

第2章 技術の概要と評価

第1節 技術の概要

§5 システム全体の目的

本システムは、下水処理場における嫌気性消化プロセスに高効率な消化システムを適用することでエネルギーとして未利用のバイオマスを活用し、嫌気性消化設備の導入が困難であった中小規模の処理場においても低コストで導入可能にすることを目的とする。

【解説】

下水汚泥は、人の生活に付随して常時一定の質・量で安定して発生するバイオマスである。また、下水道が集約型のインフラであることから、人口が集中する需要地ほどバイオマスを大量に回収できるシステムであることなどバイオマスの有効利用に適した特徴を持っている。このためバイオマスを資源として積極的に位置づけ、エネルギー利活用を推進していくことが期待されている。また、地球温暖化対策の面からも下水処理場の省エネルギー化やエネルギー回収が求められている。

下水汚泥のエネルギー利活用技術として、これまでに嫌気性消化により発生するバイオガスの利活用技術や下水汚泥の固形燃料化技術が実用化されている。しかし、下水汚泥中のバイオマス利用について、エネルギー利用が22%、緑農地利用が約10%（平成29年度）に留まっており、今後さらなるバイオマスの利用が求められている。

上記観点から、嫌気性消化設備の導入が求められているにも関わらず、中小規模の処理場では、経済面での事業性の問題等の観点から、導入が進まない状況である。

本システムは無動力攪拌式消化槽、高効率加温設備（可溶化装置）、固体酸化物形燃料電池（SOFC）を組合せた高効率消化システムにより、従来の嫌気性消化方式と比較して、排出汚泥量の削減、創エネルギー量増加、省エネルギー化の効果により、全体の総費用（年価換算値）縮減、温室効果ガス量削減を目的とする。

また、周辺地域の地域バイオマス、小規模処理場の脱水汚泥を受入れる中規模の下水処理場を核とした集約的なシステムとすることによって、排出汚泥量の削減、創エネルギー量増加の効果がより高くなる。

上記技術の導入により、嫌気性消化設備の導入が困難であった中小規模の処理場においても導入可能な、下水処理場のエネルギー拠点化も視野にいたしたシステムの構築を目的とする。

§6 システム全体の概要と特徴

本システムは、消化槽内に機械的攪拌装置を用いない無動力攪拌式消化槽、消化脱水汚泥及び外部汚泥を熱可溶化しながら消化槽の加温を行う高効率加温設備及びバイオガスを用いて高い発電効率で発電する固体酸化物形燃料電池（SOFC）の要素技術から構成され、これに外部汚泥や地域バイオマスを集約処理するシステムである。

【解説】

（1）システムの概要

本システムは、従来の嫌気性消化処理方式を高効率化するもので、消化槽内に機械的攪拌装置を用いない無動力攪拌式消化槽、消化汚泥及び外部汚泥を熱可溶化しながら消化槽の加温を行う高効率加温設備およびバイオガスを用いて高い発電効率で発電する固体酸化物形燃料電池（SOFC）から構成される。

本システムのフローを図2-1に示す。下水処理場の水処理工程から排出される濃縮混合汚泥を無動力攪拌式消化槽で嫌気性消化処理する。消化汚泥は脱水機にて脱水し、一部はそのまま排出汚泥として排出する。残りは高効率加温設備に送り、水蒸気で加熱し高温高压下において熱可溶化を行う。熱可溶化された可溶化消化汚泥は消化槽に返送し、その保有熱で消化槽を加温するとともに再消化される。消化槽で発生したバイオガスは、ガスタンクに貯留した後、創エネルギー量を増加させる目的で、固体酸化物形燃料電池の燃料にして発電し、エネルギーを回収する。また、熱可溶化による熱改質効果により従来の消化槽に比べ消化日数を短縮可能なため、消化槽容量を変えずに汚泥の処理量の増加が可能であることから周辺地域の地域バイオマスおよび外部汚泥を受入れて、汚泥処理の効率化、資源・エネルギー回収を増やすことができる。

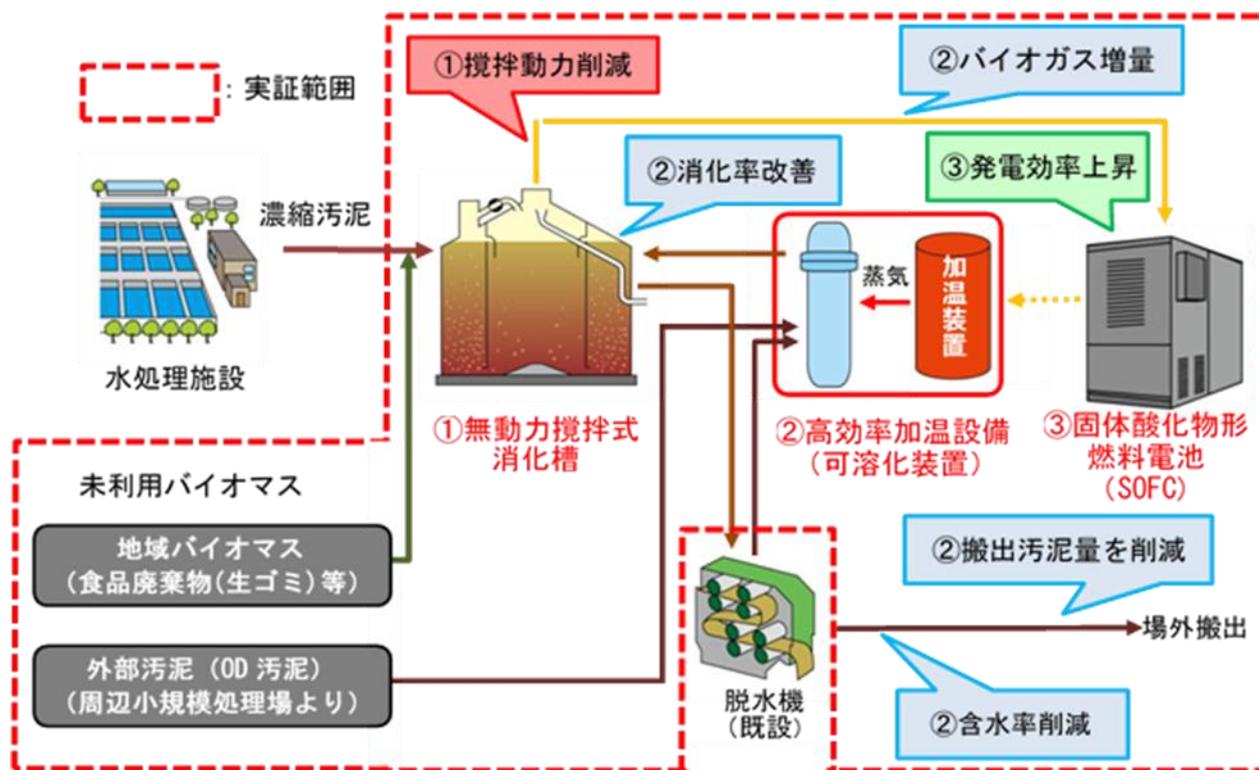


図 2-1 本システムのフロー

(2) システムの特徴

システムの特徴を以下に示す。

① 無動力攪拌式消化槽

内部は、外筒と内筒とに仕切られており、液相の底部で繋がった形状となっている。発生するバイオガスの圧力を利用して外筒と内筒に水頭差を発生させ、その水頭差により機械的な動力を用いず消化槽内の攪拌を行う。機械的な動力を用いず消化槽内の攪拌を行うもので、攪拌動力の削減とメンテナンスの軽減が可能である。

② 高効率加温設備（可溶化装置）

消化槽の加温を行うとともに高温高压水の性質を利用して脱水した消化汚泥を熱可溶化するための設備で、熱可溶化により汚泥の有機物分解を促進し、バイオガス発生量を増加させるとともに、脱水汚泥の含水率を低下させ、最終的に排出汚泥量を削減するものである。

③ 固体酸化物形燃料電池（SOFC）

電極、電解質含め発電素子中に液体が存在せず、全て固体で構成されている燃料電池で、高温(通常 700~1000℃)で稼働し、単独の発電装置としては最も発電効率が良い(45~65%)。

④ 地域バイオマスおよび外部汚泥の受入れ

消化の効率化によって消化槽容量に余裕が生じ、地域バイオマスおよび外部汚泥（以下外部汚泥と称す）の受入れが可能となる。外部汚泥の高効率加温設備への受入れ・集約化によるバイオガス発生量増加、外部汚泥の減量が可能となり、周辺地域を含めた汚泥処理の効率化、新たなバイオマスエネルギーの回収を行うことができる。

(3) 導入効果

本システムの特徴による副次的な効果を以下に示す。

① 省エネルギー化

従来のガス攪拌または機械攪拌に対し動力を使用しない方式を採用しているため消費動力が大幅に削減される。また、熱可溶化した汚泥のエネルギーを消化槽の加温エネルギーに利用し、エネルギーの節約を図る。

② 消化汚泥の熱可溶化による消化率の向上

分解しにくい消化汚泥を熱可溶化により熱改質したのちに、再度消化槽に投入することで全体の消化率が向上する。

③ 脱水汚泥の含水率低減および排出汚泥量の削減

熱可溶化により汚泥の脱水性が改善され含水率が低減するとともに、消化率の向上により固形分が減量することにより排出汚泥量が大幅に削減される。

④ 創エネルギー量の増加

消化率の向上によって汚泥のVS分解量が増えバイオガス発生量が増加する。増加したバイオガスを高い発電効率の固体酸化物形燃料電池で発電することで、創エネルギー量が増加する。

§7 無動力攪拌式消化槽の概要と特徴

無動力攪拌式消化槽は、発生するバイオガスの圧力を利用して消化槽内に水頭差を発生させ、その水頭差により機械的な動力を用いず消化槽内の攪拌を行うもので、攪拌動力の削減とメンテナンスの軽減が可能である。

【解 説】

(1) 無動力攪拌式消化槽の概要

図2-2に無動力攪拌式消化槽の構造と攪拌原理を示す。無動力攪拌式消化槽の構造と攪拌原理は以下の通りである。図2-3には、本実証実験で運転中の無動力攪拌式消化槽を示す。

- ① 無動力攪拌式消化槽の内部は、外筒と内筒とに仕切られており、液相の底部で繋がった形状となっている。また、内筒と外筒の上部気相部は連通管で結ばれており、均圧弁で開放/閉止の操作を行う構造となっている。
- ② 均圧弁を閉じた状態にすると、外筒に発生したバイオガスが溜まり、圧力が上昇するのに伴って、外筒側の液位が低下し、内筒側の液位が上昇する。
- ③ 外筒側液位と内筒側液位が設定液位差に到達する直前に濃縮混合汚泥を投入し、設定液位差に到達すると、内筒の塔頂近くに設置された消化汚泥流出管から消化された汚泥が槽外に排出される。
- ④ この状態になったときに、均圧弁を開放すると、外筒側のバイオガスが内筒側に流入し、同時に内筒側の液が外筒側に流れ込み、内筒底部に設けられた攪拌ブロックによって旋回流が形成され、消化槽内が攪拌される。
- ⑤ スタートアップ時には、スタートアップを早く行うため補助ブロウにて強制的にガスの吹き込みを行う。

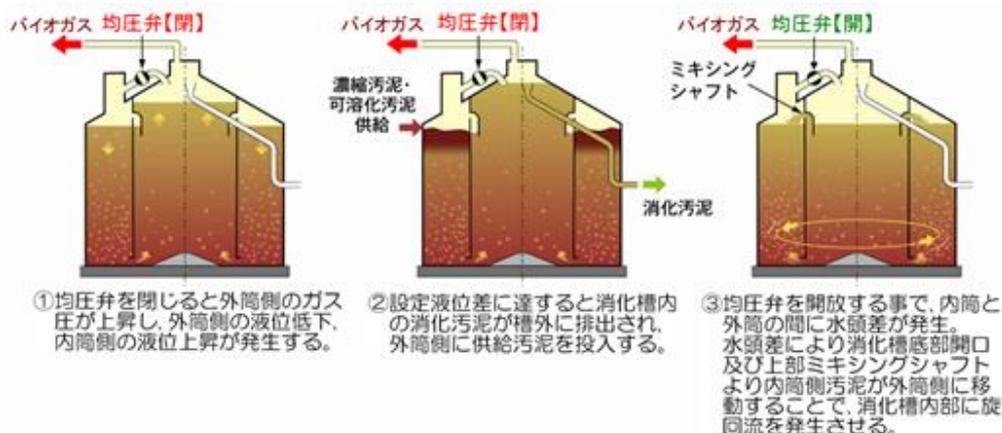


図2-2 無動力攪拌式消化槽の構造と攪拌原理



図 2-3 実証設備の無動力攪拌式消化槽

(2) 無動力攪拌式消化槽の特徴

無動力攪拌式消化槽の特徴は次の通りである。

① 攪拌動力を低減できる

従来の機械攪拌方式、ガス攪拌方式と比較した場合、必要な動力はスタートアップ時のガス吹込み動力だけであり攪拌に要する動力が大幅に低減される。

② メンテナンス性に優れている

内部に機械設備を持たない構造であることからメンテナンス性に優れており、攪拌機への絡み付き等の機械トラブルのリスクが低減される。

また、スカムは一定厚さ以上になると外部へ排出される構造になっており、発泡も外筒側は外部に流出しない構造のため、これらのトラブルに悩まされることはない。

§8 高効率加温設備（可溶化装置）の概要と特徴

高効率加温設備は、消化槽の加温を行うとともに高温高压水の性質を利用して脱水した消化汚泥を熱可溶化するための設備で、熱可溶化により汚泥の有機物分解を促進し、バイオガス発生量を増加させるとともに、脱水汚泥の含水率を低下させ、最終的に排出汚泥量を削減するものである。

【解説】

高効率加温設備は、消化槽の加温と消化汚泥の熱可溶化を行う設備である。熱可溶化した消化脱水汚泥を消化槽に戻すことで、消化槽を加温することができ、新たな熱エネルギーを使用しないで熱可溶化ができる。また、外部からの脱水汚泥を可溶化して消化槽に投入することも可能である。

（1）熱可溶化の原理

熱可溶化は、高温高压水による水熱反応（亜臨界反応）を利用して汚泥を熱改質するものである。図 2-4 に示すように水は温度と圧力により固体、液体、気体の三つの状態を示すが、水を密閉容器に入れて加圧すると、気体の密度が増し、ついには液体と同じ密度になって気体と液体の境界が消える超臨界という状態になる。この気体と液体の境界が消える点を臨界点といい、水では 374℃、22MPa である。臨界点に近い状態を亜臨界といい、亜臨界の状態での加水分解反応については、食品加工や植物細胞の細胞壁の分解等に適用されている。

本技術はこの亜臨界水の比較的低温域の反応を利用したもので、飽和水蒸気圧下の高温高压下(160～170℃、0.5～0.7MPa)において消化汚泥を熱化学的に改質する。これによって、次の二つの効果がある。

- ① 汚泥を再消化しやすくなる。
- ② 汚泥を脱水しやすくなる。

①については、従来の消化方式では、流入汚泥の有機分が約 50%消化されるのみで、残りは分解しにくい消化汚泥として処理処分されている。熱可溶化によってこの消化されにくい消化汚泥の生物細胞を破壊し、消化し易くして再消化することによりバイオガス発生量が増加するとともに汚泥が分解されて減量される。

②については、従来、消化汚泥は脱水しにくいといわれている。これが熱可溶化することにより汚泥中の有機分が分解されて無機分の割合が高くなり、また、粘着性物質が破壊されて低粘度となるため脱水しやすくなる。脱水汚泥への熱可溶化の効果を図 2-5 に示す。

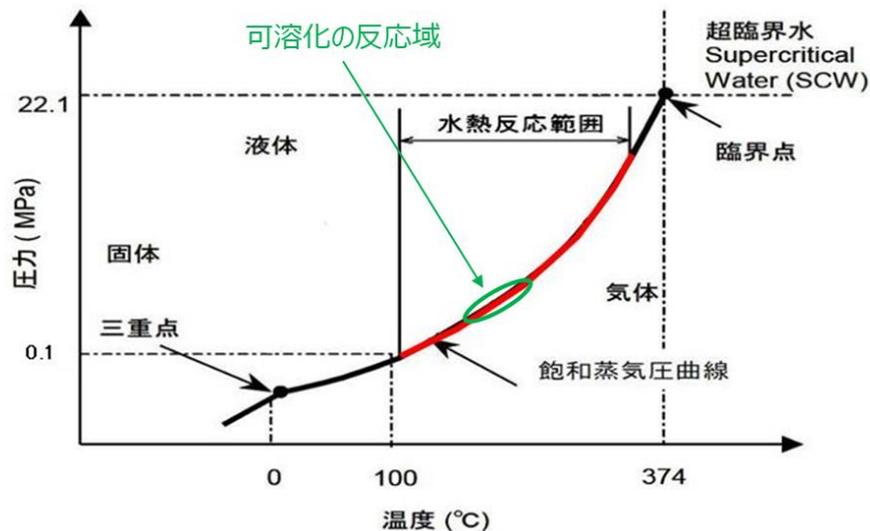


図 2-4 水の状態

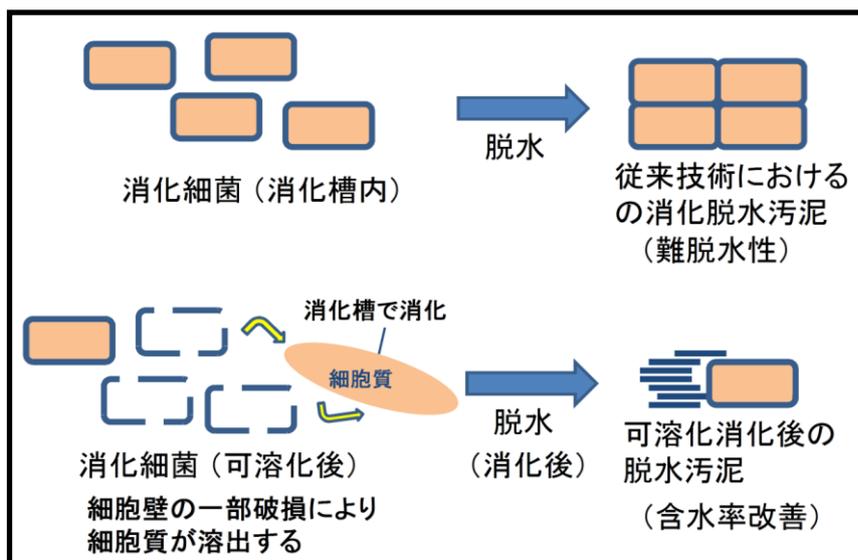


図 2-5 脱水汚泥への熱可溶化の効果

(2) 高効率加熱設備の構成

高効率加熱設備は、可溶化装置、熱源装置、脱水ケーキ移送ポンプで構成される。可溶化装置は、熱可溶化タンク、自動弁、計器類、操作盤等で構成される装置である。処理フローを図 2-6 に、今回の実証実験で運転中の高効率加熱設備（可溶化装置）を図 2-7 に示す。図中の寸法は処理量が 0.7 t/hr の高効率加熱設備の中心となる熱可溶化タンクの外形寸法である。

- ① 脱水ケーキ移送ポンプは、脱水汚泥を高圧で定量的に可溶化装置に圧入する機器である。
- ② 可溶化装置は水蒸気により脱水された消化汚泥を加熱して熱可溶化を行うとともに可溶化汚泥が保有する熱量で消化槽を加温するための装置である。加熱方式は、熱可溶化タンクへ

の水蒸気直接吹き込みである。これにより、水蒸気の熱量を有効に利用するとともに間接加熱方式に見られる焦げ付き、スケーリング等のトラブルを防ぐことが可能となる。

③熱源装置(小型貫流ボイラ)は汚泥の熱可溶化を行うのに必要な水蒸気を供給する装置である。バイオガスを利用した蒸気ボイラ、ガス発電機の廃熱を利用した廃熱ボイラなどがある。

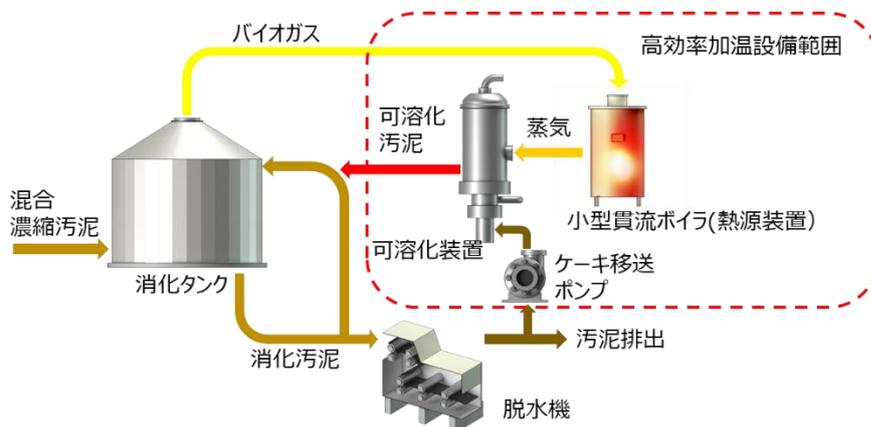


図 2-6 高効率加熱設備フロー



図 2-7 実証設備の高効率加熱設備(熱可溶化タンク)

(3) 高効率加熱設備の特徴

高効率加熱設備の特徴を下記に示す。

- ① 間接加熱方式と同程度のエネルギーで加熱と熱可溶化を行うことができる
消化槽加熱熱量とバランスするように脱水した消化汚泥の所定量を熱可溶化する。熱可溶

化された可溶化汚泥を消化タンクに戻すことで、熱可溶化汚泥が保有する熱エネルギーで消化槽を加温、温度維持することができる。

② 消化率の向上、バイオガス発生量の増収効果が期待できる

消化汚泥を熱可溶化することにより消化しにくい消化汚泥が再消化され、消化率が向上する。また、消化率が上昇した分、バイオガス発生量も増加する。

③ 脱水汚泥の含水率の低減ができる

消化汚泥の熱可溶化により消化汚泥の脱水性が改善されて脱水汚泥の含水率が低下する。

④ 排出汚泥量が削減される

消化率向上と脱水汚泥含水率低減の相乗効果により排出汚泥量が大幅に削減される。

⑤ 消化日数を短縮可能または外部汚泥の受入れが可能である

熱可溶化により熱改質した汚泥を消化槽に再投入することで、システム全体として、消化日数を15日程度まで短縮できる。汚泥が消化されやすくなった分、消化槽容量に余裕ができ、外部汚泥の受入れが可能となる。

⑥ 濃縮混合汚泥を消化槽投入前に熱可溶化する方式と比較して次の特徴がある。

- ・ 消化しやすい濃縮混合汚泥でなく分解しにくい消化汚泥を熱可溶化することで効率的な熱利用ができる。
- ・ 脱水汚泥を熱可溶化するため、熱可溶化に必要なエネルギー量が大幅に少なくて済む。
- ・ 設備が密閉形のため、基本的には臭気は排出されず臭気対策が容易である。
- ・ 原則として熱回収などの操作がないので熱交換器などが不要で装置構成がシンプルである。さらに、投入熱量が少ないため、熱源は小型の貫流ボイラで対応可能であり、ボイラ資格者の配置が不要となるなど、維持管理性の面でも優位性がある。

§9 固体酸化物形燃料電池（SOFC）の概要と特徴

固体酸化物形燃料電池（以下 SOFC と称す）は、燃料電池の一種で、消化槽で発生するバイオガスを燃料として高効率発電を行い、処理場のエネルギー自給率を向上させることを目的として設置するものである。

【解説】

（1）SOFC の概要

SOFC は燃料電池の一種で、消化槽で発生するバイオガスを燃料として高効率で発電しエネルギーを回収する設備である。現在下水処理場に導入されているバイオガス発電技術を表 2-1 に示す。

表 2-1 各バイオガス発電機（出典：下水汚泥エネルギー化技術ガイドライン）

	ガスエンジン	マイクロ ガスタービン	燃料電池	ロータリー エンジン
発電出力 (kW)	25～1,000	30～95	105	40
発電効率 (%)	25～39	25～28	42	22～23
廃熱効率 (%)	40～55	約 45	20～49	57～58
総合効率 (%)	約 80	70～80	62～91	約 80

燃料電池の原理図を図 2-8 に示す。燃料電池とは電解質を挟んだ電極の一方に水素を、そしてもう一方の電極に酸素を送ることによって化学反応を起こし水と電気を発生させることで、水素と酸素のもつ化学エネルギーを電気エネルギーに変換する発電設備である。ここで使用する水素は消化槽で発生したバイオガスに含まれるメタンを改質して得られる。

現在研究されている燃料電池は、大別すると表 2-2 に示すように固体酸化物形（SOFC）、熔融炭酸形（MCFC）、リン酸形（PAFC）、固体高分子形（PEFC）の4種類あり、作動温度や使用する燃料、発電の出力規模など、それぞれの特長を生かして利用されている。SOFC は、現在知られている燃料電池の形態では最も高温（通常 700～1000℃）で稼働し、単独の発電装置としては最も発電効率が良い（45～65%）。電極、電解質含め発電素子中に液体が存在せず、全て固体で構成される。

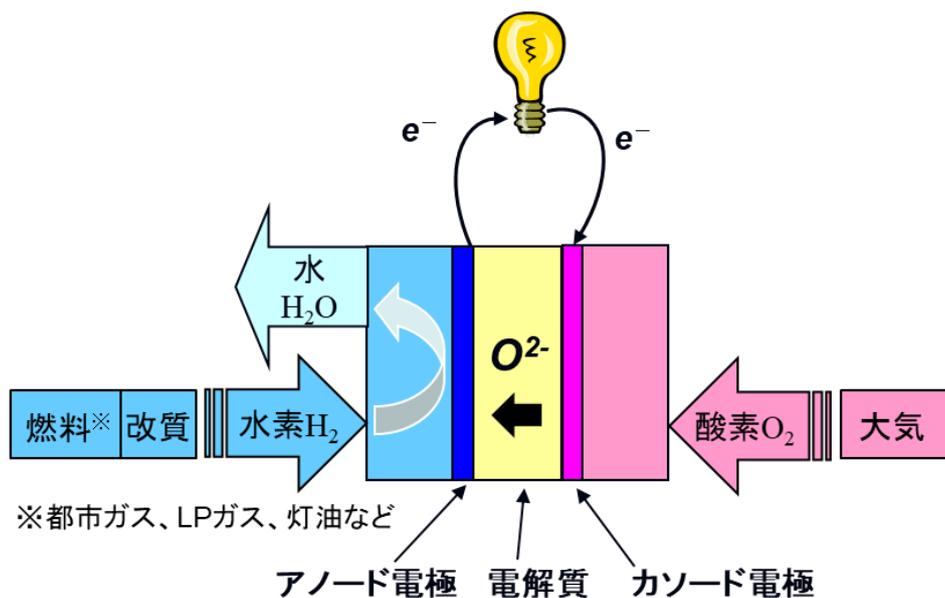


図 2-8 燃料電池原理図

表 2-2 燃料電池の種類

	固体高分子形 PEFC	リン酸形 PAFC	熔融炭酸塩形 MCFC	固体酸化物形 SOFC
電解質	高分子膜 (フィルム状)	リン酸水溶液 (溶液)	炭酸溶融塩 (溶液)	ジルコニア (セラミックス)
移動イオン	H ⁺	H ⁺	CO ₃ ²⁻	O ²⁻
運転温度	70~90°C	200°C	650~700°C 高温排熱利用可	650~1000°C 高温排熱利用可
燃料ガス (CO許容量)	H ₂ (数10ppm以下)	H ₂ (数%以下)	H ₂ , CO メタンの内部改質が可能	H ₂ , CO メタンの内部改質が可能
発電効率	30~40%	35~42%	40~60%	40~65%
電極の触媒	白金	白金	貴金属不要	貴金属不要
主な用途	FCV/家庭用 1~100kW	産業/業務用 10k~10MW	火力発電代替 1~100MW	家庭用/火力発電代替 1k~100MW

SOFC のシステム機と周辺機器の構成を図 2-9 に示す。バイオガス中の阻害物質である硫化水素を脱硫器で除去し、続いてシロキサンをシロキサン除去塔で除去する。次の改質器においてバイオガス中のメタンを触媒反応により水素に改質転換する。その後、燃料電池で水素と空気中の酸素とを反応させ、電気を発生させる。発電後の排気ガスは高温のため水と熱交換し、熱エネルギーを回収する。図 2-10 に実証設備で運転中の SOFC システム機を示す。

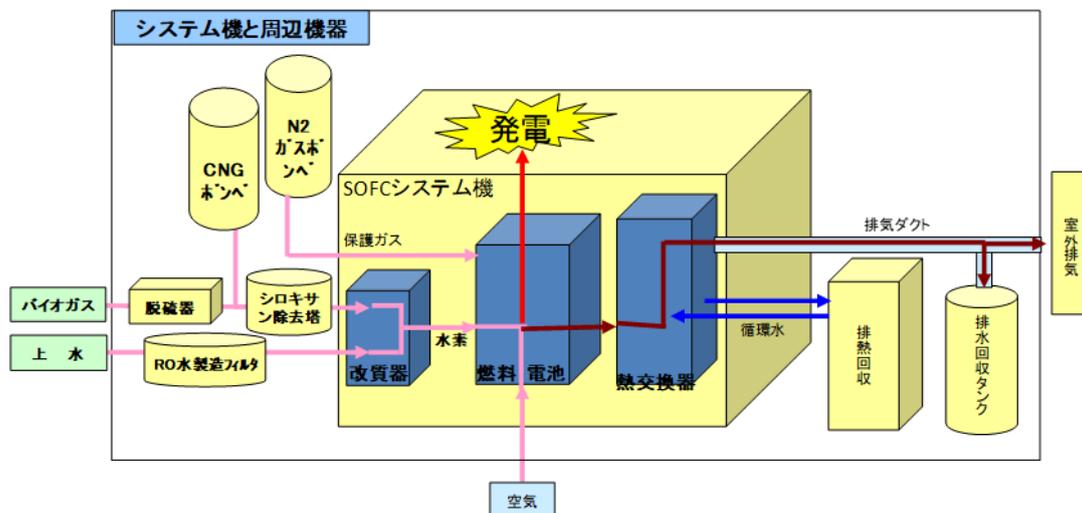


図 2-9 SOFC のシステム機と周辺機器の構成



図 2-10 実証設備の SOFC のシステム機

(2) SOFCの特徴

SOFCとPAFC、ガスエンジンとの比較を表2-3に示す。SOFCの特徴は下記のとおりである。

① 高い発電効率を有する

発電効率は燃料電池以外の発電機の25～30%程度に対し40～65%以上と高い発電効率を有している。

② 有害な排出物がないクリーンエネルギーである

水素と酸素の化学反応により電気を直接取り出すため、排出されるのは「水」だけであり、燃料電池以外の発電機にみられる二酸化炭素(CO₂)などの排出物がなくクリーンエネルギーである。

③ 他の燃料電池と比較してSOFCは反応温度が高く、金属触媒が不要である

化学反応が高温で行われるため、白金などの高価な触媒が不要である。反応温度が高いため、立ち上げ、立ち下げに時間を要する。

表2-3 SOFCと他の発電機との比較

		本技術	従来技術	
		固体酸化物形燃料電池 (SOFC)	リン酸形燃料電池 (PAFC)	ガスエンジン
発電方式	電解質	ジルコニア (セラミックス)	リン酸水溶液	—
	移動イオン	O ₂	H ⁺	
	電極触媒	貴金属不要	白金	
運転温度		650～1,000℃	200℃	—
燃料ガス		H ₂ , CO (メタンの内部改質が可能)	H ₂	バイオガス (メタン濃度：55～75%)
発電効率		>50%	35～42%	25～39%

第2節 技術の適用条件

§10 適用条件及び推奨条件

本システムは、下水処理場の汚泥処理施設を対象に適用される。本システムの導入効果は、処理規模などの条件により導入効果が異なる。このため、「適用条件」を満たすことを基本とするが、その中でも特に大きな導入効果が得られることが予想される「推奨条件」を合わせて示す。

【解説】

本システムは、下水処理場から発生する汚泥処理を行う新設または更新施設を対象として適用可能であるが既存施設に対してもシステム全体あるいは個別の設備を適用できる。本システムの導入シナリオは §11 導入シナリオにて示す。

本システムの適用条件・推奨条件を表 2-4 に示す。

表 2-4 適用条件・推奨条件

対象	適用条件	推奨条件
導入検討施設	標準活性汚泥法等、初沈・余剰汚泥が発生する処理場	排出汚泥の減容化を検討する処理場 バイオガスの増量を検討する処理場
対象汚泥	濃縮混合汚泥と基本とし、下水汚泥または未利用地域バイオマス等を受入れる	継続的な未利用地域バイオマスの発生が見込まれる
処理場規模	日平均水量 10,000m ³ /日以上	日平均水量 10,000m ³ /日以上 (既設消化槽がある場合) 日平均水量 30,000m ³ /日以上 (既設消化槽が無い場合) (集約する外部汚泥発生処理場については 10,000m ³ /日以上)
敷地・設置条件	設置に必要な面積の確保が可能なこと 既設消化設備に付加的に導入する場合は、付加的な設備を設置するのに十分な敷地があること	
返流水、放流水質	返流水によって放流水質の排水基準値を超過しないこと	

(1) 適用条件

1) 導入対象施設

導入対象施設としては、標準活性汚泥法等、初沈・余剰汚泥が発生する処理場である。

2) 対象汚泥

効率的にエネルギーを回収するには標準活性汚泥法の濃縮混合汚泥の適用を原則とする。例えばオキシデーションディッチ法（以下、OD法）汚泥の場合、濃縮混合汚泥に比べて消化しにくいいため、OD法汚泥をメインとした設備導入の場合では、経済性の面で成り立たない可能性があることから別途、汚泥のバイオガス転換率等の検討が必要である。

外部からの集約汚泥は、システム全体として、排出汚泥量の削減及びエネルギー回収の増加等の便益が生じるので、適用可能である。

3) 処理場規模

導入検討を実施する処理場規模は、10,000m³/日以上とする。本システムは従来技術である中温消化と比較して、事業採算性が取れる必要がある。事業採算性の指標として、建設年価、維持管理費、汚泥処分費、発電便益のからなる総費用(年価換算値)が、従来技術と比較して低減されることとすると、処理場規模として、日平均汚水量 10,000m³/日以上での処理場規模において、適用可能である。

4) 敷地・設置条件

設置に必要な面積が確保されていることが適用可能条件となる。

既設消化設備に付加的に導入する場合は、付加的な設備を設置するのにスペースが十分である必要がある。高効率加温設備については、目安として日平均汚水量 10,000m³/日で 100m²、30,000m³/日で 150m²、50,000m³/日で 200m²程度である。

また、高効率加温設備の設置は、脱水汚泥のポンプ圧送の動力と水蒸気の熱ロスを少なくするため消化槽、脱水設備に近接する必要がある。特に既設施設では、近接できる設置スペースが必要となる。

5) 水処理への負荷条件

消化汚泥を脱水した分離液は返流水として下水処理場側に返流する。汚泥の分解量が多い分、分離液側に N（窒素成分）、COD となる成分が流出し返流水の T-N、COD それぞれが上昇することが想定される。P（リン成分）については、分離液側への流出はわずかであるため一般的な中温消化と同程度の濃度と想定される。また、消化をしていない下水処理場に対し、実証技術を導入した場合、返流水中の COD、N（窒素成分）、P（リン成分）濃度が上昇することが想定される。

このことから、本技術の適用にあたっては水処理の現有能力、放流水の排水基準値を十分考慮して、水処理への負荷条件が対応可能である場合、適用可能である。

(2) 推奨条件

本システムの推奨条件を以下に示す。

1) 既に消化槽を有する導入検討処理場については、日平均汚水量約 10,000 m³/日以上である場合。

本システムは、従来技術である中温消化に比べて、建設年価、維持管理費、汚泥処分費、発電便益のからなる総費用(年価換算値)が低減され、温室効果ガス排出量削減も期待できる。

総費用(年価換算値)の縮減効果が得られる目安として、処理規模を日平均汚水量 10,000 m³/日以上を推奨条件とする。

2) 消化設備を有せず、新規に汚泥消化設備の導入検討を実施する処理場については、日平均汚水量約 30,000 m³/日以上である場合。

本システムは、従来技術である中温消化に比べて、総費用(年価換算値)が低減され、温室効果ガス排出量削減も期待できるが、消化なしの場合と比較した場合、総費用(年価換算値)の縮減効果が得られる目安として、処理規模を日平均汚水量 30,000m³/日以上を推奨条件とする。

3) 対象エリアにおいて、継続的な未利用バイオマスの発生が見込まれること。

本システムは下水汚泥または地域バイオマスの受入を行い、システム全体として、排出汚泥量削減やエネルギー回収量が増加を図ることが可能であるため、これらの未利用バイオマスの発生が DS 基準で濃縮汚泥の 20%程度の発生が継続的に見込まれることを推奨条件とする。

運搬費等を考慮し、発生源が対象エリア内にある運搬が容易であることが必要であり、下水汚泥については、脱水汚泥の形態が好ましいと考えられる。

また、地域バイオマスは食品廃棄物等メタン発酵に適したものであることが必須であり、分別された状態で搬入される必要がある。

4) 排出汚泥の減容化を検討する場合。

本システムでは、高効率加温設備の効果により中温消化と比較して、消化率が上がって有機固形物量が低減され、脱水汚泥の含水率も低減されるため、排出汚泥量を削減することが可能である。

また、一定エリア内に中小規模の下水処理場や食品工場が複数存在し、汚泥や地域バイオマスの集約処理を計画する場合には、高効率消化によって、汚泥や地域バイオマスを含めた排出汚泥量を削減することが可能である。

5) バイオガスの有効利用として、バイオガスの増量を検討する場合。

本システムでは、高効率加温設備の効果により中温消化と比較して、バイオガスの増量が見込まれる。

§11 導入シナリオ

導入シナリオとして、本システムを処理場の新規建設時または汚泥処理施設の更新時に一括導入する場合と既存施設の更新状況に応じて本システムの一部の設備を個別導入する場合がある。また、外部汚泥を受入れる場合と受入れない場合がある。

【解説】

導入シナリオとして、本システムの無動力攪拌式消化槽、高効率加温設備、SOFC のすべての設備を導入する一括導入と既存施設の更新状況に応じて適用できる設備を導入する個別導入がある。一括導入、個別導入の導入シナリオ例を次に記す。図 2-11 に導入シナリオ設定フローを示す。なお、SOFC の長期安定運転については検証が十分に行われていないことから、導入にあたっては留意が必要である。

- ① 消化槽が新規建設 → 一括導入
(無動力消化槽、高効率加温装置、SOFC)
- ② 消化槽更新 → 一括導入
(無動力消化槽、高効率加温設備、SOFC)
- ③ 既設消化槽で加温設備更新 → 高効率加温設備、SOFC
(既設にガス有効利用設備がある場合は高効率加温設備)
- ④ ガス発電を計画 → 高効率加温設備、SOFC

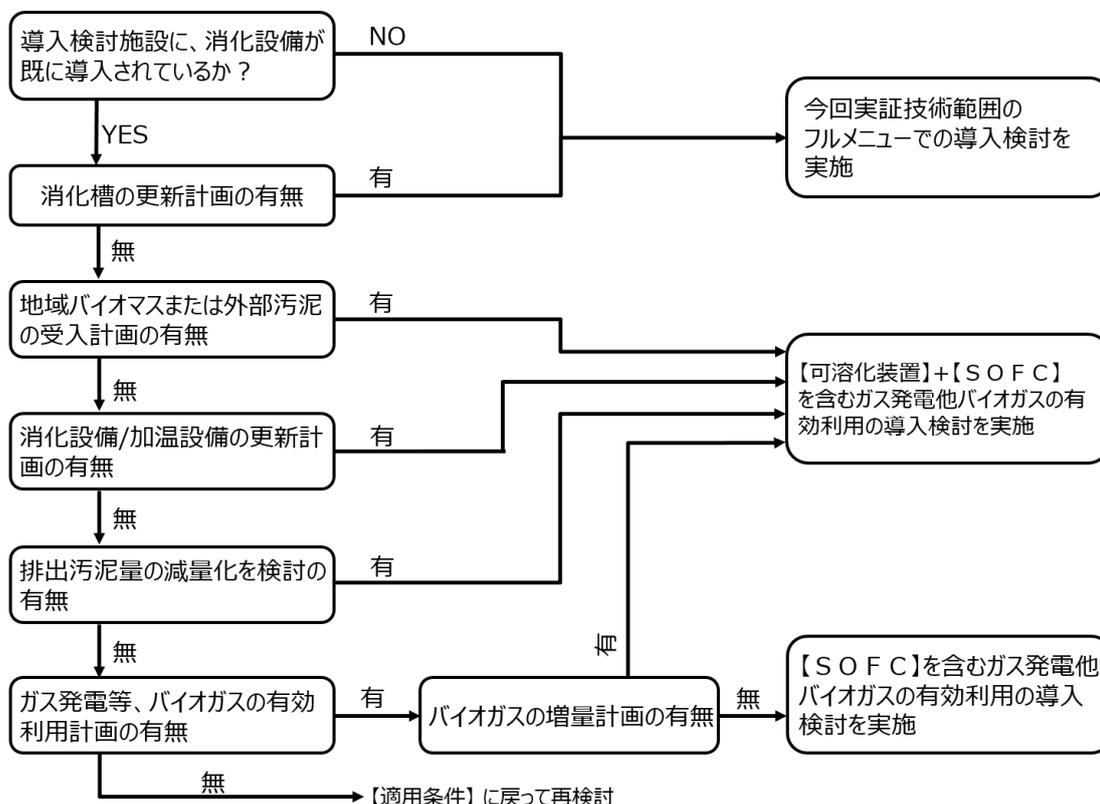


図 2-11 導入シナリオ設定フロー

本システムを一括導入するとして外部汚泥・地域バイオマス受入れのない場合を図2-12に、地域バイオマス受入れのある場合を図2-13に導入フロー例を示す。地域バイオマスを受入れる場合、食品残渣など消化しやすいものは、受入設備から直接消化槽に投入する。外部脱水汚泥は高効率加温設備により熱可溶化した後消化槽に投入する。

① 外部汚泥・地域バイオマス受入れのない場合

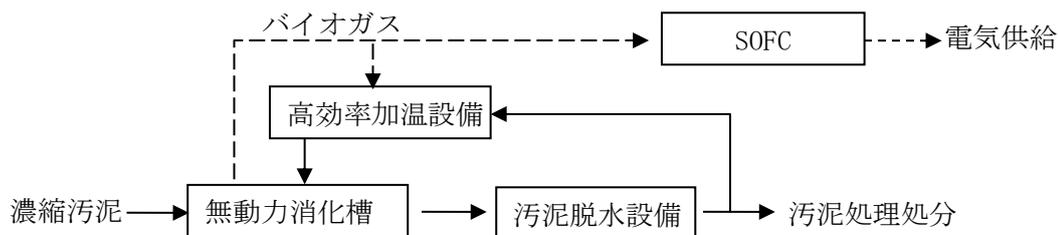


図2-12 外部汚泥・地域バイオマス受入れなしのフロー

② 外部汚泥・地域バイオマス受入れありの場合

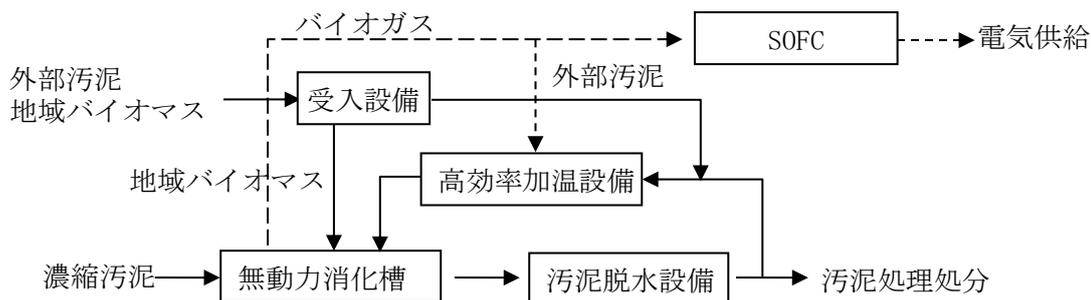


図2-13 外部汚泥・地域バイオマス受入れありのフロー

第3節 実証研究に基づく評価の概要

§12 技術の評価項目

実証研究に基づく本システムの評価項目を以下に示す。

- (1) 総費用(年価換算値)縮減効果
- (2) 分解 VS 量当たりの消化システム消費電力量 (省エネルギー効果)
- (3) エネルギー創出量
- (4) 温室効果ガス削減量

【解説】

本システムの導入においては、システムの性能指標を定量的に評価し、性能の優れた技術を選択できるように、評価項目、評価方法、評価結果を設定、表示する必要がある。

本ガイドラインでは、本システムを評価する評価項目として (1) 総費用(年価換算値)縮減効果、(2) 分解 VS 量当たりの消化システム消費電力量 (省エネルギー効果)、(3) エネルギー創出量、(4) 温室効果ガス削減量について評価した。

表 2-5 に示した評価条件により、本実証施設の仕様および運転データ等の実績を基に、各設備容量・仕様を決定し、物質収支および熱収支を計算して各設備の建設費、維持管理費、汚泥処理費、消化システム消費電力量、エネルギー創出量、温室効果ガス排出量を試算した。

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日平均汚水量 10,000m³/日以上を条件とし、10,000m³/日、30,000m³/日、50,000m³/日の3点とした。なお、エネルギー回収設備については、SOFC はその機器の特性上、立上及び立下に時間を要し、供給ガス量の変動に対応することが困難なため、発電に供するガス量が季節変動する分については、小型ガスエンジンを使用する必要があるため、SOFC とガス発電機の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、対象汚泥は濃縮混合汚泥とした。下水処理場全体の物質収支の試算にかかわる各所の汚泥量・汚泥性状は、「下水道施設設計計画・設計指針と解説 2009 年版」(公益社団法人日本下水道協会)を参考にした。

消化設備については、従来技術においては、「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)に沿って算出し、本技術についてもそれに沿うような形で積算を元に作成した費用関数により算出した。

発電設備については、従来技術においては、「下水汚泥エネルギー化技術ガイドライン」(国土交通省水処理・国土保全局 下水道部)に沿って算出し、本技術についてもそれに沿うような形で積算を基に作成した費用関数により算出した。

表 2-5 評価の前提条件

	単位	条件設定		
(1) 評価規模				
日最大流入下水量	m ³ /日	12,500	37,500	62,500
日平均流入下水量	m ³ /日	10,000	30,000	50,000
(2) 投入汚泥条件				
濃縮混合汚泥量	t-TS/日	1.7	5.1	8.5
濃縮混合汚泥 TS	%	3.5		
濃縮混合汚泥 VS	%	80		
(3) 外部受入投入条件(日平均)				
OD 汚泥量	t-TS/日	0.2	0.6	1.0
OD 汚泥 TS	%	15		
OD 汚泥 VS	%	80		
食品残渣量	t-TS/日	0.1	0.3	0.5
食品残渣 TS	%	15		
食品残渣 VS	%	90		
(4) 設備条件				
設備構成	<ul style="list-style-type: none"> ・ 消化槽設備(消化槽、汚泥引抜ポンプ) ・ 加温設備(高効率加温設備) ・ 消化ガス設備(ガスタンク、脱硫、余剰ガス燃焼) ・ 発電設備(SOFC、小型ガスエンジン)* ・ 外部汚泥・地域バイオマス受入設備 (OD 脱水汚泥、食廃残渣) 			
バイオガス利用	加温+発電 (SOFC+ガス発電機)			
消化槽容量	20 日 (濃縮混合汚泥基準)			
脱水汚泥含水率	実証技術 : 77% 従来技術(中温消化) : 82%			

*) シロキサン除去装置付属

(1) 総費用(年価換算値)縮減効果

従来技術と比較した総費用(年価換算値)縮減効果について算出する。総費用(年価換算値)の算出範囲として、建設費、維持管理費、汚泥処分費、発電便益、地域バイオマス処分費(移送費)とする。

1) 建設費

① 従来技術の建設費

従来技術である中温消化設備の建設費は、「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 公益社団法人日本下水道協会(平成16年3月)」に基づき、国土交通省に基づく建設デフレーターを加味して算出する。算出においては、日最大汚水量を基準にして算出される計画投入汚泥量を基準とし、機械・電気設備と土木費を算出する。

発電設備については、「下水汚泥エネルギー化技術ガイドライン」(国土交通省水処理・国土保全局 下水道部)に沿って算出する。発電機の総出力は、日平均汚水量を基準にして算出される発電量を基準とし、機械・電気設備と土木費を算出した。

② 実証技術の建設費

本技術の建設費は、設備毎に、積算によって作成した費用関数により、機械・電気設備と土木費を算出する。算出範囲は、消化槽設備(無動力攪拌式消化槽、汚泥引抜ポンプ)、加温設備(高効率加温設備)、消化ガス設備(ガスタンク、脱硫、余剰ガス燃焼)、発電設備(SOFC、小型ガスエンジン)、外部汚泥・地域バイオマス受入設備(OD脱水汚泥、食廃残渣)である。

2) 維持管理費

① 従来技術の維持管理費

従来技術である中温消化設備の維持管理費は、「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 公益社団法人日本下水道協会(平成16年3月)」に基づき、算出する。維持管理費は、日平均汚水量を基準にして算出し、電力費、薬品費、上水費、消耗品費、点検・修繕費が含まれる。発電設備については、「下水汚泥エネルギー化技術ガイドライン」(国土交通省水処理・国土保全局 下水道部)に従って、算出する。

② 実証技術の維持管理費

本システムに用いる電力費、薬品費については、実証研究から得られたデータを基に積み上げた。

・電力費

電力費には、実証研究で得られた電力消費量に対する電力を計上した。外部汚泥を受入れる場合は、外部汚泥受入れ設備で消費する電力量を加算した。

・上水費

上水費は、ボイラ用水に必要な上水の費用を計上した。

・薬品費

薬品費には、ボイラ用薬品費が含まれる。シロキサン除去活性炭、脱硫剤の費用が含まれる。

・点検・修繕費（消耗品費、人件費含む）

点検・修繕費は、各設備の運転、保守・点検する人件費、各設備の修理・修繕費用、消耗品費および可溶化装置、ボイラ等の法定検査費用である。

・脱水設備（運転時間増加分、人件費含む）

脱水設備の運転時間増加に伴う維持管理費の増加分（電力費、薬品費、上水費、消耗品費、点検・修繕費）は、「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 公益社団法人日本下水道協会（平成16年3月）」に基づき、算出する。

維持管理費の算出に際しての各ユーティリティの単価を表2-6に示す。

表2-6 ユーティリティ単価

項目	単位	単価
電気	円/kWh	15
上水	円/m ³	200

3) 汚泥処分費

排出する脱水汚泥の処分費である。外部汚泥受入れの場合は、外部汚泥を本設備で処理しているので外部汚泥処分費を差し引いた。設定した処分費の単価を表2-7に示す。

表2-7 汚泥処分単価

項目	単位	単価	備考
汚泥処分費	円/ton	23,000	内輸送費 7,000 円/ton
食品廃棄物処分費	円/ton	27,000	内輸送費 7,000 円/ton

4) 総費用(年価換算値)

総費用(年価換算値)の計算式を次に示す。

$$\text{総費用(年価換算値)} = \text{建設費(年価)} + \text{維持管理費} + \text{汚泥処理費}$$

$$+ \text{地域バイオマス処分費(移送費)} - \text{バイオガス発電便益}$$

総費用(年価換算値)に必要な建設年価の算出に当たっては、「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 公益社団法人日本下水道協会（平成16年3月）」より利率率2.3%とし、表2-8に示す各設備の耐用年数により、次式を用いて年価換算を行った。

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

表 2-8 各設備の耐用年数

設備	耐用年数
機械・電気設備(SOFCを除く)	15年
機械・電気設備(SOFC)	10年
土木構造物	45年

注) SOFCの長期安定運転に関しては、今後の検討が必要である。

(2) 分解 VS 量当たりの消化システム消費電力量 (省エネルギー効果)

実証設備の消化システム消費電力量の実績データを積み上げて分解 VS 量当たりの消化システム消費電力量を算出した。消化システムの算出対象の設備・機器を表 2-9 に示す。

表 2-9 算出対象の設備・機器

設備	対象機器
消化槽設備	補助ブロワ、消化汚泥貯留槽攪拌機、消化汚泥引抜ポンプ、汚泥循環ポンプ
高効率加温設備	ケーキ移送ポンプ、蒸気ボイラ、補器類
地域バイオマス受入設備	外部汚泥受入装置、食品廃棄物受入装置
脱水設備 (運転時間増加のみ)	脱水機、汚泥供給ポンプ、薬注ポンプ

(3) エネルギー創出量

エネルギー創出量は発生するバイオガスによる発電量とする。なお、発電設備の内部で消費される電力量は(1)において計上する。発電量は実証試験の成果および容量計算によって設定する。エネルギー創出量の算出条件を表 2-10 に示す。

表 2-10 エネルギー創出量算出条件

項目	算出条件
バイオガス発生量	濃縮混合汚泥：1000Nm ³ /t-分解 VS 可溶化汚泥：750Nm ³ /t-分解 VS OD 汚泥：750Nm ³ /t-分解 VS 食品残渣：960Nm ³ /t-分解 VS
バイオガス熱量	21.4MJ/Nm ³
メタン濃度	60%
発電機稼働率	93%
発電効率	SOFC 48%、ガスエンジン 32%

$$\begin{aligned} \text{エネルギー創出量} &= \text{年間発電量 (kWh/年)} \\ &= \Sigma (\text{発電機供給バイオガス熱量} \times \text{発電効率} \times \text{発電機稼働率}) \end{aligned}$$

(4) 温室効果ガス削減量

温室効果ガス削減量については、温室効果ガスはCO₂とし、表2-11に示す項目の総和によって算出した。

表 2-11 温室効果ガス削減項目

項 目	備 考
バイオガス発電量	外部電力消費量の削減
エネルギー消費量削減	消化槽攪拌動力などの消費電力の削減
汚泥排出量削減 (バイオマス削減を含む)	処理・処分量削減

CO₂排出量算出には表2-12に示すCO₂排出係数を使用した。

バイオガス発電量増によるCO₂排出減：0.555t-CO₂/千kWh—発電電力増

エネルギー消費量削減によるCO₂排出量減：0.555t-CO₂/千kWh—消費電力量削減

汚泥排出量削減によるCO₂排出減 (バイオマス削減を含む)

(焼却温度 800℃)：0.0000097t-CH₄/wet-t+0.00151t-N₂O/wet-t

= 0.450t-CO₂/wet-t—汚泥排出削減量 (バイオマス削減を含む)

(コンポスト)：0.0040t-CH₄/wet-t+0.00030t-N₂O/wet-t

= 0.189t-CO₂/wet-t—汚泥排出削減量 (バイオマス削減を含む)

出典：「下水道における地球温暖化対策マニュアル」

平成28年3月環境省・国土交通省 P34

表 2-12 温暖化係数

温室効果ガスの種類	温暖化係数
CO ₂	1
CH ₄	25
N ₂ O	298

出典：「下水道における地球温暖化対策マニュアル」

平成28年3月環境省・国土交通省 P25

§ 13 技術の評価結果

本システムにおける事例としてシステム全体を導入した場合について、試算した結果を下記の項目別に示す。

- (1) 総費用(年価換算値)縮減効果
- (2) VS 分解量当たり消化システム消費電力量 (省エネルギー効果)
- (3) エネルギー創出量
- (4) 温室効果ガス削減量

【解 説】

本システム導入時のコスト、VS 分解量当たり消費電力量、エネルギー創出量、温室効果ガス削減量について評価を行った。なお、本評価の実施にあたり、SOFCの長期安定運転については検証が十分に出来ていないことから、導入にあたっては留意が必要であること、及び「経産省／SOFCロードマップ」に準拠した将来価格を設定していることから、発電設備については、SOFCを導入した場合とガスエンジンのみの場合の2ケースについて評価を行った。

(1) 総費用(年価換算値)縮減効果

§ 12 に基づいて試算した総費用(年価換算値)の試算結果について表 2-13、表 2-14 に示す。

日平均汚水量 10,000m³/日、30,000m³/日、50,000m³/日の何れのケースにおいても、実証技術の総費用(年価換算値)は、従来技術よりも縮減されるという結果であった。

表 2-13 総費用(年価換算値)試算結果 (SOFCを導入した場合)

	下水処理規模 (日平均汚水量 m ³ /日)					
	10,000		30,000		50,000	
	従来技術	実証技術	従来技術	実証技術	従来技術	実証技術
建設費-1 (下記を含まず)	51,011	48,959	81,741	69,674	109,826	115,119
建設費-2 (発電設備) *	7,022	7,822	16,116	19,767	25,200	33,982
建設費-3 (バイオマス受入)	0	6,140	0	8,292	0	9,553
維持管理費	16,995	30,265	29,553	56,937	39,624	79,382
汚泥処分費(バイオマス含)	65,625	43,727	196,005	130,353	326,408	216,956
電力場内利用(15円/kWh)	-6,587	-8,715	-19,758	-24,125	-32,931	-39,522
総費用(年価換算値)	134,065	128,198	303,658	260,898	468,127	415,470
従来技術を100とした 総費用(年価換算値)比較	100.0	95.6	100.0	85.9	100.0	88.8

単位：千円/年

*：SOFCについては、「SOFCロードマップ」(経済産業省)に準拠した価格

表 2-14 総費用(年価換算値)試算結果(ガスエンジンのみの場合)

	下水処理規模(日平均汚水量 m ³ /日)					
	10,000		30,000		50,000	
	従来技術	実証技術	従来技術	実証技術	従来技術	実証技術
建設費-1(下記を含まず)	51,011	48,959	81,741	69,674	109,826	115,119
建設費-2(発電設備)	7,022	7,022	16,116	16,116	25,200	25,200
建設費-3(バイオマス受入)	0	6,140	0	8,292	0	9,553
維持管理費	16,995	30,660	29,553	56,280	39,624	76,225
汚泥処分費(バイオマス含)	65,625	43,727	196,005	130,353	326,408	216,956
電力場内利用(15円/kWh)	-6,587	-6,683	-19,758	-20,499	-32,931	-33,416
総費用(年価換算値)	134,065	129,824	303,658	260,216	468,127	409,637
従来技術を100とした 総費用(年価換算値)比較	100.0	96.8	100.0	85.7	100.0	87.5

(2) VS分解量当たり消化システム消費電力量(省エネルギー効果)

VS分解量当たりの消費動力の試算結果について表2-15に示す。何れのケースにおいても、「下水道施設のエネルギー効率に関する性能指標：消費電力量(280kWh/t-分解VS)」を大幅に下回る数値となり、本技術の導入による省エネルギー効果が示された。

表 2-15 VS分解量当たりの消費電力量試算結果

	下水処理規模(日平均汚水量 m ³ /日)		
	10,000	30,000	50,000
VS分解量当たりの消費電力量	195.1	155.1	161.0

単位：kWh/t-分解VS

(3) エネルギー創出量

エネルギー創出量の算出結果を表2-16、2-17に示す。日平均汚水量10,000m³/日、30,000m³/日、50,000m³/日の何れのケースにおいても、エネルギー創出量は、従来技術よりも増加するという結果であった。また、SOFCを導入しない場合においても、実証技術のエネルギー創出量は従来技術よりも増加するが、SOFCを導入した場合(SOFCはその機器の特性上、立上及び立下に時間を要し、供給ガス量の変動に対応することが困難なため、発電に供するガス量が季節変動する分については、小型ガスエンジンを使用する必要があるため、SOFCとガス発電機の併用方式での試算)の方が、エネルギー創出量の増加の割合が大きいことが示された。

表 2-16 エネルギー創出量試算結果（S O F Cを導入した場合）

	下水処理規模（日平均汚水量 m ³ /日）					
	10,000		30,000		50,000	
	従来技術	実証技術	従来技術	実証技術	従来技術	実証技術
エネルギー創出量	439,100	581,000	1,317,200	1,608,300	2,195,400	2,634,800
従来技術を100としたエネルギー創出量比較	100.0	132.3	100.0	122.1	100.0	120.0

単位：kWh/年

表 2-17 エネルギー創出量試算結果（ガスエンジンのみの場合）

	下水処理規模（日平均汚水量 m ³ /日）					
	10,000		30,000		50,000	
	従来技術	実証技術	従来技術	実証技術	従来技術	実証技術
エネルギー創出量	439,100	445,500	1,317,200	1,336,600	2,195,400	2,227,700
従来技術を100としたエネルギー創出量比較	100.0	101.5	100.0	101.5	100.0	101.5

単位：kWh/年

（4）温室効果ガス削減量

温室効果ガス削減量の算出結果を表 2-18、表 2-19 に示す。本技術の導入により、日平均汚水量 10,000m³/日、30,000m³/日、50,000m³/日の何れのケースにおいても、温室効果ガスの排出削減効果を確認することができた。

表 2-18 温室効果ガス削減量（S O F Cを導入した場合）

	下水処理規模（日平均汚水量 m ³ /日）					
	10,000		30,000		50,000	
	焼却 (800℃)	コンポ スト	焼却 (800℃)	コンポ スト	焼却 (800℃)	コンポ スト
バイオガス発電量増加	78.8		161.6		243.9	
エネルギー消費量削減	0.6		4.1		12.1	
汚泥排出削減量(バイオマス削減を含む)	509.4	213.9	1,527.3	641.5	2,546.1	1069.4
温室効果ガス削減量	588.8	293.3	1,693.0	807.1	2,802.1	1,325.3

単位：t-CO₂/年

表 2-19 温室効果ガス削減量（ガスエンジンのみの場合）

	下水処理規模（日平均汚水量 m ³ /日）					
	10,000		30,000		50,000	
	焼却 (800℃)	コンポ スト	焼却 (800℃)	コンポ スト	焼却 (800℃)	コンポ スト
バイオガス発電量増加	3.6		10.8		17.9	
エネルギー消費量削減	0.6		4.1		12.1	
汚泥排出削減量(バイオマス 削減を含む)	509.4	213.9	1,527.3	641.5	2,546.1	1069.4
温室効果ガス削減量	513.6	218.1	1,542.2	656.3	2,576.1	1,099.4

単位：t-CO₂/年