

第2章 技術の概要と評価

第1節 技術の概要と特徴

§5 システム全体の目的

本システム技術は、下水処理場より発生する汚泥を低含水率化した上で焼却し、その廃熱から発電を行うものである。本システム技術を適用することで、広範な施設規模での下水道バイオマスからのエネルギー回収を行い、発電量が設備消費電力以上となる「電力自立」、余った電力を本システム外で利用する「創エネルギー」を可能とするのみならず、補助燃料使用量、消費電力を削減することによる大幅な低コスト化・省エネルギー化、一酸化二窒素（ N_2O ）排出量の削減効果もあわせた、温室効果ガス排出量の削減を目的とする。

【解説】

近年、気候変動問題への関心が高まる中、低炭素社会の実現に向けてカーボンニュートラルであるバイオマス資源の利活用が期待されている。これに対して下水処理場では、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回収が求められるようになってきている。下水汚泥は、人の生活に付随して常時一定の質・量で発生する安定したバイオマスであると同時に、下水道が収集インフラとして機能する集約型バイオマスであること、人口が集中する需要地ほど大量に回収できる都市型バイオマスであることなど、有効利用に適した特徴をもっている。このため資源として積極的に位置づけ、エネルギー利用を推進していくことが期待されている。

下水汚泥のエネルギー利用としては、汚泥の減量とメタンガスによりエネルギー回収を図ることができる嫌気性消化、あるいは造粒乾燥や炭化による汚泥燃料化が実用化されている。一方、多くの下水処理場において汚泥の減量化と衛生的な処理を目的として焼却処理が行われている。焼却処理においては脱水汚泥の含水率が高いことから、燃焼温度確保のため補助燃料が必要なことが多く、一般的にエネルギー消費型の処理方式となっている。これに対して、脱水汚泥の低含水率化により発熱量を高くすれば、補助燃料の削減が可能となるだけでなく、補助燃料を使用しない運転（以下自燃運転とする）、さらにはシステム内で得られた余剰エネルギーを回収して電力等に変換することが可能となる。また焼却炉を低消費電力型とすれば、これらの効果により従来エネルギー消費型であった焼却処理をエネルギー創造型に転換させることができる。

本ガイドラインの対象技術である「下水道バイオマスからの電力創造システム」は、上記の概念により開発されたものであり、下記に示す3つの技術の組合せによる新しいシステム技術である。本システムのイメージを図2-1に示す。

(1) 低含水率化技術

機内二液調質型遠心脱水機による脱水汚泥の低含水率化と発熱量の大幅な増加

(2) エネルギー回収技術

廃熱ボイラー付革新型階段炉におけるエネルギー回収

(3) エネルギー変換技術

蒸気発電機によるエネルギー変換

この3つの技術の組合せにより、広範な施設規模での下水道バイオマスからのエネルギー回収を行い、発電量が設備消費電力以上となる「電力自立」、余った電力を本システム外で利用する「創エネルギー」を可能とするものである。本システムは、補助燃料使用量、消費電力を大幅に削減することによる低コスト化・省エネルギー化を図り、 N_2O 排出量の削減効果もあわせた温室効果ガス排出量の削減を目的としたシステム技術である。

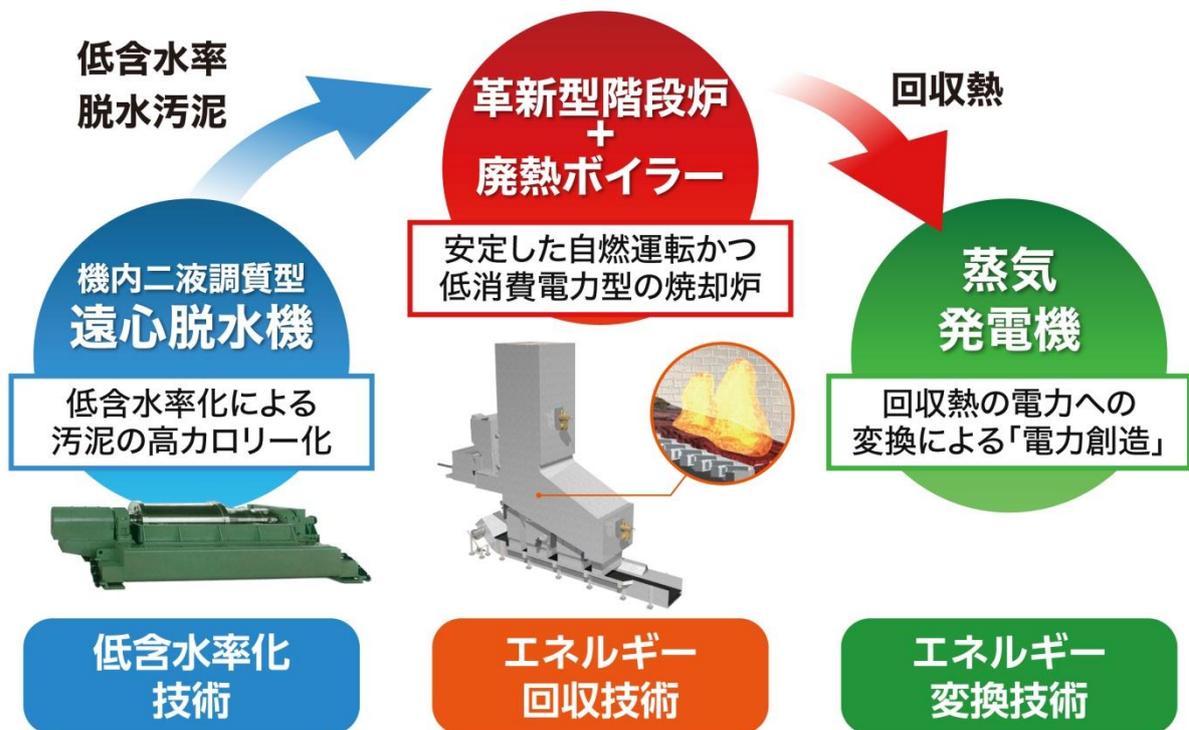


図 2-1 本システムのイメージ

§6 システム全体の概要と特徴

本システム技術は、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の組み合わせにより、焼却廃熱を利用し発電を行うものである。低含水率化技術で従来の脱水方式と比較して7～10ポイントの低含水率化された脱水汚泥を、エネルギー回収技術で補助燃料を使用せず直接焼却して廃熱ボイラーにて熱回収を行い、エネルギー変換技術で廃熱ボイラーから発生した蒸気により発電を行う。各技術の詳細については§7～9に記載する。

本システム技術の特徴は以下の通りである。

- (1) 建設費の縮減
- (2) 消費電力の削減と発電（広範な施設規模での電力自立）
- (3) 補助燃料使用量の削減
- (4) 温室効果ガス排出量の削減

【解説】

本システム技術は、低含水率化技術により従来の脱水方式と比較して7～10ポイントの低含水率化された脱水汚泥を生成し、エネルギー回収技術により補助燃料を使用せずに直接焼却して廃熱ボイラーにて排ガスから熱回収を行い、廃熱ボイラーより発生した蒸気を用いてエネルギー変換技術により発電を行うものである。

従来の焼却方式である流動炉では、焼却廃熱を燃焼空気の予熱に利用し、炉に投入するエネルギーを増加させているが、それでも脱水汚泥含水率が高く、燃焼温度を確保するためのエネルギーが不足することから、補助燃料を使用している。また、従来の階段炉では乾燥機と組み合わせる方式を採用しており、流動炉と比較して効率的な焼却廃熱の利用により自燃運転が可能であるが、廃熱の大半は乾燥機で利用されている。

本システム技術では、投入される脱水汚泥の含水率を下げることで脱水汚泥の発熱量を増加させ、焼却処理において補助燃料を用いることなく高温燃焼が達成できる汚泥燃料とし、焼却炉で乾燥機無しで直接焼却を行い、回収した余剰のエネルギーを電力変換することが可能となる。また、回収熱量が増加することから、同じ規模の従来の発電技術と比較してより多くの発電量を得ることができる。さらにスクリュ式小型蒸気発電機や蒸気バイナリー発電機を組み合わせることで、従来発電ができなかった規模の小さい領域に適用範囲を広げることができる。本技術を適用した場合の従来の発電技術との発電領域の比較イメージを図2-2に示す。

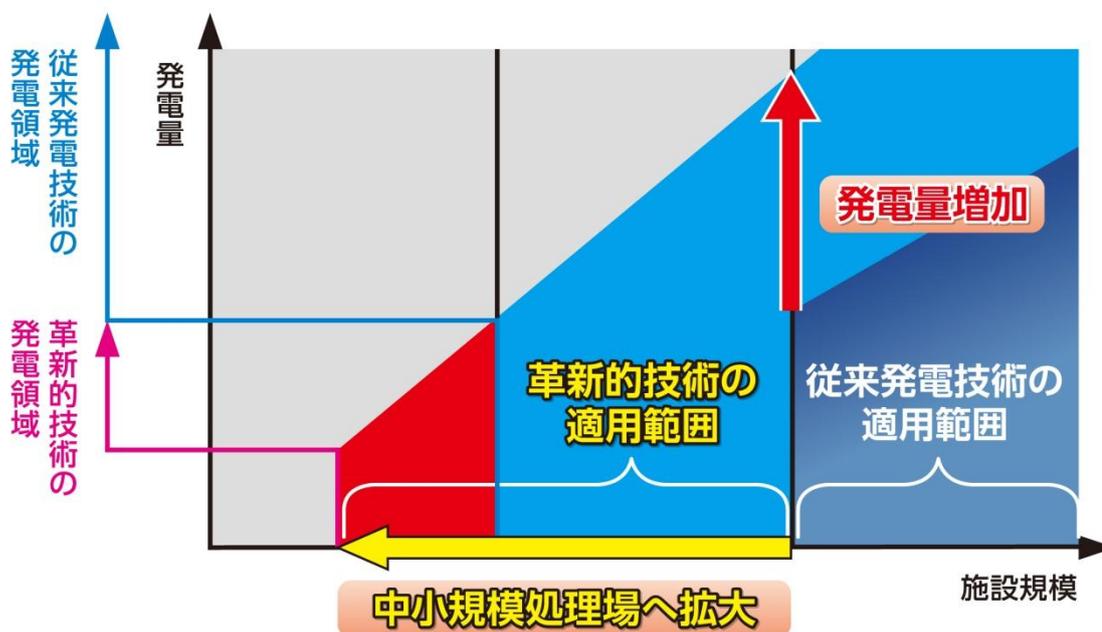


図2-2 従来の発電技術との比較イメージ

3つの技術を組み合わせてシステム全体として機能させることで、広範な施設規模での高い発電量の実現、消費電力の削減、補助燃料使用量の削減が同時に可能となり、CO₂排出量の削減も可能となる。また同時に維持管理費の大幅な縮減が図れる。

各技術の詳細については、§7~9を参照されたい。

(1) 建設費の縮減

本システムでは脱水設備と焼却設備を同時に運転することで、脱水汚泥貯留設備の容量を極力小さくすることとしている。また脱水汚泥の移送に従来技術ではポンプ圧送方式が採用されているが、低含水率脱水汚泥の場合、脱水汚泥と配管との圧力損失が大きく、より吐出圧の高いポンプが必要となり消費電力が大きくなることから、コンベヤ搬送方式としている。こうした脱水汚泥の貯留移送設備の見直しと、脱水設備を焼却設備の近傍に設置することにより、従来技術と比較して建設費の縮減を図ることができる。従来技術と革新的技術の概略フローを図2-3に示す。

また従来型階段炉と比較した場合、低含水率化した脱水汚泥の直接焼却ができることから乾燥設備が不要となり、建設費の縮減を図ることができる。

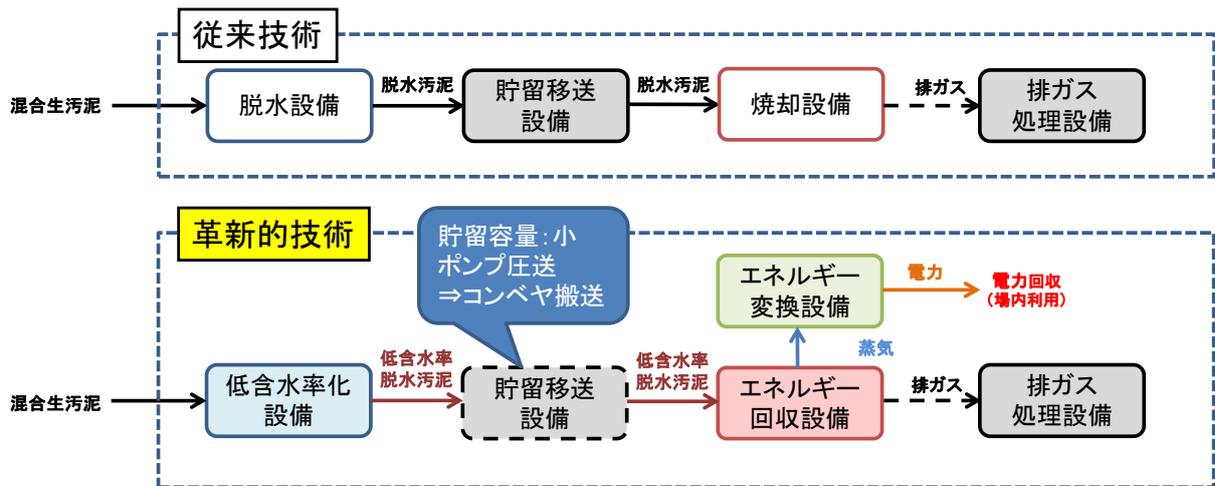


図 2-3 従来技術と革新的技術の概略フロー

(2) 消費電力の削減と発電（広範な施設規模での電力自立）

エネルギー回収技術に階段炉を採用することで、従来の気泡式流動炉と比較して約4割の電力使用量の削減が期待できる。そのためエネルギー変換技術により得られた発電電力が、エネルギー回収技術とエネルギー変換技術の消費電力と同程度またはそれ以上となるため（創エネルギー）、これらの設備に必要な電力を賄うことができる。さらに一定規模以上では低含水率化技術の電力も賄うことができ、外部からの電力供給が不要となり、余剰分は水処理設備等、同一処理場内の他設備の電力として利用することで、下水処理場全体の消費電力を削減できる。創エネルギー効果のイメージを図2-4に示す。

また本システム技術は図2-5に示すように、規模によっては汚泥処理設備としての消費電力以上に発電でき、処理場全体として概ね30%の消費電力の削減が期待できる（試算方法については資料編 3.5 下水処理場全体における削減効果の試算を参照）。

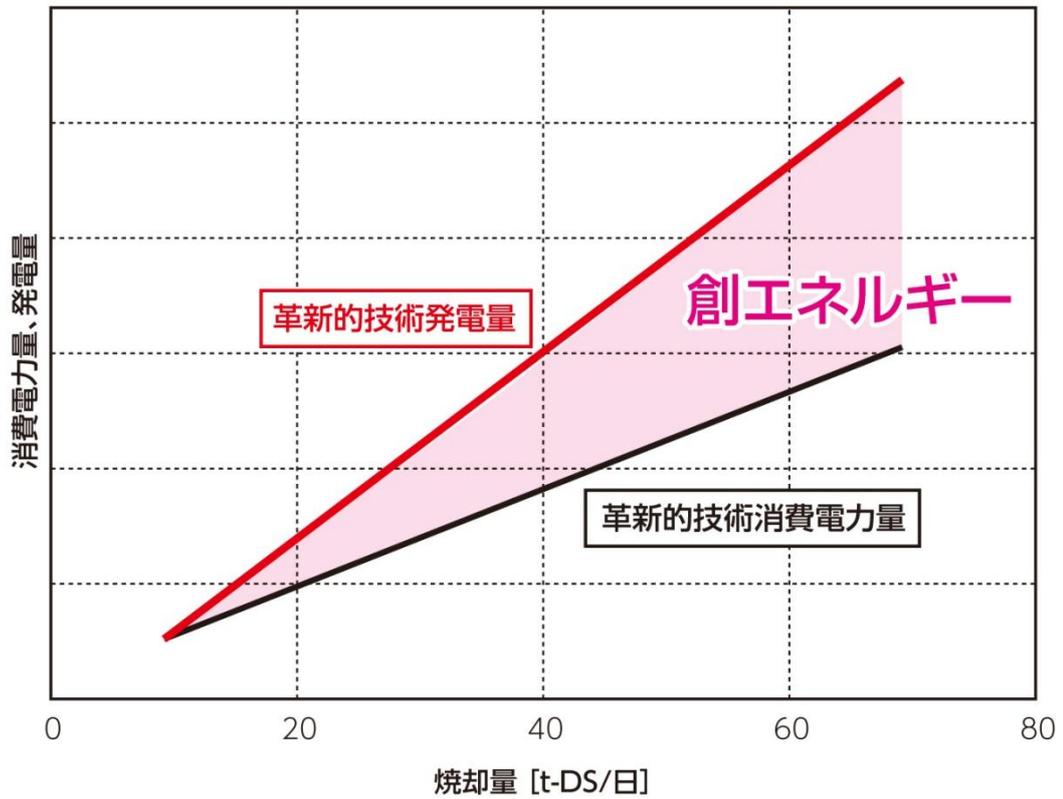


図2-4 創エネルギー効果のイメージ

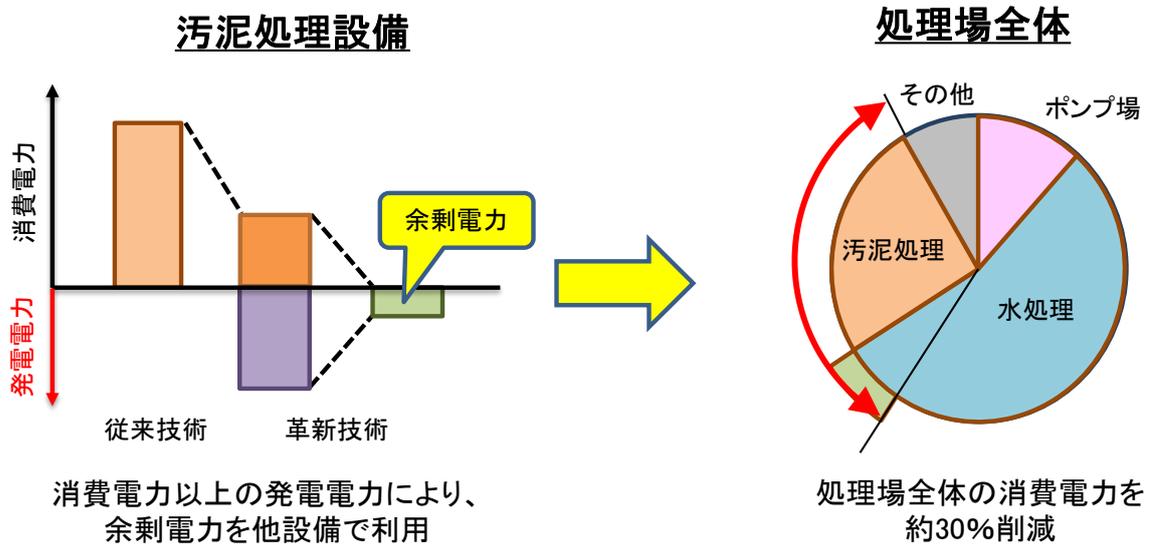


図2-5 創エネルギーによる処理場全体の省エネルギー効果のイメージ
(24t-DS/日規模の場合)

(3) 補助燃料使用量の削減

低含水率化技術により脱水汚泥含水率が低減されることで、汚泥の発熱量が増加する。従来の焼却方式である流動炉では、燃焼空気温度を600～650℃程度まで予熱し、炉出口排ガス温度をN₂O削減対策のため850℃程度まで昇温させるために不足する熱量として、補助燃料を用いていた。しかし、本技術では燃焼空気を600～650℃程度まで予熱しなくても、炉出口排ガス温度800℃以上で補助燃料を使用しない自燃運転ができ、かつN₂Oも従来の流動炉より低く抑えることができる。また汚泥性状の変動に対し、炉内の滞留時間が2時間程度と長いため、安定的に自燃運転を行うことができる。

(2)、(3)の効果により電力ならびに補助燃料使用量が削減でき、維持管理費縮減が図れる。

(4) 温室効果ガス排出量の削減

電力使用量および補助燃料使用量の削減ができるため、化石燃料由来のエネルギー使用に伴う温室効果ガス排出量が削減できる。

また、エネルギー回収技術として炉内に局所的な高温領域が形成できる階段炉を採用することで、N₂Oの発生量を削減できる。

§7 低含水率化技術の概要と特徴

低含水率化技術は、従来型脱水技術と比較して含水率の低減が可能な、「機内二液調質型遠心脱水機」を採用する。「機内二液調質型遠心脱水機」は、遠心脱水機内部に無機凝集剤を添加する機構とした低動力型二液調質脱水機である。

本脱水機の効果として、脱水汚泥含水率を従来の一液調質脱水機よりも約 7～10 ポイント低減でき、含水率 70%程度の粒状の脱水汚泥が得られ、焼却炉投入汚泥の発熱量を向上できることから、発電が可能となることによる電力使用量の削減や、補助燃料使用量の削減につながる。

【解説】

機内二液調質型遠心脱水機は、これまでの標準型、高効率型等の遠心脱水機と同様に、高速回転による遠心力（遠心効果 1,500～2,500G 程度）を利用して、脱水機内部に投入された汚泥中の固形物を短時間に固液分離するものである。無機凝集剤（ポリ硫酸第二鉄）を汚泥の改質を目的として汚泥供給ラインに添加していた従来の一液調質に対し、「機内二液調質型遠心脱水機」では、遠心脱水機ボウル内部のドライビーチ部に無機凝集剤を添加する機構とした低動力型二液調質脱水機である。図 2-6 に従来の一液調質型遠心脱水機、図 2-7 に機内二液調質型遠心脱水機の模式図を示す。また、実証設備における機内二液調質型遠心脱水機の外観を図 2-8 に示す。

ボウル内で固液分離の進んだ一次脱水汚泥に無機凝集剤を添加し、遠心力で分散・浸透・混合させることで脱水に効率よく利用でき、ドライビーチ部で更に二次脱水される。その効果により脱水汚泥含水率を従来の一液調質脱水よりも約 7～10 ポイント低減でき、含水率 70%程度の粒状の脱水汚泥が得られ、脱水汚泥の発熱量は従来約 2 倍となる（図 2-9 参照）。その結果、焼却処理において補助燃料なしで炉出口排ガス温度 800℃以上の燃焼が達成できる汚泥燃料となり、焼却システム内でのエネルギーが増加する。

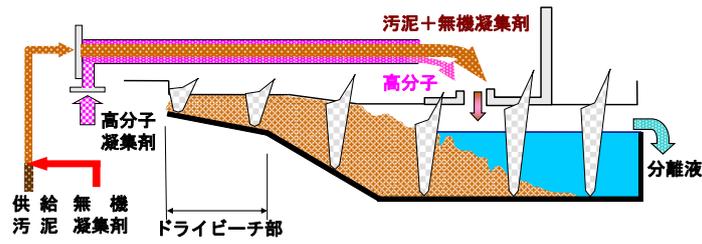


図 2-6 従来の二液調質型遠心脱水機

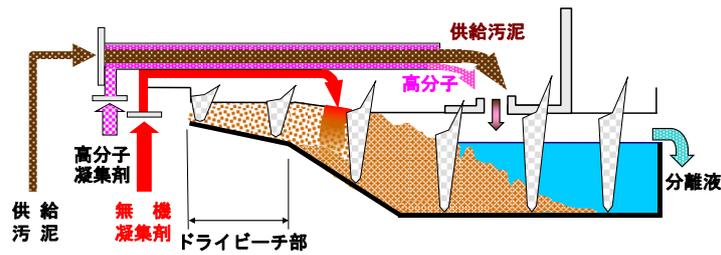


図 2-7 機内二液調質型遠心脱水機



図 2-8 実証設備における機内二液調質型遠心脱水機の外観



図 2-9 汚泥低含水率化による発熱量増加の例

§8 エネルギー回収技術の概要と特徴

エネルギー回収技術は、主に以下の機器により構成される。

- (1) 階段炉
- (2) 廃熱ボイラー

焼却炉は消費電力の低い階段炉を採用し、廃熱ボイラーにて焼却廃熱の回収を行う。

機内二液調質脱水汚泥を焼却するため、炉内乾燥機能を強化した革新型階段炉を用いることで、脱水汚泥の直接焼却ならびに安定した自燃運転が可能である。

【解 説】

エネルギー回収技術は、前段の低含水率化設備より供給される低含水率化脱水汚泥を、従来型の階段式汚泥焼却炉（従来型階段炉）に対し炉内乾燥機能を強化した革新型階段炉にて焼却し、その焼却廃熱を廃熱ボイラーにて蒸気の形態で熱回収をおこなう設備である。

実証設備におけるエネルギー回収設備の外観を図 2-10 に示す。



図 2-10 実証設備におけるエネルギー回収設備の外観

(1) 階段炉

1) 従来型階段炉

従来型階段炉は含水率 40%程度の乾燥汚泥を焼却することを目的としたもので、炉内で乾燥段・燃焼段・後燃焼段それぞれの工程を経て汚泥を完全燃焼させる。階段炉の模式図を図 2-11 に示す。流動炉と比較した場合の階段炉の特長を以下に示す。

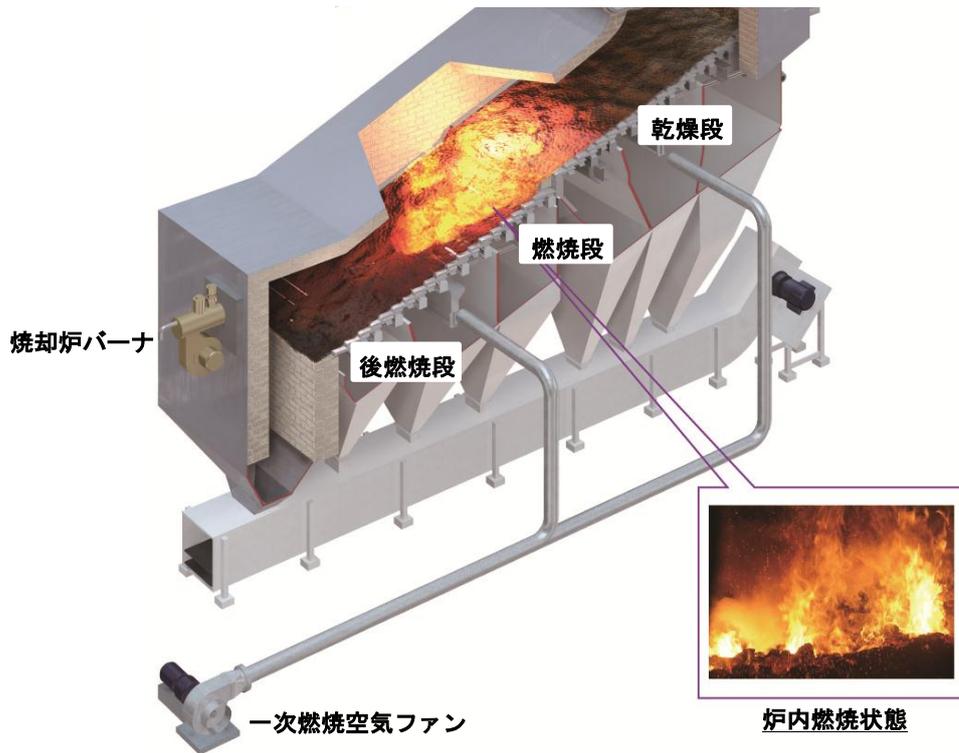


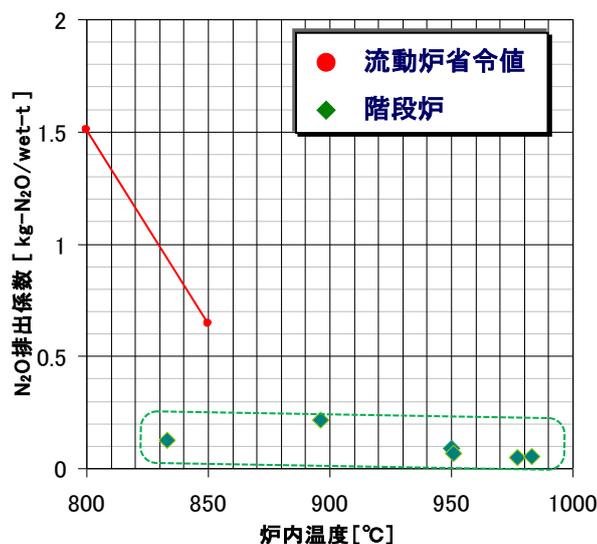
図 2-11 階段炉の模式図

① 低消費電力

階段炉は流動炉のような砂層流動の必要がないため、燃焼空気送風機の静圧は1/7程度となる。その結果、必要な動力を1/5程度に削減でき、焼却設備の消費電力を約4割削減できる。

② N₂O 発生量の大幅な抑制

階段炉は炉内で乾燥段にて水分が蒸発するため、燃焼段で熱量の高い汚泥を燃焼でき、高温燃焼域を形成する。その結果、温室効果ガスである N₂O の発生量を流動炉の約 1/6 に削減できる。図 2-12 に階段炉の N₂O 排出係数を示す。

図 2-12 流動炉と階段炉の N₂O 排出係数

(「汚泥焼却炉からの N₂O 削減に関する技術資料」(公益財団法人日本下水道新技術機構)³⁾
より一部修正し引用)

③ 安定した自燃運転

炉内における汚泥の滞留時間は約 2 時間あるため、投入汚泥の質的・量的変動を受けにくく、安定した自燃運転ができる。

④ 飛灰によるトラブル（ダクト閉塞、クリンカによるトラブル等）が無い

階段炉の焼却灰の大半は炉底部より排出されるため、飛灰は少なく、排ガス中のばいじん量が少ない。そのため後段に廃熱ボイラーを設置しても、ばいじんの付着による回収熱量の低下が起こりにくい。

また、流動炉では焼却灰中に含まれるリンやカリウムなどの低融点物質の灰中濃度が高い場合、高温燃焼させることで灰が熔融し、流動砂に付着して砂が肥大し、流動ブロワの消費電力を増加させたり、砂が流動停止したりすることがある。また、炉壁や煙道にクリンカが付着して閉塞することがあるが、階段炉は流動砂が不要で飛灰量も少ないことから影響が低い。

なお、炉底部より排出される灰は流動炉のように微粉状ではなく、粒状であることから、貯蔵・運搬・有効利用する際のハンドリング性が良い。また、湿灰でも乾灰でも条件に応じた搬出方法とすることができる。

2) 革新型階段炉

従来の階段炉にて脱水汚泥を焼却する場合、脱水汚泥の性状から汚泥乾燥機等の乾燥プロセスを経て含水率 40%程度まで乾燥させる必要があった。しかし、本技術を適用する場合、

前段に機内二液調質型遠心脱水機を、後段に革新型階段炉を用いることで、乾燥プロセスを経ずに直接焼却が可能である。従来の階段炉と革新型階段炉との相違を図 2-13 に示す。

革新型階段炉は上記に示す従来型階段炉の特長を生かしつつ、含水率 70%程度 of 脱水汚泥を直接焼却するため、従来型階段炉よりも炉内における乾燥段の面積を広く取り、乾燥機能を強化したものである。そのため炉本体では従来型階段炉より大きくなるが、乾燥設備が不要となるため、設置スペースは従来型階段炉と同程度またはそれより小さくなる。なお、従来型階段炉と流動炉の設置スペースが同程度であるため、既存流動炉の設置スペースとも同程度またはそれより小さくなる（設置スペースについては資料編 3.2 革新的技術に添付の配置図を参照）。

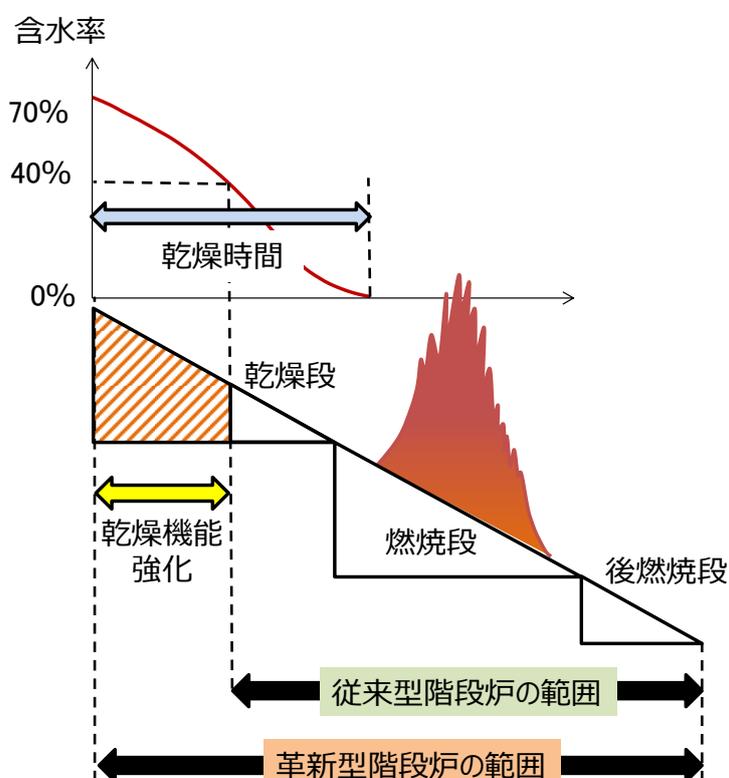


図 2-13 従来の階段炉と革新型階段炉の相違（概念図）

(2) 廃熱ボイラー

燃焼排ガスから蒸気を回収し、発生した蒸気は発電に利用する。ボイラーは下記特長を有する。ボイラーの模式図を図 2-14 に示す。

- 1) 熱損失を最小限にし、高い熱回収効率を保つ。
- 2) 長期連続運転が可能で、効率の低下も少ない。
- 3) 構造が単純で故障が少なく、信頼性が高い。

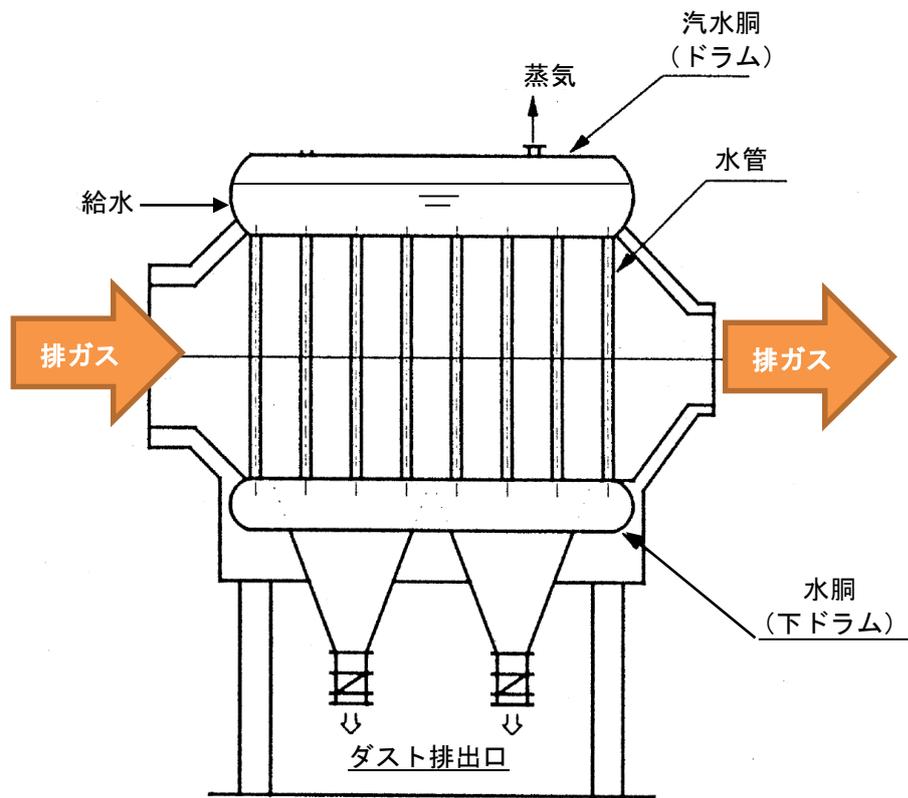


図 2-14 廃熱ボイラーの模式図

§9 エネルギー変換技術の概要と特徴

エネルギー変換技術として、スクリュ式小型蒸気発電機と蒸気バイナリー発電機併用方式を採用する。

本発電方式の採用により、これまで発電ができなかった中小規模施設も含めて広範囲の施設において発電が可能となる。なお、大規模施設においては、従来の発電技術である復水タービン蒸気発電方式を適用する。

【解説】

エネルギー変換技術は蒸気発電機を用いる。蒸気発電機は従来比較的多量の蒸気を必要とする蒸気タービン発電方式のみであったが、近年低圧・少量の蒸気により発電可能なスクリュ式小型蒸気発電機や蒸気バイナリー発電機が商品化されたことから、タービン発電方式に必要な蒸気量が得られない規模においても蒸気発電機による発電が可能となった。

さらに本技術は低含水率化技術と組み合わせることで、脱水汚泥の発熱量が向上し（図2-9参照）、エネルギー回収技術での回収熱量が増加、すなわち蒸気量が増加することから、同じ規模の従来技術と比較してより多くの発電量を得ることができ、またこれまで発電ができなかった規模の小さい領域に適用範囲を広げることができる（図2-2参照）。

蒸気発電機は焼却炉の規模に応じて選定する。容量および蒸気条件に応じた蒸気発電機機種例を図2-15に示す。実証設備におけるスクリュ式小型蒸気発電機や蒸気バイナリー発電機の外観を図2-16に示す。

また、下水処理場は潤沢な処理水を冷却水として使用し、蒸気発電機の排気蒸気を水冷にて復水化することができるため、消費電力が多い空冷式と比較して、利用可能な電力量が多くなるといった特長を有しており、蒸気発電機を導入する上で適した条件であるといえる。

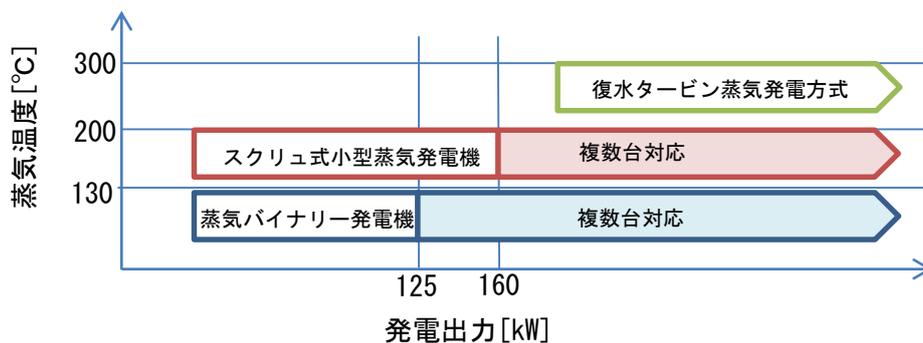


図2-15 蒸気発電機機種例



図 2-16 実証設備におけるエネルギー変換設備の外観
(左：スクリュー式小型蒸気発電機、右：蒸気バイナリー発電機)

(1) スクリュー式小型蒸気発電機

スクリュー式小型蒸気発電機（以降、小型蒸気発電機）は、少量の低圧蒸気で発電が可能であることから、低圧・少量の蒸気が得られる焼却炉の規模（概ね10t-DS/日以上の中規模処理場）の蒸気発電に適する。本発電機は減圧機能を持たせつつ発電を行うものであり、ボイラーで発生させた蒸気を減圧弁で減圧してからプロセスに利用しているようなケースに適している。また、他の熱利用設備（乾燥機、予熱器等）との組み合わせも可能である。

本発電機の原理は、容積型のスクリュー膨張機を採用し、入口と出口の蒸気の圧力差を回転力に変え、さらに発電機により電力に変換される。本発電機の原理を図2-17に示す。

また、本発電機の出口蒸気をカスケード利用して、他の熱需要先で使用することができる。利用先の蒸気圧力条件にもよるが、圧力差を大きくしたほうが、発電電力としては大きくなる。

なお、本発電機を複数台設置する条件の場合、背圧タービン蒸気発電方式との比較を行うことが有効である。背圧タービン蒸気発電方式は1台で大型化が可能であることから、本発電機を複数台設置するより導入コストが低くなる可能性がある。

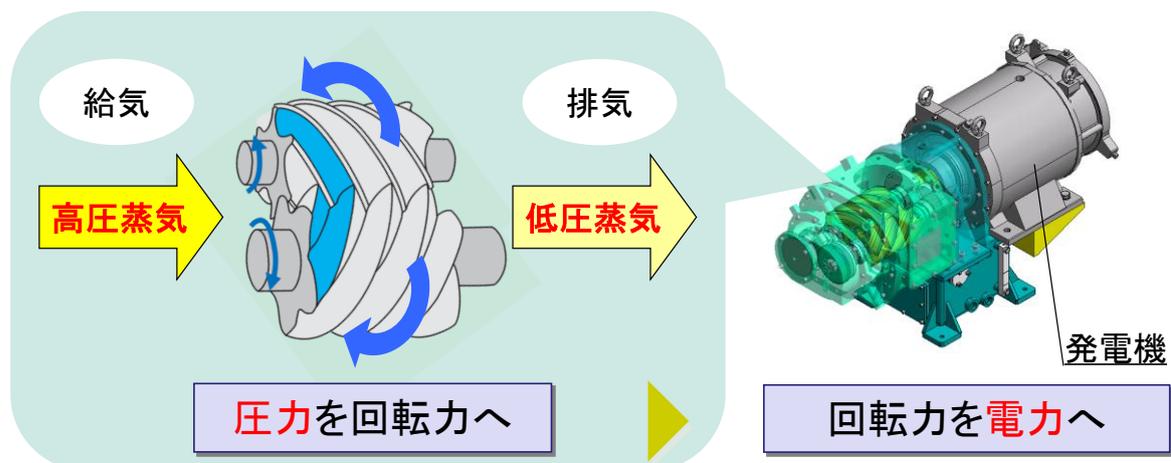


図2-17 小型蒸気発電機の原理

(2) 蒸気バイナリー発電機

バイナリー発電とは、加熱源より沸点の低い作動媒体を加熱・蒸発させて、蒸発した作動媒体でタービンを回し発電する方式である。加熱源系統と媒体系統の2つの熱サイクルを利用して発電することから、バイナリー発電と呼ばれている。低沸点の作動媒体（例：代替フロンなど）を使用するため、100℃前後の蒸気や温水から発電が可能であるが、本ガイドラインにおいては、蒸気を熱源とした蒸気バイナリー発電機（以降、バイナリー発電機）を対象とする。

※類似技術として、排煙処理塔の循環水（70～80℃程度）である温排水を利用したバイナリー発電機が「下水処理場における小型バイナリー発電の導入マニュアル」（公益財団法人日本下水道新技術機構）にて一般化されており、当該技術は本システム技術にも付加的に適用可能であり、その場合更なる電力回収が見込めるが、本ガイドラインでは取り上げていない。

バイナリー発電機では作動媒体をポンプにより蒸発器に供給し、蒸発器で加熱源のエネルギーにより蒸発させた作動媒体でタービンを回す。その後、作動媒体は、凝縮器で冷却水により液化され作動媒体ポンプへ戻る。このサイクルの繰り返しにより発電を行う。加熱源のエネルギー量が多く、凝縮器での冷却能力が高いほど発電電力としては大きくなる。バイナリー発電機のフローを図2-18に示す。

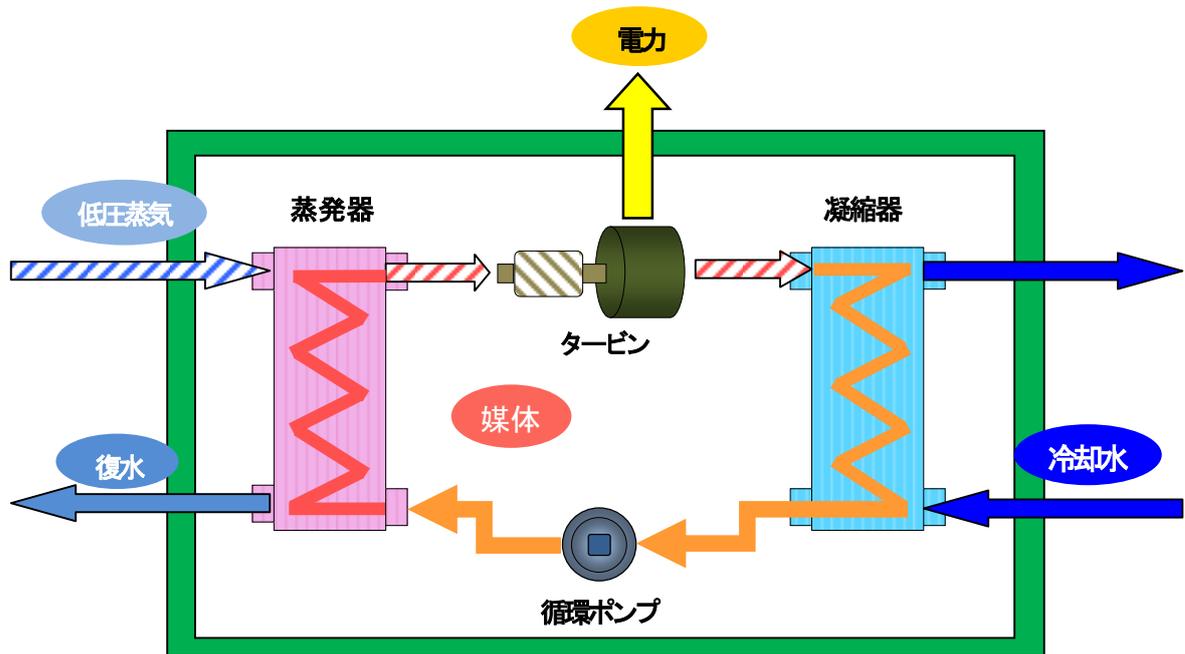


図2-18 バイナリー発電機の概略フロー

(3) 小型蒸気発電機とバイナリー発電機の組み合わせ

小型蒸気発電機で利用した後の蒸気は、圧力・温度とも低いため利用用途が限られる。そのため余剰蒸気が得られる場合、バイナリー発電機と組み合わせることでシステムとしての発電電力を増加させることができる。このような小型蒸気発電機とバイナリー発電機を組み合わせ、蒸気のカスケード利用を行うシステム（図2-19）は、新たな電力変換システムである。

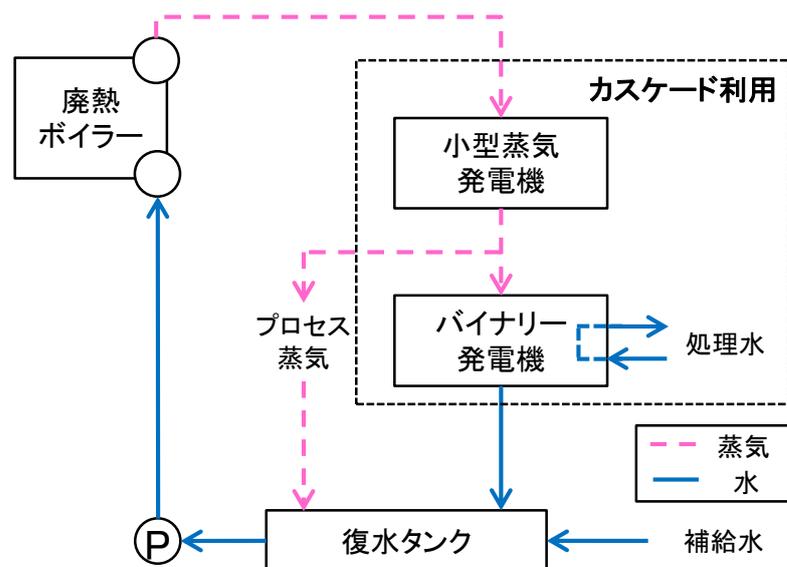


図2-19 小型蒸気発電機とバイナリー発電機による概略フロー（実証技術）

ここで、小型蒸気発電機とバイナリー発電機を組み合わせた際の熱利用範囲の例を図2-20に示す。小型蒸気発電機は蒸気の圧力差により発電を行う方式で、熱利用範囲は狭いものの熱エネルギーから電気エネルギーへの変換効率が高い（60%以上）。一方で、バイナリー発電機は蒸気が復水となる際の潜熱の一部を用いて発電を行えるため、出入口の熱量差は大きい、大半は機内で冷媒を復水化させるに用いる冷却水側に熱を捨てることから、変換効率としては低い（10%未満）。それぞれ熱の利用範囲が異なるため、二つの蒸気発電機を組み合わせることにより、システムでの発電効率を上昇させることができる。

なお、いずれの蒸気発電機も必要に応じて複数台設置が可能で、設備増設時に必要台数を増設するといった対応も可能である。このように規模に応じた必要台数の選定により、発電量を増大させ、発電量当たりの建設費の最適化が可能となる。

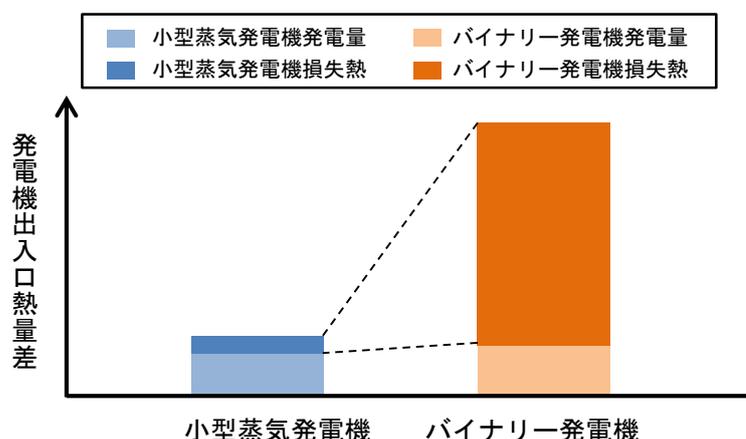


図 2-20 小型蒸気発電機とバイナリー発電機の熱利用範囲の例

なお、参考として復水タービン蒸気発電方式の概要と特徴を下記に示す。

※復水タービン蒸気発電方式

蒸気タービン発電方式には、出口の蒸気圧力を大気圧以上で運転する背圧タービン蒸気発電方式（以降、背圧タービン発電）と、復水器により大気圧より下げて真空域とする復水タービン蒸気発電方式（以降、復水タービン発電）がある。背圧タービン発電は出口の蒸気温度が高いため、蒸気をカスケード利用して他の熱需用で使用することができることから、大きな熱供給先が有る場合は有効な形式であるが、タービンで利用できる蒸気の熱落差が小さいため発電量は小さくなる。発電以外の熱供給先が不要の場合、復水タービン発電を用いることで発電量は大きくなる。また、蒸気の持つエネルギーが高いほど発電量は多くなることから、本方式を採用する場合の蒸気条件として、3MPaG・300℃等の過熱蒸気とすることが有効である。

復水器には空冷方式と水冷方式があるが、空冷方式は水冷方式と比較して4,000倍程度の体積流量が必要となり、広い復水器設置スペースが必要となるばかりか、風量を得るために電力も必

要となる。そのため、冷却水が得られる下水処理場においては水冷式が有効である。

しかし、本方式は蒸気量が少ない場合、小型蒸気発電機とバイナリー発電機併用方式より導入によるコスト面での優位性が低くなることから、比較的高圧・多量の蒸気を得られる焼却炉の規模(概ね25t-DS/日以上の大規模処理場)に適している。また本方式は1台で大型化が可能であることから、複数炉設置など将来計画を見越した容量として設計を行うことで、小型蒸気発電機とバイナリー発電機併用方式より導入コストが低くなることもある(資料編 3.2革新的技術P.191~193参照)。

第2節 技術の適用条件

§10 適用条件と推奨条件

本システム技術は下水処理における汚泥処理のうち、脱水以降の処理に適用される。本システムの導入効果は、汚泥性状や処理場の条件等によって異なるため、「適用条件」を満たすことを基本とし、その中でも導入効果の高くなることが予想される「推奨条件」を合わせて示す。

【解説】

本システム技術は、下水処理における汚泥処理のうち、脱水以降の処理への適用を基本とする。更新計画の場合、既存の脱水汚泥含水率が高く、焼却設備の補助燃料使用量が多い場合や、既存焼却炉が従来型の流動炉で、消費電力や温室効果ガス排出量が多い場合に高い導入効果が得られることが期待される。

本システム技術が適用可能となる適用条件、導入効果が高くなる推奨条件を以下に示す。

(1) 適用条件

本システム技術の適用条件を以下に示す。

1) 遠心脱水機が設置可能である

低含水率化技術である機内二液調質型遠心脱水機は、従来型の高分子凝集剤のみを添加する遠心脱水機に対し、無機凝集剤を脱水機内へ添加することができる点が異なっているが、その脱水機としての機構に大きな違いは無い。そのため、適用条件としては遠心脱水機が設置できる条件である。なお、現設備が遠心脱水機である必要は無く、更新のタイミングで遠心脱水機を設置することが可能であれば良い。

2) 焼却灰の処分先、または有効利用先が確保できる

本システム技術は焼却灰を排出するため、この処分先または有効利用先の確保が重要である。なお、既設が気泡式流動炉で、既設と同様の有効利用を行う場合は、焼却灰の形状の違いから引き取り条件が異なる可能性があるため、事前に受け入れ先との調整および確認を行い、灰破碎機器の必要性の確認等を行っておくことが好ましい。

3) 蒸気発電機の冷却水として、十分なる過水量が確保できる

バイナリー発電機および復水タービン発電は、冷却水として水質条件に適した多量のろ過水を必要とする。一般に焼却炉を設置する下水処理場では二次処理水は容易に確保できるが、ろ過水量が制限されることがあるため、事前確認が必要である。

ろ過水の使用量の目安としては汚泥 1t-DS/日あたり 6~8m³/h 程度である。また水温は

低いほど良いが、概ね 15～30℃の範囲であれば適用できる。

なお、必要なる過水が確保できない条件においては、高度処理設備（移床式砂ろ過器など）を設置するなどの検討を行う。また、冷却水として使用したろ過水は 5～10℃程度昇温される程度であり、他設備（排ガス処理）に利用することもできる。

4) 焼却規模で概ね 10t-DS/日以上（1.5t/h 以上の発生蒸気量）が確保できる

小型蒸気発電機及びバイナリー発電機は立上げ時に最低 1.0t/h 以上の蒸気量が必要であることから、これらの蒸気発電機を組み合わせる場合、変動範囲の余裕を考慮して、1.5t/h 以上の蒸気量が確保できる条件を導入可能な最低規模とする。この際の焼却規模としては概ね 10t-DS/日以上となる。なお、今後さらに少ない蒸気量で発電可能な蒸気発電機が製品化された場合はこの限りではなく、蒸気発電機の必要蒸気量に応じた焼却規模での発電が可能となる。

また蒸気量の上限は設けないが、蒸気量が多くなる場合については、コスト面等含め、最適な発電方式を選定する。

(2) 推奨条件

本システム技術の推奨条件を以下に示す。

1) 対象汚泥が混合生汚泥で、低含水率化しやすい

本システム技術は、混合生汚泥、消化汚泥とも適用が可能であるが、混合生汚泥は可燃分割が高く含水率が 70%程度まで低含水率化が可能であるため、脱水汚泥としての発熱量が高い条件であり、その効果として後段のエネルギー回収・変換設備での補助燃料使用量の削減や自然運転、発電電力量の増大が見込める。含水率は低いほどエネルギー回収設備での回収熱量が多くなり、更なる効果が見込める（資料編 1.4 エネルギー回収・変換技術実証試験結果 P.147 参照）。

消化汚泥については難脱水性のため、後段のエネルギー回収設備で助燃が必要となる場合が多いことに留意が必要である。適用については脱水汚泥の含水率や有機分割を検討し、エネルギー回収設備での補助燃料使用量や、エネルギー変換設備での発電電力を考慮の上判断する。

2) 供給汚泥濃度が安定している

分離濃縮を実施していない場合など、脱水機への投入汚泥濃度の変動が大きい場合、本技術（低含水率化技術）の性能が安定せず、想定した性能が発揮されないことがある。そのため、投入汚泥濃度が安定しやすい分離濃縮が導入されている施設の方が、脱水汚泥の含水率も安定する傾向があり、その効果として後段のエネルギー回収・変換設備での補助燃料使用量の削減や、発電電力量の増大につながる。

なお、投入汚泥濃度が安定しないと想定される施設では、汚泥濃縮機を本技術の前段に設置することが有効である。汚泥濃縮機には、ベルト型や回転ドラム型などの低動力型濃縮機が実用化されているため、これらを組み合わせることで脱水機への投入汚泥濃度が安定し、本システム技術として期待させる性能が発揮できる（資料編 1.3 低含水率化技術実証試験結果 P.132 参照）。

3) 脱水汚泥の焼却量が多い

焼却設備は一般的に規模が大きいほどスケールメリットが働きやすいことから、コスト面で優位となる。また、蒸気発電機は一般に蒸気量が多いほど効率が高くなる。そのため、規模が大きいほど発生蒸気量は多くなることから、脱水汚泥単位重量当たりの発電量は大きくなり、導入メリットも相対的に大きくなる。

4) 定格負荷で連続運転ができる

立上げ・立下げの頻度を極力減らし、最適運転条件である定格負荷運転を継続させるほど、省エネ・創エネ効果は高くなり、コスト縮減につながる。その条件として、複数炉設置の場合等が考えられ、発生汚泥量が変動に対して本設備の負荷率を定格負荷条件とし、他の発電を行わない焼却炉で稼働率ならびに負荷率を調整することが有効である。

5) 白煙防止が不要である

白煙防止条件が設定されている場合、エネルギー回収技術で回収した熱の一部を白煙防止用の熱源として利用するが、白煙防止が不要、もしくはその条件が緩ければ緩いほど、エネルギー変換設備に投入できる蒸気量が多くなり、発電量を増加させることができ、省エネ・創エネ効果が高くなる。

§11 導入シナリオ

本技術を導入する場合シナリオ例を示す。

- (1) 汚泥脱水設備ならびに焼却設備の更新・新設・増設を同時に行う場合
- (2) 汚泥脱水設備、焼却設備の更新・新設・増設を段階的に行う場合
 - 1) 先に低含水率化設備を導入する場合
 - 2) 先にエネルギー回収・変換設備を導入する場合

同時更新の方が配置計画の最適化など、導入コストの最小化が図れる。

またエネルギー変換設備の導入を前提とした部分的な導入シナリオとして、エネルギー回収設備に従来型階段炉を適用することもできる。

【解説】

本技術を導入する直接的な効果は、補助燃料使用量および使用電力量の削減・発電により維持管理費が大幅に縮減される点にあり、さらに一定規模以上となれば発電した電力を水処理設備等の処理場内の電力として利用することで、処理場全体での維持管理費の縮減に有効である。また同様に温室効果ガス排出量の削減効果も大きい。本技術の導入が有効と考えられる典型的なシナリオの例を以下に示す。また、それぞれの導入イメージを図2-21～24に示す。

- (1) 汚泥脱水設備ならびに焼却設備の更新・新設・増設を同時に行う場合

- 1) 更新・新設時における同時導入

脱水から焼却までの設備を一度に更新・新設することで、配置計画の最適化や、脱水汚泥の搬送・貯留設備などについて、今回システムに最適となる設備の導入ができることから、導入コストの最小化も図れる。

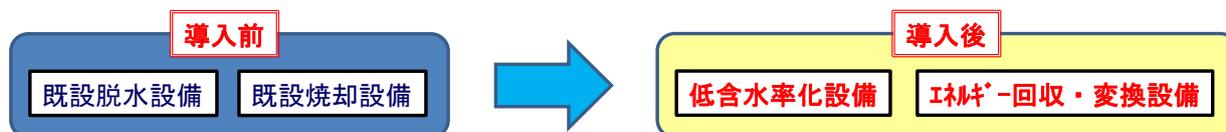


図2-21 同時更新・新設時の導入イメージ

- 2) 増設時等における同時導入

汚泥集約処理場等において、発生汚泥量増加等による設備整備時に、汚泥脱水設備ならびに焼却設備の増設を行う場合や、複数炉のうち1炉を更新する場合についても考え方は同じである。汚泥集約処理場では複数炉を前提とすることから、焼却量変動に対して既存設備との調整が可能であるため、本システム技術の運転を優先させることが可能となり、効果を最大限に発揮することができる。本システムは定格負荷条件で連続的に運転を行うほど維持管理費縮減のメリットは大きくなることから、本システムを連続的に定格負荷条件において運

転できるように既存設備との調整を行えば、処理場全体での維持管理費の最小化が可能となる。合わせて温室効果ガス排出量の削減も可能となる。

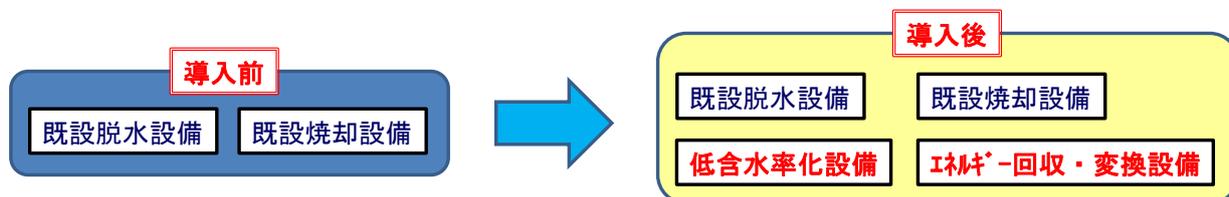


図 2-22 増設時の導入イメージ

(2) 汚泥脱水設備、焼却設備の更新・新設・増設を段階的に行う場合

基本的な考え方としては前項と同じであるが、従来下水道設備の導入手順として、二つの設備が同時に更新される事例は少ない。本システム技術を段階的に導入する場合のシナリオ例を以下に示す。

1) 先に低含水率化設備を導入する場合

一期目に低含水率化設備を導入し、二期目にエネルギー回収設備とエネルギー変換設備を導入するシナリオである。低含水率化設備の機内二液調質型遠心脱水機と従来型遠心脱水機との大きな違いは、無機凝集剤の機内への添加の有無であるため、本技術を導入しても無機凝集剤を添加しなければ、従来型（高効率型遠心脱水機）として使用することができることから、後段の焼却システムに関係なく導入が可能である。また、一期目と二期目の間が長い場合や、既存焼却設備を運転する上で無機凝集剤を添加した低含水率化運転が不要な場合、無機凝集剤供給設備は二期目にあわせて設置してもよい。その場合、必要な設置スペースを計画時に確保しておく必要がある。

本条件の場合、一期目は低含水率技術（二液調質による運転）を用いることで、焼却設備の補助燃料使用量削減による維持管理費の縮減や温室効果ガス排出量の削減効果が得られる。また本システム技術がすべて導入できた二期目から、本システム技術導入時に期待される効果が表れる。

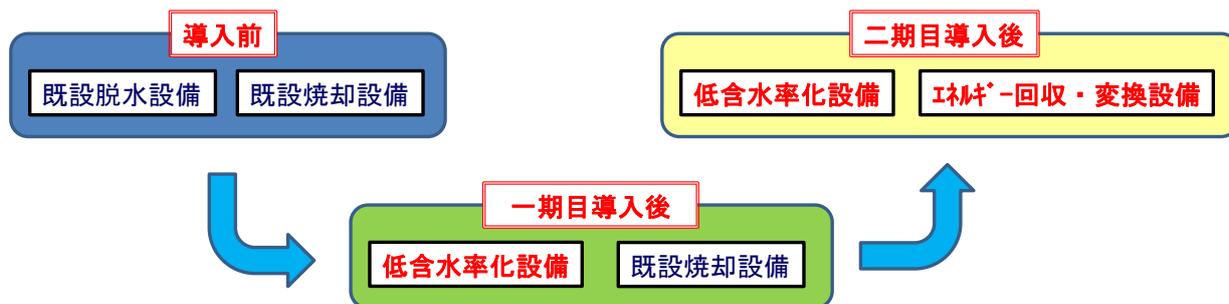


図 2-23 段階更新シナリオの導入イメージ（一期目低含水率化設備導入）

2) 先にエネルギー回収・変換設備を導入する場合

エネルギー回収設備のうち革新型階段炉は低含水率化設備の導入を前提とすることから、エネルギー回収・変換設備を先に導入する場合、既設脱水設備が更新されない期間は、本システム技術を適用することはできない。そのため、一期目で革新型階段炉とともに乾燥機を導入し、二期目に低含水率化設備を導入するシナリオとなる。この場合の一期目のフローを図2-25に示す。廃熱ボイラーで発生した蒸気は乾燥機で使用する必要圧力まで減圧するが、この減圧に小型蒸気発電機や背圧タービン発電を導入することで、発電を行いながら蒸気を乾燥に利用できる。

この場合、エネルギー変換設備は二期目での低含水率化設備導入後の発電量を見込んだ設計とする。また二期目において乾燥機は、立上げ時や含水率変動時など、補助燃料が必要な場合の助燃材としての乾燥汚泥の製造に用いるなど、脱水汚泥をシステムとして運転するために必要な量を乾燥させるのに用いる。乾燥汚泥との混焼については、資料編 1.4 エネルギー回収・変換技術実証試験結果 P. 142 に記載のように実証済みであり、問題なく行うことができる。

本シナリオでは、一期目から革新型階段炉と乾燥機を導入することによる自燃運転や、エネルギー変換設備による発電が可能となるため、維持管理費および温室効果ガス排出量の削減が期待できる。

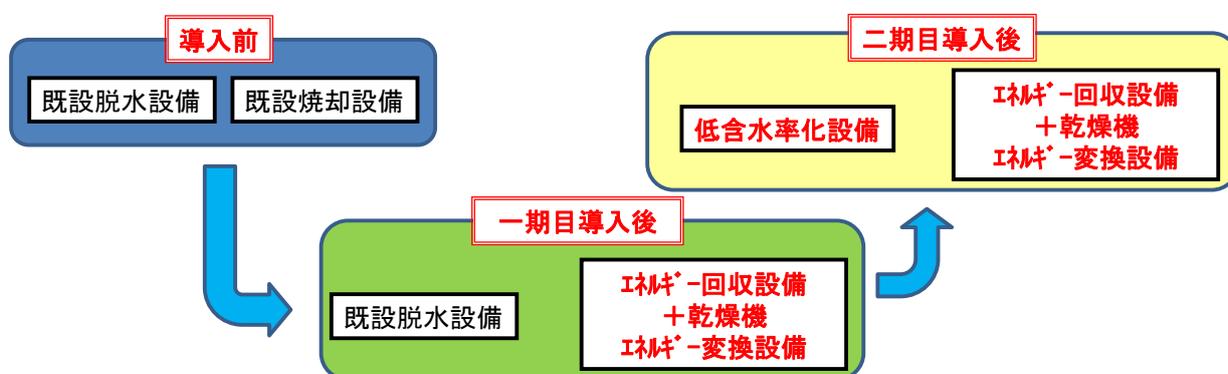


図 2-24 段階更新シナリオの導入イメージ（一期目エネルギー回収・変換設備導入）

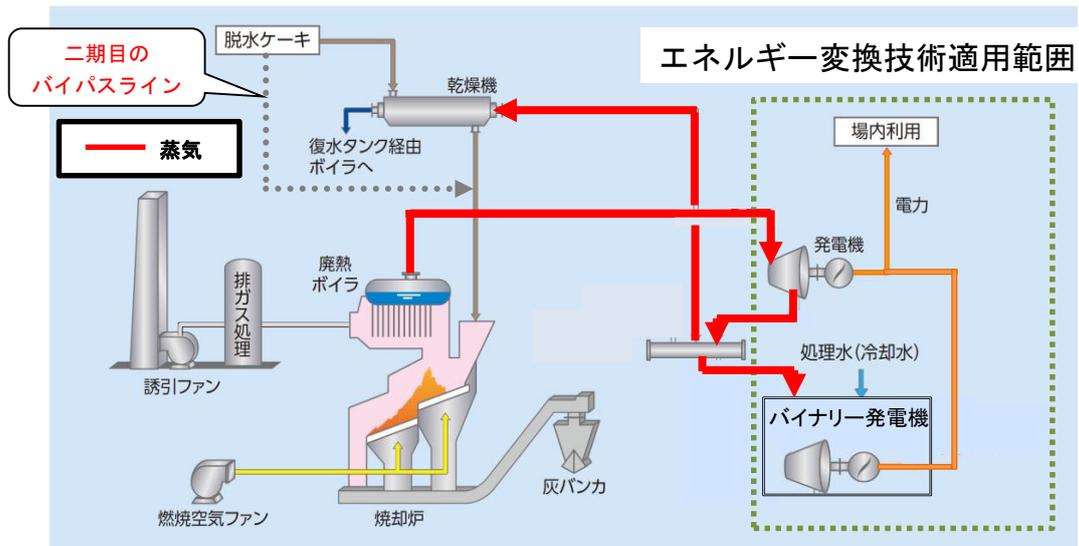


図 2-25 階段炉と乾燥機を新規導入する場合のフロー

※部分導入シナリオ

エネルギー変換設備を設置する場合、エネルギー回収技術として従来型階段炉（乾燥機付）を適用することで、以下のような導入シナリオ例も挙げられる。各シナリオの適用技術を表 2-1 に示す。

表 2-1 部分的導入シナリオにおける対象技術

シナリオ	脱水設備	焼却設備	エネルギー変換設備
(1)	従来型（既存）	従来型階段炉（新設）	新設
(2)	革新型（新設）	従来型階段炉（新設）	新設
(3)	従来型（既存）	従来型階段炉（既存）	新設
(4)	革新型（新設）	従来型階段炉（既存）	新設

(1) 焼却設備を従来型階段炉（乾燥機付）に更新し、エネルギー変換設備を設置する場合

脱水設備については既存設備（一液調質型）を利用し、焼却設備として従来型階段炉（乾燥機付）を導入することで、電力回収を行うシステムが構築可能である。フローとしては図 2-25 と同じである。従来型の階段炉では発生した蒸気を乾燥機で使用する必要圧力まで減圧しており、この減圧に小型蒸気発電機や、背圧タービン発電を導入することで、発電を行いながら蒸気を乾燥に利用できる。このシステムは自燃可能なシステムであり、発電により電力使用量が削減できることや低消費電力で N_2O の大幅な削減ができることから、従来技術と比較して補助燃料使用量削減や、電力使用量の削減による維持管理費の縮減ならびに温室効果ガス排出量の削減が期待できる。

(2) 低含水率化設備を導入し、焼却設備を従来型階段炉（乾燥機付）に更新し、エネルギー変換設備を設置する場合

脱水設備を低含水率化設備に更新しても、難脱水汚泥など含水率が高く、エネルギー回収設備のうち革新型階段炉の導入効果が低い場合（自燃領域が狭いなど）、乾燥機付の従来型階段炉の焼却システムを導入することで確実に自燃運転を行いつつ、電力回収を行うシステムが導入可能である。導入効果としては（1）と同様に維持管理費の縮減ならびに温室効果ガス排出量の削減が期待できる。なお本シナリオは脱水、焼却（発電）設備の段階的導入も可能である。

(3) 既存の従来型階段炉（乾燥機付）にエネルギー変換技術を設置する場合

脱水設備については既存設備（一液調質型）を利用し、従来型の階段炉（乾燥機付）で余剰蒸気が得られる場合、小型蒸気発電機やバイナリー発電機を導入することで、電力回収を行うシステムが導入可能である。フローを図 2-26 に示す。発電による電力使用量が削減できることから、維持管理費の縮減ならびに温室効果ガス排出量の削減が期待できる。

(4) 既存の従来型階段炉（乾燥機付）に低含水率化設備およびエネルギー変換設備を設置する場合

脱水設備を低含水率化技術に更新することで、既設が従来型の階段炉（乾燥機付）で余剰蒸気が得られる場合、小型蒸気発電機やバイナリー発電機を導入することで、電力回収を行うシステムが導入可能である。ただし、無機凝集剤の使用によるコスト増と発電によるコスト減によるトータルコストで検討することに留意する必要がある。

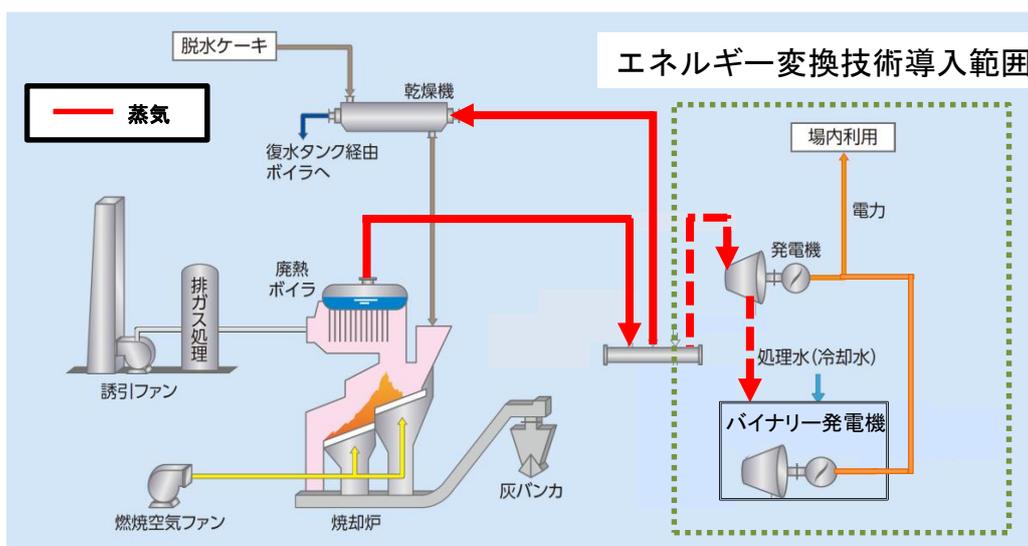


図 2-26 既存の階段炉と乾燥機のシステムにエネルギー変換技術を導入する場合のフロー

※焼却廃熱としての有効利用

本システムでは発生した蒸気を発電に利用することを念頭に置いたものであるが、蒸気発電としての廃熱利用以外にも、一部または全量を温水供給や地域熱供給等への利用も可能である。また、脱水汚泥の乾燥や空気の予熱、消化槽の加温など、下水処理場内での熱利用も可能である。

更に本システムでは用いていないが、排煙処理塔からの温排水についても条件によっては組み合わせる熱利用を図ることも可能である。

導入にあたっては、熱利用先の状況や条件等を整理した上で、計画を行うことが好ましい。

第3節 実証研究に基づく評価の概要

§ 12 評価項目

実証研究に基づく本技術の評価項目を以下に示す。

- (1) コスト（建設費、維持管理費、ライフサイクルコスト）
- (2) 温室効果ガス排出量
- (3) エネルギー消費量
- (4) エネルギー創出量
- (5) 環境性能

【解 説】

本技術を検討するにあたり各技術の性能を定量的に評価し、評価項目、評価方法並びに評価結果を設定、提示する必要がある。

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) 本システムを導入するために必要となるコスト、(2) 本システム導入による温室効果ガス排出量の削減効果、(3) エネルギー消費量、(4) エネルギー創出量、(5) 環境性能について評価を行った。

本技術は下水汚泥を脱水し焼却処理する技術であるため、検討対象範囲は、分離濃縮を行った後の混合生汚泥を処理する汚泥脱水設備および焼却設備を範囲とした。概略フローを図 2-27 に示す。

試算にあたっては表 2-2 に示す仮想の下水処理場の設定条件より、本実証施設の仕様および実際の運転データ等を基に、物質収支および熱収支計算により、本システム一括導入時（§ 11 導入シナリオ（1）の条件）のコスト、温室効果ガス排出量、エネルギー消費量、エネルギー創出量について試算を行った。試算条件としては表 2-3 に示す3つの処理規模（焼却時の脱水汚泥基準）とした。

評価規模の条件設定は、本システムの適用規模である概ね 10t-DS/日以上を条件とし、表 2-2 に設定した既存脱水汚泥含水率から既存焼却規模が 50t-wet/日、100t-wet/日、150t-wet/日となるよう設定した。なおエネルギー変換設備は、小型蒸気発電機とバイナリー発電機併用方式で試算を行った。

想定する下水処理場の処理方式は標準活性汚泥法とし、汚泥処理施設として重力濃縮（生汚泥）および機械濃縮（余剰汚泥）を備え、安定した濃度の混合生汚泥として得られる条件とした。当該下水処理場では消化設備が設置されていないものとした。

下水処理場全体の物質収支の試算に係る各所の汚泥量・汚泥性状の諸条件は、「下水道施設計画・設計指針と解説 2009 年版」（公益社団法人日本下水道協会）¹⁾や「下水道統計（平成 22 年度版）」（公益社団法人日本下水道協会）⁴⁾を参考にしたほか、実証結果を踏まえ表 2-2 のように設定した。

なお、本節で行った各種試算については資料編 3.2 革新的技術にその詳細を記載した。また段階導入、部分導入については、別途 24t-DS/日の場合の試算を行っている。詳細は資料編 3.3 段階導入時の試算及び資料編 3.4 部分導入時の試算を参照されたい。

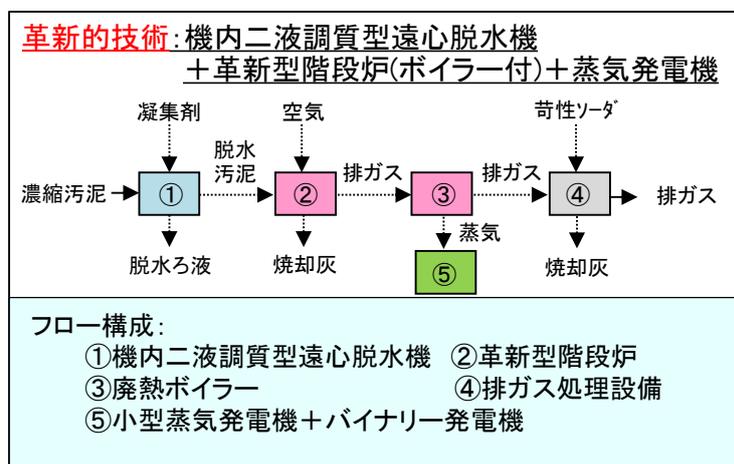


図 2-27 検討技術の概略フロー

表2-2 仮想の下水処理場の設定条件

項目	設定条件	備考
流入下水水質	SS : 200 mg/L	
水処理施設	最初沈殿池+反応タンク+最終沈殿池	
污泥処理施設	重力濃縮（生污泥）、機械濃縮（余剰污泥）	消化設備無し
脱水入口計画污泥性状	濃度：約3.3%、可燃分：84%	下水道統計（H22）を基に設定
脱水污泥含水率	（既存）76%、（導入後）69%	
污泥発熱量（高位）	19,691kJ/kg-DS	算出式*より
污泥可燃分組成	炭素（C）50.1%-VS、水素（H）7.37%-VS、窒素（N）6.57%-VS、酸素（O）35.0%-VS、硫黄（S）0.94%-VS	実証フィールド（2箇所）による平均値
処理水温度	21℃（夏季+5℃、冬季-5℃）	全国15自治体の維持管理年報を基に設定
污泥処理設備運転時間	24時間/日	
稼働率（運転日数）	90%（328.5日/年）	
負荷率	90%	

※高位発熱量(kJ/kg-DS) = 4.186 × (58.3 × V - 193)、V = 污泥中可燃分割合

「污泥焼却炉の省エネルギー化に関する調査報告書」（建設省都市局下水道部・日本下水道事業団）⁵⁾より引用

表 2-3 本技術の評価における試算条件

条件	単位	①	②	③
流入下水量	m ³ /日	62,500	125,000	187,500
炉投入固形物量	t-DS/日	12	24	36
既存焼却設備規模	t-wet/日	50	100	150
導入後焼却設備規模	t-wet/日	40	79	119

各条件で試算を行うコスト、温室効果ガス排出量、エネルギー消費量、エネルギー創出量について以下に解説する。

(1) コスト

検討を容易にするため、建設費、ユーティリティ消費量を算定式化した。なお、算定式については資料編 2.1 建設費算定式（費用関数）の導出方法を参照されたい。本技術導入時のコストを評価する項目を以下に示す。

1) 建設費

建設費は、機械設備、電気設備、土木建築施設の設置に係る工事費を対象とした。

機械・電気設備費については、容量計算などにより機器の仕様を決定し、機器の単価を乗じてこれを積算するとともに、機器費を材料費として扱い、工費（労務費）を計上した。なお、電気設備については一次側の受変電設備および中央監視設備は不含とした。また脱水施設電気設備については、脱水機付属盤からの二次側配線工事および計装工事を機械設備に含むものとして、電気設備としては計上しないこととした。

土木建築設備費については、機械設備主要部は屋外設置とし、建屋（ブロワ室、電気室、制御室等）は既存施設を利用するものとし、機械基礎、防液堤等の増築費を計上した。また、本工事範囲としては整地済の既存敷地に建設されるものとし、造成費、杭打設費、既設建築物の撤去費等は含まないこととした。

なお、「バイオソリッド利活用基本計画（下水汚泥処理総合計画）策定マニュアル（案）」（公益社団法人日本下水道協会）⁶⁾より、利子率2.3%とし、表 2-4 に示す各設備の耐用年数を考慮して、次式を用いて年価換算を行った。

$$\text{建設費年価} = \text{建設費} \times \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad i: \text{利子率（=割引率）} \quad n: \text{耐用年数}$$

表 2-4 各設備の耐用年数

	耐用年数 (年)	備考
低含水率化設備（機械）	15	下水道事業の手引き ⁷⁾ より
エネルギー回収設備（機械）	10	同上
エネルギー変換設備（機械）	15	同上
電気設備	15	同上
土木建築設備	50	同上

2) 維持管理費

維持管理費は本システムに用いるユーティリティ（電気、補助燃料、薬品）については、実証研究から得られたデータを用い、定常運転時ならびにシステム停止時から定常運転状態になるまでの立上げ時に係るものに加え、灰処分費、点検補修費、人件費を対象とした。なお、発電した電力は場内で利用するものとし、消費電力から発電電力を差し引いたものから電力費を算出した。各ユーティリティ単価については資料編 3.2 革新的技術 P.174 に記載した。

3) 解体・廃棄費

設備の耐用年数使用後の解体・撤去に関わる費用として、解体・廃棄費については、下記条件より建設費の10%として算出した。

① 解体・撤去費

解体・撤去費の考え方は、「下水道用設計標準歩掛表平成24年—第2巻 ポンプ場・処理場—P.102」（公益社団法人日本下水道協会）⁸⁾より、機械・電気における公費は特殊な状況下でない限り、労務費のみを計上することが一般的であり、撤去費は労務費の40%を計上することとあり、それに従うものとした。また労務費は建設費の15%とした。したがって解体・撤去費は建設費の6%となる。

なお、本条件については土木建築設備にも適用する。

② スクラップコスト

スクラップコストは建設費の4%を計上した。

4) ライフサイクルコスト（LCC）

ライフサイクルコスト（LCC）は建設費を年価換算したものと、維持管理費、解体・廃棄費を対象とした。

(2) 温室効果ガス排出量

温室効果ガスの排出量の算出にあたっては、下記項目について算出した。なお、燃焼排ガスより排出される CH₄ については、炉内で完全燃焼されるものであることから、本試算においては含まないものとした。

1) CO₂

本システム技術に用いるユーティリティ（電気、補助燃料、薬品）の定常運転時ならびにシステム停止時から定常運転状態になるまでの立上げ時に係るものと、建設段階および解体・廃棄時のものを対象とした。ユーティリティ使用量は実証結果に基づき算出した。各原単位については資料編 3.1 従来技術 P. 168 に記載した。

また、施設の建設段階および解体・撤去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（国土交通省国土技術政策総合研究所）」⁹⁾より、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・撤去時 0.5%の比率で換算し算出した。

2) 亜酸化窒素（N₂O）

焼却炉の運転時に燃焼排ガスより排出される N₂O については、実証試験にて実測した結果（資料編 1.4 エネルギー回収・変換技術実証試験結果 P. 137, 138）を踏まえ算出した。

(3) エネルギー消費量

エネルギー消費量の算出にあたっては、ユーティリティ（電気、燃料）の使用に係るものを対象とし、薬品に係るものは除外した。各原単位については資料編 3.1 従来技術 P. 169 に記載した。

(4) エネルギー創出量

エネルギー創出量は、物質収支・熱収支計算結果ならびに蒸気発電機の性能目安から求められる発電電力量とし、負の消費量として計上した。なお、エネルギー創出量とエネルギー消費量を足した値を、正味のエネルギー創出量（創エネルギー量）とした。

(5) 環境性能

環境性能については実証結果に基づき、下記項目に対して評価した。

1) 排ガス性状

法的規制項目のほか、維持管理基準項目（CO 濃度）について評価した。

2) 灰性状

埋立処分における法的規制項目のほか、維持管理基準項目（熱灼減量）について評価した。

3) 臭気

臭気は臭気濃度を測定して評価した。従来の脱水設備は屋内に設置されるが、今回のシステムでは屋外に設置することも考慮する必要があることから、周辺環境における臭気を測定して評価した。

4) 騒音

騒音を敷地境界で測定して評価した。従来の脱水設備は屋内に設置されるが、今回のシステムでは屋外に設置することも考慮する必要があることから、周辺環境における騒音を測定して評価した。

§ 13 評価結果

実証試験結果および収支計算結果より、下記項目について評価を行い、規模との関係を示す算定式を導出した。

- (1) コスト
- (2) 温室効果ガス排出量
- (3) エネルギー消費量
- (4) エネルギー創出量
- (5) 環境性能

【解 説】

炉投入固形物量基準で 12t-DS/日、24t-DS/日、36t-DS/日の 3 条件の処理規模において、本システム導入時のコスト、温室効果ガス排出量、エネルギー消費量、エネルギー創出量の試算を行った。上記 3 条件における処理規模別の試算結果を表 2-5 に示す。

表 2-5 処理規模別の試算結果

条件	単位	①	②	③
炉投入固形物量	t-DS/日	12	24	36
導入後焼却設備規模	t-wet/日	40	79	119
ライフサイクルコスト	百万円/年	477	649	783
温室効果ガス排出量	t-CO ₂ /年	693	1,251	1,622
エネルギー消費量	GJ/年	8,623	15,975	22,321
エネルギー創出量 (発電量)	GJ/年	-11,016	-22,782	-36,524
	MWh/年	-1,162	-2,402	-3,851
	kWh/h	-164	-339	-543
正味のエネルギー創出量 (システム全体)	GJ/年	-2,394	-6,806	-14,203

(1) コスト（建設費、維持管理費、ライフサイクルコスト）

各条件における建設費の試算結果を表 2-6、図 2-28 に示す。

表 2-6 各条件における建設費の試算結果

条件	単位	①	②	③
炉投入固形物量	t-DS/日	12	24	36
導入後焼却設備規模	t-wet/日	40	79	119
低含水率化設備	百万円/年	26	41	52
エネルギー回収設備	百万円/年	210	276	317
エネルギー変換設備	百万円/年	13	19	33
電気設備	百万円/年	37	53	68
土木建築設備	百万円/年	6	7	8
合計	百万円/年	292	396	478

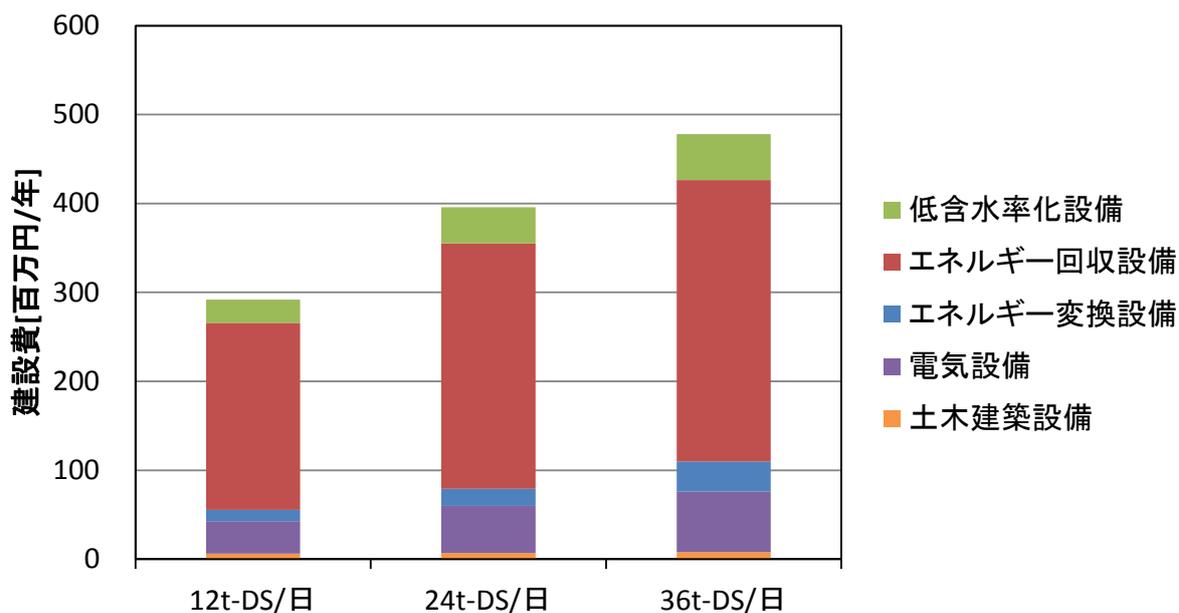


図 2-28 各条件における建設費の比較

各条件における維持管理費の試算結果を表 2-7、図 2-29 に示す。

表 2-7 各条件における維持管理費の試算結果

条件	単位	①	②	③
炉投入固形物量	t-DS/日	12	24	36
導入後焼却設備規模	t-wet/日	40	79	119
低含水率化設備	百万円/年	23	46	69
エネルギー回収・変換設備	百万円/年	27	51	74
点検補修費	百万円/年	66	94	114
人件費	百万円/年	58	58	58
小計	百万円/年	174	250	315
発電電力	百万円/年	-18	-37	-58
合計（発電分含む）	百万円/年	156	213	257

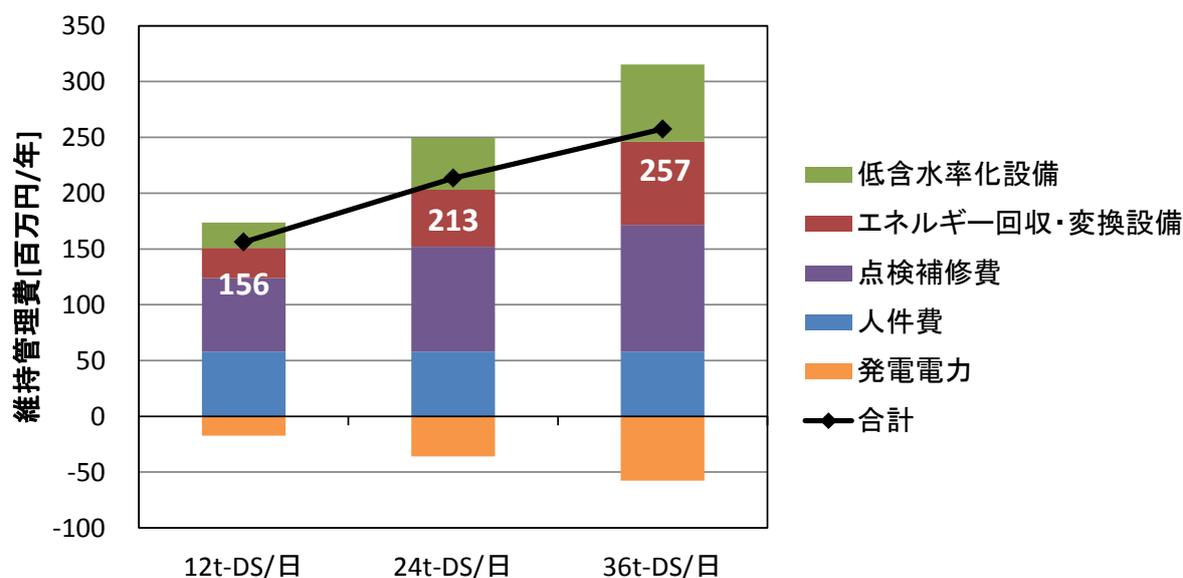


図 2-29 各条件における維持管理費の比較

各条件におけるライフサイクルコストの試算結果を表 2-8、図 2-30 に示す。

表 2-8 各条件におけるライフサイクルコストの試算結果

条件	単位	①	②	③
炉投入固形物量	t-DS/日	12	24	36
導入後焼却設備規模	t-wet/日	40	79	119
建設費	百万円/年	292	396	478
維持管理費	百万円/年	156	213	257
解体・廃棄費	百万円/年	29	40	48
合計	百万円/年	477	649	783

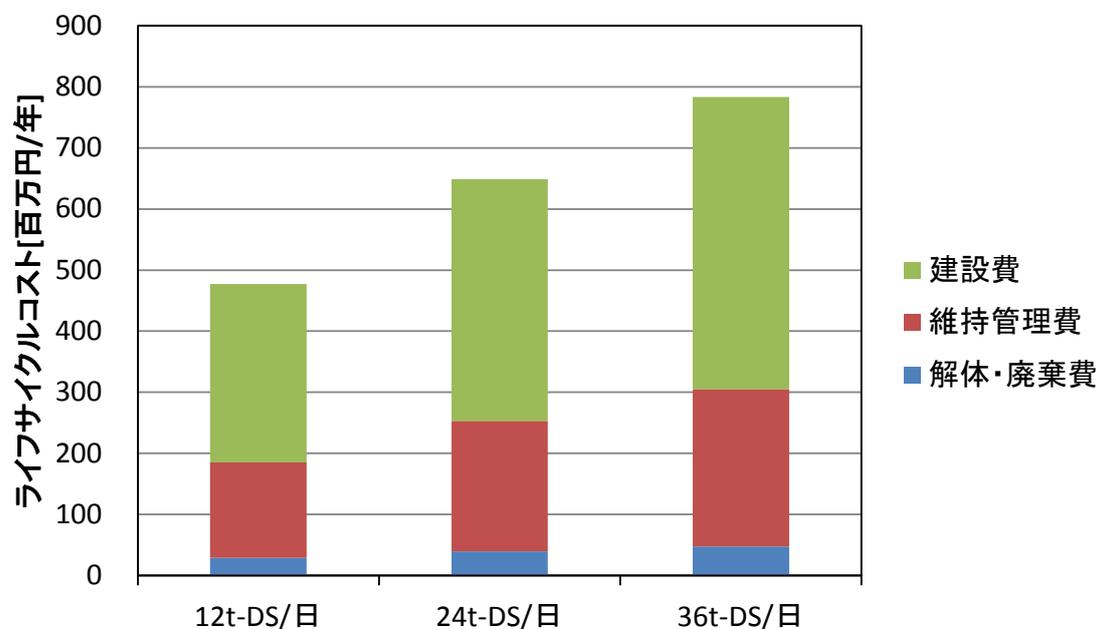


図 2-30 各条件におけるライフサイクルコストの比較

(2) 温室効果ガス排出量

各条件における温室効果ガス排出量の試算結果を表 2-9、図 2-31 に示す。

表 2-9 各条件における温室効果ガス排出量の試算結果

条件		単位	①	②	③
炉投入固形物量		t-DS/日	12	24	36
導入後焼却設備規模		t-wet/日	40	79	119
建設段階		t-CO ₂ /年	190	362	520
供用段階	低含水率化設備	t-CO ₂ /年	292	615	905
	エネルギー回収設備	t-CO ₂ /年	498	890	1256
解体撤去時		t-CO ₂ /年	5	9	14
亜酸化窒素 (N ₂ O)		t-CO ₂ /年	348	696	1,045
小計 (排出のみ)		t-CO ₂ /年	1,332	2,572	3,740
発電電力		t-CO ₂ /年	-639	-1,321	-2,118
合計 (発電分含む)		t-CO ₂ /年	693	1,251	1,622

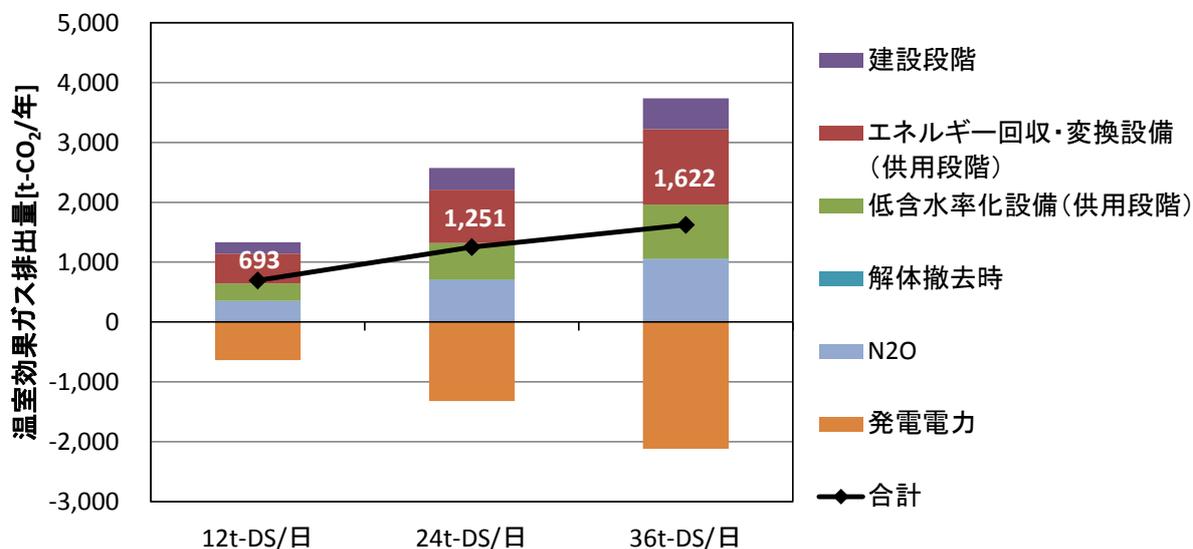


図 2-31 各条件における温室効果ガス排出量の比較

(3) エネルギー消費量

各条件におけるエネルギー消費量の試算結果を表 2-10、図 2-32 に示す。

表 2-10 各条件におけるエネルギー消費量の試算結果

条件		単位	①	②	③
炉投入固形物量		t-DS/日	12	24	36
導入後焼却設備規模		t-wet/日	40	79	119
電力	低含水率化設備	MWh/年	217	491	706
	エネルギー回収・変換設備	MWh/年	688	1,257	1,633
	小計	MWh/年	904	1,675	2,339
		GJ/年	5,577	15,883	22,183
補助燃料		GJ/年	46	92	138
合計		GJ/年	8,623	15,975	22,321

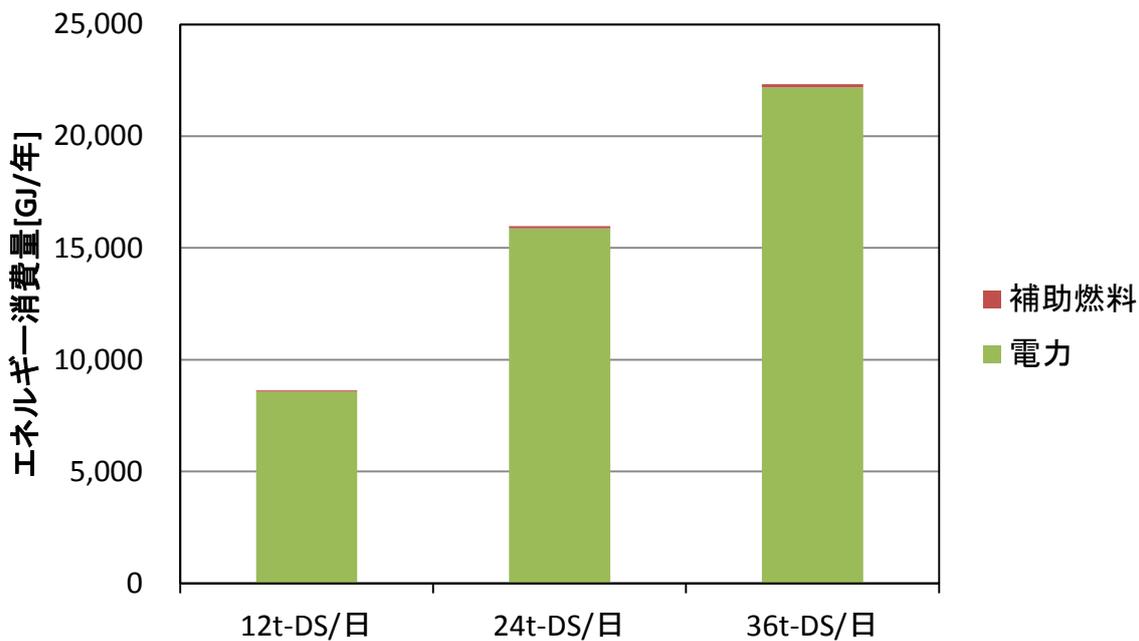


図 2-32 各条件におけるエネルギー消費量の比較

(4) エネルギー創出量

各条件におけるエネルギー創出量の試算結果を表 2-11、図 2-33 に示す。なお、エネルギー創出量は発電電力量を対象とし、負の値として示した。

表 2-11 各条件におけるエネルギー創出量の試算結果

条件	単位	①	②	③
炉投入固形物量	t-DS/日	12	24	36
導入後焼却設備規模	t-wet/日	40	79	119
合計	MWh/年	-1,162	-2,402	-3,851
	GJ/年	-11,016	-22,782	-36,524

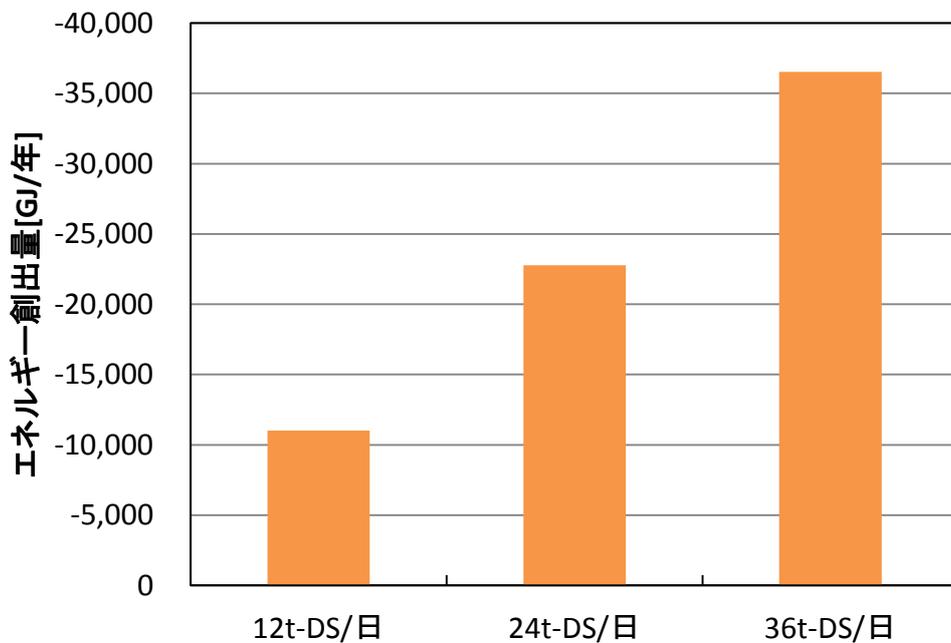


図 2-33 各条件におけるエネルギー創出量の比較

なお、エネルギー創出量とエネルギー消費量を足した値を正味のエネルギー創出量（創エネルギー量）として、各条件における算出結果を表 2-12、図 2-34 に示す。

表 2-12 各条件における正味のエネルギー創出量の試算結果

条件	単位	①	②	③
炉投入固形物量	t-DS/日	12	24	36
導入後焼却設備規模	t-wet/日	40	79	119
システム全体	GJ/年	-2,394	-6,806	-14,203

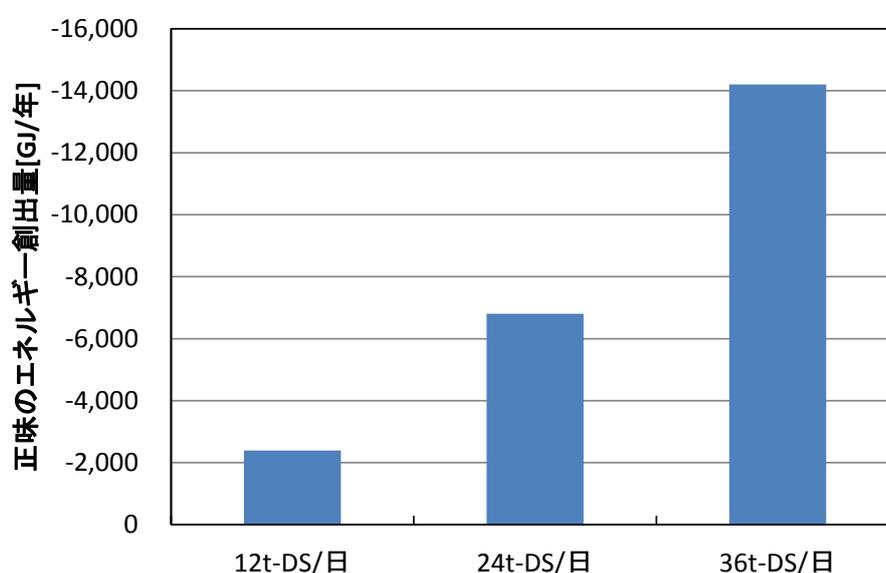


図 2-34 各条件における正味のエネルギー創出量の比較

(5) 環境性能

環境性能については下記項目に対して評価を行った結果、いずれも規制値未満であることを確認した。

1) 排ガス性状

排気筒における法的規制項目のほか維持管理基準項目（CO 濃度）について、各季節の 24 時間運転時にサンプリングし分析した際の結果（二回測定した平均値）を表 2-13 に示す。排ガス性状はすべての項目で規制値を下回っていることを確認した。

表 2-13 排ガス性状及び測定結果

項目	単位	規制値	3月 (春季)	8・9月 (夏季)	11月 (秋季)	12月 (冬季)
NOx 濃度	[ppm]	250	66	41	8.5	65
CO 濃度	[ppm]	100	<5	<5	12.0	11.5
SOx 濃度	[ppm]	—	<0.1	6.0	<0.1	<0.1
HCl 濃度	[mg/m ³ N]	700	<1	<1	<1	<1
ばいじん	[g/m ³ N]	—	0.008	0.009	0.002	0.001
DXN 類	[ng-TEQ/m ³ N]	—	0.000044	0.000042	0.00027	0.000044
CO 濃度	[ppm]	100	<5	<5	12.0	11.5

注)・NOx、SOx、HCl、CO 濃度は、乾き O₂ 濃度 12% 換算値を示す。

- ・SOx 濃度は政令に定める地域ごとの K 値および大気汚染防止法施行規則に定められた補正された排出口高さによって規制値が決定される。実証施設における規制値は 165ppm である。
- ・ばいじんおよび DXN 類については、焼却炉の焼却能力により規制値が異なる。実証施設における規制値は、ばいじんが 0.15g/m³N、DXN 類が 5.00ng-TEQ/m³N である。

2) 灰性状

法的規制項目のほか維持管理基準項目（灰の熱灼減量）について、各季節に採取した焼却灰の性状および溶出試験の分析結果を表 2-14 に示す。焼却灰の熱灼減量は下水道法に定められた埋立基準とし、溶出試験は環境庁告示 13 号とした。すべての項目で規制値を下回っていることを確認した。

表 2-14 焼却灰の性状・溶出試験結果

項目	単位	規制値	3月 (春季)	8・9月 (夏季)	11月 (秋季)	12月 (冬季)
アルキル水銀化合物	[mg/L]	検出されないこと	不検出	不検出	不検出	不検出
水銀又はその化合物	[mg/L]	0.005	<0.0005	<0.0005	<0.0005	<0.0005
カドミウム又はその化合物	[mg/L]	0.3	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01
鉛又はその化合物	[mg/L]	0.3	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01
六価クロム化合物	[mg/L]	1.5	<0.05	<0.05	<0.05	<0.05
ヒ素又はその化合物	[mg/L]	0.3	<0.01	0.01	0.01	<0.01
セレン又はその化合物	[mg/L]	0.3	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01
ダイオキシン類	[ng-TEQ/g]	3	<0.005	<0.005	<0.005	<0.005
灰の熱灼減量	[%]	15	0.2	0.9	0.9	0.8

注)・1,4 ジオキサンについては本表に示す期間外（平成 27 年 3 月）に分析を実施し、<0.05mg/L であり、規制値である 0.5 mg/L を下回っていることを確認した。

3) 臭気

処理場内の敷地境界で測定した結果を表 2-15 に、測定地点を図 2-35 に示す。すべての地点において当該地域の規制値を満たしていることを確認した。

表 2-15 臭気条件および結果

項目	単位	基準値	結果		
			水処理棟南側	放流口	管理本館東側
アンモニア	[ppm]	<2	<0.1	0.2	0.2
メチルメルカプタン	[ppm]	<0.004	<0.0005	<0.0005	<0.0005
硫化水素	[ppm]	<0.06	<0.002	<0.002	<0.002
硫化メチル	[ppm]	<0.05	<0.001	<0.001	<0.001
二硫化メチル	[ppm]	<0.03	<0.0009	<0.0009	<0.0009
トリメチルアミン	[ppm]	<0.02	<0.0005	<0.0005	<0.0005
アセトアルデヒド	[ppm]	<0.1	0.009	0.007	0.011
プロピオンアルデヒド	[ppm]	<0.1	<0.005	<0.005	<0.005
ノルマルブチルアルデヒド	[ppm]	<0.03	<0.001	<0.001	<0.001
イソブチルアルデヒド	[ppm]	<0.07	<0.001	<0.001	<0.001
ノルマルバレールアルデヒド	[ppm]	<0.02	<0.001	<0.001	<0.001
イソバレールアルデヒド	[ppm]	<0.006	<0.001	<0.001	<0.001
イソブタノール	[ppm]	<4	<0.05	<0.05	<0.05
酢酸エチル	[ppm]	<7	<0.1	<0.1	<0.1
メチルイソブチルケトン	[ppm]	<3	<0.1	<0.1	<0.1
トルエン	[ppm]	<30	<1	<1	<1
スチレン	[ppm]	<0.8	<0.04	<0.04	<0.04
キシレン	[ppm]	<2	<0.1	<0.1	<0.1
プロピオン酸	[ppm]	<0.07	<0.003	<0.003	<0.003
ノルマル酪酸	[ppm]	<0.002	<0.0005	<0.0005	<0.0005
ノルマル吉草酸	[ppm]	<0.002	<0.0005	<0.0005	<0.0005
イソ吉草酸	[ppm]	<0.004	<0.0005	<0.0005	<0.0005

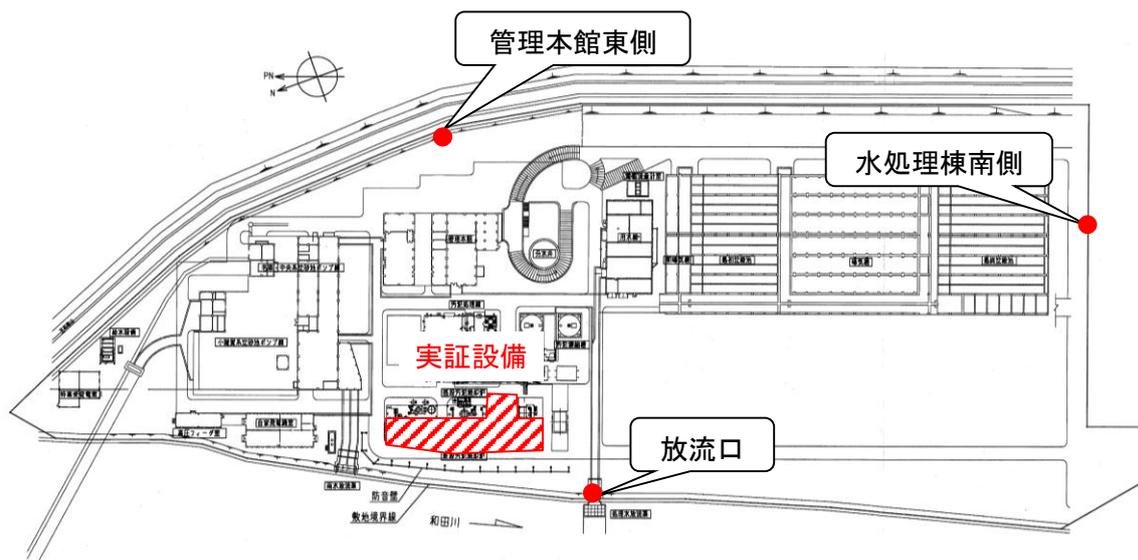


図 2-35 臭気測定地点

4) 騒音

処理場内の敷地境界 12 か所で各時間帯にて測定した結果を表 2-16 に、測定地点を図 2-36 に示す。すべての地点において当該地域の規制値を満たしていることを確認した。

表 2-16 騒音条件および結果

項目	単位	時間帯	条件	結果
騒音	[dB(A)]	6:00~8:00	60 以下	41~54
		8:00~20:00	65 以下	47~59
		20:00~22:00	60 以下	43~55
		22:00~6:00	55 以下	44~55

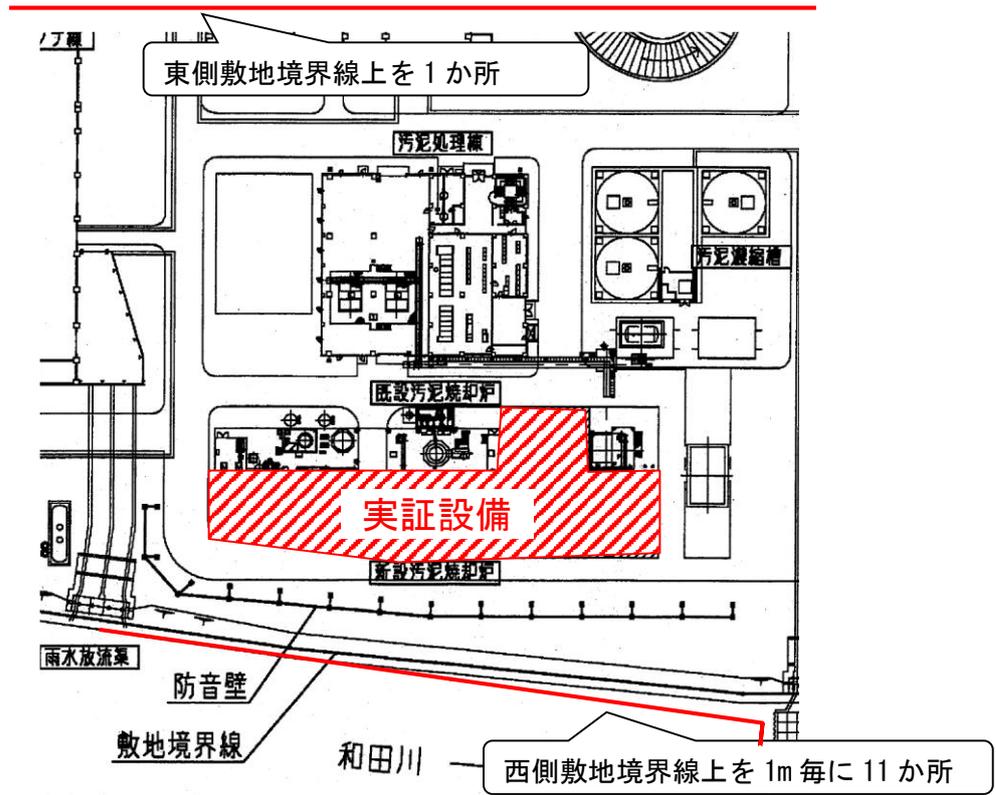


図 2-36 騒音測定地点