

## 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。

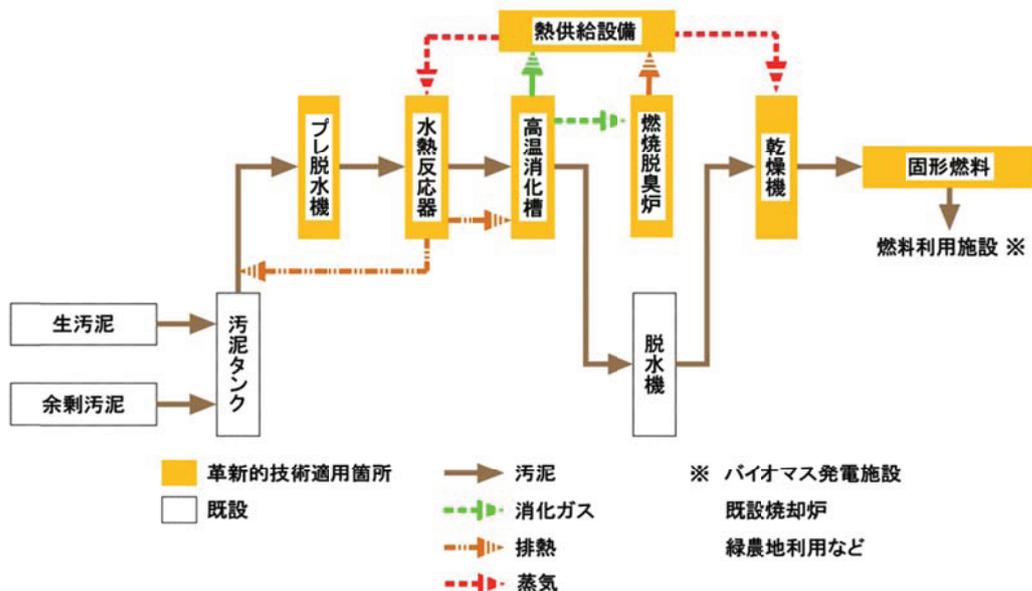


図2-1 本技術の適用箇所

## § 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。

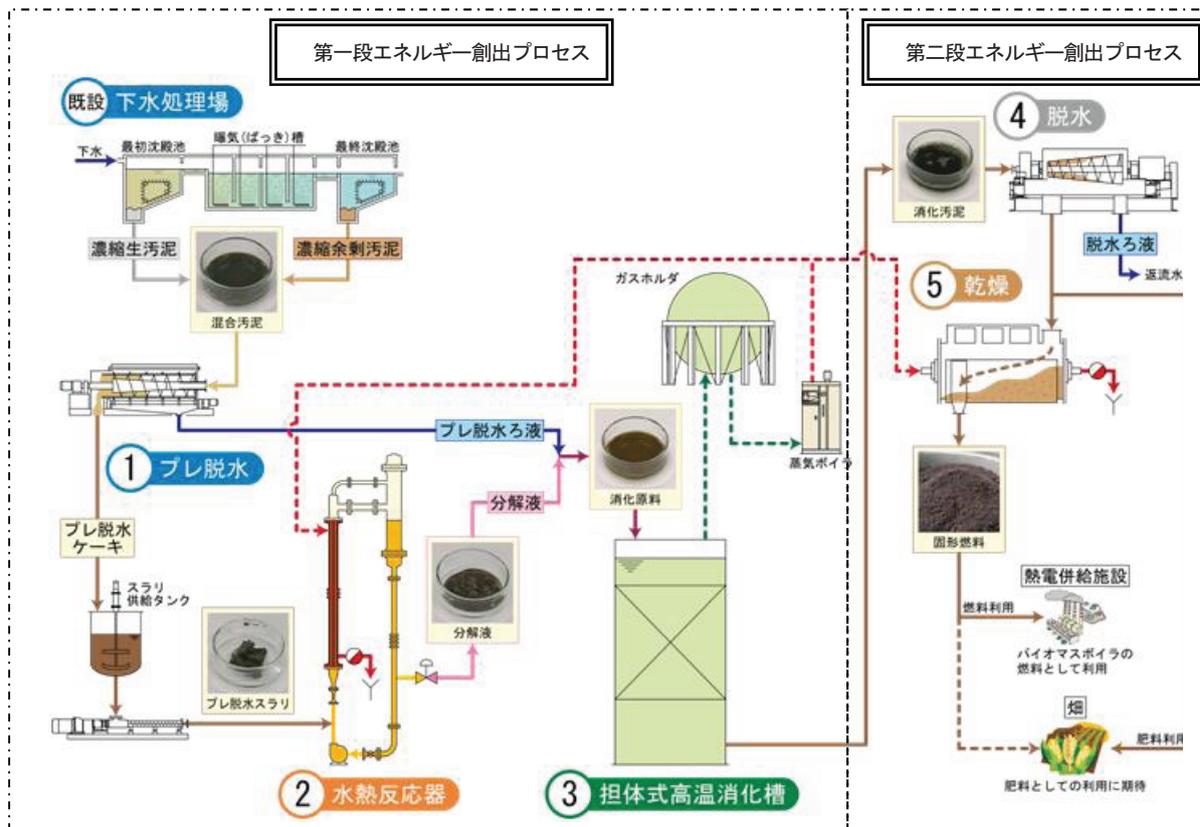


図 2-2 システム全体のフロー

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。

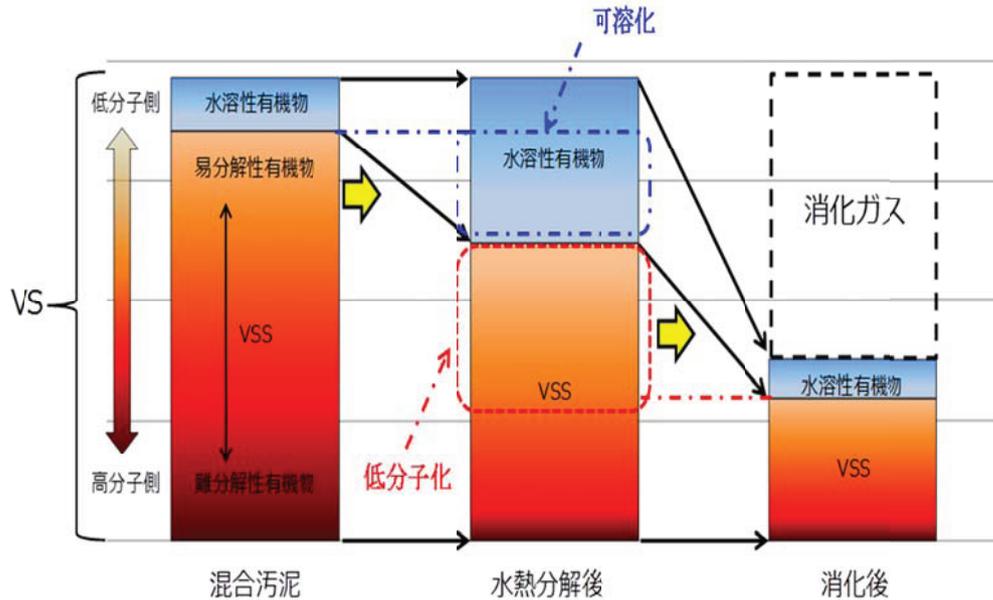


図 2-3 懸濁性有機物分解のイメージ (図 2-18 参照)

(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。

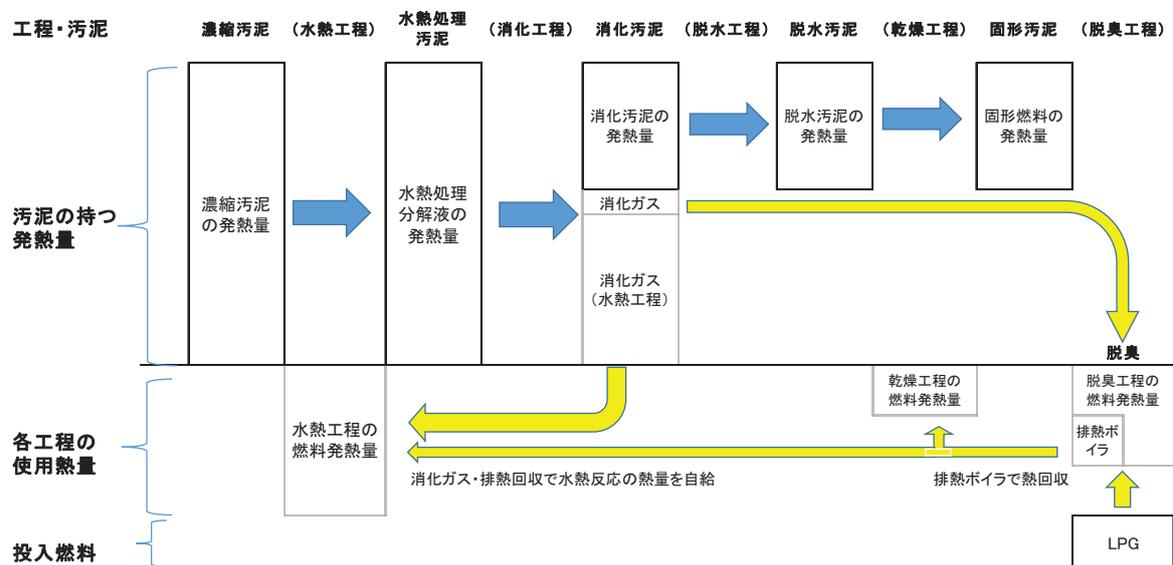


図 2-4 本技術における汚泥発熱量と各工程の使用熱量

(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。

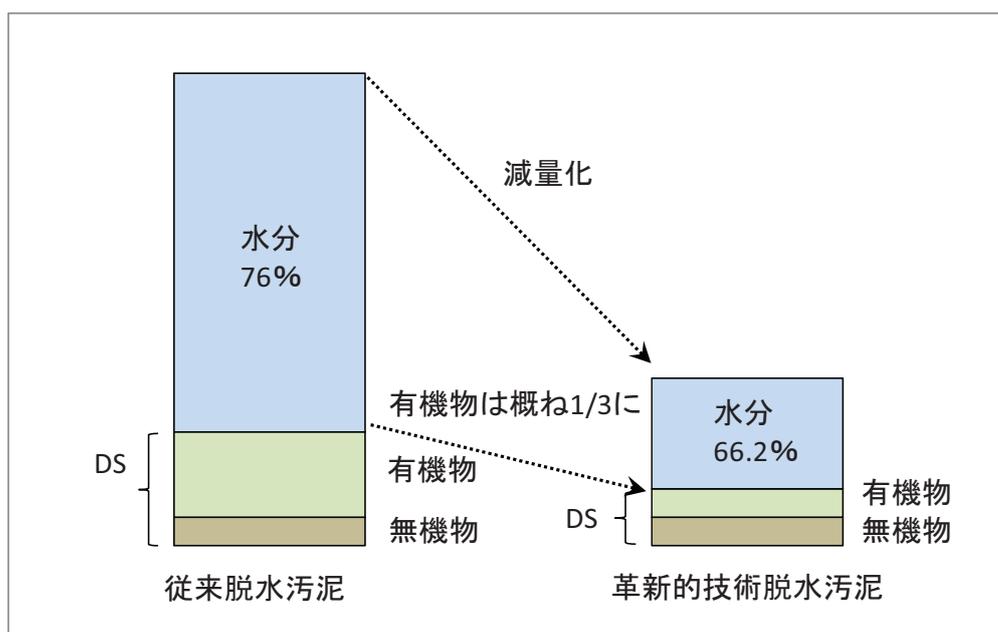


図 2-5 革新的技術導入による脱水汚泥の減量化（資料編 1 図資料 1-25 参照）

## §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。

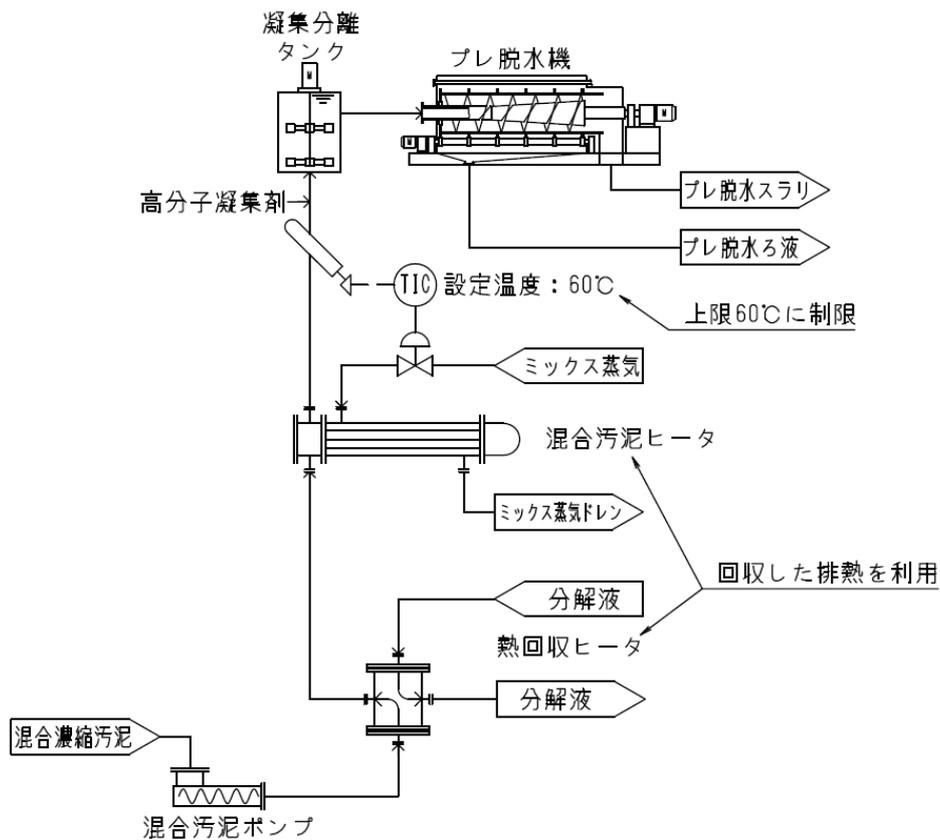


図 2-6 プレ脱水工程フロー

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。

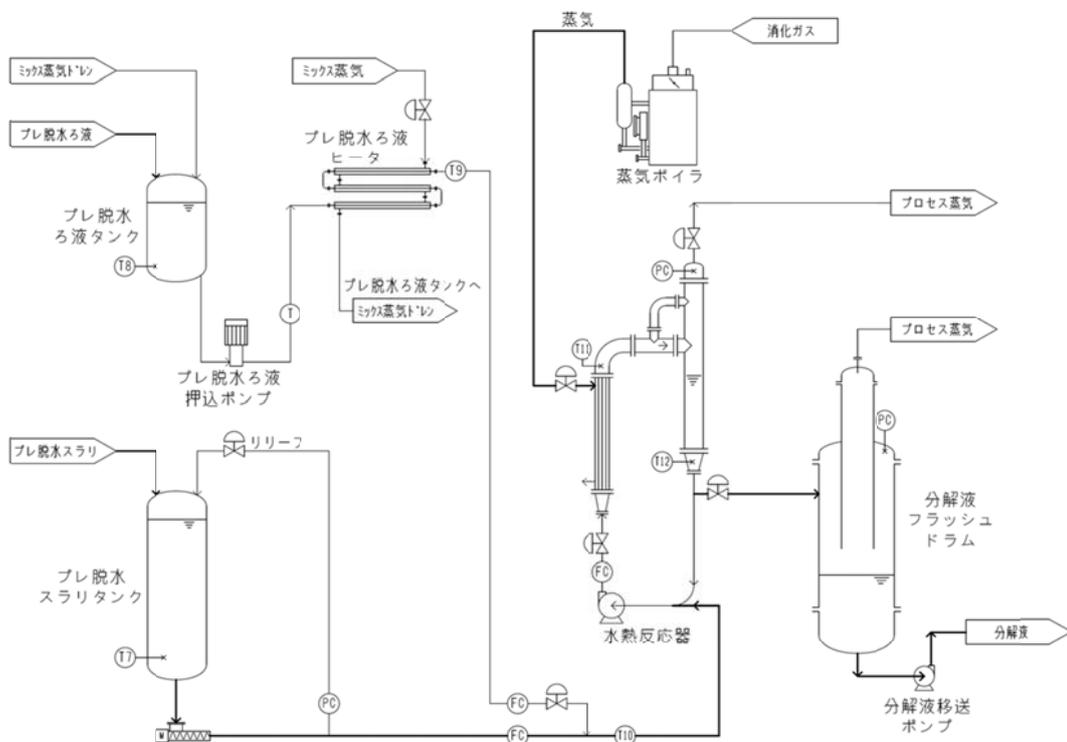


図 2-7 水熱処理工程フロー

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。

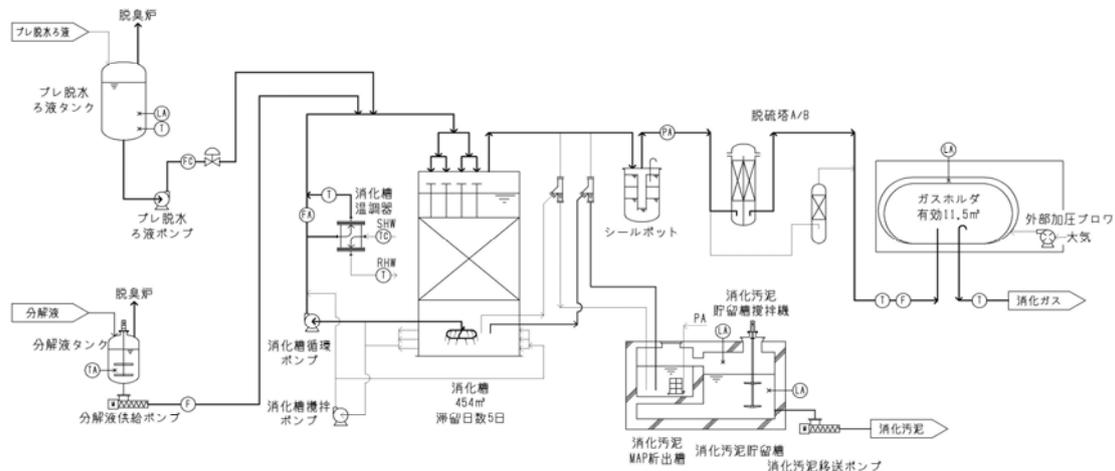


図 2-8 消化工程のフロー

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。

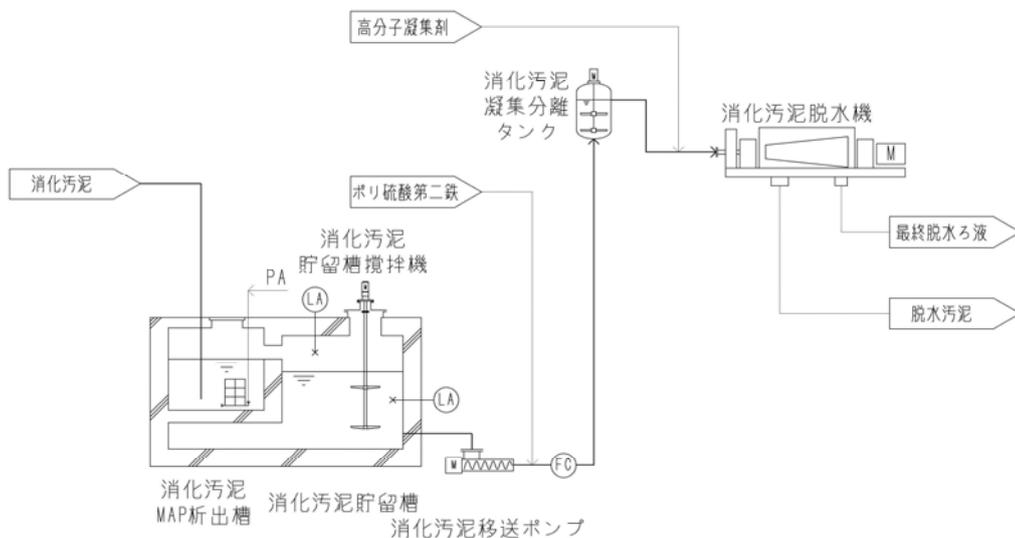


図 2-9 脱水処理工程のフロー

## § 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。

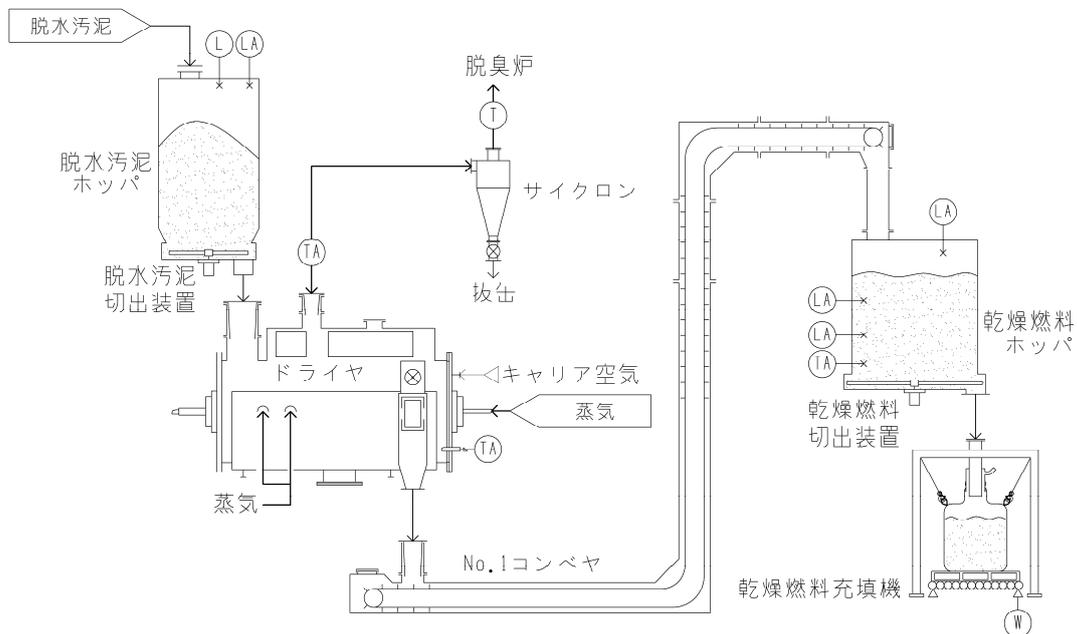


図 2-10 乾燥処理工程のフロー（一例）

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。

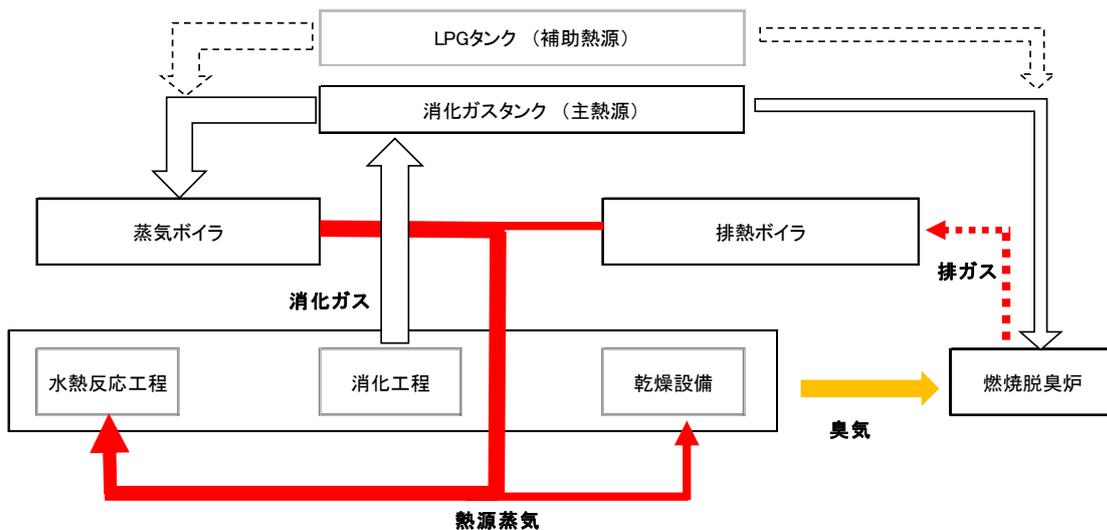


図 2-11 熱源設備熱エネルギーフロー

#### § 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。

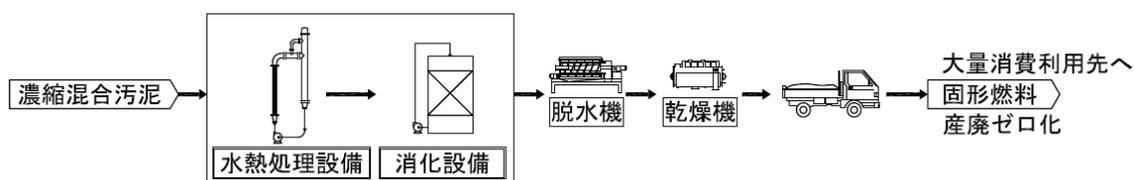
(1) 固形燃料の大規模利用事業所における利用（実証試験モデル）

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>



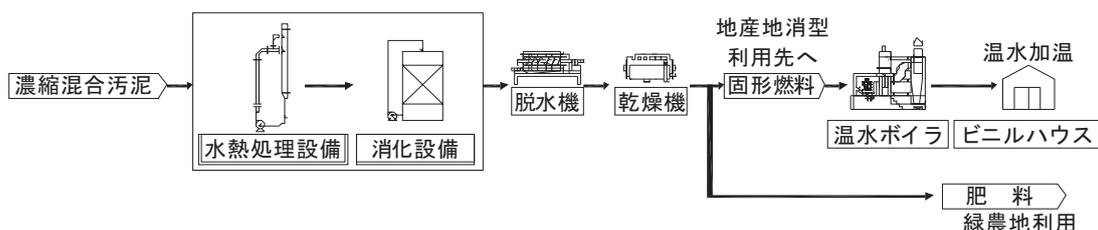
(2) 固形燃料の緑農地等地域における利用（農業ハウス熱源，肥料としての活用）

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>



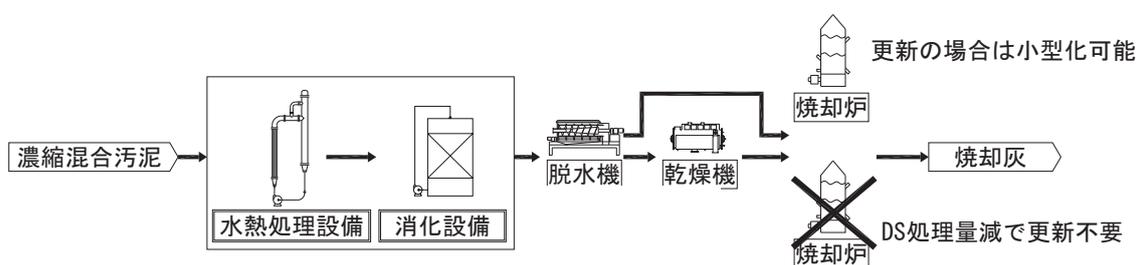
### (3) 場内焼却炉の補完としての固形燃料と脱水汚泥の利用

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>

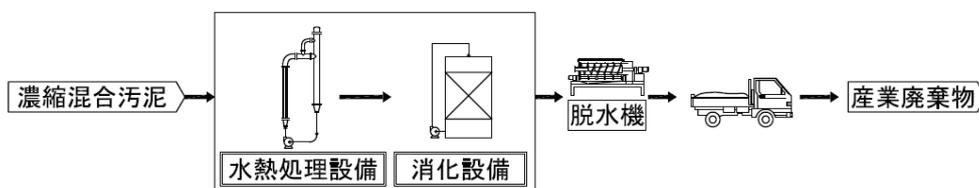


### (4) 脱水汚泥の減量化による汚泥処理コストの削減

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-CO<sub>2</sub>）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N<sub>2</sub>O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 10,000m<sup>3</sup>/日(2.8t-DS/日)、26,000m<sup>3</sup>/日(7t-DS/日)、86,000m<sup>3</sup>/日(24t-DS/日)の3条件とした。日平均10,000m<sup>3</sup>/日(2.8t-DS/日)、26,000m<sup>3</sup>/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、86,000m<sup>3</sup>/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 <sup>3</sup> /日	12, 500	32, 500	107, 500
日平均流入下水量	m <sup>3</sup> /日	10, 000	26, 000	86, 000
濃縮汚泥発生量	m <sup>3</sup> /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"> <li>・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。</li> <li>・「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）。</li> </ul>			
維持管理コスト	<ul style="list-style-type: none"> <li>・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。</li> <li>・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）。</li> <li>・発熱量が低いため固形燃料販売費は見込まない。</li> <li>・固形燃料の運搬に係るコストを見込む。</li> </ul>			
エネルギー消費量	<ul style="list-style-type: none"> <li>・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。</li> <li>・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。</li> <li>・固形燃料の運搬に係るエネルギーを見込む。</li> <li>・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。</li> </ul>			
温室効果ガス排出量	<ul style="list-style-type: none"> <li>・本技術の稼働時に排出する温室効果ガスを算出した。</li> <li>・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。</li> <li>・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。</li> <li>・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。</li> </ul>			

※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 <sup>3</sup> /日)	7.0t-DS/日 (日平均流入汚水量 26,000m <sup>3</sup> /日)	24t-DS/日 (日平均流入汚水量 86,000m <sup>3</sup> /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

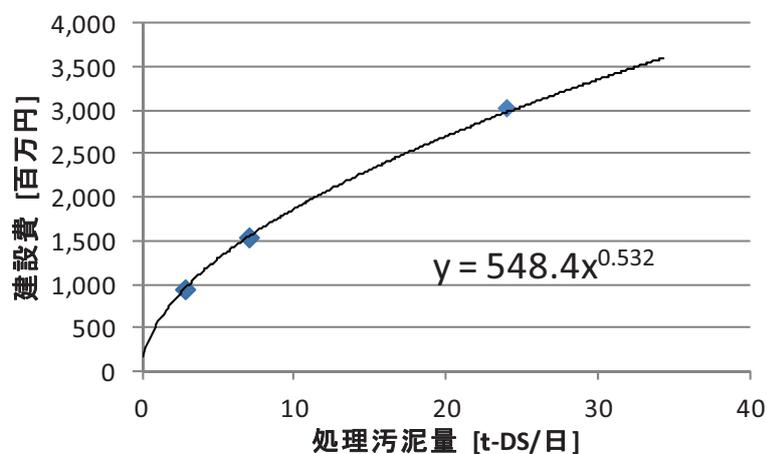


図 2-12 建設コスト費用関数

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 <sup>3</sup> /日)	7.0t-DS/日 (日平均流入汚水量 26,000m <sup>3</sup> /日)	24t-DS/日 (日平均流入汚水量 86,000m <sup>3</sup> /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

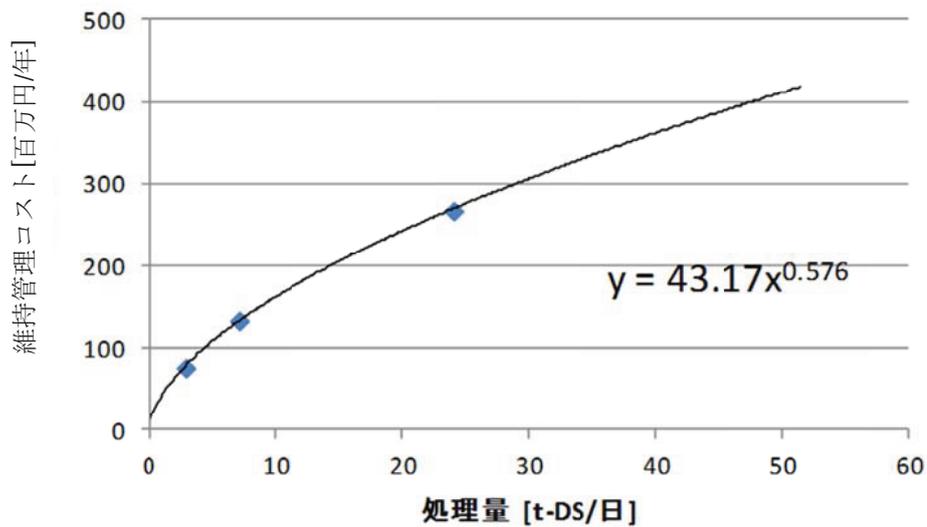


図 2-13 維持管理コスト費用関数

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 <sup>3</sup> /日)	7.0t-DS/日 (日平均流入汚水量 26,000m <sup>3</sup> /日)	24t-DS/日 (日平均流入汚水量 86,000m <sup>3</sup> /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。

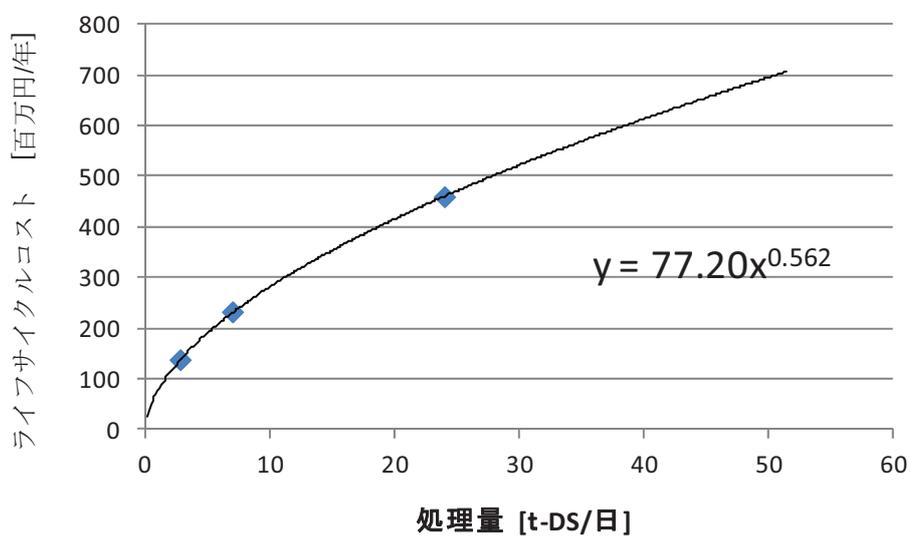


図 2-14 ライフサイクルコスト費用関数

(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 <sub>2</sub> 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 <sup>3</sup> /日)	7.0t-DS/日 (日平均流入汚水量 26,000m <sup>3</sup> /日)	24t-DS/日 (日平均流入汚水量 86,000m <sup>3</sup> /日)
CO <sub>2</sub> 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-CO<sub>2</sub>/年

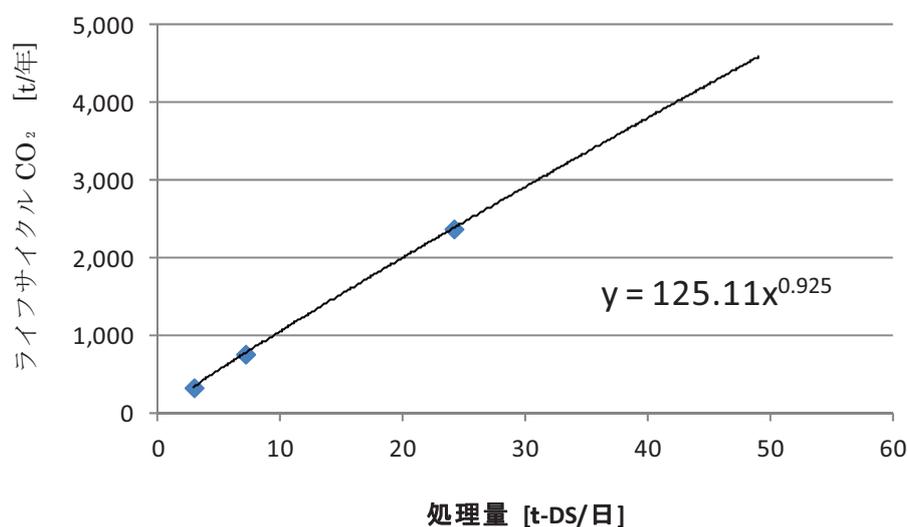


図 2-15 ライフサイクル CO<sub>2</sub>費用関数

(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 <sup>3</sup> /日)	7.0t-DS/日 (日平均流入汚水量 26,000m <sup>3</sup> /日)	24t-DS/日 (日平均流入汚水量 86,000m <sup>3</sup> /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

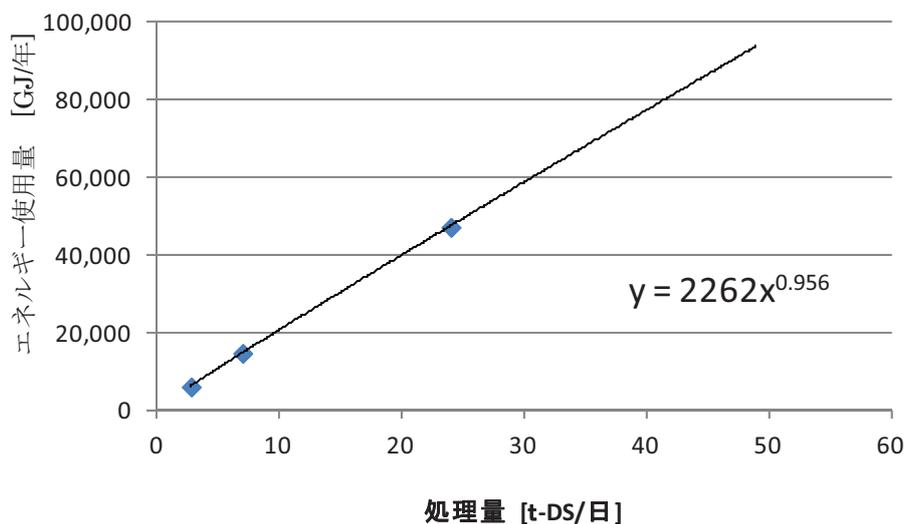


図 2-16 エネルギー使用量費用関数

(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。

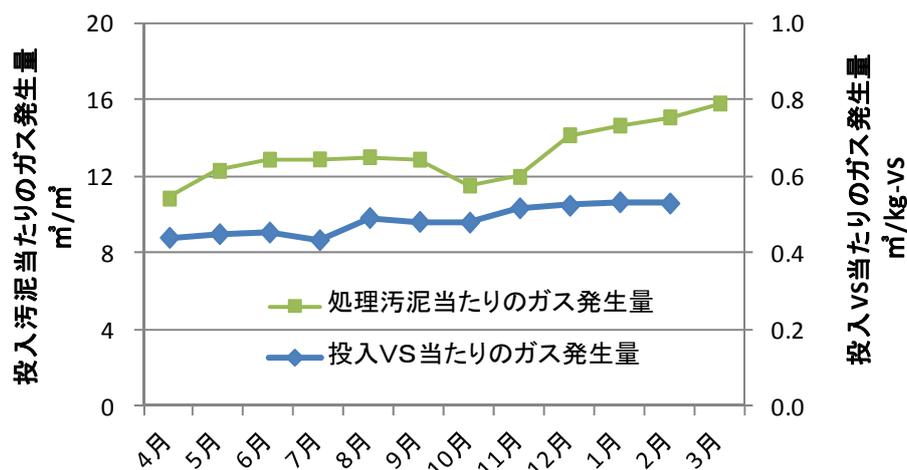


図 2-17 消化ガス発生量

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。

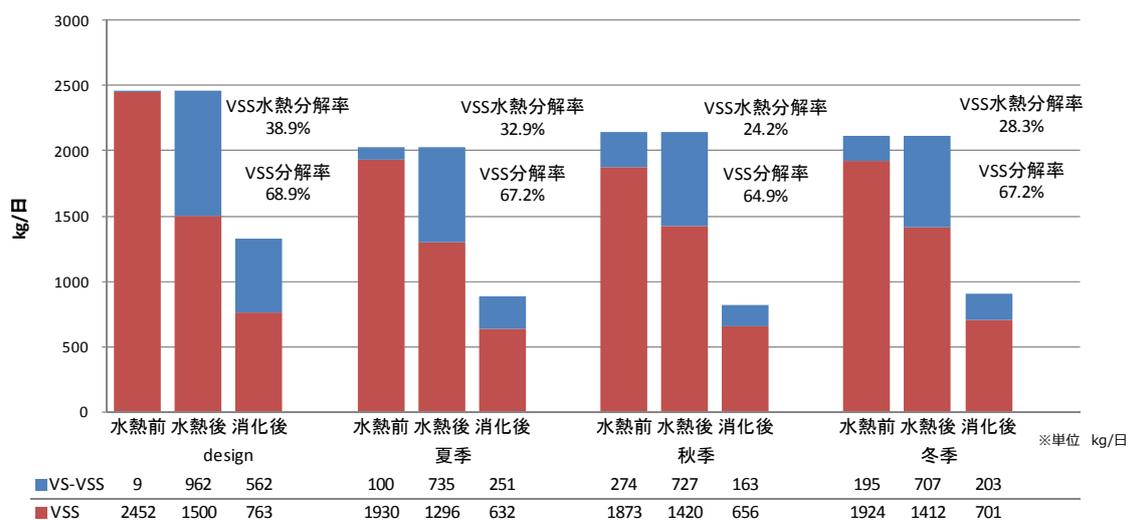


図 2-18 懸濁性有機物の分解率

### 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。

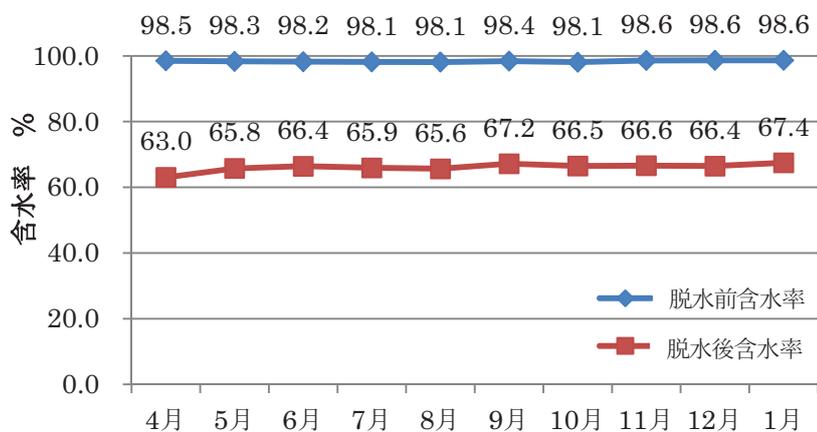


図 2-19 実証試験における含水率推移

## 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 <sup>3</sup> /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 <sup>3</sup> /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）。乾燥機の能力・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)	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 <sub>2</sub>	0.05	<0.1
CO	<0.05	40ppm
CH <sub>4</sub>	0.03	<0.1
水 20%添加		
H <sub>2</sub>	0.06	<0.5
CO	<0.05	5ppm
CH <sub>4</sub>	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)。

