

# 水熱反応による下水汚泥の嫌気性消化促進技術の開発

## A Study on Hydrothermal Enhancement of Sewage Sludge Anaerobic Digestion

大 村 友 章<sup>\*1</sup>  
Tomoaki Ohmura

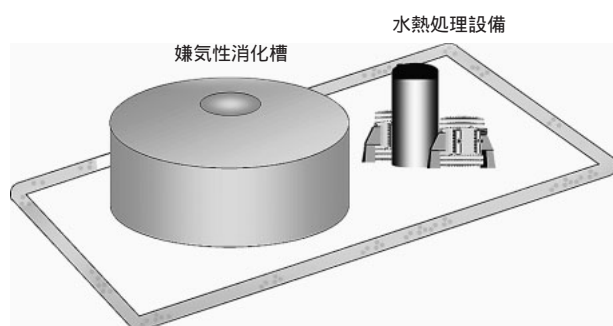
鵜 飼 展 行<sup>\*2</sup>  
Noriyuki Ukai

堀 添 浩 司<sup>\*2</sup>  
Koji Horizoe

佐 藤 淳<sup>\*3</sup>  
Jun Sato

植 田 良 平<sup>\*4</sup>  
Ryohei Ueda

堀 添 浩 俊<sup>\*5</sup>  
Hirotoishi Horizoe



近年、下水道の整備に伴って年間198万t（乾燥重量）もの汚泥が発生し、その減量化と資源化ニーズが高まっている。当社では本ニーズへの対応技術の一つとして汚泥の嫌気性消化を促進する水熱処理技術を開発した。水熱処理と消化の試験から、温度150～170℃、圧力0.95 MPa、微量の空気供給の条件が最も消化を促進することを確認した。更に、消化プロセスへの適用効果検討の結果、従来比で残さ汚泥量の40%以上の削減、消化ガス発電量の1.7倍増大が可能と試算され、大幅な汚泥の減量と電力の回収ができる技術であることを確認した。

### 1. はじめに

下水道の整備に伴う下水汚泥量の発生は年間198万t（乾燥重量）に達しており、この減量化と資源化技術が求められている<sup>(1)</sup>。中でも汚泥を嫌気性にすることでメタンガスを回収できる消化プロセスは、減量化だけでなく、エネルギー回収プロセスという観点から見直されつつある<sup>(2)</sup>。

環境装置の総合メーカーである当社は、このような社会ニーズに対応した汚泥処理技術の開発に取り組んでいる。

その一環として、嫌気性消化プロセスに適用する汚泥の水熱処理技術を開発し、エネルギー回収率と汚泥減量率の向上を両立する結果が得られたので以下に報告する。

### 2. 技術の概要

#### 2.1 嫌気性消化の課題

嫌気性消化では、最初沈殿池で回収される初沈汚泥と活性汚泥の余剰汚泥が処理対象となる。実績によると、前者のガス発生率（投入有機物当りの消化ガス発生量）は0.4～0.69 m<sup>3</sup>N/kgVSであるのに対し、後者は0.27～0.48 m<sup>3</sup>N/kgVSと少ない<sup>(2)</sup>。その原因は、余剰汚泥を構成する微生物が可溶化されにくい難分解成分であるためと考えられる<sup>(3)</sup>。したがって、嫌気性消化の効率化を図るためには、微生物の可溶化反応を促進する必要がある。

#### 2.2 水熱処理技術の特徴

余剰汚泥の可溶化技術として、物理学的方法（高温・高圧、超音波、機械的破碎など）や化学的方法（オゾン、過酸化水素など）が研究されている。これに対し当社では、温度150～170℃、圧力0.95 MPa、微量の空気供給という比較的温和な条件での水熱処理技術を提案している。

図1に示すように、微生物の細胞壁は、主にN-アセチルグルコサミン（GlcNAC）とN-アセチルムラミン酸（MurAC）の結合したグリカン鎖がペプチド結合して架橋されたペプチドグリンで構成されている<sup>(4)</sup>。本技術では、熱による水素結合の解離と水熱条件でのOH<sup>-</sup>イオン増大によるペプチド結合の加水分解が生

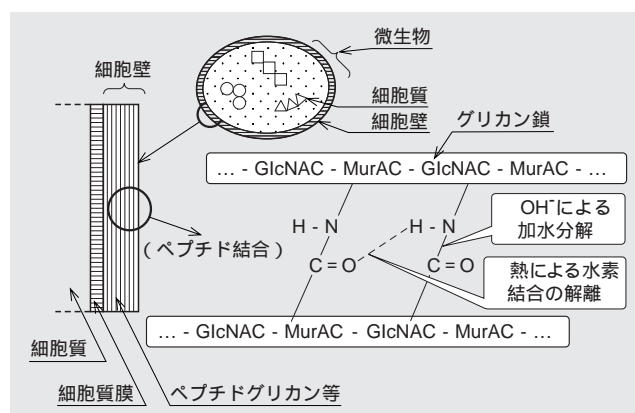


図1 微生物の細胞壁の模式図 微生物の細胞壁を構成するペプチドグリカンが水熱処理により、分解される様子を示す。

<sup>\*1</sup> 技術本部横浜研究所環境装置研究推進室 工博

<sup>\*2</sup> 技術本部横浜研究所熱化学研究室

<sup>\*3</sup> 技術本部横浜研究所環境装置研究推進室

<sup>\*4</sup> 技術本部横浜研究所研究サポート課長

<sup>\*5</sup> 横浜製作所環境ソリューション技術部主席 工博

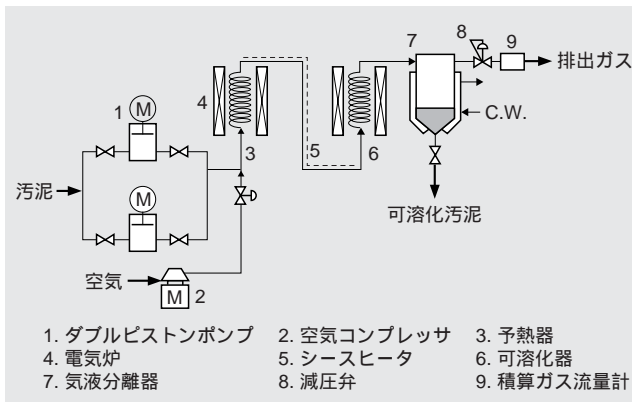


図2 小型水熱処理試験装置 ピストンポンプ及び電気炉からなる水熱処理装置。

じ、細胞壁は部分的に破壊される。この破壊された細胞壁から細胞質が溶出し、可溶化が促進される。

本技術は、一般的な水熱処理条件よりも低温・低圧であるため、低コスト・低エネルギー消費型の経済性に優れた技術である。

### 3. 汚泥の水熱可溶化による消化促進技術の開発

#### 3.1 水熱処理による汚泥可溶化試験

まず、可溶化率と消化ガス発生量を増加させる水熱処理条件の探索を行った。水熱処理装置は図2に示す数L/hrスケールのベンチテスト装置を用いた。

図3に余剰汚泥を対象とした水熱処理条件に対し得られた汚泥の可溶化率、ガス発生率の結果を示す。

可溶化率は、処理温度が高く処理時間が長いほど大きくなり、170℃、3.0（相対時間、以下に同じ）では約50%まで可溶化される。

また、150℃ 空気有り と 170℃ 空気なしの可溶化率がほぼ同じとなり、空気供給の効果は、温度にして約20℃であった。ガス発生率も可溶化率と同じく、処理温度が高く処理時間が長いほど大きくなった。汚泥の高温処理による嫌気性消化反応の阻害物質生成が懸念されたが、可溶化率とガス発生率に相関を確認できたことから、本処理条件で阻害物質は生成しないと考えられる。

初沈汚泥と余剰汚泥を混合した混合汚泥でも類似の結果を得ており、水熱処理が余剰汚泥の可溶化を促進する嫌気性消化の効率化技術として有効なことを明らかにした。

#### 3.2 消化汚泥の発生量、脱水性への影響

水熱処理の消化ガス発生量、消化残さ量や汚泥脱水性への影響を把握するため、下水処理場の余剰汚泥を対象に消化試験を行った。

試験は1日1回汚泥の供給と引抜きを行う半連続消化を採用し、消化ガス発生量と消化槽内汚泥性状が平

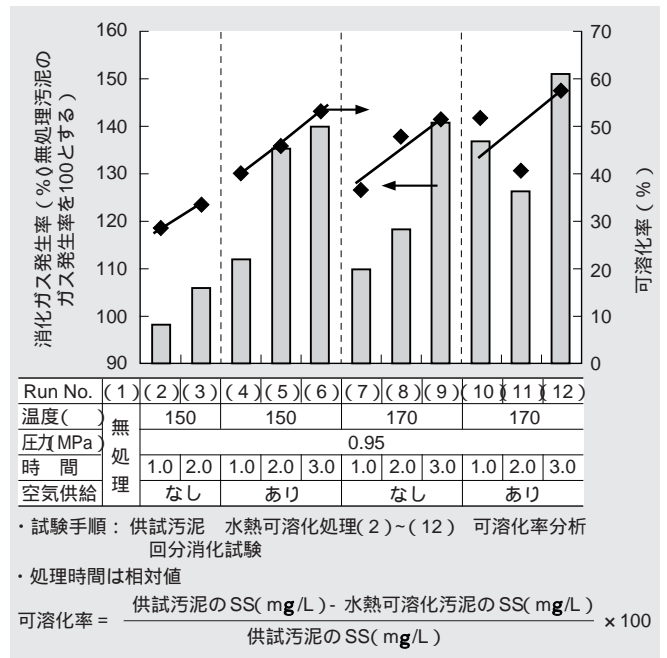


図3 水熱処理による可溶化率、ガス発生率の比較 温度、時間の増加とともに可溶化率とガス発生率は増加するという水熱処理の効果を示す。

表1 半連続消化試験条件

Run No.	処理条件	消化条件
1	無処理	
2	150℃, 0.95 MPa, 処理時間 3.0 空気供給あり	・ 35℃ 中温消化 ・ 消化日数 30日間
3	170℃, 0.95 MPa, 処理時間 3.0 空気供給あり	・ 容積負荷 2.8 kgVS/m <sup>3</sup> /d

供試汚泥：S市下水処理場余剰汚泥 TS3.3%，VS2.6%  
種汚泥：Y市汚泥処理センター消化槽汚泥

処理時間は相対比で表示

衡に達するよう消化日数の約3倍の期間まで運転を継続した後、消化槽内汚泥について分析及び脱水試験を実施した。水熱処理条件と消化試験の条件をまとめて表1に示す。

これにより、次の結果が得られた。

#### (1) ガス発生率

運転終了前の消化ガス発生安定期での平均値を表2に示す。ガス発生率は、無処理に比べて150℃で22%増加、170℃で48%増加し、先の回分試験結果と同程度の効果を確認できた。

#### (2) 消化汚泥の性状

##### (a) 残さ量

SS（浮遊物質）分解率は150℃と170℃の条件で、約50%と1.6倍増加しており、ガス発生倍率と相関があった（表2）。これにより、汚泥分解率が増加し、SS量を大きく低減できることを確認できた。

表2 半連続試験における嫌気性消化特性

Run No.	処 理 条 件	ガス性状		消化液性状		
		ガス発生率 ( $\text{m}^3_{\text{N}}/\text{kgVS}$ )	メタン濃度 (%)	SS分解率 (%)	BOD <sub>5</sub> ( $\text{mg/L}$ )	アンモニア ( $\text{mg-N/L}$ )
1	無 処 理	0.27 (100)	73.4	29.9 (100)	200	1060
2	150 ,0.95 MPa, 処理時間 3.0 空気供給あり	0.33 (122)	75.0	46.9 (156)	370	1240
3	170 ,0.95 MPa, 処理時間 3.0 空気供給あり	0.40 (148)	72.7	48.3 (161)	410	1500

括弧内の数字は無処理のガス発生率とSS分解率を100とした場合の相対的数値

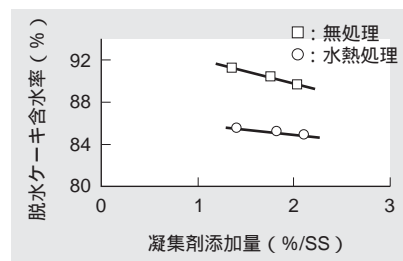


図4 消化汚泥の脱水性 無処理に比較し、水熱処理した消化汚泥の含水率が低減できることを示す。

## (b) 脱水性

カチオン性高分子凝集剤と卓上型遠心分離機を用いて、消化汚泥の脱水性を比較した。結果の一例を図4に示す。

水熱処理により、脱水汚泥の含水率は低下した。本試験は室内試験であるため、定性的評価ではあるが、顕著な脱水性向上効果のあることが明らかになった。脱水性向上により、自燃が可能になることも期待される。一方、脱水脱離液を比較すると(表2)、水熱処理することにより、アンモニアやBOD<sub>5</sub>が約1.2～2倍程度高い数値を示しており、水処理負荷の増加傾向が見られた。下水処理場における嫌気性消化汚泥の脱水脱離液量は下水量の0.6%程度である。したがって、水熱処理の適用による負荷増加は、アンモニアで1～2.6 mg-N/L、BOD<sub>5</sub>で1～1.2 mg/Lであり、大きな影響は与えないと考えられる。

## 4. 汚泥処理プロセスへの適用

### 4.1 プロセスフロー

今までの試験結果から、水熱処理を適用した汚泥処理プロセスの構築・概念設計を行った。

従来の典型的な汚泥処理システムと考えられるプロセスを図5に、水熱処理を行うプロセスを図6に示す。

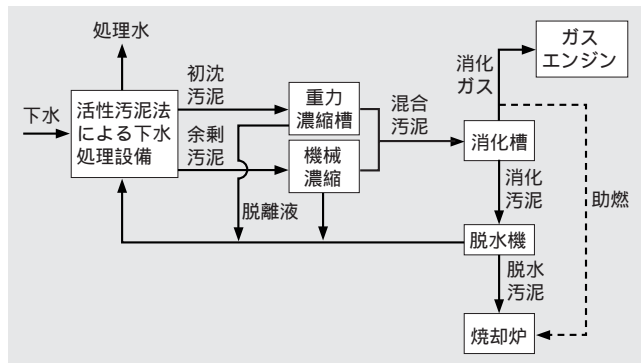


図5 下水汚泥消化プロセス (Case 1: 従来プロセス) 嫌気性消化を含む従来の下水汚泥消化プロセスのブロックフローを示す。

本プロセスは、水熱処理後の高温汚泥と原料汚泥の熱交換、消化ガスでガスエンジン発電する際に発生する廃熱の有効利用、脱水性向上による汚泥焼却補助燃料の削減、を特長とする。これにより大幅なエネルギー回収効率の改善が可能になる。

### 4.2 各プロセスの比較

上記のプロセスフローに対して、下水量 50 000  $\text{m}^3/\text{d}$  の下水処理場で、8 200  $\text{kg}/\text{d}$  の乾燥汚泥 (含水率 96.6 %で 239  $\text{m}^3/\text{d}$ ) が発生する場合を想定して、物質収支、熱収支を算出した。試算結果を表3に示す。

本試算を整理すると次のようになる。

#### (1) Case 1: 従来プロセス

本試算では、焼却助燃料として消化ガスを用いて消化残さを焼却するケースを想定している。この場合、発生する消化ガスの約20%が助燃として使用され、残りの80%が余剰ガスとして回収される。効率35%のガスエンジンで発電すると169 kWが回収できる。

#### (2) Case 2: 余剰汚泥のみを水熱処理

本ケースでは、水熱処理した余剰汚泥のガス発生率が1.5倍向上するため、全体の消化ガス発生量は

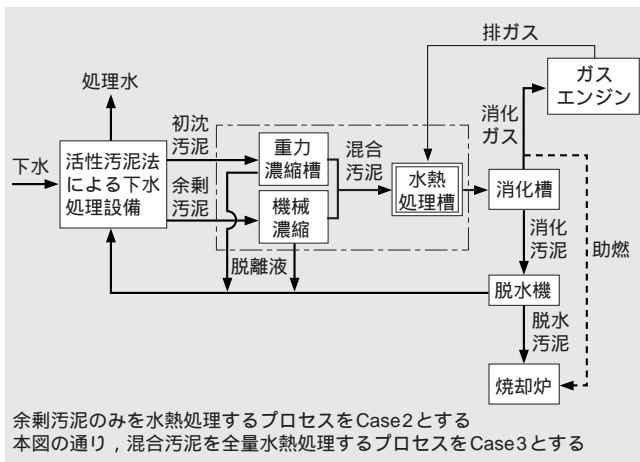


図6 下水汚泥消化プロセス (Case 2とCase 3: 水熱処理プロセス) 水熱処理を適用した下水汚泥消化プロセスのブロックフローを示す。



表3 本技術の総合評価結果

プロセス	処理汚泥		消化性状			エネルギー		コストメリット		
	水熱処理量 ( $\text{m}^3/\text{d}$ )	消化槽投入量 ( $\text{m}^3/\text{d}$ )	ガス発生率 ( $\text{m}^3_{\text{N}}/\text{kgVS}$ )	消化ガス発生量 ( $\text{m}^3_{\text{N}}/\text{d}$ )	脱水汚泥量 ( $\text{m}^3/\text{d}$ )	消化ガス使用量 ( $\text{m}^3_{\text{N}}/\text{d}$ )	発電電力*1 (kW)	発電単価 (円/kWh)	処理単価削減額 (円/ $\text{m}^3$ )	CO <sub>2</sub> 削減量 ( $\text{tCO}_2/\text{年}$ )
Case 1	0	239	0.399	2655	22	857(助燃分)	169	33		676
Case 2	102 (余剰汚泥)	239	0.459	3055	13	0	286	12	220	1146
Case 3	239 (混合汚泥)	239	0.459	3055	13	0	286	15	130	1146

\*1: ガスエンジンによる発電効率を35%とする

1.15倍増加する。一方、消化残さが40%以上削減されると同時に消化残さの脱水汚泥含水率が低くなるため、焼却の助燃用消化ガスが不要となり、余剰ガス量は1.7倍増加する。これに伴い、発電量は286kWと約1.7倍増加する。

本ケースでは水熱処理に必要な熱エネルギーを、ガスエンジン排ガスが有する廃熱で賄える。

### (3) Case 3: 投入汚泥の全量を水熱処理

本ケースでは、水熱処理の効果が無い初沈汚泥も処理するため、必要なエネルギーがCase 2に比べて多くなる。水熱処理のための補助燃料が必要となるまでには至らないが、熱交換器における伝熱面積が倍増し、熱交換器のコストが増加する。

### 4.3 コスト評価

前節の結果を基に、従来プロセスと水熱処理を適用したプロセスの発電単価、処理単価とCO<sub>2</sub>削減量を求め、その結果を表3に示した。発電単価は汚泥処理に関わる運転費用を発電量で除し、CO<sub>2</sub>削減量は総発電量にCO<sub>2</sub>発生原単位(0.4568 kgCO<sub>2</sub>/kWh)を乗じて算出した。従来プロセスと水熱処理適用プロセスの処理汚泥 $\text{m}^3$ 当り運転費用の差を処理単価削減額とした。運転費用は水熱処理、消化、脱水、焼却の各処理に要する用役費(動力、薬剤等)の総計であるが、水熱処理部以外は既に設備があるとしてその設備の減価償却は削除し、水熱処理のみ設備の減価償却費を含めた。

水熱処理を適用した場合、発電量の増大と消化残さ量の減少に起因する脱水薬剤等の削減を反映して、発電単価は従来の36~45%程度、処理単価削減額は130~220円/ $\text{m}^3$ (従来の処理単価は560~700円/ $\text{m}^3$ )となった。CO<sub>2</sub>削減量も従来の1.7倍となり、運転費と温暖化ガスの大幅な低減が可能であった。焼却設備を保有せず、脱水汚泥を場外処理する施設の場合、消化残さ量の減少により、更なるコストメリットが期待できる。

## 5. ま と め

下水汚泥の嫌気性消化の前段に適用する余剰汚泥の水熱処理法を開発した。試験により選定した水熱処理の最適条件では、残さ汚泥量の40%以上の削減と発電量の1.7倍増大が可能となった。

下水処理場に本技術を適用することにより、消化汚泥の大幅な減量化と電力の大幅な回収の両立に有効であることを確認した。

本研究の一部は新エネルギー・産業技術総合開発機構(NEDO)“バイオマス等未活用エネルギー実証試験事業・同事業調査”の共同研究業務として実施したものである。また、多大なるご指導を頂いた熊本大学木田教授、広島大学松村助教授に感謝を申し上げます。

### 参 考 文 献

- (1) 日本下水道協会, 下水道統計(平成12年版)
- (2) 国土交通省都市・地域整備局下水道部, バイオリッド利活用基本計画 策定マニュアル(案)平成15年8月
- (3) 李玉友ら, 余剰汚泥の嫌気性消化に対する前熱処理の促進効果, 第25回下水道研究発表会講演集(1988) p.478
- (4) Voet, D. et al., 生化学(上), 東京化学同人(1992) p.226



大村友章



鷗飼展行



堀添浩司



佐藤淳



植田良平



堀添浩俊