



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 106367318 B

(45)授权公告日 2018.12.11

(21)申请号 201610835873.3

C02F 11/04(2006.01)

(22)申请日 2016.09.20

C12P 5/02(2006.01)

(65)同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 106367318 A

(43)申请公布日 2017.02.01

(73)专利权人 江苏省农业科学院

地址 210014 江苏省南京市玄武区钟灵街
50号

(72)发明人 杜静 钱玉婷 常志州 奚永兰
黄红英 靳红梅 吴华山 徐跃定

(74)专利代理机构 江苏圣典律师事务所 32237
代理人 杨文晰 孙忠浩

(51)Int.Cl.

C12M 1/12(2006.01)

C12M 1/107(2006.01)

(56)对比文件

CN 105441317 A,2016.03.30,说明书第
[0021]-[0028]段,附图1-2.

CN 104745639 A,2015.07.01,说明书第
[0023]-[0027]段,附图1.

EP 1516921 A1,2005.03.23,全文.

CN 101973682 A,2011.02.16,全文.

CN 104355707 A,2015.02.18,全文.

CN 104357488 A,2015.02.18,全文.

审查员 潘有礼

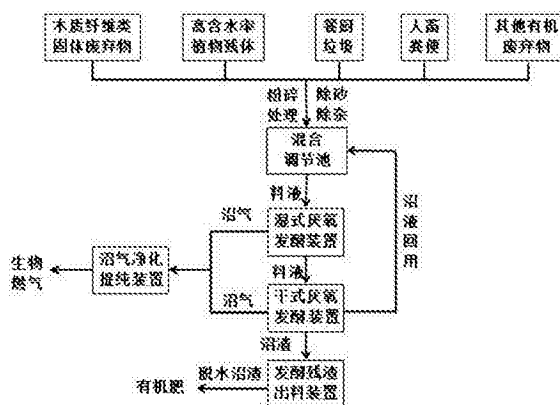
权利要求书2页 说明书8页 附图1页

(54)发明名称

连续式湿干两级动态厌氧发酵制备生物燃
气的方法

(57)摘要

本发明提供一种连续式湿干两级动态厌氧
发酵制备生物燃气的方法,即首先按照发酵料液
干物质浓度要求和原料互补要求混合有机物料,
添加厌氧发酵接种物,加入沼液调节物料含水
率,于37℃厌氧发酵并收集产生的沼气;然后发
酵物料自流入干式发酵装置中,通过多孔滤板分
离滤渣和滤液,滤液回收用于新物料调节含水
率,滤渣继续进行厌氧发酵后经脱水出料装置排
出;将湿干两级发酵收集的沼气经净化及提纯,
即完成生物燃气的制备;本发明提高反应器处理
能力和容积产气率,解决了高固或干式反应器的
进出料难题,无需沼液回流喷淋作业,发酵残渣
脱水可使发酵残渣含水率降低至65%-75%,便于
后续环节利用,实现沼液零排放或少排放,运行
简便并节省基建投资。



1. 一种连续式湿干两级动态厌氧发酵制备生物燃气的方法,其特征在于,具体步骤如下:

a) 将有机物料按照碳氮比(20-30):1互补搭配物料并混合,调节物料含水率为90%-96%,置于混合调节池中,然后添加厌氧发酵接种物,接种量大于或等于总发酵料液质量的30%,再加入沼液调节物料干物质浓度为4%-10%,搅拌均匀后输送至湿式厌氧发酵装置进行湿式厌氧发酵;

所述厌氧发酵接种物为沼气工程发酵沼渣或污水处理厂厌氧消化污泥;

b) 湿式厌氧发酵温度为37℃,每天由湿式厌氧发酵装置顶部泵入湿式厌氧发酵装置内液位高度1/15-1/20的物料,再由下部排出等量的物料,15-20天完成循环,随时收集湿式厌氧发酵期间产生的沼气;

c) 由湿式发酵装置下部排出的物料自干式发酵装置顶部进料口溢流进入干式发酵装置中,并借助干式发酵装置底部多孔滤板对物料进行过滤,使滤液和滤渣分离并同期进行厌氧发酵,当湿式发酵装置需要补充新料时,滤液通过排液口全部返回混合调节池用于调节物料干物质的浓度;干式厌氧发酵温度为37℃,期间随时收集干式厌氧发酵期间产生的沼气,每天将1/15-1/20的发酵后滤渣经脱水出料装置脱水后排出;

d) 将湿干两级发酵罐收集的沼气,经过净化及提纯处理,完成生物燃气的制备。

2. 根据权利要求1所述连续式湿干两级动态厌氧发酵制备生物燃气的方法,其特征在于,所述有机物料主要为农作物秸秆、蔓藤类植株残体、枝条类植株残体、水生植物、叶菜类蔬菜残体、餐厨垃圾、生活污水、污水处理厂剩余活性污泥和脱水藻泥。

3. 根据权利要求1所述连续式湿干两级动态厌氧发酵制备生物燃气的方法,其特征在于,所述多孔滤板孔径2-3mm,孔间距0.5-1.0cm。

4. 根据权利要求1-3之一所述连续式湿干两级动态厌氧发酵制备生物燃气的方法,其特征在于,所述的湿式厌氧发酵装置和干式厌氧发酵装置均含有相同容积的罐体,它们的进料口均位于罐体的上方;多孔滤板设在干式厌氧发酵罐体内的高度需满足进入罐体的湿发酵物料中滤液与滤渣分离,沼渣排出口紧邻多孔滤板的上方,排液口设在干式厌氧发酵装置的罐体底部;所述的脱水是由螺距沿残渣出料方向的间距逐渐缩小螺旋绞龙推料构件实现的。

5. 根据权利要求4所述连续式湿干两级动态厌氧发酵制备生物燃气的方法,其特征在于,湿式厌氧发酵罐体下部设置的排出口,干式厌氧发酵罐体上部设置的进料口,排出口与进料口之间设有输送泵,所述的由湿式发酵装置下部排出的物料自干式发酵装置顶部进料口溢流进入干式发酵装置中是指:每天通过输送泵将湿式厌氧发酵罐体发酵物料的1/15-1/20输送到干式厌氧发酵罐体中;干式厌氧发酵罐体底部设置的排液口上设有输液泵,所述的滤液通过排液口全部返回混合调节池是指:每天通过输液泵将滤液送到混合调节池。

6. 根据权利要求4所述连续式湿干两级动态厌氧发酵制备生物燃气的方法,其特征在于,干式厌氧发酵罐体上部设置的进料口的水平高度低于湿式厌氧发酵罐体内液位高度的1/15-1/20,干式厌氧发酵装置进料口与湿式厌氧发酵罐体下部设置的排出口之间设有控制阀,所述的由湿式发酵装置下部排出的物料自干式发酵装置顶部进料口溢流进入干式发酵装置中是指:每天通过控制阀将湿式厌氧发酵罐体发酵物料自流排放到干式厌氧发酵罐体中;干式厌氧发酵底部设置的排液口高于混合调节池内的液面控制高度,所述的排液口

上设有排液阀,滤液通过排液口全部返回混合调节池是指:滤液由排液口回流到混合调节池。

连续式湿干两级动态厌氧发酵制备生物燃气的方法

技术领域

[0001] 本发明涉及有机废弃物处理和可再生能源开发技术领域,特别是一种连续式湿干两级动态厌氧发酵制备生物燃气方法。

背景技术

[0002] 厌氧发酵技术按照发酵物料干物质浓度可分为湿式发酵、高浓度或干式发酵两种方式。传统的湿发酵技术,即将秸秆与人畜粪便、工业废水等有机物混合,在厌氧菌的作用下生成沼气。由于秸秆在湿式发酵中容易出现严重的漂浮结壳、分层等问题,大多避免加入秸秆等比重较轻且难降解的底物。而高浓度发酵技术是以固体有机废弃物为原料(总固体含量在10%以上)进行厌氧发酵,它与湿发酵相比主要优点是节约用水,节省管理沼气池所需的工时,池容产气率较高等。但高含固率物料的流动性差、传质传热困难,使得干式厌氧发酵技术对预处理设备、输送设备、搅拌设备等均有较高的要求。

[0003] 目前对于高浓度或干式厌氧发酵进料设备,因密封要求高,常用的有真空泵、液压固体泵或活塞泵,这些泵虽可以从市场上购得,但由于此类特种设备技术仅有少数公司掌握,因此价格往往比较昂贵。而对于出料设备,由于固体物料流动性差,对进出料装置密封要求很高,故目前工程应用大多为批式发酵,即“进料-密封-产气-停气-出料”发酵模式,这种方式势必造成间歇性发酵产气与原料连续产生和连续供气的矛盾,并且采用装载机或挖掘机出料,存在作业效率低、强度大、操作环境恶劣以及安全隐患等问题,因此开发出连续或半连续式高效发酵装置及工艺,将大大发挥高固反应器废弃物处理能力大的优势,

[0004] 此外,高浓度发酵装置中有机物料发酵结束后,含水率一般高达75%以上,这种物理状态的发酵残渣难以用于后续资源化利用。目前通常将批次清理出的发酵物料通过湿粉碎后掺混其他干辅料进行堆肥处理,增多了环节从而增加工程处理成本。因此,开发出适应高浓度发酵物料进出料,并且兼具连续脱水出料功能的厌氧发酵装置及工艺方法,具有很好的产业化应用前景。

[0005] 由于沼气发酵过程涉及多种厌氧发酵微生物的多级联合作用,因此多级发酵工艺因可实现功能分区,具有发酵速度快、降解率高和缩短发酵周期等明显优势,近年来越来越受到国内外专家学者和沼气工程应用领域的重视。Cheng等(BioresourTechnol, 2012, 114: 327-33)利用CSTR和UASB相联合进行秸秆产沼气的工艺研究,甲烷产量达到200.9mL/g,同时得到67.1%的能量回收率。

[0006] 公开号CN103667025 A公布了一种干湿结合厌氧发酵工艺,主要是将高浓度发酵原料采用柱塞泵送入干式厌氧反应器中,而湿式发酵罐中的低浓度发酵残余物用于与高浓度原料混合发酵;公开号CN104355707 A公布了一种干湿联合消化处理禽畜粪便与秸秆的方法,主要为湿式厌氧消化+干式好氧发酵+干式厌氧消化,同时进行渗滤液回流。以上专利所述干湿结合和干湿联合均未实现干式与湿式发酵装置直接串联,物料相互连通。

[0007] 而公开号CN101973682 A公布了一种干湿耦合厌氧发酵工艺方法,将湿式两相厌氧发酵方法中生成的沼渣沼液送入干式厌氧发酵方法,对沼渣沼液进行自然固液分离;公

开号CN104745369 A公布了一种湿法-干法联合的两级厌氧发酵产沼气工艺,即将破碎的固体废弃物与接种物在全湿式反应器中混合进行湿法厌氧发酵,水力停留时间5-20天,发酵后将料液输送至底部具有渗滤装置的干法发酵反应器中进行干法固态发酵。此外,本申请人在之前公开的专利(公开号CN104357488 A)公布了一种规模化木质纤维原料厌氧发酵产沼气的方法,即将木质纤维原料粉碎至5cm以下,加入接种物调浆,加入连续搅拌式反应器内进行湿式厌氧发酵,然后将每日排出的沼渣立即脱水至沼渣含水率75%-85%,再将脱水沼渣加入至半连续进料高固体厌氧反应器中。

[0008] 以上专利均表明了发酵物料从湿式发酵转入干式发酵,但并未涉及干式发酵沼液回用至湿式发酵进料系统,仅停留于概念设计或实验室研究阶段。

发明内容

[0009] 针对有机废弃物厌氧生物转化速率往往呈现前高后低的特点,结合目前沼气工程普遍存在容积产气率低、厌氧反应器处理能力偏低、一次性投资较高、沼液消纳或处理问题突出等弊端,本发明提供一种连续式湿干两级动态厌氧发酵制备生物燃气方法,可充分发挥湿式厌氧发酵和高固或干式厌氧发酵各自优势,既可实现不同类型有机物料混合进料,也解决了高固或干式反应器难以进出料的难题,无需沼液自循环作业,并且实现沼液零排放或少排放,该工艺对废弃物原料适应范围更加宽泛,可应用于不同规模的沼气工程。

[0010] 本发明是这样实现的:

[0011] a) 将有机物料按照碳氮比(20-30):1互补搭配物料并混合,调节物料含水率为90%-96%,置于混合调节池中,然后添加厌氧发酵接种物,接种量大于或等于总发酵料液质量的30%,再加入沼液调节物料干物质浓度为4%-10%,搅拌均匀后输送至湿式厌氧发酵装置进行湿式厌氧发酵;

[0012] 所述厌氧发酵接种物为沼气工程发酵沼渣或污水处理厂厌氧消化污泥;

[0013] b) 湿式厌氧发酵温度为37℃,每天由湿式厌氧发酵装置顶部泵入湿式厌氧发酵装置内液位高度1/15-1/20的物料,再由下部排出等量的发酵后物料,15-20天完成循环,随时收集湿式厌氧发酵期间产生的沼气;

[0014] c) 由湿式发酵装置下部排出的发酵后物料自干式发酵装置顶部进料口溢流进入干式发酵装置中,并借助干式发酵装置底部多孔滤板对物料进行过滤,使滤液和滤渣分离并同期进行厌氧发酵,当湿式发酵装置需要补充新料时,滤液(即步骤a)所述沼液)可通过排液口全部返回混合调节池用于调节物料干物质的浓度;干式厌氧发酵温度为37℃,期间随时收集干式厌氧发酵期间产生的沼气,每天将占总发酵后滤渣质量1/15-1/20的发酵后滤渣经脱水出料装置脱水后排出;

[0015] d) 将湿干两级发酵罐收集的沼气,经过净化及提纯处理,完成生物燃气的制备。

[0016] 进一步,如本发明所述连续式湿干两级动态厌氧发酵制备生物燃气的方法中,所述有机物料主要为农作物秸秆、蔓藤类植株残体、枝条类植株残体、水生植物、叶菜类蔬菜残体、餐厨垃圾、生活污水、污水处理厂剩余活性污泥和脱水藻泥;具体实施过程中,农作物秸秆(如玉米秸秆、稻秸和麦秸等)、蔓藤类植株残体(如南瓜藤、冬瓜藤、丝瓜藤、西瓜藤以及四季豆或豇豆藤等)、枝条类植株残体(如茄秆、豆秆、番茄秆等)和枯枝落叶等,此类废弃物收集时通常呈干或半干状态,且木质纤维含量较高,需经过锤片式粉碎机粉碎处理,其颗

粒长度小于或等于5cm;所述的高含水率植物残体主要为水生植物(如水葫芦、水花生、浮萍、菖蒲、茭白等漂浮型或沉水型植物)、叶菜类蔬菜残体(如西兰花、包菜、小青菜等新鲜菜叶),需要经过湿式粉碎机处理,其颗粒长度小于或等于5cm;而所述的餐厨垃圾主要包括米和面粉类食物残余、蔬菜、动植物油、肉骨等,需要经过餐厨垃圾专用粉碎机处理;所述人畜粪便包括人粪尿和牲畜粪尿及冲洗废水,需经过除砂和除杂处理;所述其他有机废弃物包括生活污水、污水处理厂剩余活性污泥和脱水藻泥等,无需预处理,可直接混合进料。

[0017] 进一步,如本发明所述连续式湿干两级动态厌氧发酵制备生物燃气的方法中,所述多孔滤板孔径2-3mm,孔间距0.5-1.0cm。

[0018] 进一步,如本发明所述连续式湿干两级动态厌氧发酵制备生物燃气的方法中,所述的湿式厌氧发酵装置和干式厌氧发酵装置均含有相同容积的罐体,它们的进料口均位于罐体的上方;多孔滤板设在干式厌氧发酵罐体内的高度需满足进入罐体的湿发酵物料中滤液与滤渣分离的要求,沼渣排出口紧邻多孔滤板的上方,排液口设在干式厌氧发酵装置的罐体底部;所述的脱水是由螺距沿残渣出料方向的间距逐渐缩小螺旋蛟龙推料构件实现的。

[0019] 进一步,如本发明所述连续式湿干两级动态厌氧发酵制备生物燃气的方法中,湿式厌氧发酵罐体下部设置的排出口,干式厌氧发酵罐体上部设置的进料口,排出口与进料口之间设有输送泵,所述的由湿式发酵装置下部排出的发酵后物料自干式发酵装置顶部导入干式发酵装置中是指:每天通过输送泵将湿式厌氧发酵罐体发酵物料的1/15-1/20输送到干式厌氧发酵罐体中;干式厌氧发酵罐体底部设置的排液口上设有输液泵,所述的滤液通过排液口全部返回混合调节池是指:每天通过输液泵将滤液送到混合调节池。

[0020] 进一步,如本发明所述连续式湿干两级动态厌氧发酵制备生物燃气的方法中,干式厌氧发酵罐体上部设置的进料口的水平高度低于湿式厌氧发酵罐体内液位高度的1/15-1/20,干式厌氧发酵装置进料口与湿式厌氧发酵罐体下部设置的排出口之间设有控制阀,所述的由湿式发酵装置下部排出的发酵后物料自干式发酵装置顶部导入干式发酵装置中是指:每天通过控制阀将湿式厌氧发酵罐体发酵物料自流排放到干式厌氧发酵罐体中;干式厌氧发酵底部设置的排液口高于混合调节池内的液面控制高度,所述的排液口上设有排液阀滤液通过排液口全部返回混合调节池是指:滤液由排液口回流到混合调节池。

[0021] 与现有技术相比,本发明提高反应器处理能力和容积产气率,降低了投资成本;解决了高固或干式反应器进出料的难题,实现沼液零排放或少排放,无需沼液回流喷淋作业,发酵残渣脱水可使发酵残渣含水率降低至65%-75%,便于后续环节利用;大大简化了工程运行操作环节,从而使得工程运行简便并节省工程基建投资。

附图说明

[0022] 图1为本发明制备生物燃气的工艺流程示意图。

具体实施方式

[0023] 附图非限制性地公开了本发明实施例的具体结构,下面结合附图和实施例对本发明作进一步阐述。

[0024] 实施例1对比发酵产气实验

[0025] 采用批式发酵对比试验,设置单级发酵(分别为湿式、干式)和两级发酵(干-湿、湿-干)4个处理组。

[0026] 发酵原料为麦秸,发酵前麦秸被粉碎至2-3cm,备用;厌氧活性污泥为某养猪场沼气工程发酵沼渣;发酵温度均为 $37\pm 1^{\circ}\text{C}$ 。

[0027] 单级湿式发酵按照底物与接种物比例(VS比例)为2:1混合加入到1000mL广口发酵瓶中,并用尿素调节发酵物C/N为30,发酵TS浓度调节为6%,混匀后,通入氮气2min,密封后开始实验,每日人工搅拌1次,转速为15-20r/min,每次1-2min,发酵周期为50天,每日记录产气量;

[0028] 单级干式发酵按照底物与接种物比例(VS比例)为2:1混合加入到500mL广口发酵瓶中,并用尿素调节发酵物C/N为30,发酵TS浓度调节为15%,混匀后,通入氮气2min,密封后开始实验,由于高固体厌氧发酵物料含水率相对较低,导致物料发酵周期相对较长,发酵周期为60天,每日记录产气量;

[0029] 干-湿两级发酵中第一级为干式发酵,第二级为湿式发酵。第一级干式发酵按照底物与接种物比例(VS比例)为2:1混合加入到500mL广口发酵瓶中,并用尿素调节发酵物C/N为30,发酵TS浓度调节为15%,混匀后,通入氮气2min,密封后开始实验,每日记录产气量,待发酵20天后,将干式发酵后残渣转入1000mL广口发酵瓶中,并继续加入初始接种物或水调节发酵TS浓度为6%,混匀后通入氮气2min,继续进行湿式发酵40天,继续监测每日产气量;

[0030] 湿-干两级发酵中第一级为湿式发酵,第二级为干式发酵。第一级湿式发酵按照底物与接种物比例(VS比例)为2:1混合加入到1000mL广口发酵瓶中,并用尿素调节发酵物C/N为30,发酵TS浓度调节为6%,混匀后,通入氮气2min,密封后开始实验,每日记录产气量,待发酵20天后,将湿式发酵后料液经20目筛过滤并简单脱水处理使得发酵残渣TS达15%,然后将发酵残渣转入500mL广口发酵瓶中,而滤除的发酵沼液同样转入另一个500mL发酵瓶中,混匀后通入氮气2min,使脱水沼渣和滤除沼液分别发酵30天,继续监测每日产气量;

[0031] 本实施例中,麦秸在4种工艺中的发酵周期为50天或60天,单级干式发酵工艺中麦秸TS产气率为161.3mL/g,而单级湿式发酵工艺中麦秸TS产气率为295.7mL/g;干-湿两级发酵工艺中麦秸TS产气率累计为201.06mL/g(其中第一级干式发酵工艺中麦秸TS产气率为105.0mL/g,占总产气率47.00%,而第二级湿式发酵工艺中麦秸TS产气率为118.4mL/g,占总产气率53.00%);湿-干两级发酵工艺中麦秸TS产气率累计为334.8mL/g(其中第一级湿式发酵工艺中麦秸TS产气率为231.3mL/g,占总产气率69.09%,而第二级干式发酵工艺中麦秸TS产气率为103.5mL/g,占总产气率30.91%);

[0032] 其余对比试验结果见附表1:

[0033] 表1批式发酵工况下不同工艺对比试验

[0034]

发酵工艺	TS产气率/ (m^3/kg)	麦秸TS量/g	总产气量/mL	水力停留时间或固物滞留时间/d	反应器容积/ml	发酵周期内平均容积产气率/ [$\text{m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$]	容积产气率平均值 /[$\text{m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$]	单位时间内单位反应器容积处理秸秆量/[$\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$]	处理秸秆量平均值/[$\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$]
单级湿式	329.0	60	19740	50	1000	0.39	0.39	1.2	1.20
单级干式	179.0	60	10753	60	500	0.36	0.36	2.0	2.00
干-干式	105.0	60	6300	20	500	0.63	0.40	6.0	3.75

[0035]

湿	湿式	118.4	60	7104	40	1000	0.18		1.5	
湿	湿式	231.3	60	13878	20	1000	0.69	0.55	3.0	3.50
干	干式	103.5	60	6210	30	500	0.41		4.0	

[0036] 实施例2对比产气实验

[0037] 采用半连续式发酵对比试验,湿式发酵罐为有效容积10L的CSTR反应器(参见“秸秆批式和半连续式发酵物料浓度对沼气产率的影响”,杜静,农业工程学报,2015年第15期),而干式发酵罐为有效容积5L的高固体厌氧反应器(底部含有多孔滤板及连续出料脱水装置,详见ZL201620010820.3),试验共设置单级发酵(分别为湿式、干式)和两级发酵(干-湿、湿-干)4个处理组。发酵原料为麦秸,发酵前麦秸被粉碎至2-3cm,备用;厌氧活性污泥为某养猪场沼气工程发酵沼渣;发酵试验温度设定均为 $37 \pm 1^\circ\text{C}$ 。

[0038] 半连续式单级湿发酵试验:首先开始CSTR反应器的启动,即将TS质量600g的粉碎麦秸与接种物(底物与接种物VS比例为2:1)混合加入到CSTR反应器内,并用尿素调节发酵物C/N为30,加水调节发酵TS浓度为6%,混匀后,通入氮气2min,密封后启动实验,设置每间隔2小时搅拌1次,每次搅拌2min,转速为15-20r/min,并通过时间控制器实现自动控制,每日记录日产气量;20天后开始进入半连续进出料发酵阶段,设置水力停留时间为40天,即每日在搅拌均匀工况下从反应器底部排出250mL发酵料液,经20目(1mm)筛滤除秸秆残渣后,将沼液与秸秆新料(15gTS)相混合,并加水调节混合料液体积为250mL,然后通过反应器顶

部活塞式进料装置实现进料。整个发酵试验持续100天,扣除反应器启动期20天,实际半连续运行80天。

[0039] 半连续式单级干发酵试验:首先开始高固体厌氧反应器的启动,即将TS质量750g的粉碎麦秸与接种物(底物与接种物VS比例为2:1)混合加入到高固体厌氧反应器内,并用尿素调节发酵物C/N为30,加水调节发酵TS浓度为15%,混匀后,通入氮气2min,密封后启动实验,30天后开始进入半连续进出料发酵阶段,设置固物滞留时间为50天,每日向高固体厌氧反应器内加入混合物100g,同时通过反应器底部螺旋出料装置排出等量发酵残余物(沼渣沼液)。由于高固体厌氧发酵物料含水率相对较低,导致物料发酵周期相对较长。整个厌氧发酵过程持续了130天,扣除反应器启动期30天,半连续进料持续进行了100天。

[0040] 半连续式干-湿两级发酵试验:参照半连续式单级干式和湿式发酵试验操作步骤,同时开始高固体和湿式CSTR反应器的启动,发酵20天后开始进入半连续进出料发酵阶段,首先设置高固体厌氧反应器的固物滞留时间为20天,每日向高固体厌氧反应器内加入秸秆料液250g(TS为15%),通过反应器底部螺旋出料装置排出发酵物料250g,首次进出料时需新添加部分沼液或补水,调节秸秆物料含水率为6%,然后从湿式CSTR反应器顶部加入新物料,设置水力停留时间为20天,每日排出500mL发酵料液,经20目(1mm)筛滤除沼渣后,沼液回用于调节高固体厌氧发酵沼渣的含水率,便于湿式CSTR反应器进料。整个厌氧发酵过程持续了100天,扣除反应器启动期20天,半连续进料持续进行了80天。

[0041] 半连续式湿-干两级发酵试验:参照半连续式单级干式和湿式发酵试验操作步骤,同时开始高固体和湿式CSTR反应器的启动,发酵20天后开始进入半连续进出料发酵阶段,首先设置湿式CSTR反应器的水力停留时间为15天,每日排出667mL发酵料液,利用湿式和干式反应器的高度差使发酵料液从高固体厌氧反应器顶部进料口自流汇入,同时开启高固体反应器搅拌装置,实现反应器内物料的均匀分层布料,设置高固体厌氧反应器固物滞留时间为20天,即每日通过底部脱水出料装置排出约150g脱水后的发酵残渣(含水率为75%),而从底部渗滤仓通过沼液出口将100mL沼液排出并汇入进料混匀装置中,加入新物料TS质量40g一并混合调浆,并从湿式CSTR反应器顶部加入,实现不断循环。整个厌氧发酵过程持续了90天,扣除反应器启动期20天,半连续进料持续进行了70天。

[0042] 本实施例中,半连续单级干式发酵工艺中麦秸TS产气率为220.0mL/g(SRT为50天),而半连续单级湿式发酵工艺中麦秸TS产气率为280mL/g(SRT为40天);干-湿两级发酵工艺中麦秸TS产气率累计为256.5mL/g(其中第一级干式发酵工艺中麦秸TS产气率为117.2mL/g(SRT为20天),占总产气率45.70%,而第二级湿式发酵工艺中麦秸TS产气率为139.3mL/g(SRT为20天),占总产气率54.30%);湿-干两级发酵工艺中麦秸TS产气率累计为348.7mL/g(其中第一级湿式发酵工艺中麦秸TS产气率为233.7mL/g(SRT为15天),占总产气率67.02%,而第二级干式发酵工艺中麦秸TS产气率为115.0mL/g(SRT为20天),占总产气率32.98%);其余对比试验结果请见表2所示:

[0043] 表2半连续发酵工况下不同工艺对比试验

[0044]

发酵工艺	TS产气率/ (m^3/kg)	麦秸TS量/g	总产气量/mL	水力停留时间或固体滞留时间/d	反应器容积/mL	发酵周期内平均容积产气率/ $[\text{m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{d})]$	容积产气率平均值/ $[\text{m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{d})]$	单位时间内单位反应器容积处理秸秆量/ $[\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})]$	处理秸秆量平均值/ $[\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})]$
------	--------------------------------------	---------	---------	-----------------	----------	--	--	--	---

[0045]

单级湿式	280.0	600	168000	40	10000	0.42	0.42	1.5	1.50
单级干式	220.0	600	132000	50	5000	0.53	0.53	2.4	2.40
干-湿	干式	117.2	750	87917	20	5000	0.88	0.65	5.25
	湿式	139.3	600	83580	20	10000	0.42		
湿-干	湿式	233.7	600	140200	15	10000	0.93	0.90	5.75
	干式	115.0	750	86250	20	5000	0.86		

[0046] 表1和2分别为批式发酵和半连续发酵工况下4种发酵工艺的对比试验结果。从表中可以看出,无论批式发酵还是半连续发酵,两级发酵方式均比单级发酵的容积产气率和秸秆处理量高,特别是湿-干两级发酵工艺,分别比批式单级湿式和半连续单级湿式发酵工艺的容积产气率提高41.03%和114.3%,秸秆处理量增加1.9倍和2.8倍。特别是采用半连续湿-干发酵工艺,利用了秸秆原料产气速率前高后低的特点,避免了直接干式发酵容易出现酸化,解决了干发酵半连续进料和发酵物料传质的问题,充分发挥了湿式和干式发酵各自的优点,使得在秸秆发酵周期略有降低条件下,平均容积产气率和秸秆处理量均大幅提高,工程应用上设计达到相同的产气量或秸秆处理量的目标要求时,厌氧反应器容积可大为缩减,从而使得工程建设成本大幅降低,具有很好的应用前景。

[0047] 此外,在具体的操作过程中,也可以经过不同预处理的有机物料按照发酵料液干物质浓度要求(湿式厌氧发酵装置通常的发酵原料干物质浓度为4%~10%,因此混合调节池3中的物料调浆浓度也应为4%~10%)和原料互补要求(原料混合时可将高氮物料和高碳物料、高固物料和高湿物料、易分解物料和难降解物料相互搭配混合,使得发酵料液特性达

到最佳发酵要求),加入沼液调节物料调浆浓度为4%-10%(即含水率90%-96%),搅拌均匀后在进行湿式厌氧发酵。

[0048] 上述不同预处理是指:农作物秸秆(玉米秸秆、稻秸和麦秸等)、蔓藤类植株残体(南瓜藤、冬瓜藤、丝瓜藤、西瓜藤以及四季豆或豇豆藤等)、枝条类植株残体(茄秆、豆秆、番茄秆等)和枯枝落叶等,此类废弃物收集时通常呈干或半干状态,且木质纤维含量较高,需经过锤片式粉碎机粉碎处理,其颗粒长度小于或等于5cm;所述的高含水率植物残体主要为水生植物(水葫芦、水花生、浮萍、菖蒲、茭白等漂浮型或沉水型植物)、叶菜类蔬菜残体(西兰花、包菜、小青菜等新鲜菜叶),需要经过湿式粉碎机处理,其颗粒长度小于或等于5cm;而所述的餐厨垃圾主要包括米和面粉类食物残余、蔬菜、动植物油、肉骨等,需要经过餐厨垃圾专用粉碎机处理;所述人畜粪便包括人粪尿和牲畜粪尿及冲洗废水,需经过除砂和除杂处理;所述其他有机废弃物包括生活污水、污水处理厂剩余活性污泥和脱水藻泥等,无需预处理,可直接混合进料。

[0049] 本发明中,湿式厌氧发酵结束后,发酵后的物料被送入干式厌氧发酵装置的罐体,经过多孔滤板(孔径2-3mm,孔间距0.5-1cm)过滤后,再进行干式厌氧发酵,过滤所得的滤液即为沼液,沼液储存或返回混合调节池可以用于调节下一批次湿式厌氧发酵步骤中的物料的含水率。

[0050] 为了能够实施本发明,可以对现有的湿式干式厌氧发酵罐作这样改动:所述的湿式厌氧发酵装置和干式厌氧发酵装置均采用相同容积的罐体,它们的进料口均位于罐体的上方;多孔滤板设在干式厌氧发酵装置的罐体内高度需满足进入罐体的湿发酵物料中滤液与滤渣分离,沼渣排出口紧邻多孔滤板的上方,排液口设在干式厌氧发酵装置的罐体底部。湿式厌氧发酵罐体下部设置的排出口,干式厌氧发酵罐体上部设置的进料口,排出口与进料口之间设有输送泵,每天通过输送泵将湿式厌氧发酵罐体发酵物料的1/15-1/20输送到干式厌氧发酵罐体中;干式厌氧发酵罐体底部设置的排液口上设有输液泵,每天通过输液泵将滤液送到混合调节池。

[0051] 也可以对现有的湿式干式厌氧发酵罐作这样改动:所述的湿式厌氧发酵装置和干式厌氧发酵装置均采用相同容积的罐体,它们的进料口均位于罐体的上方;多孔滤板设在干式厌氧发酵装置的罐体内高度需满足进入罐体的湿发酵物料中滤液与滤渣分离,干式厌氧发酵罐体上部设置的进料口的水平高度低于湿式厌氧发酵罐体内液位高度的1/15-1/20,干式厌氧发酵装置进料口与湿式厌氧发酵罐体下部设置的排出口之间设有控制阀;干式厌氧发酵底部设置的排液口高于混合调节池内的液面控制高度,系统运行中由控制阀控制。

[0052] 本发明还可有其它多种实施例,在不背离本发明精神及其实质的情况下,熟悉本领域的技术人员可根据本发明作出各种相应的改变和变形,但这些相应的改变和变形都应属于本发明所附的权利要求的保护范围。

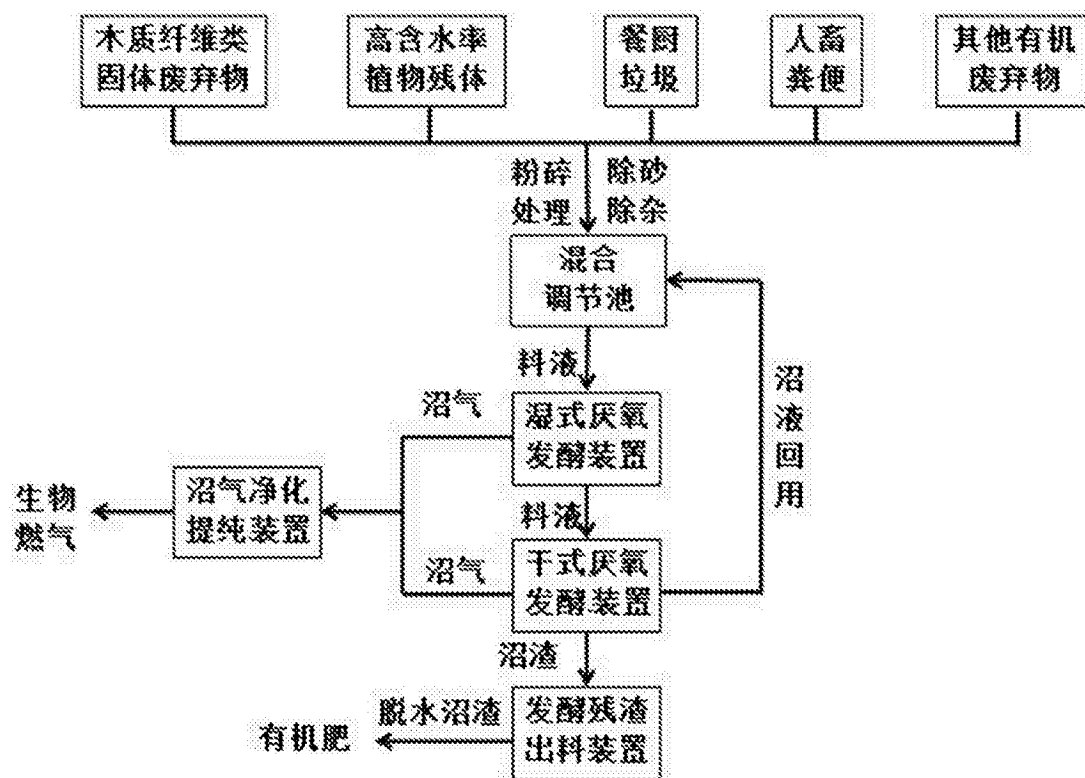


图 1