

8 浄化センター施設計画

8.1. 計画放流水質

終末処理場の計画放流水質は、公共用水域の水質保全の観点から放流先の状況に応じて、下水道管理者が BOD、窒素、リンについて適合する水質を基準値として定める。計画放流水質の設定にあたっては、水質汚濁防止法に基づく水質総量規制や名港流総計画を考慮して設定する。

8.1.1 排水基準

環境省令で定める排水基準は、全公共用水域を対象に全ての特定事業場に対する一律の基準である。有害物質の排水基準は全ての特定事業場に適用され、生活環境項目については排水量 50m³/日以上の上乗せ排水基準に適用される。

生活環境項目のうち、BOD、COD、SS、T-N、T-P に関する排水基準は以下のとおりである。

表 8-1 一律排水基準(生活環境項目)

項目	(mg/L)				
	BOD	COD	SS	T-N	T-P
最大	160	160	200	120	16
日間平均	120	120	150	60	8

愛知県では、7 水域に区分して水質汚濁防止上、不十分と考えられる水域について条例により厳しい排水基準（上乗せ排水基準）を定めている。本市は名古屋港・庄内川等水域に属しており、本市の浄化センターに係る上乗せ排水基準は以下のとおりである。

表 8-2 上乗せ排水基準(名古屋港・庄内川等水域)

項目		(mg/L)		
		BOD	COD	SS
既設	最大	—	—	—
	日間平均	20	20	70
新設	最大	25	25	70
	日間平均	20	20	50

8.1.2 水質総量規制

愛知県は、閉鎖性水域である伊勢湾の水質改善を図るため、COD、T-N、T-P の水質環境基準の確保を目的として、第 8 次水質総量削減計画を平成 29 年 6 月 27 日に公告し、水質総量規制基準を同年 9 月 1 日より施行している。

総量規制は、日平均排水量 50m³/日以上の特定期間から排出される汚濁負荷量について、排水の量に以下に示す C 値を乗じて求める許容汚濁負荷量を遵守する。

表 8-3 総量規制基準 C 値

項目			(mg/L)		
項目			COD	T-N	T-P
30,000m ³ /日以上	H14.10 以前	標準	20	20	1.5
		高度処理		15	1.0
	H14.10 以降	標準		15	1.5
		高度処理		10	1.0
30,000m ³ /日未満	H14.10 以前	標準		25	2.0
		高度処理		15	1.0
	H14.10 以降	標準		20	1.5
		高度処理		10	1.0

8.1.3 下水道法施行規則に定める計画放流水質上限値

放流水の水質の技術上の基準値は、下水道法施行令において以下のとおり定められている。ただし、平成 16 年度の施行令改正時に現存する施設については、従前の令が適用される。

BOD、T-N、T-P については、前述のとおり、公共用水域の水質保全の観点から放流先の状況に応じて、下水道管理者が適合する水質を基準値として定めることとしているが、下水道法施行規則において以下のとおり上限値を定めている。

表 8-4 下水道法施行令および施行規則に定める計画放流水質

(mg/L)					
項目	BOD	COD	SS	T-N	T-P
施行令	—	—	40	—	—
施行規則	15	—	—	20	3

8.1.4 名港流総計画における計画処理水質と計画放流水質

名港流総計画では、環境基準達成のために必要とされている計画処理水質を設定しており、日最大流入水量により区分して以下のとおりである。本市の各浄化センターについては、西部浄化センターが 30,000m³/日以上に、水野浄化センター30,000m³/日未満の計画処理水質が該当する。

計画処理水質は日平均であり、日最大である計画放流水質は、計画処理水質に換算係数を乗じて求める。名港流総計画では 30,000m³/日以上については矢作川流域下水道の実績から求めた換算係数を用い、30,000m³/日未満については国土交通省事務連絡(H19.11.9)に示された標準値を用いて T-N と T-P の計画放流水質を算出している。

表 8-5 名港流総計画における計画処理水質

項目		BOD	COD	SS	T-N	T-P
30,000m ³ /日以上	日平均	15	8.1	—	7.0	0.66
	換算係数	—	—	—	1.45	2.67
	日最大	—	—	—	10.15	1.76
30,000m ³ /日未満	日平均	15	12	—	17	1.4
	換算係数	—	—	—	1.45	2.57
	日最大	—	—	—	24.65	3.60

(mg/L)

8.1.5 計画放流水質

本市の各浄化センターの全体計画における計画放流水質は、先述した基準や規制値等を最低値を採用して、以下のとおりとする。

表 8-6 西部浄化センター 全体計画における計画放流水質

(mg/L)

項目	BOD	COD	SS	T-N	T-P
西部浄化センター	【全体計画】30,000m ³ /日以上, 高度処理				
一律排水基準	160	160	200	120	16
上乘せ排水基準	25	25	70	—	—
水質総量規制C値	—	20	—	10	1.0
名港流総計画放流水質	—	—	—	10.15	1.76
下水道法施行令	管理者が定める	—	40	管理者が定める	管理者が定める
下水道法施行規則上限値	15	—	—	20	3.0
上記のうち、最低値	15	20	40	10.0	1.0

表 8-7 水野浄化センター 全体計画における計画放流水質

(mg/L)

項目	BOD	COD	SS	T-N	T-P
水野浄化センター	【全体計画】30,000m ³ /日未満, 高度処理				
一律排水基準	160	160	200	120	16
上乘せ排水基準	25	25	70	—	—
水質総量規制C値	—	20	—	10	1.0
名港流総計画放流水質	—	—	—	24.65	3.60
下水道法施行令	管理者が定める	—	40	管理者が定める	管理者が定める
下水道法施行規則上限値	15	—	—	20	3.0
上記のうち、最低値	15	20	40	10.0	1.0

8.1.6 計画処理水質

計画放流水質は「日間平均の年間最大値」であるが、容量計算は平均的な値として取り扱われるため、容量計算の目標水質を計画放流水質とは別に設計処理水質を設定する必要がある。

計画放流水質から設計処理水質を求めるための換算係数は、T-N と T-P については、国土交通省事務連絡(H19.11.9)に示されている換算係数を採用する。BOD と COD の換算係数は、この事務連絡の中で示されている算出方法により、本市の各浄化センターの放流水質実績を整理して（日平均+2 σ ）／日平均により換算係数を算出する。

表 8-8 BOD 換算係数

項目	① 日平均	標準偏差 σ	② 日平均+2 σ	③=②÷① 換算係数
西部浄化センター	4.202	3.682	11.566	2.75
水野浄化センター	2.712	2.131	6.974	2.57

表 8-9 COD 換算係数

項目	① 日平均	標準偏差 σ	② 日平均+2 σ	③=②÷① 換算係数
西部浄化センター	8.313	2.436	13.185	1.59
水野浄化センター	7.154	1.633	10.42	1.46

上記の換算係数を基に算定した設計処理水質を表 8-10、表 8-11 に示す。

表 8-10 西部浄化センター 全体計画における計画処理水質

(mg/L)

項目	BOD	COD	SS	T-N	T-P
①計画放流水質	15	20	40	10.0	1.00
②換算係数	2.75	1.59	—	1.4	2.6
③=①÷② 設計処理水質	5.5	12.6	10.0	7.1	0.38

表 8-11 水野浄化センター 全体計画における計画処理水質

(mg/L)

項目	BOD	COD	SS	T-N	T-P
①計画放流水質	15	20	40	10.0	1.00
②換算係数	2.57	1.46	—	1.4	2.6
③=①÷② 設計処理水質	5.8	13.7	10.0	7.1	0.38

8.2. 冬季設計諸元

硝化反応は水温の影響を強く受ける。特に低水温時の硝化速度不足から、冬季には十分な脱窒機能を発揮できないこともある。反応タンクの容量計算にあたっては、冬季における水量・水温を十分に勘案する必要がある。

8.2.1 冬季設計水温

本市浄化センターの初沈流出水の水温実績を整理すると、以下のとおりである。

表 8-12 初沈流出水の水温実績

単位:℃

	西部						水野					
	H24	H25	H26	H27	H28	平均	H24	H25	H26	H27	H28	平均
4月	16.7	19.0	18.2	18.4	19.8	18.4	15.8	18.2	17.9	17.5	18.7	17.6
5月	20.4	21.5	20.5	23.0	22.5	21.6	20.5	21.6	21.1	22.2	22.2	21.5
6月	23.2	24.8	23.8	24.5	25.3	24.3	22.5	24.7	23.9	24.2	25.2	24.1
7月	25.1	26.0	27.8	25.6	26.5	26.2	25.0	26.3	27.8	25.8	26.7	26.3
8月	26.8	27.5	27.5	28.1	28.6	27.7	27.2	28.1	28.0	28.2	28.9	28.1
9月	26.7	26.9	25.8	26.7	27.4	26.7	27.2	27.2	25.8	26.5	27.8	26.9
10月	24.4	25.4	24.3	23.7	25.5	24.7	24.8	25.7	25.4	24.3	25.7	25.2
11月	20.4	20.6	21.1	21.4	21.4	21.0	20.6	20.6	20.9	21.3	21.6	21.0
12月	16.5	17.9	17.6	18.4	19.1	17.9	15.6	16.9	17.0	18.4	18.8	17.3
1月	14.2	15.8	15.0	16.6	14.6	15.2	13.0	15.1	14.1	16.0	15.4	14.7
2月	14.1	15.0	14.9	15.9	14.9	15.0	12.7	14.2	13.7	15.1	14.2	14.0
3月	14.6	14.6	16.7	16.9	17.0	16.0	14.3	14.1	15.8	16.1	16.0	15.3
最低	—	—	—	—	—	15.0	—	—	—	—	—	14.0

冬季設計水温は月間平均の最低値を以下のとおりとする。

表 8-13 冬季設計水温

	前回計画	今回計画
西部浄化センター	14℃	15℃
水野浄化センター	13℃	14℃

8.2.2 冬季計画汚水量

本市浄化センターの流入水及び初沈流出水の水温は、1月～2月において最も低くなる傾向が見られる。冬季の計画汚水量については、流入水量実績の年間最大値と1～2月の最大値の比率を考慮して設定する。

表 8-14 流入水量実績における冬季最大水量比率(H24～28年 降雨から3日後まで除外)

単位:m³/日

	西部					水野				
	H24	H25	H26	H27	H28	H24	H25	H26	H27	H28
4月	12,797	11,370	13,854	15,251	16,661	4,213	4,042	4,152	4,438	4,310
5月	11,716	12,022	14,944	14,946	15,374	3,894	4,144	4,378	4,326	4,988
6月	12,182	11,415	13,995	14,376	14,950	4,425	4,497	4,499	4,559	4,315
7月	12,930	12,128	13,864	16,033	16,682	4,463	4,688	4,329	5,117	4,625
8月	12,081	11,737	13,221	14,377	15,690	4,378	4,157	4,199	4,251	4,444
9月	11,957	14,249	14,946	18,704	14,622	4,314	4,465	4,411	4,817	4,143
10月	11,913	13,366	14,899	14,614	15,546	4,332	3,863	4,165	4,164	4,515
11月	11,884	14,018	14,297	14,871	14,333	4,270	4,039	4,239	4,158	4,135
12月	12,176	14,399	15,329	15,705	15,976	3,604	3,970	4,206	4,126	4,504
1月	12,070	13,762	14,769	14,794	14,763	3,684	3,772	4,119	3,914	4,134
2月	11,579	14,278	14,705	15,378	16,109	4,006	4,247	4,317	4,148	4,201
3月	11,879	13,860	14,778	14,938	16,610	3,948	4,155	4,334	4,344	4,116
①最大	12,930	14,399	15,329	18,704	16,682	4,463	4,688	4,499	5,117	4,988
②冬期最大 (1月～2月)	12,070	14,278	14,769	15,378	16,109	4,006	4,247	4,317	4,148	4,201
比率 ③=②÷①	0.93	0.99	0.96	0.82	0.97	0.9	0.91	0.96	0.81	0.84
比率平均	0.93					0.88				

※H23年6月は降雨間隔が3日以上空いていないため、集計対象としていない。

表 8-15 冬季設計水量

(m³/日)

	日最大	冬季日最大
西部浄化センター	34,800	32,400
水野浄化センター	7,600	6,700

8.2.3 冬季設計水質

冬季（1～2月）における流入水質の実績より平均流入水質を整理し、年間平均との比率を求める。

表 8-16 流入水質実績(H19～23)における冬季平均水質比率

単位:mg/L

項目	西部					水野					
	BOD	COD	SS	T-N	T-P	BOD	COD	SS	T-N	T-P	
H24	年間平均	240	171	235	54.3	5.59	193	159	190	42.9	5.12
	冬期平均	243	195	243	60.3	6.00	200	160	195	42.8	4.55
	比率	1.01	1.14	1.03	1.11	1.07	1.04	1.01	1.03	1.00	0.89
H25	年間平均	284	87	207	52.2	5.40	236	65	106	34.7	6.26
	冬期平均	300	92	230	48.0	5.75	168	57	115	25.3	2.90
	比率	1.06	1.06	1.11	0.92	1.06	0.71	0.88	1.08	0.73	0.46
H26	年間平均	253	88	192	47.7	5.21	136	54	88	25.8	2.84
	冬期平均	308	106	218	54.8	5.95	168	60	95	28.0	2.95
	比率	1.22	1.20	1.14	1.15	1.14	1.24	1.11	1.08	1.09	1.04
H27	年間平均	254	80	188	46.1	4.96	164	53	102	27.8	2.90
	冬期平均	333	82	183	49.5	5.00	240	56	123	33.5	3.40
	比率	1.31	1.03	0.97	1.07	1.01	1.46	1.06	1.21	1.21	1.17
H28	年間平均	251	91	164	45.9	4.94	155	58	72	27.5	3.40
	冬期平均	285	106	140	52.8	5.60	168	63	61	30.0	4.50
	比率	1.14	1.16	0.85	1.15	1.13	1.08	1.09	0.85	1.09	1.32
H24～H28	比率(平均)	1.15	1.12	1.02	1.08	1.08	1.11	1.03	1.05	1.02	0.98
		1.09					1.04				

冬季流入水質について、今回計画では上記の実績比率を考慮し、各項目の年間計画流入水質の西部 109%、水野 104%とする。冬季計画流入水質算定結果を表 8-17 に示す。

表 8-17 冬季計画流入水質の算出

単位:mg/L

項	目	BOD	COD	SS	T-N	T-P
西部浄化センター	計画流入水質	220	110	170	46	5.7
	冬季計画流入水質	240	120	185	50.1	6.21
水野浄化センター	計画流入水質	230	130	180	52	7.1
	冬季計画流入水質	239	135	187	54.1	7.38

8.3. 処理方式の選定

「平成27年11月19日 事務連絡」によると、処理方法と適合する計画放流水質区分の関係は次表のとおりである。前項で設定した計画放流水質に適合する処理方式として、循環式硝化脱窒法、嫌気無酸素好気法があげられるが、浄化センター用地に制限があるため、窒素除去率が高く、最もコンパクトとなるステップ流入式多段脱窒法を採用する。この処理方法は、西部浄化センター2系及び3系で採用されている。

表 8-18 処理方法と適合する計画放流水質区分の関係

処理方法	計画放流水質 (単位 mg/L)		生物化学的 酸素要求量				窒素含有量				リン含有量			
			一〇以下		一〇を超え 二十以下		一以下		一を超え三以下		二〇以下		一〇を超え 一五以下	
			〇・五以下	一を超え三以下	一以下	一を超え三以下	一以下	一を超え三以下	三以下	三以下	三以下	三以下	三以下	三以下
標準活性汚泥法等 ^{注1)}														◎
急速濾過法を併用														◎
凝集剤を添加														◎
凝集剤を添加、急速濾過法を併用									◎	◎	◎			◎
循環式硝化脱窒法等 ^{注2)}													◎	◎
有機物を添加													◎	◎
急速濾過法を併用										◎			◎	◎
凝集剤を添加											◎		◎	◎
有機物を添加、急速濾過法を併用								◎		◎			◎	◎
有機物を添加、凝集剤を添加													◎	◎
凝集剤を添加、急速濾過法を併用									◎	◎	◎	◎	◎	◎
有機物及び凝集剤を添加、急速濾過法を併用			◎	◎	◎	◎	◎	◎	◎	◎	◎	◎	◎	◎
嫌気好気活性汚泥法														◎
急速濾過法を併用													◎	◎
凝集剤を添加													◎	◎
凝集剤を添加、急速濾過法を併用									◎	◎	◎		◎	◎
嫌気無酸素好気法												◎	◎	◎
有機物を添加													◎	◎
急速濾過法を併用									◎	◎			◎	◎
凝集剤を添加													◎	◎
有機物を添加、急速濾過法を併用									◎	◎			◎	◎
有機物を添加、凝集剤を添加													◎	◎
凝集剤を添加、急速濾過法を併用									◎	◎	◎	◎	◎	◎
有機物及び凝集剤を添加、急速濾過法を併用			◎	◎	◎	◎	◎	◎	◎	◎	◎	◎	◎	◎
循環式硝化脱窒型膜分離活性汚泥法														◎
凝集剤を添加														◎

注1) 標準活性汚泥法等とは、以下の7つの方法を指す。標準活性汚泥法、オキシデーションディッチ法、長時間エアレーション法、回分式活性汚泥法、酸素活性汚泥法、好気性ろ床法、接触酸化法

注2) 循環式硝化脱窒法とは、以下の4つの方法を指す。循環式硝化脱窒法、硝化内生脱窒法、**ステップ流入多段硝化脱窒法**

◎ 令第5条の5第1項第2号に示された処理方法

表 8-19 処理方式の比較

処理方式	凝集剤併用型循環式硝化脱窒法	凝集剤併用型ステップ多段流入式硝化脱窒法(3段)	嫌気-無酸素-好気法
処理フロー			
処理原理	<p>生物学的な窒素除去法であり、硝化細菌と脱窒細菌の生理機能により、下水中に含まれる窒素を除去する処理技術である。硝化タンク内では好気性条件下で亜硝酸菌、硝酸細菌が無機性窒素を酸化させ、脱窒タンク内では、無酸素下で脱窒細菌による硝化性呼吸により窒素ガスに還元処理を行う。</p>	<p>循環式硝化脱窒法に準ずる。</p>	<p>生物学的りん除去法の嫌気-好気法に生物学的窒素除去法の循環式硝化脱窒法を加えたりん・窒素同時除去処理技術である。</p>
処理概要・特性	<ul style="list-style-type: none"> ・前段に無酸素条件下の脱窒タンク、後段に好気性条件下の硝化タンクを配し、硝化液を生成した硝化タンクから、脱窒タンクへと循環させることで水素供与体としての原水と接触することで窒素除去を行うものである。 ・硝化液循環の設備が必要となる。 ・下水水質によっては水酸化ナトリウム添加設備が必要となる。 	<ul style="list-style-type: none"> ・循環式硝化脱窒法を多段化した処理技術であり理論的には段数と循環水量比にて 100%の除去が可能である。 ・前段で循環返送されずに流出する硝化液を後段無酸素タンクで脱窒されるので窒素除去効率が高くなる。 ・後段の循環はエアリフト効果により行うため、循環ポンプが不要である。 	<ul style="list-style-type: none"> ・前段にりん放出を目的とした嫌気タンクを配し、中段に無酸素(脱窒)タンク、後段に硝化、りん摂取を目的とした好気タンクを配している。 ・りん除去効果は凝集剤併用型より若干劣り、窒素除去は単段の循環式硝化脱窒法と同程度となる。
窒素除去	○	◎	○
リン除去	○	○	△
COD 除去	○	○	○
建設費	△	△	△
ランニングコスト	○	○	○
発生汚泥量	○	○	○
処理可能水量	△	○	△
採用実績	△	○	◎
総合評価	○	◎	○

8.4. 浄化センター容量計算

8.4.1 西部浄化センター容量計算

(1) 基本事項

1-1	名称	西部浄化センター
1-2	位置	瀬戸市西原町2丁目および尾張旭市狩宿町4丁目地内
1-3	敷地面積	2.95ha
1-4	計画地盤高	T.P + 65.000m
1-5	周辺の土地利用	準工業地域
1-6	下水の排除方式	分流式
1-7	水処理方式	凝集剤併用ステップ流入式多段硝化脱窒法 +急速ろ過法
1-8	汚泥処理方式	濃縮→脱水→運搬搬出、有効利用
1-9	放流先の名称	一級河川矢田川
	河床高	T.P + 61.600m
	設計水位	T.P + 64.200m

(2) 設計諸元

2-1 : 設計水量

項目	今回計画				前計画
	m ³ /日	m ³ /時	m ³ /分	m ³ /秒	m ³ /日
計画 日平均 汚水量	1系	-			
	2系	6,900	288	4.80	0.080
	3系	10,000	417	6.95	0.116
	4系	13,200	550	9.17	0.153
	5系				
	計	30,100	1,254	20.90	0.348
計画 日最大 汚水量	1系	-			
	2系	8,000	333	5.55	0.093
	3系	11,600	483	8.05	0.134
	4系	15,200	633	10.55	0.176
	計	34,800	1,450	24.17	0.403
冬季 日最大 汚水量	1系	-			-
	2系	7,600	317	5.28	0.088
	3系	10,800	450	7.50	0.125
	4系	14,000	583	9.72	0.162
	計	32,400	1,350	22.50	0.375
計画 時間最大 汚水量	1系	-			
	2系	13,900	579	9.65	0.161
	3系	20,100	838	13.97	0.233
	4系	26,300	1,096	18.27	0.305
	計	60,300	2,513	41.88	0.698

2-2 : 設計水質及び除去率

項目	計画 流入水質 (mg/L)	設計 流入水質 (mg/L)	最初沈殿池		反応タンク+最終沈殿池		総合 除去率 (%)	砂ろ過池		総合 除去率 (%)	計画 処理水質 (mg/L)	評価
			除去率 (%)	流出水質 (mg/L)	除去率 (%)	流出水質 (mg/L)		除去率 (%)	流出水質 (mg/L)			
BOD	220	251	40	151	97	4.5	98.2	40	2.7	98.9	5.5	OK
(S-BOD)	110	126	20	100	—	—	—	—	—	—	—	—
COD	110	125	40	75	88	9.0	92.8	20	7.2	93.1	12.6	OK
SS	170	194	50	97	92	7.8	96.0	60	3.1	98.4	10.0	OK
T-N	46.0	52.4	15	44.5	83	7.6	85.5	13	6.6	87.4	7.1	OK
T-P	5.7	6.5	15	5.5	93	0.39	94.0	15	0.3	95.4	0.38	OK

注)窒素除去率は、内部循環比50%・返送汚泥比50%として算定したものの。

項目	計画 流入水質 (mg/L)	設計 流入水質 (mg/L)	最初沈殿池		反応タンク+最終沈殿池		砂ろ過池		総合 除去率 (%)	計画 処理水質 (mg/L)	評価
			除去率 (%)	流出水質 (mg/L)	除去率 (%)	流出水質 (mg/L)	除去率 (%)	流出水質 (mg/L)			
BOD	240	274	40	164	97	4.9	40	2.9	98.9	5.5	OK
(S-BOD)	120	137	20	110	—	—	—	—	—	—	—
COD	120	137	40	82	88	9.9	20	7.9	94.2	12.6	OK
SS	185	211	50	106	92	8.4	60	3.4	98.4	10.0	OK
T-N	50.1	57.1	15	48.5	83	8.2	13	7.1	87.6	7.1	OK
T-P	6.21	7.1	15	6.0	93	0.42	15	0.36	94.9	0.38	OK

注)冬期水質は、夏期水質の1.09倍として算定した値である。

注)窒素除去率は、内部循環比50%・返送汚泥比50%として算定したものの。

注)反応タンクT-P除去率は、凝集剤添加量で調整するため砂ろ過池流出水質＝設計処理水質となるように調整した。

注)砂ろ過池(急速ろ過池)の除去率は、流総指針より。

(3) 計画発生汚泥量

項目	記号	計画発生汚泥量								
計画流入固形物量	固形物量 t/日	34,800	×	170	×	10^{-6}	= 5.92			
計画発生汚泥量	固形物量 t/日	D	34,800	×	(170	— 3.4)	×	10^{-6}	= 5.8	
最初沈殿池	固形物量 t/日	d1	34,800	×	170	×	10^{-6}	×	50	= 2.96
	汚泥量 m^3 /日		2.96	×	100	/	(100	— 98.0)	= 148	
	含水率%		98.0	%						
余剰汚泥	固形物量 t/日	d2	34,800	×	85	×	10^{-6}	×	92	= 2.72
	汚泥量 m^3 /日		2.72	×	100	/	(100	— 99.2)	= 340	
	含水率%		99.2	%						
逆洗洗浄汚泥	固形物量 t/日	d3	5.80	—	2.96	—	2.72	=	0.12	
放流水	固形物量 t/日	d4	34,800	×	3.4	×	10^{-6}	=	0.12	

3-1 : 施設計画汚泥量

① 回収率等

項目	記号	回収率等
機械濃縮設備の固形物回収率	r1	95 %
機械濃縮設備の薬注による汚泥増加率	rC1	0.3 %
汚泥脱水機の固形物回収率	r3	95 %
汚泥脱水機の薬注による汚泥増加率	rC3	5.4 %

② リン除去のための凝集剤添加による増加固形物量

X1-3

$$\begin{aligned}
 X1-3 &= Q_{in} \times Y \times CA \times 10^{-6} \\
 &= 34,800 \times 5 \times 2.6 \times 10^{-6} \\
 &= 0.45
 \end{aligned}$$

Q_{in}: 日最大汚水量 34,800

Y: アルミニウムに対する固形物の発生倍率 5

CA: アルミニウム添加率 (mg/L)

$$\begin{aligned}
 CA &= \frac{CSP, in \times m \times Al}{P} \\
 &= \frac{3 \times 1 \times 27}{31} \\
 &= 2.6
 \end{aligned}$$

CSP, in: 溶解性全リン = 3 mg/L 0.5

P: リンの原子量 = 31

m: 添加モル比 = 1

Al: アルミニウムの原子量 = 27

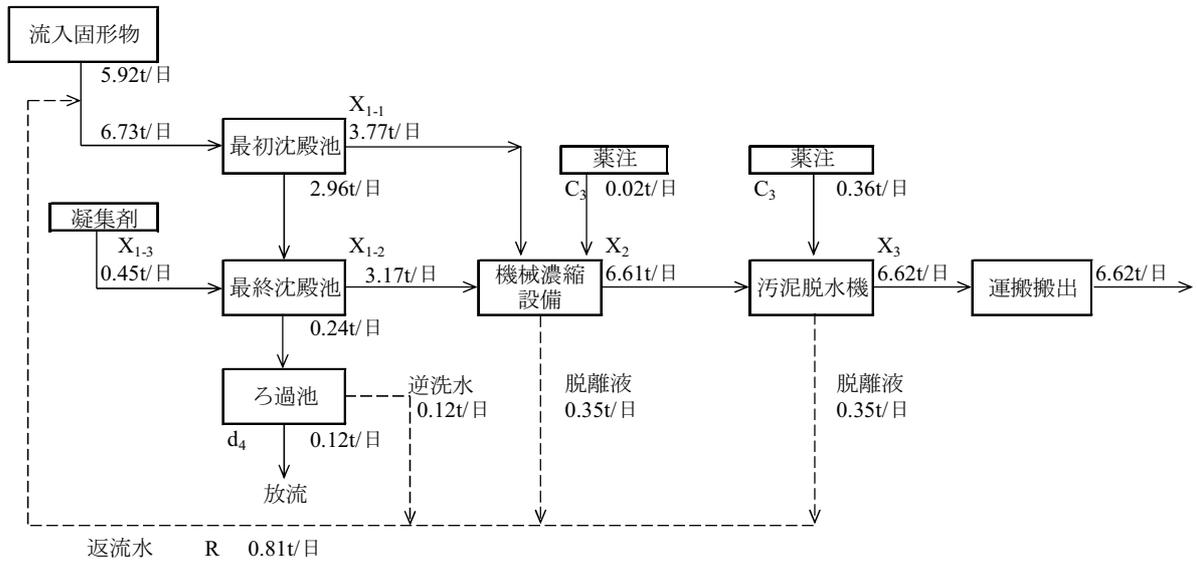
③ 返流水固形物量(R)

$$\begin{aligned}
 R &= (d_1 + R) \times (1 - r_1) \times (1 + rC1) + (d_2 + X_{1,3}) \times (1 - r_1) \times (1 + r_{C1}) + \{(d_1 + R) \times r_1 \times (1 + rC1) + (d_2 + X_{1,3}) \times r_1 \times (1 + r_{C1})\} \times (1 - r_3) \times (1 + rC_3) + d_3 \\
 &= (2.96 + R) \times (1 - 0.95) \times (1 + 0.003) + (2.72 + 0.45) \times (1 - 0.95) \times (1 + 0.003) + \{(2.96 + R) \times 0.95 \times (1 + 0.003) + (2.72 + 0.45) \times 0.95 \times (1 + 0.003)\} \times (1 - 0.95) \times (1 + 0.054) \\
 &= (2.96 + R) \times 0.05 \times 1.00 + 3.17 \times 0.05 \times 1.00 \\
 &\quad + \{(2.96 + R) \times 0.95 \times 1.00 + 3.41 \times 0.95 \times 1.00\} \times 0.05 \times 1.05 + 0.12 \\
 &= (2.96 + R) \times 0.05 + 0.16 + \{(2.96 + R) \times 0.95 + 3.24\} \times 0.05 + 0.12 \\
 &= 0.15 + 0.05 \times R + 0.16 + (2.81 + 0.95 \times R + 3.24) \times 0.05 + 0.12 \\
 &= 0.15 + 0.05 \times R + 0.16 + (6.05 + 0.95 \times R) \times 0.05 + 0.12 \\
 &= 0.15 + 0.05 \times R + 0.16 + 0.30 + 0.05 \times R + 0.12 \\
 0.90 &= 0.10 \times R + 0.73 \\
 R &= 0.73 \\
 R &= 0.81
 \end{aligned}$$

④ 施設計画汚泥量

項目	記号	施設計画汚泥量
返流水固形物量	R	= 0.81
機械濃縮設備 (初沈分)	X1-1	
固形物量 t/日		2.96 + 0.81 = 3.77
汚泥量 m ³ /日		3.77 × 100 / (100 - 98.0) = 188.5
含水率%		98.0 %
機械濃縮設備 (終沈分)	X1-2	
固形物量 t/日		2.72 + 0.45 = 3.17
汚泥量 m ³ /日		3.17 × 100 / (100 - 99.2) = 396.25
含水率%		99.2 %
機械濃縮の薬注による汚泥増加量	C1	6.9 × 0.003 = 0.02
汚泥脱水機	X2	(3.77 + 3.17 + 0.02) × 0.95 = 6.61
汚泥脱水機の薬注による汚泥増加量	C2	6.61 × 0.054 = 0.36
脱水ケーキ	X3	
固形物量 t/日		(6.61 + 0.36) × 0.95 = 6.62
汚泥量 m ³ /日		6.62 × 100 / (100 - 74) = 25.46
含水率%		74.0 %

⑤ 固形物収支



主要施設概要一覧表

西部浄化センター

主要施設名称	構造寸法及び仕様			能力		
	項目	今回計画	既計画	項目	今回計画	既計画
流入管渠	○1,200mm (HP) i = 3.0‰ Q = 2.135m ³ /秒 V = 1.888m/秒	1	1	流入水量 (m ³ /秒)	0.698	0.728
沈砂池	池 幅 2.0m 池 長 12.5m 有効水深 0.8m	2池	2池	水面積負荷 (m ³ /m ² /日) 平均流速 (m/秒) 除去率 (%)	1,206 0.22 60	1,258 0.23 59
主ポンプ	立軸渦巻斜流ポンプ φ350mm×16.0m ³ /分	4台 (内1台予備)	4台 (内1台予備)	計画流量 (m ³ /分) ポンプ容量 (m ³ /分)	41.88 48	43.68 48
流量調整池	平行流長方形沈殿池(2系列) 長方形流量調整池	2池 3池	2池 3池	貯留容量 (m ³)	2,204	2,869
最初沈殿池	1系列：平行流長方形沈殿池 池 幅 7.5m 池 長 18.0m 有効水深 2.5m	廃止	廃止	水面積負荷 (m ³ /m ² /日) 沈殿時間 (時間)	—	—
	2系列：平行流長方形沈殿池 池 幅 5.75m 池 長 13.6m 有効水深 3.0m	2池	2池	水面積負荷 (m ³ /m ² /日) 沈殿時間 (時間)	51.2 1.4	56.3 1.3
	3系列：円形式沈殿池 半 径 12.5m 有効水深 3.0m	2池	2池	水面積負荷 (m ³ /m ² /日) 沈殿時間 (時間)	47.3 1.5	50.6 1.4
	4系列：円形式沈殿池 半 径 14.0m 有効水深 3.0m	2池	2池	水面積負荷 (m ³ /m ² /日) 沈殿時間 (時間)	49.4 1.5	60.8 1.2
反応タンク	1系列 池 幅 5.0m 池 長 21.5m 有効水深 4.5m 3水路	廃止	廃止	ASRT (日)	—	—
	2系列 池 幅 5.3m 池 長 41.4m 有効水深 9.5m	2池	2池	ASRT (日)	6.4	7.1
	3系列 池 幅 6.0m 池 長 49.6m 有効水深 10.0m	2池	2池	ASRT (日)	6.4	7.1
	4系列 池 幅 6.0m 池 長 56.8m 有効水深 10.0m	2池	2池	ASRT (日)	6.4	7.1
送風機	単段ターボプロワ φ300×71m ³ /分	4台 (内1台予備)	4台 (内1台予備)	送風量 (m ³ /分)	211.5	193.1
最終沈殿池	1系列 池 幅 12.6m 池 長 18.0m 有効水深 2.5m	廃止	廃止	水面積負荷 (m ³ /m ² /日) 沈殿時間 (時間)	—	—
	2系列 池 幅 5.75m 池 長 24.8m 有効水深 3.0m	4池	4池	水面積負荷 (m ³ /m ² /日) 沈殿時間 (時間)	14 5.1	15.4 4.7
	3系列：2階層式 池 幅 6.0m 池 長 36.6m 有効水深 3.5m	4池	4池	水面積負荷 (m ³ /m ² /日) 沈殿時間 (時間)	13.2 6.4	14.1 4.7
	4系列：2階層式 池 幅 6.0m 池 長 42.3m 有効水深 3.5m	4池	4池	水面積負荷 (m ³ /m ² /日) 沈殿時間 (時間)	15 5.6	14.8 5.7
砂ろ過池	池 幅 6.0m 池 長 6.0m 有効水深 6.0m	4池	4池	ろ過速度 (m/s) (対日最大) ろ過速度 (m/s) (対時間最大)	242 419	251 437
塩素混和池	池 幅 2.3m 池 長 25.0m 有効水深 2.1m	4水路	4水路	接触時間 (分) 塩素注入率 (mg/L) (次亜塩素酸ソーダ)	20 2~5	19.3 2~5
汚泥濃縮設備	ベルト型ろ過濃縮装置 20m ³ /時	3台 (内1台予備)	3台 (内1台予備)	運転時間 (時間/日)	14.6	10.5
汚泥脱水機	遠心脱水機 20m ³ /時	2台	2台	運転時間 (時間/日)	5.8 (週5日運転)	5.9 (週5日運転)

4-1 流入管渠

項目	記号	容量計算	備考
管渠断面		内径 1,200 mm(HP)	
勾配		$i = 3.0 \text{ ‰}$	
施設数		1	
計画地盤高		T.P+65.00m	
管底高		T.P+61.400m	
満管流量	Qf	2.135 m ³ /秒	
満管流速	Vf	1.888 m/秒	
水深, 水位			
流量 (m ³ /秒)			
流量比			
水深比			
水深 (m)			
水位 (m)			

日平均 Q ₁	日最大 Q ₂	時間最大 Q ₃
0.348	0.403	0.698
0.163	0.189	0.327
0.273	0.295	0.394
0.328	0.354	0.473
0.328	0.354	0.473

4-2 沈砂池 (1/2)

項目	記号	容量計算	備考
計画下水量	Q ₃	60,300 m ³ /日 = 41.88 m ³ /分 = 0.698 m ³ /秒	
除去対象粒径	V	0.2 mm(沈降速度 0.021 m/秒)	
水面積負荷		1,800 m ³ /m ² /日程度	
必要水面積負荷	A ₁	60,300 / 1,800 = 33.5 m ²	
有効水深	H	0.80 m	
池内平均流速	V ₁	0.30 m/秒程度	
池幅	B	$\frac{Q}{V_1 \cdot H} = \frac{0.698}{0.3 \times 0.8} = 3.0 \text{ m}$	
池長	L	$\frac{A_1}{B} = \frac{33.5}{3.0} = 11.2 \text{ m}$	
構造寸法 (検討)		池幅2.0m×池長12.5m×有効水深0.8m×2池 (既設)	
水面積	A ₂	B・L = 2.0×12.5×2 = 50.0 m ²	
流水断面積	A ₃	B・H = 2.0×.8×2 = 3.2 m ²	
水面積負荷		$\frac{Q}{A_2} = \frac{60,300}{50.0} = 1,206 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{日}$	
池内平均流速	V ₂	$\frac{Q}{A_3} = \frac{0.698}{3.2} = 0.22 \text{ m/秒}$	
沈殿時間	a	$\frac{L}{V_2} = \frac{12.5}{0.22} = 57 \text{ 秒}$	
沈降時間	t	$\frac{H}{t} = \frac{0.8}{0.021} = 38 \text{ 秒}$	
除去率	%	$1 - \frac{1}{1 + \frac{a}{t}} = 1 - \frac{1}{1 + \frac{57}{38}} = 60\%$	

4-2 沈砂池 (2/2)

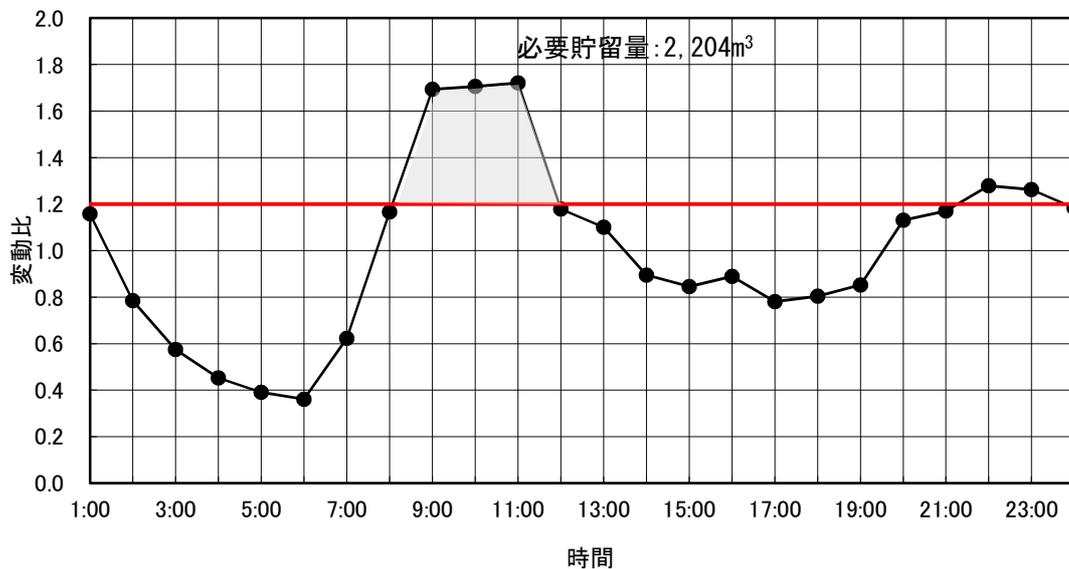
項目	記号	容量計算	備考
沈砂量		(流入下水1,000m ³ 当り0.01m ³ と推定する) $60,300 \times 0.01 = 0.603 \text{ m}^3/\text{日}$	
し渣量		沈砂量と同程度とみる	

4-3 主ポンプ

項目	記号	容量計算	備考
計画下水量	Q ₁ Q ₂ Q ₃	計画1日平均汚水量 20.90 m ³ /分 計画1日最大汚水量 24.17 m ³ /分 計画時間最大汚水量 41.88 m ³ /分	
ポンプ型式		立軸渦巻斜流ポンプ	
ポンプ台数		4台 (内1台予備)	
1台当りの揚水量		1号~4号ポンプ 16.0m ³ /分/台×4台 (内1台予備)	
運転台数と揚水量		1号~4号ポンプ 16.0×3 = 48.0 m ³ /分	
ポンプ口径	D ₁	1号~4号ポンプ $D1 = 146 \times \sqrt{\frac{Q}{V}}$ $D1 = 146 \times \sqrt{\frac{16.0}{2.0}}$ $= 413 \text{ mm}$ $D1 = 146 \times \sqrt{\frac{16.0}{3.0}}$ $= 337 \text{ mm}$ <p>故に、ポンプ口径は φ = 350 mmとする</p>	
全揚程	H ₁	ポンプ井 L.W.L = 62.00 (運転水位) 分配槽 H.W.L = 67.80 ≒ 5.80 m 実揚程 5.80 m ポンプ廻り損失 1.00 m 余裕 1.20 m 8.00 m	
軸動力	Ps ₁	$\frac{0.163 \times \gamma \times Q \times H_1}{\eta} = \frac{0.163 \times 1 \times 16 \times 8}{0.74} = 28.2 \text{ kW}$	
原動機出力	P1	$Ps_1 \times (1+\alpha) = 28.2 \times (1+0.15) = 32.4 \text{ kW}$ ≒ 37 kW	
ポンプ仕様		16.0m ³ /min×9m×37kW×4台(内1台予備)	3台既設

4-4 流量調整池

項目	記号	容量計算	備考
目的		日間流量変動を抑制し、 高度処理施設の安定処理を図る	
型式		長方形流量調整池	
必要貯留容量		2204 m ³	
構造寸法 容量 (検討)		池幅5.75m×池長13.6m×有効水深3.0m×2池=469m ³ 池幅10.0m×池長11.6m×有効水深5.0m×3池=1740m ³ 合計 2209 m ³	2系最初沈殿池 新設



4-5 最初沈殿池2系

項目	記号	容量計算	備考
型式		平行流長方形沈殿池 チェーンフライト式汚泥掻寄機付	
計画下水量（日最大）	Q ₂	8,000 m ³ /日 = 333.0 m ³ /時 = 5.55 m ³ /分	
水面積負荷		70 m ³ /m ² /日	
必要水面積	A ₁	8,000 ÷ 70 = 114 m ²	
有効水深	H	3.0 mとする	
構造寸法		池幅5.75m×池長13.6m×有効水深3.0m×2池 池幅5.75m×池長13.6m×有効水深3.0m×2池	既設
(検討) 水面積		5.75×13.6×2 = 156 m ²	
容量		156×3 = 469 m ³	
沈殿時間		469÷333.0 = 1.4 時間	
水面積負荷		8,000÷156.4 = 51.2 m ³ /m ² /日	

4-5 最初沈殿池3系

項目	記号	容量計算	備考
型式		円形式沈殿池 中央駆動懸垂型	
計画下水量（日最大）	Q_2	$11,600 \text{ m}^3/\text{日} = 483.0 \text{ m}^3/\text{時} = 8.05 \text{ m}^3/\text{分}$	
水面積負荷		$50 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{日}$	
必要水面積	A_1	$11,600 \div 50 = 232 \text{ m}^2$	
有効水深	H	3.0 mとする	
構造寸法		$\phi 12.5\text{m} \times \text{有効水深} 3.0\text{m} \times 2\text{池}$	既設
(検討) 水面積		$\pi/4 \times 12.5^2 \times 2 = 245 \text{ m}^2$	
容量		$245 \times 3 = 735 \text{ m}^3$	
沈殿時間		$735 \div 483.0 = 1.5 \text{ 時間}$	
水面積負荷		$11,600 \div 245.0 = 47.3 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{日}$	

4-5 最初沈殿池4系

項目	記号	容量計算	備考
型式		円形式沈殿池 中央駆動懸垂型	
計画下水量（日最大）	Q_2	$15,200 \text{ m}^3/\text{日} = 633.0 \text{ m}^3/\text{時} = 10.55 \text{ m}^3/\text{分}$	
水面積負荷		$50 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{日}$	
必要水面積	A_1	$15,200 \div 50 = 304 \text{ m}^2$	
有効水深	H	3.0 mとする	
構造寸法		$\phi 14.0\text{m} \times$ 有効水深 $3.0\text{m} \times 2$ 池	
(検討) 水面積		$\pi/4 \times 14^2 \times 2 = 308 \text{ m}^2$	
容量		$308 \times 3 = 924 \text{ m}^3$	
沈殿時間		$924 \div 633.0 = 1.5 \text{ 時間}$	
水面積負荷		$15,200 \div 308.0 = 49.4 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{日}$	

4-6 反応タンク2系 (1/4)

項目	記号	容量計算	備考
型式		完全混合型多段反応タンク	
処理方式		凝集剤併用型ステップ流入式3段硝化脱窒法	
計画下水流量	Q ₂	7,600 m ³ /日 = 316.7 m ³ /時 = 5.28 m ³ /分	冬季
流入下水水質	C _{BOD,in} C _{S-BOD,in} C _{SS,in} C _{TN,in} C _{TP,in} C _{SP,in}	BOD : 164 mg/L (初沈流出水質 274×0.60) S-BOD : 110 mg/L (274×0.40) SS : 106 mg/L (211×0.50) T-N : 48.5 mg/L (57.1×0.85) T-P : 6.0 mg/L (7.1×0.85) S-T-P : 3.00 mg/L (6×0.50)	冬季
水温	T	15.0 °C	冬季
設計目標水質		最終沈殿池流出水質の目標水質	
	C _{BOD,eff} C _{SS,eff} C _{TN,eff} C _{NOX,eff} C _{KN,eff} C _{TP,eff} C _{SP,eff}	BOD : 5 mg/L SS : 8 mg/L T-N : 8.2 mg/L C _{NOX,eff(Nor-N)} : 7.20 mg/L C _{KN,eff(Kj-N)} : 1.00 mg/L T-P : 0.42 mg/L S-T-P : 0.26 mg/L (0.42×0.625)	
設計窒素除去率			
反応タンク流入T-N	C _{TN,in}	T-N : 48.5 mg/L	
処理水T-N	C _{TN,eff}	T-N : 8.2 mg/L	
処理水NO ₃ -N	C _{NOX,eff}	C _{NOX,eff(Nor-N)} : 7.20 mg/L	
余剰汚泥N		: 7.4 mg/L (105.5mg/L×0.07)	
硝化対象N		: 40.10 mg/L (48.5-8.2+7.2-7.4)	
脱窒N		: 32.9 mg/L (48.5-8.2-7.4)	
硝化・脱窒に与かる窒素除去率	h _{DN-R}	: 0.820 (32.9÷40.1)	
反応タンクの段数	N r+R	硝化脱窒に与かる窒素除去率 = 0.82 より 3 段とする 総合循環比 : 100 % 汚泥返送率 : 50 % 硝化液循環比 (内部循環) : 50 %	
	h _{DN-R}	硝化脱窒による理論除去率 $h_{DN-R} = 1 - \frac{1}{N} \times \frac{1}{1+r+R} = 0.833$	

4-6 反応タンク2系 (2/4)

項目	記号	容量計算	備考
硝化タンクの容量	X_N	最終段硝化タンクMLSS濃度 : 2,600 mg/L	
	X_r	返送汚泥濃度 : $X_r = (1 + 0.5) / 0.5 \times 2,600 = 7,800 \text{ mg/L}$	
最終段	θ_{CA}	必要ASRT : 6.4 日 $\theta_{CA} = 29.7 \exp^{-0.102T}$ $= 6.4$ T (設計水温) : 15.0 °C	
	V_{0N}	最終段硝化タンク容量 : 835 m ³ (2.64 hr) $V_{0N} = \frac{\theta_{CA} \times Q \times (a \times C_{SBOD,in} + b \times C_{SS,in} + \gamma \times C_{ME})}{N \times X_N \times (1 + c \times \theta_{CA})}$ $= \frac{6.4 \times 7,600 \times (0.5 \times 110 + 0.95 \times 105.5 + 5 \times 2.6)}{3 \times 2,600 \times (1 + 0.04 \times 6.4)}$ $= 835 \text{ m}^3$ HRT _{0N} = 835 / 7,600 × 24 = 2.64 hr ここで a (S-BODの汚泥転換率) : 0.50 mgMLSS/mgBOD b (SSの汚泥転換率) : 0.95 mgMLSS/mgSS c (内生呼吸による減量係数) : 0.04 1/日 γ (固形物発生倍率) : 5 C _{ME} (凝集剤の添加率) : 2.60 mg/L $C_{ME} = C_{SP,in} / P \times m \times Me = 3 / 31 \times 1 \times 27$ $= 2.6$ P : リンの原子量 31 m : 添加モル比 1.0 Me : 凝集剤の原子量 27	
第2段	X2	第2段硝化タンクMLSS濃度 : 3,343 mg/L $X2 = \frac{r + 1}{(r + k/N)} \times X_N$ $= (0.5 + 1) / (0.5 + 2/3) \times 2,600 = 3,343$	
	V2	第2段硝化タンク容量 : 649 m ³ (2.05 hr) $V2 = \frac{X_N}{X2} \times V_{0N} = \frac{2,600}{3,343} \times 835 = 649 \text{ m}^3$ HRT ₀₂ = 649 / 7,600 × 24 = 2.05 hr	

4-6 反応タンク2系 (3/4)

項目	記号	容量計算	備考
第1段	X1	第1段硝化タンクMLSS濃度 : 4,680 mg/L $X1 = \frac{r+1}{(r+k/N)} \times XN$ $= (0.5+1)/(0.5+1/3) \times 2,600 = 4,680$	
	V1	第1段硝化タンク容量 : 464 m ³ (1.47 hr) $V1 = \frac{XN}{X1} \times V0N = \frac{2,600}{4,680} \times 835 = 464 \text{ m}^3$ $HRT01 = 464/7,600 \times 24 = 1.47 \text{ hr}$	
脱窒タンクの容量		脱窒タンクは硝化タンクと同容量とする。1,948 m ³ 最終段脱窒タンク容量 : 835 m ³ (2.64 hr) 第2段脱窒タンク容量 : 649 m ³ (2.05 hr) 第1段脱窒タンク容量 : 464 m ³ (1.47 hr)	
最終段			
第2段			
第1段			
構造寸法		第1段脱窒タンク容量 : 513 m ³ 池幅5.3m×池長5.25m (有効長) ×有効水深9.5m×2池 第1段硝化タンク容量 : 513 m ³ 池幅5.3m×池長5.25m (有効長) ×有効水深9.5m×2池 第2段脱窒タンク容量 : 669 m ³ 池幅5.3m×池長6.85m (有効長) ×有効水深9.5m×2池 第2段硝化タンク容量 : 669 m ³ 池幅5.3m×池長6.85m (有効長) ×有効水深9.5m×2池 最終段脱窒タンク容量 : 840 m ³ 池幅5.3m×池長8.60m (有効長) ×有効水深9.5m×2池 最終段硝化タンク容量 : 840 m ³ 池幅5.3m×池長8.60m (有効長) ×有効水深9.5m×2池 好気槽容量 2,022 m ³ □全タンク長 41.4 m (隔壁などを含まない)	既設
凝集剤の種類		硫酸アルミニウム	
凝集剤添加率		モル比: 1.0	

4-6 反応タンク2系 (4/4)

項目	記号	容量計算	備考
(検討) 発生汚泥量 ASRT 計画日最大汚水量 時のチェック		余剰汚泥固形物量 $X_{EX} \times Q_{EX} = (a \times C_{S-BODin} + b \times C_{SSin} + \gamma \times C_{ME}) \times Q - c \times \sum (V_{0k} \times X_k)$ $= (0.5 \times 110 + 0.95 \times 105.5 + 5 \times 2.6) \times 7,600$ $- 0.04 \times (2,600 \times 840 + 3,343 \times 669 + 4,680 \times 513)$ $= 1,005,658 \text{ g/日}$ 単位水量当りの発生量 = 1,005,658 / 7,600 $= 132.3 \text{ mg/L } (> 105.5 \text{ mg/L})$ $\theta_{CA} = \sum (V_{0k} \times X_k) / (X_{EX} \times Q_{EX})$ $= (2,600 \times 840 + 3,343 \times 669 + 4,680 \times 513) / 1,005,658$ $= 6.78 (\geq 6.4 \text{ 日})$ T(10月の平均水温); 24.0 °C 必要ASRT $\theta_{CA} = 29.7 \exp^{-0.102T} = 2.6 \text{ 日}$ 余剰汚泥固形物量 $X_{EX} \times Q_{EX} = (a \times C_{S-BODin} + b \times C_{SSin} + \gamma \times C_{ME}) \times Q - c \times \sum (V_{0k} \times X_k)$ $= (0.5 \times 110 + 0.95 \times 105.5 + 5 \times 2.6) \times 7,600$ $- 0.04 \times (2,600 \times 840 + 3,343 \times 669 + 4,680 \times 513)$ $= 1,005,658 \text{ g/日}$ 単位水量当りの発生量 = 1,005,658 / 7,600 $= 132.3 \text{ mg/L } (> 105.5 \text{ mg/L})$ $\theta_{CA} = \sum (V_{0k} \times X_k) / (X_{EX} \times Q_{EX})$ $= (2,600 \times 840 + 3,343 \times 669 + 4,680 \times 513) / 1,005,658$ $= 6.78 (> 2.6 \text{ 日})$	

4-7 散気装置2系 (1/2)

項目	記号	容量計算	備考
散気装置 必要酸素量	AOR		
	O _{D1}	<p>・有機物酸化に必要な酸素量</p> $O_{D1} = \{(C_{BOD,in} - C_{BOD,eff}) \times Q_{in} \times 10^{-3} - L_{NOT,DN} \times K\} \times A$ $= \{(164 - 4.9) \times 7,600 / 1,000 - 250. \times 2.86\} \times 0.6$ $= 296 \text{ kgO}_2/\text{日}$ <p>A (除去BOD当りの必要酸素量) : 0.6 kgO₂/kgBOD K (脱窒量当りの消費BOD量) : 2.86 kgBOD/kgN Q_{in} (計画日最大汚水量) : 7,600 m³/日 L_{NOT,DN} (NO_r-N負荷) : 250.0 kgN/日 L_{NOT,DN} = 脱窒対象N(mgN/L) × Q_{in}(m³/日) × 10⁻³</p>	
	O _{D2}	<p>・内生呼吸に必要な酸素量</p> $O_{D2} = B \times MLVSS$ $= 0.1 \times 3,536$ $= 354 \text{ kgO}_2/\text{日}$ <p>B (単位MLVSS当りの内生呼吸による酸素消費量) 0.1 MLVSS(MLSS×0. : (ΣX_N×V_N)/1,000×0.8 = (513×4,680 + 669×3,343 + 840×2,600)/1,000×0.8 = 3,536 kg/日</p>	
	O _{D3}	<p>・硝化反応に必要な酸素量</p> $O_{D3} = C \times C_{N,in} \times Q_{in} \times 10^{-3}$ $= 4.57 \times 40.1 \times 7,600 / 1,000$ $= 1,393 \text{ kgO}_2/\text{日}$ <p>C(硝化量当りの酸素消費量) : 4.57 C_{N,in}(硝化対象窒素) : 40.10 mg/L</p>	
	O _{D4}	<p>・反応タンクの流出により系外に出る酸素量</p> $O_{D4} = Q_0 \times C_{OA} \times 10^{-3}$ $= 11,400 \times 1.5 / 1,000$ $= 17 \text{ kgO}_2/\text{日}$ <p>Q₀(硝化タンクの流出量) : 11,400 = (流入水 + 返送汚泥量(50%)) = 7,600 × (1.0 + 0.5) = 11,400 C_{OA}(反応タンク末端の溶存酸素濃度) : 1.5</p>	
	AOR	<p>・必要酸素量</p> $AOR = O_{D1} + O_{D2} + O_{D3} + O_{D4}$ $= 296 + 354 + 1,393 + 17$ $= 2,060 \text{ kgO}_2/\text{日}$	

4-7 散気装置2系 (2/2)

項目	記号	容量計算	備考
清水換算必要酸素量	SOR	$SOR = \frac{AOR \times C_{SW} \times r_H}{1.024^{(T-20)} \times a \times (b \times C_S \times r_H - C_A)} \times \frac{101.3}{P}$ $= \frac{2,060 \times 8.84 \times 1.24}{1.024^{(15-20)} \times 0.83 \times (0.95 \times 9.76 \times 1.24 - 3)} \times \frac{101.3}{101.3}$ $= 3,606 \text{ kgO}_2/\text{日}$ <p> C_{SW}(20°Cにおける酸素飽和濃度) : 8.84 mg/L C_S(T°Cにおける酸素飽和濃度) : 9.76 mg/L C_A(混合液の平均DO濃度) : 3.0 mg/L r_H(散気水深(H(m))によるCs補正係数) : 1.24 $r_H = 1 + \frac{H/2}{10.33} = 1.24$ (H: 散気水深=5.0 m) T(活性汚泥混合液の水温) : 15.0 °C a($K_L a$の補正係数) : 0.83 b(酸素飽和濃度の補正係数) : 0.95 P(大気圧) : 101.3 kPa </p>	
必要酸素量		$\text{必要酸素量} = \frac{SOR}{E_A \times 10^{-2} \times r \times O_w} \times \frac{273 + 20}{273}$ $= \frac{3,606}{20 \times 10^{-2} \times 1.293 \times 0.2315} \times \frac{273 + 20}{273}$ $= 64,647 \text{ m}^3/\text{日} = 44.9 \text{ m}^3/\text{分}$ <p> E_A(清水に対する酸素移動効率) : 20 % r(空気の密度) : 1.293 kg/Nm³ O_w(空気中の酸素比重量) : 0.2315 kgO₂/kg空気 </p>	
必要送風量		<p> 反応タンク : 44.9 m³/分 上記の10% : 4.5 m³/分 <hr/> 総所要空気量 : 49.4 m³/分 </p>	

4-6 反応タンク3系 (1/4)

項目	記号	容量計算	備考
型式		完全混合型多段反応タンク	
処理方式		凝集剤併用型ステップ流入式3段硝化脱窒法	
計画下水流量	Q ₂	10,800 m ³ /日 = 450.0 m ³ /時 = 7.50 m ³ /分	冬季
流入下水水質	C _{BOD,in} C _{S-BOD,in} C _{SS,in} C _{TN,in} C _{TP,in} C _{SP,in}	BOD : 164 mg/L (初沈流出水質 274×0.60) S-BOD : 110 mg/L (274×0.40) SS : 106 mg/L (211×0.50) T-N : 48.5 mg/L (57.1×0.85) T-P : 6.0 mg/L (7.1×0.85) S-T-P : 3.00 mg/L (6×0.50)	冬季
水温	T	15.0 °C	冬季
設計目標水質		最終沈殿池流出水質の目標水質	
	C _{BOD,eff} C _{SS,eff} C _{TN,eff} C _{NOX,eff} C _{KN,eff} C _{TP,eff} C _{SP,eff}	BOD : 5 mg/L SS : 8 mg/L T-N : 8.2 mg/L C _{NOX,eff(Nor-N)} : 7.20 mg/L C _{KN,eff(Kj-N)} : 1.00 mg/L T-P : 0.42 mg/L S-T-P : 0.26 mg/L (0.42×0.625)	
設計窒素除去率			
反応タンク流入T-N	C _{TN,in}	T-N : 48.5 mg/L	
処理水T-N	C _{TN,eff}	T-N : 8.2 mg/L	
処理水NO ₃ -N	C _{NOX,eff}	C _{NOX,eff(Nor-N)} : 7.20 mg/L	
余剰汚泥N		: 7.4 mg/L (105.5mg/L×0.07)	
硝化対象N		: 40.10 mg/L (48.5-8.2+7.2-7.4)	
脱窒N		: 32.9 mg/L (48.5-8.2-7.4)	
硝化・脱窒に与かる窒素除去率	h _{DN-R}	: 0.820 (32.9÷40.1)	
反応タンクの段数	N r+R	硝化脱窒に与かる窒素除去率 = 0.82 より 3 段とする 総合循環比 : 100 % 汚泥返送率 : 50 % 硝化液循環比 (内部循環) : 50 %	
	h _{DN-R}	硝化脱窒による理論除去率 $h_{DN-R} = 1 - \frac{1}{N} \times \frac{1}{1+r+R} = 0.833$	

4-6 反応タンク3系 (2/4)

項目	記号	容量計算	備考
硝化タンクの容量	X_N	最終段硝化タンクMLSS濃度 : 2,800 mg/L	
	X_r	返送汚泥濃度 : $X_r = (1 + 0.5) / 0.5 \times 2,800 = 8,400 \text{ mg/L}$	
最終段	θ_{CA}	必要ASRT : 6.4 日 $\theta_{CA} = 29.7 \exp^{-0.102T}$ $= 6.4$ T (設計水温) : 15.0 °C	
	V_{0N}	最終段硝化タンク容量 : 1,102 m ³ (2.45 hr) $V_{0N} = \frac{\theta_{CA} \times Q \times (a \times C_{SBOD,in} + b \times C_{SS,in} + \gamma \times C_{ME})}{N \times X_N \times (1 + c \times \theta_{CA})}$ $= \frac{6.4 \times 10,800 \times (0.5 \times 110 + 0.95 \times 105.5 + 5 \times 2.6)}{3 \times 2,800 \times (1 + 0.04 \times 6.4)}$ $= 1,102 \text{ m}^3$ HRT _{0N} = 1,102 / 10,800 × 24 = 2.45 hr ここで a (S-BODの汚泥転換率) : 0.50 mgMLSS/mgBOD b (SSの汚泥転換率) : 0.95 mgMLSS/mgSS c (内生呼吸による減量係数) : 0.04 1/日 γ (固形物発生倍率) : 5 C _{ME} (凝集剤の添加率) : 2.60 mg/L $C_{ME} = C_{SP,in} / P \times m \times Me = 3 / 31 \times 1 \times 27$ $= 2.6$ P : リンの原子量 31 m : 添加モル比 1.0 Me : 凝集剤の原子量 27	
第2段	X2	第2段硝化タンクMLSS濃度 : 3,600 mg/L $X2 = \frac{r + 1}{(r + k/N)} \times X_N$ $= (0.5 + 1) / (0.5 + 2/3) \times 2,800 = 3,600$	
	V2	第2段硝化タンク容量 : 857 m ³ (1.9 hr) $V2 = \frac{X_N}{X2} \times V_{0N} = \frac{2,800}{3,600} \times 1,102 = 857 \text{ m}^3$ HRT ₀₂ = 857 / 10,800 × 24 = 1.90 hr	

4-6 反応タンク3系 (3/4)

項目	記号	容量計算	備考
第1段	X1	第1段硝化タンクMLSS濃度 : 5,040 mg/L $X1 = \frac{r+1}{(r+k/N)} \times XN$ $= (0.5+1)/(0.5+1/3) \times 2,800 = 5,040$	
	V1	第1段硝化タンク容量 : 612 m ³ (1.36 hr) $V1 = \frac{XN}{X1} \times V0N = \frac{2,800}{5,040} \times 1,102 = 612 \text{ m}^3$ $\text{HRT01} = 612/10,800 \times 24 = 1.36 \text{ hr}$	
脱窒タンクの容量		脱窒タンクは硝化タンクと同容量とする。2,571 m ³	
最終段		最終段脱窒タンク容量 : 1,102 m ³ (2.45 hr)	
第2段		第2段脱窒タンク容量 : 857 m ³ (1.9 hr)	
第1段		第1段脱窒タンク容量 : 612 m ³ (1.36 hr)	
構造寸法		第1段脱窒タンク容量 : 678 m ³ 池幅6.0m×池長5.95m (有効長) ×有効水深10.0m×2池 第1段硝化タンク容量 : 678 m ³ 池幅6.0m×池長5.95m (有効長) ×有効水深10.0m×2池 第2段脱窒タンク容量 : 935 m ³ 池幅6.0m×池長8.20m (有効長) ×有効水深10.0m×2池 第2段硝化タンク容量 : 935 m ³ 池幅6.0m×池長8.20m (有効長) ×有効水深10.0m×2池 最終段脱窒タンク容量 : 1,214 m ³ 池幅6.0m×池長10.65m (有効長) ×有効水深10.0m×2池 最終段硝化タンク容量 : 1,214 m ³ 池幅6.0m×池長10.65m (有効長) ×有効水深10.0m×2池 好気槽容量 2,827 m ³ □全タンク長 49.6 m (隔壁などを含まない)	既設
凝集剤の種類		硫酸アルミニウム	
凝集剤添加率		モル比: 1.0	

4-6 反応タンク3系 (4/4)

項目	記号	容量計算	備考
(検討) 発生汚泥量 ASRT 計画日最大汚水量 時のチェック		余剰汚泥固形物量 $X_{EX} \times Q_{EX} = (a \times C_{S-BODin} + b \times C_{SSin} + \gamma \times C_{ME}) \times Q - c \times \sum (V_{0k} \times X_k)$ $= (0.5 \times 110 + 0.95 \times 105.5 + 5 \times 2.6) \times 10,800$ $- 0.04 \times (2,800 \times 1,214 + 3,600 \times 935 + 5,040 \times 678)$ $= 1,409,537 \text{ g/日}$ 単位水量当りの発生量 = $1,409,537 / 10,800$ $= 130.5 \text{ mg/L } (> 105.5 \text{ mg/L})$ $\theta_{CA} = \sum (V_{0k} \times X_k) / (X_{EX} \times Q_{EX})$ $= (2,800 \times 1,214 + 3,600 \times 935 + 5,040 \times 678) / 1,409,537$ $= 7.22 (\geq 6.4 \text{ 日})$ T(10月の平均水温); 24.0 °C 必要ASRT $\theta_{CA} = 29.7 \exp^{-0.102T} = 2.6 \text{ 日}$ 余剰汚泥固形物量 $X_{EX} \times Q_{EX} = (a \times C_{S-BODin} + b \times C_{SSin} + \gamma \times C_{ME}) \times Q - c \times \sum (V_{0k} \times X_k)$ $= (0.5 \times 110 + 0.95 \times 105.5 + 5 \times 2.6) \times 10,800$ $- 0.04 \times (2,800 \times 1,214 + 3,600 \times 935 + 5,040 \times 678)$ $= 1,409,537 \text{ g/日}$ 単位水量当りの発生量 = $1,409,537 / 10,800$ $= 130.5 \text{ mg/L } (> 105.5 \text{ mg/L})$ $\theta_{CA} = \sum (V_{0k} \times X_k) / (X_{EX} \times Q_{EX})$ $= (2,800 \times 1,214 + 3,600 \times 935 + 5,040 \times 678) / 1,409,537$ $= 7.22 (> 2.6 \text{ 日})$	

4-7 散気装置3系 (1/2)

項目	記号	容量計算	備考
散気装置 必要酸素量	AOR		
	O _{D1}	<p>・有機物酸化に必要な酸素量</p> $O_{D1} = \{(C_{BOD,in} - C_{BOD,eff}) \times Q_{in} \times 10^{-3} - L_{NOT,DN} \times K\} \times A$ $= \{(164 - 4.9) \times 10,800 / 1,000 - 355.3 \times 2.86\} \times 0.6$ $= 421 \text{ kgO}_2/\text{日}$ <p>A (除去BOD当りの必要酸素量) : 0.6 kgO₂/kgBOD K (脱窒量当りの消費BOD量) : 2.86 kgBOD/kgN Q_{in} (計画日最大汚水量) : 10,800 m³/日 L_{NOT,DN} (NO_r-N負荷) : 355.3 kgN/日 L_{NOT,DN} = 脱窒対象N(mgN/L) × Q_{in}(m³/日) × 10⁻³</p>	
	O _{D2}	<p>・内生呼吸に必要な酸素量</p> $O_{D2} = B \times MLVSS$ $= 0.1 \times 5,412$ $= 541 \text{ kgO}_2/\text{日}$ <p>B (単位MLVSS当りの内生呼吸による酸素消費量) 0.1 MLVSS(MLSS×0.8 : (ΣX_N×V_N)/1,000×0.8 = (678×5,040 + 935×3,600 + 1,214×2,80)/1,000×0.8 = 5,412 kg/日</p>	
	O _{D3}	<p>・硝化反応に必要な酸素量</p> $O_{D3} = C \times C_{N,in} \times Q_{in} \times 10^{-3}$ $= 4.57 \times 40.1 \times 10,800 / 1,000$ $= 1,979 \text{ kgO}_2/\text{日}$ <p>C(硝化量当りの酸素消費量) : 4.57 C_{N,in}(硝化対象窒素) : 40.10 mg/L</p>	
	O _{D4}	<p>・反応タンクの流出により系外に出る酸素量</p> $O_{D4} = Q_0 \times C_{OA} \times 10^{-3}$ $= 16,200 \times 1.5 / 1,000$ $= 24 \text{ kgO}_2/\text{日}$ <p>Q₀(硝化タンクの流出量) : 16,200 = (流入水 + 返送汚泥量(50%)) = 10,800 × (1.0 + 0.5) = 16,200 C_{OA}(反応タンク末端の溶存酸素濃度) : 1.5</p>	
AOR	<p>・必要酸素量</p> $AOR = O_{D1} + O_{D2} + O_{D3} + O_{D4}$ $= 421 + 541 + 1,979 + 24$ $= 2,965 \text{ kgO}_2/\text{日}$		

4-7 散気装置3系 (2/2)

項目	記号	容量計算	備考
清水換算必要酸素量	SOR	$SOR = \frac{AOR \times C_{sw} \times r_H}{1.024^{(T-20)} \times a \times (b \times C_s \times r_H - C_A)} \times \frac{101.3}{P}$ $= \frac{2,965 \times 8.84 \times 1.24}{1.024^{(15-20)} \times 0.83 \times (0.95 \times 9.76 \times 1.24 - 3)} \times \frac{101.3}{101.3}$ $= 5,189 \text{ kgO}_2/\text{日}$ <p> C_{sw}(20°Cにおける酸素飽和濃度) : 8.84 mg/L C_s(T°Cにおける酸素飽和濃度) : 9.76 mg/L C_A(混合液の平均DO濃度) : 3.0 mg/L r_H(散気水深(H(m))によるCs補正係数) : 1.24 $r_H = 1 + \frac{H/2}{10.33} = 1.24$ (H: 散気水深=5.0 m) T(活性汚泥混合液の水温) : 15.0 °C a($K_L a$の補正係数) : 0.83 b(酸素飽和濃度の補正係数) : 0.95 P(大気圧) : 101.3 kPa </p>	
必要酸素量		$\text{必要酸素量} = \frac{SOR}{E_A \times 10^{-2} \times r \times O_w} \times \frac{273 + 20}{273}$ $= \frac{5,189}{20 \times 10^{-2} \times 1.293 \times 0.2315} \times \frac{273 + 20}{273}$ $= 93,027 \text{ m}^3/\text{日} = 64.6 \text{ m}^3/\text{分}$ <p> E_A(清水に対する酸素移動効率) : 20 % r(空気の密度) : 1.293 kg/Nm³ O_w(空気中の酸素比重量) : 0.2315 kgO₂/kg空気 </p>	
必要送風量		<p> 反応タンク : 64.6 m³/分 上記の10% : 6.5 m³/分 <hr/> 総所要空気量 : 71.1 m³/分 </p>	

4-6 反応タンク4系 (1/4)

項目	記号	容量計算	備考
型式		完全混合型多段反応タンク	
処理方式		凝集剤併用型ステップ流入式3段硝化脱窒法	
計画下水流量	Q ₂	14,000 m ³ /日 = 583.3 m ³ /時 = 9.72 m ³ /分	冬季
流入下水水質	C _{BOD,in} C _{S-BOD,in} C _{SS,in} C _{TN,in} C _{TP,in} C _{SP,in}	BOD : 164 mg/L (初沈流出水質 274×0.60) S-BOD : 110 mg/L (274×0.40) SS : 106 mg/L (211×0.50) T-N : 48.5 mg/L (57.1×0.85) T-P : 6.0 mg/L (7.1×0.85) S-T-P : 3.00 mg/L (6×0.50)	冬季
水温	T	15.0 °C	冬季
設計目標水質		最終沈殿池流出水質の目標水質	
	C _{BOD,eff} C _{SS,eff} C _{TN,eff} C _{NOX,eff} C _{KN,eff} C _{TP,eff} C _{SP,eff}	BOD : 5 mg/L SS : 8 mg/L T-N : 8.2 mg/L C _{NOX,eff(Nor-N)} : 7.20 mg/L C _{KN,eff(Kj-N)} : 1.00 mg/L T-P : 0.42 mg/L S-T-P : 0.26 mg/L (0.42×0.625)	
設計窒素除去率			
反応タンク流入T-N	C _{TN,in}	T-N : 48.5 mg/L	
処理水T-N	C _{TN,eff}	T-N : 8.2 mg/L	
処理水NO ₃ -N	C _{NOX,eff}	C _{NOX,eff(Nor-N)} : 7.20 mg/L	
余剰汚泥N		: 7.4 mg/L (105.5mg/L×0.07)	
硝化対象N		: 40.10 mg/L (48.5-8.2+7.2-7.4)	
脱窒N		: 32.9 mg/L (48.5-8.2-7.4)	
硝化・脱窒に与かる窒素除去率	h _{DN-R}	: 0.82 mg/L (32.9÷40.1)	
反応タンクの段数	N r+R	硝化脱窒に与かる窒素除去率 = 0.82 より 3 段とする 総合循環比 : 100 % 汚泥返送率 : 50 % 硝化液循環比 (内部循環) : 50 %	
	h _{DN-R}	硝化脱窒による理論除去率 $h_{DN-R} = 1 - \frac{1}{N} \times \frac{1}{1+r+R} = 0.830$	

4-6 反応タンク4系 (2/4)

項目	記号	容量計算	備考
硝化タンクの容量	X_N	最終段硝化タンクMLSS濃度 : 3,000 mg/L	
	X_r	返送汚泥濃度 : $X_r = (1 + 0.5) / 0.5 \times 3,000 = 9,000 \text{ mg/L}$	
最終段	θ_{CA}	必要ASRT : 6.4 日 $\theta_{CA} = 29.7 \exp^{-0.102T}$ $= 6.4$ T (設計水温) : 15.0 °C	
	V_{0N}	最終段硝化タンク容量 : 1,333 m ³ (2.29 hr) $V_{0N} = \frac{\theta_{CA} \times Q \times (a \times C_{SBOD,in} + b \times C_{SS,in} + \gamma \times C_{ME})}{N \times X_N \times (1 + c \times \theta_{CA})}$ $= \frac{6.4 \times 14,000 \times (0.5 \times 110 + 0.95 \times 105.5 + 5 \times 2.6)}{3 \times 3,000 \times (1 + 0.04 \times 6.4)}$ $= 1,333 \text{ m}^3$ $HRT_{0N} = 1,333 / 14,000 \times 24 = 2.29 \text{ hr}$ ここで a (S-BODの汚泥転換率) : 0.50 mgMLSS/mgBOD b (SSの汚泥転換率) : 0.95 mgMLSS/mgSS c (内生呼吸による減量係数) : 0.04 1/日 γ (固形物発生倍率) : 5 C _{ME} (凝集剤の添加率) : 2.60 mg/L $C_{ME} = C_{SP,in} / P \times m \times Me = 3 / 31 \times 1 \times 27$ $= 2.6$ P : リンの原子量 31 m : 添加モル比 1.0 Me : 凝集剤の原子量 27	
第2段	X2	第2段硝化タンクMLSS濃度 : 3,857 mg/L $X_2 = \frac{r + 1}{(r + k/N)} \times X_N$ $= (0.5 + 1) / (0.5 + 2/3) \times 3,000 = 3,857$	
	V2	第2段硝化タンク容量 : 1,037 m ³ (1.78 hr) $V_2 = \frac{X_N}{X_2} \times V_{0N} = \frac{3,000}{3,857} \times 1,333 = 1,037 \text{ m}^3$ $HRT_{02} = 1,037 / 14,000 \times 24 = 1.78 \text{ hr}$	

4-6 反応タンク4系 (3/4)

項目	記号	容量計算	備考
第1段	X1	第1段硝化タンクMLSS濃度 : 5,400 mg/L $X1 = \frac{r+1}{(r+k/N)} \times XN$ $= (0.5+1)/(0.5+1/3) \times 3,000 = 5,400$	
脱窒タンクの容量	V1	第1段硝化タンク容量 : 741 m ³ (1.27 hr) $V1 = \frac{XN}{X1} \times V0N = \frac{3,000}{5,400} \times 1,333 = 741 \text{ m}^3$ $\text{HRT01} = 741/14,000 \times 24 = 1.27 \text{ hr}$	
最終段		脱窒タンクは硝化タンクと同容量とする。3,111 m ³ 最終段脱窒タンク容量 : 1,333 m ³ (2.29 hr)	
第2段		第2段脱窒タンク容量 : 1,037 m ³ (1.78 hr)	
第1段		第1段脱窒タンク容量 : 741 m ³ (1.27 hr)	
構造寸法		第1段脱窒タンク容量 : 821 m ³ 池幅6.0m×池長7.2m (有効長) ×有効水深10.0m×2池 第1段硝化タンク容量 : 821 m ³ 池幅6.0m×池長7.2m (有効長) ×有効水深10.0m×2池 第2段脱窒タンク容量 : 1,083 m ³ 池幅6.0m×池長9.5m (有効長) ×有効水深10.0m×2池 第2段硝化タンク容量 : 1,083 m ³ 池幅6.0m×池長9.5m (有効長) ×有効水深10.0m×2池 最終段脱窒タンク容量 : 1,334 m ³ 池幅6.0m×池長11.7m (有効長) ×有効水深10.0m×2池 最終段硝化タンク容量 : 1,334 m ³ 池幅6.0m×池長11.7m (有効長) ×有効水深10.0m×2池 好気槽容量 3,238 m ³ □全タンク長 56.8 m (隔壁などを含まない)	
凝集剤の種類		硫酸アルミニウム	
凝集剤添加率		モル比: 1.0	

4-6 反応タンク4系 (4/4)

項目	記号	容量計算	備考
(検討) 発生汚泥量 ASRT 計画日最大汚水量 時のチェック		余剰汚泥固形物量 $X_{EX} \times Q_{EX} = (a \times C_{S-BODin} + b \times C_{SSin} + \gamma \times C_{ME}) \times Q - c \times \sum (V_{0k} \times X_k)$ $= (0.5 \times 110 + 0.95 \times 105.5 + 5 \times 2.6) \times 14,000$ $- 0.04 \times (3,000 \times 1,334 + 3,857 \times 1,083 + 5,400 \times 821)$ $= 1,850,649 \text{ g/日}$ 単位水量当りの発生量 = 1,850,649 / 14,000 $= 132.2 \text{ mg/L } (> 105.5 \text{ mg/L})$ $\theta_{CA} = \sum (V_{0k} \times X_k) / (X_{EX} \times Q_{EX})$ $= (3,000 \times 1,334 + 3,857 \times 1,083 + 5,400 \times 821) / 1,850,649$ $= 6.82 (\geq 6.4 \text{ 日})$ T(10月の平均水温); 24.0 °C 必要ASRT $\theta_{CA} = 29.7 \exp^{-0.102T} = 2.6 \text{ 日}$ 余剰汚泥固形物量 $X_{EX} \times Q_{EX} = (a \times C_{S-BODin} + b \times C_{SSin} + \gamma \times C_{ME}) \times Q - c \times \sum (V_{0k} \times X_k)$ $= (0.5 \times 110 + 0.95 \times 105.5 + 5 \times 2.6) \times 14,000$ $- 0.04 \times (3,000 \times 1,334 + 3,857 \times 1,083 + 5,400 \times 821)$ $= 1,850,649 \text{ g/日}$ 単位水量当りの発生量 = 1,850,649 / 14,000 $= 132.2 \text{ mg/L } (> 105.5 \text{ mg/L})$ $\theta_{CA} = \sum (V_{0k} \times X_k) / (X_{EX} \times Q_{EX})$ $= (3,000 \times 1,334 + 3,857 \times 1,083 + 5,400 \times 821) / 1,850,649$ $= 6.82 (> 2.6 \text{ 日})$	

4-7 散気装置4系 (1/2)

項目	記号	容量計算	備考
散気装置 必要酸素量	AOR		
	O _{D1}	<p>・有機物酸化に必要な酸素量</p> $O_{D1} = \{(C_{BOD,in} - C_{BOD,eff}) \times Q_{in} \times 10^{-3} - L_{NOT,DN} \times K\} \times A$ $= \{(164 - 4.9) \times 14,000 / 1,000 - 460.6 \times 2.86\} \times 0.6$ $= 546 \text{ kgO}_2/\text{日}$ <p>A (除去BOD当りの必要酸素量) : 0.6 kgO₂/kgBOD K (脱窒量当りの消費BOD量) : 2.86 kgBOD/kgN Q_{in} (計画日最大汚水量) : 14,000 m³/日 L_{NOT,DN} (NO_r-N負荷) : 460.6 kgN/日 L_{NOT,DN} = 脱窒対象N(mgN/L) × Q_{in}(m³/日) × 10⁻³</p>	
	O _{D2}	<p>・内生呼吸に必要な酸素量</p> $O_{D2} = B \times MLVSS$ $= 0.1 \times 6,543$ $= 654 \text{ kgO}_2/\text{日}$ <p>B (単位MLVSS当りの内生呼吸による酸素消費量) : 0.1 MLVSS(MLSS × 0.8) : (Σ X_N × V_N) / 1,000 × 0.8 $= (821 \times 5,400 + 1,083 \times 3,857 + 1,334 \times 3,1) / 1,000 \times 0.8$ $= 6,543 \text{ kg/日}$</p>	
	O _{D3}	<p>・硝化反応に必要な酸素量</p> $O_{D3} = C \times C_{N,in} \times Q_{in} \times 10^{-3}$ $= 4.57 \times 40.1 \times 14,000 / 1,000$ $= 2,566 \text{ kgO}_2/\text{日}$ <p>C(硝化量当りの酸素消費量) : 4.57 C_{N,in}(硝化対象窒素) : 40.10 mg/L</p>	
	O _{D4}	<p>・反応タンクの流出により系外に出る酸素量</p> $O_{D4} = Q_0 \times C_{OA} \times 10^{-3}$ $= 21,000 \times 1.5 / 1,000$ $= 32 \text{ kgO}_2/\text{日}$ <p>Q₀(硝化タンクの流出量) : 21,000 $= (\text{流入水} + \text{返送汚泥量}(50\%))$ $= 14,000 \times (1.0 + 0.5) = 21,000$ C_{OA}(反応タンク末端の溶存酸素濃度) : 1.5</p>	
	AOR	<p>・必要酸素量</p> $AOR = O_{D1} + O_{D2} + O_{D3} + O_{D4}$ $= 546 + 654 + 2,566 + 32$ $= 3,798 \text{ kgO}_2/\text{日}$	

4-7 散気装置4系 (2/2)

項目	記号	容量計算	備考
清水換算必要酸素量	SOR	$SOR = \frac{AOR \times C_{sw} \times r_H}{1.024^{(T-20)} \times a \times (b \times C_s \times r_H - C_A)} \times \frac{101.3}{P}$ $= \frac{3,798 \times 8.84 \times 1.24}{1.024^{(15-20)} \times 0.83 \times (0.95 \times 9.76 \times 1.24 - 3)} \times \frac{101.3}{101.3}$ $= 6,646 \text{ kgO}_2/\text{日}$ <p> C_{sw}(20°Cにおける酸素飽和濃度) : 8.84 mg/L C_s(T°Cにおける酸素飽和濃度) : 9.76 mg/L C_A(混合液の平均DO濃度) : 3.0 mg/L r_H(散気水深(H(m))によるCs補正係数) : 1.24 $r_H = 1 + \frac{H/2}{10.33} = 1.24$ (H: 散気水深=5.0 m) T(活性汚泥混合液の水温) : 15.0 °C a($K_L a$の補正係数) : 0.83 b(酸素飽和濃度の補正係数) : 0.95 P(大気圧) : 101.3 kPa </p>	
必要酸素量		$\text{必要酸素量} = \frac{SOR}{E_A \times 10^{-2} \times r \times O_w} \times \frac{273 + 20}{273}$ $= \frac{6,646}{20 \times 10^{-2} \times 1.293 \times 0.2315} \times \frac{273 + 20}{273}$ $= 119,148 \text{ m}^3/\text{日} = 82.7 \text{ m}^3/\text{分}$ <p> E_A(清水に対する酸素移動効率) : 20 % r(空気の密度) : 1.293 kg/Nm³ O_w(空気中の酸素比重量) : 0.2315 kgO₂/kg空気 </p>	
必要送風量		<p> 反応タンク : 82.7 m³/分 上記の10% : 8.3 m³/分 <hr/> 総所要空気量 : 91.0 m³/分 4系 : 71.1 m³/分 3系 : 49.4 m³/分 2系 : <hr/> 計 : 211.5 m³/分 </p>	
送風機	型式	単段ターボブロア	
	能力	φ300×67m ³ /分×3台(既設) ↓更新後 φ300×71m ³ /分×4台 (内1台予備)	

4-8 最終沈殿池2系

項目	記号	容量計算	備考
型式		平行流長方形沈殿池 チェーンフライト式汚泥掻寄機付	
計画下水量（日最大）	Q ₂	8,000 m ³ /日 = 333.0 m ³ /時 = 5.55 m ³ /分	
水面積負荷		15 m ³ /m ² /日	
必要水面積	A ₁	8,000 ÷ 15 = 533 m ²	
有効水深	H	3.0 mとする	
構造寸法		池幅5.75m×池長24.8m×有効水深3.0m×4池	既設
(検討)			
水面積		5.75×24.8×4 = 570 m ²	
容量		570×3 = 1,711 m ³	
沈殿時間		1,711÷333.0 = 5.1 時間	
水面積負荷		8,000÷570.4 = 14.0 m ³ /m ² /日	
冬季日最大汚水量時の チェック			
汚泥界面沈降性の 平均速度		$V_s = 1.78 \times 10^7 \times T^{0.852} \times X_N^{-1.46} \times [SVI]^{-0.804}$ $= 1.76 \times 10^7 \times 15.^{0.852} \times 2600^{-1.46} \times 200^{-0.804}$ $= 26.1 \text{ m/day}$	
		ここで	
		T : 水温 (冬季) 15.0 °C	
		XN : 最終段のMLSS濃度 2,600 mg/L	
		[SVI] : 汚泥容量指標の絶対値 200	
水面積負荷		$S < V_s/r = 26.1/1.2 = 21.8 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{日}$	
		r : 日間の流量変動比 1.2	

4-8 最終沈殿池3系

項目	記号	容量計算	備考
型式		平行流長方形沈殿池 チェーンフライト式汚泥掻寄機付	
計画下水量（日最大）	Q ₂	11,600 m ³ /日 = 483.0 m ³ /時 = 8.05 m ³ /分	
水面積負荷		15 m ³ /m ² /日	
必要水面積	A ₁	11,600 ÷ 15 = 773 m ²	
有効水深	H	3.5 mとする	
構造寸法		池幅6.0m×池長36.6m×有効水深3.5m(2階層)	既設
(検討)			
水面積		6×36.6×4 = 878 m ²	
容量		878×3.5 = 3,074 m ³	
沈殿時間		3,074÷483.0 = 6.4 時間	
水面積負荷		11,600÷878.4 = 13.2 m ³ /m ² /日	
冬季日最大汚水量時の チェック			
汚泥界面沈降性の 平均速度		$V_s = 1.78 \times 10^7 \times T^{0.852} \times X_N^{-1.46} \times [SVI]^{-0.804}$ $= 1.76 \times 10^7 \times 15.^{0.852} \times 2800^{-1.46} \times 200^{-0.804}$ $= 23.4 \text{ m/day}$	
		ここで	
		T : 水温 (冬季) 15.0 °C	
		XN : 最終段のMLSS濃度 2,800 mg/L	
		[SVI] : 汚泥容量指標の絶対値 200	
水面積負荷		$S < V_s / r = 23.4 / 1.2 = 19.5 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{日}$	
		r : 日間の流量変動比 1.2	

4-8 最終沈殿池4系

項目	記号	容量計算	備考
型式		平行流長方形沈殿池 チェーンフライト式汚泥掻寄機付	
計画下水量 (日最大)	Q ₂	15,200 m ³ /日 = 633.0 m ³ /時 = 10.55 m ³ /分	
水面積負荷		15 m ³ /m ² /日	
必要水面積	A ₁	15,200 ÷ 15 = 1,013 m ²	
有効水深	H	3.5 mとする	
構造寸法		池幅6.0m×池長42.3m×有効水深3.5m×4池 (2階層)	
(検討)			
水面積		6×42.3×4 = 1015 m ²	
容量		1,015×3.5 = 3,553 m ³	
沈殿時間		3,553÷633.0 = 5.6 時間	
水面積負荷		15,200÷1,015.2 = 15.0 m ³ /m ² /日	
冬季日最大汚水量時の チェック			
汚泥界面沈降性の 平均速度		$V_s = 1.78 \times 10^7 \times T^{0.852} \times X_N^{-1.46} \times [SVI]^{-0.804}$ $= 1.76 \times 10^7 \times 15.^{0.852} \times 3000^{-1.46} \times 200^{-0.804}$ $= 21.2 \text{ m/day}$	
		ここで	
		T : 水温 (冬季) 15.0 °C	
		XN : 最終段のMLSS濃度 3,000 mg/L	
		[SVI] : 汚泥容量指標の絶対値 200	
水面積負荷		$S < V_s/r = 21.2/1.2 = 17.7 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{日}$	
		r : 日間の流量変動比 1.2	

4-9 砂ろ過池

項目	記号	容量計算	備考
型式		急速ろ過（上向流式）	
計画下水量	Qin	34,800 m ³ /日（計画1日最大汚水量） 60,300 m ³ /日（計画時間最大汚水量）	
ろ過速度		300 m/日（計画1日最大汚水量に対して） 450 m/日（計画時間最大汚水量に対して）	
必要水面積	AS	$\frac{34,800}{300} = 116 \text{ m}^2$	
構造寸法		池幅6.0m×池長6.0m×有効水深6.0m×4池	
水面積	A	6.0m×6.0m×4池 = 144 m ²	
(検討)		$\frac{34,800}{144} = 242 \text{ m/日}$ $\frac{60,300}{144} = 419 \text{ m/日}$	

4-10 塩素混和池

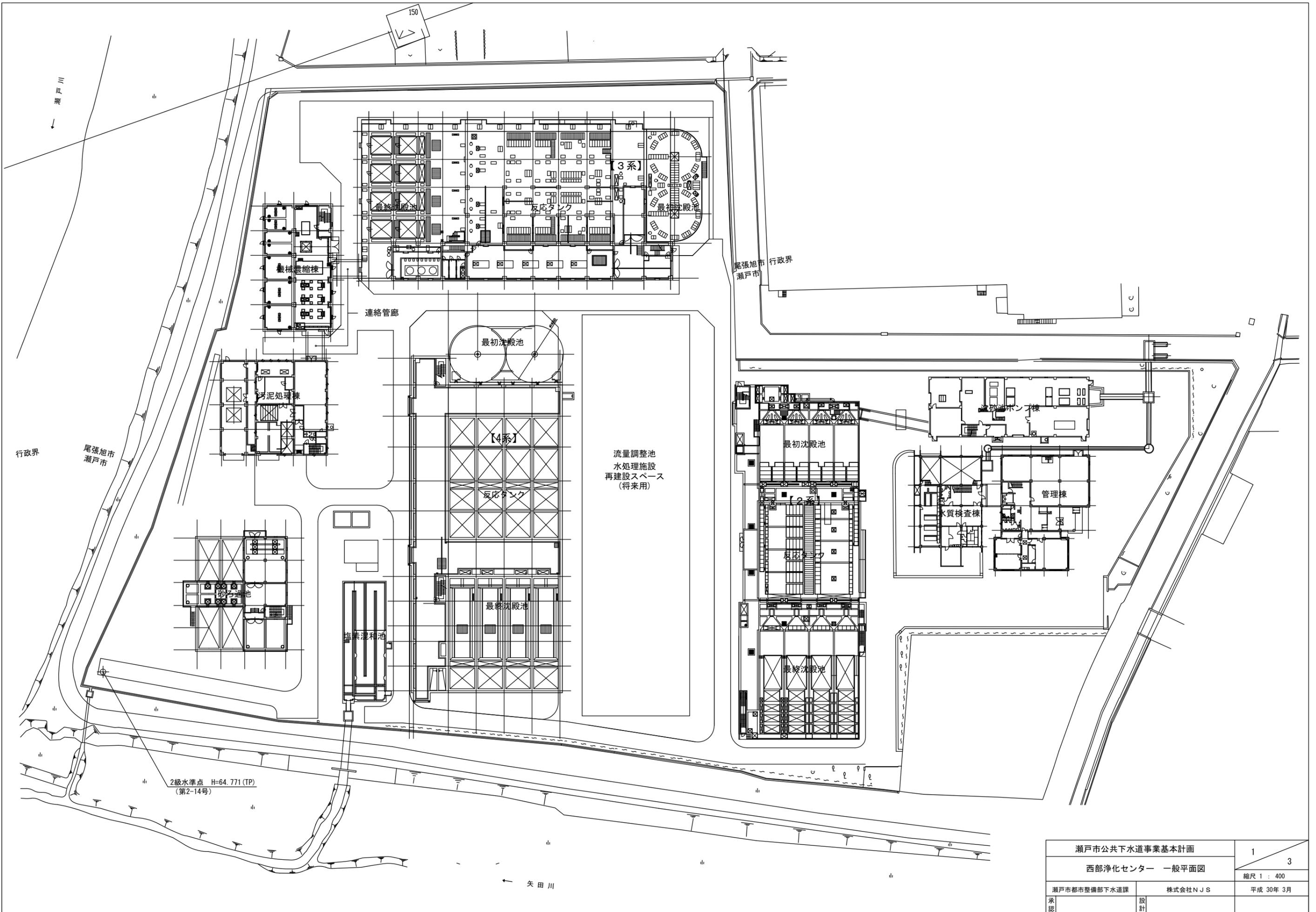
項目	記号	容量計算	備考
計画下水量	Q_2	$34,800 \text{ m}^3/\text{日} = 1,450 \text{ m}^3/\text{時} = 24.17 \text{ m}^3/\text{分}$	既設
接触時間	T_1	15 分	
所要時間	V_2	$24.17 \times 15 = 362.6 \text{ m}^3$	
構造寸法 (検討)		池幅2.3m×池長25.0m×有効水深2.1m×4水路	
容量	V_2	$2.3\text{m} \times 25.0\text{m} \times 2.1\text{m} \times 4\text{水路} = 483 \text{ m}^3$	
接触時間	T_1	$483 \div 24.17 = 20 \text{ 分}$	
塩素注入設備 型式		次亜塩素酸ソーダ注入装置	
設備仕様		次亜塩素酸ソーダ貯留タンク	

4-11 機械濃縮設備

項目	記号	容量計算	備考
施設計画汚泥量			
初沈汚泥量		188.5 m ³ /日 = 3.77 t/日 (含水率 98%)	
余剰汚泥量		396.3 m ³ /日 = 3.17 t/日 (含水率 99.2%)	
混合汚泥量	q ₂	$\frac{584.8 \text{ m}^3/\text{日}}{= 6.94 \text{ t/日}}$	
型式		ベルト型ろ過濃縮装置	
運転時間	T	24 時間	
必要処理量	A ₂	$q_2 / T = 584.8 / 24 = 24.4 \text{ m}^3/\text{時}$	
固形物回収率		95%	
濃縮汚泥含水率		96%	
濃縮汚泥量	q ₄	$6.94 \times 0.95 \times \frac{100}{100 - 96} = 165 \text{ m}^3/\text{日}$	
分離液量		$585 - 165 = 420 \text{ m}^3/\text{日}$	
台数		3 台 (内1台予備)	
処理量		$= 24.4 / (3-1) = 12.20 \rightarrow 20 \text{ m}^3/\text{時}$	
(検討)			
運転時間		$584.8 \times \frac{1}{20 \times 2} = 14.6 \text{ 時間}$	

4-12 汚泥脱水機

項目	記号	容量計算	備考
供給汚泥量 濃縮汚泥量 薬液注入量	Q ₂	$165 \text{ m}^3/\text{日} = \frac{6.61 \text{ t} \cdot \text{DS}/\text{日} \quad (\text{含水率 } 96\%) + 0.36 \text{ t}/\text{日} \quad (\text{薬液注入量 } 5.4\%)}{6.97 \text{ t} \cdot \text{DS}/\text{日}}$	
型式		遠心脱水機	
運転時間	T	5 日/週 7 時間	
所要処理能力		$165.0 \times \frac{7}{5} \times \frac{1}{7} = 33.0 \text{ m}^3/\text{時}$	
固形物回収率		95%	
ケーキ含水率		74%	
脱水ケーキ量		$6.97 \times 0.95 \times \frac{100}{100 - 74} = 25.5 \text{ m}^3/\text{日}$	
台数		2 台	
処理量		= 33/2 = 16.50 → 20 m ³ /時	
脱水機仕様 (検討)		No.1: 20m ³ /時×1台 更新時 No.1: 20m ³ /時×1台 No.2: 30m ³ /時×1台 ⇒ No.2: 20m ³ /時×1台	
実運転時間		$165.0 \times \frac{7}{5} \times \frac{1}{20 \times 2} = 5.8 \text{ 時間}$	

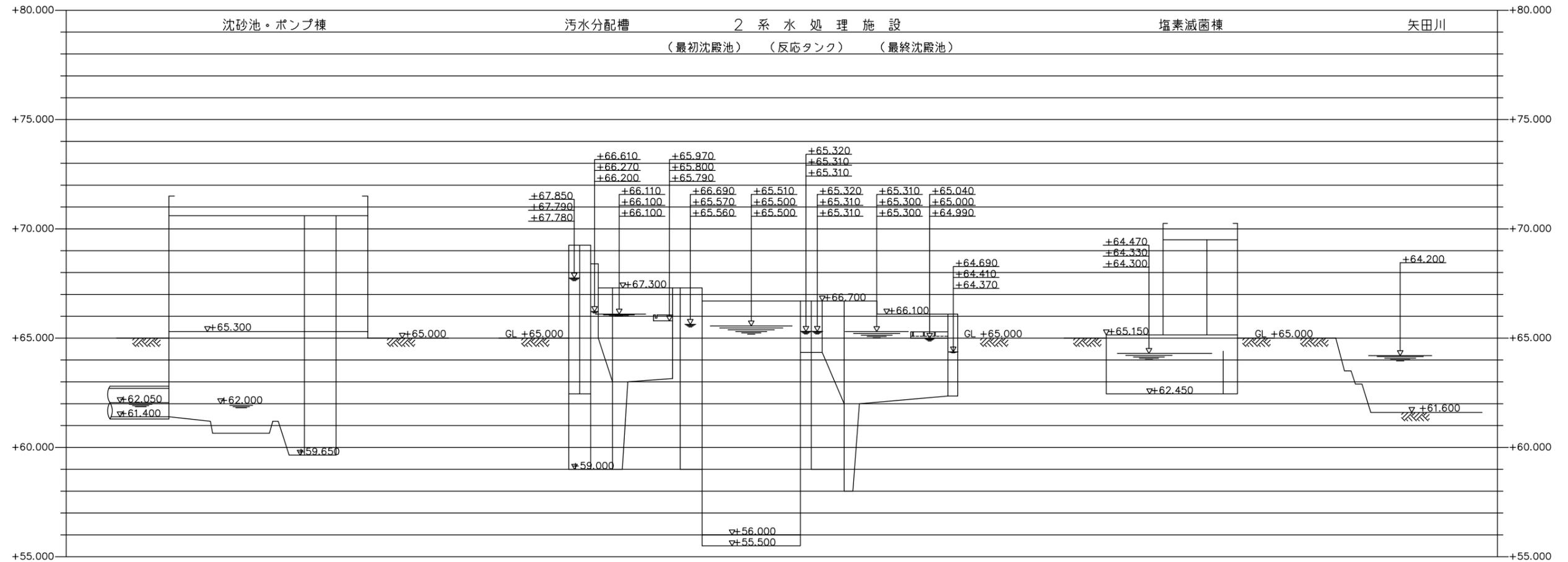


瀬戸市公共下水道事業基本計画		1
西部浄化センター 一般平面図		3
		縮尺 1 : 400
瀬戸市都市整備部下水道課	株式会社NJS	平成 30年 3月
承認	設計	

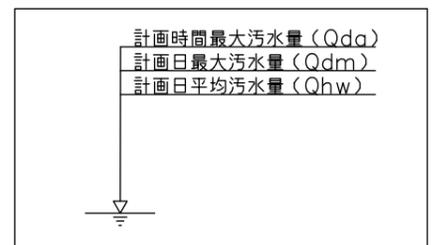
水位関係図

H=500, V=1/100

(2系列)



凡例

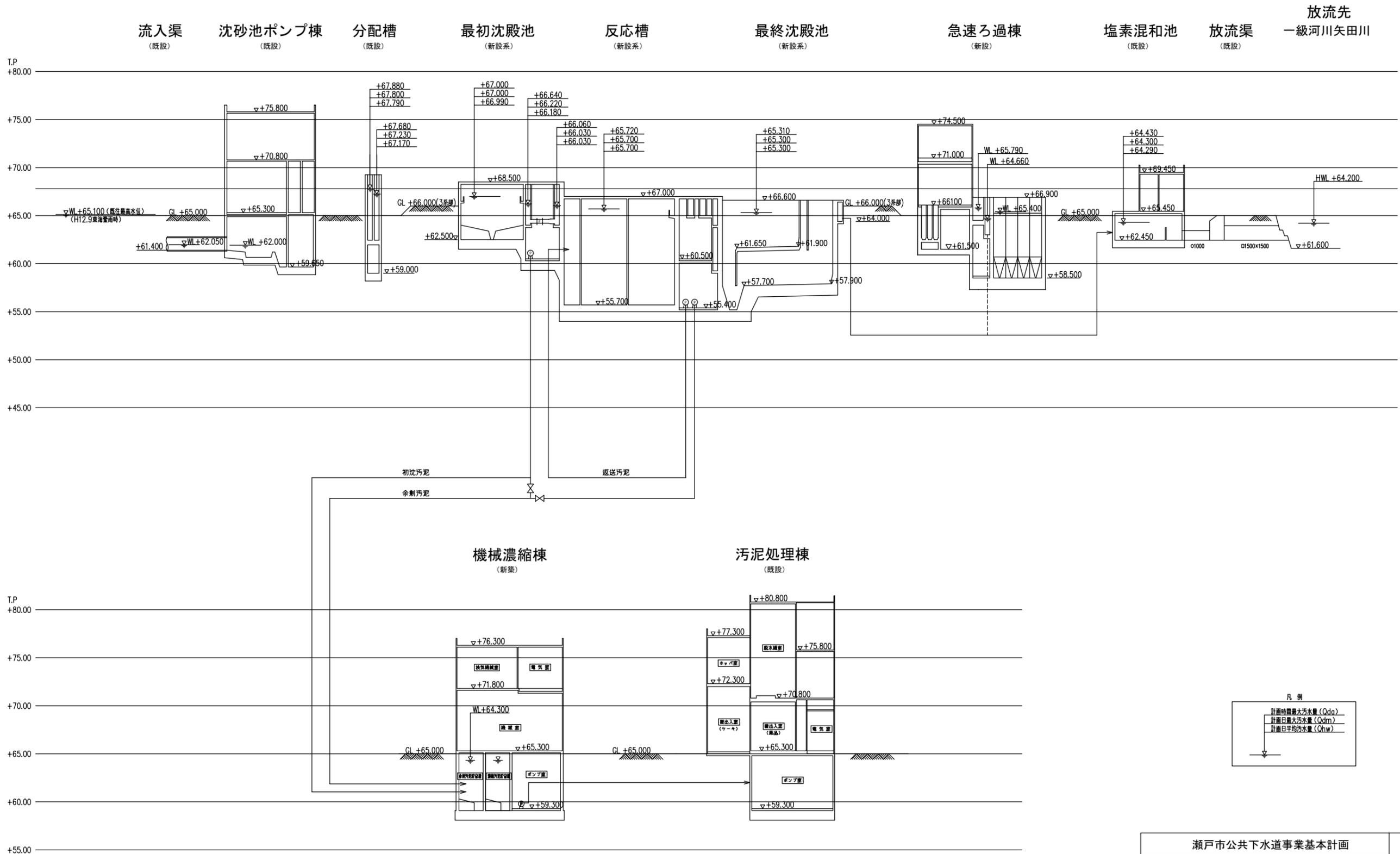


瀬戸市公共下水道事業基本計画		2
水関係図(2系水処理施設)		3
		縮尺 NON
瀬戸市都市整備部下水道課	株式会社NJS	平成 30年 3月
承認	設計	

水位関係図

H=non, V=1/200

(3系)



凡例
 計画時最大汚水量 (Qda)
 計画日最大汚水量 (Qdm)
 計画日平均汚水量 (Qhw)

瀬戸市公共下水道事業基本計画		3
水関係図(3系水処理施設)		3
瀬戸市都市整備部下水道課		縮尺 NON
承認	設計	株式会社 NJS
		平成 30年 3月

8.4.2 水野浄化センター容量計算

(1) 基本事項

1-1	名称	水野浄化センター
1-2	位置	瀬戸市内田町1丁目地内
1-3	敷地面積	1.54ha
1-4	計画地盤高	T.P + 72.50m
1-5	周辺の土地利用	第2種住居地域
1-6	下水の排除方式	分流式
1-7	水処理方式	凝集剤併用ステップ流入式多段硝化脱窒法＋急速ろ過法
1-8	汚泥処理方式	濃縮→脱水→運搬搬出、有効利用
1-9	放流先の名称	一級河川水野川
	河床高	T.P + 68.40m
	設計水位	T.P + 71.20m

(2) 設計諸元

2-1 設計水量

項目		今回計画				前計画
		m ³ /日	m ³ /時	m ³ /分	m ³ /秒	m ³ /日
計画 日平均 汚水量	1系	—				
	2系-1	2,500	104	1.73	0.029	
	2系-2	3,600	150	2.50	0.042	
	2系-3	—				
	計	6,100	254	4.23	0.071	
計画 日最大 汚水量	1系	—				—
	2系-1	3,100	129	2.15	0.036	3,400
	2系-2	4,500	188	3.13	0.052	3,900
	2系-3	—				3,900
	計	7,600	317	5.28	0.088	11,200
冬季 日最大 汚水量	1系	—				—
	2系-1	2,800	117	1.95	0.033	2,800
	2系-2	3,900	163	2.72	0.045	3,150
	2系-3	—				3,150
	計	6,700	279	4.65	0.078	9,100
計画 時間最大 汚水量	1系	—				
	2系-1	5,800	242	4.03	0.067	
	2系-2	8,300	346	5.77	0.096	
	2系-3	—				
	計	14,100	588	9.80	0.163	

2-2 : 設計水質及び除去率

項目	計画 流入水質 (mg/L)	設計 流入水質 (mg/L)	最初沈殿池		反応タンク+最終沈殿池		総合 除去率 (%)	砂ろ過池		総合 除去率 (%)	計画 処理水質 (mg/L)	評価
			除去率 (%)	流出水質 (mg/L)	除去率 (%)	流出水質 (mg/L)		除去率 (%)	流出水質 (mg/L)			
BOD	230	292	40	175.2	96	7.0	97.6	40	4.2	98.6	5.8	OK
COD	130	165	40	99.0	88	11.9	92.8	20	9.5	94.2	13.7	OK
SS	180	229	50	114.5	92	9.2	96.0	60	3.7	98.4	10.0	OK
T-N	52.0	66.0	15	56.1	87	7.3	88.9	13	6.4	90.3	7.1	OK
T-P	7.1	9.0	15	7.7	95	0.39	95.7	15	0.33	96.3	0.38	OK

注) 窒素除去率は、返送汚泥比を50%、内部循環比100%として算定したもの。

項目	計画 流入水質 (mg/L)	設計 流入水質 (mg/L)	最初沈殿池		反応タンク+最終沈殿池		総合 除去率 (%)	砂ろ過池		総合 除去率 (%)	計画 処理水質 (mg/L)	評価
			除去率 (%)	流出水質 (mg/L)	除去率 (%)	流出水質 (mg/L)		除去率 (%)	流出水質 (mg/L)			
BOD	239	304	40	182.4	96	7.3	97.6	40	4.4	98.6	5.8	OK
COD	135	171	40	102.6	88	12.3	92.8	20	9.8	94.3	13.7	OK
SS	187	237	50	118.5	92	9.5	96.0	60	3.8	98.4	10.0	OK
T-N	54.1	68.7	15	58.4	87	7.6	88.9	13	6.6	90.4	7.1	OK
T-P	7.4	9.4	15	8.0	95	0.40	95.7	15	0.34	96.4	0.38	OK

注) 窒素除去率は、返送汚泥比を50%、内部循環比100%として算定したもの。

(3) 計画発生汚泥量

項目	記号	種別	計画発生汚泥量								
計画流入固形物量		固形物量 t/日	7,600	×	180	×	10^{-6}	=	1.37		
計画発生汚泥量	D	固形物量	7,600	×	(180	-	3.8)	×	10^{-6}	=	1.34
最初沈殿池	d1	固形物量 t/日	7,600	×	180	×	10^{-6}	×	50	=	0.68
		汚泥量 m^3 /日	0.68	×	100	/	(100	-	98.0)	=	34
		含水率%	98.0	%							
余剰汚泥	d2	固形物量 t/日	7,600	×	90	×	10^{-6}	×	92	=	0.63
		汚泥量 m^3 /日	0.63	×	100	/	(100	-	99.2)	=	79
		含水率%	99.2	%							
逆洗洗浄汚泥	d3	固形物量	1.34	-	0.68	-	0.63	=	0.03		
放流水	d4	固形物量	7,600	×	3.8	×	10^{-6}	=	0.03		

3-1 : 施設計画汚泥量

① 固形物回収率等

項目	記号	回収率等
汚泥濃縮タンクの固形物回収率	r1	80 %
汚泥濃縮タンクの固形物回収率	r2	95 %
機械濃縮設備の薬注による汚泥増加率	rC2	0.3 %
汚泥脱水機の固形物回収率	r3	95 %
汚泥脱水機の薬注による汚泥増加率	rC3	1.0 %

② リン除去のための凝集剤添加による増加固形物量

X1-3

$$\begin{aligned}
 X1-3 &= Q_{in} \times Y \times CA \times 10^{-6} \\
 &= 7,600 \times 5 \times 3.48 \times 10^{-6} \\
 &= 0.13
 \end{aligned}$$

Q_{in}: 日最大汚水量 7,600

Y: アルミニウムに対する固形物の発生倍率 5

CA: アルミニウム添加率 (mg/L)

$$\begin{aligned}
 CA &= \frac{CSP, in \times m \times Al}{P} \\
 &= \frac{4 \times 1 \times 27}{31} \\
 &= 3.48
 \end{aligned}$$

CSP, in: 溶解性全リン = 4 mg/L 0.5

P: リンの原子量 = 31

m: 添加モル比 = 1

Al: アルミニウムの原子量 = 27

③ 返流水固形物量(R)

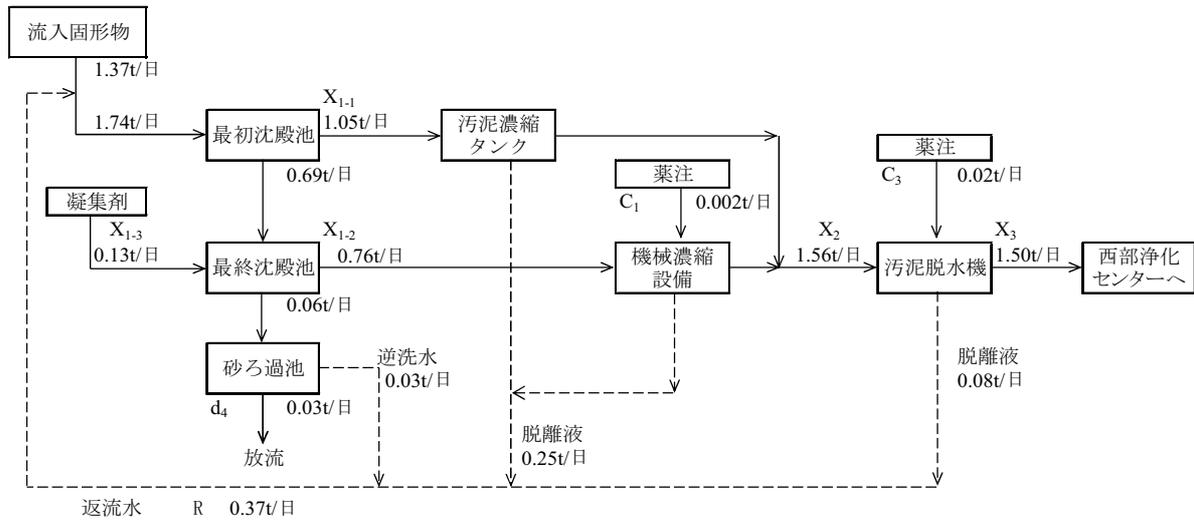
返流水固形物量 (R)

$$\begin{aligned}
 R &= (d_1 + R) \times (1 - r_1) + (d_2 + X_{1-3}) \times (1 - r_2) \times (1 + r_{C2}) + \{(d_1 + R) \times r_1 + (d_2 + X_{1-3}) \times r_2 \times (1 + r_{C2})\} \times (1 - r_3) \times (1 + r_{C3}) + d_3 \\
 &= (0.68 + R) \times (1 - 0.95) + (0.63 + 0.13) \times (1 - 0.95) \times (1 + 0.003) + \{(0.68 + R) \times 0.95 + (0.63 + 0.13) \times 0.95 \times (1 + 0.003)\} \times (1 - 0.95) \times (1 + 0.01) + 0.03 \\
 &= (0.68 + R) \times 0.2 + 0.76 \times 0.05 \times 1.00 + \{(0.68 + R) \times 0.8 + 0.81 \times 0.95 \times 1.00\} \times 0.05 \times 1.01 + 0.03 \\
 &= (0.68 + R) \times 0.2 + 0.04 + \{(0.68 + R) \times 0.8 + 0.77\} \times 0.05 + 0.03 \\
 &= 0.14 + 0.2 \times R + 0.04 + (0.54 + 0.8 \times R + 0.77) \times 0.05 + 0.03 \\
 &= 0.14 + 0.2 \times R + 0.04 + (1.31 + 0.8 \times R) \times 0.05 + 0.03 \\
 &= 0.14 + 0.2 \times R + 0.04 + 0.07 + 0.04 \times R + 0.03 \\
 &= 0.24 \times R + 0.28 \\
 0.76 R &= 0.28 \\
 R &= 0.37
 \end{aligned}$$

④ 施設計画汚泥量

項目	記号	施設計画汚泥量
返流水固形物量	R	= 0.37
汚泥濃縮タンク (初沈分)	X1-1	
固形物量 固形物量 t/日		0.68 + 0.37 = 1.05
汚泥量 汚泥量 m ³ /日		1.05 × 100 / (100 - 98.0) = 52.4
含水率 含水率%		98.0 %
機械濃縮設備 (終沈分)	X1-2	
固形物量 t/日		0.63 + 0.13 = 0.76
汚泥量 m ³ /日		0.76 × 100 / (100 - 99.2) = 95
含水率%		99.2 %
機械濃縮設備の薬液	C1	0.8 × 0.003 = 0.002
汚泥脱水機	X2	(1.05 × 0.80 + 0.8 × 0.95) = 1.56
脱水機設備の薬液	C2	1.56 × 0.01 = 0.02
脱水ケーキ	X3	
固形物量 t/日		(1.56 + 0.02) × 0.95 = 1.50
汚泥量 m ³ /日		1.50 × 100 / (100 - 80.0) = 7.5
含水率%		80.0 %

⑤ 固形物収支



主要施設概要一覧表

水野浄化センター

主要施設名称	構造寸法及び仕様			能力		
	項目	今回計画	既計画	項目	今回計画	既計画
流入管渠	○800mm (HP) i = 2.4‰ Q = 0.648m ³ /秒 V = 1.289m/秒	1	1	流入水量 (m ³ /秒)	0.163	0.231
沈砂池	池幅 1.8m 池長 5.0 有効水深 0.5m	2池	2池	水面積負荷 (m ³ /m ² /日) 平均流速 (m/秒) 除去率 (%)	783 0.09 70.0	1,111 0.13 61.3
主ポンプ	立軸渦巻斜流ポンプ φ250mm×8.8m ³ /分	3台 (内1台予備)	3台 (内1台予備)	計画流量 (m ³ /分) ポンプ容量 (m ³ /分)	9.8 17.6	13.88 17.6
流量調整池	平行流長方形沈殿池(1系列)	2池	2池	貯留容量 (m ³)	440	518
最初沈殿池	1系：平行流長方形沈殿池 池幅 4.8m 池長 18.0m 有効水深 2.5m	廃止	廃止	水面積負荷 (m ³ /m ² /日) 沈殿時間 (時間)	—	—
	2系-1：平行流長方形沈殿池 池幅 5.0m 池長 12.5m 有効水深 3.0m	2池	2池	水面積負荷 (m ³ /m ² /日) 沈殿時間 (時間)	24.8 2.9	27.2 2.6
反応タンク	1系 池幅 5.0m 池長 19.0m 有効水深 3.7m 3水路	廃止	廃止	ASRT (日)	—	—
	2系-1 池幅 4.85m 池長 36.8m 有効水深 10.0m	1池 隔壁	1池 隔壁	ASRT (日)	7.1	7.9
送風機	ルーツブロワ φ200×26m ³ /分	3台 (内1台予備)	3台 (内1台予備)	送風量 (m ³ /分)	52	70
最終沈殿池	1系 池幅 6.2m 池長 18.0m 有効水深 3.0m	廃止	廃止	水面積負荷 (m ³ /m ² /日) 沈殿時間 (時間)	—	—
	2-1系 池幅 5.0m 池長 24.5m 有効水深 3.0m	2池	2池	水面積負荷 (m ³ /m ² /日) 沈殿時間 (時間)	12.7 5.7	13.9 5.2
砂ろ過池	池幅 4.5m 池長 4.5m 有効水深 3.0m	—	3池	ろ過速度 (m/s) (対日最大) ろ過速度 (m/s) (対時間取上)	—	—
	池幅 4.0m 池長 4.0m 有効水深 3.0m	2池	3池	ろ過速度 (m/s) (対日最大) ろ過速度 (m/s) (対時間取上)	238 441	233 417
塩素混和池	池幅 2.5m 池長 23.0m 有効水深 1.0m	2水路	3水路	接触時間 (分) 塩素注入率 (mg/L) (次亜塩素酸ソーダ)	21.8 2~5	22.2 2~5
汚泥濃縮タンク	円形放射流式 直径4.5m×深3.0m	2池	2池	固形物負荷 (kg/m ² ・日) 濃縮時間 (時間)	32.8 44	42.8 33.6
機械濃縮設備	ベルト型ろ過濃縮装置 10m ³ /日	2台 (内1台予備)	2台 (内1台予備)	運転時間 (時間/日)	9.5	12.8
汚泥脱水機	遠心脱水機 10m ³ /時	2台	2台	運転時間 (時間/日)	2.7 (週5日運転)	5.1 (週5日運転)

4-1 流入管渠

項目	記号	容量計算	備考
管渠断面		内径 800 mm(HP)	
勾配		$i = 2.4 \text{ ‰}$	
施設数		1	
計画地盤高		T.P+72.50m	
管底高		T.P+67.957m	
満管流量	Qf	0.648 m ³ /秒	
満管流速	Vf	1.289 m/秒	
水深, 水位			
流量 (m ³ /秒)			
流量比			
水深比			
水深 (m)			
水位 (m)			

日平均 Q ₁	日最大 Q ₂	時間最大 Q ₃
0.071	0.088	0.163
0.110	0.136	0.252
0.224	0.250	0.343
0.179	0.200	0.274
0.179	0.200	0.274

4-2 沈砂池 (1/2)

項目	記号	容量計算	備考
計画下水量	Q ₃	14,100 m ³ /日 = 9.80 m ³ /分 = 0.163 m ³ /秒	
除去対象粒径	V	0.2 mm(沈降速度 0.021 m/秒)	
水面積負荷		1,800 m ³ /m ² /日程度	
必要水面積負荷	A ₁	14,100 / 1,800 = 7.8 m ²	
有効水深	H	0.50 m	
池内平均流速	V ₁	0.30 m/秒程度	
池幅	B	$\frac{Q}{V_1 \cdot H} = \frac{0.163}{0.3 \times 0.5} = 1.0 \text{ m}$	
池長	L	$\frac{A_1}{B} = \frac{7.8}{1.0} = 7.8 \text{ m}$	
構造寸法 (検討)		池幅1.8m×池長5.0m×有効水深0.5m×2池 (既設)	
水面積	A ₂	B・L = 1.8×5.0×2 = 18.0 m ²	
流水断面積	A ₃	B・H = 1.8×.5×2 = 1.8 m ²	
水面積負荷		$\frac{Q}{A_2} = \frac{14,100}{18.0} = 783 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{日}$	
池内平均流速	V ₂	$\frac{Q}{A_3} = \frac{0.163}{1.8} = 0.09 \text{ m/秒}$	
沈殿時間	a	$\frac{L}{V_2} = \frac{5.0}{0.09} = 56 \text{ 秒}$	
沈降時間	t	$\frac{H}{t} = \frac{0.5}{0.021} = 24 \text{ 秒}$	
除去率	%	$1 - \frac{1}{1 + \frac{a}{t}} = 1 - \frac{1}{1 + \frac{56}{24}} = 70\%$	

4-2 沈砂池 (2/2)

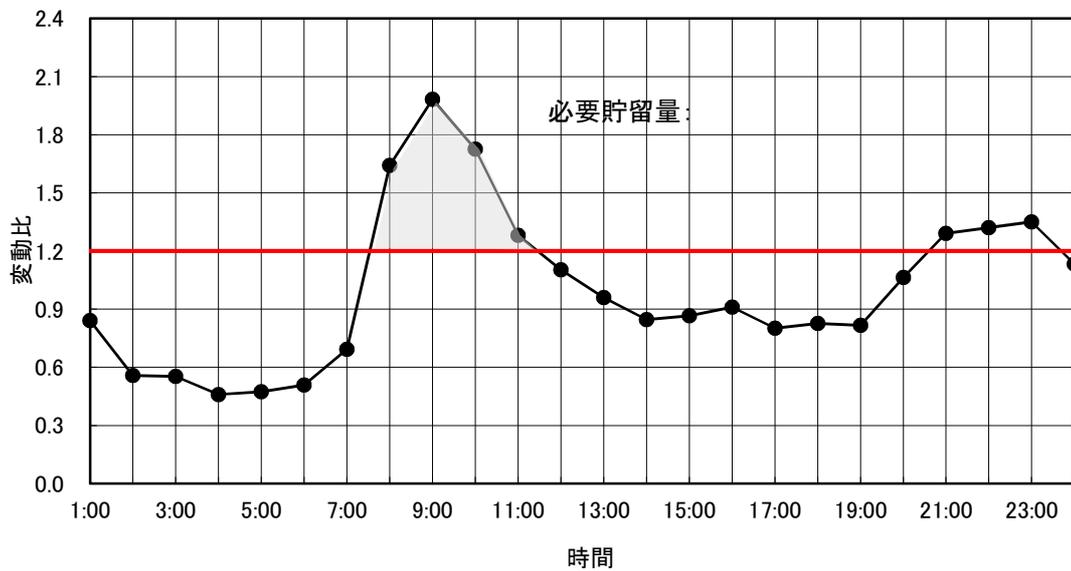
項目	記号	容量計算	備考
沈砂量		(流入下水1,000m ³ 当り0.01m ³ と推定する) $14,100 \times 0.01 = 0.141 \text{ m}^3/\text{日}$	
し渣量		沈砂量と同程度とみる	

4-3 主ポンプ

項目	記号	容量計算	備考	
計画下水量	Q ₁	計画1日平均汚水量 4.23 m ³ /分		
	Q ₂	計画1日最大汚水量 5.28 m ³ /分		
	Q ₃	計画時間最大汚水量 9.80 m ³ /分		
ポンプ型式	立軸渦巻斜流ポンプ			
ポンプ台数	3台 (内1台予備)			
1台当りの揚水量	1号~3号ポンプ	8.8m ³ /分/台×3台 (内1台予備)		
運転台数と揚水量	1号~3号ポンプ	8.8×2 = 17.6 m ³ /分		
ポンプ口径	D ₁	1号~3号ポンプ		$D1 = 146 \times \sqrt{\frac{Q}{V}}$
				$D1 = 146 \times \sqrt{\frac{8.8}{2.0}}$ $= 306 \text{ mm}$
			$D1 = 146 \times \sqrt{\frac{8.8}{3.0}}$ $= 250 \text{ mm}$	
		故に、ポンプ口径は φ = 250 mmとする		
全揚程	H ₁	ポンプ井 L.W.L = 66.60 (運転水位)		
		分配槽 H.W.L = 74.80		
		≒ 8.20 m		
		実揚程 8.20 m ポンプ廻り損失 1.00 m 余裕 1.00 m 10.20 m		
軸動力	Ps ₁	$\frac{0.163 \times \gamma \times Q \times H_1}{\eta} = \frac{0.163 \times 1 \times 8.8 \times 10.2}{0.74} = 19.8 \text{ kW}$		
原動機出力	P1	$Ps_1 \times (1+\alpha) = 19.8 \times (1+0.15) = 22.8 \text{ kW}$ $\approx 30 \text{ kW}$		
ポンプ仕様		8.8m ³ /min×10m×30kW×3台(内1台予備)	2台既設	

4-4 流量調整池

項目	記号	容量計算	備考
目的		日間流量変動を抑制し、 高度処理施設の安定処理を図る	
型式		長方形流量調整池	
必要貯留容量		440 m ³	
構造寸法 容量 (検討)		池幅4.8m×池長18.0m×有効水深3.0m×2池 518.4 m ³	1系最初沈殿池



4-5 最初沈殿池2系-1

項目	記号	容量計算	備考
型式		平行流長方形沈殿池 チェーンフライト式汚泥掻寄機付	
計画下水量（日最大）	Q ₂	3,100 m ³ /日 = 129.0 m ³ /時 = 2.15 m ³ /分	
水面積負荷		50 m ³ /m ² /日	
必要水面積	A ₁	3,100 ÷ 50 = 62 m ²	
有効水深	H	3.0 mとする	
構造寸法		池幅5.0m×池長12.5m×有効水深3.0m×2池	既設
(検討) 水面積		5×12.5×2 = 125 m ²	
容量		125×3 = 375 m ³	
沈殿時間		375÷129.0 = 2.9 時間	
水面積負荷		3,100÷125.0 = 24.8 m ³ /m ² /日	

4-5 最初沈殿池2系-2

項目	記号	容量計算	備考
型式		平行流長方形沈殿池 チェーンフライト式汚泥掻寄機付	
計画下水量（日最大）	Q ₂	4,500 m ³ /日 = 187.5 m ³ /時 = 3.13 m ³ /分	
水面積負荷		50 m ³ /m ² /日	
必要水面積	A ₁	4,500 ÷ 50 = 90 m ²	
有効水深	H	3.0 mとする	
構造寸法		池幅5.0m×池長9.0m×有効水深3.0m×2池	
(検討) 水面積		5×9×2 = 90 m ²	
容量		90×3 = 270 m ³	
沈殿時間		270÷187.5 = 1.4 時間	
水面積負荷		4,500÷90.0 = 50.0 m ³ /m ² /日	

4-6 反応タンク2系-1 (1/4)

項目	記号	容量計算	備考
型式		完全混合型多段反応タンク	
処理方式		凝集剤併用型ステップ流入式3段硝化脱窒法	
計画下水量	Q ₂	2,800 m ³ /日 = 116.7 m ³ /時 = 1.94 m ³ /分	冬季
流入下水水質	C _{BOD,in} C _{S-BOD,in} C _{SS,in} C _{TN,in} C _{TP,in} C _{SP,in}	BOD : 182 mg/L (初沈流出水質 304×0.60) S-BOD : 122 mg/L (304×0.40) SS : 119 mg/L (237×0.50) T-N : 58.4 mg/L (68.7×0.85) T-P : 8.0 mg/L (9.4×0.85) S-T-P : 4.00 mg/L (8×0.50)	冬季
水温	T	14.0 °C	冬季
設計目標水質		最終沈殿池流出水質の目標水質	
	C _{BOD,eff} C _{SS,eff} C _{TN,eff} C _{NOX,eff} C _{KN,eff} C _{TP,eff} C _{SP,eff}	BOD : 7 mg/L SS : 10 mg/L T-N : 7.6 mg/L C _{NOX,eff(Nor-N)} : 6.60 mg/L C _{KN,eff(Kj-N)} : 1.00 mg/L T-P : 0.40 mg/L S-T-P : 0.25 mg/L (0.4×0.625)	
設計窒素除去率			
反応タンク流入T-N	C _{TN,in}	T-N : 58.4 mg/L	
処理水T-N	C _{TN,eff}	T-N : 7.6 mg/L	
処理水NO ₃ -N	C _{NOX,eff}	C _{NOX,eff(Nor-N)} : 6.60 mg/L	
余剰汚泥N		: 8.3 mg/L (118.5mg/L×0.07)	
硝化対象N		: 49.10 mg/L (58.4-7.6+6.6-8.3)	
脱窒N		: 42.5 mg/L (58.4-7.6-8.3)	
硝化・脱窒に与かる窒素除去率	h _{DN-R}	: 0.866 (42.5÷49.1)	
反応タンクの段数	N r+R h _{DN-R}	硝化脱窒に与かる窒素除去率 = 0.866 より 3 段とする 総合循環比 : 150 % 汚泥返送率 : 50 % 硝化液循環比 (内部循環) : 100 % 硝化脱窒による理論除去率 $h_{DN-R} = 1 - \frac{1}{N} \times \frac{1}{1+r+R} = 0.867$	

4-6 反応タンク2系-1 (2/4)

項目	記号	容量計算	備考
硝化タンクの容量	X_N	最終段硝化タンクMLSS濃度 : 2,800 mg/L	
	X_r	返送汚泥濃度 : $X_r = (1 + 0.5) / 0.5 \times 2,800 = 8,400 \text{ mg/L}$	
最終段	θ_{CA}	必要ASRT : 7.1 日 $\theta_{CA} = 29.7 \exp^{-0.102T}$ $= 7.1$ T (設計水温) : 14.0 °C	
	V_{0N}	最終段硝化タンク容量 : 352 m ³ (3.02 hr) $V_{0N} = \frac{\theta_{CA} \times Q \times (a \times C_{SBOD,in} + b \times C_{SS,in} + \gamma \times C_{ME})}{N \times X_N \times (1 + c \times \theta_{CA})}$ $= \frac{7.1 \times 2,800 \times (0.5 \times 122 + 0.95 \times 118.5 + 5 \times 3.5)}{3 \times 2,800 \times (1 + 0.04 \times 7.1)}$ $= 352 \text{ m}^3$ $HRT_{0N} = 352 / 2,800 \times 24 = 3.02 \text{ hr}$ ここで a (S-BODの汚泥転換率) : 0.50 mgMLSS/mgBOD b (SSの汚泥転換率) : 0.95 mgMLSS/mgSS c (内生呼吸による減量係数) : 0.04 1/日 γ (固形物発生倍率) : 5 C _{ME} (凝集剤の添加率) : 3.50 mg/L $C_{ME} = C_{SP,in} / P \times m \times Me = 4 / 31 \times 1 \times 27$ $= 3.5$ P : リンの原子量 31 m : 添加モル比 1.0 Me : 凝集剤の原子量 27	
第2段	X2	第2段硝化タンクMLSS濃度 : 3,600 mg/L $X2 = \frac{r + 1}{(r + k/N)} \times X_N$ $= (0.5 + 1) / (0.5 + 2/3) \times 2,800 = 3,600$	
	V2	第2段硝化タンク容量 : 274 m ³ (2.35 hr) $V2 = \frac{X_N}{X2} \times V_{0N} = \frac{2,800}{3,600} \times 352 = 274 \text{ m}^3$ $HRT_{02} = 274 / 2,800 \times 24 = 2.35 \text{ hr}$	

4-6 反応タンク2系-1 (3/4)

項目	記号	容量計算	備考
第1段	X1	第1段硝化タンクMLSS濃度 : 5,040 mg/L $X1 = \frac{r+1}{(r+k/N)} \times XN$ $= (0.5+1)/(0.5+1/3) \times 2,800 = 5,040$	
	V1	第1段硝化タンク容量 : 196 m ³ (1.68 hr) $V1 = \frac{XN}{X1} \times V0N = \frac{2,800}{5,040} \times 352 = 196 \text{ m}^3$ $HRT01 = 196/2,800 \times 24 = 1.68 \text{ hr}$	
脱窒タンクの容量		脱窒タンクは硝化タンクと同容量とする。 822 m ³ 最終段脱窒タンク容量 : 352 m ³ (3.02 hr) 第2段脱窒タンク容量 : 274 m ³ (2.35 hr) 第1段脱窒タンク容量 : 196 m ³ (1.68 hr)	
構造寸法		第1段脱窒タンク容量 : 200 m ³ 池幅4.85m×池長4.4m (有効長) ×有効水深10.0m×1池 第1段硝化タンク容量 : 200 m ³ 池幅4.85m×池長4.4m (有効長) ×有効水深10.0m×1池 第2段脱窒タンク容量 : 278 m ³ 池幅4.85m×池長6.1m (有効長) ×有効水深10.0m×1池 第2段硝化タンク容量 : 278 m ³ 池幅4.85m×池長6.1m (有効長) ×有効水深10.0m×1池 最終段脱窒タンク容量 : 359 m ³ 池幅4.85m×池長7.9m (有効長) ×有効水深10.0m×1池 最終段硝化タンク容量 : 359 m ³ 池幅4.85m×池長7.9m (有効長) ×有効水深10.0m×1池 好気槽容量 837 m ³ □全タンク長 36.8 m (隔壁などを含まない)	既設
凝集剤の種類 凝集剤添加率		硫酸アルミニウム モル比: 1.0	

4-6 反応タンク2系-1 (4/4)

項目	記号	容量計算	備考
(検討) 発生汚泥量 ASRT 計画日最大汚水量 時のチェック		<p>余剰汚泥固形物量</p> $X_{EX} \times Q_{EX} = (a \times C_{S-BODin} + b \times C_{SSin} + \gamma \times C_{ME}) \times Q - c \times \sum (V_{0k} \times X_k)$ $= (0.5 \times 122 + 0.95 \times 118.5 + 5 \times 3.5) \times 2,800$ $- 0.04 \times (2,800 \times 359 + 3,600 \times 278 + 5,040 \times 200)$ $= 414,450 \text{ g/日}$ <p>単位水量当りの発生量 = $414,450 / 2,800$</p> $= 148.0 \text{ mg/L } (> 118.5 \text{ mg/L})$ $\theta_{CA} = \sum (V_{0k} \times X_k) / (X_{EX} \times Q_{EX})$ $= (2,800 \times 359 + 3,600 \times 278 + 5,040 \times 200) / 414,450$ $= 7.27 (\geq 7.1 \text{ 日})$ <p>T(10月の平均水温); 0.0 °C</p> <p>必要ASRT</p> $\theta_{CA} = 29.7 \exp^{-0.102T} = 29.7 \text{ 日}$ <p>余剰汚泥固形物量</p> $X_{EX} \times Q_{EX} = (a \times C_{S-BODin} + b \times C_{SSin} + \gamma \times C_{ME}) \times Q - c \times \sum (V_{0k} \times X_k)$ $= (0.5 \times 122 + 0.95 \times 118.5 + 5 \times 3.5) \times 2,800$ $- 0.04 \times (2,800 \times 359 + 3,600 \times 278 + 5,040 \times 200)$ $= 414,450 \text{ g/日}$ <p>単位水量当りの発生量 = $414,450 / 2,800$</p> $= 148.0 \text{ mg/L } (> 118.5 \text{ mg/L})$ $\theta_{CA} = \sum (V_{0k} \times X_k) / (X_{EX} \times Q_{EX})$ $= (2,800 \times 359 + 3,600 \times 278 + 5,040 \times 200) / 414,450$ $= 7.27 (> 29.7 \text{ 日})$	

4-7 散気装置2系-1 (1/2)

項目	記号	容量計算	備考
散気装置 必要酸素量	AOR		
	O _{D1}	<p>・有機物酸化に必要な酸素量</p> $O_{D1} = \{(C_{BOD,in} - C_{BOD,eff}) \times Q_{in} \times 10^{-3} - L_{NOT,DN} \times K\} \times A$ $= \{(182.4 - 7.3) \times 2,800 / 1,000 - 119.0 \times 2.86\} \times 0.6$ $= 90 \text{ kgO}_2/\text{日}$ <p>A (除去BOD当りの必要酸素量) : 0.6 kgO₂/kgBOD K (脱窒量当りの消費BOD量) : 2.86 kgBOD/kgN Q_{in} (計画日最大汚水量) : 2,800 m³/日 L_{NOT,DN} (NO_r-N負荷) : 119.0 kgN/日 L_{NOT,DN} = 脱窒対象N(mgN/L) × Q_{in}(m³/日) × 10⁻³</p>	
	O _{D2}	<p>・内生呼吸に必要な酸素量</p> $O_{D2} = B \times MLVSS$ $= 0.1 \times 1,605$ $= 161 \text{ kgO}_2/\text{日}$ <p>B (単位MLVSS当りの内生呼吸による酸素消費量) : 0.1 MLVSS(MLSS × 0.8) : (Σ X_N × V_N) / 1,000 × 0.8 $= (200 \times 5,040 + 278 \times 3,600 + 359 \times 2,800) / 1,000 \times 0.8$ $= 1,605 \text{ kg/日}$</p>	
	O _{D3}	<p>・硝化反応に必要な酸素量</p> $O_{D3} = C \times C_{N,in} \times Q_{in} \times 10^{-3}$ $= 4.57 \times 49.1 \times 2,800 / 1,000$ $= 628 \text{ kgO}_2/\text{日}$ <p>C(硝化量当りの酸素消費量) : 4.57 C_{N,in}(硝化対象窒素) : 49.10 mg/L</p>	
	O _{D4}	<p>・反応タンクの流出により系外に出る酸素量</p> $O_{D4} = Q_0 \times C_{OA} \times 10^{-3}$ $= 4,200 \times 1.5 / 1,000$ $= 6 \text{ kgO}_2/\text{日}$ <p>Q₀(硝化タンクの流出量) : 4,200 $= (\text{流入水} + \text{返送汚泥量}(50\%))$ $= 2,800 \times (1.0 + 0.5) = 4,200$ C_{OA}(反応タンク末端の溶存酸素濃度) : 1.5</p>	
	AOR	<p>・必要酸素量</p> $AOR = O_{D1} + O_{D2} + O_{D3} + O_{D4}$ $= 90 + 161 + 628 + 6$ $= 885 \text{ kgO}_2/\text{日}$	

4-7 散気装置2系-1 (2/2)

項目	記号	容量計算	備考
清水換算必要酸素量	SOR	$SOR = \frac{AOR \times C_{SW} \times r_H}{1.024^{(T-20)} \times a \times (b \times C_S \times r_H - C_A)} \times \frac{101.3}{P}$ $= \frac{885 \times 8.84 \times 1.24}{1.024^{(14-20)} \times 0.83 \times (0.95 \times 9.76 \times 1.24 - 3)} \times \frac{101.3}{101.3}$ $= 1,586 \text{ kgO}_2/\text{日}$ <p> C_{SW}(20°Cにおける酸素飽和濃度) : 8.84 mg/L C_S(T°Cにおける酸素飽和濃度) : 9.76 mg/L C_A(混合液の平均DO濃度) : 3.0 mg/L r_H(散気水深(H(m))によるCs補正係数) : 1.24 $r_H = 1 + \frac{H/2}{10.33} = 1.24$ (H: 散気水深=5.0 m) T(活性汚泥混合液の水温) : 14.0 °C a($K_L a$の補正係数) : 0.83 b(酸素飽和濃度の補正係数) : 0.95 P(大気圧) : 101.3 kPa </p>	
必要酸素量		$\text{必要酸素量} = \frac{SOR}{E_A \times 10^{-2} \times r \times O_w} \times \frac{273 + 20}{273}$ $= \frac{1,586}{20 \times 10^{-2} \times 1.293 \times 0.2315} \times \frac{273 + 20}{273}$ $= 28,433 \text{ m}^3/\text{日} = 19.7 \text{ m}^3/\text{分}$ <p> E_A(清水に対する酸素移動効率) : 20 % r(空気の密度) : 1.293 kg/Nm³ O_w(空気中の酸素比重量) : 0.2315 kgO₂/kg空気 </p>	
必要送風量		<p> 反応タンク : 19.7 m³/分 上記の10% : 2.0 m³/分 <hr/> 総所要空気量 : 21.7 m³/分 </p>	

4-6 反応タンク2系-2 (1/4)

項目	記号	容量計算	備考
型式		完全混合型多段反応タンク	
処理方式		凝集剤併用型ステップ流入式3段硝化脱窒法	
計画下水量	Q ₂	3,900 m ³ /日 = 162.5 m ³ /時 = 2.71 m ³ /分	冬季
流入下水水質	C _{BOD,in} C _{S-BOD,in} C _{SS,in} C _{TN,in} C _{TP,in} C _{SP,in}	BOD : 182 mg/L (初沈流出水質 304×0.60) S-BOD : 122 mg/L (304×0.40) SS : 119 mg/L (237×0.50) T-N : 58.4 mg/L (68.7×0.85) T-P : 8.0 mg/L (9.4×0.85) S-T-P : 4.00 mg/L (8×0.50)	冬季
水温	T	14.0 °C	冬季
設計目標水質		最終沈殿池流出水質の目標水質	
	C _{BOD,eff} C _{SS,eff} C _{TN,eff} C _{NOX,eff} C _{KN,eff} C _{TP,eff} C _{SP,eff}	BOD : 7 mg/L SS : 10 mg/L T-N : 7.6 mg/L C _{NOX,eff(Nor-N)} : 6.60 mg/L C _{KN,eff(Kj-N)} : 1.00 mg/L T-P : 0.40 mg/L S-T-P : 0.25 mg/L (0.4×0.625)	
設計窒素除去率			
反応タンク流入T-N	C _{TN,in}	T-N : 58.4 mg/L	
処理水T-N	C _{TN,eff}	T-N : 7.6 mg/L	
処理水NO ₃ -N	C _{NOX,eff}	C _{NOX,eff(Nor-N)} : 6.60 mg/L	
余剰汚泥N		: 8.3 mg/L (118.5mg/L×0.07)	
硝化対象N		: 49.10 mg/L (58.4-7.6+6.6-8.3)	
脱窒N		: 42.5 mg/L (58.4-7.6-8.3)	
硝化・脱窒に与かる窒素除去率	h _{DN-R}	: 0.866 (42.5÷49.1)	
反応タンクの段数	N r+R	硝化脱窒に与かる窒素除去率 = 0.866 より 3 段とする 総合循環比 : 150 % 汚泥返送率 : 50 % 硝化液循環比 (内部循環) : 100 %	
	h _{DN-R}	硝化脱窒による理論除去率 $h_{DN-R} = 1 - \frac{1}{N} \times \frac{1}{1+r+R} = 0.867$	

4-6 反応タンク2系-2 (2/4)

項目	記号	容量計算	備考
硝化タンクの容量	X_N	最終段硝化タンクMLSS濃度 : 3,000 mg/L	
	X_r	返送汚泥濃度 : $X_r = (1 + 0.5) / 0.5 \times 3,000 = 9,000 \text{ mg/L}$	
最終段	θ_{CA}	必要ASRT : 7.1 日 $\theta_{CA} = 29.7 \exp^{-0.102T}$ $= 7.1$ T (設計水温) : 14.0 °C	
	V_{0N}	最終段硝化タンク容量 : 458 m ³ (2.82 hr) $V_{0N} = \frac{\theta_{CA} \times Q \times (a \times C_{SBOD,in} + b \times C_{SS,in} + \gamma \times C_{ME})}{N \times X_N \times (1 + c \times \theta_{CA})}$ $= \frac{7.1 \times 3,900 \times (0.5 \times 122 + 0.95 \times 118.5 + 5 \times 3.5)}{3 \times 3,000 \times (1 + 0.04 \times 7.1)}$ $= 458 \text{ m}^3$ $HRT_{0N} = 458 / 3,900 \times 24 = 2.82 \text{ hr}$ ここで a (S-BODの汚泥転換率) : 0.50 mgMLSS/mgBOD b (SSの汚泥転換率) : 0.95 mgMLSS/mgSS c (内生呼吸による減量係数) : 0.04 1/日 γ (固形物発生倍率) : 5 C _{ME} (凝集剤の添加率) : 3.50 mg/L $C_{ME} = C_{SP,in} / P \times m \times Me = 4 / 31 \times 1 \times 27$ $= 3.5$ P : リンの原子量 31 m : 添加モル比 1.0 Me : 凝集剤の原子量 27	
第2段	X2	第2段硝化タンクMLSS濃度 : 3,857 mg/L $X2 = \frac{r + 1}{(r + k/N)} \times X_N$ $= (0.5 + 1) / (0.5 + 2/3) \times 3,000 = 3,857$	
	V2	第2段硝化タンク容量 : 356 m ³ (2.19 hr) $V2 = \frac{X_N}{X2} \times V_{0N} = \frac{3,000}{3,857} \times 458 = 356 \text{ m}^3$ $HRT_{02} = 356 / 3,900 \times 24 = 2.19 \text{ hr}$	

4-6 反応タンク2系-2 (3/4)

項目	記号	容量計算	備考
第1段	X1	第1段硝化タンクMLSS濃度 : 5,400 mg/L $X1 = \frac{r+1}{(r+k/N)} \times XN$ $= (0.5+1)/(0.5+1/3) \times 3,000 = 5,400$	
脱窒タンクの容量	V1	第1段硝化タンク容量 : 254 m ³ (1.56 hr) $V1 = \frac{XN}{X1} \times V0N = \frac{3,000}{5,400} \times 458 = 254 \text{ m}^3$ $\text{HRT01} = 254/3,900 \times 24 = 1.56 \text{ hr}$	
最終段		脱窒タンクは硝化タンクと同容量とする。1,068 m ³	
第2段		最終段脱窒タンク容量 : 458 m ³ (2.82 hr)	
第1段		第2段脱窒タンク容量 : 356 m ³ (2.19 hr)	
構造寸法		第1段脱窒タンク容量 : 257 m ³ 池幅6.0m×池長4.5m (有効長) ×有効水深10.0m×1池 第1段硝化タンク容量 : 257 m ³ 池幅6.0m×池長4.5m (有効長) ×有効水深10.0m×1池 第2段脱窒タンク容量 : 359 m ³ 池幅6.0m×池長6.3m (有効長) ×有効水深10.0m×1池 第2段硝化タンク容量 : 359 m ³ 池幅6.0m×池長6.3m (有効長) ×有効水深10.0m×1池 最終段脱窒タンク容量 : 462 m ³ 池幅6.0m×池長8.1m (有効長) ×有効水深10.0m×1池 最終段硝化タンク容量 : 462 m ³ 池幅6.0m×池長8.1m (有効長) ×有効水深10.0m×1池 好気槽容量 1,078 m ³ □全タンク長 37.8 m (隔壁などを含まない)	
凝集剤の種類		硫酸アルミニウム	
凝集剤添加率		モル比: 1.0	

4-6 反応タンク2系-2 (4/4)

項目	記号	容量計算	備考
(検討) 発生汚泥量 ASRT 計画日最大汚水量 時のチェック		余剰汚泥固形物量 $X_{EX} \times Q_{EX} = (a \times C_{S-BODin} + b \times C_{SSin} + \gamma \times C_{ME}) \times Q - c \times \sum (V_{0k} \times X_k)$ $= (0.5 \times 122 + 0.95 \times 118.5 + 5 \times 3.5) \times 3,900$ $- 0.04 \times (3,000 \times 462 + 3,857 \times 359 + 5,400 \times 257)$ $= 578,854 \text{ g/日}$ 単位水量当りの発生量 = $578,854 / 3,900$ $= 148.4 \text{ mg/L } (> 118.5 \text{ mg/L})$ $\theta_{CA} = \sum (V_{0k} \times X_k) / (X_{EX} \times Q_{EX})$ $= (3,000 \times 462 + 3,857 \times 359 + 5,400 \times 257) / 578,854$ $= 7.18 (\geq 7.1 \text{ 日})$ T(10月の平均水温); 0.0 °C 必要ASRT $\theta_{CA} = 29.7 \exp^{-0.102T} = 29.7 \text{ 日}$ 余剰汚泥固形物量 $X_{EX} \times Q_{EX} = (a \times C_{S-BODin} + b \times C_{SSin} + \gamma \times C_{ME}) \times Q - c \times \sum (V_{0k} \times X_k)$ $= (0.5 \times 122 + 0.95 \times 118.5 + 5 \times 3.5) \times 3,900$ $- 0.04 \times (3,000 \times 462 + 3,857 \times 359 + 5,400 \times 257)$ $= 578,854 \text{ g/日}$ 単位水量当りの発生量 = $578,854 / 3,900$ $= 148.4 \text{ mg/L } (> 118.5 \text{ mg/L})$ $\theta_{CA} = \sum (V_{0k} \times X_k) / (X_{EX} \times Q_{EX})$ $= (3,000 \times 462 + 3,857 \times 359 + 5,400 \times 257) / 578,854$ $= 7.18 (> 29.7 \text{ 日})$	

4-7 散気装置2系-2 (1/2)

項目	記号	容量計算	備考
散気装置 必要酸素量	AOR		
	O _{D1}	<p>・有機物酸化に必要な酸素量</p> $O_{D1} = \{(C_{BOD,in} - C_{BOD,eff}) \times Q_{in} \times 10^{-3} - L_{NOT,DN} \times K\} \times A$ $= \{(182.4 - 7.3) \times 3,900 / 1,000 - 165.8 \times 2.86\} \times 0.6$ $= 125 \text{ kgO}_2/\text{日}$ <p>A (除去BOD当りの必要酸素量) : 0.6 kgO₂/kgBOD K (脱窒量当りの消費BOD量) : 2.86 kgBOD/kgN Q_{in} (計画日最大汚水量) : 3,900 m³/日 L_{NOT,DN} (NO_r-N負荷) : 165.8 kgN/日 L_{NOT,DN} = 脱窒対象N(mgN/L) × Q_{in}(m³/日) × 10⁻³</p>	
	O _{D2}	<p>・内生呼吸に必要な酸素量</p> $O_{D2} = B \times MLVSS$ $= 0.1 \times 2,217$ $= 222 \text{ kgO}_2/\text{日}$ <p>B (単位MLVSS当りの内生呼吸による酸素消費量) 0.1 MLVSS(MLSS×0.8 : (ΣX_N×V_N)/1,000×0.8 = (257×5,400 + 359×3,857 + 462×3,000)/1,000×0.8 = 2,217 kg/日</p>	
	O _{D3}	<p>・硝化反応に必要な酸素量</p> $O_{D3} = C \times C_{N,in} \times Q_{in} \times 10^{-3}$ $= 4.57 \times 49.1 \times 3,900 / 1,000$ $= 875 \text{ kgO}_2/\text{日}$ <p>C(硝化量当りの酸素消費量) : 4.57 C_{N,in}(硝化対象窒素) : 49.10 mg/L</p>	
	O _{D4}	<p>・反応タンクの流出により系外に出る酸素量</p> $O_{D4} = Q_0 \times C_{OA} \times 10^{-3}$ $= 5,850 \times 1.5 / 1,000$ $= 9 \text{ kgO}_2/\text{日}$ <p>Q₀(硝化タンクの流出量) : 5,850 = (流入水 + 返送汚泥量(50%)) = 3,900 × (1.0 + 0.5) = 5,850 C_{OA}(反応タンク末端の溶存酸素濃度) : 1.5</p>	
	AOR	<p>・必要酸素量</p> $AOR = O_{D1} + O_{D2} + O_{D3} + O_{D4}$ $= 125 + 222 + 875 + 9$ $= 1,231 \text{ kgO}_2/\text{日}$	

4-7 散気装置2系-2 (2/2)

項目	記号	容量計算	備考
清水換算必要酸素量	SOR	$SOR = \frac{AOR \times C_{sw} \times r_H}{1.024^{(T-20)} \times a \times (b \times C_s \times r_H - C_A)} \times \frac{101.3}{P}$ $= \frac{1,231 \times 8.84 \times 1.24}{1.024^{(14-20)} \times 0.83 \times (0.95 \times 9.76 \times 1.24 - 3)} \times \frac{101.3}{101.3}$ $= 2,206 \text{ kgO}_2/\text{日}$ <p> C_{sw}(20°Cにおける酸素飽和濃度) : 8.84 mg/L C_s(T°Cにおける酸素飽和濃度) : 9.76 mg/L C_A(混合液の平均DO濃度) : 3.0 mg/L r_H(散気水深(H(m))によるCs補正係数) : 1.24 $r_H = 1 + \frac{H/2}{10.33} = 1.24$ (H: 散気水深=5.0 m) T(活性汚泥混合液の水温) : 14.0 °C a($K_L a$の補正係数) : 0.83 b(酸素飽和濃度の補正係数) : 0.95 P(大気圧) : 101.3 kPa </p>	
必要酸素量		$\text{必要酸素量} = \frac{SOR}{E_A \times 10^{-2} \times r \times O_w} \times \frac{273 + 20}{273}$ $= \frac{2,206}{20 \times 10^{(-2)} \times 1.293 \times 0.2315} \times \frac{273 + 20}{273}$ $= 39,549 \text{ m}^3/\text{日} = 27.5 \text{ m}^3/\text{分}$ <p> E_A(清水に対する酸素移動効率) : 20 % r(空気の密度) : 1.293 kg/Nm³ O_w(空気中の酸素比重量) : 0.2315 kgO₂/kg空気 </p>	
必要送風量		<p> 反応タンク : 27.5 m³/分 上記の10% : 2.8 m³/分 <hr/> 総所要空気量 : 30.3 m³/分 <hr/> 2系-2 : 21.7 m³/分 2系-1 : 計 : 52.0 m³/分 </p>	
送風機		<p> 型式 : ルーツプロア 能力 : φ200×35m³/分×2台 ↓更新時 φ200×26m³/分×3台(内1台予備) </p>	既設

4-8 最終沈殿池2系-1

項目	記号	容量計算	備考
型式		平行流長方形沈殿池 チェーンフライト式汚泥掻寄機付	
計画下水量（日最大）	Q ₂	3,100 m ³ /日 = 129.0 m ³ /時 = 2.15 m ³ /分	
水面積負荷		15 m ³ /m ² /日	
必要水面積	A ₁	3,100 ÷ 15 = 207 m ²	
有効水深	H	3.0 mとする	
構造寸法		池幅5.0m×池長24.5m×有効水深3.0m×2池	既設
(検討)			
水面積		5×24.5×2 = 245 m ²	
容量		245×3 = 735 m ³	
沈殿時間		735÷129.0 = 5.7 時間	
水面積負荷		3,100÷245.0 = 12.7 m ³ /m ² /日	
冬季日最大汚水量時のチェック			
汚泥界面沈降性の平均速度		$V_s = 1.78 \times 10^7 \times T^{0.852} \times X_N^{-1.46} \times [SVI]^{-0.804}$ $= 1.76 \times 10^7 \times 14.^{0.852} \times 2800^{-1.46} \times 200^{-0.804}$ $= 22.1 \text{ m/day}$	
		ここで	
		T : 水温 (冬季) 14.0 °C	
		XN : 最終段のMLSS濃度 2,800 mg/L	
		[SVI] : 汚泥容量指標の絶対値 200	
水面積負荷		$S < V_s / r = 22.1 / 1.2 = 18.4 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{日}$	
		r : 日間の流量変動比 1.2	

4-8 最終沈殿池2系-2

項目	記号	容量計算	備考
型式		平行流長方形沈殿池 チェーンフライト式汚泥掻寄機付	
計画下水量（日最大）	Q ₂	4,500 m ³ /日 = 129.0 m ³ /時 = 2.15 m ³ /分	
水面積負荷		15 m ³ /m ² /日	
必要水面積	A ₁	4,500 ÷ 15 = 300 m ²	
有効水深	H	3.0 mとする	
構造寸法		池幅4.9m×池長30.6m×有効水深3.0m×2池	
(検討)			
水面積		4.9×30.6×2 = 300 m ²	
容量		300×3 = 900 m ³	
沈殿時間		900÷129.0 = 7.0 時間	
水面積負荷		4,500÷299.9 = 15.0 m ³ /m ² /日	
冬季日最大汚水量時の チェック			
汚泥界面沈降性の 平均速度		$V_s = 1.78 \times 10^7 \times T^{0.852} \times X_N^{-1.46} \times [SVI]^{-0.804}$ $= 1.76 \times 10^7 \times 14.^{0.852} \times 3000^{-1.46} \times 200^{-0.804}$ $= 20 \text{ m/day}$	
		ここで	
		T : 水温 (冬季) 14.0 °C	
		XN : 最終段のMLSS濃度 3,000 mg/L	
		[SVI] : 汚泥容量指標の絶対値 200	
水面積負荷		$S < V_s / r = 20 / 1.2 = 16.7 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{日}$	
		r : 日間の流量変動比 1.2	

4-9 砂ろ過池

項目	記号	容量計算	備考
型式		急速ろ過（上向流式）	
計画下水量	Qin	7,600 m ³ /日（計画1日最大汚水量） 14,100 m ³ /日（計画時間最大汚水量）	
ろ過速度		300 m/日（計画1日最大汚水量に対して） 450 m/日（計画時間最大汚水量に対して）	
必要水面積	AS	$\frac{7,600}{300} = 25 \text{ m}^2$	
構造寸法		池幅4.0m×池長4.0m×有効水深3.0m×2池	
水面積	A	4.0m×4.0m×2池 = 32 m ²	
(検討)		$\frac{7,600}{32} = 238 \text{ m/日}$ $\frac{14,100}{32} = 441 \text{ m/日}$	

4-10 塩素混和池

項目	記号	容量計算	備考
計画下水量	Q_2	$7,600 \text{ m}^3/\text{日} = 317 \text{ m}^3/\text{時} = 5.28 \text{ m}^3/\text{分}$	
接触時間	T_1	15 分	
所要時間	V_2	$5.28 \times 15 = 79.2 \text{ m}^3$	
構造寸法 (検討)		池幅2.5m×池長23.0m×有効水深1.0m×2水路	既設
容量	V_2	$2.5\text{m} \times 23.0\text{m} \times 1.0\text{m} \times 2\text{水路} = 115 \text{ m}^3$	
接触時間	T_1	$115 \div 5.28 = 21.8 \text{ 分}$	
塩素注入設備			
型式		次亜塩素酸ソーダ注入装置	
設備仕様		次亜塩素酸ソーダ貯留タンク	

4-11 汚泥濃縮タンク

項目	記号	容量計算	備考
施設計画汚泥量 初沈汚泥量	q_1	$52.4 \text{ m}^3/\text{日} = 1.05 \text{ t}/\text{日}$ (含水率 98%)	
型式		円形放射流式	
固形物負荷	M	$60 \sim 90 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{日}$	
所要水面積		$q_1/M = 1.05 \times 10^3 / 60 = 18 \text{ m}^2$	
有効水深	H	3.0 m	
固形物回収率	A_1	80%	
濃縮汚泥含水率	V_1	96%	
濃縮汚泥量	q_4	$1.05 \times 0.80 \times \frac{100}{100 - 96} = 21.0 \text{ m}^3/\text{日}$	
分離液量		$52.4 - 21.0 = 31.4 \text{ m}^3/\text{日}$	
構造寸法 (検討)		直径4.5m×深3.0×2池	既設
水面積	A_2	$2.25 \times 2.25 \times \pi \times 2 = 32 \text{ m}^2$	
容量	V_2	$32 \times 3 = 96 \text{ m}^3$	
固形物負荷		$1,048 / 32 = 32.8 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{日}$	
濃縮時間		$\frac{96}{52.4} \times 24 = 44.0 \text{ 時間}$	

4-12 機械濃縮設備

項目	記号	容量計算	備考
施設計画汚泥量			
余剰汚泥量	q ₂	95.0 m ³ /日 = 0.76 t/日 (含水率 99.2%)	
型式		ベルト型ろ過濃縮装置	
運転時間	T	24 時間	
必要処理量		q ₂ / T = 95.0 / 24 = 4 m ³ /時	
固形物回収率		95%	
濃縮汚泥含水率		96%	
濃縮汚泥量	q ₄	0.76 × 0.95 × $\frac{100}{100 - 96}$ = 18 m ³ /日	
分離液量		95 - 18 = 77 m ³ /日	
台数		2 台 (内1台予備)	
処理量		= 4/(2-1) = 4.00 → 10 m ³ /時	
(検討)			
運転時間		95.0 × $\frac{1}{10 \times 1}$ = 9.5 時間	

4-13 汚泥脱水機

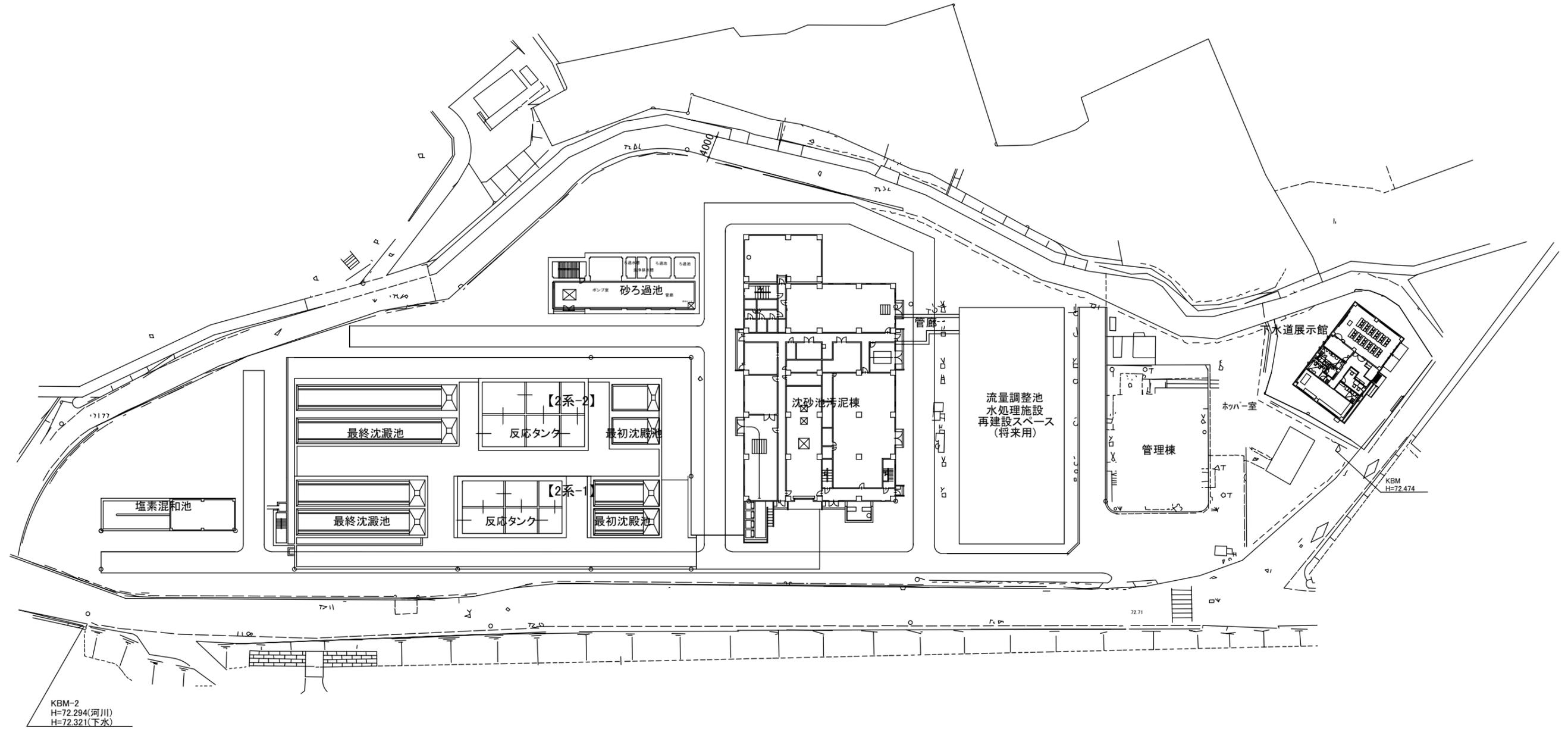
項目	記号	容量計算	備考
供給汚泥量 濃縮汚泥量 薬液注入量	q ₂	$39.0 \text{ m}^3/\text{日} = \frac{1.56 \text{ t} \cdot \text{DS}/\text{日} \text{ (含水率 96\%)} + 0.02 \text{ t}/\text{日} \text{ (薬液注入量 1.0\%)}}{1.58 \text{ t} \cdot \text{DS}/\text{日}}$	
型式		遠心脱水機	
運転時間	T	5 日/週 7 時間	
所要処理能力		$39.0 \times \frac{7}{5} \times \frac{1}{7} = 7.8 \text{ m}^3/\text{時}$	
固形物回収率		95%	
ケーキ含水率		80%	
脱水ケーキ量		$1.58 \times 0.95 \times \frac{100}{100 - 80} = 7.5 \text{ m}^3/\text{日}$	
台数		2 台	既設
処理量		=7.8/2= 3.90 → 10.00 m ³ /時	
脱水機仕様		10m ³ /時×2台	既設
(検討)			
実運転時間		$39.0 \times \frac{7}{5} \times \frac{1}{20} = 2.7 \text{ 時間}$	

一般平面図

愛知県瀬戸市内田町一丁目地内

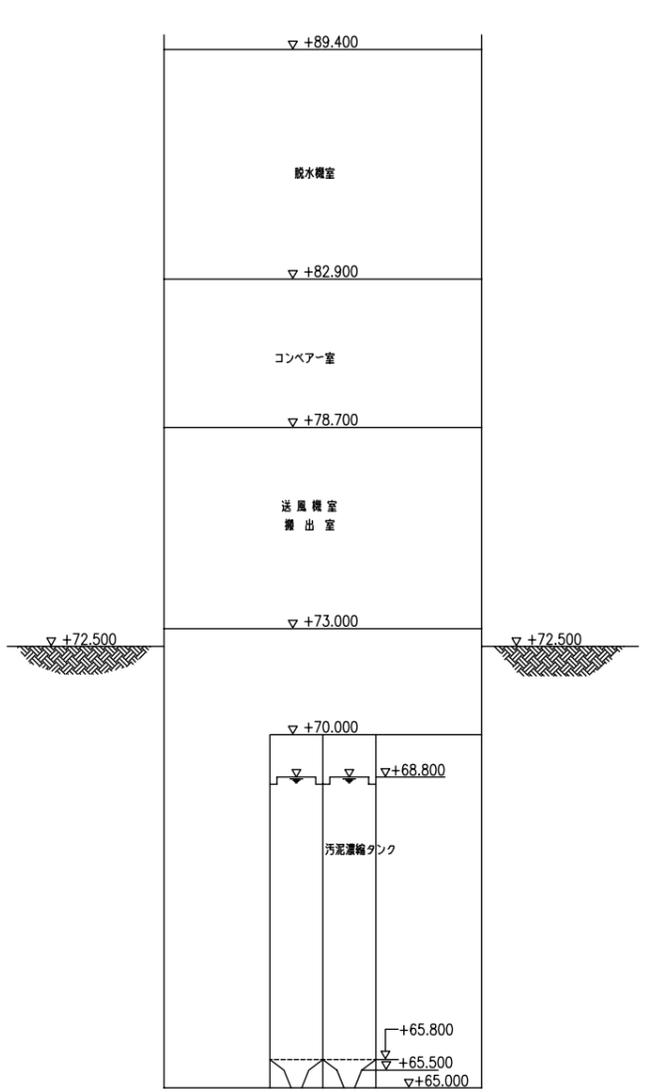
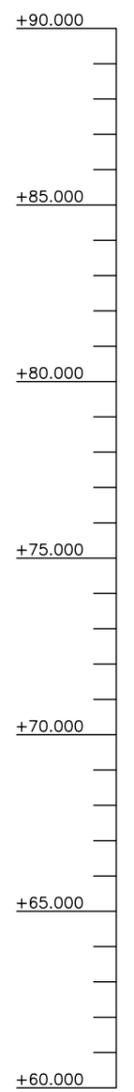
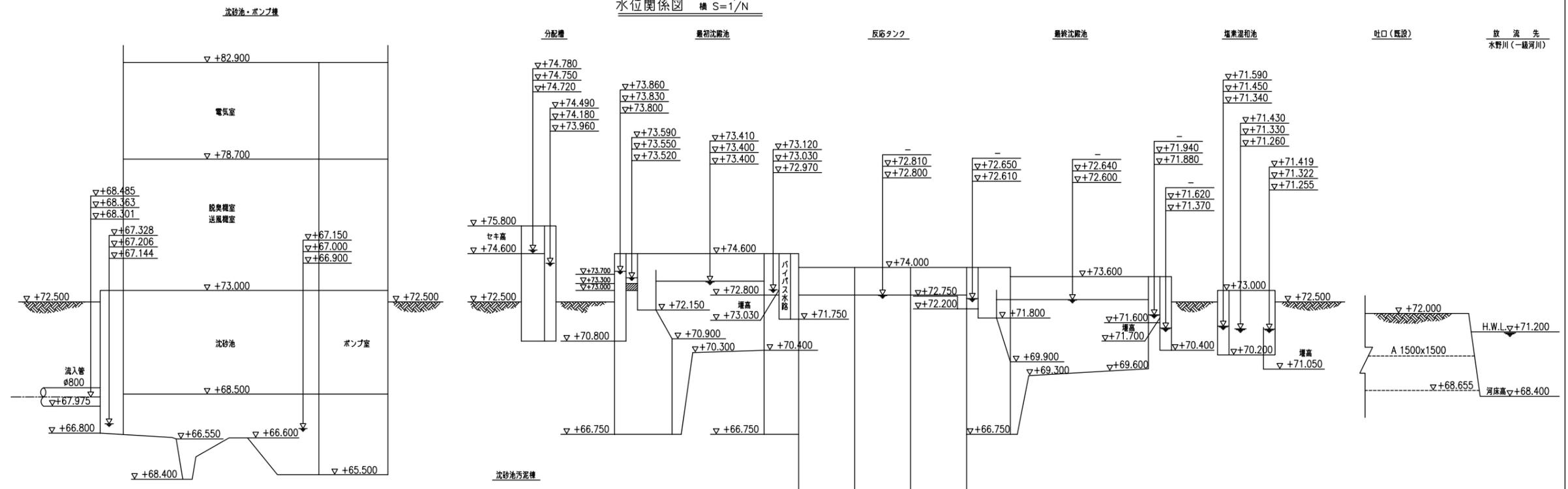
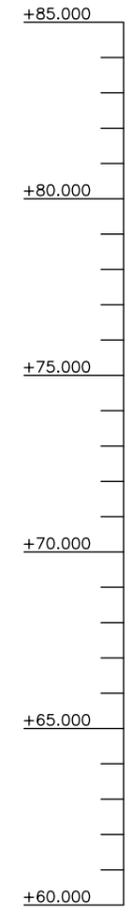
S = 1/400

0 5 10 20 30m

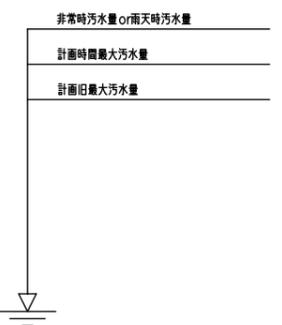


瀬戸市公共下水道事業基本計画		1
水野浄化センター 一般平面図		2
		縮尺 1 : 400
瀬戸市都市整備部下水道課	株式会社NJS	平成 30年 3月
承認	設計	

水位関係図 縦 S=1/100 横 S=1/N



凡例



瀬戸市公共下水道事業基本計画		2
水野浄化センター 水位関係図		2
瀬戸市都市整備部下水道課	株式会社NJS	縮尺 NON
承認	設計	平成 30年 3月