

采用脱氢酶进行 AB 工艺 A 段细菌增殖及污泥产生规律的研究

周 健¹ 程吉建² 龙腾锐¹

(1 重庆大学城市建设与环境工程学院,重庆 400045; 2 重庆市市政设计研究院,重庆 400015)

摘要 采用测定活性污泥脱氢酶含量变化的方法对 AB 法 A 段细菌增殖及剩余污泥产生规律进行研究。结果表明:A 段细菌比生长速率 μ 为 $0.059 \sim 0.084 \text{ h}^{-1}$;细菌世代时间为 $7.9 \sim 11.7 \text{ h}$;A 段剩余污泥量中,增殖的活细菌质量占 $6.89\% \sim 10.99\%$,未转化的 SS 占 $89\% \sim 93.12\%$;A 段细菌的高速增殖不是产泥量大的根本原因,不设初沉池,造成大量 SS 随污水进入反应器才是 A 段污泥产量大的真正原因;得出了污泥产率系数 Y_{BOD} 为 $0.0638 \sim 0.1015 \text{ kg 微生物/kgBOD}$,进水 SS 造成的污泥增量系数 Y_{SS} 为 $0.845 \sim 0.893 \text{ kgMLSS/kgSS}$,此外,得出了 A 段剩余污泥量计算式,并分析探讨了 A 段污泥的减量途径及方法。

关键词 AB 工艺 A 段 脱氢酶 细菌增殖 污泥产率 SS 污泥减量

AB 工艺以其高效稳定、节省能耗、造价低等优点,而具有广阔的应用前景;但是 AB 工艺 A 段污泥产量大是其目前推广应用中的一个障碍,寻求 A 段污泥减量方法及途径成为当务之急,而对 A 段细菌的增殖规律及污泥产生规律进行深入研究,是 A 段污泥科学减量的基础,具有重要意义。

造成 A 段污泥产量大的主要原因,通常认为是由于 A 段污泥负荷高,HRT 和 SRT 短,A 段只存在短世代时间的原核细菌且处于对数增殖期^[1],造成了 A 段微生物高速增殖的结果。然而,由于 A 段反应器中的微生物生存环境不同于纯培养基,其实际增殖规律与纯培养条件存在较大差异,而通常研究反应器中微生物的实际增殖规律的方法,主要是要测定反应过程中污泥活细菌数的变化情况。目前活细菌数的测定方法有平板计数法、膜过滤法、最大几率数 MPN 法等,对于活性污泥,较常用的方法是 MPN 法^[2],MPN 法的优点是会计数死细菌,但由于培养基和培养条件可能不适于所有细胞的生长,而使测定值偏低,同时,对于聚集成团块的活性污泥中的细菌,由于稀释过程中细菌分布不均匀会造成较大误差,无法准确体现活细菌增殖情况。脱氢酶是活细菌产生的,它可以反映处理体系中活性微生

物量及其对有机物的降解活性,脱氢酶含量的变化可间接地反映出反应器中活细菌数的变化。因此本研究拟利用脱氢酶与活细菌之间的相关关系,测定 A 段细菌增殖过程中脱氢酶的含量,然后换算成活细菌数量及质量,用以研究 A 段细菌的增殖规律及污泥产生规律,为寻求 A 段污泥合理的减量方法提供理论依据。

1 试验装置及方法

1.1 试验装置

试验装置见图 1,反应器与沉淀池合建,用有机玻璃材料制作。污泥由回流缝回流。充氧采用微型曝气泵。进水由高位水箱供给,水箱内设搅拌器模拟不设初沉池的工况。

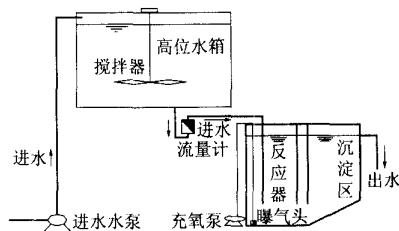


图 1 试验装置及流程

1.2 试验方法

试验用水为学校学生宿舍区的生活污水,其水质见表 1;试验装置在 $Q = 300 \text{ mL/min}$, $\text{DO} = 1 \sim 2 \text{ mg/L}$, $\text{MLSS} = 2 \sim 3 \text{ g/L}$, $\text{HRT} = 50 \text{ min}$ 条件下运行,测试期间不排泥。在试验过程中,测定进、出水

国家自然科学基金重点项目(59838300),重庆市应用基础研究项目(7279)。

中 COD,BOD,SS 及脱氢酶含量,并在试验开始和结束时,分别测定污泥混合液 MLSS 及脱氢酶含量,同时作菌种鉴定。本试验采用较成熟、稳定的 TTC 法测定活性污泥脱氢酶的含量。

2 试验结果及分析

2.1 试验结果

试验结果见表 1 和表 2。

表 1 原水水质及脱氢酶法活细菌数测定结果

项目	编号	1	2	3
起始时活性污泥总量 $M_{起}/g$		35.069 4	39.841 4	40.872 8
终止时活性污泥总量 $M_{终}/g$		51.617	64.104 7	55.474 7
反应时间/h		4.20	4.50	4.50
DO/mg/L		2.25	2.41	2.30
温度/		28.0	27.8	28.5
进水总量/L		83	87.7	83
起始时活性污泥脱氢酶 $T_0/\mu gTF/(gVSS \cdot h)$		5 922	5 102	3 825
终止时活性污泥脱氢酶 $T_t/\mu gTF/(gVSS \cdot h)$		5 931	5 004	3 837
反应器进水脱氢酶 $T/\mu gTF/(mL \cdot h)$		0.145	0.220	0.106
起始时活性污泥 f		0.704	0.682	0.644
终止时活性污泥 f		0.715	0.648	0.647
进水 COD/mg/L		535	627	485
出水 COD/mg/L		95	113	98
进水 BOD/mg/L		273	339	249
出水 BOD/mg/L		57	53	59
进水 SS/g/L		0.23	0.362	0.20
出水 SS/g/L		0.02	0.055	0.016
$N_5/kgBOD/(kgMLSS \cdot d)$		3.08	3.61	2.79

注:试验期间,出水的脱氢酶未检出。

表 2 A 段细菌的生长比速率 μ 和世代时间 G 计算

项目	编号	1	2	3
起始时活性污泥中的总活细菌数/个		1.069×10^{13}	1.093×10^{13}	8.228×10^{13}
终止时活性污泥中的总活细菌数/个		1.687×10^{13}	1.611×10^{13}	1.12×10^{13}
进水中的总活细菌数/个		1.019×10^{12}	6.334×10^{11}	4.626×10^{11}
反应期间细菌净增殖总数/个		5.156×10^{12}	4.55×10^{12}	2.51×10^{12}
反应期间细菌增加总数/个		6.175×10^{12}	5.184×10^{12}	2.975×10^{12}
反应时间/h		4.20	4.50	4.50
比生长速率 μ/h^{-1}		0.084	0.087	0.059
世代时间 G/h		8.30	7.90	11.70
$N_5/kgBOD/(kgMLSS \cdot d)$		3.08	3.61	2.79

注:在计算 μ 和 G 时,扣除进水活菌数影响,采用反应期间细菌净增殖数计算。

2.2 细菌增殖规律研究

2.2.1 A 段细菌比生长速率 μ 的测定

A 段反应器在高负荷时,假设: 细菌无内源呼吸,不考虑自身氧化; 以恒定的生长速度进行繁殖; 进水带入的细菌数相对于起始时活细菌总数而言较小,且是逐渐加入,故忽略进水带入的细菌自身在反应器中增殖量。

根据定义:

$$v = \frac{dx}{dt} = \mu x \tag{1}$$

式中 v ——细菌生长速度,个活细菌数/(h·L);

x ——细菌浓度,个活细菌数/L;

μ ——细菌比生长速率, h^{-1} 。

对上式积分得出:

$$\mu = \frac{\ln x - \ln x_0}{t - t_0} \tag{2}$$

式中 x_0, x ——起始、终止时细菌浓度,个活细菌数/L;

t_0, t ——细菌增殖起始、终止时间,h。

本试验中活性污泥的活细菌数是根据所测脱氢酶的含量按下式计算:

$$x = T/P \tag{3}$$

式中 x ——细菌浓度,个活细菌数/L;

T ——活性污泥脱氢酶含量, $\mu gTF/(L \cdot h)$;

P ——1 个活细菌所含脱氢酶的量, $P = 1.9 \times 10^{-8} \mu gTF/(\text{个活细菌} \cdot h)^{[3]}$ 。

将式(3)代入式(2)得:

$$\mu = (\ln T_{终}/P - \ln T_{起}/P)/(t - t_0) \tag{4}$$

反应期间脱氢酶的含量变化见表 1。由式(4)可算出 A 段细菌比生长速率 μ 为 $0.059 \sim 0.084 h^{-1}$,见表 2。

2.2.2 A 段世代时间研究

假定 A 段的细菌不衰减,反应器内的活细菌的世代时间 $G = t - t_0$,即活细菌总数增加 1 倍的时间,根据式(2)、式(4)得:

$$G = \ln 2 / \mu = \ln 2 (t - t_0) / (\ln T/P - \ln T_0/P) \tag{5}$$

由式(5)可算出 A 段细菌的世代时间 G ,如表 2 所示。

由表 1、表 2 可知:在本试验中,当进水 COD $485 \sim 627 \text{ mg/L}$, $N_5 2.79 \sim 3.61 \text{ kgBOD/(kgMLSS$

d)时,细菌增殖一倍的时间为 11.7~7.9 h;由进水带入的细菌数量占总增长量的 12.22%~16.51%;且进水有机物浓度越高,负荷越大,细菌增殖越快,说明有机物浓度对反应速率有较大影响,A 段不是零级反应。

2.3 A 段污泥产量研究

2.3.1 A 段活细菌产量分析

由于 A 段为高负荷、短泥龄的反应器,为简化模型,假设与前面相同,对 A 段反应器中的活细菌质量作如下物料平衡:

起始时反应器中活细菌总质量 + 反应器中增殖的活细菌质量 + 进水带入的活细菌质量 = 终止时反应器中活细菌质量 + 出水带走的活细菌质量

$$\text{即 } Ma_{\text{起}} + \Delta A + Ma_{\text{进}} = Ma_{\text{终}} + Ma_{\text{出}} \quad (6)$$

$$\text{令 } \Delta Ma = Ma_{\text{终}} - Ma_{\text{起}}$$

$$\text{则 } \Delta A = \Delta Ma - Ma_{\text{进}} + Ma_{\text{出}}$$

$$= Vm(T_{\text{终}} - T_{\text{起}})/P - Qtm(T_{\text{进}} - T_{\text{出}})/P \quad (7)$$

$$\begin{aligned} \Delta Ma &= \Delta A + Ma_{\text{进}} - Ma_{\text{出}} \\ &= Vm(T_{\text{终}} - T_{\text{起}})/P \end{aligned} \quad (8)$$

式中 ΔMa ——反应器在测定时间内活细菌质量的变化量, g;

ΔA ——反应器在测定时间内活细菌增殖的质量, g;

$Ma_{\text{起}}, Ma_{\text{终}}$ ——起始、终止时,活性污泥中的活细菌质量, g;

$T_{\text{起}}, T_{\text{终}}$ ——起始、终止时,活性污泥脱氢酶含量, $\mu\text{gTF}/(\text{L} \cdot \text{h})$;

$T_{\text{进}}, T_{\text{出}}$ ——进水、出水中的脱氢酶含量, $\mu\text{gTF}/(\text{L} \cdot \text{h})$;

V ——反应器容积, L;

m ——一个活细菌的质量, g/个活细菌;

$Ma_{\text{进}}, Ma_{\text{出}}$ ——进水、出水中活细菌质量, g。

由本试验的菌种鉴定可知:A 段反应器中的优势微生物是大肠杆菌,占细菌总数的 90%以上;据文献报道^[4],一个大肠杆菌的质量为 1.2×10^{-13} ~ 4.1×10^{-13} g,且偏向于 4.1×10^{-13} g,由于除大肠杆菌外的细菌较少,为方便起见,本研究假设反应器里其他细菌的质量和 大肠杆菌相同,并且采用每个

活细菌的质量为 4.1×10^{-13} g/个活细菌,根据表 1 及式(6)、式(7)和式(8),对 A 段反应器中活细菌质量进行计算,结果见表 3。

表 3 A 段活细菌质量计算

项目	1	2	3
$Ma_{\text{起}}/\text{g}$	4.370	4.278	3.294
$Ma_{\text{终}}/\text{g}$	5.189	6.340	4.300
$Ma_{\text{进水}}/\text{g}$	0.36	0.288	0.184
$M_{\text{起}}/\text{g}$	35.069 4	39.841 4	40.872 8
$M_{\text{终}}/\text{g}$	51.617	64.104 7	55.474 7
$Ma_{\text{起}}/M_{\text{起}}/\%$	12.46	10.73	8.06
$Ma_{\text{终}}/M_{\text{终}}/\%$	10.03	9.88	7.75
$\Delta A/\text{g}$	1.819	2.062	1.006
$\Delta Ma/\text{g}$	2.18	2.35	1.19
$\Delta W/\text{g}$	16.548	24.263	14.602
$\Delta A/\Delta W/\%$	10.99	8.50	6.89
$\Delta Ma/\Delta W/\%$	13.17	9.68	8.15

注:表中 ΔW 为反应器净增污泥量, $\Delta W = M_{\text{终}} - M_{\text{起}}$, g; $M_{\text{起}}, M_{\text{终}}$ 为起始、终止时,反应器内污泥量, g。

由表 2、表 3 可知,虽然 A 段活性污泥中活细菌的数量很大,但活细菌的质量占活性污泥的质量份额较小,在 7.75%~12.46%之间;同样,增殖的活细菌质量只有剩余污泥量的 6.89%~10.99%,说明高负荷条件下,细菌的高速增殖不是 A 段产泥量大的根本原因。

2.3.2 A 段剩余污泥产量分析

A 段剩余污泥一部分由污泥增殖产生,另一部分来源于进水的 SS。对反应器作物料平衡方程:

反应器净增污泥总量 = 进水带入的悬浮物总量 - 出水带走的悬浮物总量 + 反应器中细菌增殖的质量 - 反应器中悬浮物代谢消耗总量

$$\text{即 } \Delta W = \Delta SS + \Delta A - \Delta SS_{\text{衰减}} \quad (9)$$

$$\begin{aligned} \Delta W &= (C_{SS_0} - C_{SS_e})Qt + V(dx/dt)t - \\ &\quad Qt(dC_{SS}/dt)t \end{aligned} \quad (10)$$

$$\text{由于 } V(dx/dt)t = Y_{\text{BOD}}(S_0 - S_e)Qt \quad (11)$$

$$V(dC_{SS}/dt)t = K_x(C_{SS_0} - C_{SS_e})Qt \quad (12)$$

代入上式,整理得:

$$\begin{aligned} \Delta W &= (C_{SS_0} - C_{SS_e})Qt + Y_{\text{BOD}}(S_0 - \\ &\quad S_e)Qt - K_x(C_{SS_0} - C_{SS_e})Qt \end{aligned} \quad (13)$$

$$\text{令 } Y_{SS} = 1 - K_x \quad (14)$$

代入上式,整理得:

$\Delta W = \{ Y_{BOD} (S_0 - S_e) + Y_{SS} (C_{SS_0} - C_{SS_e}) \} Q t \quad (15)$

式中 ΔW ——反应器净增污泥量,kgML SS;

ΔSS ——反应器由进水带入的污泥增量,g;

$\Delta SS_{\text{衰减}}$ ——反应器中衰减的 SS,g;

C_{SS_0}, C_{SS_e} ——进水、出水悬浮物浓度,kg/ m³;

S_0, S_e ——进水、出水 BOD 浓度,kg/ m³;

Q ——进水流量,m³/ d;

V ——反应器容积,m³;

K_x ——SS 衰减系数,衰减 kgSS/ kgSS;

Y_{BOD} ——代谢 BOD 所产生的微生物量,即污泥
产率系数,kg 微生物/ kg BOD;

Y_{SS} ——进水 SS 的污泥增量系数,kgML SS/
kgSS。

根据表 1、表 2 及式(10),计算 A 段剩余污泥量如表 4 所示。由表 4 可知: 高负荷 A 段反应器中活细菌的数量很大,但是增殖的活细菌质量占剩余污泥量的比例却很小,只有 6.89 %~ 10.99 %,这部分由有机物降解合成微生物的污泥产率系数 Y_{BOD} 为 0.063 8~ 0.101 5 kg 微生物/ kgBOD; 进入 A 段反应器的 SS 一部分被代谢消耗而衰减,占 SS 去除量的 10.70 %~ 15.49 %,其衰减系数 K_x 为 0.107 ~ 0.155;另一部分未转化的 SS 占剩余污泥量 89 %~ 93.12 %,它造成的污泥产率系数 Y_{SS} 却高达 0.845 ~ 0.893 kgML SS/ kgSS,绝大部分剩余污泥的增长是由这部分进水 SS 造成的,特别是通过 A

表 4 A 段剩余污泥量及污泥产率系数计算

项目	编号	1	2	3
$\Delta SS/g$		17.43	24.86	15.272
$\Delta SS_{\text{衰减}}/g$		2.701	2.659	1.676
$\Delta SS - \Delta SS_{\text{衰减}}/g$		14.728	22.201	13.596
$\Delta A/g$		1.819	2.062	1.006
$\Delta W/g$		16.548	24.263	14.602
$\Delta SS_{\text{衰减}}/\Delta SS/\%$		15.49	10.70	10.97
$\Delta A/\Delta W/\%$		11.0	8.5	6.88
$(\Delta SS - \Delta SS_{\text{衰减}})/\Delta W/\%$		89.0	91.5	93.12
$\Delta BOD/g$		17.928	25.082	15.77
$Y_{BOD}/\text{kg 微生物}/\text{kgBOD}$		0.101 5	0.082 2	0.063 8
$Y_{SS}/\text{kgML SS}/\text{kgSS}$		0.845	0.893	0.890
$K_x/\text{衰减 kgSS}/\text{kgSS}$		0.155	0.107	0.11

段的生物絮凝使 SS 的去除比初沉池高,因此而产生的泥量更大。

上述试验结果表明,A 段不设初沉池,使大量的 SS 随污水进入反应器,是造成 A 段污泥量大的真正原因。

对上述试验的 Y_{BOD}, Y_{SS} 取平均值,可得出 $Y_{BOD} = 0.083 \text{ kg 微生物}/\text{kgBOD}, Y_{SS} = 0.88 \text{ kgML SS}/\text{kgSS}$,代入式(15)得出 A 段污泥计算模式:

$\Delta W = \{ 0.083 (S_0 - S_e) + 0.88 (C_{SS_0} - C_{SS_e}) \} Q t \quad (16)$

此式仅需测定进、出水 COD、SS 及进水流量 Q ,就可以算出 A 段剩余污泥产量。

3 A 段污泥减量途径分析

根据上述试验结果,要减少 A 段产生的污泥量,主要应减少由 SS 产生的污泥量,对此采用初沉池等物理方法,并不能真正减少整个工艺中产生的污泥量。如何减少 A 段污泥量,笔者提出如下两种 A 段污泥减量的方法,见图 2。

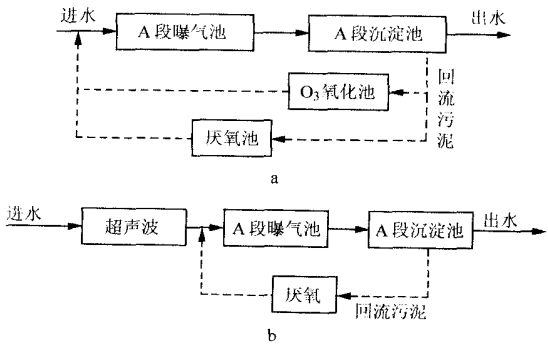


图 2 AB 工艺 A 段污泥减量方法

由于 SS 中一般含有约 50 %~ 70 %的有机物和 30 %~ 50 %的无机惰性物质;因此,可考虑在 A 段采取对 SS 的强化氧化措施,使 SS 中部分可生物降解的或难于降解的有机物,在较短时间内转化为溶解性小分子有机物,从而减少由 SS 产生的污泥,对此可考虑采用新型、高效、安全的 O₃ 氧化技术^[5]及超声波技术^[6];同时考虑采用解偶联新技术^[7],减少菌体合成量。

具体途径是:在 A 段工艺流程中的污泥回流线上增加污泥减量相关的工艺设施。方法一(见图

2a):对部分回流污泥首先采用 O_3 氧化或超声波技术进行溶胞减量,即使部分絮凝于污泥中的 SS 被强化氧化成小分子有机物,并通过溶胞强化细菌自身氧化速率,使部分细菌迅速死亡并分解成溶解性基质;同时,采用解偶联技术降低细菌细胞的合成量,即在污泥回流路线上增设厌氧段,给微生物提供一个交替好氧和厌氧的环境。也就是在 A 段曝气好氧过程中,细菌在对进水和溶胞过程中形成的基质进行代谢中所获得的 ATP,可在随后的厌氧段用作维持细胞生命活动的能量而消耗,使 ATP 不能完全用于合成新细胞;从而使微生物的合成代谢受到抑制,达到解偶联减量污泥的目的。此外,也可考虑采用方法二(见图 2b)进行污泥减量。与方法一相比,方法二可避免 O_3 氧化对污泥活性的影响;其主要特点是首先对进水采取超声波氧化,使进水 SS 中的部分可生物降解的或难于降解的大分子有机物,在较短时间内转化为溶解性小分子有机物,而减少由 SS 产生的污泥,以避免方法一溶胞过程对污泥活性的影响;然后在污泥回流路线上增设厌氧段,达到解偶联减量污泥的目的。

4 结论

(1) 当 $COD = 485 \sim 627 \text{ mg/L}$, $N_s = 2.79 \sim 3.61 \text{ kgBOD}/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ 时,AB 工艺 A 段细菌比生长速率 μ 为 $0.059 \sim 0.084 \text{ h}^{-1}$;细菌世代时间为 $11.7 \sim 7.9 \text{ h}$ 。

(2) A 段剩余污泥量中,由于增殖的活细菌质量占剩余污泥量的份额很小,只有 $6.89\% \sim 10.99\%$,细菌的高速增殖不是 A 段产泥量大的根本原因;进入 A 段反应器的 SS 一部分被代谢消耗而衰减,占 SS 去除量的 $10.7\% \sim 15.49\%$;另一部分未转化的 SS 占剩余污泥量的 $89\% \sim 93.12\%$;A 段污泥产量大的真正原因是:由于未设初沉池,大量的 SS 随污水进入 A 段及 A 段的生物絮凝强化 SS 去除造成的。

(3) A 段由有机物降解合成微生物的污泥产率系数 Y_{BOD} 为 $0.0638 \sim 0.1015 \text{ kg 微生物}/\text{kgBOD}$;进水带入未代谢转化的 SS 造成的污泥产率系数 Y_{SS} 为 $0.845 \sim 0.893 \text{ kgMLSS}/\text{kgSS}$;代谢转化的 SS,其衰减系数 K_x 为 $0.107 \sim 0.155$;可采用 $\Delta W = [0.083(S_0 - S_e) + 0.88(C_{SS_0} - C_{SS_e})]Q_t$ 进行 A 段

剩余污泥产量计算。

(4) 提出了两种 A 段污泥减量的方法,并对 A 段污泥减量途径进行了分析。

参考文献

- 1 王凯军. 城市污水生物处理新技术开发与应用. 北京: 化学工业出版社, 2001
- 2 Rob Reeb, David Holmes, Jonathan Weyers, Allan Jones. 生物分子科学实验技术. 王小菁, 李德红, 孟祥春译. 长沙: 湖南科学技术出版社, 2001
- 3 须藤隆一. 水环境净化及废水处理微生物学. 北京: 中国建筑工业出版社, 1998
- 4 V Urbain, J C Block, J Manem. Biofloculation in activated sludge: an analytic approach. Wat Res, 1993, 27(5): 829 ~ 838
- 5 Yasui H, Shibata M. An innovative approach to reduce excess sludge production in the activated sludge process. Wat Sci Tech, 1994, 30(9): 11 ~ 20
- 6 Tiehm A, Nickle K, Neis U. Ultrasonic waste activated sludge disintegration for improving anaerobic stabilization. Water Research, 2001, 35(8): 2003 ~ 2009
- 7 Chudoba P, Chudoba J, Capdeville B. The aspect of energetic uncoupling of microbial growth in the activated sludge process-OSA system. Wat Sci Tech, 1992, 26(9): 2477 ~ 2480

电话: (023)65121235

E-mail: zhoujiantt@sohu.com

修回日期: 2004-5-16

芜湖朱家桥污水处理厂工程开工

投资 3.21 亿元,占地 357 亩,污水处理能力 10 万 m^3/d 的芜湖朱家桥污水处理厂一期工程于 2004 年 7 月 20 日开工。朱家桥污水处理厂主要建设内容为厂区污水处理设施和厂外收集污水管网 141 km,污水提升泵站 18 座,总投资为 6.07 亿元。根据一次规划、分期建设的安排,一期工程按 2 个 5 万 m^3/d 系统建设,投资 1.5 亿元;同步建设污水干管 15.6 km,改建泵站 7 座,新建提升泵站 2 座,投资 1.68 亿元。该工程采用先进工艺,处理后出水水质达国家污水综合排放一级标准。工程由中国市政工程中南设计院设计,土建和设备安装工程由中建七局承建。目前污水处理厂建设已投资 6400 万元,完成了全部征地、大部分拆迁、环境影响评价、围墙工程以及工程设计、施工图审查等前期工作。收水干管建设将进行招标定标。据了解,结合新区和老城道路建设改造,芜湖市近年已在市区铺设污水管线 92 km。

(通讯员 刘 成)