

环境科学

西安市西南郊污水处理厂 DE 型氧化沟工艺设计探讨

谢纯德 王社平 马耀平 高荣宁

(西安市市政设计研究院, 西安 710068)

摘要 以西安市西南郊污水处理厂二级生化处理的 DE 型氧化沟工艺设计为例, 参照德国和国内现有的设计规范, 对 DE 型氧化沟系统的容积、需氧量、构筑物的水力计算及主要设备选型进行了详细分析与探讨, 其结论可作为工程技术人员在设计污水厂时参考。

关键词 DE 型氧化沟 二级生化处理 工艺设计 水力计算

中图法分类号 X703.3; **文献标志码** A

西安市西南郊污水处理厂是西安市利用日本国际协力银行贷款环境综合治理二期项目之一, 位于西安高新技术开发区的西南部, 主要接纳和处理西安高新技术开发区的生活污水和工业企业生产废水, 服务区域面积约为 48.27 km^2 。规划远期建设规模为 $20 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$, 近期建设规模为 $8 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 。二级生化处理后的污水除部分排入厂外的太平河外, 其余 $1.5 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 污水经深度处理后, 作为市政道路浇洒及园林绿化用水进行再生利用。

西南郊污水处理厂的二级生化处理采用了“厌氧选择池 + DE 型氧化沟 + 二沉池”的处理工艺, 选择此工艺是基于其具有工艺流程短, 维护管理方便, 耐冲击负荷、剩余污泥量少、出水水质稳定等优点。DE 型氧化沟由容积相同的两个反应池串联运行, 交替进行硝化和反硝化反应。氧化沟前设厌氧选择池, 不仅具有较好的除磷效果, 并且可抑制丝状菌的生长, 改善污泥沉降性能^[1]。氧化沟运行采用计算机自动控制, 通过氧化沟中实测溶解氧信号控制池中曝气转碟的启停及淹没深度, 调节好氧段和缺氧

段, 运行工况灵活, 操作管理简便可靠。

该厂于 2008 年 6 月开工建设, 2009 年 7 月通水调试, 从调试阶段数据来看, 该工艺处理后的出水水质稳定, 设备运行良好。

1 生化处理系统工艺设计计算

2.1 设计水质与工艺流程

西南郊污水处理厂处理规模: $Q = 80\ 000 \text{ m}^3/\text{d}$, 总变化系数 $K_z = 1.3$, 设计出水水质按《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)的一级 B 标准执行。设计进、出水水质详见表 1。图 1 所示为西南郊污水处理厂污水、污泥及再生水处理工艺流程图。

表 1 西南郊污水处理厂设计进水水质指标

项目	进水	出水
CODcr/(mg · L ⁻¹)	450	60
BOD ₅ /(mg · L ⁻¹)	220	20
SS/(mg · L ⁻¹)	300	20
NH ₃ -N/(mg · L ⁻¹)	30	8
TN/(mg · L ⁻¹)	45	20
TP/(mg · L ⁻¹)	5	1
pH	6 ~ 9	
水温/°C	≥13	

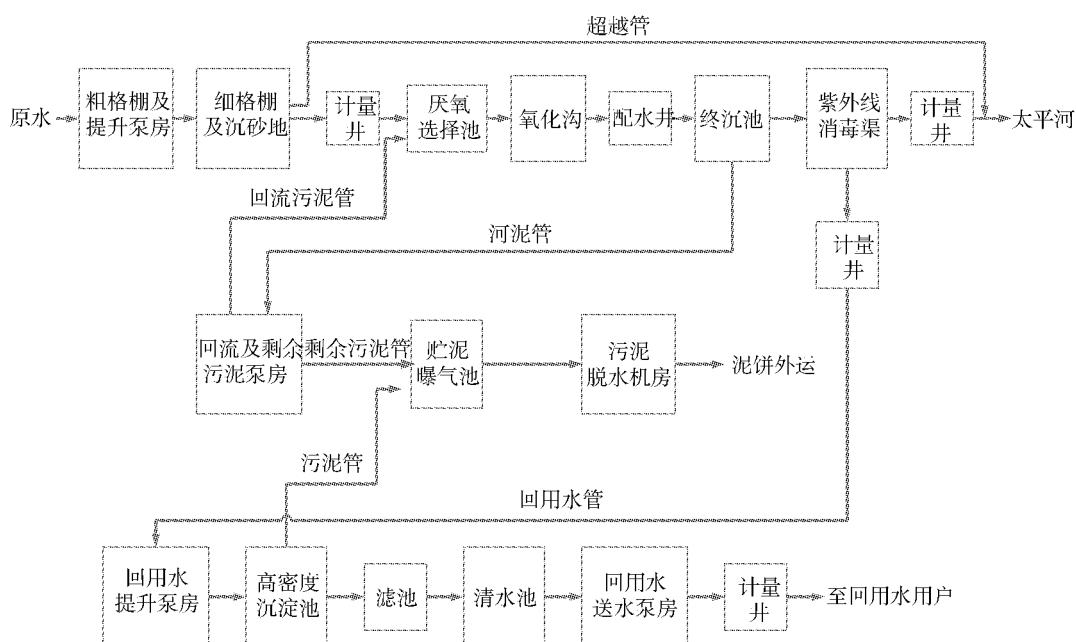


图 1 西南郊污水处理厂工艺流程图

1.2 厌氧选择池设计

设置厌氧选择池的主要目的是通过“选择性”培养沉淀性能良好的优势菌种,抑制丝状菌的生长,改善后续二沉池污泥的沉降性能。同时,厌氧选择池有足够的时间进行磷酸盐释放,为氧化沟好氧段对磷酸盐的充分吸收创造条件。

厌氧选择池设计的一个重要的设计参数是水力停留时间,目前国内设计规范中没有明确规定具体参数,而在德国水污染控制协会(ATV)—A208 规范有明确规定:生物除磷设计的厌氧选择池,其水力停留时间应大于 0.75 h(晴天流量 + 100% 回流污泥量)^[2]。

据相关研究资料显示,国内的专家学者利用间歇式反应器,测定了 A/O 生物脱氮工艺中试装置中活性污泥的反硝化速率,其结果如图 2 所示,研究得到的反硝化速率值和反应时间可作为城市污水厂缺氧选择池工艺设计计算时参考^[3]。

由图 2 可以看出,反硝化过程中存在三个明显不同速率变化阶段,且随着反应时间的延长,反硝化速率逐渐降低。第一阶段反硝化速率最大,混合液中 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 浓度下降最快,试验期间得到的最大反硝化

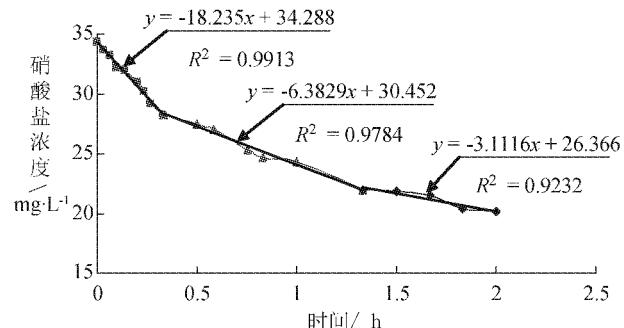


图 2 活性污泥反硝化速率曲线图

速率值为 $(13.09 \sim 20.20) \text{ mgNO}_3^- - \text{N/g MLVSS} \cdot \text{h}$,测定的第一阶段反硝化过程反应时间在 $(12 \sim 30)$ min 之间。实测的最大反硝化速率值可作为城市污水厂缺氧选择池工艺设计计算时参考,缺氧选择池水力停留时间可采用 $(15 \sim 30)$ min。

本工程设计参考德国规范的参数,并结合国内试验研究的相关数据,对厌氧选择池水力停留时间进行了选取。

1.2.1 厌氧选择池容积的计算

$$(1) Q_{\max} = 80000 \times 1.3 \text{ m}^3/\text{d} = 4333 \text{ m}^3/\text{h},$$

(2) 单池的容积 V_1 。

污水的水力停留时间取 1 h,厌氧选择池的池数

取2座,

$$V_1 = \frac{Q_{\max}}{n} \cdot 1 \text{ h} = \frac{4333}{2} = 2166.5 \text{ m}^3。$$

(3) 工艺尺寸: $L \times B \times h = 44 \times 10 \times 5 \text{ m}^3$

为了混合搅拌均匀,每池分为四格,前三格平面尺寸为: $10 \text{ m} \times 10 \text{ m}$,第四格平面尺寸为: $14 \text{ m} \times 10 \text{ m}$;有效水深为5 m。

(4) 核算水力停留时间

氧化沟设计中污泥回流比宜采用 $R = 60\% \sim 200\%$ ^[4],本工程设计回流比为100%,按 $R = 60\% \sim 100\%$ 核算水力停留时间:

$R = 100\%$ 时:

$$t_{\min} = \frac{V_{\text{实际}}}{\frac{1}{2}Q_{\max} + \frac{1}{2}Q_{\text{回}}} = \frac{44 \times 10 \times 5}{4333} = 0.5 \text{ h}, \text{即} 30 \text{ min.}$$

$R = 60\%$ 时:

$$t = \frac{44 \times 10 \times 5}{\frac{1}{2}Q_{\max} + \frac{0.6}{2}Q_{\text{回}}} = \frac{2200}{3466} = 0.63 \text{ h} \text{ 即} 38 \text{ min.}$$

\therefore 实际水力停留时间约(30~40) min,基本符合德国 ATV—A208 规范的除磷要求,也处于反硝化速率较大的时段^[3],有利于生物脱氮。

(5) 主要设备选型

厌氧选择池的混合搅拌器采用伞形立式搅拌器,每格1台。搅拌器的选型一般由装机功率确定,装机功率可通过厂家提供的搅拌器功率图和功率附加因数图查出,也可按经验公式计算,装机功率 $P = V \times 3 / 0.6 = (14 \times 10 \times 5) \times 3 / 0.6 = 4900 \text{ W} = 4.9 \text{ kW}$,对照设备的性能参数表选用 PLB2500 型搅拌器,其叶轮直径2 500 mm,搅拌容积(200~3 000) m^3 。

1.3 氧化沟设计

1.3.1 氧化沟的设计参数^[4]:

(1) 污泥浓度(MLSS):(2 500~4 500) mg/L,

(2) 污泥负荷:(0.05~0.1) kg BOD₅/kg MLVSS,

(3) 污泥龄:(10~30) d,

(4) 每千克 BOD 需氧量:(1.6~2.5) kg O₂/kg BOD₅。

1.3.2 氧化沟的设计计算^[5]

(1) 出水中溶解性 BOD₅(mg/L):

根据德国水污染控制协会(ATV)—A131^[6]提供的数据,出水中每增加1 mg/L 的悬浮物(SS),就会引起(0.3~1.0) mg/L BOD₅的增加,因此为了保证氧化沟出水 $BOD_5 \leq 20 \text{ mg/L}$,就必须控制出水中溶解性 BOD₅浓度(S)。

$$S = S_e - S_1,$$

式中: S —出水中溶解性 BOD₅浓度,mg/L;

S_e —出水 BOD₅浓度,mg/L;

S_1 —出水中 SS 产生的 BOD_5 ,mg/L。

$$\text{其中: } S_1 = 1.42 \times \frac{\text{VSS}}{\text{TSS}} \times (\text{TSS}) \times (1 - e^{-0.23 \times 5}) = 1.42 \times 0.7 \times 20 \times ((1 - e^{-0.23 \times 5})) = 13.59 \text{ mg/L}$$

$$\therefore S = (20 - 13.59) = 6.41 \text{ mg/L.}$$

(2) 好氧区容积 $V_1(\text{m}^3)$

为达到污泥的好氧稳定,泥龄应保持在(20—30)d,而需同时脱氮除磷时,泥龄可取(12—20) d^[7],设计取 $\theta_c = 16 \text{ d}$,污泥产率系数 y 取 0.875,污泥内源代谢系数 $k_d = 0.055$,污泥浓度 4 kg/m³(MLSS)。挥发性污泥浓度 MLVSS = $0.7 \times 4 = 2.8 \text{ kg/m}^3$,则

$$V_1 = \frac{y\theta_c(S_0 - S)Q}{X_V(1 + k_d\theta_c)} = \frac{0.875 \times 16 \times \left(\frac{200 - 6.41}{1000}\right) \times 80000}{2.8 \times (1 + 0.055 \times 16)} = 41189 \text{ m}^3.$$

(3) 好氧区停留时间(t_1)

$$t_1 = \frac{V_1}{Q} = \frac{41189}{80000} = 12.36 \text{ h}.$$

(4) 剩余污泥量

$$\Delta x = Q\Delta S \left(\frac{y}{1 + k_d\theta_c} \right) + Qx_1 - Qx_e.$$

式中: $Q\Delta S \frac{y}{1 + k_d\theta_c}$ —每日产生的生物污泥量;

Qx_1 —每日污水中不挥发的 SS 的量;

Qx_e —每日按排放标准可以排走的 SS 的量。

$$\Delta x = 80000 \times (0.2 - 0.00641) \left(\frac{0.875}{1 + 0.055 \times 16} \right) +$$

$$80\ 000 \times (0.3 - 0.3 \times 0.7) - 80\ 000 \times 0.02 = 12\ 808 \text{ kg/d}。$$

每降解 1 kg BOD₅ 所产生的干污泥量

$$\frac{\Delta x}{Q(S_0 - S_e)} = \frac{12\ 808}{80\ 000 \left(\frac{200 - 20}{1\ 000} \right)} = 0.889 \text{ kgD}_5/\text{kgBOD}_5。$$

(5) 脱氮

① 需要氧化的 NH₃-N 量 N₁；

氧化沟产生的剩余污泥中含氮率为 12.4%，则用于生物合成的总氮量为 (N₀)：

$$N_0 = 12.4\% \times 7\ 208 \times 1\ 000 / 80\ 000 = 11.17 \text{ mg/L}。$$

$$N_1 = \text{进水总 N} - \text{出水的 NH}_3\text{-N-生物合成的氮 } N_0 = 45 - 8 - 11.17 = 25.83 \text{ mg/L}。$$

碱度平衡：一般认为剩余碱度 $\geq 100 \text{ mg/L}$ 时即可保持 $\text{pH} \geq 7.2$ ，生物反应能够进行，每氧化 1 mg NH₃-N 消耗 7.14 mg/L 碱度，每氧化 1 mg BOD₅ 产生 0.1 mg/L 碱度，每还原 1 mg NO₃-N 产生 3.57 mg/L 碱度，原水碱度一般在 280 mg/L。

$$\text{② 剩余碱度} = 280 - \text{消化耗碱} + \text{碳化生碱} + \text{反硝化生碱} = 280 - 7.14 \times 25.83 + 0.1 \times (200 - 6.41) + 3.57 \times 13.83 = 164.31 \text{ mg/L} > 100 \text{ mg/L}。$$

$$\text{③ 脱氮量 } N_2 = \text{进水总 TN-出水 TN-用于生物合成的氮} = 45 - 20 - 11.17 = 13.83 \text{ mg/L}。$$

④ 脱氮所需的容积 (V₂)

$$\text{脱硝率 } q_{dn} = q_{dn(20)} \times 1.08^{(t-20)}。$$

$$13^\circ\text{C} \text{ 时, } q_{dn(13)} = 0.07 \times 1.08^{(13-20)} = 0.041 \text{ kgNO}_3\text{-N/kgMLVSS}。$$

$$V_2 = \frac{Q N_2}{q_{dn(13)} X_V} = \frac{80\ 000 \times 13.83}{0.041 \times 2\ 800} = 9\ 637 \text{ m}^3。$$

$$\text{⑤ 脱氮水力停留时间: } t_2 = \frac{V_2}{Q} = \frac{9\ 637}{80\ 000} = 2.9 \text{ h}。$$

$$\text{⑥ 总池容: } V = V_1 + V_2 = 41\ 189 + 9\ 637 = 50\ 826 \text{ m}^3。$$

$$\text{总停留时间: } T = \frac{50\ 826}{80\ 000} = 0.635 \text{ d} = 15.25 \text{ h}。$$

$$\text{⑦ 校核污泥负荷: } N_s = \frac{Q S_0}{X V} = \frac{80\ 000 (0.2)}{4 \times 50\ 826} =$$

0.079 kg BOD₅/kg MLSS，在 (0.05 ~ 0.1) kg BOD₅/

kg MLVSS 范围。

$$\theta = 16 \text{ d}, \quad B \times L \times h = 130 \times 88 \times 4.5 \text{ m}^3。$$

⑧ 氧化沟供氧量计算

设计温度 (13 ~ 25) °C，经核算 25°C 时需氧量最大，设计按 $T = 25^\circ\text{C}$ 时计算供氧量。

(a) 碳化需氧量

碳化需氧量 = BOD 需氧量 - 挥发性剩余污泥的需氧量 + 污泥内源呼吸需氧量^[8]。

$$R_1 = Q(S_0 - S_e) - k_1 \Delta x' + k_1 b V_1 X_V$$

R_1 为碳化需氧量 (kgO₂/d)； Q_1 为污水流量：80 000 m³/d； S_0 为进水最终 BOD， $S_0 = 200 \text{ mg/L}$ ； S_e 为出水最终 BOD， $S_e = 20 \text{ mg/L}$ ； Δx 为每日的生物污泥量 kg/d， $\theta = 16$ 天时， $\Delta x = 7\ 208 \text{ kg/d}$ ； k_1 = 氧化每公斤 VSS 所需氧量， $k_1 = 1.42$ ； b 为内源呼吸需氧系数， $b = 0.07 \sim 0.075$ ； V_1 为好氧区容积， $V_1 = 41\ 189 \text{ m}^3$ ； X_V 为 MLSS (kg/m³)。

$$\text{代入: } R_1 = \frac{80\ 000 \left(\frac{200 - 6.41}{1\ 000} \right)}{1 - e^{-k_1 t}} - 1.42 \times 7\ 208 + 1.42 \times 0.07 \times 41\ 189 \times 2.8 = 21\ 462 \text{ kgO}_2/\text{d}。$$

(b) 硝化需氧量

硝化需氧量 = 去除 NH₃-N 的需氧量 - 细胞合成 NH₃-N 的需氧量。

$$R_2 = k_2 Q(N_a - N_e) - k_3 \Delta x$$

R_2 为硝化需氧量 (kgO₂/d)； N_a 为进水 NH₃-N， $N_a = 30 \text{ mg/L}$ ； N_e 为出水 NH₃-N， $N_e = 8 \text{ mg/L}$ ； K_2 为每氧化 1 kg NH₃-N 耗 4.6 kgO₂， $k_2 = 4.6$ ； K_3 为 NH₃-N 合成需氧率 (kgO₂/kg VSS)， $k_3 = 0.56$ 。

$$\text{代入: } R_2 = 4.6 \times 80\ 000 \times \frac{30 - 8}{1\ 000} - 0.56 \times 7\ 208 = 4\ 060 \text{ kgO}_2/\text{d}。$$

(c) 反硝化产生的氧

$$R_3 = 2.85 \Delta N$$

ΔN 为反硝化 (被还原的) NO₃-N 量。

$$\Delta N = 13.83 \text{ mg/L}$$

$$\text{代入: } R_3 = 2.85 \times \frac{13.83}{1\ 000} \times 80\ 000 = 3\ 153 \text{ kg/d}。$$

(d) 总需氧量: R

$$R = R_1 + R_2 - R_3 = 21\ 462 + 4\ 060 - 3\ 153 = \\ 22\ 369 \text{ kgO}_2/\text{d}。$$

换算成标准状态下需氧量: R_0 。

$$R_0 = \frac{R\ C_{s(20)}}{\alpha(\beta\rho\ C_{ST} - C_t) \times 1.024^{T-20}}$$

式中: R_0 为标态下需氧量; $C_{s(20)}$ 为 20℃ 时, 清水饱和溶解氧浓度, $C_{s(20)} = 9.17 \text{ mg/L}$; α 为氧转移折算系数, $\alpha = 0.83$; β 为氧溶解度折算系数, $\beta = 0.95$; C_{ST} 为 $T^\circ\text{C}$ 时, 氧的平均饱和度, $C_{s(25)} = 8.38 \text{ mg/L}$; C_t 为氧化沟平均氧浓度, $C_t = 2 \text{ mg/L}$ 。

$T = 25^\circ\text{C}$ 时, 代入: $R_0 =$

$$\frac{24\ 628 \times 9.17}{0.83(0.95 \times 0.948 \times 8.38 - 2) \times 1.024^{25-20}} = \\ 39\ 607 \text{ kgO}_2/\text{d}。$$

取转碟: 单盘充氧量: $1.4 \text{ kg O}_2/\text{h}$ 。

按好氧容积: 总容积 = 0.7, 则充氧量 $R_{0\text{校核}} = 39\ 607 / 0.7 = 56\ 581 \text{ kgO}_2/\text{d} = 2\ 358 \text{ kgO}_2/\text{h}$ 。

所需碟片: $n_1 = \frac{2\ 358}{1.4} = 1\ 684$ 片。

氧化沟设 40 组转碟: 每组: $\frac{1\ 684}{40} = 42$ 片, 取 42 片。

每米安装: $\frac{42 - 1}{11 - 2 \times 0.25} = 4 < 5$ 片。

1.4 二沉池设计

1.4.1 二沉池的设计参数

(1) 设计水量 $Q_{\max} = 4\ 333 \text{ m}^3/\text{h}$, $n = 4$ 座池子,

$$Q_{单} = \frac{1}{4} Q_{\max} = 1\ 083.25 \text{ m}^3/\text{h}。$$

(2) 表面负荷:

[德国] $q \leq 1.6 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$ (辐流式),

$q \leq 2.0 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$ (竖流式)。

[中国] $q = (1.0 \sim 1.5) \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$,

氧化沟 $q = (0.5 \sim 0.75) \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$ 。

设计取 $q = 0.7 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$ 。

1.4.2 二沉池的设计计算

(1) 二沉池表面积: $A = \frac{Q}{q} = \frac{1\ 083.25}{0.7} = 1\ 547.5 \text{ m}^2$ 。

(2) 直径: $D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = 44.4 \text{ m}$, 取 $D = 45 \text{ m}$ 。

校核实际表面负荷:

$$q_{实} = \frac{1\ 083.25}{\frac{1}{4}\pi \times 45^2} = 0.68 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h} \approx 0.7 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$$

(3) 二沉池底泥浓度 TS_{BS}

根据德国水污染控制协会 (ATV)—A131^[6],

$$TS_{BS} = \frac{1\ 000}{SVI} \sqrt[3]{t_E}.$$

式中: TS_{BS} 为二沉池底泥浓度 (kg/m^3), SVI 为污泥指数 $\begin{cases} SVI \leq 100 \text{ mL/g}, & \text{沉淀效果好;} \\ SVI > 200 \text{ mL/g}, & \text{沉淀效果差。} \end{cases}$

取 $SVI = 100 \text{ mL/g}$, t_E 为污泥的浓缩时间, 其取值与有无硝化或有无反硝化而不同, 详见表 2。

表 2 德国水污染控制协会 (ATV—131) 污泥浓缩时间 t_E 的规定值

无硝化 (仅除 BOD)	$t_E = (1.5 \sim 2) \text{ h}$	有硝化 有反硝化	$t_E = (2.0 \sim 2.5) \text{ h}$
	$t_E = (1.0 \sim 1.5) \text{ h}$		$t_E = (1.0 \sim 1.5) \text{ h}$
有硝化 无反硝化	$t_E = (1.0 \sim 1.5) \text{ h}$	有生物除 P	$t_E = (1.0 \sim 1.5) \text{ h}$

结合本工程设计工艺, 即有硝化 + 反硝化 + 生物除磷, 故取 $t_E = 1.5 \text{ h}$,

代入得:

$$TS_{BS} = \frac{1\ 000}{SVI} \sqrt[3]{t_E} = \frac{1\ 000}{100} \sqrt[3]{1.5} = 11.45 \text{ kg/m}^3。$$

(4) 回流污泥浓度 TS_{RS}

德国水污染控制协会 (ATV—131) 总结的具体取值如下:

- ① 带刮板式刮泥机: $TS_{RS} = 0.7 TS_{BS}$,
- ② 吸泥机吸泥: $TS_{RS} = (0.5 \sim 0.7) TS_{BS}$,
- ③ 污泥斗排泥: $TS_{RS} = TS_{BS}$ 。

设备选用刮泥机方式

∴ 回流污泥浓度:

$$TS_{RS} = 0.7 TS_{BS} = 0.7 \times 11.45 = 8 \text{ kg/m}^3。$$

$$(5) \text{ 设计回流比: } R = \frac{TS_{BB}}{TS_{RS} - TS_{BB}}$$

R 为回流比; TS_{BB} 为曝气池污泥浓度, 4 kg/m^3 ; TS_{RS} 为回流污泥浓度, 8 kg/m^3 。

$$\therefore R = \frac{4}{8 - 4} \times 100\% = 100\%。$$

(6) 校核比污泥体积 $VSV \leq 600 \text{ mL/L}$ (ATV—131)

$$VSV = TS_{BB} \times SVI = 4 \times 100 \leq 600 \text{ mL/L}$$

(7) 表面污泥容积负荷: $q_{SV} (\text{L/m}^2 \cdot \text{h}) \leq 450 \text{ L/m}^2 \cdot \text{h}$ (德国水污染控制协会 ATV—131)

$$q_A = \frac{q_{SV}}{VSV},$$

$$q_{SV} = q_A \times VSV = 0.68 \times 400 = 272 \leq 450 \text{ L/m}^2 \cdot \text{h}$$

(8) 二沉池工艺尺寸设计计算^[6]: 图 3 所示为二沉池工艺设计计算简图。

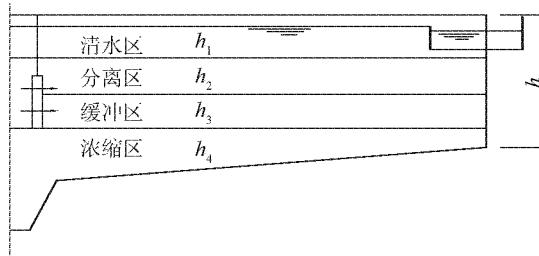


图 3 二沉池工艺设计计算简图

(a) 池子直径: $D = 45 \text{ m}$

(b) 池深。

清水区: $h_1 = 0.8 \text{ m}$,

分离区:

$$h_2 = 0.5 \times \frac{Q_{max}(1+R)}{(1-SVI \cdot MLSS)A} = \\ \frac{0.5 \times \frac{4333}{4} \times 2}{\left(1 - \frac{100}{1000} \times 40\right) \times 1547.5} = 1.17 \text{ m},$$

$$\text{缓冲区: } h_3 = \frac{0.45 \times q_{SV}(1+R)}{500} = \\ \frac{0.45 \times 280 \times 2}{500} = 0.50 \text{ m},$$

$$\text{浓缩刮泥区: } h_4 = \frac{q_{SV}(1+R)t_E}{300t_E + 500} = \\ \frac{280 \times 2 \times 1.5}{950} = 0.88 \text{ m},$$

$$\therefore h = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 = 0.8 + 1.17 + 0.5 + 0.88 = 3.35 \text{ 取 } h = 4 \text{ m},$$

$$\text{停留时间 } T = \frac{Fh}{Q} = \frac{1547.5 \times 4}{4333/4} = 5.71 \text{ h}.$$

3 实际运行效果分析

西南郊污水厂于 2008 年 6 月开工建设, 2009 年 7 月开始进行通水调试, 表 3 为目前所检测到的进、出水水质数据。

表 3 西南郊污水厂调试运行阶段进、出水水质表(2009 年)

月份	CODcr/		BOD ₅ /		SS/		TN/		TP/	
	(mg · L ⁻¹)									
进水	197	21.80	134	7	108.60	14.03	40.83	14.6	3.55	1.42
7 月份	195	22	-	-	62.50	8	31.18	11.82	3.21	0.98
8 月份	256	25	-	-	135.00	14.33	31.09	9.34	3.37	0.56
9 月份	216	22.93	134	7	102.03	12.12	34.37	11.92	3.38	0.99
平均值										

由表 3 可以看出污水厂的进水各项指标均低于设计值, 这主要由于目前市政污水管网还不完善, 污水厂的进水量偏低, 加之有些雨、污水管道的临时连通, 导致部分雨水的汇入。同时从表 3 可知, 调试阶段的出水各项指标均达到设计要求, 且达到了国家要求的出水水质标准。出水总氮由 14.6 mg/L 下降到 9.34 mg/L, 总磷由 1.42 mg/L 下降到 0.56 mg/L, 表明 DE 型氧化沟在脱氮除磷方面具有明显的效果。

4 结论

(1) 本文以西安市西南郊污水处理厂实际工程设计为例, 详细描述了污水生化处理系统厌氧选择池、DE 型氧化沟和二沉池工艺设计计算过程, 并结合德国污水处理技术协会(ATV)规范的规定, 以及国内相关设计规范对一些设计参数的选取进行了比选, 所采用的计算方法步骤可作为设计人员在污水处理厂工艺设计计算时参考。

(2) 通过对调试阶段的进、出水水质分析, 说明 DE 型氧化沟工艺的出水水质稳定, 具有良好的生物脱氮除磷的效果。

参 考 文 献

- 1 王社平. DE 型氧化沟生物脱氮除磷工艺. 给水排水, 1995; 21(10):
- 2 德国污水处理技术协会(ATV)规范 ATV—A208, 活性污泥法中的生物除磷(Biologische bei Belebungsanlagen) VKS. 公司出版, 1993
- 3 王社平, 王卿卿, 惠灵灵, 等. 分段进水 A/O 脱氮工艺反硝化速率的测定. 环境工程, 2008; 26(3): 56—58
- 4 中国工程建设标准化标准. 氧化沟设计规程. (CECS. 112; 2000)
- 5 崔玉川, 刘振江, 张绍怡, 等. 城市污水厂处理设施设计计算. 北京: 化学工业出版社, 2004
- 6 德国污水处理技术协会(ATV)规范 ATV-DVWK-A131, 单段活性污泥法污水处理厂设计 (Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen). GFA 公司出版, 2000
- 7 中国工程建设标准化标准. 城市污水生物脱氮除磷设计规程 CECS 149; 2003
- 8 王彩霞. 城市污水处理新技术. 北京: 中国建筑工业出版社, 1990

Process Design and Discussion on DE Type Oxidation Ditch in Xi'an Western Suburbs Wastewater Treatment Plant

XIE Chun-de, WANG She-ping, MA Yao-ping, GAO Rong-ning

(Xi'an Municipal Engineering Design and Research Institution, Xi'an 710068, P. R. China)

[Abstract] Taking the secondary biological treatment process design in Xi'an Western suburbs as an example, The volume, dissolved oxygen, hydraulic calculation of structures and equipment selection on the system of DE Type Oxidation Ditch are mainly analyzed and discussed by comparing with the design criterions of Germany and domestic. The results could be useful to design on Wastewater Treatment Plants similar.

[Key words] DE type oxidation ditch the secondary biological treatment process design
hydraulic calculation