



# (12)实用新型专利

(10)授权公告号 CN 206014775 U

(45)授权公告日 2017.03.15

(21)申请号 201620979559.8

(22)申请日 2016.08.29

(73)专利权人 中石化炼化工程(集团)股份有限公司

地址 100101 北京市朝阳区惠新东街甲6号

(72)发明人 陈曼桥 武立宪 王文柯 樊麦跃 汤海涛

(74)专利代理机构 北京超凡志成知识产权代理事务所(普通合伙) 11371

代理人 王素丽

(51)Int.Cl.

C10G 11/16(2006.01)

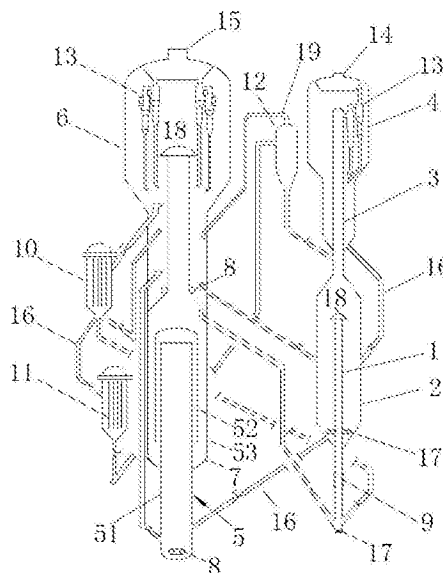
权利要求书2页 说明书7页 附图1页

## (54)实用新型名称

一种流化催化裂化装置

## (57)摘要

本实用新型提供了一种流化催化裂化装置,涉及石油化工技术领域。该流化催化裂化装置包括第一管式反应器、气固分离器、第二管式反应器、沉降器、折流管式再生器、湍动床再生器、催化剂输送管路和催化剂冷却管路。本实用新型的流化催化裂化装置,设置两段管式反应器,并缩短管式反应器的反应段长度,进而缩短油剂接触时间,避免二次反应;利用湍动床再生器下部密相段的高温催化剂避免了折流管式再生器焦炭难以起燃的问题,并使之达到较高的烧焦强度,同时可以降低再生烟气中NO<sub>x</sub>的含量。



1. 一种流化催化裂化装置,其特征在于,包括第一管式反应器、气固分离器、第二管式反应器、沉降器、折流管式再生器、湍动床再生器、催化剂输送管路和催化剂冷却管路;

所述第一管式反应器、所述气固分离器、所述第二管式反应器和所述沉降器依次从下往上同轴设置,且所述第一管式反应器顶端的出口与所述气固分离器上部稀相段连通,所述气固分离器上部稀相段的油气出口与所述第二管式反应器底端的油气入口连通,所述第二管式反应器顶端的出口与所述沉降器内腔连通;

所述折流管式再生器和所述湍动床再生器从下往上同轴设置,所述折流管式再生器顶端的出口与所述湍动床再生器上部稀相段连通;

所述气固分离器下部密相段、所述湍动床再生器下部密相段均通过所述催化剂输送管路与所述折流管式再生器的底部连通;所述沉降器下部密相段通过所述催化剂输送管路与所述气固分离器下部密相段连通;所述湍动床再生器下部密相段通过所述催化剂输送管路与所述第一管式反应器底部连通;所述湍动床再生器下部密相段通过所述催化剂冷却管路与所述第二管式反应器下部连通。

2. 根据权利要求1所述的流化催化裂化装置,其特征在于,所述折流管式再生器包括第一上升管、沉降管和第二上升管;所述沉降管为上端封口的管段,所述第二上升管从下往上包括套管段、过渡段和出口段,所述过渡段和出口段位于所述湍动床再生器内部,所述套管段与所述湍动床再生器密相段直径相同并相连接,所述套管段套接所述沉降管,所述沉降管套接所述第一上升管,使催化剂能够从所述第一上升管顶端的出口流入所述沉降管的内腔,再由所述沉降管下端的出口流入所述第二上升管的内腔,最后从所述第二上升管顶端出口流入所述湍动床再生器。

3. 根据权利要求1所述的流化催化裂化装置,其特征在于,所述第一管式反应器反应段的长度为5米~15米,所述第二管式反应器反应段的长度为5米~10米。

4. 根据权利要求2所述的流化催化裂化装置,其特征在于,还包括主风分布管,所述主风分布管分别设置于所述第一上升管底部和所述湍动床再生器底部。

5. 根据权利要求4所述的流化催化裂化装置,其特征在于,还包括主风入口管,所述主风入口管设置于所述第二上升管底部的侧壁上。

6. 根据权利要求5所述的流化催化裂化装置,其特征在于,所述主风入口管的数量为偶数,沿所述第二上升管的周向均匀对称分布。

7. 根据权利要求1所述的流化催化裂化装置,其特征在于,还包括多层重油进料喷嘴,多层所述重油进料喷嘴设置于所述第一管式反应器的侧壁上,沿所述第一管式反应器的轴向间隔分布。

8. 根据权利要求2~7任一项所述的流化催化裂化装置,其特征在于,所述催化剂冷却管路包括一级再生催化剂冷却器和二级再生催化剂冷却器;

所述湍动床再生器下部密相段依次通过所述一级再生催化剂冷却器和所述二级再生催化剂冷却器与所述第二管式反应器下部连通;且所述一级再生催化剂冷却器空间高度位于所述二级再生催化剂冷却器之上。

9. 根据权利要求8所述的流化催化裂化装置,其特征在于,还包括低温再生催化剂罐;

所述二级再生催化剂冷却器通过所述低温再生催化剂罐与所述第二管式反应器下部连通,且所述低温再生催化剂罐的空间高度位于所述气固分离器之上。

10. 根据权利要求9所述的流化催化裂化装置,其特征在于,还包括空气输送管,所述低温再生催化剂罐的顶部通过所述空气输送管与所述湍动床再生器下部密相段连通。

## 一种流化催化裂化装置

### 技术领域

[0001] 本实用新型涉及石油化工技术领域,尤其涉及一种流化催化裂化装置。

### 背景技术

[0002] 目前,石油化工行业所使用的常规流化催化裂化装置普遍存在着以下几方面的缺点:第一,采用湍动床再生器或湍动床与快速床相结合的再生器,烧焦强度较小。受再生动力学限制,再生温度较高,导致参与反应的再生催化剂温度较高(一般在700℃左右);由于装置热平衡的限制,使重油提升管的剂油比相对较小,一般总剂油比为5~8(提升管的总剂油比为提升管内催化剂的重量循环量与提升管各股进料的重量流量总和之比),从而使单位重量的重油进料所接触到的活性中心数较少,这在很大程度上抑制了催化裂化反应。同时,提升管中油剂的接触温度较高,在一定程度上促进了热裂化反应。第二,提升管反应器长度较长(一般超过30米)、油剂接触的时间较长(一般在4秒左右),这在提高进料转化率的同时也加剧了裂化生成物的二次反应;表现为裂化气(包括干气和液化气)与焦炭的产率较高,汽、柴油馏分的收率较低;还使催化柴油的品质较差,不适于作为车用燃料调合组份。第三,采用单个常规的提升管反应器,缺乏对汽油催化改质的措施,汽油烯烃含量高、品质较低。第四,装置本身缺乏降低再生烟气中NO<sub>x</sub>含量的技术措施,导致再生烟气中NO<sub>x</sub>的含量较高;且降低烟气中NO<sub>x</sub>含量的方法多为使用降低催化裂化烟气NO<sub>x</sub>含量的助剂或烟气净化装置及设备,成本较高。多年来,国内外研究机构在克服上述常规流化催化裂化装置所存在的缺点方面做了大量的研究工作:

[0003] 1、采用两个提升管反应器,其中一个为重油提升管反应器,另一个为轻烃提升管反应器。该技术的不足之处在于:第一,轻烃待生催化剂与再生催化剂混合,在一定程度上降低了重油提升管反应器内参与反应的催化剂的活性,对产品分布和产品性质带来不利影响。第二,轻烃待生催化剂的循环量有限,使重油反应剂油比的提高幅度受到限制。第三,采用传统的提升管催化裂化反应器,喷嘴设置位置较低,重油提升管反应器的油剂接触时间实际上只能控制为2~4秒,短于2秒的反应时间很难实现。由于油剂接触时间较长,导致重油提升管反应器的产品分布和催化柴油的性质相对较差。第四,催化汽油的改质过程经历了重油提升管反应器反应油气的分馏操作,汽油的冷凝和再次气化过程产生大量的低温热,能耗较高。

[0004] 2、在常规湍动床再生器的下方设置一个再生催化剂冷却器,再生催化剂冷却器底部设置主风分布器。该技术的不足之处在于:第一,再生催化剂冷却器的筒体直径较小,因此就需要对由冷却主风分布器通入的冷却主风量进行限制。否则,大量再生催化剂冷却器内冷却后的再生催化剂将被加热的冷却主风夹带、经环形空间向上流入再生器内,形成催化剂内循环,影响装置正常操作。由于冷却主风量受限制,因而会影响对高温再生催化剂的冷却效果。第二,采用的是传统的提升管催化裂化反应器,重油反应很难实现较短的油剂接触时间。

[0005] 3、反应沉降器顶部设置一个催化剂料斗且通过管道与设置于反应沉降器上方的

催化剂罐相连,催化剂罐通过不同的管道与再生器和反应沉降器的密相段相连。该技术的不足之处在于:第一,待生催化剂与再生催化剂混合,在一定程度上降低了参与反应的催化剂的活性,对产品分布和产品性质带来不利影响。第二,重油待生催化剂的活性很低,对参与重油反应的催化剂的活性影响很大,只能少部分地参与重油反应,从而使重油反应剂油比的提高幅度受到限制。第三,油剂接触区域的空间相对较大,重油反应的油剂接触时间尚未完全得到有效的控制,仍存在一定程度的二次反应。第四,缺乏对汽油催化改质的措施,汽油烯烃含量高。

### 实用新型内容

[0006] 本实用新型的目的在于提供一种流化催化裂化装置,以解决现有技术中存在的油剂接触时间较长导致二次反应较多、提高剂油比的幅度有限以及汽油催化改质能耗较高等问题。

[0007] 为了实现上述目的,本实用新型采用以下技术方案:

[0008] 本实用新型提供的一种流化催化裂化装置,包括第一管式反应器、气固分离器、第二管式反应器、沉降器、折流管式再生器、湍动床再生器、催化剂输送管路和催化剂冷却管路;所述第一管式反应器、所述气固分离器、所述第二管式反应器和所述沉降器依次从下往上同轴串联设置,且所述第一管式反应器顶端的出口与所述气固分离器上部稀相段连通,所述气固分离器上部稀相段的油气出口与所述第二管式反应器底端的油气入口连通,所述第二管式反应器顶端的出口与所述沉降器内腔连通;所述折流管式再生器和所述湍动床再生器从下往上同轴串联设置,所述折流管式再生器顶端的出口与所述湍动床再生器上部稀相段连通;所述气固分离器下部密相段、所述湍动床再生器下部密相段均通过所述催化剂输送管路与所述折流管式再生器的底部连通;所述沉降器下部密相段通过所述催化剂输送管路与所述气固分离器下部密相段连通;所述湍动床再生器下部密相段通过所述催化剂输送管路与所述第一管式反应器底部连通;所述湍动床再生器下部密相段通过所述催化剂冷却管路与所述第二管式反应器下部连通。

[0009] 进一步,所述折流管式再生器包括第一上升管、沉降管和第二上升管;所述沉降管为上端封口的管段,所述第二上升管从下往上包括套管段、过渡段和出口段,所述过渡段和出口段位于所述湍动床再生器内部,所述套管段与所述湍动床再生器密相段直径相同并相连接,所述套管段套接所述沉降管,所述沉降管套接所述第一上升管,使催化剂能够从所述第一上升管顶端的出口流入所述沉降管的内腔,再由所述沉降管下端的出口流入所述第二上升管的内腔,最后从所述第二上升管顶端出口流入所述湍动床再生器。该技术方案的技術效果在于:采用第一上升管、沉降管和第二上升管的折回结构形式,在保证再生器具有足够藏量的前提下,降低了整个再生器的安装高度。

[0010] 进一步,所述第一管式反应器反应段的长度为5米~15米,所述第二管式反应器反应段的长度为5米~10米。该技术方案的技術效果在于:由于第一管式反应器反应段的长度仅为5米~15米,第二管式反应器反应段的长度仅为5米~10米。当以第一管式反应器进行重油催化裂化反应、第二管式反应器进行汽油催化改质反应时,可以实现较短的油剂接触时间(0.3秒~1.2秒),从而有效抑制二次反应,使重油催化裂化和汽油催化改质的产品分布以及催化柴油的性质得到显著改善。

[0011] 进一步,还包括主风分布管和主风入口管,所述主风分布管设置于所述第一上升管底部和所述湍动床再生器底部;所述主风入口管设置于所述第二上升管底部的侧壁上。该技术方案的技术效果在于:可以通过主风分布管向第一上升管同时通过主风入口管向第二上升管内输入空气,通过对通入第一上升管与第二上升管的两股主风的风量进行合理分配,在第一上升管内进行贫氧再生,在第二上升管内进行富氧再生,由于第二上升管中含有催化剂,可及时带走一氧化碳反应产生的热量,可以在避免第二上升管内由于一氧化碳燃烧导致设备飞温的前提下,在第一上升管内对烟气中的NO<sub>x</sub>进行还原,以降低再生烟气中NO<sub>x</sub>的含量。

[0012] 进一步,所述主风入口管的数量为偶数,沿所述第二上升管的周向均匀对称分布。该技术方案的技术效果在于:均匀对称分布的主风入口管,使进入第二上升管内的主风均匀分布,与催化剂充分接触,从而确保了催化剂再生效果。

[0013] 进一步,还包括多层重油进料喷嘴,多层所述重油进料喷嘴设置于所述第一管式反应器的侧壁上,沿所述第一管式反应器的轴向间隔分布。该技术方案的技术效果在于:重油进料喷嘴虽然属于现有常规技术设备,但多层间隔分布的重油进料喷嘴,适用于需要油剂接触时间不同的多种原料油,提高了流化催化裂化装置的适用性。

[0014] 进一步,所述催化剂冷却管路包括一级再生催化剂冷却器和二级再生催化剂冷却器;所述湍动床再生器下部密相段依次通过所述一级再生催化剂冷却器和所述二级再生催化剂冷却器与所述第二管式反应器下部连通。该技术方案的技术效果在于:采用两级再生催化剂冷却器既满足了对进入第二管式反应器的催化剂温度的要求,又避免了产生大量低温热,从而降低了能耗。

[0015] 进一步,还包括低温再生催化剂罐;所述二级再生催化剂冷却器通过所述低温再生催化剂罐与所述第二管式反应器下部连通,且所述低温再生催化剂罐的空间高度位于所述气固分离器之上。该技术方案的技术效果在于:低温再生催化剂罐位于二级再生催化剂冷却器和第二管式反应器的下部入口之间,起到缓冲和稳定流化的作用,避免第二管式反应器中出现反应波动而影响汽油改质的效果。

[0016] 进一步,流化催化裂化装置还包括空气输送管,所述低温再生催化剂罐的顶部通过所述空气输送管与所述湍动床再生器下部密相段连通。该技术方案的技术效果在于:由于输送再生催化剂的催化剂冷却管路中需要引入压缩空气作为动力,将这部分空气导入湍动床再生器中辅助再生过程,提高了空气的利用效率。

[0017] 本实用新型的有益效果是:

[0018] 一、缩短管式反应器的长度,可以实现较短的油剂接触时间,从而有效抑制二次反应,使重油催化裂化和汽油催化改质的产品分布以及催化柴油的性质得到显著改善。

[0019] 二、管式再生器和湍动床再生器串联结合,且湍动床再生器下部密相段通过所述催化剂输送管路与所述折流管式再生器的底部连通,待生催化剂与来自湍动床再生器温度较高的循环再生催化剂混合,确保了管式再生器具有较高的入口温度,使管式再生器可以达到较高的烧焦强度,从而使整个催化裂化装置两个再生器的综合烧焦强度与常规湍动床再生技术相比有一定提高,为大幅提高剂油比创造了条件。

[0020] 三、设置两个以气固分离器连接的管式反应器,第一管式反应器反应油气经气固分离器后直接进入第二管式反应器内与冷却后的再生催化剂接触进行汽油催化改质反应,避

免了汽油冷凝和再次气化过程,降低了能耗。

### 附图说明

[0021] 为了更清楚地说明本实用新型具体实施方式的技术方案,下面将对具体实施方式描述中所需要使用的附图作简单地介绍。显而易见地,下面描述中的附图是本实用新型的一些实施方式,对于本领域普通技术人员来讲,在不付出创造性劳动的前提下,还可以根据这些附图获得其他的附图。

[0022] 图1为本实用新型提供的流化催化裂化装置的结构示意图。

[0023] 附图标记:

- |        |                |                |
|--------|----------------|----------------|
| [0024] | 1-第一管式反应器;     | 2-气固分离器;       |
| [0025] | 3-第二管式反应器;     | 4-沉降器;         |
| [0026] | 5-折流管式再生器;     | 51-第一上升管;      |
| [0027] | 52-沉降管;        | 53-第二上升管;      |
| [0028] | 6-湍动床再生器;      | 7-主风入口管;       |
| [0029] | 8-主风分布管;       | 9-重油进料喷嘴;      |
| [0030] | 10-一级再生催化剂冷却器; | 11-二级再生催化剂冷却器; |
| [0031] | 12-低温再生催化剂罐;   | 13-旋风分离器;      |
| [0032] | 14-反应集气室;      | 15-烟气集气室;      |
| [0033] | 16-管道;         | 17-蒸汽分布管;      |
| [0034] | 18-惯性分离器;      | 19-空气输送管。      |

### 具体实施方式

[0035] 下面将结合附图对本实用新型的技术方案进行清楚、完整地描述,显然,所描述的实施例是本实用新型一部分实施例,而不是全部的实施例。基于本实用新型中的实施例,本领域普通技术人员在没有做出创造性劳动前提下所获得的所有其他实施例,都属于本实用新型保护的范围。

[0036] 在本实用新型的描述中,需要说明的是,术语“中心”、“上”、“下”、“左”、“右”、“竖直”、“水平”、“内”、“外”等指示的方位或位置关系为基于附图所示的方位或位置关系,仅是为了便于描述本实用新型和简化描述,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实用新型的限制。此外,术语“第一”、“第二”、“第三”仅用于描述目的,而不能理解为指示或暗示相对重要性。

[0037] 在本实用新型的描述中,需要说明的是,除非另有明确的规定和限定,术语“安装”、“相连”、“连接”应做广义理解,例如,可以是固定连接,也可以是可拆卸连接,或一体地连接;可以是机械连接,也可以是电连接;可以是直接相连,也可以通过中间媒介间接相连,可以是两个元件内部的连通。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实用新型中的具体含义。

[0038] 本实施例提供了一种流化催化裂化装置,其中:图1为本实用新型提供的流化催化裂化装置的结构示意图。如图1所示,流化催化裂化装置的主要结构包括第一管式反应器1、气固分离器2、第二管式反应器3、沉降器4、折流管式再生器5、湍动床再生器6、催化剂输送

管路和催化剂冷却管路。

[0039] 具体地,第一管式反应器1、气固分离器2、第二管式反应器3和沉降器4依次从下往上同轴串联设置,且第一管式反应器1顶端的出口与气固分离器2上部稀相段连通,气固分离器2上部稀相段的油气出口与第二管式反应器3底端的油气入口连通,第二管式反应器3顶端的出口与沉降器4内腔连通。另外,折流管式再生器5和湍动床再生器6从下往上同轴串联设置,折流管式再生器5顶端的出口与湍动床再生器6上部稀相段连通。同时,气固分离器2下部密相段、湍动床再生器6下部密相段均通过催化剂管路与折流管式再生器5的底部连通;沉降器4下部密相段通过催化剂管路与气固分离器2下部密相段连通;湍动床再生器6下部密相段通过催化剂管路与第一管式反应器1底部连通;湍动床再生器6下部密相段通过催化剂管路与第二管式反应器3下部连通。

[0040] 石油化工行业现有的流化催化裂化装置普遍存在着以下几方面的缺点:

[0041] 一、反应器中油剂接触时间较长,二次反应较多;二、剂油比较小,提高幅度有限;三、汽油催化改质能耗较高。

[0042] 本实施例的流化催化裂化装置,能够较好地解决上述问题:设置两段管式反应器,并缩短管式反应器的反应段长度,进而缩短油剂接触时间,避免二次反应;利用湍动床再生器下部密相段的高温催化剂避免了折流管式再生器焦炭难以起燃的问题,并使之达到较高的烧焦强度。具体阐述如下:

[0043] 由于折流管式再生器5和湍动床再生器6串联合,且湍动床再生器6下部密相段通过催化剂输送管路与折流管式再生器5的底部连通,待生催化剂与来自湍动床再生器6温度较高的循环再生催化剂混合,确保了折流管式再生器5具有较高的入口温度,使折流管式再生器5可以达到较高的烧焦强度,从而使整个流化催化裂化装置两个再生器的综合烧焦强度与常规湍动床再生技术相比有一定提高(湍动床再生器6与管式再生器的区别:一是在580~700℃范围内,湍动床再生器6的烧焦强度远小于管式再生器,二是湍动床再生器6的催化剂藏量较大、热容也较大,不存在焦炭难以起燃问题。管式再生器的催化剂藏量较小、热容也较小,催化剂入口温度较低时焦炭难以起燃即使能够起燃,烧焦强度也较低),从而为大幅提高剂油比创造了条件(从催化裂化装置热平衡关系来看,通过改变压力平衡使催化剂循环量增大可直接降低再生器催化剂床层的温度,在再生方式不变的情况下,烧焦强度将大幅下降。这是限制剂油比大幅提高的主要因素)。同时第一管式反应器1的反应油气经气固分离后直接进入第二管式反应器3与经过冷却再生催化剂在较低的温度下(430~460℃)接触,在此温度条件下,反应油气中的重油和柴油组分基本上不发生反应,从而在避免汽油冷凝和再次气化过程、使汽油催化改质过程的能耗有所降低的前提下实现对催化汽油的单独改质。

[0044] 需要说明的是,沉降器4内安装有旋风分离器13、反应集气室14。旋风分离器13包括一个粗旋风分离器和一到四个一级旋风分离器。第二管式反应器3上端出口通过封闭管道16与粗旋风分离器的入口相连,一级旋风分离器的出口通过封闭管道16与反应集气室14相连。而反应集气室14位于沉降器4的顶部,通过反应油气管线与分馏塔相连。另,湍动床再生器6的稀相段设有一到六个一级旋风分离器和一到六个二级旋风分离器。其中,一级旋风分离器的入口与湍动床再生器6的稀相段相通,一级旋风分离器的出口通过封闭管道16与二级旋风分离器的入口相连,二级旋风分离器的出口通过封闭管道16与湍动床再生器6顶



部的烟气集气室15的入口相连,烟气集气室15的出口通过烟气管线与烟气能量回收系统相连。

[0045] 在本实施例的可选方案中,进一步地,如图1所示,折流管式再生器5包括第一上升管51、沉降管52和第二上升管53。具体地,沉降管52为上端封口的管段,第二上升管53从下往上包括套管段、过渡段和出口段,过渡段和出口段位于湍动床再生器6内部,套管段与湍动床再生器6的密相段直径相同并相连接,套管段套接沉降管52,沉降管52套接第一上升管6,使催化剂能够从第一上升管6顶端的出口流入沉降管52的内腔,再由沉降管52下端的出口流入第二上升管53的内腔,最后从第二上升管53顶端出口流入湍动床再生器6。在本实施例中,采用第一上升管51、沉降管52和第二上升管53的折回结构形式,在保证再生器具有足够藏量的前提下,降低了整个再生器的安装高度和空间。

[0046] 在本实施例的可选方案中,进一步地,如图1所示,第一管式反应器1反应段的长度为5米~15米,第二管式反应器3反应段的长度为5米~10米。在本实施例中,由于设置了两级管式反应器,故管式反应器的反应长度可以设计较短,第一管式反应器1反应段的长度仅为5米~15米,第二管式反应器3反应段的长度为5米~10米。当以第一管式反应器1进行重油催化裂化反应,第二管式反应器3进行汽油催化改质反应时,可以实现较短的油剂接触时间(0.3秒~1.2秒),从而有效抑制二次反应,使重油催化裂化和汽油催化改质的产品分布以及催化柴油的性质得到显著改善,实现汽油收率的最大化。在实际生产中,为了提高生产效率,第一管式反应器1的总长度为7米~18米,第一管式反应器1反应段的内径为400毫米~2500毫米,第二管式反应器3的总长度为7米~13米,第二管式反应器3反应段的内径为400毫米~2500毫米。

[0047] 在本实施例的可选方案中,如图1所示,进一步地,流化催化裂化装置还包括主风分布管8和主风入口管7,主风分布管8分别设置于第一上升管51底部和湍动床再生器6底部;主风入口管7设置于第二上升管53底部的侧壁上。在本实施例中,可以通过主风分布管8向第一上升管51同时通过主风入口管7向第二上升管53内输入空气,通过对通入第一上升管51与第二上升管53的两股主风的风量进行合理分配,在第一上升管51内进行贫氧再生,在第二上升管53内进行富氧再生,由于第二上升管53中含有催化剂,可及时带走一氧化碳反应产生的热量,可以在避免第二上升管53内由于一氧化碳燃烧导致设备飞温的前提下,在第一上升管51内对烟气中的NO<sub>x</sub>进行还原,以降低再生烟气中NO<sub>x</sub>的含量。

[0048] 在本实施例的可选方案中,如图1所示,进一步地,主风入口管7的数量设置为偶数,沿第二上升管53的周向均匀对称分布。在本实施例中,均匀对称分布的主风入口管7,使进入第二上升管53内的主风均匀分布,与催化剂充分接触,从而确保了催化剂再生效果。

[0049] 在本实施例的可选方案中,如图1所示,进一步地,流化催化裂化装置还包括多层设置于第一管式反应器1侧壁上的重油进料喷嘴9,重油进料喷嘴9沿第一管式反应器1的轴向间隔设置。在本实施例中,重油进料喷嘴9虽然属于现有常规技术设备,但多层间隔分布的重油进料喷嘴9,适用于需要油剂接触时间不同的多种原料油,提高了流化催化裂化装置的适用性。

[0050] 在本实施例的可选方案中,如图1所示,进一步地,催化剂冷却管路包括一级再生催化剂冷却器10和二级再生催化剂冷却器11。具体地,湍动床再生器6下部密相段依次通过一级再生催化剂冷却器10和二级再生催化剂冷却器11与第二管式反应器3的下部连通。在

本实施例中,采用两级再生催化剂冷却器既满足了对进入第二管式反应器3的催化剂温度的要求,又避免了产生大量低温热,从而降低了能耗。

[0051] 在本实施例的可选方案中,如图1所示,进一步地,流化催化裂化装置还包括低温再生催化剂罐12。二级再生催化剂冷却器11通过低温再生催化剂罐12与第二管式反应器3下部连通,且低温再生催化剂罐12的空间高度位于气固分离器2之上。在本实施例中,低温再生催化剂罐12位于二级再生催化剂冷却器11和第二管式反应器3的下部入口之间,起到缓冲和稳定流化的作用,避免第二管式反应器3中出现反应波动而影响汽油改质的效果。

[0052] 在本实施例的可选方案中,如图1所示,进一步地,流化催化裂化装置还包括空气输送管19。空气输送管19的两端分别与低温再生催化剂罐12的顶部、湍动床再生器6下部密封相段连通。催化剂冷却管路中采用压缩空气作为输送催化剂的动力,压缩空气在低温再生催化剂罐12中再通过空气输送管19进入湍动床再生器6中辅助再生过程,提高了空气的利用效率。

[0053] 最后应说明的是:以上各实施例仅用以说明本实用新型的技术方案,而非对其限制;尽管参照前述各实施例对本实用新型进行了详细的说明,本领域的普通技术人员应当理解:其依然可以对前述各实施例所记载的技术方案进行修改,或者对其中部分或者全部技术特征进行等同替换;而这些修改或者替换,并不使相应技术方案的本质的本质脱离本实用新型各实施例技术方案的范围。

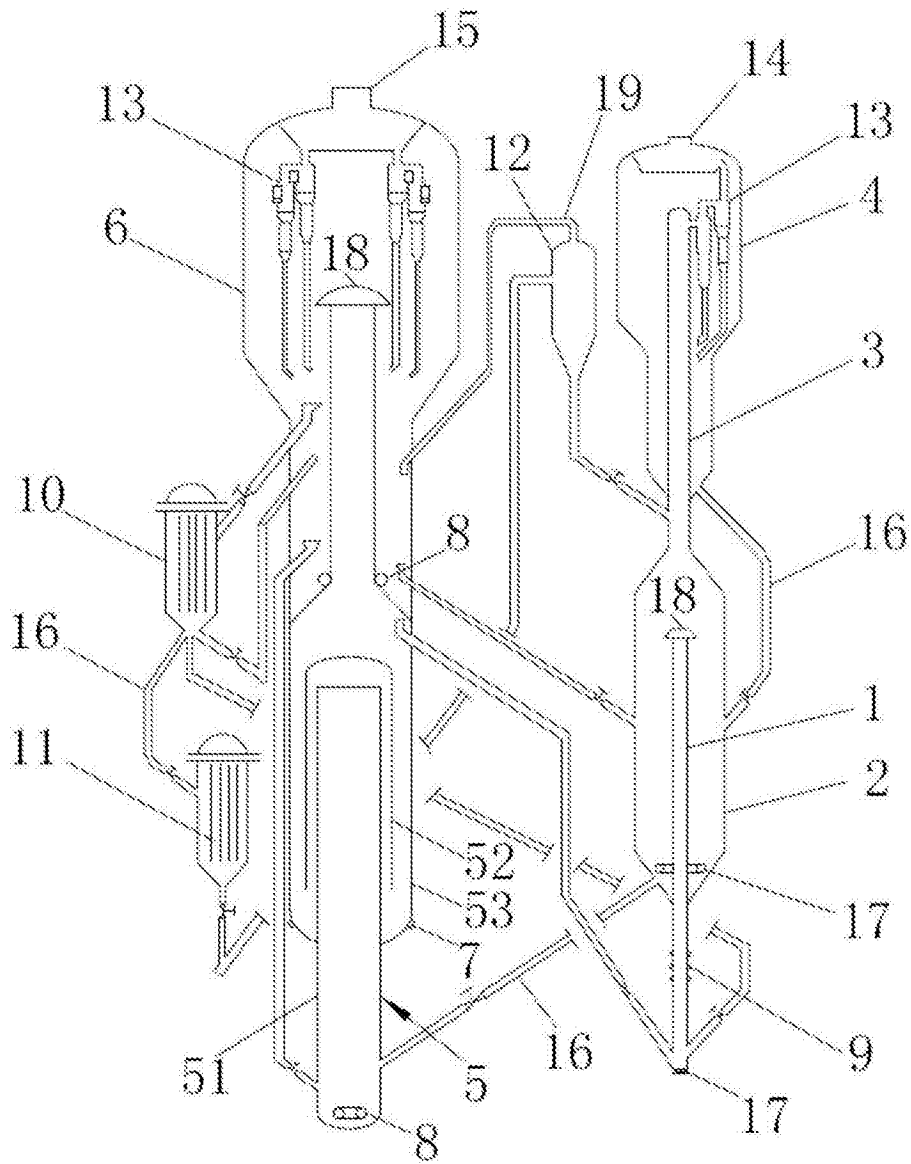


图1