



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 106497620 B

(45) 授权公告日 2021.12.28

(21) 申请号 201610815657.2

(22) 申请日 2016.09.09

(65) 同一申请的已公布的文献号  
申请公布号 CN 106497620 A

(43) 申请公布日 2017.03.15

(73) 专利权人 华中农业大学  
地址 430070 湖北省武汉市洪山区狮子山街1号

(72) 发明人 晏水平 王文超 贺清尧 刘璐  
梁飞虹 余歌 王明 张衍林  
王媛媛 艾平

(74) 专利代理机构 武汉开元知识产权代理有限公司 42104  
代理人 王和平 李满

(51) Int.Cl.

B01D 53/18 (2006.01)

C10L 3/10 (2006.01)

(56) 对比文件

CN 102942973 A, 2013.02.27

CN 204294104 U, 2015.04.29

审查员 饶梦莎

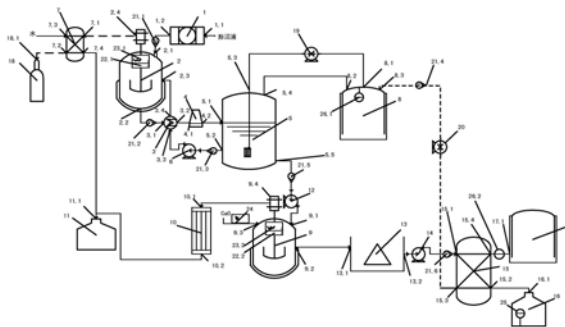
权利要求书3页 说明书8页 附图4页

(54) 发明名称

以沼液为CO<sub>2</sub>吸收剂的沼气提纯与沼液处理系统与amp;方法

(57) 摘要

本发明涉及一种以沼液为CO<sub>2</sub>吸收剂的沼气提纯与沼液处理系统,它包括沼液过滤设备、沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备、热交换设备、贫CO<sub>2</sub>沼液冷却设备、沼液CO<sub>2</sub>吸收设备、水洗脱氨设备、沼气储气设备、沼液氮和磷脱除设备、氨水冷凝设备、氨水收集设备、沼液沉淀设备、沼气二次提纯设备、沼液储存设备、生物天然气存储设备和CO<sub>2</sub>集气设备。本发明以有机质厌氧发酵所产生的低成本沼液作为单一CO<sub>2</sub>吸收剂,可在不添加任何外源吸收剂的情况下,完全依赖沼液的多次“CO<sub>2</sub>再生到CO<sub>2</sub>吸收”循环过程,实现沼气工程所产全部沼气的提纯,最终得到高CH<sub>4</sub>含量的生物天然气,能有效降低沼气CO<sub>2</sub>分离的成本。



1. 一种以沼液为 $\text{CO}_2$ 吸收剂的沼气提纯与沼液处理系统,其特征在于:它包括沼液过滤设备、沼液 $\text{CO}_2$ 减压再生设备、热交换设备、贫 $\text{CO}_2$ 沼液冷却设备、沼液 $\text{CO}_2$ 吸收设备、水洗脱氨设备、沼气储气设备、沼液氮和磷脱除设备、氨水冷凝设备、氨水收集设备、沼液沉淀设备、沼气二次提纯设备、沼液储存设备、生物天然气存储设备和 $\text{CO}_2$ 集气设备,其中,沼液过滤设备的沼液出口连接沼液 $\text{CO}_2$ 减压再生设备的沼液入口,沼液 $\text{CO}_2$ 减压再生设备的贫 $\text{CO}_2$ 沼液出口连接热交换设备的高温贫 $\text{CO}_2$ 沼液入口,热交换设备的低温贫 $\text{CO}_2$ 沼液出口连接贫 $\text{CO}_2$ 沼液冷却设备的低温沼液入口,贫 $\text{CO}_2$ 沼液冷却设备的常温贫 $\text{CO}_2$ 沼液出口连接沼液 $\text{CO}_2$ 吸收设备的常温贫 $\text{CO}_2$ 沼液入口,沼液 $\text{CO}_2$ 吸收设备的第一富 $\text{CO}_2$ 沼液出口通过第一输送泵连接热交换设备的常温富 $\text{CO}_2$ 沼液入口,热交换设备的高温富 $\text{CO}_2$ 沼液出口连接沼液 $\text{CO}_2$ 减压再生设备的高温富 $\text{CO}_2$ 沼液入口,沼液 $\text{CO}_2$ 减压再生设备的 $\text{CO}_2$ 出口连接水洗脱氨设备的 $\text{CO}_2$ 气体入口,水洗脱氨设备的 $\text{CO}_2$ 气体出口连接 $\text{CO}_2$ 集气设备的 $\text{CO}_2$ 气体输入口,水洗脱氨设备的氨水出口连接氨水收集设备的氨水入口,水洗脱氨设备还具有入水口;

沼气储气设备的储气设备第一沼气出口通过第二输送泵连接沼液 $\text{CO}_2$ 吸收设备的吸收设备沼气入口,沼液 $\text{CO}_2$ 吸收设备的吸收设备沼气出口连接沼气储气设备的储气设备沼气入口,沼气储气设备的储气设备第二沼气出口通过第三输送泵连接沼气二次提纯设备的二次提纯设备沼气入口;

沼液 $\text{CO}_2$ 吸收设备的第二富 $\text{CO}_2$ 沼液出口通过第四输送泵连接沼液氮和磷脱除设备的沼液入口,沼液氮和磷脱除设备的真空泵的气体出口连接氨水冷凝设备的氨气入口,沼液氮和磷脱除设备还具有 $\text{CaO}$ 粉末入口,氨水冷凝设备的氨水出口连接氨水收集设备的氨水入口;沼液氮和磷脱除设备的沼液出口连接沼液沉淀设备的浑浊沼液入口,沼液沉淀设备的澄清沼液出口通过第五输送泵连接沼气二次提纯设备的沼液输入口,沼气二次提纯设备的沼液输出口连接沼液储存设备的沼液输入口,沼气二次提纯设备的生物天然气出口连接生物天然气存储设备的生物天然气入口;

沼液经过沼液过滤设备过滤后,由沼液入口进入沼液 $\text{CO}_2$ 减压再生设备,在沼液 $\text{CO}_2$ 减压再生设备中沼液以 $500\sim 1000\text{r}/\text{min}$ 的转速被均匀持续搅拌,同时,沼液 $\text{CO}_2$ 减压再生设备自带的真空泵提供 $39\sim 41\text{kPa}$ 的绝对压强条件,沼液 $\text{CO}_2$ 减压再生设备自带的加热装置提供沼液温度 $76\sim 78^\circ\text{C}$ 的条件,在此操作参数下,沼液 $\text{CO}_2$ 减压再生设备运行 $25\sim 30\text{min}$ ,沼液 $\text{CO}_2$ 减压再生设备将贫 $\text{CO}_2$ 沼液通过高温贫 $\text{CO}_2$ 沼液入口进入热交换设备,完成换热后进入贫 $\text{CO}_2$ 沼液冷却设备,在贫 $\text{CO}_2$ 沼液冷却设备中将沼液冷却至 $15\sim 30^\circ\text{C}$ 后,通过常温贫 $\text{CO}_2$ 沼液入口进入沼液 $\text{CO}_2$ 吸收设备;

沼液 $\text{CO}_2$ 减压再生设备自带的真空泵的气体出口排出的 $\text{CO}_2$ 、氨气和挥发性脂肪酸的混合气体通过 $\text{CO}_2$ 气体入口进入水洗脱氨设备,清水从水入口进入水洗脱氨设备,在水洗脱氨设备中利用水洗脱除氨气和挥发性脂肪酸的混合气体中的杂质,水洗脱氨设备中的 $\text{CO}_2$ 气体通过 $\text{CO}_2$ 气体出口进入 $\text{CO}_2$ 集气设备储存备用,从水洗脱氨设备出来的氨水进入氨水收集设备。

2. 根据权利要求1所述的以沼液为 $\text{CO}_2$ 吸收剂的沼气提纯与沼液处理系统,其特征在于:所述沼液过滤设备的沼液出口与沼液 $\text{CO}_2$ 减压再生设备的沼液入口的连接管路内设有第一流量计,沼液 $\text{CO}_2$ 减压再生设备的贫 $\text{CO}_2$ 沼液出口与热交换设备的高温贫 $\text{CO}_2$ 沼液入口之间的管路中设有第二流量计,沼液 $\text{CO}_2$ 吸收设备的第一富 $\text{CO}_2$ 沼液出口与热交换设备的常温富 $\text{CO}_2$

沼液入口之间的管路中设有第三流量计,沼液储气设备的储气设备第二沼气出口与沼气二次提纯设备的二次提纯设备沼液入口之间的管路中设有第四流量计,沼液CO<sub>2</sub>吸收设备的第二富CO<sub>2</sub>沼液出口与沼液氮和磷脱除设备的沼液入口之间的管路中设有第五流量计,沼液沉淀设备的澄清沼液出口与沼气二次提纯设备的沼液输入口之间的管路中设有第六流量计。

3. 根据权利要求1所述的以沼液为CO<sub>2</sub>吸收剂的沼气提纯与沼液处理系统,其特征在于:所述沼液储气设备内设有第一CH<sub>4</sub>浓度传感器,沼气二次提纯设备的生物天然气出口与生物天然气存储设备的生物天然气入口之间的管路中设有第二CH<sub>4</sub>浓度传感器。

4. 根据权利要求1所述的以沼液为CO<sub>2</sub>吸收剂的沼气提纯与沼液处理系统,其特征在于:所述沼液氮和磷脱除设备的CaO粉末入口设有质量传感器。

5. 根据权利要求1所述的以沼液为CO<sub>2</sub>吸收剂的沼气提纯与沼液处理系统,其特征在于:所述沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备内设有第一压力传感器和第一温度传感器,所述沼液氮和磷脱除设备内设有第二压力传感器和第二温度传感器。

6. 根据权利要求1所述的以沼液为CO<sub>2</sub>吸收剂的沼气提纯与沼液处理系统,其特征在于:所述沼液储存设备内设有pH传感器。

7. 根据权利要求1所述的以沼液为CO<sub>2</sub>吸收剂的沼气提纯与沼液处理系统,其特征在于:所述二次提纯设备沼液入口位于沼气二次提纯设备下端,沼液输入口位于沼气二次提纯设备上端。

8. 一种权利要求1所述系统的沼气提纯与沼液处理方法,其特征在于,它包括如下步骤:

步骤1:沼液经过沼液过滤设备过滤后,由沼液入口进入沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备,在沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备中沼液以500~1000r/min的转速被均匀持续搅拌,同时,沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备自带的真空泵提供39~41kPa的绝对压强条件,沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备自带的加热装置提供沼液温度76~78℃的条件,在此操作参数下,沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备运行25~30min,沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备将贫CO<sub>2</sub>沼液通过高温贫CO<sub>2</sub>沼液入口进入热交换设备,完成换热后进入贫CO<sub>2</sub>沼液冷却设备,在贫CO<sub>2</sub>沼液冷却设备中将沼液冷却至15~30℃后,通过常温贫CO<sub>2</sub>沼液入口进入沼液CO<sub>2</sub>吸收设备;

步骤2:沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备自带的真空泵的气体出口排出的CO<sub>2</sub>、氨气和挥发性脂肪酸的混合气体通过CO<sub>2</sub>气体入口进入水洗脱氨设备,清水从水入口进入水洗脱氨设备,在水洗脱氨设备中利用水洗脱除氨气和挥发性脂肪酸的混合气体中的杂质,水洗脱氨设备中的CO<sub>2</sub>气体通过CO<sub>2</sub>气体出口进入CO<sub>2</sub>集气设备储存备用,从水洗脱氨设备出来的氨水进入氨水收集设备;

步骤3:沼液储气设备中的沼气通过储气设备第一沼气出口由第二输送泵通入沼液CO<sub>2</sub>吸收设备,进行沼液CO<sub>2</sub>吸收,分离CO<sub>2</sub>后的沼气经储气设备沼液入口回到沼液储气设备中,沼液储气设备中的沼气持续进行CO<sub>2</sub>分离的时间为20~30min,通过沼液储气设备中的第一CH<sub>4</sub>浓度传感器监控沼液储气设备中沼气CH<sub>4</sub>浓度变化,以此判断在沼液CO<sub>2</sub>吸收设备中沼液的CO<sub>2</sub>吸收饱和终点,当沼液储气设备中沼气CH<sub>4</sub>浓度稳定不变时,停止运行沼液CO<sub>2</sub>吸收设备;

步骤4:当步骤3完成时,使沼液CO<sub>2</sub>吸收设备中的富CO<sub>2</sub>沼液通过第一输送泵再次通入沼

液CO<sub>2</sub>减压再生设备,并依靠第三流量计控制富CO<sub>2</sub>沼液完全通入沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备,重复进行步骤1的沼液CO<sub>2</sub>减压再生过程,经过步骤1和步骤3的沼液CO<sub>2</sub>再生到吸收的多次循环实现对沼气储气设备中CH<sub>4</sub>的不断富集,此时完成沼气的第一次提纯;

步骤5:经过多次CO<sub>2</sub>再生到吸收的循环过程,完成对沼气CO<sub>2</sub>分离后,使富CO<sub>2</sub>沼液经沼液CO<sub>2</sub>吸收设备的第二富CO<sub>2</sub>沼液出口通过第四输送泵进入沼液氮和磷脱除设备,CaO粉末经CaO粉末入口进入沼液氮和磷脱除设备,由质量传感器控制添加的CaO粉末的质量浓度为5~10g/L,沼液氮和磷脱除设备中,加入CaO粉末的沼液以500~1000r/min的转速被均匀持续搅拌,同时,沼液氮和磷脱除设备的真空泵提供39~41kPa的绝对压强条件,沼液氮和磷脱除设备自带的加热装置提供沼液温度76~78℃的条件,在此操作参数下,沼液氮和磷脱除设备运行30~50min,运行中所产生的气体通过沼液氮和磷脱除设备的真空泵输送到氨水冷凝设备进行冷凝,并由与氨水冷凝设备连接的氨水收集设备收集;

步骤6:沼液氮和磷脱除设备将悬浊的沼液输送到沼液沉淀设备进行沉淀分离,沼液呈澄清状态,此时沼液pH为11~12,且富含Ca<sup>2+</sup>离子;

步骤7:将澄清状态的沼液通过第五输送泵输送至沼气二次提纯设备的沼液输入口喷淋,另外,使沼气储气设备中完成第一次提纯的沼气从沼气二次提纯设备的二次提纯设备沼气入口进入,沼气在沼气储气设备内与沼液充分接触,实现二次提纯,完成二次提纯后的沼气进入生物天然气存储设备,并通过生物天然气存储设备内的第二CH<sub>4</sub>浓度传感器监控生物天然气的CH<sub>4</sub>含量,完成沼气二次提纯的低氮和磷含量沼液进入沼液储存设备,用于农作物浇灌施用。

9.根据权利 要求8所述的沼气提纯与沼液处理方法,其特征在于:所述步骤5中,氨水冷凝设备的冷却液温度为-10~0℃。

10.根据权利 要求8所述的沼气提纯与沼液处理方法,其特征在于:所述步骤6中,沼液氮和磷脱除设备将悬浊的沼液输送到沼液沉淀设备进行1~3小时的沉淀分离。

## 以沼液为CO<sub>2</sub>吸收剂的沼气提纯与沼液处理系统与amp;方法

### 技术领域

[0001] 本发明涉及沼气中CH<sub>4</sub>富集与沼液无害化处理一体化技术领域,具体涉及一种以沼液为CO<sub>2</sub>吸收剂的沼气提纯与沼液处理系统与amp;方法。

### 背景技术

[0002] 沼气作为一种可再生能源在我国已有较成熟的应用,大中型及特大型沼气工程的数量日益增加。但由于沼气热值较低,目前沼气主要局限在沼气工程周边使用,很少能实现高值化和产业化利用。沼气的主要成分是CH<sub>4</sub> (60~70%)、CO<sub>2</sub> (30~40%)及微量H<sub>2</sub>S (0.005~0.1%)等杂质,如能将沼气中CH<sub>4</sub>含量提升到天然气级别(大于95%),获得可再生的生物天然气或生物甲烷,将具备替代化石天然气的潜力,不仅能在一定程度上缓解天然气供应不足的矛盾,还能在能源利用过程中实现CO<sub>2</sub>的近零排放。显然,沼气提纯制备生物天然气是实现沼气高值化和产业化利用的重要途径与amp;方向。沼气提纯制备生物天然气的关键在于沼气中CO<sub>2</sub>的高效低成本脱除。目前,沼气中CO<sub>2</sub>分离技术主要有高压水洗法、变压吸附法、化学吸收法和膜分离法等,其中化学吸收法是沼气CO<sub>2</sub>分离技术中发展较成熟的一种,具有CO<sub>2</sub>分离效率、低CH<sub>4</sub>损失、高CH<sub>4</sub>纯度和操作简便等优势,但其主要采用的乙醇胺等常规醇胺类吸收剂富CO<sub>2</sub>溶液的再生热能耗巨大,可占整个工艺总能耗的60%以上,导致CO<sub>2</sub>分离成本高,造成生物天然气成本高昂。因此,减少化学吸收法中富CO<sub>2</sub>吸收剂溶液的再生能耗是降低沼气CO<sub>2</sub>分离成本的关键。摒弃CO<sub>2</sub>化学吸收中能耗最高的吸收剂富CO<sub>2</sub>溶液再生段,只采用单一CO<sub>2</sub>吸收工艺,是降低化学吸收法提纯成本最有效方式之一,但其关键在于如何选择合适的吸收剂。如典型工艺的是以氨水为吸收剂,吸收CO<sub>2</sub>的同时生成碳酸氢铵副产物,但此工艺对氨水消耗巨大,因此只能适合中小规模CO<sub>2</sub>分离情形。

[0003] 沼液作为沼气工程副产物,具有产量巨大、廉价、富含刺激植物生长的有益成分等特点,且呈弱碱性,拥有一定的CO<sub>2</sub>吸收潜力。如果能以沼气工程每天所产生的沼液作为吸收剂吸收沼气中CO<sub>2</sub>,处理当天所产生的沼气,同时将生成的富CO<sub>2</sub>沼液进行农田施用,从而实现完全利用沼气工程所产生的沼液完成其所生产沼气的提纯,摒弃对外源化学吸收剂的依赖,理论上将能有效解决传统CO<sub>2</sub>化学吸收工艺再生能耗高的问题,也可解决典型单一CO<sub>2</sub>吸收工艺中吸收剂消耗量大的问题。同时,沼液虽然可以作为一种肥料,但其氨氮、总磷、化学需氧量(COD)等指标远超过排放及施用标准,不经处理的沼液排放会造成空气污染和水体富营养化等,对环境造成较大危害。而我国沼液年产量巨大,资源化利用率还不足20%,过剩的沼液处理成为制约沼气工程发展的另一个原因。因此,需要将沼气高值化利用与沼液无害化处理有机结合起来,在进行沼气CO<sub>2</sub>分离得到高浓度CH<sub>4</sub>的同时,有效降低沼液中氮磷和COD等的含量,使沼液直接达到施用标准,减少沼液消纳所需的农田面积。

### 发明内容

[0004] 本发明的目的在于提供一种以沼液为CO<sub>2</sub>吸收剂的沼气提纯与沼液处理系统与amp;方法,该系统和方法,首先对沼气工程产生的原沼液进行减压再生,分离出原沼液中的原生

CO<sub>2</sub>,恢复沼液的CO<sub>2</sub>再吸收能力。接着采用此沼液对沼气中CO<sub>2</sub>进行分离,并依靠沼液“CO<sub>2</sub>再生到CO<sub>2</sub>吸收”的多次循环对沼气中CO<sub>2</sub>进行分离,并根据原沼液中氨氮含量不同来调控循环次数,经过较少循环次数即可将沼气中CH<sub>4</sub>含量提高到天然气标准。同时,沼液CO<sub>2</sub>再生后得到的 ppm级浓度的CO<sub>2</sub>气体可作为温室CO<sub>2</sub>气肥施用。完成沼气CO<sub>2</sub>分离后的沼液排出沼液CO<sub>2</sub>吸收系统,通过添加廉价CaO、并工作在负压条件下,实现沼液中氮磷脱除与COD (Chemical Oxygen Demand,化学需氧量)降低,使处理后沼液达到施用标准,可直接作为肥料用于农业施用。同时,沼液脱除的氨氮将以氨水形式回收,进行自用或销售。通过本发明可在沼气工程内完全依靠自身每天所产生的沼液实现沼气CO<sub>2</sub>分离,使CH<sub>4</sub>含量富集到天然气级别,同时还能获得可直接施用的低氮磷和COD含量沼液,从而达到沼气高值化利用和沼液处理的双重目标。

[0005] 为解决上述技术问题,本发明公开的一种以沼液为CO<sub>2</sub>吸收剂的沼气提纯与沼液处理系统,其特征在于:它包括沼液过滤设备、沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备、热交换设备、贫CO<sub>2</sub>沼液冷却设备、沼液CO<sub>2</sub>吸收设备、水洗脱氨设备、沼气储气设备、沼液氮和磷脱除设备、氨水冷凝设备、氨水收集设备、沼液沉淀设备、沼气二次提纯设备、沼液储存设备、生物天然气存储设备和CO<sub>2</sub>集气设备,其中,沼液过滤设备的沼液出口连接沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备的沼液入口,沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备的贫CO<sub>2</sub>沼液出口连接热交换设备的高温贫CO<sub>2</sub>沼液入口,热交换设备的低温贫CO<sub>2</sub>沼液出口连接贫CO<sub>2</sub>沼液冷却设备的低温沼液入口,贫CO<sub>2</sub>沼液冷却设备的常温贫CO<sub>2</sub>沼液出口连接沼液CO<sub>2</sub>吸收设备的常温贫CO<sub>2</sub>沼液入口,沼液CO<sub>2</sub>吸收设备的第一富CO<sub>2</sub>沼液出口通过第一输送泵连接热交换设备的常温富CO<sub>2</sub>沼液入口,热交换设备的高温富CO<sub>2</sub>沼液出口连接沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备的高温富CO<sub>2</sub>沼液入口,沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备的CO<sub>2</sub>出口连接水洗脱氨设备的CO<sub>2</sub>气体入口,水洗脱氨设备的CO<sub>2</sub>气体出口连接CO<sub>2</sub>集气设备的CO<sub>2</sub>气体输入口,水洗脱氨设备的氨水出口连接氨水收集设备的氨水入口,水洗脱氨设备还具有入水口;

[0006] 沼气储气设备的储气设备第一沼气出口通过第二输送泵连接沼液CO<sub>2</sub>吸收设备的吸收设备沼气入口,沼液CO<sub>2</sub>吸收设备的吸收设备沼气出口连接沼气储气设备的储气设备沼气入口,沼气储气设备的储气设备第二沼气出口通过第三输送泵连接沼气二次提纯设备的二次提纯设备沼气入口;

[0007] 沼液CO<sub>2</sub>吸收设备的第二富CO<sub>2</sub>沼液出口通过第四输送泵连接沼液氮和磷脱除设备的沼液入口,沼液氮和磷脱除设备的真空泵的气体出口连接氨水冷凝设备的氨气入口,沼液氮和磷脱除设备还具有CaO粉末入口,氨水冷凝设备的氨水出口连接氨水收集设备的氨水入口;沼液氮和磷脱除设备的沼液出口连接沼液沉淀设备的浑浊沼液入口,沼液沉淀设备的澄清沼液出口通过第五输送泵连接沼气二次提纯设备的沼液输入口,沼气二次提纯设备的沼液输出口连接沼液储存设备的沼液进入口,沼气二次提纯设备的生物天然气输出口连接生物天然气存储设备的生物天然气入口。

[0008] 一种权利要求1所述系统的沼气提纯与沼液处理方法,其特征在于,它包括如下步骤:

[0009] 步骤1:沼液经过沼液过滤设备过滤后,由沼液入口进入沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备,在沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备中沼液以500~1000r/min的转速被均匀持续搅拌,同时,沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备自带的真空泵提供39~41kPa的绝对压强条件,沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备自带的

加热装置提供沼液温度76~78℃的条件,在此操作参数下,沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备运行25~30min,沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备将贫CO<sub>2</sub>沼液通过高温贫CO<sub>2</sub>沼液入口进入热交换设备,完成换热后进入贫CO<sub>2</sub>沼液冷却设备,在贫CO<sub>2</sub>沼液冷却设备中将沼液冷却至15~30℃后,通过常温贫CO<sub>2</sub>沼液入口进入沼液CO<sub>2</sub>吸收设备;

[0010] 步骤2:沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备自带的真空泵的气体出口排出的CO<sub>2</sub>、氨气和挥发性脂肪酸的混合气体通过CO<sub>2</sub>气体入口进入水洗脱氨设备,清水从水入口进入水洗脱氨设备,在水洗脱氨设备中利用水洗脱除氨气和挥发性脂肪酸的混合气体中的杂质,水洗脱氨设备中的CO<sub>2</sub>气体通过CO<sub>2</sub>气体出口进入CO<sub>2</sub>集气设备储存备用,从水洗脱氨设备出来的氨水进入氨水收集设备;

[0011] 步骤3:沼气储气设备中的沼气通过储气设备第一沼气出口由第二输送泵通入沼液CO<sub>2</sub>吸收设备,进行沼液CO<sub>2</sub>吸收,分离CO<sub>2</sub>后的沼气经储气设备沼气入口回到沼气储气设备中,沼气储气设备中的沼气持续进行CO<sub>2</sub>分离的时间为20~30min,通过沼气储气设备中的第一CH<sub>4</sub>浓度传感器监控沼气储气设备中沼气CH<sub>4</sub>浓度变化,以此判断在沼液CO<sub>2</sub>吸收设备中沼液的CO<sub>2</sub>吸收饱和终点,当沼气储气设备中沼气CH<sub>4</sub>浓度稳定不变时,停止运行沼液CO<sub>2</sub>吸收设备;

[0012] 步骤4:当步骤3完成时,使沼液CO<sub>2</sub>吸收设备中的富CO<sub>2</sub>沼液通过第一输送泵再次通入沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备(2),并依靠第三流量计控制富CO<sub>2</sub>沼液完全通入沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备,重复进行步骤1的沼液CO<sub>2</sub>减压再生过程,经过步骤1和步骤3的沼液CO<sub>2</sub>再生到吸收的多次循环实现对沼气储气设备中CH<sub>4</sub>的不断富集,此时完成沼气的第一次提纯;

[0013] 步骤5:经过多次CO<sub>2</sub>再生到吸收的循环过程,完成对沼气CO<sub>2</sub>分离后,使富CO<sub>2</sub>沼液经沼液CO<sub>2</sub>吸收设备的第二富CO<sub>2</sub>沼液出口通过第四输送泵进入沼液氮和磷脱除设备,CaO粉末经CaO粉末入口进入沼液氮和磷脱除设备,由质量传感器控制添加的CaO粉末的质量浓度为5~10g/L,沼液氮和磷脱除设备中,加入CaO粉末的沼液以500~1000r/min的转速被均匀持续搅拌,同时,沼液氮和磷脱除设备的真空泵提供39~41kPa的绝对压强条件,沼液氮和磷脱除设备自带的加热装置提供沼液温度76~78℃的条件,在此操作参数下,沼液氮和磷脱除设备运行30~50min,运行中所产生的气体通过沼液氮和磷脱除设备的真空泵输送到氨水冷凝设备进行冷凝,并由与氨水冷凝设备连接的氨水收集设备收集;

[0014] 步骤6:沼液氮和磷脱除设备将悬浊的沼液输送到沼液沉淀设备进行沉淀分离,沼液呈澄清状态,此时沼液pH为11~12,且富含Ca<sup>2+</sup>离子;

[0015] 步骤7:将澄清状态的沼液通过第五输送泵输送至沼气二次提纯设备的沼液输入口喷淋,另外,使沼气储气设备中完成第一次提纯的沼气从沼气二次提纯设备的二次提纯设备沼气入口进入,沼气在沼气储气设备内与沼液充分接触,实现二次提纯,完成二次提纯后的沼气进入生物天然气存储设备,并通过生物天然气存储设备内的第二CH<sub>4</sub>浓度传感器监控生物天然气的CH<sub>4</sub>含量,完成沼气二次提纯的低氮和磷含量沼液进入沼液储存设备,用于农作物浇灌施用。

[0016] 本发明的有益效果为:

[0017] 1、本发明以有机质厌氧发酵所产生的低成本沼液作为单一CO<sub>2</sub>吸收剂,可在不添加任何外源吸收剂的情况下,完全依赖沼液的多次“CO<sub>2</sub>再生到CO<sub>2</sub>吸收”循环过程,实现沼气工程所产全部沼气的提纯,最终得到高CH<sub>4</sub>含量的生物天然气,能有效降低沼气CO<sub>2</sub>分离的成

本。

[0018] 2、本发明依靠添加廉价的CaO粉末和改变操作参数,实现沼液中氮、磷、化学需氧量的高效脱除,大大降低沼液最后施用时的植物生理毒性,提高了沼液的资源化利用程度,减少消纳沼液所需的农田面积。

[0019] 3、本发明以系统中产生的CO<sub>2</sub>气肥和富CO<sub>2</sub>沼液为CO<sub>2</sub>载体,从气相和液相两方面为农林作物和植物生长提供生长所必须的CO<sub>2</sub>,可有效提高农林作物和植物的产量,同时加强其对CO<sub>2</sub>的固定,有助于减少温室效应。

## 附图说明

[0020] 图1为本发明的结构框图;

[0021] 图2为沼气一次提纯后CH<sub>4</sub>含量变化图;

[0022] 图3为1000mg/L和2000mg/L氨氮沼液多次提纯后CO<sub>2</sub>吸收量变化图;

[0023] 图4为氮和磷脱除后总磷含量图;

[0024] 图5为氮和磷脱除后氨氮含量图;

[0025] 图6为氮和磷脱除后化学需氧量含量图。

[0026] 图2中,沼液CO<sub>2</sub>再生压强为40KPa,温度77℃,时间为30min; CO<sub>2</sub>吸收温度为25℃,吸收时间为25min;图3中,CO<sub>2</sub>吸收温度为 25℃,时间为25min;图4中,CaO添加量为10g/L,运行压强为40KPa,温度为77℃,时间为30min;图5中,CaO添加量为10g/L,运行压强为40KPa,温度为77℃;图6中,CaO添加量为10g/L,运行压强为40KPa,温度为77℃,时间为30min。

[0027] 其中,1—沼液过滤设备、1.1—新鲜沼液入口、1.2—沼液出口、2—沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备、2.1—沼液入口、2.2—贫CO<sub>2</sub>沼液出口、2.3—高温富CO<sub>2</sub>沼液入口、2.4—CO<sub>2</sub>出口、3—热交换设备、3.1—高温贫CO<sub>2</sub>沼液入口、3.2—低温贫CO<sub>2</sub>沼液出口、3.3—常温富CO<sub>2</sub>沼液入口、3.4—高温富CO<sub>2</sub>沼液出口、4—贫CO<sub>2</sub>沼液冷却设备、4.1—低温沼液入口、4.2—常温贫CO<sub>2</sub>沼液出口、5—沼液CO<sub>2</sub>吸收设备、5.1—常温贫CO<sub>2</sub>沼液入口、5.2—第一富CO<sub>2</sub>沼液出口、5.3—吸收设备沼气入口、5.4—吸收设备沼气出口、5.5—第二富CO<sub>2</sub>沼液出口、6—第一输送泵、7—水洗脱氨设备、7.1—CO<sub>2</sub>气体入口、7.2—CO<sub>2</sub>气体出口、7.3—入水口、7.4—氨水出口、8—沼气储气设备、8.1—储气设备第一沼气出口、8.2—储气设备沼气入口、8.3—储气设备第二沼气出口、9—沼液氮和磷脱除设备、9.1—沼液入口、9.2—沼液出口、9.3—CaO粉末入口、9.4—沼液氮和磷脱除设备的真空泵、10—氨水冷凝设备、10.1—氨气入口、10.2—氨水出口、11—氨水收集设备、11.1—氨水入口、12—第四输送泵、13—沼液沉淀设备、13.1—浑浊沼液入口、13.2—澄清沼液出口、14—第五输送泵、15—沼气二次提纯设备、15.1—沼液输入口、15.2—沼液输出口、15.3—二次提纯设备沼气入口、15.4—生物天然气出口、16—沼液储存设备、16.1—沼液进入口、17—生物天然气存储设备、17.1—生物天然气入口、18—CO<sub>2</sub>集气设备、18.1—CO<sub>2</sub>气体输入口、19—第二输送泵、20—第三输送泵、21.1—第一流量计、21.2—第二流量计、21.3—第三流量计、21.4—第四流量计、21.5—第五流量计、21.6—第六流量计、22.1—第一压力传感器、22.2—第二压力传感器、23.1—第一温度传感器、23.2—第二温度传感器、24—质量传感器、25—pH传感器、26.1—第一CH<sub>4</sub>浓度传感器、26.2—第二CH<sub>4</sub>浓度传感器。



## 具体实施方式

[0028] 以下结合附图和具体实施例对本发明作进一步的详细说明：

[0029] 本发明的一种以沼液为CO<sub>2</sub>吸收剂的沼气提纯与沼液处理系统，如图1所述，它包括沼液过滤设备1、沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备2、热交换设备3、贫CO<sub>2</sub>沼液冷却设备4、沼液CO<sub>2</sub>吸收设备5、水洗脱氨设备7、沼气储气设备8、沼液氮和磷脱除设备9、氨水冷凝设备 10、氨水收集设备11、沼液沉淀设备13、沼气二次提纯设备15、沼液储存设备16、生物天然气存储设备17和CO<sub>2</sub>集气设备18，其中，沼液过滤设备1的沼液出口1.2连接沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备2的沼液入口2.1，沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备2的贫CO<sub>2</sub>沼液出口2.2连接热交换设备3的高温贫CO<sub>2</sub>沼液入口3.1，热交换设备3的低温贫CO<sub>2</sub>沼液出口3.2连接贫CO<sub>2</sub>沼液冷却设备4的低温沼液入口4.1，贫CO<sub>2</sub>沼液冷却设备4的常温贫CO<sub>2</sub>沼液出口4.2连接沼液CO<sub>2</sub>吸收设备5 的常温贫CO<sub>2</sub>沼液入口5.1，沼液CO<sub>2</sub>吸收设备5的第一富CO<sub>2</sub>沼液出口5.2通过第一输送泵6连接热交换设备3的常温富CO<sub>2</sub>沼液入口 3.3，热交换设备3的高温富CO<sub>2</sub>沼液出口3.4连接沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备2的高温富CO<sub>2</sub>沼液入口2.3，沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备2的 CO<sub>2</sub>出口2.4连接水洗脱氨设备7的CO<sub>2</sub>气体入口7.1，水洗脱氨设备7的CO<sub>2</sub>气体出口7.2连接CO<sub>2</sub>集气设备18的CO<sub>2</sub>气体输入口 18.1，水洗脱氨设备7的氨水出口7.4连接氨水收集设备11的氨水入口11.1，水洗脱氨设备7还具有入水口7.3；

[0030] 沼气储气设备8的储气设备第一沼气出口8.1通过第二输送泵 19连接沼液CO<sub>2</sub>吸收设备5的吸收设备沼气入口5.3，沼液CO<sub>2</sub>吸收设备5的吸收设备沼气出口5.4连接沼气储气设备8的储气设备沼气入口8.2，沼气储气设备8的储气设备第二沼气出口8.3通过第三输送泵20连接沼气二次提纯设备15的二次提纯设备沼气入口15.3；

[0031] 沼液CO<sub>2</sub>吸收设备5的第二富CO<sub>2</sub>沼液出口5.5通过第四输送泵12连接沼液氮和磷脱除设备9的沼液入口9.1，沼液氮和磷脱除设备9的真空泵9.4的气体出口连接氨水冷凝设备10的氨气入口 10.1，沼液氮和磷脱除设备9还具有CaO粉末入口9.3，氨水冷凝设备10的氨水出口10.2连接氨水收集设备11的氨水入口11.1；沼液氮和磷脱除设备9的沼液出口9.2连接沼液沉淀设备13的浑浊沼液入口13.1，沼液沉淀设备13的澄清沼液出口13.2通过第五输送泵 14连接沼气二次提纯设备15的沼液输入口15.1，沼气二次提纯设备 15的沼液输出口15.2连接沼液储存设备16的沼液进入口16.1，沼气二次提纯设备15的生物天然气出口15.4连接生物天然气存储设备 17的生物天然气入口17.1。

[0032] 上述技术方案中，所述沼液过滤设备1的沼液出口1.2与沼液 CO<sub>2</sub>减压再生设备2的沼液入口2.1的连接管路内设有第一流量计 21.1，沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备2的贫CO<sub>2</sub>沼液出口2.2与热交换设备 3的高温贫CO<sub>2</sub>沼液入口3.1之间的管路中设有第二流量计21.2，沼液CO<sub>2</sub>吸收设备5的第一富CO<sub>2</sub>沼液出口5.2与热交换设备3的常温富CO<sub>2</sub>沼液入口3.3之间的管路中设有第三流量计21.3，沼气储气设备8的储气设备第二沼气出口8.3与沼气二次提纯设备15的二次提纯设备沼气入口15.3之间的管路中设有第四流量计21.4，沼液 CO<sub>2</sub>吸收设备5的第二富CO<sub>2</sub>沼液出口5.5与沼液氮和磷脱除设备9 的沼液入口9.1之间的管路中设有第五流量计21.5，沼液沉淀设备 13的澄清沼液出口13.2与沼气二次提纯设备15的沼液输入口15.1 之间的管路中设有第六流量计21.6。

[0033] 上述技术方案中，所述沼气储气设备8内设有第一CH<sub>4</sub>浓度传感器26.1，沼气二次提纯设备15的生物天然气出口15.4与生物天然气存储设备17的生物天然气入口17.1之间

的管路中设有第二CH<sub>4</sub>浓度传感器26.2。

[0034] 上述技术方案中,所述沼液氮和磷脱除设备9的CaO粉末入口 9.3设有质量传感器24。

[0035] 上述技术方案中,所述沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备2内设有第一压力传感器22.1和第一温度传感器23.1,所述沼液氮和磷脱除设备9 内设有第二压力传感器22.2和第二温度传感器23.2。

[0036] 上述技术方案中,所述沼液储存设备16内设有pH传感器25。

[0037] 上述技术方案中,质量传感器24、pH传感器25、各个温度传感器、各个压力传感器、各个CH<sub>4</sub>浓度传感器及各个流量计均用于测量各处溶液或气体的相关参数,确定本系统是否在正常的范围运行,有不足或者超过相关参数,将对沼液流量、CaO粉末质量、或加热器温度和设备压强等进行调节,保证系统的正常工作。

[0038] 上述技术方案中,所述二次提纯设备沼气入口15.3位于沼气二次提纯设备15下端,沼液输入口15.1位于沼气二次提纯设备15上端。

[0039] 一种上述系统的沼气提纯与沼液处理方法,该方法对沼气工程产生的原沼液首先通过减压方式再生出原沼液中的原生CO<sub>2</sub>,恢复沼液的CO<sub>2</sub>再吸收能力。接着采用此沼液对沼液中CO<sub>2</sub>进行分离,并依靠沼液“CO<sub>2</sub>再生—CO<sub>2</sub>吸收”多次循环对沼气进行CO<sub>2</sub>分离,并根据原沼液中氨氮含量不同来调控循环次数,经过较少次循环即可将沼气中CH<sub>4</sub>含量提高到天然气标准。同时,沼液CO<sub>2</sub>再生后得到的ppm级浓度的CO<sub>2</sub>气体可作为温室气肥施用。完成沼气CO<sub>2</sub>分离后的沼液通过添加廉价CaO及在负压操作条件下脱除其中大部分的氨氮、总磷和降低COD,使处理后沼液达到施用标准,可直接作为肥料用于农业施用。同时,沼液脱除的氨氮将以氨水形式回收,进行自用或销售。通过本发明可在沼气工程内完全依靠自身每天所产生的沼液实现沼气CO<sub>2</sub>分离,使CH<sub>4</sub>含量富集到天然气级别,同时还能获得可直接施用的低氮磷和COD浓度沼液,从而达到沼气高值化利用和沼液处理的双重目标;

[0040] 本发明具体来说包括如下步骤:

[0041] 步骤1:沼气工程发酵设备产生的新鲜沼液通过新鲜沼液入口 1.1进入沼液过滤设备1,再经过沼液过滤设备1过滤后,由沼液入口2.1进入沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备2(沼液进入的体积根据具体的沼气工程规模而定,以容积产气率为1,水力滞留期为20d的沼气工程为例,其用于沼气CO<sub>2</sub>分离的沼液与沼气体积比约为1:20),在沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备2中沼液以500~1000r/min的转速被均匀持续搅拌,同时,沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备2自带的真空泵提供39~41kPa(优选40kPa)的绝对压强条件,沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备2自带的加热装置提供沼液温度76~78℃(优选77℃)的条件,在此操作参数下,沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备2运行25~30min(优选25min),沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备2将贫CO<sub>2</sub>沼液通过高温贫CO<sub>2</sub>沼液入口3.1进入热交换设备3,完成换热后进入贫CO<sub>2</sub>沼液冷却设备4,在贫CO<sub>2</sub>沼液冷却设备4中将沼液冷却至15~30℃(优选常温20℃)后,通过常温贫CO<sub>2</sub>沼液入口5.1进入沼液CO<sub>2</sub>吸收设备5;

[0042] 步骤2:沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备2自带的真空泵的气体出口排出的CO<sub>2</sub>、氨气和挥发性脂肪酸的混合气体通过CO<sub>2</sub>气体入口7.1进入水洗脱氨设备7,清水从水入口7.3进入水洗脱氨设备7,在水洗脱氨设备7中利用水洗脱除氨气和挥发性脂肪酸的混合气体中的杂质(氨气和挥发性脂肪酸等),水洗脱氨设备7中的CO<sub>2</sub>气体通过CO<sub>2</sub>气体出口7.2进入CO<sub>2</sub>集气设备18储存备用,从水洗脱氨设备7出来的氨水进入氨水收集设备11;

[0043] 步骤3:沼气储气设备8中的沼气通过储气设备第一沼气出口 8.1由第二输送泵19通入沼液CO<sub>2</sub>吸收设备5,在常温下进行沼液 CO<sub>2</sub>吸收,分离CO<sub>2</sub>后的沼气经储气设备沼气入口8.2回到沼气储气设备8中,沼气储气设备8中的沼气持续进行CO<sub>2</sub>分离的时间为20~30min(优选为25min),通过沼气储气设备8中的第一CH<sub>4</sub>浓度传感器26.1监控沼气储气设备8中沼气CH<sub>4</sub>浓度变化,以此判断在沼液CO<sub>2</sub>吸收设备5中沼液的CO<sub>2</sub>吸收饱和终点,当沼气储气设备 8中沼气CH<sub>4</sub>浓度稳定不变时,停止运行沼液CO<sub>2</sub>吸收设备5;

[0044] 步骤4:当步骤3完成时,使沼液CO<sub>2</sub>吸收设备5中的富CO<sub>2</sub>沼液通过第一输送泵6再次通入沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备2,并依靠第三流量计21.3控制富CO<sub>2</sub>沼液完全通入沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备2,重复进行步骤1的沼液CO<sub>2</sub>减压再生过程,经过步骤1和步骤3的沼液CO<sub>2</sub>再生到吸收的多次循环实现对沼气储气设备8中CH<sub>4</sub>的不断富集,此时完成沼气的第一次提纯(循环次数取决于沼液中氨氮含量、沼气中CH<sub>4</sub>含量以及目标生物天然气CH<sub>4</sub>含量的需求);

[0045] 步骤5:经过多次CO<sub>2</sub>再生到吸收的循环过程,完成对沼气CO<sub>2</sub>分离后,使富CO<sub>2</sub>沼液经沼液CO<sub>2</sub>吸收设备5的第二富CO<sub>2</sub>沼液出口5.5通过第四输送泵12进入沼液氮和磷脱除设备9,CaO粉末经 CaO粉末入口9.3进入沼液氮和磷脱除设备9,由质量传感器24控制添加的CaO粉末的质量浓度为5~10g/L(优选为5g/L),沼液氮和磷脱除设备9中,加入CaO粉末的沼液以500~1000r/min(优选为 500r/min)的转速被均匀持续搅拌,同时,沼液氮和磷脱除设备9的真空泵9.4提供39~41kPa(优选为40kPa)的绝对压强条件,沼液氮和磷脱除设备9自带的加热装置提供沼液温度76~78℃(优选为 77℃)的条件,在此操作参数下,沼液氮和磷脱除设备9运行 30~50min(优选为40min),运行中所产生的气体(主要为氨气和水蒸气)通过沼液氮和磷脱除设备9的真空泵9.4输送到氨水冷凝设备 10进行冷凝,并由与氨水冷凝设备10连接的氨水收集设备11收集;

[0046] 步骤6:沼液氮和磷脱除设备9将悬浊的沼液输送到沼液沉淀设备13进行沉淀分离,沼液呈澄清状态,此时沼液pH为11~12(优选12),且富含Ca<sup>2+</sup>离子;

[0047] 步骤7:将澄清状态的沼液通过第五输送泵14输送至沼气二次提纯设备15的沼液输入口15.1喷淋,另外,使沼气储气设备8中完成第一次提纯的沼气从沼气二次提纯设备15的二次提纯设备沼气入口15.3进入,沼气在沼气储气设备8内与沼液充分接触,实现二次提纯,完成二次提纯后的沼气进入生物天然气存储设备17,并通过生物天然气存储设备17内的第二CH<sub>4</sub>浓度传感器26.2监控生物天然气的CH<sub>4</sub>含量,完成沼气二次提纯的低氮和磷含量沼液进入沼液储存设备16,用于农作物浇灌施用。

[0048] 上述技术方案的步骤1中,沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备的沼液进液量与用于提纯沼气的沼液体积比例根据沼气的容积产气率和水力滞留期的比例而定,具体为:沼气体积:沼液体积=容积产气率×水力滞留期。

[0049] 上述技术方案的步骤2中沼液CO<sub>2</sub>减压再生设备的真空泵的气体出口排出的CO<sub>2</sub>浓度为ppm级,可作为温室CO<sub>2</sub>气肥。

[0050] 上述技术方案的步骤3中沼液CO<sub>2</sub>吸收可采用鼓泡吸收,也可根据工程规模不同选择采用吸收塔或中空纤维膜等设备。

[0051] 上述技术方案的步骤4中沼液“CO<sub>2</sub>再生到CO<sub>2</sub>吸收”所需循环次数根据沼液中氨氮含量、沼气CH<sub>4</sub>含量及生物天然气CH<sub>4</sub>含量等参数来确定,通过在实验室进行的小规模试验,用氨氮含量分别为 1000、2000、3000、4000mg/L的沼液对CH<sub>4</sub>初始含量为60%的沼气进行此

工艺提纯,得到结论为:氨氮含量1000mg/L的沼液经5次循环吸收后沼气CH<sub>4</sub>含量达到71.1%,但经过5次循环后沼液的CO<sub>2</sub>吸收性能下降并不明显,因此可通过增加沼液循环次数来使CH<sub>4</sub>含量达到95%;氨氮含量2000mg/L的沼液经5次循环吸收后沼气CH<sub>4</sub>含量达到88.6%,同样沼液CO<sub>2</sub>吸收性能下降并不明显,也可以通过增加循环次数来使CH<sub>4</sub>含量达到95%;氨氮含量3000mg/L的沼液经5次循环吸收后沼气CH<sub>4</sub>含量达到96.6%;而氨氮含量1000mg/L的沼液经3次循环,即可使沼气储气设备中沼气的CH<sub>4</sub>含量达到95.4%,具体效果见附图2,氨氮含量1000、2000mg/L沼液的CO<sub>2</sub>吸收性能变化见图3。

[0052] 上述技术方案的步骤5中,氨水冷凝设备10的冷却液温度为-10~0℃(优选为-5℃)。

[0053] 上述技术方案的步骤5中,CaO粉末粒径需控制在0.1~0.5mm,目的是保证CaO粉末充分溶解于沼液中,尽可能提高沼液pH值,并减少CaO用量。

[0054] 上述技术方案中,所述步骤5中氨氮的脱除率可达到90%以上,总磷的脱除率可达到73.7%,COD脱除率可达到55.6%,具体效果见附图4~6。

[0055] 上述技术方案的步骤6中,沼液氮和磷脱除设备(9)将悬浊的沼液输送到沼液沉淀设备13进行1~3小时(优选为1小时)的沉淀分离。

[0056] 上述技术方案的步骤7中,沼气二次提纯设备采用填料塔吸收设备,根据工程要求也可采用中空纤维膜等设备。

[0057] 上述技术方案中,所述步骤7中沼液经过对沼气进行二次提纯后pH须在6~8范围内才能用于农业施用,由于沼液氨氮含量不同,一次提纯后沼气中CO<sub>2</sub>含量不同,所以未必能保证完成二次提纯后沼液的pH处于合适范围,需要由沼液储存设备16中的pH传感器25监控沼液的pH是否处于6~8,如果不在合适的施用范围内由pH调节设备适当调整其pH值。

[0058] 本发明通过减压的方式在较低的温度下再生沼液的原生CO<sub>2</sub>,从而恢复沼液的CO<sub>2</sub>再吸收能力,并依靠沼液“CO<sub>2</sub>再生到CO<sub>2</sub>吸收”多次循环分离沼气中CO<sub>2</sub>。完成沼气CO<sub>2</sub>吸收后的沼液再添加廉价CaO,在减压条件下脱除氨氮与磷和降低COD含量,并将沼液中脱除的氨氮以氨水的形式回收进行销售或自用。氮磷脱除后的沼液则经pH稳定处理后直接进行农业施用。

[0059] 本说明书未作详细描述的内容属于本领域专业技术人员公知的现有技术。

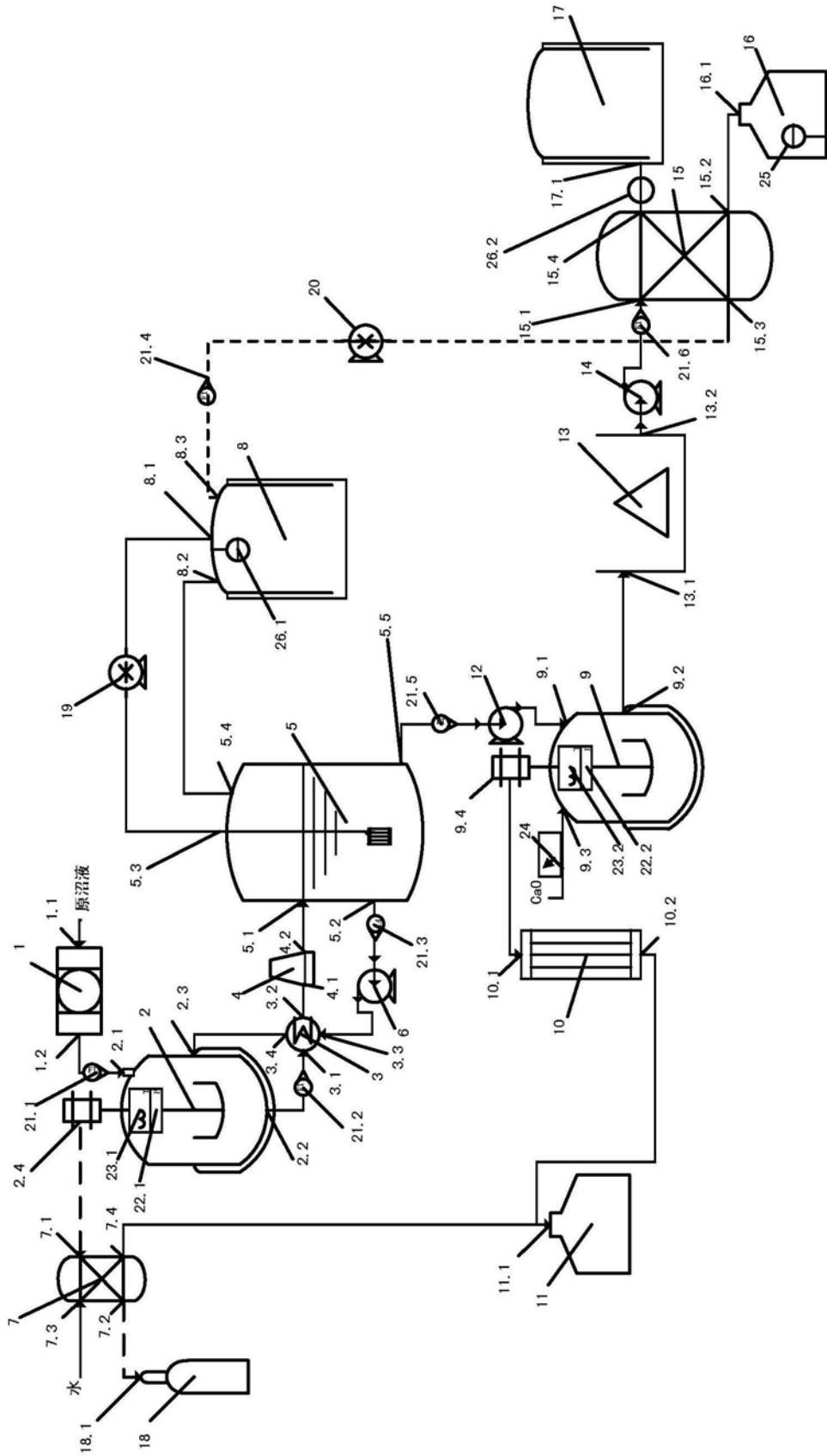


图1

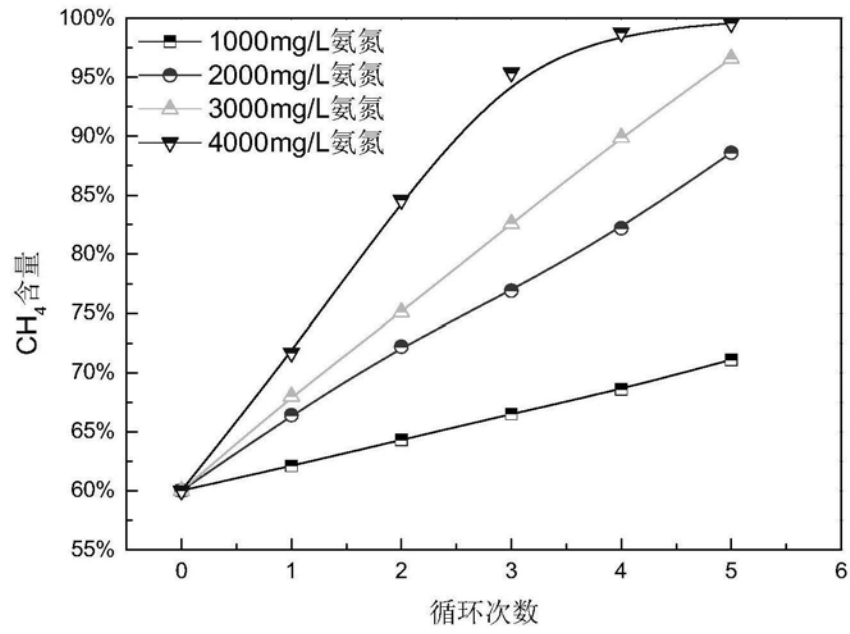


图2

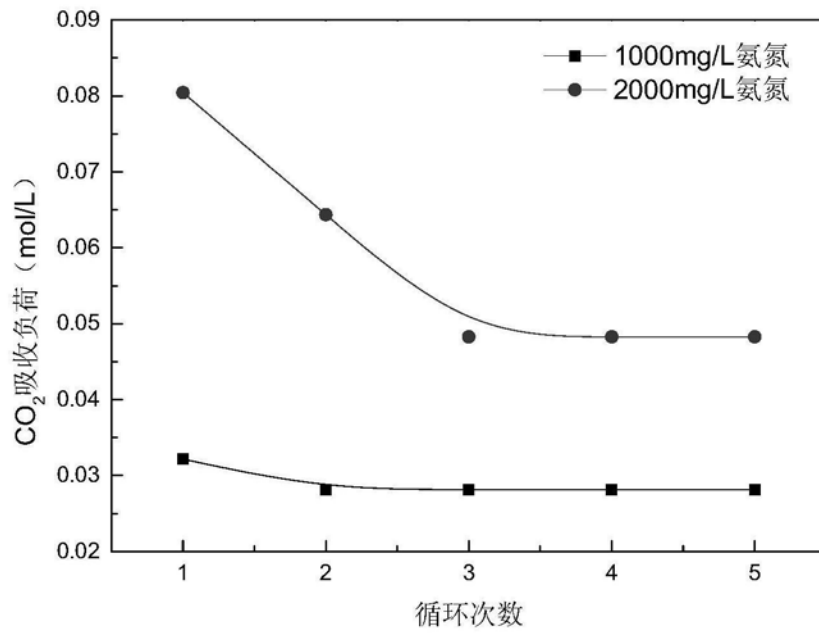


图3

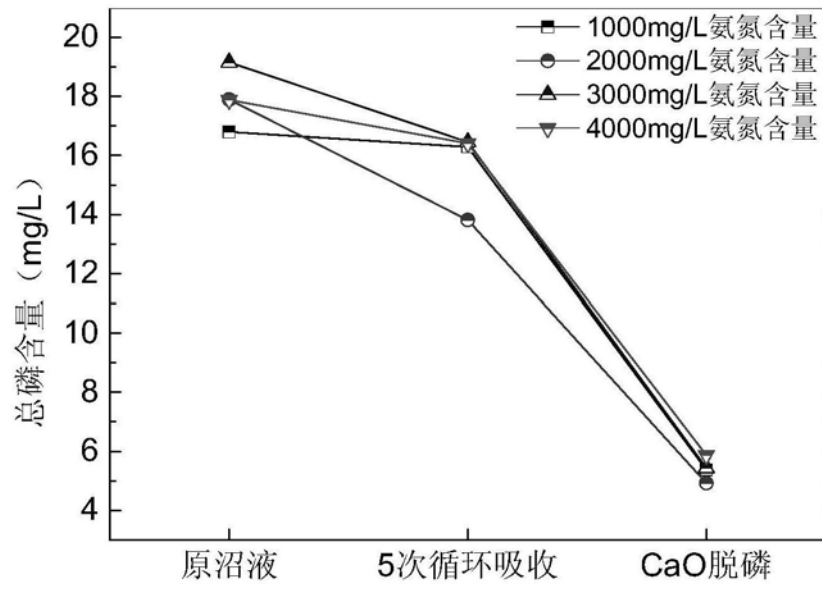


图4

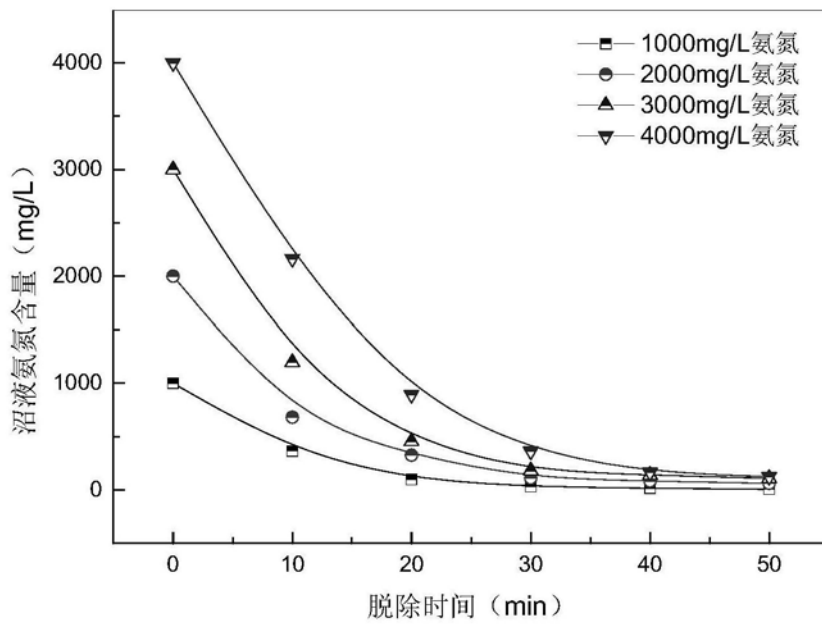


图5

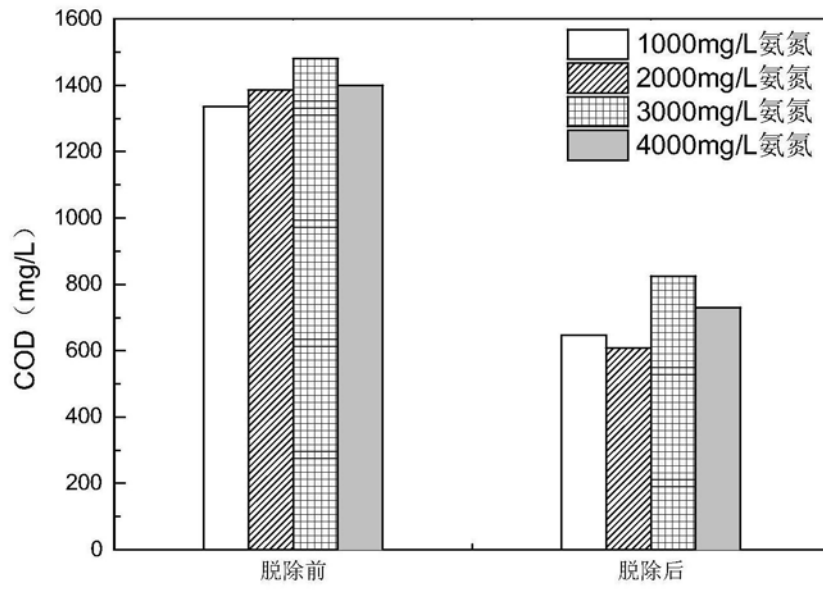


图6