

DOI:10.19853/j.zgjsps.1000-4602.2023.02.011

某污水厂CAST工艺强化脱氮除磷升级改造工程设计

朱晓超¹, 冯亚兵¹, 陶辉¹, 王莹¹, 苏文强², 朱健³

(1. 江苏东华市政工程设计有限公司, 江苏 南京 210019; 2. 扬中水务集团有限公司, 江苏 扬中 212200; 3. 扬中市市政园林工程处, 江苏 扬中 212200)

摘 要: 江苏某市政污水处理厂设计规模为 $2.5 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$, 采用CAST主体工艺, 出水水质执行一级B排放标准, 为使出水水质提升至一级A标准, 升级改造工程设计了原CAST工艺并增加了微絮凝过滤深度处理工艺。在CAST池生物选择区内安装曝气器, 改为主反应区使用, 同时解决了积泥的问题; 主反应区内安装搅拌器、运行周期上设置缺氧搅拌时段, 可提高系统脱氮效果; 将剩余污泥泵单点排泥改为穿孔排泥管排泥, 提升排泥效率; 将旋流曝气器改为微孔曝气器, 提高氧利用率; 在CAST池投加PAC同步化学除磷。工程完成后已运行1年多, 出水水质稳定达到一级A标准。

关键词: CAST工艺; 提标改造; 微絮凝过滤

中图分类号: TU992.3 **文献标识码:** B **文章编号:** 1000-4602(2023)02-0058-05

Design of CAST Enhanced Denitrification and Phosphorus Removal Upgrading and Reconstruction Project in a Wastewater Treatment Plant

ZHU Xiao-chao¹, FENG Ya-bing¹, TAO Hui¹, WANG Ying¹, SU Wen-qiang²,
ZHU Jian³

(1. Jiangsu Donghua Municipal Engineering Design Co. Ltd., Nanjing 210019, China; 2. Yangzhong Water Group Co. Ltd., Yangzhong 212200, China; 3. Yangzhong Municipal Garden Engineering Office, Yangzhong 212200, China)

Abstract: The design scale of a municipal wastewater treatment plant in Jiangsu is $2.5 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$. The main process was CAST, and the effluent quality was required to meet first level B discharge standard. To improve the effluent quality to the first level A discharge standard, the original CAST process was modified and the micro-flocculation filtration advanced treatment process was added in the upgrading and reconstruction project. Aerators were installed in the biological selection zone of CAST tank, which were changed to the main reaction zone instead, and thus the problem of sludge accumulation was solved. The nitrogen removal performance of the system was improved by installing agitators in the main reaction zone and setting anoxic agitation period in the operation cycle. The single point sludge discharge of the excess sludge pump was replaced by the perforated sludge discharge pipe to improve the sludge discharge efficiency. The cyclone aerator was changed to microporous aerator to improve the efficiency of oxygen utilization. PAC was added to CAST tank for simultaneous chemical phosphorus removal. The project has been in operation for more than one year after completion, and the effluent quality has stably reached first level A discharge standard.

Key words: CAST process; upgrading and reconstruction; micro-flocculation filtration

1 工程背景

江苏某城镇污水处理厂设计规模 $2.5 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,分2期建设,一、二期工程建设规模分别为 $1.0 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 和 $1.5 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,均采用CAST主体工艺,出水执行《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)的一级B标准。按要求需进行一级A标准改造。国内CAST污水厂提标多改造成连续进出水的 A^2/O 工艺或在CAST池中投加悬浮型填料(CAST-MBBR)^[1]。本次提标侧重于CAST工艺的功能区优化、排泥和曝气方式提升改进、加药协同化学除磷等,以充分发挥CAST工艺灵活多变的优点,设计多种运行模式应对不同工况要求。

2 污水处理厂现状及CAST工艺改进方案

2.1 污水处理厂现状

污水厂提标改造前的工艺流程:进水→粗格栅及提升泵房→细格栅及旋流沉砂池→配水井→一、二期CAST池→消毒接触池→出水。一、二期工程各建1座CAST池,一期尺寸为 $43.9 \text{ m} \times 42.6 \text{ m} \times 5.7 \text{ m}$,分2格,二期尺寸为 $70.25 \text{ m} \times 41.1 \text{ m} \times 6.2 \text{ m}$,分4格。改造前全年日均处理量 $2.26 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,最高日处理量 $2.63 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,执行一级B排放标准,因污水厂进水水质和水量未达到设计值,实际仅运行二期1座CAST池,1个运行周期4.0 h,其中进水及曝气1.0 h、纯曝气1.0 h、沉淀1.0 h、滗水1.0 h,每天运行6个周期,充水比1/3,出水达标排放。

2018年污水厂进水浓度较低,近几年城区正在加快实施污水处理提质增效工程,今后进水浓度会逐步提高,提标改造工程的设计水质见表1。

表1 实际及设计进、出水水质

Tab.1 Actual and design influent and effluent

quality

$\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$

项目	COD	BOD ₅	SS	NH ₃ -N	TN	TP
2018年平均进水	105.1	31.1	30.4	11.8	14.0	1.45
2018年平均出水	21.8	3.01	9.6	0.87	9.8	0.43
设计进水	300	150	200	25	35	4
设计出水	50	10	10	5(8)	15	0.5

2.2 现状CAST池存在的主要问题

① 二期CAST池生物选择区积泥严重,搅拌器常年无法使用。原因是生物选择区出水通过中间隔墙溢流进入主反应区,生物选择区内悬浮物下

沉淤积在池底;另外,当主反应区处于曝气状态时,生物选择区污水处于静止状态,此时主反应区曝气搅动的污泥通过隔墙翻入生物选择区,进一步形成生物选择区淤积。经调查,污泥淤积深度达到4 m,即使清除积泥后,1周多时间后又产生淤积,长期大量的积泥在厌氧环境下释放磷导致污水厂出水TP短时间内严重超标。虽然在隔墙底部开设出水孔、上部加设挡水板,但没有彻底解决积泥问题。

② CAST工艺排泥方式存在排泥不均匀、不彻底的问题。CAST池沉淀时不进水,接近理想静置沉淀,泥水分离效果优于连续进出水的 A^2/O 工艺二沉池;但是二沉池一般采用吸泥机均匀吸除底部污泥或采用刮泥机将池底污泥均匀刮至排泥斗排泥。而CAST池通过剩余污泥泵单点位排泥,根据污水厂多年运行经验,排泥时污泥泵周边污泥形成漏斗状,排泥泵附近区域污泥优先排出,之后污泥层以上的污水共同排出,当排泥结束时,剩余污泥浓度明显下降,但较远区域的污泥仍不能完全排出;另外由于污泥泵基础平台高出池底约30 cm,水泵吸口高出池底约50 cm,当MLSS<5 g/L时,SV约10%,污泥层厚度约50 cm,污泥无法正常排出,实际生产中长期控制MLSS在5~10 g/L,短期达到10~20 g/L,SV约20%,污泥浓度居高不下,活性差,降低了生化反应效率,也影响了生物除磷。

③ 旋流混合扩散曝气器效率低。该曝气器虽具备不易堵、免维修、阻力小、搅拌好等优点,但气泡直径大($\approx 3 \text{ mm}$)、氧利用效率低(16%),且使用年限久,已老化,易脱落,故障率高,影响曝气。

2.3 技术改造方案

① 将生物选择区改为主反应区。一方面,传统SBR工艺通过快速进水的方式使系统在某一时段内产生较高的污泥絮体负荷(即基质浓度和活性微生物浓度的比值),以防止发生污泥膨胀。Goronszy教授^[2]于1984年在ICEAS工艺的基础上开发出CAST工艺,与传统SBR工艺不同,CAST工艺进水同时曝气,不设缺氧进水混合过程,通过在进水处设置生物选择区,使进水和主反应区回流的活性污泥在此混合接触,创造有利于絮凝性细菌生长的环境,有效地抑制丝状菌的大量繁殖,克服污泥膨胀。而本工程为了提高CAST工艺脱氮效果,增设单独的缺氧进水搅拌时段,因此从防止污泥膨胀的角度不必设置生物选择区。另一方面,CAST系统生物

选择区水力停留时间短,污泥回流比仅为20%,通过回流 NO_3^- -N反硝化脱氮量有限。不同于 A^2/O 在好氧池末端低DO的内回流,CAST工艺在主反应区曝气阶段即进行回流,因此增大CAST系统回流比容易将主反应区大量DO带入生物选择区,破坏缺氧环境。另外,本工程实际进水有机物浓度低($\text{C}/\text{N}<4$),不利于生物选择区厌氧释磷。

因此,改造工程不再强调生物选择功能,而是取消生物选择区,在生物选择区内布置曝气器,拆除主反应区回流污泥泵,将生物选择区作为主反应区来使用,既有效利用池容又通过底部曝气解决积泥问题。为节约投资,未设置搅拌器,但实际运行发现,通过曝气混合不能实现理想的流态,今后应酌情增设搅拌器。

② 主反应区增加搅拌器,改用穿孔排泥管、微孔曝气器。改造示意图1。

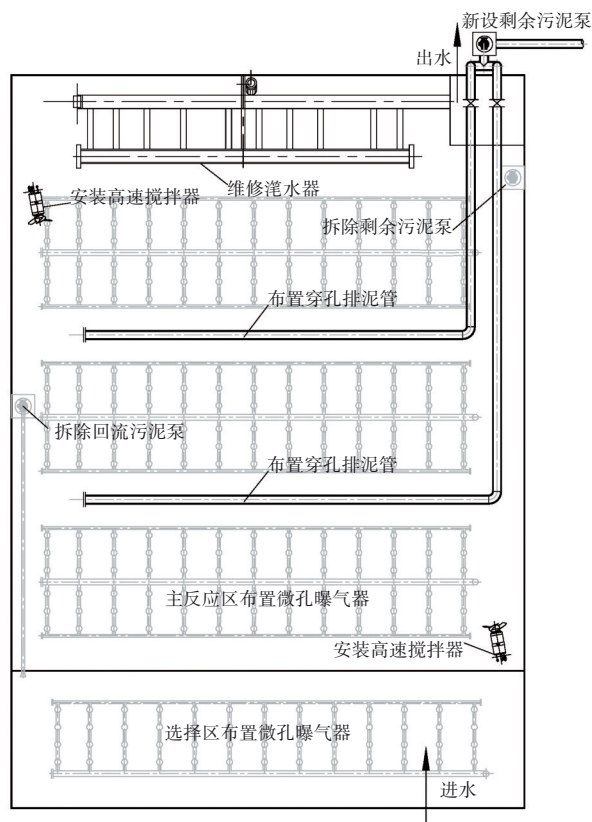


图1 CAST池改造示意

Fig.1 Schematic diagram of transformation of CAST tank

主反应区增加搅拌器,在运行周期上设置进水搅拌反硝化脱氮阶段,在进水分配井内设碳源投加点,外加碳源可随进水混合搅拌进入CAST池,使进

水中有机物和CAST池中 NO_3^- -N充分反应。充水比的倒数减1,可理解为回流比,如充水比1/3相当于200%的回流比。

为解决CAST排泥不均匀的问题,在主反应区内沿池宽方向均布2根穿孔排泥管,拆除池内剩余污泥泵,在池外新设干式排泥泵,连接穿孔排泥管。排泥时,开启排泥泵,通过穿孔排泥管以线带面均匀排泥,排泥孔靠近池底有利于池底污泥排出。沉淀结束后开始排泥,根据污泥浓度调整排泥时间。

将原旋流曝气器改为橡胶膜片微孔曝气器,以提高氧利用效率。根据出水氨氮调整曝气时间,在氨氮达标前提下尽量缩短曝气时间,一旦氨氮有上升趋势则逐步增加曝气时间。通过调整鼓风机曝气时长调节风量比 A^2/O 通过变频调节风量更节能。

③ 增加微絮凝砂滤深度处理工艺。在CAST池进水前和滤池前设置PAC投药点,除了生物除磷外,采用生化同步化学除磷和后化学除磷相结合的方式,保证TP达标。改造后工艺流程见图2。

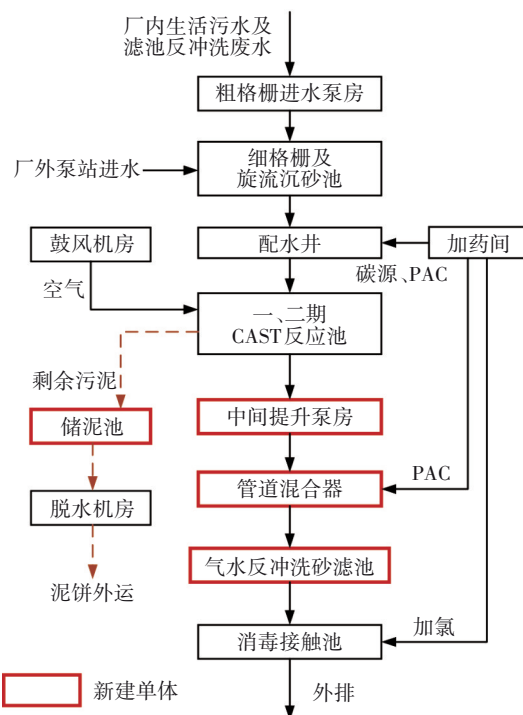


图2 改造后的工艺流程

Fig.2 Process flow chart after reconstruction

3 运行模式

改造一、二期共6格CAST池,在运行周期上增加搅拌工序,每个周期包括进水搅拌、纯搅拌、曝气、沉淀、滗水5个工序。CAST工艺相比于传统的

A²/O等工艺,具有灵活多变的优势,可根据进水水质水量变化及脱氮除磷要求等灵活调整运行模式:①污水厂运行初期,因厂外污水逐步得到收集,进水量满负荷,但污染物浓度低,投运全部格数,采用长周期(6 h一个周期)运行,但反应时间短,沉淀和滗水时间长。②中期随着城区提质增效工程的实施,进水量变小、污染物浓度升高,此时可减小批次进水量并延长反应时间。③后期当进水量进一步增大、污染物浓度升高时,超出设计负荷,再进行污水厂扩建。在周期内各工序调节方面,当进水NH₃-N值升高时则增加曝气时间,进水TN值升高时则增加搅拌时间,当二者均不高时可增加沉淀和滗水时间。当进水量小时,可减少投运格数;当出现峰值流量时可适当增大每批次滗水深度。不同工况,根据《室外排水设计标准》(GB 50014—2021)第7.6.36条计算设计污泥负荷 L_s 数值(见表2),均在规定的0.05~0.10 kgBOD₅/(kgMLSS·d)范围之内。

表2 CAST池运行模式及运行参数

Tab.2 Operation mode and parameters of CAST tank

时期	S_0 (mg·L ⁻¹)	处理 规模/ (m ³ · d ⁻¹)	批次 进 水/ m ³	充 水 比	投 运 格 数	周 期 长/h	反 应 时 间 /h	X / (gMLSS· L ⁻¹)	L_s / (kgBOD ₅ · kg ⁻¹ MLSS· d ⁻¹)
初期	80	25 000	1 042	0.28	6	6	2.5	3.5	0.06
中期	150	15 000	625	0.20	6	6	4	3.5	0.05
后期	150	25 000	1 042	0.28	6	6	4	3.5	0.07

4 提标改造工艺设计

① CAST池改造。每格主反应区安装2台高速搅拌器、2根穿孔排泥管,管径DN200,PE材质,两侧交错开孔 $\varnothing 32$ mm,设干式剩余污泥泵1台, $Q=50$ m³/h、 $H=100$ kPa、 $N=4$ kW。对6台滗水器进行维修。

② 鼓风机曝气系统改造。因CAST工艺为间歇曝气,鼓风机和曝气头的设计能力应在所设定的曝气时间内向系统提供足够的氧量。保留二期CAST池的3台罗茨鼓风机, $Q=50$ m³/min、 $\Delta P=0.6$ MPa、 $N=75$ kW,向二期4格CAST池曝气。更换一期2台罗茨鼓风机,型号和二期风机一致,向一期2格CAST池曝气。一、二期风机可互为备用。实际每批次进水量1 042 m³,开启1台风机向1格CAST池曝气,曝气时长65 min,计算得气水比为3.1:1。

在生物选择区和主反应区底满布盘式橡胶曝

气器,单个曝气盘通气量1.5~2.5 m³/h,氧利用率 $\geq 23\%$,单盘直径215 mm,单格布置1 545个,开启1台风机时实际通气量1.9 m³/h。

③ 利用厂前区空地新建中间提升泵房、气水反冲洗砂滤池。中间提升泵房设计规模 2.5×10^4 m³/d, $K_z=1.42$ 。因场地受限,设2个DN500管道混合器,加装阀门,若水量变小可使用其中1个,在管道混合器前投加PAC。

新建气水反冲洗砂滤池1座,共4格,单格面积44.1 m²,设计滤速5.9 m/h,运行周期24 h。采用均质石英砂滤料,粒径 $d_{10}=1.2$ mm,不均匀系数 $K_{60} \leq 1.6$,滤料层厚度1.5 m,采用砾石承托层,粒径2~4 mm,厚度为100 mm。反冲洗历时:单独气冲洗2 min,强度15 L/(m²·s);气水同时冲洗3~5 min,气冲强度15 L/(m²·s),水冲强度4 L/(m²·s);单独水冲洗时间4~6 min,水冲强度8 L/(m²·s)。

④ 其他改造。厂外总提升泵站污水直接进入细格栅旋流沉砂池,厂内进水泵房仅收集厂内生活污水和滤池反冲洗废水;更换2台细格栅,更换旋流沉砂池3台风机;新建1座储泥池,直径8 m;增加1台带式浓缩脱水一体机及配套系统;增加PAC和乙酸钠投加系统;增加生物土壤除臭系统等。

5 改造后实际运行效果

该厂于2021年2月正式运行,2021年2月—12月平均处理量 2.4×10^4 m³/d,接近设计规模,最高日处理量 2.9×10^4 m³/d,实际进、出水水质见表3。可见,进水浓度较改造前有所增大,COD均值125 mg/L,但未达到设计值。各出水指标均达标。

表3 实际进、出水水质

Tab.3 Actual influent and effluent quality

mg·L⁻¹

项 目	进 水		出 水	
	范围值	平均值	范围值	平均值
COD	104 ~ 145	125	11.0 ~ 17.1	12.2
NH ₃ -N	11.4 ~ 23.4	17.5	0.16 ~ 1.11	0.4
TN	15.8 ~ 27.2	21.4	6.6 ~ 11.7	8.4
TP	1.93 ~ 3.61	2.78	0.16 ~ 0.33	0.2

实际运行中6格CAST反应池交替运行,每批次6 h,进水60 min、搅拌75 min(进水即开启搅拌)、曝气65 min、沉淀110 min、滗水110 min。正常生产时开启1台风机向其中1格CAST池曝气,根据CAST池出水的NH₃-N值精确控制曝气时长,通常开启时

间60~70 min,若曝气量不够, $\text{NH}_3\text{-N}$ 值会上升很快,过量曝气则会导致溶氧过高,不利于反硝化脱氮。沉淀结束后开始排泥,根据污泥浓度确定排泥时长,目前排泥时长40~60 min,污泥排放末期浓度控制在4~6 g/L,穿孔排泥管排泥均匀,运行1年多时间CAST池未出现积泥。

碳源随进水搅拌混匀进生物池,首先消耗池内DO,DO迅速从2.0 mg/L降至0 mg/L,缺氧环境有利于微生物利用污水中自身有机物和外加碳源进行反硝化脱氮。整个运行周期中DO变化见图3。根据污水厂出水TN值并结合进水COD、TN浓度变化情况调整碳源投加量。正常控制出水TN在10 mg/L以下,污水厂实际进水COD均值125 mg/L,当进水TN<30 mg/L时可不外加碳源,进水TN为40 mg/L时,乙酸钠实际投加量约为41 mg/L。

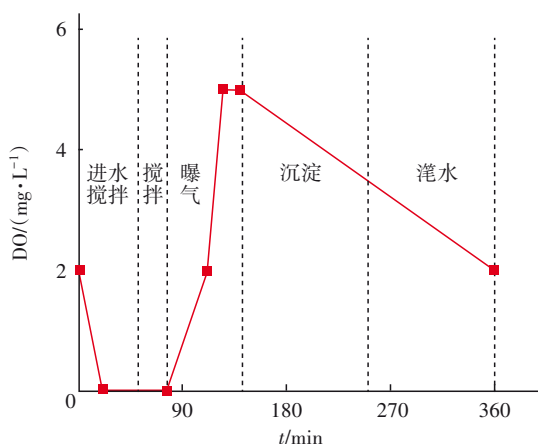


图3 运行周期内溶解氧典型变化曲线

Fig.3 Typical change curve of DO during operation cycle

在CAST池前和滤池前投加PAC化学除磷,因生产中发现滤池前过量加药时易造成滤池堵塞和絮体穿透,因此以CAST池前加药为主。在中间提升泵池设TP在线仪表监测CAST池出水TP,控制TP在0.3~0.5 mg/L,由此调整生物池加药量,CAST池前PAC(10%溶液)加药量约40 mg/L;根据滤池出水SS和浊度调整滤池前加药量,并保证滤池在最佳运行工况,滤池前PAC实际加药量约13 mg/L。另外,生物池排泥量大时,池内TP低,PAC投加量小;反之,生物池排泥量小时,池内TP高,PAC投加量大。生产中未发现化学除磷对生化反应有明显影响,另外投加PAC对污泥沉降性能无明显改善,实际运行CAST池MLSS在6~7 g/L,SV在25%~35%。

6 技术经济分析

第一部分工程直接费为2 493万元,造价指标为997.2元/($\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$),污水厂占地2.2 hm^2 ,工程单位占地为0.88 $\text{hm}^2/10^4 \text{m}^3$ 。实际药耗、电耗见表4。

表4 实际运行药耗、能耗

Tab.4 Operation cost of chemical and energy consumption

项目	电耗/ ($\text{kW} \cdot \text{h} \cdot \text{m}^{-3}$)	电耗/ ($\text{kW} \cdot \text{h} \cdot \text{kg}^{-1} \text{COD}$)	PAC(10% 溶液)/ ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	阳离子 PAM/ ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	乙酸钠(COD 当量22万)/ ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)
数值	0.24	2.23	53	0.37	41

7 结论

在CAST为主工艺的污水厂升级改造中,通过改造CAST工艺及增加微絮凝过滤深度处理工艺,使出水各项指标稳定达到了一级A标准。整个升级改造工程占地少、投资省,污水处理工艺灵活可靠、运行成本低,为CAST工艺的推广应用提供了借鉴。

参考文献:

- [1] 郑志佳,连来喜,刘彦华,等. MBBR+磁混凝用于CAST工艺升级改造的效果分析[J]. 中国给水排水, 2020, 36(1): 7-12, 17.
ZHENG Zhijia, LIAN Laixi, LIU Yanhua, et al. Upgrading and reconstruction of CAST process by MBBR and magnetic coagulation process [J]. China Water & Wastewater, 2020, 36(1): 7-12, 17(in Chinese).
- [2] MERVYN C GORONSZY, 朱明权, K WUTSCHER. 循环式活性污泥法(CAST)的应用及其发展[J]. 中国给水排水, 1996, 12(6): 4-10.
GORONSZY M C, ZHU Mingquan, WUTSCHER K. Application and development of cyclic activated sludge process (CAST)[J]. China Water & Wastewater, 1996, 12(6): 4-10(in Chinese).

作者简介:朱晓超(1984—),男,江苏泗阳人,硕士,高级工程师,给排水专业总工程师,注册咨询工程师(投资),注册公用设备工程师(给排水),主要从事市政给排水工程设计及咨询工作。

E-mail:38628841@qq.com

收稿日期:2022-04-05

修回日期:2022-04-29

(编辑:孔红春)