



(12) 实用新型专利

(10) 授权公告号 CN 211734348 U

(45) 授权公告日 2020.10.23

(21) 申请号 201922291405.6

B01D 53/76 (2006.01)

(22) 申请日 2019.12.18

(ESM) 同样的发明创造已同日申请发明专利

(73) 专利权人 浙江天地环保科技股份有限公司
地址 310012 浙江省杭州市西湖区华星路
99号(杭州东软创业大厦)

(72) 发明人 周旭健 廖达琛 孙科 楼志杰
胡达清 叶强 赵金龙

(74) 专利代理机构 杭州九洲专利事务所有限公
司 33101

代理人 张羽振

(51) Int. Cl.

C12M 1/107 (2006.01)

C12M 1/02 (2006.01)

C12M 1/00 (2006.01)

C10L 3/10 (2006.01)

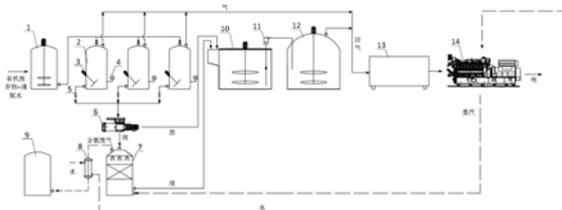
权利要求书1页 说明书3页 附图1页

(54) 实用新型名称

两相厌氧发酵预脱氨的系统装置

(57) 摘要

本实用新型涉及一种两相厌氧发酵预脱氨的系统装置,包括:调配罐、水解酸化罐、固液分离机、脱氨塔、匀浆池、物料泵、产甲烷罐、预处理系统和发电机系统;所述调配罐的输出端连接至若干个水解酸化罐的顶部进料口,水解酸化罐的顶部出气口连接至预处理系统的输入端。本实用新型的有益效果是:本实用新型根据厌氧发酵在水解酸化阶段和产甲烷阶段不同的特点,将原料的预脱氨工艺和两相厌氧发酵工艺相结合。不仅可以从根本上解决厌氧发酵过程中的氨抑制问题,提高产甲烷效率,而且对脱除后的氨氮资源回收利用。此外,本实用新型根据系统各个单元的反应温度特点,对沼气发电机组的余热进行了梯级利用,大大降低了系统对外所需能耗。



1. 一种两相厌氧发酵预脱氨的系统装置,其特征在于:包括调配罐(1)、水解酸化罐(2)、固液分离机(6)、脱氨塔(7)、匀浆池(10)、物料泵(11)、产甲烷罐(12)、预处理系统(13)和发电机系统(14);所述调配罐(1)的输出端连接至若干个水解酸化罐(2)的顶部进料口,水解酸化罐(2)的顶部出气口连接至预处理系统(13)的输入端,水解酸化罐(2)的底部出料口连接至固液分离机(6)的进料口,若干个水解酸化罐(2)之间并联;固液分离机(6)的固体出料口连接至匀浆池(10)的输入端,固液分离机(6)的液体出料口连接至脱氨塔(7)的进料口;脱氨塔(7)的液体出料口连接至匀浆池(10)的输入端;匀浆池(10)的输出端通过物料泵(11)连接至产甲烷罐(12)的输入端,产甲烷罐(12)的输出端连接至预处理系统(13)的输入端,预处理系统(13)的输出端连接至发电机系统(14)的输入端。

2. 根据权利要求1所述的两相厌氧发酵预脱氨的系统装置,其特征在于:所述水解酸化罐(2)侧部安装有侧部搅拌机(3)和液位计(4),水解酸化罐(2)底部装有出料阀(5)。

3. 根据权利要求1所述的两相厌氧发酵预脱氨的系统装置,其特征在于:所述脱氨塔(7)的出气口连接至管式气液换热器(8)的输入端,管式气液换热器(8)的输出端连接至氨吸收塔(9)的输入端。

4. 根据权利要求3所述的两相厌氧发酵预脱氨的系统装置,其特征在于:所述管式气液换热器(8)设有进水口和出水口,其中出水口连接至发电机系统(14)的进水口。

5. 根据权利要求1所述的两相厌氧发酵预脱氨的系统装置,其特征在于:所述发电机系统(14)的蒸汽出口连接至脱氨塔(7)底部的蒸汽入口。

6. 根据权利要求1所述的两相厌氧发酵预脱氨的系统装置,其特征在于:所述脱氨塔(7)采用填料塔。

两相厌氧发酵预脱氨的系统装置

技术领域

[0001] 本实用新型涉及有机废弃物厌氧发酵领域,尤其涉及两相厌氧发酵预脱氨的系统装置。

背景技术

[0002] 厌氧发酵制备沼气是餐厨垃圾、畜禽粪污、秸秆等有机废弃物无害化处置和资源化利用的主要方向。有机废弃物中有机氮及碳/氮比(C/N)是厌氧发酵过程中的关键参数,对微生物的生长代谢具有很大影响。C/N比过高导致缺氮影响微生物的生长繁殖和生命活动;C/N比过低则容易氨积累,造成氨抑制,同时伴随着有机酸大量积累,抑制反应进程。《大中型沼气工程技术规范》(GB/T51063-2014)指出:沼气工程中氨氮浓度达到3000mg/L时,厌氧发酵就受到抑制。发酵过程中产生的大量氨氮同样会对后端沼液的处置和还田消纳造成困难,易造成土地和水体的污染,同时也是对氨氮资源的一种浪费。如何消除厌氧发酵过程中氨抑制的形成,同时对氨氮资源进行提取利用,是目前沼气工程关注的重点之一。

[0003] 针对厌氧发酵的氨抑制问题,目前几种常见解决氨抑制的方式有:1)将原料进行稀释,使其在较低的含固率条件下发酵;2)对不同原料进行配比,采用混料进行厌氧发酵;3)对产甲烷菌进行驯化,提高菌种对氨氮的耐受度。但这些方式在经济性、适用性等方面都存在一定的局限性,不能从根本上解除厌氧发酵过程的氨抑制,也无法对氨氮资源进行回收利用。

实用新型内容

[0004] 本实用新型的目的是克服现有技术中的不足,提供两相厌氧发酵预脱氨的系统装置,其具有系统设计合理、操作简单和能耗低的特点,解决高有机氮原料在厌氧反应过程中的氨抑制问题,提高原料产气率,同时实现对氨氮资源的提取和资源化利用。

[0005] 这种两相厌氧发酵预脱氨的系统装置,包括调配罐、水解酸化罐、固液分离机、脱氨塔、匀浆池、物料泵、产甲烷罐、预处理系统和发电机系统;所述调配罐的输出端连接至若干个水解酸化罐的顶部进料口,水解酸化罐的顶部出气口连接至预处理系统的输入端,水解酸化罐的底部出料口连接至固液分离机的进料口,若干个水解酸化罐之间并联;固液分离机的固体出料口连接至匀浆池的输入端,固液分离机的液体出料口连接至脱氨塔的进料口;脱氨塔的液体出料口连接至匀浆池的输入端;匀浆池的输出端通过物料泵连接至产甲烷罐的输入端,产甲烷罐的输出端连接至预处理系统的输入端,预处理系统的输出端连接至发电机系统的输入端。

[0006] 作为优选:所述水解酸化罐侧部安装有侧部搅拌机和液位计,水解酸化罐底部装有出料阀。

[0007] 作为优选:所述脱氨塔的输出气口连接至管式气液换热器的输入端,管式气液换热器的输出端连接至氨吸收塔的输入端。

[0008] 作为优选:所述管式气液换热器设有进水口和出水口,其中出水口连接至发电机

系统的进水口。

[0009] 作为优选:所述发电机系统的蒸汽出口连接至脱氨塔底部的蒸汽入口。

[0010] 作为优选:所述脱氨塔采用填料塔。

[0011] 本实用新型的有益效果是:本实用新型根据厌氧发酵在水解酸化阶段和产甲烷阶段不同的特点,将原料的预脱氨工艺和两相厌氧发酵工艺相结合。不仅可以从根本上解决厌氧发酵过程中的氨抑制问题,提高产甲烷效率,而且对脱除后的氨氮资源回收利用。此外,本实用新型根据系统各个单元的反应温度特点,对沼气发电机组的余热进行了梯级利用,大大降低了系统对外所需能耗。

附图说明

[0012] 图1为本实用新型系统工作流程图。

[0013] 附图标记说明:调配罐1、水解酸化罐2、侧部搅拌机3、液位计4、出料阀5、固液分离机6、脱氨塔7、管式气液换热器8、氨吸收塔9、匀浆池10、物料泵11、产甲烷罐12、预处理系统13、发电机系统14。

具体实施方式

[0014] 下面结合实施例对本实用新型做进一步描述。下述实施例的说明只是用于帮助理解本实用新型。应当指出,对于本技术领域的普通技术人员来说,在不脱离本实用新型原理的前提下,还可以对本实用新型进行若干改进和修饰,这些改进和修饰也落入本实用新型权利要求的保护范围内。

[0015] 所述两相厌氧发酵预脱氨的系统装置,根据厌氧发酵不同阶段的不同特点,将原料的预脱氨工艺和两相厌氧发酵工艺相结合。有机废弃物在厌氧发酵时,氨氮主要产生在水解酸化阶段。在原料水解酸化后进行脱氨,不仅为后续的产甲烷阶段解除了氨抑制,提高了厌氧发酵产甲烷效率,而且对脱除的氨氮资源进行回收利用。此外,脱氨过程所用蒸汽来自沼气发电机组的余热利用,大大降低了系统所需能耗。

[0016] 如图1所示,所述两相厌氧发酵预脱氨的系统装置,包括调配罐1、水解酸化罐2、固液分离机6、脱氨塔7、匀浆池10、物料泵11、产甲烷罐12、预处理系统13、发电机系统14以及相关的泵、阀门和管道。所述调配罐1的输出端连接至若干个水解酸化罐2的顶部进料口,水解酸化罐2的顶部出气口连接至预处理系统13的输入端,水解酸化罐2的底部出料口连接至固液分离机6的进料口,若干个水解酸化罐2之间并联;固液分离机6的固体出料口连接至匀浆池10的输入端,固液分离机6的液体出料口连接至脱氨塔7的进料口;脱氨塔7的液体出料口连接至匀浆池10的输入端;匀浆池10的输出端通过物料泵11连接至产甲烷罐12的输入端,产甲烷罐12的输出端连接至预处理系统13的输入端,预处理系统13的输出端连接至发电机系统14的输入端。

[0017] 所述水解酸化罐2侧部安装有侧部搅拌机3和液位计4,底部装有出料阀5。

[0018] 所述脱氨塔7的出气口连接至管式气液换热器8的输入端,管式气液换热器8的输出端连接至氨吸收塔9的输入端,经脱氨塔7后的气体经管式气液换热器8管程换热后进入氨吸收塔9,冷水经管式气液换热器8壳程换热后进入发电机余热回收系统。

[0019] 所述管式气液换热器8设有进水口和出水口,其中出水口连接至发电机系统14的

进水口。

[0020] 所述发电机系统14的蒸汽出口连接至脱氨塔7底部的蒸汽入口。

[0021] 每套系统设置一个调配罐1,一个产甲烷罐12,根据处理量和水解酸化时间设置多个水解酸化罐2,进行序批次轮流反应。

[0022] 所述水解酸化罐2采用中温发酵(35-38℃),产甲烷罐12采用高温发酵(55-58℃),更有利于能量的梯级利用,同时提高产气率。

[0023] 所述水解酸化罐2设置多个,放置在调配罐1之后,采用顶部进料、顶部出气、底部出料、侧部搅拌的方式;多个水解酸化罐并联进行续批式反应,所述液位计4和出料阀5进行联动,水解酸化罐还装有pH计、温度计;物料在水解酸化罐2内进行水解酸化后,进入固液分离机6进行固液分离;经固液分离后,高氨氮液体进入脱氨塔7,固体则进入匀浆池10;所述脱氨塔7采用填料塔,高氨氮液体从脱氨塔7顶部的喷淋系统喷淋而下,高温高压蒸汽从脱氨塔7底部喷入,在脱氨塔7中填料的作用下气液进行充分接触;高氨氮液体在脱氨塔7内进行氨吹脱后,形成的含氨废气经管式气液换热器8降温后通入氨吸收塔9进行吸收;在脱氨塔7底部收集的液体泵入匀浆池10,与固液分离机6分离出的固体混合、搅拌,匀浆后送入产甲烷罐12进行二级厌氧产甲烷反应。具体步骤如下:

[0024] 步骤1),高含氮的有机废弃物和水在调配罐1内调配成一定的浓度(含固率15%-20%),分批次送入水解酸化罐2内进行水解酸化反应,水解酸化温度设置为35-38℃;

[0025] 步骤2),水解酸化过程中,水解酸化罐2的侧部搅拌器3对物料进行间歇性搅拌,反应时间根据具体物料的性质而定,水解酸化过程产生的氢气等气体从水解酸化罐2顶部排出与产甲烷罐12产生的沼气一同收集;反应后的物料则经水解酸化罐2底部的出料阀5排出,当水解酸化罐2内的物料含量少于1/4时,则出料阀5自动关闭,留在水解酸化罐2内的物料作为下一次反应接种物;

[0026] 步骤3),将水解酸化后的物料采用固液分离机6进行固液分离,其中固体经螺旋或皮带输送机送至匀浆池10,含有高浓度氨氮的液体则泵送至脱氨塔7;

[0027] 步骤4),液体经脱氨塔7顶部的喷淋系统进行喷淋,在塔内填料的作用下与从底部喷射的高温蒸汽(130-160℃)进行充分接触,使液滴中的氨氮吹脱。

[0028] 步骤5),氨氮和蒸汽乏气的混合气体从脱氨塔7顶部排出,经管式气液换热器8换热后进入氨吸收塔9吸收;脱氨塔7底部的液体收集后泵入匀浆池10,与固液分离后的固体进行混合、搅拌、均匀后泵送至产甲烷罐12进行二级发酵,温度设置为55-58℃;

[0029] 步骤6),产生和收集的甲烷气体经脱硫等预处理系统13后通入发电机系统14进行热电联产,产生的蒸汽用于脱氨塔7脱氨。

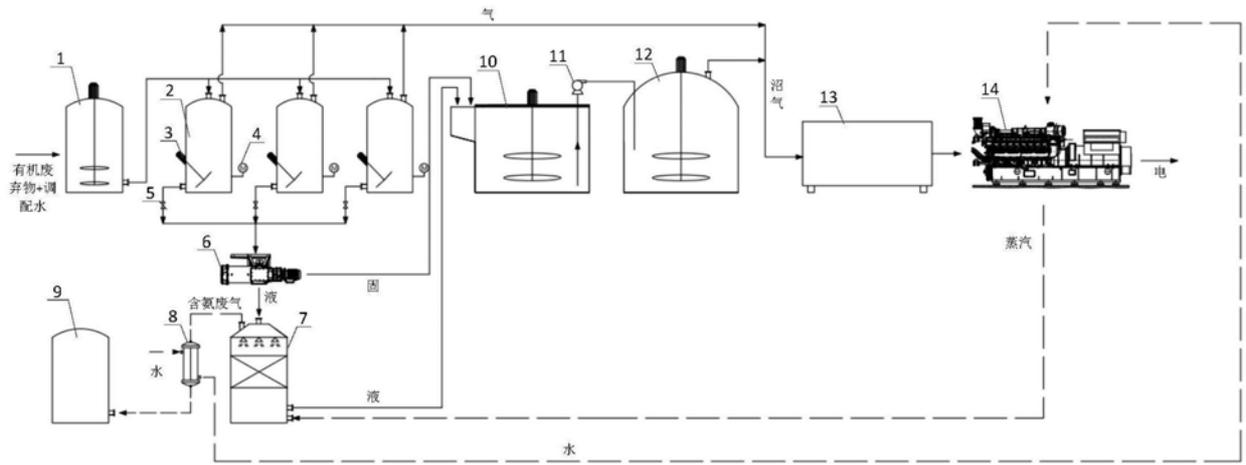


图1