

DOI:10.19853/j.zgjsps.1000-4602.2023.22.015

垃圾中转站渗滤液处理厂工程设计

王锦雪, 李玲, 顾旭卿, 郑涛, 周向安, 周益洪
(同济大学建筑设计研究院<集团>有限公司, 上海 200092)

摘要: 与填埋场垃圾渗滤液相比,垃圾中转站压缩出的渗滤液有机物含量高, BOD_5/COD 超过0.4,生物降解性较好,同时,其污染物成分相对复杂,水质水量随时间波动大。某渗滤液处理厂位于西北某城市,处理规模200 t/d,采用“中温厌氧消化+强化膜生物反应器系统(两级A/O+MBR)+纳滤+卷式反渗透”处理工艺,出水水质执行《生活垃圾填埋场污染控制标准》(GB 16889—2008)中表2要求。浓缩液采用“预处理+高压反渗透+浸没燃烧蒸发”工艺处理。实际运行表明,出水水质达到设计标准,实现了渗滤液全量化处理。

关键词: 渗滤液; 中温厌氧消化; 膜生物反应器

中图分类号: TU992 **文献标识码:** B **文章编号:** 1000-4602(2023)22-0093-05

Engineering Design of a Leachate Treatment Plant Served for Garbage Transfer Station

WANG Jin-xue, LI Ling, GU Xu-qing, ZHENG Tao, ZHOU Xiang-an,
ZHOU Yi-hong

(Tongji Architectural Design <Group> Co. Ltd., Shanghai 200092, China)

Abstract: Compared with the landfill leachate, the leachate compressed from garbage transfer station has high organic content, high BOD_5 to COD ratio (more than 0.4) and good biodegradability. In addition, its pollutant composition is relatively complex, and the wastewater quality and quantity fluctuate greatly with time. A leachate treatment plant with treatment scale of 200 t/d is located in a northwestern city. The treatment process consists of mesophilic anaerobic digestion, enhanced membrane bioreactor system (two-stage A/O and MBR), nanofiltration and roll reverse osmosis, and the effluent quality is required to meet the limit in table 2 specified in *Standard for Pollution Control on the Landfill Site of Municipal Solid Waste* (GB 16889-2008). The concentrated solution is treated by the process of pretreatment, high pressure reverse osmosis and submerged combustion evaporation. The actual operation shows that the effluent quality reaches the discharge standard and the full quantification treatment of leachate is realized.

Key words: leachate; mesophilic anaerobic digestion; membrane bioreactor

垃圾中转站是连接前段垃圾收集点和末端垃圾处理设施的重要环节。在垃圾转运过程中,为节

省转运车容量,通常采用横式压缩技术,经过倾倒、压缩等步骤,会产生大量垃圾渗滤液,因其气味难

闻、含重金属和有机物等有害污染物,且生物处理系统难以承受渗滤液中的COD和氨氮负荷,无法直接排入市政污水处理设施,故需在前段对其进行处理。与填埋场垃圾渗滤液相比,垃圾中转站压缩出的渗滤液有机物含量高,BOD₅/COD超过0.4,生物降解性较好,同时,其污染物成分相对复杂,水质水量随时间波动大。

湿陷性黄土具有垂直节理,直立性强,但其孔隙较大,处于欠压实状态。在受水浸湿后,强度降低且承压能力下降,常会引起路面塌陷和建筑倾斜,从而增加了土建施工的危险性。此外,因在自然条件下,湿陷性黄土处于低湿度、高承载力的状态,所以在施工过程中,必须采取可靠的防水防渗措施,从而增加了土建施工的难度。可见,地基处理是湿陷性黄土地区工程的难点和重点。

国内西北某城市垃圾中转站渗滤液处理厂采用中温厌氧消化+强化膜生物反应器系统(两级A/O+MBR)+纳滤+卷式反渗透处理工艺。

1 设计水质

该工程根据废水来源,结合当地同类垃圾转运站渗滤液水质确定设计进水水质,出水水质执行《生活垃圾填埋场污染控制标准》(GB 16889—2008)表2要求。具体设计进、出水水质见表1。

表1 设计进、出水水质

Tab.1 Design influent and effluent quality

mg·L ⁻¹					
项目	COD	BOD ₅	SS	氨氮	总氮
进水	30 000	15 000	6 000	1 400	1 800
出水	100	30	30	25	40

2 工艺流程及主体工艺设计

该垃圾中转站转运能力为800 t/d,属于大型Ⅱ类转运站。转运站渗滤液产生量为40~120 t/d,考虑未来发展及周边填埋场渗滤液处理需求,渗滤液处理厂设计处理规模为200 t/d。

2.1 工艺流程

目前,我国已建渗滤液处理厂多采用生物处理+膜处理的工艺流程,例如UASB厌氧+外置式MBR生物处理+碟管式纳滤/碟管式反渗透膜处理^[1]、UASB+膜生物处理+UF(超滤)+纳滤/反渗透、厌氧内外循环反应器+外置式MBR系统+超滤+纳滤+反渗透^[2]等流程。其中,中温厌氧反应具有菌群

驯化繁殖速度快、产泥浓度高等特点,对有机物具有较好的去除效果,可以应对污水负荷的波动^[3];纳滤与反渗透为并联组合工艺,即在满足出水水质达标时,超滤出水采用NF工艺即可,当出水有机物浓度不达标时,超滤出水再采用RO深度处理。

浓缩液处理方法主要有臭氧氧化工艺处理+混凝沉淀^[4]、两级物料膜处理^[5]、浸没燃烧蒸发^[6]等。

考虑处理出水水质的稳定性和同类项目的运行经验^[2],本工程渗滤液处理采用中温厌氧+两级A/O+MBR+纳滤+卷式反渗透工艺。因用地有限,故经生物处理降低有机物浓度后,深度处理采用集成式膜处理设备。同时,因浸没燃烧蒸发技术彻底阻断了渗滤液中盐分的累积、产生的残渣量较少,且对渗滤液水质变化抗冲击负荷能力较强,故最终膜处理之后的浓缩液采用预处理系统+高压反渗透+浸没燃烧蒸发工艺处理。工艺流程及水量平衡见图1。

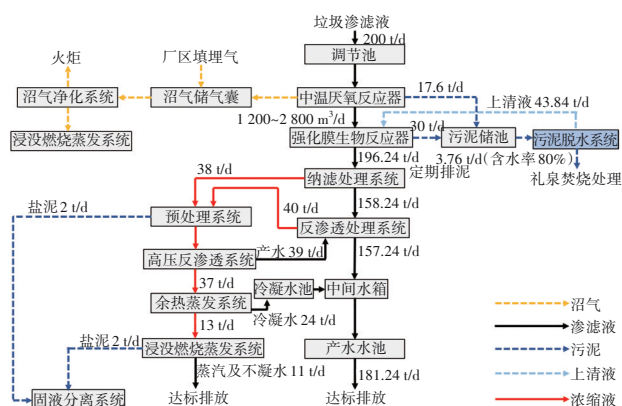


图1 工艺流程及水量平衡

Fig.1 Process flow chart and water balance

2.2 整体布局

厂区整体布局见图2。厂区占地面积4 400 m²,拟建场地西侧和南侧紧邻向下陡坎,坎高约9~12 m。建设场地勘探深度范围内的地基土主要由填土、黄土及古土壤组成,场地内有大面积填土分布,填土最深达25.5 m,湿陷量计算值介于366~1 514 mm,湿陷等级为Ⅱ级(中级)~Ⅳ级(很严重),属自重湿陷性黄土。拟建厂址北侧为已建中转站,东侧为现状填埋场,因此留给渗滤液处理厂的平面布置空间相对有限。设计中采用渗滤液处理厂与厂区北侧的转运站共用进场道路,将冷却塔放置在反硝化池顶部,将污泥池、污泥清液池置于污泥脱水车

间地下,蒸残液缓存设备置于产水池及冷却水池上方等方式,有效利用纵向空间。厂区整体分为三部分:第①部分主要包括厌氧反应区、生物处理池体区及膜处理区,均为单层建筑或构筑物;第②部分为综合处理车间,除药剂间/配电间二层为会议室等办公区域外,其余均为单层车间,污泥处理区地下设置污泥池、污泥清液池及离心液池等池体;第③部分主要包括综合水池及沼气、臭气处理的辅助设施,其中综合水池为半地下式。厂区内雨水管、污水管及给水管均沿厂区内主要车行道及人行道布置,管道基础及附属构筑物设计参考图集《湿陷性黄土地区室外给水排水管道工程构筑物》(S531—1~5)。水表井、消火栓及检查井等附属构筑物基础参考湿陷性黄土地区阀门井基础,增加300 mm厚土垫层及300 mm厚3:7灰土垫层。

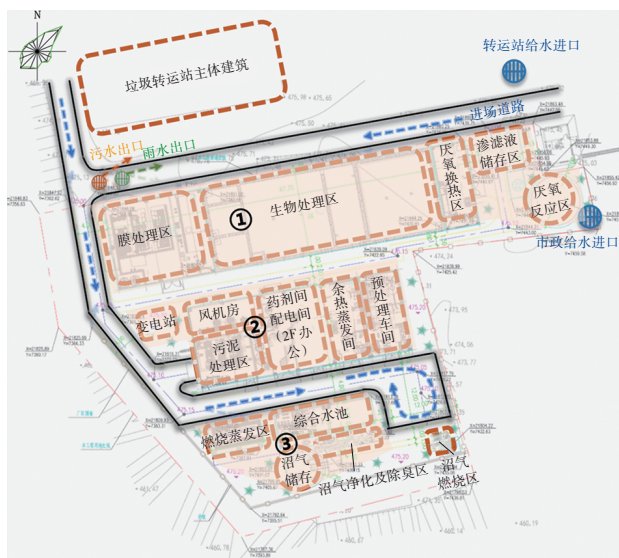


图2 工程总体布局

Fig.2 General layout of the project

渗滤液经调节池进水泵提升后进入厌氧反应器,然后依次通过一级反硝化池、一级硝化池、二级反硝化池、二级硝化池及MBR膜机组,后续纳滤、反渗透及高压反渗透均使用进水增压泵进水。最终出水经产水提升泵提升后排至下游市政污水管道。

2.3 工艺设计

① 厌氧处理

中温厌氧反应器入水采用升流式,底部设置布水器,避免短流造成的厌氧处理不均匀。在此阶段COD可以降低70%左右。工艺设计通过调整换热系统的温度控制厌氧反应器的容积负荷,从而控制

有机碳源的去除率,以保证为硝化反硝化系统提供较为稳定的进水水质。厌氧反应器直径9 m、高13.5 m,设计污泥浓度为50 g/L,容积负荷为4~10 kgCOD/(m³·d),运行pH介于6.5~7.5,实际水力停留时间3.8 d,沼气产率为0.54 m³/kgCOD,沼气产生量1 290~3 450 m³/d,循环换热系统需要热量为2.94×10⁷ kJ/d,配套厌氧循环泵Q=130 m³/d,N=7.5 kW。厌氧产生的沼气经收集后输送至沼气净化及回收利用系统。

② 强化生物处理

渗滤液自厌氧出水自流进入强化膜生物反应器系统,生物反应器系统由二级硝化反硝化系统和MBR系统组成。一级硝化反硝化系统中,采用潜水搅拌机对流安装方式,将硝化回流液与进水充分搅拌混合,避免局部死角淤积污泥。一级反硝化池长5.5 m,宽14.5 m,有效水深7.5 m,有效容积558 m³,水力停留时间2.75 d,一级反硝化速率0.04~0.13 kgNO₃⁻-N/(kgMLSS·d)。一级硝化池长15 m,宽14.5 m,有效水深6.5 m,水力停留时间7 d,一级硝化速率0.02~0.08 kgNH₃-N/(kgMLSS·d),进水氨氮浓度为1.5 kg/m³;曝气风机Q=58 m³/min,风压70 kPa,采用旋流曝气器,单个出气量0.6~1.2 m³/min,硝化液回流泵Q=72 m³/h,H=120 kPa,N=5.5 kW。二级反硝化及硝化池均为长6 m、宽5.5 m,有效水深分别为6.3 m和6.1 m,设计二级反硝化及硝化停留时间均为1 d。二级硝化池风量5.34 m³/min,风压70 kPa。污泥产率0.15~0.30 kgMLSS/kgCOD,污泥含水率98.5%~99%,污泥排量约30 t/d,生化系统剩余污泥进入污泥池。随后污水自流进入浸没式MBR机组,MBR清水由自吸泵抽吸进入中间水箱,而MBR污泥回流至一级反硝化池,进一步降低总氮,回流泵Q=72 m³/h,H=150 kPa,N=5.5 kW。MBR膜元件设计膜通量12~15 L/(m²·h),设计总膜面积800 m²,膜孔径为0.2 μm,膜曝气吹扫风量6.92 m³/min,MBR产水泵Q=10.5 m³/h,H=100 kPa,N=1.5 kW。

③ 膜深度处理单元

MBR产水进入产水水箱,水箱V=10 m³,再经过纳滤供水泵和增压泵加压进入纳滤处理系统。纳滤供水泵Q=10 m³/h,H=320 kPa,N=1.5 kW。纳滤系统设计膜通量为15 L/(m²·h),膜过滤面积为533 m²,单支膜面积为34.5 m²。纳滤系统产水进入纳滤

中间水箱,容积为 10 m^3 ,纳滤浓缩液利用设备余压进入浓液水箱内,浓液水箱容积为 5 m^3 。

纳滤系统产水进入中间水箱后,再经反渗透供水泵和增压泵加压进入反渗透膜处理系统,进水泵 $Q=8.5\text{ m}^3/\text{h}$, $H=280\sim 320\text{ kPa}$, $N=1.5\text{ kW}$,通过反渗透膜的截留作用,使水中各项污染指标进一步降低,反渗透产水达标排放。产水输送泵 $Q=15\text{ m}^3/\text{h}$, $H=220\text{ kPa}$, $N=2.2\text{ kW}$ 。反渗透系统设计膜通量 $12\text{ L}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$,膜过滤面积为 562.5 m^2 ,单支膜面积 37 m^2 。反渗透浓缩液利用余压进入浓液水箱内,与纳滤浓缩液一起进入浓缩液处理系统。

④ 浓缩液处理单元

预处理:预处理系统主要包括加药系统、混凝沉淀反应池。预处理系统的产水进入高压反渗透系统,沉淀污泥输送至残渣脱水系统脱水,脱水后污泥量约 1 t/d ,泥饼与残渣共同收集后处置。

高压反渗透系统:高压反渗透处理系统包括成套集成机组系统、清洗系统及加药系统。

膜浓缩液进入浓液水箱后,由高压反渗透进水泵进入成套集成机组系统,进水泵 $Q=4.5\text{ m}^3/\text{h}$, $H=400\text{ kPa}$, $N=1.1\text{ kW}$,机组前端设置过滤器,防止大颗粒杂质进入膜内,然后通过高压泵提升压力,满足高压反渗透机组的过滤要求。高压反渗透系统设计膜通量 $\leq 10\text{ L}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$,设计膜过滤面积 175 m^2 ,单支膜面积 9.4 m^2 。经过高压反渗透系统后的产水根据水质情况,选择进入前端纳滤产水水箱进行反渗透再处理或产水水池,产生的剩余浓缩液进入浓缩液池。

浸没燃烧蒸发:本工程蒸发系统设计为二级蒸发,包含余热蒸发器和浸没燃烧蒸发器。一级余热蒸发系统处理规模 $50\text{ m}^3/\text{d}$,蒸发量 26 t/d , $N=284\text{ kW}$,余热利用后的冷凝液根据水质情况,进入前端纳滤产水水箱或产水水池。经过蒸发后产生的蒸残液进入蒸残液池,通过泵提升进入SCE系统,提升泵 $Q=12\text{ m}^3/\text{h}$, $H=80\text{ kPa}$, $N=0.75\text{ kW}$ 。

提升泵将蒸残液泵入浸没燃烧蒸发系统,利用厌氧消化产生的沼气,蒸发、浓缩处理蒸残液;蒸发过程产生的饱和蒸残液进入固液分离系统,产生的蒸汽及不凝气直接达标外排。整个系统最终产生少量的固体残余,产生量由水质含固量决定。处理 1 t 浓缩液消耗沼气量 90 m^3 ,本工程产生浓缩液 $15\text{ m}^3/\text{d}$,因此沼气消耗量约 $1\,332\text{ m}^3/\text{d}$ 。

⑤ 污泥处理单元

系统产生的污泥主要来自生化处理系统($6\sim 10\text{ m}^3/\text{h}$);脱水后含水率 80% ;设置进料泵($Q=10\text{ m}^3/\text{h}$, $H=200\text{ kPa}$)、脱水机(进泥量 $6\sim 10\text{ m}^3/\text{h}$, $N=33.2\text{ kW}$),泥饼采用无轴螺旋输送机输送。污泥清液回流至一级反硝化池,回流泵 $Q=10\text{ m}^3/\text{h}$, $H=220\text{ kPa}$, $N=2.2\text{ kW}$ 。

预处理产生的化学污泥和蒸发产生的残液通过提升泵输送,进入固液分离系统进行脱水处理,干渣含水率 $\leq 70\%$,上清液继续回流至浸没燃烧蒸发处理系统进行蒸发处理。

⑥ 臭气处理单元

本项目需对调节池、硝化池、反硝化池、生化污泥池、卷式反渗透浓缩液池、一级蒸残液池、上清液池、污泥及残渣脱水车间、加药间进行除臭处理,以保证厂区内工作环境。各单元换气量计算见表2。

表2 除臭风量计算

Tab.2 Calculation of deodorization air volume

项 目	建(构)筑物 净尺寸/(m× m×m)	水面积负 荷/($\text{m}^3\cdot$ $\text{m}^2\cdot\text{h}^{-1}$)	臭气 体积/ m^3	换气次 数/(次· h^{-1})	通风量/ m^3
调节池	13.5×14.5×8	2	391.5	8	3 132
一级硝化池	15×14.5×8	1	217.5	2	435
一级反硝化池	5.5×14.5×8	2	159.5	6	957
二级硝化池	6×5.5×8	1.9	62.7	2	125.4
二级反硝化池	6×5.5×8	1.9	62.7	4	250.8
浓缩液池	6×2.5×8	2	30	8	240
一级蒸残液池	6×2.25×4	2	27	8	216
上清液池1	2.75×2×4	1	5.5	8	44
上清液池2	2.75×2×4	1	5.5	8	44
污泥池	4×5×4	2	40	8	320
离心液池	4×2.1×4	2	16.8	8	134.4
污泥及残渣脱 水机间(定点)	13.5×9×6	6	729	6	4 374
臭气量合计					10 272.6

设计采用负压收集各处理构筑物及车间产生的臭气,然后送至生物除臭系统。除臭引风机 $Q=12\,000\text{ m}^3/\text{h}$, $H=3\text{ kPa}$ 。生物除臭工艺采用液化吸收和生物处理组合的办法,恶臭气体先被吸收液选择吸收形成混合污水,再经过微生物降解恶臭物质。生物除臭成套设备处理量 $12\,000\text{ m}^3/\text{h}$,玻璃钢材质,设置预洗循环泵($Q=25\text{ m}^3/\text{h}$, $N=2.2\text{ kW}$)、加湿循环泵($Q=25\text{ m}^3/\text{h}$, $N=2.2\text{ kW}$)。恶臭气体经生物除臭系统处理后,通过 15 m 排气筒达标排放。排气筒外

部设置碳钢护架,护架固定在钢混基础上。

3 实际运行效果

项目实际运行进、出水水质如表 3 所示,可见,各项水质均满足排放标准。

表 3 实际进、出水水质

Tab.3 Actual influent and effluent quality

mg·L ⁻¹				
项目	COD	NH ₃ -N	TN	SS
进水	23 000	825	1 600	5 750
出水	25	1.5	4	5

4 工程技术经济分析

本工程总投资约 4 800 万元,其中建筑安装费约 4 300 万元,不涉及征地费用。吨水处理费约为 92.30 元,具体见表 4。厂区总用地面积 4 400 m²,总建筑面积 1 163 m²,容积率 26.4%,其中绿地面积 1 651 m²,绿地率 37.5%。

表 4 工程处理费用

Tab.4 Engineering processing costs 元·t⁻¹

项 目		费用
固定成本	含人工、膜更换、在线监测及检测费用	26.51
可变成本	电	23.13
	药剂	39.80
	沼气脱硫	0.84
	残渣打包	1.00
	发电机燃油	1.02
总 计		92.30

5 结论

本工程采用“中温厌氧+强化膜生物反应器系统(两级 A/O+MBR)+纳滤+卷式反渗透”渗滤液处理工艺以及“预处理系统+高压反渗透+浸没燃烧蒸发”浓缩液处理工艺,可有效保证渗滤液处理出水达标,此外,该工程用地布局合理,能够实现垃圾中转站渗滤液全量化处理。

参考文献:

[1] 杨少斌,刘凯. 江村沟垃圾渗滤液处理厂改扩建工程设计[J]. 中国给水排水,2016,32(16):55-58.
YANG Shaobin, LIU Kai. Design of renovation and expansion project of Jiangcungou landfill leachate

treatment plant[J]. China Water & Wastewater, 2016, 32(16):55-58(in Chinese).
[2] 陈杰,肖诚斌,桂宏桥,等. 生活垃圾焚烧发电厂的渗滤液处理工程实例[J]. 净水技术,2022,41(3):100-103,109.
CHEN Jie, XIAO Chengbin, GUI Hongqiao, et al. Landfill leachate treatment project in domestic waste incineration power plant [J]. Water Purification Technology, 2022,41(3):100-103,109(in Chinese).
[3] 谢詹东,朱玉龙. 中温厌氧+MBR+NF+RO 工艺处理垃圾渗滤液工程设计[J]. 中国给水排水,2017,33(24):74-77.
XIE Zhandong, ZHU Yulong. Project design of leachate treatment station with medium temperature anaerobic+MBR+NF+RO process [J]. China Water & Wastewater, 2017, 33(24):74-77(in Chinese).
[4] 江文琛. 生活垃圾渗滤液处理厂改造工程设计[J]. 中国给水排水,2014,30(8):33-36,41.
JIANG Wenchen. Reconstruction engineering design of municipal solid waste leachate treatment plant [J]. China Water & Wastewater, 2014,30(8):33-36,41 (in Chinese).
[5] 王华金. 生活垃圾焚烧发电厂渗滤液处理工程设计[J]. 广东化工,2020,47(12):157-158.
WANG Huajin. Design of leachate treatment project for domestic waste incineration power plant[J]. Guangdong Chemical Industry, 2020, 47 (12) : 157-158 (in Chinese).
[6] 岳东北,聂永丰,许玉东. 废水浸没燃烧蒸发技术的发展及应用[J]. 中国给水排水,2005,21(4):28-30.
YUE Dongbei, NIE Yongfeng, XU Yudong. Development and application of submerged combustion evaporation technology for wastewater treatment [J]. China Water & Wastewater, 2005, 21 (4) : 28-30 (in Chinese).

作者简介:王锦雪(1996-),女,宁夏吴忠人,硕士,助理工程师,主要从事给排水及固废处理处置工程研究及设计工作。

E-mail:jinxwang716@163.com

收稿日期:2022-11-24

修回日期:2023-02-13

(编辑:孔红春)