城镇污水处理厂污泥厌氧消化

工艺设计与运行管理指南

（征求意见稿）

中国计划出版社

 年

前 言

根据中国工程建设标准化协会[2018]建标协字第15号文《关于印发2018年第一批协会标准制订、修订计划的通知》，制订本指南。

污泥厌氧消化作为城镇污水处理厂污泥处理的主流技术之一，可高效、低耗地实现污泥的减量化、稳定化和资源化利用，也是目前国际上最常用的污泥处理方法之一。《城镇污水处理厂污泥处理处置污染防治最佳可行技术指南》（试行） （HJ-BAT-002）将污泥中温厌氧消化作为污泥处理污染防治最佳可行技术。《城镇污水处理厂污泥处理处置及污染防治技术政策》（试行）（建城[2009]23号）中也鼓励城镇污水处理厂采用污泥厌氧消化工艺，产生的沼气综合利用。

近年来，污泥厌氧消化技术研究和实践均取得了较大进展。根据我国国情和泥质特征，在污泥改性、处理效率和资源化产物品质提高、产物资源化利用等方面进行了诸多技术储备和工程应用，如高含固厌氧消化技术、基于水热预处理的高级厌氧消化技术、污泥与有机质协同厌氧消化技术等，在长沙、镇江、北京、襄阳等地形成了一批代表性示范工程。国内已发布的标准包括中国工程建设协会标准《城镇污水处理厂污泥厌氧消化技术规程》（T/CECS 496-2017）和国家标准《大中型沼气工程技术规范》（GB/T 51063-2014）等，规定了污泥厌氧消化在设计、施工、运行和管理方面的核心技术要求。本指南旨在进一步深化对污泥厌氧消化技术原理和工艺过程的理解，协同已发布的技术规程，指导和规范我国污泥厌氧消化的工艺设计和运行管理。本指南编制过程中，梳理、借鉴了国内外相关技术文件，调查、研究了国内典型工程案例，总结、吸纳了国内外理论和实践认知。

本指南的主要内容包括：总则、术语和定义、污泥厌氧消化工艺、污泥厌氧消化设计、污泥厌氧消化运行维护、厌氧消化产物特性及利用。

本指南由中国工程建设标准化协会城市给水排水专业委员会归口管理，由上海市政工程设计研究总院（集团）有限公司负责技术解释。请各单位在使用过程中，总结实践经验，提出意见和建议。

|  |  |
| --- | --- |
| 主编单位： | 上海市政工程设计研究总院（集团）有限公司 |
| 参编单位： | 北京城市排水集团有限责任公司 |
|  | 上海城投污水处理有限公司 |
|  | 上海市城市排水有限公司 |
|  | 同济大学 |
|  | 上海交通大学 |
| 主要起草人： |  |
|  |  |
|  |  |
|  |  |
|  |  |

中国工程建设标准化协会

20 年 月 日

目 录

[1 总则 1](#_Toc25251995)

[2 术语和定义 2](#_Toc25251996)

[3 污泥厌氧消化工艺 3](#_Toc25251997)

[3.1 原理与作用 3](#_Toc25251998)

[3.2 工艺类型 4](#_Toc25251999)

[4 污泥厌氧消化设计 10](#_Toc25252000)

[4.1 工艺设计 10](#_Toc25252001)

[4.2 物料预处理 14](#_Toc25252002)

[4.3 池体构造 16](#_Toc25252003)

[4.4 管道布置 19](#_Toc25252004)

[4.5 搅拌型式 19](#_Toc25252005)

[4.6 加热型式 22](#_Toc25252006)

[4.7 沼气收集与处理 27](#_Toc25252007)

[4.8 沼液收集与处理 34](#_Toc25252008)

[4.9 防火防爆设计 36](#_Toc25252009)

[5 污泥厌氧消化运行维护 38](#_Toc25252010)

[5.1 运行与维护 38](#_Toc25252011)

[5.2 监测与检测 47](#_Toc25252012)

[5.3 安全管理 49](#_Toc25252013)

[6 厌氧消化产物特性及利用 52](#_Toc25252014)

[6.1 沼渣 52](#_Toc25252015)

[6.2 沼气 53](#_Toc25252016)

[6.3 沼液 53](#_Toc25252017)

1 总则

1.0.1 编制目的

为了深化对城镇污水处理厂污泥厌氧消化技术原理和工艺的理解，提升我国污泥厌氧消化的工艺设计和运行管理水平，在查阅国内外相关技术材料、调研国内相关工程的基础上，依据国家和行业相关法律法规和标准规范，编制本指南。

1.0.2 适用范围

本指南适用于城镇污水处理厂污泥厌氧消化的工艺设计和运行管理。

2 术语和定义

**2.0.1** 污泥厌氧消化 sludge anaerobic digestion

在无氧条件下，使污泥中的有机物生物降解和稳定的过程，该过程可产生沼气。

[T/CECS 496-2017，术语2.1.1]

**2.0.2** 消化时间 digestion time

污泥在消化池中的平均停留时间。

[GB 50014-2006（2016年版），术语2.1.110]

**2.0.3** 挥发性固体 volatile solids

污泥固体物质在600℃时所失去的重量，代表污泥中可通过生物降解的有机物含量水平。

[GB 50014-2006（2016年版），术语2.1.111]

**2.0.4** 挥发性固体容积负荷 volume loading rate of volatile solids

单位时间内对单位消化池容积投入的原污泥中挥发性固体重量。

[GB 50014-2006（2016年版），术语2.1.113]

**2.0.5** 沼气 biogas

污泥厌氧消化时有机物分解产生的气体，主要成分为甲烷和二氧化碳，并有少量的氢、氮和硫化氢等。

[T/CECS 496-2017，术语2.1.9]

**2.0.6** 沼液 digestion effluent

污泥厌氧消化后的上清液。

[T/CECS 496-2017，术语2.1.10]

3 污泥厌氧消化工艺

3.1 原理与作用

3.1.1 污泥厌氧消化及其优缺点

污泥厌氧消化是利用兼性菌和厌氧菌进行厌氧生化反应，分解有机物质，实现污泥减量化、稳定化和资源化的一种处理工艺。污泥厌氧消化具有以下优点：

* 产生甲烷这一能源气体，除满足厌氧消化自身的能量需求外，多余的甲烷气体可以用来供热及发电，或是用作电机燃料；
* 由于挥发性固体在厌氧消化过程中转化为甲烷、二氧化碳和水，降低了固体总量。约30%~40%的总固体被分解，40%~60%的挥发性固体被分解，考虑到远距离运输及最终污泥处置问题时，这一优点更为突出；
* 厌氧消化过程可削减污泥中的有机物，减少臭味，并杀死部分病原菌和寄生虫卵，消化后的污泥性能稳定，适宜进行土地利用。

污泥厌氧消化也存在一些缺点：

* 厌氧消化系统易受到非正常条件的干扰，要求相对较高的操作控制水平；
* 潜在安全问题，尤其是火灾和爆炸风险，对安全管理的要求较高；
* 厌氧消化污泥的脱水性能可能有所降低；
* 消化后产生的沼液含有较高浓度的COD、悬浮物及氮磷，沼液处理难度较大。

3.1.2 污泥厌氧消化原理

厌氧消化是由多种微生物参与的、多阶段的复杂生化过程，至今有多种理论来对其进行阐释，包括两阶段理论、三阶段理论、四阶段理论和四种群理论等，目前公认的是Bryant提出的三阶段理论。

第一阶段，有机物在水解与发酵细菌的作用下，使碳水化合物、蛋白质与脂肪，经水解和发酵转化为单糖、氨基酸、脂肪酸、甘油、CO2和H2等；

第二阶段，在产氢产乙酸菌的作用下，把第一阶段的产物转化成H2、CO2和乙酸。

第三阶段，通过两组生理特性不同的产甲烷菌作用，将H2和CO2转化为CH4或对乙酸脱羧产生CH4。产甲烷阶段产生的能量绝大部分用于维持细菌生存，只有很少能量用于合成新细菌，故细胞的增殖很少。在厌氧消化过程中，由乙酸形成的CH4约占总量的2/3，由CO2还原形成的CH4约占总量的1/3。

三阶段厌氧消化的模式如图所示。



图3.1-1 有机物厌氧消化模式

3.2 工艺类型

3.2.1 按消化温度分类

污泥厌氧消化工艺按照消化温度可分为中温或高温消化。

中温厌氧消化温度维持在35℃±2℃，固体停留时间应大于20d；高温厌氧消化温度控制在55℃±2℃，停留时间可缩短至10~15d。

与中温厌氧消化相比，高温厌氧消化具有以下优势：

* 固体负荷率更高，挥发性固体降解率更高；
* 有效杀灭各种病原菌和寄生虫卵；
* 高温有助于抑制浮渣和泡沫形成；
* 产品具有更好的脱水性能。

高温厌氧消化的限制性表现在以下方面：

* 嗜热细菌对温度的快速变化更为敏感，高温厌氧消化的操作要求更高；
* 能耗较高，运行费用较高。

对于采用高温热水解等预处理的厌氧消化工艺，由于预处理出泥温度较高，采用高温厌氧消化可减少热损失。对于具体项目，应通过技术经济比较确定采用中温或高温厌氧消化工艺。

3.2.2 按消化级数分类

污泥厌氧消化工艺按照消化级数分可为单级或两级消化。

单级厌氧消化是指污泥在同一个厌氧消化池中完成整个厌氧消化过程。两级厌氧消化将整个消化过程分为两级，第一级消化池加热、搅拌和收集沼气；第二级消化池不加热不搅拌，利用第一级消化后的余热继续消化，其主要功能是浓缩污泥和排除上清液。两级厌氧消化池的容积比应根据其运行操作方式，通过技术经济比较确定，一般为2:1~4:1。

在不延长总消化时间的前提下，两级厌氧消化对有机固体的分解率并无提高。一般由于第二级的静置沉降和不加热，提高了厌氧消化污泥的浓度，减少了污泥脱水的规模和投资，但随着污泥脱水技术的发展，厌氧消化污泥浓度对脱水设施影响减小，污泥厌氧消化多采用单级。

3.2.3 按消化相数分类

污泥厌氧消化工艺按照消化相数可分为单相或两相消化。

非产甲烷菌种类繁多，生长快，对环境条件变化不太敏感；产甲烷菌则恰好相反，专一性很强，对环境条件要求苛刻，繁殖缓慢。单相厌氧消化是指包括水解、酸化、产甲烷等反应均在一个反应器中完成。两相厌氧消化是将产酸和产甲烷两个阶段分离在两个串联反应器中，使非产甲烷菌和产甲烷菌各自在最佳环境条件下生长的厌氧消化工艺，这样不仅有利于充分发挥其各自的活性，而且提高了处理效果，达到了提高容积负荷率、减小反应器容积、增加运行稳定性的目的。但两相厌氧因相分离会导致操作复杂，且酸化阶段会产生高浓度的硫化氢。

3.2.4 按固体浓度分类

污泥厌氧消化工艺按照消化固体浓度可分为常规浓度或高含固浓度消化。

常规浓度厌氧消化的进料含固率一般为3%~5%，处理对象为浓缩污泥。常规浓度厌氧消化启动较简单，但过高的含水率大大增加了处理设备的占地面积，提高了投资成本，且有机负荷相对较低，产气率不高，使得能量回收率低。

高含固厌氧消化的进料含固率一般为8%~12%。高含固浓度厌氧消化处理负荷高，所需反应器容积大大减小，保温能量需求降低，工程效益显著提高。对于收集污水处理厂污泥集中处理的厌氧消化工程，采用高含固厌氧消化工艺，有助于减少稀释水的用量。

3.2.5 厌氧消化工艺发展

**1、高含固厌氧消化工艺**

高含固厌氧消化工艺在提高单位体积处理量和产能效率方面具有显著的优势，近年来新建的污泥厌氧消化工程大多采用高含固厌氧消化工艺。

高含固厌氧消化系统的组成及工艺流程如图3.2-1所示。各污水处理厂含水率80%的脱水污泥经浆化调质后进入厌氧消化系统，当依托其中一个污水厂建设时，该厂的剩余污泥可直接泵送至浆化池。



图3.2-1 高含固厌氧消化工艺流程图

**2、基于高温热水解预处理的高含固厌氧消化工艺**

高温热水解预处理工艺采用高温、高压对污泥进行热水解与闪蒸处理，使污泥中的胞外聚合物和大分子有机物发生水解、并破解污泥中微生物的细胞壁。高温热水解预处理对于改善污泥厌氧消化性能的作用体现在：

* 增加悬浮性颗粒污泥的可溶性。由于溶解性物质较颗粒性污泥易降解，热水解预处理增加了厌氧消化的有机物降解率和产气量；
* 降低污泥的粘滞性。在相同的含固率和温度条件下，热水解后污泥的粘滞性仅为热水解前的1/10，改善物料的流动性；
* 改善污泥的卫生性能。高温高压反应条件和较长的反应时间，能杀灭污泥中的病原菌等有害微生物，有利于厌氧消化后沼渣的资源化利用。

另一方面，尽管在热水解预处理后厌氧消化的沼气产量提高，但产生的沼气大多要用于热水解工艺本身，沼气收益相对较小。

基于高温热水解预处理的高含固厌氧消化系统的组成及工艺流程如图3.2-2所示。热水解预处理主要包括预热浆化、热水解反应和闪蒸泄压三个阶段，具体包括：①预热阶段：待处理污泥和闪蒸蒸汽混合，使污泥温度升高至80-100℃；②反应阶段：预热污泥和来自蒸汽锅炉的高温蒸汽混合后，温度达到150-170℃、压力5-6 bar，反应时间保持20-30min；③闪蒸阶段：通过泄压，压力从5-6 bar降至1 bar，蒸汽释放到前端进行污泥预热。



图3.2-2 基于高温热水解预处理的高含固厌氧消化工艺流程图

**3、协同厌氧消化工艺**

协同厌氧消化是指两种或两种以上物料混合后共同进行厌氧处理，不同物料混合后进行共消化对提高消化系统本身的性能，以及提高整体的经济性都有积极作用。在提高消化系统本身的性能方面，其优势主要体现在：提高了系统的碳氮比，有利于厌氧消化系统的高效运行；餐厨垃圾和污泥协同互补，降低了氨氮和重金属离子等抑制物的浓度，缓冲能力得到提升，提高了厌氧消化系统的运行稳定性。而在提高整体经济性方面，协同厌氧消化的优势体现在：不同的废弃物共享处理设施，减少废弃物处理分支流程；便于进行集中式规模化处理，发挥规模效应，降低运行成本。

目前与城市污泥进行协同厌氧消化的物料一般为餐厨垃圾，如镇江市餐厨废弃物及生活污泥协同处理工程、襄阳市有机废弃物综合处理中心等。此外，动物粪便以及一些工业有机废弃物也可作为污泥的协同消化物料。

污泥与餐厨垃圾协同厌氧消化系统的组成及工艺流程如图3.2-3所示。污泥的热水解预处理为可选单元。餐厨垃圾的预处理主要包括粗分、精分制浆、除砂除渣和加热提油四个步骤，如采用一体化源头分选打浆车收运，浆料进入厂内后可仅进行提油处理。



图3.2-3 污泥与餐厨垃圾协同厌氧消化工艺流程图

4 污泥厌氧消化设计

4.1 工艺设计

4.1.1 进料要求

污水预处理过程的除砂、除渣效果将直接影响污泥厌氧消化运行效果，应通过格栅和沉砂池的优化运行，尽量减少污泥中的砂粒和纤维等物质，尤其是粒径大于0.2mm的砂粒和长度大于40mm的纤维，实现对管道、阀门、泵体和厌氧消化池的保护，消除或减轻堵塞、缠绕、磨损、沉积等现象。可采用的设备包括污泥研磨机、污泥筛分机等。

厌氧消化反应的理想C/N比为10~20，就不同类型的污泥来说，我国污水厂初沉污泥的C/N比为（9.40~10.35）:1，剩余污泥为（4.60~5.04）:1，混合污泥为（6.80~7.50）:1。初沉污泥有机物含量高、气体产量大，比较适合厌氧消化，混合污泥次之，因此有初次沉淀池系统的污水厂，剩余污泥宜和初沉污泥合并进行厌氧消化处理。当有条件时，污泥可和餐厨垃圾等有机废弃物进行协同厌氧消化，C/N比低的污泥与C/N比高的有机物混合后，使厌氧菌获得了较佳的C/N比条件，进一步提高厌氧消化处理效率。

4.1.2 设计参数

**1、消化温度**

消化温度是厌氧消化设计和能量平衡的重要工艺参数，对有机物负荷和产气量有明显影响。根据微生物对温度的适应性，可将污泥厌氧消化分为中温（一般30~38℃）厌氧消化和高温（一般50~57℃）厌氧消化。大多数的厌氧消化系统设计成中温范围（35℃±2℃），一些系统设计成高温范围（55℃±2℃），当采用高温热水解预处理时，实际厌氧消化温度也可能介于两者之间。

相对于消化温度的选择，维持消化池内操作温度恒定更为重要。这是由于细菌（特别是产甲烷菌）对温度变化很敏感，温度变化大于1℃/d就会对消化过程产生严重影响。因此，温度波动应控制在1℃/d以内。

**2、消化时间**

在厌氧消化过程中，微生物需要一定的时间来对有机物进行消化降解，消化时间一般作为确定反应池容积的设计参数。在没有污泥回流或者上清液排出的厌氧消化系统中，固体停留时间（SRT）等同于水力停留时间（HRT）。停留时间和厌氧消化三段反应（水解、产酸、产甲烷）的程度是直接相关的：增加SRT即增加反应深度；减小SRT即减小反应深度。每一反应都对应一个最小SRT，如果SRT小于这一最小值，微生物就不能保证足够的增长速度并大量流失，以那些微生物为媒介的反应也会终止，消化过程中断。

对于中温厌氧消化过程，最短的SRT需要10d，一般取20~30d，高温厌氧消化SRT一般取10~15d。确定消化时间时，必须考虑最高峰的负荷。

**3、挥发性固体容积负荷**

挥发性固体容积负荷是确定反应池容积的另一重要参数。挥发性固体容积负荷过低会造成消化池容积较大，产气量不足以供给维持消化池温度所必需的能量，建设和运行费用均较高；挥发性固体容积负荷的上限则一般由有毒物质积累速率、氨或甲烷形成的冲击负荷决定。

**4、厌氧消化池有效容积**

厌氧消化池的总有效容积，应根据厌氧消化时间或挥发性固体容积负荷计算，并将两个参数的计算结果互相校核，保证消化池设计合理，运行可靠。厌氧消化池有效容积的计算公式如下：

 （4.1-1）

 （4.1-2）

式中：

*V*——消化池总有效容积（m3）；

*Q*0——每日投入消化池的原污泥量（m3/d）；

*t*d——消化时间（d）；

*W*S——每日投入消化池的原污泥中挥发性固体重量（kgVSS/d）；

*L*V——消化池挥发性固体容积负荷［kgVSS/（m3·d）］。

**5、挥发性固体去除率**

厌氧消化通过去除挥发性固体以达到污泥稳定的目的。挥发性固体去除率是指通过厌氧消化，污泥中的有机物被降解去除的百分比，可按下式计算：

 （4.1-3）

式中：

VSR——挥发性固体去除率（%）；

Qi——进料污泥体积流量（m3/d）；

Qd——出料污泥体积流量（m3/d）；

ρi——进料混合液污泥浓度（kg/m3）；

ρd——出料混合液污泥浓度（kg/m3）；

ωi——进料污泥有机物含量（干基），（%）；

ωd——出料污泥有机物含量（干基），（%）。

根据调查资料，我国现有的厌氧消化池设计有机固体分解率在30%~50%，实际运行基本达到40%。现行国家标准《城镇污水处理厂污染物排放标准》GB 18918第4.3.1条提出的污泥稳定化控制指标为：采用厌氧消化时，有机物降解率＞40%；《室外排水设计规范》GB 50014规定，污泥消化后挥发性固体去除率应大于40%；根据美国EPA PART503规定，污泥厌氧消化后可挥发性固体降解率大于38%，若未达到该要求，则继续通过实验室试验进行判定。

**6、沼气产率**

沼气产率因消化池内的不同有机物而存在差异。表4.1-1列出了几种基质的具体产气率。典型的市政污泥的沼气产率一般为0.75~1.10Nm3/kg VSS去除。

表4.1-1 典型基质产气率

|  |  |
| --- | --- |
| 基质 | 去除单位质量基质的产气量 |
| m3/kg | 甲烷含量，% |
| 脂肪 | 1.2-1.6 | 62-72 |
| 浮渣 | 0.9-1.0 | 70-75 |
| 油脂 | 1.1 | 68 |
| 粗纤维 | 0.8 | 45-50 |
| 蛋白质 | 0.7 | 73 |

**7、典型工艺设计参数**

常规浓度厌氧消化工艺的设计参数如下：

* 多级消化池的第一级或者单级消化池的消化温度宜为33°C~38°C；
* 消化时间宜为20d~30d；
* 挥发性固体容积负荷取值：重力浓缩后的污泥宜为0.6kgVSS/（m3·d）~ 1.5kgVSS/（m3·d）；机械浓缩后的污泥不应大于2.3kgVSS/（m3·d）。

我国部分常规浓度厌氧消化工程设计参数如表4.1-2所示。

表4.1-2 部分常规浓度厌氧消化工程主要设计参数

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| 参数 | 青岛麦岛 | 上海白龙港 | 郑州王新庄 | 北京小红门 |
| 处理量（t DS/d） | 48 | 204 | 66 | 132.5 |
| 消化池类型 | 圆柱形 | 卵形 | 圆柱形 | 卵形 |
| 单池有效容积（m3） | 12700 | 12400 | 10000 | 12300 |
| 消化池数量（座） | 2 | 8 | 4 | 5 |
| 一级消化SRT（d） | 20 | 24.3 | 18 | 20 |
| 二级消化SRT（d） | —— | —— | 6 | —— |
| 进泥含固率（%） | 3.8-4 | 5 | 5 | 3.2 |
| 消化温度（°C） | 35 | 35 | 35 | 35 |
| 污泥气日产量（万m3） | 1.44 | 4.45 | 2 | 3 |
| 污泥气产率（m3/m3） | 0.59 | 0.45 | 0.5 | 0.49 |
| 搅拌强度（W/m3） | 0.9 | 4.7 | —— | 3 |

高含固厌氧消化工艺的设计参数如下：

* 消化池温度宜为33°C~38°C；
* 污泥含水率宜为90%~92%；
* 消化时间宜为20d~30d；
* 挥发性固体容积负荷取值宜为1.6kgVSS/（m3·d）~3.5kgVSS/（m3·d）。

我国已相继建成了大连夏家河、郑州马头岗、长沙黑糜峰、浙江宁海县城北和湖北襄阳等多个高含固污泥厌氧消化处理设施，部分高含固厌氧消化工程的设计参数如表4.1-3所示。

表4.1-3 部分高含固厌氧消化工程主要设计参数

| 参数 | 大连夏家河 | 郑州马头岗 | 长沙黑糜峰 |
| --- | --- | --- | --- |
| 处理量（t DS/d） | 120 | 160 | 100 |
| 浓缩方式 | 脱水污泥稀释至含固率10% | 剩余污泥+化学污泥先重力浓缩至98%，后与初沉污泥混合共同机械浓缩至90% | 脱水污泥热水解预处理至含固率10%-12% |
| 单池有效容积（m3） | 2230 | 2200 | 10000 |
| 消化池数量（座） | 12 | 16 | 2 |
| 消化SRT（d） | 22 | 22 | 20 |
| 进泥含固率（%） | 10% | 10% | 10% |
| 消化温度（°C） | 35 | 35-37 | 53-55 |
| 挥发性固体容积负荷[kgVSS/(m3·d)] | 2.47（VS/TS按照0.55计算） | 2.47（VS/TS按照0.55计算） | 2.75 |
| 污泥气日产量（万m3） | 2.76 | 3 | 2 |
| 容积污泥气产率（m3/m3） | 1.03 | 0.84 | 1.0 |
| 搅拌方式 | 机械搅拌 | 搅拌器+循环泵 | 污泥气 |
| 机械搅拌强度（W/m3） | 19.7 | 20+8.4 | —— |

以高温热水解作为预处理时，设计参数如下：

* 厌氧消化池温度宜为37°C~42°C；
* 污泥含水率宜为88%~92%；
* 消化时间宜为15d~20d；
* 挥发性固体容积负荷宜为2.8kgVSS/（m3·d）~5kgVSS/（m3·d）。

4.2 物料预处理

4.2.1 污泥热水解

污泥热水解工艺包括预热、反应和闪蒸三个阶段，具体步骤如下：

* 待处理污泥和闪蒸蒸汽混合，使污泥温度升高至80-100℃；
* 预热污泥和新鲜蒸汽充分混合，混合后的污泥温度达到150-170℃，送至热水解反应罐；
* 热水解反应罐的反应时间为20-30min，通常采用多个反应罐，按既定程序连续运行，每个反应罐依次完成进泥、反应、卸泥的过程；
* 热水解污泥在缓冲罐中通过泄压完成“闪蒸”过程，压力从5-6 bar降至1 bar，“闪蒸”过程中，污泥中所含的细胞膜破裂，细胞物质溶出，其他微粒物质也被打碎；
* 出泥温度较高，不能直接进入厌氧罐，通过换热器对污泥降温处理；
* 废气由热水解污泥“闪蒸”过程中产生的可凝和不可凝气体组成，从预热罐中抽取废气送至废气处理系统，水蒸气在废气处理系统中冷凝，不可凝气体可通过水射器注入厌氧消化池进行处理。

以预热温度97℃、反应温度170℃、闪蒸后温度102℃为例，说明污泥热水解的主要计算步骤如下：

（1）污泥温度升高至预热温度所需的热量

$Q\_{1}=W\_{s}C\_{P}\left(97-T\_{1}\right)$ （4.2-1）

式中：

*Q*1——进泥温度升高到预热温度的耗热量，J/d；

W*s*——每天的进泥量，kg/d；

C*p*——污泥比热，4200J/kg℃；

97——预热温度，℃；

T1——进料温度，℃。

（2）与待处理污泥混合的闪蒸蒸汽量

 （4.2-2）

式中：

$W\_{1}$——与进泥混合的闪蒸蒸汽量，kg/d；

2677522——102℃蒸汽含热量，J/kg；

406185——97℃水含热量，J/kg。

（3）反应罐的新鲜蒸汽需求量

 （4.2-3）

式中：

$W\_{2}$——反应罐的新鲜蒸汽需求量，kg/d；

717199——170℃水含热量，J/kg；

406185——97℃水含热量，J/kg；

2754077——通入蒸汽含热量（假定0.6MPa，按实际取值），J/kg。

4.2.2 餐厨预处理

餐厨垃圾的预处理流程见图3.2-3，采用逐级分离的工艺，去除餐厨垃圾中的各类杂物。通过粗分、精分制浆两级预处理工艺，最大化地将瓷盘、玻璃瓶、金属物质、贝壳、骨头等硬性物质和塑料、餐巾等轻物质有效分离出来，避免对后续设备造成磨损和堵塞。除砂除渣工艺用于减少有机浆料中无机物含量和轻薄纤维物质的含量。由于我国餐厨垃圾的油脂含量较高，会抑制厌氧消化，且不利于沼渣的资源化利用，因此一般还需提油处理。

上述预处理工艺也可采用一体化源头分选打浆车实现，可减轻厂内压力，改善厂区环境，浆料进入厂内后仅进行提油，提取的毛油可用于制造机械润滑油、肥皂等产品。

餐厨垃圾提油处理需将浆料加热至70℃左右，需热量按式4.2-4计算：

$Q\_{2}=W\_{f}C\_{P}\left(70-T\_{1}\right)$ （4.2-4）

式中：

*Q*2——餐厨垃圾提油的耗热量，J/d；

W*f*——餐厨垃圾每天的进料量，kg/d；

C*p*——物料比热，4200J/kg℃；

70——加热罐温度，℃；

T1——进料温度，℃。

4.3 池体构造

4.3.1 池形选择

设计良好的厌氧消化池应具有工艺条件好、防止沉淀、没有死区、混合良好、易去除浮渣和泡沫等特点。可根据工艺条件、投资成本和景观要求等因素选择池形。常用的池形有以下几种：

（1）龟甲形厌氧消化池：优点是土建造价低、结构设计简单，但对搅拌系统要求高，能确保防止和消除沉积物，因此相配套的设备投资和运行费用较高。龟甲形厌氧消化池在英国、美国采用的较多。

（2）锥底圆柱形厌氧消化池：形状为圆柱状中部（高径比为1）、圆锥形底部和顶部，下底坡度为1.0~1.7，顶部坡度为0.6~1.0。这类消化池有利于内循环，热量损失相对较小，搅拌系统可选择性好。但底部容积较大，易堆积砂料，需要定期停运进行清理。此外，在形状变化的部分存在尖角，应力很容易聚集在这些区域，使结构处理较困难。底部和顶部的圆锥部分，在土建施工浇注时混凝土难密实，易产生渗漏。锥底圆柱形厌氧消化池在中欧及我国比较常用。

（3）卵形：卵形消化池通过构造达到清除砂渣的目的，边壁陡峭坡向顶部迫使浮渣集中在有限的区域内，既有利于清除也利于搅拌打碎成液状；陡峭的底坡使砂粒碎屑集中，便于清除。因此相对上述两类消化池来说，减少了搅拌能耗。其他优点还包括：一定池容条件下，池体总表面积小，热量损失少；结构受力好，节省建材；外形美观等。卵形消化池池体上、下锥体母线与水平面夹角宜取45º，高度与最大内径之比宜为1.50~1.75，最大内径不宜大于25m。卵形消化池在德国采用较多，我国也有卵形消化池。

（4）平底圆柱形：平底圆柱形池是一种土建成本较低的池形，圆柱部分的高度／直径≥1，在欧洲应用较为普遍。这种平底对循环搅拌系统要求较为单一，多采用可在池内多点安装的悬挂喷入式沼气搅拌技术。

以上几种厌氧消化池形示意图如图4.3-1所示。



（a）龟甲形；（b）锥底圆柱形；（c）卵形；（d）平底圆柱形

图4.3-1 常见厌氧消化池形状

近年来，一体化厌氧反应器的应用较普遍。其主要结构特点是：反应器下部为厌氧消化区，罐内安装侧式搅拌器或立式搅拌器，同时配套排砂、排渣装置和温度调节等附属设备，部分一体化设施顶部设置沼气储柜。一体化厌氧反应器一般采用钢制结构，可采用焊接、钢板拼装和螺旋双折边咬口结构，容积一般在3000~10000m3，最大可达30000m3以上。由于搅拌设备的提升，一体化厌氧反应器较适用于高含固厌氧消化；其另一优势在于可缩短工期，建设周期可减少约50%。

4.3.2 构造要求

**1、顶盖**

厌氧消化池的顶盖用以收集气体、减少臭气、保持内部恒温、维持厌氧条件。顶盖的类型有以下几种：

（1）固定式盖：通常为圆顶形和水平形，由钢筋混凝土、钢或玻璃纤维增强聚酯制作而成，缺点是引入空气会形成爆炸性气体，或在池内形成正压或负压。

（2）浮动式盖：通常用于单级厌氧消化池或两级厌氧消化池的第二阶段，最大垂直行程为2~3m，当沼气产量供大于求时可被贮存在浮动盖内。浮动盖式消化池一般不需设计气柜，适用于小型污水处理厂的污泥消化，以及高径比较小的池形，国外采用较多，缺点是泡沫严重时会产生倾斜。

（3）膜式盖：由中央小型集气穹顶支撑结构和弹性气膜组成，鼓气系统通过给两膜之间空隙打入空气来改变贮气空隙的体积。随着产气体积的增加，通过空气释放使空气体积减少。随着产气量的减少，通过鼓风机向空隙补充空气。

厌氧消化池顶部宜预留一定膨胀空间。这主要是考虑污泥属于非牛顿流体，在搅拌间歇，污泥粘度升高，污泥中的气体上升速度变慢，气体滞留在污泥中导致污泥体积膨胀，一旦气体快速释放，易造成污泥外溢和沼气泄漏。按照国外设计经验，膨胀空间的容积占总有效容积的3%~5%。

顶盖还需设置安全阀、观察窗和消泡装置等设施。安全阀可采用水封式安全阀。观察窗用于观测消化池内池面的工况，应采用双层结构，并安装内部水刷和观测灯，便于操作人员对池内运行情况进行观察。消泡装置应采用旋转式喷嘴，用于去除消化池内泡沫和浮渣层。

**2、人孔**

厌氧消化池设计中应设置人孔，以便定期清砂。一般应设置单独的侧壁人孔，其大小足以让操作人员携带清理设备进出。基于操作人员进出和重型设备搬运的方便性考虑，人孔距地面的距离不大于1000mm，一般取600mm~800mm。部分厌氧消化池还在顶壁设置人孔。

4.3.3 防腐和保温要求

厌氧消化工程中，厌氧菌将介质中的硫酸盐转变为硫化氢，同时好氧菌又将硫化氢转化为硫酸，因此对混凝土或钢结构存在较大的腐蚀，池内壁应进行防腐处理。特别是池内壁液面以上及液面以下2m范围内应进行加强防腐处理，防腐等级可按强腐蚀要求执行，池壁其余部分均应进行防腐涂层处理。

厌氧消化池的池盖、池壁和池底等主体结构层的外侧应设置保温层，以减少消化池的热损耗。外表面一般采用高发泡聚氨酯、玻璃棉、聚苯乙烯泡沫塑料等材料进行保温，保温层厚度不宜小于100mm。

4.4 管道布置

污泥管道涉及进泥口、出泥口、循环管和取样管等。

进泥口一般设置多个，其位置应尽量避免污泥短流。进泥口的设置位置分为消化池液面上方和下方，液面上方进泥有助于搅拌均匀和破碎液面浮渣；液面下方进泥有助于液位的稳定。一般液面上方应至少设置一个进泥口。

出泥口一般在不同液位设置多个，通过改变液位，改变消化池有效容积、消化时间和内部压力。应用液位可调式溢流口，也可调整溢流管出泥的高度，起到与在不同液位设置出泥口相同的作用。

溢流管出口和表面排渣管出口不得设在室内，以免发生沼气外泄，危及人身安全。同时溢流管和排渣管必须设置水封装置，作用是减少沼气泄漏，并避免空气进入厌氧消化池影响消化条件。

污泥循环一方面起到搅拌作用，另一方面将循环污泥与进泥按一定比例混合，加热后注入消化池。厌氧消化池宜在不同液位设置污泥循环管，目的是便于选择循环污泥的选取区域，有利于污泥均匀混合。

污泥取样管应至少设置两个，取样管的管口位置应至少伸入最低泥位以下0.5m，最小管径应为100mm。

污泥管道设计还有以下共性要求：

* 除取样管外，污泥管道直径不应小于150mm；
* 宜采用钢管，并采取防腐措施；
* 污泥投配和循环管道应进行保温，防止热量扩散损失；
* 污泥易在管路中淤积，设计须考虑管道的清洗或冲洗，留有高压水或蒸汽清扫的连接口，且管道布置应保留合理间距，便于维护检修和清理。

4.5 搅拌型式

4.5.1 搅拌方式

通过对厌氧消化池中物料的充分搅拌，有助于使生污泥与熟污泥充分接触，提高消化效果；使中间产物与代谢产物在消化池内均匀分布；使池内温度和pH值保持均匀；通过搅拌及搅拌时产生的振动能更有效地使沼气溢出液面；同时可防止池内产生浮渣。可采用的搅拌方式包括池内机械搅拌、沼气搅拌和池外泵循环搅拌，不同的搅拌方式有着不同的优缺点。搅拌方式的选择和污泥浓度、黏滞系数、池容、池形等因素有关。机械搅拌和沼气搅拌是目前厌氧消化池的主要搅拌方式，池外泵循环搅拌适用于小型厌氧消化池，或与其他搅拌方式结合使用。

**1、机械搅拌**

该搅拌方式通常使用低速转动的螺旋叶轮桨，通过池外电机驱动而转动对消化混合液进行搅拌。可采用立轴式搅拌器或侧装式水下搅拌器。立轴式搅拌器可配置垂直导流筒，通过导流筒向上或向下两个方向推动污泥，起到消除浮渣层的作用。侧装式水下搅拌器的最佳搅拌半径为3~6m，对于直径较大的消化池，可设置多个搅拌器，呈等边三角形等均匀方式布置。

机械搅拌设备组成简单，操作容易，维修量小，相对来说更适用于卵形或者坡度较大锥底的圆柱形消化池。缺点是对液位敏感，搅拌桨易被碎屑和纤维阻碍，当池内的搅拌桨发生故障时，消化系统要停止运行，进入内部检修。

**2、沼气搅拌**

沼气搅拌利用消化产生的沼气，并经过压缩后在消化罐内释放，从而使物料充分混合。沼气搅拌又可分为气提式搅拌、竖管式搅拌和扩散式搅拌。

（1）气提式搅拌是利用气提泵的原理，将沼气压入设在消化池中导流管的中部或底部，沼气和消化液混合后，密度减小，含气泡的污泥沿导流管上升到泥位以上，形成沿垂直方向循环搅拌的流态。气提式搅拌的特点是构造简单、易操作；缺点是易堵塞。因沼气释放口的设置聚集在池底中部，适合于小直径且锥底坡度较大的池形。

（2）竖管式搅拌是在池内均匀布置若干根竖管，经过加压的沼气通过沼气配气总管分配到各根竖管，再从竖管下端喷出，起到搅拌混合的作用。竖管式搅拌可以按需要在池内多点布置，并分组运行，具有结构简单、设置和操作灵活等特点。由于可分组搅拌，因此具有所需要的搅拌强度较小，对池的适应性强，不受液面控制等优点。此类形的搅拌器适合于上述的各种池形，用在平底或底部锥形较缓的消化池中更显示出其优点。

（3）扩散式搅拌是经过压缩的沼气通过安装在消化池底部的气体扩散器在消化池内使消化液产生旋转流动，起到搅拌混合作用。

沼气搅拌的优势在于：沼气的流动带动了污泥在内部的循环，湍流效应防止了浮渣产生、混合效果好且改善了气体分离的效果，不受液位变化的影响。但其设备组成复杂，运行管理复杂，且沼气是易燃易爆气体，针对沼气的设备需要特殊的安全措施，同时在产气不足或在启动期间，搅拌无法充分进行。

**3、池外泵循环搅拌**

池外泵循环搅拌一般与进料和池外加热合并一起进行：从反应器排出的厌氧消化污泥被泵送入外部热交换器，并与进泥混合，加热升温后又被泵入反应罐的底部喷嘴或者穿过顶部的浮渣层送回至厌氧消化反应罐。一般要求外部泵叶轮直径至少100mm，管道直径至少200mm，但不得超过600mm。这种搅拌方式适用于体积不超过4000m3的消化池，对于大型消化池最好设置两个或以上的泵。缺点是能耗较大，循环泵存在堵塞、叶轮被砂砾磨损等风险。

4.5.2 典型设计参数

消化池搅拌系统的一些典型设计参数如表4.5-1所示。

表4.5-1 消化池搅拌系统的设计参数

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| 参数 | 搅拌系统 | 典型值 | 单位 |
| 单位能耗 | 机械系统 | 4~8 | W/m3池容 |
| 单位气体流量 | 沼气搅拌系统 | 4~7 | m3/1000m3·min |
| 速度梯度G | 所有类型 | 50~80 | S-1 |
| 翻动时间 | 沼气搅拌和泵循环搅拌系统 | 20~30 | min |

速度梯度G作为衡量混合程度的指标，是单位体积能耗、基质黏度、气体流量、气体注入压力等的函数，合适的G值为50~80 S-1。

翻动时间是消化池容积除以气管内气体流速，这一概念一般仅用于通气管气体和机械泵送循环系统，典型的消化池翻动周期为20~30min。

每日将全池污泥完全搅拌（循环）的次数不宜少于3次。间歇搅拌时，每次搅拌的时间不宜大于循环周期的一半，这主要是考虑设备配置和操作的合理性，如果时间太短，设备投资增加太多；如果时间太长，接近循环周期时，间歇搅拌就失去了意义。

4.6 加热型式

4.6.1 加热方式

为使污泥的厌氧生物处理系统维持要求温度，以保证消化过程，必须对消化池进行加热。加热方式分池内加热和池外加热两类。随着技术的进步，近年来新设计的污泥厌氧消化池，大多采用污泥池外热交换方式加热。

**1、池内加热**

池内加热系热量直接通入消化池内，对污泥进行加热。

池内加热包括热水循环和蒸汽直接加热两种方式。热水循环热效率较低，循环热水管外层易结泥壳，进一步降低热传递效率，同时维护困难。蒸汽直接加热可以直接注入消化池底部，也有通过喷嘴加入生污泥或循环污泥中的做法。蒸汽注入的热效率较高，局部污泥虽有过热现象，会使厌氧菌暂时受到抑制，但能立即恢复代谢作用，一般不会造成微生物作用的降低；主要的缺点是蒸汽不能循环利用，需要不断补充蒸汽，且由于需注入蒸汽，会使污泥的含水率升高，增大污泥量。

**2、池外加热**

池外加热是指将污泥从消化池抽出，通过安装在循环管道上的热交换器与传热介质（水、水蒸气）进行热交换，再回到消化池的加热形式。池外加热设备费用较高，但传热系数较高，并有助于污泥搅拌，易于清扫和修理。

池外加热采用的热交换器包括套管式、管壳式和螺旋板式。套管式热交换器由两根同心管组成，一根通污泥，另一根通热水，两层流体逆向流动；螺旋板式系近年来出现的新型热交换器，是由两根长条形板相互包裹形成两个同轴通道，污泥和热水的流程也是逆向的。目前大多数污水处理厂采用套管式热交换器，其清理工序简单，操作方便，效果也较理想，换热效率达到95%以上。螺旋板式热交换器具有占地小、热效率高、不易堵塞等特点，在实际工程中也有成功应用的经验。热交换器中使用的热水通常由沼气锅炉生产，在厌氧消化启动阶段或沼气产量不充足时，需要设计天然气等替代燃料。

4.6.2 热工计算

**1、热量需求**

供给厌氧消化池的热量，主要包括使原污泥温度提高到要求值的耗热量，补充消化池的池盖、池壁和池底热损失，以及投配和循环管道的热损失。厌氧生物化学反应以及污泥水蒸发为气体，产耗热量较少，在设计中可不考虑。

（1）将污泥加热至反应罐内的温度所需的热量

$Q\_{1}=W\_{s}C\_{P}\left(T\_{2}-T\_{1}\right)$ （4.6-1）

式中：

*Q*1——进泥温度升高到消化温度的耗热量，J/d；

W*s*——每天的进泥量，kg/d；

C*p*——污泥比热，4200J/kg℃；

T2——消化温度，℃；

T1——进泥温度，℃。

（2）池体的耗热量

$Q\_{2}=U∙A∙\left(T\_{2}-T\_{1}\right)$ （4.6-2）

式中：

*Q*2——池体散热量，J/s；

*U*——池盖、池壁、池底的传热系数，W/（m2·℃）；

*A*——池盖、池壁、池底的散热面积，m2；

T2——消化温度，℃；

*T1*——环境温度，℃。

消化池盖、池壁、池底各表面的热损失应分别计算，然后累加得到消化池总热量损失，计算时必须确定消化池内和周围环境（空气或土壤）温度。

当池壁或顶由两种以上材质组成时，有效换热系数可由式（4.6-3）计算：

 （4.6-3）

式中：

*U*e——有效换热系数；

*U*1，*U*2——各独立材质的有效换热系数。

墙壁、地板和顶板，绝缘或非绝缘结构的传热系数可在设计手册或相关文献中查阅。考虑消化池的保温结构，各部分的传热系数允许值如表4.6-1所示。

表4.6-1 各部分传热系数允许值

|  |  |
| --- | --- |
| 消化池部位 | U（W/（m2·℃）） |
| 池盖 | ≤0.80 |
| 池壁 | ≤0.70 |
| 池底 | ≤0.52 |

计算热量需求时，应根据全年最冷月平均日气温确定。加热系统配备足够的切换设施可在平均需热量和最小需热量之间调整。

**2、热交换器**

考虑到近年来新设计的污泥厌氧消化池，大多采用污泥池外热交换方式加热，蒸汽直接加热污泥的方式已逐渐被淘汰，本指南仅介绍池外加热法的计算方法。

热交换器应考虑换热效率，一般为60%~90%。

套管的长度按下式计算：

 （4.6-4）

式中：

*L*——套管的总长，m；

$Q\_{max}$——污泥消化池最大的耗热量，W；

*D*——内管的外径，m；

*K*——传热系数，套管式和螺旋板式换热器传热系数可达850-1000W/（m2·℃）；

$∆T\_{m}$——平均温差的对数，℃。

*K*值也可以按下式计算：

 （4.6-5）

式中：

$α\_{1}$——加热体至管壁的热转移系数，一般可选用3373 W/（m2·℃）；

$α\_{2}$——管壁至被加热体的热转移系数，一般可选用5466 W/（m2·℃）；

$δ\_{1}$——管壁厚度，m；

$δ\_{2}$——水垢厚度，m；

$λ\_{1}$——管子的导热系数，W/（m2·℃），钢管为45~58 W/（m2·℃），一般选用平均值；

$λ\_{2}$——水垢的导热系数，W/（m2·℃），一般选用2.3~3.5 W/（m2·℃）；当计算新换热器时，δ2/λ2可不计，而对该式乘以0.6，进行校正。

$∆T\_{m}$可由下式计算：

 （4.6-6）

式中：

$∆T\_{1}$——热交换器入口的污泥温度（$T\_{s}$）和出口的热水温度（$T\_{w}^{'}$）之差，℃；

$∆T\_{2}$——热交换器出口的污泥温度（$T\_{s}^{'}$）和入口的热水温度（$T\_{w}$）之差，℃。

如果污泥循环量为$Q\_{s}$（L/s），热水循环量为$Q\_{w}$（L/s），$T\_{s}^{'}$和$T\_{w}^{'}$可按式（4.6-7）、式（4.6-8）计算：

 （4.6-7）

 （4.6-8）

式中：

$T\_{w}$——一般采用60~90℃。

所需的热水量$Q\_{w}$为全日供热时，按式（4.6-9）计算：

 （4.6-9）

式中：

$Q\_{w}$——所需热水量，L/s；

$\left(T\_{w}-T\_{w}^{'}\right)$——一般采用10℃左右。

**3、锅炉供热**

厌氧消化热源尽可能采用余热利用，或采用沼气锅炉提供，同时需考虑系统启动或应急时存在能量缺口，应设计天然气等备用热源。根据加热介质，锅炉可采用热水锅炉或蒸汽锅炉。由于存在热损失，设备应考虑10%~20%的富余能力。

（1）当选用热水锅炉时，锅炉的加热面积按式（4.6-10）计算：

 （4.6-10）

式中：

$F$——锅炉的加热面积，m2；

$Q\_{max}$——最大耗热量，W；

$E$——锅炉加热面的发热强度，W/m2，根据锅炉样本采用；

1.28~1.40——热水供应系统的热损失系数，对于下行式系统，配水和回水干管敷设在管沟内时，采用1.28；敷设在不采暖的地下室时，采用1.40。对于上行式系统，回水干管敷设在管沟内时，采用1.34；敷设在不采暖的地下室时，采用1.40。

实际设计时，往往可以根据制备热水所需的热量，再乘以热水供应系统的热损失系数，通过计算，直接从样本中选用锅炉，而不必计算出F值。

（2）当选用蒸汽锅炉时，锅炉容量可按式（4.6-11）计算：

 （4.6-11）

式中：

$G\_{1}$——锅炉容量（即蒸发量），kg/h；

$I$——饱和蒸汽的含热量，J/kg；

$I\_{1}$——锅炉给水的含热量，J/kg；

$l$——常压时100℃的水汽化热，为2256 J/kg；

$G$——实际蒸发量，kg/h，可按下式计算：

 （4.6-12）

式中：

$I\_{2}$——常压时锅炉产生蒸汽的含热量，J/kg。

（3）锅炉供热设备的设置要求如下：

* 锅炉房宜设在污泥厌氧消化池附近，同时必须保持防火、防爆距离；
* 锅炉台数不宜少于2台，以免发生故障或定期检查时完全停止供热；
* 锅炉的燃烧、温度、给水等操作，应能自动控制；
* 锅炉用水，应根据水质情况，设置软化装置；
* 热水管道应根据管道长度设置自动排气装置；
* 在蒸汽管道中，为了不使分离出的冷凝水倒流，蒸汽管道应按与蒸汽流动方向同向坡度安装，沿管道应设排除冷凝水的措施；
* 加热管由于温度升高发生热膨胀，引起管道伸缩或偏心，应设置伸缩管；
* 当锅炉停止工作时，蒸汽管内出现负压，污泥会倒入管内，应设置真空破坏阀。

4.7 沼气收集与处理

4.7.1 沼气的性质

沼气是一种混合气体，其主要成分为甲烷（CH4）和二氧化碳（CO2），此外还含有少量硫化氢（H2S）、氢气（H2）和氮气（N2）。沼气各组分的含量如表4.7-1所示。

表4.7-1 沼气各组分含量

| 组分 | 百分比含量（%） |
| --- | --- |
| CH4 | 60~70 |
| CO2 | 30~40 |
| H2S | 0~0.3 |
| H2 | 0~2 |
| N2 | 0~6 |

甲烷的含量决定了沼气的热值。1m3纯甲烷完全燃烧的产热量约为 35000kJ；沼气的热值一般为21000~25000 kJ/Nm3，经净化处理后可作为优质的清洁能源。

硫化氢是厌氧菌将硫酸盐还原形成，进水中硫化物的主要来源是饮用水供应和工业污水排放，水中尿素和蛋白质的分解和供水系统投加明矾都会产生硫酸盐。硫化氢会产生腐蚀及恶臭，必须经过净化处理以减少对锅炉和动力部分的腐蚀。

4.7.2 沼气收集

厌氧消化池集气罩处的设计压力应控制在3kPa~4kPa。为防止污泥和泡沫进入，沼气的出气口应高于最高污泥浮渣层1.5m以上。由消化池出来的集气总管的直径按日平均产气量确定，当采用沼气搅拌循环时，还应在管径计算中计入这部分气量。集气管直径一般不小于100mm，对于较大的沼气收集系统，集气管直径应为200mm或更大。为防止沼气管道着火而引起厌氧消化池爆炸，出气管上还应设置回火防止器。

沼气收集管道必须维持在正压条件下，以防止由于不小心混入周围的空气而发生爆炸，当空气中含有5%~14%（按体积计）的甲烷时即有爆炸的可能性。沼气管道中气体的设计流速不应大于4m/s，这是为了减少管道损失，并减少携带存水弯处产生的湿气，从而减少对仪表、阀门、电机产生腐蚀作用。沼气管道应沿气流方向设置不小于1%的坡度以排除冷凝水，在低点、沼气压缩机、沼气锅炉、沼气发电机、废气燃烧器、脱硫塔等设备的沼气管线入口、干式气柜的进口和湿式气柜的进出口处都需设置冷凝水去除装置。沼气管道不宜有U形管段，这主要是由于沼气中的水分易在U形管段底端冷凝积存，导致沼气必须克服水柱压力才能通过该管段。此外，沼气管道应确保有足够的支撑设施，防止由于不恰当的安装、内部压力和地震所造成的破坏作用；管道与设备宜采用柔性连接，防止地面沉降对连接部位造成扭曲变形。

沼气是高湿度的混合气，尤其是未净化的沼气中含有较多硫化氢和水蒸气，具有强烈的腐蚀性，沼气收集系统应采用高防腐等级的材质，沼气管道宜采用不锈钢管。在土壤氯离子含量较高地区，埋地沼气管道敷设前应对管道外壁采取防腐措施。

4.7.3 沼气储存

沼气的储存通过沼气柜实现，在系统中起到调节气量波动和平衡系统压力的作用。当用气量小于供气量时，多余气体进入沼气柜；当用气量大于供气量时，沼气柜中储存的沼气用作系统的补充气量。

**1、沼气柜类型**

沼气柜按照压力，可分为高压（1MPa）、低压（3kPa~5kPa），一般采用低压气柜，规模较大时可采用高压气柜。按照形式，可分为湿式气柜、干式气柜和膜式气柜。设计时应根据用户性质、供气规模、供气距离等因素，经技术经济比较后确定。

（1）湿式气柜

湿式气柜采用低压。沼气贮存在钢质柜体内，柜体设有浮动顶盖，顶盖随进气流量变化而上下浮动，顶盖与柜体之间用水封密封。沼气对钢结构存在较大的腐蚀破坏作用，为延长使用年限，应对钢结构部件进行防腐处理。同时由于采用水封密封，长时间运行会有腐蚀现象，一般每隔三年需大修防腐一次。

（2）干式气柜

干式气柜包括高压和低压。高压干式气柜可减少占地面积、提高输送能力，但工艺复杂、施工和运行维护要求均较高，应用相对较少。低压干式气柜外表为钢结构的圆柱罐体，顶部可升降并装备配重以控制气柜压力，其内是与沼气接触的特种薄膜，该薄膜下部与罐体固定，上部的顶端与圆柱罐的顶部固定，并可随罐体顶部升降而上下移动。

（3）膜式气柜

膜式气柜采用双膜结构，其内膜用于储存沼气或其他气体，内外膜夹层充空气用于稳压。膜式气柜包括独立式膜式气柜和一体化膜式气柜，独立式膜式气柜的形状一般采用3/4球冠或半球形；一体化膜式气柜的形状为半球形或1/4球冠。

膜式气柜由气柜本体、气柜稳压系统、泄漏检测系统、气量检测系统、超压放散装置等组成。气柜稳压系统通过气柜风机持续供风，以保持气柜的工作压力不变，包括吹膜防爆风机、柔性风管、蝶阀、调压装置和风道口。泄漏检测系统检测气柜内外膜之间的沼气含量，甲烷浓度传感器宜安装在外膜内侧顶部，当甲烷含量超过设定警戒值时，将报警信号传输至控制室。气量检测系统应能即时显示气柜中的沼气储量，指导后续环节的调节控制。外膜应设置观察窗，便于观察内膜情况。

膜式气柜外膜宜采用防静电、有良好反光效果、抗紫外线、耐老化、耐低温的高强度阻燃材料；内膜、底膜应采用防沼气渗透、耐磨、耐褶皱、耐硫化氢腐蚀的高强度阻燃材料。膜材一般由纤维编制成织物基材，在其基材两面涂以树脂，最常见的为聚氯乙烯树脂（PVC）。

**2、沼气柜容积**

沼气柜的容积原则上应根据产气量和用气情况经计算确定，但由于沼气产量的计算有估算性质，用气设备也可能不按预定的时序工作，计算结果可靠性不够。缺乏相关资料时，可按平均日产气量的25%~40%，即6h~10h的平均产气量计算。

**3、沼气柜布置原则**

湿式气柜或膜式气柜与主要设施的防火间距应符合表4.7-2的规定；干式气柜与主要设施的防火间距应按表4.7-2的规定增加25%；带储气膜的厌氧消化器与主要设施的防火间距应符合表4.7-2的规定。

带储气膜的厌氧消化器与气柜及各气柜之间的防火间距不宜小于相邻设备较大直径的1/2。

表4.7-2 湿式气柜或膜式气柜与主要设施的防火间距（m）

| 主要设施 | 总容积V（m3） |
| --- | --- |
| V≤1000 | V>1000 |
| 净化间、沼气增压机房 | ≥10 | ≥12 |
| 锅炉房 | ≥15 | ≥20 |
| 发电机房、监控室、配电间、化验室、维修间等辅助生产用房 | ≥12 | ≥15 |
| 粉碎间 | ≥20 | ≥25 |
| 泵房 | ≥10 | ≥12 |
| 管理及生活设施用房 | ≥18 | ≥20 |
| 站内道路（路边） | 主要道路 | ≥10 |
| 次要道路 | ≥5 |

注：1 防火间距按相邻建（构）筑物的外墙凸出部分、厌氧消化器外壁、气柜外壁的最近距离计算；

2 气柜总容积按其几何容积（m3）和设计压力（绝对压力）的乘积计算。

**4、多余沼气处理**

沼气中的甲烷是一种温室气体，其温室效应是CO2的21倍。当沼气产生量高于沼气利用量或沼气利用设备未工作时，为防止大气污染和火灾，沼气不得直接向大气排放，多余的沼气应采用沼气燃烧器燃烧消耗。由于外燃式燃烧器明火外露，遇大风时易形成火苗或火星飞落，可能导致火灾，故应采用内燃式燃烧器。

沼气燃烧器与主要设施之间的防火间距要求如下：

* 火炬或放散口与站内主要设施的防火间距应符合表4.7-3的规定；
* 封闭式火炬与站内主要设施的防火间距应按表4.7-3的规定减少50%。

表4.7-3 火炬或放散口与主要设施的防火间距（m）

|  |  |
| --- | --- |
| 主要设施 | 防火间距 |
| 厌氧消化器组 | ≥20 |
| 湿式气柜或膜式气柜总容积V（m3） | V≤1000 | ≥20 |
| V>1000 | ≥25 |
| 干式气柜总容积V（m3） | V≤1000 | ≥25 |
| V>1000 | ≥32 |
| 净化间、沼气增压机房 | ≥20 |
| 锅炉房 | ≥25 |
| 发电机房、监控室、配电间、化验室、维修间等辅助生产用房 | ≥25 |
| 粉碎间 | ≥30 |
| 泵房 | ≥20 |
| 管理及生活设施用房 | ≥25 |
| 站内道路（路边） | ≥2 |

4.7.4 沼气净化

**1、去湿和过滤**

沼气中常携带杂质和水分，尤其在消化池运行初期或消化状态不稳定时杂质较多。去湿和过滤处理指采用水体分离器（过滤器）和沉淀物捕集器来去除沼气中的水沫和沉淀物，可分为粗过滤器和细过滤器。作用是避免导气管中积累水，进而溶解H2S而腐蚀管道；当沼气被加压储存时，为了防止水凝结冻坏储气罐，也必须对水进行去除。

**2、脱硫**

脱硫的作用是降低沼气H2S含量，减少沼气对后续管道和设备的腐蚀，延长设备的使用寿命，同时减小沼气燃烧产生的烟气对大气的污染。

脱硫方式包括湿式脱硫、干式脱硫和生物脱硫，应根据沼气含硫量和用气设备的要求选择脱硫方法。为保证脱硫效果，当一级脱硫后的沼气质量不能满足要求时，可采用两级脱硫的方式，如湿式脱硫+干式脱硫工艺等，使不同脱硫方式的优势得到充分发挥。脱硫装置一般设在沼气柜之前。

（1）湿式脱硫

湿式脱硫是把Na2CO3、NaOH等的水溶液作为吸收液，与沼气接触，除去其中的H2S。湿式脱硫法的反应式如下式所示：

Na2CO3 + H2S → NaHS + NaHCO3

NaOH + H2S → NaHS + H2O

湿式脱硫包括吸收和再生过程。吸收过程采用填充式喷淋洗净方式，沼气从脱硫塔底部进入，上部排出；喷淋液则从脱硫塔顶部喷出，与沼气逆向接触发生化学反应。再生过程在再生槽内完成，通过自吸空气氧化再生析硫，脱硫液恢复吸收功能，单质硫以硫泡沫的形式浮选出来，脱硫液接着循环使用。喷淋液的消耗导致系统效率下降，应设计喷淋液自动补充系统，通过监测pH值，自动补充新药液，以维持喷淋液的除H2S能力。

湿式脱硫属于粗脱硫，适用于处理量大、中高浓度H2S的沼气脱硫，可处理H2S浓度范围从50mg/m3（50ppm）到50g/m3（5%），去除率可达到90%以上。但是药液成本较高，会产生废液问题，设计时应考虑废液的收集和处理。

（2）干式脱硫

干式脱硫是将脱硫剂填充在填充塔内，沼气和脱硫剂接触后除去其中的H2S，脱硫剂一般采用氧化铁、氧化锌等。干式脱硫的反应式如下式所示：

Fe2O3・H2O + H2S → Fe2S3 + 4H2O

Fe2S3 + 3/2O2+3H2O→ Fe2O3・H2O+2H2O+3S

干式脱硫同样包括吸收和再生过程。吸收过程中，沼气从干式脱硫塔下端进入，穿过填料层到达顶端，气体中的H2S得以去除。常用的干式脱硫塔有固定床式和连续式。连续式干式脱硫塔定量补充置换脱硫剂，可不间断连续运行，脱硫效果较稳定，运行和维护费用较低，安全程度较高，具有一定优势。运行过程中，反应器中发生反应的脱硫剂从底端排出，同时相同体积的新鲜脱硫剂从顶部填充到反应器中，从而保证脱硫填料的高度保持恒定，确保良好的脱硫效果。

干式脱硫的设计应符合下列要求：

* 通常设计2组，以便交替使用或串联、并联切换，提高脱硫剂利用率；
* 脱硫塔的高径比一般为4:1~3:1；
* 每层颗粒状脱硫剂装填高度宜为1.0m~1.4m，床层高度超过1.5m时应分层设置，以避免偏流或局部短路对脱硫效果的不利影响；
* 脱硫剂空速宜为200h-1~400h-1，空速是表征脱硫剂性能的重要参数之一，空速值越高，沼气与脱硫剂的接触时间越短；
* 沼气通过颗粒状脱硫剂的线速度宜为0.020m/s~0.025m/s，线速度是沼气通过脱硫剂床层时的速度，线速度太低，沼气呈滞留状态；随着线速度增加，气流进入湍流区，可减少气膜厚度，从而提高脱硫效率；
* 应设保温措施，保持脱硫塔的操作温度在25℃~35℃；
* 脱硫塔底部最低处应设置排污阀。

脱硫剂再生包括塔内再生和在线再生两种方式。塔内再生将塔内沼气排净，用气泵将空气缓慢打入塔内，应设置进空气管；在线再生时，沼气继续通过管路，脱硫剂反应与再生反应同时进行，宜配备在线氧监控系统。脱硫剂再生可以循环2~3次，直至脱硫剂表面的大部分孔隙被硫或者其他杂质覆盖而失去活性为止。

由于沼气中水分过量易造成脱硫剂过湿、结块或呈泥状，降低脱硫效率，因此沼气进入干式脱硫前需经过初步脱水。氧化铁在脱硫过程中会产生水，同时是放热反应，其含水呈饱和气态，沼气出塔后冷凝产生水，因此脱硫后宜再次脱水。

干式脱硫属于精脱硫，适用于处理量小、H2S含量低的情况，一般情况下初始H2S浓度不应高于1000ppm，干式脱硫可以将H2S浓度降至20ppm。

（3）生物脱硫

生物脱硫是利用硫细菌，如氧化硫硫杆菌、氧化亚铁硫杆菌等，在适宜的温度、湿度和微氧条件下，将H2S转化为单质硫，如供氧过量则转化为硫酸，生成的稀硫酸在营养液的缓冲中和作用下，与营养液一起排出系统。

生物脱硫系统包括生物脱硫塔、循环水箱、循环泵、鼓风机、排渣泵和加药泵等。生物脱硫塔内安装填料层，为脱硫细菌新陈代谢提供充分的空间。营养液的循环使填料保持潮湿状态，并补充脱硫细菌生长繁殖所需的营养，营养液可采用的液体有：消化后的污水、消化或脱水污泥的上清液、垃圾填埋渗沥液和人造营养液等。由于生物脱硫中产生的单质硫容易堵塞填料，脱硫塔应易于清理、维护和检修，设置观察窗和人孔。循环水箱内应设置温度传感器及加热装置。

由于生物脱硫塔中的沼气需要和营养液充分接触，出塔后沼气中的水处于饱和状态，因此生物脱硫应设置在脱水装置前端。生物脱硫过程中需通入一定空气以补充氧气，生物脱硫后沼气管路宜设置氧含量在线监测系统，并应与风机联动，余氧含量应小于1%。

生物脱硫技术在工程上已经有了一定应用。但是该方法要求严格控制反应器的反应条件，以保持硫细菌的优势生长。生物脱硫效率依赖于沼气中的H2S浓度，对于城市污水处理厂消化系统产生的沼气，生物脱硫可以将H2S浓度处理到50ppm，一般处理效率可达90%。

4.7.5 沼气纯化

厌氧消化产生的沼气含有60%~70%的甲烷，经过净化的沼气在特定反应条件下，全部或部分除去二氧化碳、氨、氮氧化物和硅氧烷等多种杂质，可制成甲烷浓度90%~95%以上的天然气，成为清洁的可再生能源。

沼气纯化主要采用吸收法或变压吸附法：

（1）吸收提纯法：利用有机胺溶液（一级胺、二级胺、三级胺、空间位阻胺等）与CO2的物理化学吸收特性，即在吸收塔内的加压、常温条件下与沼气中的CO2发生吸收反应进行脱碳。吸收富液在再生塔内的减压、加热条件下发生逆向解析反应，释放出高纯度CO2气体，同时富液得到再生并循环利用。

（2）变压吸附提纯法：利用吸附剂（如分子筛等）对CO2的选择性吸附特点，即在吸附剂上CO2相对其他气态组分有较高的分离系数，实现脱碳的目的。吸附过程中，原料气在加压条件下，CO2被吸附在吸附塔内，甲烷等其他弱吸附性气体作为净化气排出；吸附饱和后将吸附柱减压甚至抽成真空使被吸附的CO2释放出来。为了保证连续处理要求，变压吸附法至少需要两个吸附塔。

4.8 沼液收集与处理

4.8.1 沼液的性质

虽然沼液性质受污泥性质和厌氧消化过程影响比较大，但总体上沼液具有COD浓度高、可生化性差、氨氮浓度高、总磷浓度高的特点。典型的沼液污染物浓度如表4.8-1所示。

表4.8-1 沼液污染物浓度范围（单位：mg/L）

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| COD | NH3-N | TP |
| 1000~2000 | 300~2000 | 70~200 |

4.8.2 沼液收集

沼液中所含杂质易造成沼液排放管堵塞。常见的沉淀物有鸟粪石、蓝铁矿和碳酸钙，形成这些沉淀物的成分存在于未消化的污泥中，在消化过程中释放出来并转化为可溶性物质，这些可溶性物质能发生反应和结晶。粗糙或不规则的表面以及弯头处是鸟粪石等沉积物积累的易发处。

为保持沼液排放管的畅通，设计时需注意以下几点：

* 沼液收集始端应设置集渣设施；
* 沼液排放管直径不小于150mm；
* 尽量减少管道中弯头数量，或采用大半径的弯头；
* 设置高压反冲洗设备。

4.8.3 沼液处理

沼液一般经过处理后排放至邻近污水处理厂，由于沼液的氮磷浓度高，处理的重点在于脱氮除磷，以免加重污水处理厂水处理系统的氮磷负荷，影响污水处理厂的正常运行，排放标准可参照《污水排入城镇下水道水质标准》GB/T 31962执行。对于独立的厌氧消化工程，沼液需单独处理达标后排放，即面临高浓度氮磷的去除，也需要考虑难降解COD的问题，达标难度相对较大。除了常规的污水处理工艺外，以下工艺适用于沼液的处理或预处理。

**1、混凝沉淀**

混凝沉淀主要用于去除水中的悬浮固体和胶体。沼液中SS和TP浓度较高，因此采用混凝沉淀进行预处理，再进入后续工艺段。

**2、厌氧氨氧化**

厌氧氨氧化工艺是在氧限制条件下，先由亚硝化细菌将氨氧化为亚硝酸盐，再通过厌氧氨氧化细菌利用已生成的亚硝酸盐去氧化氨，直接生成氮气，以达到脱氮目的。

与传统生物脱氮工艺相比，厌氧氨氧化工艺具有以下优点：

* 无需外加有机碳源作为电子供体；
* 只需将部分氨氮氧化为亚硝酸氮，节省了供氧动力消耗，比传统硝化反硝化工艺可节约60%的能耗；
* 反应过程几乎不产生N2O，避免了其他工艺中产生的温室气体排放；
* 污泥产生量降低90%；
* 脱氮效率高，氨氮去除效率可达到90%，总氮去除效率可达到80%。

厌氧氨氧化工艺也存在一定缺点：

* 启动周期长，购买接种菌液>2.0万元/m3；
* 工艺运行对水质和设备稳定性、自控系统精度和技术人员的要求较高，重新恢复稳定运行需要的周期较长；
* 必须精确调控，保证严格的反应条件，控制氨氮与亚硝酸盐比例；氨氧化菌对亚硝酸盐抑制较敏感，严格控制亚硝酸盐浓度。

**3、膜浓缩**

膜浓缩其实质上是物理分离过程，沼液中的养分可以利用膜组合工艺进行富集。同时，通过调节纳滤系统出水量控制浓缩倍数直至达到设计要求的目标，利用清洗单元消除膜堵塞等抑制因素。工艺流程包括离心分离—袋式过滤器—超滤—纳滤。产生的浓缩液COD达到100000mg/L，可以直接进入浓液罐储存作为有机肥，清液达标排放。

**4、氨汽提**

氨汽提法通常先调节废水的pH至不低于10，可通过吹脱CO2或投加碱性化学物质实现。在高pH氛围下，使废水与蒸汽密切接触，降低废水中氨浓度。其传质过程的推动力是气体中氨的分压与废水中氨的浓度相当的平衡分压之间的差。延长气水接触时间和提高接触充分程度可提高对氨氮的处理效率，用填料塔可以满足此要求。汽提法适用于处理连续排放的高浓度氨氮废水，对氨氮的去除率可达97%以上。塔顶氨蒸汽进入冷凝器气水分离，少量冷凝水回流，氨气抽负压至氨水回收装置回收：用CO2或硫酸吸收作为肥料进行销售。

氨汽提在化工领域属于成熟工艺，脱氮效果稳定，同时可回收铵盐产品，进一步提高效益。制约因素是汽提塔内容易生成水垢；从降低成本的角度考虑，适用于高氨氮浓度废水处理。

**5、鸟粪石除氮磷**

针对污泥上清液中高氮磷、低碳源的特点，可采用基于磷酸铵镁（鸟粪石）法的除氮磷技术。鸟粪石是以等摩尔的镁、氮和磷（NH4MgPO4•6(H2O)）为主要成分的晶体矿物质，此种晶体会在以上三种离子同时存在且浓度高于溶解饱和度时通过沉淀反应形成，一般需在沼液中适当投加镁离子和碱液。目前较为成熟的沼液资源化利用技术包括加拿大Ostara公司的Pearl工艺、日本Unitika公司的Phosnix工艺等。鸟粪石工艺产业化的主要问题是运行成本高、回收鸟粪石纯度低，对鸟粪石在农业实用性的研究少。

4.9 防火防爆设计

电气设备引发火灾或爆炸的危险性较大，如全部采用防爆型则投资较高，因此电气集中控制室不应和存在沼气泄漏可能的设施合建。

贮存或使用沼气的贮罐、压缩机房、阀门控制间和管道层等场所，均存在沼气泄漏的可能，这些场所的电机、仪表和照明等电器设备均应符合防爆要求，并符合现行国家标准《爆炸危险环境电力装置设计规范》GB 50058的规定。

有爆炸危险的净化间、锅炉房等室内应设通风设施和甲烷、硫化氢泄漏浓度监测和报警装置，并与进气母管总切断阀和事故排风机联动。当检测到空气中甲烷浓度达到爆炸下限的20%（体积比）时，应将报警信号送至控制室，同时切断进气、开启排风机，避免产生爆炸性混合气体。

厌氧消化池和沼气收集与处理系统区域内的厂房、场地设计应符合国家规定的甲类火灾危险性等级要求。该区域周围应设防护栏。地面应采用不发火地面，若采用绝缘材料做整体面层，应采取防静电措施。沼气柜周围半径为5米的区域，不得有树木、灌木和植被，也严禁存放易燃物品和使用明火或吸烟。

为防止超压或负压造成的破坏，避免空气进入沼气系统，在厌氧消化池和沼气系统中应安装过压安全阀、负压防止阀以及相应的报警和释放装置。厌氧消化池正常运行时应保证压力的稳定，其工作压力大约在3kPa~4kPa之间。超压放散和低压报警装置应能设定一定的压力值，当消化池运行压力超过设定压力时，超压放散会自动释放，当出现低压时低压报警装置应能报警。放空、排泥和排水阀应采用双阀。

为防止用气设备回火或输气管道着火而引起沼气柜爆炸，沼气柜的进、出气管上必须设回火防止器。沼气柜进口管线上、所有沼气系统与外界连通部位以及沼气压缩机、沼气锅炉、沼气发电机等设备的进出口处、沼气燃烧器沼气管进口处均需要安装消焰器，防止来自废气燃烧炉、气动发电机、点火器等的反闪火花。

厌氧消化池、沼气柜、沼气燃烧器、发电机房等应考虑防雷设计。沼气燃烧器按第一类防雷建筑设防，厌氧消化池、沼气柜和发电机房按第二类防雷建筑设防，防雷设计应符合现行国家标准《建筑物防雷设计规范》GB 50057的有关规定。

沼气管道和沼气柜必须设置静电接地。

所有安全管理的重要节点均应设置明显标志，安全色和安全标志的使用应符合现行国家标准《安全色》GB 2893、《安全标志及其使用导则》GB 2894的规定。

5 污泥厌氧消化运行维护

5.1 运行与维护

5.1.1 系统启动

厌氧消化系统的启动包括以下关键因素：

* 维持特定的操作温度；
* 连续混合；
* 挥发性固体负荷的日变化不超过±10%。

厌氧消化池可采用直接启动的方式，也可采用添加接种污泥启动的方式。

直接启动时注满水、加热至设计温度、投加原污泥，由于厌氧消化微生物群落的培养需要时间，有机物去除和产气能力有一个逐步提高的过程，因此需要逐步提高进泥负荷。原污泥投加量一般为满负荷的20%，之后逐步增加到设计负荷，启动周期一般为2~3个月。通过添加接种污泥可缩短消化系统的启动时间，接种污泥量宜为消化池容积的10%。接种污泥应尽可能含有消化过程所需的兼性厌氧菌和专性厌氧菌，活性低的消化污泥比活性高的新污泥更能促进消化作用，好的接种污泥大多存在于消化池的底部。当所需要的接种污泥量较大时，可采用直接启动或分组添加接种污泥启动的方式。

空气中的甲烷含量在5%-14%（体积比）范围内时，遇到明火或700℃以上热源即发生爆炸。在消化池气相、沼气管道和沼气柜中，随厌氧消化污泥培养，甲烷在系统中的浓度逐渐上升，必然经过5%-14%的爆炸区域。因此，在培养厌氧消化污泥之前，宜对消化池气相、沼气管道和沼气柜进行氮气置换。

5.1.2 系统运行

**1、进出料控制**

连续稳定进出料是厌氧消化运行负荷控制的重要环节，甲烷菌对基质水平的变化很敏感，进料浓度、体积及污泥组分均会影响消化性能。通常挥发性固体负荷控制着厌氧消化过程，挥发性固体负荷超出日常限值的10%，即为负荷过高。连续或规则的间歇进料有助于保持消化池内的稳定条件。

进泥可采用容积法计量投泥，排泥可采用溢流方式或者液位计控制排泥量，底部排泥时不宜搅拌。控制进泥量和排泥量，一是为了满足污泥浓度要求，二是为了保持进、排泥的泥量平衡。当排泥量大于进泥量时，消化池液位下降，池内出现负压状态，当负压达到一定程度时，会损坏负压安全阀，空气进入池内降低甲烷浓度，甚至存在爆炸的危险；当排泥量小于进泥量时，消化池液位上升，会导致污泥溢出或压力安全阀破坏。

同时，需要控制投加污泥的组分，例如碳氮比、pH值以及有机物含量等。由于污水处理排泥量和污泥性质存在一定季节性变化，作为后端的厌氧消化系统也需要总结规律，确定不同季节的进泥方案，以减少冲击负荷，提高处理效率。

**2、温度控制**

温度是影响污泥厌氧消化的关键参数，产甲烷菌对温度的波动非常敏感，因此，操作过程中需要控制稳定的运行温度，变化范围宜控制在±1℃内。若运行温度偏低或偏高（尤其是温度急剧变化时），均会降低产甲烷菌的生物活性，若产甲烷菌的活性不能尽快恢复，而不受温度变化影响的产酸菌又继续产生挥发酸，最终会消耗大量碱度，导致系统pH值下降。可从以下方面寻找原因并调整运行：

（1）进泥次数或一次进泥量发生变化，致使加热系统负荷发生变化，最终导致消化液温度发生波动。此时应调整进泥周期和每次进泥量；

（2）搅拌不均匀，导致污泥局部温度偏高或偏低。此时应调整搅拌方式，保证均匀的搅拌混合。

**3、pH值和碱度控制**

pH值对厌氧消化中微生物的生长有着重要影响，不同微生物有着自己生长的最适pH范围，当厌氧消化系统的pH超出微生物的适宜生长范围时，微生物的活性会发生显著下降。产甲烷菌对pH的变化非常敏感，其适宜pH范围较窄，通常在6.5~7.5；水解发酵菌和产酸菌的适宜pH范围较宽，约在5.0~8.5。消化系统的pH值应在6.0~8.0之间运行，最佳pH值范围为6.8~7.2。当pH值低于6.0或者高于8.0时，产甲烷菌会受到抑制，影响消化系统的稳定运行。

pH值受到有机酸、游离氨以及碱度等因素的综合影响。厌氧消化过程中，水解酸化产生的有机酸会引起pH值下降，当酸发生大量积累时，产甲烷菌受到抑制，可能导致整个厌氧消化的失败；然而，产甲烷菌利用有机酸时产生的CO2，以及氨代谢和硫酸盐还原产生的碳酸盐或碳酸氢盐碱度能使pH值升高，起到缓冲作用，阻止厌氧消化系统的酸化现象。因此，维持厌氧消化系统的pH值平衡，是反应稳定进行的保证。

挥发性有机酸（VFA）是消化过程的中间副产物；总碱度（ALK）反映消化池的缓冲能力，即抵抗pH变化的能力，常见的缓冲物质有碳酸氢钙、碳酸氢镁和碳酸氢铵。VFA与ALK反映了产酸菌和产甲烷菌的平衡状态，是消化系统是否稳定的重要指标。对于常规浓度厌氧消化工艺，ALK应维持在2000~5000 mg/L，VFA浓度一般小于500mg/L，VFA/ALK比值为0.1~0.2。对于高含固厌氧消化工艺和基于高温热水解预处理的高含固厌氧消化工艺，VFA和ALK一般远高于常规工艺，但VFA/ALK比值应保持在0.1~0.2，以保证系统的缓冲能力。若VFA/ALK比值大于0.3~0.4，表明消化池内条件出现波动，需采取调整措施；若VFA/ALK比值大于0.8，表明消化池pH值下降，产甲烷过程受抑制。

**4、消化池压力控制**

污泥厌氧消化池运行时应监测消化池气压的变化，防止出现负压或超压。

当发生以下情况时，会导致消化池内产生负压：排泥量大于进泥量，此时应加强进、排泥量控制；排气量大于产气量，应加强运行调度，减少排气量；沼气搅拌设施漏气，应对沼气搅拌设施进行检查维修。

当发生以下情况时，会导致消化池内气压升高：进泥量大于排泥量，导致消化池液位升高，进而致使气相压力增大，应加强进、排泥量控制，保持消化池液位稳定；产气量大于用气量，而大量的持续的剩余沼气又无去向时，会导致消化池的气相压力增大，应加强运行调度，增大用气量；由于某种原因导致沼气管路阻力增大时，会使消化池气压增大，需分析原因，并及时予以排除。当消化池内压力超过设计值时，应停止搅拌。

**5、浮渣和泡沫控制**

进泥中含有油脂和漂浮物，可能在消化池内形成浮渣层，不仅使热效率降低，同时严重影响污泥搅拌混合和沼气收集。加强污水处理阶段对油脂和漂浮物的分离处理，可以从源头上消除消化池内形成浮渣的因素。此外，由于悬浮物在静止状态容易互相聚集并粘附在一起，适当的搅拌也可以防止浮渣的形成，或者将进泥或循环污泥喷到浮渣层，以打碎浮渣，并且使污泥保持浸润状态防止形成浮渣。

当厌氧消化池泡沫严重时，会充满整个气室并进入沼气管道，导致沼气利用设备运行困难。可停止投配带大量生物泡沫的污泥或者采取消泡措施，减少泡沫的产生。

**6、毒性物质控制**

厌氧消化过程中，所谓“有毒”是相对的，事实上任何一种物质对厌氧消化都有两方面的作用，即有促进产甲烷菌生长的作用和抑制产甲烷菌生长的作用，关键在于它们的毒阈浓度。低于毒阈浓度，对产甲烷菌生长有促进作用；在毒阈浓度范围内，有中等抑制作用，随浓度逐渐增加，产甲烷菌可被驯化；超过毒阈上限，则对微生物生长具有强烈的抑制作用。毒性环境的出现可能是源于消化池操作条件的突变，如过量投加化学药剂、负荷过高或污水厂进水冲击负荷等。厌氧消化系统的运行要充分考虑毒性物质的影响，如通过投加铁盐控制硫化物等。

表5.1-1列出了不同浓度氨氮对厌氧消化过程的影响，表5.1-2列出了常见无机物对厌氧消化的抑制浓度，表5.1-3列出了使厌氧消化活性下降50%的一些有毒有机物浓度。

表5.1-1 氨氮对厌氧消化过程的影响

|  |  |
| --- | --- |
| 氨氮浓度，以N计（mg/L） | 影响 |
| 50~200 | 有利 |
| 200~1000 | 无不利影响 |
| 1500~3000 | pH为7.4~7.6时受抑制 |
| >3000 | 有毒性 |

表5.1-2 部分无机物毒性及抑制浓度

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| 基质 | 中等抑制浓度（mg/L） | 强烈抑制浓度（mg/L） |
| Na+ | 3500~5500 | 8000 |
| K+ | 2500~4500 | 12000 |
| Ca2+ | 2500~4500 | 8000 |
| Mg2+ | 1000~1500 | 3000 |
| 氨氮 | 1500~3000 | 3000 |
| 硫化物 | 200 | 200 |
| Cu | — | 0.5（可溶），50~70（总量） |
| Cr6+ | — | 3.0（可溶），200~250（总量） |
| Cr3+ | — | 180~420（总量） |
| Ni | — | 2.0（可溶），30.0（总量） |
| Zn | — | 1.0（可溶） |

表5.1-3 部分有机物的毒性及抑制浓度

| 化合物 | 50%活性浓度（mmol/L） | 化合物 | 50%活性浓度（mmol/L） |
| --- | --- | --- | --- |
| 1-氯丙稀 | 0.1 | 2-氯丙酸 | 8 |
| 硝基苯 | 0.1 | 乙烯基醋酸纤维 | 8 |
| 丙稀醛 | 0.2 | 乙醛 | 10 |
| 1-氯丙烷 | 1.9 | 乙烷基醋酸纤维 | 11 |
| 甲醛 | 2.4 | 丙烯酸 | 12 |
| 月桂酸 | 2.6 | 儿茶酚 | 24 |
| 乙基苯 | 3.2 | 酚 | 26 |
| 丙稀腈 | 4 | 苯胺 | 26 |
| 3-氯-1,2丙二醇 | 6 | 间苯二酚 | 29 |
| 亚巴豆醛 | 6.5 | 丙酮 | 90 |

铵根离子（NH4+）和游离氨（NH3）是无机氮的两种最主要的存在形式，游离氨可以穿过细胞膜进入细胞使钾离子缺失从而打破细胞膜内外离子平衡，故在二者中毒性较强。游离氨的浓度主要取决于三个参数：总氮浓度、温度和pH值。升高温度会导致较高浓度的氨浓度的积累，因此高温厌氧消化系统更容易被氨浓度抑制。pH值的升高会使游离氨与铵根离子浓度的比值升高，使氨的毒性进一步增强，随之带来的系统不稳定运行往往导致VFA浓度的增加，这又会降低pH值，从而降低游离氨浓度，如此循环，系统尚可勉强维持运行，但产气量会降低。由于氮是微生物生长所必须的营养元素，氨浓度在低于200mg/L时有利于系统的稳定运行。

重金属离子对消化的抑制作用有两个方面：一是与酶结合，产生变性物质，使酶的作用消失；二是由于重金属离子及氢氧化物的絮凝作用，使酶沉淀。多种金属离子共存时，毒性有互相拮抗作用，允许浓度可提高。

5.1.3 系统维护

**1、厌氧消化池**

污泥厌氧消化池应定期停用、排空，进行检修、清砂和清渣。若池底积砂太多，会缩小有效池容，影响消化效果；若池顶液面积累浮渣太多，则会阻碍沼气自液面向气室转移。如果运行时间不长，积渣积砂就很多，则应检查污水处理中格栅和沉砂池的除污效果，加强对污水预处理环节的工艺控制和维护管理。

厌氧消化池的排空清理应严格执行相应的安全操作防护守则。排空周期由运行方式、污泥种类等条件决定，一般运行5年~10年应排空一次。如果消化池主要管道、阀门堵塞，或者浮渣太厚且不能采用一般方法解决，或者消化池内部设备发生严重故障，也应排空消化池进行清理和检修。

消化池排空时进行气体置换，避免池内甲烷含量经过5%~14%的爆炸区域。检修应进行全面的防腐防渗检查与处理。厌氧消化池内既有电化学腐蚀，也有生物腐蚀，电化学腐蚀主要是消化过程中产生的硫化氢在液相形成氢硫酸导致的腐蚀；用于提高装置气密性和水密性的一些防水涂料，经一段时间后，被微生物分解掉而失去防渗效果。检修时，应对金属部件进行防腐处理，对内壁进行防渗处理，检查池体结构等。

**2、搅拌设备**

应定期巡视搅拌设备的运转状况，记录设备运行参数。对于机械搅拌方式，应监控搅拌器电机的电流变化。在运行中如发现搅拌设备有异常的噪声、升温、振动、漏油、漏气等情况，应立即停机检修。定期的维护检修具体包括以下方面：

* 反转机械搅拌器以甩掉缠绕的杂物；
* 检查搅拌轴穿顶板处的气密性；
* 对消化池内搅拌设施进行防腐处理；
* 及时紧固搅拌设备各连接部位的螺栓；
* 检查清扫搅拌设施的配电装置；
* 按产品使用说明书规定对搅拌设施的附属设备进行维护保养。

**3、加热设备**

定期对加热设备进行维护及检修，具体包括以下方面：

* 定期清洗除垢（泥垢和水垢），套管式热交换器宜每年清洗1次，螺旋板式热交换器宜每6个月清洗1次；
* 若泥水热交换器发生堵塞，应利用高压水冲洗或拆开清洗；
* 清洗或更换加热系统的各种测温装置，校验和检定温度计、巡检仪等；
* 检修各种闸阀和热交换器密封材料；
* 检查消化池和加热管道的保温效果，如保温效果不佳，应更换保温材料。

热交换器检修时，应关闭通往消化池的闸阀，防止消化池内污泥从热交换器的清扫孔倒流和沼气的泄漏；放空热交换器中的污泥和循环水。

**4、沼气锅炉**

沼气锅炉的温度和压力均应保持在设计范围内。压力下降时应适当补水，每小时的正常补水量不应小于整个系统水容量的1%。出现以下问题时应立即停炉：

* 锅炉水位低于最低水位或高于最高水位；
* 给水泵全部失效或给水系统故障，不能向锅炉进水；
* 水位表或安全阀全部失效；
* 锅炉元件损坏且危及运行人员安全；
* 当锅炉运行中发现受压元件泄漏，炉膛严重结焦、受热面金属超温又无法恢复正常以及其他重大问题时。

定期对锅炉进行维护及检修，具体包括以下方面：

* 检查锅炉外观是否完好，附属零件装置是否齐全；
* 检查锅炉的给水设备、循环水泵等附属设备是否运转正常；
* 检查锅炉的出水管路、循环管路、排污管道是否正常，各阀门是否可靠；
* 检查气路是否有泄漏现象，查出可疑漏气部位，应进行补漏处理；
* 每班至少进行一次排污，排污应在低负荷下进行，并严格监视水位；
* 定期校验压力表，压力表存水弯管每月至少进行一次冲洗检查；
* 定期校验安全阀，每周应对安全阀进行一次手动或自动的排放试验，发现安全阀失灵或异常，应立即上报，经检查检修后，重新封印；
* 每年对锅炉全套设备进行一次维护保养，对相关部件的气密性进行复查，并测量每次保养及故障处理后的燃烧烟气值。

**5、沼气柜**

沼气柜的每日维护工作包括：

* 记录储气量和压力；
* 巡视沼气柜和周围防爆区域；
* 排除沼气管道和沼气柜内的冷凝水，减少管道腐蚀，降低管道阻力。

沼气柜的每周维护工作包括：

* 检查防爆区域是否有沼气的气味；
* 目检沼气柜及其基础结构是否有损坏或变化的迹象；
* 目检沼气柜外部的安全系统是否有损坏或变化的迹象；
* 目检密封液容器中的液面；
* 目检沼气管道中的阀门系统和其他装置；
* 目检排水系统；
* 检查是否有异常噪音。

沼气柜的每月维护工作包括：

* 校验气体流量仪表和压力仪表；
* 检查容积或液位指示器是否正常；
* 操作所有截止阀。

沼气柜的每年维护工作包括：

* 将膜填充到最大容量，检查沼气柜功能；
* 检查容积指示器和相关组件是否正常；
* 目检空气室内的所有组件；
* 目检沼气室内膜的情况；
* 检查安全系统是否正常；
* 检查排水系统是否正常；
* 目检沼气柜外表面、空气室和沼气室内的防腐层；
* 使用发泡剂目检气密性；
* 测量接地电阻。

对于湿式气柜，应每日检查导轨和导轮，以防出现偏轨现象。定期检查水封高度和水的pH值。夏季气温高，水分蒸发快，应及时补充水封内的水量。沼气中的H2S等溶于水，会降低水封槽内水的pH值，腐蚀气柜内、外壁，当pH值小于6时应换水。气柜换水时，由于气柜进水和出水的速度存在一定的差异，气柜可能出现负压，应通过调节气柜泄水阀门的开度，使气柜的进水量略大于气柜的出水量，多余的水，从气柜的溢流管排除，来保持气柜的压力平衡。寒冷地区采用蒸汽或热水对气柜进行加热，以防水封槽内的水结冰，影响气柜浮盖的正常升降或造成沼气的泄漏，入冬前应对水封加热和保温设施进行检修。

沼气柜每3年~5年应全面检修一次，检修时必须采取安全保护措施并制定维修方案，内容包括检修的方法、步骤、安全技术要求等，并应请具有专业资质的单位按照有关标准、规范和更具体的规定进行维修。

**6、脱硫装置**

（1）湿式脱硫

对于湿式脱硫，应每日监测碱液的pH值，及时补充碱液；每日检查碱液投加泵、碱液循环泵的运行状况和脱硫装置的气密性；定期冲洗并清理碱液管线，避免堵塞。当操作间内出现碱液泄漏时，应使用清水及时冲洗。

（2）干式脱硫

干式脱硫应定期检查脱硫塔前后硫化氢浓度、沼气压力变化，当脱硫效果达不到设计要求或沼气压力明显下降时，应更换脱硫剂或进行脱硫剂再生。

脱硫剂氧化反应和再生反应均为放热反应，若脱硫剂再生时，在密闭空间内，氧气的流量比较大，极易温升过快，出现脱硫塔着火，因此，无论采用塔内再生还是在线再生，都应控制塔内温度低于70℃。在线再生时，沼气继续通过管路，脱硫剂反应与再生反应同时进行，应根据沼气中硫化氢含量确定空气掺混量及空气流速，脱硫塔出口处沼气中氧含量应小于1%。

脱硫剂进行2~3次再生后应及时更换，更换脱硫剂时操作人员应戴防毒面具，室内应进行通风。更换后的废脱硫剂堆放在室外空地上应适当浇水，以防其自燃，其处置应符合环境保护的要求。

当填料再生或更换后、恢复通入沼气前，考虑到沼气与残存的空气混合比例达到爆炸极限，可能会导致发生爆炸，因此宜进行氮气置换。

（3）生物脱硫

应定期检查脱硫前后硫化氢浓度变化，当发现脱硫效率明显下降时，应及时补充循环营养液。应定期检查脱硫系统的布气管道，并进行防腐处理；塔内填料应6~12个月清洗一次；采用外加生物催化剂或菌种的生物脱硫工艺，应定期补充催化剂或菌种。操作人员应避免人身接触硫污泥、硫气泡、碱液，并应配备防护用品。

**7、沼气燃烧器**

定期对沼气燃烧器进行维护及检修，具体包括以下方面：

* 检查自动式沼气燃烧器的自动点燃程序及母火管路的压力；
* 长期使用后，火焰喷嘴上会有尘土、碎屑等，沼气管线中的硫化氢等也会腐蚀管壁，堵塞管路，影响点火，应定期清理火焰喷嘴；
* 校核沼气燃烧器上的压力表；
* 保养和维修沼气燃烧器管路上的电动闸阀；
* 采用电子点火装置的，应按相关规定检查接地母线；
* 沼气燃烧器运行期间，应每班监控火焰燃烧情况。

**8、沼液管线**

沼液中含有高浓度的氮磷，应定期对沼液管线进行高压反冲洗，目的是防止形成结晶堵塞管道。

5.2 监测与检测

5.2.1 监测与检测目的

水力条件、进料组成、有机负荷、有毒物质浓度、温度变化等都会造成厌氧消化的不稳定性或操作失败，一般表现为消化池内挥发酸浓度上升以及碱度、pH值、产气量、气体甲烷含量和有机物去除率的下降。密切监测和检测这些指标能让操作人员及时采取补救措施防止系统失灵。鉴于过程因素相互作用的复杂性，仅测量单个指标不能充分描述工艺性能，需对多个指标进行定期监测和检测。

5.2.2 在线监测指标

以下指标宜进行在线监测：

* 厌氧消化池进泥量、排泥量、物料液位；
* 厌氧消化池内物料温度、pH值及沼气压力；
* 热交换器进出口水温；
* 脱水装置进出口沼气的水含量；
* 脱硫装置进出口沼气的硫化氢浓度；
* 气柜进口流量、甲烷含量、氧含量、二氧化碳含量及气柜中沼气的储量、压力；
* 增压机后沼气的压力、温度；
* 风机、增压机、水泵、锅炉等设备的启停状态。

5.2.3 泥质检测

应定期对进泥、排泥的泥质进行检测，检测指标和频率可根据表5.2-1确定。

表5.2-1 泥质检测指标和频率

| 分析周期 | 分析项目 |
| --- | --- |
| 每日 | 含水率 |
| 每周 | pH值 |
| 有机组分 |
| 脂肪酸 |
| 总碱度 |
| 每月 | 粪大肠菌群 |
| 矿物油 |
| 挥发酚 |

污泥厌氧消化池进泥、出泥的取样和检测分析应符合下列要求：

* 进泥取样点宜设置于消化池投泥泵后或污泥均质池出泥口处，出泥取样点宜设置于污泥循环泵后或消化池排泥口处；取样点距离泵的距离宜大于10倍的进泥管或出泥管管径；
* 取样时应先将存留于取样口处的积泥排除；
* 检测分析所用泥样应为瞬时泥样；
* 检测分析应按照现行行业标准《城市污水处理厂污泥检验方法》CJ/T 221执行。

5.2.4 沼气检测

应定期对沼气组分进行检测和记录，检测指标和频率可根据表5.2-2确定。其中，可在线监测的指标应尽量在线监测。

表5.2-2 沼气检测指标和频率

|  |  |
| --- | --- |
| 分析周期 | 分析项目 |
| 每日 | 沼气产量 |
| 沼气压力 |
| 沼气温度 |
| 每周 | 热值 |
| 沼气含水率 |
| 甲烷含量 |
| 硫化氢含量 |
| 每月 | 沼气全组分分析 |
| 氧气含量 |

对一定的处理系统而言，沼气中甲烷和二氧化碳的含量接近固定的数值。若沼气中出现二氧化碳百分含量突然增加，表明负荷有可能偏大，系统受到某种抑制。若氮气和氧气的含量同时增大，表明处理系统气密性差。

5.2.5 沼液检测

宜每天对沼液CODCr、SS、NH4+-N、TN、TP等指标进行检测和记录，检测指标应满足技术设计要求。

5.3 安全管理

5.3.1 管理制度

操作人员必须经过培训、考核合格后上岗，必须熟悉厌氧消化处理工艺和设施、设备的运行要求及技术指标。特种作业人员（包括电工、消化系统热水锅炉工等）应持证上岗。操作人员上岗时应佩戴劳动保护用品，并严格按照相应岗位的安全操作规程操作。

针对污泥厌氧消化区域重大事故隐患源的分布、发生事故的可能性及其严重程度，应制定重大事故隐患的现场管理制度，制定沼气泄漏、火灾爆炸、中毒等各类安全事故的应急预案，建立应急救援组织，配备应急救援器材。建立事故应急机制的目的是通过有效的应急救援行动，尽可能降低事故的后果，包括人员伤亡、财产损失和环境破坏。事故应急预案明确了在突发事故发生前、发生过程中及刚刚结束后相应的策略和资源准备等。每年应至少进行一次演练，通过演练发现预案的不足，改善各应急部门和人员之间的协调，提高应急人员的熟练程度和技术水平，提高整体应急反应能力。

同时，应制定安全检修方面的制度与规程，特别是厌氧消化池、沼气柜检修前做好安全措施，包括强制通风置换、戴防毒面具、监护作业、现场在线硫化物检测仪，并制定中毒事故应急救援预案，以确保检修时维修人员的安全。

5.3.2 防火防爆

甲烷在空气中的浓度达到5%~14%（体积比）区间时，遇明火就会产生爆炸。因此，防火防爆管理的一个重要方面在于防止沼气泄漏。另一方面，火源是发生爆炸等危害的前提条件之一，因此预防火源的出现也同样重要，包括烟火、硬物碰撞产生的火花、雷电、静电产生火花和物体表面温度等。

防火防爆管理具体包括以下方面：

* 沼气系统区域周围一般应设防护栏、建立出入检查制度；
* 在有毒、有害区域应进行通风，在易燃、易爆区域严禁烟火并应通风，在环境条件检测合格后人员方可进内作业；
* 防爆区域内一律禁止明火，严禁烟火，严禁铁器撞击或电焊操作；防爆区域内的操作间地面应敷设橡胶地板，作业人员应穿戴防静电工作服和防静电鞋，使用不产生火花的铜制、合金制或其他操作工具；
* 定期检测厌氧消化区域供配电系统、静电接地装置和避雷装置，发现不符合要求的部件或装置，及时更换和检修，保证安全使用；
* 在操作场所设置CH4浓度超标和氧亏检测与报警装置，具备至少一套供氧设备，并定点保存；
* 防爆区域应设置有毒、有害、易燃、易爆气体自动监测报警装置，并定期检查其可靠性；
* 定期检查沼气管路系统及设备的严密性，发现泄漏，应迅速停气检修；
* 沼气贮存设备因故需要放空时，应间断释放，严禁将贮存的沼气一次性排入大气；放空时应认真选择天气，在可能产生雷雨或闪电的天气严禁放空。另外，放空时应注意下风向有无明火或热源。

5.3.3 防中毒

沼气中含有硫化氢等有毒气体，若大量吸入会产生恶心、头晕等中毒和窒息症状，危害人身健康。操作人员进入卸料池、厌氧消化池、沼气柜、阀门井和检查井等作业前，应放散沼气，再进行通风换气，当确认安全后，方可进入，同时佩戴个人防护用具。作业期间，厌氧消化池、沼气柜内应持续通风和监测，并设专人监护，作业人员应轮换操作。

5.3.4 防坠落

当对厌氧消化池、沼气柜、生物脱硫装置、沼气燃烧塔等检修需要高空作业时，由于其作业面积较小，在维护和保养时同样有较大的危险性，所以应穿戴安全带、穿防滑鞋等劳动保护用品，且作业人员不应少于2人。确保安全时，方可攀高作业。在大风、暴雨、雷电、霜雪、冰冻等恶劣条件下禁止登高作业。

6 厌氧消化产物特性及利用

6.1 沼渣

有机物质在厌氧消化过程中，除了碳、氢、氧等元素逐步分解转化，大量生成甲烷、二氧化碳等气体外，其余各种养分元素基本都保留在消化后的剩余物中，其中不溶解或难分解的有机、无机固形物保留在沼渣中，在沼渣的表面还吸附了大量的可溶性有效养分。因此，沼渣含有较全面的养分元素和丰富的有机物质、微量元素等，具有速缓兼备的肥效特点，宜优先考虑资源化利用，如农用、园林绿化、土地改良、垃圾填埋场覆盖土等，此外，也有采用焚烧的方式处理过剩的沼渣或者不适宜土地利用的沼渣。

一般来说，沼渣还需进一步的处理，相关技术路线包括：

* （热水解）+厌氧消化→脱水→土地利用；
* （热水解）+厌氧消化→脱水→干化（或好氧发酵）→土地利用。

厌氧消化后的污泥通常含有病原体，根据美国环保局市政污泥使用和处置标准的规定，达到B级标准的要求。如果进行热水解预处理，或沼渣进一步进行好氧发酵处理，则能够达到A级标准的要求，应用基本不受限制。

在脱水性能方面，有研究表明，污泥厌氧消化后脱水性能变差，主要原因是消化降低了絮凝性能，增加了非絮凝分散颗粒物的浓度。同样地，热水解工艺大幅降低了污泥的颗粒粒径，一方面会增加污泥比表面积和持水能力，影响污泥脱水性能；另一方面当采用滤布脱水时，容易堵塞滤布孔隙，影响污泥脱水作业。但也有研究表明热水解预处理后的污泥具有更佳的脱水性能，在只投加聚合物不投加石灰的条件下，脱水后含固率可达30%~40%。

沼渣脱水后还可采用干化或好氧发酵进一步减少污泥量、提高稳定化程度。干化包括自然干化、热干化、太阳能干化等，单纯的热干化过程对污泥有机物没有进一步的去除作用，污泥颗粒有机物含量较高，施用于土地后在降解过程中会释放大量的温室气体。采用好氧发酵处理消化后的沼渣，可进一步降低污泥中的病原微生物和有机物含量，公众对污泥堆肥产品的接受程度要要高于对消化后污泥直接施用于土地的接受程度，但在我国类似的案例较少。

6.2 沼气

沼气约含60%的甲烷，其热值一般可达到21000kJ/m3~25000kJ/m3，是一种可利用的生物质能，应进行综合利用，可用于沼气锅炉的燃料、消化池加温、发电和驱动鼓风机等，能节约污水厂的能耗。经过纯化的沼气，还可以液化罐装或并入城镇燃气管网综合利用。在世界能源紧缺的今天，综合利用沼气显得越发重要。

（1）沼气锅炉

沼气锅炉利用沼气制热，热效率可达90%~95%。沼气锅炉可采用热水锅炉，也可采用蒸汽锅炉，主要取决于对热能形式的要求。沼气锅炉产生热量主要用于消化池的保温、预处理或干化处理所需热量等。

（2）热电联产

沼气发电机是利用沼气发电，同时回收发电过程中产生的余热。通常1 Nm3的沼气可发电1.5~2.2kWh，补充污水处理厂的电耗；内燃机热回收系统通过对发电机缸套水和尾气热量回收，可以回收40%~50%的能量，用于消化池加温等。沼气拖动是利用沼气直接驱动鼓风机，用于曝气池的供氧。

目前，国产沼气发电机将30%沼气转化为电能，40%沼气转化为热能，沼气的总利用效率为70%。国外沼气发电机组总利用效率可达80%以上。

（3）精制天然气

沼气经预处理、提纯制成天然气，经加压后可向市政管网供气或作为汽车燃料。提纯后的天然气应符合现行国家标准《天然气》GB 17820规定的技术指标要求。

6.3 沼液

从资源化利用角度来看，沼液含有少量有机、无机盐类，如铵盐、钾盐、磷酸盐等可溶性物质，具有速效性养分。

对于中小型沼气工程，其产生的沼液量相对较少，沼液主要以综合利用为主，如通过浓缩、减量化等方法，使其营养成分得到有效浓缩，体积大大减小，方便沼液的推广销售。此外，沼液也可以直接用作生物有机肥料，如沼液经加水稀释后可直接用于农作物、果树、花卉及经济作物等植物上，沼液也可以配合化肥施用，浓缩后的沼液还可用作叶面肥喷施。

对于大型工程来说，由于产生的沼液量大、有机物浓度高且难降解，一般以无害化处理和达标排放为主，也可以通过4.8.3节所述的膜浓缩、氨汽提、鸟粪石结晶等方式处理后，得到相应的液态肥、碳酸氢铵、鸟粪石等产品，实现沼液的资源化利用。