

摘 要

本工程设计是对我国中西部地区某县级市进行排水工程设计。本设计依据该市的人口分布、水文地质资料、原污水水质资料以及气象资料等，对包括该县级市排水管网和污水处理厂在内的整套排水系统进行设计。为适应该县级市区域构筑物种类多、地形地貌复杂、高程变化大等特点以及环保要求，该县级市沿 B 江分区，城市排水管网设计采用雨污分流的排水体制，管网布置采用环绕式布置形式。由于原污水氮磷含量较高，污水处理工艺采用改良式 A^2/O 工艺+曝气生物滤池的多级处理方式，污泥处理工艺采用常见浓缩、消化、脱水工艺。该工艺对传统 A^2/O 工艺进行改良并与曝气生物滤池串联应用，具有处理效果好、出水水质稳定、剩余污泥量少、运行管理方便、基建及运行费用低的特点。

关键词：排水工程；环绕式；污水处理；改良式 A^2/O 工艺；曝气生物滤池

Abstract

This project is a drainage project design for a county-level city in central and western China. Based on the city's hydrogeological data, population distribution and meteorological data, raw sewage water quality data, etc., we design the entire drainage system including the urban drainage pipe network and sewage treatment plant. In order to adapt to the characteristics of many kinds of landmarks, complex landforms, large elevation changes and environmental protection requirements of the county-level city, we have divided the county-level city along the B-River into two sections, choose the drainage system of rain and sewage diversion in the design of urban drainage network and the form of surround arrangement in the layout of the pipeline network. Due to the high content of nitrogen and phosphorus in raw sewage, we adopt the modified A²/O process + biological aerated filter multi-stage treatment method for sewage treatment process and the common concentration, digestion and dewatering processes for sludge treatment process. The design improves the traditional A²/O process and applies it in series with the biological aerated filter, which has the features of good treatment effect, stable water quality, small amount of residual sludge, convenient operation and management, and low capital construction and operation costs.

Key Words: Drainage works; Surround type; Sewage treatment; Modified A²/O process; Aerated biological filter

目 录

摘 要.....	I
Abstract.....	II
第 1 章 绪论.....	1
1.1 概述.....	1
1.1.1 城市概况.....	1
1.1.2 设计范围.....	1
1.1.3 设计任务.....	1
1.2 设计资料.....	2
1.2.1 地形与城市规划资料.....	2
1.2.2 气象资料.....	4
1.2.3 地质资料.....	4
1.2.4 受纳水体水文资料.....	5
第 2 章 城市排水管网的规划设计.....	6
2.1 城市排水管网的总体设计.....	6
2.1.1 城市排水工程规划原则.....	6
2.1.2 城市排水管网系统布置原则.....	6
2.2 排水体制和区域划分.....	6
2.2.1 选择排水体制.....	6
2.2.2 划分排水区域.....	6
2.3 城市污水管道系统的设计计算.....	7
2.3.1 城市污水管网设计方案确定.....	7
2.3.2 污水管网水力计算.....	9
2.4 城市雨水管道系统设计计算.....	18
2.4.1 雨水管网定线.....	18
2.4.2 划分设计管段.....	18
2.4.3 计算汇水面积.....	19
2.3.4 水力计算.....	20
第 3 章 污水处理厂设计计算.....	27
3.1 污水处理厂位置的确定.....	27
3.2 污水处理工艺流程的选取.....	27

3.2.1 城镇污水处理的典型工艺流程.....	27
3.2.2 污水脱氮除磷工艺要求.....	28
3.2.3 污水处理工艺选定.....	28
3.3 污水处理设计计算.....	30
3.3.1 粗格栅.....	30
3.3.2 细格栅.....	32
3.3.3 沉砂池.....	34
3.3.4 改良 A ² /O 反应池.....	36
3.3.5 鼓风机房.....	47
3.3.6 二沉池.....	48
3.3.7 曝气生物滤池.....	53
3.3.8 化学除磷.....	59
3.3.9 污水消毒系统设计.....	60
3.3.10 集配水井计算.....	62
3.3.11 计量设备设计.....	64
3.4 污泥处理设计计算.....	64
3.4.1 污泥浓缩.....	64
3.4.2 贮泥池.....	66
3.4.3 污泥消化池.....	66
3.4.4 污泥脱水设计.....	73
3.5 污水处理厂平面布置.....	74
3.5.1 平面布置原则.....	74
3.5.2 污水厂占地面积.....	75
3.6 污水处理厂高程布置.....	76
3.6.1 高程布置的一般规定.....	76
3.6.2 污水处理流程高程布置.....	76
3.6.3 污泥处理流程高程布置.....	83
3.7 污水提升泵房.....	85
3.7.1 设计初始数据.....	85
3.7.2 泵房形式.....	85
3.7.3 工艺布置.....	85
3.7.4 泵站计算.....	86

参考文献.....	90
外文翻译原文.....	91
外文翻译译文.....	149
致 谢.....	193
附录 计算过程表.....	195

第 1 章 绪论

1.1 概述

1.1.1 城市概况

本工程设计对象为中西部地区某县级市的城市排水工程。该市占地面积达 17.2 km^2 ，覆盖人口约 14.81 万人，属中小城镇范畴。该县级市地势呈丘陵地貌，B 江穿城而过，将城市划分为南北两部分，同时两条支流分别沿东向西、南向北在城市西部合流向西北方向流动。北部地区有中心向四周海拔逐渐降低；南部地区海拔从西南和东北两处向四周逐渐降低，同时还形成南北走向的类谷地地势。北部地区主要为居住区；南部地区在海拔较高地段设有工厂。此外，有铁路设施从城市南部由西南进后沿东西方向而过。该县级市主导风向的为东北风。

1.1.2 设计范围

按照设计要求，本次设计设计范围包括排水管网、排水泵站、污水及污泥处理的方案选择、技术经济分析、工艺设计及部分施工图纸设计、工程经济概算等。

1.1.3 设计任务

1.1.3.1 排水管网工程定线

完成整个城市的污水管网定线、雨水管网定线，定线方案至少应有二种完全不同的方案，并对这二种不同的方案进行技术比较和经济比较，从中选择一种较优的方案。

1.1.3.2 污水管网工程设计

完成污水管网的排水区域划分和管段编号，选择控制整个排水管网埋深的控制点，确定控制点的埋深，进行污水管网的主干管、干管及支管的详细水力计算和高程计算。

1.1.3.3 雨水管网工程设计

完成雨水管网的汇水区域和管段编号，确定排水区域的径流系数、设计重现期、地面集流时间和起始管道的埋深，进行雨水管网的主干管的详细水力计算和高程计算。

1.1.3.4 排水泵站工艺设计

选择一处区域排水泵站或总排水泵站进行工艺设计，确定水泵的类型、扬程和流量，计算水泵管道系统和集水井容积、进行泵站的平面尺寸计算和附属设施的计算。

1.1.3.5 污水处理工艺设计

污水处理厂各部分单体构筑物的工艺施工图设计。

1.1.3.6 污泥处理构筑物工艺设计

污水厂污泥处理各部分单体构筑物的工艺施工图设计。

1.2 设计资料

1.2.1 地形与城市规划资料

1.2.1.1 城市地形与总体规划平面图一张

比例 1:20000。

1.2.1.2 城市各区人口密度及各区域卫生设别情况

表 1.1 各区域人口分布密度表

区域编号	人口密度 (人/ha)	卫生设备情况
北部	95	室内设置给排水设备与淋浴设施
南部	80	室内设置给排水设备与淋浴设施

1.2.1.3 城市地面覆盖情况

表 1.2 该县级市地面覆盖情况表

屋面	草地	路面 (混凝土沥青)	土地
50%	20%	20%	10%

1.2.1.4 工业企业生活污水资料

1. 皮毛厂

工人分 3 班制, 1 班 450 人、2 班 450 人、3 班 330 人, 其中每班人数 25% 在热车间工作, 如表 1.3 所示。

表 1.3 皮毛厂人员情况表

淋浴职工人数 (占本车间人数%)	车间特征
40	热脏车间
20	一般车间

2. 针织厂

工人分 3 班制, 1 班 360 人、2 班 340 人、3 班 270 人, 其中每班人数 30% 在热车间工作, 如表 1.4 所示。

表 1.4 针织厂人员情况表

淋浴职工人数 (占本车间人数%)	车间特征
45	热脏车间
20	一般车间

3. 棉纺厂

工人分 3 班制，1 班 400 人、2 班 380 人、3 班 410 人，其中每班人数 35% 在热车间工作，如表 1.5 所示。

表 1.5 棉纺厂人员情况表

淋浴职工人数（占本车间人数%）	车间特征
50	热脏车间
30	一般车间

4. 食品厂

工人分 3 班制，1 班 200 人、2 班 180 人、3 班 190 人，其中每班人数 10% 在热车间工作，如表 1.6 所示。

表 1.6 食品厂人员情况表

淋浴职工人数（占本车间人数%）	车间特征
20	热脏车间
15	一般车间

5. 化工区

工人分 3 班制，1 班 500 人、2 班 470 人、3 班 480 人，其中每班人数 20% 在热车间工作，如表 1.7 所示。

表 1.7 化工区人员情况表

淋浴职工人数（占本车间人数%）	车间特征
35	热脏车间
30	一般车间

1.2.1.5 工业企业工业废水资料

表 1.8 企业工业废水情况表

企业名称	日费水量（m ³ /日）	时变化系数	最大班废水量（m ³ ）
皮毛厂	2800	1.2	1500
针织厂	1900	1.5	1000
棉纺厂	2000	1.3	1200
食品厂	1500	1.4	600
化工区	3500	1.2	2700

1.2.1.6 公共建筑排水资料

表 1.9 公共建筑排水情况表

公共建筑名称	污水量 (m ³ /日)
火车站	312
汽车用地	624

注：根据对外交通用地用水量指标 0.30-0.60 万 m³/(km²·d)推算

1.2.1.7 城市污水处理水质资料

该县级市处理后的排放污水，被要求达到《城镇污水处理厂污染物排放标准》一级 A 标准，其污水厂进水、出水水质如表 1.10 所示

表 1.10 处理厂进水出水水质要求^[1]

	COD	BOD	SS	NH ₃ -N	TN	TP
进水	400	220	200	70	80	11
出水	50	10	10	5	15	0.5

1.2.2 气象资料

1.2.2.1 气温等资料

表 1.11 该县级市气温资料表

年平均气温 (°C)	12.5	夏季平均气温 (°C)	23
冬季平均气温 (°C)	-11.1-5	极端最高气温 (°C)	38.2
极端最低气温 (°C)	-15.5	全年无霜期 (天)	220
历年平均日照总时数(h)	1680-1910	年平均降雨量 (mm)	500-700

1.2.2.2 风向

该地区主导风向为西北风。

1.2.2.3 设计暴雨强度公式

$$q = 16.901 \frac{(1 + 0.8461 \lg P)}{(t + 10)^{0.7782}}$$

1.2.3 地质资料

表 1.12 设计地域土壤情况表

	土壤的性质	冰冻的深度 (m)	地下的水位 (m)	承载力(kPa)
排水管网干管处	沙质粘土	- 0.14	- 3 ~ - 4	235
污水总泵站与污水处理厂	沙质粘土	- 0.14	- 3 ~ - 4	235

1.2.4 受纳水体水文资料

表 1.13 B 江河流水位表

最高水位 (m)	245
最低水位(m)	227
常水位(m)	238

第 2 章 城市排水管网的规划设计

2.1 城市排水管网的总体设计

2.1.1 城市排水工程规划原则

城市排水工程进行规划设计，应遵循的原则有以下几点：与城市整体规划和功能相匹配；符合环保要求；要求排水系统功能得到充分发挥，满足使用要求；原有排水设施能够发挥足够的作用；要考虑工程施工建设的经济性；要考虑工程的近远期关系；排水工程规划设计一定要贯彻执行好有关部门的相关现行标准、规范和规定。

2.1.2 城市排水管网系统布置原则

基于城市已有的总体规划，结合当地的实际情况对排水管道进行布置，并对多种设计方案进行工程技术经济的比较。首先要明确确定好排水的区界、流域和体制，再布置排水的管道，依主干管、干管、支管的先后顺序设置。充分利用地形，尽量采用重力流，力求设计方案管线最短、埋深最小。

2.2 排水体制和区域划分

2.2.1 选择排水体制

城市污水、废水、雨水采取的汇集方式，即排水体制，包括合流制和分流制。

从造价上看，分流制一般要比合流制造价高 20 %~40 %，但合流制的泵站和污水厂比分流制造价高。从运转维护上看，晴天污水在合流制管道中仅部分管流，雨天时才接近满管流，晴天流速低，易产生沉淀。然而，分流制能够保持管道排水流速，不致产生沉淀。从水质变化上看，分流制流入污水厂的水量 and 水质比合流制变化小得多，污水厂运行控制更轻松。从技术层面上看，合流制将污水、废水、雨水混合排放，加大了污水处理的难度^[2]。

结合以上几个方面及该县级市的城市规划相关情况，决定采用分流制排水系统。分流制排水系统可以更有效率的处理污水，为远期建设雨水处理提供基础。

2.2.2 划分排水区域

本工程设计以 B 江由东向西的支流为界，将该县级市分为南北两区。

2.3 城市污水管道系统的设计计算

2.3.1 城市污水管网设计方案确定

2.3.1.1 选择污水处理厂及出水口位置

污水出水口的选择位置，应当在受纳河流水体的下游，特别应注意在城市取水水源的下游，并保持一定的距离。为防止回水污染，设计者应当避免在回水区设置污水出水口。为了减少排水灌渠长度，污水处理厂的位置应依据出水口的位置而定，两者尽量靠近。应在河流下游设置污水厂，并要求选择在城市夏季最小频率风向的上风侧，与居民区或公共建筑保持一定的卫生防护距离。另外，污水处理厂选址还应考虑到良好的工程地质条件；尽量避免拆迁和占地等各方面因素。

综合考虑该县级市地域特征等多方面因素，在该县级市城区北岸西侧靠近岸边处建设污水处理厂，该处与城镇居民区保持 1000 m 左右的防护距离。污水厂设在城区北岸西侧河流下游，该处厂址具有良好的地质条件，方便的交通条件，距离受纳水体较近，可就近排放处理后的水。

2.3.1.2 污水管网定线

在城区平面图上确定污水管道的位置和走向，即是污水管道的定线。定线应遵循的重要原则包括：尽可能使污水能自流排出，尽可能使埋深较小，尽可能使管线较短。

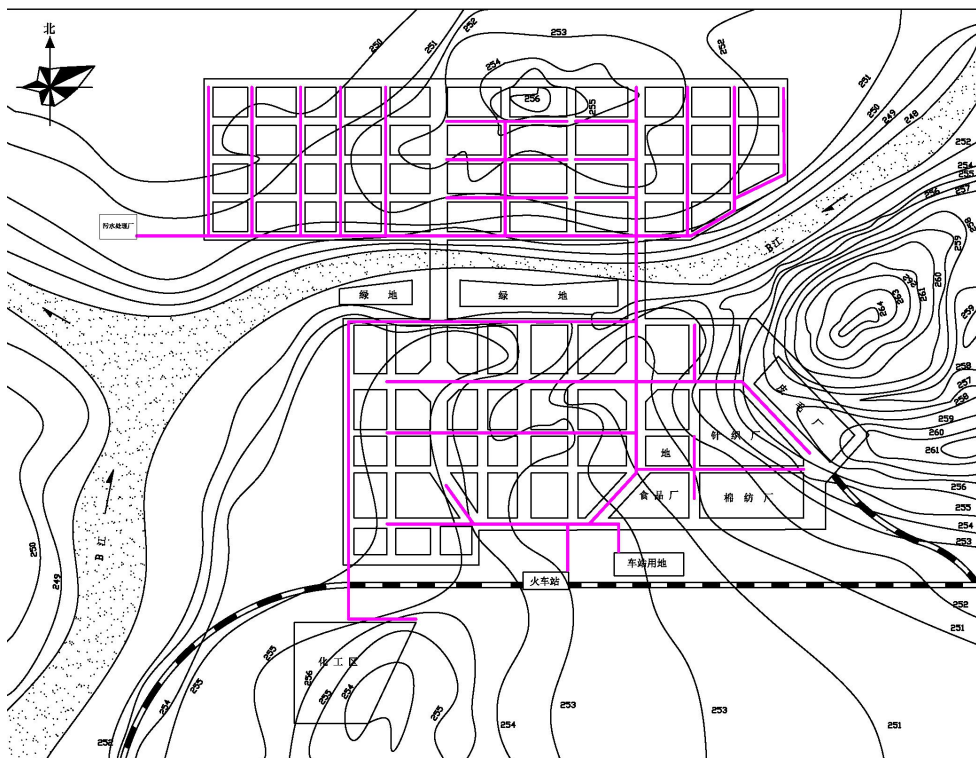


图 2.1 污水管网平面布置方案一

该县级市的街道多是正东西和正南北走向，但是该县级市等高线分布不均，与街道呈现不同程度的斜交叉，且河流穿城而过，确定为分区排水。北岸城区地形呈现类似丘陵地状，即海拔从顶端向四周逐渐降低；南岸城区存在类似丘陵和类似谷地的地形，地形较复杂且南端存在铁路设施，所以采用环绕式布置形式。根据该县级市的规划平面图，设计出两种管线布置方案。

方案一：如图 2.1 所示，以 B 江东西向支流为界，分为南北两区，沿河铺设主干管，北区干管与支管采用低边式布置形式与主干管连接，南区以干管的形式形成围坊式布置形式，穿越一次河道相接，部分管道从低处向高处排，部分区域未能很好得利用好地形，埋深较大，施工难度较高。

方案二：如图 2.2 所示，以 B 江东西向支流为界，分为南北两区，沿河铺设主干管，南北两区均利用地势采用环绕式布置形式，最大限度地利用地形优势造成重力流，减少管道铺设长度。

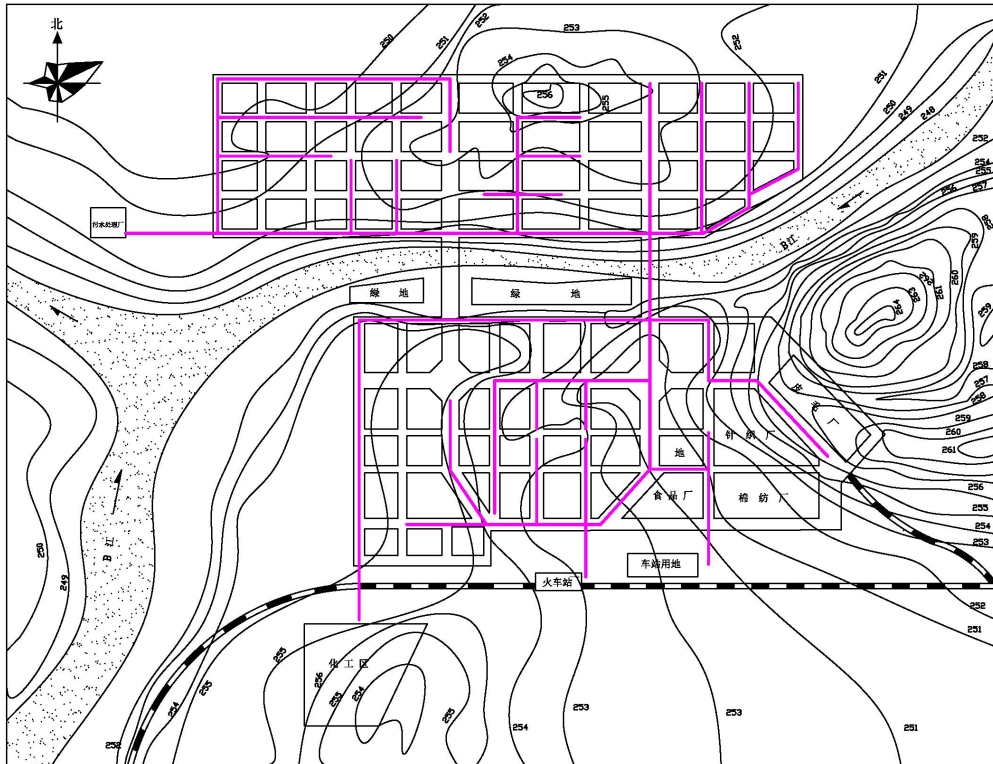


图 2.2 污水管网平面布置方案二

2.3.1.3 污水管网方案技术经济比较

通过管道测量，方案一管道铺设总长为 56133.8 m，而方案二管道铺设总长为 55800.8 m，显然方案二管道铺设长度更短，所需铺设使用的管道更短，耗材更少，更经济。

在工程施工角度看，方案一部分区域直接采用底边式布置形式，在管道铺设过程中，管道铺设方向与地形高程下降方向相反，多处易形成埋深陡增的现象，增加了施工难度，而方案二整体采用围坊式布置形式，极大地避免了埋深陡增的出现，施工更容易。

综上，在同样的服务面积内，方案二的管材铺设长度要小于方案一，局部埋深陡增现象得到较大避免，两方案除了这些局部的不同以外，其他在污水厂的选址、穿越河流、铁路等方面都是相同的。由此可以从经济和施工角度来看，方案二要优于方案一。

所以，本设计污水管网平面布置形式采用设计方案二。

2.3.2 污水管网水力计算

2.3.2.1 街区编号并计算各街区面积

将各街区编上号码，并按个街坊的平面范围计算器面积，具体见表 2.1。

表 2.1 污水街区面积汇总表

街区编号	街区面积 (ha)	街区编号	街区面积 (ha)	街区编号	街区面积 (ha)
1	0.04	29	1.16	57	15.64
2	0.08	30	1.20	58	12.24
3	0.12	31	1.24	59	14.28
4	0.16	32	1.28	60	15.64
5	0.20	33	1.32	61	21.08
6	0.24	34	1.36	62	22.44
7	0.28	35	1.40	63	20.4
8	0.32	36	1.44	64	14.96
9	0.36	37	1.48	65	14.96
10	0.40	38	1.52	66	15.64
11	0.44	39	1.56	67	15.64
12	0.48	40	1.60	68	14.96
13	0.52	41	1.64	69	14.96
14	0.56	42	1.68	70	20.4
15	0.60	43	1.72	71	22.44
16	0.64	44	1.76	72	21.08
17	0.68	45	1.80	73	15.64
18	0.72	46	1.84	74	14.28
19	0.76	47	1.88	75	12.24
20	0.80	48	1.92	76	15.64
21	0.84	49	1.96	77	13.6

续表 2.1

22	0.88	50	2.00	78	19.32
23	0.92	51	2.04	79	49.14
24	0.96	52	2.08	80	130.472
25	1.00	53	2.12	81	20.8
26	1.04	54	2.16	82	10.4
27	1.08	55	2.20	83	53.0564
28	1.12	56	13.6	-	-

2.3.2.2 设计水量计算

1. 居住区生活设计流量 Q_1 (L/s)

居住区平均日污水量

$$Q_d = \sum \frac{q_i N_i}{86400} \quad (2.1)$$

在这里，各排水区域平均日居民生活污水量标准为 $q_i=150\text{L}/(\text{cap} \cdot \text{d})$ ；各排水区域在设计使用年限终期所服务的人口数为 $6.22 \times 10^4 \text{ cap}$ ，则

$$Q_d = \frac{150 \times 6.22 \times 10^4}{86400} = 107.99(\text{L/s})$$

$$\text{而总变化系数 } K_z = \begin{cases} 2.3 & Q_d \leq 5 \\ \frac{2.7}{Q_d^{0.11}} & 5 < Q_d < 1000 \\ 1.3 & Q_d \geq 1000 \end{cases}$$

$$\text{在此, } 5 < Q_d = 107.99 < 1000, \text{ 则 } K_z = \frac{2.7}{107.99^{0.11}} = 1.613$$

居住区生活设计流量

$$Q_1 = K_z Q_d = 1.613 \times 107.99 = 174.188(\text{L/s})$$

2. 工业废水设计流量 Q_2 (L/s)

$$Q_2 = \sum \frac{K_i q_i N_i (1-f_i)}{3.6 T_i} \quad (2.2)$$

该县级市内的工业企业包括皮毛厂、针织厂、棉纺厂、食品厂和化工区，各工业企业生产用水重复利用率 $f_i=0$ ，各工业企业最高日生产小时数 $T_i=24 \text{ h}$ ，结合工业企业工业废水资料，具体计算见下表 2.2。

表 2.2 工业废水流量计算表

工业企业	$q_i N_i$	K_i	Q_{2i} (L/s)
皮毛厂	2800	1.2	38.89
针织厂	1900	1.5	32.99
棉纺厂	2000	1.3	30.09
食品厂	1500	1.4	24.31
化工区	3500	1.2	48.61

则该县级市工业废水设计流量

$$Q_2 = 38.89 + 32.99 + 30.09 + 24.31 + 48.61 = 174.88 \text{ (L/s)}。$$

所求的工业废水流量均排入城市污水管道。

3. 工业企业生活污水及淋浴污水设计流量 Q_3 (L/s)

结合工业企业生活污水资料，具体计算见下表 2.3。

表 2.3 工业企业生活污水资料

项目	工业企业生活污水流量 (L/S)	工业企业淋浴污水流量 (L/S)	工业企业生活及淋浴污水流量 (L/S)
皮毛厂	1.22	1.50	2.72
针织厂	0.98	1.37	2.35
棉纺厂	1.13	2.08	3.21
食品厂	0.53	0.37	0.90
化工区	1.35	1.92	3.26

该县级市工业企业生活及淋浴污水流量

$$Q_3 = 2.72 + 2.35 + 3.21 + 0.90 + 3.26 = 12.45 \text{ (L/s)}。$$

4. 城市污水管道设计污水流量 Q (L/s)

城市污水量将上述水量累加求和计算：

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 = 174.88 + 174.188 + 12.45 = 361.52 \text{ (L/s)}$$

2.3.2.3 污水管网的水力计算

污水管渠的设计，应坚持尽量利用自身重力流，可利用水力学原理进行计算，这是因为污水的成分中 99 % 以上是水分。污水管道采用非满流设计，使管道保持通风，能够释放污水管道中淤泥腐化散发的有毒、有害及易燃气体。

1. 水力计算参数

(1) 设计的充满度 污水管道按不满流设计，不同管径下的最大设计充满度见表 2.4。

表 2.4 设计充满度^[3]

管径 D 或渠高 H (mm)	最大设计充满度 h/D
200~300	0.55
350~450	0.65
500~900	0.70
≥1000	0.75

(2) 设计的流速 对污水管道而言,其最小设计流速为 0.6 m/s,其最大设计流量分材质而论,金属材质为 10.0 m/s,非金属材质为 5.0 m/s。

(3) 最小的管径 规范规定了最小管径。若按计算所得的管径小于最小管径,则采用最小的管径。在最小管径规定中,污水管道的该项值为 300 mm。

(4) 最小的设计坡度 污水管道在使用最小的管径 300 mm 时相应的最小的设计坡度为 0.003。在给定设计充满度下,管径越大,相应的最小设计充满度则越小。

(5) 最大埋深 根据技术经济指标、施工地带的地质条件和施工方法等因素确定。一般情况下,在干燥土壤中不超过 7~8 m;在多水、流砂、石灰岩地层中不超过 5 m,具体应当根据实际情况做出调整。

(6) 最小覆土深度 务必满足一下三点:防止污水冰冻和因土壤冻胀而损坏管道,要求管道内底标高在冰冻线以上 0.15 m;防止管壁因地面荷载而受到破坏,要求污水管最小覆土厚度不小于 0.7 m;满足街坊连接管衔接要求。

(7) 管道连接 污水管道管径相同时,采用水面平接;管径不同时,采用管顶平接。

2. 管道起点埋深的确定

冰冻深度、覆土厚度及管道连接方式是进行管道起点埋深务必重视的要求,可以由计算进行确定。

《室外排水设计规范》规定:无保温措施的生活污水管道或水温与生活污水接近的工业废水管道,管底可埋设在冰冻线以上 0.15 m。有保温措施或水温较高的管道,管底在冰冻线以上的距离可以加大,其数值应根据该地区或条件相似地区的经验确定^[3]。

3. 水力计算

本工程设计的管网水力计算主要有污水管道设计流量计算和污水管道水力计算。本工程相关计算采用 Excel,在 Excel 中加入普通公式语句,将污水管道设计流量的计算和污水管道的水力计算简化,详细计算可见表 2.5、表 2.6。

4. 泵站设置

当管道埋深较大时，为提高下游管道的管内底高程需要设置中途提升泵站。对于低洼地区污水提升，或者将部分城市地下建筑中的污水抽送到市政排水管道需要设置局部提升泵站。污水管道系统终点埋深通常很大，而污水的处理构筑物因受纳水体水位的限值，一般埋深较小或在地面上，因此须设置重点泵站或总泵站。

表 2.5 污水主干管设计流量计算

管段编号	综合生活污水量								集中流量 q ₃		设计流量 (L/s)
	本段流量 q ₁				转输流量 q ₂ (L/s)	合计平均 流量(L/s)	总变化系 数 K _z	生活污水 设计流量 (L/s)	本段(L/s)	转输(L/s)	
	街坊编号	街坊面积 (ha)	比流量 q _s [L/(s·ha)]	流量 q ₁ (L/s)							
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
22-21	80	-	-	-	-	-	-	-	51.87		51.87
21-20	1	11.40	0.09	1.06	-	1.06	2.30	2.43	-	51.87	54.30
20-19	4	19.76	0.09	1.83	1.06	2.89	2.30	6.64	-	51.87	58.51
19-18	19	12.92	0.09	1.20	2.89	4.08	2.30	9.39	-	51.87	61.26
18-17	20	17.48	0.09	1.62	4.08	5.70	2.23	12.71	-	51.87	64.58
17-16	34	21.28	0.09	1.97	5.70	7.67	2.16	16.55	-	51.87	68.42
16-15	-	-	-	0.00	7.67	7.67	2.16	16.55	-	51.87	68.42
15-14	33	21.42	0.09	1.98	7.67	9.65	2.10	20.31	-	51.87	72.18
14-13	32	18.49	0.09	1.71	9.65	11.37	2.07	23.49	-	51.87	75.36
13-12	31	19.04	0.09	1.76	11.37	13.13	2.03	26.71	-	51.87	78.58
12-11	30	23.52	0.09	2.18	13.13	15.31	2.00	30.61	-	51.87	82.48
11-10	-	-	-	-	15.31	15.31	2.00	30.61	-	51.87	82.48
10-9	-	-	-	0.00	48.06	48.06	1.76	84.75	-	198.16	282.91
9-8	42	20.40	0.11	2.24	72.00	74.24	1.68	124.81	-	198.16	322.97
8-7	41	22.44	0.11	2.47	74.24	76.71	1.68	128.50	-	198.16	326.66

续表 2.5

7-6	40	21.08	0.11	2.32	86.44	88.76	1.65	146.30	-	198.16	344.46
6-5	39	15.64	0.11	1.72	88.76	90.48	1.64	148.83	-	198.16	346.99
5-4	38	14.28	0.11	1.57	92.20	93.77	1.64	153.63	-	198.16	351.79
4-3	37	12.24	0.11	1.35	96.91	98.25	1.63	160.16	-	198.16	358.32
3-2	36	15.64	0.11	1.72	98.25	99.98	1.63	162.66	-	198.16	360.81
2-1	35	13.60	0.11	1.50	99.98	101.47	1.62	164.82	-	198.16	362.98
1-0	-	-	-	-	127.88	127.88	1.58	202.49	-	198.16	400.65

表 2.6 污水主干管水力计算

管段编号	管段长度 L(m)	设计流量 Q(L/s)	管道直径 D (mm)	设计坡度 I	设计流速 v(m/s)	设计充满度		降落量 I _L (m)	标高(m)						埋设深度	
						h/D	H(m)		地面		水面		管内底		(m)	
									上端	下端	上端	下端	上端	下端	上端	下端
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
22-21	696	51.87	400	0.00125	0.6	0.63	0.252	0.8697	255.00	254.94	254.05	253.18	253.80	252.93	1.20	2.01
21-20	411	54.30	400	0.00124	0.6	0.65	0.26	0.5091688	254.94	254.78	253.18	252.67	252.92	252.41	2.02	2.37
20-19	629	58.51	400	0.00146	0.65	0.64	0.256	0.9188948	254.78	254.85	252.67	251.75	252.42	251.50	2.36	3.35
19-18	420	61.26	400	0.0017	0.7	0.63	0.252	0.714	254.85	254.67	251.75	251.04	251.50	250.79	3.35	3.88
18-17	590	64.58	400	0.00176	0.72	0.65	0.26	1.0384	254.67	254.66	251.04	250.00	250.78	249.74	3.89	4.92
17-16	689	68.42	400	0.00195	0.76	0.65	0.26	1.342926	254.66	253.77	250.00	248.66	249.74	248.40	4.92	5.37
16-15	493	68.42	400	0.00195	0.76	0.65	0.26	0.961623	253.77	252.81	248.66	247.70	248.40	247.44	5.37	5.37
15-14	547	72.18	400	0.0023	0.82	0.65	0.26	1.257778	252.81	252.25	247.70	246.44	247.44	246.18	5.37	6.07
14-13	505	75.36	450	0.00143	0.69	0.65	0.2925	0.7214922	252.25	252.74	251.34	250.62	251.05	250.33	1.20	2.41
13-12	480	78.58	450	0.00153	0.72	0.65	0.2925	0.7344	252.74	252.73	250.62	249.89	250.33	249.59	2.41	3.14
12-11	560	82.48	450	0.00163	0.75	0.65	0.2925	0.9128	252.73	252.72	249.89	248.97	249.59	248.68	3.14	4.04
11-10	732	82.48	450	0.0023	0.86	0.58	0.261	1.684336	252.72	252.62	248.97	247.29	248.71	247.03	4.01	5.59
10-9	989	282.91	700	0.0012	0.87	0.7	0.49	1.186416	251.81	250.87	247.27	246.08	246.78	245.59	5.03	5.28
9-8	750	322.97	700	0.00175	1.05	0.7	0.49	1.3125	250.87	250.39	246.08	244.77	245.59	244.28	5.28	6.11
8-7	760	326.66	700	0.0018	1.06	0.7	0.49	1.368	250.39	250.00	244.77	243.40	244.28	242.91	6.11	7.09

续表 2.6

7-6	770	344.46	800	0.00105	0.95	0.7	0.56	0.8085	250.00	249.56	249.06	248.25	248.50	247.69	1.50	1.87
6-5	610	346.99	800	0.00106	0.95	0.7	0.56	0.6466	249.56	251.05	248.25	247.60	247.69	247.04	1.87	4.01
5-4	520	351.79	800	0.001146	0.96	0.7	0.56	0.59592	251.05	250.21	247.60	247.01	247.04	246.45	4.01	3.76
4-3	460	358.32	800	0.00115	0.97	0.7	0.56	0.529	250.21	250.43	247.01	246.48	246.45	245.92	3.76	4.51
3-2	560	360.81	800	0.00116	0.98	0.7	0.56	0.6496	250.43	251.00	246.48	245.83	245.92	245.27	4.51	5.73
2-1	500	362.98	800	0.00118	0.99	0.7	0.56	0.59	251.00	251.00	245.83	245.24	245.27	244.68	5.73	6.32
1-0	1000	400.65	800	0.00145	1.1	0.7	0.56	1.45	251.00	251.00	250.36	248.91	249.80	248.35	1.20	2.65

2.4 城市雨水管道系统设计计算

2.4.1 雨水管网定线

该县级市地势复杂，河流穿城而过，两岸的城区地势呈现类丘陵地状，且南部地区存在类谷地区域，故排水流域在按照雨水干管服务排水面积划分的同时还要考虑具体地形地势的限值。本工程采用分散出口的雨水管道布置形式，根据河流位置确定雨水出水口的位置，雨水管渠出水口位于河岸边，雨水管网走向与污水管网走向大致相同。

该县级市河流常水位为 238 m，低于该县级市的平均标高，雨水在河流最高水位时依旧能靠重力排入河流，因此不必在干管终端设置雨水泵站。

2.4.2 划分设计管段

根据管道的具体位置，划分设计管道，将设计管段的检查井依次编上号码，将各检查井的地面标高列入表 2.7。

表 2.7 雨水干管检查井地面标高汇总表

检查井编号	地面标高(m)	检查井编号	地面标高(m)	检查井编号	地面标高(m)
0	255	35	251	65	251.81
1	254.81	36	251	66	251.74
2	254.78	37	251.81	67	250.21
3	254.83	42	253.41	72	252.62
4	254.67	43	252.85	73	250.65
5	253.77	44	252.28	74	250
6	252.81	45	251.72	75	250
7	251.7	46	251.42	76	250
11	254.3	47	249.85	77	250
12	253.73	51	253.23	78	250
13	253	52	253.33	79	250
14	253	53	252.63	80	250.56
15	253	54	252.25	81	251
16	253.01	55	250	H	249.5
17	251.3	56	254.37	A	249.5
18	252.86	57	254.64	B	250.2

续表 2.7

19	251.7	58	253	C	249.5
30	251.23	59	251.9	D	250.2
31	251	60	250	E	250.2
32	251.04	63	253.16	F	249.5
33	251	64	252.7	G	249.5
34	251	-	-	-	-

2.4.3 计算汇水面积

考虑到雨水干管服务的排水面积以及地形条件,雨水管道的布置形式采用分散出口,按就近排入雨水管道的原则划分设计管段的汇水面积。对每块汇水面积编号、在雨水管网平面布置图中标注雨水回流方向,并将各汇流分区区域面积列入表 2.8。

表 2.8 汇水区域面积总览表

街区编号	实际面积 (ha)	街区编号	实际面积 (ha)	街区编号	实际面积 (ha)
1	11.40	29	14.70	54	7.82
2	12.00	96	15.68	111	7.82
3	11.52	30	11.76	55	13.60
4	9.88	97	11.76	56	13.60
84	9.88	31	9.52	57	15.64
5	10.22	98	9.52	58	12.24
85	10.22	32	5.82	59	7.14
86	9.04	99	5.82	112	7.14
6	7.08	100	6.86	60	7.82
7	17.68	33	6.86	113	7.82
8	10.92	101	7.28	61	10.54
87	10.92	102	7.28	114	10.54
9	16.64	34	10.64	62	11.22
10	14.76	103	10.64	115	11.22
88	21.00	35	6.80	63	10.20
11	62.40	104	6.80	116	10.20
12	76.01	36	7.82	64	14.96
13	17.00	105	7.82	65	14.96

续表 2.8

14	19.04	37	12.24	66	15.64
15	7.14	38	14.28	67	15.64
90	7.14	39	15.64	68	14.96
16	11.56	40	21.08	69	14.96
17	11.82	41	22.44	70	20.40
18	13.54	42	20.40	71	11.22
19	12.92	43	14.96	117	11.22
20	17.48	44	9.34	72	10.54
21	11.96	45	3.68	118	10.54
91	5.46	106	6.44	73	7.82
22	3.89	46	14.96	119	7.82
92	11.13	47	14.96	74	14.28
23	7.83	48	10.20	75	12.24
93	7.82	107	10.20	76	15.64
24	9.66	49	22.44	77	13.60
94	9.66	50	21.08	78	19.32
25	24.78	51	7.82	79	49.14
26	22.02	108	7.82	80	130.47
27	12.88	52	7.14	81	20.80
120	12.88	109	7.14	82	10.40
28	13.02	53	6.12	83	53.06
95	14.00	110	6.12	-	-

2.3.4 水力计算

本工程设计运用 EXCEL 软件进行雨水干管流量和水力的计算，求出各管段的设计流量，进一步确定各管段管径、坡度、流速、管底标高及管道埋深值，具体计算过程见表 2.9。

特别的，当水力计算过程中出现下游管段的设计流量小于上一管段设计流量时，则取上一段的设计流量作为下游管段的设计流量。

表 2.9 雨水干管水力计算表

设计 管段 编号	管段 长度 L(m)	汇水 面积 F(hm²)	管内雨水流行时 间(min)		单位面积 径流量 q ₀ [L/(s·h m²)]	设计流 量 Q(L/s)	管 径 D(mm)	水力 坡度 I(‰)	流速 v/(m/ s)	管道输 水能力 Q _s (L/s)	坡降 I _L (m)	设计地面标高		设计管内底标高		埋深	
												(m)		(m)		(m)	
			Σt ₂ =ΣL /v	t ₂ =L/v								起点	终点	起点	终点	起点	终点
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
0-1	420	130.47	0	6.15	1.70	221.32	500	3.5	1.14	223.28	1.47	255.00	254.81	253.80	252.33	1.20	2.48
1-2	620	173.97	6.15	9.08	1.17	203.19	500	3.5	1.14	223.28	2.17	254.81	254.78	252.33	250.16	2.48	4.62
2-3	420	220.53	15.24	6.15	0.83	182.02	500	3.5	1.14	223.28	1.47	254.78	254.83	250.16	248.69	4.62	5.98
3-4	590	220.53	21.39	8.64	0.70	153.60	500	3.5	1.14	223.28	2.07	254.83	254.67	253.63	251.57	1.20	2.21
4-5	688.7	257.25	30.03	10.09	0.58	148.27	500	3.5	1.14	223.28	2.41	254.67	253.77	248.69	246.28	5.98	7.49
5-6	493.1	267.89	40.12	7.22	0.48	129.63	500	3.5	1.14	223.28	1.73	253.77	252.81	252.57	250.84	1.20	1.97

续表 2.9

6-7	338.7	285.81	47.34	4.96	0.44	124.54	500	3.5	1.14	223.28	1.19	252.81	251.70	250.84	249.66	1.97	2.04
7-B	216.6	305.13	52.31	3.17	0.41	124.65	500	3.5	1.14	223.28	0.76	251.70	250.20	249.66	248.90	2.04	1.30
30-31	335.3	20.80	0	7.46	1.70	35.28	300	3.00	0.75	52.94	1.01	251.23	251.00	250.13	249.12	1.10	1.88
31-32	627.4	104.20	7.46	11.33	1.10	114.56	400	3.10	0.92	115.89	1.94	251.00	251.04	249.02	247.08	1.98	3.96
32-33	670	194.97	18.79	9.63	0.74	145.24	400	4.90	1.16	145.71	3.28	251.04	251.00	247.08	243.80	3.96	7.20
33-34	420	228.61	28.42	6.03	0.60	136.06	400	4.90	1.16	145.71	2.06	251.00	251.00	249.90	247.84	1.10	3.16
34-35	430	269.67	34.45	9.44	0.53	143.27	500	1.56	0.76	149.06	0.67	251.00	251.00	247.74	247.07	3.26	3.93
35-36	390	294.45	43.89	8.56	0.46	134.67	500	1.56	0.76	149.06	0.61	251.00	251.00	247.07	246.46	3.93	4.54
36-37	458.7	322.17	52.44	10.07	0.41	131.38	500	1.56	0.76	149.06	0.72	251.00	251.81	246.46	245.75	4.54	6.06
37-E	471	430.67	62.51	9.62	0.36	156.35	500	1.80	0.82	160.12	0.85	251.81	250.20	245.75	244.90	6.06	5.30

续表 2.9

11-12	331.1	20.56	0	7.36	1.70	34.88	300	3	0.75	52.94	0.99	254.30	253.73	253.20	252.21	1.10	1.52
12-13	480	27.64	7.36	10.68	1.10	30.52	300	3	0.75	52.94	1.44	253.73	253.00	252.21	250.77	1.52	2.23
13-14	560	45.32	18.04	12.46	0.76	34.46	300	3	0.75	52.94	1.68	253.00	253.00	250.77	249.09	2.23	3.91
14-15	629.9	66.64	30.50	14.01	0.57	38.07	300	3	0.75	52.94	1.89	253.00	253.00	249.09	247.20	3.91	5.80
15-16	420	77.56	44.51	9.34	0.45	35.16	300	3	0.75	52.94	1.26	253.00	253.01	247.20	245.94	5.80	7.07
16-17	590	142.15	53.85	12.15	0.40	56.97	300	3.5	0.81	57.18	2.07	253.01	251.30	251.91	249.85	1.10	1.46
17-18	688.7	178.87	66.00	12.51	0.35	62.60	300	4.5	0.92	64.84	3.10	251.30	252.86	249.85	246.75	1.46	6.11
18-19	300.5	219.69	78.51	5.13	0.31	68.29	300	5.1	0.98	69.02	1.53	252.86	251.70	246.75	245.21	6.11	6.49
19-D	248.8	268.83	83.63	3.66	0.30	79.98	300	6.85	1.13	79.99	1.70	251.70	250.20	245.21	243.51	6.49	6.69
42-43	590	20.40	0	13.12	1.70	34.60	300	3	0.75	52.94	1.77	253.41	252.85	252.31	250.54	1.10	2.31

续表 2.9

43-44	540	35.36	13.12	12.01	0.88	31.24	300	3	0.75	52.94	1.62	252.85	252.28	250.54	248.92	2.31	3.36
44-45	560	50.32	25.13	12.46	0.64	32.10	300	3	0.75	52.94	1.68	252.28	251.72	248.92	247.24	3.36	4.48
45-46	440	65.96	37.59	9.79	0.50	33.23	300	3	0.75	52.94	1.32	251.72	251.42	247.24	245.92	4.48	5.50
46-47	440	69.64	47.38	9.79	0.44	30.33	300	3	0.75	52.94	1.32	251.42	249.85	245.92	244.60	5.50	5.25
47-G	237.7	120.96	57.16	5.29	0.39	46.61	300	3	0.75	52.94	0.71	249.85	249.50	244.60	243.89	5.25	5.61
51-52	750	10.20	0	16.68	1.70	17.30	300	3	0.75	52.94	2.25	253.23	253.33	252.13	249.88	1.10	3.45
52-53	440	20.40	16.68	9.79	0.79	16.12	300	3	0.75	52.94	1.32	253.33	252.63	249.88	248.56	3.45	4.07
53-54	590	30.60	26.47	13.12	0.62	18.96	300	3	0.75	52.94	1.77	252.63	252.25	248.56	246.79	4.07	5.46
54-55	440	45.56	39.59	9.79	0.49	22.23	300	3	0.75	52.94	1.32	252.25	250.00	246.79	245.47	5.46	4.53
55-F	244.9	69.86	49.38	5.45	0.42	29.63	300	3	0.75	52.94	0.73	250.00	249.50	245.47	244.74	4.53	4.76

续表 2.9

56-57	760	11.22	0	16.90	1.70	19.03	300	3	0.75	52.94	2.28	254.37	254.64	253.27	250.99	1.10	3.65
57-58	440	22.44	16.90	9.79	0.79	17.62	300	3	0.75	52.94	1.32	254.64	253.00	250.99	249.67	3.65	3.33
58-59	440	44.20	26.69	9.79	0.62	27.26	300	3	0.75	52.94	1.32	253.00	251.90	249.67	248.35	3.33	3.55
59-60	440	97.92	36.48	9.79	0.51	50.25	300	3	0.75	52.94	1.32	251.90	250.00	248.35	247.03	3.55	2.97
60-C	216.7	161.84	46.27	3.56	0.44	71.57	300	5.5	1.01	71.68	1.19	250.00	249.50	247.03	245.84	2.97	3.66
63-64	610	10.54	0.00	13.57	1.70	17.88	300	3	0.75	52.94	1.83	253.16	252.70	252.06	250.23	1.10	2.47
64-65	520	26.18	13.57	11.57	0.87	22.79	300	3	0.75	52.94	1.56	252.70	251.81	250.23	248.67	2.47	3.14
65-66	440	26.18	25.13	9.79	0.64	16.70	300	3	0.75	52.94	1.32	251.81	251.74	248.67	247.35	3.14	4.39
66-67	440	47.26	34.92	9.79	0.53	24.90	300	3	0.75	52.94	1.32	251.74	250.21	247.35	246.03	4.39	4.18
67-A	238.4	97.24	44.71	5.30	0.45	43.95	300	3	0.75	52.94	0.72	250.21	249.50	246.03	245.31	4.18	4.19

续表 2.9

72-73	610	10.54	0.00	13.57	1.70	17.88	300	3	0.75	52.94	1.83	252.62	250.65	251.32	249.49	1.30	1.16
73-74	520	18.36	13.57	11.57	0.87	15.98	300	3	0.75	52.94	1.56	250.65	250.00	249.49	247.93	1.16	2.07
74-75	460	32.64	25.13	10.23	0.64	20.82	300	3	0.75	52.94	1.38	250.00	250.00	247.93	246.55	2.07	3.45
75-76	560	44.88	35.37	12.46	0.52	23.47	300	3	0.75	52.94	1.68	250.00	250.00	246.55	244.87	3.45	5.13
76-77	500	60.52	47.82	11.12	0.43	26.20	300	3	0.75	52.94	1.50	250.00	250.00	244.87	243.37	5.13	6.63
77-78	440	74.12	58.94	9.79	0.38	27.98	300	3	0.75	52.94	1.32	250.00	250.00	248.90	247.58	1.10	2.42
78-79	440	141.10	68.73	9.79	0.34	48.04	300	3	0.75	52.94	1.32	250.00	250.00	247.58	246.26	2.42	3.74
79-80	440	168.64	78.52	9.79	0.31	52.42	300	3	0.75	52.94	1.32	250.00	250.56	246.26	244.94	3.74	5.62
80-81	440	183.26	88.30	9.79	0.29	52.50	300	3	0.75	52.94	1.32	250.56	251.00	244.94	243.62	5.62	7.38
81-H	831.9	190.06	98.09	18.50	0.27	50.57	300	3	0.75	52.94	2.50	251.00	249.50	243.62	241.12	7.38	8.38

续表 2.9

72-73	610	10.54	0.00	13.57	1.70	17.88	300	3	0.75	52.94	1.83	252.62	250.65	251.32	249.49	1.30	1.16
73-74	520	18.36	13.57	11.57	0.87	15.98	300	3	0.75	52.94	1.56	250.65	250.00	249.49	247.93	1.16	2.07
74-75	460	32.64	25.13	10.23	0.64	20.82	300	3	0.75	52.94	1.38	250.00	250.00	247.93	246.55	2.07	3.45
75-76	560	44.88	35.37	12.46	0.52	23.47	300	3	0.75	52.94	1.68	250.00	250.00	246.55	244.87	3.45	5.13
76-77	500	60.52	47.82	11.12	0.43	26.20	300	3	0.75	52.94	1.50	250.00	250.00	244.87	243.37	5.13	6.63
77-78	440	74.12	58.94	9.79	0.38	27.98	300	3	0.75	52.94	1.32	250.00	250.00	248.90	247.58	1.10	2.42
78-79	440	141.10	68.73	9.79	0.34	48.04	300	3	0.75	52.94	1.32	250.00	250.00	247.58	246.26	2.42	3.74
79-80	440	168.64	78.52	9.79	0.31	52.42	300	3	0.75	52.94	1.32	250.00	250.56	246.26	244.94	3.74	5.62
80-81	440	183.26	88.30	9.79	0.29	52.50	300	3	0.75	52.94	1.32	250.56	251.00	244.94	243.62	5.62	7.38
81-H	831.9	190.06	98.09	18.50	0.27	50.57	300	3	0.75	52.94	2.50	251.00	249.50	243.62	241.12	7.38	8.38

第 3 章 污水处理厂设计计算

3.1 污水处理厂位置的确定

城市污水处理厂是城市排水工程规划设计的一个重要组成部分。恰当选择污水处理厂置,进行合理水厂平面布局,与污水利用程度、污水管网布置、污水处理厂的投资、管理费用及城市环保要求等关系密切,所以务必慎重选择厂址位置。污水处理厂进行厂址选择时,需考虑的因素有:尽可能地少占或不占农田;切忌在城镇工厂区或居住区一级给水水源的上游选址;选址应尽量避免风口位置,选择城镇最小夏季频率风向的上风向;厂区选址应当注意污水管网系统的敷设及其出水口位置;选址还应当注意自身用地需求,以达到污水厂建设的技术合理与投资经济;污水厂选址应考虑近、远期规划相结合。

3.2 污水处理工艺流程的选取

3.2.1 城镇污水处理的典型工艺流程

污水处理工艺典型流程是由完整的二级处理系统和污泥处理系统组成的。

一级处理的目的在于去除污水中呈悬浮状态的固体污染物质,以物理处理法为主,通过一级处理能够去除污水的 BOD 值的 20%~30%。

二级处理系统是污水处理厂的核心,以生物处理法为主,通过二级处理,污水的 BOD₅ 值可降至 20~30 mg/L,一般可以达到排放水体和灌溉农田的要求。

根据我国《室外排水设计规范》(GB50014-2006)可知,污水厂的分级处理效率如表 3.1 所示。

表 3.1 污水处理厂处理效率^[3]

处理级别	处理方法	主要工艺	处理效率	
			SS	BOD ₅
一级	沉淀法	沉淀(自然沉淀)	40~55%	20~30%
二级	生物膜法	初次沉淀、生物膜反应、二次沉淀	60~90%	65~90%
	活性污泥法	初次沉淀、活性污泥反应、二次沉淀	75~90%	65~95%

从表 3.1 可知,二级活性污泥法的处理效率最高,但常规二级处理工艺仅能有效地去除 BOD₅、COD 和 SS,而对氮和磷的去除是有一定的限度的,仅从剩余污泥中排除氮和磷,氮的去除率约为 10~20%,磷的去除率约为 12~19%,达不到该工程设计对

氮和磷去除率的要求。因此，必须采用污水脱氮除磷工艺。

3.2.2 污水脱氮除磷工艺要求

污水能够进行生物脱氮除磷的要求如下：

脱氮时

$$\frac{BOD_5}{TN} > 4$$

除磷时

$$\frac{BOD_5}{TP} > 17$$

好氧区剩余总碱度 $> 17 \text{ mg/L}$ 。

本设计中

$$\frac{BOD_5}{TN} = \frac{220}{80} = 2.75$$

$$\frac{BOD_5}{TP} = \frac{220}{11} = 20 > 17$$

脱氮的 BOD_5/TN 略低，总磷 BOD_5/TP 符合要求，为保证二级处理的碳源充足，本工程设计中，在一级处理阶段的沉砂池后不设初次沉淀池，同时添加少量外部碳源以补充可能的碳源不足，以适应所采用的同步脱氮除磷的工艺。

3.2.3 污水处理工艺选定

本工程设计城市污水处理厂的设计流量 3.5 万吨，属中小型污水处理工程。设计要求出水水质达到（GB18918-2002）一级 A 标准，整个工艺流程的磷去除率为 95.5%，总氮去除率 81.25%，氨氮去除率 92.9%，单一传统的二级处理工艺都难以直接满足水质要求。本工程设计拟采用三级处理方式。

本工程设计二级处理方式拟对传统 A^2/O 工艺进行改良，在传统的 A^2/O 工艺的基础上，在厌氧池前增设预缺氧池，对回流污泥进行预反硝化处理，提高生物除磷的效果。传统的 A^2/O 工艺，由于回流污泥会携带硝态氮进入厌氧池，回流污泥进入厌氧池后将优先夺取污水中易生物降解的有机物，聚磷菌将失去竞争优势，进而影响生物除磷效果。改良式 A^2/O 工艺对此进行改进，回流污泥和部分（一般约 10% 左右）进水首先进入预反硝化池（另一部分进水，约占总进水的 90% 直接进入厌氧池），微生物利用进水中的有机物作碳源进行反硝化，去除由回流污泥带入的硝酸盐，消除了硝态氮对厌氧除磷的不利影响，提高了系统的生物除磷能力。其基本工艺流程如图 3.1 所示。

此外，改良式 A^2/O 工艺还兼具传统 A^2/O 工艺优势：系统简单，水力停留时间少；

在厌氧、缺氧、好氧交替运行条件下，丝状菌不能大量繁殖，无膨胀污泥之虞，SVI 值一般小于 100；污泥含磷浓度高，具有很高的肥效；运行中勿需投药，只用轻缓搅拌，以不增加溶解氧为度，运行费用低。故选取改良式 A^2/O 工艺进行污水处理。

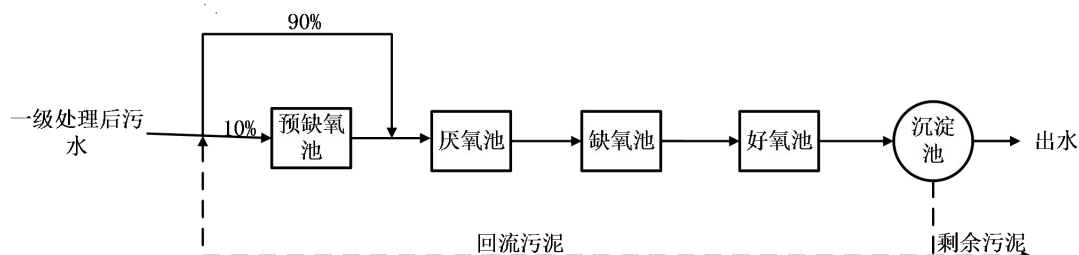


图 3.1 改良 A^2/O 工艺流程图

如图 3.1 所示，预反硝化池、厌氧池、缺氧池和好氧池是改良式 A^2/O 生物脱氮除磷工艺系统设置的四个相对独立的反应池。厂区还可以根据处理目的确定池体进水的方式和流量，提高系统去除能力。预反硝化区池型，分为包括推流式和循环式，配套设备包括搅拌器和推进器。改良式 A^2/O 工艺的预缺氧池可以利用根据水力停留时间设计，HRT 一般设置为 20~30 min，进水流量为生物反应池进水设计总流量的 10%~15%。其他区域设计参数与传统 A^2/O 工艺相同^[4]。

结合室外排水设计规范以及查阅相关文献得知，改良 A^2/O 工艺对 COD、BOD₅、SS、TN、 NH_3-N 、TP 的平均去除率分别可达 87%、90%、92.8%、61%、92%、91.64%，相比传统工艺已经有了很大提升，但仍无法直接满足设计出水水质要求，尤其是总氮和总磷^{[5][6]}。

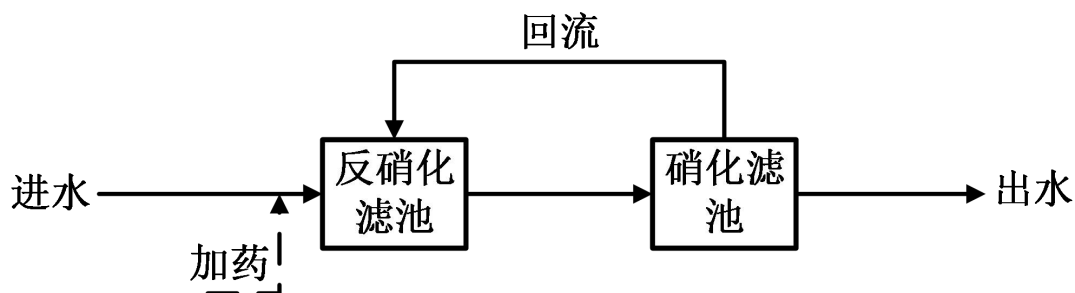


图 3.2 三级处理工艺流程示意

本工程三级处理处理阶段拟采用曝气生物滤池（BAF）加化学除磷的方式，见下图 3.2。曝气生物滤池占地面积小，兼具生物反应、沉淀过滤等作用，其后无需再设置沉淀池，工程经济，处理效果好。化学除磷采用协同加亚铁盐的方式，充分利用曝气生物滤池具备沉淀过滤的特性，同时协助营造反硝化所需的缺氧环境，耦合联动，一举多得。因此三级阶段采用曝气生物滤池（BAF）加化学除磷的方式。

综上，本工程设计整体的工艺流程为三级处理，具体流程见图 3.3。

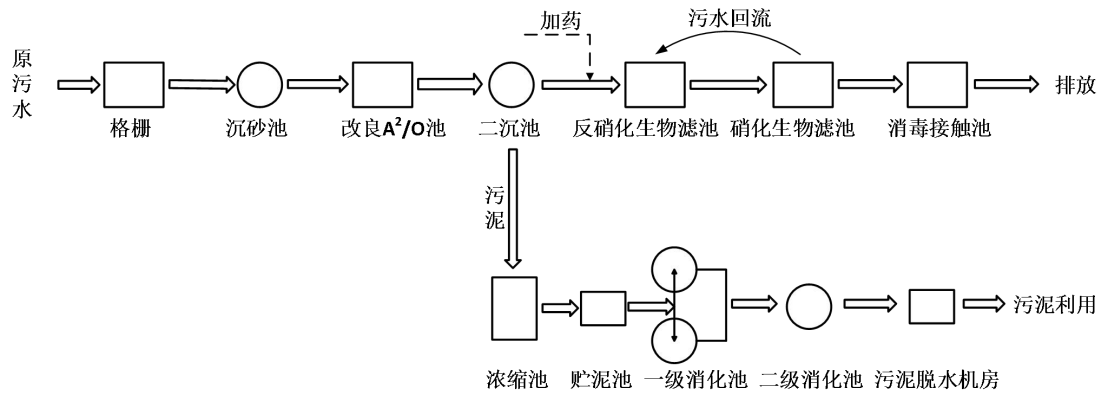


图 3.3 某县级市污水处理厂工艺流程示意图

3.3 污水处理设计计算

3.3.1 粗格栅

本工程设计将粗格栅作为污水厂对污水的第一道处理措施，污水由 DN800 的管道从城区直接引入格栅间，设置两组粗格栅，计算草图参见图 3.4。

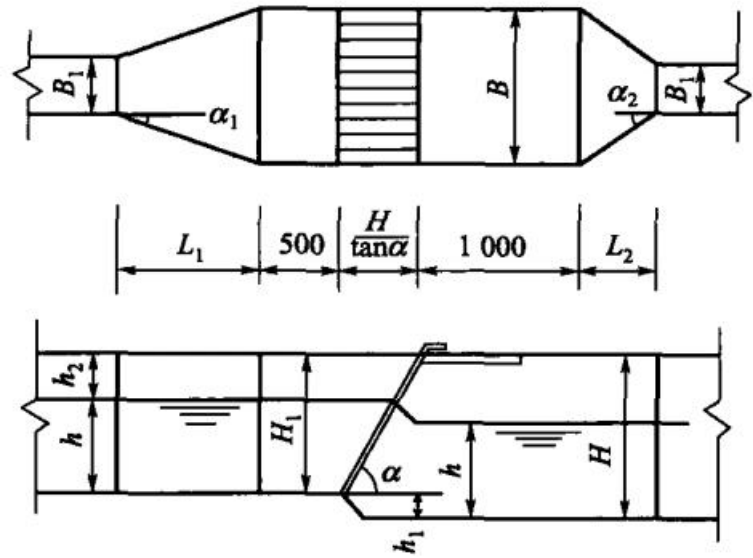


图 3.4 格栅计算示意图

设计基本参数

$$Q_{max} = 0.401/2 = 0.2005(\text{m}^3/\text{s})$$

3.3.1.1 栅条的间隙数 n (个)

$$n = \frac{Q_{max}\sqrt{\sin\alpha}}{bhv} \quad (3.1)$$

本工程设计格栅两组，一组停止使用时，另一组进行工作校核。倾角 $\alpha = 60^\circ$ ，栅

条间隙 $b = 0.021 \text{ m}$ ，栅前水深 $h = 0.4 \text{ m}$ ，过栅流速 $v = 0.9 \text{ m/s}$ ，代入数据得栅条间隙数

$$n = \frac{Q_{\max} \sqrt{\sin \alpha}}{bhv} = \frac{0.2005 \times \sqrt{\sin 60^\circ}}{0.021 \times 0.4 \times 0.9} \approx 25 \text{ (个)}$$

3.3.1.2 栅槽宽度 B(m)

栅条宽度 $S = 10 \text{ mm} = 0.01 \text{ m}$ ，栅槽宽度比格栅宽 0.2 m ，则栅槽宽度

$$B = S(n - 1) + bn + 0.2 \quad (3.2)$$

代入数据得

$$\begin{aligned} B &= 0.01 \times (25 - 1) + 0.021 \times 25 + 0.2 \\ &= 0.965(\text{m}) \approx 1.0(\text{m}) \end{aligned}$$

3.3.1.3 计算水头损失 $h_1(\text{m})$

栅条断面选用锐边矩形断面，系数 $\beta = 2.42$ ， k 采用 3，代入公式

$$h_1 = h_0 k = \beta \left(\frac{S}{b} \right)^{4/3} \cdot \frac{v^2}{2g} \sin \alpha \cdot k \quad (3.3)$$

得通过格栅的水头损失

$$\begin{aligned} h_1 &= 2.42 \times \left(\frac{0.01}{0.021} \right)^{4/3} \times \frac{0.9^2}{2 \times 9.8} \times \sin 60^\circ \times 3 \\ &= 0.097(\text{m}) \end{aligned}$$

3.3.1.4 栅后槽总高度 H(m)

栅前渠道超高 h_2 取 0.3 m ，则

$$\begin{aligned} H &= h + h_1 + h_2 = 1.0 + 0.097 + 0.3 \\ &= 1.397(\text{m}) \approx 1.4(\text{m}) \end{aligned}$$

3.3.1.5 栅槽总长度 L(m)

进水渠道宽度 $B_1 = 0.85 \text{ m}$ ，渐宽部分展开角度 $\alpha_1 = 20^\circ$ ，进水渠道内的流速为 1.1 m/s 。则渐宽部分长度

$$L_1 = \frac{B - B_1}{2 \tan \alpha_1} = \frac{1.0 - 0.85}{2 \tan 20^\circ} \approx 0.21(\text{m})$$

栅槽与出水渠道连接处的渐窄部分长度

$$\begin{aligned} L_2 &= \frac{L_1}{2} = \frac{0.21}{2} \approx 0.11(\text{m}) \\ L &= L_1 + L_2 + 1.0 + 0.5 + \frac{H_1}{\tan \alpha} \end{aligned}$$

$$H_1 = h + h_2$$

式中， H_1 为栅前渠道深， m 。

$$L = 0.21 + 0.11 + 1.0 + 0.5 + \frac{1.0 + 0.3}{\tan 60^\circ}$$

$$= 2.57(\text{m})$$

3.3.1.6 每日栅渣量 $W(\text{m}^3/\text{d})$

$$W = \frac{86400 Q_{\max} W_1}{1000 K_z} \quad (3.4)$$

格栅间隙取 21 mm，取栅渣量 $W_1 = 0.07 \text{ m}^3/10^3 \text{ m}^3$ 污水，则

$$W = \frac{86400 \times 0.4001 \times 0.07}{1000 \times 1.40} = 1.73(\text{m}^3/\text{d}) > 0.2(\text{m}^3/\text{d})$$

采用机械清渣方式。查《给水排水设计手册第 11 册——常用设备》第 521 页，本设计选用 GH 型链条式回转格栅除污机，型号为 GH-1000^[13]。

表 3.2 GH 型链条式回转格栅除污机性能规格参数

栅宽 B (mm)	槽深 H (mm)	安装角度 α (°)	栅条间隙 (mm)	电动机功率 (kW)	栅条截面积 (mm)
1000	$\leq 10\text{m}$	60,65,70,75,80	15~80	0.75~2.2	50×10

3.3.2 细格栅

本工程设计将细格栅设置在沉砂池前，进一步去除部分悬浮物、漂浮物、纤维物质和固体颗粒物质。栅条间隙 $b = 0.010 \text{ m}$ ，过栅流速 $v = 0.8 \text{ m/s}$ ，此外其他取值均与粗格栅计算时相同。

3.3.2.1 栅条间隙数 n

格栅倾角 $\alpha = 70^\circ$

$$n = \frac{Q_{\max} \sqrt{\sin \alpha}}{b h v} = \frac{0.2005 \times \sqrt{\sin 70^\circ}}{0.010 \times 0.4 \times 0.9} \approx 54 \text{ (个)}$$

3.3.2.2 计算栅槽宽度 B (m)

$$B = S(n - 1) + b n + 0.2 = 0.01 \times (54 - 1) + 0.01 \times 54 + 0.02 = 1.27(\text{m})$$

3.3.2.3 计算水损 h_1 (m)

栅条断面为锐边矩形断面

$$h_1 = h_0 k = \beta \left(\frac{S}{b} \right)^{4/3} \cdot \frac{v^2}{2g} \sin \alpha \cdot k$$

$$= 2.42 \times \left(\frac{0.01}{0.021} \right)^{4/3} \times \frac{0.9^2}{2 \times 9.8} \times \sin 70^\circ \times 3$$

$$= 0.28(\text{m})$$

3.3.2.4 栅后槽总高度 H

栅前渠道超高 $h_2 = 1 \text{ m}$, 则

$$H = h + h_1 + h_2 = 0.4 + 0.28 + 1 = 1.68(\text{m})$$

3.3.2.5 计算栅槽总长 L (m)

1. 计算 L_1

进水渠道内的流速为 1.34 m/s , 则进水部分渐宽部分长度

$$L_1 = \frac{B - B_1}{2 \tan \alpha_1} = \frac{1.27 - 0.85}{2 \tan 20^\circ} \approx 0.58(\text{m})$$

2. 计算 L_2

栅槽与出水渠道连接处的渐窄部分长度

$$L_2 = \frac{L_1}{2} = \frac{0.58}{2} \approx 0.29(\text{m})$$

$$L = L_1 + L_2 + 1.0 + 0.5 + \frac{H_1}{\tan \alpha}$$

$$H_1 = h + h_2$$

式中, H_1 为栅前渠道深, m。

$$L = 0.58 + 0.29 + 1.0 + 0.5 + \frac{0.4 + 1}{\tan 60^\circ}$$

$$= 3.18(\text{m})$$

3.3.2.6 每日栅渣量 W (m^3/d)

在栅条间隙 10 mm 的情况下, 设栅渣量为每 1000 m^3 污水产 0.08 m^3 , 则

$$W = \frac{86400 Q_{\max} W_1}{1000 K_z} = \frac{86400 \times 0.2005 \times 0.08}{1000 \times 1.40} = 0.99(\text{m}^3/\text{d}) > 0.2(\text{m}^3/\text{d})$$

本设计采用机械清渣, 格栅净距 $B=1.27 \text{ m}$, 格栅间隙 10 mm , 查《给水排水设计手册第 11 册——常用设备》第 531 页, 选择 HF 型回转式固液分离机, 具体型号为 HF-1000, 具体参数见下表 3.3。

表 3.3 HF 型回转式固液分离机性能及外形尺寸

型号	安装角度 ($^\circ$)	电动机功率 (kW)	设备总宽 (mm)	沟宽 (mm)	沟深(mm)	导流槽长度 (mm)
HF-1000	60~80	1.1~2.2	1350	980	1535 (或根据需 要确定)	1500~4770

3.3.3 沉砂池

沉砂池的工作原理是以重力分离为基础，利用重力分离将污水中的砂子、煤渣等比重较大的颗粒去除。沉砂池中常见的形式包括平流式沉砂池、竖流式沉砂池、曝气式沉砂池和涡流式沉砂池等。

平流式矩形沉砂池是常用的形式，具有构造简单、处理效果较好的优点。曝气沉砂池是在池的一侧通入空气，使污水沿池旋转前进，从而产生与主流垂直的横向恒速环流。曝气沉砂池的优点是通过调节曝气量，可以控制污水的旋流速度，使除砂效率较稳定，受流量变化的影响较小。同时，还对污水起预曝气作用。涡流式沉砂池是利用水力涡流，使泥砂和有机物分开，以达到除砂目的，该池具有基建、运行费用低和除砂效果好等优点。竖流式沉砂池是污水由中心管进入池内后自下而上流动，无机物颗粒借重力沉于池底，处理效果一般较差^{[4][11]}。

本工程设计二级处理采用的是改良式 A²/O 工艺，一开始便是预缺氧区，即需要构造缺氧环境，而曝气生物滤池由于其强烈的曝气需求，无法在本工艺中体现优势，因此，为了保证除磷脱氮效果，本设计选用平流式沉砂池。

3.3.3.1 设计条件

污水处理厂最大设计流量 0.40 m³/s，最小设计流量 0.36 m³/s，本设计设置平流式沉砂池两组，则每组的最大设计流量为 0.20 m³/s，最小设计流量 0.18 m³/s，总变化系数 K_Z=1.50。

3.3.3.2 设计计算

1. 沉砂池长度 L(m)

取最大设计流量下的流速 $v = 0.25 \text{ m/s}$ ，流行时间 $t = 30 \text{ s}$ ，则

$$L = vt = 0.25 \times 30 = 7.5(\text{m})$$

2. 水流断面面积 A(m²)

$$A = \frac{Q_{\max}}{v} = \frac{0.2}{0.25} = 0.8(\text{m}^2)$$

3. 池总宽度 B(m)

取 $n=2$ 格，每格宽 $b=0.6 \text{ m}$ ，则

$$B = nb = 2 \times 0.6 = 1.2(\text{m})$$

4. 有效水深 h₂(m)

$$h_2 = \frac{A}{B} = \frac{0.8}{1.2} = 0.67(\text{m})$$

5. 沉砂斗容积 V(m³)

取城镇污水沉沙量 $X=30\text{m}^3/10^6\text{m}^3$ 污水，清除沉砂的间隔时间 $T=2\text{d}$ ，污水流量总变化系数 $K_Z=1.58$ ，则

$$V = \frac{0.2 \times 30 \times 2 \times 86400}{1.5 \times 10^6} = 0.69(\text{m}^3)$$

6. 计算沉砂斗容积

每单格设置沉砂斗 2 个，共设置 4 个，则沉砂斗容积

$$V_0 = \frac{0.69}{2 \times 2} = 0.17(\text{m}^3)$$

7. 沉砂斗尺寸

(1) 计算沉砂斗上口宽 a (m) 取斗高 $h_3'=0.35\text{m}$ ，斗底宽 $a_1=0.5\text{m}$ ，斗壁与水平面的倾角 55° ，代入式

$$a = \frac{2h_3'}{\tan 55^\circ} + a_1 \quad (3.5)$$

则

$$a = \frac{2 \times 0.35}{\tan 55^\circ} + 0.5 = 1.0(\text{m})$$

(2) 计算沉砂斗容积 $V_0(\text{m}^3)$

而

$$V_0 = \frac{h_3'}{6} (2a^2 + 2aa_1 + 2a_1^2) \quad (3.6)$$

则

$$\begin{aligned} V_0 &= \frac{0.35}{6} (2 \times 1.0^2 + 2 \times 1.0 \times 0.5 + 2 \times 0.5^2) \\ &= 0.20(\text{m}^3) > 0.17(\text{m}^3) \end{aligned}$$

8. 沉砂室高度 $h_3(\text{m})$

沉砂斗与沉砂池坡向沉砂斗的过渡部分是沉砂池的主要组成部分。池底坡向砂斗，坡度为 0.06。沉砂池长度为 $[2(L_2 + a) + 0.2]$ 。设计两沉砂斗间隔壁厚 0.2 m。则

$$L_2 = \frac{L - 2a - 0.2}{2} = \frac{7.5 - 2 \times 1.0 - 0.2}{2} = 2.65(\text{m})$$

$$h_3 = h'_3 + 0.06L_2 = 0.35 + 0.06 \times 2.65 = 0.51 \text{ (m)}$$

9. 沉砂池总高度 H (m)

取超高 $h_1 = 0.3\text{m}$ ，则

$$H = h_1 + h_2 + h_3 = 0.3 + 0.67 + 0.51 = 1.48 \text{ (m)}$$

10. 验算最小流速 v_{min} (m/s)

在最小流量时，只用一格工作，即 $n_1 = 1$ ，最小流量 Q_{min} 为 $0.18 \text{ m}^3/\text{s}$ ，该流量下沉砂池中的水流断面面积 ω_{min} 为 1 m^2 ，又

$$v_{min} = \frac{Q_{min}}{n_1 \omega_{min}} \quad (3.7)$$

则

$$v_{min} = \frac{0.18}{1 \times 0.4 \times 1} = 0.45 \text{ (m/s)} > 0.15 \text{ (m/s)}$$

3.3.4 改良 A^2/O 反应池

已知条件：设置一级处理处理效率 $\eta_{BOD5} = 20\%$ ， $\eta_{SS} = 40\%$ ， $\eta_{NH3-N} = 5\%$ ， $\eta_{TN} = 5\%$ ， $\eta_{TP} = 5\%$ ，则可得一级处理前后水质变化如表 3.4 所示。

表 3.4 一级处理进出水水质

水质指标	COD	BOD	SS	NH ₃ -N	TN	TP
原污水	400	220	200	70	80	11
一级出水	320	176	120	66.5	76	10.45
一级处理效率	80 %	20 %	40 %	5 %	5 %	5 %

二级处理设计进水水质：COD = 320 mg/L，BOD₅ 浓度 $S_0 = 176 \text{ mg/L}$ ，SS 浓度 $X_0 = 120 \text{ mg/L}$ ，TN = 76 mg/L，NH₃-N = 66.5 mg/L，TP = 10.45 mg/L，最低温度取 8 °C，最高气温取 25 °C。

结合室外排水设计规范以及查阅相关文献^[1-3]得知，预加缺氧池的改良 A^2/O 工艺对 COD、BOD₅、SS、TN、NH₃-N、TP 的平均去除率分别可达 87 %、90 %、92.8 %、61 %、92 %、91.64 %。设计出水水质：COD = 41.6 mg/L，BOD₅ 浓度度 $S_e = 22.88 \text{ mg/L}$ ，SS 浓度 $X_e = 8.64 \text{ mg/L}$ ，TN = 29.64 mg/L，NH₃-N = 5.32 mg/L，TP = 0.87 mg/L。具体二级进出水水质情况能够达到的程度见下表 3.5。

表 3.5 二级进出水水质

水质指标	COD	BOD	SS	NH ₃ -N	TN	TP
原污水	400	220	200	70	80	11
一级出水	320	176	120	66.5	76	10.45
二级出水	41.6	22.88	8.64	5.32	29.64	0.87
二级处理效率	87 %	87 %	92.8 %	92 %	61 %	91.64 %

3.3.4.1 预判是否可以采用改良式 A²/O

$BOD_5/TN = 220/80 = 2.75$, $BOD_5/TP = 220/11 = 20 > 17$, 符合要求, 可以采用改良式 A²/O 法。

3.3.4.2 好氧区设计计算

1. 容积计算

设计取污泥龄 $\theta_{c0} = 9$ d, 污泥总产率系数 $Y_t = 0.85$ kgMLSS/kgBOD₅, 反应池内混合液悬浮固体平均浓度 $X = 4.0$ g/L, 而

$$V_1 = \frac{Q(S_0 - S_e)\theta_{c0}Y_t}{1000X} \quad (3.8)$$

则该区域总容积

$$V_1 = \frac{35000 \times (176 - 22.88) \times 9 \times 0.85}{1000 \times 4.0} = 10249.47(\text{m}^3)$$

该区域水力停留时间

$$t_1 = V_1/Q = 10249.47/35000 = 0.29(\text{d}) = 6.96(\text{h})$$

2. 具体尺寸设计

每一组的池容

$$V_{1\text{单}} = V_1/4 = 10249.47/4 = 2562.37(\text{m}^3)$$

每一组的有效面积

$$S_{1\text{单}} = V_{1\text{单}}/h = 2562.37/4.5 = 569.42(\text{m}^2)$$

进行五廊道式推流反应池设计, 廊道宽 $b_1 = 4.5$ m, 该区反应池长度为

$$L_1 = \frac{S_{1\text{单}}}{5b_1} = \frac{569.42}{5 \times 4.5} = 25.31(\text{m})$$

进行如下校核

池宽与池深的比: $b_1/h = 4.5/4.5 = 1.0$, 满足 $b/h = 1 \sim 2$ 。

池长与池宽的比: $L_1/b_1 = 25.31/4.5 = 5.62$, 满足 $L/b = 5 \sim 10$ 。

设计隔墙厚 0.25 m, 该区池体总宽度 $= 5 \times 4.5 + 4 \times 0.25 = 23.5(m)$ 。

取超高为 1.0 m, 则反应池总高 $H = 4.5 + 1.0 = 5.5(m)$ 。

3.3.4.3 缺氧区设计计算

1. 容积计算

采用反硝化动力学计算该区容积。

先求脱氮速率 $K_{de(T)}$

20°C时, 脱氮速率 $K_{de(20)} = 0.06 \text{ kgNO}_3^- \cdot \text{N}/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$, 温度系数 $\theta = 1.08$, 设计水温 $T=8^\circ\text{C}$, 则

$$K_{de(8)} = 0.06 \times 1.08^{8-20} = 0.024 [\text{kgNO}_3^- \cdot \text{N}/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})]$$

再求反应池系统排除的微生物量 ΔX_v , 其中 MLVSS 在 MLSS 中所占的比例为 $y = 0.7$, 又

$$\Delta X_v = yY_t \frac{Q(S_0 - S_e)}{1000} \quad (3.9)$$

则反应池系统排除的微生物量

$$\Delta X_v = 0.7 \times 0.85 \times \frac{35000 \times (176 - 22.88)}{1000} = 3188.72(\text{kg/d})$$

最后求该区总容积

该区进水的总凯式氮浓度 $N_K = 66.5 \text{ mg/L}$, 出水总氮的浓度 $N_{te} = 5.32 \text{ mg/L}$, 可以得到缺氧区总容积

$$V_2 = \frac{0.01Q(N_K - N_{te}) - 0.12\Delta X_v}{K_{deX}} \quad (3.10)$$

代入得

$$\begin{aligned} V_2 &= \frac{0.001 \times 35000 \times (66.5 - 5.32) - 0.12 \times 3188.72}{0.024 \times 4.0} \\ &= 18319.31(\text{m}^3) \end{aligned}$$

该区水力停留时间

$$t_2 = V_2/Q = \frac{18319.31}{35000} = 0.52\text{d} = 12.50\text{h}$$

2. 尺寸设计

缺氧区每一组池容

$$V_{2\text{单}} = V_2/4 = 18319.31/4 = 4579.83(\text{m}^3)$$

缺氧区每一组有效面积

$$S_{2\text{单}} = V_{2\text{单}}/h = 4579.83/4.5 = 1017.74(\text{m}^2)$$

缺氧区长度与好氧区相同，即 $L_2 = 23.5 \text{ m}$ ，该区有效总宽度

$$B_2 = S_{2\text{单}}/L_2 = 1017.74/23.5 = 43.31(\text{m})$$

缺氧区采用双格设计，每一格宽度

$$b_2 = B_2/2 = 43.31/2 = 21.65(\text{m}), \text{取 } 21.7 \text{ m}$$

单格采用双廊道设计，设计单廊道宽 10.85 m ，隔墙壁厚 0.25 m 。

$$\text{该区实际总宽度} = (10.85 \times 2 + 0.25) \times 2 = 43.9(\text{m})$$

3.3.4.4 厌氧区及预缺氧区设计计算

1. 求两区域容积

先求厌氧区容积，取该区水力停留时间 $t_3 = 1.5 \text{ h}$ ，则厌氧区总容积

$$V_3 = QV_4 = \frac{35000}{24} \times 1.5 = 2187.5(\text{m}^3)$$

再求预缺氧区容积，该区水力停留时间 $t_4 = 30 \text{ min}$ ，则

$$V_4 = Qt_4 = \frac{35000}{24} \times \frac{30}{60} = 729(\text{m}^3)$$

2. 两区域尺寸设计计算

每一组厌氧池容为

$$V_{3\text{单}} = V_3/4 = 2188/4 = 547(\text{m}^3)$$

每一组厌氧池有效面积

$$S_{3\text{单}} = V_{3\text{单}}/h = 547/4.5 = 121.56(\text{m}^2)$$

每一组预缺氧池容为

$$V_{4\text{单}} = V_4/4 = 729/4 = 182.25(\text{m}^3)$$

每一组预缺氧池有效面积

$$S_{4\text{单}} = V_{4\text{单}}/h = 182.25/4.5 = 40.5(\text{m}^2)$$

设计中存在几何尺寸关系：好氧区总宽度=预缺氧区总宽度+厌氧池总长度，即 $L_3 +$

$B_4 = 23.5 \text{ m}$ ，则

厌氧区的总有效宽度

$$B_3 = L_4 = \frac{S_{3\text{单}} + S_{4\text{单}}}{L_3 + B_4} = \frac{121.56 + 40.5}{23.5} = 7(\text{m})$$

厌氧区的总有效长度

$$L_3 = S_{3\text{单}} / B_3 = 121.56 / 7 = 17.4(\text{m})$$

预缺氧区宽度

$$B_4 = 23.5 - 17.4 = 7.1(\text{m})$$

设计厌氧区双廊道，每一个廊道的宽度 $=7/2=3.5$ （m），设置隔墙厚度 0.25m，则厌氧区实际总宽度

$$B_3 = 3.5 \times 2 + 0.25 = 7.25(\text{m})$$

预缺氧区也双廊道设计，每一格廊道宽度 $=7.1/2=3.55$ （m）。

3.3.4.5 改良式 A²/O 反应池整体设计与校核

整个反应池的总容积

$$V = V_1 + V_2 + V_3 + V_4 = 10249.47 + 18319.31 + 2187.5 + 729 = 31485.28(\text{m}^3)$$

整体水力停留时间

$$t = V/Q = 31485.28/35000 = 0.90(\text{d}) = 21.59(\text{h})$$

BOD₅污泥负荷 L_{BOD5}

$$L_{\text{BOD5}} = \frac{QS_0}{XV_1} = \frac{35000 \times 0.176}{4.0 \times 10249.47} = 0.15[\text{kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})]$$

好氧区的总氮负荷 L_{TN}

$$L_{\text{TN}} = \frac{Q \times \text{TN}_0}{XV_1} = \frac{35000 \times 76}{4.0 \times 10249.47 \times 1000} = 0.06[\text{kgTN}/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})]$$

总磷负荷 L_{TP}

$$L_{\text{TP}} = \frac{Q \times \text{TP}_0}{XV_3} = \frac{35000 \times 11}{4.0 \times 2188 \times 1000} = 0.044[\text{kgTP}/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})]$$

对照《室外排水设计规范》（GB50014-2006）表 6.6.18、表 6.6.19、表 6.6.20，三项负荷基本符合要求。

3.3.4.6 剩余污泥量 ΔX

先求生物反应池内混合挥发性悬浮固体平均浓度

$$X_V = yX = 0.7 \times 4.0 = 2.8(\text{gMLVSS/L})$$

再求生物污泥产量

取污泥产率系数 $Y=0.6 \text{ kg VSS/kg BOD}_5$ ，衰减系数 $K_d=0.05 \text{ d}^{-1}$ ，又

$$P_X = YQ(S_0 - S_e) - k_d V_1 X_V \quad (3.11)$$

则生物污泥产量

$$\begin{aligned} P_X &= 0.6 \times 35000 \times (0.176 - 0.02288) - 0.05 \times 10249.47 \times 2.8 \\ &= 1781(\text{kgSS/d}) \end{aligned}$$

之后求非生物污泥产量

取 SS 的污泥转化率 $f=0.6 \text{ g MLSS/g SS}$ ，进水的 SS 浓度 $X_0=120 \text{ mg/L}$ ，出水的 SS 浓度 $X_e=8.64 \text{ mg/L}$ ，

$$P_S = fQ(X_0 - X_e) \quad (3.12)$$

则非生物污泥产量

$$\begin{aligned} P_S &= 0.6 \times 35000 \times (0.12 - 0.00864) \\ &= 1919(\text{kg SS/d}) \end{aligned}$$

剩余污泥产量

$$\Delta X = P_X + P_S = 3700(\text{kg SS/d})$$

$$\text{实际污泥产率系数 } Y_s = \frac{\Delta X}{Q(S_0 - S_e)} = \frac{3700}{35000 \times (0.176 - 0.02288)} = 0.69(\text{kg SS/kg BOD}_5)。$$

3.3.4.7 进出水设计计算

先进行进水设计计算。本工程设计将两组反应池合建，进水竖井中有进水与回流污泥进入，两者混合后，通过配水渠、进水槽进入到缺氧池中。

生物反应池总的进水管设计流量

$$Q_1 = K_Z \times \frac{Q}{86400} = 1.39 \times \frac{35000}{86400} = 0.56(\text{m}^3/\text{s})$$

设计流速 $v=0.8 \text{ m/s}$ ，则过水断面面积

$$\begin{aligned} A &= Q_1 / v = 0.56 / 0.8 = 0.7(\text{m}^2) \\ \text{管径 } d &= \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.7}{\pi}} = 0.94(\text{m}) \end{aligned}$$

进水管选用 DN500，实际管道流速

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0.56}{4 \times \frac{\pi \times 0.5^2}{4}} = 0.71(\text{m/s})$$

再进行回流污泥渠道设。回流污泥渠道设计流量 $Q_{R\text{总}}$ 为

$$Q_{R\text{总}} = RQ = 1 \times 0.405 = 0.405(\text{m}^3/\text{s})$$

单组回流污泥渠道设计流量 $Q_R = 0.405/4 = 0.10125(\text{m}^3/\text{s})$

渠道流速 $v = 0.7 \text{ m/s}$ ，则渠道断面积

$$A = Q_R/v = 0.10125/0.7 = 0.145(\text{m}^2)$$

取渠道断面 $b \times h = 0.6\text{m} \times 0.3\text{m}$ ，实际流速

$$v = \frac{0.10125}{0.6 \times 0.3} = 0.56(\text{m/s})$$

渠道设计超高 0.3m ，渠道总高

$$0.3 + 0.3 = 0.6(\text{m})$$

进水竖井设计计算。

预缺氧池进水孔过流量 $Q'_2 = 10\%Q = 10\% \times \frac{0.56}{4} = 0.014(\text{m}^3/\text{s})$

厌氧池进水孔过流量 $Q''_2 = 90\%Q = 90\% \times \frac{0.56}{4} = 0.126(\text{m}^3/\text{s})$

孔口流速 $v = 0.6 \text{ m/s}$ ，孔口过水断面积计算如下

进预缺氧池水孔口过水断面积 $A' = 0.014/0.6 = 0.023(\text{m}^2)$ ，设计孔口尺寸 $0.16\text{m} \times 0.16\text{m}$ 。

进厌氧池水孔口过水断面积 $A'' = 0.126/0.6 = 0.21(\text{m}^2)$ ，设计孔口尺寸 $0.5\text{m} \times 0.5\text{m}$ 。

进水竖井平面尺寸 $6000\text{mm} \times 1600\text{mm}$ 。

之后设计出水堰及出水竖井。

堰宽 $b = 5.5 \text{ m}$ ，又

$$Q_3 = 0.42 \times \sqrt{2gb}H^{3/2} = 1.86bH^{3/2} \quad (3.13)$$

且

$$Q_3 = (Q'_2 + Q''_2) \times 2 = 0.28(\text{m}^3/\text{s})$$

则堰上的水头的高度

$$H = \sqrt[3]{\left(\frac{Q_3}{1.86b}\right)^2} = \sqrt[3]{\left(\frac{0.28}{1.86 \times 5.5}\right)^2} = 0.091(\text{m})$$

出水孔设计与进水孔相同。

最后进行出水管设计。每一组反应池的出水管的设计流量

$$Q_5 = Q_3 = 0.28(\text{m}^3/\text{s})$$

取流速 $v = 0.8 \text{ m/s}$ ，管道过水断面

$$A = Q_5/v = 0.28/0.8 = 0.35(\text{m}^2)$$

管径

$$d = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.35}{\pi}} = 0.7(\text{m})$$

3.3.4.8 曝气系统设计计算

1. 设计需氧量 AOR。

BOD 分解速度常数 $k = 0.23 \text{ d}^{-1}$ ，BOD₅ 试验时间 $t = 5 \text{ d}$ ，又碳化需氧量

$$D_1 = \frac{Q(S_0 - S)}{1 - e^{-kt}} - 1.42P_X \quad (3.14)$$

代入得

$$\begin{aligned} D_1 &= \frac{35000 \times (0.176 - 0.02288)}{1 - e^{-0.23 \times 5}} - 1.42 \times 1781 \\ &= 5313.37(\text{kgO}_2/\text{d}) \end{aligned}$$

进水总氮的浓度 $N_0 = 76 \text{ mg/L}$ ，出水的 $\text{NH}_3\text{-N}$ 的浓度 $N_e = 29.64 \text{ mg/L}$ ，又硝化需氧量

$$D_2 = 4.6Q(N_0 - N_e) - 4.6 \times 12.4\% \times P_X \quad (3.15)$$

代入得

$$\begin{aligned} D_2 &= 4.6 \times 35000 \times (0.076 - 0.02964) - 4.6 \times 12.4\% \times 1781 \\ &= 6448.08(\text{kg O}_2/\text{d}) \end{aligned}$$

对于反硝化脱氮产生的氧量 D_3 的计算如下

求反硝化脱除的硝态氮量 N_T ：

生物污泥含氮量 12.4%，则

$$\text{每日用于合成的总氮} = 0.124P_X = 0.124 \times 1781 = 220.84(\text{kg/d})$$

$$\text{进水总氮中用于合成的量为} \frac{220.84 \times 1000}{35000} = 6.31(\text{mg/L})。$$

$$\begin{aligned} \text{所需脱硝量} &= \text{进水总氮量} - \text{出水总氮量} - \text{用于合成的总氮量} \\ &= 76 - 29.64 - 6.31 = 40.05(\text{mg/L}) \end{aligned}$$

需还原的硝酸盐氮量

$$N_T = 35000 \times 40.05 \times \frac{1}{1000} = 1401.75(\text{kg/d})$$

则

$$D_3 = 2.86N_T = 2.86 \times 1401.75 = 4009.01(\text{kgO}_2/\text{d})$$

$$\begin{aligned} \text{总需氧量AOR} &= D_1 + D_2 - D_3 = 5313.37 + 6448.08 - 4009.01 \\ &= 7752.44(\text{kgO}_2/\text{d}) = 323.02(\text{kgO}_2/\text{h}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AOR}_{\max} &= 1.4\text{AOR} = 1.4 \times 7752.44 = 10853.42(\text{kgO}_2/\text{d}) \\ &= 452.23(\text{kg O}_2/\text{h}) \end{aligned}$$

$$\text{每去除 } 1 \text{ kgBOD}_5 \text{ 的需氧量} = \frac{\text{AOR}}{Q(S_0 - S_e)} = \frac{7752.44}{35000 \times (0.176 - 0.02288)} = 1.45(\text{kgO}_2/\text{kgBOD}_5)$$

2. 标准需氧量

本工程所在地大气压为 $1.013 \times 10^5 \text{ Pa}$ ，采用鼓风曝气，微孔曝气器敷设于池底，距池底 0.2 m，淹没深度 4.3 m，氧转移效率 $E_A = 20\%$ ，最高水温为 25°C 。

压力修正系数

$$\rho = \frac{\text{工程所在地大气压}}{1.013 \times 10^5} = 1$$

水中溶解氧饱和度 $C_{s(20)} = 9.17 \text{ mg/L}$ ， $C_{s(25)} = 8.38 \text{ mg/L}$ 。

空气扩散器的出口处的绝对压力

$$\begin{aligned} P_b &= P + 9.8 \times 10^3 H \\ &= 1.013 \times 10^5 + 9.8 \times 10^3 \times 4.3 \\ &= 1.4344 \times 10^5 (\text{Pa}) \end{aligned}$$

空气离开好氧反应池时氧的百分比

$$O_t = \frac{21(1-E_A)}{79+21(1-E_A)} \times 100\% \quad (3.16)$$

则

$$O_t = \frac{21 \times (1 - 0.2)}{79 + 21 \times (1 - 0.2)} \times 100\% = 17.54\%$$

又好氧反应池中平均溶解氧的饱和度

$$C_{Sm(25)} = C_{S(25)} \left(\frac{P_b}{2.066 \times 10^5} + \frac{O_t}{42} \right) \quad (3.17)$$

则

$$C_{Sm(25)} = 8.38 \times \left(\frac{1.4344 \times 10^5}{2.066 \times 10^5} + \frac{17.54}{42} \right) = 9.32 (\text{mg/L})$$

设计中，混合液溶解氧浓度 $C_L = 2 \text{ mg/L}$ ；污水氧转移系数的修正系数 $\alpha = 0.82$ ；污水中饱和溶解氧浓度的修正系数 β 取 0.95，又标准需氧量

$$SOR = \frac{AOR \times C_{S(20)}}{\alpha [\beta \rho C_{Sm(T_{max})} - C_L] \times 1.024^{T_{max}-20}} \quad (3.18)$$

则

$$\begin{aligned} SOR &= \frac{7752.44 \times 9.17}{0.82 \times (0.95 \times 1 \times 9.32 - 2) \times 1.024^{(25-20)}} \\ &= 11234.40 (\text{kg/d}) = 468.10 (\text{g/h}) \end{aligned}$$

最大时标准需氧量

$$SOR_{max} = 1.4 \times SOR = 1.4 \times 11234.40 = 15728.16 (\text{kg/d}) = 655.34 (\text{kg/h})$$

好氧反应池的平均供气量

$$G_S = \frac{SOR}{0.3E_A} \times 100\% = \frac{468.10}{0.3 \times 0.2} \times 100\% = 7801.67 (\text{m}^3/\text{h})$$

$$\text{最大时供气量 } G_{Smax} = 1.4G_S = 1.4 \times 7801.67 = 10922.33 (\text{m}^3/\text{h})$$

3. 所需空气压力（相对压力） p

$$p = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + \Delta h \quad (3.19)$$

在这里供风沿程阻力损失 h_1 与供风管道局部阻力 h_2 之和取 0.002 MPa，曝气池淹没水头 h_3 为 0.004 MPa，曝气器阻力 h_4 为 0.004 MPa，富裕水头 Δh 取 0.005 MPa。

带入数据得空气压力

$$p = 0.002 + 0.043 + 0.004 + 0.005 = 0.054 (\text{MPa}) = 49 (\text{kPa})$$

4. 计算单组反应池的曝气器数量

先按供氧能力计算：查阅设计手册，选择盘式橡胶膜微孔曝气器^[8]，型号为 BZ •PJ-I，规格直径为 215 mm，曝气器被设置在距池底 0.2 m 的地方，氧的转移的效率 $E_A = 20\%$ ，供气量为 $2 \sim 3 \text{ m}^3/(\text{h} \cdot \text{个})$ ，其工作时的淹没水深为 4.3 m，服务面积 $0.30 \sim 0.75 \text{ m}^2/\text{个}$ ，充氧能力 $q_c = 0.18 \text{ kg O}_2/(\text{h} \cdot \text{个})$ ，则按供氧能力所需的曝气器个数

$$h_1 = \frac{SOR_{max}}{q_c} = \frac{655.34/4}{0.18} = 910 (\text{个})$$

再校核微孔曝气器服务面积

$$f = \frac{F}{h_1} = \frac{25.31 \times 4.5 \times 5}{910} = 0.63(m^2) < 0.75(m^2)$$

5. 供风管道计算

采用环状布置干管，供风流量

$$Q_s = G_{smax}/4 = 17370.73/4 = 4342.68(m^3/h)$$

流速 $v = 10 \text{ m/s}$ ，则管径

$$d = \sqrt{\frac{4Q}{\pi v}} = \sqrt{\frac{4 \times 4342.68}{3.14 \times 10 \times 3600}} = 0.392(m)$$

干管管径取 DN400。

再进行支管计算，根据供气形式分为单侧供气和双侧供气两种。单侧供气时，支管流量

$$Q_{s\text{单}} = \frac{1}{5} \times \frac{G_{max}}{4} = \frac{1}{5} \times \frac{17370.73}{4} = 868.54(m^3/h)$$

流速 $v = 10 \text{ m/s}$ ，则管径

$$d = \sqrt{\frac{4Q}{\pi v}} = \sqrt{\frac{4 \times 868.54}{3.14 \times 10 \times 3600}} = 0.175(m)$$

取支管管径为 DN150mm。

双侧供气时，支管流量

$$Q_{s\text{双}} = \frac{4}{5} \times \frac{G_{max}}{4} = \frac{4}{5} \times \frac{10922.33}{4} = 2184.466(m^3/h)$$

流速 $v = 10 \text{ m/s}$ ，则管径

$$d = \sqrt{\frac{4Q}{\pi v}} = \sqrt{\frac{4 \times 2184.466}{3.14 \times 10 \times 3600}} = 0.278(m)$$

取支管管径为 DN250 mm。

3.3.4.9 搅拌机与推流器选择

预缺氧池采用双格，每格设 1 台机械搅拌器；缺氧池双格双廊道设置，每廊道一侧设 1 台潜水推流器；厌氧池采用单格双廊道设置，每廊道一侧设 1 台潜水推流器。设备功率按 5 W/m^3 污水计算。

1. 缺氧池

该池单组有效容积 $V_{\text{单缺氧}} = 23.5 \times 43.4 \times 4.5 = 4589.55(m^3)$

混合全池污水所需功率 $N_{\text{缺氧}} = 4589.55 \times 5 = 22947.75(W)$

每台推流器电机功率 $N_{\text{机缺氧}} = 1.15 \frac{N_{\text{缺氧}}}{2} = 1.15 \times 11473.875 = 13194.96(W)$

设计选用电机功率 14000 W 的推流器，功率密度为 6.10 W/m^3 。

2. 厌氧池

该池有效容积 $V_{\text{厌氧}} = 20.3 \times 6 \times 4.5 = 548.1(\text{m}^3)$

全池污水所需总功率 $N_{\text{厌氧}} = 548.1 \times 5 = 2740.5(\text{W})$

每台推流器的电机功率 $N_{\text{机厌氧}} = \frac{1.15N_{\text{厌氧}}}{2} = \frac{1.15 \times 2740.5}{2} = 1575.79(\text{W})$

设计选用电机功率 2000 W 的推流器，功率密度为 7.30 W/m^3 。

3. 预缺氧池。

该池有效容积 $V_{\text{单预缺氧}} = 8.2 \times 6 \times 4.5 = 221.4(\text{m}^3)$

全池污水总需功率 $N_{\text{预缺氧}} = 221.4 \times 5 = 1107(\text{W})$

每台搅拌机电机功率 $N_{\text{机预缺氧}} = 1.15N_{\text{预缺氧}} = 1.15 \times 1107 = 1273.05(\text{W})$

设计选用电机功率 1500 W 的搅拌机，功率密度为 6.78 W/m^3 。

3.3.4.10 污泥回流设备选择

污泥的回流比 $R = 100\%$ ，污泥的回流量

$$Q_R = RQ = 35000(\text{m}^3/\text{d}) = 1458.33(\text{m}^3/\text{h})$$

设回流污泥泵房，与污泥提升泵房合建，回流污泥部分设 5 台潜污泵，4 用 1 备。

单泵流量 $Q_{R\text{单}} = \frac{Q_R}{4} = \frac{1458.33}{4} = 364.58(\text{m}^3/\text{h})$ 。

3.3.4.11 回流泵

混合液回流比 $R_{\text{内}} = 200\%$ ，混合液回流量

$$Q_{R\text{内}} = R_{\text{内}}Q = 2 \times 35000 = 70000(\text{m}^3/\text{d}) = 2916.67(\text{m}^3/\text{h})$$

每池设混合液回流泵 4 台，三用一备，单泵流量为

$$Q_{R\text{内单}} = \frac{2916.67}{3} = 968.89(\text{m}^3/\text{h}) = 0.270(\text{m}^3/\text{s})$$

混合液回流泵单台流量 $0.270 \text{ m}^3/\text{s}$ ，，每台扬程 1 m。

3.3.5 鼓风机房

3.3.5.1 机房供风总量

已计算 $G_{S\text{max}} = 10922.33(\text{m}^3/\text{h}) = 182.04(\text{m}^3/\text{min})$ 。

3.3.5.2 机房供风压力

已计算 $P=49 \text{ (kPa)}$ 。

3.3.5.3 鼓风机的选择

预备选择 3 台鼓风机，2 用 1 备，每台鼓风机的流量为 $91.02 \text{ m}^3/\text{min}$ 。

参考《给水排水设计手册》第 11 册第 495 页，选择型号为 L82WDA 的罗茨鼓风机

三台，其配套电机型号为 JS127-6，相关技术参数见表 3.6^[9]。

表 3.6 为 L82WDA 罗茨鼓风机技术参数

风机型号	转速 n (r/min)	升压 P (kPa)	进口流量 (m ³ /min)	轴功率 (kW)	配套电动机		主机重量 (kg)
					型号	功率 (kW)	
L82WDA	730	49	104	118	JS127-8	130	4700

3.3.6 二沉池

本设计采用中进周出的普通辐流式二沉池。

3.3.6.1 已知条件

最大设计流量 $Q_{\max} = 0.401 \text{ m}^3/\text{s} = 1444 \text{ m}^3/\text{h}$ ，变化系数为 $K_Z = 1.39$ ；改良式 A²/O 池中悬浮固体浓度 $X = 40000 \text{ mg/L}$ ；二沉池底的生物固体浓度 $X_r = 10000 \text{ mg/L}$ ；污泥回流比 $R = 100\%$ 。

3.3.6.2 设计计算

1. 计算沉淀部分水面面积

本工程设计两座二沉池， $n=2$ ，二沉池表面负荷 $q = 0.90 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，则沉淀部分水面面积

$$F = \frac{Q_{\max}}{nq} = \frac{1444}{2 \times 0.9} = 802.22(\text{m}^2)$$

2. 计算池子直径

$$D = \sqrt{\frac{4F}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 1444}{3.14}} = 31.96(\text{m})，\text{取 } D = 35 \text{ m}。$$

实际沉淀部分水面面积

$$F = \frac{1}{4}\pi D^2 = \frac{1}{4} \times 3.14 \times 35^2 = 962.11(\text{m}^2)$$

二沉池实际表面负荷

$$q = \frac{Q_{\max}}{nF} = \frac{1444}{2 \times 962.11} = 0.75[\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})]，\text{符合 } 0.6 \sim 1.5[\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})]$$

设置二次沉淀池池体壁厚 0.5 m，则二次沉淀池池体外径 $D' = 35 + 0.5 + 0.5 = 36(\text{m})$ 。

二次沉淀池池体上设置环向人行走道宽 2 m，人行道下与池体壁重合，则二沉池边界最大外径 $D'' = 35 + 2 + 2 = 39(\text{m})$ 。

3. 校核固体负荷 G

$$G = \frac{24(1+R)Q_0X}{F} \quad (3.20)$$

代入数据得

$$G = \frac{24 \times (1+1) \times 722 \times 4.0}{962.11} = 144.08[\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})] \leq 150[\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})]$$

符合要求。

4. 沉淀部分的有效水深 h_2

沉淀时间 $t = 2.5 \text{ h}$

$$h_2 = qt = 0.75 \times 2.5 = 1.88(\text{m})$$

5. 计算污泥区的容积

设计采用周边传动的刮吸泥机排泥，污泥区容积按 2 h 贮泥时间确定。污泥区的容积

$$V = \frac{2T(1+R)QX}{24 \times (X+X_r)} \quad (3.21)$$

代入数据得

$$V = \frac{2 \times 2 \times (1+1) \times 35000 \times 4000}{24 \times (4000 + 10000)} = 3333.33(\text{m}^3)$$

每个沉淀池污泥区的容积 $V' = 3333.33/2 = 1666.67(\text{m}^3)$

6. 计算沉淀区高度 h_4

(1) 污泥斗高度 h_4' 。设置池底的径向坡度 0.05，污泥斗底部直径 $D_2 = 1.5 \text{ m}$ ，上部直径 $D_1 = 3.0 \text{ m}$ ，倾角 60° ，则

$$h_4' = \frac{D_1 - D_2}{2} \times \tan 60^\circ = \frac{3.0 - 1.5}{2} \times \tan 60^\circ = 1.3(\text{m})$$

$$V_1 = \frac{\pi h_4'}{12} \times (D_1^2 + D_1 D_2 + D_2^2) = \frac{\pi \times 1.3}{12} \times (3.0^2 + 3.0 \times 1.5 + 1.5^2) = 5.36(\text{m}^3)$$

(2) 圆锥体高度 h_4'' 。

$$h_4'' = \frac{D - D_1}{2} \times 0.05 = \frac{35 - 3}{2} \times 0.05 = 0.8(\text{m})$$

$$V_2 = \frac{\pi h_4''}{12} \times (D^2 + D D_1 + D_1^2) = \frac{\pi \times 0.8}{12} \times (35^2 + 35 \times 3 + 3^2) = 280.44(\text{m}^3)$$

(3) 竖直段污泥部分的高度 h_4''' 。

$$h_4''' = \frac{V - V_1 - V_2}{F} = \frac{1666.67 - 5.36 - 280.44}{962.11} = 1.44(\text{m})$$

污泥区的高度 $h_4 = h_4' + h_4'' + h_4''' = 1.30 + 0.80 + 1.44 = 3.54(\text{m})$

7. 沉淀池的总高度 H

设置超高 $h_1 = 0.3 \text{ m}$ ，缓冲层高度 $h_3 = 0.5 \text{ m}$ ，则

$$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 = 0.3 + 1.88 + 0.5 + 3.54 = 6.22(\text{m})$$

8. 二沉池进水部分设计

采用中心导流筒进水，并设置稳流筒。

(1) 中心进水导流筒。单组二沉池设计污水量 $Q' = \frac{Q_{max}}{n} = \frac{0.401}{2} = 0.2005(\text{m}^3/\text{s})$

回流比 $R = 100\%$ ，单组二沉池进水导流筒设计流量为

$$Q'' = (1 + R)Q' = (1 + 1) \times 0.2005 = 0.401(\text{m}^3/\text{s})$$

取进水管流速 $v_0 = 1.1 \text{ m/s}$ ，则进水管管径 $d = \sqrt{\frac{4Q''}{\pi v}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.401}{\pi \times 1.1}} = 0.68(\text{m})$

进水管取 DN700，进水管实际流速 v_0 为

$$v_0 = \frac{4Q''}{\pi D_0^2} = \frac{4 \times 0.401}{3.14 \times 0.7^2} = 1.04(\text{m/s})$$

中心进水导流筒内流速 v_1 取 0.6 m/s ，导流筒 $D_{3内}$ 为 0.6 m/s ，导流筒内径 $D_{3内}$ 为

$$D_{3内} = \sqrt{\frac{4Q''}{\pi v_1}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.401}{3.14 \times 0.6}} = 0.92 \approx 0.90(\text{m})$$

设置管壁厚为 0.15 m ，则中心进水导流筒外径

$$D_{3外} = 0.90 + 0.15 \times 2 = 1.20(\text{m})$$

中心进水导流筒设置4个出水孔，出水孔尺寸 $B \times H = 0.50\text{m} \times 1.20\text{m}$ ，出水孔流速 v_2 为

$$v_2 = \frac{Q''}{4BH} = \frac{0.401}{4 \times 0.50 \times 1.20} = 0.17 \leq 0.2(\text{m/s})，符合要求。$$

(2) 稳流筒。设置其下缘淹没深度为 1.6 m ，中心导流筒出水孔下缘淹没水深为 1.3 m ，稳流筒高 1.55 m 。本设计取 $v_3 = 0.03 \text{ m/s}$ ，稳流筒内水流面积 f 为

$$f = \frac{(1 + R)Q_{max}}{nv_3} = \frac{(1 + 1) \times 0.401}{2 \times 0.03} = 13.37(\text{m}^2)$$

稳流筒直径 D_4 为

$$D_4 = \sqrt{\frac{4f}{\pi} + D_3^2} = \sqrt{\frac{4 \times 13.37}{3.14} + 0.9^2} = 4.22 \approx 4.2(\text{m})$$

(3) 验算二沉池表面负荷。其沉淀区的有效面积 A 为

$$A = \frac{\pi(D^2 - D_4^2)}{4} = \frac{\pi \times (35^2 - 4.2^2)}{4} = 948.26(\text{m}^2)$$

二沉池实际表面负荷 q' 为

$$q' = \frac{3600Q_{\max}}{nA} = \frac{3600 \times 0.401}{2 \times 948.26} = 0.761[\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})]$$

(4) 验算二沉池固体负荷 G'

$$G' = \frac{86400 \times (1+R)XQ_{\max}}{1000nA} = \frac{86400 \times (1+1) \times 4000 \times 0.401}{1000 \times 2 \times 948.26} = 146.15[\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})]$$

9. 二沉池出水部分设计

(1) 集水槽计算。集水槽设计成环向形式，即沿池壁环型布置。取集水槽外框距池壁 $a = 0.40 \text{ m}$ ，集水槽槽壁厚 $b = 0.10 \text{ m/s}$ ，流速 $v = 0.6 \text{ m/s}$ ，槽宽 $B = 0.8 \text{ m/s}$ ，则槽内：

$$\text{终点水深 } h_2 = \frac{Q}{vB} = \frac{0.2005}{0.6 \times 0.8} = 0.42(\text{m})$$

$$\text{起点水深 } h_1 = \sqrt{\frac{2h_k^2}{h_2} + h_2^2} = \sqrt{\frac{2 \times 0.19^2}{0.42} + 0.42^2} = 0.59(\text{m})$$

$$\text{临界水深 } h_k = \sqrt[3]{\frac{\alpha Q^2}{gB^2}} = \sqrt[3]{\frac{1.0 \times 0.2005^2}{9.8 \times 0.8^2}} = 0.19(\text{m})$$

堰后自由跌落取 0.11m ，则集水槽的高度： $0.11+0.59=0.70(\text{m})$ 。

(2) 三角堰计算 本设计采用 90° 三角堰出水，双侧堰出水。则

$$\text{堰外侧堰长 } L_1 = (D - 2a)\pi = (35 - 2 \times 0.4) \times \pi = 107.44(\text{m})$$

$$\begin{aligned} \text{堰内侧堰长 } L_2 &= (D - 2a - 4b - 2B) \times \pi \\ &= (35 - 2 \times 0.4 - 4 \times 0.1 - 2 \times 0.8) \times \pi \\ &= 101.16(\text{m}) \end{aligned}$$

$$\text{堰总长 } L = L_1 + L_2 = 107.44 + 101.16 = 208.60(\text{m})$$

堰上负荷

$$q_0 = \frac{Q}{L} = \frac{0.2005 \times 1000}{208.6} = 0.96[\text{L}/(\text{s} \cdot \text{m})] < 1.5 \sim 2.9[\text{L}/(\text{s} \cdot \text{m})],$$

则设计单侧堰集水，选用内侧堰。

修改后，堰总长 $L = L_2 = 101.16(m)$

堰上负荷

$$q_0 = \frac{Q}{L} = \frac{0.2005 \times 1000}{101.16} = 1.98 [L/(s \cdot m)], \text{ 介于 } 1.5 \sim 2.9 [L/(s \cdot m)] \text{ 之间, 符合要求。}$$

设置三角堰底宽 $b=0.16m$,

$$\text{三角堰数量 } n = \frac{L}{b} = \frac{101.16}{0.16} = 632(\text{个})$$

$$\text{三角堰单堰流量 } q = \frac{Q}{n} = \frac{0.2005 \times 1000}{632} = 0.32(L/s)$$

查阅《给水排水设计手册 1-常用资料》第 682 页 90° ，当 $q = 0.32 L/s$ ，过堰水深 $h=35 mm$ 。

(3) 出水管设计 取出水管流速 $v=1.0 m/s$

$$d = \sqrt{\frac{4Q}{\pi v}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.2005}{\pi \times 1.0}} = 0.51(m)$$

取 DN500mm。

(4) 出水井设计 集水箱中的水流穿过墙壁到达出水井，水井的平面尺寸为 1.2 米 $\times$ 2 米。墙上的洞是 DN500。出水井底部的水流进入出水管，流向二沉池中的集配水井。

(5) 放空管 按照规范要求，放空管管径大于 DN200，本设计取放空管管径 DN300。

10. 排泥计算

(1) 排泥管计算 泥量 $Q_s = Q_{\text{回}} + Q_{\text{剩}}$

污泥的回流比取 $R=100\%$ ，每个池子的回流的污泥量 $Q_{\text{回}}$ ，则

$$Q_{\text{回}} = 1458.33/2 = 729.165(m^3/h)$$

计算 A^2/O 反应池时已计算剩余污泥量 $Q_{\text{剩}}$ ，池体的总剩余的污泥量为 $\Delta X = 6432 \times 0.6 = 3859.2(kgMLSS/d)$ ，取实际的湿污泥量 $MLSS_{\text{二沉池}} = 8 g/L$ ，相应的含水量为 $p = 99.2\%$ ，则剩余湿污泥体积量

$$Q = \frac{\Delta X}{MLSS_{\text{二沉池}}} = \frac{3859.2 \times 1000}{8} = 482400(L/d) = 482.40(m^3/d) = 20.1(m^3/h)$$

两组二次沉淀池平均 $Q_{\text{剩}} = 20.1/2 = 10.05(m^3/h)$

$$\text{排泥管污泥量 } Q_s = Q_{\text{回}} + Q_{\text{剩}} = 729.165 + 10.05 = 739.215(m^3/h) = 0.205(m^3/s)$$

取流速 $v = 1.3 m/s$ ，则

$$\text{管径 } d = \sqrt{\frac{4Q_s}{\pi v}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.205}{\pi \times 1.3}} = 0.448(m), \text{ 排泥的管道取 DN450。}$$

(2) 吸泥机 选用周边传动吸泥机（底部设有刮泥板和吸泥管，运转速度速度不大于 3 m/min），污泥在静水压力的作用下被吸入污泥槽，通过排泥管排出池外。

在阿里巴巴平台上查找相关厂家，通过不同型号间设备参数以及数据提供的完整性的对比，有江苏博骏机械有限公司、山东华能金昊环境工程股份有限公司、扬州治远环保设备有限公司、江苏天鸿环境工程有限公司等本设计决定使用江苏天鸿环境工程有限公司生产的 ZBG-35 型周边传动式吸泥机。

技术性能参数 Technical Parameters									
参数	型号	ZBX-20	ZBX-25	ZBX-30	ZBX-35	ZBX-40	ZBX-45	ZBX-50	ZBX-55
池径(mm)		Φ20000	Φ25000	Φ30000	Φ35000	Φ40000	Φ45000	Φ50000	Φ55000
处理水量(m³/h)		283	442	636	769	1005	1272	1570	1900
滚轮中心直径Φ(mm)		Φ20400	Φ25400	Φ30400	Φ35400	Φ40400	Φ45400	Φ50400	Φ55400
周边轮压P(kN)		22.5	25	26.5	28.5	30	32.5	39	42.5
周边线速(m/min)		2~3							
单边功率(kW)		0.37	0.37	0.37/0.75	0.37/0.75	0.55/0.75	0.55/1.1	0.75/1.1	0.75/1.1
排泥管径(mm)		Φ300	Φ350	Φ400	Φ450	Φ500	Φ600	Φ600	Φ700
池深H(mm)		3000~6000							
参数(mm)	型号	ZBX-20	ZBX-25	ZBX-30	ZBX-35	ZBX-40	ZBX-45	ZBX-50	ZBX-55
Φ		Φ20000	Φ25000	Φ30000	Φ35000	Φ40000	Φ45000	Φ50000	Φ55000
Φ ₂		Φ3850	Φ4050	Φ4250	Φ4450	Φ4650	Φ4850	Φ5050	Φ5250
Φ ₃		Φ600	Φ700	Φ1000	Φ1200	Φ1300	Φ1500	Φ1700	Φ1800
Φ ₄		Φ1100	Φ1200	Φ1600	Φ1800	Φ2100	Φ2300	Φ2500	Φ2600
Φ ₅		Φ3580	Φ3780	Φ3980	Φ4180	Φ4380	Φ4580	Φ4780	Φ4980
L ₁		1500	1500	1500	2000	2500	2500	2500	2500
L ₂		650	650	750	750	750	750	750	750
B		450	500	500	550	550	600	600	600
H ₁		500	500	500	600	600	700	700	700

注：1. 上表功率为两种传动形式的功率，小数值为轴装式减速机，大数值为普通减速机。
2. 中心滚轮土室承压：半称为2P，全称为4P。

图 3.5 ZBG 型周边传动式吸泥机技术性能参数

11. 浮渣处理装置设计

浮渣挡板与水槽内侧距离 0.5 m，浮渣斗尺寸为 1.0m × 0.4m × 0.4m，选取 DN200 的浮渣管与处理厂排水管连接。

3.3.7 曝气生物滤池

改进后的二级生物处理，无法完成要求的脱氮除磷任务，本工程设计选择继续设置三级处理设施。二级处理出水中有机物和悬浮物浓度均较低，而曝气生物滤池因其较高的处理效率，稳定的出水水质而成为三级处理中脱氮设施的首选。本设计采用曝气生物滤池加化学除磷的方式进行三级处理。

在二级处理工艺后增加 DN 型曝气生物滤池加化学除磷足够将出水水质提高至 GB1819-200 一级 A 标准。其中，好氧滤池与缺氧滤池分建，且缺氧段后置^[4]。然而二级处理后二级出水中 COD 较低，在进行反硝化脱氮时碳源不足，往往需要外加碳源，或引入少量原污水作为碳源，原污水引入量

$$Q_Y = \frac{QN_e}{2.86S_Y} \quad (3.22)$$

在这里,设计进水量 Q 为 $35000\text{m}^3/\text{d}$, 二级处理后的出水中总氮含量 $N_e=0.02964\text{g}/\text{m}^3$, 污水原水 BOD_5 浓度为 $0.22\text{g}/\text{m}^3$, 代入上式得

$$Q_Y = \frac{35000 \times 0.02964}{2.86 \times 0.22} = 1648.76(\text{m}^3/\text{d})$$

引入原水后,求混合后的污水各项指标浓度的加权平均值作为其进水浓度。该滤池进出水水质为: 进水 $\text{BOD}_5(S_0) = 31.74 \text{ mg/L}$, 出水 $\text{BOD}_5(S_e) = 10 \text{ mg/L}$; 出水 $\text{SS}(X_0) = 17.24 \text{ mg/L}$, 出水 $\text{SS}(X_e) = 10 \text{ mg/L}$; 进水 $\text{NH}_3\text{-N}(S'_0) = 8.23 \text{ mg/L}$, 出水 $\text{NH}_3\text{-N}(S'_e) = 5 \text{ mg/L}$; 进水 $\text{TN}(S''_0) = 31.91 \text{ mg/L}$, 出水 $\text{TN}(S''_e) = 15 \text{ mg/L}$ 。

表 3.7 三级处理进出水水质一览表

水质指标	COD	BOD	SS	$\text{NH}_3\text{-N}$	TN	TP
原水水质	400	220	200	70	80	11
一级出水	320	176	120	66.5	76	10.45
二级出水	41.6	22.88	8.64	5.32	29.64	0.87
二级处理效率	87 %	87 %	92.8 %	92 %	61 %	91.64 %
三级进水	57.72	31.74	17.24	8.23	31.91	1.32
三级出水	50	10	10	5	15	0.5
三级处理效率	13.37 %	68.5 %	42.00 %	39.25 %	53.00 %	62.12 %

3.3.7.1 反硝化生物滤池计算

1. 按反硝化容积负荷法计算

设计进入滤料的日平均污水量为 $35000 \text{ m}^3/\text{d}$, 滤料中的反硝化负 q_{DN} 取 $0.8 \text{ kgNO}_3\text{-N}/(\text{m}^3 \text{ 滤料} \cdot \text{d})$, 滤料装填高度 3 m , 设计进水硝酸盐浓度 $S''_0 = 31.91 - 8.23 = 23.68(\text{mg/L})$, 出水硝酸盐浓度 $S''_e = 15 - 5 = 10(\text{mg/L})$, 则

$$\Delta C_N = 23.68 - 10 = 13.68(\text{mg/L})$$

又所需反硝化滤料体积

$$W = \frac{Q\Delta C_N}{1000q_{DN}} \quad (3.23)$$

则

$$W = \frac{35000 \times 13.68}{1000 \times 1.6} = 589.5(\text{m}^3)$$

滤池总面积

$$A = W/H = 299.25/3 = 199.5(\text{m}^2)$$

2. 按空床停留时间计算

混合液回流比一般取 100 % ~ 400 %，设计取 100 %，则设计污水量与消化液回流量之和 Q_T 取 70000 m^3 ；计滤池水力表面负荷设取 9.0 $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，则

滤池总面积

$$A = Q_T / 24q = 70000 / 24 \times 9 = 324(\text{m}^2)$$

空床停留时间

$$t = \frac{H}{q} = \frac{3}{9} = 0.33(\text{h}) = 20(\text{min}), \text{ 在 } 20 \sim 30 \text{ min 之间, 符合要求。}$$

3. 反硝化生物滤池计算

(1) 计算反硝化生物滤池面积 根据以上两种方法计算滤池面积比较，选择较大的值，则反硝化生物滤池总面积为 324，数量 4 座，单池面积

$$A' = \frac{324}{4} = 81(\text{m}^2) < 100(\text{m}^2), \text{ 符合规范要求。}$$

(2) 滤池高度设计 3.0 m 的滤料层高度 (H)，设计 1.2 m 的配水区高度 (h_1)，设计 0.3 m 的承托层高度，设计 1.0 m 的清水区高度 (h_3)，设计 0.5 m 的超高，设计 0.5 m 厚的滤板，则

滤池的设计总高度为：

$$H_0 = H + h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 = 3.0 + 1.2 + 0.3 + 1.0 + 0.5 + 0.5 = 6.5(\text{m}), \text{ 在 } 5 \sim 7 \text{ m 之间, 符合要求。}$$

(3) 反硝化生物滤池尺寸 设计每格正方形，则每边长 $a = \sqrt{A'} = \sqrt{81} = 9.0(\text{m})$ ，取滤池壁厚 0.5m，则

$$\text{外沿边长 } a' = 9.0 + 0.5 \times 2 = 10(\text{m})$$

实际滤池有效面积及滤速均符合要求。

则滤池尺寸为 10000mm × 10000mm × 6500mm，滤池数量为 4 座。

(4) 反硝化生物滤池反冲洗设计 空气冲洗强度一般取 10~15 $\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ，设计采用 12 $\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ，则

$$\text{单池冲洗空气量 } Q' = 12 \times 81 = 972(\text{L/s}) = 58.32(\text{m}^3/\text{min})$$

水冲洗强度一般取 4~6 $\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ，设计采用 4 $\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ，则

$$\text{单池冲洗的用水量 } Q' = 4 \times 81 = 324(\text{L/s}) = 1166.4(\text{m}^3/\text{h}),$$

设计工作周期以 24 h 计，水冲洗每次 15 min。

(5) 长柄滤头设计

滤板规格：900mm × 900mm × 1000mm，滤头数量：36 个/块

滤头数量：100 × 36 × 4 = 14400(个)

3.3.7.2 硝化曝气生物滤池计算

1. 按滤料表面负荷计算

出滤池 $\text{NH}_3\text{-N}$ 浓度的差值 $\Delta C_{\text{NH}_3\text{-N}} = S'_0 - S'_e = 8.23 - 5 = 3.23(\text{mg/L})$ ；滤料的 $\text{NH}_3\text{-N}$ 表面负荷 $q_{\text{NH}_3\text{-N}} = 0.4\text{gNH}_3\text{-N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$,

所需滤料的总表面积

$$S = \frac{Q \cdot \Delta C_{\text{NH}_3\text{-N}}}{q_{\text{NH}_3\text{-N}}} = \frac{35000 \times 3.23}{0.4} = 282625(\text{m}^2)$$

硝化段滤池体积

$$W = \frac{S}{S'} = \frac{282625}{1200} = 235.52(\text{m}^3)$$

2. 按空床停留时间计算

设计滤池水力停留时间取 40 min=0.67 h,

滤池水力表面负荷

$$q = \frac{H}{t} = \frac{3.0}{0.67} = 4.5 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

介于滤池水力表面负荷的取值范围 3~12 $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，符合要求。

滤池总面积

$$A = Q/24q = 35000/24 \times 4.5 = 324(\text{m}^2)$$

3. 硝化生物滤池

(1) 计算硝化生物滤池面积 根据以上两种方法计算滤池面积比较，选用较大者，则反硝化生物滤池总面积为 324 m^2 ，设置 4 座，单池面积

$$A' = \frac{324}{4} = 81(\text{m}^2) < 100(\text{m}^2), \text{符合规范要求。}$$

(2) 滤池高度计算 设计 3.0 m 的滤料层高度(H)，设计 1.2 m 的配水区高度(h_1)，设计 0.3 m 的承托层高度，设计 1.0 m 的清水区高度(h_3)，设计 0.5 m 的超高，设计 0.5 m 厚的滤板，则

滤池总高度为：

$H_0 = H + h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 = 3.0 + 1.2 + 0.3 + 1.0 + 0.5 + 0.5 = 6.5(\text{m})$, 在 5~7 m 之间, 符合要求。

(3) 反硝化生物滤池尺寸

每格为正方形, 则每边长 $a = \sqrt{A'} = \sqrt{81} = 9.0(\text{m})$, 取滤池壁厚 0.5 m, 则

外沿边长 $a' = 9.0 + 0.5 \times 2 = 10(\text{m})$

实际滤池有效面积及滤速均符合要求。

则滤池尺寸为 10000mm × 10000mm × 6500mm, 滤池数量为 4 座。

4. 曝气系统设计

(1) 微生物需氧量 滤池系统仅对好氧段设置曝气。

降解剩余有机物的需氧量

$$R_C = \frac{Q\Delta C_{BOD}}{1000} = \frac{35000 \times (31.74 - 10)}{1000} = 760.9(\text{kg/d})$$

硝化需氧量

$$R_N = \frac{4.57Q\Delta C_{NH_3-N}}{1000} = \frac{4.57 \times 35000 \times (8.23 - 5)}{1000} = 516.64(\text{kg/d})$$

微生物需氧量

$$R = R_C + R_N = 760.9 + 516.64 = 1277.54(\text{kg/d})$$

(2) 实际所需供氧量 (R_S)

$$R_S = \frac{R \times C_{S(20)}}{\alpha[\beta\rho C_{sm(25)} - C_L] \times 1.024^{T_{max}-20}} \quad (3.24)$$

在这里, 相关参数与前述使用相同, $C_{S(20)} = 9.17\text{mg/L}$, $C_{sm(25)} = 9.32\text{mg/L}$, $C_L = 2\text{mg/L}$, 代入式 (3.24) 得

$$\begin{aligned} R_S &= \frac{1277.54 \times 9.17}{0.82 \times (0.95 \times 1 \times 9.32 - 2) \times 1.024^{(25-20)}} \\ &= 1851.34(\text{kg/d}) = 77.14(\text{kg/h}) \end{aligned}$$

(3) 供气量 (G_S)

曝气生物滤池供气系统所需的供气量

$$G_S = \frac{R_S}{0.3E_A} = \frac{1851.34}{0.3 \times 0.2} = 30855.67(\text{m}^3/\text{d}) = 1285.65(\text{m}^3/\text{h})$$

曝气负荷校核:

$$N_{\text{气}} = \frac{G_S}{A} = \frac{1285.65}{81 \times 4} = 4.0 [\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})], \text{负荷规定要求}$$

曝气装置采用氧利用率较高的单孔膜空气扩散器，安装密度约为 45 个/ m^2 ，曝气管选用钢管，干管流速选取 $v = 10 \text{ m/s}$ ，小支管流速选取 $v = 5 \text{ m/s}$ 。干管管径选取公称直径范围 80 ~ 150 mm，设计选用 DN80，支管管径设计采用 DN32，管道间距 12.5 cm。

5. 计算设计反硝化生物滤池反冲洗

(1) 计算设计空气反冲洗。空气冲洗强度采用 $12 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ，四格滤池轮流反冲，则

$$\text{单池冲洗空气量 } Q' = 12 \times 81 = 972 (\text{L/s}) = 58.32 (\text{m}^3/\text{min})$$

(2) 水反冲洗计算。水冲洗强度采用 $4 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ，则

$$\text{单池冲洗水量 } Q' = 4 \times 81 = 324 (\text{L/s}) = 1166.4 (\text{L/s})$$

冲洗水量占进水量比为

$$\frac{1166.4 \times 30}{60 \times 35000} \times 100\% = 1.67\%$$

工作周期 24 h 计，水冲洗每次 30 min。

6. 泥量估算

曝气生物滤池污泥产率

$$Y = \frac{0.6\Delta BOD_5 + 0.8X_0}{\Delta BOD_5} = \frac{0.6 \times 21.74 + 0.8 \times 4}{21.74} = 0.75 (\text{kg/kgBOD}_5)$$

产泥量：

$$W_{\text{泥}} = YQ(S_0 - S_e) = 0.75 \times 35000 \times \frac{(31.74 - 10)}{1000} = 570.675 (\text{kg/d})$$

7. 进水水管设计

(1) 布水设施。滤池布水系统采用小阻力系统的长柄滤头

滤板规格：900mm × 900mm × 1000mm，滤头数量：45 个/块

滤头数量：100 × 45 × 4 = 18000(个)

(2) 出水设计

选用齿形三角堰作为出水堰，设计 90° 的堰口角度，设计 50 mm 的齿高，设计 100 mm 的齿宽，设计的齿数达 80 个，水面在齿高 1/2 的地方，出水槽的宽度值 200 mm，高度值 800 mm。

8. 计算设计滤池管道

设管道的进水流速 1.0 m/s，

$$\text{进水管道的管径值 } d_1 = \sqrt{\frac{4 \times \frac{35000}{4}}{3600 \times 24 \times 3.14 \times 1.0}} = 0.359, \text{ 取 DN350};$$

设计出水管的管道流速 0.8 m/s,

$$\text{出水管道的管径值 } d_2 = \sqrt{\frac{4 \times \frac{35000}{4}}{3600 \times 24 \times 3.14 \times 0.8}} = 0.402, \text{ 取 DN400};$$

反冲洗中, 进水管中的管道流速为 2.5 m/s,

$$\text{反冲洗进水管径的管径值 } d_3 = \sqrt{\frac{4 \times \frac{35000}{4}}{3600 \times 24 \times 3.14 \times 2.5}} = 0.227, \text{ 取 DN200};$$

9. 清水池

曝气生物滤池的反冲洗需要水源, 设计采用曝气生物滤池出水作为其反冲洗用水。本工程设计采用在滤池后设置清水池贮存滤池反冲洗所需水量, 滤池出水在清水池中停留时间取 $T = 2 \text{ h}$, 则

清水池有效容积

$$V = QT = \frac{35000 \times 2}{24} = 2916.67(\text{m}^3) \approx 2920(\text{m}^3)$$

设置清水池有效池深为 10m, 清水池的面积为

$$s = \frac{V}{H} = \frac{2920}{10} = 292(\text{m}^2)$$

清水池的尺寸定为: $L \times B \times H = 18.25\text{m} \times 16\text{m} \times 10\text{m}$

3.3.8 化学除磷

采用曝气生物滤池工艺进行污水处理时, 磷的去除主要集中在 DN+P 的生物滤池中。查阅相关资料显示, 曝气生物滤池的生物除磷功效比较差, 需要辅助以化学除磷已解决磷的最终达标问题^[10]。

3.3.8.1 除磷药剂和投加方式的选择

化学除磷的主要手段就是向污水中投加金属盐, 通过金属盐与污水中磷酸根反应生成相应沉淀物。曝气生物滤池与化学除磷结合, 滤料层会截留沉淀物, 反冲洗能将沉淀冲出。考虑到铝盐价格贵、对人体有害, 钙盐处理后污泥量大运输困难等因素, 本设计决定采用铁盐。

关于药剂投加的方式, 本工程设计采用协同投加方式, 设置全流程的曝气生物滤池^[11]。此外, 考虑到反硝化生物滤池需要营造缺氧环境, 即水中的溶解氧降至 0.5mg/L 以下, 三级处理中, 滤池中要使水中的溶解氧降低, 只有通过过量消耗反硝化所需的碳源

才能完成,在进行这一过程中还要占用一部分滤料体积,降低了滤池利用率。因此,本工程决定使用亚铁盐。二价铁氧化为三价铁能快速利用水中的溶解氧,从而迅速降低水中的溶解氧浓度,同时也可以减少碳源的用量,一举两得。根据相关资料显示,要满足最终出水 $TP < 0.5 \text{ mg/L}$ 的排放要求,若采用 FeSO_4 作为除磷药剂,则需保证 $P : \text{Fe} > 2.5$ 才能达到要求^[12]。

3.3.8.2 用药量估算

二级处理采用改良型 A^2/O 工艺,预计 SS 中含磷量 (k_p) 约为 5 %。三级处理进水中,

$$\text{悬浮态磷 } P_{x2} = X_2 k_p = 17.24 \times 0.05 = 0.862(\text{mg/L})$$

$$\text{溶解磷含量 } P_{s2} = P_2 - P_{x2} = 1.32 - 0.862 = 0.458(\text{mg/L})$$

三级处理出水中

$$\text{悬浮态磷 } P_{x3} = X_3 k_p = 5 \times 0.05 = 0.25(\text{mg/L})$$

$$\text{溶解性磷含量 } P_{s3} = P_3 - P_{x3} = 0.5 - 0.25 = 0.25(\text{mg/L})$$

二级处理出水呈中性,按投加量 $P : \text{Fe} = 3$,即 0.33 mol/mol P 计算,磷的相对分子质量为 31,铁的相对分子质量为 56,摩尔比折算成质量比: $\text{Fe/P} = 0.602$ 。

通过网上查阅镇江市力振化工有限公司,据厂商提供资料,所生产的硫酸亚铁药品密度为 1.899 g/mL ,理论药品含铁量为 20.45 %。

$$\text{硫酸亚铁药剂与去除溶解性磷的比例 } K' = 0.602 / 0.2045 = 2.944(\text{mg/mgP})$$

$$\text{硫酸亚铁药剂投加量为 } q = K'(P_3 - P_{s3}) = 2.944 \times (0.5 - 0) = 1.472(\text{mg/L})$$

$$\text{日用药量 } G = qQ = 1.472 \times 35000000 = 51.52(\text{kg/d})$$

3.3.9 污水消毒系统设计

采用二氧化氯消毒工艺

3.3.9.1 已知条件

处理水量 $Q = 35000 \text{ m}^3/\text{d}$,经生物处理后采用加氯消毒,

3.3.9.2 加氯计算

取投氯量 7 mg/L ,则投加氯药剂的用量

$$G = 0.001 \times 7 \times \frac{35000}{24} = 10.21(\text{kg/h})$$

提前需要贮存的氯量

$$W = 15 \times 24G = 15 \times 24 \times 10.21 = 3675.6(\text{kg})$$

设计采用 2 台加氯机,每台加氯机的投加量为 $0 \sim 20 \text{ kg/h}$,实际采用 1 用 1 备,并

轮换交替使用。液氯选用 5 只 1000 kg 容量的钢瓶用来贮存。

加氯间和氯库采用合建的形式设计。其中，设计 2 台加氯机被布置在加氯间内布，相应的配套投加设备也设在加氯间内，加氯间内还设置水加压泵两台。氯库中，单排布置 5 只氯瓶，设置液压磅秤 3 台，用来称量氯瓶质量。设计在氯库内氯瓶上方设置一个 CD12-6D 单轨葫芦，直接通到氯库大门外。

在氯库外，规划设置长期贮深 1.5 m 水的事事故池。在值班控制室内，安装设置加氯系统的电控柜和自控系统。在值班与加氯间之间，设置大型观察窗及联通的门，便于实时观察了解情况。

3.3.9.3 选取通风设备

根据上述的设计规划

设计加氯间的总容积可达 $V_1 = 4.5 \times 9.0 \times 3.6 = 145.8(\text{m}^3)$,

氯库的总容积可达 $V_2 = 5.0 \times 9.0 \times 4.5 = 202.5(\text{m}^3)$ 。为保证安全每小时换气 8 ~ 12 次。

每小时的换气量

加氯间内: $G_1 = 145.8 \times 12 = 1749.6(\text{m}^3)$

氯库内: $G_2 = 388.8 \times 12 = 4665.6(\text{m}^3)$

设计在加氯间选用一台通风轴流风机，在氯库选用两台通风轴流风机，并在室内地面以上 20 cm 的位置各安装一台漏氯探测器。

3.3.9.4 消毒接触池计算

本设计决定采用三廊道平流式消毒接触池，共设计两组，接触时间 $t=0.5 \text{ h}$ 。

1. 计算接触池容积

$$V = Qt = \frac{35000}{24} \times 0.5 = 729.17(\text{m}^3)$$

2. 单池容积计算

设计的接触池形式为矩形隔板式，共设计两座 ($n=2$)，每座池体的容积

$$V_1 = \frac{729.17}{2} = 364.59(\text{m}^3)$$

3. 单格设计计算

设计接触池 $h = 1.6 \text{ m}$ 的有效水深，设计 $b = 1.8 \text{ m}$ 的单格宽度，则可以计算 $L = 18 \times 1.8 = 32.4(\text{m})$ 的池长以及 $L' = 72 \times 1.8 = 129.6(\text{m})$ 的水流长度

$$\text{单座接触池的分格数} = \frac{129.6}{32.4} = 4(\text{格})$$

4. 复核池容

由以上计算, 接触池的宽度值 $B = 1.8 \times 4 = 7.2(\text{m})$, 接触池 $L = 32.4 \text{ m}$ 的长度、 $h = 1.6 \text{ m}$ 的水深已经计算, 则有 $V_1 = 32.4 \times 7.2 \times 1.6 = 373.25(\text{m}^3) > 364.59(\text{m}^3)$

5. 池高计算

取接触池 0.3 m 的超高, 则池体总高 $H = 1.9 \text{ m}$ 。

6. 进水设计

在清水池至消毒池的途中设置闸阀井, 接出超越管线和接氯管, 将污水直接送入消毒接触池中。流量 $Q = 0.41 \text{ m}^3/\text{s}$, 设管径 $\text{DN}600\text{mm}$, 流速 $v_1 = 1.07 \text{ m/s}$; 超越管线取 $\text{DN}450$, 流速 1.21 m/s 。

7. 出水设计

设计采用平顶矩形薄壁堰的出流形式, 堰宽为消毒接触池的宽度, 即 $b = 5.0 \text{ m}$ 。又堰上水头

$$H = \left(\frac{Q}{m_0 b \sqrt{2g}} \right)^{2/3} \quad (3.25)$$

将相关数据代入上式得

$$H = \left(\frac{0.41}{0.42 \times 5.0 \times \sqrt{2 \times 9.8}} \right)^{2/3} = 0.125(\text{m})$$

3.3.10 集配水井计算

3.3.10.1 沉砂池配水井

配水井采用堰式的中心配水井, 配水井进水管的设计流量为

$$Q = 1.3 \times 35000/24 = 1895.8(\text{m}^3/\text{h})$$

设置进水管管径 $D_1=900\text{mm}$, 流速为

$$v = \frac{1895.8}{\frac{\pi}{4} \times 0.9^2 \times 3600} = 0.83(\text{m/s}) < 1.0(\text{m/s}), \text{ 满足要求。}$$

通过水井底部中心, 流水进入配水井, 经等宽度堰后流入 2 个水斗, 再由管道进入 2 座后续构筑物, 则单个后续构筑物的分配流量为 $q = 1895.8/2 = 947.9(\text{m}^3/\text{h})$ 。采用矩形宽顶溢流堰的形式将配水输送至配水管。

每一个出水溢流堰的流量为 $q=947.9(\text{m}^3/\text{h})=263.3(\text{L/s}) > 100 (\text{L/s})$, 采用矩形堰, 本

工程设计采用矩形堰，设置 0.5 m 的堰高。

设计堰宽 $b = 1.0$ m，取流量系数 m_0 为 0.33，则堰上水头

$$H = \sqrt[3]{\frac{q^2}{m_0^2 \times b^2 \times 2g}} = \sqrt[3]{\frac{0.2633^2}{0.33^2 \times 1^2 \times 2 \times 9.8}} = 0.32(\text{m})$$

对矩形宽顶堰， $2.5 < \frac{B}{H} < 10$ ，取 $B = 0.85$ m，此时 $\frac{B}{H} = 2.7$ ，满足矩形宽顶堰要求。

设置配水管管径 $D_2 = 600$ mm，流量 $q = 947.9(\text{m}^3/\text{h})$ ，则流速为

$$v = \frac{947.9}{\frac{\pi}{4} \times 0.6^2 \times 3600} = 0.93(\text{m/s})$$

按照配水井内径的 1.5 倍设计配水漏斗上口口径 $D=1.5$ ， $D_1=1350(\text{mm})$

3.3.10.2 改良式 A2/O 反应池配水井

具体计算流程如上，简要叙述计算流程如下：

进水管的设计流量 $Q=1895.8 \text{ m}^3/\text{h}$ ，进水管径 $D_1 = 900$ mm。通过配水井底部中心，来水进入。经过等宽度堰后，流水进入 4 个水斗，之后经过管道，进入 4 座后续构筑物中，则单个的后续构筑物的分配流量为 $q = 1895.8/4 = 473.95(\text{m}^3/\text{h})$ 。

来水之后以矩形宽顶溢流堰的形式被输送到配水管中，每一个出水溢流堰的流量为 $q=473.95(\text{m}^3/\text{h})=131.65(\text{L/s})$ ，设置 0.5 m 的堰高，设置 $b=1.0$ m 的堰宽，采用流量系数 m_0 为 0.33，则堰上水头

$$H = \sqrt[3]{\frac{q^2}{m_0^2 \times b^2 \times 2g}} = \sqrt[3]{\frac{0.13165^2}{0.33^2 \times 1^2 \times 2 \times 9.8}} = 0.20(\text{m})$$

取 $B=0.60$ m，此时 $B/H = 0.3$ ，在 2.5 至 10 之间，满足矩形宽顶堰要求

设置配水管管径 $D_2=450$ mm，流量 $q=473.95(\text{m}^3/\text{h})$ ，则流速为

$$v = \frac{473.95}{\frac{\pi}{4} \times 0.45^2 \times 3600} = 0.83(\text{m/s})$$

按照配水井内径的 1.5 倍设计配水漏斗上口的口径 $D=1.5$ ， $D_1=1350(\text{mm})$ 。

3.3.10.3 其他配水井说明

根据污水处理厂工艺流程安排，曝气生物滤池配水井与改良式 A²O 反应池配水井尺寸计算相同，消毒接触池配水井与沉砂池配水井尺寸计算相同，不再做重复计算。

3.3.11 计量设备设计

随着污水处理厂不断迈进现代化运作管理方式，电子化计量设备以其高精确性、分析性、自动性的优越逐步替代旧式计量设备，成为处理厂计量设备设计的首当选择。本设计选用的计量设备是电子磁流量计。通过对比多个厂家提供的工艺和资料的完整性，

最终决定选用开封威力仪表有限公司 MagneW3000 plus 型智能型电子流量计，该产品由该公司与日本山武株式会社合作研制，在同类产品中优势明显。设计采用的电磁流量计有 2 个，安装在消毒处理之后的管段上，仪器接口管径与出水管相同 DN600 mm。

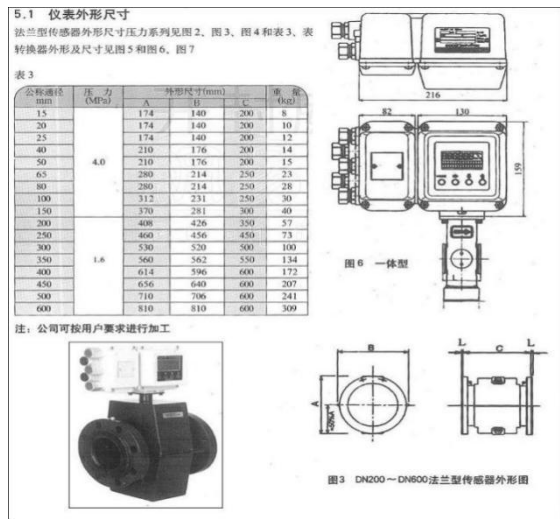


图 3.6 MagneW3000 plus 型智能型电子流量计相关参数

3.4 污泥处理设计计算

3.4.1 污泥浓缩

污泥浓缩的主要原理是降低污泥中的空隙水含量，减少污泥体积。污泥浓缩能够减小池容和需要的投药量，能够缩小输泥管道和输泥泵的尺寸。本工程设计对二沉池排除的污泥进行浓缩，污泥浓缩前含水率 $P_1=99.2\%$ ，浓缩后污泥含水率为 $P_2=97\%$ 。

3.4.1.1 剩余污泥量的计算

A^2/O 工艺系统产生的剩余污泥量在上面已经计算， $Q_s=482.40\text{ m}^3/\text{d}=20.1\text{ m}^3/\text{h}$

3.4.1.2 污泥浓度

反应池中混合液的污泥浓度 $X=4000\text{ mg/L}$ ，污泥的回流比取 100% ，而

$$X = \frac{R}{1+R} \times X_r \tag{3.26}$$

则， $X_r=8000\text{ mg/L}=8\text{ g/L}$ 。

3.4.1.3 浓缩池尺寸的计算

1. 浓缩池面积 A

本工程设计浓缩池采用带有竖向栅条污泥浓缩机的幅流式重力浓缩机，污泥浓缩固体通量取 $M=30\text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。浓缩池的面积

$$A = \frac{Q_s C}{M} \quad (3.27)$$

在这里，污泥量 $Q_s = 482.40 \text{ m}^3/\text{d}$ ；污泥固体浓度 $C = 8 \text{ kg/m}^3$ ；污泥固体通量 $M = 30 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ ，则

$$A = \frac{Q_s C}{M} = \frac{482.40 \times 8}{30} = 128.64 (\text{m}^2)$$

2. 浓缩池直径计算

本工程设计采用 2 个污泥浓缩池，即 $n = 2$ ，则

$$\text{每格浓缩池池面积 } A_1 = A/n = 128.64/2 = 64.32 (\text{m}^2)$$

$$\text{浓缩池的设计直径 } D = \sqrt{(4A_1)/\pi} = \sqrt{(4 \times 64.32)/\pi} = 9.0 (\text{m})$$

3. 浓缩池深度计算

池体工作部分有效水深为

$$h_2 = \frac{Q_s T}{24A} \quad (3.28)$$

在这里，浓缩时间 $T = 15 \text{ h}$ ，则

$$h_2 = \frac{Q_s T}{24A} = \frac{482.40 \times 15}{24 \times 128.64} = 2.34 (\text{m})$$

设置 $h_1 = 0.3 \text{ m}$ 的超高，设计 $h_3 = 0.3 \text{ m}$ 的缓冲高度，选用机械刮泥，设计池底坡度 $i = 1/20$ ，设计污泥斗下底 $D_1 = 1.0 \text{ m}$ 的直径，上底 $D_2 = 2.4 \text{ m}$ 的直径。

$$\text{由池底坡度产生的深度 } h_4 = i \left(\frac{D}{2} - \frac{D_2}{2} \right) = \frac{1}{20} \times \left(\frac{9.0}{2} - \frac{2.4}{2} \right) = 0.165 (\text{m})$$

$$\text{污泥斗的设计高度 } h_5 = \left(\frac{D_2}{2} - \frac{D_1}{2} \right) \times \tan 55^\circ = \left(\frac{2.4}{2} - \frac{1.0}{2} \right) \tan 55^\circ = 1.0 (\text{m})$$

浓缩池的总深度

$$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 = 0.3 + 2.34 + 0.3 + 0.165 + 1.0 = 4.105 (\text{m})$$

4. 浓缩后的污泥体积计算

$$V = \frac{Q_s(1 - P_1)}{1 - P_2} = \frac{482.40(1 - 0.992)}{1 - 0.97} = 128.64 (\text{m}^3/\text{d}) = 1.49 (\text{L/s})$$

5. 浓缩后分离出的污水流量计算

$$q = \frac{Q_s(P_1 - P_2)}{1 - P_2} = 482.40 \times \frac{0.992 - 0.97}{1 - 0.97} = 353.76 (\text{m}^3/\text{d}) = 4.09 (\text{L/s})$$

3.4.2 贮泥池

设计选用矩形贮泥池，能够贮存来自浓缩池 $Q = 128.64 \text{ m}^3/\text{d}$ 的污泥量，设计贮存污泥量为 $150 \text{ m}^3/\text{d}$ 。

设计两座贮泥池，污泥池的贮泥时间 $t = 8 \text{ h}$ ，池高 $h_2 = 3.0 \text{ m}$ ，则贮泥池的总表面积 F 为

$$F = \frac{Qt}{nh_2} = \frac{150 \times 8}{2 \times 3.0 \times 24} = 8.33(\text{m}^2)$$

设计贮泥池 $B = 3.0 \text{ m}$ 的池宽，贮泥池的池长

$$L = \frac{F}{B} = \frac{8.33}{3.0} = 2.8(\text{m})$$

贮泥池底部设计为斗型，设计尺寸为 $0.7 \text{ m} \times 0.7 \text{ m}$ 的下底，设计 $h_3 = 2 \text{ m}$ 的高度，设置 $h_1 = 0.5 \text{ m}$ 的超高，则，贮泥池的总高度 H

$$H = h_1 + h_2 + h_3 = 0.5 + 3.0 + 2.0 = 5.5(\text{m})$$

3.4.3 污泥消化池

本设计采用两级中温厌氧消化。其原理是：污泥在无氧条件下，由兼性菌和专性厌氧菌降解污泥中的有机物，使之产生 CO_2 和 CH_4 ，使污泥得到稳定，故污泥厌氧消化又称为污泥生物稳定。厌氧消化包括酸性发酵和甲烷发酵两个阶段，将有机物最终转化成甲烷和二氧化碳。

3.4.3.1 污泥厌氧消化工艺的选择

本工程设计选用二级污泥厌氧消化工艺，将两级消化池串联运行。首先将生污泥送入一级消化池中进行加热与搅拌。一级消化池的消化温度能达到 35°C ，并设有集气设备，上清液不用排出。一级消化池能够进行主要的有机物分解过程，产气量达到总产气量的 80%。经一级消化后，一级处理后污泥又在重力的作用下被送入二级消化池，二级消化池内污泥不用在加热搅拌，一级消化的余温足够进行二级消化。二级消化池一般能保持 $20 \sim 26^\circ\text{C}$ 的温度。二级消化池需要设置集气设备，并及时撇除上清液，产气量能达到总产气量的 20% 左右。同时，二级消化池还具有污泥浓缩的作用。设计采用消化池固定盖式，截圆锥形的池顶结构。集气罩设置在池顶中与沼气柜直接利用管道连通，避免负压产生。

3.4.3.2 消化池尺寸设计计算

1. 计算消化池的有效容积

污泥龄 $\theta_c = 20 \text{ d}$ ，则

$$V = Q\theta_c = 150 \times 20 = 3000(\text{m}^3)$$

一级与二级的容积比取 2:1，则一级消化池设置两座，单池容积 1000 m^3 。二级消化池只需设置 1 座池，容积为 1000 m^3 。

2. 圆柱形消化池几何尺寸计算

一级、二级消化池采用相同的池型。

设计消化池直径 D 为 11 m ，集气罩直径 d_3 为 2.0 m ，池底锥底直径 d_2 取 2.0 m ，集气罩高度 h_4 取 2.0 m ，锥角采用 15° ，故

$$\text{锥体高度 } h_2 = h_3 = \frac{11-2}{2} \times \tan 15^\circ = 1.2(\text{m})$$

消化池的主体高度 $h_1 = D = 11 \text{ m}$

计算体积：

$$\text{集气罩容积 } V_4 = \frac{\pi d_3^2}{4} \times h_4 = \frac{\pi \times 1.5^2}{4} \times 2 = 6.28(\text{m}^3)$$

$$\text{上盖容积 } V_3 = \frac{1}{3} \pi h_3 \left(\frac{D^2}{4} + \frac{Dd_3}{4} + \frac{d_3^2}{4} \right) = \frac{1}{3} \times \pi \times 1.2 \times \left(\frac{11^2}{4} + \frac{11 \times 2}{4} + \frac{2^2}{4} \right) = 46.36(\text{m}^3)$$

$$\text{下锥体容积 } V_2 = V_3 = 46.36 \text{ m}^3。$$

$$\text{柱体容积 } V_1 = \frac{\pi D^2}{4} \times h_1 = \frac{\pi \times 11^2}{4} \times 11 = 1044.84(\text{m}^3)。$$

硝化池的总有效容积

$$V = V_1 + V_2 + V_3 = 1044.84 + 46.36 + 46.36 = 1137.55(\text{m}^3) > 1000(\text{m}^3)$$

计算表面积：

$$\text{集气罩表面积 } A_4 = \frac{\pi}{4} d_3^2 + \pi d_3 h_4 = \frac{\pi}{4} \times 2^2 + 3.14 \times 2 \times 2 = 15.7(\text{m}^2)$$

$$\text{上罩表面积 } A_3 = \frac{\pi}{2} (D + d_3) \times \frac{h_3}{\sin \alpha} = \frac{\pi}{2} \times (11 + 2) \times \frac{1.2}{\sin 15^\circ} = 281.01(\text{m}^2)$$

下锥体表面积

$$A_2 = \frac{\pi d_2^2}{4} + \frac{\pi}{2} (D + d_2) \times \frac{h_2}{\sin \alpha} = \frac{\pi \times 2.0^2}{4} + \frac{\pi}{2} \times (11 + 2.0) \times \frac{1.2}{\sin 15^\circ} = 90.54(\text{m}^2)$$

3.4.3.3 消化池热工计算

1. 加热生污泥耗热量 $Q_1(\text{kcal/h})$

中温消化污泥温度 $T_D = 35^\circ \text{C}$ ，生污泥年平均温度 $T_s = 18^\circ \text{C}$ ，日平均最低温度为

$T'_S = 12^\circ\text{C}$ 。每座一级消化池每日投配的生污泥量 $V' = V/2 = 150/2 = 75(\text{m}^3/\text{d})$ ，故
平均耗热量

$$Q_1 = \frac{V'}{24}(T_D - T'_S) \times 1000 = \frac{75}{24} \times (35 - 18) \times 1000 = 53125(\text{kcal/h})$$

最大耗热量

$$Q_{1\max} = \frac{V'}{24}(T_D - T'_S) \times 1000 = \frac{75}{24} \times (35 - 12) \times 1000 = 71875(\text{kcal/h})$$

2. 消化池体热损失 $Q_2(\text{kcal/h})$

消化池各部分传热系数采用：池盖 $K=0.7 \text{ kcal}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ ；地面以上部分的池壁 $K=0.67 \text{ kcal}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ ；地面以下部分的池壁 $K=0.457 \text{ kcal}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ ；对池外介质，大气介质的全年平均气温 $T_A = 12.5^\circ\text{C}$ ，冬季室外计算温度为 $T_A = -3^\circ\text{C}$ 土塘介质的全年平均气温 $T_B = 13.5^\circ\text{C}$ ，冬季室外计算温度为 $T_B = 3.2^\circ\text{C}$ 。

(1) 池盖的热损失。池盖的散热面积 $F = A_3 + A_4 = 281.01 + 15.7 = 296.71(\text{m}^2)$ ，池外介质为大气，故

池盖的平均耗热量

$$Q_{21} = FK(T_D - T_A) = 296.71 \times 0.7 \times (35 - 12.5) = 4673.18(\text{kcal/h})$$

池盖最大耗热量

$$Q_{21\max} = FK(T_D - T_A) = 296.71 \times 0.7 \times [35 - (-3)] = 7892.49(\text{kcal/h})$$

(2) 地面以上的池壁的热损失。消化池池壁的 $1/3$ 在地面以下， $2/3$ 在地面以上，
则

$$F = \frac{2}{3} A_1 = \frac{2}{3} \times 380.13 = 253.42(\text{m}^2)$$

地面以上的池壁的平均耗热量

$$Q_{22} = FK(T_D - T_A) = 253.42 \times 0.6 \times (35 - 12.5) = 3421.17(\text{kcal/h})$$

地面以上的池壁的最大耗热量

$$Q_{22\max} = FK(T_D - T_A) = 253.42 \times 0.6 \times [35 - (-3)] = 5777.98(\text{kcal/h})$$

(3) 地面以下的池壁的热损失。 $F = \frac{1}{3} A_1 = \frac{1}{3} \times 380.13 = 126.71(\text{m}^2)$ ，池外介质为土壤。

地面以下的池壁的平均耗热量

$$Q_{23} = FK(T_D - T_A) = 126.71 \times 0.45 \times (35 - 13.5) = 2451.84(\text{kcal/h})$$

地面以下的池壁的最大耗热量

$$Q_{23\max} = FK(T_D - T_A) = 126.71 \times 0.45 \times (35 - 3.2) = 3626.44(\text{kcal/h})$$

(4) 池底的热损失。 $F = A_2 = 90.54(\text{m}^2)$ ，池外介质为土壤。

此处平均耗热量

$$Q_{24} = FK(T_D - T_A) = 90.54 \times 0.45 \times (35 - 13.5) = 875.97(\text{kcal/h})$$

此处最大耗热量

$$Q_{24\max} = FK(T_D - T_A) = 90.54 \times 0.45 \times (35 - 3.2) = 1295.63(\text{kcal/h})$$

综上所述可得:

每座消化池的平均总耗热量

$$\begin{aligned} Q_2 &= Q_{21} + Q_{22} + Q_{23} + Q_{24} \\ &= 4673.18 + 3421.17 + 2451.84 + 875.97 \\ &= 11422.16(\text{kcal/h}) \end{aligned}$$

每座消化池的最大耗热量

$$\begin{aligned} Q_{2\max} &= Q_{21\max} + Q_{22\max} + Q_{23\max} + Q_{24\max} \\ &= 7892.49 + 5777.98 + 3626.44 + 1295.63 \\ &= 18592.54(\text{kcal/h}) \end{aligned}$$

(5) 输泥管与热交换器的耗热量。设计取输泥管道与热交换器的耗热量为前两项耗热量的 10%，则

$$Q_3 = 0.1 \times (53125 + 11422.16) = 6454.72(\text{kcal/h})$$

$$Q_{3\max} = 0.1 \times (71875 + 18592.54) = 9046.75(\text{kcal/h})$$

单座消化池耗热总量为

$$Q_T = Q_1 + Q_2 + Q_3 = 71001.88(\text{kcal/h})$$

$$Q_{T\max} = Q_{1\max} + Q_{2\max} + Q_{3\max} = 99514.29(\text{kcal/h})$$

整个消化系统耗热总量

$$Q' = nQ_T = 2 \times 71001.88 = 142003.76(\text{kcal/h})$$

$$Q'_{T\max} = nQ_{T\max} = 2 \times 99514.29 = 199028.58(\text{kcal/h})$$

式中，n 为一级消化池的个数。

3.4.3.4 热交换器的计算

本设计采用泥-水热交换器池外加热兼混合的方式。热交换器的计算含热交换器长、热源、消化污泥循环量计算。

1. 污泥循环量确定

每座消化池对应设置一台热交换器，全天均匀投配。

$$\text{每个消化池容纳的生污泥量 } Q_{S1} = 75/24 = 3.125(\text{m}^3/\text{h})$$

在生污泥进入一级消化池前，先与回流来的一级消化污泥混合，再进入热交换器，

生污泥与回流污泥之比为 1 : 2。

$$\text{回流的消化污泥量 } Q_{S2} = 3.125 \times 2 = 6.25(\text{m}^3/\text{h})$$

$$\text{循环的污泥总量 } Q_S = Q_{S1} + Q_{S2} = 3.125 + 6.25 = 9.375(\text{m}^3/\text{h})$$

2. 计算污泥出口温度

已知生污泥日平均最低温度 13 °C。生污泥与消化污泥混合后的污泥温度

$$T_S = \frac{1 \times 13 + 2 \times 35}{3} = 27.67(^{\circ}\text{C})$$

$$\text{污泥出口温度 } T'_S = T_S + \frac{Q_{Tmax}}{Q_S \times 1000} = 27.67 + \frac{99514.29}{9.375 \times 1000} = 38.28(^{\circ}\text{C})$$

3. 热循环水量

热交换器入口采用热水温度为 $T_W = 87^{\circ}\text{C}$ ，出水温度 $T'_W = 75^{\circ}\text{C}$ ， $T_W - T'_W = 87 - 75 = 12(^{\circ}\text{C})$ 。则热循环水量

$$Q_W = \frac{Q_{Tmax}}{(T_W - T'_W) \times 1000} = \frac{99514.29}{12 \times 1000} = 8.29(\text{m}^3/\text{h})$$

4. 热交换器口径确定

选用套管式泥-水热交换器，内管通污泥，管径 DN40mm，内管外径 47mm。

$$\text{污泥在管内流速 } v = \frac{8.29}{\frac{3.14}{4} \times 0.040^2 \times 3600} = 1.83(\text{m/s})$$

介于 1.5~2.0 m/s，符合要求。

$$\text{外管管径 DN55mm，热水在外管内管间流速为 } v = \frac{9.95}{\frac{3.14}{4} \times 0.055^2 \times 3600} = 1.16(\text{m/s})$$

介于 1.0~1.5 m/s，符合要求。

5. 热交换器长度

由以上计算可知

$$\Delta T_1 = T_S - T'_W = 27.67 - 75 = -47.33(^{\circ}\text{C})$$

$$\Delta T_2 = T'_S - T_W = 38.28 - 87 = -48.72(^{\circ}\text{C})$$

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{47.33 - 48.72}{\ln \frac{-47.33}{-48.72}} = 48.02(^{\circ}\text{C})$$

而交换器长度

$$L = \frac{Q_{Tmax}}{\pi DK \Delta T_m} \quad (3.29)$$

在这里，内管外径 D 取为 47 mm，传热系数 K 为 $600 \text{ kcal}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ ，则

$$L = \frac{Q_{Tmax}}{\pi D K \Delta T_m} \times 1.2 = \frac{99514.29}{\pi \times 0.047 \times 600 \times 48.02} \times 1.2 = 28.07(\text{m})$$

设每根热交换器长 4 m，则共有根数 $n = 28.07/4 = 7.02(\text{根})$ ，取 8 根。

6. 锅炉容量计算

设计选用常压热水锅炉，锅炉供热量 $G_w(\text{kg/h})$ 的计算公式为

$$G_w = \frac{Q_T}{(T_4 - T)\gamma\eta} \quad (3.30)$$

在这里，总耗热量 Q_T 为 71001.88 kcal/h ，锅炉供水温度 T 为 5 摄氏度，锅炉内热水水温 T_4 约为 90 摄氏度，水比热容 γ 为 $1.0 \text{ kcal}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ ，锅炉的热效率取 80%，则

$$G_w = \frac{71001.88}{(90 - 5) \times 1.0 \times 80\%} = 1044.15(\text{kg/h})$$

3.4.3.5 消化池保温设计计算

为减少消化池内热量散失，节约能耗，在消化池池体外侧设置保温层，包括保温层和保护层。保温层的厚度可通过消化池池壁结构低限热阻 R_0^d 进行计算，即使消化池池壁结构的总热阻 $R_0 \geq R_0^d$ 。

池体结构采用钢筋混凝土，各部分保温层材料厚度

$$\delta = \frac{1000 \times \frac{\lambda_G}{K} \delta_G}{\frac{\lambda_G}{\lambda_B}} \quad (3.31)$$

在这里， λ_G 为消化池各部分钢筋混凝土的传热系数，单位 $\text{kcal}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ ； λ_B 为保温材料的热导率，单位 $\text{kcal}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ ； K 为各部分传热系数的允许值，单位 $\text{kcal}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ ； δ_G 为消化池各部分结构厚度，单位 mm。

1. 池顶盖保温设计计算

(1) 设计参数的确定。对于消化池顶盖，设计采用冬季池壁结构允许温差 $\Delta T' = 7^\circ\text{C}$ ，池壁结构热阻 $R_n = 0.133 \text{ m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}/\text{kcal}$ ，池壁结构外表面热阻 $R_w = 0.05 \text{ m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}/\text{kcal}$ ，温度修正系数 $k = 1$ ，假定池顶结构热惰性指标 $D_0 < 3$ ，故取 $A = 1.1$ 。

(2) 低限热阻 R_0^d 的计算

$$R_0^d = \frac{T_D - T_A}{\Delta T'} R_n k A = \frac{35 - (-3)}{7} \times 0.133 \times 1 \times 1.1 = 0.7942(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}/\text{kcal})$$

(3) 保温层厚度及各层材料的 R 、 D_0 的设计计算。查阅资料可知：钢筋混凝土热导率 $\lambda_4 = 1.33 \text{ m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}/\text{kcal}$ ，蓄热系数 $S_4 = 12.85$ ，故

$$R_4 = \delta_4 / \lambda_4 = 0.1 / 1.33 = 0.0752 (\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C} / \text{kcal})$$

$$D_{04} = 0.0752 \times 12.85 = 0.966$$

水泥砂浆抹面层热导率 $\lambda_2 = 0.8 \text{ kcal}/(\text{m} \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$, 蓄热系数 $S_2 = 8.65$, 故

$$R_2 = \delta_2 / \lambda_2 = 0.02 / 0.8 = 0.025 (\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C} / \text{kcal})$$

$$D_{02} = 0.025 \times 8.65 = 0.216$$

防水层热导率 $\lambda_1 = 0.15 \text{ kcal}/(\text{m} \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$, 蓄热系数 $S_2 = 2.85$, 故

$$R_1 = \delta_1 / \lambda_1 = 0.01 / 0.15 = 0.067 (\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C} / \text{kcal})$$

$$D_{01} = 0.067 \times 2.85 = 0.191$$

由于 $R'_0 = R_n + \sum R + R_w$

$$= 0.133 + 0.0752 + 0.025 + 0.067 + 0.05 = 0.3502 (\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C} / \text{kcal})$$

消化池顶盖保温材料采用加气混凝土, 热导率 $\lambda_3 = 0.25 \text{ kcal}/(\text{m} \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$, 蓄热系数 $S_3 = 3.2$, $\delta_3 = \lambda_3 (R_0^d - R'_0) = 0.25 \times (0.7942 - 0.3502) = 0.111 (\text{m})$, 取 $\delta_3 = 110 \text{ mm}$, 则

$$R_3 = \delta_3 / \lambda_3 = 0.11 / 0.25 = 0.44 (\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C} / \text{kcal})$$

$$D_{03} = 0.44 \times 3.2 = 1.408$$

(4) 校核总的热惰性指标

$$D_0 = D_{01} + D_{02} + D_{03} + D_{04} = 0.191 + 0.216 + 1.408 + 0.966 = 2.781 < 3.0$$

与假定的 D_0 值相符, 保温材料即选定厚度合理。

2. 地面以上池壁的保温设计

保温材料选用聚氨酯泡沫塑料, 该材料传热系数 $\lambda_B = 0.02 \text{ kcal}/(\text{m} \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$, 有钢筋混凝土的传热系数 $\lambda_G = 1.33 \text{ kcal}/(\text{m} \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$, 则

$$\text{池壁 } \delta_{\text{壁}} = \frac{1000 \times \frac{\lambda_G}{K} - \delta_G}{\frac{\lambda_G}{\lambda_B}} = \frac{1000 \times \frac{1.33}{0.45} - 400}{\frac{1.33}{0.02}} = 27 (\text{mm})$$

3. 地面以下池壁、地板的保温设计

池底及地面以下池壁以土壤为保温层, 传热系数 $\lambda_B = 1.0 \text{ kcal}/(\text{m} \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$, 则

$$\delta_{\text{底}} = \frac{1000 \times \frac{\lambda_G}{K} - \delta_G}{\lambda_G} = \frac{1000 \times \frac{1.33}{0.45} - 800}{1.33} = 1620 (\text{mm})$$

池壁在地面以上的保温材料延伸到地面以下 1.62 m 。

本工程设置二级消化池和一级消化池在保温结构材料及厚度上保持相同。由于二级消化仅利用一级余热即可进行消化处理, 本节热工计算仅一级消化池需要。

3.4.3.6 混合搅拌计算

本设计采用多路曝气管式沼气搅拌，从贮气罐中抽出沼气，进行压缩后的沼气以插入消化池污泥中的竖管为通道进行曝气搅拌。多路曝气管的竖管口延伸至距池底 1.5m，呈环状布置。

1. 搅拌用气量

单位用气量 q_0 采用 $6 \text{ m}^3/(\text{min} \cdot 1000\text{m}^3)$ ，消化池有效容积 $V=1000 \text{ m}^3$ 。则每座消化池用气量

$$q = q_0 \frac{V}{1000} = 6 \times \frac{1000}{1000} = 6(\text{m}^3/\text{min}) = 0.10(\text{m}^3/\text{s})$$

2. 曝气立管管径

曝气立管内流速 12 m/s ，则所需立管总面积

$$A_{\text{总}} = \frac{q}{v} = \frac{0.10}{12} = 0.00833(\text{m}^2)$$

立管管径为 DN60mm 时，每一根的断面面积

$$A = \frac{\pi}{4} D^2 = \frac{\pi}{4} \times 0.06^2 = 0.00283(\text{m}^2)$$

所需立管的总数

$$n = \frac{0.00833}{0.00283} = 2.94, \text{ 采用 3 根。}$$

核算立管的实际流速

$$v = \frac{0.1}{3 \times 0.00283} = 11.78(\text{m/s}), \text{ 在 } 7 \sim 15\text{m/s} \text{ 之间, 符合要求。}$$

3.4.4 污泥脱水设计

污水处理中所产生的污泥，经过污泥浓缩后，其含水率在 97 % 左右，虽然体积较浓缩前有很大减小，但体积仍很庞大，难以处置，因此在污泥处理和处置中需进行污泥脱水。

本工程设计采用带式压滤计，因为该种脱水机具有出水含泥率较低且稳定、耗能少、管理控制较容易等特点。

污泥消化过程中由于分解而使体积减少，按消化污泥中有机物含量占 60 %，分解率为 50 %，污泥含水率为 95 %，则由含水率降低而剩余的污泥量为

$$Q = Q_0 \times \frac{100 - P_1}{100 - P_2} = 150 \times \frac{100 - 97}{100 - 95} = 90(\text{m}^3/\text{d})$$

分解污泥容积

$$Q_1 = 90 \times 0.6 \times 0.5 = 27(\text{m}^3/\text{d})$$

消化后剩余污泥量

$$Q_2 = 90 - 27 = 63(\text{m}^3/\text{d})$$

而一般污泥固体密度按 2.6 g/mL, 水的密度按 1 g/mL, 则含水率 95 % 的污泥密度为 $\rho = 2.6 \times 0.05 + 1 \times 0.95 = 1.08(\text{g/mL}) = 1080(\text{kg/m}^3)$, 则消化池处理后需脱水的生污泥量

$$Q' = 1080 \times 63 = 68040(\text{kg/d})$$

查阅《给水排水设计手册 09-专用机械》第 604 页, 设计选用 DY-3000 型的带式压滤机 3 台, 2 用 1 备, 其滤带有效宽度 3000 mm, 产泥量 50~500 kg/(h·m), 电动机功率 2.2kW, 机械外形尺寸 6400mm × 3570mm × 1950mm。脱水后污泥的含水率为 75 %, 脱水后的污泥量为

$$Q_t = 63 \times \frac{100 - 95}{100 - 75} = 12.6(\text{m}^3/\text{d})$$

脱水后的污泥可用车外运填埋。

3.5 污水处理厂平面布置

污水处理厂的平面建筑有各处理构筑物、办公楼、化验室及其他辅助构筑物, 以及各种管道、道路、绿化等的布置。根据处理厂的规模大小, 总平面布置图绘制可以采用 1:100~1:1000 的比例尺。

3.5.1 平面布置原则

3.5.1.1 单元构筑物的平面布置

平面布置应根据各构筑物的功能特点, 结合厂区地形确定它们的布置, 以减少投资和运行方便。各处理构筑物在平面布置上尽量紧凑。处理构筑物一般应按流程顺序布置, 连接管线直通顺畅, 避免回旋曲折。充分利用地形, 尽量能够平衡土方量, 并避开劣质土壤地段, 使水流能自流输送。在处理构筑物之间, 一般可应留有 5~10 m 的间距。污泥处理构筑物应位于厂区夏季主导风向的下风向并尽可能单独布置, 以方便管理。鼓风机房、变电所等根据相关构筑物的需求就近布置。易燃易爆建筑的布置应符合防爆防火规程。

3.5.1.2 管渠的平面布置

厂区平面管渠布置的基本原则是应尽量短, 避免曲折和交叉。在污水处理厂, 除了各处理构筑物间的连接管外, 还设有能使各处理构筑物独立运行的放空管及超越管。

在污水处理场内还设有给水管、空气管、排渣管等，布置时应避免相互干扰，既要便于施工和维护管理，又要占地紧凑。另外，在厂区内还应设有完善的雨水收集及排放系统。

3.5.1.2 辅助建筑物的平面布置

污水处理厂内的辅助建筑物有：泵房、鼓风机房、办公室、分析化验室、变电所、机修、仓库、食堂等。辅助建筑物的位置应根据便利安全等原则确定。生活区、综合楼等建筑物因其生活工作的属性应与处理构筑物保持距离，远离机器间和污泥干化场，最好位于厂区夏季主导风向的上风向，以保证良好的工作条件。

3.5.1.3 厂区绿化

按规定，污水处理厂厂区的绿化面积不得小于 30%。

3.5.1.4 道路布置

厂区内应合理修建道路和停车场地。

污水处理厂内应合理地修筑道路和停车场地，通道的设计要求有：一般主干管宽度 4~7 m，车行道宽度 3.5~4 m，人行道宽度 1.5~2 m，车行道转弯半径不小于 6~10 m。

3.5.2 污水厂占地面积

污水厂的占地面积，因处理方式和构筑物选型的不同而有很大的差异。在方案设计阶段，可按表 3.8 估算。

表 3.8 污水处理厂所需面积 (m²)

处理水量 (m ³ /d)	一级处理 (10 ⁴ m ²)	二级处理 (10 ⁴ m ²)	
		生物滤池	活性污泥法
5000	0.5~0.7	2~3	1~1.25
10000	0.8~1.2	4~6	1.5~2.0
15000	1.0~1.5	6~9	1.85~2.5
20000	1.2~1.8	8~12	2.2~3.0
30000	1.6~2.5	12~18	3.0~4.5
40000	2.0~3.2	16~24	4.0~6.0
50000	2.5~3.8	20~30	5.0~7.5
70000	3.75~5.0	30~45	7.5~10.0
100000	5.0~6.5	40~60	10.0~12.5

3.6 污水处理厂高程布置

污水处理厂高程布置就是确定处理流程中各处理构筑物内水位设置高度，定出始端水泵所需的设计扬程。污水厂进行高程布置能够保证工艺流程在良好水力条件下运行，且使能量消耗最小。其主要计算内容是各流程区段的水头损失。

在进行平面布置的同时必须进行高程布置，以确定各处理构筑物及连接灌渠的高程，并绘制处理流程的纵断面图，其比例一般采用纵向 1:50~1:100，横向为 1:500~1:100。

3.6.1 高程布置的一般规定

在整个污水处理过程中，应尽可能使污水和污泥为重力流，但在多数情况下，往往须抽升。高程布置的一般规定如下：

3.6.1.1 必须精确计算各构筑物之间的水头损失，包括沿程损失、局部损失及构筑物本身的水头损失。需要时还应考虑扩建的预备水头

3.6.1.2 进行水力计算时，应选择距离最长、损失最大的流程，并按最大设计流量计算。设计必须留有充分的余地，以防止水头不够而发生涌水现象。

3.6.1.3 污水处理厂的出水灌渠高程，须不受水体洪水顶托，并能自流进行农田灌溉。

3.6.1.4 各处理构筑物的水头损失（包括进出水渠的水头损失）。可按表 3.9 进行估算。

表 3.9 处理构筑物水头损失估算值

构筑物	水头损失 (cm)	构筑物	水头损失 (cm)
格栅	10~25	生物滤池	270~280
沉砂池	10~25	曝气池	25~50
平流沉淀池	20~40	混合池	10~30
竖流沉淀池	40~50	接触池	10~30
幅流沉淀池	50~60	-	-

3.6.1.5 污水处理厂的场地高程布置，应考虑土方平衡，并考虑有利于排水。

3.6.2 污水处理流程高程布置

本工程设计城市河流最高水位 245 m，污水处理厂地面标高 251 m，处理后的水排放到河流水位满足洪水时不会倒灌，考虑构筑物的挖土深度不宜过大，综合各方面条件，设计改良式 A²/O 池（即曝气池）为半地下式，以此处理深为起点，推算各水面标高。

3.6.2.1 计算水损

1. 管段水损的计算

沿程水头损失

$$h_i = il \quad (3.32)$$

i 值可以通过公式计算，但一般情况直接根据《给水排水设计手册 1-常用资料》附表直接查得。

局部水头损失

$$h_j = \xi \frac{v^2}{2g} \quad (3.33)$$

总水头损失

$$h_c = h_i + h_j \quad (3.34)$$

2. 明渠暗沟水损的计算

沿程水头损失 $h_i = il$

根据 $v = \frac{1}{n} R^{\frac{2}{3}} i^{\frac{1}{2}}$ 流量公式可以推出水力坡降公式

$$i = (vnR^{-\frac{2}{3}})^2 \quad (3.35)$$

其中 $v = \frac{Q}{A}$; n 取 0.013; $R = \frac{A}{X}$, X 为湿周。

局部水头损失 $h_j = \xi \frac{v^2}{2g}$

总水头损失 $h_c = h_i + h_j$

以上两种设计总主要设计到的局部水损系数, 参见《给水排水设计手册 1-常用资料》第 668 页至第 679 页。

各处理构筑物的水损值, 参见给水排水设计手册 5-城镇排水》第 565 页所列处理构筑物水头损失估算, 参见前述 3.6.1.4。

3.6.2.2 泵站后水损计算

1. 细格栅至沉砂池配水井部分

细格栅前明渠 $l = 3\text{m}$

湿周 $X = b + 2h = 1.27 + 2 \times 0.4 = 0.81(\text{m})$

水力半径 $R = \frac{W}{X} = \frac{0.4 \times 1.27}{0.81} = 0.63(\text{m})$

坡度 $i = \left(vnR^{-\frac{2}{3}} \right)^2 = (0.8 \times 0.013 \times 0.63^{-\frac{2}{3}})^2 = 0.0058\%$

沿程水头损失为 $h_i = il = 0.0058\% \times 3 = 0.00018(\text{m})$

细格栅前明渠前明渠渐缩

$$h_j = \left[1 + \xi - \left(\frac{F_2}{F_1} \right)^2 \right] \times \frac{v_2^2}{2g} \approx 1.1 \times \frac{0.8^2}{19.6} = 0.036(\text{m})$$

渐缩明渠前矩形堰

$$Q = 0.42\sqrt{2g} \times bH^{1.5},$$

而 Q 为单泵流量 $0.200\text{m}^3/\text{s}$, b 为堰宽, 为 1.27m , 计算堰上水头可得 $H=0.19\text{m}$ 。

栅后明渠

同栅前明渠, $h_i = 0.00018(\text{m})$

栅后明渠突放

$$h_j = \xi \times \frac{v_2^2}{2g} = 0.36 \times \frac{0.8^2}{19.6} = 0.01(\text{m})$$

栅后宽明渠

$$l = 6\text{m}$$

湿周 $X = b + 2h = 3.04 + 2 \times 0.4 = 3.84(\text{m})$

$$\text{水力半径 } R = \frac{W}{X} = \frac{0.4 \times 3.04}{3.84} = 0.32(\text{m})$$

$$\text{坡度 } i = \left(vnR^{-\frac{2}{3}} \right)^2 = (0.9 \times 0.013 \times 0.32^{-\frac{2}{3}})^2 = 0.0030\%$$

沿程水头损失为 $h_i = il = 0.0030\% \times 6 = 0.00018(\text{m})$

明渠突缩

$$h_j = \left[1 + \xi - \left(\frac{F_2}{F_1} \right)^2 \right] \times \frac{v_2^2}{2g} \approx 1.1 \times \frac{0.9^2}{19.6} = 0.05(\text{m})$$

2. 平流式沉砂池水损

取 0.25m 。

3. 沉砂池至改良式 A^2/O 反应池配水井

(1) 阀门井前管段

沿程损失

$L=6.5\text{m}$, $Q=0.200\text{m}^3/\text{s}$, $DN500$, $v=0.98\text{m/s}$, $1000i=2.56$

$$h_1 = iL = 0.00256 \times 6.5 = 0.017(\text{m})$$

局部损失

闸阀 $DN500$ 阻力系数 ξ_2 取 0.06 , 弯管阻力系数 ξ_1 取 0.8

$$h_j = \sum \xi \times \frac{v_2^2}{2g} = (\xi_1 + \xi_2) \frac{v_2^2}{2g} = (0.8 + 0.06) \times \frac{0.98^2}{2 \times 9.8} = 0.042(\text{m})$$

(2) 闸阀井水损

两个闸阀在 (1) 和 (3) 中计算, 异径三通汇合流得到局部水损

异径三通阻力系数 $\xi_1 = \xi_{11} + \xi_{12}$, ξ_{11} 为等径三通阻力系数取值 3.0, ξ_{12} 为突放阻力系数取值 0.34

$$h_j = \sum \xi \times \frac{v_2^2}{2g} = \xi_1 \frac{v_2^2}{2g} = (\xi_{11} + \xi_{12}) \frac{v_2^2}{2g} = (3.0 + 0.34) \times \frac{0.98^2}{2 \times 9.8} = 0.16(\text{m})$$

(3) 阀门井后管段

沿程损失

$L=18 \text{ m}$, $Q=0.4 \text{ m}^3/\text{s}$, $\text{DN}900$, $v=0.83 \text{ m/s}$, $1000i=0.899$

$$h_1 = iL = 0.000899 \times 18 = 0.016(\text{m})$$

局部损失

闸阀 $\text{DN}900$ 阻力系数 ξ_1 取 0.05

$$h_j = \sum \xi \times \frac{v_2^2}{2g} = \xi_1 \frac{v_2^2}{2g} = 0.05 \times \frac{0.83^2}{2 \times 9.8} = 0.0018(\text{m})$$

4. A²/O 反应池配水井

(1) 混合液总进水管为 $\text{DN}900$ 的铸铁管

局部损失

弯管阻力系数 ξ_1 取 0.8, 出口阻力系数 ξ_2 取 1.0

$$h_j = \sum \xi \times \frac{v^2}{2g} = (\xi_1 + \xi_2) \frac{v^2}{2g} = (0.8 + 1.0) \times \frac{0.83^2}{2 \times 9.8} = 0.063(\text{m})$$

(2) 配水管为 $\text{DN}450$ 的铸铁管

局部损失

进口阻力损失系数 ξ_1 取 0.5

$$h_j = \sum \xi \times \frac{v^2}{2g} = \xi_1 \frac{v^2}{2g} = 0.5 \times \frac{0.8^2}{2 \times 9.8} = 0.016(\text{m})$$

5. 配水井至 A²/O 反应池

沿程损失

$L=75 \text{ m}$, $Q=0.132 \text{ m}^3/\text{s}$, $\text{DN}450$, $v=0.80 \text{ m/s}$, $1000i=0.201$

$$h_l = iL = 0.000201 \times 75 = 0.015(\text{m})$$

局部损失

出口阻力系数 ξ_1 为 1.0

$$h_j = \sum \xi \times \frac{v_2^2}{2g} = \xi_1 \frac{v_2^2}{2g} = 1.0 \times \frac{0.80^2}{2 \times 9.8} = 0.033(\text{m})$$

6. A²/O 反应池

水损取 0.3 m。

7. A²/O 反应池至二沉池

沿程损失

L=26 m, Q=0.200 m³/s, DN500, v=0.98 m/s, 1000i=2.56

$$h_l = iL = 0.00256 \times 26 = 0.067(\text{m})$$

局部损失

出口阻力系数 ξ_1 为 1.0

$$h_j = \sum \xi \times \frac{v_2^2}{2g} = \xi_1 \frac{v_2^2}{2g} = 1.0 \times \frac{0.98^2}{2 \times 9.8} = 0.049(\text{m})$$

8. 二沉池

幅流式沉淀池水损取 0.5 m。

9. 二沉池至滤池配水井

(1) 阀门井前管段

沿程损失

L=31.5 m, Q=0.200 m³/s, DN500, v=0.98 m/s, 1000i=2.56

$$h_l = iL = 0.00256 \times 31.5 = 0.08(\text{m})$$

局部损失

闸阀 DN500 阻力系数 ξ_2 取 0.06, 弯管阻力系数 ξ_1 取 0.8

$$h_j = \sum \xi \times \frac{v_2^2}{2g} = (\xi_1 + \xi_2) \frac{v_2^2}{2g} = (0.8 + 0.06) \times \frac{0.98^2}{2 \times 9.8} = 0.042(\text{m})$$

(2) 闸阀井水损

两个闸阀在 (1) 和 (3) 中计算, 异径三通汇合流得到局部水损

异径三通阻力系数 $\xi_1 = \xi_{11} + \xi_{12}$, ξ_{11} 为等径三通阻力系数取值 3.0, ξ_{12} 为突放阻力系数取值 0.34

$$h_j = \sum \xi \times \frac{v_2^2}{2g} = \xi_1 \frac{v_2^2}{2g} = (\xi_{11} + \xi_{12}) \frac{v_2^2}{2g} = (3.0 + 0.34) \times \frac{0.98^2}{2 \times 9.8} = 0.16(\text{m})$$

(3) 阀门井后管段

沿程损失

L=18.5 m, Q=0.4 m³/s, DN900, v=0.83 m/s, 1000i=0.899

$$h_l = iL = 0.000899 \times 18.5 = 0.017(\text{m})$$

局部损失

闸阀 DN900 阻力系数 ξ_1 取 0.05

$$h_j = \sum \xi \times \frac{v_2^2}{2g} = \xi_1 \frac{v_2^2}{2g} = 0.05 \times \frac{0.83^2}{2 \times 9.8} = 0.0018(\text{m})$$

10. 滤池配水井

(1) 混合液总进水管为 DN900 的铸铁管

局部损失

弯管阻力系数 ξ_1 取 0.8，出口阻力系数 ξ_2 取 1.0

$$h_j = \sum \xi \times \frac{v^2}{2g} = (\xi_1 + \xi_2) \frac{v^2}{2g} = (0.8 + 1.0) \times \frac{0.83^2}{2 \times 9.8} = 0.063(\text{m})$$

(2) 配水管为 DN450 的铸铁管

局部损失

进口阻力损失系数 ξ_1 取 0.5

$$h_j = \sum \xi \times \frac{v^2}{2g} = \xi_1 \frac{v^2}{2g} = 0.5 \times \frac{0.8^2}{2 \times 9.8} = 0.016(\text{m})$$

11. 滤池配水井至滤池

沿程损失

$L=36.3 \text{ m}$, $Q=0.132 \text{ m}^3/\text{s}$, DN450, $v=0.80 \text{ m/s}$, $1000i=0.201$

$$h_l = iL = 0.000201 \times 36.3 = 0.0073(\text{m})$$

局部损失

出口阻力系数 ξ_1 为 1.0

$$h_j = \sum \xi \times \frac{v_2^2}{2g} = \xi_1 \frac{v_2^2}{2g} = 1.0 \times \frac{0.80^2}{2 \times 9.8} = 0.033(\text{m})$$

12. 滤池滤池

水损取 2.70 m

13. 滤池到清水池

沿程损失

$L=5.2\text{m}$, $Q=0.132\text{m}^3/\text{s}$, DN450, $v=0.80\text{m/s}$, $1000i=0.201$

$$h_l = iL = 0.000201 \times 5.2 = 0.001(\text{m})$$

局部损失

出口阻力系数 ξ_1 为 1.0, DN450 闸阀 ξ_2 取值 0.07

$$h_j = \sum \xi \times \frac{v_2^2}{2g} = (\xi_1 + \xi_2) \frac{v_2^2}{2g} = (1.0 + 0.07) \times \frac{0.80^2}{2 \times 9.8} = 0.035(\text{m})$$

14. 清水池

水损取 0.1 m

15. 清水池至接触池配水井

沿程损失

 $L=25.4\text{ m}$, $Q=0.4\text{ m}^3/\text{s}$, $\text{DN}900$, $v=0.83\text{ m/s}$, $1000i=0.899$

$$h_1 = iL = 0.000899 \times 25.4 = 0.023(\text{m})$$

局部水损

闸阀 $\text{DN}900$ 阻力系数 ξ_1 取 0.05

$$h_j = \sum \xi \times \frac{v_2^2}{2g} = \xi_1 \frac{v_2^2}{2g} = 0.05 \times \frac{0.83^2}{2 \times 9.8} = 0.0018(\text{m})$$

16. 接触池配水井

(1) 混合液总进水管为 $\text{DN}900$ 的铸铁管

局部损失

弯管阻力系数 ξ_1 取 0.8, 出口阻力系数 ξ_2 取 1.0

$$h_j = \sum \xi \times \frac{v^2}{2g} = (\xi_1 + \xi_2) \frac{v^2}{2g} = (0.8 + 1.0) \times \frac{0.83^2}{2 \times 9.8} = 0.063(\text{m})$$

(2) 配水管为 $\text{DN}500$ 的铸铁管

局部损失

进口阻力损失系数 ξ_1 取 0.5

$$h_j = \sum \xi \times \frac{v^2}{2g} = \xi_1 \frac{v^2}{2g} = 0.5 \times \frac{0.98^2}{2 \times 9.8} = 0.025(\text{m})$$

17. 配水井至接触池

沿程损失

 $L=9.9\text{ m}$, $Q=0.200\text{ m}^3/\text{s}$, $\text{DN}500$, $v=0.98\text{ m/s}$, $1000i=2.56$

$$h_1 = iL = 0.00256 \times 9.9 = 0.025(\text{m})$$

局部损失

闸阀 $\text{DN}500$ 阻力系数 ξ_1 取 0.06

$$h_j = \sum \xi \times \frac{v_2^2}{2g} = \xi_1 \frac{v_2^2}{2g} = 0.06 \times \frac{0.98^2}{2 \times 9.8} = 0.00294(\text{m})$$

18. 接触池

水损取 0.1 m。

19. 接触池至河流

沿程水头损失

$L=720\text{ m}$, $Q=0.200\text{ m}^3/\text{s}$, $\text{DN}500$, $v=0.98\text{ m/s}$, $1000i=2.56$

$$h_1 = iL = 0.00256 \times 720 = 1.84(\text{m})$$

在接触池出水处设置电磁流量计, 取水损 0.001m 。

3.6.2.3 标高计算

表 3.10 污水处理厂主要构筑物标高一览

主要构筑物	水面标高 (m)
细格栅	256.20
沉砂池	255.91
改良式 A ² /O 反应池	255.31
二沉池	254.90
曝气生物滤池	253.98
清水池	251.24
消毒接触池	251.00

3.6.3 污泥处理流程高程布置

污泥管道的计算, 主要采用经验公式或试验资料, 在《给水排水设计手册 5-城镇排水》第 476 至第 480 页中介绍的, 本工程设计采用清水计算乘以比例系数的方法计算污泥管道水头损失, 即污泥管道的设计流速一般选用 $1\sim 1.5\text{ m/s}$, 当污泥管道较长时, 为了不使水头损失过大, 一般采用 1.0 m/s 。对于含水率较高超过 98% 的污泥, 其流速大于临界流速, 污泥管道水损可定位清水的 $2\sim 4$ 倍。

3.6.3.1 二沉池到污泥泵房

沿程损失

$L=79.5\text{ m}$, $Q=0.205\text{ m}^3/\text{s}$, $\text{DN}450$, $v=1.25\text{ m/s}$, $1000i=4.62$

$$h_1 = iL = 0.00462 \times 79.5 = 0.37(\text{m})$$

局部损失

计为沿程损失的 30% , 总损失为 $1.3 \times 0.37 = 0.48(\text{m})$

污泥损失计为清水的 3 倍, 污泥损失为 $3 \times 0.48 = 1.44(\text{m})$

3.6.3.2 污泥泵房到浓缩池

沿程损失

$L=6.2\text{ m}$, $Q=20.1\text{ m}^3/\text{h}$, $\text{DN}150$, $v=0.34$, $1000i=1.86$

$$h_1 = iL = 0.00186 \times 6.2 = 0.012(\text{m})$$

局部损失

计为沿程损失的 30%，总损失为 $1.3 \times 0.012 = 0.015(\text{m})$

污泥损失计为清水的 3 倍，污泥损失为 $3 \times 0.015 = 0.045(\text{m})$

3.6.3.3 浓缩池到贮泥池

沿程损失

$L=3 \text{ m}$, $Q=150 \text{ m}^3/\text{d}$, $\text{DN}80$, $v=0.35$, $1000i=4.41$

$$h_1 = iL = 0.00441 \times 3 = 0.013(\text{m})$$

局部损失

计为沿程损失的 30%，总损失为 $1.3 \times 0.013 = 0.017(\text{m})$

污泥损失计为清水的 3 倍，污泥损失为 $3 \times 0.017 = 0.051(\text{m})$

3.6.3.4 贮泥池到一级消化池

沿程损失

$L=3.85 \text{ m}$, $Q=75 \text{ m}^3/\text{d}$, $\text{DN}50$, $v=0.40$, $1000i=9.63$

$$h_1 = iL = 0.00963 \times 3.85 = 0.037(\text{m})$$

局部损失

计为沿程损失的 30%，总损失为 $1.3 \times 0.037 = 0.048(\text{m})$

污泥损失计为清水的 3 倍，污泥损失为 $3 \times 0.048 = 0.144(\text{m})$

3.6.3.5 一级消化池到二级消化池

沿程损失

$L=5 \text{ m}$, $Q=150 \text{ m}^3/\text{d}$, $\text{DN}80$, $v=0.35$, $1000i=4.41$

$$h_1 = iL = 0.00441 \times 3 = 0.013(\text{m})$$

局部损失

计为沿程损失的 30%，总损失为 $1.3 \times 0.013 = 0.017(\text{m})$

污泥损失计为清水的 3 倍，污泥损失为 $3 \times 0.017 = 0.051(\text{m})$

3.6.3.6 二级消化池到脱水机房

沿程损失

$L=7.5 \text{ m}$, $Q=63 \text{ m}^3/\text{d}$, $\text{DN}50$, $v=0.35$, $1000i=7.70$

$$h_1 = iL = 0.00770 \times 7.5 = 0.058(\text{m})$$

局部损失

计为沿程损失的 30%，总损失为 $1.3 \times 0.058 = 0.075(\text{m})$

污泥损失计为清水的 3 倍，污泥损失为 $3 \times 0.075 = 0.225(\text{m})$

3.7 污水提升泵房

3.7.1 设计初始数据

设计流量 $Q_{\max}=401 \text{ L/s}$, 进水管管底高程为 248.35 m, 管径 DN800, 充满度为 0.7, 水面高程为 248.91 m, 出水井水面高程为 256.20 m, 泵站设在处理厂内, 地面高程 251.00 m。

3.7.2 泵房形式

参考《给水排水设计手册第 5 册-城镇排水工程》第 160 页说明。

泵房常见的类型有：合建式，分建式；圆形，矩形，下圆上方等组合形式；自灌式，非自灌式；半地下式与全地下式。

本设计由于选用目前推广的诸多优点的潜水排污泵，因此泵房的形式确定组合形式为自灌式全地下式潜水泵房。具体设计可参考《给水排水设计手册第 5 册-城镇排水》第 236 页关于潜水泵站的说明。

通过分析对比，个人以为潜水泵及潜水泵站比非潜水式泵及泵站，有以下优点：潜水泵及潜水泵站能够在地下工作和水中工作，能够极大得改善泵房泵运行过程中的噪音问题和泵房对周围环境释放难闻气味的问题；设计潜水泵能够在水下工作，不存在机械设备的防潮问题；潜水泵电机机组能够一体安装设计，结构紧凑，安装拆卸方便快捷，采用固定式安装方式时，设备放落吊起时水泵沿固定导杆滑动，与连接座结合自动化，泵房布置机器灵活；据《给水排水设计手册第 5 册-城镇排水》中关于排水泵站特点的叙述可以看出，采用卧式泵的污水泵站，在日常运行中，往往因卧式泵的电动机过热而需要停机转换备用泵。而潜水泵本身工作在水中，水体本身具有降温作用，此外很多厂家提供的潜水泵也自带有制冷技术，潜水泵的自动化运行稳定可靠。潜水泵工作在集水池内，无需单独的机器间，无需地面建筑，工程造价明显降低。

本设计选用全地下式潜污泵房，地上无建筑，仅有出入地下泵房的人孔，通气孔与吊装孔。

3.7.3 工艺布置

城市污水管与污水厂排水管的管水进入进水井交汇井，然后经进水闸门、粗格栅流入集水池，经机器间的潜污泵提升来水进入出水井，然后依靠重力自流输送至各处理构筑物。

3.7.4 泵站计算

3.7.4.1 初算总扬程

1. 最高水位

进水的水面高程 248.91 m，流经闸门后至进水渠的过程水损为 0.05 m，已计算经过粗格栅产生的水损为 0.097m，粗格栅后水渠渐放水损失计为 0.05 m，故最高水位

$$248.91-0.05-0.10-0.05=248.713 \text{ (m)}$$

2. 水位差

集水池最低工作水位与出水井最高水位差为

$$\Delta Z = 256.20 - (248.713 - 2.0) = 9.487(\text{m})$$

3. 出水管管线水头损失

已算每台泵出水流量 $Q=201 \text{ L/s}$ ，根据《室外排水设计规范》(GB50014-2006) 第 48 页：水泵吸水管设计流速宜为 $0.7 \text{ m/s} \sim 1.5 \text{ m/s}$ 。出水管流速宜为 $0.8 \text{ m/s} \sim 2.5 \text{ m/s}$ 。

查阅《给水排水设计手册第 1 册-常用资料》第 397 页铸铁管水力计算表，决定采用 DN450 出水管管径， $v=1.26 \text{ m/s}$ ， $1000i=4.78$ 。

设计取泵站外支管总长 10 m，局部损失粗计为沿程损失的 30 %，则泵站外管线水头损失为

$$h = 10 \times 1.3 \times 0.00478 = 0.062(\text{m})$$

泵站内的管线水头损失取 1.5 m，安全水头取 0.5 m，则泵站总扬程为

$$H=9.487+1.5+0.5+0.11=11.597(\text{m})$$

3.7.4.2 选泵

根据 $Q=201 \text{ L/s}=723.6 \text{ m}^3/\text{h}$ ， $H=11.597 \text{ m}$ ，结合《给水排水设计手册第 11 册-常用设备》第 300 页 QW 型潜水排污泵性能范围表以及查泵网相关数据，选择 300QW800-15-55 型的潜污泵。其主要性能参数参见表 3.11。

表 3.11 300QW800-15-55 型潜污泵性能表

型号	流量 (m^3/h)	扬程 (m)	转速 (r/min)	功率 (kW)	效率 (%)	出口直 径(mm)	重量 (kg)
300QW800-15-55	800	15	980	55	82.78	300	1350

潜污泵为电机泵头一体化机械，上面总量已包括电机的重量。

3.7.4.3 泵房平面布置

1. 计算集水池

潜污泵工作在集水池内，故先计算集水池。

集水池有效容积，采用 1 台泵 5 min 的容量

$W = \frac{201 \times 5 \times 60}{1000} = 60.3(m^3)$ ，取为 $62 m^3$ ，有效水深取 $H=2.0 m$ ，则集水池面积为

$$F = \frac{W}{H} = \frac{62}{2} = 31(m^2)$$

2. 具体布置

潜污泵的布置形式较为简单，300QW800-15-55 型潜污泵平面布置如图 3.7 所示。

其基础宽度为 880 mm，参考《室外排水设计规范》(GB50014-2006) 第 36 页关于泵房布置的相关说明，由于潜污泵工作在集水池内，故布置时参考集水池尺寸，上面计算集水池面积 $F=31m^2$ ，本工程设计采用 $F = 31 m^2 = B \times L = 5 m \times 6.2 m$ 形式集水池。

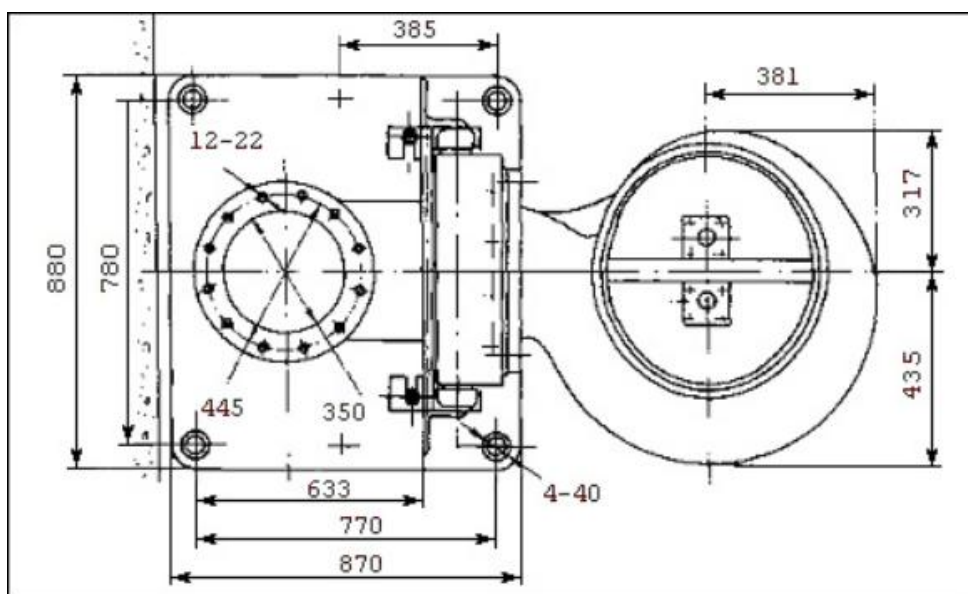


图 3.7 300QW800-15-55 型潜污泵平面图

水泵 2 用 1 备，取泵轴间距 1500 mm，基础间净距 $1500-880=720(mm)$ ，满足要求。则机组与墙壁净距可求的为 $\frac{6200-2 \times 1500}{2} = 1600(mm)$ ，满足要求。

3.7.4.4 水泵校核

1. 吸水管路

潜污泵的吸水口紧挨水泵泵体，因此吸水管路忽略，仅有进水口局部水损。

进水口管径 DN350，取设计流速 $v=1.28 m/s$

$$h_j = \zeta \times \frac{v^2}{2g} = 0.5 \times \left(\frac{1.28^2}{2 \times 9.8} \right) = 0.042(m)$$

即是 $h_1=0.042 m$

2. 出水管路

先求泵房内部

(1) DN350×450 同心渐放管

$L=2(D-d)+150=350(\text{mm})$, 查表可知 $\zeta_1 = 0.13$ 。

$$\frac{v'}{v} = \frac{450^2}{350^2} = 1.65, \text{ 则 } v' = 2.112 \text{ m/s}$$

(2) 直管部分

$L=2.8\text{m}$

(3) 90° 弯头

DN450, 查表得到 $\zeta_2 = 0.67$

(4) 直管部分

$L=2.4 \text{ m}$

(5) 止回阀

查《给水排水设计手册第12册-器材与装置》第288页: HH44X-10 旋启式止回阀 DN450, $L=1000 \text{ mm}$, 查得 $\zeta_3 = 2.2$ 。

(6) 可挠曲橡胶头

查《给水排水设计手册第12册-器材与装置》第77页可挠曲橡胶头 DN450, $L=255 \text{ mm}$, 查得 $\zeta_4 = 0.21$ 。

(7) 闸阀

查《给水排水设计手册第12册-器材与装置》第239页: z941-10 闸阀 DN450 mm, $L=510 \text{ mm}$, 查表可得 $\zeta_5 = 0.07$

由此可计算, 沿程水损

$$h_i = iL = 0.00770 \times (2.8 + 2.4) = 0.04004(\text{m})$$

局部水损为

$$\begin{aligned} h_j &= \zeta_1 \frac{v'^2}{2g} + (\zeta_2 + \zeta_3 + \zeta_4 + \zeta_5) \times \frac{v^2}{2g} \\ &= 0.13 \times \frac{2.112^2}{19.6} + (0.67 + 2.2 + 0.21 + 0.07) \times \frac{1.28^2}{19.6} = 0.293(\text{m}) \end{aligned}$$

在算泵房外部

泵房外直管长 $L=10\text{m}$, 另有 90° 弯头一个, 计算水损:

沿程水损

$$h_i = iL = 0.00770 \times 10 = 0.077(\text{m})$$

局部损失为

$$h_j = \zeta_2 \times \frac{v^2}{2g} = 0.67 \times \frac{1.28^2}{19.6} = 0.056(\text{m})$$

综合泵房内外得出压水管出水管路总损失为

$$h_2 = 0.04004 + 0.293 + 0.077 + 0.056 = 0.46604(m)$$

安全水头取 $h_3 = 0.5m$

则水泵所需扬程为

$$H = \Delta Z + h_1 + h_2 + h_3 = 9.487 + 0.042 + 0.46604 + 0.5 = 10.49504(m)$$

由此可知所选 300QW800-15-55 型潜污泵恰当。

参考文献

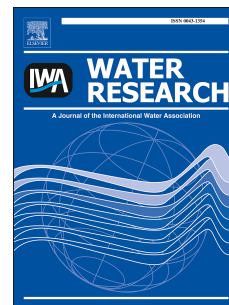
- [1] 国家环境保护总局,国家质量监督检验检疫总局. 城镇污水处理厂污染物排放标准 (GB18918-2002), 中华人民共和国国家标准, 2002.
- [2] 刘兴昌. 市政工程规划. 第一版. 北京: 中国建筑工业出版社, 2006 年, 12-102.
- [3] 中华人民共和国住房和城乡建设部,中华人民共和国国家质量监督检验检疫总局. 室外排水设计规范 (GB50014-2006) (2016年版), 中华人民共和国国家标准, 2016.
- [4] 崔玉川, 刘振江, 张绍怡. 城市污水厂处理设施设计计算. 第二版. 北京: 化学工业出版社, 2011.
- [5] 王琼, 庞雪玲, 陈志强等. 改良 A²/O 工艺处理生活污水的脱氮除磷效果. 中国给水排水, 2018, 34(23): 100-104.
- [6] 陈阳. 污水处理厂改良 A²/O 工艺分析与工程设计. 四川建材, 2020, 46(02): 180-181.
- [7] 北京市市政设计研究总院. 给水排水设计手册 (第5册) 城镇排水. 第二版. 北京: 中国建筑工业出版社, 2003.
- [8] 上海市市政工程设计研究院. 给水排水设计手册 (第12册) 器材与装置. 第二版. 北京: 中国建筑工业出版社, 2003.
- [9] 上海市市政工程设计研究院. 给水排水设计手册 (第11册) 常用设备. 第二版. 北京: 中国建筑工业出版社, 2003.
- [10] 郑俊, 吴浩汀, 程寒飞. 曝气生物滤池污水处理新技术及工程实例. 第一版. 北京: 化学工业出版社, 2002, 56-76.
- [11] 李欣, 马营营, 董文艺. 三种投加方式化学强化 BAF 除磷的试验研究. 水处理技术, 2011, 37(07): 120-122.
- [12] 季斌, 秦慧, 陈威等. 铁盐应用于污水协同除磷研究进展. 水处理技术, 2018, 44(02): 11-14.
- [13] 上海市市政工程设计研究院. 给水排水设计手册 (第 9 册) 专用机械. 第二版. 北京: 中国建筑工业出版社, 2003.
- [14] 上海市市政工程设计研究院. 给水排水设计手册 (第3册) 城镇给水. 第二版. 北京: 中国建筑工业出版社, 2003.
- [15] 上海市市政工程设计研究院. 给水排水设计手册 (第1册) 常用资料. 第二版. 北京: 中国建筑工业出版社, 2003.

外文翻译原文

Journal Pre-proof

Evaluation of the integration of P recovery, polyhydroxyalkanoate production and short cut nitrogen removal in a mainstream wastewater treatment process

Oriol Larriba, Eric Rovira, Zivko Juznic-Zonta, Albert Guisasola, Juan Antonio Baeza



PII: S0043-1354(20)30010-5

DOI: <https://doi.org/10.1016/j.watres.2020.115474>

Reference: WR 115474

To appear in: *Water Research*

Received Date: 1 August 2019

Revised Date: 3 January 2020

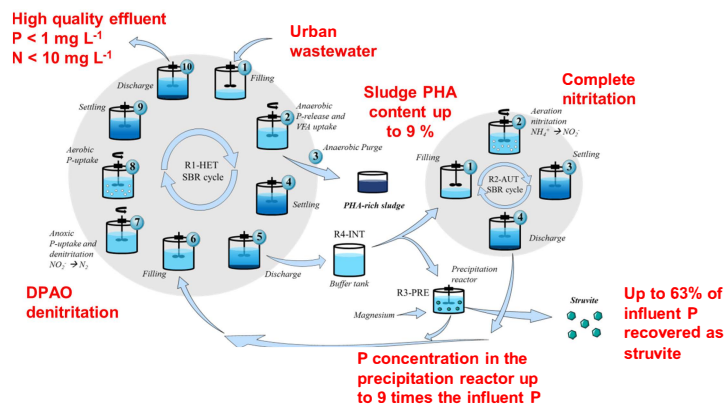
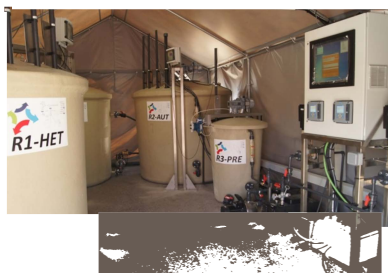
Accepted Date: 4 January 2020

Please cite this article as: Larriba, O., Rovira, E., Juznic-Zonta, Z., Guisasola, A., Baeza, J.A., Evaluation of the integration of P recovery, polyhydroxyalkanoate production and short cut nitrogen removal in a mainstream wastewater treatment process, *Water Research* (2020), doi: <https://doi.org/10.1016/j.watres.2020.115474>.

This is a PDF file of an article that has undergone enhancements after acceptance, such as the addition of a cover page and metadata, and formatting for readability, but it is not yet the definitive version of record. This version will undergo additional copyediting, typesetting and review before it is published in its final form, but we are providing this version to give early visibility of the article. Please note that, during the production process, errors may be discovered which could affect the content, and all legal disclaimers that apply to the journal pertain.

© 2020 Published by Elsevier Ltd.

Mainstream SCEPPHAR



**Evaluation of the integration of P recovery, polyhydroxyalkanoate
production and short cut nitrogen removal in a mainstream
wastewater treatment process**

Oriol Larriba, Eric Rovira, Zivko Juznic-Zonta, Albert Guisasola* and Juan Antonio
Baeza

GENOCOV. Departament d'Enginyeria Química, Biològica i Ambiental. Escola
d'Enginyeria. Universitat Autònoma de Barcelona, 08193, Bellaterra (Barcelona),
Spain.

Email: Oriol.Larriba@uab.cat, Eric.Rovira@uab.cat, Zivko.JuznicZonta@uab.cat,
Albert.Guisasola@uab.cat, JuanAntonio.Baeza@uab.cat

* Corresponding author:

Albert Guisasola i Canudas

Telephone: +34 93 581 1879

Email: albert.guisasola@uab.cat

ABSTRACT

Wastewater treatment systems are nowadays evolving into systems where energy and resources are recovered from wastewater. This work presents the long term operation of a demo-scale pilot plant (7.8 m^3) with a novel configuration named as mainstream SCEPPHAR (ShortCut Enhanced Phosphorus and polyhydroxyalkanoate (PHA) Recovery) and based on two sequencing batch reactors (R1-HET and R2-AUT). This is the first report of an implementation at demo scale and under relevant operational conditions of the simultaneous integration of shortcut nitrification, P recovery and production of sludge with a higher PHA content than conventional activated sludge. An operating period under full nitrification mode achieved successful removal efficiencies for total N, P and COD_T ($86 \pm 12 \%$, $93 \pm 9 \%$ and $79 \pm 6 \%$). In the following period, nitrite shortcut (with undetectable activity of nitrite oxidising bacteria) was achieved by implementing automatic control of the aerobic phase length in R2-AUT using ammonium measurement and operating at a lower sludge retention time. Similar N, P and COD_T removal efficiencies to the full nitrification period were obtained. P-recovery from the anaerobic supernatant of R1-HET was achieved in a separate precipitator by increasing pH and dosing MgCl_2 , recovering an average value of 45% of the P in the influent as struvite precipitate, with a peak up to 63%. These values are much higher than the typical values of sidestream P-recovery (12%). Regarding PHA, a percentage in the biomass in the range 6.9-9.2% ($\text{gPHA} \cdot \text{g}^{-1}\text{TSS}$) was obtained.

KEYWORDS

EBPR, nitrite, polyhydroxyalkanoate (PHA), struvite, recovery.

42 **ABBREVIATIONS**

43	AOB	ammonia oxidising bacteria
44	A ² /O	anaerobic / anoxic /oxic WWTP configuration
45	b _{AOB}	apparent decay rate of AOB
46	BCFS	biological–chemical phosphorus and nitrogen removal process
47	BMP	biomethane potential
48	b _{NOB}	apparent decay rate of NOB
49	BOD	biochemical oxygen demand
50	CAPEX	capital expenditures
51	COD	chemical oxygen demand
52	COD _{CON}	COD consumption in the anaerobic phase for PAO
53	COD _S	soluble COD
54	COD _T	total COD
55	DO	dissolved oxygen
56	DPAO	denitrifying PAO
57	EBPR	enhanced biological phosphorus removal
58	FNA	free nitrous acid
59	GC	gas chromatography
60	HRT	hydraulic residence time
61	IRR	internal rate of return
62	ISE	ion-selective-electrode
63	N/D	nitrification/denitrification
64	NOB	nitrite oxidising bacteria
65	OPEX	operational expenditures
66	PAO	polyphosphate accumulating organisms
67	PHA	polyhydroxyalkanoate
68	PHB	polyhydroxybutyrate

69	PHV	polyhydroxyvalerate
70	PH2MV	polyhydroxy-2-methylvalerate
71	Poly-P	polyphosphate
72	P _{REL}	phosphorus release during the anaerobic phase for PAO
73	P/C	P-release/C-consumption ratio under anaerobic conditions for PAO
74	rbCOD	readily biodegradable COD
75	R1-HET	First SBR of the pilot plant, where mostly heterotrophic processes occur
76	R2-AUT	Second SBR of the pilot plant, where mostly autotrophic processes occur
77	R3-PRE	Pilot plant reactor for struvite precipitation
78	R4-INT	Pilot plant vessel for supernatant exchange between R1-HET and R2-
79	AUT	
80	SBR	sequencing batch reactor
81	SCEPPHAR	Shortcut enhanced phosphorus and polyhydroxyalkanoate recovery
82	SRT	sludge retention time
83	TSS	total suspended solids
84	UCT	University of Cape Town WWTP configuration
85	V	volume
86	VER	volume exchange ratio
87	VFA	volatile fatty acids
88	VSS	volatile suspended solids
89	WRRF	water resource recovery facility
90	WWTP	wastewater treatment plant
91	μ_{AOB}	apparent growth rate of AOB
92	μ_{NOB}	apparent growth rate of NOB
93		

1. INTRODUCTION

The water sector has lately changed the paradigm from wastewater treatment to resource recovery. Hence, wastewater treatment plants (WWTPs) are nowadays known as water resource recovery facilities (WRRFs). The major aim of these facilities is to go one-step beyond wastewater treatment and is related to the recovery of energy (for example as biogas, biomethane, or hydrogen) or water and material resources from wastewater (for example as N-P-based fertilisers, bioplastics or cellulose). In this frame, novel WRRFs configurations have been put forward recently.

Phosphorus arises as a perfect candidate in this paradigm shift since it is essential for our society in the production of fertilizers and, thus, for securing food supply. However, the main source of P, the phosphate rock, shows a faster rate of use relative to its formation and, this is why it can be considered as a non-renewable source which, depending on the assumptions taken, is envisaged to be depleted in the next 50 to 300 years (Ahmed et al., 2015; Cieřlik and Konieczka, 2017; Cordell et al., 2011; Theregowda et al., 2019). It is estimated that 3 million tons of P are removed yearly via wastewater treatment in the planet (which represents 15-20 % of the global P demand) and, therefore, implementing efficient P-recovery strategies would mitigate the dependence on the phosphate rocks (Mayer et al., 2016)

Enhanced biological phosphorus removal (EBPR) is based on the enrichment of the microbial community in polyphosphate accumulating organisms (PAO), which have a metabolism capable of accumulating P intracellularly as polyphosphate (Poly-P) when alternatively exposed to anaerobic/ aerobic (or anoxic) conditions. The fraction of PAO able to accumulate P under anoxic conditions with nitrate/nitrite as electron acceptor are called denitrifying PAO (DPAO). Thus, the influent P is accumulated in the biomass purged at the end of the aerobic stage, when the sludge has the maximum amount of

Poly-P accumulated. Purging biomass with high P content may have some practical drawbacks since undesired struvite precipitation that clogs pumps and pipes can occur when bio-P sludge is subjected to anaerobic digestion. Decreasing P entrance to the anaerobic digester (for instance, implementing P-recovery) should limit the extent of this uncontrolled precipitation. In fact, struvite recovery has many benefits for the WRRFs, not only for its commercial value but for the reduction of pipe blockage, sludge production, ferric chloride dosage and operation and maintenance costs of the plant (Lizarralde et al., 2019). However, the efficiency of P recovery from the anaerobic digestate is only about 12% of the P entering in the influent (Remy and Jossa, 2015) and therefore alternatives must be found to achieve a more significant percentage of P recovery.

An option to increase the amount of P recovered and to avoid undesired struvite precipitation is the implementation of mainstream P-recovery based on EBPR activity. Some authors have already shown that a significant P extraction from the anaerobic phase of EBPR systems can be maintained at long-term without any deleterious effect on PAO activity (Guisasola et al., 2019). Some examples are the BCFS® process (Biological–chemical phosphorus and nitrogen removal) (Meijer et al., 2001; van Loosdrecht et al., 1998) or other reports (Baeza et al., 2017; Kodera et al., 2013; Shi et al., 2012; Valverde-Pérez et al., 2015). A common conclusion of these works is that up to 60 % of the influent P could be recovered at the end of the anaerobic phase under well-controlled conditions.

Anaerobic extraction of the supernatant can lead to another advantage in terms of resource recovery, since it opens the door to anaerobic purging of EBPR sludge. PAO accumulate polyhydroxyalkanoate (PHA) under anaerobic conditions from the volatile fatty acids (VFA) taken up. This PHA would be used as energy and carbon source in a

posterior phase under aerobic/anoxic conditions. Purging at the end of the anaerobic phase results in biomass with the highest PHA content of the whole operation, whereas the conventional aerobic purging results in a purge with low PHA content. Sludge rich in PHA shows two potential advantages: i) it can be used as a precursor for bioplastics production after its extraction and ii) if sent to the anaerobic digester, this sludge would have a higher potential methane production due to its higher PHA content (Chan et al., 2020; Huda et al., 2016; Wang et al., 2016).

Regarding N removal, the nitrite pathway approach, i.e. nitrification ($\text{NH}_4^+ \rightarrow \text{NO}_2^-$) followed by denitrification ($\text{NO}_2^- \rightarrow \text{N}_2$), has been reported to have advantages when compared to conventional nitrification and denitrification processes (Türk and Mavinic, 1987): i) 25% lower oxygen consumption for N oxidation, thus reducing aeration costs and also lowering the carbon footprint of a WWTP, ii) up to 40% lower COD requirement for denitrification and iii) faster denitrification rate (1.5 to 2 times), thus requiring smaller anoxic basin. The nitrite pathway has already been reported with low strength municipal wastewater (Guo et al., 2009; Ma et al., 2009; Yang et al., 2007), and also integrated with EBPR (Marcelino et al., 2011). Moreover, nitrite has been also reported as a good electron acceptor for DPAO (Tayà et al., 2013).

Nitrification, the first step of the nitrite pathway, is achieved by creating conditions where nitrite oxidising bacteria (NOB) are eliminated from the system while ammonia oxidising bacteria (AOB) are retained. Mathematically, equation (1) should be satisfied in order to eliminate NOB while retaining AOB:

$$\mu_{\text{NOB}} - b_{\text{NOB}} < \text{SRT}^{-1} < \mu_{\text{AOB}} - b_{\text{AOB}} \quad (1)$$

where μ_{NOB} and μ_{AOB} are the apparent growth rates of NOB and AOB, respectively, b_{NOB} and b_{AOB} the apparent decay rates of these populations, and SRT the sludge retention time. Most of the strategies enabling the nitrite pathway involve manipulating

μ_{NOB} and μ_{AOB} such that equation (1) is satisfied. In most cases, it is inevitably to reduce both μ_{NOB} and μ_{AOB} but incurring stronger reductions in μ_{NOB} .

A common strategy reported in the literature to obtain NOB washout is to decrease the dissolved oxygen (DO) setpoint (Aslan et al., 2009; Blackburne et al., 2008; Jiang et al., 2019; Jianlong and Ning, 2004; Pollice et al., 2002) since it is widely accepted that AOB have higher affinity with oxygen than NOB. The drawback of operating at low DO value is that higher N_2O emissions may occur (Massara et al., 2018, 2017).

Hence, this work proposes a novel WRRF configuration named as mainstream SCEPPHAR (ShortCut Enhanced Phosphorus and PHA Recovery), which is one of the novel technologies involved in the SMART-Plant project (www.smart-plant.eu). The whole SMART-Plant project aims to prove the feasibility of novel wastewater treatment technologies at demo pilot-scale towards a circular economy scenario, not only to treat wastewater, but also to recover resources. SCEPPHAR configuration redesigns the two-sludge system proposed by Marcelino et al. (2011) to include in the mainstream resource recovery (struvite and PHA-rich sludge). The system is based on two sequential batch reactors (SBR): one mainly heterotrophic (R1-HET) performing EBPR under alternating anaerobic/anoxic/aerobic conditions and another mainly autotrophic (R2-AUT) in charge of ammonia oxidation to nitrite (complete nitrification).

This work presents the critical assessment for long-term operations of a demo-scale mainstream SCEPPHAR pilot plant treating real wastewater from a municipal WWTP under relevant environmental conditions, showing the resource recovery possibilities of this novel configuration. To the best of our knowledge, this is the first report in the literature of an implementation at demo scale and under relevant operational conditions of the integration in a mainstream configuration of nitrite pathway, P-recovery and production of sludge with increased PHA content.

2. MATERIALS AND METHODS

2.1 SCEPPHAR Pilot plant configuration

The demo-scale pilot plant was located in the municipal WWTP of Manresa (Barcelona, Spain). Figure 1 shows the process diagram of the pilot plant, which includes: i) R1-HET anaerobic/anoxic/aerobic SBR ($V=2500\text{L}$) for heterotrophic processes, ii) R2-AUT aerobic SBR ($V=2500\text{L}$) for autotrophic nitrification, iii) R3-PRE reactor ($V=150\text{L}$) for struvite precipitation, and iv) R4-INT vessel ($V=2500\text{L}$) for interchanging supernatants between R1-HET and R2-AUT. The pilot plant operated with 70% of volume exchange ratio (VER), i.e. 1750 L of wastewater were treated per cycle. Table 1 summarizes the main operational parameters for the three periods reported: start-up, complete nitrification and nitrite pathway. Hydraulic residence time (HRT) is calculated considering both R1-HET and R2-AUT volume, and the independent SRT fixed for each reactor is also included.

R1-HET and R2-AUT were inoculated with sludge from the activated sludge of the Manresa WWTP (anoxic/aerobic configuration with N/D but no EBPR) and R1-HET was bioaugmented with PAO-enriched sludge from an EBPR pilot plant (Rey-Martínez et al., 2019). The wastewater used was the effluent of the primary settler of the Manresa WWTP with the average composition shown in Table 2.

Each of the cycles follows the next operational sequence: the process starts with the influent feeding to R1-HET. Then, an anaerobic phase takes place and PAO uptake organic matter, release P, and accumulate PHA. An anaerobic purge is performed and, after settling, the supernatant of the reactor, which is rich in phosphates and ammonia, is sent to R4-INT. Then, 150 L of R4-INT are sent to R3-PRE for P precipitation as struvite. The rest of content of R4-INT is transferred to R2-AUT, where ammonia is oxidised to nitrate or nitrite (depending on the period). After settling in R2-AUT, the

supernatant is returned to R1-HET for an anoxic phase. During this R1-HET phase, denitrifying PAO (DPAO) perform P-uptake using nitrite/nitrate as electron acceptor. Finally, an aerobic phase is required to complete P-uptake. After settling, the supernatant is discharged to the effluent and the cycle starts again. The complete sequence of the pilot-plant when operating with a cycle length of 12 h is detailed in Table 3, while the 8 h cycle used during part of Period I is reported in the supplementary information (Table S1).

2.2 Pilot plant monitoring and control system

R1-HET, R2-AUT and R4-INT had on-line monitoring of level (Endress Hauser), which was essential for the automation of the interexchange steps between the reactors. R1-HET and R2-AUT were monitored with DO (Hach Lange), temperature (Pt1000, Axiomatic), pH and oxidation reduction potential (Hach Lange). R2-AUT had also an on-line ion-selective-electrode (ISE) for ammonia/nitrate (Hach Lange) for the automation of the aeration phase control length. R3-PRE was monitored with a pH sensor (Hach Lange). Aeration flow of the reaction vessels was monitored with gas rotameters (Iberfluid). R1-HET, R2-AUT and R3-PRE were stirred (Milton Roy Mixing) during the reaction phases. Centrifugal pumps (Grundfos) were used for water interchange, and dosing pumps (Seko) for sludge purge and dosage of Mg and acetic acid. All the mechanical equipment and monitoring systems were connected to an industrial computer (PPC-3170, Advantech) through a data acquisition system (PCI-1711 I/O card, Advantech). The software Addcontrol developed by the research group was used for automating all the operation, monitoring and control. DO was controlled by manipulating the aeration flow-rate through electric control valves (Type 3241/3374, Samson Instruments) based on the DO measurement and a proportional-integral

algorithm programmed in the control system. DO setpoint in the aerobic phases of R1-HET and R2-AUT was always maintained at $3 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$.

2.3 Chemical analysis

All the samples for the determination of soluble compounds were filtered with a $0.22 \mu\text{m}$ filter (Millipore) before the analysis. P was measured with a phosphate analyser (115 VAC PHOSPHAX sc, Hach-Lange) based on the Vanadomolybdate yellow method samples. Ammonium nitrogen was analysed with an ammonium analyser (AMTAXsc, Hach Lange), based on the potentiometric determination of ammonia. Nitrite and nitrate were analysed with Ion Chromatography (DIONEX ICS-2000). Volatile suspended solids (VSS) and total suspended solids (TSS) in mixed liquor were analysed according to Standard Methods (APHA, 1995). COD was analysed by using Lovibond kits (COD Vario Tube Test LR and COD Vario Tube Test MR) and the MD100 Lovibond spectrophotometer. Soluble COD (COD_S) was measured with samples filtered through $0.22 \mu\text{m}$ filters, while total COD (COD_T) was not filtered. The PHA content in the biomass was measured as follows: 0.6 mL of formaldehyde was added to each sample to stop the biological reactions and then the sample was lyophilised. The PHA was extracted from lyophilised samples using hexane and butanol according to the method of Werker et al. (2008). Subsequently, the PHA was determined with a GC (Agilent Technologies 7820A) as described in Montiel-Jarillo et al. (2017). The standards used were 3-hydroxybutyric acid and 3-hydroxyvaleric acid copolymer for polyhydroxybutyrate (PHB) and polyhydroxyvalerate (PHV) and 2-hydroxycaproic acid as standard for polyhydroxy-2-methylvalerate (PH2MV).

2.4 Batch experiments

2.4.1 Sampling and monitoring

The biomass used in all the batch experiments was withdrawn from the pilot plant at the end of a cycle. Then, biomass was washed three times with tap water and was left overnight with magnetic stirring and aeration in order to consume the remaining COD and to achieve endogenous conditions at the beginning of the experiments.

The batch experiments were conducted in a 2 L vessel with on-line pH, DO and temperature monitoring as in (Guisasola et al., 2007). The probes, pH (Sentix 81, WTW) and DO (Cellox 325, WTW), were connected to a multiparametric device (INOLAB 3, WTW) which in turn was connected via RS232 to a computer with an own data acquisition software developed in Visual Basic.

In every experiment, 40mL samples were extracted every 30min for the analytical tests. The samples were processed with a centrifuge (Beckman Coulter, Avanti J-20 XP) and filtered through 0.22 μ m pore diameter filters (Millipore).

2.4.2 PAO/DPAO activity batch experiments

The PAO/DPAO activity tests were comprised of three sequential phases mimicking the cycle of R1-HET: an anaerobic phase (180 min), followed by an anoxic phase (60 min) and a final aerobic phase (120 min). The first anaerobic phase was obtained by sparging N₂ gas. At the beginning of the experiment, a pulse of nutrients was added so that the concentrations were: phosphorus 10 mg PO₄³⁻-P L⁻¹ (KH₂PO₄), acetic acid 150 mg L⁻¹ and ammonium 20 mg NH₄⁺-N L⁻¹ (NH₄Cl). The anoxic conditions were obtained by adding at time 180 min a single dose of nitrite or nitrate so that the concentrations were: nitrite 15mg NO₂⁻-N L⁻¹ (NaNO₂) or nitrate 15mg NO₃⁻-N L⁻¹ (NaNO₃). The nitrite/nitrate added was equivalent to the ammonium that would have been oxidized during the nitrification phase in R2-AUT of the pilot plant. Finally, the aerobic phase was accomplished by sparging air, maintaining a DO between 2-5 mg L⁻¹.

2.4.3 Nitrification activity experiments

Nitrification activity tests comprised two aerobic phases of 120 min each, with a DO between 2 and 5 mg L⁻¹. At the beginning of the experiment, ammonium (NH₄Cl) was added so that an initial concentration of 15mg NH₄⁺-N L⁻¹ was obtained. If required, a second aerobic phase was planned with a pulse of nitrite (NaNO₂).

2.5 Calculations

The observed production and consumption rates of the studied variables were calculated as follows:

$$\text{Production or consumption rate} = \frac{\Delta C}{t_f - t_o} \quad (1)$$

$$\text{Specific production or consumption rate} = \frac{\frac{\Delta C}{t_f - t_o}}{VSS} \quad (2)$$

Where ΔC is the concentration difference between the beginning and the end of the phase in mg L⁻¹, t_o and t_f are the initial and final time in minutes, and VSS concentration is in mg L⁻¹.

Furthermore, the ratio P-release/C-consumption (P/C) during the anaerobic phase was calculated as a PAO activity indicator:

$$P/C \left(\frac{\text{molP}}{\text{molC}} \right) = \frac{\frac{P_{REL}}{M_P}}{\frac{COD_{CON}}{32}} \quad (3)$$

Where P_{REL} is the phosphorus release during the anaerobic phase in mg PO₄³⁻-P L⁻¹, M_P is the P molecular weight (30.97g/mol), COD_{CON} is the COD consumption in the anaerobic phase in mgO₂ L⁻¹, and 32 is the factor gO₂/C mol for acetate.

Total N removal was calculated as ammonium in the influent minus the sum of the nitrogen species measured in the effluent as ammonium, nitrite and nitrate.

2.6 Economic assessment

The economic feasibility of the mainstream SCEPPHAR configuration was evaluated and compared to a traditional A²/O configuration for a time span of 30 years. The

detailed methodology and results can be found in the Supplementary Information. The major design assumptions were: i) primary and secondary settlers are not needed for the SCEPPHAR plant while they are considered for the A²/O plant, ii) three independent SCEPPHAR process lines are needed to guarantee the continuous operation and to ease the maintenance, and iii) just one warehouse spare equipment unit (i.e. blower and pumps) for all process lines is purchased as a backup. Incomes were derived from the net production of electricity (i.e. biogas) and wastewater tariff. The cash-flow relative to struvite was negligible compared to the other costs. PHA recovery incomes were excluded because of the low PHA content, but the increase in biogas production due to the PHA concentration in the sludge was considered. External carbon addition was not accounted since the biochemical oxygen demand (BOD) content was considered high enough to promote both N and P removal.

3. RESULTS

3.1 Period I. Preliminary results and operational changes during the start-up

In a first start-up (Period I), the system was operated for more than three months with a configuration of 8 hours per cycle (Table S1). Ammonia was fully oxidised since R2-AUT was enriched in nitrifying organisms. However, EBPR activity was not detected, indicating the absence of PAO in R1-HET. The low COD present in the influent ($150 \pm 40 \text{ mgCOD} \cdot \text{L}^{-1}$) was a clear bottleneck for the implementation of EBPR. In addition, specific batch tests in R1-HET demonstrated that COD remained almost constant during the anaerobic phase and that no VFA were detected, revealing that besides the low COD content there was a lack of COD fermentation to VFA. To enhance fermentation and to increase the VFA availability for PAO, the anaerobic phase was increased from 3 to 6 hours and the whole cycle length was extended from 8 to 12 hours using the

configuration reported in Table 3. After several weeks with this extended cycle length, PAO activity remained very low. Finally, it was decided to add an external carbon source (acetic acid, additional concentration of $100 \text{ mg COD} \cdot \text{L}^{-1}$) at the beginning of the anaerobic phase. Figure S1 compares an example of the anaerobic P release obtained in two different cycles without and with VFA addition.

Considering the low COD available in the wastewater used and the results obtained during Period I, the SCEPPHAR pilot plant was operated from that moment onwards with a cycle configuration of 12 h and with an automated dosage of acetic acid (to increase the COD concentration by $100 \text{ mgCOD} \cdot \text{L}^{-1}$ at the beginning of the anaerobic phase in R1-HET). After this operational change, R1-HET was progressively enriched in PAO and EBPR activity increased, promoting stable and good removal for P and N.

3.2 Period II. Stable operation of the SCEPPHAR pilot plant with complete nitrification

This section reports the results obtained during the long-term monitoring of Period II, when the pilot plant was operated under complete nitrification mode and had good PAO activity. Figure 2 shows the ammonium, phosphate and COD_s input/output profiles of the pilot plant once the PAO activity was enhanced and Table 4 shows the average solids concentrations. During the days 0 – 175, the effluent P was consistently below the discharge limit, with an average of $0.2 \pm 0.1 \text{ mgPO}_4^{3-} \cdot \text{P} \cdot \text{L}^{-1}$. Ammonium oxidation was almost complete, with average effluent concentration of $1.9 \pm 2.5 \text{ mg NH}_4^+ \cdot \text{N} \cdot \text{L}^{-1}$. Nitrite, nitrate and TN average concentration in the effluent were $0.5 \pm 1.2 \text{ mg NO}_2^- \cdot \text{N} \cdot \text{L}^{-1}$, $3.7 \pm 0.9 \text{ mg NO}_3^- \cdot \text{N} \cdot \text{L}^{-1}$ and $5.2 \pm 3.6 \text{ mgTN} \cdot \text{L}^{-1}$. Hence, the pilot plant was accomplishing its main objective, which was to meet legal discharge limits for the Manresa WWTP ($\text{P} < 1 \text{ mgP} \cdot \text{L}^{-1}$, $\text{NH}_4^+ \cdot \text{N} < 4 \text{ mgN} \cdot \text{L}^{-1}$ and $\text{TN} < 10 \text{ mgN} \cdot \text{L}^{-1}$, (EEC

Council, 1991)). The removal efficiencies during Period II for total N, P and COD_T were 86 ± 12 %, 93 ± 9 % and 79 ± 6 %. Ammonia oxidation started to decrease on day 180, because of a significant decrease in temperature (figure S2) and because the aeration phase in R2-AUT was limited to 3 h.

Concerning to COD_S, Figure 2C shows the low influent concentration and high variability (136 ± 39 COD_S·L⁻¹), the values at the effluent of 31 ± 14 mg COD_S·L⁻¹ and removal efficiencies higher than 75%. The lack of COD in this wastewater was alleviated by the addition of the 100 mgCOD·L⁻¹ of acetic acid. The need of this addition was corroborated in some cycles (days 180-195) where a pump malfunctioning led to the absence of this extra VFA and resulted in a lower P-removal).

Figure 3 shows an example of a cycle operation, obtained at day 139 of operation, when the system was under stable operation with complete nitrification. The cycle started with the feeding of 1750 L of wastewater (step 1 for R1-HET in Figure 1). The influent wastewater in this cycle contained 3.8 mgPO₄³⁻·P·L⁻¹ and 31.3 mgNH₄⁺·N·L⁻¹. Considering the concentrations in the remaining mixed liquor in R1-HET before the feeding (30% of the reactor volume) and a possible concentration similar to that of the end of this cycle (around 0 mg PO₄³⁻·P·L⁻¹ and 0 mgNH₄⁺·N·L⁻¹), the initial concentrations in R1-HET after the feeding should have been around 2.7 mgPO₄³⁻·P·L⁻¹ and 21.8 mg NH₄⁺·N·L⁻¹. The first measurements ($t=0.633$ h) showed that the theoretical ammonium concentration (21.8 mgNH₄⁺·N·L⁻¹) agreed with the measured value (22.8 mg NH₄⁺·N·L⁻¹), but did not agree for phosphate. The experimental measurement was 13.2 instead of 2.7 mgPO₄³⁻·P·L⁻¹. This increase was related to the length of the feeding phase (38 min): PAO could release P linked to the uptake of the VFA available in the wastewater.

During the following anaerobic phase (step 2 for R1-HET) P concentration increased linked to VFA consumption by PAO, reaching $34.8 \text{ mgPO}_4^{3-}\cdot\text{P}\cdot\text{L}^{-1}$ at the end of this phase (an increase of 9.2 times the initial wastewater concentration). On the other hand, ammonium concentration remained almost constant during this anaerobic phase, with $22.3 \text{ mg NH}_4^+\cdot\text{N}\cdot\text{L}^{-1}$ at the end of this phase. Then, biomass was purged (step 3) to maintain the SRT around 10d and the stirring was turned off for biomass settling. After settling (step 4), the supernatant of R1-HET (70% of the volume) was transferred to R4-INT (step 5). In the following step 6, R1-HET received the supernatants of R2-AUT (containing the water of the previous cycle after nitrification) and R3-PRE (150L). After this water interchange, the concentration of ammonium (Figure 3) at the beginning of the anoxic phase decreased significantly down to $8.5 \text{ mg NH}_4^+\cdot\text{N}\cdot\text{L}^{-1}$, as the content of R1-HET (30% remaining after settling) was diluted with the nitrified water from R2-AUT with ammonium concentration around $0 \text{ mg NH}_4^+\cdot\text{N}\cdot\text{L}^{-1}$. Phosphate also decreased to $27.1 \text{ mgPO}_4^{3-}\cdot\text{P}\cdot\text{L}^{-1}$ due to the added effect of three different processes: i) struvite precipitation in R3-PRE that reduced the concentration of phosphate in the supernatant of this reactor, ii) occurrence of some P-uptake in R2-AUT and iii) DPAO activity during the filling of R1-HET from R2-AUT, as nitrate content in this exchanged water can be used as electron acceptor for P-uptake.

During the rest of the anoxic phase (step 7), the remaining nitrate could be used as electron acceptor for DPAO activity. In the cycle presented, initial nitrite/nitrate concentration was low, as it was almost depleted during the previous feeding phase, and hence anoxic P-uptake was low. Regarding the other monitored variables, ammonium concentration did not change significantly, and a slight COD consumption was observed. Finally, in the following aerobic phase (step 8), P-uptake was fast, reaching $0.06 \text{ mgPO}_4^{3-}\cdot\text{P}\cdot\text{L}^{-1}$ at the end of the phase. Ammonium was fully oxidised and COD_5

was only $16 \text{ mgCOD} \cdot \text{L}^{-1}$ at the end of this phase. Finally, aeration and stirring were turned off for the last settling (step 9) and discharge (step 10), where a very high quality effluent was obtained, fully accomplishing discharge limits.

Regarding R2-AUT, it received the anaerobic supernatant of R1-HET through the buffer R4-INT (step 1 for R2-AUT). The aerobic phase (step 2) was designed for ammonia oxidation to nitrate, and it accomplished its objective, reducing the ammonium concentration from 17.3 to $0 \text{ mg NH}_4^+ \cdot \text{N} \cdot \text{L}^{-1}$ and increasing the concentration of nitrate up to $17.6 \text{ mg NO}_3^- \cdot \text{N} \cdot \text{L}^{-1}$ during its two hours of duration (Figure 3). The rest of the cycle time in R2-AUT was devoted to idle, settling, discharge, filling and purge (steps 3, 4, 1). Figure 3 also reveals some P-removal in R2-AUT, probably due to the aerobic/extended-idle configuration used in this reactor. The presence of PAO in this configuration is attributed to the non-aerated extended-idle phase acting as a post anaerobic zone (Wang et al., 2012).

Finally, R3-PRE receives 150 L of anaerobic supernatant from R4-INT. This stream has a higher P content than the influent and a similar high content of ammonium. Phosphate precipitation took place in this reactor when pH was increased up to 8.5 by air sparging for CO_2 stripping and the addition of $19 \text{ mg Mg}^{2+} \cdot \text{L}^{-1}$ as concentrated solution of MgCl_2 . Typically, P concentration in R3-PRE decreased around 65% - 75% at the end of the phase. The supernatant of this reactor was also sent to R1-HET during step 6 (Figure 1).

3.3 Period III. Achieving nitrite-shortcut in the SCEPPHAR configuration

Before moving to shortcut nitrogen removal, the pilot plant was stopped for maintenance and some valves and pumps were replaced because of clogging issues. Hence, Period III starts at day 275 after a new inoculation. The input/output profiles for

phosphate and ammonium during this period are shown in Figure 4, the average solids concentration is reported in Table 4 and finally Figure S3 shows the temperature profile in R1. The plant showed complete nitrification on day 341 with good nutrient removal performance. The system recovered a similar removal performance to that observed during Period II with an effluent below discharge limits. Figure S4 shows a fully monitored cycle on day 362. The profiles during this batch cycle were also similar to those obtained on day 139 (Figure 3): only slightly lower P-release activity was observed during the anaerobic phase.

Once the system was stable (day 363), two operational changes were implemented to decrease NOB activity in R2-AUT: i) real-time control of the length of the aerobic phase using the on-line ammonium measurement and ii) operating at lower SRT. The proposed strategy does not require operating at a low DO value to achieve nitrification and, hence, the DO setpoint was maintained at $3 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, avoiding a potential increase of N_2O emissions reported at lower DO (Massara et al., 2018, 2017).

Figure 5A shows an example of the ammonium and nitrate monitored in some cycles of R2-AUT on day 365, two days after implementing the aerobic length control strategy. Ammonium was oxidised during the aerobic phase linked to the increase of nitrate concentration, measured by the same on-line sensor. Aeration and stirring were automatically turned off when the ammonium concentration decreased below $3 \text{ mgNH}_4^+ \cdot \text{N} \cdot \text{L}^{-1}$. However, stirring was not stopped in the cycles shown in Figure 5A to have representative values of the monitored variables. During the non-aerated phase, ammonium remained almost constant, probably related to the detection level of the on-line ISE analyser, while nitrate slightly increased due to some nitrite oxidation, probably because of oxygen surface transfer due to the stirring. Nevertheless, this problem was not observed in the conventional operation of the plant.

Figure 5B shows a batch experiment conducted on day 378, 15 days after implementing the control strategy. During the first part of the experiment, ammonium was oxidised at a rate of $5.7 \text{ mgNH}_4^+ \cdot \text{N} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$, nitrite was accumulated at $3.2 \text{ mgNO}_2^- \cdot \text{N} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$ and nitrate was produced at $2.7 \text{ mgNO}_3^- \cdot \text{N} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$. These values indicated that AOB activity (oxidation of ammonium) duplicated the activity of NOB (production of nitrate), leading to accumulation of nitrite. Moreover, in the second part of the experiment, after the addition of an excess of nitrite, NOB activity slightly decreased to $2.2 \text{ mgNO}_3^- \cdot \text{N} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ instead of increasing. This indicated that NOB were the limiting step and that the first actions towards decreasing NOB activity were positive.

After a month of implementing the control strategy, NOB activity was undetectable and the nitrite-shortcut SCEPPHAR configuration was effectively obtained. Figure 6 shows two examples of pilot plant cycles obtained on days 410 and 439 of operation. Ammonium in R2-AUT was completely oxidised to nitrite, without detecting nitrate and matching nitrite formation to ammonia oxidation. The aeration phase length was shorter on day 439 since the controller adapts this length automatically. Figure S5 shows an example of a batch test with R2-AUT biomass on day 419, where a high ammonium concentration was added at DO setpoints of 1, 2 and $3 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$. Nitrate was not observed at any DO setpoint, indicating the lack of NOB activity.

Returning to the experiments on Figure 6, the nitrite-rich effluent of R2-AUT entered the anoxic phase of R1-HET. Nitrite was not detected in the first sample of the anoxic phase because the feeding time of 28 minutes was enough to reduce the available nitrite by DPAO, as already observed for nitrate in the previous cycles. No additional nitrite-based DPAO activity was observed during the rest of anoxic phase due to the lack of nitrite. However, nitrite DPAO were very active as demonstrated in the specific batch experiment shown in Figure 7, where a nitrite reduction rate of $0.072 \text{ mg N-NO}_2^- \cdot \text{g}^{-1}$

VSS·min⁻¹ was observed. This high nitrite DPAO activity indicates that a fraction of P was uptaken in the anoxic feeding phase of R1-HET. The most significant result of the SCEPPHAR configuration in Period III was the successful P-removal using N-removal via nitrite. Moreover, some P-uptake was also observed in R2-AUT, similarly to Period II, and showing that the nitrite shortcut did not affect potential PAO presence in R2-AUT. Regarding the overall removal efficiencies during Period III, they were similar to Period II: 82 ± 11 % for total N, 94 ± 12 % for P and 80 ± 7 % for COD_T. Tables 5 and 6 show the main parameters of R1-HET and R2-AUT in the four cycles presented in this manuscript. The maximum specific rates for conventional EBPR processes (i.e. COD uptake and P-release) were obtained for the case with full nitrification. However, under nitrite-shortcut mode the P-removal efficiencies were not affected in spite of the lower specific rates. The nature of the influent COD was very diverse: from complex COD to VFA. Thus, simultaneous fermentation and COD uptake could be occurring under anaerobic conditions. The P/C values were quite high for being a real wastewater, probably due to the acetic acid amendment. Regarding the N-related processes, the specific ammonium oxidation rate increased during time and it was higher when nitrite shortcut was applied, probably also due to the lower SRT used (5-7d) that led to lower biomass concentration (Table 4). The ratio of nitrate with respect to the initial ammonium was close to one in the complete nitrification cycles, while the ratio of nitrite versus initial ammonium was close to one in the two cycles reported with nitrite-shortcut.

3.4 Resource recovery

The main purpose of the mainstream SCEPPHAR configuration was to examine the feasibility of recovering resources from the wastewater besides obtaining a good

effluent quality. Regarding the recovery of P as struvite, the typical values obtained in R3-PRE showed P-precipitation to be in the range 65-90% depending on the specific cycle and precipitation conditions. Magnesium was added in the range 1-1.5 molMg²⁺·mol⁻¹P: a fixed amount of Mg²⁺ was dosed but the P concentration at the beginning of the precipitation phase in R3-PRE was variable. P-recovery in R3-PRE was feasible due to the increased concentration of P obtained at the end of the anaerobic phase with respect to the influent. The average concentration of P in R3-PRE was 6.2 ± 2.4 times the influent concentration with a maximum increase of 9.2 times in the cycle of day 139. An average 45% of the P in the influent could be recovered as struvite following the next considerations: a typical precipitation of 70% of the initial P in R3-PRE, an influent of 1750L of wastewater with 4 mgPO₄³⁻-P·L⁻¹ and that 150L of anaerobic supernatant with 30 mgPO₄³⁻-P·L⁻¹ were sent to R3-PRE. When considering the best scenario (day 139), a supernatant of 35 mgPO₄³⁻-P·L⁻¹, influent 3.8 mgPO₄³⁻-P·L⁻¹ and 80% of precipitation, the recovery increased up to 63%.

The biomass extracted at the end of the anaerobic phase has a higher PHA content than the typical purge obtained at the end of the aerobic phase. PHA analyses in a conventional cycle of the pilot plant showed percentages of PHA in the biomass (gPHA·g⁻¹TSS) of 3.1% and 6.9 % at the start and end of the anaerobic phase. Batch experiments with excess of VFA and left overnight increased PHA content from 0.7% to 9.1%, which is the maximum value measured with this sludge. This value would be obtained by adding an excess of VFA in all or some of the cycles in the pilot plant.

3.5 Economic Assessment

This section reports the main results obtained for the economic evaluation, which is detailed in the Supplementary Information. The net present value for SCEPPHAR and

A²/O were estimated at 58.2 and 63.4 M€, respectively. Considering a wastewater tariff of 0.73 €/m³, the internal rate of return (IRR) was very high for SCEPPHAR and A²/O: 21% and 29%, respectively. The slightly better outcome for the A²/O technology was mainly due to its lower capital expenditures (CAPEX) (15.9 M€) compared to SCEPPHAR (21.8 M€), due to the discontinuous nature of the SBR operation. The cost advantage of missing settler units in SCEPPHAR was off-set by the higher total tank volumes and mixing units. Cost of piping was also higher for SCEPPHAR because of its more complex liquid interchange system.

Operational expenditures (OPEX) were slightly higher for SCEPPHAR, mainly due to the higher maintenance costs related to the higher CAPEX. The wastewater tariff required to obtain an IRR = 4% was 0.27 and 0.31 €/m³ for A²/O and SCEPPHAR, respectively. Hence, SCEPPHAR is outcompeted by a conventional A²/O if only the incomes from biogas production and struvite are considered. However, the difference in terms of wastewater tariff aid for SCEPPHAR is only 15% higher than for A²/O.

4. DISCUSSION

4.1 COD requirements for the SCEPPHAR configuration

The pilot plant during Period III showed good removal efficiencies of P (94 ± 12 %) and N (82 ± 11) with a wastewater enriched in VFA: COD_T = 338 ± 81 mgCOD·L⁻¹, COD_S = 236 ± 39 mgCOD·L⁻¹, ammonium 40 ± 11 mg NH₄⁺-N·L⁻¹ and phosphate 4.2 ± 1.1 mg PO₄³⁻-P·L⁻¹. Metcalf and Eddy (Tchobanoglous et al., 2013) recommend threshold ratios for the design of WWTP configurations aiming at simultaneous C, N and P removal (A²/O and UCT): a readily biodegradable COD (rbCOD) content of 6.6 g rbCOD·g⁻¹NO₃⁻-N and 10 g rbCOD·g⁻¹P. These ratios, translated to the wastewater treated in this work, result in the need of 306 g rbCOD·L⁻¹. This value is higher than the

CODs available for the VFA-enriched wastewater treated in this work (236 ± 39 $\text{mgCOD}\cdot\text{L}^{-1}$). Hence, if the wastewater met the design recommendation of Metcalf and Eddy, the SCEPPHAR configuration would be able to treat it without the need of adding extra COD.

If the COD concentration was too low, as in the case studied in this work, additional VFA would be required. Fermentation of excess sludge appears as a clear option to obtain extra VFA, although the amount produced is highly dependent on the pretreatments used (Longo et al., 2015; Luo et al., 2019). For the R1-HET scenario (i.e. SRT around 10 d and with $2.7 \text{ gTSS}\cdot\text{L}^{-1}$) the solids production would be around $675 \text{ gTSS}\cdot\text{d}^{-1}$. To obtain an increase of VFA in the influent around $100 \text{ mgCOD}\cdot\text{L}^{-1}$ for a daily influent of $3500 \text{ L}\cdot\text{d}^{-1}$, $350 \text{ gCOD}\cdot\text{d}^{-1}$ would be required. Considering a ratio of $0.85 \text{ gTVS}\cdot\text{g}^{-1}\text{TSS}$ in the sludge, this amount of COD could be obtained achieving a fermentation yield of $0.61 \text{ gCOD}\cdot\text{g}^{-1}\text{TVS}$ by using one of the pretreatments reported in the literature (Luo et al., 2019). Additional COD could be also obtained from the fermentation of primary sludge or other fermentable carbon sources such as glycerol (Guerrero et al., 2015, 2012).

4.2 Successful implementation of nitrite shortcut

The simultaneous implementation of real-time control of the length of the aerobic phase and decrease of SRT led to a successful operation with shortcut N-removal, that was maintained without observing any NOB adaptation during the operation of Period III. The rationale of the first strategy is that if aeration is switched off around complete ammonia oxidation, some residual nitrite should be present that could not be further oxidised by NOB due to the lack of aeration, thereby limiting their growth (Fux et al., 2006; Guisasola et al., 2010; Guo et al., 2009; Lemaire et al., 2008; Marcelino et al., 2011). The reduced NOB growth would lead to a slightly lower nitrite oxidation rate in

the following cycle. As a result, nitrite accumulation when ammonia oxidation is completed and the aeration phase is terminated would be slightly higher than in the previous cycle, further reducing the growth of NOB. Over many cycles, the NOB population would decrease gradually, which will be accompanied by increased nitrite accumulation at the end of the aeration phases. While NOB growth is repressed through this misalignment between oxygen and nitrite, AOB are not affected because oxygen is provided until ammonium is depleted. Moreover, it may also result in transitory high free nitrous acid (FNA) levels when aeration is terminated and nitrite is accumulated in the bulk liquid. While the reported FNA levels inhibitory to AOB and NOB varied considerably in different studies, it is evident that AOB are in general much more tolerant to FNA than NOB (Jubany et al., 2009b; Park and Bae, 2009). In summary, when aeration is suppressed, the conditions are set so that it is likely that μ_{NOB} decreases more than μ_{AOB} , thus contributing to the decrease of NOB activity. This strategy can only be successful if it is combined with a proper SRT selected to remove NOB faster than they grow as shown in equation 1 and explained in previous works (Guisasola et al., 2010; Jubany et al., 2009a, 2009b; Lemaire et al., 2008; Marcelino et al., 2011).

4.3 Resource recovery

Most alternatives to recover P from WRRFs are based on the sludge generated (Cieřlik and Konieczka, 2017; Egle et al., 2016; Mayer et al., 2016; Melia et al., 2017; Rittmann et al., 2011; Rotta et al., 2019). The most accepted strategy is, nowadays, its precipitation as struvite ($\text{NH}_4\text{MgPO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$) from the supernatant of digested sludge (Jabr et al., 2019; Le Corre et al., 2009; Li et al., 2019; Rittmann et al., 2011). Struvite is a slow-release rate fertiliser with nitrogen and magnesium that has been reported to be a good option for agricultural uses. Struvite precipitation in a tertiary step is not a viable option due to the low concentration of phosphate and ammonia. The most adequate

stream for the struvite precipitation is the digestate of anaerobic digestion, due to its high ammonia and phosphate concentrations. In addition, when EBPR is integrated in a WRRF, P recovery as struvite from the digestate can be more efficient since the sludge entering anaerobic digestion contains up to 20 times more P as Poly-P that could be easily released in the digestate (Münch and Barr, 2001; Shu et al., 2006).

However, typical values of P-recovery around 12% are obtained by struvite precipitation from the supernatant of anaerobic digestion (Remy and Jossa, 2015), in contrast to the much higher 45-63 % of P-recovery reported in section 3.4, which is one of the main achievements of the mainstream SCEPPHAR.

The key operational factor in this configuration is obtaining a high anaerobic P-release, as it determines the maximum resource recovery that can be obtained: the amount of P that can be recovered in R3-PRE and the percentage of PHA in the sludge. On the other hand, the precipitation reactor does not need to be designed to treat all the influent wastewater, as less than 9% of the influent is treated in this case (5.5% of the reactor volume). Another possibility would be decreasing the number of cycles with precipitation: it could be plan a single recovery per day with some extra VFA in this specific cycle. This strategy has been proposed in the literature (Kodera et al., 2013; Lv et al., 2014), although in some cases it has provoked some instability in PAO activity (Acevedo et al., 2015). Nevertheless, the long-term operation with an optimised volume of anaerobic supernatant extraction every cycle has been demonstrated to be feasible and stable at lab-scale (Guisasola et al., 2019).

With respect to PHA, the values of 6.9% at the end of the anaerobic phase or 9.1% after adding extra VFA obtained in this work are much lower than the 41% ($\text{gPHA} \cdot \text{g}^{-1}\text{VSS}$) obtained by a side-stream system fed with surplus full-scale activated sludge and acclimated with feast/famine cycles using fermented VFA liquors from industry or

primary sludge sources (Werker et al., 2018). However, considering the amount of sludge produced per day and the COD load in the pilot plant, our 6.9% of PHA in the biomass results in a yield around 5% of the inlet COD finally ending as PHA in the produced sludge. This result seems low at a first glance, but it is much higher than the negligible yields that can be obtained in side-stream systems for producing PHA.

The PHA content in the biomass could be even improved if R1-HET was operated at a lower SRT. This lower SRT would decrease the total biomass and, thus, would increase the percentage of PHA in the sludge if enough anaerobic VFA uptake is maintained. In a previous work (Chan et al., 2020), the PHA content of EBPR biomass increased from 8 to 18 % ($\text{gPHA} \cdot \text{g}^{-1}\text{VSS}$) when the SRT was decreased from 15 to 5 days. This change can easily be implemented in the mainstream SCEPPHAR configuration, since it is a two-sludge system that allows the independent optimization of both SRT.

To elucidate if the experimental PHA content in the biomass was reasonable, the amount of PHA produced with the extra VFA added was calculated considering the anaerobic stoichiometry for PAO (Smolders et al., 1994) ($1.33 \text{ molC-PHB} \cdot \text{mol}^{-1}\text{C-Acet} = 0.95 \text{ gPHB} \cdot \text{g}^{-1}\text{Acet}$). The inlet acetic acid ($100 \text{ mgCOD} \cdot \text{L}^{-1}$) to R1-HET with a typical biomass concentration of $2.7 \text{ gTSS} \cdot \text{L}^{-1}$ would result in an increase of 2.5% of the PHA percentage in the biomass. Therefore, the experimental PHA increase observed (3.8%) was reasonable, as some of the inlet COD could be fermented to VFA during the anaerobic phase. In the hypothetical case that the biomass concentration was only $1.4 \text{ gTSS} \cdot \text{L}^{-1}$, the increase of PHA would have been 4.8%, which supports the strategy of decreasing SRT for increasing the percentage of PHA. These results also show that an important amount of VFA should be available or added in view of obtaining biomass with a significant PHA percentage.

Although the experimental PHA content obtained could be improved by lowering SRT or with sporadic VFA dosages, its percentage is still far from the requirements for an economical down-stream recovery of the PHA polymer, which recommends a minimum value of 40% (gPHA·g⁻¹VSS) (Werker et al., 2018). Nevertheless, purging sludge with high PHA content can also be beneficial for an enhanced biogas production. Several works report a significant increase of biomethane potential (BMP) of biomass with higher PHA content (Guisasola et al., 2019; Huda et al., 2016; Wang et al., 2016). Chan et al. (2020) studied BMP versus the PHA content in EBPR sludge at different operational conditions and obtained a linear correlation $\text{BMP (mL CH}_4\cdot\text{g}^{-1}\text{VSS)} = 240 + 15.3 * \text{PHA (mmol C}\cdot\text{g}^{-1}\text{VSS)}$. They showed that the percentage of COD in the influent that could be recovered as methane could be increased from 11% (SRT=15 d and purge extracted from the aerobic reactor) to 28% (SRT=5 d and purge extracted from the anaerobic reactor). Moreover, the main BMP increase was observed during the first days of the test, due to the higher biodegradability of PHA. Thus, digesting biomass with high PHA content would have a significant impact in anaerobic digesters working at relatively low HRT.

4.4 Integrated assessment

This work reports the major benefits of the mainstream SCEPPHAR configuration: i) EBPR can be combined with a high P recovery as struvite, ii) the sludge generated contains a higher amount of PHA than conventional sludge, iii) it can remove nitrogen via nitrite shortcut, and iv) high COD, N and P removal are stably obtained if enough rbCOD is available in the wastewater. On the other side, the PHA content in the sludge does not allow an economically feasible extraction, although this sludge increases the specific biogas production. Struvite recovery is demonstrated, but the incomes that could be obtained are nowadays negligible compared to the other costs. Current CAPEX

estimation for the SCEPPHAR configuration is higher than for a typical A²/O configuration without resource recovery, and hence, further development and optimization is needed to become competitive from an economic point of view. The 15% higher wastewater tariff required for SCEPPHAR than for A²/O could justify its implementation if resource recovery is considered strategic and incentives are legislated. The current study did not consider incomes from PHA because of its concentration below the recommended 40%. However, evidences from other projects, e.g. PHARIO (Bengsston et al., 2017; Werker et al., 2018), suggest that a PHA accumulation up to 40% is feasible if short enrichment periods are planned at the expense of an additional reactor and external VFA dosage. This would open the possibility to obtain incomes from PHA recovery in SCEPPHAR that would potentially improve its economic feasibility.

5. CONCLUSIONS

The mainstream SCEPPHAR configuration was operated in a demo-scale pilot plant and for a long-term with successful results in terms of C, N and P removal efficiencies under full nitrification and under nitrite shortcut mode.

- Regarding P recovery, the anaerobic supernatant had a concentration of P of 6-9 times that of the influent, allowing that 45-63% of the P in the influent could be recovered as struvite in a separate precipitator. This value is much higher than the typical values around 12% reported for sidestream P-recovery.
- Mainstream SCEPPHAR proposes a purge from the anaerobic phase of the EBPR system rather the conventional purging at the end of the aerobic phase. This biomass contains 6.9-9.2% of PHA, a higher percentage than typical activated sludge, but its extraction does not seem economically feasible for

bioplastic production with the current technologies. Nevertheless, purging biomass with high PHA content would increase the methane production when diverting this sludge to anaerobic digestion and, thus, it would enhance the energy recovery of the system.

- The economic feasibility study shows that the current SCEPPHAR technology would require a water tariff 15% higher than that of a conventional A²/O and hence it would be necessary to legislate incentives to favour resource recovery to make it economically viable.

6. ACKNOWLEDGEMENTS

This work was funded by the SMART-Plant project (Scale-up of low-carbon footprint Material Recovery Techniques, EUH2020, grant agreement 690323). Oriol Larriba is grateful to the FI predoctoral scholarship from the Catalan Government (2019FI-B1-00051). The authors are members of the GENOCOV research group (Grup de Recerca Consolidat de la Generalitat de Catalunya, 2017 SGR 1175, www.genocov.com). The authors want to acknowledge the support on field by Anna Lupón, David Güell and Ricard Tomás from Aigües de Manresa. Special thanks to Borja Solís for his support during the plant operation.

7. REFERENCES

- Acevedo, B., Camiña, C., Corona, J.E., Borrás, L., Barat, R., 2015. The metabolic versatility of PAOs as an opportunity to obtain a highly P-enriched stream for further P-recovery. *Chem. Eng. J.* 270, 459–467. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2015.02.063>
- Ahmed, M., Hasan, C.K., Rahman, H., Ali Hossain, M., Uddin, S.A., 2015. Prospects of using wastewater as a resource-nutrient recovery and energy generation. *Am. J. Environ. Sci.* 11, 99–114. <https://doi.org/10.3844/ajessp.2015.98.114>
- APHA, 1995. Standard methods for the examination of water and wastewater. American Public Health Association, Washington, DC. USA.
- Aslan, S., Miller, L., Dahab, M., 2009. Ammonium oxidation via nitrite accumulation under limited oxygen concentration in sequencing batch reactors. *Bioresource Technol.* 100, 659–64. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2008.07.033>
- Baeza, J.A., Guerrero, J., Guisasola, A., 2017. Optimising a novel SBR configuration for enhanced biological phosphorus removal and recovery (EBPR²). *Desalin. Water Treat.* 68. <https://doi.org/10.5004/dwt.2017.20468>
- Blackburne, R., Yuan, Z., Keller, J., 2008. Partial nitrification to nitrite using low dissolved oxygen concentration as the main selection factor. *Biodegradation* 19, 303–12. <https://doi.org/10.1007/s10532-007-9136-4>
- Chan, C., Guisasola, A., Baeza, J.A., 2020. Correlating the biochemical methane potential of bio-P sludge with its polyhydroxyalkanoate content. *J. Clean. Prod.* 242, 118495. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.118495>
- Cieřlik, B., Konieczka, P., 2017. A review of phosphorus recovery methods at various steps of wastewater treatment and sewage sludge management. The concept of “no solid waste generation” and analytical methods. *J. Clean. Prod.* 142, 1728–1740.

<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2016.11.116>

Cordell, D., Rosemarin, A., Schröder, J.J., Smit, A.L., 2011. Towards global phosphorus security: A systems framework for phosphorus recovery and reuse options. *Chemosphere* 84, 747–758.

<https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2011.02.032>

EEC Council, 1991. Council Directive of 21 May 1991 concerning urban waste water treatment (91/271/EEC). Off. J. Eur. Communities.

Egle, L., Rechberger, H., Krampe, J., Zessner, M., 2016. Phosphorus recovery from municipal wastewater: An integrated comparative technological, environmental and economic assessment of P recovery technologies. *Sci. Total Environ.* 571, 522–542. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2016.07.019>

Fux, C., Velten, S., Carozzi, V., Solley, D., Keller, J., 2006. Efficient and stable nitrification and denitrification of ammonium-rich sludge dewatering liquor using an SBR with continuous loading. *Water Res.* 40, 2765–75.

<https://doi.org/10.1016/j.watres.2006.05.003>

Guerrero, J., Guisasola, A., Baeza, J.A., 2015. Controlled Crude Glycerol Dosage to Prevent EBPR Failures IN C/N/P Removal WWTPS. *Chem. Eng. J.* 271, 114–127. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2015.02.062>

Guerrero, J., Tayà, C., Guisasola, A., Baeza, J.A., 2012. Glycerol as a sole carbon source for enhanced biological phosphorus removal. *Water Res.* 46, 2983–2991. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2012.02.043>

Guisasola, A., Chan, C., Larriba, O., Lippo, D., Suárez-Ojeda, M.E., Baeza, J.A., 2019. Long-term stability of an enhanced biological phosphorus removal system in a phosphorus recovery scenario. *J. Clean. Prod.* 214, 308–318.

<https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2018.12.220>

- Guisasola, A., Marcelino, M., Lemaire, R., Baeza, J.A., Yuan, Z., 2010. Modelling and simulation revealing mechanisms likely responsible for achieving the nitrite pathway through aeration control. *Water Sci. Technol.* 61, 1459. <https://doi.org/10.2166/wst.2010.017>
- Guisasola, A., Vargas, M.D.M., Marcelino, M., Lafuente, F.J., Casas, C., Baeza, J.A., 2007. On-line monitoring of the enhanced biological phosphorus removal process using respirometry and titrimetry. *Biochem. Eng. J.* 35, 371–379. <https://doi.org/10.1016/j.bej.2007.02.001>
- Guo, J.H., Peng, Y.Z., Wang, S.Y., Zheng, Y.N., Huang, H.J., Ge, S.J., 2009. Effective and robust partial nitrification to nitrite by real-time aeration duration control in an SBR treating domestic wastewater. *Process Biochem.* 44, 979–985. <https://doi.org/10.1016/j.procbio.2009.04.022>
- Huda, S.M.S., Satoh, H., Mino, T., 2016. Anaerobic degradation of polyhydroxyalkanoate accumulated in activated sludge in the absence of anaerobic digested sludge. *J. Water Environ. Technol.* 14, 236–246. <https://doi.org/10.2965/jwet.15-037>
- Jabr, G., Saidan, M., Al-Hmoud, N., 2019. Phosphorus recovery by struvite formation from Al Samra municipal wastewater treatment plant in Jordan. *Desalin. Water Treat.* 146, 315–325. <https://doi.org/10.5004/dwt.2019.23608>
- Jiang, C., Xu, S., Wang, R., Feng, S., Zhou, S., Wu, Shimin, Zeng, X., Wu, Shanghua, Bai, Z., Zhuang, G., Zhuang, X., 2019. Achieving efficient nitrogen removal from real sewage via nitrite pathway in a continuous nitrogen removal process by combining free nitrous acid sludge treatment and DO control. *Water Res.* 161, 590–600. <https://doi.org/10.1016/J.WATRES.2019.06.040>
- Jianlong, W., Ning, Y., 2004. Partial nitrification under limited dissolved oxygen

- 808 conditions. *Process Biochem.* 39, 1223–1229. <https://doi.org/10.1016/S0032->
809 9592(03)00249-8
- 810 Jubany, I., Baeza, J.A., Lafuente, F.J., Carrera, J., 2009a. Model-based study of nitrite
811 accumulation with OUR control in two continuous nitrifying activated sludge
812 configurations. *Water Sci. Technol.* 60, 2685–93.
813 <https://doi.org/10.2166/wst.2009.694>
- 814 Jubany, I., Lafuente, F.J., Baeza, J.A., Carrera, J., 2009b. Total and stable washout of
815 nitrite oxidizing bacteria from a nitrifying continuous activated sludge system
816 using automatic control based on Oxygen Uptake Rate measurements. *Water Res.*
817 43, 2761–72. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2009.03.022>
- 818 Kodera, H., Hatamoto, M., Abe, K., Kindaichi, T., Ozaki, N., Ohashi, A., 2013.
819 Phosphate recovery as concentrated solution from treated wastewater by a PAO-
820 enriched biofilm reactor. *Water Res.* 47, 2025–2032.
821 <https://doi.org/10.1016/j.watres.2013.01.027>
- 822 Le Corre, K.S., Valsami-Jones, E., Hobbs, P., Parsons, S.A., 2009. Phosphorus recovery
823 from wastewater by struvite crystallization: A review. *Crit. Rev. Environ. Sci.*
824 *Technol.* 39, 433–477.
- 825 Lemaire, R., Marcelino, M., Yuan, Z., 2008. Achieving the nitrite pathway using
826 aeration phase length control and step-feed in an SBR removing nutrients from
827 abattoir wastewater. *Biotechnol. Bioeng.* 100, 1228–36.
828 <https://doi.org/10.1002/bit.21844>
- 829 Li, B., Boiarkina, I., Yu, W., Huang, H.M., Munir, T., Wang, G.Q., Young, B.R., 2019.
830 Phosphorous recovery through struvite crystallization: Challenges for future
831 design. *Sci. Total Environ.* 648, 1244–1256.
832 <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2018.07.166>

- Lizarralde, I., Fernández-Arévalo, T., Manas, A., Ayesa, E., Grau, P., 2019. Model-based optimization of phosphorus management strategies in Sur WWTP, Madrid. *Water Res.* 153, 39–52.
<https://doi.org/10.1016/j.watres.2018.12.056>
- Longo, S., Katsou, E., Malamis, S., Frison, N., Renzi, D., Fatone, F., 2015. Recovery of volatile fatty acids from fermentation of sewage sludge in municipal wastewater treatment plants. *Bioresource Technol.* 175, 436–444.
<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.09.107>
- Luo, K., Pang, Y., Yang, Q., Wang, D., Li, X., Lei, M., Huang, Q., 2019. A critical review of volatile fatty acids produced from waste activated sludge: enhanced strategies and its applications. *Environ. Sci. Pollut. Res.* 26, 13984–13998.
<https://doi.org/10.1007/s11356-019-04798-8>
- Lv, J.-H., Yuan, L.-J., Chen, X., Liu, L., Luo, D.-C., 2014. Phosphorus metabolism and population dynamics in a biological phosphate-removal system with simultaneous anaerobic phosphate stripping. *Chemosphere* 117C, 715–721.
<https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2014.10.018>
- Ma, Y., Peng, Y., Wang, S., Yuan, Z., Wang, X., 2009. Achieving nitrogen removal via nitrite in a pilot-scale continuous pre-denitrification plant. *Water Res.* 43, 563–72.
<https://doi.org/10.1016/j.watres.2008.08.025>
- Marcelino, M., Wallaert, D., Guisasola, A., Baeza, J.A., 2011. A two-sludge system for simultaneous biological C, N and P removal via the nitrite pathway. *Water Sci. Technol.* 64, 1142–1147. <https://doi.org/10.2166/wst.2011.398>
- Massara, T.M., Malamis, S., Guisasola, A., Baeza, J.A., Noutsopoulos, C., Katsou, E., 2017. A review on nitrous oxide (N₂O) emissions during biological nutrient removal from municipal wastewater and sludge reject water. *Sci. Total Environ.*

- 858 596–597. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2017.03.191>
- 859 Massara, T.M., Solís, B., Guisasola, A., Katsou, E., Baeza, J.A., 2018. Development of
860 an ASM2d-N₂O model to describe nitrous oxide emissions in municipal WWTPs
861 under dynamic conditions. *Chem. Eng. J.* 335, 185–196.
862 <https://doi.org/10.1016/j.cej.2017.10.119>
- 863 Mayer, B.K., Baker, L.A., Boyer, T.H., Drechsel, P., Gifford, M., Hanjra, M.A.,
864 Parameswaran, P., Stoltzfus, J., Westerhoff, P., Rittmann, B.E., 2016. Total Value
865 of Phosphorus Recovery. *Environ. Sci. Technol.* 50.
866 <https://doi.org/10.1021/acs.est.6b01239>
- 867 Meijer, S.C., van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, J.J., 2001. Metabolic modelling of full-
868 scale biological nitrogen and phosphorus removing wwtp's. *Water Res.* 35, 2711–
869 23.
- 870 Melia, P.M., Cundy, A.B., Sohi, S.P., Hooda, P.S., Busquets, R., 2017. Trends in the
871 recovery of phosphorus in bioavailable forms from wastewater. *Chemosphere* 186,
872 381–395. <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2017.07.089>
- 873 Montiel-Jarillo, G., Carrera, J., Suárez-Ojeda, M.E., 2017. Enrichment of a mixed
874 microbial culture for polyhydroxyalkanoates production: Effect of pH and N and P
875 concentrations. *Sci. Total Environ.* 583, 300–307.
876 <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2017.01.069>
- 877 Münch, E. V, Barr, K., 2001. Controlled struvite crystallisation for removing
878 phosphorus from anaerobic digester sidestreams. *Water Res.* 35, 151–159.
879 [https://doi.org/https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(00\)00236-0](https://doi.org/https://doi.org/10.1016/S0043-1354(00)00236-0)
- 880 Park, S., Bae, W., 2009. Modeling kinetics of ammonium oxidation and nitrite oxidation
881 under simultaneous inhibition by free ammonia and free nitrous acid. *Process*
882 *Biochem.* 44, 631–640. <https://doi.org/10.1016/j.procbio.2009.02.002>

- Pollice, A., Tandoi, V., Lestingi, C., 2002. Influence of aeration and sludge retention time on ammonium oxidation to nitrite and nitrate. *Water Res.* 36, 2541–2546.
- Remy, C., Jossa, P., 2015. Life Cycle Assessment of selected processes for P recovery from sewage sludge, sludge liquor, or ash. Deliverable 9.2 of P-REX project. Sustainable sewage sludge management fostering phosphorus recovery and energy efficiency.
- Rey-Martínez, N., Badia-Fabregat, M., Guisasola, A., Baeza, J.A., 2019. Glutamate as sole carbon source for enhanced biological phosphorus removal. *Sci. Total Environ.* 657, 1398–1408.
<https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2018.12.064>
- Rittmann, B.E., Mayer, B., Westerhoff, P., Edwards, M., 2011. Capturing the lost phosphorus. *Chemosphere* 84, 846–53.
<https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2011.02.001>
- Rotta, E.H., Bitencourt, C.S., Marder, L., Bernardes, A.M., 2019. Phosphorus recovery from low phosphate-containing solution by electrodialysis. *J. Memb. Sci.* 573, 293–300. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2018.12.020>
- Shi, J., Lu, X., Yu, R., Zhu, W., 2012. Nutrient removal and phosphorus recovery performances of a novel anaerobic-anoxic/nitrifying/induced crystallization process. *Bioresource Technol.* 121, 183–189.
<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2012.06.064>
- Shu, L., Schneider, P., Jegatheesan, V., Johnson, J., 2006. An economic evaluation of phosphorus recovery as struvite from digester supernatant. *Bioresource Technol.* 97, 2211–2216. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2005.11.005>
- Smolders, G.J.F., van der Meij, J., van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, J.J., 1994. Model of the anaerobic metabolism of the biological phosphorus removal process:

Stoichiometry and pH influence. *Biotechnol. Bioeng.* 43, 461–470.

<https://doi.org/10.1002/bit.260430605>

Tayà, C., Garlapati, V.K., Guisasola, A., Baeza, J.A., 2013. The selective role of nitrite in the PAO/GAO competition. *Chemosphere* 93, 612–618.

<https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2013.06.006>

Tchobanoglous, G., Burton, F.L., Stensel, H.D., 2013. *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*, Metcalf & Eddy, Inc., Fourth. ed. McGraw-Hill, New York.

Theregowda, R.B., González-Mejía, A.M., Ma, X. (Cissy), Garland, J., 2019. Nutrient Recovery from Municipal Wastewater for Sustainable Food Production Systems: An Alternative to Traditional Fertilizers. *Environ. Eng. Sci.* 36, 833–842.

<https://doi.org/10.1089/ees.2019.0053>

Türk, Ö., Mavinic, D.S., 1987. Benefits of using selective inhibition to remove nitrogen from highly nitrogenous wastes, *Environmental Technology*.

<https://doi.org/10.1080/09593338709384500>

Valverde-Pérez, B., Ramin, E., Smets, B.F., Plósz, B.G., 2015. EBP2R – An innovative enhanced biological nutrient recovery activated sludge system to produce growth medium for green microalgae cultivation. *Water Res.* 68, 821–830.

<https://doi.org/10.1016/j.watres.2014.09.027>

van Loosdrecht, M.C.M., Brandse, F., De Vries, A., 1998. Upgrading of waste water treatment processes for integrated nutrient removal-the BCFS® process. *Water Sci. Technol.* 37, 209–217.

Wang, D.-B., Li, X.-M., Yang, Q., Zheng, W., Wu, Y., Zeng, T., Zeng, G., 2012.

Improved biological phosphorus removal performance driven by the aerobic/extended-idle regime with propionate as the sole carbon source, *Water research*. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2012.04.036>

- Wang, Q., Sun, J., Zhang, C., Xie, G.-J., Zhou, X., Qian, J., Yang, G., Zeng, G., Liu, Y.,
Wang, D., 2016. Polyhydroxyalkanoates in waste activated sludge enhances
anaerobic methane production through improving biochemical methane potential
instead of hydrolysis rate. *Sci. Rep.* 6, 19713. <https://doi.org/10.1038/srep19713>
- Werker, A., Bengtsson, S., Korving, L., Hjort, M., Anterrieu, S., Alexandersson, T.,
Johansson, P., Karlsson, A., Karabegovic, L., Magnusson, P., Morgan-Sagastume,
F., Sijstermans, L., Tietema, M., Visser, C., Wypkema, E., van der Kooij, Y.,
Deeke, A., Uijterlinde, C., 2018. Consistent production of high quality PHA using
activated sludge harvested from full scale municipal wastewater treatment –
PHARIO. *Water Sci. Technol.* 78, 2256–2269.
<https://doi.org/10.2166/wst.2018.502>
- Werker, A., Lind, P., Bengtsson, S., Nordström, F., 2008. Chlorinated-solvent-free gas
chromatographic analysis of biomass containing polyhydroxyalkanoates. *Water
Res.* 42, 2517–2526. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2008.02.011>
- Yang, Q., Peng, Y., Liu, X., Zeng, W., Mino, T., Satoh, H., 2007. Nitrogen removal via
nitrite from municipal wastewater at low temperatures using real-time control to
optimize nitrifying communities. *Environ. Sci. Technol.* 41, 8159–64.

Tables

Table 1. Main operational parameters used for each period.

	Period	Days	Cycle length (h)	HRT (d)	SRT (d) R1- HET	SRT (d) R2- AUT	Aerobic length control
I	Start-up		8-12	1-1.5	15	15	N
II	Complete nitrification	0-225	12	1.5	10	12	N
III	Nitrite shortcut	291-439	12	1.5	10	5-7	Y

Table 2. Average composition of the influent of the pilot plant (effluent of the primary settler of the full-scale WWTP of Manresa).

Compound	Concentration	Units
$\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$	4.2 ± 1.1	$\text{mgP}\cdot\text{L}^{-1}$
$\text{NH}_4^+\text{-N}$	40 ± 11	$\text{mgN}\cdot\text{L}^{-1}$
$\text{NO}_2^-\text{-N}$	0.1 ± 0.1	$\text{mgN}\cdot\text{L}^{-1}$
$\text{NO}_3^-\text{-N}$	1.3 ± 0.7	$\text{mgN}\cdot\text{L}^{-1}$
COD_T	228 ± 81	$\text{mgCOD}\cdot\text{L}^{-1}$
COD_S	136 ± 39	$\text{mgCOD}\cdot\text{L}^{-1}$
Temperature	20 ± 6	$^\circ\text{C}$

Table 3. Configuration of the four reactors of the pilot plant with a 12 h cycle length.

R1-HET (heterotrophic SBR)		R2-AUT (autotrophic SBR)	
Time (min)	Phase	Time (min)	Phase
0 - 37	Feeding from influent	37 – 358 ¹	Aerobic
37 - 355	Anaerobic	358 ¹ - 413	Settling
355-360	Purge	413 - 441	Extraction to R1-HET
360 - 385	Settling	441 - 465	Feeding from R4-INT
385 - 413	Extraction to R4-INT	465 – 470	Purge to R1-HET
413 - 441	Feeding from R2-AUT + R3-PRE	470 - 37 ²	Idle
441 - 541	Anoxic		
541 - 661	Aerobic		
661 - 691	Settling		
691 - 720	Extraction to effluent		
R3-PRE (precipitation reactor)		R4-INT (interchange vessel)	
Time (min)	Phase	Time (min)	Phase
385 – 413	Settling	385 – 413	Feeding from R1-HET
413 - 425	Extraction to R1-HET	413 - 425	Idle
425 – 435	Feeding from R4-INT	425 - 435	Extraction to R3-INT
435 – 385 ²	Precipitation: Mg ²⁺ addition	435 - 465	Extraction to R2-AUT
		465 – 385 ²	Idle

¹ Maximum value (the real value depends on the control of the aeration phase length)² Time of the following cycle

Table 4. Average solids concentrations in R1-HET and R2-AUT during all the operational periods.

Operational period (days)	Reactor	VSS (gVSS·L ⁻¹)	TSS (gTSS·L ⁻¹)
0-225	R1-HET	1.44 ± 0.18	1.70 ± 0.22
	R2-AUT	3.30 ± 0.80	4.09 ± 1.00
275-450	R1-HET	2.03 ± 0.18	2.48 ± 0.12
	R2-AUT	2.15 ± 0.12	2.80 ± 0.16

Table 5. P release and COD consumption rates during R1-HET anaerobic phase

Cycle	P-release	P-release rate	COD consumption rate	P/C ratio
	mgP·L ⁻¹	mgP·mg ⁻¹ VSS·min ⁻¹	mgCOD· mg ⁻¹ VSS·min ⁻¹	molP/molC
Aug 2018	31.0	0.129	0.212	0.35
Apr 2019	12.0	0.044	na	na
May 2019	27.0	0.096	0.055	0.68
June 2019	23.2	0.051	0.094	0.32

na: not available

Table 6. Ammonium consumption and nitrite and nitrate production rates in R2-AUT for the four cycles presented

Test	$\text{NH}_4^+ \text{-N oxid.}$ $\text{gN} \cdot \text{g}^{-1} \text{VSS} \cdot \text{min}^{-1}$	$\text{NO}_2^- \text{-N prod.}$ $\text{gN} \cdot \text{g}^{-1} \text{VSS} \cdot \text{min}^{-1}$	$\text{NO}_3^- \text{-N prod.}$ $\text{gN} \cdot \text{g}^{-1} \text{VSS} \cdot \text{min}^{-1}$	$\text{NO}_3^- \text{-N} / \text{NH}_4^+ \text{-N}$	$\text{NO}_2^- \text{-N} / \text{NH}_4^+ \text{-N}$
				-	
Aug 2018	0.035	0.000	0.047	1.36	0.00
Apr 2019	0.029	0.000	0.027	0.94	0.00
May 2019	0.062	0.062	0.000	0.00	1.01
June 2019	0.087	0.122	0.000	0.00	1.40

Figures

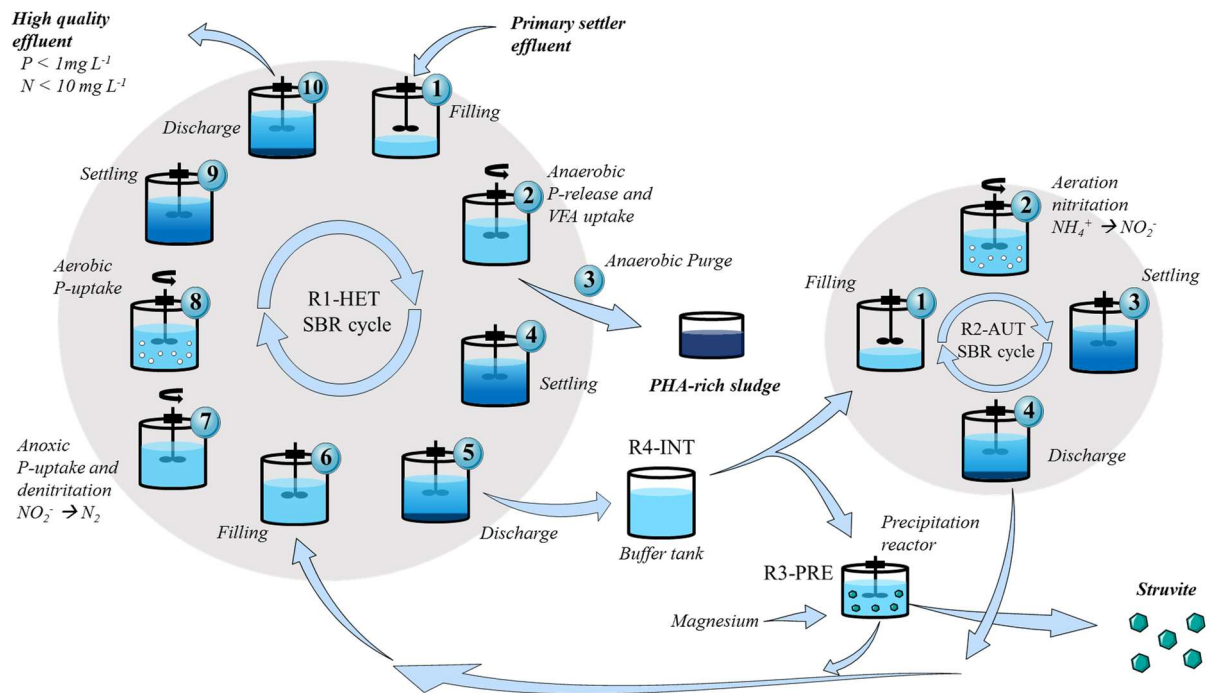


Figure 1. Schematics of the SCEPPHAR configuration as implemented in the demo-size pilot-plant.

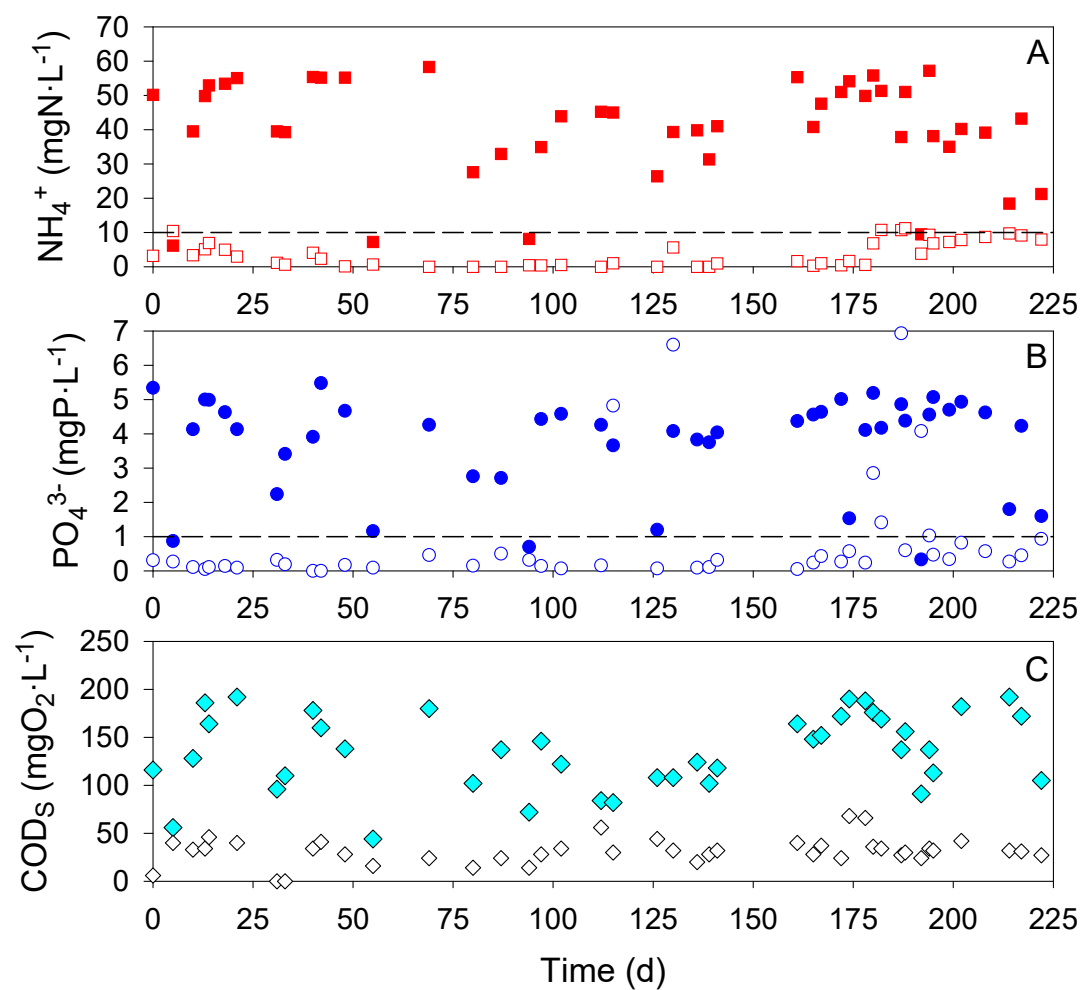


Figure 2. First long-term monitoring period. Inlet/outlet profiles for ammonium (A), phosphate (B) and soluble COD (C). Filled symbols: inlet, void symbols: outlet, dash line: discharge limit for TN and P.

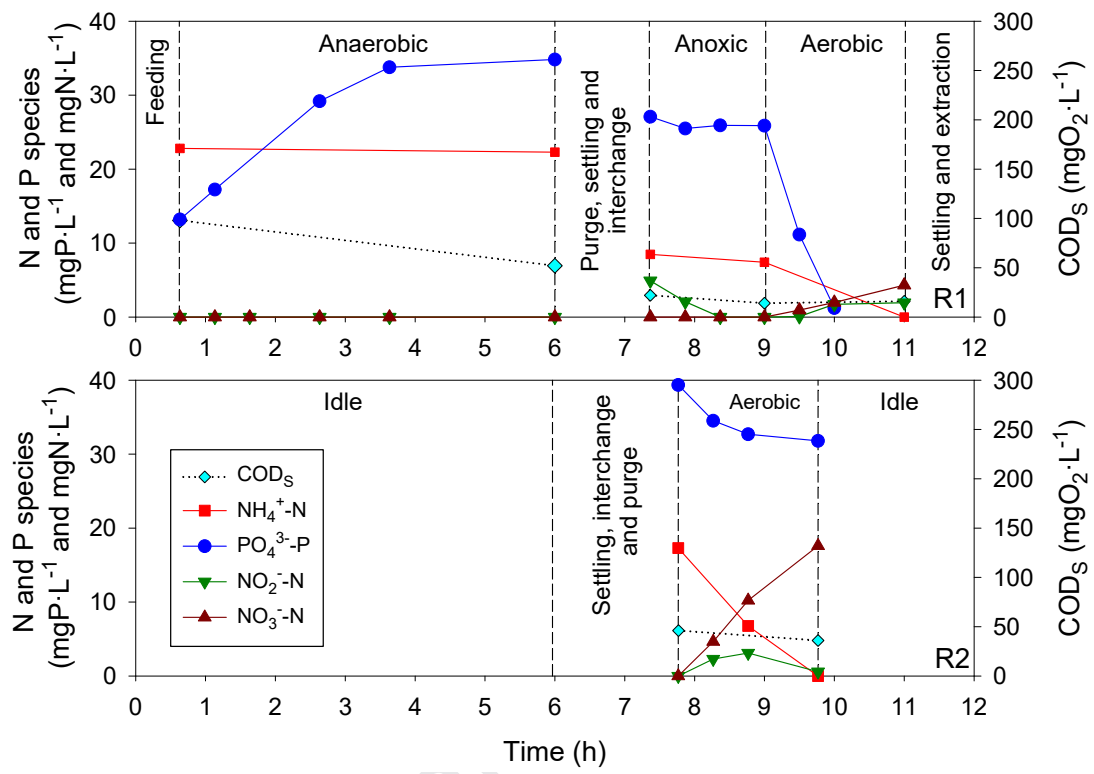


Figure 3. Typical SCEPPHAR cycle with complete nitrification obtained at day 139 of operation for R1-HET and R2-AUT.

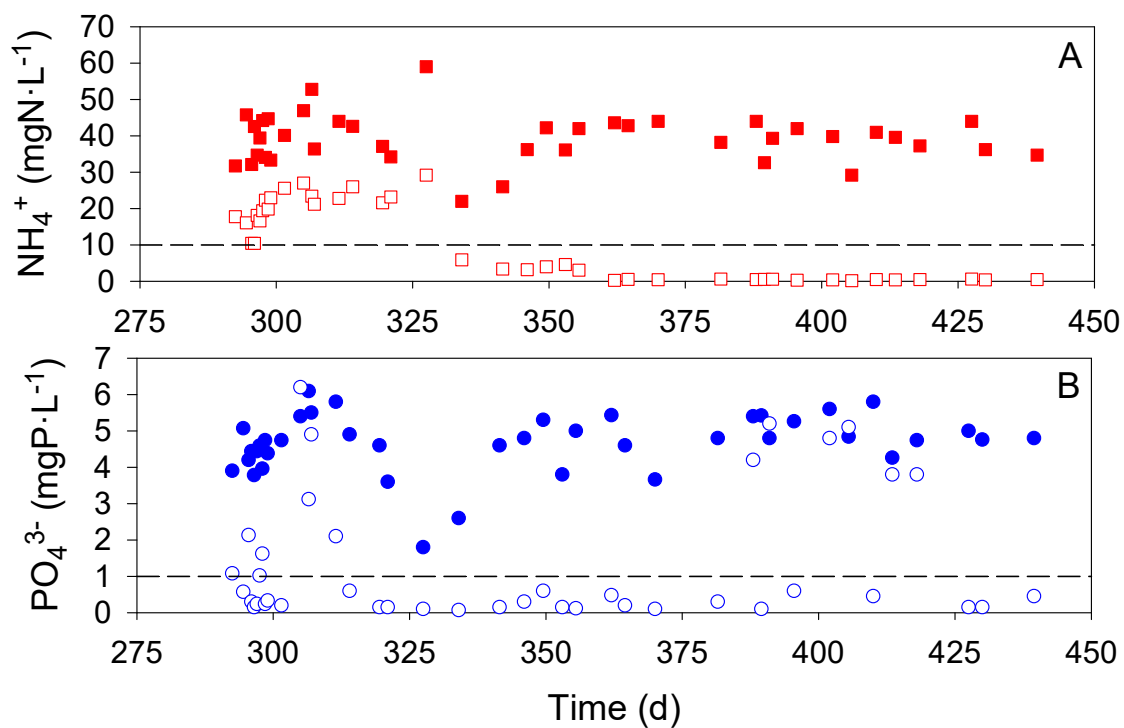


Figure 4. Second long-term monitoring period. Inlet/outlet profiles for ammonium (A) and phosphate (B). Filled symbols: inlet, void symbols: outlet, dash line: discharge limit for TN and P.

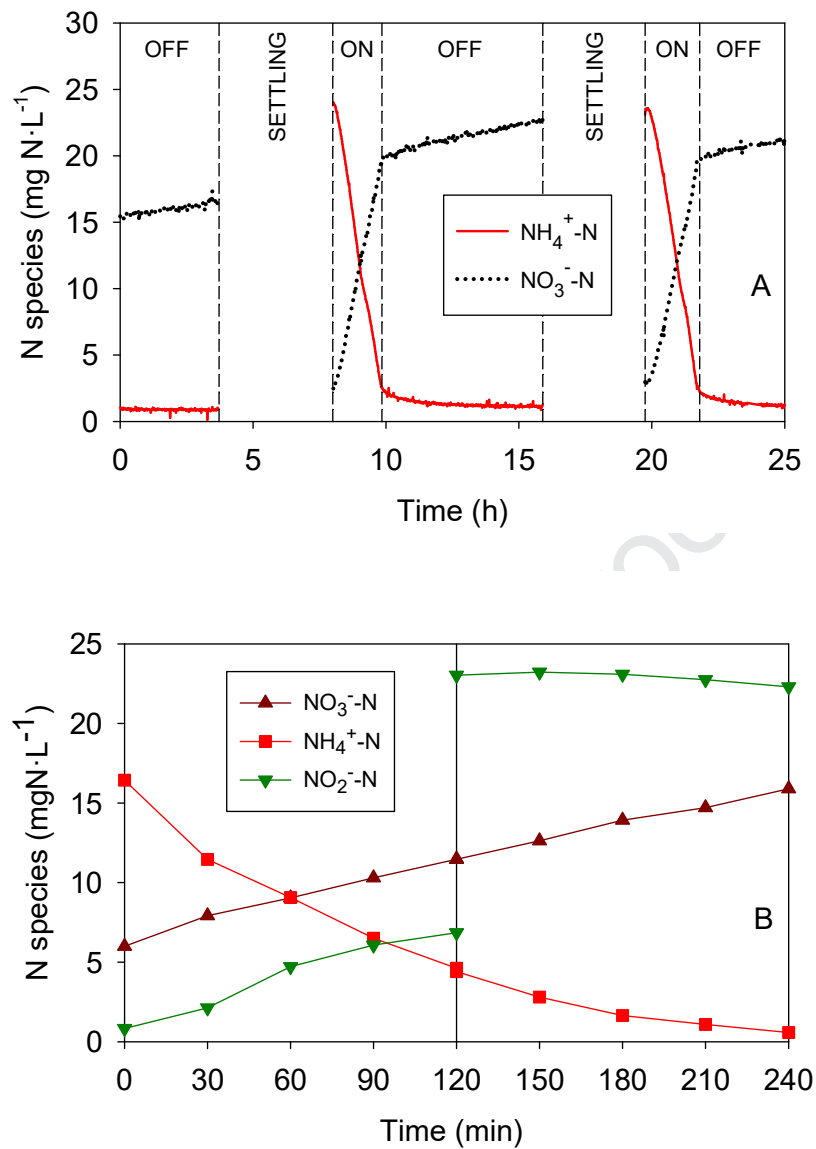


Figure 5. A) Example of on-line ammonium and nitrate measurements in R2-AUT during some cycles on day 365 of operation, two days after implementing the aeration length control. The DO control loop was activated during the ON periods.

B) Batch experiment for evaluating the decrease of NOB activity, performed with biomass obtained from R2-AUT on day 378 of operation.

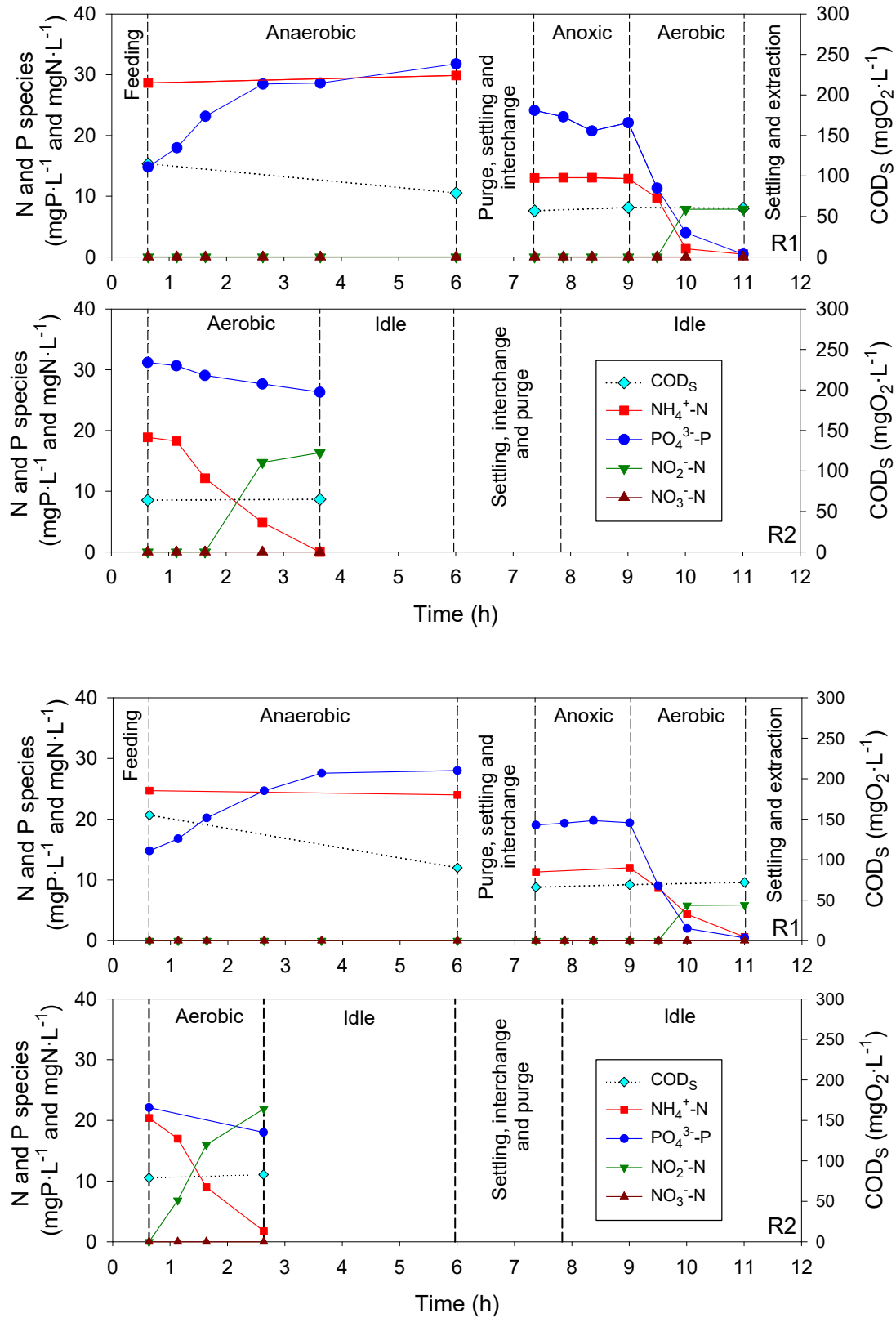


Figure 6. Example of two SCEPPHAR pilot-plant cycles (days 410 and 439) with N-removal via nitrite.

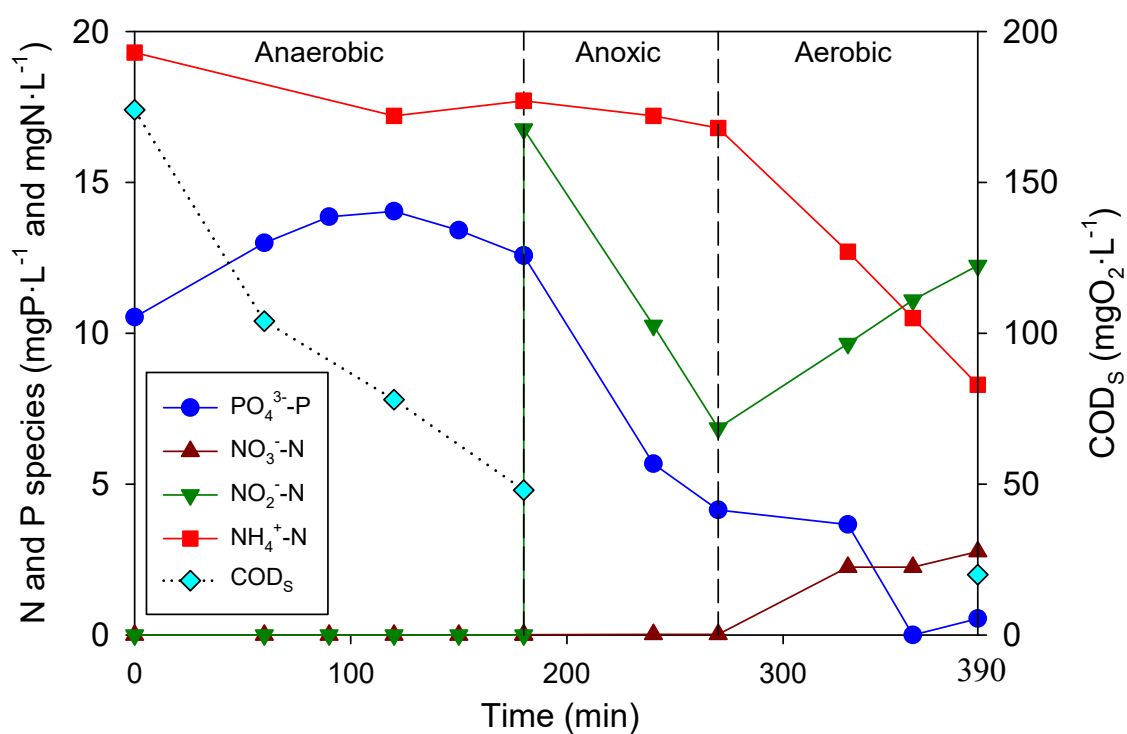


Figure 7. Batch experiment with nitrite as electron acceptor under anoxic conditions, performed on day 419 of operation with biomass obtained from R1-HET.

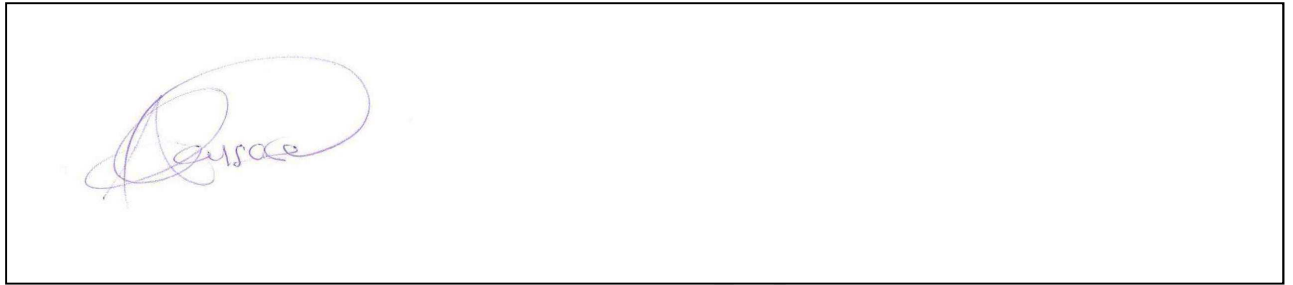
HIGHLIGHTS

- Successful long-term operation of the mainstream SCEPPHAR at demo scale (7.8 m³)
- Including nitrite shortcut did not affect the C, N and P removal efficiencies
- Avg 45% of the P in the influent was recovered as struvite (peak value of 63%).
- The highest PHA percentage in the biomass was 9.2% with extra VFA dosage

Declaration of interests

☒ The authors declare that they have no known competing financial interests or personal relationships that could have appeared to influence the work reported in this paper.

☐ The authors declare the following financial interests/personal relationships which may be considered as potential competing interests:

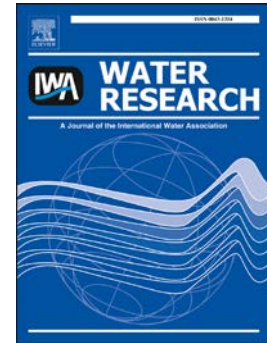


外文翻译译文

期刊预校样

在主流废水处理工艺中对磷回收、聚羟基链烷酸酯生产和短程脱氮的综合评估

Oriol Larriba, Eric Rovira, Zivko Juznic-Zonta, Albert Guisasola, Juan Antonio Baeza



PII: S0043-1354 (20) 30010-5

DOI: <https://doi.org/10.1016/j.watres.2020.115474>

参考: WR 115474

出版方: WATER RESEARCH

接收日期: 2019 年 8 月 1 日

更新日期: 2020 年 1 月 3 日

接受日期: 2020 年 1 月 4 日

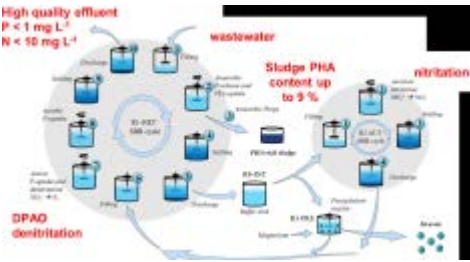
接受日期: 2020 年 1 月 4 日

请引用本文为: Larriba, O., Rovira, E., Juznic-Zonta, Z., Guisasola, A., Baeza, J.A., Evaluation of the integration of P recovery, polyhydroxyalkanoate production and short cut nitrogen removal in a mainstream wastewater treatment process, Water Research (2020), doi: <https://doi.org/10.1016/j.watres.2020.115474>。

这是文章的 PDF 文件，该文件在接受后进行了增强，例如添加了封面和元数据，并设置了可读性格式，但它不是记录的确切版本。该版本将以最终形式发布之前，将进行其他复制编辑、排版和审阅，但我们提供此版本是为了使本文尽早可见。请注意，在生产过程中，可能会发现可能影响内容以及的错误，并且适用于该期刊的所有法律免责声明均适用。

©2020 由 Elsevier Ltd. 出版

1 主流 SCEPPHAR



2

3

4 在主流废水处理工艺中对磷回收、聚羟基链烷酸酯生产

5 和短程脱氮的综合评估

6
7 奥利奥·拉瑞巴、埃里克·罗维拉、齐夫科·朱兹尼奇·宗塔、阿尔伯特·吉萨索拉
8 *和胡安·A

9
10
11 热那亚化学，生物与环境工程系，工程学院，巴塞罗那自治大学，08193，贝拉泰拉
12 （巴塞罗那），西班牙。

13 电子邮件: Oriol.Larriba@uab.cat, Eric.Rovira@uab.cat, Zivko.JuznicZonta@uab.cat,
14 Albert.Guisasola@uab.cat, JuanAntonio.Baeza@uab.cat

15
16
17 通讯作者:

18 Albert Guisasola i Canudas

19 电话: +34 93 581 1879

20 电子邮件: albert.guisasola@uab.cat

摘 要

如今，废水处理系统正在演变成从废水中回收能源和资源的系统。本文展示了一个示范规模的中试工厂（7.8 立方米）的长期运行，该工厂具有一种基于两个顺序分批反应器（R1-HET 和 R2-AUT）的新型配制，这种配制被称为主流 SCEPPHAR（短程强化的磷和聚羟基脂肪酸酯（PHA）的回收）。这是首次报道关于在相关操作条件下联动整合快速硝化、P 回收和 PHA 含量高于传统活性污泥的污泥生产的示范规模的实现。在完全硝化模式下，一个运行周期取得了对全部的 N、P 和 COD_T 的成功去除功效（ $86 \pm 12\%$ ， $93 \pm 9\%$ 和 $79 \pm 6\%$ ）。在接下来的周期，通过使用铵盐测量对 R2-AUT 中的好氧阶段用时进行自动控制并在较短的污泥龄下运行，实现短程亚硝酸盐（利用亚硝酸盐氧化菌不可检测的活性）。这获得了与整个硝化期相似的 N、P 和 COD_T 去除效率。从 R1-HET 厌氧上清液中回收 P 是通过在单独的沉淀器中通过提高 pH 值和添加 MgCl_2 来实现的，以鸟粪石沉淀的形式平均回收支流进水中 P 的 45%，峰值可达其 63%。这些值远高于侧流 P 回收率的典型值（12%）。关于 PHA，在生物质中获得的百分比为 6.9-9.2%（ $\text{gPHA} \cdot \text{g}^{-1}\text{TSS}$ ）。

关键词：EBPR；亚硝酸盐；聚羟基链烷酸酯（PHA）；鸟粪石；回收

缩 写 词

AOB	ammonia oxidising bacteria	氨氧化细菌
A ² /O	anaerobic / anoxic / oxic WWTP configuration	厌氧/缺氧/有氧污水处理厂配置
b _{AOB}	apparent decay rate of AOB	AOB 的表观衰减率
BCFS	biological-chemical phosphorus and nitrogen removal process	生物化学除磷脱氮工艺
BMP	biomethane potential	生物甲烷势
b _{NOB}	apparent decay rate of NOB	NOB 的表观衰减率
BOD	biochemical oxygen demand	生化需氧量
CAPEX	capital expenditures	资本支出
COD	chemical oxygen demand	化学需氧量
COD _{CON}	COD consumption in the anaerobic phase for PAO	PAO 在厌氧阶段的 COD 消耗量
CODS	soluble COD	可溶性 COD
CODT	total COD	总化学需氧量
DO	dissolved oxygen	溶解氧
DPAO	denitrifying PAO	反硝化聚磷菌
EBPR	enhanced biological phosphorus removal	强化生物除磷
FNA	free nitrous acid	游离亚硝酸
GC	gas chromatography	气相色谱法
HRT	hydraulic residence time	水力停留时间
IRR	internal rate of return	内部收益率
ISE	ion-selective-electrode	离子选择性电极
N/D	nitrification/denitrification	硝化/反硝化
NOB	nitrite oxidising bacteria	亚硝酸盐氧化菌
OPEX	operational expenditures	业务费用
PAO	polyphosphate accumulating organisms	聚磷菌
PHA	polyhydroxyalkanoate	聚羟基脂肪酸酯
PHB	polyhydroxybutyrate	聚羟基丁酸酯
PHV	polyhydroxyvalerate	聚羟基戊酸
PH2MV	polyhydroxy-2-methylvalerate	聚羟基-2-甲基戊酸酯
Poly-P	polyphosphate	聚磷酸盐
PREL	phosphorus release during the anaerobic phase for PAO	PAO 厌氧阶段期间的磷释放量
P/C	P-release/C-consumption ratio under anaerobic conditions for PAO	PAO 在厌氧条件下磷释放量与碳消耗量比
rbCOD	readily biodegradable COD	易生物降解 COD
R1-HET	First SBR of the pilot plant, where mostly heterotrophic processes occur	中试工厂的第一个 SBR, 主要发生异养过程

R2-AUT	Second SBR of the pilot plant, where mostly autotrophic processes occur	中试工厂的第二个 SBR, 主要发生自养过程
R3-PRE	Pilot plant reactor for struvite precipitation	鸟粪石沉淀的中试反应堆
R4-INT	Pilot plant vessel for supernatant exchange between R1-HET and R2-AUT	在 R1-HET 和 R2-AUT 间用于上清液交换的中试容器
SBR	sequencing batch reactor	序批式反应器
SCEPPHAR	Shortcut enhanced phosphorus and polyhydroxyalkanoate recovery	短程强化的磷和聚羟基脂肪酸酯的回收
SRT	sludge retention time	污泥停留时间
TSS	total suspended solids	总悬浮固体
UCT	University of Cape Town WWTP configuration	开普敦大学污水处理厂配置
V	volume	体积
VER	volume exchange ratio	容积交换率
VFA	volatile fatty acids	挥发性脂肪酸
VSS	volatile suspended solids	挥发性悬浮物
WRRF	water resource recovery facility	水资源回收设施
WWTP	wastewater treatment plant	污水处理厂
μ_{AOB}	apparent growth rate of AOB	AOB 的表观增长率
μ_{NOB}	apparent growth rate of NOB	NOB 的表观增长率

1 绪论

最近，水务部门已从废水处理模式转变为资源回收模式。因此，污水处理厂（WWTP）如今被称为水资源回收设施（WRRF）。这些设施的主要目标是一步超越废水处理范围，涉及到从废水中回收能源（例如沼气、生物甲烷或氢气）或水和物质资源（例如基于 N、P 的肥料、生物塑料或纤维素）。在这种情况下，最近提出了新颖的 WRRF 配置。

在该范式转变中，磷是理想候选元素，因为对我们的社会而言，磷在生产化肥进而确保食物供应方面至关重要。然而，磷的主要来源磷酸盐岩相对于其形成而言显示出更快的使用速度，这就是为什么可以将其视为不可再生来源的原因，根据所采取的假设，预计该来源将在接下来的 50 至 300 年中被消耗掉（Ahmed 等，2015；Cieřlik 和 Konieczka，2017；Cordell 等，2011；Therégowda 等，2019）。据估计，每年 300 万吨 P（占全球 P 需求的 15-20%）通过地球上的废水处理被消耗，因此，实施有效的 P 回收策略将减轻对磷矿的依赖（Mayer 等，2016 年）。

强化生物除磷（EBPR）是基于聚磷菌（PAO）中微生物群落的富集，当被交替暴露于厌氧/好氧（或缺氧）环境时，富集群落的代谢能力能够以聚磷酸盐（Poly-P）的形式在细胞内累积 P。PAO 中能够在硝酸盐/亚硝酸盐作为电子受体的缺氧条件下积累 P 的部分称为反硝化聚磷菌（DPAO）。因此，当污泥具有最大量的 Poly-P 积累时，流体 P 积累在好氧阶段结束后被移除的生物质中。净化具有高 P 含量的生物质可能会有一些实际的缺陷，因为当对含有生物 P 的污泥进行厌氧消化时，会产生不希望得到的鸟粪石沉淀，从而堵塞泵和管道。减少进入厌氧消化池的磷（例如实施磷回收）将限制这种不受控制的沉淀程度。实际上，鸟粪石的回收不仅对 WRRF 具有商业价值，而且对减少管道堵塞、污泥产量、氯化铁用量以及工厂的运营维护成本都有很多好处（Lizarralde 等，2019）。然而，从厌氧消化物中回收磷的效率仅约为进入进水中磷的 12%（Remy 和 Jossa，2015），因此必须找到替代方法以实现更高的磷回收率。

基于 EBPA 活动的主流 P 回收的实现是一种既增加 P 回收量又避免不希望得到的鸟粪石沉淀的可选择方案。一些学者已经表明，从 EBPR 系统厌氧阶段大量提取 P 可以得到长期维持，而不对 PAO 活性产生任何有害影响（Guisasola 等，2019）。例如，BCFS®过程（生物化学中磷和氮的去除）（Meijer 等，2001；van Loosdrecht 等，1998）或其他报告（Baeza 等，2017；Kodera 等，2013；Shi 等，2012；Valverde-Pérez

等, 2015)。这些工作的普遍结论是, 在良好控制的条件下, 厌氧阶段结束时可回收量高达进水 P 含量的 60%。

上清液的厌氧提取可以在资源回收方面带来另一个优势, 因为它为 EBPR 污泥的厌氧净化打开了大门。PAO 在厌氧条件下从吸收的挥发性脂肪酸 (VFA) 中积累聚羟基脂肪酸酯 (PHA)。在有氧/缺氧条件下, 所积累的 PHA 可用作此后阶段的能源和碳源。厌氧阶段结束时的吹扫产生整个操作中最高 PHA 含量的生物量, 而传统的好氧吹扫引发较低 PHA 含量的一次吹扫。富含 PHA 的污泥具有两个潜在的优势: 1) 提取后其可用作生物塑料生产的前体; 2) 如果被送入厌氧消化池, 由于 PHA 含量较高, 该污泥的甲烷潜在生产量更高 (Chan 等, 2020; Huda 等, 2016; Wang 等, 2016)。

关于脱氮, 据报道, 亚硝酸盐途径, 即先进行硝化 ($\text{NH}_4^+ \rightarrow \text{NO}_2^-$) 再进行反硝化 ($\text{NO}_2^- \rightarrow \text{N}_2$) (Türkand Mavinic, 1987), 比传统的硝化和反硝化工艺 (Türk 和 Mavinic, 1987) 具有优势: 1) 氮氧化耗氧量降低 25%, 从而降低曝气成本并降低污水处理厂碳足迹; 2) 反硝化的 COD 需求降低 40%; 3) 加快反硝化速率 (1.5 至 2 倍), 需要的缺氧池可以更小。亚硝酸盐途径已经在低浓度城市废水中得到报道 (Guo 等人, 2009; Ma 等, 2009; Yang 等, 2007), 并且还与 EBPR 结合 (Marcelino 等, 2011)。此外, 亚硝酸盐也被报道为 DPAO 的良好电子受体 (Tayé 等, 2013)。

硝化, 亚硝酸盐途径的第一步, 是通过创造条件将亚硝酸盐氧化菌 (NOB) 从系统中消除, 从而保留氨氧化菌 (AOB)。从数学上讲, 为了在保留 AOB 的同时消除 NOB, 应满足方程式 (1):

$$\mu_{\text{NOB}} - b_{\text{NOB}} < \text{SRT}^{-1} < \mu_{\text{AOB}} - b_{\text{AOB}}$$

其中 μ_{NOB} 和 μ_{AOB} 分别为 NOB 和 AOB 的表观生长速率, b_{NOB} 和 b_{AOB} 为对应的表观衰减速率, SRT 为污泥停留时间。亚硝酸盐途径得以实现的大多数策略涉及操纵 μ_{NOB} 和 μ_{AOB} , 以便满足等式 (1)。在大多数情况下, 不可避免地要降低 μ_{NOB} 和 μ_{AOB} , 但会导致 μ_{NOB} 的降低更强烈。

文献中报道的获得 NOB 清除的常见策略是降低溶解氧 (DO) 设定值 (Aslan 等, 2009; Blackburne 等, 2008; Jiang 等, 2019; Jianlong and Ning, 2004; Pollice 等, 2002), 因为人们普遍认为 AOB 比 NOB 对氧具有更高的亲和力。在低 DO 值下运行的缺点是可能会产生更高的 N_2O 排放 (Massara 等, 2018, 2017)。

因此, 本文提出了一种新的 WRRF 结构, 称为主流 SCEPPHAR (短程强化的磷和聚羟基脂肪酸酯的回收), 这是智能工厂项目 (www.SMART-Plant.eu) 中涉及的

新技术之一。整个智能工厂项目旨在证明在示范性中试规模下的新型废水处理技术向循环经济情景发展的可行性，既用于废水处理，又用于资源回收。

SCEPPHAR 配置重新设计了 Marcelino (2011 年) 等提出的两种污泥系统，包括主流资源回收 (鸟粪石和富含 PHA 的污泥)。该系统基于两个序批式反应器 (SBR)：一个主要是异养性 (R1-HET)，在交替的厌氧/缺氧/好氧条件下进行 EBPR；另一个主要是自养性 (R2-AUT)，负责将氨氧化为亚硝酸盐 (完全亚硝化)。

本文对在相关环境条件下处理城市污水处理厂实际废水的示范规模主流 SCEPPHAR 中试工厂的长期运行进行了关键评估，显示了这种新颖配置的资源回收潜力。据我们所知，这是文献中第一篇关于在示范规模和相关操作条件下整合亚硝酸盐途径主流配置、磷回收和生产 PHA 含量增加的污泥的报告。

2 材料和方法

2.1 SCEPPHAR 中试工厂配置

该演示规模的中试工厂位于曼雷萨市市政污水处理厂 (西班牙巴塞罗那)。图 1 显示了中试工厂的流程图，其中包括：i) 用于异养过程的 R1-HET 厌氧/缺氧/好氧序批式反应器 ($V=2500\text{L}$)；ii) 用于自养硝化的 R2-AUT 好氧序批式反应器 ($V=2500\text{L}$)；iii) 用于鸟粪石沉淀的 R3-PRE 反应器 ($V=150\text{L}$)；iv) 用于在 R1-HET 和 R2-AUT 之间交换上清液的 R4-INT 容器 ($V=2500\text{L}$)。该中试工厂以 70% 的体积交换率 (VER) 运行，即每个循环处理 1750L 废水。表 1 总结了报告的三个时期：启动，完全硝化和亚硝酸盐途径的主要运行参数。计算水力停留时间 (HRT) 时要同时考虑 R1-HET 和 R2-AUT 的体积，并且还包括为每个反应堆固定的独立 SRT。

向 R1-HET 和 R2-AUT 注入来自 Manresa 污水处理厂 (进行消化/反硝化而不进行强化生物除磷的缺氧/好氧配制) 活性污泥中的污泥，并对 R1-HET 利用来自强化生物除磷中试工厂的富含 PAO 的污泥加以生物强化 (ReyMartínez 等, 2019)。所用的废水是 Manresa 污水处理厂初沉池的出水，其平均成分如表 2 所示。

每一次循环都按照下列的运转顺序：该过程从进水流入 R1-HET 开始；然后进入厌氧阶段，PAO 摄取有机质，释放 P，积累 PHA；进行厌氧吹扫，沉淀后，将富含磷酸盐和氨的反应器上清液送至 R4-INT；然后，将 R4-INT 中的 150L 送至 R3-PRE，得到鸟粪石的磷沉淀；R4-INT 容量的其余部分被转运至 R2-AUT，将氨氧化为硝酸盐或亚硝酸盐 (取决于时间)；在 R2-AUT 经过沉淀后，上清液重回 R1-HET 进行好氧阶段；在此 R1-HET 阶段期间，反硝化聚磷菌 (DPAO) 以亚硝酸盐/硝酸盐作为电

子受体进行磷吸收；最后，需要一个好氧阶段来完成磷吸收。沉淀后，上清液被排放到废水中，循环再次开始。表 3 详细说明了以 12 小时为周期运行时中试工厂的完整顺序，而补充信息（表 S1）报告了在第一阶段期间使用的 8 小时周期。

2.2 中试工厂监控系统

R1-HET、R2-AUT 和 R4-INT 对液位进行了在线监测（Endress-Hauser），这对反应器间交换步骤的自动化至关重要。用 DO（Hach Lange），温度（Pt1000, Axiomatic），pH 和氧化还原电位（Hach Lange）监控 R1-HET 和 R2-AUT。R2-AUT 还具有在线氨/硝酸盐离子选择电极（ISE）（Hach Lange），用于自动控制曝气阶段的长度。用 pH 传感器（Hach Lange）监测 R3-PRE。用气体转子流量计（Iberfluid）监测反应容器的通气流量。在反应阶段搅拌 R1-HET，R2-AUT 和 R3-PRE（Milton Roy 混合）。离心泵（Grundfos）用于水交换，定量泵（Seko）用于污泥净化以及镁和乙酸的添加。所有机械设备和监视系统都通过数据采集系统（PCI-1711 I / O 卡，Advantech）连接到工业计算机（PPC-3170，Advantech）。由研究小组开发的 Addcontrol 软件用于自动化所有操作，监视和控制。通过电动控制阀（3241/3374 型，Samson 仪器）控制曝气流量，根据溶解氧测量值和控制系统中编程的比例积分算法控制溶解氧。R1-HET 和 R2-AUT 需氧阶段的 DO 设定值始终保持在 $3\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ 。

2.3 化学分析

在分析之前，所有用于测定可溶性化合物的样品均用 $0.22\mu\text{m}$ 的过滤器（密理博）过滤。以钒钼酸盐黄法样品为基础，用磷酸盐分析仪（115vac PHOSPHAX sc，Hach Lange）测定磷。基于氨的电位测定法，使用铵分析仪（AMTAX sc，Hach Lange）分析铵氮。亚硝酸盐和硝酸盐通过离子色谱法（DIONEX ICS-2000）进行分析。

根据标准方法（APHA，1995）分析混合液中的挥发性悬浮固体（VSS）和总悬浮固体（TSS）。使用 Lovibond 试剂盒（COD Vario Tube Test LR 和 COD Vario Tube Test MR）和 MD100 Lovibond 分光光度计分析了 COD。使用通过 $0.22\mu\text{m}$ 过滤器过滤的样品测量可溶性 COD（ COD_s ），而总 COD（ COD_T ）不能被过滤。生物质中 PHA 含量的测量如下：向每个样品中添加 0.6 mL 甲醛以终止生物反应，然后将样品冻干。根据 Werker 等的方法，使用己烷和丁醇从冻干样品中提取 PHA（2008）。随后，如 Montiel-Jarillo 等所述，用气相色谱法 GC（Agilent Technologies 7820A）测定 PHA（2017）。所使用的标准是 3-羟基丁酸和 3-羟基戊酸共聚物用于聚羟基丁酸酯（PHB）和聚羟基戊酸酯（PHV）的标准物质，2-羟基己酸作为聚羟基-2-甲基戊酸酯（PH2MV）

的标准物质。

2.4 批量试验

2.4.1 取样和监测

在一个循环结束时,将所有批处理实验中使用的生物质从中试工厂中撤出。然后,将生物质用自来水洗涤三遍,并在磁力搅拌和通气下放置过夜,以便消耗剩余的 COD 并在实验开始时达到内源条件。

批量实验是在一个具有在线 pH, DO 和温度监控功能的 2L 容器中进行的 (Guisasola 等, 2007)。将 pH (Sentix 81, WTW) 和 DO (Cellox 325, WTW) 探针连接到一台多参数设备 (INOLAB 3, WTW), 该设备又通过 RS232 连接到一台具有在 Visual Basic 中开发的自己的数据采集软件的计算机。

在每次实验中,每 30 分钟抽取 40 毫升样品进行分析测试。这些样品用离心机 (Beckman Coulter, Avanti J-20 XP) 处理,并通过 0.22 μ m 孔径过滤器 (Millipore) 过滤。

2.4.2 PAO/DPAO 活性批量实验

PAO/DPAO 活性测试包括模仿 R1-HET 循环的三个连续阶段:厌氧阶段(180 分钟),然后是缺氧阶段(60 分钟)和最终的好氧阶段(120 分钟)。通过喷入氮气来营造第一次厌氧相。在实验开始时,添加一定量的养分,使其浓度为:磷 10mgPO₄³⁻-P · L⁻¹ (KH₂PO₄), 乙酸 150mg · L⁻¹ 和铵 20mgNH₄⁺-N · L⁻¹ (NH₄Cl)。缺氧条件是通过在 180 分钟的时间添加单剂量的亚硝酸盐或硝酸盐营造,使其浓度为:亚硝酸盐 15mgNO₂⁻-N · L⁻¹ (NaNO₂) 或硝酸盐 15mgNO₃⁻-N · L⁻¹ (NaNO₃)。添加的亚硝酸盐/硝酸盐相当于在中试工厂的 R2-AUT 的硝化阶段中被氧化的铵。最后,好氧阶段通过喷射空气来实现,将 DO 维持在 2-5mg · L⁻¹ 之间。

2.4.3 硝化活性实验

硝化活性测试包括两个有氧阶段,每个阶段为 120 分钟,DO 在 2-5mg · L⁻¹ 之间。在实验开始时,添加铵 (NH₄Cl), 以便获得 15mgNH₄⁺-N · L⁻¹ 的初始浓度。如果需要,计划使用一定量的亚硝酸盐 (NaNO₂) 进行第二个好氧阶段。

2.5 计算

研究变量中,所观察的生产率和消耗率计算如下:

$$\text{生产或消费率} = \frac{\Delta C}{t_f - t_0} \quad (1)$$

$$\text{特定的生产或消费率} = \frac{\frac{\Delta C}{t_f - t_0}}{VSS} \quad (2)$$

其中, Δc 是该阶段的起点和终点之间的浓度差, 单位 $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$; t_0 和 t_f 分别是最初时间和最终时间, 单位 min ; VSS 浓度单位为 $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 。

此外, 计算厌氧阶段期间聚磷菌磷释放量与碳消耗量的比值 P/C 作为聚磷菌活性指标:

$$P/C \left(\frac{\text{molP}}{\text{molC}} \right) = \frac{\frac{P_{REL}}{M_P}}{\frac{COD_{CON}}{32}} \quad (3)$$

其中, P_{REL} 是厌氧阶段期间的磷释放量, 以 $\text{PO}_4^{3-}\text{-P} \cdot \text{L}^{-1}$; M_P 是磷原子的分子质量 (30.97g/mol), COD_{CON} 是厌氧阶段的 COD 消耗量, 以 $\text{mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$ 为单位; 32 是乙酸盐的系数 ($\text{gO}_2 / \text{C mol}$)。

总氮去除量可以通过进水中的铵减去出水中测得的铵、亚硝酸盐和硝酸盐等氮物种的总和计算。

2.6 经济评估

这里评估了主流 SCEPPHAR 配置的经济可行性, 并将其与传统的 A^2/O 配置进行了 30 年时间跨度的比较。详细的方法和结果可以在补充信息中找到。主要的设计假设是: i) SCEPPHAR 工厂不需要初沉池和二沉池, 而 A^2/O 工厂则需要它们; ii) 需要三个独立的 SCEPPHAR 生产线以确保持续运作和维持简便; iii) 所有生产线只需购买一个仓库备用设备 (即风机和泵) 作为备用。收入来自电力的净生产 (即沼气) 和废水处理费。与其他成本相比, 与鸟粪石相关的现金流微不足道。由于 PHA 含量低, PHA 的回收收入被排除在外, 但还要考虑到污泥中 PHA 的浓度所导致沼气产量的增加。由于生化需氧量 (BOD) 含量被认为足以促进氮和磷的去除, 因此未考虑外部碳的添加。

3 结果

3.1 时段 I: 启动期间的初步结果和操作变更

在第一次启动中 (时段 I), 系统运行了三个月以上, 每次循环配置 8 小时 (表 S1)。由于 R2-AUT 富含硝化生物, 因此氨被完全氧化。但是, 未检测到 EBPR 活性, 表明 R1-HET 中不存在 PAO。进水中的低 COD ($150 \pm 40 \text{mgCOD} \cdot \text{L}^{-1}$) 是实施 EBPR 的明显瓶颈。此外, R1-HET 中的特定批量测试表明, 在厌氧阶段 COD 几乎保持恒定, 并且未检测到 VFA, 这表明除了 COD 含量低之外, 还没有 COD 发酵成 VFA 的

现象。为了强化发酵并提高 PAO 的 VFA 利用率,使用表 3 中的配置将厌氧相从 3 小时增加到 6 小时,整个循环长度从 8 小时延长到 12 小时。在延长周期数周后,PAO 活性仍然很低。最后,决定在厌氧阶段开始时添加外部碳源(乙酸,附加浓度为 $100\text{mg COD}\cdot\text{L}^{-1}$)。图 S1 比较了在两个不同循环中不添加和添加 VFA 时获得的厌氧 P 释放示例。

考虑到所用废水的低 COD 可用性和时段 I 的结果,从那时起,SCEPPHAR 中试工厂开始运行,循环配置为 12 小时,并自动添加醋酸(在 R1-HET 厌氧阶段开始时将 COD 浓度增加 $100\text{mg COD}\cdot\text{L}^{-1}$)。操作变更后,R1-HET 逐渐富集 PAO,EBPR 活性增加,促进了 P、N 的稳定良好去除。

3.2 时段 II: 完全硝化条件下 SCEPPHAR 中试工厂的稳定运行

本节报告了中试工厂在完全硝化模式下运行并具有良好的 PAO 活性时时段 II 长期监测期间得到的结果。图 2 显示了 PAO 活性增强后中试装置的铵、磷和 CODs 输入/输出曲线,表 4 显示了平均固体浓度。在 0-175 天内,出水中 P 始终低于排放限值,平均值为 $0.2\pm 0.1\text{mg PO}_4^{3-}\cdot\text{P}\cdot\text{L}^{-1}$ 。氨氮氧化基本完成,平均出水浓度为 $1.9\pm 2.5\text{mg NH}_4^+\cdot\text{N}\cdot\text{L}^{-1}$ 。出水中亚硝酸盐、硝酸盐和总氮的平均浓度分别为 $0.5\pm 1.2\text{mg NO}_2^-\cdot\text{N}\cdot\text{L}^{-1}$ 、 $3.7\pm 0.9\text{mg NO}_3^-\cdot\text{N}\cdot\text{L}^{-1}$ 和 $5.2\pm 3.6\text{mg TN}\cdot\text{L}^{-1}$ 。因此,中试工厂正在实现其主要目标,即达到 Manresa 污水处理厂的法定排放限值($\text{P}<1\text{mg P}\cdot\text{L}^{-1}$ 、 $\text{NH}_4^+\cdot\text{N}<4\text{mg N}\cdot\text{L}^{-1}$ 和 $\text{TN}<10\text{mg N}\cdot\text{L}^{-1}$) (欧洲经济共同体理事会,1991 年)。在阶段 II 中,总氮,磷和 COD_T 的去除效率分别为 $86\pm 12\%$, $93\pm 9\%$ 和 $79\pm 6\%$ 。由于温度显著下降(图 S2)以及 R2-AUT 中的曝气阶段限制为 3 小时,氨氧化开始在 180 天开始减少。

关于 CODs,图 2C 显示出低进水浓度和高变化性($136\pm 39\text{CODs}\cdot\text{L}^{-1}$),出水浓度值为 $31\pm 14\text{mg CODs}\cdot\text{L}^{-1}$,去除率超过 75%。通过添加 $100\text{mg COD}\cdot\text{L}^{-1}$ 乙酸可以缓解废水中 COD 的缺乏。在某些循环(180-195 天)中,泵故障导致没有额外的 VFA 并导致 P 去除率较低,从而证实了这样添加的必要性。

图 3 展示了一个循环运行的示例,该示例在系统运行的第 139 天处于完全硝化的稳定运转状态。循环开始于 1750L 废水的进料(图 1 中 R1-HET 的步骤 1)。本循环污水进料含 $3.8\text{mg PO}_4^{3-}\cdot\text{P}\cdot\text{L}^{-1}$ 和 $31.3\text{mg NH}_4^+\cdot\text{N}\cdot\text{L}^{-1}$ 。考虑到进料前 R1-HET 中剩余混合液的浓度(反应器体积的 30%)以及与本循环结束时类似的可能浓度(约 $0\text{mg PO}_4^{3-}\cdot\text{P}\cdot\text{L}^{-1}$ 和 $0\text{mg NH}_4^+\cdot\text{N}\cdot\text{L}^{-1}$),投喂后 R1-HET 中的初始浓度本应为

2.7mgPO₄³⁻·P·L⁻¹ 和 21.8mgNH₄⁺·N·L⁻¹。首次测定 (t=0.633h) 表明, 理论铵浓度 (21.8mgNH₄⁺·N·L⁻¹) 与测定值 (22.8mgNH₄⁺·N·L⁻¹) 一致, 但与磷酸盐不一致。实验测量值为 13.2 而不是 2.7mgPO₄³⁻·P·L⁻¹。这种增加与投料时间 (38min) 有关: PAO 能释放与废水中可利用 VFA 摄取相关的 P。

在随后的厌氧阶段 (R1-HET 的第 2 步), P 浓度增加与 PAO 消耗的 VFA 有关, 在该阶段结束时达到 34.8mgPO₄³⁻·P·L⁻¹ (增加了初始废水浓度的 9.2 倍)。另一方面, 在该厌氧阶段, 铵浓度几乎保持恒定, 在该阶段结束时为 22.3mgNH₄⁺·N·L⁻¹。然后, 吹扫生物质 (步骤 3) 以将 SRT 保持在 10 天左右, 并关闭搅拌以进行生物质沉降。沉降后 (步骤 4), 将 R1-HET 的上清液 (容积的 70%) 转移到 R4-INT (步骤 5)。在随后的步骤 6 中, R1-HET 接收 R2-AUT (包含硝化后的前一个循环的水) 和 R3-PRE (150L) 的上清液。

在这种水交换之后, 由于 R1-HET (沉降后剩余 30%) 的含量被来自 R2-AUT 的铵浓度约为 0mgNH₄⁺·N·L⁻¹ 硝化水稀释, 缺氧阶段开始时的铵浓度 (图 3) 显著降低至 8.5mgNH₄⁺·N·L⁻¹。由于三个不同过程的附加作用, 磷酸盐也降低至 27.1mgPO₄³⁻·P·L⁻¹: i) R3-PRE 中鸟粪石沉淀, 降低了该反应器上清液中磷酸盐的浓度; ii) R2-AUT 中出现一些磷吸收; iii) 从 R2-AUT 填充 R1-HET 期间的 DPAO 活性, 因为这种交换水中的硝酸盐含量可以用作 P 摄取的电子受体。

在剩余的缺氧阶段 (步骤 7), 剩余的硝酸盐可以用作 DPAO 活性的电子受体。在所示的循环中, 亚硝酸盐/硝酸盐的初始浓度较低, 因为在先前的进料阶段几乎被耗尽, 因此缺氧阶段磷的摄取较低。关于其他监测变量, 铵浓度没有显著变化, 并且观察到轻微的 COD 消耗。最后, 在接下来的有氧阶段 (步骤 8) 中, P 摄取很快, 在该阶段结束时达到 0.06mgPO₄³⁻·P·L⁻¹。在此阶段结束时, 铵被完全氧化, 而 CODs 仅为 16 mgCOD·L⁻¹。最后, 停止曝气和搅拌以进行最后的沉降 (步骤 9) 和排放 (步骤 10), 在此可获得非常高质量的出水, 完全达到排放限值。

关于 R2-AUT, 它通过缓冲 R4-INT 接收 R1-HET 的厌氧上清液 (R2-AUT 的步骤 1)。设计好氧阶段 (步骤 2) 以将氨氧化为硝酸盐, 它实现了其目标, 在持续两个小时内将铵浓度从 17.3 减少到 0mgNH₄⁺·N·L⁻¹, 并将硝酸盐浓度增加到 17.6mgNO₃⁻·N·L⁻¹ (图 3)。R2-AUT 中其余的循环时间专门用于闲置, 沉降, 排放, 填充和吹扫 (步骤 3、4、1)。图 3 还揭示了 R2-AUT 中的一些 P 去除, 可能是由于该反应器中使用的好氧/延期闲置构型所致。在这种配置下, PAO 的存在是由于未充

气的延期闲置阶段充当了后厌氧区（Wang 等，2012）。

最后，R3-PRE 从 R4-INT 接收 150 L 厌氧上清液。该流的磷含量高于进水，铵含量与之相似。在该反应器中，通过空气喷射通常，在该阶段结束时，R3-PRE 中的 P 浓度降低约 65%-75%。该反应器的上清液在步骤 6 中也被送入 R1-HET（图 1）。

3.3 时段 III:在 SCEPPHAR 配置中实现亚硝酸盐短程

在进入快速脱氮之前，中试工厂因堵塞问题而停止维护，并更换了一些阀门和泵。因此，时段 III 从新接种后的第 275 天开始。该时段内磷酸盐和铵的输入/输出曲线如图 4 所示，平均固体浓度如表 4 所示，最后 R1 中的温度曲线如图 S3 所示。该工厂在第 341 天显示出完全的硝化作用，具有良好的营养去除性能。该系统的回收性能与时段 II 期间观察到的相似，排水低于排放限值。在第 362 天受到完全监控的循环如图 S4 所示。此批处理周期中的曲线也类似于在第 139 天获得的曲线（图 3）：在厌氧阶段仅观察到了较低的 P 释放活性。

一旦系统稳定（第 363 天），将进行两项操作更改以降低 R2-AUT 中的 NOB 活性：i）使用在线铵盐测量实时控制好氧阶段的长度；ii）在较低的污泥停留时间下操作。拟议的策略不需要在低 DO 值下运行即可实现硝化作用，因此，DO 设定值保持在 $3\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ ，避免较低 DO 下 N_2O 排放量的潜在增加（Massara 等，2018，2017）。

图 5A 显示了在实施有氧长度控制策略两天后的第 365 天，在 R2-AUT 的某些循环中监测到的铵和硝酸盐的一个示例。通过相同的在线传感器测量，有氧阶段期间的铵氧化与硝酸盐浓度的增加有关。当铵浓度降至 $3\text{mgNH}_4^+\cdot\text{N}\cdot\text{L}^{-1}$ 以下时，曝气和搅拌自动关闭。但是，在图 5A 所示的循环中并未停止搅拌，以获得监控变量中具有代表性的值。在非充气阶段，铵几乎保持恒定，可能与在线 ISE 分析仪的检测水平有关，而硝酸盐由于亚硝酸盐的氧化而略有增加，这可能是由于搅拌引起的氧气表面转移造成的。然而，在工厂的常规操作中未观察到该问题。

图 5B 展示了在实施控制策略 15 天后的第 378 天进行的一个批次实验。在实验的第一部分，铵被以 $5.7\text{mgNH}_4^+\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ 的速率氧化，亚硝酸盐以 $3.2\text{mgNO}_2^-\cdot\text{N}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ 的速率被积累，硝酸盐以 $2.7\text{mgNO}_3^-\cdot\text{N}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ 的速率产生。这些值表明 AOB 活性（铵的氧化）与 NOB 活性（硝酸盐产量）同步，导致了亚硝酸盐的积累。此外，在实验的第二部分中，在添加过量亚硝酸盐后，NOB 活性被略微降低到 $2.2\text{mgNO}_3^-\cdot\text{N}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ 而非增加。这表明 NOB 是限制性步骤，并且降低 NOB 活性的第一个作用是积极的。

在实施控制策略的一个月之后, NOB 活性是不可检测的, 并且有效获得了短程亚硝酸盐 SCEPPHA 构型。图 6 展示了在运行的第 410 天和第 439 天所得中试工厂循环的两个示例。在没有检测到硝酸盐且未将亚硝酸盐形成与氨氧化相匹配的情况下, R2-AUT 中的铵盐被完全氧化为亚硝酸盐。由于控制器自动适应其时间长短, 在第 439 天曝气阶段较短。图 S5 展示了在第 419 天对 R2-AUT 生物质进行批量试验的一个示例, 其中在 DO 为 1.2 和 $3\text{mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$ 的定位点处添加了高铵浓度。在任意 DO 定位点都没有观察到硝酸盐, 表明 NOB 活性不足。

回到图 6 的试验, R2-AUT 中富含亚硝酸盐的出水进入到 RI-HET 的缺氧阶段。正如在之前的循环中已经对亚硝酸盐所观察到的那样, 由于 28min 的进料时间足以用 DPAO 消耗可利用的亚硝酸盐, 以至于在缺氧阶段的第一份样本中未检出亚硝酸盐。由于亚硝酸盐的缺乏, 在缺氧阶段的剩余过程中, 无法观察到附加的以亚硝酸盐为基础的 DPAO 活性。然而, 正如在图 7 进行的特定批量试验中描述的那样, 亚硝酸盐 DPAO 非常活跃, 试验中观察到亚硝酸盐的还原速率为 $0.072\text{mgN-NO}_2^- \cdot \text{g}^{-1}\text{VSS} \cdot \text{min}^{-1}$ 。这种高的亚硝酸盐 DPAO 活性表明少量的 P 在 R1-HET 的缺氧进料阶段中被摄取。时期 III 中 SCEPPHAR 配制的最显著结果是通过亚硝酸盐脱氮的同时成功去磷。此外, 类似于时期 II, 在 R2-AUT 中观察到一些吸收磷, 这表明亚硝酸盐短程不影响在 R2-AUT 中潜在的 PAO 的存在。时期 III 期间的整体去除效率与时期 II 相似: 总氮为 $82 \pm 11\%$; P 为 $94 \pm 12\%$; COD_T 为 $80 \pm 7\%$ 。

本文所展现的四个循环中 R1-HET 和 R2-AUT 的主要数据如表 5 和表 6 所示。该方案在全硝化条件下可以得到传统 EBPR 过程 (即 COD 摄取和 P 释放) 的最大比值。然而, 在亚硝酸盐短程模式下, 尽管比值较低, 但 P 去除效率并不受影响。进水 COD 的属性是非常多样的: 从复杂的 COD 到挥发性脂肪酸。因此, 在厌氧条件下能够同时发生发酵和 COD 摄取。对于实际废水, P/C 值很高, 这可能是由于乙酸的修正。关于与氮相关的过程, 特定的铵氧化速率随时间增加, 而当应用亚硝酸盐短程时其会更高, 这可能也是由于使用的 SRT 较低 (5-7d) 导致较低的生物量浓度 (表 4)。在完整的硝化循环中, 硝酸盐相对于初始铵的比例接近于 1, 然而在亚硝酸盐短程所报道的两个循环中, 亚硝酸盐的比例与初始铵的比率接近于 1。

3.4 资源回收

主流 SCEPPHAR 配置的主要目的除了得到良好的排水质量外, 还要检查从污水中回收资源的可行性。关于以鸟粪石为形式的 P 的回收, 在 R3-PRE 中得到的典型值

展示了 65-90% 范围内的 P 沉淀取决于特定的循环和沉淀条件。在 1-1.5molMg²⁺ · mol⁻¹P 的范围添加镁：添加一定量的 Mg²⁺，但是在 R3-PRE 中沉淀阶段伊始的 P 浓度是多变的。由于与进水相关的厌氧阶段结束时得到的 P 的浓度增加，R3-PRE 中的 P 回收是可行的。R3-PRE 中 P 的平均浓度是进水浓度的 6.2±2.4 倍，在第 139 天的循环中最大增加 9.2 倍。根据以下注意事项，进水中平均 45% 的 P 可回收为鸟粪石：R3-PRE 初始 P 中的 70% 的典型沉淀，1750L 浓度为 4mgPO₄³⁻-P · L⁻¹ 的污水的进水和 150L 浓度为 30mgPO₄³⁻-P · L⁻¹ 的厌氧上清液流入 R3-PRE。考虑到最佳方案（第 139 天）时，上清液为 35mgPO₄³⁻-P · L⁻¹，进水量为 3.8mgPO₄³⁻-P · L⁻¹，沉淀率 80%，回收率提高到 63%。

在厌氧阶段结束时提取的生物质具有比有氧阶段结束时得到的典型吃扫更高的 PHA 含量。中试工厂的常规循环中的 PHA 分析表明，在厌氧阶段的开始和结束时，生物质（gPHA · g⁻¹TSS）中的 PHA 的比例分别为 3.1% 和 6.9%。使用过量 VFA 并过夜放置的批量试验将 PHA 含量从 0.7% 增加到 9.1%，这是用该污泥测量的最大值。在中试工厂的所有或部分循环中，增加过量的 VFA 会得到该值。

3.5 经济评估

本节报告经济评估的主要结果，这在补充信息中会有详细说明。SCEPPHAR 和 A²/O 的净现值分别估计为 58.20 和 63.40M€。考虑到废水费率为 0.73€/m³，SCEPPHAR 和 A²/O 的内部收益率（IRR）非常高：分别为 21% 和 29%。A²/O 工艺略微收入更好主要是因为：由于 SBR 操作的不可持续性，其资本支出（CAPEX）（15.9M€）相较于 SCEPPHAR(21.8M€)更低。SCEPPHAR 中缺少沉降器单元的成本优势被较高的总罐容积和混合单元所抵消。SCEPPHAR 的管道成本也更高，因为它的液体交换系统更加复杂。

SCEPPHAR 的业务费用（OPEX）略高，主要是由于与较高的 CAPEX 相关的维护成本较高。A²/O 和 SCEPPHAR 获得 IRR=4% 所需的废水关税分别为 0.27 和 0.31€/m³。因此，如果仅考虑来自沼气生产和鸟粪石的收入，则 SCEPPHAR 胜过传统的 A²/O。但是，SCEPPHAR 在废水处理费援助方面的差异仅比 A²/O 高出 15%。

4 讨论

4.1 SCEPPHAR 配置的 COD 需求

时期 III 期间，中试工厂对富含挥发性脂肪酸的废水（COD_T=338±81mgCOD · L⁻¹，COD_S=236±39mgCOD · L⁻¹，铵 40±11mgNH₄⁺-N · L⁻¹，磷 4.2±1.1mgPO₄³⁻-P · L⁻¹）

展示了良好的氮 ($94 \pm 12\%$)、磷 ($82 \pm 11\%$) 去除率。Metcalf 和 Eddy (Tchobanoglous 等, 2013) 建议针对同时去除 C, N 和 P (A^2/O 和 UCT) 的污水处理厂配置设计阈值比率: 易生物降解 COD (rbCOD) 含量为 $6.6 \text{grbCOD} \cdot \text{g}^{-1} \text{NO}_3^- \cdot \text{N}$ 和 $10 \text{grbCOD} \cdot \text{g}^{-1} \text{P}$ 。这些比率转化为本文中处理的废水, 导致需要 $306 \text{grbCOD} \cdot \text{L}^{-1}$ 。因此, 如果废水满足了 Metcalf 和 Eddy 的设计建议, SCEPPHAR 配置将无需在添加过量的 COD 就能处理废水。

正如本文研究的案例那样, 如果 COD 浓度太低, 将需要额外的挥发性脂肪酸。尽管产生的污泥量高度依赖于所使用的预处理, 但发酵过量污泥似乎是获得额外 VFA 的明显选择 (Longo 等, 2015; Luo 等, 2019)。对于 R1-HET 方案 (即 SRT 约 10d 且 $2.77 \text{gTSS} \cdot \text{L}^{-1}$), 固体产量将约为 $675 \text{gTSS} \cdot \text{d}^{-1}$ 。为了使日常 $3500 \text{L} \cdot \text{d}^{-1}$ 的浓度 $100 \text{mgCOD} \cdot \text{L}^{-1}$ 进水中增加挥发性脂肪酸, 则需要 $350 \text{gCOD} \cdot \text{d}^{-1}$ 。考虑到污泥中 $0.85 \text{gTVS} \cdot \text{g}^{-1} \text{TSS}$ 的比例, 通过使用文献中所报道的一种预处理方法, 实现 $0.61 \text{gCOD} \cdot \text{d}^{-1} \text{TVS}$ 的发酵产量获得定量的 COD (Luo 等, 2019)。还能够从初级污泥或者其他发酵的碳源 (如甘油的发酵) 中获得额外的 COD (Guerrero 等, 2015, 2012)。

4.2 亚硝酸盐短程的成功实施

有氧阶段长短实时控制与 SRT 减少的联动执行, 成功完成了短程脱氮的操作, 在时段 III 的运行过程中没有注意亚硝酸盐氧化菌的适应即维持了该操作。第一个策略的基本原理是, 如果在完全氨氧化附近停止曝气, 一些残留的亚硝酸盐应该由于缺乏曝气无法被 NOB 深度氧化而存在, 从而限制了它们的生长 (Fux 等, 2006; Guisasaol 等, 2010; Guo 等, 2009; Lemaire 等, 2020; Marcelino 等, 2011)。被削弱的 NOB 生长将会导致随后的循环中略微更低的亚硝酸盐氧化率。结果, 当氨氧化完成并且曝气阶段结束时, 亚硝酸盐的积累比前一个循环略微更高, 深度削弱了 NOB 的生长。在多次循环过程中, NOB 数量将会逐渐降低, 这将伴随着曝气阶段结束时亚硝酸盐积累的增加。氧气与亚硝酸盐的不平衡抑制了 NOB 的生长, 而由于直到铵被耗尽为止氧气才被提供, 所以这并不影响 AOB。此外, 当曝气结束而且亚硝酸盐被积累在本体液体中时, 它也可能导致短暂较高的游离亚硝酸 (FAN) 水平。尽管在不同的研究中所报道的对 AOB 和 NOB 其限制作用的 FAN 水平差异相当大, 但显然 AOB 通常比 NOB 对 FAN 能容忍的多 (Jubany 等, 2009b; Park 和 Bae, 2009)。总之, 当抑制曝气时, 设定的条件使得 μ_{NOB} 比 μ_{AOB} 降低更多, 从而有助于 NOB 活性的降低。如在方程 1 和上文解释的那样, 为了 NOB 消耗比其生长得快的, 只有与被选的适当的

SRT 组合起来, 该策略才能成功。(Guisasola 等, 2010; Jubany 等, 2009a, 2009b; Lemare 等, 2008; Marcelino 等, 2011)。

4.3 资源回收

从水资源回收设施中回收 P 的大多数可供替代的方案都是基于产生污泥 (Cieřlik 和 Konieczka, 2017 年; Egle 等, 2016 年; Mayer 等, 2016 年; Melia 等, 2017 年; Rittmann 等, 2011 年; Rotta 等, 2019 年)。如今, 最可接受的策略是, 从消化污泥的上清液中得到鸟粪石沉淀 ($\text{NH}_4\text{MgPO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$) (Jabr 等, 2019; Le Corre 等, 2009; Li 等, 2019; Rittmann 等, 2011)。

鸟粪石是一种含氮和镁的缓释速率肥料, 据报道是农业用途的一个很好的选择。由于磷酸盐和氨的浓度低, 在第三步中鸟粪石沉淀不是可行的选择。鸟粪石沉淀最合适的水流是厌氧消化的消化物, 因为其氨和磷酸盐的浓度很高。此外, 将 EBPR 集成到 WRRF 中后, 从消化液中以鸟粪石形式回收磷的效率更高, 因为进入厌氧消化的污泥中的 P 含量是 Poly-P 的 20 倍以上, 很容易在消化液中释放出来 (Münch 和 Barr, 2001; Shu 等, 2006)。

然而, 厌氧消化上清液中的鸟粪石沉淀可获得 12% 左右的磷回收率典型值 (Remy 和 Jossa, 2015 年), 而第 3.4 节中报告的磷回收率高达 45-63%, 这是 SCEPPHAR 主流的主要成果之一。

该配置的关键操作因素是获得高厌氧磷释放量, 因为它决定了可获得的最大资源回收率: R3-PRE 中可回收的磷量和污泥中 PHA 的占比。另一方面, 沉淀反应器不需要为处理所有流入的废水而设计, 因为在这种情况下, 处理的进水量不到 9% (反应器容积的 5.5%)。另一种可能是减少有沉淀产生的循环的次数: 可以计划在这个特定的循环中每天利用一些额外的 VFA 进行一次单独的回收。尽管在某些情况下它已引起 PAO 活动的一些不稳定, 但该策略已在文献中提出 (Kodera 等, 2013; Lv 等, 2014; Acevedo 等, 2015)。尽管如此, 在实验室规模下, 每个周期厌氧上清液提取量优化的长期操作已被证明是可行和稳定的 (Guisasola 等, 2019 年)。

关于 PHA, 本文中得到的在厌氧阶段结束时的 6.9% 或者在添加额外的 VFA 后的 9.1% 远低于通过侧流系统进料获得的 41% ($\text{gPHA} \cdot \text{g-1VSS}$), 该侧流系统以过剩的全尺寸活性污泥为进料, 并使用来自于工业或主要污泥来源发酵的 VFA 溶液适应节日/饥荒循环 (Werker 等, 2018)。然而, 考虑到每天生产的污泥量和中试工厂的 COD 负荷, 我们在生物质中占 6.9% 的 PHA 产量约为进口处最终以生产污泥中的 PHA 被

消耗的 COD 的 5%。乍一看, 这个结果似乎很低, 但它远远高于在生产 PHA 的支流系统中可获得的微不足道的产量。

如果在较低的 SRT 下运行 R1-HET, 甚至可以提高生物质中的 PHA 含量。如果维持足够的厌氧 VFA 吸收量, 则较低的 SRT 就会减少总生物量进而增加污泥中 PHA 的百分比。在以前的工作中 (Chan 等, 2020), 当 SRT 从 15 天减少到 5 天时, EBPR 生物量的 PHA 含量从 8% 增加到 18% ($\text{gPHA} \cdot \text{g}^{-1}\text{VSS}$)。这种更改可以轻松地在主流 SCEPPHAR 配置中实现, 因为它是一个双污泥系统, 允许两个 SRT 的独立优化。

为了阐明生物质中的实验 PHA 含量是否合理, 考虑了 PAO 的厌氧化学计量, 计算了添加了额外 VFA 的 PHA 产生量 (Smolders 等, 1994) ($1.33\text{molC-PHB} \cdot \text{mol}^{-1}\text{C-Acet} = 0.95\text{gPHB} \cdot \text{g}^{-1}\text{Acet}$)。典型的生物质浓度为 $2.7\text{gTSS} \cdot \text{L}^{-1}$ 的 R1-HET 入口处的乙酸 ($100\text{mgCOD} \cdot \text{L}^{-1}$) 会使生物质中 PHA 占比增加 2.5%。因此, 观察到的实验的 PHA 升高 (3.8%) 是合理的, 因为在厌氧阶段期间一些进口 COD 可以发酵成 VFA。在假设生物量浓度仅为 $1.4\text{gTSS} \cdot \text{L}^{-1}$ 的情况下, PHA 的增加为 4.8%, 这支持降低 SRT 的策略以增加 PHA 的占比。这些结果还表明, 鉴于获得具有显著 PHA 占比的生物质, 应提供或添加大量的 VFA。

尽管可以通过降低 SRT 或使用零散的 VFA 药剂来提高获得的实验 PHA 含量, 但其占比仍远低于对 PHA 聚合物进行经济下游回收的要求, 建议的最小值为 40% ($\text{gPHA} \cdot \text{g}^{-1}\text{VSS}$) (Werker 等, 2018)。然而, 清除具有高 PHA 含量的污泥也能够有益于提高沼气产量。几项研究报道了 PHA 含量较高的生物质的生物甲烷势 (BMP) 显著增加 (Guisasola 等, 2019; Huda 等, 2016; Wang 等, 2016)。Chan 等 (2020 年) 研究了在不同操作条件下 EBPR 污泥中 BMP 与 PHA 含量的关系, 得出线性相关性 $\text{BMP} (\text{mLCH}_4 \cdot \text{g}^{-1}\text{VSS}) = 240 + 15.3 \cdot \text{PHA} (\text{mmolC} \cdot \text{g}^{-1}\text{VSS})$ 。

他们表明, 可以将能回收甲烷的进水中的 COD 占比从 11% (SRT=15d, 并从好氧反应器中吹扫) 提高到 28% (SRT=5d, 并从厌氧反应器中吹扫)。此外, 由于 PHA 的生物降解性较高, 因此在测试的第一天就观察到了主要的 BMP 升高。因此, 消化具有高 PHA 含量的生物质将对 HRT 相对较低的厌氧消化池产生重大影响。

4.4 综合评估

本文报告了主流 SCEPPHAR 配置的主要优点: i) EBPR 可以与以鸟粪石为主要形式的高 P 回收相结合; ii) 产生的污泥比常规污泥含有更多的 PHA; iii) 可以通过短程亚硝酸盐脱氮; iv) 如果废水中有足够的 rbCOD 可利用, 则稳定获得了对 COD,

N 和 P 的较好去除。另一方面, 尽管这种污泥会增加特定的沼气产量, 但是污泥中的 PHA 含量不允许经济上可行的提取。鸟粪石的回收得到了证明, 但是如今可以得到收入与其他成本相比微不足道。SCEPPHAR 配置当前的 CAPEX 估算要比没有资源回收的典型 A²/O 配置高, 因此, 从经济角度来看, 需要进一步的开发和优化以提高竞争力。如果资源回收被认为具有战略意义并且制定了激励措施, 那么 SCEPPHAR 需要的污水处理费要比 A²/O 高出 15%, 这可以证明其实施是合理的。由于 PHA 的浓度低于建议的 40%, 所以当前的研究未考虑其收入。

但是, 其他项目的证据, 例如 PHARIO (Bengsston 等, 2017; Werker 等, 2018) 指出, 如果计划以增加反应器和外部 VFA 剂量为代价获得较短的浓缩时间, 则 PHA 积累高达 40% 是可行的。这将有可能从 SCEPPHAR 的 PHA 回收中获得收入, 这有可能改善其经济可行性。

5 结论

SCEPPHAR 主流配置在一个演示规模的中试工厂中长期运行, 在完全硝化和短程亚硝酸盐模式下, 取得了在 C、N 和 P 去除效率方面成功的结果。

- 关于磷回收, 厌氧上清液中磷的浓度是进水的 6-9 倍, 从而可以在单独的沉淀器中将进水中 45-63% 的磷以鸟粪石的形式回收。该值比侧流 P 回收所报道的 12% 左右的典型值高得多。
- 经济可行性研究表明, 当前的 SCEPPHAR 技术将需要比常规的 A²/O 水费高出 15%。因此为了使资源回收在经济上可行, 立法制定激励措施加以支持是有必要的。

致 谢

本文由 SMART-Plant 项目（低碳足迹材料回收技术的扩大化，EUH2020，拨款协议 690323）资助。Oriol Llariba 感谢加泰罗尼亚政府的 FI 博士生奖学金（2019FI-B1-00051）。作者是 GENOCOV 研究小组的成员（加泰罗尼亚综合症研究小组，2017 SGR 1175，www.genocov.com）。作者感谢来自 Aigüesde Manresa 的 Anna Lupón，David Güell 和 Ricard Tomás 的野外现场支持。特别感谢 Borja Solís 在工厂运营期间的支持。

参考文献

- Acevedo, B., Camiña, C., Corona, J.E., Borrás, L., Barat, R., 2015. The metabolic versatility of PAOs as an opportunity to obtain a highly P-enriched stream for further P-recovery. *Chem. Eng. J.* 270, 459–467. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2015.02.063>
- Ahmed, M., Hasan, C.K., Rahman, H., Ali Hossain, M., Uddin, S.A., 2015. Prospects of using wastewater as a resource-nutrient recovery and energy generation. *Am. J. Environ. Sci.* 11, 99–114. <https://doi.org/10.3844/ajessp.2015.98.114>
- APHA, 1995. Standard methods for the examination of water and wastewater. American Public Health Association, Washington, DC. USA.
- Aslan, S., Miller, L., Dahab, M., 2009. Ammonium oxidation via nitrite accumulation under limited oxygen concentration in sequencing batch reactors. *Bioresource Technol.* 100, 659–64. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2008.07.033>
- Baeza, J.A., Guerrero, J., Guisasola, A., 2017. Optimising a novel SBR configuration for enhanced biological phosphorus removal and recovery (EBPR2). *Desalin Water Treat.* 68. <https://doi.org/10.5004/dwt.2017.20468>
- Blackburne, R., Yuan, Z., Keller, J., 2008. Partial nitrification to nitrite using low dissolved oxygen concentration as the main selection factor. *Biodegradation* 19, 303–12. <https://doi.org/10.1007/s10532-007-9136-4>
- Chan, C., Guisasola, A., Baeza, J.A., 2020. Correlating the biochemical methane potential of bio-P sludge with its polyhydroxyalkanoate content. *J. Clean. Prod.* 242, 118495. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.118495>
- Cieřlik, B., Konieczka, P., 2017. A review of phosphorus recovery methods at various steps of wastewater treatment and sewage sludge management. The concept of “no solid waste generation” and analytical methods. *J. Clean. Prod.* 142, 1728–1740. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.758.jclepro.2016.11.116>
- Cordell, D., Rosemarin, A., Schröder, J.J., Smit, A.L., 2011. Towards global phosphorus security: A systems framework for phosphorus recovery and reuse options. *Chemosphere* 84, 747–758. <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2011.02.032>
- EEC Council, 1991. Council Directive of 21 May 1991 concerning urban waste water treatment (91/271/EEC). *Off. J. Eur. Communities*.
- Egle, L., Rechberger, H., Krampe, J., Zessner, M., 2016. Phosphorus recovery from municipal wastewater: An integrated comparative technological, environmental and economic assessment of P recovery technologies. *Sci. Total Environ.* 571, 522–542. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2016.07.019>
- Fux, C., Velten, S., Carozzi, V., Solley, D., Keller, J., 2006. Efficient and stable nitrification and denitrification of ammonium-rich sludge dewatering liquor using an SBR with continuous loading. *Water Res.* 40, 2765–75. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2006.05.003>
- Guerrero, J., Guisasola, A., Baeza, J.A., 2015. Controlled Crude Glycerol Dosage to Prevent EBPR Failures IN C/N/P Removal WWTPS. *Chem. Eng. J.* 271, 114–127. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2015.02.062>
- Guerrero, J., Tayà, C., Guisasola, A., Baeza, J.A., 2012. Glycerol as a sole carbon source

- for enhanced biological phosphorus removal. *Water Res.* 46, 2983–2991.
<https://doi.org/10.1016/j.watres.2012.02.043>
- Guisasola, A., Chan, C., Larriba, O., Lippo, D., Suárez-Ojeda, M.E., Baeza, J.A., 2019. Long-term stability of an enhanced biological phosphorus removal system in a phosphorus recovery scenario. *J. Clean. Prod.* 214, 308–318.
<https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2018.12.220>
- Guisasola, A., Marcelino, M., Lemaire, R., Baeza, J.A., Yuan, Z., 2010. 783 Modelling and simulation revealing mechanisms likely responsible for achieving the nitrite pathway through aeration control. *Water Sci. Technol.* 61, 1459.
<https://doi.org/10.2166/wst.2010.017>
- Guisasola, A., Vargas, M.D.M., Marcelino, M., Lafuente, F.J., Casas, C., Baeza, J.A., 2007. On-line monitoring of the enhanced biological phosphorus removal process using respirometry and titrimetry. *Biochem. Eng. J.* 35, 371–379.
<https://doi.org/10.1016/j.bej.2007.02.001>
- Guo, J.H., Peng, Y.Z., Wang, S.Y., Zheng, Y.N., Huang, H.J., Ge, S.J., 2009. Effective and robust partial nitrification to nitrite by real-time aeration duration control in an SBR treating domestic wastewater. *Process Biochem.* 44, 979–985.
<https://doi.org/10.1016/j.procbio.2009.04.022>
- Huda, S.M.S., Satoh, H., Mino, T., 2016. Anaerobic degradation of polyhydroxyalkanoate accumulated in activated sludge in the absence of anaerobic digested sludge. *J. Water Environ. Technol.* 14, 236–246. <https://doi.org/10.2965/jwet.15-037>
- Jabr, G., Saidan, M., Al-Hmoud, N., 2019. Phosphorus recovery by struvite formation from Al Samra municipal wastewater treatment plant in Jordan. *Desalin. Water Treat.* 146, 315–325. <https://doi.org/10.5004/dwt.2019.23608>
- Jiang, C., Xu, S., Wang, R., Feng, S., Zhou, S., Wu, Shimin, Zeng, X., Wu, Shanghua, Bai, Z., Zhuang, G., Zhuang, X., 2019. Achieving efficient nitrogen removal from real sewage via nitrite pathway in a continuous nitrogen removal process by combining free nitrous acid sludge treatment and DO control. *Water Res.* 161, 590–600.
<https://doi.org/10.1016/J.WATRES.2019.06.040>
- Jianlong, W., Ning, Y., 2004. Partial nitrification under limited dissolved oxygen conditions. *Process Biochem.* 39, 1223–1229. [https://doi.org/10.1016/S0032-9592\(03\)00249-8](https://doi.org/10.1016/S0032-9592(03)00249-8)
- Jubany, I., Baeza, J.A., Lafuente, F.J., Carrera, J., 2009a. Model-based study of nitrite accumulation with OUR control in two continuous nitrifying activated sludge configurations. *Water Sci. Technol.* 60, 2685–93. <https://doi.org/10.2166/wst.2009.694>
- Jubany, I., Lafuente, F.J., Baeza, J.A., Carrera, J., 2009b. Total and stable washout of nitrite oxidizing bacteria from a nitrifying continuous activated sludge system using automatic control based on Oxygen Uptake Rate measurements. *Water Res.* 43, 2761–72. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2009.03.022>
- Kodera, H., Hatamoto, M., Abe, K., Kindaichi, T., Ozaki, N., Ohashi, A., 2013. Phosphate recovery as concentrated solution from treated wastewater by a PAO820 enriched biofilm reactor. *Water Res.* 47, 2025–2032. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2013.01.027>
- Le Corre, K.S., Valsami-Jones, E., Hobbs, P., Parsons, S.A., 2009. Phosphorus recovery

- from wastewater by struvite crystallization: A review. *Crit. Rev. Environ. Sci. Technol.* 39, 433–477.
- Lemaire, R., Marcelino, M., Yuan, Z., 2008. Achieving the nitrite pathway using aeration phase length control and step-feed in an SBR removing nutrients from abattoir wastewater. *Biotechnol. Bioeng.* 100, 1228–36. <https://doi.org/10.1002/bit.21844>
- Li, B., Boiarkina, I., Yu, W., Huang, H.M., Munir, T., Wang, G.Q., Young, B.R., 2019. Phosphorous recovery through struvite crystallization: Challenges for future design. *Sci. Total Environ.* 648, 1244–1256. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2018.07.166>
- Lizarralde, I., Fernández-Arévalo, T., Manas, A., Ayesa, E., Grau, 833 P., 2019. Model based optimization of phosphorus management strategies in Sur WWTP, Madrid. *Water Res.* 153, 39–52. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2018.12.056>
- Longo, S., Katsou, E., Malamis, S., Frison, N., Renzi, D., Fatone, F., 2015. Recovery of volatile fatty acids from fermentation of sewage sludge in municipal wastewater treatment plants. *Bioresource Technol.* 175, 436–444. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.09.107>
- Luo, K., Pang, Y., Yang, Q., Wang, D., Li, X., Lei, M., Huang, Q., 2019. A critical review of volatile fatty acids produced from waste activated sludge: enhanced strategies and its applications. *Environ. Sci. Pollut. Res.* 26, 13984–13998. <https://doi.org/10.1007/s11356-019-04798-8>
- Lv, J.-H., Yuan, L.-J., Chen, X., Liu, L., Luo, D.-C., 2014. Phosphorus metabolism and population dynamics in a biological phosphate-removal system with simultaneous anaerobic phosphate stripping. *Chemosphere* 117C, 715–721. <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2014.10.018>
- Ma, Y., Peng, Y., Wang, S., Yuan, Z., Wang, X., 2009. Achieving nitrogen removal via nitrite in a pilot-scale continuous pre-denitrification plant. *Water Res.* 43, 563–72. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2008.08.025>
- Marcelino, M., Wallaert, D., Guisasola, A., Baeza, J.A., 2011. A two-sludge system for simultaneous biological C, N and P removal via the nitrite pathway. *Water Sci. Technol.* 64, 1142–1147. <https://doi.org/10.2166/wst.2011.398>
- Massara, T.M., Malamis, S., Guisasola, A., Baeza, J.A., Noutsopoulos, C., Katsou, E., 2017. A review on nitrous oxide (N₂O) emissions during biological nutrient removal from municipal wastewater and sludge reject water. *Sci. Total Environ.* 596–597. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2017.03.191>
- Massara, T.M., Solís, B., Guisasola, A., Katsou, E., Baeza, J.A., 2018. Development of an ASM2d-N₂O model to describe nitrous oxide emissions in municipal WWTPs under dynamic conditions. *Chem. Eng. J.* 335, 185–196. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2017.10.119>
- Mayer, B.K., Baker, L.A., Boyer, T.H., Drechsel, P., Gifford, M., Hanjra, M.A., Parameswaran, P., Stoltzfus, J., Westerhoff, P., Rittmann, B.E., 2016. Total Value of Phosphorus Recovery. *Environ. Sci. Technol.* 50. <https://doi.org/10.1021/acs.est.6b01239>
- Meijer, S.C., van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, J.J., 2001. Metabolic modelling of full scale biological nitrogen and phosphorus removing wwtp's. *Water Res.* 35, 2711–23.

- Melia, P.M., Cundy, A.B., Sohi, S.P., Hooda, P.S., Busquets, R., 2017. Trends in therecovery of phosphorus in bioavailable forms from wastewater. *Chemosphere* 186, 381–395. <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2017.07.089>
- Montiel-Jarillo, G., Carrera, J., Suárez-Ojeda, M.E., 2017. Enrichment of a mixed microbial culture for polyhydroxyalkanoates production: Effect of pH and N and P concentrations. *Sci. Total Environ.* 583, 300–307. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2017.01.069>
- Münch, E. V, Barr, K., 2001. Controlled struvite crystallisation for removing phosphorus from anaerobic digester sidestreams. *Water Res.* 35, 151–159. [https://doi.org/https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(00\)00236-0](https://doi.org/https://doi.org/10.1016/S0043-1354(00)00236-0)
- Park, S., Bae, W., 2009. Modeling kinetics of ammonium oxidation and nitrite oxidation under simultaneous inhibition by free ammonia and free nitrous acid. *Process Biochem.* 44, 631–640. <https://doi.org/10.1016/j.procbio.2009.02.002>
- Pollice, A., Tandoi, V., Lestingi, C., 2002. Influence of aeration and 883 sludge retention time on ammonium oxidation to nitrite and nitrate. *Water Res.* 36, 2541–2546.
- Remy, C., Jossa, P., 2015. Life Cycle Assessment of selected processes for P recovery from sewage sludge, sludge liquor, or ash. Deliverable 9.2 of P-REX project. Sustainable sewage sludge management fostering phosphorus recovery and energy efficiency.
- Rey-Martínez, N., Badia-Fabregat, M., Guisasola, A., Baeza, J.A., 2019. Glutamate as sole carbon source for enhanced biological phosphorus removal. *Sci. Total Environ.* 657, 1398–1408. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2018.12.064>
- Rittmann, B.E., Mayer, B., Westerhoff, P., Edwards, M., 2011. Capturing the lost phosphorus. *Chemosphere* 84, 846–53. <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2011.02.001>
- Rotta, E.H., Bitencourt, C.S., Marder, L., Bernardes, A.M., 2019. Phosphorus recovery from low phosphate-containing solution by electrodialysis. *J. Memb. Sci.* 573, 293–300. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2018.12.020>
- Shi, J., Lu, X., Yu, R., Zhu, W., 2012. Nutrient removal and phosphorus recovery performances of a novel anaerobic-anoxic/nitrifying/induced crystallization process. *Bioresource Technol.* 121, 183–189. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2012.06.064>
- Shu, L., Schneider, P., Jegatheesan, V., Johnson, J., 2006. An economic evaluation of phosphorus recovery as struvite from digester supernatant. *Bioresource Technol.* 97, 2211–2216. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.biortech.2005.11.005>
- Smolders, G.J.F., van der Meij, J., van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, J.J., 1994. Model of the anaerobic metabolism of the biological phosphorus removal process: Stoichiometry and pH influence. *Biotechnol. Bioeng.* 908 43, 461–470. <https://doi.org/10.1002/bit.260430605>
- Tayà, C., Garlapati, V.K., Guisasola, A., Baeza, J.A., 2013. The selective role of nitrite in the PAO/GAO competition. *Chemosphere* 93, 612–618. <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2013.06.006>
- Tchobanoglous, G., Burton, F.L., Stensel, H.D., 2013. Wastewater Engineering: Treatment and Reuse, Metcalf & Eddy, Inc., Fourth. ed. McGraw-Hill, New York.

- Therewogda, R.B., González-Mejía, A.M., Ma, X. (Cissy), Garland, J., 2019. Nutrient Recovery from Municipal Wastewater for Sustainable Food Production Systems: An Alternative to Traditional Fertilizers. *Environ. Eng. Sci.* 36, 833–842. <https://doi.org/10.1089/ees.2019.0053>
- Türk, Ö., Mavinic, D.S., 1987. Benefits of using selective inhibition to remove nitrogen from highly nitrogenous wastes, *Environmental Technology*. <https://doi.org/10.1080/09593338709384500>
- Valverde-Pérez, B., Ramin, E., Smets, B.F., Plósz, B.G., 2015. EBP2R – An innovative enhanced biological nutrient recovery activated sludge system to produce growth medium for green microalgae cultivation. *Water Res.* 68, 821–830. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2014.09.027>
- van Loosdrecht, M.C.M., Brandse, F., De Vries, A., 1998. Upgrading of waste water treatment processes for integrated nutrient removal-the BCFS® process. *Water Sci. Technol.* 37, 209–217.
- Wang, D.-B., Li, X.-M., Yang, Q., Zheng, W., Wu, Y., Zeng, T., Zeng, G., 2012. Improved biological phosphorus removal performance driven by the aerobic/extended-idle regime with propionate as the sole carbon source, *Water research*. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2012.04.036>
- Wang, Q., Sun, J., Zhang, C., Xie, G.-J., Zhou, X., Qian, J., Yang, G., 933 Zeng, G., Liu, Y., Wang, D., 2016. Polyhydroxyalkanoates in waste activated sludge enhances anaerobic methane production through improving biochemical methane potential instead of hydrolysis rate. *Sci. Rep.* 6, 19713. <https://doi.org/10.1038/srep19713>
- Werker, A., Bengtsson, S., Korving, L., Hjort, M., Anterrieu, S., Alexandersson, T., Johansson, P., Karlsson, A., Karabegovic, L., Magnusson, P., Morgan-Sagastume, F., Sijstermans, L., Tietema, M., Visser, C., Wypkema, E., van der Kooij, Y., Deeke, A., Uijterlinde, C., 2018. Consistent production of high quality PHA using activated sludge harvested from full scale municipal wastewater treatment –PHARIO. *Water Sci. Technol.* 78, 2256–2269. <https://doi.org/10.2166/wst.2018.502>
- Werker, A., Lind, P., Bengtsson, S., Nordström, F., 2008. Chlorinated-solvent-free gas chromatographic analysis of biomass containing polyhydroxyalkanoates. *Water Res.* 42, 2517–2526. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2008.02.011>
- Yang, Q., Peng, Y., Liu, X., Zeng, W., Mino, T., Satoh, H., 2007. Nitrogen removal via nitrite from municipal wastewater at low temperatures using real-time control to optimize nitrifying communities. *Environ. Sci. Technol.* 41, 8159–64.

附 表

表 1.每个时期使用的主要操作参数

时段		天数	循环时长 (h)	HRT(d)	SRT(d)		好氧 时长 控制
					R1-HET	R2-AUT	
I	启动	0-225	8-12	1-1.5	15	15	N
II	完全 硝化		12	1.5	10	12	N
III	短程 硝化	291-439	12	1.5	10	5-7	Y

表 2.中试工厂的进水（Manresa 综合污水处理厂初沉池的废水）的平均组成。

化合物	浓度	单位
$\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$	4.2 ± 1.1	$\text{mgP}\cdot\text{L}^{-1}$
$\text{NH}_4^+\text{-N}$	40 ± 11	$\text{mgN}\cdot\text{L}^{-1}$
$\text{NO}_2^-\text{-N}$	0.1 ± 0.1	$\text{mgN}\cdot\text{L}^{-1}$
$\text{NO}_3^-\text{-N}$	1.3 ± 0.7	$\text{mgN}\cdot\text{L}^{-1}$
COD_T	228 ± 81	$\text{mgCOD}\cdot\text{L}^{-1}$
COD_s	136 ± 39	$\text{mgCOD}\cdot\text{L}^{-1}$
温度	20 ± 6	$^\circ\text{C}$

表 3.循环长度为 12 h 的中试工厂的四个反应器的配置

R1-HET(异养型 SBR)		R2-AUT(自养 SBR)	
时间 (min)	阶段	时间 (min)	阶段
0-37	从进水中进料	37-358	需氧
37-355	好氧	358-413	沉淀
355-360	吹脱	413-441	提取到 R1-HET
360-385	沉淀	441-465	从 R4-INT 进料
385-413	提取到 R4-INT	465-470	吹脱到 R1-HET
413-441	从 R2-AUT+R3-PRE 进料	470-37 ²	闲置
441-541	缺氧		
541-661	需氧		
661-691	沉淀		
691-720	提取到出水		
R3-PRE (沉淀反应器)		R4-INT (交换容器)	
时间 (min)	阶段	时间 (min)	阶段
385-413	沉淀	385-413	从 R1-HET 进料
413-425	提取到 R1-HET	413-425	闲置
425-435	从 R4-INT 进料	425-435	提取到 R3-PRE
435-385 ²	沉淀: 附加 Mg ²⁺	435-465	提取到 R2-AUT
		465-385 ²	闲置

¹ 最大值 (实际值取决于曝气阶段长度的控制)

² 下一个循环的时间

表 4.所有操作时段中 R1-HET 和 R2-AUT 中的平均固体浓度

运行阶段 (天数)	反应器	VSS (gVSS • L ⁻¹)	TSS (gTSS • L ⁻¹)
0-225	R1-HET	1.44±0.18	1.70±0.22
	R2-AUT	3.30±0.80	4.09±1.00
275-450	R1-HET	2.03±0.18	2.48±0.12
	R2-AUT	2.15±0.12	2.80±0.16

表 5.R1-HET 厌氧阶段磷释和 COD 消耗速率

循环	P-release mgP • L-1	磷释放速率 mgP • mg-1VSS • min-1	COD 消耗率 mgCOD • mg-1VSS • min-	P/C 比值 molP/molC
2018.8	31.0	0.129	0.212	0.35
2019.4	12.0	0.044	na	na
2019.5	27.0	0.096	0.055	0.68
2019.7	23.2	0.051	0.094	0.32
na: 不可用				

表 6.列出的四个循环中，R2-AUT 中的铵消耗量
以及亚硝酸盐和硝酸盐的生产率

测试	NH ₄ ⁺ -N 氧化物	NO ₂ ⁻ -N 产品	NO ₃ ⁻ -N 产品	NO ₃ ⁻ -N/ NH ₄ ⁺ -N	NO ₂ ⁻ -N/ NH ₄ ⁺ -N
	gN • g-1VSS • min-1	gN • g-1VSS • min-1	gN • g-1VSS • min-1	-	-
2018.8	0.035	0.000	0.047	1.36	0.00
2019.4	0.029	0.000	0.027	0.94	0.00
2019.5	0.062	0.062	0.000	0.00	1.01
2019.7	0.087	0.122	0.000	0.00	1.40

附 图

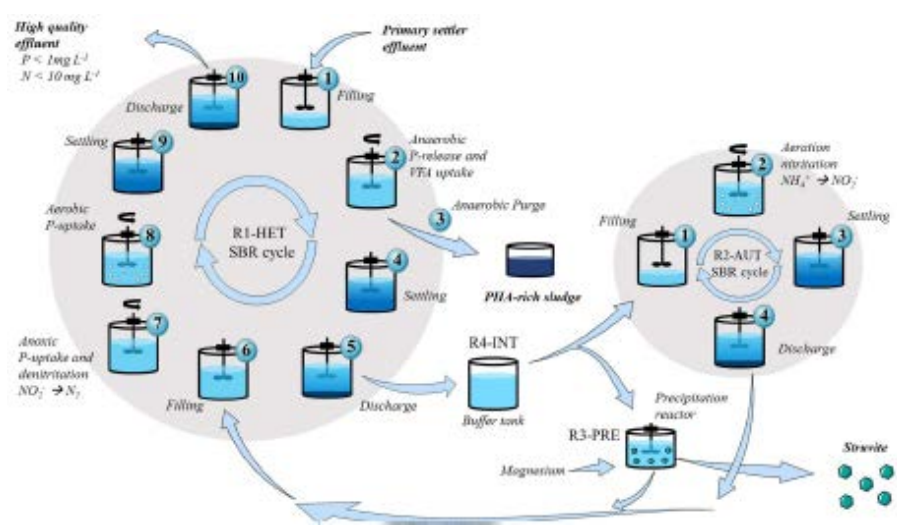


图 1.在演示规模的中试工厂中实施的 SCEPPHAR 配置的示意图

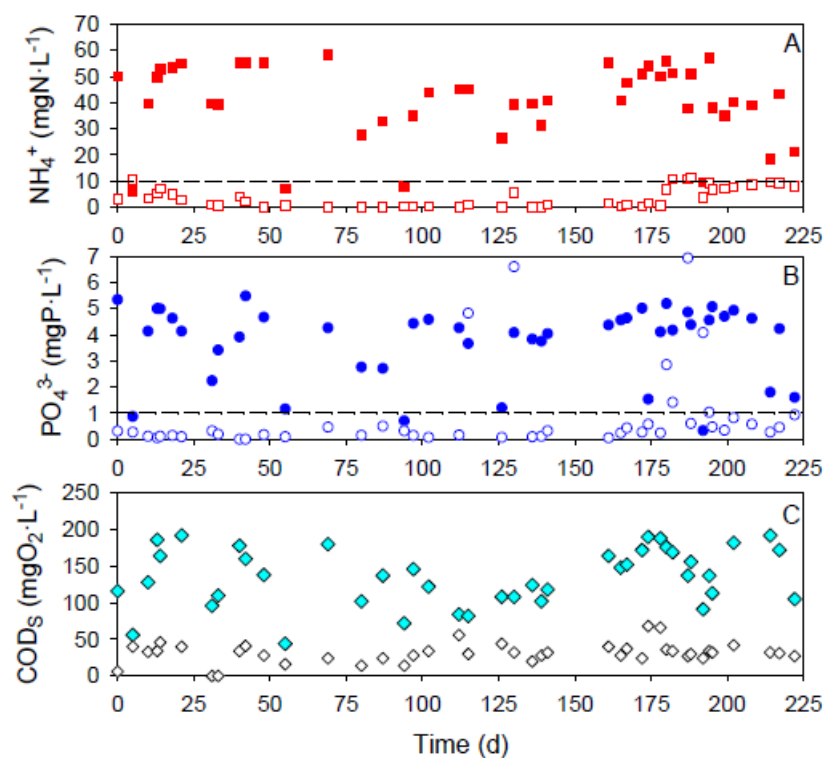


图 2.第一个长期监视期,铵 (A),磷酸盐 (B) 和可溶性 COD (C) 的入口/出口曲线(实心符号: 入口, 空心符号: 出口, 虚线: TN 和 P 的排放极限)

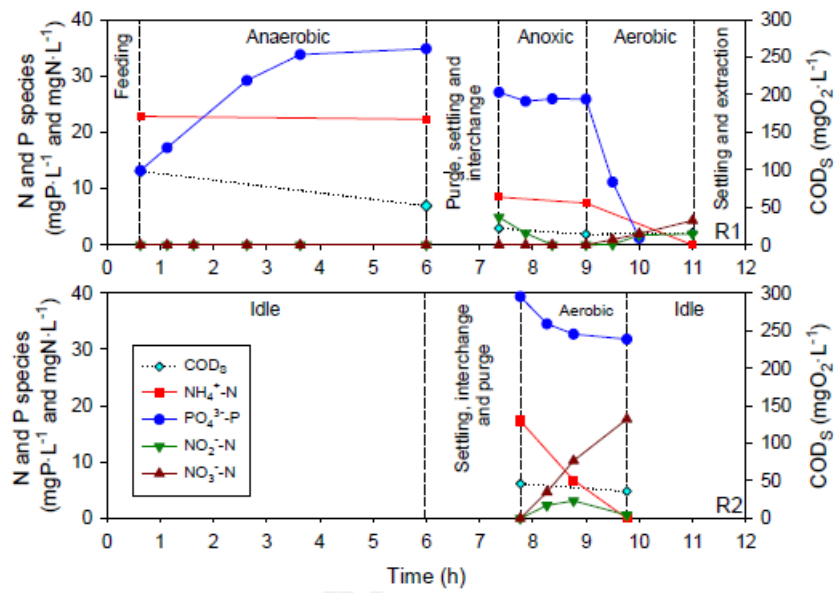


图 3. R1-HET 和 R2-AUT 在运行的第 139 天获得的完全硝化的典型 SCEPPHAR 循环

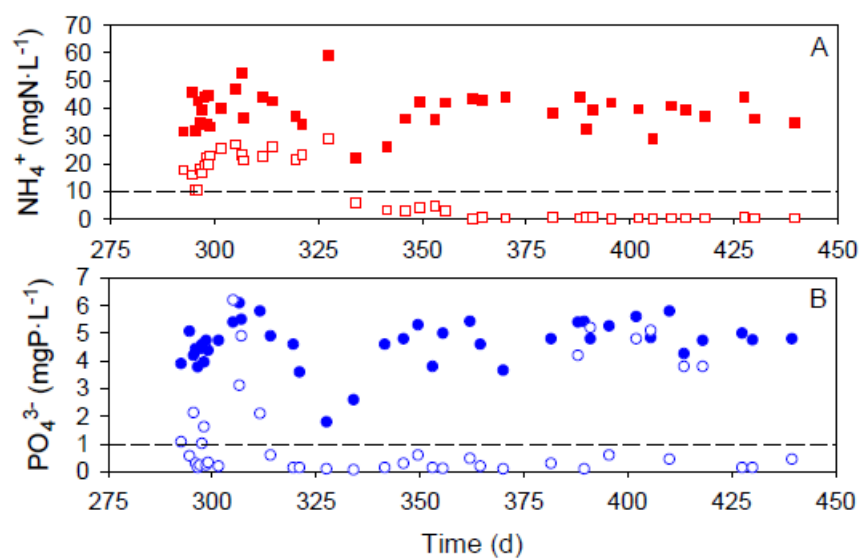


图 4.第二个长期监测期中铵 (A) 和磷酸盐 (B) 的入口/出口剖面图 (填充符号: 入口, 空穴符号: 出口, 虚线: TN 和 P 的排放限值)

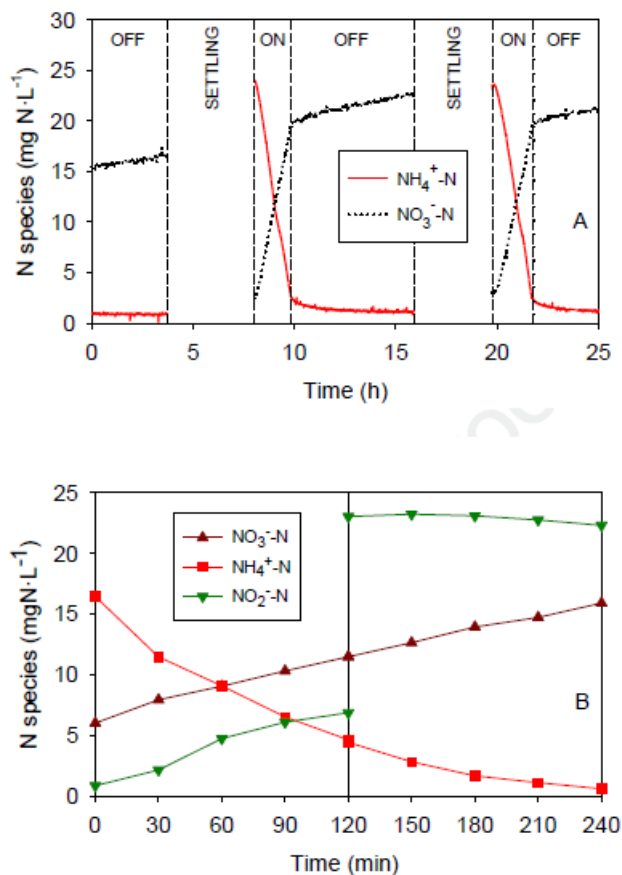


图 5.A) 运行第 365 天的一些循环期间，在实施曝气长度控制两天后，对 R2-AUT 中铵和硝酸盐的在线测量示例。在开启期间，DO 控制回路被激活。
B) 在运行的第 378 天，用从 R2-AUT 获得的生物量进行评估 NOB 活性降低的批量试验。

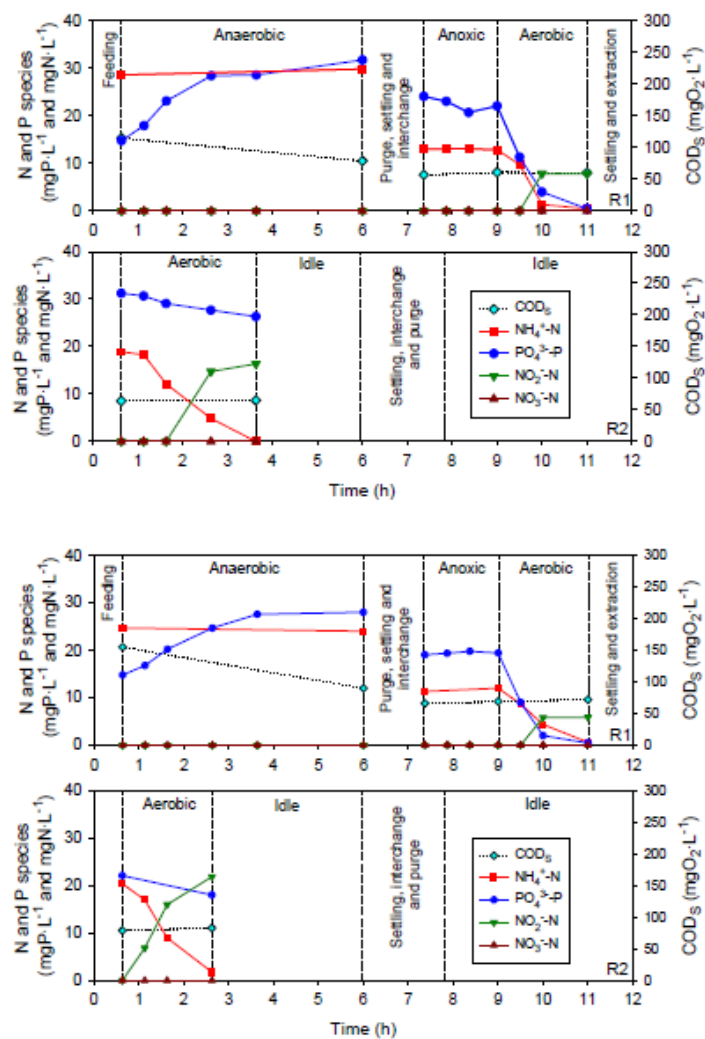


图 6.通过亚硝酸盐脱氮的两个 SCEPPHAR 中试工厂循环示例（第 410 和 439 天）

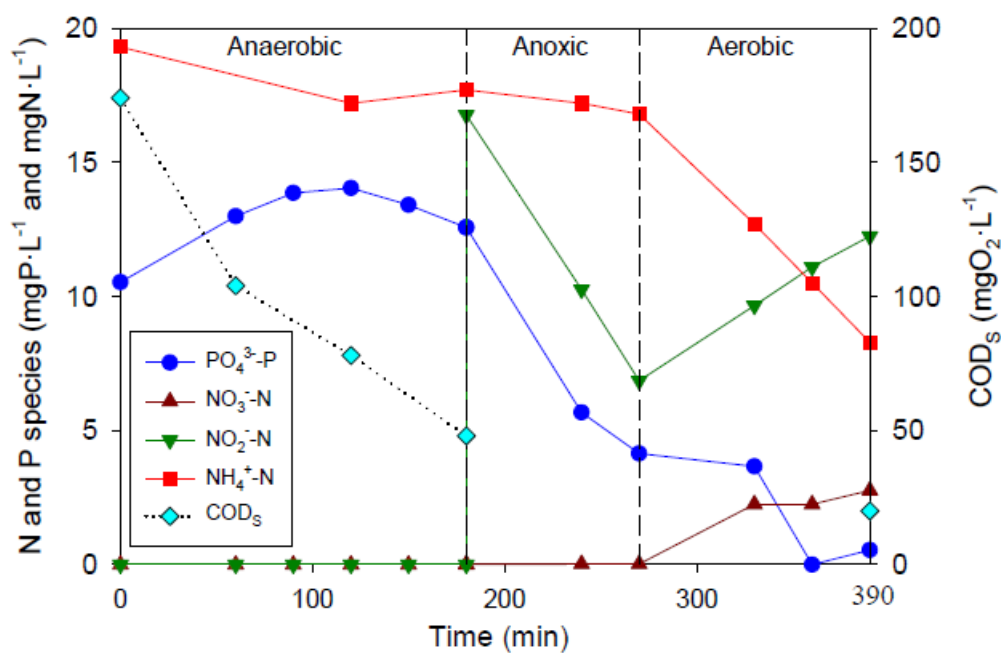


图 7.在缺氧条件下以亚硝酸盐为电子受体的分批实验，
在操作第 419 天，使用从 R1-HET 获得的生物质进行

亮 点

- 主流 SCEPPHAR 在演示规模上的成功长期运行（7.8 立方米）
- 包括亚硝酸盐短程并没有影响碳、氮和磷的去除效率
- 进水中的磷能被以鸟粪石的形式回收率平均达 45%（峰值为 63%）。
- 额外添加 VFA 药剂后，生物质中的最高 PHA 占比为 9.2%

权益声明

■作者声明，他们不知道可能对本文报告的工作产生影响的竞争性财务利益或个人关系。

■作者声明以下可能被视为潜在竞争利益的财务利益/个人关系：

期刊预校样

权益声明

■作者声明，他们不知道可能对本文报告的工作产生影响的竞争性财务利益或个人关系。

■作者声明以下可能被视为潜在竞争利益的财务利益/个人关系：

致 谢

时光荏苒，只觉得还在这端，便已尽了这段。恐怕是再深的巷子都抵不住这岁月的醇香了！不是哪段时光都能醉人，但过往总会予人太多流连，这流连又牵连出太多慨叹。

行文伊始，我衷心感谢我的指导老师胡家玮副教授长期以来的关心、支持与鼓励。胡老师治学严谨，循循善诱，时刻以高标准严格要求着我。毕设期间，特别是设计说明书部分，大到框架结构、摘要目录，小到标点间距、句读停顿，胡老师都能耐心批阅指导，给予改进意见，追求完美。在整个毕设期间，胡老师经常到毕设教室检查指导设计情况，并通过在线、面授等多种方式为我解疑答惑。胡老师敬业的态度与高尚的人格深深感染了我，其在平时与毕设期间一再强调的“认真、认真、认真”深刻影响了我，指引我在本科阶段不断开拓进取，乃至开启新的篇章。感谢老师一路的陪伴、支持和鼓励，师恩难忘，再次向您表示感谢！

此外，我还要感谢我的朋友、我的舍友、我的同学们，和你们在一起玩儿，我很开心。未来再聚时，当是少喝酒多喝茶，偶尔还是多交流多溜达。

庚子岁首，一场突如其来的新冠肺炎大考席卷六合，形势严峻。在习近平总书记的亲自指挥和部署下，广大解放军官兵、医务工作者、各行各业志愿者们纷纷驰援抗疫第一线，终于取得了抗疫重大战略成果！在此，向他们致以最崇高的敬意和最诚挚的感谢！你们是新时代的最美逆行者！新时代最可爱的人！

最后，我感谢我的父母、兄长和家人，我永远不能忘记你们的良苦用心和一如既往的支持与鼓励。四年来，快乐的事情因为有你们的分享而更快乐，失意的日子因为有你们的关怀能忘却伤痛，坚强前行。感谢你们，我会继续努力。

我们饮着前人的佳酿，终会沦为来世佳酿的曲糟，想这未来佳酿里必当有我一份厚重与醇香。

2020年6月于兰州理工大学

附录 计算过程表

附表 1 污水管道设计流量计算

管段编号	综合生活污水量								集中流量 q ₃		设计流量 (L/s)
	本段流量 q ₁				转输流量 q ₂ (L/s)	合计平均 流量(L/s)	总变化系 数 K _z	生活污水 设计流量 (L/s)	本段(L/s)	转输(L/s)	
	街坊编号	街坊面积 (ha)	比流量 q _s [L/(s ·ha)]	流量 q ₁ (L/s)							
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
22-21	80	-	-	-	-	-	-	-	51.87	-	51.87
21-20	1	11.4	0.09	1.06		1.06	2.30	2.43	-	51.87	54.30
20-19	4	19.76	0.09	1.83	1.06	2.89	2.30	6.64	-	51.87	58.51
19-18	19	12.92	0.09	1.20	2.89	4.08	2.30	9.39	-	51.87	61.26
18-17	20	17.48	0.09	1.62	4.08	5.70	2.23	12.71	-	51.87	64.58
17-16	34	21.28	0.09	1.97	5.70	7.67	2.16	16.55	-	51.87	68.42
16-15	-	-	-	0.00	7.67	7.67	2.16	16.55	-	51.87	68.42
15-14	33	21.42	0.09	1.98	7.67	9.65	2.10	20.31	-	51.87	72.18
14-13	32	18.49	0.09	1.71	9.65	11.37	2.07	23.49	-	51.87	75.36
13-12	31	19.04	0.09	1.76	11.37	13.13	2.03	26.71	-	51.87	78.58
12-11	30	23.52	0.09	2.18	13.13	15.31	2.00	30.61	-	51.87	82.48
11-10	-	-	-	-	15.31	15.31	2.00	30.61	-	51.87	82.48
81-80	21	17.42	0.09	1.61	-	1.61	2.30	3.71	-	-	3.71

接附表 1

80-79	18	13.54	0.09	1.25	1.61	2.87	2.30	6.59	-	-	6.59
79-76	5	29.48	0.09	2.73	2.87	5.60	2.30	12.87	-	-	12.87
78-77	2	12	0.09	1.11	-	1.11	2.30	2.56	-	-	2.56
77-76	3	11.52	0.09	1.07	1.11	2.18	2.30	5.01	-	-	5.01
76-75	-	-	-	-	7.77	7.77	2.15	16.75	-	-	16.75
83-82	16	11.56	0.09	1.07	-	1.07	2.30	2.46	-	-	2.46
82-75	7	17.68	0.09	1.64	1.07	2.71	2.30	6.23	-	-	6.23
75-74	-	-	-	-	10.48	10.48	2.09	21.86	-	-	21.86
85-84	15	14.28	0.09	1.32	-	1.32	2.30	3.04	-	-	3.04
84-74	8	21.84	0.09	2.02	1.32	3.34	2.30	7.69	-	-	7.69
86-74	82	-	-	-	-	-	-	0.00	3.61	-	3.61
74-73	-	-	-	-	13.83	13.83	2.02	27.96	-	3.61	31.57
73-72	9	16.64	0.09	1.54	13.83	15.37	2.00	30.72	-	3.61	34.33
90-89	81	-	-	-	-	-	-	0.00	7.22	-	7.22
89-87	11	-	-	-	-	-	-	0.00	33.31	7.22	40.53
88-87	12	-	-	-	-	-	-	0.00	35.34	-	35.34
87-72	10	-	-	-	-	-	-	0.00	25.20	75.87	101.07
72-71	13+14	36.04	0.09	3.34	15.37	18.71	1.96	36.59	-	104.68	141.27
71-70	25+26	46.8	0.09	4.33	18.71	23.04	1.91	44.05	-	104.68	148.73
96-95	6	7.08	0.09	0.66	-	0.66	2.30	1.51	-	-	1.51
95-94	17	11.82	0.09	1.09	0.66	1.75	2.30	4.03	-	-	4.03

接附表 1

94-93	22	15.01	0.09	1.39	1.75	3.14	2.30	7.22	-	-	7.22
93-92	-	-	-	-	3.14	3.14	2.30	7.22	-	-	7.22
97-92	23	15.64	0.09	1.45	-	1.45	2.30	3.33	-	-	3.33
92-91	-	-	-	-	4.59	4.59	2.30	10.55	-	-	10.55
98-91	24	19.32	0.09	1.79	-	1.79	2.30	4.11	-	-	4.11
91-70	-	-	-	-	6.38	6.38	2.20	14.04	-	-	14.04
70-10	28 和 29	57.4	0.09	5.32	25.05	30.36	1.85	56.32	-	104.68	161.00
102-101	83	-	-	-	-	-	-	0.00	41.61	-	41.61
101-100	-	-	-	-	-	-	-	0.00	-	41.61	41.61
100-99	27	25.76	0.09	2.39	-	2.39	2.30	5.49	-	41.61	47.10
99-10	-	-	-	-	2.39	2.39	2.30	5.49	-	41.61	47.10
10-9	-	-	-	0.00	48.06	48.06	1.76	84.75	-	198.16	282.91
62-61	67	15.64	0.11	1.72		1.72	2.30	3.96	-	-	3.96
61-60	66	15.64	0.11	1.72	1.72	3.44	2.30	7.91	-	-	7.91
60-59	-	-	0.11	0.00	3.44	3.44	2.30	7.91	-	-	7.91
59-58	45	10.12	0.11	1.11	3.44	4.55	2.30	10.47	-	-	10.47
65-64	68	14.96	0.11	1.65	-	1.65	2.30	3.78	-	-	3.78
64-63	65	14.96	0.11	1.65	1.65	3.29	2.30	7.57	-	-	7.57
63-58	46	14.96	0.11	1.65	3.29	4.94	2.30	11.35	-	-	11.35
58-57	-	-	0.11	-	9.49	9.49	2.11	20.01	-	-	20.01
57-56	44	9.34	0.11	1.03	9.49	10.52	2.08	21.92	-	-	21.92

接附表 1

69-68	69	14.96	0.11	1.65	-	1.65	2.30	3.78	-	-	3.78
68-67	64	14.96	0.11	1.65	1.65	3.29	2.30	7.57	-	-	7.57
67-66	47	14.96	0.11	1.65	3.29	4.94	2.30	11.35	-	-	11.35
66-56	-	-	-	0.00	4.94	4.94	2.30	11.35	-	-	11.35
56-9	43	15.96	0.11	1.76	15.46	17.21	1.97	33.98	-	-	33.98
55-54	70	20.4	0.11	2.24	-	2.24	2.30	5.16	-	-	5.16
54-53	63	20.4	0.11	2.24	2.24	4.49	2.30	10.32	-	-	10.32
53-52	48	20.4	0.11	2.24	4.49	6.73	2.19	14.74	-	-	14.74
52-9	-	-	0.11	-	6.73	6.73	2.19	14.74	-	-	14.74
9-8	42	20.4	0.11	2.24	72.00	74.24	1.68	124.81	-	198.16	322.97
8-7	41	22.44	0.11	2.47	74.24	76.71	1.68	128.50	-	198.16	326.66
48-47	71	22.44	0.11	2.47	-	2.47	2.30	5.68	-	-	5.68
47-46	-	-	0.11	0.00	2.47	2.47	2.30	5.68	-	-	5.68
49-46	62	22.44	0.11	2.47	-	2.47	2.30	5.68	-	-	5.68
46-45	-	-	0.11	-	4.94	4.94	2.30	11.35	-	-	11.35
50-45	50	21.08	0.11	2.32	-	2.32	2.30	5.33	-	-	5.33
51-45	49	22.44	0.11	2.47	-	2.47	2.30	5.68	-	-	5.68
45-7	-	-	-	-	9.72	9.72	2.10	20.44	-	-	20.44
7-6	40	21.08	0.11	2.32	86.44	88.76	1.65	146.30	-	198.16	344.46
6-5	39	15.64	0.11	1.72	88.76	90.48	1.64	148.83	-	198.16	346.99
44-5	51	15.64	0.11	1.72	-	1.72	2.30	3.96	-	-	3.96

接附表 1

5-4	38	14.28	0.11	1.57	92.20	93.77	1.64	153.63	-	198.16	351.79
43-42	52	14.28	0.11	1.57	-	1.57	2.30	3.61	-	-	3.61
42-4	38	14.28	0.11	1.57	1.57	3.14	2.30	7.23	-	-	7.23
4-3	37	12.24	0.11	1.35	96.91	98.25	1.63	160.16	-	198.16	358.32
3-2	36	15.64	0.11	1.72	98.25	99.98	1.63	162.66	-	198.16	360.81
2-1	35	13.6	0.11	1.50	99.98	101.47	1.62	164.82	-	198.16	362.98
33-32	61	21.08	0.11	2.32	-	2.32	2.30	5.33	-	-	5.33
32-31	72	21.08	0.11	2.32	2.32	4.64	2.30	10.67	-	-	10.67
31-30	73	15.64	0.11	1.72	4.64	6.36	2.20	14.01	-	-	14.01
30-29	74	14.28	0.11	1.57	6.36	7.93	2.15	17.05	-	-	17.05
29-28	75	12.24	0.11	1.35	7.93	9.28	2.11	19.60	-	-	19.60
28-27	76	15.64	0.11	1.72	9.28	11.00	2.07	22.81	-	-	22.81
27-26	77	13.6	0.11	1.50	11.00	12.49	2.05	25.55	-	-	25.55
26-25	-	-	0.11	0.00	12.49	12.49	2.05	25.55	-	-	25.55
38-37	60	15.64	0.11	1.72	-	1.72	2.30	3.96	-	-	3.96
37-36	59	14.28	0.11	1.57	1.72	3.29	2.30	7.57	-	-	7.57
36-35	58	12.24	0.11	1.35	3.29	4.64	2.30	10.67	-	-	10.67
35-34	57	15.64	0.11	1.72	4.64	6.36	2.20	14.01	-	-	14.01
34-25	-	-	0.11	-	6.36	6.36	2.20	14.01	-	-	14.01
25-24	56	13.6	0.11	1.50	18.85	20.35	1.94	39.44	-	-	39.44
41-40	53	12.24	0.11	1.35	-	1.35	2.30	3.10	-	-	3.10

接附表 1

40-39	54	15.64	0.11	1.72	1.35	3.07	2.30	7.05	-	-	7.05
39-24	-	-	-	-	3.07	3.07	2.30	7.05	-	-	7.05
24-23	55	13.6	0.11	1.50	23.41	24.91	1.90	47.22	-	-	47.22
23-1	35	13.6	0.11	1.50	24.91	26.40	1.88	49.73	-	-	49.73
1-0	-	-	-	-	127.88	127.88	1.58	202.49	-	198.16	400.65

附表 2 污水管道水力计算

管段编号	管段长度 L(m)	设计流量 Q(L/s)	管道直径 D (mm)	设计坡度 I	设计流速 v(m/s)	设计充满度		降落量 I _L (m)	标高(m)						埋设深度 (m)	
									地面		水面		管内底			
						上端	下端		上端	下端	上端	下端	上端	下端		
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
22-21	696	51.87	400	0.0013	0.6	0.63	0.252	0.87	255.00	254.94	254.05	253.18	253.80	252.93	1.20	2.01
21-20	411	54.30	400	0.0012	0.6	0.65	0.26	0.51	254.94	254.78	253.18	252.67	252.92	252.41	2.02	2.37
20-19	629	58.51	400	0.0015	0.65	0.64	0.256	0.92	254.78	254.85	252.67	251.75	252.42	251.50	2.36	3.35
19-18	420	61.26	400	0.0017	0.7	0.63	0.252	0.71	254.85	254.67	251.75	251.04	251.50	250.79	3.35	3.88
18-17	590	64.58	400	0.0018	0.72	0.65	0.26	1.04	254.67	254.66	251.04	250.00	250.78	249.74	3.89	4.92
17-16	689	68.42	400	0.0020	0.76	0.65	0.26	1.34	254.66	253.77	250.00	248.66	249.74	248.40	4.92	5.37
16-15	493	68.42	400	0.0020	0.76	0.65	0.26	0.96	253.77	252.81	248.66	247.70	248.40	247.44	5.37	5.37
15-14	547	72.18	400	0.0023	0.82	0.65	0.26	1.26	252.81	252.25	247.70	246.44	247.44	246.18	5.37	6.07
14-13	505	75.36	450	0.0014	0.69	0.65	0.2925	0.72	252.25	252.74	251.34	250.62	251.05	250.33	1.20	2.41
13-12	480	78.58	450	0.0015	0.72	0.65	0.2925	0.73	252.74	252.73	250.62	249.89	250.33	249.59	2.41	3.14

接附表 2

12-11	560	82.48	450	0.0016	0.75	0.65	0.2925	0.91	252.73	252.72	249.89	248.97	249.59	248.68	3.14	4.04
11-10	732	82.48	450	0.0023	0.86	0.58	0.261	1.68	252.72	252.62	248.97	247.29	248.71	247.03	4.01	5.59
10-9	989	282.91	700	0.0012	0.87	0.7	0.49	1.19	251.81	250.87	247.27	246.08	246.78	245.59	5.03	5.28
9-8	750	322.97	700	0.0018	1.05	0.7	0.49	1.31	250.87	250.39	246.08	244.77	245.59	244.28	5.28	6.11
8-7	760	326.66	700	0.0018	1.06	0.7	0.49	1.37	250.39	250.00	244.77	243.40	244.28	242.91	6.11	7.09
7-6	770	344.46	800	0.0011	0.95	0.7	0.56	0.81	250.00	249.56	249.06	248.25	248.50	247.69	1.50	1.87
6-5	610	346.99	800	0.0011	0.95	0.7	0.56	0.65	249.56	251.05	248.25	247.60	247.69	247.04	1.87	4.01
5-4	520	351.79	800	0.0011	0.96	0.7	0.56	0.60	251.05	250.21	247.60	247.01	247.04	246.45	4.01	3.76
4-3	460	358.32	800	0.0012	0.97	0.7	0.56	0.53	250.21	250.43	247.01	246.48	246.45	245.92	3.76	4.51
3-2	560	360.81	800	0.0012	0.98	0.7	0.56	0.65	250.43	251.00	246.48	245.83	245.92	245.27	4.51	5.73
2-1	500	362.98	800	0.0012	0.99	0.7	0.56	0.59	251.00	251.00	245.83	245.24	245.27	244.68	5.73	6.32
1-0	1000	400.65	800	0.0015	1.1	0.7	0.56	1.45	251.00	251.00	250.36	248.91	249.80	248.35	1.20	2.65
78-77	459	2.56	300	0.0055	0.6	0.1	0.03	2.52	255.00	255.00	253.83	251.31	253.80	251.28	1.20	3.72
77-76	450	5.01	300	0.0055	0.6	0.1	0.03	2.47	255.00	253.92	251.31	248.83	251.28	248.80	3.72	5.12
76-75	574	16.75	300	0.0035	0.7	0.37	0.111	2.01	253.92	253.00	248.83	246.83	248.72	246.71	5.20	6.29
75-74	560	21.86	300	0.0030	0.68	0.46	0.138	1.68	253.00	253.00	246.83	245.15	246.69	245.01	6.31	7.99
74-73	170	31.57	350	0.0017	0.6	0.54	0.189	0.29	253.00	253.00	251.99	251.70	251.80	251.51	1.20	1.49
73-72	844	34.33	350	0.0017	0.6	0.57	0.1995	1.43	253.00	251.00	251.70	250.27	251.50	250.07	1.50	0.93
72-71	420	141.27	500	0.0022	0.96	0.7	0.35	0.92	251.00	251.00	250.27	249.34	249.92	248.99	1.08	2.01
71-70	590	148.73	600	0.0010	0.65	0.65	0.39	0.59	251.00	251.00	249.28	248.69	248.89	248.30	2.11	2.70
70-10	689	161.00	600	0.0029	0.71	0.7	0.42	2.00	251.00	251.81	248.69	246.69	248.27	246.27	2.73	5.54

接附表 2

62-61	390	3.96	300	0.0055	0.6	0.1	0.03	2.15	251.80	251.55	250.63	248.49	250.60	248.46	1.20	3.10
61-60	440	7.91	300	0.0046	0.6	0.2	0.06	2.02	251.55	251.33	248.49	246.46	248.43	246.40	3.13	4.93
60-59	148	7.91	300	0.0046	0.6	0.2	0.06	0.68	251.33	251.19	246.46	245.78	246.40	245.72	4.93	5.47
59-58	632	10.47	300	0.0036	0.6	0.28	0.084	2.27	251.19	251.46	245.78	243.51	245.70	243.42	5.49	8.04
58-57	148	20.01	300	0.0030	0.67	0.44	0.132	0.44	251.46	251.04	250.39	249.95	250.26	249.82	1.20	1.22
57-56	614	21.92	300	0.0030	0.69	0.455	0.1365	1.84	251.04	250.00	249.95	248.11	249.81	247.97	1.23	2.03
33-32	388	5.33	300	0.0055	0.6	0.1	0.03	2.13	253.31	252.89	252.14	250.01	252.11	249.98	1.20	2.91
32-31	440	10.67	300	0.0034	0.6	0.32	0.096	1.496	252.89	252.52	250.01	248.51	249.91	248.41	2.98	4.11
31-30	610	14.01	300	0.0030	0.62	0.36	0.108	1.83	252.52	250.66	248.51	246.68	248.40	246.57	4.12	4.09
30-29	520	17.05	300	0.0030	0.65	0.4	0.12	1.56	250.66	250.00	246.68	245.12	246.56	245.00	4.10	5.00
29-28	460	19.60	300	0.0030	0.67	0.425	0.1275	1.38	250.00	250.00	245.12	243.74	244.99	243.61	5.01	6.39
28-27	560	22.81	300	0.0030	0.71	0.47	0.141	1.68	250.00	250.00	248.94	247.26	248.80	247.12	1.20	2.88
27-26	500	25.55	300	0.0030	0.73	0.5	0.15	1.50	250.00	250.00	247.26	245.76	247.11	245.61	2.89	4.39
26-25	440	25.55	300	0.0022	0.68	0.55	0.165	0.97	250.00	250.00	245.76	244.79	245.60	244.63	4.40	5.37
25-24	440	39.44	350	0.0015	0.6	0.65	0.2275	0.64	250.00	250.00	244.79	244.15	244.57	243.92	5.43	6.08
24-23	434	47.22	350	0.0020	0.7	0.65	0.2275	0.86	250.00	250.54	244.15	243.30	243.92	243.07	6.08	7.47
23-1	446	49.73	350	0.0022	0.74	0.65	0.2275	0.98	250.54	251.00	243.30	242.31	243.07	242.09	7.47	8.91
33-32	388	5.33	300	0.0055	0.6	0.1	0.03	2.13	253.31	252.89	252.14	250.01	252.11	249.98	1.20	2.91
32-31	440	10.67	300	0.0034	0.6	0.32	0.096	1.496	252.89	252.52	250.01	248.51	249.91	248.41	2.98	4.11
31-30	610	14.01	300	0.0030	0.62	0.36	0.108	1.83	252.52	250.66	248.51	246.68	248.40	246.57	4.12	4.09
30-29	520	17.05	300	0.0030	0.65	0.4	0.12	1.56	250.66	250.00	246.68	245.12	246.56	245.00	4.10	5.00

接附表 2

29-28	460	19.60	300	0.0030	0.67	0.425	0.1275	1.38	250.00	250.00	245.12	243.74	244.99	243.61	5.01	6.39
28-27	560	22.81	300	0.0030	0.71	0.47	0.141	1.68	250.00	250.00	248.94	247.26	248.80	247.12	1.20	2.88
27-26	500	25.55	300	0.0030	0.73	0.5	0.15	1.50	250.00	250.00	247.26	245.76	247.11	245.61	2.89	4.39
26-25	440	25.55	300	0.0022	0.68	0.55	0.165	0.97	250.00	250.00	245.76	244.79	245.60	244.63	4.40	5.37
25-24	440	39.44	350	0.0015	0.6	0.65	0.2275	0.64	250.00	250.00	244.79	244.15	244.57	243.92	5.43	6.08
24-23	434	47.22	350	0.0020	0.7	0.65	0.2275	0.86	250.00	250.54	244.15	243.30	243.92	243.07	6.08	7.47
23-1	446	49.73	350	0.0022	0.74	0.65	0.2275	0.98	250.54	251.00	243.30	242.31	243.07	242.09	7.47	8.91
81-80	360	3.71	300	0.0055	0.6	0.1	0.03	1.98	254.82	254.62	253.65	251.67	253.62	251.64	1.20	2.98
80-79	420	6.59	300	0.0053	0.6	0.2	0.06	2.23	254.62	254.93	251.67	249.44	251.61	249.38	3.01	5.55
79-76	752	12.87	300	0.0035	0.6	0.335	0.10	2.63	254.93	253.92	249.44	246.81	249.34	246.71	5.59	7.21
81-80	360	3.71	300	0.0055	0.6	0.1	0.03	1.98	254.82	254.62	253.65	251.67	253.62	251.64	1.20	2.98
80-79	420	6.59	300	0.0053	0.6	0.2	0.06	2.23	254.62	254.93	251.67	249.44	251.61	249.38	3.01	5.55
79-76	752	12.87	300	0.0035	0.6	0.335	0.10	2.63	254.93	253.92	249.44	246.81	249.34	246.71	5.59	7.21
96-95	500	1.51	300	0.0055	0.6	0.1	0.03	2.75	253.6500	253.57	252.48	249.73	252.45	249.70	1.20	3.87
95-94	420	4.03	300	0.0055	0.6	0.1	0.03	2.31	253.57	253.22	249.73	247.42	249.70	247.39	3.87	5.83
94-93	590	7.22	300	0.0051	0.6	0.22	0.07	3.01	253.22	253.85	252.09	249.08	252.02	249.01	1.20	4.84
93-92	480	7.22	300	0.0051	0.6	0.22	0.07	2.45	253.85	253.06	249.08	246.63	249.01	246.56	4.84	6.50
92-91	560	10.55	300	0.0035	0.6	0.29	0.09	1.96	253.06	251.28	246.63	244.67	246.54	244.58	6.52	6.70
91-70	732	14.04	300	0.0030	0.61	0.36	0.11	2.20	251.28	251.00	244.67	242.47	244.56	242.36	6.72	8.64
97-92	550	3.33	300	0.0055	0.6	0.1	0.03	3.03	253.00	253.06	251.83	248.81	251.80	248.78	1.20	4.29
98-91	550	4.11	300	0.0055	0.6	0.1	0.03	3.03	253.00	251.28	251.83	248.81	251.80	248.78	1.20	2.51

接附表 2

83-82	380	2.46	300	0.0055	0.6	0.1	0.03	2.09	253.19	253.01	252.02	249.93	251.99	249.90	1.20	3.11
82-75	629	6.23	300	0.0050	0.6	0.1	0.03	3.15	253.01	253.00	249.93	246.78	249.90	246.75	3.11	6.25
85-84	380	3.04	300	0.0055	0.6	0.1	0.03	2.09	253.17	253.00	252.00	249.91	251.97	249.88	1.20	3.12
84-74	629	7.69	300	0.0048	0.6	0.23	0.07	2.99	253.00	253.00	249.91	246.92	249.84	246.85	3.16	6.15
102-101	1185	41.61	300	0.0030	0.81	0.48	0.14	3.55	256.77	255.85	255.71	252.16	255.57	252.02	1.20	3.83
101-100	550	41.61	300	0.0030	0.81	0.48	0.14	1.65	255.85	252.85	252.16	250.51	252.02	250.37	3.83	2.48
100-99	689	47.10	300	0.0030	0.83	0.54	0.16	2.07	252.85	251.95	250.53	248.46	250.37	248.30	2.48	3.65
99-10	668	47.10	300	0.0030	0.83	0.54	0.16	2.00	251.95	251.81	248.46	246.46	248.30	246.30	3.65	5.51
88-87	415	35.34	300	0.0030	0.78	0.445	0.13	1.25	252.17	251.07	251.10	249.86	250.97	249.72	1.20	1.35
90-89	452	7.22	300	0.0052	0.6	0.21	0.06	2.35	251.41	251.00	250.27	247.92	250.21	247.86	1.20	3.14
89-87	631	40.53	350	0.0019	0.67	0.6	0.21	1.17	251.00	251.07	247.92	246.75	247.71	246.54	3.29	4.53
87-72	668	101.07	450	0.0023	0.92	0.65	0.29	1.54	251.07	251.00	246.75	245.22	246.46	244.93	4.61	6.07
65-64	390	3.78	300	0.0055	0.6	0.1	0.03	2.14	252.23	252.31	251.06	248.92	251.03	248.89	1.20	3.42
64-63	440	7.57	300	0.00495	0.6	0.18	0.054	2.18	252.31	252.11	248.92	246.74	248.86	246.68	3.45	5.43
63-58	440	11.35	300	0.0031	0.6	0.33	0.099	1.36	252.11	251.46	246.74	245.37	246.64	245.28	5.47	6.18
69-68	390	3.78	300	0.0055	0.6	0.1	0.03	2.15	252.97	252.85	251.80	249.66	251.77	249.63	1.20	3.22
68-67	440	7.57	300	0.00495	0.6	0.18	0.054	2.18	252.85	252.67	249.66	247.48	249.60	247.42	3.25	5.25
67-66	440	11.35	300	0.0031	0.6	0.33	0.099	1.36	252.67	252.26	247.48	246.11	247.38	246.01	5.29	6.25
66-56	440	11.35	100	0.0031	0.6	0.33	0.033	1.36	252.26	250.00	246.11	244.75	246.08	244.72	6.18	5.28
56-9	590	33.98	300	0.003	0.77	0.59	0.177	1.77	250.00	250.87	244.75	242.98	244.57	242.80	5.43	8.07
55-54	386	5.16	300	0.0055	0.6	0.1	0.03	2.12	253.92	253.64	252.75	250.63	252.72	250.60	1.20	3.04

接附表 2

54-53	440	10.32	300	0.0036	0.6	0.28	0.084	1.58	253.64	253.33	250.63	249.04	250.54	248.96	3.10	4.37
53-52	440	14.74	300	0.003	0.63	0.38	0.114	1.32	253.33	252.67	249.04	247.72	248.93	247.61	4.40	5.06
52-9	440	14.74	300	0.003	0.63	0.38	0.114	1.32	252.67	250.87	247.72	246.40	247.61	246.29	5.06	4.58
48-47	710	5.68	300	0.0055	0.6	0.1	0.03	3.91	254.46	254.64	253.29	249.39	253.26	249.36	1.20	5.29
47-46	440	5.68	300	0.0055	0.6	0.1	0.03	2.42	254.64	253.00	249.39	246.97	249.36	246.94	5.29	6.07
46-45	437	11.35	300	0.0033	0.6	0.335	0.1005	1.44	253.00	251.91	246.97	245.52	246.86	245.42	6.14	6.49
45-7	443	20.44	300	0.003	0.68	1.335	0.4005	1.33	251.91	250.00	245.52	244.19	245.12	243.79	6.79	6.21
49-46	710	5.68	300	0.0055	0.6	0.1	0.03	3.91	253.18	253.00	252.01	248.11	251.98	248.08	1.20	4.93
50-45	401	5.33	300	0.0055	0.6	0.1	0.03	2.21	251.88	251.91	250.71	248.50	250.68	248.47	1.20	3.44
51-45	499	5.68	300	0.0055	0.6	0.1	0.03	2.74	252.15	251.91	250.98	248.24	250.95	248.21	1.20	3.70
38-37	280	3.96	300	0.0055	0.6	0.1	0.03	1.54	252.46	252.11	251.29	249.75	251.26	249.72	1.20	2.39
37-36	520	7.57	300	0.00495	0.6	0.18	0.054	2.57	252.11	250.80	249.75	247.18	249.70	247.12	2.41	3.68
36-35	460	10.67	300	0.0034	0.6	0.32	0.096	1.56	250.80	250.27	247.18	245.61	247.08	245.52	3.72	4.75
35-34	560	14.01	300	0.003	0.62	0.36	0.108	1.68	250.27	250.20	245.61	243.93	245.50	243.82	4.77	6.38
34-25	500	14.01	300	0.003	0.62	0.36	0.108	1.5	250.20	250.00	243.93	242.43	243.82	242.32	6.38	7.68
41-40	230	3.10	300	0.0055	0.6	0.1	0.03	1.27	251.00	251.00	249.83	248.56	249.80	248.53	1.20	2.47
40-39	560	7.05	300	0.0051	0.6	0.14	0.042	2.86	251.00	250.00	248.56	245.71	248.52	245.66	2.48	4.34
39-24	500	7.05	300	0.0051	0.6	0.14	0.042	2.55	250.00	250.00	245.71	243.16	245.66	243.11	4.34	6.89
43-42	384	3.61	300	0.0052	0.6	0.1	0.03	2.00	251.84	251.77	250.67	248.67	250.64	248.64	1.20	3.13
42-4	446	7.23	100	0.00496	0.6	0.15	0.015	2.21	251.77	250.21	248.67	246.46	248.66	246.45	3.11	3.76
44-5	830	3.96	300	0.0053	0.6	0.1	0.03	4.40	252.67	251.05	251.50	247.10	251.47	247.07	1.20	3.98

附表 3 雨水干管水力计算表

设计 管段 编号	管段 长度 L(m)	汇水 面积 F(hm²)	管内雨水流行时 间(min)		单位面积 径流量 q ₀ [L/(s·h m²)]	设计流 量 Q(L/s)	管 径 D(mm)	水力 坡度 I	流速 v/(m/ s)	管道输 水能力 Q _s (L/s)	坡降 I _L (m)	设计地面标高		设计管内底标高		埋深	
			Σt ₂ =ΣL /v	t ₂ =L/v								(m)		(m)		(m)	
												起点	终点	起点	终点	起点	终点
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
0-1	420	130.47	0	6.15	1.70	221.32	500	3.5	1.14	223.28	1.47	255.00	254.81	253.80	252.33	1.20	2.48
1-2	620	173.97	6.15	9.08	1.17	203.19	500	3.5	1.14	223.28	2.17	254.81	254.78	252.33	250.16	2.48	4.62
2-3	420	220.53	15.24	6.15	0.83	182.02	500	3.5	1.14	223.28	1.47	254.78	254.83	250.16	248.69	4.62	5.98
3-4	590	220.53	21.39	8.64	0.70	153.60	500	3.5	1.14	223.28	2.07	254.83	254.67	253.63	251.57	1.20	2.21
4-5	688.7	257.25	30.03	10.09	0.58	148.27	500	3.5	1.14	223.28	2.41	254.67	253.77	248.69	246.28	5.98	7.49
5-6	493.1	267.89	40.12	7.22	0.48	129.63	500	3.5	1.14	223.28	1.73	253.77	252.81	252.57	250.84	1.20	1.97

接附表 3

6-7	338.7	285.81	47.34	4.96	0.44	124.54	500	3.5	1.14	223.28	1.19	252.81	251.70	250.84	249.66	1.97	2.04
7-B	216.6	305.13	52.31	3.17	0.41	124.65	500	3.5	1.14	223.28	0.76	251.70	250.20	249.66	248.90	2.04	1.30
30-31	335.3	20.80	0	7.46	1.70	35.28	300	3.00	0.75	52.94	1.01	251.23	251.00	250.13	249.12	1.10	1.88
31-32	627.4	104.20	7.46	11.33	1.10	114.56	400	3.10	0.92	115.89	1.94	251.00	251.04	249.02	247.08	1.98	3.96
32-33	670	194.97	18.79	9.63	0.74	145.24	400	4.90	1.16	145.71	3.28	251.04	251.00	247.08	243.80	3.96	7.20
33-34	420	228.61	28.42	6.03	0.60	136.06	400	4.90	1.16	145.71	2.06	251.00	251.00	249.90	247.84	1.10	3.16
34-35	430	269.67	34.45	9.44	0.53	143.27	500	1.56	0.76	149.06	0.67	251.00	251.00	247.74	247.07	3.26	3.93
35-36	390	294.45	43.89	8.56	0.46	134.67	500	1.56	0.76	149.06	0.61	251.00	251.00	247.07	246.46	3.93	4.54
36-37	458.7	322.17	52.44	10.07	0.41	131.38	500	1.56	0.76	149.06	0.72	251.00	251.81	246.46	245.75	4.54	6.06
37-E	471	430.67	62.51	9.62	0.36	156.35	500	1.80	0.82	160.12	0.85	251.81	250.20	245.75	244.90	6.06	5.30

接附表 3

11-12	331.1	20.56	0	7.36	1.70	34.88	300	3	0.75	52.94	0.99	254.30	253.73	253.20	252.21	1.10	1.52
12-13	480	27.64	7.36	10.68	1.10	30.52	300	3	0.75	52.94	1.44	253.73	253.00	252.21	250.77	1.52	2.23
13-14	560	45.32	18.04	12.46	0.76	34.46	300	3	0.75	52.94	1.68	253.00	253.00	250.77	249.09	2.23	3.91
14-15	629.9	66.64	30.50	14.01	0.57	38.07	300	3	0.75	52.94	1.89	253.00	253.00	249.09	247.20	3.91	5.80
15-16	420	77.56	44.51	9.34	0.45	35.16	300	3	0.75	52.94	1.26	253.00	253.01	247.20	245.94	5.80	7.07
16-17	590	142.15	53.85	12.15	0.40	56.97	300	3.5	0.81	57.18	2.07	253.01	251.30	251.91	249.85	1.10	1.46
17-18	688.7	178.87	66.00	12.51	0.35	62.60	300	4.5	0.92	64.84	3.10	251.30	252.86	249.85	246.75	1.46	6.11
18-19	300.5	219.69	78.51	5.13	0.31	68.29	300	5.1	0.98	69.02	1.53	252.86	251.70	246.75	245.21	6.11	6.49
19-D	248.8	268.83	83.63	3.66	0.30	79.98	300	6.85	1.13	79.99	1.70	251.70	250.20	245.21	243.51	6.49	6.69
42-43	590	20.40	0	13.12	1.70	34.60	300	3	0.75	52.94	1.77	253.41	252.85	252.31	250.54	1.10	2.31

接附表 3

43-44	540	35.36	13.12	12.01	0.88	31.24	300	3	0.75	52.94	1.62	252.85	252.28	250.54	248.92	2.31	3.36
44-45	560	50.32	25.13	12.46	0.64	32.10	300	3	0.75	52.94	1.68	252.28	251.72	248.92	247.24	3.36	4.48
45-46	440	65.96	37.59	9.79	0.50	33.23	300	3	0.75	52.94	1.32	251.72	251.42	247.24	245.92	4.48	5.50
46-47	440	69.64	47.38	9.79	0.44	30.33	300	3	0.75	52.94	1.32	251.42	249.85	245.92	244.60	5.50	5.25
47-G	237.7	120.96	57.16	5.29	0.39	46.61	300	3	0.75	52.94	0.71	249.85	249.50	244.60	243.89	5.25	5.61
51-52	750	10.20	0	16.68	1.70	17.30	300	3	0.75	52.94	2.25	253.23	253.33	252.13	249.88	1.10	3.45
52-53	440	20.40	16.68	9.79	0.79	16.12	300	3	0.75	52.94	1.32	253.33	252.63	249.88	248.56	3.45	4.07
53-54	590	30.60	26.47	13.12	0.62	18.96	300	3	0.75	52.94	1.77	252.63	252.25	248.56	246.79	4.07	5.46
54-55	440	45.56	39.59	9.79	0.49	22.23	300	3	0.75	52.94	1.32	252.25	250.00	246.79	245.47	5.46	4.53
55-F	244.9	69.86	49.38	5.45	0.42	29.63	300	3	0.75	52.94	0.73	250.00	249.50	245.47	244.74	4.53	4.76

接附表 3

56-57	760	11.22	0	16.90	1.70	19.03	300	3	0.75	52.94	2.28	254.37	254.64	253.27	250.99	1.10	3.65
57-58	440	22.44	16.90	9.79	0.79	17.62	300	3	0.75	52.94	1.32	254.64	253.00	250.99	249.67	3.65	3.33
58-59	440	44.20	26.69	9.79	0.62	27.26	300	3	0.75	52.94	1.32	253.00	251.90	249.67	248.35	3.33	3.55
59-60	440	97.92	36.48	9.79	0.51	50.25	300	3	0.75	52.94	1.32	251.90	250.00	248.35	247.03	3.55	2.97
60-C	216.7	161.84	46.27	3.56	0.44	71.57	300	5.5	1.01	71.68	1.19	250.00	249.50	247.03	245.84	2.97	3.66
63-64	610	10.54	0.00	13.57	1.70	17.88	300	3	0.75	52.94	1.83	253.16	252.70	252.06	250.23	1.10	2.47
64-65	520	26.18	13.57	11.57	0.87	22.79	300	3	0.75	52.94	1.56	252.70	251.81	250.23	248.67	2.47	3.14
65-66	440	26.18	25.13	9.79	0.64	16.70	300	3	0.75	52.94	1.32	251.81	251.74	248.67	247.35	3.14	4.39
66-67	440	47.26	34.92	9.79	0.53	24.90	300	3	0.75	52.94	1.32	251.74	250.21	247.35	246.03	4.39	4.18
67-A	238.4	97.24	44.71	5.30	0.45	43.95	300	3	0.75	52.94	0.72	250.21	249.50	246.03	245.31	4.18	4.19

接附表 3

72-73	610	10.54	0.00	13.57	1.70	17.88	300	3	0.75	52.94	1.83	252.62	250.65	251.32	249.49	1.30	1.16
73-74	520	18.36	13.57	11.57	0.87	15.98	300	3	0.75	52.94	1.56	250.65	250.00	249.49	247.93	1.16	2.07
74-75	460	32.64	25.13	10.23	0.64	20.82	300	3	0.75	52.94	1.38	250.00	250.00	247.93	246.55	2.07	3.45
75-76	560	44.88	35.37	12.46	0.52	23.47	300	3	0.75	52.94	1.68	250.00	250.00	246.55	244.87	3.45	5.13
76-77	500	60.52	47.82	11.12	0.43	26.20	300	3	0.75	52.94	1.50	250.00	250.00	244.87	243.37	5.13	6.63
77-78	440	74.12	58.94	9.79	0.38	27.98	300	3	0.75	52.94	1.32	250.00	250.00	248.90	247.58	1.10	2.42
78-79	440	141.10	68.73	9.79	0.34	48.04	300	3	0.75	52.94	1.32	250.00	250.00	247.58	246.26	2.42	3.74
79-80	440	168.64	78.52	9.79	0.31	52.42	300	3	0.75	52.94	1.32	250.00	250.56	246.26	244.94	3.74	5.62
80-81	440	183.26	88.30	9.79	0.29	52.50	300	3	0.75	52.94	1.32	250.56	251.00	244.94	243.62	5.62	7.38
81-H	831.9	190.06	98.09	18.50	0.27	50.57	300	3	0.75	52.94	2.50	251.00	249.50	243.62	241.12	7.38	8.38

某县级市排水工程设计总说明

一、工程概况

该县级市位于我国中西部地区，B江穿成而过，两条支流分贝沿东向西、南向北在城市西部河流，向西北方向流动。城区属于大陆季风气候区，冬寒夏热，四季分明，日照充足，雨量较充沛。该地区年平均气温为12.5℃，夏季平均气温23℃，极端高温38.2℃；冬季平均气温为-11.1～5℃，极端低温为-15.5℃。全年无霜期20天左右。历年平均日照总时数为1680～1910 h。年降雨量为500～700 mm。分布规律为南多北少，东多西少，年际变化较大，连续降水量最大为423.4 mm。该县级市的土壤为沙质粘土土壤的冰冻深度0.14 m，地下水位距离地面4-5 m, 接纳排水的天然水体最高水位245 m, 最低水位227 m, 常水位238 m。该地区常年主导风向为东北风。

根据该地区的规划参数，该地区占地达17.2 km², 总人口为14.81万人。目前该县级市居民区内各居住楼层室内均设有给排水设备与淋浴设施，还包含皮毛厂、针织厂、棉纺厂、食品厂、化工区等工业厂区，排水水质复杂，处理难度大，污水处理厂总处理量为35000 m³/d。

二、设计依据

[1]国家环境保护总局,国家质量监督检验检疫总局. 城镇污水处理厂污染物排放标准(GB18918-2002), 中华人民共和国国家标准, 2002.

[2]刘兴昌. 市政工程规划. 第一版. 北京: 中国建筑工业出版社, 2006年, 12-102.

[3]中华人民共和国住房和城乡建设部,国家质量监督检验检疫总局. 室外排水设计规范(GB50014-2006)（2016年版），中华人民共和国国家标准，2016.

[4]崔玉川, 刘振江, 张绍怡. 城市污水厂处理设施设计计算. 第二版. 北京: 化学工业出版社, 2011.

[5]北京市市政设计研究总院. 给水排水设计手册（第5册）城镇排水. 第二版. 北京: 中国建筑工业出版社, 2003.

[6]上海市市政工程设计研究院. 给水排水设计手册（第12册）器材与装置. 第二版. 北京: 中国建筑工业出版社, 2003.

[7]上海市市政工程设计研究院. 给水排水设计手册（第11册）常用设备. 第二版. 北京: 中国建筑工业出版社, 2003.

[8]郑俊, 吴浩汀, 程寒飞. 曝气生物滤池污水处理新技术及工程实例. 第一版. 北京：化学工业出版社, 2002, 56-76.

[9]上海市市政工程设计研究院. 给水排水设计手册（第9册）专用机械. 第二版. 北京：中国建筑工业出版社, 2003.

[10]上海市市政工程设计研究院. 给水排水设计手册（第3册）城镇给水. 第二版. 北京: 中国建筑工业出版社, 2003.

[11]上海市市政工程设计研究院. 给水排水设计手册（第1册）常用资料. 第二版. 北京: 中国建筑工业出版社, 2003.

三、污水管网设计

按非满流设计，居民综合生活污水定额为150 L/(人•d)，污水管道最小设计流速为0.6 m/s，金属管道的最大设计流速为10 m/s，非金属管道的最大设计流速为5 m/s。在街坊和厂区内最小管径为200 mm，在街道下为300 mm。车行道下污水管道最小覆土厚度不宜小于0.7 m；一般在干燥土壤中，最大埋深不超过7～8m。污水管道采用钢筋混凝土管。

四、雨水管网设计

1. 按满流设计，设计重现期P=1年，北部径流系数0.46，南部径流系数0.48，地面积水时间为15 min。

2. 管道内最小设计流速为0.75 m/s；金属管最大流速为10 m/s，非金属管最大流速为5 m/s。

3. 雨水管道的最小管径为300 mm，相应的最小坡度为0.003，雨水口连接管最小管径为200 mm，最小坡度为0.01。

4. 车行道下污水管道最小覆土厚度不宜小于0.7 m；一般在干燥土壤中，最大埋深不超过7～8 m。

5. 采用钢筋混凝土管。

6. 雨水管道各设计管段在高程上采用管顶平接。

五、污水处理工艺选择

本设计采用三级处理方式，二级处理核心工艺具有污水脱氮除磷的改良式A²/O工艺。改良式A²/O工艺是在传统的A²/O工艺的基础上增设预反硝化池（即预缺氧池），回流污泥和部分（一般约10 %左右）进水首先进入预反硝化池（另一部分进水，约占总进水的90 %直接进入厌氧池），微生物利用进水中的有机物作碳源进行反硝化，去除由回流污泥带入的硝酸盐，消除了硝态氮对厌氧除磷的不利影响，提高了系统的生物除磷能力。

本设计三级处理工艺选用曝气生物滤池+化学除磷。曝气生物滤池设计为反硝化生物滤池+硝化生物滤池的形式，对二级出水中过量的氮含量进一步处理。化学除磷考虑实际情况，经过与铝盐、钙盐等的对比分析，本设计选用亚铁盐作为化学除磷的主要药剂，具有经济、安全、可靠、对人体无害等优势。化学除磷药剂选用协同加药方式，无需再设最终沉淀池，经济实用。此外，亚铁药剂的使用还能帮助构建缺氧环境，一举多得。

六、污泥处理工艺选择

污泥处理是指对污泥进行稳定化、减量化、无害化和资源化处理的过程。本工程设计选用传统的浓缩、消化、脱水工艺，设置了浓缩池、贮泥池、消化池、脱水机房等构筑物。具体污水处理厂工艺流程见图1。

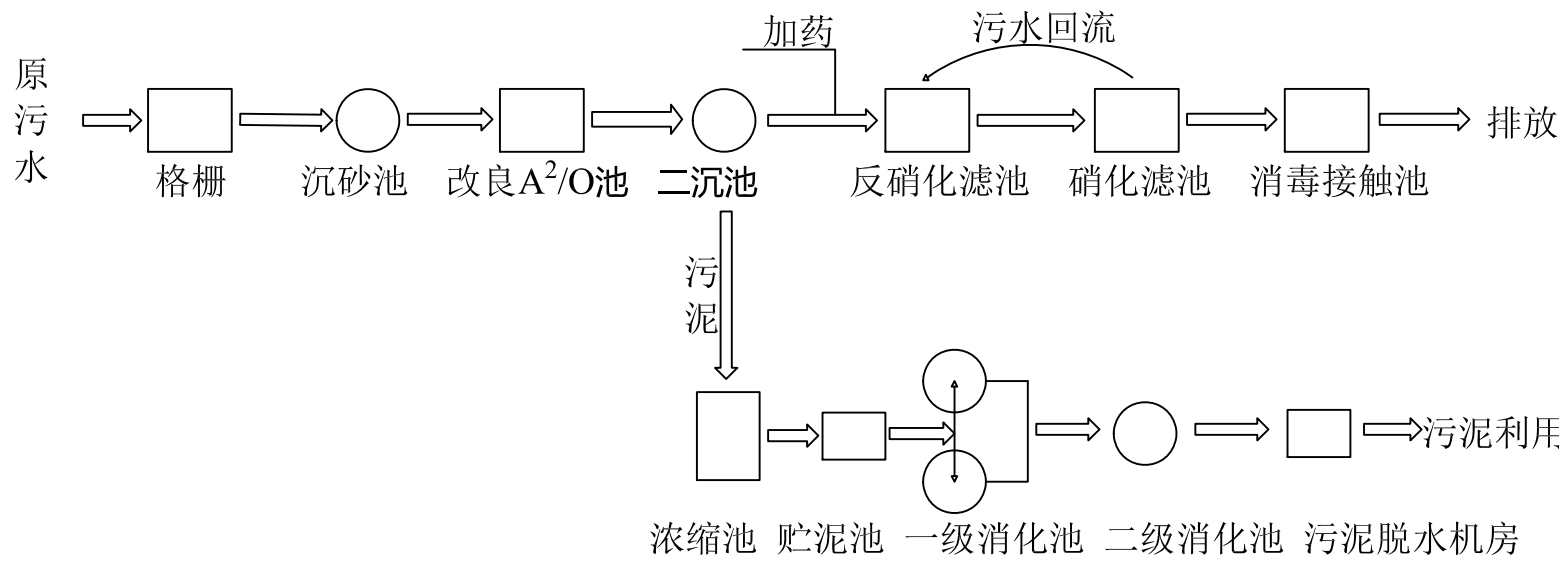
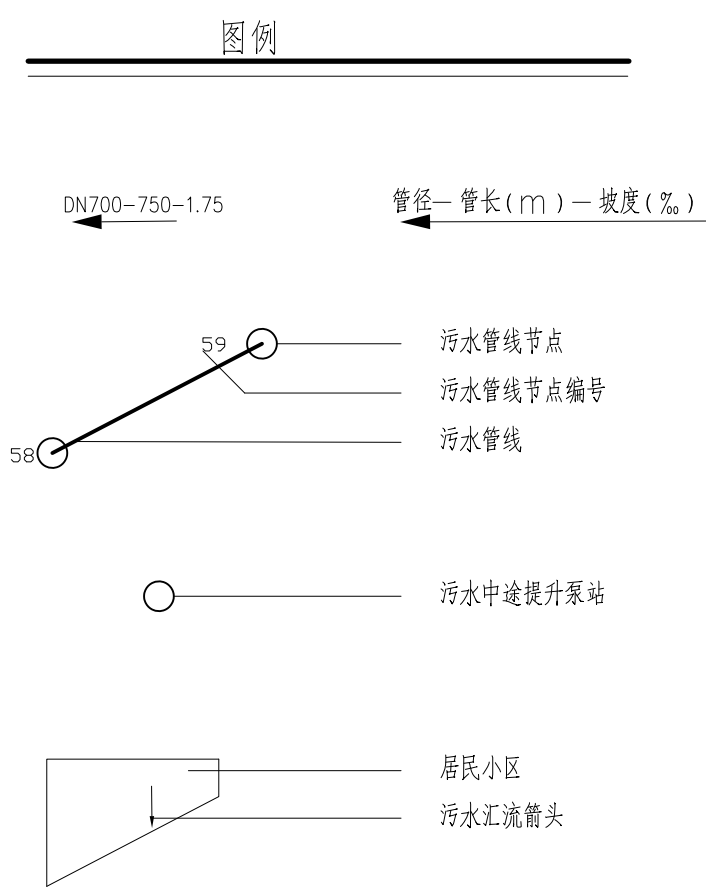
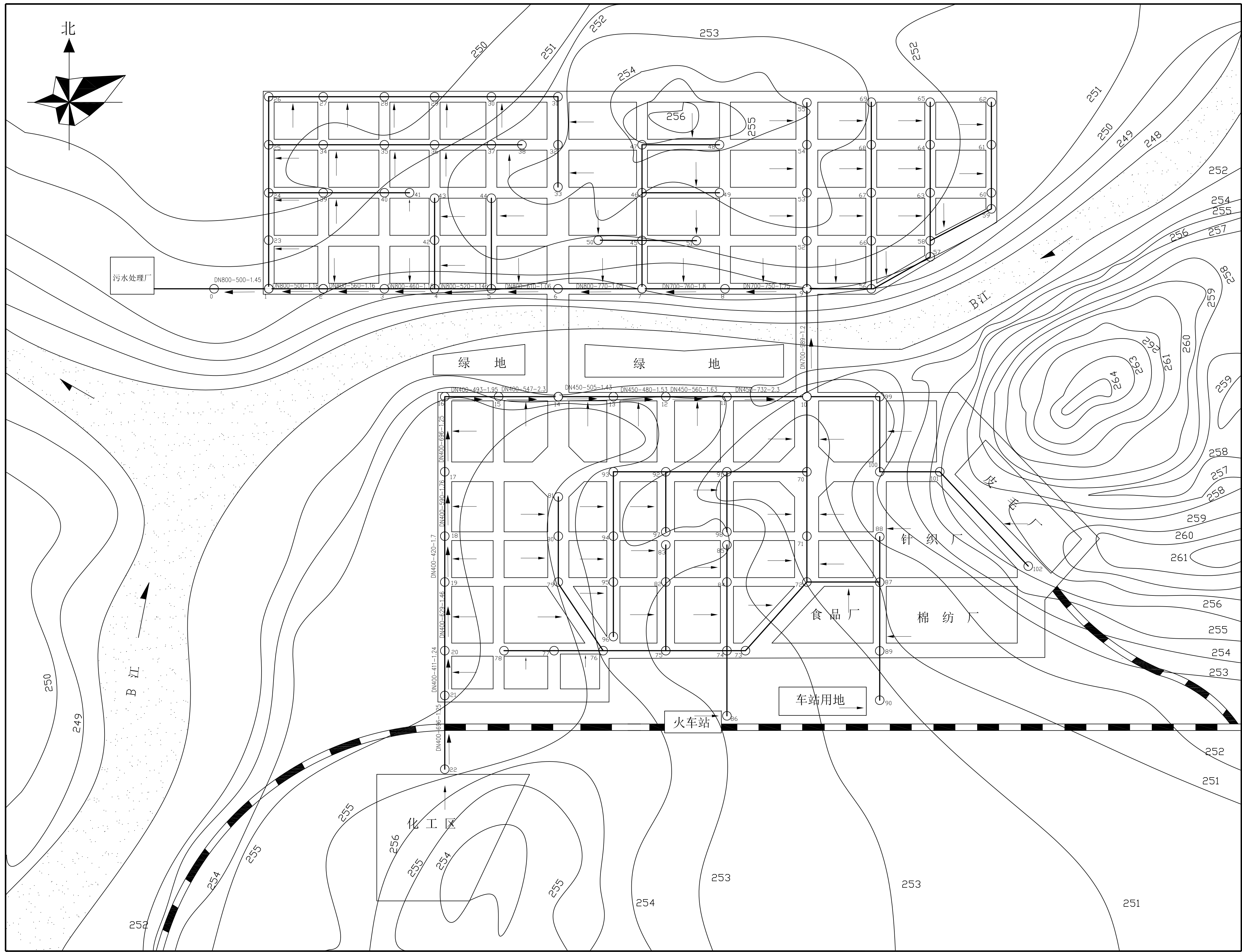


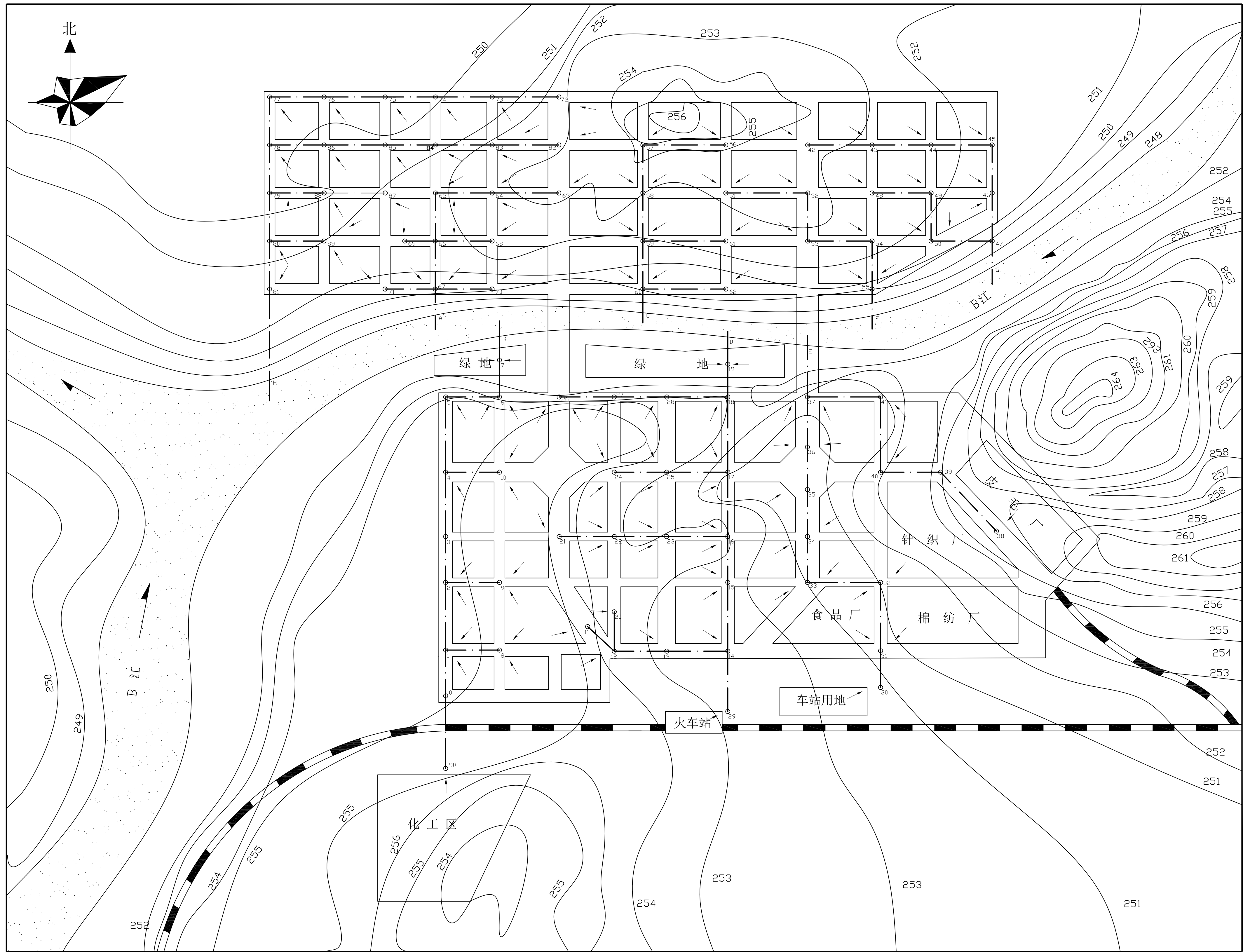
图1 污水处理厂工艺流程图

给排水科学与工程16级一班			学校学院	兰州理工大学土木工程学院	
			设计题目	某县级市排水工程设计	
审 核		某县级市排水工程设计总说明			比 例
指导教师	胡家玮				图 号
学生姓名	杨柳崴				00
			日 期	2020. 06	



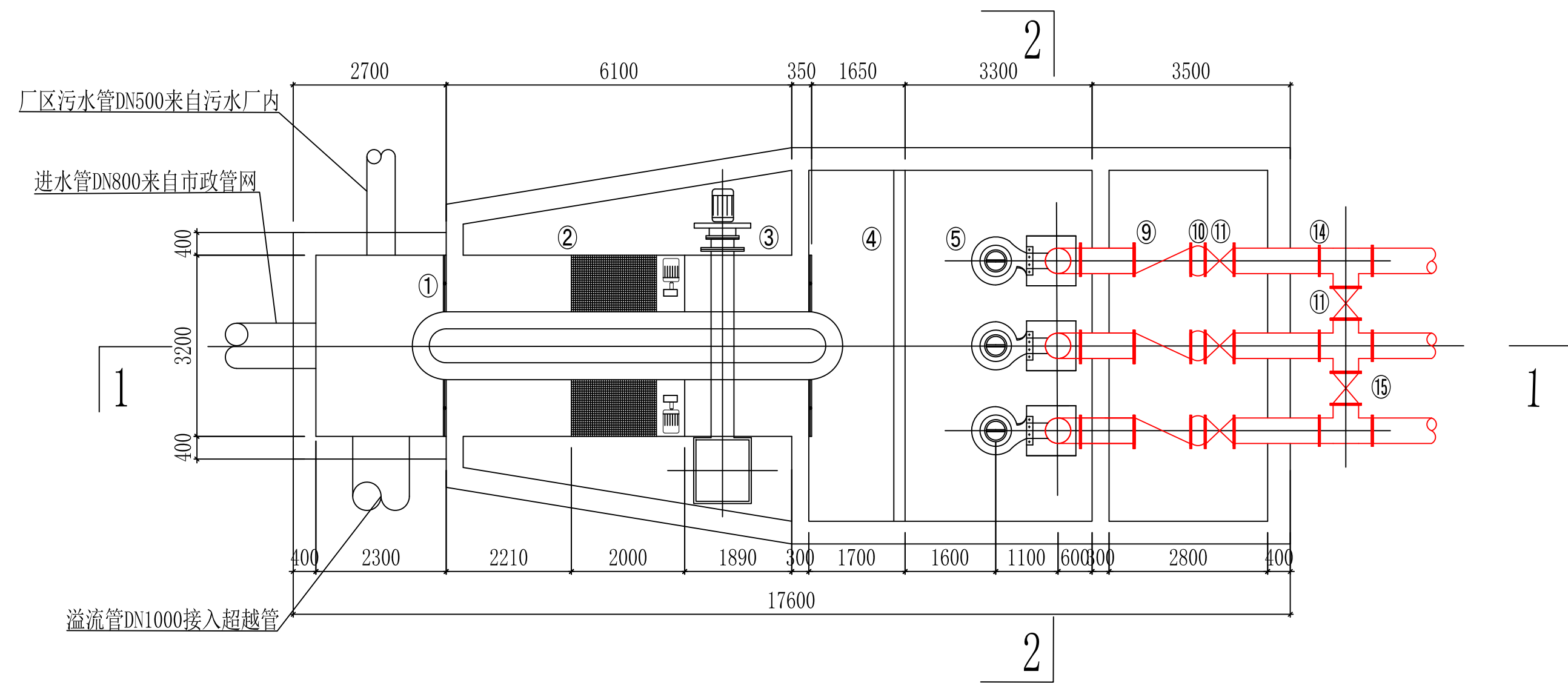
某县级市污水管网布置平面图1：20000

给排水科学与工程16级一班		学校学院	兰州理工大学土木工程学院	
		设计题目	某县级市排水工程设计	
审核		某县级市污水管网平面布置图	比例	1:20000
指导教师	胡家玮		图号	01
学生姓名	杨柳威		日期	2020.05

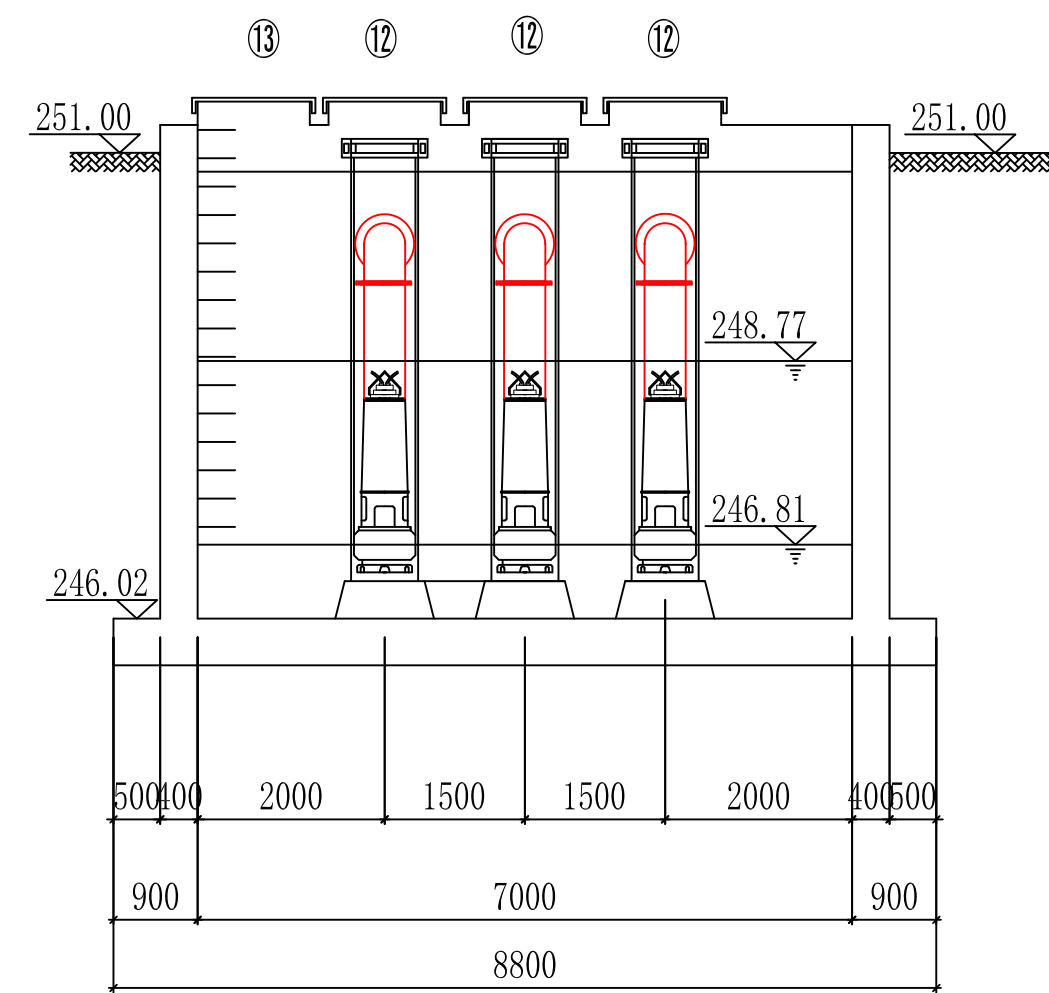


某县级市雨水管网平面布置图 1:20000

给排水科学与工程16级一班		学校学院	兰州理工大学土木工程学院		
		设计题目	某县级市排水工程设计		
审 核		某县级市雨水管网平面布置图		比 例	1:20000
指导教师	胡家玮			图 号	02
学生姓名	杨柳威			日 期	2020. 06



粗格栅污水泵房平面图 1:80

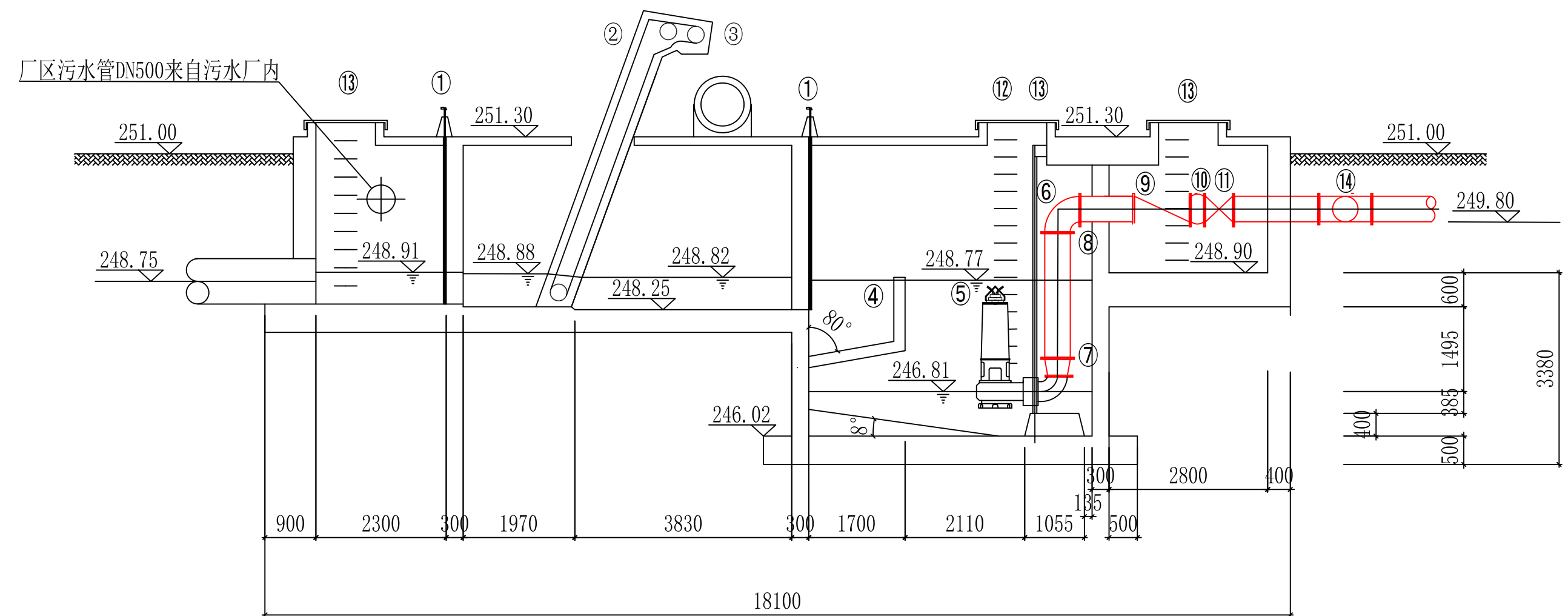


2-2 剖面图 1:80

材料表

序号	名称	规格	数量	单位
①	平面钢闸门	B=1000mm, H=1800mm	4	套
②	机械格栅除污机	B=1000mm, b=21mm, α=60°	2	台
③	螺旋输送机	DN420	1	套
④	挡水墙	W=8200mm	1	块
⑤	潜污泵	Q=723.6m³/h, H=11.60m	3	台
⑥	导杆	-----	3	套
⑦	同心渐放管	DN350×450	3	个
⑧	90°弯头	DN450	3	个
⑨	止回阀	DN450	3	个
⑩	可挠曲橡胶头	DN450	3	个
⑪	闸阀	DN450	5	个
⑫	吊装孔	1200×1050	3	个
⑬	人孔	1200×1050	3	个
⑭	等径三通	DN450	2	个
⑮	等径四通	DN450	1	个

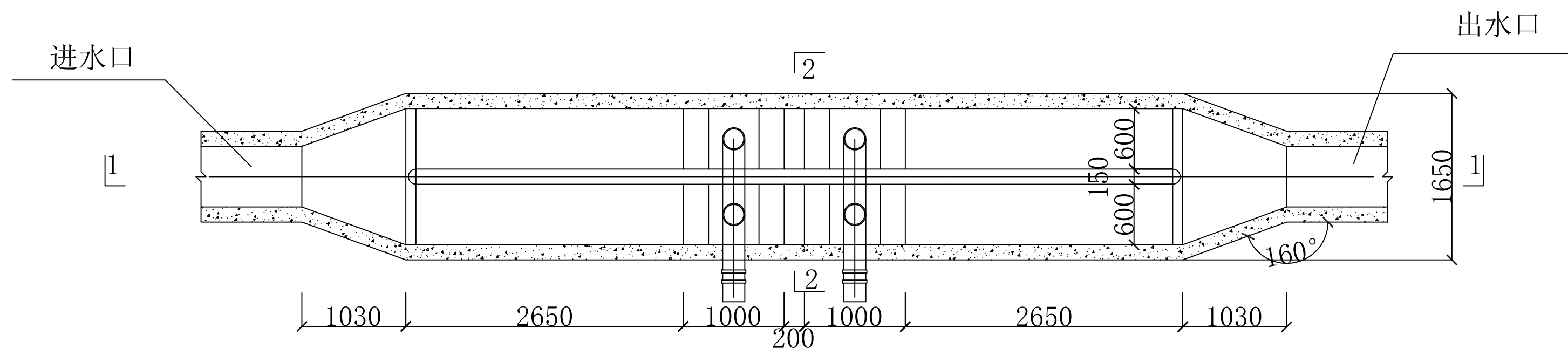
- 说明:
- 潜污泵共计三台, 两用一备。
 - 图中高程尺寸单位为米, 其余标注单位为毫米。



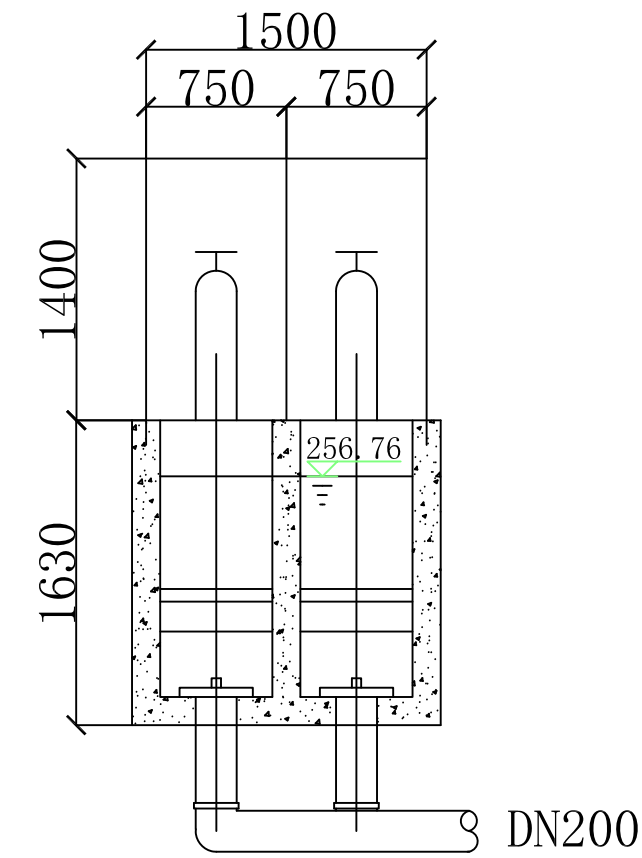
1-1 剖面图 1:80

粗格栅污水泵房工艺图 1:80

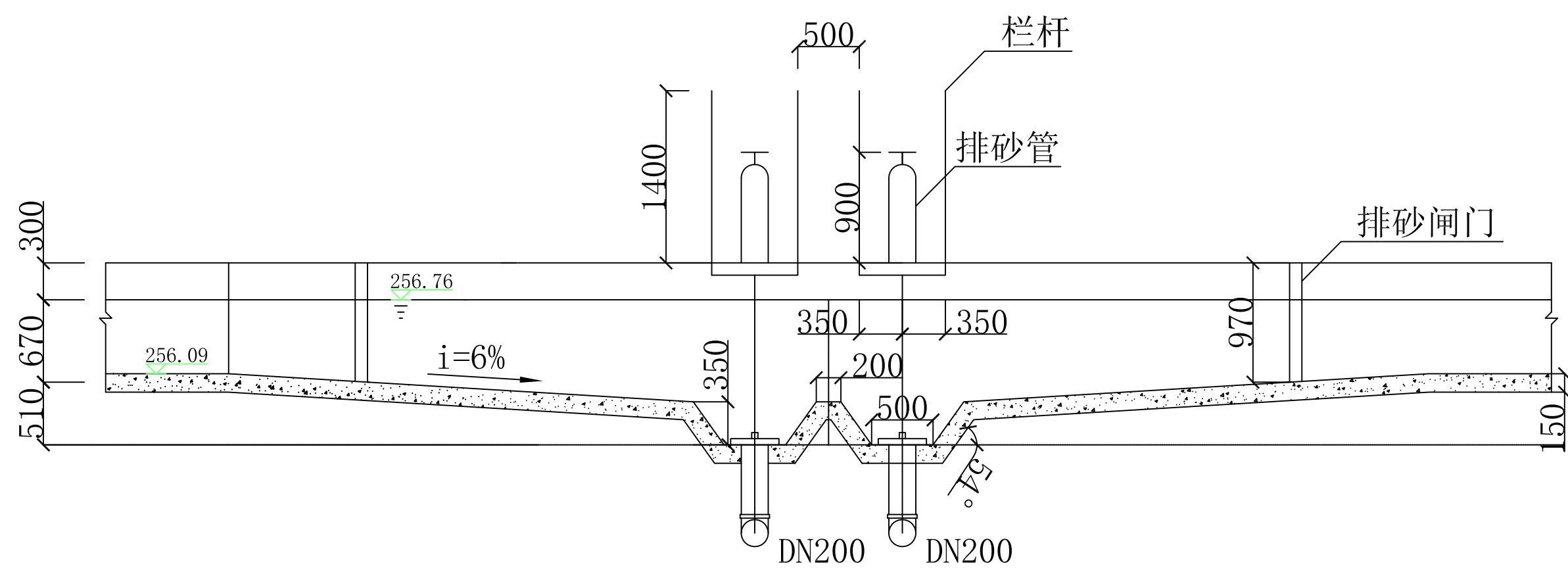
给排水科学与工程16级一班		学校学院	兰州理工大学土木工程学院		
		设计题目	某县级市排水工程设计		
审 核		粗格栅污水泵房工艺图		比 例	1:80
指导教师	胡家玮			图 号	03
学生姓名	杨柳威			日 期	2020.06



平流沉砂池平面图 1:40



2-2剖面图 1:40

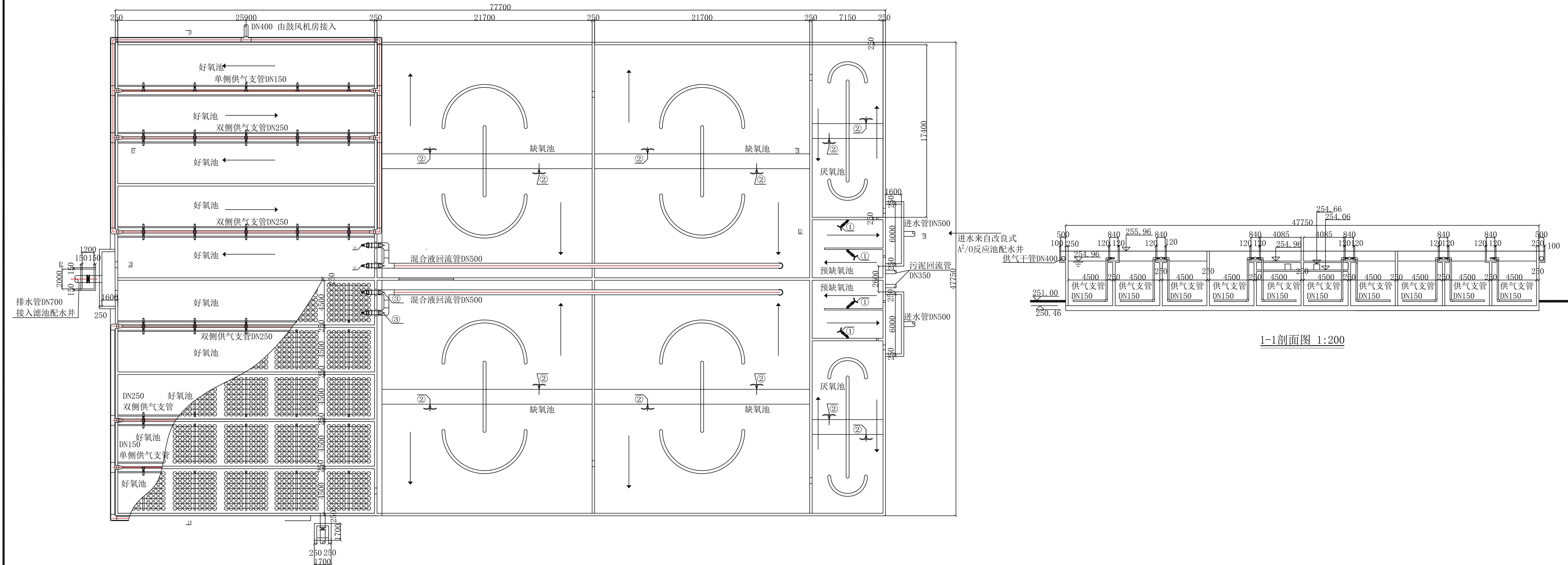


1-1剖面图 1:40

说明：本图绘制的是平流式沉砂池的主体部分，除标高单位为米外，其余均以毫米为单位。

平流沉砂池工艺布置图 1:40

给排水科学与工程16级一班			学校学院	兰州理工大学土木工程学院	
			设计题目	某县级市排水工程设计	
审 核		平流沉砂池工艺布置图	比 例	1:40	
指导教师	胡家玮		图 号	04	
学生姓名	杨柳威		日 期	2020. 06	



改良式A²/O反应池平面布置图 1:200

1-1剖面图 1:200

2-2剖面图 1:200

改良式A²/O反应池工艺布置图 1:200

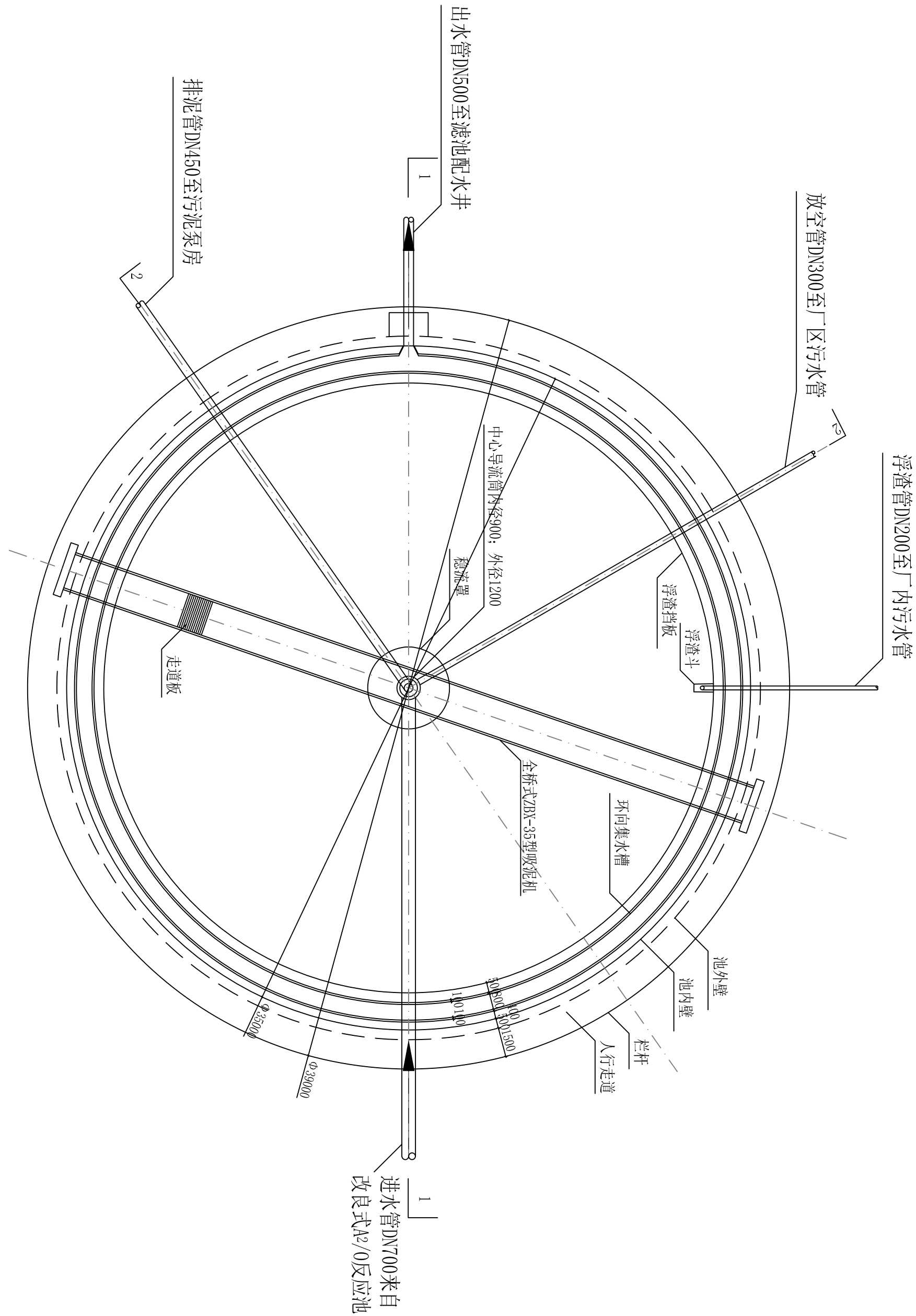
说明：

1、图中①指推流器，与池壁夹角45°；②指搅拌机，与池壁夹角45°；③指混合液回流泵，一侧各设两台，一用一备。

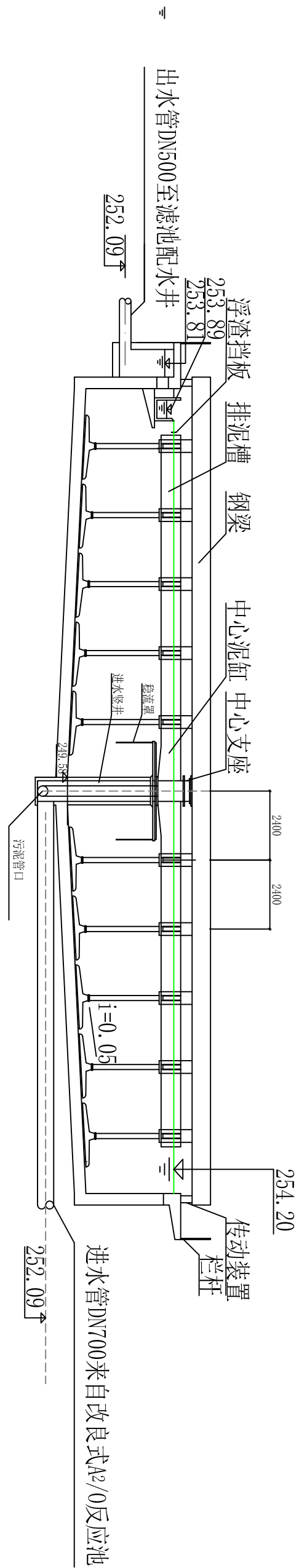
2、平面布置图中，好氧池区域将池体上部和底部布置情况进行了绘制，曲线右下角为底部，其余为上部。

3、图中尺寸，仅标高单位为米外，其余均以毫米为单位，地面标高为251.00米。

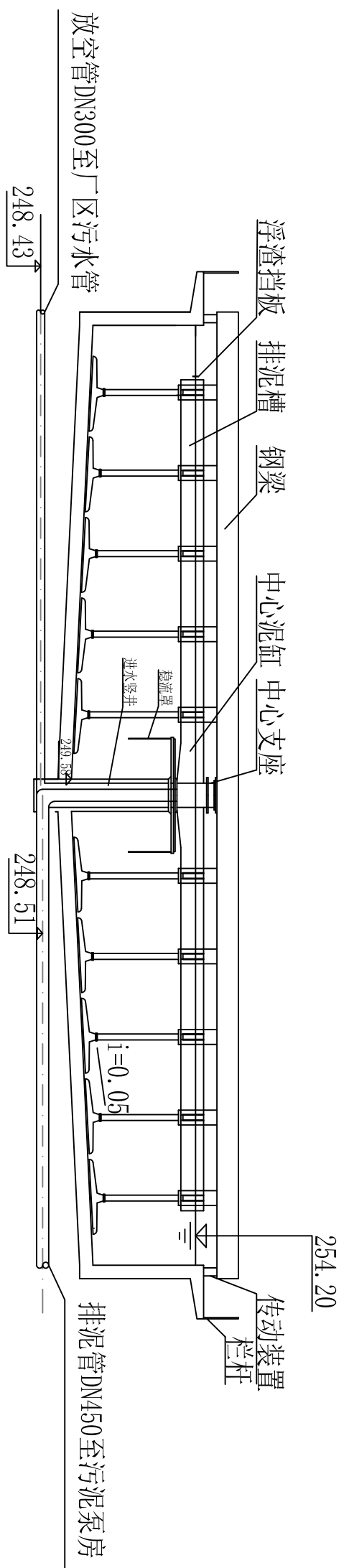
给排水科学与工程16级一班			学校学院	兰州理工大学土木工程学院	
			设计题目	某县级市排水工程设计	
审 核		改良式A ² /O反应池工艺图	比 例		1:200
指导教师	胡家玮		图 号		05
学生姓名	杨柳威		日 期		2020. 06



幅流式二沉池平面图 1:200



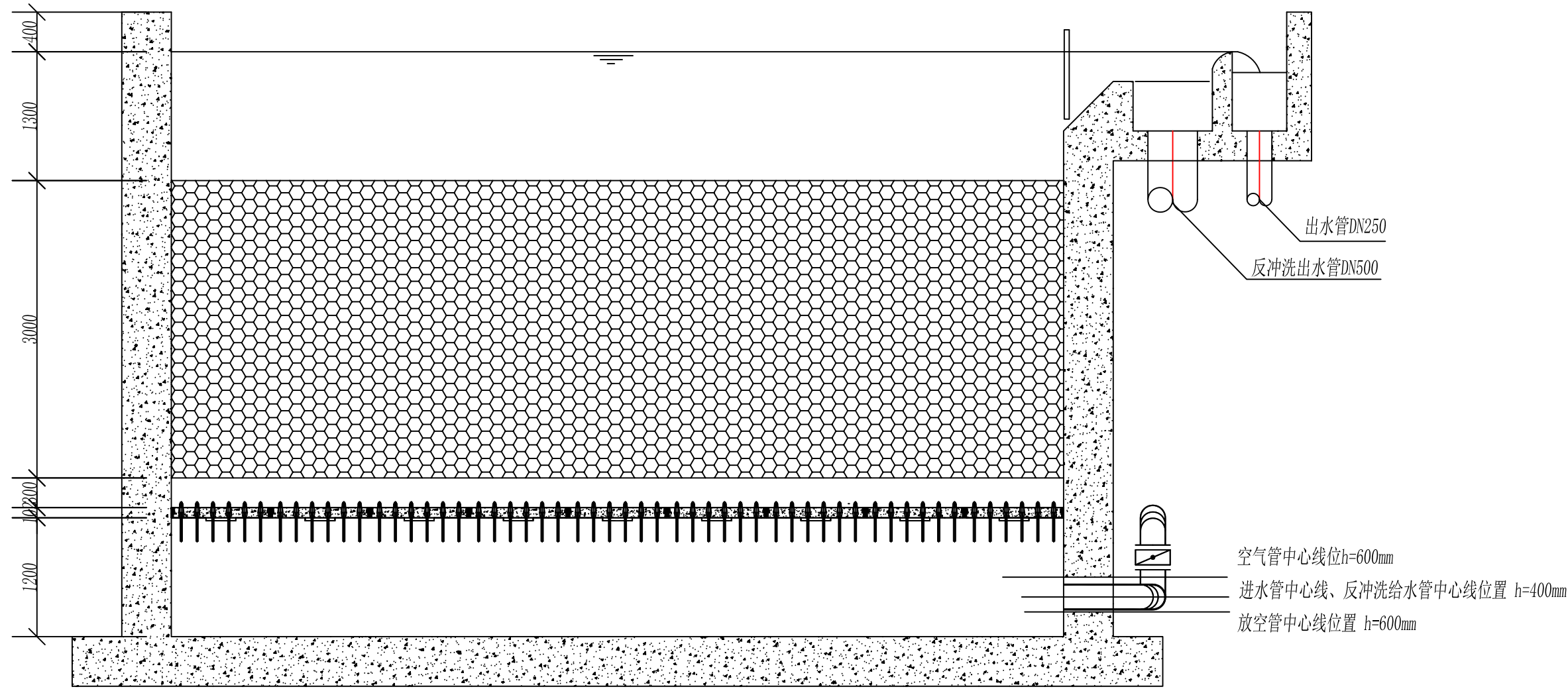
二沉池1-1剖面图 1:200



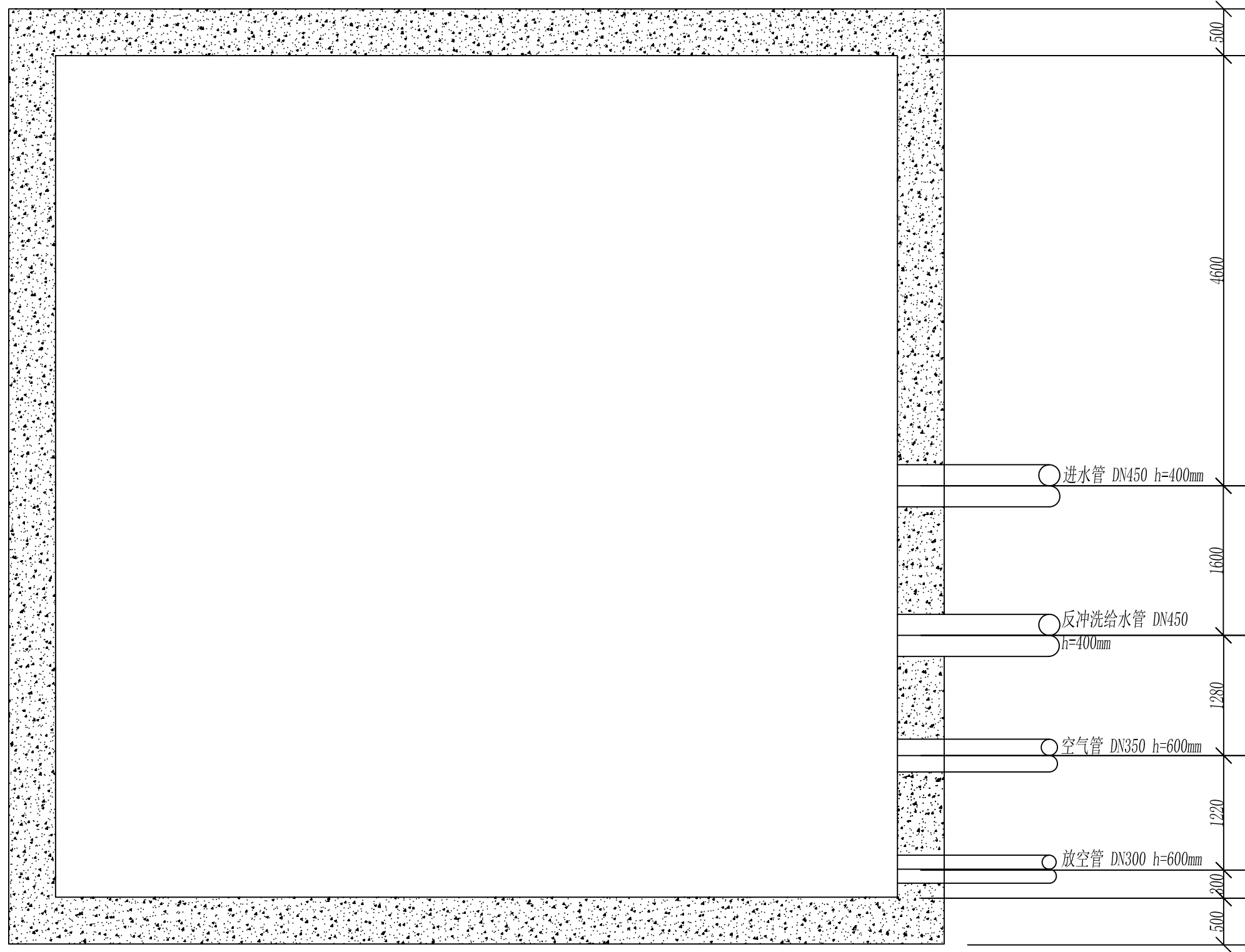
二沉池2-2剖面图 1:200

说明：本图中仅标高单位为米外，其余均以毫米计，地面标高为251.00米。

给排水科学与工程16级一班		学校学院	兰州理工大学土木工程学院	
审核	设计题目	设计题目	某县城市排水工程设计	
指导教师	胡家玮	比例	1:200	
学生姓名	杨柳威	图号	06	
二沉池工艺布置图			日期	2020.06

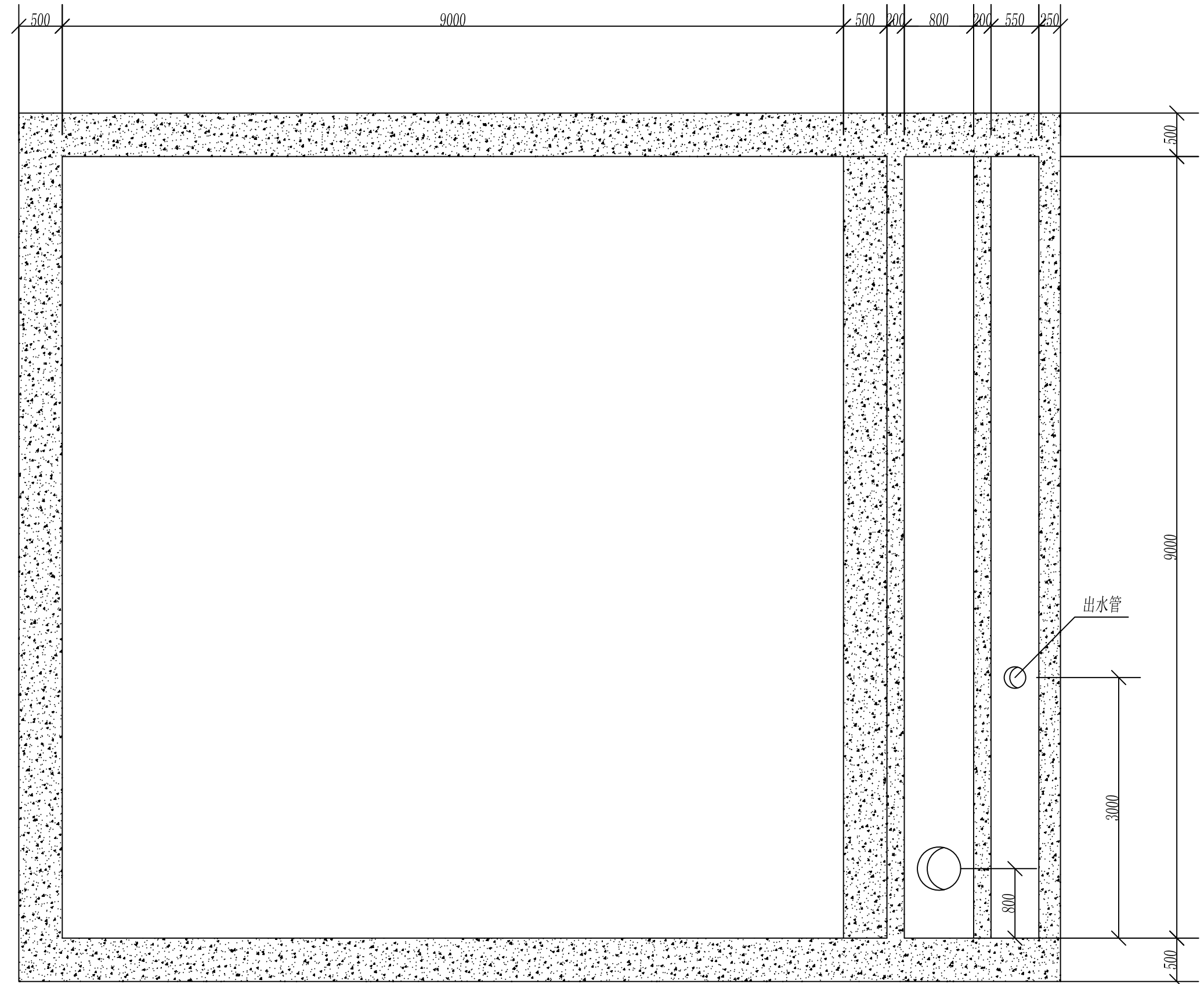


1-1剖切图 1: 50



曝气生物滤各种外接管道平面位置图 1:50

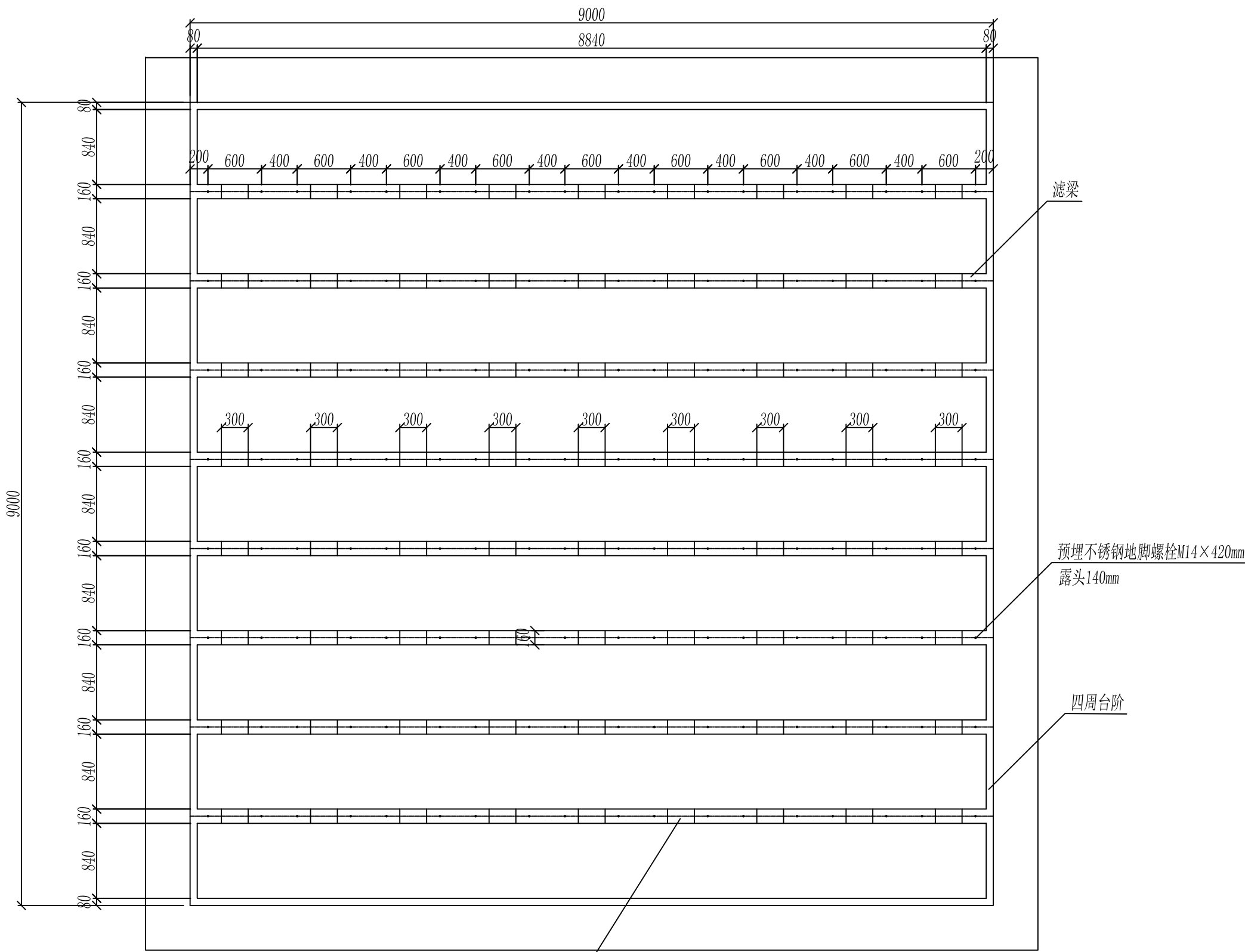
曝气生物滤池工艺布置图（一） 1:50



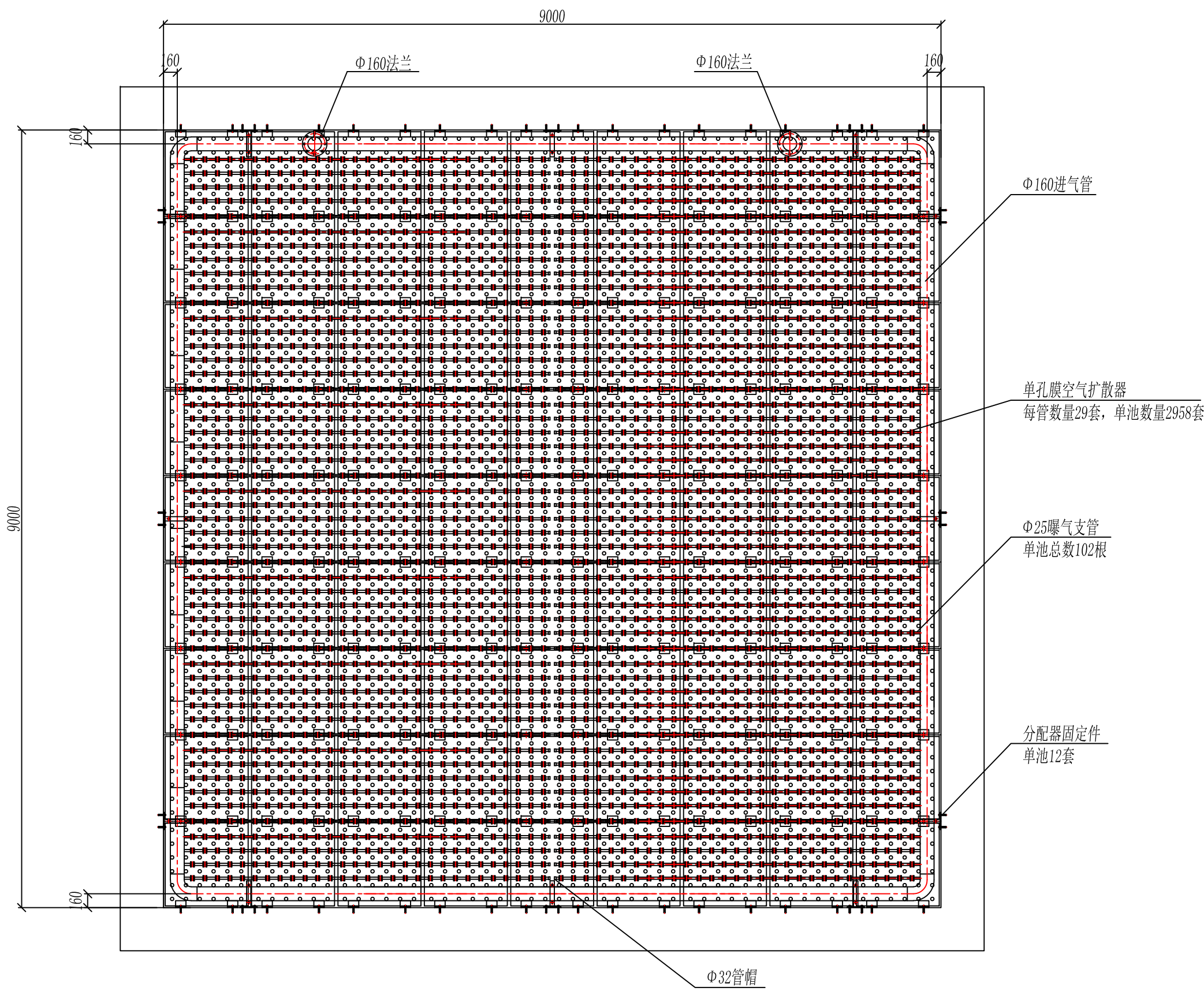
曝气生物滤池俯视图 1:50

- 说明:
1. 好氧与缺氧的生物滤池内部尺寸相同，成层次形式，各方向剖切图相似，本图在1-1处进行剖切。
 2. 1-1剖切图中，由于各管段相关掩映，故仅以管道中心线的形式指出各管段的相对垂直位置。
 3. 外接管段相对平面位置图，仅考虑滤池相关管段的相对平面位置。
 4. 由于好氧与缺氧滤池中水位不同，在此不再标注高程。

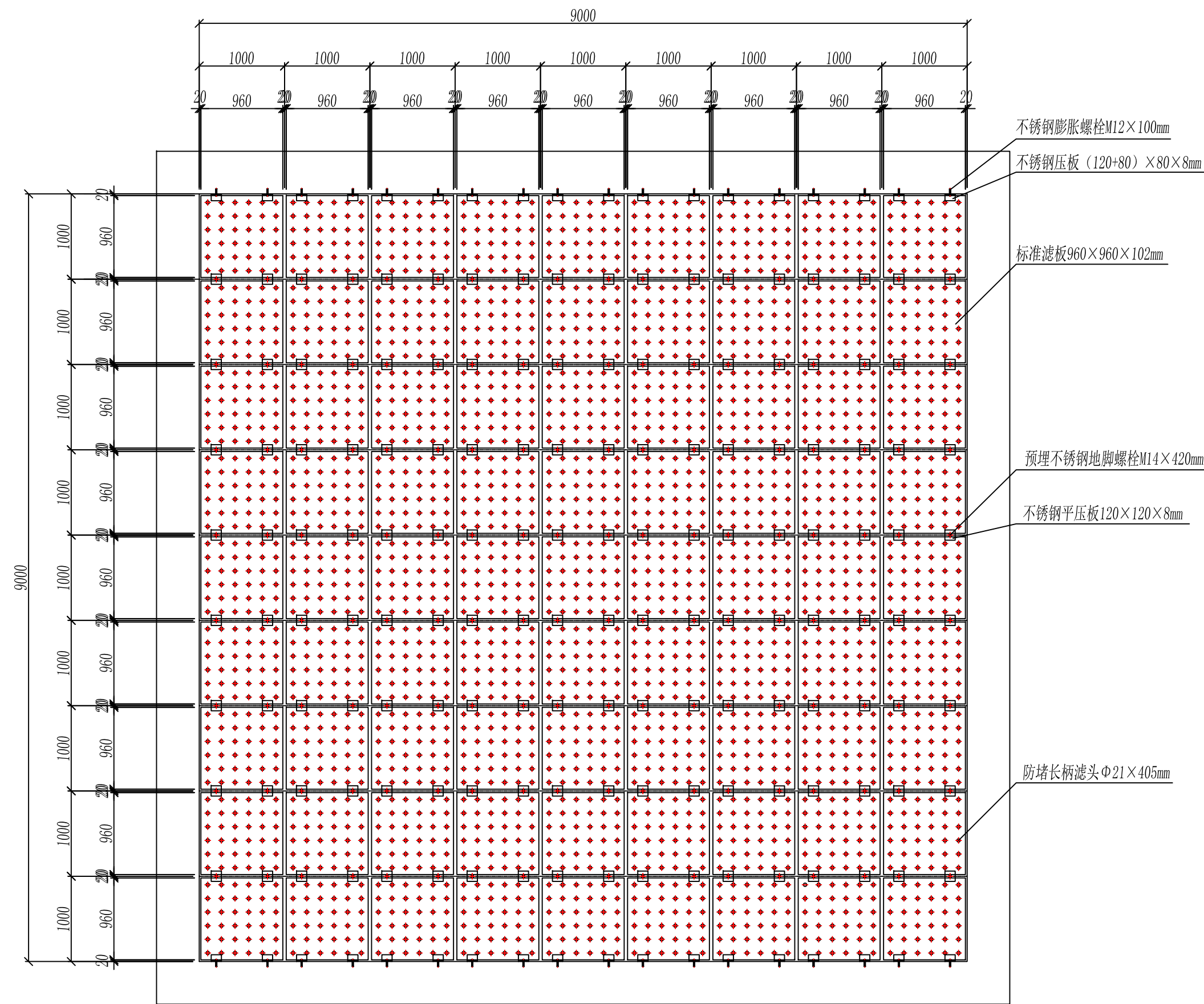
给排水科学与工程16级一班			学校学院	兰州理工大学土木工程学院		
			设计题目	某县级市排水工程设计		
审 核		曝气生物滤池工艺布置图（一）			比 例	1:50
指导教师	胡家玮				图 号	07
学生姓名	杨柳威				日 期	2020. 06



梁顶通气槽
300×160×30
生物滤池滤梁布置图 1:50



生物滤池曝气管道布置图 1:50

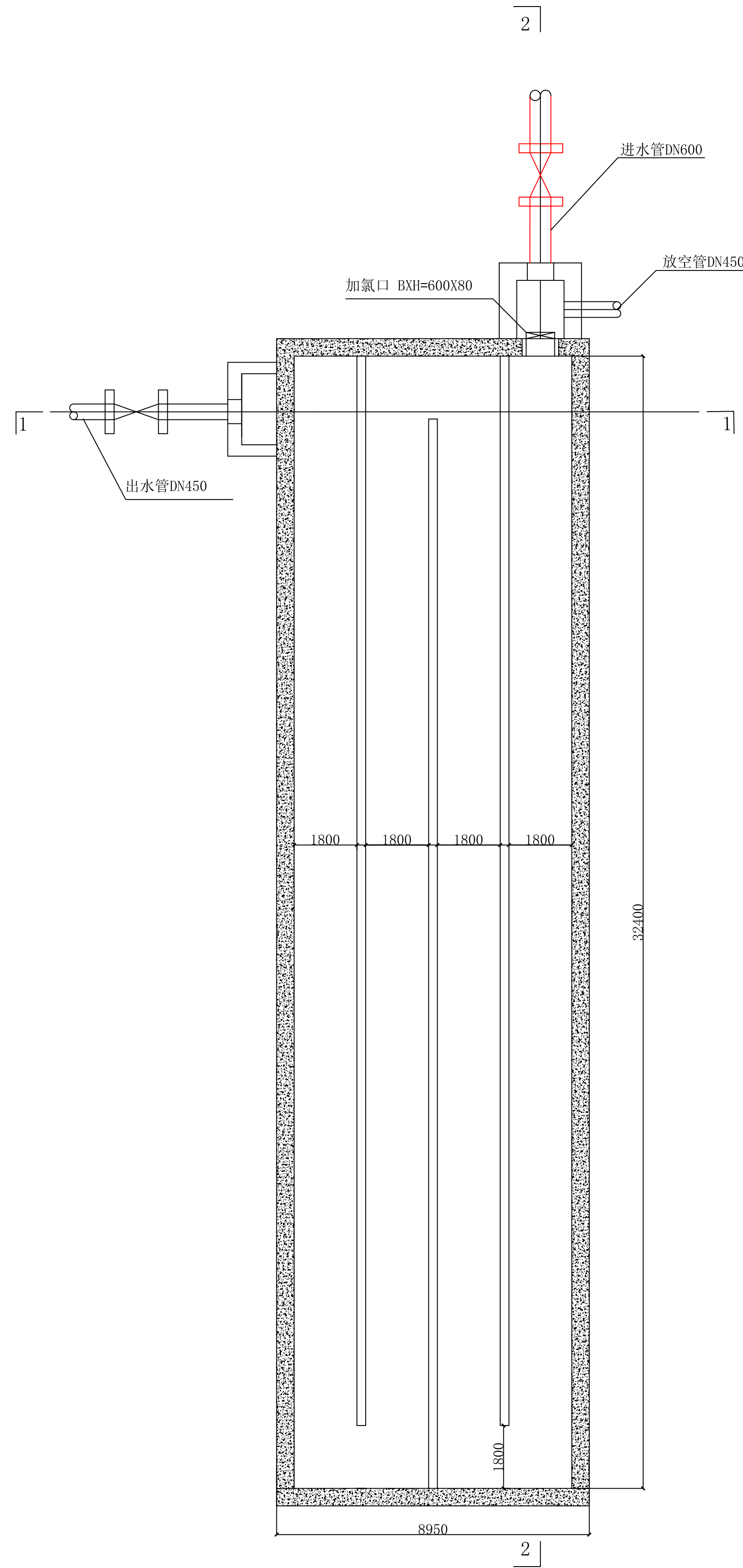


生物滤池滤板布置图 1:50

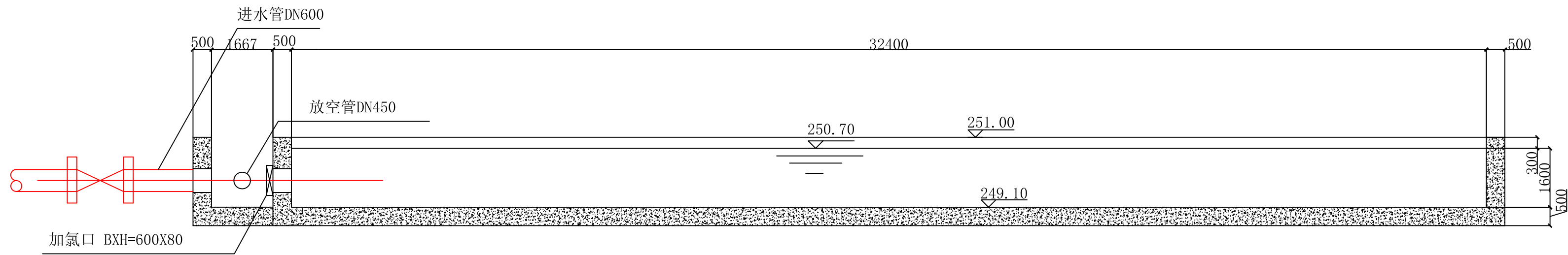
说明:
本图中,曝气管道铺设仅在硝化生物滤池(即好氧滤池)中进行,反硝化生物滤池(即缺氧滤池)中无需再设曝气设施。

曝气生物滤池工艺布置图(二) 1:50

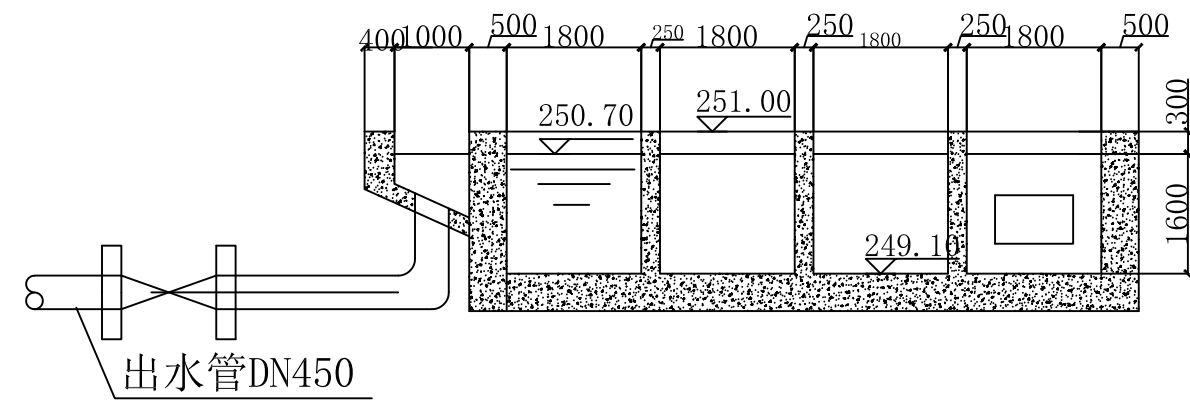
给排水科学与工程16级一班		学校学院	兰州理工大学土木工程学院		
		设计题目	某县级市排水工程设计		
审 核		曝气生物滤池工艺布置图（二）		比 例	1:50
指导教师	胡家玮			图 号	08
学生姓名	杨柳威			日 期	2020.06



消毒接触池平面图 1:100



2-2剖面图 1:100

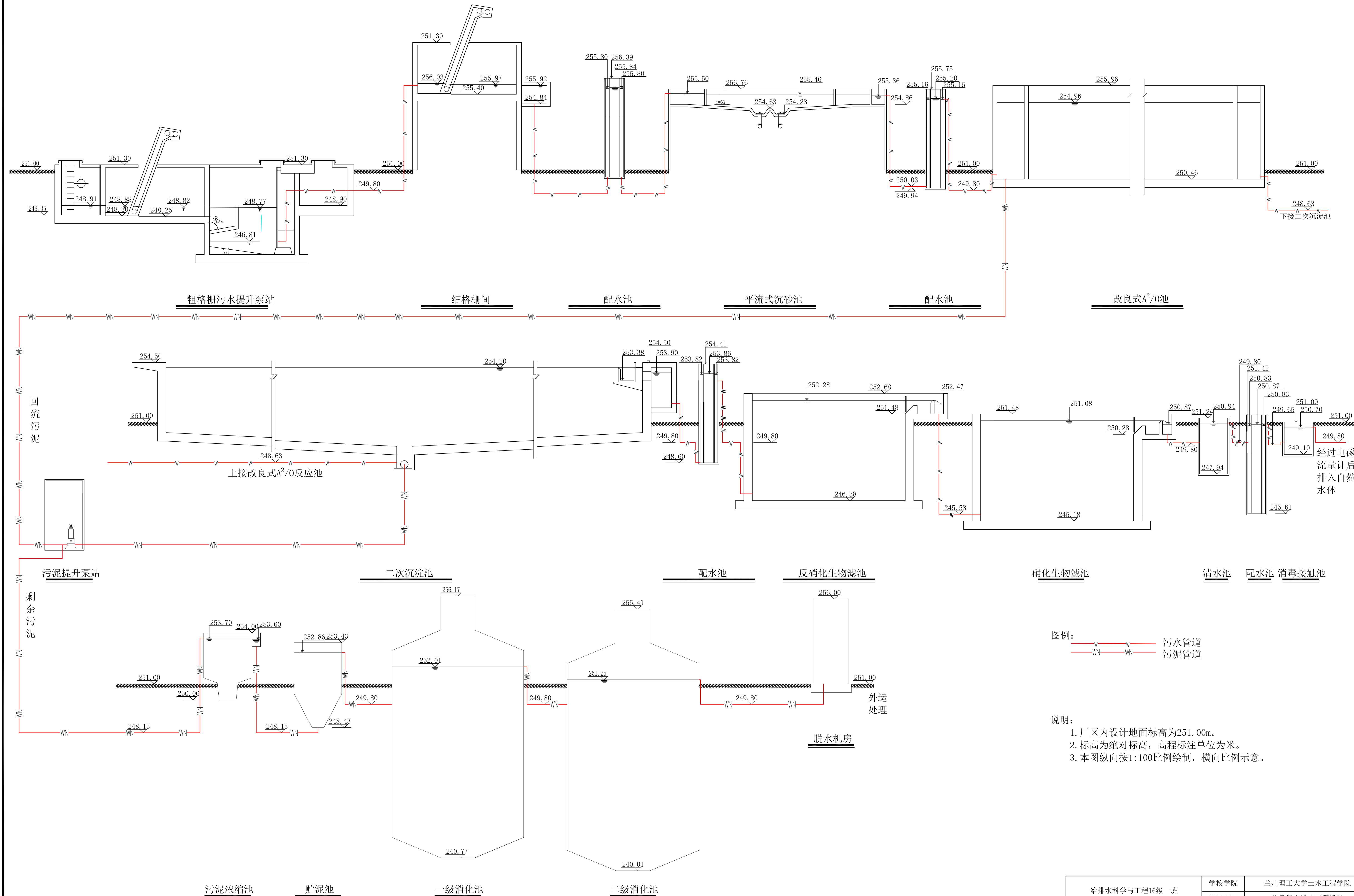


1-1剖面图 1:100

- 说明:
1. 本图出标高单位为米外，其余尺寸均以毫米计。
 2. 构筑物物具体计算见设计说明书。

消毒接触池工艺布置图 1:100

给排水科学与工程16级一班		学校学院	兰州理工大学土木工程学院		
		设计题目	某县级市排水工程设计		
审 核		消毒接触池工艺布置图		比 例	1:100
指导教师	胡家玮			图 号	09
学生姓名	杨柳威			日 期	2020.06

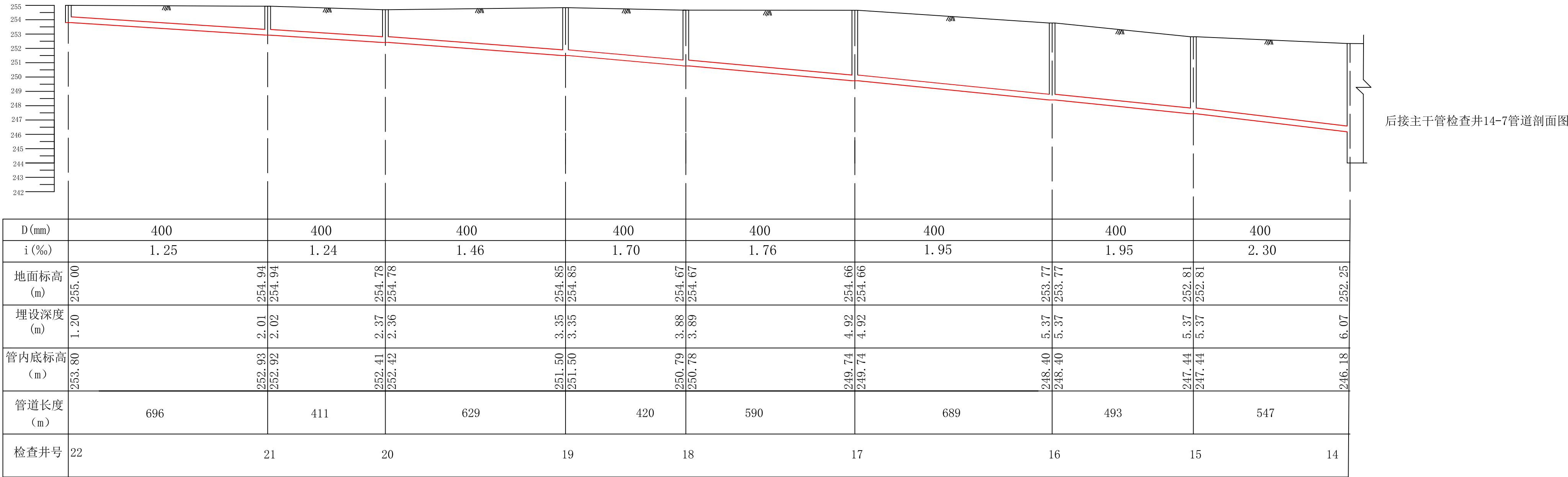


图例：
——W—— 污水管道
——WN—— 污泥管道

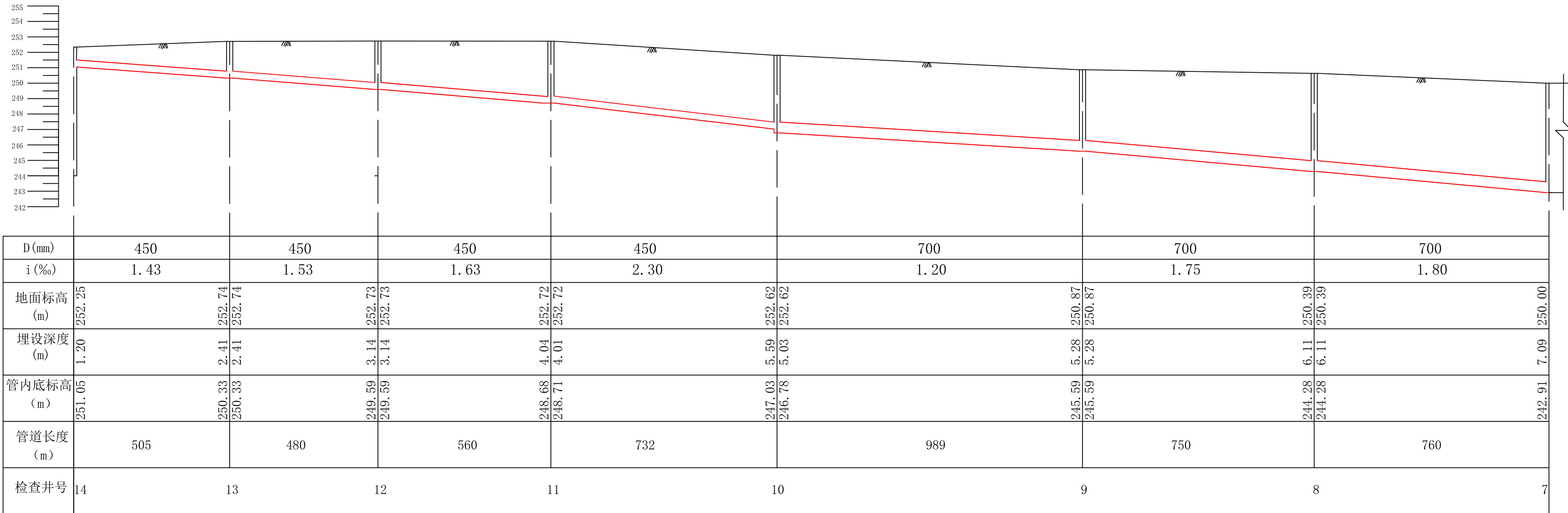
说明：
1. 厂区内设计地面标高为251.00m。
2. 标高为绝对标高，高程标注单位为米。
3. 本图纵向按1:100比例绘制，横向比例示意。

污水处理高程布置图 1:100

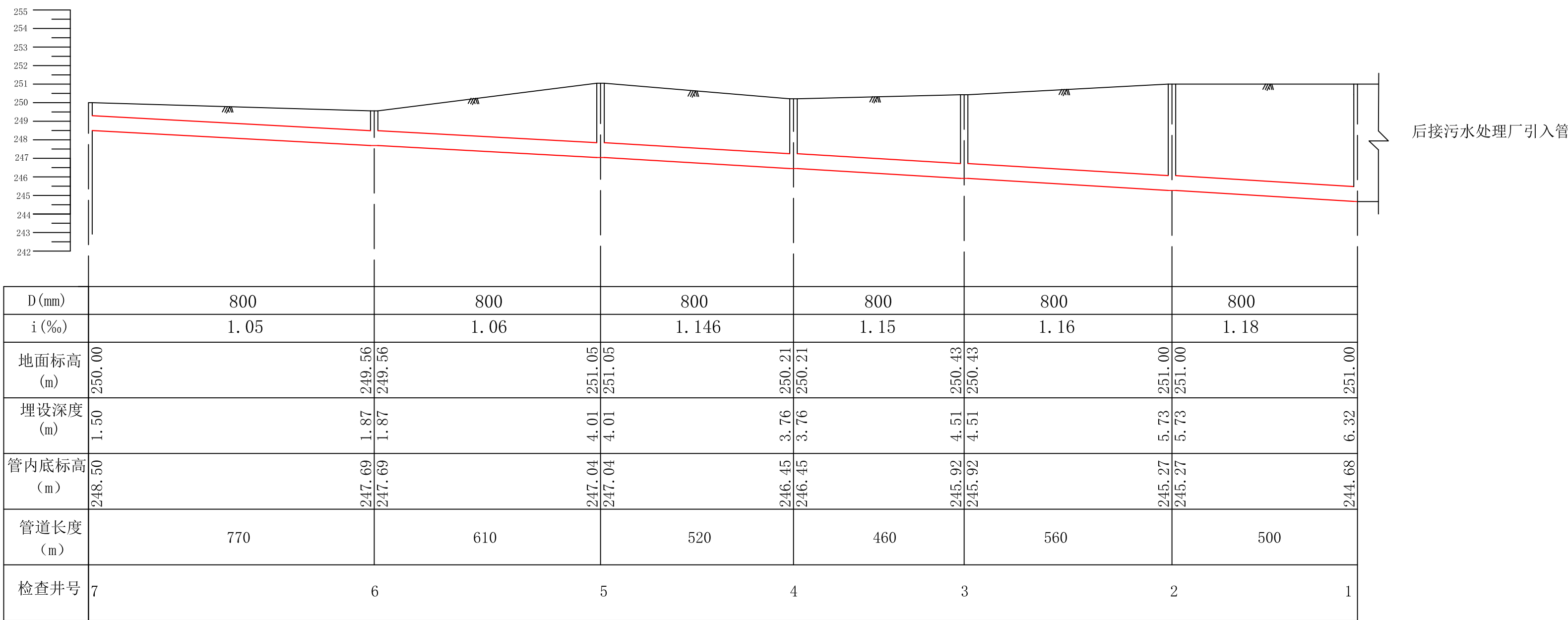
给排水科学与工程16级一班		学校学院	兰州理工大学土木工程学院		
		设计题目	某县级市排水工程设计		
审 核		污水处理厂高程布置图		比 例	1:100
指导教师	胡家玮			图 号	10
学生姓名	杨柳威			日 期	2020. 06



后接主干管检查井14-7管道剖面图



后接主干管检查井7-1管道剖面图

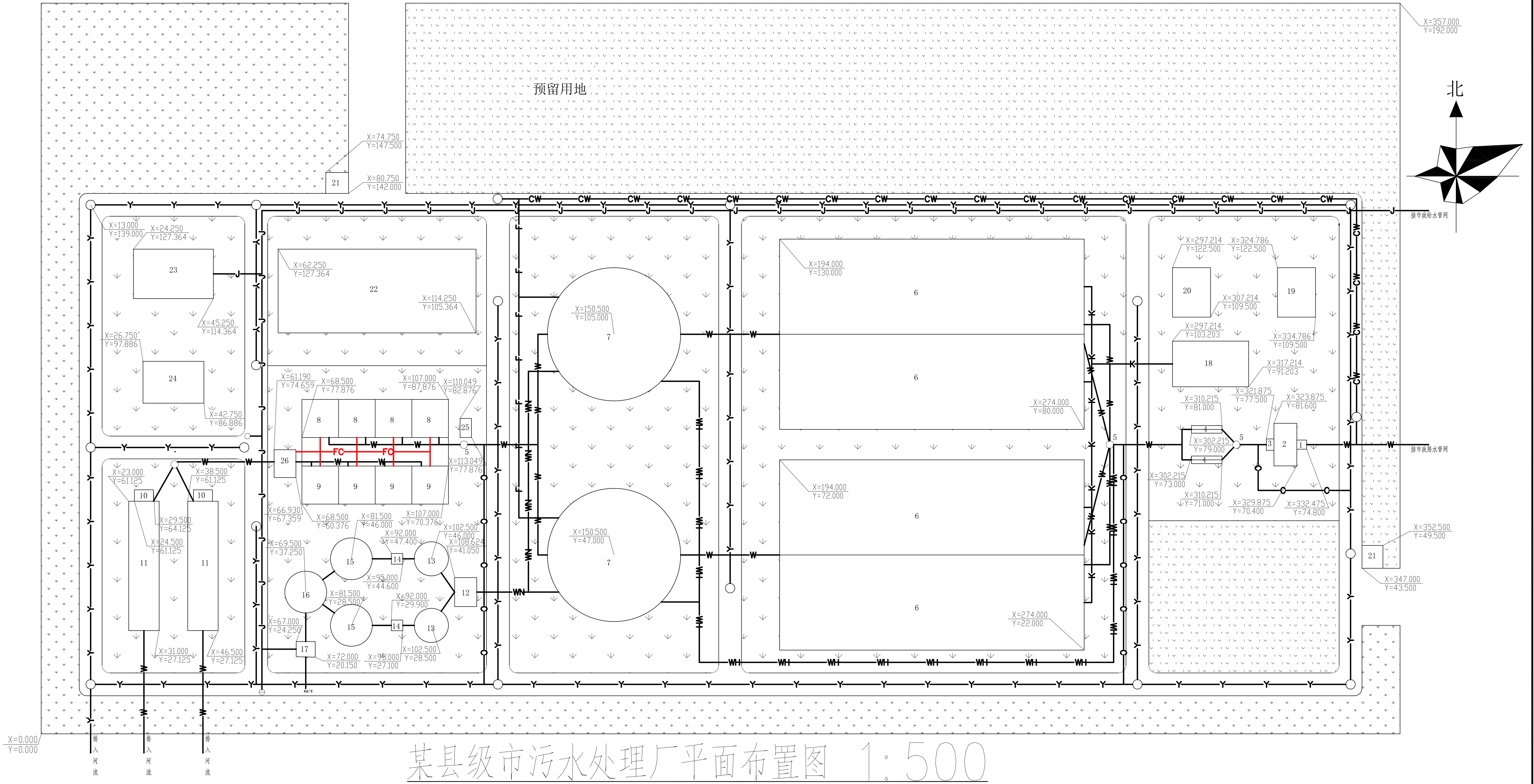


后接污水处理厂引入管

- 说明:
- 污水管道同径时采用水面平接; 异径时采用管顶平接。
 - 管道长度以米计。
 - 标高以绝对标高计, 单位为米。
 - 由于主干管较长, 本图将主干管分成三部分进行绘制。

污水主干管道纵剖面图 横向1:10000 纵向1:200

给排水科学与工程16级一班			学校学院	兰州理工大学土木工程学院	
			设计题目	某县级市排水工程设计	
审 核		污水主干管道纵剖面图图	比 例		
指导教师	胡家玮		图 号	11	
学生姓名	杨柳威		日 期	2020. 06	



某县级市污水处理厂平面布置图 1:500

编号	构筑物名称	规格	单位	数量
1	粗格栅	L×B=2.57m×1.00m	组	2
2	污水提升泵房	L×B=11.20×6.00m	座	1
3	细格栅	L×B=3.00m×2.00m	组	2
4	平流式沉砂池	L×B=8.00m×2.00m	座	2
5	配水井	D=1.35m	个	4
6	改良式A ² /O反应池	L×B=80.00m×60.00m	组	4
7	辐流式二沉池	D=35m	座	2
8	反硝化生物滤池	L×B=10.00m×10.00m	格	4
9	硝化生物滤池	L×B=10.00m×10.00m	格	4
10	加氯间	L×B=5.00m×3.00m	座	2
11	消毒接触池	L×B=34.00m×8.00m	组	2
12	污泥泵房	L×B=7.60m×5.30m	座	2
13	污泥浓缩池	D=9.00m	座	2

编号	构筑物名称	规格	单位	数量
14	贮泥池	L×B=3.00m×2.80m	座	2
15	一级厌氧消化池	D=11.00m	座	2
16	二级厌氧消化池	D=11.00m	座	1
17	脱水车间	L×B=5.00m×3.10m	座	1
18	鼓风机房	L×B=20.00m×12.00m	座	1
19	机修间	L×B=13.00m×10.00m	座	1
20	变电间	L×B=13.00m×10.00m	座	1
21	门卫室	L×B=6.00m×5.50m	座	2
22	综合大楼	L×B=52.00m×22.00m	座	1
23	食堂	L×B=21.00m×13.00m	座	1
24	车库	L×B=11.00m×16.00m	座	1
25	加药间	L×B=5.00m×3.00m	座	1
26	清水池	L×B=7.30m×5.74m	座	1

图例:

- W—W— 污水管
- WN—WN— 污泥管
- O—O— 超越管
- F—F— 放空管
- J—J— 厂区给水管
- Y—Y— 厂区雨水管
- K—K— 空气管
- WH—WH— 污泥回流管
- CW—CW— 厂区污水管
- FC—FC— 反冲洗水管
- 厂区雨、污水管道检查井
- 室外消防栓管

说明:

- 1、本图尺寸均以米计;
- 2、污水处理厂规模为近期3.5万吨/天, 厂区占地约6.85公顷。

给排水科学与工程16级一班		学校学院	兰州理工大学土木工程学院		
		设计题目	某县级市排水工程设计		
审 核		某县级市污水处理厂平面布置图		比 例	1:500
指导教师	胡家玮			图 号	12
学生姓名	杨柳威			日 期	2020.05