



## 一种冷再生催化剂循环方法及其装置

## 技术领域

- 5 本发明属于石油炼制、化工等领域，特别涉及利用冷再生催化剂循环方法及其装置进行重油催化转化和劣质汽油等轻烃的催化转化。

## 背景技术

- 10 随着原油质量的劣质化及重质化趋势的日益加剧，催化裂化的渣油掺炼比的不断提高，催化裂化特别重油催化裂化装置的干气焦炭产率偏高，轻油总收率偏低；汽油烯烃和硫含量偏高，不能满足汽油的新国家标准要求。

重油催化裂化因原料重，残炭值高，使焦炭产率上升，热量多于系统所需热量，造成热量过剩。因此，重油催化裂化装置必须设置取热设施，从系统中取出过剩热量，才能够维持两器热量平衡。

- 15 现有重油催化裂化过程中取出系统过剩热量的催化剂冷却器种类很多。现行取热技术即催化剂冷却技术因冷再生催化剂返回再生器密相段仅具有取热功能，而无法对反应系统的操作条件进行优化，因此现行反应再生系统的技术又都有其不足之处。

- 20 US5451313 公开一种 FCC 方法，其中通过待生剂与再生剂混合一起循环来降低方法的苛刻度，改进进料的雾化，促进与催化剂的接触。但未提出催化剂冷却器同时用于再生器床层冷却和提升管裂化进料的再生剂冷却。

- 25 UOP 公司开发的“x 设计”技术(<<世界石油科学>>, 1996, 3(9)), 特点是部分待生剂(待再生催化剂)不经烧碳再生而与再生剂在混合罐掺混后直接返回提升管反应器，因再生剂降温，使剂油比提高。该技术的缺点是再生剂和待生剂直接混合，使进入提升管反应器的催化剂活性降低，不利于催化裂化反应。

- 30 洛阳石油化工工程公司开发的灵活多效催化裂化工艺 (CN92105596.X) 采用双提升管反应器，通过汽油提升管待生剂与再生剂混合一起循环来提高剂油比，改进进料的雾化，促进与催化剂的接触。一个提升管作为汽油改质反应区，利用高活性催化剂改质汽油；另一个提升管作为 FCC 主提升管反应

区,该工艺要兼顾主提升管重油催化裂化和汽油提升管汽油改质的反应条件,由于冷热催化剂的偏流或混合不均(即均质和均热不好),且待生催化剂活性低,不利于主提升管催化裂化反应。

MIP 技术创新性地提出了第二反应区的概念,即采用串联提升管反应器,将反应分为两个反应区,第一反应区以裂化反应为主,采用较高反应温度;第二反应区采用较低反应温度、较大剂油比和较长反应时间,主要进行氢转移、芳构化和异构化等反应。通过待生剂进入第二反应区与再生剂混合一起循环来提高第二反应区剂油比,由于冷热催化剂的偏流或混合不均(即均质和均热不好),且待生催化剂活性低,不利于第一反应区的催化裂化反应。

中国专利 CN 1288932A、CN1288933A 公开了一种再生剂输送管路取热新技术,在保证足够高的再生器温度和良好的再生效果的前提下,降低进入反应器的再生剂的温度,提高原料油预热温度,改善原料雾化效果,提高剂油比,改善产品分布,提高液体收率。

但是,上述技术均未提出如何实现大剂油比操作,如何克服剂油比增大引起的循环系统阻力增大,从而真正使剂油比成为独立可调变量。

本发明的目的就是在上述现有技术的基础上,利用催化裂化过程常用的催化剂冷却技术,采用密相床操作,提高催化剂循环的推动力,以克服剂油比增大引起的循环系统阻力增大,从而真正使剂油比成为独立可调变量,以解决目前普遍存在的再生温度、进料温度、反应温度和剂油比的矛盾,实现“低温接触、大剂油比、高催化剂活性”的催化裂化反应要求,为催化裂化反应创造良好的反应条件。

本发明的另一目的是在保证足够高的再生温度和良好的再生效果的前提下,通过冷再生催化剂循环方法,降低进入反应器的再生剂之温度,提高原料油预热温度,改善原料油雾化效果,提高剂油比,提高反应选择性,改善重油催化裂化的产品分布,提高液体收率。

本发明的另一目的是在保证适宜剂油比的前提下,降低汽油改质提升管的反应温度,提高汽油提升管的催化剂活性,促进氢转移、异构化、芳构化等反应的进行,降低焦炭和气体的产率,从而提高汽油和轻馏分的产率提高,汽油辛烷值,降低油品烯烃和杂质含量。

## 发明内容

本发明所要解决的技术问题是提供一种冷再生催化剂或接触剂（以下均简称催化剂）循环方法，利用催化裂化过程常用的催化剂冷却技术，采用低速密相床操作提高催化剂循环系统的推动力，以克服剂油比增大引起的循环系统阻力增大，真正使剂油比成为独立可调变量，以解决目前普遍存在的再生温度、进料温度、反应温度和剂油比的矛盾，从而实现提升管或/和流化床反应器的各反应区的分区优化，真正实现反应深度的优化控制。

本发明提供一种冷再生催化剂循环方法及其设备，包括一个气固反应再生过程：烃类原料在提升管反应器（带有或不带有流化床反应器）各反应区与催化剂接触反应，反应物流进入沉降器进行催化剂与油气的分离，分离出的待生催化剂经汽提段汽提后进入再生器烧焦再生，再生后的催化剂经冷却后或/和不经冷却直接返回提升管反应器循环使用，具体特征如下：

1) 再生器设有一个、两个或多个催化剂冷却器，分别用于调节各自相连接的提升管反应器（和/或流化床反应器）各反应区的反应温度，和/或调节再生器的温度，分别使其保持在最佳值。所述的每个催化剂冷却器设有一个、两个或多个催化剂出口，分别用于输送冷再生催化剂循环至一个、两个或多个提升管反应器（和/或流化床反应器）各反应区和/或用于输送冷再生催化剂循环至再生器。

2) 将一部分来自再生器的再生催化剂经催化剂冷却器冷却到 200-720°C（优选 360~650°C）直接进入提升管反应器预提升区或/和各反应区（和/或流化床反应器各反应区）；或/和与另一部分未经冷却的热再生催化剂混合得到温度低于再生器温度的混合再生催化剂后进入提升管反应器预提升区或/和各反应区（和/或流化床反应器各反应区）；或者冷热再生催化剂分别直接进入提升管预提升区，经预提升介质提升温度达到均衡后进入提升管反应器各反应区（和/或流化床反应器各反应区）；或者不经催化剂冷却器直接进入提升管反应器预提升区或/和各反应区（和/或流化床反应器各反应区），循环使用。

所述的每个提升管反应器设有一个、两个或多个反应区、带有或不带有流化床反应器。在冷再生催化剂进入所述的提升管反应器（或/和流化床反应器）前设有或不设预提升器和/或混合器，用预提升介质将上述冷再生催化剂

输送至提升管反应器（或/和流化床反应器）。

3) 所述的每个催化剂冷却器底部至少设置一个流化介质分布器，流化介质主要由此分布器进入所述的催化剂冷却器，表观气速（流化介质的体积流量与所述的冷却器横截面之比）的范围为 0~0.7m/s（优选 0.005~0.3 m/s，最佳 0.01~0.15 m/s），所述的冷再生催化剂温度主要通过调节流化介质的流量进行控制。

所述的进入每个催化剂冷却器的再生催化剂是任何碳含量的再生催化剂或不完全再生催化剂，或者是任何碳含量的待生催化剂、接触剂或焦粒。

所述的每个催化剂冷却器可以分别设置于再生器外部或内部，或者设置于与其相连接提升管反应器（或/和流化床反应器）的下面。

所述的至提升管反应器（或/和流化床反应器）各反应区的冷催化剂输送通道可以全部或部分设置于催化剂冷却器壳体外部或催化剂冷却器壳体内。所述的返回至再生器的冷催化剂输送通道可以全部或部分设置于催化剂冷却器壳体外部或催化剂冷却器壳体内。

根据工艺要求也可以不设所述的返回再生器的冷催化剂输送通道。

所述的预提升段可以全部(或部分)设置于与其相连接的催化剂冷却器壳体外部或内部。

根据工艺要求，设置（或不设）一个、两个或多个辅助提升管，分别连接冷再生催化剂输送通道（如外循环管、内循环管等），用于输送冷再生催化剂（用预提升介质提升）至一个、两个或多个提升管反应器（或/和流化床反应器）各反应区作为冷激剂或者与其他气态或液态冷激剂混合作为冷激剂，循环使用。

所述的气态或液态冷激剂是水、包括汽油、回炼油、澄清油在内的油品以及包括任何炭含量的冷再生催化剂、冷待生催化剂、冷半再生催化剂在内的催化剂中的一种、两种或两种以上的混合物。

催化剂冷却器为成熟工业设备，本发明的方法及其装置可采用各种结构形式（如上流式、下流式等），换热元件（包括取热管、取热管束等）也可以采用各种结构和连接形式，催化剂输送通道也可采用各种具体连接结构（如内循环管、Y型、U型外输送（循环）管等），本领域普通技术人员对其具体结构、连接型式、操作和控制过程非常清楚，不构成对本发明构思的任何具

体实施方式的限制。

5 进入提升管反应器（或/和流化床反应器）各反应区的上述混合再生催化  
剂的温度可通过调节所述冷热再生催化剂的比例和/或其它参数而得到独立  
控制。上述经催化剂冷却器冷却后的冷再生催化剂直接进入提升管反应器（或  
10 /和流化床反应器）时，进入提升管反应器（或/和流化床反应器）各反应区  
的冷再生催化剂温度通过调节流化介质和/或取热介质和/或输送介质的流量  
和/或其它参数进行控制；或者通过调节流化介质和/或取热介质和/或输送介  
质的流量和/或返回再生器的冷催化剂的流量和/或其它参数进行控制。因此，  
提升管反应器（或/和流化床反应器）的剂油比（再生催化剂与原料的比例）  
10 和反应温度均可得到独立控制。

根据工艺要求，调节再生器温度的催化剂冷却器可以不设，或/和调节提  
升管反应器（或/和流化床反应器）各反应区反应温度的催化剂冷却器中的任  
意一个、两个或多个也可以不设，热再生催化剂直接进入提升管。

15 调节再生器温度的催化剂冷却器不设，仅设一个、两个或多个与提升管反  
应器（或/和流化床反应器）相连接的催化剂冷却器时，再生器温度主要通过  
调节反应再生系统的热平衡进行控制，或/和主要通过调节这些催化剂冷却器  
中的一个、两个或多个的流化介质和/或取热介质和/或返回再生器的催化剂  
等的流量或其它参数进行控制。

20 调节提升管反应器（或/和流化床反应器）各反应区反应温度的催化剂冷  
却器中的任意一个、两个或多个不设时，再生器温度主要通过调节反应再生  
系统的热平衡进行控制；或/和主要通过调节不与提升管相连的催化剂冷却器  
的流化介质和/或取热介质和/或返回再生器的催化剂等的流量或其它参数进  
行控制；或/和主要通过调节与提升管相连的催化剂冷却器的流化介质和/或  
取热介质和/或返回再生器的催化剂等的流量或其它参数进行控制。

25 上述提升管反应器（或/和流化床反应器）各反应区的反应温度主要通过  
调节剂油比（在上述冷催化剂返回通道设置控制元件如滑阀、塞阀等），或/  
和主要通过调节冷再生催化剂或混合再生催化剂的温度进行控制，使其分别  
保持在最佳值。

30 当然还可有许多其他控制设备和控制方法，本领域普通技术人员对其非  
常清楚，不构成对本发明构思的任何具体实施方式的限制。

上述流化介质、输送介质可以是空气、蒸汽或其他气体等或者是它们的混合物，取热介质可以是水、蒸汽、空气或其他气体、各种油品等或者是它们的混合物。上述预提升介质可以是水、蒸汽或其他气体、各种炼厂干气等或者是它们的混合物。

- 5 上述进入催化剂冷却器的再生催化剂可以是任何碳含量的再生催化剂或不完全再生催化剂。上述进入催化剂冷却器的再生催化剂还包括任何碳含量的待生催化剂、接触剂或焦粒等。

上述的催化剂冷却器可以与再生器、提升管连为一体，也可以通过管线与其相连。

- 10 本发明还提供用于实现所述的再生催化剂循环方法的催化剂冷却设备，它大体上是设置有垂直换热管束的流化床，流化床自下而上主要设置有催化剂出口、流化介质分布器、换热管、密相流化床、脱气平衡口和催化剂进口；其中多根换热管垂直分布组成换热管束，从流化床顶部一直延伸至流化床下部，浸没在密相流化床中。

- 15 本发明的冷再生催化剂循环方法及其设备可用于各种反应再生型式（如同轴式、并列式等）的催化裂化装置，与再生器有多种组合型式，如设置于第一再生器、设置于第二再生器等，本领域普通技术人员对其组合型式、操作和控制过程非常清楚，不构成对本发明构思的任何具体实施方式的限制。

- 20 采用本发明的冷再生催化剂循环方法及其设备的催化裂化装置，其反应产物的分离及催化剂的再生均按常规方法进行，可以采用提升管催化裂化工艺及装置使用的各种反应再生型式包括各种提升管型式（包括等直径或变直径、带有或不带有流化床反应器等）、各种再生型式及其各种组合型式。待生催化剂在再生器中于常规催化裂化催化剂再生条件下进行烧焦再生，一般再生温度控制在 630~800°C（优选 680-730°C）。

- 25 提升管催化裂化工艺及装置为成熟工业过程，本领域普通技术人员对其组合型式、操作和控制过程非常清楚，不构成对本发明构思的任何具体实施方式的限制。本发明对其催化剂选用和工艺条件没有任何限制。

- 30 本发明的冷再生催化剂循环方法及其设备应用广泛，可用于各种流化催化裂化过程包括重油催化转化、蜡油催化转化、汽油催化改质、轻烃（液化石油气、碳四、碳五、汽油等）催化转化等，也可用于其它气固流态化反应

烧焦过程包括渣油预处理、甲醇制烯烃(MTO)、甲醇制丙烯(MTP)、甲醇制芳烃(MTA)、流化焦化、灵活焦化等。所述的冷再生催化剂循环方法及其设备可单独实施,用于各种流化催化裂化过程的一个提升管反应器(或/和流化床反应器)各反应区,根据工艺需要可设有一个、两个或多个辅助提升管输送至提升管反应器(或/和流化床反应器)各反应区作为冷激剂;或者联合实施,同时用于具有不同功能的两个或多个提升管反应器中的一个、两个或多个提升管反应器(或/和流化床反应器)各反应区包括用于双提升管催化裂化装置的重油提升管和汽油提升管、加工不同原料的两个或多个提升管等中的一个或两个提升管反应器各反应区,根据工艺需要可设有一个、两个或多个辅助提升管输送至提升管反应器(或/和流化床反应器)各反应区作为冷激剂。

本发明的冷再生剂循环方法及其设备可应用于重油催化裂化工艺,重质石油烃类与来自重油提升管预提升区(也可不设)的冷再生催化剂混合进入重油提升管反应器(带有或不带有流化床反应器),主要操作条件如下:反应温度400-650°C(优选480-600°C)、反应压力为0.11~0.4MPa,接触时间0.05~5秒(优选0.1~3秒),催化剂与原料重量比(剂油比)一般为3~15,优选5~12。

应用本发明的重油催化裂化工艺与现有技术相比,重油提升管反应器操作条件相对独立,反应温度、剂油比和原料预热温度等操作条件可以根据重油性质和反应要求灵活调节。因此能提高掺渣比,加工劣质重油,提高轻油收率;其降低汽油烯烃体积分数的效果更加显著,兼有提高汽油辛烷值、降低其油品杂质含量的特点,同时具有可操作性强、简单灵活、应用广泛的优势。

与现有技术相比,本发明采用低速密相床操作,可提高循环催化剂的密度,提高循环系统的推动力,克服循环量增大引起的系统阻力增加,真正实现大剂油比操作。在不降低再生温度的条件下,通过降低再生催化剂温度,真正使剂油比、进料温度、反应温度和再生温度均成为独立可调变量,从而实现提升管或/和流化床反应器的各反应区的分区优化,真正实现催化裂化反应深度的优化控制,从而降低焦炭和干气,改善产品分布和产品质量,降低装置能耗和烟气排放。因此本发明具有如下优点:

1) 原料的雾化效果更好。

在提高剂油比的同时,可采用更适宜的高进料温度,改进原料的雾化,促进与催化剂的接触,从而降低焦碳和干气产率。

2) 可灵活调节各反应区的反应温度和再生器的再生温度,使其保持在最佳值。因此提升管或/和流化床反应器的各反应区可采用更适宜的反应时间和更适宜的反应温度,从而降低焦碳和干气,改善产品分布和产品质量。

3) 可采用更适宜的高再生温度。

再生温度不受剂油比和原料预热温度制约,再生温度可以提高,有利于高效再生,并起到钝化重金属的作用。高再生温度使烟气带出热量增多,取热量减少。

4) 催化剂的活性更高。

因再生剂温度降低,再生剂在提升管预提升段的水热失活减轻。

5) 循环催化剂密度的提高,减少了循环催化剂夹带的空气量,从而降低了干气中的氮气等非烃类气体含量,提高干气的热值,降低富气压缩机的功率消耗。

6) 流化风用量降低约 80%,增压风总用量降低约 50%,增压机的功率消耗降低约 50%。

7) 采用低速密相床操作,外取热器壳程线速很低(优选 0.005 ~ 0.3 m/s,最佳 0.01 ~ 0.15 m/s),催化剂颗粒对取热管束的磨蚀很小,有利于延长取热器的使用寿命。

8) 与其他技术共同使用,效果更好。

使用本技术,并不影响其他技术的使用,如与现行密相段取热技术,提升管反应终止剂注入技术,多反应区多点进料技术等同时使用,效果更好。当然也可与许多其他工艺技术和方法同时使用,不构成对本发明构思的任何具体实施方式的限制。

与单独采用混合温度控制技术、注终止剂等技术相比,取热温位高,热量利用更加合理。

本发明的冷再生剂循环方法及其设备也可应用于汽油催化转化,提升管反应器操作条件相对独立,反应温度、剂油比和原料预热温度等操作条件可以根据反应要求灵活调节。

本发明所采用的方法与现有技术相比,其降低汽油烯烃体积分量的效果更加显著,兼有提高汽油辛烷值、降低其油品杂质含量的特点,同时具有可操作性强、简单灵活、应用广泛的优势。与现有技术相比,劣质汽油经本发明的催化转化装置后,汽油中烯烃体积分量可降低为 30~70%,辛烷值(RON)可提高 0.5~40 个单位,汽油中的硫含量降低 30% (重量)。

经过预热(或不预热)后的汽油(气态或液态)进入提升管,与来自汽油提升管预提升区(也可不设)的冷再生催化剂混合进入汽油提升管反应器(带有或不带有流化床反应器),主要进行异构化、芳构化等汽油改质反应,达到降低烯烃和硫、氮含量,提高辛烷值的目的。

应用本发明的汽油催化转化改质工艺主要操作条件如下:反应温度 350-650°C (优选 400-600°C)、绝对压力为 0.11~0.4MPa,接触时间 0.5~30 秒(优选 1-15 秒)。

本发明的汽油催化转化工艺可与重油催化裂化工艺联合实施,也可以单独实施。汽油提升管反应器操作条件调节相对独立,更加灵活,反应温度等条件可以根据市场情况灵活调节:

1) 采用较低的反应温度,生产低硫、低烯烃高辛烷值汽油。

以降低汽油烯烃和硫含量为目的生产清洁汽油时,反应温度可以很低(350-520°C,优选 400-480°C),使异构化、氢转移、芳构化、烷基化等理想的二次反应在有时间保证的前提下占据绝对优势。轻油收率大于 98.5%。

2) 采用较高的反应温度,多产液化气、轻烯烃,同时生产低硫、低烯烃的高辛烷值汽油。

当需要多产液化气、轻烯烃时,反应温度又可以很高(500-650°C,优选 520-600°C),使烯烃裂化等反应占主导,同时实现提高柴汽比、降低汽油烯烃和硫含量,生产高辛烷值清洁汽油的目的。

该汽油馏分可以是全馏分,例如,初馏点至 220°C 左右的馏分;也可以是其中的部分窄馏分,例如,70~145°C 馏分。该汽油馏分可以是一次加工汽油馏分如直馏汽油、凝析油等、二次加工汽油馏分如焦化汽油、FCC 汽油、减粘汽油、热裂化汽油等或一种以上的汽油馏分的混合物。该汽油馏分的烯烃含量可以为 0~80 重%,并含有少量的硫、氮等杂质,例如,硫含量大于 200ppm,氮含量大于 30ppm。

所述的全馏分或窄馏分的劣质汽油是包括直馏汽油、凝析油、催化裂化汽油、热裂化汽油、减粘汽油、焦化汽油、裂解制乙烯汽油在内的汽油中的一种、两种、多种及其混合汽油。

## 5 附图说明

为了更清楚地说明本发明实施例的技术方案，下面将对实施例的附图作简单地介绍，显而易见地，下面描述中的附图仅仅涉及本发明的一些实施例，而非对本发明的限制。

图 1 为本发明的一种典型示意图。

10 图 2 至图 4 为应用本发明的重油催化转化装置的典型示意图。

## 具体实施方式

为使本发明实施例的目的、技术方案和优点更加清楚，下面将结合本发明实施例的附图，对本发明实施例的技术方案进行清楚、完整地描述。显然，  
15 所描述的实施例是本发明的一部分实施例，而不是全部的实施例。基于所描述的本发明的实施例，本领域普通技术人员在无需创造性劳动的前提下所获得的所有其他实施例，都属于本发明保护的范围。

下面结合附图进一步阐述本发明。

图 1 为本发明的典型示意图（1 个冷再生催化剂循环过程）

20 如附图 1 所示：本发明的冷再生催化剂循环包括沉降器 1，提升管反应器 2 包括预提升区 4、再生器 5。再生器 5 与沉降器 1 汽提段 1A 之间设有待生催化剂输送管 7 和控制阀 20 连通再生器 5 与汽提段 1A，将待生催化剂输送到再生器 5。

25 再生器设有 2 个内或外取热设备，即催化剂冷却器，包括与再生器密相直接（或通过管道）连接的催化剂入口、下部混合缓冲空间、内部取热元件（包括套管式、蛇管式等）、下部流化介质分布设施等。

30 催化剂冷却器 8A 主要用于调节第一反应区的反应温度，使其保持在最佳值。另一催化剂冷却器（图中未画出）主要用于调节再生器温度，使其保持在最佳值。35A 为流化介质如空气、蒸汽等，36A 为提升介质如空气、蒸汽等，37A 为取热介质，包括水、蒸汽、空气、各种油品等。

再生器 5 通过再生催化剂输送管 10A 与催化剂冷却器 8A 相连，再生催化剂经冷却后进入下部混合缓冲空间 9A。冷再生催化剂通过冷再生催化剂输送管 11A 与提升管反应器预提升区 4 相连。离开催化剂冷却器 8A（下部混合缓冲空间 9A）的冷再生催化剂温度通过调节流化介质 35A（包括空气、蒸汽等）的流量和/或冷再生催化剂返回管 12A 上的提升介质 36A（包括空气、蒸汽等）的流量进行控制。控制阀 21A 是为了方便控制冷再生催化剂的流量而设置的具体控制元件。

为方便控制进入提升管反应器反应区的温度，还可设置热再生催化剂输送管（包括控制阀）（图中未画出）将再生器 5 直接与重油提升管反应器预提升区 4 相连，冷再生催化剂与热再生催化剂在提升管反应器预提升区 4 混合后经预提升介质 32（包括水、蒸汽、各种炼厂干气等）提升温度达到均衡。

重油提升管反应器还可以设置 2 个反应区，冷再生催化剂通过冷再生催化剂输送管进入辅助提升管，经预提升介质输送至提升管反应器第 2 反应区作为冷激剂（图中未画出）。

根据工艺要求，主要用于调节再生器温度的催化剂冷却器可以不设。再生器 5 的温度通过调节流化介质 35A 包括空气、蒸汽等的流量和冷再生催化剂返回管 12A 上的提升介质 36A 包括空气、蒸汽等的流量进行控制。

当然也可有许多其他控制设备和控制方法，不构成对本发明构思的任何具体实施方式的限制。

上述的催化剂冷却器可以与再生器、提升管连为一体，也可以通过管线与其相连。

冷却到 200-720℃（优选 360-650℃）的冷再生催化剂经预提升区 4 进入提升管反应器 2。烃类原料在提升管反应器 2 与催化剂接触反应、反应物流进入沉降器 1 进行催化剂与油气的分离、分离出的待生催化剂经汽提段 1A 汽提后、进入再生器 5 在含氧气体 38（包括空气等）的存在下经烧焦再生、再生后的催化剂经冷却后或直接返回提升管反应器循环使用。

所述的催化剂冷却器至少设置一个流化介质分布器，流化介质由催化剂冷却器底部分布器进入催化剂冷却器，表观气速为 0~0.7m/s（优选 0.005~0.3 m/s，最佳 0.01~0.15 m/s），所述的冷再生催化剂温度主要通过调节流化介质的流量进行控制。

图 2 为应用本发明的重油催化转化装置的一种典型示意图。

如附图 2 所示：本发明重油催化转化方法及其设备包括沉降器 1，重油提升管反应器包括预提升区 4、第一反应区 3、第二反应区 2、再生器 5、烧焦罐 5A。烧焦罐 5A 与沉降器 1 的汽提段 1A 之间设有待生催化剂输送管 7 和控制阀 20 连通烧焦罐 5A 与汽提段 1A，将待生催化剂输送到烧焦罐 5A。为保证烧焦罐 5A 的起始烧焦温度，设有再生催化剂循环管 16 和控制阀 23。

再生器设有 2 个内或外取热设备，即催化剂冷却器，包括与再生器密相直接（或通过管道）连接的催化剂入口、下部混合缓冲空间、内部取热元件（包括套管式、蛇管式等）、下部流化介质分布设施等。

35A，35B 为流化介质如空气、水、蒸汽等，36A，36B 为提升介质如空气、蒸汽等，37A，37B 为取热介质，包括水、蒸汽、空气、各种油品等。催化剂冷却器 8A 主要用于调节第一反应区的反应温度，使其保持在最佳值。催化剂冷却器 8B 主要用于调节再生器温度，使其保持在最佳值。

根据工艺要求，催化剂冷却器 8A、催化剂冷却器 8B 的任意 1 个或 2 个都可以不设。

再生器 5 通过再生催化剂输送管 10A 与催化剂冷却器 8A 相连，再生催化剂经冷却后进入下部混合缓冲空间 9A。冷再生催化剂通过冷再生催化剂输送管 11A 与重油提升管反应器预提升区 4 相连。离开催化剂冷却器 8A 的冷再生催化剂温度通过调节流化介质 35A（包括空气、蒸汽等）的流量和/或冷再生催化剂返回管 12A 上的提升介质 36A（包括空气、蒸汽等）的流量进行控制。控制阀 21A 是为了方便控制冷再生催化剂的流量而设置的具体控制元件。

为方便控制进入重油提升管反应器第一反应区的温度，还可以设置热再生催化剂输送管（包括控制阀）（图中未画出）直接与重油提升管反应器预提升区 4 相连，冷再生催化剂与热再生催化剂在重油提升管反应器预提升区 4 经预提升介质 32（包括水、蒸汽、各种炼厂干气等）提升混合后温度达到均衡。

当然也可有许多其他控制设备和控制方法，不构成对本发明构思的任何具体实施方式的限制。

为方便控制提升管反应器第二反应区 2 的温度，可以将冷激剂 34 注入第

一反应区的下游，以方便控制第二反应区 2 的温度。上述冷激剂可以是气体或液体（包括水、各种油品等）和冷催化剂中的任意一种，也可以是它们中的两种或多种。上述冷催化剂可以是冷再生催化剂、冷待生催化剂、冷半再生催化剂中的任意一种，也可以是它们中的两种或多种。

5 冷再生催化剂作为冷激剂时，可通过冷再生催化剂输送管进入辅助提升管，经预提升介质输送至提升管反应器第 2 反应区（图中未画出）。

再生器 5 通过再生催化剂输送管 10B 与催化剂冷却器 8B 相连，再生催化剂经冷却后进入下部混合缓冲空间 9B。。再生器 5 的温度通过调节流化介质 35B(包括空气、蒸汽等)的流量和/或冷再生催化剂返回管 12B 上的提升介质 36B(包括空气、蒸汽等)的流量进行控制。

所述的催化剂冷却器 8A、8B 至少设置一个流化介质分布器，流化介质由催化剂冷却器底部分布器进入催化剂冷却器，表观气速为 0~0.7m/s（优选 0.005~0.3 m/s，最佳 0.01~0.15 m/s），所述的冷再生催化剂温度主要通过调节流化介质的流量进行控制。

15 当然也可有许多其他控制设备和控制方法，不构成对本发明构思的任何具体实施方式的限制。

上述的催化剂冷却器可以与再生器、提升管连为一体，也可以通过管线与其相连。

重油原料 33 与来自重油提升管反应器预提升区 4 的再生催化剂混合进入重油提升管反应器第一反应区 3，在催化裂化条件下进行反应，主要操作条件如下：反应温度 400-650°C（优选 480-560°C）、反应压力为 0.11~0.4MPa，接触时间 0.05~5 秒（优选 0.1-3 秒），催化剂与原料重量比一般为 3~15，优选 5~12。

25 冷激剂 34 与来自第一反应区 3 的反应油气和催化剂的混合物混合降温后，进入重油提升管反应器第二反应区 2，主要进行氢转移、异构化、芳构化等二次反应，进一步降低烯烃和硫含量，提高辛烷值。主要操作条件如下：反应温度 350-620°C（优选 450-530°C）、反应压力为 0.11~0.4MPa，接触时间 0.5~30 秒（优选 1-5 秒）。

30 来自第二反应区 2 的反应油气和催化剂的混合物进入沉降器 1，进行油气与催化剂分离，油气进入分馏、吸收稳定系统进行分馏与液化石油气(LPG)

回收，得到包括催化裂化汽油在内的产品和未转化油。

待生催化剂经沉降器 1 的汽提段 1A 汽提后，通过待生催化剂输送管 7 和控制阀 20 进入烧焦罐 5A，在主风 38A（含氧气体包括空气等）的存在下经快速烧焦，向上输送再生器 5 进一步烧焦再生，再生器 5 底部补充二次风 38B（含氧气体包括空气等）。再生催化剂由再生器 5 底部引出，分两路进入催化剂冷却器 8A 和催化剂冷却器 8B，一路冷再生催化剂与或不与热再生催化剂混合循环使用，另一路返回再生器。

上述气体或液体冷激剂的注入点可以在冷催化剂注入点的上游或下游，以方便控制各反应区的温度，或形成另一反应区。

10

图 3 为应用本发明的重油催化转化装置（与汽油改质联合实施）的一种典型示意图。

如附图 3 所示：本发明重油催化转化方法及其设备包括重油沉降器 1，汽油沉降器 18，重油提升管反应器包括预提升区 4、第一反应区 3、第二反应区 2、再生器 5、汽油提升管 6。再生器 5 与沉降器 1 的汽提段 1A 之间设有待生催化剂输送管 7 和控制阀（图中未画出）连通再生器 5 与重油沉降器 1 汽提段 1A，将待生催化剂输送到再生器 5。设有待生催化剂输送管 15 和控制阀 23 将再生器 5 与沉降器 18 的汽提段 18A 相连通。控制阀 23 是为了方便控制冷激用的待生催化剂的流量而设置的具体控制元件，当然也可有许多其他控制设备和控制方法，不构成对本发明构思的任何具体实施方式的限制。

20

再生器设有 3 个内或外取热设备，即催化剂冷却器，包括与再生器密相直接（或通过管道）连接的催化剂入口、下部混合缓冲空间、内部取热元件（包括套管式、蛇管式等）、下部流化介质分布设施等。

催化剂冷却器 8A 主要用于调节重油提升管第一反应区的反应温度，使其保持在最佳值。催化剂冷却器 8B 主要用于调节汽油提升管的反应温度，使其保持在最佳值。另一催化剂冷却器（图中未画出）主要用于调节再生器温度，使其保持在最佳值。

25

35A，35B 为流化介质如空气、蒸汽等，36A，36B 为提升介质如空气、蒸汽等，37A，37B 为取热介质，包括水、蒸汽、空气、各种油品等。

30

根据工艺要求，上述 3 个催化剂冷却器中的任意 1 个或 2 个都可以不设。

主要用于调节再生器温度的催化剂冷却器不设时，再生器温度通过调节催化剂冷却器 8A、和/或催化剂冷却器 8B 的流化介质 35A、35B(包括空气、蒸汽等)的流量和/或返回再生器的催化剂量和/或通过反应再生系统的热平衡进行控制。

5 为方便控制重油提升管反应器第二反应区 2 的温度，可以将冷激剂 34 注入第一反应区的下游，以方便控制第二反应区 2 的温度。上述冷激剂可以是气体或液体（包括水、各种油品等）和冷催化剂中的任意一种，也可以是它们中的两种或多种。上述冷催化剂可以是冷再生催化剂、冷待生催化剂、冷半再生催化剂中的任意一种，也可以是它们中的两种或多种。冷再生催化  
10 剂作为冷激剂时，可通过冷再生催化剂输送管进入辅助提升管，经预提升介质输送至提升管反应器第 2 反应区（图中未画出）。

再生器 5 通过再生催化剂输送管 10A 与催化剂冷却器 8A 相连，再生催化剂经冷却后进入下部混合缓冲空间 9A。冷再生催化剂通过冷再生催化剂输送管 11A 与重油提升管反应器预提升区 4 相连。离开催化剂冷却器 8A 的冷  
15 再生催化剂温度通过调节流化介质 35A（包括空气、蒸汽等）的流量或/和冷再生催化剂返回管 12A 上的提升介质 36A（包括空气、蒸汽等）的流量进行控制。控制阀 21A 是为了方便控制冷再生催化剂的流量而设置的具体控制元件。

为方便控制重油提升管反应器第一反应区的温度，设置热再生催化剂输送管（包括控制阀）与重油提升管反应器预提升区 4 相连，冷再生催化剂与  
20 热再生催化剂在重油提升管反应器预提升区 4 经预提升介质 32（包括水、蒸汽、各种炼厂干气等）提升混合后温度达到均衡。当然也可有许多其他控制设备和控制方法，不构成对本发明构思的任何具体实施方式的限制。

再生器 5 通过再生催化剂输送管 10B 与催化剂冷却器 8B 相连，再生催化剂经冷却后进入下部混合缓冲空间 9B。冷再生催化剂通过冷再生催化剂输送管 11B 与汽油提升管预提升区相连。离开催化剂冷却器 8B 的冷再生催化剂  
25 温度通过调节流化介质 35B（包括空气、蒸汽等）的流量或/和冷再生催化剂返回管 12B 上的提升介质 36B（包括空气、蒸汽等）的流量进行控制。控制阀 21B 是为了方便控制冷再生催化剂的流量而设置的具体控制元件。

30 所述的催化剂冷却器 8A、8B 至少设置一个流化介质分布器，流化介质

由催化剂冷却器底部分布器进入催化剂冷却器，表观气速为 0~0.7m/s（优选 0.005~0.3 m/s，最佳 0.01~0.15 m/s），所述的冷再生催化剂温度主要通过调节流化介质的流量进行控制。

5 为方便控制进入汽油提升管反应器的温度，设置热再生催化剂输送管 19B（包括控制阀 22B）与汽油提升管反应器预提升区 4 相连，冷再生催化剂与热再生催化剂在汽油提升管反应器预提升区 4 经预提升介质 30（包括水、蒸汽、各种炼厂干气等）提升混合后温度达到均衡。当然也可有许多其他控制设备和控制方法，不构成对本发明构思的任何具体实施方式的限制。

10 上述的催化剂冷却器可以与再生器、提升管连为一体，也可以通过管线与其相连。

重油原料 33 与来自重油提升管反应器预提升区 4 的再生催化剂混合降温后进入重油提升管反应器第一反应区 3，在催化裂化条件下进行反应，主要操作条件如下：反应温度 400-650°C（优选 480-560°C）、反应压力为 0.11~0.4MPa，接触时间 0.05~5 秒（优选 0.1-3 秒），催化剂与原料重量比一般为 15 5~15，优选 5~12。

来自第一反应区 3 的反应油气和催化剂的混合物与冷激剂 34 混合降温后，进入重油提升管反应器第二反应区 2，主要进行氢转移、异构化、芳构化等二次反应，进一步降低烯烃和硫含量，提高辛烷值。主要操作条件如下：反应温度 350-620°C（优选 450-530°C）、反应压力为 0.11~0.4MPa，接触 20 时间 0.5~30 秒（优选 1-5 秒）。

劣质汽油 31 与来自汽油提升管预提升区的再生催化剂混合进入汽油提升管反应器，在反应温度 300-650°C（优选 400-500°C）、反应压力为 0.11~0.4MPa 条件下接触，接触时间 0.5~30 秒（优选 1-15 秒），催化剂与原料重量比一般为 1~50，优选 2~20，主要进行异构化、芳构化等汽油改质反应， 25 达到降低烯烃和硫含量，提高辛烷值的目的。

来自第二反应区 2 的反应油气和催化剂的混合物进入沉降器 1，进行油气与催化剂分离，油气单独或与来自沉降器 18 的油气混合后进入分馏、吸收稳定系统进行分馏与 LPG 回收，得到包括催化裂化汽油在内的产品和未转化油。待生催化剂经沉降器 1 的汽提段 1A 汽提后，通过待生催化剂输送管 7 30 和控制阀（未画出）进入再生器 5。

来自汽油提升管 6 的反应物流进入沉降器 18 进行油气与催化剂分离, 油气单独进入分馏、吸收稳定系统进行分馏与 LPG 回收, 得到包括催化裂化汽油在内的产品; 或与来自沉降器 1 的油气混合后, 进入共用的分馏、吸收稳定系统进行分馏与液化石油气 (LPG) 回收。

5 待生催化剂经沉降器 18 汽提段 18A 汽提后, 通过待生催化剂输送管 15 和控制阀 23 进入再生器 5。

来自两沉降器汽提段的待生催化剂进入再生器 5 后, 在含氧气体 38 (包括空气等) 的存在下经烧焦再生后分两路进入催化剂冷却器 8A 和催化剂冷却器 8B, 两路冷再生催化剂与或不与热再生催化剂混合分别循环使用。

10 上述气体或液体冷激剂的注入点可以在冷催化剂注入点的上游或下游, 以方便控制各反应区的温度, 或形成另一反应区。

图 4 为应用本发明的重油催化转化装置 (共用沉降器) 的一种典型示意图。

15 如附图 4 所示: 本发明重油催化转化方法及其设备包括沉降器 1、共用一个沉降器的两个重油提升管反应器 (包括预提升区 4A、4B、第一反应区 3A、3B、第二反应区 2A、2B、)、再生器 5、烧焦罐 5A。烧焦罐 5A 与沉降器 1 的汽提段 1A 之间设有待生催化剂输送管 7 和控制阀 20 连通烧焦罐 5A 与汽提段 1A, 将待生催化剂输送到烧焦罐 5A。为保证烧焦罐 5A 的起始烧焦温度, 设有再生催化剂循环管 16 和控制阀 23。

再生器设有 3 个内或外取热设备, 即催化剂冷却器, 包括与再生器密相直接 (或通过管道) 连接的催化剂入口、下部混合缓冲空间、内部取热元件 (包括套管式、蛇管式等)、下部流化介质分布设施等。

25 催化剂冷却器 8A、8B 主要用于调节两个重油提升管反应器第一反应区的反应温度, 使其保持在最佳值。另一催化剂冷却器 (图中未画出) 主要用于调节再生器温度, 使其保持在最佳值。

35A, 35B 为流化介质如空气、蒸汽等, 36A, 36B 为提升介质如空气、蒸汽等, 37A, 37B 为取热介质, 包括水、蒸汽、空气、各种油品等。

根据工艺要求, 上述 3 个催化剂冷却器中的任意 1 个或 2 个都可以不设。

30 再生器 5 通过再生催化剂输送管 10A 与催化剂冷却器 8A 相连, 再生催

化剂经冷却后进入下部混合缓冲空间 9A。冷再生催化剂通过冷再生催化剂输送管 11A 与重油提升管反应器预提升区 4A 相连。离开催化剂冷却器 8A 的冷再生催化剂温度通过调节流化介质 35A (包括空气蒸汽等的) 流量或/和冷再生催化剂返回管 12A 上的提升介质 36A (包括空气、蒸汽等) 的流量进行控制。控制阀 21A 是为了方便控制冷再生催化剂的流量而设置的具体控制元件。

再生器 5 通过再生催化剂输送管 10B 与催化剂冷却器 8B 相连, 再生催化剂经冷却后进入下部混合缓冲空间 9B。冷再生催化剂通过冷再生催化剂输送管 11B 与重油提升管反应器预提升区 4B 相连。离开催化剂冷却器 8A 的冷再生催化剂温度通过调节流化介质 35B 包括空气、蒸汽等的流量或/和冷再生催化剂返回管 12B 上的提升介质 36B 包括空气、蒸汽等的流量进行控制。控制阀 21A 是为了方便控制冷再生催化剂的流量而设置的具体控制元件。

所述的催化剂冷却器 8A、8B 至少设置一个流化介质分布器, 流化介质由催化剂冷却器底部分布器进入催化剂冷却器, 表观气速为 0~0.7m/s (优选 0.005~0.3 m/s, 最佳 0.01~0.15 m/s), 所述的冷再生催化剂温度主要通过调节流化介质的流量进行控制。

当然也可有许多其他控制设备和控制方法, 不构成对本发明构思的任何具体实施方式的限制。

为方便控制进入两提升管反应器第一反应区的温度, 还可以设置热再生催化剂输送管 (包括控制阀) (图中未画出) 与重油提升管反应器预提升区 4A、4B 相连, 冷再生催化剂与热再生催化剂在重油提升管反应器预提升区 4A、4B 经预提升介质 32A、32B (包括水、蒸汽、各种炼厂干气等) 提升混合后温度达到均衡。当然也可有许多其他控制设备和控制方法, 不构成对本发明构思的任何具体实施方式的限制。

为方便控制两提升管反应器第二反应区 2 的温度, 可以将冷激剂 34A、34B 注入第一反应区的下游, 以方便控制第二反应区 2 的温度。上述冷激剂可以是气体或液体 (包括水、各种油品等) 和冷催化剂中的任意一种, 也可以是它们中的两种或多种。上述冷催化剂可以是冷再生催化剂、冷待生催化剂、冷半再生催化剂中的任意一种, 也可以是它们中的两种或多种。冷再生催化剂作为冷激剂时, 可通过冷再生催化剂输送管进入辅助提升管, 经预提

升介质输送至提升管反应器第 2 反应区（图中未画出）。

上述的催化剂冷却器可以与再生器、提升管连为一体，也可以通过管线与其相连。

重油原料(新鲜原料)33A 与来自重油提升管反应器预提升区 4A 的再生催化剂混合进入重油提升管反应器第一反应区 3A，在催化裂化条件下进行反应，主要操作条件如下：反应温度 400-650°C（优选 480-560°C）、反应压力为 0.11~0.4MPa，接触时间 0.05~5 秒（优选 0.1-3 秒），催化剂与原料重量比一般为 3~15，优选 5~12。

冷激剂 34A 与来自第一反应区 3A 的反应油气和催化剂的混合物混合降温后，进入重油提升管反应器第二反应区 2A，主要进行氢转移、异构化、芳构化等二次反应，进一步降低烯烃和硫含量，提高辛烷值。主要操作条件如下：反应温度 350-620°C（优选 450-530°C）、反应压力为 0.11~0.4MPa，接触时间 0.5~30 秒（优选 1-5 秒）。

来自第二反应区 2A 的反应油气和催化剂的混合物进入共用的沉降器 1，进行油气与催化剂分离。

重油原料(回炼油、油浆等)33B 与来自重油提升管反应器预提升区 4B 的再生催化剂混合进入重油提升管反应器第一反应区 3B，在催化裂化条件下进行反应，主要操作条件如下：反应温度 400-650°C（优选 480-600°C）、反应压力为 0.11~0.4MPa，接触时间 0.05~5 秒（优选 0.1-3 秒），催化剂与原料重量比一般为 3~15，优选 5~12。

冷激剂 34B 与来自第一反应区 3B 的反应油气和催化剂的混合物混合降温后，进入重油提升管反应器第二反应区 2B，主要进行氢转移、异构化、芳构化等二次反应，进一步降低烯烃和硫含量，提高辛烷值。主要操作条件如下：反应温度 350-620°C（优选 450-530°C）、反应压力为 0.11~0.4MPa，接触时间 0.5~30 秒（优选 1-5 秒）。

来自第二反应区 2B 的反应油气和催化剂的混合物进入共用的沉降器 1，进行油气与催化剂分离（分离设施未画出）。

来自两个重油提升管反应器的油气与催化剂的混合物混合后进行进一步的油气与催化剂分离，分离后的反应油气进入共用的分馏、吸收稳定系统进行分馏与液化石油气（LPG）回收。

来自两个重油提升管反应器的待生催化剂混合进入沉降器 1 汽提段 1A, 汽提后通过待生催化剂输送管 7 和控制阀 20 进入烧焦罐 5A, 在主风 38A(含氧气体包括空气等)的存在下经快速烧焦, 向上输送再生器 5 进一步烧焦再生, 再生器 5 底部补充二次风 38B(含氧气体包括空气等)。再生催化剂由再生器 5 底部引出, 分 3 路分别进入催化剂冷却器 8A、催化剂冷却器 8B 和催化剂冷却器 8C, 冷再生催化剂与或不与热再生催化剂混合循环使用, 另一路返回再生器。

上述气体或液体冷激剂的注入点可以在冷催化剂注入点的上游或下游, 以方便控制各反应区的温度, 或形成另一反应区。

10 本申请要求于 2015 年 1 月 6 日递交的中国专利申请第 201510004405.7 号的优先权, 在此全文引用上述中国专利申请公开的内容以作为本申请的一部分。

## 权利要求书

1、一种冷再生催化剂循环方法，其包括一个流化催化裂化过程：烃类原料在带有或不带有流化床反应器的提升管反应器与催化剂接触反应，反应物流进入沉降器进行催化剂与油气的分离，分离出的待生催化剂经汽提段汽提后，进入再生器烧焦再生，再生后的催化剂经冷却后或/和不经冷却直接返回提升管反应器循环使用，其中：

1) 再生器设有一个、两个或多个催化剂冷却器，分别用于调节各自相连接的提升管反应器（和/或流化床反应器）各反应区的反应温度，和/或调节再生器的温度，分别使其保持在最佳值；所述的每个催化剂冷却器设有一个、两个或多个催化剂出口，分别用于输送冷再生催化剂循环至一个、两个或多个提升管反应器（和/或流化床反应器）各反应区和/或用于输送冷再生催化剂循环至再生器；

2) 将一部分来自再生器的再生催化剂经催化剂冷却器冷却到 200 ~ 720℃直接进入提升管反应器预提升区或/和各反应区（和/或流化床反应器各反应区）；或/和与另一部分未经冷却的热再生催化剂混合得到温度低于再生器温度的混合再生催化剂后进入提升管反应器预提升区或/和各反应区（和/或流化床反应器各反应区）；或者冷热再生催化剂分别直接进入提升管预提升区，经预提升介质提升温度达到均衡后进入提升管反应器各反应区（和/或流化床反应器各反应区）；或者不经催化剂冷却器直接进入提升管反应器预提升区或/和各反应区（和/或流化床反应器各反应区），循环使用；

所述的每个提升管反应器设有一个、两个或多个反应区、带有或不带有流化床反应器，在冷再生催化剂进入所述的提升管反应器或/和流化床反应器前设有或不设预提升器和/或混合器，用预提升介质将上述冷再生催化剂输送至提升管反应器（或/和流化床反应器）；

3) 所述的每个催化剂冷却器底部至少设置一个流化介质分布器，流化介质主要由此分布器进入所述的催化剂冷却器，表观气速（流化介质的体积流量与所述的冷却器横截面之比）的范围为大于 0 ~ 0.7m/s，所述的冷再生催化剂温度主要通过调节流化介质的流量进行控制；

所述的进入每个催化剂冷却器的再生催化剂是任何碳含量的再生催化剂

或不完全再生催化剂，或者是任何碳含量的待生催化剂或接触剂或焦炭。

2、按照权利要求 1 所述的方法，其中步骤 3) 中的所述表观气速为 0.005 ~ 0.3m/s。

5

3、按照权利要求 1 或 2 所述的方法，其中步骤 3) 中的所述表观气速为 0.01 ~ 0.15m/s。

4、根据权利要求 1 至 3 中任一项所述的方法，其中所述的冷再生催化剂  
10 温度通过调节流化介质和/或取热介质和/或输送介质的流量和/或其它参数进行控制；或者通过调节流化介质和/或取热介质和/或输送介质的流量和/或返回再生器的冷催化剂的流量和/或其它参数进行控制；或者所述的混合再生催化剂的温度通过调节所述冷热再生催化剂的比例和/或其它参数而得到控制。

15 5、根据权利要求 1 至 4 中任一项所述的方法，其中所述的提升管反应器或/和流化床反应器各反应区的反应温度通过调节剂油比，或/和通过调节所述冷再生催化剂或所述混合再生催化剂的温度，或/和采用多点进料技术，或/和向提升管反应器注入各种冷激剂而得到控制。

20 6、按照权利要求 1 至 5 中任一项所述的方法，其中所述的至提升管反应器（或流化床反应器）各反应区的冷催化剂输送通道可以全部或部分设置于催化剂冷却器壳体外部或催化剂冷却器壳体内部；所述的返回至再生器的冷催化剂输送通道可以全部或部分设置于催化剂冷却器壳体外部或催化剂冷却器壳体内部；所述的预提升段全部(或部分)设置于与其相连接的催化剂冷却  
25 器壳体外部或内部。

7、按照权利要求 1 至 6 中任一项所述的方法，其中设置一个、两个或多个辅助提升管，用于输送冷再生催化剂至一个、两个或多个提升管反应器或/和流化床反应器各反应区作为冷激剂，或/和与其他气态或液态冷激剂混合作  
30 为冷激剂；所述的气态或液态冷激剂是水、包括汽油、回炼油、澄清油在内

的各种油品以及包括冷再生催化剂、待生催化剂、冷半再生催化剂在内的任何炭含量的催化剂中的一种、两种或两种以上的混合物。

5 8、按照权利要求 1 至 7 中任一项所述的方法，其中所述的冷再生催化剂循环方法单独实施，用于各种流化催化裂化过程的一个提升管反应器或/和流化床反应器各反应区；或者联合实施，同时用于具有不同功能的两个或多个提升管反应器中的一个、两个或多个提升管反应器或/和流化床反应器各反应区包括用于双提升管催化裂化装置的重油提升管和汽油提升管或加工不同原料的两个或多个提升管中的一个、两个或多个提升管反应器的各反应区。

10

9、按照权利要求 1 至 8 中任一项所述的方法，其中用于各种流化催化裂化过程包括重油催化转化、蜡油催化转化、汽油催化改质、轻烃催化转化，或者用于其它气固流态化反应烧焦过程包括渣油预处理、甲醇制烯烃、甲醇制丙烯、甲醇制芳烃、流化焦化、灵活焦化。

15

10、一种冷再生催化剂循环装置，其为按照权利要求 1 至 9 中任一项所述的方法实施的装置。



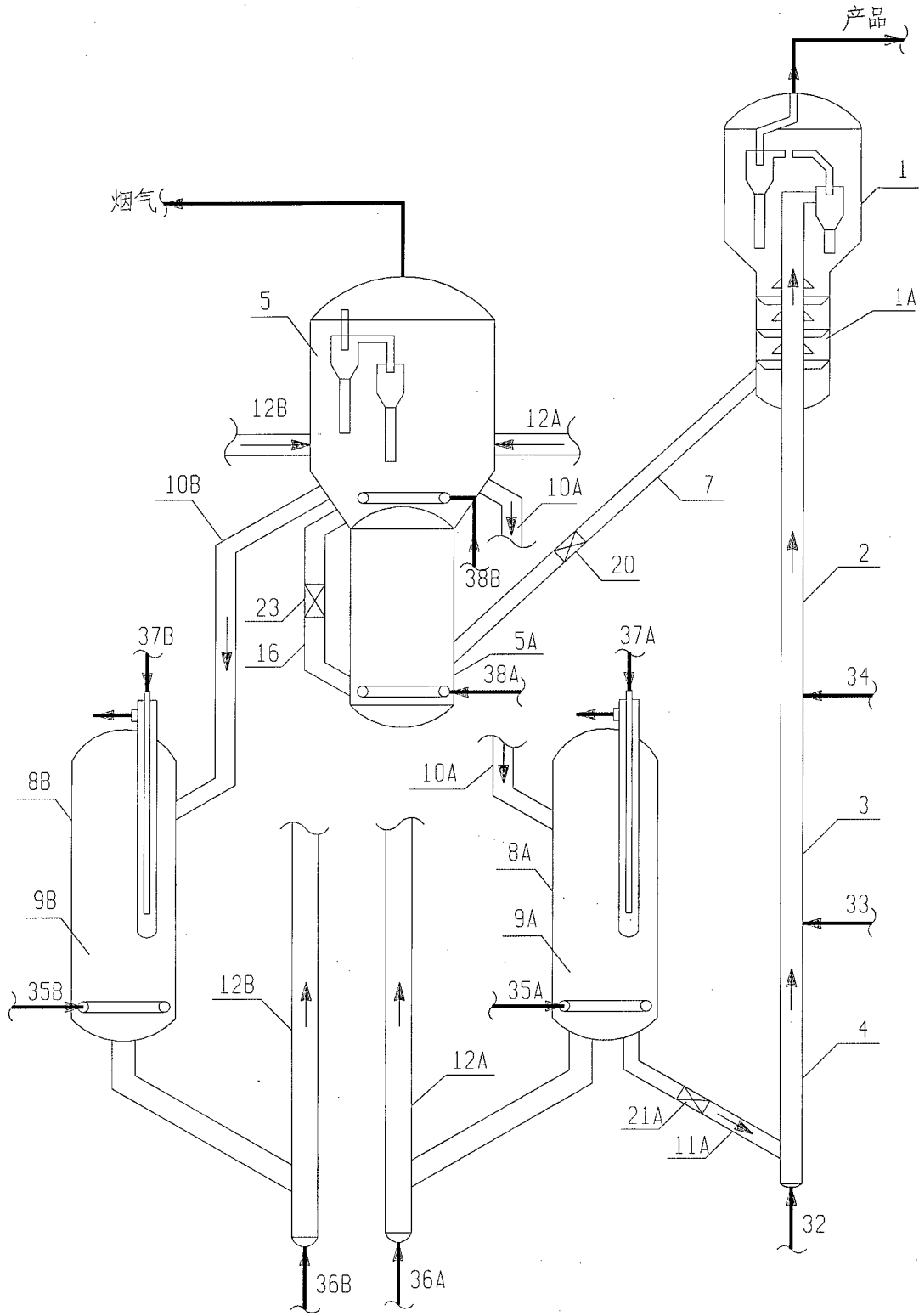


图 2

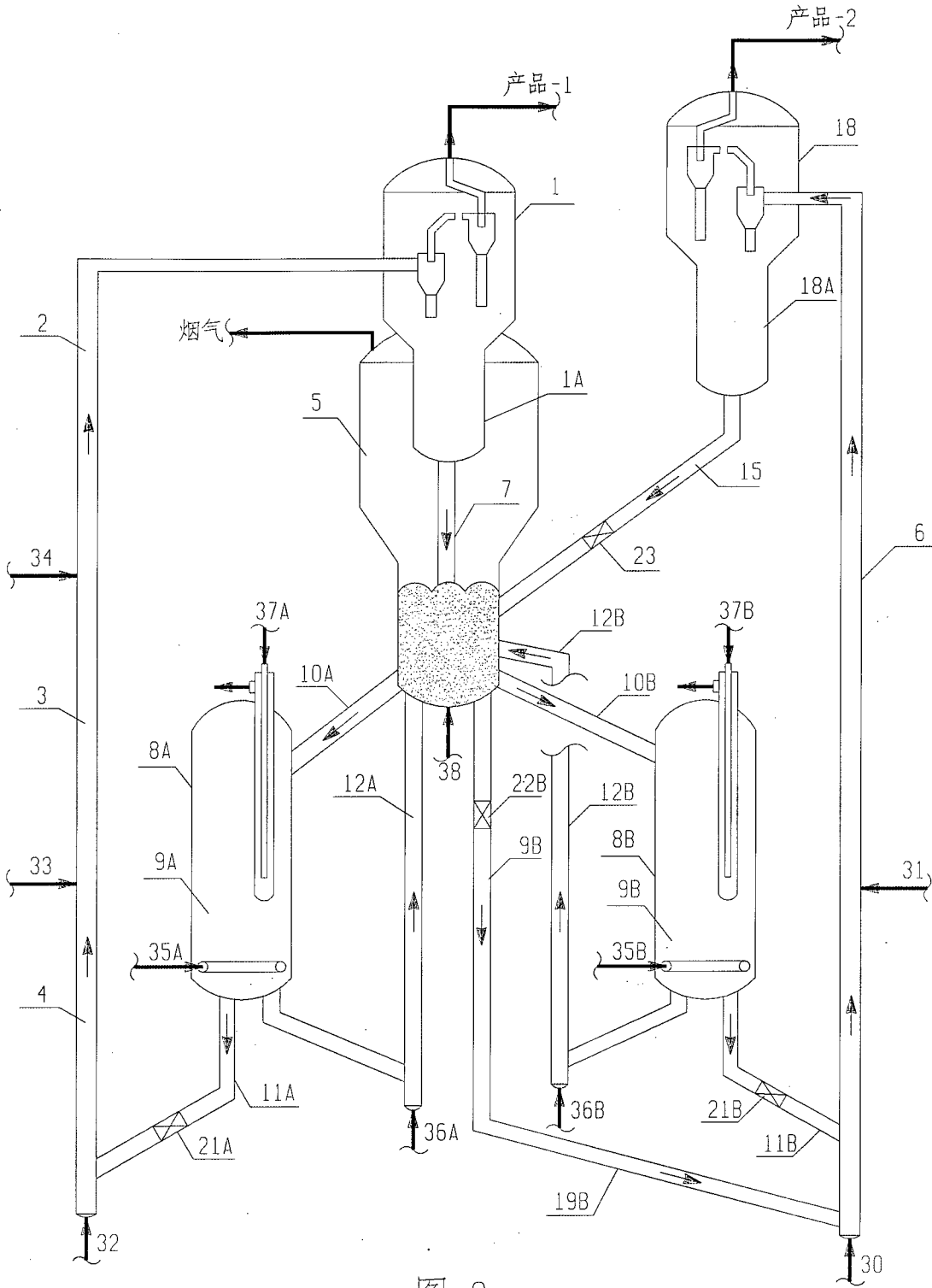


图 3

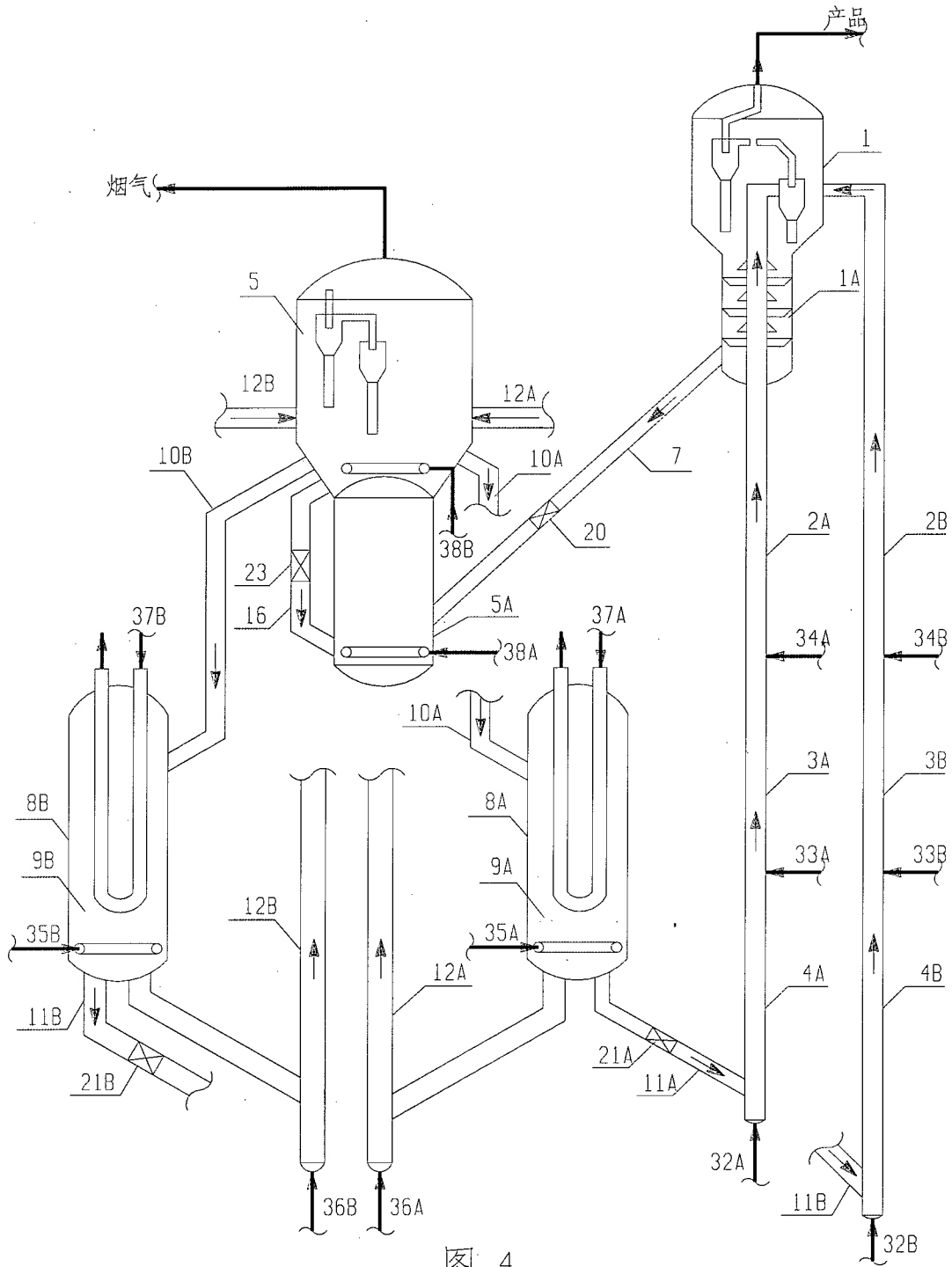


图 4

# INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.  
PCT/CN2016/070252

## A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER

B01J 38/00 (2006.01) i; C10G 11/18 (2006.01) i  
According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC

## B. FIELDS SEARCHED

Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols)

B01J 38/-; C10G 11/-

Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched

Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practicable, search terms used)

CNPAT, DWPI: cooler, regenerated catalyst, fluidized, velocity, riser, gas speed

## C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
Y	CN 103379959 A (UNIVERSAL OIL PROD CO. LTD.) 30 October 2013 (30.10.2013) description, paragraphs [0026]-[0040], and figure 1	1-10
Y	CN 101474582 A (CHINA PETROLEUM & CHEM CORP. et al.) 08 July 2009 (08.07.2009) description, page 7, line 22 to page 8, line 29, and figure 1	1-10
Y	US 5066627 A (MOBIL OIL CORP.) 19 November 1991 (19.11.1991) claims 1-11, and figures 1-3	1-10
A	CN 101932671 A (EXXONMOBIL CHEM PATENTS INC.) 29 December 2010 (29.12.2010) the whole document	1-10

Further documents are listed in the continuation of Box C.       See patent family annex.

<p>* Special categories of cited documents:</p> <p>“A” document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance</p> <p>“E” earlier application or patent but published on or after the international filing date</p> <p>“L” document which may throw doubts on priority claim(s) or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason (as specified)</p> <p>“O” document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means</p> <p>“P” document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed</p>	<p>“T” later document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principle or theory underlying the invention</p> <p>“X” document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone</p> <p>“Y” document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art</p> <p>“&amp;” document member of the same patent family</p>
---	---

Date of the actual completion of the international search 11 March 2016	Date of mailing of the international search report 11 April 2016
Name and mailing address of the ISA State Intellectual Property Office of the P. R. China No. 6, Xitucheng Road, Jimenqiao Haidian District, Beijing 100088, China Facsimile No. (86-10) 62019451	Authorized officer  WANG, Suyan  Telephone No. (86-10) 62084746

**INTERNATIONAL SEARCH REPORT**  
Information on patent family members

International application No.  
PCT/CN2016/070252

Patent Documents referred in the Report	Publication Date	Patent Family	Publication Date
CN 103379959 A	30 October 2013	WO 2012118710 A3	27 December 2012
		RU 2532547 C1	10 November 2014
		WO 2012118710 A2	07 September 2012
		KR 101473135 B1	15 December 2014
		KR 20130115355 A	21 October 2013
		US 2012219467 A1	30 August 2012
		US 8936756 B2	20 January 2015
CN 101474582 A	08 July 2009	CN 101474582 B	11 May 2011
US 5066627 A	19 November 1991	US 5198194 A	30 March 1993
CN 101932671 A	29 December 2010	WO 2009097058 A1	06 August 2009
		US 2009192341 A1	30 July 2009
		EP 2238216 A1	13 October 2010
		US 7906697 B2	15 March 2011
		CN 101932671 B	05 June 2013
		SG 162514 A1	29 July 2010
		SG 162514 B	31 October 2011

国际检索报告

国际申请号

PCT/CN2016/070252

<p>A. 主题的分类</p> <p>B01J 38/00(2006.01)i; C10G 11/18(2006.01)i</p> <p>按照国际专利分类(IPC)或者同时按照国家分类和IPC两种分类</p>																	
<p>B. 检索领域</p> <p>检索的最低限度文献(标明分类系统和分类号)</p> <p>B01J 38/-, C10G 11/-</p> <p>包含在检索领域中的除最低限度文献以外的检索文献</p> <p>在国际检索时查阅的电子数据库(数据库的名称, 和使用的检索词(如使用))</p> <p>CNXTX;DWPI: 冷却器, 取热器, 再生催化剂, 气流, 流化, 提升管, cooler, regenerated catalyst, fluidized, velocity, riser</p>																	
<p>C. 相关文件</p> <table border="1"> <thead> <tr> <th>类型*</th> <th>引用文件, 必要时, 指明相关段落</th> <th>相关的权利要求</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Y</td> <td>CN 103379959 A (环球油品公司) 2013年 10月 30日 (2013 - 10 - 30) 说明书第26-40段, 附图1</td> <td>1-10</td> </tr> <tr> <td>Y</td> <td>CN 101474582 A (中国石油化工集团公司等) 2009年 7月 8日 (2009 - 07 - 08) 说明书第7页第22行至第8页第29行, 附图1</td> <td>1-10</td> </tr> <tr> <td>Y</td> <td>US 5066627 A (MOBIL OIL CORP) 1991年 11月 19日 (1991 - 11 - 19) 权利要求1-11, 附图1-3</td> <td>1-10</td> </tr> <tr> <td>A</td> <td>CN 101932671 A (埃克森美孚化学专利公司) 2010年 12月 29日 (2010 - 12 - 29) 全文</td> <td>1-10</td> </tr> </tbody> </table>			类型*	引用文件, 必要时, 指明相关段落	相关的权利要求	Y	CN 103379959 A (环球油品公司) 2013年 10月 30日 (2013 - 10 - 30) 说明书第26-40段, 附图1	1-10	Y	CN 101474582 A (中国石油化工集团公司等) 2009年 7月 8日 (2009 - 07 - 08) 说明书第7页第22行至第8页第29行, 附图1	1-10	Y	US 5066627 A (MOBIL OIL CORP) 1991年 11月 19日 (1991 - 11 - 19) 权利要求1-11, 附图1-3	1-10	A	CN 101932671 A (埃克森美孚化学专利公司) 2010年 12月 29日 (2010 - 12 - 29) 全文	1-10
类型*	引用文件, 必要时, 指明相关段落	相关的权利要求															
Y	CN 103379959 A (环球油品公司) 2013年 10月 30日 (2013 - 10 - 30) 说明书第26-40段, 附图1	1-10															
Y	CN 101474582 A (中国石油化工集团公司等) 2009年 7月 8日 (2009 - 07 - 08) 说明书第7页第22行至第8页第29行, 附图1	1-10															
Y	US 5066627 A (MOBIL OIL CORP) 1991年 11月 19日 (1991 - 11 - 19) 权利要求1-11, 附图1-3	1-10															
A	CN 101932671 A (埃克森美孚化学专利公司) 2010年 12月 29日 (2010 - 12 - 29) 全文	1-10															
<p><input type="checkbox"/> 其余文件在C栏的续页中列出。</p> <p><input checked="" type="checkbox"/> 见同族专利附件。</p>																	
<p>* 引用文件的具体类型:</p> <p>“A” 认为不特别相关的表示了现有技术一般状态的文件</p> <p>“E” 在国际申请日的当天或之后公布的在先申请或专利</p> <p>“L” 可能对优先权要求构成怀疑的文件, 或为确定另一篇引用文件的公布日而引用的或者因其他特殊理由而引用的文件(如具体说明的)</p> <p>“O” 涉及口头公开、使用、展览或其他方式公开的文件</p> <p>“P” 公布日先于国际申请日但迟于所要求的优先权日的文件</p> <p>“T” 在申请日或优先权日之后公布, 与申请不相抵触, 但为了理解发明之理论或原理的在后文件</p> <p>“X” 特别相关的文件, 单独考虑该文件, 认定要求保护的发明不是新颖的或不具有创造性</p> <p>“Y” 特别相关的文件, 当该文件与另一篇或者多篇该类文件结合并且这种结合对于本领域技术人员为显而易见时, 要求保护的发明不具有创造性</p> <p>“&amp;” 同族专利的文件</p>																	
<p>国际检索实际完成的日期</p> <p>2016年 3月 11日</p>	<p>国际检索报告邮寄日期</p> <p>2016年 4月 11日</p>																
<p>ISA/CN的名称和邮寄地址</p> <p>中华人民共和国国家知识产权局(ISA/CN) 中国北京市海淀区蓟门桥西土城路6号 100088</p> <p>传真号 (86-10)62019451</p>	<p>受权官员</p> <p>王素燕</p> <p>电话号码 (86-10)62084746</p>																

国际检索报告  
关于同族专利的信息

国际申请号

PCT/CN2016/070252

检索报告引用的专利文件			公布日 (年/月/日)	同族专利			公布日 (年/月/日)
CN	103379959	A	2013年 10月 30日	WO	2012118710	A3	2012年 12月 27日
				RU	2532547	C1	2014年 11月 10日
				WO	2012118710	A2	2012年 9月 7日
				KR	101473135	B1	2014年 12月 15日
				KR	20130115355	A	2013年 10月 21日
				US	2012219467	A1	2012年 8月 30日
				US	8936756	B2	2015年 1月 20日
				CN	101474582	A	2009年 7月 8日
US	5066627	A	1991年 11月 19日	US	5198194	A	1993年 3月 30日
CN	101932671	A	2010年 12月 29日	WO	2009097058	A1	2009年 8月 6日
				US	2009192341	A1	2009年 7月 30日
				EP	2238216	A1	2010年 10月 13日
				US	7906697	B2	2011年 3月 15日
				CN	101932671	B	2013年 6月 5日
				SG	162514	A1	2010年 7月 29日
				SG	162514	B	2011年 10月 31日

表 PCT/ISA/210 (同族专利附件) (2009年7月)