在所述再生器 5 内通入过热介质和适量空气，将催化剂上积碳转变为 CO_2 和 H_2O ，催化剂活性得以逐渐恢复；将再生后的催化剂转送至催化裂解反应器 4 上方的加剂罐 502，再生催化剂转送完后将加剂罐 502 内压力升高，使其高于催化裂解反应器 4 内压力 0.1~0.2MPa，在压差和重力的作用下，催化剂再次进入催化裂解反应器 4。

[0045] 再生后催化剂可再次利用；催化剂可循环多次，再生热源可采用过热介质，如蒸汽，氮气等；再生时过热介质中要通入一定量的空气；当催化裂解反应器 4 选用流化床作为反应器时，催化剂则在反应器与再生器 5 之间连续循环，再生器 5 内直接通入空气。

[0046] 在至少一个具体的实施例中，如表 1 和表 2 所示，列出了不同原料组成最大化产丙烯或乙烯的工艺操作条件和产物分布情况。

表 1

	实施例 1	实施例 2	实施例 3
原料组成	城市混合废塑料	原油	20m% 城市混合废塑料和 80m% 原油
各设备操作条件：			
热熔釜 1	温度 180℃； 压力 0.13MPa	温度 150℃； 压力 0.15MPa	温度 180℃； 压力 0.13MPa
常压塔 6	塔顶温度 116℃； 压力 0.16MPa； 塔釜温度 310℃	塔顶温度 110℃； 压力 0.12MPa； 塔釜温度 308℃	塔顶温度 116℃； 压力 0.16MPa； 塔釜温度 310℃
两段式预洗塔 2	塔顶温度 150℃； 压力 0.1MPa； 塔釜温度 300℃	塔顶温度 200℃； 压力 0.13MPa； 塔釜温度 320℃	塔顶温度 150℃； 压力 0.1MPa； 塔釜温度 300℃
催化裂解反应器 4	反应温度 450℃； 反应压力 0.15MPa； 空速 25h ⁻¹ ； 催化剂：Y 型分子筛+	反应温度 520℃； 反应压力 0.10MPa； 空速 20h ⁻¹ ； 催化剂：Y 型分子筛+	反应温度 450℃； 反应压力 0.15MPa； 空速 25h ⁻¹ ； 催化剂：Y 型分子筛+

	ZSM35 分子筛 (85:15) 剂油重量比: 6	ZSM5 分子筛 (85:15) 剂油重量比: 8	ZSM35 分子筛 (85:15) 剂油重量比: 6
2#加氢反应器 9	反应温度 365℃; 反应压力 18.0MPa; 空速 1h ⁻¹ ;	反应温度 353℃; 反应压力 21.0MPa; 空速 0.8h ⁻¹ ;	反应温度 360℃; 反应压力 18.0MPa; 空速 1h ⁻¹ ;
蒸汽裂解装置 16	反应温度 880℃; 反应压力 0.50MPa; 停留时间 0.2 s	反应温度 950℃; 反应压力 0.30MPa; 停留时间 0.1 s	反应温度 1000℃; 反应压力 0.45MPa; 停留时间 0.05 s
叠合反应器 21	反应温度 100℃; 反应压力 1.50MPa; 空速 1h ⁻¹ ;	反应温度 80℃ 反应压力 4.00MPa; 空速 1h ⁻¹ ;	反应温度 100℃; 反应压力 1.50MPa; 空速 1h ⁻¹ ;
重组产物精馏塔 22	塔顶温度 50℃; 压力 0.6MPa; 塔釜温度 200℃	塔顶温度 55℃; 压力 0.7MPa; 塔釜温度 208℃	塔顶温度 50℃; 压力 0.6MPa; 塔釜温度 200℃
产物收率:			
甲烷	5.0%	7.2%	5.0%
乙烯	45.3%	30.1%	35.3%
丙烯	27.7%	34.4%	37.7%
BTX	15.0%	20.0%	15.0%
焦炭	6.6%	7.7%	6.6%
其他	0.4%	0.6%	0.4%

表 2

	实施例 4	实施例 5	实施例 6
原料组成	30m%城市混合废塑料和 70m%原油	40m%城市混合废塑料和 60m%原油	50m%城市混合废塑料和 50m%原油
各设备操作条件:			
热熔釜 1	温度 180℃;	温度 150℃;	温度 200℃;

	压力 0.13MPa	压力 0.15MPa	压力 0.1MPa
常压塔 6	塔顶温度 116℃; 压力 0.16MPa; 塔釜温度 310℃	塔顶温度 110℃; 压力 0.12MPa; 塔釜温度 308℃	塔顶温度 120℃; 压力 0.18MPa; 塔釜温度 320℃
两段式预洗塔 2	塔顶温度 150℃; 压力 0.1MPa; 塔釜温度 300℃	塔顶温度 200℃; 压力 0.13MPa; 塔釜温度 320℃	塔顶温度 100℃; 压力 0.05MPa; 塔釜温度 250℃
催化裂解反应器 4	反应温度 450℃; 反应压力 0.15MPa; 空速 25h ⁻¹ ; 催化剂: Y 型分子筛+ ZSM5 分子筛(85: 15) 剂油重量比: 6	反应温度 520℃; 反应压力 0.10MPa; 空速 20h ⁻¹ ; 催化剂: Y 型分子筛+ ZSM5 分子筛(85: 15) 剂油重量比: 8	反应温度 480℃; 反应压力 0.05MPa; 空速 10h ⁻¹ ; 催化剂: Y 型分子筛+ ZSM5 分子筛(85: 15) 剂油重量比: 10
2#加氢反应器 9	反应温度 360℃; 反应压力 18.0MPa; 空速 1h ⁻¹ ;	反应温度 355℃; 反应压力 21.0MPa; 空速 0.5h ⁻¹ ;	反应温度 365℃; 反应压力 20.0MPa; 空速 0.6h ⁻¹ ;
蒸汽裂解装置 16	反应温度 820℃; 反应压力 0.40MPa; 停留时间 0.2 s	反应温度 850℃; 反应压力 0.30MPa; 停留时间 0.1 s	反应温度 900℃; 反应压力 0.45MPa; 停留时间 0.05 s
叠合反应器 21	反应温度 100℃; 反应压力 1.50MPa; 空速 1h ⁻¹ ;	反应温度 80℃ 反应压力 4.00MPa; 空速 1h ⁻¹ ;	反应温度 110℃; 反应压力 2.00MPa; 空速 0.8h ⁻¹ ;
重组产物精馏塔 22	塔顶温度 50℃; 压力 0.6MPa; 塔釜温度 200℃	塔顶温度 55℃; 压力 0.7MPa; 塔釜温度 208℃	塔顶温度 50℃; 压力 0.65MPa; 塔釜温度 210℃
产物收率:			
甲烷	5.0%	7.2%	6.3%
乙烯	25.3%	40.1%	16.9%
丙烯	47.7%	24.4%	38.1%

BTX	15.0%	20.0%	30.0%
焦炭	6.6%	7.7%	8.2%
其他	0.4%	0.6%	0.5%

[0047] 由此可见，本申请公开的乙烯或丙烯最大化的生产方法，化工产品的收率明显高于常规在用的炼油工艺组合，其乙烯加丙烯收率为原料的 45~75m%，可作为工业中制取塑料的原料循环使用；另外，整个工艺过程中副产芳烃 BTX，芳烃收率为原料的 15~30m%，而副产的甲烷和焦炭产率低。

[0048] 本申请公开的乙烯或丙烯最大化的生产方法，不仅可以以原油作为催化裂解反应的原料，最大化产出高价值的乙烯、丙烯和 BTX 原料；而且可以以城市混合废塑料作为原料，通过将废塑料进行相应的预处理后，亦可最大化产出高价值的乙烯、丙烯和 BTX 原料，具有显著地经济效益和社会效益。

[0049] 以上显示和描述了本发明的基本原理、主要特征和本发明的优点。本行业的技术人员应该了解，本发明不受上述实施例的限制，上述实施例和说明书中描述的只是本发明的原理，在不脱离本发明精神和范围的前提下本发明还会有各种变化和改进，这些变化和改进都落入要求保护的本发明的范围内。本发明要求的保护范围由所附的权利要求书及其等同物界定。