(19)国家知识产权局

(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 119923453 A
(43)申请公布日 2025.05.02

(21)申请号 202380064539.0
(22)申请日 2023.09.07
(30)优先权数据
22020434.1 2022.09.09 EP
(85)PCT国际申请进入国家阶段日
2025.03.07
(86)PCT国际申请的申请数据
PCT/EP2023/074631 2023.09.07
(87)PCT国际申请的公布数据
WO2024/052486 EN 2024.03.14
(71)申请人 林德有限公司
地址 德国普拉赫
(72)发明人 塞巴斯蒂安·赫尔芬宾
马修·泽尔胡伯 托拜厄斯·辛恩
迈克尔·霍伦兹
赫尔穆特·弗里茨
(74)专利代理机构 北京知帆远景知识产权代理有限公司 11890
专利代理师 苏志莲
(51)Int.Cl.
C10G 9/36(2006.01)
C10G 9/00(2006.01)
F22B 1/00(2006.01)
F01K 3/18(2006.01)
F22B 1/18(2006.01)
F22G 1/02(2006.01)

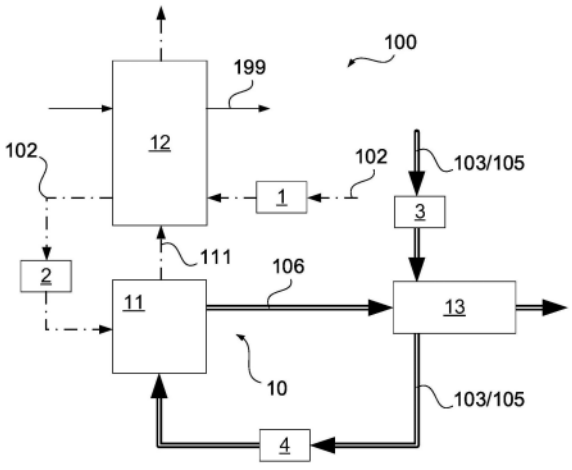
权利要求书2页 说明书17页 附图8页

(54)发明名称

用于蒸汽裂解的方法和系统

(57)摘要

提供了一种使用蒸汽裂解系统的蒸汽裂解方法,蒸汽裂解系统包括一个或多个燃烧辐射区段,其中,在蒸汽裂解操作期间,燃料与氧化剂气体燃烧以加热一个或多个燃烧辐射区段,从而形成烟气,工艺气体由烃进料和工艺蒸汽形成,并且工艺气体经过一个或多个燃烧辐射区段中的一个或多个炉管,从而形成裂解气体,其中烟气的至少一部分在烟气热回收区段中被冷却,其中裂解气体的至少一部分在裂解气热回收区段中被冷却,其中烟气热回收区段和裂解气热回收区段分别包括一个或多个多流换热器。烟气热回收区段包括换热结构,该换热结构的数量和配置被设置成:至少在蒸汽裂解操作的部分阶段,使用在烟气热回收区段的一个或多个多流换热器内从烟气回收的总热量的大于35%的第一比例来预热至少一部分氧化剂气体,并且其中裂解气热回收区段配置成:至少在蒸汽裂解操作的同一部分阶段,使用在裂解气热回收区段的一个或多个多流换热器内回收的总热量的大于35%的第二比例来预热至少一部分工艺气体、和/或烃进料、和/或工艺蒸汽。相对应的系统也是本发明的一部分。



CN 119923453 A

1.一种使用蒸汽裂解系统的蒸汽裂解方法,所述蒸汽裂解系统包括一个或多个燃烧辐射区段(11),其中,在蒸汽裂解操作期间,燃料(101)与含氧氧化剂气体(102)燃烧以加热所述一个或多个燃烧辐射区段(11),从而形成烟气(111),其中,工艺气体(105)由烃进料(103)和工艺蒸汽(104)形成,其中,所述工艺气体(105)经过所述一个或多个燃烧辐射区段(11)中的一个或多个裂解炉管,从而形成裂解气体(106),其中,所述烟气(111)的至少一部分在烟气热回收区段(12)中被冷却,其中,所述裂解气体(106)的至少一部分在裂解气热回收区段(13)中被冷却,其中,所述烟气热回收区段(12)包括一个或多个换热器,其中,所述裂解气热回收区段(13)包括一个或多个换热器(131、132、133、134、135),其中,所述烟气热回收区段(12)被配置成:至少在所述蒸汽裂解操作的部分阶段,使用在所述烟气热回收区段(12)的所述一个或多个换热器内从所述烟气(111)回收的总热量的大于35%的第一比例来预热所述氧化剂气体(102),并且其中,所述裂解气热回收区段(13)包括换热结构,所述换热结构的数量和配置被设置成:至少在所述蒸汽裂解操作的同一部分阶段,使用在所述裂解气热回收区段(13)的所述一个或多个换热器(131、132、133、134)内回收的总热量的大于35%的第二比例来预热所述工艺气体(105)、和/或所述烃进料(103)、和/或形成所述工艺气体(105)所使用的所述工艺蒸汽(104)。

2.根据权利要求1所述的方法,其中,所述第一比例和所述第二比例彼此独立地为大于35%、大于40%、大于45%或大于50%的比例。

3.根据权利要求1或2所述的方法,其中,所述氧化剂气体(102)被预热至超过400℃、500℃、600℃或700℃的温度。

4.根据前述权利要求中任一项所述的方法,其中,所述氧化剂气体(102)或所述氧化剂气体(102)的一部分在所述烟气热回收区段(12)中在至少两个单独的氧化剂气体预热阶段中通过与所述烟气换热而被至少部分地预热,并且其中,所述烟气用在所述两个氧化剂气体预热阶段之间,以使绝对压力水平在30巴至175巴之间的高压蒸汽过热。

5.根据前述权利要求中任一项所述的方法,其中:

在所述烟气热回收区段(12)中使蒸汽过热;

在所述烟气热回收区段(12)中使所述蒸汽过热被限制在450℃、400℃或350℃的最高温度,和/或所述过热导致最大为150K、120K、80K或60K的露点裕度;

在从所述烟气热回收区段(12)或所述蒸汽裂解系统输出所述蒸汽之前不执行进一步的蒸汽过热;并且

在所述烟气热回收区段(12)中回收的热量的小于25%、23%或21%的热量用于生成高压输出蒸汽。

6.根据前述权利要求中任一项所述的方法,其中,从所述烟气热回收区段(12)或所述蒸汽裂解系统输出的蒸汽,在进行或不进行预先过热减温的情况下和/或在不进行可用机械功的预先提取的情况下,以超过60%、70%或80%的比例,经过导管、减压阀和/或喷嘴到达一个或多个蒸汽冷凝换热器。

7.根据前述权利要求中任一项所述的方法,其中,从所述烟气热回收区段(12)或所述蒸汽裂解系统输出的所述蒸汽不用在输送大于5兆瓦、3兆瓦或1兆瓦的轴功率的蒸汽涡轮驱动中。

8.根据前述权利要求中任一项所述的方法,其中,所述工艺气体、和/或所述烃进料

(103)、和/或形成所述工艺气体(105)所使用的所述工艺蒸汽(104)至少部分利用进料-出料交换器通过使用回收的裂解气热量被加热。

9.根据权利要求8所述的方法,其中,所述进料-出料交换器在所述裂解气体的流路中位于蒸汽发生式急冷交换器的下游。

10.根据前述权利要求中任一项所述的方法,其中:

在急冷交换器中生成的饱和蒸汽用于对所述工艺气体(105)、和/或所述烃进料(103)、和/或形成所述工艺气体(105)所使用的所述工艺蒸汽(104)进行预热;并且

从所述预热中收集的蒸汽冷凝物用于在低温度水平下对所述工艺气体(105)、和/或所述烃进料(103)、和/或形成所述工艺气体(105)所使用的所述工艺蒸汽(104)进行额外的预热。

11.根据权利要求1至8中任一项所述的方法,其中,在所述烟气热回收区段内,不对所述工艺气体(105)、和/或烃进料(103)、和/或形成所述工艺气体(105)所使用的所述工艺蒸汽(104)进行预热。

12.根据前述权利要求中任一项所述的方法,其中,在混合物进入所述一个或多个燃烧辐射区段中的所述一个或多个裂解炉管之前,使用电过热器对所述工艺气体(105)或所述工艺气体(105)的一部分进行最终预热。

13.一种蒸汽裂解系统,包括:

一个或多个燃烧辐射区段(11);

被配置为在蒸汽裂解操作期间使燃料(101)与氧化剂气体(102)燃烧以加热所述一个或多个燃烧辐射区段(11)以形成烟气(111)的装置;

被配置为由烃进料(103)和蒸汽(104)形成工艺气体(105)的装置;

被配置为使所述工艺气体(105)经过所述一个或多个燃烧辐射区段中的一个或多个裂解炉管以形成裂解气体(106)的装置;

烟气热回收区段(12),所述烟气热回收区段(12)被配置为冷却所述烟气(111)的至少一部分;和

裂解气热回收区段(13),所述裂解气热回收区段(13)被配置为冷却所述裂解气体(106)的至少一部分,其中:

所述烟气热回收区段(12)和所述裂解气热回收区段(13)分别包括一个或多个换热器(131、132、133、134);

所述烟气热回收区段(12)被配置成:至少在所述蒸汽裂解操作的部分阶段,使用在所述烟气热回收区段(12)的所述一个或多个换热器内从所述烟气(111)回收的总热量的大于35%的第一比例来预热所述氧化剂气体(102);以及

所述裂解气热回收区段(13)包括换热结构,所述换热结构的数量和配置被设置成:至少在所述蒸汽裂解操作的同一部分阶段,使用在所述裂解气热回收区段(13)的所述一个或多个换热器(131、132、133、134)内回收的总热量的大于35%的第二比例来预热所述工艺气体(105)、和/或所述烃进料(103)、和/或形成所述工艺气体(105)所使用的所述工艺蒸汽(104)。

14.根据权利要求14所述的系统,其中,所述系统被配置为执行根据前述权利要求中的任一项所述的方法。

用于蒸汽裂解的方法和系统

技术领域

[0001] 本发明涉及一种根据独立权利要求的前序部分所述的用于蒸汽裂解的方法和系统。

背景技术

[0002] 本发明基于用于生产烯烃和其它基础化学品的蒸汽裂解技术,例如,乌尔曼工业化学百科全书中的文章“乙烯”中所述,在线出版日期为2009年4月15日,DOI为10.1002/14356007.a10_045.pub2。

[0003] 目前,蒸汽裂解中启动和维持吸热裂解反应所需的热能由耐火炉中的燃料气体的燃烧来提供。初始含有蒸汽和待裂解烃的工艺气体经过置于耐火箱内的所谓的裂解炉管,也被称为辐射区或辐射区段。在此流动路径中,工艺气体不断被加热,使得所需的裂解反应在裂解炉管内发生,从而不断丰富工艺气体中的裂解产物。工艺气体进入裂解炉管中的典型的入口温度在550℃至750℃之间,出口温度通常在800℃至900℃之间。

[0004] 除了辐射区之外,燃烧裂解炉还包括所谓的对流区或对流区段和所谓的急冷区或急冷区段。对流区通常位于辐射区上方,并且由从辐射区横穿烟气管的各种管束组成。其主要作用是从离开辐射区的热烟气中回收尽可能多的能量。实际上,通常只有35%至50%的总燃烧负荷在辐射区内被传递给经过裂解炉管的工艺气体。因此,由于对流区负责有效利用大约40%至60%的炉热输入(即,燃烧负荷),对流区在蒸汽裂解的能量管理中起着中心作用。实际上,当将辐射区和对流区结合起来时,现代蒸汽裂解装置利用了总燃烧负荷的90%至95%(基于燃料的低热值或净热值)。在对流区段中,烟气在离开对流区段并经由烟囱释放到大气之前被冷却到60℃至140℃之间的温度水平。

[0005] 在对流区中被回收的烟气热量通常用于工艺任务,例如锅炉给水和/或烃进料的预热、液态烃进料的(部分)蒸发(有或没有预先工艺或稀释蒸汽注入)以及工艺蒸汽和高压蒸汽的过热。

[0006] 急冷区沿主工艺气体路径位于辐射区的下游。急冷区由一个或多个换热器单元组成,主要功能是将工艺气体快速冷却至最高温度水平以下以停止裂解反应,从而进一步冷却工艺气体以供下游处理,以及有效地从工艺气体回收显热以供进一步能量使用。此外,进一步的冷却或急冷可以通过注入液体来实现,例如当蒸汽裂解液态进料时通过油淬冷却。

[0007] 在急冷区中被回收的工艺气体热量通常用于汽化高压(HP)或超高压(SHP)锅炉给水(压力范围典型在30巴至130巴的绝对压力之间),并在同一锅炉给水被供给到汽包之前对其进行预热。相应地,产生的饱和高压或超高压蒸汽可能在对流区(见上文)被过度加热,以形成过热高压或超高压蒸汽,并且该过热高压或超高压蒸汽可以从该处分配到装置的中央蒸汽系统,从而为换热器和蒸汽涡轮机或其它旋转设备提供热量和动力。在炉对流区中实现的典型的蒸汽过热度在饱和温度(露点裕度)以上的150K至250K之间。一般来说,蒸汽裂解炉可以采用高压蒸汽(典型在30巴至60巴)或超高压蒸汽(典型在60巴至130巴)运行。为了清楚地描述本发明,高压蒸汽将用于涵盖30巴至130巴的整个压力范围,但是也包括超

过这一上限的压力,这是因为本发明在某些实施例中可以包括使用压力高达175巴的蒸汽。

[0008] US4,107,226A公开了一种通过冷却与蒸汽进行热交换的气体来增加蒸汽的过热水平并随后从过热蒸汽中回收热量来急冷裂解气体并从所述裂解气体中回收热量的方法。根据US4,617,109A,用于蒸汽裂解炉的燃烧空气通过与中压和低压蒸汽进行间接热交换而被预热,其中所述中压和低压蒸汽是通过蒸汽涡轮机由乙烯生产装置的热区段中产生的高压蒸汽膨胀而成的。

[0009] 这种空气预热是一种众所周知的减少炉中燃料使用的措施,并且在加大二氧化碳减排力度的背景下,这种措施更加受到关注。由于烟气热量的可用性降低和额外的空气预热要求,蒸汽裂解装置中的空气预热可能对热平衡和回收具有显著的影响。

[0010] 本发明的目的是进一步改进已知的蒸汽裂解装置的效率和资源利用率,特别是在这种装置的组件被部分或全部通电的情况下,以及在可以进行更有利的空气预热的情况下。

发明内容

[0011] 在此背景下,本发明提出了一种具有独立权利要求的特征的用于蒸汽裂解的方法和系统。本发明的实施例为从属于权利要求和以下说明书的主题。

[0012] 在进一步描述本发明的特征和优点之前,将进一步解释在本发明的说明书中使用的一些术语。

[0013] 术语“烟气热回收区段”和“对流区段”在本文中可互为同义词使用。烟气热回收区段或对流区段还可以包括与烟气换热的空气预热阶段,在没有空气预热的传统的炉对流区设计中,通常不包括该空气预热阶段,如进一步结合以下图1所示。

[0014] 同样,术语“裂解气热回收区段”和“急冷区段”在本发明中可以用作同义词。根据这里使用的理解,裂解气热回收区段或急冷区段可以包括用于冷却裂解炉管下游的裂解气体的所有多流换热器,但不包括直接接触冷却级(即通过在减温器和/或急冷塔中向裂解气流中注入液体流进行冷却)。

[0015] 就此而言,术语“区段”和“区”及其组合在本文中同样可互为同义词使用。

[0016] “多流换热器”是一种被配置为在两个或更多个介质流之间传递热量的换热器,这些介质流间接接触并由诸如一个或多个腔室或管的壁的热交换表面分隔开。这样的多流交换器可以是诸如在开篇提到的乌尔曼(Ullmann)文章中所述的急冷交换器,或置于烟气通道中的管束式交换器,这在对流区是典型的做法。

[0017] 术语“进料”应包括液态或气态烃,这些烃在必要时可以被蒸发,并与工艺蒸汽或稀释蒸汽混合或稀释,形成在蒸汽裂解操作期间被送入裂解炉或辐射区的“工艺气体”。如果提及对所述流中的一个进行预热,则还可以包括预热第一部分流而不预热第二部分流,特别是如果所述部分流随后重新合并以形成合并流,该合并流的温度比形成分流之前的温度更高。

[0018] 术语“燃烧效率”与术语“基于燃料的辐射区效率”同义,并且是指由辐射区段中的炉管吸收的热量除以在辐射区段中的燃料燃烧期间转化为热量的化学能的相对占比,通常按低热值来计算。

[0019] 现有技术通常公开了通过预设燃烧空气预热以提高裂解炉的能源效率的方式和

方法。这通常是通过利用使用预热空气的炉烟气系统的内部热量,或利用来自其它来源的外部热量(例如过热蒸汽或饱和蒸汽、电力、急冷油等)来实现。较高的空气预热温度通常旨在进一步最小化燃料气体消耗,从而减少炉的二氧化碳排放量。

[0020] WO2018/229267A1和WO2021/052642A1提出了一种改进的对流区和急冷区段设置,该设置优选地用于提高辐射区效率(通过空气预热或富氧)的燃烧炉,其中混合烃进料/工艺蒸汽流在急冷交换器中与裂解气体换热被被至少直接预热。根据所述文献,个别实施例仅采用单级空气预热系统,其中空气预热器布置在对流区段的下游端处,这使得空气预热被限制在中等温度水平。虽然未具体提及空气预热温度,但出于技术原因,可以估计最高温度为300℃至350℃。

[0021] 在燃烧炉中进行空气预热的进一步的直接选择是,使用除来自燃烧的烟气之外的外部加热介质(例如,锅炉给水、蒸汽、急冷水、急冷油、热油)进行外部空气预热,或者在对流区段的下游端处设置单级空气预热,出于简洁性考虑,在此未示出。

[0022] EP0229939B1和US3,426,733A也公开了蒸汽裂解装置中的空气预热。带有电炉或燃烧炉的电动蒸汽裂解装置也是众所周知的,并且在诸如WO2020/150244A1、WO2020/150248A1和WO2020/150249A1中公开。

[0023] US2014/0212823 A1提到通过与烟气换热进行内部空气预热,空气预热温度最高可达约482℃(900°F),但并未公开此类炉的热回收和能量平衡的综合概念。实际上,当采用如WO2018/229267A1或WO2021/052642A1中所示的常规对流区布局时,很难实现温度高于400℃的内部空气预热的能量平衡整合。主要原因在于,在这些布局中包括大量的热消耗者,在如此高的空气预热温度的情况下,这些热消耗者不能被充分地供应热量。这是因为,对于较高的空气预热温度和较高的辐射箱效率,对流区中的可用热量会减少,如果采用内部空气预热,则可用热量会减少得更多。

[0024] 此外,对于外部空气预热,由于在高于300℃的温度下无法获得合适的加热介质(超高压蒸汽在典型压力120表压(高于大气压的巴)下的冷凝温度约为325℃),其预热温度的进一步增加受到阻碍。因此,文献中发现的蒸汽裂解炉在使用外部热源时,典型的最高空气预热温度上升到约300℃,参见例如EP0229939B1。此外,对于电空气预热,传统上不优选超出该范围,因为与全电动炉相比,这会导致在相当低的效率下非常高的电力输入量。

[0025] 在这方面,本发明及其实施例提供了一种燃烧裂解炉热回收的概念和相应的工艺布局,特别适用于较高空气预热温度,从而提供最大的燃烧效率/最小的燃料使用,同时在炉的热回收区段中选择性地回收废热以用于关键工艺。

[0026] 本发明及其实施例为这些问题提供了有利的解决方案,其中,本发明的实施例的主要思想或原理可被看作是通过以下方式最大化燃烧炉的效率:(i)在对流区段优先利用烟气热量以最大限度地预热空气,以及(ii)同时在急冷区段优先利用裂解气热量以对工艺气体、和/或进料、和/或形成工艺气体的蒸汽进行最大限度的预热。

[0027] 本发明实施例的方法原则上可以将炉设计推向两个单独的进料-出料循环的方向,即(i)燃烧空气/烟气循环;和(ii)工艺进料/裂解气循环。这意味着,根据本发明,通过同时增加用于空气预热的烟气热量使用占比,以及用于预热工艺气体、和/或进料、和/或形成工艺气体所使用的蒸汽的裂解气热量占比,可以逐步降低裂解炉中的燃料气体用量。

[0028] 为此,本发明提出了一种使用蒸汽裂解系统的蒸汽裂解方法,所述蒸汽裂解系统

包括一个或多个燃烧辐射区段,其中,在蒸汽裂解操作期间,燃料与诸如燃烧空气的含氧的氧化剂气体燃烧,以加热所述一个或多个燃烧辐射区段,从而形成烟气。氧化剂气体也可以是富氧空气,或富含氧气的气体或气体混合物,例如“工业”氧气。仅出于简洁性考虑而非限制,后续的解释集中于燃烧空气。

[0029] 工艺气体由(气态或液态)烃进料和(稀释或工艺)蒸汽形成,并且所述工艺气体经过所述一个或多个燃烧辐射区段中的一个或多个裂解炉管,从而形成裂解气体,其中,所述烟气的至少一部分在烟气热回收区段中被冷却,其中所述裂解气体的至少一部分在裂解气热回收区段中被冷却,其中,所述烟气热回收区段和所述裂解气热回收区段分别包括一个或多个换热器,其中,所述烟气热回收区段包括换热结构,所述换热结构的数量和配置被设置成:至少在所述蒸汽裂解操作的部分阶段,使用在所述烟气热回收区段的所述一个或多个换热器内从所述烟气回收的总热量的大于35%的第一比例预热所述氧化剂气体,并且其中,所述裂解气热回收区段配置为至少在所述蒸汽裂解操作的同一部分阶段,使用在所述裂解气热回收区段的所述一个或多个换热器内回收的总热量的大于35%的第二比例预热所述工艺气体、和/或所述烃进料、和/或形成所述工艺气体所使用的所述蒸汽。

[0030] 术语“换热结构”可以包括配置为能够或促进不同介质之间热传递的任何技术手段,例如直炉管或螺旋炉管,并且换热结构的“配置”可以特别地包括热交换表面和/或技术改进,例如换热器炉管外表面上的翅片和/或换热器炉管内表面上的凹槽或翅片通道和/或换热器盘管内表面或外表面上的任何其它表面增加特征。

[0031] 烟气热回收区段和裂解气热回收区段中的换热器具体为如前述的多流换热器,尤其是,烟气热回收区段和裂解气热回收区段中传递的总热量的至少大部分是在这种多流换热器中被传递的。也就是说,前面提到的比例通常不涉及或包括以其它方式回收的热量,例如通过注入介质或直接接触冷却,即使在本发明的实施例中,在烟气热回收区段和裂解气热回收区段中也可以进行这种注入或直接接触冷却。然而,如果采用了此类方式,通常仅将与烟气或裂解气体相比少量的流体注入烟气热回收区段和裂解气热回收区段,例如与烟气或裂解气体相比少于10%、5%、0.5%、1%或0.1%的量。

[0032] 在各种情况下,预热氧化剂气体可以包括使得整个氧化剂气流经过换热器,也可以包括加热氧化剂气体的部分流并将该部分流与剩余部分重新合并,以形成具有混合后温度的合并流。烟气热回收区段和裂解气热回收区段的加热可以串联或并联进行。

[0033] 本发明的优点包括,根据本发明,气体和液体原料裂解两者都可以实现高预热空气水平,从而实现高辐射区效率。结果是总体上降低了燃料气体使用量,这对于二氧化碳排放尤其有利,如下文“范围1”至“范围3”排放所述。

[0034] 这使得裂解炉或系统本身的能量需求得意降低。这一优势独立于所应用的燃料技术,因此本发明在实施例中可以与任何当前可用或即将出现的燃烧技术相结合。利用烟气加热的高温燃烧空气或替代氧化剂气体本身是一种炉内能量载体,其将能量从对流区段循环到裂解炉的燃烧室。因此,本发明优化了任何炉燃烧系统,且独立于输送至燃烧器的燃料/氧化剂混合物。这还包括富氧空气、富氢或纯氢燃料、氨燃料等。根据本发明,可以优化热力学上“相似”的材料流之间的热交换,所述材料流具有相似的比热容随温度变化曲线和相似的流速(烟气与燃烧空气、裂解气体与工艺气体,即进料和/或蒸汽之间)。本发明的实施例与高度电气化的分离装置设计高度兼容,由于没有大型蒸汽涡轮机,因此所需的蒸汽

显著减少,且过热度降低。由于在“相容”介质之间进行热交换,即使在管道破裂时也不会有爆炸/爆燃风险(例如,通过避免采用裂解气体进行空气预热,同时尽量减少/避免利用烟气对工艺气体或进料进行预热),因此提供了内在安全性。

[0035] 根据本发明提出的解决方案与诸如WO2018/229267A1和WO2021052642A1所代表的现有技术存在显著不同,因为这些文献提出的工艺设置主要旨在仅增加用于工艺气体预热的裂解气体废热利用的份额。实际上,这些文献公开了有空气预热和无空气预热的实施例,其中在这两篇文献中,工艺气体预热的工艺顺序的安排与是否进行空气预热无关。文献WO2018/229267A1和WO2021/052642A1中提出的解决方案建立在以下核心特征上:在进料-出料交换器中,初始裂解气通过与工艺气流换热而被冷却,该工艺气流先前已在对流区段中被预热,并且可能会在炉的对流区中进一步预热。显然,这些文献所代表的现有技术旨在将其提出的工艺气体预热顺序与低水平的空气预热相结合。例如,这些文献中明确地提到了这一点。因此,现有技术提出对流区段和急冷区段中的废热利用之间不存在严格的关联。

[0036] 根据本发明的实施例,所述第一比例和所述第二比例彼此独立地为大于35%、大于40%、大于45%或大于50%的比例,从而在这样的实施例中,可以通过选择使用较低或较高的比例,使得本发明的优点更加明显或不那么明显。

[0037] 在本发明的实施例中,所述氧化剂气体可以被预热至超过400℃、500℃、600℃或700℃的温度,这些温度水平显著高于现有技术中已知的温度水平。

[0038] 在本发明的实施例中,所述氧化剂气体或所述氧化剂气体的一部分,至少在两个单独的氧化剂气体预热阶段中,通过与烟气热回收区段中的烟气换热而被至少部分地预热,并且所述烟气可以在所述两个氧化剂气体预热阶段之间使用,以将绝对压力水平在30巴至175巴之间的高压蒸汽过热。

[0039] 将第二氧化剂气体预热阶段置于对流区段高压蒸汽过热束的上游,会导致对流区段热平衡发生显著变化,因此,氧化剂气体的预热优先于外供蒸汽生成,并且因此该预热被置于烟气路径的上游部分。

[0040] 在本发明的实施例中,可以在所述烟气热回收区段中使蒸汽过热,其中在所述烟气热回收区段中使所述蒸汽过热的最高温度被限制在450℃、400℃或350℃,和/或使得露点裕度最大为150K、120K、80K或60K,在蒸汽从所述烟气热回收区段或所述蒸汽裂解系统输出之前,不再进行进一步的蒸汽过热;以及其中,所述烟气热回收区段中所述回收的热量中,用于产生高压输出蒸汽的比例低于25%、23%或21%。通过降低蒸汽过热水平和/或最高温度,在这样的实施例中,蒸汽过热可以更容易地置于烟气路径中高温氧化剂气体预热区段的下游。

[0041] 在本发明的实施例中,从所述烟气热回收区段或所述蒸汽裂解系统输出的蒸汽以超过60%、70%或80%的比例经过导管、减压阀和/或喷嘴,且在进行或不进行预先过热减温的情况下,进入一个或多个蒸汽冷凝换热器。特别是,对于大部分输出蒸汽流,所述换热器上游的任何类型的减压都是在不提取可用机械功的情况下进行的,这与例如涡轮机中的情况不同。同时,对于剩余的小部分输出蒸汽流,在进行可选的第一减压之后,例如通过阀将极高压力水平降低到高压水平,从而产生处于较低压力但处于较高过热水平的蒸汽流,可以诸如通过使用背压式涡轮机并从蒸汽流中提取机械功从而实现进一步的减压。然后,所得到的膨胀蒸汽流优选地被引导至在相应的较低压力水平下运行的蒸汽冷凝换热器。仅

从炉中输出中度过热蒸汽的目的是主要向热消耗者提供能量,且不会从输出蒸汽中大量提取机械功。因此,在这种设置中,总蒸汽量和比焓降低。

[0042] 在本发明的实施例中,从所述烟气热回收区段或所述蒸汽裂解系统输出的所述蒸汽不用在输送大于5兆瓦、3兆瓦或1兆瓦的轴功率的蒸汽涡轮驱动中。因此,下游分离区段中的大型旋转机械优选地由电动机驱动,从而实现这种装置的“电气化”,并因此降低蒸汽需求,减少来自燃烧式蒸汽发生装置的(局部)排放。

[0043] 所述工艺气体、和/或烃进料、和/或形成所述工艺气体所使用的所述工艺蒸汽可以至少部分地使用进料-出料交换器,利用回收的裂解气体被加热,并且在本发明的实施例中,所述进料-出料交换器尤其可以在所述裂解气体的流路中位于蒸汽发生式急冷交换器的下游。通常,可以采用不同的拓扑结构和工艺顺序,从裂解气体中回收热量,以预热工艺气体、和/或烃进料、和/或形成所述工艺气体所使用的工艺蒸汽。在本发明所示的大多数实施例中,初始裂解气体冷却是通过常规的蒸汽发生一级急冷交换器完成的。可选地,根据本发明的实施例,还可以提供具有进料-出料一级急冷交换器的实施例。

[0044] 在急冷交换器中生成的饱和蒸汽用于对所述工艺气体、和/或所述蒸汽、和/或形成所述工艺气体所使用的所述烃进料进行预热,并且从这种预热中收集的蒸汽冷凝物可以用于在较低温度水平下对同一介质进行额外预热。通过生成中间蒸汽,间接利用裂解气热量预热工艺气体、蒸汽和/或进料,是非常合适的设计选项,以确保在现有技术的蒸汽发生器中快速、可靠地冷却裂解气体,从而避免直接式进料-出料交换器设计在设计和操作方面的潜在挑战。根据本发明,可以灵活地使用间接裂解气热量回收进行进料预热,这在诸如灵活进料蒸汽裂解系统等场景下尤为有利。

[0045] 使用饱和蒸汽及其冷凝物进一步限制了对流区段中对过热输出蒸汽的需求,并且因此有助于在烟气区段中实现高氧化剂气体预热负荷。此外,这种间接热回收非常适合现有装置的改造,在这种改造中,无需对现有的急冷器和汽包进行显著改造,可以提高裂解气热量在工艺气体、蒸汽和/或进料预热方面的利用率。

[0046] 在本发明的一个实施例中,在烟气热回收区段内不对工艺气体、和/或工艺蒸汽、和/或形成工艺气体所使用的烃进料进行预热。因此,在这样的实施例中,离开辐射区段的热烟气直接用于氧化剂气体预热,而无需先将热量传递到对流区中的进料预热管束。

[0047] 在一个实施例中,所述蒸汽和所述烃进料的所述混合物(即工艺气体)或其一部分,在进入所述一个或多个燃烧辐射区段中的所述一个或多个裂解炉管之前,可以使用电过热器进行最终预热。

[0048] 与传统燃烧炉相比,根据本发明实施例的系统的燃料气体用量最小可以减少30%或35%或40%或45%,而传统燃烧炉运行时不进行氧化剂气体预热,且使用尾气和进口天然气的常规燃料混合物。

[0049] 在本发明的实施例中,可以提供适于控制一种或多种其他流的性质的控制系统。例如,使用这样的控制系统,可以避免低于冷凝温度的烟气冷却和随之而来的腐蚀问题。就设备而言,备用氧化剂气体预热器可以在对流区段中安装在氧化剂气体预热器(一个或多个)的上游,并且仅利用来自工艺装置的任何类型的废热或低温热特殊情况下运行。例如,可以提供氧化剂气体或烟气侧的旁路控制器,或任何其他附加设备。

[0050] 在本发明的实施例中,在急冷交换器中生成的饱和蒸汽可以进一步用于对燃料气

体进行预热,并且从该预热步骤或其它预热步骤收集的蒸汽冷凝物可用于在较低温度水平下对燃料气体进行额外预热。这种使用饱和蒸汽作为热量提供者的方式也可用于任何其它工艺流的加热应用中,但尤其适用于炉段附近,以避免输送饱和蒸汽流的长输送管线(管道中液体沉积和/或蒸汽锤击的风险)。

[0051] 在本发明的实施例中,来自烟气的热量不用于在“锅炉”管束中产生蒸汽。此外,当空气用作氧化剂气体时,可以通过从诸如电解器、低温空气分离单元或(真空)变压吸附单元的外部来源中添加具有高含氧量的氧化剂流进一步提高空气的含氧量。

[0052] 在本发明的实施例中,蒸汽裂解系统可以以能量灵活的方式运行,即可以在不同的总燃料气体消耗率下提供给定的炉化学生产负荷,例如,可以通过使用一个或两个空气预热阶段的空气旁通管线改变空气预热温度。在本发明的实施例中,不通过与来自炉的烟气换热而进行锅炉给水预热。在辐射区中消耗的燃料气体可以包含基于化石的和/或合成的和/或基于生物的烃、基于化石的(灰色/蓝色/青绿色)和/或基于可再生的(绿色)氢和/或氨。所供应的燃料气体的组成可以在炉的运行期间与其它关键的熔运行参数一起变化。具体来说,为了最小化此类高价值清洁燃料的消耗,可以增加碳中和燃料(例如氢、氨)的含量,并采取措施最大限度地提高空气预热温度。燃料成分的调整可以通过改变尾气处理中的氢气分离和程度/或改变外部燃料进口量来实现。

[0053] 一种蒸汽裂解系统,包括一个或多个燃烧辐射区段、配置为在蒸汽裂解操作期间使燃料与氧化剂气体燃烧以加热所述一个或多个燃烧辐射区段从而形成烟气的装置、配置为由烃进料和工艺蒸汽形成工艺气体的装置、配置为使所述工艺气体通过所述一个或多个燃烧辐射区段中的一个或多个裂解炉管以形成裂解气体的装置、配置为冷却至少一部分所述烟气的烟气热回收区段、和配置为冷却至少一部分所述裂解气体的裂解气热回收区段。所述烟气热回收区段和所述裂解气热回收区段分别包括一个或多个多流换热器,其中所述烟气热回收区段包括换热结构,所述换热结构的数量和配置使得至少在所述蒸汽裂解操作的部分阶段,使用在所述烟气热回收区段的所述一个或多个多流换热器内从所述烟气回收的总热量的大于35%的第一比例预热所述氧化剂气体,并且其中所述裂解气热回收区段配置成:使得至少在所述蒸汽裂解操作的同一部分阶段,使用在所述裂解气热回收区段的所述一个或多个多流换热器内回收的总热量的大于35%的第二比例预热所述工艺气体、和/或所述烃进料、和/或形成所述工艺气体所使用的所述蒸汽。

[0054] 关于根据本发明提供的蒸汽裂解系统及其优选实施例的更多细节,请参阅上文关于本发明方法及其优选实施例的说明。有利的是,所提出的装置适于执行前面更详细解释的至少一个实施例中的方法。

[0055] 为了总结和部分重申上述内容,本发明特别允许实现高空气预热水平,并因此实现气体和液体原料裂解炉的高辐射区效率。这使得燃料气体使用量低,对于二氧化碳排放尤其有益:所谓的“范围1”排放可以通过诸如减少碳燃料的燃烧来实现,和/或“范围2”排放的减少可以通过诸如使用现场电解器中更少的氢气从而降低电力消耗来实现,和/或“范围3”排放的减少可以通过诸如增加未使用的氢燃料气体的输出来实现。

[0056] 这降低了裂解炉自身的能量需求。该优点独立于所应用的燃料技术,使得本发明可以与任何当前可用的或即将推出的燃烧技术相结合。

[0057] 本发明允许使用诸如乙烷、丙烷或丁烷的气态烃进料,以及使用诸如石脑油、粗柴

油或塑料废物热解油的液态烃进料。本发明的实施例可用于在给定炉中主要处理一种优选的烃进料类型,例如乙烷或石脑油。本发明的其它实施例还可使用诸如乙烷和丙烷的气态烃进料的(可变)混合物,或诸如石脑油和塑料废弃物热解油的液态烃进料的(可变)混合物。在进一步的实施例中,裂解操作可以包括在单个进料灵活炉中交替使用液态和气态烃进料的不同操作阶段。此外,本发明还可应用于至少暂时同时进行气态和液态烃进料流的共裂解的炉中。

[0058] 本发明还可与任何类型的用于(进一步)降低烟气中环境相关成分的浓度的附加烟气处理步骤相结合,例如,使用胺洗涤或等效处理技术降低碳捕获工艺单元中的二氧化碳含量,和/或使用选择性催化还原或等效处理技术降低一氧化二氮去除单元中的一氧化二氮排放量。本发明通过减少燃料气体使用量并因此减少烟气量,促进了此类附加烟气处理步骤的实施。

[0059] 根据本发明的实施例,通过使用烟气加热的燃烧空气或替代氧化剂气体实现高温,该烟气本身就是炉内能量载体,从而将能量从对流区段回收到裂解炉的燃烧室。因此,本发明优化了任何炉燃烧系统,独立于送至燃烧器的燃料/氧化剂混合物。根据本发明的实施例,这还包括由纯氧制成的经再循环烟气稀释或未经再循环烟气稀释的富氧空气或氧化剂气体、富氢或纯氢燃料、氨燃料等。

[0060] 本发明的实施例使热力学上“相似”的材料流之间的热交换被优化,这些材料流具有相似的比热容随温度的曲线和相近的流速(如,烟气与燃烧空气、和裂解气体与进料之间)。在本发明的实施例中,还可以实现与高度电气化分离装置设计的高度兼容,由于不存在大型蒸汽涡轮机,因此所需的过热蒸汽显著减少。

[0061] 本发明的实施例本质上是安全的,这是因为通过避免诸如空气预热与裂解气体,也通过最小化/避免工艺气体或进料预热与烟气,热交换是在“相容”的介质之间进行的,在发生管道破裂时不存在爆炸/爆燃风险。诸如在灵活进料裂解炉的背景下,灵活使用间接裂解气热量回收对进料、工艺气体或工艺蒸汽进行预热是有利的。

[0062] 本发明的实施例还可包括在工艺气体的最终预热阶段以外的其它位置使用电加热器。电加热器尤其可用于在工艺蒸汽与烃进料流混合之前对工艺蒸汽进行过热,和/或对氧化剂气体进行预热,和/或对高压输出蒸汽进行过热。这种电加热器还可以被配置为临时或灵活使用,以补偿与多流换热器结垢/焦化和/或可变进料供应条件相关的波动的预热负荷需求。在电网可再生电力过剩的情况下,也可以优选地操作电氧化剂气体预热器,以临时降低燃料气体需求,并增加装置内的燃料气体储存水平。

[0063] 本发明还可与专用储能系统相结合,例如潜热储能系统或类似系统。具体而言,至少一部分输出的高压蒸汽可被临时输送至合适的储热系统。

[0064] 以根据本发明的燃烧炉系统为特征的蒸汽裂解装置可以进一步集成到混合系统架构中,在该架构中,根据本发明的燃烧炉与电加热炉一起运行(独立于电线圈加热原理:直接电阻式线圈加热、通过电加热元件的间接辐射式线圈加热、感应电力传输式线圈加热)。蒸汽裂解装置可以进一步包括用于从电能中产生蒸汽的其它单元(例如电热泵系统、电锅炉等)。

[0065] 本发明优选地与分离装置结合,其中,包含在裂解气体和可能的附加进料流中的至少大于50%、70%、90%或95%的分子氢作为摩尔氢含量大于95%的纯化流被分离,并用

于炉内燃烧。

[0066] 本文针对本发明的实施例所提出的所有特征均可单独地或以任何组合地与国际专利申请PCT/EP2022/055877和欧洲专利申请21161768.3中提出的特征相结合,这些特征以及这些特征的任意组合在可能的范围内通过引用的方式并入本文中。技术人员将通过这些应用来解决与实现这些特征相关的任何问题。

[0067] 本发明及其实施例将结合附图做进一步解释。

附图说明

[0068] 以下将仅参考附图通过示例的方式描述本发明的实施例,其中:

[0069] 图1示出了不构成本发明的一部分的实施例;

[0070] 图2示出了根据本发明的实施例的基本原理;以及

[0071] 图3至图8示出了本发明的实施例。

具体实施方式

[0072] 在附图中,具有相同的、基本上相同的、功能相当的或技术上兼容的功能和/或目的的元件可以用相同的参考标记来标识,并且出于简洁性考虑,重复的解释可被省略。本发明中关于根据本发明的实施例的装置、设备、布置、系统等的解释同样可以适用于根据本发明的实施例的方法、过程、程序等,反之亦然。

[0073] 本发明所述的各种实施例仅用于帮助理解和教导所要求保护的特征。这些实施例仅作为实施例的代表性样本提供,并非是详尽和/或排他性的。应当理解的是,本发明所述的优点、实施例、示例、功能、特征、结构和/或其它方面不应被视为对权利要求所定义的发明范围的限制或对权利要求的等效物的限制,并且可以在不偏离所要求保护的发明的范围的基础上使用其它实施例并进行修改。本发明的各种实施例可以适当地包括、由或基本上由所公开的元件、组件、特征、部件、步骤、装置等的适当组合组成,而不是本发明中具体描述的那些。此外,本公开的内容可以包括目前未要求保护但将来可能要求保护的其它发明,特别是当这些发明包含在独立权利要求的范围内时。

[0074] 在附图中,具有相同的、基本上相同的、功能相当的或技术上兼容的功能和/或目的的元件可以用相同的或共同递增的参考标记来标识,并且出于简洁性考虑,重复的解释可被省略。本发明中关于根据本发明的实施例的装置、设备、布置、系统等的解释同样可以适用于根据本发明的实施例的方法、过程、程序等,反之亦然。

[0075] 当下文中提及“燃烧空气”时,旨在涵盖注入上文所提及的其它氧化剂气体。

[0076] 附图中还未示出的是通常位于燃烧空气预热段上游的一个或多个空气压缩装置,所述装置补偿燃烧空气预换热器的压降。辐射区段燃烧侧的优选压力处于典型的略低于大气压的范围内,与在没有燃烧空气预热的常规裂解炉相同。因此,烟气鼓风机/压缩装置最优选地位于对流区段出口的下游。

[0077] 为了参考并进一步说明本发明的背景,图1以高度简化的局部示意图示出了一种常规的燃烧式蒸汽裂解装置,并由附图标记900均表示。

[0078] 图1所示的蒸汽裂解系统900包括一个或多个裂解炉90。为简明起见,下文中提及“一个”裂解炉90,而典型的蒸汽裂解装置900可包括可以在相同或不同条件下运行的多个

裂解炉90。此外,每个裂解炉90都可以包括下文所述的一个或多个组件。

[0079] 裂解炉90包括辐射区91和对流区92。在与图1所示的实施例不同的实施例中,多个辐射区91可以与单个对流区92相关联,以此类推。

[0080] 在所示的示例中,对个换热器921至928以所示的数量、布置或顺序布置在对流区92中,或者以不同的数量、布置或顺序布置而成。这些换热器921至928通常以穿过对流区92的管束形式被提供,并且位于来自辐射区91的烟气通道911中,其中烟气通道911以点划线箭头表示。

[0081] 在所示的示例中,辐射区91由多个燃烧器加热,为简洁起见,图中未示出这些燃烧器,并且所述燃烧器可以布置在形成辐射区91的耐火材料的底部和/或壁侧上。如;如两个点划线箭头所示,燃料气体901和含氧氧化剂气体902(例如空气、氧气、富氧空气等)可以被提供给辐射区段91内的燃烧器。

[0082] 在所示的示例中,以双箭头表示的气态或液态烃流903被提供给蒸汽裂解系统900。也可以采用所示方式或不同方式使用多种烃流。烃流初始被传递到对流区92中的换热器927并在其中进行预热。换热器927也被称为进料预热器。提供同样以双箭头表示的工艺蒸汽904,并且在所示的示例中,工艺蒸汽904经过对流区92,或者更准确地说,经过换热器924并在其中被过热。因此,换热器924也被称为工艺蒸汽过热器。这种工艺蒸汽过热器通常用于至少部分使用液态烃进料流运行的裂解炉,以通过加入过度过热的工艺流促进进料蒸发。仅采用气态烃进料流运行的裂解炉通常不包括这种工艺蒸汽过热器。

[0083] 预热后的烃流和过热的工艺蒸汽组合以形成工艺气流905(如仍用双箭头所示),工艺气流905经过换热器925,然后经过换热器921,并且随后经过辐射区91中的一个或多个裂解炉管,其中换热器925和换热器921也被称为第一高温盘管(换热器925)和第二高温盘管(换热器921)。

[0084] 在辐射区91中获得的产物混合物906(也被称为裂解气体或原料气体)从辐射区91流出,并经过一级急冷交换器93(在此被示出为超高压蒸汽发生装置),然后进入后续的处理和分离步骤,这些步骤通常是本领域已知的,此处亦未示出。

[0085] 蒸汽发生装置93与超高压汽包94相关联。如在整个附图中由实线箭头所示,锅炉给水910可在对流区段92中的换热器928和926(也被称为第一节能器(换热器928)和第二节能器(换热器926))中被预热,并且随后进入超高压汽包94和超高压蒸汽发生装置93。

[0086] 如细虚线箭头所示,饱和超高压蒸汽907从超高压蒸汽发生装置93中抽出,经过超高压汽包94,并在对流区92中的换热器923和922中被过热,从而形成过热的超高压蒸汽908,如粗虚线箭头所示,其中,换热器923和922也被称为第一超高压蒸汽过热器(换热器923)和第二超高压蒸汽过热器(换热器922)。在换热器923和922之间的位置处,也可以进行锅炉给水910的注入。

[0087] 在如图1所示的蒸汽裂解系统900的常规装置中,诸如在一级急冷交换器93或其它位置从裂解气体冷却回收的热量通常仅用于产生超高压输出蒸汽,而在烟气区段(即,在对流区92中)回收的热量用于预热进料(如图所示),并且用于产生超高压输出蒸汽(通过预热锅炉给水和对饱和超高压蒸汽进行过热)。

[0088] 如前文所述,以及下文将结合各种实施例进行说明的,本发明实施例的基本设计思想包括,通过以下方式最大化燃烧炉的效率:(i)在对流区段中,优先使用烟气热量以用

于最大限度地预热空气,和(ii)同时在急冷区段中,优先使用裂解气热量以最大限度地预热工艺气体、进料和/或工艺蒸汽。

[0089] 在图2中,本发明实施例的基本原理以蒸汽裂解系统100的高度简化视图示意性地示出。

[0090] 图2所示的裂解炉10包括辐射区11和对流区12。在不同于图1中所示的实施例的其它实施例中,多个辐射区11也可以与单个对流区12相关联,以此类推,这一点在上文结合图1针对系统900的说明中已有提及。裂解气热回收区段被表示为13。

[0091] 在所示的示例中,可以在对流区12中布置多个换热器,但出于一般性原因,在图2中未示出。

[0092] 与图1所示系统900中的换热器921至928类似,这些换热器通常以经过对流区12的管束形式被提供,并位于来自辐射区11的烟气流中。也可以使用多流换热器的替代设计,尤其适用于烟气与氧化剂气体之间的热交换。对流区12可以包括一个或多个直烟气通道,并且如果在适用的情况下,包括多个直烟气通道之间的连接管道或通过诸如法兰连接将直烟气通道连接到具有独立外壳的多流换热器。根据本发明,这种从烟气流回收热量的独立设置的多流换热器也形成为烟气热回收区段的一部分。

[0093] 与图1所示的系统900类似,辐射区11通过多个燃烧器被加热,为了清楚起见,未示出这些燃烧器,并且所述燃烧器可以布置在形成辐射区11的耐火材料的底部和/或壁侧上。可以向辐射区11中的燃烧器提供在图中未示出的燃料气体和诸如空气的由点划线箭头所示的含氧氧化剂气体102。同样以点化虚线箭头所示的烟气111经过对流区12,因此对流区12也称为烟气热回收单元。含氧氧化剂气体102在烟气热回收单元12中被加热,并且在可根据本发明实施例实现的可选的进一步的加热步骤1和2中被加热。

[0094] 在所示的示例中,气态或液态烃进料103,或该进料与工艺蒸汽的混合物105(即,本文所述的工艺气体),如双箭头所示,也被提供给蒸汽裂解系统100。同样,也可以使用如图1所示的系统900所述的多种烃流。

[0095] 在所示的示例中,这种烃进料103或工艺气体105至少在裂解气热回收区段13中被预热,并且可选地在其前后的额外的加热步骤3和4中被预热,并经过辐射区段11,从而形成裂解气体106(同样以双箭头示出)。在本发明的某些实施例中,额外的加热步骤3和4也可以在作为对流区12的一部分的多流换热器中进行。

[0096] 随后,裂解气体106在裂解气热回收区段13中被冷却。如图中由附图标记199所示,除空气或含氧氧化剂气体之外的一个或多个热消耗体也可以经过对流区段12,并且除烃进料之外的一个或多个热消耗体也可以经过裂解气热回收区段13(未具体示出)。

[0097] 图3至图8示出了本发明的实施例,用于气态进料蒸汽裂解系统(图3、图4和图5,也称为实施例1、实施例2和实施例3)和液态进料蒸汽裂解系统(图6、图7和图8,也称为实施例4、实施例5和实施例6)。表1和表2提供了额外的工艺数据,其中还给出了采用和不采用常规“低温”空气预热(APH)的现有技术实施例的比较数据。在表中,“进料预热”可以指工艺气体、和/或烃进料、和/或工艺蒸汽预热,并且相关实现原理可参考图3至图8。

[0098] 如图3至图8所示,在优选的实施例中,燃烧空气预热在至少两个单独的空气预热阶段中通过与烟气换热而被至少部分地进行。在两个空气预热阶段之间,热量优选地从烟气中回收以对蒸汽进行过热,其中蒸汽优选地在蒸汽发生急冷交换器中产生。在一些实施

例中,在两个空气预热阶段之间,还可以从烟气中额外回收热量以加热其它流,例如预热工艺气流,如图6中所示的包括液态进料裂解炉装置的实施例。

[0099] 本发明的实施例可以通过使用略有差异的急冷冷却和对流区段顺序,以类似的方式应用于使用气态或液态原料运行的炉系统,同时保留并充分使用本发明的特征。鉴于气态进料炉和液态进料炉中的工艺限制不同,特别值得一提的是:由于烃进料存在额外的汽化焓,液态进料炉中的预热负荷比远高于气态进料炉。此外,可以在急冷区段中的多流交换器中回收较少的热量,以避免重质烃冷凝物。

[0100] 同时,为了降低燃料气体的消耗和烟气排放,最大限度地提高液态进料炉和气态进料炉的空气预热同样重要。尽管存在这些额外/更严格的限制,本发明的实施例仍适用于液态进料炉,特别是通过进一步加强间接裂解气体热回收,即通过裂解气体冷却产生蒸汽,并将至少一部分蒸汽冷凝,用于在较低温度下预热工艺气体(工艺蒸汽和/或烃进料)。低于300℃的温度下的预热覆盖了液体原料的大部分额外汽化焓是有利的。

[0101] 与气态进料炉的设置相比,本发明的液态进料炉的稳健实施例均可以具有利用裂解气体热量进行间接进料预热的较高使用率。尽管有人可能认为,用于进料蒸发的额外进料预热负荷会限制液体炉可实现的空气预热水平,但本发明证明了事实并非如此,这是因为进料预热负荷的大部分用于使液态烃进料蒸发,这可以通过在远低于300℃的温度下冷凝饱和高压蒸汽来实现。此外,如果冷却剂侧的进料流是多相的且还含有大量易结垢成分,则可进一步阻碍替代的直接进料-出料交换器的可靠设计和运行。

[0102] 表1:所选实施例和现有技术(气态进料裂解炉)的性能数据

[0103]

	实施例 1（气态进料）	实施例 2（气态进料）	实施例 3（气态进料）	无 APH（气态进料）的现有技术	具有低外部 APH（气态进料）的现有技术	具有低内部 APH（气态进料）的现有技术
烟气热量使用						
从辐射区段下游的烟气流回收的总热量 [MW]	28.9	21.2	20.8	52.7	40.6	40.9
从烟气传递到空气预热的总热量 [MW]	13.3	16.8	17.1	0	0	7.3
从烟气传递到进料预热的总热量 [MW]	10.8	0	0	28.6	20.3	20.3
从烟气传递到输出蒸汽发生的总热量 [MW]	4.8	4.3	3.7	23.9	20.2	13.3
用于空气预热的相对烟气热量使用比例 [-]	46 %	79 %	82 %	0 %	0 %	18 %
用于进料预热的相对烟气热量使用比例 [-]	37 %	0 %	0 %	54 %	50 %	50 %
由烟气进行的预热进料占总进料预热的相对份额 [-]	38 %	0 %	0 %	100 %	71 %	71 %
用于输出蒸汽发生的相对烟气热量使用比例[-]	17%	21 %	18 %	45 %	50 %	32 %
输出蒸汽温度 [°C]	380	380	380	520	520	520
所得的空气预热温度 [°C]	612	907	940	28	300	280
所得的燃料使用量（LHV） [MW]	66.2	54.4	53.3	105.8	83.8	84.2
裂解气体热量使用						
来自辐射区段的总裂解气体流量 [t/h]	66.5	66.5	66.5	66.5	66.5	66.5
从辐射区段下游的裂解气流回收的总热量 [MW]	37.5	37.5	37.5	37.5	37.5	37.5
从裂解气体传递到进料预热的总热量 [MW]	18.1	19.9 *	29.0	0	8.4	8.4
-在直接进料-出料交换器中的总热量 [MW]	18.1	10.8	19.9	0	8.4	8.4
-在间接热交换中的总热量 [MW]	0	9.1	9.1	0	0	0
从裂解气体传递到输出蒸汽发生的总热量 [MW]	19.5	17.6	8.5	37.5	29.1	29.1
用于进料预热的相对裂解气热量使用比例[-]	48 %	53 %	77 %	0 %	22 %	22 %

[0104] *＝实施例2包括具有8.9MW负载的附加电预热器(也参见图4)表1:所选实施例和现有技术(液态进料裂解炉)的性能数据

[0105]

	实施例 4（液态进料）	实施例 5（液态进料）	实施例 6（液态进料）	无 APH（液态进料）的现有技术	具有低 APH（液态进料）的现有技术
烟气热量使用					
从辐射区段下游烟气流回收的总热量 [MW]	33.1	29.5	24.0	48.7	46.2
从烟气传递到空气预热的总热量 [MW]	12.3	14.3	17.2	0	3.3
从烟气传递到进料预热的总热量 [MW]	17.4	12.9	4.8	30.9	30.9
从烟气传递到输出蒸汽发生的总热量 [MW]	3.2	2.3	1.9	17.6	11.8
用于空气预热的相对烟气热量使用比例 [-]	37 %	48 %	72%	0 %	7 %
用于进料预热的相对烟气热量使用比例 [-]	53 %	44 %	20 %	63 %	67 %
由烟气进行的进料预热占总进料预热的相对份额 [-]	56 %	42 %	16 %	100%	100%
用于输出蒸汽发生的相对烟气热量使用比例 [-]	10 %	8 %	8 %	36 %	26 %
输出蒸汽温度 [℃]	380	380	380	520	520
所得到空气预热温度 [℃]	475	590	820	4	100
所得的燃料使用量 （LHV）[MW]	65.9	60.5	51.3	97.2	89.2
裂解气热量使用					
来自辐射区段的裂解气体总流量 [t/h]	75.5	75.5	75.5	75.5	75.5
从辐射区段下游的裂解气流回收的总热量 [MW]	29.9	29.9	29.9	29.9	29.9
从裂解气体传递到进料预热的总热量 [MW]	13.5	18.1	26.2	0	0
-在直接进料-出料交换器中的总热量 [MW]	0	10.5	12.7	0	0
-在间接热交换中的总热量[MW]	13.5	7.6	13.4	0	0
从裂解气体传递到输出蒸汽发生的总热量 [MW]	16.5	11.9	3.7	29.9	29.9
用于进料预热的相对裂解气热量使用比例[-]	45 %	60 %	87 %	0 %	0 %

[0106] 这种使用裂解气热量对工艺气体、烃进料和/或工艺蒸汽进行间接预热的相对较高的比例的做法，并不会降低空气预热的可用负荷，反而会导致净输出蒸汽的净产量减少，这另外会降低对流区段中用于蒸汽过热的相对热负荷，从而实际上增加了内部空气预热段的可用负荷。

[0107] 实际上，如在表1和表2的比较中可以看出，液态炉实施例(参见表2)最多使用10％的回收烟气热量用于输出蒸汽的过热，而气态炉实施例(参见表1)使用高达21％。因此，原料的差异不会导致可达到的空气预热温度的变化，而只会导致输出的非关键公用蒸汽的变化。在未来高度电气化的装置设计中，这一小缺点的相关性将得到进一步缓解，这是因为与现有设计相比，蒸汽需求将大幅降低。对于具有灵活进料供应的炉设计而言，还可以带来更多益处。

[0108] 在常规布置中,工艺蒸汽、烃进料和/或工艺蒸汽的初始预热仅在对流区段中进行,而只有在高于350℃的高温下才利用裂解气热量进行预热(参见WO2021/052642A1)。结合所述空气预热管束在对流区内的所述下游定位可知,将这种常规设计应用于气态和液态进料炉将导致液态进料炉的空气预热水平较低,这是因为更多的残余烟气热量被消耗用于初始进料预热。

[0109] 出于完整性考虑,液态进料炉中的对流区段通常具有额外的工艺蒸汽过热器,而急冷区段不包括三级急冷交换器,这使得所考虑的炉出口处产生更高的裂解气体温度,通常约为380℃,而对于气态进料炉来说温度约为200℃。这个是为了避免在将裂解气体冷却至所述水平以下时出现重质冷凝物的的凝结。因此,在液态进料裂解炉中,将裂解气体冷却至较低温度是通过注入热解油/汽油和/或急冷水进行直接接触冷却来完成的(在这些较低温度下的相关热回收不在本发明的范围内,详见上述术语说明)。

[0110] 根据图3、图4和图5所示的实施例1、实施例2和实施例3,在裂解气体106经过的裂解气热回收区段13中存在一级急冷换热器131、二级急冷换热器132和三级急冷换热器133,而根据图6所示的实施例4,在此方面使用单个一级急冷交换器134。根据图7和图8所示的实施例5和实施例6,使用了与二级交换器135连接的一级急冷交换器134。

[0111] 在所有情况下,汽包都用附图标记14表示。在图3所示的实施例1中,烟气热回收单元被显示为单个单元12,而根据图4和图5所示的实施例2和实施例3,该单元可以被分成(主)烟气热回收子单元121和辅助烟气换热器单元129,而根据图6、图7和图8所示的实施例4、实施例5和实施例6,该单元可以被分成部分单元121和122。在所有实施例中,环境空气流被用作氧化剂气体102。根据图3、图4和图5所示的实施例1、实施例2和实施例3,烃进料103例如是乙烷,根据图6、图7和图8所示的实施例4、实施例5和实施例6,烃进料103可以例如是石脑油。在所有情况下,工艺蒸汽用附图标记104表示,并且进料103与工艺蒸汽的混合物(即,本发明所述的“工艺气体”)用附图标记105表示。其他介质包括锅炉给水110和烟气111。

[0112] 典型的空气预热温度如下:根据图3所示的实施例1为612℃,根据图4所示的实施例2为907℃,根据图5所示的实施例3为940℃,根据图6所示的实施例4为475℃,根据图7所示的实施例5为590℃,以及根据图8所示的实施例6为820℃。

[0113] 下面来看与气态烃进料有关的实施例,即图3、图4和图5中所示的实施例1、实施例2和实施例3,以下将描述这些实施例的共同特征和区别。

[0114] 根据图3所示的实施例1,进料103在三级急冷交换器133中被预热,然后与工艺蒸汽104结合。稀释后的进料105(即,工艺气体)在二级急冷交换器132中被加热。与之相反,根据图4和图5所示的实施例2和实施例3,存在用于进料103的预热器127和用于工艺气体105的加热器125,二者利用来自汽包14的饱和蒸汽117运行,从而在加热器125中形成蒸汽冷凝物,在预热器127中形成过冷蒸汽冷凝物118。在图4所示的实施例2中,工艺气体105在二级急冷交换器132和辅助(电)加热器136中被进一步加热,而根据图5所示的实施例3,一级急冷交换器131用于此目的。

[0115] 在图3和图4所示的实施例1和实施例2中,汽包14通过利用从裂解气体106中回收的热量在一级急冷交换器131中产生的蒸汽来运行,而在图5所示的实施方案3中,二级急冷交换器132用于此目的。在图4所示的实施例中,锅炉给水110在进入到汽包14之前,在三级

急冷交换器133中被加热。根据图5所示的实施例3也有此操作,但是在该实施例中,锅炉给水的预热也在烟气热回收单元中进行。在图3、图4和图5所示的实施例1、实施例2和实施例3中,来自汽包14的蒸汽107也在烟气热回收单元12内分两个步骤被进行过热,且在这两个步骤之间可选地注入锅炉给水,并作为过热蒸汽119被输出。

[0116] 在图3所示的实施例1中,诸如燃烧空气的氧化剂气体102的预热在烟气热回收单元12内分两个步骤进行,其中示出了烟气热回收单元12中的两个氧化剂气体加热步骤的个子的旁路,这些旁路可使用基于烟气温度或预热空气温度运行的温度控制器TC来操作。

[0117] 在图4和图5所示的实施例2和实施例3中,使用辅助烟气换热器单元129对氧化剂气体102即燃烧空气进行预热,辅助烟气换热器单元129被视为烟气热回收区段12的一部分,并且可以布置在烟气路径中的(主)烟气热回收子单元121的下游,并且随后布置在主烟气热回收子单元121中,其中,在图5所示的实施例中,两个加热步骤在主烟气热回收子单元121中执行,并且其中,在图4所示的实施例2中,示出了围绕辅助烟气换热器129的旁路并且示出了主烟气热回收子单元121中的加热,其可以使用基于烟气温度或预热空气温度操作的温度控制器TC来操作。

[0118] 接下来看与液体或重质烃进料相关的实施例4、实施例5和实施例6,即图6、图7和图8中所示的实施例,以下将描述这些实施例的共同特征和区别。

[0119] 首先,在图6、图7和图8所示的实施例4、实施例5和实施例6中,汽包14利用从裂解气流106中回收的热量在急冷交换器134中产生的蒸汽来运行。此外,在图6、图7和图8所示的实施例4、实施例5和实施例6中,进料103在与工艺蒸汽104结合之前在换热器151中被预热,然后在换热器152中被进一步加热。工艺蒸汽104在与进料103结合之前在工艺蒸汽预热器161中被预热。

[0120] 在图6所示的实施例4中,工艺气体105在换热器153中被进一步加热,并且随后在热回收单元12或其子单元121中分两个阶段被进一步加热。相反,在图7所示的实施例5中,工艺气体105不在与图6所示的换热器153相对应的换热器中被进一步加热,而是在裂解气热回收区段13中的另一换热器135中被加热,然后在烟气热回收单元12或其子单元121中的一个阶段中被加热。在图8所示的实施例6的又一替代方案中,与图6所示的实施例4类似,工艺气体105在换热器153中被进一步加热,但随后,与图7所示的实施例类似,工艺气体105在裂解气热回收区段13中的另一换热器135中和热回收单元12或其子单元121中的一个阶段中被加热。

[0121] 锅炉给水110的一部分在锅炉给水预热器171中被预热,然后在图6和图7所示的实施例4和实施例5中被送入至汽包14。在图8所示的实施例6中,该锅炉给水110在热回收单元12或其子单元121中被进一步加热。锅炉给水110的另一部分在回收单元12或其子单元121的两个加热阶段之间被注入蒸汽流中,基本上如图1所示。

[0122] 存在换热器161、换热器152和换热器153在存在的情况下,使用来自汽包14的饱和蒸汽117并联运行,并且所得的蒸汽冷凝物流随后被合并并在锅炉给水预热器171中被使用,然后在进料预热器151中被使用,在所述进料预热器151,冷凝物经过过冷后作为过冷蒸汽冷凝物流108被输出。

[0123] 根据图6、图7和图8所示的实施例4、实施例5和实施例6,燃烧空气102或氧化剂气体流首先在热回收单元12或其子单元122的下游区段中被预热,然后在热回收单元12或其

子单元121的上游区段中被预热。

[0124] 使用由至少2个多流换热器组成的空气预热系统,以烟气作为热介质,以空气作为冷介质,燃烧空气在烟气通道内被至少部分地预热(“内部空气预热”)。如图3至8所示,在两个空气预热步骤之间,热量优选地从烟气中回收以用于蒸汽过热,该蒸汽优选地在蒸汽发生急冷交换器中产生。在一些实施例中,在两个空气预热步骤之间,还可以从烟气中额外回收热量以加热其它流,例如预热进料流,如图7所示的用于液态进料裂解炉装置。

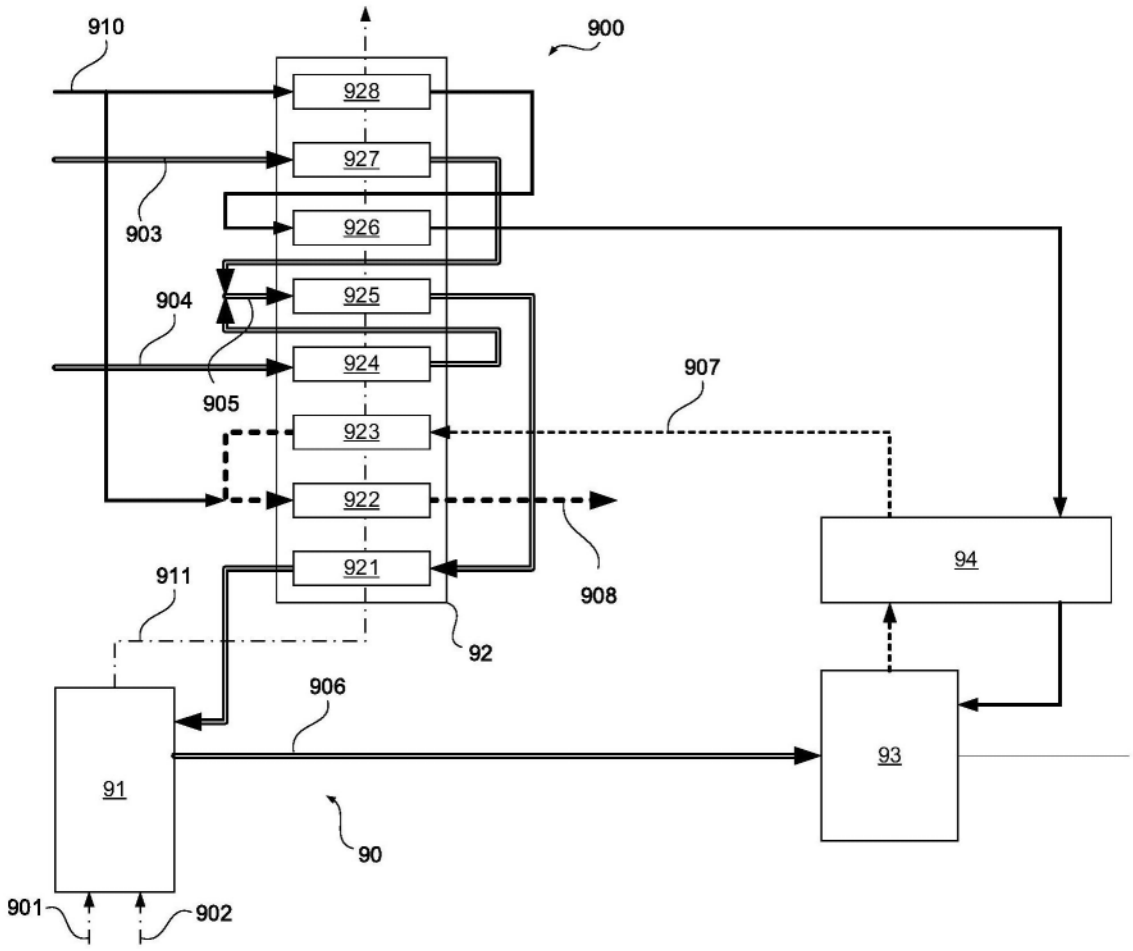

910
900
928
927
903
926
904
925
924
907
905
923
922
908
921
94
911
92
906
91
93
90
901
902

图1

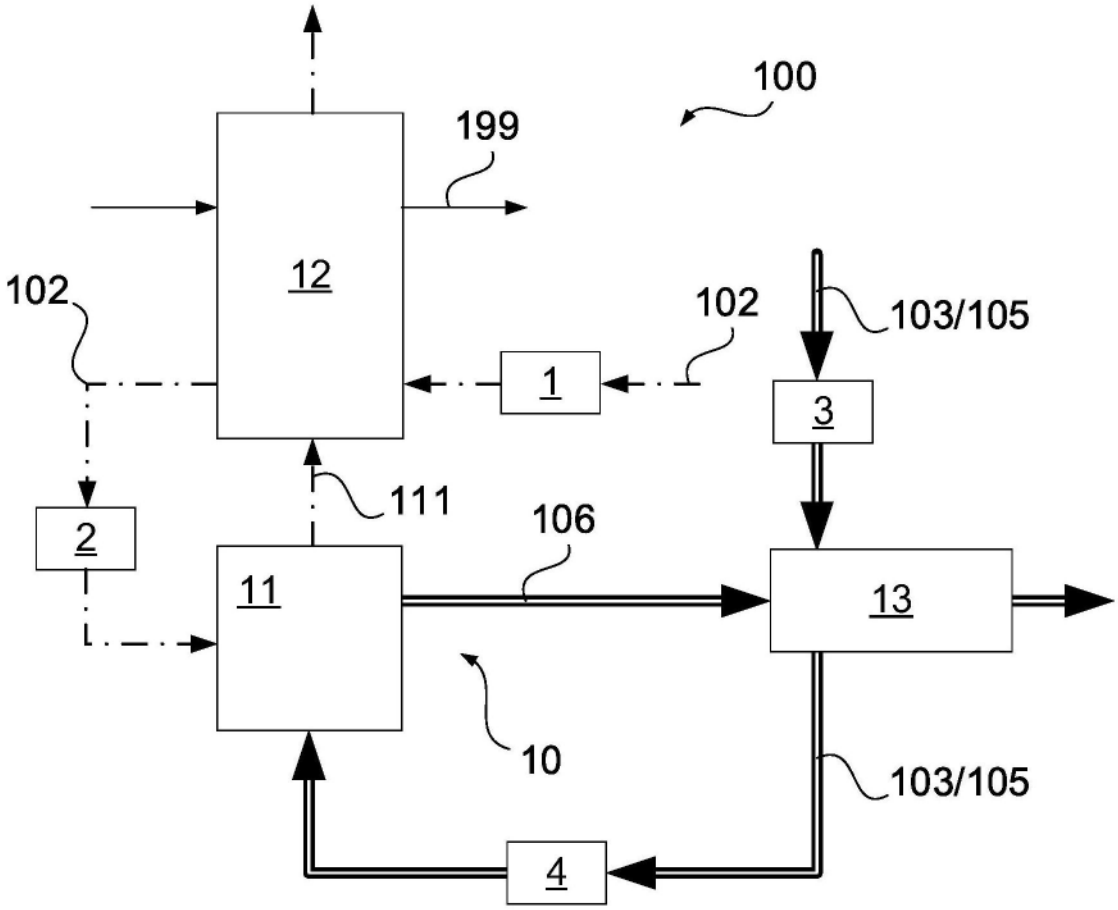


图2

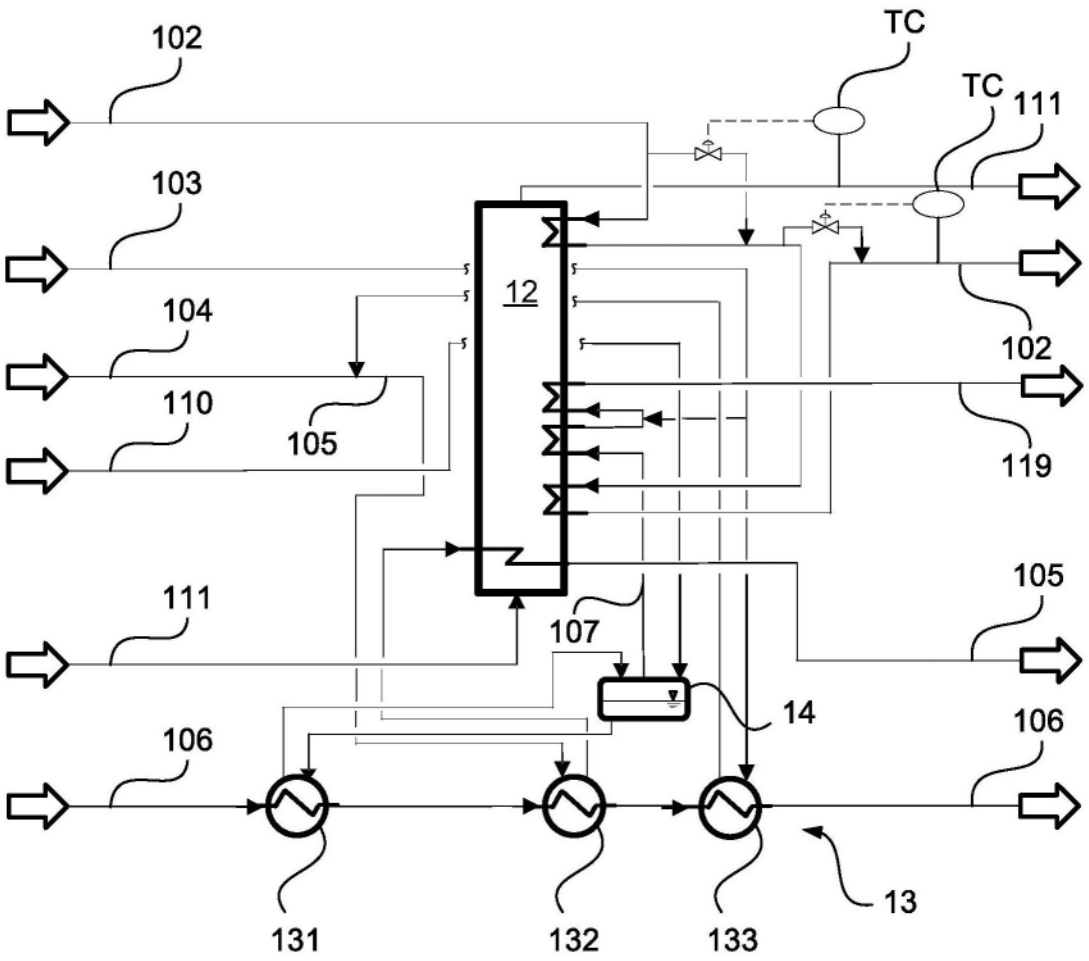

102
TC
TC
111
103
12
104
102
110
105
119
111
105
107
14
106
106
131
132
133
13

图3

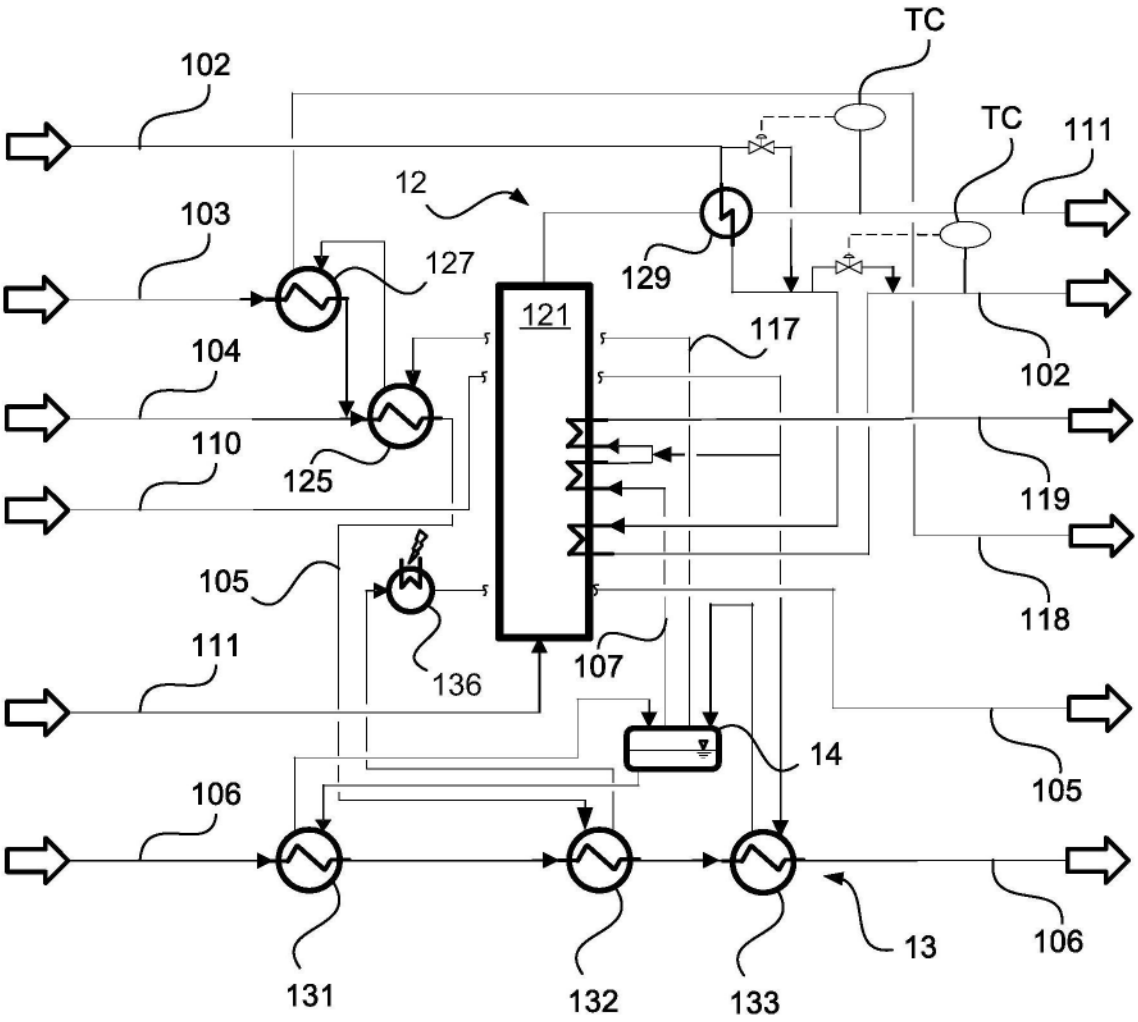

TC
102
TC
111
12
103
127
129
121
117
104
102
125
110
119
105
118
136
107
111
14
105
106
106
131
132
133
13

图4

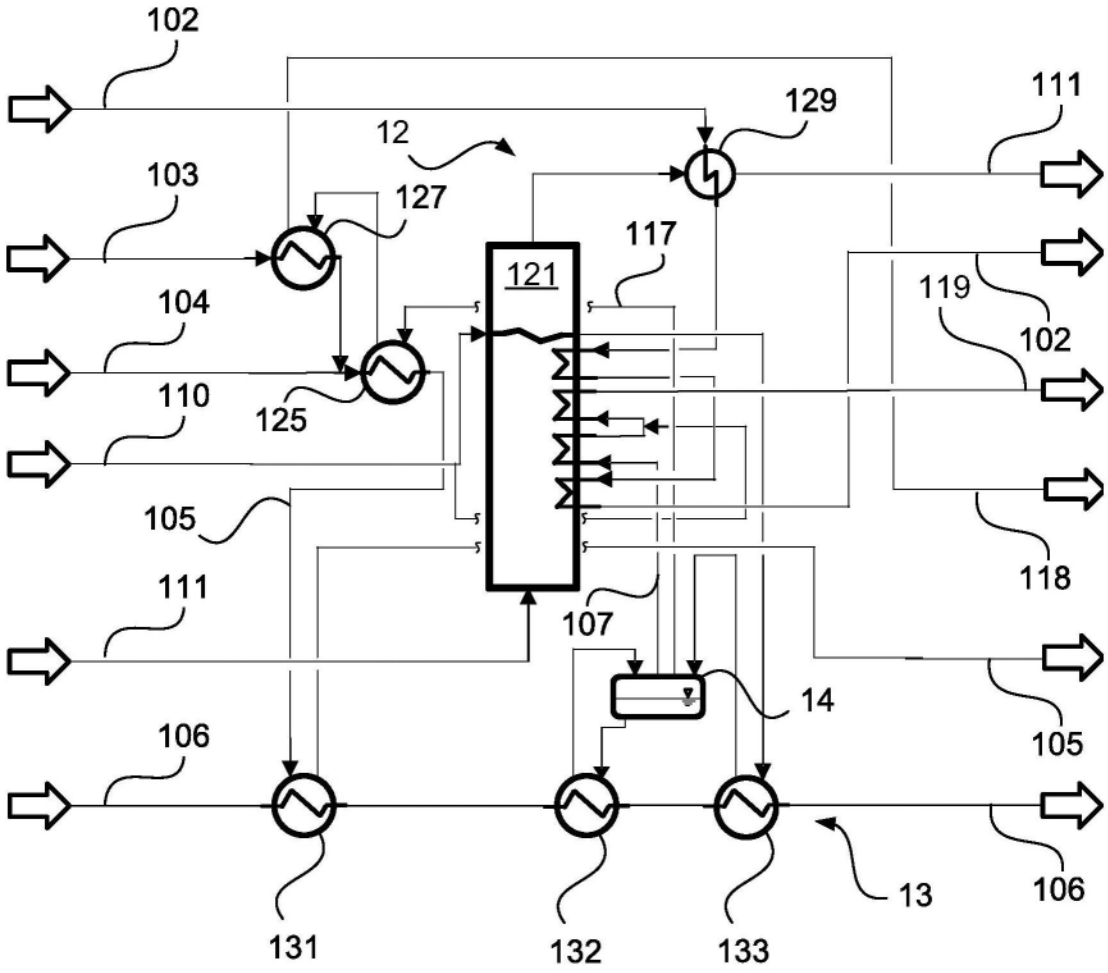

102
111
129
12
103
127
117
121
119
104
102
110
125
105
118
111
107
14
105
106
13
106
131
132
133

图5

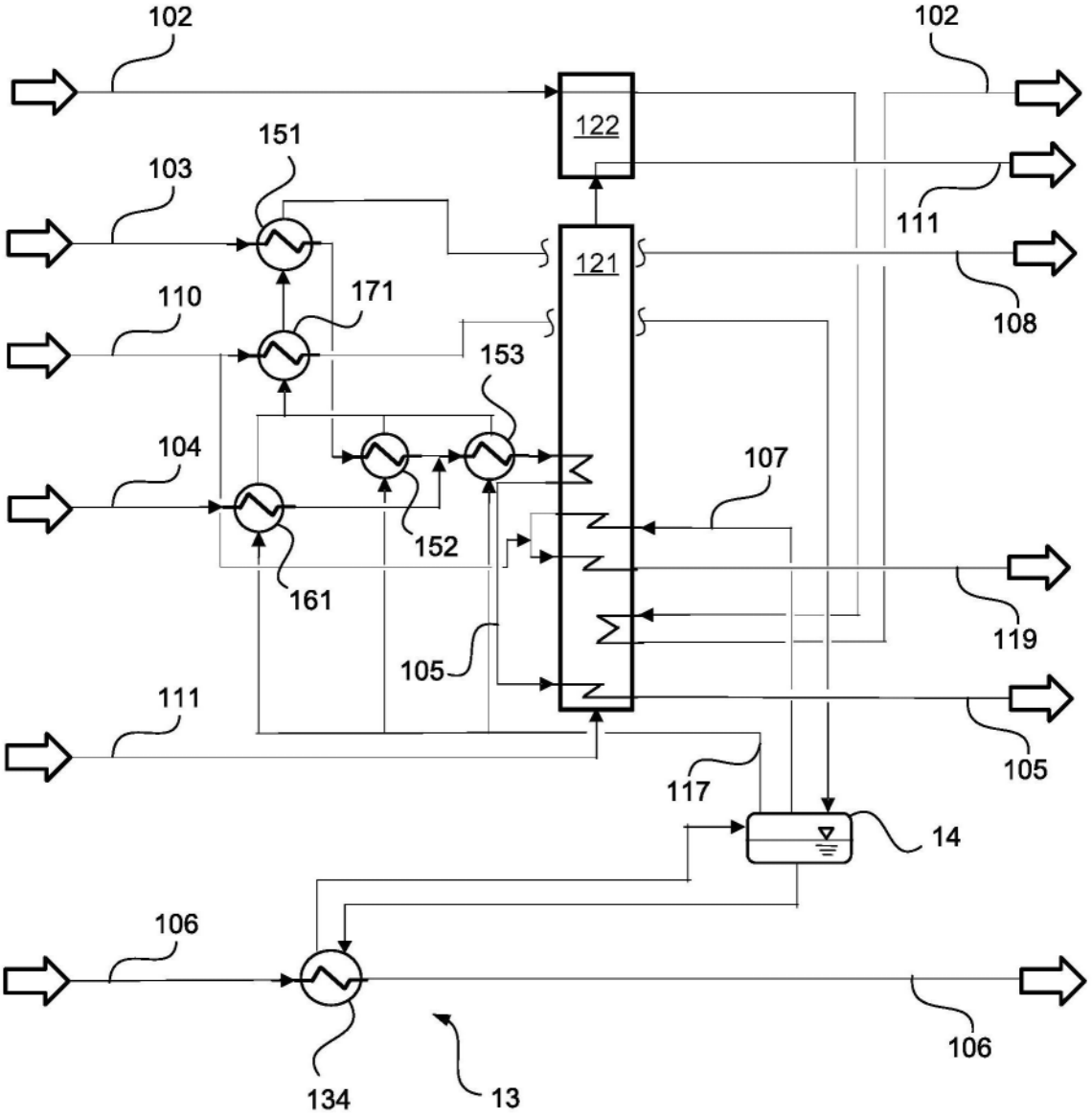

102
102
122
151
103
111
121
171
110
108
153
104
107
152
161
119
105
111
105
117
14
106
106
134
13

图6

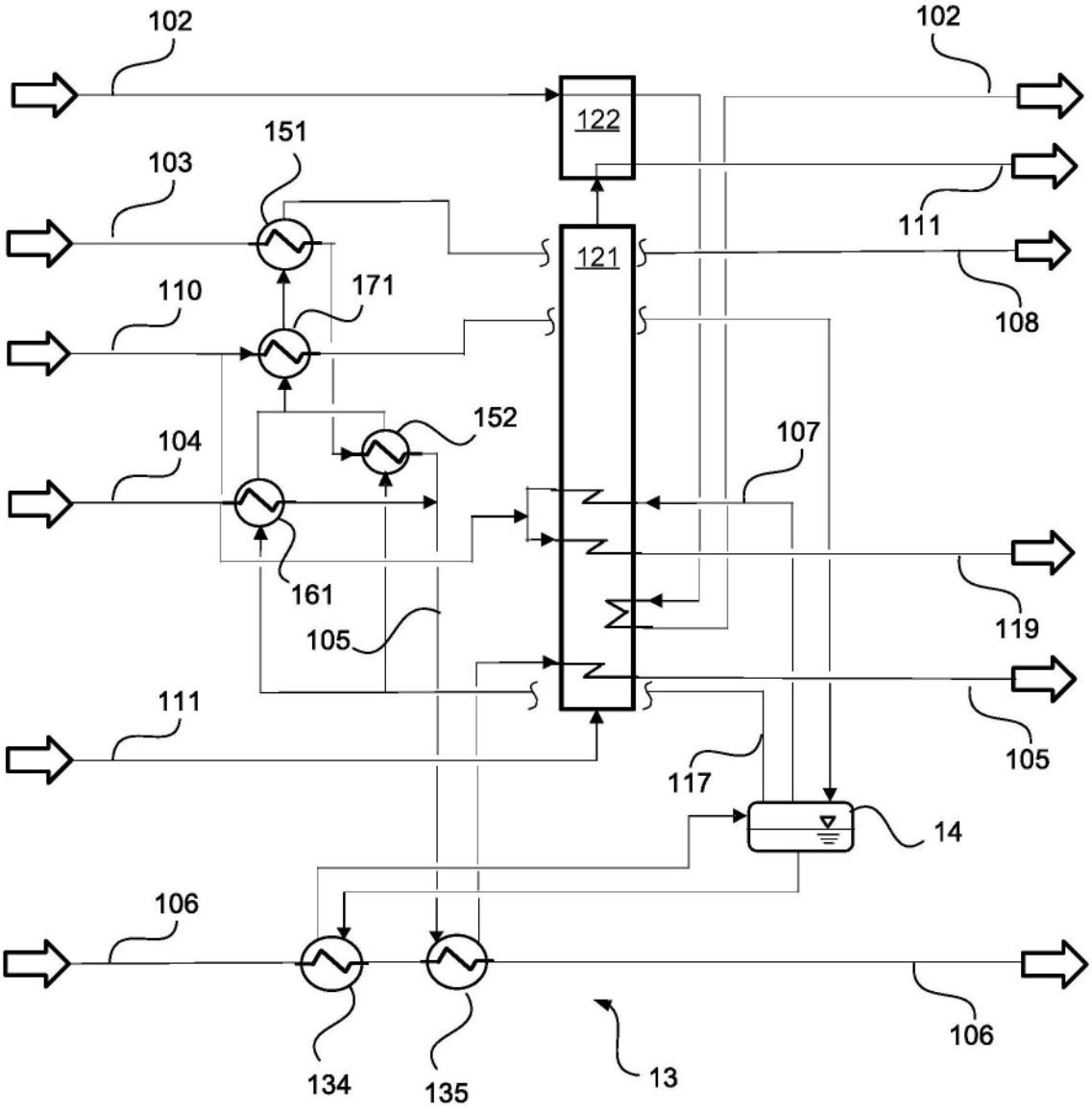

102
102
122
151
103
111
121
110
171
108
152
104
107
161
119
105
111
105
117
14
106
106
134
135
13

图7

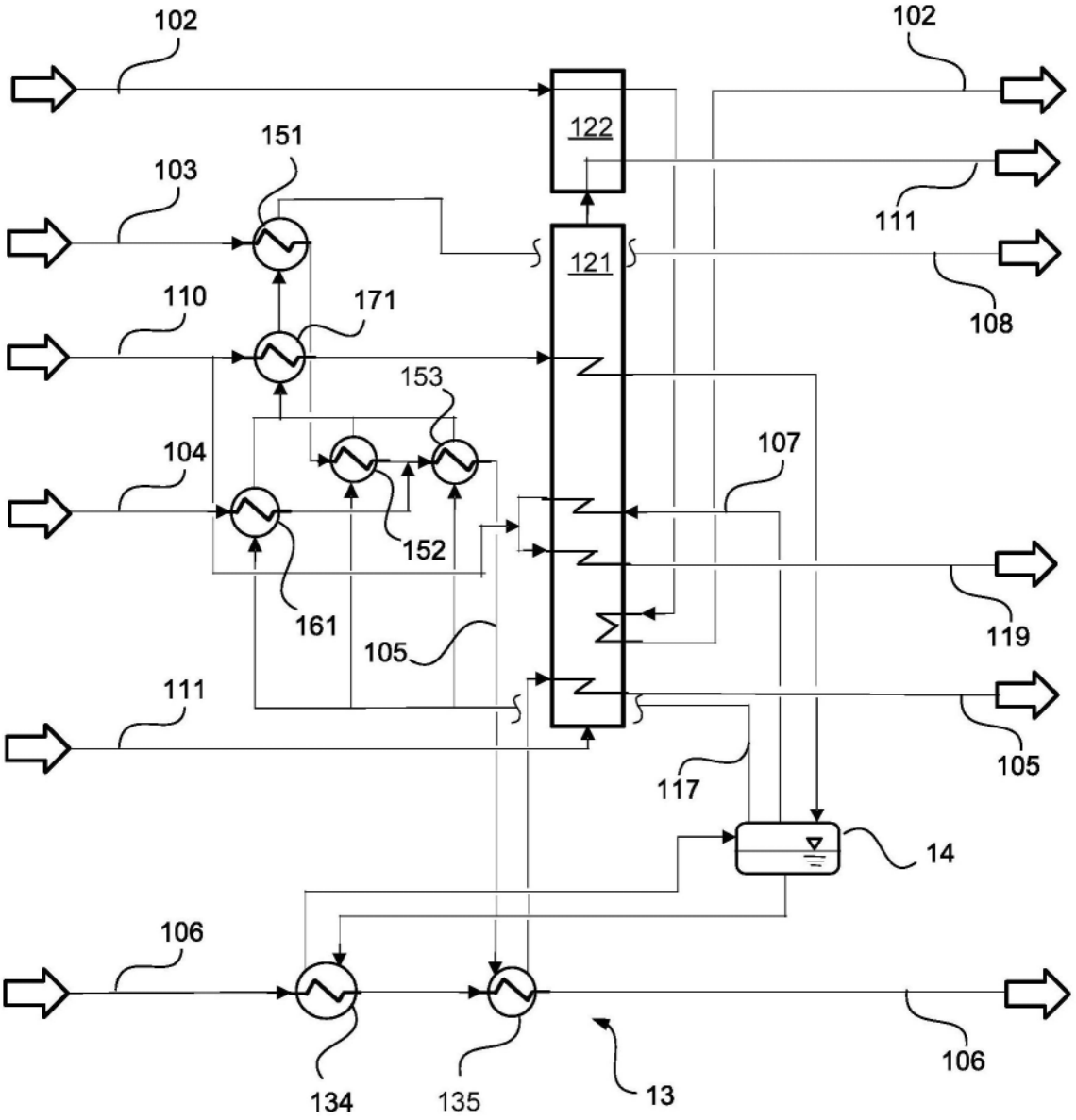

102
102
122
151
103
111
121
110
171
108
153
104
107
152
161
119
105
111
105
117
14
106
106
134
135
13

图8