(19)中华人民共和国国家知识产权局

(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 108699448 A
(43)申请公布日 2018.10.23

(21)申请号 201780011705.5

(22)申请日 2017.05.04

(30)优先权数据
62/336,349 2016.05.13 US

(85)PCT国际申请进入国家阶段日
2018.08.16

(86)PCT国际申请的申请数据
PCT/US2017/030957 2017.05.04

(87)PCT国际申请的公布数据
WO2017/196621 EN 2017.11.16

(71)申请人 环球油品公司
地址 美国伊利诺伊

(72)发明人 B·J·埃戈夫 C·布拉布森 W·M·哈特曼 W·雅奈兹 M·马丁 K·洛克

(74)专利代理机构 北京市中咨律师事务所 11247
代理人 黄丽娜 吴鹏

(51)Int.Cl.
C10G 9/36(2006.01)
C10G 35/02(2006.01)
C10G 9/20(2006.01)

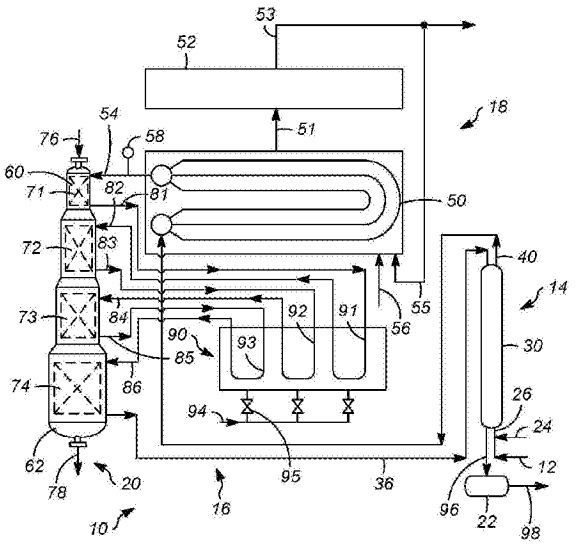
权利要求书2页 说明书10页 附图2页

(54)发明名称

改进了加热器集成的重整方法

(57)摘要

描述了一种用于加工烃料流的方法和设备。该方法包括在对流管束中将进料流加热。使经加热的进料流在第一反应区中反应以形成第一流出物，该第一流出物在第一辐射单元中被加热。第一辐射单元将燃料燃烧以加热第一流出物并形成第一废气。第一废气与对流管束接触以将进料流加热。通过将另外的气流引入对流管束中来控制来自对流管束的经加热的进料流的出口温度。可以存在另外的反应区和辐射式加热器。



CN 108699448 A

1.一种用于加工烃料流的方法,所述方法包括:

将进料流(40)在对流管束(50)中加热;

使经加热的进料流(54)在第一反应区(71)中反应以形成第一流出物(81);

将所述第一流出物(81)在第一辐射单元(91)中加热,其中所述第一辐射单元(91)使燃料(94)燃烧以将所述第一流出物(81)加热并形成第一废气(130A);

使所述第一废气(130)与所述对流管束(50)接触以将所述进料流(40)加热;以及

通过将另外的气流(55,56)引入所述对流管束(50)中来控制来自所述对流管束(50)的经加热的进料流(54)的出口温度。

2.根据权利要求1所述的方法,其中,所述另外的气流(55,56)包含新鲜气体(56)、所述第一废气(130A)的再循环部分(55)、或其组合。

3.根据权利要求2所述的方法,其中,所述另外的气流(55,56)包含新鲜气体(56),其中基于所述经加热的进料流(54)的出口温度来调整所述新鲜气体(56)的温度或所述新鲜气体(56)的量或两者。

4.根据权利要求2所述的方法,其中,所述另外的气流(55,56)包含新鲜气体(56),其中所述新鲜气体(56)的温度处于-12℃至982℃的范围内。

5.根据权利要求2所述的方法,其中,所述另外的气流(55,56)包含所述第一废气(130)的再循环部分(55),其中所述第一废气(130)的再循环部分(55)在被引入所述对流管束(50)中之前被压缩。

6.根据权利要求2所述的方法,其中,所述另外的气流(55,56)包含所述第一废气(130)的再循环部分(55),其中所述第一废气(130)的再循环部分(55)的温度处于149℃至260℃的范围内。

7.根据权利要求2所述的方法,其中,所述另外的气流(55,56)包含所述第一废气(130)的再循环部分(55),其中基于所述经加热的进料流(54)的出口温度来调整所述第一废气(130)的再循环部分(55)的温度或所述第一废气(130)的再循环部分(55)的量或两者。

8.根据权利要求1-2中任一项所述的方法,其中,控制来自所述对流管束(50)的经加热的进料流(54)的出口温度包括:

监测所述经加热的进料流(54)的出口温度;以及

基于所述经加热的进料流(54)的出口温度来调整被引入所述对流管束(50)中的所述另外的气流(55,56)的量,或调整被引入所述对流管束(50)中的所述另外的气流(55,56)的温度,或两者。

9.根据权利要求1-2中任一项所述的方法,进一步包括:

使经加热的第一流出物(81)在第二反应区(72)中反应以形成第二流出物(83);

将所述第二流出物(83)在第二辐射单元(92)中加热,其中所述第二辐射单元(92)使燃料(94)燃烧以将所述第二流出物(83)辐射地加热并且燃烧的燃料形成第二废气(130B);

使所述第二废气(130B)与所述对流管束(50)接触以将所述进料流(40)加热;

使经加热的第二流出物(83)在第三反应区中反应以形成第三流出物(84);

将所述第三流出物(84)在第三辐射单元(93)中加热,其中所述第三辐射单元(93)使燃料(94)燃烧以将所述第三流出物(84)辐射地加热并且燃烧的燃料形成第三废气(130C);

使所述第三废气(130C)与所述对流管束(130)接触以将所述进料流(40)加热;以及

使所述第三流出物(84)在第四反应区(74)中反应以形成产物流出物(36)。

10.一种用于加工烃料流的设备,该设备包括:

换热器(30),构造成将进料流(12)加热;

对流管束(50),其构造成接收经加热的进料流(40)和另外的气流(55,56);

反应区(60),其构造成接收来自所述对流管束(50)的经加热的进料流(54)并使经加热的进料流(54)进行反应以形成流出物(81);

辐射单元(90),其构造成接收和加热所述流出物(81),其中所述辐射单元(90)形成废气(130),其中所述辐射单元(90)构造成使所述废气(130)的一部分进入所述对流管束(50)以将所述进料流加热;

温度传感器(58),其构造成监测离开所述对流管束(50)的经加热的进料流(54)的温度;和

流量控制器(58),其构造成响应于离开所述对流管束(50)的经加热的进料流(54)的温度改变流入所述对流管束(50)中的另外的气体(55)的量。

改进了加热器集成的重整方法

[0001] 优先权声明

[0002] 本申请要求于2016年5月13日提交的美国申请No.62/336,349的优先权，在此通过引用将该美国申请的内容整体并入。

背景技术

[0003] 烃转化工艺通常采用烃经过其中的一系列反应区。每个反应区可具有其自身的独特过程要求，包括要求的温度。因此，每个反应区需要该反应区上游的足量加热，以实现在其中进行期望的烃转化所需的温度。

[0004] 一种众所周知的烃转化工艺是催化重整。催化重整是石油炼制行业中为了提高烃进料的辛烷品质而采用的完善的烃转化工艺。催化重整的主要产品为汽油调和组分或用于石化产品的芳族化合物源。可将重整定义为通过环己烷脱氢化以及烷基环戊烷和高含碳量C_6至C_7环烷烃脱氢异构化以生成芳族化合物、链烷烃脱氢化以生成烯烃、链烷烃和烯烃脱氢环化以生成芳族化合物、正构烷烃异构化、烷基环烷烃异构化以生成环己烷、被取代的芳族化合物异构化和链烷烃氢化裂解而产生的总体效果。重整进料流可以是来自氢化裂解装置、流体催化裂化装置(FCC)或焦化装置的产品流，或者是直馏石脑油进料，并且可以包含许多其它成分，例如冷凝物或热裂化石脑油。

[0005] 加热器或炉通常在诸如重整的烃转化工艺中用于在工艺流体进行反应之前将工艺流体加热。一般而言，火焰加热器/燃烧式加热器(fired heater)或炉包括辐射燃烧式加热区以使用用于另一服务例如生成蒸汽的对流段来将流体加热。每个段都包括用于容纳流经加热器的工艺流体的管。U形管燃烧式加热器组件是催化重整的昂贵支柱部分。这种设计结合了多种关键优点，包括：(a)低盘管压降，(b)单元之间的负载规格的灵活性，(c)将多个单元与共同的热回收系统集成在一起的能力，和(d)保护下游的板式交换器免受突然的温度变化的调低控制。

[0006] 典型的重整工艺设计已经研发了用于大量燃烧式加热器单元的负载规格，以便向每个反应级提供相同的入口温度。

[0007] 然而，鉴于上升的燃料成本，常规设计存在缺点。具体而言，通过对流段来生成蒸汽并非最佳，因为蒸汽在烃加工设备的其它区域中提供。确切而言，来自在辐射燃烧式加热区中燃烧的燃料的热量可以更好地着重于烃加工中的焓的增加。

[0008] 因此，已经研发用于利用对流段将烃料流加热来加工烃的方法。例如，US 9,206,358描述了一种用于在对流管束中加热进料流的方法。使进料流在第一反应区中进行反应以形成第一流出物。在第一辐射单元中加热第一流出物，所述第一辐射单元使燃料气体燃烧以将第一流出物加热并形成第一废气。该方法包括使第一废气与对流管束接触以将进料流加热。然而，该方法不允许对进料加热器排放温度的有效温度控制，从而引起第一反应器工艺产能的利用不足。

[0009] 因此，需要使用对流段将烃料流加热来加工烃的方法，其提供对进料加热器排放温度的温度控制。

附图说明

[0010] 图1是根据本发明的用于加热进料流的方法和设备的一个实施方案的图示。

[0011] 图2是废气和用于控制来自对流管束的经加热的进料流出口温度的另外的气体的流动的图示。

发明内容

[0012] 本发明的一个方面是一种用于加工烃料流的方法。在一个实施方案中，该方法包括在对流管束中将进料流加热。使经加热的进料流在第一反应区中进行反应以形成第一流出物，并且将第一流出物在第一辐射单元中加热。第一辐射单元将燃料燃烧以将第一流出物加热并形成第一废气。第一废气与对流管束接触以将进料流加热。通过将另外的气流引入对流管束中来控制来自对流管束的经加热的进料流的出口温度。

[0013] 本发明的另一方面是一种用于加工烃料流的设备。在一个实施方案中，该设备包括构造成将烃料流加热的换热器。存在对流管束，其构造成接收进料流和另外的气流。存在反应区，其构造成接收来自对流管束的经加热的进料流并使经加热的进料流进行反应以形成流出物。存在构造成接收和加热流出物的辐射单元；辐射单元形成废气，并且配置成使废气的一部分进入对流管束中以将进料流加热。温度传感器构造成监测离开对流管束的经加热的进料流的温度。存在流量控制器，构造成响应于离开对流管束的经加热的进料流的温度改变流入对流管束中的废气的该部分的量。

具体实施方式

[0014] 当在选择催化入口温度内考虑加热器负载要求时，可以实现加热器组件的成本和构建空间的显著减小。通过向第一反应级提供较低的入口温度，进料加热器辐射单元可以再定位到加热器组件的热回收段中。通过对热回收系统的烟道气/废气入口温度进行调节来实现对第一反应器的入口温度的控制。总工艺效率提高，从而引起燃料燃烧要求降低15％至30％，并引起燃烧式加热器组件的成本降低10％至25％。

[0015] 本发明涉及通过将另外的气流引入对流管束中来控制来自对流管束的出口料流的温度。所述另外的料流可以是新鲜气体、来自对流管束的废气的一部分、或两者。所述另外的气体的温度可以被控制；所述另外的气体在必要的情况下可以被加热或冷却。替代地或附加地，可以改变新鲜气体和废气的混合。

[0016] 提供了用于加工烃料流并且更具体而言用于在反应区上游的对流段中加热烃料流的方法和设备。该方法和设备降低了辐射燃烧式/火焰加热区的燃料成本，因为从燃料的燃烧产生的增量能量经对流段传递至烃料流。该方法和设备提供了第一反应器的入口温度的有效温度控制。

[0017] 如本文所用，短语“烃料流”包括包含各种烃分子，例如直链、支化或环状烷烃、烯烃、二烯烃和炔烃以及可选地其它物质，包括气体如氢气的任何料流。烃料流可经受反应，例如重整反应，但仍可称为烃料流，条件是至少一些烃在反应以后存在于该料流中。因此，烃料流可包括经受一种或多种反应的料流，例如烃料流流出物，或者未经受任何反应，例如石脑油进料。如本文所用，烃料流还可包括原始烃类(raw hydrocarbon)进料流、组合进料

流或流出物。

[0018] 如本文所述用于加热烃以加工的方法和设备特别适用于使用至少2个反应区的方法，其中至少一部分烃料流串联地流过多个反应区。具有多个反应区的过程可包括多种烃转化过程，例如重整、氢化、加氢处理、脱氢、异构化、脱氢异构化、脱氢环化、裂化和加氢裂化过程。催化重整通常使用多个反应区，并且在下文中在图中所述实施方案中提及。然而，所主张的方法和设备不限于催化重整过程。

[0019] 附图示出用于烃加工如适用于催化重整过程的方法和设备的一个实施方案。附图仅用于阐述目的而呈现且不意欲限制如下文所述权利要求书的范围。附图仅显示理解本文各个实施方案所需的设备和管线，且不显示对理解本文所主张的方法和设备而言不必要并且是烃加工领域中技术人员熟知的设备如泵、压缩机、换热器和阀。

[0020] 参考图1，示意性描述了用于加工烃进料流12的设备10。示例性设备10为包括热交换段14、辐射火焰加热段16、对流加热段18、反应段20和产物回收段22的重整装置。

[0021] 如图所示，烃进料流12流入段16、18和20上游的热交换段14中。用于催化重整的示例性烃进料流12为称为石脑油的石油馏分，其具有82℃(180°F)的初沸点和203℃(400°F)的终沸点。催化重整方法特别适用于处理包含较大浓度的环烷烃和基本直链链烷烃的直馏石脑油，其通过脱氢和/或环化反应经受芳构化。示例的原料/进料为主要由可在汽油范围内沸腾的环烷烃和链烷烃组成的石脑油，但在许多情况下，也可存在芳烃。这类石脑油包括直馏汽油、天然汽油、合成汽油等。其它实施方案可装入热裂化或催化裂化汽油或者部分重整石脑油。也可有利地使用直馏和裂化汽油范围石脑油的混合物。汽油范围石脑油(gasoline-range naphtha)原料可以为具有40-82℃(104-180°F)的初沸点和160-220℃(320-428°F)的终沸点的全沸腾汽油(full-boiling gasoline)，或者可以为其所选择的馏分，其所选择的馏分通常可以为一般地称为重石脑油的高沸点馏分，例如沸点为100-200℃(212-392°F)的石脑油。在一些情况下，还有利地装入醇烃或从萃取装置中回收的烃的混合物，例如来自芳烃萃取的萃余液或直链链烷烃，其可转化成芳烃。在一些其它情况下，进料流12还可包含具有1-5个碳原子的轻质烃，但由于这些轻质烃不容易重整为芳烃，通常使与进料流12一起进入的这些轻质烃最少化。

[0022] 如关于催化重整方法典型的，在输送至热交换段14中的组合进料换热器30中以前将进料流12与包含氢气的再循环料流24混合以形成通常称为组合进料流26的料流。一般而言，再循环料流24供入1-20摩尔氢气每摩尔烃进料流12的量的氢气。例如，可供入氢气以提供小于3.5摩尔氢气每摩尔烃进料流12的量。如果提供氢气，则它可在组合进料换热器30的上游、组合进料换热器30的下游或者组合进料换热器30的上游和下游提供。或者，可不提供氢气。即使不将氢气供入烃进料流12中，在反应段20中进行的环烷烃重整反应可得到氢气作为副产物。该副产物或者就地产生的氢气可在反应段20内的反应区下游作为氢气得到。反应段20中的就地产生的氢气可以为总计0.5-2摩尔氢气每摩尔烃进料流12。

[0023] 在组合进料换热器30中，组合进料流26可通过与反应段20的产物流出物36交换热而加热。然而，在组合进料换热器30中进行的组合进料流26的加热通常不足以将组合进料流26加热至反应段20的所需入口温度。在典型的催化重整方法中，如果氢气不与烃进料流12一起提供，则组合进料流26或烃进料流12在通常38-177℃(100-350°F)，更通常93-121℃(200-250°F)的温度下进入组合进料换热器30中。一般而言，组合进料换热器30通过将来自

反应段20中最后重整反应区的产物流出物36的热传递至组合进料流26中而将组合进料流26加热。示例的组合进料换热器30为间接而不是直接换热器以防止产物流出物36中的有价值重整产物与组合进料流26混合，由此再循环至反应段20中，其中重整油品质可能劣化。

[0024] 在一个示例实施方案中，在组合进料换热器30内，组合进料流26和产物流出物36的流动方式是逆流的，尽管它可以为完全并流、反向、混合或错流。在逆流流动方式中，组合进料流26在其最冷的温度下时接触组合进料换热器30的热交换表面的一端(即冷端)，同时产物流出物36也在其最冷温度下接触热交换表面的冷端。因此，产物流出物36在其在换热器内的最冷温度下与换热器内也在其最冷温度下的组合进料流交换热。在组合进料换热器表面的另一端(即热端)，都处于其在换热器内的最热温度下的产物流出物36和组合进料流接触热交换表面的热端，由此交换热。在热交换表面的冷与热端之间，产物流出物36和组合进料流以通常相对/相反方向流动，使得一般而言，在沿着热传递表面的任何点处，产物流出物36温度越热，与产物流出物36交换热的组合进料流的温度越热。示例的组合进料换热器30以通常小于56℃(100°F)，例如小于33℃(60°F)，例如小于28℃(50°F)的热端路线操作。

[0025] 尽管组合进料换热器30可使用壳管式换热器，作为选择，它可使用板式换热器。板式交换器是熟知的并且以几种不同且独特的形式市售，例如螺旋、板框式、钎焊板翅式/黄铜板翅式(brazed-plate fin)和板翅管式(plate fin-and-tube)。

[0026] 在一个实施方案中，组合进料流26在399-516℃(750-960°F)的温度下作为经加热的进料流40离开组合进料换热器30。由于首先在反应区60中进行的重整反应在升高的温度下进行并且通常为吸热的，经加热的进料流40通常要求在离开组合进料换热器30之后且在进入反应段20中之前另外加热。

[0027] 在现有技术设备中，该另外加热在辐射单元如进料加热器如燃气、燃油或者混合燃气和燃油加热器中提供，其通过辐射或者辐射和对流热传递而将经加热的进料流40加热。经加热的进料流40绕过辐射加热区，而是在对流加热段18中加热而不通过辐射加热器。

[0028] 在对流加热段18中，经加热的进料流40流过对流加热管束50，如关于下图2进一步描述的。通常将经加热的进料流40加热至427℃至649℃(800°F至1,200°F)，或482℃至593℃(900°F至1,100°F)，或510℃至566℃(950°F至1,050°F)。如图所示，对流加热料流54离开对流加热段18并流入反应段20中。

[0029] 在一些实施方案中，烟道气/废气51(处于732℃-899℃(1350°F-1650°F)的温度下)从对流管束50流到蒸汽对流管束52，在此废气用来产生蒸汽。废气53在149℃-260℃(300°F-500°F)的温度下离开蒸汽对流管束52，并且废气53的至少一部分55再循环到对流加热管束50。再循环的废气部分55可以在引入对流加热管束50之前被压缩。在其它实施方案中，废气可以用于其它热回收工艺中，或者它可以再循环到对流加热管束50而不进行任何另外的热回收。

[0030] 替代地或附加地，新鲜气流56被引入对流加热管束50中。新鲜气流56可以按需被加热或冷却，并且在需要时它也可以被压缩。新鲜气流56的入口温度可以是-12℃-982℃(10°F-1800°F))。合适的气体包括但不限于空气、氮气或另一种废气流。

[0031] 温度指示器/控制器58在反应段20的上游与对流加热料流54连通。温度指示器/控制器58监测对流加热料流54的温度。当温度超过预定最大温度，例如566℃(1050°F)，或下

降到预定最小温度，例如510℃(950°F)之下时，温度指示器/控制器58调整再循环的废气部分55的量和/或进入对流加热管束50的新鲜气流56的量和温度。

[0032] 如图所示，对流加热料流54进入示例反应段20，所述反应段20包括烃串联/连续流过的4个反应区60。具有多个反应区60的反应段通常采取两种形式中的一种：如图1所示堆叠形式或者并排形式。在并排形式中，各自可包含反应区的多个且分开的反应容器可在彼此旁边放置。在堆叠形式中，一个共同反应容器62包含在彼此上面放置/依次叠置的多个且分开的反应区60。在两种配置中的每一种配置中，取决于反应是吸热还是放热的，反应区60之间存在中间加热或冷却。

[0033] 示例的催化重整方法使用具有第一反应区71、第二反应区72、第三反应区73和第四反应区74的反应段20。可存在任何数目的反应区60，但反应区60的数目通常为3、4或5。烃在各个反应区60中在催化剂颗粒76的存在下经历转化反应。示例的重整方法在串联流动配置的反应区60中使用催化剂颗粒76，且废催化剂颗粒78可如图所示离开反应段20。

[0034] 综合而言，第一反应区71接收作为第一反应器进料的对流加热料流54并产生第一反应器流出物81。在第一反应区71中进行的吸热重整反应通常导致第一反应区71的出口温度降至不仅小于对流加热料流54的温度，而且小于第二反应区72的所需入口温度。因此，将第一反应器流出物81在辐射火焰加热段16中加热至如下文所述第二反应区72的所需入口温度并作为第二反应器进料82返回反应段20中。第二反应区72使第二反应器进料82反应以形成第二反应器流出物83。再次，由于吸热反应，第二反应器流出物83要求加热以达到第三反应区73的所需入口温度。第二反应器流出物83流入如下文所述辐射火焰加热段16中并通过其加热并作为第三反应器进料84返回反应段20中。第三反应区73使第三反应器进料84反应以形成第三反应器流出物85。如上文，吸热反应可导致第三反应器流出物85的温度降至低于第四反应区74的所需入口温度。第三反应器流出物85流入如下文所述辐射火焰加热段16中并由其加热并作为第四反应器进料86返回反应段20中。第四反应区74使第四反应器进料86反应以形成产物流出物36。

[0035] 示例反应区60可在重整条件下操作，所述重整条件包括通常从大气压力0kPa(g)至6,895kPa(g)(0-1,000psig)的压力范围，其中特别好的结果在276kPa(g)-1,379kPa(g)(40psig-200psig)的较低压力范围下得到。所有反应区中的基于总催化剂体积的总液时空速(LHSV)通常为0.1hr^{-1}至10hr^{-1}，例如1hr^{-1}至5hr^{-1}，例如1.5hr^{-1}至2.0hr^{-1}。

[0036] 一般而言，吸热的环烷烃重整反应在第一反应区71中进行，因此第一反应区71的出口温度可小于第一反应区71的入口温度且通常为316-454℃(600-850°F)。第一反应区71可包含所有反应区60中总催化剂体积的通常5-50％，更通常10-30％。因此，第一反应区71中的液时空速(LHSV)基于第一反应区71中的催化剂体积可以为通常0.2-200hr^{-1}，例如2hr^{-1}至100hr^{-1}，例如5hr^{-1}至20hr^{-1}。一般而言，将催化剂颗粒从第一反应区71中取出并进入第二反应区72中。颗粒通常具有基于催化剂的重量小于2重量％的焦炭含量。

[0037] 示例的催化转化方法包括可移动通过反应区60的催化剂颗粒76。催化剂颗粒76可通过任何数量的运动装置，包括传送带或者输送流体移动通过反应区60，但最通常地，催化剂颗粒76可通过重力移动通过反应区60。催化剂颗粒76可由上部反应区的底部中取出并引入下部反应区的顶部。从最后反应区中取出的废催化剂颗粒78随后可从工艺/方法中回收，在方法的再生区(未显示)中再生或者转移至另一反应区60中。同样，加入反应区中的催化

剂颗粒76可以为新加入方法中的催化剂、已经在方法内的再生区中再生的催化剂或者从另一反应区60中转移的催化剂。

[0038] 示例的重整反应通常在催化剂颗粒76的存在下进行，所述催化剂颗粒包含一种或多种VIII族(IUPAC 8-10)贵金属(例如铂、铱、铑和钯)和与多孔载体如耐熔无机氧化物结合的卤素。尽管催化剂可包含0.05-2.0重量%的VIII族金属，但可使用较便宜的催化剂，例如包含0.05-0.5重量%的VIII族金属的催化剂。示例的贵金属为铂。另外，催化剂可包含铟和/或镧系金属如铈。催化剂颗粒76还可包含0.05-0.5重量%的一种或多种IVA族(IUPAC 14)金属(例如锡、锗和铅)。示例的卤素为氯，且示例的载体为氧化铝。示例的氧化铝材料为γ、η和θ氧化铝，其中γ和η氧化铝通常用于所选择的实施方案中。

[0039] 重整方法可使用固定催化剂床或移动床反应容器和移动床再生容器。在后者中，通常将再生的催化剂颗粒76供入通常包含几个反应区60的反应容器62中，且催化剂颗粒76通过重力流过反应容器62。在具有移动催化剂床的重整反应过程期间，催化剂颗粒由于各种机理，例如焦炭在颗粒上的沉积而变得失活；即在使用一定时间以后，催化剂颗粒促进重整反应的能力降至催化剂不再有用的点。在再用于重整方法中以前可将催化剂复原或者再生。

[0040] 具体而言，可将催化剂从反应容器62的底部取出并输送至再生容器中。在再生容器中，多步骤再生方法通常用于使催化剂再生以恢复其促进重整反应的全部能力。催化剂可通过重力流过各个再生步骤，然后从再生容器中取出并输送至反应容器62中。一般而言，提供用于加入新鲜催化剂作为补充并将废催化剂颗粒78从方法中取出的装置。催化剂移动通过反应容器和再生容器通常称为连续的，尽管在实践中它是半连续的。在半连续移动中，较小量的催化剂以紧密相间的间隔重复转移。例如，可以每20分钟将一批从反应容器62的底部取出并且取出可花费5分钟，即催化剂可以流动5分钟。如果容器中的催化剂总量与该批量相比是较大的，则可认为容器中的催化剂床是连续移动的。移动床系统可具有保持产量，同时移动或置换催化剂的优点。通常，催化剂移动通过催化剂床的速率可以为小到45.5kg(100磅)每小时至2,722kg(6,000磅)每小时或者更多。

[0041] 如图1所示，在第一反应区71下游，烃在反应区60与辐射火焰加热段16中的辐射单元90之间流动。例如，第一反应器流出物81离开反应段20并且流入第一辐射单元91中，在那里将它加热并形成第二反应器进料82。第二反应器流出物83离开反应段20并流入第二辐射单元92中，在那里将它加热并形成第三反应器进料84。同样，第三反应器流出物85离开反应段20并流入第三辐射单元93中，在那里将它加热并形成第四反应器进料86。

[0042] 在反应区与辐射单元之间的流出物流通常可以以在反应区入口上的平的温度分布发生，即热流出物在所有反应区入口处是相同的温度。或者，流出物流可以以阶梯温度分布管理。在每种情况下，各个辐射单元90(当它位于两个反应区60之间时，通常称为中间加热器)通过使由阀95选择性地输送至辐射单元90中的燃料气体94燃烧而加热以将各流出物加热至相同的温度。

[0043] 如同在第一反应区71中，吸热反应可导致第二反应区72上的另一温度下降。然而，一般而言，第二反应区72上的温度下降小于第一反应区71上的温度下降，因为在第二反应区72中进行的反应通常比第一反应区71中进行的反应更少吸热。尽管在第二反应区72上稍微更低的温度下降，第二反应器流出物83仍在比第三反应区73的所需入口温度更低的温度

下。因此，将第二流出物在第二辐射单元92中加热以形成第三反应器进料84。

[0044] 第二反应区72通常包含所有反应区60中总催化剂体积的10-60％，更通常15-40％。因此，第二反应区72中的液时空速(LHSV)基于第二反应区中的催化剂体积通常为0.13hr^{-1}至134hr^{-1}，例如1.3hr^{-1}至67hr^{-1}，例如3.3hr^{-1}至13.4hr^{-1}。

[0045] 在第三反应区73中，吸热反应可导致另外的温度下降，但它通常小于第一反应区71上的温度下降，因为第三反应区73中的反应通常是较少吸热的。第三反应区73包含所有反应区60中总催化剂体积的25-75％，更通常30-50％。为提高第三反应器流出物85的温度，将它在第三辐射单元93中加热。

[0046] 在另一示例实施方案中，各反应器流出物81、83和85通过U型管进入和离开各辐射单元91、92和93的顶部。或者，各反应器流出物81、83、85可通过倒U型管进入和离开各辐射单元的下部，或者进入温度是辐射单元中最低的顶部并在温度是辐射单元中最热的底部离开，或者相反，进入底部并在顶部离开。当然，尽管阐述了U型管，存在可用于流出物的辐射加热的许多辐射单元盘卷结构或设计。

[0047] 在第三辐射单元93中加热以后，将第四反应器进料86输送至第四反应区74中。第四反应区74包含所有反应区60中总催化剂体积的通常30-80％，更通常40-50％。第三、第四和随后反应区的入口温度通常为482-560℃(900°F-1,040°F)，例如493-549℃(920-1,020°F)。

[0048] 由于在第二和随后(即第三和第四)反应区60中进行的重整反应通常比在第一反应区71中进行的那些更少吸热，在稍后反应区60中发生的温降通常小于在第一反应区71中发生的温降。因此，最后反应区74的出口温度可以为在最后反应区74的入口温度以下11℃(20°F)或更小，实际上可以想到高于最后反应区74的入口温度。此外，任何入口温度分布可随上述反应区60使用。入口温度分布可以为平或斜的，例如上升、下降、山型或谷型。理想地，反应区60的入口温度分布为平的。

[0049] 如图所示，产物流出物36在组合进料换热器30中通过将热传递给组合进料流26而冷却。在离开组合进料换热器30以后，冷产物流出物96进入产物回收段22中。合适的产物回收段22是熟知的。示例的产物回收段22可包括用以将氢气和C_1-C_3烃气体与产物流出物36分离的气体-液体分离器，以及用以将至少一部分C_4-C_5轻质烃与其余重整产品分离的分馏塔。另外，重整产品可通过蒸馏分离成轻重整产品馏分和重重整产品馏分。由于产物回收过程，形成产物流98或者形成包含所需物种的多个产物流98。

[0050] 现在参考图2，解释了辐射火焰加热段16与对流加热段18之间的热传递。如图所示，各个辐射单元91、92、93包括具有入口104和出口106的辐射管102，并且可以为稍微U型且向上取向的。尽管关于各个辐射单元91、92、93仅阐述了一个辐射管，应当理解通常各个辐射单元91、92、93可包括入口歧管、一系列管和出口歧管。一系列辐射管102可以以并联构型配置并且可以前后堆叠。辐射单元91、92、93可通过隔火墙112分隔并且分别包含至少一个燃烧器122。

[0051] 当流出物流通过各个相应辐射单元90时，燃料气体94在燃烧器122中燃烧并形成废气130A-C。由辐射单元91、92、93上升的废气130A-C可通过一个或多个入口132进入对流加热段18中的对流加热管束50中并通过烟囱134离开。对流加热管束50通常包括并联构型的几个对流管138。各个对流管138具有入口142和出口144并且可以为稍微U型且侧向

(sideways)取向的。对于多个对流管138，对流管138可以按排前后堆叠。尽管对流管138在彼此旁边取向，应当理解其它取向是可能的，例如U型管平地取向和按排竖直堆叠几个对流管138。

[0052] 进入对流加热段18的经加热的进料流40进入对流管138的入口142中并通过来自废气130A-C而经由对流管138的热传递而被对流加热。尽管入口142显示为在出口144上方使得经加热的进料流40进入温度是对流加热段18中最低的顶部并通过侧向取向的U型对流管138在温度是对流加热段18中最热的底部离开，但可以预期其它构型。例如，经加热的进料流40可进入和离开对流加热管束50的顶部或底部，或者在底部进入并在顶部离开。

[0053] 再循环的废气部分55和/或新鲜气流56用于控制对流加热料流54的温度。通过调整(升高或降低)再循环的废气部分55和/或新鲜气流56的温度或量或温度和量两者，可以控制对流加热料流54的温度。再循环的废气部分55和/或新鲜气流56可被分开引入对流加热管束50中，或者在需要时它们可以首先组合。在需要时它们可以被直接引入对流加热管束50中。替代地或附加地，任一者或两者可以被引入在辐射单元91、92、93的出口与辐射单元91、92、93中的一个或多个中的对流加热管束50的入口之间的废气130A-C中。

[0054] 如本文所使用，术语指值的10％以内，或5％以内，或1％以内。

[0055] 如本文所述，提供了加热烃料流以进行加工的设备和方法。在示例实施方案中，关于催化重整过程描述了设备和方法，但用于加工烃的任何合适设备和方法可使用本文公开的加热方法。尽管上述实施方案可设计用于新的烃加工设备，应当理解所公开的特征可在现有设备的改装期间执行。

[0056] 尽管在先前详细说明中提出了至少一个示例实施方案，但应当理解存在大量变化方案。还应当理解一个或多个示例实施方案仅为实例，且不意欲以任何方式限制所主张的主题的范围、应用或构型。而是，先前的详细说明将为本领域技术人员提供用于执行一个或多个示例实施方案的方便路线图。应当理解可不偏离所附权利要求书所述范围而做出对示例实施方案中所述元素的功能和配置的各种改变。

[0057] 具体实施方案

[0058] 尽管以下结合具体实施方案进行描述，但应理解，该描述意在说明而不是限制前面的描述和附后权利要求的范围。

[0059] 本发明第一实施方案是一种加工烃料流的方法，所述方法包括：在对流管束中对进料流进行加热；使经加热的进料流在第一反应区中反应以形成第一流出物；在第一辐射单元中对第一流出物进行加热，其中第一辐射单元使燃料燃烧以对第一流出物进行加热并形成第一废气；使第一废气与对流管束接触以对进料流进行加热；以及通过将另外的气流引入对流管束中来控制来自对流管束的经加热的进料流的出口温度。本发明的一个实施方案是直至这一段中的第一实施方案的这一段中的一个、任一或所有在先实施方案，其中另外的气流包括新鲜气体、第一废气的再循环部分、或其组合。本发明的一个实施方案是直至这一段中的第一实施方案的这一段中的一个、任一或所有在先实施方案，其中另外的气流包括新鲜气体，并且其中基于经加热的进料流的出口温度来调整新鲜气体的温度、新鲜气体的量、或两者。本发明的一个实施方案是直至这一段中的第一实施方案的这一段中的一个、任一或所有在先实施方案，其中新鲜气体的温度升高。本发明的一个实施方案是直至这一段中的第一实施方案的这一段中的一个、任一或所有在先实施方案，其中另外的气流包

含新鲜气体，并且其中新鲜气体的温度处于-12℃-982℃的范围内。本发明的一个实施方案是直至这一段中的第一实施方案的这一段中的一个、任一或所有在先实施方案，其中另外的气流包含新鲜气体，并且其中新鲜气体被压缩。本发明的一个实施方案是直至这一段中的第一实施方案的这一段中的一个、任一或所有在先实施方案，其中另外的气流包含第一废气的再循环部分，并且其中第一废气的再循环部分在引入对流管束中之前被压缩。本发明的一个实施方案是直至这一段中的第一实施方案的这一段中的一个、任一或所有在先实施方案，其中另外的气流包含第一废气的再循环部分，并且其中第一废气的再循环部分的温度处于149℃-260℃的范围内。本发明的一个实施方案是直至这一段中的第一实施方案的这一段中的一个、任一或所有在先实施方案，其中另外的气流包含第一废气的再循环部分，并且其中基于经加热的进料流的出口温度来调整第一废气的再循环部分的温度或第一废气的再循环部分的量或两者。本发明的一个实施方案是直至这一段中的第一实施方案的这一段中的一个、任一或所有在先实施方案，其中控制来自对流管束的经加热的进料流的出口温度包括监测经加热的进料流的出口温度；以及基于经加热的进料流的出口温度来调整引入对流管束中的另外的气流的量，或调整引入对流管束中的另外的气流的温度，或两者。本发明的一个实施方案是直至这一段中的第一实施方案的这一段中的一个、任一或所有在先实施方案，其中另外的气流的温度处于149℃-260℃的范围内。本发明的一个实施方案是直至这一段中的第一实施方案的这一段中的一个、任一或所有在先实施方案，进一步包括使经加热的第一流出物在第二反应区中反应以形成第二流出物；在第二辐射单元中对第二流出物进行加热，其中第二辐射单元使燃料燃烧以将第二流出物辐射地加热并且燃烧的燃料形成第二废气；使第二废气与对流管束接触以对进料流进行加热；使经加热的第二流出物在第三反应区中反应以形成第三流出物；将第三流出物在第三辐射单元中加热，其中第三辐射单元使燃料燃烧以将第三流出物辐射地加热并且燃烧的燃料形成第三废气；使第三废气与对流管束接触以将进料流加热；以及使经加热的第三流出物在第四反应区中反应以形成产物流出物。本发明的一个实施方案是直至这一段中的第一实施方案的这一段中的一个、任一或所有在先实施方案，进一步包括使产物流出物通过换热器；和在将进料流在对流管束中加热以前将进料流在换热器中加热。本发明的一个实施方案是直至这一段中的第一实施方案的这一段中的一个、任一或所有在先实施方案，进一步包括将产物流出物冷凝以形成产物流。本发明的一个实施方案是直至这一段中的第一实施方案的这一段中的一个、任一或所有在先实施方案，进一步包括在于对流管束中将进料流加热之前向进料流添加包含氢气的气流。

[0060] 本发明的第二实施方案是一种加工烃料流的方法，所述方法包括：将进料流在对流管束中加热；使经加热的进料流在第一反应区中反应以形成第一流出物；将第一流出物在第一辐射单元中加热，其中第一辐射单元将燃料燃烧以将第一流出物加热并形成第一废气；使第一废气与对流管束接触以将进料流加热；监测来自对流管束的经加热的进料流的出口温度；以及通过将另外的气流引入对流管束中来控制经加热的进料流的出口温度，其中另外的气流包含新鲜气体、第一废气的再循环部分、或其组合。本发明的一个实施方案是直至这一段中的第二实施方案的这一段中的一个、任一或所有在先实施方案，其中另外的气流包含新鲜气体，并且其中基于经加热的进料流的出口温度来调整新鲜气体的温度或新鲜气体的量或两者；或其中另外的气流包含第一废气的再循环部分，并且其中基于经加热

的进料流的出口温度来调整第一废气的再循环部分的温度或第一废气的再循环部分的量或两者。本发明的一个实施方案是直至这一段中的第二实施方案的这一段中的一个、任一或所有在先实施方案，进一步包括使经加热的第一流出物在第二反应区中反应以形成第二流出物；将第二流出物在第二辐射单元中加热，其中第二辐射单元将燃料燃烧以将第二流出物辐射地加热并且燃烧的燃料形成第二废气；使第二废气与对流管束接触以将进料流加热；使第二流出物在第三反应区中反应以形成第三流出物；将第三流出物在第三辐射单元中加热，其中第三辐射单元将燃料燃烧以将第三流出物加热并且燃烧的燃料形成第三废气；使第三废气与对流管束接触以将进料流加热；以及使第三流出物在第四反应区中反应以形成产物流出物。本发明的一个实施方案是直至这一段中的第二实施方案的这一段中的一个、任一或所有在先实施方案，进一步包括使产物流出物通过换热器；以及在于对流管束中将进料流加热之前在换热器中将进料流加热。

[0061] 本发明第三实施方案是一种用于加工烃料流的设备，该设备包括构造成加热进料流的换热器；构造成接收经加热的进料流和另外的气流的对流管束；构造成接收来自对流管束的经加热的进料流并使经加热的进料流反应以形成流出物的反应区；构造成接收和加热流出物的辐射单元，其中辐射单元形成废气，且其中辐射单元构造成将废气的一部分送至对流管束以加热进料流；构造成监测离开对流管束的经加热的进料流的温度的温度传感器；和构造成响应于离开对流管束的经加热的进料流的温度改变流入对流管束中的另外的气体的量的流量控制器。

[0062] 无需进一步详述，相信利用上文的描述，本领域技术人员可以最大限度地利用本发明并容易确定本发明的基本特征，在不背离其精神和范围的情况下，作出本发明的各种变动和修改并使其适应各种用途和条件。因此，上述优选的具体实施方案应被解释为仅示例性的而非以任何方式限制本公开的其余部分，并意在涵盖所附权利要求书的范围内所含的各种修改和等效布置。

[0063] 除非另行指明，在上文中，所有温度以摄氏度为单位，且所有份数和百分比按重量计。

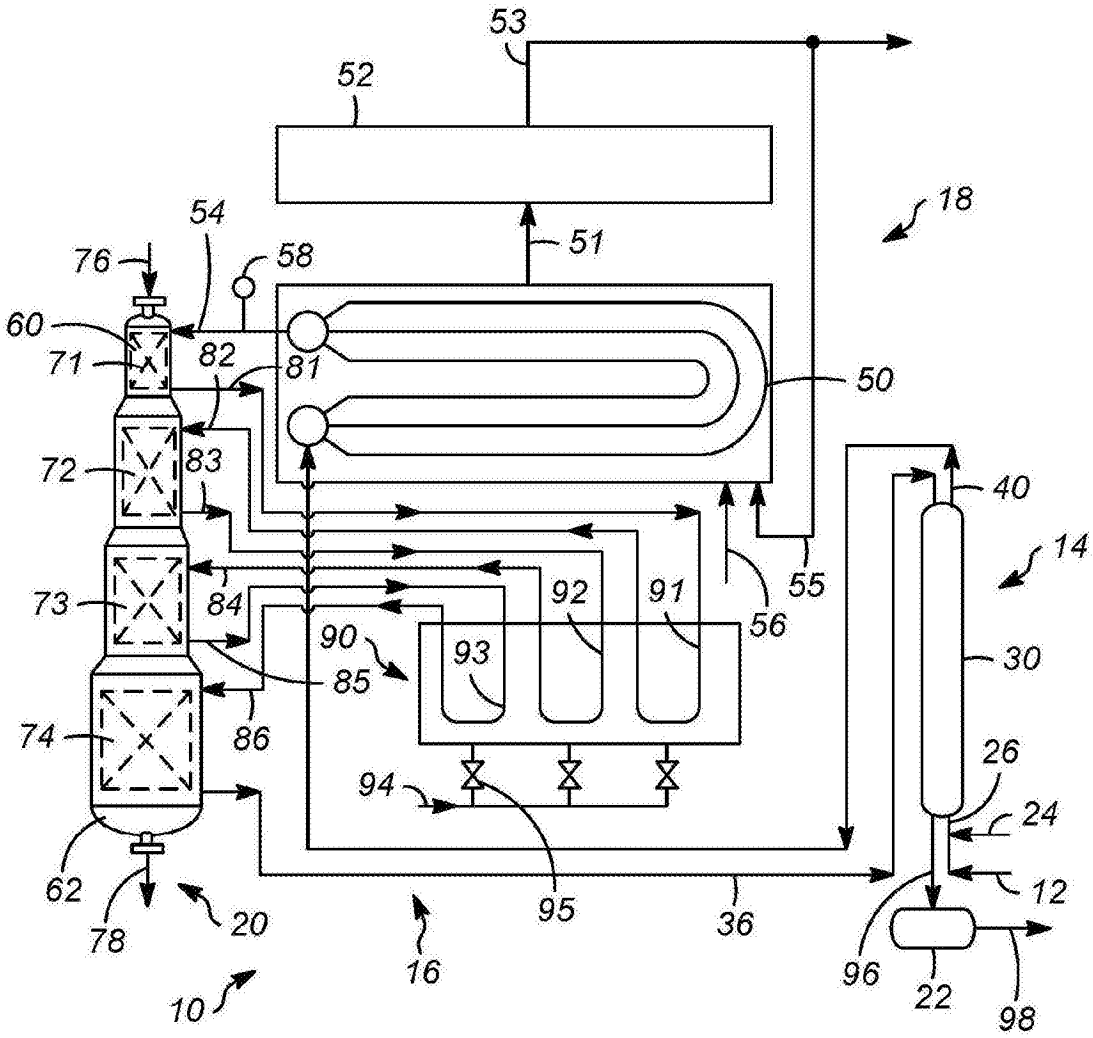

53
52
18
54
51
76
58
60
71
82
81
50
72
83
40
14
73
84
92
91
55
56
90
93
30
85
74
86
26
94
24
62
95
12
78
20
36
16
96
22
98
10

图1

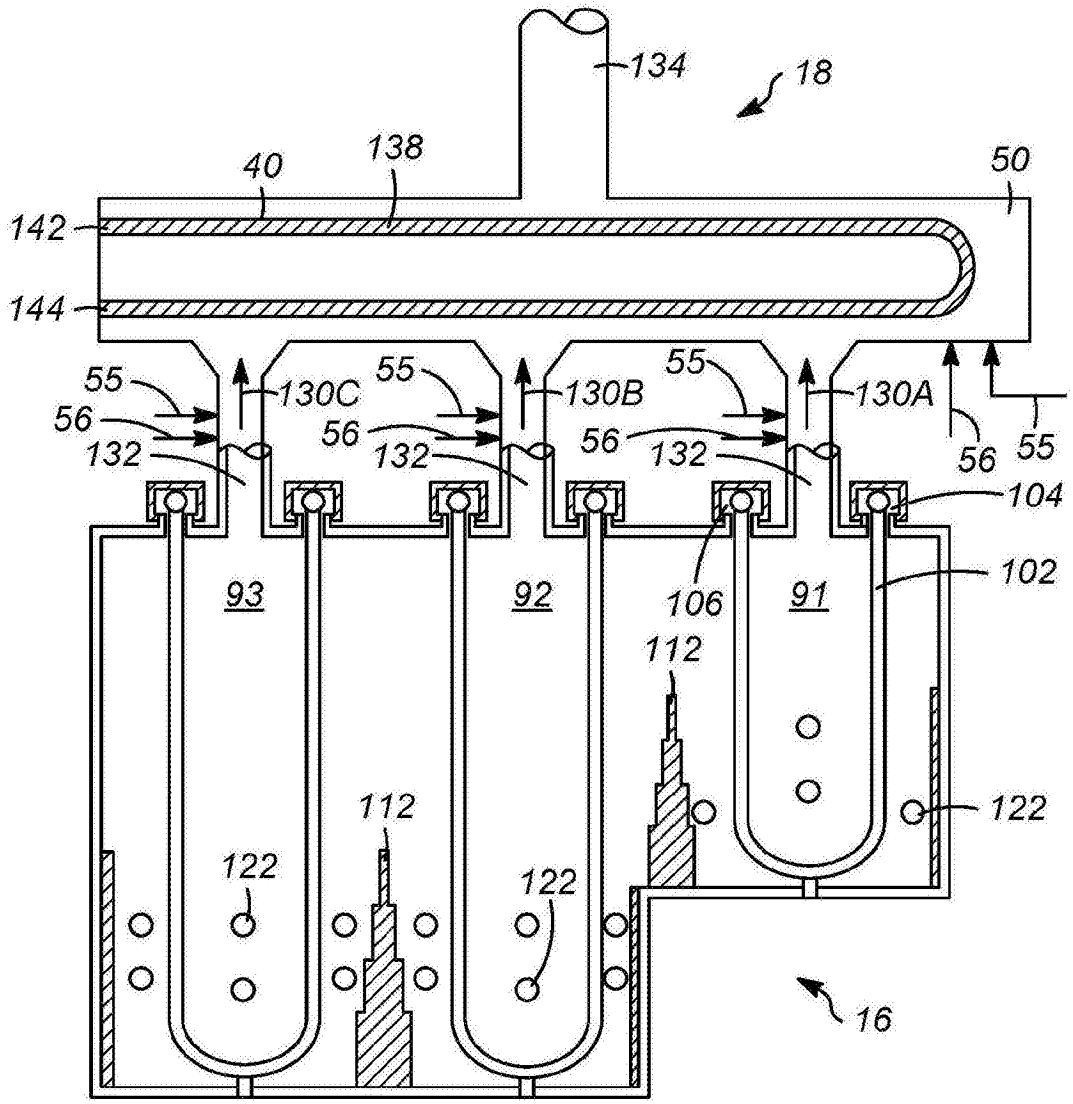

134
18
40
138
50
142
144
55
130C
55
130B
55
130A
56
132
56
132
56
132
56
55
104
102
93
92
106
91
112
112
122
122
122
16

图2