

III. ケーススタディ

III-1. 試算の条件

(1) ケース設定

ケーススタディは、表資 3-1 に示す 5 つのケースで実施した。CASE-1～CASE-3 の試算結果については、第 3 章第 2 節に収録している。導入検討が想定され得るケース例として試算結果を掲載した。なお、CASE-4 の維持管理費において、燃焼設備の改造後の性能値は実証されていない。また CASE-5 は、試算条件が本ガイドラインに掲載した簡易算定式的前提条件から外れており、性能値も実証されたケースではないことに留意する。

表資 3-1 試算ケース一覧 (5 ケース)

CASE	設備規模 t-wet/d	革新技術の 導入シナリオ	備考
1	100	一括導入	最も理想的なシナリオ
2	200	段階的導入	脱水・燃焼技術先行導入
3	200	段階的導入	燃焼・発電技術先行導入
4	100	段階的導入	燃焼設備の改造（長寿命化）
5	45※	一括導入	消化汚泥対象

※CASE-5 の設備規模は、100 t-wet/d 相当を消化することを想定し、消化汚泥 45 t-wet/d と設定

CASE-1：一括導入シナリオ（本編収録）

本ケースは、3 技術を一体的に導入する最も理想的なシナリオである。後のケーススタディのリファレンスとなるように規模は 100 t-wet/d とし、従来技術との差異を年ベースで比較した。

CASE-2：脱水・燃焼同時導入シナリオ（本編収録）

本ケースは、比較的有利なシナリオである、脱水設備と燃焼設備を同時に導入し、後から発電設備を付加するシナリオである。本シナリオでは、後付けに要する多少のコストアップが生じるが、短期間のみ供用する設備が無く、段階的導入シナリオの中では理想的なシナリオの 1 つである。規模はより効果の出やすい 200 t-wet/d とし、従来技術との差異を年毎に 20 年分比較した。

CASE-3：燃焼・発電同時導入シナリオ（本編収録）

本ケースは、CASE-2 とは異なり、追加的費用が発生するシナリオである、燃焼設備と発電設備を同時に導入し、後から脱水設備を更新する。本シナリオの建設費は、既存の脱水設備から新規に導入する燃焼設備への配管工事、そして脱水設備を更新したあとの濃縮汚泥の配管工事分の費用が追加的に発生する。また、維持管理費については、脱水設備が導入されるまで、燃焼設備の補助燃料量が増加する等の影響がある。発電設備については、補助燃料の使用により

排ガスに供給される熱量は変化しないとして、発電量の変化を見込んでいない。規模は、CASE-2 との比較のため 200 t-wet/d とし、CASE-2 との差異を年毎に 20 年分比較した。

CASE-4：燃焼設備改造シナリオ

本ケースは、燃焼設備を長寿命化と同時に改良し低空気比省エネ燃焼設備相当とすることを想定したシナリオである。従来技術の燃焼設備を導入 8 年目で長寿命化対応と同時に低空気比省エネ燃焼設備相当に改造することで、維持管理費の低減と耐用年数の延長を図るものである。また、この改造と同時に脱水設備と発電設備の付加を行っている。規模は 100 t-wet/d とし、従来技術との差異を年毎に 20 年分比較した。

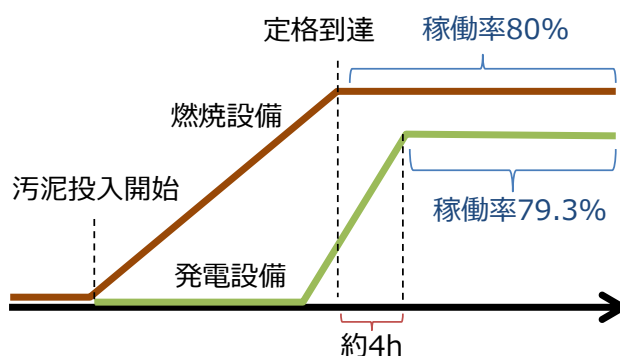
CASE-5：消化汚泥シナリオ

本ケースは、消化汚泥を対象とした場合のシナリオである。規模は含水率 76%の混合生汚泥 100 t-wet/d 相当を消化することを想定し、消化前後で可燃分が 84%から 64%に低下し、脱水汚泥の含水率は従来脱水技術で 84%になるものと仮定して試算を行った。また、本消化汚泥を従来技術（脱水汚泥含水率 84%）で処理する場合と、革新技术（脱水汚泥含水率 74%）で処理する場合の 2 ケースの試算を行い、それぞれを比較した。なお本試算は、既に消化汚泥を燃焼処理している処理場に本システムを導入する場合を想定し試算したものである。ただし、実証データを基に試算したものではないことから、混合生汚泥を対象とした CASE-1 の試算結果との比較によって、その優劣を判断するものではない。

(2) 試算の前提条件

1) 発電設備の稼働率の設定根拠

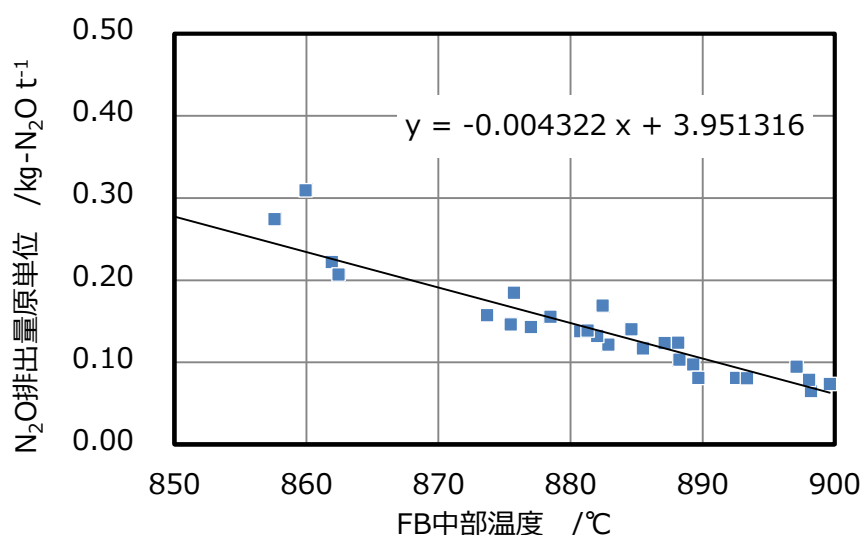
ケーススタディにおける汚泥処理設備全体の稼働率は、負荷率を高く（100%）維持することがシステムを効率的に稼働できるという前提に立って、80%に設定した。脱水設備および燃焼設備は稼働率の通りに運転をするが、発電設備は燃焼設備の立ち上がり後、排熱が十分に供給された後に運転を開始するため稼働率に差が生じる。その遅れは、図資 3-1 に示した 4 時間程度であることから、設備の年間の起動回数（16 回）に 4 時間を掛けた時間（＝64 時間）を全体の稼働日数から差し引いて稼働率を 79.3%に設定した。



図資 3-1 燃焼設備と発電設備の稼働率の差異理由

2) N₂O 排出量原単位

実証試験により得られた、炉内温度（フリーボード中部温度）と N₂O 排出量原単位の相関を図資 3-2 に示す。850℃～900℃における近似式から、設計の炉内温度条件（＝865℃）における排出量原単位を計算し、本システムの N₂O 排出量原単位を 0.213 kg-N₂O/t-wet と設定した。



図資 3-2 炉内温度と N₂O 排出量原単位の相関

(3) 従来技術の試算方法

従来技術と比較する場合の、建設費、維持管理費等の試算方法について説明する。ケーススタディにおける従来技術の各種数値は本方法によって試算されたものである。

1) 建設費

バイオソリッド利活用基本計画（下水污泥処理総合計画）策定マニュアル（平成 16 年 3 月）に示されている表資 3-2 の費用関数を用いて算出し、建設年次による差異を補正するために、平成 15 年度を基準とした平成 25 年度のデフレーター（＝1.096449）を用いて補正している。また、年価に換算する際には、表 2-8 の条件で換算した。なお、解体・撤去費については、建設費の 10%として試算した。

表資 3-2 建設費の費用関数（従来技術）

費用関数（億円）	
脱水設備	土木建築費： $0.227 \times Qd^{0.444}$ 機械建設費： $0.434 \times Qd^{0.373}$
焼却設備	土木建築費： $2.426 \times Xd^{0.0094}$ 機械建設費： $1.888 \times Xd^{0.597}$ 電気建設費： $0.726 \times Xd^{0.539}$
Qd：処理汚泥量【1%換算値】（m ³ /d）	
Xd：処理汚泥量（t-wet/d）	

2) 維持管理費

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（平成 16 年 3 月）に示されている表資 3-3 の費用関数を用いて算出した。本費用関数に含まれている費用は、電力、燃料、薬品、補修、人件費であり、灰処分費は含まれていないため、別途試算が必要であるため、簡易算定式の算出時と同様に 30%の加湿を考慮して算出した。また、年間の処理量の算出には、表 2-6 の条件を用いた。

表資 3-3 維持管理費の費用関数（従来技術）

費用関数（百万円／年）	
脱水設備	維持管理費： $0.039 \times Qy^{0.596}$
焼却設備	維持管理費： $0.287 \times Xy^{0.673}$
Qy：処理汚泥量【濃縮汚泥 1%換算値】（m ³ /y）	
Xy：処理汚泥量（t-wet/y）	

・焼却灰処分費（百万円/年）

焼却灰発生量(t-DS/y)

$$= \text{汚泥量(t-wet/d)} \times (1 - \text{含水率}(\%)) \times (1 - \text{VTS}(\%)) \times \text{稼働日数} \div (1 - 30\%(\text{加湿分}))$$

$$\text{焼却灰処分費(万円/y)} = \text{焼却灰発生量(t/y)} \times \text{単価(万円/t)}$$

3) エネルギー消費量および温室効果ガス排出量

① 脱水エネルギー消費量および脱水温室効果ガス排出量

脱水設備において使用されているエネルギーは電力のみとした。下水道統計および高効率型圧入式スクリープレス脱水機技術マニュアルより、ベルトプレス、遠心脱水機、スクリープレスの全てを対象とした脱水汚泥基準の消費電力原単位（= 22 kWh/t-wet）に年間の処理汚泥量（100 t-wet/d の場合で 29,200 t-wet/y）を掛けて算出した。また、温室効果ガス排出量は電力使用および薬品使用に由来する二酸化炭素を対象とし、消費量に表 2-8 に示した原単位を掛けて算出し、建設・廃棄時に排出する二酸化炭素排出量を供用時の 24.69%（下水道におけ

る LCA 適用の考え方 国土技術総合研究所資料 No. 579 より、終末処理場における二酸化炭素排出量、建設時：19.3%、供用時：80.2%、解体・廃棄時：0.5%を基に算定）として加算した。なお、高分子凝集剤の注入率は下水道統計（平成 22 年度版）より平均的な注入率として 0.5%-対 TS と設定*した。

*革新的技術の 0.7%に比して小さい値であるが、従来よりも高分子凝集剤の注入率を高める必要があることを意味していないことに留意する。

② 焼却エネルギー消費量および焼却温室効果ガス排出量

焼却設備において使用されているエネルギーは電力および補助燃料に要する燃料とし、それぞれの消費量は複数メーカーに対するヒアリング結果から、2,788.6MWh/年、517kL/年と設定した。また、温室効果ガス排出量は電力使用、薬品使用に由来する二酸化炭素および焼却に伴う N_2O を対象とした。二酸化炭素排出量は消費量に表 2-9 に示した原単位を掛けて算出し、 N_2O は処理汚泥量に高温焼却時における排出係数である 0.645 kg- N_2O /t-wet に表 2-9 に示した地球温暖化係数を掛けて算出した。苛性ソーダの消費量は、複数メーカーに対するヒアリング結果から 193 t-wet/年とし、建設・廃棄時に排出する温室効果ガス排出量には二酸化炭素のみを対象として脱水設備と同様の比率で算出し、加算した。

4) 100 t-wet/d（含水率 76%）での試算例

100 t-wet/d 規模の従来技術における、ライフサイクルコストおよび、エネルギー消費量および温室効果ガス排出量の試算結果を表資 3-4、表資 3-5 に示す。

表資 3-4 ライフサイクルコスト（従来技術）

細 目			年価 (百万円/年)
建設費	脱水設備	土木建築費	27
		機械建設費	69
	燃焼設備	土木建築費	9
		機械建設費	366
		電気建設費	76
		小 計	
維持管理費	脱水設備	119	
	燃焼設備	303	
	小 計	422	
解体・撤去費			55
ライフサイクルコスト			1,024

(処理汚泥量)

$$Q_d = 100 \times (1-76\%) \times 100 = 2,400 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$Q_y = Q_d \times 292 (\text{d/y}) = 700,800 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$X_d = 100 \text{ t/d}$$

$$X_y = X_d \times 292 (\text{d/y}) = 29,200 \text{ t/d}$$

(建設費)

$$\text{脱水・土木建築費} = 0.227 \times 2400^{0.444} \times 1.096449 = 7.89 \text{ 億円} \quad (\text{年価 } 26.7 \text{ 百万円})$$

$$\text{脱水・機械建設費} = 0.434 \times 2400^{0.373} \times 1.096449 = 8.68 \text{ 億円} \quad (\text{年価 } 69.0 \text{ 百万円})$$

$$\text{焼却・土木建築費} = 2.426 \times 100^{0.0094} \times 1.096449 = 2.78 \text{ 億円} \quad (\text{年価 } 9.4 \text{ 百万円})$$

$$\text{焼却・機械建設費} = 1.888 \times 100^{0.597} \times 1.096449 = 32.36 \text{ 億円} \quad (\text{年価 } 365.9 \text{ 百万円})$$

$$\text{焼却・電気建設費} = 0.726 \times 100^{0.539} \times 1.096449 = 9.53 \text{ 億円} \quad (\text{年価 } 75.8 \text{ 百万円})$$

$$\text{全建設費} = 61.22 \text{ 億円} \quad (\text{年価 } 546.9 \text{ 百万円})$$

(維持管理費)

$$\text{脱水・維持管理費} = 0.039 \times 700,800^{0.596} = 118.9 \text{ 百万円/年}$$

焼却・維持管理費 (灰処分費以外)

$$= 0.287 \times 29,200^{0.673} = 290.5 \text{ 百万円/年}$$

焼却・維持管理費 (灰処分費)

$$= 100 (\text{t/d}) \times (1-76\%) \times (1-84\%) \times 292 \div (1-30\%) \times 0.8 (\text{万円/t}) = 12.8 \text{ 百万円/年}$$

(解体撤去費)

$$\text{全建設費 } 61.2 \text{ 億円} \times 10\% = 6.12 \text{ 億円} \quad (\text{年価 } 54.7 \text{ 百万円})$$

表資 3-5 温室効果ガス排出量およびエネルギー消費量 (従来技術)

		消費量・発生量	GHG排出量 (t-CO ₂ /年)	エネルギー消費量 (GJ/年)
脱水機	電力	642.4 MWh/年	353	6,093
	高分子凝集剤	35.040 t/年	228	-
	小 計		581	6,093
焼却炉	電力	2,788.6 MWh/年	1,534	26,447
	A 重油	517 kL/年	1,401	20,215
	苛性ソーダ	193 t/年	181	-
	N ₂ O	18.834 t/年	5,613	-
	小 計		8,729	46,662
建設・廃棄時			913	-
合 計			10,222	52,754

(ユーティリティ消費量・発生量)

$$\text{脱水・電力} = 29,200 \text{ t-wet/y} \times 22 \text{ kWh/t-wet} = 642.4 \text{ MWh/年}$$

$$\text{脱水・高分子凝集剤} = 700,800 \text{ m}^3/\text{d} \times 1\% \times 0.5\% = 35.040 \text{ t/年}$$

$$\text{燃焼・N}_2\text{O} = 29,200 \text{ t-wet/y} \times 0.645 \text{ kg-N}_2\text{O/t-wet} = 18.834 \text{ t/年}$$

(GHG排出量)

$$\text{脱水・GHG 排出量 (電力)} = 642.4 \text{ MWh/y} \times 0.55 \text{ t-CO}_2/\text{MWh} = 353.3 \text{ t-CO}_2/\text{年}$$

$$\text{脱水・GHG 排出量 (高分子)} = 35.040 \text{ t/y} \times 6.5 \text{ t-CO}_2/\text{t} = 227.8 \text{ t-CO}_2/\text{年}$$

$$\text{焼却・GHG 排出量 (電力)} = 2,788.6 \text{ kWh/y} \times 0.55 \text{ t-CO}_2/\text{kWh} = 1,533.7 \text{ t-CO}_2/\text{年}$$

$$\text{焼却・GHG 排出量 (A 重油)} = 517 \text{ kL/y} \times 2.71 \text{ t-CO}_2/\text{kL} = 1,401.17 \text{ t-CO}_2/\text{年}$$

$$\text{CO}_2 \text{ 排出量合計} = 3,697 \text{ t-CO}_2/\text{年}$$

$$\text{建設・廃棄時の GHG 排出量} = 3,697 \text{ t-CO}_2/\text{年} \times 24.69\% = 912.8 \text{ t-CO}_2/\text{年}$$

$$\text{焼却・GHG 排出量 (N}_2\text{O)} = 18.834 \text{ t/年} \times 298 \text{ kg-CO}_2/\text{kg-N}_2\text{O} = 5,612.5 \text{ t-CO}_2/\text{年}$$

(エネルギー消費量)

$$\begin{aligned} \text{脱水・エネルギー消費量 (電力)} &= 22 \text{ kWh/t} \times 29,200 \text{ t-wet/y} \times 9.484 \text{ MJ/kWh} \\ &= 6,092.5 \text{ GJ/年} \end{aligned}$$

$$\text{燃焼・エネルギー消費量 (電力)} = 2,788.6 \text{ kWh/y} \times 9.484 \text{ MJ/kWh} = 26,447.1 \text{ GJ/年}$$

$$\text{燃焼・エネルギー消費量 (A 重油)} = 517 \text{ kL/y} \times 39.1 \text{ MJ/L} = 20,214.7 \text{ GJ/年}$$

$$\text{全エネルギー消費量} = 52,754.3 \text{ GJ/年}$$

III-2. 試算結果（CASE-4：燃焼設備改造シナリオ）

(1) 試算条件

- 1) 規模：100 t-wet/d（含水率 76%条件）
- 2) シナリオ：

従来技術の燃焼設備導入後 8 年目に、脱水設備更新のタイミングに合わせ、長寿命化対応と同時に低空気比省エネ燃焼設備相当に改造するとともに、排熱発電設備の導入を行った。この改造により、従来技術の更新を燃焼設備導入後 16 年目まで遅らせた。なお、改造に要した費用は、耐用年数の延長期間に相当する 8 年目～15 年目の 8 年間を耐用年数とし、年価換算した。また、1 年目に導入した従来燃焼設備の建設費は当初 10 年間の耐用年数に応じて年価の算出を行っていたが、図資 3-3 に示すように、8 年目の時点での残存価値を 8 年目～15 年目の 8 年間に新たに割付け、改造に要した費用と合わせて償却した。従来の設備更新スケジュールを表資 3-6 に、CASE-4 で設定した設備更新スケジュールを表資 3-7 に示す。

3) 試算方法：

(建設費)

導入及び更新費用は、本編に示した費用関数を用いて算出し、燃焼設備の長寿命化改造費のみ、メーカー積算値を使用した。

(維持管理費、エネルギー消費量、GHG 排出量)

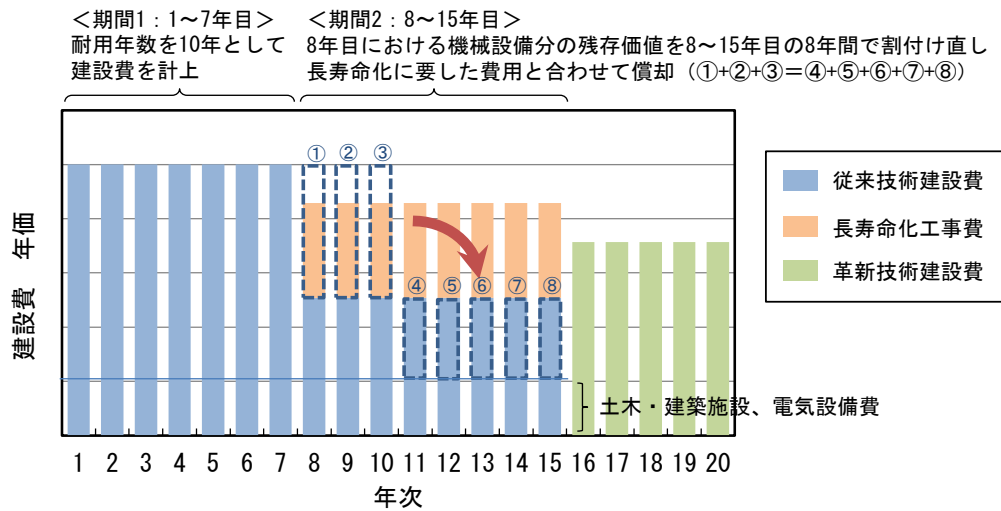
低空気比省エネ燃焼設備相当の改造を行った場合、革新技術の一体的導入に比較し燃焼維持費は 1.1 倍、発電量は 0.9 倍と設定し、試算した。なお、低空気比省エネ燃焼設備の更新を行う 16 年目以降は、革新技術の一体的導入と同様の効果が得られることとなる。エネルギー消費量、GHG 排出量の試算結果は、最終的に CASE-1 と同じとしているため、ここではライフサイクルコストの低減効果についてのみ、評価を行う。

表資 3-6 従来の更新スケジュール（比較対象）

年次	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	
脱水								更新(従来技術)													～22年
燃焼	導入(従来技術)										更新(従来技術)										～20年
発電																					

表資 3-7 CASE-4 での更新スケジュール

年次	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	
脱水								更新(革新技術)													～22年
燃焼	導入(従来技術)							革新技術相当への改造							更新(革新技術)						～24年
発電								導入(革新技術)													～22年



図資 3-3 燃焼設備建設費年価の推移

(2) 試算結果

図資 3-4 に、1 年目から 20 年目までのライフサイクルコストの推移を示した。

1) 1 年目～7 年目

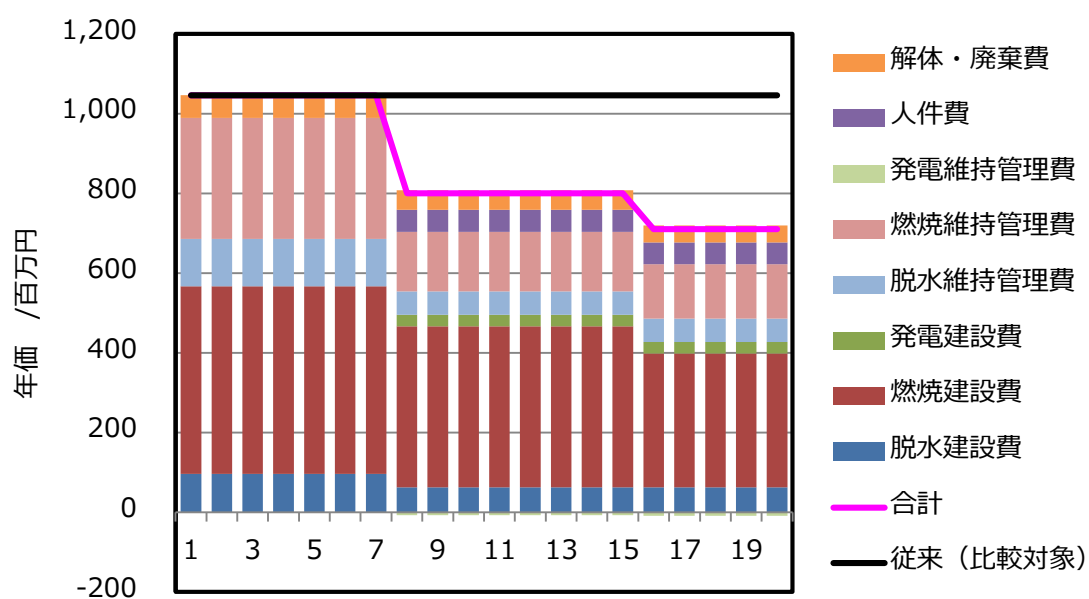
従来の脱水、燃焼設備での年価であり、8 年目以降に革新技術を導入した場合の年価をこの期間の費用と比較することで、導入効果を評価した。

2) 8 年目～15 年目

脱水、燃焼、発電設備ともに、建設費（償却費）は 7 年目までの建設費（償却費）と比較し小さくなり、また革新技術の導入により維持管理費も低減した。

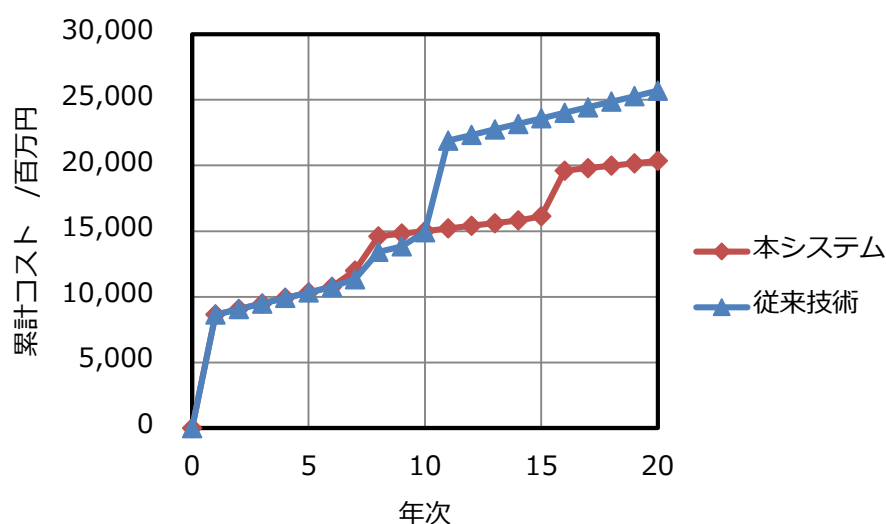
3) 16 年目以降

16 年目以降は、CASE-1 と同様の費用低減効果が得られる。8～15 年目に比較し、燃焼設備を革新技術に更新したことで、8～15 年目に比較し、燃焼設備の省エネルギー化効果、および発電設備での創エネルギー量が改善し、ライフサイクルコストは低減した。



図資 3-4 CASE-4 のライフサイクルコスト（年価換算）の推移

また、図資 3-5 に、1～20 年目までの累計コストの推移を示す。累計コストは投資年次に建設費年価×耐用年数分の費用を計上し、維持管理費は毎年計上している。7～10 年目において、一時的に本システムの累計コストが従来技術に比較し高い値となるが、これは従来の燃焼設備を低空気比省エネ燃焼設備相当にする改造を、長寿命化と合わせて実施したためである。この改造により、革新技术導入による維持管理費の低減効果をより早い時期に得ることが出来、最終的には 20 年間の累計コストを従来技術に比較し大きく低減させることが出来た。



図資 3-5 CASE-4 の累計コストトレンド

III-3. 試算結果（CASE-5：消化汚泥シナリオ）

(1) 試算条件

1) 規模：44.8 t-wet/d（含水率 76%条件）

CASE-1 の濃縮汚泥（混合生汚泥 100 t-wet/d、含水率 76%）を消化することを想定し、可燃分が 84%から 64%に低下すると仮定して、試算を行った。消化前後における汚泥量変化を表資 3-8 に示す。なお、固形物量の変化に一般的な消化率（＝約 60%）を仮定して試算を行った。

表資 3-8 CASE-5 における汚泥量の設定

	消化前 (CASE-1)	消化後	消化・脱水後 (CASE-5・従来)	消化・脱水後 (CASE-5・革新)
脱水汚泥量 (t-wet/d)	100	—	67.2	44.3
固形物量 (t-dry/d)	24.0	11.23	10.7	11.5
有機物量 (t-VTS/d)	20.2	7.19	6.91	6.91
ポリ鉄注入率	—	—	0%	35%
脱水汚泥含水率	76%	—	84%	74%

※脱水時の高分子注入率は 0.7%、固形物回収率は 95%として収支計算した。

2) シナリオ：

CASE-5 では、汚泥を消化後に焼却処理している処理場において、汚泥処理設備を本革新的技術に更新した場合の導入効果を評価する。図資 3-6 に CASE-5 の評価範囲を示した。

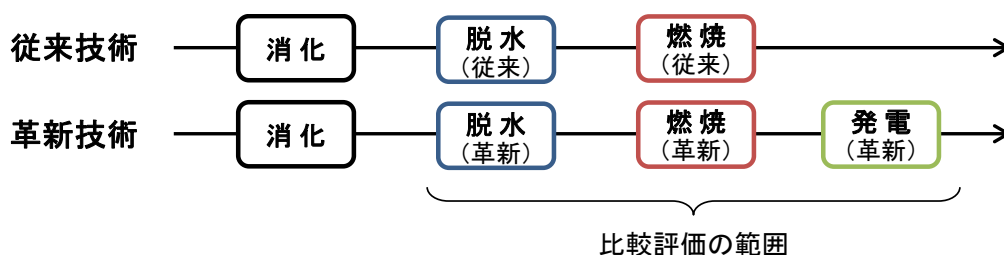
3) 試算方法：

（従来技術）

費用関数を用いて、44.8 t-wet/d（含水率 76%条件）規模にて建設費および維持管理費を算出した。

（革新技术）

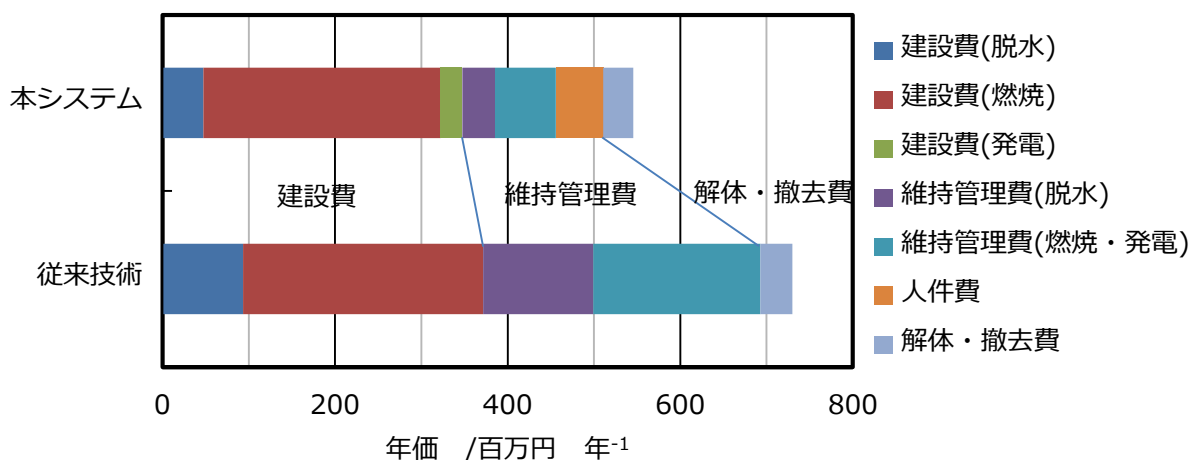
建設費および脱水設備、発電設備のユーティリティ消費量は、式の適用範囲外ではあるが、算定式を用いて 44.8 t-wet/d（含水率 76%条件）規模にて算出した。ただし、ポリ鉄消費量は注入率 35%条件に換算して算定式を使用した。また、燃焼設備については、有機分率が低く含水率が高い、自燃が出来ない汚泥性状のため、補助燃料消費量、電力消費量を化工計算にて算出し、薬品消費量および灰発生量についても、算定式の前提としていた汚泥性状とは異なるため、汚泥中の硫黄量、無機物量の値から算出した。なお、補助燃料に消化ガスは使用しないこととした。



図資 3-6 CASE-5 の評価範囲

(2) 試算結果

図資 3-7 に試算結果を示した。従来技術に比較し、建設費および解体撤去費▲7%、維持管理費▲49%、全体のライフサイクルコストでは▲25%の導入効果が得られた。汚泥の有機分率が低く、燃焼設備において自燃できない性状ではあったが、従来の燃焼技術に比較して少ない電力および補助燃料消費量での運転が可能となり、燃焼設備においても維持管理費を低減させることが出来た。このことから、消化汚泥のような低 VTS、高含水率の汚泥を対象とする場合であっても、本システムを導入することでライフサイクルコストの削減に効果があることが確認された。



図資 3-7 CASE-5 のライフサイクルコスト試算結果

III-4. 発電設備単体での導入検討の際の判断基準例

現在燃焼設備を保有している下水処理場において、発電設備を追加的に導入検討する場合の判断基準は各導入サイトや自治体を取り巻く環境によって多岐に渡る。ここでは、一例として発電設備で生じる便益（買電削減）が発電設備の継続的な運転に要する費用（補修費）を上回ることを基準として、規模別の試算した結果例を表資 3-9 にまとめた。本試算条件においては、50 t-wet/d 以上の設備で単年度での収入均衡が可能であった。

表資 3-9 発電設備の運転利益（規模別）

規模 t-wet/d	発電出力 kW	買電低減量 MWh/年	低減金額 百万円/年	点検補修費 百万円/年	年間便益 百万円/年
50	50	300	4.6	4.2	0.4
60	70	430	6.5	4.3	2.2
75	100	620	9.3	4.4	4.9
100	150	940	14.1	4.7	9.4
125	190	1,260	18.9	4.9	13.9
150	240	1,580	23.6	5.2	18.5
175	290	1,890	28.4	5.4	23.0
200	340	2,210	33.2	5.7	27.5
225	380	2,530	37.9	5.9	32.0
250	430	2,850	42.7	6.2	36.5
275	480	3,160	47.5	6.4	41.0
300	520	3,480	52.2	6.7	45.6

各項目の算出方法

- ・ 発電出力 化工計算による参考値
- ・ 買電低減量 表 3-4 のエネルギー創出量の簡易算定式から求められる発電量から表 3-3 の発電設備の消費電力量の簡易算定式から求められる消費電力量を差し引いたもの
- ・ 低減金額 買電低減量に表 3-3 の電力単価 15 円/kWh をかけて算出
- ・ 点検補修費 発電設備の建設費の 1.3%を計上
- ・ 年間便益 低減金額から点検補修費を差し引いて算出