(19)国家知识产权局

(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 119233959 A
(43)申请公布日 2024.12.31

(21)申请号 202380037645.X
(22)申请日 2023.05.19
(30)优先权数据
20225449 2022.05.20 FI
(85)PCT国际申请进入国家阶段日
2024.10.31
(86)PCT国际申请的申请数据
PCT/FI2023/050282 2023.05.19
(87)PCT国际申请的公布数据
WO2023/222954 EN 2023.11.23
(71)申请人 酷布鲁克公司
地址 芬兰赫尔辛基
(72)发明人 E·纳乌哈 T·欧尼
(74)专利代理机构 北京世峰知识产权代理有限公司 11713
专利代理师 王建秀 卑莹
(51)Int.Cl.
C07C 17/25(2006.01)
B01J 19/00(2006.01)
B01J 19/18(2006.01)
C10G 9/00(2006.01)

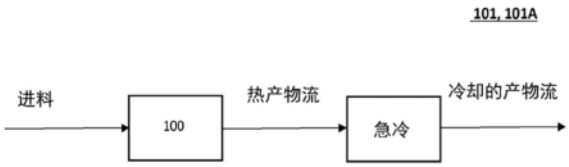
权利要求书3页 说明书17页 附图9页

(54)发明名称

生产氯乙烯单体

(57)摘要

提供了一种用于制造氯乙烯单体(VCM)的方法,该方法包括对二氯乙烷(EDC)进行热裂解以产生含VCM的气态产物,在该方法中,使用旋转设备(100)产生将含EDC的工艺流体流加热至发生裂解反应的温度所需的量的热能,并将热能传递给所述含EDC的工艺流体。还提供了一种VCM生产装置和旋转设备在通过热裂解由EDC生产氯乙烯单体中的用途。



CN 119233959 A

1.一种用于制造氯乙烯单体(VCM)的方法(101、101A、101B、101C),所述方法包括:对二氯乙烷(EDC)进行热裂解以产生含VCM的气态产物,

其中使用旋转设备(100)产生将含EDC的工艺流体流加热至发生裂解反应的温度所需的热能,并将所述热能传递给所述含EDC的工艺流体,所述旋转设备(100)包括:

转子,其具有多个在安装到转子轴(1)上的转子毂(3A)的圆周上布置成至少一排的转子叶片(3);

多个固定导向导叶(2),其在所述转子叶片的上游布置成一排或多排;和

固定扩散器(4),其布置在所述转子叶片的下游,

其中所述转子、所述固定导向导叶和所述扩散器被封闭在管道(7)中,所述管道(7)在所述旋转设备中的至少一个入口(8)与至少一个出口(9)之间形成,

其中,在所述旋转设备中,借助于当在位于一个或多个入口与一个或多个出口之间的所述管道中传播的流体介质流分别相继地通过所述固定导向导叶(2)、所述转子叶片(3)和所述扩散器(4)时发生的一系列能量转换产生所述热能。

2.根据权利要求1所述的方法(101、101A、101B),包括在旋转设备(100)中对EDC进行热裂解,其中借助于将发生裂解反应所需的量的热能直接添加至含EDC的工艺流体流,在通过所述旋转设备传播的含EDC的工艺流体中引发裂解反应。

3.根据权利要求1所述的方法(101、101C),包括在适于EDC热裂解目的的热解炉(200)中对EDC进行热裂解,所述方法还包括:

-在旋转设备(100)中,借助于将热能添加至通过所述旋转设备传播的流体介质来产生加热的流体介质,以及

-使用所述流体介质作为载体,以将热能传递给所述热解炉(200),并将流经所述热解炉的所述含EDC的工艺流体流加热至发生裂解反应的温度。

4.根据权利要求3所述的方法(101、101C),其中用作热能载体的所述加热的流体介质是空气、氮气、蒸汽、从热解炉排出的烟道气中的任何一种、以及它们的任何组合。

5.根据前述权利要求3或4中任一项所述的方法(101、101C),其中所述热解炉(200)是任何适合用于含二氯乙烷的进料的热裂解的裂解炉。

6.根据前述权利要求中任一项所述的方法(101、101A、101B、101C),包括将至少两个旋转设备(100)连接成系统,其中第一设备(100-1)被赋予预加热器功能以(预)加热含EDC的工艺流体,且布置在所述第一设备的下游的第二设备(100-2)被赋予热裂解炉功能。

7.根据前述权利要求中任一项所述的方法(101、101A、101B、101C),还包括将输入能量传导到至少一个旋转设备中,其中,通过调整传导到所述至少一个旋转设备中的所述输入能量的量来调节添加到通过所述旋转设备传播的流体介质流的热能的量。

8.根据权利要求7所述的方法(101、101A、101B、101C),其中所述输入能量是电能。

9.根据权利要求8所述的方法(101、101A、101B、101C),其中作为输入能量传导到所述至少一个旋转设备(100)中的电能的量在大约5%至100%的范围内。

10.根据权利要求8或9中任一项所述的方法(101、101A、101B、101C),其中,作为输入能量传导到所述至少一个旋转设备(100)中的电能能够从可再生能源或不同能源来源的组合获得,任选地能够从可再生能源获得。

11.根据前述权利要求中任一项所述的方法(101、101A、101B、101C),包括调整通过所

述旋转设备(100)传播的所述流体介质流的速度和/或压力以产生这样的条件,在所述条件下,当所述流体介质流以超音速离开所述至少一排转子叶片并通过所述固定扩散器(4)时,通过所述转子的旋转叶片(3)将足以使流体介质的温度升高到预定值的量的动能添加到所述流体介质流中,在所述固定扩散器(4)中,所述流减速并将动能耗散为流体介质的内能,由此将所述热能添加至所述流体介质流。

12.根据权利要求11所述的方法(101、101A、101B、101C),其中借助于在所述流体介质流以受控方式分别通过所述多排固定导向导叶(2)、所述一排转子叶片(3)和所述固定扩散器(4)相继传播期间产生的冲击波系统,产生添加至通过所述旋转设备(100)传播的流体介质流的热能。

13.一种用于通过聚合利用根据权利要求1-12中任一项所述的方法(101、101A、101B、101C)获得的VCM来制造聚氯乙烯(PVC)的方法。

14.一种用于通过热裂解由二氯乙烷(EDC)制造氯乙烯单体(VCM)的VCM生产装置(101、101A、101B、101C),所述生产装置包括:

至少一个旋转设备(100),其被配置成产生将含EDC的工艺流体流加热至发生裂解反应的温度所需的热能并将所述热能传递至含EDC的工艺流体,所述至少一个旋转设备包括:

转子,其具有多个在安装到转子轴(1)上的转子毂(3A)的圆周上布置成至少一排的转子叶片(3);

多个固定导向导叶(2),其在所述转子叶片的上游布置成一排或多排;和

固定扩散器(4),其布置在所述转子叶片的下游,

其中所述转子和固定导叶被封闭在管道(7)中,所述管道(7)在所述旋转设备中的至少一个入口(8)与至少一个出口(9)之间形成,

其中,所述至少一个旋转设备被配置成借助于当在位于一个或多个入口与一个或多个出口之间的所述管道中传播的流体介质流分别相继通过所述固定导向导叶(2)、所述转子叶片(4)和所述扩散器(4)时发生的一系列能量转换产生热能。

15.根据权利要求14所述的VCM生产装置(101、101A、101B),其中所述至少一个旋转设备被赋予热裂解炉功能。

16.根据权利要求14所述的VCM生产装置(101、101C),其中所述至少一个旋转设备被赋予(预)加热器功能,并被配置成借助于将热能添加至通过所述旋转设备传播的流体介质来产生加热的流体介质,并将所述热能传递至被配置成进行EDC的热裂解以产生VCM的热解炉(200)。

17.根据权利要求16所述的VCM生产装置(101、101C),其中所述热解炉(200)是管式裂解炉。

18.根据权利要求14-16中任一项所述的VCM生产装置(101、101A、101B、101C),其包括至少两个并联和/或串联连接的旋转设备。

19.根据权利要求14-16中任一项所述的VCM生产装置(101、101A、101B、101C),包括至少两个连接成系统的旋转设备,其中第一设备(100-1)被赋予预加热器功能以(预)加热所述含EDC的工艺流体,且布置在所述第一设备的下游的第二设备(100-2)被赋予热裂解炉功能。

20.根据权利要求14-19中任一项所述的VCM生产装置(101、101A、101B、101C),其中所

述至少一个旋转设备是电驱动的。

21.根据权利要求14-20中任一项所述的VCM生产装置(101、101A、101B、101C),其中所述至少一个旋转设备(100)被配置成,在所述入口(8)与所述出口(9)之间,沿着按照以下轨迹中的任何一个建立的流动路径实现流体流动:在基本上环形的壳体内形成的基本上螺旋形的轨迹;在基本上管状的壳体内形成的基本上螺旋形的轨迹;以及沿着借助于呈卷成右向和左向涡环的两个螺旋的形式的流体介质流建立的流动路径实现流体流动。

22.旋转设备(100)在通过热裂解由二氯乙烷(EDC)生产氯乙烯单体(VCM)中的用途,所述旋转设备包括:转子,其具有多个在安装到转子轴(1)上的转子毂(3A)的圆周上布置成至少一排的转子叶片(3);在所述转子叶片(3)的上游布置成一排或多排的多个固定导向导叶(2);以及布置在所述转子叶片(3)的下游的扩散器(4),所述转子、所述多个固定导向导叶和所述扩散器被封闭在管道(7)中,所述管道(7)在所述旋转设备中的至少一个入口(8)与至少一个出口(9)之间形成,

其中,在所述旋转设备(100)中,借助于当在位于一个或多个入口(8)与一个或多个出口(9)之间的所述管道中传播的流体介质流分别相继通过所述固定导向导叶(2)、所述转子叶片(3)和所述固定扩散器(4)时发生的一系列能量转换,产生将含EDC的工艺流体流加热至发生裂解反应的温度所需的热能,并进一步将所述热能传递给所述含EDC的工艺流体。

生产氯乙烯单体

技术领域

[0001] 本发明总体上涉及由二氯乙烷制造氯乙烯单体。具体而言,本发明涉及使用旋转设备将二氯乙烷热裂解成氯乙烯单体。

背景技术

[0002] 氯乙烯单体(VCM)或氯乙烯是最重要的大宗化学品之一。氯乙烯单体的主要用途是制造聚氯乙烯(PVC),其中VCM被用作PVC聚合物的单体构件。PVC目前是世界上第二丰富的聚合物,仅次于聚乙烯,全球PVC年产量大约为6000万吨。大约96%的氯乙烯单体用于生产聚氯乙烯。

[0003] 在二十世纪早期,VCM主要是由乙炔生产的,乙炔能够与盐酸发生催化反应从而生成VCM(参见式1)。

[0004] (1)$C_2H_2+HCl\rightarrow CH_2=CHCl$

[0005] 由于乙炔生产的高能量需求和与乙炔处理相关的危险,在二十世纪中期开发了耗能较低的二氯乙烷途径。此后,基于乙烯的路线成为主流。

[0006] 基于乙烯的VCM生产是一个平衡的过程,这意味着从乙烯、氯和氧起始,所有中间制品和副产物都以一种确保物料平衡的方式被回收,只有VCM作为最终制品。基于乙烯的途径通过乙烯的高温氯化产生1,2-二氯乙烷(EDC)(式2.1),接着对EDC进行热分解以产生VCM和盐酸(参见式2.2)。

[0007] (2.1)$C_2H_4+Cl_2\rightarrow ClCH_2\text{-}CH_2Cl$

[0008] (2.2)$ClCH_2\text{-}CH_2Cl\rightarrow CH_2=CHCl+HCl(\Delta H=71kJ/mol)$

[0009] EDC的热分解通过热裂解进行,热裂解可以在液相或气相中进行。但是,基于液相的工艺在工业上并不重要,因为当用碱性溶液处理EDC时,昂贵的氯会以盐的形式损失掉。含水工艺物流的处理也与多个环境问题相关联。因此,通过热裂解或热解进行的气相路线是最适合VCM生产的工业路线。

[0010] EDC到VCM的气相热裂解(热解)由一系列复杂的氯催化的自由基和分子反应组成。虽然式2.2表示分子反应(总体反应),但它未涵盖在EDC热分解成含VCM的产物期间发生的所有化学过程。

[0011] 在图2A中示出了用于EDC裂解的常规热解炉200。气相热解是高度吸热的;因此,它通常在布置在热解炉的火室(辐射段)中的由铬/镍合金制成的管状盘管中进行。根据设计,在火室中可以设置16至128个盘管。热解炉通常衬有耐火材料。EDC流通过辐射盘管,在其中发生反应,产生VCM、氯化氢(HCl)和副产物,例如乙炔。排出气体的温度迅速降低(产物气体急冷),以避免VCM的进一步分解,并最大限度地减少副产物以及焦炭和重焦油的形成。在大多数工艺中,裂解气在急冷塔中被冷却,冷凝和冷却的EDC在急冷塔中高速再循环。在某些情况下,急冷分两级进行,首先在输送管线热交换器中进行间接冷却,然后直接急冷。这使得热量回收可用于其它工艺级。

[0012] 这组吸热的热解反应所需的热量由火室燃烧器中的燃料燃烧提供。炉可以配有单

个或多个燃烧器。在大多数情况下,燃烧器以天然气为燃料。由烟道气带走的热量在通常位于火室上方并由一系列管束组成的炉的对流段中被回收。在对流段中回收的热量例如可用于预热(蒸发)烃原料(大约200℃)和稀释介质。

[0013] 用于二氯乙烷的热裂解的常规热解炉以50-60％EDC转化率运行,气体停留时间为大约10-30秒,压力为6-35atm(0.6-3.5MPa),气体温度为480-550℃,在某些情况下为500-530℃。更高的温度会提高EDC转化率,但导致选择性下降。通常基于例如公用设施成本、生产率和停工期频率之间的折衷来选择运转条件。

[0014] 虽然有可能实现高达99％的VCM产物选择性,但是在实践中,EDC转化率仍然保持适中。这是因为在热解过程中因很高的材料吞吐量而形成污垢和副产物,导致严重的低效。例如,焦炭的形成在热解中是不可避免的,并且需要定期对整个工厂停机来去除焦炭。其它气相副产物,例如氯丁二烯(C_4H_5Cl)和丁二烯(C_4H_6),也会给下游蒸馏塔造成困难。通过在EDC进料中添加少量(大约1200ppm)氧氯化副产物四氯化碳(CCl_4),能够稍稍提高转化率。四氯化碳增加游离氯自由基的形成,该游离氯自由基可用于将转化率提高至大约60％。但是,氯自由基也是形成不希望的焦炭的促进剂。

[0015] 虽然目前有多种燃烧炉的设计,但是大多数氯乙烯生产商开发了他们的专有炉技术,以获得最佳产量,并降低用于管道除焦的停机频率。但是,管式热解炉仍然是相当大且复杂的设施,具有高温室气体排放负担。

[0016] 在这方面,考虑到以高效和环境友好的方式解决与提高进料-产物转化率和减少温室气体排放相关的挑战,仍然需要氯乙烯(单体)制造技术领域的革新。

发明内容

[0017] 本发明的目的是解决或至少减轻每个由相关技术的限制和缺点引起的问题。此目的是通过一种用于制造氯乙烯单体(VCM)的方法、相关生产装置和用途的各种实施方式实现的。在一个方面中,根据独立权利要求1中的限定,提供了一种用于制造氯乙烯单体(VCM)的方法。

[0018] 在实施方式中,所述方法包括:对二氯乙烷(EDC)进行热裂解以产生含VCM的气态产物,其中使用旋转设备产生将含EDC的工艺流体流加热至发生裂解反应的温度所需的量的热能,并将该热能传递给所述含EDC的工艺流体,所述旋转设备包括:转子,其具有多个在安装到转子轴上的转子毂的圆周上布置成至少一排的转子叶片;在转子叶片的上游布置成一排或多排的多个固定导向导叶;以及布置在转子叶片的下游的固定扩散器,其中所述转子、所述固定导向导叶和所述扩散器被封闭在管道中,该管道在旋转设备中的至少一个入口与至少一个出口之间形成,并且其中,在旋转设备中,借助于当在位于一个或多个入口与一个或多个出口之间的管道中传播的流体介质流分别相继地通过固定导向导叶、转子叶片和扩散器时发生的一系列能量转换产生所述量的热能。

[0019] 在实施方式中,所述方法包括在旋转设备中对EDC进行热裂解,其中,借助于将发生裂解反应所需的量的热能直接添加至含EDC的工艺流体流,在通过旋转设备传播的含EDC的工艺流体中引发裂解反应。

[0020] 在实施方式中,所述方法包括在适合于EDC热裂解目的的热解炉中对EDC进行热裂解,该方法还包括:

[0021] -在旋转设备中,借助于将所述量的热能添加至通过旋转设备传播的流体介质来产生加热的流体介质,以及

[0022] -使用所述流体介质作为载体,以将热能传递给热解炉,并将流经所述热解炉的含EDC的工艺流体流加热至发生裂解反应的温度。

[0023] 在实施方式中,用作热能载体的所述加热的流体介质是空气、氮气、蒸汽、从热解炉排出的烟道气中的任何一种、以及它们的任何组合。所述热解炉可以是任何适合用于含二氯乙烷的进料的热裂解的裂解炉。

[0024] 在实施方式中,所述方法包括将至少两个旋转设备连接成系统,其中第一设备被赋予预加热器功能以(预)加热含EDC的工艺流体,布置在第一设备的下游的第二设备被赋予热裂解炉功能。

[0025] 在实施方式中,所述方法还包括将一定量的输入能量传导到至少一个旋转设备中,其中,通过调整传导到所述至少一个旋转设备中的所述输入能量的量来调节添加到通过旋转设备传播的流体介质流的热能的量。在实施方式中,所述输入能量是电能。在实施方式中,作为输入能量传导到所述至少一个旋转设备中的电能的量在大约5%至100%的范围内。

[0026] 在实施方式中,作为输入能量传导到所述至少一个旋转设备中的电能的量能够从可再生能源或不同能源来源的组合获得,任选地能够从可再生能源获得。

[0027] 在实施方式中,所述方法包括调整通过旋转设备传播的流体介质流的速度和/或压力以产生这样的条件,在该条件下,当所述流体介质流以超音速离开所述至少一排转子叶片并通过固定扩散器时,通过转子的旋转叶片将足以使流体介质的温度升高到预定值的量的动能添加至流体介质流,在该固定扩散器中,流减速并将动能耗散为流体介质的内能,由此将所述量的热能添加至流体介质流。

[0028] 在实施方式中,在所述方法中,借助于在所述流体介质流以受控方式分别通过所述多排固定导向导叶、所述一排转子叶片和固定扩散器相继传播期间产生的冲击波系统,产生添加至通过设备传播的流体介质流的所述量的热能。

[0029] 在一个方面中,根据独立权利要求13中的限定,提供了一种用于制造聚氯乙烯(PVC)的方法。该方法包括通过聚合利用根据前述方面的方法获得的VCM制品来制造PVC。

[0030] 在一个方面中,根据独立权利要求14中的限定,提供了一种用于通过热裂解由二氯乙烷(EDC)制造氯乙烯单体(VCM)的VCM生产装置。

[0031] 在一个方面中,根据独立权利要求23的限定,提供了所述旋转设备在通过热裂解由二氯乙烷(EDC)生产氯乙烯单体(VCM)中的用途。

[0032] 根据本发明的每个特定实施例,由于多种原因,本发明具有实用性。

[0033] 总体来说,本发明旨在通过将下文所述的旋转设备整合到常规EDC裂解工艺中来改进所述工艺。可以改进与现有EDC裂解技术相关的以下问题:

[0034] -通过抑制副产物的形成来提高主反应(VCM生产)的选择性。

[0035] -实现明显超过常规EDC炉的单程产量。

[0036] -可以大大减小用于EDC裂解的设备的尺寸。

[0037] -通过抑制焦炭形成来减少焦炭和其它污垢的形成,并延长EDC裂解反应器的运行时间。

[0038] -EDC裂解过程的能效(生产每质量单位VCM所用的能量)显著提高。

[0039] -通过EDC裂解/VCM生产的电气化,减少了生产每质量单位VCM的温室气体排放,例如二氧化碳排放。

[0040] 总体来说,在当前公开的方法中使用的旋转设备允许将热量直接或间接地输入到含EDC的工艺流体中,其中输入到该工艺中的热的量足以引发二氯乙烷的裂解反应并将该裂解反应保持在预定程度,以生产氯乙烯(单体)。

[0041] 直接加热涉及通过旋转设备传播含EDC的工艺流体。通过这种方式,工艺流体的加热实现得极快,因为消除了通过反应器壁从外部加热器传递热量的需要。没有这种外部加热导致较低的反应器表面温度,而这又导致在裂解过程中低得多的焦炭产量。因此,裂解炉能够在除焦停机之间运行更长的时间。此外,直接加热允许将工艺流体的温度提高到常规EDC裂解的温度(500-550℃)以上。这提高EDC裂解反应的速率,由此缩短反应物在工艺空间中的停留时间。作为结果,EDC裂解炉的尺寸能够大大减小。或者,能够提高标准(非缩减)尺寸的设备中的单程转化率。

[0042] 间接加热涉及在旋转设备中加热除含EDC的进料以外的流体,并进一步使用所述流体作为传热介质将热能输入到EDC热解炉中。这种方法允许将任何现有的EDC裂解炉改造成低排放、高能效的炉。在常规炉中用旋转设备代替火焰加热器不需要对基础设施进行很大改动,因此成本效益很高。

[0043] 间接加热方法还与改进的裂解温度控制相关联。在火焰加热器中,火焰的温度非常高,取决于燃料和(空气)预热,在1800-2200℃范围内。这些极高温度将相应地加热炉盘管,并导致加速焦化。通过应用旋转设备技术,可以将EDC裂解炉的温度保持在较低的水平,并且输入热量能够更均匀地分布在整个炉中。这会导致结焦趋势的降低,并由此提高转化率使其远高于大约60%的典型单程转化率值。

[0044] 本发明还允许减少在常规EDC裂解中产生的温室气体(CO、CO_2、NOx、SOx)和颗粒排放。这可以通过电驱动旋转设备和将所述旋转设备整合到封闭或半封闭加热回路中的常规EDC裂解装置中来实现;因此,通过减少烟道气热损失来提高工艺的能效。在常规的加热器中,烟道气只能被部分地回收利用。

[0045] 表述“若干个”在此指从一(1)开始的任何正整数,例如一、二或三。表述“多个”在此指从二(2)开始的任何正整数,例如二、三或四。术语“第一”和“第二”在此仅用于将一个元件与另一个元件区分开来,而不表示任何特定的顺序或重要性,除非另有明确说明。

[0046] 在本公开中,术语“热裂解”和“热解”可以互换使用。

[0047] 在本公开中,术语“气化”用于表示物质通过任何可能的方式被转化为气体形式。

[0048] 通过考虑详细说明和附图,本发明的不同实施方式将变得明显。

[0049] 附图简要说明

[0050] 图1A和1B是根据实施方式的VCM生产方法和相关生产装置的示意图;

[0051] 图2A示意性地示出了常规热解炉;

[0052] 图2B示意性地示出了根据实施方式的VCM生产方法和相关生产装置;

[0053] 图3示意性地示出了根据实施方式的VCM生产方法和相关生产装置;

[0054] 图4A-图4C是被配置成实施根据实施方式的方法的旋转设备100(分别为100A、100B和100C)的竖向剖视图;

[0055] 图5-图9示出了在示例性案例1-5中获得的温度曲线和质量分数曲线。

具体实施方式

[0056] 在此参照附图公开本发明的详细实施方式。

[0057] 图1A、图1B、图2B和图3示意性地示出了根据本发明的实施方式的通过热裂解工艺由二氯乙烷(EDC)制造氯乙烯单体(VCM)的方法的基本布局、以及相关VCM生产装置的基本布局。因此,该VCM生产方法和通常被配置成实施所述方法的VCM生产装置以共同的附图标记101表示。

[0058] 该VCM生产装置可以进一步整合到包括被设计用于执行工业过程或一系列工业过程的设备的工业设施、工厂或任何工业系统(未示出)中,所述工业过程旨在从含二氯乙烷的进料获得氯乙烯(单体)。所提及的工业设施可以包括用于制造、提取和/或精炼相关材料(例如原料、中间体、制品和在工艺中使用的任何辅助化学品)的附加装置或设施和/或电源。该工业设施例如可以包括用于乙烯氯化以生产1,2-二氯乙烷(EDC)的设施和/或用于通过VCM聚合生产聚氯乙烯(PVC)的设施。

[0059] 在一个方面中,本发明涉及一种用于从二氯乙烷(EDC)制造氯乙烯单体(VCM)的方法,该方法通过对EDC原料进行热裂解(热解)来产生含VCM的气态产物。使用旋转设备100、100-1、100-2产生将含EDC的工艺流体流加热至发生裂解反应的温度所需的量的热能,并将该热能传递给所述含EDC的工艺流体流。

[0060] 请参考图4A、图4B和图4C,其中示意性地示出了旋转设备100的不同实施方式(分别为100A、100B和100C)。进一步假设,基于下面的说明,技术人员能够使用旋转设备的不同配置来实践本发明,包括在此未明确公开的那些配置。

[0061] 被配置成直接或间接加热含EDC的工艺流体流的旋转设备100包括:转子,其具有多个在安装到转子轴上的转子毂的圆周上布置成至少一排的转子叶片;在转子叶片的上游布置成一排或多排的多个固定导向导叶;以及布置在转子叶片的下游的固定扩散器。转子和固定部件被封闭在在旋转设备的至少一个入口与至少一个出口之间形成的管道中。在旋转设备中,借助于当在位于一个或多个入口与一个或多个出口之间的管道中传播的流体介质流分别相继通过固定导向导叶、转子叶片和固定扩散器时发生的一系列能量转换,产生将含EDC的工艺流体流直接或间接加热至发生裂解反应的温度所需的量的热能。

[0062] 在所述VCM生产装置中,设备100(100A、100B和100C)可以作为独立设备或作为串联(按顺序)和/或并联(按阵列)布置的多个设备提供。设备100的操作理念是它能够将旋转轴的机械能传递至流体介质,并通过多个工作级内的一组固定和旋转部件将该机械能转换成流体的内能。当流体流将其动能耗散为流体的内能时,它向流体流提供了一定量的热能(热量),从而提高流体温度。设备100的空气动力学设计可以变化。

[0063] 图4A示出了轴流式设备100、100A,其中旋转导叶和固定导叶被包围在基本上管状的壳体中,如在授予Seppälä等人的第9,234,140号美国专利中所描述的。图4B示出了在授予Xu和Rosic的第10,744,480号美国专利中所述的配置100、100B。在图4C所示的配置100、100C中,工艺流体在入口与出口之间沿着根据形成在基本上为环形的壳体内的基本上为螺旋形的轨迹建立的流动路径传播,其中流体流连续通过多排固定导向导叶、转子叶片和固定扩散器导叶。在授予Bushuev的第9,494,038号美国专利和授予Seppälä等人的第9,234,

140号美国专利中详细论述了这种装置。替代地,根据实施方式的方法还可以使用旋转设备来实现,该旋转设备被配置成沿着借助于呈卷成左右方向涡环的两个螺旋的形式的流体介质流建立的流动路径,实现流体流动,如授予Bushuev的第7,232,937号美国专利所述(未示出)。上述文献被认为通过引用并入本文。

[0064] 在所有配置100A、100B和100C中,设备100包括转子系统,该转子系统在后面被称为转子,它包括沿着水平(纵向)轴线X-X'布置的转子轴1和在安装到该转子轴上的转子毂或转子盘3A的圆周上布置成至少一排的多个转子叶片(也称为工作叶片)。所述布置成(叶片)排的多个转子叶片构成转子叶片组件或转子叶片叶栅3。

[0065] 所述旋转设备还包括驱动系统,该驱动系统包括至少一个马达和相关联的驱动装置,以驱动转子。在图4A中,驱动系统以附图标记20表示。在实施方式中,所述马达是电动机(即,能够将能量从电源传递至机械载荷的装置)。附加地或替代地,所述旋转设备可以由例如燃气轮机或蒸汽轮机或任何其它适当的驱动装置直接驱动。

[0066] 设备100还包括由若干个限定反应空间的结构形成的固定(定子)部件(例如壳体6)、以及被布置成与相应的一排转子叶片相邻的至少一排的多个固定导叶。所述设备还包括固定扩散器,该固定扩散器可以是有导叶的或无导叶的。

[0067] 在一些配置中,所述设备包括多个固定导向导叶2,这些固定导向导叶在相应的一排转子叶片的上游被布置成至少一排。固定导向导叶可以被配置为固定喷嘴导向导叶(NGV)。在一些配置中,所述设备还包括在相应的一排转子叶片的下游被布置成至少一排的多个固定扩散器导叶4。成排的固定导叶分别形成固定导向导叶叶栅2和固定扩散器导叶叶栅4。

[0068] 术语"叶栅"(一群叶片)指安装在转子盘/转子毂的外围的(工作)叶片或直接或间接安装在壳体的内壁上的(固定)叶片的集合。为了清楚起见,固定导叶在本公开中被称为"导叶"。

[0069] 术语"上游"和"下游"指结构部分或部件相对于预定部分或部件的空间和/或功能布置,因此,至少一个转子叶片排基本上处于穿过整个设备的流体流动方向(沿着轴线X-X',参见图4A-4C)。

[0070] 在一些配置中,可以省略扩散器导叶叶栅4的设置。

[0071] 所述设备包括气密壳体6(也称为气体壳体或压力壳体),其中内部通道7以在至少一个入口8与至少一个出口9之间延伸的管道或导管的形式建立。壳体6的内表面面向导管7。在一些配置中,管道7由壳体的内表面限定。导管/管道7的形状根据设备配置而变化。

[0072] 在本公开中,气体壳体6通常被称为设备壳体。在实践中,设备100还可以被封闭在单独的外壳(参见图4C所示的外壳14)中。

[0073] 形成在壳体中的管道7被配置成基本上完全包围转子的外围,在转子上装配有多个工作叶片,即,固定导向导叶和扩散器。

[0074] 在设备100中,壳体内的内部通道(管道7)中的固定和工作部件(例如叶片排2、3和4)的布置使得在布置在转子叶片的下游的扩散器4的出口(在一些情况下被配置为一排固定扩散器导叶)与布置在转子叶片的上游的固定导向导叶排2的入口之间产生一个或多个无导叶部分7A(所谓的无导叶空间)。

[0075] 设备100配置有多个基本级,这些基本级也被称为工作(工艺)级。每个工作级由依

次布置的一排固定导向导叶2(“定子”)、一排转子叶片3(“转子”)和扩散器4(“扩散器”)形成,它们一起形成定子-转子-扩散器级序列。序列中的“扩散器”部件可以由一排扩散器导叶、无导叶扩散器或布置在转子叶片之后的无导叶空间的一部分形成。可以设想包括安装在转子轴上的2-30排转子叶片的单级或多级配置。一些示例性的多级配置包括10至20个转子叶片排。在多级配置中,各级可以由相同的或不同的(例如接合的)的转子轴驱动。

[0076] 在图4A-图4C中,工作级以罗马数字(i-x;i-vii)表示。总级数由工艺负荷、所需温度和/或压力水平以及其它工艺相关参数决定。

[0077] 基本级的功能是调节能量转换循环,在能量转换循环期间,转子轴的机械能被转化为动能,并进一步转化为流体的内能,随后流体温度升高。也就是说,虽然转子被配置成将机械能传递给工艺流体,但是位于转子的下游的有导叶或无导叶扩散器还被配置成将工艺流体的机械能(动能)转换成所述工艺流体的内能。在扩散器区域中,来自转子的高速流体流随着显著的熵增而扩散,由此该流体流将动能耗散为所述流体物质的内能,从而将热能提供给所述流体。

[0078] 在能量转换循环期间,布置在转子叶片3的上游的固定导向导叶排2在旋转叶片排(叶栅)的入口处准备所需的流动条件。在所述转子叶片排中,轴和旋转叶片的机械能被传递给流体流。在每个转子叶片排3的至少一部分中,流体流能够达到超音速流动状态。

[0079] 布置在转子叶片3的下游的扩散器4将流体的机械能转换成其热能(热量)。流体流离开转子叶片3,并以超音速进入扩散器。如果扩散器上游的流动是超音速的,那么流体流的动能通过一种多重冲击和粘性混合及耗散系统被转化为流体的内能。该流动将其动能耗散为通过反应器(沿着管道7)传播的流体流的内能,从而向流体增加一定量的热能。流体的内能的增加导致流体温度升高。

[0080] 在图4A所示的配置100A中,所述设备通常被配置为基本上管状的轴流式涡轮机。设备100A包括沿着水平轴线X-X’延伸的细长转子1。多个转子叶片沿着转子毂3A布置成若干个连续的排,以形成转子叶片叶栅3。转子1被封闭在壳体6内,壳体6的内表面分别设有第一固定导叶叶栅2和第二固定导叶叶栅4,这些固定导叶叶栅被布置成使得转子和定子叶栅2、3和4的叶片/导叶在纵向方向上沿着转子1(沿着轴线X-X’)交替排列。成排的固定导叶2、4可以布置在面向管道的壳体(内)表面的相对侧。建立第i-vii工作级,其中每一级由转子叶片叶栅3和相邻的成对定子导叶2、4形成。没有叶片/导叶的管道部分7A布置在后续级之间。

[0081] 壳体6可以是锥形的,或者它可以沿其整个长度具有基本上恒定的横截面(未示出)。

[0082] 在图4B所示的配置100B中,设备100被配置成径流式涡轮机,该径流式涡轮机,其大致遵循离心式压缩机或离心泵的设计。术语“离心”意味着装置内的流体流动是径向的;因此,设备100B被称为“径流式设备”。在100B中体现的设备包括多个工作级(i-vii),其中每一级可以用固定导向导叶叶栅2、转子叶片叶栅3和扩散器4来表示。扩散器安装在基本上为U形的导管中,该导管作为管道7的一部分,其后是无导叶部分7A。扩散器可以形成为有或没有扩散器导叶。在一些配置中,可以采用位于转子叶片叶栅的下游的无导叶U形导管,以借助于其三维形状形成扩散器区域(参见第v级),在该扩散器区域中,由转子赋予工艺流体的机械能被转换成热量。在图4B中示出了为第ii和iii级设置了带导叶的扩散器4;但是,例

如可以在每个转子叶片叶栅3(第i-vii级)的下游安装成排的扩散器导叶。

[0083] 除了包括沿着转子轴相继布置的若干个工作级的多级配置100A、100B之外,设备100还可以包括被布置成再生多级配置的若干个级,如图4C所示。

[0084] 图4C在图示(1)处示出了具有两个入口8(8A、8B)和两个出口9(9A,第二个出口未示出)的设备100C的配置;在适当的情况下,可以设想其它配置。

[0085] 以100C表示的设备100设有在三维构造中为基本上圆环形状("甜甜圈"形状)的壳体6,由此具有相关轴承组件(未示出)的转子系统(1、3A、3)可以被视为填充在环形的中心部分限定开口的孔口。在其经向截面上,壳体6是基本上环形的。

[0086] 在设备100C中,固定导叶叶栅2、4作为基本上环状的组件设置在转子叶片叶栅3的两侧。

[0087] 配置100C中的设备还包括流动整形装置(流动引导装置)5,该流动整形装置5布置在气体壳体内,并且被构造为内部固定环形结构,其用于在壳体6内建立基本上环状的管道。可以将流动整形装置5设置为环状的基本上中空的结构,例如圈。

[0088] 在配置100C中,内部通道由在气体壳体6(外"甜甜圈")与内部流动整形装置5(内"甜甜圈")之间产生的容积限定。在气体壳体6的内表面与流动整形装置5的外表面之间形成的这个内部通道(管道7)因此采取具有基本上环形经向横截面的基本上环状形状。

[0089] 在壳体6中,叶片排2、3、4彼此邻接,使得管道7的无导叶部分7A位于固定扩散器叶片排4的出口与固定导向导叶排2的入口之间。

[0090] 如上文所述,工作级形成有三排叶片(2、3、4)。在配置100C中,从一级(例如第i级)的扩散器导叶排4的出口离开的流体沿着管道7/其无导叶部分7A中的螺旋(螺旋环形)路径流动,并进入下一级(第ii级)的一排固定导向导叶2。流体穿过相继的叶片排2、3、4(第ii级),离开扩散器4(第ii级),并继续流向后续第iii-x级,直到流体到达出口9、9A(参见图示(2)和(3);其中图示(3)示出了绘制在同一平面内的所有第i-x级)。流体的方向以箭头表示。

[0091] 在VCM生产装置中,至少两个旋转设备可以并联和/或串联连接。旋转设备100之间的连接可以是机械连接和/或功能性连接。功能性连接(例如就可达到的热量输入而言实现的连接)可以在至少两个单独的、物理集成或非集成的独立设备单元之间相关联时建立。在后一种情况下,至少两个旋转设备之间的关联可以通过若干个辅助装置(未示出)来建立。在一些配置中,至少两个旋转设备可以通过它们的转子轴至少功能性地连接,从而彼此成镜像。连接成阵列和/或序列的旋转设备可以具有不同类型的驱动引擎,例如,电动机驱动的反应器可以与由蒸汽轮机、燃气轮机和/或燃气引擎驱动的反应器相结合。

[0092] 在此公开的方法还包括将一定量的输入能量传导到至少一个旋转设备100中。在实施方式中,所述输入能量包括电能。在本公开中,电输入能量的量依据电功率来定义,即,作为每单位时间能量转移的速率(以瓦特计)。通过调整传导到至少一个旋转设备中的输入能量(例如电能)的量,可以调节添加到通过旋转设备传播的流体介质流的热能的量。

[0093] 作为输入能量传导到至少一个旋转设备中的电能的量在大约5%至大约100%的范围内。在一些情况下,用作输入能量的电能的量在大约50%至大约100%的范围内。电能的量可以是以下任何一个数值:5%、10%、15%、20%、25%、30%、35%、40%、45%、50%、55%、60%、65%、70%、75%、80%、85%、90%、95%和100%(来自总能量输入),或者落在

上述各点之间的任何中间值。

[0094] 可以通过向用于推动设备的旋转轴的电动机供应电流而向所述旋转设备供应电力(定义为每单位时间的能量转移率)。可以从(与旋转设备100和/或VCM生产装置相关的)一个或多个外部源向所述旋转设备供应电力。附加地或替代地,可以在VCM生产装置内和/或在结合有所述装置的相关工业系统(例如工厂或车间)内内部产生电能。

[0095] 一个或多个外部源包括提供可持续能源生产的各种支持设施。因此,可以从利用至少一种可再生能源的发电系统或利用不同可再生能源的发电系统的组合来供应电力。可再生能源的外部源可以是太阳能、风能和/或水能。因此,可以从下列装置中的至少一个将电力接收到所述工艺中:光伏发电系统、风力发电系统和水力发电系统。在一些示例性实例中,可以将核电站作为外部电力源。核电站通常被认为是零排放的。术语“核电站”应被解释为使用传统的核能,附加地或替代地,还使用聚变能。

[0096] 可以从利用涡轮机作为动能源来驱动发电机的发电站提供电力。在某些情况下,可以从至少一个燃气轮机(GT)提供驱动所述至少一个设备100的电力,该燃气轮机例如被设置为单独的装置,或者被设置在热电联产设施和/或联合循环发电设施内。因此,可以从下列装置中的至少一个提供电力:联合循环发电设施,例如联合循环燃气轮机发电厂(CCGT)、和/或被配置用于通过利用热电联产(CHP)与热量回收相结合的发电的热电联产设施。在一些实例中,CHP发电厂可以是燃烧生物质的发电厂,以在所述过程中增加可再生能源的份额。附加地或替代地,电力的供应可以从例如火花点火式发动机(例如燃气发动机)和/或例如压缩发动机(例如柴油发动机)实现,这些发动机任选地作为发动机发电厂的一部分提供。更进一步地,任何被配置为从煤、石油、天然气、汽油等化石原料产生电能(通常利用蒸汽轮机来调节)的常规发电厂都可用于产生电能,以作为旋转设备100的输入能量。此外,氢也可用作可再生能源的来源,例如使用燃料电池将其重新转化为电能。

[0097] 可以设想被实现为外部和内部源的上述电力源的任何组合。

[0098] 将输入能量(包括电力)传导到所述旋转设备的驱动系统中还可以伴随有将来自动力涡轮机的机械轴功率传导到其中,例如,任选地利用在其它地点产生的热能进行。轴功率被定义为从一个旋转元件传递至另一个旋转元件的机械功率,并被计算为轴的扭矩和转速之和。机械功率被定义为每单位时间的功或能量的量(单位为瓦特)。

[0099] 例如,在实践中,可以将来自电动机和动力涡轮机的轴功率分开,使得其中任何一个都能够提供全部轴功率或部分轴功率。

[0100] 请再次参考图1A和1B,其中示出了涉及使用旋转设备100直接加热工艺流体的实施方式。

[0101] 所述方法包括在旋转设备100(100A、100B、100C)中直接对含EDC的进料进行热裂解。含EDC的进料通过一个或多个入口8、8A、8B(参见图4A-4C)进入设备100,并且含EDC的工艺流体流沿着管道7按照每种类型设备特定的流动路径向一个或多个出口9、9A、9B流动。这样,将含EDC的工艺流体流加热到发生裂解反应的温度所需的热能的量被传递并由此直接添加到流经该设备的含EDC的工艺流体中。

[0102] 将含EDC的工艺流体流加热至发生裂解反应的温度所需的量的热能是在旋转设备中借助于当在入口与出口之间在管道中传播的流体介质流分别相继通过固定导向导叶、转子叶片和固定扩散器时发生的一系列能量转换产生的。

[0103] 在图1A和1B所示的配置中,旋转设备100作为裂解反应器(裂解炉)。

[0104] 穿过设备100传播的流体流按顺序通过多个工作级,并且,随着每一次通过,工艺流体的温度升高一定值。更准确地说,当工艺流体流离开转子叶片并穿过扩散器和无导叶空间时,温度升高。升高的温度促进原料物质的热降解及其向期望产品的转化。添加到流体中的热能的量足以引发化学降解反应,尤其是导致碳-氢(C-H)和碳-氯(C-Cl)键断裂的反应。因此,在流体流中存在的二氯乙烷分子分解,从而产生具有较低分子量的氯乙烯(单体)。

[0105] 在涉及在设备100中直接加热反应物的方法中,EDC进料与可能的共反应物(例如氯或氯代烃)一起优选以气态形式进入设备100。气态原料通过一系列定子-转子-扩散器级,其中通过每个这样的级的传播导致将一部分热能添加到工艺流体(气体)中,因为通过转子轴/叶片的旋转输入到流中的动能经由冲击波系统消散成流体的热能。工艺流体的温度随着每个后续级而提高。换句话说,工艺流体的温度逐步提高,直到达到EDC裂解温度值,并且EDC分解开始发生。随着温度继续升高,EDC裂解反应速率提高,并且该吸热反应开始降低各级之间的反应物的温度。气态反应物通过若干级,从而达到期望的EDC原料转化率。在从设备100排出后,高温产物流经历快速冷却(急冷),以阻止反应进一步进行。冷却的产物流被从冷却装置(例如急冷塔、输送管线交换器/TLE等)导向分离段(未示出)。

[0106] 在进入设备100之前,可以将EDC进料预热到预定温度(入口温度)。

[0107] 由于作为裂解反应器(裂解炉)的设备100中的热量产生是在工艺流体中通过动能转化为热能的冲击波耗散机制内在地发生的,因此不需要像在配有火焰加热器的常规裂解炉中进行的那样通过反应器表面(即,通过盘管的金属表面)向工艺流体中传递热量。因此,能够实现通过该设备传播的流体介质的极快加热。流体通过工作级(定子-转子-扩散器序列)花费的停留时间为数分之一秒,例如大约0.1-10毫秒(0.0001-0.01秒)。这导致加热速率比常规火焰加热器快几个数量级,而在常规火焰加热器中,热量是通过传导和对流方式通过盘管的壁传递的。

[0108] 由于不需要向反应物传递外部热量,因此这种无外部加热的方式导致较低的反应器表面温度(与常规EDC裂解炉相比)。由于表面温度较低,因此形成的焦炭和其它污垢较少;因此,除焦停机之间的运行时间得到延长。

[0109] 凭借上述优势,工艺流体的温度可以提高到高于典型EDC裂解工艺的温度(500-550℃)。

[0110] 总体来说,可以根据需要调整与工艺流相关的参数,例如流速和温度。当设备100用作裂解反应器时,在一级中,温度升高可以在大约10℃至大约120℃的范围内。因此,在“单程”配置中,可以在极短的时间内将通过设备100传播的流体介质流加热到大约1000℃(在10级设备中,每级温度升高100℃)。这提高EDC裂解反应的速率,显著降低反应时间,因此允许在尺寸小得多的反应器(与常规裂解炉相比)中实现相同的单程转化率。

[0111] 替代地,在类似尺寸的反应器中,将操作温度调节到更高的水平(即,高于“常规”EDC裂解温度)允许提高单程转化率。

[0112] 图1A在101、101A处示出了适于在单个设备100中裂解EDC以生产VCM的VCM生产方法和相关生产装置。通过将反应温度优化到适当水平,使得热解以能够在单个反应器装置内实现EDC转化的速率进行,能够实施图1A的配置。设备100(图1A)可适于含EDC的进料的即

时加热,或者替代地,可在若干个工作级中达到热解温度(如下文所述)。

[0113] 可以根据需要优化通过设备100的工作级传播的流体介质的温度。尤其是,可以优化每一级的温升,以促进所有级或选定级中EDC的热分解。图1B详细示出了若干个工作级(i-iv)被指定有将EDC进料(预)加热至预定温度的功能的配置。图1B示出了在经过三个或四个所谓的(预)加热级之后工艺流达到进料开始主动分解的温度的配置。实际上,分解反应可能已经在工艺流体通过第一工作级之后发生。管道区内发生实际裂解反应的工作级被称为反应级。

[0114] 图1B在101、101B处进一步示出了一种适于在单个设备100中裂解EDC的VCM生产方法和相关的生产装置,该设备100包括用于延长反应级内的停留时间的装置(F1-F3)。因此,图1B的设备100包括用于从该设备抽取工艺流体和用于将另外的流体吸入该设备的装置。另外的流体可以是进料气、循环气、补充气(所谓的置换/补充气体)、工艺流体(例如从并行设备转移的工艺流体)、用于冷却/加热之中的任何一个的稀释介质中的任何一种。在一些情况下,设备内的单元F1、F2和F3中的任何一个可以被配置成例如热交换器,以冷却工艺流体。反应级内的工艺的冷却可用于进一步优化反应产率。

[0115] 图2B在101、101C处示出了根据另一个实施方式的VCM生产方法和相关的生产装置。图2B的配置涉及使用旋转设备100、100-1间接加热工艺流体。在该方法中,EDC的裂解可以在适合于该目的的任何热解炉200中实施,包括任何类型的常规EDC裂解装置。炉200可以被配置成适合于含二氯乙烷的进料的热裂解的裂解炉。

[0116] 使用旋转设备100、100-1产生将含EDC的工艺流体流加热至发生裂解反应的温度所需的量的热能,并将该热能传递至所述含EDC的工艺流体,其中借助于将所述量的热能添加至通过该旋转设备传播的流体介质来产生加热的流体介质。在设备100、100-1中产生的加热的流体介质可以是惰性气体,例如空气、氮气或蒸汽,或者是适合于本发明的目的的任何其它物质。将加热的流体介质进一步用作载体,以将热能传递至热解炉200,并将流经所述热解炉的含EDC的工艺流体流加热至发生裂解反应的温度。

[0117] 用作热能载体的加热的流体介质可以是选自由空气、氮气、蒸汽、从热解炉排出的烟道气以及它们的任何组合所组成的组的任何物质。

[0118] 通过使用装置100、100-1间接加热含EDC的工艺流体,能够提高常规EDC裂解炉的性能。如图2A所示的常规炉的工作原理是:天然气在炉的火室内燃烧,火焰和热废气加热反应器盘管,EDC裂解的反应物在该反应器盘管内流动。在将它们的一部分热量传递给反应物之后,仍然很热的废气被排放到大气中。通常,烟道气的温度高于120℃,以防止水凝结,水凝结会与废气中的酸性物质一起产生腐蚀性环境。

[0119] 图2B示出了如何使用设备100、100-1代替炉中的火焰加热。流体介质(例如惰性气体)在设备100-1中被加热到预定温度,被加热的流体介质由此被用于向流过炉200的辐射盘管的含EDC的工艺流体提供热能。

[0120] 当使用从设备100、100-1排出的热流出物作为加热介质时,由于没有焚烧发生,因此没有二氧化碳排放产生。可以至少部分地回收在炉200中的裂解过程中产生的烟道气,以在装置101(101C,图2B)内用作设备100、100-1中的加热介质(例如任选地与惰性气体混合)。因此,能够显著减少向大气中排放的烟气中的热损失量。

[0121] 将设备100用作加热器与常规EDC热解炉200相结合允许减少排放并提高现有炉的

能效。将设备100安装到现有的EDC裂解炉设施中能够以非常低的资金需求实现,因为大多数工艺设备不需要更换。现有的炉200例如可以配有围绕反应器盘管的适当管道布置,以使得热量能够从在设备100、100-1中被加热的流体(例如惰性气体)传递至流过所述盘管的含EDC的工艺流体。

[0122] 间接加热的另一个益处是改善温度控制。在常规的火焰加热器中,火焰的温度非常高,取决于燃料和空气预热,在1800-2200℃范围内。这会提高炉管的温度,尤其是炉的下部燃烧部分中的温度,并导致加速焦化。利用设备100、100-1,可以将裂解炉200的温度保持在较低的水平。此外,可以实现整个炉的更均匀的热量分布。这会分别显著降低焦化率,并允许将EDC裂解反应推高到超过60%的典型单程转化率范围,因为焦化将不再是限制因素。

[0123] 图3在101、101D处示出了VCM生产方法和相关生产装置的另一个实施方式。在图3的配置中,至少两个旋转设备100被连接成系统,其中第一设备100-1被赋予加热器功能以(预)加热含EDC的工艺流体(参见对图2B的说明),而布置在第一设备的下游的第二设备100-2被赋予热裂解炉功能。设备100-2被配置成对含EDC的工艺流体的实施直接加热,并且它可以被实现为参照图1A和1B中的任何一个所描述的设备。

[0124] 如果需要限制反应温度(例如出于选择性原因),那么可以应用图3的配置。与在同一个反应器中包括(预)加热级和反应级的设备100(图1B)相比,涉及至少两个设备100-1、100-2的图3的配置使得能够分离(预)加热和反应过程。在布局101D中,工艺流体的(预)加热和热解分别在不同的设备100-1、100-2中进行,其中该序列中的第一设备可以用于(预)加热原料,而该序列中的第二设备可以用于EDC裂解。生产装置101D还可以包括用于从设备100-1、100-2抽取流体和将流体吸入设备100-1、100-2中的装置(如参照图1B所述)。因此,设备100-1、100-2中的任何一个可以包括如针对图1B所描述的布置(F1-F3)。

[0125] 对于涉及在设备100中对工艺流体进行直接加热的所有配置(图1A、1B和图3),可以设计反应装置100、100-2以提高选择性。在短时间内在设备100内达到高反应温度有利于克服低转化率。

[0126] 本发明还涉及一种制造聚氯乙烯(PVC)的方法,该方法是通过由上述氯乙烯单体(VCM)生产方法的实施方式获得的VCM的聚合过程提供的。VCM的聚合可以在任何适合于该目的的设施中进行。

[0127] 在一个方面中,本发明涉及一种用于通过热裂解由二氯乙烷(EDC)制造氯乙烯单体(VCM)的VCM生产装置。

[0128] 在实施方式中,该VCM生产装置包括至少一个旋转设备100、100A、100B、100C,该旋转设备被配置成产生将含EDC的工艺流体流加热至发生裂解反应的温度所需的量的热能,并将所述量的热能传递给含EDC的工艺流体。所述至少一个旋转设备包括:具有多个转子叶片的转子,所述多个转子叶片在安装到转子轴上的转子毂的圆周上布置成至少一排;在转子叶片的上游布置成一排或多排的多个固定导向导叶;以及布置在转子叶片的下游的固定扩散器,其中所述转子和所述固定导叶被封闭在形成在旋转设备中的至少一个入口与至少一个出口之间的管道中。因此,所述至少一个旋转设备被配置为借助于当在一个或多个入口与一个或多个出口之间的管道中传播的流体介质流分别相继地通过固定导向导叶、转子叶片和扩散器时发生的一系列能量转换产生所述量的热能。

[0129] 所述VCM生产装置可以被配置为具有至少两个并联和/或串联连接的旋转设备。

[0130] 在实施方式中,所述VCM生产装置内的至少一个旋转设备被赋予热裂解炉功能(参见对图1A、图1B和图3的说明)。

[0131] 在另一个实施方式中,在所述VCM生产装置中,所述至少一个旋转设备被赋予(预)加热器功能,并被配置成借助于向穿过旋转设备传播的流体介质添加所述量的热能来产生加热的流体介质,并将所述量的热能传递至热解炉(例如管式裂解炉),该裂解炉被配置成执行EDC的热裂解以产生VCM(参见对图2B和图3的说明)。

[0132] 所述VCM生产装置可以被配置成包括至少两个连接成系统的旋转设备,其中第一设备被赋予预加热器功能以(预)加热含EDC的工艺流体,而布置在第一设备的下游的第二设备被赋予热裂解炉功能(参见对图3的说明)。

[0133] 在另一个方面中,本发明涉及旋转设备100、100A、100B、100C在通过热裂解由二氯乙烷(EDC)生产氯乙烯单体(VCM)中的用途。因此,该设备包括具有多个转子叶片的转子,所述多个转子叶片在安装到转子轴上的转子毂的圆周上布置成至少一排;在转子叶片的上游布置成一排或多排的多个固定导向导叶;以及布置在转子叶片的下游的扩散器,其中所述转子、所述多个固定导向导叶和所述扩散器被封闭在管道中,该管道在旋转设备中形成在至少一个入口与至少一个出口之间。所述用途是:在所述旋转设备中,借助于当在一个或多个入口与一个或多个出口之间的管道中传播的流体介质流分别相继通过固定导向导叶、转子叶片和固定扩散器时发生的一系列能量转换,产生将含EDC的工艺流体流加热至发生裂解反应的温度所需的量的热能,并进一步将所述热能传递给含EDC的工艺流体。

[0134] 在以下非限制性实施例中进一步解释本发明的实施方式。

[0135] 实施例

[0136] 直接加热

[0137] 此处的实施例涉及适于EDC进料的直接加热的配置(图1A、图1B、图3)。在表1中汇总了在实施例1-5中获得的模拟数据。为了模拟常规EDC裂解炉(对比实施例1)和旋转设备100(例2-5)的性能,使用AspenPlus V12.1过程模拟软件(AspenTech)。

[0138] 表1.使用常规EDC裂解炉(对比实施例1)和旋转设备100(例2-5)裂解EDC的实施例1-5的模拟数据。

[0139]

	实施例	转化率	对VCM的选择性	对乙炔的选择性	级数(100	最高温度 $T_{最大}$	停留时间

[0140]

					)	(℃)	
1	常规裂解炉（200）	60%	94.8%	5.2%	0	477	27
2	在平均EDC裂解范围内的温度工作的旋转设备（100）	60%	94.8%	5.2%	4	520	19
3	在低于平均EDC裂解范围的温度工作的旋转设备（100）	70%	94.0%	6.0%	4	480	121
4	在高于平均EDC裂解范围的温度工作的旋转设备（100）	70%	91.4%	8.6%	5	600	3
5	被配置成实施即时加热的旋转设备（100）	60%	93.8%	6.2%	4	726	5

[0141] 虽然热解涉及与分子化合物和自由基的数百个反应,但是采用简化的计算模型来模拟热裂解动力学机制(反应1),假设EDC裂解炉中发生的热解反应涉及以下组分:EDC、VCM、氯化氢(HCl)和以乙炔(C_2H_2)为代表的副产物。因此,除了模拟主反应(反应2a)的动力学之外,还模拟了副反应(反应2b)的动力学,该副反应涉及形成乙炔作为有助于焦炭形成的模型副产物。

[0142] 反应1.EDC→VCM→副产物

[0143] 反应2a.EDC→VCM+盐酸

[0144] 反应2b.VCM→乙炔+盐酸

[0145] 例1是一个对比实施例,其中EDC裂解过程是在常规的管式炉中模拟的。对于例1,使用了在Li等人的文献(2013年)[1]中论述的裂解炉系统及其简化的EDC裂解动力学机制的数据。基于所提及的文献源,模拟炉具有两排反应器盘管(每排包括20个直管和19个弯管),入口管直径为大约0.1m,EDC进料速率为42t/h,入口温度为大约260℃,压力为大约2400kPa。采用这些参数时,工艺流体通过盘管的停留时间为26-27秒。假设绝热体积(急冷前反应器的最后部分)在所有情况下都相等:绝热体积中的停留时间大约为0.06秒。整个反应器的温度曲线限定反应的程度。对比例1的温度曲线和质量分数曲线分别显示在图5A和5B中。

[0146] 图5A所示的温度曲线是常规EDC裂解炉的典型温度曲线。工艺温度从260℃(进料气温度)稳定上升,直到大约400℃,此时吸热反应开始发生;从该点开始,温度上升的速率降低并趋于平稳。反应器的第一部分中的反应速率较低(参见图5B)。随着含EDC的工艺流体向反应器出口传播,化学反应的速率提高到需要直接急冷的程度。

[0147] 对于如图4A所示的设备100、100A,进行了实施例2-5的模拟。

[0148] 对例2进行建模,以表明在平均EDC裂解范围($T_{最大}$=520℃)内的温度工作的设备100能够成功地替代常规的EDC裂解炉。例2的温度曲线和质量分数曲线分别显示在图6A和6B中。

[0149] 用在配置100A中实现的以下四(4)个工作级对例2进行模拟:为四个定子-转子-扩散器序列2、3、4,其中每一级将含EDC的气态工艺流体加热大约120℃(德尔塔T(ΔT)=120℃)。假设前两级位于反应器的起始处,并代表所谓的(预)加热级。这些级可以位于被配置为热裂解炉的设备100(100A)(中图1A、1B),或者,这些级可以位于被配置为(预)加热器的设备100-1中。在本模拟中,假设最后两级代表所谓的反应级。

[0150] 在涉及单个反应装置100的模拟中(参见图1A、1B),在1-5毫秒内,反应器被加热到大约510℃(在前两个预加热级中)。此时,随着EDC的分解,气流的温度因级之间的吸热反应而降低(含EDC的工艺流体穿过管道7的无导叶部分,7A)。允许大约6秒的停留时间,直到工艺流体进入第三工作级从而被重新加热到大约520℃。此后,允许工艺温度再次下降,并且,在最后的第四工作级中,该工艺流体又被再加热到大约520℃。由于在工艺流体中发生吸热反应,因此与常规反应炉相比,在反应器出口处,工艺流体的温度可能较低(比较图5A和6A的曲线图)。在各种配置(100A、100B或100C)中,可以将设备100配置成使得反应器内的绝热体积(管道7的在最后工作级与反应器出口之间的部分)被优化,以满足工艺的要求。可以通过修改容纳绝热体积的设备内的三维扩展(例如缩小或扩大)来进行优化。

[0151] 设备100中(在其出口处)的乙炔生成速率明显低于常规裂解炉中的乙炔生成速率。这导致在设备100的反应区及其出口处的焦炭形成减少。

[0152] 总体来说,对于设备100来说,发生裂解反应所需的停留时间更短,因为能够达到更高的反应温度($T_{最大}$)。

[0153] 例3和例4是针对在偏离平均EDC裂解温度(大约520℃,参见例2)的温度工作的设备100模拟的。例3是针对低于平均EDC裂解温度的工作温度设计的,而例4是针对高于平均EDC裂解温度的工作温度设计的。另一方面,与例1的常规裂解炉相比,例3是针对在与常规EDC裂解炉的最高温度类似的最高温度($T_{最大}$=480℃)工作的设备100模拟的;而例4是针对在比常规EDC裂解炉的最高温度高的最高温度($T_{最大}$=600℃)工作的设备100模拟的。每个级的热量输入与之前相同:ΔT=120℃。但是,可以根据具体情况对德尔塔T参数进行优化。例3和例4的温度曲线和质量分数曲线分别呈现在图7A、8A和7B、8B中。

[0154] 例3和例4都运行到比常规裂解炉(例1)更高的转化率。降低工作温度(例3)将工艺流体在反应器中停留的时间延长到超过热解反应发生通常所需的停留时间,因此在如图1B所示配置的设备100中执行例3的过程似乎是有益的。提高工作温度(例4)将所需的停留时间减少到常规裂解炉的十分之一。

[0155] 例3与例4之间的另一个显著区别是选择性。模拟动力学表明,与例1的常规裂解炉相比,更低的温度和更长的停留时间(例3)提高了工艺选择性。这开启了使裂解过程运行到更高的转化率和减少焦炭形成的可能性。

[0156] 大多数副产物(例如乙炔)是在裂解过程的最后产生的。在此处使用的动力学模型中,乙炔形成反应是由VCM浓度的提高驱动的。高反应温度也会促进乙炔的生成。因此,高反应温度和高转化率的组合是不希望有的情况。

[0157] 例5的目的在于求证在反应器100的初期快速加热到高温(EDC发生热解的反应温度)是否对选择性有积极影响。用四(4)个工作级对例5进行模拟,其中每个级被限定为定子-转子-扩散器序列2、3、4。与例2相反的是,在当前的例5中,所有四个级都位于反应器的第一部分中,直接在反应器入口处,以便将原料气瞬间加热到几乎730℃的极高温度。例5的温度分布曲线和质量分数曲线分别显示在图9A和9B中。

[0158] 在例5中,反应以高速率从EDC分解开始。在大约40毫秒内达到大约13%的转化率;并且在一秒内达到大约50%的转化率。工艺流体在仅5.3秒的时间段内(停留时间=5.3秒)到达在反应器末端的绝热体积。在此期间,EDC转化率达到60%。但是,虽然我们最初假设可以通过这种瞬时加热步骤来控制乙炔的形成(由于工艺流体温度随着VCM浓度的升高而降低),但是该系统表现出对VCM的选择性较低,并且乙炔浓度较高。

[0159] 热量损失

[0160] 根据文献源(例如参见Li等人的文献[1]),常规裂解使用大约1000kg/h的燃料气。根据燃烧热,可以估算炉的总能量输出为13MW。模拟估计常规EDC裂解炉需要大约8.3MW的能量来加热发生裂解反应的工艺流体,这导致大约4.7MW的烟道气损失。根据上述参考文献,炉出口处的烟气温度(占热量损失的大部分)为900K,并且使用估计的热容量和烟气温度的降低回算到接近大气的条件,导致基本上相同的能量损失值。因此,输入常规EDC裂解炉的热量损失了大约36%。

[0161] 另一方面,当使用旋转设备100来直接加热原料(参见图1A、图1B、图3)时,热量损失可以忽略不计,并且这些热量损失主要是由于电动机输出和驱动效率造成的。例如,由电动机驱动的旋转设备100的效率估计为大约94%。因此,其能量损失比常规EDC裂解炉中发生的能量损失小大约六(6)倍。

[0162] 例1-5的热量输入和损失如表2所示。

[0163] 表2.例1-5的热量输入和损失。

[0164]

实施例编号	总热量输入(MW)	反应器中利用的热量(MW)	热量损失(MW)
1	13	8.3	4.7
2	8.1	7.6	0.5
3	8.1	7.6	0.5
4	10	9.4	0.6
5	8.1	7.6	0.5

[0165]

[0166] 例4中的较高热量输入是由于提供了另外的工作级。在例4中,在产物气中有未被吸热反应消耗来提供更高转化率的额外热量,以进一步整合(通过循环)到进料加热中。表示反应器中利用的热量(MW)的数值差异与出口温度和转化率的差异相关。

[0167] 间接加热

[0168] 下面的实施例涉及适于在裂解炉200中间接加热EDC进料的配置,其中设备100、100-1具有(预)加热器功能(图2B)。通过使用旋转设备100、100-1的间接加热,裂解反应和热分解温度曲线可以分别如例1所示的那样进行,不同之处在于能够降低盘管温度,并且相应地减少焦炭形成。裂解炉内的局部温差也会更小。

[0169] 间接加热方法的一个主要优点是节能。由于没有烟道气产生,因此可以将加热介质(即,传热介质)回收到旋转设备以用于再加热。假设5%的相当高的吹扫率,由烟道气导致的热量损失是0.23MW的常规EDC裂解炉的5%。电机输出和驱动效率会产生额外的损失。由于裂解炉(200)中的热量消耗为大约8.3MW,并且为烟道气损失保留了大约0.23MW,因此旋转设备100、100-1必须产生大约9.1MW的热量。热量损失估计为0.54MW。因此,间接加热方法中的总热量损失大约为0.79MW,该热量损失略高于常规EDC裂解炉中观察到的损失的十分之一。

[0170] 对于本领域技术人员来说很清楚的是,随着技术的进步,可以按各种方式实施和组合本发明的基本思想。因此,本发明及其实施方式不限于上述示例,相反,它们通常可以在所附权利要求的范围内变化。

[0171] 参考文献:

[0172] [1]Chaochun Li、Guihua Hu、Weimin Zhong、Hui Cheng、Wenli Du和Feng Qian, Comprehensive Simulation and Optimization of an Ethylene Dichloride Cracker Based on the One-Dimensional Lobo-Evans Method and Computational Fluid Dynamics,Ind.Eng.Chem.Res.2013,52,2,645-657。

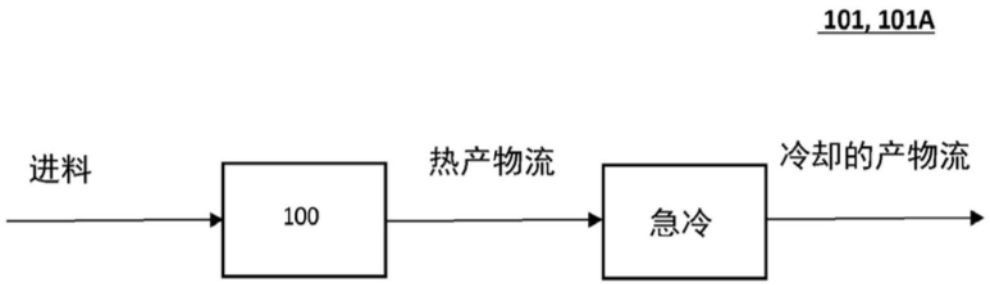


图1A

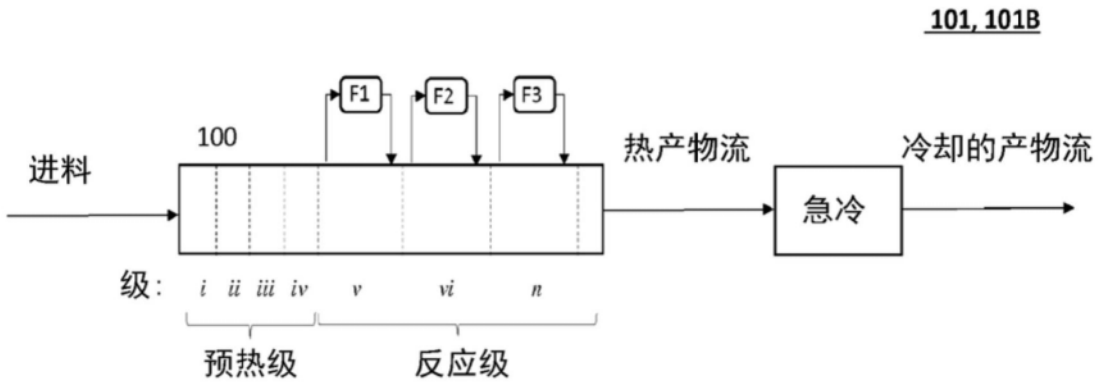
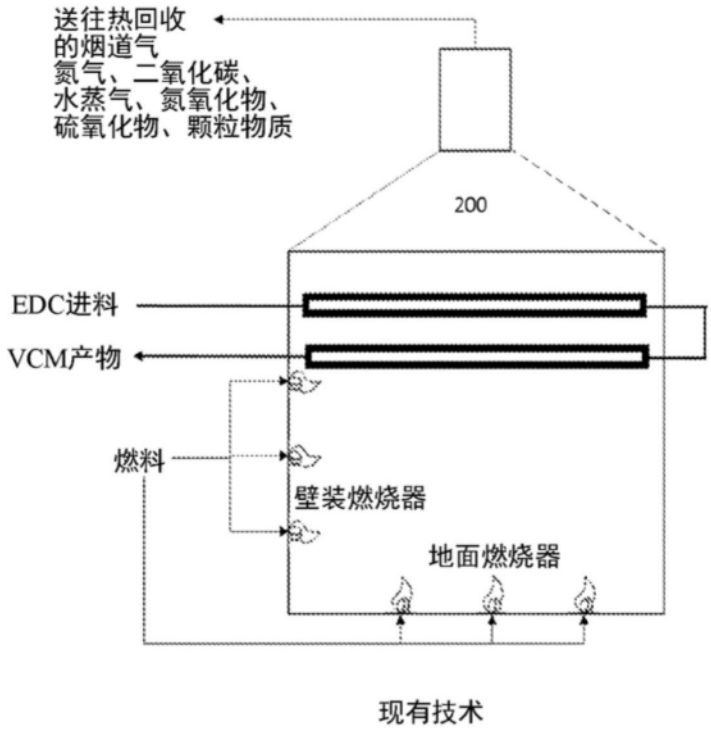


图1B



现有技术

图2A

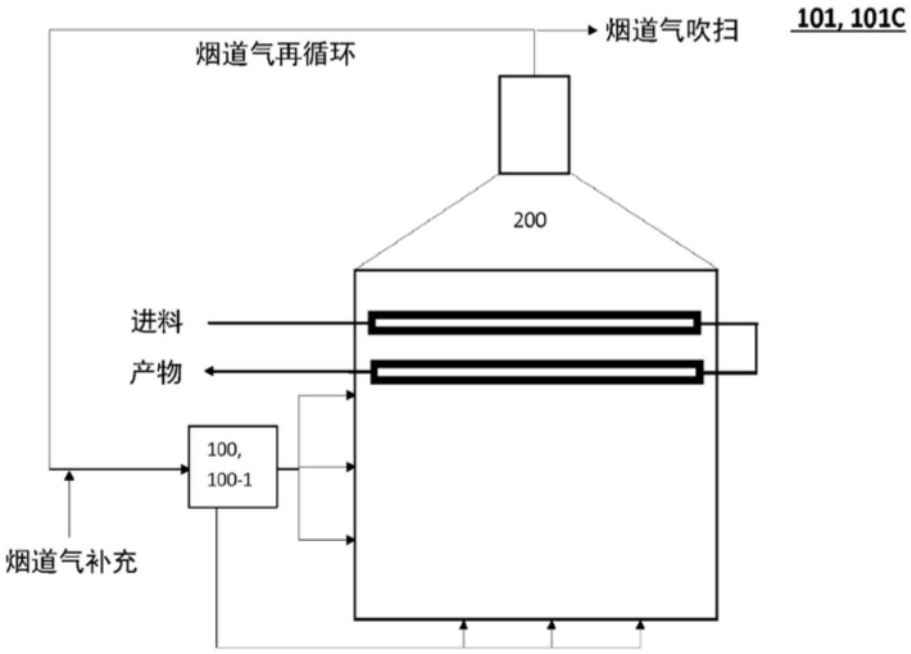

101, 101C
烟道气吹扫
烟道气再循环
200
进料
产物
100,
100-1
烟道气补充

图2B

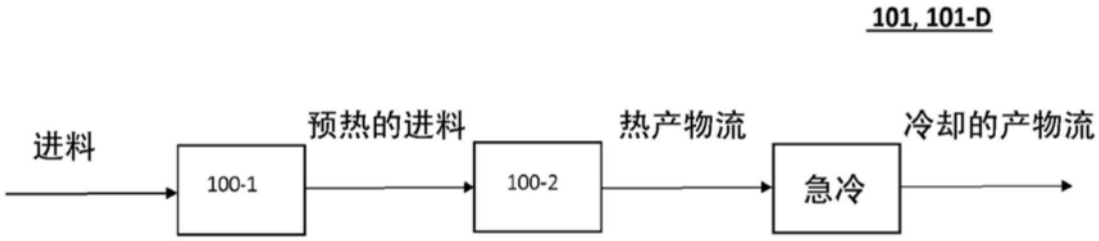

101, 101-D
进料
100-1
预热的进料
100-2
热产物流
急冷
冷却的产物流

图3

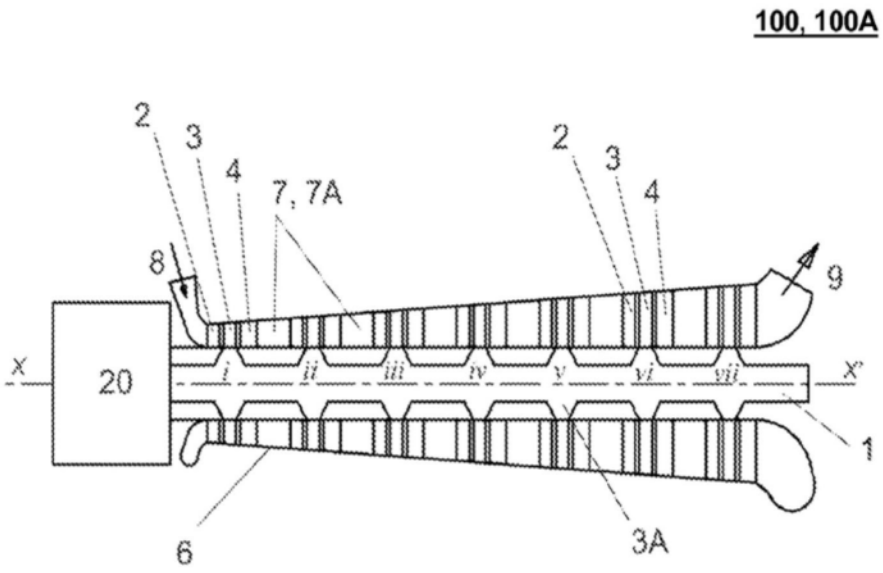

100, 100A
2
3
4
7, 7A
8
9
X
20
i
ii
iii
iv
v
vi
vii
X'
1
6
3A

图4A

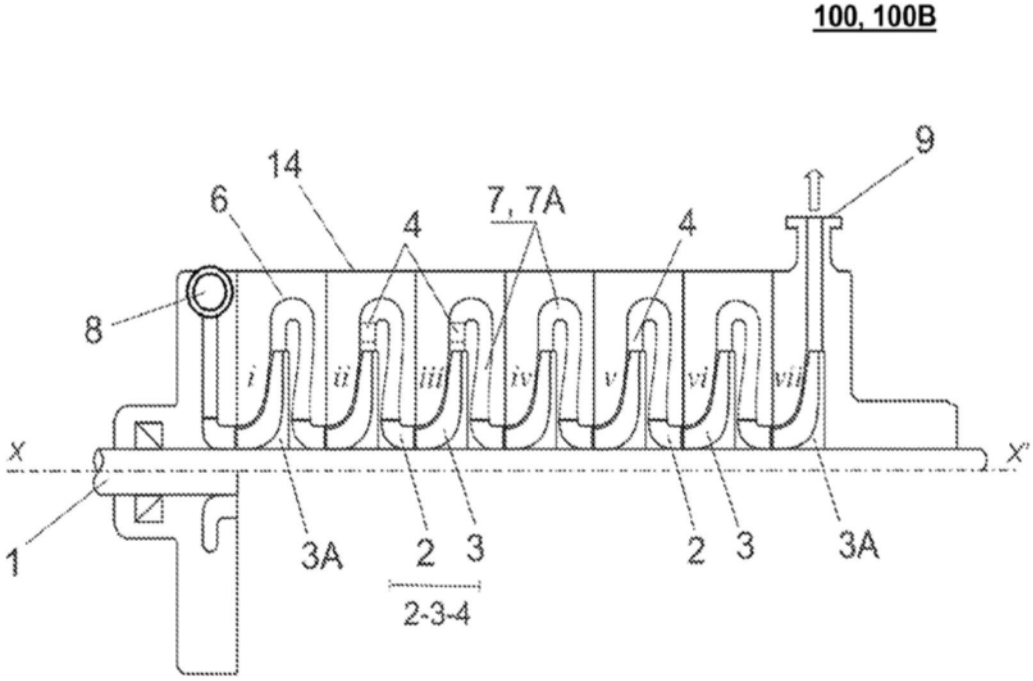

100, 100B
9
14
6
4
7, 7A
8
X
X'
1
3A
2
3
2-3-4

图4B

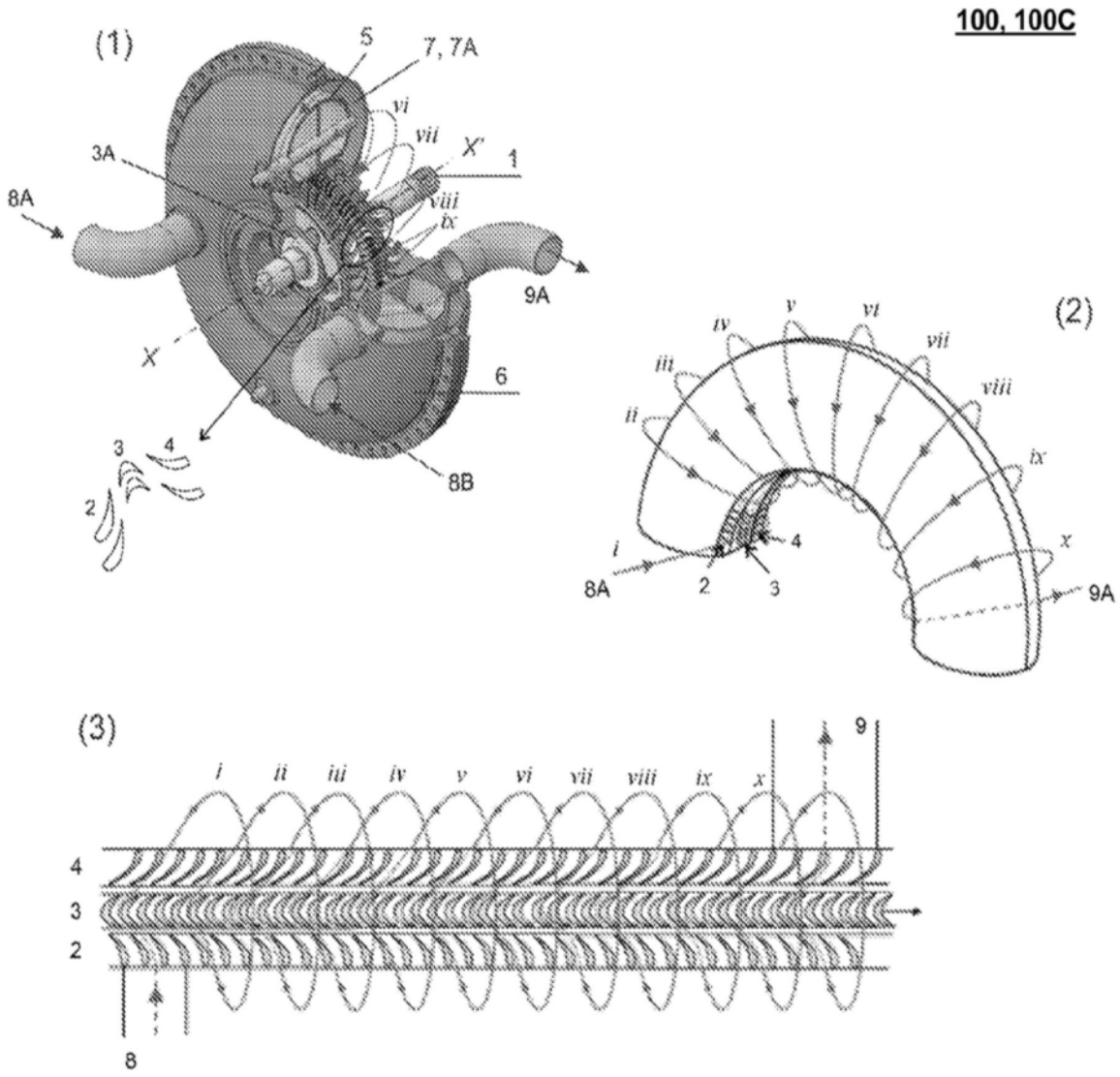

100, 100C
(1)
5
7, 7A
vi
vii
X'
1
3A
8A
viii
ix
9A
X
6
3
4
2
8B
(2)
iv
v
vi
vii
iii
viii
ii
ix
x
i
4
8A
2
3
9A
(3)
9
i
ii
iii
iv
v
vi
vii
viii
ix
x
4
3
2
8

图4C

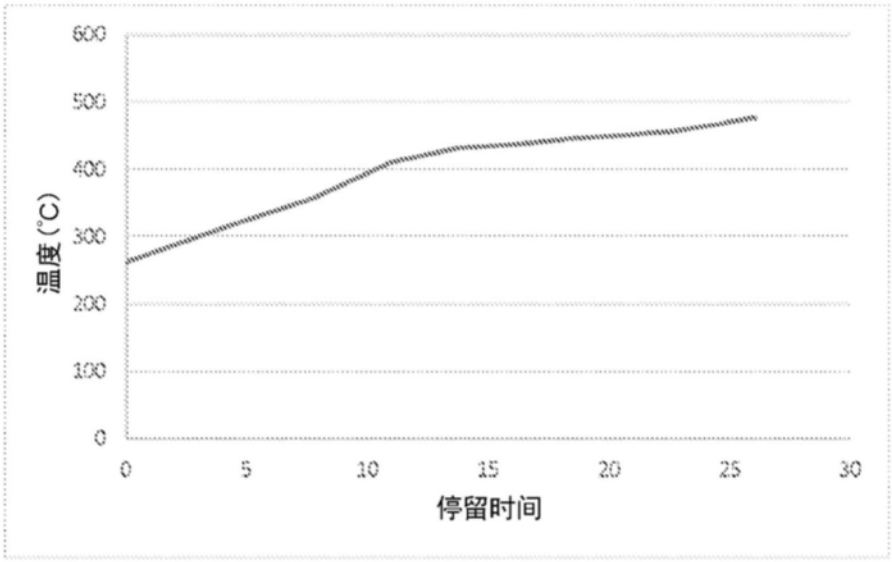

600
500
400
300
200
100
0
温度(°C)
0
5
10
15
20
25
30
停留时间

图5A

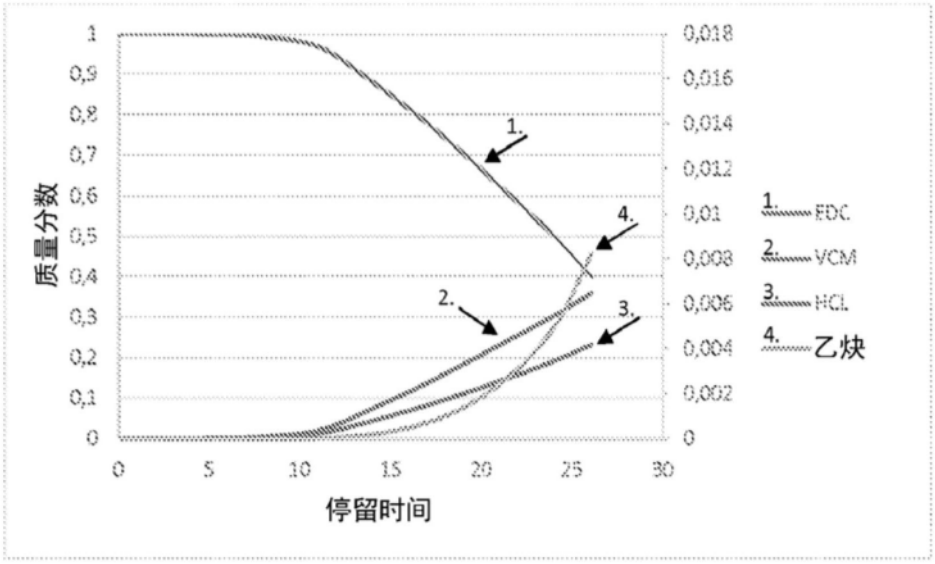

1
0,9
0,8
0,7
0,6
0,5
0,4
0,3
0,2
0,1
0
质量分数
0,018
0,016
0,014
0,012
0,01
0,008
0,006
0,004
0,002
0
0
5
10
15
20
25
30
停留时间
1.
2.
3.
4.
1. EDC
2. VCM
3. HCL
4. 乙炔

图5B

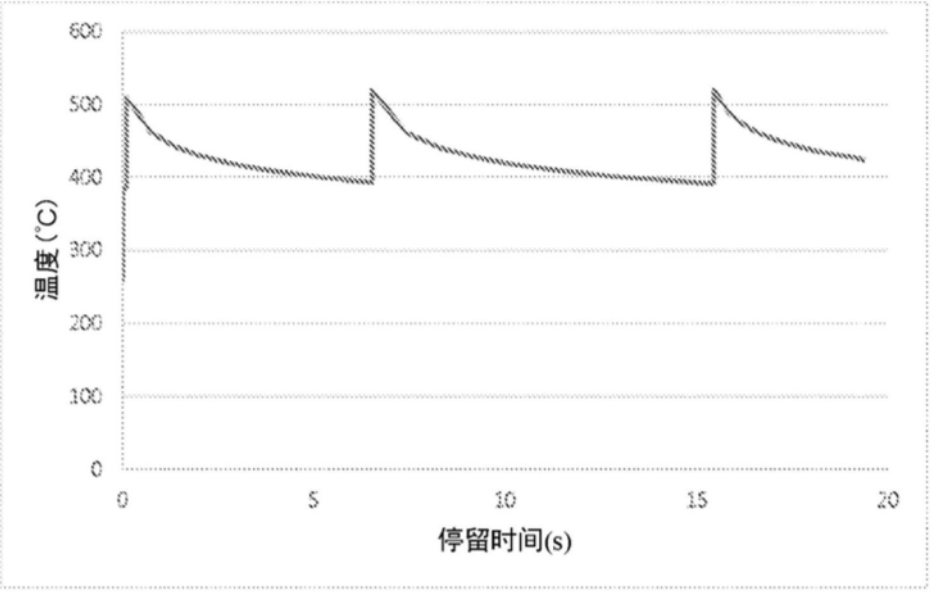

600
500
400
300
200
100
0
温度(°C)
0
5
10
15
20
停留时间(s)

图6A

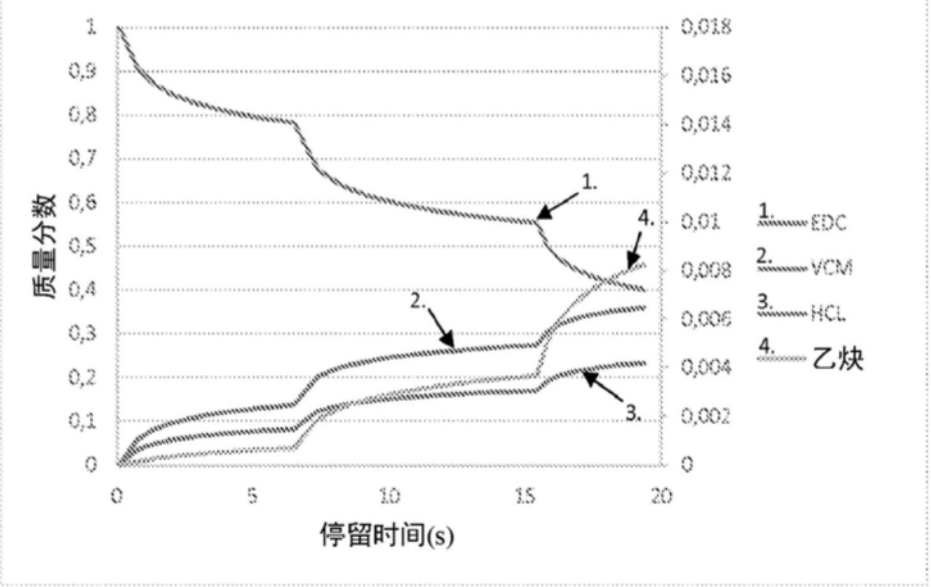

1
0,9
0,8
0,7
0,6
0,5
0,4
0,3
0,2
0,1
0
质量分数
0,018
0,016
0,014
0,012
0,01
0,008
0,006
0,004
0,002
0
0
5
10
15
20
停留时间(s)
1.
2.
3.
4.
1. EDC
2. VCM
3. HCL
4. 乙炔

图6B

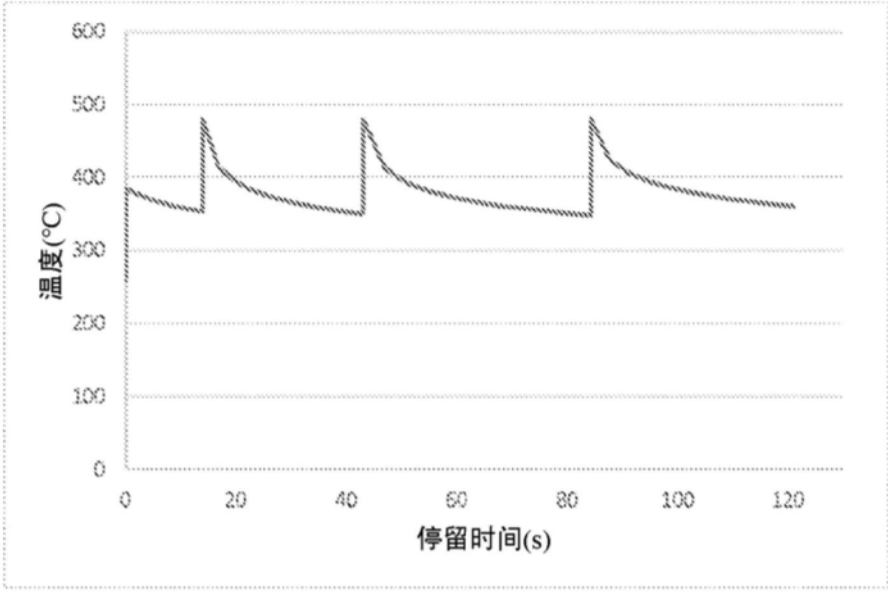

600
500
400
300
200
100
0
温度(℃)
0
20
40
60
80
100
120
停留时间(s)

图7A

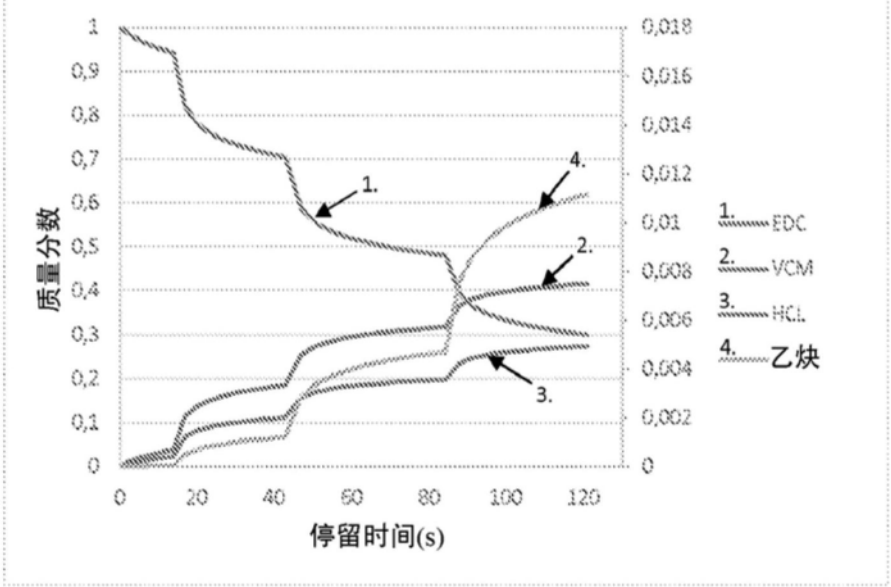

1
0,9
0,8
0,7
0,6
0,5
0,4
0,3
0,2
0,1
0
质量分数
0,018
0,016
0,014
0,012
0,01
0,008
0,006
0,004
0,002
0
0
20
40
60
80
100
120
停留时间(s)
1.
2.
3.
4.
1. EDC
2. VCM
3. HCL
4. 乙炔

图7B

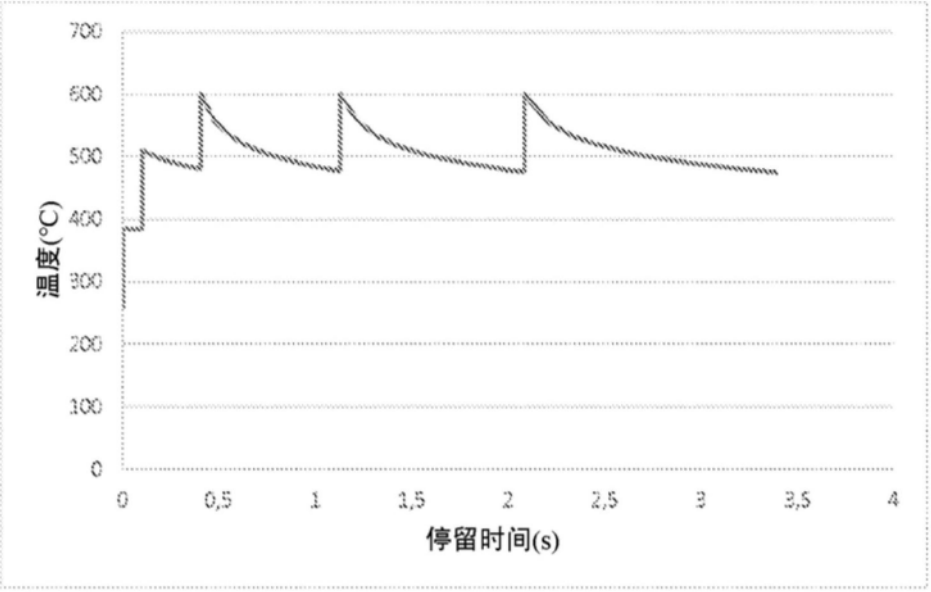

温度(°C)
700
600
500
400
300
200
100
0
0
0,5
1
1,5
2
2,5
3
3,5
4
停留时间(s)

图8A

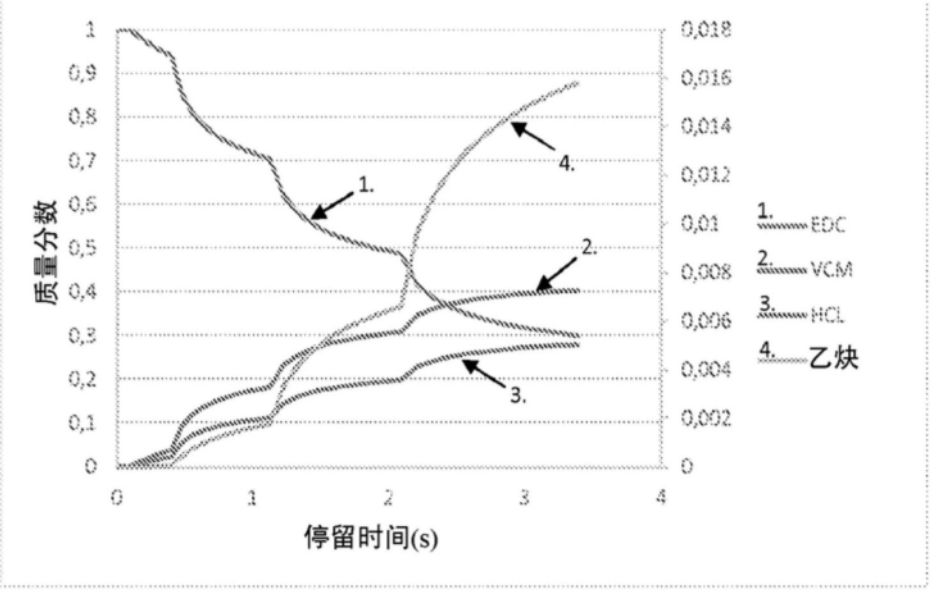

质量分数
1
0,9
0,8
0,7
0,6
0,5
0,4
0,3
0,2
0,1
0
0,018
0,016
0,014
0,012
0,01
0,008
0,006
0,004
0,002
0
0
1
2
3
4
停留时间(s)
1.
2.
3.
4.
1. EDC
2. VCM
3. HCL
4. 乙炔

图8B

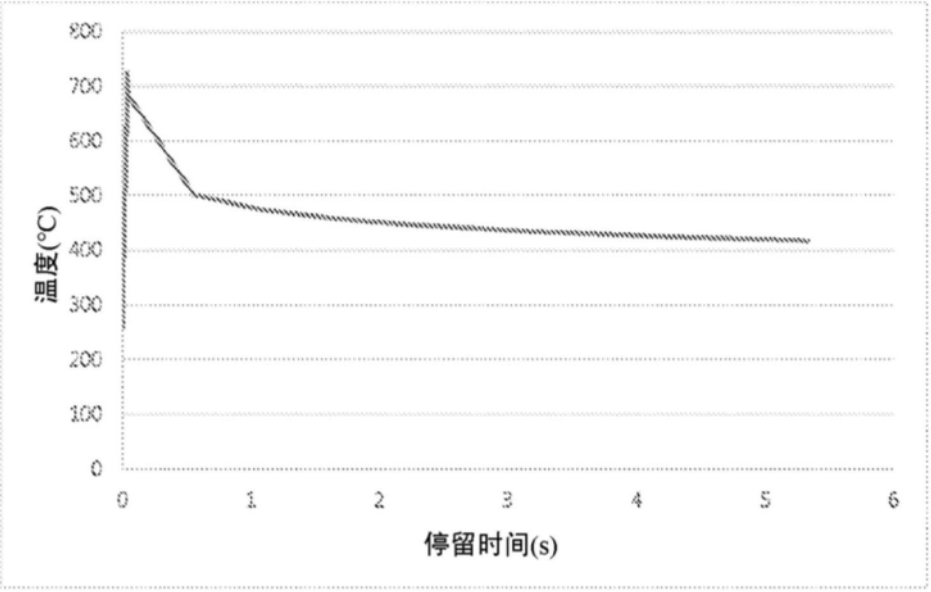

温度(°C)
900
700
600
500
400
300
200
100
0
0
1
2
3
4
5
6
停留时间(s)

图9A

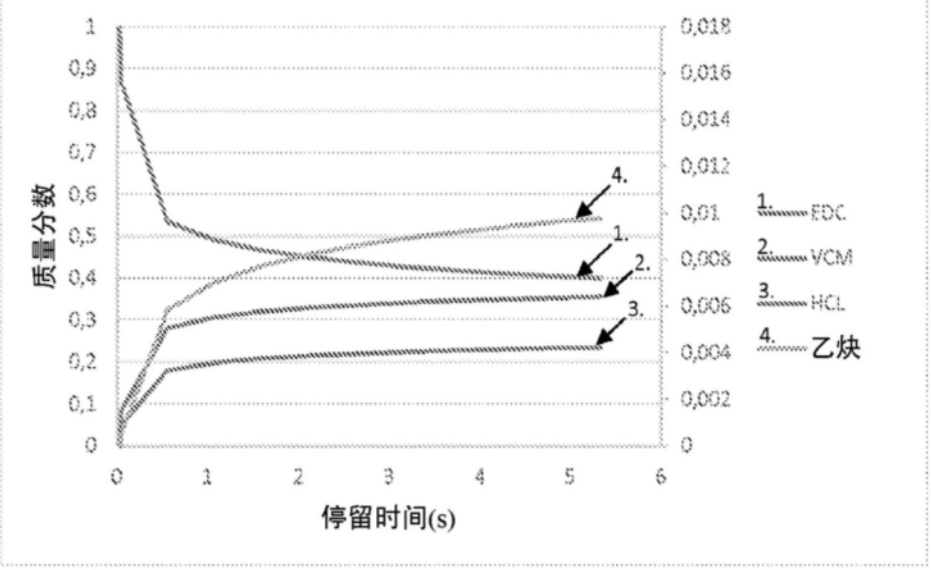

质量分数
1
0,9
0,8
0,7
0,6
0,5
0,4
0,3
0,2
0,1
0
0,018
0,016
0,014
0,012
0,01
0,008
0,006
0,004
0,002
0
0
1
2
3
4
5
6
停留时间(s)
1. EDC
2. VCM
3. HCL
4. 乙炔

图9B