



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 112424153 B

(45) 授权公告日 2023. 11. 03

(21) 申请号 201980046667.6

P·M·莫滕森

(22) 申请日 2019.07.16

(74) 专利代理机构 隆天知识产权代理有限公司

(65) 同一申请的已公布的文献号

72003

申请公布号 CN 112424153 A

专利代理师 张福根 吴小瑛

(43) 申请公布日 2021.02.26

(51) Int.Cl.

(30) 优先权数据

C07C 27/00 (2006.01)

PA201800393 2018.07.16 DK

B01J 8/24 (2006.01)

(85) PCT国际申请进入国家阶段日

C07C 29/14 (2006.01)

2021.01.12

C07C 45/60 (2006.01)

(86) PCT国际申请的申请数据

(56) 对比文件

PCT/EP2019/069073 2019.07.16

WO 2017216311 A1, 2017.12.21

(87) PCT国际申请的公布数据

W02020/016209 EN 2020.01.23

US 2012214113 A1, 2012.08.23

US 2010162625 A1, 2010.07.01

CN 102643165 A, 2012.08.22

FI 980456 A0, 1998.02.27

(73) 专利权人 托普索公司

审查员 张保集

地址 丹麦灵比市

(72) 发明人 L·S·佩德森 M·B·拉森

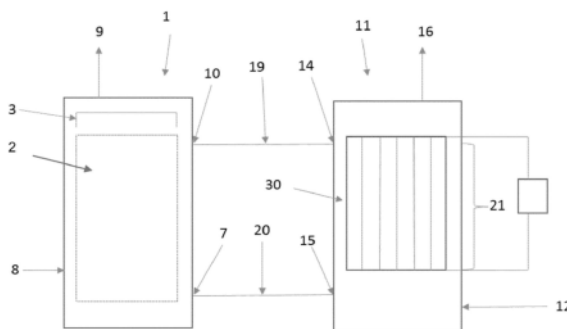
权利要求书6页 说明书13页 附图3页

(54) 发明名称

使用电阻加热对糖进行热裂解

(57) 摘要

本发明公开了一种用于从糖大规模且高效地生产含氧化合物的方法,其中将糖原料引入到热裂解反应器中,该热裂解反应器包括载热颗粒的流化流,将该载热颗粒的流化流从反应产物中分离出来并引导至包括电阻加热系统的再热器。



1. 一种用于将糖热裂解为 C_1-C_3 含氧化合物的反应器装置,其包括:
 - 裂解反应器,其包含载热颗粒,用于向糖提供热量使其热裂解成 C_1-C_3 含氧化合物,所述裂解反应器配备有用于将加热的载热颗粒引入到裂解反应器中的裂解颗粒入口、用于从裂解反应器收集用过的载热颗粒的裂解颗粒出口、用于将糖引入到裂解反应器中的原料入口、包括裂解区并允许糖热裂解的裂解提升管和用于回收 C_1-C_3 含氧化合物的产物出口;
 - 再热器,所述再热器包括:
 - o第一再热器气体入口
 - o再热器颗粒入口
 - o再热器颗粒出口
 - o再热器气体出口
 - o电阻加热系统
 - 第一流动装置,用于将用过的载热颗粒从裂解颗粒出口输送到再热器颗粒入口;
 - 第二流动装置,用于将加热的载热颗粒从再热器颗粒出口输送到裂解颗粒入口;其中电阻加热系统包括导电材料的加热结构体,所述加热结构体被布置在再热器内的加热区中,以向再热器内的载热颗粒提供热量。
2. 根据权利要求1所述的反应器装置,其中导电材料的加热结构体与电源连接,其中所述电源被配置为将载热颗粒加热到至少 300°C 的再热器出口温度。
3. 根据权利要求1所述的反应器装置,其中导电材料的加热结构体与电源连接,其中所述电源被配置为将载热颗粒加热到 300 至 800°C 的再热器出口温度。
4. 根据权利要求1所述的反应器装置,其中导电材料的加热结构体与电源连接,其中所述电源被配置为将载热颗粒加热到 400 至 700°C 的再热器出口温度。
5. 根据权利要求1所述的反应器装置,其中导电材料的加热结构体与电源连接,其中所述电源被配置为将载热颗粒加热到 500 至 650°C 的再热器出口温度。
6. 根据权利要求1或2所述的反应器装置,其中加热结构体的导电材料是在 20°C 下的电阻率为 $10^{-7}\Omega\cdot\text{m}$ 至 $10^{-5}\Omega\cdot\text{m}$ 的材料。
7. 根据权利要求1或2所述的反应器装置,其中加热结构体的导电材料是提供从加热结构体到载热颗粒的热通量为 500 至 $500,000\text{W}/\text{m}^2$ 的材料。
8. 根据权利要求1或2所述的反应器装置,其中加热结构体的导电材料是包括铜、银、铝、铬、铁和镍中的一种或多种的导电金属或金属合金。
9. 根据权利要求1或2所述的反应器装置,其中加热结构体的导电材料为导电陶瓷材料。
10. 根据权利要求9所述的反应器装置,其中所述导电陶瓷材料是包括以下中的一种或多种的材料:碳化硅、碳化钼、碳化钨、氮化钛、二硅化钼、二硅化钨;或其混合物。
11. 根据权利要求1或2所述的反应器装置,其中电阻加热系统进一步包括覆盖加热结构体的表面的至少 50% 的保护层。
12. 根据权利要求1或2所述的反应器装置,其中电阻加热系统进一步包括覆盖加热结构体的表面的至少 70% 的保护层。
13. 根据权利要求1或2所述的反应器装置,其中电阻加热系统进一步包括覆盖加热结构体的表面的至少 80% 的保护层。

14. 根据权利要求1或2所述的反应器装置,其中电阻加热系统进一步包括覆盖加热结构体的表面的至少90%的保护层。

15. 根据权利要求11所述的反应器装置,其中保护层包含在20°C下具有 $10^9 \Omega \cdot m$ 以上的电阻率的材料。

16. 根据权利要求11所述的反应器装置,其中保护层包含在20°C下具有 10^9 至 $10^{25} \Omega \cdot m$ 的电阻率的材料。

17. 根据权利要求11所述的反应器装置,其中保护层包括陶瓷材料。

18. 根据权利要求17所述的反应器装置,其中所述陶瓷材料是碳化硅、氧化铝、氧化锆和/或氮化硅。

19. 根据权利要求17所述的反应器装置,其中所述陶瓷材料是耐火衬里。

20. 根据权利要求1或2所述的反应器装置,其中载热颗粒选自砂、二氧化硅、玻璃、氧化铝、钢和碳化硅。

21. 根据权利要求1或2所述的反应器装置,其中载热颗粒的索特平均粒径为20至400 μm 。

22. 根据权利要求1或2所述的反应器装置,其中载热颗粒的索特平均粒径为20至300 μm 。

23. 根据权利要求1或2所述的反应器装置,其中载热颗粒的索特平均粒径为20至200 μm 。

24. 根据权利要求1或2所述的反应器装置,其中载热颗粒的索特平均粒径为20至100 μm 。

25. 根据权利要求1或2所述的反应器装置,其中再热器具有反应器壁,并且加热结构体在套筒中通过所述反应器壁与电源连接,所述套筒使加热结构体与反应器壁为电绝缘。

26. 根据权利要求25所述的反应器装置,其中加热区被布置为垂直地位于再热器气体出口的下方。

27. 根据权利要求25所述的反应器装置,其中套筒被布置为垂直地位于再热器颗粒出口的上方。

28. 根据权利要求1或2所述的反应器装置,其中再热器颗粒出口被布置为垂直地位于裂解颗粒入口的上方。

29. 根据权利要求1或2所述的反应器装置,其中第一和/或第二流动装置配备有流体控制装置。

30. 根据权利要求1或2所述的反应器装置,其中裂解反应器进一步包括:

- 流化气体入口,用于引入流化气体;和/或
- 第一裂解颗粒分离器,用于将一部分用过的载热颗粒与 C_1-C_3 含氧化合物分离;和/或
- 冷却工段,用于使 C_1-C_3 含氧化合物骤冷;和/或
- 第二裂解颗粒分离器,用于将任何剩余的用过的载热颗粒与 C_1-C_3 含氧化合物分离;和/或
- 裂解汽提区,用于改善通过该裂解汽提区的任何流体的混合。

31. 根据权利要求30所述的反应器装置,其中第一裂解颗粒分离器被布置在分离器容器内,并且分离器容器进一步包括裂解汽提区和分离器流化气体入口,所述裂解汽提区配

备有挡板或其他内部构件,以改善通过该裂解汽提区的任何流体的混合;其中汽提区被布置为垂直地位于第一裂解颗粒分离器的下方,且分离器流化气体入口被布置为垂直地位于分离器汽提区的下方。

32. 根据权利要求31所述的反应器装置,其中裂解颗粒出口被布置为垂直地位于裂解汽提区的下方,并且垂直地位于再热器颗粒入口的上方。

33. 根据权利要求1或2所述的反应器装置,其中再热器进一步包括:

• 再热器汽提区,其配备有挡板或其他内部构件,以改善通过该再热器汽提区的任何流体的混合;和/或

• 第二再热器气体入口,用于向再热器的汽提区提供氧化性气体;和/或

• 再热器颗粒分离器;和/或

• 再热器压缩机。

34. 根据权利要求33所述的反应器装置,其中再热器汽提区被布置为垂直地位于加热区的下方,并且垂直地位于再热器颗粒出口的上方。

35. 一种用于将糖热裂解为 C_1-C_3 含氧化合物的方法,所述方法包括以下步骤:

a. 提供适合流化的加热的载热颗粒;

b. 通过裂解颗粒入口将加热的载热颗粒引入到裂解反应器中,以在裂解反应器的裂解提升管中产生颗粒的流化流,提升管包括裂解区;

c. 提供含糖的原料;

d. 将原料引入到颗粒的流化流中;

e. 使糖经历热裂解,以产生包含所形成的 C_1-C_3 含氧化合物的颗粒密集的裂解产物;

f. 从所述颗粒密集的裂解产物中分离出一部分载热颗粒,以产生用过的载热颗粒和包含所形成的 C_1-C_3 含氧化合物的减少颗粒的裂解产物;

g. 回收 C_1-C_3 含氧化合物;

h. 从裂解颗粒出口以第一载热颗粒流的形式取出在步骤f)中分离出的用过的载热颗粒,并通过第一流动装置输送该第一载热颗粒流,然后通过再热器颗粒入口向再热器提供该第一载热颗粒流;

i. 允许载热颗粒在再热器内的加热区中吸收热量,以产生加热的载热颗粒,其中所述热量是由电阻加热系统提供的,所述电阻加热系统包括导电材料的加热结构体,所述加热结构体被布置在再热器内的加热区中;

j. 从再热器颗粒出口以第二载热颗粒流的形式取出在步骤i)中产生的加热的载热颗粒,并通过第二流动装置输送该第二载热颗粒流,然后通过裂解颗粒入口向裂解反应器提供该第二载热颗粒流;和然后

k. 重复步骤c)至j)。

36. 根据权利要求35所述的方法,其中载热颗粒选自砂、二氧化硅、玻璃、氧化铝、钢和碳化硅。

37. 根据权利要求35或36所述的方法,其中载热颗粒的索特平均粒径为20至400 μm 。

38. 根据权利要求35或36所述的方法,其中载热颗粒的索特平均粒径为20至300 μm 。

39. 根据权利要求35或36所述的方法,其中载热颗粒的索特平均粒径为20至200 μm 。

40. 根据权利要求35或36所述的方法,其中载热颗粒的索特平均粒径为20至100 μm 。

41. 根据权利要求35或36所述的方法,其中载热颗粒在再热器的加热区中具有5至10,000kg/m²/s的每横截面积的通量。

42. 根据权利要求35或36所述的方法,其中再热器的加热区中的表观气体速度为0.01m/s至2m/s。

43. 根据权利要求35或36所述的方法,其中在步骤i)中,将用过的载热颗粒与氧化性气体流混合以氧化存在于再热器的加热区中的用过的载热颗粒表面上的任何焦炭,其中所述氧化性气体包含3至21体积%的氧气。

44. 根据权利要求35或36所述的方法,其中使用再热器流化气体在再热器内使载热颗粒流化。

45. 根据权利要求44所述的方法,其中进料至再热器的再热器流化气体(Nm³/小时)与进料至裂解反应器的糖(公吨/小时)的比率为10至1000。

46. 根据权利要求44所述的方法,其中进料至再热器的再热器流化气体(Nm³/小时)与进料至裂解反应器的糖(公吨/小时)的比率为100至300。

47. 根据权利要求44所述的方法,其中再热器流化气体包含1至103ppm的氧气。

48. 根据权利要求35或36所述的方法,其中在步骤j)中取出的载热颗粒的温度为300至800°C。

49. 根据权利要求35或36所述的方法,其中在步骤j)中取出的载热颗粒的温度为400至800°C。

50. 根据权利要求35或36所述的方法,其中在步骤j)中取出的载热颗粒的温度为400至700°C。

51. 根据权利要求35或36所述的方法,其中在步骤j)中取出的载热颗粒的温度为500至700°C。

52. 根据权利要求35或36所述的方法,其中在步骤j)之前在再热器汽提区中从载热颗粒中汽提过量的氧气。

53. 根据权利要求44所述的方法,其中再热器流化气体包含氮气。

54. 根据权利要求35或36所述的方法,其中在步骤b)中引入的加热的载热颗粒以足以在步骤e)的热裂解发生后维持至少250°C的温度的速率引入,所述速率足以获得颗粒的流化流。

55. 根据权利要求35或36所述的方法,其中在步骤b)中引入的加热的载热颗粒以足以在步骤e)的热裂解发生后维持至少300°C的温度的速率引入,所述速率足以获得颗粒的流化流。

56. 根据权利要求35或36所述的方法,其中在步骤b)中引入的加热的载热颗粒以足以在步骤e)的热裂解发生后维持至少350°C的温度的速率引入,所述速率足以获得颗粒的流化流。

57. 根据权利要求35或36所述的方法,其中在步骤b)中引入的加热的载热颗粒以足以在步骤e)的热裂解发生后维持至少400°C的温度的速率引入,所述速率足以获得颗粒的流化流。

58. 根据权利要求35或36所述的方法,其中在步骤b)中引入的加热的载热颗粒以足以在步骤e)的热裂解发生后维持至少450°C的温度的速率引入,所述速率足以获得颗粒的流

化流。

59. 根据权利要求35或36所述的方法,其进一步包括在至少50°C的温度下使步骤f)中的减少颗粒的裂解产物骤冷的步骤,使得从将原料引入到颗粒的流化流中的那一刻到进行骤冷的时刻,气体的平均停留时间最大为5秒。

60. 根据权利要求35或36所述的方法,其进一步包括在至少50°C的温度下使步骤f)中的减少颗粒的裂解产物骤冷的步骤,使得从将原料引入到颗粒的流化流中的那一刻到进行骤冷的时刻,气体的平均停留时间最大为3秒。

61. 根据权利要求35或36所述的方法,其进一步包括在至少50°C的温度下使步骤f)中的减少颗粒的裂解产物骤冷的步骤,使得从将原料引入到颗粒的流化流中的那一刻到进行骤冷的时刻,气体的平均停留时间最大为2秒。

62. 根据权利要求35或36所述的方法,其进一步包括在至少50°C的温度下使步骤f)中的减少颗粒的裂解产物骤冷的步骤,使得从将原料引入到颗粒的流化流中的那一刻到进行骤冷的时刻,气体的平均停留时间最大为1秒。

63. 根据权利要求35或36所述的方法,其进一步包括在至少50°C的温度下使步骤f)中的减少颗粒的裂解产物骤冷的步骤,使得从将原料引入到颗粒的流化流中的那一刻到进行骤冷的时刻,气体的平均停留时间最大为0.8秒。

64. 根据权利要求35或36所述的方法,其进一步包括在至少50°C的温度下使步骤f)中的减少颗粒的裂解产物骤冷的步骤,使得从将原料引入到颗粒的流化流中的那一刻到进行骤冷的时刻,气体的平均停留时间最大为0.6秒。

65. 根据权利要求35或36所述的方法,其进一步包括使减少颗粒的裂解产物进行第二分离,以产生包含C₁-C₃含氧化合物的粗裂解产物。

66. 根据权利要求35或36所述的方法,其中原料含糖的水溶液,所述糖选自蔗糖、乳糖、木糖、阿拉伯糖、核糖、甘露糖、塔格糖、半乳糖、葡萄糖和果糖;或其混合物。

67. 根据权利要求66所述的方法,其中原料中糖的浓度为10至90重量%。

68. 根据权利要求35或36所述的方法,其中能量效率为至少80%,其中所述能量效率被测量为供应给电阻加热系统的能量(kW)相对于供应给加热的载热颗粒的能量(kW)的百分比。

69. 根据权利要求35或36所述的方法,其中能量效率为82至99%,其中所述能量效率被测量为供应给电阻加热系统的能量(kW)相对于供应给加热的载热颗粒的能量(kW)的百分比。

70. 根据权利要求35或36所述的方法,其中能量效率为90至98%,其中所述能量效率被测量为供应给电阻加热系统的能量(kW)相对于供应给加热的载热颗粒的能量(kW)的百分比。

71. 根据权利要求35或36所述的方法,其中供应给电阻加热系统的能量(kW)与供应给裂解反应器的糖(公吨/小时)的比率为800至2500。

72. 根据权利要求35或36所述的方法,其中供应给电阻加热系统的能量(kW)与供应给裂解反应器的糖(公吨/小时)的比率为1100至2000。

73. 一种由糖制备C₁-C₃羟基化化合物的方法,所述方法包括以下步骤:

进行根据权利要求35至72中任一项所述的方法;和,

然后

使所述C₁-C₃含氧化合物经受氢化过程以获得相应的C₁-C₃羟基化合物。

使用电阻加热对糖进行热裂解

发明领域

[0001] 本发明的实施方案涉及一种用于将糖原料转化为 C_1-C_3 含氧化合物的方法和适用于执行该方法的系统,其中载热颗粒用于为糖的热裂解提供热量,用过的载热颗粒在配备有电阻加热系统的再热器中再加热。该方法和系统适于工业应用,并且该方法可以作为大规模、连续的过程来执行。

[0002] 发明背景

[0003] 生物质作为原材料特别受关注,因为它具有补充和可能替代石油作为制备商业化学品的原料的潜力。近年来,已经研究了各种利用生物质的技术。碳水化合物占生物质的很大一部分,目前正在建立将它们有效地用作制备商业化学品的原料的各种策略。这些策略包括各种基于发酵的过程、热解和其他过程,例如氢解、加氢甲酰化或酸催化脱水。

[0004] 由生物质生产的化学品的实例包括:替代天然气、生物燃料(例如乙醇和生物柴油)、食品褐变材料以及商业化学品(例如二醇(乙二醇和丙二醇)、酸(乳酸、丙烯酸和乙酰丙酸))以及多种其他重要的化学中间体(表氯醇、异戊二烯、糠醛和合成气)。

[0005] 因此,正在开发 C_1-C_3 含氧化合物产物的新用途,并期望对这些产物的需求将增加。这种含氧化合物产物可以例如通过使含氧化物产物氢化来用于制备乙二醇和丙二醇(参见例如W0 2016/001169),或者如W0 2017/064267中所述地用于清除硫化氢。但是,可以设想许多其他用途。

[0006] 已经提出了几种用于通过热解将糖转化为 C_1-C_3 含氧化合物(也称为糖的裂解或糖的热裂解)的系统。

[0007] 在W0 92/17076中,建议使用电烤箱间接提供热量,或者通过天然气或丙烷的燃烧直接提供热量。加热的砂是热源的一个实例。在这些实例中,似乎是利用砂提供热量,并且气体的燃烧发生在热解反应器内以提供加热的砂颗粒。

[0008] 在US 7,094,932中,通过电加热来提供热量,该电加热通过热解反应器的壁。在实施例6中,该过程扩大了规模,但没有达到工业水平。

[0009] W0 2017/216311公开了一种反应器系统,其包括与再热器反应器连接的独立的热解反应器,以提供循环流化床反应器系统,其中通过将燃烧气体从外部燃烧室输送到再热器中,将载热颗粒在再热器中加热至期望的温度。然后将加热的载热颗粒再循环到热解反应器,为糖的热裂解提供热量。

[0010] 然而,仍然需要高产量和更节能的反应器系统和工艺,用于适合大规模生产的从糖制备可持续的 C_1-C_3 含氧化合物。

[0011] 发明简述

[0012] 本申请的发明人希望开发一种工业上适用的方法来生产可持续的 C_1-C_3 含氧化合物,发现通过电加热的反应器壁提供热量的热裂解反应器根本不适合工业应用。到反应器蒸汽的有限热通量需要延长的停留时间,这对于工业应用是特别不利的,特别是对于将糖转化为 C_1-C_3 含氧化合物而言。发明人还发现,具有外部燃烧室用于燃烧甲烷以产生用于加热提升管再热器中的载热颗粒的烟道气具有一些缺点,因为需要大量烟道气流来向系统输

送足够的热量。本申请的发明人惊奇地发现,通过提供一种反应器系统可以获得许多显著的优点,该反应器系统包括利用电阻加热作为热源的再热器,该热源用于在反应器系统中加热用过的载热颗粒,以便通过热裂解由糖产生 C_1-C_3 含氧化合物。对于工业应用而言,值得注意的是,即使产量、选择性和/或转化率略有提高,也可以节省大量资金。

[0013] 发明人现在已经开发了一种改进的循环流化床反应器系统,其包括热裂解反应器(也称为裂解反应器)和再热器,该再热器配备有加热系统,该加热系统采用电阻加热来加热再热器内的载热颗粒。

[0014] 因此,提供了一种用于将糖热裂解为 C_1-C_3 含氧化合物的反应器系统,其包括:

[0015] -裂解反应器,其包含载热颗粒,用于向糖提供热量使其热裂解成 C_1-C_3 含氧化合物,所述裂解反应器配备有用于将加热的载热颗粒引入到裂解反应器中的裂解颗粒入口、用于从裂解反应器收集用过的载热颗粒的裂解颗粒出口、用于将糖引入到裂解反应器中的原料入口、包括裂解区并允许糖热裂解的裂解提升管和用于回收 C_1-C_3 含氧化合物的产物出口;

[0016] -再热器,所述再热器包括:

[0017] o第一再热器气体入口

[0018] o再热器颗粒入口

[0019] o再热器颗粒出口

[0020] o再热器气体出口

[0021] o电阻加热系统

[0022] -第一流动装置,用于将用过的载热颗粒从裂解颗粒出口输送到再热器颗粒入口;

[0023] -第二流动装置,用于将加热的载热颗粒从再热器颗粒出口输送到裂解颗粒入口;

[0024] 其中电阻加热系统包括导电材料的加热结构体,所述加热结构体被布置在再热器内的加热区中,以向再热器内的载热颗粒提供热量。

[0025] 在本文中,“加热区”是指再热器的加热区,即使可以在反应器系统的其他部分中提供热量,而不背离本发明。例如,加热的载热颗粒将热量传递到裂解提升管内的裂解区中的原料。

[0026] 第一和第二流动装置应当分别建立从裂解颗粒出口到再热器颗粒入口和从再热器颗粒出口到裂解颗粒入口的流体连接。流动装置的实施方案包括其中颗粒被流化的管道或管路。应当选择第一和第二流动装置的尺寸和角度以利于载热颗粒的流化。为了维持循环的流化反应器系统,应当将载热颗粒保持在流化状态,以使载热颗粒的流像流体一样流动并循环。通常,优选使用接近垂直的第一和第二流动装置。还优选具有 120° 至 240° 之间的角度。通常,应当选择第一和第二流动装置的直径以获得1至 $2000\text{kg}/\text{m}^2/\text{s}$ 的床材料通量。可以将附加的流化气体入口添加到第一和/或第二流动装置。优选地,第一和/或第二流动装置配备有流体控制装置,例如控制第一和/或第二流动装置中的流体流量的阀。

[0027] 反应器系统的材料应当耐热和耐腐蚀。

[0028] 在反应器系统的实施方案中,导电材料的加热结构体与电源连接,其中所述电源被配置为将载热颗粒加热到至少 300°C 且至多 900°C ,例如 300 至 800°C , 400 至 700 或 500 至 650 的再热器出口温度。加热系统的确切配置将取决于加热结构体的尺寸(横截面和长度),以在加热结构体中获得期望的电阻以产生期望的量的能量。加热的载热颗粒的出口温度取

决于从加热结构体到载热颗粒的热通量,以及载热颗粒在加热区中的停留时间。

[0029] 载热颗粒可以选自砂、二氧化硅、玻璃、氧化铝、钢和碳化硅,并且其载热颗粒的索特(Sauter)平均粒径可以为20至400 μm ,例如20至300、20至200或20至100 μm 。索特平均直径是粒径的平均值,其被定义为具有与受关注的颗粒相同的体积/表面积比的球体的直径。

[0030] 与已知解决方案相比,这种系统具有若干优点。该系统适用于在工业上由糖类生产可持续的 C_1 - C_3 含氧化合物,并提供了降低获得的单位产物的成本的可能性。该系统提供了减小再热器的尺寸和复杂性,同时又为工艺提供相同量的热量的可能性,以及简化将糖热裂解为 C_1 - C_3 含氧化合物的方法的可能性,从而节省了成本。在反应器系统的实施方案中,再热器的加热区的直径与裂解提升管的裂解区的直径之比可以为1:1至30:1。根据本申请的反应器系统允许减少进入反应器系统的空气的所需压缩。因此,与已知系统相比,可能需要更小的压缩机。在再热器中使用蒸汽的情况下,甚至可以省去压缩机,以使水的蒸发原位产生再热器流化气体。

[0031] 再热器是具有反应器壁的反应器,该反应器壁构成了再热器内部与周围环境之间的界限。合适的反应器壁材料是钢。

[0032] 根据本发明的实施方案的反应器系统的再热器包括通过电阻加热提供热量的加热系统。主要部分(例如至少70%、80%、90%或100%)的热量由导电材料制成的加热结构体提供。在加热结构体的两个点之间施加电流,从而在两个点之间提供电阻热。

[0033] 在根据本发明的实施方案中,加热结构体的导电材料可以由在20 $^{\circ}\text{C}$ 下的电阻率为 $10^{-7}\ \Omega \cdot \text{m}$ 至 $10^{-5}\ \Omega \cdot \text{m}$ 的材料组成。加热结构体的导电材料可以由提供从加热结构体到载热颗粒的热通量为500至500,000 W/m^2 的材料组成。可以通过调节施加到加热结构体上的电流和电压来调节热通量。导电材料可以包括金属或金属合金,该金属或金属合金包括铜、银、铝、铬、铁和镍中的一种或多种。可替代地,或另外,加热结构体的导电材料可以包括导电陶瓷材料,例如包括以下中的一种或多种的材料:碳化硅、碳化钼、碳化钨、氮化钛、二硅化钼、二硅化钨;或其混合物。

[0034] 电阻加热系统可以进一步包括覆盖加热结构体的表面的至少50%的保护层;例如覆盖加热结构体的表面的至少70%、80%或90%的保护层。因此,保护层可以包含在20 $^{\circ}\text{C}$ 下具有 $10^9\ \Omega \cdot \text{m}$ 以上的电阻率的材料,例如在20 $^{\circ}\text{C}$ 下具有 10^9 至 $10^{25}\ \Omega \cdot \text{m}$ 的电阻率的材料,例如选自碳化硅、氧化铝、氧化锆、氮化硅和/或耐火衬里的陶瓷材料。

[0035] 加热结构体可以具有任何形状。然而,优选的是提供机械和电稳定性以及用于将热量提供给再热器的加热区的相当大的表面积的形状。加热结构体可以成形为一个或多个杆、圆柱或板,并且它们可以在加热区内以任何方向布置。如果使用多个杆、圆柱、板或其他形状,则它们可以并联或串联连接,并且可以以不同方向布置。加热结构体可以通过独立的导体与电源连接,或者加热结构体本身可以直接与电源连接。

[0036] 电源可以被布置在再热器的内部或外部。

[0037] 当电源被布置在反应器壁的外部时,加热结构体通过连接器与电源连接。加热结构体可以穿过反应器壁,在这种情况下,连接器与加热结构体是一体的,或者任何中间导体的连接器都可以穿过反应器壁以将加热结构体与电源成电连接。在一个实施方案中,加热结构体或任何中间导体的端部被引导穿过反应器壁的上部。这样做的一个优点是,在关闭反应器或以其他方式停止载热颗粒的流化流的情况下,载热颗粒不会覆盖连接器。

[0038] 当加热结构体或任何中间导体的端部被引导穿过反应器壁时,它们优选与反应器壁为电绝缘。它们可以例如被布置在包括电绝缘材料的套筒中。套筒可以部分地由塑料和/或陶瓷材料制成。术语“套筒”旨在表示允许机械地连接两个硬件的装置。由此,即使存在反应器壁的穿孔,也可以保持再热器的内部与周围环境之间的任何压力差。套筒的非限制性实例可以是电绝缘套筒、电介质套筒、功率压缩密封件、压缩套筒或法兰。

[0039] 根据本发明的实施方案,再热器具有反应器壁,且加热结构体在套筒中通过所述反应器壁与电源连接,该套筒将加热结构与反应器壁电绝缘。优选地,加热区被布置为垂直地位于再热器气体出口的下方。优选地,套管被布置为垂直地位于再热器颗粒出口的上方。优选地,再热器颗粒出口被布置为垂直地位于裂解颗粒入口的上方。

[0040] 当提到第一位置被布置为垂直地位于第二位置的上方时,应当理解的是,当在指向重心的垂直轴上投影第一和第二位置时,如果在垂直轴上第一位置的投影比第二位置的投影高,则第一位置被视为被布置为垂直地位于第二位置的上方。“垂直地位于……的下方”也是如此。

[0041] 根据本发明的实施方案,裂解反应器可以进一步包括:

[0042] • 流化气体入口,用于引入流化气体;和/或

[0043] • 第一裂解颗粒分离器,用于将一部分用过的载热颗粒与C1-C3含氧化合物分离;和/或

[0044] • 冷却工段,用于使C1-C3含氧化合物骤冷(quench cooling);和/或

[0045] • 第二裂解颗粒分离器,用于将任何剩余的用过的载热颗粒与C1-C3含氧化合物分离;和/或

[0046] • 裂解汽提区,用于改善通过该裂解汽提区的任何流体的混合。

[0047] 根据一个实施方案,第一裂解颗粒分离器被布置在分离器容器内,并且该分离器容器进一步包括裂解汽提区和分离器流化气体入口,该裂解汽提区配备有挡板(baffle)或其他内部构件(internal),以改善通过该裂解汽提区的任何流体的混合;其中汽提区被布置为垂直地位于第一裂解颗粒分离器的下方,且分离器流化气体入口被布置为垂直地位于分离器汽提区的下方。

[0048] 根据一个实施方案,裂解颗粒出口被布置为垂直地位于裂解汽提区的下方,并且垂直地位于再热器颗粒入口的上方。

[0049] 根据本发明的实施方案,再热器可以进一步包括:

[0050] • 再热器汽提区,其配备有挡板或其他内部构件,以改善通过该再热器汽提区的任何流体的混合;和/或

[0051] • 第二再热器气体入口,用于向再热器的汽提区提供氧化性气体;和/或

[0052] • 再热器颗粒分离器;和/或

[0053] • 再热器压缩机。

[0054] 根据一个实施方案,再热器汽提区被布置为垂直地位于加热区的下方,而垂直地位于再热器颗粒出口的上方。

[0055] 根据本发明的反应器系统可以有利地用于将糖热分解为C₁-C₃含氧化合物的方法中,所述方法包括以下步骤:

[0056] a. 提供适合流化的加热的载热颗粒;

[0057] b. 通过裂解颗粒入口将加热的载热颗粒引入到裂解反应器中, 以在裂解反应器的裂解提升管中产生颗粒的流化流, 提升管包括裂解区;

[0058] c. 提供含糖的原料;

[0059] d. 将原料引入到颗粒的流化流中;

[0060] e. 使糖经历热裂解, 以产生包含所形成的 C_1-C_3 含氧化合物的颗粒密集的 (particle dense) 裂解产物;

[0061] f. 从所述颗粒密集的裂解产物中分离出一部分载热颗粒, 以产生用过的载热颗粒和包含所形成的 C_1-C_3 含氧化合物的减少颗粒的 (particle lean) 裂解产物;

[0062] g. 回收 C_1-C_3 含氧化合物;

[0063] h. 从裂解颗粒出口以第一载热颗粒流的形式取出在步骤f) 中分离出的用过的载热颗粒, 并通过第一流动装置输送该第一载热颗粒流, 然后通过再热器颗粒入口向再热器提供该第一载热颗粒流;

[0064] i. 允许载热颗粒在加热区中的再热器内吸收热量, 以产生加热的载热颗粒;

[0065] j. 从再热器颗粒出口以第二载热颗粒流的形式取出在步骤i) 中产生的加热的载热颗粒, 并通过第二流动装置输送该第二载热颗粒流, 然后通过裂解颗粒入口向裂解反应器提供该第二载热颗粒流; 和然后

[0066] k. 重复步骤c) 至k)。

[0067] 载热颗粒在裂解反应器和再热器中均被流化。优选地, 载热颗粒还在第一和第二流动装置中被流化。这样的系统可以被称为循环流化床反应器系统 (CFB)。在一个实施方案中, 反应器系统是循环流化床反应器系统。每个反应器中的表观气体速度可以单独调整; 或每个反应器中的表观气体速度可以同时调整。在一个实施方案中, 裂解反应器中的表观气体速度比再热器中高至少3倍, 例如高至少5或10倍。通常, 流化是通过引入流化气体和/或通过反应器内形成的任何气体 (例如, 被加热并蒸发成气相的水) 而获得的。在一个实施方案中, 再热器的表观气体速度为0.01m/s至2m/s。在一个实施方案中, 裂解反应器的裂解提升管的裂解区中的表观气体速度为3m/s至22m/s。

[0068] 裂解反应器的其他方面在WO 2017/064267中公开, 其也公开为US 2018/0312410。来自US 2018/0312410的裂解反应器以及相关方法的各方面通过引用并入本文。

[0069] WO 2017/064267中公开的再热器通过例如天然气的外部燃烧产生热量, 当与该再热器相比较时, 根据本申请的反应器系统的再热器对于工业应用更具吸引力得多。避免了使用燃烧气体, 这意味着需要从再热器中去除的污染物的量非常有限。另外, 可以减少局部释放 CO_2 。另一个优点是可以省去或大大减少包含氧化剂的气体, 例如氧气。设备更简单, 再热器的尺寸可能会大大减小。例如, 减少了对空气压缩机、热交换器、空气过滤器和烟道气净化等的需求。能量效率要好得多, 因为烟道气流量明显较小, 因此空气压缩机更小, 烟道气的热量损失也更少。烟道气也可以用在任何下游蒸馏过程中的蒸馏塔中。

[0070] 另外, 用于向再热器供应热量的电力可以来自可持续的来源, 例如来自风车能源或太阳能, 这改善了最终产物的可持续性程度。根据本发明的实施方案的方法的另一个优点是减少了对空气的需求。

[0071] 在与裂解反应器分开的再热器中加热或再加热载热颗粒的优点是: 载热颗粒的表面上形成的任何有机物质 (例如焦炭) 都可以通过燃烧除去, 而不会污染裂解产物, 并且可

以避免向裂解反应器中添加氧气。

[0072] 尽管将反应器系统描述为两个独立的反应器,但只要每个反应器都由反应器壁界定,就可以以各种方式将这两个反应器集成在一起。然而,其中一个的反应器壁的一部分或全部可以与另一个的反应器壁共享。在后一种情况下,第一和/或第二流动装置可以简单地在共享的反应器壁中构成第一和/或第二孔(aperture),从而在两个反应器之间提供流体连接。在根据本发明的一个实施方案中,裂解反应器被垂直地定位于再热器的上方,并且两个反应器共享一个反应器壁,该反应器壁具有构成第一和第二流动装置的孔。

[0073] 根据本发明的反应器系统的优点在于,可以独立于流化气体流量来调节向载热颗粒的热传递。当使用天然气作为热源时,燃烧气体流量必须处于一定水平,并且更多的热量需要增加的表观气体速度。而且,电阻加热的再热器不产生NO_x,这在环境方面是一个优势。

[0074] 在根据本发明的方法中生产的C1-C3含氧化合物主要由甲醛(C1)、乙醇醛(C2)、乙二醛(C2)、丙酮醛(C3)和丙酮醇(C3)组成。但是,对于大多数用途而言,C2-和C3含氧化合物是最有价值的产物。从根据本发明的方法中回收的粗裂解产物包括那些C1-C3含氧化合物的混合物。这可以互换地称为C1-C3含氧化合物混合物、C1-C3含氧化合物产物和C1-C3含氧化合物。在本发明的一个实施方案中,裂解产物富含乙醇醛,意味着C1-C3含氧化合物混合物的至少50重量%,例如至少60重量%或70重量%是乙醇醛。在本发明的另一个实施方案中,C1-C3含氧化合物混合物的按重量计至少50%,例如至少60%、70%或80%是乙醇醛或乙二醛。在本发明的还另一个实施方案中,C1-C3含氧化合物混合物的按重量计至少3%,例如至少5%或7%是丙酮醛。在本发明的还另一个实施方案中,C1-C3含氧化合物混合物的按重量计至少3%,例如至少5%或7%是丙酮醛或丙酮醇。

[0075] 根据本发明的方法适用于大规模生产C1-C3含氧化合物。因此,基于干糖的重量,其适合于每个反应器每年处理超过1,000吨的糖,例如每个裂解反应器每年处理超过5,000、10,000、50,000、100,000或1000,000吨的糖。

[0076] 根据一个实施方案,载热颗粒在再热器的加热区中具有5至10000kg/m²/s的每横截面积的通量。根据另一个实施方案,再热器的加热区中的表观气体速度为0.01m/s至2m/s。

[0077] 可以将用过的载热颗粒与氧化性气体流混合,以氧化存在于再热器的加热区中的用过的载热颗粒的表面上的任何焦炭,其中所述氧化性气体包含3至21体积%的氧气(例如通过第二再热器气体入口进料)。可以使用再热器流化气体(例如,通过第一再热器气体入口进料)在再热器内使载热颗粒流化。再热器流化气体优选是惰性气体,例如氮气,但是它可以包含其他组分,例如氧化性气体。再热器流化气体可以例如包含1至103ppm的氧气。再热器流化气体可以包含80至99.9体积%的氮气。

[0078] 在根据本发明的一个实施方案中,进料至再热器的再热器流化气体(Nm³/小时)与进料至裂解反应器的糖(公吨/小时)的比率为10至1000,例如100至300。

[0079] 在一个实施方案中,步骤j)中取出的载热颗粒的温度为300至800°C,例如为400至800、400至700或500至700°C。可以在步骤j)之前在再热器汽提区中从载热颗粒中汽提过量的氧气。

[0080] 在步骤b)中引入的加热的载热颗粒优选以足以在步骤e)的热裂解发生后维持至少250°C的温度,例如至少300、350、400或450°C的温度的速率引入,所述速率足以获得颗粒

的流化流。

[0081] 根据本发明的方法优选包括在至少50°C的温度下使步骤e)的减少颗粒的裂解产物骤冷的步骤。这样,从将原料引入到颗粒的流化流中的那一刻到进行骤冷的时刻,气体的平均停留时间最长为5秒,例如最长为3秒,例如最长2、1、0.8或0.6秒。优选地,使减少颗粒的裂解产物进行第二分离,以产生包含C1-C3含氧化合物的粗裂解产物。

[0082] 优选地,原料含糖的水溶液,所述糖选自蔗糖、乳糖、木糖、阿拉伯糖、核糖、甘露糖、塔格糖、半乳糖、葡萄糖和果糖;或其混合物。优选地,原料中糖的浓度为10至90重量%。

[0083] 在根据本发明的一个实施方案中,能量效率为至少80%,例如至少82%到99%,或90%到98%,所述能量效率被测量为供应给电阻加热系统的能量(kW)相对于供应给加热的载热颗粒的能量(kW)的百分比。在另一个实施方案中,供应给电阻加热系统的能量(kW)与进料至裂解反应器的糖(公吨/小时)的比率为800至2500,例如为1100至2000。

[0084] 根据本发明,提供了一种由糖制备C1-C3羟基化合物的方法,该方法包括以下步骤:

[0085] -进行根据本发明的用于将糖热裂解为C₁-C₃含氧化合物的方法;然后

[0086] -使C1-C3含氧化合物经受氢化过程以获得相应的C1-C3羟基化合物。

[0087] 附图的简要说明

[0088] 图1是根据本发明的一个实施方案的反应器系统的示意图。

[0089] 图2示出了包括加热区和汽提区的再热器的一个实施方案。

[0090] 图3A和3B示出了用于引导加热结构体穿过再热器壁的套筒的两个不同的实施方案。

[0091] 图4示出了本发明的反应器系统的一个实施方案,其适合用作循环流化床反应器系统。

[0092] 发明详述

[0093] 定义

[0094] 当使用至少x%的水平时,除非另有说明,否则这固有地限定了从x到100%的范围。类似地,当使用低于y%的水平时,除非另有说明,否则这固有地限定了0至y%的范围。

[0095] 在没有给出百分数的单位的情况下,应当理解的是,除非另有说明,否则参考是基于重量的。

[0096] 当提及每面积的颗粒热通量时,除非另有说明,否则该面积定义为可用。

[0097] 术语“导电”是指在20°C下的电阻率为 10^{-7} 至 10^{-5} Ω·m的材料。因此,导电材料是例如铜、银、铝、铬、铁、镍等金属或包含这些金属的合金。

[0098] 术语“电绝缘”是指在20°C下的电阻率高于 10^9 Ω·m的材料,例如在20°C下的电阻率为 10^9 至 10^{25} Ω·m的材料。

[0099] 位置编号

[0100] 1. 裂解反应器

[0101] 2. 裂解提升管

[0102] 3. 第一裂解颗粒分离器

[0103] 4. 第二裂解颗粒分离器

[0104] 5. 冷却工段

- [0105] 6.流化气体入口
- [0106] 7.裂解颗粒入口
- [0107] 8.原料入口
- [0108] 9.产物出口
- [0109] 10.裂解颗粒出口
- [0110] 11.再热器
- [0111] 12.第一再热器气体入口
- [0112] 13.第二再热器气体入口
- [0113] 14.再热器颗粒入口
- [0114] 15.再热器颗粒出口
- [0115] 16.再热器气体出口
- [0116] 17.再热器汽提区
- [0117] 18.再热器颗粒分离器
- [0118] 19.第一流动装置
- [0119] 20.第二流动装置
- [0120] 21.加热区
- [0121] 22.第一流动装置控制装置
- [0122] 23.第二流动装置控制装置
- [0123] 24.裂解汽提区
- [0124] 25.裂解汽提气体入口
- [0125] 30.电阻加热系统
- [0126] 31.加热结构体
- [0127] 32.电源
- [0128] 33.套筒
- [0129] 34.连接器
- [0130] 35.绝缘材料
- [0131] 36.反应器壁
- [0132] 37.压缩套筒

[0133] 在根据本发明的反应器系统的实施方案中,加热结构体的导电材料是在20℃下提供 $10^{-5} \Omega \cdot m$ 至 $10^{-7} \Omega \cdot m$ 的电阻率的材料。在一个实施方案中,加热结构体的导电材料是提供500至500,000W/m²的热通量的材料。在一个实施方案中,加热结构体的导电材料是包含铜、银、铝、铬、铁和镍中的一种或多种的导电金属或金属合金。在一个实施方案中,导电材料包含Fe-Cr-Al合金。

[0134] 在根据本发明的反应器系统的实施方案中,电阻加热系统的导电材料包括覆盖加热结构体的表面的至少50%;例如覆盖加热结构体的表面的至少70%、80%或90%的保护层。在一个实施方案中,保护层包括在20℃下的电阻率高于 $10 \Omega \cdot m$ 的材料,例如在20℃下的电阻率为 10^9 至 $10^{25} \Omega \cdot m$ 的材料。在一个实施方案中,保护层包括陶瓷材料;例如碳化硅、氧化铝、氧化锆、氮化硅和/或耐火衬里。保护层优选是惰性材料。它用于保护电阻加热系统的加热结构体。保护层可以形成防止电流或机械腐蚀或两者的屏障。

[0135] 在根据本发明的反应器系统的实施方案中,再热器可以具有反应器壁且加热结构体在套筒中通过所述反应器壁与电源连接,从而使加热结构体与反应器壁为电绝缘。

[0136] 在一个实施方案中,裂解反应器可以进一步包括用于引入流化气体的流化气体入口。

[0137] 在一个实施方案中,裂解反应器可以进一步包括包括裂解区并允许裂解(fragmentation)的裂解提升管。

[0138] 在一个实施方案中,裂解反应器可以进一步包括第一裂解颗粒分离器,用于将一部分用过的载热颗粒与C₁-C₃含氧化合物分离。

[0139] 在一个实施方案中,裂解反应器可以进一步包括第二裂解颗粒分离器,用于将未在第一裂解颗粒分离器中分离的任何用过的载热颗粒与C₁-C₃含氧化合物分离。

[0140] 在一个实施方案中,裂解反应器可以进一步包括用于使C₁-C₃含氧化合物骤冷的冷却工段。

[0141] 在一个实施方案中,再热器可以进一步包括配备有挡板或其他内部构件以改善混合的再热器汽提区。

[0142] 在一个实施方案中,再热器可以进一步包括第二再热器气体入口,用于向再热器的汽提区提供氧化性气体。

[0143] 在根据本发明的方法的实施方案中,载热颗粒可以选自砂、二氧化硅、玻璃、氧化铝、钢和碳化硅。在一个实施方案中,载热颗粒的索特平均粒径为20至400 μm ,例如20至300、20至200或20至100 μm 。在一个实施方案中,载热颗粒的每横截面积的通量为5至10,000kg/m²/s。但是,可以在对裂解反应具有催化作用的材料中选择载热颗粒,而不背离本申请。

[0144] 在本发明的方法的实施方案中,可以进一步限定所述方法,使得再热器的表观气体速度为0.01m/s至2m/s。

[0145] 在一个实施方案中,在再热器中使用过的载热颗粒与氧化性气体流混合,以氧化存在于用过的载热颗粒的表面上的至少一些焦炭,其中氧化性气体包含3至21体积%的氧气。

[0146] 在一个实施方案中,使用包含1至103ppm的氧气的再热器流化气体在再热器内使载热颗粒流化。

[0147] 在一个实施方案中,离开再热器颗粒出口的载热颗粒的温度为300至800 $^{\circ}\text{C}$,例如400至800、400至700或500至700 $^{\circ}\text{C}$ 。

[0148] 在一个实施方案中,从汽提区的颗粒中除去多余的氧气,然后将它们从再热器转移到裂解反应器。

[0149] 在一个实施方案中,通过引入流化气体如氮气来产生颗粒的流化流。在一个实施方案中,流化气体是惰性气体。

[0150] 在一个实施方案中,以足以在裂解提升管的顶部保持至少250 $^{\circ}\text{C}$ (例如至少300、350、400或450 $^{\circ}\text{C}$)的温度的速率引入载热颗粒,所述速率足以获得颗粒的流化流。

[0151] 在一个实施方案中,该方法还包括以下步骤:在至少50 $^{\circ}\text{C}$ 下使减少颗粒的裂解产物骤冷,使得从将原料引入到颗粒的流化流中的那一刻到进行骤冷的时刻,气体的平均停留时间最长为5秒,例如最长为3秒,例如最长为2、1、0.8或0.6秒。

[0152] 在一个实施方案中,该方法进一步包括使减少颗粒的裂解产物进行第二分离,以

产生包含C₁-C₃含氧化合物的粗裂解产物。

[0153] 在一个实施方案中,原料含糖的水溶液,所述糖选自蔗糖、乳糖、木糖、阿拉伯糖、核糖、甘露糖、塔格糖、半乳糖、葡萄糖和果糖;或其混合物。在一个实施方案中,水溶液中糖的浓度为10至90重量%。

[0154] 可以随后将产生的C₁-C₃含氧化合物转化为C₁-C₃羟基化合物,例如通过如上所述在反应器系统中将糖热裂解成C₁-C₃含氧化合物,然后将C₁-C₃含氧化合物进行氢化以获得相应的C₁-C₃羟基化合物的步骤。

[0155] 根据本发明的将糖转化为C₁-C₃含氧化合物的方法可以由控制装置(其用于控制通向裂解反应器的气体流量或控制通向再热器的气体流量,例如阀门)控制。还可以提供控制装置,用于控制用于将流化气体压缩到再热器的压缩机的功能。第一和/或第二流动装置中的颗粒的流化流可以由诸如阀的控制装置控制。

[0156] 使用再热器中的电加热来裂解糖,再热器中唯一需要的气体是用于使容器内的载热颗粒流化的气体。该流化可以使用流化技术人员已知的气体喷射器或气体分配板(gas distributor plate)来进行。假设以大约6cm/s的最小流化速度的10倍来操作电加热的再热器,则电阻加热的设备所需的气体比使用天然气作为再热器的热源的已知系统的再热器提升管小约60倍。在所需气体量的该计算中,仅考虑了电加热管道之间的自由空隙。另外,就每单位质量的加工的糖进料的热量输入而言,假设使用电阻加热的方法的效率提高40%。

[0157] 在所需的净能量输入以及与热裂解单元之前所需设备相关的节约方面,减少的气体需求对工艺的能量效率都有重大影响。

[0158] 在已知的裂解系统中,再加热的载热颗粒和再热器出口气体以相同的温度离开设备。在已知方法中,在与用过的载热颗粒进行热交换之前,离开燃烧器的气体的温度为1000至1400℃。然后,可以将工艺加热效率(其被解释为从源直接传递到热裂解的能量)大致计算为 $(1000^{\circ}\text{C} - 600^{\circ}\text{C}) / 1000^{\circ}\text{C} * 100\% = 40\%$ 到 $(1400^{\circ}\text{C} - 600^{\circ}\text{C}) / 1400^{\circ}\text{C} * 100\% = 57\%$ 之间。剩余的能量没有从能源直接传递到热裂解过程,而是以加热的气体的形式离开过程。与这些气体一起离开热裂解的这些能量比直接传递到热裂解过程的能量更难以利用。由于电阻加热热裂解反应器中离开再生器的的气流减少了60倍,因此使用电阻加热,工艺加热效率明显更高。这带来了环境的巨大好处以及工艺中的节约。

[0159] 如前所述,与燃气热裂解法和电阻加热裂解法相比,燃气需求量显著节省。对于在升高的压力下运行的热裂解过程,在使用天然气加热的情况下,压缩功率也将显著更高,因为在这种情况下,气体燃烧器的空气需求量也大约高60倍。

[0160] 假设工业规模的热裂解反应器每小时加工18吨干基单糖原料,则天然气燃烧的再热器的能量需求约为25MW。这种设备的空气需求大约为40000至60000m³/h。假设为50000m³/h,则在假定的典型压缩机效率下,将该流压缩到例如1.5barg需要向压缩机输入2.1MW的电热。相比之下,压缩气体向电阻加热的裂解反应器的流量要低大约60倍,或者仅需要0.035MW的压缩机功率消耗。

[0161] 图1至4中提供了反应器和加热结构体的示意图。图1和2以框图形式示出了系统的功能,图3和4示出了本发明的特定实施方案的示例。

[0162] 图3A和3B示出了将加热结构体与外部电源连接的连接器的实施方案。在3A中,加

热结构体31通过连接器34与电源32连接。连接器34被布置在穿过反应器壁36的套筒33内。图3A示出了一个实施方案,其中连接器通过绝缘材料35与反应器壁绝缘,该绝缘体在当前的实施方案中是聚合物材料。连接器和反应器壁之间的密封由压缩套筒37保证,该压缩套筒37密封了反应器壁36、绝缘材料35和连接器34之间的所有间隙,同时仍然使反应器壁36和连接器电绝缘。图3B是图3A的简化形式,其中仅反应器壁36、绝缘材料35和连接器34示出了该实施方案的最低要求。

[0163] 参考图4,将热的载热材料(也称为加热的载热颗粒)输送通过第二流动装置(20)并通过裂解颗粒入口(7)进入裂解提升管(2)的下部区域。通过在裂解提升管下部区域中的流化气体入口(6)添加气体而使裂解提升管的该下部区域流化。糖原料通过接口(8)(也称为原料入口)添加到提升管下部区域的流化的载热材料中。在注入到提升管的下部中时,可通过喷嘴(未示出)将原料转变成小液滴。在原料接触提升管底部的流化的载热材料后,它将开始蒸发并反应,形成期望的产物(C_1-C_3 含氧化合物)。在该蒸发和反应期间,形成大量气体,这增加了裂解提升管(2)中的向上气体速度,从而将现在较冷的载热材料向上输送通过裂解提升管(2)。在第一裂解颗粒分离器(3)中将产物气体与载热颗粒分离。此处的第一裂解颗粒分离器显示为气旋装置。但是,不限于该方法,因为可以使用其他基于离心或方向变化(change-of-direction)的分离装置。然后在冷却工段(5)中将来自第一裂解颗粒分离器(3)的减少颗粒的产物气体快速冷却。此处的冷却工段显示为液体的添加,该液体在蒸发时会降低减少颗粒的产物气体的温度。可以将第二裂解颗粒分离器(4)添加到该单元中,以从产物气体中去除最终的颗粒部分。二级分离装置可以基于离心分离原理的分离原理,例如旋风分离器或旋流管路(swirl tube)等。产物气体通过产物出口(9)离开。从第一裂解颗粒分离器(3)分离出的载热材料进入裂解汽提区(24),从第一裂解颗粒分离器(3)流出的富含颗粒的部分(也称为颗粒密集的裂解产物)中除去气体。可以以现有技术中已知的不同方式来配置汽提装置,例如,格栅托盘或圆盘和圆环。通过裂解汽提气体入口(25)添加用于汽提塔正常工作的气体。较冷的(也称为用过的)载热颗粒通过第一流动装置(19)(在此实施方案中为管道)穿过裂解颗粒出口(10)离开,其流量由第一流动装置控制装置(22)(在该实施方案中为阀)控制,并通过再热器颗粒入口(14)进入再热器(11)。在再热器中,借助通过第一再热器气体入口(12)和第二再热器气体入口(13)引入的流化气体使载热材料流化。在加热区(21)中,电阻加热结构体通过电阻加热结构体与流化的载热材料之间的直接接触而向较冷的(用过的)载热材料提供热量。在再热器(11)的上部,放置了再热器颗粒分离器(18),以将从流化的再热器区域夹带的载热颗粒与再热器气体分离。如图所示,再热器颗粒分离器也可以是离心式分离器,例如旋风分离器,但不限于此。再热器气体通过再热器气体出口(16)离开再热器。由原料裂解所产生的固体焦炭残余物可能会附着在再热器颗粒上,并且可以通过第二再热器气体入口(13)添加氧化剂而使该焦炭燃烧。为了提高裂解反应器(1)的产量和效率,再热器汽提区(17)位于再热器中,以从加热的载热颗粒中除去任何氧化性气体的残余物。可以以现有技术中已知的不同方式来配置汽提装置,例如,格栅托盘或圆盘和圆环。热的载热颗粒通过再热器颗粒出口(15)并通过第二流动装置(20)(在该实施方案中为管道)离开再热器(11),其流量由第二流动装置控制装置(23)(在该实施方案中为阀)控制。

[0164] 在另一个实施方案中,可以设想,第一裂解颗粒分离器(3)被设计为在分离器的出

口处具有用于汽提载热材料的集成的裂解汽提区(24)的颗粒分离器。从而消除了围绕第一裂解颗粒分离器(3)的容器。然后可以将冷却工段(5)集成到颗粒分离装置的产物出口(9),或者颗粒分离器之后的独立装置中。

[0165] 在又一个实施方案中,可以设想将第一裂解颗粒分离器(3)和汽提塔与再热器集成在一起,使得第一流动装置是反应器壁中的孔,从而消除了围绕第一裂解颗粒分离器(3)的独立容器。然后可以将裂解汽提区(24)集成到再热器中。然后可以将冷却工段(5)集成到颗粒分离器的产物出口(9),或者颗粒分离器之后的独立装置中。

[0166] 实施例1

[0167] 在一个实例中,再热器的工业规模热需求为25MW。假设再生的载热颗粒温度为600℃,内部电加热的温度为800℃,外部传热系数为400W/m²/K,则所需表面积为:

$$[0168] \quad 25 \times 10^6 [\text{W}] / ((800 [\text{°C}] - 600 [\text{°C}]) * 400 \text{W/m}^2/\text{K}) = 312 \text{m}^2$$

[0169] 可以用不同的方式配置该面积。一种方法是在保持合理电流的同时,使用外径为0.9英寸(26.3mm)的杆。使用外径为26.3mm且面积的设计裕度为14%的杆,所需的5m电加热内部构件的数目约为1000。使用0.1m的螺距,再热器容器的最终内径将为约3.4m。这是一个相对较小的尺寸,显示了使用流化床的电阻加热的优点和简便性。

[0170] 假设以6cm/s的最小流化速度的10倍运行电加热的再热器,所需的气体比量比以前已知的再热器小大约60倍。如上文所述,这显然可以节省费用。取决于焦炭燃烧的要求,电加热的再热器中的气流可以更大。

[0171] 实施例2

[0172] 假设以6cm/s的最小流化速度的10倍运行电加热的再热器,所需的气体比量比以前已知的再热器提升管小大约60倍。

[0173] 合理的电流,是使用外径为0.9英寸(26.3mm)的杆。使用外径为26.3mm且面积的设计裕度为14%的杆,所需的5m电加热内部构件的数目约为1000。使用0.1m的螺距,再热器容器的最终内径将约为3.4m。这是一个相对较小的尺寸,显示了使用流化床的电阻加热的优点和简便性。

[0174] 再热器容器的内径约为2.6m。该容器用于传热的净有效容积约为25m³。这本身将带来所安装的设备体积的节省以及与之相关的益处。

[0175] 实施例3

[0176] 假设以6cm/s的最小流化速度的10倍运行电加热的再热器,实施例1中的电加热的设备所需的气体比量比先前专利的再热器提升管小大约60倍。在所需气体量的该计算中,仅考虑了电加热管道之间的自由空隙。

[0177] 另外,就每单位质量的加工的糖进料的热量输入而言,假设使用电加热的方法的效率提高了40%(还参见实施例2的较后部分)。

[0178] 然后,可以将工艺加热效率(其被解释为从源直接传递到热裂解过程的能量)大致计算为(1000℃-600℃)/1000℃*100%=40%到(1400℃-600℃)/1400℃*100%=57%之间。剩余的能量没有从能源直接传递到热裂解过程,而是以加热的气体的形式离开过程。与这些气体一起离开热裂解的这些能量比直接传递到裂解过程的能量更难以利用。

[0179] 由于电加热的热裂解反应器中离开再热器的气流减少了60倍,因此使用电加热,工艺加热效率明显更高。这带来了环境的巨大好处以及OPEX节约。

[0180] 实施例4

[0181] 假设 $50000\text{m}^3/\text{h}$,则在假定的典型压缩机效率下,将该流压缩到例如 1.5barg 需要向压缩机输入 2.1MW 的电热。相比之下,压缩气体向电阻加热的热裂解反应器的流量要低大约60倍,或者仅需要 0.035MW 的压缩机功率消耗。

[0182] 本发明的进一步实施方案

[0183] 实施方案1.根据本发明的反应器系统,其中系统被配置为使用再热器流化气体使再热器中的载热颗粒流化,其中所述系统被配置为以a) $\text{m}^3/\text{小时}$ 的再热器流化气体与b) $\text{kg}/\text{小时}$ 的干基糖组合物的比率(a:b)为10至1000,例如100至300进行操作。

[0184] 实施方案2.根据本发明的反应器系统,其中导电材料具有表面积,其中所述系统被配置为以a)表面积(m^2)与b) $\text{kg}/\text{小时}$ 的干基糖组合物的比率(a:b)为1至1000,例如10至100进行操作。

[0185] 实施方案3.根据本发明的反应器系统,其中再热器具有平均直径,其中所述系统被配置为以a)平均直径(m)与b) $\text{kg}/\text{小时}$ 的干基糖组合物的比率(a:b)为0.01至1,例如0.05至0.5进行操作。

[0186] 实施方案4.根据本发明的反应器系统,其中系统的工艺加热效率为至少80%,例如82%至99%,或90%至98%,所述工艺加热效率被计算为供应给电阻加热系统的能量(kW)与供应给载热颗粒的能量(kW)的百分比。

[0187] 实施方案5.根据本发明的反应器系统,其中系统被配置为以a)供应给电阻加热系统的能量(MW)与b) $\text{kg}/\text{小时}$ 的干基糖组合物的比率(a:b)为800至2500,例如1100至2000进行操作。

[0188] 实施方案6.根据本发明的反应器系统,其中系统被配置为使用再热器流化气体来使再热器中的载热颗粒流化,其中再热器进一步包括用于压缩再热器流化气体的压缩机,其中系统被配置为以a)以供应给压缩机的能量(kW)与b) $\text{kg}/\text{小时}$ 的干基糖组合物的比率(a:b)为1至20,例如2至8进行操作。

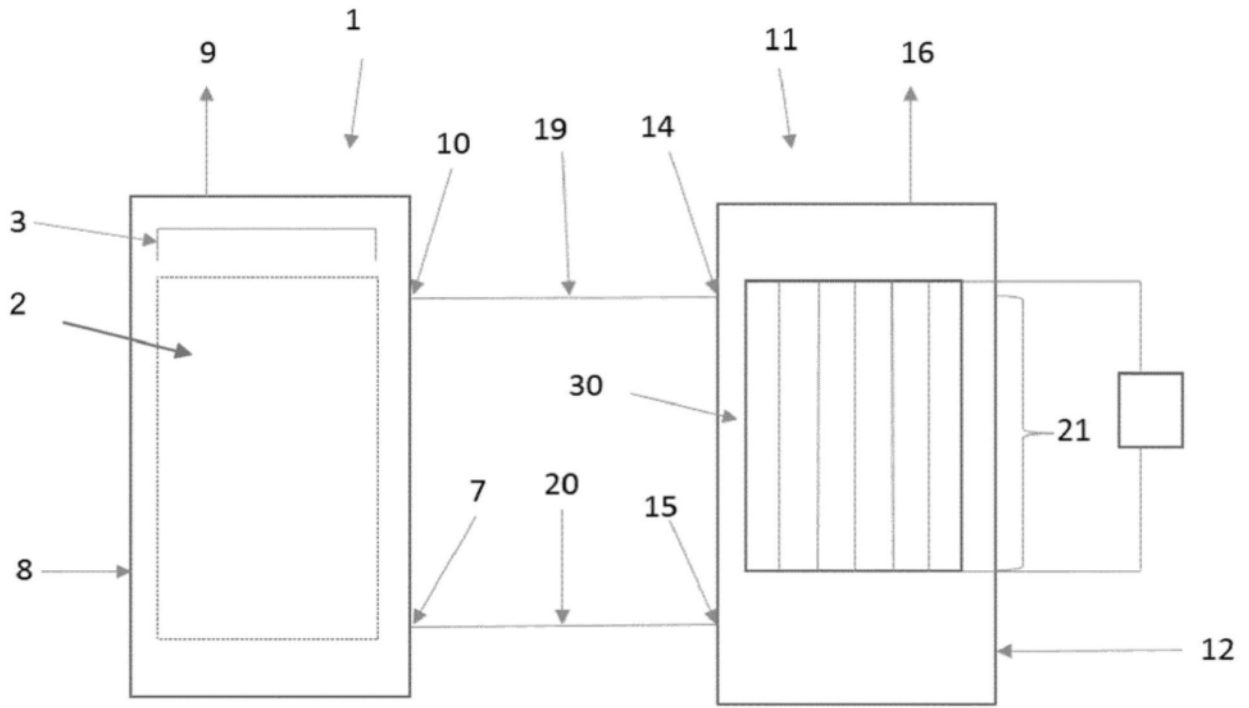


图1

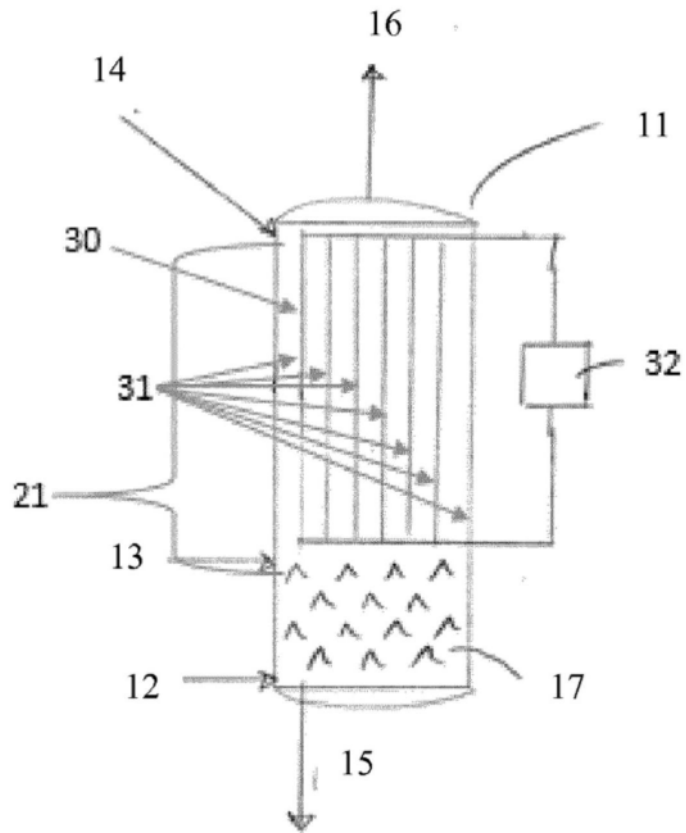


图2

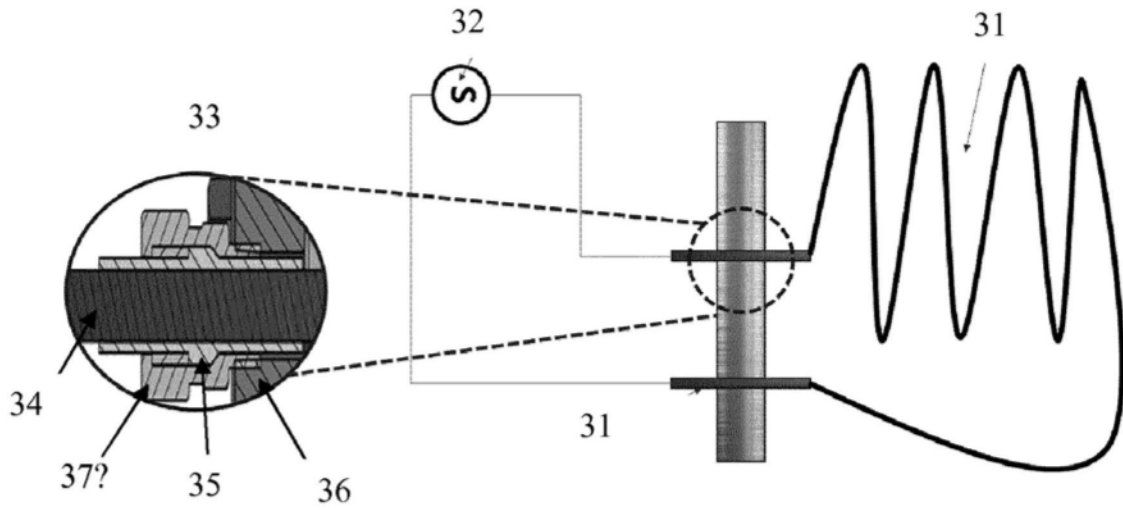


图3A

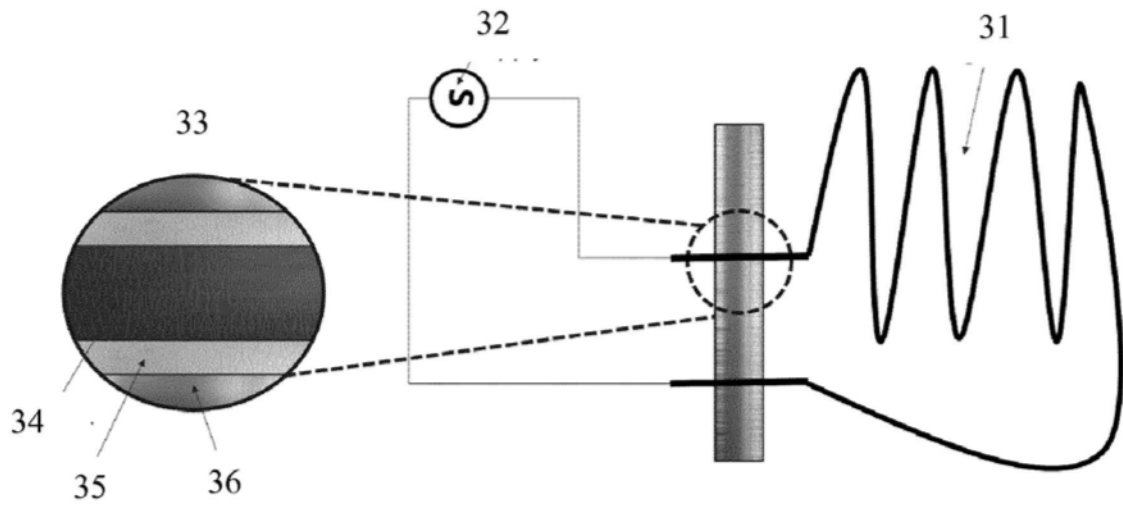
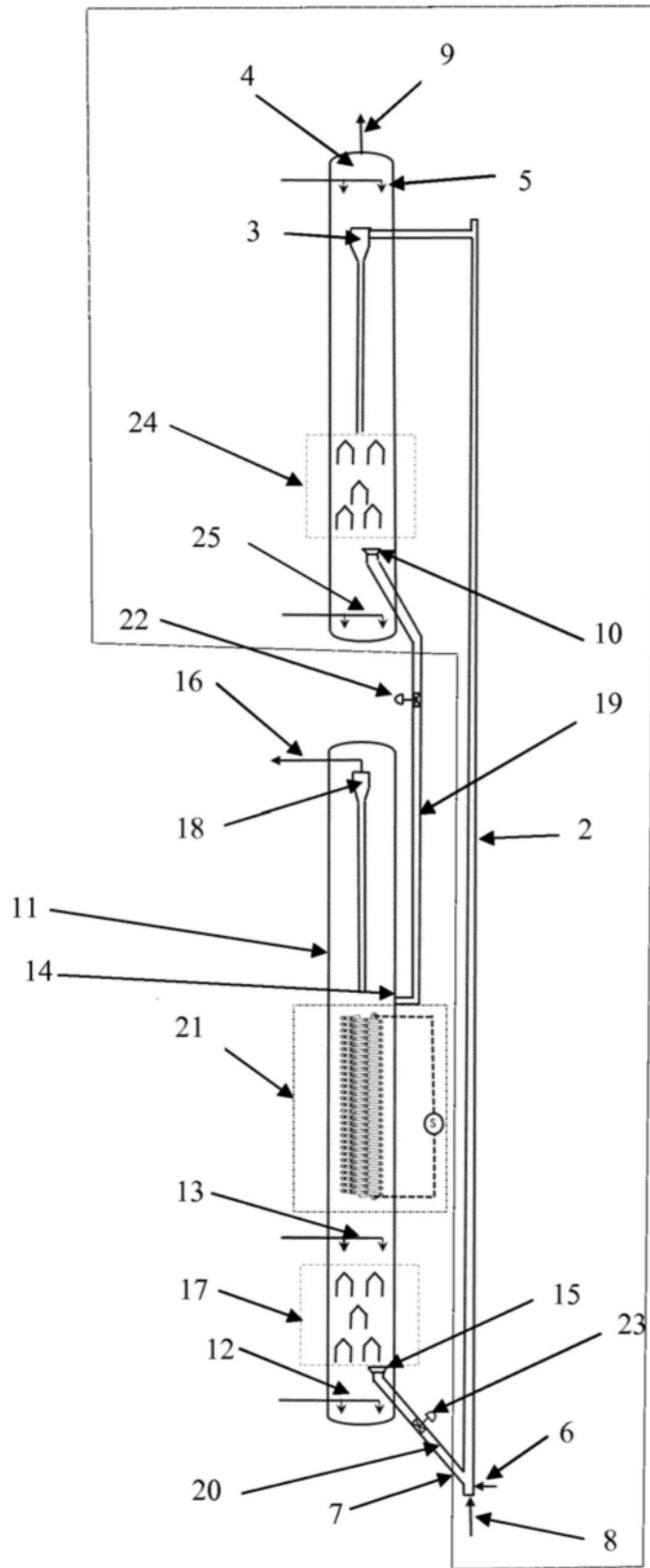


图3B



1

图4