(19)中华人民共和国国家知识产权局

(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 104310434 A
(43)申请公布日 2015.01.28

(21)申请号 201410627536.6

(22)申请日 2014.11.10

(71)申请人 上海力脉环保设备有限公司
地址 201705 上海市青浦区嘉松中路 4188 弄 188 号 2 号楼 1 层 A 区 123 室

(72)发明人 傅立德 王厦

(74)专利代理机构 上海旭诚知识产权代理有限公司 31220
代理人 郑立

(51)Int.Cl.
C01D 3/14(2006.01)
F27D 17/00(2006.01)

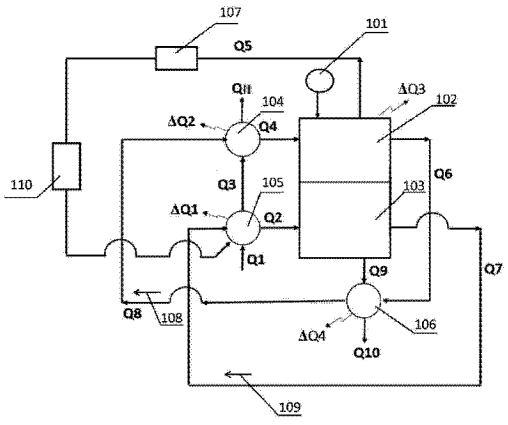
权利要求书2页 说明书7页 附图2页

(54)发明名称

一种用于处理废盐的装置和工艺

(57)摘要

本发明公开了一种用于处理废盐的装置，其结构包括工业送料机、多段式间接加热炉、导热油循环系统、熔盐循环系统、有机废气输送机和废盐余热回收器。本发明还公开了一种用于处理废盐的工艺，包括废盐的处理、导热油工质循环、热熔盐工质循环以及热风和尾气的处理。本发明的用于处理废盐的装置和工艺能够有效完成工业废盐精制的处理要求，同时解决了废气排放问题，整个工艺系统能量利用效率高，二次污染少。



CN 104310434 A

1. 一种用于处理废盐的装置，其特征在于，包括工业送料机、多段式间接加热炉、导热油循环系统、熔盐循环系统、有机废气输送机和废盐余热回收器；所述多段式间接加热炉具有入料口和出料口，所述入料口与所述工业送料机连通，所述出料口与所述废盐余热回收器连通；所述多段式间接加热炉至少包括第一段间接加热炉和第二段间接加热炉，所述第一段间接加热炉以导热油为加热热源，所述第二段间接加热炉以液态熔融盐为加热热源；所述第一段间接加热炉依次与所述导热油循环系统、所述废盐余热回收器联接，所述废盐余热回收器再与所述第一段间接加热炉联接形成环路；所述第二段间接加热炉与所述熔盐循环系统联接并形成环路；所述有机废气输送机设置在所述熔盐循环系统和所述多段式间接加热炉之间，用于将所述多段式间接加热炉产生的废气输送至所述熔盐循环系统。

2. 一种利用如权利要求 1 所述的装置进行废盐处理的工艺，其特征在于，所述工艺包括以下方面：

废盐的处理：所述工业送料机将废盐输送至所述第一间接加热炉，所述废盐在所述第一间接加热炉中干燥后，在物料传动机构的作用下进入所述第二间接加热炉，并在所述第二间接加热炉中完成加热和煅烧的过程；煅烧后的盐进入所述废盐余热回收器，并在所述废盐余热回收器中自然下降，同时将热量传递给所述废盐余热回收器夹层中的导热油，最后所述盐从废盐余热回收器中输出，成为出料盐，所述出料盐即为合格工业盐。

导热油工质循环：所述导热油循环系统包括导热油泵、热风余热回收器、导热油储槽及膨胀槽，导热油在所述导热油泵的驱动下，从所述导热油储槽进入所述废盐余热回收器，然后依次进入所述热风余热回收器、所述膨胀槽，最后进入所述第一段间接加热炉，所述导热油在所述第一段间接加热炉中与废盐换热后回至所述导热油储槽。

热熔盐工质循环：所述熔盐循环系统包括电热式熔盐储槽、熔盐泵、熔盐炉，热熔盐在所述电热式熔盐储槽中加热融化后变成液态熔融盐，所述液态熔融盐在所述熔盐泵的驱动下进入所述熔盐炉，并在所述熔盐炉中受热后进入所述第二段间接加热炉，所述液态熔融盐在所述第二段间接加热炉中与废盐换热后回至所述电热式熔盐储槽。

热风和尾气的处理：所述熔盐循环系统还包括燃烧机和风机，所述多段式间接加热炉中产生的有机尾气经过所述有机废气输送机输送至所述燃烧机，所述有机尾气在所述燃烧机中与空气混合并与燃料一起燃烧，形成燃烧火焰，在所述燃烧机的高温高氧条件下所述有机尾气中的挥发性有机物燃烧并转化为无机组分，所述燃烧火焰对所述熔盐炉中的螺旋加热盘管加热，所述风机将所述熔盐炉中的热风以及所述燃烧机中的热风输送至所述热风余热回收器，所述热风在所述热风余热回收器中换热后温度降至 80 ～ 200℃，然后经过烟囱排放至大气。

3. 如权利要求 2 所述的工艺，其特征在于，所述导热油工质循环中，所述导热油的温度范围为 120℃～ 200℃；所述热熔盐工质循环中，所述液态熔融盐的温度范围为 300℃～ 500℃。

4. 如权利要求 2 所述的工艺，其特征在于，所述导热油泵、所述导热油储槽和所述热风余热回收器之间通过导热油循环管路连通，所述导热油储槽与所述废盐余热回收器连接，所述热风余热回收器通过所述膨胀槽与所述第一段间接加热炉连接。

5. 如权利要求 2 所述的工艺，其特征在于，所述电热式熔盐储槽、所述熔盐泵和所述熔盐炉通过熔盐循环管路连通，所述熔盐炉与所述第二段间接加热炉连接。

6. 如权利要求 2 所述的工艺，其特征在于，所述第一段间接加热炉具有干燥段加热器，所述干燥段加热器用于将废盐干燥；所述导热油循环系统向所述干燥段加热器的内部输送导热油，所述干燥段加热器的外部与废盐进行接触换热，从而使废盐干燥。

7. 如权利要求 2 所述的工艺，其特征在于，所述第二段间接加热炉具有加热段加热器，所述加热段加热器用于对废盐进行加热和煅烧；所述熔盐循环系统向所述加热段加热器的内部输送液态熔融盐，所述加热段加热器的外部与废盐进行接触换热。

8. 如权利要求 2 所述的工艺，其特征在于，所述废盐余热回收器的内部具有空心立式换热板，废盐能够沿着所述空心立式换热板自然下降；所述废盐余热回收器还具有夹层，导热油能够在所述夹层内流动；所述废盐在下降过程中将热量传递给所述导热油，从而完成换热过程。

9. 如权利要求 2 所述的工艺，其特征在于，所述热风余热回收器为板式换热器、板翅式换热器、板壳式换热器或管壳式换热器。

10. 如权利要求 2 所述的工艺，其特征在于，所述导热油为烷基苯型导热油、烷基萘型导热油、烷基联苯型导热油、联苯和联苯醚低熔混合物型导热油、或者烷基联苯醚型导热油。

一种用于处理废盐的装置和工艺

技术领域

[0001] 本发明涉及一种用于处理废弃物的装置，尤其涉及一种用于处理废盐的装置，本发明还提供了使用上述装置处理废盐的工艺。

背景技术

[0002] 工业领域有很多企业在生产过程中有废盐产生，尤其是在精细化工领域。如双甘膦、草甘膦的生产，每生产 1 吨草甘膦原药，产生 1.3 吨左右的含有各种有机毒害物的废氯化钠盐；如 AKD 的生产，每生产 1 吨 AKD，产生 2 吨左右的含有机物的废氯化钠盐；如水合肼的生产，每生产 1 吨水合肼，产生 4 吨左右的废氯化钠盐。这些废盐因生产工艺的限制，大多被生产方转化为固体废弃物，由于其生产过程中涉及大量有机物成分，因此这种盐废弃物本身具有一定的毒性。

[0003] 目前，废盐的处理主要是采用热风直接接触高温煅烧方法，利用大量的温度高达 600 ～ 800℃的热风与废盐在煅烧炉内直接接触，使有机物在高温条件下完成裂解过程。但是这种方法由于废盐与热风接触时间有限，盐分本身的温度并未达到期望温度，残留有机组分含量难于控制。同时，因为有机物所处温度有限，很难完成完全矿化，很大一部分转化为形态更为复杂的有机组分残留在热风中。实质上这种方法是将固态污染物转移成为一种气态污染物的过程。

[0004] 另一方面，目前能够接受高温处理过程的设备主要有回转式加热炉、多层圆盘裂解炉等，这些设备大多采用高温热风直接或间接与废盐进行换热操作，从而达到让废盐达到高温进行裂解的生产，其处理工艺能效较低。以高温裂解回转式加热炉工艺为例。由于燃烧采用直接点火燃烧的方式，高温尾气温度达到 300℃～ 500℃，直接外排，燃烧效率不足 70％。

[0005] 此外，在完成加热裂解实际上要完成两个过程，第一步，实现废盐的干燥，第二步要实现盐的加热煅烧。以 5％的含水废盐为例，干燥所需热量供给与煅烧所需热量供给为 45％ :55％左右。两者的热负荷相当，而现有技术采用的是一步式操作，忽略了物料本身的热负荷要求，难于满足低能耗的设计理念。完成加热后物料本身温度较高，为了保证常温条件下的输送，还需要增加冷却设备，比如采用水冷或风冷的换热设备。因此，从最终完成盐的加热裂解所需热量需求与实际消耗热源的热量供给来看，目前整体废盐处理工艺的热效率尚不足 30％。

发明内容

[0006] 有鉴于现有技术的上述缺陷，本发明所要解决的技术问题是提供一种污染小、能耗低、热效率高的用于处理废盐的装置及工艺。

[0007] 为实现上述目的，本发明提供了一种用于处理废盐的装置，包括工业送料机、多段式间接加热炉、导热油循环系统、熔盐循环系统、有机废气输送机和废盐余热回收器；所述多段式间接加热炉具有入料口和出料口，所述入料口与所述工业送料机连通，所述出料口

与所述废盐余热回收器连通；所述多段式间接加热炉至少包括第一段间接加热炉和第二段间接加热炉，所述第一段间接加热炉以导热油为加热热源，所述第二段间接加热炉以液态熔融盐为加热热源；所述第一段间接加热炉依次与所述导热油循环系统、所述废盐余热回收器联接，所述废盐余热回收器再与所述第一段间接加热炉联接形成环路；所述第二段间接加热炉与所述熔盐循环系统联接并形成环路；所述有机废气输送机设置在所述熔盐循环系统和所述多段式间接加热炉之间，用于将所述多段式间接加热炉产生的废气输送至所述熔盐循环系统。

[0008] 进一步地，所述导热油循环系统包括导热油泵、热风余热回收器、导热油储槽、导热油循环管路及膨胀槽，所述导热油泵、所述导热油储槽和所述热风余热回收器之间通过所述导热油循环管路连通，所述导热油储槽与所述废盐余热回收器连接，所述热风余热回收器通过所述膨胀槽与所述第一段间接加热炉连接；导热油能够在所述导热油泵的驱动下，从所述导热油储槽进入所述废盐余热回收器，然后依次进入所述热风余热回收器、所述膨胀槽，最后进入所述第一段间接加热炉，所述导热油在所述第一段间接加热炉中与废盐换热后能够回至所述导热储油槽。

[0009] 进一步地，所述导热油在所述第一段间接加热炉中与废盐的换热过程为所述废盐的干燥过程。

[0010] 进一步地，所述熔盐循环系统包括电热式熔盐储槽、熔盐泵、熔盐炉、熔盐循环管路，所述电热式熔盐储槽、所述熔盐泵和所述熔盐炉通过所述熔盐循环管路连通，所述熔盐炉与所述第二段间接加热炉连接，热熔盐在所述电热式熔盐储槽中加热融化后变成液态熔融盐，所述液态熔融盐在所述熔盐泵的驱动下进入所述熔盐炉，并在所述熔盐炉中受热后进入所述第二段间接加热炉，所述液态熔融盐在所述第二段间接加热炉中与废盐换热后能够回至所述电热式熔盐储槽。

[0011] 进一步地，所述液态熔融盐在所述第二段间接加热炉中与废盐的换热过程为所述废盐的煅烧过程。

[0012] 进一步地，所述熔盐循环系统还包括燃烧机和风机，所述燃烧机与所述有机废气输送机连接，所述有机废气输送机能够将所述多段式间接加热炉中产生的有机尾气输送至所述燃烧机，所述有机尾气在所述燃烧机中与燃料一起燃烧，形成燃烧火焰并转化为无机组分，所述燃烧火焰对所述熔盐炉中的螺旋加热盘管加热，所述风机能够将所述熔盐炉及所述燃烧机中的热风输送至所述热风余热回收器。

[0013] 进一步地，所述第一段间接加热炉具有干燥段加热器，所述干燥段加热器用于将废盐干燥；所述导热油循环系统向所述干燥段加热器的内部输送导热油，所述干燥段加热器的外部与废盐进行接触换热，从而使废盐干燥。

[0014] 进一步地，所述干燥段加热器为螺旋盘管加热器或空心盘加热器。

[0015] 进一步地，所述第二段间接加热炉具有加热段加热器，所述加热段加热器用于对废盐进行加热和煅烧；所述熔盐循环系统向所述加热段加热器的内部输送液态熔融盐，所述加热段加热器的外部与废盐进行接触换热。

[0016] 进一步地，所述加热段加热器为螺旋盘管加热器或空心盘加热器。

[0017] 进一步地，所述废盐余热回收器的内部具有空心立式换热板，废盐能够沿着所述空心立式换热板自然下降；所述废盐余热回收器还具有夹层，导热油能够在所述夹层内流

动；所述废盐在下降过程中将热量传递给所述导热油，从而完成换热过程。

[0018] 进一步地，所述废盐余热回收器为粉体流换热器。

[0019] 进一步地，所述熔盐炉采用工业燃气炉或工业燃煤炉，所述熔盐炉的内部设置有螺旋加热盘管，液态熔盐在所述螺旋加热盘管内受热后送出所述熔盐炉。

[0020] 进一步地，所述热风余热回收器为气－液换热器。

[0021] 进一步地，所述热风余热回收器为板式换热器、板翅式换热器、板壳式换热器或管壳式换热器。

[0022] 进一步地，所述导热油为合成型导热油，所述合成型导热油为烷基苯型（苯环型）导热油、烷基萘型导热油、烷基联苯型导热油、联苯和联苯醚低熔混合物型导热油、或者烷基联苯醚型导热油。

[0023] 进一步地，所述熔融盐采用二元无机盐体系或三元无机盐体系。

[0024] 进一步地，所述三元无机盐体系为 53Wt％ KNO_3、40Wt％ $NaNO_2$ 和 7Wt％ $NaNO_3$ 的组合体系，所述二元无机盐体系为 60Wt％ $NaNO_3$ 和 40Wt％ KNO_3 的组合体系。

[0025] 本发明还提供了一种使用上述任意一种用于处理废盐的装置进行废盐处理的工艺，所述工艺包括以下四个方面：

[0026] (1) 废盐的处理：所述工业送料机将废盐输送至所述第一间接加热炉，所述废盐在所述第一间接加热炉中干燥后，在物料传动机构的作用下进入所述第二间接加热炉，并在所述第二间接加热炉中完成加热和煅烧的过程；煅烧后的盐进入所述废盐余热回收器，并在所述废盐余热回收器中自然下降，同时将热量传递给所述废盐余热回收器夹层中的导热油，最后所述盐从废盐余热回收器中输出，成为出料盐，所述出料盐即为合格工业盐。

[0027] (2) 导热油工质循环：所述导热油循环系统包括导热油泵、热风余热回收器、导热油储槽及膨胀槽，导热油在所述导热油泵的驱动下，从所述导热油储槽进入所述废盐余热回收器，然后依次进入所述热风余热回收器、膨胀槽，最后进入所述第一段间接加热炉，所述导热油在所述第一段间接加热炉中与废盐换热后回至所述导热油储槽。

[0028] (3) 热熔盐工质循环：所述熔盐循环系统包括电热式熔盐储槽、熔盐泵、熔盐炉，热熔盐在所述电热式熔盐储槽中加热融化后变成液态熔融盐，所述液态熔融盐在所述熔盐泵的驱动下进入所述熔盐炉，并在所述熔盐炉中受热后进入所述第二段间接加热炉，所述液态熔融盐在所述第二段间接加热炉中与废盐换热后回至所述电热式熔盐储槽。

[0029] (4) 热风和尾气的处理：所述熔盐循环系统还包括燃烧机和风机，所述多段式间接加热炉中产生的有机尾气经过所述有机废气输送机输送至所述燃烧机，所述有机尾气在所述燃烧机中与空气混合并与燃料一起燃烧，形成燃烧火焰，在所述燃烧机的高温高氧条件下所述有机尾气中的挥发性有机物燃烧并转化为无机组分，所述燃烧火焰对所述熔盐炉中的螺旋加热盘管加热，所述风机将所述熔盐炉中的热风以及所述燃烧机中的热风输送至所述热风余热回收器，所述热风在所述热风余热回收器中换热后温度降至 80 ～ 200℃，然后经过烟囱排放至大气。

[0030] 进一步地，所述导热油工质循环中，所述导热油的温度范围为 120℃～ 200℃。

[0031] 进一步地，所述热熔盐工质循环中，所述液态熔融盐的温度范围为 300℃～ 500℃。

[0032] 本发明的用于处理废盐的装置及工艺的有益效果为：

[0033] 本发明采用导热油工质循环和热熔盐工质循环分别对废盐进行干燥和煅烧过程，极大地提升了系统的热利用效率。煅烧过程中所需的高温热源采用熔融盐，熔融盐传递的热量一部分用于废盐中的有机物热裂解，一部分被回收利用满足进料废盐的干燥所需。熔盐炉以及燃烧炉中产生的高温热风也通过导热油的热传递实现余热回收。最终本发明的用于处理废盐的装置处理废盐过程中所产生的热消耗仅为设备的热损失、工业合格盐的显热、残余尾气的显热，因此整体热效率可达到 60 ～ 80%，与传统的生产工艺热效率相比提升了 150%～ 200%。

[0034] 以下将结合附图对本发明的构思、具体结构及产生的技术效果作进一步说明，以充分地了解本发明的目的、特征和效果。

附图说明

[0035] 图 1 是本发明的一个较佳实施例的用于处理废盐的装置的结构示意图和能量系统图；

[0036] 图 2 是本发明的一个较佳实施例中导热油循环系统的示意图；

[0037] 图 3 是本发明的一个较佳实施例中熔盐循环系统的示意图。

具体实施方式

[0038] 如图 1 ～ 3 所示，本发明的一个较佳实施例提供了一种用于处理废盐的装置，其结构包括工业送料机 101、多段式间接加热炉、导热油循环系统、熔盐循环系统、有机废气输送机 107 和废盐余热回收器 106；多段式间接加热炉的入料口与所述工业送料机 101 连通，其出料口与废盐余热回收器 106 连通；多段式间接加热炉至少包括第一段间接加热炉 102 和第二段间接加热炉 103，第一段间接加热炉 102 以导热油为加热热源，第二段间接加热炉 103 以液态熔融盐为加热热源；第一段间接加热炉 102 依次与导热油循环系统中的热风余热回收器 104、废盐余热回收器 106 联接，废盐余热回收器 106 再与第一段间接加热炉 102 联接形成环路；第二段间接加热炉 103 与熔盐循环系统中的熔盐炉 105 联接并形成环路；有机废气输送机 107 设置在熔盐循环系统中的燃烧机 110 和多段式间接加热炉之间，用于将多段式间接加热炉产生的尾气即废气输送至燃烧机 110。图 1 中的箭头 108 为导热油的传输方向，箭头 109 的方向为液态熔融盐的传输方向。

[0039] 本发明的较佳实施例中，如图 2 所示，导热油循环系统包括导热油泵 111、热风余热回收器 104、导热油储槽 112、导热油循环管路 113 及膨胀槽 114，导热油泵 111、导热油储槽 112 和热风余热回收器 104 之间通过导热油循环管路 113 连通，导热油储槽 112 与废盐余热回收器 106 连接，热风余热回收器 104 通过膨胀槽 114 与第一段间接加热炉 102 连接；导热油能够在导热油泵 111 的驱动下，从导热油储槽 112 进入废盐余热回收器 106，然后依次进入热风余热回收器 104、膨胀槽 114，最后进入第一段间接加热炉 102，导热油在第一段间接加热炉 102 中与废盐换热后回至导热储油槽 112。导热油在第一段间接加热炉 102 中与废盐的换热过程实际为对废盐进行的干燥过程。

[0040] 第一段间接加热炉 102 对废盐的干燥是通过其内部的干燥段加热器实现的，导热油循环系统向干燥段加热器的内部输送导热油，干燥段加热器的外部与废盐进行接触，废盐间接地与导热油换热，从而使废盐干燥。本实施例中，干燥段加热器为空心盘加热器，在

其它实施例中也可以为螺旋盘管加热器。

[0041] 如图 3 所示，熔盐循环系统包括电热式熔盐储槽 115、熔盐泵 116、熔盐炉 105、熔盐循环管路 118、燃烧机 110 和风机 119。其中，电热式熔盐储槽 115、熔盐泵 116 和熔盐炉 105 通过熔盐循环管路 118 连通，熔盐炉 105 与第二段间接加热炉 103 连接，热熔盐在电热式熔盐储槽 115 中加热融化后变成液态熔融盐，液态熔融盐在熔盐泵 116 的驱动下进入熔盐炉 105，并在熔盐炉 105 中受热后进入第二段间接加热炉 103，液态熔融盐在第二段间接加热炉 103 中与废盐换热后回至电热式熔盐储槽 115。液态熔融盐在第二段间接加热炉 103 中与废盐的换热过程实际为对干燥后的废盐进行的加热和煅烧过程。

[0042] 第二段间接加热炉 103 对废盐的加热和煅烧是通过其内部的加热段加热器实现的，熔盐循环系统向加热段加热器的内部输送液态熔融盐，加热段加热器的外部与废盐进行接触，废盐间接地与液态熔融盐换热，从而使废盐煅烧。本实施例中，加热段加热器为空心盘加热器，在其它实施例中也可以为螺旋盘管加热器。

[0043] 燃烧机 110 与有机废气输送机 107 连接，有机废气输送机 107 能够将多段式间接加热炉中产生的有机尾气输送至燃烧机 110，图 3 中的箭头 120 为有机尾气的流动方向。有机尾气在燃烧机 110 中与燃料一起燃烧，形成燃烧火焰并转化为无机组分，燃烧火焰对熔盐炉 105 中的螺旋加热盘管加热。风机 119 能够将熔盐炉 105 及燃烧机 110 中的热风输送至热风余热回收器 104。

[0044] 本发明的较佳实施例中，废盐余热回收器 106 为粉体流换热器，其内部具有空心立式换热板，废盐能够沿着该空心立式换热板自然下降；废盐余热回收器 106 还具有夹层，导热油能够在该夹层内流动。废盐在下降过程中将热量传递给导热油，从而完成换热过程。

[0045] 本发明的较佳实施例中，熔盐炉 105 的内部设置有螺旋加热盘管，液态熔盐在螺旋加热盘管内受热后送出所述熔盐炉。熔盐炉 105 采用工业燃气炉，在其它实施例中也可以采用工业燃煤炉，

[0046] 热风余热回收器 104 为气 - 液换热器，本实施例中采用板式换热器，在其它实施例中可以为板翅式换热器、板壳式换热器，或者管壳式换热器。

[0047] 导热油为合成型导热油，例如烷基苯型（苯环型）导热油、烷基萘型导热油、烷基联苯型导热油、联苯和联苯醚低熔混合物型导热油、或者烷基联苯醚型导热油。

[0048] 本发明的较佳实施例中，熔融盐采用三元无机盐 53Wt％ KNO_3、40Wt％ $NaNO_2$ 和 7Wt％ $NaNO_3$ 的组合体系，在其它实施例中也可以采用二元无机盐 60Wt％ $NaNO_3$ 和 40Wt％ KNO_3 的组合体系。

[0049] 本实施例的用于处理废盐的装置的进行废盐处理的工艺过程包括以下四个方面：

[0050] (1) 废盐的处理：工业送料机 101 将废盐输送至第一间接加热炉 102，废盐在第一间接加热炉 102 中干燥后，在物料传动机构的作用下进入第二间接加热炉 103，并在第二间接加热炉 103 中完成加热和煅烧的过程；煅烧后的盐进入废盐余热回收器 106，并在废盐余热回收器 106 中自然下降，同时将热量传递给废盐余热回收器 106 的夹层中的导热油，最后从废盐余热回收器 106 中输出，成为出料盐，该出料盐即为合格工业盐。

[0051] (2) 导热油工质循环：导热油在导热油泵 111 的驱动下，从导热油储槽 112 进入废盐余热回收器 106，然后依次进入热风余热回收器 104、膨胀槽 114，最后进入第一段间接加

热炉 102，导热油在第一段间接加热炉 102 中与废盐换热后回至导热油储槽 112。

[0052] (3) 热熔盐工质循环：热熔盐在电热式熔盐储槽 115 中加热融化后变成液态熔融盐，液态熔融盐在熔盐泵 116 的驱动下进入熔盐炉 105，并在熔盐炉 105 中受热后进入第二段间接加热炉 103，液态熔融盐在第二段间接加热炉 103 中与废盐换热后回至电热式熔盐储槽 115。

[0053] (4) 热风和尾气的处理：多段式间接加热炉中产生的有机尾气经过有机废气输送机 107 输送至燃烧机 110，然后有机尾气在燃烧机 110 中与空气混合，并与燃料一起燃烧，形成燃烧火焰，燃烧火焰的温度在 1100℃以上，在这个温度下有机尾气中的挥发性有机物燃烧可以实现完全矿化而转化为无机组分，因而实现了无害化处理。燃烧火焰还对熔盐炉 105 中的螺旋加热盘管加热。风机 119 将熔盐炉 105 中的热风以及燃烧机 110 中的热风输送至热风余热回收器 104，热风在热风余热回收器 104 中换热后温度降至 80 ～ 200℃，然后经过烟囱排放至大气。

[0054] 图 1 还给出了本发明的较佳实施例的用于处理废盐的装置的能量系统图，假设环境温度的助燃空气和废盐热量为零，则本实施例工艺热负荷满足如下平衡：

[0055] $Q1+Q5+Q7 = Q2+Q3+\Delta Q1$

[0056] $Q3+Q8 = Q4+Q_{排}+\Delta Q2$

[0057] $Q2+Q4 = Q5+Q6+Q7+Q9+\Delta Q3$

[0058] $Q9+Q6 = Q8+Q10+\Delta Q4$

[0059] $Q1 = \Delta Q1+\Delta Q2+\Delta Q3+\Delta Q4+Q_{排}+Q10$

[0060] 其中，Q1 为燃料燃烧供给热量；Q2 为熔盐炉 105 出口液态熔盐所含热量；Q3 为熔盐炉 105 燃烧尾气所含热量；Q4 为导热油在热风余热回收器 104 出口所含热量；Q5 为多段式间接加热炉产生有机废气中所含热量；Q6 为导热油在第一段间接加热炉 102 出口处所含热量；Q7 为导热油在第二段间接加热炉 103 出口处所含热量；Q8 为导热油在废盐余热回收器 106 出口处所含热量；Q9 为第二段间接加热炉 103 出口热盐所含热量；Q10 为废盐余热回收器 106 出口处工业合格盐所含热量；ΔQ1 为熔盐炉 105 及辅助件的热损失；ΔQ2 为热风余热回收器 104 及辅助件的热损失；ΔQ3 为多段式加热炉及辅助件的热损失；ΔQ4 为废盐余热回收器 106 及辅助件的热损失。

[0061] 以某厂水合肼蒸发结晶废盐 50kg/h 为例，该废盐中主要成份为氯化钠盐，废盐含有总有机碳 130mg/L（以饱和盐水计），含水率 4％ (Wt/Wt％)。经本实施例的生产工艺进行处理后，合格产品盐氯化钠含量为 99.5％ (Wt/Wt％)，产品盐中总有机碳为 7mg/L（以饱和盐水计）。

[0062] 本实施例中，多段式间接加热炉中的干燥段，即第一间接加热炉 102 的导热油进料油温为 180℃，出料油温为 120℃。多段式间接加热炉中的加热段，即第二间接加热炉 103 的进料熔盐温度为 450℃，出料熔盐温度为 420℃。

[0063] 多段式间接加热炉中废盐进料温度为 20℃，废盐出料温度为 380℃，废盐余热回收器 106 的出料温度为 120℃。

[0064] 实施过程中，燃烧天然气耗量为 0.68Nm^3/h，以热值 31MJ/Nm^3 考虑，燃烧输入热量为 21.08MJ/h。废盐处理量为 50kg/h，以 80℃下干燥完成的盐升温至 380℃完成加热的精制盐的热量进行计算，所需热量为 13.97MJ/h，可得到本实施例的总体热效率为 66％。

[0065] 以上详细描述了本发明的较佳具体实施例。应当理解，本领域的普通技术人员无需创造性劳动就可以根据本发明的构思作出诸多修改和变化。因此，凡本技术领域中技术人员依本发明的构思在现有技术的基础上通过逻辑分析、推理或者有限的实验可以得到的技术方案，皆应在由权利要求书所确定的保护范围内。

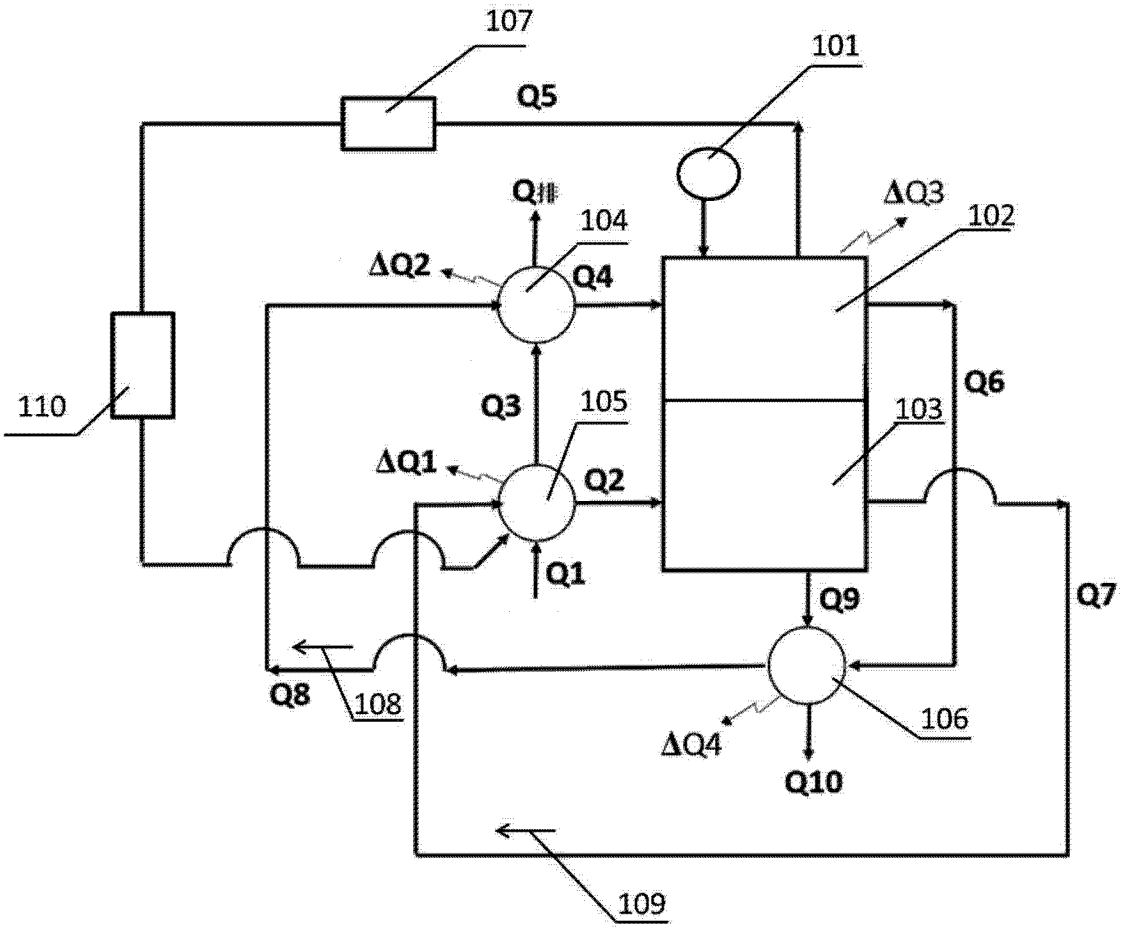

107
101
Q5
Q排
104
ΔQ3
102
ΔQ2
Q4
110
Q3
105
Q6
103
ΔQ1
Q2
Q1
Q9
Q7
Q8
108
106
ΔQ4
Q10
109

图 1

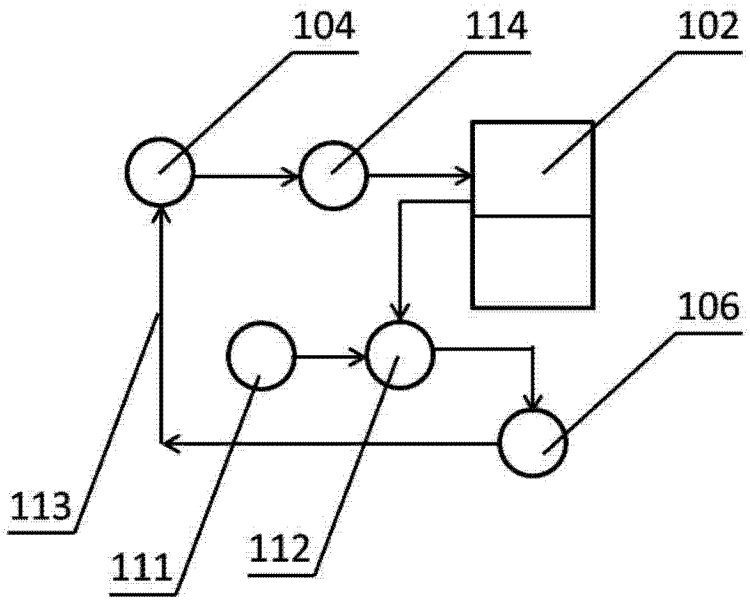

104
114
102
106
113
111
112

图 2

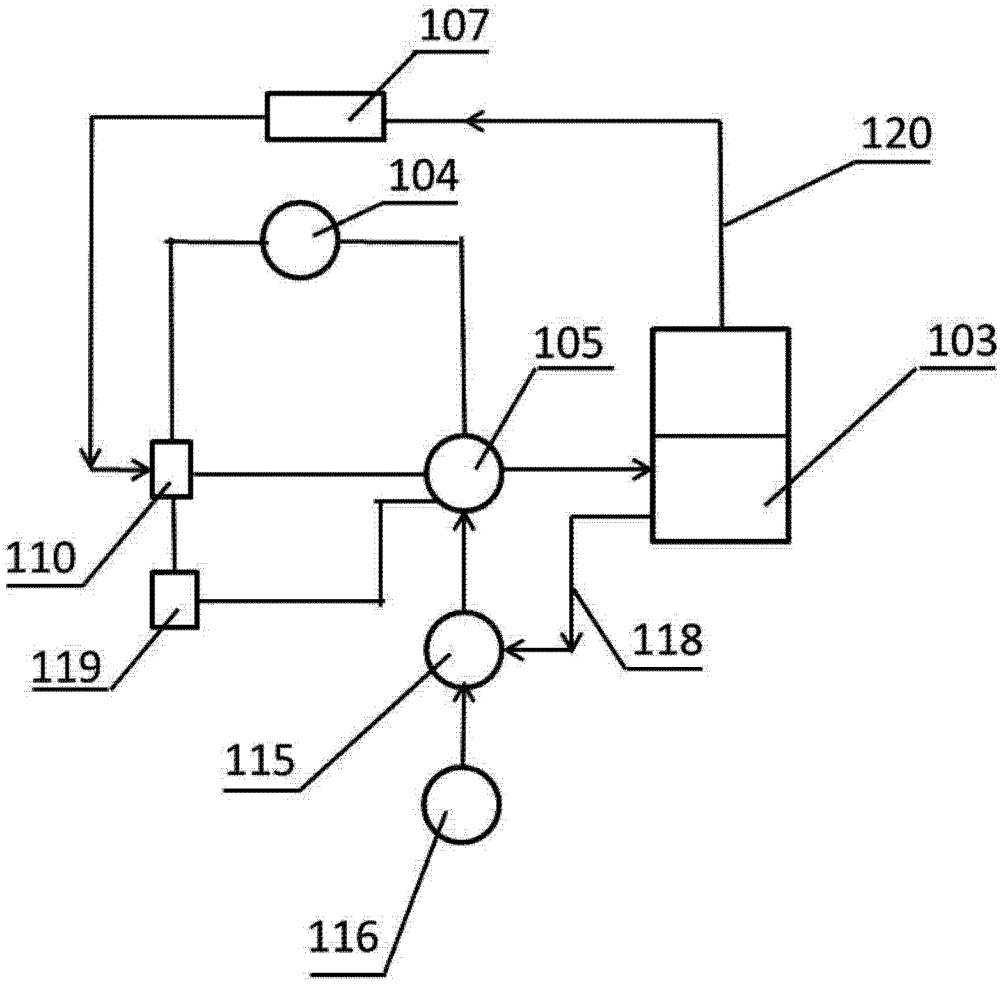


图 3