

国土技術政策総合研究所資料

TECHNICAL NOTE of
National Institute for Land and Infrastructure Management

No. 870

October 2015

B-DASH プロジェクト No. 8

温室効果ガスを抑制した水熱処理と担体式高温消化による
固形燃料化技術導入ガイドライン (案)

B-DASH Project No.8
**Guideline for introducing a technology for sewage sludge solid fuelization
using hydrothermal processing and high temperature digestion with carrier**

国土交通省 国土技術政策総合研究所

National Institute for Land and Infrastructure Management
Ministry of Land, Infrastructure, Transport and Tourism, Japan

B-DASHプロジェクト No.8

温室効果ガスを抑制した水熱処理と担体式高温消化による固形燃料化技術導入ガイドライン(案)

国土技術政策総合研究所 下水道研究部 下水処理研究室

B-DASH Project No.8

Guideline for introducing a technology for sewage sludge solid fuelization
using hydrothermal processing and high temperature digestion with carrier

Wastewater and Sludge Management Division, Water Quality Control Department
National Institute for Land and Infrastructure Management

概要

本ガイドラインは、下水道事業におけるコスト縮減や再生可能エネルギー等の創出を目指し、下水道革新的技術の一つである「温室効果ガスを抑制した水熱処理と担体式高温消化による固形燃料化技術」について、下水道事業者が導入検討する際に参考にできる資料として策定したものである。

キーワード : 固形燃料、水熱処理、消化、

Synopsis

This Guideline introduces a Technology for sewage sludge solid fuelization using hydrothermal processing and high temperature digestion with carrier, which is one of sewage high technologies designed for reducing sewerage service costs, creating renewable resources.

Key Words : Sewage Sludge solid fuel, hydrothermal processing, digestion,

はじめに

我が国の下水道は、国民生活に不可欠な社会資本として、77%まで普及が進んできており、水洗トイレが普及するとともに川や海の水質の改善につながっている。しかし、その一方で、大量に発生する汚水の浄化には大きな電力を要し、それだけで我が国の総電力消費量の0.6%近くを占めている。これは、下水処理場の維持管理費を押し上げる要因ともなっている。

また、下水や汚泥の処理に伴い温室効果ガスが排出されるため、地方公共団体の公共事業の中でも最大級の温室効果ガス排出源となっている。今後、下水道の未普及地域の解消や高度処理化など、排出を増加させる要因が引き続き見込まれることから、地球温暖化防止に一定の役割を果たそうとする我が国において、その削減が急がれる。

さらに、下水汚泥や下水の持つエネルギー価値やリン等資源のポテンシャルに期待が高まっており、省エネ・省資源のみならず、積極的にエネルギー・資源を創出する取組も始まっている。

これらのことを踏まえ、今後は有機物、栄養塩類を除去対象物質でなく資源として捉え、革新的な技術・システム等を導入し、他バイオマスを集約することで、下水処理場を水・資源・エネルギーの集約・自立・供給拠点化することが「新下水道ビジョン」（平成26年）でも打ち出されているが、潜在的なポテンシャルに対して実際に活用されている割合はわずかであり、優れた新技術が開発されても、まだ実績が少ないため導入に慎重な下水道事業者も多い状況である。

このため、国土交通省下水道部では、優れた革新的技術の実証、普及により下水道事業におけるコスト縮減や再生可能エネルギー等の創出を実現し、併せて、本邦企業による水ビジネスの海外展開を支援するため、「下水道革新的技術実証事業（B-DASHプロジェクト※）」を平成23年度から開始し、国土技術政策総合研究所下水道研究部が実証研究の実施機関となっている。

本ガイドライン「温室効果ガスを抑制した水熱処理と担体式高温消化による固形燃料化技術導入ガイドライン（案）」で示す技術は、水熱反応器と担体式高温消化槽の組合せにより生成される消化ガスを用いて、低コスト、省エネルギーで汚泥固形燃料を製造し、汚泥固形燃料を活用することにより、下水汚泥が保有するエネルギーの利用拡大及び温室効果ガス排出量の削減が可能となる革新的な技術である。実証研究により、従来技術（流動焼却）と比較してコスト縮減や温室効果ガス排出量削減に効果があることが実証されている。

本ガイドラインは、国土技術政策総合研究所委託研究（温室効果ガスを排出しない次世代型下水汚泥固形燃料化技術実証研究 受託者：長崎市・長崎総合科学大学・三菱長崎機工（株）共同研究体 実施期間：平成24～25年度）において実施した成果を踏まえ、下水道事業者が革新的技術の導入を検討する際に参考にできる資料として策定したものであり、これらの技術が全国そして海外にも普及されることを願うものである。

技術選定から実証研究施設の設置、実運転による実証を踏まえたガイドラインの策定までを短期間でまとめるにあたり、大変なご尽力をいただいた評価委員会および検討会の委員各位をはじめ、実証研究に精力的に取り組まれた研究体各位等全ての関係者に深く感謝申し上げます。

※B-DASH プロジェクト：Breakthrough by Dynamic Approach in Sewage High Technology Project

目 次

第 1 章	総 則	1
第 1 節	目 的	
§ 1	目 的	1
第 2 節	ガイドラインの適用範囲	
§ 2	ガイドラインの適用範囲	3
第 3 節	ガイドラインの構成	
§ 3	ガイドラインの構成	4
第 4 節	用語の定義	
§ 4	用語の定義	6
第 2 章	技術の概要と評価	9
第 1 節	技術の概要	
§ 5	技術の目的	9
§ 6	技術の概要	10
§ 7	技術の特徴	12
§ 8	プレ脱水工程	15
§ 9	水熱処理工程	16
§ 10	消化工程	18
§ 11	脱水工程	19
§ 12	乾燥工程	20
§ 13	熱源設備	21
§ 14	技術の適用条件	22
§ 15	導入シナリオ例	23
第 2 節	実証研究に基づく評価の概要	
§ 16	技術の評価項目	26
§ 17	技術の評価結果	28

第3章 導入検討

43

第1節 導入検討手法

§ 18	導入検討手順	43
§ 19	基礎調査	45
§ 20	導入効果の検討	47
§ 21	導入コストの算定	48
§ 22	エネルギー消費量の算定	54
§ 23	温室効果ガス排出量の算定	55
§ 24	導入判断	57

第2節 導入効果の検討例

§ 25	試算条件	58
§ 26	導入効果の検討結果	61

第4章 設備の設計

69

第1節 基本計画・設計

§ 27	計画・設計手順	69
§ 28	基本条件の抽出	70
§ 29	基本フローの策定	72
§ 30	物質収支の算出	73
§ 31	化工設計	74
§ 32	機器仕様の策定	84
§ 33	配置の検討	86
§ 34	処理場全体プロセスの影響検討	88
§ 35	適用法令の確認	89
§ 36	導入効果の検証	90

第5章 維持管理

91

第1節 水熱処理設備の維持管理

- § 37 水熱処理設備の運転管理 91
- § 38 水熱処理設備の保守点検 97

第2節 消化設備の維持管理

- § 39 消化設備の運転管理 101
- § 40 消化設備の保守点検 103

第3節 固形燃料化設備の維持管理

- § 41 固形燃料化設備の運転管理 104
- § 42 固形燃料化設備の保守点検 106

第4節 災害時の対応・対策

- § 43 災害時の対応・対策 107

資料編

- 1. 実証研究結果 資料-1
- 2. 導入効果試算条件及びその他シナリオのケーススタディ 資料-57
- 3. 物質収支 資料-87
- 4. 固形燃料の利用技術 資料-95
- 5. 参考文献 資料-109
- 6. 問い合わせ先 資料-110

第 1 章 総 則

第 1 節 目 的

§1 目 的

本ガイドラインは、下水道事業における大幅なコスト縮減や省エネルギー・創エネルギー効果の増大に寄与するため、下水道革新的技術実証事業（B-DASH プロジェクト）の革新的技術の 1 つである「温室効果ガスを抑制した水熱処理と担体式高温消化による固形燃料化技術」（以下、本技術とする）について、実証研究の成果をふまえて、技術の概要、導入検討、計画・設計および維持管理等に関する技術的事項について明らかにし、もって導入の促進に資することを目的とする。

【解 説】

下水道革新的技術実証事業（B-DASH プロジェクト）は、新技術の研究開発及び実用化を加速することにより、下水道事業における大幅な省エネルギー・創エネルギー効果やコスト縮減を実現し、併せて、本邦企業による水ビジネスの海外展開を支援するため、国土交通省が実施しているものである。

B-DASH プロジェクト全体の概要は、図 1-1 に示すとおりである。各実証事業においては、国土技術政策総合研究所からの委託研究として、実証研究を実施している。

平成 23 年度は、[1] 水処理技術（高度処理を除く）、[2] バイオガス回収技術、[3] バイオガス精製技術、[4] バイオガス発電技術に係る革新的技術を含むシステムについて公募を行い、2 件の実証研究を採択・実施し、平成 25 年 7 月にガイドライン案を策定している。

平成 24 年度は、[5] 下水汚泥固形燃料化技術、[6] 下水熱利用技術（未処理下水の熱利用に限る。）、[7] 栄養塩（窒素）除去技術（水処理に係る技術は除く）、[8] 栄養塩（りん）除去技術（水処理に係る技術は除く。回収技術を含むことは可。）に係る革新的技術について公募を行い、5 件の実証研究を採択・実施している。

平成 25 年度は、[9] 下水汚泥バイオマス発電システム技術（低含水率化技術、エネルギー回収技術、エネルギー変換技術を組み合わせたシステム技術）に係る革新的技術について公募を行い、2 件の実証研究を採択・実施している。

本技術は、[5] に係る革新的技術であり、学識経験者で構成される「下水道革新的技術実証事業評価委員会」（以下、評価委員会とする）において、「流動焼却設備で構成された従来技術よりも高機能な技術であり、実証研究が行われた結果、当初の技術開発については一定の成果が得られた」と評価されている。本ガイドラインは、評価委員会で評価された本技術の実証研究の成果を踏まえ、本技術の導入の促進に資することを目的として、国土技術政策総合研究所において策定するものである。このため、本ガイドラインでは、地方公共団体等の下水道事業者が本技術の導入を検討する

際に参考にできるように、技術の概要と評価、導入検討、計画・設計および維持管理等に関する技術的事項についてとりまとめている。

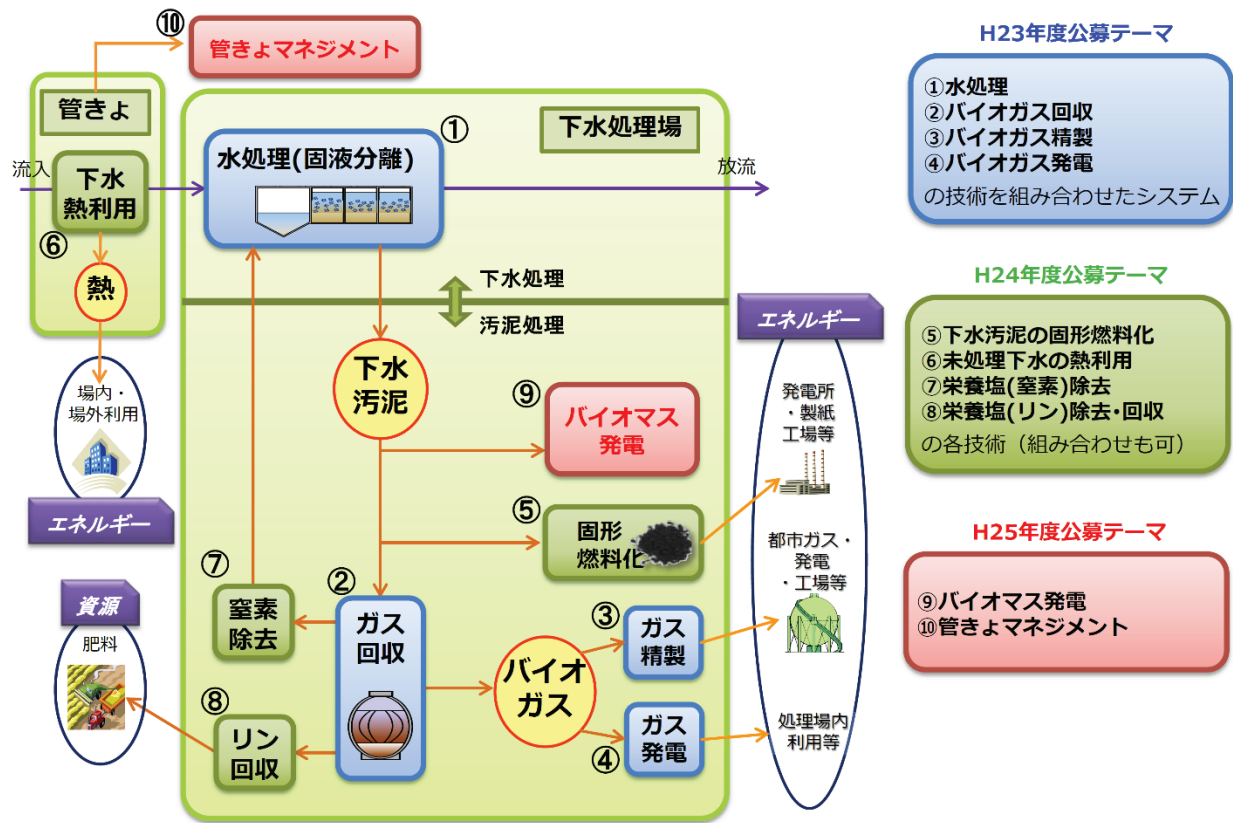


図1-1 下水道革新的技術実証事業 (B-DASHプロジェクト) の概要 (全体)

第2節 ガイドラインの適用範囲

§2 ガイドラインの適用範囲

本ガイドラインは、本技術のシステム全体または一部についての、下水道施設を対象とした導入検討、計画・設計および維持管理に適用する。

【解説】

本ガイドラインは、下水道施設の新・増設あるいは既施設・設備の更新に際して、本技術の導入を促進することを目的として、本技術の導入検討、計画・設計、維持管理の参考となるようとりまとめたものである。

本技術のシステム全体を同時にまたは段階的に導入する場合、または、一部の要素技術のみを導入する場合のどちらにも、本ガイドラインは適用される。

本ガイドラインは、地方公共団体等の下水道事業者および関連する民間企業等に利用されることを想定して策定している。

第3節 ガイドラインの構成

§3 ガイドラインの構成

本ガイドラインは、総則、技術の概要と評価、導入検討、計画・設計、維持管理及び資料編から構成される。

【解説】

本ガイドラインは、図 1-2 に示す構成から成る。

各章の内容は、以下のとおりとする。

(1) 第1章 総則

第1章では、目的、ガイドラインの適用範囲、ガイドラインの構成、用語の定義について記述する。

(2) 第2章 技術の概要と評価

第2章では、革新的技術の目的、概要、特徴、適用条件、導入シナリオ例について整理する。また、実証研究で得られた成果に基づく革新的技術の評価結果を示す。

(3) 第3章 導入検討

第3章では、革新的技術の導入を検討する際に必要な手順、手法を整理するとともに、導入効果の検討例を示す。

(4) 第4章 計画・設計

第4章では、導入検討の結果として、革新的技術の導入効果が期待できると判断された場合に、導入に向けてより具体的に計画・設計を進めるための方法について整理する。

(5) 第5章 維持管理

革新的技術を導入した場合において、下水道管理者等が実施すべき維持管理の具体的方法について整理する。

その他、資料編として、実証研究結果、ケーススタディー、参考文献、問い合わせ先等に関する資料を示す。

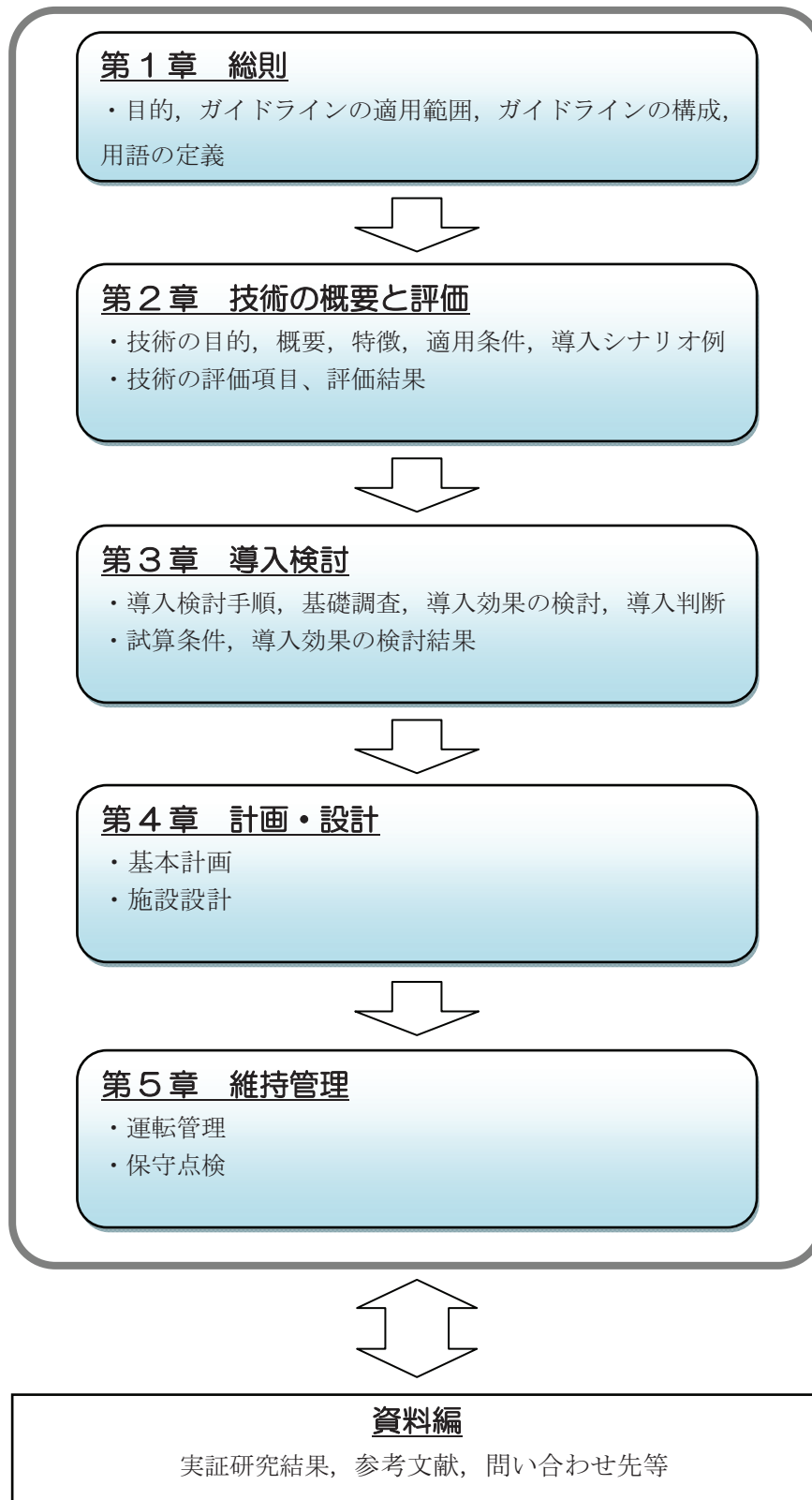


図1-2 本ガイドラインの構成

第4節 用語の定義

§4 用語の定義

本ガイドラインで取り扱う用語は、以下に示すように定義する。なお、下水道施設の基本的な用語に関しては「下水道施設計画・設計指針と解説 2009 年版（以下、設計指針とする）」（社団法人日本下水道協会）、「下水道用語集 2000 年版」（社団法人日本下水道協会）、「合流式下水道改善対策指針と解説 2002 年版」（社団法人日本下水道協会）に準拠する。

(1) 湿式粉碎

粉碎機付きポンプを用いて、同一タンク内で循環を掛けながら、濃縮汚泥中の粗大 SS 分を微粉碎処理することをいう。

(2) プレ脱水

混合汚泥を水熱反応器へ投入する前に、再度機械濃縮することをいう。

(3) プレ脱水機

プレ脱水する機械のこと。

(4) プレ脱水スラリ

プレ脱水機から排出される固形分側のスラリのことをいう。

(5) プレ脱水ろ液

プレ脱水機から排出されるろ液のことをいう。

(6) プレ脱水調整スラリ

水熱反応器へ投入するスラリのことをいう。

プレ脱水調整スラリは、プレ脱水機から排出されたプレ脱水スラリに、プレ脱水ろ液の一部を練り戻し、最終的な濃度調整を行ったものである。

(7) 熱水

水熱反応器内の水分のことであり、臨界点（374 °C、22 MPa）に到達していない高温高圧状態にある。熱水は常温の水の 300 倍近いイオン積を持っているため加水分解作用が強い特徴がある。

(8) 水熱処理

プレ脱水調整スラリを高温高圧の状態に保つことで、プレ脱水調整スラリ中の水分を熱水とし、その加水分解作用によりスラリ中の懸濁性有機物を分解し、低分子量の有機物へ変換していく処理のことをいう。

(9) 分解液

広義は、水熱反応器で処理した液のことを言う。厳密には、水熱反応器で処理して排出された液が、分解液フラッシュドラムで減圧フラッシュした後の残液をいう。

(10) プロセス蒸気

水熱反応器から排出される広義の分解液が減圧されて、フラッシュ（再蒸発）した蒸気のことをいう。プロセス蒸気には、汚泥中の水分が再蒸発した水蒸気の他に、有機物が加水分解して生成した低沸点の気体、不凝縮（イナート）ガス、飛沫同伴されるミスト、及び汚泥中の微粒子等も含まれる。ボイラから排出される清浄な蒸気と区別するためプロセス蒸気と呼ぶ。

(11) プロセス蒸気ドレン

プロセス蒸気が減圧により凝縮したものをいう。

(12) イナートガス

水熱分解で有機物が分解される際に、反応器内で生成する不凝縮ガスの総称のことをいう。

(13) 消化原料

分解液を、プレ脱水ろ液の全部、もしくは一部で希釈したもので、消化の原料となるものをいう。

(14) 粗消化ガス

消化槽から発生する消化ガスで、脱硫・除湿等の処理を施していないものをいう。

(15) 精製消化ガス

粗消化ガスに脱硫・除湿処理等を施したもので、燃焼装置の燃料となるものをいう。

(16) ボイラ蒸気

蒸気ボイラ、排熱ボイラにて発生させた蒸気をいう。

(17) スチームコンデンセート

ボイラ蒸気が凝縮したものをいう。一般的に蒸気ドレンと呼ばれることもあるが、プロセス蒸気が凝縮したプロセス蒸気ドレンと明確に区別するため、スチームコンデンセートと呼ぶ。

(18) ミックス蒸気

プロセス蒸気とフレッシュ蒸気の混合蒸気のことをいう。

(19) SDM

シャットダウンメンテナンス (Shut Down Maintenance) の略称。4年または2年に一度等、定期的にプラント設備を停止し、その間に補修工事を行うこと。

(20) BM 保全

事後保全 (breakdown maintenance) の略称。設備や機材の故障後に部品交換等の保全を行うこと。

(21) DCS

分散型制御システム (distributed control system) の略称。圧力・流量・温度などを制御し、全設備の操業を安全かつ効率的に運用する制御・監視装置

(22) 化工設計

製造工程を効率よく、経済的にするため、化学工学理論に基づき、化学プロセスの計画および製造装置などを設計すること

第2章 技術の概要と評価

第1節 技術の概要

§5 技術の目的

本技術の目的は、水熱処理と担体式高温消化の組み合わせ技術により消化槽滞留時間(HRT)の低減、消化ガスへの効率的な転換とそのプロセス利用を図り、低コスト、省エネルギーで固形燃料を製造することで、下水汚泥が保有するエネルギーの利用拡大および温室効果ガス排出量の削減を図るものである。

【解説】

下水処理場では、地球温暖化対策としての省エネルギー対策やエネルギー循環利用が求められるようになっており、下水汚泥が保有するエネルギーを利用する方法として、汚泥の減量とエネルギー回収を図れる嫌気性消化、および乾燥や炭化によって下水汚泥を固形燃料化する技術が注目されている。下水汚泥の固形燃料化は、製造した固形燃料の燃料利用も含めた事業全体でエネルギーを創出する一方、燃料製造工程で燃料が必要となり、大きなエネルギーを消費する。

本技術は、水熱処理と担体式高温消化の組み合わせにより効率的に嫌気性消化を行う。発生した消化ガスは回収し、本プロセスで利用することで、固形燃料化に係る燃料使用量を削減することが出来る。下水処理場における本技術の適用箇所を図2-1に示す。

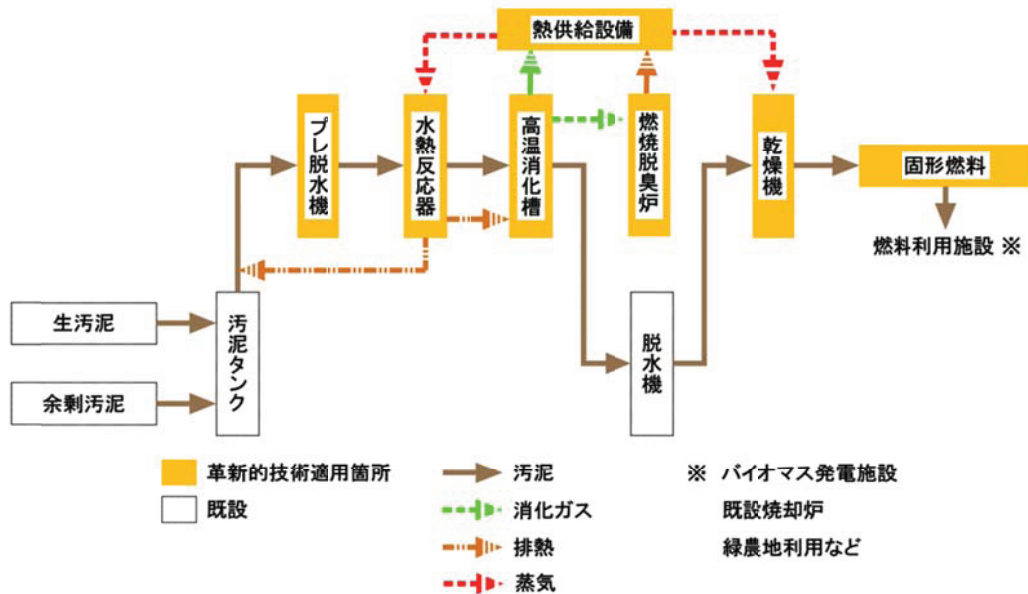


図2-1 本技術の適用箇所

§ 6 技術の概要

本技術は、水熱処理と消化処理からなる第一段のエネルギー創出プロセスにて本施設を稼働させるエネルギーを創出し、脱水・乾燥からなる第二段のエネルギー創出プロセスで固形燃料を創出する。

【解説】

システム全体の概略フローを図 2-2 に示す。

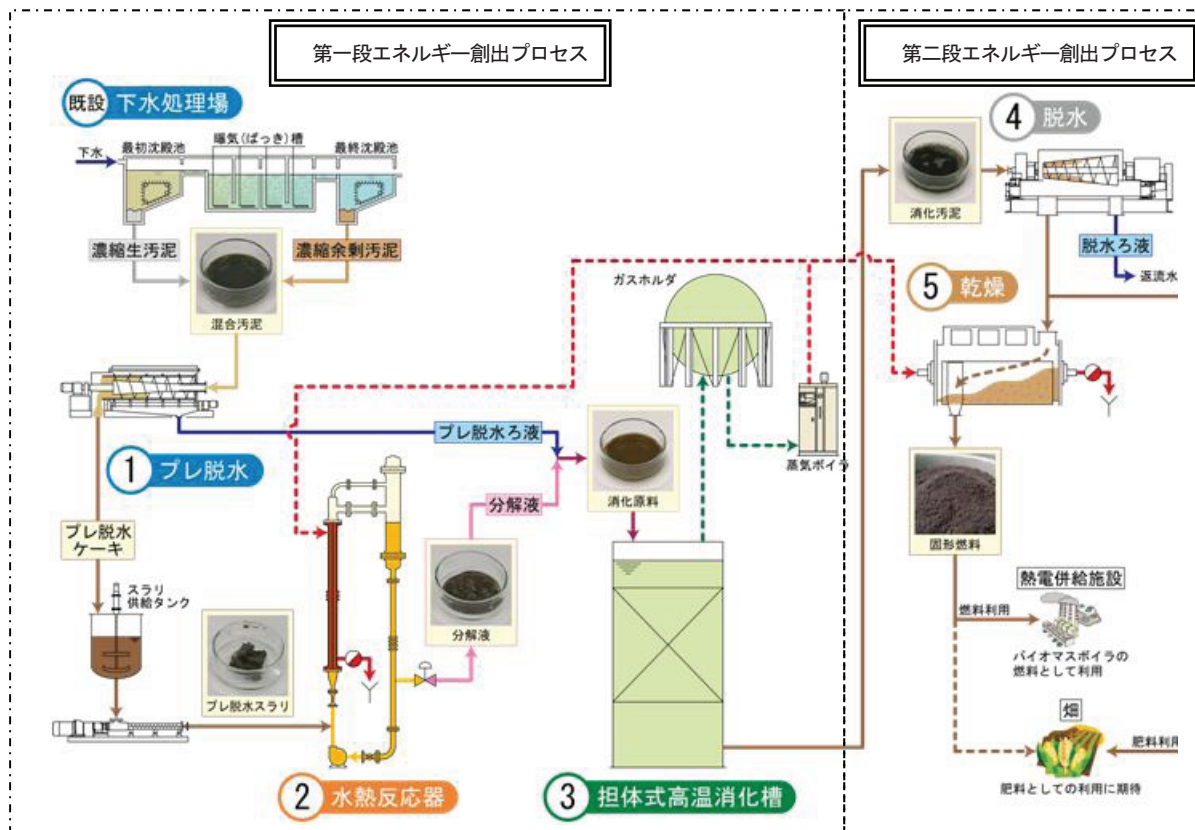


図 2-2 システム全体のフロー

第一段エネルギー創出プロセスは、①プレ脱水工程 (§ 8)、②水熱処理工程 (§ 9)、③消化工程 (§ 10) によって構成される。①プレ脱水工程は、混合濃縮汚泥の含水率、温度を水熱処理に適した条件にするプロセスである。②水熱処理工程は、下水汚泥中の水分を高温高压条件下で熱水へと変化させ、これを溶媒として汚泥中の有機物を分解し(低分子化・可溶化)、消化工程に有益な前処理を行うプロセスである。ここで使用する燃料のほとんどは、第一段エネルギー創出プロセスで創出させた消化ガスで自給する。③消化工程は、担体式高温消化槽によって嫌気性消化を行うプロセスである。水熱処理によって低分子化・可溶化された有機物と、消化に関わる嫌気

性微生物を保持した担体との組み合わせによって消化処理を促進し、最短滞留日数5日で消化処理をすることができる。それに伴い従来型消化槽に比べ設置面積を大幅に縮減することが可能となる。また、消化槽温度55℃の高温消化であるが、水熱処理工程によって昇温された分解液の保有熱量のみで消化槽内温度を維持することができるため、加温する必要はない。

第二段のエネルギー創出プロセスは、④脱水工程（§11）、⑤乾燥工程（§12）によって構成される。④脱水工程は消化ガス転換後の汚泥を脱水するものであり、原則的には下水処理場の脱水機をそのまま利用する。⑤乾燥工程は、固形燃料利用先の要求基準を満たすように脱水汚泥を乾燥するもので、乾燥後の貯蔵、出荷までを行う。

なお、今回の実証試験では実施しなかったが、第一段のエネルギー創出プロセスには下水汚泥以外のバイオマスを下汚泥と混合することも考えられる。

§ 7 技術の特徴

本技術の特徴は以下の通りである。

- (1) 水熱処理技術による消化促進
- (2) 水熱処理工程及び消化工程における燃料の自給
- (3) 汚泥の脱水性の改善
- (4) 乾燥工程における燃料の削減
- (5) 脱水汚泥の減量化

【解説】

本技術の特徴を下記に示す。

(1) 水熱処理技術による消化促進

本技術は、消化促進技術として消化工程の前段に「水熱処理」を採用することが特徴である。

図 2-3 は、混合汚泥中の懸濁性有機物（VSS）が、水熱処理および消化処理にて、どのように形態を変えながら消化していくかを模式的に記載したものである。水熱処理では混合汚泥中の懸濁性有機物を可溶化し、有機物の低分子化を図ることで嫌気性消化を促進する。

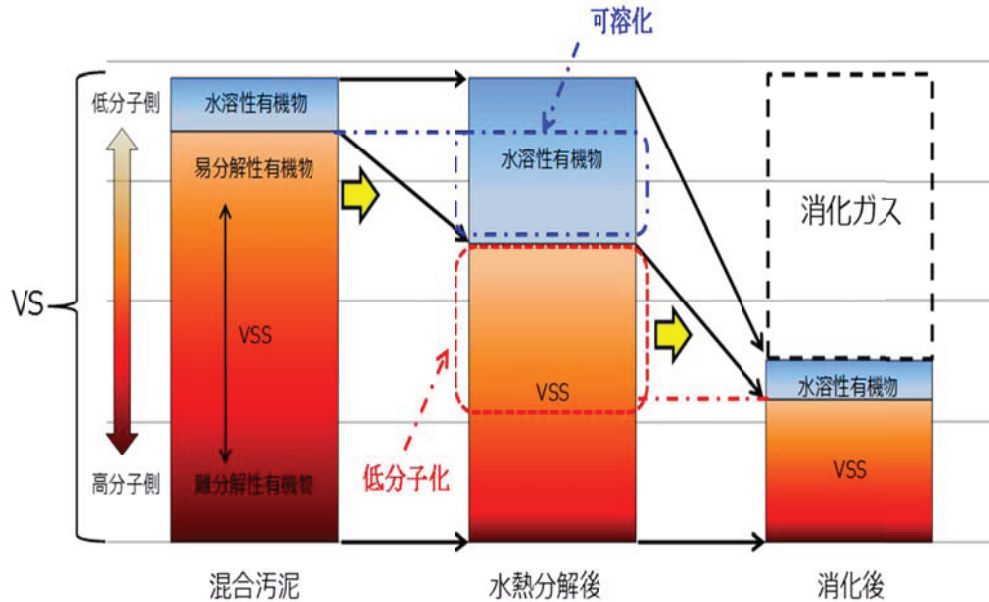


図 2-3 懸濁性有機物分解のイメージ (図 2-18 参照)

(2) 水熱処理工程及び消化工程における燃料の自給

本技術は、下水汚泥が保有するエネルギーである消化ガスを、水熱処理工程の燃料として利用するものである (図 2-4)。また、消化工程においては水熱処理工程にて加温した汚泥により消化槽内の温度の調整を図るため、追加の燃料を使用する必要はない。水熱処理工程で使用する燃料の大半を消化ガスで賄うため、下水汚泥が保有するエネルギーで水熱処理工程及び消化工程で必要となる燃料の大半の自給が見込まれる (図資料 1-41 参照)。

なお、臭気対策として燃焼脱臭炉の新設を必要とする場合には別途燃料が必要となる。設置の必要性については処理場の個別条件 (既設焼却炉での排ガス活用等) を考慮して判断することとなる。

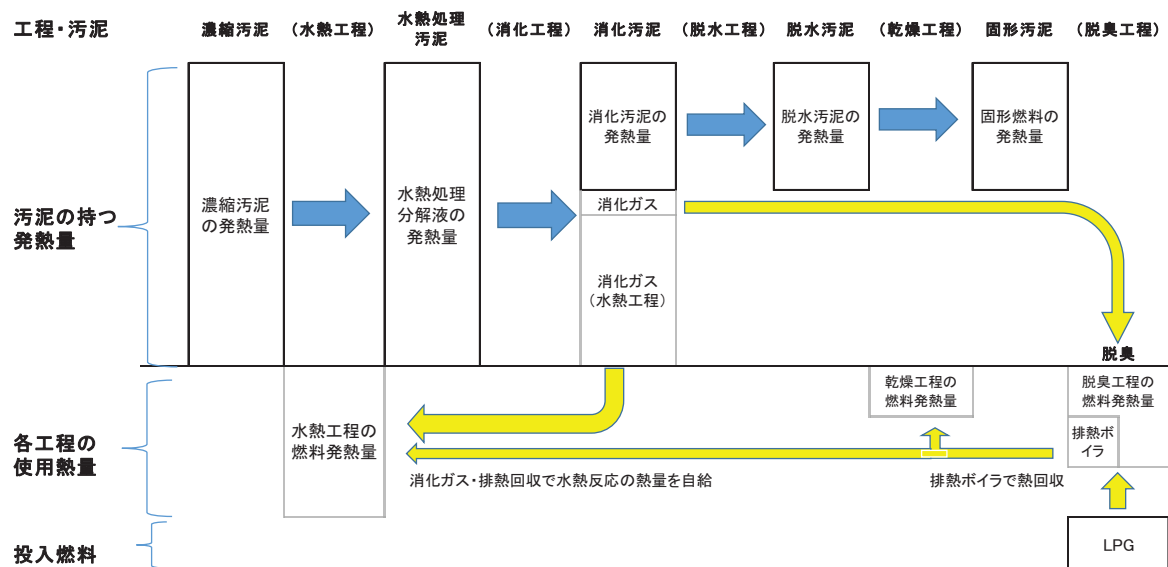


図 2-4 本技術における汚泥発熱量と各工程の使用熱量

(3) 汚泥の脱水性の改善

混合脱水汚泥の平均的な含水率は 78%程度、消化脱水汚泥の平均的な含水率は 81%程度である (「下水汚泥エネルギー化技術ガイドライン (案)」(平成 23 年 3 月 国土交通省都市・地域整備局下水道部) による)。一方、本技術で処理した汚泥 (以後、水熱消化汚泥) は、消化工程の前段に水熱処理工程を導入することで脱水性改善を図ることができ、脱水汚泥の含水率を 65~67%まで低下※することができる (資料編 1 脱水試験参照)。

※本実証試験では脱水消化汚泥の年間平均含水率 66.2%

二液調質による (高分子凝集剤 : 平均 1.56 対 TS%, ポリ鉄 : 平均 19.3 対 TS%)

(4) 乾燥工程における燃料の削減

脱水汚泥の含水率が低下するため、乾燥工程における汚泥水分の潜熱、蒸発水分顕熱が少なくなり、乾燥工程における燃料の削減が見込まれる。

(5) 脱水汚泥の減量化

本技術は、脱水汚泥の「固形燃料化」を主目的としたものである。一方で、脱水汚泥を外部委託処分している場合、脱水汚泥の減量化による処理費用の削減が見込まれる。

脱水汚泥の減量化は、水熱処理工程および消化工程による汚泥中の懸濁性有機物（VSS）の分解促進と脱水性の改善によるものである。

脱水汚泥含水率 76%と仮定して試算した本技術を導入しない場合の脱水汚泥発生量と実証における脱水汚泥量を比較した脱水汚泥減量化率は64～78%であった。実証処理場における汚泥有機分率は88%程度であり、有機分率が高いことから比較的脱水汚泥の減量効果が大きいものと考えられる。

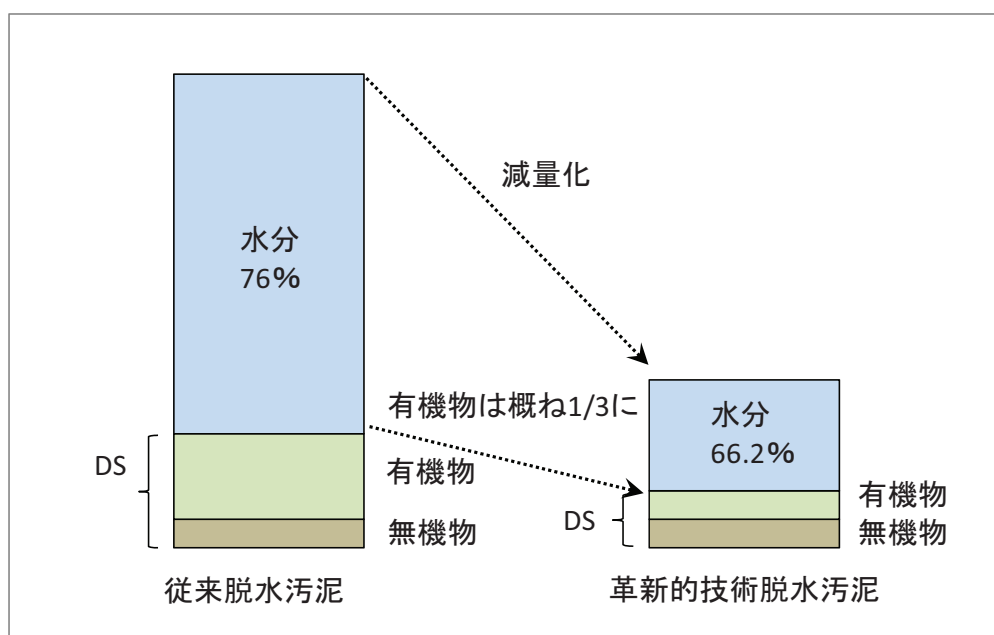


図 2-5 革新的技術導入による脱水汚泥の減量化（資料編 1 図資料 1-25 参照）

§8 プレ脱水工程

プレ脱水工程は、各熱回収ヒータ（熱交換器）とプレ脱水機から構成される。受け入れた混合濃縮汚泥の含水率、温度等を最適条件へ調整するものであり、本工程で使用する熱エネルギーは回収した排熱を利用する。

【解説】

図 2-6 にプレ脱水工程の基本フローを示す。

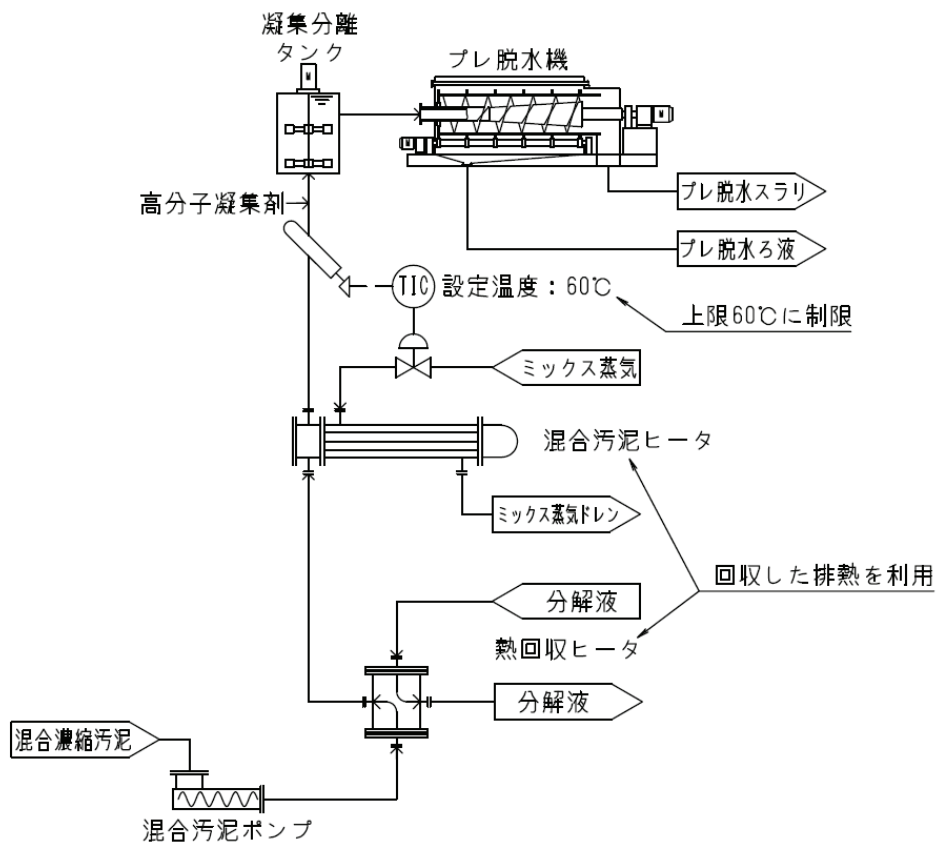


図 2-6 プレ脱水工程フロー

プレ脱水工程は、混合濃縮汚泥を、排熱を用いて昇温（1段目：熱回収ヒータ、2段目：混合汚泥ヒータ）した後、水熱処理のために濃度 11～13%程度のプレ脱水スラリへ再度濃縮するものである。

1段目の熱回収ヒータでは、水熱反応器から排出された分解液を用いて混合濃縮汚泥の 40℃程度までの昇温を行う。また、混合濃縮汚泥と熱交換を行うことで、分解液の温度を後段の消化処理に適した温度に調整する目的もある。2段目の混合汚泥ヒータでは、水熱処理等で用いたミックス蒸気を用いて混合濃縮汚泥の昇温を 60℃程度まで行う。

§ 9 水熱処理工程

水熱処理工程は、水熱反応器等によって構成される。調整されたプレ脱水スラリー中の懸濁性有機物（VSS）を加水分解により、可溶化・低分子化するものであり、水熱処理した混合濃縮汚泥を分解液とし、フラッシュ蒸気および分解液の熱回収により混合濃縮汚泥を加温するための熱源を供給する。

【解説】

水熱処理工程の基本フローを図 2-7 に示す。

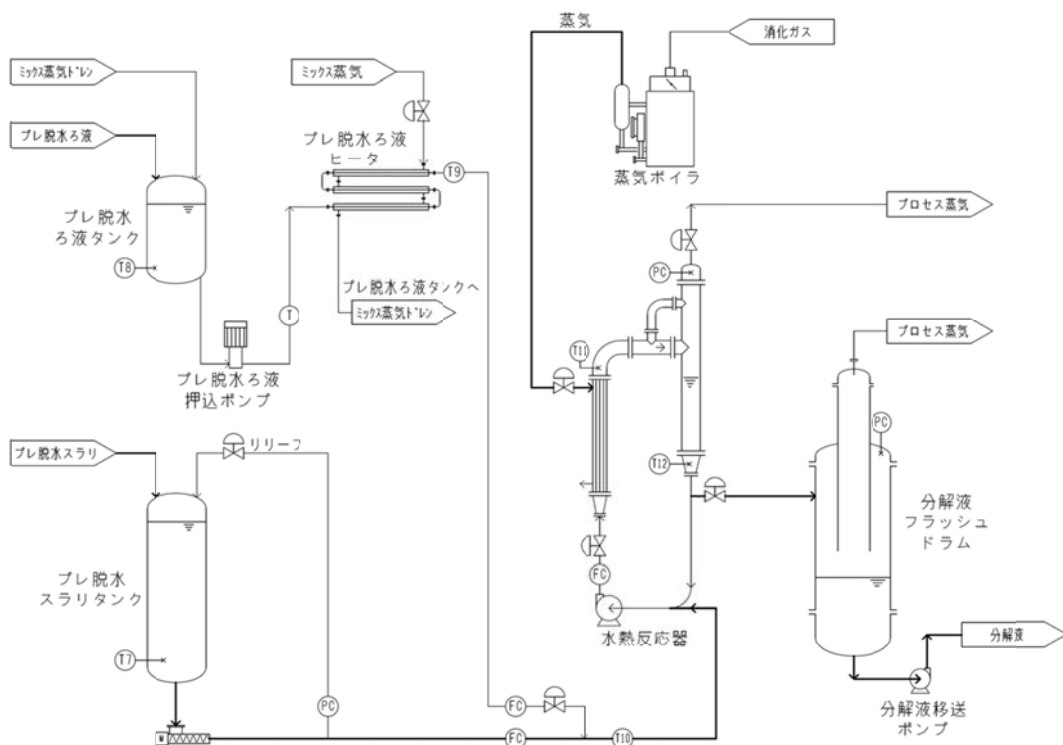


図 2-7 水熱処理工程フロー

水熱処理は、水熱反応に最適な条件となるように含水率を調節した混合汚泥（プレ脱水調整スラリー）中の懸濁性有機物（VSS）を、加水分解して低分子化・可溶化するものである。加水分解条件は、温度 180℃、設計上の滞留時間は 60～80 分である。なお、圧力は水の飽和圧力（0.9MPaG）に水熱処理によって副生した低沸点物質や不凝縮ガスの分圧分が加算されて概ね 1.0～1.2MPaG 程度になる。この水熱反応器に投入するエネルギーは、後段の消化工程で発生する消化ガスを蒸気ボイラの燃料とし、蒸気を熱媒体として反応器を 180℃に維持する。

プレ脱水スラリーは、一度分離したプレ脱水ろ液の一部を練り戻すことで、反応条件に適した濃度に調整し、水熱反応器へ連続投入する。

水熱反応器の内部では、固液分離が生じない流速で循環を行い、投入したプレ脱水調整スラリーに相当する分解液が連続的に排出される。

排出された分解液は、分解液フラッシュドラムにて 0.25MPaG へ減圧されることで、水の一部および副生した低沸点物質がフラッシュ（再蒸発）し、135～140℃程度へ1次冷却される。フラッシュしたプロセス蒸気は不凝縮ガスと一緒に排出され、混合濃縮汚泥ヒータやプレ脱水ろ液ヒータの加熱媒体として利用する。

フラッシュ後の分解液は、担体式高温消化槽の設定温度を維持する温度まで熱回収ヒータで2次冷却する。

§ 10 消化工程

消化工程は、担体式高温消化槽、ガスホルダ等によって構成される。分解液中の有機分を消化ガスに転換するものである。発生した消化ガスは脱硫塔にて硫化水素等を除去後にガスホルダに貯蔵し、蒸気ボイラ、燃焼脱臭炉の燃料として利用する。

【解説】

消化工程の基本フローを図 2-8 に示す。

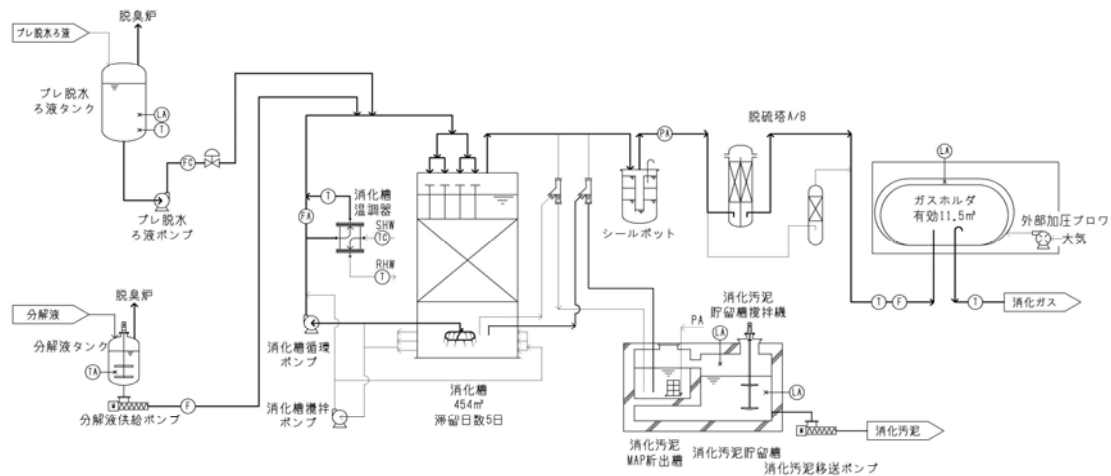


図 2-8 消化工程のフロー

消化工程は、水熱処理を施した分解液中の有機物を消化ガスに転換させるものである。

高温消化方式の固定床担体を有する消化槽を採用し、固定床担体に嫌気性微生物を付着させることで、菌体の流失を防ぎ消化槽内の微生物密度を高めることができ、汚泥の滞留時間を短くできることが特徴である。よって従来型消化槽と比べコンパクトになり、設置面積の省スペース化が可能となる。設計温度は55℃、設計上の滞留日数は5日間である。

担体式高温消化槽は循環ポンプによる縦横循環を採用している。生成した消化ガスは、乾式脱硫塔で硫化水素を除去した後、ガスホルダに貯蔵され、燃焼脱臭炉や蒸気ボイラの燃料として利用する。

既に消化槽を保有している場合、消化工程前段に水熱処理を加えることで汚泥の減量効果や消化槽滞留時間の短縮が期待される。ただし、本技術の設計温度は高温消化の温度帯（55℃）であり、中温消化（37℃程度）よりガス発生量が大きいいため、本技術よりもガス発生量が少ない可能性がある。水熱処理と従来の中温消化の組み合わせは、実証試験にて明らかにされておらず、原則として消化温度や滞留日数は既設運転条件のままとする。

§ 11 脱水工程

脱水工程は、汚泥の脱水を行う。基本的に処理場内に既設の脱水機を利用する。

【解説】

脱水工程の基本フローを図 2-9 に示す。この脱水工程は、汚泥中の微粒子を薬品添加により凝集させ、ろ過、圧搾脱水又は遠心力による固液分離により脱水するものである。凝集剤は、ポリ硫酸第二鉄と高分子凝集剤による二液調質脱水を基本とするが、脱水汚泥の利用形態(固形燃料、肥料)に合わせ、適切なものを選定する。本技術の導入により脱水性の改善が見込まれ、遠心脱水機では能力に対して定格の汚泥流量を処理する場合、高分子凝集剤 1.5 TS-%程度、ポリ硫酸第二鉄 20 TS-%程度で含水率 65~67%程度が見込まれる。汚泥処理量や薬注率等の条件により脱水汚泥の含水率が変化するものと考えられ、脱水工程に係るコスト・エネルギーを踏まえ、脱水汚泥の利用形態に最適な運用を行うことが望ましい。

脱水工程は既存設備の流用を原則とするため、本技術の主要設備として脱水機は含まない。そのため、本章の費用関数については脱水工程を含めない形で整理している。

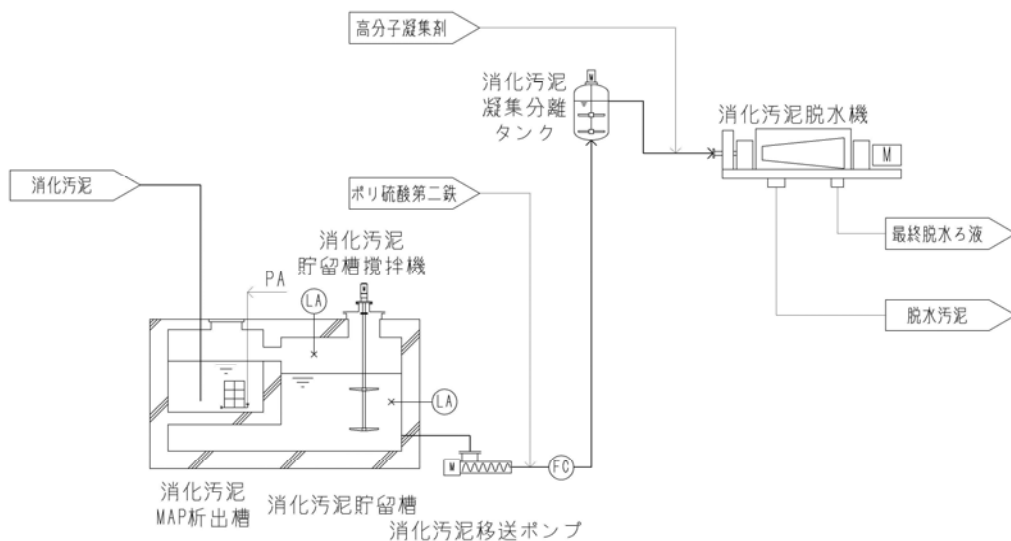


図 2-9 脱水処理工程のフロー

§ 12 乾燥工程

乾燥工程は、脱水汚泥の乾燥処理によって含水率の調整を行い、固形燃料として製品化する。造粒機については必要であれば設置する。また、乾燥機の熱源は蒸気を利用し、間接加熱方式を採用している。

【解説】

図 2-10 に乾燥工程の基本フローの一例を示す。

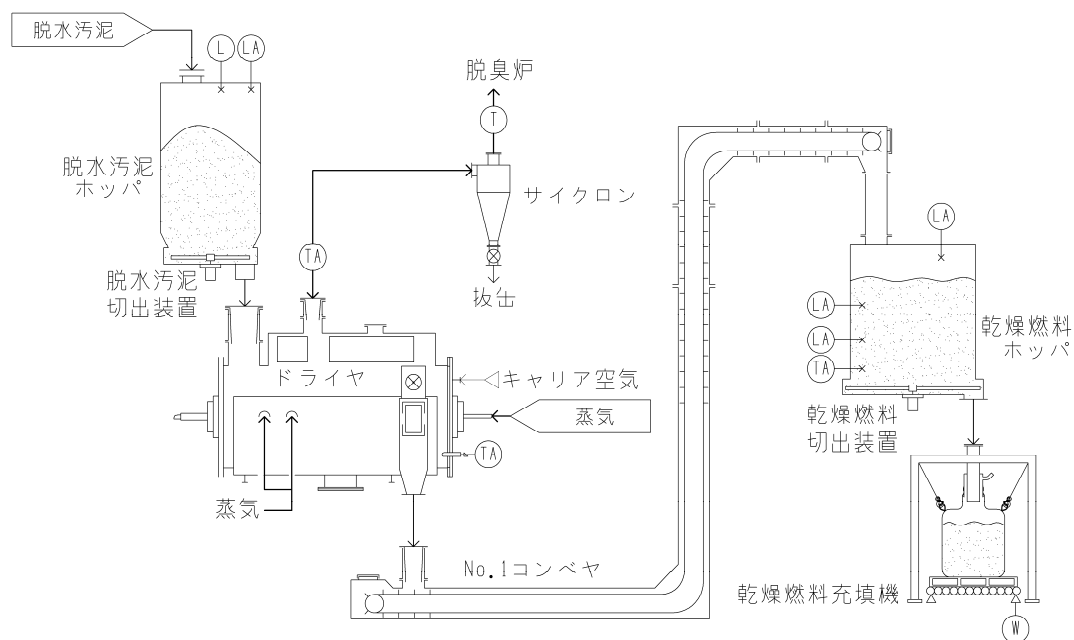


図 2-10 乾燥処理工程のフロー（一例）

乾燥工程は、脱水汚泥を乾燥して利用先の要求含水率に調整するものである。本技術は乾燥汚泥を固形燃料として利用するものであり、固形燃料の JIS 規格に適合させる場合は含水率 20%以下、燃料としての価値を考慮し低位発熱量 8 MJ/kg-wet 以上とするためには含水率 40%以下にする必要がある。

利用先の条件等によっては乾燥汚泥を造粒し製品化する。そのため、最終的な乾燥汚泥の利用用途および利用先の意向により造粒機の設置を検討する必要がある。

§ 13 熱源設備

水熱処理工程および乾燥工程の熱源は蒸気を熱媒体としており、蒸気ボイラおよび燃焼脱臭炉の排熱ボイラによって供給する。ボイラの燃料は基本的に消化ガスとし、補助熱源としてLPGを採用する。

【解説】

蒸気ボイラおよび燃焼脱臭炉排熱ボイラは、蒸気を生成し水熱処理工程および乾燥工程へ熱エネルギーを供給する。

図2-11のように、蒸気ボイラおよび燃焼脱臭炉の燃料は、本施設から発生する消化ガスとLPGの切換え可能な専燃式を採用し、消化ガスを優先的に使用する。LPG燃料は、パイロット点火時および消化ガス不足時に使用する。本技術で使用する熱源蒸気は燃焼脱臭炉の排熱を回収した排熱ボイラ蒸気を優先的に使用し、不足する蒸気を蒸気ボイラで補うことで、エネルギー利用の効率化を図る。

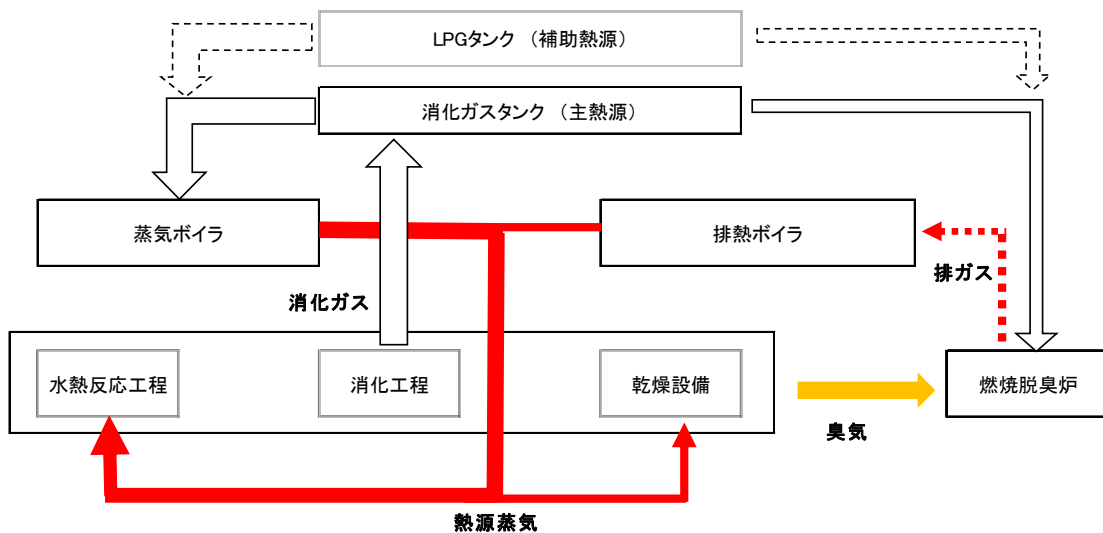


図 2-11 熱源設備熱エネルギーフロー

§ 14 技術の適用条件

本技術は下水処理場から発生する下水汚泥について、処理の低コスト化および再資源化を目的に導入する技術であり、濃縮汚泥を処理する下水処理場への導入を基本とする。本技術の導入に際し、効果の得られる規模、固形燃料等の利用先、返流水の影響について検討する。

【解説】

本技術導入に際しては、既存施設の現況を把握する必要がある。既存施設の適用対象となる条件について、表 2-1 に示す。現状の施設状況（消化槽または焼却炉等を保有している場合、脱水機を流用する場合等）や、下流側の処理形態（自前焼却、産廃処分等）により導入効果は異なる。

本実証研究では、既存施設の流用を行わず、全て新設して実施した。

表 2-1 本技術の適用条件

対象	条件	説明
下水処理方式	制限無し	一般的な処理場（活性汚泥法等）
対象汚泥 ※1	濃縮混合汚泥 濃縮余剰汚泥	本技術は消化促進技術であるため消化汚泥は対象外。その場合は、消化の前段に水熱処理のみを導入。
規模	個別試算	対象処理場の現状の汚泥処理、従来技術と比べて、コスト・エネルギー等効果がある場合に導入する。
目的	固形燃料利用 (肥料利用)	固形燃料利用や肥料利用として利用先の確保が条件となる。
返流水	放流水質への 影響	下水処理場側へ返流する。返流水の性質によっては放流水の排水基準値を超過する可能性があるが、その場合は対策を講ずる必要がある。

※1 水熱処理、消化処理にて処理可能なその他バイオマス（生ごみ、規格外野菜等）を投入することで新たなメリットを生むことが想定できる。

※2 肥料利用については、別途試験により肥料効果の検討を行うこととする（資料編 4 参照）。

§ 15 導入シナリオ例

本技術の導入により期待できる効果の具体例の一部を以下に示す。

- (1) 固形燃料の大規模利用事業所における利用（実証試験モデル）
- (2) 固形燃料の緑農地等地域における利用（農業ハウス熱源、肥料としての活用）
- (3) 場内焼却炉の補完としての固形燃料と脱水汚泥の利用
- (4) 脱水汚泥の減量化による汚泥処理コストの削減

【解 説】

本技術は汚泥処理に関わるコスト縮減、化石燃料使用量の縮減および温室効果ガス排出量の縮減、下水汚泥の再生資源化を目的とした汚泥固形燃料化技術である。

本技術導入後に期待される効果として、消化ガスをエネルギー源として利用するため、本技術の運転に関わる化石燃料使用量の縮減が可能であり、汚泥固形燃料化に係る維持管理コスト低減が見込まれる（(1)にて導入シナリオ例を解説）。

従来の固形燃料化事業における石炭火力発電所といった利用先がない場合においても、地域の緑農地にて、農業ハウス熱源としての固形燃料の利用や固形燃料を肥料としての利用できる可能性がある（(2)にて導入シナリオ例を解説）。

一方で、本技術は下水汚泥の再生資源化を目的とするが、場内に汚泥焼却炉がある処理場において、焼却炉の増設等が必要となる場合に、焼却炉の補完技術として利用できる可能性がある（(3)にて導入シナリオ例を解説）。

また、本技術の導入により水熱処理工程および消化工程により汚泥の固形分を減らすことができるため、脱水工程のコストを削減できる可能性がある。さらに、汚泥の固形分減少に加え、脱水性の向上により低含水率の脱水汚泥にすることができるため、脱水汚泥を外部搬出・処分している処理場では汚泥処分コストの削減が見込まれる（(4)にて導入シナリオ例を解説）。

本技術の上記4つの導入シナリオ例と期待できる効果について以下に解説する。

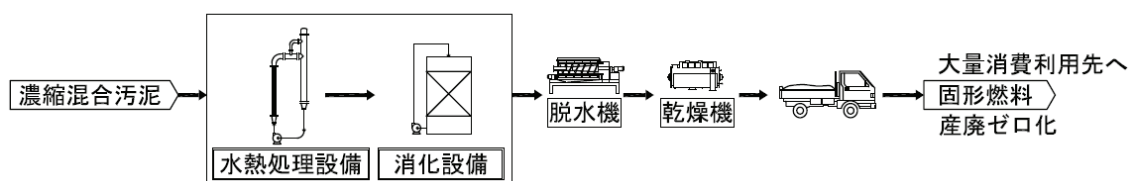
(1) 固形燃料の大規模利用事業所における利用（実証試験モデル）

下水汚泥を脱水し外部委託にて処分している処理場，または焼却炉等の更新に伴い新技術の導入を検討している処理場へ本技術を導入する。

製造した固形燃料を下水処理場近隣に存在する大量消費型の固形燃料利用先（石炭火力発電所，バイオマス発電施設等）へ供給する。固形燃料受入先との長期契約が見込まれ，下水道事業者にとっては安定的な汚泥有効利用先が確保される。

濃縮汚泥から固形燃料を製造して，有価物へと転換させることで汚泥処分費の縮減が見込まれる。また，水熱処理工程及び消化工程で使用する燃料の大半を消化ガスにより賄うこと，脱水汚泥の含水率を低くできることから，汚泥固形燃料化に係る下水処理場の燃料使用量削減が見込まれる。これらのことから，従来技術（流動焼却）と比較して下水処理場における温室効果ガス排出量，コストの縮減が期待される。

<導入フロー>



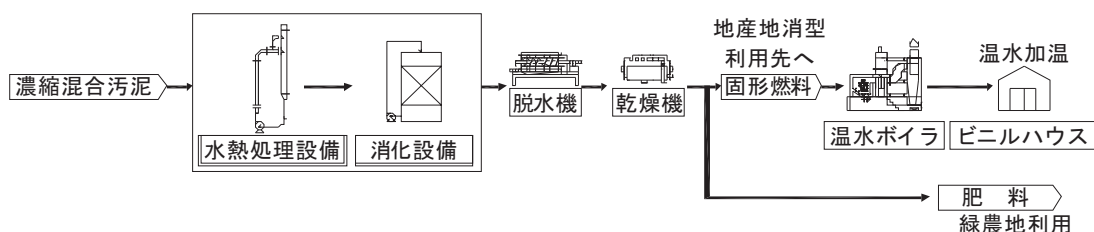
(2) 固形燃料の緑農地等地域における利用（農業ハウス熱源，肥料としての活用）

下水汚泥を脱水し産業廃棄物として外部委託にて処分している処理場，または焼却炉等の更新に伴い新技術の導入を検討している処理場へ本技術を導入する。

製造した固形燃料を下水処理場周辺の緑農地等地域において活用する。具体的には農業ハウスの温水ボイラの燃料，肥料としての利用など多様な用途に活用し，地域における継続的な利用を図る。契約に基づく汚泥有効利用先の確保が難しいため，下水道管理者は地域の需要者ととも固形燃料の利用につき地域固有の効果・課題の検証，積極的な広報が不可欠である。

下水汚泥から固形燃料を製造して，地域流通網を構築することで汚泥処分費の縮減が見込まれる。また，水熱処理工程及び消化工程で使用する熱源の大半を消化ガスにより賄うこと，脱水汚泥の含水率を低くできることから，汚泥固形燃料化に係る燃料使用量の削減が見込まれる。これらのことから，従来技術（流動焼却）と比較して下水処理場における温室効果ガス排出量，コストの縮減が期待される。

<導入フロー>



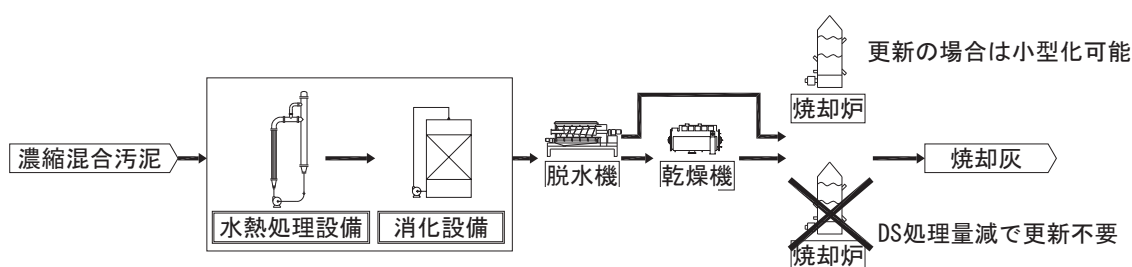
(3) 場内焼却炉の補完としての固形燃料と脱水汚泥の利用

場内に汚泥焼却炉がある処理場において、焼却炉の増設・更新が必要となる場合に、焼却炉の補完技術として固形燃料（脱水汚泥）を内部利用するために本技術を導入する。

本技術の導入により脱水汚泥の減量化（約 1/3～1/4）が図れることから、焼却炉で処理する脱水汚泥量を減らすことができる。従って、焼却炉の処理能力に余裕ができ、焼却炉の増設・更新時に建設コストを削減できる。また、脱水汚泥の含水率の低下により焼却炉において脱水汚泥の自燃が見込まれる。補助燃料使用量の削減により焼却炉の温室効果ガス排出量、維持管理コストを削減効果が期待される。本技術の導入に係る建設コスト、維持管理コストと、焼却炉における建設コスト、維持管理コストの削減を比較し、総合的にコスト削減が可能である場合は有効である。

対象下水処理場の脱水汚泥含水率や既存焼却炉のユーティリティー使用量等の特性を踏まえた検討が必要である。本技術は燃料化技術であるため乾燥工程を有する。しかし、場内焼却炉にて焼却する場合、本技術で処理した脱水汚泥は自燃が見込まれることから、必ずしも乾燥工程を必要としない。脱水機に供給する脱水汚泥の含水率等の性状を踏まえ、建設コスト、維持管理コストを試算したうえで乾燥工程の有無を判断する。

<導入フロー>

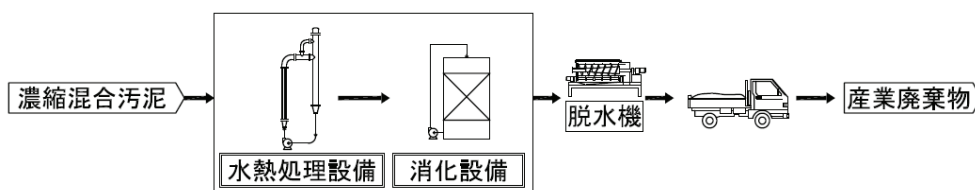


(4) 脱水汚泥の減量化による汚泥処理コストの削減

脱水汚泥を外部搬出・処分している処理場において、処分委託先から脱水汚泥量の削減を求められる場合や汚泥処理コストを低減させる方策として本技術を導入する。

本技術の導入により水熱処理工程および消化工程において汚泥の固形分を減らすことができるため、脱水工程のコストを削減できる可能性がある。また、脱水汚泥を外部搬出・処分している処理場において、本技術の導入により脱水汚泥の減量化（約 1/3～1/4）が図れることから、脱水汚泥処分コストを削減できる。

<導入フロー>



第2節 実証研究に基づく評価の概要

§ 16 技術の評価項目

本技術の評価項目を、以下に示す。

- (1) コスト（建設コスト，維持管理コスト，ライフサイクルコスト(LCC)）
- (2) 温室効果ガス排出量（GHG）
- (3) エネルギー消費量
- (4) その他（個別項目）

【解説】

新技術の導入促進に際しては、各技術の性能指標を定量的に比較し、性能の優れた技術を選定できるように、技術の目的に応じて、性能指標の評価項目、評価方法並びに評価結果を設定、提示することが重要である。

本ガイドラインでは、本技術の性能を評価する項目として（1）コスト，（2）温室効果ガス排出量，（3）エネルギー消費量（汚泥固形物発生量基準）を示すこととした。また，（4）その他（個別項目）として，本技術によって処理された汚泥の脱水性および固形燃料の特性についても評価を行った。

(1) コスト（建設コスト，維持管理コスト，LCC）

本技術導入におけるコストとして，建設コスト，維持管理コスト，ライフサイクルコスト（LCC）を算出した。建設費は機械設備，電気設備，土木建設に係る工事費を対象とした。維持管理費は人件費，電力費，薬品・燃料費，点検・補修費を対象とした。本技術における固形燃料の販売費については，現段階で価格・需要先の調査段階であるため販売側は見込まず，運搬費のみを計上した。LCCは建設費を年価換算したものと維持管理費，撤去費を対象とした。

(2) 温室効果ガス排出量

温室効果ガス排出量を評価するにあたり，施設稼働時に使用されるユーティリティ（電気，水道，薬品，燃料）に関わる供用段階のものと，建設段階および解体・廃棄に由来するものを対象とした。建設段階および解体・廃棄時の温室効果ガス排出量については，「下水道におけるLCA適用の考え方」（平成22年2月 国土交通省国土技術政策総合研究所）の終末処理場における環境負荷量（LC-CO₂）の算定事例から，建設段階19.3%，供用段階80.2%，解体廃棄0.5%の比率で換算し算出した。また，施設稼働時に排出されるN₂Oについても考慮した。

温室効果ガス排出量を算出するにあたり，使用した原単位は資料編に記載している（資料編2参照）。

(3) エネルギー消費量

エネルギー消費量の評価にあたり、施設稼働時に使用されるユーティリティー（電気、水道、薬品、燃料）および本技術で生成した固形燃料の発熱量を石炭に換算したものをそれぞれ算出した。エネルギー消費量を算出にあたり、使用した原単位は資料編に記載している（資料編2参照）。

(4) その他（個別項目）

本技術の導入に際して、導入判断するうえで考慮した項目を下記に示す。1)～3)は上記(1)～(3)の根拠として活用した。4)～6)は固形燃料の貯蔵や利用に関する評価項目であり、主に固形燃料の利用者が用いる。

1) エネルギー回収量

本技術では消化ガスを回収し、プロセスにおける熱源として利用する。そこで投入有機物量当たりの消化ガスエネルギー回収量を評価した。

2) 固形分の分解率

水熱処理工程及び消化工程において懸濁態有機物が分解される。燃料化事業において、固形燃料の収率等を明かにするため固形分の分解率を評価した。

3) 脱水性の評価

混合濃縮汚泥と本技術で処理した汚泥（以後、水熱消化汚泥）を対象に脱水試験を行い、本技術導入による脱水性の変化を評価した。

4) 固形燃料の燃焼性

発熱量、工業分析、元素分析、重金属含有量、灰分組成を実施し、利用者が固形燃料の燃料価値、ボイラで使用する燃料の配合、灰処分への影響を評価するための基礎的資料を提示した。

5) 固形燃料の安全性評価（爆発度、発火性）

熱分析（TG-DTA）自然発火試験、可燃性ガス発生試験を実施し、下水処理場や利用者の事業所における固形燃料の発熱性等を評価し、貯蔵ホッパー形状・容量や安全対策を策定するための基礎的資料を提示した。

6) 固形燃料の臭気評価

製造する固形燃料の臭気評価を行い、下水処理場や利用者事業所における臭気対策策定のための基礎的資料を提示した。

§ 17 技術の評価結果

実証研究に基づく事例として、汚泥を固形燃料として外部利用する場合（導入シナリオ例1）について、研究成果を基に処理規模 2.8t-DS/日、7.0t-DS/日および24t-DS/日で試算した結果を（1）～（4）の項目別に示す。

- （1）コスト（建設コスト，維持管理コスト，LCC）
- （2）温室効果ガス排出量（GHG）
- （3）エネルギー消費量
- （4）その他（個別項目）

【解説】

本技術導入時のコスト，温室効果ガス排出量，エネルギー消費量について評価を行った。評価におけるシナリオは§ 15 導入シナリオ例で示した「（1）汚泥固形燃料として外部利用」とし，評価規模は日平均流入汚水量 10,000m³/日（2.8t-DS/日），26,000m³/日（7t-DS/日），86,000m³/日（24t-DS/日）の3条件とした。日平均10,000m³/日（2.8t-DS/日），26,000m³/日（7t-DS/日）については実績ベースでのコストを算出しており，86,000m³/日（24t-DS/日）の建設費については費用関数を用いた。また，造粒機および脱臭炉についても設備として計上した。それ以外の条件設定については表 2-2 に示す。

表 2-2 本技術の試算条件

	単位	条件設定		
①投入汚泥条件				
汚泥種		濃縮汚泥（生汚泥，余剰汚泥）		
日最大流入下水量	m ³ /日	12, 500	32, 500	107, 500
日平均流入下水量	m ³ /日	10, 000	26, 000	86, 000
濃縮汚泥発生量	m ³ /日	80	200	690
濃縮汚泥濃度	%	3. 5	3. 5	3. 5
汚泥固形物発生量	t-DS/日	2. 8	7. 0	24. 0
有機分率	%	84		
脱水汚泥含水率	%	66. 2	※1	
固形燃料含水率	%	40		
②導入範囲				
主要設備	プレ脱水機，水熱反応器，担体式高温消化槽 乾燥器，造粒機，ボイラ，脱臭設備，用役設備 (脱水機は本技術の主要設備ではないので試算対象外)			
③試算条件				
建設コスト	<ul style="list-style-type: none"> ・2.8 t-DS/日，7 t-DS/日の建設費積上から費用関数を算出した。 ・「バイオソリッド利活用基本計画策定マニュアル」（平成16年3月国土交通省都市・地域整備局（社）日本下水道協会）の計算例に基づき建設年価を算出（資料編2参照）。 			
維持管理コスト	<ul style="list-style-type: none"> ・2.8 t-DS/日，7t-DS/日の人件費，電力，薬品，燃料，補修に関する積上から費用関数を算出した。 ・薬品に関して，本技術は二液調質脱水を基本とするため，従来の脱水機と本技術の薬品使用量の差額だけ計上した（従来の脱水機は費用関数に内活されているため）。 ・発熱量が低いため固形燃料販売費は見込まない。 ・固形燃料の運搬に係るコストを見込む。 			
エネルギー消費量	<ul style="list-style-type: none"> ・本技術の稼働時に使用するユーティリティー由来のエネルギー消費量を算出した。 ・固形燃料の石炭代替利用によるエネルギー削減を見込む。 ・固形燃料の運搬に係るエネルギーを見込む。 ・従来の脱水機と本技術導入時の脱水機の薬品使用量に係るエネルギーの差を計上した。 			
温室効果ガス排出量	<ul style="list-style-type: none"> ・本技術の稼働時に排出する温室効果ガスを算出した。 ・固形燃料の石炭代替利用による排出量削減，固形燃料の運搬に係る排出量を見込んだ。 ・施設建設時，運転時，解体撤去時におけるライフサイクルで評価する。 ・従来の脱水機と本技術導入時の脱水機の薬品使用量に係る温室効果ガス排出量の差を計上した。 			

※1 脱水汚泥含水率は（4）その他，2）脱水性の評価に詳しく記載している。

(1) コスト（建設コスト，維持管理コスト，LCC）

1) 建設コストの試算結果

建設コストの試算結果について表 2-3 に示す。その結果，図 2-12 に示す費用関数を得た。

表 2-3 建設コスト試算結果

建設費	下水処理規模(処理下水汚泥 DS 量)		
	2.8t-DS/日 (日平均流入汚水量 10,000m ³ /日)	7.0t-DS/日 (日平均流入汚水量 26,000m ³ /日)	24t-DS/日 (日平均流入汚水量 86,000m ³ /日)
機械設備	649	1,116	2,313
電気設備	139	174	235
土木建築	160	255	476
合計	949	1,545	3,025

単位：百万円

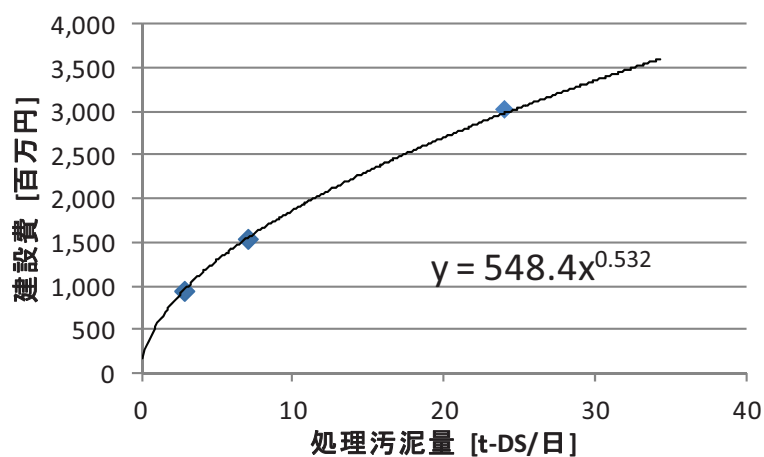


図 2-12 建設コスト費用関数

2) 維持管理コストの試算結果

維持管理コスト試算結果について表 2-4 に示す。その結果, 図 2-13 に示す費用関数を得た。

表 2-4 維持管理コスト試算結果

維持管理費	下水処理規模(処理下水汚泥 DS 量)		
	2.8t-DS/日 (日平均流入汚水量 10,000m ³ /日)	7.0t-DS/日 (日平均流入汚水量 26,000m ³ /日)	24t-DS/日 (日平均流入汚水量 86,000m ³ /日)
革新的技術	76.2	130.9	256.2
運搬	1.3	3.4	11.5
合計	77.5	134.3	267.7

単位：百万円/年

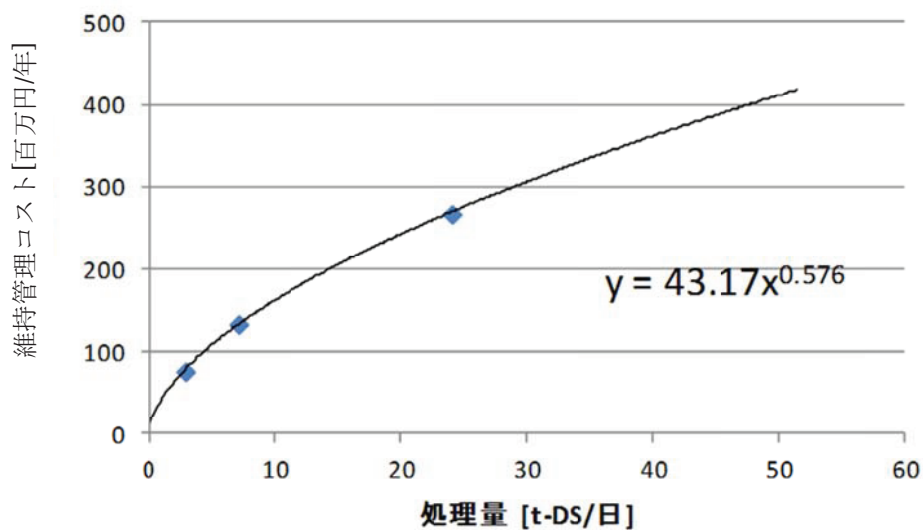


図 2-13 維持管理コスト費用関数

3) ライフサイクルコストの試算結果

ライフサイクルコストの試算結果について表 2-5 に示す。その結果、図 2-14 に示す費用関数を得た。

表 2-5 ライフサイクルコスト試算結果※

ライフサイクルコスト	下水処理規模(処理下水汚泥 DS 量)		
	2.8t-DS/日 (日平均流入汚水量 10,000m ³ /日)	7.0t-DS/日 (日平均流入汚水量 26,000m ³ /日)	24t-DS/日 (日平均流入汚水量 86,000m ³ /日)
建設費年価	55.4	90.4	177.5
維持管理費	77.5	134.3	267.7
解体廃棄	4.3	7.0	13.8
合計	137.2	231.7	459.0

単位：百万円/年

※ライフサイクルコストの試算条件は資料編 2 に示す。

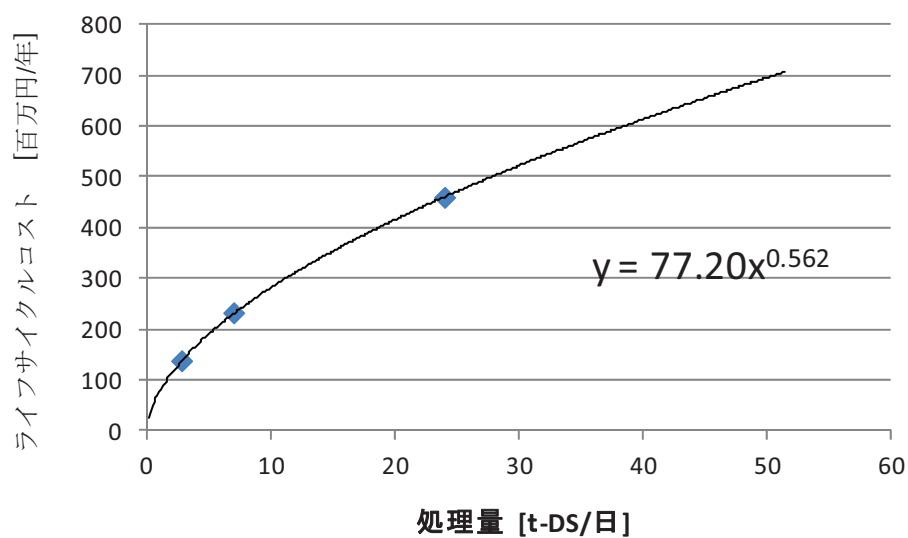


図 2-14 ライフサイクルコスト費用関数

(2) 温室効果ガス排出量

温室効果ガス排出量の試算結果について表 2-6 に示す。その結果、図 2-15 に示す費用関数を得た。本プロジェクトは、研究体名称の通り「温室効果ガスを排出しない固形燃料化技術」として温室効果ガスを排出しないことを目標としたが、温室効果ガスに関して製造した固形燃料を石炭代替利用した場合においても排出側になっており目標に達しなかった。

表 2-6 温室効果ガス排出量試算結果

LCCO ₂ 使用量	下水処理規模(処理下水汚泥 DS 量)		
	2.8t-DS/日 (日平均流入汚水量 10,000m ³ /日)	7.0t-DS/日 (日平均流入汚水量 26,000m ³ /日)	24t-DS/日 (日平均流入汚水量 86,000m ³ /日)
CO ₂ 発生量	863	2,104	6,987
削減量	-539	-1,346	-4,615
合計	325	758	2,372

単位：t-CO₂/年

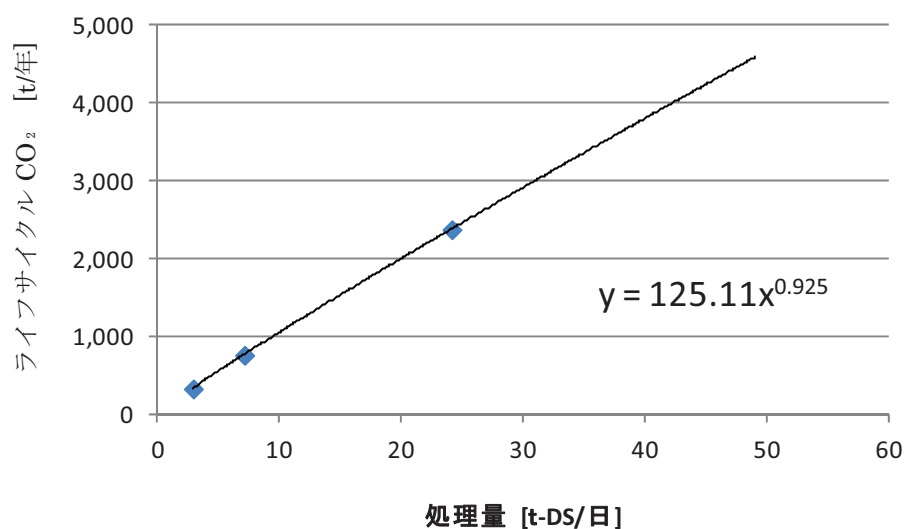


図 2-15 ライフサイクル CO₂費用関数

(3) エネルギー消費量

エネルギー消費量の試算結果について表 2-7 に示す。その結果、図 2-16 に示す費用関数を得た。本技術の運転に係る燃料、電力、及び薬品に係るエネルギー使用量を積上げ、消化ガスによるエネルギー回収量を差し引きエネルギー使用量とした。また、本技術で生成する固形燃料の発熱量をエネルギー生成量とした。固形燃料の発熱量は、実証平均 9.8MJ/kg-wet であるが、当該処理場の混合汚泥有機分率が期間平均 88.4%と高いため、FS 設定条件である 84%に換算し固形燃料の発熱量を 9.3MJ/kg-wet に設定した。

表 2-7 エネルギー消費量試算結果

エネルギー消費量	下水処理規模(処理下水汚泥 DS 量)		
	2.8t-DS/日 (日平均流入汚水量 10,000m ³ /日)	7.0t-DS/日 (日平均流入汚水量 26,000m ³ /日)	24t-DS/日 (日平均流入汚水量 86,000m ³ /日)
エネルギー使用量	12,284	30,323	100,767
エネルギー生成量	-6,256	-15,640	-53,623
合計	6,028	14,683	47,144

単位：GJ/年

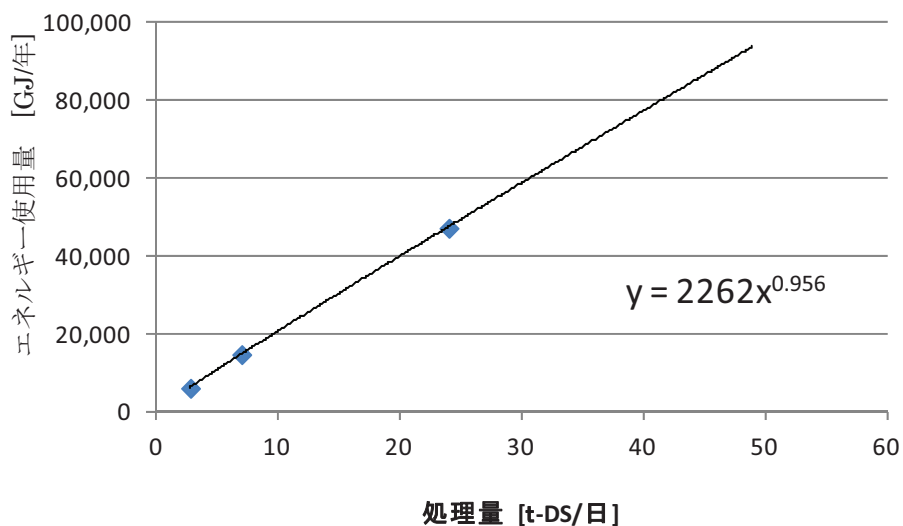


図 2-16 エネルギー使用量費用関数

(4) その他（個別項目）

1) エネルギー回収量

消化ガス発生量を図 2-17 に示す。脱硫後の投入 VS 当たりのガス発生量は $0.48\text{m}^3/\text{kg-VS}$ であった。消化ガス中の平均メタン濃度は 62.1% であり、投入 VS 当たりのエネルギー回収量は $11.8\text{MJ}/\text{kg-VS}$ であった。

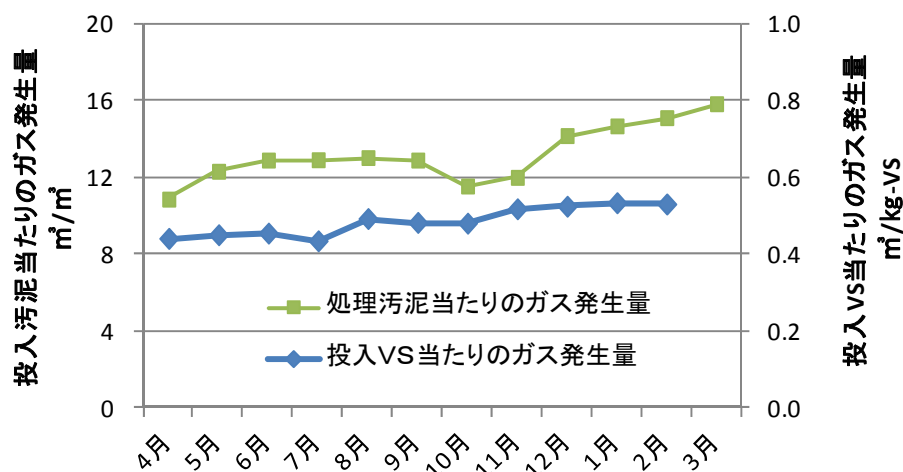


図 2-17 消化ガス発生量

2) 固形分の分解率

懸濁性有機物の減量効果を図 2-18 に示す。実証試験における水熱処理前後の VSS 分解率は 24.2~32.9% であり、水熱処理による懸濁性有機物の分解状況が確認できた。また消化後の最終的な VSS 量は 1/3 程度になった。

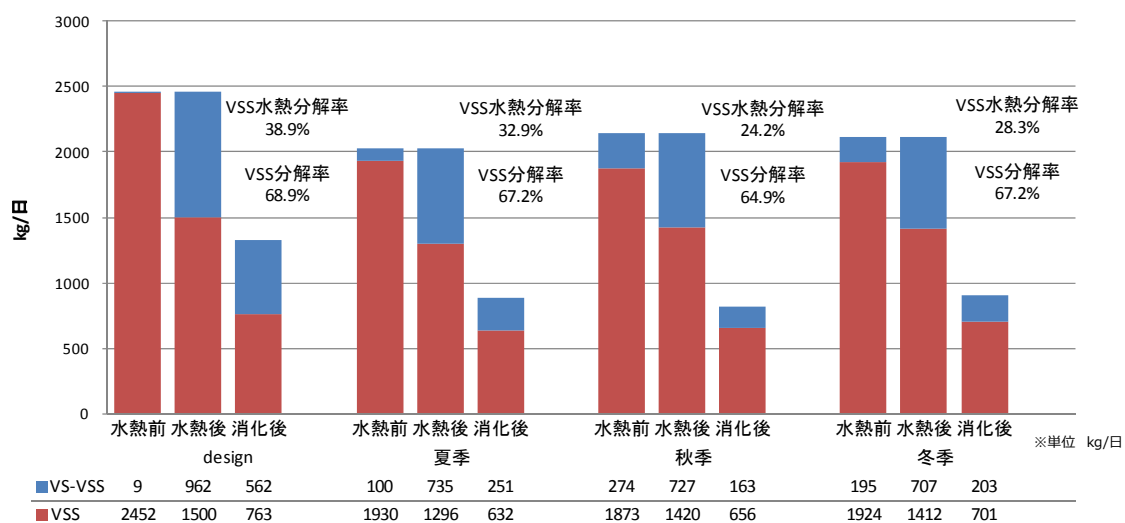


図 2-18 懸濁性有機物の分解率

3) 脱水性の評価

①実証試験

図 2-19 に水熱消化汚泥の脱水前後での含水率推移を示す。脱水機は二液調質による遠心脱水である。年間を通して、平均含水率 66.2%（高分子凝集剤：平均 1.56 対 TS%，ポリ硫酸第二鉄：平均 19.3 対 TS% ※資料編 1 参照）であり、安定的に低含水率に脱水することができた。

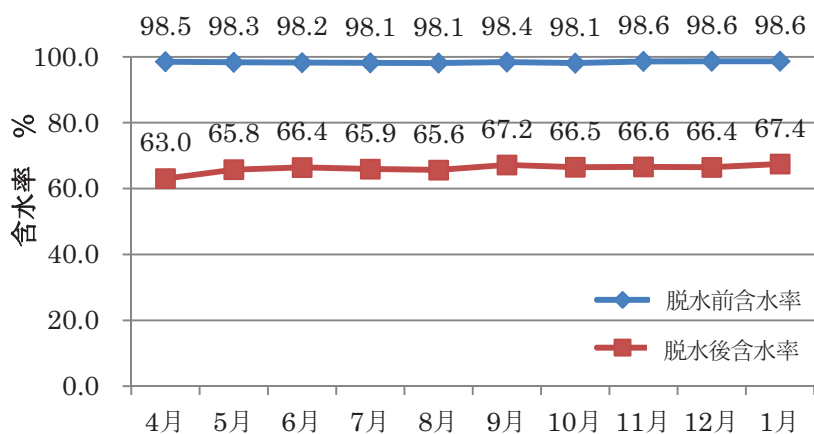


図 2-19 実証試験における含水率推移

②脱水試験

本技術の原料濃縮汚泥である「混合汚泥」と「水熱消化汚泥」の脱水性を直接比較するため、遠心脱水機の条件を固定し脱水試験を行った。さらに、他脱水機を用いた場合の比較としてスクリーブプレス脱水機の脱水試験を行った。

【遠心脱水機】

本実証で実際に使用している遠心脱水機を用いて脱水試験を実施した結果を表 2-8 に示す。脱水試験に当たり、事前に薬注率と含水率及び固形分回収率との関係を調べる脱水試験を実施し、それぞれ最適な薬注率を把握した。「水熱消化汚泥」の含水率は 64～66%、薬注率はポリ硫酸第二鉄 17%、高分子凝集剤 1.3～1.7%であった。それに対し、「混合汚泥」の含水率は 79～80%、薬注率はポリ硫酸第二鉄 4.3～4.4%、高分子凝集剤 0.4～0.6%であった。

実証試験に用いた遠心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」を対象に遠心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。

表 2-8 遠心脱水機の脱水試験結果

	処理 流量 (m ³ /h)	汚泥 濃度 (TS %)	ポリ鉄 添加率 (TS %)	高分子 添加率 (TS %)	回転数 (r/min)	差速 (r/min)	含水率 (%)	固形分 回収率 (SS %)
混合汚泥	2.4	2.9	4.3	0.44	4,200	11	79.2	97.1
	3.0	2.8	4.4	0.61	4,200	11	80.1	97.5
水熱 消化汚泥	2.4	1.8	17.3	1.32	4,200	11	64.2	96.1
	3.0	1.5	17.4	1.67	4,200	11	66.2	98.6

【スクリープレス脱水機】

試験用のスクリープレス脱水機を用い実施した脱水試験結果を表 2-9 に示す。本試験では「混合汚泥」と「水熱消化汚泥」で汚泥処理流量を変化させ、汚泥処理量を比較した。脱水試験に当たり、事前に薬注率と含水率及び固形分解収率との関係を調べる脱水試験を実施し、それぞれ最適な薬注率を把握した。「水熱消化汚泥」の含水率は 61～67%，薬注率はポリ鉄 23.6～36.4%，高分子凝集剤 1.6～2.2%であった。それに対し、混合汚泥の含水率は 73～75%，薬注率はポリ鉄 0～10%，高分子凝集剤 1.0%であった。また、「水熱消化汚泥」は、「混合汚泥」の 2～2.6 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。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。すなわち、本技術の導入により、脱水機の運転時間削減が見込まれる。

表 2-9 スクリープレス脱水機の脱水試験結果

	処理 流量 (m ³ /h)	汚泥 濃度 (TS %)	ポリ鉄 (TS %)	高分子 (TS %)	回転数 (r/min)	含水率 (%)	処理量 (kg-DS/h)	回収率 (SS %)
水熱 消化 汚泥	5.1	1.4	36.4	1.71	1.00	66.0	69.3	95.7
	5.5	1.4	23.6	1.59	1.00	66.8	72.7	90.3
	6.5	1.3	23.6	2.18	1.00	61.3	78.5	90.7
混合 汚泥	2.5	3.1	0.0	1.02	1.00	75.3	72.7	94.2
	2.5	3.1	10.0	1.01	1.00	72.7	76.6	97.8

4) 固形燃料の燃焼性

表 2-10 に各季節における固形燃料の燃焼性に関する分析結果を示す。発熱量は高位発熱量（ドライベース）で 18~20MJ/kg-dry, 低位発熱量（40%含水時）は 9.8MJ/kg-wet であった（資料編 1 参照）。乾燥機的能力・条件を踏まえて、固形燃料受け入れ先の要求する発熱量を踏まえて含水率を調整する。実証期間中に製造された固形燃料は、バイオマス発電施設の混焼燃料として全量利用した。

その他の利用方法として、専用バイオマス温水ボイラでの燃料試験を実施している（資料編 4 参照）。

表 2-10 固形燃料の分析結果

試料種別		固形燃料		
試料名		夏データ	秋データ	冬データ
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-dry)	無水ベース	18.28	19.87	19.34
低位発熱量 (MJ/kg-dry)	無水ベース	17.00	18.53	18.00
低位発熱量 (MJ/kg-wet)	湿潤ベース (含水率 40%時)	9.3	10.2	9.9

5) 固形燃料の安全性評価 (爆発度, 発火性)

表 2-11 に固形燃料の安全性評価に関する分析結果を示す。熱分析 (TG-DTA) 自然発火試験, 可燃性ガス発生試験等の結果から, 固形燃料の安全性は他の再生資源燃料と比較して同等であった (参照: 下水汚泥エネルギー化技術ガイドライン (案) (平成 23 年 3 月 国土交通省都市・地域整備局下水道部))。

表 2-11 発熱特性分析結果

試験項目	固形燃料 (夏)	固形燃料 (冬)
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) 自然発火温度 (°C)	140°Cで 10 日間発火せず	200°Cで発火
自然発火性試験 (ワイヤーバスケット) 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	2.6
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

6) 固形燃料の臭気評価

①固形燃料の臭気指数

汚泥固形燃料の臭気指数は 34 であった。これは「下水汚泥固形燃料化システムの技術評価に関する報告書」(平成 20 年 3 月, 日本下水道事業団) の記載値 (34) と同程度であった。既存の燃料化技術と同様に, 固形燃料を貯蔵する下水処理場, 固形燃料の輸送および固形燃料の利用時において, 適切な対策を取る必要がある。

②排気ガス臭気測定

燃焼脱臭炉出口における各排気ガスの特定悪臭物質 (悪臭防止法施行規則 別表第一) について, 長崎市の基準を上回る値は検出されなかった (資料編 1 参照)。

第3章 導入検討

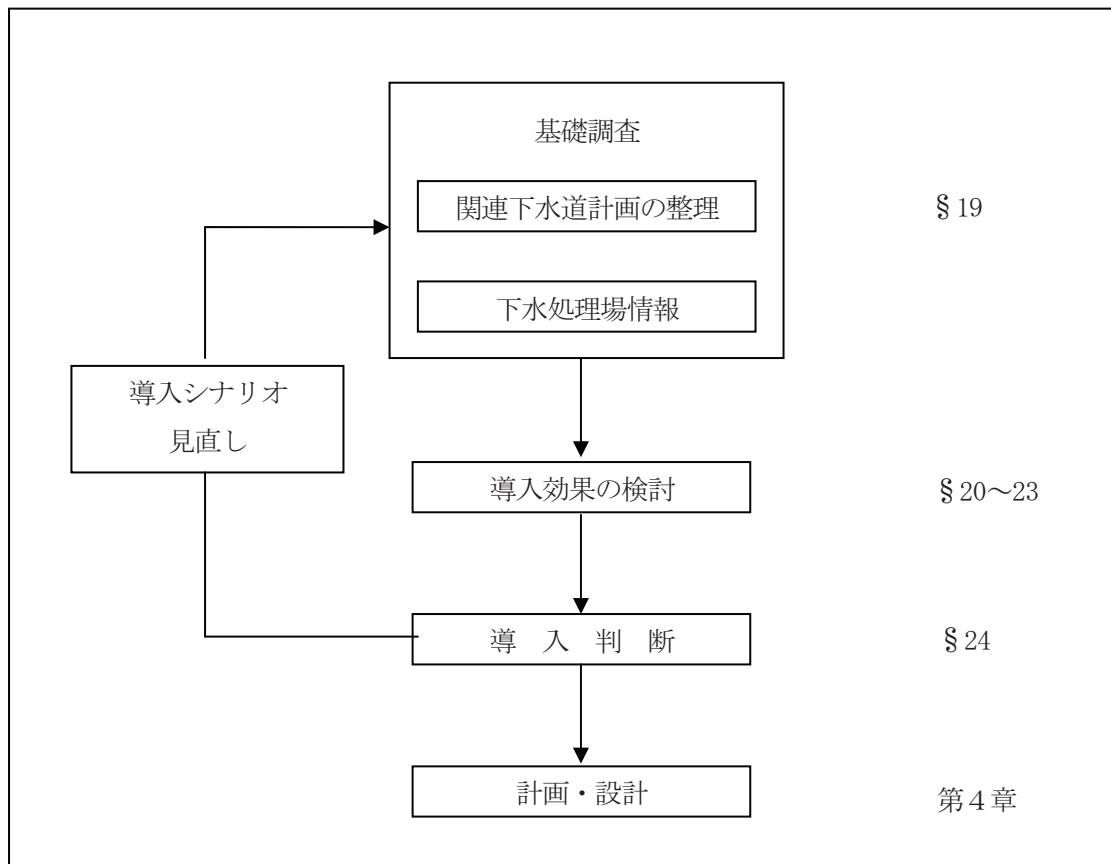
第1節 導入検討手法

§ 18 導入検討手順

本技術の導入の検討に当たっては、下水道施設およびとりまく地域について、現況および課題等を把握し、導入効果の評価を行い、適切な導入範囲および事業形態等について判断する。

【解説】

導入検討にあたっては、導入の目的を明確にした後、図3-1に示す検討フローおよび図3-2に示す導入検討詳細フローにしたがって、必要な情報を収集し、導入効果の概略試算を行い、導入範囲および事業形態等を含めた導入判断を行う。



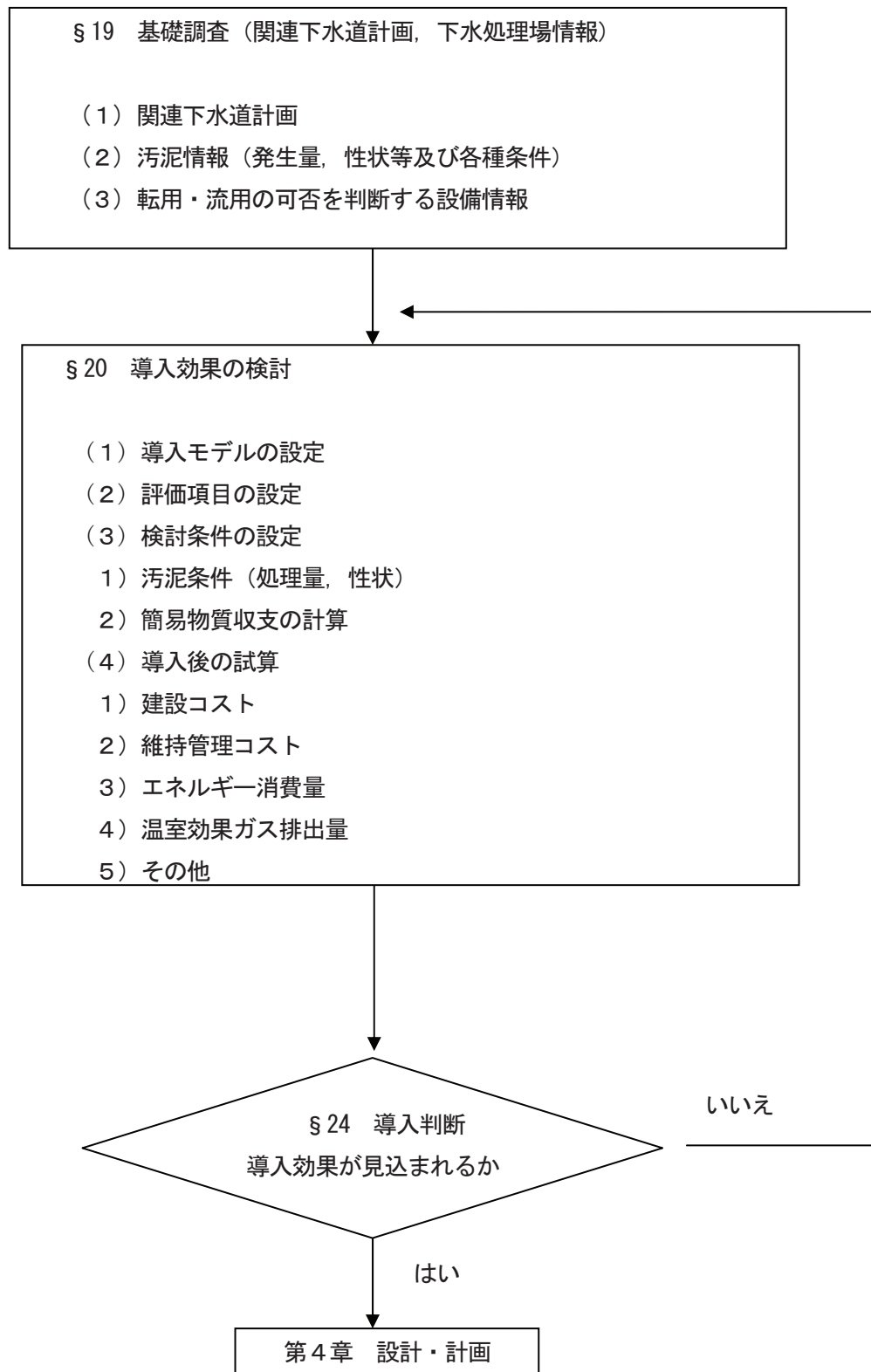


図 3-2 導入検討詳細フロー

§ 19 基礎調査

基礎調査では、下水道施設について現況および課題等を把握する。

【解 説】

本技術導入の詳細な計画策定に先立ち、関連下水道計画の把握、ならびに下水道施設や地域のバイオマス利用の現状を把握する。また、固形燃料の利用先についても調査を行う。

(1) 関連下水道計画

1) 下水道全体計画および事業計画

将来的な流入下水量の予測や、それに伴う下水処理施設の増強・増設計画を把握する。また、その際の施設レイアウト構想や空地の見込みについても把握する。

2) 下水道施設の統廃合計画

1)と同様。

3) 下水道施設更新計画

焼却炉、熔融炉、炭化炉等の汚泥処理施設の老朽化に伴う更新時期を把握する。脱水機の更新時期も把握する。

4) リサイクル事業計画および環境保全計画

下水汚泥を利用したリサイクル事業（燃料化、消化ガス化、消化ガス発電等の計画、および温室効果ガス削減計画）を把握する。

5) 産業廃棄物処分依頼先の現況および将来計画の把握

処分単価の将来見込み予測、経営状況・設備更新計画、埋め立て場所の利用可能年数等を把握する。

6) リサイクル製品利用先の現況および将来計画の把握

新規利用先の確保見込み、既存固形燃料受入れ先の需要見込み等を把握する。

(2) 汚泥情報

1) 発生量

- ① 過去数年間の日毎、月毎、年毎の汚泥発生量を調査し、濃縮初沈汚泥と濃縮余剰汚泥、混合汚泥、および脱水汚泥の日最大、日平均、日最少、月最大、月平均、月最少の数値を把握する。
- ② 既に消化槽を保有している場合は、消化汚泥についても把握する（以下同じ）。

2) 性状等および各種条件

- ① 1)の発生量と同時に、各汚泥別のTS濃度、SS濃度、VS濃度、VSS濃度、汚泥温度を把握する。
- ② 既に消化槽を保有している場合は、日毎、月毎の滞留日数、消化率、消化原料VS量当たりの消化ガス発生量、メタン濃度、硫化水素濃度を把握する。
- ③ 脱水における凝集剤の種別と月毎の添加率、含水率を把握する。

(3) 転用・流用の可否を判断する設備情報

1) 消化槽

- ① 型式：1段消化、2段消化、消化温度
- ② その他情報：容量、構造（図面）、設計圧力、運転圧力、材質、トラブル情報、供用開始年、老朽化の程度
- ③ 付帯設備情報：ポンプ、攪拌機、消化ガスラインのサイズ、その他
- ④ 現状データ：VS分解率、投入VS当たりの消化ガス発生量、メタン濃度、硫化水素濃度（脱硫前）

2) 脱水機

- ① 型式：スクリーンプレス脱水機、遠心脱水機、ベルトプレス脱水機
- ② 脱水機情報：処理量（最大、現状）
- ③ 付帯設備情報：凝集分離タンク、同攪拌機

3) 導入シナリオの設定

設備規模、利用用途を設定する。

§ 20 導入効果の検討

導入効果は、コスト（建設・維持管理・ライフサイクル）縮減効果、エネルギー消費量縮減効果、温室効果ガス排出量縮減効果を従来技術等と比較して算定する。

【解説】

本技術の導入による建設コスト・維持管理コスト・ライフサイクルコスト、エネルギー消費量、温室効果ガス排出量を算出し、従来技術等と比較することで導入効果の検討を行う。

本技術導入による縮減効果は、本技術を導入した場合に想定される試算結果と従来技術等を導入した場合に想定される試算結果の差で示す。本技術導入における効果を検討する項目を以下に示す。

(1) 導入コストの検討

- 1) 建設コスト
- 2) 維持管理コスト
- 3) 固形燃料の販売・運搬コスト
- 4) 灰処分・運搬コスト
- 5) 解体・廃棄コスト

(2) エネルギー消費量の検討

- 1) 本技術におけるエネルギー消費量
- 2) 固形燃料利用によるエネルギー縮減
- 3) 固形燃料の運搬に伴うエネルギー消費量
- 4) 既設流用施設のエネルギー消費量

(3) 温室効果ガス排出量の検討

- 1) 本技術における温室効果ガス排出量
- 2) 固形燃料利用による温室効果ガス排出量の縮減
- 3) 固形燃料の運搬に伴う温室効果ガス排出量
- 4) 本技術の建設・解体・廃棄に伴う温室効果ガス排出量
- 5) 既設流用施設の温室効果ガス排出量

§ 21 導入コストの算定

導入シナリオの規模，利用用途を検討し，下記の方法にてコストの算定を行う。

- (1) 建設コスト
- (2) 維持管理費コスト
- (3) 固形燃料の運搬・販売 コスト
- (4) 運搬・灰処分コスト
- (5) 解体・廃棄コスト

【解 説】

本技術の導入による建設コスト・維持管理コスト，エネルギー消費量，温室効果ガス排出量を算出し，従来技術等と比較することで導入効果の検討を行う。コストの算出にあたっては，実証施設から得られたデータに基づき算定式を作成した。算定式の根拠となる単価，その他条件については，資料編 2 に記載しているが，算出に際しては可能な限り導入を検討している下水処理場の実態に合わせて行うことが望ましい。

(1) 建設コストの算出方法

建設コストは，実証施設におけるコスト実績および7 DS-t/日規模の処理設備における機器の仕様を決定し，積上げによる試算をもとに費用関数を算出した。試算対象規模における1日あたりの濃縮汚泥の固形物 (DS) 発生量からコスト概算を算出する。

本編では，導入シナリオ例で示した「(1) 汚泥固形燃料として外部利用 (実証試験モデル) について記載している。なお，脱水設備は，既設脱水機を流用することを前提とし，建設コスト算出対象外とした。本技術の建設コストは，表 3-1 に示す費用関数より算出する。

表 3-1 建設コストの費用関数

対象設備※	対象	費用関数 (百万円)	備考
水熱処理設備 消化設備 乾燥設備 造粒設備 燃焼脱臭設備	機械	$Y_{12}=353.1 \times Qd^{0.591}$	Qd: 処理汚泥 DS 量 (t-DS/日)
	電気	$Y_{12}=108.3 \times Qd^{0.244}$	
	土建	$Y_{12}=95.1 \times Qd^{0.507}$	消化槽滞留日数 5 日

※脱水機は，既設を流用するため建設コストには含めない。

本技術の建設コストについては、建設年価換算を行う。建設コストの年あたりの費用は、「バイオソリッド利活用基本計画策定マニュアル」(平成16年3月国土交通省都市・地域整備局(社)日本下水道協会)の計算例に基づき以下の係数を乗じて算出する。

$$\text{建設費年価} = \text{建設費} \times i(1+i)^n / \{(1+i)^n - 1\} \cdots \cdots (3.1)$$

i : 利子率 2.3%, n : 耐用年数

試算に使用する耐用年数について、表 3-2 に示す。機械・電気設備は、いずれも 20 年とし、土木・建築設備の耐用年数は、45 年に設定する。

表 3-2 設備の耐用年数

設 備		耐用年数
水熱処理設備	土木・建築	45 年
消化設備, 乾燥設備, 燃焼脱臭設備	機械設備	20 年
	電気設備	20 年

(2) 維持管理コスト算定の方法

本技術を導入した場合の想定される維持管理コスト算定にあたっては、各維持管理項目の費用関数を用いて積上げることでコスト総額を算出する。維持管理コスト費用関数には、脱水設備の維持管理コストは含まれていない。したがって、既設脱水設備の維持管理コスト算出にあたり別途算出する。

本実証試験は二液調質による脱水を採用しているため、薬品費に関しては高分子凝集剤、ポリ硫酸第二鉄の使用量の差を計上する。ユーティリティー単価の一例を表 3-3 に示すが、可能な限り導入を検討する下水処理場の実態を踏まえた単価を用いる。

表 3-3 ユーティリティー単価 (例)

項目	単価	単位
電力	12	円/kWh
LPG (熱量 50.8GJ/t)	108,000	円/t
高分子凝集剤	500,000	円/t
ポリ硫酸第二鉄 (11%)	53,000	円/t
苛性ソーダ (20%)	42,000	円/t
硫酸 (70%)	45,000	円/t
次亜塩素酸ソーダ (12%)	45,000	円/t
脱硫剤	150,000	円/t

1) 人件費

本技術の運転人員は、3名/班3交替勤務および日勤1名とした。算出根拠については、資料編2.2.2(1)に人件費に記載した。実際の施設監視体制を考慮し人員計画を行う。

2) 電力コスト

電力コストの費用関数を表3-4に示す。各機器の定格出力および「下水道におけるLCA適用の考え方」(平成22年2月 国土交通省国土技術政策総合研究所)に従い、電力消費量を式(3.2)により算出し、電力単価を乗じた値から作成した。負荷率は、実証施設での運転実績をもとに算出した。既設脱水機の電力消費量については、コスト算定式に含まれていない。既設脱水機の機種を踏まえ、本技術導入後の脱水機稼働時間を想定し、電力消費量を算出する。

$$E = N_d \times N_t \times R_l \times P_m \times N_m \dots \dots \dots (3.2)$$

- E : 電力消費量 (kWh/年)
- N_d : 年間稼働日数 (360日)
- N_t : 稼働時間 (h/日)
- R_l : 負荷率 (実証データより個別機器ごとに設定)
- P_m : 電動機容量 (kW/台)
- N_m : 機器台数 (台)

表 3-4 電力コストの算定式

費用関数 (百万円)	備考
$Y_{12} = 4.25 \times Qd^{0.973}$	Qd: 処理汚泥 DS 量 (t-DS/日)

3) 燃料消費コストおよびガス回収

燃料コストの費用関数を表 3-5 に示す。実証施設の運転データをもとに水熱工程・乾燥工程におけるエネルギー消費量を算出し、LPG 換算して費用関数を算出した。発生する消化ガスによる回収エネルギー、メタンガス回収量を表 3-6, 表 3-7 に示す。実証施設の消化ガス発生量の実績から算出した。

燃焼脱臭炉についての燃料使用量と排熱回収量については、実証試験に用いた燃焼脱臭炉をもとに別途規模別に算出した。

表 3-5 燃料消費コストの算定式

費用関数 (百万円)	備考
$Y_{12}=8.314Q_d$	Q_d : 処理汚泥 DS 量 (t-DS/日)

表 3-6 燃料回収エネルギーの算定式

メタンガス回収関数 (千 GJ/年)	備考
$Y_{12}=3.603Q_d$	Q_d : 処理汚泥 DS 量 (t-DS/日)

表 3-7 燃料回収量の算定式

メタンガス回収関数 (千 Nm ³ /年)	備考
$Y_{12}=91.704Q_d$	Q_d : 処理汚泥 DS 量 (t-DS/日)

※ガス回収量は、メタンガス濃度 100%として算出される。

4) 薬品費

薬品費の費用関数は、実証施設の運転データをもとに本設備（水熱工程，燃料化工程（既設脱水工程），脱臭設備）の対象設備規模における薬品使用量を以下①～③の条件で算出し，ユーティリティー単価によって費用関数を算出した。

①凝集剤

実証施設の薬品添加率実績をもとに，プレ脱水工程および最終脱水工程の薬品使用量を算出した。実証施設同様にプレ脱水工程は一液調質（高分子凝集剤）とし，最終脱水は二液調質（高分子凝集剤およびポリ硫酸第二鉄）とする。

②脱臭薬品コスト

証施設の建屋容積に対する脱臭薬品使用量実績をもとに，単位容積当たりの薬品使用量を算出した。

③脱硫剤コスト

バイオガス中の硫化水素濃度を実証実績上限から 2,000 ppm，脱硫剤の性能を脱硫剤 1 kg 当たりの硫化水素吸着量を 0.2 kg-H₂S と想定し，脱硫剤交換頻度を 180 日と設定した。

表 3-8 薬品費の算定式

費用関数 (百万円)	備考
$Y_{12}=4.78 \times Qd^{0.978}$	Qd: 処理汚泥 DS 量 (t-DS/日)

5) 点検・補修コスト

機械設備・電気設備については建設コストの 1.5%，土木・建築については，建設費の 0.5% として算出した。また，点検費・補修費には，法令点検費：労働安全衛生法「ボイラー及び压力容器安全規則」第 5 節 性能検査の項に準ずる検査費用を見込んだ。

(3) 固形燃料運搬・販売コスト（外部利用）

製造した汚泥固形燃料を外部利用する場合、利用施設への固形燃料の運搬コストおよび販売コストを算出する。

$$\text{固形燃料運搬コスト} = \text{燃料製造量(t/年)} \times \text{運搬単価(円/t)}$$

$$\text{固形燃料販売コスト} = \text{燃料製造量(t/年)} \times \text{販売単価(円/t)}$$

導入効果の検討では、革新的技術で製造した固形燃料の販売益は見込まず、運搬コストのみを計上した。類似技術の汚泥燃料化施設では、固形燃料生成率より生成量を算出し、運搬コストおよび販売益を計上し評価を行う。

表 3-9 固形燃料の販売・運搬単価（例）

項目	単位	原単位	備考
運搬	円/ t	2,000	
販売	円/ t	105	
固形燃料生成率	%	19.3	対脱水汚泥量

固形燃料の輸送単価は、「下水汚泥エネルギー化技術ガイドライン（案）」（平成23年3月 国土交通省都市・地域整備局下水道部）実績をもとに算出した。

(4) 運搬・灰処分コスト

脱水汚泥または固形燃料を場内焼却する場合、灰の処分コストを算出する。

$$\text{灰処分コスト} = \text{脱水汚泥固形分量(t-DS/年)} \times \text{灰発生率(\%)} \times \text{灰処分単価(円/t)}$$

表 3-10 灰処分費の算出根拠

項目	単位	原単位	備考
灰処分	円/ t	8,000	
灰発生率	%	43%	対投入 DS 量

(5) 解体・撤去コスト

解体・撤去コストは、設備の耐用年数使用後の撤去に関わる費用である。算出方法は、建設費の10%とし、耐用年数で除して年あたりに換算した。

§ 22 エネルギー消費量の算定

下記の項目についてエネルギー消費量を算定する。

- (1) 革新的技術のエネルギー消費量
- (2) 固形燃料の利用による排出量の縮減

【解 説】

本技術の施設稼働時に使用されるユーティリティ（電力、水道、薬品、燃料）に由来するエネルギー消費量を算出する。また、既設脱水機を稼働した場合についても同様に算出し加算する。

一方、本技術で製造した固形燃料を外部利用した場合、利用先の燃料使用量が縮減する。したがって、固形燃料の利用については、エネルギー消費縮減量として差し引きし算出した。

(1) 革新的技術のエネルギー消費量

本技術の施設稼働時に使用されるユーティリティに由来するエネルギー消費量を算出する。算出に必要なエネルギー原単位の一例を表 3-11 に示す。

表 3-11 エネルギー原単位

項目	換算係数		備考
	数値	単位	
電力	9.68	MJ/kWh	
上水道	30.7	MJ/m ³	
LPG	50.8	GJ/t	
高分子凝集剤	220,123	MJ/t	
ポリ硫酸第二鉄 (11%)	75.6	MJ/t	11%水溶液

(2) 固形燃料の利用による排出量の縮減

固形燃料を利用する場合、利用先におけるエネルギー消費量の縮減量を負の値で算出する。

表 3-12 固形燃料のエネルギー原単位

項目	単位	原単位	備考
発熱量	MJ/kg-wet	9.3※	40%含水率として算出

※ 実証値平均は 9.8 MJ/kg-wet であったが、本処理場の有機分率が高いことを考慮して補正。

§ 23 温室効果ガス排出量の算定

下記の項目について温室効果ガス排出量を算定する。

- (1) 供用段階
- (2) 建設段階, 解体・廃棄段階
- (3) 運搬

【解 説】

施設稼働時に使用されるユーティリティ（電気、水道、薬品、燃料）に由来する供用段階、建設段階および解体・廃棄の温室効果ガス排出量を算出する。供用段階については、固形燃料製造時に排出される N_2O についても考慮する。

(1) 供用段階の温室効果ガス排出量の算定

本技術の施設稼働時に使用されるユーティリティに由来する温室効果ガス量を算出する。また、本技術の処理過程で排出される温室効果ガス (N_2O) についても考慮する。施設稼働時のユーティリティおよび温室効果ガス排出係数を表 3-13 に示す。本技術における処理過程の N_2O 排出量を表 3-14 に示す。

表 3-13 温室効果ガス排出係数

項目	換算係数		備考
	単位	数値	
電力	t-CO ₂ /kWh	0.00055	※1
A重油	t-CO ₂ /kL	2.7	※2
上水道	t-CO ₂ /m ³	0.002	
L P G	t-CO ₂ /t	3.0	※2
高分子凝集剤	t-CO ₂ /t	6.5	
ポリ硫酸第二鉄	t-CO ₂ /t	0.0308	
N ₂ O	t-CO ₂ /t-N ₂ O	310	※2
CH ₄	t-CO ₂ /t-N ₂ O	21	※2

※1 「電気事業者別のCO₂排出係数（2012年度実績）」代替値、環境省地球環境局 地球温暖化対策課ウェブサイト (http://ghg-santeikohyo.env.go.jp/files/calc/h26_coefficient.pdf)

※2 「算定・報告・公表制度における算定方法・排出係数一覧」同上のウェブサイト (<http://ghg-santeikohyo.env.go.jp/files/calc/itiran.pdf>)

表 3-14 本技術における処理過程の N₂O 排出量

項目	数値	単位	備考
亜酸化窒素 (N ₂ O) ガス排出量	0.022	kg-N ₂ O/t-DS	プレ脱水機投入汚泥量あたりの排出量

固形燃料を利用する場合、固形燃料を燃料利用先で石炭代替として利用されたときの利用先における温室効果ガス排出削減量を負の値として算出する。詳しくは資料編に記載（表資料 1-16）。

(2) 建設段階、解体・廃棄段階の温室効果ガス排出量の算定

建設段階、解体・廃棄段階の温室効果ガス排出量については、「下水道における LCA 適用の考え方（平成 22 年 2 月 国土交通省国土技術政策総合研究所）」の終末処理場における環境負荷量 (LC-CO₂) の算定事例から、建設段階 19.3%、供用段階 80.2%、解体・廃棄 0.5%の比率で換算し算出した。

(3) 運搬時の温室効果ガス排出量の算定

固形燃料の製造量から 10 t 車で運搬することとして、走行回数を算出し、1 回当たりの走行距離を 94 km として年間走行距離を算出する。年間走行距離に表 3-15 に示す走行時の温室効果ガス発生原単位を乗じて、走行時の温室効果ガス排出量を算出する。

表 3-15 走行時の温室効果ガス発生原単位

項目	単位	排出係数	出典
N ₂ O	kg-N ₂ O/km	0.000014	※
CH ₄	kg-CH ₄ /km	0.000015	※

※下水道における地球温暖化防止対策検討委員会「下水道における地球温暖化防止推進計画策定の手引き」（平成 21 年 3 月）

また、燃料に軽油を使用する場合、燃費 5 km/L として燃料消費量を算出し、軽油の温室効果ガス排出係数を乗じて排出量を算出する。

表 3-16 走行燃料の温室効果ガス発生原単位

項目	単位	排出係数	備考
軽油	kg-CO ₂ /km	2.58	

※「算定・報告・公表制度における算定方法・排出係数一覧」同上のウェブサイト

§ 24 導入判断

評価結果を踏まえて、本技術の適切な導入範囲および事業形態等について判断する。

【解説】

個々の技術の適用性を検討し、総合的な導入効果の評価を網羅的に行うことにより、最適なシステムの見通しを立て、導入の判断を行う。

導入効果の検討において、建設および維持管理に係るコストの縮減、温室効果ガス排出量の縮減、エネルギー消費量の縮減が見込まれた場合、事業性があるものと判断する。

導入効果の検討において、十分な導入効果が見込まれない場合は、個別技術の適応性について原因を調査し、導入シナリオの見直しを行ったうえで、再検討を行う。導入シナリオの見直しのポイントについて、表 3-17 に示す。

表 3-17 導入シナリオの見直し

導入条件	導入効果が見込まれない原因	見直しのポイント
汚泥固形燃料として外部利用	<ul style="list-style-type: none"> ・汚泥固形燃料の利用先が近隣にない。 ・汚泥固形燃料の性状、発生量（少ない）により受入できない。 ・濃縮汚泥の発生量が少ないため、汚泥処理単価が高い。 	<ul style="list-style-type: none"> ・地域環境に合った再生資源として、他の利活用方策を検討する。
緑農地利用での外部利用	<ul style="list-style-type: none"> ・緑農地での利用先が近隣にない。 ・製品の性状により利用できない。 ・濃縮汚泥の発生量が少ないため、汚泥処理単価が高い。 	<ul style="list-style-type: none"> ・凝集剤の種類・使用量を変更する。 ・その他有機物の受け入れを検討し、製品を改質、汚泥処理単価低減を図る。
減量後の外部利用・処分（産廃処分）	<ul style="list-style-type: none"> ・汚泥性状により受入できない。 ・濃縮汚泥の発生量が少ないため、汚泥処理単価が高い。 	
場内焼却炉にて内部利用 (減量・低含水率化による維持管理費等縮減)	<ul style="list-style-type: none"> ・減量化により、既設焼却炉の低負荷運転処理が困難である。 ・処理場内における脱水汚泥の搬送が困難である。 	<ul style="list-style-type: none"> ・一部処理に変更する等プラント規模を見直す。 ・汚泥処理設備の配置・構造を見直す。

第2節 導入効果の検討例

§ 25 試算条件

本技術の導入の試算を行うにあたり、試算に必要な条件を設定し、同条件で従来技術（流動焼却）と比較を行う。また、本技術の類似技術である汚泥燃料化についても比較を示す。

【解説】

評価対象規模における条件について表 3-18 に示す。評価対象規模は、発生濃縮汚泥 200 m³/日（7 t-DS/日）および690 m³/日（24 t-DS/日）とし、設備の稼働日数を本技術については360日/年※、従来技術・類似技術については300日/年として、1日の処理汚泥量を設定した。

従来技術・類似技術での脱水ケーキ含水率は、下水道統計全国平均値を基に76%に設定し、本技術については実証平均より66.2%に設定した。従来技術・類似技術の試算条件については、資料2で解説する。

※ 乾燥機については、処理能力に余裕を持たせた設計としている。耐火煉瓦の交換等長期的な定期修繕が不要であり、短期間の停止に留まることから汚泥ホッパー等の貯蔵により連続的な処理を想定する。ただし、導入検討処理場における汚泥発生量等の実態を踏まえた検討を要する。

表 3-18 評価対象規模における条件

	単位	条件設定	
評価規模		試算規模	
①投入汚泥条件			
汚泥種		濃縮汚泥 (生汚泥, 余剰汚泥)	
日最大流入下水量	m ³ /日	31, 250	107, 500
日平均流入下水量	m ³ /日	25, 000	86, 000
濃縮汚泥発生量	m ³ /日	200	690
濃縮汚泥濃度	%	3. 5	3. 5
汚泥固形物発生量	t-DS/日	7	24
有機分率	%	84	
脱水ケーキ含水率	%	従来・類似技術 76%, 革新的技術 66. 2%	
固形燃料含水率	%	革新的技術 40%	
②導入範囲			
主要設備		汚泥前処理設備, 水熱反応設備, 消化設備 乾燥設備, ボイラ設備, 脱臭設備, 用役設備	
既設流用設備		脱水設備	
③試算条件			
建設コスト		<ul style="list-style-type: none"> ・費用関数により建設コストを求める。 ・脱水設備は, 既設流用とし含まない。 	
維持管理コスト		<ul style="list-style-type: none"> ・費用関数により維持管理コストを求める ・脱水設備については従来・類似技術との比較にあたり, 維持管理コスト※に含める。 ・革新的技術について, 脱水に係る TS 当たり薬品使用量の増加を考慮した。 	
エネルギー消費量		<ul style="list-style-type: none"> ・燃料の石炭代替利用による排出量削減を見込む。 ・脱水設備については従来・類似技術との比較にあたり, 汚泥量あたりの原単位を設定し, エネルギーを積み上げた。このとき, 革新的技術について, TS 当たり薬品使用量の増加によるエネルギー消費量増加を考慮した。 	
温室効果ガス排出量		<ul style="list-style-type: none"> ・脱水設備については従来・類似技術との比較にあたり, 汚泥量あたりの原単位を設定し, 排出量を積み上げた。このとき, 革新的技術について, TS 当たり薬品使用量の増加による排出量増加を考慮した。 ・燃料の石炭代替利用による排出量削減を見込む。 ・施設建設時, 運転時, 解体撤去時におけるライフサイクルで評価する。 	
生成物		燃料販売費：見込まない（類似技術は見込む）。 燃料運搬にかかわるコスト, エネルギー, 温室効果ガス排出量について見込む。	

※ スクリュープレス脱水機については, 本技術導入により脱水機の維持管理費低減が見込まれたため (表 2-9), 「バイオソリッド利活用マニュアル」に記載された維持管理費の費用関数により試算した。

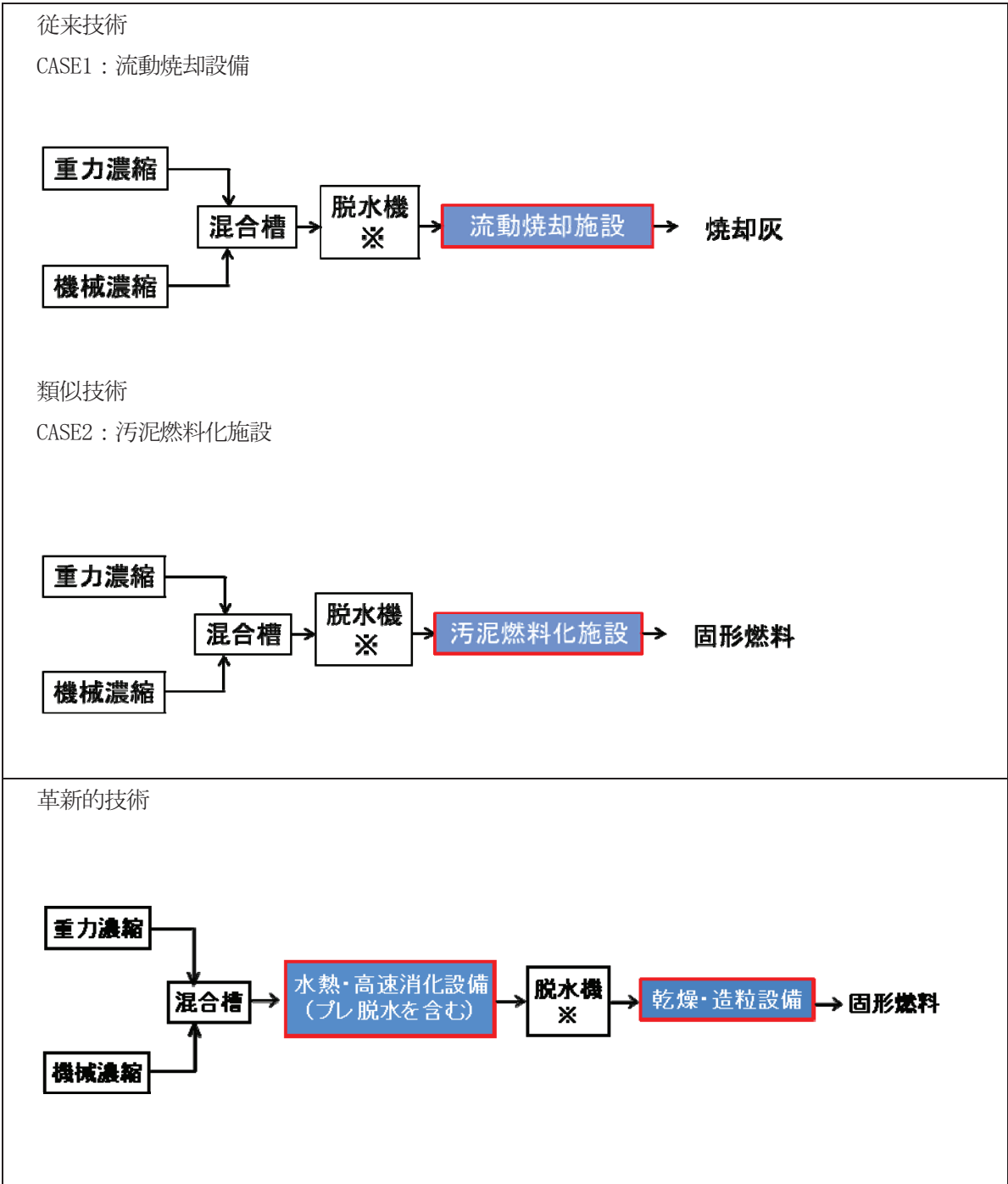


図 3-3 各技術の簡易フロー図

※脱水機については既設脱水機を転用することとし、維持管理費についてのみ計上。

§ 26 導入効果の検討結果

本技術の導入により期待される効果について、従来技術（流動焼却）との比較により把握する。導入効果検討項目は以下のとおりである。

- (1) コスト縮減効果（建設コスト，維持管理コスト，LCC）
- (2) 省エネルギー効果
- (3) 温室効果ガス排出量削減

【解 説】

§ 25 の試算条件に基づき、本技術および従来技術等の試算を行う。従来技術（流動焼却）は「バイオソリッド利活用基本計画策定マニュアル 国土交通省 H16」、類似技術（汚泥燃料化施設）は「下水汚泥エネルギー化技術ガイドライン（案） 国土交通省 H23」に記載された費用関数を用いた。

(1) コスト縮減効果

1) 建設コストの試算結果

評価対象規模における建設コストの試算結果について表 3-19、表 3-20 に示す。流動焼却施設に対し、40%の縮減効果が見込まれた。汚泥燃料化施設については、7～12%の縮減効果が見込まれた。

表 3-19 下水汚泥 7 t-DS/日規模における建設コスト（百万円/年）

比較技術	項目	建設コスト試算結果	縮減率
革新的技術	建設コスト	1,545	-
	年価	90	-
流動焼却施設	建設コスト	2,601	41%
	年価	149	40%
汚泥燃料化施設	建設コスト	1,613	4%
	年価	102	12%

表 3-20 下水汚泥 24 t-DS/日規模における建設コスト（百万円/年）

比較技術	項目	建設コスト試算結果	縮減率
革新的技術	建設コスト	3,025	-
	年価	178	-
流動焼却施設	建設コスト	5,093	41%
	年価	297	40%
汚泥燃料化施設	建設コスト	3,032	0%
	年価	191	7%

2) 維持管理コストの試算結果

本技術については、人件費、電力費、薬品・燃料費、点検・補修費を積上げ、試算を行った。試算結果を表 3-21、表 3-22 に示す。流動焼却施設に対し、11～16%の縮減効果が見込まれた。汚泥燃料化施設については、10～15%の縮減効果が見込まれた

表 3-21 下水汚泥 7 t-DS/日規模における維持管理コスト（百万円/年）

比較技術	項目	維持管理コスト試算結果	合計	縮減率
革新的技術	主施設	144	190	—
	既設脱水機	46		
流動焼却施設	主施設	144	214	11%
	既設脱水機	70		
汚泥燃料化施設	主施設	154	224	15%
	既設脱水機	70		

表 3-22 下水汚泥 24 t-DS/日規模における維持管理コスト（百万円/年）

比較技術	項目	維持管理コスト試算結果	合計	縮減率
革新的技術	主施設	302	398	—
	既設脱水機	96		
流動焼却施設	主施設	330	475	16%
	既設脱水機	145		
汚泥燃料化施設	主施設	295	440	10%
	既設脱水機	145		

3) ライフサイクルコスト (LCC) の試算結果

建設コストおよび維持管理コストに運搬コスト，撤去（解体・廃棄）コストを足し合わせることによって，LCC を算出した。流動焼却施設では，焼却灰の処分・運搬費を計上し，汚泥燃料化施設については，固形燃料の販売費・運搬費を計上する。本技術における固形燃料の販売費については，現段階で価格・需要先の調査段階であるため販売側の収入は見込まず，運搬費のみを計上した。撤去費については建設費の10%とし，耐用年数で除して年価換算した。

試算結果を表 3-23, 表 3-24 に示す。流動焼却施設に対し，24～27%の縮減効果が見込まれた。汚泥燃料化施設については，9～11%の縮減効果が見込まれた。

表 3-23 下水汚泥 7 t-DS/日規模における LCC (百万円/年)

比較技術	項目	コスト内訳	合計	縮減率
革新的技術	建設コスト	90	290	-
	維持管理	190		
	解体・廃棄	7		
	運搬	3		
流動焼却施設	建設コスト	149	384	24%
	維持管理	214		
	解体・廃棄	12		
	灰処分輸送	9		
汚泥燃料化施設	建設コスト	102	337	11%
	維持管理	224		
	解体・廃棄	8		
	運搬・販売	3		

表 3-24 下水汚泥 24 t-DS/日規模における LCC (百万円/年)

比較技術	項目	コスト内訳	合計	縮減率
革新的技術	建設コスト	178	601	-
	維持管理	398		
	解体・廃棄	14		
	運搬	12		
流動焼却施設	建設コスト	297	825	27%
	維持管理	475		
	解体・廃棄	23		
	灰処分輸送	30		
汚泥燃料化施設	建設コスト	191	658	9%
	維持管理	440		
	解体・廃棄	15		
	販売運搬	12		

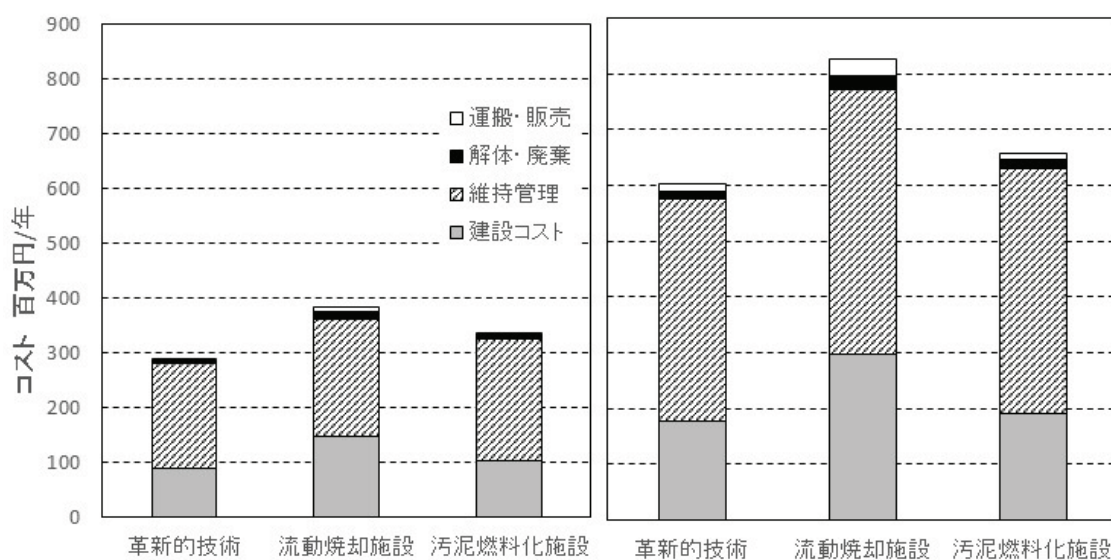


図 3-4 ライフサイクルコスト試算結果 (左 : 7 t-DS/日規模、右 24 t-DS/日規模)

(2) エネルギー消費量の試算結果

評価対象規模において、エネルギー消費量を算定した(表 3-25, 表 3-27 参照)。本技術で生成した固形燃料の発熱量をエネルギー生成側として算出した(表 3-26, 表 3-28 参照)。

固形燃料の発熱量については、実証試験では平均 9.8 MJ/kg-wet (VTS88.4%, 含水率 40%)であったが、設定条件である VTS84%に換算して 9.3 MJ/kg-wet (含水率 40%) に設定した。

流動焼却炉との比較では、下水処理場におけるエネルギー消費量については 7t-DS/日規模で 21%, 24 t-DS/日規模で 42%の増加, 事業全体におけるエネルギーについては 7t-DS/日規模で 33%, 24 t-DS/日規模で 23%の縮減が見込まれた。また、汚泥燃料化施設との比較では、エネルギー消費については 7t-DS/日規模で 18%, 24 t-DS/日規模で 20%の縮減, 事業全体におけるエネルギーについては 7t-DS/日規模で 35%, 24 t-DS/日規模で 45%の増加が見込まれた。

表 3-25 下水処理場 (下水汚泥 7 t-DS/日) のエネルギー消費量 (GJ/年)

比較技術	項目	エネルギー消費量	合計	縮減率
革新的技術	革新的技術	30,324	35,187	-
	既設脱水機	4,863		
流動焼却施設	流動焼却	25,201	29,195	-21%
	既設脱水機	3,994		
汚泥燃料化施設	汚泥燃料化	38,551	42,673	18%
	既設脱水機	3,994		

表 3-26 事業全体 (下水汚泥 7 t-DS/日) のエネルギー (GJ/年)

比較技術	項目	エネルギー消費・創出量	合計	縮減率
革新的技術	排出量	35,187	19,547	-
	固形燃料削減	-15,640		
流動焼却施設	排出量	29,195	29,195	33%
	固形燃料削減	-		
汚泥燃料化施設	排出量	42,673	12,684	-35%
	固形燃料削減	-29,989		

表 3-27 下水処理場（下水汚泥 24 t-DS/日）のエネルギー消費量（GJ/年）

比較技術	項目	エネルギー消費量	合計	縮減率
革新的技術	革新的技術	101,245	116,434	-
	既設脱水機	15,189		
流動焼却施設	流動焼却	68,237	81,932	-42%
	既設脱水機	13,695		
汚泥燃料化施設	汚泥燃料化	132,174	146,242	20%
	既設脱水機	13,695		

表 3-28 事業全体（下水汚泥 24 t-DS/日）のエネルギー（GJ/年）

比較技術	項目	エネルギー消費・創出量	合計	縮減率
革新的技術	排出量	116,434	62,811	-
	固形燃料削減	-53,623		
流動焼却施設	排出量	81,932	81,932	23%
	固形燃料削減	-		
汚泥燃料化施設	排出量	146,242	43,422	-45%
	固形燃料削減	-102,820		

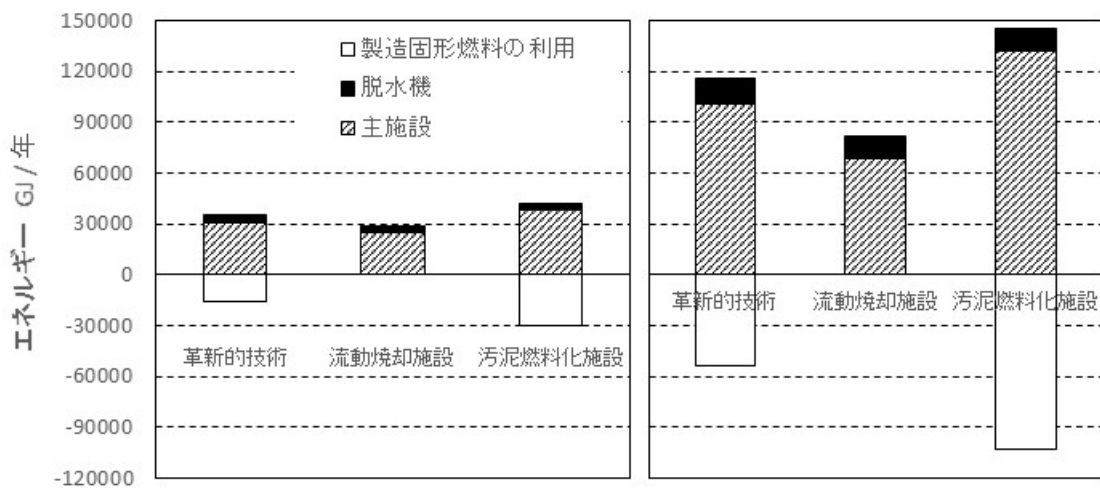


図 3-5 エネルギー試算結果（左：7 t-DS/日規模、右 24 t-DS/日規模）

(3) ライフサイクルCO₂ (LC-CO₂) 排出量の試算結果

DS 7t/日およびDS 24 t/日処理規模において、供用段階における電力・燃料・薬品使用量からCO₂排出量を算出した(表3-29, 表3-30参照)。製造した固形燃料については、石炭代替燃料として使用した場合を想定しCO₂排出量から縮減した。

環境負荷量の算定事例「建設段階 19.3%, 供用段階 80.2%, 解体廃棄 0.5%」をもとに供用段階の温室効果ガス排出量から建設段階および解体・廃棄の排出量を算出した。

流動焼却施設に対する本技術の縮減率は、燃料利用も含めた事業全体として78~79%の温室効果ガス排出量削減が見込まれた。また、汚泥燃料化施設に対しては、5~12%の温室効果ガス排出量増加が見込まれた。

表3-29 下水汚泥7 t-DS/日規模におけるLC-CO₂排出量 (t-CO₂/年)

比較技術	項目	CO ₂ 排出量内訳	合計	縮減率
革新的技術	排出量	2,306	960	-
	固形燃料削減	-1,346		
流動焼却施設	排出量	4,552	4,552	79%
	固形燃料削減	-		
汚泥燃料化施設	排出量	3,441	860	-12%
	固形燃料削減	-2,581		

表3-30 下水汚泥24 t-DS/日規模におけるLC-CO₂排出量 (t-CO₂/年)

比較技術	項目	CO ₂ 排出量内訳	合計	縮減率
革新的技術	排出量	7,659	3,100	-
	固形燃料削減	-4,615		
流動焼却施設	排出量	14,037	14,037	78%
	固形燃料削減	-		
汚泥燃料化施設	排出量	11,799	2,949	-5%
	固形燃料削減	-8,850		

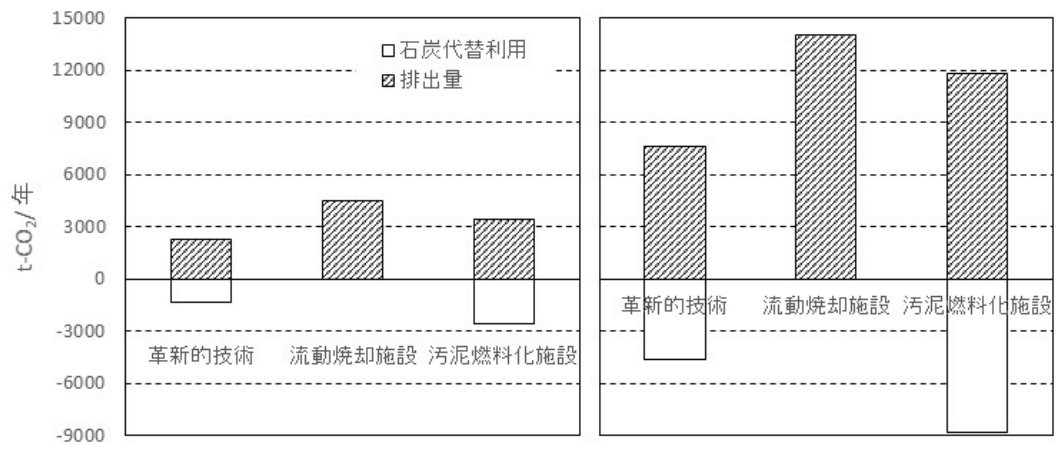


図3-6 ライフサイクルCO₂ (LC-CO₂) 試算結果 (左: 7 t-DS/日規模、右 24 t-DS/日規模)

第4章 設備の設計

第1節 基本計画・設計

§ 27 計画・設計手順

導入施設の計画・設計の手順を示す。

【解説】

計画・設計手順のフローを図 4-1 に示す。第3章 導入検討において、導入効果が見込まれると判定された導入目的に沿って、図 4-1 の手順で基本計画を実施する。

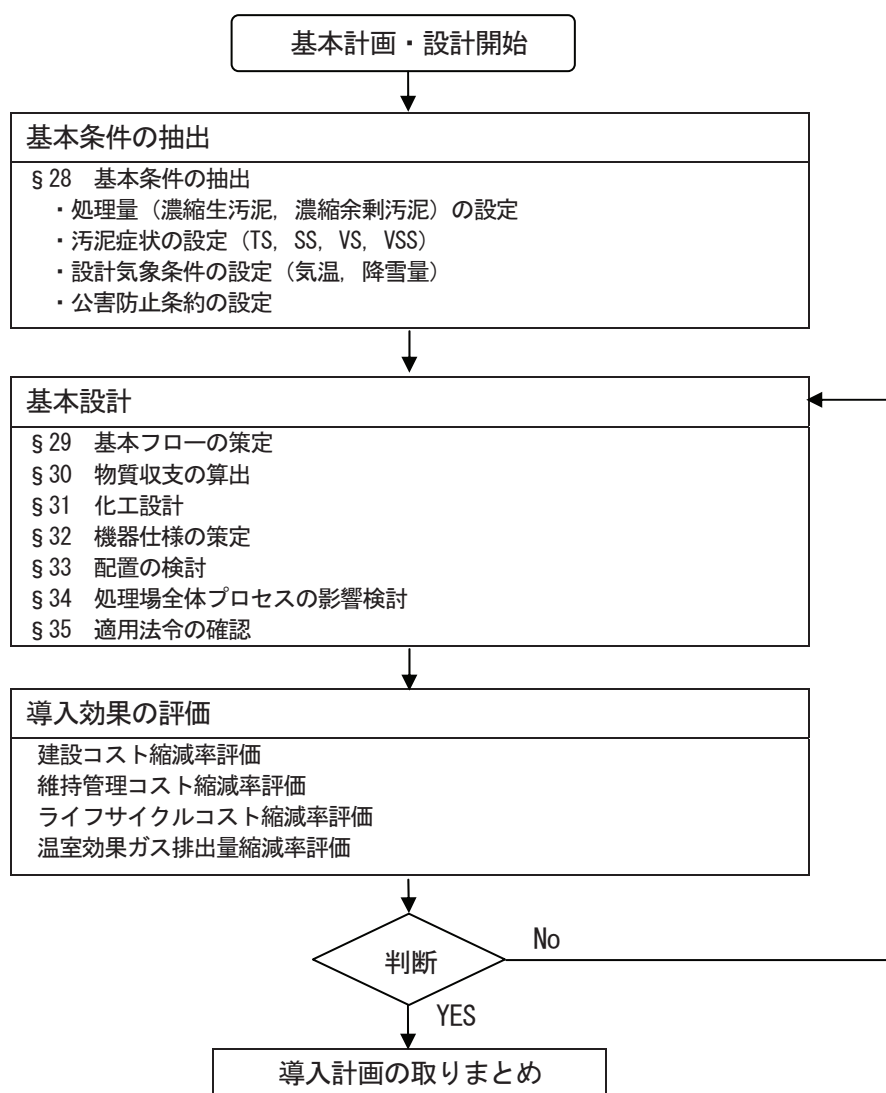


図 4-1 計画・設計手順

§ 28 基本条件の抽出

§ 19 の基礎調査内容から、導入施設の計画・設計を行うための基本条件の設定、抽出を行う。

- (1) 汚泥処理量の設定
- (2) 運転条件設定
- (3) 気象条件抽出
- (4) 公害防止基準の設定

【解 説】

設計・計画に必要な情報を設定する。

(1) 汚泥処理量の設定

施設計画の基本となる、受け入れる①濃縮生汚泥、②余剰汚泥、③混合汚泥の量および性状の代表値を設定する。

1) 濃縮生汚泥

- ・発生量 日平均 [] m³/日,
日最大 [] m³/日, 日最小 [] m³/日
- ・T S 濃度 平均 [] mg/L, 最大 [] mg/l, 最少 [] mg/l
- ・V S 濃度 平均 [] mg/l, 最大 [] mg/l, 最少 [] mg/l
- ・S S 濃度 平均 [] mg/l, 最大 [] mg/l, 最少 [] mg/l
- ・V S S 濃度 平均 [] mg/l, 最大 [] mg/l, 最少 [] mg/l

2) 濃縮余剰汚泥

- ・発生量 日平均 [] m³/日,
日最大 [] m³/日, 日最小 [] m³/日
- ・T S 濃度 平均 [] mg/l, 最大 [] mg/l, 最少 [] mg/l
- ・V S 濃度 平均 [] mg/l, 最大 [] mg/l, 最少 [] mg/l
- ・S S 濃度 平均 [] mg/l, 最大 [] mg/l, 最少 [] mg/l
- ・V S S 濃度 平均 [] mg/l, 最大 [] mg/l, 最少 [] mg/l

3) 混合汚泥 (設計条件として設定するため必ずしも生汚泥+余剰汚泥の必要はない。)

- ・発生量 日平均 [] m³/日,
日最大 [] m³/日, 日最小 [] m³/日
- ・TS濃度 平均 [] mg/l, 最大 [] mg/l, 最少 [] mg/l
- ・VS濃度 平均 [] mg/l, 最大 [] mg/l, 最少 [] mg/l
- ・SS濃度 平均 [] mg/l, 最大 [] mg/l, 最少 [] mg/l
- ・VSS濃度 平均 [] mg/l, 最大 [] mg/l, 最少 [] mg/l

(2) 運転条件設定

- ・日運転時間 [24] 時間/日
- ・年間運転日数 [] 日/年

(3) 気象条件抽出

- ・年間平均気温 [] °C , 夏季平均気温 [] °C , 冬季平均気温 [] °C
- ・年間最高気温 [] °C , 年間最低気温 [] °C
- ・設計最大風速 [] m/sec
- ・設計最大積雪量 [] cm/日
- ・設計最大降雨量 [] mm/hr , [] mm/日
- ・地表面水平震度 [] gal , 地表面垂直震度 [] gal

(4) 公害防止基準の設定

各地域の基準値を設定する。なお、脱水汚泥のろ液等、本施設からの排水は既存水処理系に返流することを基本とする。ただし、窒素、色度等で排水負荷が既存水処理系で吸収可能かを確認しておく必要がある。既存水処理系の処理能力を超える可能性が想定される場合には、別途排水処理設備を設ける必要がある。

- ・騒音基準値 (敷地境界) 日中 [] dB , 夜間 [] dB
- ・振動基準値 (敷地境界) 日中 [] dB , 夜間 [] dB
- ・悪臭基準値 (敷地境界)
- ・大気汚染防止基準値
- ・放流水水質

§ 29 基本フローの策定

導入モデルや既存設備の流用可能性, 及び各種事情に合わせた基本フローを策定する。

【解説】

図4-2に想定される基本フローを示す。これらは参考例としてのフローであり、実際には既存設備の流用可否を判断や、各種事情に合わせたフローを作成する。また、固形燃料は利用先の要求に合わせ、造粒の要否、貯蔵・払出形態を決定する。

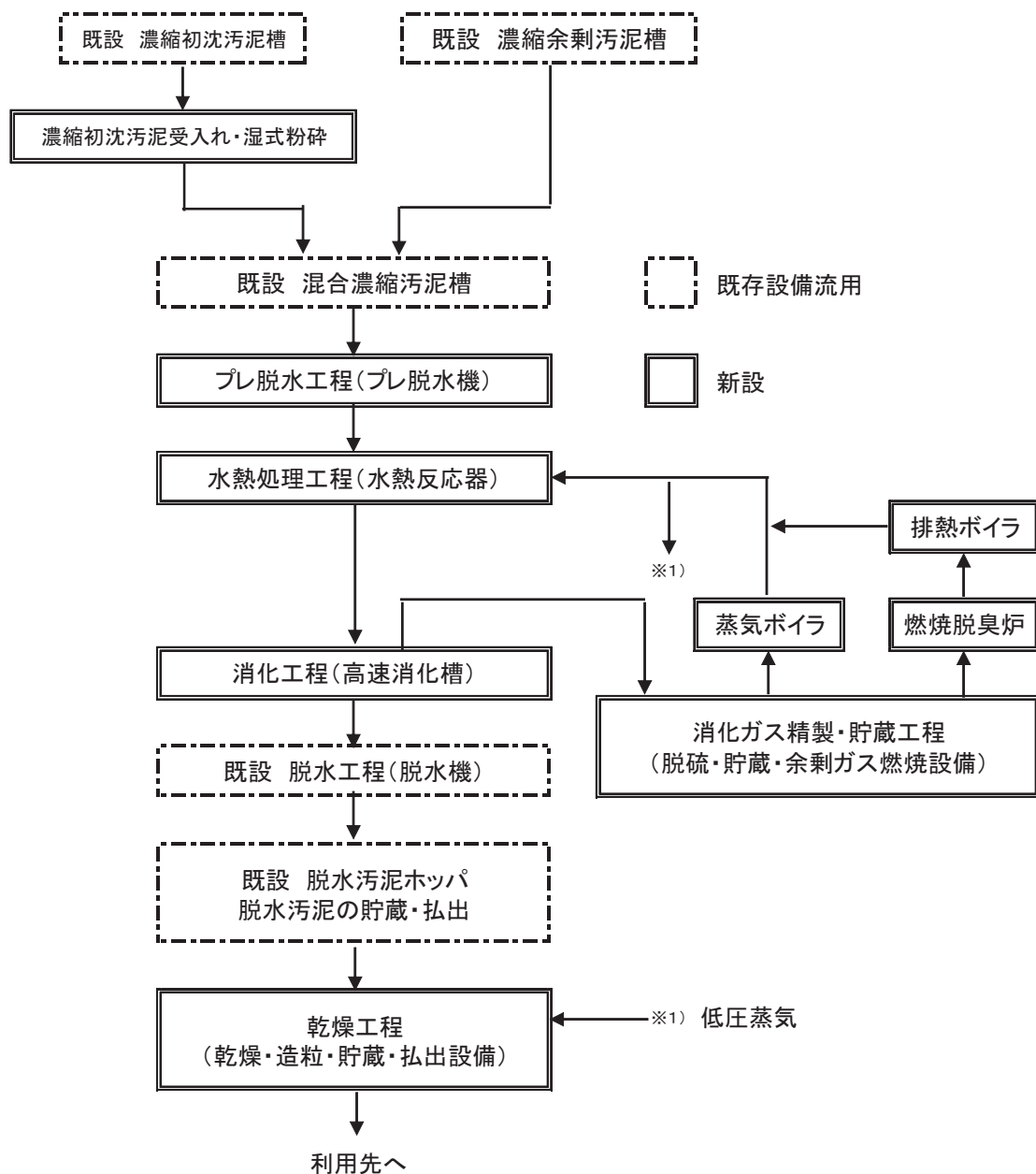


図4-2 基本フローシート (固形燃料として外部に搬出利用)

§ 30 物質収支の算出

§ 28 の基本条件および、§ 29 の基本フローに基づき、物質収支を算出する。

【解 説】

濃縮初沈汚泥、濃縮余剰汚泥の分析データ等から物質計算を行い、物質収支を算出する。

資料編 3 の図資 3-1～図資 3-3 に、革新的技術のシナリオ①における標準物質収支の計算式を示している。また、革新的技術シナリオ①における標準物質収支の計算式を用いて行った計算例を資料編 3-2 に示す。

§ 31 化工設計

§ 30 で求めた物質収支から構成機器の化工設計を行う。

【解説】

物質収支に基づいて個別の化工設計を実施する。

(1) 各種ポンプ類（水熱反応器循環ポンプを除く）

ポンプの化工設計手順に基づいて各種ポンプの揚程計算を行う。

1) 基本条件の確認

- ・搬送流量の設定
- ・液体性状, 汚泥性状の確認（温度, TS, SS, VS, VSS）
- ・流体物性の設定（密度, 粘度, 蒸気圧）

2) ポンプの揚程計算

- ・吸込側配管の圧力損失の計算

配管サイズの仮定, 流速算出, レイノルズ数算出

配管内径の粗面度 ϵ/D 算出, 摩擦係数の算出

配管相当長さ算出, 圧力損失の算出 (FANNING の式)

- ・吸込側圧力の計算

吸込側圧力 + (吸込側最低液高さ - ポンプ吸込側高さ) - 配管圧力損失 - その他圧力損失

- ・吐出側配管の圧力損失の計算

配管サイズの仮定, 流速算出, レイノルズ数算出

配管内径の粗面度 ϵ/D 算出, 摩擦係数の算出

配管相当長さ算出, 圧力損失の算出 (FANNING の式)

- ・吐出側圧力の計算

吐出側圧力 + (吐出側最低液高さ - ポンプ吸込側高さ) - 配管圧力損失 - その他圧力損失

- ・ポンプ揚程の算出

吐出側圧力 - 吸込側圧力

- ・吸込側有効 NPSH の算出

なお, 基本設計項に記載する吸込側最低液高さ, 吸込側最低容器内圧力, 吐出側最高送液高さ, 吐出側最高容器内圧力は図 4-3 による。

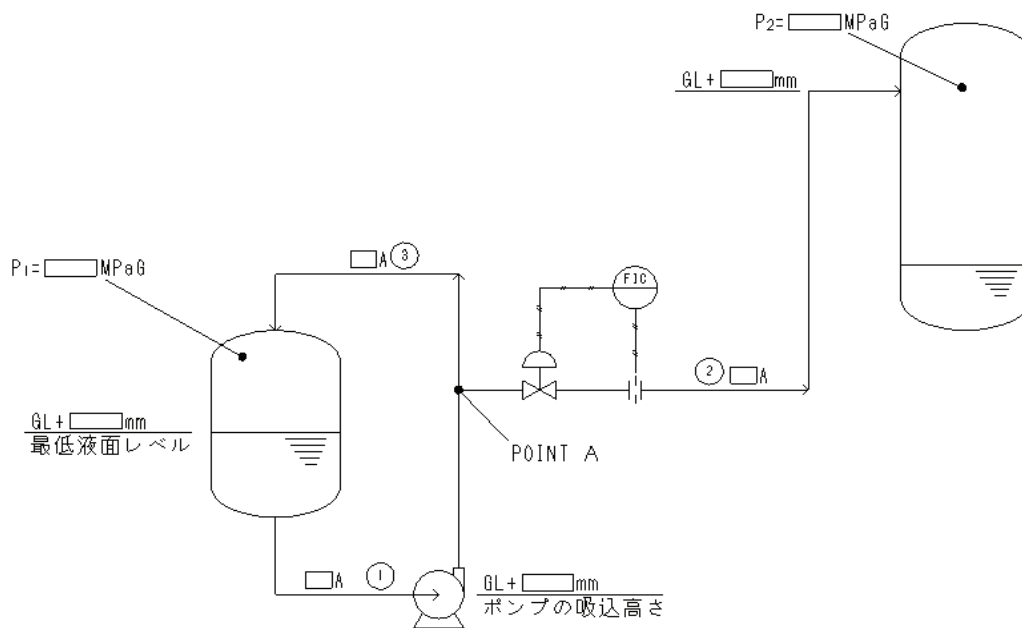


図 4-3 ポンプの諸条件

(2) 各種無圧タンク類

1) タンク型式の決定

内容物や用途に合わせ、縦型円筒容器、横型円筒容器、平底円筒貯槽（コーンルーフ、ドームルーフ）等から選定し、さらに端部形状（平板、鏡板、その他）や支持形状（スカート支持、脚支持、サドル支持、レグ支持）を決定する。

2) 有効容量

タンク毎に、物質収支（流量 $Q\text{m}^3/\text{hr}$ ）とバッファ時間（h 時間）から有効容量（ $Q \times h$ ）を算出する。

3) 幾何容量

(1) で計算に用いたポンプ諸条件（最低液面高さ、最高送液高さ）や、配置上の制約、ノズル个数、ノズルサイズからタンク径や直胴長さ、タンク構造、支持構造を考慮して幾何容量を定める。

(3) 各種熱交換器（水熱反応器加熱器除く）

熱交換器の化工設計手順に基づいて各種熱交換器の化工設計を行う。なお、熱交換器の化工設計手法は、仮定値を用いた繰り返し計算であるが、計算が収束した場合でも、管仕様等の諸条件を変動させながら最適化する設計が求められる。

1) 基本条件の確認

- ・主流体（非加熱側もしくは被冷却側流体）流量の設定（物質収支+変動要因を考慮）
- ・主流体性状・物性の確認（温度，密度，粘度，比熱，熱伝導度，汚れ係数）
- ・従流体（加熱側もしくは冷却側流体）の温度条件（入口/出口温度，もしくは入口温度）
- ・従流体物性の設定（密度，粘度，比熱，熱伝導度，汚れ係数）
- ・材料特性の設定（熱伝導率，線熱膨張係数）

2) 基本設計（計算条件の設定）

- ・熱交換器型式の選定（堅型 or 横型，固定管板型 or 遊動頭型 or ケトル型，サブクールの要否，バッフル切欠き率，管配列 etc.）
- ・管側，胴側流体の割り振り，材質の決定
- ・設計余裕率（Design factor）の決定
- ・許容圧力損失の仮決定

3) 熱交換器の化工設計

- ・主流体条件での交換熱量 Q (MJ/hr) の算出
- ・従流体流量，出口温度の算定
- ・対数平均温度差 ΔT_m の算定
- ・仮定の総括伝熱係数 U_{ass} を設定
- ・仮定の総括伝熱係 U に基づく伝熱係数 A の算出
- ・管仕様（内径，肉厚，長さ）から本数 N の算出
- ・流速からパス数の算出
- ・管本数とパス数から胴内径の算出
- ・管側境膜伝熱係数の算出
流路面積の算出，質量速度の算出，レイノルズ数の算出， J 因子の算出，境膜伝熱係数の算出
- ・胴側境膜伝熱係数の算出
バッフルピッチの算出流路面積の算出，質量速度の算出，レイノルズ数の算出， J 因子の算出，境膜伝熱係数の算出
- ・凝縮器であれば，凝縮伝熱係数の算出，蒸発器であれば，蒸発伝熱係数の算出
- ・総括伝熱係数計算値 U_{cal} の算出

4) 熱交換器の圧力損失の計算

- ・管側圧力損失の算出
- ・胴側圧力損失の算出

(4) 水熱反応器

水熱反応器 (図 4-4) の構成を示す。

1) 水熱反応器の構成

①加熱器

固定管板型多管式熱交換器で、ボイラ蒸気と水熱反応器内の分解液との間で熱交換を行い、反応器内部の温度を一定に保つ。

②連通管

加熱器と気液分離器を繋ぐ役目が連通管であり、双方の圧力を同圧力に保つ均圧管を付属する。

③気液分離器

連通管からの給液時には、気泡を巻き込むため、循環ポンプのキャビテーションや、差圧式液面計の測定誤差が発生する。気液分離器はこれらを防止するため気液を分離するものであり、構造は縦型円筒容器である。

④循環ポンプ

反応器内部の空塔速度を、懸濁物質の終末沈降速度以上となるように循環する。

⑤下降管, 上昇管

気液分離器と循環ポンプの接続管が下降管, 循環ポンプと加熱器の接続管が上昇管である。

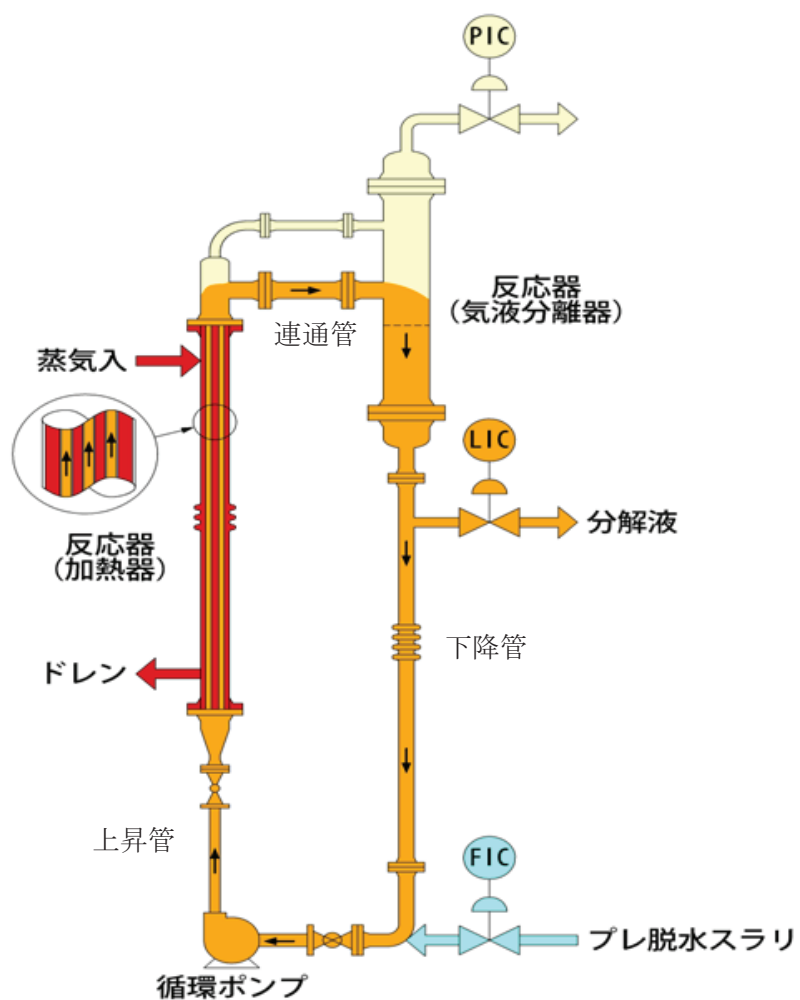


図 4-4 水熱反応器概略図

2) 化工設計手順

以下に水熱反応器の化工設計手順を記載する。

①基本条件の確認

- ・供給するプレ脱水スラリ（練り戻しろ液含む）量の設定（物質収支，変動要因を考慮）
加熱器の設計には「日最大」，内容積の決定には「年平均」を用いる。
- ・プレ脱水スラリ中に含まれる懸濁物質の最大粒径，真比重の想定
- ・見掛け滞留時間Hの設定（原則1時間），内部温度（180℃）の設定
- ・プレ脱水スラリの性状・物性の確認（温度，密度，粘度，比熱，熱伝導度，汚れ係数）
- ・加熱蒸気の温度設定（210℃）
- ・加熱蒸気の物性の設定（密度，粘度，比熱，熱伝導度，汚れ係数）
- ・材料特性の設定（熱伝導率，熱膨張係数）

②基本設計（計算条件の設定）

- ・設計余裕率（Design Factor）の決定（20%程度）
- ・許容圧力損失の仮決定
- ・液部内容積 $V = \text{「年平均」供給スラリ量} \times \text{滞留時間} H \div 1 \text{時間}$ で算出

③加熱器の化工設計

- ・ストークス式より終末沈降速度を算出し，空塔速度を設定する
- ・「日最大」供給量を用いて，仮の循環流量 V_r を定める
- ・プレ脱水スラリ合流後の温度（加熱器入口温度）の算出
- ・交換熱量 Q (MJ/hr) の算出
- ・対数平均温度差 ΔT_m の算定
- ・仮定の総括伝熱係数 U_{ass} を設定
- ・仮定の総括伝熱係 U に基づく伝熱面積 A の算出
- ・管仕様（内径，肉厚）及び空塔速度から，管長さ L と本数 N の算出
- ・管本数とパス数から胴内径の算出
- ・管側境膜伝熱係数の算出
流路面積の算出，質量速度の算出，レイノルズ数の算出， J 因子の算出
境膜伝熱係数の算出
- ・胴側境膜伝熱係数は，8490 ($W/m^2 \cdot K$) を用いる
- ・総括伝熱係数計算値 U_{cal} の算出

④熱交換器の圧力損失の計算

- ・管側圧力損失の算出
- ・胴側圧力損失の算出

(5) 分解液フラッシュドラム

本技術では、水熱反応器が 180 °C、0.9~1.2 MPaG と高温高压であるため、消化槽と接続するためには、常圧まで減圧し、水温を下げる必要がある。

分解液フラッシュドラムの役割は、気液固三相流からプロセス蒸気だけを分離させるものである。この際、フラッシュ蒸気を活用する観点から飛沫や固形分が同伴されないような構造にする。

図 4-5 に概略図を示す。分解液フラッシュドラムの圧力は P C 弁で 0.25 (MPaG) に制御 (飽和温度:138.6°C) する。

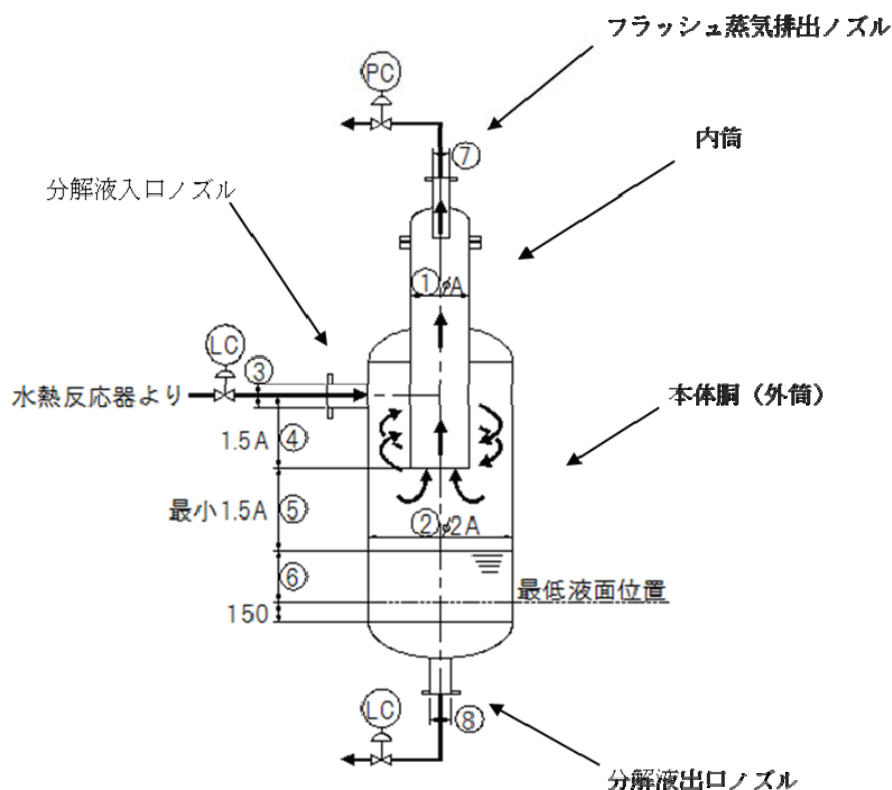


図 4-5 分解液フラッシュドラム概略図

また、2段フラッシュ構造とし、水熱反応器から分解液フラッシュドラムに入る段階で 0.25MPaG 程度まで減圧し、分解液タンクに排出される際に大気圧まで減圧する。

2段フラッシュとしたことで、1段目のフラッシュ率は 7.7%まで低下し、また大気圧蒸気に比べ比容積も小さくなる (元の 180 °C 飽和水の容積を 1 とすれば、フラッシュ蒸気の容積は 534 倍まで低下) ことから、全体の見掛け容積も 1/6.6 まで低下する。

$[1(\text{kg}) \times 0.07 \times 0.534(\text{m}^3/\text{kg}) \times 1,000(\text{L}/\text{m}^3) + 1(\text{kg}) \times (1-0.07) \times 1(\text{L}/\text{kg})] / 1(\text{L}/\text{kg}) = 38.3$ 倍の見掛け容積となる。

容積の低下に応じて弁内最狭部の流速は 32 m/sec まで低下し、速度安定後の弁 2 次側配管部でも制限流速以下の 5 m/sec 程度まで低下させることで、飛沫や固形分の同伴を防止する。

(6) 担体式高温消化槽および付帯設備

担体式高温消化槽の概略図を図4-6に示す。本技術では、消化原料温度が消化運転温度を超えるため、基本的に消化槽の加温を必要としない。循環配管に設置されている熱交換器は種汚泥の馴養開始時に昇温、夏場の冷却時に使用するもので、通常運転では使用しない。以下に、担体式高温消化槽の化工設計手順を記載する。

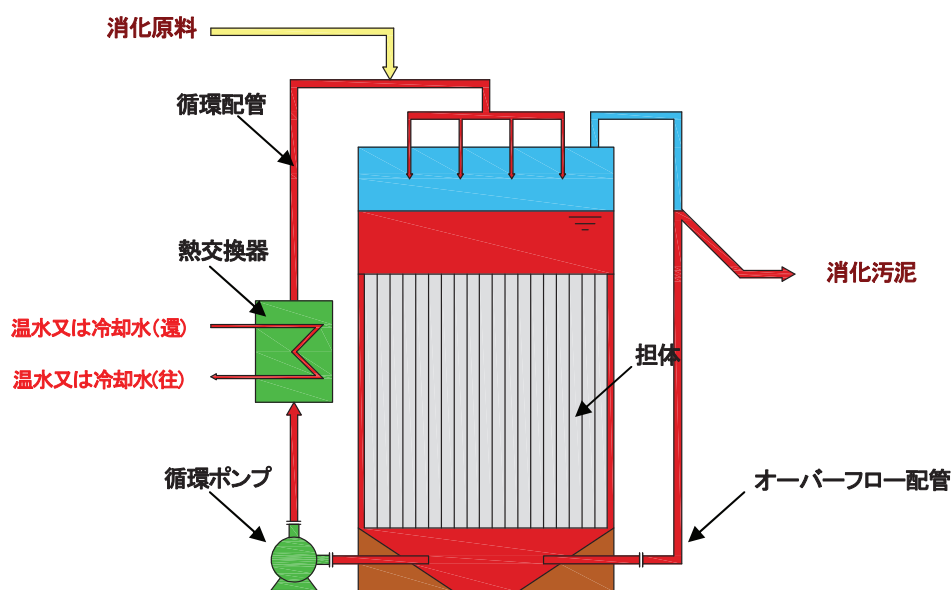


図 4-6 担体式高温消化槽概略図

1) 基本条件の確認

- ・供給する消化原料料 (WD) の設定 (物質収支+変動要因を考慮)
- ・槽内温度：運転温度 55～56 °C 設計温度 60 °C
- ・槽内圧力：運転内圧 5 kPaG 設計圧力 10 kPaG
- ・消化原料の性状・物性の確認 (温度, 密度, 粘度, 比熱, 熱伝導度, 汚れ係数)
- ・タンク材料の選定と材料特性の確認 (許容応力, 降伏点, 線熱膨張係数)
- ・材料特性の設定 (熱伝導率, 線熱膨張係数)

2) 基本設計 (計算条件の設定)

- ・タンク形式：銅製の平底円筒貯槽 (コーンルーフ又はドームルーフ) とする。
- ・滞留日数 (HD) の設定：5～8 日
- ・消化ガス発生量の設定：0.5～0.7 Nm^3/kg —投入 VS
余剰ガス燃焼装置やガスホルダ, 脱硫塔等の設計には 0.7 Nm^3/kg —投入 VS を用いる。
エネルギー収支の計算には, 0.5 Nm^3/kg —投入 VS を用いる。

- ・ガスホルダ容量は、余剰ガス発生分の2時間分とする。
余剰ガスの利用が無い場合は、ガス発生量の10%を余剰ガス量とする。
余剰ガスの利用を行う場合は、個別に設定する。
- ・槽内の循環液加工速度 (vD) の設定=3.5~3.7 m/sec
- ・担体長さ $L=10$ m
- ・消化槽直径は最大 15 m以内を目安とする。

3) 担体式高温消化槽の化工設計

- ・消化槽有効総容積 (VD) (m^3)を求める。
- ・基数 (N) を仮定して1基当たりの消化槽有効容積 ($V'D$) ($m^3/基$)を求める。
- ・槽の直径 (ϕD) (m) を求める。
この直径が 15 m以内とする。15 mを超えているようであれば基数 (N) や滞留日数 (HD) を見直して再計算する。
なお、設置予定場所の敷地寸法に制約がある場合には、その制限寸法内に収まるように基数 (N) や滞留日数 (HD) を見直す。

(7) 脱水設備

本技術では、濃縮汚泥脱水機をそのまま使用することを原則としているが、本技術で処理した後の水熱消化汚泥は、原料である濃縮汚泥中のDS量が1/3程度に減量化される。

実証試験において、脱水試験を行い「混合汚泥」と「水熱消化汚泥」の処理量を比較したところ、遠心脱水機では処理流量ベースで、スクリープレス脱水機では汚泥固形分ベースで同等の汚泥を処理できた。脱水機的设计に当たり、処理量については混合汚泥ベースを基本に汚泥特性条件も踏まえた検討が基本となる。

脱水汚泥の搬送設備や貯留設備も全て既設転用を原則とするが、上記の他に下記の点も考慮する。本技術で処理された消化汚泥は2液薬注を基本とするため、無機凝集剤の使用量、高分子凝集剤の使用量・種類を見直す必要がある。また、脱水性が改善され、脱水汚泥の移送やホッパーなどの脱水機の設定計画を見直す必要がある。

また脱水汚泥の性状も、粘着性のない砂状である。圧送ポンプにより脱水汚泥を移送していた場合などは含水率低下に応じて搬送系を見直す必要がある。

(8) 乾燥設備

本技術で処理した被乾燥物は前項で述べたように含水率66%前後の残渣であるため、乾燥初期段階に当たる恒率乾燥領域が狭くて済み、乾燥機の小型化、キャリア空気の少風量化が図れる。

乾燥機の熱源は高压蒸気を減圧し1MPa以下の低压蒸気を利用し(図4-7)、間接乾燥方式の乾燥機を選定する。目標含水率のために必要な熱量は、蒸発させる水分量、潜熱・顕熱、乾燥機の乾燥効率によって算出する。

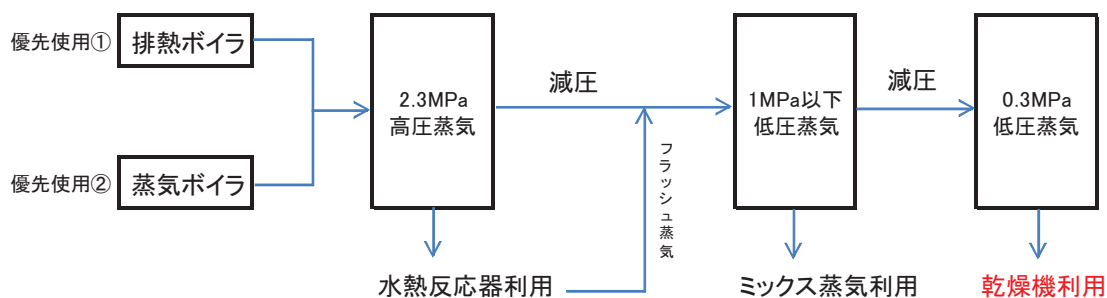


図 4-7 乾燥機の熱源蒸気の利用

§ 32 機器仕様の策定

§ 31 で求めた化工設計から機器仕様を策定する。

【解 説】

化工設計を基に、各種機器を選定し仕様を策定する。策定した内容は機器リストの形式でまとめておく。各機種に必要な仕様は下記の通りである。

(1) 各種ポンプ類

流体名, 流量, 揚程, NPSHreq, ポンプ型式, 主要材質, 接続口径, 軸封構造, 電動機容量

(2) 無圧タンク類

流体名, 有効容積, 幾何容積, 構造, 寸法

(3) 熱交換器

流体名 (流体 1, 2), 流量 (同), 入口及び出口温度 (同), 交換熱量, 型式, 設計圧力 (同), 設計温度 (同), 材質 (同), 寸法, 接続口径 (同)

(4) 水熱反応器

1) 水熱反応器

基数, 稼働基数, 1 基当たりの処理流量, 循環流量, 加熱器の仕様 ((3) 熱交換器の項参照), 気液分離器の仕様, 有効容積, 設計圧力, 設計温度, 材質, 寸法

2) 循環ポンプ

(1) 項参照

(5) 分解液フラッシュドラム

基数, 1 基当たりの処理流量, 設計圧力, 設計温度, 材質, 寸法

(6) 担体式高温消化槽及び付帯設備

1) 担体式高温消化槽

基数, 材質, 寸法, 1基当たりの担体本数, 1基当たりの担体容量, 1基当たりの液容量

2) 循環ポンプ

(1) 項参照

3) 温調器

(3) 項参照

4) シールポット

基数, 1基当たりの処理ガス流量, 正圧シール圧力, 負圧シール圧力, 材質, 寸法

5) 脱硫塔

基数, 1基当たりの処理ガス流量, 脱硫材種別, 脱硫材容量, 材質, 寸法

6) ガスホルダ

有効容量, 型式, 材質, 寸法, 設計圧力

(7) 脱水機

稼働基数, 1基当たりの処理量, 1基当たりの処理DS量, 脱水スラリ含水率, 型式, 電動機容量, 寸法

(8) 乾燥機

処理量, 入口含水率, 出口含水率, 加熱媒体名, 加熱媒体流量, 電動機容量

(9) その他機器

1) プレ脱水機

基数, 1基当たりの処理量, 1基当たりの処理DS量, プレ脱水スラリ含水率, 型式, 電動機容量, 寸法

2) ろ液スクリーン

基数, 1基当たりの処理量, 型式, 電動機容量, 寸法

3) コンベア類

処理量, 型式, 電動機容量, 寸法

§ 33 配置の検討

§ 32 で策定した機器仕様と全体の効率的なフロー，及び運転操作性，保守時の対応を考慮して配置を検討する。

【解説】

配置を検討する上で，守るべき事項を記載する。

(1) 法規関連

本技術で，配置上，法的な規制を受けるのは下記の通りである。

- 1) 蒸気ボイラ：ボイラ及び圧力容器安全規則 第 18 条～第 21 条
- 2) 担体式高温消化槽：ガス事業法，ガス工作物の技術上の基準を定める省令
- 3) メンブレン式ガスホルダ：メンブレンガスホルダーに係るガイドライン第 7 章
- 4) L P G 貯槽：液化石油ガスの保安の確保及び取引の適正化に関する法律施行規則

また蒸気ボイラ，燃焼脱臭炉，余剰ガス燃焼装置は火気使用設備であるため，周辺に火気使用設備との距離制限を受ける設備があれば，当該法規の規制を受ける。

(2) グラビティ送給関連

下記の流れは，グラビティ送給であるため，()内に記載した角度，勾配を順守する必要がある。

- 1) プレ脱水機⇒プレ脱水スラリタンク (対地角度 75° 以上)
- 2) プレ脱水機⇒プレ脱水ろ液タンク (ライン勾配 1/30 以上)
- 3) 水熱反応器液抜き弁⇒分解液フラッシュドラム (ライン勾配 1/100 以上)

(3) N P S H_{av} (有効吸込ヘッド) 関連

下記のタンクは、内部の液温度が沸点もしくは沸点に近い温度で運転される。よってN P S H_{av}が不足しないように、最低液面高さ条件においても十分な液面高さを確保する必要がある。目安として、最低液面高さーポンプ吸込ノズル高さ > 4 mとする。

- 1) 分解液フラッシュドラム⇒分解液移送ポンプ^{※1)}
- 2) 分解液タンク⇒分解液ポンプ

※1) 分解液フラッシュドラムは、通常運転では、0.25 (MPaG) の内圧を保有しているため十分なN P S H_{av}が確保されているが、停止操作時には内圧が徐々に低くなり、最終的には大気圧まで脱圧される。その間も、沸点もしくは沸点近傍の液を保有することになるので、その対応としてN P S H_{av}の確保が必要となる。

(4) 消化ガスの圧力損失関連

標準的な消化槽および、ガスホルダは、特殊な構造を採用しない限り、耐圧強度が低圧 (5～10kPaG 程度) であるため、自ずと運転圧力も低圧にせざるを得ない。一方、消化ガスを利用する蒸気ボイラや燃焼脱臭炉は、安定燃焼させるために必要なガス圧力が定められている (概ね 3～3.5kPaG)。よって、消化槽⇒シールポット⇒脱硫塔⇒ガスホルダ⇒蒸気ボイラ及び燃焼脱臭炉をつなぐ消化ガス配管は、圧力損失を極力低く抑えるため、配管長さを極力短くするレイアウトとすることがある。特にガスホルダと蒸気ボイラ、燃焼脱臭炉の距離は (1) の法規距離を満足する範囲で近づけておきたい。

(5) 防爆関連

消化槽のガス層 (頂部) 及び、ガスホルダの周囲は防爆エリアとなるため、電気設備は防爆仕様となる。コストアップ要因となるため、レイアウトを配慮する。

§ 34 処理場全体プロセスの影響検討

返流水による既設処理場側の排水への影響を検討する。

【解 説】

図4-8に示すように、本技術から排出される定常排水は、脱水工程で発生する脱水ろ液とその他の雑排水に大別され、水量は概ね1:1である。雑排水とは、ポンプ軸封部のシール・冷却水、消化ガス系のシール水（極微量の消化ガスドレン含む）、冷却塔の濃縮ブロー水、ボイラの濃縮ブロー水、薬液洗浄塔の中和排水のことであり、これらの多くは、放流水を滅菌ろ過した再生水を利用しており、これらの排水の水質は放流水と同等であった。よって、水処理負荷や放流水の水質に与える影響はほとんどないことが想定される。

これに対し脱水ろ液は、水熱処理と消化処理を施した消化汚泥の脱水ろ液であるため、COD、色度、全窒素（T-N）の負荷が高く、これらは水処理プロセスの流入水質および処理水質に影響を与える可能性があるため、影響検討を行う必要がある。

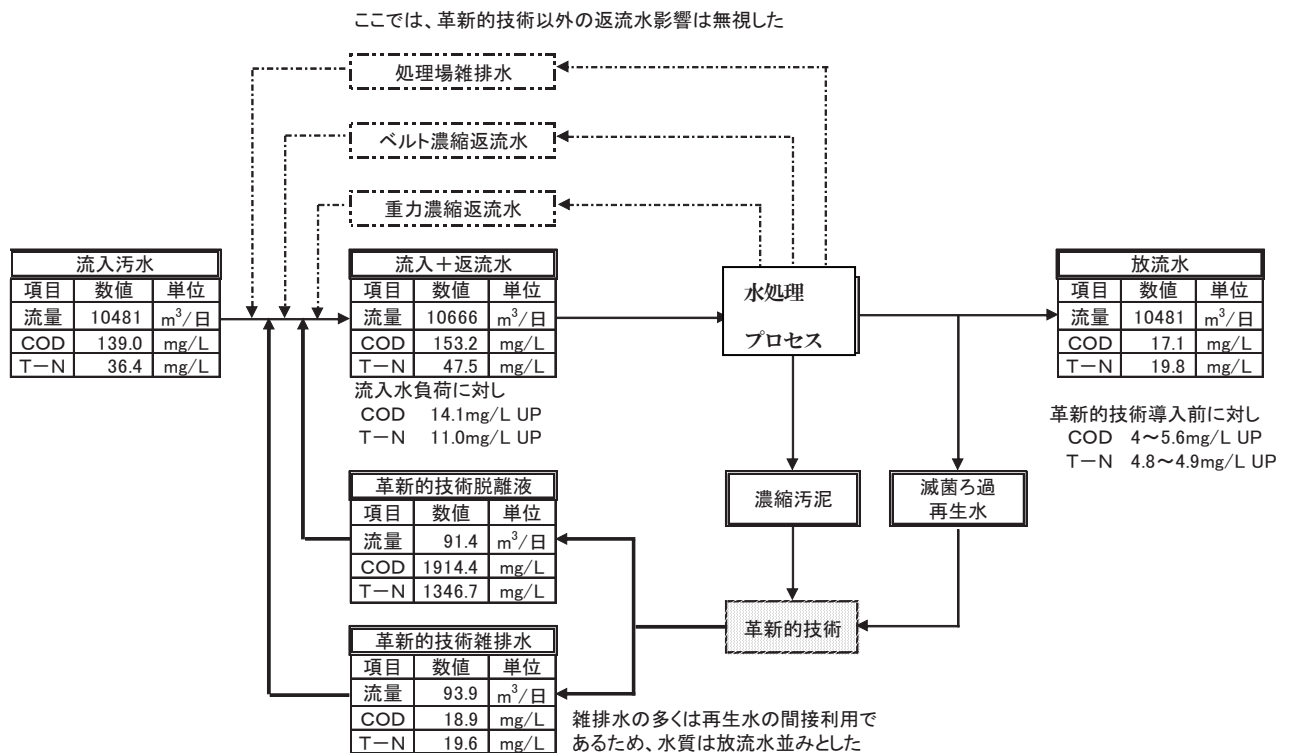


図4-8 本技術による水質への影響（実績数値）

§ 35 適用法令の確認

本技術の導入に当たり、関連法規に準拠した許可申請や届出書類が必要となる。

【解説】

本技術の導入を計画する場合、設置者は関連する法規を十分に検討し、決められた期限までに必要な書類を届出先に提出する。関連法規とその届出先等の内容を表4-1に示す。適用に当たっては常に最新の法令・情報に基づくこと、また各自治体の公害防止条例の基準・規定を順守することが必要である。

表4-1 届出書類

(平成26年3月時点)

関連法規	書類名称	提出先	期限	適用範囲
労働安全衛生法	計画の届け出	所轄労働基準 監督署長	着工 30日前	・ボイラ ・第一種圧力容器 ・プラント全般
	設置届	所轄労働基準 監督署長	着工 30日前	・ボイラ ・第一種圧力容器
	落成検査申請書	所轄労働基準 監督署長	設置後	・ボイラ ・第一種圧力容器
大気汚染防止法	ばい煙発生施設 設置届	都道府県知事	着工 60日前	・ボイラ※ ¹⁾
高圧ガス保安法	第一種貯蔵所 設置許可申請書	都道府県知事	着工 30日前	・LPG貯槽※ ²⁾
	特定高圧ガス 消費者届	都道府県知事	消費開始 20日前	・LPG貯槽
ガス事業法 (準用事業者)	設置届	所轄 経済産業局長	着工 30日前	・ガス発生整備, ・ガス精製整備, ・ガス貯留設備
建築基準法 (工作物)	建築確認申請	都道府県知事	着工前	高さが8mを超える高架水槽, サイロ, 物見塔その他これら に類するもの

※1) 伝熱面積10 m²以上、または燃料消費量A重油換算 50 L/時間以上が対象

※2) 3 t以上10 t未満は届出、10 t以上は許可申請。なお、3 t未満は消防署へ届出

§ 36 導入効果の検証

革新的技術の導入による導入効果について、より詳細な情報に基づいて再検討を行い、目的とする導入効果が得られるか検証する。

【解説】

第3章導入検討の際に評価した導入効果の検証のために、以下の項目を実施する。

(1) 導入コストの検討

第3章の導入検討の際に行った導入効果の算出に対して、基本計画によって設備や汚泥固形燃料の利用計画を具体化し、より精密なコスト把握を行う。

(2) ライフサイクルコストの検討

第3章の導入検討の際に行った導入効果の算出に対して、より精密なコスト把握を行う。

(3) エネルギー利用効果の検討

本技術のエネルギー利用面からの効果を定量的に示し、汚泥固形燃料としての位置付けを明確にする。

(4) 温室効果ガス削減効果の検討

検討したエネルギー利用量から温室効果ガス排出量を算出して、本技術の温室効果ガス排出削減効果を示す。クレジット制度を利用して対価とすることも可能である。

(5) 導入計画のとりまとめ

本技術の導入についての検討結果を取りまとめるとともに、設計図書など必要な資料を作成する。導入計画書としては、検討段階において、基礎調査(施設・設備の計画・現状などの把握)に基づいて施設計画の検討(基本プロセスフローの決定、構成設備の諸元設定、配置計画)を行った結果に加え、導入効果の検証結果を含めて取りまとめるものとする。

第5章 維持管理

第1節 水熱処理設備の維持管理

§ 37 水熱処理設備の運転管理

水熱処理設備は、下記プロセスから構成される。各々の運転方法、運転管理項目を示す。

- (1) プレ脱水工程
- (2) 水熱処理工程

【解説】

(1) プレ脱水工程

1) 運転方法

混合汚泥量および、汚泥性状に応じたポンプ、投入薬品量を調整する。また、混合汚泥の温度管理を行う。

2) 運転管理項目

原料受け入れから、水熱反応器前までの運転管理項目を表 5-1 に示す。

基本的に自動管理によって流量などの設定値を維持するよう制御する。管理員は制御画面を確認し、流量、圧力、温度等、異常値が発生していないかを管理する。異常値が見受けられた場合、清掃等の対策を講ずる。

また、水熱反応器での省エネを図るため、水熱反応器から排出される分解液（180℃）の冷却媒体に混合汚泥を用いて混合汚泥を事前に昇温している。この熱交換は、熱回収ヒータ、混合汚泥ヒータの2段で行っているが、2段目出口の混合汚泥温度が高温となり、分子凝集剤の効果が減少しないよう管理することが重要となる。

表 5-1 プレ脱水工程 運転管理項目

設備名称	管理項目	管理方法	備考
初沈引抜タンク	受入れ量/払出し量	液面計・DCSによる自動管理	バッチ管理
	受入れ時間/払出し時間	液面計・DCSによる自動管理	バッチ管理
初沈粉砕ポンプ	粉砕循環流量	流量計・DCSによる自動管理	
	電流値	電流計・DCSによる自動管理	
	シール水流量	現場パトロールによる管理	
初沈移送ポンプ (原則、既設転用)	移送流量	流量計・DCSによる自動管理	
	電流値	電流計・DCSによる自動管理	
混合汚泥貯留槽 (原則、既設転用)	余剰汚泥受入れ量	流量計・DCSによる自動管理	
	液面高さ	液面計・DCSによる自動管理	
混合汚泥供給ポンプ (原則、既設転用)	供給流量	流量計・DCSによる自動管理	
	電流値	電流計・DCSによる自動管理	
熱回収ヒータ	原料汚泥入口/出口温度	温度計・DCSによる自動管理	
	分解液入口/出口温度	温度計・DCSによる自動管理	分解液工程
	総括伝熱係数	DCSによる自動演算	
混合汚泥ヒータ	原料汚泥入口/出口温度	温度計・DCSによる自動管理	
	ミックス蒸気入口温度	温度計・DCSによる自動管理	
	総括伝熱係数	DCSによる自動演算	
凝集分離タンク	フロック状態	現場パトロールによる管理	
	電流値	電流計・DCSによる自動管理	
プレ脱水機	プレ脱水状態	現場パトロールによる管理	
	プレ脱水スラリ含水率	水分計による定期測定	
	プレ脱水ろ液固形分回収率	SS分析値からの演算	
	ローター/スクリーン電流値	電流計・DCSによる自動管理	
プレ脱水スラリタンク	液面高さ	液面計・DCSによる自動管理	
プレ脱水ろ液タンク	液面高さ	液面計・DCSによる自動管理	
プレ脱水ろ液ポンプ	電流値	電流計・DCSによる自動管理	
プレ脱水ろ液 スクリーン	入口/出口の差圧管理	圧力計・DCSによる自動管理	
	電流値	電流計・DCSによる自動管理	
リンズ水タンク	液面高さ	液面計・DCSによる自動管理	
リンズ水ポンプ	リンズ水流量	流量計・DCSによる自動管理	
	電流値	電流計・DCSによる自動管理	

(2) 水熱処理工程

1) 運転方法

①処理量変動に対する対応

水熱反応器は経時的なスケール成長を抑制するため、**図 5-1** に示すようにローテーション予備基を設置して運転中の清掃が行えるように設計されている（後述③項参照）。また、1基当たりの能力をプラント全体の定格能力の25～33.3%とすることで、1基毎の負荷率と稼働基数を組み合わせることで、幅広い負荷変動に追従できるようにしている。

図 5-1 の左図の例では、通常3基運転で75～100%の負荷変動に追従させることができるが、100%を超える負荷が発生した場合は緊急的に予備基を稼働させることで最大133.3%まで能力を上げることができる（**図 5-2 左図**）。逆に負荷が低い場合は、稼働中の1基のみに水運転を挟むことで、66～75%の範囲をカバーし（**図 5-2 右図**）、66%を下回る低負荷の場合は1基停止させて2基稼働にする。このように稼働基数を調整すれば、0～133%までの負荷変動に追従できる。

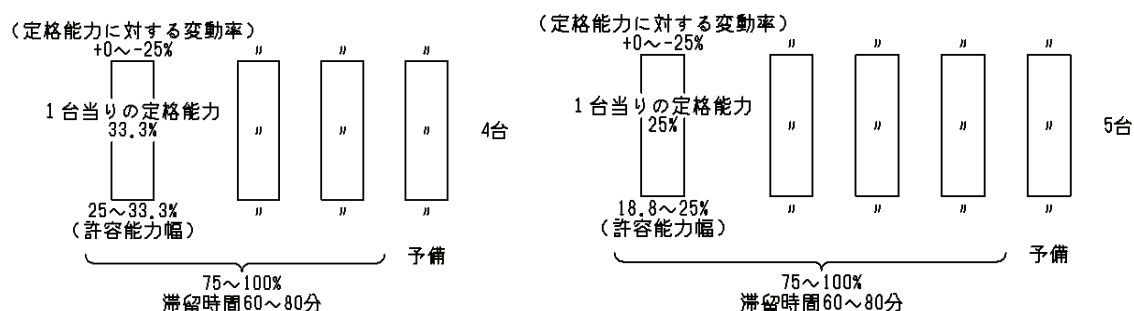
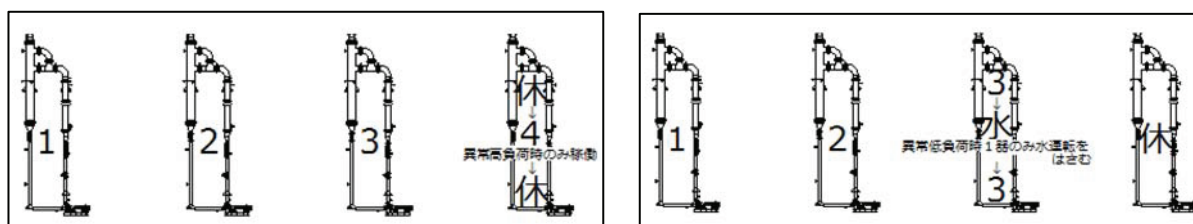


図 5-1 水熱反応器の設置例（左図：4基設置，右図：5基設置）



左図：100%を超える高負荷時

右図：75%を下回る低負荷時

図 5-2 負荷変動追従の例

②水運転とローテーション管理

①項で記載したように、水熱反応器はスケールの成長を抑制するため、固定した反応器を長期で連続稼働させることは好ましくない。よって、稼働する反応器は7～10日間毎にローテーションを行い、30日間程度稼働の度に7～10日間運転停止する（図5-3）。

また稼働中の反応器も、ローテーションのタイミングで2時間程度の水運転を行うことで、内部の置換洗浄を行い、スケールの成長抑制を図る。停止中の反応器は、内部の全ブロー清掃を行うが、また能力低下の程度に応じ、薬液洗浄や開放清掃を実施する場合もある。

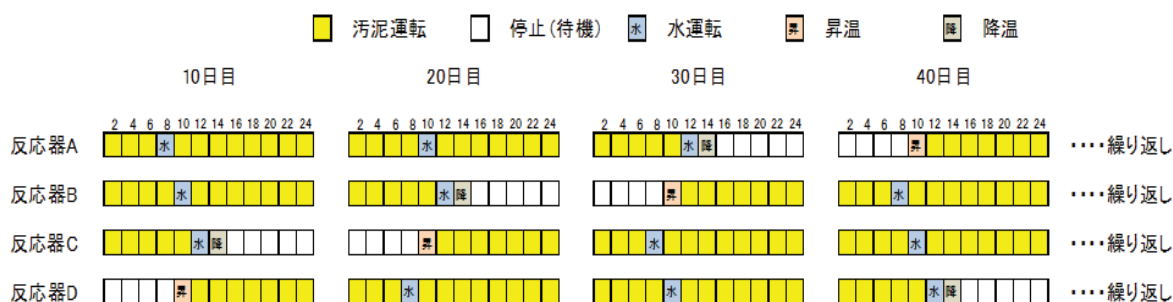


図5-3 水運転とローテーション管理図（4基設置，3基稼働の例）

③水熱反応器メンテナンス，性能検査時の対応

水熱反応器は「ボイラー及び圧力容器安全規則」の適用機器であるため、毎年性能検査を受検する必要がある。この場合約5日間程度の検査定修を必要とするが、その際に発生する汚泥は濃縮汚泥貯留槽，プレ濃縮汚泥貯留槽を空にして貯留し、性能検査終了後に対応する。そのため汚泥発生量の少ない夏季に実施することが望ましい。

水熱反応器の台数が多い場合は、水熱反応器の検査定修時期をずらすことで連続稼働することができる。

2) 運転管理項目

水熱処理工程の運転管理項目を表 5-2 に示す。

基本的に自動管理によって流量などの設定値を維持するよう制御する。管理員は制御画面を確認し、流量、圧力、温度等、異常値が発生していないかを管理する。異常値が見受けられた場合、相応の対策を講ずる。

水熱反応器は、容積式ポンプによって連続押込み投入を行いながら、同時に水熱反応器圧力と分解液フラッシュドラムとの圧力差を利用して連続抽出を行う。よって、ほぼ密閉容器と見なすことができ、内部の水は飽和水（沸点の水）＋飽和蒸気の状態、若しくは、若干の過飽和状態（飽和圧力より圧力高の状態）にある。そのため、スタートアップ時のように内部が水だけの状態にある時は、温度と圧力の関係が、ほぼ飽和蒸気表に近い値となるが、汚泥運転に切り替わると有機物の分解によって生成した蒸気圧を持つ物質が混在するようになるため、その分圧分が加算された成行き圧力となる。よって容器の設計圧力に対する安全管理上の監視は行うが、通常運転時（正常な状態）の管理に圧力は含まれない。

表 5-2 水熱処理工程 運転管理項目

設備名称	管理項目	管理方法	備考
プレ脱水スラリポンプ	プレ脱水スラリ流量	流量計・DCSによる自動管理	
	電流値	電流計・DCSによる自動管理	
プレ脱水ろ液 押し込みポンプ	プレ脱水ろ液流量	流量計・DCSによる自動管理	
	電流値	電流計・DCSによる自動管理	
プレ脱水ろ液ヒータ	原料汚泥入口/出口温度	温度計・DCSによる自動管理	
	ミックス蒸気入口温度	温度計・DCSによる自動管理	
	総括伝熱係数	DCSによる自動演算	
水熱反応器 (加熱器)	入口/出口温度	温度計・DCSによる自動管理	
	蒸気弁開度	DCSによる自動管理	
	総括伝熱係数	DCSによる自動演算	
水熱反応器 (気液分離器)	液面高さ	液面計・DCSによる自動管理	
	圧力	圧力計・DCSによる自動管理	
	液抜き弁開度	DCSによる自動管理	
反応器循環ポンプ	循環流量	流量計・DCSによる自動管理	
	電流値	電流計・DCSによる自動管理	
	シール水流量	現場パトロールによる管理	
分解液 フラッシュドラム	液面高さ	液面計・DCSによる自動管理	
	圧力	圧力計・DCSによる自動管理	
	圧力調整弁の開度	DCSによる自動管理	
	内部温度	温度計・DCSによる自動管理	
分解液移送ポンプ	分解液流量	流量計・DCSによる自動管理	
	流量調整弁開度	DCSによる自動管理	
	電流値	電流計・DCSによる自動管理	
ミックス蒸気ヘッダ	圧力	圧力計・DCSによる自動管理	
	バックアップ蒸気弁の開度	DCSによる自動管理	

§ 38 水熱処理設備の保守点検

水熱処理設備の性能を維持していくため、下記の保守点検を行う。

- (1) 法定点検
- (2) 定期計画保全
- (3) 日常点検

【解 説】

(1) 法定点検

水熱反応器、分解液フラッシュドラム、1 MPaG を超える蒸気を発生する蒸気ボイラおよび、廃熱ボイラ、クローズドドレン回収系の有圧タンクは、「ボイラー及び压力容器安全規則」の適用機器であるため、検査証の有効期間（原則1年）を更新するために、毎年性能検査を受検する。

性能検査は、機器の健全性を確認するためのものであるため、機器を停止させ、冷却し、清掃した状態で受検しなければならない。水熱反応器や分解液フラッシュドラムは、このタイミングで清掃を行い能力回復も同時に図る。

(2) 定期計画保全

1) 設備重要度の設定

個別機器，個別計器毎に，プラント全体に与える影響度や，災害発生時の被害想定度を定量的に評価し，重要度Ⅰ～Ⅲの3段階に分類する。

重要度Ⅰ・・・ア) 設備トラブルがプラントの停止に直結する設備

- イ) 災害発生時の被害想定度が甚大
- ウ) 復旧に長期間を要する
- 例) ボイラ設備，脱水設備

重要度Ⅱ・・・ア) 設備トラブルがプラントのロードダウンに直結する設備

- イ) 災害発生時の被害想定度が高い
- ウ) 復旧に中期間を要する
- 例) 反応器等の熱交換器類

重要度Ⅲ・・・ア) 設備トラブルがプラントの操業に直接影響を及ぼさない設備

- イ) 災害発生時の被害想定度が低い
- ウ) 復旧に短期間を要する
- 例) ポンプ類

この内，定期計画保全の対象設備は重要度Ⅰ，重要度Ⅱのみで，重要度Ⅲの設備については事後保全（BM保全）とする。

2) 保全項目の抽出と周期設定

個別機器毎に保全項目を抽出し、劣化・消耗による交換周期や清掃整備周期を定める（これを設備保全管理台帳と称する）。

定期計画保全を計画する際は、設備保全管理台帳を基に立案し、これに現状の機器の状態を勘案して最終決定する。

また、定期計画保全を行った後は、点検結果状況を評価し、定められた点検周期が適切であったか否かを評価する。また、設備保全管理台帳に履歴を残すと同時に、周期や保全項目の見直しを行わなければならない。

性能検査を受検するためには最低でも5日間程度のプラント停止が必要となるため、この時期を利用して法対応機器以外の機器も定期計画保全を行う。対象となるのはプレ脱水機、ポンプ類、熱交換器類、フィルター・ストレーナー類、攪拌機、その他付属品・計器類である。保全形態は周期を定めた予防保全を原則とする。主な保全項目は、清掃（スケールの除去）、消耗品の交換、潤滑油等の交換等であり、機器毎、部位毎の点検項目や点検周期を定めた設備保全管理台帳を基に実施する。

(3) 日常点検

日常点検は、年単位以下の周期で行うもので、原則プラントの運転中に行う。主な点検項目は、潤滑油やグリスの給油・給脂、並びに異常兆候（微小漏れ、異音、振動）の有無確認である。

尚、異常兆候を確認した場合は、**図 5-4** に示すアクションプログラムに則って判断および措置を行う必要があり、特にプラントの操業に影響を及ぼす重要度Ⅰ並びに重要度Ⅱの設備については、都度、設備保全管理台帳見直し要否の検討を行う。また、経過観察や応急措置を施したままにしている設備については、次回の計画停止工事（SDM計画）に確実に反映させることが重要である。

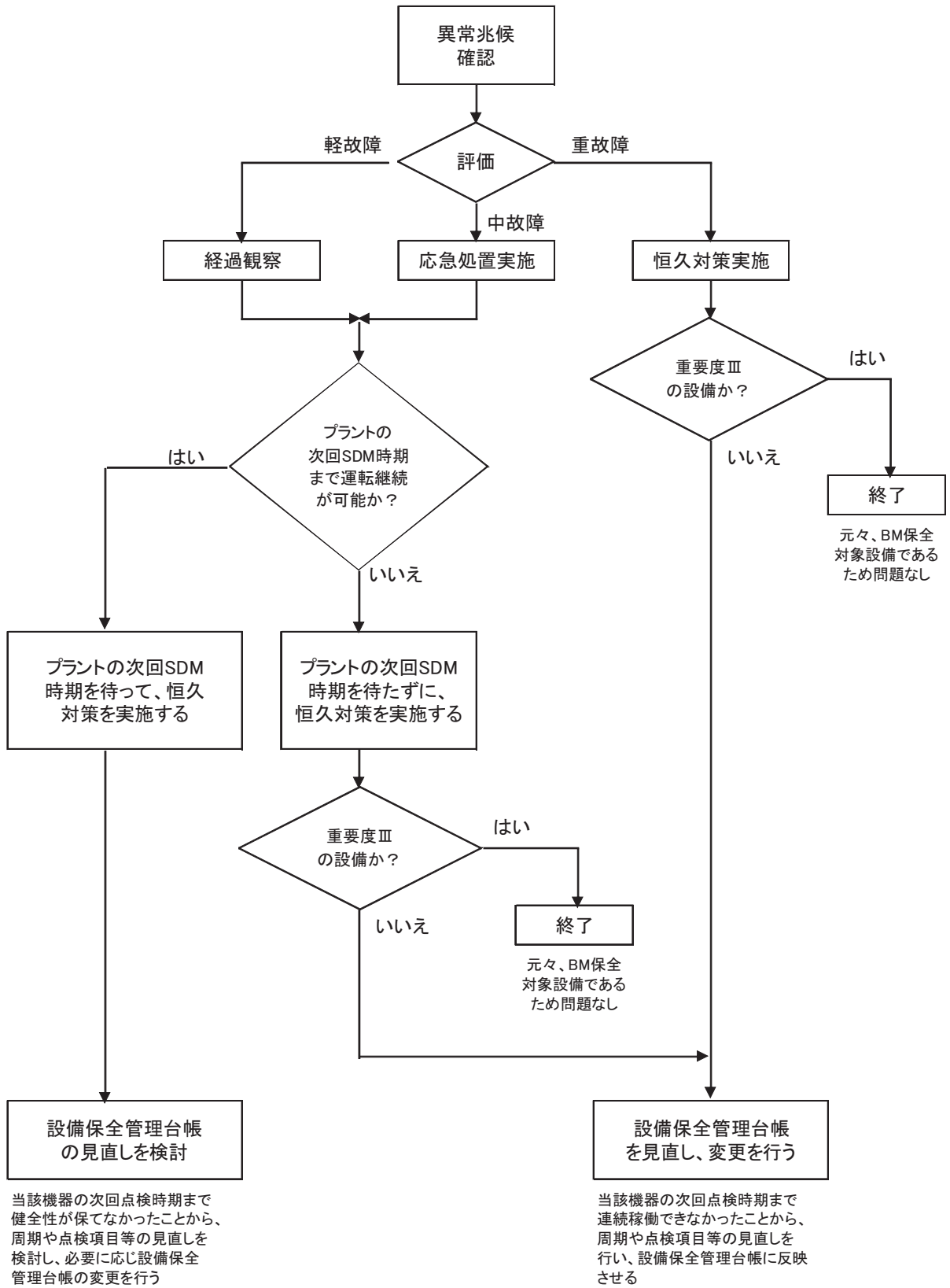


図 5-4 日常保全で異常兆候を観察・発見した際のアクションプログラム

第2節 消化設備の維持管理

§ 39 消化設備の運転管理

消化設備の運転管理は、次の2つの事項について行う。

- (1) 担体式高温消化槽の運転管理
- (2) 消化ガス系統の運転管理

【解説】

(1) 担体式高温消化槽の運転管理

通常の運転で管理する項目は、簡易的に行う日常管理と、非日常的に行う管理（非定常管理）である。管理項目については下記のとおりである。

1) 日常管理

自動計測される①～②，定期分析項目である③について，正常値であるか確認管理を行い，異常時は適時適切な対応を行う。

①消化原料投入量

消化原料は水熱処理された分解液とプレ脱水ろ液の全量である。消化槽投入量，滞留日数および希釈倍率を管理し，通常時と大きな変動がないことを確認する。気象状況により濃縮汚泥濃度が薄く，希釈倍率が設定値よりも大きく逸脱する場合は，滞留日数が5日以下になる可能性があるため，プレ脱水ろ液を直接水処理系へ返送する。

消化原料投入量： W_1 (m³/日)

$$W_1 = \alpha + \beta$$

内 訳：水熱反応分解液投入量 ： α (m³/日)

希釈用プレ脱水ろ液投入量 ： β (m³/日)

確認1：滞留日数 (HRT) = $V/W_1 > 5$ 日以上

ここで， V ：消化槽有効容積 (m³)

確認2：見掛け希釈倍率 $\varepsilon = W_1/\alpha >$ 設定値

②温度

常時自動計測されている消化槽内温度が，適正温度の範囲内であることを確認する（本実証試験では55±1℃）。投入する消化原料の保有熱量で消化槽温度を55℃に制御するため，加温システムの導入と制御は必要ない。ただし，夏場など消化槽内温度が異常に上がる場合は，冷却水による間接冷却を行う必要がある。

③消化液 pH

pH を毎日測定し、適正值であるかを確認する（本実証試験では概ね 7.8 前後）。6.8～8.3 の範囲を外れる場合、適宜 pH 調整を行う必要がある。

2) 非定常管理

定期的な分析および日常管理にて異常を検知した場合において分析を行う（本実証試験の頻度は、1 回/2 週）。有機酸濃度およびMアルカリ度の分析結果から消化槽状態を判定し、下記の通り運転調整する。

①有機酸濃度（VFA） : 1, 000 以下（mg/L）

②Mアルカリ度（TAK） : 3, 700～3, 800（mg/L）

③消化槽状態指標

酢酸換算有機酸当量/Mアルカリ度当量 ≤ 0.3	正常状態
$0.3 \sim 0.6$	要注意状態
≥ 0.6	危険状態

危険状態ではガス発生量や pH を注意深く監視し、改善が見られないようであれば、消化原料投入量を減じて負荷を下げる等の対策を講ずる。再稼働時は、菌体の活性が低下しているため、低負荷（50%程度）から馴養する。負荷ダウンしても改善が見られない場合や、再馴養時に異常を感じた場合は、微量金属を添加して菌体の活性を増加させる。

(2) 消化ガス系統の運転管理

消化ガス発生量について、正常値であるか確認管理を行い、通常時と大きく逸脱する場合は適時適切な対応を行う。また、二酸化炭素、硫化水素の濃度を適時測定し、適正な組成かを把握する（本実証試験では週 1 回程度）。脱硫装置出口における硫化水素濃度が 10ppm を超えた場合は、速やかに予備脱硫塔に切り替えて脱硫材の交換を行う。

§ 40 消化設備の保守点検

消化設備の性能を維持していくため、下記の保守点検を行う。

- (1) 日常点検
- (2) 計画停止保全

【解説】

(1) 日常点検

消化設備を構成する機器を日常的に点検することにより各機器の故障予兆を予測することができる。各種機器の基本的な日常点検については、§ 38 (3) 項に準じる。

(2) 計画停止保全

1) 担体式高温消化槽

本技術の消化槽自体は、日常運転、日常点検で異常が観察されなければ、特に計画停止保全を行うことなく継続的に運転を行う。消化汚泥の流出配管は冗長化している。MAP 析出により閉塞した場合は予備配管に切替え、閉塞管の清掃を行う。

プラント全体が水熱反応器の性能検査期間で停止している場合でも、消化槽は停止することなく液循環を継続させ、系内の流動状態の維持に努める。

2) その他機器

水熱反応器の性能検査に伴うプラント停止期間を利用して法対応機器以外の機器も定期計画保全を行う。対象となるのは、ポンプ類、熱交換器類、脱硫塔、消化汚泥貯留槽、攪拌機、その他付属品・計器類である。保全形態は周期を定めた予防保全を原則とする。主な保全項目は、清掃 (MAP やスケールの除去)、消耗品の交換、潤滑油等の交換等であり、機器毎、部位毎の点検項目や点検周期を定めた設備保全管理台帳を基に実施する。

第3節 固形燃料化設備の維持管理

§ 41 固形燃料化設備の運転管理

固形燃料化設備は、下記のプロセスから構成される。

- (1) 脱水工程
- (2) 乾燥工程

【解説】

(1) 脱水工程

本技術では、下水処理場の既存脱水機を用いることを原則とする。通常の運転で管理する項目は下記の通りである。この値になるように運転員が調整し管理する。

1) 消化汚泥供給量： W_2 (m^3/hr)

2) 同 TS 濃度： λ (mg/L)

3) ポリ硫酸第二鉄添加量： ω_f (m^3/hr)

$$\omega_f = (W_2 \times \lambda / 1000 \times \tau / 100) / \rho$$

ここで、 τ ：ポリ硫酸第二鉄（液ベース）の添加率（%）

ρ ：ポリ硫酸第二鉄の液密度 (kg/m^3)

4) 高分子凝集剤添加量： ω_p (m^3/hr)

$$\omega_p = (W_2 \times \lambda / 1000 \times \theta / 100) / (\phi / 100)$$

ここで、 θ ：高分子凝集剤（粉ベース）の添加率（%）

ϕ ：高分子凝集剤水溶液濃度（%）

5) 脱水汚泥含水率： ϕ_1

脱水汚泥の含水率は、毎日の定時パトロール時（4回/日）に測定することが好ましい。

目標とする含水率との乖離が大きい時は、1)～4)ならびに、脱水機の調整機構を確認して調整する。

(2) 乾燥工程

運転管理項目は下記の通りである。1)～3)の自動計測値について、正常値であるか確認管理を行い、通常時の値から逸脱する場合は適時適切な対応を行う。目標とする含水率との乖離が大きい時は、1)～3)ならびに、乾燥機の調整機構を確認して調整する。

具体的な原因として、排気側に微粉ダストが同伴されて排気配管、サイクロン、凝縮器の閉塞などが想定され、キャリア空気の風量ダウン、凝縮能力不足の原因となるため、維持管理作業員は点検を行い、必要に応じて微粉ダストを取り除く。

1) 脱水汚泥切出し装置電動機インバータ周波数： κ (Hz)

インバータ制御により設定値の脱水汚泥を定量切出しする。

2) 加熱蒸気圧力： P (MPaG)

蒸気量が不足していなければ、常に圧力(=温度)は安定している。

3) 乾燥機内部温度： t (°C)

4) 乾燥機出口含水率： ϕ_2

固形燃料の含水率は、毎日の定時パトロール時に測定する(本実証では4回/日)。固形燃料の過乾燥等による火災が発生しないよう適切な含水率になるよう調整する。

§ 42 固形燃料化設備の保守点検

固形燃料化設備の性能を維持していくため、下記の保守点検を行う。

- (1) 脱水設備
- (2) 乾燥設備

【解 説】

(1) 脱水設備

1) 日常点検

日常点検については、§ 38 (3) 項に準じる。

2) 計画停止保全

計画停止保全については、§ 38 (2) 項に準じる。

(2) 乾燥設備

1) 日常点検

日常点検については、§ 38 (3) 項に準じる。

2) 計画停止保全

計画停止保全については、§ 38 (2) 項に準じる。

乾燥機のローターや、本体胴の底部は摩耗減肉が進行する部位であるため、貫通すれば何れも蒸気漏れを引き起こして運転が継続できない。よって、計画停止保全時には清掃の上、当該部位の目視点検や超音波肉測計を用いた板厚測定を実施し、減肉程度を把握する。

第4節 災害時の対応・対策

§ 43 災害時の対応・対策

本技術で想定される災害を抽出し、対応・対策を記載する。

- (1) 固形燃料保管時の発火防止
- (2) 火災・爆発
- (3) 熱傷
- (4) 薬傷
- (5) ガス中毒, 酸素欠乏

【解説】

(1) 固形燃料保管時の発火防止

試験および分析を行い、発熱特性を把握したうえで、運搬・貯蔵する際の水分管理、温度管理、可燃性ガス濃度管理および貯蔵期間遵守等の対策を施す。その他条件が違うなど、場合によっては酸化による発熱の危険性があるため各自治体の消防と協議のうえ、適切な対策を講ずる。本実証において発熱特性を分析しており、これを踏まえた個別の検討が必要となる。

(2) 火災・爆発

本技術では、可燃性ガスとして、LPG、消化ガス（メタン）を取り扱っており、これらが漏洩、滞留して空気中の酸素と爆鳴気を形成し、そこに着火源があれば火災・爆発に至る。

火災・爆発の対策として、可燃性検知器の設置（LPG用、メタン用）、常時強制換気、周囲での火気使用を厳禁する等の実施を行う。

(3) 熱傷

本技術では、蒸気系、蒸気凝縮ドレン系、水熱反応系（プロセス側）が大気圧下における水の沸点（100℃）を超える高温高压系であるため、漏洩すれば減圧フラッシュして高温の蒸気を吹き出すことになる。水熱反応系の高温高压部フランジはトルク管理によってボルト締結を行い、漏洩を防ぐ。

(4) 薬傷

本技術では、薬傷を生じる化学物質として、薬液洗浄脱臭薬品（苛性ソーダ、硫酸、次亜塩素酸ソーダ）と、ポリ硫酸第二鉄を使用する。薬傷は基本的に被液しなければ被災しないため、これらの薬品を取り扱う時は、指定保護具の着用を義務付ける。

(5) ガス中毒・酸素欠乏

本技術では、脱硫前消化ガスに高濃度の硫化水素が含まれているため、当該部の検知管作業時に硫化水素中毒に陥る危険性がある。よって、当該作業時は、硫化水素用の防毒マスク着用を義務付ける。

また、非定常作業としてタンク内等へ入槽するような作業が発生した場合は、労働安全衛生法や「化学設備の非定常作業における安全衛生対策のためのガイドライン（厚生労働省発行）」に準拠して作業準備（液抜き、ガス抜き、置換、換気、酸素濃度測定等）、作業（監視人配置、換気継続）を行う。

資 料 編

資料編ではガイドライン本編の根拠データ、本編で記載されていない事業シナリオ、製造した固形燃料利用に関する研究体の取組紹介を掲載する。1章ではガイドライン本編の根拠となった実証研究結果を示す。2章では導入効果試算条件の提示するとともに本編で記載していない事業シナリオを紹介する。3章では本設備における物質収支を示す。4章では製造した固形燃料の利用に関して、研究体の自主研究を紹介する。

1. 実証研究結果	資料-1
1.1 実証施設概要	資料-1
1.2 実証研究実施状況	資料-4
1.3 実証研究結果	資料-6
2. 導入効果試算条件及びその他シナリオのケーススタディ	資料-57
2.1 従来技術・類似技術の試算条件及び算出方法	資料-57
2.2 革新的技術の試算条件及び算出方法	資料-65
2.3 費用関数・原単位の整理	資料-74
2.4 脱水行程における費用関数及び原単位	資料-76
2.5 その他シナリオのケーススタディ	資料-77
3. 物質収支	資料-87
4. 固形燃料の利用技術	資料-95
4.1 地産地消型バイオマスボイラ（ビニルハウス熱源）	資料-95
4.2 肥料利用	資料-99
5. 参考文献	資料-109
6. 問い合わせ先	資料-110

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

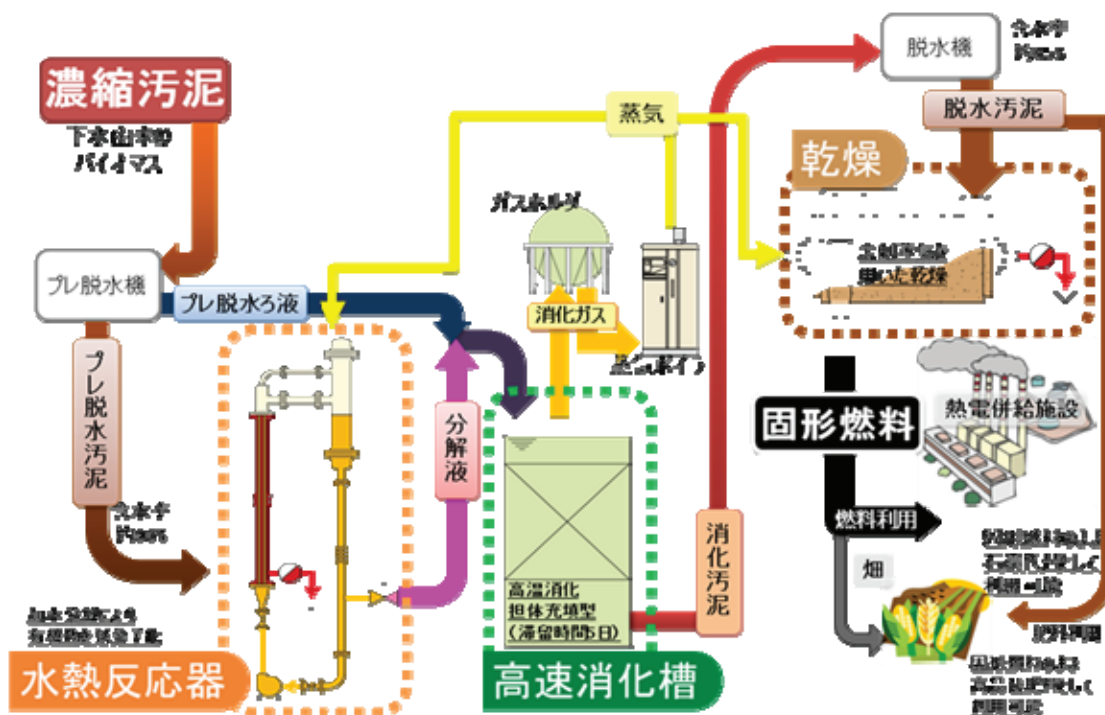
本施設の処理能力は濃縮汚泥 79 m³/日 (2370 m³/月) であり、施設を設置した長崎東部下水道処理場で発生する濃縮汚泥を全量処理できる規模である。

(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。

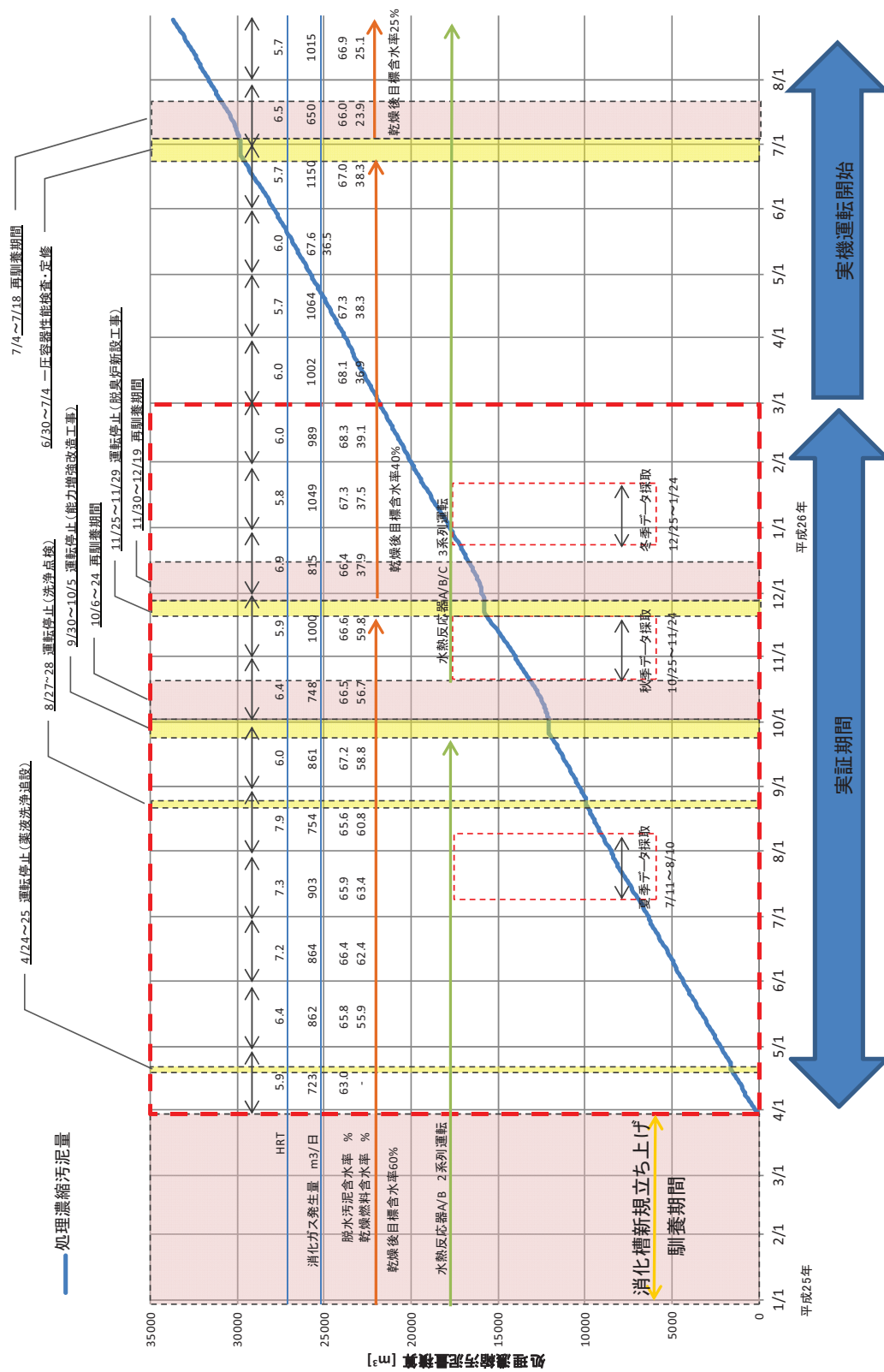
表資料 1-1 主要機器の仕様

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 スラリーポンプ	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。

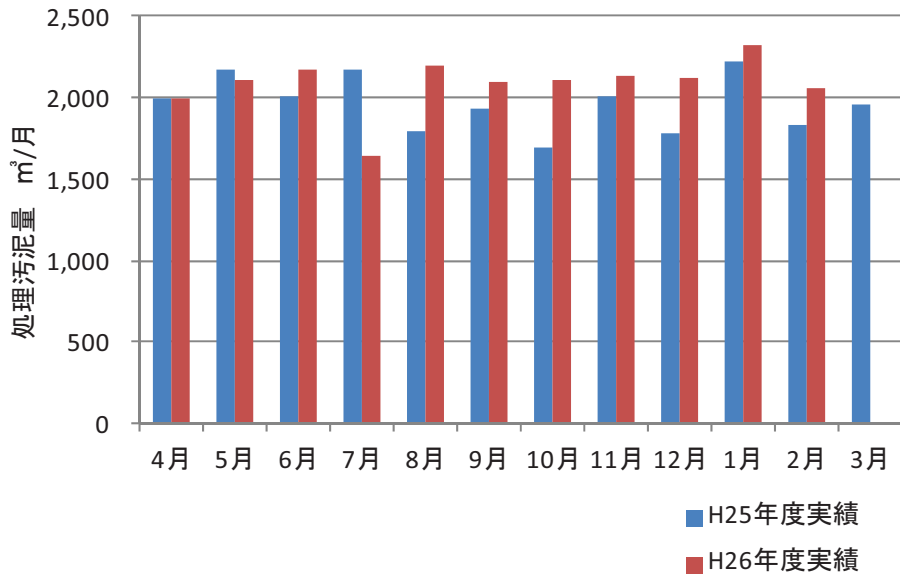
1.3.1 処理汚泥量

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。

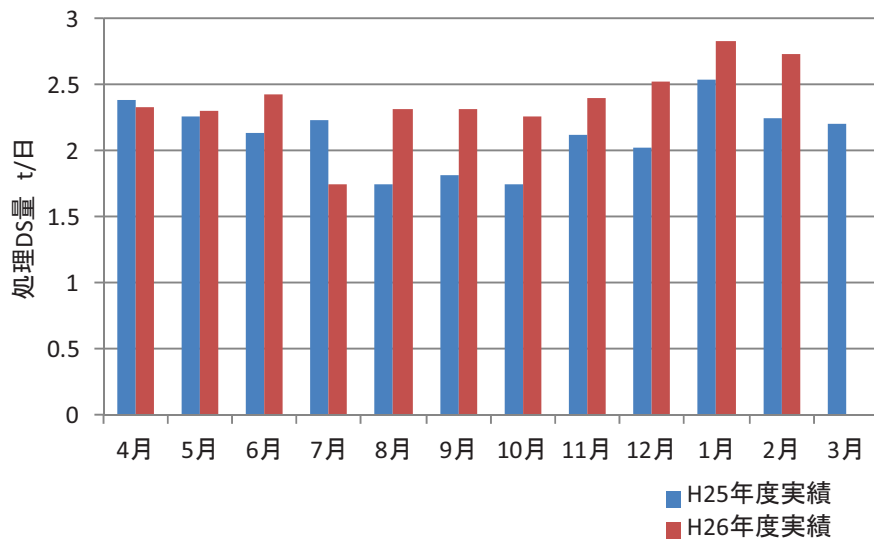
混合濃縮汚泥処理量の推移を図資料 1-5、図資料 1-6 に示す。実証期間中の月平均濃縮汚泥処理量は $1,965(\text{m}^3/\text{月})$ であった。施設トラブルおよび改造による停止、馴養期間は本技術で処理せずに脱水設備で直接脱水したため、定格処理能力 $2,379 \text{ m}^3/\text{月}$ に比べて処理量が少なくなった。

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。

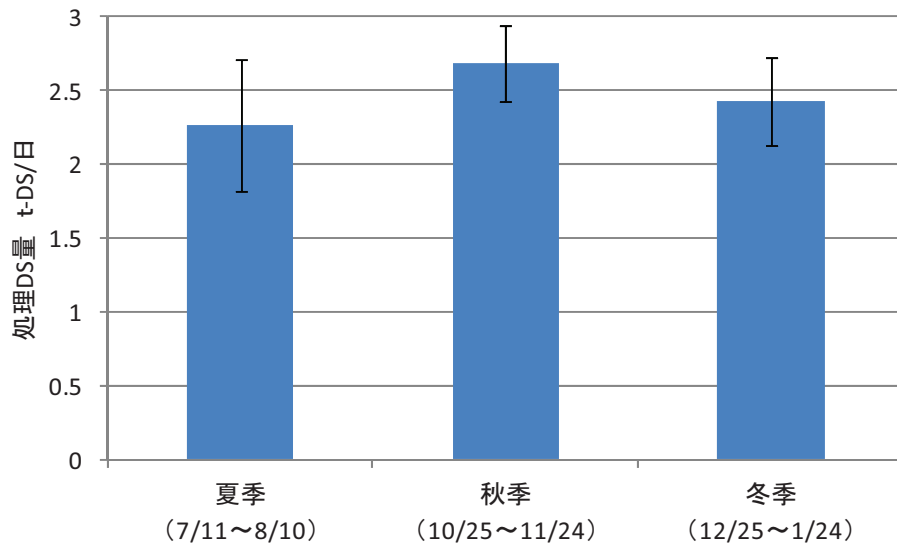
設計処理量は 2.8 t-DS/日 に対し、実証期間中の月毎の日平均 DS 処理量は最大 2.5 t-DS 、最小 1.8 t-DS であった。プラント停止期間、馴養期間等を含む月は日 DS 処理量の変動が大きかった。本編の解析用いた期間の濃縮汚泥処理量は、夏は 2.26 t-DS/日 、秋は 2.69 t-DS/日 、冬は 2.43 t-DS/日 であった (図資料 1-7)。



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

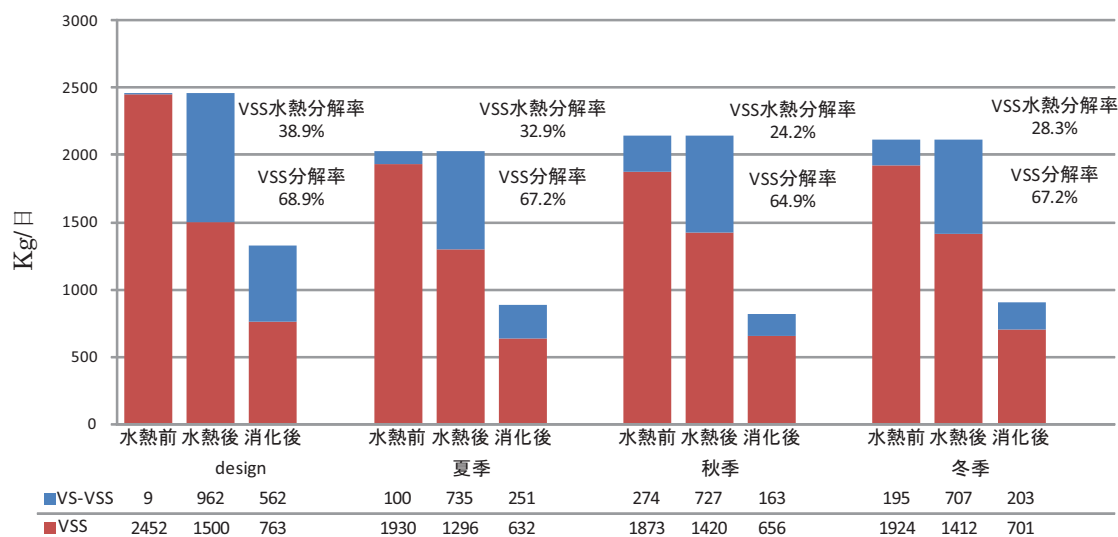
(1) 有機物の分解

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

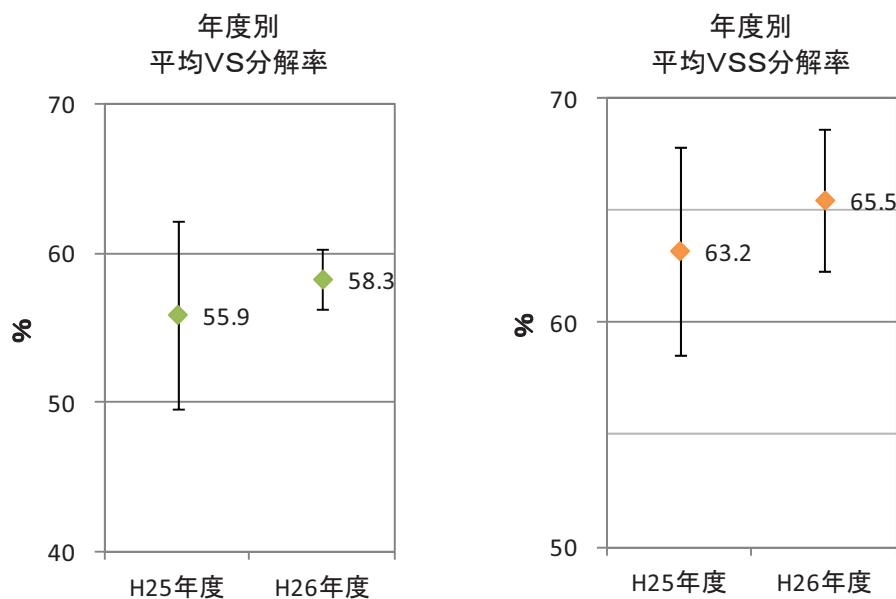
水熱反応器に投入する前の混合濃縮汚泥と消化槽出口の水熱消化汚泥を比較した VS 分解率および VSS 分解率の平均値を図資料 1-10 に示す。年間推移を図資料 1-11 に示す。実証期間中の平成 25 年度の平均 VS 分解率は 55.9% であった。平成 26 年度の平均 VS 分解率は 58.3% であった。

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。

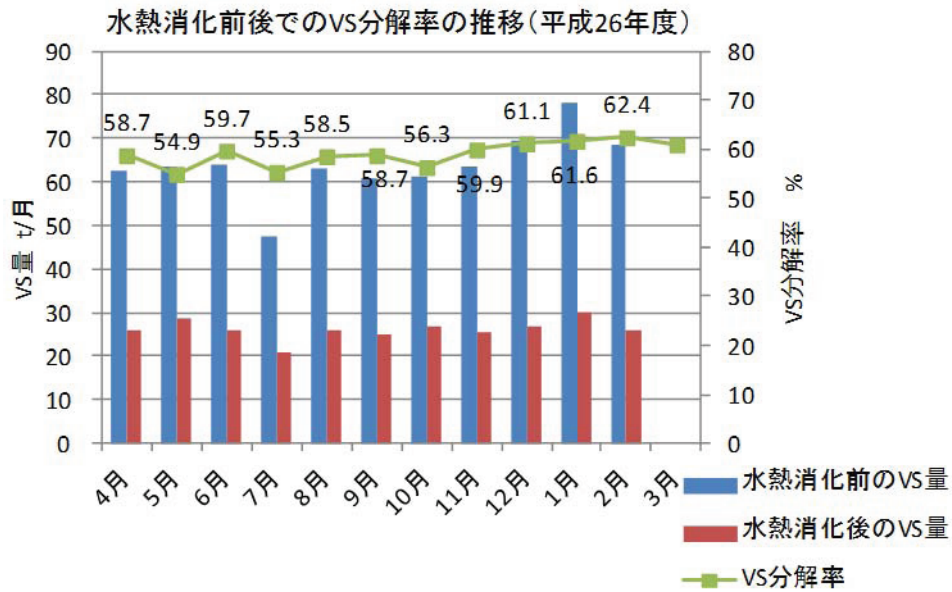
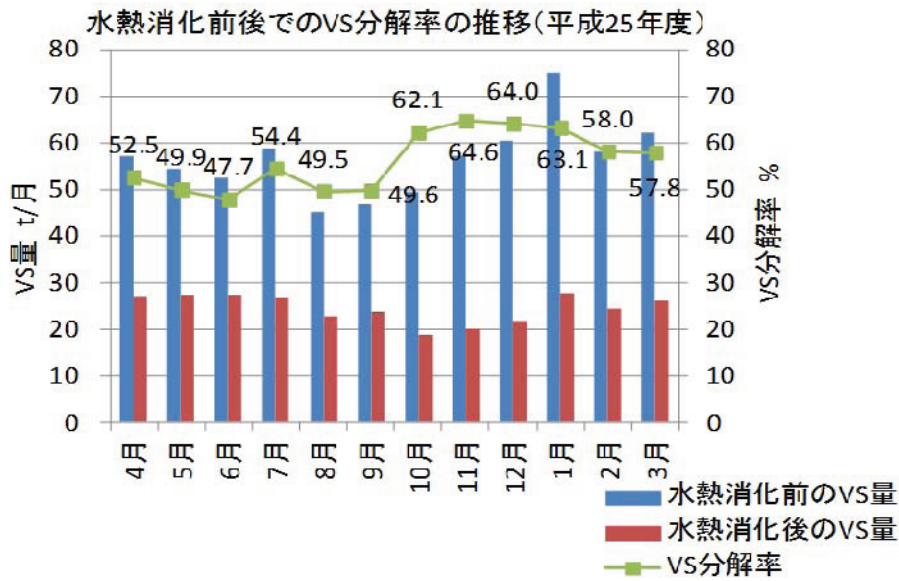
2) VSS 分解率

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。

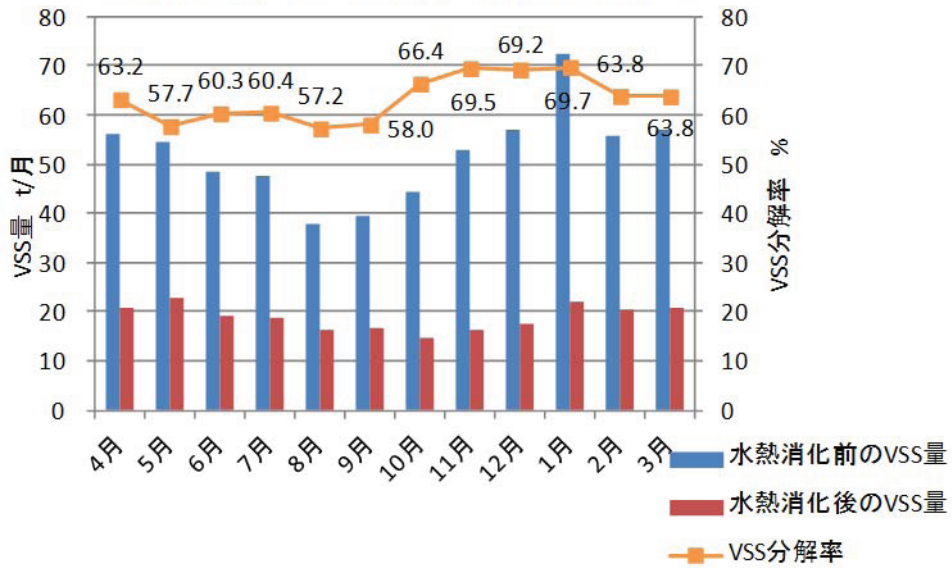


図資料 1-10 年度別 VS・VSS 分解率と標準偏差

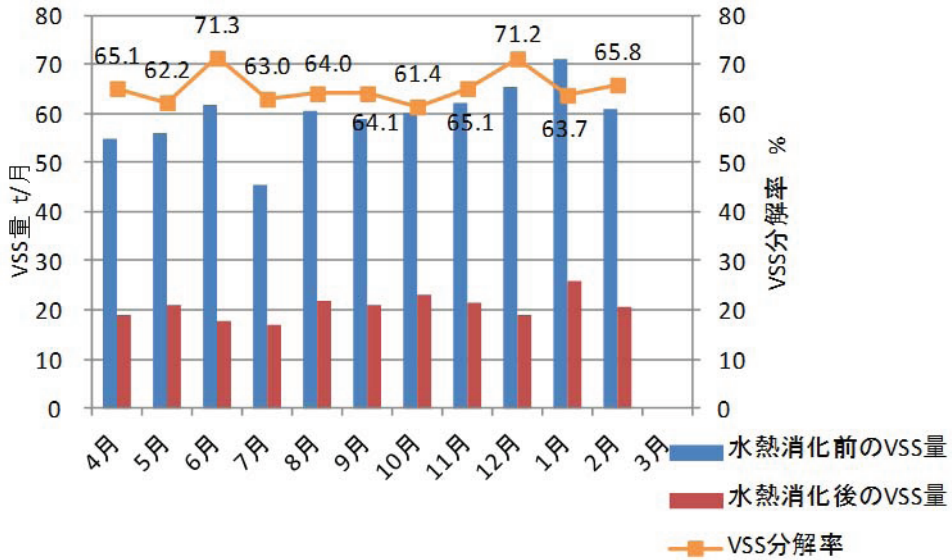


図資料 1-11 濃縮混合汚泥のVS量とVS分解率の年間推移
(上：平成25年度, 下：平成26年度)

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)



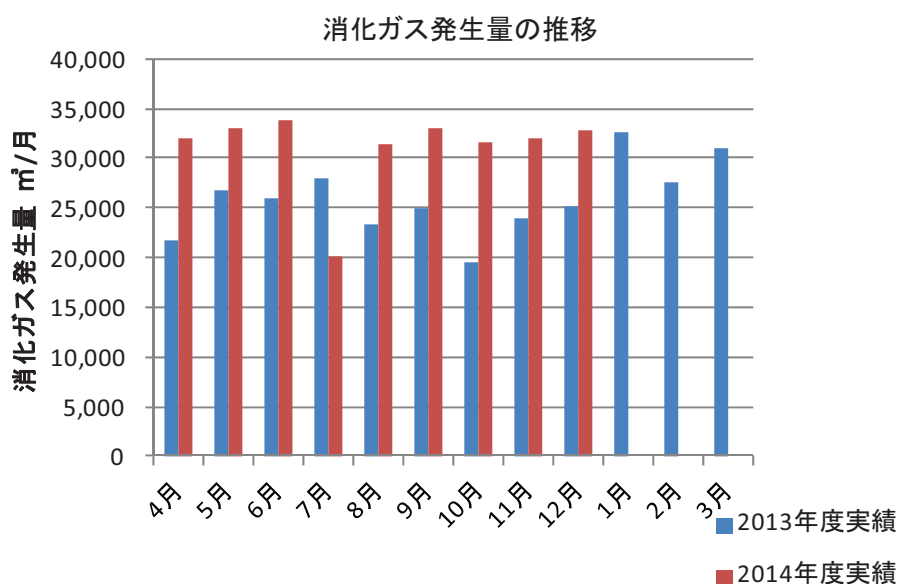
図資料 1-12 濃縮混合汚泥のVS量とVSS分解率の年間推移
(上:平成25年度, 下:平成26年度)

(1) 消化ガス発生量

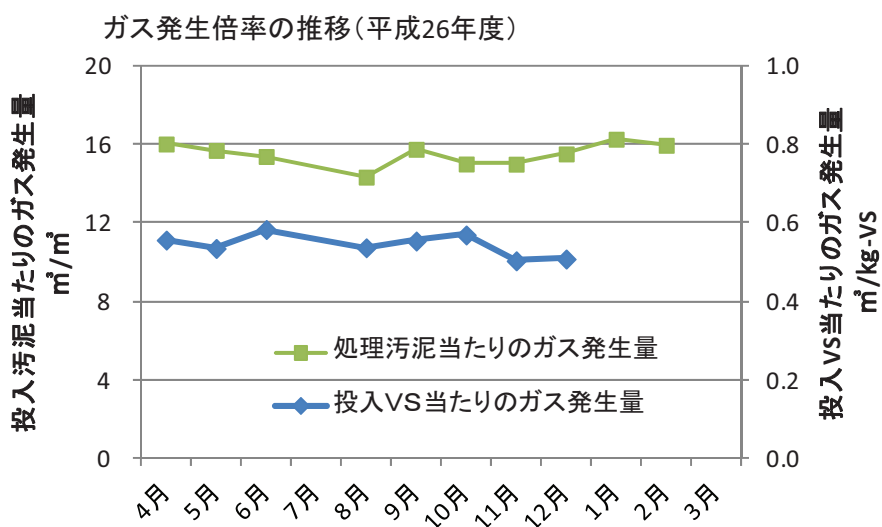
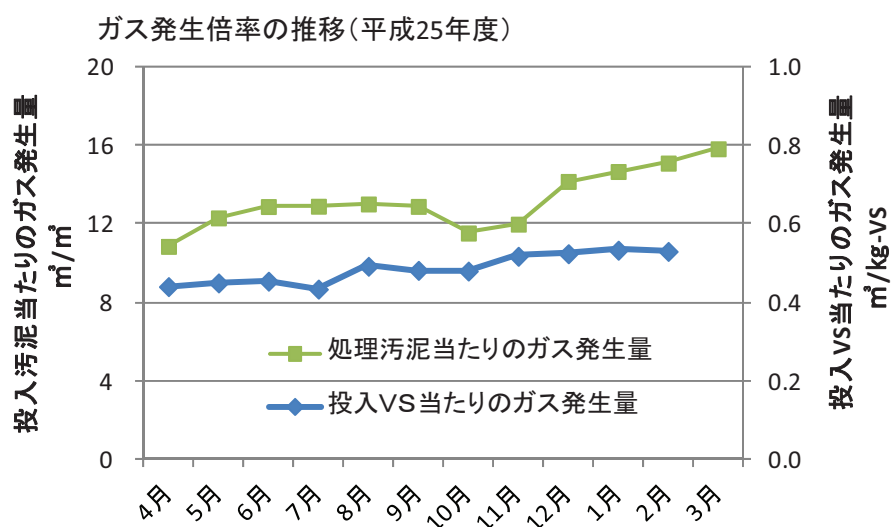
1) 消化ガス発生量

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。

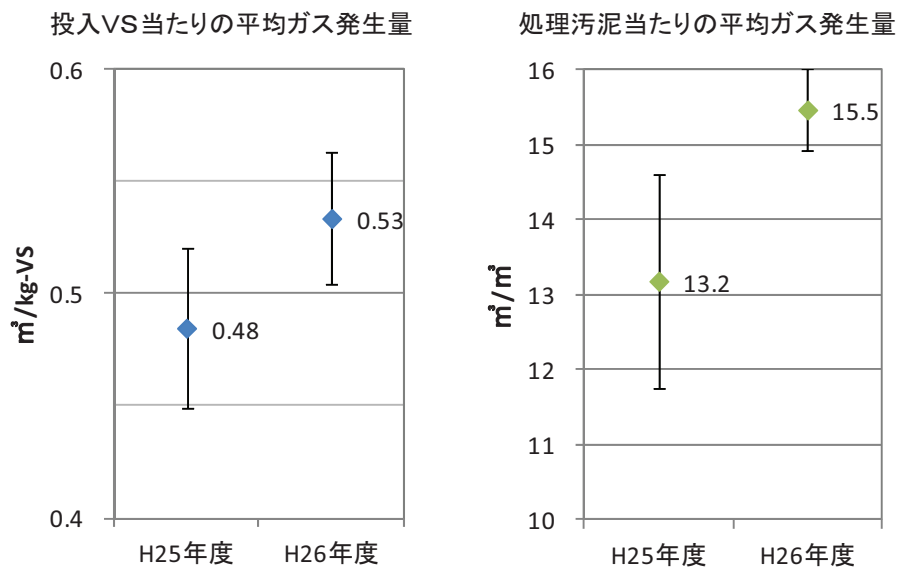
平成 25 年 9 月までは水熱反応器の定期水洗浄 (10 日に 1 回) を実施していなかったこと、平成 25 年 10~12 月上旬までは水熱反応器の停止に伴う汚泥投入停止、それに伴い汚泥投入量を少なくした馴致運転をしたことにより、消化ガス発生量が少なくなったものと考えられる。平成 26 年 1 月以降は、消化ガス発生量は $15 \text{ m}^3/\text{m}^3$ 程度、投入 VS 当たりの消化ガス発生量 $0.5 \text{ N m}^3/\text{kg-VS}$ 以上で安定的に推移した。



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

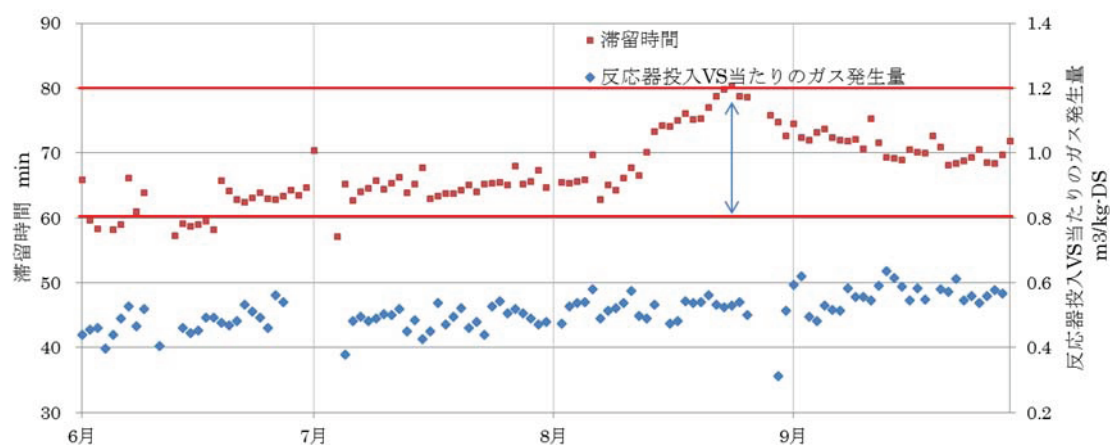
表資料 1-2 本編解析期間の消化ガス発生量

	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。

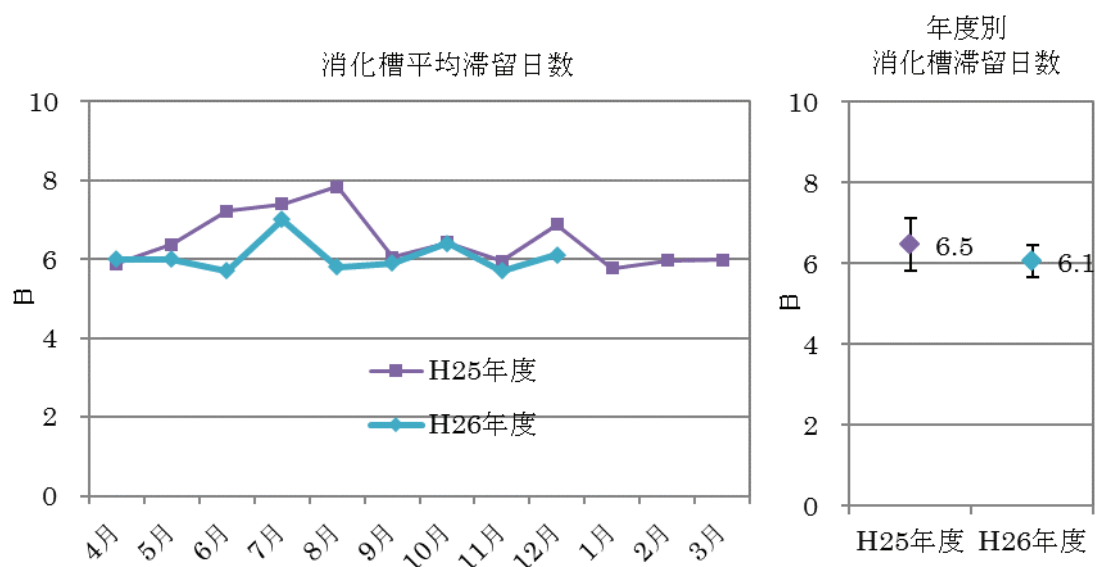


図資料 1-16 水熱反応器の滞留時間と消化ガス発生量の関係

(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

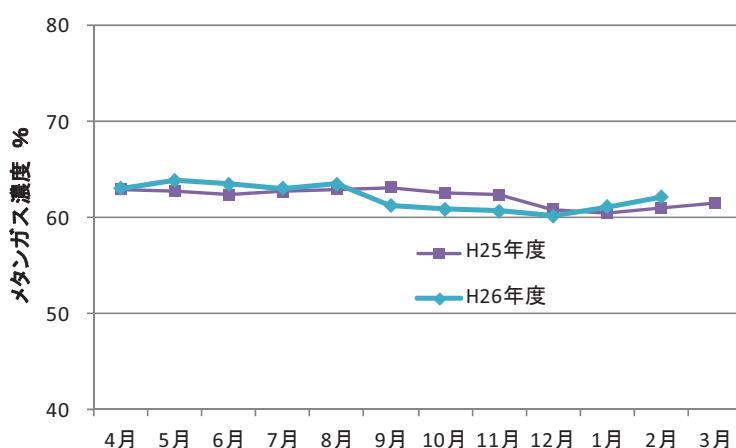
(3) 消化ガスの組成

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

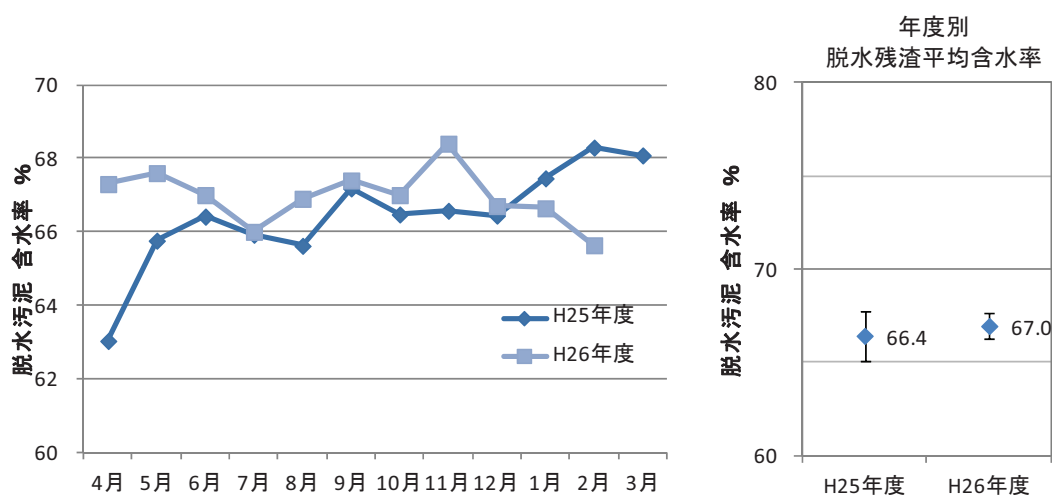
1.3.3 固形燃料化工程

(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)。



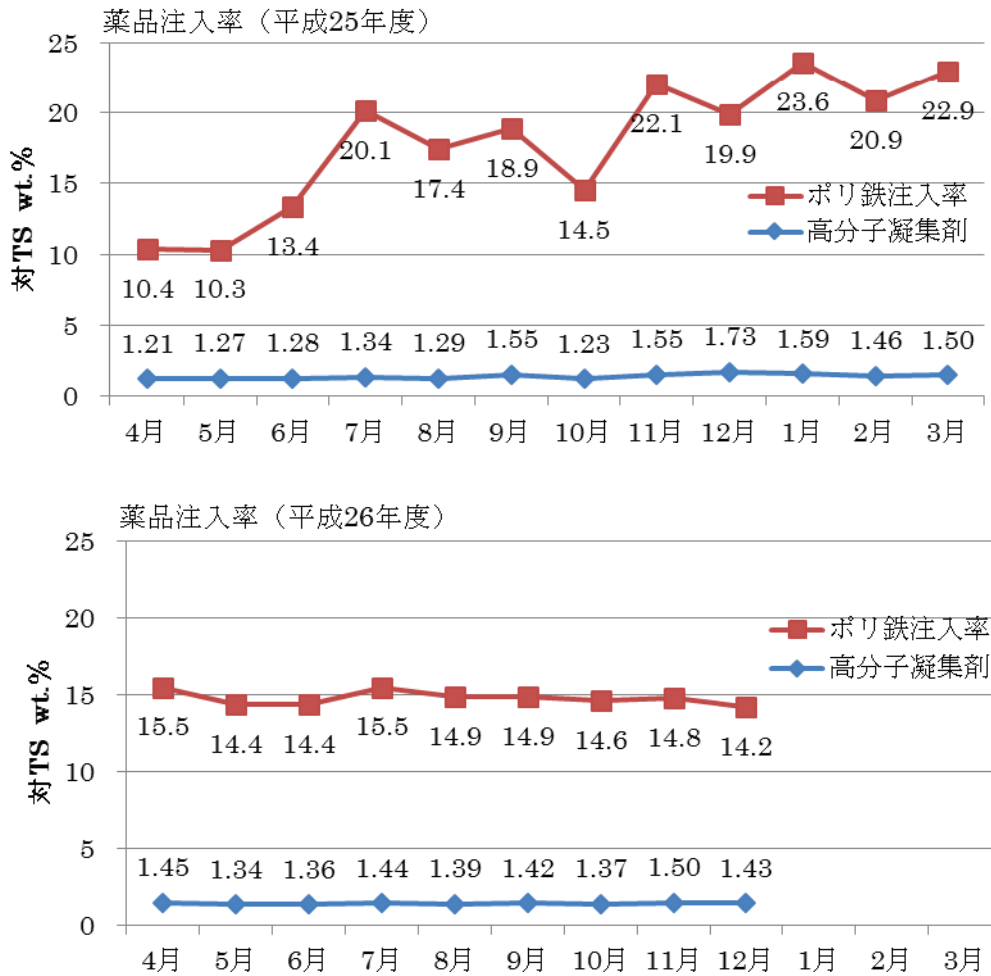
図資料 1-19 脱水汚泥の含水率推移

表資料 1-4 本編解析期間の脱水汚泥含水率

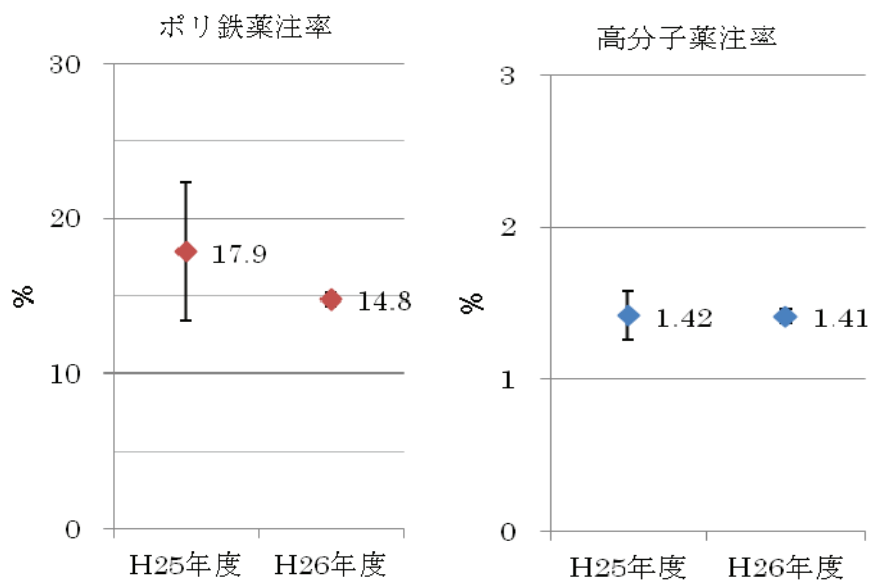
		夏季	秋季	冬季	平均
脱水汚泥含水率	%	65.7	66.2	66.8	66.2

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。



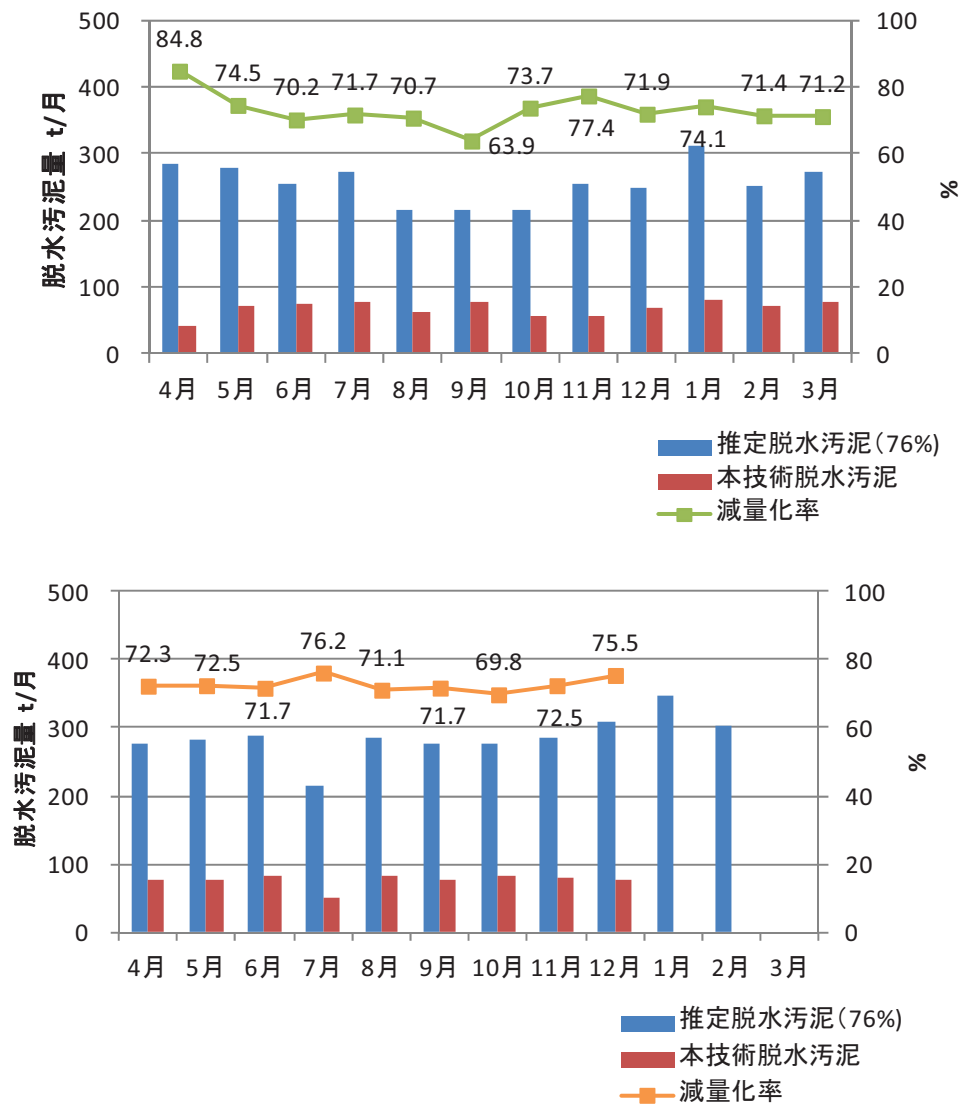
図資料 1-20 薬品注入率の年間推移（上：平成 25 年度，下：平成 26 年度）



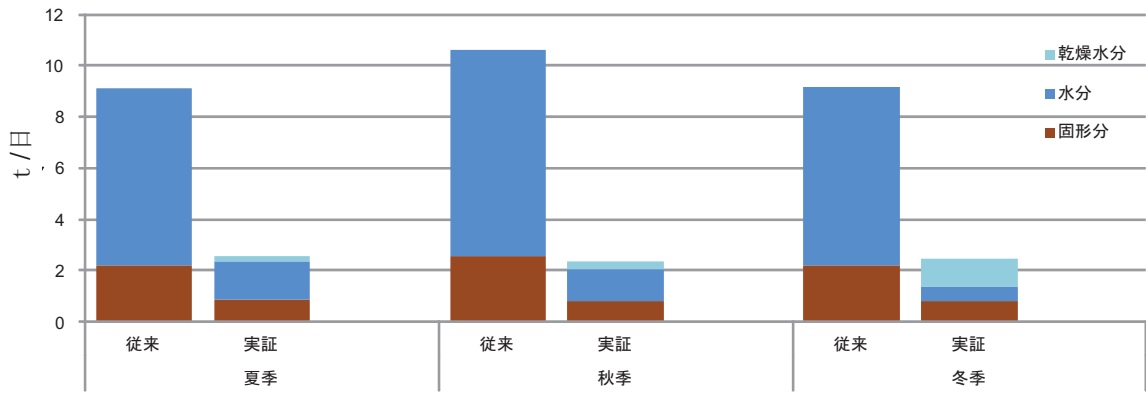
図資料 1-21 平均薬品注入率と標準偏差 (左：平成 25 年度, 右：平成 26 年度)

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。

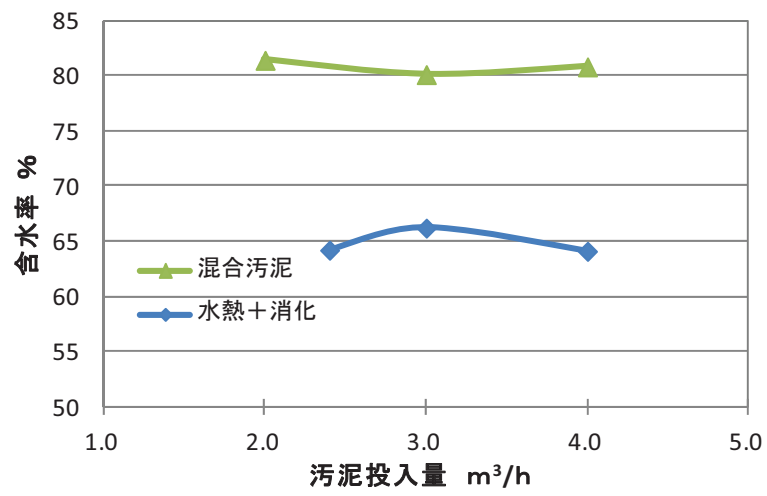
薬注率を比較すると、「水熱消化汚泥」は「混合汚泥」の1/3程度であった。混合汚泥との含水率の比較を図資料 1-26 に示す。「混合汚泥」と比較し、含水率が12～16%程度低い結果となった。

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。

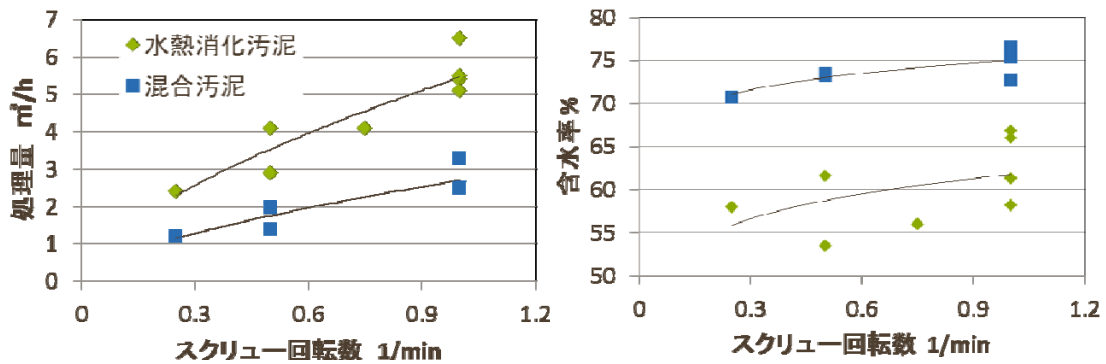
試験用のスクリーンプレス脱水機を用いた試験にて、本技術により脱水性の改善が確認された。「混合汚泥」を対象にスクリーンプレス脱水機で脱水している処理場に本技術を導入することで、脱水汚泥の含水率が低下することが確認された。また、本技術導入により脱水機投入汚泥中の固形分は減少するが、脱水機投入流量を増やすことができた。本技術の導入により、脱水機の運転時間の削減が見込まれる。

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

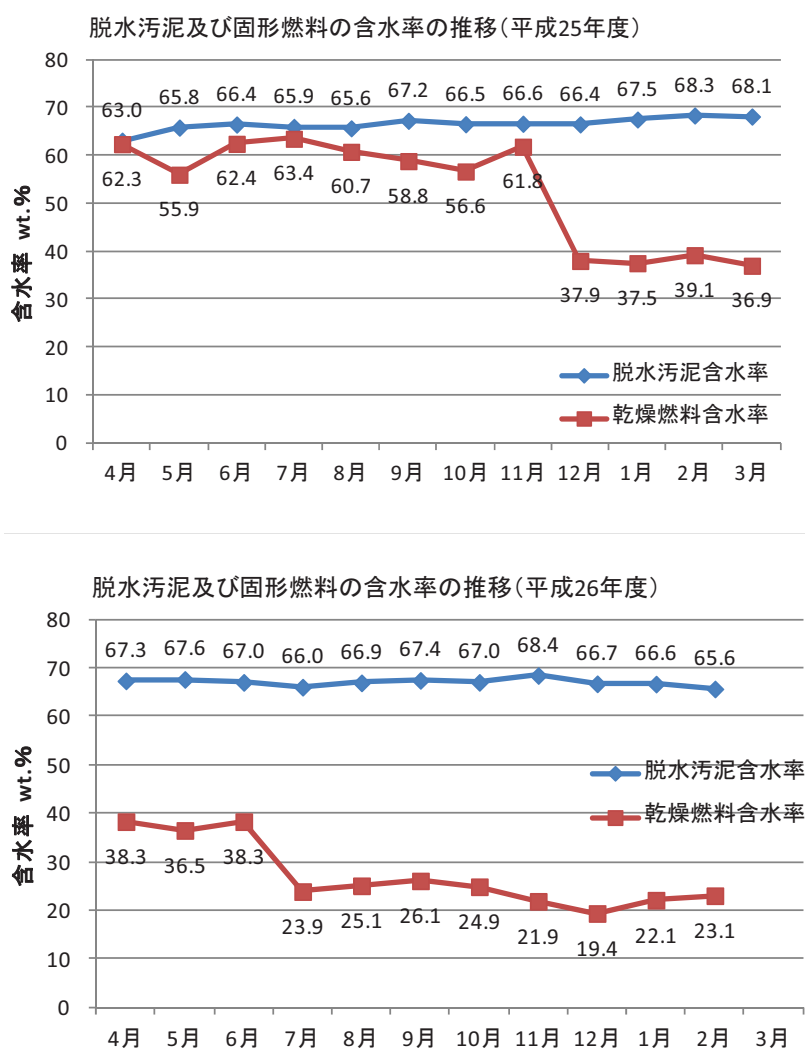
(2) 乾燥工程

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

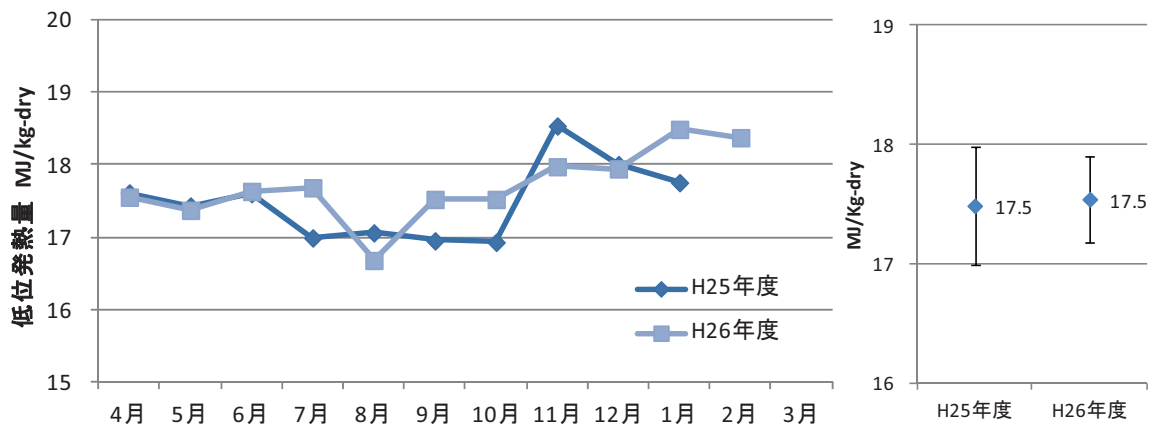
① 工業分析

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。

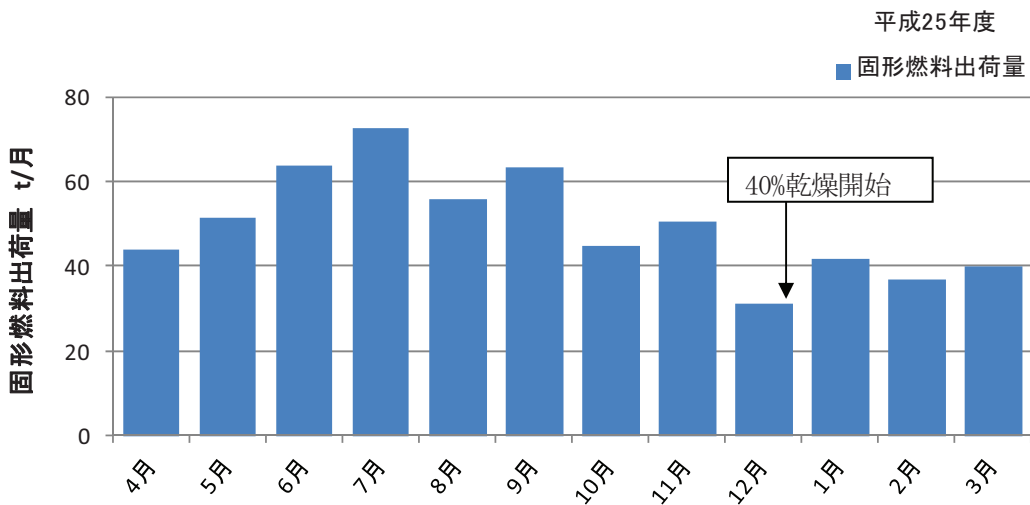
表資料 1-10 燃料特性分析結果

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 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 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

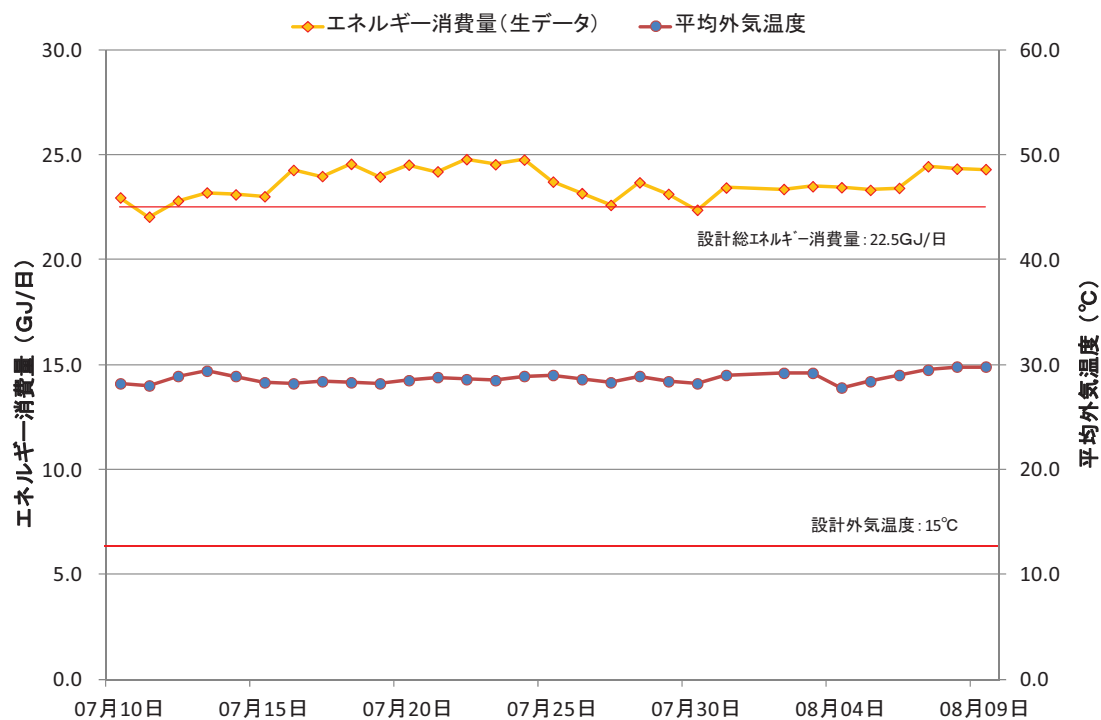
(1) 水熱反応器における燃料使用量

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。

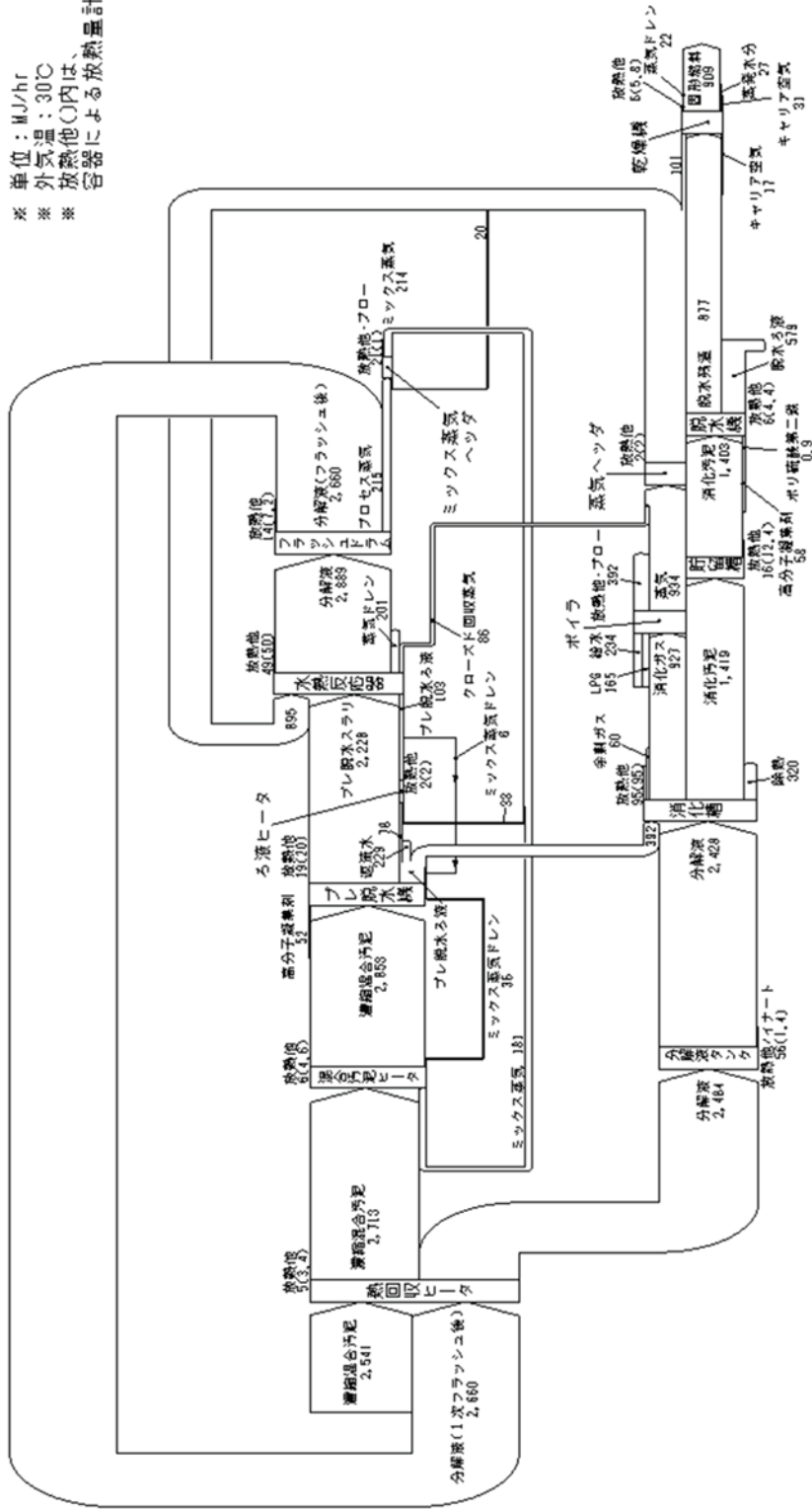
① 夏季エネルギー使用量

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

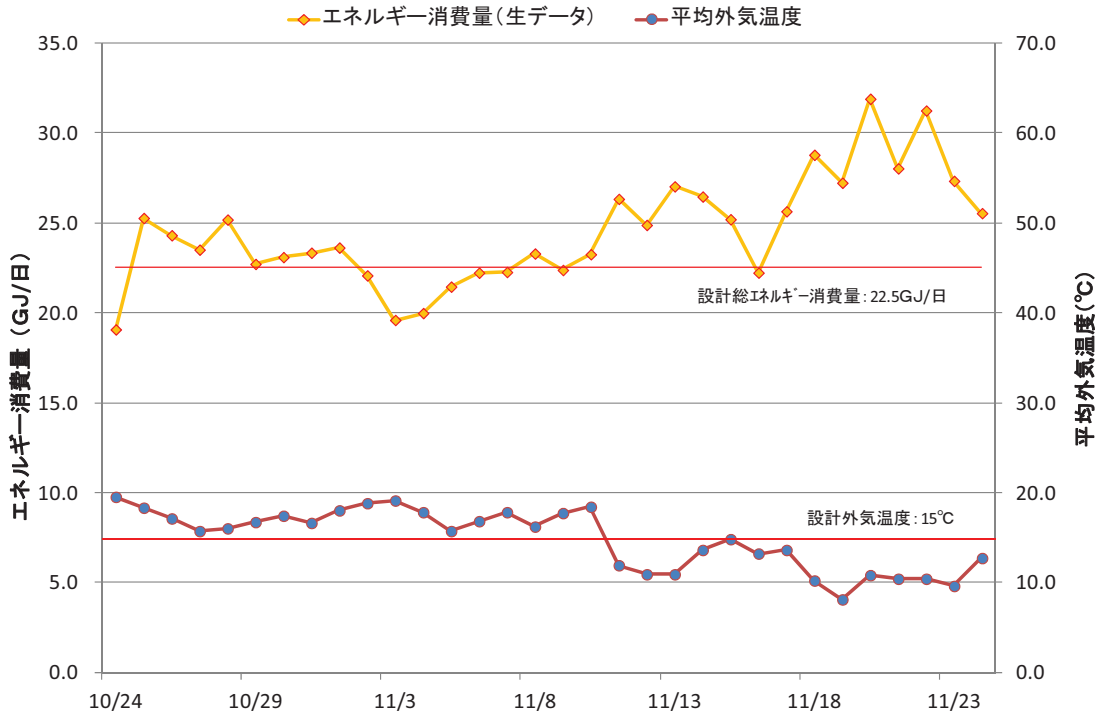
※ 単位：MJ/hr
 ※ 外気温：30℃
 ※ 放熱他○内は、容器による放熱量計算値



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

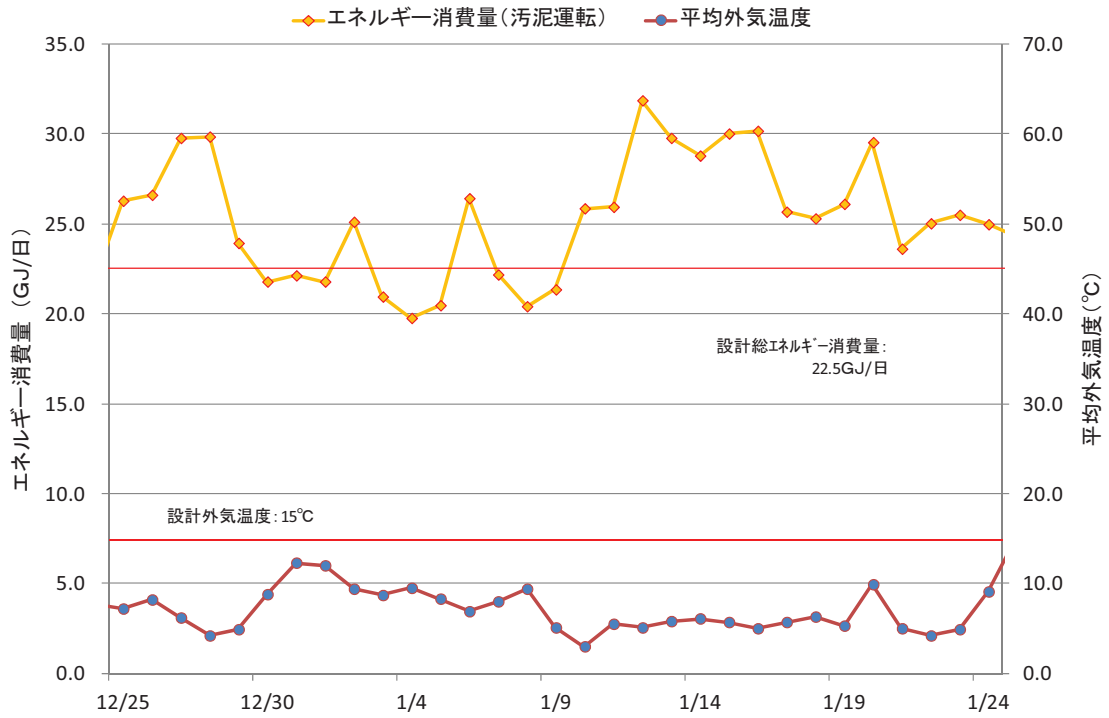
秋季のエネルギー消費実績を図資料 1-33 に示す。このエネルギー消費量は蒸気ボイラで使用した熱量の生データを用いて算出した。秋季のエネルギー使用量は平均 24.5 GJ/日であった。単位混合汚泥 t-DS 当たりのエネルギー使用量はほぼ設計値通りの値で推移した。



図資料 1-33 秋季エネルギー消費実績

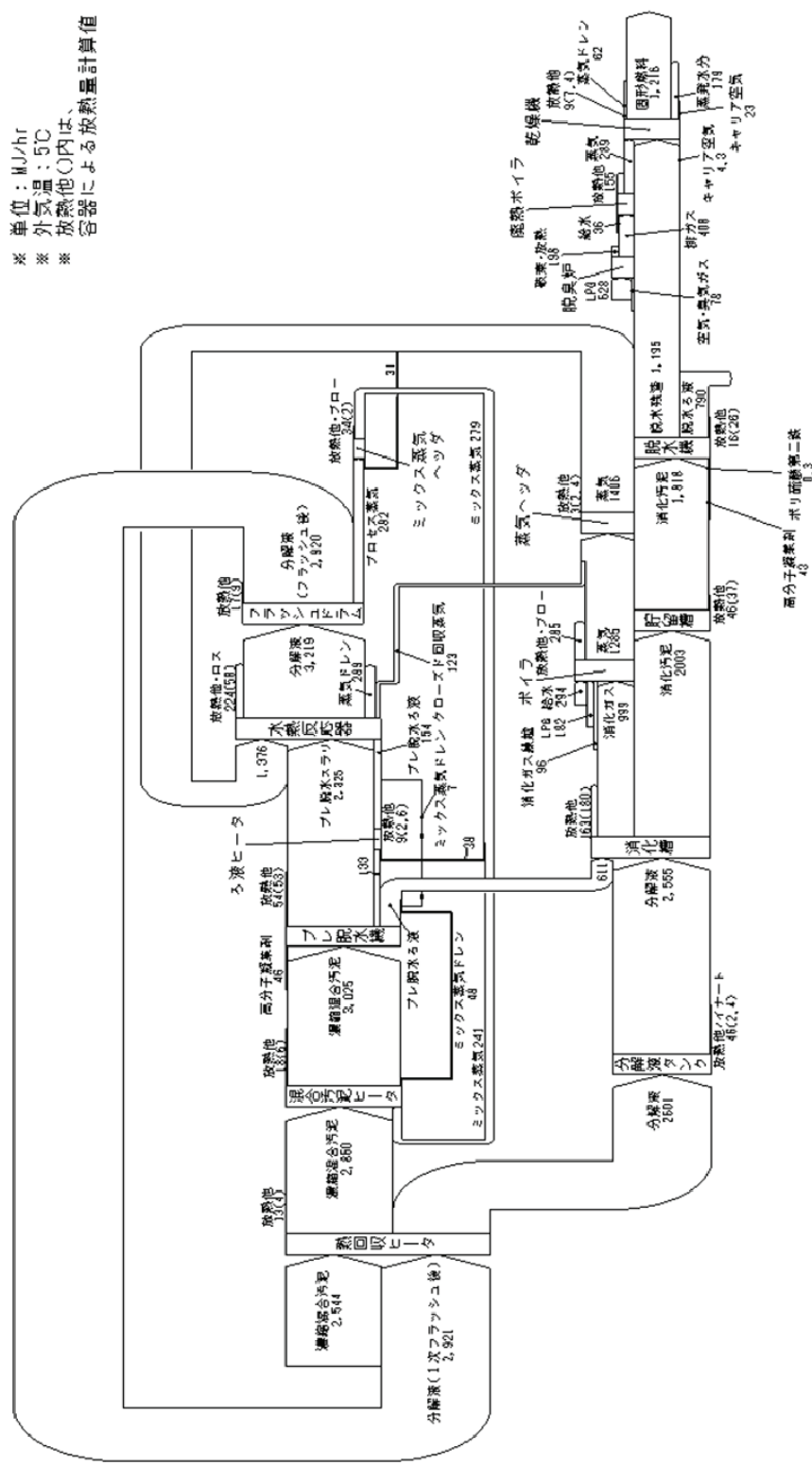
③ 冬季エネルギー使用量

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

※ 単位：MJ/hr
 ※ 外気温：5℃
 ※ 放熱他○内は、容器による放熱量計算値

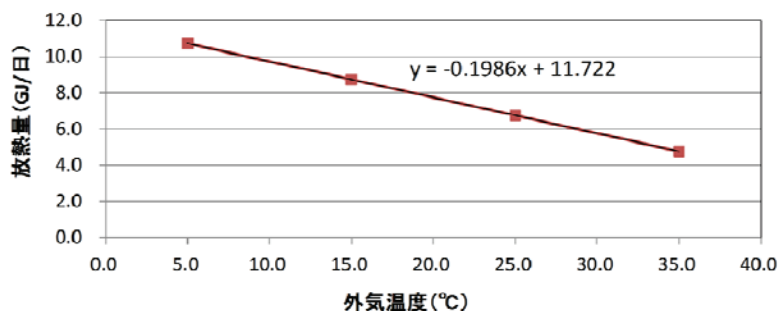


図資料 1-36 冬季エネルギーバランス

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。



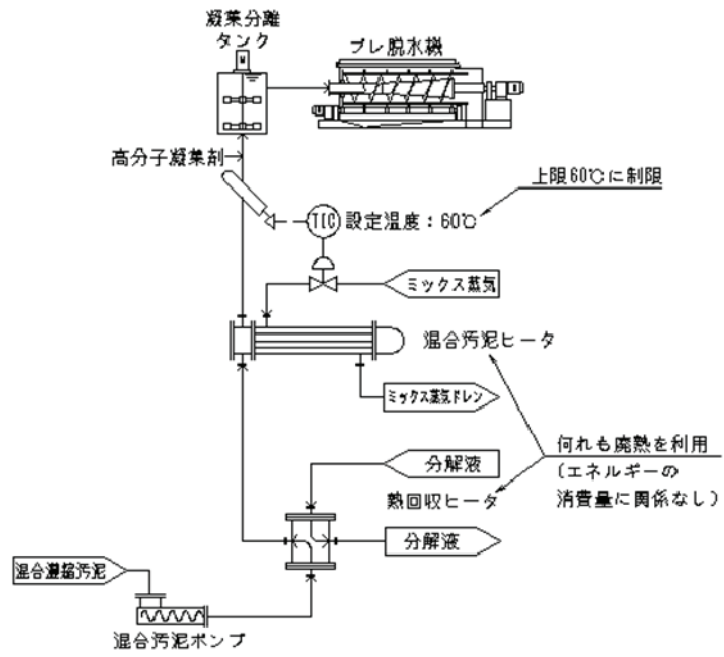
図資料 1-37 外気温度の変動による貯槽・機器類表面からの放熱量

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。

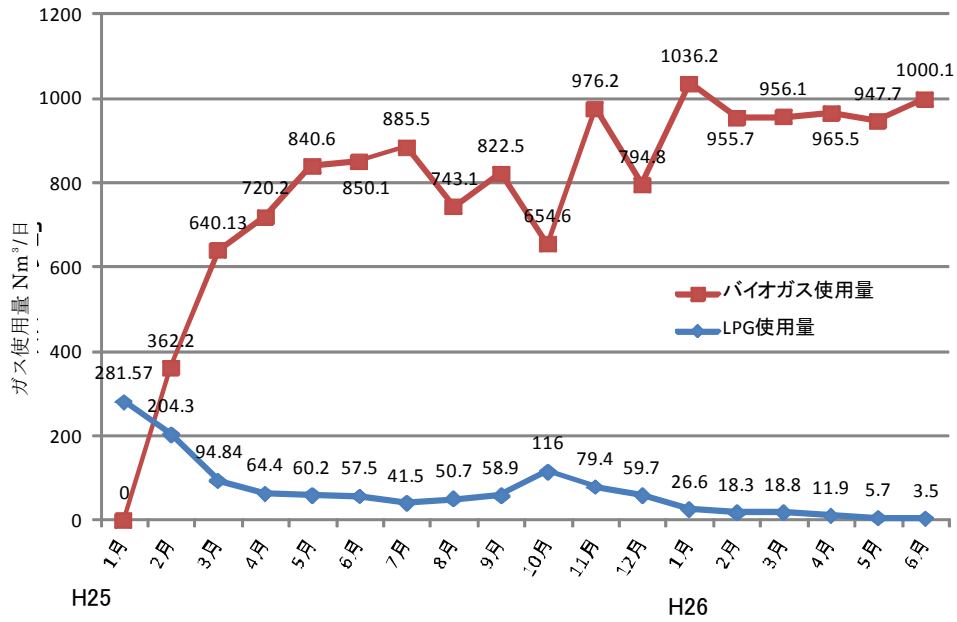
以上を踏まえ、本編解析に用いるエネルギー使用量の算出に際して、外気温 15 °C 未満のときエネルギー使用量が増加し、15 °C 以上の場合はエネルギー使用量が変わらないものと仮定した。春季、夏季、秋季はエネルギー使用量が変わらないものと考え、秋季のエネルギー使用量を春季、夏季、秋季のエネルギー使用量と仮定した。冬季のエネルギー使用量と按分し、エネルギー使用量 8.9 GJ/t-DS ((秋季×3+冬季)÷4) とした。

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

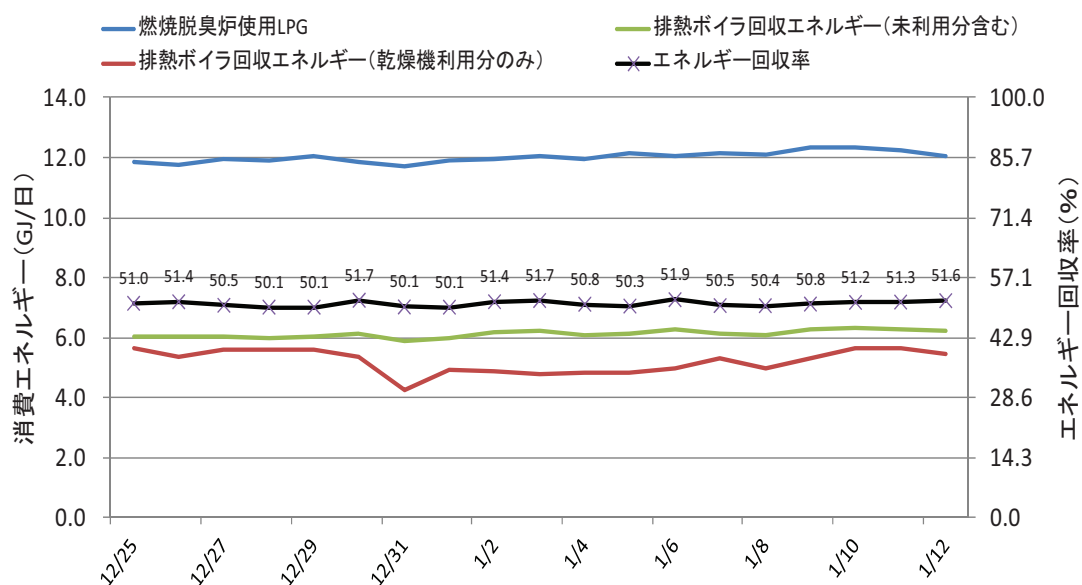
1) 燃焼脱臭炉におけるエネルギー使用量

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

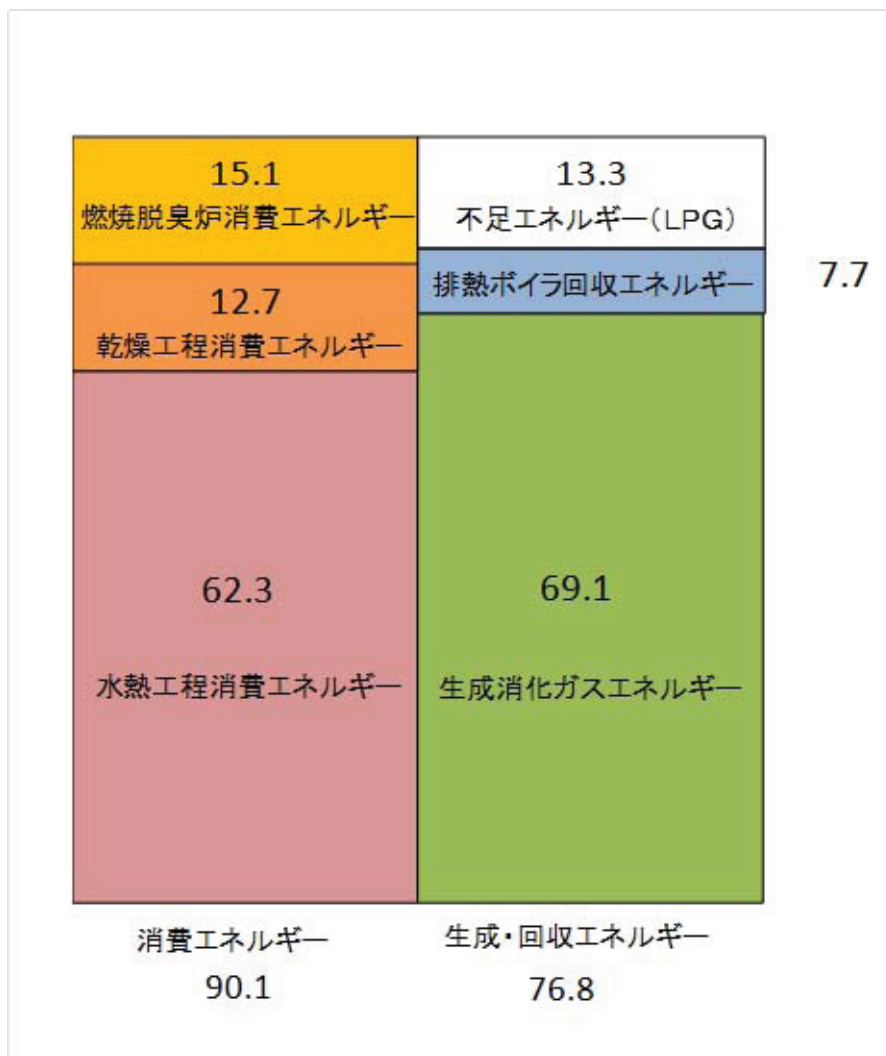
(4) 本施設 DS7 t 規模での熱エネルギー試算例

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		

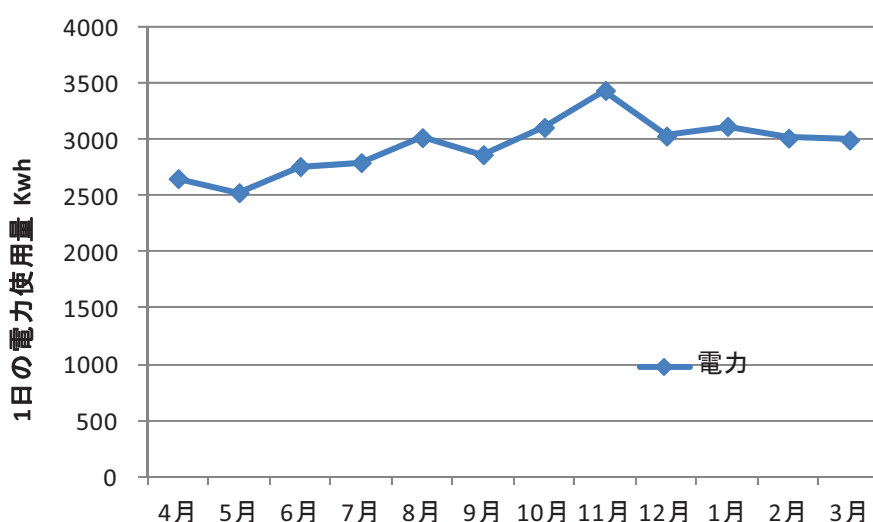


図資料 1-41 消費エネルギーと生成回収エネルギー

(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

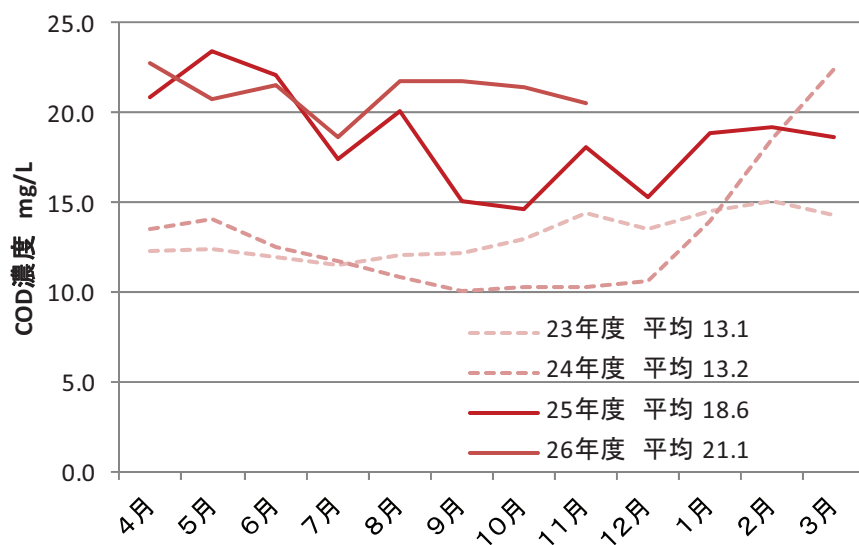
機器名称	測定電流値 A	定格 A	負荷率
濃縮汚泥ポンプ	8.5A	14.8A	0.58
プレ脱水スラリポンプ	6.8A	9.3A	0.73
脱臭ファン	8.3A	14.2A	0.59
反応器循環ポンプ	38.5A	54.0A	0.71
分解液タンク攪拌機	1.1A	2.1A	0.55
消化汚泥移送ポンプ	3.9A	6.6A	0.59

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

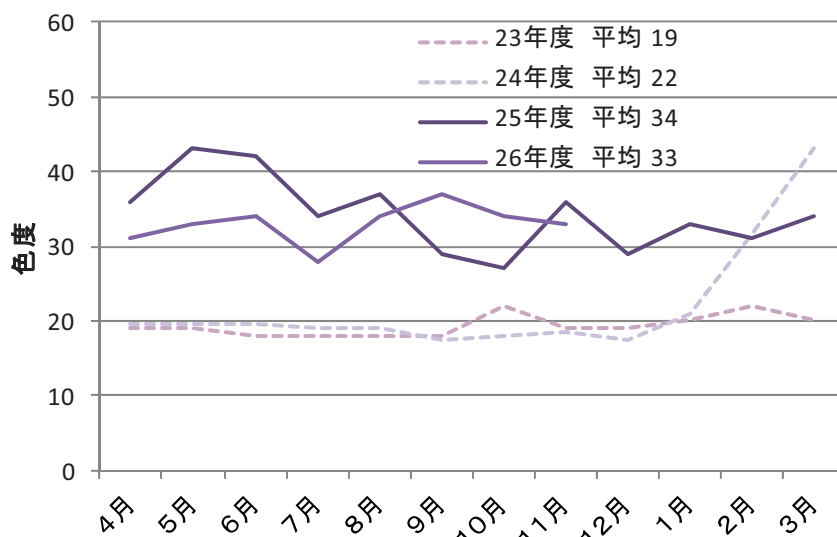
実証施設稼働前後の放流水のCOD濃度を図資料 1-43 に示す。実証施設稼働前の平成23、24年度は平均13.2 mg/L(10.1~15.1 mg/L)であるのに対し、実証施設が安定的に稼働した平成25年度は平均18.6 mg/L(14.6~23.6 mg/L)であった。



図資料 1-43 放流水のCODの推移

(2) 色度

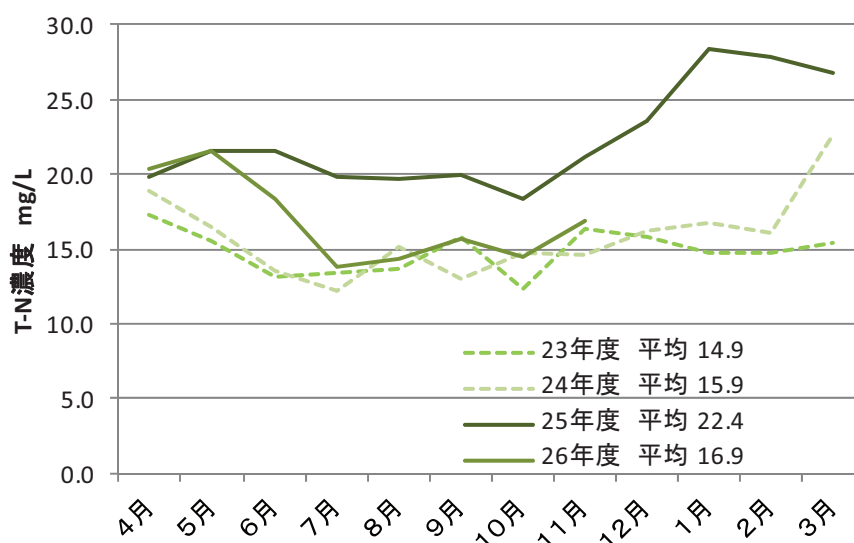
実証施設稼働前後の放流水の色度を図資料 1-44 に示す。実証施設稼働前度は 18~22 であったのに対し、実証施設稼働後は 27~40 程度となった。



図資料 1-44 放流水の色度の推移

(3) 全窒素 (T-N)

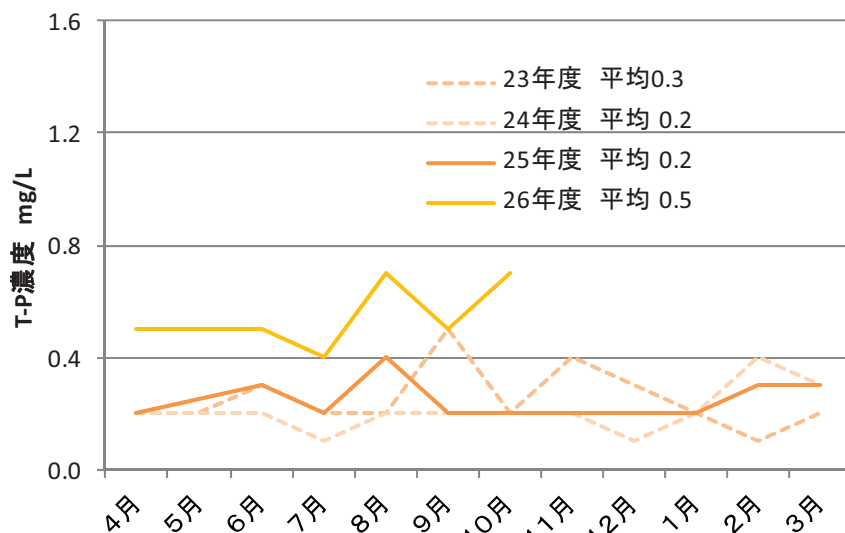
実証施設稼働前後の放流水全窒素を図資料 1-45 に示す。実証施設稼働前の平成 23 年度は 14.9(12.3~17.3) mg/L, 平成 24 年度 2 月までは 15.9 (12.2~18.9) mg/L であったのに対し、実証施設稼働後の平成 25 年度は 22.4 (18.4~27.5) mg/L であった。



図資料 1-45 放流水の全窒素推移

(4) 全リン (T-P)

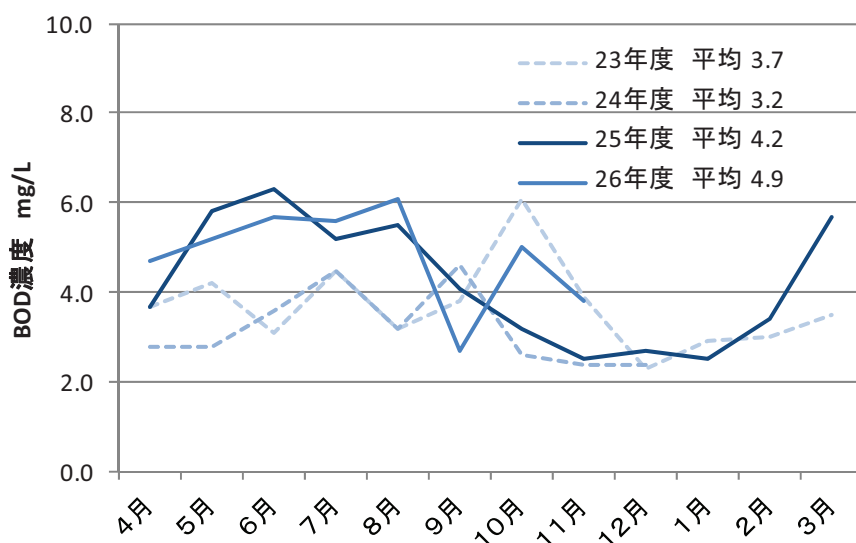
実証施設稼働前後の放流水全リンの推移を図資料 1-46 に示す。実証施設稼働前は0.1～0.4mg/L 程度であったに対し、平成 25 年度は0.2 mg/L 程度で推移した。平成 26 年度は0.5mg/L となっており若干高かった。ポリ鉄添加量を少なくしたため若干高い値となった可能性がある。



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。

2. 導入効果試算条件及びその他シナリオのケーススタディ

ガイドライン本編（§26）に示した導入効果について、従来技術・類似技術の試算条件、費用関数、算定条件を示す。また、本技術について、費用関数の作成に用いた DS7 t/日規模の施設における試算条件を示す。次に実証試験におけるDS 2.8t/日規模の実績、DS7 t/日規模の試算を用いて作成した費用関数について、設備や条件毎に整理した。

本技術の導入により脱水機に投入する汚泥固形物量が減少することから汚泥脱水に係るコストを削減できる可能性がある。脱水工程における建設費、維持管理費、エネルギー使用量および温室効果ガス排出量に関する費用関数、原単位を整理した。

ガイドライン本編（§15）に示した導入シナリオ例のうち、本編で導入効果の検討を行わなかったシナリオについてケーススタディを行った。

2.1 従来技術・類似技術の試算条件及び算出方法

従来技術・類似技術の試算条件及び算出方法について記載する。

2.1.1 建設費

建設工事費は表資料 2-1 に示す費用関数を用いて算出した。なお、流動焼却施設の費用関数に関しては、建設工事費デフレーターを用いて最新年度価格に補正した。

表資料 2-1 従来技術・類似技術の建設コスト算定式

設備	費用関数	備考	引用	
流動焼却施設	土木・建築	$Y(\text{億円}) = 1.361X_d^{0.380}$	Xd:施設規模 (t-wet/日) ($15 \leq X_d \leq 1000$)	※1
	機械設備	$Y(\text{億円}) = 1.888X_d^{0.597}$		
	電気設備	$Y(\text{億円}) = 0.726X_d^{0.539}$		
汚泥燃料化設備	土木・建築 機械・電気	$Y(\text{百万円}) = 277.74X_d^{0.5122}$	Xd:処理能力 (脱水汚泥 t-wet/日)	※2

※1 「バイオソリッド利活用基本計画策定マニュアル」国土交通省、社団法人日本下水道協会（平成16年3月）

※2 「下水汚泥エネルギー化技術ガイドライン（案）」国土交通省（平成23年3月）

表資料 2-2 建設工事費デフレーター

工事種別	平成22年度	平成15年度
下水道	104.4	97.6

出典：国土交通省 HP ⇒統計情報・白書⇒統計情報⇒建設工事関係統計データ

建設コストの年あたりの費用は、「バイオソリッド利活用基本計画策定マニュアル」（平成 16 年 3 月 国土交通省都市・地域整備局（社）日本下水道協会）の計算例に基づき以下の係数を乗じて算出した。

$$\text{建設費年価} = \text{建設費} \times i(1+i)^n / \{(1+i)^n - 1\} \dots \dots (2.1)$$

i : 利率 2.3%

n : 耐用年数 個別に設定（表資料 2-3 参照）

表資料 2-3 設備の耐用年数

設備		耐用年数
革新的技術	土木・建築	45 年
	機械設備	20 年
	電気設備	20 年
流動焼却設備	土木・建築	45 年
	機械設備	20 年
	電気設備	20 年
固形燃料化設備	一式	20 年

2.1.2 維持管理費

維持管理費は表資料 2-4 に示す費用関数を用いて算出した。維持管理費は電力、燃料、薬品費、補修費、人件費から構成されている。それ以外の固形燃料の販売、焼却灰の処分等に係る維持管理費を以下に示す。

表資料 2-4 従来技術・類似技術の維持管理費

設備		費用関数	出典
流動焼却施設	維持管理費（電力、燃料、薬品費、補修費、人件費）	$Y(\text{百万円/年}) = 0.287Q_y^{0.673}$ Q_y :年間処理脱水汚泥量 (t-wet/年)	※1
汚泥燃料化施設	維持管理費（電力、燃料、薬品費、補修費、人件費）	$Y(\text{百万円/年}) = 1.8697X + 96.31$ X :処理能力(脱水汚泥 t-wet/日)	※2

※1 「バイオソリッド利活用基本計画策定マニュアル」国土交通省、社団法人日本下水道協会（平成 16 年 3 月）

※2 「下水汚泥エネルギー化技術ガイドライン（案）」国土交通省（平成 23 年 3 月）

(1) 燃料生成率

汚泥燃料化施設における固形燃料生成率を表資料 2-5 に示す。

表資料 2-5 固形燃料生成率原単位

項目	単位	汚泥種類	原単位	出典
汚泥燃料化施設	% / t-wet	未消化汚泥	19.3	※
		消化汚泥	17.4	※

※1 「下水汚泥エネルギー化ガイドライン（案）」国土交通省（平成 23 年）

(2) 燃料運搬・販売コスト

汚泥燃料化施設で製造した固形燃料の運搬費・販売コストを表資料 2-6 に示す。

表資料 2-6 固形燃料の運搬・販売単価

項目	単位	原単位	出典
運搬	円 / t	2,000	ガイドライン設定値
販売	円 / t	105	ガイドライン設定値

(3) 焼却灰発生率

流動焼却施設における焼却灰発生率を表資料 2-7 に示す。脱水汚泥の設定有機分率に加湿分を考慮して設定した。

表資料 2-7 焼却灰発生率原単位

項目	単位	汚泥種類	原単位	備考
流動焼却施設	% / t-DS	未消化汚泥	23	ガイドライン設定値
		消化汚泥	43	ガイドライン設定値

(4) 灰処分コスト

焼却灰の処分コストを表資料 2-8 に示す。

表資料 2-8 燃料運搬・販売単価

項目	単位	原単位	備考
灰処分	円 / t	8,000	ガイドライン設定値

2.1.3 従来技術・類似技術の温室効果ガス排出量

従来技術・類似技術の温室効果ガス排出量の試算に必要な原単位を以下に示す。

(1) 処理場内における温室効果ガス排出量

設備稼働時に排出される温室効果ガス量を算出する。算出項目は以下の通りである。また、それぞれの消費及び発生原単位を以下に示す。排出係数について、本編 § 23「温室効果ガス排出量」表 3-13 を参照する。

① 電力

電力原単位を表資料 2-9 に示す。

表資料 2-9 従来技術・類似技術の電力原単位

項目	単位	原単位	出典
流動焼却施設	kwh/t-wet	100	※1
汚泥燃料化施設	kwh/t-wet	117	※2

※1 「下水汚泥エネルギー化ガイドライン（案）」国土交通省（平成 23 年）

※2 「汚泥熱分解燃料化マニュアル」財団法人下水道新技術推進機構（平成 22 年）

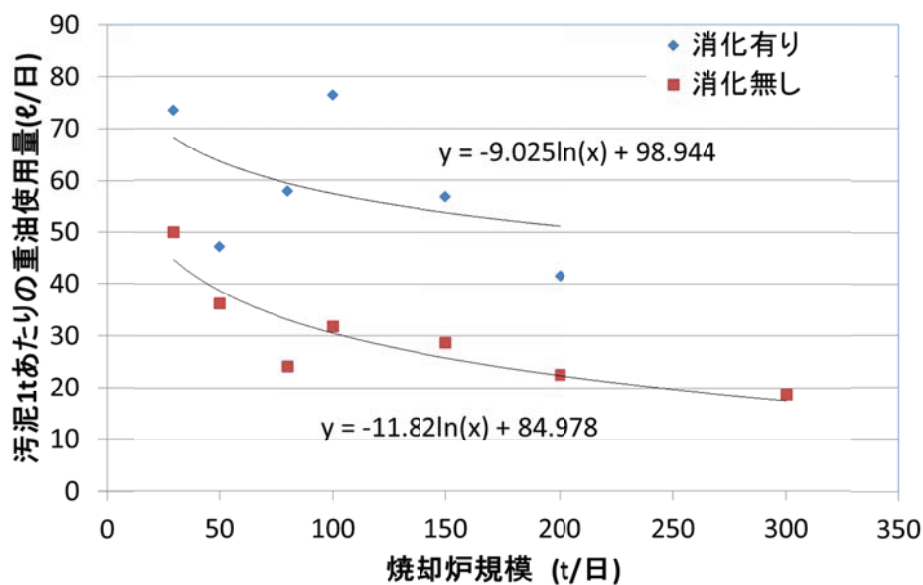
② 燃料使用量 (A 重油)

燃料使用量を表資料 2-10 に示す。汚泥燃料化施設に関しては稼働施設にアンケート調査を実施し、平均値を採用した。焼却施設の燃料使用量に関しては、下水道年報より抽出した規模別 A 重油使用量から作成した関数を用いて算出した (図資料 2-1)。

表資料 2-10 従来技術・類似技術の燃料使用量 (A 重油) 原単位

項目	単位	汚泥種類	原単位	備考
流動焼却施設	L/t-wet	未消化汚泥	$-11.82\ln(Qd) + 84.978$	ガイドライン設定値
		消化汚泥	$-9.025\ln(Qd) + 98.944$	ガイドライン設定値
汚泥燃料化施設	L/t-wet	未消化汚泥	77	ガイドライン設定値
		消化汚泥	77	ガイドライン設定値

Qd: 焼却炉規模 (t/日)



図資料 2-1 流動焼却炉施設の A 重油使用量原単位

③ N₂O 及び CH₄ 排出量

N₂O 及び CH₄ 排出量を表資料 2-11 に示す。

表資料 2-11 N₂O 及び CH₄ 排出量

項目	種類	単位	原単位	出典
流動焼却施設	N ₂ O	Kg-N ₂ O/t-wet	0.645	※
	CH ₄	Kg-CH ₄ /t-wet	0.0097	
汚泥燃料化施設	N ₂ O	Kg-N ₂ O/t-wet	0.02	

※ 「下水汚泥エネルギー化ガイドライン（案）」国土交通省（平成 23 年）

(2) 焼却灰・製造固形燃料の運搬に伴う排出量

製造した汚泥固形燃料の運搬により温室効果ガスが排出される。走行時の N₂O, CH₄ 発生原単位、軽油の温室効果ガス発生源単位は、本編 § 23 「温室効果ガス排出量」表 3-15, 表 3-16 を参照する。

焼却灰発生量は脱水汚泥処理量に表資料 2-7 焼却灰発生率原単位 を乗じて設定する。

固形燃料製造量は脱水汚泥処理量に表資料 2-5 固形燃料生成率原単位 を乗じて設定する。

走行距離 94.5km/回 (63km/日×1.5 (往復))

走行回数(回) = 固形燃料製造量・焼却灰発生量(t-wet/年)/10t (10t 車で運搬)

年間走行距離(km) = 94.5km/回×走行回数(回)

軽油使用量(L/年) = 年間走行距離(km)/5km/L

$$\begin{aligned} \text{走行時 N}_2\text{O 由来の排出量 (t-CO}_2\text{/年)} &= \text{走行時 N}_2\text{O 発生原単位 (kg-N}_2\text{O/km)} \\ &\quad \times \text{年間走行距離} \times \text{排出係数 (kg-CO}_2\text{/kg-N}_2\text{O)} \times 10^{-3} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{走行時 CH}_4\text{ 由来の排出量 (t-CO}_2\text{/年)} &= \text{走行時 CH}_4\text{ 発生原単位 (kg-CH}_4\text{/km)} \\ &\quad \times \text{年間走行距離} \times \text{排出係数 (kg-CO}_2\text{/kg-CH}_4\text{)} \times 10^{-3} \end{aligned}$$

$$\text{軽油燃料由来の排出量 (t-CO}_2\text{/年)} = \text{軽油使用量 (L/年)} \times \text{排出係数 (kg-CO}_2\text{/L)} \times 10^{-3}$$

(3) 固形燃料利用による排出量の縮減（場外利用）

汚泥燃料化施設で固形燃料を石炭代替等で使用した場合、利用先における温室効果ガスの排出量の縮減効果が見込める。

① 汚泥燃料利用時のエネルギー算出方法

汚泥燃料の発熱量を表資料 2-12 に示す。発熱量原単位に表資料 2-5 固形燃料生成率原単位 を乗じて汚泥燃料利用時のエネルギー代替効果を試算する。

表資料 2-12 汚泥燃料と石炭の発熱量

項目	単位	汚泥種類	原単位	出典
汚泥燃料	MJ/kg-wet	未消化汚泥	16.7	※
		消化汚泥	13.8	
石炭	GJ/t	-	28	

※ 「下水汚泥エネルギー化ガイドライン（案）」国土交通省（平成 23 年）

② 石炭代替効果の試算方法

石炭代替効果の試算方法を以下に示す。また、石炭の排出係数を表資料 2-13 に示す。

温室効果ガスの縮減量 (t-CO₂/年)

$$= - \text{燃料製造量(t/年)} \times \text{燃料のエネルギー(GJ/t-wet)}$$

$$/ \text{石炭のエネルギー(GJ/t)} \times \text{排出係数(kg-CO}_2\text{/kg)}$$

表資料 2-13 石炭の排出係数

項目	単位	排出係数	出典
石炭	t-CO ₂ /t	2.41	※

※ 「下水汚泥エネルギー化ガイドライン（案）」国土交通省（平成 23 年）

(4) 処理設備の建設・解体・廃棄に伴う温室効果ガス排出量

建設段階、解体・廃棄段階の温室効果ガス排出量については、「下水道における LCA 適用の考え方（平成 22 年 2 月 国土交通省国土技術政策総合研究所）」の終末処理場における環境負荷量 (LC-CO₂) の算定事例から、建設段階 19.3%、供用段階 80.2%、解体・廃棄 0.5%の比率で換算し算出した。

2.1.4 従来技術・類似技術のエネルギー消費量

(1) 処理場内におけるエネルギー消費量

設備稼働時に排出されるエネルギー消費量を算出する。電力のエネルギー原単位については、本編 § 22「エネルギー消費量の算定」表 3-11 を参照する。A 重油の原単位を表資料 2-14 に示す。

① 電力由来のエネルギー消費量

電力由来のエネルギー消費量(GJ/年)

$$= \text{電力使用量(kWh/年)} \times \text{エネルギー原単位(MJ/kWh)} / 1000$$

② A重油由来のエネルギー消費量

A重油由来のエネルギー消費量(GJ/年)

$$= \text{A重油使用量(kL/年)} \times \text{エネルギー原単位(MJ/L)}$$

(2) 焼却灰・製造固形燃料の運搬に伴うエネルギー消費量

焼却灰の処分や汚泥固形燃料を燃料利用施設に運搬する際に要する軽油使用量に伴うエネルギー消費量を算出する。軽油のエネルギー原単位を表資料 2-14 に示す。

$$\text{エネルギー消費量 (GJ/年)} = \text{軽油使用量 (L/年)} \times \text{軽油原単位 (MJ/L)} / 1000$$

表資料 2-14 A 重油・軽油のエネルギー原単位

項目	単位	エネルギー原単位	出典
A 重油	MJ/L	39.1	※
軽油	MJ/L	37.7	※

※「算定・報告・公表制度における算定方法・排出係数一覧」環境省地球環境局地球温暖化対策課のウェブサイト

(3) 固形燃料利用による排出量の縮減（場外利用）

汚泥燃料化施設で固形燃料を石炭代替等で使用した場合、利用先におけるエネルギー縮減効果が見込める。固形燃料のエネルギー原単位は表資料 2-12 に示すとおり。

$$\text{エネルギー消費量の縮減 (GJ/年)} = - \text{燃料製造量(t/年)} \times \text{固形燃料のエネルギー(GJ/t-wet)}$$

2.2 革新的技術の試算条件及び算出方法

本技術の費用関数の根拠として DS 7 t/日規模の試算を行った。DS 7 t/日进行处理する革新的技術の試算条件を表資料 2-15 に示す。VS 分解率等の各試算条件については実証結果を基に設定した。以下に積上方法を記載する。

表資料 2-15 DS 7 t/日処理規模条件

	単位	条件設定
① 投入汚泥条件		
汚泥種		混合濃縮汚泥
日最大流入下水量	m ³ /日	31,250
日平均流入下水量	m ³ /日	25,000
濃縮汚泥発生量	m ³ /日	200
濃縮汚泥濃度	%	3.5
汚泥固形物発生量	t-DS/日	7
有機分率 (VS/DS)	%	84
有機 SS 分率 (VSS/VS)	%	90.6
全有機物量	t-VS/日	5.88
有機 SS 物量	t-VSS/日	5.33
無機物量	t/日	1.12
② 試算条件		
VS 分解率	%	59.2
VSS 分解率	%	66.4
バイオガス発生量	m ³ /kg-VS	0.48
メタンガス濃度	%	62.7
脱水汚泥含水率	%	66.2
固形燃料含水率	%	40
③ 試算結果		
消化汚泥中 VS 量	t-VS/日	2.4
消化汚泥中 VSS 量	t-VSS/日	1.79
消化汚泥中固形物量	t-DS/日	3.52
消化汚泥中 SS 量	t-SS/日	2.91
バイオガス発生量	Nm ³ /日	2,805 ※1
脱水汚泥量	t-wet/日	8.2
乾燥汚泥量	t-wet/日	4.6

※1 消化ガス温度 15 °C, 圧力 500 mmH₂O として換算

2.1.2 建設コスト算定の方法

実証施設における実績をもとに DS 7 t/日処理設備における機器の仕様を決定し、積上げにより算出した。主要機器および仕様について表資料 2-16 に示す。また、主要機器の仕様より算出したコストについて表資料 2-17 に示す。

表資料 2-16 革新的技術の主要機器一覧

機 器 名 称	型式	仕様 (1台あたり)	動力	数量	備考
			kW/台	台	
熱回収ヒータ	シェル&チューブ式	伝熱面積 51 m ²	-	2	1台稼働
プレ脱水機	ロータリスクリーン	処理能力 10 m ³ /h	3.7	1	
プレ脱水スラリポンプ	一軸偏心ねじポンプ	1.2 m ³ /h, 揚程 168 m	5.5	4	3台稼働
水熱反応器	循環型連続式水熱反応器	伝熱面積 17.9 m ²	-	4	3台稼働
反応器循環ポンプ	遠心ポンプ	340 m ³ /h, 揚程 27 m	45	4	3台稼働
消化槽	鋼板製固定床担体充填型	容量 550 m ³	-	3	
消化液循環ポンプ	遠心ポンプ	170 m ³ /h, 揚程 20 m	11	3	
消化液旋回ポンプ	遠心ポンプ	170 m ³ /h, 揚程 20 m	11	3	
ドライヤ	パドル式ドライヤ	250 kg-wet/h	5.5	1	
特圧蒸気ボイラ	貫流ボイラ	換算蒸発量 750 kg/h	17.7	3	
燃焼脱臭炉	直接燃焼式	処理風量 34 m ³ /min	7.5	1	
特圧排熱ボイラ	排熱ボイラ	換算蒸発量 290 kg/h	15.5	1	

表資料 2-17 主要設備建設費算出

項 目	建設費 (千円)	耐用年数	年価 (千円)
<機械設備合計>	1,116,193	20	70,255
汚泥受入設備	110,817	20	6,975
水熱反応設備	105,362	20	6,632
高速消化設備	481,135	20	30,283
乾燥設備	87,073	20	5,480
ボイラ設備	157,683	20	9,925
脱臭設備	59,774	20	3,762
薬注・UT 設備	29,178	20	1,837
附帯設備 (バルブ他)	85,172	20	5,361
<電気計装設備合計>	174,070	20	10,956
<土木建築設備合計>	255,137	45	9,161
革新的技術建設費合計	1,545,400	-	90,372

2.1.3 維持管理コスト算定の方法

本技術を導入した場合の想定される維持管理コスト算定にあたっては、各維持管理項目の費用関数を用いて積上げることによってコスト総額を算出する。維持管理項目は人件費、電力、薬品、燃料、補修・点検、販売・運搬であり、これらを積み上げて維持管理費全体の費用関数を算定した。

維持管理コスト算定に当たってのユーティリティー単価一覧表を表資料 2-18 に示す。これら単価については、導入を検討している下水処理場の実態に合わせることを望ましい。

表資料 2-18 ユーティリティー単価

項目	単価	単位
電力	12	円/kWh
LPG 熱量 50.8 GJ/t	108,000	円/t
高分子凝集剤	500,000	円/t
ポリ硫酸第二鉄 (11%)	53,000	円/t
苛性ソーダ (20%)	42,000	円/t
硫酸 (70%)	45,000	円/t
次亜塩素酸ソーダ (12%)	45,000	円/t
脱硫剤	150,000	円/ t

(1) 人件費

人件費の内訳を表資料 2-19 に示す。運転人員は3名/班3交替勤務，日勤1名の増員とし，従来技術・類似技術と同等の人員を想定した。

表資料 2-19 革新的技術の運転操作監視業務人件費

	基準 人数	基準 日数	基準 勤務 数	年間 延べ 業務 人数	職種	比率 (%)	計算値 (人)	計上値 (人)	単価 (千円)	金額 (千円)
中央監視 24 h 連続業務 3班3交替	3	365	1,095	3,285	総括責任者	5	164.3	164	26.3	4,313
					副総括	5	164.3	164	23.2	3,805
					主任	10	328.5	328	20.3	6,658
					技術員	60	1971.0	1971	18.1	35,675
					技能員	20	657.0	657	15.2	9,986
					その他	-				
					人数計	-		3,284		60,438
汚泥監視 昼間勤務	1	241	-	241	総括責任者	5	12.05	12	24.9	298.8
					副総括	5	12.05	12	22.0	264.0
					主任	10	24.1	24	19.2	460.8
					技術員	60	144.6	145	17.2	2,494.0
					技能員	20	48.2	48	14.4	691.2
					その他	-				
					人数計	-		241		4,209
合 計									64,647	

出典：「下水道施設維持管理積算要領 2011 年版」（社団法人 日本下水道協会）

(2) 電力コスト

積上げ方式により DS=7 t/日規模施設の電力使用量を試算した。試算結果を表資料 2-20 に示す。個別機器に必要な能力・仕様に応じた機種を選定し、電動機出力を算定した。

負荷率については、実証施設における運転データをもとに、個別機器の負荷率を設定した（資料編、表資料 1-20）。電力消費量の算出については、「下水道における LCA 適用の考え方」（国総研資料 579 号）に従って、式 (2.2) により算出した。

圧力容器の法定点検が必要であるため水熱反応器の稼働日数は 360 日であるが、予備の水熱反応器を設置していることから、複数台ある水熱反応器の法定点検時期をずらすことで連続稼働が可能であるため 365 日として試算した。

$$E = N_d \times N_t \times R_l \times P_m \times N_m \dots \dots (2.2)$$

E : 電力消費量 (kWh/年)

N_d : 年間稼働日数 (365 日)

N_t : 稼働時間 (h/日)

R_l : 負荷率 (実証データより個別機器ごとに設定)

P_m : 電動機容量 (kW/台)

N_m : 機器台数 (台)

出典:「下水道における LCA 適用の考え方」(平成 22 年 2 月 国土交通省国土技術政策総合研究所)

表資料 2-20 革新的技術の電力使用量積算(抜粋)

機 器 名 称	型式	稼働率	負荷率	動力	電力
		%	%	kW	kWh/日
プレ脱水機	ロータリスクリーン	100	50	3.7	44.4
プレ脱水スラリポンプ A	一軸偏心ねじポンプ	100	75	5.5	99.0
反応器循環ポンプ A	遠心ポンプ	100	70	45	756.0
消化液循環ポンプ A	遠心ポンプ	100	70	11	184.8
消化液旋回ポンプ A	遠心ポンプ	100	70	11	184.8
ドライヤ	パドル式ドライヤ	100	50	5.5	66.0
造粒機	加圧成型	70	80	22	295.7
特圧蒸気ボイラ A	貫流ボイラ	100	55	17.7	233.6
燃焼脱臭炉	直接燃焼式	100	55	7.5	99.0
特圧排熱ボイラ	排熱ボイラ	20	55	15.5	40.9
以下省略					
電力使用量試算合計				607	6,453

(3) 薬品コスト

薬品コストの算出に用いた薬品使用量を表資料 2-21 に示す。プレ脱水機で使用する高分子凝集剤添加率について、実証データ平均値で 0.6%程度であったが、当該処理場の有機分率が 88.4%と高いことから一般的な脱水機の高分子凝集剤と同等と判断し、0.47%と設定した。

脱水機で使用する高分子凝集剤及びポリ硫酸第二鉄添加率は、実証データ平均値から 1.56%, 19.2%と設定した。

脱臭設備の薬品使用量については、燃焼脱臭炉を設置した冬季データをもとに DS=7 t/日規模施設の建屋容積の比率で試算を行った。

表資料 2-21 実証施設における薬品使用量

項 目		単 位	夏季	秋季	冬季	試算条件
F S の 考 え 方 (薬 品 類)	プレ脱水高分子	対 TS%	0.59	0.57	0.65	0.47
	最終脱水高分子	対 TS%	1.3	1.6	1.7	平均データ : 1.56
	ポリ硫酸第二鉄	対 TS%	19.4	22.6	15.9	平均データ : 19.2
	硫酸	kg/日	2.6	2.6	4.3	実証施設に対する DS7 t の 建屋容積比を乗じて算出 6174 m ³ /4264 m ³ =1.4 倍 使用量=冬季×1.4 とする。
	苛性ソーダ	kg/日	11.6	14.8	3.1	
	次亜塩素酸ソーダ	kg/日	135.6	116.6	17.1	

(4) 燃料コスト

実証施設における電力を除く消費エネルギーを算出し、試算対象規模でのエネルギー使用量を算出する。プロセスにおいて使用するエネルギーおよび回収する消化ガスのエネルギーにより LPG 使用量を試算した。算出根拠については、表資料 1-19 を参照する。

(5) 補修・点検コスト

機械設備・電気設備については建設費の1.5%、土木・建築設備については建設費の0.5%として算出した。また、点検費・補修費には、法令点検費：労働安全衛生法「ボイラ及び圧力容器安全規則」第5節 性能検査の項に準ずる検査費用を見込んだ。

(6) 販売・運搬コスト

DS 7 t/日規模施設の試算については販売側の収入は見込まず、固形燃料の運搬費のみを計上した。試算条件を表資料 2-22 に示す。固形燃料の輸送単価は、「下水汚泥エネルギー化技術ガイドライン（案）」（国土交通省都市・地域整備局下水道部）実績をもとに算出した。固形燃料の利用施設の設置費用および灰処理費用等、利用側において発生する費用については考慮しない。

表資料 2-22 固形燃料の販売収益および運搬費試算

項目	試算数値	単位	備考
1) 固形燃料製造			
固形燃料製造量	4.6	t/日	
	1,682	t/年	
含水率	40	%	
固形物量(Dry)	2.76	t/日	
	1,009	t/年	
2) 固形燃料販売収益			
固形燃料単価	0	円/t	燃料単価は、0円とする。
販売収益	0	円/年	固形燃料製造量×単価
3) 固形燃料 燃料運搬費			
固形燃料運搬単価	2,000	円/t	表資料 2-6
燃料運搬費	3,363,436	円/年	固形燃料製造量×運搬単価
距離	94	km	62.9 km/日×1.5 (往復)
10 t 車走行回数	168.2	回/年	10 t /回の輸送として算出
10 t 車走行距離	15,811	km/年	距離×10 t 走行回数
軽油使用量	3,162	L/年	5 km/L × 10 t 走行距離

2.3 費用関数・原単位の整理

2.3.1 建設費の費用関数

実証施設における実績および DS 7 t/日処理規模における試算から求めた建設費の費用関数を表資料 2-23 に示す。乾燥設備を導入せずに脱水汚泥のまま外部搬出するケースを想定し、乾燥設備抜きの費用関数も作成した。なお、建設年価換算に当たり、「バイオソリッド利活用基本計画策定マニュアル」（平成 16 年 3 月国土交通省都市・地域整備局（社）日本下水道協会）の計算例に基づき以下の係数を乗じて算出した。耐用年数は表資料 2-3 を用いた。

$$\text{建設費年価} = \text{建設費} \times i(1+i)^n / \{(1+i)^n - 1\}$$

i : 利子率 2.3%, n : 耐用年数

表資料 2-23 建設費の費用関数

		建設費（百万円）	建設年価（百万円）
革新技術	機械設備	353.2 Dd ^{0.591}	22.2 Dd ^{0.591}
	電気設備	108.3 Dd ^{0.244}	6.82 Dd ^{0.244}
	土木設備	95.15 Dd ^{0.507}	3.42 Dd ^{0.507}
	合計	548.4 Dd ^{0.532}	31.6 Dd ^{0.542}
革新技術 (乾燥設備を除く)	機械設備	323.8 Dd ^{0.598}	20.4 Dd ^{0.598}
	電気設備	99.3 Dd ^{0.250}	6.25 Dd ^{0.250}
	土木設備	90.9 Dd ^{0.515}	3.27 Dd ^{0.515}
	合計	506.5 Dd ^{0.539}	29.3 Dd ^{0.543}

2.3.2 維持管理費の費用関数

実証施設における実績および DS 7 t/日処理規模における試算から求めた維持管理費に関連する費用関数を本編 § 21 「導入コストの算定」に記載している。維持管理費の費用関数を表資料 2-24 に示す。製造する固形燃料の引渡場所、乾燥設備を設置しない場合、脱水汚泥のままの流通も考慮した。

表資料 2-24 維持管理費の費用関数

	維持管理費（百万円/年）
燃料運搬込み	43.20 Dd ^{0.576}
燃料運搬を除く	43.05 Dd ^{0.563}
乾燥設備を除く	39.03 Dd ^{0.592}
脱水汚泥運搬、乾燥設備を除く	38.41 Dd ^{0.575}

2.3.3 撤去（解体・廃棄）費用

撤去（解体・廃棄費用）については建設費の10%とし、耐用年数で除して年価換算する。

2.3.4 ライフサイクルコストの算出方法及び費用関数

建設コストおよび維持管理コストに撤去（解体・廃棄）コストを足し合わせることによって、LCCを算出する。

2.3.5 温室効果ガス排出量の算定

本編 § 23「温室効果ガス排出量の算定」を参照する。

2.3.6 エネルギー消費量の算定

本編 § 22「エネルギー消費量の算定」を参照する。

2.4 脱水工程における費用関数及び原単位

本技術の導入により脱水機に投入する汚泥固形物量が減少することから汚泥脱水に係るコストが削減できる可能性がある。スクリーンプレス脱水機を用いた脱水試験にて、コスト削減が示唆される結果となった。そこで、脱水に係る建設費、維持管理費、エネルギー使用量および温室効果ガス排出量に関する試算に必要な費用関数、原単位を整理した。

2.4.1 脱水工程における費用関数

脱水工程の費用関数を表資料 2-25 に示す。

表資料 2-25 脱水工程の費用関数

		費用関数	出典
建設費	機械設備	$Y(\text{百万円/年}) = 3.454 Qd^{0.373} \times (104.4/97.6)$ Qd : 計画汚泥処理量 (1%換算) m ³ /日	※
	土木設備	$Y(\text{百万円/年}) = 0.769 Qd^{0.444} \times (104.4/97.6)$ Qd : 計画汚泥処理量 (1%換算) m ³ /日	
維持管理費 (電力, 燃料, 薬品費, 補修費, 人件費)		$Y(\text{百万円/年}) = 0.039 Qy^{0.596} \times (104.4/97.6)$ Qy : 年間汚泥処理量 (1%換算) m ³ /年	

※「バイオソリッド利活用基本計画策定マニュアル」国土交通省，社団法人日本下水道協会（平成16年3月）

2.4.2 脱水工程における原単位

脱水工程の電力使用量原単位を表資料 2-26 に示す。従来技術・類似技術の混合濃縮汚泥の脱水機試算は、高分子凝集剤添加率 0.47%-TS とした。本技術の凝集剤添加率は表資料 2-20 に示す通りである。

表資料 2-26 脱水工程の電力消費量原単位

項目	単位	原単位	備考
電力	kWh/t-wet	15	ガイドライン設定値

2.5 その他シナリオのケーススタディ

ガイドライン本編に示した導入シナリオ例（§15）のうち、本編で導入効果の検討を行わなかったシナリオ（2）～（4）についてケーススタディを行った。

まず、導入検討事例Ⅰとして（2）、（4）の検討を行った。これらのシナリオは脱水または乾燥処理した汚泥を外部搬出するものである。

次に、導入検討事例Ⅱとして（3）、（4）についての検討を行った。実証研究にて汚泥減量効果、脱水機運転時間の短縮が見込まれたため、これらの更新時期に併せて革新技術を導入し、更新に係る建設コストの低減効果を見込むものである。また、脱水汚泥の含水率を低くできるため、補助燃料使用量の削減効果が見込める。

2.5.1 導入検討事例Ⅰ（本編シナリオ（2），（4））

比較的小規模の処理場で発生する下水汚泥を産業廃棄物として排出している処理場に対し、本技術を導入した際の汚泥処分費削減効果を試算した。このような小規模処理場では石炭火力発電所のような大口の需要家への燃料供給を保障する既存の汚泥固形燃料化事業スキームが見込めないため、製造した固形燃料を地域で流通させる重要な取組となる。

（1）設定条件

脱水汚泥 50t/日の処理場を対象に汚泥処分費を試算した。設定ケースを表資料 2-27 に示す。稼働率は 365 日/年の条件で比較を行った。また、電力費や凝集剤使用量・費用については本資料で記載した値を用いた

ケース 1 およびケース 2 は本技術で処理した汚泥を地域で消費するスキーム（地産地消）を想定している。ケース 1 は本技術を導入して固形燃料を固形燃料・肥料として、処理場にて有価販売するスキームを想定する。ケース 2 は本技術をのち水熱処理工程，消化工程までを導入し，脱水汚泥を肥料として無償配付することを想定した。

ケース 3 地産地消を目的に本技術を導入したが、事業初期の需要喚起・創造が十分でない場合や農閑期の需要がない期間などを想定して、脱水汚泥若しくは固形燃料を産業廃棄物処分することを想定した。

表資料 2-27 導入検討事例Ⅰ 設定条件

	濃縮汚泥 処理量	汚泥処理構成		設定含水率		汚泥の最終利用	
		革新技術 (水熱・消化)	革新 技術 (乾燥)	脱水汚泥	乾燥汚泥	最終処分状 況	価格 (円/t)
ケース1	289m ³ /日 含水率96.5% 10.1 t-ds/日	○	○	66%	40%	燃料、肥料とし て販売	100
ケース2			—	66%	—		0
ケース3-1			○	66%	40%	産廃処分	-16,000
ケース3-2			—	66%	—		-16,000

(2) 建設費・維持管理費の試算方法

本試算に用いた建設費・維持管理費の費用関数を表資料 2-28 に示す。ケース 1、ケース 3-1 は乾燥を含む革新技術の費用関数を、ケース 2、ケース 3-2 は乾燥を含まない革新技術の費用関数を用いた。本試算では脱水設備の建設費についても計上した。

表資料 2-28 建設費・維持管理費の試算に用いた費用関数 (百万/年)

		設備内訳	費用関数	引用文献
建設費	革新技術 (水熱・消化・乾燥)	機械設備	$22.2 Dd^{0.591}$	表資料 2-23
		電気設備	$6.82 Dd^{0.244}$	
		土木建築設備	$3.42 Dd^{0.507}$	
	革新技術 (水熱・消化)	機械設備	$20.4 Dd^{0.598}$	表資料 2-23
		電気設備	$6.25 Dd^{0.250}$	
		土木建築設備	$3.27 Dd^{0.515}$	
	脱水設備	機械設備	$3.454 Qd^{0.373}$	バイオソリッド利活用基本計画策定マニュアル 平成16年3月
		土木建築設備	$0.769 Qd^{0.444}$	
	維持管理費	革新技術 (水熱・消化・乾燥)		$43.05 Dd^{0.563}$
革新技術 (水熱・消化)		$38.41 Dd^{0.575}$		
脱水設備		$0.039 Qy^{0.596}$	バイオソリッド利活用基本計画策定マニュアル 平成16年3月	

Dd: 日発生濃縮汚泥固形分

Qd: 日投入汚泥量 濃度1%換算値

Qy: 年投入汚泥量 濃度1%換算値

(3) 汚泥処理コストの試算結果

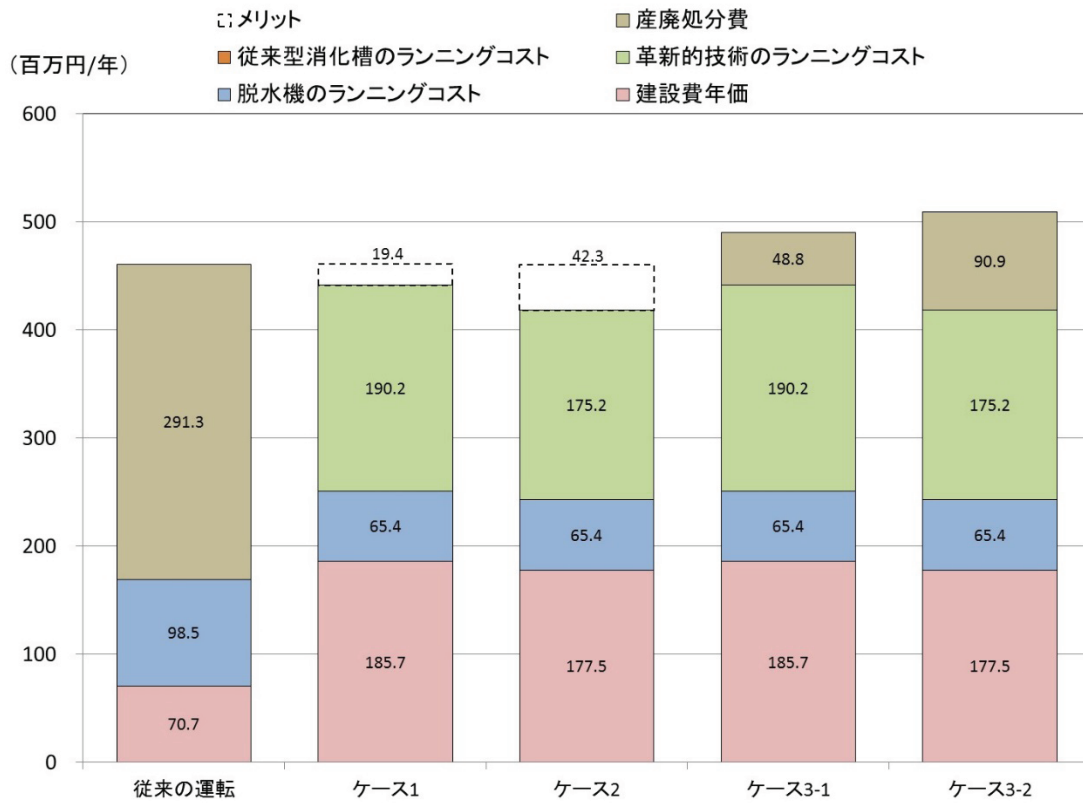
導入検討事例 I の汚泥処理コスト試算結果を表資料 2-29、図資料 2-2 に示す。各ケースで最終的に発生する乾燥汚泥または脱水汚泥量は、通常の脱水設備で脱水する従来処理で 50t-wet/日であるのに対し、革新技術の乾燥まで行うケース 1、ケース 3-1 では 10.7-wet/日、乾燥を行わないケース 2、ケース 3-2 では 16.2-wet/日となった。

建設年価および維持管理費の合計の年間コストを比較すると、革新技術を導入するケースではケース 1、ケース 2 のように汚泥を固形燃料や肥料として流通させるケースで従来よりも汚泥処理コストが低くなった。一方で、ケース 3 のように革新技術を導入して産業廃棄物として処分する場合は汚泥処理コストが高くなった。

このように製造した固形燃料（乾燥汚泥）、脱水汚泥の地域における流通が見込める場合、本試算では汚泥処理コストの低減が見込まれた。なお、特に脱水設備の効果については、機種により建設費低減効果や維持管理費低減効果が異なることが予想されるため、検討が必要となる。

表資料 2-29 導入検討事例 I 汚泥処理コストの試算結果

			単位	従来	ケース1	ケース2	ケース3-1	ケース3-2	
濃縮汚泥量			t-ds/日	14.0	14.0	14.0	14.0	14.0	
			t-ss/日	12.6	12.6	12.6	12.6	12.6	
水熱消化汚泥量			t-ds/日	—	6.4	6.4	6.4	6.4	
			t-ss/日		5.8	5.8	5.8	5.8	
脱水汚泥量			t-wet/日	49.9	16.2	16.2	16.2	16.2	
乾燥汚泥量			t-wet/日	—	10.7	—	10.7	—	
建設 年価	革新技術	機械設備	百万円/年	—	105.8	98.8	105.8	98.8	
		電気設備		—	13.0	12.1	13.0	12.1	
		土木建築設備		—	13.0	12.7	13.0	12.7	
		合計		—	131.8	123.6	131.8	123.6	
	脱水機	機械設備		51.5	39.8	39.8	39.8	39.8	
		土木建築設備		19.2	14.1	14.1	14.1	14.1	
		合計		70.7	54.0	54.0	54.0	54.0	
	合計			70.7	185.7	177.5	185.7	177.5	
	維持 管理 費	革新的技術維持管理		—	190.2	175.1733	190.2	175.1733	
		脱水維持管理		98.5	65.4	65.4	65.4	65.4	
燃料販売(収入)		—	▲ 0.3	—	—	—			
廃棄物処分		291.3	—	—	62.7	94.6			
合計		389.7	255.3	240.5	318.2	335.1			
年間コスト			百万円/年	460.4	441.0	418.1	504.0	512.6	



図資料 2-2 導入検討事例 I の試算結果

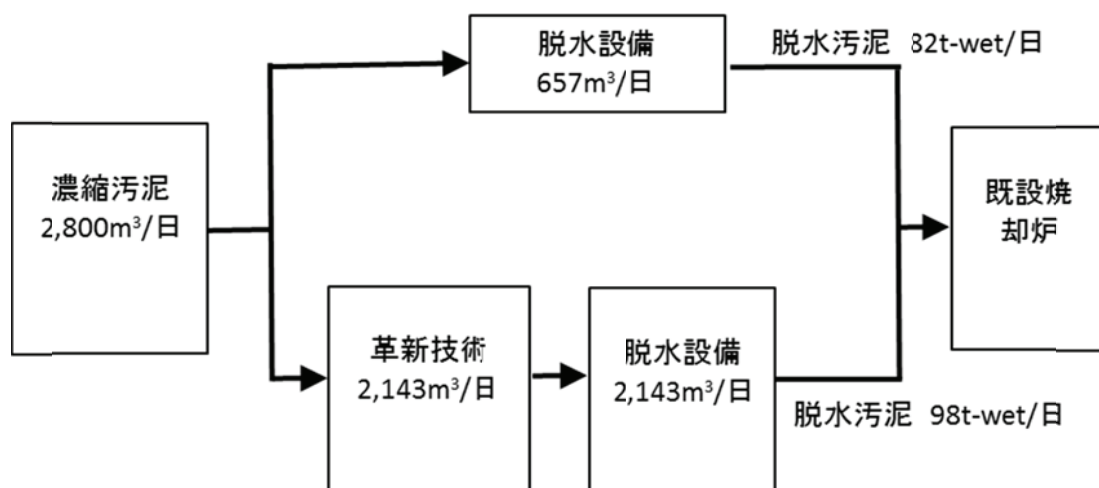
2.5.2 導入検討事例Ⅱ（本編シナリオ（3），（4））

流動焼却施設を複数基所有する大規模処理場において、流動焼却炉の更新時に代替技術として本技術を導入して発生濃縮汚泥の一部を処理することで脱水汚泥発生量の削減を図るものである。また、脱水機投入固形物量の削減による脱水コスト、脱水汚泥含水率の低下による補助燃料使用量の削減が見込まれる。

（1）設定条件

濃縮汚泥量 $2,800\text{m}^3/\text{日}$ を脱水し、焼却処理している下水処理場を対象に汚泥処理コストの検討を行った。対象下水処理場では流動焼却施設 3 基保有しており、流動焼却炉の処理能力は $180\text{t-wet}/\text{日}$ である。3 基のうち 1 基の更新に際して、そのまま「従来：流動焼却施設を更新する場合」と「本技術導入：本技術（乾燥機なし）により脱水汚泥発生量の削減する場合」の汚泥処理コストを比較した。

本検討事例における設定条件を表資料 2-30 に示す。本技術を導入するケースでは発生濃縮汚泥 $2,800\text{m}^3/\text{日}$ のうち $2,143\text{m}^3/\text{日}$ を本技術で処理し、残りは従来通り脱水する。従来ケースでは脱水汚泥量が $349\text{t-wet}/\text{日}$ となるのに対し、本技術は $180\text{t-wet}/\text{日}$ となった。両ケースとも焼却炉 1 台停止させる運転となる。



図資料 2-3 導入検討事例Ⅱの処理フロー

表資料 2-30 設定条件

		単位	従来	革新的技術 導入
共通 条件	1) 濃縮汚泥量	m ³ /日	2,800	
	2) 濃縮汚泥有機物比率	%	84.0	
	3) 濃縮汚泥固形分率	%	3.5	
	4) 濃縮汚泥の固形分量	t-DS	98.0	
	5) 濃縮汚泥のSS(DSの90%)	t-SS	88.2	
革 新 的 技 術	1) 処理濃縮汚泥量	m ³ /日	-	2,143
	2) 処理固形分量	t-DS		75
	3) 水熱消化後のVS分解率	%		59.0
	4) 水熱消化後のVSS分解率			64.3
	5) 水熱消化後のDS量	t-DS		37.8
	5) 水熱消化後のSS	t-SS		34.9
脱 水 設 備	1) 濃縮汚泥 固形分1% 換算流量	m ³ /日	9,800	2,300
	2) 水熱消化汚泥 固形分1% 換算流量	m ³ /日	-	3,783
	3) 混合汚泥 脱水汚泥含水率	%	76.0	76.0
	4) 水熱消化汚泥 脱水汚泥含水率		-	66.0
	5) 脱水時の固形分回収率	%	95	
	6) 脱水汚泥量	t-wet/日	349	179
焼却	焼却炉稼働基数	基	2	1
	焼却炉停止基数	基	1	1
焼却炉投入汚泥含水率 %			76	69.8
焼却炉投入汚泥有機分 %			84	71.1

(2) 建設費・維持管理費の試算方法

本試算に用いた建設費・維持管理費の試算方法を表資料 2-31 に示す。本試算では更新設備は流動焼却炉 1 基として、脱水機や既設の流動焼却炉 2 基の建設費は計上しなかった。一方、維持管理費については、脱水機及び既設の流動焼却炉のものも計上した。また、本技術を導入することで脱水汚泥の含水率が低下し自燃領域になるため、流動焼却炉における補助燃料削減が想定される。本試算では脱水汚泥が自燃するものと考え、維持管理費から A 重油使用量削減効果を見込んだ。なお、本技術の稼働日数は 360 日/年であるため、稼働率を考慮した規模の建設費を計上した。

表資料 2-31 建設費・維持管理費の試算方法

		設備内訳	費用関数	引用文献
建設費	革新技術 (水熱・消化)	機械設備	$20.4 Dd^{0.598}$	表資料2-23
		電気設備	$6.25 Dd^{0.250}$	
		土木建築設備	$3.27 Dd^{0.515}$	
	流動焼却設備	機械設備	$11.88 Xd^{0.380}$	バイオソリッド利活用基本計画策定マニュアル」平成16年3月 表資料2-1から算出
		電気設備	$4.57Xd^{0.597}$	
		土木建築設備	$4.89Xd^{0.539}$	
維持管理費	革新技術(水熱・消化)		$38.41 Dd^{0.575}$	表資料2-24
	流動焼却設備		$0.287 Qy^{0.673}$	バイオソリッド利活用基本計画策定マニュアル」平成16年3月
	脱水設備		$0.039 Qy^{0.596}$	
	A重油使用量削減		$25L \times A \text{重油} 91\text{円/L} \times \text{脱水汚泥処理量}$	

Xd: 日発生脱水汚泥量

Dd: 日発生濃縮汚泥固形分

Qy: 年投入汚泥量 濃度1%換算値

(3) 汚泥処理コストの試算結果

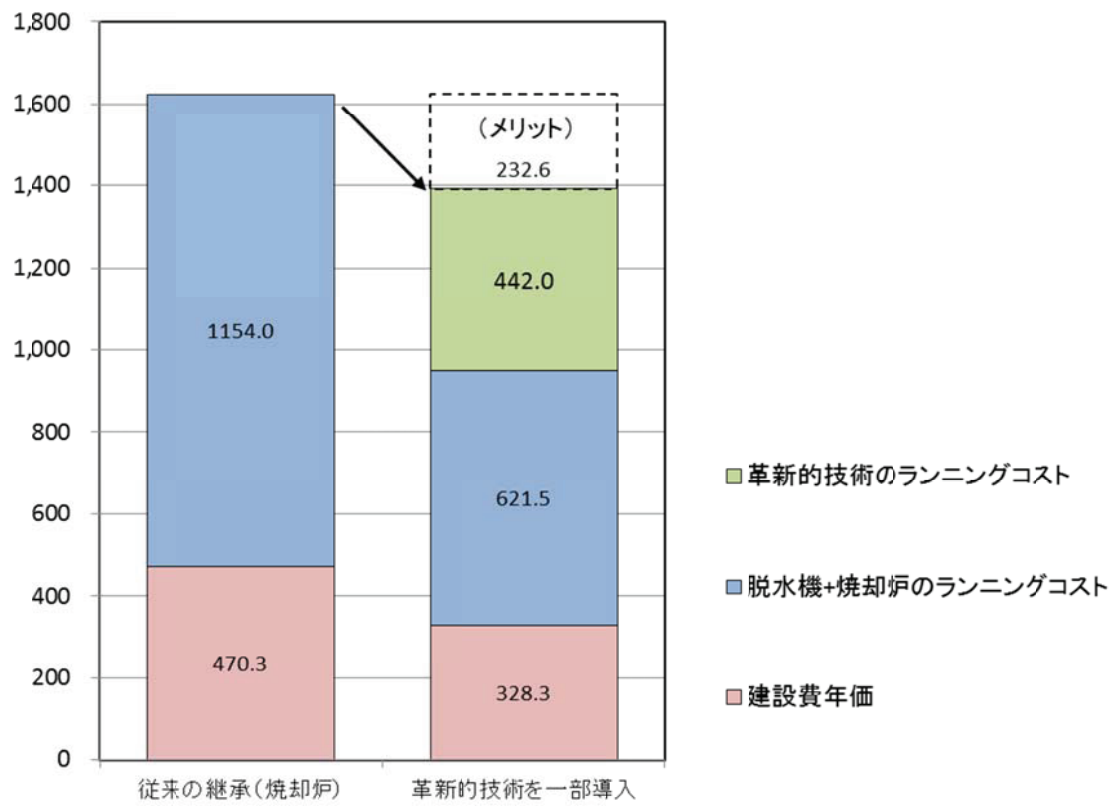
汚泥処理コストの試算結果を表資料 2-32 に示す。この試算例では、従来のおり流動焼却施設を更新する場合の年価が 1,624 (百万円/年) であるのに対し、本技術は 1391.7 (百万円/年) まで圧縮できる試算となった。このシナリオは規模やエネルギー単価等によって結果が異なってくるため、実際には処理場毎に検討が必要である。また、本試算では汚泥乾燥をしていないため、余剰消化ガスがある。余剰消化ガスによる資源回収効果も期待できる。

表資料 2-32 検討結果例

		項目	金額	単位
焼却炉方式の継続(1基更新)	建設費	1) 機械設備	41.92	億円
		2) 電気設備	11.93	億円
		3) 土木建築設備	9.79	億円
		合計	63.64	億円
	年価	1) 機械設備	263.8	百万円/年
		2) 電気設備	126.2	百万円/年
		3) 土木建築設備	80.3	百万円/年
		合計	470.3	百万円/年
	維持管理	1) 焼却炉維持管理費	840.0	百万円/年
		2) 脱水維持管理費	314.0	百万円/年
		合計	1154.0	百万円/年
年価+維持管理			1624.3	百万円/年

		項目	金額	単位
革新的技術の導入	建設費	1) 機械設備	37.72	億円
		2) 電気設備	2.64	億円
		3) 土木建築設備	7.95	億円
		合計	48.31	億円
	年価	1) 機械設備	260.7	百万円/年
		2) 電気設備	18.1	百万円/年
		3) 土木建築設備	49.4	百万円/年
		合計	328.3	百万円/年
	維持管理	1) 本技術維持管理	442.0	百万円/年
		2) 焼却炉維持管理費	533.8	百万円/年
		3) 脱水維持管理	236.3	百万円/年
4) 焼却炉燃料		-148.6	百万円/年	
合計		1063.4	百万円/年	
年価+維持管理			1391.7	百万円/年

(百万円/年)



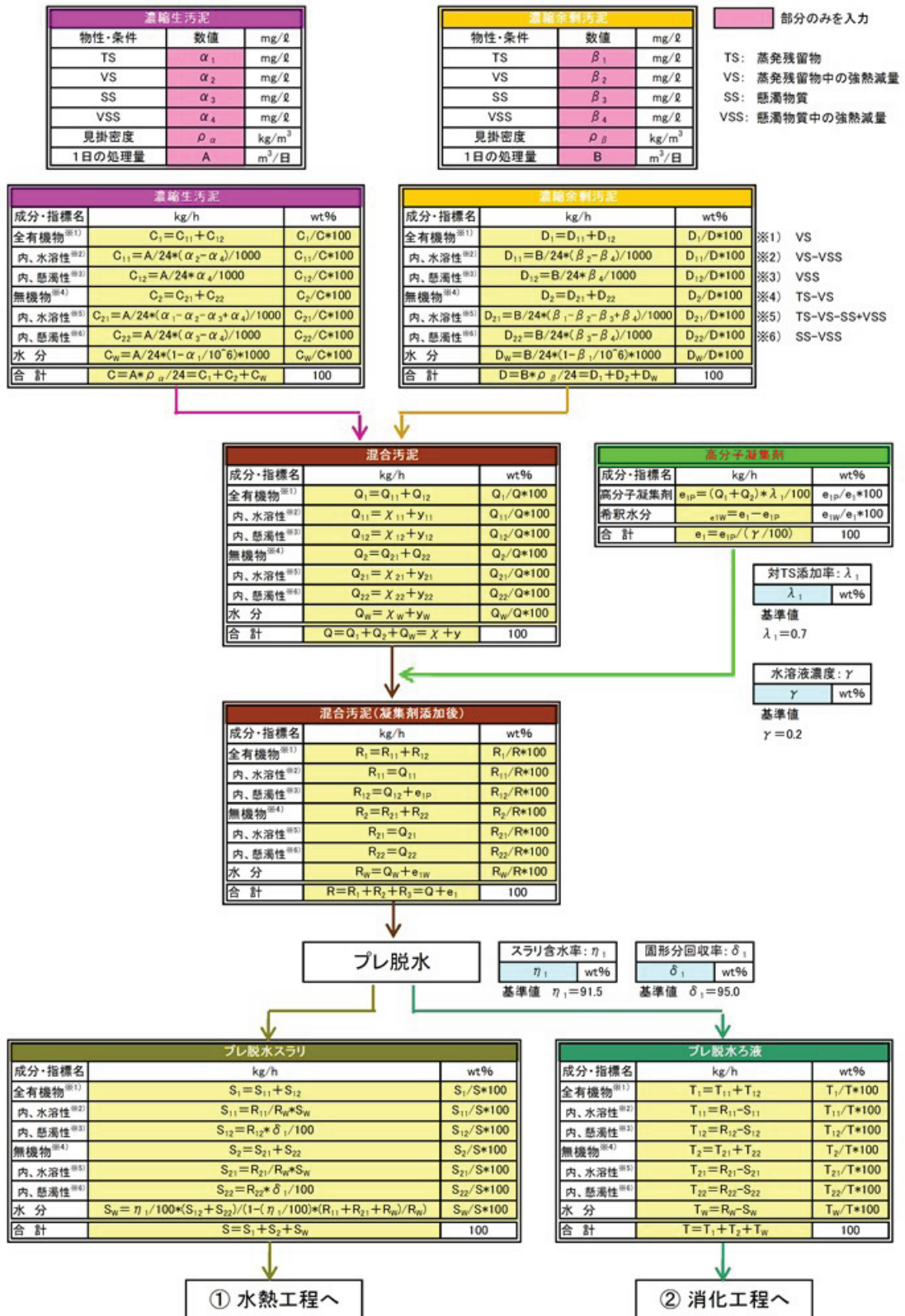
図資料 2-4 検討事例Ⅱ試算結果

3. 物質収支

図資料 3-1～図資料 3-3 に、革新的技術の標準物質収支の計算式を示す。図中に青色で示した部分は定数部分であるが、枠外に記載した「基準値」はB-DASH プラントにおける実績値である。

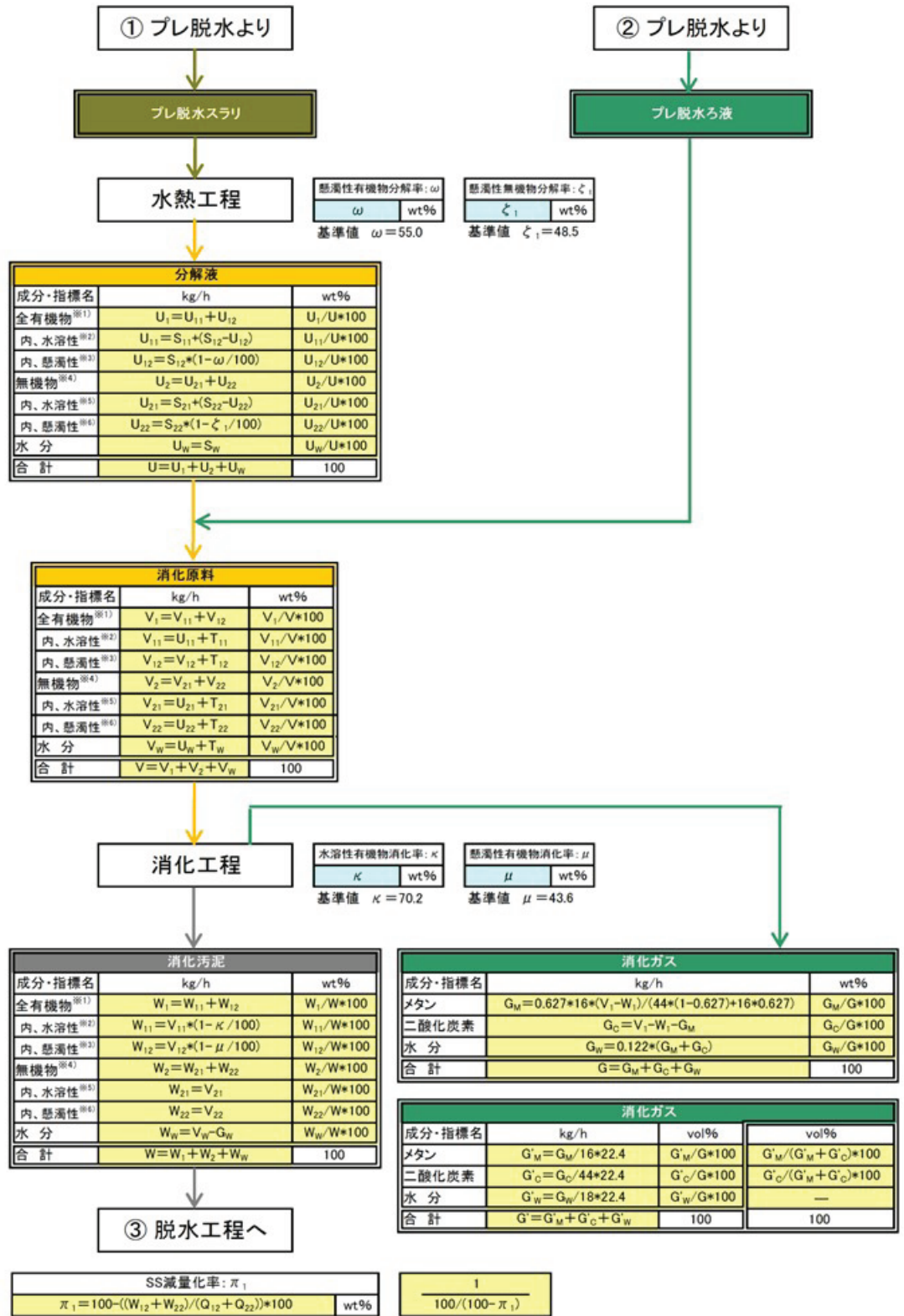
図資料 3-4～図資料 3-6 は、実証プラントをベースに標準物質収支の計算を行った例である。

簡易基本物質収支(1/3)



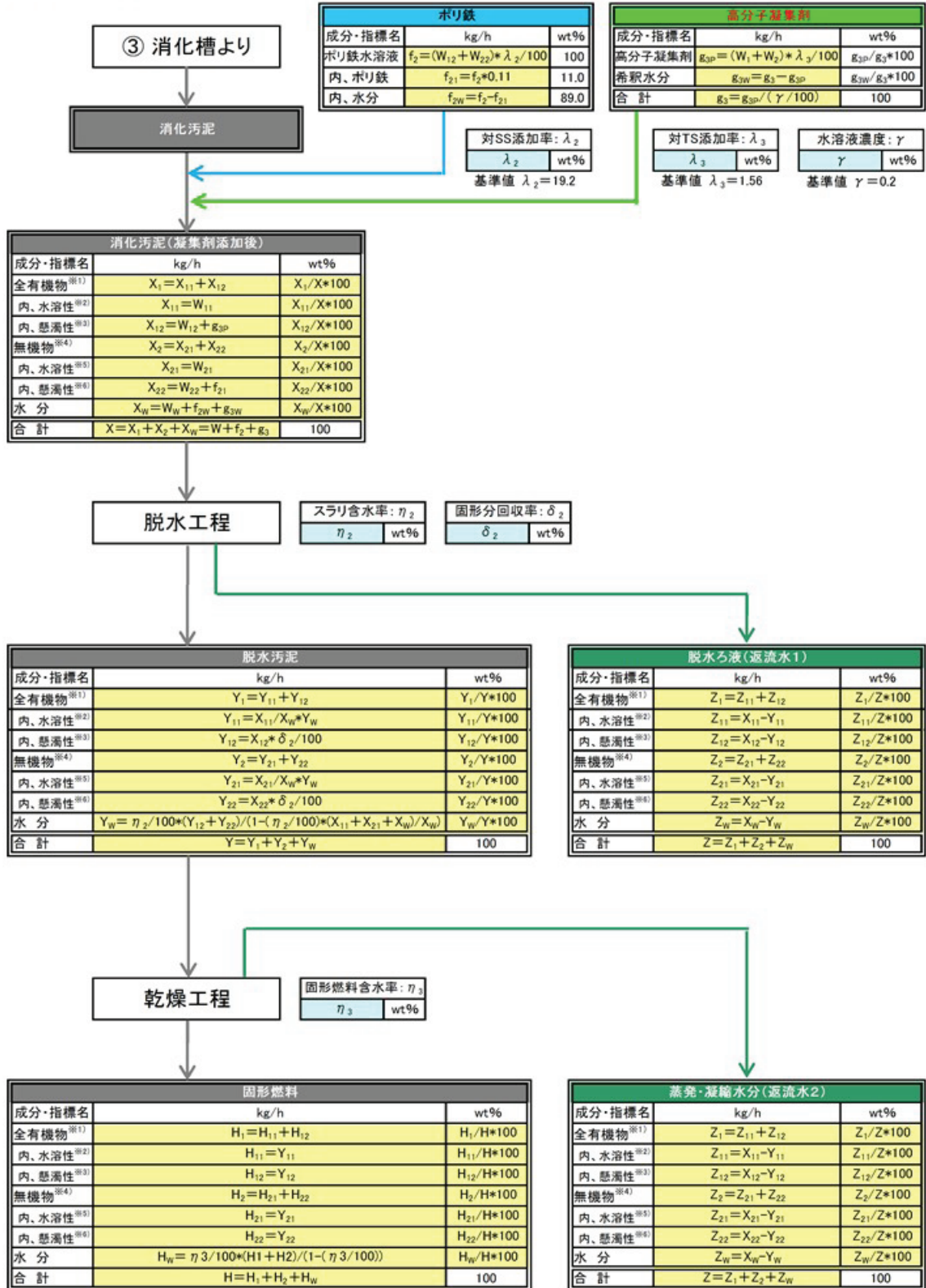
図資料 3-1 簡易物質収支計算式 (1/3)

簡易基本物質収支(2/3)



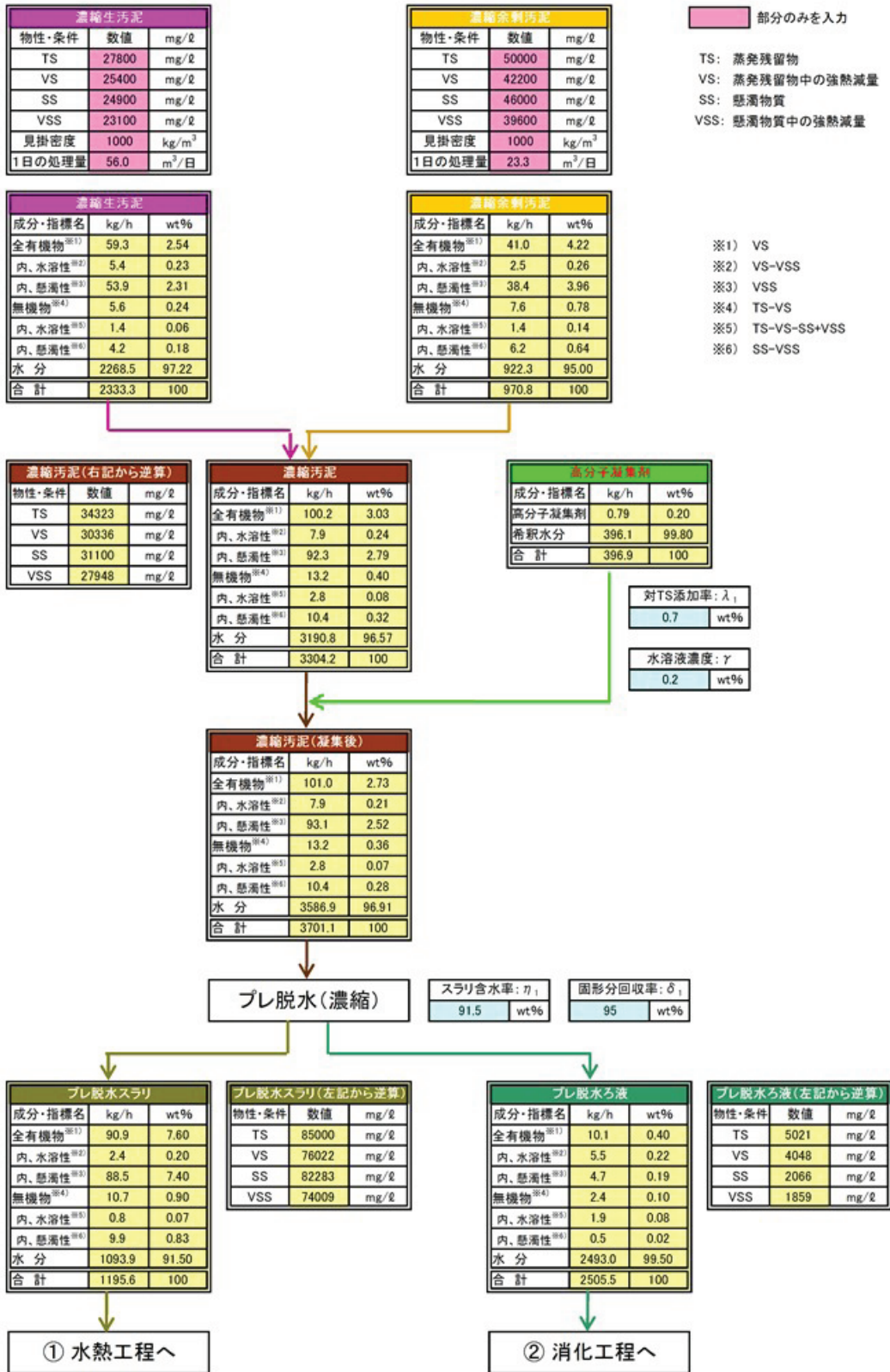
図資料 3-2 簡易物質収支計算式 (2/3)

簡易基本物質収支 (3/3)



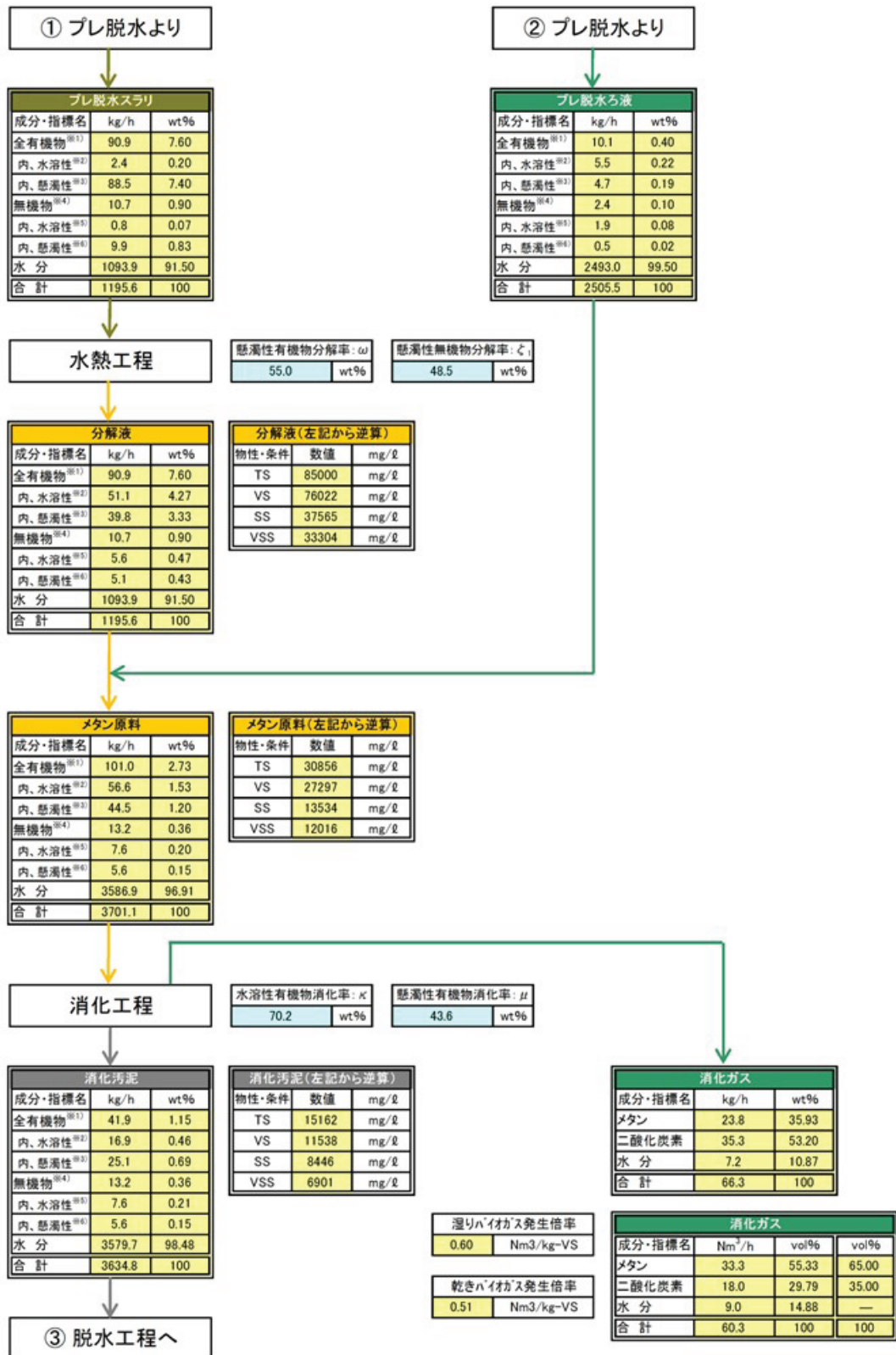
図資料 3-3 簡易物質収支計算式 (3/3)

簡易基本物質収支計算例(1/3) B-DASHベース



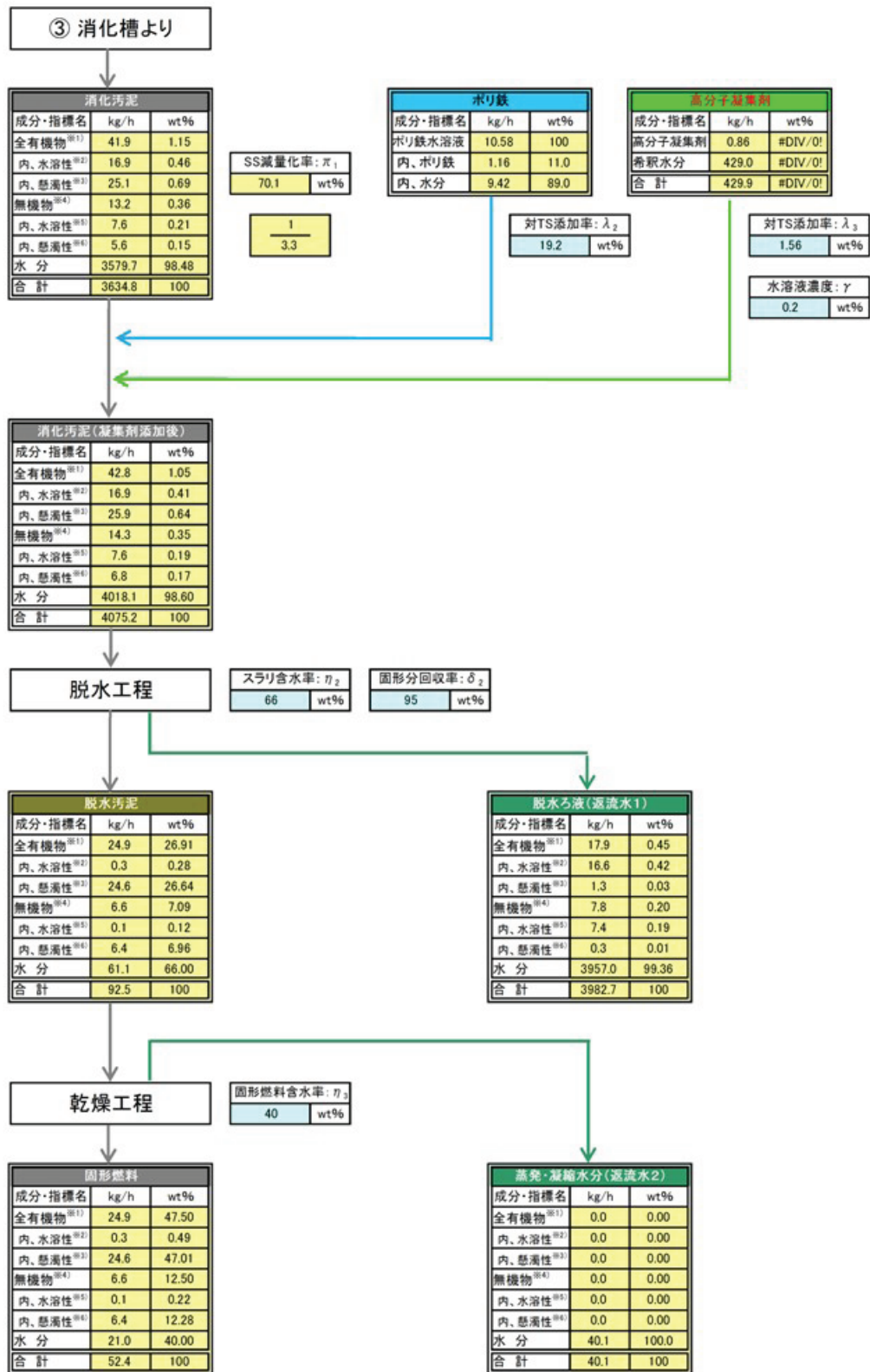
図資料 3-4 簡易物質収支計算例 (1/3)

簡易基本物質収支計算例(2/3) B-DASHベース



図資料 3-5 簡易物質収支計算例 (2/3)

簡易基本物質収支計算例(3/3) B-DASHベース



図資料 3-6 簡易物質収支計算例 (3/3)

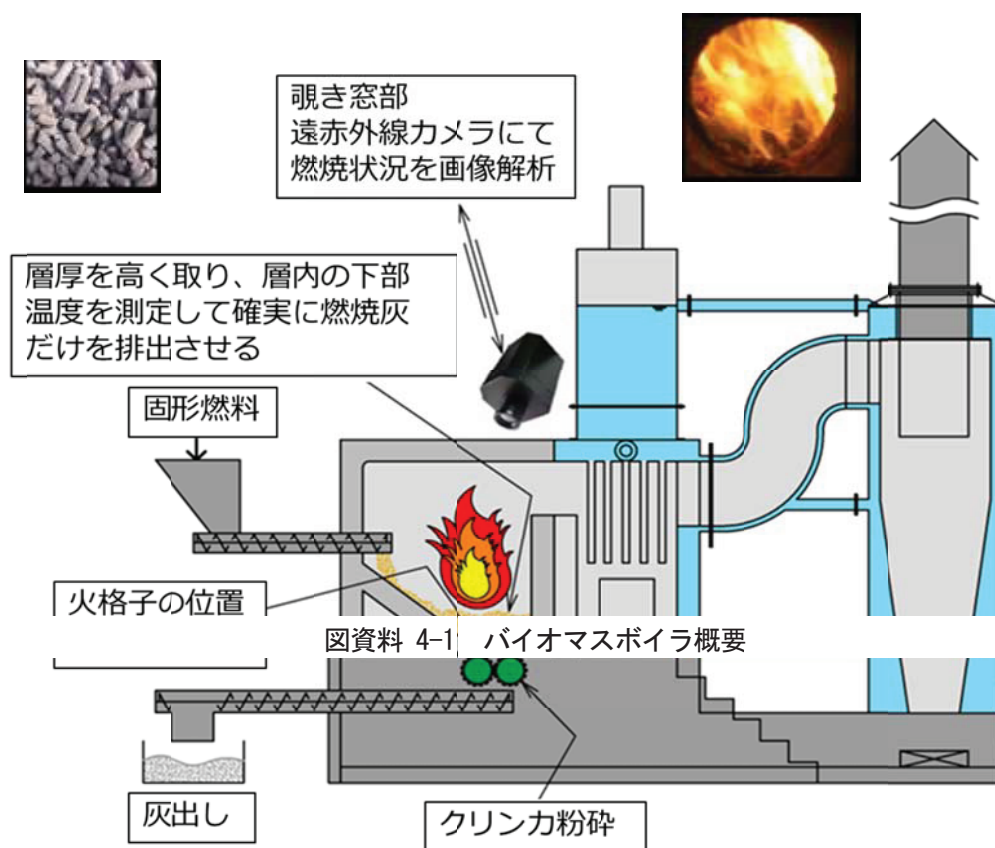
4. 固形燃料の利用技術

4.1 地産地消型バイオマスボイラ（ビニルハウス熱源）

4.1.1 背景

現状、我が国では、下水汚泥固形燃料の利用先の多くが石炭火力発電所であるが、需要と供給の関係から長距離輸送を伴っているケースが多い。過大な輸送距離が導入障壁になることも想定される。従って、石炭火力所の立地・形式にとらわれない石炭火力発電所以外での利用形態を確立することは革新的技術を普及拡大する観点から重要である。

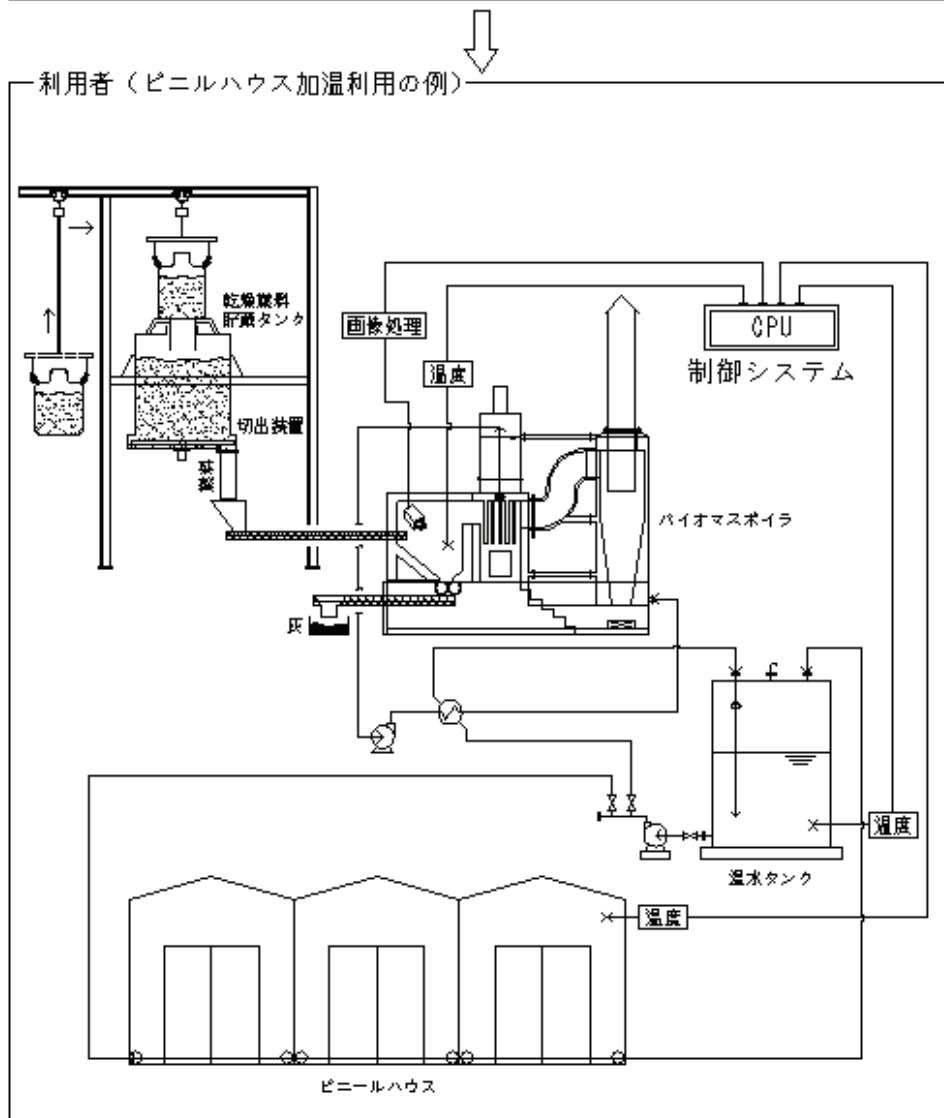
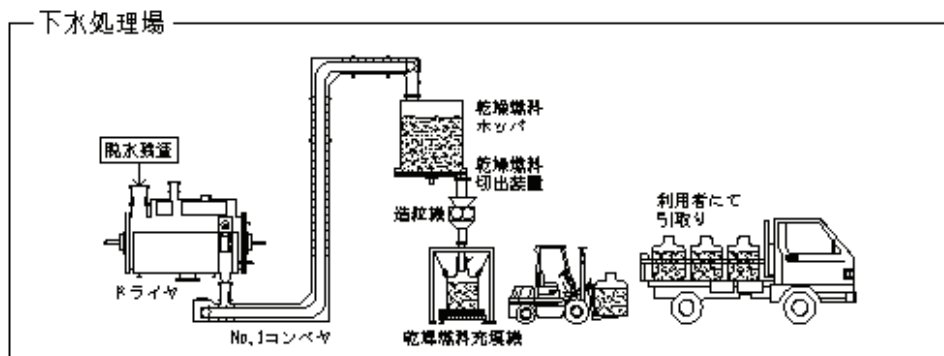
研究体では、革新的技術を国内外に普及展開するためには、革新的技術で製造した固形燃料の持続可能な利用形態の構築が不可欠と考え、委託研究と並行して独自に固形燃料を専焼できる地産地消型バイオマスボイラの開発を行っており、実証試験終了後も自主研究にて継続している。



図資料 4-1 バイオマスボイラ概要

4.1.2 利用形態事例

本機は、温水ボイラであり、ビニルハウスの加温、植物園温室の加温、病院や入浴施設加温等の需要を見込んでいる。図資料 4-2 にビニルハウス加温での利用形態事例を紹介している。このように利用者引取りによる地域循環が確立できれば、下水処理場における汚泥の産業廃棄物処分費用の低減が可能となる。



図資料 4-2 固形燃料専焼バイオマス温水ボイラ（開発中）

4.1.3 導入例での試算

1. 条件：

外気温度：3℃

ビニルハウス内の必要温度：30℃

ビニルハウス寸法（1棟当たり）：間口6m×奥行き28m×軒高さ3.1m

ビニルハウス構造：3棟連結型×10基



図資料 4-3 試算モデルのビニルハウス

ビニルハウスの暖房負荷計算式：5訂版 施設園芸ハンドブック（日本施設園芸協会）

固形燃料の輸送方法：利用者による引取り

維持管理方法：着火、灰出しのみ手作業，その他は自動管理

灰の処分方法：土壌改良材として利用

A重油の低位発熱量：36.1 MJ/L

A重油単価：91 円/L

固形燃料専焼のバイオマス温水ボイラ能力：232.6kw(200,000kcal/hr)（現在開発中）

4.1.4 試算結果

試算結果を表資料 4-1 に記載する。流入汚水量 5 万m³/日規模から排出する固形燃料量は、ビニルハウス 30 棟の加温燃料に相当する。固形燃料の利用には固形燃料専焼のバイオマスボイラが必要となり、燃料購入費の削減による経費回収年を試算すると約 2 年となった。ボイラの耐用年数と比較して事業として採算が見込まれた。発生する灰については、重金属含有量試験，溶出試験の結果を踏まえ、利用者側で土壌改良材等としての利用を想定することができれば、十分な需要が期待できる。

表資料 4-1 ビニルハウス導入試算例

項目	記号、数式	数値	単位
冬場外気温度	θ_o	3.0	°C
ハウス内温度	θ_i	30.0	°C
構造		3棟連結、中間仕切りなし	
ビニルハウス棟数	N	30	棟
1棟当たりの間口	L_1	6.0	m
奥行き	L_2	28.0	m
肩高さ	L_3	2.5	m
軒高さ	L_4	3.1	m
ハウス容積(1棟)	V	470.4	m ³
ハウス屋根部表面積(1棟)	$A_1 = \sqrt{[(L_1/2)^2 + (L_4 - L_3)^2]} * L_2 * 2$	171.3	m ²
ハウス側壁部表面積(妻面片側)	$A_2 = L_1 * L_3 + L_1 * (L_4 - L_3) / 2$	16.8	m ²
ハウス側壁部表面積(側面片側)	$A_3 = L_2 * L_3$	70.0	m ²
ハウス全表面積(3棟分)	$A_g = A_1 * 3 + A_2 * 6 + A_3 * 2$	754.8	m ²
ハウス床面積(1棟分)	A_s	168.0	m ²
被覆材の種類		塩ビフィルム	
被覆材の熱貫流率	h_t	6.40	W/m ² .K
保温被覆材の種類		塩ビフィルム1層カーテン	
保温被覆の熱節減率	ϵ	0.40	
単位被覆面積当たりの貫流熱負荷	$q_t = h_t * (\theta_i - \theta_o) * (1 - \epsilon)$	103.68	W/m ²
隙間換気伝熱係数	h_v	0.35	W/m ² .K
単位被覆面積当たりの隙間換気伝熱負荷	$q_v = h_v * (\theta_i - \theta_o)$	9.45	W/m ²
単位被覆面積当たりの地表伝熱負荷	q_s	0.00	W/m ²
風速に対する補正係数	γ	1.1	
暖房負荷	$Q_g = [A_g * (q_t + q_v) * N / 3 + A_s * N * q_s] * \gamma$	939.3	kw
		3381.4	MJ/hr
A重油の低位発熱量	H_{L-Aoil}	36.9	MJ/L
A重油ボイラ効率	η	90.0	%
1日でのA重油使用量	$\omega_{Aoil} = (Q_g / H_{L-Aoil}) / (\eta / 100) * 24$	2443.6	L/日
冬季1シーズンの加温時期 11月中旬~3月末	D	135.0	日
1シーズンのA重油使用量	$W = \omega_{Aoil} * D / 1000$	329.9	kL/年
A重油単価	¥ _{Aoil}	91.0	円/L
A重油焚きボイラで加温する場合の1シーズンコスト	$C = W * ¥ / 1000$	30.0	百万円/年
革新的技術固形燃料の低位含水率(含水率20%)	H_L	14.4	MJ/kg
必要固形燃料	$S = Q_g / H_L * 24 / 1000$	5.6	t/日
	流入汚水量規模 5万m ³ /日で供給可能		
バイオマスボイラの能力	Q_B	232.6	kw
バイオマスボイラの必要台数	$n = Q_g / Q_B$	4	台
1ユニット(バイオマスボイラ+温水設備)価格	¥	15.0	百万円
総投資コスト	$\Sigma ¥ = ¥ * n$	60.0	百万円
回収年限	$y = \Sigma ¥ / C$	2.0	年

4.2 肥料利用

4.2.1 背景

本革新的技術の固形燃料は、汚泥中有機物の分解促進により有機物の安定化を図ることで、肥料としての利用も期待される。燃料利用以外に、肥料利用形態を確立することは、更に革新的技術を普及拡大させることに繋がる。

長崎市、長崎総合科学大学、三菱長崎機工株式会社共同研究体は、平成 26 年度以降の自主研究として固形燃料の肥料利用のための各種生育試験を行っている。

4.2.2 栽培試験

平成 26 年 4 月から東部下水処理場内にプランターを設置して事前確認のための簡易栽培試験を行った。結果良好であったため、平成 26 年の秋以降に、長崎市農業センタービニルハウス内にて大規模な栽培試験を行った。

(1) 東部下水処理場における栽培試験

1) 試験方法

<肥育試験条件>

① 肥育作物：チンゲン菜

肥育試験開始前に、双葉、四つ葉、本植えと進む毎に、苗の生育状況を観察し、各コンテナの生育バランスが均一化するように間引きを実施した。その後、肥料（固形燃料）を各コンテナへ与え、比較試験を実施した。

② 肥育条件

コンテナ 1：肥料（固形燃料）を土中に鋤き込んだもの

コンテナ 2：肥料（固形燃料）を表層に散布したもの

コンテナ 3：比較対照用として土壌のみ

③ 肥育試験期間

平成 26 年 4/11～5/30 の 49 日間

④ 施肥方法

1t-固形燃料/10a を 3 回に分けて施肥した。

1 回あたり 330kg-固形燃料/10a ベースで施肥

プランターサイズ 75cm×32cm=2,400cm²

$330,000(g)/1,000(m^2) \times 2,400/10000=79(g\text{-固形燃料}/1\text{ 回あたり})$

⑤ 施肥時期

4/11：1 回目 4/22：2 回目 4/30：3 回目

(2) 試験結果

図資料 4-1～図資料 4-2 に肥育試験状況を記載する。固形燃料の施肥により肥効が確認された。



図資料 4-1 試験開始 (2014. 4. 11 肥料供試開始)



図資料 4-2 11日経過後 (2014. 4. 22 肥料追肥 1回目)



図資料 4-3 19日経過後 (2014. 4. 30 肥料追肥 2回目)



図資料 4-4 26日経過後 (2014. 5. 7)

乾燥燃料なしタイプ



乾燥燃料散布タイプ



乾燥燃料混合タイプ



図資料 4-5 41 日経過後 (2014. 5. 23)

乾燥燃料なしタイプ



乾燥燃料散布タイプ



乾燥燃料混合タイプ



図資料 4-6 試験終了 49 日経過後 (2014. 5. 30)

(3) 長崎市農業センター

1) 栽培試験方法

長崎市農業センター内のビニルハウスにて栽培試験を行った。試験は葉茎菜類としてハウレン草，根菜類としてカブで実施しており，本稿ではハウレン草の結果を例示する（**図資料 4-7**～**図資料 4-9**）。肥料設計は窒素基準とし，次頁に肥料設計書及び畝割りを記載している。

①肥料成分表

%	牛ふん堆肥	コンポスト	固形燃料	化成肥料	ボカシ堆肥	牛ふん+ボカシ(65:5)	コンポスト+ボカシ(65:5)
窒素量	2.0	3.68	3.19	10	3.48	2.11	3.67

②畝あたりの施肥量詳細

畝あたりの施肥量		0.5倍施用区	1倍施用区	2倍施用区
1区	牛ふん堆肥	10	20	40
	化成肥料	1.4	1.4	1.4
	合計(kg)	11.4	21.4	41.4
2区	牛ふん堆肥 (ボカシ堆肥5kg含む)	10	20	40
	合計(kg)	10	20	40
3区	コンポスト	10	20	40
	化成肥料	1.4	1.4	1.4
	合計(kg)	11	21.4	41.4
4区	化成肥料	0.7	1.4	2.8
	合計(kg)	0.7	1.4	2.8
5区	コンポスト (ボカシ堆肥5kg含む)	10	20	40
	合計(kg)	10	20	40
6区	固形燃料(未コンポスト)	10	20	40
	合計(kg)	10	20	40

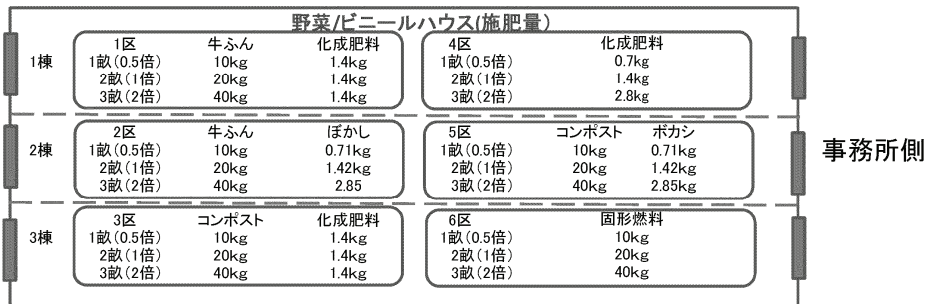
③畝あたりの窒素量詳細(推定)

畝あたりの窒素量(kg-N/畝)		0.5倍施用区	1倍施用区	2倍施用区
1区	牛ふん堆肥	0.20	0.40	0.80
	化成肥料	0.14	0.14	0.14
	合計	0.34	0.54	0.94
2区	牛ふん堆肥 (ボカシ5kg含む)	0.21	0.42	0.84
	合計	0.21	0.42	0.84
3区	コンポスト	0.37	0.74	1.47
	化成肥料	0.14	0.14	0.14
	合計	0.51	0.88	1.61
4区	化成肥料	0.07	0.14	0.28
	合計	0.07	0.14	0.28
5区	コンポスト (ボカシ5kg含む)	0.37	0.73	1.47
	合計	0.37	0.73	1.47
6区	固形燃料(未コンポスト)	0.32	0.64	1.28
	合計	0.32	0.64	1.28

④試験区あたりの施肥量

施肥量(kg)	牛ふん	化成肥料	コンポスト	固形燃料
1区 牛ふん堆肥+化学肥料	70.0	4.2		
2区 牛ふん堆肥+ボカシ	70.0			
3区 コンポスト+化学肥料		4.2	70.0	
4区 化学肥料		4.9		
5区 コンポスト+ボカシ			70.0	
6区 固形燃料(未コンポスト)				70.0
合計	140.0	13.3	140.0	70.0

注)コンポスト:固形燃料のコンポスト品



図資料 4-7 ほうれん草の栽培条件

2) 試験結果

全重量, 地上重量, 地下重量, 葉枚数, 葉長, 葉幅等の分析結果を図資料 4-8 に示す。

肥料効果の判断は, 決して重さや, 高さだけではないが, 重量や寸法も比較用の 1 区, 2 区, 4 区の数値と同等であることから本固形燃料は肥料効果があると考えられる。ただし, 原料は下水汚泥由来であるため, 肥料効果は処理場毎に検証が必要になる。

全重量：全体重量

地上重量：全体重量から地下重量（根の重量）を減じたもの

地下重量：根の重量

葉枚数：1 株当たりの葉の枚数

葉長：茎部分を除いた葉の長さ

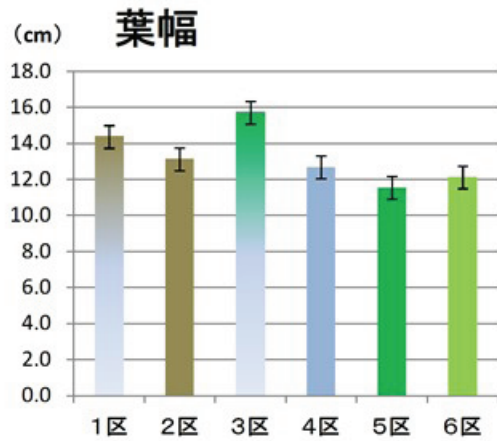
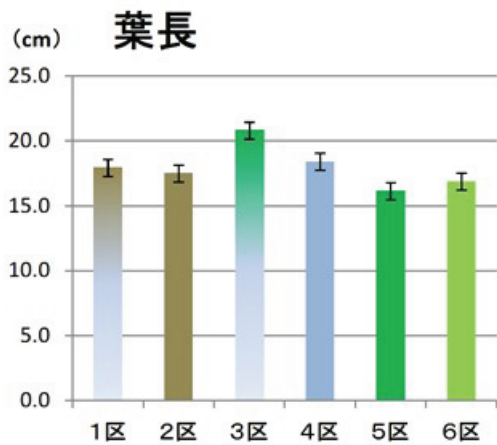
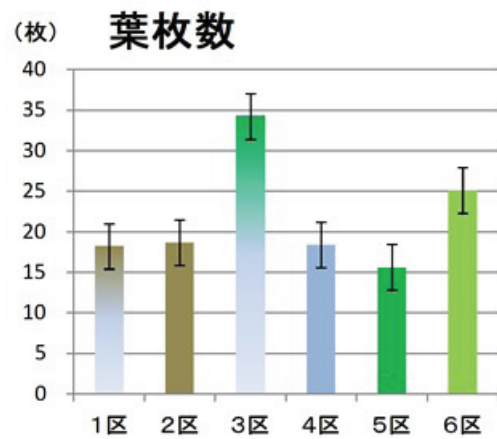
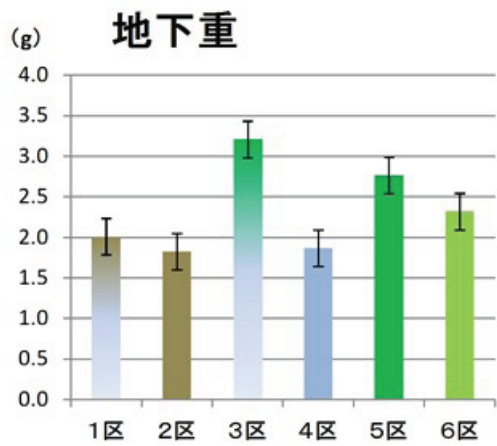
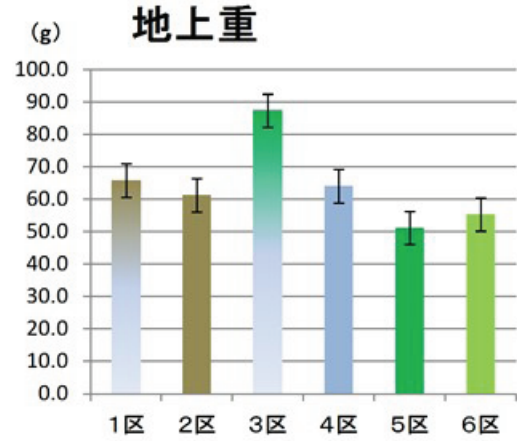
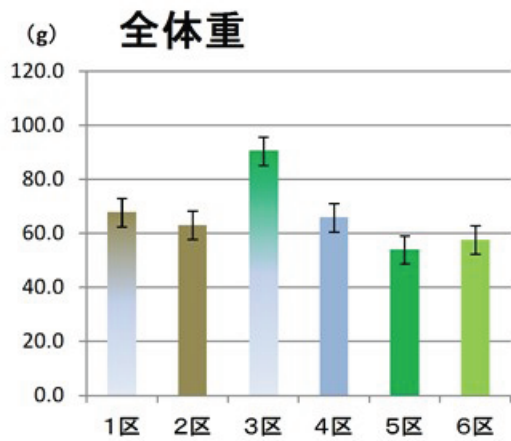
葉幅：葉の最大幅

草丈：根を除いた長さ

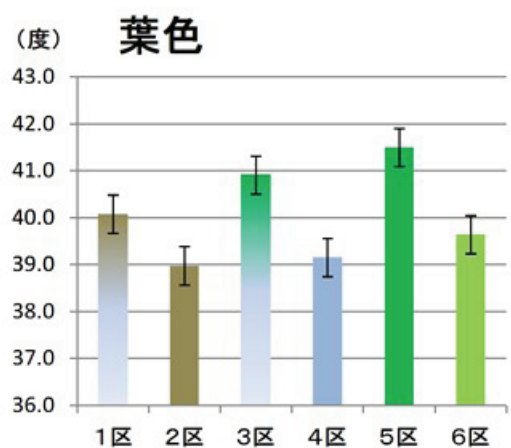
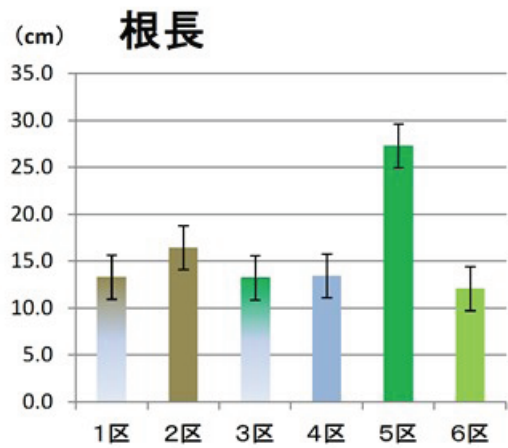
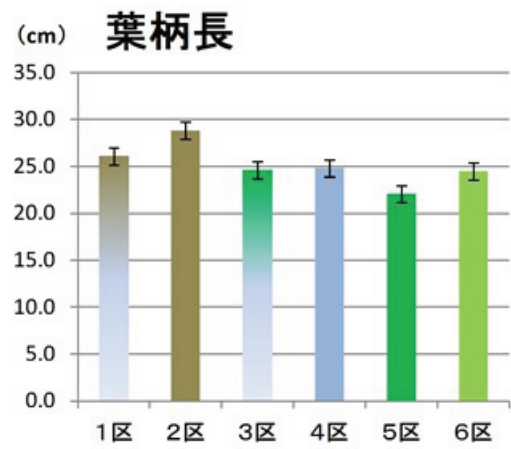
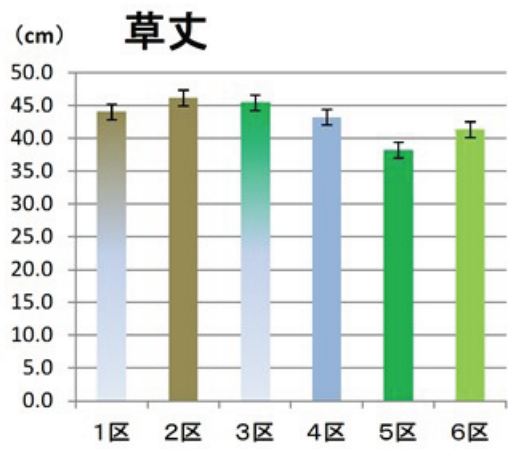
葉柄長：根の上部から葉の付け根までの長さ（所謂, 茎長さ）

根長さ：根の長さ

葉色：葉の色（葉緑素量の SPAD 値）



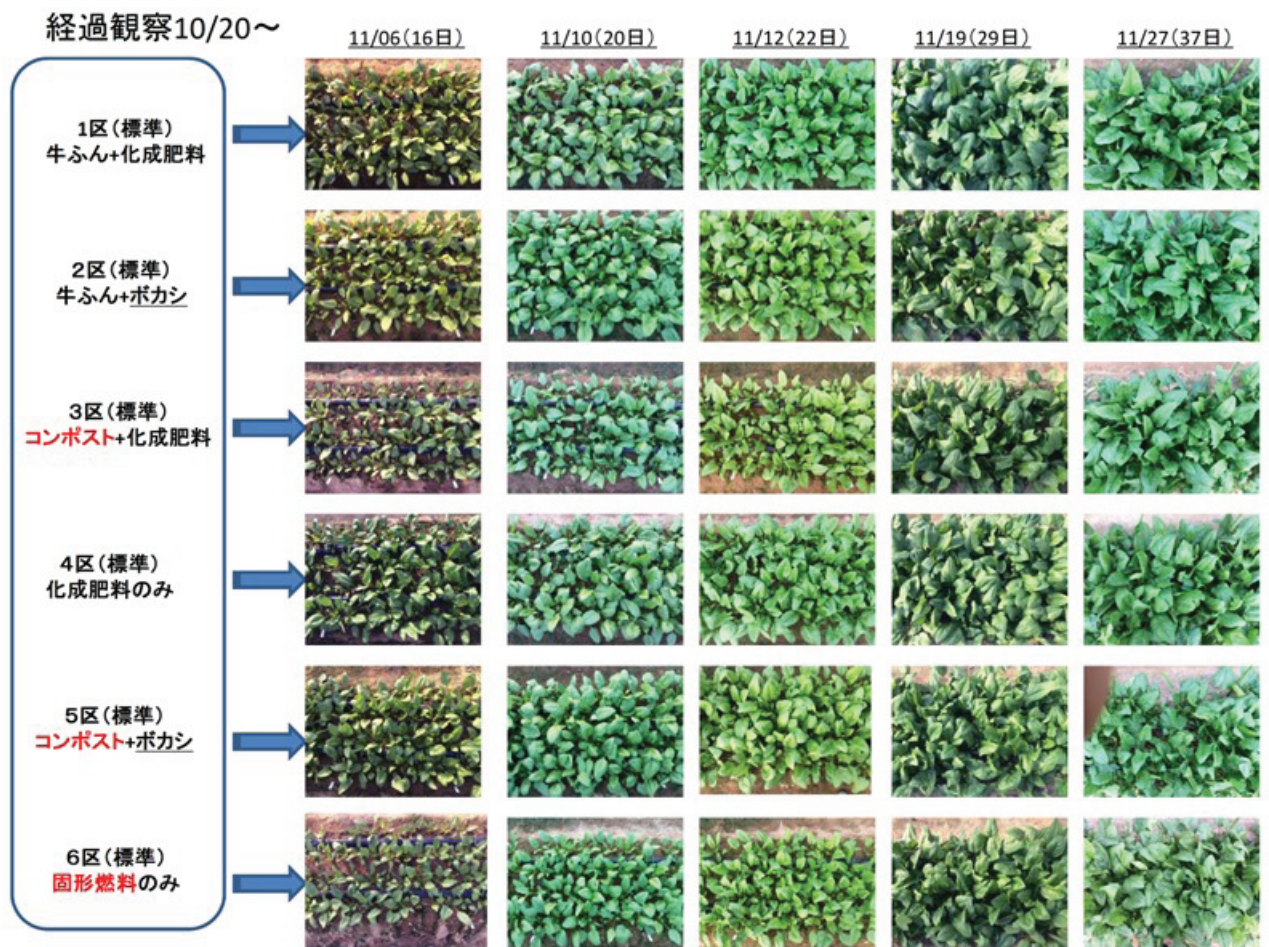
図資料 4-8 ほうれん草栽培結果 (1/2)



図資料 4-8 ほうれん草栽培結果 (2/2)



図資料 4-9 栽培試験風景



図資料 4-10 栽培試験 (各試験区の時経列写真)

【参考文献】

下水道施設計画・設計指針と解説（2009年版），社団法人日本下水道協会

下水道用語集（2000年版），社団法人日本下水道協会

下水汚泥固形燃料発熱特性評価試験マニュアル，平成20年3月，日本下水道事業団

下水試験方法（2012年版），公益社団法人日本下水道協会

下水汚泥固形燃料化システムの技術評価に関する報告書，平成20年3月，日本下水道事業団

バイオソリッド利活用基本計画策定（下水汚泥処理総合計画）マニュアル，平成16年3月，国土交通省都市・地域整備局下水道部 社団法人日本下水道協会

下水道における地球温暖化防止推進計画策定の手引き，平成21年3月，下水道における地球温暖化防止対策検討委員会

下水汚泥エネルギー化技術ガイドライン（案），平成23年3月，国土交通省

下水道統計（平成23年版），公益社団法人日本下水道協会

下水道におけるLCA適用の考え方，2010年2月，国土交通省 国土技術政策総合研究所

4. 問い合わせ先

本技術ガイドラインに関する問い合わせは、以下にお願いします。

国土交通省 国土技術政策総合研究所	国土交通省 国土技術政策総合研究所 下水道研究部 下水処理研究室 〒305-0804 茨城県つくば市旭1番地 TEL 029-864-3933 FAX 029-864-2817 URL http://www.nilim.go.jp/
----------------------	--

本書は、下水道革新的技術実証事業（B-DASH プロジェクト）により国土交通省国土技術政策総合研究所が以下の企業に研究委託を行い、その成果をとりまとめたものです。

<実証研究者 連絡先>

三菱長崎機工株式会社	環境プラント部 プラントグループ 〒851-0301 長崎県長崎市深堀町 1丁目2番地1 TEL 095-871-6102 FAX 095-871-3288 URL http://www.mnm.co.jp/
------------	---

国土技術政策総合研究所資料

TECHNICAL NOTE of **NILIM**

№. 870

October 2015

編集・発行 ©国土技術政策総合研究所

本資料の転載・複写の問い合わせは

〒305-0804 茨城県つくば市旭1番地

企画部研究評価・推進課 TEL 029-864-2675