

資料編

1. 実証試験結果	111
1. 1 実証試験の概要と結果	111
1. 2 汚泥固形燃料化設備（表面固化乾燥装置）の性能確認	116
2. ケーススタディ	131
2. 1 従来技術の試算条件及び算出方法	131
2. 2 モデルケース条件	141
2. 3 試算結果	149
3. 参考文献	160
4. 問い合わせ先	161

1. 実証試験結果

1. 1 実証試験の概要と結果

(1) 実証プラント設置場所

松山市西部浄化センター（所在地：松山市南吉田町 2798-80）

(2) 脱水汚泥固形物を 1.4t-DS/日（含水率 83%の場合、8.24t-wet/日）以上処理できる規模とした。

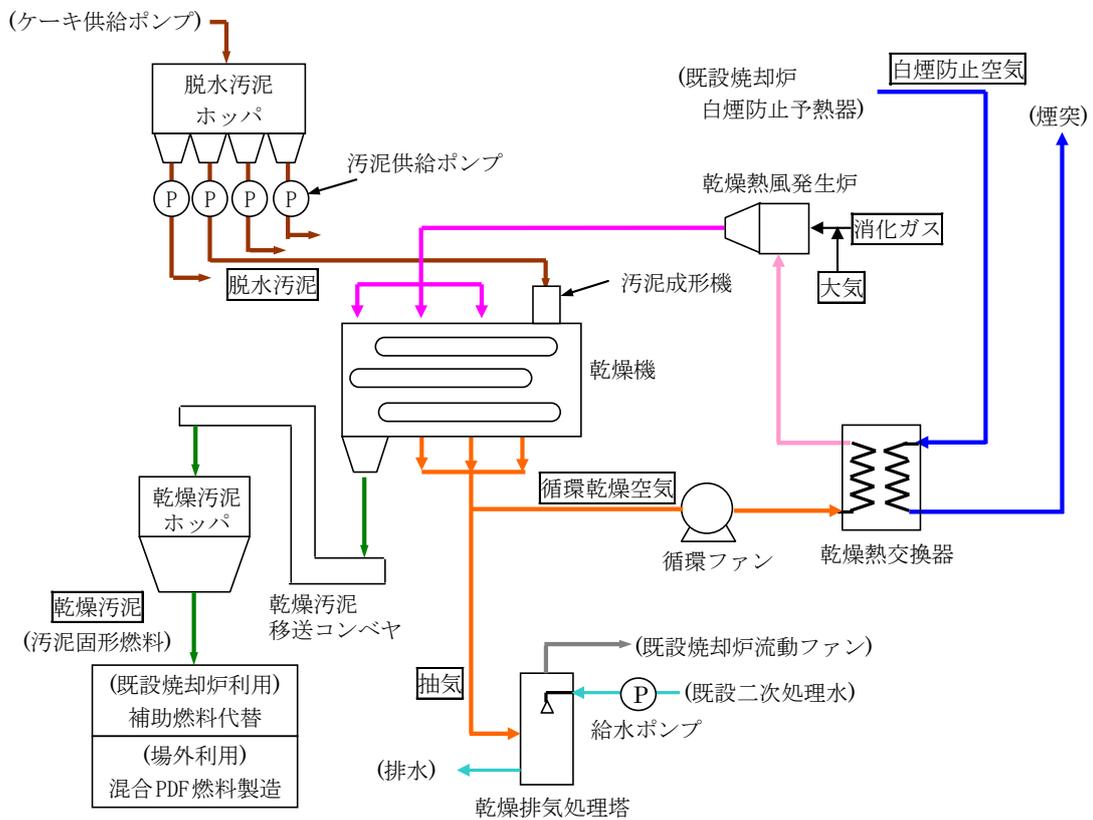
(3) 実証期間

平成 24 年 6 月～平成 25 年 3 月（平成 24 年度委託研究）

平成 25 年 7 月～平成 26 年 3 月（平成 25 年度委託研究）

(4) 実証プラントフロー

実証プラントフローを図資料 1-1 に示す。



図資料 1-1 実証プラントフロー

(5) 実証プラント基本仕様

実証プラント基本仕様を表資料 1-1 に示す。

表資料 1-1 実証プラント基本仕様

	機器名称	仕 様	数量 [台]	出力 [kW/台]	出力計 [kW]	備 考
脱水汚泥供給系	汚泥ホッパ	鋼板製角型 多重スクリー切出式 容量 15m ³ , 切出量 200~1,200kg/hr	1	3.7	3.7	
	汚泥供給ポンプ	一軸ねじ式 (ホッパ付) Φ80×50~230kg/hr×1.6MPa	4 4	1.5 1.5	6.0 6.0	駆動 フィター
乾燥機	乾燥機	表面固化方式 (ベルト式) 15t/日, ベルト巾 2,150mm, 長 7,000mm	1	0.75	0.75	1 段目
			2	0.2	0.4	2,3 段目
			2	0.75	1.5	クリーンブラス
			1	0.75	0.75	解砕機
			1	0.2	0.2	ダストコンベア
乾燥汚泥移送・貯留・供給系	集合コンベア	スクリーコンベア 400kg/hr, 機長 3,700mm	1	1.5	1.5	
	定量供給機	ロータリバルブ Φ300×400kg/hr	1	1.5	1.5	
	乾燥汚泥移送コンベア	フライト付ケースコンベア 400kg/hr, 機長 水平 5,377mm, 垂直 18,015mm	1	2.2	2.2	
	乾燥汚泥貯留ホッパ	鋼板製角型 下部コーン型 容量 4m ³	1	—	—	
	乾燥汚泥供給機	ロータリバルブ Φ300×200kg/hr	1	1.5	1.5	
乾燥空気系	循環ファン	ターボファン (デミスター付) 315m ³ (N)/min×5.5kPa	1	75	75	
	乾燥熱交換器	プレート式, 伝熱面積 148.6m ²	1	—	—	
	乾燥熱風発生炉	横置円筒型 LPG/消化ガス切替式 910MJ/hr	1	1.0	1.0	AC100V
	乾燥排気処理塔	スクラバー式, 2,350m ³ (N)/hr	1	—	—	
	乾燥排気返送ファン	ターボファン (デミスター付) 28m ³ (N)/min×4.5kPa	1	5.5	5.5	
	給水ポンプ	片吸込渦巻ポンプ Φ65×50×0.5m ³ /min×40m	1	7.5	7.5	
	熱風発生炉用ガスブロワ	ガスブラスター 48m ³ (N)/hr×42kPa	1 1	3.7 0.4	3.7 0.4	駆動 空冷ファン
合 計					119.1	

1. 実証試験結果

(6) 実証試験条件と結果の概要

実施した実証試験の条件と結果を表資料 1-2 に示す。RUN1～4 は冬季データで平成 25 年 2 月～3 月、RUN5～8 は夏季データで平成 25 年 7 月に行った。

実施した実証運転において、連続運転は原則 48 時間であるが、RUN3' 及び RUN6 は RUN3 との比較のために実施したものであり、運転の安定性が確認できている条件であるため、それぞれ 6 時間(日中)、及び 24 時間運転の結果である。

なお、乾燥システム全体の放熱ロスを減少させるため、乾燥機下部の保温工事を行った。

- ・保温工事前後の差異を見るために、RUN3' は RUN3(平成 24 年度実施)とほぼ同条件で実施した。乾燥汚泥含水率が 10.3% であり、RUN3 に比べ含水率が高くなっているが、蒸発水分量は RUN3 より大きくなっており、投入した脱水汚泥の含水率が高かったことが原因であると考えられる。
- ・RUN5 は本設備の想定される最大負荷の運転である。
- ・RUN6 と RUN7 はほぼ同条件で乾燥機を運転しており、RUN6 はペレット加工した燃料を使用し、焼却炉の燃焼性向上による助燃量削減効果を検証したものである。補助燃料の削減量が 23% 程度(RUN7 : 54.6ℓ/h、RUN6 : 70.9ℓ/h)向上しており、CO₂ 排出量の削減効果が 44% 向上している。
- ・RUN7 は RUN3 と同条件で運転し、冬季と夏季のデータを比較したものである。乾燥汚泥含水率、投入熱量/蒸発熱量、消化ガス使用量等は同程度であり、季節による汚泥性状変動の差異はほとんど無く、再現性が確認された。
- ・RUN8 は RUN1 と同様に、焼却炉廃熱のみで乾燥熱源を賅った場合の最大負荷を目指した運転である。乾燥汚泥含水率は 13.5% 程度であった。

表資料 1-2 実証運転結果一覧

項目	単位	RUN1	RUN2	RUN3	RUN4	RUN3'	RUN5	RUN6	RUN7	RUN8
運転時間	h	50	50	50	50	6	50	24	50	50
総処理汚泥量	t/日	44.62	47.33	45.96	46.49	49.51	46.68	46.06	47.38	47.30
脱水汚泥含水率	%	84.4	84.3	84.1	84.6	85.4	83.6	83.3	83.6	83.4
乾燥機処理汚泥量	t/日	7.03	4.97	11.26	10.08	11.45	14.42	11.62	11.52	9.14
直接焼却炉投入汚泥量	t/日	37.58	42.36	34.70	36.41	38.06	32.26	34.44	35.86	38.16
乾燥汚泥含水率	%	14.7	7.7	6.2	6.4	10.3	9.9	13.8	7.3	13.5
蒸発水分量	t/日	5.746	4.123	9.348	8.422	9.585	11.799	9.366	9.482	7.389
乾燥空気流量(乾燥機入口)	Nm ³ /hr	15,010	15,010	18,003	15,989	17,998	18,006	15,988	17,966	15,994
乾燥空気流速(入口付近)	m/s(actual)	0.505	0.524	0.632	0.561	0.632	0.632	0.561	0.631	0.539
乾燥機入口空気温度	°C	190	207	210	210	210	210	210	210	191
乾燥機出口空気温度	°C	147	174	171	166	170	159	166	169	147
白煙防止空気量	Nm ³ /h	6520	6610	3810	4338	4,101	4,545	3,787	4,096	6,868
白防入口温度	°C	322	321	335	335	332	335	336	335	324
消化ガス使用量	Nm ³ /h	0.0	0.0	40.0	31.1	39.7	46.4	39.6	39.0	0.0
投入熱量/蒸発熱量	—	2.21	2.71	1.79	1.89	1.76	1.67	1.78	1.81	1.80
燃料化設備導入前燃料使用量	ℓ/h	113.6	113.5	115.2	115.8	125.6	117.0	122.9	115.5	121.8
燃料化設備導入後燃料使用量	ℓ/h	90.0	95.3	64.4	71.1	81.2	47.5	52.0	60.9	76.1
補助燃料削減量	ℓ/h	23.6	18.2	50.8	44.7	44.4	69.5	70.9	54.6	45.7
補助燃料代替効率	%	61.9	70.3	82.7	82.5	70	92	100	92	95
電力使用量	kWh/h	72.3	72.1	79.0	75.8	79.5	77.6	73.7	77.2	71.6
補助燃料単価(仮定)	円/L	91	91	91	91	91	91	91	91	91
電気単価(仮定)	円/kWh	12	12	12	12	12	12	12	12	12
年間稼働日数(仮定)	日/年	320	320	320	320	320	320	320	320	320
補助燃料削減費用	千円/年	16,493.6	12,719.6	35,503.1	31,239.9	31,030.3	48,572.2	49,550.6	38,158.8	31,938.8
電力使用量	千円/年	6,663.2	6,644.7	7,280.6	6,985.7	7,326.7	7,151.6	6,792.2	7,114.8	6,598.7
維持管理費削減費用	千円/年	9,830.4	6,074.9	28,222.5	24,254.2	23,703.6	41,420.5	42,758.4	31,044.1	25,340.2
A重油排出係数	t-CO ₂ /kL	2.71	2.71	2.71	2.71	2.71	2.71	2.71	2.71	2.71
電力排出係数	t-CO ₂ /kWh	0.00055	0.00055	0.00055	0.00055	0.00055	0.00055	0.00055	0.00055	0.00055
CO ₂ 排出量	t-CO ₂ /年	-185.8	-74.2	-723.6	-610.2	-588.3	-1,118.7	-1,164.3	-810.3	-648.7

← 保温工事前 | 保温工事後 →

1. 実証試験結果

(7) 実証試験の評価

実証試験の評価を表資料 1-3 に示す。

表資料 1-3 実証試験の評価

実証項目		各項目の実証方法	成 果	評 価
汚泥固形燃料化設備 処理能力		実証運転で安定状 態での能力確認	表資料 1-2 の汚泥固形燃料 化設備処理量を確認した	○
焼却炉補助燃料使用 量		実証運転で測定	汚泥固形燃料の焼却炉での 使用により、補助燃料が削減 された	○
汚泥固形燃料化設備 電力使用量		実証運転で測定	電力使用量を算定した (電力費用を差し引いても 十分なコスト削減がある ことを確認した)	○
汚 泥 固 形 燃 料 の 品 質	含水率	分析	20%以下を確認	○
	灰分	分析	50%以下を確認	○ 表資料 1-6 参照
	総発熱 量	分析	8MJ/kg-湿以上を確認	○ 表資料 1-6 参照

1. 2 汚泥固形燃料化設備（表面固化乾燥装置）の性能確認

(1) 乾燥時間

乾燥機には3段のバンドコンベヤが設置されており、その搬送速度は、汚泥投入量や必要乾燥時間等により適正に設定される。また、各段バンドの移動速度は各段の役割によって設定されることとなる。即ち、以下の条件を満たすように調整される。

① 最小搬送速度の確保

1段目のバンドは投入される脱水汚泥をバンド上に堆積させることなく下流に搬送することが求められる。図資料 1-2(b)に示すように射出された脱水汚泥の形状が崩れることなく移送される時のバンド搬送速度を、その投入汚泥量に対する最小搬送速度とする。最小搬送速度未満の搬送速度では汚泥はバンド面に堆積してしまい（図資料 1-2 (a)）、乾燥空気流の偏り、表面固化乾燥不十分、更には閉塞の原因となる。また、最小搬送速度を超える搬送速度では、汚泥のちぎれが発生するものの、汚泥搬送上の不具合は発生しない（図資料 1-2 (c)）。

② 必要滞留時間の確保

最小搬送速度確保の一方で、1段目の終了段階でバンド面への付着がなく、剥がれ、2段目に容易に落下するまで表面の乾燥がなされる滞留時間の確保が必要となる。このため、バンドの搬送速度には上限がある。すなわち、バンドの搬送速度の上限値で移送可能な汚泥量が本機の処理能力の上限となる。

表資料 1-4 は脱水汚泥投入量における最小搬送速度となるバンド搬送速度を示したものである。バンド搬送速度の算出は以下である。

最小搬送速度(図資料 1-2(b)の状態)において、1段目バンドの搬送速度 $v(\text{mm/s})$ は

$$\begin{aligned} v &= (\text{汚泥投入量} / \text{脱水汚泥比重}) \div (\text{成型物断面縦} \times \text{成型物断面横} \times \text{射出口数}) \\ &= \text{汚泥投入量}(\text{kg/h}) \div 1000(\text{kg/m}^3) \times 1000 \div 3600(\text{s/h}) \div (0.01(\text{m}) \times 0.012(\text{m}) \times 144(\text{個})) \\ &= \text{汚泥投入量}(\text{kg/h}) \div 62.2 \end{aligned}$$

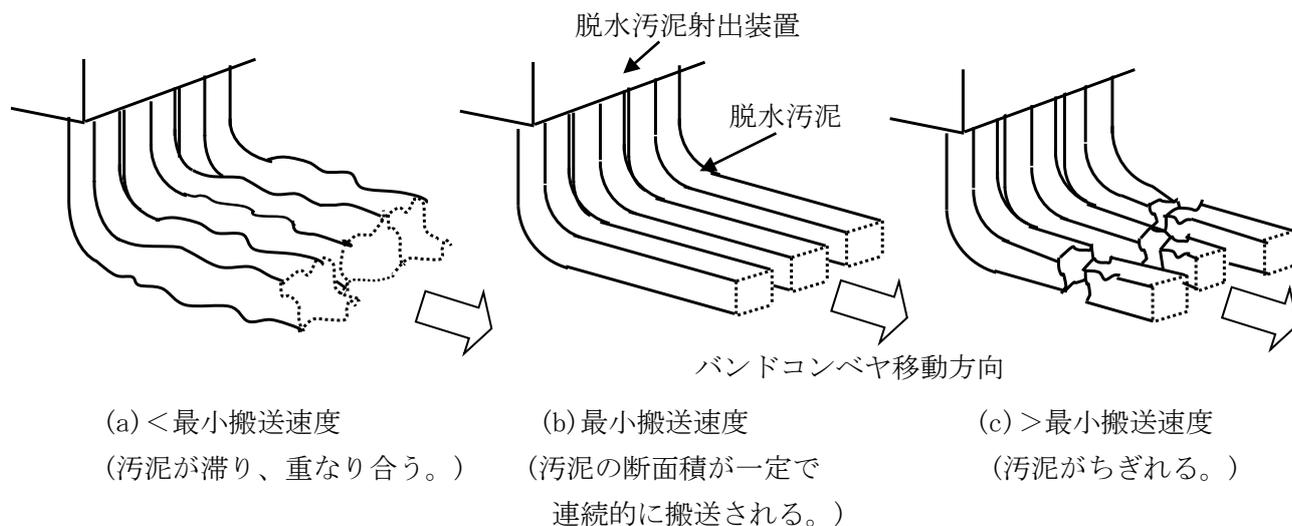
滞留時間 $t(\text{min})$ は

$$\begin{aligned} t &= \text{バンド長さ} \div v \\ &= 7000(\text{mm}) \div v \div 60(\text{s/min}) \\ &= 116.67 \div v \end{aligned}$$

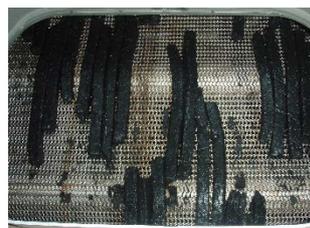
平成 24 年度実証運転に先立つ予備実験（平成 25 年 2 月）の結果から、1段目の滞留時間は最短でも 10 分程度必要であることが明らかとなった。本実証設備では1段目の滞留時間に余裕を見込み、10～15 分程度に設定することとした。投入汚泥の限界処理量は約 600kg/h(14.4t/h)である。

一方、2、3段目のバンドコンベヤ速度は、所定含水率まで汚泥を乾燥するに必要な総計の滞留時間の確保から設定される。平成 24 年度予備実験での実験結果から総滞留時間は約 60～75 分程度であったので、2、3段目の滞留時間を各段 25～30 分程度で運転することとした。実証運転では予め熱計算で算出した乾燥空気条件を中心に、コンベヤ搬送速度を変化させ、汚泥の乾燥状況や機器の運転状況を観察して安定運転条件を把握することとした。

1. 実証試験結果



(参考写



図資料 1-2 1 段目バンドコンベヤ搬送速度

表資料 1-4 実証設備のバンド搬送速度と滞留時間の目安

脱水汚泥投入量		1 段目			2 段目	3 段目	総滞留時間
		最小搬送速度	滞留時間	設定滞留時間	設定滞留時間	設定滞留時間	
t/日	kg/h	mm/s	分	分	分	分	分
4.8	200	3.22	36.2	10~20	25~30	25~30	65~75
7.2	300	4.82	24.2				
9.6	400	6.43	18.1	10~14.5	25~30	25~30	65~75
12.0	500	8.04	14.5				
14.5	600	9.65	12.1	10~12	25~30	30~43	70~80
15.0	625	10.05	11.6				

1) 表面固化乾燥時間

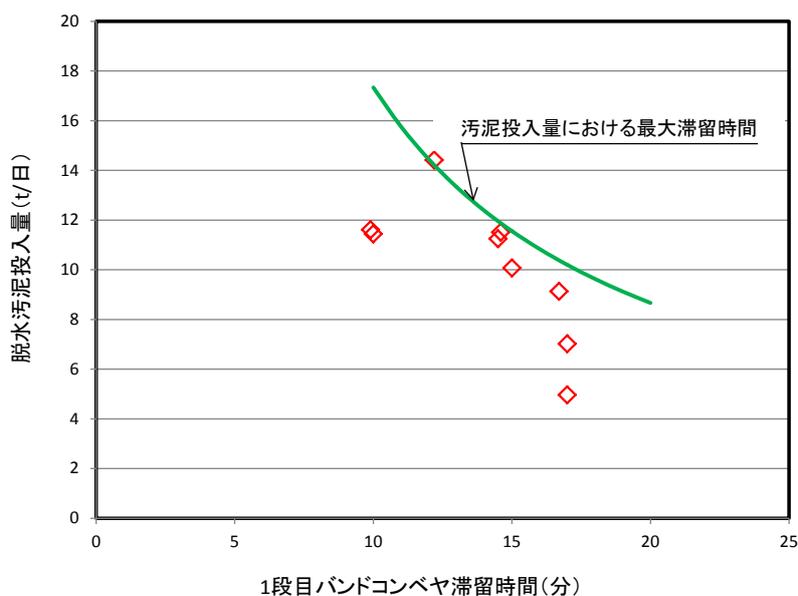
表資料 1-5 に各実証運転における各段のバンドコンベヤの設定した滞留時間を示す。

表資料 1-5 バンドコンベヤ滞留時間設定値

(単位：分)

	RUN1	RUN2	RUN3	RUN4	RUN3'	RUN5	RUN6	RUN7	RUN8
1段目	17.0	17.0	14.5	15.0	10.0	12.0	10.0	14.5	16.9
2段目	25.0	30.0	30.0	30.0	30.0	25.0	30.0	30.0	30.0
3段目	30.0	30.0	30.0	30.0	30.0	43.0	26.0	30.0	30.0
合計	72.0	77.0	74.5	75.0	70.0	80.0	66.0	74.5	76.9

図資料 1-3 に実証運転における 1 段目のバンドコンベヤ滞留時間と脱水汚泥投入量の設定値を示す。図中、緑線は投入汚泥量と最小搬送速度時の滞留時間(最大滞留時間と言う)の関係(表資料 1-4 参照)を示すものである。安定した運転が確認された実証実験は、**最大滞留時間以下**で運転されたおり、搬送上の不具合が発生しない条件で実施されていることを示している。

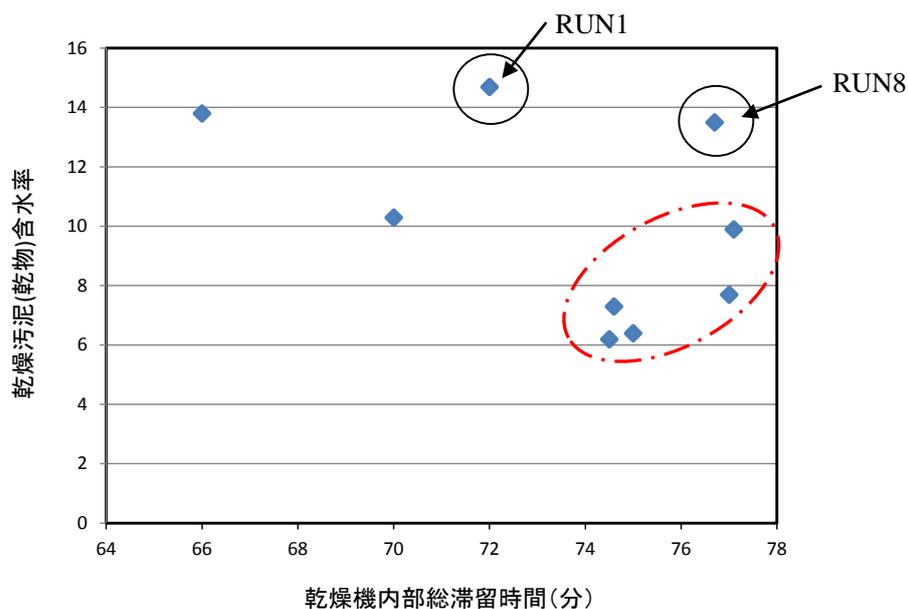


図資料 1-3 1 段目滞留時間の設定

2) 総滞留時間

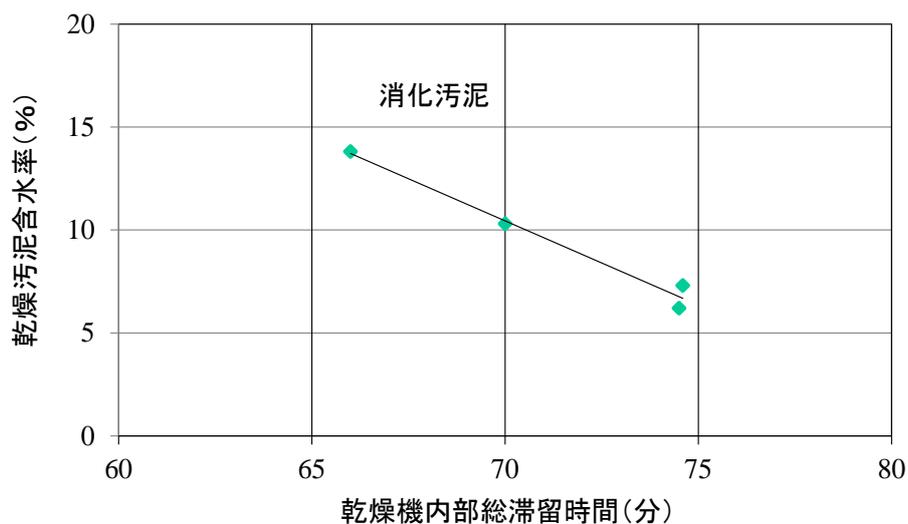
図資料 1-4 に各実証運転の機内総滞留時間設定値と排出された乾燥汚泥含水率の関係を示す。乾燥機内の総滞留時間に対して乾燥汚泥の含水率はバラツキがあるが、負の相関が見られ、10%の含水率を得るためには概ね **75 分程度の滞留時間が必要**(赤破線で囲った点)と考えられる。図中に示した RUN1 及び RUN8 は乾燥空気加熱源として焼却炉廃熱のみを利用した場合の結果であり、乾燥機入口温度が他に比べて低かったことにより、乾燥機内のガス温度が低く、含水率が高くなったものと考えられる。乾燥機入口温度は 200℃以上が望ましい。

1. 実証試験結果



図資料 1-4 乾燥汚泥含水率の結果

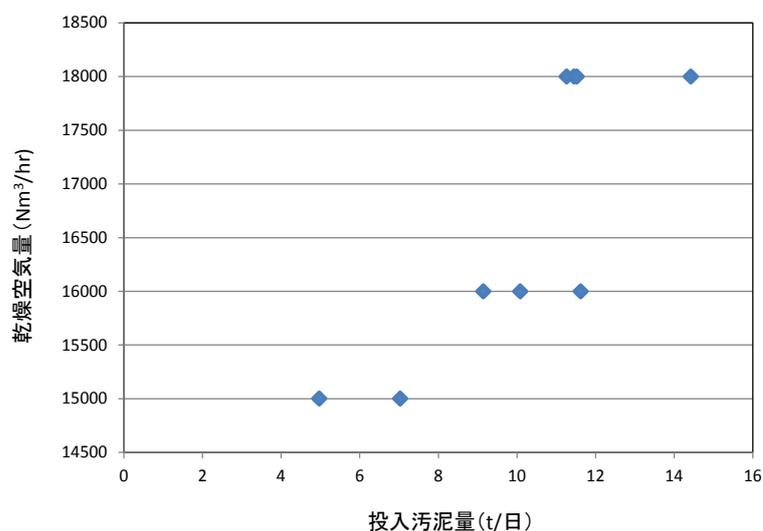
図資料 1-4 から投入エネルギーが同程度の RUN のみを抽出したものを図資料 1-5 に示す。総滞留時間と乾燥汚泥含水率がほぼ直線的に相関しており、乾燥汚泥の含水率は総滞留時間によって調整可能である。1 段目バンドコンベヤの滞留時間は前述のように最大滞留時間以下とする必要があるため、2 段目及び 3 段目のバンドコンベヤの速度調整により、総滞留時間を設定することとなる。このため、実設備においては総滞留時間が 40 分から 100 分程度に調整可能となるように 2 段目、3 段目のバンドコンベヤを可変とする。



図資料 1-5 総滞留時間の調整

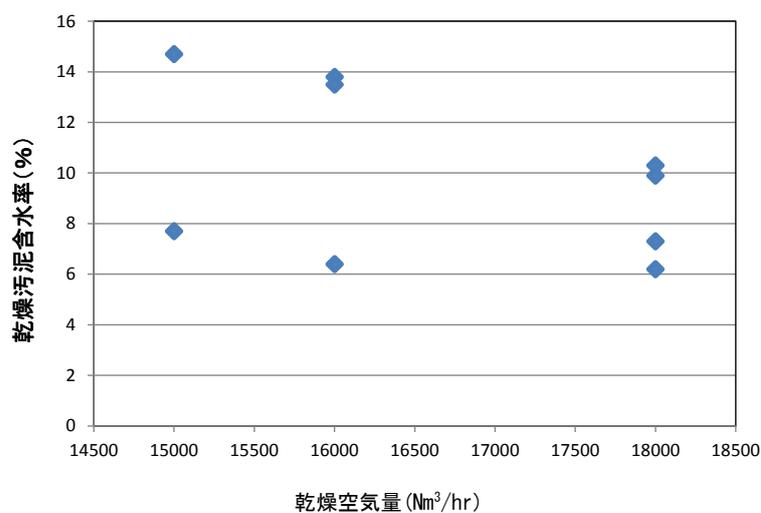
(2) 乾燥空気量

乾燥空気量と乾燥汚泥含水率の関係を示す。汚泥の乾燥には乾燥機内にある程度の流速が必要であることから、本実証運転では乾燥空気量/有効乾燥面積=1000～1200Nm³/m²・hrの範囲で乾燥空気量を設定した。投入汚泥量と乾燥空気量の関係を図資料1-6に示す。投入汚泥量の増加に伴い乾燥空気量を増加させることで、安定した乾燥が行われることが確認できた。



図資料 1-6 実証運転時の乾燥空気量

また、乾燥空気量と乾燥汚泥含水率の関係を図資料1-7に示す。乾燥空気量が15000Nm³/hrと16000Nm³/hrの場合に比較的含水率が高めのデータがあるが、この範囲であれば良好な結果が得られた。したがって、乾燥空気量は1200 Nm³/m²・hrを基準として、インバータ等で適宜調整することとする。

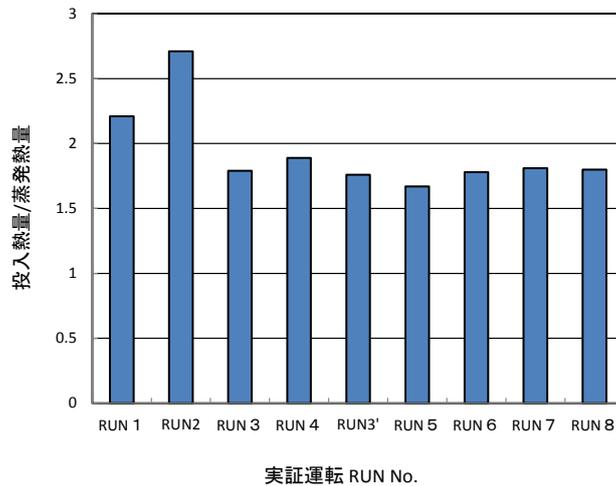


図資料 1-7 乾燥空気量と乾燥汚泥含水率

1. 実証試験結果

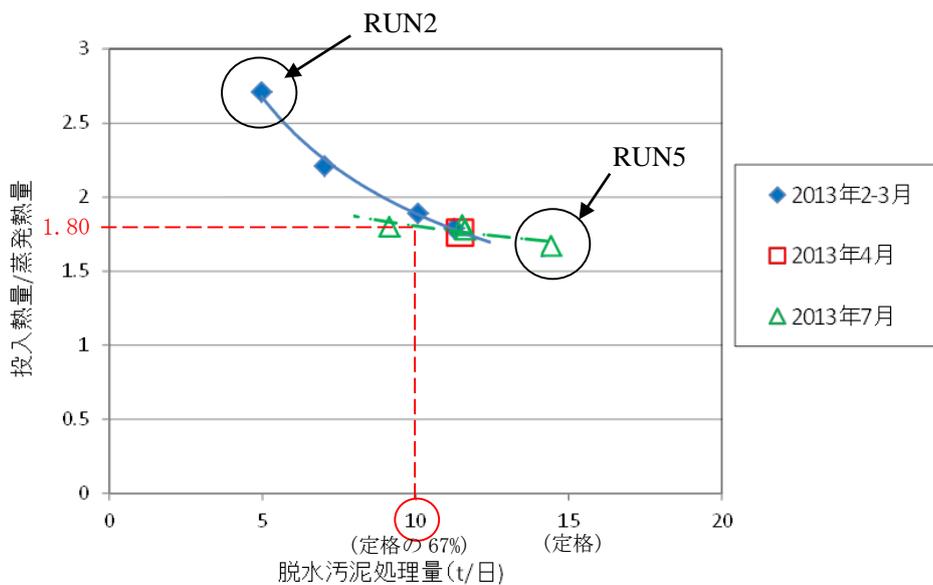
(3) 乾燥熱源

脱水汚泥中の水分で蒸発した蒸気熱量に対して、焼却炉廃熱や消化ガス等で固形燃料化設備に投入した熱量の比を、運転時の設備トータル熱効率を評価する指数として算出した。結果は表資料 1-2 に示してあるが、図資料 1-8 に図示する。RUN1 及び RUN2 で投入熱量が蒸発熱量の 2 倍以上必要としているが、その他の運転では 2 倍以下であった。RUN2 が最も大きく 2.71 であり、RUN5 が最も小さく 1.67 であった。



図資料 1-8 実証運転の投入熱量/蒸発熱量

図資料 1-9 は各運転での脱水汚泥処理量と投入熱量/蒸発熱量の関係を示したものである。脱水汚泥処理量の増加に伴い投入熱量/蒸発熱量は減少しており、処理量が多い、即ち、負荷の高い条件での運転の方が乾燥機の熱効率が高いことを示している。RUN5 は設計上、最大処理量での運転例であり、投入汚泥量が最も多い運転であった。RUN2 は本実証運転中、最も投入汚泥量が少ない運転であった。



図資料 1-9 乾燥機負荷と熱効率－保温工事の影響

(4) 保温工事の影響

図資料 1-9 で、青のシンボル(◆)は保温工事前の平成 24 年度実施の連続運転のデータである。赤(□)及び緑(△)のシンボルは保温工事後に行った平成 25 年度の運転結果である。9t/日付近では保温工事により投入熱量/蒸発熱量が低下している。実証設備は定格が 15t/日であったが、**処理負荷が定格の約 70%の 10t/日以上ではともに 1.8 以下**となり、約 11t/日以上では工事前後での差異はほとんどなく、処理量の増加に対する投入熱量/蒸発熱量は、概ね同一の傾向で低下(効率が向上)している。

一般に温度条件が同一の場合には、乾燥機本体からの熱損失は、放熱する表面積に影響するので、投入汚泥量(蒸発熱量)の大小によらず一定と考える。したがって、投入熱量/蒸発熱量は、低負荷運転時には相対的に大きく、処理量が大きくなると相対的に小さくなると考えられる。このため、図資料 1-10 のように、保温の効果は汚泥処理量の比較的小さい条件のときに顕著になると考えられる。

1. 実証試験結果

(5) 汚泥固形燃料の補助燃料代替使用

固形燃料となった乾燥汚泥を既設焼却炉の補助燃料として使用することで、従来から使用しているA重油の使用量を低減することが可能である。焼却炉に投入した汚泥固形燃料のエネルギーが、A重油の削減に寄与した割合(補助燃料代替効率と称する。)を算出して汚泥固形燃料を評価した。

図資料1-10に各RUNにおける既設焼却炉へ投入した汚泥固形燃料の総熱量(汚泥固形燃料投入熱量)と、既設焼却炉の補助燃料削減熱量を示す。

ここで、

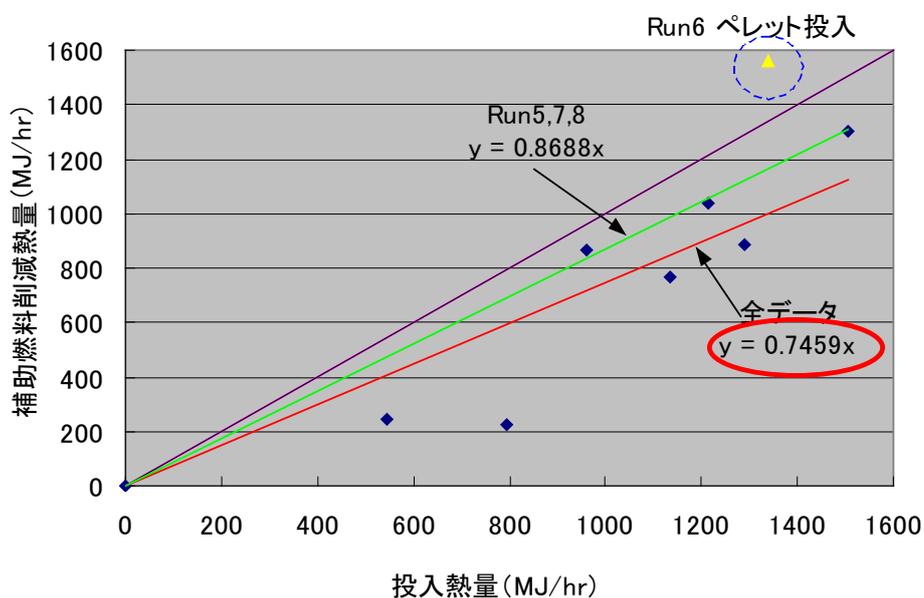
汚泥固形燃料投入熱量

=既設焼却炉への汚泥固形燃料投入量×汚泥固形燃料発熱量(湿ベース低位)

補助燃料削減熱量=既設焼却炉での補助燃料(A重油)削減量×A重油発熱量

である。

よって、全てのRUNのデータ(ただし、RUN6はペレット化しているため除く)から、汚泥固形燃料投入熱量あたりの補助燃料削減熱量の割合(補助燃料代替効率)を75%とする。



図資料 1-10 補助燃料削減熱量

(6) 汚泥固形燃料性状及び臭気分析結果

冬季(RUN1、RUN2、RUN3、RUN4)及び夏季(RUN7)連続運転時の脱水汚泥及び汚泥固形燃料の性状分析、安全性評価試験及び運転時の排ガス分析を実施した。

1) 汚泥固形燃料性状分析

各 RUN の脱水汚泥と汚泥固形燃料について以下の分析を実施した。

- ・工業分析
- ・元素分析
- ・重金属含有量
- ・灰分組成
- ・発熱量
- ・比重
- ・HGI
- ・粒度分布

結果を**表資料 1-6**に示す。比較のために冬季連続運転実施期間中の分析例を掲載しておく。夏季は冬季に比べ灰分が増加し、揮発分が10%以上低下している。このため、発熱量も同程度の低下が見られる。

1. 実証試験結果

表資料 1-6 汚泥固形燃料性状分析結果

分析項目	単位	RUN1 (7t/日)				RUN2 (5t/日)				RUN3 (11.3t/日)				RUN4 (10.0t/日)				RUN7 (11.3t/日)	
		脱水汚泥 検体1	脱水汚泥 検体2	乾燥汚泥 検体1	乾燥汚泥 検体2	脱水汚泥 検体1	脱水汚泥 検体2	乾燥汚泥 検体1	乾燥汚泥 検体2	脱水汚泥 検体1	脱水汚泥 検体2	乾燥汚泥 検体1	乾燥汚泥 検体2	脱水汚泥 検体1	脱水汚泥 検体2	乾燥汚泥 検体1	乾燥汚泥 検体2	脱水汚泥	乾燥汚泥
工業分析		84.8	85	10.2	10.5	84.6	84.5	2.2	2.4	84.8	84.8	5.9	4.7	84.9	84.8	1.7	83.6	4.6	
含水率	%																		
灰分	%	3.2	3	18.7	17.9	3.2	3.3	20.2	20.8	3.4	3.4	2.1	20.8	3.3	3.1	21.1	4.4	25.6	
揮発分	%	10.6	10.8	63.5	65.5	11.3	10.7	71.2	64.6	10.4	10.2	62.7	63.4	11.2	10.9	66.3	9.9	57.1	
固定炭素	%	1.4	1.2	7.6	6.1	0.9	1.5	6.3	12.2	1.4	1.6	10.4	11.1	0.7	1.2	10.9	2.1	12.7	
元素組成C	%_dry	41.6	41.1		42.1	41.7	41.1		41.6	40.4	40.1		42.1	40.8	41.6		37.2	38.1	
元素組成H	%_dry	6.54	6.23		6.22	6.57	6.32		6.26	6.09	5.95		6.26	6.74	6.62		6.22	5.99	
元素組成N	%_dry	7.35	7.21		7.34	7.43	7.08		7.06	6.88	6.49		7.18	7.35	7.4		6.47	6.33	
全硫黄	mg/kg_dry	10000	9700		9300	9500	9600		10000	9700	9700		10000	9200	8500		11000	11000	
燃焼性硫黄	mg/kg_dry	10000	9600		9000	8900	9200		9900	8900	8900		9400	8700	8000		11000	11000	
元素組成O	%_dry	22.3	24.1		23.4	22.4	23		22.7	23	24.3		21.6	22.5	23.4		22.2	21.6	
全塩素	mg/kg_dry	820	790		890	900	850		970	960	900		810	800	750		950	1000	
全りん	mg/kg_dry	27000	26000		26000	27000	27000		28000	30000	30000		29000	28000	27000		27000	28000	
カドミウム	mg/kg_dry				1.6				1.7				1.1					1.3	
六角クロム	mg/kg_dry				1未満				1未満				1未満					1未満	
全シアン	mg/kg_dry				1未満				1未満				1未満					1未満	
総水銀	mg/kg_dry				0.3				0.25				0.31					0.28	
セレン	mg/kg_dry				2				3				2					3	
鉛	mg/kg_dry				1未満				1未満				6					7	
砒素	mg/kg_dry				7				5				6					7	
ふっ素	mg/kg_dry				350				340				220					280	
ほう素	mg/kg_dry				33				29				39					40	
全クロム	mg/kg_dry				38				28				59					61	
アルミニウム	mg/kg_dry				14000				14000				13000					13000	
SiO ₂	%_dry				23.9													25.3	
Al ₂ O ₃	%_dry				12.6													12	
Fe ₂ O ₃	%_dry				6.81													5.94	
CaO	%_dry				11.1													12.4	
P ₂ O ₅	%_dry				28.9													30.4	
TiO ₂	%_dry				0.15													0.27	
MgO	%_dry				5.32													7.48	
Na ₂ O	%_dry				0.81													0.82	
K ₂ O	%_dry				1.84													1.96	
MnO	%_dry																	0.37	
MnO ₂	%_dry				0.11													0.11	
ZnO	%_dry				0.34													0.37	
PbO	%_dry				0.01													0.01未満	
V ₂ O ₅	%_dry				0.01未満													0.01未満	
SO ₃	%_dry																	0.52	
高位発熱量	MJ/kg_dry	19.3	19.4	19.3	19.4	18	18.6	19.2	18.4	18.6	18.9	18.7	19.3	18.8	19.3	19.1	17	17	
低位発熱量	MJ/kg_dry	17.8	18	17.8	18	16.5	17.2	17.8	16.9	17.3	17.6	17.4	17.9	17.3	17.8	17.7	15.6	15.6	
比重	kg/l																	1.6	
HGI																		31	
粒度分布	%																	0.80	

注) 冬季データ RUN1~RUN4 の工業分析、元素分析、発熱量の分析に関しては、汚泥性状のばらつきをみるために連続運転中に2回 (別日) 行った。

冬季データの結果、汚泥性状のばらつきはなく、夏季データ RUN5~RUN8 は同時期に行ったため、代表として RUN7 のみの分析を行った。

発熱量の測定は各 RUN で 1 ないし 2 サンプルを採取し、乾ベースの総発熱量（高位発熱量）及び低位発熱量を測定した。湿ベースでの発熱量は各 RUN の安定した運転状態の 12 時間に現場にて計測した 5 回の平均値を以って乾ベースから次式より算出した。表資料 1-7 に結果を示す。

$$\text{総発熱量(湿ベース)} = \text{総発熱量(乾ベース)} \times (1 - \text{含水率}/100) - 2.50 \text{ 含水率}/100$$

表資料 1-7 汚泥燃料発熱量

RUN No.		RUN1		RUN2		RUN3		RUN4		RUN7
試料 No.		1-1	1-2	2-1	2-2	3-1	3-2	4-1	4-2	7
総発熱量(乾ベース)	MJ/kg-dry	19.3	19.4	19.2	18.4	18.7	19.3	19.1	19.6	17.0
低位発熱量(乾ベース)	MJ/kg-dry	17.8	18.0	17.8	16.9	17.4	17.9	17.7	18.2	15.6
含水率※	%	14.7		7.7		6.2		6.4		7.3
総発熱量(湿ベース)	MJ/kg-wet	16.1	16.2	17.5	16.8	17.4	17.9	17.7	18.2	15.6
低位発熱量(湿ベース)	MJ/kg-wet	14.8	15.0	16.2	15.4	16.2	16.6	16.4	16.9	14.3

※各 RUN で安定した運転状態の 12 時間に現場で計測した 5 回の平均値

2) 製品の安全性評価

① 粉塵爆発試験

可燃性粉塵の爆発下限濃度測定方法(JIS Z8188)により各 RUN の汚泥固形燃料の試験を実施した。結果を表資料 1-8 に示す。全ての試料で着火・爆発性が確認されたが、爆発下限濃度は 120g/m³ 以上であり、十分大きく、爆発性は「低」と評価された。

表資料 1-8 粉塵爆発試験結果

	RUN1	RUN2	RUN3	RUN4	RUN7
	乾燥燃料	乾燥燃料	乾燥燃料	乾燥燃料	乾燥燃料
着火、爆発の有無	有	有	有	有	有
見かけの下限濃度	150g/m ³	130g/m ³	150g/m ³	120g/m ³	120g/m ³
爆発性	低	低	低	低	低

② 発生ガス分析

「下水汚泥固形燃料発熱特性評価試験マニュアル 4.3.2」に準拠し、試料 50g、試料 50g+水 12.5g を別々の 1000ml ガラス瓶に入れ、26±1℃の環境下で 10 日間密栓保持した後、発生したガスをガスクロマトグラフで測定した。結果を表資料 1-9 に示す。水素及び一酸化炭素は水添加の有無に限らずに 0.1%未満であり、発生はなかった。メタンガスについては爆発限界値 5.3%に比して、最大でも 6ppm(=0.0006%)であり、爆発にいたる可能性は低いと判断される。

1. 実証試験結果

表資料 1-9 発生ガス分析結果

	RUN1		RUN2		RUN3		RUN4		RUN7	
	燃料	燃料+水								
水素(%)	0.1未満									
メタン(ppm)	1未満	2	1未満	5	1未満	6	1未満	4	2	1未満
一酸化炭素(%)	0.1未満									
二酸化炭素(%)	0.6	2.2	0.2	2	0.2	3.6	0.1未満	4.1	0.1未満	0.4

③自然発火試験

250 μ m 以下に調整した試料を自然発火試験装置(島津製作所製 SIT-2)の専用セルに約 2ml 装填し、50 $^{\circ}$ Cに設定した装置内に保持した。試料の温度が 50 $^{\circ}$ Cで安定するまで窒素 5ml/min を流通させ、温度安定後流通ガスを空気 5ml/min に切り替え、発火に至るまでの時間と温度履歴データを採取した。尚、発火に至らなかった際のモニタリング上限時間は 48 時間とした。結果を表資料 1-10 に示す。50 $^{\circ}$ C程度である程度時間が経過すると発火の危険性がある。ホッパー内の温度管理、発火時の対策(窒素パージや散水設備の設置)は必要と考える。

表資料 1-10 自然発火試験結果

	RUN1	RUN2	RUN3	RUN4	RUN7
	乾燥燃料	乾燥燃料	乾燥燃料	乾燥燃料	乾燥燃料
発火 急激な温度上昇	発火有 40hr	発火有 30hr	発火有 22hr	発火有 40hr	発火無 —

④熱重量測定/示差熱分析

RUN7 の汚泥固形燃料について示差熱熱重量同時測定装置(セイコーインスツルメンツ製 TG/DTA320)で分析を行った。発火温度は 451 $^{\circ}$ Cであった。

3) 製品臭気

有姿の汚泥固形燃料 1g につき 6L の無臭空気に入れ、24 時間放置したものをサンプル空気として、三点比較式臭袋法による官能試験を行った。結果を表資料 1-11 に示す。

(臭気濃度とは、無臭の清浄な空気希釈したとき、無臭に至るまでに要した希釈倍率である。臭気指数とは、臭気濃度の常用対数に 10 倍したものである。)

測定された臭気指数は 35～39 であり、下水道事業団「下水汚泥固形燃料化システムの技術評価に関する報告書」(平成 20 年度 3 月)の記載値(34)と同程度である。

表資料 1-11 汚泥固形燃料臭気分析結果

分析項目	単位	RUN1	RUN2	RUN3	RUN4
		乾燥汚泥	乾燥汚泥	乾燥汚泥	乾燥汚泥
臭気濃度	-	4000	7900	3200	5000
臭気指数	-	36	39	35	37
アンモニア	ppm	0.9	-	-	0.8
硫化水素	ppm	0.006未満	-	-	0.006未満
メチルメルカプタン	ppm	0.0072	-	-	0.0052
硫化メチル	ppm	0.004	-	-	0.002未満
二硫化メチル	ppm	0.004	-	-	0.006
アセトアルデヒド	ppm	0.01未満	-	-	0.01未満
スチレン	ppm	0.2未満	-	-	0.2未満
トリメチルアミン	ppm	0.001未満	-	-	0.001未満

4) 排気性状等

汚泥固形燃料化設備の乾燥空気系のガス性状を分析した。表資料 1-12 は抽気ガスのスクラバー式排気処理後の臭気分析及び組成性状を示すものである。排気には臭気成分が多く、大気放散する前に、何らかの除去設備が必要である。

1. 実証試験結果

表資料 1-12 排気処理後の排ガス臭気成分結果

	単位	RUN1	RUN2	RUN3	RUN4	RUN7※2
臭気濃度	—	25000	40000	79000	16000	13000
臭気指数	—	44	46	49	42	41
アンモニア	ppm	3.1	4.9	1.6	2.5	4.1
硫化水素	ppm	0.28	0.32	0.64	0.14	0.15
メチルカルバジ	ppm	0.79	0.63	0.46	0.047	0.1
硫化メチル	ppm	0.001未満	0.001未満	0.32	0.12	0.11
二硫化メチル	ppm	0.041	0.034	0.08	0.073	0.013
アセトアルデヒド	ppm	0.081	0.02	0.005未満	0.005未満	0.005未満
スチレン	ppm	0.04未満	0.04未満	0.04未満	0.04未満	0.04未満
トリメチルアミン	ppm	0.0011	0.0009	0.0029	0.0034	0.0007
水分量	v/v%	1.85 ※1	2.05 ※1	2.25 ※1	2.1 ※1	3.1
ダスト濃度	g/Nm ³	—	0.004未満	—	—	0.005未満
残存酸素量	v/v%	—	—	—	—	15.9
窒素酸化物濃度	volppm	—	—	—	—	81
硫黄酸化物濃度	volppm	—	—	—	—	2未満
塩化水素濃度	mg/Nm ³	—	—	—	—	5未満
亜酸化窒素濃度	volppm	—	—	—	—	6.3

※1 サンプルング2回の平均値

※2 排ガス量(測定値) : 1,150Nm³/h

表資料 1-13および表資料 1-14は乾燥機入口及び出口の乾燥空気の水分及びダスト濃度である。

表資料 1-13 乾燥機入口水分量測定結果

	単位	RUN1	RUN2	RUN3	RUN4	RUN7
水分量	v/v%	23 ※1	20.1 ※1	37.15 ※1	31.4 ※1	38.7
ダスト濃度	g/Nm ³	—	—	—	—	0.007未満

※1 サンプルング2回の平均値

表資料 1-14 乾燥機出口水分量測定結果

	単位	RUN1	RUN2	RUN3	RUN4	RUN7
水分量	v/v%	20.45 ※1	19.05 ※1	35.3 ※1	30.05 ※1	33.6
ダスト濃度	g/Nm ³	—	0.005未満	—	—	0.006未満

※1 サンプルング2回の平均値

表資料 1-15は排気処理塔排水の分析例である。

表資料 1-15 排気処理塔排水分析結果

	単位	RUN1	RUN2	RUN3	RUN4	RUN7
pH	—	—	—	9.2 ※1	9.2 ※1	—
浮遊物質	mg/L	—	—	6 ※1	5.5 ※1	—
化学的酸素要求量	mg/L	—	—	12 ※1	13 ※1	—
シアン化合物	mg/L	—	—	0.1未満	0.1未満	—
窒素含有量	mg/L	—	—	42 ※1	49 ※1	—
アンモニア性窒素	mg/L	—	—	36.5 ※1	48 ※1	—
亜硝酸性窒素	mg/L	—	—	0.58 ※1	0.35 ※1	—
りん含有量	mg/L	—	—	0.75 ※1	0.8 ※1	—

※1 サンプルング2回の平均値

(7) 本技術の N₂O 発生原単位

本技術の N₂O 発生原単位は、Run No.7 における実績（表資料 1-2 及び表資料 1-12）より次式で算出。

N₂O 排出量(kg/日)

= 排ガス量(Nm³/h)×N₂O 濃度(Nm³/Nm³)×24(h/日)×N₂O 分子量(kg/kmol)/22.4(Nm³/kmol)

= 1,150 × 6.3×10⁻⁶ × 24 × 44 / 22.4 = 0.3416

原単位(kg-N₂O/t-w)

= N₂O 排出量(kg/日)/乾燥機処理汚泥量(t-w/日)

= 0.3416/11.52 = 0.0296(kg-N₂O/t-w)

表資料 1-16 革新的技術の N₂O 発生原単位

設 備	種 類	単 位	原単位	出典
表面固化乾燥装置	N ₂ O	kg- N ₂ O /t-wet	0.0296	実証試験による※

※Run No.7 における実績 表資料 1-2 及び表資料 1-12 より算出

2. ケーススタディ

本ガイドライン第3章 第2節 導入効果の評価例で行ったケーススタディについて、従来技術の算出方法及び革新的技術（固形燃料化技術）の試算条件、試算結果を補足する。

なお、本ガイドラインで革新的技術との比較に用いた従来技術及び参考資料は、下記のとおりである。

- ・汚泥焼却炉：「バイオソリッド利活用基本計画策定マニュアル」平成16年3月
- ・汚泥固形燃料化施設：「下水汚泥エネルギー化技術ガイドライン（案）」平成23年3月

2. 1 従来技術の試算条件及び算出方法

本節では、従来技術の試算条件及び算出方法について記載する。

2. 1. 1 コスト

(1) 建設費

建設費の算出には、工種別に積算して、以下の係数を乗じて算出した年価について比較を行う。

$$\text{建設費年価（百万円/年）} = \text{建設費（億円）} \times \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \times 100$$

ここで

i：利子率（割引率）、2.3% とする

n：耐用年数

耐用年数を表資料 2-1 に示す。

表資料 2-1 設備の耐用年数

設 備	項 目	耐用年数
汚泥焼却炉	土木・建築工事	45 年
	機械設備工事	20 年
	電気設備工事	20 年
従来型燃料化設備	燃料化施設建設 (土木・建築、機械、 電気設備工事含む)	20 年

建設工事費は費用関数を用いて算出した。

表資料 2-2 従来技術の費用関数

技術	設備	建設費 (億円)	備考	出典
従来技術	流動床焼却処理設備 土木・建築工事費 ^{※2}	$Y=1.361Xd^{0.380}$	Xd：施設規模 (t-wet/日)	※1
	流動床焼却処理設備 機械設備工事費 ^{※2}	$Y=1.888Xd^{0.597}$	Xd：施設規模 (t-wet/日)	※1
	流動床焼却処理設備 電気設備工事費 ^{※2}	$Y=0.726Xd^{0.539}$	Xd：施設規模 (t-wet/日)	※1
	汚泥燃料化設備 工事費 (土木・建築、 機械、電気工事含む)	$Y=2.7774Xd^{0.5122}$	Xd：施設規模 (t-wet/日)	※2

※1 「バイオソリッド利活用基本計画策定マニュアル」国土交通省、社団法人日本下水道協会 (平成 16 年 3 月)

※2 「下水汚泥エネルギー化技術ガイドライン (案)」国土交通省 (平成 23 年 3 月)

※3 流動焼却炉の費用関数に関しては、下記の建設工事費デフレーターにより補正した。

表資料 2-3 建設工事費デフレーター

工事種別	2010 年度	2003 年度
下水道	104.4	97.6

出典：国土交通省 HP 建設工事費デフレーター

(2) 維持管理費

維持管理費は費用関数より算出する。

表資料 2-4 維持管理費 (流動床焼却処理) の費用関数

技術	設備	維持管理費 (百万円/年)	備考	出典
従来技術	流動焼却処理 維持管理費 ^{※3}	$Y=0.287Xy^{0.673}$	Xy：施設規模 (t-wet/年)	※1
	従来型汚泥燃料化施設 維持管理費	$Y=1.8697Xd+96.31$	Xd：施設規模 (t-wet/日)	※2

※1 「バイオソリッド利活用基本計画 策定マニュアル」国土交通省、社団法人日本下水道協会 (平成 16 年 3 月)

※2 「下水汚泥エネルギー化技術ガイドライン (案)」国土交通省 (平成 23 年 3 月)

※3 建設工事費デフレーターにより補正 (表資料 2-3 参照)

2. ケーススタディ

(3) 製造燃料運搬費・販売益（場外利用）

場外利用については、汚泥固形燃料の運搬費および販売による収益を考慮する。

$$\text{燃料運搬費} = \text{燃料製造量(t/年)} \times \text{運搬単価(円/t)}$$

$$\text{燃料販売益} = - \text{燃料製造量(t/年)} \times \text{販売単価(円/t)}$$

本ガイドラインのケーススタディで採用した単価を表資料 2-5 に示す。

表資料 2-5 燃料運搬・販売単価(円/t)

項目	単位	単価
運搬単価	円/t	2,000
販売単価	円/t	105

(4) 灰処分費

場内利用については、灰を処分する費用を考慮する。

$$\text{灰処分費} = \text{脱水汚泥固形分量(t/年)} \times \text{灰発生率(\%)} \times \text{灰処分単価(円/t)}$$

灰発生率：43%

本ガイドラインのケーススタディで採用した単価を表資料 2-6 に示す。

表資料 2-6 灰処分単価

項目	単位	単価
灰処分単価	円/t	8,000

(5) 解体・廃棄費

解体・廃棄費は、設備の耐用年数使用後の撤去に関わる費用である。算出方法は、建設費の10%とした。

(6) LCC の算出

(1)～(5)で計算された項目の総和で、各技術を評価する。

2. 1. 2 温室効果ガス排出量

(1) 処理設備からの温室効果ガス排出量

設備稼働時に排出される温室効果ガスを算出する。算出項目は以下の通りである。
また、それぞれの消費及び発生原単位および排出係数をそれぞれ表資料 2-7、表資料 2-8 に示す。

1) 電力由来の温室効果ガス発生量

$$\text{電力由来の発生量(t-CO}_2\text{/年)} = \text{電力原単位(kWh/t-wet)} \times \text{処理量(t-wet/年)} \\ \times \text{排出係数(kg-CO}_2\text{/kWh)} \times 10^{-3}$$

2) A重油由来の温室効果ガス発生量

$$\text{A重油由来の発生量(t-CO}_2\text{/年)} = \text{A重油使用量(kL/年)} \times \text{排出係数(kg-CO}_2\text{/L)}$$

3) N₂O 排出由来の温室効果ガス発生量

$$\text{N}_2\text{O 排出由来の発生量(t-CO}_2\text{/年)} = \text{処理量(t-wet/年)} \\ \times \text{N}_2\text{O 発生原単位(kg-N}_2\text{O/t-wet)} \times \text{排出係数(kg-CO}_2\text{/kg-N}_2\text{O)} \times 10^{-3}$$

4) CH₄ 排出由来の温室効果ガス発生量 (汚泥焼却炉のみ)

$$\text{CH}_4\text{ 排出由来の発生量(t-CO}_2\text{/年)} = \text{処理量(t-wet/年)} \\ \times \text{CH}_4\text{ 発生原単位(kg-CH}_4\text{/t-wet)} \times \text{排出係数(kg-CO}_2\text{/kg-CH}_4\text{)} \times 10^{-3}$$

表資料 2-7 原単位

技 術	設 備	種 類	単 位	原単位	出典
従来 技術	汚泥焼却設備 (・高分子凝集剤使用 脱水汚泥 ・流動床(高温))	電力	kWh /t-wet	100	※2
		A重油	図資料 2-1、表資料 2-10 参照		※3
		N ₂ O	kg- N ₂ O /t-wet	0.645	※1
		CH ₄	kg- CH ₄ /t-wet	0.0097	
	従来型汚泥燃料化設 備	電力	kWh /t-wet	117	※2
		A重油	L /t-wet	77	※3
N ₂ O		kg- N ₂ O /t-wet	0.02	※1	

※1 「下水汚泥エネルギー化技術ガイドライン(案)」国土交通省(平成23年3月)

※2 「汚泥熱分解燃料化マニュアル」財団法人下水道新技術推進機構(2010年3月)

※3 実績調査値

2. ケーススタディ

表資料 2-8 排出係数

種類	単位	排出係数	出典
電力	kg-CO ₂ /kWh	0.550	※1
A 重油	kg-CO ₂ /L	2.71	※2
N ₂ O	kg-CO ₂ /kg- N ₂ O	310	※2
CH ₄	kg-CO ₂ /kg- CH ₄	21	※2

※1 「電気事業者別の CO₂ 排出係数 (2012 年度実績)」代替値, 環境省 地球環境局 地球温暖化対策課 ウェブサイト

(http://ghg-santeikohyo.env.go.jp/files/calc/h26_coefficient.pdf)

※2 「算定・報告・公表制度における算定方法・排出係数一覧」同上のウェブサイト

(<http://ghg-santeikohyo.env.go.jp/files/calc/itiran.pdf>)

なお、上記(1) 2) A 重油由来の温室効果ガス発生量の算出に必要となる、消化工程と汚泥焼却炉を有し、消化ガスの一部または全量を汚泥焼却炉の補助と燃料として使用している下水処理場における汚泥焼却設備の補助燃料(消化ガスを除く化石燃料)使用量(A 重油換算値)の原単位は以下の手順で算出した。

①「下水道統計(平成 23 年度版), 公益社団法人日本下水道協会著」より、消化汚泥を投入している汚泥焼却炉において、消化ガスを除いた補助燃料(化石燃料)使用量を調査し、焼却施設規模ごとの A 重油換算原単位を算出した(表資料 2-9 参照)。

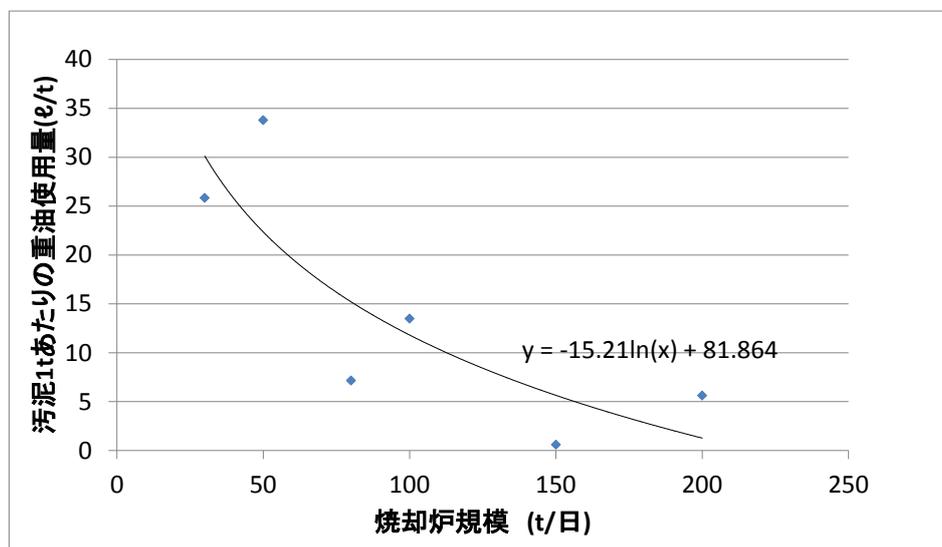
表資料 2-9 焼却炉規模ごとの A 重油換算原単位

(下水道統計(平成 23 年度版)より)

焼却炉規模(t/日)	焼却量範囲(t/日)	個所数	補助燃料消費量原単位(L/t)
30	~35	7	25.83
50	45~60	9	33.78
80	70~80	5	7.14
100	84~120	6	13.48
150	150	4	0.58
200	200	6	5.61

②焼却炉規模(x)毎における汚泥 1t あたりの重油使用量(y)を図示し、近似曲線を求めた。(図資料 2-1 参照)

$$y = -15.21 \times \ln(x) + 81.864$$



図資料 2-1 汚泥焼却炉の A 重油使用原単位

③焼却施設規模毎の実処理量 x_a から A 重油使用量 q_{oil} (L/日)は

$$q_{oil} = y \times x_a$$

で算出される。A 重油使用量の例を表資料 2-10 に示す。

表資料 2-10 汚泥焼却炉の A 重油使用量 (例)

汚泥処理量 (x_a) (t-wet/日)	22.5	45	67.5	90	90	120
焼却炉規模 (x) (t-wet/日)	30	60	90	120	90	120
A 重油使用量原単位(y) (L/t)	30.13	19.59	13.42	9.05	13.42	9.05
消化ガスを除く使用補助 燃料の A 重油換算量(q_{oil}) (L/日)	678	882	906	814	1,208	1,086

表資料 2-10 で算出した汚泥焼却炉の A 重油使用量は、エネルギー消費量の算出、革新的技術導入時のコスト、温室効果ガス排出量、エネルギー消費量の削減効果の算出等にも使用している。

2. ケーススタディ

(3) 製造汚泥固形燃料の運搬に伴う排出量（場外利用）

場外利用については、製造した汚泥固形燃料の運搬により温室効果ガスが排出される。

走行距離 94.5km/回 （63km/日×1.5（往復））

走行回数(回)=汚泥固形燃料製造量(t-wet/年)/10t （10t 車で運搬）

年間走行距離(km)=94.5km/回×走行回数(回)

軽油使用量(L/年)=年間走行距離(km)/4.13km/L

走行時 N₂O 由来の排出量（t-CO₂/年） = 走行時 N₂O 発生原単位(kg-N₂O/km)
×年間走行距離×排出係数(kg-CO₂/kg-N₂O) ×10⁻³

走行時 CH₄ 由来の排出量（t-CO₂/年） = 走行時 CH₄ 発生原単位(kg-CH₄/km)
×年間走行距離×排出係数(kg-CO₂/kg-CH₃) ×10⁻³

軽油燃料由来の排出量（t-CO₂/年） = 軽油使用量(L/年)×排出係数(kg-CO₂/L) ×10⁻³

走行時の発生原単位を表資料 2-11、軽油の排出係数を表資料 2-12 に示す。

表資料 2-11 発生原単位

種類	単位	発生原単位	出典
走行時 N ₂ O	kg-N ₂ O/km	0.000014	※
走行時 CH ₄	kg-CH ₄ /km	0.000015	※

※下水道における地球温暖化防止対策検討委員会「下水道における地球温暖化防止推進計画策定の手引き」（平成 21 年 3 月）

表資料 2-12 排出係数

種類	単位	排出係数	出典
軽油	kg-CO ₂ /L	2.58	※

※「算定・報告・公表制度における算定方法・排出係数一覧」環境省 地球環境局
地球温暖化対策課のウェブサイト
(<http://ghg-santeikohyo.env.go.jp/files/calc/itiran.pdf>)

(4) 製造汚泥固形燃料利用による排出量の縮減（場外利用）

場外利用については、汚泥固形燃料を石炭代替等で使用したときの利用先における温室効果ガスの排出量が縮減される。

温室効果ガスの縮減量（t-CO₂/年）

$$= - \text{燃料製造量(t/年)} \times \text{燃料のエネルギー(GJ/t-wet)} \\ / \text{石炭のエネルギー(GJ/t)} \times \text{排出係数(kg-CO}_2\text{/kg)}$$

燃料のエネルギーを表資料 2-13、石炭の排出係数を表資料 2-14 に示す。

表資料 2-13 燃料のエネルギー原単位

種類	単位	エネルギー	出典
従来燃料化 燃料	GJ/t	13.8	※
石炭	GJ/t	28	※

※「下水汚泥エネルギー化技術ガイドライン（案）」国土交通省（平成 23 年 3 月）

表資料 2-14 排出係数

種類	単位	排出係数	出典
石炭	t-CO ₂ /t	2.41	※

※「下水汚泥エネルギー化技術ガイドライン（案）」国土交通省（平成 23 年 3 月）

(5) 処理設備の建設・解体・廃棄に伴う温室効果ガス排出量

設備の建設及び廃棄に伴う温室効果ガス排出量は、「下水道における LCA 適用の考え方」（平成 22 年 2 月国土交通省 国土技術政策総合研究所）より終末処理場における環境負荷量（LC-CO₂）の算定事例【建設段階 19.3%、供用段階 80.2%、解体・廃棄段階 0.5%】の比率で換算して算出した。

(6) 温室効果ガス排出量の算出

(1)～(5)で計算された温室効果ガス排出量の総和で、各技術を評価する。

2. ケーススタディ

2. 1. 3 エネルギー消費量

(1) 処理設備でのエネルギー消費量

処理設備の稼働時に使用するユーティリティに由来するエネルギー消費量を算出する。算出項目は以下の通りである。エネルギー原単位は表資料 2-15 に示す。

1) 電力由来のエネルギー消費量

$$\begin{aligned} & \text{電力由来のエネルギー消費量(GJ/年)} \\ & = \text{電力使用量(kWh/年)} \times \text{エネルギー原単位(MJ/kWh)} / 1000 \end{aligned}$$

2) A 重油由来のエネルギー消費量

$$\begin{aligned} & \text{A 重油由来のエネルギー消費量(GJ/年)} \\ & = \text{A 重油使用量(kL/年)} \times \text{エネルギー原単位(MJ/L)} \end{aligned}$$

表資料 2-15 エネルギー原単位

種類	単位	エネルギー原単位	出典
電力	MJ/kWh	9.68	※1
A 重油	MJ/L	39.1	※2

※1 「エネルギーの使用の合理化に関する法律施行規則 別表第三」より

「昼間：9.97MJ/kWh」、「夜間：9.28MJ/kWh」から時間配分を考慮して
 $9.97 \times 14 / 24 + 9.28 \times 10 / 24 = 9.68$

※2 前述「算定・報告・公表制度における算定方法・排出係数一覧」

(2) 製造汚泥固形燃料の運搬に伴う消費量（場外利用）

汚泥固形燃料を場外利用する場合、汚泥固形燃料を燃料利用施設に運搬する際に要する軽油使用量に伴うエネルギー消費量を算出する。エネルギー原単位を表資料 2-16 に示す。

$$\text{エネルギー消費量 (GJ/年)} = \text{軽油使用量 (L/年)} \times \text{軽油原単位 (MJ/L)} / 1000$$

表資料 2-16 エネルギー原単位

種類	単位	エネルギー原単位	出典
軽油	MJ/L	37.7	※

※前述「算定・報告・公表制度における算定方法・排出係数一覧」

(3) 製造汚泥固形燃料利用による消費量の縮減（場外利用）

場外利用については、汚泥固形燃料を使用したときの利用先におけるエネルギー消費量が縮減される。燃料のエネルギー原単位は前述の**表資料 2-13**に示すとおりである。

$$\text{エネルギー消費量の縮減 (GJ/年)} = -\text{燃料製造量(t/年)} \times \text{燃料のエネルギー(GJ/t-wet)}$$

(4) 温室効果ガス排出量の算出

(1)～(3)で計算されたエネルギー消費量の総和で、各技術を評価する。

2. ケーススタディ

2. 2 モデルケース条件

ケーススタディで設定したモデルケースについて、表資料 2-17 にケース設定及びモデルケース名を、表資料 2-18 にケーススタディ試算条件を示す。また、全ケースの処理フローを図資料 2-2～図資料 2-5 に示す。

※資料編に記載していない設定条件は、本ガイドライン第3章 第2節 導入効果の評価例を参照。

表資料 2-17 ケース設定及びモデルケース名

ケース条件	新設設備及び 処理条件 既設焼却炉の 規模 (1基分)	従来技術 (汚泥焼却炉)	革新的技術 (固形燃料化)		従来技術 (固形燃料化)
		汚泥は 焼却処分	固形燃料を 場内利用	固形燃料を 外部利用	固形燃料を 外部利用
設備更新	30(t-wet/日)	A_1	A_2	A_3	A_4
	60(t-wet/日)	B_1	B_2	B_3	B_4
設備増強	90(t-wet/日)	C_1	C_2	C_3	C_4
	120(t-wet/日)	D_1	D_2	D_3	D_4

表資料 2-18 ケーススタディ試算条件

導入目的	既設焼却炉規模 (t-wet/日・基)	技術種類	条件	更新新設機 処理規模 (t-wet/日)	負荷率(施設全体) (%)		汚泥処理量 (t-wet/日)		消化ガス 使用量 (Nm ³ /h)	廃熱利用 予熱空気量 (Nm ³ /h)	補助燃料 投入量 (t/日)	ケース No.
					既設	新設	既設	新設				
設備 更新	30	従来技術	汚泥焼却炉	30	75	75	22.5	22.5	220	—	1,356	A_1
		革新的技術	表面固 化乾燥 汚泥燃料場内利用	36※2	80	75	18.0	27.0	220	3,350	0	A_2
	従来技術	従来型汚泥燃料化※1	30	75	75	22.5	22.5	220	2,600	830	A_3	
	従来技術	汚泥焼却炉	60	75	75	45.0	45.0	440	—	1,764	B_1	
設備 増強	60	革新的技術	表面固 化乾燥 汚泥燃料場内利用	72※2	80	75	36.0	54.0	440	6,400	0	B_2
		従来技術	従来型汚泥燃料化※1	60	75	75	45.0	45.0	440	4,700	1,252	B_3
	従来技術	汚泥焼却炉	30	75	75	45.0	45.0	440	—	4,347	B_4	
	従来技術	汚泥燃料場内利用	38.7※2	100	75	90.0	22.5	330	—	1,886	C_1	
設備 増強	90	革新的技術	表面固 化乾燥 汚泥燃料場外利用	30	100	75	83.5	29.0	330	8,400	0	C_2
		従来技術	従来型汚泥燃料化※1	30	100	75	90.0	22.5	330	8,800	2,061	C_3
	従来技術	汚泥焼却炉	30	100	75	90.0	22.5	330	—	2,941	C_4	
	革新的技術	表面固 化乾燥 汚泥燃料場内利用	38.7※2	100	75	113.5	29.0	440	—	1,764	D_1	
設備 増強	120	従来技術	従来型汚泥燃料化※1	30	100	75	120.0	22.5	440	—	1,583	D_3
		革新的技術	表面固 化乾燥 汚泥燃料場外利用	30	100	75	120.0	22.5	440	11,100	0	D_2
設備 増強	120	従来技術	従来型汚泥燃料化※1	30	100	75	120.0	22.5	440	—	2,818	D_4

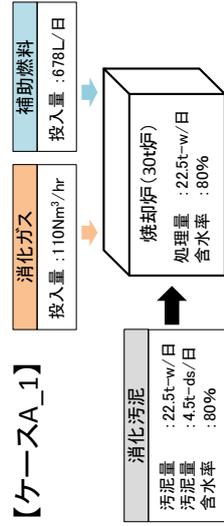
※1 従来技術の汚泥固形燃料化技術(場外利用)は「下水汚泥エネルギー化技術ガイドライン(案)」平成23年3月、国土交通省編、で評価している燃料化技術である。

※2 製造した汚泥固形燃料を処理場内の焼却炉に投入する場合、焼却炉から得られる廃熱量が増加し、製造できる汚泥固形燃料の量も増加することとなる。このため、

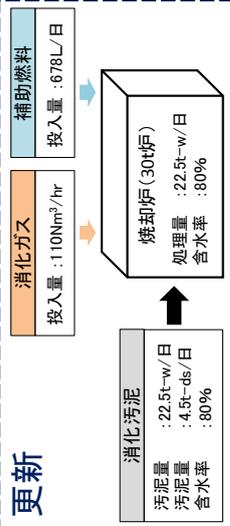
ケーススタディの場内利用ケース(A_2、B_2、C_2、D_2)においては、他のケースよりも更新新設機処理規模を増加させて設定している。

2. ケーススタディ

【ケースA_1】

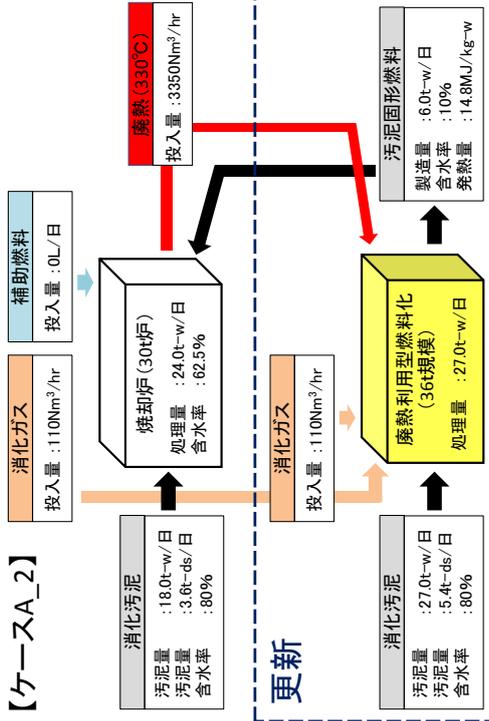


更新

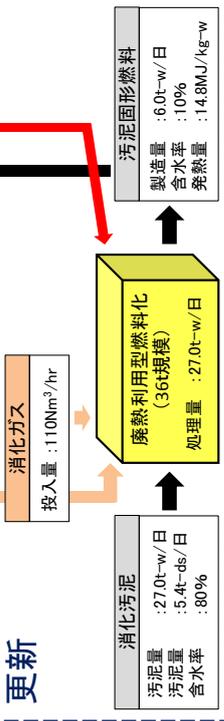


(a) ケースA_1 (焼却炉)

【ケースA_2】

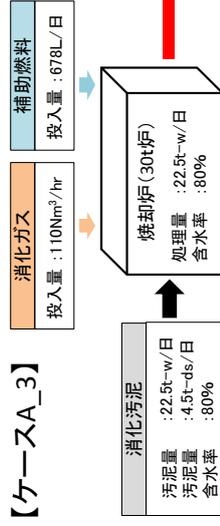


更新

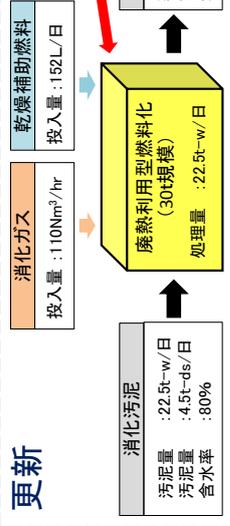


(b) ケースA_2 (革新的技術・固形燃料を場内利用)

【ケースA_3】

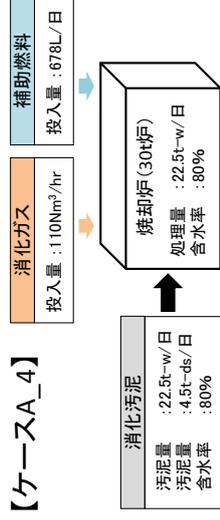


更新

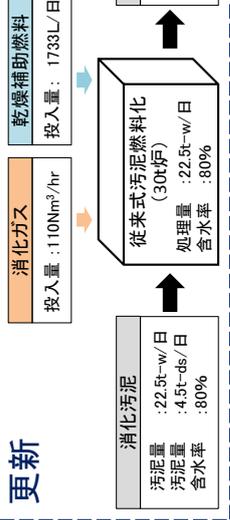


(c) ケースA_3 (革新的技術・固形燃料を場外利用)

【ケースA_4】



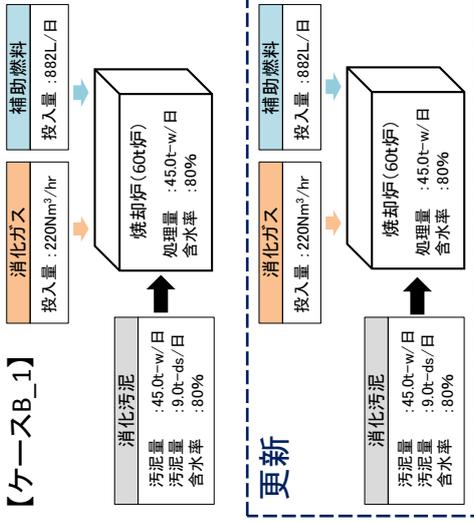
更新



(d) ケースA_4 (従来固形燃料化技術・固形燃料を場外利用)

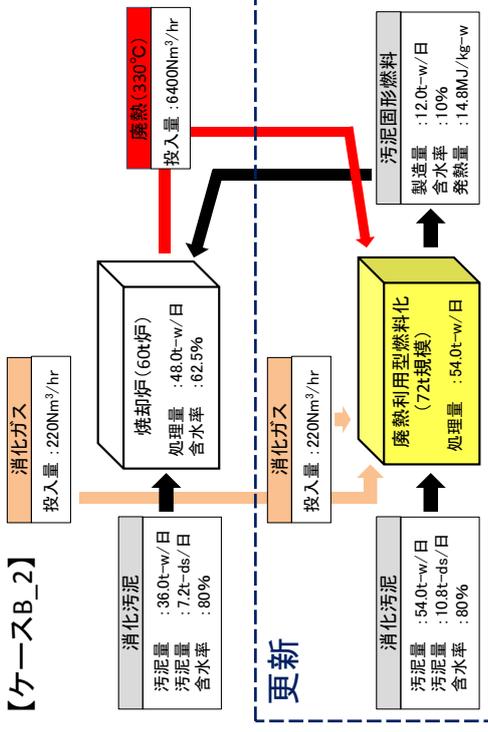
図資料 2-2 設備更新ケース (A_1~A_4)

【ケースB_1】



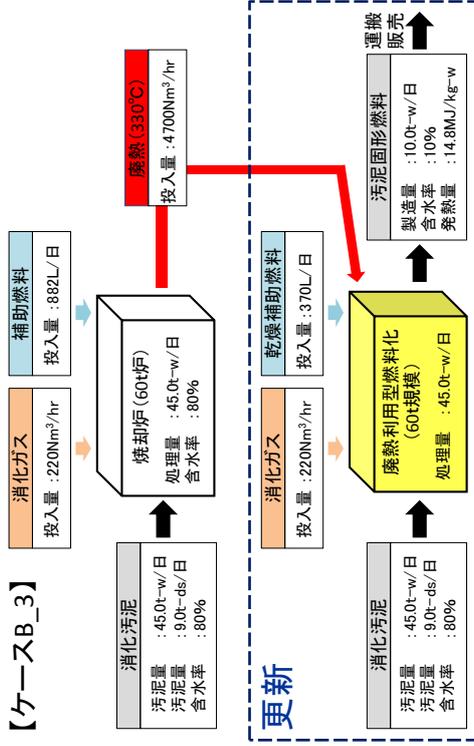
(a) ケース B_1 (焼却炉)

【ケースB_2】



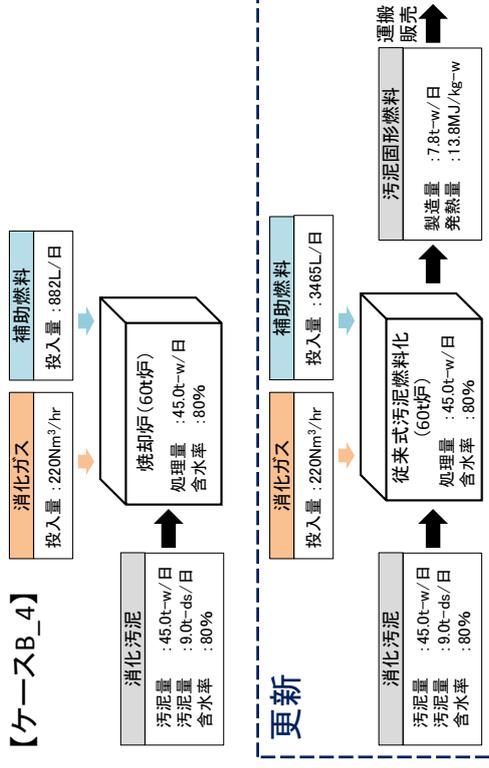
(b) ケース B_2 (革新的技術・固形燃料を場内利用)

【ケースB_3】



(c) ケース B_3 (革新的技術・固形燃料を場外利用)

【ケースB_4】

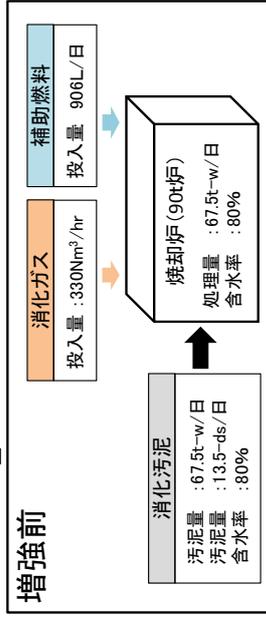


(d) ケース B_4 (従来固形燃料化技術・固形燃料を場外利用)

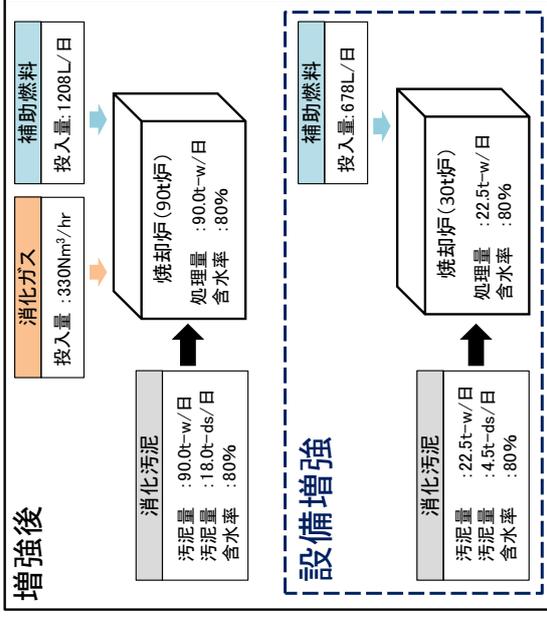
図資料 2-3 設備更新ケース (B_1~B_4)

2. ケーススタディ

【ケースC_1】

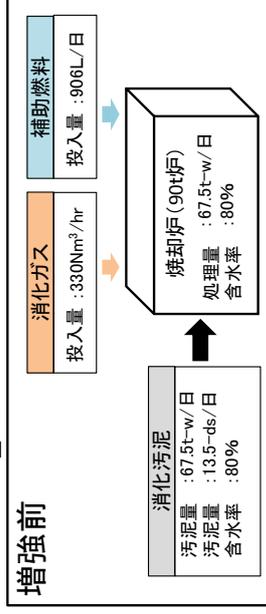


増強後

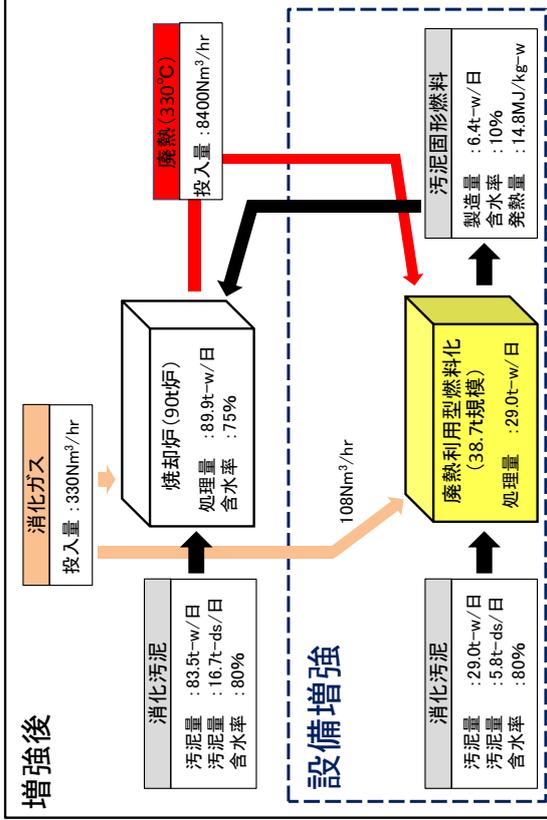


(a) ケースC_1 (焼却炉)

【ケースC_2】



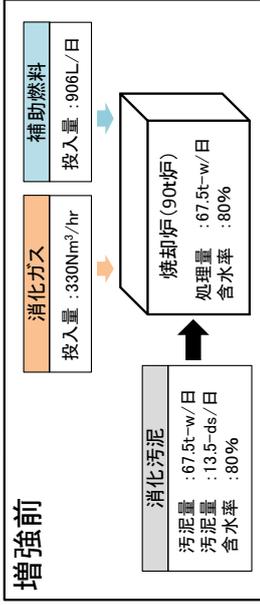
増強後



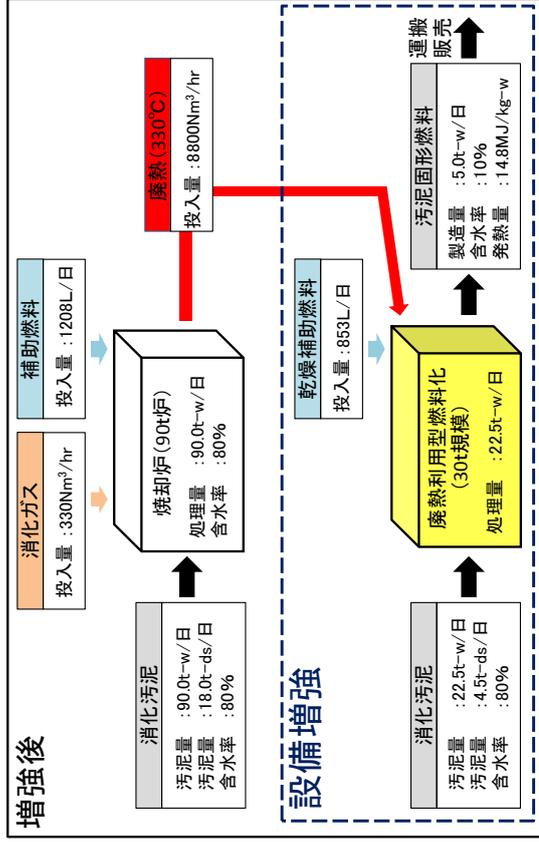
(b) ケースC_2 (革新的技術・固形燃料を場内利用)

図資料 2-4 (その1) 設備増強ケース (C_1~C_4)

【ケースC_3】



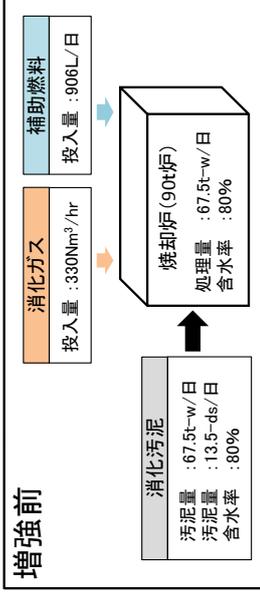
増強後



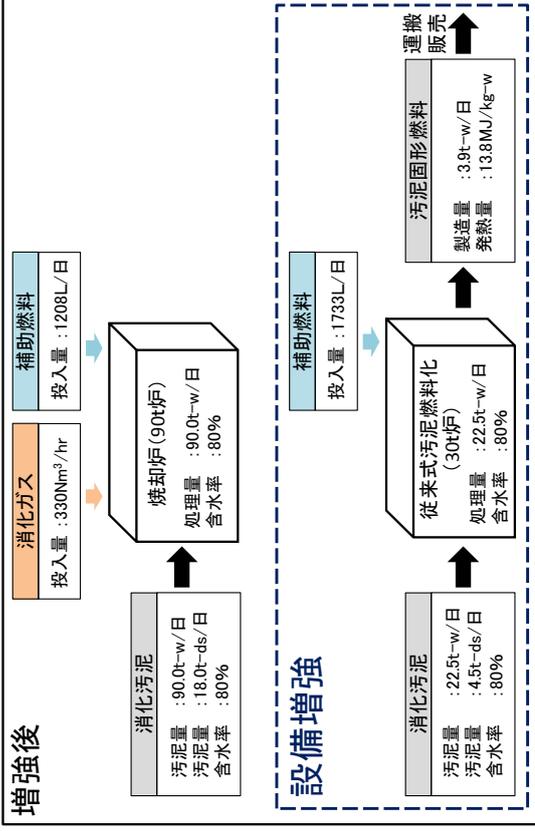
(c) ケースC_3 (革新的技術・固形燃料を場外利用)

図資料 2-4 (その2)

【ケースC_4】



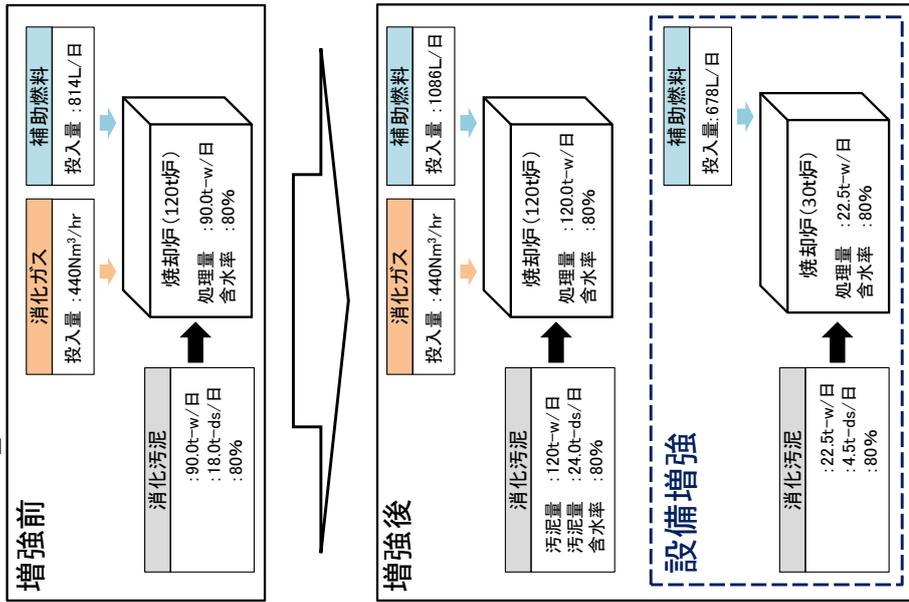
増強後



(d) ケースC_4 (従来固形燃料化技術・固形燃料を場外利用)

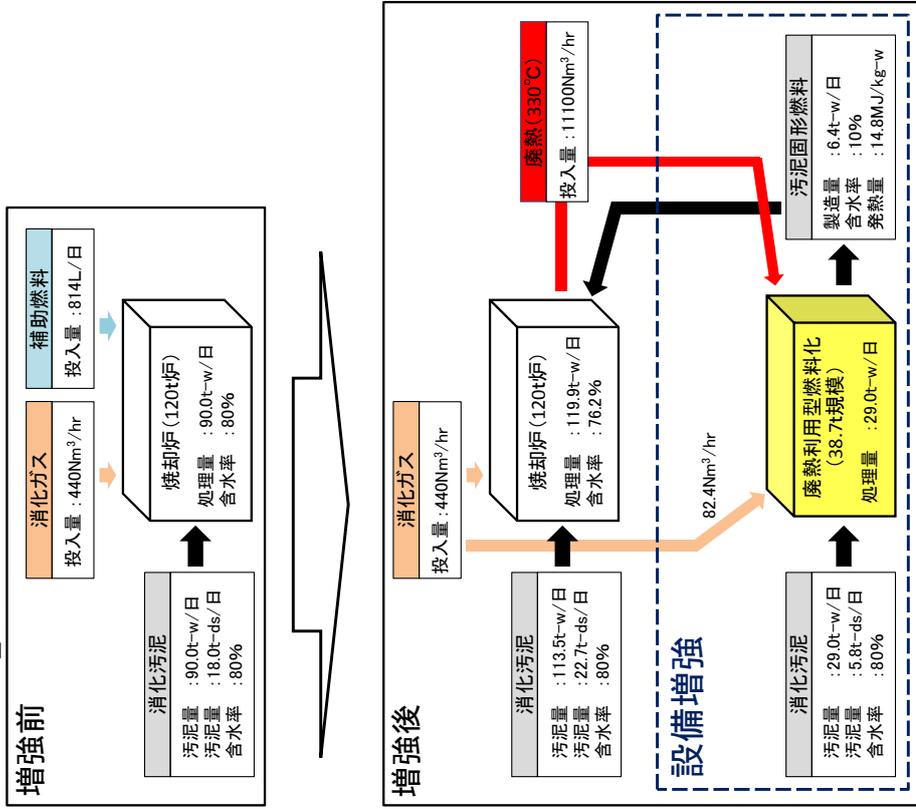
2. ケーススタディ

【ケースD_1】



(a) ケースD_1 (焼却炉)

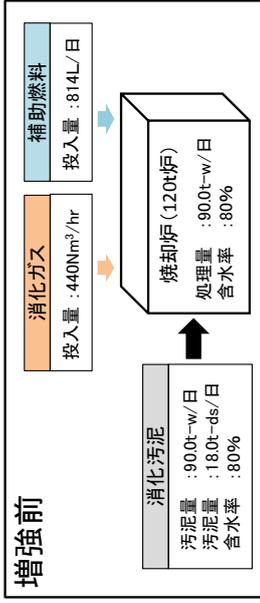
【ケースD_2】



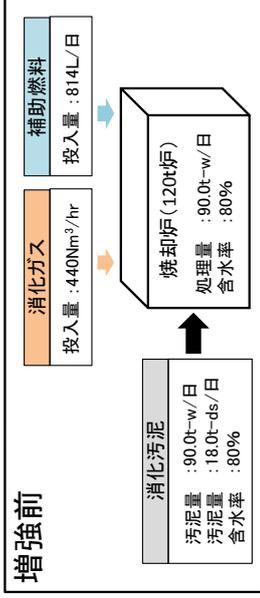
(b) ケースD_2 (革新的技術・固形燃料を場内利用)

図資料 2-5 (その1) 設備増強ケース (D_1~D_4)

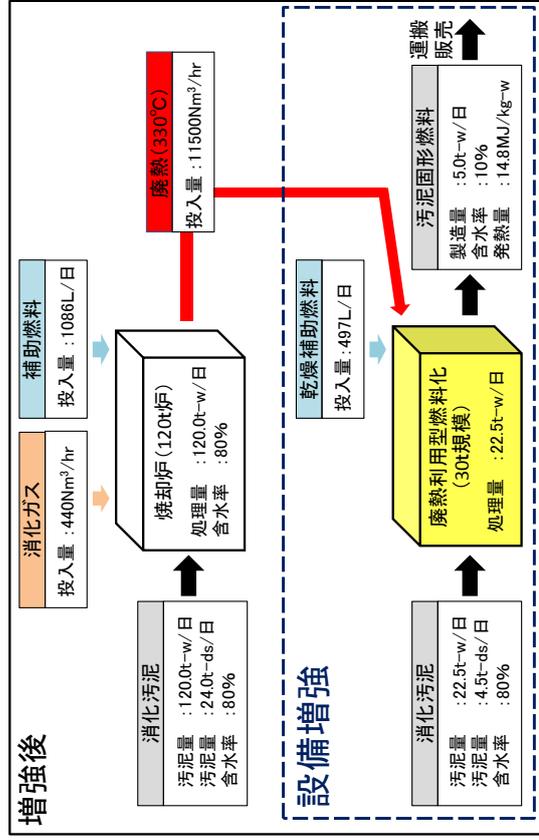
【ケースD_3】



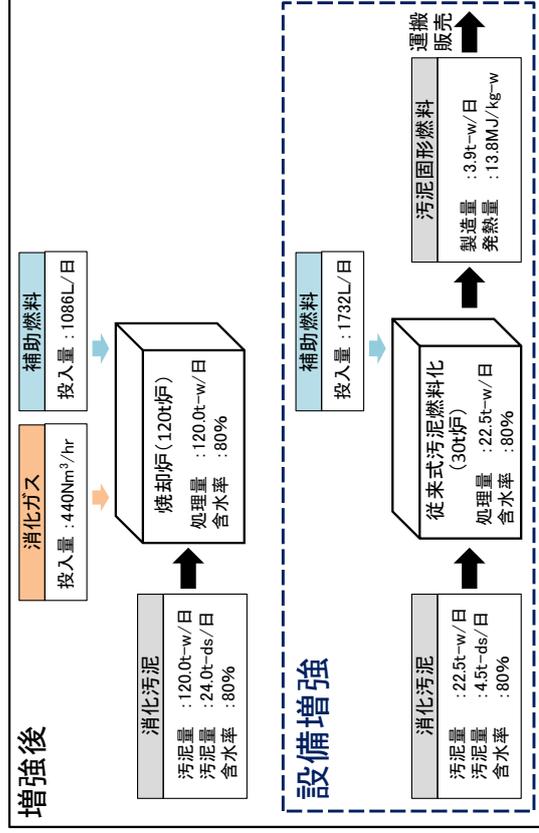
【ケースD_4】



増強後



増強後



(c) ケースD_3 (革新的技術・固形燃料を場外利用)

(d) ケースD_4 (従来固形燃料化技術・固形燃料を場外利用)

図資料 2-5 (その2) 設備増強ケース (D_1~D_4)

2. ケーススタディ

2. 3 試算結果

本節では、従来技術の試算条件及び算出方法について記載する。

2. 3. 1 コスト

表資料 2-19 及び図資料 2-6 に従来技術に対する革新的技術の LCC 縮減率試算結果を、建設費の内訳を表資料 2-20、表資料 2-21 に示す（縮減率は焼却炉（従来技術）を基準として算定）。

すべてのケースにおいて、28%～39%の縮減率となる。また、従来型燃料化に対しても革新的技術は 13%～30%のコスト縮減が可能である。

革新的技術の場内利用においては、汚泥固形燃料の既設焼却炉への投入により、脱水汚泥と固形燃料を併せた焼却炉投入汚泥の含水率が減少して、自燃又はそれに近い状況になる。したがって、既設焼却炉で利用していた消化ガスが乾燥処理の熱源として利用可能となり、LCC 縮減効果は増大する。

表資料 2-19 システム全体でのLCC縮減効果(単位：百万円/年)

ケース	導入目的	既設焼却炉規模 (t-w/日)	技術種類	更新・新設機 処理規模 (t-w/日)	百万円/年							縮減率			
					建設費※1	維持管理費※1	既設焼却炉維持管理費増分※2	補助燃料削減費	汚泥固形燃料運搬費販売益	灰処分費	解体・廃棄費※1		合計		
A_1	設備更新	30	(従来)焼却炉	30	146.4	121.1	-	-	-	-	5.0	14.6	287.1	0%	
A_2			(革新)場内	36	98.0	90.0	5.4	-19.7	-	-	5.0	9.8	188.5	34%	
A_3			(革新)場外	30	85.7	88.0	-	-	-	3.03	-	-	8.6	185.3	35%
A_4			(従来)燃料化	30	99.8	138.4	-	-	-	2.38	-	-	10	250.6	12%
B_1	設備更新	60	(従来)焼却炉	60	215.7	193.1	-	-	-	-	9.9	21.6	440.3	0%	
B_2			(革新)場内	72	163.2	125.7	8.6	-25.7	-	-	9.9	16.3	298	32%	
B_3			(革新)場外	60	142.6	124.9	-	-	-	6.06	-	-	14.3	287.9	35%
B_4			(従来)燃料化	60	142.2	180.4	-	-	-	4.75	-	-	14.2	341.6	22%
C_1	設備増強	90	(従来)焼却炉	30	146.4	121.1	-	-	-	-	5.0	14.6	287.1	0%	
C_2			(革新)場内	38.7	103.3	92.8	-	-35.2	-	-	5.0	10.3	176.2	39%	
C_3			(革新)場外	30	85.7	108.5	-	-	-	3.03	-	-	8.6	205.8	28%
C_4			(従来)燃料化	30	99.8	138.4	-	-	-	2.38	-	-	10	250.6	12%
D_1	設備増強	120	(従来)焼却炉	30	146.4	121.1	-	-	-	-	5.0	14.6	287.1	0%	
D_2			(革新)場内	38.7	103.3	92.8	-	-31.6	-	-	5.0	10.3	179.8	37%	
D_3			(革新)場外	30	85.7	98.1	-	-	-	3.03	-	-	8.6	195.4	32%
D_4			(従来)燃料化	30	99.8	138.4	-	-	-	2.38	-	-	10	250.6	12%

※1 建設費、維持管理費、解体・廃棄費は更新した設備1基分について試算。

※2 固形燃料投入による既設焼却炉の処理量増加に伴って増加する維持管理費の増加分

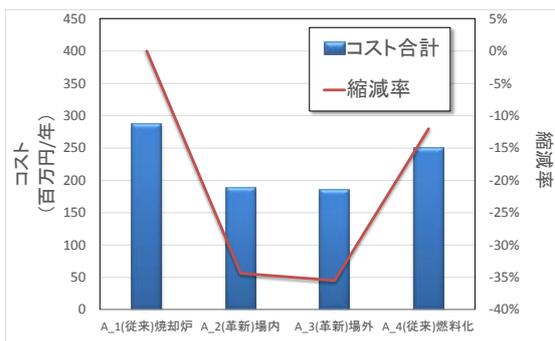
2. ケーススタディ

表資料 2-20 建設費の内訳

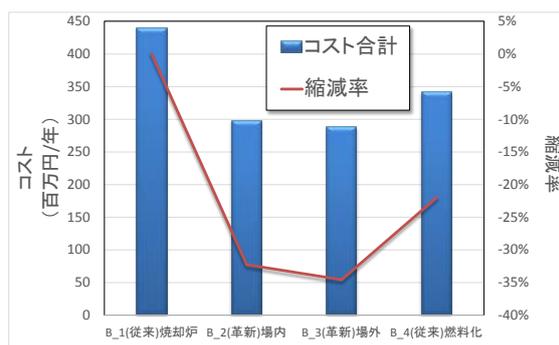
ケース	導入目的	既設焼却炉 規模 (t-w/日)	技術種類	更新・新設機 処理 規模 (t-w/日)	億円				
					土木 工事費	機械 工事費	電気 工事費	既設 改造費	合計
A_1	設備更新	30	(従来)焼却炉	30	5.3	15.4	4.8	-	25.5
A_2			(革新)場内	36	3.8	11.7	1.6	0.02	17.2
A_3			(革新)場外	30	3.2	10.3	1.4	0.01	15
A_4			(従来)燃料化	30	15.9		-	15.9	
B_1		60	(従来)焼却炉	60	6.9	23.3	7	-	37.2
B_2			(革新)場内	72	7.4	19.1	2.6	0.02	29.1
B_3			(革新)場外	60	6.2	16.8	2.3	0.01	25.3
B_4			(従来)燃料化	60	22.6		-	22.6	
C_1	設備増強	90	(従来)焼却炉	30	5.3	15.4	4.8	-	25.5
C_2			(革新)場内	38.7	4.1	12.4	1.7	0.02	18.2
C_3			(革新)場外	30	3.2	10.3	1.4	0.01	15
C_4			(従来)燃料化	30	15.9		-	15.9	
D_1		120	(従来)焼却炉	30	5.3	15.4	4.8	-	25.5
D_2			(革新)場内	38.7	4.1	12.4	1.7	0.02	18.2
D_3			(革新)場外	30	3.2	10.3	1.4	0.01	15
D_4			(従来)燃料化	30	15.9		-	15.9	

表資料 2-21 建設費の内訳（年価）

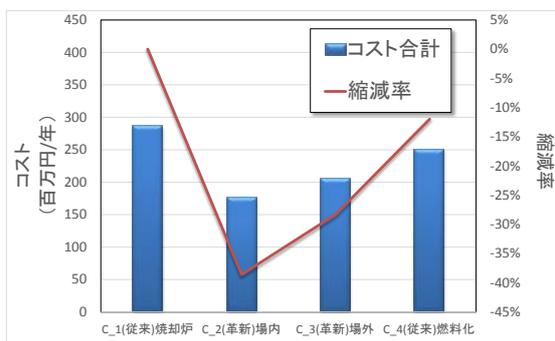
ケース	導入目的	既設焼却炉 規模 (t-w/日)	技術種類	更新・新設機 処理 規模 (t-w/日)	百万円/年				
					土木 工事費	機械 工事費	電気 工事費	既設 改造費	合計
A_1	設備更新	30	(従来)焼却炉	30	19	96.8	30.6	-	146.4
A_2			(革新)場内	36	13.8	73.9	10.2	0.1	98
A_3			(革新)場外	30	11.6	65.1	8.9	0.1	85.7
A_4			(従来)燃料化	30	99.8		-	99.8	
B_1		60	(従来)焼却炉	60	24.8	146.5	44.4	-	215.7
B_2			(革新)場内	72	26.4	120.1	16.5	0.1	163.2
B_3			(革新)場外	60	22.3	105.7	14.5	0.1	142.6
B_4			(従来)燃料化	60	142.4		-	142.4	
C_1	設備増強	90	(従来)焼却炉	30	19	96.8	30.6	-	146.4
C_2			(革新)場内	38.7	14.7	77.8	10.7	0.1	103.3
C_3			(革新)場外	30	11.6	65.1	8.9	0.1	85.7
C_4			(従来)燃料化	30	99.8		-	99.8	
D_1		120	(従来)焼却炉	30	19	96.8	30.6	-	146.4
D_2			(革新)場内	38.7	14.7	77.8	10.7	0.1	103.3
D_3			(革新)場外	30	11.6	65.1	8.9	0.1	85.7
D_4			(従来)燃料化	30	99.8		-	99.8	



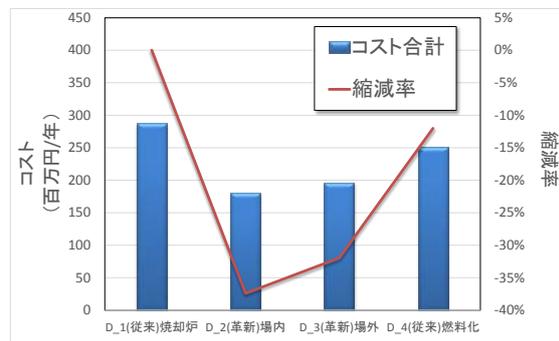
(a) 設備更新ケース (A_1~A_4)



(b) 設備更新ケース (B_1~B_4)



(c) 設備増強ケース (C_1~C_4)



(d) 設備増強ケース (D_1~D_4)

図資料 2-6 コスト試算結果及び各ケース縮減率
(縮減率は(従来)焼却炉を基準(0%)とする。)

2. ケーススタディ

(2) 温室効果ガス（GHG）排出量

従来技術に対する革新的技術の温室効果ガス排出量縮減率試算結果を表資料 2-22 及び図資料 2-7 に示す（縮減率は LCC と同様、焼却炉（従来技術）を基準として算定）。汚泥燃料の場内利用の場合では 86%～108%の縮減率となり、場外利用の場合では 115%以上の縮減率となる。従来型汚泥燃料化設備と比較した場合でも、革新的技術の温室効果ガス排出量の縮減が可能である。

固形燃料化技術の場内利用では、既設焼却炉補助燃料の削減可能量には上限があるため、場外利用に比べ削減効果が低下する結果となった。（A_2、B_2 が該当。）

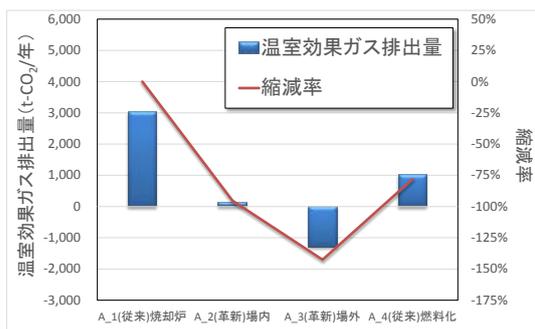
固形燃料化技術の場外利用では、製造した汚泥固形燃料のほぼ全量を燃料利用先での温室効果ガス排出量の縮減に利用できるため、全体として温室効果ガス排出量の縮減効果は増大する場合が多い。

表資料 2-22 システム全体での温室効果ガス排出量縮減効果（単位：t-CO₂/年）

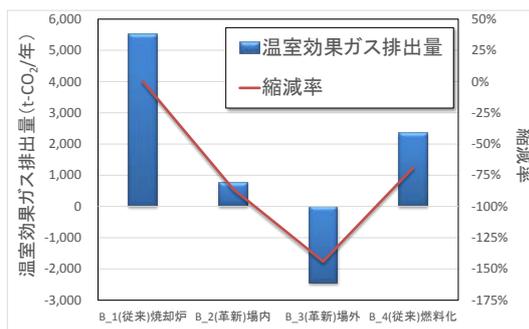
ケース	導入目的	既設焼却炉規模 (t-w/日)	技術種類	更新・新設機処理規模 (t-w/日)	t-CO ₂ /年							縮減率
					処理設備の排出量 ※1	既設焼却炉増分※2	補助燃料削減での縮減量	固形燃料運搬由来排出量	製造燃料利用による縮減量	建設・解体・廃棄に伴う排出量※1	合計	
A_1	設備更新	30	(従来)焼却炉	30	2,425.1	-	-	-	-	598.7	3,023.8	0%
A_2			(革新)場内	36	562.5	26.4	-588.0	-	-	138.9	139.8	95%
A_3			(革新)場外	30	593.2	-	-	9.52	-2,038.2	146.4	-1,289.1	143%
A_4			(従来)燃料化	30	2,010.3	-	-	7.45	-1,488.1	496.3	1,026.0	78%
B_1		60	(従来)焼却炉	60	4,438.8	-	-	-	-	1,095.9	5,534.7	0%
B_2			(革新)場内	72	1,191.6	52.8	-764.9	-	-	294.2	773.7	86%
B_3			(革新)場外	60	1,299.1	-	-	19.03	-4,076.3	320.7	-2,437.5	144%
B_4			(従来)燃料化	60	4,020.7	-	-	14.90	-2,676.1	992.6	2,352.1	69%
C_1	設備増強	90	(従来)焼却炉	30	2,884.7	-	-	-	-	712.2	3,596.9	0%
C_2			(革新)場内	38.7	607.9	-	-1,047.6	-	-	150.1	-289.6	108%
C_3			(革新)場外	30	1,201.4	-	-	9.52	-2,038.2	296.6	-530.7	115%
C_4			(従来)燃料化	30	2,010.3	-	-	7.45	-1,488.1	496.3	1,026.0	82%
D_1	120	(従来)焼却炉	30	2,778.9	-	-	-	-	686.1	3,465.0	0%	
D_2		(革新)場内	38.7	607.9	-	-941.8	-	-	150.1	-183.8	105%	
D_3		(革新)場外	30	892.5	-	-	9.52	-2,038.2	220.4	-915.7	126%	
D_4		(従来)燃料化	30	2,010.3	-	-	7.45	-1,488.1	496.3	1,026.0	81%	

※1 処理設備の排出量、建設・解体・廃棄に伴う排出量は更新した設備 1 基分について試算。

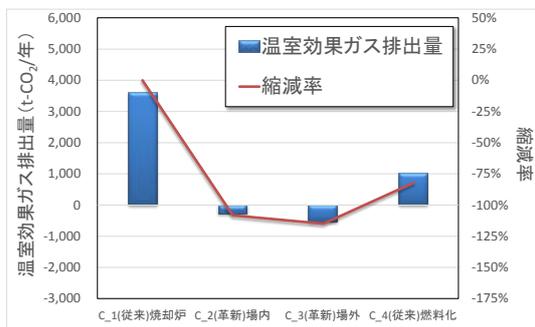
※2 固形燃料投入による既設焼却炉の処理量増加に伴って増加する電力由来の温室効果ガス増加分



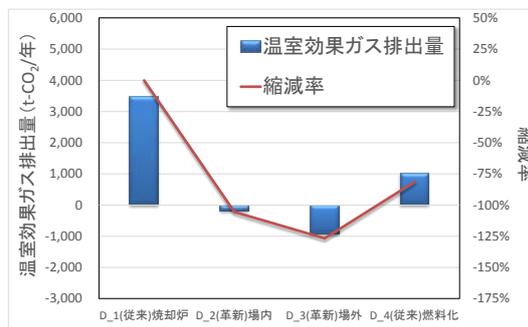
(a) 設備更新ケース (A_1~A_4)



(b) 設備更新ケース (B_1~B_4)



(c) 設備増強ケース (C_1~C_4)



(d) 設備増強ケース (D_1~D_4)

図資料 2-7 温室効果ガス排出量試算結果及び各ケース削減率
(削減率は(従来)焼却炉を基準(0%)とする。)

2. ケーススタディ

(3) エネルギー消費量

従来技術に対する革新的技術のエネルギー消費量縮減率試算結果を表資料 2-23 及び図資料 2-8 に示す（縮減率は LCC と同様、焼却炉（従来技術）を基準とした算定結果）。革新的技術はいずれのケースにおいても 68%以上の縮減率となる。従来型汚泥燃料化設備とした場合でも革新的技術のエネルギー消費量の縮減が可能である。

固形燃料化技術の場内利用では、既設焼却炉補助燃料の削減可能量には上限があるため、場外利用に比べ削減効果が低下する結果となった。（A_2、B_2 が該当。）

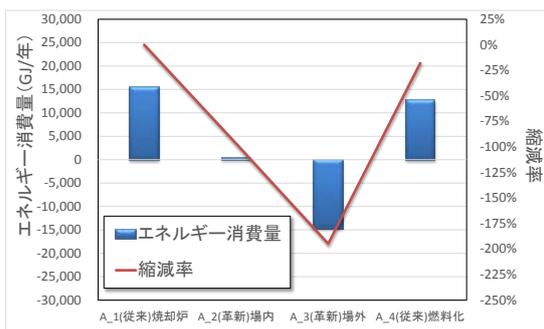
革新的技術の場外利用では、固形燃料の有する総エネルギー量が大きく、燃料利用先での消費量の縮減に大きく寄与し、全体としてエネルギー消費量の縮減効果は増大する。

表資料 2-23 システム全体でのエネルギー消費量縮減効果(単位：GJ/年(除縮減率))

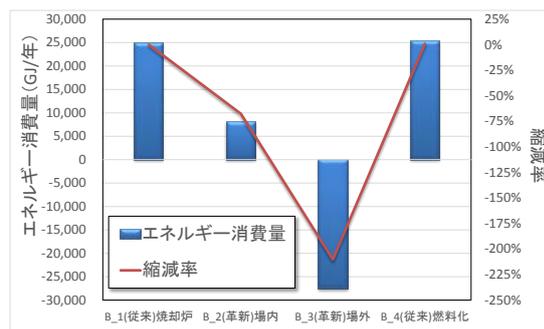
ケース	導入目的	既設焼却炉規模(t-w/日)	技術種類	更新・新設機処理規模(t-w/日)	GJ/年						縮減率
					処理設備の消費量※1	既設焼却炉増分※2	補助燃料削減での縮減量	固形燃料運搬での消費量	燃料利用での縮減量	合計	
A_1	設備更新	30	(従来)焼却炉	30	15,453	-	-	-	-	15,453	0%
A_2			(革新)場内	36	8,504	465	-8,483	-	-	486	97%
A_3			(革新)場外	30	8,859	-	-	138	-23,680	-14,683	195%
A_4			(従来)燃料化	30	29,831	-	-	108	-17,289	12,650	18%
B_1	設備更新	60	(従来)焼却炉	60	24,975	-	-	-	-	24,975	0%
B_2			(革新)場内	72	18,181	929	-11,036	-	-	8,075	68%
B_3			(革新)場外	60	19,521	-	-	276	-47,360	-27,563	210%
B_4			(従来)燃料化	60	59,663	-	-	216	-34,577	25,302	-1%
C_1	設備増強	90	(従来)焼却炉	30	22,084	-	-	-	-	22,084	0%
C_2			(革新)場内	38.7	9,200	-	-15,114	-	-	-5,915	127%
C_3			(革新)場外	30	17,635	-	-	138	-23,680	-5,907	127%
C_4			(従来)燃料化	30	29,831	-	-	108	-17,289	12,650	43%
D_1	設備増強	120	(従来)焼却炉	30	20,558	-	-	-	-	20,558	0%
D_2			(革新)場内	38.7	9,200	-	-13,588	-	-	-4,388	121%
D_3			(革新)場外	30	13,178	-	-	138	-23,680	-10,364	150%
D_4			(従来)燃料化	30	29,831	-	-	108	-17,289	12,650	39%

※1 処理設備の消費量は更新した設備 1 基分について試算。

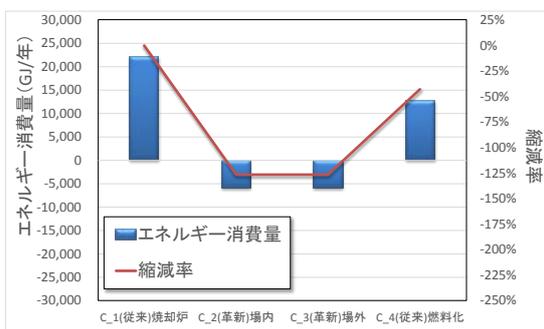
※2 固形燃料投入による既設焼却炉の処理量増加に伴って増加する電力由来のエネルギー増加分



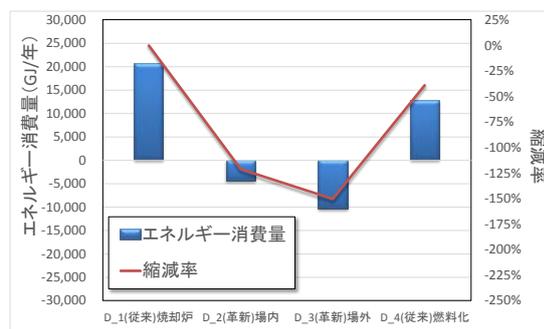
(a) 設備更新ケース (A_1~A_4)



(b) 設備更新ケース (B_1~B_4)



(c) 設備増強ケース (C_1~C_4)



(d) 設備増強ケース (D_1~D_4)

図資料 2-8 エネルギー消費量試算結果及び各ケース縮減率
(縮減率は(従来)焼却炉を基準(0%)とする。)

2. ケーススタディ

※参考

ガイドライン § 11 導入シナリオ例において“その他の導入シナリオ”として示した『既設焼却炉からの廃熱が多く得られる中規模から大規模の処理場において、本技術の汚泥固形燃料化設備を追加導入する』ケースについて試算を行った。

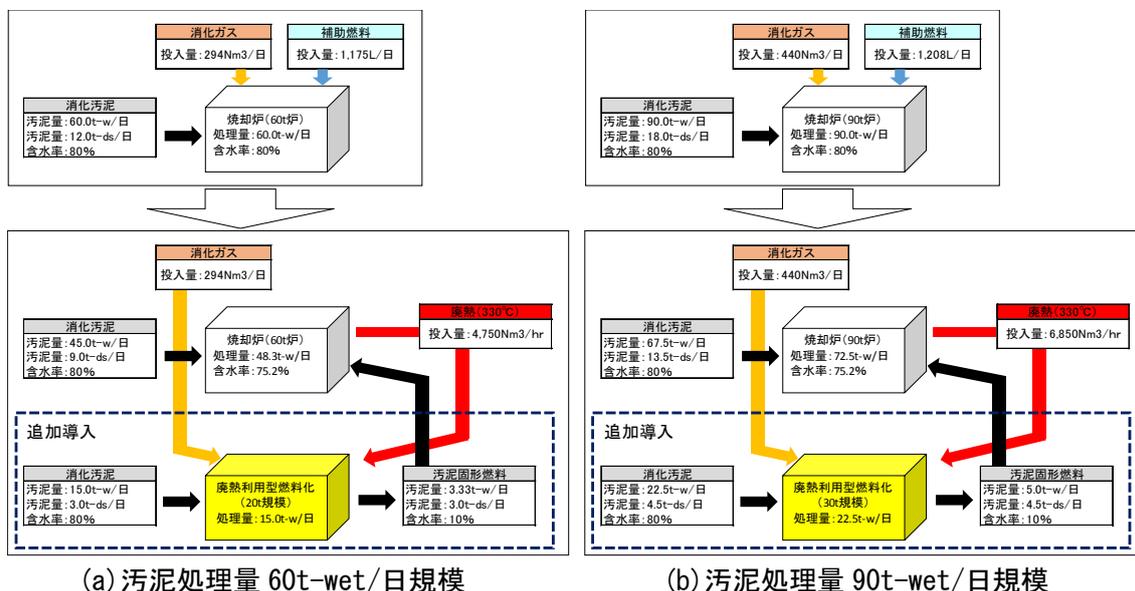
処理規模については 60t-wet/日規模および汚泥処理量 90t-wet/日の2ケースを想定し、それぞれ既設焼却炉で負荷率 100%で処理していることとする。ここに本技術の汚泥固形燃料化設備を追加導入することで、消化汚泥の一部から汚泥固形燃料を製造し、これを既設焼却炉の補助燃料として利用（場内利用）する。

試算条件の詳細は下記の表資料 2-24 および図資料 2-9 に示す。ここで示されていない試算条件については、前述のケース A~D の試算を行った際の条件と同様とする。

以下 (1) ~ (3) に各試算結果を示す。

表資料 2-24 試算条件

導入目的	既設焼却炉規模 (t-wet/日・基)	新設設備 処理規模 (t-wet/日)	汚泥処理量 (t-wet/日)		負荷率(施設全体) (%)		消化ガス 使用量 (Nm ³ /h)	廃熱利用 予熱空気量 (Nm ³ /h)	既設焼却炉 補助燃料投入量 (t/日)	
			既設	新設	既設	新設			導入前	導入後
追加導入	60	20	45.0	15.0	80.5	75	294	4,750	1,175	0
	90	30	67.5	22.5	80.5	75	440	6,850	1,208	0



図資料 2-9 設備追加導入ケース

(1) コスト

表資料 2-25 に革新的技術を追加導入することによる LCC の試算結果を示す。

汚泥処理量 60 t -wet/日規模および 90t-wet/日規模どちらのケースにおいても、既設焼却炉の維持管理費および補助燃料費は縮減されるが、革新的技術の追加導入による建設費、維持管理費および解体・廃棄費が計上されるため、システム全体での LCC は増加する結果となった。

表資料 2-25 システム全体での LCC (単位：百万円/年)

既設焼却炉 規模 (t-w/日)	新設機 処理規模 (t-w/日)	百万円/年					
		建設費	維持 管理費	既設焼却炉 維持管理費 縮減分*	補助 燃料 削減費	解体・廃棄 費	合計
60	20	63.8	72.7	-31.7	-25.7	6.4	85.5
90	30	85.7	83.6	-41.7	-35.2	8.6	101.0

※処理していた汚泥の一部燃料化に伴い、既設焼却炉の汚泥処理量が減少することによる維持管理費の縮減分

(2) 温室効果ガス (GHG) 排出量

表資料 2-26 に革新的技術を追加導入することによる温室効果ガス排出量の試算結果を示す。

汚泥処理量 60 t -wet/日規模および 90t-wet/日規模どちらのケースにおいても、既設焼却炉処理汚泥量の減量および補助燃料削減による GHG 排出量の縮減によって、革新的技術の追加導入による GHG 排出量を計上したとしても、システム全体での GHG は縮減する結果となった。

表資料 2-26 システム全体での温室効果ガス排出量 (単位：CO₂/年)

既設焼却炉 規模 (t-w/日)	新設機 処理規模 (t-w/日)	t-CO ₂ /年				合計
		処理設備から の排出量	既設焼却炉 縮減分*	補助燃料 削減での 縮減分	処理設備の建 設・解体・廃棄に 伴う排出量	
60	20	297	-953	-1,019	73.3	-1,602
90	30	461	-1,429	-1,048	113.9	-1,901

※処理していた汚泥の一部燃料化に伴い、既設焼却炉の汚泥処理量が減少することによる温室効果ガス排出量の縮減分

2. ケーススタディ

(3) エネルギー消費量

表資料 2-27 に革新的技術を追加導入することによるエネルギー消費量の試算結果を示す。

汚泥処理量 60t-wet/日規模および 90t-wet/日規模どちらのケースにおいても、既設焼却炉処理汚泥量の減量および補助燃料削減によるエネルギー消費量の縮減によって、革新的技術の追加導入によるエネルギー消費量を計上したとしても、システム全体でのエネルギー消費量は縮減する結果となった。

表資料 2-27 システム全体でのエネルギー消費量

既設焼却炉 規模 (t-w/日)	新設機 処理規模 (t-w/日)	GJ/年			
		処理設備から の排出量	既設焼却炉 縮減分※	補助燃料 削減での 縮減分	合計
60	20	4,448	-3,614	-14,706	-13,871
90	30	6,958	-5,421	-15,114	-13,576

※処理していた汚泥の一部燃料化に伴い、既設焼却炉の汚泥処理量が減少することによるエネルギー消費量の縮減分

3. 参考文献

下水道施設計画・設計指針と解説（2009年版）、社団法人日本下水道協会

下水道用語集（2000年版）、社団法人日本下水道協会

合流式下水道改善対策と解説（2002年版）、社団法人日本下水道協会

建設技術審査証明（下水道技術）報告書「表面固化式汚泥乾燥装置」、2010年3月、財団法人下水道新技術推進機構

下水汚泥固形燃料発熱特性評価試験マニュアル、平成20年3月、日本下水道事業団

下水試験方法（2012年版）、公益社団法人日本下水道協会

下水汚泥固形燃料化システムの技術評価に関する報告書、平成20年3月、日本下水道事業団

バイオソリッド利活用基本計画策定（下水汚泥処理総合計画）マニュアル、平成16年3月、国土交通省都市・地域整備局下水道部 社団法人日本下水道協会

下水道における地球温暖化防止推進計画策定の手引き、平成21年3月、下水道における地球温暖化防止対策検討委員会

下水汚泥エネルギー化技術ガイドライン（案）、平成23年3月、国土交通省

汚泥熱分解燃料化システム技術マニュアル、2010年3月、財団法人下水道技術推進機構

下水道統計（平成23年版）、公益社団法人日本下水道協会

4. 問い合わせ先

4. 問い合わせ先

本技術ガイドラインに関する問い合わせは、以下をお願いします。

国土交通省 国土技術政策総合研究所	国土交通省 国土技術政策総合研究所 下水道研究部 下水処理研究室 〒305-0804 茨城県つくば市旭1番地 TEL 029-864-3933 FAX 029-864-2817 URL http://www.nilim.go.jp/
----------------------	--

本書は、下水道革新的技術実証事業（B-DASH プロジェクト）により国土交通省国土技術政策総合研究所が以下の企業に研究委託を行い、その成果をとりまとめたものです。

<実証研究者 連絡先>

JFE エンジニアリング株式会社	アクアソリューション本部 水処理プラント事業部 技術部 〒230-8611 神奈川県横浜市鶴見区末広町 二丁目1番地 TEL 045-505-7668 FAX 045-505-7884 URL http://www.jfe-eng.co.jp/
------------------	---

国土技術政策総合研究所資料

TECHNICAL NOTE of NILIM

No.803

August 2014

編集・発行 ©国土技術政策総合研究所

本資料の転載・複写の問い合わせは

〒305-0804 茨城県つくば市旭1番地

企画部研究評価・推進課 TEL 029-864-2675