



## (12)发明专利

(10)授权公告号 CN 104651218 B

(45)授权公告日 2017.07.07

(21)申请号 201510041309.X

F02B 43/10(2006.01)

(22)申请日 2015.01.27

F02B 63/04(2006.01)

(65)同一申请的已公布的文献号

F02G 5/00(2006.01)

申请公布号 CN 104651218 A

审查员 曾淑薇

(43)申请公布日 2015.05.27

(73)专利权人 深圳市海吉星环保有限责任公司

地址 518000 广东省深圳市龙岗区平湖街

道白坭坑社区丹农路1#海吉星国际农

产品物流园D1栋306

(72)发明人 黎振廷 曹婧

(74)专利代理机构 广州科粤专利商标代理有限

公司 44001

代理人 王少强 黄培智

(51)Int.Cl.

C12M 1/107(2006.01)

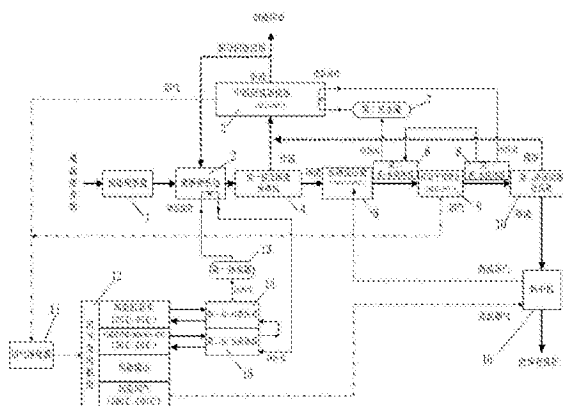
权利要求书2页 说明书7页 附图1页

### (54)发明名称

果蔬垃圾厌氧发酵与沼气发电机余热耦合利用系统及方法

### (57)摘要

本发明公开了一种果蔬垃圾厌氧发酵与沼气发电机余热耦合利用系统及方法,所述果蔬垃圾厌氧发酵与沼气发电机余热耦合利用系统包括依次连通的预处理装置、调质预热池、第一挤压固液分离机、水热反应器、高温干发酵仓、第二挤压固液分离机、烘干机;还包括中温厌氧消化池、沼气净化器、沼气发电机组及第一换热装置;所述第一挤压固液分离机和第二挤压固液分离机的液体输出口与所述中温厌氧消化池的输入口连通。本发明的果蔬垃圾厌氧发酵与沼气发电机余热耦合利用系统,将沼气发电余热与厌氧发酵增温保温、固体残渣强化水解处理、固体残渣高温干发酵、以及发酵残渣烘干之类固体有机肥联系起来,提高果蔬废弃物综合能源和资源利用效率。



1. 一种果蔬垃圾厌氧发酵与沼气发电机余热耦合利用系统,其特征在于:包括依次连通的预处理装置、调质预热池、第一挤压固液分离机、水热反应器、高温干发酵仓、第二挤压固液分离机、烘干机;还包括中温厌氧消化池、沼气净化器、沼气发电机组及第一换热装置;所述第一挤压固液分离机和第二挤压固液分离机的液体输出口与所述中温厌氧消化池的输入口连通;所述中温厌氧消化池中产生的沼气输出至沼气净化器净化后输入沼气发电机组;所述第一换热装置设于所述沼气发电机组的冷却设备和所述调质预热池之间;果蔬废弃物经过所述预处理装置分拣、除杂、破碎后置于所述调质预热池调节固体浓度和温度,调质预热后采用所述第一挤压固液分离机进行固液分离,分别得到汁液和固渣,将固渣置于所述水热反应器进行高温强化水解处理,水热处理后将其放入所述高温干发酵仓进行厌氧发酵产沼气,发酵完的剩余物通过第二挤压固液分离机进行固液分离分别得到残液和残渣,残渣采用所述烘干机进行烘干处理获得固体有机肥,残液和所述汁液通入所述中温厌氧消化池进行厌氧发酵产沼气,高温干发酵仓和所述中温厌氧消化池产生的沼气经所述沼气净化器净化后通入沼气发电机组发电;同时通过所述第一换热装置回收沼气发电机组的冷却热量并为所述调质预热池增温;所述水热反应器的出料口及所述高温干发酵仓的出料口与所述中温厌氧消化池之间设有第二换热装置;通过所述第二换热装置回收从所述高温干发酵仓内排出的发酵剩余物的热量和从水热反应器内排出的物料的热量,为中温厌氧消化池增温保温;所述第二换热装置包括通过管道依次连通的第一泥-水换热器、第二泥-水换热器、第二热水罐、中温厌氧消化池内的增温盘管;通过第一泥-水换热器回收从所述高温干发酵仓内排出的发酵剩余物的热量,通过第二泥-水换热器回收从水热反应器内排出的物料的热量,形成热水储存于所述第二热水罐中,并将该热水流经中温厌氧消化池内的增温盘管为中温厌氧消化池增温保温。

2. 如权利要求1所述果蔬垃圾厌氧发酵与沼气发电机余热耦合利用系统,其特征在于:所述第一换热装置包括通过管道依次连通的第一水-水换热器、第二水-水换热器、第一热水罐、调质预热池内的增温盘管;通过第一水-水换热器回收沼气发电机组内低温中冷器和润滑油冷却水的热量,通过第二水-水换热器回收沼气发电机组内高温缸套水的热量,形成热水储存于所述第一热水罐中,并将该热水流经调质预热池内的增温盘管为调质预热池增温。

3. 如权利要求1所述果蔬垃圾厌氧发酵与沼气发电机余热耦合利用系统,其特征在于:所述中温厌氧消化池的沼液出口通过沼液回收管道与所述调质预热池的物料入口连通。

4. 如权利要求1所述果蔬垃圾厌氧发酵与沼气发电机余热耦合利用系统,其特征在于:所述高温干发酵仓上设有沼气出口,所述沼气出口连通至沼气净化器。

5. 如权利要求1所述果蔬垃圾厌氧发酵与沼气发电机余热耦合利用系统,其特征在于:所述沼气发电机组的高温烟气出口连通至所述烘干机。

6. 如权利要求1或5所述果蔬垃圾厌氧发酵与沼气发电机余热耦合利用系统,其特征在于:所述烘干机的高温蒸汽出口连通至水热反应器。

7. 一种果蔬垃圾厌氧发酵与沼气发电机余热耦合利用系统的利用方法,其特征在于,包括以下步骤:

果蔬废弃物经过所述预处理装置分拣、除杂、破碎后置于所述调质预热池调节固体浓度和温度;

调质预热后采用所述第一挤压固液分离机进行固液分离,分别得到汁液和固渣,将固渣置于所述水热反应器进行高温强化水解处理,水热处理后将其放入所述高温干发酵仓进行厌氧发酵产沼气;

发酵完的剩余物通过第二挤压固液分离机进行固液分离分别得到残液和残渣,残渣采用所述烘干机进行烘干处理获得固体有机肥,残液和所述汁液通入所述中温厌氧消化池进行厌氧发酵产沼气;

高温干发酵仓和所述中温厌氧消化池产生的沼气经所述沼气净化器净化后通入沼气发电机组发电;

通过所述第一换热装置回收沼气发电机组的冷却热量并为所述调质预热池增温,通过所述第二换热装置回收从所述高温干发酵仓内排出的发酵剩余物的热量和从水热反应器内排出的物料的热量,为中温厌氧消化池增温保温。

8.如权利要求7所述果蔬垃圾厌氧发酵与沼气发电机余热耦合利用系统的利用方法,其特征在于:

所述预处理装置,控制预处理后果蔬废弃物粒径 $\leq 50\text{mm}$ ;

所述调质预热池,控制调质预热池内物料总固体浓度为 $6\% \sim 8\%$ ,温度为 $35^{\circ}\text{C} \sim 40^{\circ}\text{C}$ ;

所述水热反应器,控制反应器内物料温度为 $100^{\circ}\text{C} \sim 120^{\circ}\text{C}$ ,物料停留时间为 $60 \sim 120\text{min}$ ;

所述高温干发酵仓,控制仓内物料温度为 $50^{\circ}\text{C} \sim 55^{\circ}\text{C}$ ,总固体浓度为 $20\% \sim 30\%$ ,物料停留时间 $8 \sim 10$ 天;

所述中温厌氧消化池,控制中温厌氧消化池内物料温度为 $35^{\circ}\text{C} \sim 38^{\circ}\text{C}$ ,水力停留时间 $2 \sim 4$ 天。

## 果蔬垃圾厌氧发酵与沼气发电机余热耦合利用系统及方法

### [技术领域]

[0001] 本发明涉及有机废弃物处理领域,尤其涉及一种果蔬垃圾厌氧发酵与沼气发电机余热耦合利用系统及方法。

### [背景技术]

[0002] 果蔬废弃物是指在日常生活和农业生产过程中产生的水果和蔬菜类废弃物。果蔬垃圾占水果蔬菜总产量的25%~30%,每年约产生1亿吨的果蔬垃圾,除了遗弃在田间地头的部分,其余大部分以市场垃圾的形式流入到城市生活垃圾中,该部分占城市生活垃圾总量的20%左右。果蔬垃圾具有如下特点:1) 含水率和有机质含量高,含水率为81%~92%,总挥发固体含量占总固体的80%以上,其中包括15%~25%的可溶性糖类和淀粉,30~40%的粗纤维(含纤维素10%~15%、半纤维素8%~13%、木质素5~10%),粗蛋白8%~15%,粗脂肪3%~6%;2) 营养成分高,以干基计算含氮量在3%~4%,总磷含量为0.3%~0.5%,钾含量为1.8%~5.3%,其营养成分与常用的天然有机肥料相当;3) 无毒性物质,正常种植的果蔬废弃物除了部分发生病虫害的水果和蔬菜组织之外,不含其他的有毒有害物质;4) 产生源相对集中,主要集中在城镇农贸市场、果蔬中转运输站、蔬菜加工交易场所等地,不易和其它生活垃圾混合,可以实现单独收集处理利用,降低分选成本。以上特点决定了对果蔬垃圾处理的针对性(针对特定场所的果蔬废弃物单独手机处理)、能源性(利用碳、氢等能源元素)、资源性(利用氮、磷、钾等肥料元素)、生物处理适宜性(较高的含水率和可发酵有机质含量适宜厌氧消化产沼气生物处理)。

[0003] 目前,关于果蔬废弃物厌氧消化产沼气的研究,主要针对传统单相混合厌氧消化存在的容易酸化、处理效率低等问题,集中在水解酸化—产甲烷两相厌氧消化。例如,公开专利(CN 102703515 A)公开了一种果蔬垃圾厌氧消化生产沼气的方法,将果蔬垃圾首先进行酸化并伴随高效挤压过程,实现固液分离,然后对固态和液态产物分别处理。固态残渣经过二次强化酸化后和液态酸化产物一起进入高效厌氧消化产甲烷反应器,同时甲烷化反应器的出水作为回流液循环于固态残渣二次强化水解酸化反应器中,加速水解酸化反应。该发明实现了废弃物的高效转化,甲烷化反应器中的出水泵入二次强化酸化反应器中循环利用。该两相厌氧消化工艺在稳定性和处理效率方面有显著的提高。然而,该工艺也存在一定的不足:1) 水解酸化液在进入甲烷化反应器之前由于pH值较低,需要添加大量的碱调节pH值至7.0~8.0;2) 固体残渣二次强化酸化采用微好氧工艺,好氧工艺的显著弱点就是消耗有机碳,而且工艺需要曝气,能耗相对较高,降低总的原料甲烷产率;3) 该工艺缺乏对固体残渣的最终资源化利用。

### [发明内容]

[0004] 为了解决上述存在的问题,本发明公开了一种果蔬垃圾厌氧发酵与沼气发电机余热耦合利用系统,将沼气发电余热与厌氧发酵增温保温、固体残渣强化水解处理、固体残渣高温干发酵、以及发酵残渣烘干之类固体有机肥联系起来,提高果蔬废弃物综合能源和资

源利用效率。

[0005] 本发明的技术方案如下：

[0006] 一种果蔬垃圾厌氧发酵与沼气发电机余热耦合利用系统，包括依次连通的预处理装置、调质预热池、第一挤压固液分离机、水热反应器、高温干发酵仓、第二挤压固液分离机、烘干机；还包括中温厌氧消化池、沼气净化器、沼气发电机组及第一换热装置；所述第一挤压固液分离机和第二挤压固液分离机的液体输出口与所述中温厌氧消化池的输入口连通；所述中温厌氧消化池中产生的沼气输出至沼气净化器净化后输入沼气发电机组；所述第一换热装置设于所述沼气发电机组的冷却设备和所述调质预热池之间；

[0007] 果蔬废弃物经过所述预处理装置分拣、除杂、破碎后置于所述调质预热池调节固体浓度和温度，调质预热后采用所述第一挤压固液分离机进行固液分离，分别得到汁液和固渣，将固渣置于所述水热反应器进行高温强化水解处理，水热处理后将其放入所述高温干发酵仓进行厌氧发酵产沼气，发酵完的剩余物通过第二挤压固液分离机进行固液分离分别得到残液和残渣，残渣采用所述烘干机进行烘干处理获得固体有机肥，残液和所述汁液通入所述中温厌氧消化池进行厌氧发酵产沼气，所述中温厌氧消化池产生的沼气经所述沼气净化器净化后通入沼气发电机组发电；同时通过所述第一换热装置回收沼气发电机组的冷却热量并为所述调质预热池增温。

[0008] 本发明还公开了一种果蔬垃圾厌氧发酵与沼气发电机余热耦合利用系统的利用方法，包括步骤：

[0009] 果蔬废弃物经过所述预处理装置分拣、除杂、破碎后置于所述调质预热池调节固体浓度和温度；

[0010] 调质预热后采用所述第一挤压固液分离机进行固液分离，分别得到汁液和固渣，将固渣置于所述水热反应器进行高温强化水解处理，水热处理后将其放入所述高温干发酵仓进行厌氧发酵产沼气；

[0011] 发酵完的剩余物通过第二挤压固液分离机进行固液分离分别得到残液和残渣，残渣采用所述烘干机进行烘干处理获得固体有机肥，残液和所述汁液通入所述中温厌氧消化池进行厌氧发酵产沼气；

[0012] 高温干发酵仓和所述中温厌氧消化池产生的沼气经所述沼气净化器净化后通入沼气发电机组发电；

[0013] 通过所述第一换热装置回收沼气发电机组的冷却热量并为所述调质预热池增温，通过所述第二换热装置回收从所述高温干发酵仓内排出的发酵剩余物的热量和从水热反应器内排出的物料的热量，为中温厌氧消化池增温保温。

[0014] 本发明将果蔬废弃物根据成分特性不同进行分相厌氧消化处理，提高处理效率，并采用高温干发酵工艺，提高固渣的原料产气率和池容产气率，整个处理过程无需酸化步骤；同时将果蔬废弃物厌氧消化产沼气的残渣进行了最终的资源化利用，生产固体有机肥；此外，本发明将果蔬废弃物分相厌氧消化技术和沼气发电机组余热综合利用技术相结合，为调质预热、固渣水热处理和高温干发酵、残渣烘干生产固体有机肥、中温厌氧消化池增温保温提供热源，能量得到充分合理的利用，提高果蔬废弃物综合能源和资源利用效率。

[附图说明]

[0015] 图1为本发明的果蔬垃圾厌氧发酵与沼气发电机余热耦合利用系统在一实施例中的结构示意图。

### [具体实施方式]

[0016] 下面结合附图对本发明的具体实施方式做详细阐述。

[0017] 如图1所示,本发明公开的果蔬垃圾厌氧发酵与沼气发电机余热耦合利用系统包括依次连通的预处理装置1、调质预热池2、第一挤压固液分离机4、水热反应器5、高温干发酵仓9、第二挤压固液分离机10、烘干机16;还包括中温厌氧消化池3、沼气净化器11、沼气发电机组12及第一换热装置;所述第一挤压固液分离机4和第二挤压固液分离机10的液体输出口与所述中温厌氧消化池3的输入口连通;所述中温厌氧消化池3中产生的沼气输出至沼气净化器11净化后输入沼气发电机组12;所述第一换热装置设于所述沼气发电机组12的冷却设备和所述调质预热池2之间;

[0018] 果蔬废弃物经过所述预处理装置1分拣、除杂、破碎后置于所述调质预热池2调节固体浓度和温度,调质预热后采用所述第一挤压固液分离机4进行固液分离,分别得到汁液和固渣,将固渣置于所述水热反应器5进行高温强化水解处理,水热处理后将其放入所述高温干发酵仓9进行厌氧发酵产沼气,发酵完的剩余物通过第二挤压固液分离机进行固液分离分别得到残液和残渣,残渣采用所述烘干机进行烘干处理获得固体有机肥,残液和所述汁液通入所述中温厌氧消化池进行厌氧发酵产沼气,中温厌氧消化池3产生的沼气经所述沼气净化器11净化后通入沼气发电机组12发电;同时通过所述第一换热装置回收沼气发电机组12的冷却热量并为所述调质预热池2增温;

[0019] 本发明将果蔬废弃物根据成分特性不同进行分相厌氧消化处理,提高处理效率,并采用高温干发酵工艺,提高固渣的原料产气率和池容产气率,整个处理过程无需酸化步骤;同时将果蔬废弃物厌氧消化产沼气的残渣进行了最终的资源化利用,生产固体有机肥;此外,本发明将果蔬废弃物分相厌氧消化技术和沼气发电机组12余热综合利用技术相结合,为调质预热、固渣水热处理和高温干发酵、残渣烘干生产固体有机肥、中温厌氧消化池3增温保温提供热源,能量得到充分合理的利用,提高果蔬废弃物综合能源和资源利用效率。

[0020] 优选的,所述水热反应器5的出料口及所述高温干发酵仓9的出料口与所述中温厌氧消化池3之间设有第二换热装置;通过所述第二换热装置回收从所述高温干发酵仓9内排出的发酵剩余物的热量和从水热反应器5内排出的物料的热量,为中温厌氧消化池3增温保温;

[0021] 优选的,所述第一换热装置包括通过管道依次连通的第一水-水换热器14、第二水-水换热器15、第一热水罐13、调质预热池2内的增温盘管;通过第一水-水换热器14回收沼气发电机组12内低温中冷器和润滑油冷却水的热量,通过第二水-水换热器15回收沼气发电机组12内高温缸套水的热量,形成热水储存于所述第一热水罐13中,并将该热水流经调质预热池2内的增温盘管为调质预热池增温;实现了对沼气发电过程中不同能级(温度)的余热的梯级利用;

[0022] 优选的,所述第二换热装置包括通过管道依次连通的第一泥-水换热器8、第二泥-水换热器6、第二热水罐7、中温厌氧消化池3内的增温盘管;通过第一泥-水换热器8回收从所述高温干发酵仓9内排出的发酵剩余物的热量,通过第二泥-水换热器6回收从水热反应

器内排出的物料的热量,形成热水储存于所述第二热水罐7中,并将该热水流经中温厌氧消化池3内的增温盘管为中温厌氧消化池3增温保温;

[0023] 优选的,所述中温厌氧消化池3的沼液出口通过沼液回收管道与所述调质预热池2的物料入口连通,用于调节调质预热池2内的固体含量,其余沼液排放;

[0024] 优选的,所述高温干发酵仓9上设有沼气出口,所述沼气出口连通至沼气净化器11,经沼气净化器11净化后通入沼气发电机组12发电;

[0025] 优选的,所述沼气发电机组12的高温烟气出口连通至所述烘干机16,所述烘干机的高温蒸汽出口连通至水热反应器5,从沼气发电机组12排出温度为500℃~600℃高温烟气通入烘干机,高温烟气带走烘干机16内残渣的水分实现残渣的烘干,高温烟气由于携带大量水分形成高温蒸汽并从烘干机16中排出,收集高温蒸汽通入水热反应器5,为残渣的高温强化水解处理提供蒸汽。

[0026] 本发明还公开了一种果蔬垃圾厌氧发酵与沼气发电机余热耦合利用系统的利用方法,包括步骤:

[0027] 果蔬废弃物经过所述预处理装置分拣、除杂、破碎后置于所述调质预热池调节固体浓度和温度;

[0028] 调质预热后采用所述第一挤压固液分离机进行固液分离,分别得到汁液和固渣,将固渣置于所述水热反应器进行高温强化水解处理,水热处理后将其放入所述高温干发酵仓进行厌氧发酵产沼气;

[0029] 发酵完的剩余物通过第二挤压固液分离机进行固液分离分别得到残液和残渣,残渣采用所述烘干机进行烘干处理获得固体有机肥,残液和所述汁液通入所述中温厌氧消化池进行厌氧发酵产沼气;

[0030] 高温干发酵仓和所述中温厌氧消化池产生的沼气经所述沼气净化器净化后通入沼气发电机组发电;

[0031] 通过所述第一换热装置回收沼气发电机组的冷却热量并为所述调质预热池增温,通过所述第二换热装置回收从所述高温干发酵仓内排出的发酵剩余物的热量和从水热反应器内排出的物料的热量,为中温厌氧消化池增温保温。

[0032] 作为优选,所述预处理装置,控制预处理后果蔬废弃物粒径 $\leq 50\text{mm}$ ;

[0033] 所述调质预热池,控制调质预热池内物料总固体浓度为6%~8%,温度为35℃~40℃;

[0034] 所述水热反应器,控制反应器内物料温度为100℃~120℃,物料停留时间为60~120min;

[0035] 所述高温干发酵仓,控制仓内物料温度为50℃~55℃,总固体浓度为20%~30%,物料停留时间8~10天;

[0036] 所述中温厌氧消化池,控制中温厌氧消化池内物料温度为35℃~38℃,水力停留时间2~4天。

[0037] 与现有技术相比,本发明的有益效果如下:

[0038] (1) 将果蔬废弃物根据成分特性不同进行分相厌氧消化处理,提高处理效率。通过挤压固液分离机将可溶解于水的糖类、淀粉、以及部分半纤维素、粗蛋白、粗脂肪和不溶解于水的粗纤维、粗蛋白、粗脂肪有效分离,形成汁液和固渣分别进行处理,尤其通过调质预

热池的加水稀释和升温功能,将果蔬废弃物的总固体浓度降低到6%~8%,温度升高到35℃~40℃,从而提高汁液和固渣的分离效率,将更多的有机质释放到汁液中。对于汁液可以采用所有水处理的高效反应器,如上流式厌氧污泥床(UASB)、膨胀颗粒污泥床(EGSB)、内循环厌氧反应器(IC)、厌氧滤器(AF),水力停留时间仅需2~4天,而传统单相混合厌氧消化水力停留时间一般为20天,这样可以大大减小小反应器体积。

[0039] (2) 对于固渣,采用水热处理强化水解,避免微好氧处理造成有机碳损失,并采用高温干发酵工艺,提高固渣的原料产气率和池容产气率,将物料停留时间减少到8~10天,仅为传统单相混合厌氧消化水力停留时间的一半。

[0040] (3) 整个处理过程无需酸化步骤,不需要添加碱调节pH值至7.0~8.0;

[0041] (4) 将果蔬废弃物厌氧消化产沼气的残渣进行了最终的资源化利用,生产固体有机肥;

[0042] (5) 效果最为突出的一点就是,将果蔬废弃物分相厌氧消化技术和沼气发电机组余热综合利用技术相结合,沼气发电过程中不同能级(温度)的余热分别进行梯级利用,为调质预热、固渣水热处理和高温干发酵、残渣烘干生产固体有机肥、中温厌氧消化池增温保温提供热源,能量得到充分合理的利用,提高果蔬废弃物综合能源和资源利用效率。

[0043] 下面通过具体的实施例来说明下本发明系统的运行使用。

[0044] 实施例1

[0045] 收集某蔬菜种植专业合作社的蔬菜垃圾100吨,由于蔬菜垃圾源头收集,基本没有杂质,因此预处理装置1仅为破碎机;蔬菜垃圾的固体含量为12%,将蔬菜垃圾破碎至粒径 $\leq 50\text{mm}$ ,破碎后将其放入调质预热池2,添加来自中温厌氧消化池3的沼液50吨,调节调质预热池内2物料总固体浓度为8%,并通过第一热水罐13的热水至调质预热池2内的增温盘管,使调质预热池2内物料温度为40℃;将调质增温后的果蔬垃圾泵入第一挤压固液分离机4进行固液分离得到124.5吨汁液和25.5吨固渣,固渣的总固体含量为40%,汁液的总化学需氧量(COD)为15800mg/L;将固渣输送至水热反应器5,通入来自烘干机16的高温蒸汽控制温度120℃处理60min,处理后的固渣经过第二泥-水换热器6换热降温至62℃后将其输送至高温干发酵仓9,控制高温干发酵仓9内物料温度55℃、总固体浓度30%、物料停留时间10天进行厌氧产沼气发酵;将发酵完的剩余物从高温干发酵仓9内取出并用第一泥-水换热器8进行换热降温回收其蕴藏的热量,降温后的发酵剩余物输送至第二挤压固液分离机10进行二次固液分离分别得到13.74吨残液和8.93吨残渣,残渣的总固体含量为40%,残液的总化学需氧量(COD)为4200mg/L;收集上述汁液和残液总共138.24吨通入中温厌氧消化池3,控制发酵温度38℃、水力停留时间2天进行厌氧产沼气发酵;发酵完成后的沼液为136.57吨,COD浓度约为2100mg/L,将其中的50吨沼液回用到调质预热池2用于调节物料总固体浓度,其余86.57吨沼液进行水肥一体化排放到农田;残渣经过烘干机16烘干后得到水分含量为30%的固体有机肥5.1吨;收集中温厌氧消化池3和高温干发酵仓9产生的沼气1240m<sup>3</sup>和4640m<sup>3</sup>,总计5880m<sup>3</sup>,将全部沼气经过脱水、脱硫净化后通入沼气发电机组12,沼气发电机组12为国内生产,沼气发电率为1.8kW<sup>h</sup>/m<sup>3</sup>,总计发电10584kW<sup>h</sup>;收集沼气发电机组12排出的高温(约500℃)烟气,将其通入烘干机16用于残渣烘干,高温烟气携带出残渣中的水分形成高温蒸汽,收集高温蒸汽通入到水热反应器5,依次采用第二水-水换热器15和第一水-水换热器14回收沼气发电机组中低温中冷器/润滑油冷却水(50℃)和高温缸套水的热量(85℃),回

收热量后形成的60℃热水贮存于第一热水罐中,并通过调质预热池2内的增温盘管对调质预热池2增温;通过第二泥-水换热器6和第一泥-水换热器8回收热量后形成的55℃热水贮存于第二热水罐中,并通过中温厌氧消化池3内的增温盘管对中温厌氧消化池3增温保温。

#### [0046] 实施例2

[0047] 收集某集贸市场的果蔬垃圾130吨,经过预处理装置分拣除杂去除软性塑料、泡沫、绳子等杂物10吨,剩余120吨果蔬垃圾蔬菜垃圾的固体含量为10%,将蔬菜垃圾破碎至粒径 $\leq 50\text{mm}$ ,破碎后将其放入调质预热池,添加来自中温厌氧消化池3的沼液80吨,调节调质预热池2内物料总固体浓度为6%,并通过第一热水罐13的热水至调质预热池2内增温盘管,使调质预热池2内物料温度为35℃;将调质增温后的果蔬垃圾泵入第一挤压固液分离机4进行固液分离得到177.5吨汁液和22.5吨固渣,固渣的总固体含量为40%,汁液的总化学需氧量(COD)为18590mg/L;将固渣输送至水热反应器5,通入来自烘干机16的高温蒸汽控制温度100℃处理120min,处理后的固渣经过第二泥-水换热器6换热降温至55℃后将其输送至高温干发酵仓9,控制高温干发酵仓9内物料温度50℃、总固体浓度20%、物料停留时间8天进行厌氧产沼气发酵;将发酵完的剩余物从高温干发酵仓9内取出并用第一泥-水换热器8进行换热降温回收其蕴藏的热量,降温后的发酵剩余物输送至第二挤压固液分离机10进行二次固液分离分别得到12.6吨残液和9.23吨残渣,残渣的总固体含量为40%,残液的总化学需氧量(COD)为3500mg/L;收集上述汁液和残液总共190.14吨通入中温厌氧消化池3,控制发酵温度35℃、水力停留时间4天进行厌氧产沼气发酵;发酵完成后的沼液为187.36吨,COD浓度约为1859mg/L,将其中的80吨沼液回用到调质预热池2用于调节物料总固体浓度,其余107.36吨沼液排入污水处理厂处理;残渣经过烘干机16烘干后得到水分含量为30%的固体有机肥4.5吨;收集中温厌氧消化池3和高温干发酵仓9产生的沼气2079m<sup>3</sup>和4095m<sup>3</sup>,总计6174m<sup>3</sup>,将全部沼气经过脱水、脱硫净化后通入沼气发电机组12,沼气发电机组12为国外生产,沼气发电率为2.0kW<sup>h</sup>/m<sup>3</sup>,总计发电12348kW<sup>h</sup>;收集沼气发电机组12排出的高温(约550℃)烟气,将其通入烘干机16用于残渣烘干,高温烟气携带出残渣中的水分形成高温蒸汽,收集高温蒸汽通入到水热反应器5,依次采用第二水-水换热器15和第一水-水换热器14回收沼气发电机组中低温中冷器/润滑油冷却水(55℃)和高温缸套水的热量(90℃),回收热量后形成的65℃热水贮存于第一热水罐13中,并通过调质预热池2内的增温盘管对调质预热池2增温;通过第二泥-水换热器6和第一泥-水换热器8回收热量后形成的50℃热水贮存于第二热水罐中,并通过中温厌氧消化池3内的增温盘管对中温厌氧消化池3增温保温。

#### [0048] 实施例3

[0049] 收集某果蔬物流园的果蔬垃圾200吨,经过预处理装置1分拣除杂去除软性塑料、泡沫、箩筐、木板、棉被、绳子等杂物20吨,剩余180吨果蔬垃圾蔬菜垃圾的固体含量为13%,将蔬菜垃圾破碎至粒径 $\leq 50\text{mm}$ ,破碎后将其放入调质预热池2,添加来自中温厌氧消化池3的沼液201吨,调节调质预热池2内物料总固体浓度为7%,并通过第一热水罐13的热水至调质预热池2内增温盘管,使调质预热池2内物料温度为37.5℃;将调质增温后的果蔬垃圾泵入第一挤压固液分离机4进行固液分离得到334.6吨汁液和46.8吨固渣,固渣的总固体含量为40%,汁液的总化学需氧量(COD)为15410mg/L。将固渣输送至水热反应器5,通入来自烘干机16的高温蒸汽控制温度110℃处理90min,处理后的固渣经过第二泥-水换热器6换热降

温至58℃后将其输送至高温干发酵仓9,控制高温干发酵仓内9物料温度52.5℃、总固体浓度25%、物料停留时间9天进行厌氧产沼气发酵;将发酵完的剩余物从高温干发酵仓9内取出并用第一泥-水换热器8进行换热降温回收其蕴藏的热量,降温后的发酵剩余物输送至第二挤压固液分离机10进行二次固液分离分别得到25.27吨残液和16.4吨残渣,残渣的总固体含量为40%,残液的总化学需氧量(COD)为3800mg/L;收集上述汁液和残液总共359.47吨通入中温厌氧消化池3,控制发酵温度36.5℃、水力停留时间3天进行厌氧产沼气发酵;发酵完成后的沼液为355.35吨,COD浓度约为1540mg/L,将其中的201吨沼液回用到调质预热池2用于调节物料总固体浓度,其余154.35吨沼液排入污水处理厂处理;残渣经过烘干机16烘干后得到水分含量为30%的固体有机肥9.37吨;收集中温厌氧消化池3和高温干发酵仓9产生的沼气3245m<sup>3</sup>和8517m<sup>3</sup>,总计11762m<sup>3</sup>,将全部沼气经过脱水、脱硫净化后通入沼气发电机组12,沼气发电机组12为国外生产,沼气发电率为2.1kW<sup>h</sup>/m<sup>3</sup>,总计发电24700kW<sup>h</sup>;收集沼气发电机组12排出的高温(约500℃)烟气,将其通入烘干机16用于残渣烘干,高温烟气携带出残渣中的水分形成高温蒸汽,收集高温蒸汽通入到水热反应器5;依次采用第二水-水换热器15和第一水-水换热器14回收沼气发电机组中低温中冷器/润滑油冷却水(60℃)和高温缸套水的热量(95℃),回收热量后形成的65℃热水贮存于第一热水罐13中,并通过调质预热池2内的增温盘管对调质预热池2增温;通过第二泥-水换热器6和第一泥-水换热器8回收热量后形成的60℃热水贮存于第二热水罐7中,并通过中温厌氧消化池3内的增温盘管对中温厌氧消化池3增温保温。

[0050] 以上所述本发明实施方式,并不构成对本发明保护范围的限定。任何在本发明的精神和原则之内所作的修改、等同替换和改进等,均应包含在本发明的权利要求保护范围之内。

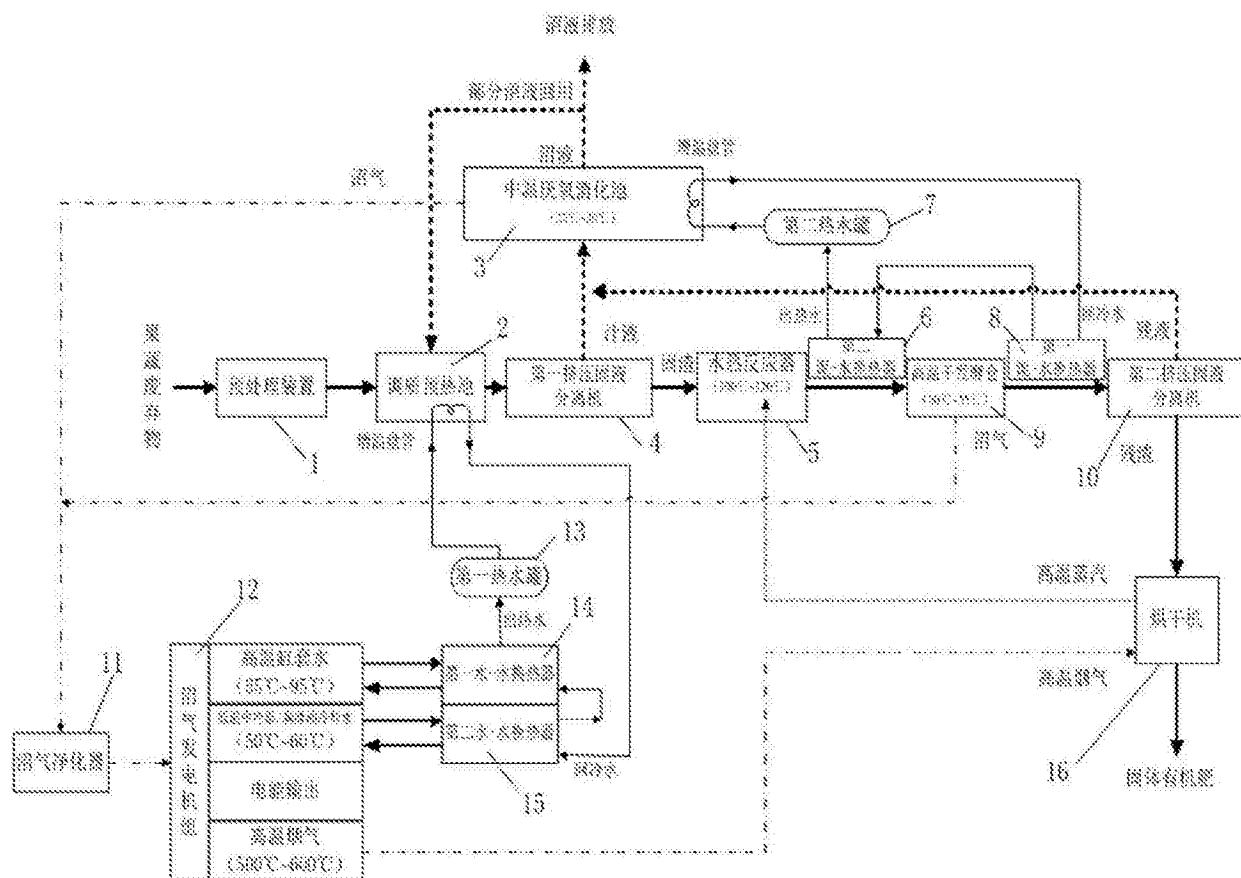


图 1