

ここで、「水質とエネルギーの最適管理のためのガイドライン～下水処理場における二軸管理～、H30.3、国交省」に記載されている目標設定を次に示す。

この設定例では、送風に要する消費電力量原単位を $0.1\text{kWh}/\text{m}^3$ 以下にすることが目標値として設定されているが、浜黒崎浄化センターでは現状で既にこの目標値レベルで運転している。

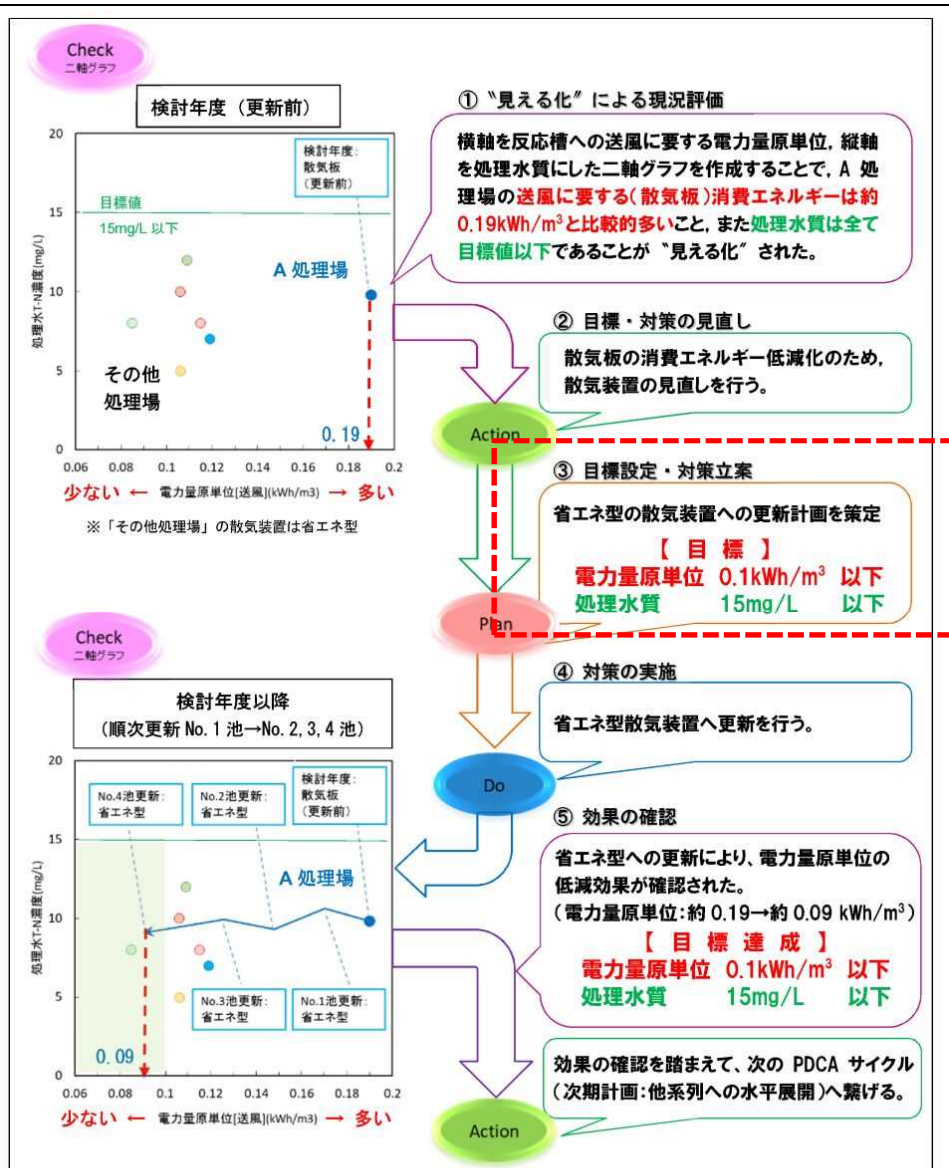


図 2.7 PDCA サイクルを用いた二軸管理の一例 (イメージ)

出典：水質とエネルギーの最適管理のためのガイドライン
 ～下水処理場における二軸管理～、H30.3、国交省

放流水 BOD の整理

放流水 BOD の経日変化を次に示す。高水温期に放流水 BOD は低い状態で継続している場合が比較的多い。そのため、年間3か月間程度は放流水 BOD の濃度を高める運転が行いやすいといえる。

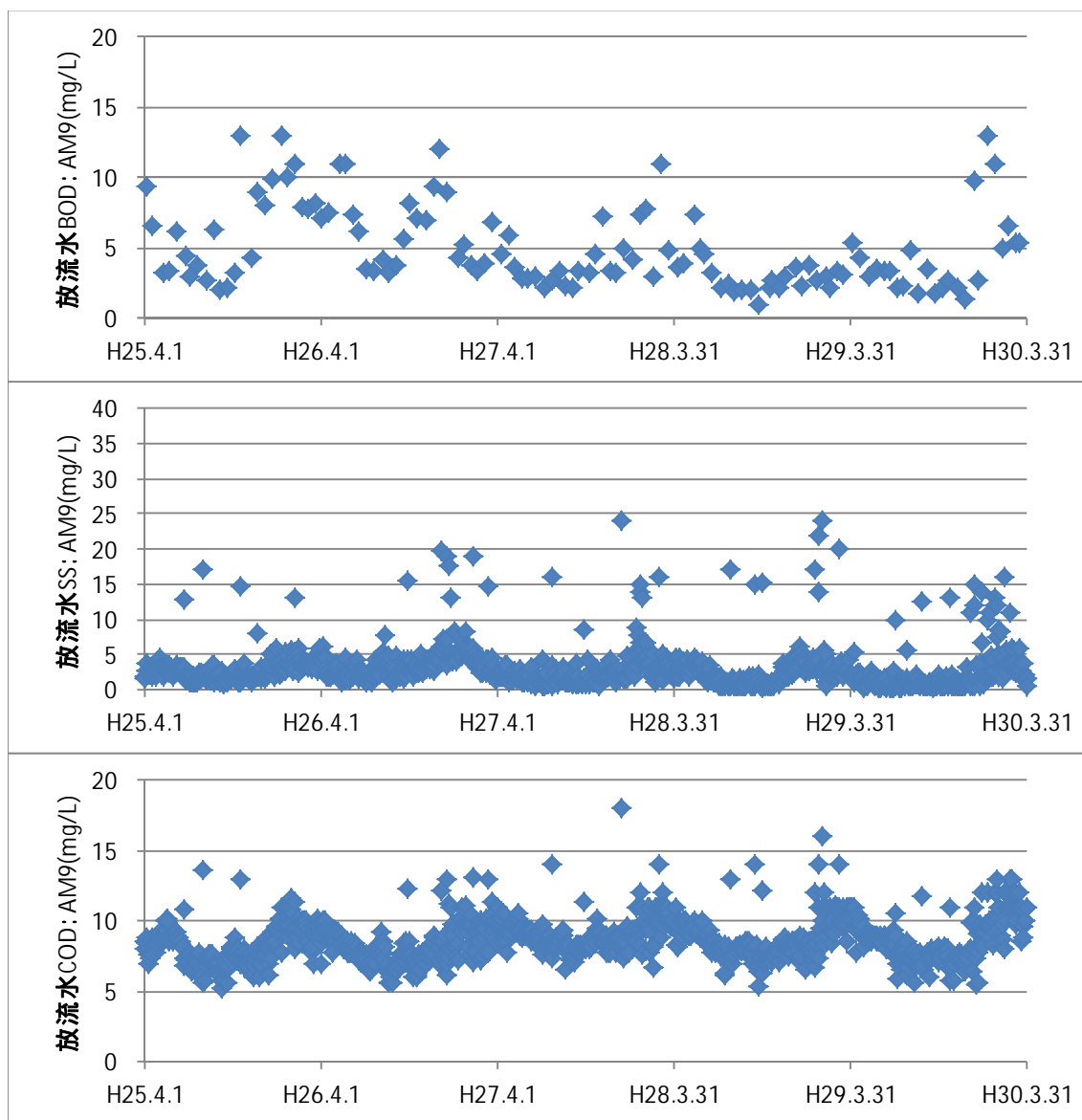


図 5-3 放流水質の経日変化

次に、浜黒崎浄化センターは一部合流式であることから、処理水量と放流水質の関係を整理した。簡易処理水量が多いと放流水質も高濃度となるケースを確認できる。

しかし、簡易処理水が発生していない日でも比較的高い放流水 BOD が計測される場合がある。そのため、放流水 BOD の高濃度化原因を明確に把握することが運転経費縮減のためには重要である。

< 想定される放流水 BOD が高くなる原因 >

溶解性有機物濃度の上昇

硝化由来の BOD (N-BOD) の上昇

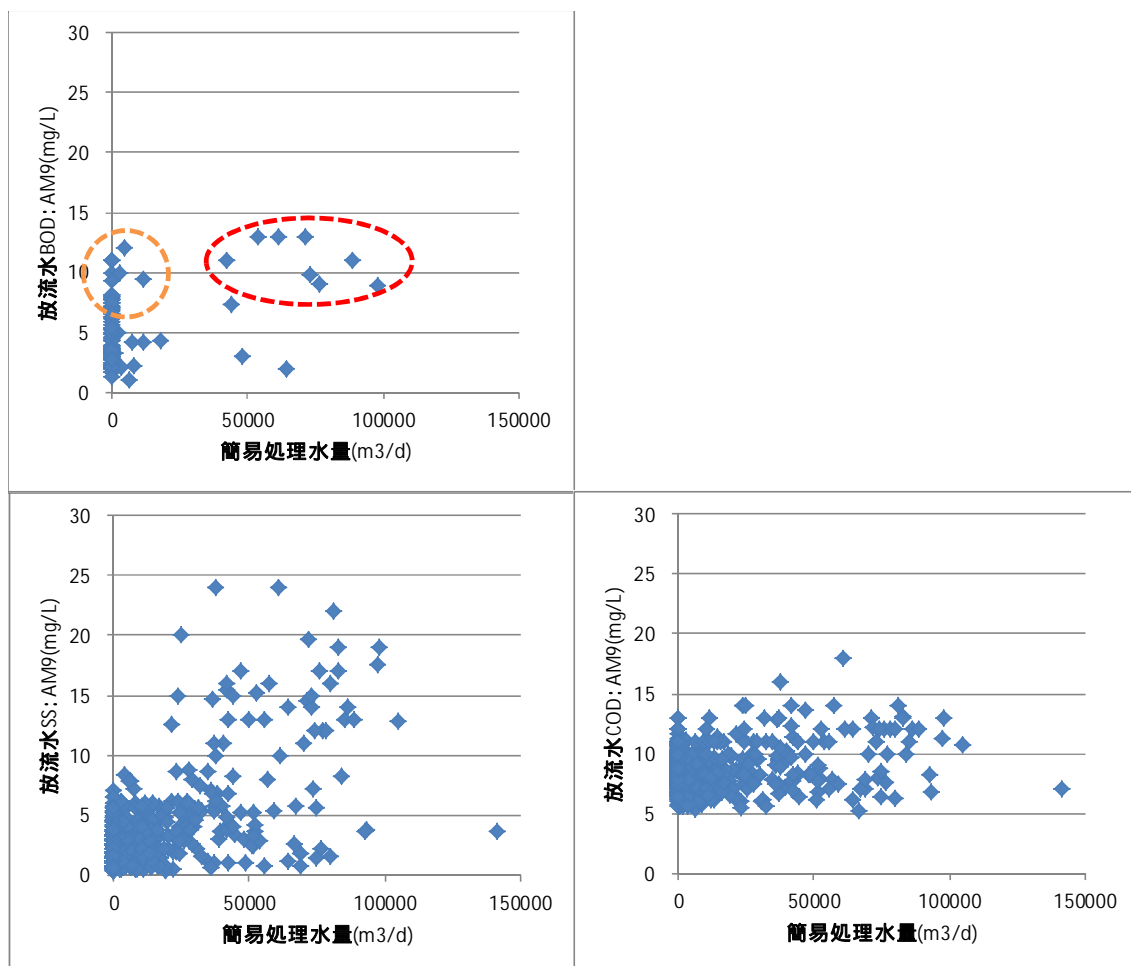


図 5-4 簡易処理水量と放流水質の関係

次に、粒子性物質の影響を把握するために、放流水 SS との相関図を整理した。粒子性物質の影響により放流水 BOD が高くなっているケースが確認できた。しかし、放流水 SS が高くないときでも放流水 BOD が上昇している場合があった。

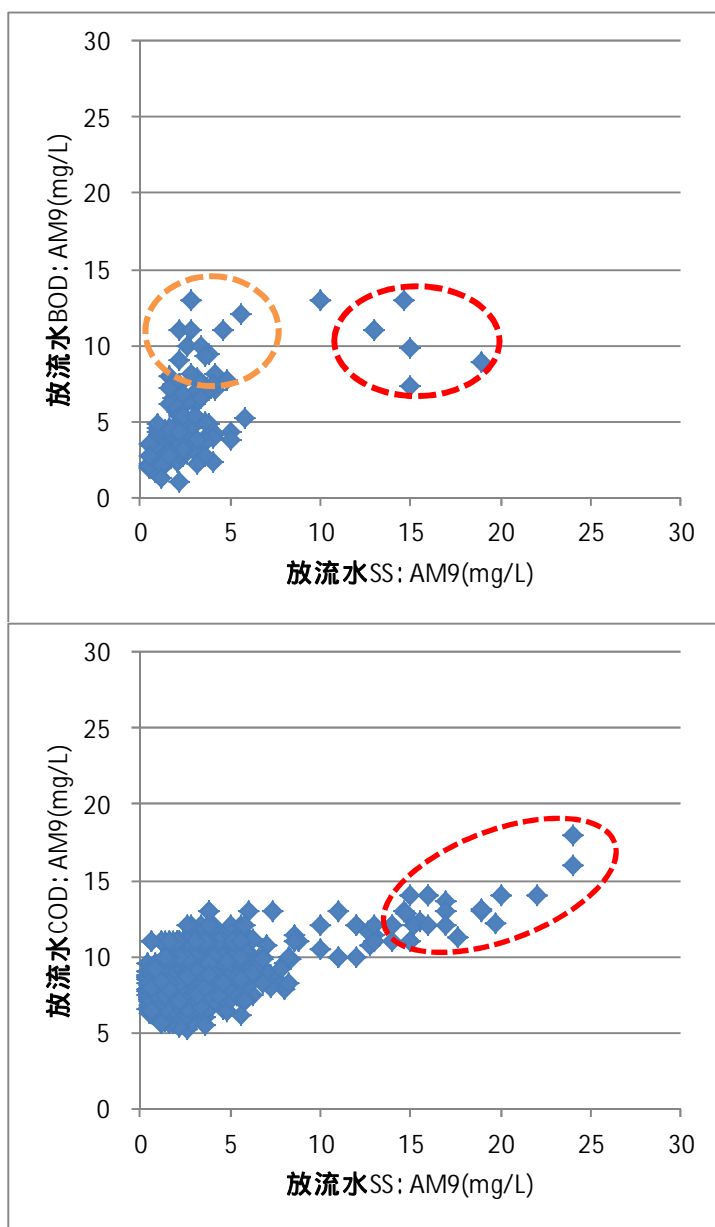


図 5-5 放流水SSと放流水BOD・CODの関係

ブロウ消費電力量原単位と放流水質の二軸管理

ブロウ消費電力量原単位と放流水質の相関関係を整理したところ、放流水 BOD が 10mg/L 程度の時のブロウ消費電力量原単位は約 0.08kWh/m³ であり、放流水 BOD が 3mg/L 程度の時のブロウ消費電力量原単位（約 0.1kWh/m³）より 0.02kWh/m³ 程度低いことが分かる。

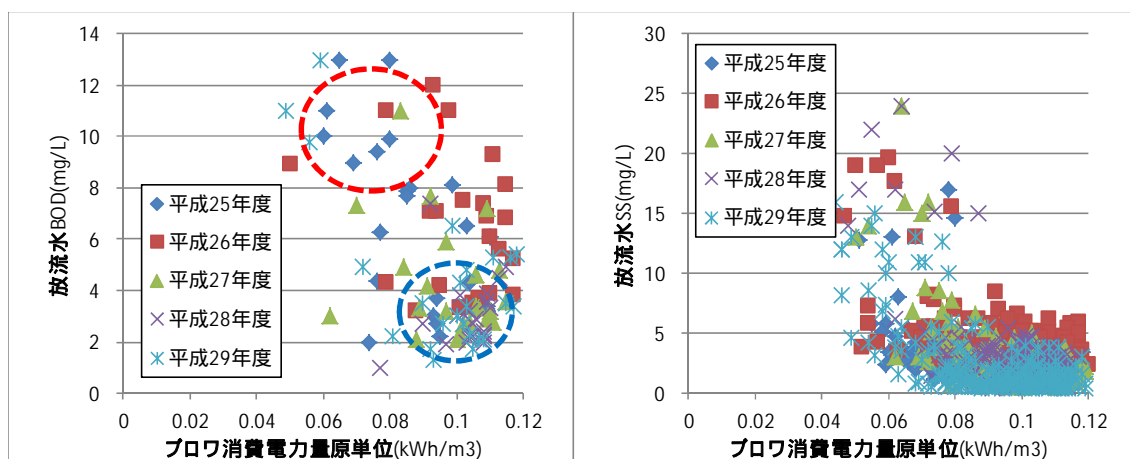


図 5-6 ブロウ消費電力量原単位と放流水質の関係

放流水 BOD が 3mg/L 程度である状態の時に 10mg/L 程度まで緩和させることで、ブロウ消費電力量原単位を 0.02kWh/m³ 程度低下させることができる。

< ブロウ消費電力量料金の縮減効果の試算 >

$0.02\text{kWh/m}^3 \times 100,000\text{m}^3/\text{d} \times 90\text{d}/\text{年} \times 10\text{円/kWh} = \text{約 } 2\text{ 百万円}/\text{年}$

放流水質が比較的低濃度で安定していた夏期 3 か月間に対策を行う場合

< 本縮減策実現のための方策：散気装置・ブロウ制御設備の導入 >

放流水 BOD の上昇要因は、粒子性 BOD、溶解性 BOD 及び硝化由来 BOD の組み合わせである。散気量を制御することで溶解性 BOD と硝化由来 BOD を調整することができるが、手動ではリスクが高く実現が困難である。そのため、各種センサーを用いたモニタリングと自動制御設備の導入（設備投資）が必要である。

- SS 計による放流水 SS 濃度モニタリング
- UV 計による放流水 COD モニタリング
- アンモニアイオン計・硝酸イオン計による放流水窒素濃度モニタリング
- 上記モニタリング結果を踏まえた散気量制御設備

<留意事項>

下水の水質の検定方法等に関する省令 第二条（試料の採取）において、次のように規定されている。

「～検定しようとする放流水の水質が検定する日の平均を示していると推定される時刻に、水深の中層部から試料を採取しなければならない。」

ここで、前述した放流水 BOD は、AM 9 時の水質であるため、日間平均 BOD は前述の値よりも高い可能性があることに留意が必要である。

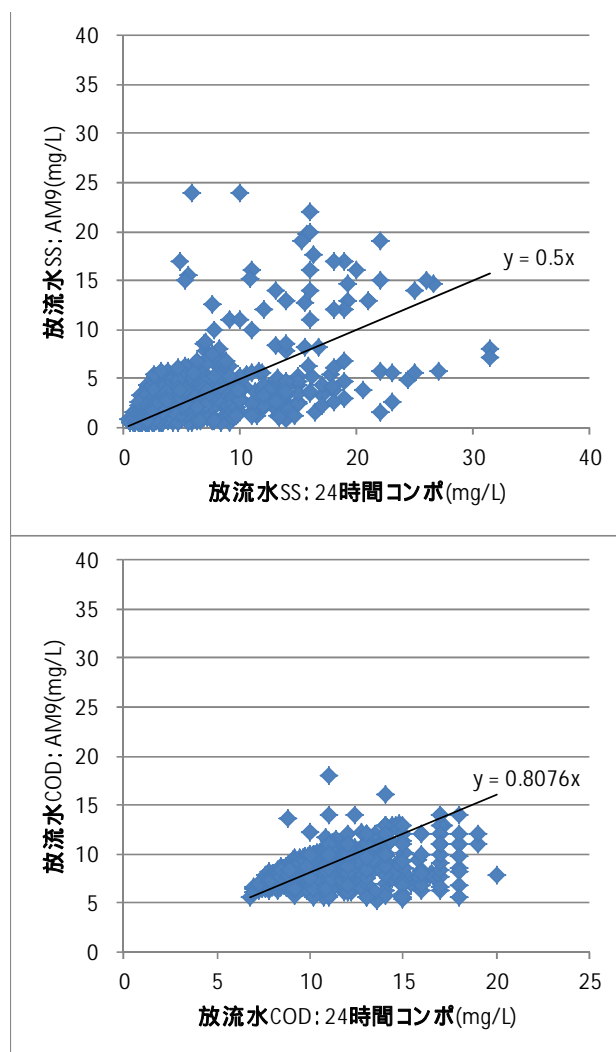


図 5-7 24時間コンボ水質とAM9時水質の比較

<二軸管理手法の導入効果>

現在の包括的運転管理において、省電力運転がすでに実施されており、二軸管理ガイドラインの目標設定例を現状でも達成している。

更なる省電力運転管理を実施するためには、各種センサーと散気量制御設備の導入が必要になると考えられ、総合的なコストメリットはあまり期待できない。

なお、仕様書第 35 条において、放流水質基準には順守しなければならない基準値に加えて、目標値も設定されている。この目標値は、平成 23 年度から平成 27 年度の平均値であるが、「目標値を超えた場合には監督員へ目標値を維持できない理由を報告すること。」と規定されている。また、仕様書第 51 条において、「各年度の評価において、受託者の過失等により、仕様書に定める放流水質基準の目標値を達成できない場合、委託料の減額を行うことがある。」と規定されている。このような目標値達成に関する仕様があるため、現状では放流水質を緩和して消費電力量を減らす二軸管理を導入しにくい状況にある。そのため、包括的民間委託の枠組み内において二軸管理手法を導入するためには、上記仕様に関して監督員との綿密な協議が必要である。

5-1-2 返流負荷量低減による運転経費縮減可能性

初沈流入水質の高濃度状況

処理場流入水質と初沈流入水質及びエアタン流入水質の実態を整理したところ、初沈流入水質は処理場流入水質よりも大幅に高濃度になっており、エアタン流入水質は処理場流入水質よりも若干低い濃度に留まっていることが分かった。なお、処理場流入水は幹線の下水を分析したものであるため、精度に留意が必要である。

年度	処理場流入水			初沈流入水			エアタン流入水		
	SS mg/L	COD mg/L	BOD mg/L	SS mg/L	COD mg/L	BOD mg/L	SS mg/L	COD mg/L	BOD mg/L
H25	90	62	82	200	83	170	68	47	97
H26	88	53	81	220	84	130	67	46	84
H27	76	55	78	200	90	120	67	51	77
H28	84	57	71	210	90	130	76	53	83
H29	79	55	75	210	88	140	69	52	88
平均	83	56	77	208	87	138	69	50	86

処理場流入水は中試験結果(黒崎・岩瀬幹線 + 八幡田・稲荷幹線)である。

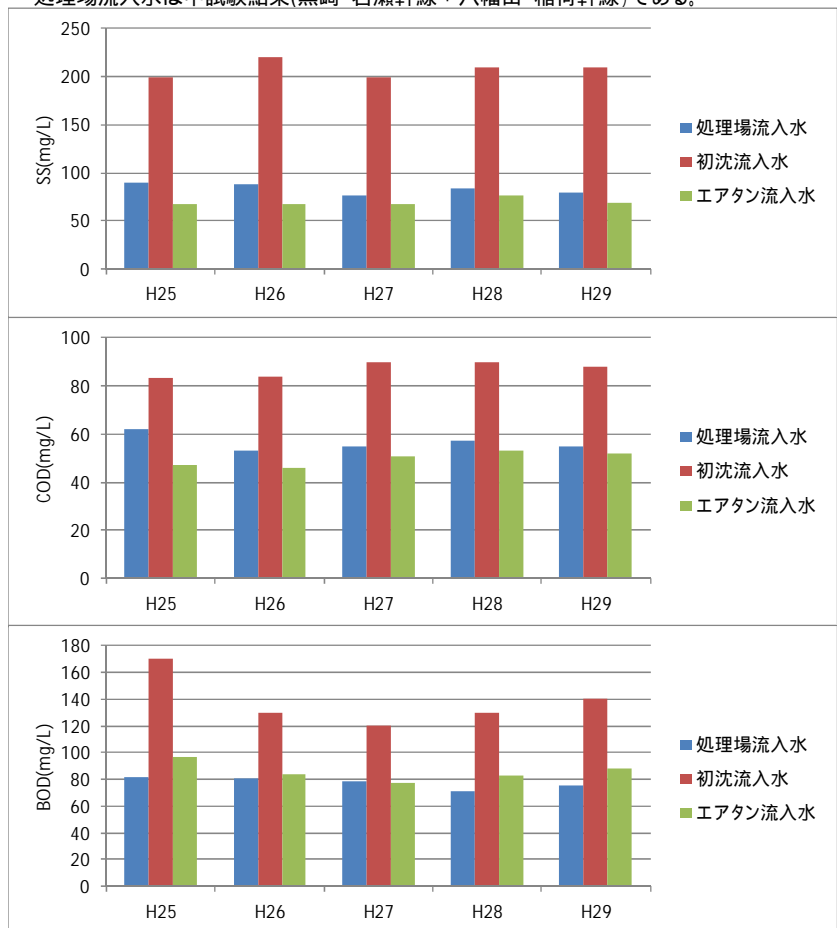
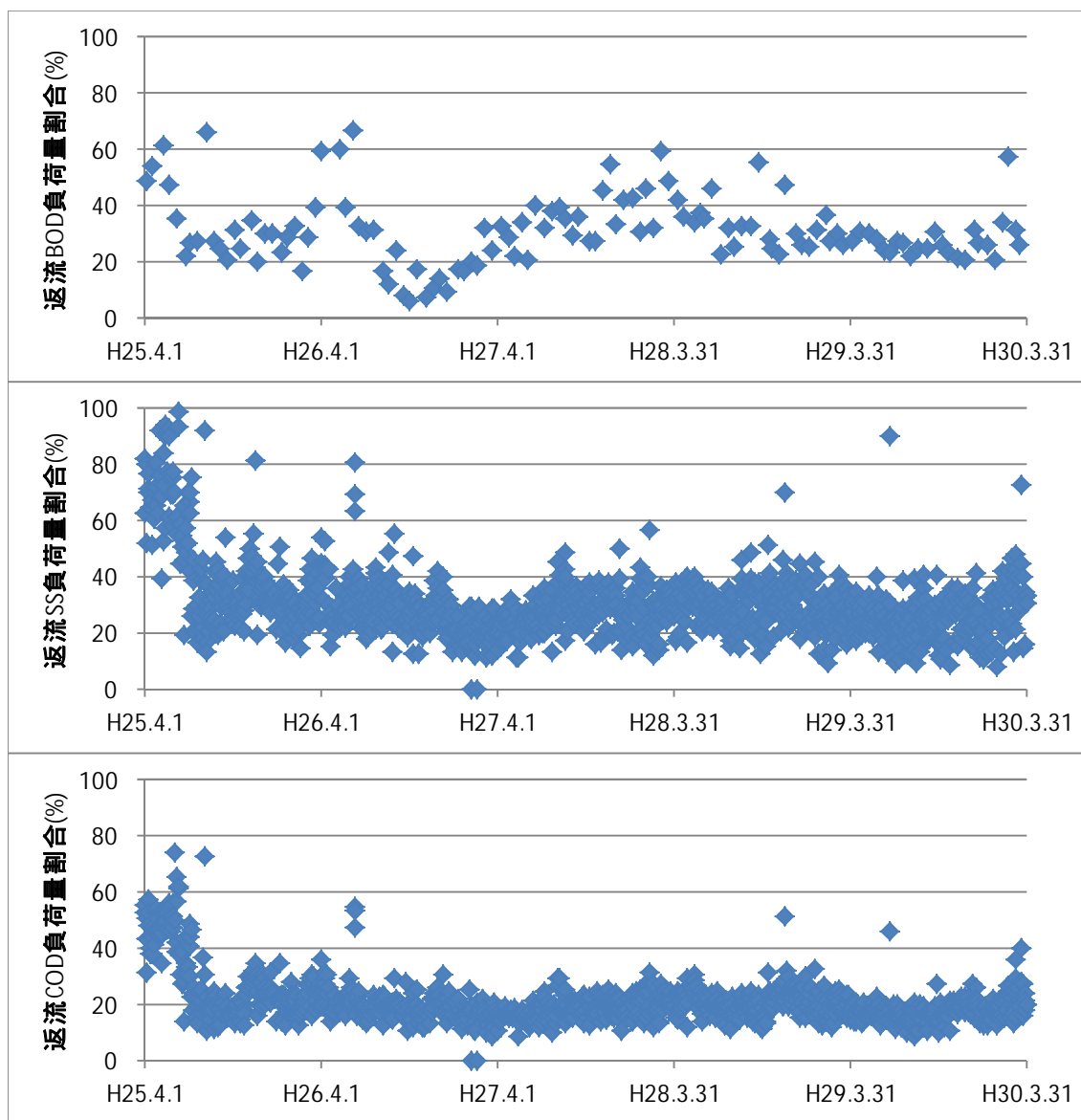


図 5-8 処理場流入水、初沈流入水、エアタン流入水の水質変化

場内返流負荷量状況

場内返流負荷量と初沈流入負荷量の比率を整理したところ、初沈流入負荷量の3割程度が場内返流負荷量であることがわかった。



返流負荷量割合 = 返流負荷量 / 初沈流入負荷量 × 100

図 5-9 初沈流入負荷量における返流負荷量比の経日変化

次に、平成 29 年度の各返流水の水質と水量を乗じて各返流負荷量を整理したところ、次の知見が得られた。

- ✓ 場内返流水負荷量の大部分は、消化汚泥洗浄排水由来である。
- ✓ 消化汚泥洗浄排水 SS 負荷量・COD 負荷量は、総処理場流入水負荷量の 1/4 程度を占める。

BOD の返流水質実績は得られていない。

表 5-1 各種分離液の水量・水質・負荷量(平成29年度)

平成29年度	総流入 下水	重力濃縮 分離液	機械濃縮 分離液	消化汚泥 洗浄排水	脱水分離液	場内返流水
返流水量(m3/年)	47,187,810	641,917	415,291	963,600	153,019	4,391,910
COD(mg/L)	88	74	191	1,057	40	160
SS(mg/L)	210	77	473	2,762	60	551
COD(t/年)	4,153	47	79	1,018	6	701
SS(t/年)	9,909	49	196	2,661	9	2,421

表 5-2 各種分離液のCOD負荷量実績

試験採取日	COD負荷量(kg/d)				
	重力濃縮	機械濃縮	消化汚泥洗浄	脱水	場内返流水
2017/4/13	128	235	3,010	26	1,824
2017/4/27	132	279	3,696	27	2,438
2017/5/12	135	332	3,696	64	2,003
2017/5/18	145	227	3,696	130	2,217
2017/6/1	145	187	2,746	41	1,842
2017/6/15	143	221	3,036	29	1,950
2017/7/13	121	235	3,432	16	1,826
2017/7/27	101	147	3,300	29	1,560
2017/8/9	100	181	2,534	46	1,896
2017/8/24	170	151	4,092	190	2,100
2017/9/1	128	148	3,696	51	1,740
2017/9/14	114	160	2,983	33	1,676
2017/10/12	166	158	2,891	120	1,928
2017/10/26	144	160	2,059	200	1,648
2017/11/1	142	124	2,072	11	2,120
2017/11/16	138	148	3,128	16	2,225
2017/12/1	136	159	2,561	45	2,308
2017/12/7	87	171	2,970	130	2,401
2018/1/4	119	220	1,571	26	1,863
2018/1/18	89	294	2,020	24	1,798
2018/2/1	103	239	1,901	35	1,772
2018/2/15	99	319	2,033	34	1,671
2018/3/1	128	398	1,967	70	2,410
2018/3/22	136	436	1,874	46	2,184
平均値	127	222	2,790	60	1,975

表 5-3 各種分離液のSS負荷量実績

試験採取日	SS負荷量(kg/d)				
	重力濃縮	機械濃縮	消化汚泥洗浄	脱水	場内返流水
2017/4/13	150	572	7,920	21	6,009
2017/4/27	132	715	9,768	16	8,199
2017/5/12	148	835	10,032	44	7,893
2017/5/18	157	568	10,164	68	7,002
2017/6/1	158	407	7,392	23	6,791
2017/6/15	142	347	7,656	16	5,973
2017/7/13	123	484	9,768	9	6,161
2017/7/27	121	305	9,240	19	5,160
2017/8/9	99	479	6,785	25	7,837
2017/8/24	188	324	10,164	91	8,645
2017/9/1	117	354	9,636	35	6,588
2017/9/14	105	435	7,392	18	5,801
2017/10/12	152	563	7,260	70	7,325
2017/10/26	128	320	5,016	125	5,767
2017/11/1	125	427	5,280	6	8,128
2017/11/16	116	308	7,788	9	6,414
2017/12/1	148	317	6,600	26	7,436
2017/12/7	101	374	8,316	86	8,137
2018/1/4	139	737	3,920	16	4,392
2018/1/18	121	701	5,412	13	7,062
2018/2/1	123	571	4,620	20	7,090
2018/2/15	91	774	5,227	20	5,911
2018/3/1	148	1,006	5,016	41	8,302
2018/3/22	156	1,202	4,620	33	5,242
平均値	133	547	7,291	35	6,803

表 5-4 重力濃縮分離液の返流量と水質

試験採取日	重力濃縮分離液量 (m3/d)	重力濃縮分離液 1			重力濃縮分離液 2			重力濃縮分離液(平均)		重力濃縮分離液負荷量	
		pH	COD(mg/L)	SS(mg/L)	pH	COD(mg/L)	SS(mg/L)	COD(mg/L)	SS(mg/L)	COD(kg/d)	SS(kg/d)
2017/4/13	1,662	7.1	76	87	7.2	77	93	77	90	128	150
2017/4/27	1,571	7.0	82	100	7.0	85	68	84	84	132	132
2017/5/12	1,747	7.1	79	90	7.1	75	80	77	85	135	148
2017/5/18	1,709	7.0	87	100	7.0	82	84	85	92	145	157
2017/6/1	1,650	7.1	86	82	7.1	90	110	88	96	145	158
2017/6/15	1,769	7.1	80	77	6.9	82	82	81	80	143	142
2017/7/13	1,664	6.9	71	62	6.8	75	86	73	74	121	123
2017/7/27	1,661	7.0	60	66	7.0	62	80	61	73	101	121
2017/8/9	1,673	6.9	58	52	6.7	62	66	60	59	100	99
2017/8/24	1,789	7.0	97	110	6.9	93	100	95	105	170	188
2017/9/1	1,647	7.0	77	68	7.0	79	74	78	71	128	117
2017/9/14	1,672	7.0	67	60	7.1	69	66	68	63	114	105
2017/10/12	1,746	7.0	91	84	6.9	99	90	95	87	166	152
2017/10/26	1,773	7.0	80	72	7.0	82	72	81	72	144	128
2017/11/1	1,715	7.2	82	66	7.0	83	80	83	73	142	125
2017/11/16	1,703	7.1	82	74	7.1	79	62	81	68	138	116
2017/12/1	1,717	7.1	76	78	7.0	81	94	79	86	136	148
2017/12/7	1,679	7.3	48	56	7.2	56	63	52	60	87	101
2018/1/4	1,829	7.2	61	59	7.1	69	93	65	76	119	139
2018/1/18	1,773	7.2	50	66	7.2	49	69	50	68	89	121
2018/2/1	1,870	7.2	54	63	7.2	55	69	55	66	103	123
2018/2/15	1,864	7.2	55	48	7.2	51	49	53	49	99	91
2018/3/1	1,756	7.2	75	85	7.2	71	83	73	84	128	148
2018/3/22	1,809	6.9	76	80	7.0	73	92	75	86	136	156
平均	1,727	7.1	73	74	7.0	74	79	74	77	127	133

表 5-5 機械濃縮分離液の返流量と水質

試験採取日	機械濃縮分離液量 (m3/d)	機械濃縮分離液 2		機械濃縮分離液 3		機械濃縮分離液 4		機械濃縮分離液(平均)		機械濃縮分離液負荷量				
		pH	COD(mg/L)	SS(mg/L)	pH	COD(mg/L)	SS(mg/L)	pH	COD(mg/L)	SS(mg/L)	COD(kg/d)	SS(kg/d)		
2017/4/13	1,021	6.9	230	560				230	560	235	572			
2017/4/27	1,117				6.8	250	630	6.8	250	650	640	279	715	
2017/5/12	1,228	6.8	300	740	6.9	310	800	6.9	200	490	270	680	332	835
2017/5/18	1,136				6.9	230	590	6.9	170	410	200	500	227	568
2017/6/1	1,101	6.9	180	370				6.9	150	360	170	370	187	407
2017/6/15	1,577	6.8	150	230	6.9	130	240	6.9	130	190	140	220	221	347
2017/7/13	1,383				6.8	170	340	6.8	160	360	170	350	235	484
2017/7/27	1,130				6.8	140	300	6.7	110	230	130	270	147	305
2017/8/9	1,064				6.6	180	550	6.7	150	350	170	450	181	479
2017/8/24	1,080				6.9	140	320	6.9	130	270	140	300	151	324
2017/9/1	1,141				6.9	140	360	6.8	120	250	130	310	148	354
2017/9/14	1,144				6.9	160	410	6.8	110	350	140	380	160	435
2017/10/12	1,125				6.9	140	690	6.9	130	300	140	500	158	563
2017/10/26	1,142				6.7	150	320	6.8	120	240	140	280	160	320
2017/11/1	1,124				6.9	110	230	6.9	110	520	110	380	124	427
2017/11/16	1,139				6.9	130	260	6.9	130	280	130	270	148	308
2017/12/1	1,058				6.9	130	260	6.9	160	340	150	300	159	317
2017/12/7	1,068				6.7	160	340	6.7	150	350	160	350	171	374
2018/1/4	1,100				6.8	210	560	6.8	180	770	200	670	220	737
2018/1/18	1,131				6.64	280	660	6.7	240	580	260	620	294	701
2018/2/1	1,038	6.9	210	470	6.9	250	630		230	550	230	550	239	571
2018/2/15	1,138				6.8	310	780	6.9	250	580	280	680	319	774
2018/3/1	1,105	6.9	320	840	7.0	390	980		360	910	360	910	398	1,006
2018/3/22	1,503	6.8	230	590	6.9	320	900	6.9	320	900	290	800	436	1,202
平均	1,158	6.9	231	543	6.8	201	507	6.8	165	418	191	473	222	547

表 5-6 消化汚泥洗浄排水の返流量と水質

試験採取日	消化汚泥洗浄排水量 (m3/d)	消化汚泥洗浄排水 1			消化汚泥洗浄排水 2			消化汚泥洗浄排水(平均)		消化汚泥洗浄排水負荷量	
		pH	COD mg/l	SS mg/l	pH	COD mg/l	SS mg/l	COD(mg/L)	SS(mg/L)	COD(kg/d)	SS(kg/d)
2017/4/13	2,640	7.3	780	1,900	7.3	1,500	4,100	1,140	3,000	3,010	7,920
2017/4/27	2,640	7.3	1,400	3,800	7.2	1,400	3,600	1,400	3,700	3,696	9,768
2017/5/12	2,640	7.3	1,200	3,100	7.2	1,600	4,500	1,400	3,800	3,696	10,032
2017/5/18	2,640	7.3	1,300	3,400	7.2	1,500	4,300	1,400	3,850	3,696	10,164
2017/6/1	2,640	7.4	480	1,100	7.3	1,600	4,500	1,040	2,800	2,746	7,392
2017/6/15	2,640	7.3	800	2,000	7.2	1,500	3,800	1,150	2,900	3,036	7,656
2017/7/13	2,640	7.2	1,000	2,800	7.2	1,600	4,600	1,300	3,700	3,432	9,768
2017/7/27	2,640	7.2	1,000	2,900	7.2	1,500	4,100	1,250	3,500	3,300	9,240
2017/8/9	2,640	7.2	420	940	7.1	1,500	4,200	960	2,570	2,534	6,785
2017/8/24	2,640	7.2	1,300	3,000	7.1	1,800	4,700	1,550	3,850	4,092	10,164
2017/9/1	2,640	7.2	1,300	3,400	7.2	1,500	3,900	1,400	3,650	3,696	9,636
2017/9/14	2,640	7.2	860	2,200	7.2	1,400	3,400	1,130	2,800	2,983	7,392
2017/10/12	2,640	7.2	890	2,200	7.2	1,300	3,300	1,095	2,750	2,891	7,260
2017/10/26	2,640	7.3	950	2,400	7.2	610	1,400	780	1,900	2,059	5,016
2017/11/1	2,640	7.3	930	2,500	7.3	640	1,500	785	2,000	2,072	5,280
2017/11/16	2,640	7.3	770	1,900	7.2	1,600	4,000	1,185	2,950	3,128	7,788
2017/12/1	2,640	7.3	940	2,500	7.2	1,000	2,500	970	2,500	2,611	6,600
2017/12/7	2,640	7.3	850	2,300	7.3	1,400	4,000	1,125	3,150	2,970	8,316
2018/1/4	2,640	7.4	210	370	7.3	980	2,600	595	1,485	1,571	3,920
2018/1/18	2,640	7.4	770	2,100	7.3	760	2,000	765	2,050	2,020	5,412
2018/2/1	2,640	7.4	460	1,100	7.3	980	2,400	720	1,750	1,901	4,620
2018/2/15	2,640	7.4	440	960	7.3	1,100	3,000	770	1,980	2,033	5,227
2018/3/1	2,640	7.4	520	1,200	7.3	970	2,600	745	1,900	1,967	5,016
2018/3/22	2,640	7.4	460	1,000	7.4	960	2,500	710	1,750	1,874	4,620
平均	2,640	7.3	835	2,128	7.2	1,279	3,396	1,057	2,762	2,790	7,291

表 5-7 脱水分離液の返流量と水質

試験採取日	脱水分離液量 (m ³ /d)	脱水ろ過			洗浄排水負荷量	
		pH	COD(mg/L)	SS(mg/L)	COD(kg/d)	SS(kg/d)
2017/4/13	654	7.8	39	32	26	21
2017/4/27	575	7.8	34	27	20	16
2017/5/12	683	7.8	40	64	27	44
2017/5/18	526	7.8	68	130	36	68
2017/6/1	568	7.8	45	41	26	23
2017/6/15	543	7.8	36	29	20	16
2017/7/13	578	7.8	28	16	16	9
2017/7/27	644	7.7	33	29	21	19
2017/8/9	545	7.7	36	46	20	25
2017/8/24	481	11.8	69	190	33	91
2017/9/1	677	7.8	39	51	26	35
2017/9/14	536	7.8	33	33	18	18
2017/10/12	581	7.9	50	120	29	70
2017/10/26	627	7.9	57	200	36	125
2017/11/1	557	7.8	25	11	14	6
2017/11/16	534	7.8	29	16	15	9
2017/12/1	578	7.8	32	45	18	26
2017/12/7	658	7.8	72	130	47	86
2018/1/4	616	7.9	31	26	19	16
2018/1/18	533	7.9	34	24	18	13
2018/2/1	571	7.8	33	35	19	20
2018/2/15	590	7.9	32	34	19	20
2018/3/1	581	7.9	40	70	23	41
2018/3/22	714	7.8	25	46	18	33
平均	590	8.0	40	60	23	35

表 5-8 場内返流水の返流量と水質

試験採取日	場内返流水 (m ³ /d)	総返流水			洗浄排水負荷量	
		pH	COD mg/l	SS mg/l	COD(kg/d)	SS(kg/d)
2017/4/13	10,730	8.4	170	560	1,824	6,009
2017/4/27	11,080	8.6	220	740	2,438	8,199
2017/5/12	11,780	8.4	170	670	2,003	7,893
2017/5/18	11,670	8.4	190	600	2,217	7,002
2017/6/1	11,510	8.3	160	590	1,842	6,791
2017/6/15	12,190	8.1	160	490	1,950	5,973
2017/7/13	11,410	8.2	160	540	1,826	6,161
2017/7/27	12,000	8.4	130	430	1,560	5,160
2017/8/9	12,640	8.1	150	620	1,896	7,837
2017/8/24	12,350	8.6	170	700	2,100	8,645
2017/9/1	12,430	8.3	140	530	1,740	6,588
2017/9/14	12,890	8.2	130	450	1,676	5,801
2017/10/12	12,850	8.5	150	570	1,928	7,325
2017/10/26	11,770	8.4	140	490	1,648	5,767
2017/11/1	11,780	8.6	180	690	2,120	8,128
2017/11/16	13,090	8.2	170	490	2,225	6,414
2017/12/1	12,820	8.3	180	580	2,308	7,436
2017/12/7	13,340	8.6	180	610	2,401	8,137
2018/1/4	13,310	7.8	140	330	1,863	4,392
2018/1/18	12,840	8.8	140	550	1,798	7,062
2018/2/1	12,660	8.8	140	560	1,772	7,090
2018/2/15	12,850	9.0	130	460	1,671	5,911
2018/3/1	13,390	8.7	180	620	2,410	8,302
2018/3/22	14,560	7.3	150	360	2,184	5,242
平均	12,414	8.4	160	551	1,975	6,803

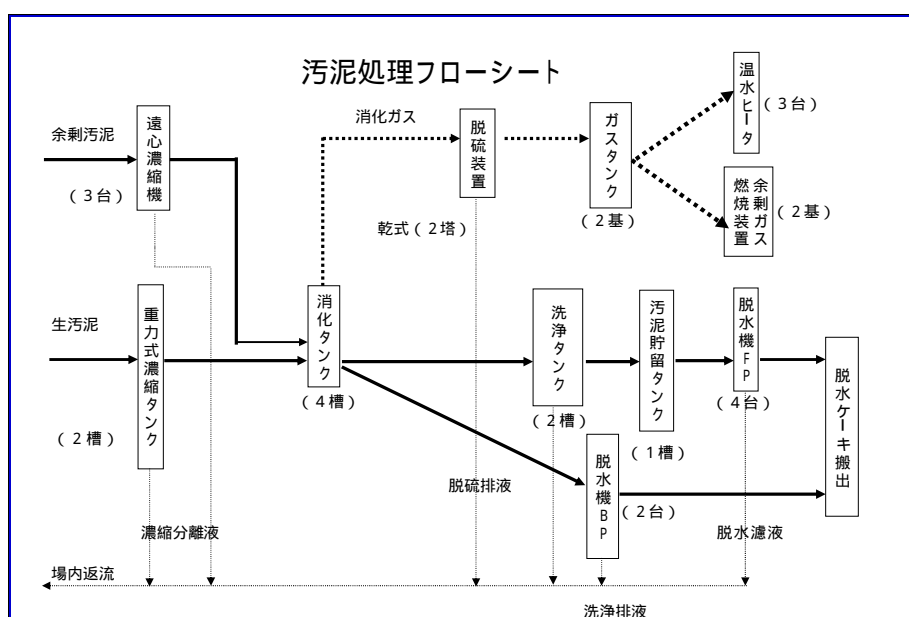
消化汚泥洗浄廃止に関する効果検討

フィルタープレス(FP)を廃止し、他の脱水機に変更することにより、次のような効果が期待される。

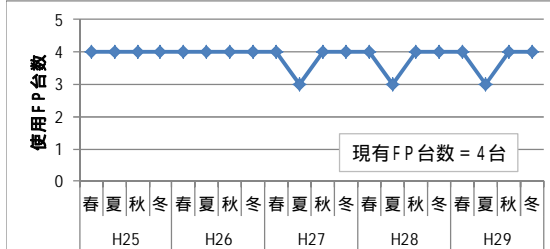
- ・ 消化汚泥洗浄が不要となるため、返流負荷量を削減できる。
- ・ 薬品費用を削減できる。

一方、脱水汚泥含水率が高くなるため、脱水汚泥量が増加する欠点もある。

そのため、消化汚泥洗浄を廃止し、脱水方法も変更した場合の物質収支を試算し、水処理プロセスと汚泥処理プロセスへの影響を概略評価した。



年度	春	夏	秋	冬	平均値	年度	春	夏	秋	冬	平均値
	4,5,6月	7,8,9月	10,11,12月	1,2,3月			4,5,6月	7,8,9月	10,11,12月	1,2,3月	
H25	4	4	4	4	4	H25	2	2	2	2	2
H26	4	4	4	4	4	H26	2	2	2	2	2
H27	4	4	3	4	4	H27	2	2	2	2	2
H28	4	3	4	4	4	H28	2	2	2	2	2
H29	4	3	4	4	4	H29	2	2	2	2	2



年度	FP投入汚泥 (m3/年)	投入汚泥濃度 (%)	FP投入固形物量 (t-DS/年)	BP投入汚泥 (m3/年)	投入汚泥濃度 (%)	BP投入固形物量 (t-DS/年)
25	124,322	1.4	1,741	30,377	1.7	516
26	116,684	1.5	1,750	30,551	1.8	550
27	119,965	1.6	1,919	34,053	1.8	613
28	128,327	1.4	1,797	36,407	1.8	655
29	131,314	1.6	2,101	32,736	1.8	589
平均	124,122	1.5	1,862	32,825	1.8	585

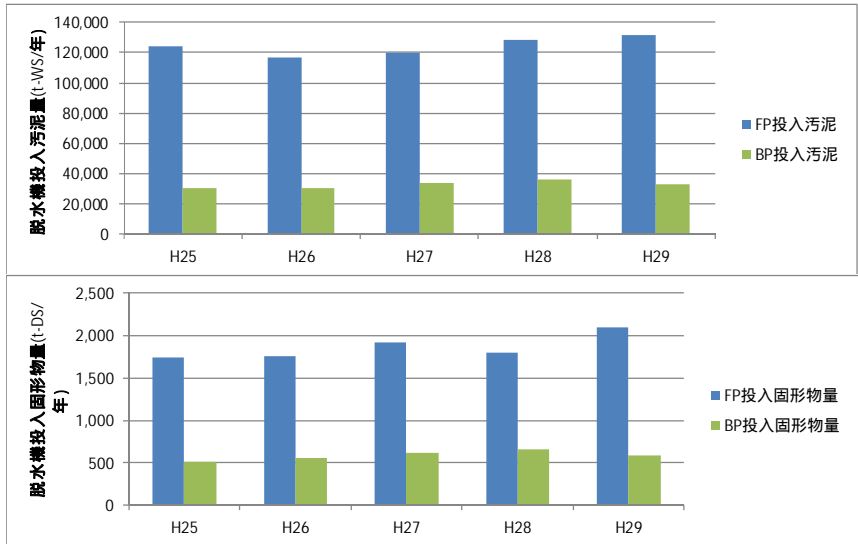
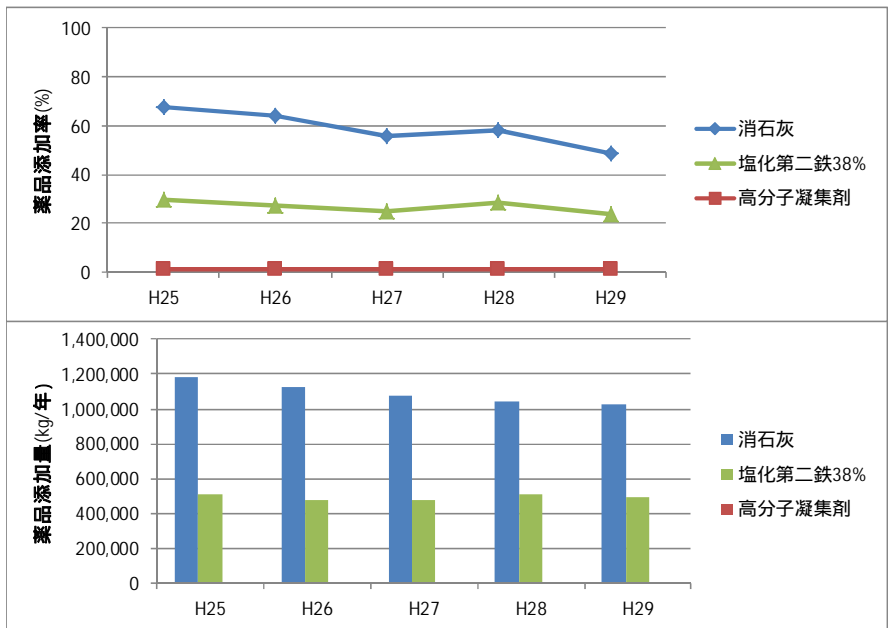


図 5-12 脱水機投入汚泥量等の経年変化

年度	薬品添加量(kg)			薬品添加率(%-投入固形物量)		
	消石灰	塩化第二鉄38%	高分子凝集剤	消石灰	塩化第二鉄38%	高分子凝集剤
25	1,179,430	512,087	6,724	68	29	1.3
26	1,120,800	477,172	7,011	64	27	1.3
27	1,070,869	481,786	7,354	56	25	1.2
28	1,041,588	507,778	8,550	58	28	1.3
29	1,026,447	494,070	7,524	49	24	1.3
平均	1,087,827	494,579	7,433	59	27	1.3



年度	FP脱水污泥 (t-WS/年)	FP含水率 (%)	FP脱水固形物量 (t-DS/年)	FP固形物回収率 (%)	BP脱水污泥 (t-WS/年)	BP含水率 (%)	BP脱水固形物量 (t-DS/年)	BP固形物回収率 (%)
25	8,304	60	3,288	189	2,763	82	500	97
26	8,385	61	3,287	188	2,999	82	528	96
27	7,516	60	2,984	155	3,290	82	582	95
28	7,676	60	3,070	171	3,588	82	642	98
29	7,970	60	3,180	171	3,061	82	545	92
平均	7,970	60	3,162	171	3,140	82	559	96

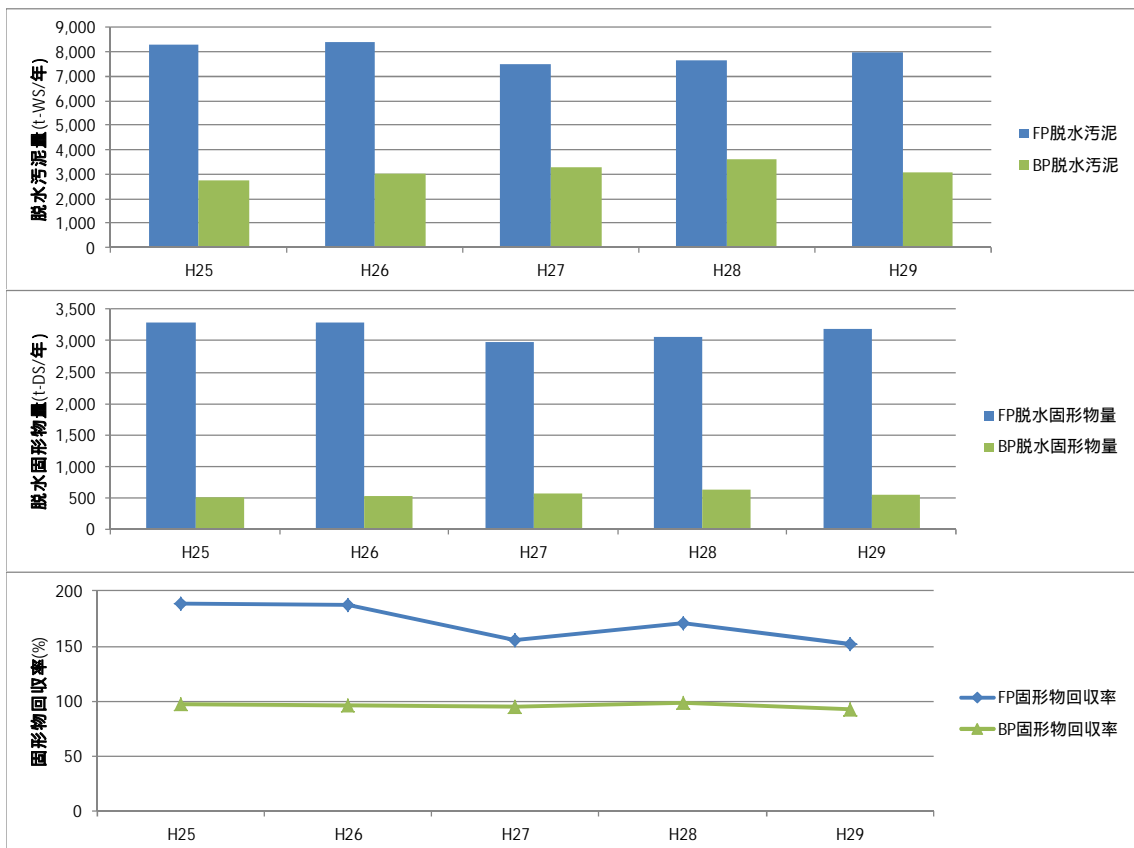


図 5-13 脱水污泥量等の経年変化

ここで、現況(H25~H29)を再現できるような物質収支を作成し、実績平均値と物質収支で算出された値を表 5-9 に整理した。

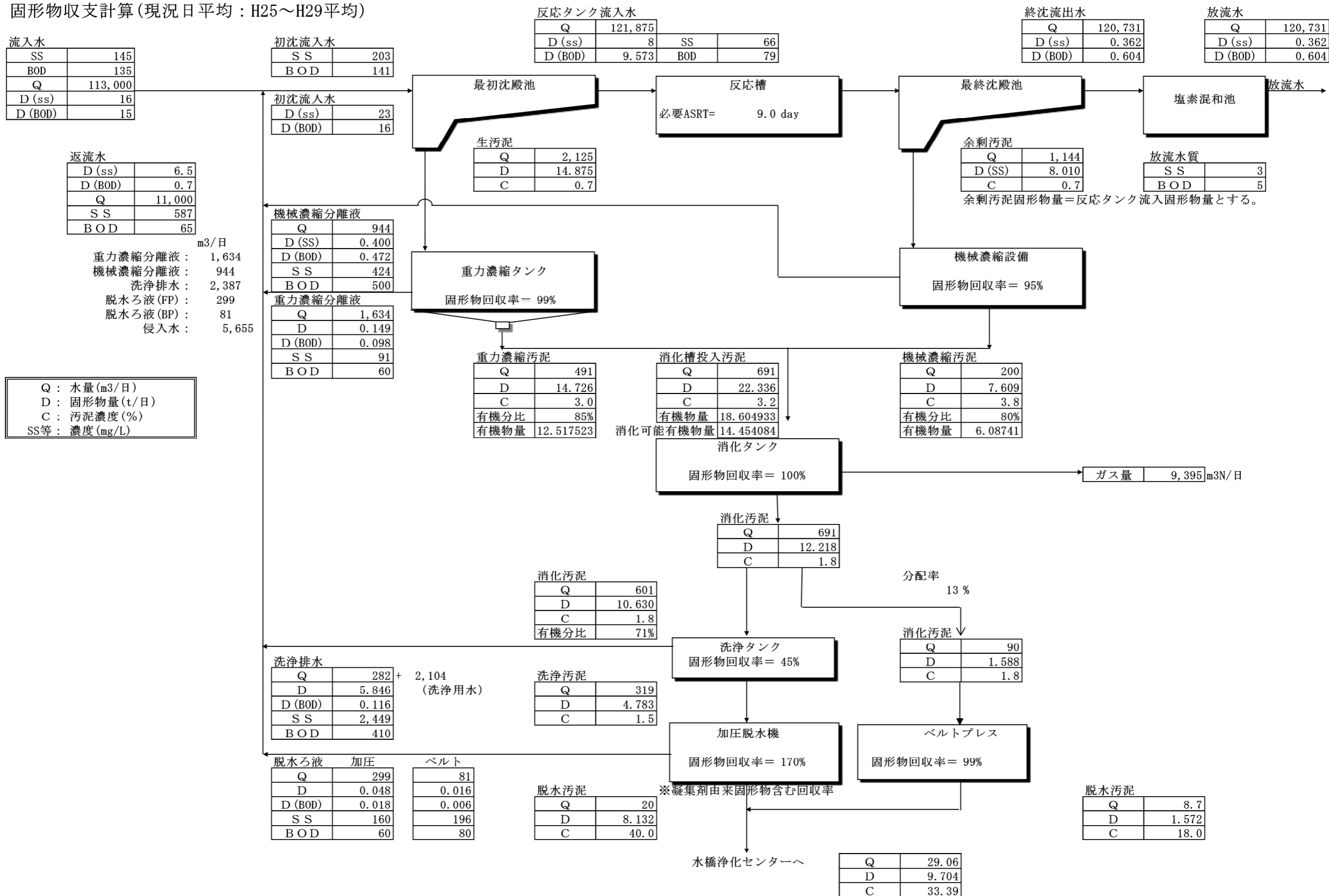
消化汚泥洗浄排水の水量・水質を実績値に概ね合わせるなどの工夫を行うことで、実績平均値を概ね再現できた。そのため、この物質収支を用いて消化汚泥洗浄廃止時の物質収支を試算することができるかと判断される。

なお、消化汚泥洗浄によって水処理プロセスへ返流している有機物は、一度消化処理を受けているため、消化処理を繰り返しても分解しないと仮定した。そのため、消化ガス発生量を概ね整合させるために有機分に関する消化率等は実績値よりも高い値とした。

表 5-9 実績平均値と物質収支値

項目	H25 ~ H29 実績平均値	物質収支値
流入水量(m3/日)	112,860	113,000
総合返流水量(m3/日)	11,000	11,000
重力濃縮分離液量(m3/日)	1,760	1,634
機械濃縮分離液量(m3/日)	1,060	944
消化汚泥洗浄水量(m3/日)	2,470	2,387
FP分離液量(m3/日)	320	299
BP分離液量(m3/日)	80	81
侵入水量(m3/日)		5,655
初沈汚泥量(m3/日)	2,270	2,125
余剰汚泥量(m3/日)	1,280	1,144
重力濃縮汚泥量(m3/日)	510	491
機械濃縮汚泥量(m3/日)	220	200
消化ガス量(m3N/日)	9,700	9,395
消化汚泥洗浄汚泥量: FP投入汚泥量(m3/日)	340	319
BP投入汚泥量(m3/日)	90	90
FP脱水汚泥量(t-WS/日)	22	20
BP脱水汚泥量(t-WS/日)	8.6	8.7
初沈汚泥濃度(%)	1.6	0.7
余剰汚泥濃度(%)	0.7	0.7
重力濃縮汚泥濃度(%)	3.0	3.0
重力濃縮汚泥有機割合(%)	85	85
機械濃縮汚泥濃度(%)	3.8	3.8
機械濃縮汚泥有機割合(%)	80	80
消化汚泥濃度(%)	1.8	1.8
洗浄汚泥濃度(%)	1.5	1.5
FP脱水汚泥含水率(%)	60	60
BP脱水汚泥含水率(%)	82	82
消化率(%)	50	70
消化ガス発生比(m3N/t-投入TTS)	500	650
初沈流入水SS(mg/L)	210	203
初沈流入水BOD(mg/L)	140	141
反応タンク流入水SS(mg/L)	70	66
反応タンク流入水BOD(mg/L)	85	79
重力濃縮分離液SS(mg/L)	77	91
機械濃縮分離液SS(mg/L)	473	424
洗浄汚泥SS(mg/L)	2,762	2,449
脱水分離液SS(mg/L)	60	178
総合返流水SS(mg/L)	550	587

固形物収支計算 (現況日平均 : H25~H29平均)



計算条件の入力

流入水量日平均	113,000	m ³ /d
総合返流水量	11,000	m ³ /d
BOD	135	mg/l
SS	145	mg/l

冬季計画水温 T
夏場平均水温

13.5
24.5

処理効率	%	初沈	Iアタリ	終沈	急速	過総	合
BOD	94%	40%	94%	94%	0%	96.296%	
SS	65%	65%	94%	94%	0%	97.941%	

処理水質	mg/l	流入	水初	沈後	水終	沈後	水放	流	水
BOD	135	81	135	81	51	5	5	5	5
SS	145	51	145	51	3	3	3	3	3

汚泥有機分率成分(重力) = 85% (機械) = 80%
 消化の際の有機分分解率 = 70%
 消化ガス発生比 = 650 m³/t-VSS
 消化汚泥の有機分率 = 71%

固形物回収率

重濃縮	99%
機濃縮	95%
汚泥消化	100%
汚泥洗浄	45%
脱水 (FP)	170%
脱水 (BP)	99%

返流水の各濃度

重濃縮分離液	BOD(mg/L)	60	SS(mg/L)	91	COD(mg/L)	60
機濃縮分離液	500	424	290			
消化洗浄液	410	2,449	950			
脱ろ液 (FP)	60	160	40			
脱ろ液 (BP)	80	196	50			

汚泥濃度

生汚泥	0.7%
余剰汚泥	0.7%
重濃縮汚泥	3.0%
機濃縮汚泥	3.8%
消化汚泥濃度	1.8%
洗浄汚泥濃度	1.5%
脱水汚泥 (BP)	18.0%
脱水汚泥 (FP)	40.0%

洗浄水量比

3.5 洗浄水量を整合させる

洗浄汚泥の有機分は消化されないと仮定した場合の想定値
 洗浄汚泥の有機分は消化されないと仮定した場合の想定値

参考：JS技術開発部報1997（消化あり条件）

重濃縮分離液	BOD(mg/L)	1439	SS(mg/L)	2068	COD(mg/L)	1443
機濃縮分離液	1768	1492	1016			
脱ろ液 (BP)	282	709	180			
脱水脱離液	1162	7017	2729			

月報では1.6%であるが、初沈汚泥量が大きく乖離するため、初沈汚泥量の整合性を優先させる。

消化污泥洗浄廃止を実施した場合を想定した物質収支を検討した。

消化污泥洗浄廃止することで、次に示すような効果が期待できる。

ア) コスト縮減効果

年間6百万円程度のコスト縮減効果が期待されるとの試算結果が得られた。コスト縮減効果は、主に薬品費において期待される。一方、脱水污泥量は増加するため、污泥処分費用が大幅に増加する結果となった。

ここで、消化污泥洗浄によって返流している有機物の取り扱いや脱水污泥の含水率、初沈除去率の設定によって試算結果は変化するとともに、脱水機に関する建設費年価についても総合的に検討することが必要であることに留意する。

近年実用化されている低含水率形脱水機（二液注入方式）を採用することで、更なるランニングコストの縮減が期待できる。

主な項目	現況再現	污泥洗浄・FP廃止
日平均水量(m ³ /d)	113,000	113,000
返流水量(m ³ /d)	11,000	8,034
反応タンク流入水量(m ³ /d)	121,801	119,466
反応タンク流入水SS(mg/L)	66	49
反応タンク流入水BOD(mg/L)	79	79
反応タンク必要池数(池)	30	26
必要酸素量(kg-O ₂ /d): 冬期	14690	13662
送風倍率(水量比): 冬期	3.2	3.0
重力濃縮タンク投入負荷量(kg/(m ² ·d))	40	28
遠心濃縮機運転時間(h/d)	20	14
消化日数(d)	23	32
FP供給固形物量(t/d)	5.5	0.0
BP供給固形物量(t/d)	1.3	6.1
FP脱水污泥(t-W _S /d)	20	0
BP脱水污泥(t-W _S /d)	8.7	33.5
脱水污泥合計(t-W _S /d)	29.1	33.5

ブロウ消費電力量縮減効果の試算
 $送風倍率削減 \times ブロウ消費電力量原単位 \times 処理水量 \times 365日/年 \times 10円/kWh \div 1000000 =$ 3 百万円/年

遠心濃縮機消費電力量縮減効果の試算
 $運転台数 \times 運転時間の減少分 \times 定格出力(37kW) \times 負荷率 \times 365日/年 \times 10円/kWh \div 1000000 =$ 1.3 百万円/年

薬品費縮減効果の試算
 1)消石灰購入費の削減効果
 $FP供給固形物量 \times 注入率(60\%DS当たり) \times 365日/年 \times 23円/kg \div 1000000 =$ 28 百万円/年

2)塩化第二鉄(38%)購入費の削減効果
 $FP供給固形物量 \times 注入率(30\%DS当たり) \times 365日/年 \times 42円/kg \div 1000000 =$ 25 百万円/年

3)高分子凝集剤購入費の削減効果
 $BP供給固形物量 \times 注入率(1.3\%DS当たり) \times 365日/年 \times 690円/kg \div 1000000 =$ -16 百万円/年

1)~3)の合計 = 37 百万円/年

脱水污泥処分費の縮減効果
 $脱水污泥縮減量 \times 365日/年 \times 21,700(円/t-W_S) \div 1000000 =$ -35 百万円/年
 処分単価(18,000円/t-W_S)、運搬単価(3,700円/t-W_S)

~ の合計 = 6 百万円/年

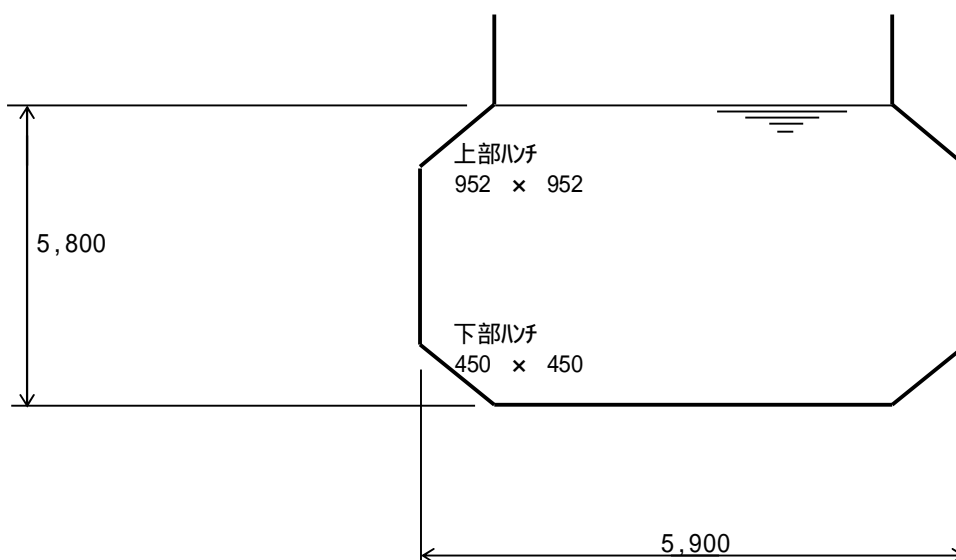
イ) 反応タンク稼働池数の減少

消化污泥洗浄廃止によって返流負荷量が減少するため、反応タンク流入水SSも低濃度化する。その結果、下記に示すように、必要となる反応タンク池数も減少する効果が得られる。この物質収支に基づくと、既存32池の内、26池の稼働だけで現状の流入水量を処理することができると試算された。

流入水量 146,900 m³/日
 設定HRT 8.0 時間 とすると

$$\text{所要容量} = \frac{146,900}{24} \times 8.0 = 48,967 \text{ m}^3$$

池幅 5.9 m
 池長 60.2 m
 有効水深 5.8 m
 池数 26 池 (既設32池)
 断面積 33.1 m² (1池当たり)



$$\text{容量} = 33.1 \times 60.2 \times 26 = 51,808 \text{ m}^3$$

実滞留時間 日平均に対して 51,808 / 113,000 × 24 = 11.0 hour
 日最大に対して 51,808 / 146,900 × 24 = 8.5 hour

17ㄲ最低水温= 13.5 夏場平均水温 24.5

返送汚泥濃度 X_r (mg/L) 7000 mg/L

返送汚泥比 R % 30% とすると

M L S S 濃度 X_a (mg/L) $R \times X_r / (1+R) =$ 1,615 mg/L

$$A S R T \text{ の計算} \quad c = \frac{a \times S_{cs} + b \times S_{ss} - c \times X_a}{X_a}$$

ここに、 c : A S R T (好気条件下の汚泥滞留時間) (日)

X_a : 反応タンク内の M L S S 濃度 1,615 (mg/L)

S_{cs} : 反応タンク流入水の S - B O D 79 (mg/L)

S_{ss} : 反応タンク流入水の S S 濃度 49 (mg/L)

a : S - B O D に対する汚泥転換率 (mgMLSS/mgBOD)

$a = 0.4 \sim 0.6$ $a = 0.5$ とする。

b : S S に対する汚泥転換率 (mgMLSS/mgSS)

$b = 0.9 \sim 1.0$ $b = 0.95$ とする。

c : 活性汚泥微生物の内生呼吸による減量を表す係数 (1/日)

$c = 0.03 \sim 0.05$ $c = 0.04$ とする。

: 反応タンクの H R T 8.46 hr 0.3525 日

$$c = \frac{0.353 \times 1,615}{0.50 \times 79 + 0.95 \times 49 - 0.04 \times 0.353 \times 1,615} = 9.00 \text{ 日}$$

最低水温時として 15 以下を考えて、処理水の平均 BOD は、次式で計算される。

$$\begin{aligned} \text{処理水 B O D} &= 13.73 \times c^{(-0.554)} \\ &= 13.73 \times 9.00^{(-0.554)} = 4.06 \end{aligned}$$

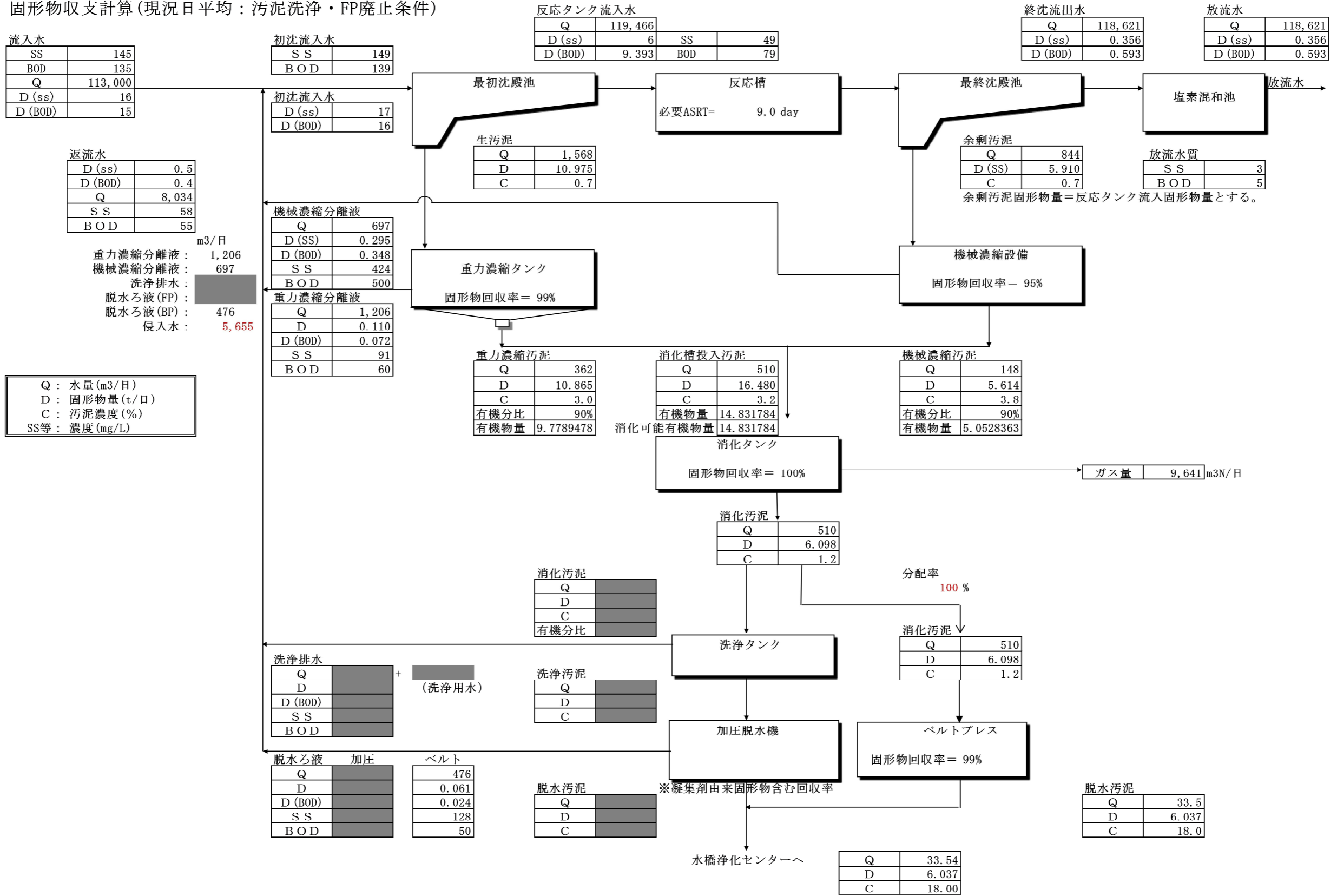
最大値と平均値の比は、3 倍程度 (非超過確率 95% で 2.2 倍) とすると

$$\text{処理水 B O D} = 4.06 \times 3 = 12.19 < 13 \quad \text{計画放流水質 OK}$$

表 5-10 各項目における現況再現値と汚泥洗浄・FP廃止条件値の比較

項目	現況再現	汚泥洗浄・FP廃止
流入水量(m ³ /日)	113,000	113,000
総合返流水量(m ³ /日)	11,000	8,034
重力濃縮分離液量(m ³ /日)	1,634	1,206
機械濃縮分離液量(m ³ /日)	944	697
消化汚泥洗浄水量(m ³ /日)	2,387	
FP分離液量(m ³ /日)	299	
BP分離液量(m ³ /日)	81	476
侵入水量(m ³ /日)	5,655	5,655
初沈汚泥量(m ³ /日)	2,125	1,568
余剰汚泥量(m ³ /日)	1,144	844
重力濃縮汚泥量(m ³ /日)	491	362
機械濃縮汚泥量(m ³ /日)	200	148
消化ガス量(m ³ N/日)	9,395	9,641
消化汚泥洗浄汚泥量:FP投入汚泥量(m ³ /日)	319	
BP投入汚泥量(m ³ /日)	90	510
FP脱水汚泥量(t-WS/日)	20	
BP脱水汚泥量(t-WS/日)	8.7	33.5
初沈汚泥濃度(%)	0.7	0.7
余剰汚泥濃度(%)	0.7	0.7
重力濃縮汚泥濃度(%)	3.0	3.0
重力濃縮汚泥有機割合(%)	85	90
機械濃縮汚泥濃度(%)	3.8	3.8
機械濃縮汚泥有機割合(%)	80	90
消化汚泥濃度(%)	1.8	1.2
洗浄汚泥濃度(%)	1.5	
FP脱水汚泥含水率(%)	60	
BP脱水汚泥含水率(%)	82	82
消化率(%)	70	70
消化ガス発生比(m ³ N/t-投入TTS)	650	650
初沈流入水SS(mg/L)	203	149
初沈流入水BOD(mg/L)	141	139
反応タンク流入水SS(mg/L)	66	49
反応タンク流入水BOD(mg/L)	79	79
重力濃縮分離液SS(mg/L)	91	91
機械濃縮分離液SS(mg/L)	424	424
洗浄汚泥SS(mg/L)	2,449	
脱水分離液SS(mg/L)	178	64
総合返流水SS(mg/L)	587	58

固形物収支計算 (現況日平均：汚泥洗浄・FP廃止条件)



計算条件の入力

流入水量	平均	現況 (H25~H29)
総合返流量		113,000 m ³ /d
BOD		11,000 m ³ /d
SS		135 mg/l
		145 mg/l

冬季計画水温 T 13.5
夏場平均水温 24.5

処理効率	%	初	沈	工	タ	リ	終	流	急	速	ろ	過	総	合
BOD	40%	94%	94%	0%	96.296%									
SS	65%	94%	0%	97.941%										

処理水質	mg/l	流入	水	初	沈	後	水	終	沈	後	水	放	流	水
BOD	81	135	5											
SS	145	145	51	3	3									

汚泥有機分率成分(重力) = 90% (機械) = 90%
 消化の際の有機分分解率 = 70%
 消化ガス発生比 = 650 m³/t-VSS

固形物回収率

重	力	濃	縮	99%
機	械	濃	縮	95%
汚	泥	消	化	100%
汚	泥	洗	浄	
脱	水	(FP)	脱	水
			(BP)	99%

返流水の各濃度

	BOD(mg/L)	SS(mg/L)	COD(mg/L)
重	60	91	60
機	500	424	290
消	0	0	0
脱	0	0	0
脱	50	128	30

汚泥濃度

生	汚	泥	0.7%
余	剰	汚	泥
重	力	濃	縮
機	械	濃	縮
消	化	汚	泥
洗	浄	汚	泥
脱	水	汚	泥
脱	水	汚	泥

洗浄水量比 3.5

洗浄水量を整合させる

消化ガス量が現状と同程度になるように、VSSを調整した。

参考：JS技術開発部報1997(消化あり条件)

	BOD(mg/L)	SS(mg/L)	COD(mg/L)
重	1439	2068	1443
機	1768	1492	1016
脱	282	709	180
脱	1162	7017	2729

月報では1.6%であるが、初沈汚泥量が大きく乖離するため、初沈汚泥量の整合性を優先させる。

< 留意事項 >

脱水機の改築機種選定の際には、次のような検討が必要である。

- ・脱水汚泥の低含水率化が期待できる脱水機とする。
- ・当面の間は既存脱水機棟のみで脱水する。
- ・脱水機が荷重増となる場合には、脱水機棟の耐震診断を行う必要がある。
- ・現状はコンポスト化していないものの、将来、脱水汚泥をコンポスト原料とする場合には、他自治体の事例を参考とする。
- ・汚泥洗浄排水中の有機物が再度消化処理を受けメタン発酵する場合には前述のコスト縮減効果とは異なる結果となる。そのため、汚泥洗浄排水中の有機物の消化試験を行うことが望ましい。

表 5-11 コンポスト利用している処理場における脱水方法

都道府県	市町村等団体名	処理場名	脱水汚泥 含水率	脱水方式						
				%	遠心分離	ベルト プレス	スクリーン プレス	ロータリー プレス	真空ろ過	加圧脱水
01.北海道	石狩川流域	奈井江浄化センター	77.1	○	○					
01.北海道	網走市	網走浄化センター	74.9	○						
01.北海道	苫小牧市	勇払下水処理センター	77.4	○						
01.北海道	喜茂別町	きもべつ浄化センター	84.4	○						
01.北海道	上富良野町	上富良野浄化センター	83.3	○						
01.北海道	釧路町	釧路浄化センター	80.2	○						
01.北海道	遠別町	遠別浄化センター	85.8	○						
01.北海道	広尾町	広尾下水終末処理場	83.1		○					
01.北海道	池田町	池田町下水道管理センター	79.0		○					
01.北海道	浦幌町	浦幌終末処理場	81.5			○				
01.北海道	中標津町	中標津下水終末処理場	77.3				○			
06.山形県	山形市	前明石ヶキ処理場	64.7							○
06.山形県	鶴岡市	鶴岡市コンポストセンター	79.1	○		○				
07.福島県	会津若松市	会津若松市下水浄化工場	77.4	○						
08.茨城県	結城市	結城市下水浄化センター	79.5		○					
08.茨城県	筑西市	下館水処理センター	64.6							○
09.栃木県	那須町	湯本浄化センター	78.9					○		
12.千葉県	茂原市	川中島終末処理場		○						
18.福井県	おおい町	名田庄東部浄化センター								濃縮汚泥
20.長野県	中野市	中野浄化管理センター	74.0		○					
23.愛知県	朱作川・境川流域	境川浄化センター	62.3			○				○
23.愛知県	豊橋市	中島処理場						○		
23.愛知県	知多市	南部浄化センター	83		○					
24.三重県	志摩市	坂崎浄化センター								濃縮汚泥
24.三重県	志摩市	的矢浄化センター								濃縮汚泥
27.大阪府	堺市	石津下水処理場	58.9							○
31.鳥取県	南部町	東西町浄化センター								移動脱水車
31.鳥取県	南部町	クリンビュア西伯								移動脱水車
32.鳥根県	浜田市	旭浄化センター	85.7			○				
33.岡山県	倉敷市	玉島下水処理場	79.7			○				
41.佐賀県	佐賀市	下水浄化センター	82.0	○						
43.熊本県	山鹿市	山鹿浄水センター								天日乾燥汚泥
45.宮崎県	宮崎市	宮崎処理場	80.8	○						
46.鹿児島県	鹿児島市	下水汚泥堆肥化場	68	○		○				○
46.鹿児島県	知名町	知名環境センター								濃縮汚泥
47.沖縄県	名護市	名護下水処理場	86.5	○						
47.沖縄県	名護市	響瀬下水処理場								天日乾燥汚泥

平成 27 年度版下水道統計を用いて整理した。

重力濃縮タンクの運転状況

重力濃縮タンクへの投入負荷量が多く、一般的な設計値(60 ~ 90kg/(m²・d)) を超えた条件で運転を行っている。そのため、重力濃縮タンクからの分離負荷量が多い可能性があるため、汚泥界面高さの実績と整理した。

汚泥界面高さは通常 - 1m ~ + 1 m の範囲で変動しており、汚泥界面高さが + 1 m 時においても水面から 2.5m 程度下に汚泥界面が存在していることから、多量の汚泥が重力濃縮タンク分離液として返流している可能性は小さい。なお、この状況は前述した重力濃縮タンク分離液の水質状況と整合している。

(単位: kg/(m²・d))

年度	春	夏	秋	冬	平均値
	4,5,6月	7,8,9月	10,11,12月	1,2,3月	
H25	91.9	83.2	81.4	77.3	83.4
H26	91.6	91.1	87.2	83	88.2
H27	96.9	94.3	98	87.1	94.1
H28	99.7	98	93.8	117	102
H29	170	114	82.3	78.3	111

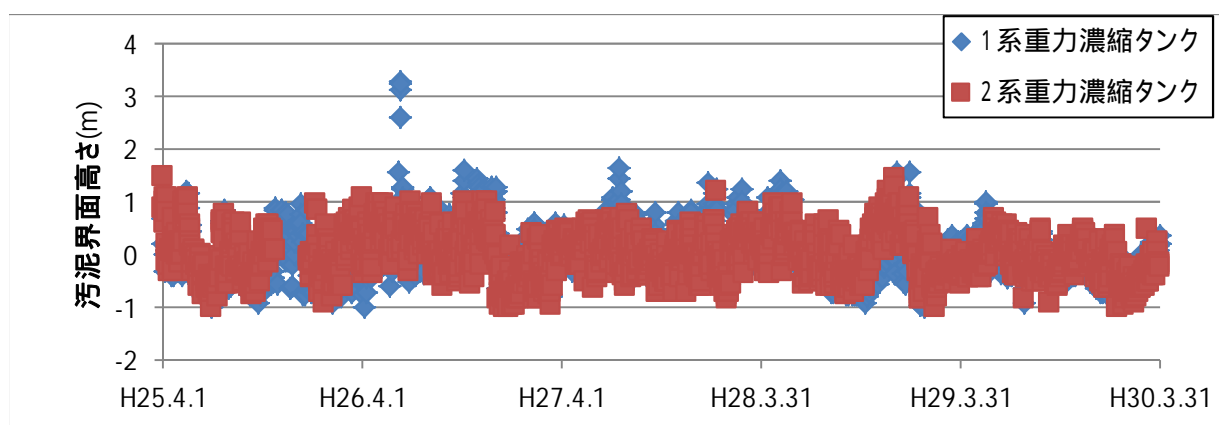
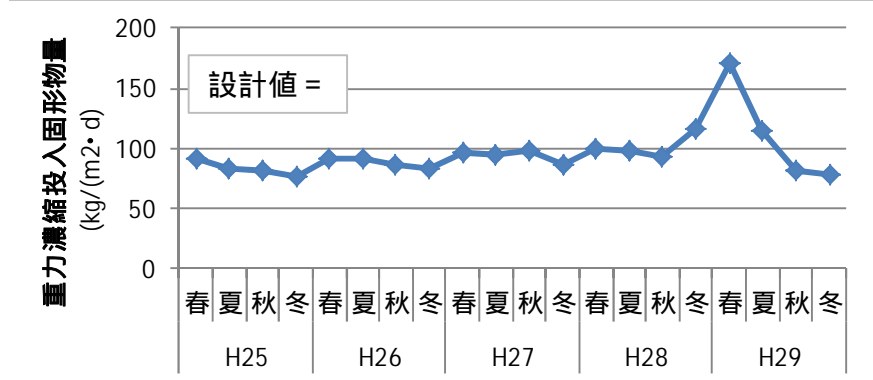


図 5-14 重力濃縮タンクの汚泥界面高さ実績

資料B-② 重力濃縮タンク断面図

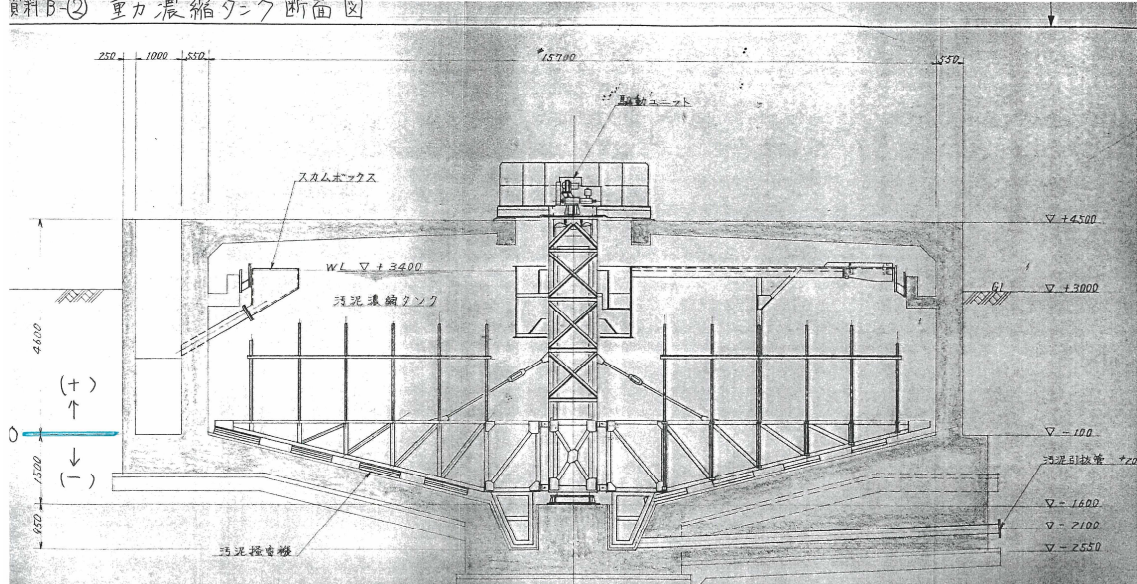


図 5-15 重力濃縮タンク汚泥界面高さの定義

< 場内返流負荷量削減による効果 >

現状において、消化汚泥洗浄排水によって SS 負荷量が多く返流していることが分かった。そこで、消化汚泥洗浄廃止した場合のコスト縮減効果を試算したところ、年間 6 百万円程度のコスト縮減効果が期待できると考えられる。

ただし、この試算は、脱水機の建設費年価や脱水汚泥の含水率の設定に大きく影響を受けることから、汚泥処理プロセスのみならず、水処理プロセスも含めた処理場全体の基本設計を実施することが必要である。

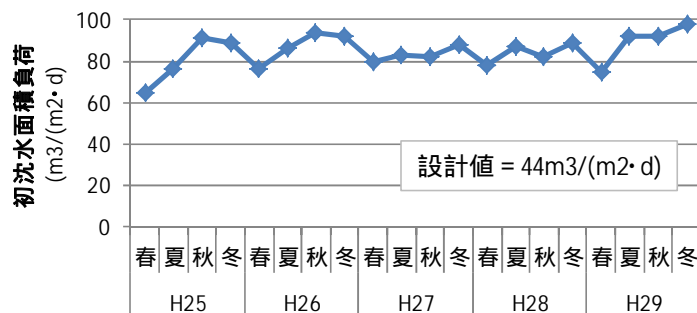
5-1-3 初沈除去率の向上による運転経費縮減可能性

運転実績

初沈水面積負荷の実績は高い値であり、一般的な設計値（合流式：25～50m³/(m²・d)）を大幅に超過している。一方、初沈 BOD 除去率は 40%前後の値であるが、初沈 SS 除去率は概ね 60～80%と高い。

(単位: m³/(m²・d))

年度	春	夏	秋	冬	平均値
	4,5,6月	7,8,9月	10,11,12月	1,2,3月	
H25	65	76	91	89	80
H26	76	86	94	92	87
H27	80	83	82	88	83
H28	78	87	82	89	84
H29	75	92	92	98	89
平均	75	85	88	91	85



年度	春	夏	秋	冬	平均値
	4,5,6月	7,8,9月	10,11,12月	1,2,3月	
H25	6	6	5	5	6
H26	5	5	5	5	5
H27	5	5	5	5	5
H28	5	5	5	5	5
H29	5	5	5	5	5

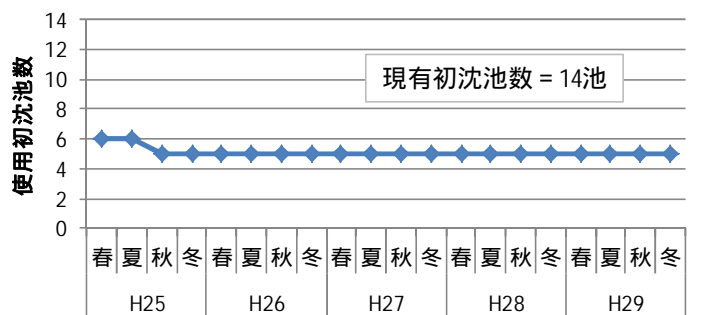


図 5-16 初沈水面積負荷と初沈使用池数の実績

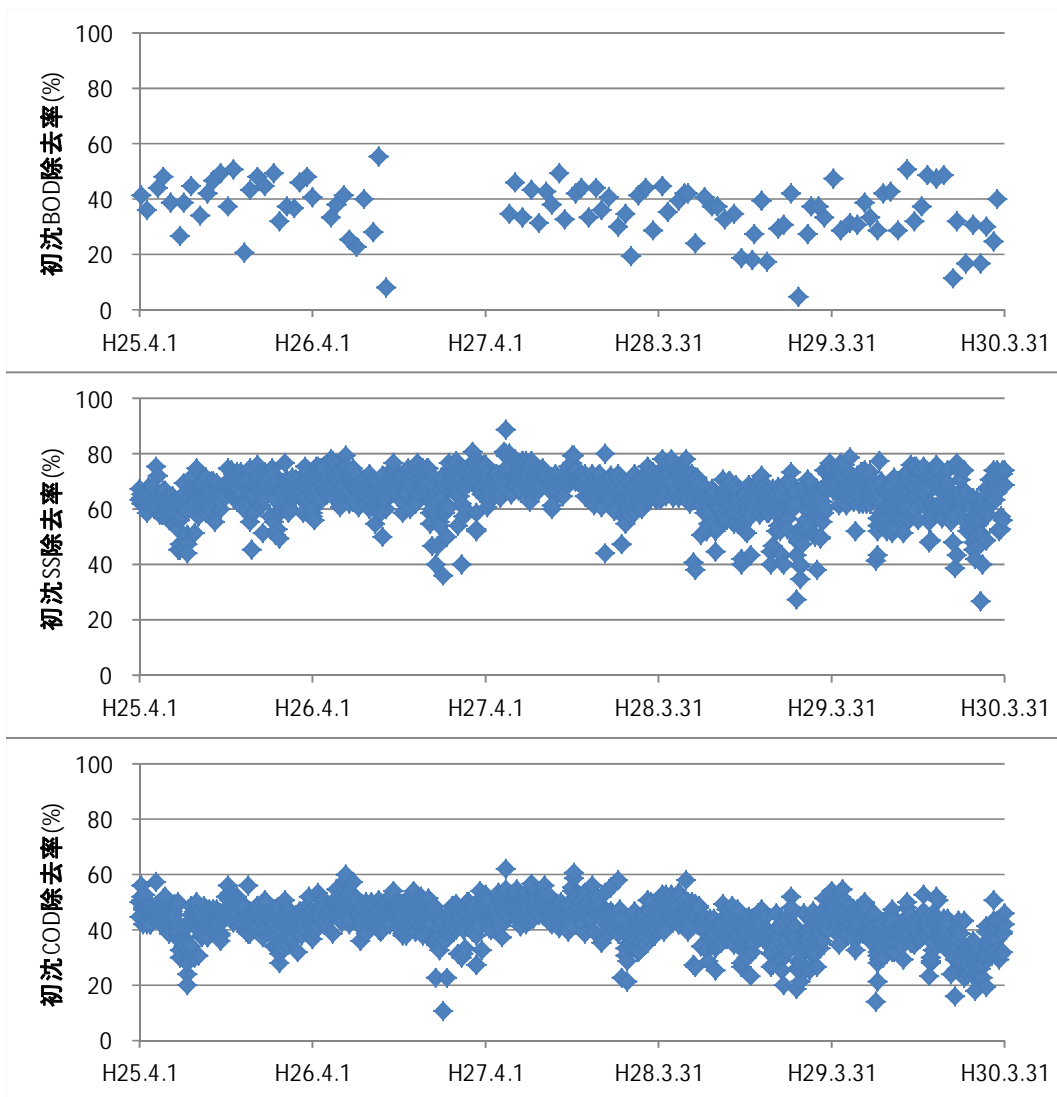
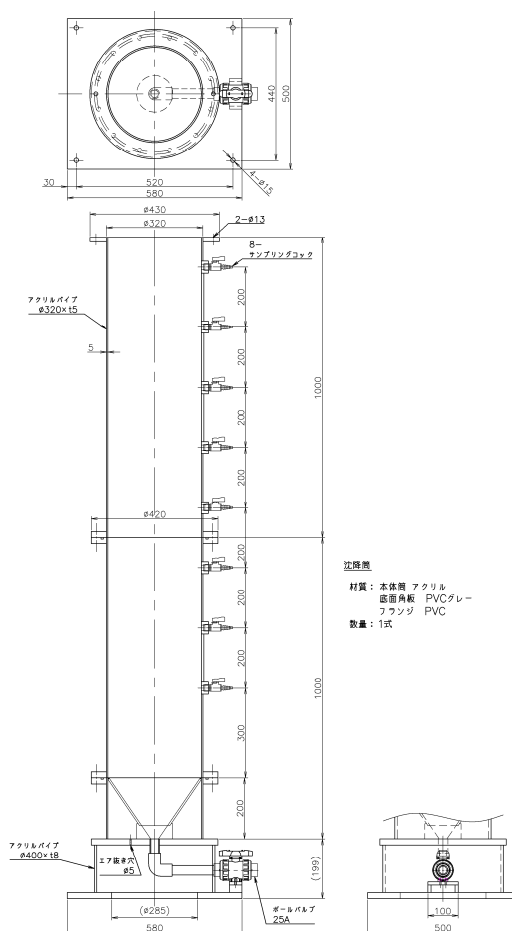


図 5-17 初沈除去率の実績

沈降筒試験

水面積負荷と除去率の関係を把握するために、沈降筒(300 × H2000mm)
を用いた試験を実施した。

浜黒崎浄化センター：H30.12.18 実施



初沈流入水を用いて沈降筒試験を行ったところ、水面積負荷が $100\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ 程度よりも $50\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ 程度の方が SS 除去率は高い結果が得られたものの、BOD 除去率は概ね同じ程度であった。

初沈使用池数を増加させると初沈設備消費電力量は増加することになるため、反応タンク流入水 BOD が低下し、ブロー消費電力量が減少しない限り、コスト的なメリットは期待できない。そのため、初沈使用池数を現状よりも増やすことは適切でないと考えられる。

なお、今回の沈降筒試験は、午前 9 時頃にホット採水した第 4 系初沈流入水を対象とした 1 回分の試験結果であり、平均的な条件で得られた試験結果ではないことに留意が必要である。

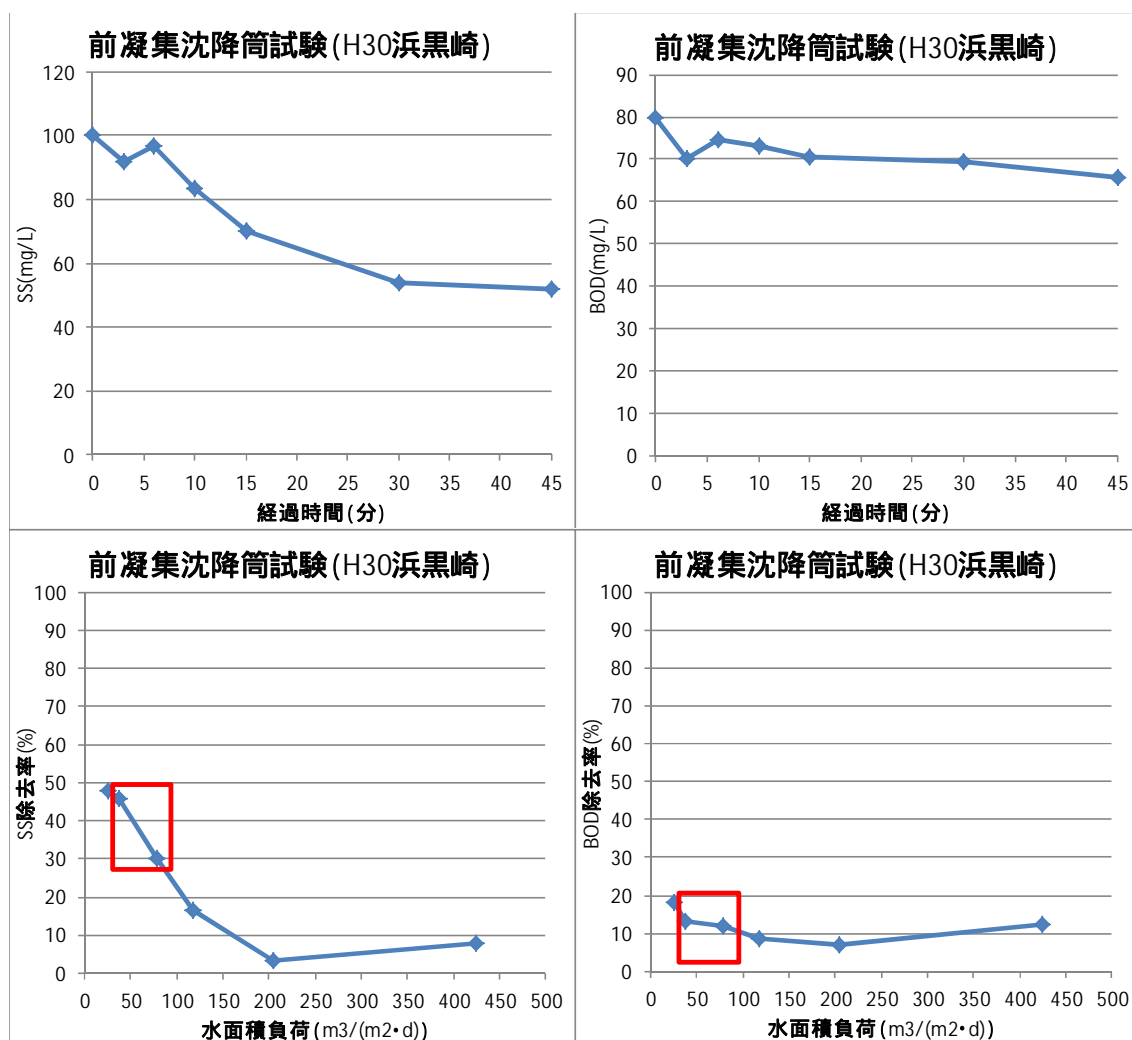


図 5-18 水面積負荷と除去率の関係 (浜黒崎浄化センター)

< 初沈除去率向上による効果 >

現状においては、初沈使用池数を少なくし、初沈水面積負荷を $90\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 程度まで高めて運転を行っている。

沈降筒試験を行ったところ、水面積負荷を $50\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 程度までの低下させても、除去率はほとんど変わらないことが分かった。そのため、現況の運転方法は問題ないと判断される。

5-1-5 消化ガス量増加による増収可能性

現状の消化ガス発生量は標準的なレベルである。消化ガス増加対策を講じることができれば消化ガス売却益を増加できる。

- 消化ガス発生率は、標準的なレベルである 500m³/t-投入 VSS 程度であり、消化率も約 50%と標準的なレベルである。

初沈汚泥をさらに増加させることで、消化ガス発生量を増加させることができる可能性はあるが、現状では初沈汚泥増加方策について定量的な評価を行うことが難しい。

年度	重力濃縮汚泥 (m ³ /年)	重力汚泥濃度 (%)	固形物量 (t-DS/年)	機械濃縮汚泥 (m ³ /年)	機械汚泥濃度 (%)	固形物量 (t-DS/年)
25	181,879	2.7	4,911	80,049	3.9	3,122
26	179,469	2.9	5,205	78,451	3.8	2,981
27	189,039	3.0	5,671	79,489	3.8	3,021
28	198,885	3.1	6,165	79,131	3.8	3,007
29	188,264	3.4	6,401	80,524	3.8	3,060
平均	187,507	3.0	5,671	79,529	3.8	3,038

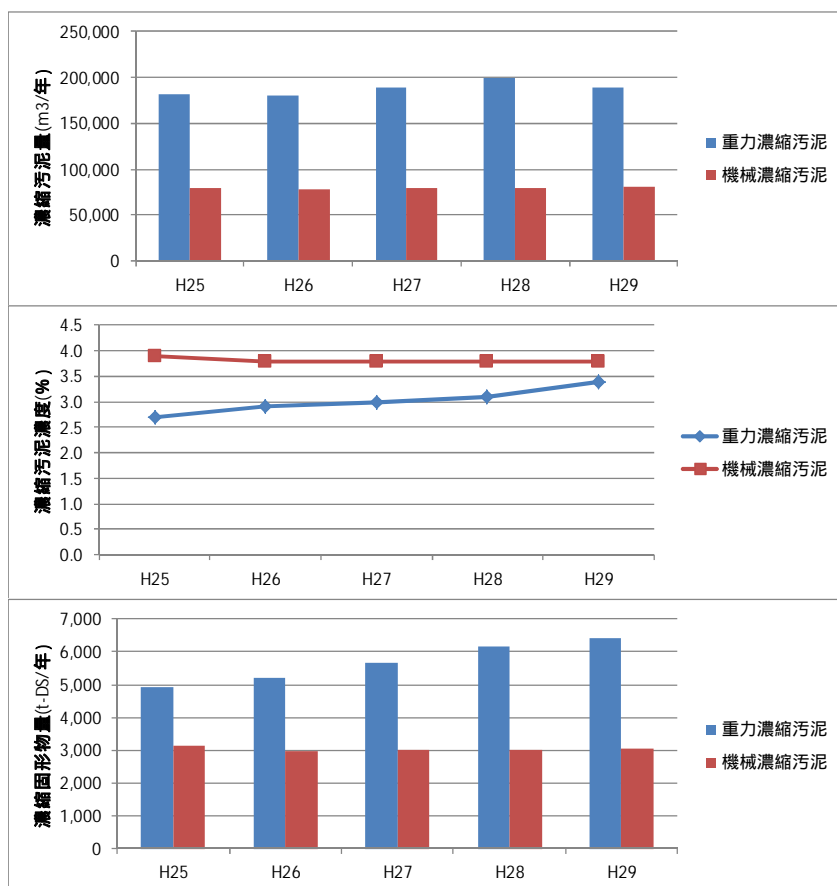


図 5-19 消化タンクへの投入汚泥状況 (1)

年度	重力濃縮有機分 (%)	重力濃縮有機分量 (t-VSS/年)	機械濃縮有機分 (%)	機械濃縮有機分量 (t-VSS/年)
25	84.3	4,139.7	80.2	2,504
26	84.2	4,382.3	80.4	2,397
27	85.1	4,826.2	80.4	2,429
28	85.5	5,271.4	80.3	2,415
29	85.8	5,492.0	80.0	2,448
平均	85.0	4,822.3	80.3	2,438

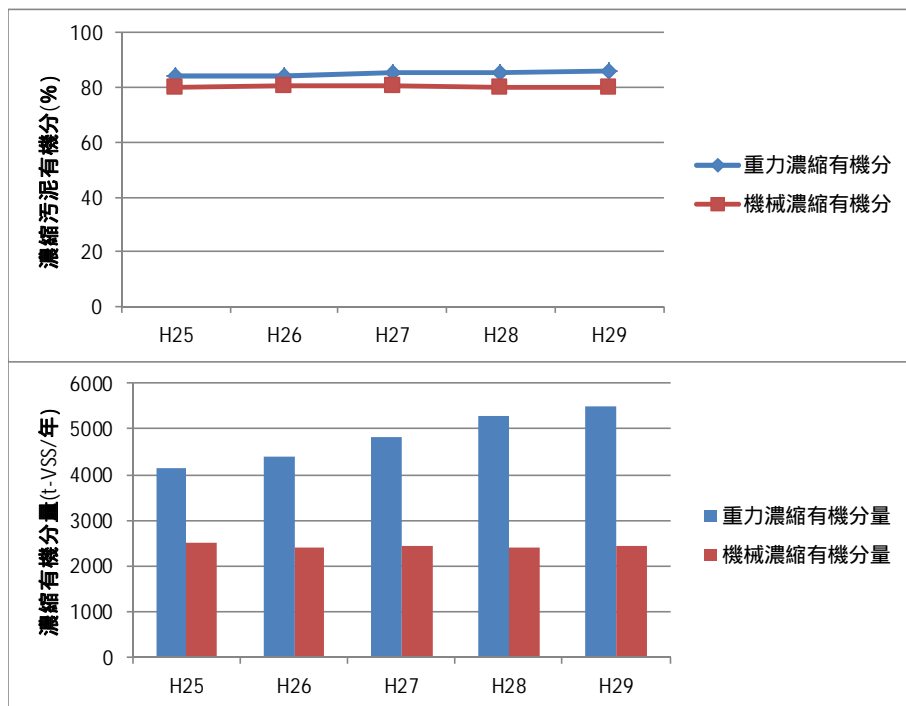


図 5-20消化タンクへの投入汚泥状況 (2)

年度	1系消化污泥 (m ³ /年)	1系消化濃度 (%)	固形物量 (t-DS/年)	2系消化污泥 (m ³ /年)	2系消化濃度 (%)	固形物量 (t-DS/年)
25	144,500	1.73	2,500	117,412	1.79	2,102
26	144,045	1.85	2,665	113,875	1.90	2,164
27	148,213	1.82	2,697	120,315	1.86	2,238
28	149,866	1.71	2,563	128,150	1.83	2,345
29	152,815	1.74	2,659	115,973	1.75	2,030
平均	147,888	1.77	2,617	119,145	1.83	2,176

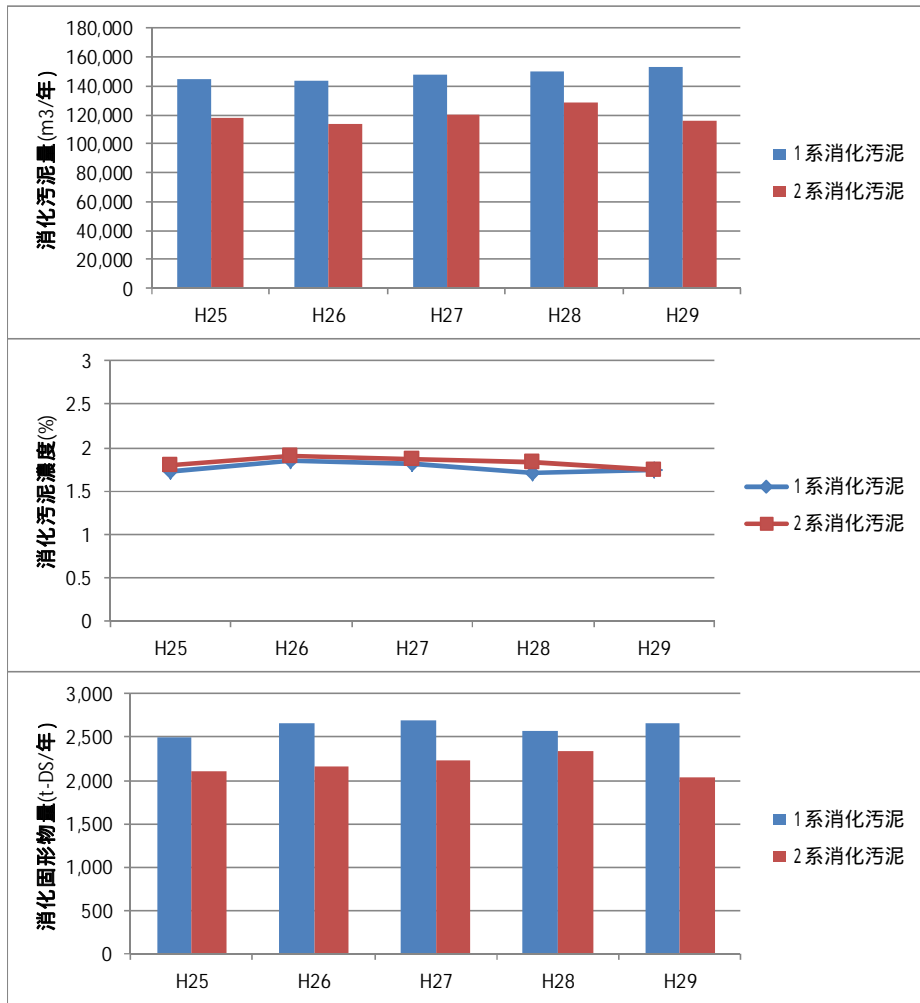


图 5-21 消化状况(1)

年度	1系消化有機分 (%)	1系有機分量 (t-VSS/年)	1系消化ガス量 (m3/年)	2系消化有機分 (%)	2系有機分量 (t-VSS/年)	2系消化ガス量 (m3/年)	消化ガス発生率 (m3/t-投入VSS)	消化率 (%)
25	70.7	1,767.4	1,627,649	71.1	1,494	1,904,658	532	51
26	70.6	1,881.4	1,693,242	70.9	1,534	1,831,779	520	50
27	71.1	1,917.9	1,747,888	69.7	1,560	1,841,898	495	52
28	70.6	1,809.3	1,691,334	71.7	1,681	1,855,747	461	55
29	70.8	1,882.6	1,790,604	71.1	1,443	1,714,484	441	58
平均	70.8	1,851.7	1,710,143	70.9	1,543	1,829,713	490	53

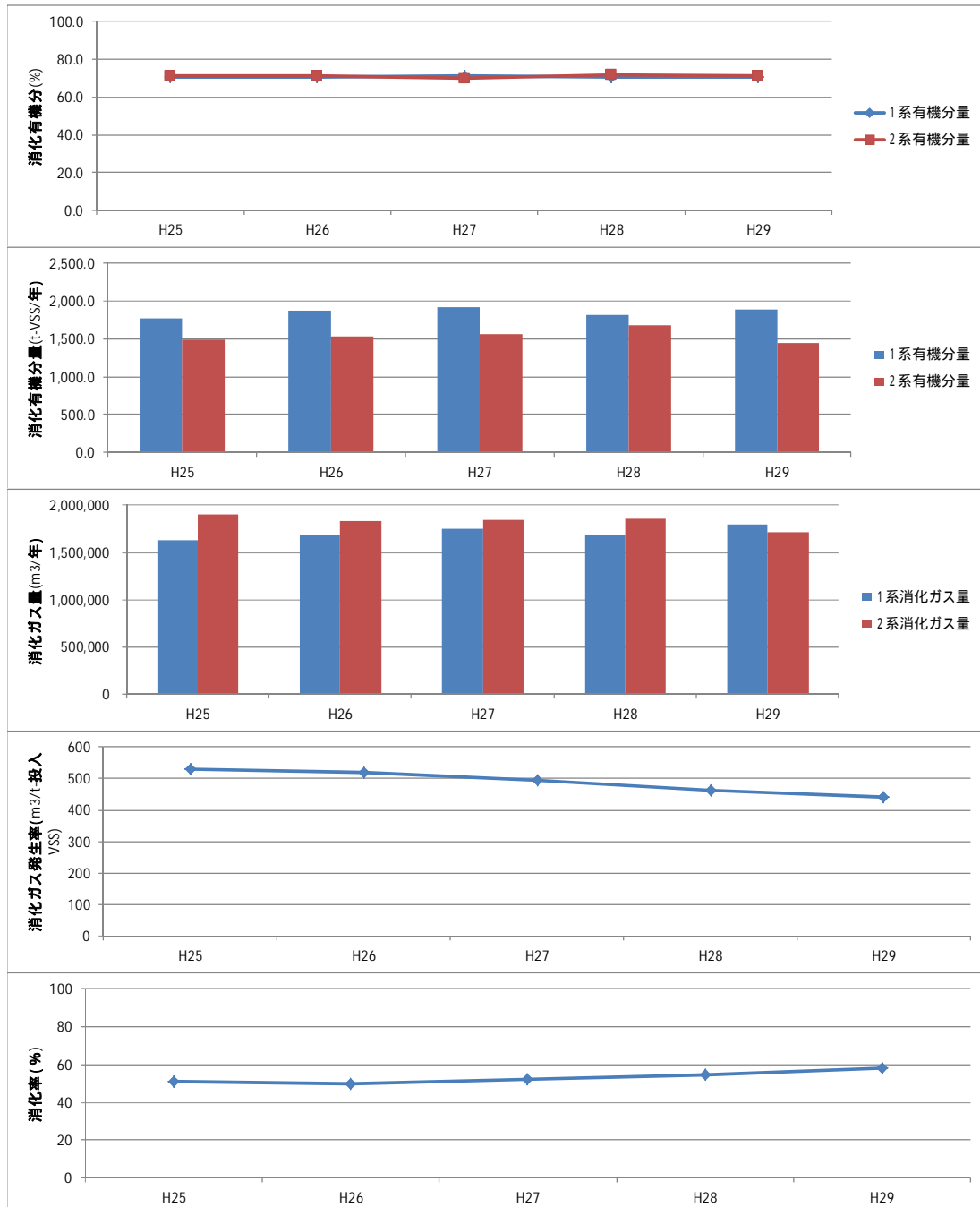
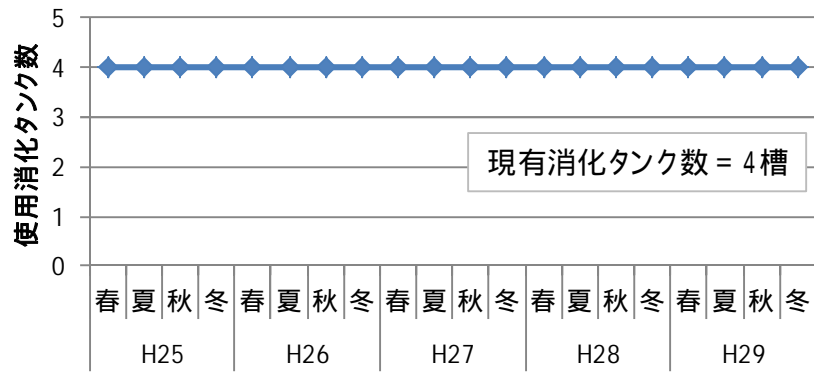


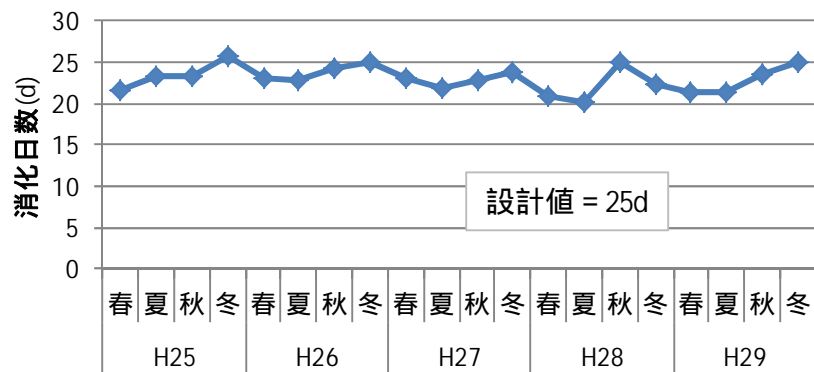
図 5-22 消化状況 (2)

年度	春	夏	秋	冬	平均値
	4,5,6月	7,8,9月	10,11,12月	1,2,3月	
H25	4	4	4	4	4
H26	4	4	4	4	4
H27	4	4	4	4	4
H28	4	4	4	4	4
H29	4	4	4	4	4



(単位: d)

年度	春	夏	秋	冬	平均値
	4,5,6月	7,8,9月	10,11,12月	1,2,3月	
H25	21.7	23.2	23.2	25.6	23.4
H26	23	22.7	24.2	25.1	23.8
H27	23.1	21.9	22.8	23.7	22.9
H28	21	20.2	24.9	22.4	22.1
H29	21.4	21.4	23.5	25.1	22.9



< 消化ガス増加による増収可能性 >

消化タンク投入有機物量を増加することで、消化ガス量を増加させることができる可能性がある。しかし、消化タンク投入有機物の増加方策については、明確でないことから、現時点では評価することができない。

また、消化ガス量の増加が実現した場合、その増加分の売却等に関して、FIT 発電業者との契約内容を変更する必要がある。

事業概要

事業名	浜黒崎浄化センター消化ガス発電事業
発注者	富山市上下水道局
請負者	水ing株式会社
施設概要	消化ガス発電設備一式（発電容量875kW、ガスエンジン25kW×35台）
事業期間	2019年5月から20年間
発電可能量	年間 約6,400,000 kWh（一般家庭約1,800世帯分）
施設所在地	浜黒崎浄化センター内

スキーム図



出典：水ing ホームページ

5-1-6 省エネ設備への改築による運転経費縮減可能性

省エネ設備へ改築すれば、消費電力量を削減できるため、運転経費を縮減することが可能である。ここで、省エネ設備の内、機器費が比較的高額な設備の例を次に挙げる。

- 遠心濃縮機をベルト型ろ過濃縮機へ改築
- 超微細気泡散気装置への改築（3系）
- 回転数制御式送風機（2、3号機）

上記の内、超微細気泡式散気装置と回転数制御式送風機への改築は、既に従来型改築でも進めている対策である。また、ベルト型ろ過濃縮機への改築は現時点では実施されていないものの、他都市の動向を考慮すると有力な改築案である。

そのため、これらの省エネ設備への改築による運転経費縮減効果は、従来型改築でも得られると考えられる。

一方、前述した「消化污泥洗浄廃止+脱水機改築」については、污泥処理プロセスのみならず、水処理プロセスにおいても大きな影響を及ぼすことから、本検討において運転管理コストの縮減効果を概算した。しかし、その影響範囲が大きいことから、コンセッション事業に脱水機改築事業（DB）を組み込むことで従来型改築よりも更なる縮減効果を得ることができる可能性がある。

< 省エネ設備への改築による運転経費縮減効果 >

省エネ設備への改築により、消費電力量を縮減することができる。ただし、主な省エネ設備への改築による運転経費縮減効果は、従来型改築でも得られると考えられる。

一方、「消化污泥洗浄廃止+脱水機改築」については、その影響範囲が大きいことから、コンセッション事業に脱水機改築事業（DB）を組み込むことで従来型改築よりも更なる縮減効果を得ることができる可能性がある。

<留意事項>

コンセッション範囲に設備改築を含める場合には、コンセッション実施期間の早期に改築を行うほうが運転経費を縮減することができる。そのため、標準耐用年数を経過してさえいれば、目標耐用年数に達していなくても、コンセッション事業者はできるだけ早期に改築してしまう可能性がある。また、省エネ性能や耐久性能は低くても安価な設備を導入してしまう可能性もある。

一方、設備改築をコンセッション範囲に含めず、富山市が設備改築を実施する場合には、設備改築により消費電力量が大きく変化することになるため、設備改築を実施するタイミングがコンセッション事業運営に影響を及ぼすことになる。そのため、コンセッション事業の契約条件として精度の高い設備改築計画を立案しておくことが必要となる。

< 参考：簡易処理発生抑制方策 >

反応タンクと最終沈殿池の休止施設を稼働すれば処理能力を増加でき、簡易処理水量を削減することができる。また、最初沈殿池の休止施設を稼働すれば、簡易処理水質が改善する可能性がある。しかし、次に示すような理由により実現は難しいと判断される。

反応タンク：高SVI対策として流入負荷量を下げすぎないように使用池数を制限している。

最終沈殿池：更新されておらず使用できない1系の3池以外、現在はずべての池を使用している。

表 5-12 簡易処理水量と簡易処理日数等

年度	処理水量(m ³ /年)		処理水量(%)		簡易処理日数 日/年	雨天時日数 日/年
	通常処理	簡易処理	通常処理	簡易処理		
25	38,729,300	2,873,000	100	7	102	191
26	39,267,010	2,627,030	100	7	108	194
27	38,872,970	1,142,630	100	3	81	192
28	38,224,690	1,608,210	100	4	80	193
29	40,020,600	2,775,300	100	7	106	256

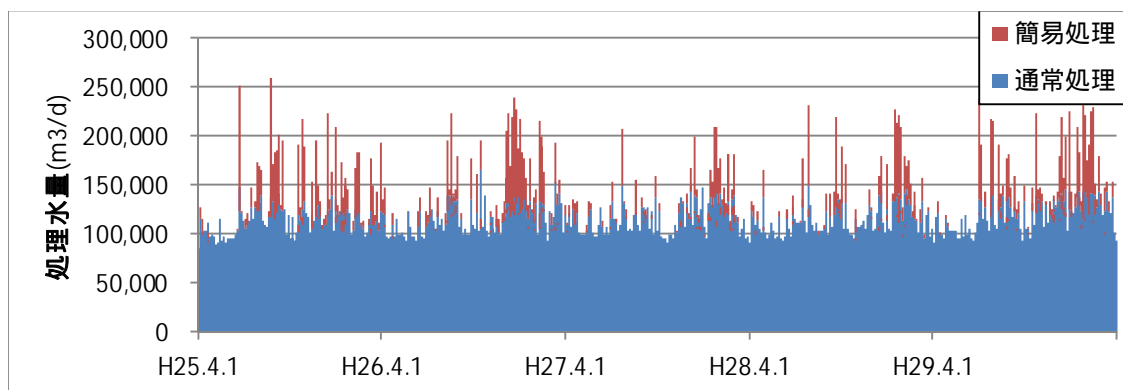
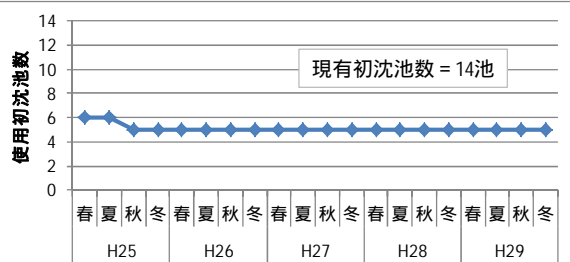


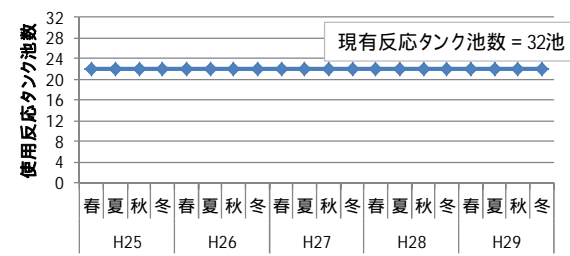
図 5-23 通常処理と簡易処理の各水量実績

	土木躯体 池数	設備整備 池数	稼働 池数	休止 池数
最初沈殿池	14	12	5	7
反応タンク	32	28	22	6
最終沈殿池	16	14	12	2

年度	春	夏	秋	冬	平均値
	4,5,6月	7,8,9月	10,11,12月	1,2,3月	
H25	6	6	5	5	6
H26	5	5	5	5	5
H27	5	5	5	5	5
H28	5	5	5	5	5
H29	5	5	5	5	5



年度	春	夏	秋	冬	平均値
	4,5,6月	7,8,9月	10,11,12月	1,2,3月	
H25	22	22	22	22	22
H26	22	22	22	22	22
H27	22	22	22	22	22
H28	22	22	22	22	22
H29	22	22	22	22	22



年度	春	夏	秋	冬	平均値
	4,5,6月	7,8,9月	10,11,12月	1,2,3月	
H25	14	14	11	12	13
H26	12	12	12	12	12
H27	12	12	12	12	12
H28	12	12	12	12	12
H29	12	12	12	12	12

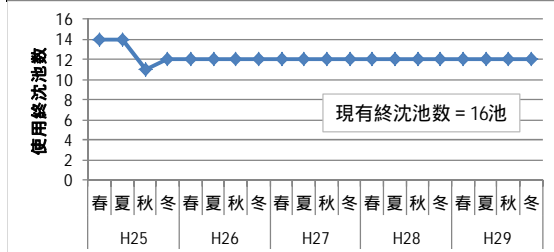


図 5-24 最初沈殿池・反応タンク・最終沈殿池の使用池数

5-2. 水橋浄化センター

5-2-1 二軸管理手法導入による運転経費縮減可能性

他下水処理場との消費電力量原単位比較

水橋浄化センターの消費電力量原単位は、全国の同規模の下水処理場と比較して高い。なお、内訳方法については確認が必要である。

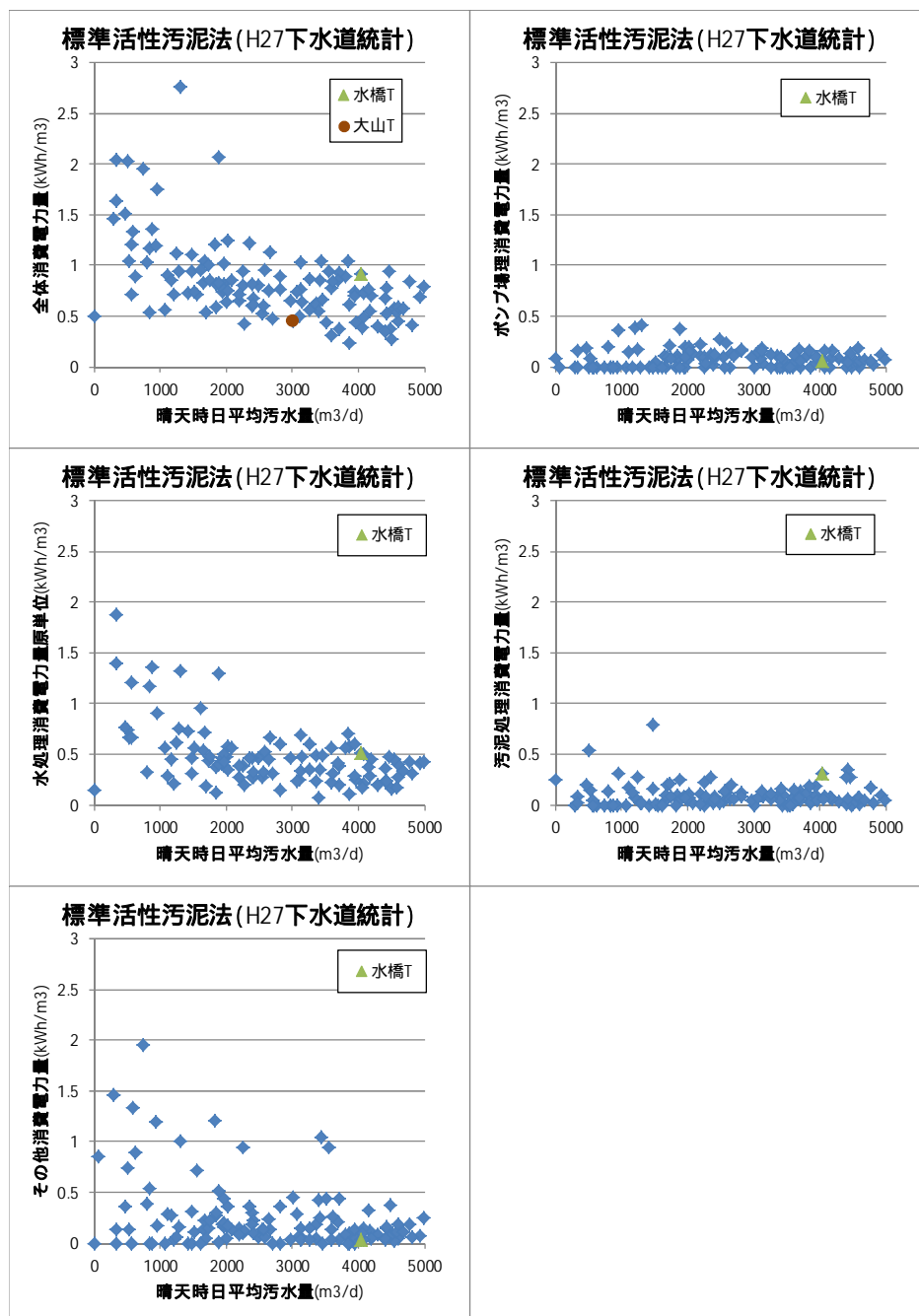


図 5-25 全国他処理場との消費電力量原単位の比較

ブロワ実績の整理

水処理施設の中で最も電力を消費するブロワについて実績を整理したところ、現状の送風倍率は徐々に低下しており、平成 29 年度においては 2 倍程度と低くなっていた。また、処理場全体の消費電力量も減少傾向にある。ここで、送風電力量原単位を 0.03kWh/m³-Air と仮定すると、平成 29 年度のブロワ消費電力量原単位は、0.07kWh/m³ 程度であると推定できる。

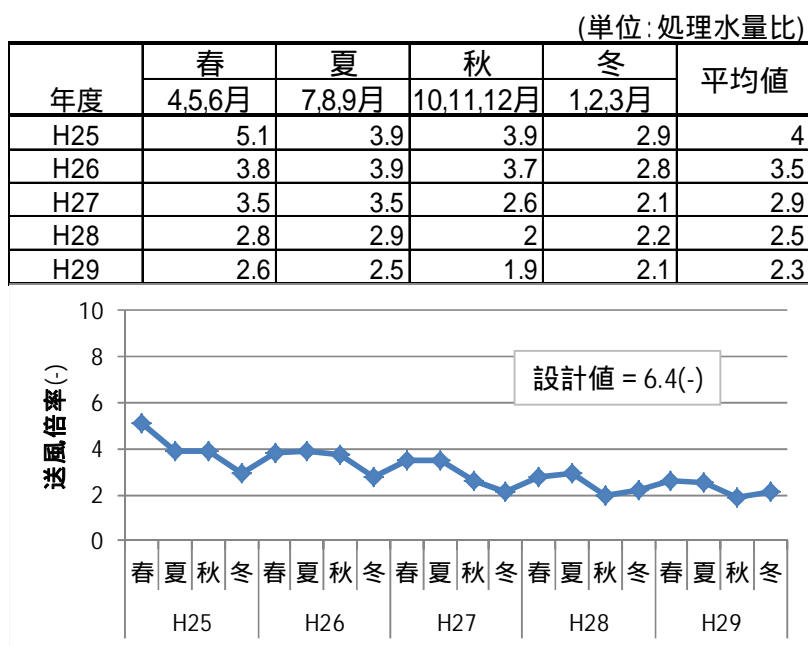


図 5-26 送風倍率の実績

年度	水処理施設 (kWh/年)	汚泥処理施設 (kWh/年)	合計 (kWh/年)	流入下水量 (m3/年)	消費電力量原単位 (kWh/m3)
H25	989,139	632,397	1,621,536	1,667,542	0.97
H26	939,262	600,510	1,539,772	1,618,855	0.95
H27	871,570	557,234	1,428,804	1,548,820	0.92
H28	858,292	548,744	1,407,036	1,527,519	0.92
H29	799,224	510,978	1,310,202	1,572,632	0.83

水処理施設割合 = 61%で固定算出

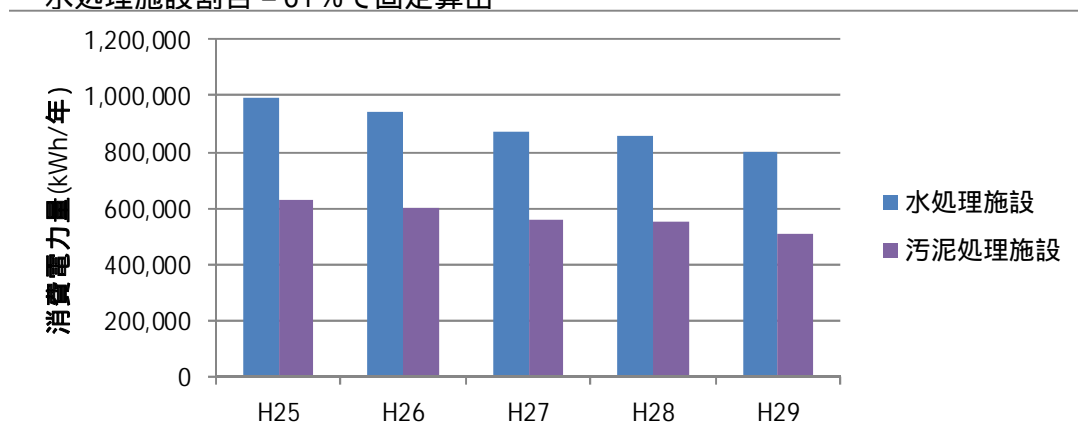


図 5-27 消費電力量の実績

表 5-13 送風電力量原単位(浜黒崎浄化センター実績)

年度	送風機 (kWh/年)	通常処理水量 (m3/年)	送風倍率 (水量比)	送風量 (m3/年)	送風電力量原単位 (kWh/m3Air)
H25	3,405,950	38,729,300	3.3	127,806,690	0.027
H26	3,824,370	39,267,010	3.3	129,581,133	0.030
H27	3,813,120	38,872,970	3.5	136,055,395	0.028
H28	3,787,650	38,224,690	3.7	141,431,353	0.027
H29	3,709,430	40,020,600	3.4	136,070,040	0.027
5か年平均					0.028

ここで、「水質とエネルギーの最適管理のためのガイドライン～下水処理場における二軸管理～、H30.3、国交省」に記載されている目標設定を次に示す。

この設定例では、送風に要する消費電力量原単位を $0.1\text{kWh}/\text{m}^3$ 以下にすることが目標値として設定されているが、水橋浄化センターでは平成 29 年度は既にこの目標値レベルで運転している。

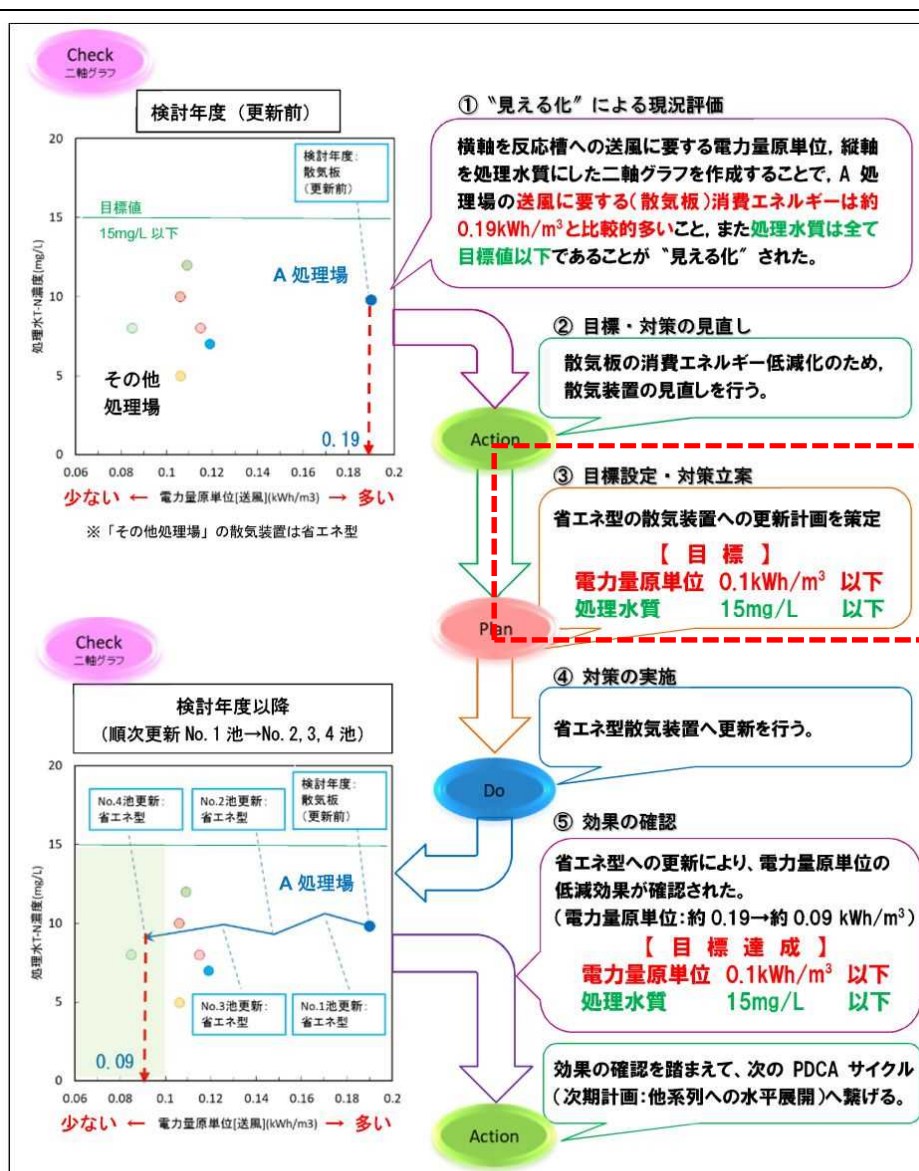


図 2.7 PDCA サイクルを用いた二軸管理の一例 (イメージ)

出典：水質とエネルギーの最適管理のためのガイドライン
 ～下水処理場における二軸管理～、H30.3、国交省

放流水 BOD の整理

放流水 BOD の経日変化を次に示す。近年は年間通して放流水 BOD は低い状態が続いている場合が比較的多い。

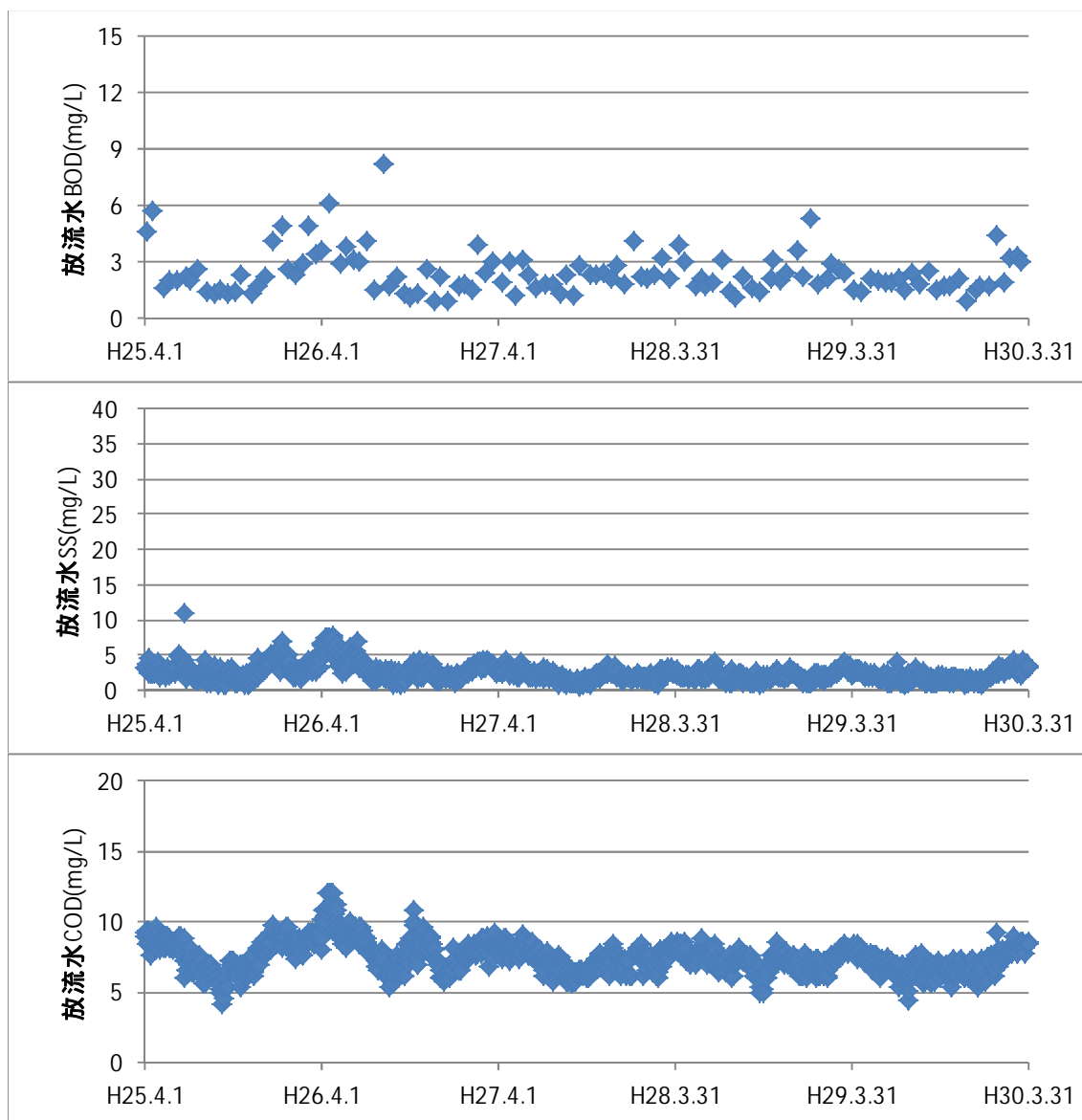


図 5-28 放流水質の経日変化

次に、粒子性物質の影響を把握するために、放流水 SS との相関図を整理した。粒子性物質の影響により放流水 BOD が若干高くなっているケースが確認できた。

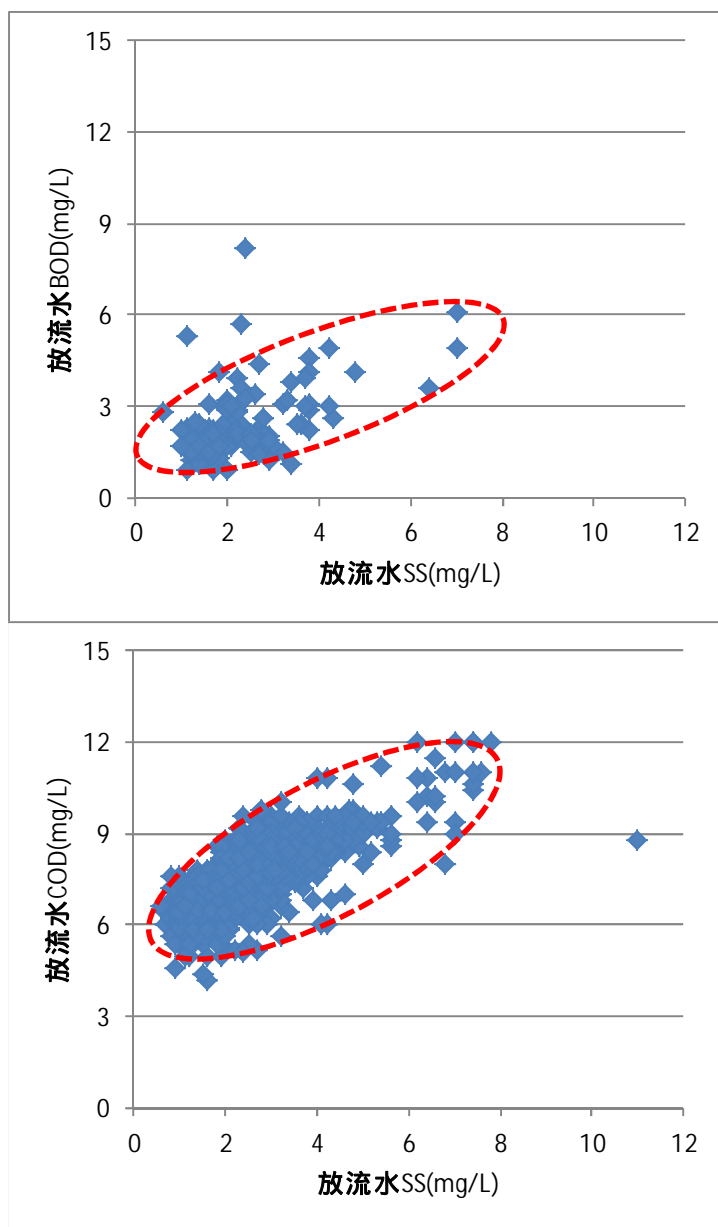


図 5-29 放流水SSと放流水BOD・CODの関係

推定ブロワ消費電力量原単位と放流水質の二軸管理

推定ブロワ消費電力量原単位と放流水質の相関関係を整理したところ、推定ブロワ消費電力量原単位が 0.05 ~ 0.15kWh/m³ の範囲では放流水 BOD は 1 ~ 5mg/L 程度であった。

水橋浄化センターにおいては、ほとんど常に良好な放流水質であるため、推定ブロワ消費電力量を削減できる限界を検討することが困難である。そのため、二軸管理による運転経費縮減効果についても試算が難しい。

水橋浄化センターの散気装置は水中曝気攪拌機であるため、ブロワ消費電力量に加えて、攪拌機消費電力量を考慮する必要がある。そのため、攪拌機回転数を減少させることで消費電力量を縮減させることができる可能性がある。

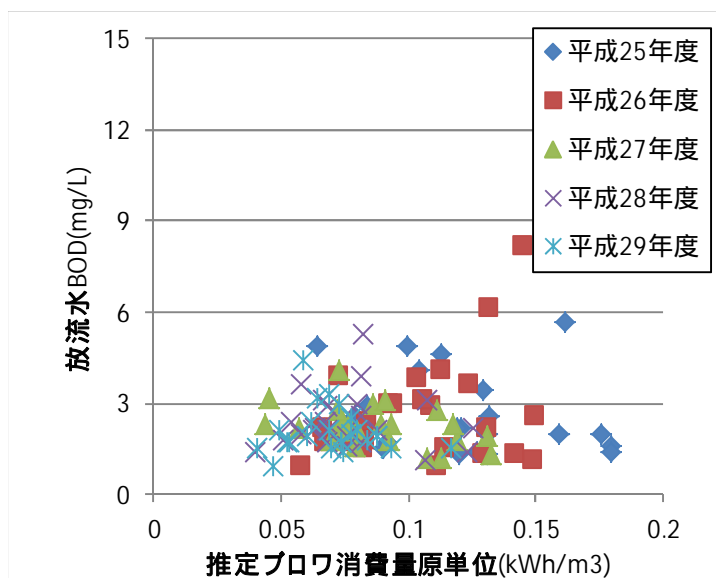


図 5-30 推定ブロワ消費電力量原単位と放流水質の関係

< 二軸管理手法の導入効果 >

現在の包括的運転管理において、省風量運転がすでに実施されている。ほとんど常に良好な放流水質であるため、推定ブロワ消費電力量を削減できる限界を検討することが困難である。そのため、二軸管理による運転経費縮減効果についても試算が難しい。また、水中曝気攪拌機の消費電力量実績も不明である。

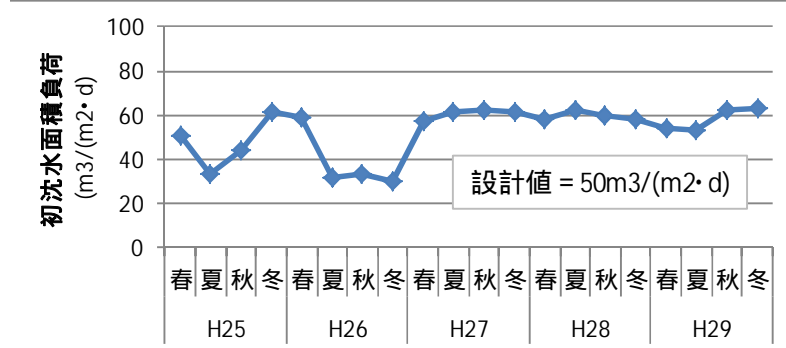
5-2-2 初沈除去率の向上による運転経費縮減可能性

初沈水面積負荷と初沈除去率の実績

初沈水面積負荷の実績は設計値よりもやや高い値である場合が多い。一方、初沈 SS 除去率は概ね 60～80% と高い。

(単位: m³/(m²・d))

年度	春	夏	秋	冬	平均値
	4,5,6月	7,8,9月	10,11,12月	1,2,3月	
H25	51	33	44	61	48
H26	59	32	33	30	38
H27	57	61	62	61	60
H28	58	62	60	58	59
H29	54	53	62	63	58



年度	春	夏	秋	冬	平均値
	4,5,6月	7,8,9月	10,11,12月	1,2,3月	
H25	1	2	2	1	2
H26	1	2	2	2	2
H27	1	1	1	1	1
H28	1	1	1	1	1
H29	2	2	2	2	2

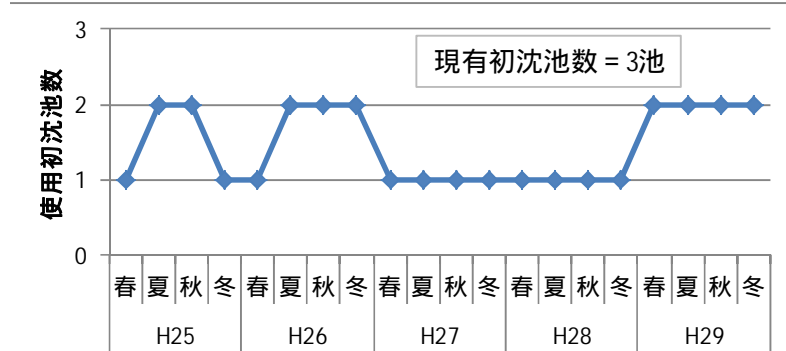


図 5-31 初沈水面積負荷と初沈使用池数の実績

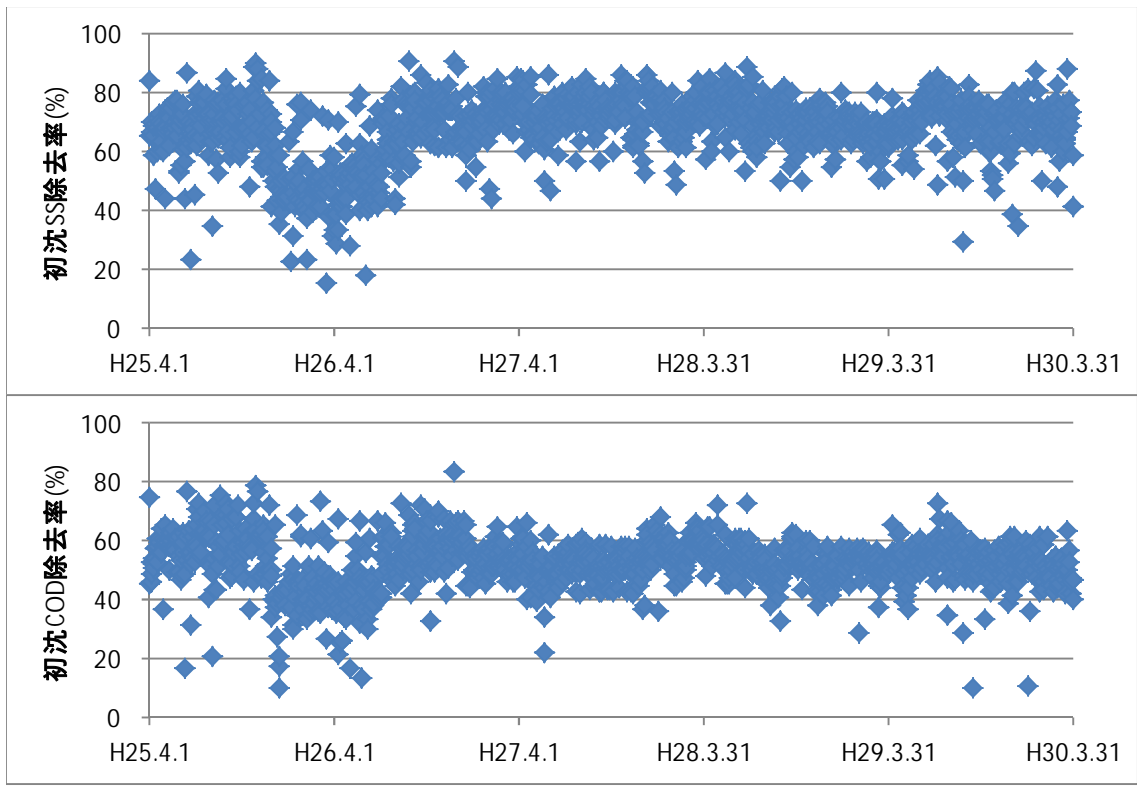
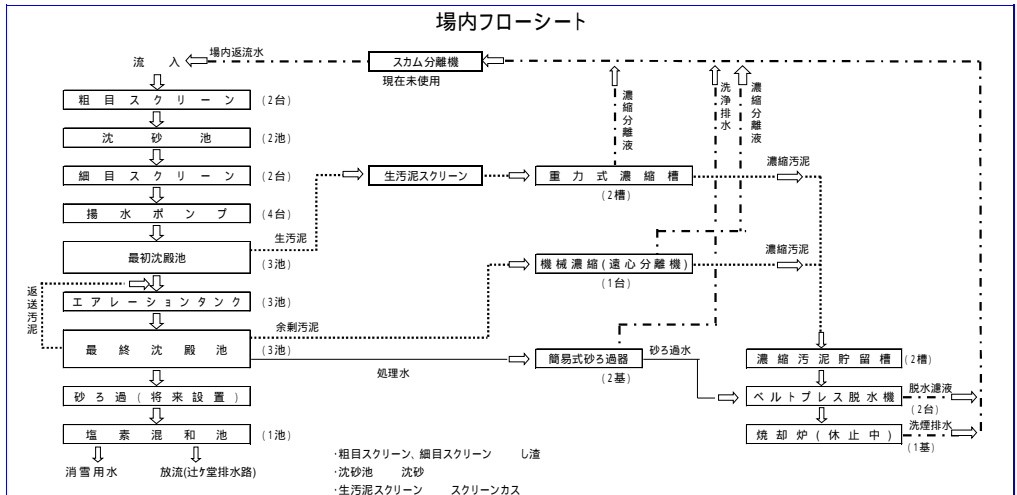
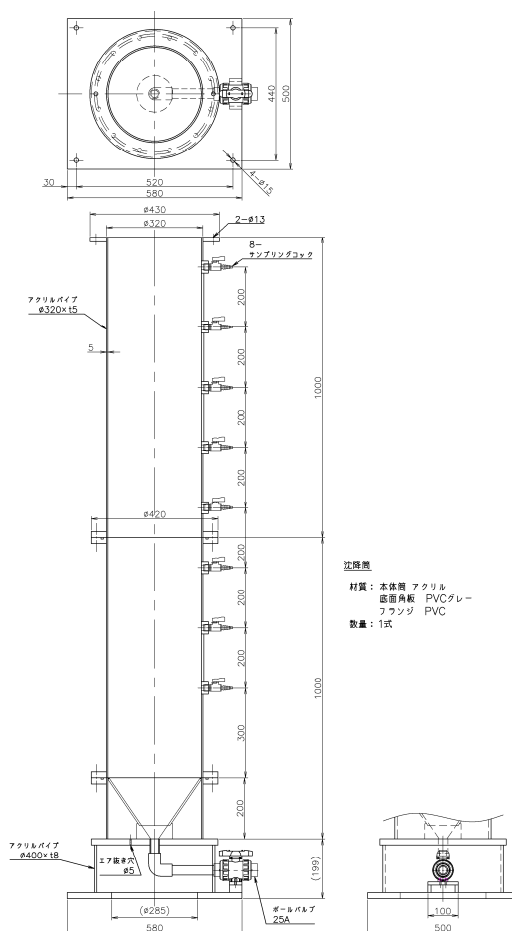


図 5-32 初沈除去率の実績

沈降筒試験

水面積負荷と除去率の関係を把握するために、沈降筒(300 × H2000mm)を用いた試験を実施した。

水橋浄化センター：H30.12.19 実施



初沈流入水を用いて沈降筒試験を行ったところ、水面積負荷が $50\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ 程度では SS 除去率、BOD 除去率ともに変化が小さく、概ね同じレベルであった。

初沈使用池数を増加させると初沈設備消費電力量は増加することになるため、反応タンク流入水 BOD が低下し、ブロワ消費電力量が減少しない限り、コスト的なメリットは期待できない。そのため、初沈使用池数を現状よりも増やすことは適切でないと考えられる。

なお、今回の沈降筒試験は、午前 9 時頃にホット採水した第 1 系初沈流入水を対象とした 1 回分の試験結果であり、平均的な条件で得られた試験結果ではないことに留意が必要である。

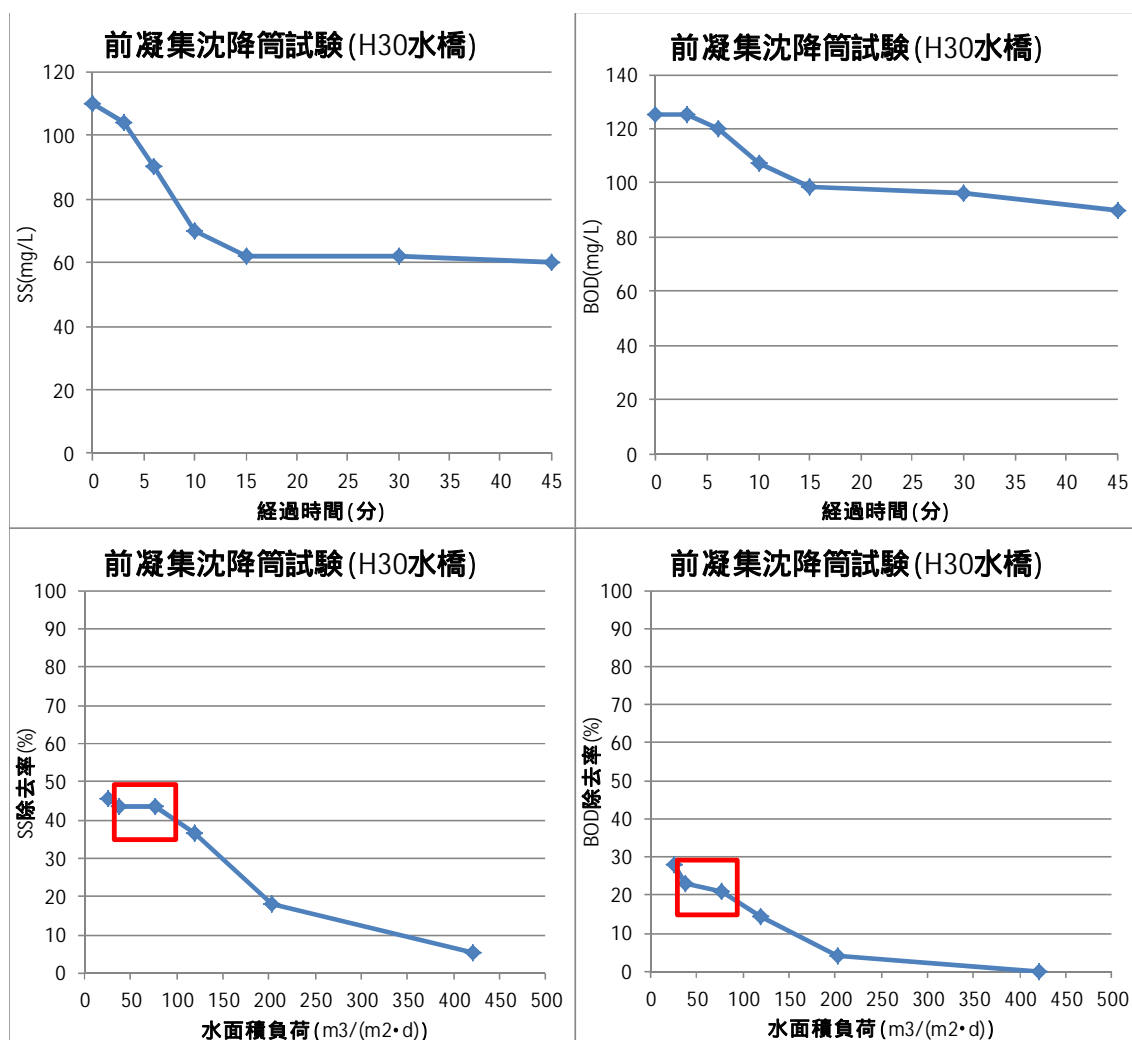


図 5-33 水面積負荷と除去率の関係 (水橋浄化センター)

< 初沈除去率向上による効果 >

初沈の使用池数を増加させることで初沈除去率を向上させることは難しいと考えられるため、現状の初沈使用池数は概ね妥当であると判断される。

5-2-3 省エネ設備への改築による運転経費縮減可能性

省エネ設備へ改築すれば、消費電力量を削減できるため、運転経費を縮減することが可能である。ここで、省エネ設備の内、機器費が比較的高額な設備の例を次に挙げる。

- 遠心濃縮機をベルト型ろ過濃縮機へ改築
- 超微細気泡散気装置への改築
- 回転数制御式送風機

上記の内、超微細気泡式散気装置と回転数制御式送風機への改築は、既に本市において従来型改築でも進めている対策である。また、ベルト型ろ過濃縮機への改築は現時点では実施されていないものの、他都市の動向を考慮すると有力な改築案である。

そのため、これらの省エネ設備への改築による運転経費縮減効果は、従来型改築でも得られると考えられる。

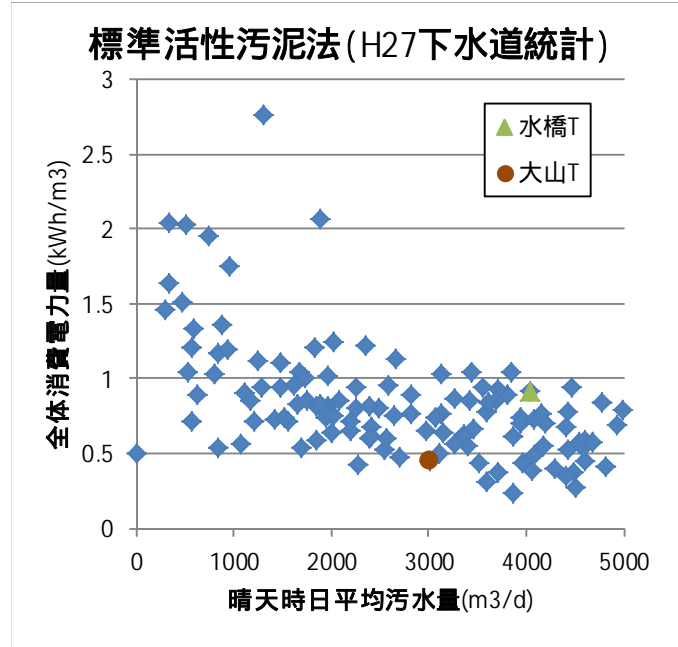
< 省エネ設備への改築による運転経費縮減効果 >

省エネ設備への改築により、消費電力量を縮減することができる。ただし、主な省エネ設備への改築による運転経費縮減効果は、従来型改築でも得られると考えられる。

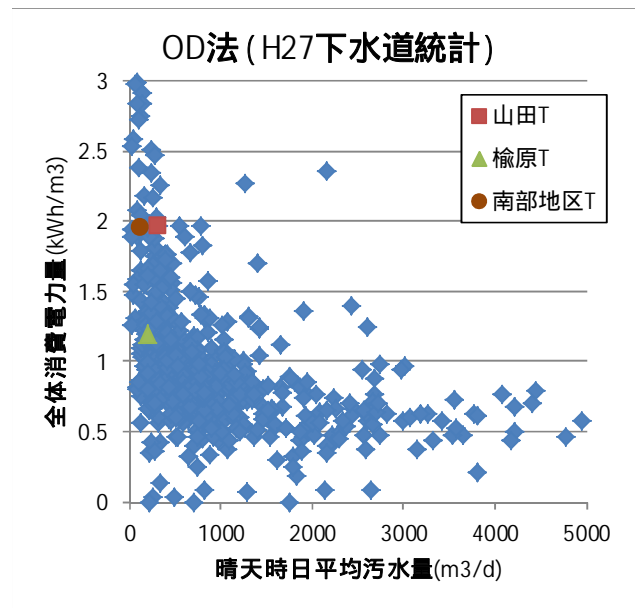
5-3. その他浄化センターの二軸管理手法導入による運転経費縮減可能性

5-3-1 全国の他下水処理場との消費電力量原単位比較

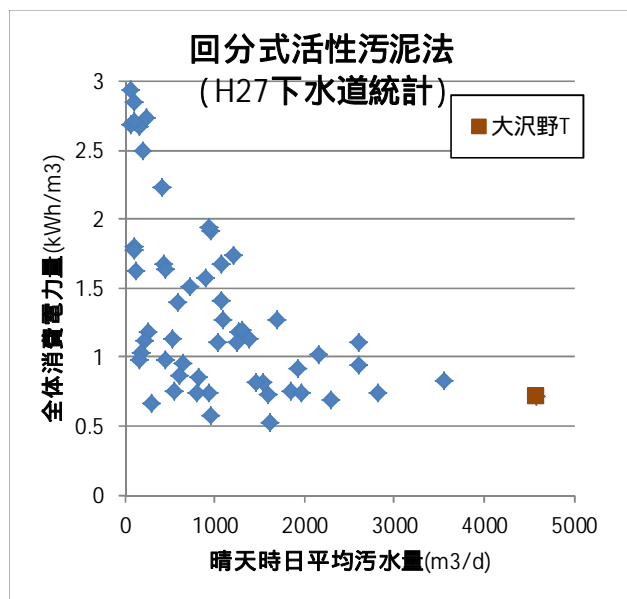
標準活性汚泥法で運転している大山下水処理場の消費電力量原単位は、全国の同規模の下水処理場と比較して低い。



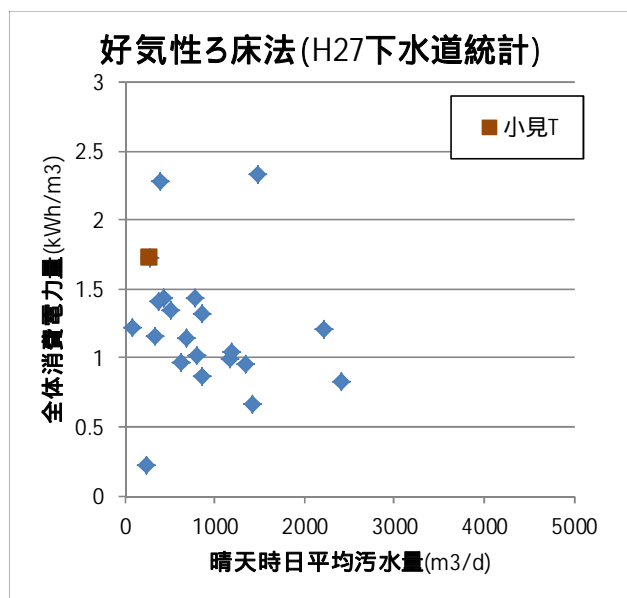
OD法で運転している山田、南部地区浄化センターの消費電力量原単位は、全国の同規模の下水処理場と比較して高い。一方、榆原浄化センターは中央値付近に位置している。



回分式活性汚泥法で運転している大沢野浄化センターの消費電力量原単位は、全国の下水処理場と比較して低い。



好気性ろ床法で運転している小見浄化センターの消費電力量原単位は、全国の下水処理場と比較してやや高い。



5-3-2 大山下水処理場における消費電力量原単位と放流水質の二軸管理

大山下水処理場における送風倍率実績にブロウ消費電力量原単位（前述と同様に $0.03\text{kWh}/\text{m}^3\text{-Air}$ ）を乗じて、推定ブロウ消費電力量原単位を算出し、その値と放流水質との関係を二軸で整理した。

推定ブロウ消費電力量原単位は、 $0.1\text{kWh}/\text{m}^3$ （前述の二軸管理目標値例）以下である場合がほとんどであることから、現状において良好な省エネ運転が行われていることが分かる。

また、推定ブロウ消費電力量原単位が $0.1\text{kWh}/\text{m}^3$ 程度でも放流水 BOD や放流水 COD が比較的高い値を示していた事例もあることを考慮すると、大山下水処理場の現有水処理設備条件で現状よりも省エネ運転を行うことは難しいと判断される。

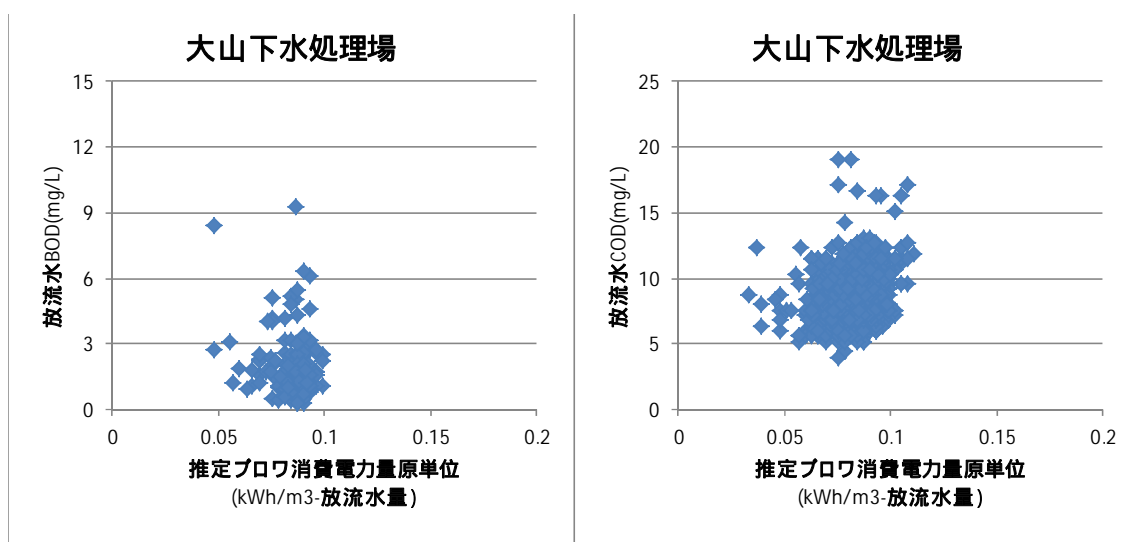


図 5-34 消費電力量原単位と放流水質の二軸管理(大山下水処理場)

5-3-3 大沢野浄化センターにおける消費電力量原単位と放流水質の二軸管理

大沢野浄化センターでは、送風倍率実績が年報に記載されていないことから、処理場全体消費電力量原単位と放流水質の関係を二軸で整理した。

処理場全体消費電力量原単位が現状の運転範囲の内、高い部類に位置付けられる $0.7\text{kWh}/\text{m}^3$ 程度でも放流水 BOD や放流水 COD が比較的高い値を示していた事例もあることを考慮すると、大沢野浄化センターの現有水処理設備条件で現状よりも省エネ運転を行うことは難しいと判断される。

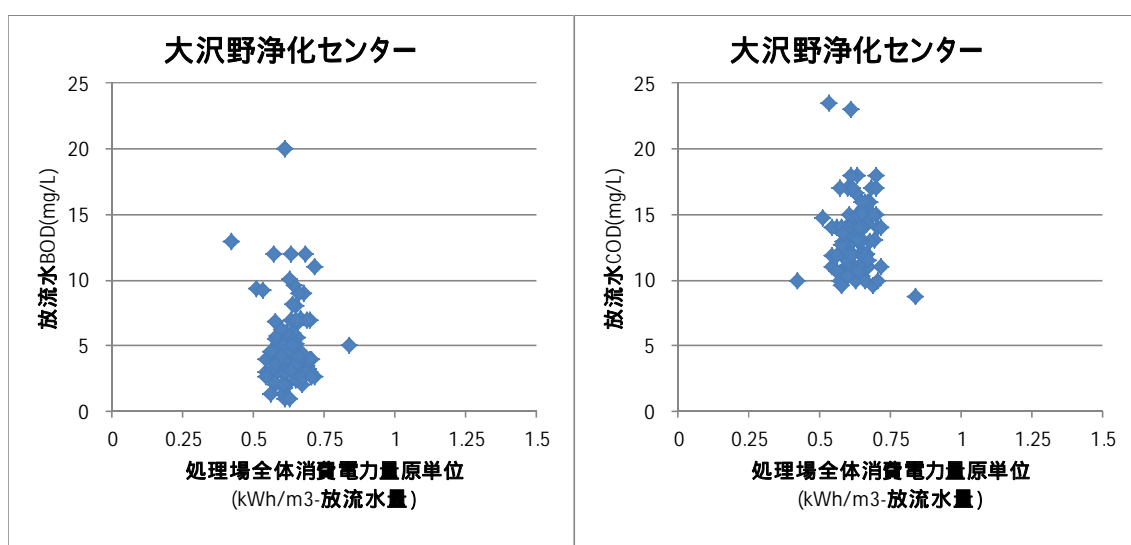


図 5-35 消費電力量原単位と放流水質の二軸管理(大沢野浄化センター)

5-3-4 山田浄化センターにおける消費電力量原単位と放流水質の二軸管理

山田浄化センターは、OD 法であるため送風倍率実績が年報に記載されていないことから、処理場全体消費電力量原単位と放流水質の関係を二軸で整理した。

処理場全体消費電力量原単位は比較的幅広く分布しており、放流水質も低濃度であることから、OD 槽設備の運転方法を変更することで処理場全体の消費電力量を削減できる可能性がある。

ここで、山田浄化センターは極小規模下水処理場であるため、最適運転を行うための各種センサー類を新規整備するためのコストを省電力費で回収することは難しいと考えられる。しかし、流入条件の経年変化は小さいと仮定すると、季節ごとの適正な運転パターンを把握した後においては、各種センサー類の計測値を用いなくてもよいと考えられるため、センサー類の更新は行わなくてもよい可能性がある。

省電力費の期待値： $300\text{m}^3/\text{d} \times 1\text{kWh}/\text{m}^3 \times 365\text{d} \times 10 \text{円}/\text{kWh} = 1 \text{百万円}/\text{年}$

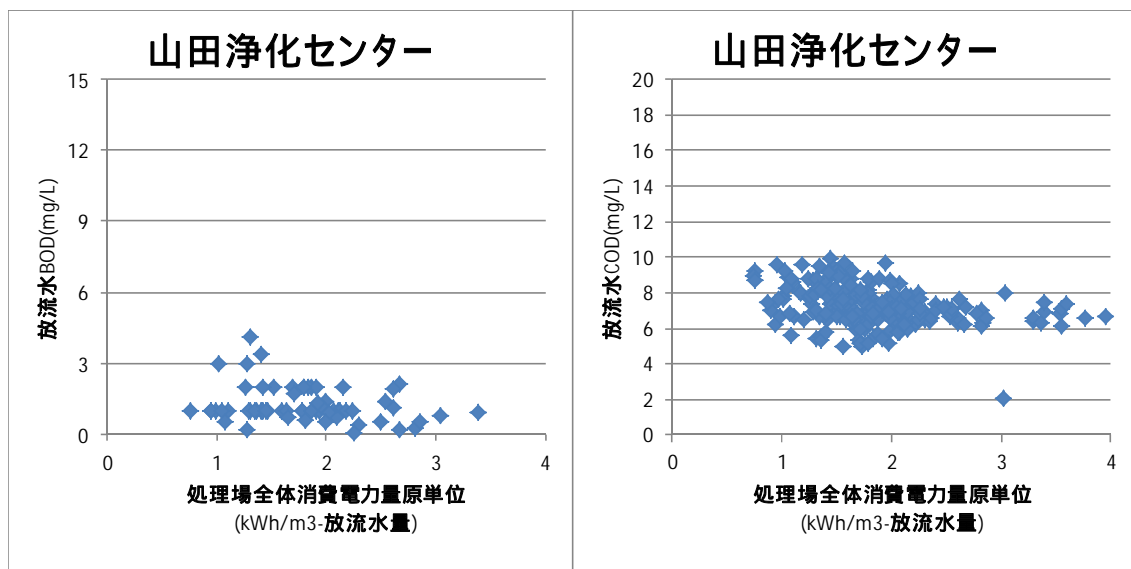


図 5-36 消費電力量原単位と放流水質の二軸管理(山田浄化センター)

5-3-5 南部地区、小見、楡原各浄化センターにおける消費電力量原単位と放流水質の二軸管理

南部地区、小見、楡原各浄化センターにおいては、年報に消費電力量データが記載されていないため、二軸管理に関する検討を行うことができなかった。

5-4. 運転経費縮減可能性検討のまとめ

二軸管理手法の導入等による運転経費縮減可能性を検討した結果を以下にまとめる。

富山市で最も処理水量が多い浜黒崎浄化センターをはじめ、比較的処理水量が多い水橋、大山の各下水処理場においても、現状のブロワ消費電力量原単位は二軸管理ガイドラインに示されている目標値である 0.1kWh/m³ 程度以下であり、現状においてもブロワ省エネ運転が実施されていることを確認できた。また、現状の運転において放流水質が比較的悪化する事例も見られるため、現有設備条件で二軸管理をさらに進めることは難しいと考えられる。大沢野浄化センターでは、ブロワ消費電力量原単位を把握することができなかつたため、処理場全体の消費電力量原単位ベースで二軸管理の可能性を検討したものの、現状においても放流水質が比較的悪化している状況も見られることから、省エネ運転をさらに進めることは難しいと考えられる。

山田浄化センターにおいては省エネ運転の可能性が見いだされたものの、処理水量が少ないため、各種センサー設備の新規導入コストに見合うだけの省電力費を確保することは難しいと考えられる。ただし、季節ごとの適正な運転パターンを把握した後においては、センサー類の更新は行わなくてもよい可能性がある。

その他の下水処理場は年報に消費電力量の記載がないため、二軸管理の可能性を検討することができなかつたが、山田浄化センターと同様に処理水量が少量であるため、二軸管理によるコストメリットを得ることは難しいと想定される。

浜黒崎浄化センターにおいては、現状において消化汚泥洗浄排水によってSS負荷量が多く返流していることが分かった。そこで、消化汚泥洗浄廃止した場合のコスト縮減効果を試算したところ、年間6百万円程度のコスト縮減効果が期待できると考えられる。ただし、この試算は、脱水機の建設費年価や脱水汚泥の含水率の設定に大きく影響を受けることから、汚泥処理プロセスのみならず、水処理プロセスも含めた処理場全体の基本設計を実施することが必要である。

省エネ設備への改築により、消費電力量を縮減することができる。ただし、主な省エネ設備への改築による運転経費縮減効果は、従来型改築でも得られると考えられる。一方、浜黒崎浄化センターにおける「消化汚泥洗浄廃止＋脱水機改築」については、その影響範囲が大きいことから、コンセッション事業に脱水機改築事業（DB）を組み込むことで従来型改築よりも更なる縮減効果を得ることができる可能性がある。

前章で整理したように、現段階では包括的民間委託に対するモニタリング能力は十分とは言えない。そのため、今後、包括的民間委託に対するモニタリング能力を強化できた段階で、民間の運転裁量範囲を拡大する(リスク分担を民間側にシフトする)方向で契約内容を見直すことで、民間活力の活用による運転経費の更なる縮減を期待することができる。

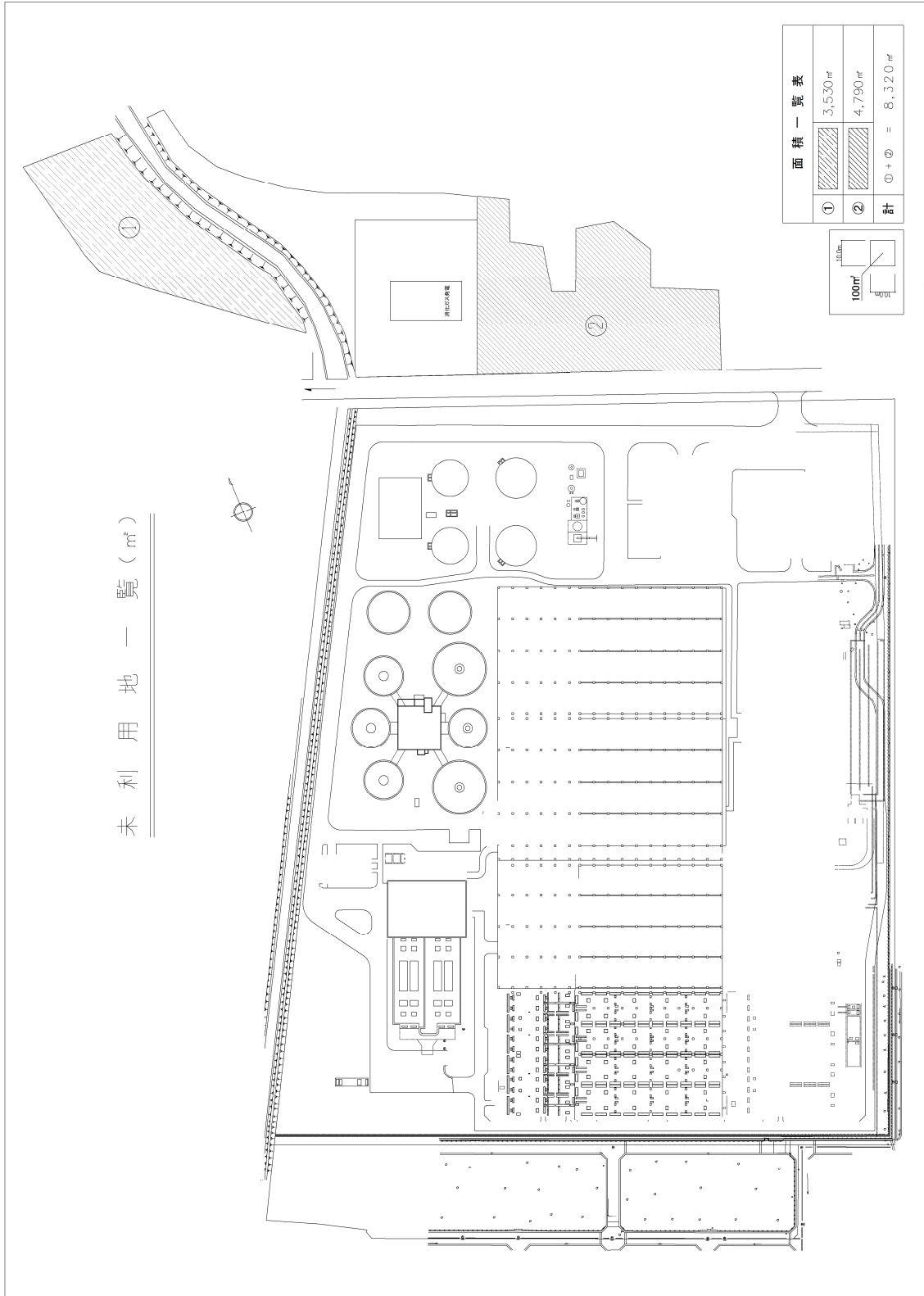
6. 新たな民間収益事業の検討

6-1. 民間事業者への下水道資源供給可能量の検討

6-1-1 事業用地

富山市の下水処理場のうち敷地面積が最も大きいのが浜黒崎浄化センターである。同浄化センターにおいて、民間収益事業に活用可能な事業用地は次図の通りであり、その面積は合計 8,000 m²超である。

未利用地一覽 (m²)



6-1-2 下水汚泥

富山市の下水処理場のうち脱水汚泥発生量が最も多いのが浜黒崎浄化センターである。同浄化センターから発生する脱水汚泥は 11,031t-wet/年であり、そのうち 86%にあたる 9,495t-wet/年が発電燃料として利用され、14%にあたる 1,536t-wet/年が焼却処理されている（いずれも平成 29 年度実績）。

富山市では、各下水処理場から発生する汚泥の処理については、当面、現在の処理方法を継続する予定であり、民間収益事業に活用可能な下水汚泥は見込まないこととする。

6-1-3 処理水及び下水熱

富山市の下水処理場のうち処理水量が最も多いのが浜黒崎浄化センターである。同浄化センターにおける流入下水量は 42,796 千 m³/年（日平均 117,249 m³/日）、簡易処理量が 2,775 千 m³/年、高級処理量が 40,021 千 m³/年である（いずれも平成 29 年度実績）。参考までに放流水質（平成 29 年度年間平均値）は次表の通りである。

放流水質（平成 29 年度年間平均値）

項目	単位	数値
水温		18.9
pH	-	7.0
SS	mg/L	2.3
COD	mg/L	8.7
BOD	mg/L	4.5
T-N	mg/L	16.4
T-P	mg/L	1.0
大腸菌群数	個/mL	0

また、下水は大気に比べ冬は暖かく、夏は冷たい特質を有している。この熱（温度差）エネルギーをヒートポンプを利用してビルの冷暖房や給湯、道路の融雪等に活用することができるとともに、民間収益事業にも利用できる。

平成 29 年度の浜黒崎浄化センター流入下水量実績値をもとに下水熱のポテンシャル量を試算すると 481,692MJ/日以上となる（最小月（5 月）における日平均概算量；損失等は考慮していない。）。

【参 考】

下水熱ポテンシャル算定方法

以下の方法に基づき、下水熱ポテンシャルの算定を行う。なお、本検討における水量および下水熱地用温度差は、H29 年度維持管理年報より実績値を採用する。

2. 広域ポテンシャルマップの作成手法

2.1 広域ポテンシャルマップ作成の前提条件

§1 ポテンシャルの定義

広域ポテンシャルマップで算出するポテンシャルは、下水流量の全量を温度差 5℃で熱利用した場合におけるポテンシャルと定義する。ただし、実際の下水熱利用では、必ずしも全量を 5℃の温度差で利用するものではない。

【解説】

ポテンシャルは、式 1 に示すとおり下水流量に温度差と容積比熱を乗じることで算出される。

$$\hat{Q}_N = C_w \times \hat{G}_N \times \Delta T \quad \text{式 1}$$

\hat{Q}_N : 推定点（マンホール M_N ）における日平均推定下水熱ポテンシャル[MJ/日]

C_w : 容積比熱[MJ/m³K]（※参考文献 より、4.164[MJ/m³K]）

\hat{G}_N : 推定点（マンホール M_N ）における日平均推定下水流量[m³/日]

ΔT : 下水熱利用温度差[K]（※本手引きでは 5K と設定）

【出典：下水熱ポテンシャルマップ（広域ポテンシャルマップ）作成の手引き（案）】

水量の整理

対象水量は、各月における処理水量の日平均とする。

通常処理水量及び簡易処理水量

単位 m3

月	流入下水量		通常処理					簡易処理				
	月別	日平均	月別	日数	日平均	日最大	日最小	月別	日数	稼働平均	日最大	日最小
4	2,913,000	97,100	2,892,570	30	96,420	121,410	86,900	20,430	4	5,110	11,490	2,010
5	2,987,500	96,400	2,987,500	31	96,370	114,700	89,600	0	0	0	0	0
6	2,892,400	96,400	2,892,400	30	96,410	119,500	88,200	0	0	0	0	0
7	4,052,800	130,700	3,603,260	31	116,230	141,350	95,700	449,540	11	40,870	101,690	1,630
8	3,860,400	124,500	3,591,100	31	115,840	139,760	97,200	269,300	12	22,440	69,190	470
9	3,207,500	106,900	3,123,700	30	104,120	133,320	90,400	83,800	6	13,970	35,880	2,180
10	3,581,200	115,500	3,394,390	31	109,500	138,410	93,100	186,810	10	18,680	85,190	1,330
11	3,433,900	114,500	3,364,180	30	112,140	135,320	99,200	69,720	10	6,970	12,550	1,940
12	4,225,300	136,300	3,748,960	31	120,930	145,980	91,500	476,340	16	29,770	86,570	1,000
1	4,555,200	146,900	3,832,370	31	123,620	144,470	89,800	722,830	19	38,040	88,650	850
2	3,765,900	134,500	3,341,690	28	119,350	154,350	91,500	424,210	12	35,350	83,900	1,180
3	3,320,800	107,100	3,248,480	31	104,790	143,160	87,900	72,320	6	12,050	24,230	1,000
合計	42,795,900		40,020,600	365				2,775,300	106			
平均	3,566,300	117,200	3,335,100		109,650			231,280		26,180		
最大	4,555,200	146,900	3,832,370		123,620	154,350	99,200	722,830		40,870	101,690	2,180
最小	2,892,400	96,400	2,892,400		96,370	114,700	86,900	0		0	0	0

【出典：平成 29 年度 維持管理年報】