

台州学院 2008 级课程设计

学号： 0836240045



www.zhulong.com

台州学院

课程设计

设计题目： 污水处理课程设计

学 院： 建筑工程学院

专 业： 给水排水工程

班 级： 2008 级 () 班

姓 名：

指导教师：

完成日期： 2011 年 12 月 1 日

答辩日期： 2011 年 12 月 2 日

台州学院课程设计任务书

课程名称	污水处理厂课程设计
设计题目	深圳市某区污水处理厂二期扩建工程设计
<p>一、教学要求</p> <p>课程设计是高等工科院校总结学生学习专业课成果、课程学习后和毕业设计前不可缺少的环节。本设计是给排水专业学生在学习完《水质工程学》课程后所进行的一项课程设计，本设计题目内容虽由工程实际中来，但予以简化，意在通过本设计培养学生综合运用所学基础理论和专业知识解决实际问题的能力，锻炼和提高收集资料，查阅文献，使用工具书的能力，绘图及撰写设计说明书、计算书的能力，并进一步提高使用计算机的水平，使同学们在课程学习完后对知识应用有全面的了解和掌握。</p> <p>二、设计原始资料</p> <p>1、城市概况</p> <p>该镇位于深圳市的北面，宝安的东北面，并与东莞接壤，与平湖、布吉、龙华及光明相邻，深莞、机荷高速公路穿境而过。山水田园旅游文化园占地 400 多亩，毗邻世界著名的高尔夫球会，是一座现代都市人的世外桃源，依山傍水，浑然天成，富有真趣。为了使河道达到环境规划目标，保护饮用水源东江水质，实现城市可持续发展战略，深圳市水污染治理指挥部办公室决定扩建该镇污水处理厂。</p> <p>2、自然条件</p> <p>(1) 地形、地貌</p> <p>全境地势东南高，西北低，大部分为低丘陵地，间以平缓的台地；西部为滨海平原。境内最高山峰为梧桐山，海拔 943.7 米。</p> <p>(2) 工程地质</p> <p>水田土壤主要为：青泥土、白泥土、黄泥土、马肝土、泥骨土，旱地土壤沙土、黄土、夜潮土等。地基承载力为 $1.2\sim 3.5\text{kg/cm}^2$，地震等级为 6 级以下，电力供应良好。</p> <p>(3) 气象资料</p> <p>属亚热带向热带过渡型海洋性气候，风清宜人，降水丰富。常年平均气温 22.5°C，极端气温最高 38.7°C，最低 1.4°C。无霜期为 355 天，平均年降雨量 1924.3 毫米，日照 2120.5 小时。最冷的一月平均温度：15.4°C（平均最高：20°C，平均最低气温：12°C，天气暖和，冷空气侵袭时有阵寒）。最热的七月平均温：28.8°C，夏秋季的台风因受山峦阻挡，直接袭击平均每年不到一次。</p>	

(4) 水文资料

该镇内河流最高洪水位+1 米，最低水位-0.5 米，平均水位为+0.5 米，地下水位为离地面 7.0 米，厂区内设计地面标高为+5.5 米。

3. 工程设计

(1) 污水量

目前该镇范围内日最大供水量已达 10 万 m^3/d ，远远超过污水处理厂已建一期处理规模 5 万 m^3/d ，污水厂二期扩建工程处理水量为 5 万 m^3/d 。

(2) 污水水质

污水混合进入污水处理厂二期工程，进水水质如下表：

指标	BOD_5 (mg/L)	COD_C (mg/L)	SS (mg/L)	$\text{NH}_3\text{-N}$ (mg/L)	TN (mg/L)	TP (mg/L)
数值	150	350	160	25	40	4

污水温度：夏季 28°C ，冬季 7°C ，平均温度为 20°C 。

(3) 出水要求

为了节约水资源，处理水再生利用，作为工业循环水冷却补充水，出水水质达到《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002) 一级 A 标准和工业循环冷却水补充水质标准。污泥经过消化处理。

(4) 工程设计规模

该市二期排水系统为完全分流制，污水处理厂设计规模主要按远期需要考虑，以便城市未来发展所需。

三、课程设计的内容

1、根据水质、水量、地区条件、施工条件和一些污水水厂运转情况选定处理方案和确定处理工艺流程。

2、拟定各种构筑物的设计流量及工艺参数。

3、选择各构筑物的类型和数目，初步进行污水处理厂的平面布置和高程布置。在此基础上确定构筑物的形式、有关尺寸安装位置等。

4、进行各构筑物的设计和计算，定出各构筑物和主要构件的尺寸，设计时要考虑到构筑物及其构造、施工上的可能性，并符合建筑模数的要求。

5、根据各构筑物的确切尺寸，确定各构筑物在平面布置上的确切位置，并最后完成平面布置。

6、污水处理厂厂区主体构筑物（生产工艺）和附属构筑物的布置，厂区道路、绿化

等总体布置。

7、绘制本设计任务书中指定的水厂平面、工艺高程图纸 2 张（1#图）。

8、写出设计说明书及计算说明书。

四、设计成果及要求

1.根据以上资料，对该城市进行污水处理厂的扩大初步设计。

2.编写设计说明计算书。

3.画出两张图：

1 号图纸：污水处理厂平面布置图。

1 号图纸：污水和污泥处理工艺高程布置图。

五、进度要求（共 1.5 周）

表 1. 进度安排表

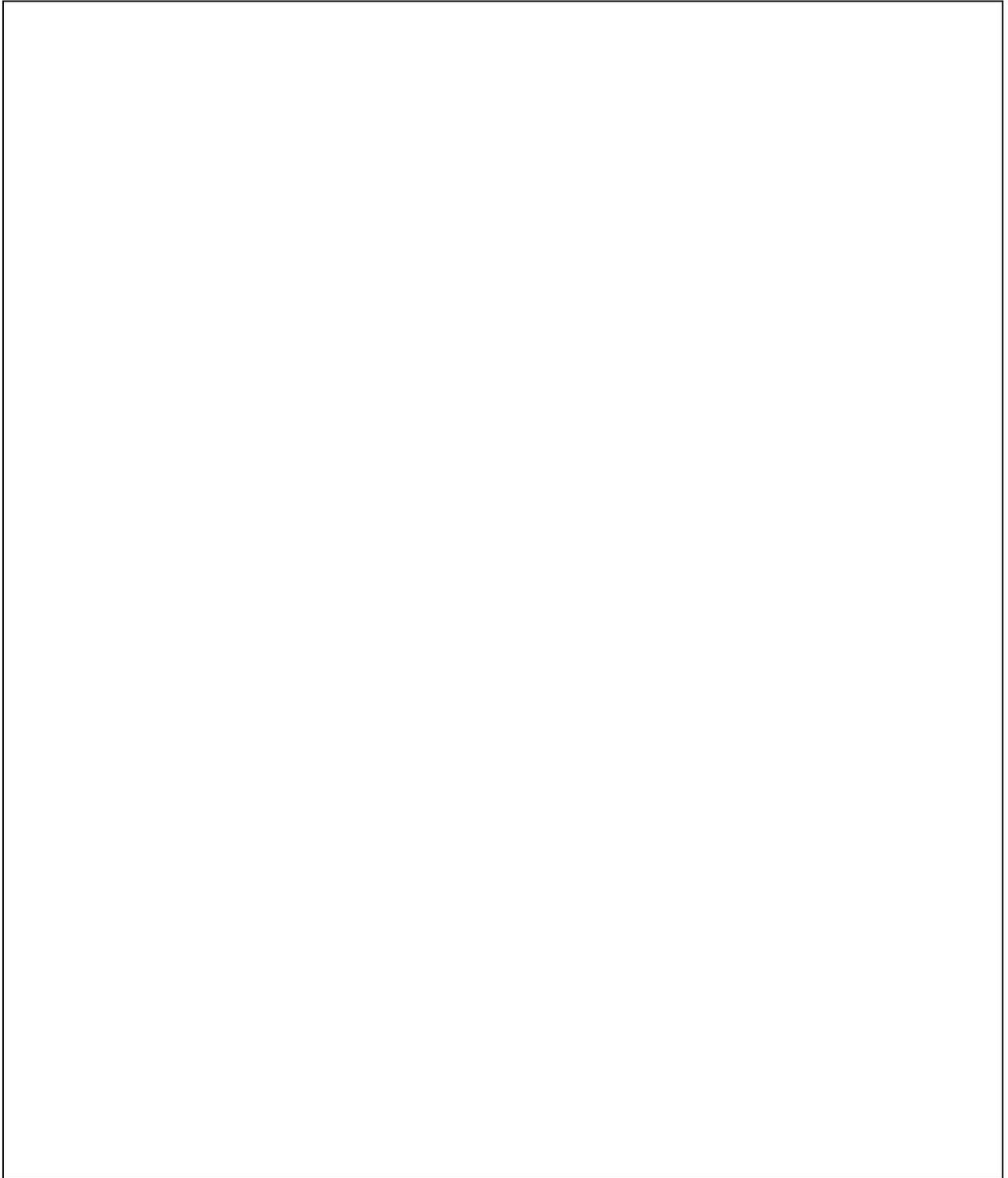
设计内容	时间安排（天）
查阅资料，确定工艺流程	3
构筑物尺寸计算	3
图纸绘制	3
编写设计说明书	3
答辩	2

六、评分标准

成绩评定由三部分组成（五级分制）：1.考勤；2.学习态度；3.成果质量

七、参考资料

- 1.《排水工程》（第四版）教材（下册）
- 2.《给水排水设计手册》第一、五、九、十一和十二册
- 3.《室外排水设计规范》
- 4.李圭白、张杰.水质工程学.中国建筑工业出版社
- 5.《城镇污水处理厂污染物排放标准》GB 18918—2002
- 6.《再生水水质标准》SL368-2006



目录

简 述.....	1
第一章 总论.....	1
1.1 设计原始资料.....	1
1.1.1 城市概况.....	1
1.1.2 自然条件.....	1
1.1.3 工程设计.....	2
1.2 污水进出水水质.....	3
第二章 污水处理工艺方案选择.....	3
2.1 工艺方案分析.....	3
2.1.1 普通活性污泥法方案.....	3
2.1.2 氧化沟方案.....	4
2.2 方案选择.....	5
2.3 氧化沟法工艺流程.....	5
第三章 污水处理工艺设计计算.....	5
3.1 污水一级处理系统.....	5
3.1.1 格栅.....	5
3.1.2 污水提升泵站.....	7
3.1.3 曝气沉砂池.....	8
3.1.4 提砂泵房与砂水分离器.....	10
3.1.5 鼓风机房.....	10
3.1.6 配水井.....	10
3.2 污水二级处理系统.....	11
3.2.1 氧化沟.....	11
3.2.2 二沉池.....	16
3.2.3 污水各指标去除率核算.....	19
3.3 污水三级处理系统.....	20

3.3.1 混合	20
3.3.2 反应（絮凝）工艺: 折板絮凝池设计.....	21
3.3.4 普通快滤池.....	21
3.3.5 接触消毒池.....	25
3.3.6 加氯间计算.....	25
3.3.7 浓缩池	26
3.3.8 消化池	28
第四章 污水处理厂总体布置.....	29
4.1 水头损失计算	29
4.2 平面布置	29
4.3 管线布置	30
4.4 高程确定	30
4.4.1 各处理构筑物的高程确定.....	30
总 结.....	30
参考文献.....	31
附图一.....	31

简 述

本课程设计是深圳市某区污水处理厂二期的初步设计和施工图设计。该处理厂处理城市污水,水质较复杂。根据设计要求,该污水处理工程进水中氮、磷含量均偏高,在去除 BOD₅ 和 SS 的同时,还需要进行脱氮除磷处理,故采用当代水处理工艺中较流行的三沟式氧化沟工艺。该工艺综合了以往工艺的优点,而且该系统可进行硝化,反硝化反应,从而达到生物脱氮除磷的功能。该系统具有高效,节能的特点,且耐冲击负荷高,出水水质好。因此,更具有广泛的适应性,完全适合本设计的实际要求。本工艺的主要构筑物包括格栅、污水泵房、曝气沉砂池、三沟氧化沟、二沉池、接触消毒池、浓缩池、污泥脱水机房等。

本设计采用三沟式氧化沟主体工艺,工艺流程简单,省去了初沉池和污泥消化系统,节省了基建投资和运行费用,同时曝气设备和构造形式多样,运行灵活,管理方便,保证出水达到工业循环水冷却补充水的标准,做到了水资源的合理利用。

第一章 总论

1.1 设计原始资料

1.1.1 城市概况

该镇位于深圳市的北面,宝安的东北面,并与东莞接壤,与平湖、布吉、龙华及光明相邻,深莞、机荷高速公路穿境而过。山水田园旅游文化园占地 400 多亩,毗邻世界著名的高尔夫球会,是一座现代都市人的世外桃源,依山傍水,浑然天成,富有真趣。为了使河道达到环境规划目标,保护饮用水源东江水质,实现城市可持续发展战略,深圳市水污染治理指挥部办公室决定扩建该镇污水处理厂。

1.1.2 自然条件

(1) 地形、地貌

全境地势东南高,西北低,大部分为低丘陵地,间以平缓的台地;西部为滨海平原。境内最高山峰为梧桐山,海拔 943.7 米。

(2) 工程地质

水田土壤主要为：青泥土、白泥土、黄泥土、马肝土、泥骨土，旱地土壤沙土、黄土、夜潮土等。地基承载力为 $1.2\sim 3.5\text{kg/cm}^2$ ，地震等级为 6 级以下，电力供应良好。

(3) 气象资料

属亚热带向热带过渡型海洋性气候，风清宜人，降水丰富。常年平均气温 22.5°C ，极端气温最高 38.7°C ，最低 1.4°C 。无霜期为 355 天，平均年降雨量 1924.3 毫米，日照 2120.5 小时。最冷的一月平均温度： 15.4°C （平均最高： 20°C ，平均最低气温： 12°C ，天气暖和，冷空气侵袭时有阵寒）。最热的七月平均温： 28.8°C ，夏秋季的台风因受山峦阻挡，直接袭击平均每年不到一次。

(4) 水文资料

该镇内河流最高洪水位+3 米，最低水位-0.5 米，平均水位为+0.5 米，地下水位为离地面 7.0 米，厂区内设计地面标高为+5.5 米。

1.1.3 工程设计

(1) 污水量

目前该镇范围内日最大供水量已达 10 万 m^3/d ，远远超过污水处理厂已建一期处理规模 5 万 m^3/d ，污水厂二期扩建工程处理水量为 5 万 m^3/d 。

(2) 污水水质

污水混合进入污水处理厂二期工程，进水水质如下表：

指标	BOD5 (mg/L)	CODCr (mg/L)	SS (mg/L)	NH3-N (mg/L)	TN (mg/L)	TP (mg/L)
数值	150	350	160	25	40	4

污水温度：夏季 28°C ，冬季 7°C ，平均温度为 20°C 。

(3) 出水要求

为了节约水资源，处理水再生利用，作为工业循环水冷却补充水，出水水质达到《城镇污水处理厂污染物排放标准》（GB 18918—2002）一级 A 标准和工业循环冷却水补充水质标准。污泥经过消化处理。

(4) 工程设计规模

该市二期排水系统为完全分流制，污水处理厂设计规模主要按远期需要考虑，以

便城市未来发展所需。

1.2 污水进出水水质

由于该污水处理需去除 BOD₅, COD_{Cr}, SS, NH₃-N, TN, TP, 出水水质要求达到《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002) 一级 A 标准和工业循环冷却水补充水质标准, 而工业循环冷却水补充水质标准的要求比《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002) 一级 A 标准要求低, 所以只要出水水质满足《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002) 一级 A 标准要求即可。出水水质要求如表 1:

指标	BOD ₅ (mg/L)	COD _{Cr} (mg/L)	SS (mg/L)	NH ₃ -N (mg/L)	TN (mg/L)	TP (mg/L)
进水	150	350	160	25	40	4
出水	10	50	10	5	15	0.5

第二章 污水处理工艺方案选择

2.1 工艺方案分析

本项目污水处理的特点: 污水以有机污染为主, BOD/COD=0.428, 可生化性较好;

针对以上特点, 以及出水要求, 现有城市污水处理技术的特点, 以采用生化处理最为经济。由于将来可能要求出水回用作冷却水。

根据国内外已运行一些污水处理厂资料的查阅, 要达到确定的治理目标, 可采用“普通活性污泥法”或“氧化沟法”。

2.1.1 普通活性污泥法方案

普通活性污泥法, 也称传统活性污泥法, 推广年限长, 具有成熟的设计及运行经验, 处理效果可靠。自 20 世纪 70 年代以来, 随着污水处理技术的发展, 本方法在艺及设备等方面又有了很大改进。在工艺方面, 通过增加工艺构筑物可以成为“A/O”或“A²O”工艺, 从而实现脱 N 和除 P。在设备方面, 开发了各种微孔曝气池, 使氧

转移效率提高到 20%以上，从而节省了运行费用。

2.1.2 氧化沟方案

氧化沟污水处理技术，是 20 世纪 50 年代由荷兰人首创。60 年代以来，这项技术在欧洲、北美、南非、澳大利亚等国已被广泛采用，工艺及构造有了很大的发展和进步。随着对该技术缺点（占地面积大）的克服和对其优点（基建投资及运行费用相对较低，运行效果高且稳定，维护管理简单等）的逐步深入认识，目前已成为普遍采用的一项污水处理技术。

据报道，1963~1974 年英国共兴建了 300 多座氧化沟，美国已有 500 多座，丹麦已建成 300 多座。目前世界上最大的氧化沟污水厂是德国路德维希港的 BASF 污水处理厂，设计最大流量为 76.9 万 m^3/d ，1974 年建成。

氧化沟工艺一般可不设初沉池，在不增加构筑物及设备的情况下，氧化沟内不仅可完成碳源的氧化，还可实现硝化和脱硝，成为 A/O 工艺；氧化沟前增加厌氧池可成为 A^2/O (A-A-O) 工艺，实现除磷。由于氧化沟内活性污泥已经好氧稳定，可直接浓缩脱水，不必厌氧消化。

氧化沟污水处理技术已被公认为一种较成功的革新的活性污泥法工艺，与传统活性污泥系统相比，它在技术、经济等方面具有一系列独特的优点。

- (1) 工艺流程简单、构筑物少，运行管理方便。一般情况下，氧化沟工艺可比传统活性污泥法少建初沉池和污泥厌氧消化系统，基建投资少。另外，由于不采用鼓风曝气的空气扩散器，不建厌氧消化系统，运行管理要方便。
- (2) 处理效果稳定，出水水质好。实际运行效果表明，氧化沟在去除 BOD_5 和 SS 方面均可取得比传统活性污泥法更高质量的出水，运行也更稳定可靠。同时，在不增加曝气池容积时，能方便地实现硝化和一定的反硝化处理，且只要适当扩大曝气池容积，能更方便地实现完全脱氮的深度处理。
- (3) 基建投资省，运行费用低。实际运行证明，由于氧化沟工艺省去初沉池和污泥厌氧消化系统，且比较容易实现硝化和反硝化，当处理要求脱氮时，氧化沟工艺在基建投资方面比传统活性污泥法节省很多（当只需去除 BOD_5 时，可能节省不多）。同样，当仅要求去除 BOD_5 时，对于大规模污水厂采用氧化沟工艺运行费用比传统活性污泥法略低或相当，而要求去除 BOD_5 且去除 $\text{NH}_3\text{-N}$ 时，氧化沟工艺运行费用就比传统活性污泥法节省较多。

(4) 污泥量少，污泥性质稳定。由于氧化沟所采用的污泥龄一般长达 20~30d，污泥在沟内得到了好氧稳定，污泥生成量就少，因此使污泥后处理大大简化，节省处理厂运行费用，且便于管理。

(5) 具有一定承受水量、水质冲击负荷的能力。水流在氧化沟中流速为 0.3~0.4m/s，氧化沟的总长为 L，则水流完成一个循环所需时间 $t=L/S$ ，当 $L=90\sim 600\text{m}$ 时， $t=5\sim 20\text{min}$ 。由于废水在氧化沟中设计水力停留时间 T 为 10~24h，因此可计算出废水在整个停留时间内要完成的循环次数为 30~280 次不等。可见原污水一进入氧化沟，就会被几十倍甚至上百倍的循环量所稀释，因此具有一定承受冲击负荷的能力。

(6) 占地面积少。由于氧化沟工艺所采用的污泥负荷较小、水力停留时间较长，使氧化沟容积会大于传统活性污泥法曝气池容积，占地面积可能会大些，但因为省去了初沉池和污泥厌氧消化池，占地面积总的来说会少于传统活性污泥法。

2.2 方案选择

由以上知，两种工艺都能达到预期的处理效果，且都为成熟工艺，但经分析比较，氧化沟法工艺方案在以下方面具有明显优势。

- (1) 氧化沟法方案在达到与传统活性污泥法同样的去除 BOD5 效果时，还能有更充分的硝化和一定的反硝化效果；
- (2) 氧化沟法管理较简单，适合该市污水处理管理技术水平现状；
- (3) 氧化沟的总投资较少；

综合以上对比分析，本工程以氧化沟法作为污水处理厂二级处理工艺。

2.3 氧化沟法工艺流程

见图 1

第三章 污水处理工艺设计计算

3.1 污水一级处理系统

3.1.1 格栅

(1) 设计说明

由于不采用池底空气扩散器形成曝气，故格栅的截污主要对水泵起保护作用，拟采用中格栅，而提升水泵选用螺旋泵，设计流量 $Q_{\max} = 0.58\text{m}^3/\text{s}$ ，总变化系数为 1.34；

(2) 格栅计算

a 栅条间隙数 n

$$n = \frac{Q_{\max} \sqrt{\sin \alpha}}{bhv}$$

式中 Q_{\max} ——最大设计流量, m^3/s ;

α ——格栅倾角, 取 $\alpha = 60^\circ$;

b ——格条间隙, 取 $b = 0.016m$;

n ——栅条间隙数;

h ——栅前水深, 取 $h = 0.6m$;

v ——过栅流速, 取 $v = 0.9m/s$;

格栅设两组, 按两组同时工作设计, 一备一用;

$$\text{则 } n = \frac{0.58 \times \sqrt{\sin 60^\circ}}{0.016 \times 0.6 \times 0.9} \approx 62(\text{条})$$

b 栅槽有效宽度 B

栅条宽度一般比格栅宽 $0.2 \sim 0.3m$, 取 $0.2m$;

设栅条宽度 $S = 10mm(0.01m)$

则栅槽宽度 $B = S(n-1) + bn = 0.01 \times (62-1) + 0.02 \times 62 = 1.8m$

c 通过格栅的水头损失 h_1

进水渠道渐宽部分的长度 L_1 : 设进水渠道宽为 $1.0m$, 其渐宽部分展开角度

$\alpha_1 = 20^\circ$ (进水渠道内的流速为 $0.75m/s$);

$$L_1 = \frac{B - B_1}{2 \tan \alpha_1} = \frac{1.8 - 1.0}{2 \tan 20^\circ} = 1.1m$$

栅槽与出水渠道连接处的渐窄部分长度: $L_2 = \frac{L_1}{2} = \frac{1.1}{2} = 0.55m$

d 通过格栅的水头损失 h_1

$$h_1 = h_0 k$$

$$h_0 = \xi \frac{v^2}{2g} \sin \alpha, \quad \xi = \beta \left(\frac{S}{b} \right)^{4/3}$$

式中 h_1 ——设计水头损失；

h_0 ——计算水头损失；

g ——重力加速度， m^2/s ；

k ——系数，格栅受污物堵塞时水头损失增大倍数，一般采用 3；

ζ ——阻力系数，与栅调断面形状有关，设栅条断面为半圆形的矩形断面， $\beta = 1.79$ ；

$$h_1 = k \frac{v^2}{2g} \sin \alpha \cdot \beta \left(\frac{S}{b} \right)^{4/3} = 3 \times \left(\frac{0.9^2}{2 \times 9.8} \right) \times \sin 60^\circ \times 1.79 \times \left(\frac{0.01}{0.016} \right)^{4/3} = 0.10m$$

e 栅后槽总高度 H

设栅前渠道超高 $h_2 = 0.3m$ ；

$$H = h + h_1 + h_2 = 0.6 + 0.10 + 0.3 = 1.00m$$

f 栅槽总长度 L

$$L = L_1 + L_2 + 1.0 + 0.5 + \frac{H_1}{\tan \alpha} = 1.1 + 0.5 + 1.0 + 0.5 + \frac{0.6 + 0.3}{\tan 60^\circ} = 3.62m$$

g 每日栅渣量 W

$$W = \frac{Q_{\max} W_1 \times 86400}{K \times 1000} = \frac{0.58 \times 0.10 \times 86400}{1.34 \times 1000} = 3.75m^3/d$$

式中, W_1 为栅渣量, $m^3/103m^3$ 污水, 格栅间隙为 16~25mm 时, $W_1=0.10 \sim 0.05m^3/103m^3$ 污水; 本工程格栅间隙为 16mm, 取 $W_1=0.10 m^3/103m^3$ 污水。

拦截污物量大于 $0.2m^3/d$, 采用机械格栅。

污物的排除采用机械装置: $\phi 300$ 螺旋输送机, 选用长度 $l=8m$ 的一台。

3.1.2 污水提升泵站

(1) 设计说明 采用氧化沟工艺方案, 污水处理系统简单, 对于扩建的二期污水处理厂, 污水只考虑一次提升。污水经提升后入曝气沉砂池。

采用 LXB-1300 型螺旋泵 3 台, 2 用 1 备。该泵提升流量为 $1100 \sim 1300 m^3/h$, 转速 $42r/min$, 功率 $45KW$ 。

提升泵房 螺旋泵泵体室外安装, 电机、减速机、电控柜、电磁流量计显示器室内安装, 另外考虑一定检修空间。

提升泵房占地面积为 $(15.0+0.5+11.0)\times 10.0=265.0\text{ m}^2$,其工作间占地面积为 $10.0\times 10.0=110.0\text{ m}^2$

3.1.3 曝气沉砂池

(1) 设计说明

污水经螺旋泵提升后进入平流曝气沉砂池，共两组对称于提升泵房中轴线布置，每组分为两格。

沉砂池池底采用多斗集砂，沉砂由螺旋离心泵自斗底抽送至高架砂水分离器，砂水分离通入压缩空气洗砂，污水回至提升泵前，净砂直接卸入自卸汽车外运。

(2) 池体设计计算

a 曝气沉砂池有效容积 (V)

$$V = 60Q_{\max}t$$

式中 Q_{\max} ——最大设计流量，为 $0.58\text{ m}^3/\text{s}$;

t ——最大设计流量时的流行时间， $t=2.0\text{ min}$;

$$\text{则 } V = 60 \times 0.58 \times 2.0 = 69.6\text{ m}^3$$

b 水流断面积

$$A = \frac{Q_{\max}}{v}$$

式中， v 为最大设计流量时的水平流速，取 $v=0.1\text{ m/s}$;

$$A = \frac{0.58}{0.1} = 5.8\text{ m}^2$$

c 池长

$$L = \frac{V}{A} = \frac{69.6}{5.8} = 12\text{ m}$$

d 池总宽度

$$B = \frac{A}{h_2}$$

式中， h_2 为设计水深，取 $h_2=2.5\text{ m}$;

$$B = \frac{5.8}{1.5} = 3.9\text{ m}$$

e 每个池子宽度 b

沉砂池设两格, $n=2$

$$b = \frac{B}{2} = \frac{3.9}{2} = 1.95m$$

宽深比为 $\frac{b}{h_2} = \frac{1.95}{1.5} = 1.3$, 满足要求;

f 沉砂量体积 V

$$V = \frac{Q_{\max} X T \times 86400}{K \times 10^6}$$

式中 X ——污水沉砂量, 取 $X=30m^3/10^6m^3$ 污水;

T ——清除沉砂的间隔时间, 取 $T=20d$;

K ——污水流量总变化系数, 取 $K=1.34$;

$$\text{则 } V = \frac{0.58 \times 30 \times 2 \times 86400}{1.34 \times 10^6} = 2.24m^3$$

g 沉砂室沉砂斗体积 V_0

设沉砂斗为沿池长方向的梯形断面渠道, 沉砂斗体积为:

$$V_0 = \frac{a + a_1}{2} \times h_3 \times L$$

式中 a ——沉砂斗上顶宽, 取 $a=1m$;

a_1 ——沉砂斗下底宽, 取 $a_1=0.5m$;

h_3 ——沉砂斗高度, 取 $h=0.3m$;

沉砂室坡向沉砂斗的坡度为 $i=0.1 \sim 0.5$; 沉砂斗侧壁与水平面的夹角 $\alpha \geq 55^\circ$;

$$\text{则 } V_0 = \frac{1 + 0.5}{2} \times 0.3 \times 12 = 2.7m^3$$

设两座沉砂池, 体积为 $5.4m^3$, 两天排砂一次;

h 沉砂池总高度 H

$$H = h_1 + h_2 + h_3 = 0.3 + 2.5 + 0.3 = 3.1m$$

式中 h_1 ——沉砂池超高, 取 $h_1=0.3m$;

(3) 曝气系统设计计算 采用鼓风曝气系统, 罗茨鼓风机供风, 穿孔管曝气。

每小时所需空气量 q

$$q = 3600dQ_{\max}$$

式中, d 为每立方米污水所需空气量, 取 $d=0.2 m^3/10^3m^3$ 污水;

$$\text{则 } q = 3600 \times 0.2 \times 0.58 = 417.6 \text{ m}^3$$

供气压力 $p=19.6\text{kPa}$

穿孔管布置：于每格曝气沉砂池池长边两侧分别设置 2 根穿孔曝气管，每格 2 根，共 4 根。

曝气管管径 DN100mm，送风管管径 DN150mm。

3.1.4 提砂泵房与砂水分离器

选用直径 0.5m 钢制压力式旋流砂水分离器两台。砂水分离器外形高度 $H_1=10.0\text{m}$ ，入水口离地面相对高程为 9.0m，则抽砂泵静扬程为 $H_0=9.0-(-2.1)=11.1\text{mH}_2\text{O}$ ，砂水分离器入口的压力为 $H_2=0.1\text{MPa}=10.0\text{mH}_2\text{O}$

则抽砂泵所需扬程为

$$H=H_0+H_2=11.1+10.0=21.1\text{mH}_2\text{O}$$

每组曝气沉砂池设提砂泵房一座，配两台提砂泵，一用一备，共 4 台。

选用螺旋离心泵， $Q=21.0\text{ m}^3/\text{h}$ ， $H=21.1\text{mH}_2\text{O}$ ，电动机功率为 $N=11.0\text{kW}$ 。

提砂泵房平面尺寸： $L \times B = (7.2 \times 3.3)\text{ m}^2$

3.1.5 鼓风机房

砂水分离后，通入气水混合液洗砂，气和水分别冲洗或联合冲洗。气和水的冲洗强度均为 $10\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ，则用气量为 $1.1\text{m}^3/\text{min}$ 。

洗砂用压缩空气与曝气沉砂池，均来自鼓风机房。鼓风机总供气量为 $27.2\text{m}^3/\text{min}$ 。

选用 TSO-150 罗茨鼓风机三台，二用一备，单台 $Q_s=15.9\text{ m}^3/\text{min}$ ， $P=19.6\text{kPa}$ ， $N=11.0\text{kW}$ 。

鼓风机房 $(9.9 \times 4.5)\text{ m}^2$ 。

3.1.6 配水井

曝气沉砂后污水进入配水井向氧化沟配水，每两组氧化沟设配水井一座，同时回流污泥也经配水井向氧化沟分配。配水井尺寸 $\phi 10 \times 5.0\text{m}$ 。

配水井设分水钢闸门两座，选用 SYZ 型闸门规格为 $\phi 800\text{mm}$ ，配手摇式启闭机两台 (2t)。有效水深为 3.5m。

3.2 污水二级处理系统

3.2.1 氧化沟

(1) 设计说明

拟用三沟氧化沟（T型），去除 COD 与 BOD 之外，还具有硝化和一定的脱氮除磷作用，以使出水能达到排放及回用标准。

氧化沟采用垂直轴曝气机进行搅拌、推进、充氧，部分曝气机配置变频调速器。相应于每组氧化沟内安装在线溶解氧测定仪，溶解氧讯号传至中控室微机，给微机处理后再反馈至变频调速器，实现曝气根据溶解氧自动控制。

设计流量 $Q=50000\text{m}^3/\text{d}$;

设计进水水质 BOD_5 浓度 $S_0=150\text{mg/L}$ ， $\text{SS}=160\text{mg/L}$ ， $\text{TN}=40\text{mg/L}$ ， $\text{NH}_3\text{-H}=25\text{mg/L}$ ，

$\text{TP}=4\text{mg/L}$ ， $\text{COD}_{\text{Cr}}=350\text{mg/L}$ ，最低水温 $T=7^\circ\text{C}$ ，最高温度 $T=28^\circ\text{C}$ ；

设计出水水质出水 BOD_5 浓度 $S=10\text{mg/L}$ ， $\text{SS}=10\text{mg/L}$ ， $\text{TN}=15\text{mg/L}$ ， $\text{NH}_3\text{-H}=5\text{mg/L}$ ， $\text{TP}=0.5\text{mg/L}$ ， $\text{COD}_{\text{Cr}}=50\text{mg/L}$ ，假定污泥产率系数 $Y=0.55$ ，混合液悬浮固体浓度 $\text{MLSS}=4000\text{mg/L}$ ，混合液挥发性悬浮固体浓度 $\text{MLVSS}=2800\text{mg/L}$ ， $f=0.7$ ，污泥龄 $\theta_c=25\text{d}$ ，内源代谢系数 $K_d=0.055$ ； 20°C 时的脱硝率 $q_{\text{dn}}=0.035\text{Kg}$ （还原的 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ ）/（ $\text{KgMLVSS} \cdot \text{d}$ ）

(2) 去除 BOD_5

氧化沟出水溶解性 BOD_5 浓度 S_1 ，为了保证氧化物出水 BOD_5 浓度，必须控制氧化沟出水所含溶解性 BOD_5 浓度 S_2 ， $S_2=S-S_1$

S_1 为出水中 VSS 所构成的 BOD_5 浓度

$$S_1 = 1.42(VSS / TSS) \times \text{出水} TSS \times (1 - e^{-0.23 \times 5})$$

$$= 1.42 \times 0.7 \times 10 \times (1 - e^{-0.23 \times 5}) = 6.80$$

$$S_2 = S - S_1 = 10 - 6.80 = 3.20$$

a 好氧区容积 V_1 ，好氧区容积计算采用动力学计算方法：

$$V_1 = \frac{Y\theta_c Q(S_0 - S)}{X_V(1 + K_d\theta_c)} = \frac{0.55 \times 25 \times 50000(0.15 - 0.0032)}{2.8(1 + 0.055 \times 25)} = 15176\text{m}^3$$

b 好氧区水力停留时间 t_1

$$t_1 = \frac{V_1}{Q} = \frac{15176}{50000} = 0.303(d) = 7.3(h)$$

c 剩余污泥量 Δx

$$\Delta x = Q\Delta S\left(\frac{Y}{1+K_d\theta_C}\right) + QX_1 - QX_C = 50000 \times (0.15 - 0.0032) \times \left(\frac{0.55}{1+0.055 \times 25}\right) + 50000 \times 0.028 - 50000 \times 0.010 = 1447.4(KgDs/d)$$

去除 1Kg BOD5 产生的干污泥量为

$$\frac{\Delta x}{Q(S_0 - S)} = \frac{1447.4}{50000 \times (0.15 - 0.01)} = 0.207(KgDs / KgBOD_5)$$

(3) 脱氮

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

$$14^\circ\text{C} \text{ 时 } q_{dn} = 0.035 \times 1.08^{(14-20)} = 0.022 \text{ (还原的 } NO_3^- - N \text{) / (KgMLVSS} \cdot \text{d)}$$

b 脱氮所需的容积

$$V_2 = \frac{QN_r}{q_{dn}X_V} = \frac{50000 \times 20.5}{0.022 \times 2800} = 16640m^3$$

c 脱氮水力停留时间 t_2

$$t_2 = \frac{V_2}{Q} = \frac{16640}{50000} = 0.333(d) = 8.0(h)$$

需氧化的氨氮量 N_1 ，氧化沟产生的剩余污泥中含氮率约为 12%，则用于生物合成的总氮量为

$$N_0 = \frac{0.12 \times 1067.05 \times 1000}{50000} = 2.56(mg/l)$$

需要氧化的氨氮量 $N_1 = \text{进水 TN} - \text{出水 NH}_3\text{-H} - \text{生物合成所需氮 } N_0$

$$N_1 = 40 - 5 - 2.56 = 32.44(mg/l)$$

$$\text{脱氮量 } N_r = \text{进水 TN} - \text{出水 TN} - N_0 = 40 - 15 - 2.56 = 22.44(mg/l)$$

d 氧化沟所需总容积 V 及停留时间 t

$$V = V_1 + V_2 = 15176 + 16640 = 31816m^3$$

$$t = \frac{V}{Q} = \frac{31816}{50000} = 0.636(d) = 15.3(h)$$

e 校核污泥负荷

$$N = \frac{QS_0}{XV} = \frac{50000 \times 0.150}{2.8 \times 31816} = 0.084(KgDs / KgBOD_5)$$

(4) 需氧量计算

a 设计需氧量 AOR

AOR=去除 BOD₅ 需氧量-剩余污泥中的 BOD₅ 的需氧量+去除 NH₃-H 耗氧量-剩余污泥中 NH₃-H 的耗氧量-脱氮产氧量

b BOD 需氧量 D_1

$$D_1 = \alpha Q(S_0 - S) + bVX = 0.52 \times 50000 \times (0.15 - 0.01) + 0.12 \times 31816 \times 2.8 = 14330(Kg / d)$$

c 剩余污泥中 BOD₅ 的需氧量 D_2

$$D_2 = 1.42 \times \Delta X_1 = 1.42 \times 1067.05 = 1515.2(Kg / d)$$

去除 NH₃-H 的需氧量 D_3 , 每 1KgNH₃-H 硝化需消耗 4.6KgO₂

$$D_3 = 4.6(\text{进水}TN - \text{出水}NH_3 - H)Q / 1000 = 4.6 \times (40 - 5) \times 50000 / 1000 = 8050(Kg / d)$$

d 剩余污泥中 NH₃-H 的耗氧量 D_4

$$D_4 = 4.6 \times \text{污泥含氮率} \times \text{氧化沟剩余污泥} \Delta X_1 = 4.6 \times 0.12 \times 1067.05 = 589.0(Kg / d)$$

e 脱氮产氧量 D_5 , 每还原 1KgN₂ 产生 2.86KgO₂;

$$D_5 = 2.86 \times \text{脱氮量} = 2.86 \times 22.44 \times 50000 / 1000 = 3209.0(Kg / d)$$

f 总需氧量

$$AOR = D_1 - D_2 + D_3 - D_4 - D_5 = 14330 - 1515.2 + 8050 - 589 - 3209 = 17066(Kg / d)$$

考虑安全系数 1.4, 则 $AOR = 1.4 \times 17066 = 23892(Kg / d)$

校核去除每 1KgBOD₅ 的需氧量为

$$\frac{23892}{50000(0.15 - 0.01)} = 2.41(\text{KgO}_2 / \text{KgBOD}_5)$$

氧化沟设计规程规定在 $1.6 \sim 2.5(\text{KgO}_2 / \text{KgBOD}_5)$

g 标准状态下需氧量 SOR

$$SOR = \frac{AOR \cdot C_{S(20)}}{\alpha(\beta\rho C_{S(T)} - C) \times 1.024^{(T-20)}}$$

$C_{S(20)}$ —— 20°C 时氧的饱和度, 取 $C_{S(20)} = 9.17\text{mg/l}$;

$C_{S(28)}$ —— 28°C 时氧的饱和度, 取 $C_{S(28)} = 7.95\text{mg/l}$;

C —— 溶解氧浓度 ;

α —— 修正系数, 取 0.85 ;

T —— 进水最高温度, °C ;

$$\rho = \frac{\text{所在地区实际气压}}{1.013 \times 10^5} = \frac{0.921 \times 10^5}{1.031 \times 10^5} = 0.909 ;$$

$$SOR = \frac{23892 \times 9.17}{0.85(0.95 \times 0.909 \times 7.95 - 2) \times 1.024^{(28-20)}}$$

$$= 43823(\text{KgO}_2 / \text{d}) = 1826(\text{KgO}_2 / \text{h})$$

校核去除每 1KgBOD₅ 的标准需氧量为

$$\frac{43823}{50000(0.15 - 0.01)} = 6.26(\text{KgO}_2 / \text{KgBOD}_5)$$

(5) 氧化沟尺寸计算

设氧化沟四座, 工艺反应的有效系数 $f_a = 0.58$,

a 单座氧化沟容积

$$V_{\text{单}} = \frac{V_{\text{总}}}{4 \times f_a} = \frac{31816}{4 \times 0.58} = 13713\text{m}^3$$

三组沟道采用相同的容积, 则每组沟道容积

$$V_{\text{单沟}} = \frac{13713}{3} = 4571\text{m}^3$$

b 每组沟道单沟宽度 $B=9\text{m}$, 有效水深 $h=3.5\text{m}$, 超高为 0.5m , 中间分隔墙厚度为

b=0.25m;

则每组沟道面积

$$A = \frac{V_{\text{单沟}}}{h} = \frac{4571}{3.5} = 1306m^2$$

c 弯道部分的面积

$$A_1 = \left(B + \frac{0.25}{2}\right)^2 \pi = \left(9 + \frac{0.25}{2}\right)^2 \pi = 261.6m^2$$

d 直线段部分面积

$$A_2 = A - A_1 = 1306 - 261.6 = 1044.4m^2$$

e 直线段长度

$$L = \frac{A_2}{2 \times B} = \frac{1044.4}{2 \times 9} = 58m, \text{取} 58m$$

f 进水管和出水管

$$\text{进水管流量 } Q_1 = \frac{Q}{4} = \frac{50000}{4} = 12500(m^3/d) = 0.145(m^3/s) \text{ 管道流速}$$

$v = 0.8m/s$;

g 管道过水断面

$$A = \frac{Q}{v} = \frac{0.145}{0.8} = 0.181m^2$$

h 管径

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.181}{3.1415}} = 0.480m, \text{取} 0.5m(500mm)$$

i 校核管道流速

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0.145}{\left(\frac{0.5}{2}\right)^2 \pi} = 0.74m/s$$

(6) 出水堰及出水竖井

出水堰：出水堰计算按薄壁堰来考虑；

$$Q = 1.86bH^{\frac{3}{2}}$$

式中 b——堰宽；

H——堰上水头，取 0.03m；

$$b = \frac{Q}{1.86H^{\frac{3}{2}}} = \frac{0.145}{1.86 \times 0.03^{\frac{3}{2}}} = 15m$$

出水堰分为三组，每组宽度 $b_1 = \frac{b}{3} = 5m$

出水竖井：考虑可调式出水堰安装要求，在堰两边各留 0.3m 的操作距离；

出水竖井长 $L = 0.3 \times 2 + 4 = 4.6m$

出水竖井宽 $B = 1.5m$ ；

则出水竖井平面尺寸为 $B = 4.6m \times 1.5m$ ；

(7) 设备选择

转刷曝气机

单座氧化沟需氧量 SOR_1 ：

$$SOR_1 = \frac{SOR}{n} = \frac{43823}{4} = 10955(KgO_2/d) = 456.5(KgO_2/h)$$

采用直径 $D=1000mm$ 的转刷曝气机，充氧能力为 $4.5[KgO_2/(m \cdot h)]$ ，单台转刷曝气机有效长度为 $9m$ ，动力效率为 $2.5[KgO_2/(Kw \cdot h)]$

$$\text{转刷曝气机有效长度 } L = \frac{SOR_1}{4.54} = \frac{456.5}{4.5} = 101.5m, \text{ 取 } 102m ;$$

所需曝气转刷台数 $\frac{n}{9} = 11.3$ ，取 12 台，(中间为 8 台，两侧边沟各 2 台)

$$\text{单台转刷所需轴功率为 } \frac{SOR_1}{2.5 \times 8} = \frac{456.5}{2.5 \times 8} = 22.8(Kw \cdot h)$$

单台转刷所需电机功率为 $25.3(Kw \cdot h)$

潜水推进器：两侧边沟各设两台潜水推进器，共四台，每台电机功率为 $N = 3Kw$

电动可调旋转堰门：氧化沟每个边沟设电动可调旋转堰门 3 台共 6 台，堰门宽度 $B=4m$ ，可调高度 $h=0.3m$ ，电机功率 $N = 0.55Kw$

3.2.2 二沉池

(1) 设计说明

如今在设计沉淀池时，多数选用平流式和辐流式沉淀池。为了使沉淀池内水流更稳（如避免横向错流、异重流对沉淀的影响、出水束流等）、进出水配水更均匀、存

排泥更方便，常采用圆形辐流式二沉池。向心式辐流沉淀池属于圆形辐流式二沉池，其采用周边进水、周边出水，由资料表明，通过多年来的实际和理论分析，此种形式的辐流沉淀池，容积利用系数比普通沉淀池高 17.4%，出水水质也能提高 20.0%~24.2%（以出水 SS 和 BOD₅ 指标衡量）。

该污水厂设计采用周边进水周边出水辐流式沉淀池。

设计流量 $Q=50000\text{m}^3/\text{d}=2083\text{m}^3/\text{h}$

固体负荷 $q_s=200\text{-}250\text{KgSS}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$

水力停留时间 $T=2.0\text{h}$

设计污泥回流比 $R=50\%$

(2) 池体设计计算

a 沉淀池部分水面面积 F

采用两座向心辐流沉淀池，表面负荷取 $q=1.0\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$

$$F = \frac{Q_{\max}}{nq} = \frac{2083}{2 \times 1.0} = 1041\text{m}^2$$

b 二沉池直径 D

$$D = \sqrt{\frac{4F}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 1041}{\pi}} = 36.0\text{m}$$

取 $D=36.0\text{m}$;

c 校核堰口负荷 q

$$q = \frac{Q_0}{3.6\pi D} = \frac{1041}{3.6 \times 3.14 \times 36} = 2.56 < 4.34[\text{L}/(\text{S} \cdot \text{m})]$$

d 校核固体负荷 G

$$G = \frac{24 \times (1+R)Q_0 X}{F} = \frac{24 \times (1+0.5) \times 1041 \times 4.0}{1041} = 144[\text{Kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})]$$

X——混合液悬浮固体浓度，这里取 $X=3000\text{mg/L}$;

R——污泥回流比，0.5;

计算所得的 $G=144[\text{Kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})]$ 在正常范围内;

e 澄清区高度 h_1 设沉淀池沉淀时间 $t=2.5\text{h}$;

$$h_1 = \frac{Q_0 t}{F} = \frac{1041 \times 2.5}{1041} = 2.5\text{m}$$

f 污泥区高度 h_2 设污泥停留时间 $t=2h$;

$$h_2 = \frac{2T(1+R)QX}{24(X+X_r)F} = \frac{2 \times 2 \times (1+0.5) \times 50000 \times 3.0}{24 \times (3.0+9.0) \times 1041} = 3.0m$$

X_r ——二沉池底流浓度，取 9000mg/L;

g 池边水深 h 缓冲池高度为 0.3m;

$$h = h_1 + h_2 + 0.3 = 2.5 + 3.0 + 0.3 = 5.8m$$

h 污泥斗高 h_3

设污泥斗底直径 $D_2=1.0m$, 上口直径 $D_1=2.0m$, 斗壁与水平夹角 60°

则

$$h_3 = \left(\frac{D_2}{2} - \frac{D_1}{2} \right) \times \tan 60^\circ = \left(\frac{2}{2} - \frac{1}{2} \right) \times \tan 60^\circ = 0.87m$$

i 池总高 H 二次沉淀池拟采用单管吸泥机排泥，池底坡度取 0.01，排泥设备中心立柱的直径为 1.5m; 池中心与池边落差为

$$h_4 = \frac{36.0 - 2.0}{2} \times 0.01 = 0.17m$$

超高 $h_5=0.3m$;

故池总高

$$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 = 2.5 + 3.0 + 0.87 + 0.17 + 0.3 = 6.84m$$

(3) 流入槽设计 采用环形平底槽，等距设布水孔，孔径 50mm，并加入 100mm 长短管;

a 槽中水深 设流入槽宽 $B=0.8m$, 槽中流速取 $v=1.4m/s$;

$$h = \frac{Q_0(1+R)}{3600vB} = \frac{1041 \times (1+0.5)}{3600 \times 1.4 \times 0.8} = 0.39m$$

b 布水孔数 n

$$\text{布水孔平均流速 } V_n = \sqrt{2tv}G_m$$

式中 v_n ——配水孔平均流速，0.3~0.8m/s;

t ——导流絮凝区平均停留时间，池周有效水深为 2~4m 时，取 360~720s;

v ——污水的运动粘度，与水温有关;

G_m ——导流絮凝区的平均速度梯度，一般可取 $10\sim 30\text{ s}^{-1}$

取 $t=650\text{ s}$, $G_m = 20\text{ s}^{-1}$, 水温为 20°C 时, $\nu = 1.06 \times 10^{-6}\text{ m}^2/\text{s}$

故 $V_n = \sqrt{2t\nu G_m} = \sqrt{2 \times 650 \times 1.06 \times 10^{-6} \times 20} = 0.74(\text{m/s})$, 则布水孔数为

$$n = \frac{Q_0(1+R)}{3600v_n S} = \frac{1041 \times (1+0.5)}{3600 \times 0.74 \times \frac{\pi}{4} \times 0.05^2} = 298(\text{个})$$

c 孔距 l

$$l = \frac{\pi(D+B)}{n} = \frac{\pi(36+0.8)}{298} = 0.388\text{m}$$

d 校核 G_m

$$G_m = \left(\frac{v_1^2 - v_2^2}{2t\nu} \right)^{1/2}$$

式中 v_1 ——配水孔水流收缩断面的流速, m/s , $v_f = \frac{v_n}{\zeta}$ 因设有短管, 取 $\zeta = 1$;

v_2 ——导流絮凝区平均向下流速, m/s , $v_2 = \frac{Q}{f}$

f ——导流絮凝区环形面积, m^2 ;

设导流絮凝区的宽度与配水槽同宽, 则

$$v_2 = \frac{Q_0(1+R)}{3600\pi(D+B)B} = \frac{1041(1+0.5)}{3600 \times \pi \times (36+0.8) \times 0.8} = 0.0047(\text{m/s})$$

$$G_m = \left(\frac{v_1^2 - v_2^2}{2t\nu} \right)^{1/2} = \left(\frac{0.74^2 - 0.0047^2}{2 \times 650 \times 1.06 \times 10^{-6}} \right)^{1/2} = 19.9\text{ s}^{-1}$$

G_m 在 $10\sim 30$ 之间, 符合要求;

3.2.3 污水各指标去除率核算

经《邯郸市东污水处理工程设计与运行效果》以及《污水处理高级技术工艺》的实际运行数据可查: 溶解性 BOD_5 的去除率为 95%; COD_{cr} 的去除率为 90%; SS 的去除率为 95%; $\text{NH}_3\text{-N}$ 的去除率为 95%; TN 的去除率为 65%; TP 的去除率为 70%; 而本设计的水质各指标去除率为

指标	BOD5 (mg/L)	CODCr (mg/L)	SS (mg/L)	NH3-N (mg/L)	TN (mg/L)	TP (mg/L)
进水	150	350	160	25	40	4
去除率	95%	90%	95%	95%	65%	70%
出水	7.5	35	8	1.25	14	1.2
要求	10	50	10	5	15	0.5

可见，经过二级处理，除 TP 外的各项指标均能达到出水水质要求，所以 TP 还需再进一步处理。

3.3 污水三级处理系统

因为在经过二次处理后，TP 含量未达到出水水质要求，在三级处理工艺采用(PAC)化学除磷，使 TP 达到出水水质要求。



3.3.1 混合

(1) 投药工艺及投药间的设计计算

设计混合采用玻璃钢管式静态混合器，选用聚氯化铝为混凝剂，有效成分 Al 为 6% (60gAl/KgAlCl₃ 药液)，密度为 1.3kg/l，经过二级处理系统，TP 含量为 1.0mg/l，出水水质要求 TP=0.5mg/l，则 P 的负荷为 $P\text{负荷} = 50000 \times (1 - 0.5) \times 10^{-3} = 25\text{Kg}/d$

设计采用的投佳系数 β 为 1.5

则 Al 的投加量为 $1.5 \times \frac{27}{31} \times 25 = 32.7\text{KgAl}/d$

折算所需的药剂量为 $32.7 \times 1000 / 60 = 544.5\text{Kg}/d$ 的 AlCl₃

折算后需要的药剂体积量为 $544.5 / 1.3 = 419\text{L}/d$

由于处理厂规模较小，每日耗药量也不是很多，所以选择三个容积 500L 的药液贮槽，每日配药 1 次。

(2) 计量泵

加药采用计量泵湿式投加，流量为 17.5L/s；

安装两台，一用一备。计量泵型号为 J-Z20/40，单台的设计流量为 20L/s。

(3) 药剂仓库计算：

药剂仓库与加药间应连在一起, 储存量一般按 30d 用量计算。仓库内应设有磅秤, 并留有 1.5m 的过道, 尽可能考虑汽车运输的方便。

市售聚合氯化铝 (PAC) 每袋质量是 50kg

则 30d 储存量为 $544.5 \times 30 / 50 = 327$ 袋

储存空间体积 $V = 327 \times 0.6 \times 0.2 \times 0.5 = 20m^3$

最大允许堆放高度为 2.0m

3.3.2 反应 (絮凝) 工艺: 折板絮凝池设计

设计两座, 每座设 2 组, 每组设计水量为 $0.289m^3/s$ 。两组之间的隔墙厚取 200mm, 采用三段式, 总絮凝时间 18min, 第一段为相对折板, 第二段为平行折板, 第三段为平行直板。絮凝池布置如下图。

速度梯度 G 要求由 $90s^{-1}$ 减至 $20s^{-1}$ 左右, 絮凝池总 GT 值大于 2×10^4 。絮凝池与沉淀池合建, 为配合沉淀池, 单座絮凝池实际宽采用 14m; 絮凝池有效水深 H_0 采用 3.8m。

3.3.3 沉淀工艺设计

絮凝池设独立的两座, 故沉淀池与之相对应, 设 2 座。采用平流沉淀池, 每座设计流量为 $0.289m^3/s$ 。按沉淀时间和水平流速计算方法计算, 沉淀时间取 1.5h, 水平流速取 12mm/s。

沉淀排泥是否顺畅关系到沉淀池净水效果, 当排泥不畅、泥渣淤积过多时, 将严重影响出水水质。排泥方法有多斗重力排泥、穿孔管排泥和机械排泥。机械排泥具有排泥效果好、可连续排泥、池底结构简单、劳动强度小、操作方便可以配合自动化等优点。本设计采用虹吸式机械排泥, 采用 SXH 型虹吸式吸泥机, 轨距 $l=14000mm$ 。普通快滤池。

3.3.4 普通快滤池

设计水量 $Q=50000m^3/d$, 滤速 $v=10m/h$, 冲洗强度 $q=12L/(s \cdot m^2)$, 冲洗时间为 7min。

(1) 设计计算

a 滤池面积及尺寸: 滤池工作时间为 24h, 冲洗周期为 12h, 滤池实际工作时间 $T=24-0.1 \times 24/12=23.8h$ 。滤池面积为:

$$F = \frac{Q}{vT} = \frac{50000}{10 \times 23.8} = 210m^2$$

采用滤池数 $N=2$ ，布置成对称双行排列，每个滤池面积为：

$$f = \frac{F}{N} = \frac{210}{2} = 105m^2$$

采用滤池长宽比 $\frac{L}{B} = 2.5$ 左右。

采用滤池尺寸 $L=15m$ ， $B=7m$ 。

$$\text{校核强制滤速 } v' = \frac{Nv}{N-1} = \frac{4 \times 10}{4-1} = 13.3m/h$$

b 滤池高度

支承层高度： $H_1=0.45m$ ，滤料层高度： $H_2=0.7m$ ，砂面上水深： $H_3=1.7m$ ，保护高度： $H_4=0.3m$

$$\text{故滤池总高： } H = H_1 + H_2 + H_3 + H_4 = 3.15m$$

c 配水系统(每个滤池)

干管：干管流量： $q_g = fq = 562.8L/s$ ，采用管径 $d_g = 800mm$

干管始端流速 $v_j = 1.12m/s$

支管，支管中心间距采用 $a_j = 0.3m$

$$\text{每池支管数 } n_j = 2 \times \frac{L}{a} = 2 \times \frac{10}{0.3} = 67 \text{根}$$

$$\text{每根支管入口流量 } q_j = \frac{q_g}{n_j} = \frac{562.8}{67} = 8.4l/s$$

采用支管管径 $d_j = 70mm$

支管始端流速 $v_j = 2.18m/s$

d 孔眼布置

支管孔眼总面积与滤池面积之比 k 采用 0.25%

$$\text{孔眼总面积 } F_k = kf = 47 \times 0.25\% = 0.1175m^2 = 117500mm^2$$

采用孔眼直径 $d_k = 10mm$

$$\text{每个孔眼面积 } f_k = \frac{\pi}{4} d_k^2 = 78.5mm^2$$

$$\text{孔眼总数 } N_k = \frac{F_k}{f_k} = \frac{117500}{78.5} = 1497 \text{个}$$

$$\text{每根支管孔眼数 } n_k = \frac{N_k}{n_j} = \frac{1497}{67} = 23 \text{个}$$

支管孔眼布置成两排与垂直方向呈 45° 夹角向下交错排列

$$\text{每根支管长度 } L_j = \frac{1}{2}(B - d_g) = \frac{1}{2}(4.7 - 0.8) = 1.95m$$

$$\text{则每排孔眼中心距 } a_k = \frac{L_j}{\frac{1}{2}n_k} = \frac{1.95}{\frac{1}{2} \times 22} = 0.18m$$

e 孔眼水头损失 支管壁厚采用 $\delta = 5mm$

查表知流量系数为 $\mu = 0.68$

$$\text{水头损失 } h_k = \frac{1}{2g} \left(\frac{q}{10\mu k} \right)^2 = \frac{1}{2 \times 9.8} \times \left(\frac{12}{10 \times 0.68 \times 0.25} \right)^2 = 2.54m$$

f 复核配水系统

支管长度与直径之比不大于 60

$$\frac{l_j}{d_j} = \frac{1.95}{0.07} = 27.86 < 60, \quad \text{符合要求}$$

孔眼总面积与支管总横截面积之比小于 0.5

$$\frac{F_k}{n_j f_j} = \frac{0.1175}{\frac{\pi}{4} d_j^2 \times 67} = \frac{0.1175}{0.785 \times 0.07^2 \times 67} = 0.46 \quad \text{符合要求}$$

干管横截面积与支管总横截面积之比为 1.75—2.0 之间

$$\frac{f_g}{n_j f_j} = \frac{\frac{\pi}{4} d_g^2}{\frac{\pi}{4} d_j^2 \times 68} = \frac{0.785 \times 0.8^2}{0.785 \times 0.07^2 \times 67} = 1.95 \quad \text{符合要求}$$

孔眼中心距应小于 0.2m, $a_k = 0.15m$ 符合要求

(2) 洗砂排水槽

洗砂排水槽中心距 采用 $a_o = 2.35m$

$$\text{排水槽个数 } n_o = \frac{4.7}{2.35} = 2 \text{ 个}$$

排水槽长度 $l_o = L = 10m$

则单槽排水量 $q_o = ql_o a_o = 12 \times 10 \times 2 = 240l/s$

采用三角形标准断面 槽中流速采用 $v_o = 0.8m/s$

$$\text{槽断面尺寸 } X = \frac{1}{2} \sqrt{\frac{q_o}{1000v_o}} = \frac{1}{2} \sqrt{\frac{240}{1000 \times 0.8}} = 0.27m$$

排水槽底厚度采用 $\delta = 0.05m$

层最大膨胀率 $e = 45\%$, 砂层厚度 $H_2 = 0.7m$

洗砂排水槽顶距砂面高度

$$\begin{aligned} H_e &= eH_2 + 2.5\chi + \delta + 0.075 \\ &= 0.450.7 + 2.5 \times 0.27 + 0.05 + 0.075 \\ &= 1.12m \end{aligned}$$

洗砂排水槽总平面面积

$$F_0 = 2\chi l_0 n_0 = 2 \times 0.27 \times 10 \times 2 = 10.8m^2$$

校核排水槽总平面面积与滤池面积之比一般小于 25%

$$\frac{F_0}{f} = \frac{10.8}{47} = 23\%$$

(3) 滤池各种管渠计算

a 进水管

$$\text{进水总流量 } Q_1 = 67000m^3 / d = 0.78m^3 / s$$

采用进水渠断面：渠宽 $B_1=1.0m$,水深为 $0.8m$

$$\text{渠中流速 } v_1 = 0.975m / s$$

$$\text{单个滤池进水管流量: } Q_2 = \frac{0.78}{6} = 0.13m^3 / s$$

采用管径 $D_2 = 400mm$, 管中流速 $v_2 = 1.04m / s$

b 冲洗水管

$$\text{反冲洗水总流量 } Q_3 = fq = 47 \times 12 = 0.564m^3 / s$$

采用管径 $D_3 = 600mm$.管中流速 $v_3 = 2.00m / s$

c 清水管(渠)

$$\text{清水总流量 } Q_4 = Q_1 = 0.78m^3 / s$$

清水渠断面：同进水渠断面

$$\text{单个滤池清水管总流量 } Q_5 = Q_2 = 0.13m^3 / s$$

采用管径 $D_5 = 350mm$, 管中流速 $v_5 = 1.35m / s$

d 排水管渠

$$\text{排水总量 } Q_6 = Q_3 = 0.564m^3 / s$$

排水渠断面同进水渠断面

e 反冲洗水槽计算

$$\text{反冲洗时间 } t = 7 \text{ min}$$

冲洗水箱容积

$$W = 1.5qft = 1.5 \times 12 \times 47 \times 7 \times 60 \times 10^{-3} = 355.32m^3$$

水箱至滤池配水管间的沿途及局部水损之和，取 $h_1 = 1.0m$

配水系统水头损失 $h_2 = h_k = 2.54m$

承托层水头损失 $h_3 = 0.022H_1q = 0.022 \times 0.45 \times 12 = 0.12m$

滤料层水头损失

$$h_4 = \left(\frac{r_1}{r} - 1 \right) (1 - m_0) H_2 = \left(\frac{2.65}{1} - 1 \right) (1 - 0.41) \times 0.7 = 0.68$$

安全富余水头 $h_5 = 1.5m$

冲洗水槽应高出水槽面

$$H_0 = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 = 1 + 2.54 + 0.12 + 0.68 + 1.5 = 5.84m$$

3.3.5 接触消毒池

设计流量 $Q=50000m^3/d$ ，采用氯消毒工艺，接触时间 $t=30min$ 。

(1) 接触池容积 V

$$V = Qt = 2083 \times 0.5 = 1042m^3$$

(2) 采用矩形隔板式接触池两座，每座池容积 $V_1=1042/2=521m^3$

(3) 取接触池水深 $h=2.0m$ ，单格宽 $b=1.8m$ ，

则池长 $L=18 \times 1.8=32.4m$ ，水流长度 $L_1=72 \times 1.8=129.6m$

则每座接触池的分格数 $=129.6/32.4=4$ 格

(4) 复核池容 由以上计算，接触池宽 $B=1.8 \times 4=7.2m$ ，长 $L=32.4m$ ，水深 $h=2.0m$ ，所以接触池出水设溢流堰。

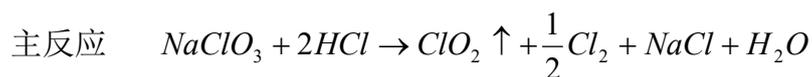
3.3.6 加氯间计算

接触消毒池采用二氧化氯消毒

(1) 投药量 G 有效氯计算，每立方米水中投加 $8g$ 的氯

$$G = 8 \times 2083 = 16600(g/h)$$

(2) 设备选型 拟采用化学法制备二氧化氯，即采用氯酸钠和盐酸反应生成二氧化氯和氯气的混合气体



选用两台 HSB-20000 型二氧化氯发生器，每台产气量 20000g/h，一用一备，日常运行时，交替使用。

(3) 耗氧量及药液贮槽 根据设备要求，HSB-20000 型二氧化氯发生器的药液配置浓度： NaClO_3 为 30%，HCl 为 30%，市售氯酸钠为袋装 50Kg 的纯固体粉末，盐酸为稀盐酸，浓度为 31%。

理论计算：产生 1g 二氧化氯需消耗 0.65g NaClO_3 和 1.3gHCl，但在实际的运行中氯酸钠和盐酸不可能完全转化，经验数据为氯酸钠在 70%以上，盐酸为 80%左右。

$$\text{氯酸钠消耗量} \quad G_{\text{氯酸钠}} = 0.65 \times 20000 \div 70\% = 18571(\text{g} / \text{h})$$

$$\text{盐酸消耗量} \quad G_{\text{盐酸}} = 1.3 \times 20000 \div 80\% = 32500(\text{g} / \text{h})$$

配制成 30%的溶液，则药液体积

$$V_{\text{氯酸钠}} = 18571 \div 30\% \times 10^{-6} = 0.062(\text{m}^3 / \text{h})$$

$$V_{\text{盐酸}} = 32500 \div 30\% \times 10^{-6} = 0.108(\text{m}^3 / \text{h})$$

由于处理厂规模处于中等，每日耗药量也不是很多，所以选择三个容积 1000L 的药液贮槽，每日配药 2~3 次。

(4) 储药量 W

药剂储量按 15d 设计

$$W_{\text{氯酸钠}} = 24 \times 18.571 \times 15 = 6686\text{Kg}$$

按市售 50Kg 袋装氯酸钠计约需 134 袋；

$$W_{\text{盐酸}} = 24 \times 32.5 \times 15 = 11700\text{Kg}$$

按市售浓度为 31%的稀盐酸计约需 37740Kg，即 32.9 m^3 （浓度 31%的稀盐酸密度为 1.15 t/m^3 ）。

加氯间设备

需在加氯间设排风扇两台，每小时换气 8~12 次。

3.3.7 浓缩池

城市污水处理剩余污泥量为,含水率为 96%,水温 20℃,采用气浮浓缩不投加混凝

剂,使污泥浓度达到 4%,采用有回流加压溶气气浮设备。

计算回流比 R

$$\text{加压水回流比计算} \quad R = \frac{\frac{A_a C_0}{S}}{S_a (fP - 1)}$$

溶气比 $\frac{A_a}{S} = 0.03$, 溶气效率 $f = 0.8$, 所加压力 $p = 4 \text{Kgf/cm}^2$, 污水温度为 20°C 时,
 $S_a = 0.0187 \times 1164 = 21.8 \text{mg/l}$ 。

$$R = \frac{\frac{A_a C_0}{S}}{S_a (fP - 1)} = \frac{0.03 \times 4000}{21.8 \times (0.8 \times 4.0 - 1)} = 2.5$$

$$\text{总流量} \quad Q = (1 + R)Q_0 = (1 + 2.5) \times 1000 = 3500 \text{m}^3 / \text{d}$$

气浮池表面积 A

用回流的加压气浮表面水力负荷计算, 取 $q = 1.8 \text{m}^3 / (\text{m}^2 \cdot \text{h})$,

$$\text{则气浮池的面积} \quad A = \frac{Q}{q} = \frac{3500}{24 \times 1.8} = 81 \text{m}^2$$

用表面固体负荷校核

$$\frac{Q_0 C_0}{A} = \frac{1000 \times 4000}{24 \times 1000 \times 81} = 2.0 [\text{Kg} / (\text{m}^2 \cdot \text{h})] \quad (\text{符合设计规定})$$

气浮池池形尺寸

采用矩形池, 长: 宽 = (3~4) : 1, 长度 16.5m, 宽度 5m,

则表面积 $A = 16.5 \times 5 = 82.5 \text{m}^2$ 。

气浮池有效水深

气浮池有效水深决定于气浮停留时间, 一般当气浮污泥固体浓度要求达到 4% 时,
 气浮停留时间 $T = 1 \text{h}$, 考虑 1.5 的安全系数, 设计停留时间 $T = 1.5 \text{h}$,

$$\text{则} \quad h = \frac{(1 + R)Q_0 T}{24A} = \frac{(1 + 2.5) \times 1000 \times 1.5}{24 \times 82.5} = 2.7 \text{m}$$

气浮池总高 H

超高采用 0.3m, 刮泥机高度 0.3m $H = 0.3 + 0.3 + 2.7 = 3.3 \text{m}$

溶气罐容积

一般加压水停留时间为 1~3min，设计采用 3min，回流量为
 $2.5 \times Q_0 = 2.5 \times 1000 = 2500 \text{ m}^3 / \text{d}$ ，

$$\text{溶气罐容积 } V = \frac{2500}{24 \times 60} \times 3 = 5.2 \text{ m}^3$$

溶气罐直径：高度=1：（2~4），若直径为 1.5m，则高度为 3.31m。

3.3.8 消化池

经过污水处理厂污泥浓缩后，含水率为 96%，污泥量为 $1000 \text{ m}^3 / \text{d}$ ，挥发性固体（VSS）含量为 65%，采用中温消化，消化后 VSS 去除 50%，则

消化池有效容积计算

根据污泥龄 v_c 计算

$$V = Q v_c$$

式中 V ——消化池容积， m^3 ；

Q ——污泥量， m^3 / d ；

v_c ——污泥龄，采用经验数据，取 $v_c = 20 \text{ d}$ ；

$$V = Q v_c = 1000 \times 20 = 20000 \text{ m}^3$$

池体设计

采用中温两级消化，容积比一级：二级=2：1，则一级消化池总容积为 13333 m^3 ，用两座池，单池容积为 6666 m^3 。二级消化池容积为 6666 m^3 ，用 1 座池。

消化池直径 D 采用 20m，集气罩直径 $D_3 = 2 \text{ m}$ ，高 $h_4 = 2.0 \text{ m}$ ，池底锥底直径 $d_2 = 2 \text{ m}$ ，锥角采用 15° 。

$$\text{故 } h_2 = h_3 = \frac{(20 - 2)}{2} \times \tan 15^\circ = 2.4 \text{ m}$$

消化池柱体高度 $h_1 = D = 17 \text{ m}$

消化池各部分容积：

$$\text{集气罩容积 } V_4 = \frac{\pi d_3^2}{4} \times h_4 = \frac{\pi \times 2^2}{4} \times 2.0 = 6.28 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{上盖容积 } V_3 &= \frac{1}{3} \pi h_3 \left(\frac{D^2}{4} + \frac{Dd}{4} + \frac{d_3^2}{4} \right) \\ &= \frac{1}{3} \times 3.14 \times 2.4 \left(\frac{20^2}{4} + \frac{20 \times 2}{4} + \frac{2^2}{4} \right) = 278.8 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

下锥体容积等于上盖容积，即 $V_2=V_3=278.8m^3$

$$\text{柱体容积 } V_1 = \frac{\pi D^2}{4} \times h_1 = \frac{\pi}{4} \times 20^2 \times 20 = 6283m^3$$

故消化池有效容积 $V = V_1 + V_2 + V_3 = 6283 + 278.8 + 278.8 = 6840m^3 > 6666m^3$

第四章 污水处理厂总体布置

4.1 水头损失计算

为了保证污水在各构筑物之间能顺利自流，必须将各构筑物间的水头损失（包括沿程损失、局部损失及构筑物本身的水头损失）考虑在内，并且应预留储备水头。在水力计算时，应选择距离最长的流程，并按最大设计流量计算，当有两个以上并联运行的构筑物时，应考虑某一构筑物发生故障时，其余构筑物须负担全部流量的情况。计算时还须考虑管内淤积，阻力增大的可能。污水厂的出水管渠高程，须不受水体洪水顶托。本设计按经验值来估算各构筑物的水头损失（包括进出水渠的水头损失），如下表所示

处理构筑物及附件水头损失估算值			
构筑物及管件	水头损失 (m)	构筑物及管件	水头损失 (m)
各连接管	0.3~0.5	曝气池	0.25~0.5
进水井	0.1~0.25	混合池	0.1~0.3
格栅	0.1~0.25	氧化沟	0.2~0.6
提升泵房	0.2~0.4	流量井	0.1~0.25
沉砂池	0.1~0.25	接触池	0.1~0.3
沉淀池	0.2~0.6	出水井	0.1~0.25

4.2 平面布置

各处理单元构筑物的平面布置

处理构筑物是污水处理厂的主体建筑物，在对它们进行平面布置时，应根据各构筑物的功能和水力要求结合当地地形地质条件，确定它们在厂区内的平面布置应考虑：

- (1) 贯通，连接各处理构筑物之间管道应直通，应避免迂回曲折，造成管理不便。
- (2) 土方量做到基本平衡，避免劣质土壤地段。
- (3) 在各处理构筑物之间应保持一定间距，以满足放工要求，一般间距要求 5~10m，如有特殊要求构筑物其间距按有关规定执行。
- (4) 各处理构筑物之间在平面上应尽量紧凑，在减少占地面积。

4.3 管线布置

- (1) 应设超越管线，当出现故障时，可直接排入水体。
- (2) 厂区内还应有给水管，生活水管，雨水管，消化气管管线。
- (3) 辅助建筑物

污水处理厂的辅助建筑物有泵房，鼓风机房，办公室，集中控制室，水质分析化验室，变电所，存储间，其建筑面积按具体情况而定，辅助建筑物之间往返距离应短而方便，安全，变电所应设于耗电量大的构筑物附近，化验室应机器间和污泥干化场，以保证良好的工作条件，化验室应与处理构筑物保持适当距离，并应位于处理构筑物夏季主风向所在的上风处。

在污水厂内主干道应尽量成环，方便运输。主干宽 6~9m 次干道宽 3~4m，人行道宽 1.5m~2.0m 曲率半径 9m，有 30%以上的绿化。

4.4 高程确定

设计污水处理厂所处的镇内河流最高洪水位+3 米，最低水位-0.5 米，平均水位为+0.5 米，地下水位为离地面 7.0 米，厂区内设计地面标高为+5.5 米。

4.4.1 各处理构筑物的高程确定

设计地面的标高为 5.5m(作为相对标高 $\pm 0.000\text{m}$)，按结构稳定的原则确定池底埋深-2.0m，再计算出设计水面标高为 $3.5-2.0=1.5\text{m}$ ，然后根据各处理构筑物的之间的水头损失，推求其它构筑物的设计水面标高。经过计算各污水处理构筑物的设计水面标高见下表。再根据各处理构筑物的水面标高、结构稳定的原理推求各构筑物地面标高及池底标高。具体结果见污水、污泥处理流程图。

总 结

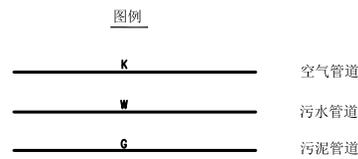
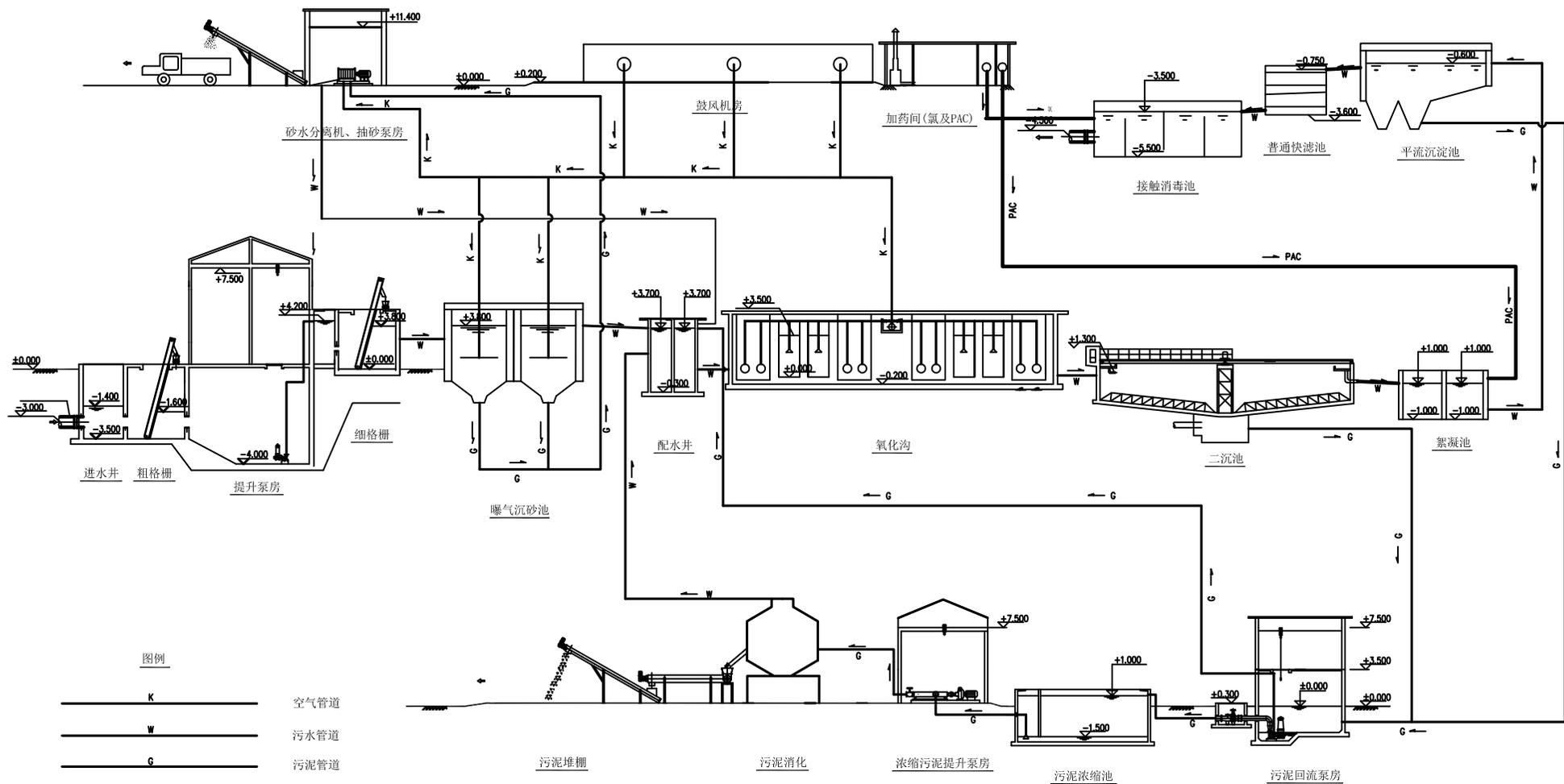
通过本次课程设计，对我所学知识进行了巩固和深化，我感觉就像亲身经历了一个现实中工程的设计，我从中学到了很多东西，特别是资料的查询，这是平时很欠缺的。还有很重要的就是觉得应用所学来进行解决问题的感觉真好，设计中会遇到各类问题，通过查资料或咨询老师或有经验的设计人员，问题都能迎刃而解。问题是解决的有创意还是随大流，做到何种程度，这都是个不容忽视的问题,但是只要我们用心,认真去做,相信自己的思维还是会有所创新的。

参考文献

1. 《排水工程》（第四版）教材（下册）
2. 《给水排水设计手册》第一、五、九、十一和十二册
3. 《室外排水设计规范》
4. 李圭白、张杰.水质工程学.中国建筑工业出版社
5. 《城镇污水处理厂污染物排放标准》GB 18918—2002
6. 《再生水水质标准》SL368-2006

附图一

处理构筑物及附件水头损失估算值			
构筑物及管件	水头损失 (m)	构筑物及管件	水头损失 (m)
各连接管	0.2~0.5	曝气池	0.25~0.5
进水井	0.1~0.25	混合池	0.1~0.3
格栅	0.1~0.25	氧化沟	0.2~0.6
提升泵房	0.2~0.4	配水井	0.1~0.25
沉砂池	0.1~0.25	接触池	0.1~0.3
沉淀池	0.2~0.6	出水井	0.1~0.25



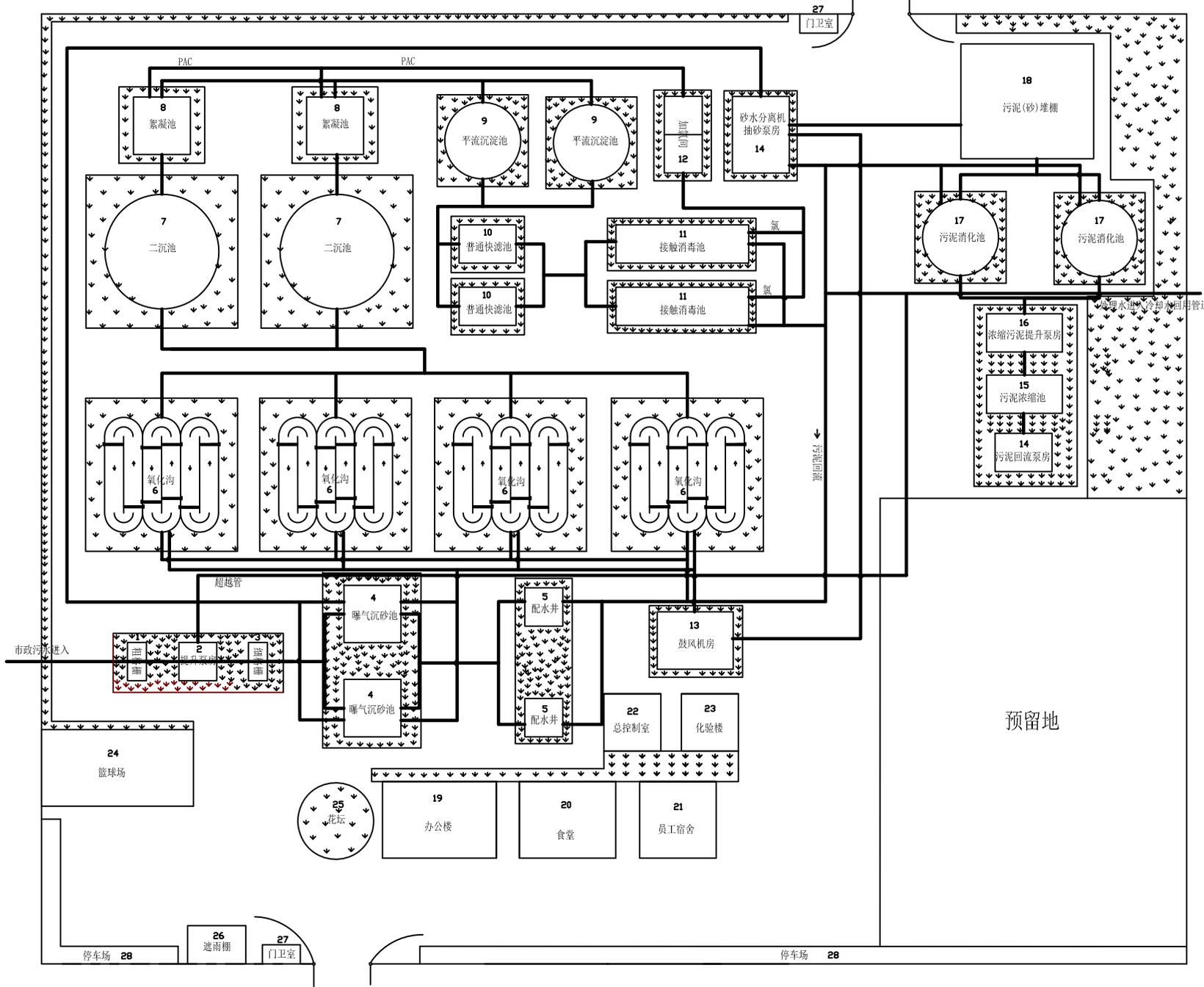
说明

1. 本图标高采用相对标高，以地平面标高为±0.000，单位以米计；
2. 未标明处参照设计总说明；
3. 比例尺横为1:100，竖为1:500

污水处理工艺流程(高程)图

				设计阶段	工程名称
				课程设计	示教型
设计	审核	比例	出图日期	2011.12.01	图号 水施-01

构筑物、设备尺寸一览表



编号	数量及名称	尺寸 (m)
1	粗格栅间	10×5
2	提升泵房	10×10
3	细格栅间	10×5
4	曝气沉砂池2座	15×15
5	配水井2座	10×10
6	氧化沟4座	50×50
7	二沉池2座	φ35
8	絮凝池2座	15×15
9	平流沉淀池2座	φ20
10	普通快滤池2座	15×10
11	接触消毒池2座	35×10
12	加氯间	35×10
13	鼓风机房	15×10
14	污泥回流泵房	10×10
15	污泥浓缩池	20×10
16	浓缩污泥提升泵房	20×10
17	污泥消化池	φ20
18	污泥(砂)堆棚	30×40
19	办公楼	30×20
20	食堂	20×20
21	员工宿舍	20×20
22	总控制室	15×15
23	化验楼	15×15
24	篮球场	20×40
25	花坛	φ20
26	遮雨棚	15×10
27	门卫室2座	10×5
30	停车场	5×150