城镇污水处理厂污泥干化焚烧

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。

污泥焚烧作为城镇污水处理厂污泥处理的主流技术之一，可集约、高效地实现污泥的减量化、稳定化和无害化，焚烧灰渣可填埋或资源利用，适合经济较发达、人口稠密、土地成本较高的地区；污泥热干化可有效去除污泥水分、提高污泥热值，常常作为预处理技术与污泥焚烧、工业窑炉协同处置、以及污泥热解、碳化等高温热处理技术联用。《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)将干化焚烧与土地利用共同作为污泥处置污染防治的最佳可行技术。《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)也推荐经济较为发达的大中城市采用污泥焚烧工艺，并鼓励采用干化焚烧联用的方式，提高污泥的热能利用效率。

近年来，污泥热干化和焚烧技术在我国越来越多的城市得到工程化应用，呈现出快速发展的势头。污泥热干化和焚烧工艺属于热化学领域，流程和设备较复杂，对设计和运行维护的要求较高。国内已发布的标准仅有中国工程建设协会标准《城镇污水污泥流化床干化焚烧技术规程》CECS 250-2008和机械行业标准《城镇污水处理厂污泥焚烧处理工程技术规范》JB/T 11826-2014，对污泥流化床干化和污泥焚烧在设计、建设、运行和管理方面的核心性技术要求作出了规定。本指南旨在进一步深化对污泥热干化、污泥焚烧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干化焚烧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、污泥热干化工艺、污泥热干化的辅助系统、污泥热干化的运行维护、污泥焚烧工艺、焚烧余热利用、焚烧烟气处理、焚烧飞灰处理和处置、污泥流化床焚烧的运行维护、污泥干化焚烧厂区的安全管理。

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： | 上海城投污水处理有限公司 |
|  | 同济大学 |
|  | 上海市城市排水有限公司 |
|  | 北京艺高人和工程设备有限公司 |
|  | 绿水股份有限公司 |
| 主要起草人： |  |
|  |  |
|  |  |
|  |  |
|  |  |
|  |  |
|  |  |
|  |  |
|  |  |

中国工程建设标准化协会

2019年 月 日

目 录

[1 总 则 6](#_Toc14793822)

[2 术语和定义 7](#_Toc14793823)

[3 污泥热干化工艺 9](#_Toc14793824)

[3.1 污泥热干化的作用和原理 9](#_Toc14793825)

[3.2 污泥热干化工艺和设备 10](#_Toc14793826)

[3.3 污泥热干化工艺设计 11](#_Toc14793827)

[4 污泥热干化的辅助系统 26](#_Toc14793828)

[4.1 湿污泥的储存和输送 26](#_Toc14793829)

[4.2 尾气的处理 27](#_Toc14793830)

[4.3 干化污泥的运输、存储和（或）造粒 29](#_Toc14793831)

[5 污泥热干化的运行维护 31](#_Toc14793832)

[5.1 运行与维护 31](#_Toc14793833)

[5.2 监测与检测 33](#_Toc14793834)

[6 污泥焚烧工艺 35](#_Toc14793835)

[6.1 污泥焚烧的作用和原理 35](#_Toc14793836)

[6.2 污泥焚烧工艺和设备 37](#_Toc14793837)

[6.3 污泥流化床焚烧工艺设计 41](#_Toc14793838)

[7 焚烧余热利用 52](#_Toc14793839)

[7.1 余热回用方式 52](#_Toc14793840)

[7.2 余热利用设备 55](#_Toc14793841)

[8 焚烧烟气处理 57](#_Toc14793842)

[8.1 污泥焚烧烟气中的污染物 57](#_Toc14793843)

[8.2 烟气处理设施 60](#_Toc14793844)

[9 焚烧飞灰处理和处置 66](#_Toc14793845)

[9.1 飞灰的组成和处理方式 66](#_Toc14793846)

[9.2 飞灰处理设施 67](#_Toc14793847)

[9.3 飞灰的处置 70](#_Toc14793848)

[10 污泥流化床焚烧的运行维护 72](#_Toc14793849)

[10.1 运行与维护 72](#_Toc14793850)

[10.2 监测与检测 77](#_Toc14793851)

[11 污泥干化焚烧厂区的安全管理 79](#_Toc14793852)

[11.1 安全管理 79](#_Toc14793853)

[11.2 污泥干化焚烧的安全风险 79](#_Toc14793854)

[附录 编 制 依 据 83](#_Toc14793855)

1 总 则

1.0.1 编制目的

为了深化对城镇污水处理厂污泥干化、焚烧技术原理和工艺的理解，提升我国污泥干化、焚烧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热干化和鼓泡流化床焚烧的工艺设计和运行管理。

2 术语和定义

1. 污泥热干化 sludge heat drying

污泥经机械脱水后，在外部加热的条件下，通过传热和传质过程，使污泥中水分随着相变化分离的过程。

1. 流化床 fluidized bed

固体颗粒悬浮于运动的流体之中，从而使固体颗粒具有流体的某些表观特征，这种“流-固”接触状态称为固体流态化，流态化的颗粒床层称为流化床。

1. 全干化 full drying

将污泥干化至含固率不低于85%的干化工艺。

1. 半干化 partial drying

将污泥干化至含固率低于85%的干化工艺。

1. 粘滞区 adhesion or shearing phase

通常在含水率大约50%~70%时，污泥流变特性会发生改变，粘性大、易结团，不宜运输与处理，这一阶段和状态称为粘滞区。

1. 干化尾气 exhaust gases

由干化过程产生的水蒸气、挥发性化学物质和部分漏入空气组成的混合气体。

1. 污泥焚烧 sludge incineration

在高温和充足氧气的条件下，污泥中的可燃成分急剧与氧反应，使污泥转化为燃烧烟气和少量灰渣的过程。

1. 污泥焚烧炉 sludge incineratior

利用高温氧化作用处理污泥的设备。

[JB/T 11826-2014，术语3.2]

1. 临界流化速度 critical fluidization velocity

颗粒从静止状态转变为流化态的最低气流速度。

1. 鼓泡流化床 bubbling fluidized bed

气流自下而上穿过固体颗粒床，当气流速度超过流化床临界流化速度，使床层颗粒呈流化态，出现沸腾状气泡，炉内具有以上特征的流化床称为鼓泡流化床。

1. 烟气停留时间 gas retention time

燃烧所产生的烟气从最后的空气喷射口或燃烧器出口到换热面（如余热锅炉换热器）或烟道冷风引射口之间的停留时间。

[CECS 250:2008，术语2.0.8]

1. 热灼减率 loss on ignition

焚烧残渣经灼热减少的质量占原焚烧残渣质量的百分数。

[CECS 250:2008，术语2.0.7]

1. 燃烧效率 combustion efficiency

烟道排出气体中二氧化碳浓度与二氧化碳和一氧化碳浓度之和的百分比。

[CECS 250:2008，术语2.0.10]

1. 炉渣 bottom ash

从焚烧炉底部收集的燃烧残余物。

1. 飞灰 fly ash

在燃烧过程中，被气流夹带存在于出炉的烟气中，通过烟气除尘设备（如旋风分离器、静电除尘器或袋式过滤器）被分离的固体颗粒。

[JB/T 11826-2014，术语3.12]

1. 余热锅炉

利用工业过程的废气、废料或废液中的余热及其残留可燃物质燃烧产生的热量把水或其他介质加热到一定温度的锅炉。

3 污泥热干化工艺

3.1 污泥热干化的作用和原理

3.1.1 污泥热干化及其优缺点

污泥热干化是在不降解污泥中有机组分的情况下将污泥中水分快速蒸发去除的一种低温热处理技术。通过热干化，污泥含水率通常可降至10%以下。

从污泥后续处置的角度，热干化有如下优点：

* 显著降低了后续处理处置的污泥量和体积。相对于含水率80%的脱水污泥，若干化至含水率10%以下，则产物量仅为原来的约1/5，有利于减少后续储存、输送和处置的成本。
* 干化过程去除了污泥中的大部分水分，提高了污泥的热值，为后续在焚烧炉中自持燃烧创造了条件，使其具有了热能回收利用的价值。
* 与湿污泥相比，干化污泥的物理和化学性状使其更易于阶段性储存和后续处理处置。
* 干化过程杀灭了污泥中的病原菌，完成了污泥的消毒，有利于后续通过土地利用实现资源循环。

污泥热干化也存在一定的局限性：

* 投资成本高；
* 运行成本高，主要为能耗；
* 潜在安全问题，尤其是火灾和爆炸风险；
* 未经稳定化处理（如厌氧消化）的污泥干化产品，其稳定性是暂时的，储存和处理不当会再次滋生微生物，产生臭气等污染。

3.1.2 污泥热干化过程

热干化的对象通常为污水处理厂的脱水污泥，脱水污泥中的水分按照与固体颗粒结合情况的不同，可划分为间隙水（自由水）、毛细水、表面吸附水和内部结合水四类。间隙水是被大小污泥颗粒包围的水分，不与固体颗粒直接结合；毛细水是在固体颗粒接触面上由毛细压力结合，或充满于固体颗粒之间、固体本身裂缝中的水分；表面吸附水时以分子间的作用力吸附于固体颗粒表面的水分；内部结合水时污泥中微生物细胞内部的水分。热干化过程去除的主要是间隙水、毛细水和表面吸附水，与热干化过程的不同阶段相对应。

热干化过程可划分为三个阶段：加速阶段、恒速阶段和减速阶段。

加速阶段：污泥温度和干化速率快速提升至下一阶段（恒速阶段），这一阶段通常较短，干化效率较低。这一阶段是污泥升温的过程。

恒速阶段：与其他两个阶段相比，物料在该阶段停留的时间最长。在这一阶段，污泥颗粒表面完全浸于水的包裹中，表面水蒸发后不断被物料内部水分代替。此时的干燥过程类似于水池中水的蒸发，固体部分对干化速率的影响不大。在这一阶段，污泥和气体界面的温度通常维持在该气体的湿球温度。这一阶段去除的是污泥的间隙水（自由水）。

减速阶段：随着水分的充分蒸发，当污泥颗粒表面不再全部浸于水中时，污泥颗粒表面水分的蒸发速率高于内部水分到达颗粒表面的速率。因此，此时整体的干化速率则低于恒速阶段。蒸发速率第一次下降阶段去除的水分是毛细水，第二次下降阶段去除的水分是表面吸附水。在减速阶段，由于热介质传递显热给污泥的速率高于污泥中潜热传递给气体的速率，污泥和气体界面的温度开始上升。

3.2 污泥热干化工艺和设备

3.2.1 典型工艺和设备

热干化工艺的核心是热量传递和水分蒸发。根据主导型传热方式的不同，污泥热干化工艺和设备可分为以下几种类型：

* 对流式（直接干化），即热量通过热气体介质与物料进行密切和直接的接触而传递给物料的干化方式，加热方式可以直接或间接，直接加热居多。典型工艺有转鼓式、流化床式、喷雾式等。干化后的污泥通常呈较均匀的球状颗粒，并具有一定的硬度。在国外，当干化污泥产品进行农用时，通常会采用这种干化形式。在对流式干化时，热介质的作用有两个：提供干化热量和带走蒸发的水分。因此，干化蒸发的水分、挥发性气体和与热介质是混合在一起的。出于安全考虑，作为热介质的气体需要控制氧浓度，可通过循环部分干化尾气来实现。在工艺运行时，常常通过干化污泥与湿污泥返混来降低湿污泥含水率，避开污泥粘滞区。
* 传导式（间接干化），即热量通过间接的热交换表面从热介质转移至物料的干化方式，加热方式均为间接加热。传导式干化的典型工艺有圆盘式、桨叶式、薄层式等。在传导式干化时，热介质与物料不直接接触，通过加热与物料直接接触的金属表面将热量转递给物料。桨叶和圆盘式干化，传热面由一系列中空的金属桨叶或盘片构成，金属桨叶或盘片固定在可转动的轴上，轴内流动热介质，轴转动以促使物料与热表面均匀和高效接触，并推动物料前进。干化后的污泥通常尺寸较大，松散，可根据后续处理处置需求进行造粒、调整颗粒均匀性和硬度等形状。薄层式干化机的传热面为壳体夹套，夹套内的蒸汽或导热油作为热媒，内筒壁是与污泥接触的传热部分。转子为一根整体的空心轴，空心轴上布置有不同形式的叶片，空心轴和叶片均不通热媒。叶片与内筒壁的距离保持5-10mm，在转子的转动及叶片的涂布下，进入干化机的污泥会均匀的在内壁上形成一个动态的薄层，污泥薄层不断的被更新，在向出料口推进的过程中不断的被干燥，干燥后的污泥呈现颗粒状，通常不需要进行造粒处理。在传导式干化中，离开干燥机的所有尾气即为干燥蒸发的水分、少量挥发性气体和部分空气。
* 辐射式（红外或热辐射干化），即热量通过电阻加热、红外线、微波等方式以辐射能的形式传递给湿物料。辐射式干化的典型工艺有带式、螺旋式。

除上述几大类干化工艺之外，还可采用联合或复合干化方式，即两种不同的干化方式串联，或在干化过程中同时复合使用了对流、传导或辐射干化的多种干化原理。

典型热干化设备的介绍如可参照《城镇污水处理厂污泥处理处置技术指南（试行）》。

综合考虑污泥挥发份损失、经济性、操作的密闭和热干化尾气的处理难度等因素，在污泥干化焚烧处理时，推荐采用间接热干化工艺。

3.2.2 一般工艺流程

污泥热干化系统主要包括储运系统、干化系统、尾气净化与处理、电气自控仪表系统及辅助系统。

储运系统主要包括料仓、污泥泵、污泥输送机等；干化系统以各种类型的干化工艺设备为核心；尾气净化与处理包括干化后尾气的除尘降温（冷却）、冷凝和除沫等设施；电气自控仪表系统包括满足系统监测控制要求的电气和控制设备；辅助系统包括压缩空气系统、给排水系统、通风采暖、消防系统等。

污泥进行热干化前通常进行机械脱水，将含水率将至80%左右。在热干化时，可直接将80%含水的污泥泵送至干化机，也可以将部分干化污泥与湿污泥混合进料至干燥机（可避免污泥结团）。干化尾气的净化与处理须满足排放或后续处理的要求。例如，当干化尾气进入焚烧炉处理时，应满足一次风机对于水和固体颗粒的要求。干化污泥则进行造粒、装袋，或者储存并输送至后续处理单元（如焚烧）。

3.3 污泥热干化工艺设计

3.3.1 基于工艺设计的基本要素

在污泥干化工艺设计时，污泥含水率、温度和湿度对于设计者确定干化能力、干化速率，以及确定干化工艺等设计内容非常重要。

**1 污泥含水率**

污泥含水率通常以水分在湿污泥中的质量百分比表示（%）。污泥通过干化可实际达到的最低含水率取决于干燥机的设计和运行、进料污泥的含水率和污泥的化学组成。对于污水处理厂污泥来说，通过干化通常可达到5 %的含水率。在污泥调理时加入的化学药剂或工业污泥形成过程中加入的化学品会在污泥中形成一定的化学结合水，进而影响污泥干化后的最低含水率，使之高于5 %。

进料含水率对于干化系统来说是非常重要的经济参数。这个数值越高，意味着单位污泥处理量的能耗更高，投资更大。但进泥含水率越高，单位蒸发水量的能耗越低。

此外，对于含水率的波动与直接干化系统的安全性密切相关。当波动幅度超过一定范围时，就可能对干化的安全性形成威胁。产生危险的原因在于干燥系统本身的特点。一般干燥系统在调试的过程中，给热量及相关的工艺气体量已经确定，仅通过监测干燥器出口的气体温度和湿度来控制进料装置的给料量。给热量的确定，意味着单位时间里蒸发量的确定。当进料含水率变化，而进料量不变时，系统内部的湿度平衡将被打破，如果湿度增加，可能导致干化不均；如果湿度减少，则意味着粉尘量的增加和颗粒温度的上升。全干化系统对含水率的降低较为敏感，在直接进料时，理论上最多只允许2个百分点的波动，当进泥含水率降低时，干燥器内产品的温度会快速升，形成危险环境。由于这一区间非常狭小，对调整湿泥进料量的监测反馈系统要求较高。解决湿泥含水率变化敏感性的方法通常有两个：一是在可接收的范围内提高最终产品的含水率；二是采用干泥返混。

**2 湿度**

湿度是表示空气干燥程度、即含有水蒸气多少的物理量，湿度对于干化速率起决定性作用。在热干化过程中，常用含湿量（kg/kg）表示单位质量干气体中含有的水分质量。污泥热干化过程是水分转移到气相的过程，其传质推动力为湿物料/气体界面温度下的气体含湿量与气相含湿量的差值。传质速率（干化速率）可表示为：

其中，*W*为干化速率或蒸发速率（kg水/h）； *K*y为气相传质系数（kg/h/m2/相对湿度差值）；*Y*s为湿物料/气相界面温度下的气体含湿量（kg水/kg干气体）；*A*为湿物料表面与干燥介质的接触面积（m2）；*Y*a为气相的含湿量（kg水/kg干气体）。

由此可知，影响干化速率的因素包括：接触表面积、新的接触面积的暴露量和速率、干介质与湿污泥接触的充分程度。

**3 温度**

在热干化过程中，热介质与湿物料/气相界面的温度差是热传递的推动力。干燥机类型根据主导性传热方式的不同可划分为对流式、传导式和辐射式。

对流式（直接干化）：热传递通过热气体与湿污泥的直接接触来完成，由入流气体的显热供给水分蒸发所需的潜热，同时，热气体直接将蒸发的水分带走。直接干化是污泥热干化较常用的形式，许多转鼓式、流化床式干燥机便采用了这种传热方式。对流式热干化的传热速率可用下式表示：

其中，*q*对流为对流传热速率（KJ/h）； *hc*为对流传热系数（KJ/h/m2/℃）； *A*为湿物料与热气体的接触面积（m2）； *t*g为气体温度（℃）；*t*s为湿污泥/气体界面温度（℃）。

传导式（间接干化）：热传递通过湿污泥与热的器壁表面接触来完成，热介质与湿污泥不直接接触，蒸发的水分以其他工艺气体作为载体离开干燥器，或者由风机抽吸离开干燥器。圆盘式、桨叶式、薄层式干燥机便采用了这种干燥方式。传导式热干化的传热速率可用下式表示：

其中，*q*传导为热传导速率（KJ/h）； *hcond*为热传导系数（KJ/h//m2/℃）； *A*为传热面积（m2）； *t*m为热介质的温度（例如蒸汽）（℃）；*t*s为湿污泥在传热界面的温度（℃）。

辐射式（红外或热辐射干化）：辐射能以电阻加热、红外线、微波等方式传递给湿物料，带式、螺旋式干燥机便采用了这种干燥方式。辐射式热干化的传热速率可用下式表示：

其中，*q*辐射为热辐射速率（KJ/h）； *εs*为干燥表面的辐射系数（无量纲）； *A*为接受辐射的污泥表面积（m2）；*σ*为Stefan–Boltzman常数（4.88 × 10–8 kcal/m2/h/K）； *t*r为热辐射源的绝对温度（例如蒸汽）（℃）；*t*s为污泥干燥表面的绝对温度（℃）。

通常，上述公式中确切的传热系数并不容易确定，在设计时所估算的数值与实际情况可能具有较大的偏差。要获得较准确的设计参数，最有效的方法是以实际物料模拟实际运行条件进行试验测试，许多干燥设备供应商愿意提供这样的测试服务。

3.3.2 工艺设计要点

**1 干化能力（规模）**

干燥机的数量和干燥能力需要根据预期的运行方式来确定。如果干燥机连续运行，需要预留一定的干燥能力，以备设备维护和检修。如果采用不连续的方式运行（例如，每周运行40小时），或者条件所限仅有一套干燥设施，则必须保证具有足够的干燥能力处理停车时产生的污泥，且设置足够的湿污泥存储容量。

**2 污泥存储**

设计人员需要考虑湿污泥和干燥污泥的存储需求。对于连续运行的干燥系统，湿污泥存储量需满足干燥系统定期停车维护的需求，通常考虑高峰时段3天的污泥产量。干化污泥的存储则取决于后续的处理处置方式。如果后续进行焚烧或其他处理，则根据后续处理单元的要求进行干化污泥的存储。大量存储未造粒的干化污泥需要尤其注意粉尘问题。

**3热源**

热干化过程是高耗能的，热能来源及其传输、储存、利用形式和利用率与干化能耗密切相关。天然气和燃油是常用热源但价格较高。

在干化系统内部进行能量回收是降低能耗的途径之一，例如，利用换热器回收废气的能量。另一种方式适用于干化后进行焚烧的情况，即回收焚烧烟气的能量用于污泥干化，本质上是利用干化污泥本身的热值降低外部热量需求。

按照干化热源的成本，从低到高依次为：烟气、燃煤、蒸汽、燃油、沼气、天然气。一般来说间接加热方式可以使用上述所有能源，其利用的差别仅在温度、压力和效率。直接加热方式，则因能源种类不同，受到一定限制。

**4 气流**

在直接干化的设计中，气流是一个至关重要的参数。根据气体与物料两种介质流向的关系，可分为并流、逆流与混流（错流）三种。在直接干化时，采用热气体与物料并流的方式能够在进料端快速进行热传递，减少了介质穿过干燥机的热损失，因而在传热效率和减少热损失方面更具优势。此外，这种方式也避免了逆流情况下出料端干污泥接触高温气体而产生挥发性臭气物质。

气体介质流速是干燥机设计的重要参数之一。工艺气量的大小决定于工艺本身所采用的热交换形式。热传导为主的系统，需要的气量小，因为气体主要起湿分离开系统的载体作用；而热对流系统则依赖气体所携带的热量来进行干燥，因此气量较大。

**5能量**

蒸发污泥中的水分是一个耗能的过程。耗能的多少取决于水分的蒸发量。因此，污泥干化前通常进行脱水，降低后续干化过程的蒸发量和能耗。水分蒸发所需的热能是干化系统的基本能耗，包括：

* 污泥中固体和水分加热到干污泥离开干燥机时温度所需的热量；
* 将污泥中的水分加热至开始蒸发的热量以及水分蒸发的潜热；
* 将废气（包括水分蒸发形成的水蒸气）加热至排放温度所需的热量；
* 抵消热损失所需的热量。

除此之外，还会产生其他的能量消耗，与工艺及其相关条件有关，如：

* 热源，包括热源的类型、传输、储存、利用的条件；
* 物料，包括污泥的粒度、粘度和污染物含量；
* 工艺，包括工艺类型、流程、干燥机种类、是否进行能量回收等。

以上三个方面条件的不同，导致了干化系统在能耗方面的差别。这一差别有时非常之大，不经分析或验证很难判断其实际运行效果。

而以上所有热量均由热介质提供，如热空气、蒸汽、导热油等。

3.3.3 关键设计参数计算示例

**1 直接热干化示例**

污泥含水率80%，处理规模为120 t/d（5000 kg/h），以热空气为热源进行对流式干化，干化到含固率为91%。干化进泥温度为17℃；加热前空气温度为22℃，含湿量为0.008 kg/kg绝干空气；干化污泥温度为60℃；干燥机尾气温度为116℃，含湿量为0.120 kg/kg；干燥机的辐射热损失为1054 MJ/h；空气在进入干燥机前经预热器加热。

已知比热容参数如下表所示：

**表3.1 介质的比热容参数**

|  |  |
| --- | --- |
| **介质** | **热容（kJ/kg/℃）** |
| 绝干空气 | 1.01 |
| 绝干污泥 | 1.05 |
| 水 | 4.19 |
| 水蒸气 | 1.88 |

求：（1）该干化工艺所需的干空气流量（G, t/h）；（2）干燥机入口空气温度（*t*2,℃）；（3）该干化工艺的蒸发效率（%）

**解**：

该案例的示意图如下图所示：



**图3.1 污泥干化案例1的示意图**

（1）利用系统的水分平衡计算干空气流量（G）

* 进入干燥机的水分：

污泥中的水分=5000 kg/h × 80%=4000 kg/h（4 t/d）

空气中的水分=G × 0.008 t/t干空气=0.008G（t/h）

* 排出干燥机的水分：

干化污泥中的水分=5000 kg/h × 20% ÷ 91% ×（100% - 91%）=98.90 kg/h（0.0989 t/h）

尾气中的水分= G × 0.120 t/t干气体=0.12G（t/h）

* 进入干燥机和排出干燥机的水分平衡：

4 + 0.008G = 0.0989 +0.12G

* 计算得：G=34.8 t/h

（2）利用系统的热量平衡计算干燥机入口空气温度（*t*2），以0℃为基准温度计算其他温度下的热焓值。

* 干燥机的输入热量包括：进泥中的固体和水分的热量（H4）、进入干燥机的空气中绝干空气和水蒸气的热量（H2）。

进泥中固体的热量=5000 kg/h × 20% × 1.05 kJ/kg/℃ ×（17℃- 0℃）=17850 kJ/h

进泥中水分的热量=5000 kg/h × 80% × 4.19 kJ/kg/℃ ×（17℃- 0℃）= 284920 kJ/h

H4 = 17850 + 284920 = 302770 kJ/h

进气中绝干空气的热量=34800 kg/h × 1.01 kJ/kg/℃ ×（*t*2℃- 0℃）=35148 *t*2 kJ/h

进气中水分的热量包括：将基准温度（0℃）的水加热至含湿量为0.008kg/kg时露点温度（查湿空气焓湿图为10℃）的热量、水在10℃的汽化潜热（查水蒸气的热力性指标为2477 kJ/kg）、将10℃的水蒸气加热到*t*2的热量。

进气中水分的热量= 34800 kg/h × 0.008 kg/kg干空气× [4.19 kJ/kg/℃× (10℃- 0℃)+ 2477 kJ/kg + 1.88 kJ/kg/℃ × (*t*2 - 10℃)]=278.4 × (2518.9 +1.88 *t*2)= 701261.76 + 523.392 *t*2（kJ/h）

H2= 35148 *t*2 + 701261.76 + 523.392 *t*2 = 701261.76 + 35671.392 *t*2（kJ/h）

* 干燥机的输出热量包括：干化污泥中固体和水分的热量（H3）、干化尾气中绝干空气和水分的热量（H5）、干燥机辐射散热（HR）。

干化污泥中固体的热量= 5000 kg/h × 20% × 1.05 kJ/kg/℃ ×（60℃- 0℃）=63000 kJ/h

干化污泥中水分的热量= 98.90 kg/h× 4.19 kJ/kg/℃ ×（60℃- 0℃）= 24863.46 kJ/h

H3 = 63000 + 24863.46 = 87863.46 kJ/h

尾气中绝干空气的热量= 34800 kg/h × 1.01 kJ/kg/℃ ×（116℃- 0℃）=4077168 kJ/h

尾气中水分的热量包括：将基准温度（0℃）的水加热至含湿量为0.120kg/kg时露点温度（查湿空气焓湿图为58℃）的热量、水在58℃的汽化潜热（查水蒸气的热力性指标为2362 kJ/kg）、将58℃的水蒸气加热到116℃的热量。

尾气中水分的热量=34800 kg/h × 0.120 kg/kg干空气× [4.19 kJ/kg/℃× (58℃- 0℃) + 2362 kJ/kg + 1.88 kJ/kg/℃× (116-58℃)]=4176 × 2714.06 = 11333914.56 kJ/h

H5 = 4077168 + 11333914.56 =15411082.56 kJ/h

* 辐射热损失HR = 1054MJ/h = 1054000 kJ/h
* 稳定状态下，干燥机输入和输出热量是相等的

H4 + H2 = H3 + H5 + HR

302770 + 701261.76 + 35671.392 *t*2 = 87863.46 + 15411082.56 + 1054000

* 计算得：*t*2 = 436℃

（3）计算蒸发效率，即理论上蒸发单位质量水分的热量占系统实际单位质量水分耗热量的百分比。

* 在进泥温度下（17℃），1kg水分蒸发的热量即为该温度下的热焓= 2460 kJ/kg
* 根据物料平衡，供热量HA= H3 + H5 + HR - H4 - H1

H3 + H5 + HR - H4 = 87863.46 + 15411082.56 + 1054000 –302770 = 16250176.02 kJ/h

计算H1：

空预器入口绝干空气的热量= 34800 kg/h × 1.01 kJ/kg/℃×（22℃- 0℃）=773256 kJ/kg

空预器入口空气水分的热量=34800 kg/h × 0.008 kg/kg干空气× [4.19 kJ/kg/℃× (10℃- 0℃)+ 2477 kJ/kg + 1.88 kJ/kg/℃ × (22-10℃)]=707542.464 kJ/h

H1= 773256 + 707542.464 = 1480798.464 kJ/h

HA=16250176.02 -1480798.464 = 1476914769377.56 kJ/h

* 单位质量水分的实际耗热量= HA ÷（4000 - 98.90）kg/h = 14769377.56 kJ/h ÷ 3901.1 kg/h = 3785.95 kJ/kg
* 蒸发效率= 2460 kJ/kg ÷ 3785.95 kJ/kg × 100% = 65%

该案例的计算结果汇总于示意图中如下图所示：



**图3.2 污泥干化案例1计算结果的示意图**

**2 间接热干化示例——薄层干燥机**

湿污泥含水率80%，处理规模为120 t/d（5000 kg/h)，以1.0 MPaA饱和蒸汽为热源进行传导式干化，干化后污泥含固率为70%。湿污泥温度20℃；环境空气温度20℃，相对湿度70%；干化后污泥温度为95℃；从干化机中排出的尾气温度为100℃；干化机的热损失为总传热量的3%；漏入干化机中的干空气量为蒸发水量的5%；排出的蒸汽凝液为1.0 MPaA饱和水。已知比热容参数如表3.1所示。

求：（1）干化机排出尾气流量（*G*1，kg/h）；（2）计算尾气的相对湿度；（3）该干化工艺所需蒸汽流量（*G*2, kg/h）；（4）该干化工艺单位蒸发水量所需热量（kJ/kgH2O）；（5）干化机的换热面积（*A*, m2）。

**解**：

该案例的示意图如下图所示：



**图3.3 污泥干化案例2的示意图**

（1）利用干化系统的物料平衡计算尾气流量（G1）和相对湿度

* 计算蒸发水量：

干化污泥流量=5000 kg/h × 20% ÷ 70% =1429 kg/h

蒸发水量=5000 kg/h -1429 kg/h =3571kg/h

* 计算空气量及空气带入水分：

干空气量=蒸发水量× 5%=3571 kg/h × 5% =179 kg/h

利用大气含湿量计算公式*d* =0.62199*φp*sv /( *p* - *φp*sv) (其中，*d*为空气含湿量，kg/kg干空气；*φ*为空气相对湿度，%；*p*为湿空气压力；*p*sv为湿空气温度下的水蒸气饱和压力)，得：

空气含湿量= 0.62199 × ( 70% × 17.54 mmHg)/(760 mmHg - 70% × 17.54 mmHg) =0.01 kg/kg干空气

空气中的水分=179 kg/h × 0.01 kg/kg干空气=1.79 kg/h

漏入空气量=179 kg/h+1.79 kg/h=181 kg/h

**注1**：漏入空气量与蒸发水量之比5%为经验数据，不同形式热传导型干化机的数据不尽相同，此处以卧式薄层干化机厂家推荐数值为例。

**注2**：17.54mmHg为20℃水的饱和蒸汽压，760mmHg为大气压，也可用其它压力单位进行计算。

**注3：**空气含湿量也可通过查湿空气焓湿图得到。

* 计算尾气量：

尾气流量G1 = 蒸发水量+漏入空气量= 3571 kg/h + 181 kg/h=3752 kg/h

尾气中水分=3571 kg/h+1.79 kg/h=3573 kg/h

尾气含水率=3573 kg/h ÷ 3752 kg/h × 100% =95%

（2）计算尾气的相对湿度

尾气中水蒸气分压= 3573 kg/h ÷ 18 kg/kmol ÷（3573 kg/h ÷ 18 kg/kmol +179 kg/h ÷ 29 kg/kmol）× 101.325 kPa = 0.970 kPa

查得尾气温度时（100℃）的饱和蒸汽压为101.325kPa

则尾气相对湿度= 0.970 kPa ÷101.325kPa × 100% = 97%

（3）利用干化系统的热量平衡计算所需蒸汽量

* 进入干化机的热量包括：湿泥中固体和水分的热量（H1）、漏入干化机空气中绝干空气和水蒸汽的热量（H2）、蒸汽的热量（HA）。

湿泥中固体的热量=5000 kg/h × 20% × 1.05 kJ/kg/℃ × 20℃=21000 kJ/h

湿泥中水分的热量=5000 kg/h × 80% × 4.19 kJ/kg/℃ × 20℃= 335200 kJ/h

H1 = 21000 kJ/h + 335200 kJ/h = 356200 kJ/h=356 MJ/h

漏入空气中绝干空气的热量=179 kg/h × 1.01 kJ/kg/℃ × 20℃=3616 kJ/h

漏入空气中水分的热量包括：将基准温度（0℃）的水加热至含湿量为0.01 kg/kg 时露点温度（查湿空气焓湿图为16℃）、2水在16℃的汽化潜热（查水蒸气的热力性指标为2463 KJ/kg）、将16℃的水蒸气加热到20℃的热量。

漏入空气中水分的热量= 1.79 kg/h × (4.19 kJ/kg × 16℃+ 2463 kJ/kg +1.88 kJ/kg/℃× 4℃) = 4542 kJ/h

H2= 3616 kJ/h+4542 kJ/h= 8158 kJ/h= 8 MJ/h

HA= 2778 G2（kJ/h）=2.778G2（MJ/h）（2778 kJ/kg为1.0MPaA饱和蒸汽的焓值）

* 排出干化机热量包括：干化污泥中固体和水分的热量（H3）、干化机尾气中绝干空气和水分的热量（H4）、蒸汽凝液的热量（H5）、干燥机的散热（HR）。

干化污泥中固体的热量= 1429 kg/h × 70% × 1.05 kJ/kg/℃× 95℃= 99780 kJ/h

干化污泥中水分的热量= 1429 kg/h × 30% × 4.19 kJ/kg/℃× 95℃= 170644 kJ/h

H3 =99780 kJ/h + 170644 kJ/h = 270424 kJ/h = 270 MJ/h

尾气中干空气的热量= 179 kg/h × 1.01 kJ/kg/℃× 100℃= 18079 kJ/h

尾气中水分的热量= 3573 kg/h × 2676 kJ/kg（2676 kJ/kg为饱和水蒸气于100℃时的焓值）=9561348 kJ/h

H4 = 18079 kJ/h+9561348 kJ/h=9579427 kJ/h= 9579 MJ/h

H5= G2 × 763 kJ/kg（763 kJ/kg 为180℃时饱和水的焓值）= 763G2 (kJ/h) =0.763 G2 (MJ/h)

传热量=理论上最小输入的热量= H3 + H4– H1 – H2 = 270 + 9579 – 356 – 8 = 9485 MJ/h

干燥机的散热HR= 0.03(H3 + H4– H1 – H2) = 0.03 × 9485 = 285 MJ/h

* 根据热量平衡，HA + H1 + H2 = H3 + H4 + H5 + HR

2.778G2 + 356 + 8 = 270 + 9579 + 0.763G2 + 285

计算得，G2 = 4849 kg/h

**注1**：热损失等于最小输入热量的3%为经验数据，不同形式热传导型干化机的数据不尽相同，此处以卧式薄层干化机厂家推荐数值为例。

（4）计算干化工艺单位蒸发水量所需热量，即蒸发单位质量水分所需输入热量

蒸发水量=3571 kg/h

输入蒸汽的热量HA=4849 kg/h × 2778 kJ/kg = 13470522 kJ/h =13470 MJ/h

排出凝液的热量H5= 4849 kg/h × 763 kJ/kg = 3699787 kJ/h = 3700 MJ/h

单位蒸发水量所需热量=（13470 MJ/h – 3700 MJ/h）÷ 3571 kg/h

=9770 MJ/h ÷ 3571 kg/h

= 2.736 MJ/kgH2O

=2736 kJ/kgH2O

=0.76 kWh/kgH2O

（5）计算干化机换热面积

热传导式干化机的换热面积可用下式计算：

*A= Q ÷ K ÷ ΔT*

式中：

Q：传热量（kW）；

K：总传热系数（W/m2/℃）；

A：传热面积（m2）；

ΔT：传热界面的温差（℃）

总传热系数K与设备材质、工作原理（薄层、浸没）、进出泥含水率、污泥性质等有关，是个变化范围较广的参数，可通过实验确定或按经验取值。以卧式薄层干化机为例，根据不同设计工况，K值可在250W/m2/℃～1000W/m2/℃（900KJ/h/m2/℃~3600 KJ/h/m2/℃）内选取。选取数值以设备厂家经验、实验数据及实际运行数据为依据。此处取K=300 W/m2/℃进行。

ΔT为污泥与蒸汽接触面温差。污泥中水份被蒸发的过程可分为两步：第一步是从湿污泥进泥温度升温到气化温度，这一过程的温差应以对数温差方式计算；第二步是在气化温度下由液态变为气态，相变过程，温度不变，这一过程的温差是蒸汽温度与气化温度之差。

分段计算温差和换热面积：

湿泥中固体升温所需热量=5000 kg/h × 20% × 1.05 kJ/kg/℃ ×（95℃-20℃）=78750 kJ/h

湿泥中水分升温所需热量=5000 kg/h × 80% × 4.19 kJ/kg/℃ ×（95℃-20℃）= 1257000 kJ/h

将湿污泥从20℃升温至95℃所需热量=78750 kJ/h + 1257000 kJ/h=1335750 kJ/h=371 kW

ΔT1=[(*T* - *t*1) - (*T* - *t*2)]/[ln((*T* - *t*1)/(*T* - *t*2)]= [(180 - 20) - (180 - 95)]/ ln[(180 - 20)/(180 - 95)]=118℃

换热面积A1=371 kW÷ 0.30 kW/m2/℃ ÷ 118℃=10.5 m2

将蒸发水分从95℃升温到100℃，再气化为100℃气体所需热量

= 3571 kg/h × 4.19 kJ/kg/℃×（100℃-95℃）+ 3571 kg/h× 2257 kJ/kg=8134559 kJ/h=2260 kW （其中，2257 kJ/kg为饱和水蒸汽于100℃时的气化潜热）

ΔT1= 180℃- 100℃=80℃

换热面积A2=2260kW÷ 0.30 kW/m2/℃ ÷ 80℃=94.2m2

总换热面积A=A1+A2=10.5m2+ 94.2m2=105 m2

由于升温阶段时间短，所需热量小，计算换热面积时通常对上述其进行简化，按ΔT=蒸汽温度-水分蒸发温度计算，计算出的换热面积会略高于上述分步计算，考虑到工程上要留余量，换热面积也需取整，简化后的计算结果对设备选型影响不大。

对于本案例，简化计算过程如下：

ΔT=180℃-100℃=80℃。

传热量Q = 9485 MJ/h = 2635 kW

换热面积A=2635 kW ÷ 0.30 kW/m2/℃ ÷ 80 =110 m2

该案例的计算结果汇总于示意图中如下图所示：



**图3.4 污泥干化案例2的示意图**

**3 间接热干化示例——桨叶干燥机**

湿污泥含水率80%，处理规模为100 t/d（*G*1，4167 kg/h)，以0.6 MPaA（159℃）饱和蒸汽为热源进行传导式干化，干化后污泥含固率为60%。干燥机进口湿污泥温度25℃，干燥机出口干化后污泥温度为70℃；以空气为载气，空气湿度忽略不计，载气进口温度为25℃，出口尾气温度为90℃；假设干化机的热损失为干燥机其他输出热量的2%。已知比热容参数如表3.1所示。

求：（1）按干化机内的相对湿度为72%确定干载气量（*G*3，kg/h）；（2）蒸汽流量（*G*5）；（3）干化机的换热面积（*A*, m2）。

解：

（1）利用系统的水分平衡计算载气流量（*G*3）

* 干化污泥出口流量：



其中，*w*1为污泥进口含水率，80%；*w*2为出口污泥含水率，40%。

* 尾气中的水分即为干化污泥蒸发的水分：



* 根据尾气含湿量计算载气流量：

利用大气含湿量计算公式*d* = 0.62199*φp*sv /( *p* - *φp*sv) (其中，*d*为空气含湿量，kg/kg干空气；*φ*为空气相对湿度，%；*p*为湿空气压力；*p*sv为湿空气温度下的水蒸气饱和压力)

计算得：*d* = 0.62199*φp*sv / ( *p* - *φp*sv ) = 0.62199 × 0.72 × 0.070121 / ( 0.101325 -0.72 × 0.070121 ) = 0.618 kg/kg

其中，干化机内相对湿度 *φ*= 0.72；*p*sv = 0.070121MPa（90℃的水蒸气饱和压力）；*P* = 0.101325 MPa

*G*3 = *G*H2O/*d* = 2778/0.618 = 4497 kg/h = 3486 Nm3/h

* 计算尾气流量：

尾气流量*G*4 = *G*3 + *G*H2O =4497 kg/h + 2778 kg/h=7275 kg/h

= (3486 +2778×22.4÷18) ×(273+90)/273=9232（m3/h）

（2）利用系统的能量平衡计算干燥机需要输入热量*H*A

干燥机需要输入的热量（HA）= 蒸发水分*G*H2O的耗热量（H1）+干污泥中固体和水分由入口温度升温至出口温度所需的热量（H2）+干载气由入口温度升温至尾气温度所需的热量（H3）+干燥机热损失（HR）。

* 蒸发水分*G*H2O的耗热量（H1）

由前面两个案例可见，蒸发水分的耗热量绝大部分为水的汽化潜热，液态水升温和水蒸气升温所占的热量比重较小。为简便计算，可假设相变温度为出口温度90℃进行计算，查水蒸气的热力性指标得水在90℃的汽化潜热为2283 kJ/kg，则：

H1=2778 kg/h×[4.19 kJ/kg/℃× (90℃- 25℃) + 2283 kJ/kg] = 7098762 kJ/h = 7099 MJ/h

* 干污泥中固体和水分由入口温度升温至出口温度所需的热量（H2）

干污泥中固体升温所需的热量= 1389 × 60% × 1.05 kJ/kg/℃×（70℃-25℃）=39378 kJ/h

干污泥中水分升温所需的热量= 1389 × 40% × 4.19 kJ/kg/℃×（70℃-25℃）=104758 kJ/h

H2 = 39378 kJ/h + 104758 kJ/h = 144136 kJ/h = 144 MJ/h

* 干载气由入口温度升温至尾气温度所需的热量（H3）

H3 = 4497 kg/h × 1.01 kJ/kg/℃×（90℃- 25℃）= 295228 kJ/h =295 MJ/h

* 干燥机热损失（HR）

HR = 0.02 ×（H1 + H2 + H3）=0.02 ×（7099 MJ/h + 144 MJ/h + 295 MJ/h）= 151 MJ/h

* 干燥机需要输入的热量（HA）

HA = H1 + H2 + H3 + HR = 7099 MJ/h + 144 MJ/h + 295 MJ/h + 151 MJ/h = 7689 MJ/h

（3）计算蒸汽流量*G*5

查水蒸气的热力性指标得水在0.6 MPa（158℃）的汽化潜热为2.086 MJ/kg，则：

*G*5 = HA ÷ 2.086 MJ/kg = 7689 MJ/h ÷ 2.086 MJ/kg = 3686 kg/h

（4）计算干燥机的传热面积*A*

*A*= *Q* ÷ *K* ÷ *ΔT*

ΔT=159℃ - 90℃= 69℃

以圆盘和桨叶干化机为例，根据不同设计工况，K值可在70～120 W/m2/℃（250~430 KJ/h/m2/℃）内选取。选取数值以设备厂家经验、实验数据及实际运行数据为依据。此处取*K=*360 KJ/h/m2/℃=0.360 MJ/h/m2/℃。

*A*= *Q* ÷ *K* ÷ *ΔT=* 7689 MJ/h ÷ 0.360 MJ/h/m2/℃÷ 69℃= 309 m2

取整，*A=*310 m2

4 污泥热干化的辅助系统

在污泥干化系统中，干燥机是核心设施，除此之外，干化系统还需要具备以下功能：湿污泥的存储和输送、尾气的处理、臭气的处理、干化污泥的造粒（若需要）、干化污泥的存储和输送。

4.1 湿污泥的储存和输送

污泥干化工程可设置在污水处理厂内，处理本厂污水处理产生的污泥；也可独立选址，作为集中的污泥干化点。相对于前者，后者需额外设置污泥接收和存储设施。

4.1.1 湿污泥的接收和储存

外来脱水污泥常为车载输送，为了量化管理，一般在厂区物流入口和出口处设置不少于2台汽车衡。考虑到汽车超载及安全要求，地磅的规格应不低于运输车最大满载重量的1.7倍。车载污泥进厂后，通过卸料平台将脱水污泥卸入接收仓内。污泥接收仓应不少于2个，单个接收仓的有效容积应不小于运输车最大满载量的2倍，并根据车流密度设置卸料口数量。为避免臭气外溢，污泥接收仓应为全封闭式，设有卸料仓门，并保持仓内微负压状态。

干化焚烧厂应具备一定的湿污泥储存空间，以确保生产系统连续运行，湿污泥料仓的有效容积通常按2~7d的处理污泥量确定，一般大厂取低值，小厂取高值。湿污泥料仓应为密闭式，内保持微负压状态，以防止有害气体逸出。湿污泥容易抱团结块，因此料仓内应设置相应的破拱桥架设施。湿污泥呈半固体状态，不易流动，仓内各个点的污泥液面高低差异较大，需多点设置料位检测仪。湿污泥在存储过程中会进行厌氧微生物反应，产生可燃和有害气体，应在存储仓设置CH4和H2S检测仪和CH4报警仪，能够自动报警、智能通风。

4.1.2 湿污泥的输送

脱水污泥的含水率范围为60~85%，通常为80%左右，主要取决于调理剂和脱水设备。脱水污泥的性状从粘稠的半流动性到半塑性再到较密实的板状泥饼，靠重力无法在管道中流动，可进行有压输送，常采用螺杆泵和柱塞泵。螺杆泵可用于输送含水率80%左右的污泥，水平临界输送距离为500 m，垂直临界高度为50 m，压力可达到4.8 MPa；柱塞泵可用于输送含水率高于60%的污泥，液压柱塞泵最大流量可达120m3/h，输送距离为1200m，压力为24MPa，柱塞泵结构复杂，占地面积较大，价格和维护成本较高。

其他可行的输送方式还包括螺旋、带式输送等。螺旋输送机可用于输送含水率为60~85%的污泥，输送距离宜小于25 m，输送高度宜小于8 m；皮带输送机可用于输送含水率小于85%的污泥，输送距离宜小于100 m，输送高度宜小于20 m。螺杆输送机常用来辅助污泥泵将接收仓的污泥送入料仓，以及将料仓的污泥送入干化系统。

4.2 尾气的处理

污泥干化过程产生的尾气，是空气、水蒸气和少量污染物如粉尘、挥发性有机化合物和氨的混合物。尾气中所含污染物的种类和程度取决于干燥机内的温度、污泥停留时间和泥质（原始泥质及所经过的处理）。因此，尾气如何处理也与上游的干化工艺密切相关。通常，干化尾气的处理包括以下几方面：干化污泥颗粒和粉尘的分离、水蒸气的冷凝、冷却水和冷凝水的处理、臭气处理。

4.2.1 干化污泥颗粒和粉尘的分离

对于对流式干燥，干化污泥颗粒与尾气一同离开干燥机，首先需采用旋风分离器、过滤器将固体颗粒和粉尘分离出来；对于传导式干燥，尾气通常不需要进行固体颗粒的分离，当尾气冷凝水需回流至污水处理厂时，为降低污染负荷也可对尾气进行除尘（如喷淋）、冷凝及除沫处理。

对流式干燥机与传导式干燥机在工艺气量和尾气排放量方面具有较大差异。例如，蒸发量为3 t/h的转鼓式干燥机，气流量约为30000 Nm3/h，分离固体颗粒后，50%~75%的气量再回流至干燥机循环利用，排出的尾气量约10000 Nm3/h。而相同处理能力的传导式干燥机，如桨叶式、圆盘式或薄层式干燥机，由于其蒸发的水分常通过以空气为载气带离干燥机，或通过负压抽吸离开干燥机（此时尾气中含有少量漏入空气），因此，其排放的尾气量取主要取决于是否使用载气以及载气量的选择，通常不超过4000 Nm3/h，且尾气中水蒸气占50%以上。

在分离干化产品时若采用袋式过滤器，为尽量延缓堵塞，应避免尾气温度变化频繁跨越气体露点温度，必要时需安装再热装置。若采用了热交换装置，应注意在粉尘分离前进行冷凝液的泄放，以避免沉淀和结壳。

4.2.2 水蒸气的冷却/冷凝

干化系统的循环气体需要配套相应的冷却及除雾装置进行降温除尘，一般常采用中水，因此需要配置2套以上的中水过滤装置，并实现自动切换。同时还要保证排污管足够大，并设置冲洗管，防止堵塞，影响干燥机内气体的循环。

冷却/冷凝干化生成的水蒸气所需的热交换量与干燥机类型无关，取决于需要的排气和排水温度。通常，冷却/冷凝水量为30~50 t /t 水蒸气。

对于污水处理厂内的干化工程而言，尾气冷却/冷凝可采用再生水，所需水量比较容易获得，且冷凝后可直接排入污水处理厂进水端。当上述便利条件不具备时，排水通常需要排放至下水管网，其温度和污染物浓度需符合相关要求。这种情况下，应尽量减少排放水量，即仅将尾气冷凝水处理后排入管网。上述两种情况对应着两种尾气冷凝方式：一种是直接冷却，即喷射冷凝水使之与尾气直接接触；一种是间接冷却，即使冷凝水在管式冷凝器中循环而被冷却塔冷却。直接冷凝时，大量冷却水和冷凝水的混合物回流至污水处理厂进行处理；间接冷却/冷凝时，仅尾气中水蒸气冷凝形成的水需要处理。

4.2.3 冷却水与冷凝水的处理

尾气冷凝所形成的冷凝水的水质取决于原污泥泥质、是否经过其他处理（如厌氧、好氧稳定化），以及污泥干化时的温度。例如，干燥温度较高可促进氨的释放，使冷凝水中氨氮浓度升高。通常，传导式干化的氨浓度显著高于对流式干化。

尾气冷凝水的BOD5和COD浓度与干燥机种类并不直接相关，主要取决于尾气的粉尘含量。例如，流化床干化产生的尾气，若不进行粉尘去除，冷凝后COD浓度可达到7000 mg/L。因此，此类干化系统必须设置除尘设施。

即使是在全干化状态下，尾气产生的冷凝液的量也仅相当于污泥浓缩液或滤液量的10%，因此，污泥干化冷凝液的水量和污染负荷对于相对应的污水处理厂来说，其影响是比较小的。然而，需要注意的是，在污泥集中干化处理时，干化设施处理的污泥来自多个污水厂，这种情况下干化冷凝液的负荷对于某一个污水处理厂来说，很可能是不能忽略的，需进行核算，必要时需设置单独的处理设施。

4.2.4 臭气的处理

干化尾气经冷凝后残留的不凝性气体需单独处理。常用的处理技术包括：生物滤池、生物洗涤器、吸附或吸收设施、热氧化（如燃烧）等。

在760℃以上焚烧是去除挥发性有机化合物的有效手段之一，属于热氧化范畴。传导式热干化产生的不凝性气体较少，部分工程将不凝性气体回流至锅炉进行燃烧。采用间接加热的对流式热干化工程也可采用这种做法。但该方法的弊端是容易引起燃烧器的腐蚀。

干化尾气经除湿、除尘后可由风机送入焚烧炉方便地进行处置。通常采用尾气洗涤的方法，净化后的尾气温度宜小于50℃，携带的颗粒（固体或液滴）不宜大于10μm。

当工艺线下游没有污泥焚烧单元，而VOC排放限制较为严格的情况下，可为干燥机尾气设置热氧化处理系统，目前较常见的为蓄热式氧化炉（RTO），高温下将可燃废气氧化成对应的氧化物和水，同时回收废气分解时所释放出来的热量。RTO的优点是热效率较高（>95%），不产生烟羽，几乎可以处理所有含有机化合物的废气，可处理风量大、浓度低的有机废气，处理有机废气流量的弹性很大（名义流量的20%~120%），可适应有机废气中VOC的组成和浓度的变化、波动，对废气中夹带少量灰尘、固体颗粒不敏感。 缺点是装置体积大，一次性投资费用相对较高，有一定的额外运行费用（如辅助燃料）。

4.3 干化污泥的运输、存储和（或）造粒

4.3.1 干化污泥的运输和存储

干化污泥的运输和存储要充分考虑不同干化程度的产物特征，尤其是颗粒大小和产品温度。干化污泥存储仓内温度严禁超过50℃。

半干化污泥产品的存储在很大程度上应当同浓缩和脱水污泥同等对待，因为半干化污泥仍含有大量水分，会再度滋生微生物，造成温度上升，引起安全和臭气问题。

对于全干化污泥产品，有些工艺出产的产品性状易产生粉尘问题，因此，运输时应根据干化污泥性状采取必要的加盖或密闭措施。在运输和存储时还应采取有效措施避免形成自燃和爆炸性环境。此外，全干化污泥产品应避免因长时间存储而结块。

干化污泥运输不适合采用传统的斗式输送，因易产生磨损，尤其在链条部位。采用气力输送时，需考虑到可能因为产物中的纤维而造成堵塞。为解决干化污泥存储仓和输送设施的腐蚀和磨损问题，宜选择合适型号的不锈钢或陶瓷材质。

4.3.2 干化污泥造粒

热干化后的污泥通常呈小颗粒状，或在工艺末端经造粒成球状。未经造粒的干化颗粒易产生粉尘。干化污泥是否需要造粒取决于后续的运输、存储和处理处置需求。

直接热干化设备如转鼓式和流化床式常常进行干化污泥回流，带式则在上游使污泥颗粒化，因此这些工艺最终产生的干化污泥通常不需要在工艺末端再进行造粒，仅当产品硬度达不到预期要求时再进行造粒处理。造粒机易磨损，应注意维护。

5 污泥热干化的运行维护

5.1 运行与维护

5.1.1 干化系统的运行控制

**1 关键技术指标**

污泥干化系统严禁超温超压。当使用蒸汽作为加热介质时，其压力不得大于其设计压力阈值；干化后污泥的热值损失不应大于5%；间接干化时，干化机出口混合气体温度应不高于105℃；若干化后的污泥进行焚烧，干化程度宜能够保证污泥自持燃烧（即半干污泥的低位热值不低于3350kJ/kg）；污泥干化后85%～90%的颗粒尺寸宜为1mm～3mm；处理后的干化尾气温度应满足后续处理工艺的需求。当尾气作为焚烧炉一次风时，进入焚烧炉前应先进行洗涤，以除湿除尘，洗涤后温度宜小于50℃，所携带的颗粒（固体或液滴）不宜大于10μm。

**2 操作要求**

干化系统的操作人员须充分了解设备，熟悉并掌握系统运行原理，经过培训并通过考核。在保证设备完好（检查合格），各项准备工作到位的情况下，才可启动污泥干化系统，并严格按照操作手册进行运行干化系统。运行中，应对各系统设备进行巡回检查，实时监视控制盘的参数变化并进行相关数据分析，及时发现并调整运行参数，以确保污泥干化系统在最佳工况下运行；运行时应按时和准确进行运行情况记录。

此外，污泥干化系统相关操作人员必须进行安全教育及考核，掌握消防和逃生要领；现场操作时应使用必备的工具和劳防用品；当现场需要动火操作时，必须采取严格的安全措施，在主管部门书面批准且有专人现场负责的条件下，方可进行。

5.1.2 干化系统的修理维护

为保障稳定运行，应制定设备维修保养计划，包括设备使用状况表，对易损件须有及时更换的备件；定期安排必要的维护检修工作，同时检查并记录污泥干化系统各部的磨损状态。做好大小修的工作计划，并严格执行相关的检修工作票制度。

**1 日常维护**

干燥机应每周进行日常维护，各种设备应保持清洁、无泄漏；各电气传动设备应定期更换、添加润滑油或润滑脂；按时清理物料循环流程中积累的粉尘、死角中硬化的湿污泥。虽然清理过程耗时较短，但停车（包括冷却）和启动也需一定的时间，因此日常维护是影响干燥机年有效运行时长的重要因素。

**2 停机维护**

大型干燥机每年至少需要停车2周进行大修1次，或者停车2次，每次1周。维护保养的内容取决于干燥机的类型：盘式、桨叶式等干燥机具有众多精密机械部件，需进行润滑，调整间隙避免热流体泄漏；带式干燥机需调整带子的位置和张力。

无论何种类型的干燥机，磨损是停机的最常见原因。对于盘式和桨叶式干燥机，其盘片或桨叶同时承受热力作用、磨损和腐蚀（若采用蒸汽作为热介质），因此干燥机材质的选择尤为重要。对于直接加热式的转鼓干燥机，磨损问题主要集中在干污泥回流设施中的破碎机、振动筛和混合器，因此需对易磨损部件进行备用。

此外，干燥污泥的输送带或气力输送设施也是易磨损单元，其敏感部件应采取抗磨损措施。输送系统故障是影响工程稳定运行的常见原因。

干化系统修理时应按照安全操作规范进行。进入容器进行检修前，必须采取有效通风措施，确保有害气体排除、氧气含量大于19%，且容器外面有专人接应；检修任何机器都必须切断其电源，并挂上“禁止合闸，有人工作”的警示牌；现场必须照明良好，所有井、坑、孔及洞均覆盖与地面平齐的坚固盖板。

**3 稳定运行的其他要点**

由于污泥的产生是连续的，干化系统停车会产生很大问题，如导致污泥无法正常处置。针对这一问题给出如下设计和运维建议：

* 在设计时，通过设置两条及以上干化线使处理规模留有余量，保证在某一单元停车时仍然能够实现100%的设计处理能力；
* 在干化上游设置充足的浓缩污泥或脱水污泥存储缓冲能力，保证能够存储干化停车时至少3天的待处理污泥量；
* 建设一支训练有素并具备一定资质的定点运维团队，能够通过技术和经济手段高效解决厂区一切与运行维护有关的问题；
* 预留可靠的污泥应急处理处置途径，并针对干化系统停车情况做好应急处理方案。

5.2 监测与检测

5.2.1 监测与检测需求

监测和检测的目的是获得工艺运行的相关数据并根据这些数据对工艺进行调节，以实现对工艺运行过程的全面把握和控制。因此，监测和检测的参数主要取决于工艺控制。根据具体目标，污泥干化系统的监测和检测内容可分为以下五类：工艺性能控制、安全控制、达标排放控制、运行成本控制，如表5.1 所示。

**表5.1 污泥干化的监测与检测内容**

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
|  | 监控回路 | 工艺  性能 | 安全 | 达标  排放 | 运行  成本 |
| 1 | 进料   * 湿污泥：速率、固体含量； * 用于返混的干化污泥：速率、固体含量。 | √ | √ |  | √ |
| 2 | 工艺气体和热介质控制   * 干燥机内氧含量 * 速率 | √ | √ |  |  |
| 3 | 压力控制：干燥系统压力 | √ | √ |  |  |
| 4 | 温度控制   * 干燥机 * 干化污泥 * 尾气净化设备 * 余热利用设备、管道 | √ | √ | √ |  |
| 5 | 排放物监测和控制   * 不凝气体 * O2、水蒸气 * 粉尘 * 硫化氢 | √ | √ | √ |  |
| 6 | 尾气冷凝和净化系统   * 冷凝换热水流量 * 袋式除尘器：流量、压降 * ESP：电压、电流 * 添加的药剂 | √ |  | √ |  |
| 7 | 辅助系统   * 用电 * 用水和下水 * 压缩空气 * 热量供给 * 药品/材料供给 * 粉尘收运 | √ |  |  | √ |

5.2.2 监测与检测内容

污泥干化系统中，根据工艺控制需求，应在线实时监测的内容包括：

* 流量：进泥量（质量或体积）、工艺气体、热介质、尾气；
* 压力：干燥系统、洗涤器/过滤器压降（若有）；
* 温度：干化污泥、热介质、烟气处理流程中的各节点、余热利用设备；
* 气体：O2含量。

其他需定期检测的内容包括：

* 进泥性质：含水率；
* 干化污泥性质：含水率，挥发性固体含量、重金属含量及浸出特性等。

其中，进泥含水率、干化污泥含水率是与工艺性能控制密切相关，考虑运行稳定性，有条件时可每2小时一次，考虑检测条件等其他因素（如无法实现在线实时监测或高频检测时），应每天检测不少于1次；当干化污泥后续进行资源化利用时，还应根据处置方式检测干化污泥挥发性固体含量、重金属含量等指标。

6 污泥焚烧工艺

6.1 污泥焚烧的作用和原理

6.1.1 污泥焚烧及其优缺点

焚烧（或燃烧）是在高温和充足氧气的条件下，燃烧物中可燃成分急剧与氧反应形成火焰放出大量的热和强烈的光的过程。燃烧过程减少了燃烧物的质量和体积，在物质上最终将其转化为惰性气体（水分转化为水蒸气）和灰分。

污泥焚烧，即污泥中的有机质进行燃烧，污泥焚烧的产物是炉渣、飞灰和烟气。炉渣主要由污泥中不参与燃烧反应的无机矿物质组成（包括不易挥发的重金属类），也含有少量未燃尽的残余有机物。飞灰是燃烧后被烟气挟带的固体颗粒（可能含有易挥发的重金属类），除污泥中的无机矿物质外，飞灰中还可能包括烟气处理的药剂和材料，以及吸附的气相再合成的二噁英类污染物。烟气以燃烧生成的气态产物N2、O2、CO2、H2O为主，还含有少量的悬浮颗粒物（TSP）、NOx、HCl、SO2和不完全燃烧产生的CO等。污泥焚烧释放的热量主要以高温烟气为载体。

作为一项污泥处理技术，焚烧具有以下优点：

* 处理速度快，不需长期储存；去除了水分和挥发性固体，显著减少了污泥的体积和重量；
* 经焚烧处理后杀死污泥中的一切病原体，仅残留无机组分，产物充分稳定化和卫生化；
* 焚烧处理后的炉渣和一般飞灰可进行建材综合利用；
* 焚烧是利用污泥热值的过程，产生的废热还可用于污泥热干化。

污泥焚烧的局限性主要包括：

* 焚烧前多进行热干化，由于脱水污泥的含水率较高，从焚烧过程中回收的热能全部用于污泥热干化，没有多余的热能来发电或用于其他用途，可能还需要额外的能量补充；
* 焚烧系统较复杂，建设投资成本较高；
* 系统运行和维护需要特别受过培训的高技能人员，加上辅助燃料，以及稳妥严格的二次污染控制措施，运行成本较高；
* 污泥焚烧的公众接受程度有待提高，易受到“邻避效应”制约。

6.1.2 污泥焚烧过程

污泥焚烧过程可分为三个阶段：

* 污泥与热空气接触水分蒸发而干燥，继而分解为挥发性物质并快速达到燃点；
* 通过焚烧炉的过程中持续燃烧；
* 燃尽并转化为灰渣。

污泥组成复杂，主要含有C、H、O、N四种元素，少量S、Cl、P和多种金属等，以及不明确的“惰性物质”。在进行焚烧过程的分析时，分析者必须对这些元素的去向（气相、液相、固相）进行假设。不充分的混合、对平衡状态的假设、传热和反应时间的限制以及其他因素使得实际的物质流向复杂化，燃烧产物成分不确定化。然而，在典型的氧化性燃烧环境中，通常采用如下基本原则进行假设：

单质或有机碳：

在实际系统中，一部分碳会不完全氧化，以未燃烧的可燃物或炭的形式存在于固相，或以碳氢化合物和CO的形式存在于气相。

无机碳（碳酸盐或碳酸氢盐）可分解释放为CO2或留在灰分中，取决于温度。例如，碳酸钙的分解温度为825～897℃，碳酸钠的热分解温度为1744℃，故在污泥焚烧过程中通常不会分解，但在851℃会发生熔融。

单质或有机氢：

存在于化合水中的氢是否会释放处理取决于温度。

无机化合物中的氢可以多种形式释放出来，取决于温度。例如，500~600℃时，。

与非金属元素（C、H、P、S或N）或金属结合的氧通常假设其行为规律与O2相同，反应后形成氧化物。

氮通常以N2的形式释放出来（伴随痕量的NO和NO2）。

还原态有机或无机硫或单质硫：，一小部分可继续氧化为*SO3*。

氧化态有机硫（例如，磺酸盐）。

氧化态无机硫（SO4=，SO3=）可能以SO2或SO3的形式释放出来，取决于温度。

有机磷（例如，在某些农药中）

无机磷可以多种形态残留，取决于温度。

有机氯或溴通常容易作为氧化剂发生反应与氢结合 (HBr还可能进一步转化)

无机态的氯和溴（氯化物和溴化物）一般比较稳定，但氧化态（如氯酸盐、次氯酸盐）会降解为卤化物、氧气和水，等。

金属则最终会被充分氧化。然而，由于表面氧化速率和炉内停留时间的限制，不完全燃烧（例如，25%~75%）仍较普遍。

6.2 污泥焚烧工艺和设备

6.2.1 典型工艺和设备

污泥单独焚烧多采用流化床焚烧炉、立式多膛炉和回转窑焚烧炉。

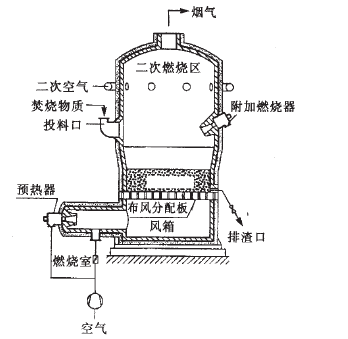
**1 流化床焚烧炉**

流化床焚烧炉由圆柱形的带耐火内衬的壳体、耐热床料、布风分配板、喷水减温装置、排渣阀、燃油启动燃烧室等构成。流化床焚烧炉又分为鼓泡流化床和循环流化床，近年来国内还推出一种两者特征结合的焚烧炉。

对于鼓泡流化床（图6.1），当足够量的空气从下部通过床料颗粒时，空气将渗透性地充满在颗粒之间，从而引起颗粒剧烈的混合运动并开始形成流化床，随着气流的增加，空气将对流动沙施加更大的压力，从而减少了因沙颗粒本身的重力而引起的彼此之间的接触摩擦，随着空气流量的进一步增大，其引力将与颗粒的重力相平衡，因此砂粒可以悬浮在空气流中。当空气流量进一步增加时，流化床变得不再均匀，鼓泡床开始形成，同时床内活动变得非常剧烈，空气/流动砂占用的容积将明显增多，低流化速度使得从流化床流失掉的颗粒量较少。干燥破碎的污泥从炉下端加入炉中，与灼热的砂剧烈混合而燃烧。流化床温度通常控制在750~950℃，污泥在焚烧炉内停留数十秒，焚烧灰与烟气一起从炉顶经旋风分离器进行气固分离，烟气热量回收用于污泥干化。鼓泡流化床焚烧炉是用于污泥单独焚烧的主流炉型。

循环流化床与鼓泡流化床原理相同，区别在于循环流化床运行时以较高的流化速率使空气和燃料产生更加强烈的混合，气速大于颗粒的自由沉降速度，颗粒被气流带出，把气体与固体分离后，固体又循环回床层中。循环流化床多用于电厂燃煤或燃烧其他高热值燃料，通常不用于污泥单独焚烧。

为使鼓泡流化床和循化流化床的诸多优点用于污泥焚烧，近年来业内推出一种新型污泥焚烧炉，该焚烧炉介于鼓泡流化床和循环流化床之间，其结构与循环流化床相似，只是在返料装置上有所不同。循环流化床所用的返料机构是旋风分离器，该焚烧炉则结合污泥的特性采用惯性除尘器。循环流化床在工业上普遍用于电厂燃煤，而煤的灰分不超过20%，而污泥的灰分通常接近50%，且含砂量很高。为保留返料功能，该新型污泥焚烧炉以惯性除尘器作为返料装置，可在低于循环流化床流化风速（一般为4~8m/s）下运行（通常为2m/s左右）。实践表明，这种新型污泥焚烧炉，可以高效燃烧低热值、高水分的半干污泥。有鼓泡流化床对燃料适应性广、截面热强度高、负荷变化范围大、调节特性好、污染物排放少的优点。同时又克服了鼓泡流化床焚烧炉存在压力损失大、受热面磨损严重、热效率较低等不足。



**图6.1 典型鼓泡流化床焚烧炉示意图**

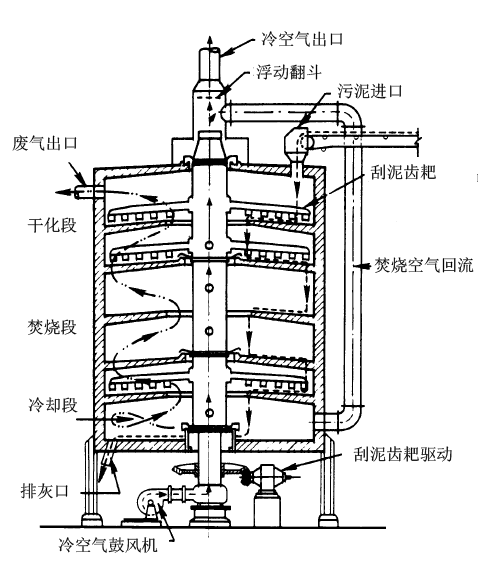
流化床焚烧炉的优点主要包括：（1）流化态下物料与空气接触较好，所需过量空气较少，燃烧均匀彻底，燃尽率高；（2）合理控制燃烧温度，NOx生成量低；（3）砂床热容量大，对冲击负荷和污泥含水率波动的适应性较高；（4）炉渣呈干态排出，无渣坑废水；（5）可炉内添加石灰等药剂进行酸性气体脱除；（6）结构简单（没有活动的机械部件）、操作方便、运行可靠。

流化床焚烧炉的缺点是动力消耗大，飞灰量大，烟气处理要求高。

鉴于鼓泡流化床焚烧炉的主导性应用现状，本指南后续章节关于污泥焚烧的描述皆指鼓泡流化床焚烧系统。

**2 立式多膛炉**

立式多膛炉由（图6.2）主要由圆柱形带耐火内衬的外壳、内部水平的多层耐火炉膛和中心可旋转垂直轴支撑的多个齿耙构成。耐火炉膛通常有6~12层，各层都有同轴的旋转齿耙，一般上层和下层的炉膛设有四个齿耙，中间层炉膛设两个齿耙。泥饼从顶部炉膛的外侧进入炉内，依靠齿耙翻动向中心运动并通过中心的孔进入下层，而进入下层的污泥向外侧运动并通过该层外侧的孔进入再下面的一层，如此反复，从而使得污泥呈螺旋形态路线自上向下运动。冷空气自中心轴下端鼓入，一方面使轴冷却，另一方面空气得到预热，经过预热的部分或全部空气从上部的空气管进入到最底层炉膛，再作为燃烧空气向上与污泥逆向运动焚烧污泥。从整体上来说，立式多膛炉可分为三段，顶部几层起污泥干化作用，为干化段，温度约300~400℃，污泥的大部分水分在这一段被蒸发掉。中部几层主要起焚烧作用，称焚烧段，温度升高到约850~900℃。下部几层主要起冷却灰渣并预热空气的作用，称冷却段，温度为200~350℃。



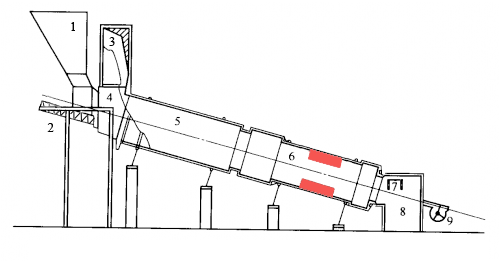
**图6.2 立式多膛炉示意图**

立式多膛炉的优点主要包括：（1）结构紧凑，操作弹性大，对物料性质和负荷适应性强，是一种可以长期连续运行、可靠性相当高的焚烧装置；（2）炉内热回收理想，辅助燃料消耗低（尾气不进行燃烧的情况下）。

立式多膛炉的缺点主要包括：（1）废气温度低，易产生臭气和挥发性气体；（2）炉内活动部件较多，搅拌杆、搅拌齿、炉床、耐火材料均易受损，维护保养费用高；（3）当尾气需再燃烧时，燃料消耗较高。

**3 回转窑焚烧炉**

回转窑焚烧炉（图6.3）主体是一个缓慢旋转的圆筒，筒体与水平线平行或略呈倾斜，其内壁可采用耐火砖砌筑，也可采用管式水冷壁，用以保护滚筒。回转窑直径约为4~6 m，长度约为10~20 m，可根据焚烧量确定。运行过程中转筒低速旋转，污泥经供料装置从回转式转筒的上端送入，通过滚筒连续、缓慢转动，利用内壁耐高温抄板带动污泥翻滚、下滑，并与热烟气充分接触混合，一直到筒体出口排出灰渣。在回转窑旋转过程中，污泥依次经过干化、热解、燃烧和灰冷却过程。



1-进料斗；2-液压推料机；3-烟气出口；4-前封斗；5-干燥段；

6-燃烧段；7-灰渣筛；8-后封斗；9-点火器

**图6.3 回转窑焚烧炉示意图**

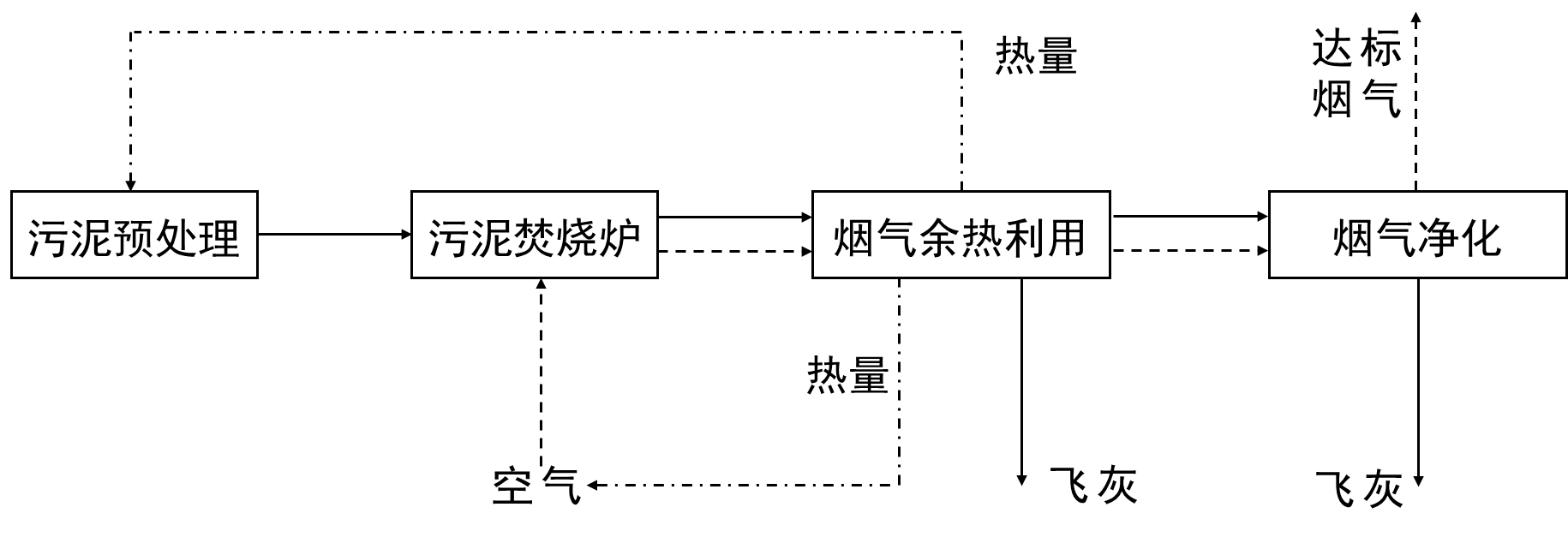
污泥在回转窑焚烧炉的停留时间通常约为一至数小时，停留时间决定于窑体转速（约0.5~8 r/min）、炉膛长度与直径的比值及炉体的倾斜角。操作温度通常为800~1000℃。污泥在回转窑炉中焚烧所产生的气体可能含有部分未完全燃烧的有害气体产物，因此，回转窑须配备二次燃烧室。污泥在回转窑炉内分解气化产生可燃气体，其中未燃烧的可燃气体在二次燃烧室内达到完全燃烧。二次燃烧室一般需加辅助燃料才能正常运行，故运行成本较高。二次燃烧室的燃烧温度为800~1000℃。

回转窑焚烧炉的优点主要包括：（1）操作弹性大，对物料性状（粘度、水分）、发热量等条件变化的耐受力强；（2）回转窑焚烧炉机械结构简单，很少发生故障，运行稳定性较高。

回转窑焚烧炉的缺点主要包括：（1）污泥在回转过程中形成球团，外部被烧结而内部没有燃烧，其次，高粘度污泥在干燥区容易在炉内粘附结块，也影响传热效率，故回转窑热效率较低，只有35~40%；（2）处理较低热值固体废物时，必须加入辅助燃料；（3）从回转炉体排出的尾气需进行二次燃烧或采用其他方式脱臭。

6.2.2 流化床焚烧的一般流程

流化床焚烧系统主要包括污泥预处理（脱水或干化）、污泥焚烧、余热利用、烟气处理、飞灰收集和储存、电气自控仪表及辅助系统。



**图6.4 污泥流化床焚烧工艺的一般流程**

污泥预处理系统的作用是降低污泥含水率，使污泥能够自持焚烧，主要包括污泥常规脱水或深度脱水，当脱水无法满足后续焚烧对含水率的要求时，通常还进行污泥热干化处理。污泥焚烧系统主要包括流化床焚烧炉及配套的进料、燃烧器、排沙等设施，是整个系统的核心单元。余热利用系统的作用是回收焚烧烟气的热量以降低辅助燃料的消耗，主要包括空气预热器、余热锅炉和烟气再热等换热设施。烟气处理系统的作用是控制焚烧烟气的污染物排放，主要包括静电除尘、袋式除尘、湿式或半干式洗涤等设施。飞灰收集和储存系统主要包括飞灰输送、储存、加湿等设施。电气自控仪表系统主要包括满足系统监测和控制要求的电气和控制设备。辅助系统包括辅助燃料储存和输送、床料分离和循环、压缩空气、公用系统等。

污泥经脱水或干化后进入流化床焚烧炉，燃烧后的飞灰在焚烧烟气的携带下从焚烧炉上部排出，高温焚烧烟气中的热量经空气预热器或余热锅炉回收一部分用于预热焚烧所需的空气或用于前端的污泥预处理，经一次换热的烟气进入烟气处理系统以去除烟气中的飞灰、酸性气体、重金属等污染物，余热锅炉和烟气处理各节点收集的飞灰输送至恢复储存箱，运输至最终处置点或进行资源化利用。

6.3 污泥流化床焚烧工艺设计

6.3.1 污泥的组成和热力学性质

从热力学的角度，进入焚烧炉的污泥主要由三种组分构成：水分、灰分和挥发性固体。其中，水分在焚烧过程中仅发生相变；灰分可视为不参与燃烧反应的惰性物质，但温度较高时可能发生熔融，包括污水处理流程中产生的相对惰性的无机物（如粗砂、泥沙等），以及不溶的有毒金属化合物。挥发性固体即可燃物，是焚烧过程中与氧气反应的物质，主要包括有机的微生物细胞残体、浮渣、树叶等有机质，以及通常为痕量的源于人类活动的杀虫剂和其他有毒有害有机污染物。

在分析污泥焚烧过程时，第一步是对污泥的热力学性质进行分析，通常包括工业分析和元素分析。工业分析的内容包括水分、灰分、挥发分、固定碳和发热量（热值）；元素分析的内容包括碳（C）、氢（H）、氧（O）、氮（N）、硫（S）。热值可采用氧弹计测量，也可根据组成进行估算。工业分析可参照现行国家标准《煤的工业分析方法》GB/T 212、《煤的工业分析方法 仪器法》GB/T 30732或《生活垃圾采样和物理分析方法》CJ/T 313的有关规定；元素分析可参照现行行业标准《生活垃圾化学特性通用检测方法》CJ/T 96的有关规定。

需要注意的是，常见的污泥性质参数“挥发性固体含量（VS）”并非等同于工业分析中的“挥发分”，其主要区别在于，污泥常规检测指标“挥发性固体含量”包括了工业分析中的“固定碳”部分，而工业分析中的“挥发分”则不包括“固定碳”；此外，由于污泥脱水环节加入钙盐和铁盐，部分与此相关的无机化合物如CaCO3、Fe(OH)3等会在VS的测试过程中分解而被计入挥发性固体。

**1 含水率**

污泥的含水率是焚烧系统设计和运行的最重要的参数。对于大部分污水处理厂，污泥脱水后的含水率通常不会低于75%。若脱水污泥直接进行焚烧，则焚烧过程将伴随大量水分蒸发并加热到焚烧炉温度，由此消耗大量热量。此外，在多数污水处理厂中，脱水污泥的含水率是一个变量，随着停留时间、出水水质、以及其他工艺参数的变化在一定范围内波动，对热工系统而言，这种波动将影响运行温度和焚烧炉处理能力，显著提升了过程控制的难度。综上两点，从提高焚烧经济性和稳定性的目的出发，污泥进入焚烧炉前应将含水率降低至一定水平，并保持入炉含水率尽量稳定。

**2 热值**

不同厂、不同时间、甚至不同样品的污泥热值均不同，热值可通过氧弹计测定，或通过Dulong、Chang或Bioe公式进行估算。然而，经试验对比，三种方法对污泥热值的预测值分别偏高9%、17%和12%。Mott-Spooner公式（即修正的Dulong公式）用于预测污泥热值，预测值比实际值平均偏低仅6%：

HHV= 0.3361C + 1.419H– 0.1453O+ 0.0942S （O>15%）

HHV= 0.3361C + 1.419H–（0.1532– 0.0007O）O+ 0.0942S （O<15%）

Channiwala（2001年）选择了275组材料（包括气体燃料、生物质油、煤、生物质材料和焦炭），分别测定；C、H、O、S、N元素含量和工业成分含量，建立了一个高位热值预测公式，并以50组数据作外部验证，结果发现平均绝对误差为1.45%，具有通用性，用于初沉污泥、活性污泥或厌氧消化污泥时，比上述几种预测方法具有更高的相关性：

HHV= 0.3491C + 1.1783H+ 0.1005S – 0.1034O – 0.0151N – 0.0211A

其中，HHV为高位热值(MJ/kg)；C、H、O、S、N为HHV对应基中各元素的质量百分含量（%）；A为灰分（%）。

在测量和分析过程中，需要注意热值的几种单位。氧弹计直接测定的热值通常为和采用上述公式计算的热值为高位热值，可换算为湿基高位热值、湿基低位热值和干基低位热值。

湿基高位热值=干基高位热值×(1–含水率)

湿基低位热值=湿基高位热值– 2.44×[含水率+9H×(1–含水率)]

干基低位热值=干基高位热值– 2.44×9H

湿基低位热值=干基低位热值×(1–含水率) – 2.44×含水率

其中，2.44为水在25℃的汽化潜热（MJ/kg），H为干基元素质量含量。

通常，污泥自持燃烧的湿基低位热值需不低于3.48 MJ/kg，当已知污泥的湿基高位热值或干基高位热值时，可根据上述公式求得自持燃烧对应的含水率。

例如，若已知污泥的干基高位热值，则根据上述公式，可得：

干基高位热值=（3.48+2.44×含水率）/（1-含水率）+2.44×9H

则含水率=（干基高位热值-3.48-21.96H）/（干基高位热值+2.44-21.96H）

其中，含水率即对应于污泥脱水或干燥至自持燃烧时的含水率。以该公式进行估算时，污泥的干基H含量可取2%。

污泥的干基热值与有机质含量密切相关，有机质含量可以干基的挥发性固体比例代替，干基高位热值可根据下式估算：

干基高位热值=0.25×（100VS/TS - 5）

其中，干基高位热值单位为MJ/kg，VS/TS为污泥干基的挥发性固体比例，0.25和5为经验系数。

我国污水处理厂污泥的高位热值5.8~19.0 MJ/kg干基，均值约为12 MJ/kg干基。

**3 灰分**

污泥的灰分是焚烧系统设计和运行的重要参数。灰分的质量比例是确定污泥焚烧处置减量的定量依据，决定了焚烧产物中飞灰的处置成本；灰分的组成和熔融性是焚烧系统温度设计阈值的重要考虑因素，关系到焚烧系统的安全和稳定运行。

灰分影响焚烧的安全和稳定，主要体现在其结焦倾向，而结焦倾向与灰熔融性（习惯上称为灰熔点）密切相关，高于灰熔点运行时易产生结焦，而结焦会降低锅炉出力和热效率，损坏设备，还可能造成事故。

灰熔点与污泥组成密切相关，污泥中的钠、钾、磷在硫、氯或硅的存在下易形成低熔点的化合物。通常，污泥中碱性金属氧化物含量越高，则灰熔点越低；在还原性和半还原性气氛中，Fe2O3可被还原为FeO，并可能与其他氧化物形成共熔体，熔点随含铁量的增加而下降。此外，灰熔点还受到其他因素的影响，在燃烧过程中，灰分中各组分相互接触越频繁，产生化合、分解、助熔的机会也越多，则灰熔点降低的可能性也越大。

因此，在进行焚烧工艺设计时，宜进行灰分组成和灰熔融性进行检测。灰熔融性测定可参考现行国家标准《固体生物质燃料灰熔融性测定方法》GB/T 30726。

6.3.2 工艺设计要点

**1焚烧系统设计的基本步骤**

当计划采用流化床焚烧后，设计过程通常需要包含以下步骤：

（1）确定进料参数

确定进料参数是设计的第一步，也是最重要的一步。进料参数包括两方面：一是进泥速率，即处理能力；二是物料基本性质，包括含水率、挥发性固体比例、高位热值、可燃物全分析、含砂量、油脂含量、灰熔点等。并考察确定物料量和组成的波动情况。污泥含砂量的测定方法在国内并不统一，国外以晶体硅含量为准。含砂量会影响设备的寿命或者材质选择，例如影响后续输送设备的内衬厚度、导热油管道壁厚、带式机挤压头的材质等。

很多工程在设计时，设计人员没有掌握可靠的进料污泥信息，在这种情况下，设计方给到设备商的上述两方面进料参数时常常进一步扩大参数范围、增大其不确定性，以期焚烧炉可在较宽的工况范围内运行，满足尚未预估到的实际情况，这将造成最终形成的焚烧炉对实际物料的匹配性降低。为了更合理地确定参数范围，一个有效的方法是明确各种可能的运行工况及其其对应的进泥速率和物料特性，并进一步确定对应的烟气温度范围和烟气最低含氧量（即确定过量空气系数）。

（2）确定组成单元及性能目标

结合物料特征和燃烧过程的物质转化规律，预测烟气、飞灰等产物的量和特性，核查相关的排放标准和法规，确定工艺性能目标和对应的处理措施，完善系统的单元构成。

（3）绘制系统示意图、建立物料和热量平衡

焚烧系统的设计需要特别注意各要素间的匹配衔接，绘制系统示意图后，结合第一步确定的参数范围，建立物质和能量平衡，首先计算确定污泥燃烧空气的质量和体积流量、辅助燃料流量、辅助燃料燃烧空气的质量和体积流量、烟气流量，进一步确定各节点的物流，以及物料、燃烧空气和烟气的能量。

（4）构建焚烧炉模型

通过单位面积释热速率和单位体积释热速率等参数确定整体轮廓尺寸；通过燃烧速率、火焰长度和形状、动力学表达式以及其他分析工具来确定与焚烧炉轮廓形状和尺寸有关的其他参数；通过判断和计算数据，确定最终模型。在这个过程中，应注意吸收相关文献材料和专业人员的实践经验，并与设计人员、供应商、操作人员和其他有类似目标的燃烧系统设计人员进行密切沟通，以获取重要信息并作出合理决定。

（5）评估焚烧炉动力学

采用喷射评价方法、燃烧器评价方法、热压计算、经验关系式和传统的炉膛压力评价工具去评估系统动力学情况。

（6）设计、选择辅助设施

根据物质和能量平衡中确定的各单元或节点的物流和物料温度范围，确定燃烧器、排风扇、物料输送系统、泵、空压机、烟气污染控制系统等辅助设施的尺寸、材料等要求。

（7）进行经济性分析

焚烧通常是成本最高的一种废物处理方式，了解污泥焚烧的投资和运行成本构成是决策的必要条件。

污泥焚烧的投资成本主要包括以下内容。

焚烧系统：物料运输（车辆、容器、特殊设计的容器、管道和输送带等）；物料存储和处理（物料接收和称重、装载机、物料存储设施、泵、管道等）；焚烧炉（外壳层、耐火层、内部构件、燃烧器、风扇和风管、烟气调节系统、烟气处理系统、烟囱、残渣处理设施、自控和指示仪表、工人卫生、日常存储和办公空间）。

辅助性设施：建筑、道路和绿化；特殊维护设施；蒸汽、电、水、燃料和压缩空气供给设施；二次污染控制设施（灰渣处置、洗涤废水处理设施）。

非设施性成本：工程费、土地成本、各类许可费用、建设期贷款利息、铺底流动资金、操作人员培训费、联合启动（试运转）资金、设计和供应商的技术性费用。

需要注意的是，在投资成本中，除了设备、设施，安装成本可能要远高于设备和设施成本。

污泥焚烧的运行成本构成主要包括以下内容：

固定成本（贷款）：偿还债务资本；支付未偿资本的利息；折旧抵税。

半可变成本：管理（包括监督）费用；保险费用；生产用品；维护和维护用品。

可变成本（贷款）：蒸汽使用（或赊购）；用电；供水和排污；燃料；化学药剂（催化、水处理药剂）；副产品抵消成本；处置费。

污泥焚烧投资和运行成本的构成清单应在工程运行的整个周期内持续更新，将使用寿命较短的设备的再投资成本或大修成包含在内。

**2 焚烧炉基本设计参数**

为了确定流化床焚烧炉的尺寸等特征，需先确定通往焚烧炉的空气流量要求，焚烧烟气量、辅助燃料和冷却水的需求。首先需要做物料平衡，在此基础上可完成热量平衡，从中可查看到系统输出参数，这个过程将以示例的形式呈现。除此之外，进行焚烧炉设计或选择时还需确定以下参数（表6.1）：过量空气系数、床料、床层气体表观速率、稀相区气体表观速率、稀相区温度、气体停留时间。

**表6.1 流化床焚烧炉基本设计参数**

|  |  |
| --- | --- |
| 参数 | 值 |
| 床料粒径（μm） | 177~1680 |
| 床层气速*Uo*（m/s） | 0.75~1.00 |
| 稀相区气速*Uf*（m/s） | 0.64~0.76 |
| 过量空气系数 | 1.3~1.5 |
| 稀相区温度（℃） | 850 |
| 稀相区停留时间（sec） | ≥2.0 |
| 燃烧空气温度 | 取决于固体含量 |

床料尺寸和气体速率：对于流化床焚烧系统，床料的选择十分重要。当焚烧污水处理厂污泥时，通常选择中值粒径为550 μm的砂类材料，还可添加少量的氧化铝、石灰石、白云石、陶瓷等，添加石灰石和氧化铝可原位去除SO2。床料选择主要考虑材料强度、熔点、运行温度和成本。在运行状态下，550 μm颗粒的最小流化气速*Umf*为0.33 m/s；理想的流化气速（*Uo*）为2.5~3*Umf*，即0.75~1.00 m/s。由于夹带现象随着稀相区气速增大而加剧，故*Uf*应尽量低，通常为0.76~0.64 m/s。

过量空气：为保证燃烧充分，通常在燃烧反应计算的空气量基础上过量提供空气，实际供给燃料燃烧的空气量与理论空气量之比称为过量空气系数α，通常的取值范围为1.3~1.5。实际运行当中，过量空气的控制以焚烧炉过热器后烟气中含氧量为准，应确保烟气中氧气体积达到干烟气体积的6%～10%，通过调整流化床焚烧炉一次风与二次风的比例来控制。一次风在流化床焚烧炉运行中主要作用是保证床料处于良好的流化状态，同时为燃料燃烧提供部分氧气。一次风从炉膛的底部经布风板进入炉膛密相区，与二次风分段进入炉膛是为了在密相区内造成缺氧燃烧形成还原性气氛，降低热力型NOx的生成量，可控制燃料型NOx的生成量，同时决定着密相区的燃烧份额。如果含氧量过高，说明二次风风量过大，会增加焚烧炉的排烟热损失；反之，如果含氧量过小则二次风风量过小，又会引起燃烧不充分 ，增加化学和机械不完全燃烧损失。

燃烧温度和气体停留时间：这是焚烧炉设计和运行最重要的2个参数，主要体现在两方面：第一，为了保证焚烧炉的安全和稳定性，焚烧炉运行温度应低于灰软化温度的100℃~200℃；第二，辅以烟气再循环和炉内喷钙/氨等技术措施，适宜的燃烧温度和气体停留时间可以减少焚烧时NOX和SOX的生成，减少后续烟气净化处理的压力。在我国，污泥焚烧温度通常要求不低于850℃，最小停留时间为2.0秒；在美国，焚烧温度通常取843℃，最小停留时间6.5秒；欧洲的污泥焚烧温度和停留时间与我国相同。在流化床焚烧炉中，燃烧主要在密相区即在流化床中完成，这使得燃烧释放的热量能够用来干燥进料污泥，稀相区的温度通常比床温高50℃，更大的温差则应该避免。当进料污泥从稀相区进入焚烧炉时，若污泥中脂类的含量较高，则部分燃烧过程将在稀相区完成，则密相区可能没有足够的能量干燥污泥，而稀相区和排出的烟气温度可能升高并引起飞灰熔融和黏结。此外，当使用天然气作为辅助燃料时，为保证甲烷的充分燃烧，床温应控制在800℃以上，且天然气燃烧的热量很大部分释放于稀相区，需要考虑由此带来的其他影响。

燃烧空气温度和固体含量：焚烧系统设计的一个重要原则是尽量降低辅助燃料消耗量，而辅助燃料消耗量是通过热量和物料平衡计算而来，主要取决于两个因素：（1）污泥的热值（很大程度上取决于其含固率，取决于前段的脱水或热干化环节）。（2）燃烧空气的热量（取决于空气温度）。燃烧空气的热量取决于热量回收率。通常情况下，换热后可回收40%的烟气热量，可将空气预热到约675℃。污泥含固率越高、燃烧空气温度越高，辅助燃料的消耗就越少。在挥发性固体比例较高的国家，以VS干基比例75%为例，当热风室温度为648℃时，污泥在含固率高于27%时即可实现自持焚烧；以我国污泥常见泥质VS干基比例50%估算，则实现自持焚烧需污泥含固率高于40%。目前，我国多采用热干化预先提升污泥含固率。从整个干化焚烧系统能耗上考虑，在保证进炉污泥可以自持燃烧（入炉污泥的低位热值>3350kJ/kg）的条件下，污泥含固率越低，干化焚烧系统的热能利用效率最高，系统能耗最低，辅助燃料的补充就越少，整个干化焚烧系统的运行成本也越低。在保证污泥可自持燃烧的情况下，当进炉污泥含固率较低时，虽然可以使系统能耗降低，但产生的烟气量增加（水蒸气量增加），进而增加尾部烟气处理设备的投资。因此，入炉污泥的固体含量需要综合考虑能耗、烟气净化设备投资等因素，经分析比较后合理确定。

6.3.3 关键设计参数计算示例

已知污泥处理规模125 t/d（80%含水率），入炉污泥含水率35%。焚烧炉进风温度120 °C，排烟温度870 °C。余热锅炉入口蒸汽凝结水温度tgs=145 °C；出口蒸汽温度tzg=185 °C，压力1.0 MPa。空气预热器入口空气温度tair,in=20.00 °C，出口空气温度tair,out=120.00 °C。求（1）锅炉蒸发量（F）；（2）预热空气后烟气温度（tky,out）。

各部分漏风系数和过量空气系数如下表：

**表6.2 漏风系数和过量空气系数**

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| **序号** | **名称** | **入口过量空气系数α'** | **漏风系数Δα** | **出口过量空气系数α"** |
| 1 | 焚烧炉 | 1.40 | 0.05 | 1.45 |
| 2 | 余热锅炉 | 1.45 | 0.05 | 1.50 |
| 3 | 空气预热器 | 1.50 | 0.05 | 1.55 |

入炉污泥组成及其热值如下表

**表6.3 入炉污泥组成和热值**

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| **序号** | **名称** | **符号** | **单位** | **数值** |
| 1 | 碳 | Car | % | 18.43 |
| 2 | 氢 | Har | % | 2.29 |
| 3 | 氧 | Oar | % | 10.81 |
| 4 | 氮 | Nar | % | 2.70 |
| 5 | 硫 | Sar | % | 0.68 |
| 6 | 氯 | Clar | % | 0.07 |
| 7 | 水 | War | % | 35.00 |
| 8 | 灰 | Aar | % | 30.02 |
| 9 | 低位发热值 | Qgrs | kcal/kg | 1569.0 |

**解：**

该算例示意图如下：



**图6.5 焚烧计算案例示意图**

（1）根据燃烧物料平衡计算焚烧炉燃烧进风量（Verk）和烟气量（Qf）

理论空气量V0=(1.866 Car +0.7 Sar+5.55 Har −0.7 Oar)/21=1.906 Nm3/kg

燃烧所需实际空气量V=α" V0=2.764 Nm3/kg

理论二氧化碳体积VCO2=1.866 Car /100=0.344 Nm3/kg

理论二氧化硫体积VSO2=0.7 Sar /100=0.005 Nm3/kg

理论三原子气体体积VRO2= VCO2 +VSO2=0.349 Nm3/kg

理论氮气体积VN20= 0.79 V0+ 0.008Nar =1.528 Nm3/kg

理论水蒸气体积VH2O0=0.111Har +0.0124War+0.0161V0=0.719 Nm3/kg

实际水蒸气体积VH2O=VH2O0+0.0161(α"−1) V0=0.733 Nm3/kg

实际烟气体积Vy= VRO2 + VN20+VH2O+ (α"−1) V0=3.467 Nm3/kg

实际干烟气体积Vgy= VRO2 + VN20+ (α"−1) V0=2.734 Nm3/kg

以(*cϑ*)k表示1m3干空气连同其带入的水蒸气在温度为*ϑ* °C时的焓，则理论空气焓为

Ik0= V0(*cϑ*)k

烟气的焓是烟气各组成成分的焓的总和，理论烟气体积下的焓可由下式求得：

Iy0= VRO2 (*cϑ*) RO2 +VN20(*cϑ*) N2 +VH2O0(*cϑ*) H2O

其中，(*cϑ*) RO2、(*cϑ*) N2和(*cϑ*) H2O分别为1m3的三原子气体、氮气和水蒸气在温度为*ϑ*°C时的焓。

当空气过量时（即α>1），1kg燃料所产生的烟气焓为

Iy=Iy0+ΔIk= Iy0+(α−1) Ik0

综上，得烟气焓温表如下：

**表6.4 烟气焓温表**

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| t(°C) | I（kcal/kg）  （α"=1.45） | △I（kcal/kg） | I（kcal/kg）  （α"=1.50） | △I（kcal/kg） | I（kcal/kg）  （α"=1.55） |
| 100 | 120.26 |  | 122.69 |  | 125.70 |
| 200 | 243.53 | 123.3 | 248.37 | 125.7 | 254.43 |
| 300 | 370.31 | 126.8 | 377.58 | 129.2 | 386.74 |
| 400 | 500.71 | 130.4 | 510.45 | 132.9 | 522.78 |
| 500 | 634.59 | 133.9 | 646.86 | 136.4 | 662.43 |
| 600 | 771.18 | 136.6 | 786.03 | 139.2 | 804.91 |
| 700 | 911.90 | 140.7 | 929.43 | 143.4 | 951.72 |
| 800 | 1056.30 | 144.4 | 1076.50 | 147.1 | 1102.22 |
| 900 | 1202.80 | 146.5 | 1225.66 | 149.2 | 1254.81 |
| 1000 | 1352.74 | 149.9 | 1378.34 | 152.7 | 1411.01 |

焚烧炉污泥消耗量Dg=125000/24×(1−80%)/(1−35%)=1602.6 kg/h

考虑焚烧炉机械不完全燃烧损失q4=4.00%

计算污泥消耗量Bjh=Dg(1−q4)=1538.50 kg/h

进风风量Verk=α' V0Bjh=4105.33 Nm3/h

出口烟气量Qf =Vy Bjh=5333.98 Nm3/h

出口烟温tky,in=870 °C，查烟气焓温表得排烟焓If,out=1159.39 kcal/kg。

（2）根据余热锅炉物料和热量平衡计算余热锅炉蒸发量（F）

根据余热锅炉给水温度、出口蒸汽温度与压力，查水蒸气特性表可知：

入口蒸汽凝结水焓igs=145.88 kcal/kg，出口蒸汽焓izg=666.22 kcal/kg。

根据后续烟气处理的需要，假定余热锅炉出口烟气温度为325°C，查烟气焓温表得出口烟气焓iyqb=408.46 kcal/kg

余热锅炉内烟气放热量Qgl,fr=(If,out−iyqb) Bjh =1155305.81 kcal/h

余热锅炉散热损失系数取qgl,fr=2%，则蒸汽吸热量Qzq=Qgl,fr/(1+qgl,fr)=1132652.75 kcal/h

锅炉蒸发量F=Qzq/(izg−igs)=2176.76 kg/h

（3）根据空气预热器热量平衡计算预热空气后烟气温度（tky,out）

根据空气预热器进出口烟气温度，查空气焓温表得，空气预热器进出口空气焓分别为：

Iair,in =12.05kcal/kg，Iair,out =72.44kcal/kg。

过量空气系数（即焚烧炉进口过量空气系数）α"=1.40

空气吸热量Qk=α"( Iair,out −Iair,in) Bjh=130068.45 kcal/h

散热损失系数qky,sr取3%，则散热量Qky,sr =qky,srQk=4022.74 kcal/h

有效换热量Qky,hr=Qk+Qky,sr=134091.19 kcal/h

空气预热器入口烟温（即余热锅炉出口烟温）tky,in=325°C

查烟气焓温表得入口烟焓Iky,in=408.46 kcal/kg

出口烟焓Iky,out=Iky,in−Qky,hr/Bjh=321.30 kcal/kg

查烟气焓温表得空气预热器出口烟气温度tky,out =251.60 °C

7 焚烧余热利用

7.1 余热回用方式

7.1.1 污泥焚烧余热及回收利用方式

焚烧属于高温热处理工艺，国际上，污泥焚烧炉的运行温度通常为760~870℃，我国为850℃以上。焚烧烟气的热量涵盖了焚烧系统输入的大部分热量。焚烧烟气中水蒸气的摩尔或体积比例为25%~50%，故烟气热量中很大一部分为水蒸气的潜热。通常，烟气温度低于175℃时，低温下酸性气体的露点腐蚀导致不再适合进行热量回收，因此焚烧系统进行烟气热量回收的低温限值通常为175~200℃。该温度时的烟气热量约为870℃烟温时的一半，即污泥焚烧烟气中接近50%的热量是易回收利用的。

热能回收有多种形式，按回用后的用途一般可分为一次回收和二次回收。一次回收指回收的热量用于该焚烧工艺以减少辅助燃料消耗的情况，如用于预热燃烧空气或污泥脱水/干化。二次回收指回收的热量用于该焚烧工艺以外的情况，如加热外部介质、发电、季节性空间加热等。

一次回收方式是目前最为常用的方式。流化床焚烧系统中，烟气余热最常见的利用方式为余热燃烧空气。对于流化床焚烧炉而言，将空气预热至温度为650℃或更高都是有益的。在物料性质和过量空气系数不变的情况下，随着空气预热温度的升高，辅助燃料的用量几乎呈线性下降。在污泥含固率40%、VS干基比例50%、过量空气40%、焚烧烟气温度为870℃的情况下，将燃烧室空气预热至650℃时，污泥焚烧基本不需要辅助燃料。而预热空气至650℃所需的热量约为烟气热量的25%，通过换热器将烟气换热至500~600℃可实现该部分热量的回收。

另一种常见的一次利用方式为污泥的预处理。很多情况下，污泥的含固率不足以进行自持焚烧。因此，有必要对预处理环节提供额外的热能，将其水分脱除到焚烧不需辅助燃料或辅助燃料需求很小的程度，通常含水率为50~70%，与污泥中挥发性固体比例有关。所提供的热能可以是外源热能，也可以是焚烧回收的热能，或者两者兼有。当烟气余热用于污泥预处理时，通常还需要两个条件：第一，焚烧的余热产生蒸汽或者加热某种热介质；第二，污泥水分脱除的环节（通常为热干化）所使用的设备利用蒸汽或者该热介质来加热污泥。焚烧系统中增加热干化单元有利于提升系统应对泥量泥质变化的灵活性。

对烟气热量进行一次利用后，剩余的热量则可进行二次利用，因此，二次利用系统通常附加在一次利用系统上。总的来说，烟气携带的热量可以通过气-气换热器转移到空气或烟气中，通过水、火管锅炉产生高压或低压蒸汽，通过气-液换热器或省煤器转移到热水或其他热流体中。余热利用的传统方式主要包括：烟气洗涤后、排放前进行再加热以防止烟羽产生；产生高压蒸汽供其他工艺使用或用于发电；产生蒸汽或热水供建筑物或其他构筑物采暖；加热水或其他热流体用于厂内其他工艺需求，如厌氧消化加热保温、离心脱水进泥预热等。

烟气再热是较为普遍的余热二次利用方式。流化床焚烧烟气再热的方法主要有以下几种：（1）在流化床焚烧炉空气预热器的下游设置烟气-烟气换热器或烟气-空气换热器。现在的焚烧系统通常配有引风机，可使烟气在排放前通过换热器，吸收部分热量而达到再热的目的；老的焚烧炉可能只配备了鼓风机、未配备引风机，可配备一台较小的风机提供新鲜空气，空气通过换热器升高温度并与烟气在烟囱上游或烟囱中混合。（2）略微增大流化鼓风机和空气预热器的供气负荷（略大于燃烧空气量），使一小股热压缩空气可通过旁流与烟气在烟囱上游或烟囱中混合。这种方法的优势是有利于运行人员对系统进行调节和控制。例如，当燃烧空气的温度高于预期时，部分可分流到烟道中，保护空气预热器。（3）对于以余热锅炉为主要热量回收单元的系统，余热锅炉产生的蒸汽中部分可用于烟气再热。

7.2.2 余热利用需考虑的因素

烟气成分：湿式洗涤上游的烟气通常含有较高的水蒸气和一定的酸性气体，污泥中的全部灰分也进入流化床焚烧烟气中。烟气的组成特征使其具有结垢、腐蚀、磨蚀特性，国外总结的典型流化床焚烧烟气的相关组成比例为：O2 3.5~6%，N2 45~55%，CO2 7~10%，水蒸气35~45%，SO2 0~1500 ppm，酸露点50~90℃。对余热利用系统进行设计时需要根据进料污泥组成，结合运行参数对污泥燃烧过程的热化学转化情况进行分析，明确烟气成分。

焚烧系统的进料污泥特性在一天当中和不同季节间都是变化的，如含固率、挥发性固体含量等，且变化范围可能较大；此外，焚烧污泥量也会受多种因素影响而发生变化。烟气余热利用系统设计时需要充分考虑到系统对这些变化因素的适应性。

若余热利用系统包含二次利用，由于烟气热量的产生是与焚烧工艺相关的，而二次利用的热量需求通常是持续的、独立于焚烧工艺之外的，如其他工艺供热、建筑物供暖等，故二次利用设施应具有应对热量变化并保障二次利用需求的能力，如设计为可间歇运行、配备可替代的热量供给系统等。

当余热利用的主要途径为通过空气预热器加热燃烧空气时，需要注意两种运行情况：（1）高温空气预热器的空气量低于设计点。此时，若空气预热器的设计参数为100%负荷时将空气预热至650℃，则低于该负荷时会产生温度高于650℃的预热空气，流化床焚烧炉也将出现温度变化，反过来进一步影响预热空气的温度。当温度高于设备材料的温度限值时，会造成设备损坏或影响其寿命。（2）焚烧炉进泥热力学参数的变化。例如，若焚烧炉设计参数为进泥含固率25%，挥发性固体比例为70%，为实现在略低于870℃时自持焚烧，空气预热温度设计为650℃。在实际运行时因为各种原因进泥含固率为30%，挥发性固体比例为75%，此时空气预热温度仅需480℃。此时，若运行工况不进行调整，焚烧烟气温度和预热空气温度均会超出设计值。当类似情况引起的温度升高会超过控制限值时，运行人员需采取相应措施控制焚烧烟气温度、保护空气预热器。在极端情况下，运行人员可能不得不降低焚烧炉进料量并人为增加过量空气量，但通常情况下，降低处理量的做法并非最佳选择。当空气预热温度需求降低时，其他可行的措施包括：从空气预热器入口到出口设置一条旁路，通入可控流量的冷空气；将一部分空气预热器出口的热空气排至空气或烟道中。

当余热利用的主要方式为产生蒸汽时，对应的余热利用设备为余热锅炉、省煤器或两者兼有，回收的热能多用于污泥脱水/干化或厂区其他用途。这种情况下，回收的热量与余热利用单元的热量需求很难完全匹配，故一般对热量回收设备设置旁路管道，在没有热量需求或热利用设备不工作时将热量回收单元与烟气流隔离；此外，余热利用系统的修理维护通常需要，整条焚烧线的停机，在不方便对整个系统停机时，设置旁路系统可将设备与烟气隔离，在焚烧炉不停机的情况下进行余热利用系统的修理维护。

7.2.3 污泥焚烧余热利用的一般流程

热量回收和利用系统是现代焚烧系统的重要组成部分，目前污泥流化床焚烧最常见的余热利用流程有两种：

第一种是焚烧烟气主要用于预热燃烧空气，经空气预热器换热后，再经换热器对排放前的烟气进行再加热。其他换热设备如余热锅炉可根据需要设置在二次换热器上游或下游。这种工艺流程主要适用于没有热干化单元的污泥焚烧系统。

第二种是焚烧烟气主要用于预热锅炉产生蒸汽，产生的蒸汽用于上游污泥热干化和烟气排放前的再加热，余热锅炉换热后的烟气再经空气预热器换热。这种工艺流程主要适用于前端有污泥热干化单元的焚烧系统，也是目前国内的主流工艺流程。

7.2 余热利用设备

7.2.1 空气预热器

烟气再热器的功能是利用烟气余热预热空气从而节约辅助燃料。空气预热至540℃时，可节约35~75%的辅助燃料；空气预热至650℃时，有机质含量较高（挥发性固体干基质量含量70%及以上）且脱水效果较好（含固率25%以上）的污泥可实现自持焚烧。空气预热器是污泥焚烧领域应用最早的余热利用设备。

污泥焚烧系统中常见的空气预热器为管壳式换热器，在换热器内进行换热的两种流体，一种在管内流动，其行程称为管程；一种在管外流动，其行程称为壳程。管束的壁面即为传热面。为提高管外流体给热系数，通常在壳体内安装一定数量的横向折流档板，折流档板不仅可防止流体短路，增加流体速度，还迫使流体按规定路径多次错流通过管束，使湍动程度大为增加。

在管式空气预热器中，未经处理的高温烟气由管内通过，与此同时，空气由管外的通路与烟气形成交叉逆流。烟气轴向通过管束内部的方式有利于减少磨蚀性烟气的冲击和磨蚀作用，颗粒物流向与管壁平行也不利于飞灰沉积，这种气流流通方式称为FGTT（flue-gas-through-tube）。空气预热器设计时可增加一条空气旁路，便于控制预热空气温度。

空气预热器每条换热管均装有膨胀节，以抵消热管束和冷壳体间因温度产生的形变应力。膨胀节多为625合金材质；上部管板暴露于热空气中，且固定整个管束，多为合金或不锈钢材质；壳体、烟气室、管板下部多为碳钢材质。整个管束和管板的加热面均为隔热耐火材料衬里。空气预热器常见的问题为不正常工况引起的材料和机械问题，如过热造成的快速氧化、变形、裂缝等。需要注意的是，烟气中的氯化物容易使不锈钢产生应力腐蚀裂纹，当烟气中氯化物含量超过100 ppm时，不锈钢材质腐蚀的概率显著增大，此时，宜采用中间合金，如20、800H和825合金。当氯化物含量超过1000 ppm时，宜采用625合金。

空气预热器的运行环境与其他换热设备相比是比较极端的：高温、磨蚀和腐蚀性气体、周期性运行。以设计预热空气温度为650℃的典型空气预热器为例，管束及其热端关联部分的正常运行温度为760℃，即处于红热状态。这种状态下，金属易产生蠕变和疲劳损伤，加上磨蚀和腐蚀，最终导致裂缝。除膨胀节外，按时检查和修复裂缝可延长设备寿命。

7.2.2 烟气再热器

烟气再热器的功能是在烟气排放前对其进行再加热，或对空气进行加热，使之与烟气混合后排放，避免排烟时产生烟羽。

烟气再热器的常见构造为管式换热器，与上文的空气预热器相似。温度较高的烟气流经管束，待加热的介质（空气或低温烟气由管束间的通路与烟气形成交叉逆流。

管束的选材范围从镍合金到不锈钢均有应用，取决于运行条件。烟气再热器的运行温度显著低于空气预热器，换热管与壳体的温差相对较小，故不再设置膨胀节。

7.2.3 余热锅炉

在污泥焚烧系统中，余热锅炉是利用高温烟气的余热而生产蒸汽或热水的一种供热设备。生产蒸汽或热水主要用于污泥干化热源、厂区供热或发电，其中，用于污泥干化从而节省系统能耗是国内工程的常见做法。

在污泥焚烧系统中，余热锅炉主要由省煤器、蒸发器、过热器以及联箱、汽包等换热管组和容器组成，有再热器的蒸汽循环中，还包括再热器。锅炉给水在省煤器中完成预热，温度升高到接近饱和温度；预热后的给水在蒸发器中相变成饱和蒸汽；饱和蒸汽在过热器中被加热升温成过热蒸汽；过热蒸汽在再热器中进一步升温至设定的再热温度。流化床焚烧系统中余热锅炉的入口烟气温度通常为500~900℃，蒸汽压力0.4~4 Mpa。

余热锅炉按受热面形式，主要有烟管锅炉和水管锅炉两种。前者管内通烟气，管外通水，后者与此相反。对于烟管换热方式，由于壳体内充满了水，其自然密封状态适合一定压力的气体，壳体内部也无需耐火内衬；烟管换热的设计蒸汽压力可达1.72Mpa，但不能产生过热蒸汽；此外，卧式的烟管换热系统在烟速低时可能产生管内沉灰，立式系统则不存在该问题。对于水管换热方式，管外通烟气的方式便于设置吹灰器，因此适用于颗粒物负荷较高的情况；管束外壁须耐热，并能够承受运行压力；水管换热系统宜微负压运行，防止烟尘从套管法兰或焊缝外逸，若正压运行，须保证气密性；换热管可设置为卧式或立式。

余热锅炉应根据烟气性质和蒸汽用途进行设计或选型，所需的主要参数包括：烟气量(标况或工况)、烟气进口温度、烟气成分、烟气含尘量、烟气侧压力(正压或负压)、锅炉烟气侧系统阻力、锅炉额定蒸发量、锅炉额定蒸汽压力、锅炉额定蒸汽温度、锅炉排烟温度。为防止腐蚀，锅炉排烟温度应高于酸露点温度（通常为120~180℃，取决于烟气中水蒸气和酸性气体含量）。

8 焚烧烟气处理

8.1 污泥焚烧烟气中的污染物

8.1.1 颗粒物

《固定污染源排气中颗粒物测定与气态污染物采样方法》GB/T 16157对颗粒物的定义为：燃料和其他物质在燃烧、合成、分解以及各种物料在机械处理中所产生的悬浮于排放气体中的固体和液体颗粒状物质。污泥焚烧烟气中的颗粒物可能存在少量液体颗粒物，但主要为焚烧灰，即矿物质、多种非金属（Si、Al、P等）和金属（Ca、Fe、Mg等）的氧化物、以及挥发出来的部分重金属及其化合物。

颗粒物的不良影响主要包括：

（1）颗粒物普遍会对人体呼吸系统造成危害；

（2）烟气中的焚烧灰和不完全燃烧产生的烟会加剧烟羽的产生；

（3）烟气中的重金属类颗粒物在较小的剂量下即会产生毒性或不良的健康影响。

对于流化床焚烧炉，在非控制状态下，所有飞灰均进入烟气，并携带少量床料，故流化床焚烧炉进入烟气中的颗粒物比例可按进料污泥干基灰分的100%估算。

烟气中颗粒物的控制设施主要包括：旋风分离器、文丘里洗涤器、塔板洗涤器、湿式或干式静电除尘器（ESP）、袋式除尘器等。

需要注意的是，一些重金属单质或化合物，如Hg、As、Cd、Se、Zn和Pb，在焚烧温度下均有可能挥发，取决于其挥发性、焚烧温度、是否共存易结合生成挥发性化合物的其他元素，如Cl。通常，当重金属或其化合物的沸点比焚烧温度高90℃以下时，即有可能在焚烧过程中挥发出来。此外，还有些其他影响因素，主要需注意的是污泥中的Cl，Cl的存在会显著提高Cd、Zn、Pb和Cu的挥发性。这些挥发到烟气中的金属或化合物，有些会在湿式洗涤时凝结附着在洗涤器收集的细小颗粒物上。其中，Hg会100%挥发到烟气中，且无法被湿式洗涤器截留。非挥发性重金属类如Be、Co、Cr、Cu、Mn、Ni多以飞灰的形式离开焚烧炉，用中高压降的湿式洗涤系统可较好地控制。因此，一般来说，截留颗粒物的设施可有效地控制除Hg之外的其他重金属类。Hg的控制通常在袋式除尘器上游喷入粉末活性炭进行吸附，粉末活性炭被袋式除尘器截留。

我国国家标准《生活垃圾焚烧大气污染控制标准》GB 18485对污泥焚烧排放烟气中“颗粒物”的限值规定为：1小时均值30 mg/m3，24小时均值20 mg/m3；对重金属类的限值规定为：镉、铊及其化合物（以Cd+Tl计）0.1 mg/m3（测定均值），锑、砷、铅、铬、钴、铜、锰、镍及其化合物（以Sb+As+Pb+Cr+Co+Cu+Mn+Ni计）1.0 mg/m3（测定均值）；Hg及其化合物（以Hg计）0.1 mg/m3（测定均值）。

8.1.2 气态污染物

气态污染物主要来源于污泥中硫、氮和氯的氧化和挥发，以及烃类或其他有机化合物的不完全燃烧。比较受关注的气态污染物包括酸性气体SO2、HCl，CO，挥发性有机物（VOCs，包含多环有机物POM）和氮氧化物（NOx）。

**1 酸性气体**

污泥焚烧过程主要产生两种酸性气体：SO2和HCl，还可能有少量HF、SO3。硫主要以三种状态存在于污泥中，硫酸盐（SO42-）、还原态硫（S2-）和有机硫，其中，还原态硫和有机硫占95%以上（质量含量），还原态硫和有机硫在焚烧过程中被氧化为SO2。污泥泥饼中的硫元素约占2%左右（干基），当估算SO2的产生量时，可以污泥中全部硫氧化为SO2计。污泥中的氯可能以有机结合态存在，如氯代烃，也可能以无机态存在，如NaCl。污泥中氯的含量通常较低，0.1~0.4%。但脱水时FeCl3的投加量较高、沿海区域排水管道受海水侵蚀等原因可能造成污泥中氯含量较高。在焚烧过程中，氯元素与氢结合生成HCl。

酸性气体的不良影响主要包括：危害人体健康；因酸性较强，易腐蚀下游设备和设施。

因其腐蚀性，湿式洗涤系统以及下游烟道均宜选用316不锈钢材质。

美国的调研结果显示：在非控制状态下，污泥焚烧生成的SO2在烟气中的浓度大约为600~1700 mg/Nm3dv11（以干烟气计，校准至11%含氧量），或以体积含量计300~850 ppm dv7（以干烟气计，校准至7%含氧量）；生成的HCl在烟气中的浓度大约为100~350 mg/Nm3dv11（以干烟气计，校准至11%含氧量），或以体积含量计100~300 ppm dv7（以干烟气计，校准至7%含氧量）。

以污水处理厂尾水作为洗涤液的传统湿式洗涤器（文丘里、塔板洗涤器等）可去除约80~85%的SO2，HCl的去除率更高。污水处理厂尾水的高碱度使之比自来水更适于吸收酸性气体。如果对酸性气体的去除有更高的要求，应增加碱性洗涤液，设计时通常在洗涤塔增加两层塔板并在该两处塔板循环碱性洗涤液。碱性洗涤液可去除95%的SO2，HCl的去除率更高。若存在少量HF，经湿式或干式洗涤后可去除98%以上。

污泥焚烧烟气中酸性气体的去除通常采用湿式洗涤器，也可采用干式洗涤器。干式洗涤器在燃煤电厂广泛用于烟气脱硫。干式洗涤用于污泥焚烧烟气酸性气体去除的常见组合包括：“干式喷射+织物过滤”、“喷雾吸收+ESP（循环）”和“喷雾吸收+织物过滤（循环）”。在干式喷射系统中，干的吸收剂如石灰被喷射进干式颗粒收集装置（袋式除尘器或ESP）的上游烟道，石灰与烟气中的酸性气体反应生成难溶的盐类如CaCl2和CaSO4，被收集装置截留。在喷雾吸收（SDA）系统中，石灰乳被喷入袋式除尘器或ESP上游的吸收器中，石灰乳中的水分使烟气降温并促进中和反应。通常，喷雾吸收对SO2的去除率约为90%，比干式喷射（去除率50%）效果好。湿式洗涤对去除SO2很有效，但其缺点是对SO3的去除有限，仅25~40%。而SDA与织物过滤组合可有效去除SO3。在温度高于149℃时，SO3为气态，当低于其露点温度时其凝结生成H2SO4，并可能引起可见的烟羽。

我国国家标准《生活垃圾焚烧大气污染控制标准》GB 18485对污泥焚烧排放烟气中“酸性气体”的限值规定为：SO2，1小时均值100 mg/m3，24小时均值80 mg/m3；HCl，1小时均值60 mg/m3，24小时均值50 mg/m3。

**2 一氧化碳和挥发性有机物（VOCs）**

CO和VOCs是污泥中的有机物不完全燃烧的产物，其成因主要包括：温度未达到预期；气体停留时间未达到预期；混合或湍流不足影响物料和气体与氧气充分接触。

VOCs包含多种化合物：烃类，如甲烷、乙烷、乙炔；含氧碳氢化合物，如有机酸、醛类、酮类；氯代碳氢化合物，如四氯乙烯、三氯乙烷；饱和或不饱和环类，如苯、甲苯、酚类。其中，多环有机物POM因其高致病风险而备受关注，如多氯联苯PCBs、多氯代二苯并呋哺PCDD/Fs。

流化床焚烧炉运行时可提供完全混合、高度湍流的状态，污泥的干燥和燃烧几乎同时在几秒内完成，污泥、生成的气体和氧气得到充分接触，床层上方的稀相区供热的燃烧气体向上并停留足够长的时间使CO和其他挥发性有机物得到充分燃烧。美国的调研结果显示：流化床焚烧烟气中CO和VOCs的含量一般较低。CO低于45 mg/Nm3dv11（50 ppm dv7），很多情况下低于9 mg/Nm3dv11（10 ppm dv7）；总碳氢化合物含量（以丙烷计）通常低于14 mg/Nm3dv11（10 ppm dv7）。

我国国家标准《生活垃圾焚烧大气污染控制标准》GB 18485对污泥焚烧排放烟气中“CO”的限值规定为：1小时均值100 mg/m3，24小时均值80 mg/m3。对VOCs总排放限值尚未规定。对VOCs中二噁英类的排放限值规定为：0.1 ng TEQ/m3（测定均值）。

**3 氮氧化物（NOx）**

在焚烧过程中，NOx的生成主要有两种机制：第一种是燃料中的有机结合态的N在高温氧化过程中生成NOx，生成速率受燃料与空气混合速率、氧浓度和温度的影响很大。污水厂污泥含氮量较高，通常为3~6%，但一般只有少量会转化为NOx。第二种是N2和O2在高温状态下生成NOx，生成速率主要取决于温度，其次是氧气浓度。

由于流化床焚烧炉的温度通常低于870℃，过量空气也较低，烟气中NOx含量通常低于150 mg/Nm3dv11（100 ppm dv7）。当焚烧的泥饼VS较高（高于80%）且泥饼含固率也较高（高于28%）时，焚烧温度升高至870℃以上可能导致NOx生成量升高。这种情况可在设计时考虑在空气预热器的下方部分设置烟道旁路，以便根据焚烧温度调节预热空气温度。

一般来说，流化床焚烧炉控制NOx的主要方式为：（1）控制高温低于870℃，在保证燃烧效率的基础上控制过量空气；（2）采用选择性催化还原技术（SCR）或非选择性催化还原技术（SNCR）。

我国国家标准《生活垃圾焚烧大气污染控制标准》GB 18485对污泥焚烧排放烟气中“ NOx”的限值规定为：1小时均值300 mg/m3，24小时均值250 mg/m3。

8.2 烟气处理设施

污泥焚烧烟气处理系统通常是多种设施的组合，常见的设施主要包括：旋风分离器、文丘里洗涤器、塔板洗涤器、干式静电除尘器、湿式静电除尘器和袋式除尘器。其功能不外乎以下两方面：（1）分离烟气中的固体颗粒；（2）通过吸收、吸附和（或）化学反应去除烟气中的气态污染物。

8.2.1 旋风分离器

旋风分离器的工作原理为：靠气流切向引入造成的旋转运动，使具有较大惯性离心力的固体颗粒或液滴甩向外壁面分开。

旋风分离器的尺寸取决于烟气流量、拟去除的颗粒量和颗粒尺寸，烟气通过旋风除尘器的压降。当流量较大时，可安装多个旋流分离器的组合设施。除尘性能取决于分离器的三维尺寸关系、粉尘粘性、旋流圈数、入流和出流速率、颗粒物和气体密度、粉尘浓度系数。决定旋风除尘效率的主要因素为入流速率和压降。在运行过程中，应尽可能减少烟气流速的波动。烟气流速波动较大或显著低于设计速率会使旋风分离效果恶化。旋风分离器的唯一操作内容为底部的气阻阀，用于在负压状态下移除收集的飞灰。旋风分离器的维护内容主要包括：应定期检查内部磨蚀情况；在某些情况下，颗粒物会积聚在内壁上，应定期清除。

对于流化床焚烧炉，几乎全部的飞灰均进入烟气，故烟气颗粒物负荷较高。过去，旋风除尘器是用于降低流化床焚烧炉烟气中颗粒物负荷的常用设施，现在常被更为高效的设施代替。旋风分离器的适应方式和优势主要包括：（1）适用于烟气中含大颗粒粉尘的情况，其主要作用是降低下游设备的负荷。例如，在余热锅炉前设置旋风分离器，降低锅炉的烟尘负荷。（2）旋风分离是一种干式除尘技术，当需要收集的飞灰为干燥状态时，可在湿式洗涤系统前设置旋风分离器。需要注意的是，流化床焚烧烟气经干式除尘后，需要在干式静电除尘或织物过滤装置之前进行冷却，通常采用余热锅炉回收热量并冷却烟气。此外，旋风分离器还具有如下优点：结构简单，无活动部件，维护需求低，价格低廉；与湿式洗涤相比气流压降小。旋风分离器的局限性在于：适用于去除大颗粒粉尘，一般用于去除粒径10μm以上的颗粒物。

8.2.2 文丘里洗涤器

文丘里洗涤器属于湿式洗涤器（或湿式除尘器），即通过含尘气体与液滴或液膜的接触、撞击等作用，使尘粒从气流中分离出来的设备。湿式洗涤器既能净化废气中的固体颗粒污染物，也能脱除部分气态污染物（气体吸收），同时还能起到气体降温的作用。

文丘里洗涤器是最为常用的除尘设备。文丘里洗涤器一般包括文丘里管（简称文氏管）和脱水器两部分。除尘过程包括雾化、凝聚和脱水三个过程，前两个过程在文氏管内进行，后一个过程在脱水器内进行。文氏管由收缩管、喉管和扩散管三部分组成。含尘气体进入收缩管，气速逐渐增加。进入喉管时，流速可达到60~180 m/s，水通过喉管周边均匀分布的若干小孔进入，与气流接触并在高速气流冲击下被高度雾化，尘粒表面附着的气膜被冲破，使尘粒被水润湿，在中、大颗粒的尘粒与水滴或尘粒之间发生激烈的碰撞和凝聚，尘粒向更大的水滴转移。进入扩散管后，气流速度降低，静压回升，以尘粒为凝结核的凝聚作用加快。有水分的颗粒继续凝聚碰撞，小颗粒凝结成大颗粒，并很容易被脱水器捕集分离，使气体得以净化。

文丘里洗涤器的颗粒去除效果主要由气流压降决定。一般而言，压降越大，颗粒去除率越高，越有利用去除小粒径颗粒。文丘里洗涤器后通常设置塔板洗涤器，以去除较小粒径的颗粒物。合理设计的文丘里洗涤器应具有可调节的喉管，以便在气流流量变化的情况下保证压降恒定，常见形式为文丘里洗涤器需要相对洁净的洗涤水，并需要考虑洗涤水的处理处置。在污水处理厂，通常使用尾水作为洗涤水。文丘里洗涤器适用于去除0.1~100 μm的颗粒，除尘效率为80~90%，压降通常为5~9 kPa，液气比通常为1.4~1.6 L/m3。在运行过程中，应有充足的水流持续覆盖喉管的全部金属表面，以减少腐蚀与磨蚀。应定时检查阻尼原件、喉管内衬。

文丘里洗涤器的优点是：体积小，构造简单，除尘效率高，价格低。其局限性主要包括：（1）压力损失大，因此烟气经过的动力需求大，高压状态增大了风机的维护需求。（2）高速气流和颗粒易造成喉管等部分磨蚀。为了增加抗磨蚀性能，很多新的文丘里洗涤器在制造时喉管部分以碳化硅陶瓷为内衬。

8.2.3 塔板洗涤器（洗涤塔）

塔板洗涤器常常用于文丘里洗涤器下游，两者共同形成一个湿式洗涤系统。塔板洗涤器为立式圆柱形，废气由底部进入，从顶端排出；洗涤水由顶端进入。气流首先流经气液分离器装置，液体通常回流至污水处理厂，气体则流经多层塔板，与洗涤水或碱性洗涤液接触。塔体的最上部是除雾段，气体中所夹带的吸收液雾滴在这里被清除下来，经过处理后的洁净空气从废气吸收塔上端排气管放入大气。常见的塔式洗涤器有穿孔板式和冲击板式，有时也采用填料式，但易堵塞。

单塔板压降通常为0.5~0.7 kPa，由于一般设置三层塔板，整体压降通常为2~3 kPa。塔式洗涤器的性能主要与压降有关，因此，通常设置压力指示装置来反映压力数据变化。虽然塔板洗涤器没有动的部件，但维护需求却较大。气流经水冷时可能会在塔板等内表面形成有机物的凝结，尤其在焚烧不充分的情况下；洗涤塔温暖湿润的环境使得塔板上易滋生微生物，需要高压冲洗去除。除雾器易因烟尘和微生物滋生而造成堵塞。塔板和除雾器可设计成可拆卸部件，便于定期清洗。此外，当运行过程中产生泡沫而影响气流运行时，需对洗涤水进行全面的化学分析以去除生成泡沫的物质，或者添加除泡剂。

塔板洗涤器的优势主要包括：可凝结烟气中的气溶胶，有利于强化颗粒的捕捉；可去除烟气中的水蒸气，不利于烟羽形成；可去除烟气中绝大部分酸性气体。其局限性主要包括：由于对小于1μm的颗粒去除效率较低，一般不能单独作为颗粒物控制设施；运行需要大量洗涤水，需要考虑洗涤水的处理处置，在污水处理厂时，洗涤水的处理处置一般不成问题，但需要结合出水要求考虑对水质的影响。

8.2.4 静电除尘器（ESP）

静电电除尘器由两大部分组成：一部分是电除尘器本体系统；另一部分是提供高压直流电的供电装置和低压自动控制系统。电除尘器本体的负极由不同断面形状的金属导线制成，叫放电电极；正极由不同几何形状的金属板制成，叫集尘电极。高压供电系统为升压变压器供电，连接金属阳极和阴极上，通过高压直流电，维持一个足以使气体电离的电场，除尘器集尘极接地。低压电控制系统用来控制电磁振打锤、卸灰电极、输灰电极以及几个部件的温度。电除尘器的基本原理是利用电力捕集烟气中的粉尘，主要包括以下四个相互有关的物理过程：（1）气体的电离。（2）粉尘的荷电。（3）荷电粉尘向电极移动。（4）荷电粉尘的捕集。含尘气体通过电场时被电离，气体电离后产生阴离子和阳离子，尘粒与阴离子结合带上负电后，趋向阳极表面放电而沉积并被收集。静电除尘器按沉淀极板上粉尘的清除方法分为干式静电除尘器和湿式静电除尘器。干式静电除尘器通过振打收集阳极沉积的颗粒物；湿式静电除尘器，用喷水或溢流水等方式使集尘极表面形成一层水膜，实现极板清灰的静电除尘器。湿式静电除尘器适用于颗粒物负荷较小的情况，可用于文丘里等湿式洗涤之后，对残余的颗粒物进行处理。

静电除尘器适用于除去烟气中0.01~50 μm的粉尘，去除率通常可达到99%及以上。其除尘效率主要受粉尘性质（粉尘比电阻、颗粒密度、粒径分布等）、设备构造（密封状态、收尘板间距、电晕线间距）和烟气气流（流速、气流均匀性、烟气温度）三方面因素的影响。多数静电除尘器设置了不少于3个电场，可根据需求调节工作的电场数量。

静电除尘器的维护工作量较小。电场电压为自动控制，只需按时检查电压控制情况。干式静电除尘器需要避免水蒸气冷凝对金属的腐蚀，当系统冷启动而接触温度高于设备的烟气时，该问题尤其严重，进行设备预热可避免这种情况。此外，干式静电除尘器的灰斗应设置加热装置，保持一定的灰温而处于松散可流动状态，避免其冷却吸水而粘结，产生堵塞，或使控制排灰的旋转阀发生故障。对于湿式静电除尘器，应按时检查电压情况，必要时调整水膜产生装置的工作频率，确保尘极表面不出现干的区域，不产生颗粒物积累。

与其他烟气处理设施相比，静电除尘器的优势主要包括：（1）净化效率高，能够捕集0.01 μm以上的粉尘。（2）除尘效率高，在设计中可以通过不同的操作参数，来满足所要求的净化效率。（3）压力损失小，通常小于0.2 kPa，能耗低。（4）可以完全实现操作的自动控制。（5）对于干式静电除尘器，由于除尘过程不使用水，因此省去了洗涤水的使用和处理环节；湿式静电除尘器用水量也比湿式洗涤少得多。（6）湿式静电除尘器采用湿式清灰，可以避免沉集粉尘的再飞扬，除尘效率高。因无振打装置，运行较稳定。静电除尘器的局限性主要包括：（1）投资成本较高。（2）基于运行对飞灰特性的要求，可能会对污泥或污水上游处理环节的药剂使用有限制，如三氯化铁、铝盐、石灰、甲醇。（3）如果采用炉内脱酸作业，由于增加了碱性粉尘，这些碱性粉尘影响了粉尘比电阻，高比阻粉尘引起电除尘器产生反电晕，使电除尘器的除尘性能大幅下降，故不宜采用静电除尘。（4）由于干式静电除尘器对气态污染物没有去除作用，后续须设置其他烟气处理设施。（5）干式静电除尘的入口烟气须冷却至一定的温度，根据除尘性能的设计要求以及材质差异，温度限值通常为300~400℃。（6）烟气含水率高时，会加剧干式静电除尘器放电，使得颗粒表面达不到足够的电荷积累，影响除尘效果。（7）湿式静电除尘器但存在腐蚀、污泥（湿灰）和污水的处理问题。（8）当进入湿式静电除尘器颗粒负荷较高时，或尘极表面水膜受到破坏时，易产生灰尘积聚、粘附，影响稳定运行。

8.2.5 袋式除尘器

袋式除尘器是一种干式滤尘装置。滤袋采用纺织的滤布或非纺织的毡制成，利用纤维织物的过滤作用对含尘气体进行过滤，当含尘气体进入袋式除尘器后，颗粒大、比重大的粉尘，由于重力的作用沉降下来，落入灰斗，含有较细小粉尘的气体在通过滤料时，粉尘被阻留，使气体得到净化。它适用于捕集细小、干燥、非纤维性粉尘，近年来越来越多得用于颗粒物控制严格的烟气处理情况。

袋式除尘器通常为大型结构物，包含三个尘密性单元：最下部为灰斗；中部包含多个长圆柱形滤袋，每个过滤袋内部为防止过滤袋塌陷的刚性支撑网；最上部为设有出气口的腔室。含尘烟气从中下部进气口进入滤袋单元，通过布气装置由各滤袋外部均匀进入各滤袋，过滤后的烟气从滤袋上部流出。由于筛滤、碰撞、滞留、扩散、静电等效应，滤袋外表面积聚了一层粉尘，这层粉尘称为初层，滤袋与初层共同形成了过滤层，随着粉尘在滤料表面的积聚，除尘器的效率和阻力都相应的增加，当滤料两侧的压力差很大时，会把有些已附着在滤料上的细小尘粒挤压过去，使除尘器效率下降。另外，除尘器的阻力过高会使除尘系统的风量显著下降。因此，除尘器的阻力达到一定数值后，要及时清灰。清灰方式有气流反冲、机械抖灰、压缩空气喷吹等方式，使颗粒物落入底部灰斗。

袋式除尘器的除尘效率较高，用于工业、电厂、垃圾焚烧等烟气处理设施的袋式除尘器，其除尘效率一般在99%以上。在污泥焚烧烟气处理时，进入袋式除尘器的烟气须冷却至260℃以下，这一过程可通过余热锅炉完成。袋式除尘器经常用于喷雾吸收（SDA）系统，石灰乳被喷入袋式除尘器上游的烟气中，石灰乳中的水分使烟气降温并促进中和反应，石灰被袋式除尘器一同截留，这样则形成了一个吸收过滤系统，除粉尘外还可进行酸性气体的脱除。此外，粉末活性炭也是常见的喷入介质，以有效控制重金属Hg。

袋式除尘器安装后应进行完整性检查，可采用荧光染料和不可见光等方法。运行过程中，袋式除尘器的主要维护工作为定期检查和更换滤袋，其主要指示性参数为滤袋两侧的压差。当压差逐渐升高时通常指示颗粒物的聚集，需要定时启动清灰程序；当压差突然降低时通常指示滤袋的破损。除了压力监测装置，在袋式过滤器的下游应设置颗粒物浓度或者烟气透明度指示装置，颗粒物浓度突然上升或烟气透明度突然下降可辅助提示滤袋故障。

袋式除尘器的优势主要包括：（1）目前常见的颗粒物去除装置中，袋式除尘器去除效率最高，且性能稳定，不受粉尘电阻等性质影响。（2）电耗低于中高压降的文丘里洗涤器，略高于静电除尘器。（3）不需用水，不存在污水处理问题；颗粒物以干灰的状态收集，比湿式除尘好处理。（4）处理风量的范围广。（5）在保证同样高除尘效率的前提下，造价低于静电除尘器。其局限性主要包括：（1）承受温度的有限。合成纤维滤料耐温200~260℃，玻璃纤维滤料耐温280℃，当烟温高于材质耐受的温度限值时，必须采取措施先降低烟气温度。（2）烟气含水分较多时，易导致滤袋黏结、堵塞滤料，须采取必要的保温措施以保证气体中的水分不会凝结。

9 焚烧飞灰处理和处置

9.1 飞灰的组成和处理方式

9.1.1 飞灰的组成

飞灰是污泥经流化床焚烧后的最终固态产物，主要为污泥中的不可燃组分。飞灰的常见组分包括：硅酸盐、磷酸盐、硫酸盐、金属氧化物等，有些组分是可溶的。目前，我国污泥焚烧灰的组成尚缺少调研数据，下表中列出了欧洲标准文件（CEN/TR 16788:2014）中给出的焚烧灰的主要元素含量数据（表9.1），其原始来源文件中未提供。

**表 污泥焚烧灰的主要组成（干基质量含量，%）**

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
|  | 最小值 | 最大值 | 平均值 | 中值 |
| SiO2 | 5.2 | 51.8 | 26.4 | 26.3 |
| CaO | 8.5 | 52.9 | 19.3 | 14.7 |
| P2O5 | 3.4 | 30.0 | 16.8 | 18.1 |
| Fe2O3 | 2.6 | 29.0 | 14.1 | 13.6 |
| Al2O3 | 1.3 | 38.1 | 9.7 | 9.1 |
| SO3 | 0.8 | 17.1 | 3.6 | 2.4 |
| MgO | 0.5 | 6.5 | 2.3 | 2.2 |
| K2O | <0.008 | 2.0 | 1.0 | 1.1 |
| Na2O | 0.2 | 3.6 | 1.0 | 0.8 |
| TiO2 | 0.1 | 2.5 | 0.6 | 0.6 |
| ZnO | 0.1 | 0.7 | 0.3 | 0.3 |

飞灰的重金属含量与生物泥的重金属含量一般是有差异的，差异性主要来源于两方面：（1）可燃组分在焚烧过程中减量，使得重金属在飞灰中富集；（2）部分金属及化合物在焚烧过程中挥发到气相，当然，烟气处理系统会部分捕集。

需要注意的是，焚烧过程挥发的重金属及化合物更易于凝结在细小的颗粒上，因此，可呼吸进入人体的小颗粒飞灰的重金属含量通常较高，其致病性也较高。因此，烟气处理系统中，针对挥发性重金属及化合物截留的活性炭吸附和袋式除尘单元所截留的飞灰通常具有较高的环境和健康风险，目前国内通常作为危废处置。

飞灰中还可能含有少量未充分燃烧的有机物残留，约0.1~5%。污泥焚烧应控制焚烧灰渣的热灼减率小于5%。

9.1.2 飞灰的处理方式

对于流化床焚烧，可视为污泥焚烧的固体产物全部以飞灰形式进入烟气中。此外，流化床的床料经磨损、破碎等过程产生的细小颗粒可能进入烟气中。烟气中的飞灰则被下游的设施（通常包括：余热锅炉、省煤器、袋式除尘器、湿式洗涤器或静电除尘器）捕集，有待进一步处理。

飞灰经烟气处理设施截留后，后续处理方式主要有两种：湿排灰和干排灰。湿排灰即水力排灰，干排灰主要有机械和气力两种方式。

对于流化床焚烧系统，当烟气处理中采用湿式洗涤方式时，大部分飞灰是以湿浆的状态收集的，故通常采用湿排灰系统进行后续处理；当烟气处理中采用袋式除尘或干式静电除尘时，大部分飞灰是以干燥的状态收集的，故通常采用干排灰系统进行后续处理。此外，当飞灰的最终处置点距厂区较远、处置前需储存较长时间时，宜采用干排灰方式。

对于湿排灰系统，由于灰浆具有侵蚀性，易产生泵和管道设备磨损、弯头堵塞、腐蚀等问题。此外，还需要考虑上清液对污水处理系统的污染负荷。

对于干排灰系统，需要防范飞灰散逸引起的设备、安全和二次污染风险。

9.2 飞灰处理设施

9.2.1 湿排灰系统

湿排灰系统的一般流程为：灰浆通过重力流的沟道将排入灰浆池中，在灰浆池静置沉淀后，上清液回流至污水处理厂，池底沉积的灰挖出进行最终处置或循环利用。当需要将灰浆泵至某个处置点时，则需要设置灰浆井，为泵吸提供条件；当采用机械脱水时，灰浆经浓缩脱水后进行最终处置或循环利用。

**1 输送**

灰浆输送涉及到的设施主要包括：灰浆沟道、灰浆井、灰浆泵、灰浆输送管道、螺旋输送机。

灰浆沟道：通常设计为重力流的混凝土明渠，使灰浆排至灰浆池。灰浆沟道的横断面多为矩形，内衬可采用耐磨材料。当采用湿式洗涤器进行烟气处理时，洗涤水可用来冲排灰浆。

灰浆井：提供阶段性的储存，并为泵吸提供必要的水力条件。井内宜安装搅拌装置，以提供灰和水的混合。

灰浆泵：灰浆泵可用于输送灰浆和浓缩后的灰。当输送含固率2~6%的灰水混合物时，通常选择端吸式离心机组。需要注意的是，高温灰浆可能会造成泵的气蚀，此外，由于灰浆具有较高的温度和较大的磨蚀性，会影响泵密封元件、轴承等性能和寿命。当输送重力浓缩后的灰时，含固率为10%左右，通常选择机械泵或气动隔膜泵。

灰浆输送管道：灰浆输送管道的设计时通常在保证颗粒物不沉积前提下的尽量较低地设置流速，一般为0.6~1.5 m/s。此外，管道材料和布置需要考虑灰浆的高磨蚀和易堵塞特性，如：管道弯头尽可能少，并应采用大半径设计，管道材料可选择碳钢、镍铬钼钢、陶瓷等。当空间允许时，灰浆输送管线应设计为地上管线，便于检查维护。

螺旋输送机：在湿灰脱水或调质时，输送设备可选择螺旋输送机。

**2 储存**

灰浆存储涉及到的设施主要包括：灰浆池、灰箱或灰斗、浓缩池或沥水池。

灰浆池：灰浆池是接收灰浆并提供简单存储的设施，灰浆流入灰浆池后，灰沉淀到池底，上清液回流至污水处理厂。池底沉积的灰挖出进行最终处置，或循环利用。灰浆池可根据场地地形灵活设计，深度通常为1~3 m。灰浆池应至少设置两个，当一个用于清除飞灰时，另一个可接收灰浆。

灰箱/灰斗：用于储存机械脱水后的灰，脱水后的灰也可不经储存直接输送至运输车。

浓缩池/沥水池：当采用机械浓缩脱水时，常将灰浆输送至重力浓缩池或沥水池，然后泵入脱水设备，常见设备有真空过滤机、带式压滤机。脱水灰渣运输至最终处置点，或进行资源化利用。

9.2.2 干排灰系统

干排灰系统，即采用机械输送或气力输送的方式，使飞灰在干燥状态下由排灰端输送至恢复储存箱。储存箱的飞灰运输至处置点，或进行资源化利用。

**1 输送**

干灰输送方式有两种：机械输送和气力输送。

（1）机械输送系统

机械输送系统，即采用机械设施将干灰从排灰点输送至储存飞灰的灰箱中。排灰端可根据情况设置破碎装置，破碎大块渣体（流化床焚烧炉一般不存在这种情况）；随后经斗式提升机、螺旋输送机或两者组合将飞灰输送至灰箱，灰箱侧边或底部通常装有振动卸料等辅助排灰装置，灰箱底部配有“加湿输送器”，加湿输送器采用一个或多个螺旋将飞灰输送至自卸卡车或滚装集装箱中，输送的同时，顶盖设有自动喷水加湿装置，防止灰尘散逸。将加湿输送机的排灰滑道密封到运输容器盖内也有助于控制灰尘散逸。

干灰输卸的各环节应尽可能加盖控制飞灰散逸。螺旋输送机的盖和密封垫须确保不发生移位，以尽量降低排放至直接操作区域的灰尘量。定时维护输送设备时，应同时检查加固所有的盖体、盖紧固件和密封垫圈，必要时进行替换。

（2）气力输送系统

气力输送又称气流输送，是利用气流的能量，在密闭管道内沿气流方向输送颗粒状物料。与机械输送相比，气力输送结构简单，操作方便，但能量消耗较大，设备也易受磨蚀。

气力输送系统按驱动方式分为压力输送和负压输送两种。压力输送分为稀相输送和密相输送。

稀相输送：通常采用鼓风机使回与空气混合并通过管道输送至储灰箱中，固体含量通常低于1~10 kg/m3，操作气速较高（约18~30 m/s）。

密相输送：通常包括灰斗、输送器、输送管道和阀门。固体含量通常为10~30 kg/m3，或固气比大于25，操作气速较低，多用较高的气压压送。在流化床焚烧系统中，余热锅炉、省煤器、袋式除尘器等收集和积累的飞灰统一收集至灰斗中，打开灰斗底部的阀门将灰排至输送器的集灰端，随后集灰端阀门关闭，充入压缩空气，排灰端阀门开启，飞灰以灰块状输送至储存箱中，管线中间或设有辅助增压站，储灰箱通常设有空气过滤器。相比稀相输送，密相输送所需气量较小，能耗较低，管道较小，磨损也降低。其局限性在于需要高压空气系统，且管道沿线可能需要增压站。

压力输送系统中很小的裂缝即会导致大量灰尘散逸，因此所有组成部分均需充分密封，以尽量减少灰尘散逸。此外，密封不严会导致输送动力不足，可能引起系统堵塞。为了防止散逸灰尘积累，压力输送系统须配备完善的除尘清洁等后勤管理。

负压输送：管道内压力低于大气压，自吸进料，但须在负压下卸料，能够输送的距离较短；优点：设备投资、负荷较小。缺点：运行流速高，管道磨损严重，磨损出现漏洞无法察觉。负压输送可根据设施和系统设计情况以连续方式运行，或使各灰箱顶部的真空泵在烟气线各排灰点间按一定按顺序运行，将飞灰从收集点输送至储存箱。负压输送系统通常还包括袋式过滤器，设置在真空泵的上游，需定时清理以保证系统正常运行。负压输送的优势在于没有飞灰散逸问题，但系统密封不严时会导致输送能力下降，且不易发现，进一步可引起系统堵塞。相比之下压力输送系统泄漏对动力的影响较小，且漏气点周围有飞灰散逸，易辨识。

干灰具有较强的磨蚀性，流化床飞灰中还可能含有床料，磨蚀性进一步增加，因此气力输送系统均应采用抗磨损材料，材料选择前应对飞灰磨蚀特性进行测试，这一步通常由气力输送系统制造商来进行。气力输送管线弯头处易积灰和磨损，因此管线设计应尽量减少弯头量，弯头应选择较大半径，弯头材料耐磨性应高于相邻的直线段。弯头宜采用可拆卸的安装方式，便于更换。

**2 储存**

干灰储存涉及的主要设施为干灰箱和干灰加湿设施。

（1）干灰箱

干灰箱用于接收和储存输送系统排放的干灰。干灰箱是密封的容器，下方为周期性装载的自卸卡车或滚装集装箱。干灰箱的辅助设施主要包括辅助卸灰的振动器或活化器、灰尘过滤器和料位计。

干灰箱使用过程中的主要问题为架桥起拱和不均匀积灰。由于颗粒间和颗粒与料仓内壁之间存在摩擦力和粘结力，当灰箱中积累的部分飞灰与箱壁结合并具有一定的支撑强度时，这部分起拱飞灰可支撑一定的飞灰积累在其上部，而其下部的飞灰仍呈松散可流动状态。日常温度和湿度变化可使飞灰中积累一定的水分，增加了起拱的可能。飞灰起拱降低了灰箱的有效容积，阻碍灰箱充分排灰。振动器、活化器、压缩空气喷射可起到破拱作用。

料位计宜采用负载传感器、非接触性的超声传感器器。但料位的确定不能完全依赖料位计，宜配合例行检查、人工探测。

干灰箱的尺寸应根据灰量和清空频率确定。

（2）干灰加湿设施

干灰加湿设施是干灰排入自卸卡车或滚装集装箱前辅助加湿的机械设施，多由螺旋输送机、喷水器、挡板、刮削器、驱动器和隔离门等组成。

干灰加湿器驱动设备设计时需要注意，加湿后的负荷将远大于干灰，水流控制应根据干灰的加湿情况、干灰下卸流速等情况及时调节。

加湿的水分将显著增大待运输的灰的重量，进而增加运输量和成本。加湿水量通常为灰量的30%。

9.3 飞灰的处置

飞灰是污泥流化床焚烧的最终产物，是一种惰性物料。过去，飞灰最常见的处置方式为卫生填埋，包括用作填埋场覆盖土。近年来，飞灰的资源化利用越来与受关注，主要方式包括：挖掘坑填充、土地改良、制砖、混凝土掺合料和沥青添加剂等。

填埋：污泥焚烧飞灰填埋是最常见和便捷的处置方式。飞灰与土壤混合可作为填埋场覆盖土。

挖掘坑填充：飞灰可用作挖掘坑类修复的填充材料，如旧污泥塘的填充。也可用作流动填充料。

土地改良：针对一些特定的区域，如黏土比例高的土壤，飞灰可作为添加剂改善土壤结构，提高其透气、透水性，均衡矿物组成。

制砖：污泥焚烧飞灰用于制砖相对较为成熟。砖厂通常一次性需要大量飞灰，可在灰浆池需要清空时提供。

混凝土掺合料：代替一部分粉煤灰作为混凝土掺合料。

沥青添加剂：作为一种矿物填充料和细骨料添加到沥青中。

蠕虫、蚯蚓等养殖：飞灰与食物性废弃物混合后养殖蠕虫或蚯蚓，养殖结束后残余的混合材料可作为土壤改良剂。

在我国，污泥焚烧飞灰的资源化利用刚刚起步，尚未出现成熟的应用模式。制砖、混凝土掺合料、沥青添加剂、路基材料等建材利用是比较有潜力的方式。各地进行污泥焚烧飞灰资源化利用时，应首先结合资源化途径对飞灰的环境安全性进行评估，并联合当地的住建、交通等相关管理部门共同确定资源化处置方案。

10 污泥流化床焚烧的运行维护

10.1 运行与维护

10.1.1 流化床焚烧的运行控制

**1 流化床焚烧炉的启动**

（1）冷启动

冷启动，指焚烧炉由室温开始到正常运行的过程。

首次启动时，应由设备商运行操作，或根据其提供的升温曲线规定进行操作。

启动前，操作人员应核查：主断路器的电源和应急电源、辅助燃料供给、稀相区的喷淋控制、流化和预热器供气已就位，电断路器开关均已关闭，焚烧炉上的人孔、观察窗均已关闭，床料填充到位，进料系统就位，所有阀门均处于配合启动的位置，鼓风机和引风机已开启但进气阀和气流调节器为关闭状态（防止过载），所有控制器均为手动控制模式，报警系统正常运行。

非首次启动的情况下，启动时，操作人员应：开启烟气处理线的阀门、流化供气、预热燃烧器；使床温以不高于38℃/h的速率升温，升至104℃时维持2h；控制流化供气每30分钟开启30秒，使床温均匀稳定升高；床温升至620℃时开始向流化床喷油（喷油前确认流化鼓风机和引风机已开启）；床温高于650℃时开始进泥，并逐渐提高进泥速率至设定值；按设定的过量空气水平调节空气流量，保证充分燃烧（对应的稀相区和烟气氧含量通常为4~10%）；调节辅助燃料量以维持恒定床温（若进泥可自持燃烧则降低辅助燃料量，反之增加）；当进泥速率达到设定值而焚烧炉运行稳定时，设定为温控自动模式。

（2）待机

待机状态分为冷待机和热待机。冷待机指焚烧炉在室温状态下、经升温后可接受污泥进料的状态；热待机状态指焚烧炉保持随时接受进料污泥的状态。

当流化床焚烧炉在没有预警的情况或进泥未中断的情况下停机时，即处于热待机状态。此外，流化床焚烧炉焚烧炉采用间歇模式运行时，如每天两班、每周运行5天，则不进料的两天为热待机状态。流化床焚烧炉床料具有较高的热容量，热待机时，热损失造成的温度降低约5~10℃/h。

使焚烧炉转为热待机状态，操作人员应：停止进泥；开启辅助燃料供应、降低流化空气速率，将焚烧炉床温加热至870℃；当床温升至870℃时停止辅助燃料和供风；吹熄燃油喷枪（若有此装置）并将其移出流化床；检查燃油系统的止回阀（若燃油系统安装了该元件）；移出稀相区水雾喷嘴。

（3）热启动

热启动前，操作人员应参照冷启动前的检查内容确保其就位情况。若热启动时焚烧炉的床温已降至650℃以下，需先开启预热燃烧器；若热启动时焚烧炉的床温仍高于650℃，可随时开启进泥并向流化床喷燃油。以床温低于650℃为例，热启动时，操作人员应：开启烟气处理线的阀门、流化供气（每30分钟开启30秒）、预热燃烧器；床温升至620℃时开始向流化床喷油（喷油前确认流化鼓风机和引风机已开启）；床温高于650℃时开始进泥，并逐渐提高进泥速率至设定值；按设定的过量空气水平调节空气流量，保证充分燃烧（对应的稀相区和烟气氧含量通常为4~10%）；调节辅助燃料量以维持恒定床温（若进泥可自持燃烧则降低辅助燃料量，反之增加）；当进泥速率达到设定值而焚烧炉运行稳定时，将控制器设定为自动模式。

**2 辅助燃料控制**

辅助燃料是运行成本的重要组成部分。在保证燃烧充分的情况下，降低辅助燃料的方式主要包括：（1）在脱水环节尽量降低污泥含水率；（2）进料速率低于设计值时，在设计的过量空气水平运行，同时保持最低的流化空气速率；（3）对于热风室设计，最大限度预热流化空气。

流化床焚烧炉在设计负荷下热效率最高。因此，进泥负荷会影响辅助燃料消耗量。焚烧炉的输入热量包括进泥、流化空气和辅助燃料的热量，输出的热量包括烟气、飞灰、焚烧炉辐射和传导的热损失。其中，焚烧炉辐射和传导的热损失可视为常数，与进泥负荷无关，则进泥负荷降低时，输入的热量将低于输出的热量，使焚烧炉热效率较低。可通过增大空气预热温度或添加辅助燃料来补偿降低的热效率。运行人员可降低流化空气速率来维持设定的过量空气水平，但不能低于流化的最低速率要求。若操作人员维持流化空气速率，即增加了过量空气，则需要添加辅助燃料。

**3 燃烧控制**

污泥燃烧的必要条件为足够的热量、氧气（空气）、湍流和停留时间（完成燃烧反应的时间）。良好的燃烧状态指污泥中几乎所有的可燃成分均在流化空气中与氧气反应并生成二氧化碳和水。

从燃烧的角度，流化床焚烧炉床温控制的最低温度为污泥的自燃温度，约为650℃；稀相区温度应高于760℃，以保证碳氢化合物和一氧化碳燃尽。烟气在稀相区应停留3~5秒以保证足够的反应时间；烟气中氧气的含量应维持在4~10%以保证燃烧空气充分；床料应保持流化状态以满足湍流要求。

流化空气速率和温度会影响湍流效果和稀相区的停留时间。流化空气温度不变、速率升高会增加湍流度、降低烟气停留时间；而流化空气速率不变、温度升高会降低烟气停留时间，但对湍流度影响很小。

理论上，床温会随着进泥速率、含水率、可燃组分含量和热值等参数的波动而变化。由于流化床焚烧炉的床料具有较高的热容量，上述参数的小波动对床温影响不明显，但某个或几个参数较大的波动则会影响床温。烟气中氧含量的变化能够在一定程度上体现进泥速率、含水率、可燃组分含量和热值的变化。为了维持焚烧炉在较高的热效率下运行，进泥速率宜尽量接近焚烧炉的最大设计值并保持稳定。

流化床焚烧炉通常配有温度控制系统，对床温和稀相区温度进行监测和控制。床温控制系统可根据床温及变化趋势调节辅助燃料流量，且在床温过低或过高时停止燃料供应和进泥并报警。高温限值的设定与灰熔点、焚烧炉设计和耐火材料性能有关。稀相区温控系统的高温控制限值主要考虑灰熔点。温控的方式有两种：一种是当烟气温度接近灰熔点时，温控系统将启动顶部喷水进行降温；温度进一步升高并超过设定值时，将停止燃料供应和进泥。另一种则通过控制一个单独的鼓风机向稀相区喷入空气来控制稀相区温度。这种控制方式有利于降低稀相区和密相区的温差，使温度分布更均匀。虽然配备了温控系统，但温度的控制并非完全自动，操作人员仍需密切关注进泥和流化空气速率、烟气氧含量，结合监控温度核查温控系统的运行情况，必要时进行手动调节。

**4 供风控制**

流化床焚烧炉通常采用两种通风系统：加压通风系统和平衡通风系统。在加压通风系统中，由流化空气鼓风机提供流化空气和烟气流通的动力。这种通风系统多用于老的焚烧炉，且不设置通风控制系统，仅在流化空气速率低于限值时停止进泥和辅助燃料供给。在平衡通风系统中，流化空气的流通动力由鼓风机驱动，排烟动力则由引风机驱动。为了控制焚烧炉的稀相区呈微负压状态，稀相区设有通风控制器，可监测稀相区的压力并控制引风机的开关和风速。进泥和辅助燃料供给开始前必须先运行引风机，当运行过程中引风机故障或稀相区压力超出设定范围（-2.5~2.5 kPa）时控制系统会停止进泥和辅助燃料供应。

**5 应急操作**

（1）电源故障

电源故障时将使焚烧系统停机，包括鼓风机及其控制器。而焚烧炉中的污泥颗粒仍将利用残留的氧气继续燃烧，虽然燃烧反应持续的时间较短，但其中的挥发性固体仍将继续挥发一段时间，转化为可燃气体。电力恢复后，操作人员应在开启燃烧器前先开启引风机清除残留的可燃气体。完成启动前的所有检查工作后，根据焚烧炉的温度进行冷启动或热启动。

（2）床温过高

床温过高的主要原因是燃料过多（包括污泥和辅助燃料）和空气过少。焚烧炉床温超过高温限值时，床温监控系统会停止进泥和辅助燃料供给。操作人员应在床温达到高温限值之前调节进泥速率、流化空气速率和辅助燃料供给速率。操作人员应密切观察O2在线监测数值，如果氧量持续下降，表示焚烧炉内燃料过多可能导致急剧升温，应立即降低进料速率或停止进料，必要时加大鼓、引风机风量，并少量进行排渣，待氧量回升后，逐步提高投料量进行控温。当床温上升时，应先降低燃料速率，再增大流化空气速率，若流化空气速率已达最大值，则停止进料。虽然辅助燃料可自控，但当出现故障时应进行手动调节。流化空气和辅助燃料的条件通常需要5分钟才能反馈到床温变化，操作人员应在每次调节后等待温度反馈，再进行下一次调节。进料速率控制的难易程度取决于污泥预处理环节及其与焚烧炉进料的关联情况。若污泥预处理单元为脱水，且直接关联到焚烧炉进料，则脱水单元的调节需要至少30分钟才能反馈到床温变化。在这种情况下，若流化空气和辅助燃料控制均无法控制床温，应停止焚烧炉进泥。若床温控制系统没有停止进泥和辅助燃料供给，操作人员应立即手动停止。

（3）烟温过高

烟温过高时，稀相区的温度控制系统将启动喷水，或最终停止进泥和辅助燃料供给。若控制系统没有对温度升高进行相应的反馈操作，运行人员应立即进行手动操作。

10.1.2 流化床焚烧炉的修理维护

**1 日常维护**

日常维护内容主要包括：

热电偶的修理和更换：焚烧炉内的热电偶须定期清洁、校准和修理，根据需要更换；

气体分析器的校准、修理和更换：氧气、一氧化碳等分析器应每天校准，根据需要更换；

风嘴的检视、清洁和更换：流化空气通过风嘴从热风室进入流化床并使床料流化。风嘴应在每次停炉检修时进行检视和清理（通常不低于每年1次），根据需要更换；

布风板的修理和更换：对于有布风板的焚烧炉，将风室与流化床隔开，为不锈钢材质或耐火材质，布风板应定期检查、修理，根据需要更换，当其材质为不锈钢时，应特别注意其裂缝和腐蚀迹象；

床料的清除和增补：床料应根据损失情况定期增补；宜每年清除一次（通常在焚烧炉停炉检修时进行）。清除床料时，应关闭所有的检修门以防床料进入。通过开启流化鼓风机、打开床料排空阀可清除床料。风室中进入的床料应每年清除一次。

外壳：应定期检查焚烧炉的外壳有无热点或腐蚀。若发现热点，焚烧炉应尽快停机、冷却，进行内部检查以确定原因。出现热点的常见原因为耐火内衬的破裂，尤其是流化床区域。

清除熔渣：熔渣是污泥中的灰分在达到自身熔点时发生熔融而形成的，熔渣形成的主要原因为运行过程中出现过高温度和辅助燃料燃烧器的火焰冲刷。易形成熔渣的地方主要包括辅助燃料线下方发砂床、燃烧器火盆砖和烟气管道。若在正常运行时发现熔渣现象，应停机冷却并清除熔渣。清除熔渣时应按照设备或耐火材料供应商提供的程序进行操作，最大限度降低对耐火材料的损伤。

**2 停机维护和修理**

流化床焚烧炉每年应进行一次停机检查（冷却后进行）。停机冷却时，可开启流化鼓风机辅助降温，并控制降温速率不超过37℃/h，避免内火材料在冷却过程中承受过度应力。当冷却至室温后，打开所有的检查口并进行全面检查。检查时，燃料枪应与燃料供应装置断开，并移出焚烧炉；预热燃烧器应与燃料供应装置断开。流化床焚烧炉停机检查和维护的内容如表10-1 所示。

**表10-1 流化床焚烧炉停机检查和维护的内容**

|  |  |
| --- | --- |
| 耐火材料 | 检查耐火材料（包括喷嘴）是否有裂缝、破损，并修理或更换。耐火材料的修理包括用耐火塑料或耐火浇注料等修补表面，并耐火砂浆填充裂缝。耐火材料的修理维护工作主要集中在易产生磨蚀的流化床区域。 |
| 流化床布风板 | 检查布风板是否有裂缝，流化空气的风管嘴/喷嘴是否有松动或破损，并修理或更换。 |
| 外壳 | 检查壳体有无变形（弯曲、凸起）或剥漆，以此定位内火内衬并进一步检查和修理。 |
| 预热燃烧器 | 检查火盆砖，去除熔渣，若有损坏，进行修理或更换。 |
| 风室 | 从下方检查流化空气喷嘴是否有堵塞；去除风室积累的床料；检查确保向床内喷入的燃料不会漏入风室。 |
| 床区燃料枪 | 检查燃料枪，若燃料为燃油，在枪头附近可能会形成碳沉积，应进行清除；重新插入燃料枪时应连接并开启压缩空气。 |
| 流化床测压孔 | 检查并清理流化床测压孔。 |
| 稀相区水雾喷射器 | 检查稀相区水雾喷射器，更换磨损的喷嘴或喷管。 |
| 膨胀节 | 检查管道的膨胀节，清除衬垫和膨胀件间的积灰；若膨胀节为金属材质，检查是否有裂痕。 |
| 仪表 | 检查并校准仪表，包括氧气、压力、料位、流量传感器或指示器；检查热电偶及其套管；根据需要进行修理或更换。 |
| 密封垫 | 在关闭焚烧炉的检查口前，检查密封垫，若有损坏，进行替换。 |

10.2 监测与检测

10.2.1 监测与检测需求

监测和检测的目的是获得工艺运行的相关数据并根据这些数据对工艺进行调节，以实现对工艺运行过程的全面把握和控制。因此，监测和检测的参数主要取决于工艺控制。根据具体目标，污泥焚烧系统的监测和检测内容可分为以下五类：工艺性能控制、安全控制、达标排放控制、运行成本控制，如表10-2 所示。

**表10-2 污泥焚烧的监测与检测内容**

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
|  | 监控回路 | 工艺  性能 | 安全 | 达标  排放 | 运行  成本 |
| 1 | 进料   * 进泥：速率、固体含量、挥发性固体含量； * 辅助燃料供给：速率 | √ | √ | √ | √ |
| 2 | 燃烧控制   * 可燃气氛安全清除 * 焚烧炉火焰损失控制 * 燃烧器控制 * 氧气控制 | √ | √ |  |  |
| 3 | 压力控制：焚烧炉压力和通风 | √ | √ |  |  |
| 4 | 温度控制   * 焚烧炉炉体 * 密相区、稀相区 * 烟气净化设备 * 余热利用设备、管道 | √ | √ | √ |  |
| 5 | 排放物监测和控制   * CO、NOx、SOx * O2、CO2、水蒸气 * 颗粒物 * 二噁英 * 炉渣 * 粉尘 | √ |  | √ |  |
| 6 | 烟气净化系统   * 湿式洗涤器：水流量、压降 * 袋式除尘器：流量、压降 * ESP：电压、电流 * 添加的药剂 | √ |  | √ |  |
| 7 | 辅助系统   * 用电 * 用水和下水 * 压缩空气 * 燃料供给 * 药品/材料供给 * 飞灰收运 | √ |  |  | √ |

10.2.2 监测与检测内容

污泥焚烧系统中，根据工艺控制需求，应在线实时监测的内容包括：

* 流量：进泥量（质量或体积）、燃料、空气、烟气；
* 压力：焚烧炉内压力、洗涤器/过滤器压降；
* 温度：预热空气、流化床、稀相区、烟气处理流程中的各节点、余热利用系统中的各节点；
* 烟气组分：O2、CO2、水蒸气、CO、NOx、SOx。

其他需定期检测的内容包括：

* 进泥性质：含水率、挥发性固体含量、热值、重金属含量；
* 飞灰性质：热灼减率、重金属含量及浸出特性。

应设置化验室，并配备污泥特性鉴别及污水、烟气和灰渣等常规指标监测和分析的仪器设备。化验室所用仪器的规格、数量和化验室的面积应根据焚烧厂的运行参数和规模等条件确定。污泥特性分析鉴别应包括：含水率；固定碳、灰分、挥发分、水分、灰熔点、高/低位热值；元素分析和有害物质含量；污泥的化学组成（SiO2、MgO、CaO、Fe2O3、Al2O3、K2O、NaO）和矿物组成；特性鉴别(腐蚀性、浸出毒性、急性毒性、易燃易爆性)。污泥采样和特性分析应符合国家现行标准《工业固体废物采样制样技术规范》HJ/T20中的有关规定。

其中，进泥含水率、挥发性固体含量和热值是与工艺性能控制密切相关、但目前无法实现在线监测的内容，宜每天检测不少于1次；进泥重金属含量、飞灰的重金属含量及浸出特性与飞灰的处置或资源化利用相关，宜每周检测不少于1次。飞灰热灼减率宜每周检测不少于3次。

11 污泥干化焚烧厂区的安全管理

11.1 安全管理机制

“安全”按对象主体主要分为生命、财产和环境安全。对于一项生产活动，“安全”主要包括厂内人员的生命和健康安全、厂区设备和设施财产安全、以及厂区环境安全。其中，厂内人员的生命和健康安全是最重要的，“厂内人员”包括厂内运行管理人员、相关承包商和参观人员。厂区安全管理的目的是将污泥焚烧系统对人员生命健康、厂区设备设施和环境可能产生的损害降低并控制在可接受的水平及以下。

安全管理的对象是风险，安全管理需要持续识别并控制风险，是一个动态过程。在国外，污泥干化焚烧工程需要进行安全风险评估。风险评估包括三个步骤：识别安全事故的危害、评估危害的风险和控制风险的措施及管理，且评估工作贯穿整个生命周期，包括规划阶段、设计阶段、实施阶段、运行阶段、废弃阶段等。风险是变化的，因此风险管理是动态过程，风险评估需要每年以及每当有工艺改变时进行复核及修正。一旦工程投入运行，原先的风险评估需要着重针对操作人员的介入行为进行再次复核与修正。

识别危害是风险评估的重要内容。风险评估需要识别存在于工作环境中或产生于工作活动中的危险。例如，针对污泥干化焚烧厂区的自燃和爆炸风险，评估内容应包括爆炸性环境的可能形成点、去除或隔离点火源的相应措施等内容，根据评估报告可对厂区进行防爆级别分区，并细化相关设计内容。

实施安全评估对于污泥干化焚烧工程的安全设计和运行有重要意义。污泥焚烧厂区的风险与工艺特征和运行过程密切相关，其风险来源具有共性特征，同时，每个污泥干化焚烧厂的风险来源又不完全相同，各厂应针对自身情况形成安全管理体系。

11.2 污泥干化焚烧的安全风险

污泥干化焚烧厂区的安全风险中，人员生命和健康风险主要包括与工艺运行相关的高温烫伤、火灾和爆炸、化学品腐蚀灼伤风险，以及生产活动常见的触电、高空坠落等风险；设备和设施财产的安全风险及控制通常已融入在设计过程和运行方法中；环境安全主要涉及干化焚烧过程产生的废气（烟气和臭气）、废渣（飞灰）、废水（干化尾气冷凝水、烟气洗涤废水等）等潜在环境污染物的处理、达标排放或安全处置，这是污泥干化焚烧工程的基本目标，工程正常运行即是对环境风险的控制过程。因此，本节重点关注与污泥干化焚烧工艺运行相关的人员生命健康风险，即物理性高温灼烫伤、化学腐蚀和灼伤、火灾和爆炸。

11.2.1 物理性高温灼烫伤

在污泥干化焚烧厂区，物理性高温灼烫伤风险主要来源于接触温度高于60℃的设备热表面或热介质，高风险区域主要包括：锅炉房高温锅炉及蒸汽管道、运行班蒸汽管道、污泥干燥设备、污泥焚烧炉、高温烟气管道。降低物理性高温灼烫伤风险的基本措施主要包括：

* 应对室温环境下运行的热设备或管道采取隔热措施，使其表面温度不高于60℃；
* 对于焚烧炉和烟气管道等设有耐火材料衬里但运行时其外表面仍高于60℃的设备或设施，或外壳设计温度高于60℃的设备或设施，应采取措施保护人员不受热表面的伤害；
* 高温设备或管道区域应设置阻隔屏障，阻隔屏障应设有入口锁定装置，未经许可不得入内；
* 运行和维护高温设备或设施时，相关人员应配备防护装备，如隔热手套、头套、服装等。

11.2.2 化学腐蚀和灼伤

在污泥干化焚烧厂区，腐蚀性化学品主要为用于焚烧烟气中酸性组分去除的碱性化学物质。腐蚀和灼伤主要发生在不当操作或药剂储存、输送设施腐蚀造成的皮肤接触。降低化学腐蚀和灼伤风险的基本措施主要包括：

* 腐蚀性化学物质的存储和输送设施应采用抗腐蚀材质，或进行防腐处理，防止因受到介质腐蚀而发生泄漏；
* 在使用具有化学灼伤危险物质的生产场所，在工艺设计时就应考虑到防止物料喷溅的合理流程、设备布局、材质选择及必要的控制和防护装置；
* 加强对相关设备管道的日常检查管理，尤其是设备管道接口处的检查和管理，杜绝“跑、冒、滴、漏”；
* 在处理有灼伤危险的物质时，穿戴好必要的工作服和防护用具，如护目镜、面具或面罩、手套、毛巾、工作帽等。

11.2.3 火灾和爆炸

在污泥干化焚烧厂区，火灾和爆炸风险主要来源于与粉尘和干化污泥处理有关的单元，如干燥机、粉尘收集和处理车间，干化污泥处理车间等；其次是焚烧单元。火灾和爆炸常常伴随发生，一旦发生事故会造成较大的人员伤害和财产损失。

污泥干化是粉尘爆炸风险较高的工艺。干化污泥是一种有机质含量较高的物料，在常温下会缓慢氧化放热，且由于干化污泥颗粒几乎相当于绝缘体，热量通过传导散发的速率很慢，很容易因热量积累造成温度上升，从而进一步加速反应放热的过程，达到自燃温度，引起干化污泥着火，且外部空气的引入会加剧自燃。自燃容易引发火灾，也容易为爆炸提供点燃能量。粉尘爆炸需要满足如下条件：点燃能量（引火源/点燃源）、粉尘浓度、氧气、限制性空间、可燃性粉尘、粉尘弥散（ 粉尘云）。首先，“着火”需要燃料（干化污泥）、一定的氧气（粉尘云发生火焰传播所需的最低氧浓度，粉尘云极限氧浓度LOC）和点燃的能量（粉尘云最小点火能量MIE），而着火后形成爆炸，还需要这种燃料能够扩散，其浓度达到爆炸所需的最低粉尘浓度（粉尘云最小爆炸浓度MEC），且上述行为在某个限制性空间内发生。

影响污泥自热和自燃的主要因素通常有以下几点：

* 湿度：湿度的增加虽然会使污泥自热趋势增加，但降低了污泥燃烧的风险。当干燥气体的湿度较大时，亲水性粉尘会吸附水分，从而使粉尘难以弥散和着火，传播火焰的速度也会减小。根据有关研究，有机粉尘的湿度超过30%便不易引起爆燃，超过50%是绝对安全的。水分的存在可大大提升粉尘爆炸的浓度下限，也就是提高了干燥介质的最低需氧浓度。
* 污泥及存储体积：污泥体积越大，自热、自燃的危险性越高。物料是存储在一定的空间中的，在空间内温度一定的条件下，随着空间体积的增大，物料的自燃温度随之下降。对干化污泥来说，当污泥存储仓的体积超过1000 m3时，其自燃温度约为50℃。因此，大型污泥干化工程的污泥存储仓一般将温度维持在40℃以下。
* 存储类型：物料体积/表面积的值越小，热量越容易传播出去，热量积累产生自燃的可能性越小。但存储仓的形状、大小等参数与防爆泄爆设计相关，故污泥存储仓的设计也应充分考虑到污泥的自燃和爆炸特性。
* 粉尘粒径：粉尘颗粒越细，越易扩散。粒径越小，比表面积越大，吸附氧量和表面能越大，所需点燃能量越小，更容易发生自热、自燃和爆炸。当可燃性粉尘粒径大于150 μm时，相对安全。
* 污泥停留时间：时间越长，自热和自燃危险越大。

爆炸风险，主要来自于粉尘云遇到火星或接触热表面时。此外，污泥还会引起气体爆炸，通常在几种情况下发生：

* 干化污泥在气密环境下受热（解除到热表面）时，会进行闷燃，裂解生产爆炸性气体如CO；
* 湿污泥在厌氧条件下会产生沼气，含有CH4和少量H2S，对于运行操作人员来说最大的危险为窒息，同时还存在沼气爆炸风险；
* 污泥焚烧炉停机过程可能产生挥发性可燃气体，再次启动时存在一定的爆炸风险；
* 焚烧炉外壳和耐火内衬间补贴和而形成空间，积累可燃气体后具有轻微爆炸的风险。

污泥干化焚烧系统的火灾和爆炸风险主要通过干燥机、污泥储存仓、焚烧炉等设备设施进行合理设计来控制。例如：为避免干化尾气中不可凝气体（具有可燃性）的积累和泄漏，干化系统必须设计为闭环和微负压系统；干燥物料尤其是干化污泥存储仓必须妥善设计和监测，尤其是全干化污泥，其性质与固体燃料相似，存储时必须采取防火防爆措施；此外，干化产品运输环节在设计时也需充分考虑避免形成粉尘燃爆环境，降低产品燃爆风险；流化床焚烧炉燃料供给相关装置及操作方式的设计应能避免燃料在炉内残留和积累（如设置止回阀、油枪设计为可拆卸可移除的），尤其要能避免在不运行的炉内残留；焚烧炉耐火内衬与壳体的设计应考虑到运行期间不产生空隙和空间。

此外，还应采取必要的运行和监控措施控制火灾和爆炸风险，包括：

* 干化污泥返混控制。污泥干化至含固率90%以上时，具有短时间难以复水的特点，当干燥污泥返混时，遇到高温，会造成部分干燥污泥颗粒过热，导致粉尘产生。此外，干燥污泥含固率达到90%时，返混过程中可能出现吸湿反应，产生大量的粉尘，粉尘与污泥颗粒的混合，将导致更高的氧化速率，增大了粉尘爆炸的危险性，因此，应尽量降低污泥的返混量。
* 干化过程含氧量控制。必须对干燥系统内氧气含量进行实时监测，间接加热器中填充氮气确保系统内氧气含量小于2%；直接加热器通过气体循环控制氧气含量小于8%；当氧气含量超过10%时，系统应自动停机；紧急停机、重新开机等操作过程中，必须使用惰性气体，泥面升温和降温过程由于含湿量的变化导致氧含量超标。
* 干燥颗粒温度控制。干燥设备运行时应严格控制污泥在干燥器内的停留时间，保持干污泥中适量的水份，以避免污泥过热燃烧。当污泥含固率达到90%时，必须离开干燥器。
* 设有湿污泥料仓的工艺，须控制湿污泥仓内甲烷浓度在1%以下，并设置监测和报警装置，避免甲烷爆炸事故的发生。
* 干燥后污泥应进行冷却，保证干污泥颗粒的温度在40℃以下。
* 干化污泥存储应避免堆积的死角和过长的储存期，以避免污泥自燃。当需要长期储存时，应对污泥进行造粒，造粒后污泥具有较高的密度和硬度，且可供氧化面积减小，可降低污泥自燃的风险；造粒后粉尘减少，降低粉尘爆炸风险。
* 焚烧炉启动前应先清除炉内可能残留的可燃气体。

附录 编 制 依 据

1. 《固定污染源排气中颗粒物测定与气态污染物采样方法》GB/T 16157-1996
2. 《生活垃圾焚烧污染控制标准》GB 18485-2014
3. 《城镇污水处理厂污泥处置 单独焚烧用泥质》GB 24602-2009
4. 《煤的工业分析方法》GB/T 212-2008
5. 《室外排水设计规范》GB 50014-2006（2016版）
6. 《城镇污水处理厂污泥处理技术规程》CJJ 131-2009
7. 《生活垃圾采样和物理分析方法》CJ/T 313-2009
8. 《污水排入城市下水道水质标准》CJ 343-2010
9. 《城镇污水处理厂污泥焚烧处理工程技术规范》JB/T 11826-2014
10. 《城镇污水污泥流化床干化焚烧技术规程》CECS 250: 2008
11. 《上海市城镇污水处理厂污泥干化焚烧工程设计规程》DG/TJ 08-2230-2017
12. 《城镇污水处理厂污泥处理处置技术指南（试行）》建科[2011]34号
13. 《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
14. 英国CEN/TR 15473: 2007 Characterization of sludges - Good practice for sludges drying.
15. 英国CEN/TR 16788: 2014 Characterization of sludges - Guideline of good practice for thermal processes.
16. 美国EPA/625/4-85/015: Municipal wastewater sludge combustion technology, 1985.
17. 美国Wastewater solids incineration systems, 2006, WEF Press. ISBN 978-0-07-161471-9.
18. 美国Walter R. Niessen, et al., Combustion and incineration processes, third edition, 2016, Marcel Dekker, Inc. Press. ISBN 0-8247-0629-3.
19. 美国Lawrence K. Wang (eds), Handbook of environmental engineering (volume 7) – Biosolids engineering and management, 2008. Humama Press. ISBN 978-1-58829-861-4.
20. 王罗春等《污泥干化与焚烧技术》，2010，冶金工业出版社，ISBN 978-7-5024-5184-4。
21. 孔祥娟等《城镇污水处理厂污泥处理处置技术》2016，中国建筑工业出版社，ISBN 978-7-112-18603-7。
22. 张辰《城镇污水处理厂污泥处理处置技术与装备》，2018，中国建筑工业出版社，ISBN 978-7-112-22415-9。