

「エネルギー回収・汚泥減量化技術 (レセルシステム)の導入マニュアル」の概要

公益財団法人 日本下水道新技術機構
資源循環研究部長
石田 貴

1 はじめに

下水処理の過程で発生する汚泥は固形物中の約8割がエネルギー源となる有機物で占められていることから、下水汚泥の持つエネルギー資源等のポテンシャルに期待が高まっている。

平成24年8月には、社会資本整備重点計画が改定され、下水道バイオマスリサイクル率に代わり、新たに「下水汚泥エネルギー化率」が設定された。現状ではバイオガスや汚泥燃料としてのエネルギー利用の割合は小さく約13%にとどま

っており、より一層の利用促進が求められる。

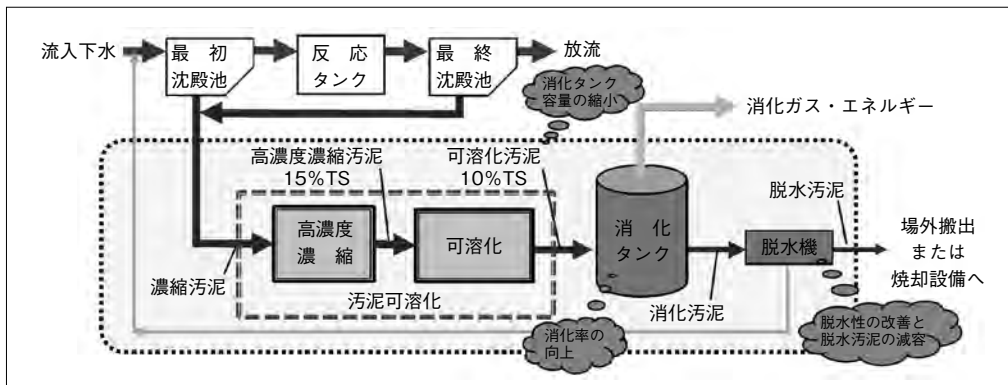
また、下水道の資源・エネルギー利用の推進に関する中期的な目標として、平成28年度末まで下水汚泥エネルギー化率を約29%とすることを目標に掲げている。

このような背景のもと、下水汚泥を減量化し、かつ、エネルギー活用を図れる技術の導入促進が重要な課題となっている。

2 技術マニュアルの概要

本マニュアルは、建設技術審査証明(第0905号)

図-1 システムフロー





を取得した汚泥可溶化技術を用いて、下水処理場の水処理施設から発生する汚泥を、高濃度濃縮、可溶化、嫌気性消化、脱水まで行う一連の汚泥処理システムのうち、高濃度濃縮設備および可溶化設備を導入した際の処理効果および計画・設計上の留意事項を明らかにするとともに、下水道事業者が導入検討する際の、計画・設計・維持管理および導入効果の試算の参考として利用するものである。本技術を導入した場合のケーススタディ結果による費用対効果やエネルギー回収効果を記載している。

また、焼却設備の廃熱等未利用エネルギーを可溶化設備で有効利用する場合を想定し、本技術を導入した場合のエネルギー回収効果のさらなる向上可能性について検討を行っている。

3 技術の特徴

本技術は、図-1 に示すように下水処理場の水

表-1 可溶化設備と消化槽の運転条件

	項目	値
可溶化装置	投入汚泥濃度	15%
	反応時間	30分
	運転方式	連続式
	反応温度	165℃
	圧力	0.6MPa
	加温方法	蒸気吹込
消化槽	投入汚泥濃度	10%
	消化日数	20～30日
	消化温度	中温帯
	消化率	60～70%

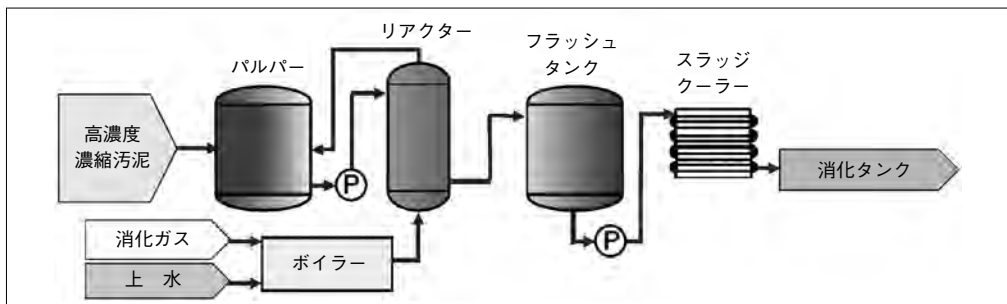
処理施設から発生する汚泥を対象にした、高濃度濃縮工程、可溶化工程、消化工程、脱水工程から構成される、汚泥減容化システムである。

本システムは、水処理施設から発生した汚泥を高濃度濃縮工程で固形物濃度 15%程度までに濃縮し、可溶化工程へ投入する（表-1 参照）。

図-2 に可溶化設備の概略フローを示す。可溶化工程は、パルパー、リアクター、フラッシュタンクで構成されている。まず、パルパーで高濃度濃縮汚泥を受入れ、リアクターおよびフラッシュタンクからの余剰水蒸気により余熱を行った後、リアクターへ汚泥を移送する。次にリアクターへ水蒸気を供給し、可溶化促進に最適な温度・圧力状態を保持することで汚泥を可溶化する。フラッシュタンクは、リアクターから排出される可溶化汚泥を貯留する。その汚泥は固形物濃度 10%程度に希釈し、消化タンクへ供給する。消化工程へは、通常の嫌気性消化における投入汚泥固形物濃度 3%程度に対して約 3 倍濃度の可溶化汚泥を投入するため、同じ消化日数であれば、消化タンク容量が約 1/3 となる。また、可溶化の効果により、消化タンクでの生物分解性が高まり、通常の嫌気性消化に比べて消化ガスの発生量が増えるとともに、有機物が分解され消化汚泥中の固形物量が減少する。

脱水工程での固形分減少との相乗効果により、脱水汚泥の大幅な減容化が期待できる。

図-2 可溶化設備概略フロー



ケーススタディによる 導入効果

4.1 ケース設定

4.1.1 導入対象の処理場

汚泥可溶化設備は、嫌気性消化工程の前処理の位置付けであることから、消化タンク未保有の処理場に加え、消化タンク設備を保有している処理場も対象とした。また、脱水汚泥の処分方法の違いにより導入効果が異なることから、脱水汚泥として委託処分している処理場と、焼却設備を保有し場内焼却している処理場を対象とした（表-2）。

4.1.2 処理規模の設定

ケーススタディを行う処理場規模は、汚泥可溶化設備の能力を考慮して、年間の濃縮汚泥固形物量が約 3,500・7,000・14,000・28,000t-DS / 年程度の処理場を選定した。

4.1.3 処理場の選定

処理場選定は、下水道統計（平成 22 年度版）から該当する規模の処理場を任意に選定した。処理対象となる濃縮汚泥条件（量・濃度等）については、下水道統計または当該処理場の維持管理年報等に記載された処理場実績値を採用した。

なお、所管する自治体へのヒアリングより、濃縮汚泥条件等の全体計画値を入手した処理場にお

いてはその値を採用した。

4.2 検討条件

4.2.1 設備規模の算定条件

(1) 基本的な考え方

- ① 当該処理場から発生する濃縮汚泥の全量を可溶化した後、嫌気性消化を行う。
- ② 発生する消化ガスは、既存の場内利用先へのガス供給量および本技術のシステム内自己消費量を差し引いた、余剰ガス量の有効利用によりエネルギー回収を行う。
- ③ 余剰ガスからのエネルギー回収は、消化ガス発電設備の導入による電力回収とする。
- ④ 消化タンクを保有していない場合には、消化タンク設備（鋼板製）、脱硫設備、ガス貯留設備を併せて新規導入する。
- ⑤ 脱水設備等、本技術のシステムを構成する既存設備は流用を前提とする。
- ⑥ 焼却設備を保有している処理場について、ケーススタディによる導入効果を試算した後、焼却設備の廃熱等未利用エネルギーを可溶化設備で有効利用する場合のエネルギー回収効果を別途試算する。

(2) 既存設備規模縮減の考え方

- ① 既設容量・能力および設定した運転時間等から所要運転時間を試算し、設備縮減を設定した。
- ② 脱水設備、焼却設備については予備機を確保したうえで設備縮減規模（台数）を設定した。

4.2.2 コストの算定条件

(1) 建設費の算定条件

- ① 汚泥可溶化設備と鋼板製消化タンクの建設費は、メーカーヒアリングとした。
- ② その他新規導入設備の建設費および既存設備縮減効果の算出は、費用関数より算出した。
- ③ 発電機の費用関数は、適用範囲により発電機供給ガス量 3,000m³ / 日以上の場合にガスエンジン、3,000m³ / 日未満の場合にマイクロガスタービンの費用関数を採用した（表-3）。

表-2 ケース設定一覧

処理場名	処理場規模		消化槽の有無	焼却炉の有無
	濃縮汚泥	流入水量		
	(t-DS / 年)	(m ³ / 日)		
A	～ 3,500	～ 48,000	無	無
B			無	有
C			無	無
D			無	無
E	～ 7,000	～ 96,000	有	無
F			無	有
G			有	有
H	～ 14,000	～ 192,000	有	有
I	～ 28,000	～ 384,000	無	有



表-3 費用算出方法

	従来处理	可溶化設備導入時
可溶化設備	—	メーカー見積
消化槽設備	費用関数A	メーカー見積
脱水設備	費用関数A	同左
焼却設備	費用関数A	同左
脱硫・ガス貯留設備	費用関数B	同左
発電機・シロキサン除去設備	費用関数B、C	同左

- A：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（H16年3月）／国交省都市・地域整備局下水道部、日本下水道協会
 B：下水処理場へのバイオマス（生ごみ等）受け入れマニュアル（2011年3月）／下水道新技術推進機構
 C：下水汚泥エネルギー化技術ガイドライン（案）（H23年3月）／国交省都市・地域整備局下水道部

表-4 費用算出方法

費目	設定単価	単位
電力費	12	円/kWh
高分子凝集剤	500	円/kg
上水	200	円/m ³
蒸気ボイラ用脱酸素剤	2,300	円/kg
蒸気ボイラ用清缶剤	1,400	円/kg
運転員費用	7,000	千円/人/年

(2) 維持管理費の算定条件

- ① 汚泥可溶化設備および鋼板製消化タンク設備の維持管理費算出に用いた設定単価は表-4に示す単価を用いた。なお、補修点検費はメーカーヒアリングとした。
- ② その他新規導入設備の維持管理費および既存設備縮減効果の算出は、費用関数より算出した。

4.3 試算結果

ここでは、一例としてH処理場の試算結果を示す。

4.3.1 処理場概要

(1) 諸元

H処理場の諸元を表-5に示す。

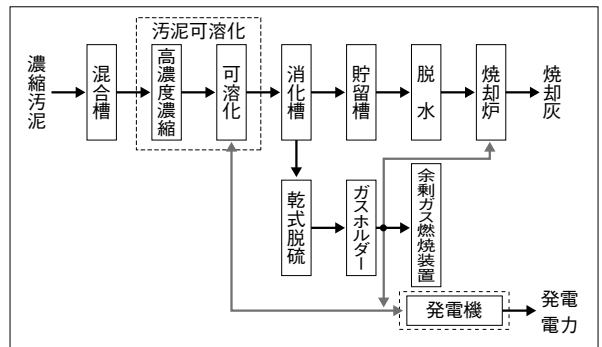
(2) 処理フロー

ここでは、試算結果の一例として、H処理場に

表-5 H処理場の諸元

項目	諸元	備考
排除方式	分流式（一部合流）	
計画汚水量	日最大 370,000m ³ /日	事業認可
水処理方式	<ul style="list-style-type: none"> 標準活性汚泥法 嫌気・無酸素・好気 凝集剤併用型ステップ流入多段硝化脱窒法 	
汚泥処理方式	分離濃縮→消化→脱水→焼却	

図-3 汚泥処理概略フロー

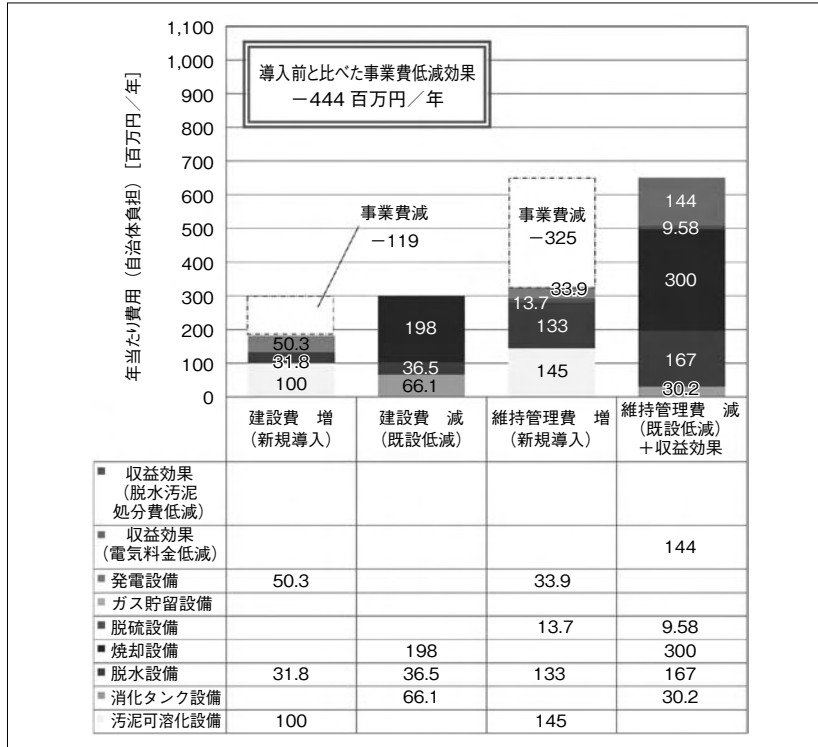


おける試算結果について示す。H処理場における汚泥処理概略フローを図-3に示す。現況では、濃縮汚泥は一部消化し、消化汚泥と残りの濃縮汚泥を混合した汚泥を脱水している。消化ガスは、消化タンクの加温用ボイラ燃料および焼却炉補助燃料として場内利用している。余剰ガスについては焼却処理を行っている。H処理場に可溶化設備を導入した場合は、破線部が増設される。

4.3.2 事業費低減効果と電力自給率

H処理場では、処理対象汚泥量は55.5t-DS/日（日最大）で試算を行った。図-4に事業費低減効果の試算結果を示す。本技術を導入した場合、既設消化槽3槽に対して運転は2槽で処理可能となり、1槽分の低減効果が得られる。また、脱水設備は既設脱水機8台に対して運転台数3台で処理可能となり、予備機を考慮して4台分の低減効果が得られた。焼却炉設備は既設焼却炉3基に対して運転基数1基で処理が可能となり、予備機を考慮して1基分の低減効果が得られた。脱硫設備、

図-4 事業費低減効果



ガス貯留設備については、消化ガス発生量の増加に伴う規模増強の必要性は見られなかった。

脱水汚泥の発生量（日平均）は、本技術導入前の脱水汚泥発生量は145（t-wet／日）に対して導入後は55.1（t-wet／日）となり、汚泥減容率は62%となる。導入前と比べた事業費低減効果は-444百万円／年と試算される。また、図-5にH処理場における電力自立率の試算結果を示す。本技術を導入した場合、年間の使用電力量は導入前に比べ約5.4%が削減され、電力自給率は26.8%となる。

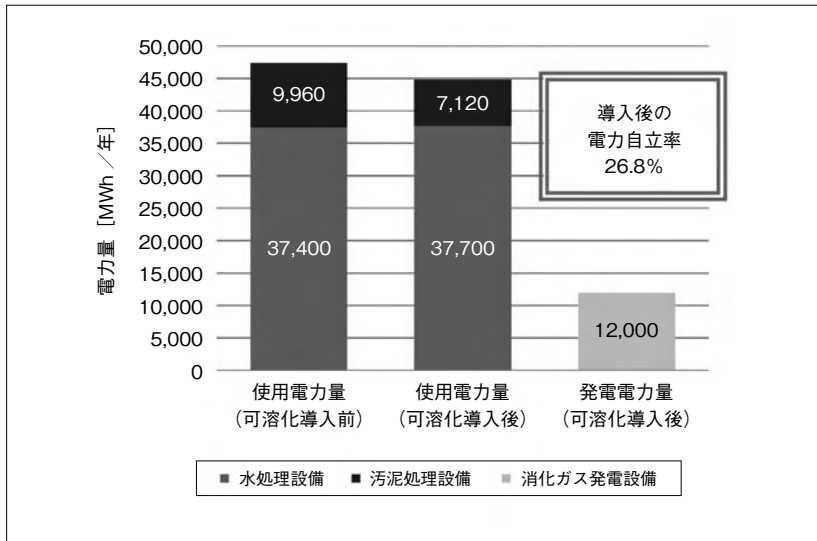
H処理場においては事業費の低減およびエネルギー回収効果が得られているが、事業の採算性に影響を及ぼす事項および採算性の分岐点を整理しておくことは重要である。事業費に影響すると考えられる要因として、脱水汚泥の処分単価があげられる。また、処理場の規模にも大きく依存するものと考えられる。さらに、汚泥減量効果により消化槽および焼却炉の保有の有無で大きく異なる

ことが考えられる。脱水汚泥処分単価の違いによる事業費低減効果の解析結果を図-6に示す。事業費低減効果は汚泥処分費に大きく依存することから、処理規模が小さく消化槽が無い場合（A処理場）、事業費の低減効果が得られない場合がある。また、既設に消化槽が有り、焼却設備を保有していない場合は汚泥減量により大幅な事業費低減効果が得られる結果となった。処理規模別の違いによる事業費低減効果の解析結果を図-7に示す。処理規模別にみた場合、処理規模に関係なく既設に消化槽を保有している場合、事業費の低減効果が得られる結果となっている。また、既設に焼却炉を保有している場合、処理規模が小さくなるほど事業費低減効果が小さくなる傾向が得られた。

表-6には実際の処理場を対象にした9種のケーススタディの結果を示す。B処理場を除き、事業費低減とエネルギー回収の両方で導入効果が得られた。B処理場では、脱水汚泥の一部を場外



図-5 電力自立率試算結果



委託処分としているが、本技術を導入した場合には脱水汚泥の全量焼却が見込めるものとして、処分低減費用を収益効果に見込んだ。しかし、既設焼却炉が1基のみのため、規模低減効果が得られなかったことが要因となっている。

5 焼却炉からの廃熱利用

5.1 現況焼却フローからの廃熱利用

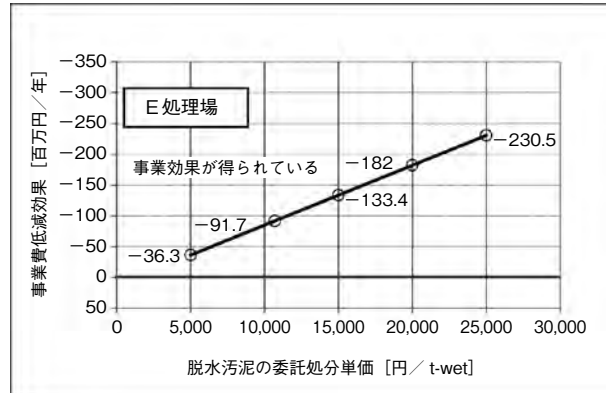
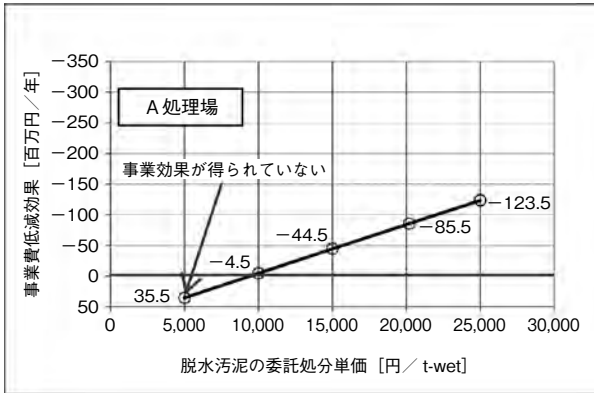
日処理場の現況の焼却設備は、ストーカ炉が1基(90t-wet/日/基)と流動床炉が2基(100t-wet/日/基)である。導入効果のケーススタディの試算結果では、本技術を導入した場合の設備構成を、ストーカ炉1基と流動床炉1基(うち1基を予備扱い)としている。焼却設備の廃熱等未利用エネルギーを可溶化設備で有効利用する場合を想定し、本技術を導入した場合のエネルギー回収効果を検討する。未利用のエネルギーとして考えられる余剰廃熱を有している箇所は図-8中のAとBとなる。Aは排煙処理塔洗浄水(循環水)からの廃熱であり、廃熱の取り出しは、洗浄循環水ラインに熱交換器および給水ポンプを設置し、温水による熱回収を行うものとする。熱交

換器に対して高温側の入口水温を70℃(現況)、低温側の入口水温を20℃(給水源は上水)とすると、熱交換器の一般特性から、高温側出口水温は30℃、低温側の出口水温は60℃程度になると考えられる。したがって、取り出し可能となるエネルギーの想定値は120m³/hの60℃温水となる。Bは白煙防止空気からの廃熱であり、白煙防止空気予熱器と煙突の間に熱交換器と空気ファンを設置し、高温空気による熱回収を行うものとした。循環水と同様に、熱交換器に対して高温側の入口温度を300℃(現況)とすると、熱交換器の一般特性から、低温側の出口温度は200℃程度となると考えられる。なお、高温側の出口温度は150℃、低温側の入口温度は20℃(大気)である。これより、取り出し可能な未利用エネルギーの想定値は、約7,600m³N/hの200℃空気となる。なお白煙防止を考慮しない場合には、約9,100m³N/hの300℃の空気が取り出し可能となる。

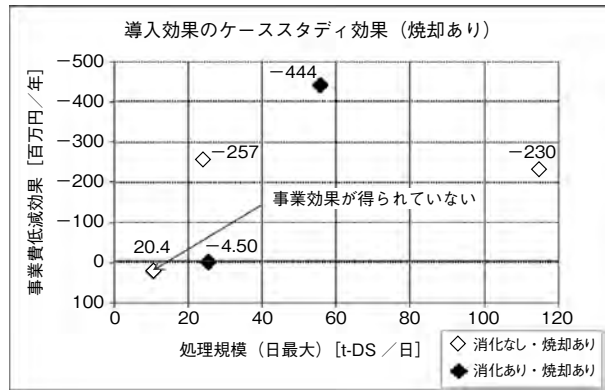
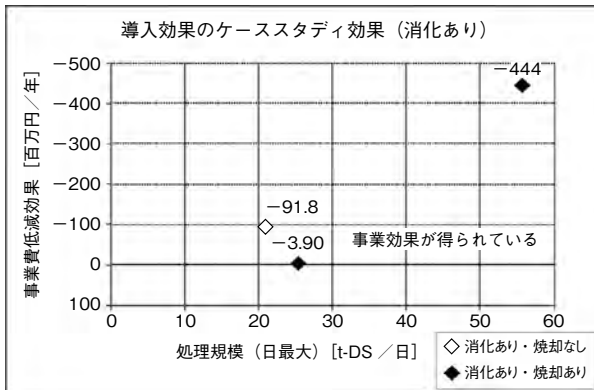
5.2 本技術導入による廃熱利用

本技術を導入した場合の脱水汚泥を現況の焼却設備で処理するものとする。汚泥処理量および含水率も減少していることから、排ガス量および必要空気量も減少する。これより、排煙処理塔洗浄

図－6 脱水污泥処分単価の違いによる事業費低減効果



図－7 処理規模別による事業費低減効果



水（循環水）からの廃熱取り出し可能な未利用エネルギーの想定値は80m³/hの60℃温水となる。また、白煙防止空気からの廃熱取り出し可能な未利用エネルギーの想定値は約5,100 m³N/hの200℃空気となる。白煙防止を考慮しない5,900 m³N/hの300℃空気を取り出し可能となる。なお、処理対象污泥の性状より、補助燃料なしで運転することが可能となるが、焼却炉後段の機器保護のため、投入污泥への給水（約150ℓ/h）が必要となる。

5.3 改良焼却フローによる廃熱利用

污泥処理システムとしてのエネルギー回収効果向上を考慮し、エネルギー回収を最大限に考慮した改良焼却フローとした場合、排煙処理塔洗浄水（循環水）からの廃熱取り出し可能な未利用

エネルギーの想定値は約70 m³/hの60℃温水となる。また、廃熱ボイラーからの余剰蒸気がある。廃熱ボイラーで生成される蒸気量は約2,400 kg/h、蒸気圧力1.20MPa（G）となる。そのうち白煙防止空気の余熱に990kg/hを使用するので、取り出し可能なエネルギーの想定値は、約1,410kg/hの1.20MPa（G）蒸気となる。なお、同様に、白煙防止を考慮しない場合には、2,400 kg/hの1.20MPa（G）蒸気が供給可能となる。

5.4 廃熱利用のまとめ

焼却設備からの廃熱を利用した場合の可溶化設備蒸気ボイラーにおける燃料消化ガス消費量を表－7に示す。通常運転（可溶化設備導入）の焼却廃熱利用なしの場合、焼却廃熱を利用した場合（白防なし）と比べ、燃料消化ガス使用量は29.9%低



表-6 導入効果試算まとめ

処理場名	追加設備	低減施設	便 益 (年価)	電力自立率 (導入前)	電力自立率 (導入後)
A	<ul style="list-style-type: none"> 汚泥可溶化設備 消化槽 脱硫・ガス貯留設備 発電設備 	脱水機 1 台の低減 3 台⇒2 台 (予備機を含む)	- 85.5 (百万円/年)	—	29.4%
B	<ul style="list-style-type: none"> 汚泥可溶化設備 消化槽 脱硫・ガス貯留設備 発電設備 	脱水機 1 台の低減 3 台⇒2 台 (予備機を含む)	+ 20.4 (百万円/年)	—	24.8%
C	<ul style="list-style-type: none"> 汚泥可溶化設備 消化槽 脱硫・ガス貯留設備 発電設備 	脱水機 1 台の低減 5 台⇒4 台 (予備機を含む)	- 177 (百万円/年)	—	45.5%
D	<ul style="list-style-type: none"> 汚泥可溶化設備 消化槽 脱硫・ガス貯留設備 発電設備 	脱水機 1 台の低減 4 台⇒3 台 (予備機を含む)	- 253 (百万円/年)	—	31.4%
E	<ul style="list-style-type: none"> 汚泥可溶化設備 	消化槽 2 槽の低減 3 槽⇒1 槽 脱水機 1 台の低減 5 台⇒3 台 (予備機を含む)	- 91.8 (百万円/年)	—	31.3%
F	<ul style="list-style-type: none"> 汚泥可溶化設備 消化槽 脱硫・ガス貯留設備 発電設備 	脱水機 2 台の低減 6 台⇒4 台 (予備機を含む)	- 257 (百万円/年)	—	36.0%
G	<ul style="list-style-type: none"> 汚泥可溶化設備 	消化槽 3 槽の低減 5 槽⇒2 槽 脱水機 1 台の低減 5 台⇒4 台 (予備機を含む)	- 3.9 (百万円/年)	34.5%	49.0%
H	<ul style="list-style-type: none"> 汚泥可溶化設備 発電設備 	消化槽 2 槽の低減 3 槽⇒1 槽 脱水機 4 台の低減 8 台⇒4 台 (予備機を含む)	- 444 (百万円/年)	—	26.8%
I	<ul style="list-style-type: none"> 汚泥可溶化設備 消化槽 脱硫・ガス貯留設備 発電設備 	脱水機 4 台の低減 12 台⇒8 台 (予備機を含む) 焼却設備 1 基の低減 4 基⇒3 基 (予備機を含む)	- 230 (百万円/年)	—	69.5%

減する。さらに改良焼却炉の廃熱を利用した場合、消化ガス使用量は 50.4%低減する。

また、表-8 には各回収熱利用における、燃料ガス量の低減効果から得られたエネルギーの電力自立率を示す。通常運転時(可溶化設備導入)では、電力自立率としては可溶化設備を導入することにより電力自立は 26.8%となる。また、焼却設備からの熱回収による電力自立率は 27.2%となる。さらに、改良焼却炉からの熱回収による電力自給率は 32.3%となる。

以上の検討より、焼却設備からの未利用エネルギーを可溶化設備内で有効利用することで、一定の電力自立率の向上がみられた。

本検討では、本技術を導入した場合の電力自立率のさらなる向上可能性について概略の検討を行ったものであり、エネルギー回収・利用の一つの考え方を示したものである。今後、廃熱利用設備の実際の計画・設計に向けては、建設・維持管理コスト面からの詳細検討が必要である。

なお本検討の結果でも、利用しきれない余剰熱

図-8 現況焼却設備の概略フロー

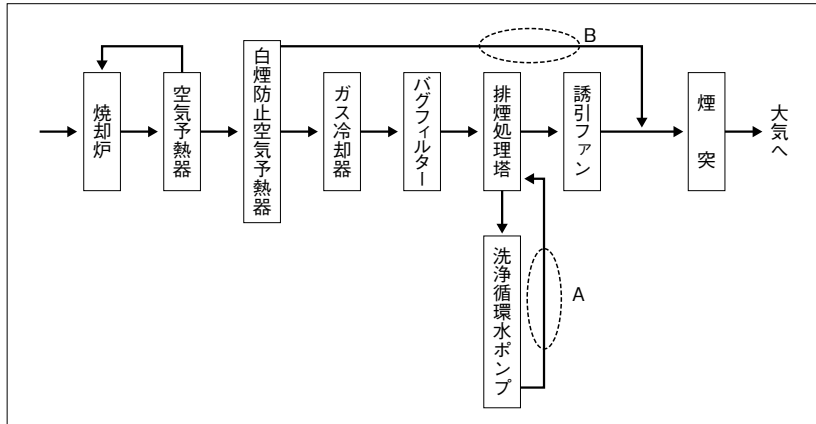


表-7 蒸気ボイラー燃料使用量

燃料消化ガス	運転方法	通常運転時 (廃熱利用なし)	現況焼却フロー回収熱利用 (白煙防止なし)	改良焼却フロー回収熱利用 (白煙防止なし)
使用量 (m ³ N / h)		625	438	310
低減効果 (%)		—	29.9	50.4

表-8 電力自立率の変化

項目	運転方法	通常運転時 (廃熱利用なし)	現況焼却フロー回収熱利用 (白煙防止なし)	改良焼却フロー回収熱利用 (白煙防止なし)
発電供給可能ガス量 (Nm ³ / 日)		15,700	15,900	18,300
発電電力量 (MWh / 年)		12,000	12,200	14,500
電力自立率 (%)		26.8	27.2	32.3

が多くあることから、低温または低圧の温水・蒸気・または高温空気からのエネルギー回収技術の開発がなされれば、さらなるエネルギー回収が可能であると考えられる。

6 おわりに

本技術マニュアルは、エネルギー回収技術として嫌気性消化を対象とし、エネルギー回収率と汚泥減量化率の向上につながる「汚泥可溶化技術」

を組み合わせた技術について、概要と特徴を取りまとめている。

また、計画、設計手法、維持管理事項や留意点を取りまとめ、本技術を導入する際の費用効果やエネルギー削減効果をケーススタディにより整理したものである。

本技術マニュアルが、下水汚泥におけるエネルギー利用を計画する上で活用され、地球温暖化対策、省エネルギー・創エネルギーの向上に貢献することを願う次第である。