



Title	循環流動層炉による汚泥焼却システムの開発
Author(s)	野島, 智之; 横田, 修; 川島, 勝
Citation	衛生工学シンポジウム論文集, 8, 11-16
Issue Date	2000-11-01
Doc URL	<a href="http://hdl.handle.net/2115/7200">http://hdl.handle.net/2115/7200</a>
Type	bulletin (article)
Note	第8回衛生工学シンポジウム（平成12年11月16日（木）-17日（金）北海道大学学術交流会館）. 1 廃棄物 . 1-3
File Information	8-1-3_p11-16.pdf



[Instructions for use](#)

1-3

循環流動層炉による汚泥焼却システムの開発

野島 智之

横田 修

○ 川島 勝 (株式会社クボタ)

1. はじめに

下水汚泥は、石灰系脱水助剤から高分子系脱水助剤への転換、合流式から分流式への移行、脱水機の性能向上等の理由により、年々高カロリー化する傾向にあり、この傾向は今後とも続くと予想される。さらに、ディスポーザーの導入が推進された場合、脱水汚泥の高カロリー化の傾向を後押しすることになる。将来の汚泥性状の傾向としては、固形分の難脱水性化による高含水率・高VTS汚泥を経て、脱水機の性能向上による低含水率・高VTS汚泥(図1参照)になることが予想される。

現在、脱水汚泥を焼却処理する焼却炉は気泡流動層炉(BFB)が主流となっているが、この気泡流動層炉は、その構造上の問題から、負荷変動に弱く高カロリー汚泥への対応が難しいとされている。すなわち、汚泥が高含水率・高VTSの場合、水分負荷増加により砂層温度が低下しフリーボードが高温化(図2参照)する。この結果、炉内温度の乖離・排ガス的高温化などにより、汚泥処理量が低下することがある。一方、汚泥が低含水率・高VTSの場合も、熱負荷が増大するため炉内温度が高温化し、汚泥処理量が低下するという結果を招くことがある。

このような高カロリー汚泥に対応できる焼却炉として、石炭火力発電で実績のある循環流動層炉(CFB)が注目されている。

2. 循環流動層炉

循環流動層炉は、空塔速度4-8m/sの高速気流で流動媒体(砂)を流動化させ、炉外へ飛び出た砂を回収して再び炉内へ循環させる焼却炉である。多量の蓄熱された砂が循環するため、①炉内温度が均一化され温度制御が容易②幅広い燃料性状に対応でき安定燃焼が可能③炉内熱回収が容易という長所がある。また、高速流動化による高い固気接触のため、④高負荷燃焼が可能であり炉がコンパクト⑤炉内脱硫効率が低いという長所がある。これ以外にも、気泡流動層炉に比べて流動ブロワの吐出圧力が小さく、動力が軽減されるため省エネルギー化が図れるといった特長もある。循環流動層炉が有するこのような特長から、汚泥の性状変動や将来予想される高カロリー汚泥にも対応が可能であると考えられる。そこで、下水汚泥の循環流動層炉への適用可能性と合わせて、循環流動層炉の優位性を確認する実験をおこなった。

3. テストプラントを用いた焼却実験

小型のベンチスケールプラントを用いた焼却実験を経て、ライザ一部内径φ500mm×有効炉高9.1mのテストプラントを製作し、これまでに、脱水汚泥・脱水汚泥/RDF・乾燥汚泥等を対象に

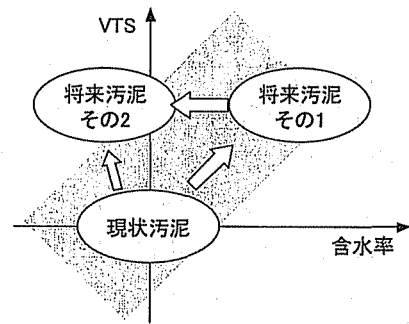


図1. 将来汚泥性状予測

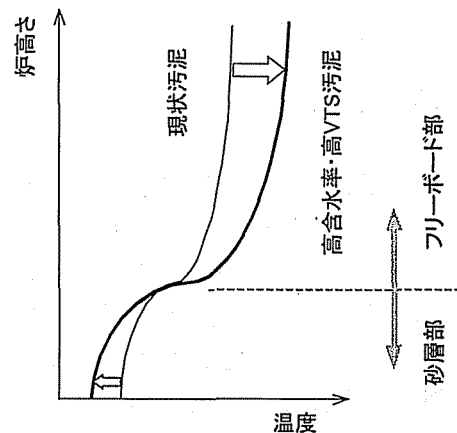


図2. 気泡流動層炉内温度分布

焼却実験をおこなってきた。テスト炉の概略を図3に示す。

燃焼用空気は空気予熱器で500℃程度に予熱した後、ライザー下部分散パイプから吹込む1次空気と、濃厚層（気泡流動層炉での砂層に相当）上部に吹込む2次空気に分岐して供給する。補助燃料は灯油を使用し、始動用バーナを濃厚相上部に、助燃バーナを濃厚相下部に配置している。脱水汚泥は送泥ポンプにて圧送し、スクリーフィーダによりライザー一部内へ切出す。投入された脱水汚泥は蓄熱した流動砂と混合し、乾燥、熱分解ガス化を経て燃焼し、焼却灰となる。生成した焼却灰と燃焼排ガスは、サイクロンで流動砂と分離された後、炉外へ排出される。捕集された流動砂はダウンカマー部を通過して再度ライザー下部へ循環供給される。

以下に、実験結果の一例を示しながら、下水汚泥の循環流動層炉への適用可能性を検討する。

### 3-1. 高負荷燃焼

実験で用いた汚泥の性状を表1に示す。実験の結果、脱水汚泥処理量は平均325kg-cake/h(7.8T/日)であり、炉床面積負荷に換算すると、1650kg-cake/m<sup>2</sup>hとなる。この値は気泡型流動層炉の設計指針値の5~6倍に相当する高い汚泥処理負荷である。生成した焼却灰の強熱減量も0.76%-dsであり、十分な焼却性能が得られている。

### 3-2. 炉内温度の均一性

図4は炉内温度の時系列変化を示したグラフである。炉内温度は大きな変動なく安定しており、ダウンカマー部を含めた平均炉内温度差は20K程度である。この値は気泡流動層炉の炉内温度差100-150Kに比べて小さい値であり、これにより循環流動層炉の炉内温度の均一性が確認できた。

### 3-3. 排ガス性状

図5は炉出口(=サイクロン出口)における排ガス性状の時系列変化を表したグラフである。時間平均のO<sub>2</sub>12%換算値は、CO

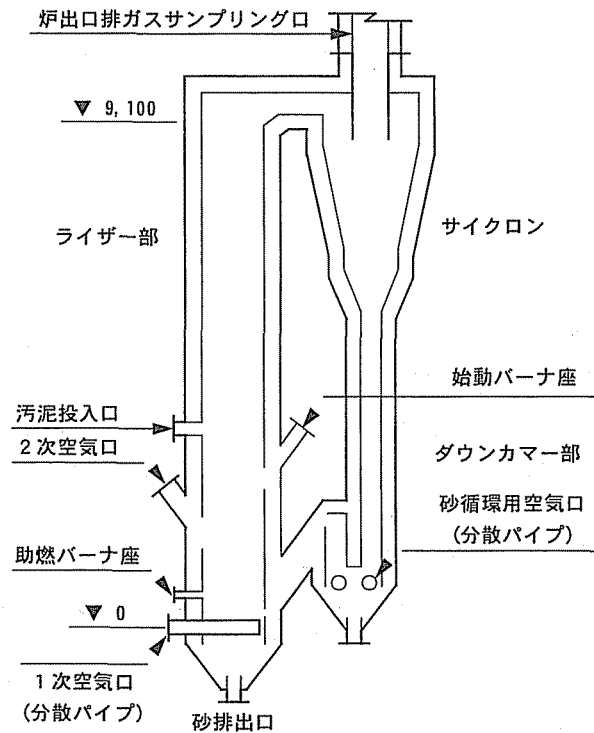


図3.循環流動層炉概略図

表1.脱水汚泥性状

項目	分析結果
汚泥種	高分子系脱水汚泥
含水率	78.9 %-cake
可燃分	79.6 %-ds
灰分	20.4 %-ds
低位発熱量(Dry)	16.7 MJ/kg-ds
(Wet)	1.59 MJ/kg-cake

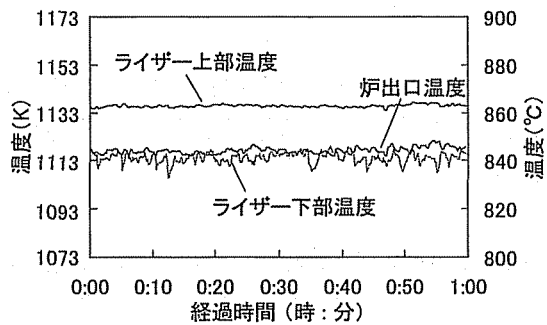


図4.温度トレンド<sup>(1)</sup>

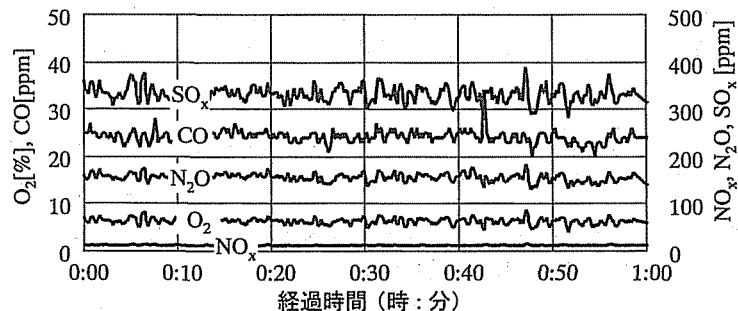


図5.排ガス濃度トレンド(O<sub>2</sub>12%換算値)<sup>(1)</sup>

24ppm-dry, NO<sub>x</sub> 21ppm-dry, N<sub>2</sub>O 155ppm-dry, SO<sub>x</sub> 331ppm-dry (炉内脱硫はおこなっていない)である。N<sub>2</sub>Oの値が若干高めであるが、炉出口温度を高くすることで抑制可能である。流動層炉特有の小さい変動はあるものの、排ガス性状は時間全体にわたって安定していることがわかる。

図6に、ライザー部の燃焼状態を把握するためにおこなった、ライザー部の高さ方向での排ガス濃度変化の測定結果を示す。測定値は定常運転下でバッチ・サンプリングした排ガスの分析結果であり、原濃度で示している。なお、このデータは図5データと同一時刻の測定ではない。O<sub>2</sub>・COの挙動から循環流動層炉においても燃焼のほとんどがライザー下部の濃厚層の部分で起きていることが確認できる。また、NO<sub>x</sub>・N<sub>2</sub>O濃度はライザーの上部でほぼ平衡したと考えられる。気泡流動層炉に比べて高負荷燃焼であるにも関わらず、燃焼は炉内で完結しており、完全燃焼していることが確認できた。

### 3-4. 幅広い汚泥性状への対応

表2に示す下水脱水汚泥とRDFとの混焼時の運転結果を表3に示す。投入量は汚泥専焼時・RDF混焼時ともに350kg-cake/hであり、RDFの混焼割合は湿ベースの低位発熱量で脱水汚泥の約2倍である。RDF混焼時、灰の強熱減量は1%以下であり、排ガス性状も汚泥専焼時と比べて大きな差異はなく、RDF燃料由来のHClの増加が認められるものの十分な焼却性能が得られていることがわかる。また、図7に示すように、RDF混焼時の炉内温度は、汚泥専焼時と同様、大きなばらつきはなく、炉内温度

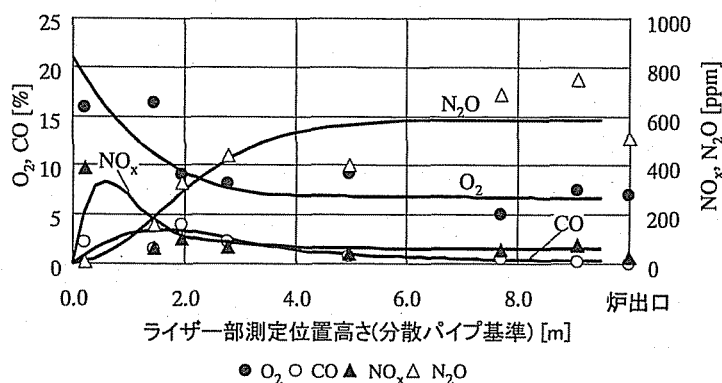


図6.ライザー部排ガス濃度(原濃度)<sup>(1)</sup>

表2.下水脱水汚泥・RDF性状

項目	単位	下水汚泥	RDF
含水率	%-wet	80.45	5.44
可燃分	%-dry	81.02	87.07
灰分	%-dry	18.98	12.93
低位発熱量(Dry)	MJ/kg	17.1	16.5
(Wet)	MJ/kg	1.34	15.4
炭素質量%(C)	%-dry	44.39	43.72
水素質量%(H)	%-dry	7.51	6.26
窒素質量%(N)	%-dry	6.00	0.89
酸素質量%(O)	%-dry	22.43	36.2
硫黄質量%(S)	%-dry	0.59	<0.05
塩素質量%(Cl)	%-dry	0.11	0.5

表3.運転結果<sup>(2)</sup>

項目	単位	汚泥専焼	RDF混焼
汚泥投入量	kg-cake/h	350	350
RDF供給量	kg/h	0	62
助燃オイル量	l/h	29	0
燃焼用空気量	Nm <sup>3</sup> /h	748	743
燃焼用空気温度	K / °C	768 / 495	791 / 518
炉内平均温度	K / °C	1148 / 875	1124 / 851
炉出口温度	K / °C	1141 / 868	1173 / 900
炉内温度差	K / °C	19	61
炉出口O <sub>2</sub> 濃度	%	4.6	4.7
炉出口CO濃度(O <sub>2</sub> 12%)	ppm	35	21
炉出口NO <sub>x</sub> 濃度(O <sub>2</sub> 12%)	ppm	17	37
炉出口N <sub>2</sub> O濃度(O <sub>2</sub> 12%)	ppm	120	64
炉出口SO <sub>x</sub> 濃度(O <sub>2</sub> 12%)	ppm	252	205
炉出口HCl濃度(O <sub>2</sub> 12%)	ppm	11	179
焼却灰強熱減量	%	0.52	0.81

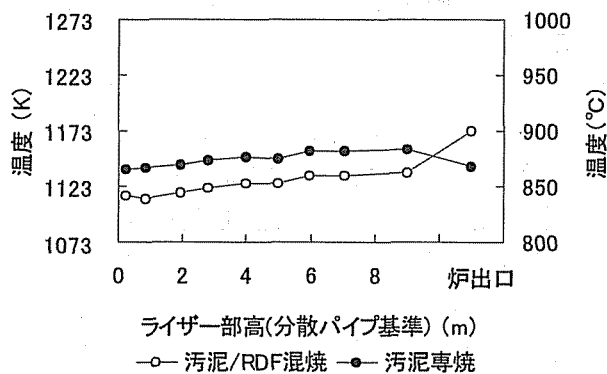


図7.混焼時ライザー温度分布<sup>(2)</sup>

の最大温度差は 61K で操炉上の問題はなかった。この実験結果は、循環流動層炉が幅広い汚泥性状に対応できること、また、補助燃料として RDF のような廃棄物を用いることができることを示唆している。

### 3-5. 砂循環(熱循環)

実験データに基づく熱収支計算結果の一例を図 8 に示す。テスト炉では流動砂の循環量を実測する機構を有していないが、粒子フラックスの推算式<sup>(3)</sup>を運転データにあてはめ、流動砂の平均粒径を 0.5mm として計算すると、その粒子フラックスは約 2.8kg/m<sup>2</sup>s となり、時間当りの流動砂循環量は約 1,950 kg/h と推算される。流動砂を熱媒体として考えた場合、流動砂の循環に伴う熱循環量は、時間当り 170 × 10<sup>4</sup>MJ/h (流動砂比熱: 1.05kJ/kgK) になる。この熱循環量は、排ガス持出顕熱 (137 × 10<sup>4</sup>MJ/h) の約 1.2 倍、汚泥水分の蒸発潜熱 (63 × 10<sup>4</sup>MJ/h) の約 2.7 倍に相当する。このことは、流動砂の熱媒体としての役割が、負荷変動に強い安定燃焼および炉内温度の均一性に大きく寄与していることを裏付けている。

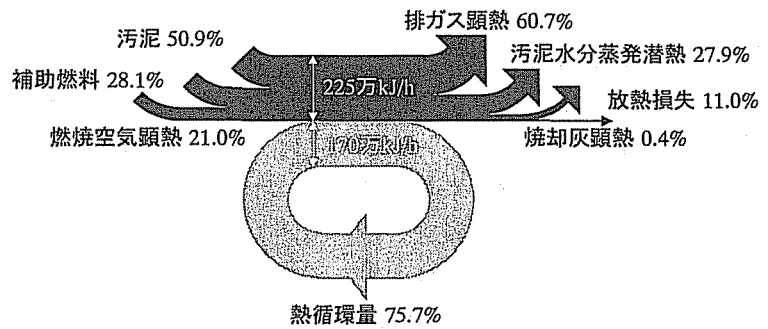


図 8.熱収支図

これまで述べてきたように、テスト炉を用いた様々な実験の結果、循環流動層炉は下水汚泥焼却に適しており将来予想される高カロリー汚泥にも対応可能であることが確認された。

## 4. エネルギー回収と環境影響評価

### 4-1. 炉内熱回収実験

炉内壁面に水管ボイラー、ダウンカマー下部に外部熱交換器を設けたライザー部内径φ500mm × 有効炉高 16.5m の循環流動層ボイラテストプラント(図 9 参照)を製作し、熱回収部である炉壁ボイラおよび外部熱交換器の特性を把握する実験をおこなった。

実験結果を図 10,11 に示す。図 10 中のサスペンション密度とは炉壁ボイラ付近の空間に存在する粒子の密度のことであり、図 11 中の空塔速度とは外部熱交換器内の流動化空気量をその断面積で除した値のことである。伝熱係数はそれぞれ、炉壁ボイラで約 110W/m<sup>2</sup>K、外部熱交換器で~360 W/m<sup>2</sup>K となり、通常の廃熱ボイラ(煙道設置)における伝熱係数に比べて、それぞれ 4~5 倍、~15 倍と非常に高い数値となった。したがって、炉内に設けるボイラは伝熱面積が小さくて済み、大幅なコンパクト化が可能である。また、注目すべきは外部熱交換器を設けた場合で、空塔速度を変えることで熱交換量(抽熱量)を自由にコント

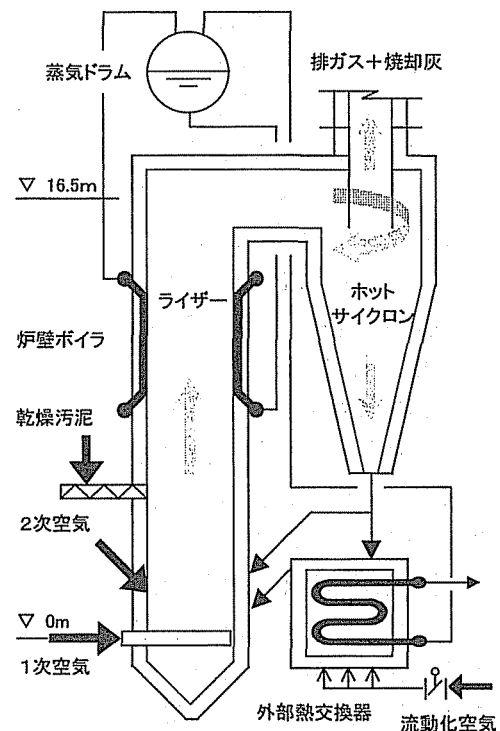


図 9.循環流動層ボイラ概略

ロールすることができる。このことは被焼却物の変動に対応した炉内温度制御が可能であることを示唆している。

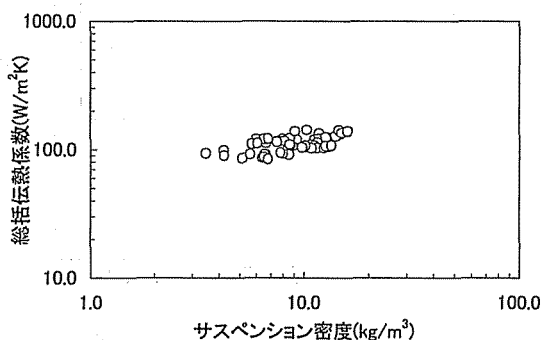


図 10. 炉壁ボイラ伝熱係数<sup>(4)</sup>

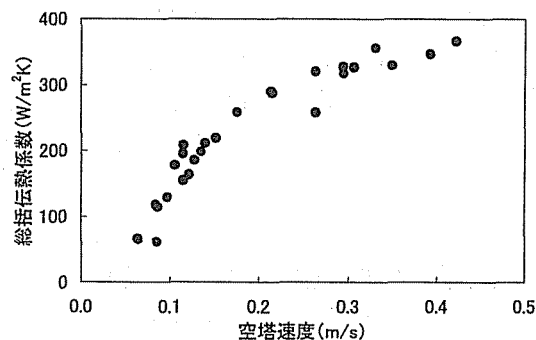


図 11. 外部熱交換器伝熱係数<sup>(4)</sup>

#### 4-2. CO<sub>2</sub> 排出量評価

CO<sub>2</sub> は、地球温暖化ガスの一つで、LCA 解析をおこなう際の評価指標として広く用いられており、下水汚泥焼却設備を対象におこなわれた LCA 解析の結果では、設備の建設から廃棄までの CO<sub>2</sub> 総排出量は 90%以上がプラント運転時における電力・補助燃料等のユーティリティーに由来（汚泥由来の CO<sub>2</sub> は除外）するものであることがわかっている<sup>(5)</sup>。このことに着目し、気泡流動層炉と循環流動層炉を対象に、運転時における電力・補助燃料の消費量を CO<sub>2</sub> 排出量に換算することで、両設備の比較評価をおこなった。

本試算は、①汚泥を焼却する際に発生する燃焼熱を利用した発電の有無②脱水機の性能向上による汚泥性状の変化、この二つをパラメータとし、下記に示す条件でプラント運転時における電力・補助燃料の消費量から CO<sub>2</sub> の排出量を算出した。計算条件は以下のとおりである。

##### <計算条件>

汚泥処理量	450t-cake/d (150t-cake/d×3 炉)
運転日数	300 日 (24 時間連続)
高位発熱量	18.8MJ/kg-ds (4500kcal/kg-ds)
含水率	80% (助燃) ,75% (自燃)
消費電力	100kWh/t-cake (気泡流動設備基準)
蒸気条件	3.92MPa , 673K (40ata , 400℃)
タービン形式	水冷復水式
A 重油-CO <sub>2</sub> 換算量 <sup>(5)</sup>	2.627 kg-CO <sub>2</sub> /L
電力-CO <sub>2</sub> 換算量 <sup>(5)</sup>	0.533 kg-CO <sub>2</sub> /kWh

発電設備を設けた場合、気泡流動層炉・循環流動層炉ともに計算上は同じ発電量が得られる。しかしながら、先に示した循環流動層炉での熱回収に関する実用上の優位性により、発電は循環流動層炉でのみおこなうとして試算した。ただし、助燃を必要とする含水率 80%汚泥の場合は炉内での熱回収に余分な助燃を必要とするため熱回収は廃熱ボイラのみとし、自燃できる含水率 75%汚泥の場合は炉内および廃熱ボイラで熱回収をおこなうものとした。また、計算では、循環流動層炉におけるブロウ動力の減少およびボイラ給水ポンプ敷設による動力の増加を考慮した。

図 12 は CFB で発電をおこなった場合の消費・削減電力の内訳であるが、含水率 80%汚泥のときで設備消費電力の約 7.5 割を削減することができ、含水率 75%汚泥のときでは消費電力分を補うことができることがわかった。

図 13 にプラント運転時に消費する電力および補助燃料に起因する年間あたりの CO<sub>2</sub> 排出量を

比較したグラフを示す。従来型の気泡流動層炉に比べて発電をおこなう設備とした循環流動層炉では、CO<sub>2</sub> 排出量は含水率 80%汚泥のときで年間約 5,400t (40%)、含水率 75%汚泥のときで年間約 7,500t (105%) 削減され、いずれの場合も COP3 (国連気候変動枠組条約第 3 回締約国会議) の CO<sub>2</sub> 削減目標値 6%を大幅に上回る結果となった。この結果をさらに分析すると、図 14 に示すように、CO<sub>2</sub> 排出量削減には、①発電による電力回収が 5 割②ブロワ動力の削減が 1 割③脱水機性能の向上に伴う補助燃料の削減が 4 割 寄与していることがわかった。

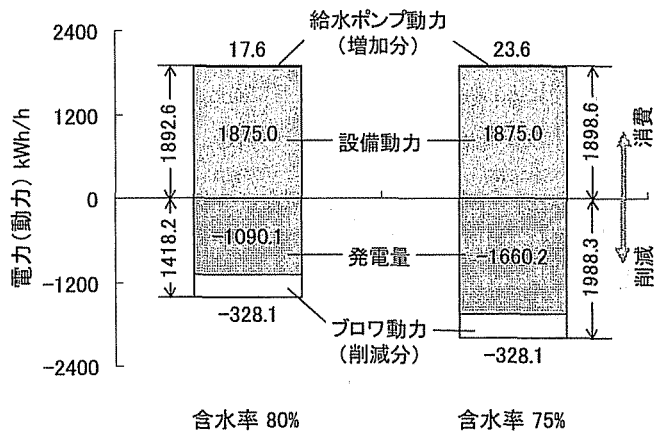


図 12.CFB による電力エネルギー削減効果

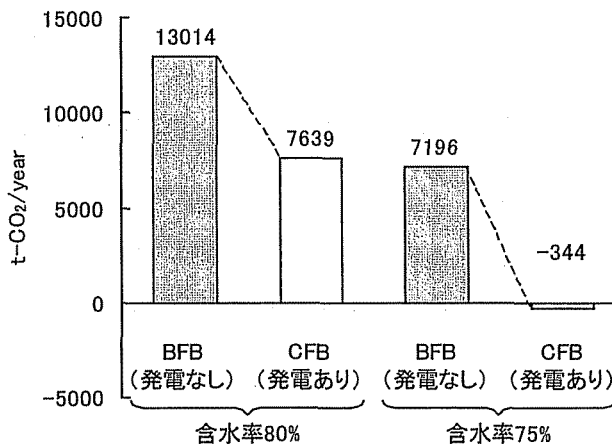


図 13.運転時の CO<sub>2</sub> 発生量

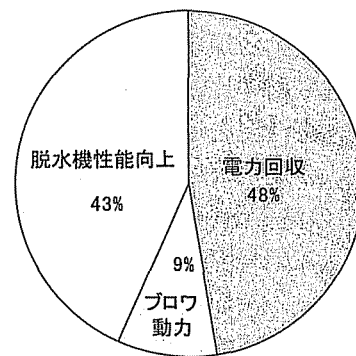


図 14.項目別 CO<sub>2</sub> 削減効果

5. まとめ

- (1) 実験の結果、循環流動層炉は、下水汚泥の焼却炉として適用が可能であり、将来汚泥である高カロリー汚泥や RDF との混焼などに対して安定した燃焼をおこない得ることがわかった。
- (2) また、炉内での熱回収に適しており、熱回収をおこなうことで幅広い汚泥性状への対応が可能であることが確認できた。
- (3) 試算の結果、循環流動層炉は発電設備を伴うことで環境負荷低減 (CO<sub>2</sub> 排出削減) に大きく貢献できることがわかった。また、今後の汚泥の高カロリー化に伴い、環境負荷低減への貢献度はますます顕著になると予想される。

6. 参考文献

- (1) 田崎ら ,循環流動層炉の燃焼特性 (第 2 報) ,第 34 回下水道研究発表会 ,1997
- (2) 田崎ら ,循環流動層炉の燃焼特性 (第 3 報) ,第 35 回下水道研究発表会 ,1998
- (3) 第 9 回流動層技術コース資料, 1995
- (4) 田崎ら ,循環流動床ボイラの廃棄物焼却への適用 ,第 5 回流動層シンポジウム ,1999
- (5) LCA 小委員会 ,下水道システムの LCA に用いる原単位算出手法に関する研究 ,社団法人日本下水道施設業協会 , 2000