

1. 実証研究結果

1.1 実証施設概要

(1) 実証施設設置場所

長崎県長崎市東部下水処理場内（長崎市田中町 279）に実証施設を設置した（図資料 1-1, 図資料 1-2）。



図資料 1-1 下水処理場の全体図



図資料 1-2 実証施設の全体図

資料-1

(2) 実証規模

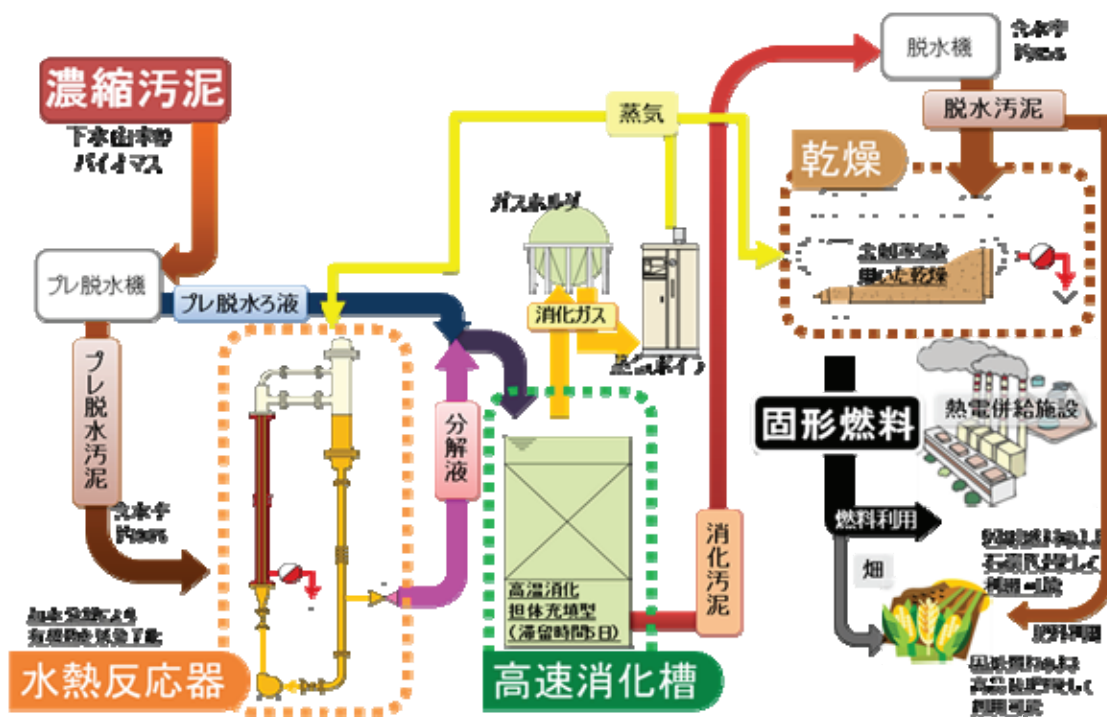
本施設の処理能力は濃縮汚泥 79 m³/日 (2370 m³/月) であり、施設を設置した長崎東部下水道処理場で発生する濃縮汚泥を全量処理できる規模である。

(3) 実証期間

平成 24 年 6 月～平成 26 年 3 月

(4) 実証施設フロー

実証施設のフローを図資料 1-3 に示す。



図資料 1-3 実証施設フロー図

(5) 実証プラント基本仕様

実証プラント基本仕様を表資料 1-1 に示す。

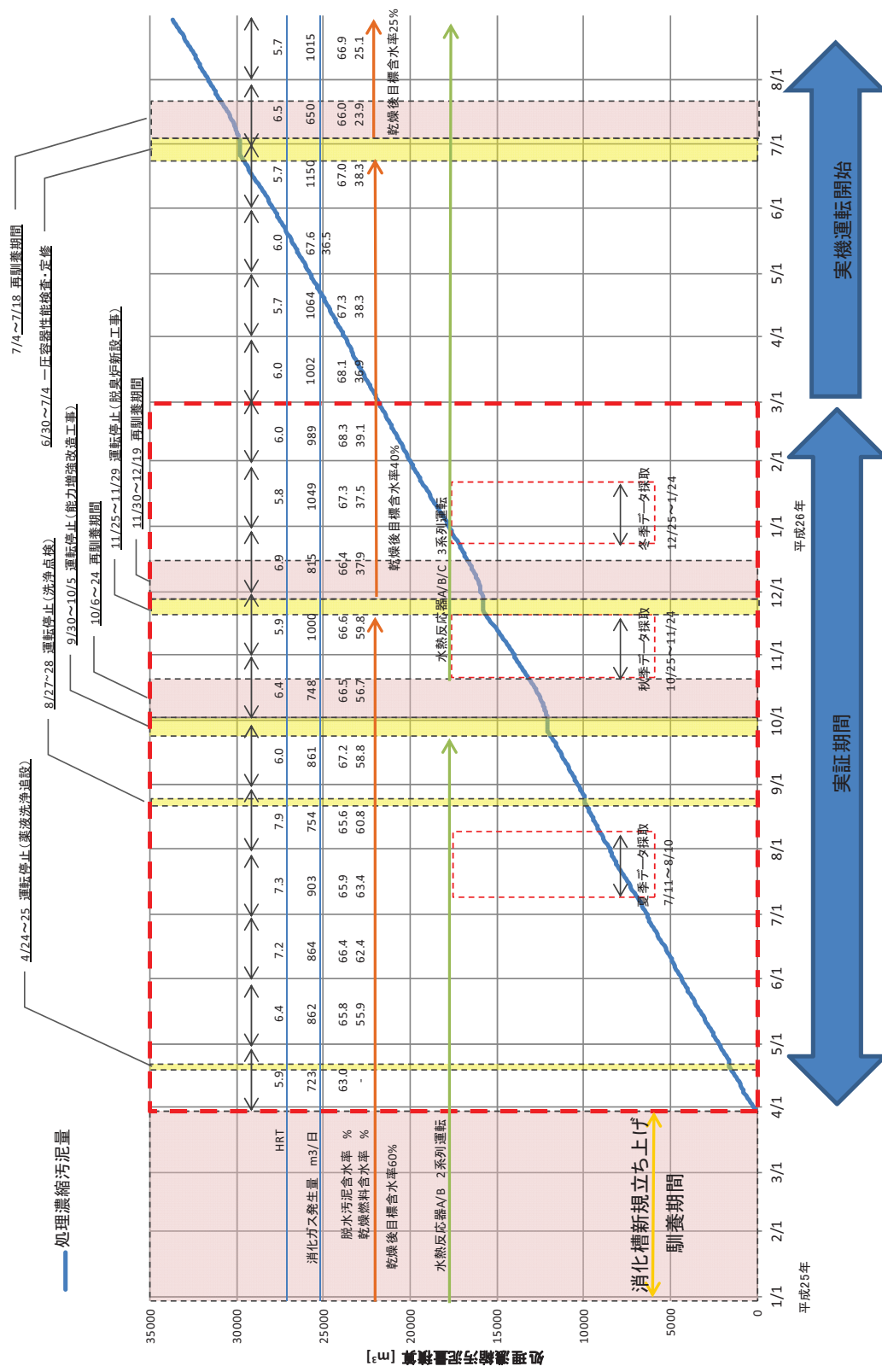
表資料 1-1 主要機器の仕様

施設	機器名称	仕様	数量	出力 [kw]
水熱処理 設備	プレ脱水機	ロータリスクリーン 処理量：3.3 m ³ /h	1	3
	プレ脱水 スラリポンプ	ねじポンプ 処理量：0.4 m ³ /h	3	2.2
	水熱反応器	循環型連続反応器	3	15
	蒸気ボイラ	貫流ボイラ	2	2.7
消化設備	担体式高温消化槽	固定床担体充填	1	22
	ガスホルダ	二重メンブレン式	1	0.75
燃料化 設備	脱水機	遠心脱水機：3.8 m ³ /h	1	27.9
	乾燥機	コイルローター型ジャケット併 用	1	5.5

1.2 実証研究実施状況

実証運転期間のサマ리를 **図資料 1-4** に示す。平成 25 年 1 月 19 日に担体式高温消化槽に種汚泥を投入し、3 月下旬まで混合濃縮汚泥の投入量を増加させる馴致を行った。平成 25 年 4 月から定格での汚泥処理を開始した。平成 25 年度はトラブルによる改造等により水熱反応器を停止した期間（4/24～25、8/27～28、9/30～10/24、11/25～12/19）、ロードダウンおよび担体式高温消化槽立ち上げ時の馴致運転により、発生する汚泥を全量処理できる期間が限られていたが、平成 26 年 1 月以降は継続して長崎市東部下水処理場で発生する混合濃縮汚泥を全量処理している。実証期間中は、施設改造等や停止による馴養期間の影響で、消化ガスの発生量の変動が大きかった。実証試験の解析には、季節毎に比較的安定した約 1 ヶ月間のデータを用いた。

実証期間終了後の平成 26 年度は、施設を停止することなく安定した運転を行っており、消化ガス発生量も実証期間に比べて増加した。



図資料 1-4 実証運転サマリ

1.3 実証研究結果

実証研究結果を以下に示す。なお、本編の解析には、実証期間である平成 25 年度のデータのうち、施設トラブルの影響が少ない実証期間として、夏 (7/11～8/10)、秋 (10/25～11/24)、冬 (12/25～1/24) のデータを用いた。

また、トラブルなく安定運転している現況を踏まえ平成 26 年度のデータも参考記載した。

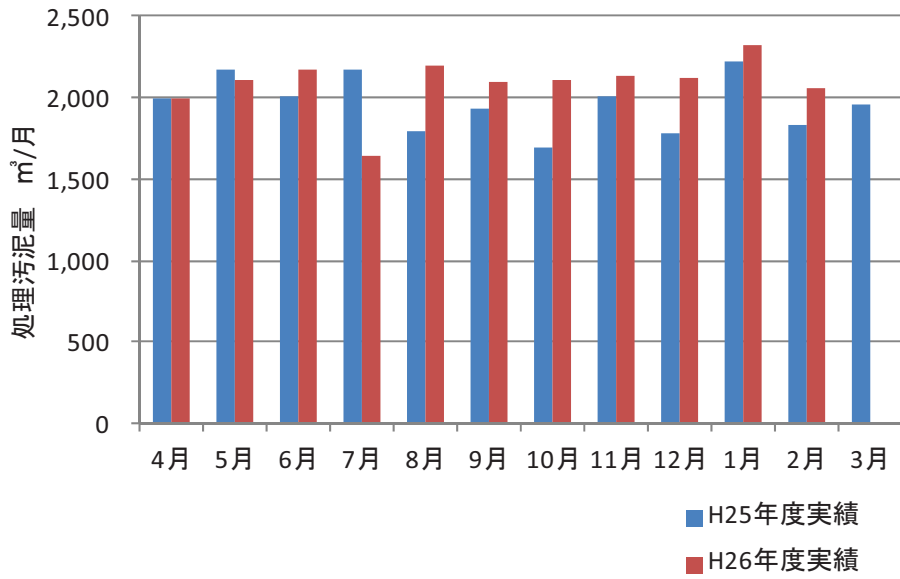
1.3.1 処理汚泥量

本実証施設は、混合濃縮汚泥を処理対象とするものである。本処理場の濃縮混合汚泥の濃度は平均 $3.4 \pm 0.1\%$ であり、VS/TS は 87% であった。

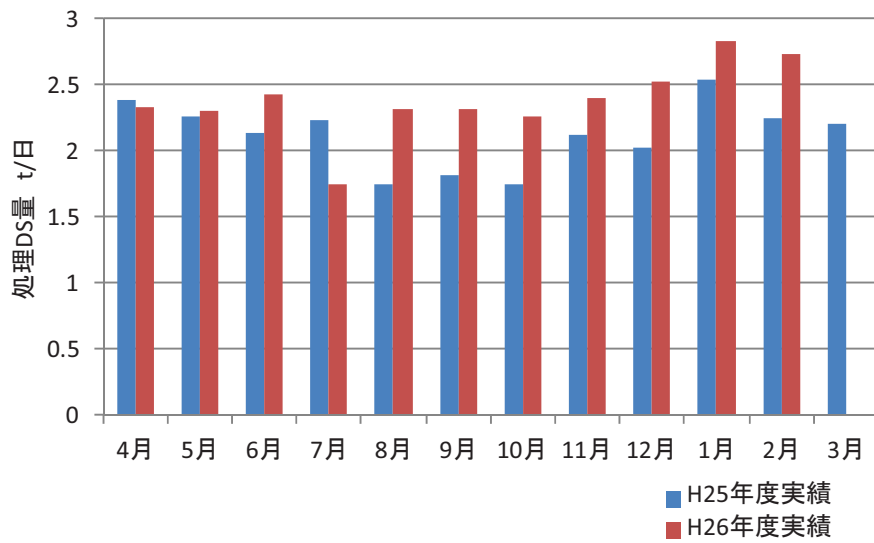
混合濃縮汚泥処理量の推移を図資料 1-5、図資料 1-6 に示す。実証期間中の月平均濃縮汚泥処理量は $1,965(\text{m}^3/\text{月})$ であった。施設トラブルおよび改造による停止、馴養期間は本技術で処理せずに脱水設備で直接脱水したため、定格処理能力 $2,379 \text{ m}^3/\text{月}$ に比べて処理量が少なくなった。

実証期間外である平成 26 年度の月平均濃縮汚泥処理量は $2,065(\text{m}^3/\text{月})$ であった。水熱反応器の定期検査・清掃を実施した 7 月を除いて、施設は安定的に稼働した。

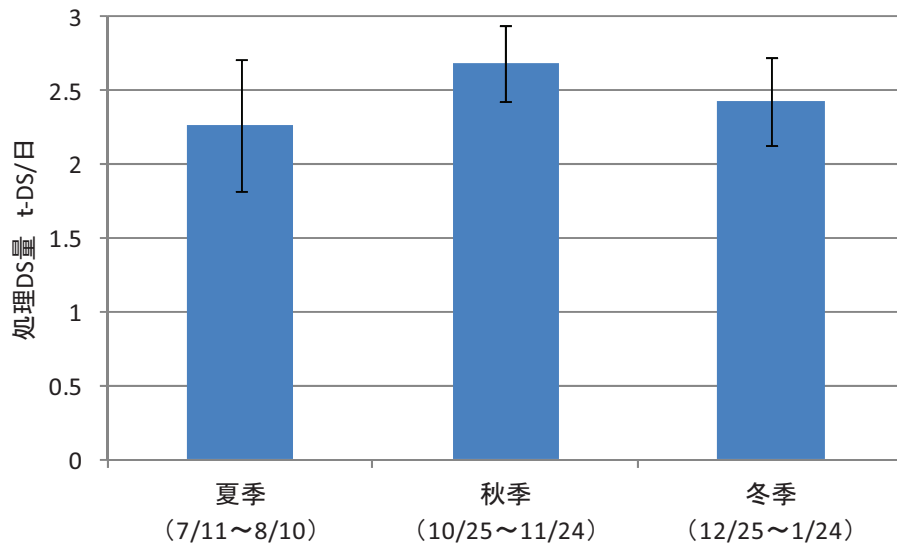
設計処理量は $2.8 \text{ t-DS}/\text{日}$ に対し、実証期間中の月毎の日平均 DS 処理量は最大 2.5 t-DS 、最小 1.8 t-DS であった。プラント停止期間、馴養期間等を含む月は日 DS 処理量の変動が大きかった。本編の解析用いた期間の濃縮汚泥処理量は、夏は $2.26 \text{ t-DS}/\text{日}$ 、秋は $2.69 \text{ t-DS}/\text{日}$ 、冬は $2.43 \text{ t-DS}/\text{日}$ であった (図資料 1-7)。



図資料 1-5 混合濃縮汚泥処理量の推移



図資料 1-6 処理DS量の推移



図資料 1-7 日平均処理 DS 量および日処理量の標準偏差

1.3.2 熱処理・消化工程

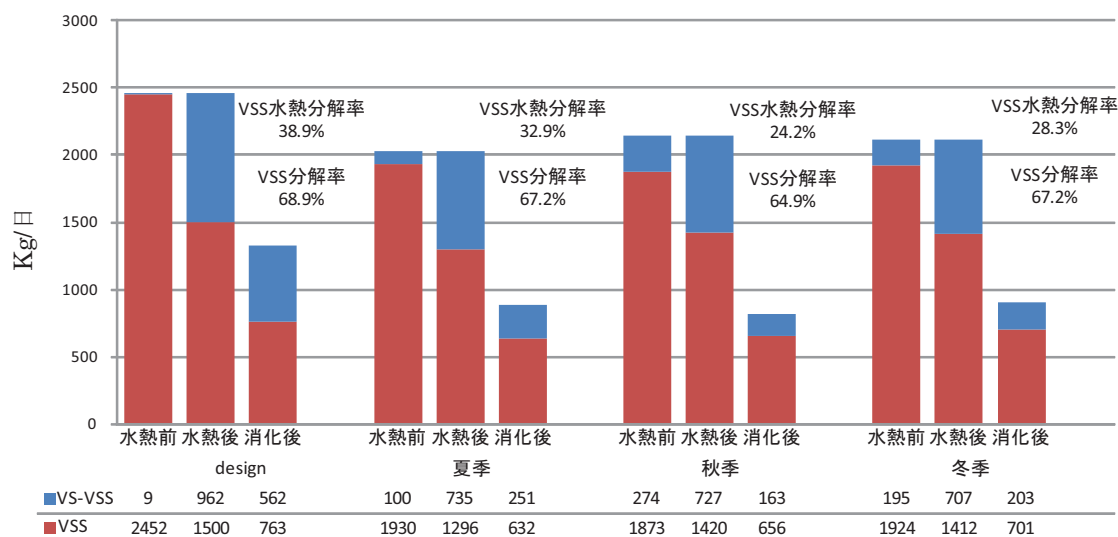
(1) 有機物の分解

図資料 1-8 に水熱処理前後と消化後の混合濃縮汚泥の性状を示す。水熱処理前はスラリー状で流動性はほとんどないが、水熱処理後は流動性を持った状態へ変化した。

水熱処理及び消化による有機物の変化を図資料 1-9 に示す。水熱処理により VSS が約 30%程度減少した。水熱処理により混合汚泥の懸濁態有機物が可溶化している状況が確認された。



図資料 1-8 水熱処理前後の汚泥の変化
(左：水熱前プレ脱水スラリー 右：水熱処理後)



図資料 1-9 水熱および消化前後の VSS 消化率(季節毎)

1) VS 分解率

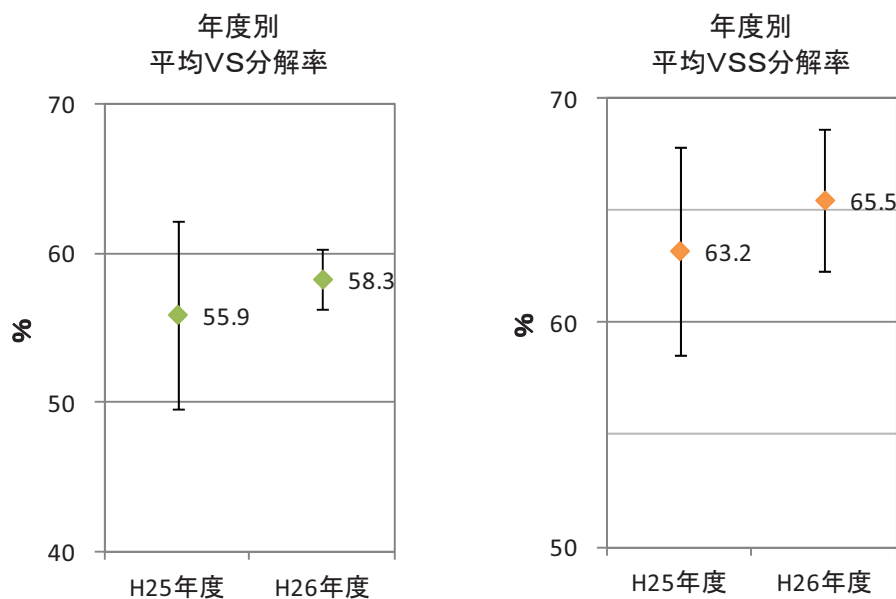
水熱反応器に投入する前の混合濃縮汚泥と消化槽出口の水熱消化汚泥を比較した VS 分解率および VSS 分解率の平均値を図資料 1-10 に示す。年間推移を図資料 1-11 に示す。実証期間中の平成 25 年度の平均 VS 分解率は 55.9% であった。平成 26 年度の平均 VS 分解率は 58.3% であった。

平成 25 年 9 月までは水熱反応器の定期水洗浄（10 日に 1 回）を実施せず、連続運転する実証を試行したため、スケール付着による水熱反応器の効率低下、および消化槽立ち上げ直後等により VS 分解率は 50% 未満と低く推移したものと考えられる。

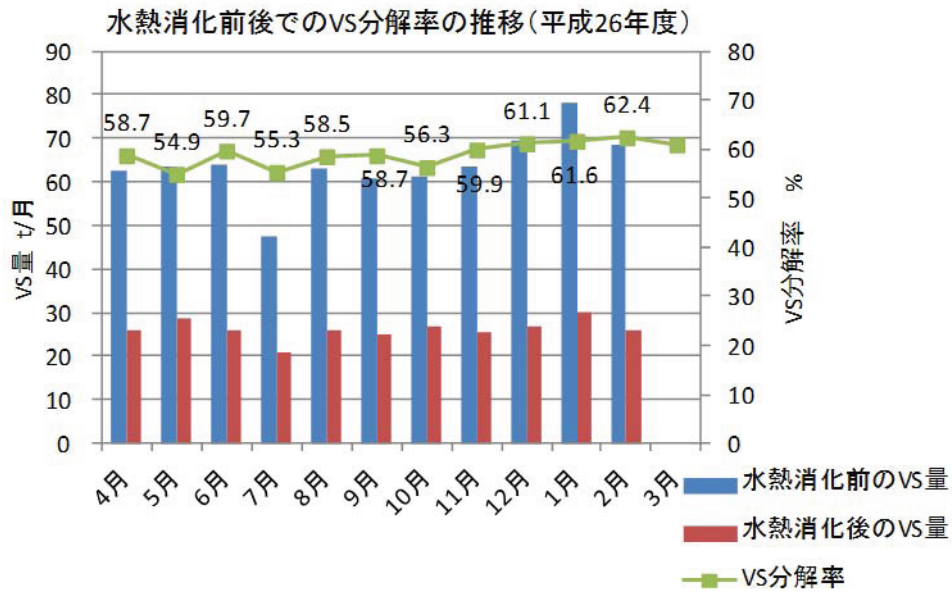
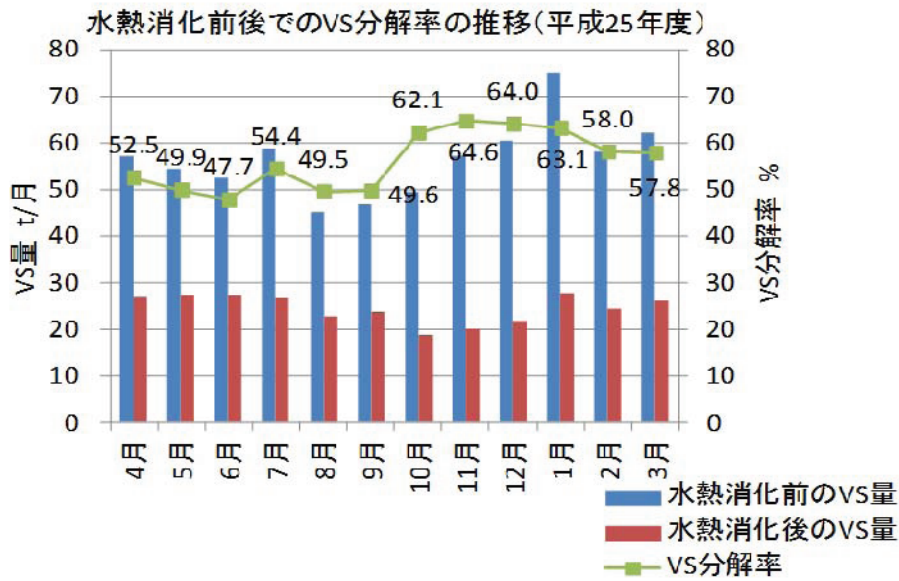
2) VSS 分解率

年度別平均を図資料 1-12 に示す。実証期間中である平成 25 年度の平均 VSS 分解率は 63.2% であった。平成 26 年度は平均 VSS 分解率 65.5% であった。

VS 分解率と同様の理由のため、平成 25 年 9 月までのデータについて VSS 分解率が低く推移したものと考えられる。

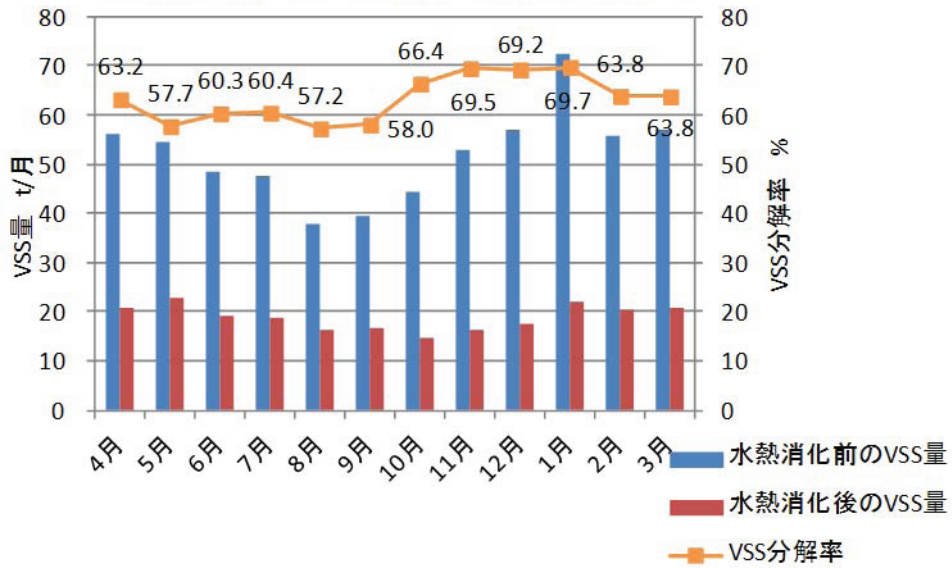


図資料 1-10 年度別 VS・VSS 分解率と標準偏差

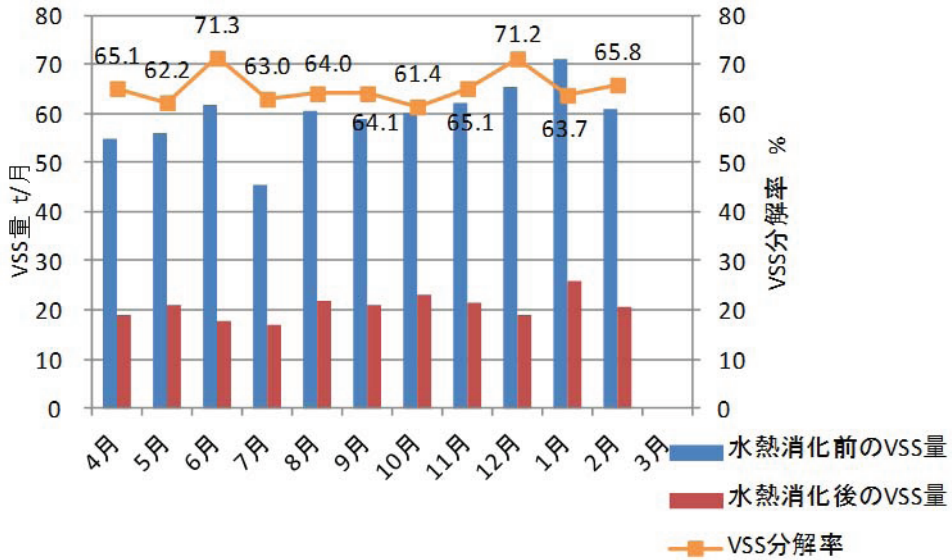


図資料 1-11 濃縮混合汚泥のVS量とVS分解率の年間推移
(上：平成25年度, 下：平成26年度)

水熱消化前後でのVSS分解率の推移(平成25年度)



水熱消化前後でのVSS分解率の推移(平成26年度)



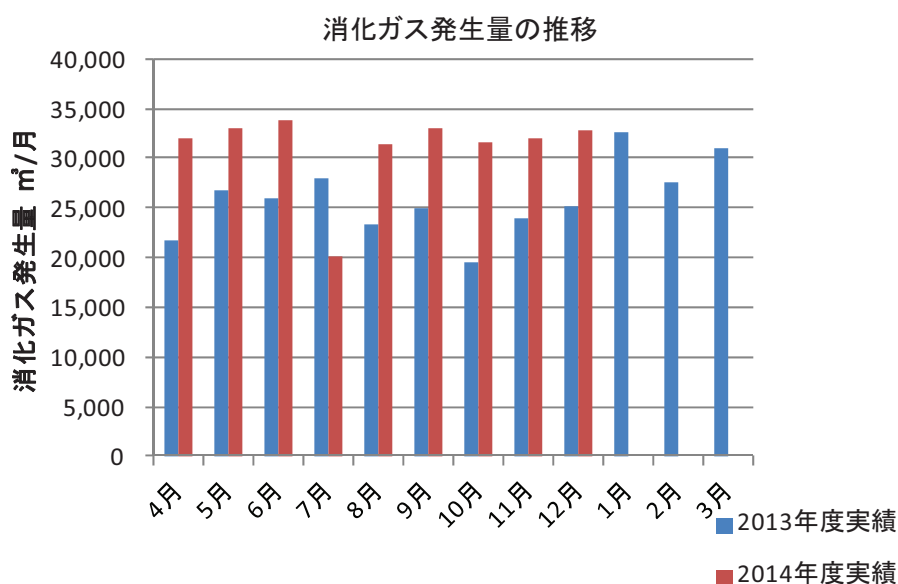
図資料 1-12 濃縮混合汚泥のVS量とVSS分解率の年間推移
(上:平成25年度, 下:平成26年度)

(1) 消化ガス発生量

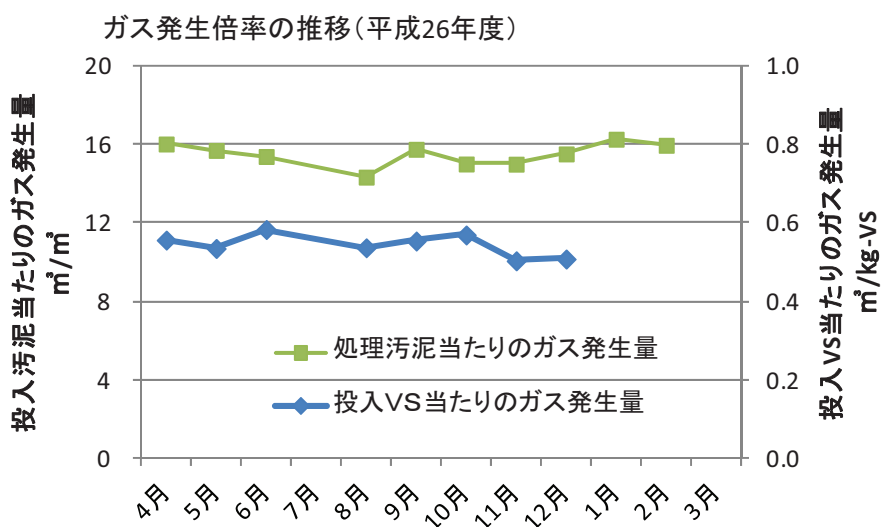
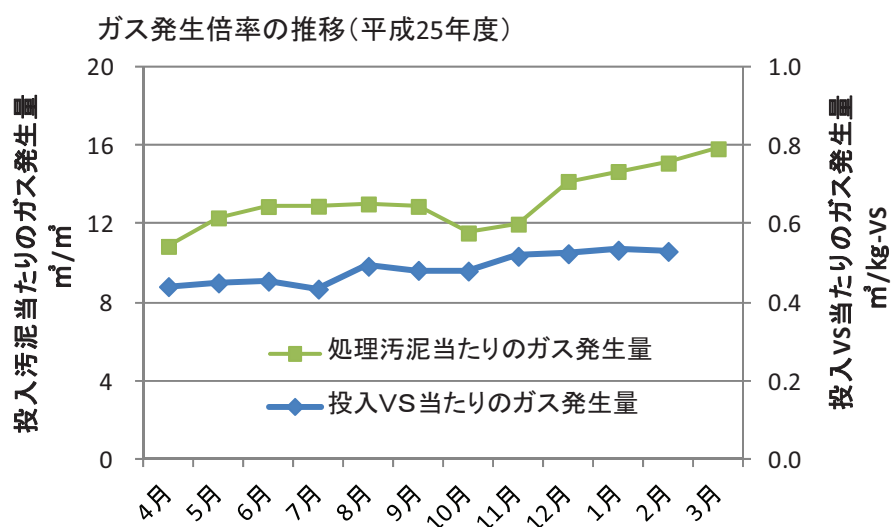
1) 消化ガス発生量

消化ガス発生量の月毎推移を図資料 1-13 に示す。処理汚泥および処理 VS 当たりの消化ガス発生量の月推移を図資料 1-14 に、年平均値を図資料 1-15 に示す。本編の解析期間の平均消化ガス発生量は $0.48 \text{ N m}^3/\text{kg-VS}$ であった (表資料 1-2)。実証期間外である H26 年度の消化ガス発生量は $15.5 \text{ m}^3/\text{m}^3$ 、処理 VS 当たりの消化ガス発生量 $0.54 \text{ N m}^3/\text{kg-VS}$ であった。

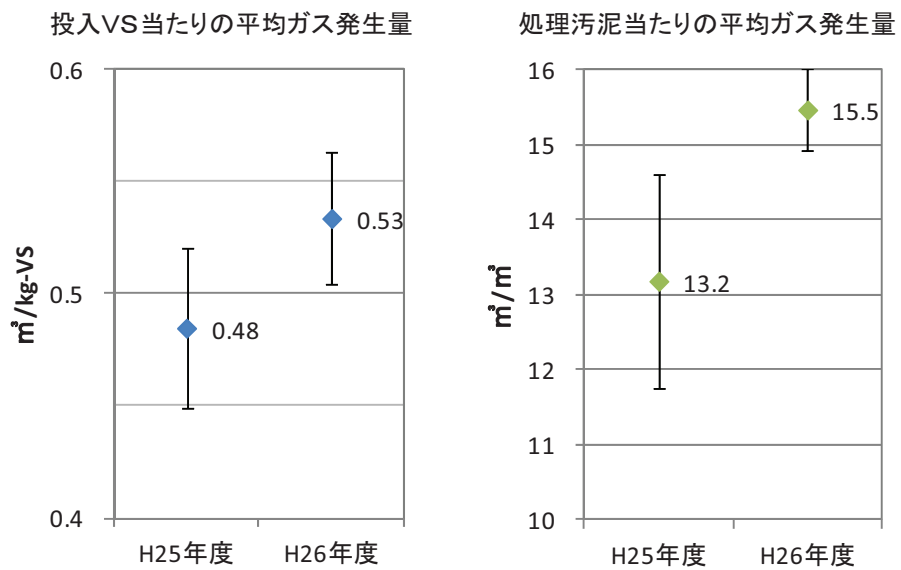
平成 25 年 9 月までは水熱反応器の定期水洗浄 (10 日に 1 回) を実施していなかったこと、平成 25 年 10~12 月上旬までは水熱反応器の停止に伴う汚泥投入停止、それに伴い汚泥投入量を少なくした馴致運転をしたことにより、消化ガス発生量が少なくなったものと考えられる。平成 26 年 1 月以降は、消化ガス発生量は $15 \text{ m}^3/\text{m}^3$ 程度、投入 VS 当たりの消化ガス発生量 $0.5 \text{ N m}^3/\text{kg-VS}$ 以上で安定的に推移した。



図資料 1-13 消化ガス発生量の推移



図資料 1-14 消化ガス発生倍率（投入汚泥・VS量当たりのガス発生量）の年間推移
（上：平成25年度，下：平成26年度）



図資料 1-15 年度別処理汚泥当たりの消化ガス発生量および
投入 VS 当たりの消化ガス発生量と標準偏差

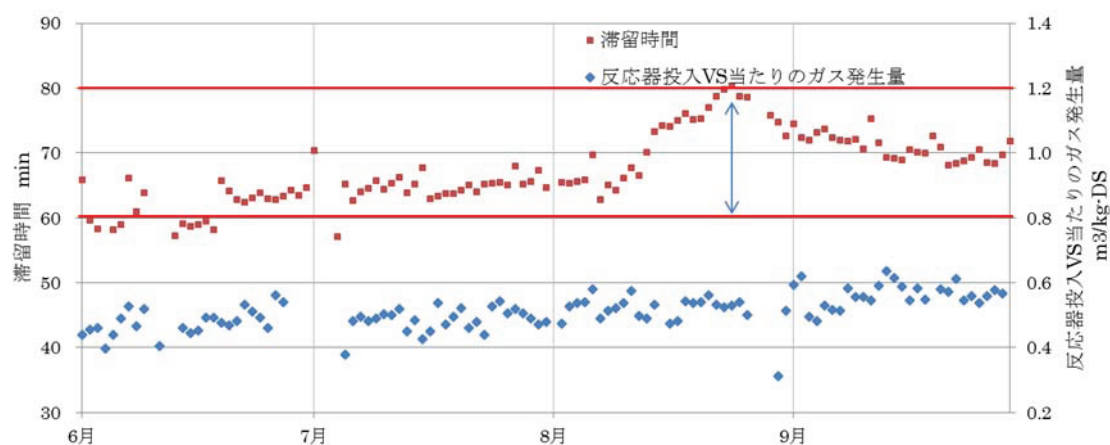
表資料 1-2 本編解析期間の消化ガス発生量

	夏季	秋季	冬季	平均
消化槽投入 VS 当りの 消化ガス発生量 m³/kg	0.47	0.47	0.50	0.48

2) 水熱反応器滞留時間による消化ガス発生量への影響

水熱処理条件は水温 180 °C, 滞留時間 60 分を標準とする。濃縮混合汚泥を水熱処理に最適な濃度に調整し、水熱反応器に連続的に投入する。一方で、濃縮汚泥発生量は一定ではないため、水熱反応器の運転台数や滞留時間で調整する必要がある。

消化槽へ投入する汚泥の性状は、汚泥中有機物の分解程度によって変化するものと考えられる。汚泥中有機物の分解程度は水熱反応時間に依存し、消化ガス発生量に影響を及ぼす可能性があるため、反応器内での滞留時間を変動させ、消化ガス発生量を測定した。その関係を図資料 1-16 に示す。滞留時間 60 分～80 分程度で運転した期間において、消化ガス発生量に顕著な影響はなかった。

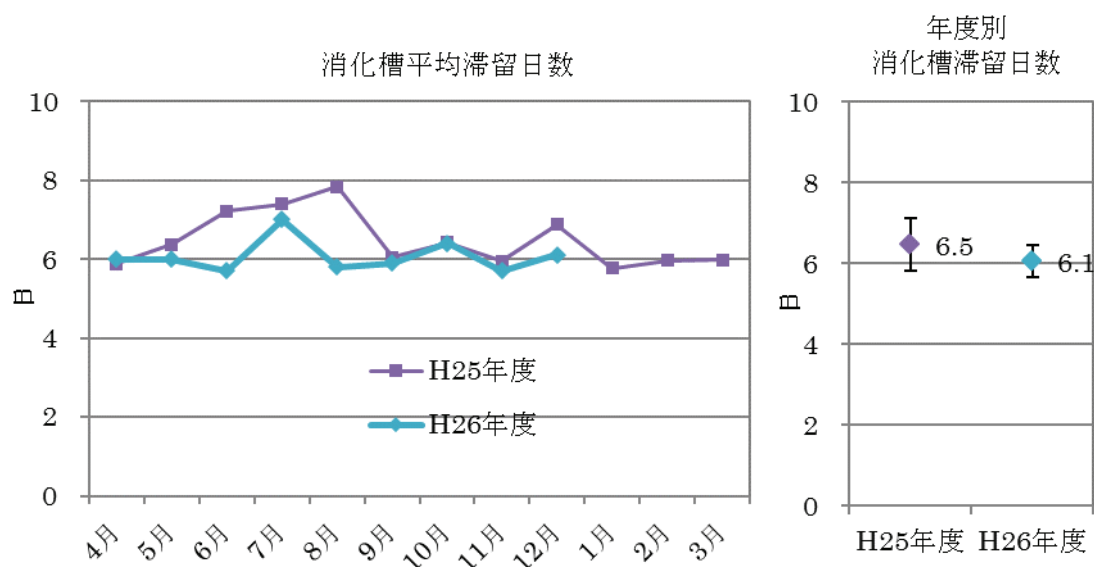


図資料 1-16 水熱反応器の滞留時間と消化ガス発生量の関係

(2) 担体式高温消化槽滞留日数

担体式高温消化槽の滞留日数の推移および月平均滞留日数を図資料 1-17 に示す。平成 25 年 1 月に種汚泥を投入し馴養し，平成 25 年 4 月から定格汚泥量を投入した。

平成 25 年度は平均滞留日数 6.5 日，最小滞留日数 5.8 日（週単位で整理した時の最小滞留日数 4.9 日），実証期間外である平成 26 年度は平均滞留日数 6.1 日，最小滞留日数 5.7 日（週単位で整理した時の最小滞留日数 5.1 日）であった。



図資料 1-17 担体式高温消化槽の滞留日数

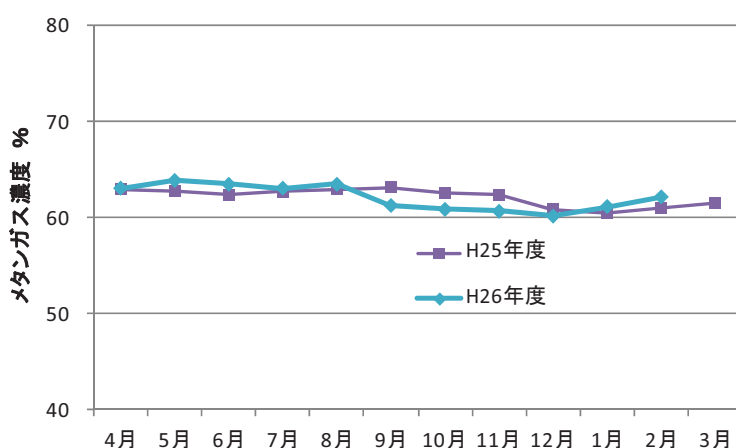
(3) 消化ガスの組成

消化ガスの組成分析の一例を表資料 1-3 に示す。発生した消化ガスは、硫化水素を検出限界以下 (0.1 ppm) まで脱硫した後、直接蒸気ボイラの燃料として使用した。

消化ガス中のメタンガス濃度の実績を図資料 1-18 に示す。メタン濃度は週 3 回測定を行い、月の平均値を取りまとめた。メタン濃度は 60%以上を安定して維持した。実証期間である平成 25 年度、実証期間外である平成 26 年度のメタン濃度はいずれも 62.1%であった。実証期間中における本編解析に用いた期間の平均のメタンガス濃度は 62.7%であった。

表資料 1-3 消化ガスの組成分析※

分析項目	単位	分析結果
二酸化炭素	%	39.4
一酸化炭素	%	0.1 未満
水素	%	0.1 未満
メタン	%	60.6
エタン	ppm	1
プロパン	ppm	1 未満
硫化水素	ppm	690
シロキサン (D3)	ppm	0.01 未満
シロキサン (D4)	ppm	0.13
シロキサン (D5)	ppm	1.3
シロキサン (D6)	ppm	0.03
アンモニア	ppm	2.4



図資料 1-18 メタンガス濃度の年間推移

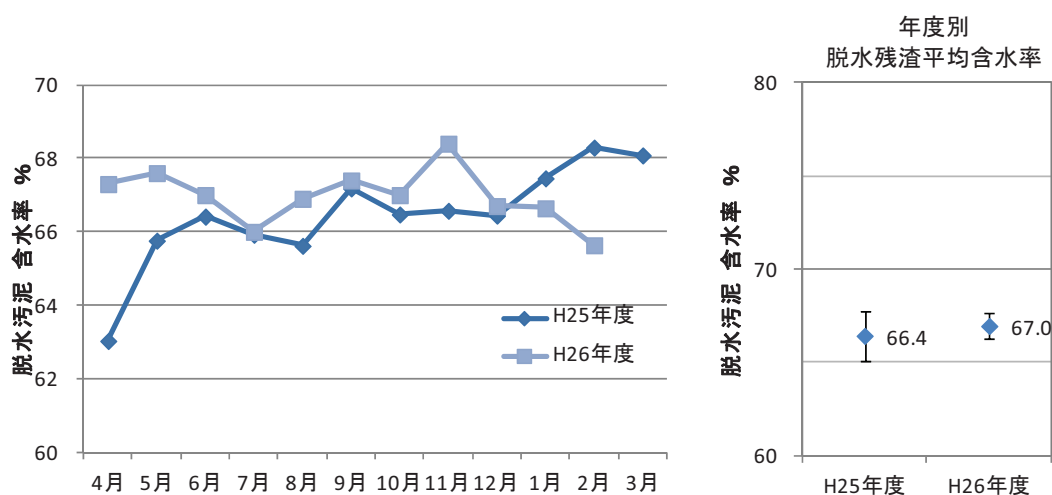
1.3.3 固形燃料化工程

(1) 脱水工程

1) 実証試験結果

① 脱水汚泥の含水率

本実証試験では、遠心脱水機を用いて高分子凝集剤とポリ塩化第二鉄の2種類の凝集剤で脱水した。脱水汚泥の含水率の月毎推移、平均含水率を図資料 1-19 に示す。平成 25 年度は脱水汚泥含水率 66~68%で推移した。平成 26 年度は含水率 66~68%で推移し、平均含水率は 67.1%であった。本編の解析に使用する期間の含水率は平均 66.2%であった(表資料 1-4)。



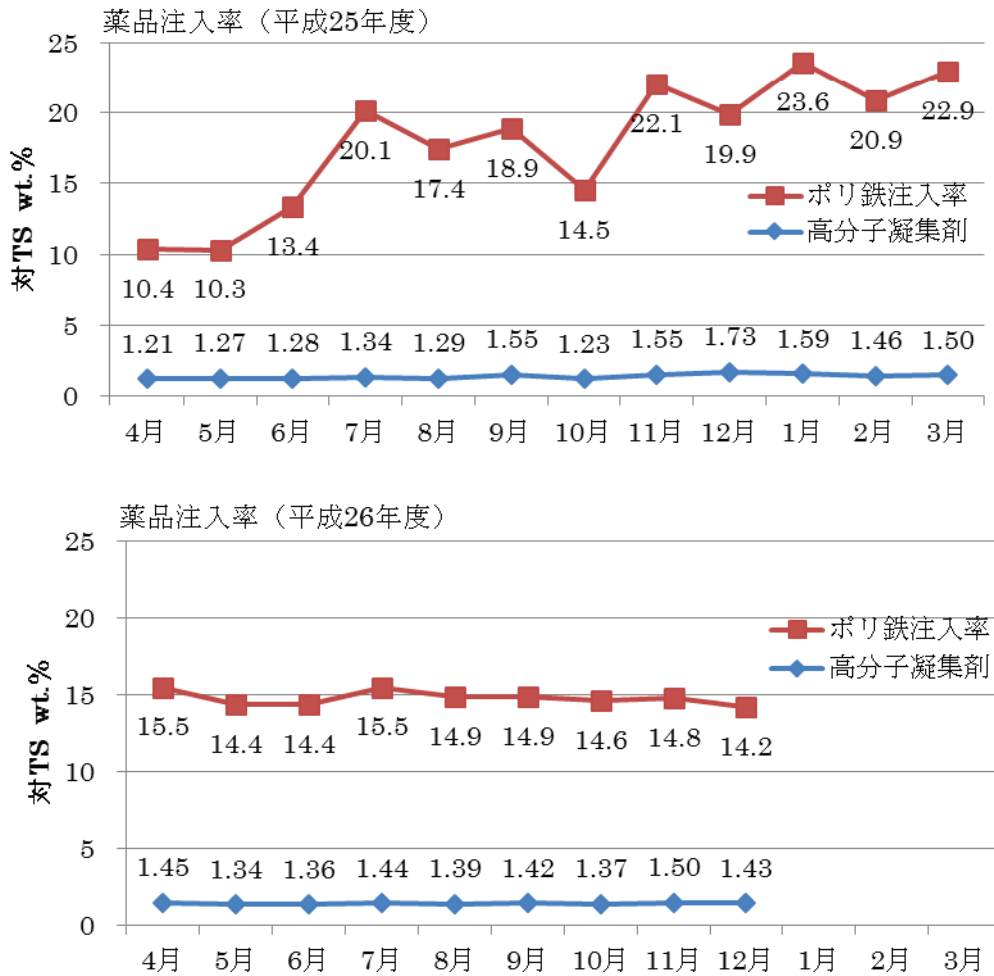
図資料 1-19 脱水汚泥の含水率推移

表資料 1-4 本編解析期間の脱水汚泥含水率

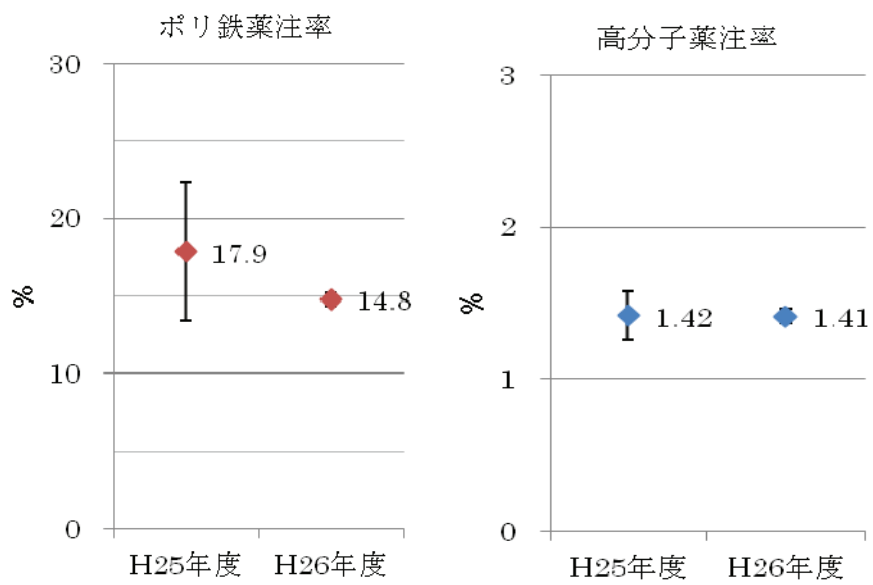
		夏季	秋季	冬季	平均
脱水汚泥含水率	%	65.7	66.2	66.8	66.2

② 薬品注入率

脱水に関わる薬品注入率（対TS%）を図資料 1-20、図資料 1-21 に示す。薬品注入率は、日々の脱水汚泥の脱水状況を踏まえ調整した。平成 25 年度はポリ鉄注入率平均 17.9%、高分子凝集剤平均 1.42%であった。平成 26 年度はポリ鉄注入率平均 14.8%、高分子凝集剤平均 1.41%であった。本編の解析に使用する期間の平均薬品注入率はポリ鉄注入率 19.3%、高分子凝集剤 1.56%であった。



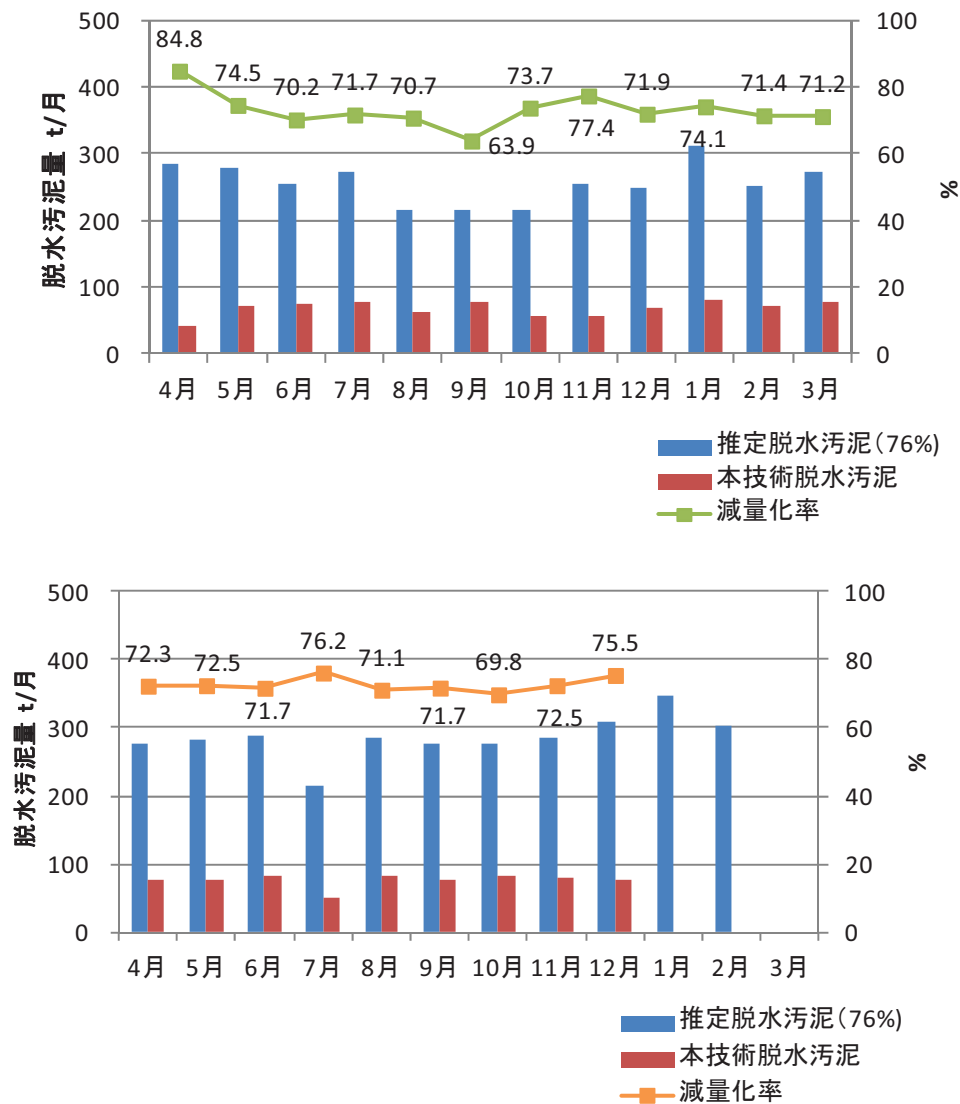
図資料 1-20 薬品注入率の年間推移（上：平成 25 年度，下：平成 26 年度）



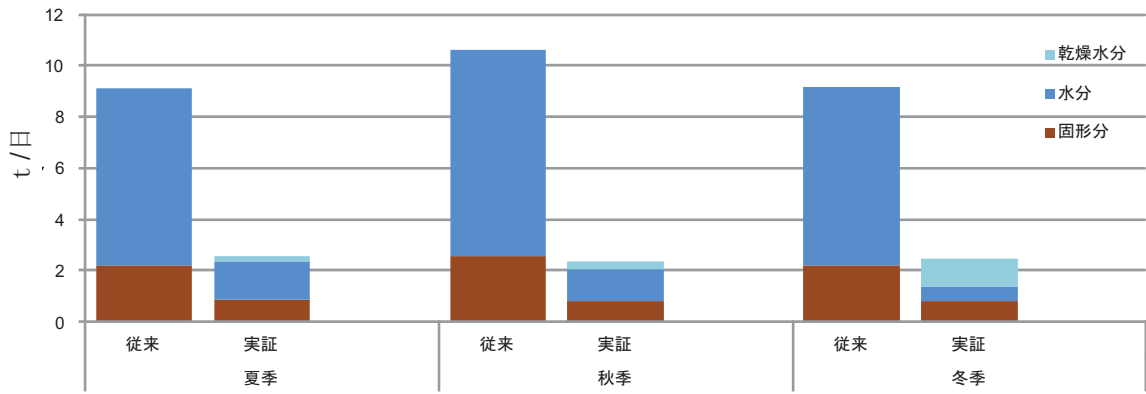
図資料 1-21 平均薬品注入率と標準偏差（左：平成 25 年度，右：平成 26 年度）

③ 脱水汚泥量の変化

実証試験で発生した脱水汚泥量と、混合濃縮汚泥を直接脱水した場合に含水率76%で推定した脱水汚泥量（以後、推定脱水汚泥量）を図資料 1-22 に示す。平成 25 年度の脱水汚泥量は推定脱水汚泥量の 70～75%程度で推移し、平均 71.9%（定格運転直後の 4 月を除く）であった。また、平成 26 年度は 70～75%程度で推移し、平均 72.6%であった。水熱処理と消化により汚泥固形分が 1/3 程度になるとともに、脱水汚泥の含水率低下により脱水汚泥発生量が減少した。本編の解析に使用する実証期間は平均 74.2%であった（図資料 1-23）。



図資料 1-22 脱水汚泥の減量化率の推定
（上：平成 25 年度，下：平成 26 年度）



	夏季	秋季	冬季
DS減量化率 [wt.%]	59.9	68.6	62.6
脱水時減量化率 [wt.%]	72.0	77.7	72.9

従来脱水した場合(含水率76%計算値)
と比べて72~78%の減量化

図資料 1-23 本編解析期間における脱水汚泥減量化率

④ 脱水汚泥の性状

i) 臭気

本技術で発生した脱水汚泥の臭気について、運転員ヒアリングにより未消化の脱水汚泥に比べ臭気が弱く、消化汚泥と同程度の臭気であった。

ii) 状態

本実証の脱水汚泥および混合汚泥を直接脱水した脱水汚泥を図資料 1-24 に示す。混合濃縮汚泥を脱水汚泥した汚泥は粘土状であるのに対し、本技術の脱水汚泥は砂状で粘性が低い状態であった（図資料 1-25）。



図資料 1-24 本技術の脱水汚泥(左)と従来脱水汚泥(右)



図資料 1-25 本技術の脱水汚泥性状その2

2) 脱水試験

① 実証遠心脱水機を使用した脱水試験

本実証試験で稼働している遠心脱水機を用い、本技術で処理していない混合濃縮汚泥（以後、「混合汚泥」）を脱水し、本技術の汚泥（以後、「水熱消化汚泥」）の脱水性の評価を行うための比較試験を10/1～2、11/25～26の4日間行った。

「混合汚泥」の脱水試験結果を表資料 1-5 に、「水熱消化汚泥」の脱水試験結果を表資料 1-6 に示す。「水熱消化汚泥」の含水率は64～66%、高分子凝集剤添加率は1.3～1.7%、ポリ鉄添加率は17.3～22.4%であった。それに対して、「混合汚泥」の含水率は79～81%、高分子凝集剤添加率は0.4～0.6%、ポリ鉄添加率は4.3～4.4%であった。使用した遠心脱水機の標準汚泥の設計性能と同等で、固形物回収率も95%以上を満足する結果であった。

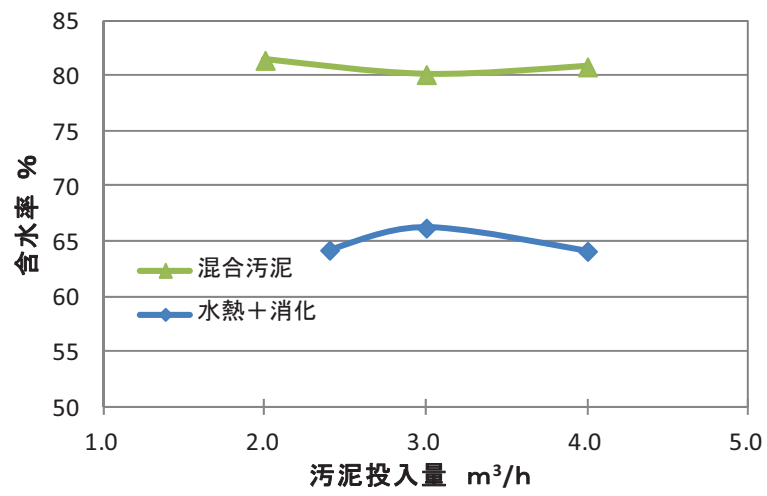
薬注率を比較すると、「水熱消化汚泥」は「混合汚泥」の1/3程度であった。混合汚泥との含水率の比較を図資料 1-26 に示す。「混合汚泥」と比較し、含水率が12～16%程度低い結果となった。

表資料 1-5 混合汚泥の脱水試験結果

	処理量 m ³ /h	濃度 TS%	濃度 SS%	高分子添 加 対 TS%	ポリ鉄添 加 対 TS%	脱水ケーキ 含水率%	固形物 回収率%
条件 1	2.4	2.85	2.73	0.44	4.3	79.2	97.1
条件 2	3.0	2.83	2.31	0.61	4.4	80.1	97.5
条件 3	4.0	2.83	2.31	0.61	4.4	80.8	96.7

表資料 1-6 水熱消化汚泥の脱水試験結果

	処理量 m ³ /h	濃度 TS%	濃度 SS%	高分子添 加 対 TS%	ポリ鉄添 加 対 TS%	脱水ケーキ 含水率%	固形物 回収率%
条件1	2.4	1.8	1.3	1.32	17.3	64.2	96.1
条件2	3.0	1.5	1.0	1.67	17.4	66.2	98.6
条件3	4.0	1.4	1.0	1.63	22.4	64.1	97.3



図資料 1-26 遠心脱水機の試験結果

② スクリュープレス脱水機を使用した脱水試験

遠心脱水機同様に、「水熱消化汚泥」および「混合汚泥」に対して、圧入式スクリーンプレス脱水試験機（高効率型）を用いて脱水試験を行った。試験期間は、2013年5月13日～24日の期間、2014年1月15日～24日までの2期間で実施した。

代表的な試験結果を表資料 1-7、表資料 1-8 に示す。「水熱消化汚泥」の含水率 54～67%であり、高分子凝集剤添加率は 1.7～2.2%、ポリ鉄添加率は 22.7～36.3%であった。それに対し、同じスクリーン回転数の「混合汚泥」の含水率は 71～77%であり、このときの高分子凝集剤添加率は 1.0%、ポリ鉄添加率は 0～10%であった。

「混合汚泥」に比べ「水熱消化汚泥」の薬注率が高くなった。また、「水熱消化汚泥」は、「混合汚泥」の 1.6～2.9 倍程度の流量を脱水機で処理することができた。

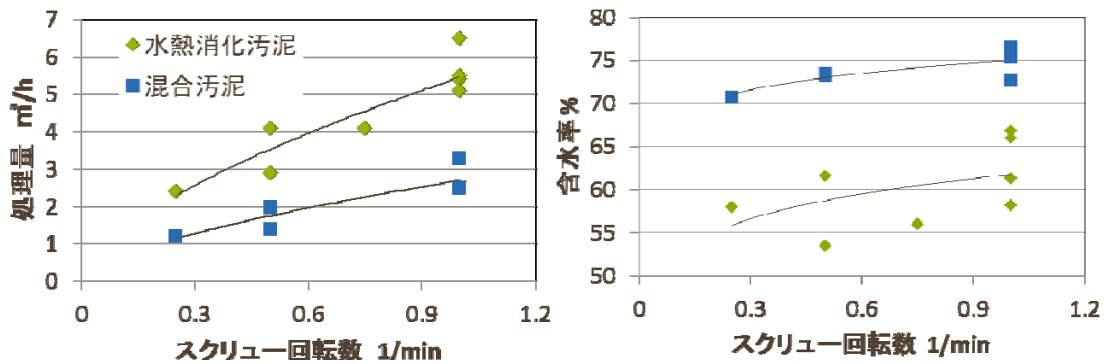
試験用のスクリーンプレス脱水機を用いた試験にて、本技術により脱水性の改善が確認された。「混合汚泥」を対象にスクリーンプレス脱水機で脱水している処理場に本技術を導入することで、脱水汚泥の含水率が低下することが確認された。また、本技術導入により脱水機投入汚泥中の固形分は減少するが、脱水機投入流量を増やすことができた。本技術の導入により、脱水機の運転時間の削減が見込まれる。

表資料 1-7 水熱消化汚泥の脱水試験結果

		2013. 5			2014. 1				
汚泥濃度	%	1. 68～1. 70			1. 25～1. 43				
強熱減量(VTS)	%/TS	77. 5～78. 5			75. 9～77. 3				
繊維状物 100 メッシュ	%/TS	12. 7～14. 9			10. 8～13. 6				
ポリ鉄注入率	%/TS	27. 8	28. 4	30. 2	26. 3	22. 7	23. 6	36. 3	23. 6
高分子注入率	%/TS	1. 3	1. 3	1. 4	1. 6	1. 6	1. 6	1. 7	2. 2
スクリーン回転数	min ⁻¹	0. 5	0. 75	1. 0	0. 25	0. 5	1. 0	1. 0	1. 0
処理流量	m ³ /h	2. 9	4. 1	5. 4	2. 4	4. 1	5. 5	5. 1	6. 5
処理量	kg-DS/h	49. 1	69. 1	91. 3	28. 8	54. 5	72. 7	69. 3	78. 5
ケーキ含水率	%	53. 5	56. 0	58. 2	58. 0	61. 6	66. 8	66. 0	61. 3
固形物回収率(SS)	%	97. 3	97. 3	99. 2	90. 1	90. 1	90. 3	95. 7	90. 7

表資料 1-8 混合汚泥の脱水試験結果

		2013.5			2014.1		
汚泥濃度	%	2.61			3.07~3.11		
強熱減量(VTS)	%/TS	86.3			87.4~87.9		
繊維状物 100 メッシュ	%/TS	25.9			27.8~29.4		
ポリ鉄注入率	%/TS	0.0			0.0	0.0	10
高分子注入率	%/TS	1.0			1.0	1.0	1.0
スクリー回転数	min ⁻¹	0.25	0.5	1.0	0.5	1.0	1.0
処理流量	m ³ /h	1.2	2.0	3.3	1.4	2.5	2.5
処理量	kg-DS/h	31.1	51.3	85.5	40.4	72.7	76.6
ケーキ含水率	%	70.7	73.2	76.5	73.4	75.3	72.7
固形物回収率(SS)	%	99.2	99.2	99.2	94.4	94.2	94.5



図資料 1-27 スクリュープレス脱水機の試験結果

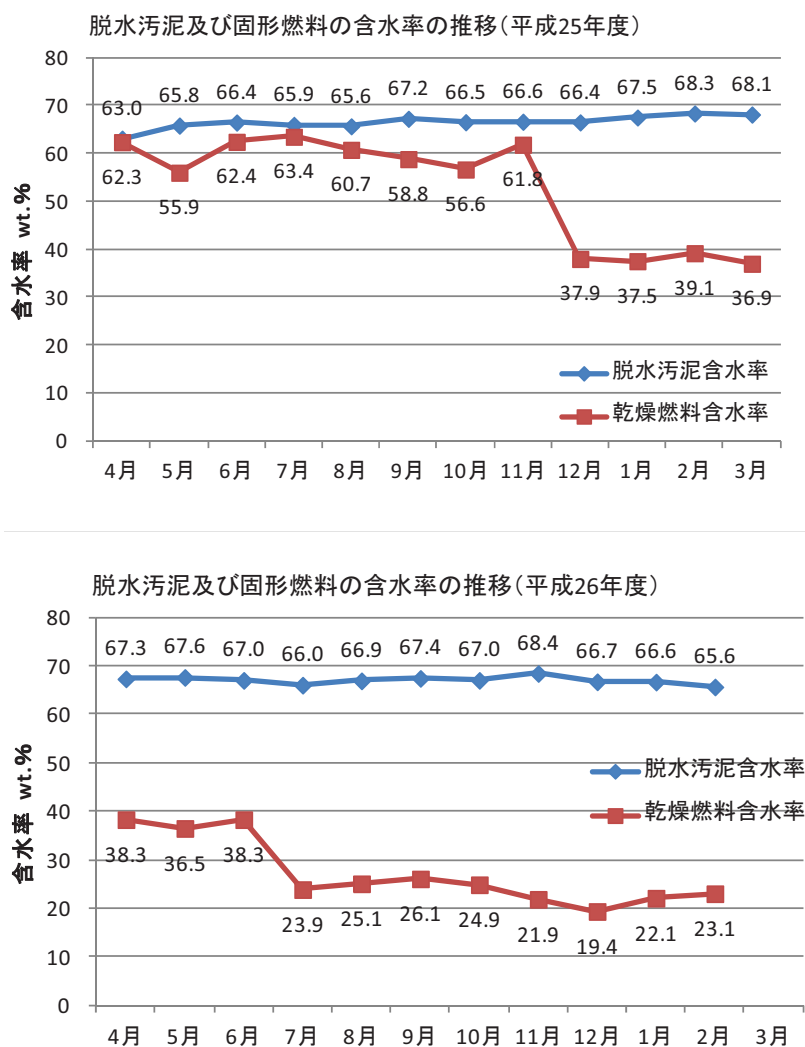
(2) 乾燥工程

1) 乾燥機運転状況

乾燥工程では脱水汚泥を乾燥して固形燃料を製造する。脱水汚泥および固形燃料（乾燥汚泥）の含水率の推移を図資料 1-28 に示す。

平成 25 年 5 月から乾燥工程を開始したが、微粉ダストの排気系への同伴・堆積が発生し、連続運転に支障を来したため、11 月まで目標含水率を 60% とした。排気系の対策を施した 12 月以降から乾燥後の当初目標含水率である 40% に変更し、目標値である 40% 以下の運転を実証した。また、新たに設置した燃焼脱臭炉の排熱を乾燥機の熱源として利用した。

平成 26 年 7 月以降は、自主研究にて他の利用方法の検討を行った。目標含水率を 20% とし、含水率 20~25% まで乾燥した。



図資料 1-28 脱水汚泥と乾燥燃料の含水率推移（上：平成 25 年度，下：平成 26 年度）

2) 製造した固形燃料の評価

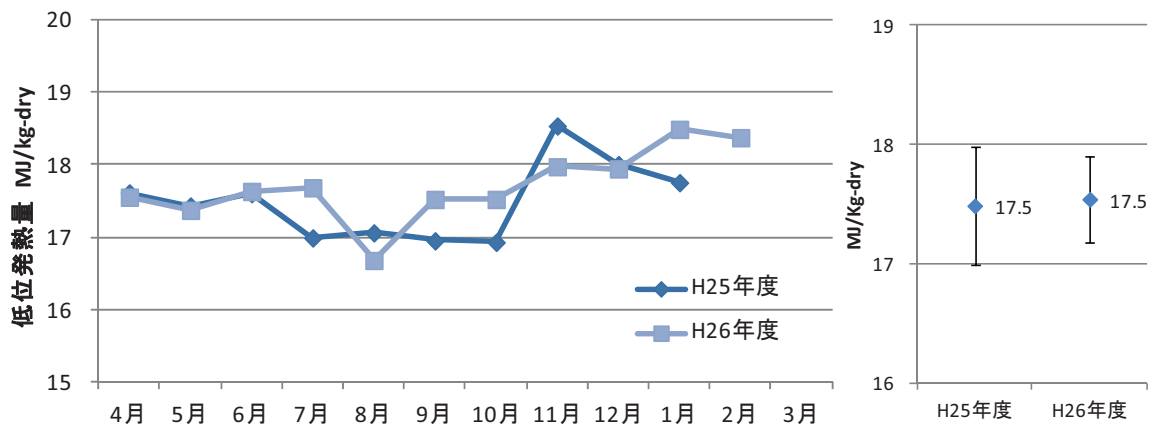
① 工業分析

実証期間中に製造した固形燃料の工業分析結果を表資料 1-9 に示す。灰分は 20.8～24.1% であった。固形燃料の灰分比率は、汚泥性状や有機物分解状況によって異なる。また、有機物のうち揮発分が 65.6～66.7%，固定炭素が 8.4～10.4% であり、従来の乾燥燃料同様に揮発分の割合が大きかった。

固形燃料の低位発熱量の推移と年度別平均を図資料 1-29 に示す。平成 25 年度および平成 26 年度の平均値はいずれも 17.5 MJ/kg-dry であった。解析対象期間における低位発熱量は無水ベースで平均 17.9 MJ/kg-dry であり、製造する固形燃料の含水率は 40% であることから、固形燃料の有効発熱量は 9.8 MJ/kg-wet であった。

表資料 1-9 固形燃料の工業分析結果

試料種別		固形燃料		
		夏データ	秋データ	冬データ
試料名				
水分(%)	気乾ベース	0.5	3.2	1.2
灰分(%)	気乾ベース	24.1	20.8	23.7
揮発分(%)	気乾ベース	66.5	65.6	66.7
固定炭素(%)	気乾ベース	8.9	10.4	8.4
炭素(%)	気乾ベース	41.2	42.6	42.8
水素(%)	気乾ベース	5.67	5.75	5.86
酸素(%)	気乾ベース	24.4	25.78	21.69
窒素(%)	気乾ベース	3.84	4.28	5.00
硫黄(%)	気乾ベース	0.79	0.79	0.95
塩素(%)	気乾ベース	0.05	0.07	0.07
高位発熱量(MJ/kg)	無水ベース	18.28	19.87	19.34
低位発熱量(MJ/kg)	無水ベース	17.00	18.53	18.02
低位発熱量(MJ/kg)	含水率 40% 湿潤ベース	9.3	10.2	9.9



図資料 1-29 低位発熱量の推移

② 発熱特性分析結果

実証期間中の燃料特性分析結果を表資料 1-10 に示す。

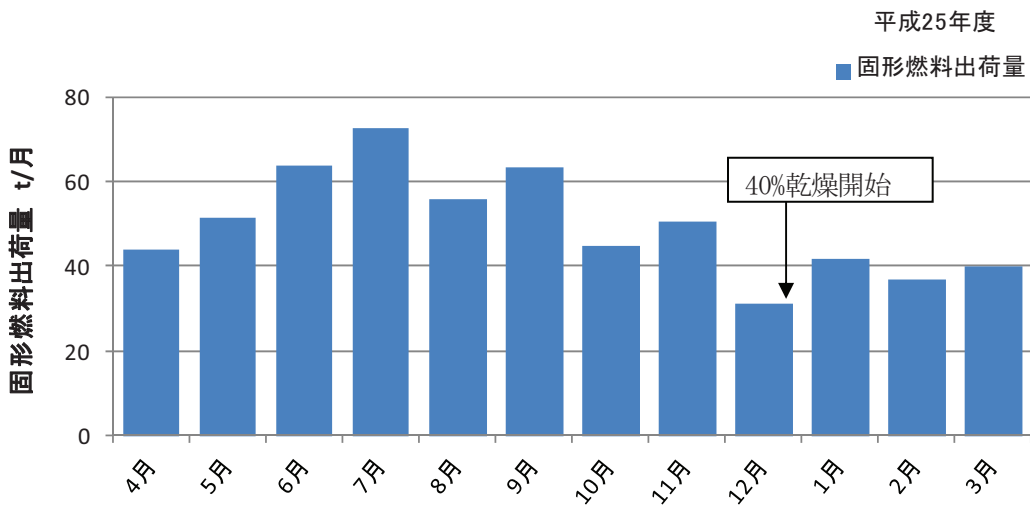
表資料 1-10 燃料特性分析結果

試験項目	固形燃料 (5月分析)	固形燃料 (1月分析)
熱分析 (TG - DTA)		
100°Cでの減量率 TG (%)	60.1	10.7
発熱開始温度 DTA (°C)	180	287.3
自然発火性試験 (SIT)	140°Cで10日間発火せず	200°Cで発火
自然発火性試験 (ワイヤバスケット)		
発熱開始温度 (°C)	>140	>140
燃焼熱量 (kJ/g)	18.8	19.3
比熱 (J/K・g)	3.0	2.64
熱伝導率 (w/m・K)	0.094	0.081
発生ガス分析 (%)		
水なし		
H ₂	0.05	<0.1
CO	<0.05	40ppm
CH ₄	0.03	<0.1
水20%添加		
H ₂	0.06	<0.5
CO	<0.05	5ppm
CH ₄	0.14	<0.1

③ 製造した固形燃料の利用

固形燃料の出荷量の推移を図資料 1-30 に示す。固形燃料の総出荷量は 595 t であり、ピットアンドクレーン方式を採用するバイオマス等発電施設（廃棄物とバイオマスを混焼しているボイラ）にて安定的に使用できた。なお、固形燃料受入にあたり特別な受払設備を整備していない。受入バイオマス等発電施設における固形燃料の混合率は平均で 1.6%（重量ベース）であった。

実証期間終了後は、固形燃料利用だけではなく肥料利用やバイオマス温水ボイラでの利用するために独自の取り組みを行っている（資料編 4 参照）。



図資料 1-30 固形燃料の製造量推移

1.3.4 排ガス処理

(1) 臭気分析

燃焼脱臭炉設置後の臭突における排気ガスの臭気測定の結果を表資料 1-11 に示す。長崎市の基準を上回る値は検出されなかった。

表資料 1-11 排気ガス臭気分析結果

採取地点	No. 1 薬液洗浄塔		No. 2 薬液洗浄塔		燃焼脱臭炉		A 区域	定量下限
	No. 1 薬液 洗浄入口	No. 1 薬液 洗浄出口	No. 2 薬液 洗浄入口	No. 2 薬液 洗浄出口	脱臭炉 入口	脱臭炉 出口	長崎市 敷地境界 規制基準	
アンモニア	0.9	0.6	0.9	0.6	1.0	0.2	1	0.1
メチルメルカプタン	0.059	0.0019	0.061	0.0016	0.045	0.0009	0.002	0.0005
硫化水素	0.13	0.013	0.11	0.013	0.072	0.0014	0.02	0.0005
硫化メチル	0.0005 未満	0.0005 未満	0.0005 未満	0.0005 未満	0.0005 未満	0.0005 未満	0.010	0.0005
二硫化メチル	0.001 未満	0.001 未満	0.001 未満	0.001 未満	0.001 未満	0.001 未満	0.009	0.001
トリメチルアミン	0.0064	0.0008	0.0038	0.0008	0.0006	0.0005 未満	0.005	0.0005
アセトアルデヒド	0.016	0.004	0.026	0.010	0.008	0.002 未満	0.05	0.002
プロピオンアルデヒド	0.009	0.002 未満	0.002 未満	0.002 未満	0.004	0.002 未満	0.05	0.002
ノルマルブチルアルデヒド	0.003	0.002 未満	0.008	0.002 未満	0.002	0.002 未満	0.009	0.002
イソブチルアルデヒド	0.021	0.002 未満	0.036	0.005	0.011	0.002 未満	0.02	0.002
ノルマルバレールアルデヒド	0.002 未満	0.002 未満	0.002 未満	0.002 未満	0.002 未満	0.002 未満	0.009	0.002
イソバレールアルデヒド	0.004	0.002 未満	0.009	0.002	0.002 未満	0.002 未満	0.003	0.002
イソブタノール	0.01 未満	0.01 未満	0.01 未満	0.01 未満	0.01 未満	0.01 未満	0.9	0.01
酢酸エチル	0.01 未満	0.01 未満	0.01 未満	0.01 未満	0.01 未満	0.01 未満	3.0	0.01
メチルイソブチルケトン	0.01 未満	0.01 未満	0.01 未満	0.01 未満	0.01 未満	0.01 未満	1.0	0.01
トルエン	0.01 未満	0.01 未満	0.01 未満	0.01 未満	0.01 未満	0.01 未満	10.0	0.01
スチレン	0.01 未満	0.01 未満	0.01 未満	0.01 未満	0.01 未満	0.01 未満	0.4	0.01
キシレン	0.01 未満	0.01 未満	0.01 未満	0.01 未満	0.01 未満	0.01 未満	1.0	0.01
プロピオン酸	0.005 未満	0.005 未満	0.005 未満	0.005 未満	0.005 未満	0.005 未満	0.03	0.005
ノルマル酪酸	0.0003	0.0002 未満	0.0021	0.0002 未満	0.0002 未満	0.0002 未満	0.002	0.0002
ノルマル吉草酸	0.0004	0.0002 未満	0.0034	0.0002 未満	0.0002 未満	0.0002 未満	0.0009	0.0002
イソ吉草酸	0.0002	0.0002 未満	0.0002 未満	0.0002 未満	0.0002 未満	0.0002 未満	0.001	0.0002

(2) 大気汚染物質

大気汚染物質 SO_x, NO_x を測定した結果を表資料 1-12 に示す。

表資料 1-12 SO_x, NO_x測定結果

採取地点	燃焼脱臭炉出口	ボイラ排ガス
SO _x	25	14
NO _x	110	18

1) 硫黄酸化物 (SO_x)

大気汚染防止法では、硫黄酸化物の排出量を、地域毎に定められたK値を用いた式(1.1)で規制している。

$$Q = K \times 10^3 \times He^2 \dots (1.1)$$

Q : 硫黄酸化物の許容排出量 (Nm³/hr)

K : 地域毎に定められた係数

He : 補正された排出口の高さ (煙突実高さ+煙上昇高さ) (m)

大気汚染防止法で定める一般排出基準では、全国を 16 ランクに分類し、K値 3.0~17.5 で規制している。また、汚染が著しいか又は著しくなるおそれがある地域で、新設される施設に限って適用される特別排出基準では、最も厳しい地域のK値が 1.17 に指定されている。表資料 1-13 は、最厳値であるK値 1.17 を用いた脱臭炉の排出計算である。この場合でも実際の必要煙突高さは 3.3 m となり、本施設は基準を満たした。

表資料 1-13 燃焼脱臭炉の硫黄酸化物排出計算

燃焼排ガス量	15,921.4	Nm ³ /日
煙突口径	200.0	mm
排ガス流速	5.9	m/sec
二酸化硫黄濃度	25.0	ppm
二酸化硫黄量	0.3980	Nm ³ /日
	0.0166	Nm ³ /hr
K 値 (最も厳しい数値)	1.17	
有効煙突高さ He	3.8	m
運動量による煙突高さ Hm	0.7	m
実際の必要煙突高さ Ho	3.3	m

1) 窒素酸化物 (NOx)

大気汚染防止法では、燃焼排ガス量が4万 m³/hr 以下の廃棄物焼却炉では、残存 O₂ 濃度 12% 換算で 250 ppm 以下が規制値となる。実証試験の分析値を残存 O₂ 濃度 12% 換算した値を表資料 1-14 に示す。窒素酸化物濃度は 225 ppm となり規制値以下になった。

表資料 1-14 燃焼脱臭炉の窒素酸化物排出計算

項目	数値	単位
LPG 低位発熱量	22,350	kcal/Nm ³
脱臭炉 LPG 消費量	131.5	Nm ³ /日
単位理論空気量	24.9	Nm ³ /Nm ³
バーナー空気比	1.3	
実際燃焼空気量	3.0	Nm ³ /min
臭気量 (キャリア空気含む)	7.9	Nm ³ /min
臭気を含めた見掛けの空気比	4.8	
残存 O ₂ 濃度	16.6	%
窒素酸化物測定値	110.0	ppm
残存 O ₂ 濃度 12% 換算窒素酸化物濃度	225.1	ppm

(2) 亜酸化窒素

本施設から排出される亜酸化窒素排出濃度の測定値を、表資料 1-15 に、脱水汚泥 1 t 当たりの排出量についての計算結果を表資料 1-17 に示す。

発生脱水汚泥当たりの亜酸化窒素 (N₂O) ガス排出量は 0.019 Kg-N₂O/t-wet であった。本技術導入により発生する脱水汚泥量が 1/3~1/4 程度となっており、水熱反応器投入汚泥あたりの亜酸化窒素 (N₂O) ガス排出量は 0.0053kg/t-wet となった。

表資料 1-15 燃焼脱臭炉の亜酸化窒素排出濃度

採取地点	No. 1 薬液洗浄塔		No. 2 薬液洗浄塔		燃焼脱臭炉		ボイラ
	No. 1 薬液 洗浄入口	No. 1 薬液 洗浄出口	No. 2 薬液 洗浄入口	No. 2 薬液 洗浄出口	脱臭炉 入口	脱臭炉 出口	ボイラ 排ガス
亜酸化窒素 (ppm)	0.5 未満	0.5 未満	0.5 未満	0.5 未満	0.5 未満	1.7	0.5 未満

表資料 1-16 燃焼脱臭炉の亜酸化窒素排出量計算

項目	数値	単位	備考
汚泥処理量 (DS)	2.43	t-DS/日	図資料 1-7 冬データ 実績値
汚泥処理量 (脱水汚泥換算推定値:76%換算)	10.1	t-wet/日	
燃焼排ガス量	15,921	Nm ³ /日	測定時排ガス量
亜酸化窒素 (N ₂ O) 濃度	1.7	ppm	表資料 1-16 より
亜酸化窒素 (N ₂ O) ガス量	0.0271	Nm ³ /日	
亜酸化窒素 (N ₂ O) ガス質量	0.0532	kg/日	
汚泥処理量 (DS) あたりの 亜酸化窒素 (N ₂ O) ガス質量	0.022	kg/t-DS	=0.0532/2.43
汚泥処理量(脱水汚泥換算推定値:76% 換算) あたりの亜酸化窒素 (N ₂ O) ガ ス質量	0.0053	kg/t-wet	
脱水汚泥量 (0.89 t-DS, 含水率 66%)	2.62	t/日	水熱消化後の脱水汚泥
水熱消化後脱水汚泥 1 t 当たりの 亜酸化窒素 (N ₂ O) ガス質量	0.019	Kg-N ₂ O/t-wet	=0.0532/2.62

(3) 排ガス処理に関わる薬品使用量

使用する薬品は硫酸（70%）、苛性ソーダ（20%）、次亜塩素酸である。季節毎の薬品使用量を表資料 1-17 に示す。夏季及び秋季は全ての臭気を薬液洗浄塔で処理したのに対し、冬季は燃焼脱臭炉を設置したため、薬品使用量が少なかった。本技術では、燃焼脱臭炉設置を標準仕様としているため、冬季の薬品使用量の実績値を費用関数の算出根拠とした。

表資料 1-17 季節毎の薬液洗浄塔薬品使用実績

薬品	単位	夏季	秋季	冬季
硫酸	kg/日	2.6	2.6	4.3
苛性ソーダ	kg/日	11.6	14.8	3.1
次亜塩素酸	kg/日	135.6	116.6	17.1

1.3.5 実証施設のエネルギー使用量

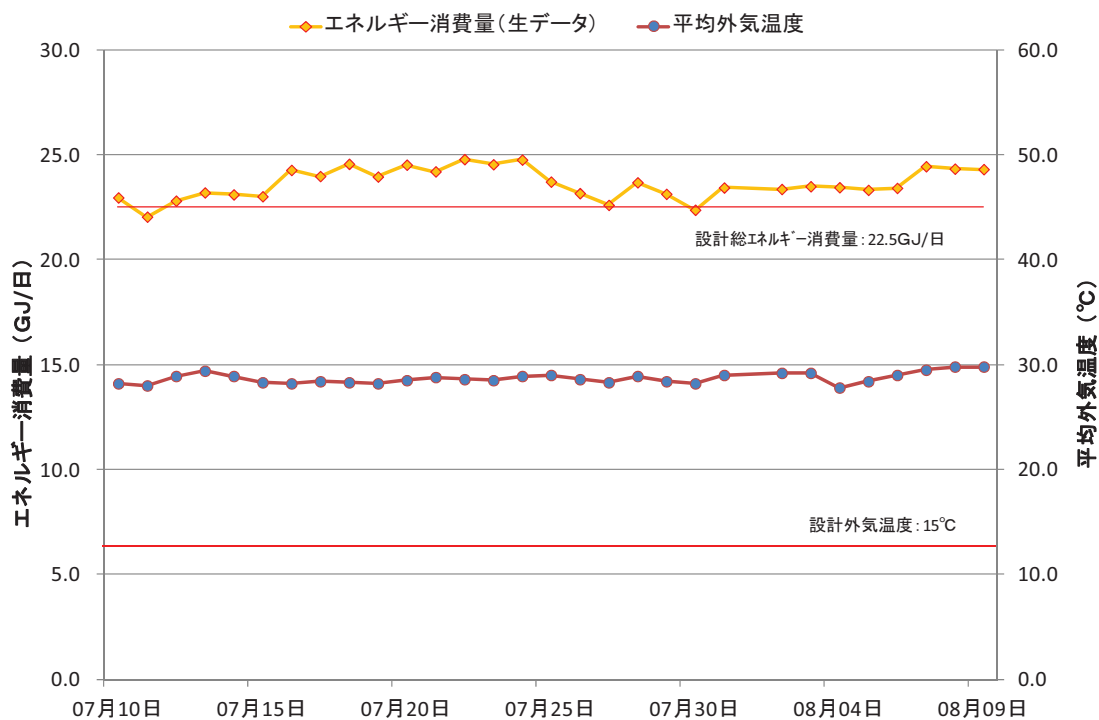
(1) 水熱反応器における燃料使用量

1) エネルギー消費量の推移

本編の解析に用いる対象期間の季節毎のエネルギー消費実績を以下に示す。

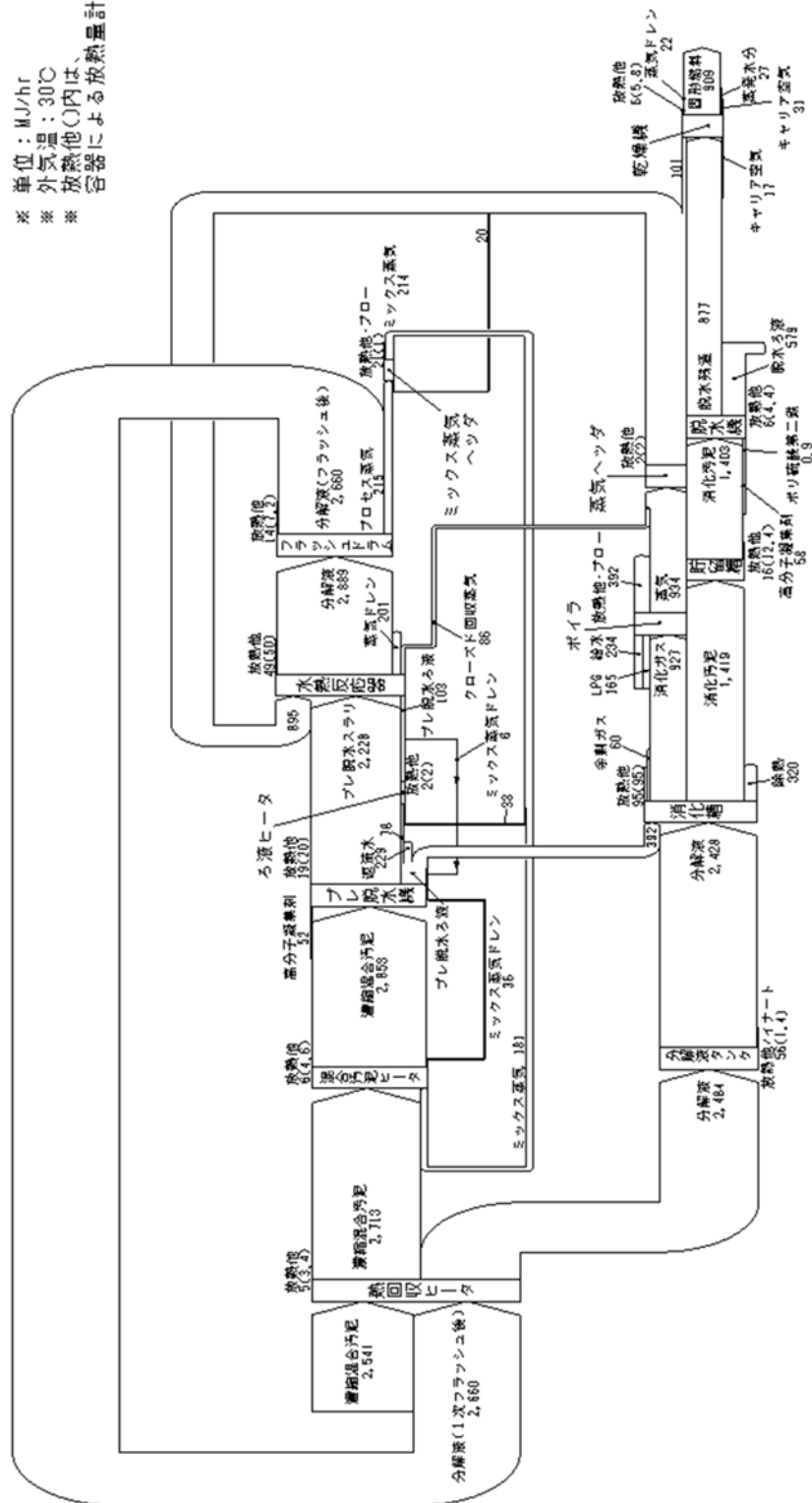
① 夏季エネルギー使用量

夏季のエネルギー消費実績を図資料 1-31 に示す。このエネルギー消費量は蒸気ボイラで使用した燃料使用量を用いて算出した。夏季期間の平均エネルギー使用量は 23.6 GJ/日であった。設計値 22.5 GJ/日と同等の使用量であったが、単位混合汚泥 t-DS 当たりのエネルギー使用量は設計値よりも 25%程度高い値で推移した。これは混合汚泥処理量が設計値より 7%程度低いこと、水熱反応器内のスケールによりエネルギー効率が悪いことに起因すると考えられる。



図資料 1-31 夏季エネルギー消費実績

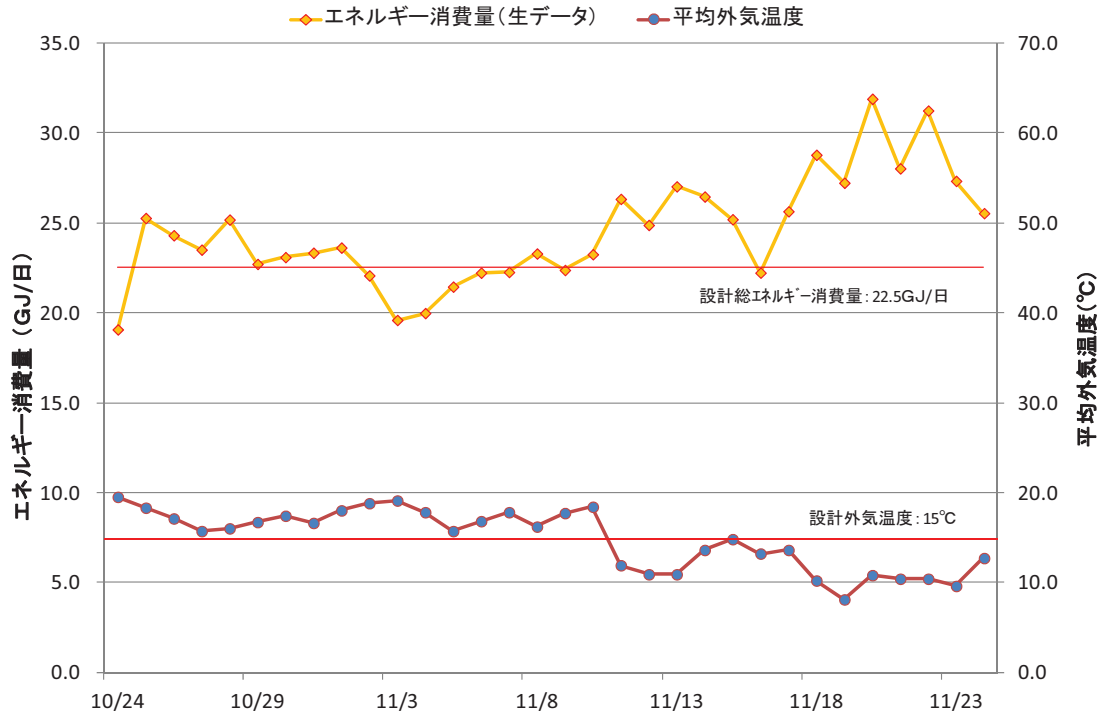
単位：MJ/hr
 ※ 外気温：30℃
 ※ 放熱他○内は、容器による放熱量計算値



図資料 1-32 夏季のエネルギーバランス

② 秋季エネルギー使用量

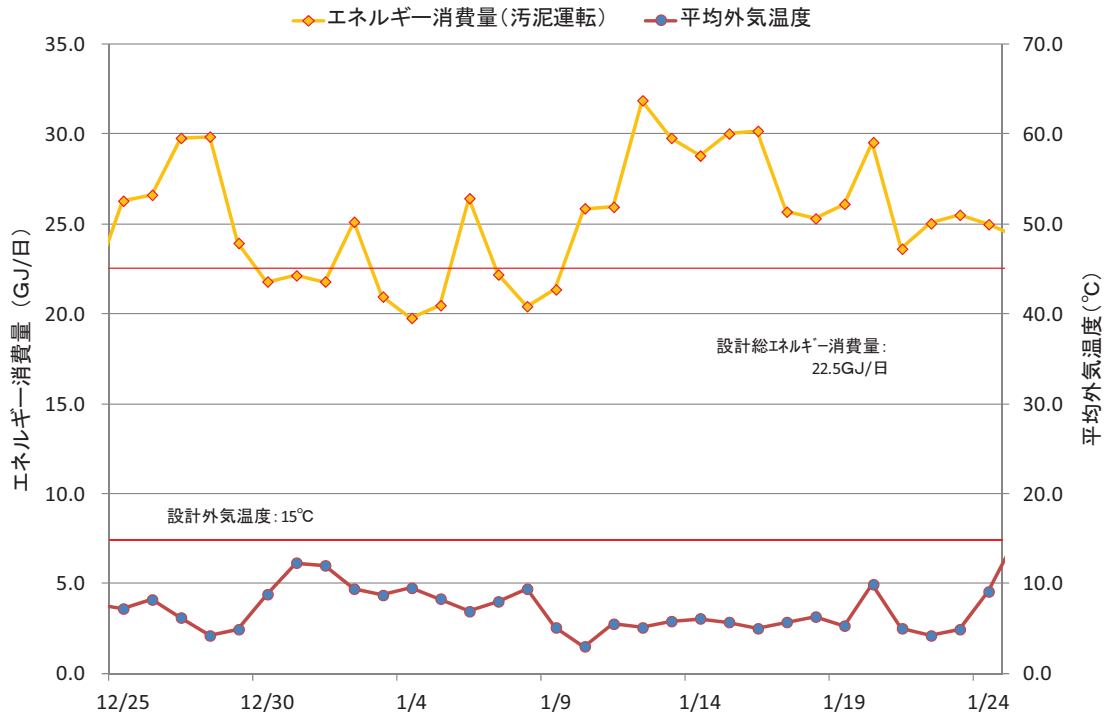
秋季のエネルギー消費実績を図資料 1-33 に示す。このエネルギー消費量は蒸気ボイラで使用した熱量の生データを用いて算出した。秋季のエネルギー使用量は平均 24.5 GJ/日であった。単位混合汚泥 t-DS 当たりのエネルギー使用量はほぼ設計値通りの値で推移した。



図資料 1-33 秋季エネルギー消費実績

③ 冬季エネルギー使用量

冬季のエネルギー消費実績を図資料 1-35 に示す。このエネルギー消費量は蒸気ボイラで使用した熱量の生データを用いて算出した。冬季期間のエネルギー使用量は平均 25.2 GJ/日であった。単位混合汚泥 t-DS 当たりのエネルギー使用量も設計値よりも高い値で推移した。これは、外気温が低い事による放熱量の増加に伴うエネルギー使用量の増加と考えられる。

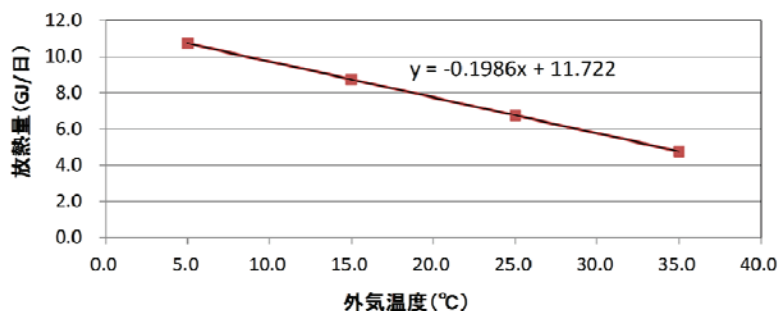


図資料 1-35 冬季エネルギー消費実績

2) 実証施設におけるエネルギー使用量変動因子に関する検討

① 外気温度による影響

図資料 1-37 に外気温度による貯槽および機器表面からの理論放熱量を記載する。ただしこの計算には配管やポンプ等の小型機器・計器類からの放熱量は加味していないため、実際の影響量はこの数値以上になる。



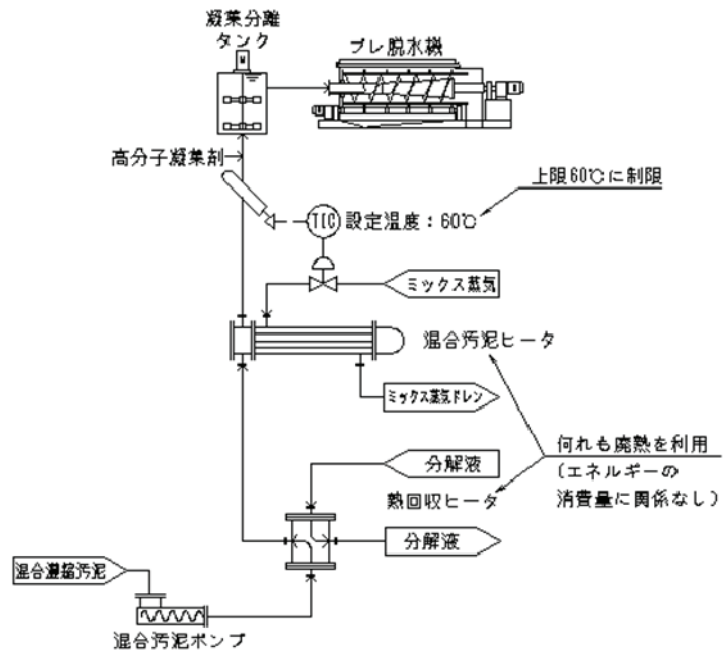
図資料 1-37 外気温度の変動による貯槽・機器類表面からの放熱量

外気温度 1 °C の変化で、約 0.2 GJ/日の放熱量変動があり、脱臭炉を除くプラントでのエネルギー消費量の約 1% に相当する。

本プラントの設計外気温度は 15 °C であるため、冬季の外気温度が 5 °C まで低下した場合、約 10% の変動要因となる。それに対し、外気温度が 15 °C を上回る場合には放熱量自身は低下するが、消化槽の温度を 55 °C に保つため、消化原料もしくは消化槽自身の強制冷却が必要となる。

② 濃縮汚泥受け入れ温度変動による影響

本技術では図資料 1-38 に示すように、濃縮汚泥の昇温には水熱反応器分解液の廃熱（フラッシュ蒸気、ミックス蒸気、分解液）を用いており、濃縮汚泥の持ち込み温度の変動が、エネルギー消費量に影響を与えないよう設計している。さらに熱回収系では、熱回収上限温度を制限しているため、水熱処理投入原料温度は一定となる。



図資料 1-38 混合汚泥の昇温プロセス（排熱による熱回収系）

3) 水熱処理工程におけるエネルギー使用量

本編解析期間における水熱処理工程での DS 処理量当たりのエネルギー使用量を表資料 1-18 に示す。

夏季についてはスケール等の理由により、エネルギー使用量が高くなったため考察の対象外とする。

秋季のエネルギー使用量は 8.5 GJ/t-DS であり、設計値よりも 0.5 GJ/t-DS (6.3%) 高くなった。秋季の外気温平均値は 14.8 °C でありほぼ設計外気温である。図資料 1-33 に示すとおり、エネルギー使用量は外気温 15°C 以上の場合は設計エネルギー使用量と同程度であるのに対し、外気温 15°C 未満の場合は設計エネルギー使用量より高くなった。

冬季のエネルギー使用量は 10.2GJ/t-DS であり、設計値よりも 2.2 GJ/t-DS (27.5%) 高くなった。冬季の外気温平均値は 7.2 °C であった。外気温から理論放熱量を試算するとエネルギー使用量は 7.8% 程度高くなることが予想されたが、設計エネルギー使用量と比較し 27.5% 程度高くなっており、理論放熱量よりも外気温の影響が大きかった。

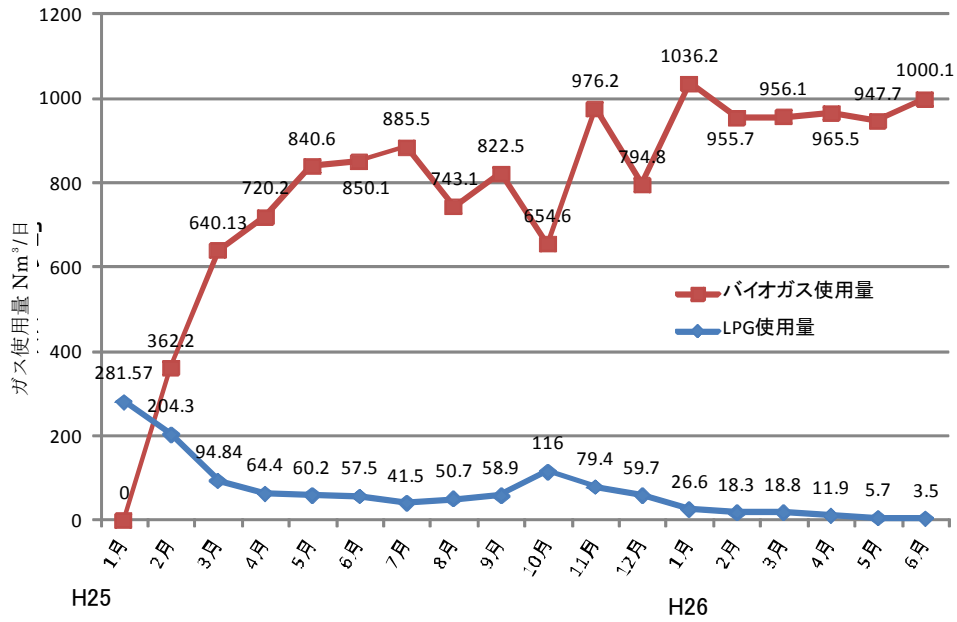
以上を踏まえ、本編解析に用いるエネルギー使用量の算出に際して、外気温 15 °C 未満のときエネルギー使用量が増加し、15 °C 以上の場合はエネルギー使用量が変わらないものと仮定した。春季、夏季、秋季はエネルギー使用量が変わらないものと考え、秋季のエネルギー使用量を春季、夏季、秋季のエネルギー使用量と仮定した。冬季のエネルギー使用量と按分し、エネルギー使用量 8.9 GJ/t-DS ((秋季×3+冬季)÷4) とした。

表資料 1-18 水熱処理工程における季節毎エネルギー使用量

項目	単位	夏季	秋季	冬季	FS 条件
水熱工程	GJ/t-DS	10.0	8.5	10.2	8.9

4) 水熱反応器における燃料使用量実績値

蒸気ボイラにおける燃料の使用量の推移を図資料 1-39 に示す。定格での汚泥投入を開始した12月以降、LPGを殆ど使用しなかった。



図資料 1-39 LPG使用量及びバイオガス使用量の推移

(2) 乾燥機におけるエネルギー使用量

実証期間において、夏季及び秋季は乾燥機の排ガス系の不具合により想定する含水率まで乾燥することを控えたため、想定含水率までの乾燥を継続実施した平成 25 年 12 月以降のデータを用いて解析を行った。式(1.2)を用いて乾燥効率を算出した結果、乾燥効率は 79%であった。この値を用いて乾燥機使用熱量を算出する。

$$\eta = Qa / Qa' \cdot \cdot \cdot (1.2)$$

η : 乾燥効率

Qa : 理論乾燥熱量

Qa' : 実際乾燥熱量 (乾燥機使用エネルギー量)

理論乾燥熱量は、乾燥機投入時の含水率から目標含水率にするために必要な熱量であり、簡易に水分の潜熱顕熱および乾燥効率から求めることとする。本実証における脱水汚泥の平均含水率は 66.2%であり、目標含水率である 40%まで乾燥させた場合のエネルギー使用量は処理 DS 量 7 t の場合 12.9 GJ/日となる。

(3) 燃焼脱臭炉

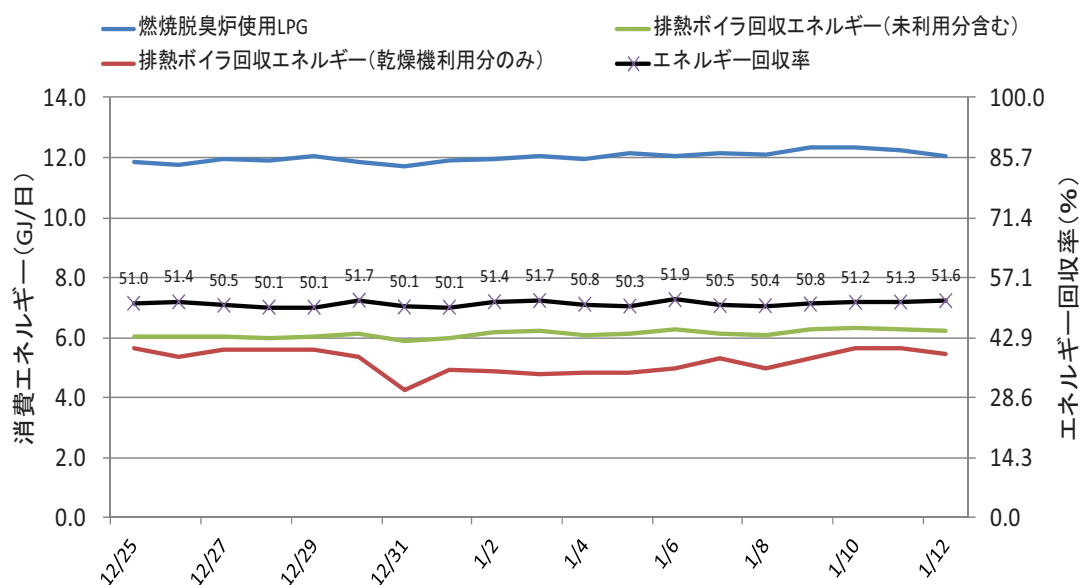
1) 燃焼脱臭炉におけるエネルギー使用量

燃焼脱臭炉の燃料は LPG を使用した。今回の施設規模より発生する臭気量はごく微量である。そのため、燃焼脱臭炉の最小規模の関係で最小流量を補うため臭気以外にフレッシュな空気を投入しており、小規模施設ではエネルギー使用量を多く消費することとなる。本実証での燃焼脱臭炉では 7.9 Nm³/min の風量を処理している。本施設で発生する高濃度臭気の処理量は 2.3 Nm³/min 程度であり、燃料脱臭炉の最低処理風量に満たないため 5.3 Nm³/min の大気を吸引して処理している。燃焼脱臭炉での LPG 消費量は 131.0 Nm³/日であった。

高濃度臭気風量は施設規模に比例し、本燃焼脱臭炉は処理 DS 量 7.4 t 規模程度 (臭気発生量 7.9 Nm³/min) に相当する。処理 DS 量 7.4 t 以上については施設規模に応じて、エネルギー使用量が大きくなる。

2) 排熱ボイラにおけるエネルギー回収量

燃焼脱臭炉に排熱ボイラを併設して低圧蒸気を回収し、乾燥機の熱源として使用した。排熱ボイラ設置後は、乾燥機の熱源を排熱ボイラで回収した蒸気のみで切り替えた。図資料 1-40 に乾燥機における含水率 40%乾燥運転時のエネルギー消費量と排熱ボイラ回収エネルギーを示す。排熱ボイラにおけるエネルギー回収率は 51%前後で安定した。



図資料 1-40 燃焼脱臭炉、乾燥機でのエネルギー使用量

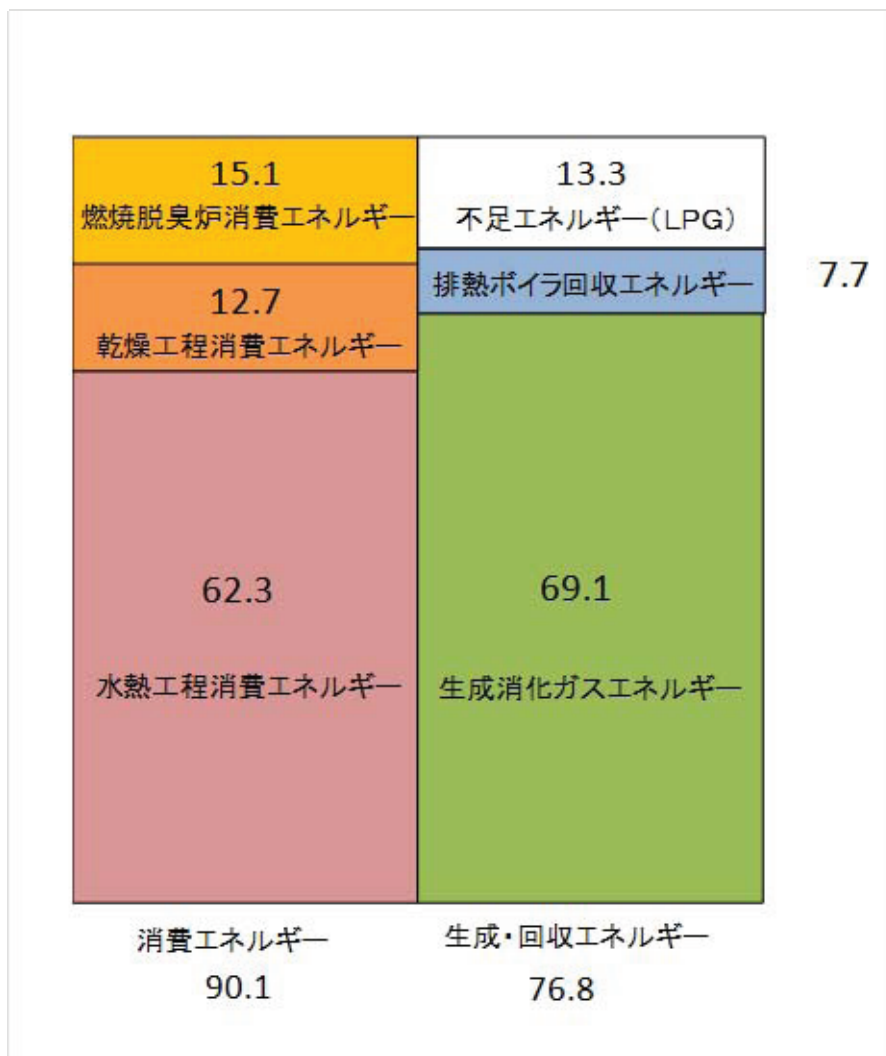
(4) 本施設 DS7 t 規模での熱エネルギー試算例

上記算出結果を用いて DS7 t 規模での熱エネルギー収支を試算した。各々の設備で使用する燃料由来の熱エネルギー量を表資料 1-19 に示す。水熱工程で使用される熱エネルギーは 62.3 GJ/日、乾燥工程で使用される熱エネルギーは 12.7 GJ/日、燃焼脱臭炉で使用される熱エネルギーは 15.1 GJ/日であり、合計のエネルギー使用量は 90.1 GJ/日となった。

回収するエネルギーは発生したバイオガス 69.1 GJ/日、燃焼脱臭炉の排熱回収による熱エネルギーは 7.7 GJ/日であり、合計 76.8 GJ/日となる。差し引き 13.3 GJ/日の不足分を LPG によって補う試算結果となった。

表資料 1-19 本実証施設でのエネルギー消費（例としてDS7 tで試算）

	水熱処理工程			
	項目	単位	数値	備考
	DS1 t 当たりの使用エネルギー	GJ/DS-t	8.9	実証
DS7 t 規模での使用エネルギー	GJ/日	62.3	(秋×3+冬×1) /4	
エネルギー 使用量	乾燥工程			
	DS7 t ベース：乾燥DS 処理量	t/日	2.76	物質収支より
	DS7 t ベース：66.2⇒40%乾燥水分	t/日	3.6	
	DS7 t における理論乾燥熱量	GJ/日	10.0	計算値
	乾燥効率	%	79.0	実証冬データ
	DS7 t 規模での使用エネルギー	GJ/日	12.7	
	脱臭工程			
	DS7 t 規模での使用エネルギー	GJ/日	15.1	脱臭炉考察より
	エネルギー消費量合計	GJ/日	90.1	
	エネルギー 回収量	バイオガス回収		
バイオガス発生量（実証）		m ³ /kg-VS	0.48	実証平均
VS/TS		%	84.0	事務局提示
DS7 t 規模での発生 VS 量		kg-VS	5,880.0	
DS7 t 規模でのバイオガス発生量		m ³ /日	2,822.4	
0 °C, 1 気圧換算ガス発生量		Nm ³ /日	2,804.9	
メタンガス濃度（実証）		%	62.7	実証平均
メタンガス発生量		Nm ³ /日	1,758.7	
メタンガス発熱量		MJ/Nm ³	39.3	
回収発熱量		GJ/日	69.1	
燃焼脱臭炉の排熱回収				
DS7 t 規模での回収量		GJ/日	7.7	脱臭炉考察より
エネルギー回収量合計		GJ/日	76.8	
補助 燃料		エネルギー不足量	GJ/日	13.3
	LPG エネルギー原単位	GJ/ t	50.8	原単位表参照
	LPG 補助燃料消費量	kg/日	260.9	
t /年		93.9		

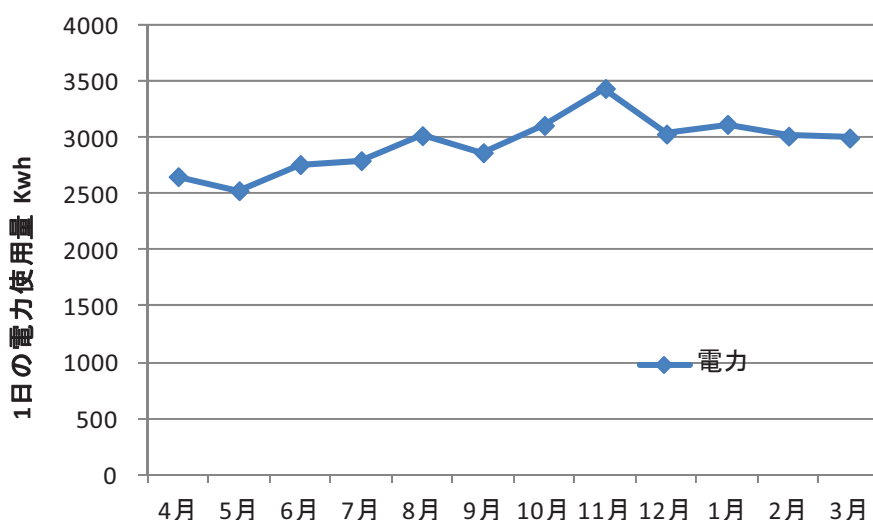


図資料 1-41 消費エネルギーと生成回収エネルギー

(5) 実証施設における電力使用量実績値

本実証施設における電力使用量を図資料 1-42 に示す。実証期間中の平均電力使用量は、2945 kWh/日であった。本実証施設では遠心脱水機を使用しており、電力 2945 kWh の内、脱水設備では約 400 kWh と高い消費であった。電力コストの費用関数の算出にあたり、本実証施設における電力使用量および実証施設各機器の運転データ（常時測定、秋季期間安定稼働中 4 回分の電流値の平均）をもとに負荷率を算定し設定した。

実証施設で用いた一部の機器の負荷率を算定した結果を表資料 1-20 に示す。同様に全ての機器を算出し、DS 7 t 規模で使用する個別機器の仕様からメーカーにて検討を行い、電動機出力、設定した負荷率によって電力使用量を算出した（資料編 2 参照）。DS 7 t 規模における全ての機器の合計で一日 6453 kWh の電力使用量となり、この二つの電力使用量に電力単価を乗じて本ガイドラインの試算で用いる費用関数を作成した。



図資料 1-42 電力使用量実績

表資料 1-20 機械設備の電力消費に伴う負荷率の算定事例

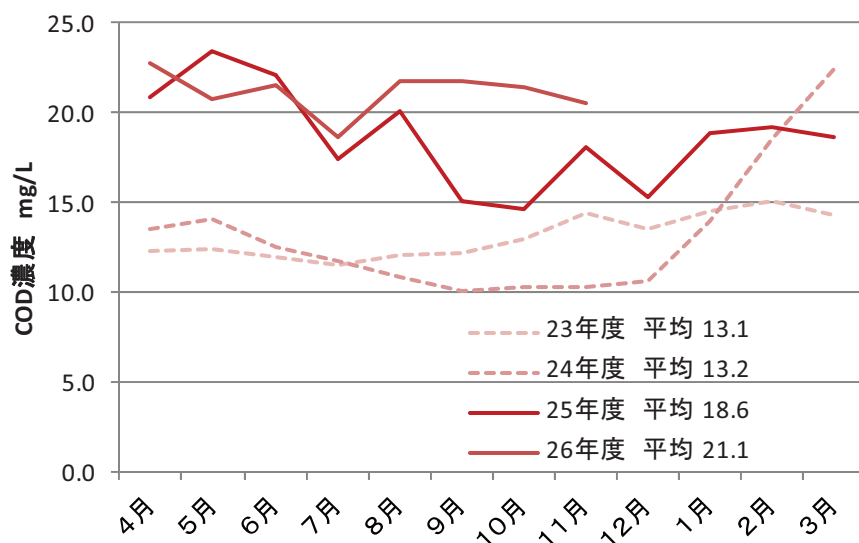
機器名称	測定電流値 A	定格 A	負荷率
濃縮汚泥ポンプ	8.5A	14.8A	0.58
プレ脱水スラリポンプ	6.8A	9.3A	0.73
脱臭ファン	8.3A	14.2A	0.59
反応器循環ポンプ	38.5A	54.0A	0.71
分解液タンク攪拌機	1.1A	2.1A	0.55
消化汚泥移送ポンプ	3.9A	6.6A	0.59

1.3.6 脱水機の返流水による水処理系への影響

実証施設を導入することで、放流水のCOD、窒素、色度が上昇した。

(1) COD濃度

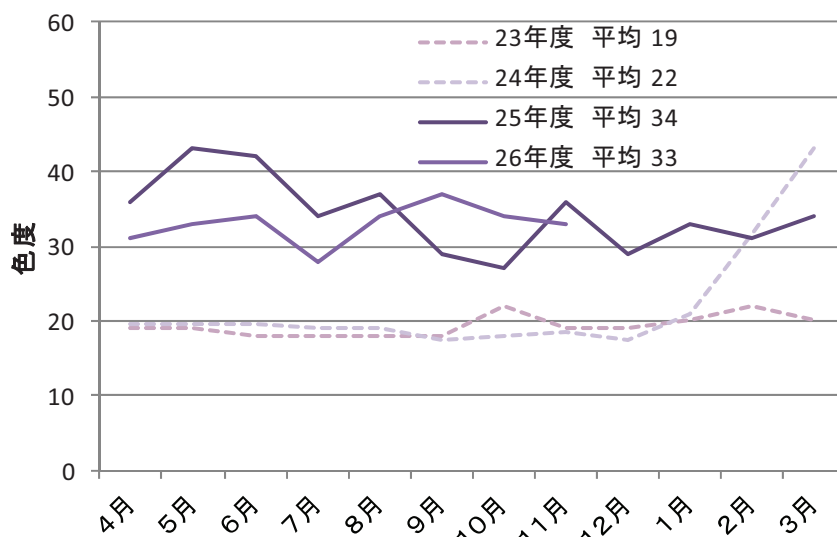
実証施設稼働前後の放流水のCOD濃度を図資料 1-43 に示す。実証施設稼働前の平成 23、24 年度は平均 13.2 mg/L(10.1~15.1 mg/L)であるのに対し、実証施設が安定的に稼働した平成 25 年度は平均 18.6 mg/L(14.6~23.6 mg/L)であった。



図資料 1-43 放流水のCODの推移

(2) 色度

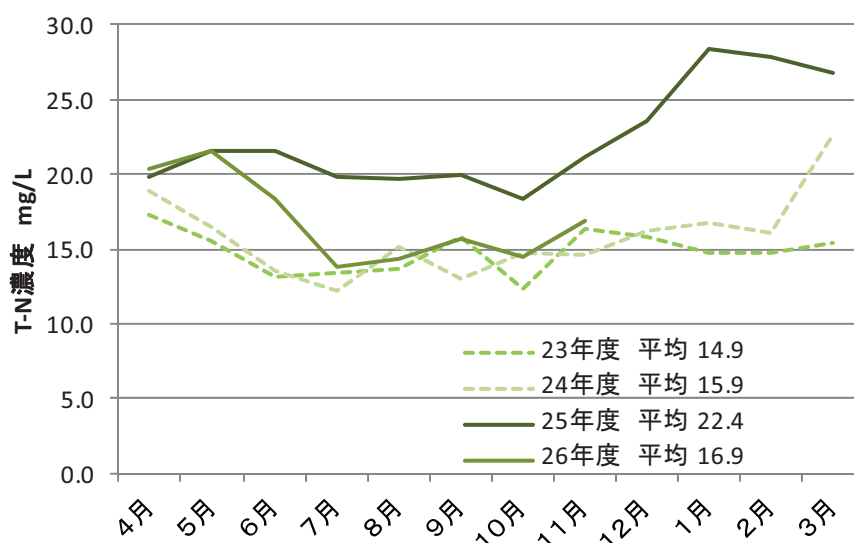
実証施設稼働前後の放流水の色度を図資料 1-44 に示す。実証施設稼働前度は 18~22 であったのに対し、実証施設稼働後は 27~40 程度となった。



図資料 1-44 放流水の色度の推移

(3) 全窒素 (T-N)

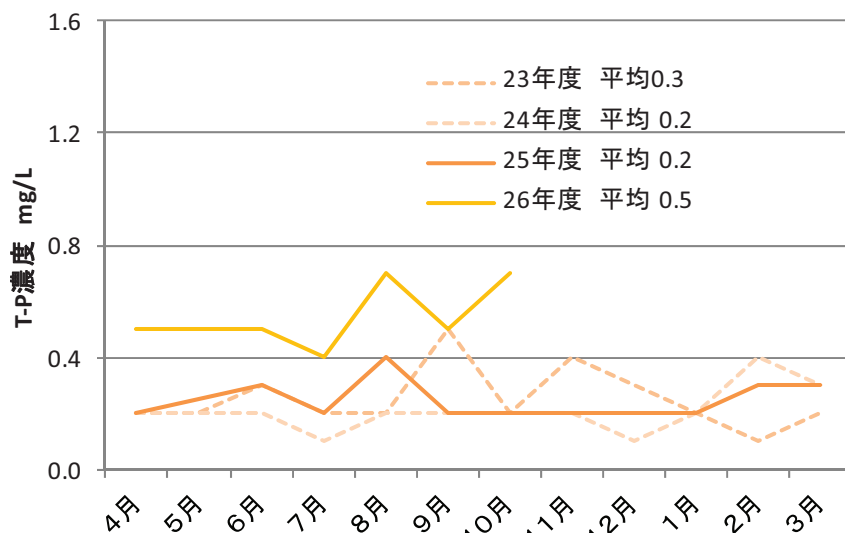
実証施設稼働前後の放流水全窒素を図資料 1-45 に示す。実証施設稼働前の平成 23 年度は 14.9 (12.3~17.3) mg/L, 平成 24 年度 2 月までは 15.9 (12.2~18.9) mg/L であったのに対し、実証施設稼働後の平成 25 年度は 22.4 (18.4~27.5) mg/L であった。



図資料 1-45 放流水の全窒素推移

(4) 全リン (T-P)

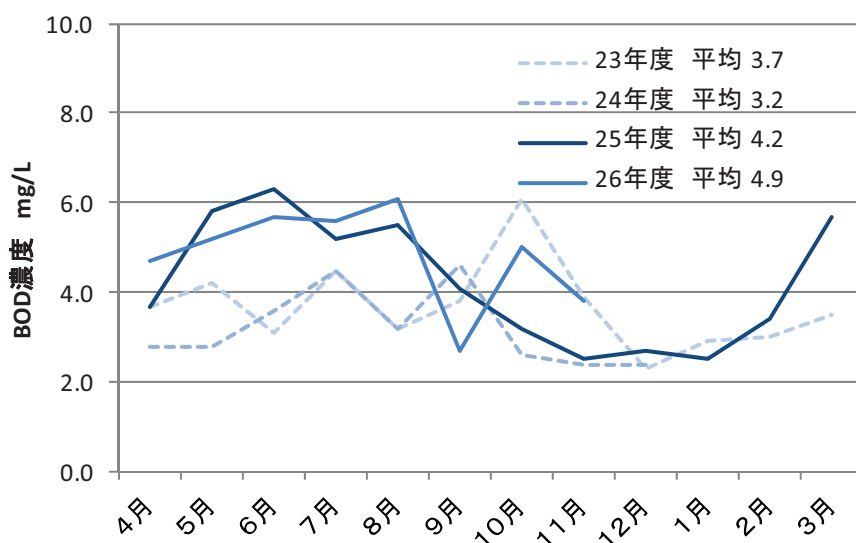
実証施設稼働前後の放流水全リンの推移を図資料 1-46 に示す。実証施設稼働前は0.1～0.4mg/L 程度であったに対し、平成 25 年度は0.2 mg/L 程度で推移した。平成 26 年度は0.5mg/L となっており若干高かった。ポリ鉄添加量を少なくしたため若干高い値となった可能性がある。



図資料 1-46 放流水の全リン推移

(5) BOD

実証施設稼働前後の放流水BODの推移を図資料 1-47 に示す。平成25年度は4.2 mg/L であり、実証施設稼働前と殆ど変わらなかった。



図資料 1-47 放流水のBOD 推移

1.3.7 実証施設におけるトラブル事例

(1) MAP の析出による配管閉塞

1) 経緯

消化汚泥貯留槽から脱水機へ汚泥を移送する配管内で MAP が析出して閉塞した。

2) 対策

脱水の凝集剤として使用するポリ硫酸第二鉄の注入点は脱水機前であったが、注入点を消化汚泥ポンプ吐出側直近に変更した。消化槽出口において pH 低下による MAP 生成に係るイオンの溶解度上昇効果が期待できるように改善した。

(2) 水熱反応器のスケール発生

1) 経緯

4～8 月の間は、水熱反応器の洗浄である水置換運転を行わず連続運転を実施したが、加熱器の伝熱管スケールが成長し、一部閉塞により処理量が低下した。

2) 対策

9 月にスケール除去作業を行うとともに、水置換運転を定期的に行う運転に切り替えた。