



(21)申请号 201380006608.9

(22)申请日 2013.01.27

(65)同一申请的已公布的文献号
申请公布号 CN 104093820 A

(43)申请公布日 2014.10.08

(30)优先权数据
61/591,783 2012.01.27 US

(85)PCT国际申请进入国家阶段日
2014.07.25

(86)PCT国际申请的申请数据
PCT/US2013/023333 2013.01.27

(87)PCT国际申请的公布数据
W02013/112966 EN 2013.08.01

(73)专利权人 沙特阿拉伯石油公司
地址 沙特阿拉伯达兰

(72)发明人 A·布雷恩 R·沙菲 E·萨耶德
I·A·阿巴 A·R·Z·阿赫拉斯

(74)专利代理机构 中国国际贸易促进委员会专
利商标事务所 11038

代理人 柳冀

(51)Int.Cl.

C10G 67/04(2006.01)

C10G 55/04(2006.01)

C10G 9/16(2006.01)

C10G 47/22(2006.01)

B01D 45/12(2006.01)

C10G 21/00(2006.01)

C10G 47/34(2006.01)

B01D 17/02(2006.01)

B01D 19/00(2006.01)

B01D 53/24(2006.01)

(56)对比文件

CN 101292013 A,2008.10.22,说明书第18-27页.

CN 1112600 A,1995.11.29,摘要,说明书第13-19页.

US 4115467 A,1978.09.19,说明书第2-3,7-9栏.

WO 99/19424 A1,1999.04.22,全文.

CN 101045884 A,2007.10.03,全文.

CN 102051221 A,2011.05.11,全文.

审查员 郑晓晓

权利要求书2页 说明书7页 附图2页

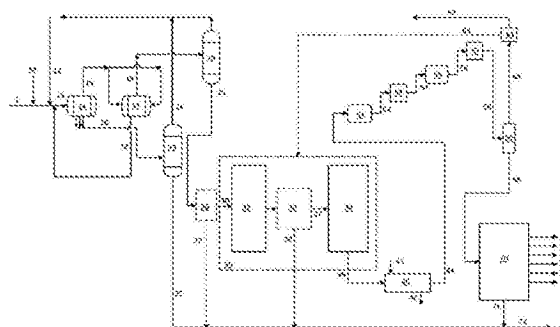
(54)发明名称

用于直接加工原油的整合的溶剂脱沥青和水蒸气热解方法

(57)摘要

本发明提供一种针对与溶剂脱沥青区相整合的水蒸气热解区、以允许直接加工原油原料以便生产包括烯烃和芳香族化合物的石油化学产品的方法。用于直接加工原油以便生产烯属和芳香族石油化学产品的所述整合的溶剂脱沥青和水蒸气热解方法包括:将所述原油与有效量的溶剂一起装料至溶剂脱沥青区,以便产生脱沥青化且脱金属化的油流和底部沥青相;使所述脱沥青化且脱金属化的油流在存在水蒸气的情况下热裂解以产生混合的产物流;将所述混合的产物流

分离;从所述分离的混合产物流回收烯烃和芳香族化合物;以及从所述分离的混合产物流回收热解燃料油。



1. 一种用于直接加工原油以生产烯属和芳香族石油化学产品的整合的溶剂脱沥青和水蒸气热解方法,所述方法包括:

a. 将所述原油与有效量的溶剂一起装料至溶剂脱沥青区,以便产生脱沥青化且脱金属化的油流和底部沥青相;

b. 使所述脱沥青化且脱金属化的油流在存在水蒸气的情况下热裂解以产生混合的产物流;

c. 将所述热裂解的混合的产物流分离;

d. 从所述分离的混合产物流回收烯烃和芳香族化合物;以及

e. 从所述分离的混合产物流回收热解燃料油。

2. 如权利要求1所述的整合的溶剂脱沥青和水蒸气热解方法,其中步骤(c)包括用多个压缩级压缩所述热裂解的混合产物流;

使所述压缩的热裂解混合产物流经受苛性碱处理以产生具有降低的硫化氢和二氧化碳含量的热裂解的混合产物流;

压缩所述具有降低的硫化氢和二氧化碳含量的热裂解的混合产物流;

使所述压缩的具有降低的硫化氢和二氧化碳含量的热裂解的混合产物流脱水;

从所述脱水的压缩的具有降低的硫化氢和二氧化碳含量的热裂解的混合产物流回收氢;以及

从所述脱水的压缩的具有降低的硫化氢和二氧化碳含量的热裂解的混合产物流的剩余部分获得如步骤(d)中的烯烃和芳香族化合物以及如步骤(e)中的热解燃料油。

3. 如权利要求2所述的整合的溶剂脱沥青和水蒸气热解方法,其进一步包括从所述脱水的压缩的具有降低的硫化氢和二氧化碳含量的热裂解的混合产物流单独回收甲烷以用作所述热裂解步骤中的燃烧器和/或加热器的燃料。

4. 如权利要求1所述的整合的溶剂脱沥青和水蒸气热解方法,其中所述热裂解步骤包括在水蒸气热解区的对流段中加热脱沥青化且脱金属化的油流,将所述加热的脱沥青化且脱金属化的油流分离成蒸气馏分和液体馏分,将所述蒸气馏分传递至水蒸气热解区的热解段,并且排出所述液体馏分。

5. 如权利要求4所述的整合的溶剂脱沥青和水蒸气热解方法,其中将所述排出的液体馏分与步骤(e)中回收的热解燃料油进行共混。

6. 如权利要求4所述的整合的溶剂脱沥青和水蒸气热解方法,其中将所述加热的脱沥青化且脱金属化的油流分离成蒸气馏分和液体馏分是使用基于物理和机械分离的蒸气-液体分离装置。

7. 如权利要求6所述的整合的溶剂脱沥青和水蒸气热解方法,其中所述蒸气-液体分离装置包括

具有进入部分和过渡部分的预旋转元件,所述进入部分具有用于接收流动的流体混合物的入口和曲线形导管,

受控的旋流段,所述旋流段具有

通过所述曲线形导管和所述旋流段的会合点毗连至所述预旋转元件的入口,

在所述旋流构件的上部端的提升管段,蒸气通过所述提升管段;

以及

液体收集器/沉降段,液体通过所述液体收集器/沉降段。

8. 如权利要求1所述的整合的溶剂脱沥青和水蒸气热解方法,其中步骤(a)包括混合所述原油原料与补充溶剂和任选地新鲜溶剂;

将所述混合物转移至一级沉降器,其中形成一级脱沥青化且脱金属化的油相和一级沥青相;

将所述一级脱沥青化且脱金属化的油相转移至二级沉降器,其中形成二级脱沥青化且脱金属化的油相和二级沥青相;

将所述二级沥青相再循环至所述一级沉降器,以回收另外的脱沥青化且脱金属化的油;

将所述二级脱沥青化且脱金属化的油相输送至脱沥青化且脱金属化的油分离区,以获得再循环溶剂流和基本上不含溶剂的脱沥青化且脱金属化的油流;

将所述一级沥青相输送至分离容器,用于闪蒸分离另外的再循环溶剂流和底部沥青相,

其中所述基本上不含溶剂的脱沥青化且脱金属化的油流为所述水蒸气热解区的进料。

9. 如权利要求8所述的整合的溶剂脱沥青和水蒸气热解方法,其中将所述底部沥青相与在步骤(e)中回收的热解燃料油共混。

用于直接加工原油的整合的溶剂脱沥青和水蒸气热解方法

[0001] 相关申请

[0002] 本申请要求2012年1月27日提交的美国临时专利申请号61/591,783的权益,所述申请的公开内容以引用的方式整体并入本文。

[0003] 发明背景

发明领域

[0004] 本发明涉及一种用于直接加工原油以生产石油化学产品如烯烃和芳香族化合物的整合的溶剂脱沥青和水蒸气热解方法。

[0005] 相关技术说明

[0006] 低级烯烃(即,乙烯、丙烯、丁烯以及丁二烯)和芳香族化合物(即,苯、甲苯以及二甲苯)为石油化学和化学工业中广泛使用的基本中间体。热裂解或水蒸气热解为通常在水蒸气的情况下并且在不存在氧的情况下用于形成这些材料的主要类型的方法。用于水蒸气热解的原料可以包括石油气和馏出物如石脑油、煤油以及瓦斯油。这些原料的可获得性通常是有限的并且需要原油精炼厂中的昂贵的且能量密集型的方法步骤。

[0007] 已经使用重质烃作为水蒸气热解反应器的原料进行了研究。常规重质烃热解操作中的主要缺点为焦炭形成。例如,用于重质液体烃的水蒸气裂解方法公开于美国专利号4,217,204中,其中将熔盐的雾状物引入到水蒸气裂解反应区中以试图最小化焦炭形成。在使用具有3.1重量%的康拉逊残炭值的阿拉伯轻质原油的一个实例中,裂解设备能够在存在熔盐的情况下持续操作624小时。在不添加熔盐的对比实例中,水蒸气裂解反应器在仅5小时之后由于反应器中焦炭的形成而变得阻塞且不可操作。

[0008] 此外,使用重质烃作为水蒸气热解反应器的原料的烯烃和芳香族化合物的产率和分布不同于使用轻质烃原料的那些。重质烃具有比轻质烃高的芳香族化合物含量,如由较高的美国矿务局关联指数(BMCI)所指示的。BMCI是原料的芳香性的度量并且计算如下:

[0009]
$$BMCI = 87552/VAPB + 473.5 * (sp.gr.) - 456.8 \quad (1)$$

[0010] 其中:

[0011] VAPB=以兰氏度(degrees Rankine)计的体积平均沸点,并且

[0012] sp.gr.=原料的比重。

[0013] 随着BMCI降低,乙烯产量预期增加。因此,对于水蒸气热解来说,高链烷烃或低芳香族化合物进料通常是优选的,从而获得较高产率的所需烯烃并且避免较高的不需要的产物和反应器盘管段中的焦炭形成。

[0014] 水蒸气裂解器中的绝对焦炭形成速率已由Cai等人,“Coke Formation in Steam Crackers for Ethylene Production,”Chem.Eng.&Proc.,第41卷,(2002),199-214进行了报道。一般来说,绝对焦炭形成速率是按照烯烃>芳香族化合物>链烷烃的递增顺序,其中烯烃代表重质烯烃。

[0015] 为了能够响应于对这些石油化学产品的增长的需求,能够以较大量获得的其它类型的进料如原油对于生产者来说具有吸引力。使用原油进料将最小化或消除精炼厂在这些

石油化学产品的生产过程中出现瓶颈现象的可能性。

[0016] 虽然水蒸气热解方法良好发展并且适合于其预定目的,但原料的选择一直非常有限。

[0017] 发明概述

[0018] 本文的系统和方法提供一种与溶剂脱沥青区整合的水蒸气热解区以便允许直接加工原油原料来生产石油化学产品,包括烯烃和芳香族化合物。

[0019] 用于直接加工原油以生产烯属和芳香族石油化学产品的所述整合的溶剂脱沥青和水蒸气热解方法包括:将原油与有效量的溶剂一起装料至溶剂脱沥青区,以便产生脱沥青化且脱金属化的油流和底部沥青相;使所述脱沥青化且脱金属化的油流在存在水蒸气的情况下热裂解以产生混合的产物流;将所述混合的产物流分离;从所述分离的混合产物流回收烯烃和芳香族化合物;以及从所述分离的混合产物流回收热解燃料油。

[0020] 如本文所用,术语“原油”应被理解为包括来自常规来源的全原油、已经经历一些预处理的原油。术语原油还将被理解为包括已经经受水-油分离和/或气-油分离和/或脱盐和/或稳定化的原油。

[0021] 本发明的方法的其它方面、实施方案以及优点在以下详细讨论。此外,应理解前述信息与以下详述都仅是各种方面和实施方案的说明性实例,并且旨在提供用于理解所要求保护的特征和实施方案的性质和特性的概观或框架。附图是说明性的并且被提供来进一步理解本发明的方法的不同方面和实施方案。

[0022] 附图简述

[0023] 本发明将在以下并且参照附图进行进一步详细描述,其中:

[0024] 图1是本文所描述的整合方法的实施方案的方法流程图;并且

[0025] 图2A至图2C是按照本文所描述的整合方法中的水蒸气热解单元的某些实施方案中所使用的蒸气-液体分离装置的透视图、俯视图以及侧视图进行的示例性说明。

[0026] 发明详述

[0027] 在图1中示出包括整合的溶剂脱沥青和水蒸气热解方法和系统的流程图。所述整合的系统包括溶剂脱沥青区、水蒸气热解区30以及产物分离区。

[0028] 溶剂脱沥青区总体上包括一级沉降器14、二级沉降器17、脱沥青化/脱金属化油(DA/DMO)分离区20以及分离容器23。

[0029] 一级沉降器14包括用于接收包含进料流1和溶剂的组合流13的入口,溶剂可为新鲜溶剂29、再循环溶剂12、再循环溶剂24或包含这些溶剂来源中的一个或多个的组合。一级沉降器14还包括用于排出一级DA/DMO相15的出口和用于排出一级沥青相16的数个管出口。二级沉降器17包括位于两端用于接收一级DA/DMO相15的两个T型分布器,用于排出二级DA/DMO相19的出口,以及用于排出二级沥青相18的出口。DA/DMO分离区20包括用于接收二级DA/DMO相19的入口,用于排出溶剂流12的出口,以及用于排出不含溶剂的DA/DMO流21供用作流热解区原料出口。分离容器23包括用于接收一级沥青相16的入口,用于排出溶剂流24的出口,以及用于排出底部沥青相25的出口。

[0030] 水蒸气热解区30总体上包括对流段32和热解段34,所述热解段可以基于本领域已知的水蒸气热解单元操作来进行操作,即在存在水蒸气的情况下将热裂解进料装料至所述对流段。此外,在如本文所描述的某些任选的实施方案中(如在图1中用虚线所指示的),蒸

气-液体分离段36包括在段32与段34之间。来自对流段32的加热的水蒸气裂解进料通过的蒸气-液体分离段36可以是基于蒸气和液体的物理或机械分离的分离装置。

[0031] 在一个实施方案中,蒸气-液体分离装置通过并且参照图2A至图2C进行说明。蒸气-液体分离装置的类似安排还描述于美国专利公布号2011/0247500中,所述专利以引用的方式整体并入本文。在这种装置中,蒸气和液体以旋流几何形状流动通过,由此所述装置等温地并且在非常低的停留时间下操作。一般来说,蒸气以环形模式涡旋以产生力,其中较重的液滴和液体被捕获并且引导穿过至液体出口作为低硫燃料油38,例如,其被添加至热解燃料油共混物,并且蒸气被引导穿过蒸气出口作为热解段34的装料37。气化温度和流体速度被改变以调整近似温度分界点,例如在某些实施方案中与残余燃料油共混物相容,例如约540℃。

[0032] 淬火区40包括与水蒸气热解区30的出口处于流体连通的入口、用于容许淬火溶液42进入的入口、用于排出淬火的混合的产物流44的出口以及用于排出淬火溶液46的出口。

[0033] 一般来说,中间经过淬火的混合的产物流44被转化成中间产物流65和氢62。中间产物流65通常在分离区70中分馏成最终产物和残余物,所述分离区可以为一个或多个分离单元,如多个分馏塔,包括脱乙烷塔,脱丙烷塔以及脱丁烷塔,例如如本领域的普通技术人员所已知的。例如,适合的设备描述于“Ethylene,”Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry,第12卷,第531页至581页,具体地说图24、图25以及图26中,所述文献以引用的方式并入本文。

[0034] 一般来说,产物分离区70包括与产物流65和多个产物出口73至78处于流体连通的入口,所述多个产物出口包括用于排出甲烷的出口78、用于排出乙烯的出口77、用于排出丙烯的出口76、用于排出丁二烯的出口75、用于排出混合的丁烯的出口74以及用于排出热解汽油的出口73。此外,提供用于排出热解燃料油71的出口。来自分离容器23的底部沥青相25和来自蒸气-液体分离段36的任选地排出的部分38与热解燃料油71相组合并且混合流可被抽出作为热解燃料油共混物72,例如,有待在非现场精炼厂中进行进一步加工的低硫燃料油共混物。应注意,虽然示出了六个产品出口,可以取决于(例如)所采用的分离单元的安排以及产量和分布要求而提供更少或更多产品出口。

[0035] 在采用图1中所示的安排的方法的实施方案中,将原油原料1与来自来源29、12以及24中的一个或多个的溶剂进行混合。然后,将所得混合物13转移至一级沉降器14。通过混合和沉降,在一级沉降器14中形成两个相:一级DA/DMO相15和一级沥青相16。一级沉降器14的温度最够低以从原料回收全部DA/DMO。例如,对于使用正丁烷的系统来说,适合的温度范围为约60℃至150℃,且适合的压力范围为使得其在操作温度下高于正丁烷的蒸气压,例如约15至25巴,以将溶剂维持在液相。在使用正戊烷的系统中,适合的温度范围为约60℃至约180℃,且再次适合的压力范围为使得其在操作温度下高于正戊烷的蒸气压,例如约10至25巴,以将溶剂维持在液相。第二沉降器中的温度通常高于第一沉降器中的温度。

[0036] 包含大部分的溶剂和DA/DMO与少量沥青的一级DA/DMO相15经由位于一级沉降器14顶部的出口和收集管(未示出)排出。含有40-50体积%的溶剂的一级沥青相16经由位于一级沉降器14底部的数个管出口排出。

[0037] 一级DA/DMO相15进入二级沉降器17两端的两个T型分布器,所述二级沉降器充当最后的提取级。含有少量溶剂和DA/DMO的二级沥青相18从二级沉降器17排出并且再循环回

到一级沉降器14以便回收DA/DMO。获得二级DA/DMO相19并且传递至DA/DMO分离区20,以获得溶剂流12和不含溶剂的DA/DMO流21。大于90wt%的装料至沉降器的溶剂进入DA/DMO分离区20,所述分离区被设定尺寸以允许溶剂从DA/DMO快速且有效闪蒸分离。将一级沥青相16输送至分离容器23,用于闪蒸分离溶剂流24和底部沥青相25。溶剂流12和24可以用作一级沉降器14的溶剂,因此最小化对新鲜溶剂29的要求。

[0038] 在溶剂脱沥青区中使用的溶剂包括纯液体烃类,如丙烷、丁烷以及戊烷,以及其混合物。溶剂的选择取决于DAO的要求,以及最终产品的质量和量。溶剂脱沥青区的操作条件包括温度为或低于溶剂的临界点,溶剂与油比在2:1至50:1范围中,并且压力在有效维持沉降器中的溶剂/进料混合物处于液态的范围中。

[0039] 基本上不含溶剂的DA/DMO流21任选地被水蒸气汽提(未示出)以去除任何剩余的溶剂,并且为热解进料流,其在存在有效量的水蒸气(例如经由水蒸气入口(未示出)容许进入的)的情况下被传递至对流段32。在对流段32中,混合物被加热至预定温度,例如,使用一个或多个废热流或其它适合的加热安排。轻馏分和水蒸气的经过加热的混合物任选地被传递至蒸气-液体分离段36,其中部分38被排出作为适合于与热解燃料油71共混的燃料油组分。将剩余烃部分输送至热解段34以产生热裂解的混合产物流39。

[0040] 水蒸气热解区30在有效于使DA/DMO流21裂解成所需产物(包括乙烯、丙烯、丁二烯、混合的丁烯和热解汽油)的参数下操作。在某些实施方案中,使用以下条件进行水蒸气裂解:对流段中和热解段中400℃至900℃范围中的温度;对流段中0.3:1至2:1范围的水蒸气与烃比例;以及对流段中和热解段中0.05秒至2秒范围中的停留时间。

[0041] 在某些实施方案中,蒸气-液体分离段36包括一个或多个如图2A至2C中所示的蒸气液体分离装置80。蒸气液体分离装置80是操作经济的并且无需维护的,因为它不需要电力或化学供应。一般来说,装置80包括三个端口,包括用于接收蒸气-液体混合物的入口端口、分别用于排出和收集所分离的蒸气和液体的蒸气出口端口和液体出口端口。装置80基于以下现象的组合进行操作,包括进入的混合物的线速度通过全局流动预旋转段转化成旋转速度、用于使蒸气与液体(残余物)预分离的受控离心作用、以及用于促进蒸气与液体(残余物)的分离的旋流作用。为了获得这些作用,装置80包括预旋转段88、受控的旋流垂直段90以及液体收集器/沉降段92。

[0042] 如图2B中所示,预旋转段88包括在截面(S1)与截面(S2)之间的受控的预旋转元件和与受控的旋流垂直段90连接并且位于截面(S2)与截面(S3)之间的连接元件。来自具有直径(D1)的入口82的蒸气液体混合物在截面(S1)处切向进入设备。根据以下等式,进入流的进入段(S1)的面积为入口82的面积至少10%:

$$[0043] \quad \frac{\pi * ([D1])^2}{4} \quad (1)$$

[0044] 预旋转元件88界定曲线流动路径并且其特征为从入口截面S1至出口截面S2恒定的、减少的或增加的截面。受控的预旋转元件的出口截面(S2)与入口截面(S1)之间的比例在某些实施方案中在 $0.7 \leq S2/S1 \leq 1.4$ 的范围中。

[0045] 混合物的旋转速度取决于预旋转元件88的中心线的曲率半径(R1),其中所述中心线被定义为连结预旋转元件88的连续截面表面的所有中心点的曲线线条。在某些实施方案

中,曲率半径(R1)在 $2 \leq R1/D1 \leq 6$ 的范围中,其中开口角在 $150^\circ \leq \alpha R1 \leq 250^\circ$ 的范围中。

[0046] 虽然被描绘为总体上正方形的,但入口段S1处的截面形状可以为矩形、圆角矩形、圆形、椭圆形、或其它直线形、曲线形或上述形状的组合。在某些实施方案中,沿流体通过的预旋转元件88的曲线路径的截面的形状(例如)从总体上正方形形状渐进地变化至矩形形状。元件88的截面渐进地变化成矩形形状有利地使开口面积最大化,从而允许气体在早期阶段与液体混合物分离并且得到均匀的速度分布,并且使流体流动中的剪切应力最小化。

[0047] 来自受控的预旋转元件88的流体流从截面(S2)经过段(S3)通过所述连接元件到达受控的旋流垂直段90。所述连接元件包括为打开的并且连接至受控的旋流垂直段90中的入口或与其成整体的开口区域。流体流在高旋转速度下进入受控的旋流垂直段90以产生旋流作用。连接元件出口截面(S3)与入口截面(S2)之间的比例在某些实施方案中在 $2 \leq S3/S1 \leq 5$ 的范围中。

[0048] 混合物在高旋转速度下进入旋流垂直段90。动能减小并且蒸气在旋流作用下与液体分离。旋流在旋流垂直段90的上部水平90a和下部水平90b中形成。在上部水平90a中,混合物以高蒸气浓度为特征,而在下部水平90b中,混合物以高液体浓度为特征。

[0049] 在某些实施方案中,旋流垂直段90的内径D2在 $2 \leq D2/D1 \leq 5$ 的范围内并且沿其高度可为恒定的,上部部分90a的长度(LU)在 $1.2 \leq LU/D2 \leq 3$ 的范围内,并且下部部分90b的长度(LL)在 $2 \leq LL/D2 \leq 5$ 的范围内。

[0050] 旋流垂直段90的接近蒸气出口84的末端连接至部分打开的释放提升管并且连接至水蒸气热解单元的热解段。部分打开的释放提升管的直径(DV)在某些实施方案中在 $0.05 \leq DV/D2 \leq 0.4$ 的范围中。

[0051] 因此,在某些实施方案中,并且取决于进入的混合物的特性,其中的大体积分数的蒸气通过具有直径DV的部分打开的释放管从出口84离开装置80。具有低的蒸气浓度或不存在蒸气浓度的液相(例如,残余物)通过旋流垂直段90的具有截面区域S4的底部部分离开,并且收集在液体收集器和沉降管92中。

[0052] 旋流垂直段90与液体收集器和沉降管92之间的连接区域在某些实施方案中具有 90° 的角度。在某些实施方案中,液体收集器和沉降管92的内径在 $2 \leq D3/D1 \leq 4$ 的范围中并且为跨管道长度恒定的,并且液体收集器和沉降管92的长度(LH)在 $1.2 \leq LH/D3 \leq 5$ 的范围中。具有低蒸气体积分数的液体通过具有直径DL并且位于所述沉降管的底部或接近其底部处的管道86从设备去除,所述直径DL在某些实施方案中在 $0.05 \leq DL/D3 \leq 0.4$ 的范围中。

[0053] 虽然各种构件分开地进行了描述并且具有单独的部分,但本领域的普通技术人员应理解,设备80可形成一个整体结构,例如,它可以是浇铸的或模制的,或它可以从单独的零件进行组装,例如,通过焊接或以另外的方式将单独的部件附接在一起,所述零件可能或可能不精确地对应于本文所描述的构件和部分。

[0054] 应理解虽然各种尺寸被作为直径列出,但这些值在所述部件零件不为圆柱形的实施方案中也可以是等效直径。

[0055] 混合的产物流39被传递至淬火区40的入口,其中淬火溶液42(例如,水和/或热解燃料油)经由单独的入口引入,以产生具有降低的温度(例如约 300°C)的淬火的混合产物流44,并且废淬火溶液46被排出。

[0056] 来自裂解器的气体混合物流出物39通常是氢、甲烷、烃、二氧化碳以及硫化氢的混

合物。在用水或油淬火冷却后,混合物44在多级压缩机区51中(通常4至6级中)进行压缩以产生压缩的气体混合物52。压缩的气体混合物52在苛性碱处理单元53中进行处理以产生耗尽硫化氢和二氧化碳的气体混合物54。气体混合物54在压缩机区55中进一步压缩,并且所得到的裂解气体56通常在单元57中经受低温处理以便脱水,并且通过使用分子筛进行进一步干燥。

[0057] 来自单元57的冷的裂解气体流58被传递至脱甲烷塔59,从该塔产生含有来自所述裂解气体流的氢和甲烷的塔顶物流60。来自脱甲烷塔59的底部物流65然后被送去在产物分离区70进一步加工,所述产物分离区包括多个分馏塔,包括脱乙烷塔、脱丙烷塔以及脱丁烷塔。还可以采用具有不同顺序的脱甲烷塔、脱乙烷塔、脱丙烷塔以及脱丁烷塔的工艺配置。

[0058] 根据本文的方法,在脱甲烷塔59处与甲烷分离和在单元61中氢回收之后,获得具有通常80体积%-95体积%的纯度的氢62,其可根据需要进一步纯化或与精炼厂中的其它废气进行组合。另外,来自流62的一部分氢可以用于乙炔、丙炔以及丙二烯的氢化反应(未示出)。此外,根据本文的方法,甲烷流63可以任选地再循环至水蒸气裂解器中以便用作燃烧器和/或加热器的燃料。

[0059] 来自脱甲烷塔59的底部物流65被输送至产物分离区70的入口以便被分离成分别经由出口78、77、76、75、74以及73排出的产物流甲烷、乙烯、丙烯、丁二烯、混合的丁烯以及热解汽油。热解汽油通常包含C5-C9烃,并且可以从这种截馏分提取苯、甲苯以及二甲苯。任选地,底部沥青相25和来自蒸气-液体分离段36的未气化重液体馏分38中的一者或两者与热解燃料油71(例如,在高于最低沸点C10化合物的沸点的温度下沸腾的材料,被称为“C10+”流)组合,并且混合流可被抽出作为热解燃料油共混物16,例如,以便在非现场精炼厂(未示出)进行进一步加工。在某些实施方案中,底部沥青相25可以被送至沥青汽提器(未示出),其中任何剩余的溶剂被例如水蒸气汽提出。

[0060] 溶剂脱沥青为一种独特的分离方法,其中残余物是根据分子量(密度),而不是如在真空蒸馏方法中那样根据沸点进行分离。溶剂脱沥青方法因此生产出一种富含链烷烃类型的分子的低污染脱沥青化油(DAO),因此与初始原料或加氢加工的原料相比降低BMCI。

[0061] 溶剂脱沥青通常使用炭数在3-7范围内,在某些实施方案中在4-5范围内的链烷烃流,且在溶剂的临界条件以下进行。表1列出在溶剂脱沥青中常用溶剂的特性。

表1. 溶剂脱沥青中常用溶剂的特性						
[0062]	名称	化学式	MW g/g-mol	沸点 ℃	比重	临界温度 ℃
	丙烷	C3 H8	44.1	-42.1	0.508	96.8
	正丁烷	C4 H10	58.1	-0.5	0.585	152.1
[0063]	异丁烷	C4 H10	58.1	-11.7	0.563	135.0
	正戊烷	C5 H12	72.2	36.1	0.631	196.7
	异戊烷	C5 H12	72.2	27.9	0.625	187.3

[0064] 将进料与炭数在3-7范围中的轻质链烷烃溶剂混合,其中脱沥青化的油溶解在溶剂中。不溶沥青将从混合溶液中沉淀出,且在提取器中与DAO相(溶剂-DAO混合物)分离。

[0065] 溶剂脱沥青在液相中进行,且因而据此设定温度和压力。在溶剂脱沥青中有两级

相分离。在第一级分离中,温度维持低于第二级以分离大多数沥青烯。第二级温度维持来控制脱沥青化/脱金属化油(DA/DMO)的质量和数量。温度对DA/DMO的质量和数量具有大的影响。提取温度增大将导致脱沥青化/脱金属化油产率降低,这意味着DA/DMO将更轻、粘性更小,且含有更少金属、沥青烯、硫以及氮。温度减小将具有相反作用。一般来说,通过提升提取系统温度,DA/DMO产率下降,具有较高质量,而通过降低提取系统温度,产率增大,具有较低质量。

[0066] 溶剂的组成是重要的方法变量。溶剂的溶解能力随着临界温度的增大而增大,一般来说是根据 $C_3 < iC_4 < nC_4 < iC_5$ 。溶剂的临界温度的增大使DA/DMO产率增大。然而,应注意临界温度较低的溶剂具有较低选择性,从而导致DA/DMO质量较低。

[0067] 溶剂与溶剂脱沥青单元装料的体积比影响选择性且在较小程度上影响DA/DMO产率。较高溶剂与油比使得固定DA/DMO产率的DA/DMO的质量较高。较高溶剂与油比由于较好选择性而是需要的,但可导致增加的操作成本,进而溶剂与油比经常限制在窄范围中。溶剂的组成还将有助于建立所要求的溶剂与油比。所要求的溶剂与油比随着临界溶剂温度的下降而下降。溶剂与油比因此是所需选择性、操作成本以及溶剂组成的函数。

[0068] 本文的方法和系统提供优于已知的水蒸气热解裂解法的改进:

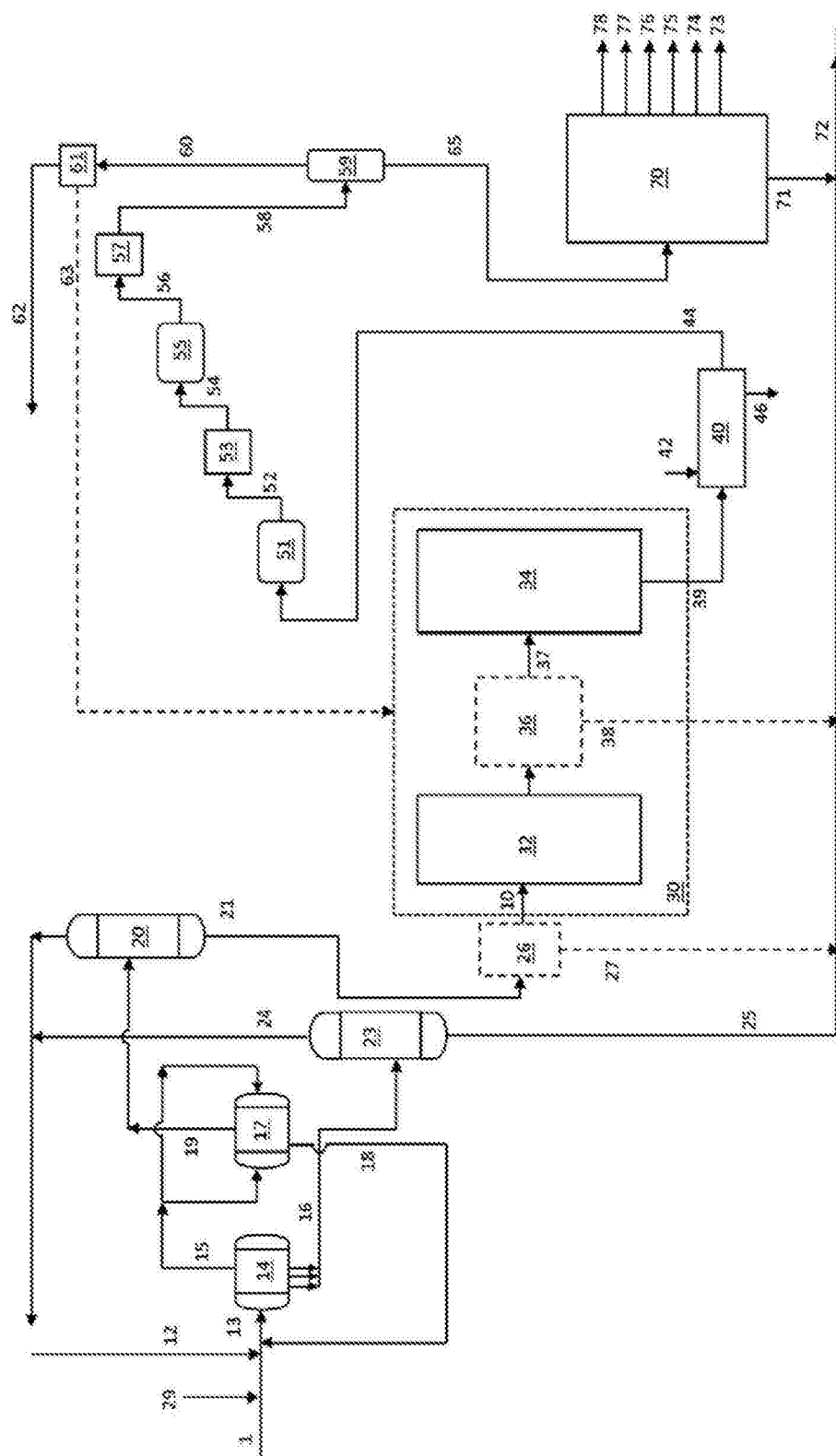
[0069] 使用原油作为原料以产生石油化学产品如烯烃和芳香族化合物;

[0070] 水蒸气热解区的进料的氢含量针对高产率的烯烃进行富集;

[0071] 在某些实施方案中,焦炭前体从初始全原油显著去除,这允许辐射盘管中减少的焦炭形成;以及

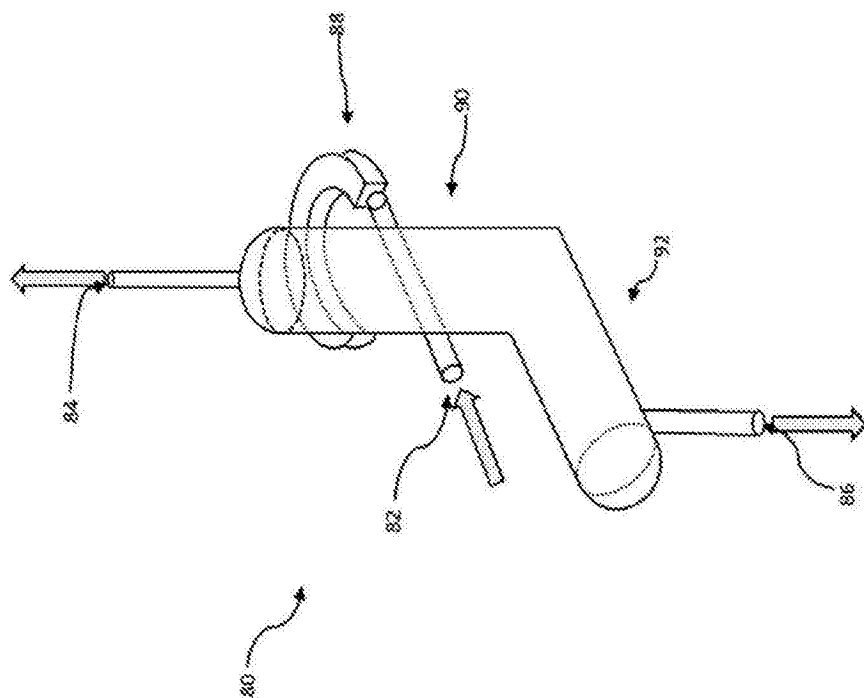
[0072] 在某些实施方案中,另外的杂质如金属、硫以及氮化合物也从起始进料显著去除,这避免了最终产物的后处理。

[0073] 在以上和所附附图中已描述了本发明的方法和系统;然而,修改对于本领域的普通技术人员来说将是清楚的,并且本发明的保护范围将由以下权利要求书所限定。



替換頁(細則第26條)

图 1



替换页(细则第26条)

图2A

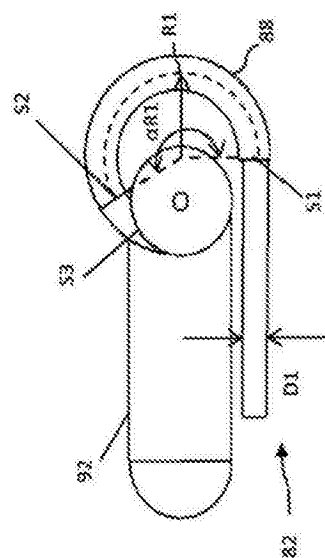


图2B

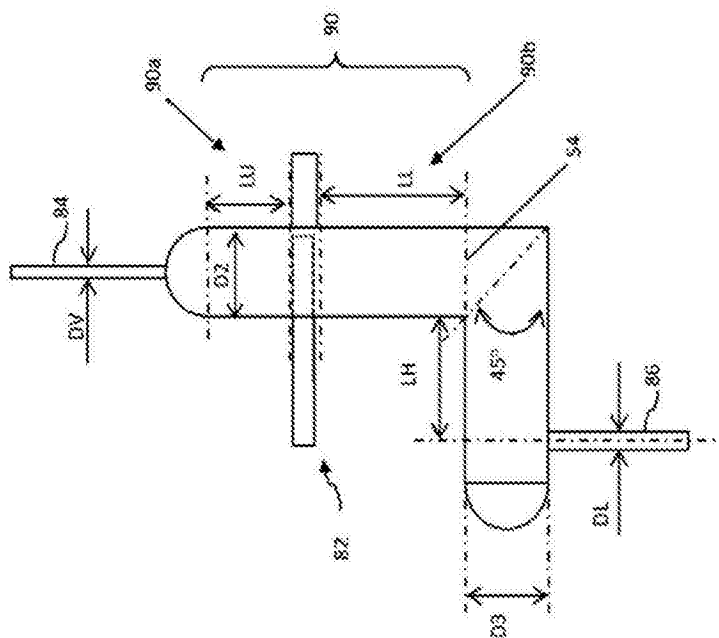


图2C