

(12) 按照专利合作条约所公布的国际申请

(19) 世界知识产权组织
国际局

(43) 国际公布日
2025 年 3 月 27 日 (27.03.2025)



(10) 国际公布号
WO 2025/060210 A1

(51) 国际专利分类号:

C10G 51/06 (2006.01) *C07C 4/06* (2006.01)
C10G 51/00 (2006.01) *C07C 11/06* (2006.01)
C10G 55/00 (2006.01) *C10G 11/18* (2006.01)
B01J 8/24 (2006.01)

(21) 国际申请号: PCT/CN2023/130672

(22) 国际申请日: 2023 年 11 月 9 日 (09.11.2023)

(25) 申请语言: 中文

(26) 公布语言: 中文

(30) 优先权:

202311220149.6 2023年9月20日 (20.09.2023) CN

(71) 申请人: 中国石油天然气股份有限公司
(**PETROCHINA COMPANY LIMITED**) [CN/CN];

中国北京市东城区东直门北大街 9 号, Beijing 100007 (CN)。

(72) 发明人: 张兆前 (**ZHANG, Zhaoqian**); 中国北京市东城区东直门北大街 9 号, Beijing 100007 (CN)。王剑 (**WANG, Jian**); 中国北京市东城区东直门北大街 9 号, Beijing 100007 (CN)。张忠东 (**ZHANG, Zhongdong**); 中国北京市东城区东直门北大街 9 号, Beijing 100007 (CN)。柳召永 (**LIU, Zhaoyong**); 中国北京市东城区东直门北大街 9 号, Beijing 100007 (CN)。王骞 (**WANG, Qian**); 中国北京市东城区东直门北大街 9 号, Beijing 100007 (CN)。孙志国 (**SUN, Zhiguo**); 中国北京市东城区东直门北大街 9 号, Beijing 100007 (CN)。迟克彬 (**CHI, Kebin**); 中国北京市东城区东直门北大街 9 号, Beijing 100007 (CN)。孟凡芳 (**MENG, Fanfang**); 中国北京市东城区东直门北大街 9 号, Beijing 100007 (CN)。

(54) **Title:** CATALYTIC CRACKING DEVICE AND METHOD

(54) 发明名称: 催化裂解的装置和方法

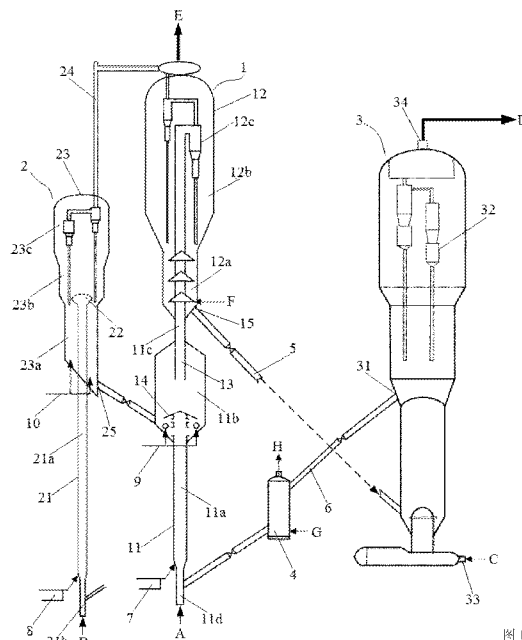


图 1

(57) **Abstract:** The present invention relates to the field of catalysis. Provided are a catalytic cracking device and method. The device comprises a multi-stage reaction unit (1) and a cracking reaction unit (2), wherein the multi-stage reaction unit comprises a variable-diameter riser pipe (11) and a multi-stage reaction settler (12), and the cracking reaction unit (2) comprises a cracking riser pipe (21) and a cracking settler (23); the variable-diameter riser pipe (11) comprises a first reaction zone (11a), a second reaction zone (11b) and a third reaction zone (11c); the inner diameter of the second reaction zone (11b) is larger than the inner diameter of the first reaction zone (11a) and the inner diameter of the third reaction zone (11c), and an inner conveying pipe (13) extending into the second reaction zone (11b) is provided at the connection between the third reaction zone (11c) and the second reaction zone (11b); and a cracking catalyst outlet (25) in communication with the second reaction zone (11b) is provided in a cracking stripping section (23a) of the cracking settler (23).

[见续页]



WO 2025/060210 A1

(CN)。余倩倩(YU, Qianqian); 中国北京市东城区东直门北大街9号, Beijing 100007 (CN)。王瑞浦(WANG, Ruipu); 中国北京市东城区东直门北大街9号, Beijing 100007 (CN)。

(74) 代理人: 北京润平知识产权代理有限公司(RUNPING & PARTNERS); 中国北京市海淀区北四环西路9号银谷大厦515室, Beijing 100190 (CN)。

(81) 指定国(除另有指明, 要求每一种可提供的国家保护): AE, AG, AL, AM, AO, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BH, BN, BR, BW, BY, BZ, CA, CH, CL, CN, CO, CR, CU, CV, CZ, DE, DJ, DK, DM, DO, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, GT, HN, HR, HU, ID, IL, IN, IQ, IR, IS, IT, JM, JO, JP, KE, KG, KH, KN, KP, KR, KW, KZ, LA, LC, LK, LR, LS, LU, LY, MA, MD, MG, MK, MN, MU, MW, MX, MY, MZ, NA, NG, NI, NO, NZ, OM, PA, PE, PG, PH, PL, PT, QA, RO, RS, RU, RW, SA, SC, SD, SE, SG, SK, SL, ST, SV, SY, TH, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, WS, ZA, ZM, ZW。

(84) 指定国(除另有指明, 要求每一种可提供的地区保护): ARIPO (BW, CV, GH, GM, KE, LR, LS, MW, MZ, NA, RW, SC, SD, SL, ST, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), 欧亚 (AM, AZ, BY, KG, KZ, RU, TJ, TM), 欧洲 (AL, AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, ME, MK, MT, NL, NO, PL, PT, RO, RS, SE, SI, SK, SM, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, KM, ML, MR, NE, SN, TD, TG)。

本国际公布:

— 包括国际检索报告(条约第21条(3))。

The device can improve the reaction efficiency of catalytic cracking of heavy oil and light hydrocarbons, and achieve a tight coupling between the heavy oil and the light hydrocarbons.

(57) 摘要: 涉及催化领域, 提供了一种催化裂解的装置和方法。该装置包括多级反应单元(1)和裂解反应单元(2), 多级反应单元包括多变径提升管(11)和多级反应沉降器(12), 裂解反应单元(2)包括裂解提升管(21)和裂解沉降器(23); 多变径提升管(11)包括第一反应区(11a)、第二反应区(11b)和第三反应区(11c), 第二反应区(11b)的内径大于第一反应区(11a)和第三反应区(11c)的内径, 第三反应区(11c)与第二反应区(11b)的连接处设置有向第二反应区(11b)内部延伸的内输送管(13); 裂解沉降器(23)的裂解汽提段(23a)设置有与第二反应区(11b)连通的裂解催化剂出口(25)。该装置能够提高重油与轻烃催化裂解的反应效率, 实现重油和轻烃的紧密耦合。

催化裂解的装置和方法

相关申请的交叉引用

本申请要求 2023 年 09 月 20 日提交的中国专利申请 202311220149.6 的权益，该申请的内容通过引用被合并于本文。

技术领域

本发明涉及催化技术领域，具体地，涉及一种催化裂解的装置和方法。

背景技术

早期催化裂化反应以硅酸铝小球为催化剂，反应器采用密相床层反应器；随着高活性和高选择性的沸石催化剂的出现，石油烃与催化剂的反应速率大大加快，反应器采用快速输送床提升管，有利于提高的液体产品收率和选择性。提升管反应器较密相床反应器在结构和操作方式均有很大的进步，主要表现在进料段油气和催化剂的混合、出口产物的迅速分离、减小提升管截面上温度梯度和减少返回等方面。由于高活性的沸石催化剂大大提高了反应强度，自上世纪 60-70 年代以来，多家公司开发了各自快速输送床反应器，即提升管反应器，由于具有较好弹性和灵活性，强调重油的一次裂化，轻质油收率和选择性均较为理想，此类型的反应器至今仍有较强的生命力。自上世纪末，国 III 汽油标准开始限制汽油烯烃含量，CN1237477A、CN1245202A、CN1232069A 等提出了变径提升管，在提升管中部增加一段扩径，从而形成流化床反应段，进而可强化已生成汽油的二次反应，研究发现此类反应器可在重油一次裂化的同时兼顾汽油二次转化。

初始的变径提升管类技术没有考虑提升管段与流化床段之间需要内构件以调整气固流化状态，由于工业装置的尺寸是米级，若没有内构件，则由于下部提升管进入扩径段的高速流体射流等因素，很难在扩径段下部形成气固流体的稳定流化进而形成稳定的固体颗粒密相区。虽然在变径提升管的工业实施过程中，已先后推出了拱形（凸式）分布板、异型（盆式）分布板、凹式分布板以及蘑菇头式分布器，可使提升管出来的高速油气及催化剂形成充分均匀的稳态流化，部分催化剂形成稳定的流化床；但是，提升管的扩径段与上部提升管一般通过缩径圆

台形外筒相连，没有在此段安装内构件调整气固的流化。

为了提高汽油品质、降低汽油烯烃含量和提高裂化气产率，国内外公开了大量用于轻烃回炼的技术措施，典型的有两种方式：第一种是将汽油或其他轻烃回炼至原重油提升管，一般是注入原料油喷嘴的上游，例如 US5043522A 和 US5846403A 公开了将催化裂化汽油注入原料油进料喷嘴上游，利用高温、高活性的再生催化剂，对其进行催化转化；CN1160746A 也披露了一种将直馏汽油、焦化汽油等低品质汽油注入提升管反应下部，使其优先与再生催化剂接触的方法；第二种是采用单独的汽油或轻烃提升管回炼，例如 CN1069054A 和 US3784463A 均采用带有双提升管反应器的进行反应，将包括催化裂化粗汽油在内的低品质汽油注入汽油提升管反应器，利用高温、大剂油比的反应条件实现对低品质汽油的催化改质，以提高液化气产率和汽油辛烷值；轻烃进料与催化剂接触后所生成的分子相对较小，体积膨胀明显，对催化裂化提升管反应器上部重油进料及重油与催化剂的接触产生影响。其中，第一种方式为保持重油反应不产生负面影响，轻烃回炼的比例较低；第二种方式采用在传统的单提升管反应器基础上，另外增设单独的轻烃提升管，可使轻烃单独进行二次裂解反应，实现不同原料的分器单独优化反应，但传统提升管对反应深度控制不理想，如通过提高提升管出口温度以达到较高转化深度，则易发生过裂化反应；如提升管出口反应温度低则达不到理想的转化深度。

此外，“催化裂解 DCC 双提升管工艺应用浅析”报道了催化裂解 DCC 双提升管工艺（即 DCC plus）的装置特点，重油反应器包括提升管和湍流床，轻烃提升管末端的油气及催化剂注入主沉降器；“重油 MIP 与劣质催化裂化柴油 LTAG 组合工艺催化裂化装置运行分析”公开了重油 MIP 反应器及劣质催化裂化柴油 LTAG 反应器组合的双反应器工艺。但是，仍存在重质原料和轻烃裂化反应的效果不够理想，产品性质及产品分布不易灵活调控等缺陷。

发明内容

本发明的目的是提供一种催化裂解的装置和方法，该装置和方法能够强化重油裂解过程与轻烃裂解过程中的气固混合与接触，提高催化反应效率，可实现重油反应器和轻烃反应器的紧密耦合，提高调控产品性质及产品分布的操作灵活

性。

本发明的发明人在催化裂解的研究中，意外地发现，将采用扩径提升管的重油反应器与轻烃裂解反应器并联耦合后，从裂解催化剂出口将轻烃裂解后的催化剂回用至重油反应器的扩径段，不仅可将重油裂解过程与轻烃裂解过程独立进行，提高轻烃的回炼比例，而且有助于强化重油的催化反应；通过在重油反应器的扩径段内部布置内输送管，能够改变并优化扩径段的气固流化状态，拓宽扩径段内气体线速和催化剂床层密度的调整范围；而在轻烃裂解反应器的裂解沉降器内设置湍流反应段，也有利于轻烃在该反应段与裂解催化剂的充分强化接触，能够实现在较低温度下、低空速下轻烃与催化剂的高效接触反应，避免反应温度过高导致轻烃过裂化反应；此时，重油反应器与轻烃裂解反应器的耦合，可同时对重油和轻烃进行单独且高效的裂化/裂解操作控制，具有更多种的操作手段，能够实现调控产品性质及产品分布的各种灵活操作。

为了实现上述目的，本发明第一方面提供一种催化裂解的装置，该装置包括多级反应单元和裂解反应单元，所述多级反应单元包括多变径提升管和多级反应沉降器，所述裂解反应单元包括裂解提升管和裂解沉降器；所述多变径提升管包括沿其长度方向依次串联的第一反应区、第二反应区和第三反应区，所述第三反应区的出口与所述多级反应沉降器连通，所述第二反应区的内径大于所述第一反应区和第三反应区的内径，所述第三反应区与所述第二反应区的连接处设置有向所述第二反应区内部延伸的内输送管；所述裂解沉降器包括沿其长度方向依次设置的裂解汽提段、湍流反应段和裂解沉降段，所述裂解提升管的出口位于所述湍流反应段内，所述裂解汽提段设置有与所述第二反应区连通的裂解催化剂出口。

优选地，所述内输送管与所述第三反应区的内径之比为 0.9-1.2:1，所述内输送管与所述第二反应区的长度之比为 0.15-0.8:1。

更优选地，所述第一反应区、第二反应区和第三反应区的内径之比为 1:2-5:0.7-1.5、长度之比为 1:0.3-2:0.5-2；所述湍流反应段、裂解汽提段和裂解沉降段的内径之比为 1:0.4-0.8:2.5-5、长度之比为 1:1.5-3:1.5-4；所述多变径提升管与裂解提升管的长度之比为 1:0.5-1.2。

进一步优选地，所述内输送管的侧壁上设置有至少一个内输送孔，所述内输送孔与所述第三反应区的入口之间的距离为 0.5-2m。

具体地，至少一个所述内输送孔的总面积与所述内输送管的截面积之比为 0.05-0.3:1。

作为一种优选的实施方式，所述第二反应区内设置有与所述第一反应区连接的分布内构件，所述分布内构件上设有多个分布孔。

优选地，所述分布内构件包括与所述第一反应区连接的分布筒和与所述分布筒连接的端部分布板，所述分布筒和端部分布板上均设置有所述分布孔，所述端部分布板位于所述分布筒远离所述第一反应区的一端。

更优选地，所述分布筒上分布孔的面积之和与所述第一反应区的截面积之比为 0.6-4:1；所述端部分布板上分布孔的面积之和与该端部分布板的垂直投影面积之比为 0.1-0.3:1。

更优选地，所述分布筒上的分布孔处设置有向该分布筒的外侧延伸的侧通道，所述侧通道远离所述分布筒的开口断面为朝向所述第一反应区的斜面。

进一步优选地，所述端部分布板的面积与所述第二反应区的截面积之比为 0.7-0.85:1。

具体地，所述第一反应区、第二反应区、第三反应区和内输送管为同轴设置，所述裂解催化剂出口位于所述裂解汽提段的底部且与所述第二反应区的底部连通。

更具体地，所述多变径提升管还包括与所述第一反应区的入口连接的多级反应预提升段，所述裂解提升管包括沿其长度方向依次串联的裂解预提升段和裂解反应段，所述裂解反应段的出口位于所述湍流反应段靠近所述裂解汽提段的一端，所述多级反应预提升段和所述第一反应区之间的过渡段与多级反应进料单元连通，所述裂解预提升段与所述裂解反应段之间的过渡段与裂解进料单元连通。

进一步具体地，所述裂解反应段的出口处设置有裂解分布器，所述裂解沉降段的气相出口与所述多级反应沉降器连通。

典型地，该装置还包括再生单元，所述多级反应沉降器上设置有与所述再生单元的入料口连通的多级反应催化剂出口，所述再生单元的再生催化剂出口与所述多变径提升管和/或所述裂解提升管连通。

本发明第二方面提供一种催化裂解的方法，采用上述的装置，该方法包括以下步骤：

重质原料与多级反应催化剂混合形成的多级反应混合料从所述第一反应区的入口输入，依次进入所述第一反应区、所述第二反应区，再从所述内输送管进入所述第三反应区，以进行多级催化反应得到多级反应物，所述多级反应物经所述多级反应沉降器进行多级反应分离得到多级反应油气产物和多级反应待生催化剂；

轻质原料与裂解催化剂混合形成的裂解混合料从所述裂解提升管的入口输入，经所述裂解提升管进行裂解催化反应得到裂解反应物，所述裂解反应物进入所述湍流反应段进行湍流反应后，经所述裂解沉降段进行裂解分离、经所述裂解汽提段进行裂解汽提得到裂解油气产物和裂解待生催化剂；

将所述裂解待生催化剂从所述裂解催化剂出口输入所述第二反应区内，与所述多级反应混合料混合。

优选地，所述内输送管的入口温度为 510-540℃，所述裂解提升管的出口温度为 540-620℃。

优选地，所述内输送管的入口温度为 550-640℃，所述裂解提升管的出口温度为 560-660℃。

更优选地，所述多级反应混合料在所述第一反应区的停留时间为 0.8-2s，在所述第二反应区的停留时间为 5-15s，在所述第三反应区的停留时间为 0.5-1.5s；所述裂解混合料在所述裂解提升管的停留时间为 0.8-3.5s，在所述湍流反应段的停留时间为 3-13s。

通过上述技术方案，本发明提供的催化裂解的装置通过并列设置的多级反应单元和裂解反应单元，可将重油裂解过程与轻烃裂解过程独立进行，提高轻烃的回炼比例，并从裂解催化剂出口将轻烃裂解后的催化剂回用至第二反应区，有助于提高第二反应区内催化剂的流量及活性，强化重油的催化反应，实现重油裂解过程与轻烃裂解过程的紧密耦合；通过在多级反应单元的多变径提升管内部布置内输送管，能够改变并优化第二反应区的气固流化状态，拓宽第二反应区内气体线速和催化剂床层密度的调整范围，配合以在裂解反应单元的裂解沉降器内设置湍流反应段，基于湍流反应段的裂解催化剂密度较大，有利于轻烃在该反应段与裂解催化剂的充分强化接触，能够实现在较低温度下、低空速下轻烃与催化剂的高效接触反应，避免反应温度过高导致轻烃过裂化反应；本发明提供的装置中

两个反应单元的耦合，可同时对重油和轻烃进行单独裂化/裂解操作控制，具有更多种的操作手段，实现调控产品性质及产品分布的各种灵活操作。

有关本发明的其他优点以及优选实施方式的技术效果，将在下文的具体实施方式中进一步说明。

附图说明

构成本发明的一部分的附图用来提供对本发明的进一步理解，本发明的示意性实施方式及其说明用于解释本发明，并不构成对本发明的不当限定。在附图中：

图 1 是本发明中催化裂解的装置的一种具体实施方式的结构示意图；

图 2 是本发明中内输送管和分布内构件的一种具体实施方式的结构示意图。

附图标记说明

1-多级反应单元，11-多变径提升管，11a-第一反应区，11b-第二反应区，11c-第三反应区，11d-多级反应预提升段，12-多级反应沉降器，12a-多级反应汽提段，12b-多级反应沉降段，12c-多级反应旋风分离器，13-内输送管，13a-内输送孔，14-分布内构件，14a-分布孔，14b-分布筒，14c-端部分布板，14d-侧通道，15-多级反应催化剂出口；

2-裂解反应单元，21-裂解提升管，21a-裂解预提升段，21b-裂解反应段，22-裂解分布器，23-裂解沉降器，23a-裂解汽提段，23b-湍流反应段，23c-裂解沉降段，23d-裂解旋风分离器，24-裂解气相输送管，25-裂解催化剂出口；

3-再生单元，31-再生催化剂出口，32-再生旋风分离器，33-再生空气入口，34-再生烟气出口；

4-催化剂取热器；5-待生管路；6-再生管路；7-多级反应进料单元；8-裂解进料单元；9-急冷油气单元；10-汽提蒸汽单元；

A-多级反应预提升气；B-裂解预提升气；C-再生空气；D-再生烟气；E-反应后油气；F-多级反应汽提蒸汽；G-低温水蒸气；H-高温水蒸气。

具体实施方式

以下结合附图对本发明的具体实施方式进行详细说明。应当理解的是，此

处所描述的具体实施方式仅用于说明和解释本发明，并不用于限制本发明。

在本发明的描述中，需要说明的是，除非另有明确的规定和限定，术语“连接”、“相连”应做广义理解，例如，可以是固定连接，也可以是可拆卸连接，或者是一体连接；可以是直接连接，也可以是通过中间媒介间接连接，可以是抵接，可以是两个元件内部的连通或两个元件的相互作用关系。对于本领域的普通技术人员而言，可以根据具体情况理解上述术语在本发明中的具体含义。

需要理解的是，术语“上”、“下”、“前”、“后”、“内”、“外”等指示的方位或位置关系为基于附图所示的方向或位置关系，仅是为了便于描述本发明和简化描述，而不是指示或暗示所指的装置或元件必须具有特定的方位、以特定的方位构造和操作，因此不能理解为对本发明的限制。此外，术语“第一”、“第二”仅用于描述的目的，而不能理解为指示或暗示相对重要性或隐含指明所指示的技术特征的数量，因此，限定有“第一”、“第二”的特征可以明示或隐含地包括一个或更多个所述特征。

在本发明的一个基本实施方式中，参见图 1，催化裂解的装置包括多级反应单元 1 和裂解反应单元 2，多级反应单元 1 包括多变径提升管 11 和多级反应沉降器 12，裂解反应单元 2 包括裂解提升管 21 和裂解沉降器 23；多变径提升管 11 包括沿其长度方向依次串联的第一反应区 11a、第二反应区 11b 和第三反应区 11c，第三反应区 11c 的出口与多级反应沉降器 12 连通，第二反应区 11b 的内径大于第一反应区 11a 和第三反应区 11c 的内径，第三反应区 11c 与第二反应区 11b 的连接处设置有向第二反应区 11b 内部延伸的内输送管 13；裂解沉降器 23 包括沿其长度方向依次设置的裂解汽提段 23a、湍流反应段 23b 和裂解沉降段 23c，裂解提升管 21 的出口位于湍流反应段 23b 内，裂解汽提段 23a 设置有与第二反应区 11b 连通的裂解催化剂出口 25。

本发明提供的催化裂解的装置可以应用于多种化工生产领域的催化裂解或者催化裂化过程，尤其适用于重油和轻烃的催化裂化/催化裂解，例如，生产超低烯烃汽油、多产裂化气；其反应单元 1 用作重质原料（重油）进行催化裂化/催化裂解，裂解反应单元 2 用作轻质原料（轻烃）进行催化裂化/催化裂解。需要强调的是，本申请中催化裂解的装置基于多级反应单元 1 和裂解反应单元 2 的并联设置，通过更换催化剂及调控操作条件可以实现超低烯烃汽油和多产裂化

气两种操作模式的切换，还能够增大两种模式的调整深度和变化幅度，实现相对于重油的较大轻烃比例的加工量；其中，轻烃可以来自该装置中多级反应单元 1 以外乃至使用车间或工厂以外。另外，多级反应单元 1 和裂解反应单元 2 并联的同时，从裂解催化剂出口 25 将轻烃裂解后的催化剂回用至第二反应区 11b，可充分利用轻烃反应过后的高温待生剂具有较高裂解活性，将其补充至多级反应单元 1 的第二反应区 11b，有效提升了其内部的催化剂浓度和催化剂活性，实现多级反应单元 1 和裂解反应单元 2 的紧密耦合。

发明人在研究过程中发现，常规的 MIP-CGP 反应器的扩径段内表观气速过低，则不足以将催化剂带走至第三反应区 11c，易发生噎塞乃至催化剂在扩径段内积聚而造成装置事故；如果表观气速过高，则扩径段内不能形成催化剂密相段，不能满足工艺要求。通过多变径提升管 11 中内径较大的第二反应区 11b（即扩径段）内设置内输送管 13，可有效克服上述缺陷，产生以下几个方面的效果：第一，当第二反应区 11b 内表观气速降低形成了湍流床，当湍流床的上界面淹没内输送管 13 的底部端口时，则可将湍流床顶部的催化剂吸走，即可控制第二反应区 11b 内湍流床的高度。第二，在第二反应区 11b 上部与内输送管 13 同轴等高的扩径段上部即可作为湍流床的稀相段，气体携带大量的颗粒固体抛撒至湍流床上方的稀相段，由于气体流动速度变小，形成固体颗粒沉降的自由空间，湍流床夹带上来的催化剂颗粒，会再次落入第二反应区 11b 下部，强化催化剂的返混；由于自由空间内储存了相当数量的气体，可为多变径提升管 11 内的气体脉动提供缓冲空间；以上两方面的效果，可在一定程度上避免多变径提升管 11 内催化剂的大量急剧和气体压力快速变大和急剧波动，拓宽了第二反应区 11b 内最佳操作的气体线速范围。第三，第二反应区 11b 的气固流化呈湍流床，在湍动床的底部，固体相湍动剧烈且呈连续相，单位空间内固气比大，固体颗粒在湍动床内气泡直径较小，气固接触效率加强，一般气固接触效率高于各种形式的输送床，适用一些需要气固接触效率进一步加强的领域。第四，若采用大于 2m/s 的气速时，由于与内输送管 13 等高的扩径段内气速较小，可以使被下方高速气体抛撒上来的催化剂降落在底部的第二反应区 11b，提高了第二反应区 11b 底部的催化剂密度，强化气固混合和接触。

与常规的 MIP-CGP 反应器相比，本发明提供的内输送管 13 在一定程度上

改变了第二反应区 11b 内气体与催化剂的流动状态。第二反应区 11b 内的气体表观速度范围更宽，常规 MIP-CGP 种扩径段的表观气速在 1.4-2.8m/s，工业运行装置一般优选在 1.5-2.0m/s；本发明提供的多级反应单元 1 中，第二反应区 11b 内表观气速在 0.7-3.5m/s 均能在第二反应区 11b 的底部形成密相段，表观气速优选的操作范围为 0.9-2.5m/s；与之对应的是本发明中第二反应区 11b 与第一反应区 11a 的内径之比更大，优选情况下，第二反应区 11b 与第一反应区 11a 的内径之比为 2-5:1，更优选为 1.7-3.5:1。

本发明中，催化裂解的装置在使用时，多级反应单元 1 和裂解反应单元 2 通常为立式设置，多变径提升管 11 的长度方向为竖直方向，第一反应区 11a、第二反应区 11b 和第三反应区 11c 由下至上依次连接，裂解沉降器 23 的长度方向也为竖直方向，裂解汽提段 23a、湍流反应段 23b 和裂解沉降段 23c 由下至上依次连接；多级反应沉降器 12 与多变径提升管 11 可以同轴布置或者并列布置。

本发明中，多级反应沉降器 12 内一般包括由下至上设置的多级反应汽提段 12a 和多级反应沉降段 12b，多级反应沉降段 12b 内设置有一级或多级反应旋风分离器 12c，以使得多变径提升管 11 的物料可进入多级反应沉降段 12b 内经多级反应旋风分离器 12c 进行分离，使得分离出的待生催化剂进入多级反应汽提段 12a 经多级反应汽提蒸汽 F 进行汽提再排出，可进入催化剂再生器中进行空气烧焦再生处理后返回多级反应单元 1 进行循环利用。

上述提供的催化裂解的装置的基本实施方式，应用于催化裂解时，包括以下步骤：

将重质原料经蒸汽雾化后在第一反应区 11a 底部与多级反应催化剂混合形成多级反应混合料，多级反应混合料从第一反应区 11a 的入口输入，依次进入第一反应区 11a、第二反应区 11b 上行，第二反应区 11b 的扩径可使多级反应混合料停留时间变长并可充分混合接触，充分完成重油及其中间馏分的二次反应，再从内输送管 13 进入第三反应区 11c，以进行多级催化反应得到多级反应物，由于内输送管 13 与第三反应区 11c 的提升输送管缩径以提高该混合料的流速，使该混合料快速进入多级反应沉降器 12 进行多级反应分离，得到多级反应油气产物和多级反应待生催化剂，反应后带炭的待生多级反应催化剂经过或不经水蒸汽汽提后排出；

轻质原料与裂解催化剂混合形成的裂解混合料从裂解提升管 21 的入口输入，经裂解提升管 21 进行裂解催化反应得到裂解反应物，裂解反应物进入湍流反应段 23b 进行湍流反应后，经裂解沉降段 23c 进行裂解分离、经裂解汽提段 23a 进行裂解汽提得到裂解油气产物和裂解待生催化剂；

将裂解待生催化剂从裂解催化剂出口 25 输入第二反应区 11b 内，与多级反应混合料混合，提高第二反应区 11b 内的多级反应催化剂活性的和密度。

本发明中，所述重质原料为石油烃和/或其它矿物油，石油烃选自减压瓦斯油（VGO）、常压瓦斯油(AGO)、焦化瓦斯油(CGO)、脱沥青油(DAO)、减压渣油(VR)、常压渣油(AR)和加氢重油中的至少一种；其它矿物油选自煤液化油、油砂油和页岩油中的至少一种。优选地，重质原料选自减压瓦斯油、常压瓦斯油、焦化瓦斯油、脱沥青油、减压渣油、常压渣油和加氢重油中的至少一种；其中，VGO、AGO、CGO、DAO、VR、AR 为未加氢的全馏分或部分馏分，或为加氢后的全馏分或部分馏分。

本发明中，所述轻质原料选自富含烯烃汽油、柴油、碳原子数为 4-8 的不富含/富含烯烃的轻烃中的至少一种，其中，富含烯烃汽油可以为采用本发明提供的装置进行催化裂解获得的汽油、常规催化裂化汽油、其他催化裂解汽油、焦化汽油、热裂解汽油、热裂化汽油中一种或其中一种以上的混合物；所述不富含烯烃的轻质可以选自直馏石脑油、直馏汽油、加氢石脑油、碳原子数为 4-8 的烷烃、抽余油中一种或其中一种以上的混合物。

本发明中，所述方法中多级反应催化剂和裂解催化剂可以采用所有类型的催化裂化或催化裂解催化剂，其活性组分选自含有或不含稀土的 Y 或 HY 型沸石、含有或不含稀土的超稳 Y 型沸石、ZSM-5 系列沸石或用其它方法制得的具有五元环结构的高硅沸石中的一种或多种的催化剂，以及无定型硅铝催化剂。其中，多级反应催化剂和裂解催化剂可以采用相同的催化剂，也可以采用不同的催化剂。

上述装置的使用过程中，为了控制多级反应单元 1 的反应温度，可以在多级反应单元 1 的第一反应区 11a 上部与第二反应区 11b 中部的任意位置注入急冷剂，优选地，在第一反应区 11a 的顶部至第二反应区 11b 的底部设置有急冷油气单元 9。急冷剂可以选自水、回炼油、汽油、柴油和污油中的至少一种，注入量

为催化原料量(重质原料)的 1-10wt%,急冷剂的温度在 10-200℃,优选为 10-30℃。

本发明中,裂解反应单元 2 中大部分催化剂落入湍流反应段 23b,从而湍流反应段 23b 及裂解汽提段 23a 的催化剂密度较大,通过控制裂解沉降器 23 底部外输催化剂而使裂解沉降器 23 中部和顶部的催化剂逐步落入底部的裂解汽提段 23a,落入裂解汽提段 23a 的催化剂可经过或不经过水蒸汽汽提后从裂解催化剂出口 25 输出。裂解催化剂出口 25 通过管路与第一反应区 11a 末端至第二反应区 11b 中部的任意位置连通,以将裂解待生催化剂输入多变径提升管 11 的第二反应区 11b,另外,还可以增设管路将裂解催化剂出口 25 与催化剂再生器连接进行回收。优选情况下,裂解催化剂出口 25 位于裂解汽提段 23a 的底部且通过管路与第二反应区 11b 的底部(靠近第一反应区 11a 的一端)连通,该管路上可以设置有滑阀,以通过控制该滑阀的开度来调节输入第二反应区 11b 的裂解待生催化剂量,也可以调节裂解沉降器 23 内催化剂存量。

由于裂解催化剂与轻烃反应后焦炭含量低、温度较高,仍具有较高的催化活性,在输入第二反应区 11b 内,提高其内催化剂的流量及其催化剂活性,有利于强化多变径提升管 11 内的催化反应;经裂解沉降器 23 分离后的轻烃反应后油气不进入重油反应的多变径提升管 11 的各个反应区,不影响第二反应区 11b 的油气流量及流速,进而不影响第二反应区 11b 的气固流态化,同时缩短轻烃在裂解反应单元 2 内高温反应区的停留时间进而降低热裂化反应的程度。

本发明中,内输送管 13 的内径小于第二反应区 11b,优选情况下,内输送管 13 与第三反应区 11c 的内径之比为 0.9-1.2:1,更优选为,内输送管 13 与第三反应区 11c 的内径之比为 0.95-1.05:1,使得两者的内径相当,以进一步拓宽第二反应区 11b 内气体表观线速的调节范围,使多级反应单元 1 能承受的反应油气流速(代表装置加工能力)在更大的范围内调节或波动。

本发明中,内输送管 13 的长度小于第二反应区 11b 的长度,优选情况下,内输送管 13 与第二反应区 11b 的长度之比为 0.15-0.8:1,更优选为 0.2-0.6:1,能够更好地使得第二反应区 11b 内的气固流化状态及湍流效果更佳。需要说明的是,第二反应区 11b 可以为圆柱形,也可为从下到上逐渐扩径的圆台形,也可为两级或三级扩径的圆柱形;第二反应区 11b 的高度指的是其本身的区域段、其与第一反应区 11a 之间的过渡段、与第三反应区 11c 之间的过渡段的高度总和。

本发明中，作为内输送管 13 的一种优选实施方式，内输送管 13 底部端口与第二反应区 11b 底部(即第一反应区 11a 的出口)的距离为 2-8m，优选为 3-6m；内输送管 13 的长度为 2-7m，优选为 3-5m；此时，能够更好地控制第二反应区 11b 内湍流床的高度。

本发明的发明人通过对变径提升管特别是扩径段催化剂颗粒的研究发现，从轴向分布看，扩径段颗粒轴向密度成“S 形”上稀下浓分布，浓相段高度虽然受气速和颗粒输送量的影响，但是在浓相段集中于扩径段高度 60% 以下的底部段。从催化剂颗粒的径向分布看，在反应器任一截面出，催化剂颗粒速度最大值在提升管中心，颗粒速度在中心区维持一个较大且相对恒定的数值，从中心向管壁的下降程度较为缓慢，在 r/R (r 代表离中心轴的距离， R 为管道半径) 到达一定数值后颗粒速度突然降低，在边壁附近几乎为零。边壁效应存在于整个变径提升管，在下部的气力输送提升管，气体速度在 10m/s 以上， $r/R < 0.8$ 的区域内催化剂颗粒轴向速度均较高，但在扩径段，由于气体表观速度在 1.5-3m/s，边壁效益更为明显；在扩径段的下部， $r/R < 0.7$ 的区域内催化剂颗粒速度均较高，但靠近边壁的催化剂颗粒轴向速度为零乃至为负；在扩径段的上部， $r/R < 0.6$ 的区域内催化剂颗粒速度均较高，但靠近边壁的催化剂颗粒速度维持在 0 附近，即此段有很大部分催化剂在悬浮，此部分催化剂可能在扩径段停留可能过长，影响最佳工艺效果。基于此，优选情况下，内输送管 13 的侧壁上设置有至少一个内输送孔 13a，内输送孔 13a 与第三反应区 11c 的入口之间的距离为 0.5-2m。内输送孔 13a 的设置能够使得扩径段第二反应区 11b 内上部与内输送管 13 同轴部分内气体处于流动状态，以防止在第二反应区 11b 上部出现没有气体流动的死区，以进一步提高第二反应区 11b 内的湍流效果和催化反应效率。

本发明中，内输送孔 13a 优选为设置多个，可以周向均匀地分布在内输送管 13 上。进一步优选地，至少一个内输送孔 13a 的总面积与内输送管 13 的截面积之比为 0.05-0.3:1。其中，内输送管 13 的截面积指的是与该内输送管 13 的长度方向相垂直的截面的面积。

本发明中，第一反应区 11a 与第二反应区 11b 之间的过渡段、第二反应区 11b 与第三反应区 11c 之间的过渡段为穹形或圆台形，且与整个多级反应单元 1 同轴布置。优选情况下，第一反应区 11a、第二反应区 11b、第三反应区 11c 和

内输送管 13 为同轴设置。

作为一种优选实施方式，第一反应区 11a、第二反应区 11b 和第三反应区 11c 的内径之比为 1:2-5:0.7-1.5、长度之比为 1:0.3-2:0.5-2。此时，更加有利于延长油剂在第二反应区 11b 的停留时间并可充分混合接触，充分完成重油及其中间馏分的二次反应。

本发明中，裂解沉降器 23 呈两级扩径结构，裂解汽提段 23a、湍流反应段 23b 和裂解沉降段 23c 的筒体外径依次增大，裂解提升管 21 位于湍流反应段 23b 内或者湍流反应段 23b 与裂解沉降段 23c 之间的过渡段。作为裂解分离器 23 的一种优选实施方式，湍流反应段 23b、裂解汽提段 23a 和裂解沉降段 23c 的内径之比为 1:0.4-0.8:2.5-5、长度之比为 1:1.5-3:1.5-4。此时，更加有利于湍流反应段 23b 中轻烃与催化剂的高效充分反应，实现在较低温度下、低空速下轻烃与催化剂的高效接触反应。

本发明中，裂解反应单元 2 的裂解提升管 21 与裂解沉降器 23 优选为同轴设置。

作为本发明一种优选的实施方式，多变径提升管 11 与裂解提升管 21 的长度之比为 1:0.5-1.2，更优选为 1:0.6-1。多变径提升管 11 中第一反应区 11a 的内径与裂解提升管 21 的内径之比为 1:0.2-1。此时，能够更好地实现多级反应单元 1 与裂解反应单元 2 之间的耦合效果。一般情况下，实验室的中型装置中多变径提升管 11 的高度约为 20 米；工业生产中变径提升管 11 的高度约为 40 米。

作为本发明另一种优选的实施方式，参见图 2，第二反应区 11b 内设置有与第一反应区 11a 连接的分布内构件 14，分布内构件 14 上设有多个分布孔 14a，也就是，分布内构件 14 为开孔分布件。分布内构件 14 的主体位于第一反应区 11a 与第二反应区 11b 之间的过渡段，其作用是将第一反应区 11a 高速气固颗粒迅速降至第二反应区 11b 所需的气固流化状态。

本发明中，分布内构件 14 可以采用开口分布板，其开口率为 8-35%；也可以采用顶部为蘑菇头、圆锥型或伞帽型并从侧通道输出油气的帽头型分布器，帽头型分布器可以采用常规的伞帽型分布器、蘑菇头型分布器或者圆锥形帽头型分布器。具体地，分布内构件 14 包括与第一反应区 11a 连接的分布筒 14b 和与分布筒 14b 连接的端部分布板 14c，分布筒 14b 和端部分布板 14c 上均设置有分布

孔 14a, 端部分布板 14c 位于分布筒 14b 远离第一反应区 11a 的一端。其中, 端部分布板 14c 可以呈伞帽型或者穹顶型, 例如, 采用拱形(凸式)分布板、异型(盆式)分布板、凹式分布板。

作为端部分布板 14c 的一种优选实施方式, 端部分布板 14c 上开设的多个分布孔 14a 的面积之和(即总孔面积)与该端部分布板 14c 的垂直投影面积之比为 0.1-0.3:1, 可使端部分布板 14c 上方的气体平缓流动, 并防止在端部分布板 14c 上堆积催化剂。其中, 端部分布板 14c 的垂直投影面积指的是水平平行光线照射到端部分布板 14c 后, 端部分布板 14c 的外轮廓在垂直平面上的影子所占的面积。

本发明中, 分布筒 14b 上的分布孔 14a 可以为长方形或椭圆形, 优选情况下, 分布筒 14b 上分布孔 14a 的面积之和与第一反应区 11a 的截面积之比为 0.6-4:1; 能够更好地提升对第一反应区 11a 内高速气固颗粒的减速、分布效果。其中, 第一反应区 11a 的截面积指的是与该第一反应区 11a 的长度方向相垂直的截面的面积。

作为分布筒 14b 一种优选的实施方式, 分布筒 14b 上的分布孔 14a 处设置有向该分布筒 14b 的外侧延伸的侧通道 14d, 侧通道 14d 远离分布筒 14b 的开口断面为朝向第一反应区 11a 的斜面。侧通道 14d 的横截面(与侧通道 14d 长度方向垂直的截面)形状与分布筒 14b 上的分布孔 14a 相对应, 可以为长方形或椭圆形。侧通道 14d 远离分布筒 14b 的开口断面一般不与该侧通道 14d 的轴线垂直, 该开口断面为朝向第一反应区 11a 的斜面, 即, 其断面延长线与多级反应单元 1 的轴线呈一定斜向上的夹角; 该开口断面的上部为该侧通道 14d 的一部分, 以尽可能地避免侧通道 14d 的出口被催化剂堵住, 保证侧通道 14d 出口的通畅性。

作为分布筒 14b 另一种优选的实施方式, 端部分布板 14c 的面积与第二反应区 11b 的截面积之比为 0.7-0.85:1, 使得端部分布板 14c 边缘的气速在 2.5m/s 以上, 最好在 3.5m/s 以上, 保证在第二反应区 11b 底部乃至过渡段不发生催化剂堆积而造成装置操作事故。其中, 端部分布板 14c 的面积为端部分布板 14c 外轮廓的投影面积, 第二反应区 11b 的截面积为与该第二反应区 11b 的长度方向相垂直的截面的面积。

本发明中, 内输送孔 13a 和/或分布孔 14a 内安装或涂抹有耐磨衬里, 例如陶瓷耐磨衬里。

本发明中，为了使得原料与催化剂充分混合，优选情况下，多变径提升管 11 还包括与第一反应区 11a 的入口连接的多级反应预提升段 11d，裂解提升管 21 包括沿其长度方向依次串联的裂解预提升段 21b 和裂解反应段 21a，裂解反应段 21a 的出口位于湍流反应段 23b 靠近裂解汽提段 23a 的一端，多级反应预提升段 11d 和第一反应区 11a 之间的过渡段与多级反应进料单元 7 连通，裂解预提升段 21b 与裂解反应段 21a 之间的过渡段与裂解进料单元 8 连通。通过多级反应预提升段 11d 注入多级反应预提升气 A，与多级反应催化剂混合后上行，经水蒸气雾化的重质原料从多级反应进料单元 7 进入多变径提升管 11，使得重质原料与多级反应催化剂在第一反应区 11a 内接触反应；通过裂解预提升段 21b 注入裂解预提升气 B，与裂解催化剂混合后上行，经水蒸气雾化的轻质原料从裂解进料单元 8 进入裂解提升管 21，使得轻质原料与裂解催化剂在裂解反应段 21a 内接触反应。

本发明中，为了提高轻烃反应混合物进入湍流反应段 23b 后催化剂与轻烃的接触效果，提高催化反应效率，优选情况下，裂解反应段 21a 的出口处设置有裂解分布器 22。

本发明中，裂解沉降段 23c 的气相出口可以汇入主油气管道，也可以与多级反应沉降器 12 连通，例如，多级反应沉降器 12 顶部设有集气室，裂解沉降段 23c 的气相出口通过与裂解气相输送管 24 与该集气室连通，使得反应后油气 E（包含重质原料反应后油气和轻质原料反应后油气）从集气室排出。裂解汽提段 23a 的底部可以设置汽提蒸汽单元 10，以通入蒸汽对裂解汽提段 23a 内的催化剂进行汽提处理。

本发明提供的催化裂解的装置在使用时，可以多级反应单元 1 和裂解反应单元分别配置相应的催化剂再生器，在多级反应催化剂和裂解催化剂相同时，也可以两者共用一个催化剂再生器。作为本发明的一种优选实施方式，该装置还包括再生单元 3，多级反应沉降器 12 上设置有与再生单元 3 的入料口连通的多级反应催化剂出口 15，再生单元 3 的再生催化剂出口 31 与多变径提升管 11 和/或裂解提升管 21 连通。其中，裂解催化剂出口 25 不仅与第二反应区 11b 连通，也与再生单元 3 的入料口连通，以将裂解反应单元 2 的部分待生催化剂直接输入再生单元 3 中。

本发明中，再生单元 3 内设置有再生旋风分离器 32，且底部设有再生空气入口 33、顶部设有再生烟气出口 34，待生催化剂经待生管路 5 进入再生单元 3，与再生空气入口 33 进入的再生空气 C 接触发生氧化反应，再生烟气 D 从再生烟气出口 34 输出进入烟气轮机等进一步回收能量和处理；烧掉焦炭从而生成的高温再生催化剂经再生管路 6 进入催化剂取热器 4，将低温水蒸气 G 从取热蒸汽入口进入催化剂取热器 4 与再生催化剂取热后变为高温水蒸气 H，从取热蒸汽出口输出，经冷却后的再生催化剂经再生管路 6 回流至第一反应区 11a 底部和裂解提升管 21 底部循环使用。

本发明中，部分或全部的多级反应催化剂、部分或全部的裂解催化剂采用再生催化剂出口 31 输出的再生催化剂。

基于上述提供的催化裂解的装置，本发明第二方面提供该装置应用于催化裂解的方法，该方法包括以下步骤：

重质原料与多级反应催化剂混合形成的多级反应混合料从第一反应区 11a 的入口输入，依次进入第一反应区 11a、第二反应区 11b，再从内输送管 13 进入第三反应区 11c，以进行多级催化反应得到多级反应物，多级反应物经多级反应沉降器 12 进行多级反应分离得到多级反应油气产物和多级反应待生催化剂；

轻质原料与裂解催化剂混合形成的裂解混合料从裂解提升管 21 的入口输入，经裂解提升管 21 进行裂解催化反应得到裂解反应物，裂解反应物进入湍流反应段 23b 进行湍流反应后，经裂解沉降段 23c 进行裂解分离、经裂解汽提段 23a 进行裂解汽提得到裂解油气产物和裂解待生催化剂；

将裂解待生催化剂从裂解催化剂出口 25 输入第二反应区 11b 内，与多级反应混合料混合。

本发明提供的装置及方法具有多种操作模式，例如，超低烯烃汽油操作模式下，多级反应单元 1 采用多产汽油及具有降烯烃功能催化剂，控制催化剂循环量、急冷油气单元 9 的急冷剂注入量、在第二反应区 11b 底部或中部不补充或补充适当量的再生剂或经冷却后的再生剂（温度一般在 560-660℃）或含碳量<0.5%的含碳待生催化剂等措施，控制第二反应区 11b 内温度在 510-540℃，优化范围为 515-530℃，内输送管 13 的入口温度控制在 510-540℃，优化范围为 515-530℃，可实现生产超低烯烃汽油模式；

同时，裂解反应单元 2 裂解各种富含烯烃的催化轻汽油、焦化汽油等，可进一步降低全厂范围的高烯烃汽油量，降低全厂汽油池的烯烃含量，裂解提升管 21 的出口温度控制 540-620℃，优选 560-600℃。

又例如，多产裂化气模式下，多级反应单元 1 采用多产裂化气的催化裂解催化剂，在第二反应区 11b 的底部或中部不补充或补充适当量的再生剂或经冷却后的再生剂（温度一般在 580-680℃）或含碳量<0.5%的含碳待生催化剂（温度一般在 580-680℃），控制第二反应区 11b 内温度在 560-660℃，优化范围为 560-600℃，内输送管 13 的入口温度控制在 550-640℃，优化范围为 560-600℃，可实现多产裂化气操作模式：

同时，裂解反应单元 2 回炼富含 C4-C8 烯烃的轻烃，或汽油或柴油等，裂解提升管 21 的出口温度控制 560-660℃，优选 580-640℃；如此，可进一步提高全厂的裂化气产量，即提高 MTBE、轻汽油醚化、聚丙烯等轻烃加工装置所需原料的产量，调控全厂的炼化产品结构。

本发明中，重质原料或轻质原料与催化剂（即油剂）接触前的再生催化剂的温度为 660-760℃。

基于本发明提供的装置和方法，多级反应混合料在第一反应区 11a 的油气表观停留时间为 0.8-2s，在第二反应区 11b 的油气表观停留时间为 5-15s，在第三反应区 11c 的油气表观停留时间为 0.5-1.5s；裂解混合料在裂解提升管 21 的停留时间为 0.8-3.5s，更优选为 1-2.5s；在湍流反应段 23b 的停留时间为 3-13s。

作为本发明中催化裂解的装置一种相对优选的具体实施方式，催化裂解的装置包括多级反应单元 1、裂解反应单元 2 和再生单元 3，多级反应单元 1 包括多变径提升管 11 和多级反应沉降器 12；多变径提升管 11 包括沿其长度方向依次串联且同轴的多级反应预提升段 11d、第一反应区 11a、第二反应区 11b 和第三反应区 11c，第三反应区 11c 的出口与多级反应沉降器 12 连通，在第一反应区 11a 的顶部至第二反应区 11b 的底部设置有急冷油气单元 9，第一反应区 11a、第二反应区 11b 和第三反应区 11c 的内径之比为 1:2-5:0.7-1.5、长度之比为 1:0.3-2:0.5-2，第三反应区 11c 与第二反应区 11b 的连接处设置有向第二反应区 11b 内部延伸的内输送管 13，内输送管 13 与第三反应区 11c 的内径之比为 0.9-1.2:1，内输送管 13 与第二反应区 11b 的长度之比为 0.15-0.8:1，内输送管 13

的侧壁上设置有多个内输送孔 13a，内输送孔 13a 与第三反应区 11c 的入口之间的距离为 0.5-2m，多个内输送孔 13a 的总面积与内输送管 13 的截面积之比为 0.05-0.3:1，第二反应区 11b 内设置有与第一反应区 11a 连接的分布内构件 14，分布内构件 14 包括与第一反应区 11a 连接的分布筒 14b 和与分布筒 14b 连接的端部分布板 14c，分布筒 14b 和端部分布板 14c 上均设置有多个分布孔 14a，端部分布板 14c 位于分布筒 14b 远离第一反应区 11a 的一端，端部分布板 14c 的面积与第二反应区 11b 的截面积之比为 0.7-0.85:1，端部分布板 14c 上开设的多个分布孔 14a 的面积之和与该端部分布板 14c 的垂直投影面积之比为 0.1-0.3:1，分布筒 14b 上分布孔 14a 的面积之和与第一反应区 11a 的截面积之比为 0.6-4:1，分布筒 14b 上的分布孔 14a 处设置有向该分布筒 14b 的外侧延伸的侧通道 14d，侧通道 14d 远离分布筒 14b 的开口断面为朝向第一反应区 11a 的斜面，多级反应预提升段 11d 和第一反应区 11a 之间的过渡段与多级反应进料单元 7 连通，多级反应沉降器 12 包括由下至上设置的多级反应汽提段 12a 和多级反应沉降段 12b，多级反应沉降段 12b 内设置有一级或多级反应旋风分离器 12c，多级反应汽提段 12a 的底部设置有多级反应催化剂出口 15；

裂解反应单元 2 包括同轴设置的裂解提升管 21 和裂解沉降器 23，裂解提升管 21 包括沿其长度方向依次串联的裂解预提升段 21b 和裂解反应段 21a，裂解预提升段 21b 与裂解反应段 21a 之间的过渡段与裂解进料单元 8 连通，裂解沉降器 23 包括沿其长度方向依次设置的裂解汽提段 23a、湍流反应段 23b 和裂解沉降段 23c，裂解反应段 21a 的出口位于湍流反应段 23b 靠近裂解汽提段 23a 的一端，裂解反应段 21a 的出口处设置有裂解分布器 22，裂解汽提段 23a 的底部设置有与第二反应区 11b 底部连通的裂解催化剂出口 25，湍流反应段 23b、裂解汽提段 23a 和裂解沉降段 23c 的内径之比为 1:0.4-0.8:2.5-5、长度之比为 1:1.5-3:1.5-4，在裂解沉降段 23c 内布置一级或两级裂解旋风分离器 23d，裂解沉降段 23c 的气相出口通过裂解气相输送管 24 与多级反应沉降器 12 顶部的集气室连通，裂解汽提段 23a 的底部设置有汽提蒸汽单元 10；

再生单元 3 内设置有再生旋风分离器 32，且侧壁上设有再生催化剂出口 31、底部设有再生空气入口 33、顶部设有再生烟气出口 34，多级反应催化剂出口 15、裂解催化剂出口 25 均通过待生管路 5 与再生单元 3 的入料口连通，再生催化剂

出口 31 与多级反应预提升段 11d 和裂解预提升段 21b 通过再生管路 6 连通，再生管路 6 上设置有催化剂取热器 4；

多变径提升管 11 与裂解提升管 21 的长度之比为 1:0.5-1.2，内输送孔 13a 和分布孔 14a 内安装或涂抹有耐磨衬里。

以下将通过实施例对本发明进行详细描述。

以下实施例中，重质原料（重油）、轻烃 I、轻烃 II 均由中国石油化工集团有限公司某炼厂提供，催化剂 I、催化剂 II 均由中国石化催化剂有限公司提供，产品分布和汽油组成通过色谱法检测；在无特殊说明的情况下，其余原料均采用常规的市售品，所涉及的参数均采用现有的相应方法。

实施例 1

采用上述提供的催化裂解的装置相对优选的具体实施方式，使用表 2 中的催化剂 I 加工表 1 中的重质原料油，生产超低烯烃汽油的过程情况。实施例 1 中原料性质见表 1，回炼轻汽油采用轻烃 A 为轻烃原料，回炼轻汽油占重质原料的 30%，其中一半为装置自产轻汽油，一半来自本装置外的其它装置。

实施例 1 提供的装置中，多变径提升管 11 总长约 18 米，多级反应预提升段 11d 的直径为 0.25 米、高度为 1.5 米，第一反应区 11a 的直径为 0.30 米、高度为 4 米；第二反应区 11b 的直径为 1.2 米、高度为 7.6 米，内输送管 13 的直径为 0.30 米、高度为 2.5 米；第三反应区 11c 的直径为 0.30 米、高度为 4 米，第一反应区 11a 与第二反应区 11b 结合部位的纵剖面为等腰梯形，等腰梯形的侧线与轴线的夹角为 45° ，等腰梯形高度为 0.45 米；第二反应区 11b 与第三反应区 11c 结合部位的纵剖面为等腰梯形，等腰梯形的侧线与轴线的夹角为 45° ，等腰梯形高度为 0.45 米；内输送孔 13a 与第三反应区 11c 的入口之间的距离为 1m，多个内输送孔 13a 的总面积与内输送管 13 的截面积之比为 0.2:1，分布内构件 14 形成帽头型分布内构件，端部分布板 14c 的面积与第二反应区 11b 的截面积之比为 0.8:1，端部分布板 14c 上开设的多个分布孔 14a 的面积之和与该端部分布板 14c 的垂直投影面积之比为 0.2:1，分布筒 14b 上分布孔 14a 的面积之和与第一反应区 11a 的截面积之比为 2:1；

裂解提升管 21 总高度 13 米，其中裂解预提升段 21b 的高度为 2 米、直径为 0.12 米，裂解反应段 21a 的高度为 11 米、直径为 0.15 米，裂解汽提段 23a 的高度为 3 米、直径为 0.35 米，湍流反应段 23b 的高度为 1.5 米、直径为 0.5 米，裂解沉降段 23c 的高度为 2.5 米、直径为 1.3 米，裂解气相输送管 24 的直径为 0.2 米。

从多级反应预提升段 11d 底部进入的多级反应预提升气 A 与从催化剂取热器 4 或再生单元 3 直接过来的经再生管路 6 输送过来的再生催化剂（催化剂 I）混合上行，在多级反应预提升段 11d 顶部与第一反应区 11a 主体的连接处，经水蒸气雾化的重质原料经重油进料系统 7 进入多变径提升管 11，油剂在第一反应区 11a 内接触反应，沿多变径提升管 11 上行经分布内构件 14 进入第二反应区 11b；由于油气表观速度的下降及油气转向等因素，在第二反应区 11b 内催化剂呈湍流床或浓相输送床状态，强化油剂的接触；在第二反应区 11b 与第一反应区 11a 过渡段内可从急冷油气单元 9 注入急冷剂，从第二反应区 11b 的底部注入裂解催化剂出口 25 输出的待生催化剂，以补充第二反应区 11b 内的催化剂活性；

从裂解预提升段 21b 的底部注入裂解预提升气 B 与从催化剂取热器 4 或再生单元 3 直接过来的再生催化剂（催化剂 I）混合上行，在裂解预提升段 21b 顶部与裂解反应段 21a 的连接处，经水蒸气雾化或直接机械雾化的轻质原料（轻烃 I）经裂解进料单元 8 进入裂解提升管 21，轻质原料与催化剂在裂解反应段 21a 接触反应并上行，经裂解反应段 21a 顶部末端的裂解分布器 22 进入湍流反应段 23b 的底部，将反应后的油气与催化剂实现分离；催化剂在裂解汽提段 23a 的底部经过/不经汽提蒸汽单元 10 通入的蒸汽汽提后，再通过裂解催化剂出口 25 送入第二反应区 11b 内，经分离后的轻烃反应后油气经裂解沉降段 23c 上的轻烃输送管进入多级反应沉降器 12 顶部的集气室或直接进入多级反应沉降器 12；第二反应区 11b 内的多级反应混合料与裂解提升管 21 内反应后的待生催化剂经过充分混合接触及再分配后，通过相对于第二反应区 11b 缩径的内输送管 13 进入第三反应区 11c，在第三反应区 11c 顶部与多级反应沉降段 12b 内的多级反应旋风分离器 12c 相连通进行多级反应分离，重质原料反应后油气从多级反应旋风分离器 12c 的顶部输出，进而多级反应沉降器 12 底部经大转油线等进入油气分馏塔；重质原料反应后含有焦炭的催化剂从多级反应旋风分离器 12c 下部的输送管进

入多级反应沉降器 12 底部的多级反应汽提段 12a，经多级反应汽提蒸汽 F 进行汽提后的待生催化剂经待生管路 5 进入再生单元 3，与再生单元 3 底部进入的再生空气 C 接触发生氧化反应，再生烟气 D 从再生单元 3 顶部输出进入烟气轮机等进一步回收能量和处理；烧掉焦炭从而生成的高温再生催化剂经进再生管路 6 进入催化剂取热器 4，将低温水蒸气 G 取热后变为高温水蒸气 H，经冷却后的再生催化剂经出催化剂取热器 4 的再生管路 6 回流至第一反应区 11a 底部和裂解提升管 21 的底部循环使用。

其余的操作条件，获得的产品分布和汽油主要性质见表 3。

对比例 1

催化裂解的装置包括实施例 1 中采用的多级反应单元 1 和常规的裂解单元，裂解单元采用常规的提升管、不含有裂解沉降器，且提升管直接连接旋风分离器，使用表 2 中的催化剂 I 加工表 1 中重质原料油，生产超低烯烃汽油的过程情况。多级反应单元 1 的各项参数与实施例 1 相同，裂解单元的提升管出口温度与实施例 1 中裂解提升管 21 的出口温度相同。

其余的操作条件，获得的产品分布和汽油主要性质见表 3。

对比例 2

催化裂解的装置包括实施例 1 中所述的多级反应单元 1、不设置裂解反应单元 2，不回炼轻烃，使用表 2 中的催化剂 I 加工表 1 中重质原料油，生产超低烯烃汽油的过程情况；多级反应单元 1 的各项参数与实施例 1 相同。

其余的操作条件，获得的产品分布和汽油主要性质见表 3。

对比例 3

催化裂解的装置包括实施例 1 中采用的多级反应单元 1、不设置裂解反应单元 2，不回炼轻烃，且第二反应区 11b 的直径为 0.9 米，第二反应区 11b 内不设置内输送管 13，多级反应单元 1 的其余各项参数与对比例 2 相同。使用催化剂 I 加工表 1 中重质原料油，进行生产低烯烃汽油的操作模式。

其余的操作条件，获得的产品分布和汽油主要性质见表 3。

实施例 2

与实施例 1 相比, 本实施例采用的催化裂解的装置除第一反应区 11a 与第二反应区 11b 连接的分布内构件 14 为蘑菇头型分布器、催化剂采用表 2 中的催化剂 II、操作条件不同外, 其余的装置结构参数等均与实施例 1 相同。本实施例中原料性质见表 1, 其中回炼轻汽油采用轻烃 II 为轻质原料, 回炼轻汽油占重质原料的 30%, 其中一半为装置自产轻汽油, 一半来自本装置外的其它装置。

其余的操作条件, 获得的产品分布和汽油主要性质见表 3。

对比例 4

催化裂解的装置包括实施例 1 中采用的多级反应单元 1 和常规的裂解单元, 裂解单元采用常规的提升管、不含有裂解沉降器, 且提升管直接连接旋风分离器, 使用表 2 中的催化剂 II 加工表 1 中重质原料油, 进行多产裂化气的操作模式。多级反应单元 1 的各项参数与实施例 2 相同, 裂解单元的提升管出口温度与实施例 1 中裂解提升管 21 的出口温度相同。

其余的操作条件, 获得的产品分布和汽油主要性质见表 3。

对比例 5

催化裂解的装置包括实施例 1 中采用的多级反应单元 1、不设置裂解反应单元 2, 不回炼轻烃, 使用表 2 中的催化剂 II 加工表 1 中重质原料油, 进行多产裂化气的操作模式。多级反应单元 1 的各项参数与实施例 2 相同。

其余的操作条件, 获得的产品分布和汽油主要性质见表 3。

对比例 6

催化裂解的装置包括实施例 1 中采用的多级反应单元 1、不设置裂解反应单元 2, 不回炼轻烃, 且第二反应区 11b 的直径为 0.9 米, 第二反应区 11b 内不设置内输送管 13, 多级反应单元 1 的其余各项参数与对比例 5 相同。

其余的操作条件, 获得的产品分布和汽油主要性质见表 3。

表 1 原料性质

项目	重质原料	轻烃 I	轻烃 II
密度（20℃）kg/m ³	0.8954	0.7121	0.7243
残炭值，wt%	2	——	——
元素分析			
碳含量，wt%	86.85	86.46	86.67
氢含量，wt%	12.58	13.46	13.22
硫含量，wt%	0.37	——	——
氮含量，wt%	0.27	——	——
烃族组成分析			
饱和烃，wt%	68.24	——	——
芳 烃，wt%	20.09	——	——
胶 质，wt%	10.72	——	——
沥青质，wt%	0.95	——	——
Ni 含量，μg/g	4.3	——	——
V 含量，μg/g	0.3	——	——
PONA,wt%			
P	——	6	4
I	——	26	13
O	——	49	62
N	——	4	3
A	——	15	18

表 2 催化剂性质

主催化剂	催化剂 I	催化剂 II
沸石类型	ReHY 为主	ZSM-5 为主
化学组成, wt%		
氧化铝	46.4	52.1
氧化钠	0.22	0.15
筛分组成, wt%		
0~40μm	20.23	25.54
40~80μm	52.12	48.05
>110μm	——	26.41
比表面积/m ² .g ⁻¹	165	210
沉积密度/g.cm ⁻³	0.76	0.79
表观密度/g.cm ⁻³	0.71	0.75
微反活性, %	68	58
筛分组成, wt%	0.38	0.28

表 3 操作条件及产品分布

	实施例 1	对比例 1	对比例 2	对比例 3	实施例 2	对比例 4	对比例 5	对比例 6
内输送管	有	有	有	无	有	有	有	无
第二反应区与第一反应区的变径比	4	4	4	3	4	4	4	3
多级反应单元出口温度, °C								
第一反应区	525	525	525	525	579	579	579	578
第二反应区	519	519	516	517	561	561	560	566
第三反应区	516	517	515	516	558	558	557	563
多级反应单元油气停留时间, s								
第一反应区	1	1	1	1	0.9	0.9	0.9	0.9
第二反应区	8.6	8.5	8.8	5.6	8.7	8.7	9	5.9
第三反应区	0.5	0.5	0.6	0.6	0.5	0.5	0.6	0.6
重油剂油比	6.6	6.6	6.6	6.6	10.5	10.5	10.5	10.5
轻烃回炼比, wt%	30	30	——	——	30	30	——	——
裂解提升管出口温度, °C	559	559	——	——	602	602	——	——
湍流反应段温度, °C	555	——	——	——	596	——	——	——
轻烃裂解反应段反应时间, s	1.7	1.7	——	——	1.3	1.3	——	——
轻烃湍流反应段反应时间, s	5	——	——	——	4.5	——	——	——
轻烃剂油比	6	6	——	——	8	8	——	——
产品分布, wt%								
干 气	3.1	2.9	2.8	3.6	11.3	10.8	10.5	10.3
液化气	18.1	16.9	16.4	15.3	44.9	42.6	40.3	38.2
丙烯	5.8	5.3	5.1	4.7	19.6	18.3	17.0	15.1
汽 油	50.8	51.9	46.9	45.2	23.8	26.2	24.1	24.2
柴 油	19.4	19.9	24.4	25.3	10.2	10.9	14.5	15.9
重 油	0.5	0.5	0.9	1.8	0.4	0.4	0.8	1.4
焦 炭	7.7	7.5	8.1	8.3	8.8	8.5	9.1	9.3
损失	0.4	0.4	0.5	0.5	0.6	0.6	0.7	0.7
汽油族组成, wt%								
正构烷烃	7.9	8.3	7.8	8.6	5.4	5.5	4.5	4.3
异构烷烃	42.4	41.3	38.2	36.1	26.8	24.5	16.5	15.7
环烷烃	5.8	6.1	7.1	7.2	3.9	4.1	4.5	4.2
烯烃	19.6	22.2	23.5	26	33.8	37.1	45	47.6
芳烃	24.3	22.1	23.4	22.1	30.1	28.8	29.5	28.2

从表 3 可以看出，实施例 1、对比例 1、对比例 2 和对比例 3 四者均是生产超低烯烃汽油模式，实施例 1 和对比例 1 回炼 30%的轻烃 I，其中一半来自本装置外的富含烯烃的轻汽油；对比例 2 和对比例 3 都不回炼汽油；实施例 1 相对于对比例 1、对比例 2 和对比例 3，汽油烯烃分别降低 2.6、3.6 和 6.4 个百分点，丙烯产率分别增加 0.5、0.7 和 1.1 个百分点；表明采用本发明提供的装置和方法能明显降低汽油烯烃含量，并适度增加丙烯产率。

实施例 2、对比例 4、对比例 5 和对比例 6 四者均是多产裂化气操作模式，实施例 2 和对比例 4 回炼 30%的轻烃 II，其中一半来自本装置外的富含烯烃的轻汽油；对比例 5 和对比例 6 都不回炼汽油；实施例 2 相对于对比例 4、对比例 5 和对比例 6，汽油烯烃分别降低 3.3、11.2 和 13.8 个百分点，丙烯产率分别增加 1.3、2.6 和 4.5 个百分点；表明采用发明提供的装置和方法能明显降低汽油烯烃含量，并增加丙烯产率。

本发明提供的装置和方法可促进对整个炼厂汽油池的汽油烯烃的降低，裂化气收率明显提高，但是对整个炼厂而言，裂化气的产率或产量都有明显提升。

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

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，本发明对各种可能的组合方式不再另行说明。此外，本发明的各种不同的实施方式之间也可以进行任意组合，只要其不违背本发明的思想，其同样应当视为本发明所公开的内容。

权利要求书

1、一种催化裂解的装置，其特征在于，该装置包括多级反应单元（1）和裂解反应单元（2），所述多级反应单元（1）包括多变径提升管（11）和多级反应沉降器（12），所述裂解反应单元（2）包括裂解提升管（21）和裂解沉降器（23）；所述多变径提升管（11）包括沿其长度方向依次串联的第一反应区（11a）、第二反应区（11b）和第三反应区（11c），所述第三反应区（11c）的出口与所述多级反应沉降器（12）连通，所述第二反应区（11b）的内径大于所述第一反应区（11a）和第三反应区（11c）的内径，所述第三反应区（11c）与所述第二反应区（11b）的连接处设置有向所述第二反应区（11b）内部延伸的内输送管（13）；

所述裂解沉降器（23）包括沿其长度方向依次设置的裂解汽提段（23a）、湍流反应段（23b）和裂解沉降段（23c），所述裂解提升管（21）的出口位于所述湍流反应段（23b）内，所述裂解汽提段（23a）设置有与所述第二反应区（11b）连通的裂解催化剂出口（25）。

2、根据权利要求1所述的装置，其特征在于，所述内输送管（13）与所述第三反应区（11c）的内径之比为0.9-1.2:1，所述内输送管（13）与所述第二反应区（11b）的长度之比为0.15-0.8:1。

3、根据权利要求1所述的装置，其特征在于，所述第一反应区（11a）、第二反应区（11b）和第三反应区（11c）的内径之比为1:2-5:0.7-1.5、长度之比为1:0.3-2:0.5-2；

所述湍流反应段（23b）、裂解汽提段（23a）和裂解沉降段（23c）的内径之比为1:0.4-0.8:2.5-5、长度之比为1:1.5-3:1.5-4；

所述多变径提升管（11）与所述裂解提升管（21）的长度之比为1:0.5-1.2。

4、根据权利要求1所述的装置，其特征在于，所述内输送管（13）的侧壁上设置有至少一个内输送孔（13a），所述内输送孔（13a）与所述第三反应区（11c）的入口之间的距离为0.5-2m。

5、根据权利要求 4 所述的装置，其特征在于，至少一个所述内输送孔(13a)的总面积与所述内输送管(13)的截面积之比为 0.05-0.3:1。

6、根据权利要求 1 至 5 中任意一项所述的装置，其特征在于，所述第二反应区(11b)内设置有与所述第一反应区(11a)连接的分布内构件(14)，所述分布内构件(14)上设有多个分布孔(14a)。

7、根据权利要求 6 所述的装置，其特征在于，所述分布内构件(14)包括与所述第一反应区(11a)连接的分布筒(14b)和与所述分布筒(14b)连接的端部分布板(14c)，所述分布筒(14b)和所述端部分布板(14c)上均设置有所述分布孔(14a)，所述端部分布板(14c)位于所述分布筒(14b)远离所述第一反应区(11a)的一端。

8、根据权利要求 7 所述的装置，其特征在于，所述分布筒(14b)上分布孔(14a)的面积之和与所述第一反应区(11a)的截面积之比为 0.6-4:1；

所述端部分布板(14c)上分布孔(14a)的面积之和与该端部分布板(14c)的垂直投影面积之比为 0.1-0.3:1。

9、根据权利要求 7 所述的装置，其特征在于，所述分布筒(14b)上的分布孔(14a)处设置有向该分布筒(14b)的外侧延伸的侧通道(14d)，所述侧通道(14d)远离所述分布筒(14b)的开口断面为朝向所述第一反应区(11a)的斜面。

10、根据权利要求 7 所述的装置，其特征在于，所述端部分布板(14c)的面积与所述第二反应区(11b)的截面积之比为 0.7-0.85:1。

11、根据权利要求 1 至 5 中任意一项所述的装置，其特征在于，所述第一反应区(11a)、第二反应区(11b)、第三反应区(11c)和内输送管(13)为同轴设置，所述裂解催化剂出口(25)位于所述裂解汽提段(23a)的底部且与

所述第二反应区（11b）的底部连通。

12、根据权利要求 1 至 5 中任意一项所述的装置，其特征在于，所述多变径提升管（11）还包括与所述第一反应区（11a）的入口连接的多级反应预提升段（11d），所述裂解提升管（21）包括沿其长度方向依次串联的裂解预提升段（21b）和裂解反应段（21a），所述裂解反应段（21a）的出口位于所述湍流反应段（23b）靠近所述裂解汽提段（23a）的一端，所述多级反应预提升段（11d）和所述第一反应区（11a）之间的过渡段与多级反应进料单元（7）连通，所述裂解预提升段（21b）与所述裂解反应段（21a）之间的过渡段与裂解进料单元（8）连通。

13、根据权利要求 12 所述的装置，其特征在于，所述裂解反应段（21a）的出口处设置有裂解分布器（22），所述裂解沉降段（23c）的气相出口与所述多级反应沉降器（12）连通。

14、根据权利要求 1 至 5 中任意一项所述的装置，其特征在于，该装置还包括再生单元（3），所述多级反应沉降器（12）上设置有与所述再生单元（3）的入料口连通的多级反应催化剂出口（15），所述再生单元（3）的再生催化剂出口（31）与所述多变径提升管（11）和/或所述裂解提升管（21）连通。

15、一种催化裂解的方法，其特征在于，采用权利要求 1 至 14 中任意一项所述的装置，该方法包括以下步骤：

重质原料与多级反应催化剂混合形成的多级反应混合料从所述第一反应区（11a）的入口输入，依次进入所述第一反应区（11a）、所述第二反应区（11b），再从所述内输送管（13）进入所述第三反应区（11c），以进行多级催化反应得到多级反应物，所述多级反应物经所述多级反应沉降器（12）进行多级反应分离得到多级反应油气产物和多级反应待生催化剂；

轻质原料与裂解催化剂混合形成的裂解混合料从所述裂解提升管（21）的入口输入，经所述裂解提升管（21）进行裂解催化反应得到裂解反应物，所述裂

解反应物进入所述湍流反应段(23b)进行湍流反应后,经所述裂解沉降段(23c)进行裂解分离、经所述裂解汽提段(23a)进行裂解汽提得到裂解油气产物和裂解待生催化剂;

将所述裂解待生催化剂从所述裂解催化剂出口(25)输入所述第二反应区(11b)内,与所述多级反应混合料混合。

16、根据权利要求15所述的方法,其特征在于,所述内输送管(13)的入口温度为510-540℃,所述裂解提升管(21)的出口温度为540-620℃。

17、根据权利要求15所述的方法,其特征在于,所述内输送管(13)的入口温度为550-640℃,所述裂解提升管(21)的出口温度为560-660℃。

18、根据权利要求15至17中任意一项所述的方法,其特征在于,所述多级反应混合料在所述第一反应区(11a)的停留时间为0.8-2s,在所述第二反应区(11b)的停留时间为5-15s,在所述第三反应区(11c)的停留时间为0.5-1.5s;

所述裂解混合料在所述裂解提升管(21)的停留时间为0.8-3.5s,在所述湍流反应段(23b)的停留时间为3-13s。

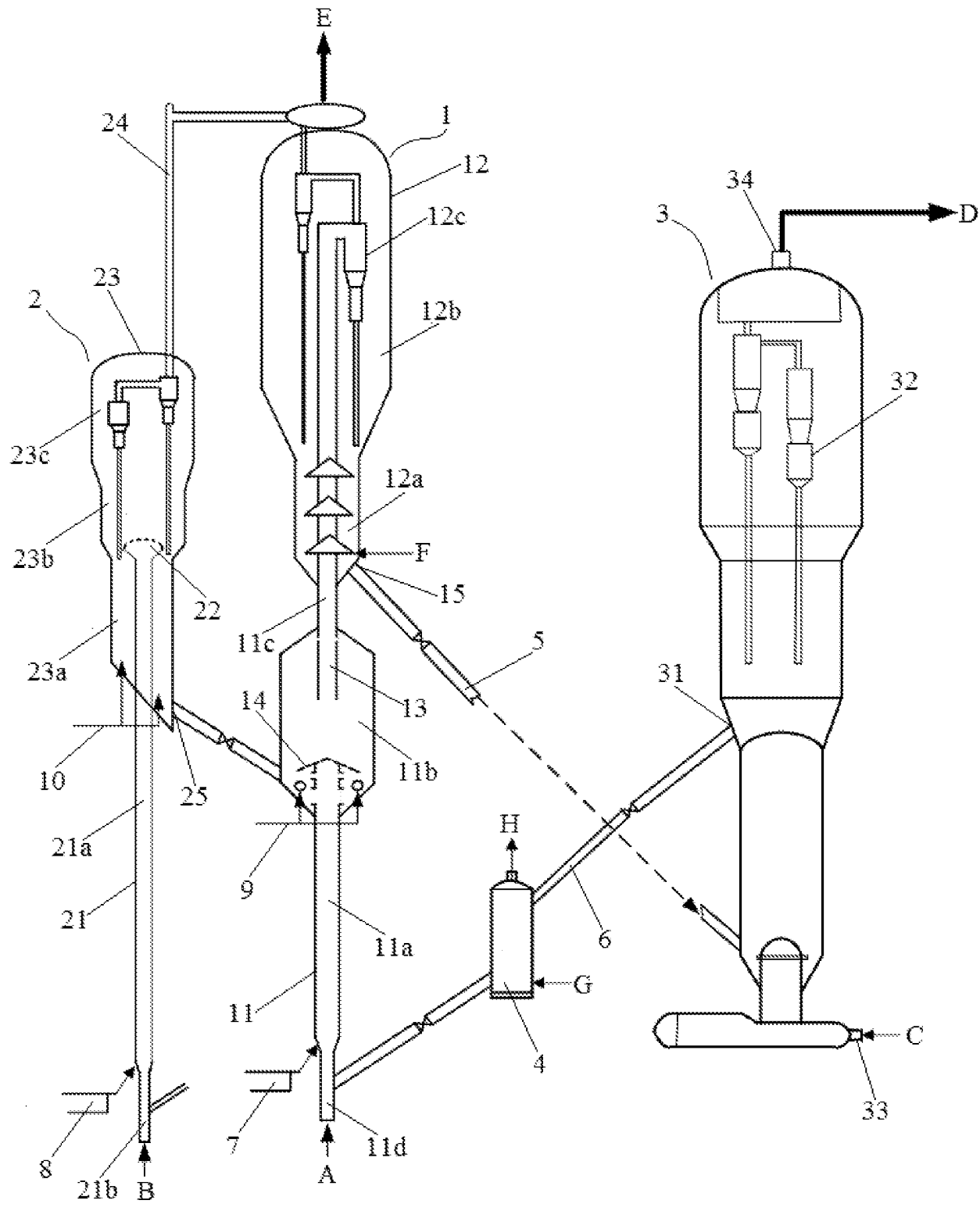


图 1

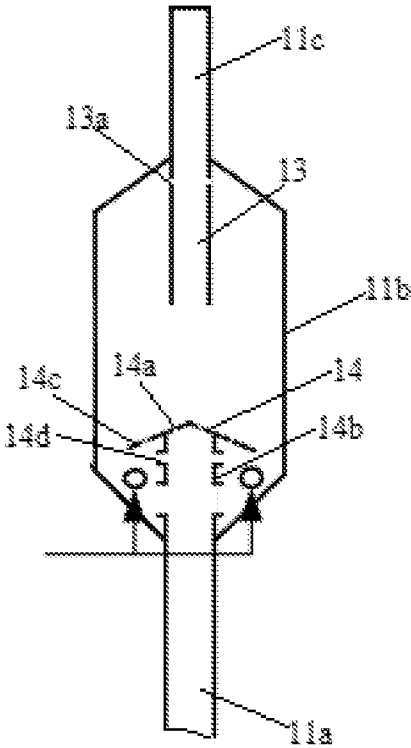


图 2

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.

PCT/CN2023/130672

A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER

C10G51/06(2006.01)i; C10G51/00(2006.01)i; C10G55/00(2006.01)i; B01J8/24(2006.01)i; C07C4/06(2006.01)i;
C07C11/06(2006.01)i; C10G11/18(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)

C10G51, C10G55, B01J8, C07C4, C07C11, C10G11

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)

CNXTX, ENTXT, ENTXTC, WPABS, WPABSC, WEB OF SCIENCE, CNKI, 万方, WANFANG: 催化裂化, 催化裂解, 变截面, 变径, 可调, 扩径, 扩口, 异径, 内构件, 内输送管, 套管, 套筒, 气固流化, 汽油提升管, 轻烃提升管, 双提升管, 提升管, 流化床, FCC, Catalytic cracking, adjustable, expanded, flare, inner, reducer, Riser, variable, inner transport pipe, transfer pipe, delivery pipe, gas-solid fluidiz+, inner member, expand+, fluidiz+, cross-section, reduc+, gas-solid

C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
A	CN 208869552 U (CHINA PETROLEUM & CHEMICAL CORP. et al.) 17 May 2019 (2019-05-17) description, paragraphs 35 and 39-42, and figures 1-2	1-18
A	CN 1174094 A (CHINA PETRO-CHEMICAL CORP. et al.) 25 February 1998 (1998-02-25) description, page 6, paragraphs 2-3, and figure 3	1-18
A	CN 1069054 A (CHINA PETRO-CHEMICAL CORP. et al.) 17 February 1993 (1993-02-17) entire document	1-18
A	CN 101045881 A (CHINA PETROLEUM & CHEMICAL CORP. et al.) 03 October 2007 (2007-10-03) entire document	1-18
A	CN 102051213 A (CHINA PETROLEUM & CHEMICAL CORP.) 11 May 2011 (2011-05-11) entire document	1-18



Further documents are listed in the continuation of Box C.



See patent family annex.

* Special categories of cited documents:

“A” document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance
 “D” document cited by the applicant in the international application
 “E” earlier application or patent but published on or after the international filing date
 “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)
 “O” document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means
 “P” document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed

“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

“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

“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

“&” document member of the same patent family

Date of the actual completion of the international search

25 April 2024

Date of mailing of the international search report

13 May 2024

Name and mailing address of the ISA/CN

China National Intellectual Property Administration (ISA/
CN)
China No. 6, Xitucheng Road, Jimenqiao, Haidian District,
Beijing 100088

Authorized officer

Telephone No.

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.

PCT/CN2023/130672

C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
A	CN 102453500 A (CHINA PETROLEUM & CHEMICAL CORP. et al.) 16 May 2012 (2012-05-16) entire document	1-18
A	CN 102690679 A (CHINA PETROLEUM & CHEMICAL CORP. et al.) 26 September 2012 (2012-09-26) entire document	1-18
A	CN 102899078 A (CHINA PETROLEUM & CHEMICAL CORP. et al.) 30 January 2013 (2013-01-30) entire document	1-18
A	CN 103849424 A (LUOYANG ZHIBANG PETROCHEMICAL EQUIPMENT CO., LTD.) 11 June 2014 (2014-06-11) entire document	1-18
A	CN 110240925 A (QINGDAO JINGRUN PETROCHEMICAL DESIGN & RESEARCH INSTITUTE CO., LTD.) 17 September 2019 (2019-09-17) entire document	1-18
A	US 3784463 A (TEXACO INC.) 08 January 1974 (1974-01-08) entire document	1-18
A	US 5318691 A (MOBIL OIL CORP.) 07 June 1994 (1994-06-07) entire document	1-18
A	刘天波 等 (LIU, Tianbo et al.). "重油MIP与劣质催化裂化柴油LTAG组合工艺催化裂化装置运行分析 (Analysis of Combined Process of MIP and LTAG Technologies for RFCC Operation)" 石油炼制与化工 (Petroleum Processing and Petrochemicals), Vol. 51, No. 6, 30 June 2020 (2020-06-30), 72-78 entire document	1-18

INTERNATIONAL SEARCH REPORT
Information on patent family members

International application No.

PCT/CN2023/130672

Patent document cited in search report			Publication date (day/month/year)	Patent family member(s)			Publication date (day/month/year)
CN	208869552	U	17 May 2019	None			
CN	1174094	A	25 February 1998	CN	1056543	C	20 September 2000
CN	1069054	A	17 February 1993	None			
CN	101045881	A	03 October 2007	US	2009117017	A1	07 May 2009
				US	8088335	B2	03 January 2012
				EP	2002884	A1	17 December 2008
				EP	2002884	A4	22 February 2012
				EP	2002884	B1	27 February 2013
				SA	07280166	B1	22 November 2010
				WO	2007112680	A1	11 October 2007
				ZA	200808083	B	25 November 2009
				JP	2009531338	A	03 September 2009
				JP	5232135	B2	10 July 2013
				IN	200802096	P3	23 January 2009
				CN	101045881	B	23 June 2010
CN	102051213	A	11 May 2011	CN	102051213	B	26 March 2014
CN	102453500	A	16 May 2012	None			
CN	102690679	A	26 September 2012	CN	102690679	B	14 January 2015
CN	102899078	A	30 January 2013	RU	2012132524	A	10 February 2014
				RU	2580829	C2	10 April 2016
				SA	112330738	B1	27 October 2015
				TW	201311879	A	16 March 2013
				TWI	548732	B	11 September 2016
CN	103849424	A	11 June 2014	None			
CN	110240925	A	17 September 2019	CN	110240925	B	15 June 2021
US	3784463	A	08 January 1974	ES	395613	A1	16 October 1974
				IE	35665	L	02 April 1972
				IE	35665	B1	14 April 1976
				NL	7113476	A	05 April 1972
				TR	16793	A	01 May 1973
				EG	10951	A	30 September 1976
				DE	2147547	A1	06 April 1972
				DE	2147547	B2	17 January 1974
				DE	2147547	C3	15 August 1974
				CA	966796	A	29 April 1975
				SE	386835	B	23 August 1976
				AU	3367171	A	29 March 1973
				AU	458765	B2	06 March 1975
				JPS	5121004	B1	29 June 1976
				ZA	716156	B	31 January 1973
				FI	53981	B	31 May 1978
				FI	53981	C	11 September 1978
				GB	1349911	A	10 April 1974
				IT	945973	B	10 May 1973
				BE	773098	A	24 March 1972
				ZA	7106156	B	31 January 1973
				FR	2116369	A1	13 July 1972
				FR	2116369	B1	31 May 1974
				ES	420173	A1	16 May 1976

INTERNATIONAL SEARCH REPORT
Information on patent family members

International application No.

PCT/CN2023/130672

Patent document cited in search report	Publication date (day/month/year)	Patent family member(s)	Publication date (day/month/year)
		SE 376436 B	26 May 1975
		CH 563449 A5	30 June 1975
		NO 130278 B	05 August 1974
		GB 1349912 A	10 April 1974
US 5318691 A	07 June 1994	None	

A. 主题的分类

C10G51/06(2006.01)i; C10G51/00(2006.01)i; C10G55/00(2006.01)i; B01J8/24(2006.01)i; C07C4/06(2006.01)i; C07C11/06(2006.01)i; C10G11/18(2006.01)i

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

B. 检索领域

检索的最低限度文献(标明分类系统和分类号)

C10G51, C10G55, B01J8, C07C4, C07C11, C10G11

包含在检索领域中的除最低限度文献以外的检索文献

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))

CNTEXT,ENTXT,ENTXTC,WPABS,WPABSC,WEB OF SCIENCE,CNKI,万方:催化裂化,催化裂解,变截面,变径,可调,扩径,扩口,异径,内构件,内输送管,套管,套筒,气固流化,汽油提升管,轻烃提升管,双提升管,提升管,流化床,FCC,Catalytic cracking, adjustable, expanded, flare,inner,reduser,Riser,variable,inner transport pipe,transfer pipe, delivery pipe, gas-solid fluidiz+,inner member, expand+, fluidiz+, cross-section, reduc+, gas-solid

C. 相关文件

类型*	引用文件, 必要时, 指明相关段落	相关的权利要求
A	CN 208869552 U (中国石油化工股份有限公司 等) 2019年5月17日 (2019 - 05 - 17) 说明书第35、39-42段以及图1-2	1-18
A	CN 1174094 A (中国石油化工总公司 等) 1998年2月25日 (1998 - 02 - 25) 说明书第6页第2-3段以及图3	1-18
A	CN 1069054 A (中国石油化工总公司 等) 1993年2月17日 (1993 - 02 - 17) 全文	1-18
A	CN 101045881 A (中国石油化工股份有限公司 等) 2007年10月3日 (2007 - 10 - 03) 全文	1-18
A	CN 102051213 A (中国石油化工股份有限公司) 2011年5月11日 (2011 - 05 - 11) 全文	1-18
A	CN 102453500 A (中国石油化工股份有限公司 等) 2012年5月16日 (2012 - 05 - 16) 全文	1-18

☒ 其余文件在C栏的续页中列出。

☒ 见同族专利附件。

★ 引用文件的具体类型:
“A” 认为不特别相关的表示了现有技术一般状态的文件
“D” 申请人在国际申请中引证的文件
“E” 在国际申请日的当天或之后公布的在先申请或专利
“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)
“O” 涉及口头公开、使用、展览或其他方式公开的文件
“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

“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
“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
“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
“&” 同族专利的文件

国际检索实际完成的日期

2024年4月25日

国际检索报告邮寄日期

2024年5月13日

ISA/CN的名称和邮寄地址

中国国家知识产权局
中国北京市海淀区蓟门桥西土城路6号 100088

授权官员

孙丹

电话号码 (+86) 027-59371453

PCT/ISA/210 表(第2页) (2022年7月)

C. 相关文件		
类 型*	引用文件，必要时，指明相关段落	相关的权利要求
A	CN 102690679 A (中国石油化工股份有限公司 等) 2012年9月26日 (2012 - 09 - 26) 全文	1-18
A	CN 102899078 A (中国石油化工股份有限公司 等) 2013年1月30日 (2013 - 01 - 30) 全文	1-18
A	CN 103849424 A (洛阳智邦石化设备有限公司) 2014年6月11日 (2014 - 06 - 11) 全文	1-18
A	CN 110240925 A (青岛京润石化设计研究院有限公司) 2019年9月17日 (2019 - 09 - 17) 全文	1-18
A	US 3784463 A (TEXACO INC) 1974年1月8日 (1974 - 01 - 08) 全文	1-18
A	US 5318691 A (MOBIL OIL CORP) 1994年6月7日 (1994 - 06 - 07) 全文	1-18
A	刘天波 等. "重油MIP与劣质催化裂化柴油LTAG组合工艺催化裂化装置运行分析" 石油炼制与化工, 第51卷, 第6期, 2020年6月30日 (2020 - 06 - 30), 72-78 全文	1-18

国际检索报告
关于同族专利的信息

国际申请号

PCT/CN2023/130672

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	208869552	U	2019年5月17日	无			
CN	1174094	A	1998年2月25日	CN	1056543	C	2000年9月20日
CN	1069054	A	1993年2月17日	无			
CN	101045881	A	2007年10月3日	US	2009117017	A1	2009年5月7日
				US	8088335	B2	2012年1月3日
				EP	2002884	A1	2008年12月17日
				EP	2002884	A4	2012年2月22日
				EP	2002884	B1	2013年2月27日
				SA	07280166	B1	2010年11月22日
				WO	2007112680	A1	2007年10月11日
				ZA	200808083	B	2009年11月25日
				JP	2009531338	A	2009年9月3日
				JP	5232135	B2	2013年7月10日
				IN	200802096	P3	2009年1月23日
				CN	101045881	B	2010年6月23日
CN	102051213	A	2011年5月11日	CN	102051213	B	2014年3月26日
CN	102453500	A	2012年5月16日	无			
CN	102690679	A	2012年9月26日	CN	102690679	B	2015年1月14日
CN	102899078	A	2013年1月30日	RU	2012132524	A	2014年2月10日
				RU	2580829	C2	2016年4月10日
				SA	112330738	B1	2015年10月27日
				TW	201311879	A	2013年3月16日
				TWI	548732	B	2016年9月11日
CN	103849424	A	2014年6月11日	无			
CN	110240925	A	2019年9月17日	CN	110240925	B	2021年6月15日
US	3784463	A	1974年1月8日	ES	395613	A1	1974年10月16日
				IE	35665	L	1972年4月2日
				IE	35665	B1	1976年4月14日
				NL	7113476	A	1972年4月5日
				TR	16793	A	1973年5月1日
				EG	10951	A	1976年9月30日
				DE	2147547	A1	1972年4月6日
				DE	2147547	B2	1974年1月17日
				DE	2147547	C3	1974年8月15日
				CA	966796	A	1975年4月29日
				SE	386835	B	1976年8月23日
				AU	3367171	A	1973年3月29日
				AU	458765	B2	1975年3月6日
				JPS	5121004	B1	1976年6月29日
				ZA	716156	B	1973年1月31日
				FI	53981	B	1978年5月31日
				FI	53981	C	1978年9月11日
				GB	1349911	A	1974年4月10日
				IT	945973	B	1973年5月10日
				BE	773098	A	1972年3月24日
				ZA	7106156	B	1973年1月31日
				FR	2116369	A1	1972年7月13日
				FR	2116369	B1	1974年5月31日
				ES	420173	A1	1976年5月16日

国际检索报告
关于同族专利的信息

国际申请号
PCT/CN2023/130672

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)
		SE 376436 B	1975年5月26日
		CH 563449 A5	1975年6月30日
		NO 130278 B	1974年8月5日
		GB 1349912 A	1974年4月10日
US 5318691 A	1994年6月7日	无	