



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 109289225 B

(45) 授权公告日 2021.02.19

(21) 申请号 201811063454.8

(22) 申请日 2018.09.12

(65) 同一申请的已公布的文献号  
申请公布号 CN 109289225 A

(43) 申请公布日 2019.02.01

(73) 专利权人 国宏中晶集团有限公司  
地址 100089 北京市海淀区长春桥路11号3  
号楼1206-4

(72) 发明人 张斌 李成 张岩 刘波 林红  
邓少奎

(74) 专利代理机构 北京润平知识产权代理有限  
公司 11283  
代理人 刘依云 乔雪薇

(51) Int. Cl.  
B01D 5/00 (2006.01)

(56) 对比文件

CN 107261718 A, 2017.10.20

CN 101162127 A, 2008.04.16

CN 108404586 A, 2018.08.17

CN 201141019 Y, 2008.10.29

CN 101851520 A, 2010.10.06

EP 2454342 B1, 2017.12.27

JP 2002060757 A, 2002.02.26

EP 3260181 A1, 2017.12.27

US 2018010050 A1, 2018.01.11

徐宗平等. 废轮胎热解回收中的废气综合利用.《再生资源与循环经济》.2017,第10卷(第4期),第34-37页.

审查员 杨晓梅

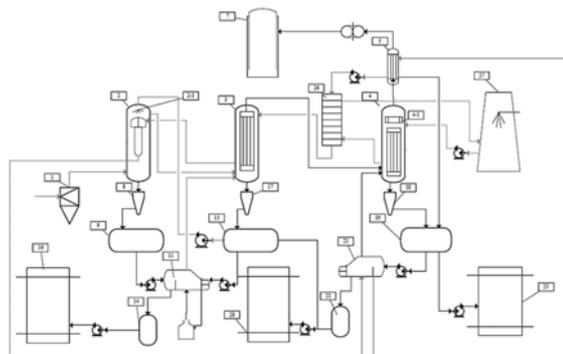
权利要求书4页 说明书14页 附图1页

(54) 发明名称

一种冷凝回收热解气的装置及方法和应用

(57) 摘要

本发明涉及热解法固体废弃物、危险废物回收利用领域,公开了一种冷凝回收热解气的装置,该装置包括依次连接的预分离器、降膜混冷换热器、第一间壁式换热器、第二间壁式换热器、再热器和气柜;降膜混冷换热器的底部连接有第一分离器、第一油罐、第一再沸器;第一间壁式换热器的底部依次连接有第二分离器和第二油罐,所述第二油罐进一步分别与第一再沸器、降膜混冷换热器和第二油箱相连;第二间壁式换热器的底部依次连接有第三分离器、第三油罐和第三再沸器;再热器进一步与第三油罐相连接;该装置还包括第三换热器。使用该装置可综合性地有效解决固体颗粒分离、换热管挂壁或堵管现象、油气侧传热性能差问题,实现裂解气高效冷凝及分类冷凝回收。



1. 一种冷凝回收热解气的装置,其特征在于,该装置包括依次连接的预分离器(1)、降膜混冷换热器(2)、第一间壁式换热器(3)、第二间壁式换热器(4)、再热器(5)和气柜(7);

所述降膜混冷换热器(2)的底部依次连接有第一分离器(8)、第一油罐(9)、第一再沸器(11)、第一缓冲罐(14)和第一油箱(16),所述第一再沸器(11)的气相出口与所述第一间壁式换热器(3)相连;

所述第一间壁式换热器(3)的底部依次连接有第二分离器(17)和第二油罐(13),所述第二油罐(13)进一步分别与第一再沸器(11)、降膜混冷换热器(2)和第二油箱(28)相连使得所述第二油罐(13)中的物料能够分别进入所述第一再沸器(11)、降膜混冷换热器(2)和第二油箱(28);

所述第二间壁式换热器(4)的底部依次连接有第三分离器(18)、第三油罐(19)、第三再沸器(21)和第三缓冲罐(22),所述第三缓冲罐(22)进一步和第二油箱(28)相连,所述第三再沸器(21)的气相出口与所述第二间壁式换热器(4)相连,所述第三油罐(19)还与第三油箱(25)相连,以将第三油罐(19)中的非气相物料送入第三油箱(25);

所述再热器(5)进一步与第三油罐(19)相连接;

所述装置还包括第三换热器(26),所述第三换热器(26)的设置方式使得冷媒能够从第三换热器(26)中依次输送至所述第一间壁式换热器(3)、所述降膜混冷换热器(2)、所述第三再沸器(21)和所述再热器(5)中进行换热,最后返回所述第三换热器(26)形成一个闭式循环;

所述装置还包括冷却塔(27),所述冷却塔(27)用于向第二间壁式换热器(4)和第三换热器(26)依次提供冷却水,最后返回冷却塔(27),形成一个闭式循环。

2. 一种冷凝回收热解气的装置,其特征在于,该装置包括依次连接的预分离器(1)、降膜混冷换热器(2)、第一间壁式换热器(3)、第二间壁式换热器(4)、再热器(5)和气柜(7);

所述降膜混冷换热器(2)的底部依次连接有第一分离器(8)、第一油罐(9)、第一再沸器(11)、第一缓冲罐(14)和第一油箱(16),所述第一再沸器(11)的气相出口与所述第一间壁式换热器(3)相连,所述第一油罐(9)进一步与降膜混冷换热器(2)相连使得第一油罐(9)中的非气相物料能够进入所述降膜混冷换热器(2);

所述第一间壁式换热器(3)的底部连接有第二分离器(17),且所述第二分离器(17)进一步和第一油罐(9)相连;

所述第二间壁式换热器(4)的底部依次连接有第三分离器(18)、第三油罐(19)和第三再沸器(21),所述第三再沸器(21)进一步和第一缓冲罐(14)相连,且所述第三再沸器(21)的气相出口与所述第二间壁式换热器(4)相连,所述第三油罐(19)还与第三油箱(25)相连使得第三油罐(19)中的非气相物料能够进入所述第三油箱(25);

所述再热器(5)进一步与第三油罐(19)相连接;

所述装置还包括第三换热器(26),所述第三换热器(26)的设置方式使得冷媒能够从第三换热器(26)中依次输送至所述第一间壁式换热器(3)、所述降膜混冷换热器(2)、所述第三再沸器(21)和所述再热器(5)中进行换热,最后返回所述第三换热器(26)形成一个闭式循环;

所述装置还包括冷却塔(27),所述冷却塔(27)用于向第二间壁式换热器(4)和第三换热器(26)依次提供冷却水,最后返回冷却塔(27),形成一个闭式循环。

3. 根据权利要求1或2所述的装置,其特征在于,所述预分离器(1)为旋风分离器。

4. 根据权利要求1或2所述的装置,其特征在于,所述降膜混冷换热器(2)竖直布置,所述降膜混冷换热器(2)的内部设置有分液器(2-1)和竖直换热管束(2-2)。

5. 根据权利要求1或2所述的装置,其特征在于,所述第二间壁式换热器(4)的顶部还设置有除雾器(4-1)。

6. 根据权利要求1或2所述的装置,其特征在于,所述第三换热器(26)为板式换热器。

7. 根据权利要求1或2所述的装置,其特征在于,所述气柜(7)的进口配置有脱硫装置和脱硝装置;

优选地,所述脱硫装置为干式脱硫塔,所述脱硝装置为干式脱硝塔。

8. 根据权利要求1或2所述的装置,其特征在于,所述装置还包括热解气产生设备,所述热解气产生设备的加热炉与所述第一再沸器(11)相连接以使加热炉中高温烟气进入所述第一再沸器(11)。

9. 利用权利要求1和3-8中任意一项所述的装置回收热解气的方法,其特征在于,该方法包括如下步骤:

1) 待处理的高温热解气经由预分离器(1)分离除去固体粉尘和油雾滴;

2) 经步骤1)分离后的物料进入降膜混冷换热器(2)进行降温,形成中温热解气和高温油;

3) 步骤2)所述中温热解气进入第一间壁式换热器(3)进行降温,形成低温热解气和中温油;

所述高温油从降膜混冷换热器(2)的底部流出,经由第一分离器(8)除去固体杂质后,依次流经第一油罐(9)和第一再沸器(11),在所述第一再沸器(11)中经蒸馏后得到的气相物料进入第一间壁式换热器(3),非气相物料经由第一缓冲罐(14)进入第一油箱(16);

4) 步骤3)所述低温热解气进入第二间壁式换热器(4)进行降温,形成不凝性可燃气体和低温油;

所述中温油从第一间壁式换热器(3)的底部流出,经由第二分离器(17)除去固体杂质后进入第二油罐(13),经第二油罐(13)分别送入第一再沸器(11)、降膜混冷换热器(2)和第二油箱(28),进行再次蒸馏、作为冷却降膜油或储存待用;

5) 步骤4)所述不凝性可燃气体进入再热器(5)升温后,未发生凝结的不凝性可燃气体进入气柜(7)储存待用,不凝性可燃气体中夹带的液滴则进入第三油罐(19)中;

所述低温油从第二间壁式换热器(4)的底部流出,经由第三分离器(18)除去固体杂质后,依次流经第三油罐(19)和第三再沸器(21),所述第三再沸器(21)中经蒸馏后的气相物料进入第二间壁式换热器(4),非气相物料经第三缓冲罐(22)进入第二油箱(28),经蒸馏提纯后的非气相物料进入所述第三油罐(19)中,达到一定液位值后,经泵送入第三油箱(25);

6) 第三换热器(26)中的冷媒冷却降温后形成第一冷媒,第一冷媒流入第一间壁式换热器(3),在第一间壁式换热器(3)内第一冷媒将中温油降温冷却,第一冷媒升温为第二冷媒,第二冷媒进入降膜混冷换热器(2)内使换热管外的降膜油冷却,第二冷媒则再次升温为第三冷媒,第三冷媒进入第三再沸器(21)内为物料蒸馏提供热量,第三冷媒降温为第四冷媒后,进入再热器(5),使不凝性可燃气体升温后返回换热器(26)内,形成一个闭式循环;

7) 冷却塔(27)中的冷却水,依次流经第二间壁式换热器(4)和第三换热器(26),将第二

间壁式换热器(4)内的低温热解气冷却降温后,冷却水升温形成第一冷却水,第一冷却水流入第三换热器(26)内为冷媒降温后,冷却水升温形成第二冷却水,最后返回冷却塔(27),形成一个闭式循环。

10. 利用权利要求2和3-8中任意一项所述的装置回收热解气的方法,其特征在于,该方法包括如下步骤:

1) 待处理的高温热解气经由预分离器(1)分离除去固体粉尘和油雾滴;

2) 经步骤1)分离后的物料进入降膜混冷换热器(2)进行降温,形成中温热解气和高温油;

3) 步骤2)所述中温热解气进入第一间壁式换热器(3)进行降温,形成低温热解气和中温油;

所述高温油从降膜混冷换热器(2)的底部流出,经由第一分离器(8)除去固体杂质后,依次流经第一油罐(9)和第一再沸器(11),在所述第一再沸器(11)中经蒸馏后得到的气相物料进入第一间壁式换热器(3),非气相物料经由第一缓冲罐(14)进入第一油箱(16),所述第一油罐(9)中的非气相物料进入所述降膜混冷换热器(2);

4) 步骤3)所述低温热解气进入第二间壁式换热器(4)进行降温,形成不凝性可燃气体和低温油;

所述中温油从第一间壁式换热器(3)的底部流出,经由第二分离器(17)除去固体杂质后,进入第一油罐(9);

5) 步骤4)所述不凝性可燃气体进入再热器(5)升温后,未发生凝结的不凝性可燃气体进入气柜(7)储存待用,不凝性可燃气体中夹带的液滴则进入第三油罐(19)中;

所述低温油从第二间壁式换热器(4)的底部流出,经由第三分离器(18)除去固体杂质后,依次流经第三油罐(19)和第三再沸器(21),所述第三再沸器(21)中经蒸馏后的气相物料进入第二间壁式换热器(4),非气相物料经第一缓冲罐(14)进入第一油箱(16),经蒸馏提纯后的非气相物料进入所述第三油罐(19)中,达到一定液位值后,经泵送入第三油箱(25);

6) 第三换热器(26)中的冷媒冷却降温后形成第一冷媒,第一冷媒流入第一间壁式换热器(3),在第一间壁式换热器(3)内第一冷媒将中温油降温冷却,第一冷媒升温为第二冷媒,第二冷媒进入降膜混冷换热器(2)内使换热管外的降膜油冷却,第二冷媒则再次升温为第三冷媒,第三冷媒进入第三再沸器(21)内为第三再沸器(21)中的物料蒸馏提供热量,第三冷媒降温为第四冷媒后,进入再热器(5),使不凝性可燃气体升温后返回换热器(26)内,形成一个闭式循环;

7) 冷却塔(27)中的冷却水,依次流经第二间壁式换热器(4)和第三换热器(26),将第二间壁式换热器(4)内的低温热解气冷却降温后,冷却水升温形成第一冷却水,第一冷却水流入第三换热器(26)内为冷媒降温后,冷却水升温形成第二冷却水,最后返回冷却塔(27),形成一个闭式循环。

11. 根据权利要求9或10所述的方法,其特征在于,所述步骤3)中第一再沸器(11)蒸馏所需热量来自热解用加热炉的高温烟气尾气,所述高温烟气尾气的温度为300-600℃。

12. 根据权利要求9或10所述的方法,其特征在于,所述步骤4)中不凝性可燃气体在形成之前在所述第二间壁式换热器(4)中经过除雾过程。

13. 根据权利要求9或10所述的方法,其特征在于,所述步骤5)中不凝性可燃气体经过

脱硫过程和脱硝过程；

优选地，所述脱硫过程为干式脱硫过程，所述脱硝过程为干式脱硝过程。

14. 根据权利要求9或10所述的方法，其特征在于，所述步骤6) 中第一冷媒温度为80-120℃，第二冷媒的温度为180-260℃，第三冷媒的温度为240-300℃，第四冷媒的温度为120-180℃。

15. 根据权利要求9或10所述的方法，其特征在于，所述步骤7) 中从冷却塔(27)流出的冷却水温度为10-40℃，第一冷却水温度为30-60℃，第二冷却水温度为40-80℃。

16. 权利要求1-7中任意一项所述的装置或权利要求8-14中任意一项所述的方法在固体废弃物回收中的应用。

## 一种冷凝回收热解气的装置及方法和应用

### 技术领域

[0001] 本发明涉及热解法固体废弃物、危废物进行资源化回收利用领域,具体涉及一种固体废弃物、危废物进行热解处理后,产生的热解气的冷凝回收装置及利用该装置冷凝回收热解气的方法和该方法在固体废弃物回收中的应用。

### 背景技术

[0002] 固体废弃物等含有丰富的矿产资源,通过固废的资源化再利用处理,既能实现固体废弃物的减量化、无害化和环保化处理,同时又获得具有一定价值的热解产物,产生显著的经济效益。例如,针对各类废橡胶制品、废塑料制品、废旧轮胎、油泥等废弃物或危废物,采用热裂解技术进行处理后,可生产出热解气,一部分热解气通过冷凝法回收,另一部分轻质热解气则作为热解过程的燃料。由于热解气含有微细固体颗粒和微细雾滴物质,其成分极为复杂,在冷凝回收油气时冷凝管内常出现挂壁、堵管等问题,挂壁则导致换热器热阻剧增,换热能力不足而影响油气回收率,堵管则需立刻停车检修,否则易发生热解气外泄而引起爆燃、燃烧事故。因此常规的冷凝技术方案易导致检修清理频繁、运行经济性差、人为干预多等问题。为了真正实现含复杂成分的热解气的高效净化回收,需要重点解决如下关键技术难题:一是解决热解气中灰分微细颗粒物、未裂解胶质碎片、轮胎添加剂等在高温条件下呈现固态的微粒的有效分离问题,避免因各类微粒长期沉积并在换热管表面聚集,而引发挂壁、堵管现象;二是如何抑制不饱和烃发生聚合或避免微量聚合物在换热管表面沉积,避免冷凝下来的焦油等高粘度凝结油挂壁或堵塞换热管;三是如何将凝结的裂解油分类收集,提升冷凝油的市场价值;四是如何解决当前阶段热裂解工艺耗能多,热能利用效率低的问题;五是如何综合考虑热裂解温度条件、锅炉设备运行参数、冷凝回收过程中的废热以及烟气尾气的余热再利用,提高成套装置的节能技术水平,降低运行费用。上述问题一生成的固态微颗粒和问题二产生的高粘度凝结油相伴存在,更容易发生挂壁、堵管现象。

[0003] 在热解气回收和净化方面,已有相关专利报道。CN204469415U公开了一种裂解油气净化除尘装置,该装置采用了除尘器分离作用将绝大部分灰尘颗粒分离出来,然而因不能解决上述问题二和问题三。CN102827633B公开了一种裂解油连续化快速分离的方法及所用装置,该方法及装置采用水蒸气携带蒸馏组分冷凝回收方案,能够有效降低挂壁或堵塞问题,但该技术又产生的大比例水和油等分离问题,该发明也未充分考虑热能高效利用问题。CN107596831A公开了一种裂解油气的防聚净化工艺及系统,该系统采用回收的冷凝油在喷淋雾化后闪蒸,从而实现直接吸热冷却的技术方案,直接将高温的热解气直接冷凝成温度较低的液态油。但存在喷雾装置易堵塞、喷雾动力需求大等问题,因能耗较高而不利于经济运行。

### 发明内容

[0004] 本发明的目的是为了克服现有技术存在的热解气回收中的上述问题,提供一种冷凝回收热解气的装置及其回收方法和应用,采用本发明所述装置及方法可以综合性地有效

解决固体颗粒分离、换热管挂壁或堵管现象、油气侧传热性能差问题,实现热解气高效冷凝及分类冷凝回收。

[0005] 为了实现上述目的,本发明第一方面提供一种冷凝回收热解气的装置,其特征在于,该装置包括依次连接的预分离器、降膜混冷换热器、第一间壁式换热器、第二间壁式换热器、再热器和气柜;

[0006] 所述降膜混冷换热器的底部依次连接有第一分离器、第一油罐、第一再沸器、第一缓冲罐和第一油箱,所述第一再沸器的气相出口与所述第一间壁式换热器相连;

[0007] 所述第一间壁式换热器的底部依次连接有第二分离器和第二油罐,所述第二油罐进一步分别与第一再沸器、降膜混冷换热器和第二油箱相连使得所述第二油罐中的物料能够分别进入所述第一再沸器、降膜混冷换热器和第二油箱;

[0008] 所述第二间壁式换热器的底部依次连接有第三分离器、第三油罐、第三再沸器和第三缓冲罐,所述第三缓冲罐进一步和第二油箱相连,所述第三再沸器的气相出口与所述第二间壁式换热器相连,所述第三油罐还与第三油箱相连,以将第三油罐中的非气相物料送入第三油箱;

[0009] 所述再热器进一步与第三油罐相连接;

[0010] 所述装置还包括第三换热器,所述第三换热器的设置方式使得冷媒能够从第三换热器中依次输送至所述第一间壁式换热器、所述降膜混冷换热器、所述第三再沸器和所述再热器中进行换热,最后返回所述第三换热器形成一个闭式循环;

[0011] 所述装置还包括冷却塔,所述冷却塔用于向第二间壁式换热器和第三换热器依次提供冷却水,最后返回冷却塔,形成一个闭式循环。

[0012] 本发明第二方面提供了本发明第一方面所述装置的一种简易化装置,其特征在于,该装置包括依次连接的预分离器、降膜混冷换热器、第一间壁式换热器、第二间壁式换热器、再热器和气柜;

[0013] 所述降膜混冷换热器的底部依次连接有第一分离器、第一油罐、第一再沸器、第一缓冲罐和第一油箱,所述第一再沸器的气相出口与所述第一间壁式换热器相连,所述第一油罐进一步与降膜混冷换热器相连使得第一油罐中的非气相物料能够进入所述降膜混冷换热器;

[0014] 所述第一间壁式换热器的底部连接有第二分离器,且所述第二分离器进一步和第一油罐相连;

[0015] 所述第二间壁式换热器的底部依次连接有第三分离器、第三油罐和第三再沸器,所述第三再沸器进一步和第一缓冲罐相连,且所述第三再沸器的气相出口与所述第二间壁式换热器相连,所述第三油罐还与第三油箱相连使得第三油罐中的非气相物料能够进入所述第三油箱;

[0016] 所述再热器进一步与第三油罐相连接;

[0017] 所述装置还包括第三换热器,所述第三换热器的设置方式使得冷媒能够从第三换热器中依次输送至所述第一间壁式换热器、所述降膜混冷换热器、所述第三再沸器和所述再热器中进行换热,最后返回所述第三换热器形成一个闭式循环;

[0018] 所述装置还包括冷却塔,所述冷却塔用于向第二间壁式换热器和第三换热器依次提供冷却水,最后返回冷却塔,形成一个闭式循环。

[0019] 在本发明所述的两类装置中：

[0020] 优选地，所述预分离器为旋风分离器。

[0021] 优选地，所述降膜混冷换热器竖直布置，所述降膜混冷换热器的内部设置有分液器和竖直换热管束。

[0022] 优选地，所述第二间壁式换热器的顶部还设置有除雾器。

[0023] 优选地，所述第三换热器为板式换热器。

[0024] 优选地，所述气柜的进口配置有脱硫装置和脱硝装置，进一步优选地，所述脱硫装置为干式脱硫塔，所述脱硝装置为干式脱硝塔。

[0025] 优选地，所述装置还包括热解气产生设备，所述热解气产生设备的加热炉与所述第一再沸器相连接以使加热炉中高温烟气进入所述第一再沸器。

[0026] 本发明第三方面提供了利用本发明第一方面所述所装置回收热解气的方法，所述方法包括如下步骤：

[0027] 1) 待处理的高温热解气经由预分离器分离除去固体粉尘和油雾滴；

[0028] 2) 经步骤1) 分离后的物料进入降膜混冷换热器进行降温，形成中温热解气和高温油；

[0029] 3) 步骤2) 所述中温热解气进入第一间壁式换热器进行降温，形成低温热解气和中温油；

[0030] 所述高温油从降膜混冷换热器的底部流出，经由第一分离器除去固体杂质后，依次流经第一油罐和第一再沸器，在所述第一再沸器中经蒸馏后得到的气相物料进入第一间壁式换热器，非气相物料经由第一缓冲罐进入第一油箱；

[0031] 4) 步骤3) 所述低温热解气进入第二间壁式换热器进行降温，形成不凝性可燃气体和低温油；

[0032] 所述中温油从第一间壁式换热器的底部流出，经由第二分离器除去固体杂质后进入第二油罐，在第二油罐中的物料，分别送入第一再沸器、降膜混冷换热器和第二油箱，进行再次蒸馏、作为冷却降膜油或储存待用；

[0033] 5) 步骤4) 所述不凝性可燃气体进入再热器升温后，未发生凝结的不凝性可燃气体进入气柜储存待用，不凝性可燃气体中夹带的液滴则进入第三油罐中；

[0034] 所述低温油从第二间壁式换热器的底部流出，经由第三分离器除去固体杂质后，依次流经第三油罐和第三再沸器，所述第三再沸器中经蒸馏后的气相物料进入第二间壁式换热器，非气相物料经第三缓冲罐进入第二油箱，经蒸馏提纯后的非气相物料进入所述第三油罐中，达到一定液位值后，经泵送入第三油箱；

[0035] 6) 第三换热器中的冷媒冷却降温后形成第一冷媒，第一冷媒流入第一间壁式换热器，在第一间壁式换热器内第一冷媒将中温油降温冷却，第一冷媒升温为第二冷媒，第二冷媒进入降膜混冷换热器内使换热管外的降膜油冷却，第二冷媒则再次升温为第三冷媒，第三冷媒进入第三再沸器内为物料蒸馏提供热量，第三冷媒降温为第四冷媒后，进入再热器，使不凝性可燃气体升温后返回换热器内，形成一个闭式循环；

[0036] 7) 冷却塔中的冷却水，依次流经第二间壁式换热器和第三换热器，将第二间壁式换热器内的低温热解气冷却降温后，冷却水升温形成第一冷却水，第一冷却水流入第三换热器内为冷媒降温后，冷却水升温形成第二冷却水，最后返回冷却塔，形成一个闭式循环。

[0037] 本发明第四方面提供了利用本发明第二方面所述装置回收热解气的方法,所述方法包括如下步骤:

[0038] 1) 待处理的高温热解气经由预分离器分离除去固体粉尘和油雾滴;

[0039] 2) 经步骤1) 分离后的物料进入降膜混冷换热器进行降温,形成中温热解气和高温油;

[0040] 3) 步骤2) 所述中温热解气进入第一间壁式换热器进行降温,形成低温热解气和中温油;

[0041] 所述高温油从降膜混冷换热器的底部流出,经由第一分离器除去固体杂质后,依次流经第一油罐和第一再沸器,在所述第一再沸器中经蒸馏后得到的气相物料进入第一间壁式换热器,非气相物料经由第一缓冲罐进入第一油箱,所述第一油罐中的非气相物料进入所述降膜混冷换热器;

[0042] 4) 步骤3) 所述低温热解气进入第二间壁式换热器进行降温,形成不凝性可燃气体和低温油;

[0043] 所述中温油从第一间壁式换热器的底部流出,经由第二分离器除去固体杂质后,进入第一油罐;

[0044] 5) 步骤4) 所述不凝性可燃气体进入再热器升温后,未发生凝结的不凝性可燃气体进入气柜储存待用,不凝性可燃气体中夹带的液滴则进入第三油罐中;

[0045] 所述低温油从第二间壁式换热器的底部流出,经由第三分离器除去固体杂质后,依次流经第三油罐和第三再沸器,所述第三再沸器中经蒸馏后的气相物料进入第二间壁式换热器,非气相物料经第一缓冲罐进入第一油箱,经蒸馏提纯后的非气相物料进入所述第三油罐中,达到一定液位值后,经泵送入第三油箱;

[0046] 6) 第三换热器中的冷媒冷却降温后形成第一冷媒,第一冷媒流入第一间壁式换热器,在第一间壁式换热器内第一冷媒将中温油降温冷却,第一冷媒升温为第二冷媒,第二冷媒进入降膜混冷换热器内使换热管外的降膜油冷却,第二冷媒则再次升温为第三冷媒,第三冷媒进入第三再沸器内为第三再沸器中的物料蒸馏提供热量,第三冷媒降温为第四冷媒后,进入再热器,使不凝性可燃气体升温后返回换热器内,形成一个闭式循环;

[0047] 7) 冷却塔中的冷却水,依次流经第二间壁式换热器和第三换热器,将第二间壁式换热器内的低温热解气冷却降温后,冷却水升温形成第一冷却水,第一冷却水流入第三换热器内为冷媒降温后,冷却水升温形成第二冷却水,最后返回冷却塔,形成一个闭式循环。

[0048] 在本发明所述的两类回收热解气的方法中:

[0049] 优选地,所述步骤3) 中第一再沸器蒸馏所需热量来自热解气产生设备的加热炉热解出来高温烟气,所述高温烟气的温度为300-600℃。

[0050] 优选地,所述步骤4) 中不凝性可燃气体在形成之前在所述第二间壁式换热器中经过除雾过程。

[0051] 优选地,所述步骤5) 中不凝性可燃气体经过脱硫过程和脱硝过程,进一步优选地,所述脱硫过程为干式脱硫过程,所述脱硝过程为干式脱硝过程。

[0052] 优选地,所述冷媒为载热油或水,更优选为载热油,载热油具有在大气压下较高温条件下安全稳定特点。

[0053] 优选地,所述步骤6) 中第一冷媒温度为80-120℃,第二冷媒的温度为180-260℃,

第三冷媒的温度为240-300℃,第四冷媒的温度为120-180℃。

[0054] 优选地,所述步骤7)中冷却水温度为10-40℃,第一冷却水温度为30-60℃,第二冷却水温度为40-80℃。

[0055] 本发明第五方面提供了本发明所述方法在在固体废弃物回收中的应用。

[0056] 通过上述技术方案,高温热解气首先在固气预分离器内进行粗效过滤,去除绝大部分固体微细颗粒和液体雾滴后,与轻质的降膜油直接接触并逆向流动,轻质的降膜油温度较低并对高温热解气进行急速降温,实现油气冷凝净化,凝结的高温油(渣油)随着换热管外降膜油排出。由于受较纯净轻质的降膜油的动态降膜保护,避免了高温油与换热管外壁接触,同时轻质的降膜油加速了含杂质高温油排出,更不会沉积在换热管外表面、杂质,有效解决了传统换热器的挂壁、堵塞问题,保证了装置长期稳定可靠运行,同时将凝结油分类收集,提升冷凝油的市场价值,此外,本发明整体上形成了一个闭式循环,耗能量显著降低。

## 附图说明

[0057] 图1是本发明第一方面一种具体实施方式的所述冷凝回收热解气的装置的结构示意图;

[0058] 图2是发明第二方面一种具体实施方式的所述冷凝回收热解气的装置的结构示意图。

[0059] 附图标记说明

[0060]	1、预分离器,	2、降膜混冷换热器,	2-1、分液器,
[0061]	3、第一间壁式换热器,	4、第二间壁式换热器,	4-1、除雾器,
[0062]	5、再热器,	7、气柜,	8、第一分离器,
[0063]	9、第一油罐,	11、第一再沸器,	13、第二油罐,
[0064]	14、第一缓冲罐,	16、第一油箱,	17、第二分离器,
[0065]	18、第三分离器,	19、第三油罐,	21、第三再沸器,
[0066]	22、第三缓冲罐,	25、第三油箱,	26、第三换热器,
[0067]	27、冷却塔,	28、第二油箱,	

## 具体实施方式

[0068] 以下对本发明的具体实施方式进行详细说明。应当理解的是,此处所描述的具体实施方式仅用于说明和解释本发明,并不用于限制本发明。

[0069] 如图1所示,本发明第一方面提供了一种冷凝回收热解气的装置,该装置包括依次连接的预分离器1、降膜混冷换热器2、第一间壁式换热器3、第二间壁式换热器4、再热器5和气柜7;

[0070] 所述降膜混冷换热器2的底部依次连接有第一分离器8、第一油罐9、第一再沸器11、第一缓冲罐14和第一油箱16,所述第一再沸器11的气相出口与所述第一间壁式换热器3相连;

[0071] 所述第一间壁式换热器3的底部依次连接有第二分离器17和第二油罐13,所述第二油罐13进一步分别与第一再沸器11、降膜混冷换热器2和第二油箱28相连使得所述第二

油罐13中的物料能够分别进入所述第一再沸器11、降膜混冷换热器2和第二油箱28；

[0072] 所述第二间壁式换热器4的底部依次连接有第三分离器18、第三油罐19、第三再沸器21和第三缓冲罐22，所述第三缓冲罐22进一步和第二油箱28相连，所述第三再沸器21的气相出口与所述第二间壁式换热器4相连，所述第三油罐19还与第三油箱25相连，以将第三油罐19中的非气相物料送入第三油箱25；

[0073] 所述再热器5进一步与第三油罐19相连接；

[0074] 所述装置还包括第三换热器26，所述第三换热器26的设置方式使得冷媒能够从第三换热器26中依次输送至所述第一间壁式换热器3、所述降膜混冷换热器2、所述第三再沸器21和所述再热器5中进行换热，最后返回所述第三换热器26形成一个闭式循环；

[0075] 所述装置还包括冷却塔27，所述冷却塔27用于向第二间壁式换热器4和第三换热器26依次提供冷却水，最后返回冷却塔27，形成一个闭式循环。

[0076] 如图2所示，本发明第二方面提供了本发明第一方面所述装置的一种简易化装置，该装置包括依次连接的预分离器1、降膜混冷换热器2、第一间壁式换热器3、第二间壁式换热器4、再热器5和气柜7；

[0077] 所述降膜混冷换热器2的底部依次连接有第一分离器8、第一油罐9、第一再沸器11、第一缓冲罐14和第一油箱16，所述第一再沸器11的气相出口与所述第一间壁式换热器3相连，所述第一油罐9进一步与降膜混冷换热器2相连使得第一油罐9中的非气相物料能够进入所述降膜混冷换热器2；

[0078] 所述第一间壁式换热器3的底部连接有第二分离器17，且所述第二分离器17进一步和第一油罐9相连；

[0079] 所述第二间壁式换热器4的底部依次连接有第三分离器18、第三油罐19和第三再沸器21，所述第三再沸器21进一步和第一缓冲罐14相连，且所述第三再沸器21的气相出口与所述第二间壁式换热器4相连，所述第三油罐19还与第三油箱25相连使得第三油罐19中的非气相物料能够进入所述第三油箱25；

[0080] 所述再热器5进一步与第三油罐19相连接；

[0081] 所述装置还包括第三换热器26，所述第三换热器26的设置方式使得冷媒能够从第三换热器26中依次输送至所述第一间壁式换热器3、所述降膜混冷换热器2、所述第三再沸器21和所述再热器5中进行换热，最后返回所述第三换热器26形成一个闭式循环；

[0082] 所述装置还包括冷却塔27，所述冷却塔27用于向第二间壁式换热器4和第三换热器26依次提供冷却水，最后返回冷却塔27，形成一个闭式循环。

[0083] 在本发明所述的两类装置中：

[0084] 优选地，所述预分离器为旋风分离器。

[0085] 优选地，所述降膜混冷换热器竖直布置，所述降膜混冷换热器的内部设置有分液器和竖直换热管束。

[0086] 优选地，所述第二间壁式换热器的顶部还设置有除雾器4-1。

[0087] 优选地，所述第三换热器为板式换热器。

[0088] 优选地，所述气柜的进口配置有脱硫装置和脱硝装置，进一步优选地，所述脱硫装置为干式脱硫塔，所述脱硝装置为干式脱硝塔。

[0089] 优选地，所述装置还包括热解气产生设备，所述热解气产生设备的加热炉与所述

第一再沸器相连接以使加热炉中高温烟气进入所述第一再沸器。

[0090] 如图1所示,本发明第三方面提供了利用本发明第一方面所述所装置回收热解气的方法,所述方法包括如下步骤:

[0091] 1) 待处理的高温热解气经由预分离器1分离除去固体粉尘和油雾滴;

[0092] 2) 经步骤1) 分离后的物料进入降膜混冷换热器2进行降温,形成中温热解气和高温油;

[0093] 3) 步骤2) 所述中温热解气进入第一间壁式换热器3进行降温,形成低温热解气和中温油;

[0094] 所述高温油从降膜混冷换热器2的底部流出,经由第一分离器8除去固体杂质后,依次流经第一油罐9和第一再沸器11,在所述第一再沸器11中经蒸馏后得到的气相物料进入第一间壁式换热器3,非气相物料经由第一缓冲罐14进入第一油箱16;

[0095] 4) 步骤3) 所述低温热解气进入第二间壁式换热器4进行降温,形成不凝性可燃气体和低温油;

[0096] 所述中温油从第一间壁式换热器3的底部流出,经由第二分离器17除去固体杂质后进入第二油罐13,经第二油罐13分别送入第一再沸器11、降膜混冷换热器2和第二油箱28,进行再次蒸馏、作为冷却降膜油或储存待用;

[0097] 5) 步骤4) 所述不凝性可燃气体进入再热器5升温后,未发生凝结的不凝性可燃气体进入气柜7储存待用,不凝性可燃气体中夹带的液滴则进入第三油罐19中;

[0098] 所述低温油从第二间壁式换热器4的底部流出,经由第三分离器18除去固体杂质后,依次流经第三油罐19和第三再沸器21,所述第三再沸器21中经蒸馏后的气相物料进入第二间壁式换热器4,非气相物料经第三缓冲罐22进入第二油箱28,经蒸馏提纯后的非气相物料进入所述第三油罐19中,达到一定液位值后,经泵送入第三油箱25;

[0099] 6) 第三换热器26中的冷媒冷却降温后形成第一冷媒,第一冷媒流入第一间壁式换热器3,在第一间壁式换热器3内第一冷媒将中温油降温冷却,第一冷媒升温为第二冷媒,第二冷媒进入降膜混冷换热器2内使换热管外的降膜油冷却,第二冷媒则再次升温为第三冷媒,第三冷媒进入第三再沸器21内为物料蒸馏提供热量,第三冷媒降温为第四冷媒后,进入再热器5,使不凝性可燃气体升温后返回第三换热器26内,形成一个闭式循环;

[0100] 7) 冷却塔27中的冷却水,依次流经第二间壁式换热器4和第三换热器26,将第二间壁式换热器4内的低温热解气冷却降温后,冷却水升温形成第一冷却水,第一冷却水流入第三换热器26内为冷媒降温后,冷却水升温形成第二冷却水,最后返回冷却塔27,形成一个闭式循环。

[0101] 具体地,从热解炉出来的高温热解气为茚、苯系物、多环芳烃、含苯氧化物、氰基苯系物、氧化物、不饱和环烃、链状烷烃、烯烃、沥青质及少量微细颗粒固体杂质等组成,绝大多数有机烃都呈现气态,只有少量粘稠状烃因其沸点较高而呈现雾滴的形式存在,并且部分雾滴和固体杂质粘合在一起。因上游热解炉内的裂解工艺温度、是否催化等条件不同,裂解成分及含量会略有变化,热解气出口温度不同,一般都会大于200℃,绝大多数情况下热解炉出口处热解气的温度都不低于300℃,总体特征是成分复杂、含油固液微细颗粒杂质,极易对管路和设备造成堵塞。

[0102] 表1给出了利用色谱质谱联用仪(GC-MS) 2020id7890A-5975C分析本发明所述热解

气得到的结果。

[0103] 表1

[0104]

序号	项目 (单位)		结果
1	密度, 20°C, (kg/m <sup>3</sup> )		908.1
2	粘度 (mm <sup>2</sup> /s)	20°C	6.228
		40°C	3.717
3	闪点 (°C)		32
4	硫含量 (w%)		0.851
5	氮含量 (g/L)		10.3
6	氯含量 (mg/L)		51.3
7	灰分 (w%)		0.004
8	热值 (kJ/kg)		43101
9	馏程 (°C)	IBP	52
		5%	108
		10%	142
		20%	180
		30%	218
		40%	262
		50%	298
		60%	328
		70%	343
		80%	372
		90%	391
10	组成, 质谱法 (w%)	链烷烃	7.0
		一环烷烃	33.7
		二环烷烃	4.0
		三环烷烃	0.8

[0105]		总环烷烃	38.5
		总饱和烃	45.5
		烷基苯	22.6
		茚满或四氢奈	13.1
		茚类	8.8
		总单环芳烃	44.5
		萘	1.5
		萘类	4.9
		茈类	2.5
		茈烯类	0.9
		总双环芳烃	9.8
		三环芳烃	0.2
		总芳烃	54.5
		总重量	100.0

[0106] 由表1可知,本发明所述热解气具有较宽的温度范围,可以充分利用热解气组成的复杂性导致的其自身具有的多沸点闪蒸与凝结特性,利用本发明所述装置及方法通过多次循环换热、多次蒸馏提纯、降膜急冷除雾除气凝胶和凝结油再沸后再进行凝结提纯的过程充分实现热解气的提纯与分离。

[0107] 根据本发明第三方面所述方法:

[0108] 优选地,步骤1)中所述预分离器1为旋风分离器,用于除去粒径 $\geq 10\mu\text{m}$ 的固体颗粒。

[0109] 优选地,降膜混冷换热器2竖直布置,所述降膜混冷换热器2的内部设置有分液器2-1和竖直换热管束2-2,分液器2-1用以分配从第二油罐13进入降膜混冷换热器2中的降膜油,使降膜油在竖直换热管束2-2外壁形成均匀油膜,油膜沿着换热管外壁向下降膜流动,降膜与含有复杂成分的高温热解气进行直接接触换热,高温热解气降温且重质和杂质成分发生凝结,凝结油加入到降膜中并向下流淌,最后从降膜混冷换热器2底部流出,即所述高温油的形成过程。

[0110] 优选地,所述第一分离器8、第二分离器17、第三分离器18为袋式分离器。

[0111] 优选地,所述第一油罐9和第一再沸器11之间设有泵,用于将第一油罐9中的液体输送至第一再沸器11;所述第一缓冲罐14和第一油箱16之间设有泵,用于将第一缓冲罐14收集的非气相物料(主要为重油组分)输送至第一油箱16储存待用。

[0112] 优选地,所述第一再沸器11蒸馏所需热量来自热解用加热炉的高温烟气尾气,所述高温烟气尾气的温度为300-600 $^{\circ}\text{C}$ ,这样便实现了余热利用,无需单独提供热能。

[0113] 优选地,第一间壁式换热器3、第一再沸器11和第二油罐13整体上形成一个反复蒸馏提纯的体系。

[0114] 具体地,所述中温油从第一间壁式换热器3的底部流出,经由第二分离器17除去固

体杂质后,流入第二油罐13(主要成分为轻质油),第二油罐13中的物料经由泵打入第一再沸器11中,在第一再沸器11中进行蒸馏后进入第一间壁式换热器3,第一再沸器11中未经蒸馏的物料进入第一缓冲罐14,经泵输送至第一油箱16(主要成分为重质油)储存待用;这样,第二油罐13中的物料经过反复蒸馏提纯,达到一定的液位值后,可经不同的泵分别打入降膜混冷换热器2中的分液器2-1和第二油箱28,进入降膜混冷换热器2中的分液器2-1中的物料为降膜混冷换热器2的降膜过程提供所需的降膜油,而进入第二油箱28(主要成分为轻质油)中的物料则储存待用。

[0115] 优选地,所述步骤4)中不凝性可燃气体在形成之前在所述第二间壁式换热器4中经过除雾过程,以除去低温热解气中仍存在微细小液滴。

[0116] 优选地,所述再热器5与气柜7之间设有风机,用于将再热器5中升温后未发生凝结的不凝性可燃气体送入气柜7中储存待用。

[0117] 具体地,所述不凝性可燃气体进入再热器5升温后,未发生凝结的不凝性可燃气体进入气柜7储存待用,受再热器5进口压力及饱和气因素的影响,不凝性可燃气体发生微量凝结,凝结的不凝性可燃气体则进入第三油罐19中。

[0118] 优选地,第二间壁式换热器4、第三再沸器21和第三油罐19整体上形成一个反复蒸馏提纯的体系。

[0119] 具体地,所述低温油从第二间壁式换热器4的底部流出,经由第三分离器18除去固体杂质后,流入第三油罐19(主要成分为石脑油),第三油罐19中的物料经由泵打入第三再沸器21,在第三再沸器21中进行蒸馏后进入第二间壁式换热器4,第三再沸器21中未经蒸馏的物料进入第三缓冲罐22,经泵23输送至第二油箱28(主要成分为轻质油)储存待用;这样第三油罐19中的物料经过反复蒸馏提纯,达到一定的液位值后,经泵打入第三油箱25(主要成分为石脑油)储存待用。

[0120] 优选地,所述步骤5)中不凝性可燃气体经过脱硫过程和脱硝过程,去除不凝性可燃气体中的硫份和氮份;更优选地,所述脱硫过程为干式脱硫过程,所述脱硝过程为干式脱硝过程。

[0121] 优选地,所述步骤6)中第一冷媒温度为80-120℃,第二冷媒的温度为180-260℃,第三冷媒的温度为240-300℃,第四冷媒的温度为120-180℃。

[0122] 优选地,所述再热器5与第三换热器26之间设有泵,用于将再热器5中的第四冷媒输送至第三换热器26中。

[0123] 优选地,所述步骤7)中从冷却塔27流出的冷却水温度为10-40℃,第一冷却水温度为30-60℃,第二冷却水温度为40-80℃。

[0124] 优选地,所述冷却塔27与第二间壁式换热器4之间设有泵,用于将经冷却塔27冷却后的水输送至第二间壁式换热器4,为第二间壁式换热器4内的低温热解气冷却降温。

[0125] 根据本发明所述的方法,冷媒可以为载热体油或水,也可选用其他液态载热体,载热体油的可用温度高达350℃,运行压力较低,且具有较好的导热性能,是比较好的冷媒,其具体工作原理及工艺流程为:

[0126] 第三换热器26中的冷媒冷却降温后形成第一冷媒(80-120℃),第一冷媒流入第一间壁式换热器3,在第一间壁式换热器3内第一冷媒将中温油降温冷却,第一冷媒升温为第二冷媒(180-260℃),然后第二冷媒进入降膜混冷换热器2的竖直换热管束2-2内使换热管

外的降膜油冷却,第二冷媒则再次升温为第三冷媒(240-300℃),第三冷媒进入第三再沸器21(主要成分为石脑油)为第三再沸器21内石脑油的蒸馏提供热量,然后,第三冷媒降温为第四冷媒(120-180℃),第四冷媒进入再热器5,为不凝性可燃气升温后返回第三换热器26内,形成一个闭式循环。

[0127] 具体地,所述步骤7)中冷却水的工艺流程为:首先,冷却水在冷却塔内实现降温后,从冷却塔27流出的冷却水(10-40℃)流入第二间壁式换热器4,为第二间壁式换热器4内的低温热解气冷却降温后,冷却水升温为第一冷却水(30-60℃),升温后的第一冷却水流入第三换热器26,为第三换热器26内的冷媒冷却降温,此时,第一冷却水升温形成第二冷却水(40-80℃),最后第二冷却水返回冷却塔27中进行降温,形成一个闭式循环。

[0128] 如图2所示,本发明第四方面提供了利用本发明第二方面所述装置回收热解气的方法,所述方法包括如下步骤:

[0129] 1)待处理的高温热解气经由预分离器1分离除去固体粉尘和油雾滴;

[0130] 2)经步骤1)分离后的物料进入降膜混冷换热器2进行降温,形成中温热解气和高温油;

[0131] 3)步骤2)所述中温热解气进入第一间壁式换热器3进行降温,形成低温热解气和中温油;

[0132] 所述高温油从降膜混冷换热器2的底部流出,经由第一分离器8除去固体杂质后,依次流经第一油罐9和第一再沸器11,在所述第一再沸器11中经蒸馏后得到的气相物料进入第一间壁式换热器3,非气相物料经由第一缓冲罐14进入第一油箱16,所述第一油罐9中的非气相物料进入所述降膜混冷换热器2;

[0133] 4)步骤3)所述低温热解气进入第二间壁式换热器4进行降温,形成不凝性可燃气体和低温油;

[0134] 所述中温油从第一间壁式换热器3的底部流出,经由第二分离器17除去固体杂质后,进入第一油罐9;

[0135] 5)步骤4)所述不凝性可燃气体进入再热器5升温后,未发生凝结的不凝性可燃气体进入气柜7储存待用,不凝性可燃气体中夹带的液滴则进入第三油罐19中;

[0136] 所述低温油从第二间壁式换热器4的底部流出,经由第三分离器18除去固体杂质后,依次流经第三油罐19和第三再沸器21,所述第三再沸器21中经蒸馏后的气相物料进入第二间壁式换热器4,非气相物料经第一缓冲罐14进入第一油箱16,经蒸馏提纯后的非气相物料进入所述第三油罐19中,达到一定液位值后,经泵送入第三油箱25;

[0137] 6)第三换热器26中的冷媒冷却降温后形成第一冷媒,第一冷媒流入第一间壁式换热器3,在第一间壁式换热器3内第一冷媒将中温油降温冷却,第一冷媒升温为第二冷媒,第二冷媒进入降膜混冷换热器2内使换热管外的降膜油冷却,第二冷媒则再次升温为第三冷媒,第三冷媒进入第三再沸器21内为第三再沸器21中的物料蒸馏提供热量,第三冷媒降温为第四冷媒后,进入再热器5,使不凝性可燃气升温后返回第三换热器26内,形成一个闭式循环;

[0138] 7)冷却塔27中的冷却水,依次流经第二间壁式换热器4和第三换热器26,将第二间壁式换热器4内的低温热解气冷却降温后,冷却水升温形成第一冷却水,第一冷却水流入第三换热器26内为冷媒降温后,冷却水升温形成第二冷却水,最后返回冷却塔27,形成一个闭

式循环。

[0139] 根据本发明,本发明第四方面所述方法为本发明第三方面所述方法的一种简易化的操作,以适应在实际应用中,不需将重质油与轻质油进行分离的情况,节省能耗,节约成本。

[0140] 根据本发明第四方面所述方法:

[0141] 优选地,步骤1)中所述预分离器1为旋风分离器,用于除去粒径 $\geq 10\mu\text{m}$ 的固体颗粒。

[0142] 优选地,降膜混冷换热器2竖直布置,所述降膜混冷换热器2的内部设置有分液器2-1和竖直换热管束2-2,分液器2-1用以分配从第一油罐9进入降膜混冷换热器2中的降膜油,使降膜油在竖直换热管束2-2外壁形成均匀油膜,油膜沿着换热管外壁向下降膜流动,降膜与含有复杂成分的高温热解气进行直接接触换热,高温热解气降温且重质和杂质成分发生凝结,凝结油加入到降膜中并向下流淌,最后从降膜混冷换热器2底部流出,即所述高温油的形成过程。

[0143] 优选地,所述第一分离器8、第二分离器17、第三分离器18为袋式分离器。

[0144] 优选地,所述第一油罐9和第一再沸器11之间设有泵,用于将第一油罐9中的液体输送至第一再沸器11;所述第一缓冲罐14和第一油箱16之间设有泵,用于将第一缓冲罐14收集的非气相物料(主要为重油组分和轻油组分)输送至第一油箱16储存待用。

[0145] 优选地,所述第一再沸器11蒸馏所需热量来自热解用加热炉的高温烟气尾气,所述高温烟气尾气的温度为300-600 $^{\circ}\text{C}$ ,这样便实现了余热利用,无需单独提供热能。

[0146] 优选地,第一间壁式换热器3、第一再沸器11和第一油罐9整体上形成一个反复蒸馏提纯的体系。

[0147] 具体地,所述高温油从降膜混冷换热器2的底部流出,经由第一分离器8除去固体杂质后,流入第一油罐9,第一油罐9中的物料经由泵打入第一再沸器11中,在第一再沸器11中进行蒸馏后进入第一间壁式换热器3,第一再沸器11中未经蒸馏的物料进入第一缓冲罐14,经泵输送至第一油箱16储存待用;这样,第一油罐9中的物料经过反复蒸馏提纯,达到一定的液位值后,经泵打入降膜混冷换热器2中的分液器2-1中,为降膜混冷换热器2的降膜过程提供所需的降膜油。

[0148] 优选地,所述步骤4)中不凝性可燃气体在形成之前在所述第二间壁式换热器4中经过除雾过程,以除去低温热解气中仍存在微细小液滴。

[0149] 优选地,所述再热器5与气柜7之间设有风机,用于将再热器5中升温后未发生凝结的不凝性可燃气体送入气柜7中储存待用。

[0150] 具体地,所述不凝性可燃气体进入再热器5升温后,未发生凝结的不凝性可燃气体进入气柜7储存待用,受再热器5进口压力及饱和气因素的影响,不凝性可燃气体会发生微量凝结,凝结的不凝性可燃气体则进入第三油罐19中。

[0151] 优选地,第二间壁式换热器4、第三再沸器21和第三油罐19整体上形成一个反复蒸馏提纯的体系。

[0152] 具体地,所述低温油从第二间壁式换热器4的底部流出,经由第三分离器18除去固体杂质后,流入第三油罐19,第三油罐19中的物料经由泵打入第三再沸器21,在第三再沸器21中进行蒸馏后进入第二间壁式换热器4,第三再沸器21中未经蒸馏的物料进入第一缓冲

罐14,经泵输送至第一油箱16储存待用;这样第三油罐19中的物料经过反复蒸馏提纯,达到一定的液位值后,经泵打入第三油箱25储存待用。

[0153] 优选地,所述步骤5)中不凝性可燃气体经过脱硫过程和脱硝过程,去除不凝性可燃气体中的硫份和氮份;更优选地,所述脱硫过程为干式脱硫过程,所述脱硝过程为干式脱硝过程。

[0154] 优选地,所述步骤6)中第一冷媒温度为80-120℃,第二冷媒的温度为180-260℃,第三冷媒的温度为240-300℃,第四冷媒的温度为120-180℃。

[0155] 优选地,所述再热器5与第三换热器26之间设有泵,用于将再热器5中的第四冷媒输送至第三换热器26中。

[0156] 优选地,所述步骤7)中从冷却塔27流出的冷却水温度为10-40℃,第一冷却水温度为30-60℃,第二冷却水温度为40-80℃。

[0157] 优选地,所述冷却塔27与第二间壁式换热器4之间设有泵,用于将经冷却塔27冷却后的水输送至第二间壁式换热器4,为第二间壁式换热器4内的低温热解气冷却降温。

[0158] 根据本发明所述的方法,冷媒可以为载热体油或水,也可选用其他液态载热体,载热体油的可用温度高达350℃,运行压力较低,且具有较好的导热性能,是比较好的冷媒,其具体工作原理及工艺流程为:

[0159] 第三换热器26中的冷媒冷却降温后形成第一冷媒(80-120℃),第一冷媒流入第一间壁式换热器3,在第一间壁式换热器3内第一冷媒将中温油降温冷却,第一冷媒升温为第二冷媒(180-260℃),然后第二冷媒进入降膜混冷换热器2的竖直换热管束2-2内使换热管外的降膜油冷却,第二冷媒则再次升温为第三冷媒(240-300℃),第三冷媒进入第三再沸器21(主要成分为石脑油)为第三再沸器21内石脑油的蒸馏提供热量,然后,第三冷媒降温为第四冷媒(120-180℃),第四冷媒进入再热器5,为不凝性可燃气体升温后返回第三换热器26内,形成一个闭式循环。

[0160] 具体地,所述步骤7)中冷却水的工艺流程为:首先,冷却水在冷却塔内实现降温后,从冷却塔27流出的冷却水(10-40℃)流入第二间壁式换热器4,为第二间壁式换热器4内的低温热解气冷却降温后,冷却水升温为第一冷却水(30-60℃),升温后的第一冷却水流入第三换热器26,为第三换热器26内的冷媒冷却降温,此时,第一冷却水升温形成第二冷却水(40-80℃),最后第二冷却水返回冷却塔27中进行降温,形成一个闭式循环。

[0161] 本发明第五方面提供了本发明所述方法在在固体废弃物回收中的应用。

[0162] 通过上述技术方案,与现有技术相比,本发明具有以下具体的优点及突出的效果:

[0163] (1) 轻质组分油闪蒸吸热,有效捕捉大的颗粒杂质,闪蒸吸热导致热解气中重质组分油气发生空间凝结,实现重组分油气回收、热解气净化及重组分分离,有效解决挂壁及堵管现象。

[0164] (2) 采用过冷油降膜冷却技术,将初步净化的热解气急冷处理,有效抑制热解气二次反应发生,过冷油膜通过表面及空间凝结的方式,进一步实现热解气中重质组分油气的凝结,凝结液及过冷液膜吸附颗粒杂质,实现颗粒杂质深度捕捉和去除。

[0165] (3) 热解气的产生设备中所用的加热炉烟气尾气温度高,可以通过将其引入本发明所述再沸炉中,实现余热利用,无需单独提供热能。

[0166] (4) 冷媒依次通过间接换热器、降膜混冷换热器、再沸器和换热器,实现冷媒冷量

的阶梯利用,降低冷媒流量。

[0167] (5)综合考虑了热裂解温度条件、锅炉设备运行参数、冷凝回收过程中的废热以及烟气尾气的余热再利用等因素,提高了成套装置的节能技术水平,降低了运行费用。

[0168] 以上详细描述了本发明的优选实施方式,但是,本发明并不限于此。在本发明的技术构思范围内,可以对本发明的技术方案进行多种简单变型,包括各个技术特征以任何其它的合适方式进行组合,这些简单变型和组合同样应当视为本发明所公开的内容,均属于本发明的保护范围。

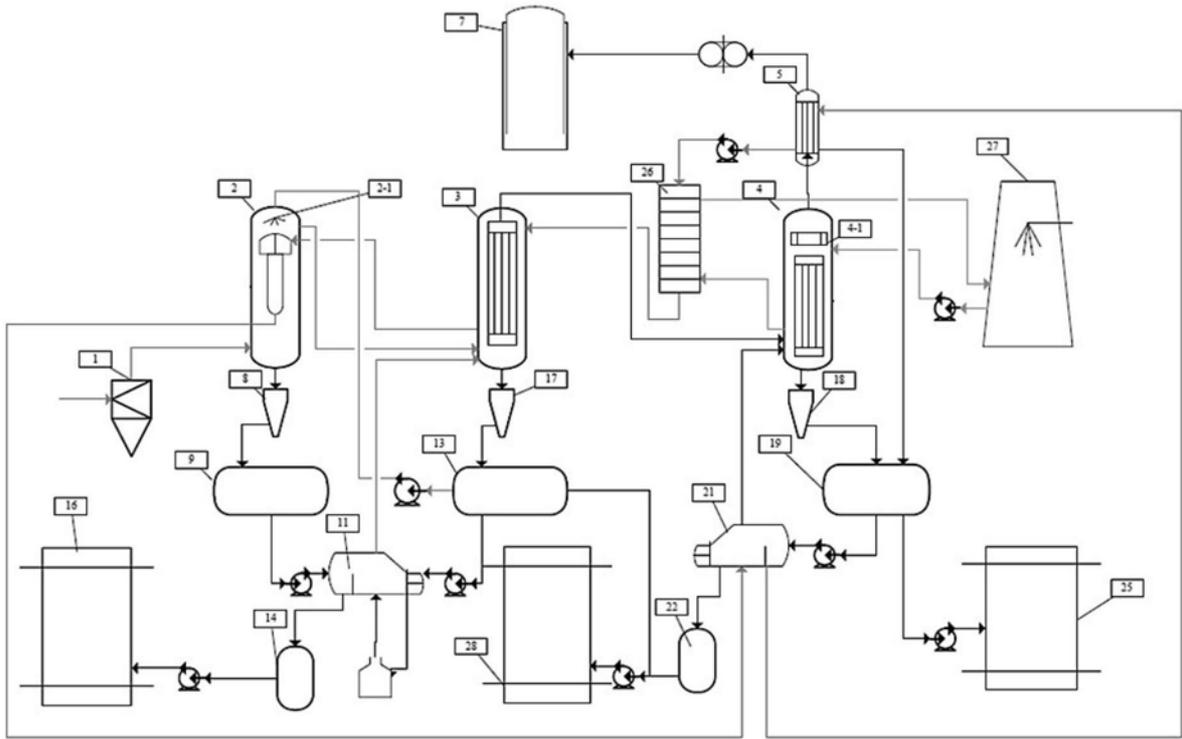


图1

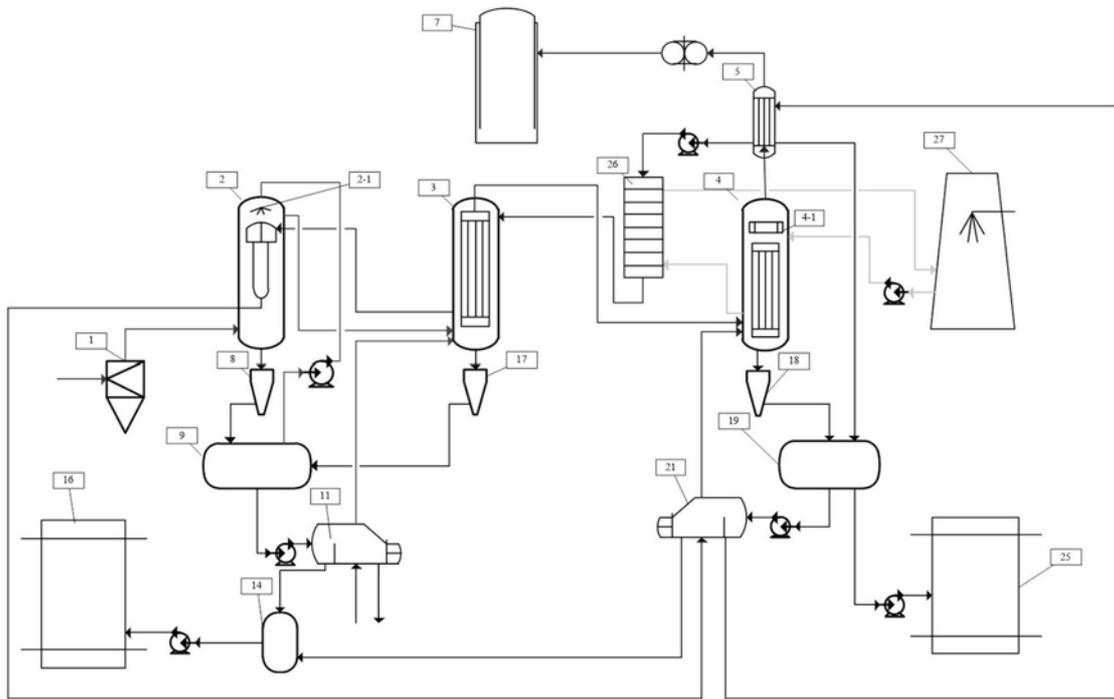


图2