共同研究報告書

整理番号第308号

有機性排出物保有熱量の高度電力変換技術に関する調査・研究共同研究報告書

平成16年10月

独立行政法人土木研究所
株式会社クボタ
月島機械株式会社
石川島播磨重工業株式会社
独立行政法人産業技術総合研究所

共同研究報告書

第308号2004年10月

有機性排出物保有熱量の高度電力変換技術に関する調査・研究 共同研究報告書

独立行政法人土木研究所
株式会社クボタ
月島機械株式会社
石川島播磨重工業株式会社
独立行政法人産業技術総合研究所

要旨

廃棄物の資源化・リサイクルの推進は社会の強い要請であり、また、エネルギー問題は地球温暖化に直結する重要な課題である。

下水処理場では汚水の処理や汚泥の処理、資源化のために大量の電力、燃料を必要としている。本共同研究は、下水処理場におけるエネルギーの生産・利用を推進すべく、下水汚泥が有する有機物としてのエネルギーを電力に代表される利用可能なエネルギーへ高効率で変換できるシステムの開発を行ったものである。研究では、既存の焼却プロセスに替わる新たなエネルギー生産型の燃焼技術を開発することを目的に、燃焼・エネルギー抽出システムに関するFS調査、燃焼技術および燃焼ガス精製技術等からなるプロセス技術開発、プラントの試設計およびシステム評価を行った。本報告書は、これらの成果を取りまとめたものである。

キーワード：下水汚泥、バイオマス、エネルギー、加圧流動床炉、焼却、地球温暖化

まえがき

廃棄物の資源化・リサイクルの推進は社会の強い要請であり、また、エネルギー問題は地球温暖化に直結する重要な課題である。動植物に由来する有機性廃棄物は、地球表面における炭素循環の一形態であり、このエネルギーを有効利用することは、地域社会とともに地球温暖化防止へも大きく貢献するものである。

このため、「有機性廃材・廃棄物からのエネルギー生産技術の開発分野」として民提案型共同研究の公募を行ったところ、「有機性排出物保有熱量の高度電力変換技術に関する調査・研究」と題して、株式会社クボタ、月島機械株式会社、石川島播磨重工業株式会社、独立行政法人産業技術総合研究所から共同研究の提案があった。

この共同研究において、近年高カロリー化している下水汚泥のエネルギーを有効活用するため、電力に代表される利用可能なエネルギーへ高効率で変換できるシステムを開発することとなり、有機性排出物の性状・発生量およびシステム構成等からなるＦＳ調査、燃焼技術および燃焼ガス精製技術等からなるプロセス技術開発、テストプラント試設計、システム評価を３年間にわたり行った。本報告書は、これらの成果をとりまとめたものである。

共同研究スタッフ

株式会社　クボタ

上下水エンジニアリング事業部　企画グループ		古北　克
同事業部　下水エンジニアリング第二部　設計第一課		野島　智之
同事業部　上下水エンジニアリング機械設計部		川島　勝
同事業部　上下水エンジニアリング技術部		松尾　英介
同事業部　上下水エンジニアリング機器設計部		高角　章夫

月島機械　株式会社

研究開発部　商品開発グループ		角田　明彦
環境プラント計画第二部　特定プロジェクト対応グループ		片岡　正樹
環境プラント計画第二部　第１グループ		小嶋　洋史
環境プラント計画第二部　第２グループ		小林　雅道
バイオ事業推進部		鈴木　健治
クレーム対応グループ		永吉　義一

石川島播磨重工業　株式会社

航空宇宙事業本部　ガスタービンプラント事業部		
ソリューション開発部		宇治　茂一
同事業本部　同事業部　カスタマーサポート部		小林　英夫
同事業本部　技術開発センター　制御技術部		中北　智文
同事業本部　ガスタービンプラント事業部　ソリューション開発部		永嶋　義徳
同事業本部　同事業部　プロジェクト部		塚本　稔
同事業本部　同事業部　ソリューション開発部		永原元一郎

独立行政法人　産業技術総合研究所

つくば西事業所　エネルギー利用研究部門　クリーン燃料研究グループ	主任研究員	鈴木　善三

独立行政法人　土木研究所

材料地盤研究グループ　リサイクルチーム	上席研究員	鈴木　譲
	主任研究員	落　修一
	交流研究員	越智　崇
	交流研究員	長沢　英和

目　次

第１章　序　論

１．１　研究の背景 ---- 1

１．２　研究の目的 ---- 5

１．３　研究の方法 ---- 6

第２章　基本システムの検討

２．１　システムの要件 ---- 9

２．２　対象システム ---- 9

２．３　検討条件 ---- 9

2.3.1　検討のための基本的条件 ---- 9

2.3.2　検討項目 ---- 11

２．４　検討結果 ---- 12

2.4.1　検討システムの概要 ---- 12

2.4.2　システム比較表１ ---- 17

2.4.3　収支計算 ---- 17

2.4.4　システム比較表２ ---- 17

2.4.5　システムの選定 ---- 25

第３章　下水汚泥の加圧流動層燃焼特性

３．１　はじめに ---- 27

３．２　実験装置および実験方法 ---- 27

3.2.1　加圧流動層燃焼実験設備の概要 ---- 27

3.2.2　気泡型流動層燃焼装置 ---- 29

3.2.3　循環型流動層燃焼装置 ---- 31

3.2.4　脱水汚泥供給システム ---- 32

3.2.5　脱水汚泥の性状 ---- 33

3.2.6　混焼条件で使用した石炭 ---- 34

3.2.7　脱硫実験 ---- 35

３．３　実験結果および考察 ---- 36

3.3.1　基本的燃焼特性と灰の性状 ---- 36

3.3.2　灰の挙動 ---- 38

3.3.3 排ガス性状 ---- 42
3.3.4 炉内脱硫 ---- 52
3.3.5 汚泥と石炭の混焼での実験結果 ---- 55
3.3.6 セラミックフィルターによる脱塵 ---- 58
3.3.7 下水汚泥の加圧流動層燃焼時の水分負荷の設計指針 ---- 62
３．４ まとめ ---- 65

第４章 実用システムの検討および設計
４．１ 装置の検討 ---- 69
4.1.1 燃焼炉 ---- 69
4.1.2 高温集塵機 ---- 74
4.1.3 TPS 過給機 ---- 80
4.1.4 空気予熱器 ---- 87
４．２ プラント設計 ---- 89
4.2.1 フローシート ---- 89
4.2.2 機器リスト ---- 89
4.2.3 配置計画 ---- 89
4.2.4 熱物質収支計算 ---- 89
4.2.5 ダクトおよび配管設計 ---- 97
４．３ 運転制御 ---- 98
4.3.1 炉内温度制御方法 ---- 98
4.3.2 起動・停止方法 ---- 99
4.3.3 集塵器 ---- 103
４．４ 公害防止検討 ---- 104
4.4.1 硫黄酸化物（SOx）について ---- 104
4.4.2 塩化水素（HCl）について ---- 104
4.4.3 窒素酸化物（NOx）について ---- 104
4.4.4 ばいじんについて ---- 104
4.4.5 ダイオキシン類（DXNs）について ---- 105
４．５ 関連法規 ---- 106

第５章 ケーススタディー
５．１ 処理場設備 ---- 107

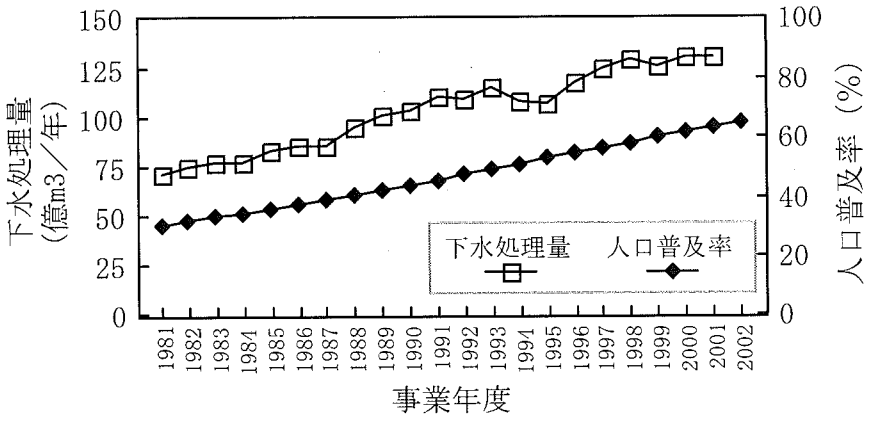
５．２　エネルギー消費および変動結果 ---------- 108
５．３　消化ガス利用 ---------- 112
５．４　開発システム適用 ---------- 113
5.4.1　調査処理場への適用 ---------- 113
5.4.2　標準設計処理場への適用 ---------- 114
５．５　まとめ ---------- 116

第６章　総　括
---------- 117

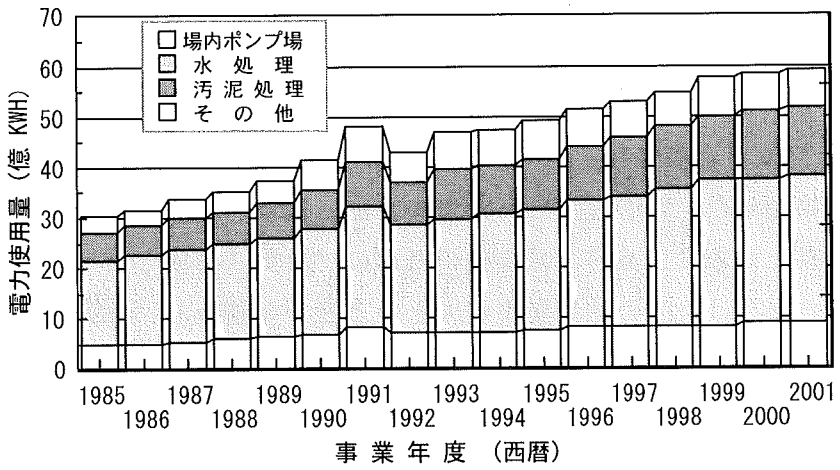
第１章　序　論

１．１　研究の背景

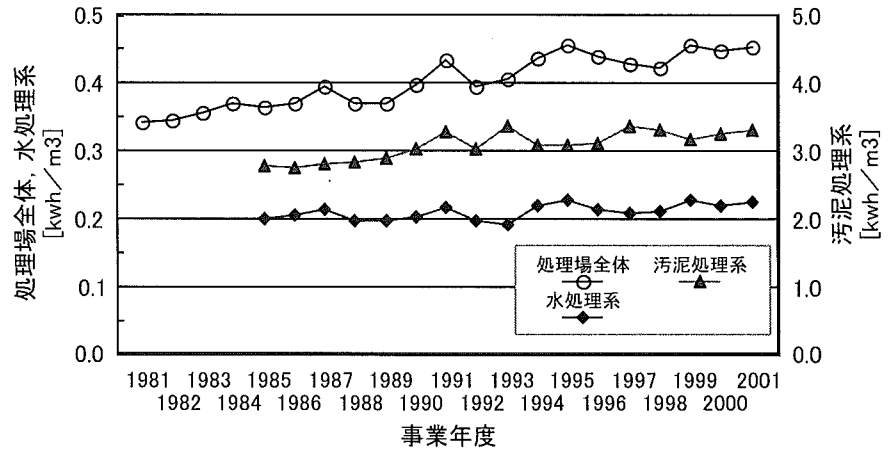
住環境の整備や水環境の保全のために進められてきた我が国の下水道整備も図－1.1に示すように着実な進展を見せ、平成14年度末時点における人口普及率は65.2%に達し、約8,260万人がその効用を受けられるものとなった。これにともない、下水処理場では処理すべき下水の量も年々増加し、投入するエネルギーや経費も図－1.2，1.3，1.4に示すように着実に増加してきている。このために、これが事業を圧迫せず、健全な運営・維持に繋がる省資源、省エネルギー化やコスト削減のための施策、技術が強く求められている。他方、平成9年(1997)12月には、京都において「気候変動に関する国際連合枠組条約第3回締約国会議(地球温暖化防止京都会議)」が開催され、締約国間における温室効果ガスの削減目標が採択された。ここで、我が国は2010年までに温室効果ガスの排出量を1990年(平成2年)時点発生量の6%削減レベルまで抑制することとなっている。



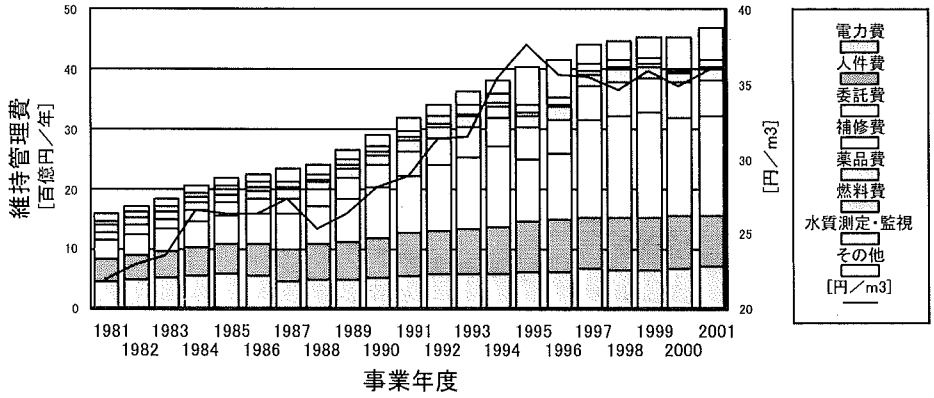
図－1.1　下水道の人口普及率と下水処理量の推移



図－1.2　電力使用量の推移

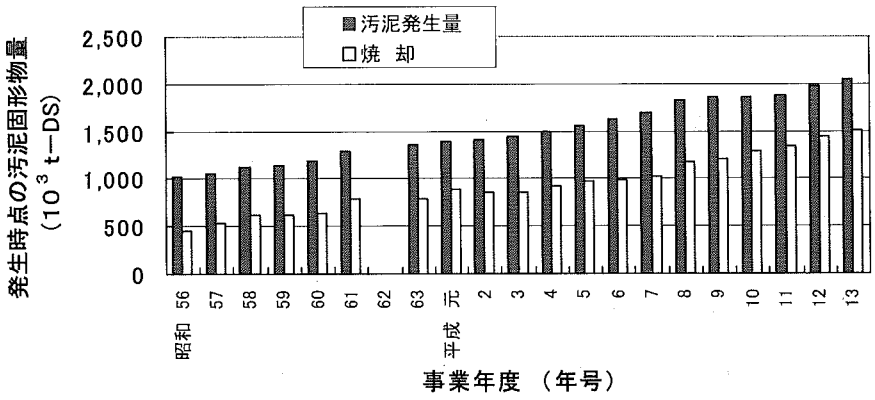


図－1.3　電力使用量原単位の推移



図－1.4　維持管理費及び処理費原単位の推移

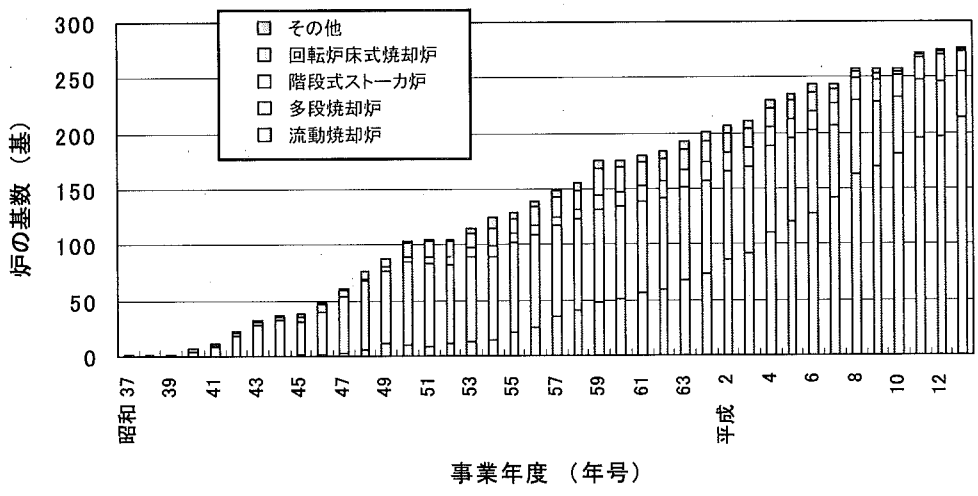
下水処理場において、温室効果ガス排出抑制に効果的に貢献し、省資源、省エネルギーとコスト削減に繋がる可能性を秘めた固有の資源は、単位固形物量当たりの低位発熱量が約 16,400kJ／kg-DS を有する下水汚泥を置いて他にない。下水汚泥は、図－1.5 に示すように下水道の普及、処理量の増大にともない着実に増加し、平成 13 年度末時点では下水の処理過程で発生する固形物量(乾燥重量)換算で 200 万トンを越えるようになった。しかし、これまでの汚泥処理は、汚泥を処分することに主眼が置かれてきたために、減容、減量化のためのプロセス構成となっていた。この中で、焼却プロセスは、その効果発現が大きいことから積極的に導入が進められ、現在は発生する汚泥固形物量の約 75％が焼却されるまでになっている。本研究の目指すところは、従来の焼却プロセスを下水汚泥が持つ潜在的な保有エネルギーから有効エネルギーを開発利用するための新たな燃焼プロセスに改変することにある。



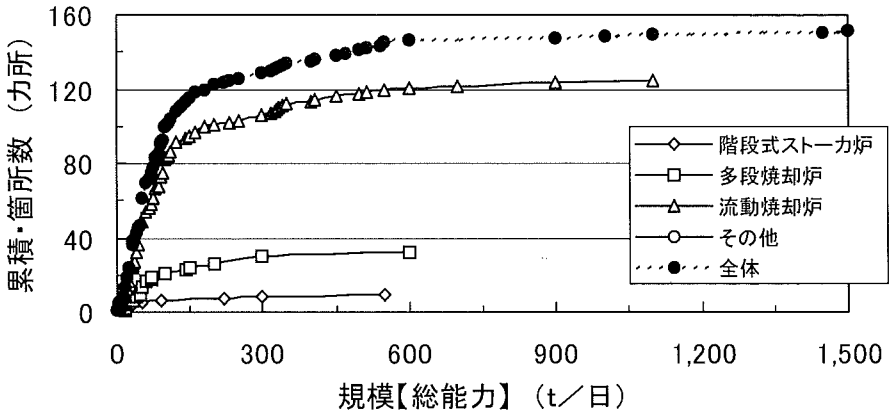
図－1.5　事業年度毎に発生した汚泥固形物（DS）量と焼却に供された量

下水汚泥の焼却処理は、昭和 37 年に最初の 1 号基が統計データとして記載されている。そして、その後は図－1.6 に示すように炉形式に変遷を見ながらも着実に基数を延ばし、現在の主流は総基数の 77%を占める流動床方式となっている。平成 13 年度末時点において焼却処理を実施している処理場の焼却規模別の箇所数分布と炉の能力別の基数分布を図－1.7 と図－1.8 に示す。

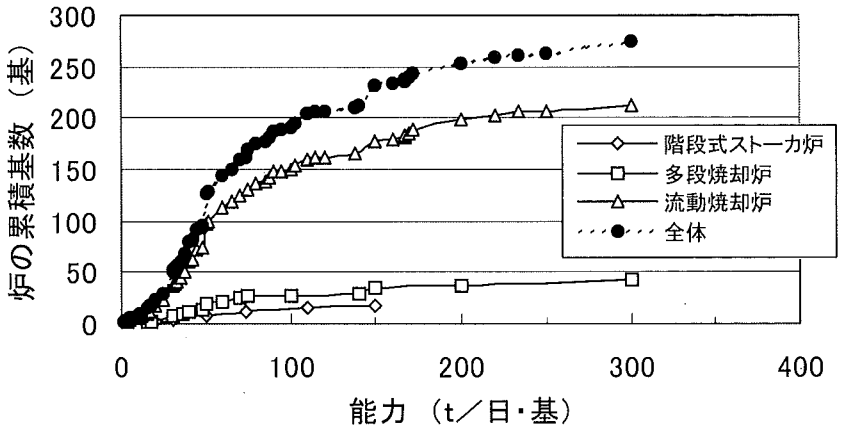
ここで、焼却プロセスにおいては、炉の稼働動力の他に、下水汚泥が高カロリー物質であるにも拘わらず水分を多く含まざる得ない状態となっているために多くの燃料を必要としてきた。これらが自給できるプロセスになるだけで、年間に 1,750～2,340 百万 kWh 相当の省資源、省エネルギーに繋がる。また、現在焼却されている汚泥量(200 万トン×75%)からエネルギー開発量(16,400ｋJ／kg-DS×効率)を見積もると、効率が 5%，10%，20%，30%で、それぞれ 3 億，6 億，13 億，20 億 kWh の開発となり、その効果は前掲の図－1.2 との比較から読みとることが出来る。そして、それが温室効果ガスの削減(0.353kg-CO_2／kWh-市場電力)に大きく貢献することも明らかである。



図－1.6　炉の形式別基数の推移



図－1.7　焼却実施処理場規模と累積箇所数



図－1.8　炉の形式別能力と累積基数

このようなことから、本研究は、下水汚泥からエネルギーが生産・供給できる燃焼プロセス・システムを開発するものである。そして、図－1.6 からも明らかなように、今後数年の間に、既設の多数の焼却炉が更新時期を迎える。迎える更新に際しては、エネルギー投入型の焼却から、エネルギー自立、生産型の燃焼プロセスに脱却、改変して行くことが非常に重要となる。研究では、これに間に合わせる開発スピードが求められる。さらに、下水汚泥による開発が達せられたならば、開発した燃焼プロセス・システムに他のバイオマスを導入、適用することは非常に容易なことであり、その場合は、地域における資源循環・利用が広がる循環型社会の構築に大きく貢献するものである。

【参考文献】

1)　(社)日本下水道協会,「下水道統計」

2)　国土交通省都市・地域整備局下水道部監修,「日本の下水道－その現状と課題－」

１．２　研究の目的

近年、地球温暖化や化石燃料の枯渇といった問題に対して、バイオマスの利活用や未利用エネルギーの有効利用を積極的に推進する動きがある。バイオマス利用では賦存量が多くエネルギー的価値が高いいわゆる木質系バイオマスが注目を集めているが、収集運搬面での非効率性などが課題となっている。

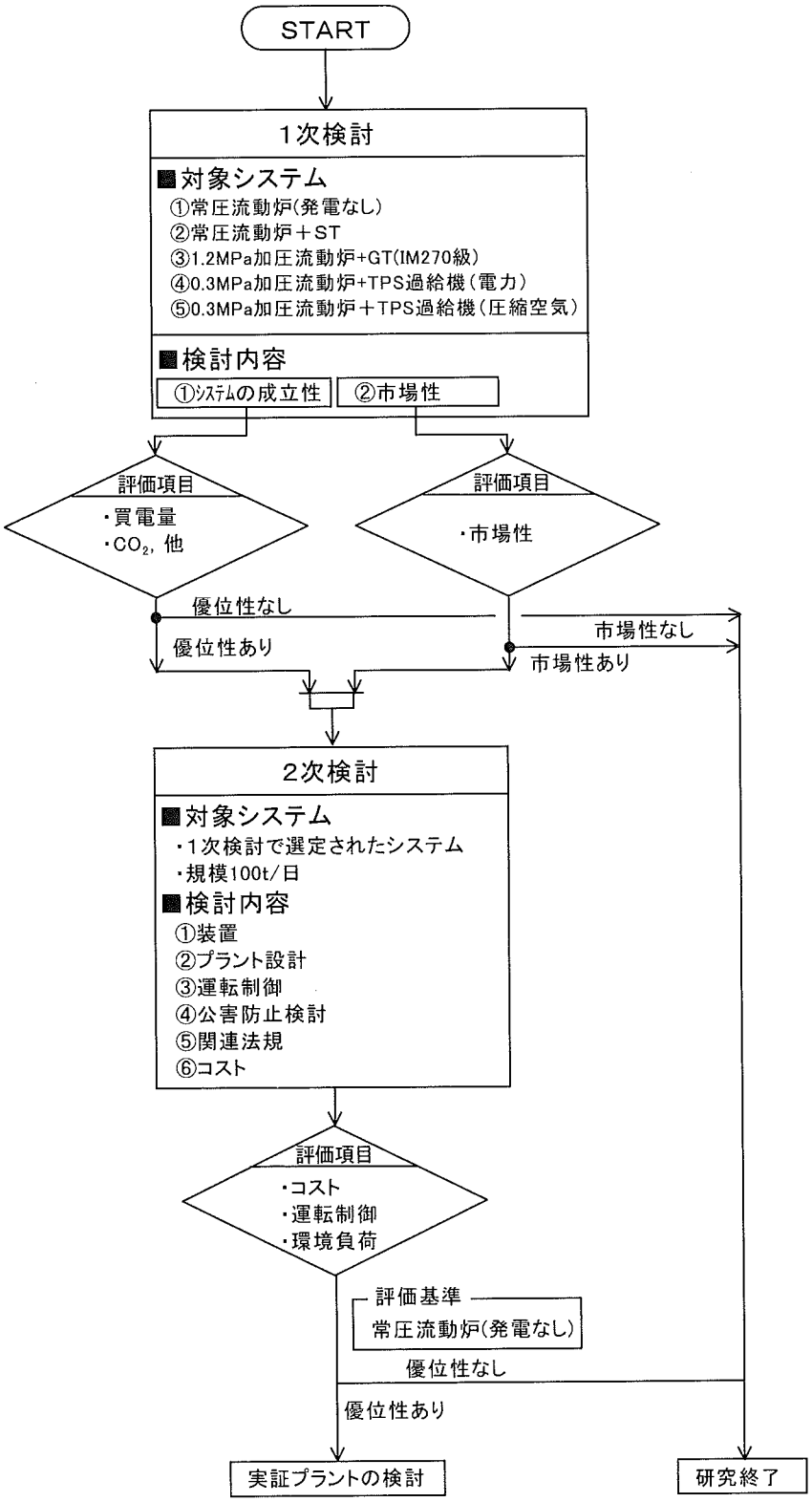
本研究では、①比較的まとまった量が容易に確保できること、②現在処理処分がおこなわれている廃棄物であること、③エネルギー利用に余地があることから下水汚泥に着目し、これを中心に他のバイオマスへの適用拡大も視野に入れながら、その保有熱を最大限に生かせるシステムを構築する。

１．３　研究の方法

下水汚泥は下水処理の過程で排出される残さであり、固形分当たりの高位発熱量は約4,200kcal/kg-ds(17,600kJ/kg-ds)と低品位石炭並みの発熱量を有するものの、脱水後の含水率が80％前後と高いことが特徴である。処理方式として様々な方法が採られているが、減容化･無害化の観点から焼却処理が一般的である。現在実施されている下水汚泥のエネルギー利用には消化（メタンガス回収）やボイラ設備による焼却廃熱利用などがある。

本研究では、１次検討としてエネルギー評価を中心としたシステムの選定をおこない、そのシステムで必要となる部分についてラボスケールの実験を実施する。さらに、この結果から２次検討としてシステムを構成する各要素の検討をおこなう。

調査・研究の進め方を図－1.9に示す。



図－1.9　調査・研究の進め方

第２章　基本システムの検討

２．１　システムの要件

下記に挙げる点に留意し、下水汚泥の保有熱を最大限に生かせるシステムの構築を目指して、複数のシステムについてエネルギー比較を中心に成立性の検討をおこない、今回の研究対象となるシステムを選択する。

① 他のバイオマスへの適用拡大が可能であること。

② 廃棄物処理としての減容化･無害化がおこなえること。

③ 効率性を考えシンプルかつ大規模にも適用しやすいこと。

④ 新規の要素技術開発が不要でシステム開発が早期に行えること。

２．２　対象システム

下水汚泥のエネルギー利用において、既に実施されている消化（メタンガス回収）は、残さが多量に発生し廃棄物処理として完結しないことなどから、検討対象外とする。また、ボイラ設備による焼却廃熱利用「常圧流動焼却＋蒸気タービンST」は現在全国に広く普及している焼却のみの「常圧流動焼却」とともに評価基準対象とする。

含水率が約80%と高い下水汚泥の特徴を活かしたシステムとして検討対象を以下の５システムとする。

① 常圧流動焼却（評価基準対象①）（ケース 1）

② 常圧流動焼却＋蒸気タービン ST（評価基準対象②）（ケース 2）

③ 1.2MPa 加圧流動焼却＋ガスタービン GT（IM270 級）（ケース 3）

④ 0.3MPa 加圧流動焼却＋TPS 過給機（電力）（ケース 4）

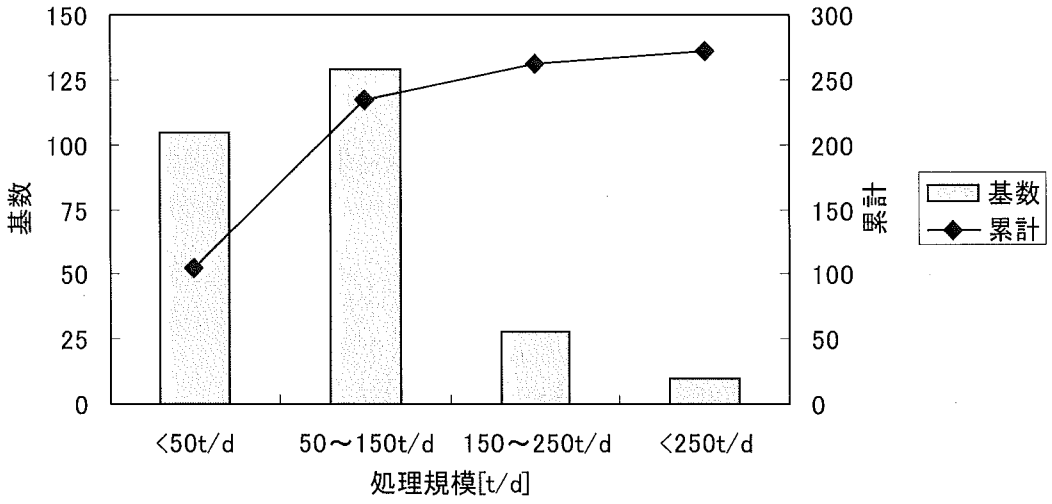
⑤ 0.3MPa 加圧流動焼却＋TPS 過給機（圧縮空気）（ケース 5）

２．３　検討条件

2.3.1　検討のための基本的条件

（1）施設規模

2003年までに稼働した下水汚泥焼却炉について、下水道情報などの資料からまとめた結果を図―2.1に示す。下水汚泥焼却設備は最大規模のもので1基300t/dであり、最も数の多い処理規模は50t/d以上150t/d以下クラスである。今後の下水汚泥発生量の増加及び外部からのバイオマス受入の可能性等設備の拡張性を考慮したこと、これら大規模スケールから普及帯までの幅広い領域を網羅することから、検討する処理規模を100 t/dとする。



図－2.1　処理規模別焼却炉基数※

(2) 投入汚泥の性状

投入する汚泥は現在主流の高分子系汚泥を想定するものとし、工業分析値、高位発熱量、元素分析値は平均的な性状とする。また、含水率は近年の脱水機の性能向上を反映して75%および78%の2通りで検討する。

検討条件をまとめて表－2.1に示す。

表－2.1　検討条件一覧

項目	条件
処理規模	100　t/d
汚泥性状	
含水率	75.0, 78.0　%-ws
可燃分（VTS）	80.0　%-ds
C	53.6　%-VTS
H	6.8　%-VTS
O	30.6　%-VTS
N	8.0　%-VTS
S	1.0　%-VTS
高位発熱量	4,200　kcacl/kg-ds
基準温度	20　℃

※表中の ws は湿基準、ds は乾基準（固形物基準）、VTSは可燃分基準である。

2.3.2 検討項目

開発システムの成立性を以下の事項から評価、検討する。このための具体の検討項目を表－2.2に示す。

① 買電量

② CO_2排出量

③ ランニングコスト（概算）

④ 技術開発課題とその難易度

表－2.2 検討項目一覧

項目	詳細項目	検討方法	備考
フローシート		机上	
システムの特徴	・炉の運転状態 燃焼温度、運転圧力、空気過剰率	机上	
	・排ガス処理 ガス処理フロー、集塵、SOx･HCl 除去	机上	
	・ガスタービン、過給器のシステム構成 運転管理、低負荷運転	机上	
	・維持管理 日常点検、点検補修 内容、頻度について可能であれば言及する。	机上	
熱物質収支		計算	
燃料使用量		計算	
電力	消費電力	計算	
	発電量	計算	
	買電量	計算	
	発電効率	計算	
CO_2	総排出量	計算	
	排出率	計算	常圧流動炉(発電なし)を 100 とする。
環境影響	・有害物質濃度 ばいじん、SOx、HCl、NOx、N_2O、CO	計算 実績値 ラボテスト	
コスト	維持管理コスト		用役費

2．4　検討結果

2.4.1　検討システムの概要

(1) 常圧流動焼却（評価基準対象①）（ケース１）

図－2.2に現在主流となっている下水汚泥焼却設備のフローを示す。汚泥処理という観点からはシンプルで優れたシステムである。空気予熱器等により熱回収をしているものの、汚泥の低含水率化傾向に対し熱利用（エネルギー回収）が不十分である。

① 流動炉

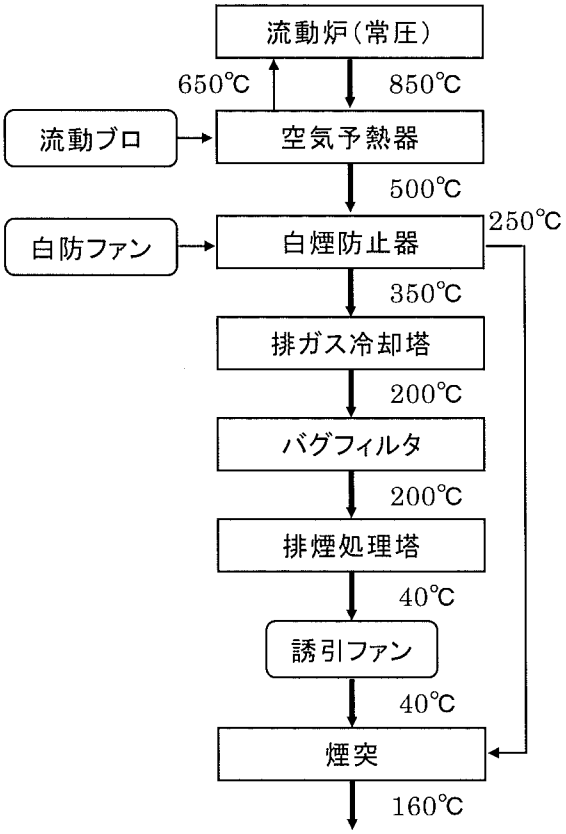
炉内に投入された脱水ケーキ（含水率75~80％）は補助燃料・汚泥自身の燃焼熱および予熱空気により800~850℃で焼却される。

燃焼空気は流動ブロワにより押し込まれる。排ガスの漏出を防ぐため、誘引ファンを設けることで、炉内はわずかに負圧に保たれた状態で運転される。

② 熱利用

焼却炉を出た約850℃の燃焼排ガスは、空気予熱器で燃焼空気を650℃まで加温するために、熱交換をおこなう。この熱回収により、補助燃料が節約される。

また、煙突から排出される排ガスの白煙を防止する目的で、空気予熱器後段に白煙防止器を設け、燃焼排ガスから熱交換をおこない、白煙防止空気を約250℃まで予熱し煙突へ送気している。



図－2.2 常圧流動焼却システム

③ 排ガス処理

焼却灰の集塵設備としてバグフィルタが多く用いられるようになっており、燃焼排ガスは約200℃まで冷却されたのちバグフィルタへ導入される。排煙処理塔では、苛性ソーダによる酸性ガスの処理と冷却水によるガスの冷却除湿がおこなわれる。

(2) 常圧流動焼却＋蒸気タービンST（評価基準対象②）（ケース２）

図－2.3に（ケース1）のシステムにボイラ等の設備を追加した下水汚泥焼却設備のフローを示す。汚泥処理という観点からはケース１と遜色はないが、システムが複雑である。ボイラ設備によりエネルギー回収をおこなえることから、汚泥の低含水率化傾向に対し、社会ニーズ（エネルギー利用、温暖化対策）に応えられる。

① 流動炉

ケース１と同様である。

② 熱利用

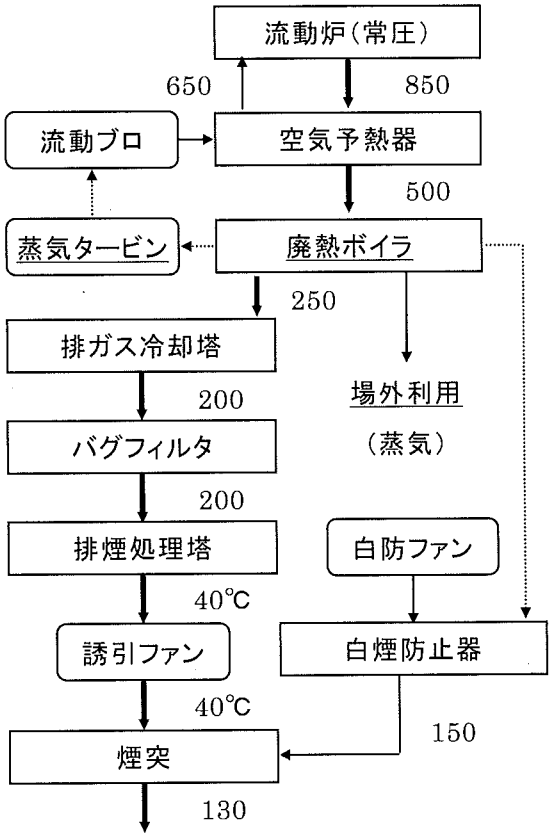
ケース１と同様、補助燃料を節約する目的で、空気予熱器において、燃焼空気を約650℃まで予熱している。

空気予熱器後段に設けられた廃熱ボイラでは、燃焼排ガス温度約250℃まで熱回収をおこなう。

回収した蒸気は、流動ブロワの駆動動力や白煙防止用空気の熱源として利用される。

③ 排ガス処理

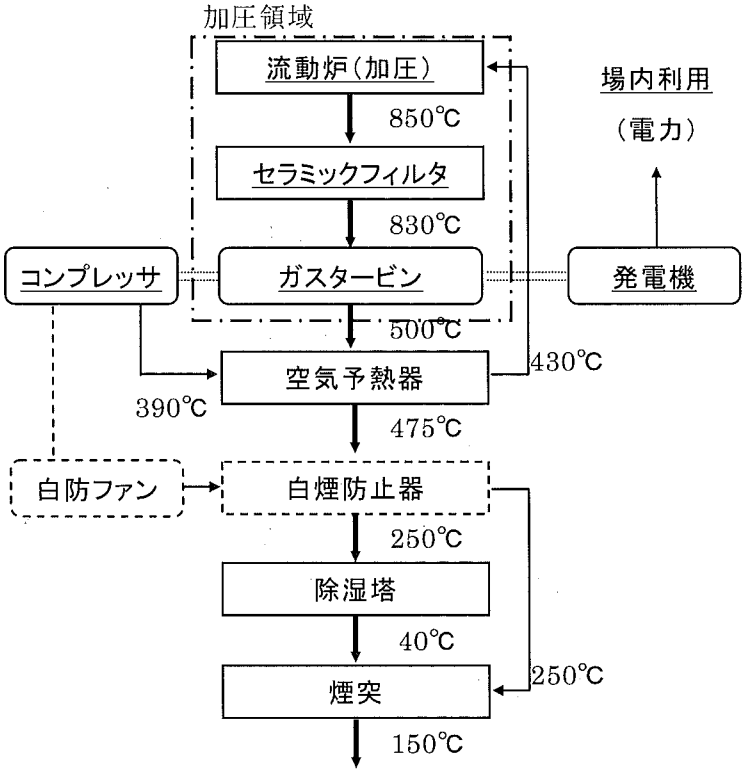
ケース１と同様である。



図－2.3 常圧流動焼却＋ST

(3) 1.2MPa加圧流動焼却＋ガスタービンGT（IM270級）（ケース３）

加圧燃焼（1.2MPa）を行い、燃焼排ガスを利用して直接動力を得るシステムのフローを図－2.4に示す。流動炉排ガスに合うガスタービンを新規開発するのは困難なので、既存のものから選択した。ガスタービン容量（2,700kW）が過大で、汚泥処理という観点からは加圧設備は過剰であるが、システムは簡素である。ファン･ブロワ類が不要であり、汚泥の低含水率化傾向に対し、社会ニーズ（エネルギ利用、温暖化対策）に応えられる。



図－2.4 1.2MPa 加圧流動焼却＋GT

① 流動炉

燃焼空気はコンプレッサ（ガスタービン駆動）で加圧され焼却炉に送気される。炉内は加圧（1.2MPa）下で運転される。したがって、流動ブロワや誘引ファンが不要であり、これらに要する動力も削減できる。

焼却炉は耐圧設計が必要になるが、加圧されているため炉は小さくなる。なお、炉本体での炉内脱硫およびセラミックフィルタでの除塵を行うことで後段のガスタービンの要求する排ガス性状を満足する。

② 熱利用

セラミックフィルタで除塵された燃焼排ガス（1.2MPa×約830℃）は、ガスタービンを駆動する。これにより、電力およびコンプレッサー駆動動力が得られる。さらに、補助燃料を節約する目的で、空気予熱器において、燃焼空気を約430℃まで予熱している。なお、後段には白煙防止器や廃熱ボイラの設置が可能である。

③ 排ガス処理

除塵はガスタービン手前（830℃以上）でおこなう必要があるため、耐熱性のあるセラミックフィルタやサイクロンなどが適用される。酸性ガスの処理は炉内脱硫をおこなうため、排煙処理塔では冷却水による除湿のみがおこなわれる。

(4) 0.3MPa加圧流動焼却＋船舶用TPS過給機（電力）（ケース４）

加圧燃焼（0.3MPa）を行い、燃焼排ガスを利用して直接動力を得るシステムのフローを図―2.5に示す。ケース３と異なり、炉の運転圧力が低圧で、汚泥の処理規模に見合った過給機の選定が可能である。ケース３同様、ファン･ブロワ類が不要であり、汚泥の低含水率化傾向に対して、社会ニーズ（エネルギ利用、温暖化対策）に応えられる。

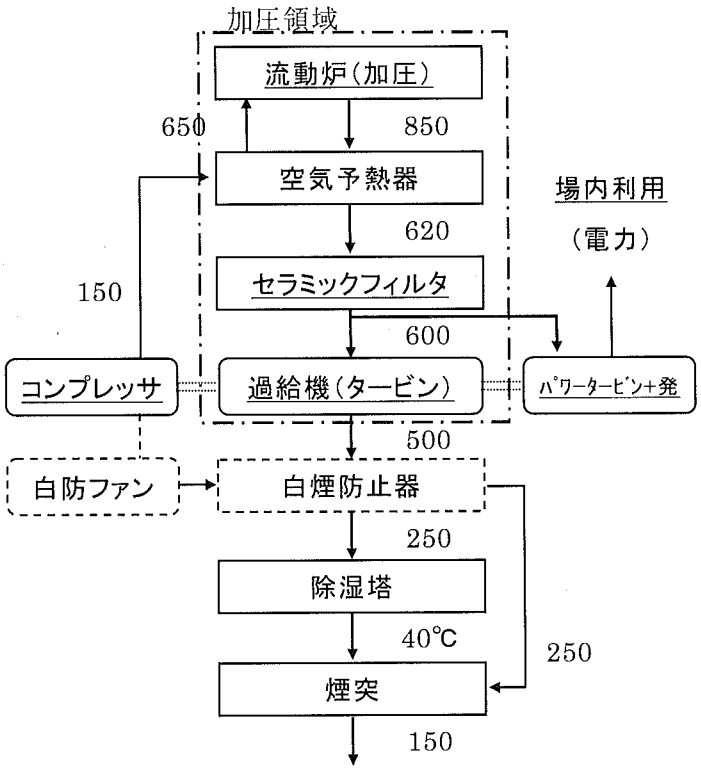
① 流動炉

ケース３同様、ファン･ブロワ類不要であり、運転圧力が低いため加圧設計も容易になる。

② 熱利用

ケース１同様、補助燃料を節約する目的で、空気予熱器において、燃焼空気を約650℃まで予熱している。

さらに、空気予熱器を出た燃焼排ガス（0.3MPa×約600℃）は、セラミックフィルタで除塵され、過給機（タービン）を駆動する。これにより、電力およびコンプレッサー駆動動力が得られる。



図―2.5 0.3MPa 加圧流動焼却＋TPS 過給機(電力)

なお、後段には白煙防止器や廃熱ボイラの設置が可能である。

③ 排ガス処理

除塵は過給器手前（600℃以上）でおこなう必要があるため、耐熱性のあるセラミックフィルタやサイクロンなどが適用される。酸性ガスの処理は炉内脱硫が可能であるため、排煙処理塔では冷却水による除湿のみがおこなわれる。

(5) 0.3MPa加圧流動焼却＋船舶用TPS過給機（圧縮空気）（ケース５）

加圧燃焼をおこない、燃焼排ガスを利用して直接動力を得るシステムのフローを図－2.6に示す。ケース４と同様のフローであるが、過給機から得られる出力を電力としてではなく圧縮空気として取り出す点が異なる。反応タンクのエアレーションなど圧縮空気を多量に必要とする下水処理場では、効率的なシステムである。

① 流動炉

ケース4と同様である。

② 熱利用

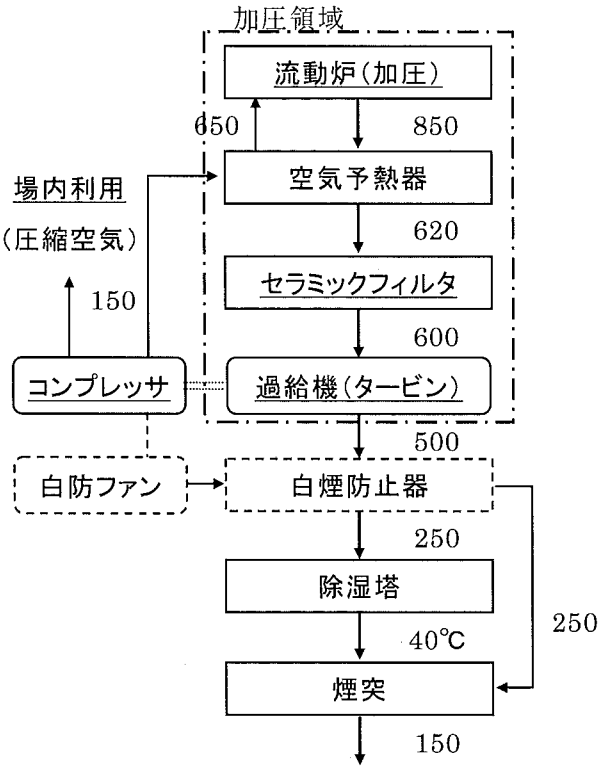
ケース4同様、空気予熱器にて熱回収をおこない、さらに、過給機（タービン）にて動力を得る。本ケースでは、タービン駆動で得られる動力を電力ではなく、圧縮空気として回収することで効率よくエネルギー回収をおこなっている。

圧縮空気は下水処理場内にあるエアレーションタンクなどで利用される。

なお、ケース4同様、後段には白煙防止器や廃熱ボイラの設置が可能である。

③ 排ガス処理

ケース４と同様である。



図－2.6 0.3MPa 加圧流動焼却＋TPS 過給機(圧縮空気)

2.4.2　システム比較表１

ケース１から５までのシステム比較表を**表－2.3**に示す。

2.4.3　収支計算

ケース１から５までの収支計算一覧表を**表－2.4**に示す。

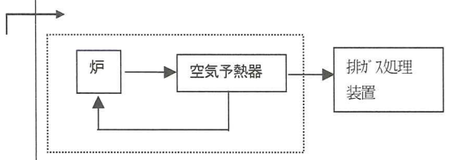
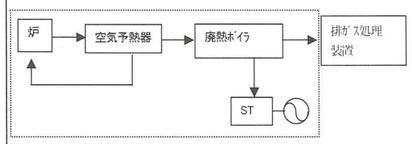
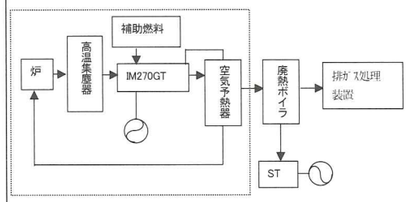
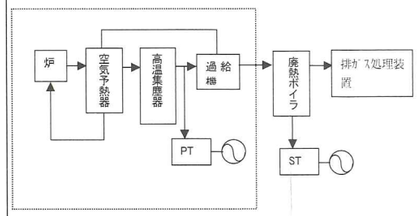
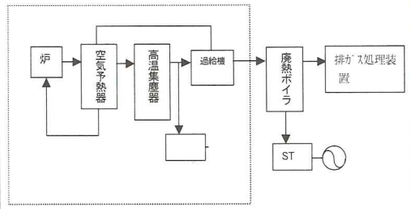
2.4.4　システム比較表２

表－2.3システム比較表1より評価指標である燃料使用量、電力量、CO_2排出量を抜粋し、苛性ソーダ、炭酸カルシウム等の薬品代と焼却灰の産廃処分費を加えたシステム比較表２を**表－2.5**に示す。

本表により、１次検討での評価指標である電力量、CO_2排出量と電力費、薬品費、産廃処分費から構成されるランニングコストの比較をする。

表－2.3 システム比較表

・・・今回検討範囲

	ケース１ 常圧流動炉×発電なし	ケース２ 常圧流動炉×発電あり	ケース３ 加圧流動炉(1.2MPa)×IM270GT	ケース４ 加圧流動炉(0.3MPa)×過給機×パワータービン	ケース５ 加圧流動炉(0.3MPa)×過給機（１台）
システムフロー					
システム概要	【炉本体】 炉は常圧からわずかに負圧に保たれ，排ガスの炉外部への漏出を防止する．燃焼空気は炉下部の分散器より炉内へ送られ，これにより炉内砂が流動層を形成する．流動層は炉始動時には補助燃料装置により昇温される．脱水汚泥は高温の流動層上部へ供給され，短時間のうちに乾燥，燃焼する． 【エネルギー回収】 後段の空気予熱器により排ガスから熱回収を行い，排ガス冷却と燃焼用空気予熱を行う． 【排ガス処理】 排ガス中に有害物質は，ばいじんは集塵設備により，酸性ガスは排煙処理塔により除去する．	【炉本体】 同左． 【エネルギー回収】 後段の空気予熱器に加えて，廃熱ボイラを設置して蒸気を作り電力，熱回収を行う． 【排ガス処理】 同左．	【炉本体】 炉は圧力容器内に設置し，加圧状態に保たれる．ガスタービン直結の空気圧縮機からの圧縮空気の一部を圧力容器の加圧に，残りを予熱して燃焼用空気として炉下部の分散器より供給する．ガスタービンは炉本体と別に燃焼器を持ち，ガスタービンと炉本体は独立して始動する．炉本体の始動は補助燃料装置により昇温する．脱水汚泥は流動層上部に供給され，短時間のうちに乾燥，燃焼する． 【エネルギー回収】 後段のガスタービンにより排ガスの膨張仕事を回収する．またガスタービン出口の空気予熱器により熱回収を行い，燃焼用空気を予熱する（再生サイクル）． 【排ガス処理】 ばいじんは炉出口の高温集塵器で除去する．酸性ガス処理（SO2）は炉内脱硫で除去する．	【炉本体】 炉は加圧状態に保たれ、内部圧力に十分耐えうるが、高圧耐圧用の強固な外殻は持たない．炉の排ガスの一部で過給機タービンを動かし、過給機タービン直結の過給機圧縮機で発生する燃焼用空気は空気予熱器で予熱後、炉下部より供給される．また残りの排ガスはパワータービンに導き発電する．炉本体の始動は補助燃料装置により昇温する．脱水汚泥は流動層上部に供給され，短時間のうちに乾燥，燃焼する． 【エネルギー回収】 排ガスの膨張仕事は以下の用途で利用/回収する。 （１）過給機圧縮機動力 （２）パワータービンにより電力に変換 また炉出口の空気予熱器により，過給機入口排ガス温度の制限と燃焼用空気予熱を行う． 【排ガス処理】 同左．	【炉本体】 炉は加圧状態に保たれ、内部圧力に十分耐えうるが、高圧耐圧用の強固な外殻は持たない．炉の排ガスの一部で過給機タービンを動かし、過給機タービン直結の過給機圧縮機で発生する燃焼用空気は空気予熱器で予熱後、炉下部より供給される．また過給機圧縮機で発生する高圧空気の余剰分は、他目的に使用できる．炉本体の始動は補助燃料装置により昇温する．脱水汚泥は流動層上部に供給され，短時間のうちに乾燥，燃焼する． 【エネルギー回収】 排ガスの膨張仕事は、過給機圧縮機動力（余剰空気発生分含む）として利用/回収する。 また炉出口の空気予熱器により，過給機入口排ガス温度の制限と燃焼用空気予熱を行う． 【排ガス処理】 ばいじんは炉出口の高温集塵器で除去する．酸性ガス処理（SO2）は炉内脱硫で除去する．

ケーキ含水率		78%	75%	78%	75%	78%	75%	78%	75%	78%	75%
燃料使用量	炉	65.0 kg/h	5.1 kg/h	65.0 kg/h	5.1 kg/h	127.3 kg/h	65.9 kg/h	53.4 kg/h	0.0 kg/h	53.4 kg/h	0.0 kg/h
	ＧＴ	0 kg/h	0 kg/h	0 kg/h	0 kg/h	333.2 kg/h	336.4 kg/h	0 kg/h	0 kg/h	0 kg/h	0 kg/h
	合計	65.0 kg/h	5.1 kg/h	65.0 kg/h	5.1 kg/h	460.5 kg/h	402.3 kg/h	53.4 kg/h	0.0 kg/h	53.4 kg/h	0.0 kg/h

		ケース１ 常圧流動炉×発電なし		ケース２ 常圧流動炉×発電あり		ケース３ 加圧流動炉(1.2MPa)×IM270GT		ケース４ 加圧流動炉(0.3MPa)×過給機×パワータービン		ケース５ 加圧流動炉(0.3MPa)×過給機（１台）	
電力	消費電力	480 kW	480 kW	480 kW	480 kW	272 kW	272 kW	272 kW	272 kW	272 kW	272 kW
	発電	0 kW	0 kW	168 kW	164 kW	1784 kW	1775 kW	102 kW	100 kW	2.53 m3/s	2.52 m3/s
	買電	480 kW	480 kW	312 kW	316 kW	－1512 kW	－1503 kW	170 kW	172 kW	272 kW	272 kW
	発電効率	-	-	3.2 %	3.2 %	16.81 %	17.89 %	2.0 %	1.9 %	－	－
CO_2	総排出量	389.8 kg-CO2/h	200.4 kg-CO2/h	325.2 kg-CO2/h	135.9 kg-CO2/h	874.8 kg-CO2/h	694.3 kg-CO2/h	234.2 kg-CO2/h	66.1 kg-CO2/h	273.2 kg-CO2/h	104.5 kg-CO2/h
	排出率	194.5 %	100.0 %	162.3 %	67.8 %	436.4 %	346.4%	116.9 %	33.0 %	136.3 %	52.1 %
システム比較	焼却炉	常圧気泡流動床炉		常圧気泡流動床炉		加圧流動床炉，圧力容器		加圧流動床炉		加圧流動床炉	
	燃焼空気供給	流動ブロワ（別途電動機が必要）		流動ブロワ（別途電動機が必要）		GT 直結圧縮機 （タービン出力の約 60%を消費）		過給機直結圧縮機		過給機直結圧縮機	
	炉の運転状態	炉出口温度 850℃， 炉内圧力-0.20～-0.30 kPa		炉出口温度 850℃， 炉内圧力-0.20～-0.30 kPa		炉出口温度 850℃， 炉内圧力 1.16 MPa		炉出口温度 850℃， 炉出口圧力 0.2 MPa		炉出口温度 850℃， 炉出口圧力 0.2 MPa	
	炉出口 排ガス性状	O2:5%，CO:100 ppm 以下（集塵器出口）		O2:5%，CO:100 ppm 以下（集塵器出口）		O2:5%，CO:100 ppm 以下（集塵器出口）		O2:5%，CO:100 ppm 以下（集塵器出口）		O2:5%，CO:100 ppm 以下（集塵器出口）	
		NOx:20～50 ppm（高分子ケーキ）， SOx:400～600ppm（12%O2 換算値）		NOx:20～50 ppm（高分子ケーキ）， SOx:400～600ppm（12%O2 換算値）		NOx:20～50 ppm（高分子ケーキ）， SOx:400～600ppm（12%O2 換算値）		NOx:20～50 ppm（高分子ケーキ）， SOx:400～600ppm（12%O2 換算値）		NOx:20～50 ppm（高分子ケーキ）， SOx:400～600ppm（12%O2 換算値）	
	集塵設備	乾式 EP+排煙処理塔+湿式 EP,		乾式 EP+排煙処理塔+湿式 EP,		キャンドル型セラミックフィルタ		バグ型セラミックフィルタ		バグ型セラミックフィルタ	
		バグフィルタ＋排煙処理塔		バグフィルタ＋排煙処理塔		マルチサイクロン		マルチサイクロン		マルチサイクロン	
	ばいじん	炉出口 30～60 g/Nm3-dg 集塵器出口 0.04g/Nm3-dg 集塵効率 99.9 %		炉出口 30～60 g/Nm3-dg 集塵器出口 0.04 g/Nm3-dg 集塵効率 99.9 %		炉出口 30～60 g/Nm3-dg 集塵器出口(タービン入口)0.04 g/Nm3-dg 集塵効率 99.9%		炉出口 30～60 g/Nm3-dg 集塵器出口(タービン入口)0.04 g/Nm3-dg 集塵効率 99.9%		炉出口 30～60 g/Nm3-dg 集塵器出口(タービン入口)0.04 g/Nm3-dg 集塵効率 99.9%	
	エネルギー	空気予熱器		空気予熱器		ガスタービン（空気圧縮機，発電機駆動）		過給機（空気圧縮機駆動） パワータービン（発電機駆動）		過給機 （空気圧縮機駆動、余剰空気発生分含む）	
	回収	（燃焼用空気予熱，白煙防止空気予熱）		（燃焼用空気予熱，白煙防止空気予熱）		空気予熱器（燃焼用空気予熱）		空気予熱器（燃焼用空気予熱）		空気予熱器（燃焼用空気予熱）	
	タービン 過給器	なし		なし		ガスタービン		過給機 パワータービン		過給機	
技術課題	炉本体 空気予熱器	既存技術		既存技術		・水分負荷を考慮した加圧燃焼特性 ・耐圧構造設計 ・加圧下での炉内脱硫 ・流動媒体（脱硫剤）の供給･抜出方法 ・加圧下での伝熱特性		・水分負荷を考慮した加圧燃焼特性 ・耐圧構造設計 ・加圧下での炉内脱硫 ・流動媒体（脱硫剤）の供給･抜出方法 ・加圧下での伝熱特性		・水分負荷を考慮した加圧燃焼特性 ・耐圧構造設計 ・加圧下での炉内脱硫 ・流動媒体（脱硫剤）の供給･抜出方法 ・加圧下での伝熱特性	

		ケース１ 常圧流動炉×発電なし	ケース２ 常圧流動炉×発電あり	ケース３ 加圧流動炉(1.2MPa)×IM270GT	ケース４ 加圧流動炉(0.3MPa)×過給機×パワータービン	ケース５ 加圧流動炉(0.3MPa)×過給機（１台）
	集塵機	既存技術（200℃、常圧）	既存技術（200℃、常圧）	【マルチサイクロン方式】 ・内壁の摩耗 ・灰の付着 ・集塵効率 【キャンドル型セラミックフィルタ方式】 ・熱衝撃および機械的衝撃への対策 ・フィルタの逆洗方法 ・アルカリ金属（Na、K等）の影響 ・ろ材の剥離	【マルチサイクロン方式】 ・内壁の摩耗 ・灰の付着 ・集塵効率 【バグ型セラミックフィルタ方式】 ・熱衝撃および機械的衝撃への対策 ・フィルタの逆洗方法 ・アルカリ金属（Na、K等）の影響 ・ろ材の剥離	【マルチサイクロン方式】 ・内壁の摩耗 ・灰の付着 ・集塵効率 【バグ型セラミックフィルタ方式】 ・熱衝撃および機械的衝撃への対策 ・フィルタの逆洗方法 ・アルカリ金属（Na、K等）の影響 ・ろ材の剥離
	ガスタービン 過給機	－	－	・既存GT改造での対応可能性 ・加圧流動床からの不純物による磨耗／腐食を考慮したメンテナンス計画 ・GT／加圧流動床統合制御の成立性、制御方法 （特に負荷遮断時の対応） ・電気事業法関連の制限事項	・既存過給機、パワータービンでの対応可能性 ・パワータービン、減速機、発電機の最適組合せ技術 ・加圧流動床からの不純物による磨耗／腐食を考慮したメンテナンス計画 ・過給機、パワータービン／加圧流動床の統合制御の成立性、制御方法 ・電気事業法関連の制限事項 ・過給機の高含水ガスへの適応性	・既存過給機での対応可能性 ・加圧流動床からの不純物による磨耗／腐食を考慮したメンテナンス計画 ・過給機／加圧流動床の統合制御の成立性

表－2.4 各ケースにおける流動炉廻り収支計算

ケース番号					1				2				3				4				5			
汚泥水分					78%		75%		78%		75%		78%		75%		78%		75%		78%		75%	
流動層炉	IN	燃焼空気	温度	℃	650		650		650		650		433		433		650		650		650		650	
			流量		kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h
					8,129	6,349	7,925	6,190	8,129	6,349	7,925	6,190	9,320	7,280	9,085	7,097	7,908	6,177	7,827	6,114	7,908	6,177	7,827	6,114
			熱量	kcal/h	1,403,759		1,368,483		1,403,759		1,368,483		790,652		898,469		1,365,646		1,351,643		1,365,646		1,351,643	
		補助燃料	温度	℃	20		20		20		20		20		20		20		20		20		20	
			流量	kg/h	65.0		5.1		65.0		5.1		127.3		65.9		53.4		0.0		53.4		0.0	
			熱量	kcal/h	714,036		56,106		714,036		56,106		1,399,233		724,085		587,053		0		587,053		0	
		汚泥	温度	℃	20		20		20		20		20		20		20		20		20		20	
			流量	kg/h	4,167		4,167		4,167		4,167		4,167		4,167		4,167		4,167		4,167		4,167	
			熱量	kcal/h	3,916,100		4,438,750		3,916,100		4,438,750		3,916,100		4,438,750		3,916,100		4,438,750		3,916,100		4,438,750	
	OUT	燃焼ガス	温度	℃	850		850		850		850		850(集塵機出口)		850(集塵機出口)		850		862		850		862	
			流量		kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h
					12,177	10,928	11,888	10,632	12,177	10,928	11,888	10,632	13,430	11,907	13,110	11,586	11,945	10,747	11,785	10,552	11,945	10,747	11,785	10,552
			熱量	kcal/h	5,787,144		5,610,214		5,787,144		5,610,214		6,138,400		5,952,642		5,722,049		5,636,489		5,722,049		5,636,489	
		灰分	温度	℃	850		850		850		850		850		850		850		862		850		862	
			流量	kg/h	183		208		183		208		183		208		183		208		183		208	
			熱量	kcal/kg	46,750		53,125		46,750		53,125		46,750		53,125		46,750		53,904		46,750		53,904	
		放熱		kcal/h	200,000		200,000		200,000		200,000		200,000(炉＋集塵機)		200,000(炉＋集塵機)		100,000		100,000		100,000		100,000	
空気予熱器	IN	燃焼ガス	温度	℃	850		850		850		850						850		862		850		862	
			流量		kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h					kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h
					12,177	10,928	11,888	10,632	12,177	10,928	11,888	10,632					11,945	10,747	11,785	10,552	11,945	10,747	11,785	10,552
			熱量	kcal/kg	5,787,144		5,610,214		5,787,144		5,610,214						5,722,049		5,636,489		5,722,049		5,636,489	
		灰分	温度	℃	850		850		850		850						850		862		850		862	
			流量	kg/h	183		208		183		208						183		208		183		208	
			熱量	kcal/kg	46,750		53,125		46,750		53,125						46,750		53,904		46,750		53,904	
		燃焼空気	温度	℃	20		20		20		20						155		155		155		155	
			流量		kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h					kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h
					8,129	6,349	7,925	6,190	8,129	6,349	7,925	6,190					7,908	6,177	7,827	6,114	7,908	6,177	7,827	6,114
			熱量	kcal/kg	87,901		85,692		87,901		85,692						347,768		344,202		347,768		344,202	
	OUT	燃焼ガス	温度	℃	540		540		540		540						608		620		608		620	
			流量		kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h					kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h
					12,177	10,928	11,888	10,632	12,177	10,928	11,888	10,632					11,945	10,747	11,785	10,552	11,945	10,747	11,785	10,552
			熱量	kcal/h	4,422,555		4,282,659		4,422,555		4,282,659						4,666,572		4,593,831		4,666,572		4,593,831	
		灰分	温度	℃	540		540		540		540						608		620		608		620	
			流量	kg/h	183		208		183		208						183		208		183		208	
			熱量	kcal/h	29,689		33,750		29,689		33,750						33,456		38,750		33,456		38,750	
		Loss		kcal/h	65,793		64,140		65,793		64,140						50,894		50,372		50,894		50,372	
		燃焼空気	温度	℃	650		650		650		650						650		650		650		650	
			流量		kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h					kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h
					8,129	6,349	7,925	6,190	8,129	6,349	7,925	6,190					7,908	6,177	7,827	6,114	7,908	6,177	7,827	6,114
			熱量	kcal/kg	1,403,759		1,368,483		1,403,759		1,368,483						1,365,646		1,351,643		1,365,646		1,351,643	
ボイラ	IN	燃焼ガス	温度	℃					540		540													
			流量						kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h												
									12,177	10,928	11,888	10,632												
			熱量	kcal/h					4,422,555		4,282,659													
		灰分	温度	℃					540		540													
			流量	kg/h					183		208													
			熱量	kcal/h					29,689		33,750													
		給水	温度	℃					60		60													
			流量	kg/h					1,473		1,438													
			熱量	kcal/h					88,381		86,289													
	OUT	燃焼ガス	温度	℃					250		250													
			流量						kg/h	Nm3/h	kg/h	Nm3/h												
									12,177	10,928	11,888	10,632												
			熱量	kcal/h					3,242,753		3,133,348													
		灰分	温度	℃					250		250													
			流量	kg/h					183		208													
			熱量	kcal/h					13,750		15,625													
		Loss		kcal/kg					179,361		175,115													
		蒸気	温度	℃					350		350													
			圧力	bar					16		16													
			流量	kg/h					1,473		1,438													
			熱量	kcal/h					1,104,761		1,078,609													
蒸気タービン	IN	蒸気	温度	℃					350		350													
			圧力	bar					16		16													
			流量	kg/h					1,473		1,438													
			熱量	kcal/h					1,104,761		1,078,609													
	OUT	蒸気	温度	℃																				
			圧力	bar					0.1		0.1													
			流量	kg/h					1,473		1,438													
			熱量	kcal/h					898,539		877,269													

表－2.5 (1) システム比較2－1(含水率78%の場合)

ケース番号		1	2	3	4	5
燃料使用量	kg/h	65	65	127.3	53.4	53.4
消費電力	kWh/h	480	312	480	272	272
発生電力 その他	kWh/h	 -	 -(蒸気)	1,784	102	 50 m3/min (空気)
CO_2排出量	kg/h	390	325	875	234	273
薬品代	l/h, kg/h	NaOH(20%) 118 -	NaOH(20%) 118 +ボイラ薬剤	CaCO3 89 -	CaCO3 89 -	CaCO3 89 -
灰分量	kg/h	183 (特管扱い)※	183 (特管扱い)※	304 (産廃扱い)	304 (産廃扱い)	304 (産廃扱い)
ユーティリティー	百万円/年	95	80	93	55	55
産廃処理	百万円/年	97	97	97	97	97
合計 その他	百万円/年	192	177 +ボイラ薬剤	190	152	152 -余剰空気

表－2.5 (2) システム比較2－2(含水率75%の場合)

ケース番号		1	2	3	4	5
燃料使用量	kg/h	5.1	5.1	65.9	0	0
消費電力	kWh/h	480	316	480	272	272
発生電力	kWh/h			1,775	100	
その他		-	-(蒸気)			50 m3/min (空気)
CO_2排出量	kg/h	200	136	694	66	105
薬品代	l/h, kg/h	NaOH(20%) 129 - 208	NaOH(20%) 129 +ボイラ薬剤 208	CaCO3 98 - 341	CaCO3 98 - 341	CaCO3 98 - 341
灰分量	kg/h	(特管扱い)※ 200	(特管扱い)※ 136	(産廃扱い) 694	(産廃扱い) 66	(産廃扱い) 105
ユーティリティー	百万円/年	83	68	78	43	43
産廃処理	百万円/年	111	111	109	109	109
合計	百万円/年	193	179	187	151	151
その他			+ボイラ薬剤			-余剰空気

※ As,Seなど重金属類の溶出などが予想されるため、特管扱いとした。

2.4.5　システムの選定

ここでは、表－2.3～表－2.5の解析結果に基づき、システムの選定を行う。

(1)　設備およびフロー

①　ケース3では、ガスタービンに製品化済のIM270を改良することで対応できるためガスタービンの開発リスクは少ないものの、炉、集塵機は1.2MPaの圧力で運転するため、耐圧設計が必要となり、開発リスクが高い。さらに集塵機は800～850℃の炉出口排ガスが流入することから、熱衝撃にも配慮する必要がある。

②　ケース4，5では、過給機を採用したことから炉の運転圧力が0.3 MPaに抑えられ、炉、空気予熱器、集塵機の耐圧設計リスクがケース3に比べて下がる。集塵機の位置も空気予熱器の後段に設置され、流入する排ガス温度も約600℃となり、耐熱温度も低くてすむ。

(2)　エネルギー

①　脱水ケーキの低含水率化が進めば、補助燃料の投入が減少するので、CO_2排出量の削減につながる。

②　ケース3～5は、流動ブロワ･誘引ファンが不要になるため、消費電力が小さく、他のシステムに比べて6割弱で済む。

③　発生電力量からはケース3が最も大きくなるが、これはその分補助燃料を多量に投入しているからである(ケース3はガスタービン中心のシステムと言える)。

④　エネルギー回収（省エネルギー含む）およびCO_2排出量の両観点から、システムの良否を考えた場合、ケース4,5が優れていると言える。

⑤　圧縮空気（余剰発生分）を曝気動力として電力換算すれば、エネルギー面でもCO_2排出量の面でも、ケース5が最も優れている。

(3)　ランニングコスト

①　電力使用料、補助燃料使用料、薬品代、産廃処分費を合計したランニングコストを比較したところ、ケース4,5が最も安価である。

②　ケース3～5では、ガスタービンあるいは過給機の腐食防止という観点から、炉内脱硫を行うものとしており、脱硫剤で使用する$CaCO_3$が焼却灰として発生する。

③　このため、産廃処分費が嵩む。

(4)　イニシャルコスト(参考)

①　ケース3は運転圧が1.2MPaであり、炉、集塵機ともに比較的高圧の加圧設計が必要であることから、ケース1に比較して大幅なコストアップが予想される。

②　ケース4,5は設備の加圧化が必要になるが、0.3MPaと比較的低圧であることから、設計難易は高くないと考えられ、コストアップの増加も小幅と予想される。

③　加圧設計によるコストアップ分は、機器が小さくなることで、ある程度抑

制される。

(5)　選定システム

上記(1)～(4)の比較検討および評価結果より、本研究ではケース5を開発（2次検討）の対象システムに選定する。

第３章　下水汚泥の加圧流動層燃焼特性

３．１　はじめに

本研究では脱水汚泥の焼却炉として加圧流動層燃焼装置を採用した。加圧流動層燃焼装置（Pressurized Fluidized Bed Combustion, PFBC）は次世代の燃焼装置として、我国を初め先進諸国でその開発が行われ、石炭を対象とした商用規模の発電プラントがすでに稼働中である[1,2]。加圧流動層燃焼は石炭を対象に開発が行われてきたが、必ずしも石炭に限定されるものではなく、多様な燃料に対応可能である。しかしながら、開発の経緯からPFBCに関する研究は石炭に関するものが殆どで、今回対象とする下水汚泥を対象とした研究は見あたらない。本プロセスを開発するためには、下水汚泥をPFBCで燃焼させた場合の燃焼特性を知ることが不可欠であり、実験を行う必要がある。

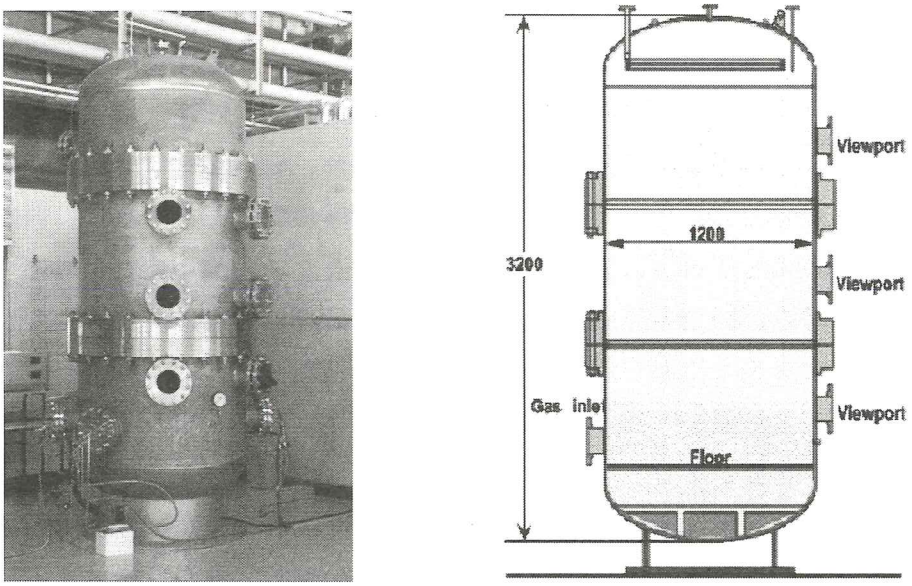
加圧流動層産業技術総合研究所では石炭のPFBC研究のための加圧容器、流動層燃焼装置を有しており、本装置による下水汚泥の焼却実験が可能である。そこで、産業技術総合研究所の加圧流動層燃焼実験設備により、下水汚泥の燃焼を行った。以下に実験結果を示す。

３．２　実験装置および実験方法

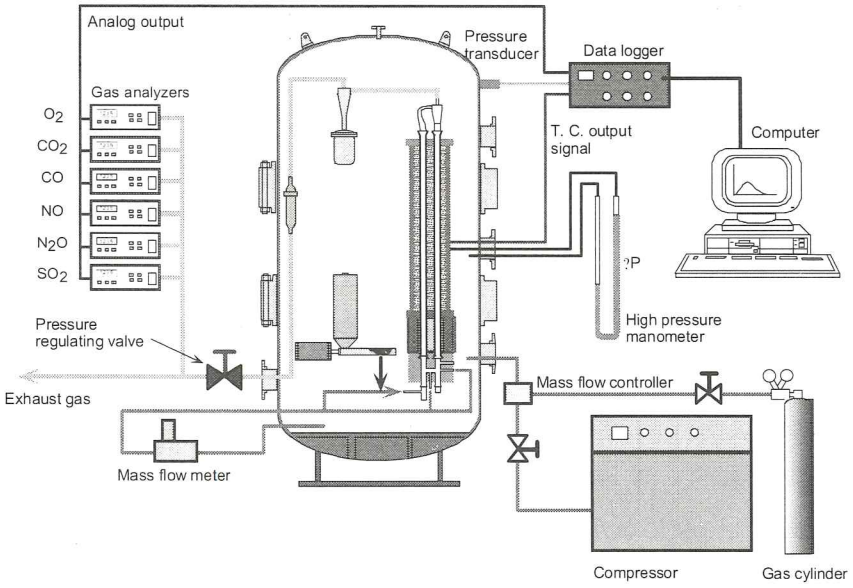
3.2.1　加圧流動層燃焼実験設備の概要

図－3.1に本受託研究で使用した産業技術総合研究所つくば西事業所に設置されている、加圧容器（ステンレス製、内径1200 mm、円筒部分高さ1800 mm、3分割）の概略、図－3.2に加圧流動層燃焼システムの全体構成を示す。加圧容器の設計圧力および内壁最高温度は0.99MPa、110℃である。加圧容器の加圧はコンプレッサー（1.4MPa,1.0 m^3N/min）により行った。システムとしては商用規模の石炭のPFBCと同様である。

各種制御装置は加圧容器の外部に設置し，容器内部の電気炉，燃料供給装置をコントロールした。本実験室規模PFBCシステムの最大の特徴は、固体供給系を容器内に設置したことである。商用機やベンチスケール規模PFBCでは固体燃料の供給を石炭・水ペーストの使用、ダブルロックホッパーの使用等により行うことが普通である。しかしながら、小規模の装置ではこうした機構は複雑で高価となる。そのため固体の供給に関しては、初期充填量で実験時間が制約される欠点はあるものの、簡単な機構となるフィーダーを容器内に設置して、そのコントロールだけを外部から行う方式とした。後述するが脱水汚泥の場合は高圧ポンプによる圧送が可能であるので、この限りではない。



図－3.1　加圧容器の外観写真と寸法



図－3.2　加圧流動層燃焼装置全体図

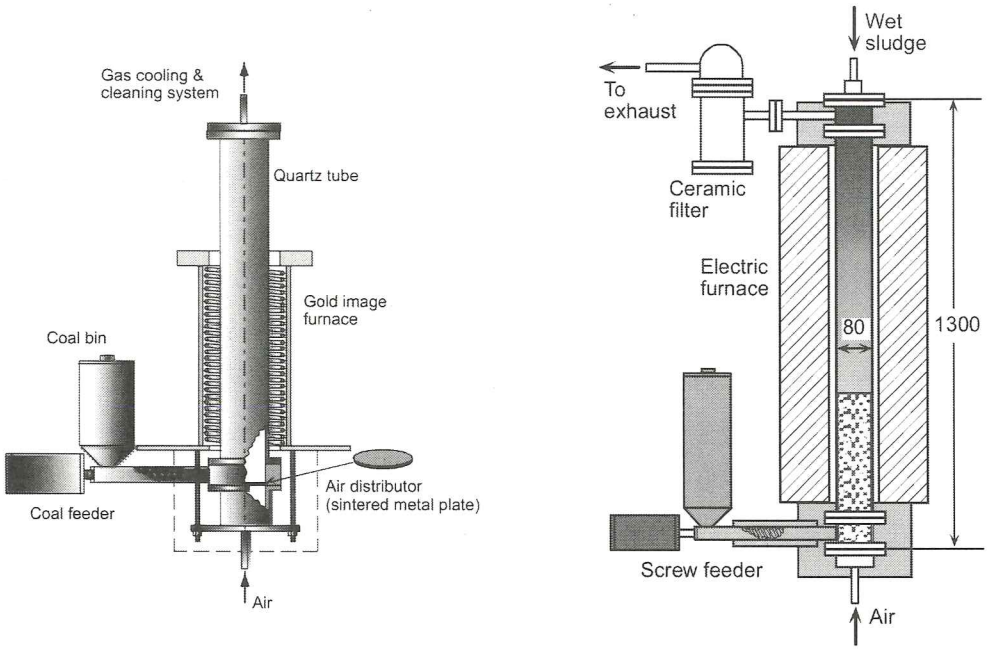
コンプレッサーで製造された加圧空気はマスフローコントローラーで流量制御された後、容器内に供給される。流動層燃焼装置下部は開放されており、そこから容器内の加圧空気が燃焼装置内に流入する。このとき、燃焼装置内を流れる空気量を計測するため配管を一旦容器外に導き、マスフローメーターで計量した後再び容器内に戻し、燃焼装置下部へ接続する構造とした。また、今回の実験では燃焼用空気は全て一段で供給し、二段燃焼は行っていない。加圧容器に収容する流動層燃焼装置としては，バブリング型流動層（Bubbling Fluidized Bed）と循環流動層（Circulating FluidizedBed）を採用した。今回の研究においては主として、バブリング型を使用し、循環型はバブリング型との簡単な比較にとどめた。

図－3.3にそれぞれの燃焼装置の概略を示す。圧力容器内の圧力は、容器内の温度変化、流動層の層高の変化、流路の圧力損失の変化による空気流量の変化等の理由により若干変動する。このため、供給する空気量をマスフローコントローラーの流量設定値を手動制御することにより、容器内の圧力を一定に保った。この結果、実験中の加圧容器内の圧力変動は±1kPaに保つことができた。

ガス分析は燃焼排ガスを大気圧まで減圧後、通常の連続ガス分析計（O_2:磁気式、CO, CO_2, SO_2, N_2O:赤外吸収式、NO: 化学発光式）により連続分析した。また、ガスクロマトグラフを併用した。このうち、排ガス中のSO_2の測定では脱水汚泥の焼却実験では排ガス中に多量（体積で40%）の水蒸気を含むため、排ガスサンプリングラインに凝縮器を設けている。このため、凝縮水と排ガスの接触で排ガス中のSO_2が凝縮水に溶解するため、通常の連続分析計では正確なSO_2濃度を測定することは困難である。このため、排ガス中のSO_2濃度測定を行う場合はJIS Z-8808に準拠した測定法により排ガス中のSO_2濃度を分析した。流動層内の温度、圧力容器内の圧力、供給空気流量、排ガス分析値等は全て計算機に5秒毎に取り込み処理した。

3.2.2　気泡型流動層燃焼装置

今回の燃焼試験では図－3.3に示す2基の流動層燃焼装置を用いた。図－3.3(左)の燃焼装置の本体は透明石英製で、外径88×内径80×1000 mm、フランジ外径120 mmである。透明石英製燃焼装置を加熱し所定の温度に保つための加熱装置として赤外線加熱方式のゴールドイメージ炉（加熱部長さ、600 mm）を使用した。内部ガスのサンプリングため外径6mm、内径4mmの枝管を同一線上、下部から100、400、700mmの位置に合計3本設けてあるが、今回は使用していない。流動層各部の温度はJIS-K熱電対により測定した。流動層内には分散版直上20mm(T1)、分散版より200mm(T2)の位置に熱電対を設置し、T2の指示を流動層温度とした。排ガスラインにはダスト捕集のための内径50mm,高さ200mmのパイレックスガラス製サイクロンを取り付け、さらに下流にセラミック製フィルター（ダスト捕集用の石英円筒濾紙を利用）を設けた。



図－3.3　気泡型流動層燃焼装置

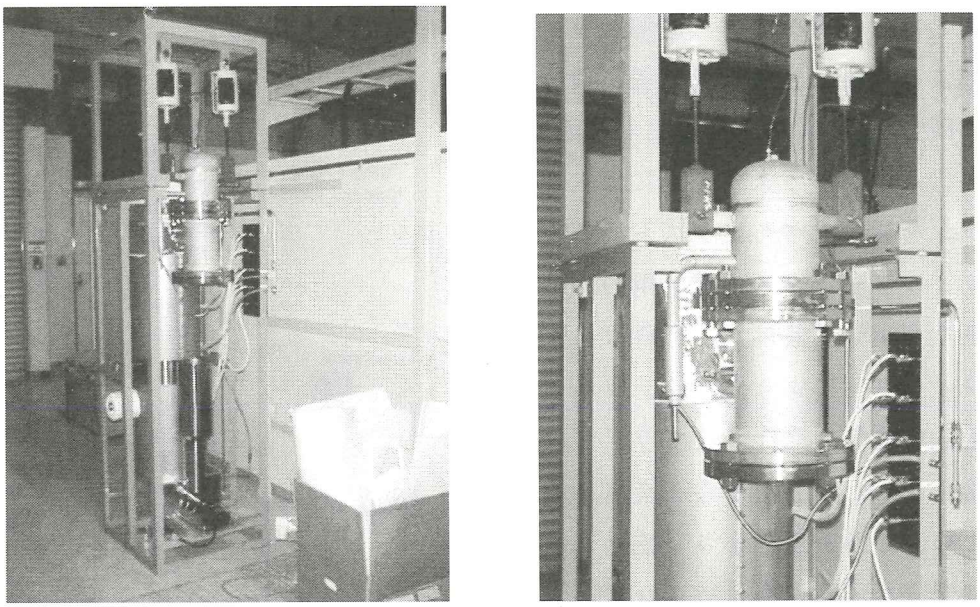
左：乾燥汚泥の燃焼状態の観察用および燃焼試験用

右：脱水汚泥の燃焼実験用

本燃焼装置はゴールドイメージ炉を加熱源としているため加熱容量が比較的小さく、含水率の高い脱水汚泥の燃焼は不可能である。このため、本装置では乾燥汚泥の粉砕物の燃焼状態の観察を主として行った。石英製燃焼室下部にはスクリューフィーダーの供給部フランジを直接接合し、その下部に空気分散板であるステンレス焼結版を接合した。石英製燃焼室最下部と供給部フランジ部は電気炉の外部となるため断熱材により保温し、スクリュー部は熱から保護するため，水冷構造とした。また、流動層内には高負荷燃焼時に流動層を冷却するためステンレス製水冷管を設けてあるが、今回の燃焼条件では冷却の必要はなかった。乾燥汚泥はかさ密度が小さく、理論空気量が小さいため、石炭用に設計した本スクリューフィーダーでは供給量が不足した。

このため、最大供給速度の場合でも、後述の空気流速が最小流動化速度の3倍となるような空気流速を維持できる操作圧力は最大0.4MPaとなった。

含水率の高い下水汚泥の燃焼実験には、図－3.3の右に示す流動層燃焼装置を用いた。本装置は加熱源としてスーパーカンタル発熱体を使用し、4回路構成、各回路の容量は6kW（200V×30A）、合計24kWの大容量となっている。このため、含水率の高い脱水汚泥でも安定な燃焼が維持できた。内径は80mm、高さは1300mmで透明石英製流動層と内径は同一である。下部には同様に焼結金属板が分散版として設置されており、その直上にスクリューフィーダーを直結してあり、石炭・バイ



図－3.4　脱水汚泥燃焼実験用流動層燃焼装置の外観写真

左：　装置全景　右：セラミックフィルター

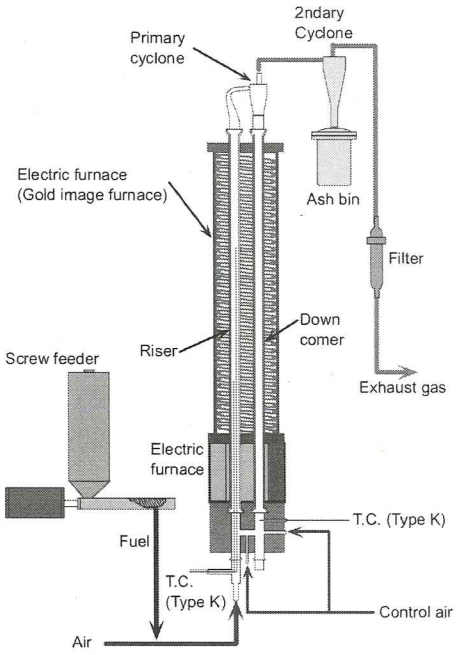
オマス等乾燥固体燃料を連続供給することができる。層内には、4本のJIS－K熱電対が設置され、2本は流動層内、残りはフリーボード部にある。

脱水汚泥は、流動層表面付近に設置された水平管投入管および装置最上部に設置された垂直投入管より供給した。排ガスラインにはセラミックフィルターを設置し、排ガス中に同伴される灰分を分離した。図－3.4に脱水汚泥の燃焼実験用に製作した流動層燃焼装置の外観写真を示す。流動媒体としてはどちらの流動層燃焼装置も珪砂（JIS 7号）を使用し、低空気流速で操作して燃焼密度を小さくする条件で実験を行った。静止層高は300mmとし、空塔速度を全ての圧力条件で最小流動化速度（約5cm/s）の3倍で同一とした。この状態で電気炉により加熱し、流動層内の温度が550℃となったところで、下水汚泥の供給を開始した。

3.2.3　循環型流動層燃焼装置

循環流動層燃焼装置の概略を図－3.5に示す。本体は全て透明石英製で、ライザー部は内径25mm、長さ1500mm、ダウンカマー部は内径25mm、長さ1370mmである。粒子循環のためダウンカマー底部とLバルブの中央部に空気をマスフローコントローラーにより吹き込んだ。電気炉の外部に位置する部分は、粒子の循環を確認するため一次サイクロンの上部を除き、全て断熱材で被覆し保温した。内部ガスのサンプリングのため外径6mm、内径4mmの枝管をライザー部に同一線上、下部から600、1000mmの位置に2本設けてある。加熱装置としては気泡型と同様にゴールドイメージ炉（内径250mm、加熱部長さ1000 mm）と電気炉（加熱部長さ300mm）を

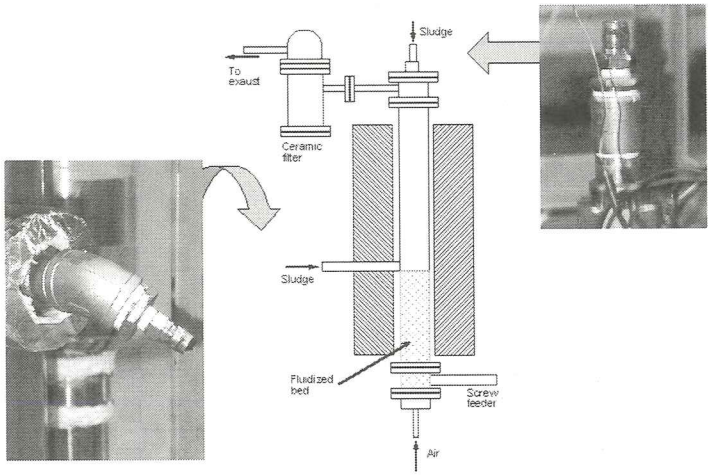
使用した。ダウンカマー底部とライザー下部より400mm、1000mmの位置に設置したJIS-K熱電対により流動層内部の温度測定を行った。排ガスラインには二次サイクロンを設け、さらにダスト捕集のためのフィルター（ダスト捕集用の石英円筒濾紙を利用）を設けた。燃料はスクリューフィーダーにより供給し、ライザーへ吹き込む空気に同伴させてライザー内に供給した。しかしながら石炭用に設計したため、かさ密度の小さい乾燥下水汚泥では充分な供給速度は得られず、限定された条件での実験となった。流動媒体はJIS7号珪砂を使用し、全ての操作圧力でライザー内の空塔速度が1.2～1.6m/s（850℃）で一定となるように空気流量を制御した。循環流動層燃焼装置は乾燥汚泥の焼却実験にのみ使用した。



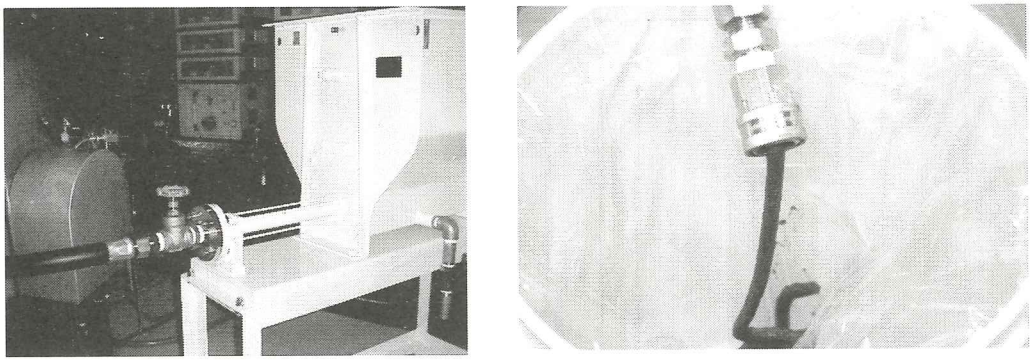
図－3.5　循環型流動層燃焼装置

3.2.4　脱水汚泥供給システム

使用した脱水汚泥（後述）は当所の近くの下水処理場より採取した実脱水汚泥で、入手時の含水率は79%程度である。脱水汚泥は**図－3.6**に示すモーノポンプにより加圧容器外部より圧送した。ただし、初期含水率の状態では加圧容器内部の最大圧力1.0MPaの条件に安定供給するためにはやや粘度が高いので、若干の水道水を加えて含水率を83%程度にして供給した。汚泥圧送管は外径40mmの高圧ゴムホースを使用し、圧力容器、燃焼装置の汚泥供給管との接合部分にはワンタッチコネクターを使用した（図－3.6）。**図－3.7**に示す右図は圧力容器内の供給管接続部から汚泥が圧送されている様子であり、予備試験では容器内圧力1.0MPaに対しても安定して連続供給が可能であった。ただし、モーノポンプの最小供給速度が9kg/hrであり、本実験装置としては供給量が大きすぎた。このため、モーター制御のインバーターの周波数を定格最小値よりさらに小さく設定し、最終的に3.46kg/hrまで低下させた。この供給量に相当する燃焼用空気は約60NL/minとなる。これにより、前述の最小流動化速度の3倍の空気流速を目安とする運転状態で、0.6MPa以上の条件で実験が可能な状態となった。



図－3.6　燃焼装置各部との接続口



図－3.7　脱水汚泥供給システム

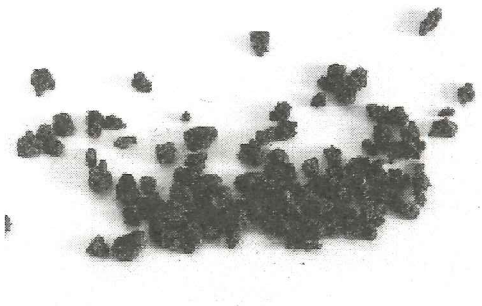
左：小容量モーノポンプ　右：供給管接続部

3.2.5　脱水汚泥の性状

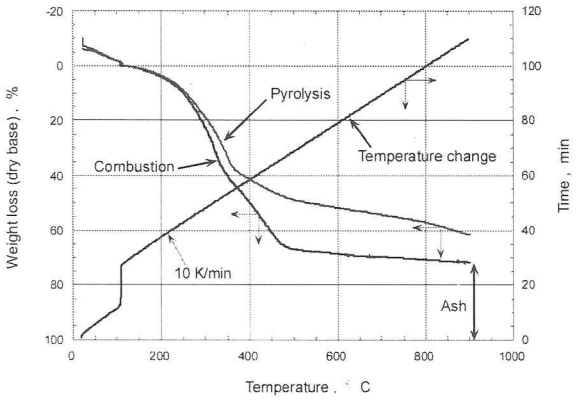
今回使用した下水汚泥は、乾燥下水汚泥と脱水下水汚泥である。乾燥下水汚泥は塊状の乾燥物として入手後、粉砕・分級して、0.5～2 mmとした。実際に供給した乾燥汚泥試料の写真を図2.1.8に示す。脱水汚泥は前述の様に当所の近くの下水処理場より採取した実脱水汚泥で、入手時の含水率は79%程度である。乾燥下水汚泥と脱水汚泥の工業分析値および元素分析値を表－3.1に、図－3.9に乾燥下水汚泥の空気と窒素雰囲気における熱重量測定結果（10℃/min）を示す。工業分析値に示されるとおり下水汚泥では、可燃分の90%が揮発分で600℃までに大半が放出される。また、灰分は30%と石炭に比べ多いのが特徴である。

表－3.1　下水汚泥の分析値

分析項目	乾燥下水汚泥	脱水汚泥
工業分析		
水分[wt%]	10.2	79.0
揮発分[dry wt%]	62.2	-
固定炭素量[dry wt%]	8.2	-
灰分[dry wt%]	29.7	28.7
元素分析[dry wt%]		
C	38.3	29.8
H	4.8	4.0
N	4.7	5.0
S(combustible)	1.2	1.1
O	21.4	21.4
下水汚泥高発熱量[MJ/kg]	17.10	-



図－3.8　乾燥下水汚泥の外観写真



図－3.9　下水汚泥試料の熱分析結果

3.2.6　混焼条件で使用した石炭

脱水汚泥と石炭の混焼実験に使用した石炭は豪州炭(ブレアソール炭)であり、その分析値を表－3.2に示す。石炭は乾燥後、粉砕して粒径0.5～1.0mmに整粒したものを使用した。石炭は空気分散板近傍に開口したスクリューフィーダー供給口より、スクリューフィーダーにより定量供給した。

表－3.2　脱水汚泥との混焼に使用した石炭の分析値

工業分析値　wt%		灰の分析値 wt%	
水分	8.3	SiO_2	66.8
揮発分	24.7	Al_2O_3	28.0
固定炭素	59.5	Fe_2O_3	0.86
灰分	7.5	CaO	0.33
元素分析値　wt%		MgO	0.20
C	72.9	Na_2O	0.19
H	3.96	K_2O	0.25
N	1.73	TiO_2	1.70
S	0.19	P_2O_5	0.33
O	13.02	SO_3	0.19
発熱量　（HHV）			
kcal/kg	6510		

3.2.7　脱硫実験

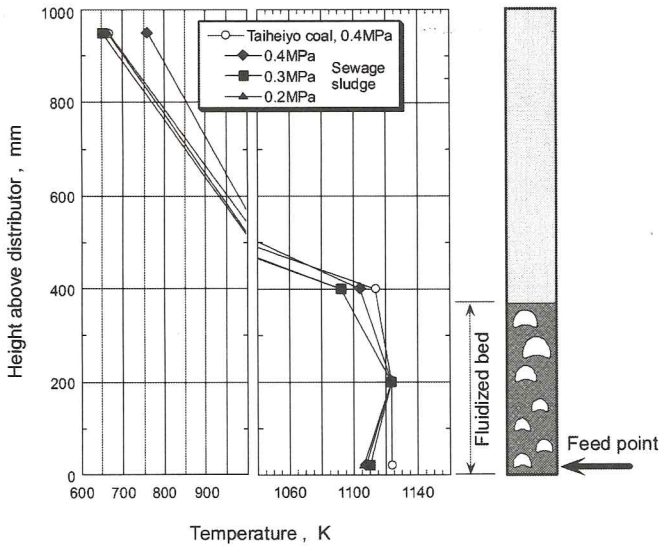
脱硫実験では、脱水汚泥の供給と同時にスクリューフィーダーにより石灰石を連続供給した。石灰石は津久見産（大分県、$CaCO_3$純度99%以上、）で粒径は石炭と同様に0.5-1 mmに整粒して使用した。これらが下水汚泥特有の条件といえる。汚泥特有の条件として排ガス中に多量の水分を同伴するため、通常のSO_2連続分析計による排ガスのモニターは困難であり、旧来の溶液吸収法（JIS K 0103）で測定を行う必要があり非常に煩雑である。

3．3　実験結果および考察

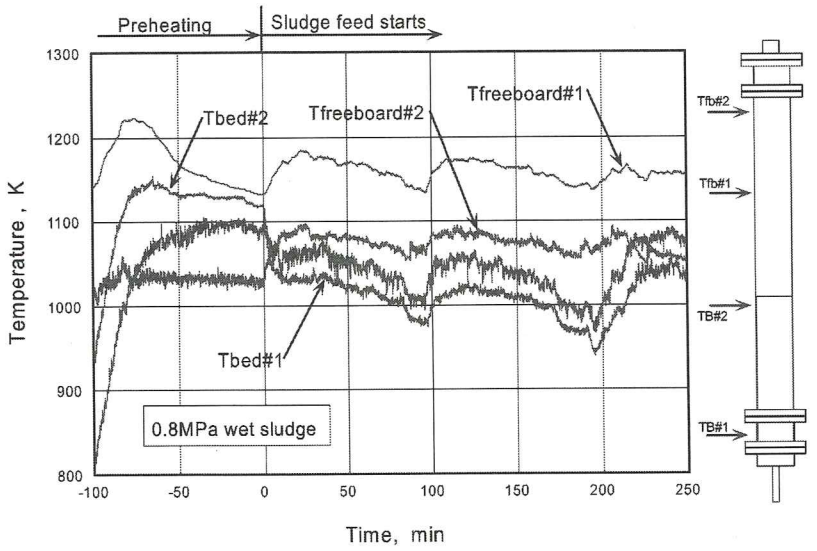
3.3.1　基本的燃焼特性と灰の性状

下水汚泥では表－3.1に示されるように可燃分の90%が揮発分であり、流動層内で加熱されて放出される揮発分の燃焼が主体となる。そこでまず、ゴールドイメージ炉を用いた流動層燃焼装置により、乾燥下水汚泥を供給した場合の下水汚泥粒子の燃焼状態を調べた。観察の結果、流動層下部に供給された下水汚泥粒子から発生する揮発分が気泡内で激しく燃焼する様子が観察された。こうした燃焼形態は瀝青炭の燃焼でも認められるが、揮発分が主体の下水汚泥では顕著に認められる。流動層表面やフリーボードに火炎を形成する様子は観察されず、層下部で放出された揮発分は大部分流動層内でその燃焼が完結することが推定できる。揮発分の大部分が流動層内で燃焼を完結することが確認されたが、流動層内にわずかな温度分布が認められた。

図－3.10に石炭（太平洋炭、0.4MPa）の場合と比較して流動層内の温度分布を示す。太平洋炭では流動層内に数度の温度差が認められるだけであったが、下水汚泥では太平洋炭に比べ流動層下部と中部での温度差が若干大きく（13K程度）なる。これは下水汚泥の水分が多いことと、揮発分主体の燃焼形態であることが影響していると思われる。



図－3.10　下水汚泥と石炭の場合の層内温度分布の比較



図－3.11　脱水汚泥の燃焼時の流動層燃焼装置各部の温度履歴の一例

次に、実際の脱水汚泥の燃焼状態について説明する。図－3.11に脱水汚泥を0.8MPaの条件で燃焼させた場合の流動層各部の温度変化を示す。図－3.11は脱水汚泥を装置の上部から投入した場合であるが、汚泥投入開始（時刻0分）より、流動層温度Tb1，Tb2は顕著に低下した。このため、電気炉の出力を上昇させて層温度を維持する必要があった。Tb1は図－3.11に示すとおり分散板直上での温度、Tb2は層上部の温度である。

Tb1の方が常にTb2より低い値を示し、温度差は30～40Kとなった。前述の乾燥汚泥の燃焼時に比べ層内の温度差は大きくなった。これは、脱水汚泥が高い含水率を持つためであり、装置上部から投入された汚泥塊は流動層内で乾燥、熱分解を生じているためである。これに対し、層上部のフリーボード部温度Tfb1，Tfb2は共に汚泥供給開始直後から上昇した。最終的にはTb1との温度差はTfb1で150℃、Tfb2で80℃程度となった。この温度分布からフリーボード部では主として揮発分の燃焼が生じていることが示唆される。従って、脱水汚泥を流動層内に投入した場合、流動層では主として、乾燥・ガス化が生じ、可燃ガスの大部分はフリーボード部で燃焼している。流動層では汚泥から生じるチャーが少ないため、層内燃焼が少なくなり発熱速度が小さいため、温度がますます低下する。実験室規模の燃焼装置では、放熱損失が大きく、脱水汚泥の燃焼時は電気炉により外部から充分加熱しなければ燃焼を維持できなくなる。しかしながら実機では流動層高が1～2mと大きいことと、相対的に放熱損失が小さいためわずかに助燃することで層温度を700℃以上に保つことができると予想される。



図－3.12 (1) 下水汚泥試料、層内残留灰、フライアッシュの写真



図－3.12 (2) 層内残留灰の拡大写真

3.3.2 灰の挙動

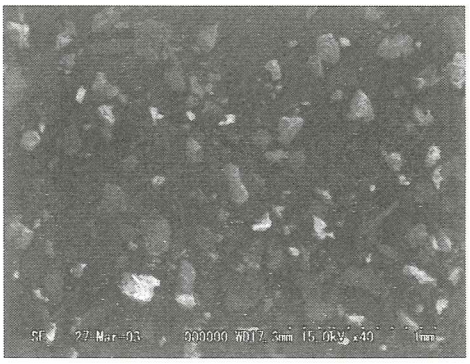
次に燃焼により生じる灰の挙動を説明する。図－3.12に乾燥下水汚泥の燃焼時に回収したフライアッシュと流動層内に残留した灰の写真を示す。スクリューフィーダー通過後の乾燥下水汚泥は一部粉砕され、小粒径の粒子を含んで層内に供給される。乾燥下水汚泥では流動層内に供給された粒子は燃焼の過程で小粒子に分裂、破砕されることは少なく、図－3.12 (2)に示されるように供給時の粒径を保ったまま灰化されることが特徴である。回収した灰の80%（体積基準）は流動層内に留まっていた。サイクロンで捕集される小粒径の灰は、供給時に粉砕され生成した小粒径の下水汚泥粒子から生成した灰と、流動層内の大粒径灰が一部摩耗して生成した灰が排ガスに同伴されたものである。この灰の挙動は乾燥下水汚泥を試料としたことから生じる現象であり、乾燥汚泥は比較的堅牢な灰を生じることがわかる。

脱水汚泥を供給した場合は、大幅にフライアッシュとなる割合が増加した。体積割合では70%がフライアッシュとして装置内から飛び出し、セラミックフィルターで回収された。図－3.13に脱水汚泥の燃焼時の灰の外観写真を示す。層内に残留する灰は不定形で、乾燥汚泥供給時のような整った形状ではなかった。これは、層内に残留した灰は、乾燥・揮発化の仮定で生じた大きな炭素質のものが、粉砕されて生じたためと推定できる。一方フライアッシュは、乾燥・揮発化の過程で生じた微細な炭素質がそのまま燃えて残った灰が気流に同伴されて排出されたものと考えられる。常圧の汚泥焼却炉においても灰は大部分フライアッシュとして排出されており、乾燥・揮発化・燃焼のプロセスで流動層が粉化の機能を果たしていることが認められているが、本燃焼装置においても同様の効果が認められた。ガス流速をさらに大きくすれば、この粉化の効果はさらに大きくなると予想され、脱水汚泥中の灰分の大部分はフライアッシュとして回収されると予想される。

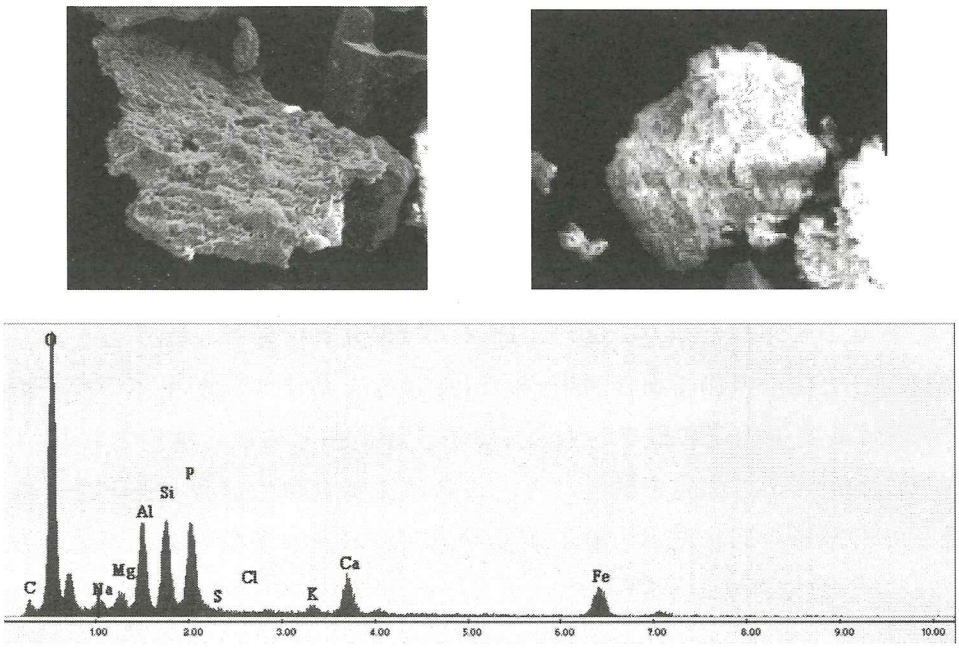
図－3.14は脱水汚泥燃焼時のフライアッシュの電子顕微鏡写真であり、平均粒径は乾燥汚泥供給時とほぼ同様で150μmであった。図－3.14に含まれる灰は、汚泥由来のものと流動媒体由来のものとの混合物である。これらを特定するため、SEM-EDXによりマッピングを試みた。その結果を次に示す。今回使用した脱水汚泥、乾燥汚泥はいずれも凝集剤としてポリ鉄系の凝集剤を使用しており、灰の外観は赤褐色を呈している。これを詳細に調べるとFeを含む粒子と含まず、Siが主体の粒子があることがわかった。図－3.15(1) はX線分析の結果、Feが含まれていることが判明した粒子の例である。図－3.15(2) はFeを含まずSiが主体の粒子の例である。前者は凝集剤由来のFeを含むことから、汚泥由来の灰と推定される。Ca, K, Pも含むことからこの推定を裏付ける。後者は流動媒体の珪砂と推定される。前者は総じて不定形の形状を示す粒子が多く、また、表面に多数の細孔が認められる。



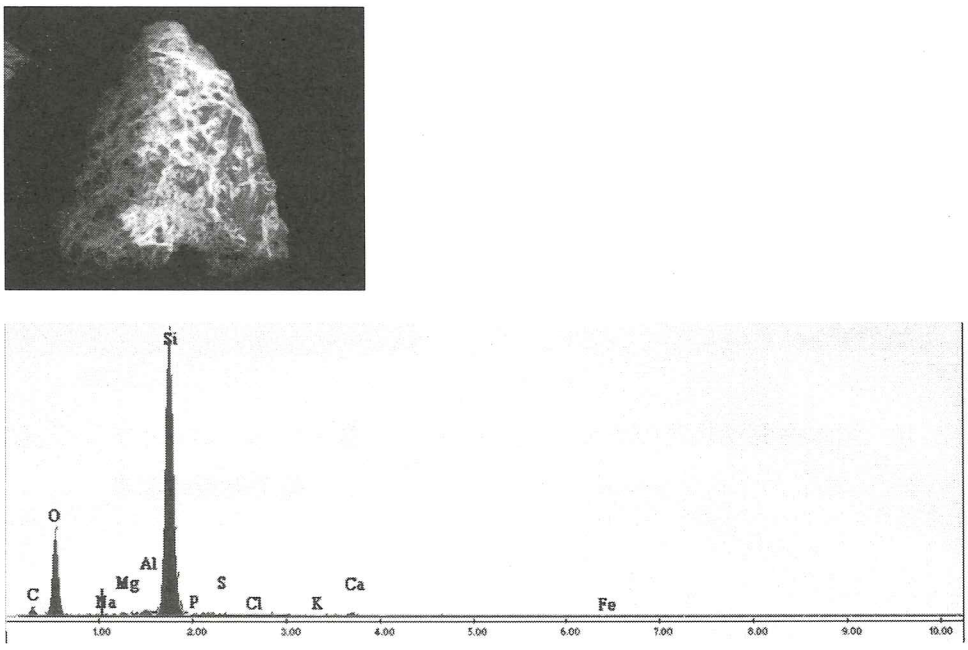
図－3.13　脱水汚泥燃焼時の灰
左：層内灰　右：フライアッシュ



図－3.14　フライアッシュの
電子顕微鏡写真



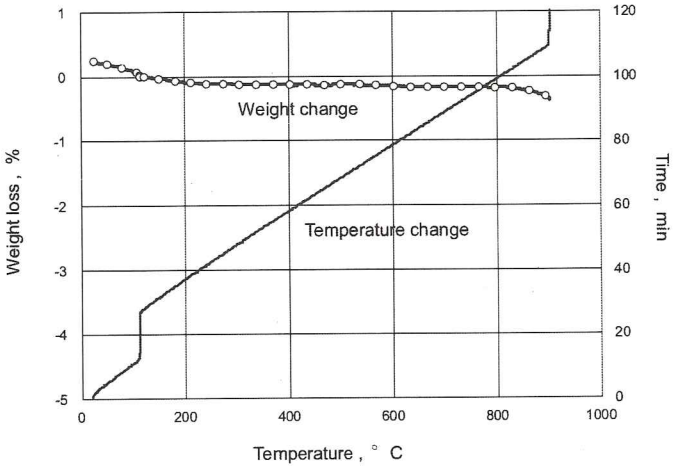
図－3. 15(1) 汚泥由来と推定される灰粒子の形状とＸ線スペクトル



図－3. 15(2) 汚泥由来ではないと推定される灰粒子の形状とＸ線スペクトル

回収したフライアッシュ中の未燃分は図－3.16に示すように、0.05wt%以下で、殆ど完全燃焼の状態であった。従って、燃焼効率は排ガス中のCOで決定されることになる。フライアッシュ中の未燃カーボンの割合が低いことは、下水汚泥の固定炭素が10%程度であることと、加圧条件でのチャーの燃焼速度が大きいためと考えられる。これは、石炭の場合でも同様の傾向であったが、下水汚泥ではさらにこの傾向が大きかった。さらに、乾燥下水汚泥では粒子が大粒径のまま流動層内に留まることもチャーの燃焼効率を高くする要因と考えられる。

下水汚泥中の灰分は比較的融点の低い成分が多いと考えられるため、燃焼速度の大きい加圧流動層燃焼条件では灰の部分的な溶融に起因するアグロメレーションのトラブルが懸念される。しかしながら、今回の実験条件では、乾燥汚泥、脱水汚泥共に灰のアグロメレーションに起因する流動化不良のトラブルは皆無で、極めて安定な運転が可能であった。実際の下水汚泥の加圧流動層燃焼では、含水率の高い下水汚泥を流動層に供給することが想定され、乾燥の過程での下水汚泥粒子の流動層内への分散が期待できることから、灰のアグロメレーションは大きな問題とならないと予想される。また、灰中の重金属類については本章3.3.3 の(5)に記す。



図－3.16　フライアッシュのTG分析結果

3.3.3　排ガス性状

下水汚泥は表－3.1に示されるとおりN分、S分の含有量が大きく窒素酸化物とSO_2の排出が問題となる。排ガス特性で問題となるガス種は、未燃ガスであるCOと窒素酸化物（NOxおよびN_2O）である。以下にこれらのガス種の排出状況について述べる。

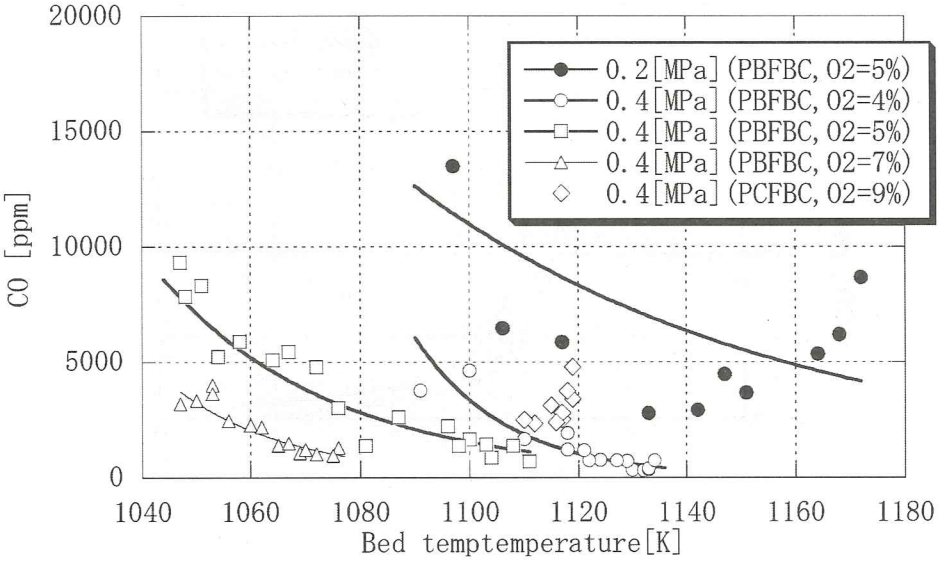
(1) CO排出特性

下水汚泥では前述のとおり揮発分の燃焼が主体であり、未燃分としてはCOが主体である。CH_4もCOが高濃度で排出される場合（3%以上）はGCによる分析で検出されるが通常の燃焼状態ではCOのみが検出された。石炭を用いた燃焼実験の結果からは、今回使用した実験室規模の加圧流動層燃焼装置においても、加圧条件下ではCOの燃焼は充分速く、排ガス中の濃度は極めて低くなった。これはCOの燃焼反応が速くなるためである。COの燃焼反応においては次式の実験式[4]が知られており、ある程度反応速度を見積もることが可能である。

$$-\frac{dC_{co}}{dt} = k_0 C_{CO} C_{O2}^{1/2} C_{H2O}^{1/2} e^{-\frac{E}{RT}} \qquad 〔1〕$$

C_{CO}:　　CO 濃度　mol/(cm³.s)
C_{O2}:　　O_2 濃度　mol/(cm³.s)
C_{H2O}:　H_2O 濃度　mol/(cm³.s)
$k_0 = 1.3\times10^{14}$ mol/(cm³.s),　　E = 30 kcal/mol

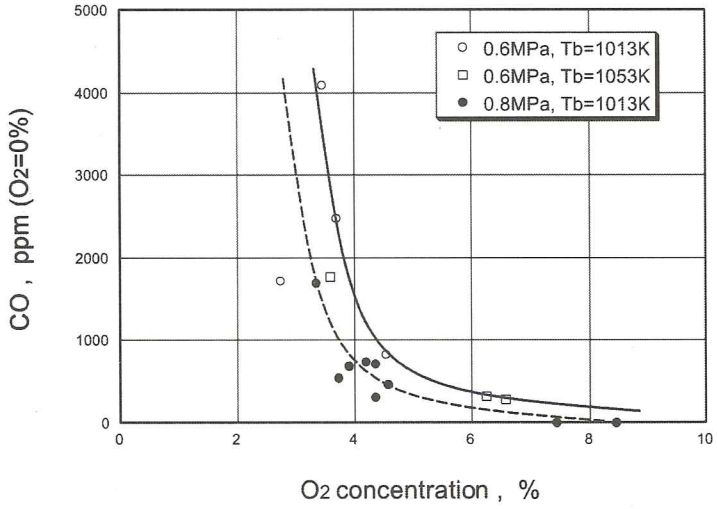
加圧条件下では〔1〕式右辺の濃度項が常圧条件に比べほぼ操作圧力に比例して増大し、0.4MPaの条件では常圧条件のほぼ16倍となると予想される。
しかしながら、今回使用した気泡型流動層燃焼装置では、下水汚泥ではCOの燃えきりは不十分で排ガス中のCO濃度は無視できない値となった。乾燥下水汚泥の燃焼時の流動層温度と排ガス中のCO濃度の関係を**図－3.17**に示す。CO濃度は流動層温度が高いほど、また、排ガス中酸素濃度が高いほどすなわち、空気過剰率が高いほど低い値を示し、燃焼が進行していることを示している。COの発生量は空気過剰率と極めて密接な関係があり、排ガス中酸素濃度が低くなると急激に増加した。本実験装置では、排ガス中酸素濃度を7%以上に保てば100ppm程度にすることが可能であった。図－3.11に示した装置内の温度分布で示される様に、本燃焼装置ではフリーボード部分の温度が急速に低下する。このため、COの燃焼に必要な高温部分での滞留時間が不足するため、COが未燃のまま一部排出されるためと考えられる。



図－3.17　乾燥汚泥の燃焼時の COの排出濃度と流動層温度、排ガス中 O_2濃度、操作圧力の関係

次に脱水汚泥供給時のCO発生状況を図－3.18に示す。脱水汚泥燃焼時についても乾燥汚泥燃焼時と同様な傾向を示した。しかしながら、脱水汚泥の燃焼時はCO排出濃度層温度の影響はほとんどなく、排ガス中酸素濃度（空気過剰率）が決定的な因子であった。COの燃焼は、乾燥汚泥燃焼時は層内で、脱水汚泥燃焼時はフリーボードでの燃焼が主体と考えられる。このため、図－3.18の条件ではフリーボード温度は約1100Kであり、この温度で図－3.17と比較すべきであろう。厳密な比較ではないが、こうした点を考慮してもなお、脱水汚泥燃焼時の方がCO排出濃度は低くなる傾向が認められる。これは、脱水汚泥燃焼時の操作圧力が供給装置の関係で高くなっているためと、水蒸気分圧が極めて高くなっているためと推定される。〔1〕式によればCOの燃焼速度式には水蒸気の分圧項が含まれている。このため、加圧の効果と相まってさらにCOの燃焼速度が上昇し、低いCO濃度になったと推定される。

以上の考察からフリーボードの高温部分を充分な長さにとればCO濃度はさらに低減可能と考えられる。式〔1〕により、今回の燃焼状態での典型的な値を用いて計算したところ、850℃の温度域での滞留時間を0.2～0.5秒確保できれば、CO濃度が100ppm程度となることが示された。従って、フリーボード部の長さが十分確保できる、大型装置ではCO排出量は問題のないレベルまで低減可能と判断される。

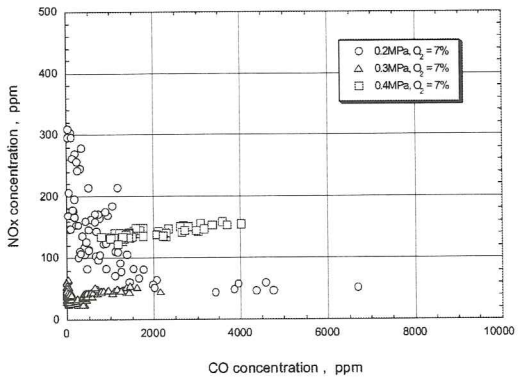


図－3.18　脱水汚泥の燃焼時の COの排出濃度と
排ガス中 O_2濃度、操作圧力の関係

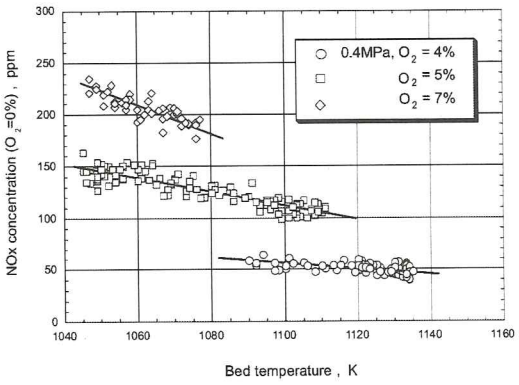
(2) NOx生成特性

次にNOxの生成挙動であるが、乾燥汚泥の燃焼条件ではNOxの排出濃度は前述のCO濃度と密接な関係があることが認められた。図－3.19は比較的狭い層温度域（20℃以内）における排ガス中のNOx濃度とCO濃度の関係を示したものである。操作圧力が0.2MPaの場合、NOx濃度はCO濃度に大きく影響され、CO濃度が高い場合NOx濃度は低く、CO濃度が低い場合NOx濃度は高くなった。この関係は石炭の場合でも認められたが、下水汚泥では石炭に比べ強く現れた。これに対し、操作圧力が0.4MPaではNOx濃度はCO濃度には無関係となった。0.4MPaの条件ではCO濃度は図－3.19に示されるように、元々CO濃度は低いこともあるが、NOxのCOに対する依存性は極めて小さかった。この様に0.4MPaと0.2MPaの操作圧力におけるNOx生成が全く異なる挙動を示すことから、0.2MPaの条件では、COの燃えきりが不十分であり気相におけるNOx生成反応を含めた化学反応が完結していない可能性が極めて高く、0.2MPaにおけるNOx排出特性は燃焼装置の本来の特性を表してはいないと判断される。従って、加圧条件下におけるNOxへの諸条件の効果を検討するためには、COの気相での燃焼が完結しているような条件のデータを対象とすべきであると判断した。

図－3.20は前述の考え方に従い、CO濃度の比較的低い0.4MPaにおけるNOx濃度と流動層温度、排ガス中酸素濃度の関係を示したものである。NOx排出濃度は排ガス中酸素濃度が高いほど大きくなり、また、流動層温度が高くなると減少する依存性を示した。前者の依存性は常圧のFBCと同様であるが、後者の依存性は常圧のFBCと逆である[5]。石炭においても同様な傾向が認められる[6,7,8]が



図－3.19　CO濃度と NOx 濃度の関係



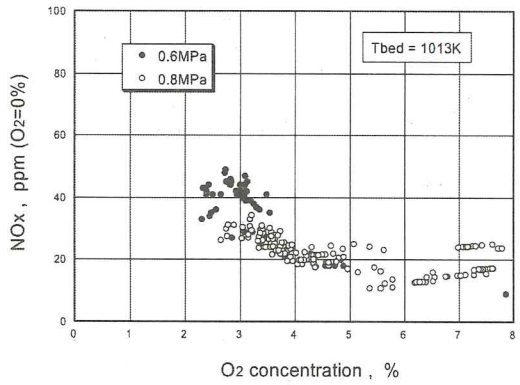
図－3.20　0.4 MPaにおける NOx濃度と層温度の関係

極めて興味深い。NOxの絶対値は排ガス中酸素濃度4%（空気比1.25）の条件で50ppm（O_2=0%換算値）程度で、表－3.1の分析値より下水汚泥中のN分の転換率は0.26%（NO換算）程度となる。

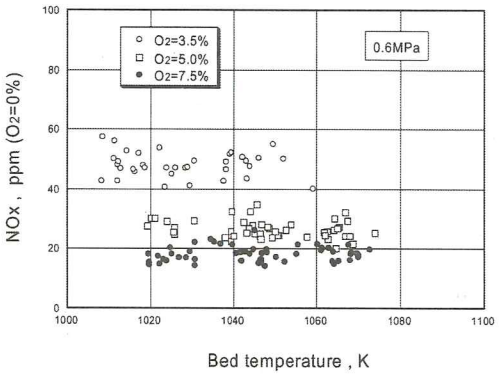
以上の乾燥汚泥の燃焼時のNOxの挙動に対し、脱水汚泥のNOx排出特性は乾燥汚泥時とはかなり異なった。まず、大きく異なるのはNOxの排出濃度レベルである。脱水汚泥の燃焼時にはNOx濃度は常時50ppm（O_2=0%換算値）以下であり、乾燥汚泥の燃焼時の200ppmを超えるようなNOx値は示さなかった。また、排ガス中O_2濃度に対する依存性も乾燥汚泥時とは根本的に異なり、O_2濃度5%付近に最小値を持つ依存性を示した。通常の燃焼では、NOx生成は酸素濃度（空気過剰率）に対して正の相関を示すのが通常のパターンであり[5]、乾燥汚泥でも図－3.20に見られるように、排ガス中O_2濃度の増加と共にNOx値は増加する。しかしながら、脱水汚泥の燃焼ではこのような通常のパターンは示さず、ある範囲内では排ガス中O_2濃度の増加によりむしろNOx値が減少する傾向を示した。この理由については不明であるが、脱水汚泥の様に極めて含水率の高い場合、燃焼排ガス中のH_2O分圧が極めて高くなることが関係していると思われる。

一方、NOxの層温度に対する依存性は図－3.22に示される様にほとんど見られず、この結果は従来の加圧流動層燃焼で認められる結果と一致した。脱水汚泥の燃焼では、図－3.11の温度履歴に示されるように層温度とフリーボード温度はある一定の温度差を保って変化するので、図－3.22に示される層温度に対して依存性が無いことは同時に、フリーボード温度に対してもNOx生成が依存しないことを意味している。

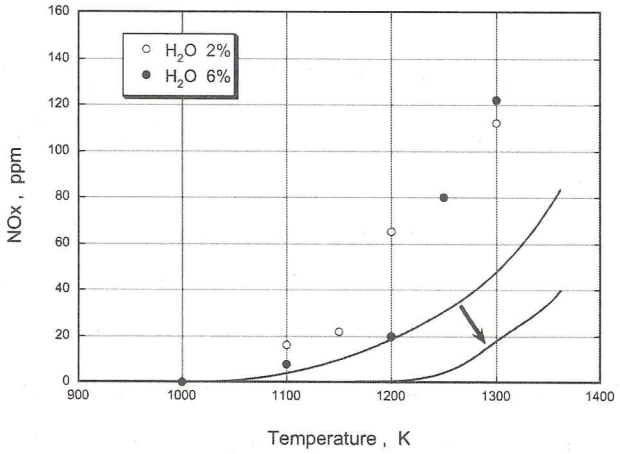
以上の様に、排ガス中酸素濃度に対しては特異な依存性を示したが、NOx値自体が非常に低い値となることはある程度予想できる。Fuel NOxの生成を説明する素反応モデルによれば、水分の増加はOラジカルやOHラジカルの濃度に影響を与え、NOの生成反応を抑制する効果となることが計算で示されている[9]（図



図－3.21　NOx 濃度と排ガス中 O_2 濃度の関係



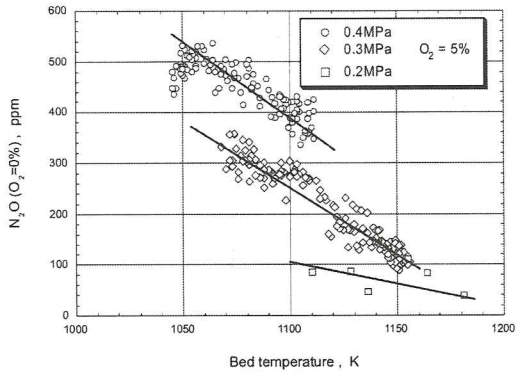
図－3.22　NOx と層温度の関係



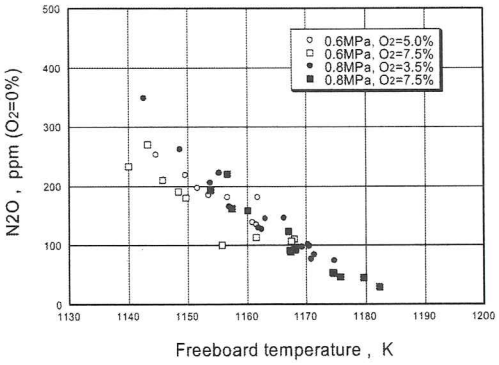
図－3.23　水蒸気分圧のNOx生成量への影響の計算結果
（庄司ら、化工67年会、G205）

－3.23）。これは、実際の常圧下水汚泥焼却施設ではNOx値は20ppm程度で極めて低い値となっている事実と一致する。乾燥汚泥では、水分によるNOx生成の抑制効果がないため通常NO濃度は大きくなる。これに対し、脱水汚泥の燃焼の場合では、排ガス中の水蒸気の体積割合は40%程度となり、極めて大きくなる。加圧により水蒸気分圧の絶対値は圧力に比例して高くなるため、NOx抑制の効果も強くなると予想される。乾燥汚泥の燃焼実験からある程度操作圧力の効果が理解できる。

NOx生成量に対する操作圧力の影響の定量化は、今回の実験データだけでは困難であるが、少なくとも図－3.20に示した0.2MPaにおける低CO濃度でのNOx濃度、数百ppmとの比較から、加圧によりNOx生成量が減少することは明らかである。これは石炭の場合と同様であり、揮発分の燃焼が主体である下水汚泥の燃焼でも加圧はNOx低減に効果的であると結論できる。脱水汚泥の場合も同一条件で0.6MPaと0.8MPaを比較した場合、図－3.21に示されるように若干高圧側でNOx値が低くなっており、脱水汚泥でも加圧はNOxを抑制する効果があると考えられる。



図－3.24　乾燥汚泥燃焼時の N_2O濃度の層温度、圧力依存性

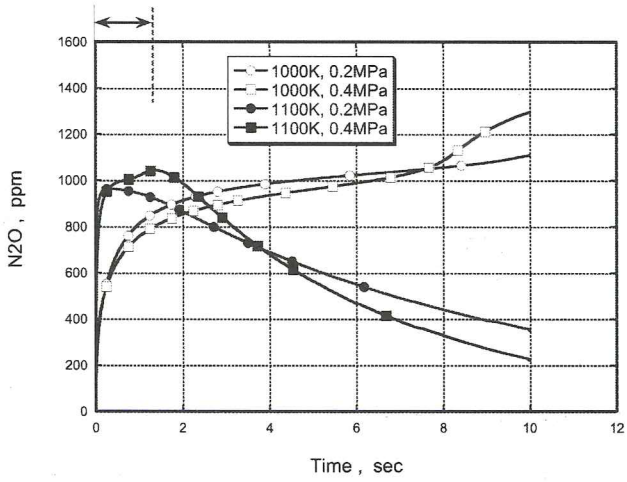


図－3.25　脱水汚泥燃焼時のフリーボード温度、圧力との関係

(3) N_2O排出特性

下水汚泥の流動焼却では高濃度のN_2Oが大気中に排出されていることが知られており、加圧流動層燃焼条件で燃焼させた場合でもN_2O排出量が問題となる。図－3.24は乾燥下水汚泥の燃焼時の流動層温度および圧力とN_2O濃度の関係を示した図で、N_2O濃度は流動層温度に負の依存性を示す。この傾向は常圧のFBCの場合と全く同様である。一方、操作圧力の増加は明確にN_2O濃度を増加させる作用が認められる。石炭ではN_2O生成量に対する圧力の効果は明確でなかったが、発生量の大きい下水汚泥の燃焼では明確に現れた。先ほど述べた、NOxへの圧力の効果と逆の効果であり、圧力に対してはNOxとN_2Oにtrade-offの関係が成立している。しかしながら、層温度とNOxは負の相関関係にあるため、層温度の上昇はNOxおよびN_2O双方を減少させる効果があることになる。

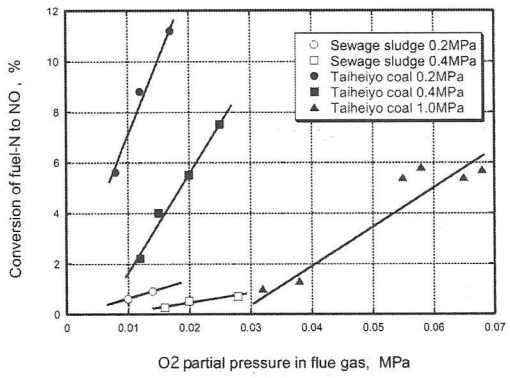
一方、脱水汚泥の燃焼時のN_2Oは図－3.25に示すようにフリーボード温度に強い依存性を示した。0.6MPaと0.8MPaとの比較でも若干0.8MPaの場合のN_2O排出濃度が高くなっている。水蒸気の効果と汚泥の微少な組成の差を無視し、単純に乾燥汚泥と脱水汚泥の燃焼実験の結果を比較してみる。図－3.25は層温度で整理しているが、フリーボード温度で整理してもほぼ同様の結果が得られる。同一の温度で比較すると明らかに脱水汚泥の燃焼時の方が高いN_2O濃度を示している。図－3.25の結果をフリーボード温度で評価すると、層温度よりさらに低い温度となり、この差はさらに大きくなる。従って、少なくとも脱水汚泥の燃焼時の方がN_2O排出濃度が高いことは間違いない。これを、燃焼圧力の差異と考えると、加圧によりN_2O排出量は増加すると推定できる。この結果は、乾燥汚泥、脱水汚泥それぞれの燃焼実験で得られた推定と一致する。下水汚泥の加圧燃焼ではN_2Oの発生量が大きくなると予想されるので、何らかの対策が必要と考えられる。N_2O生成量の絶対値は、圧力0.4MPa、層温度1123K、排ガス中酸素濃度5%



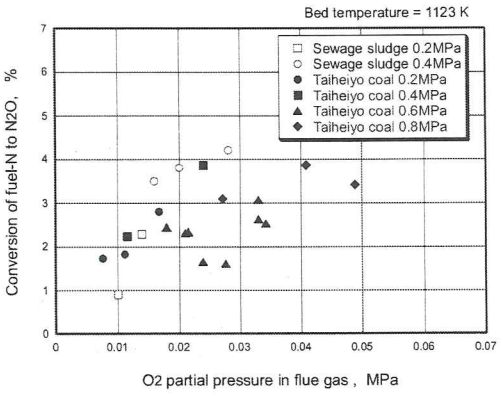
図－3.26　気相反応の素反応スキームによるN_2Oの生成・消滅の計算結果

（空気比1.31）の条件で300ppm（O_2 0%換算値）程度で、下水汚泥中のN分の転換率は3.12%程度となる。この値は流動層下水汚泥焼却炉の実機での値とほぼ同等である。NOxは下水汚泥の方が石炭に比べ圧倒的に低い転換率となるが、N_2Oへの転換率はほぼ石炭と同等である。これは、NOxの生成源及びその生成スキームが石炭と異なるが、N_2Oのそれは下水汚泥と石炭で同様であることを示している。今後詳細な検討が必要であろう。下水汚泥では圧倒的に窒素酸化物はN_2Oにシフトした状態で排出される。

操作圧力のN_2Oへの効果を検討した。N_2Oの生成については気相反応については詳細な反応スキームが提出されており、またそれから予想されるN_2O濃度は実験結果と良好に一致することが確認されている。ここでは、この素反応モデルにより、操作圧力の常圧からの変化によりN_2O濃度がどのように変化するかを計算した。計算は、GRI（炭化水素系燃料の燃焼反応素反応モデル）にN_2O生成・消滅の素反応を組み込み、CHEMKIN IIIにより計算した。N源としては、NH_3とHCNを与えた。計算結果を図－3.26に示す。N_2Oは低温では生成反応が卓越するため、濃度が時間とともに増加する。しかし、高温になると、分解反応が優勢となるためいったん生成したN_2Oは分解され濃度は時間とともに減少する。これは、既往の報告と一致する。反応系の圧力を0.2、0.4MPaとした場合、図に示されるようにN_2O濃度の変化はごくわずかであり、今回の実験で確認したように数倍のオーダーで変化することはなかった。この結果より、単純な気相反応モデルによるN_2Oの生成・分解では高圧化によりN_2O濃度が増加する理由を説明することはできず、別のメカニズムが関与していることを示唆している。この反応系としては、流動層燃焼に特有な異相反応系、すなわち気-固反応系がもっとも疑われる。今後、解明の余地がある。



図－3.27　燃料中N分のNOxへの転換率

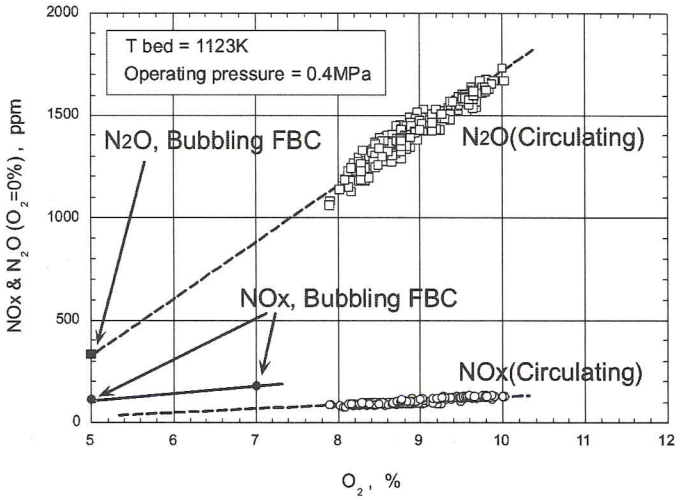


図－3.28　燃料中N分のN_2Oへの転換率

N_2O生成量の絶対値は、圧力0.4MPa、層温度1123K、排ガス中酸素濃度5%（空気比1.31）の条件で300ppm（O_2=0%換算値）程度で、下水汚泥中のN分の転換率は3.12%程度となる。この値は流動層下水汚泥焼却炉の実機での値とほぼ同等である。図－3.27および図－3.28に燃料中N分の転換率を石炭（太平洋炭）との比較で示す。NOxは下水汚泥の方が石炭に比べ圧倒的に低い転換率となるが、N_2Oへの転換率はほぼ石炭と同等である。これは、NOxの生成源及びその生成スキームが石炭と異なるが、N_2Oのそれは下水汚泥と石炭で同様であることを示している。今後詳細な検討が必要であろう。下水汚泥では圧倒的に窒素酸化物はN_2Oにシフトした状態で排出される。実機を想定した場合、含水率の高い下水汚泥の加圧条件下でのN_2O排出特性を調べることが重要である。

(4) 気泡型と循環型の比較

今回は実験の都合で、気泡型が中心となった。常圧の下水汚泥流動焼却炉では循環型の開発が行われており、今後普及が予想される。加圧流動層燃焼装置としても循環型は利点があり、下水汚泥の焼却炉としても可能性があると考えられる。今回の研究では数回の実験にとどまったが、気泡型と循環型の比較を簡単に行ってみたい。燃焼性については得られた灰は気泡型と同様で、燃焼性については両者で相違はないと考える。大きな相違は排ガス性状である。図－3.29にNOxとN_2Oの排出濃度を気泡型と循環型の比較で示す。図に示されるように、今回の実験では乾燥汚泥の供給に使用したスクリューフィーダーの仕様から循環型を低空気比で運転することができなかったため直接の比較は困難であるが、排ガス性状にやや差が認められる。すなわち、NOxは明らかに循環型が気泡型に比べ低レベルとなるが、N_2Oについては図－3.29に示す循環型での結



図－3.29　循環型と気泡型のNOxとN_2O濃度の比較

果の外挿線より、気泡型と循環型は同様な値となることが予想できる。この結果はNOxについては常圧の気泡型、循環型流動層燃焼装置に認められる一般的な傾向であり、通常同一炭種を使用した場合、循環型の方がNOxレベルは低下する。この傾向が加圧燃焼条件でも現れていると考えられる。一方、常圧では循環型の方がN_2Oレベルは高くなる場合が多い。加圧条件では両者の差はN_2Oでは小さくなり、同一のN_2Oレベルとなる様である。この確認のためには両者を同一の空気過剰率で運転し、石炭での結果を含む検討を行う必要がある。

(5) 排ガス中の重金属類

下水汚泥中にはHg, As等の揮発性で有害な重金属が含まれている。特に加圧流動層燃焼の条件では燃焼密度（層体積対当たりの発熱速度）が常圧の条件に比べて大きいため、局所的な高温化のおそれがあり、これら重金属類の排ガスへの排出量も多くなると考えられる。そこで、排ガス中のHgの定量を試みた。しかしながら今回使用した脱水汚泥中のHg濃度の絶対値が極めて低いことと、Hg捕集のために吸引した排ガスは総排ガス量の約1/2000であったため、定量限界に近く分析値の信頼性に乏しい結果となった。暫定的な分析結果では元の汚泥中のHg量の60～80%が排ガス中に移行したとの測定値を得たが再吟味の結果、信頼性に乏しいことがわかった。灰の分析をX線分析とは別に通常の方法で行ったが、Hgは検出限界以下であり、ほとんどが排ガスに移行したものと推定された（図－3.15）。Hgは今回行った脱水汚泥の燃焼温度では理論的にほとんど気化するものと推定され、灰側の分析値はこれを裏付けるものとなった。一旦気化したHgは低温領域で水溶性のものは凝縮水等へ、また一部は微粒子表面等へ再付着する。今回は採取時に汚泥中の水分の凝縮水があり、水溶性のHgはそ

表－3.3　下水汚泥の単独加圧流動層燃焼時の灰中の微量元素の分析値

(Unit: mg／kg-DS)

Elements	Fly ash	Bed ash	Elements	Fly ash	Bed ash
Fe	138,700	100,000	V	59.6	37.7
P	94,700	61,000	As	28.3	8.2
Al	57,600	42,500	Ag	23.1	11.9
Ca	53,800	32,800	Mo	21.8	14.7
K	15,690	18,850	B	21.7	20.2
Mn	15,100	1,830	Co	11.7	6.5
Ba	14,480	2,310	Sb	6.7	4.2
Mg	8,920	9,290	Cd	3.1	1.1
Na	7,580	5,140	Se	1.3	<0.5
Zn	1,319	640	In	0.6	<0.5
Cu	1,034	789	Tl	<0.5	<0.5
Cr	233	86.1	Te	<0.5	<0.5
Ni	88.9	41.8	Be	<0.5	<0.5
Pb	71.2	41.1	Hg	<0.03	N.D.
Sn	62.1	39.5			

の過程で失われた可能性が高い。データの信頼性を高めるためには、長時間の排ガスサンプリング、汚泥試料へのHgの添加等により、分析精度が向上するような方法が必要と考えられる。

脱水汚泥の焼却実験で実験後採取した層内灰、フライアッシュ中の微量元素の分析値を**表－3.3**に示す。表－3.3に示す微量元素の含有量は常圧条件での燃焼灰の微量金属含有量とほとんど差は認められなかった。加圧燃焼で発生する灰の性状は含まれる微量元素の値からは、常圧燃焼時に発生する灰と基本的には同様な性状であると判断される。この結果、10気圧以下（本試料は0.8MPa）の加圧条件は、灰性状に関しては重金属類を含めて特に顕著な影響は無いことが確認された。

微量元素の挙動としては、揮発性の高いHg, Se等は層内灰にはほとんど含まれず僅かにフライアッシュ中に認められる。また、Hg, Seに準ずる揮発性を持つ元素についても、層内灰よりもフライアッシュに多く含まれる傾向が認められる。これは、層内灰の温度履歴と飛灰の温度履歴の差によるものと判断される。熱力学的な検討からも、こうした揮発性の元素の熱力学的性質（融点、沸点等）に対する、システム圧力の影響はごく僅かであり、加圧燃焼条件で得られた灰が常圧での灰と同等であることを裏付けている。

3.3.4　炉内脱硫

(1) 配管の腐食と炉内脱硫の必要性

ここまで述べてきたように、下水汚泥の加圧流動層による燃焼においては燃焼性、灰の性状、排ガス性状で特段の問題はないことを明らかにしてきた。N_2Oについては、やや排出濃度が高くなる傾向にあるものの、対策は十分に可能と考えられる。今回の実験では、炉内脱硫を行っていないが、汚泥中には表－3.1に示されるように、かなり高濃度のSが含まれている。このSの形態は不明であるが、かなりの部分は燃焼性のSと考えられ、実用化の際は炉内脱硫が必要となろう。ここまで示した実験では脱硫を行っていないので、問題が発生した。**図－3.30**は燃焼装置と圧力容器外部への配管を接続するステンレス製の伸縮官の写真である。これは、実験終了後に一昼夜放置後に表面にピンホールを生じたものである。これは、明らかに硫酸の生成による腐食である。汚泥中のSは酸化され、

$$S + O_2 = SO_2 \qquad [2]$$

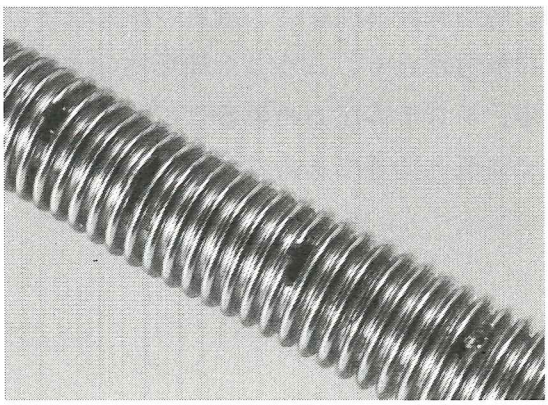
により通常はSO_2となる。SO_2は水と反応して一部亜硫酸を生成するが、今回ピンホールを生じた様な腐食を起こすとは考えにくい。加圧下の燃焼では、〔2〕の他に

$$S + 3/2\ O_2 = SO_3 \qquad [3]$$

の反応により亜硫酸ガスを生じる。この亜硫酸ガスは水と反応して、

$$SO_3 + H_2O = H_2SO_4 \qquad [4]$$

により腐食性の強い硫酸を生じる。常圧条件では、燃料中のS分の酸化状態はSO_2が大部分であるが、酸素分圧の高い加圧燃焼条件ではSO_3まで酸化される割合も高くなる。しかしながら、ほぼ同量のS分を含む石炭の場合、同一の条件でもこうした腐食はみられなかった。このことから、下水汚泥中のS分は石炭中のS分と比較して、SO_3まで酸化されやすい形態のSの可能性がある。いずれにしても、実用化に際してはSO_2対策が必要でそのためにも、炉内脱硫が不可欠と考えられる。



図－3.30　配管部分に発生した腐食

(2) 炉内脱硫

表－3.1に示されるように、下水汚泥はS分を1%程度含むことからそのまま焼却した場合、計算上700ppm程度のSO_2が発生する。また、この一部は前述のようにSO_3まで酸化されている可能性があり、後段の装置の腐食防止の観点から対策が必要となる。現在の下水汚泥焼却炉は図－3.31に示す様な構成が典型的である。通常は排ガス処理ラインに設けられたウェットスクラッバーによりアルカリ洗浄されるため、焼却炉で発生したSO_2はほぼ全量排ガスから除去される。しかし、本受託研究で想定している高圧排ガスをガスタービン、ターボチャージャー等で利用するシステムにおいては、それらに排ガスを導入する前に腐食が防止できる程度に硫黄酸化物を排ガスから除去する必要がある。

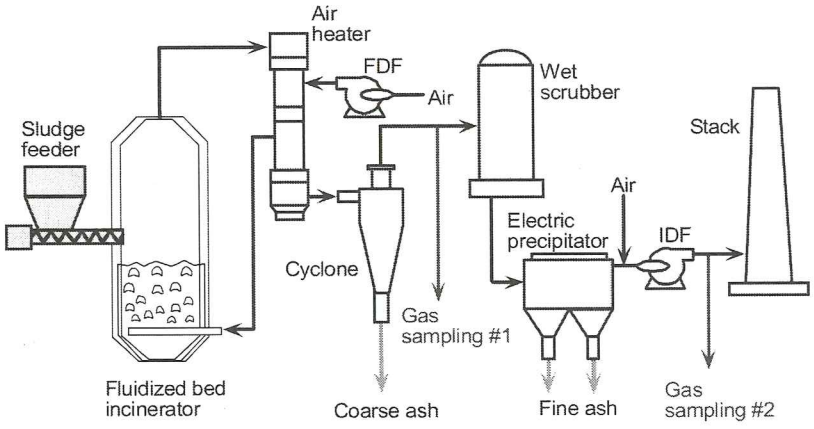
この方法としては、加圧流動層の場合石灰石を炉内に投入する炉内脱硫が最適であろう。加圧流動層においても、大気圧条件で運転される流動層燃焼装置と同様に炉内脱硫が可能で、石炭の加圧流動層ボイラーの例ではCa/S=3～5程度の石灰石供給量で90%以上の炉内脱硫率を達成している。下水汚泥においても同様な炉内脱硫が可能と考えられるが、実験による検証が必要である。なぜならば、

①下水汚泥の場合、揮発分の燃焼が主体で硫黄分も揮発分として放出されている。

②揮発分はフリーボードで燃焼する割合が高い

③石灰石による炉内脱硫は気固反応であり、通常は固体粒子濃度の高い流動層部分で生じる。一部微細な石灰石はフリーボードで気固反応を生じるが、一般にその割合は大きくない。

これらが下水汚泥特有の条件といえる。このため、石炭燃焼と同様な石灰石供給量、供給方式では充分な炉内脱硫率を達成できないおそれがある。



図－3.31 下水汚泥焼却炉の構成の例

このため、汚泥の専焼条件において炉内脱硫実験を行った。しかしながら、汚泥特有の条件として排ガス中に多量の水分を同伴するため、通常のSO_2連続分析計による排ガスのモニターは困難であり、旧来の溶液吸収法で測定を行う必要があり非常に煩雑である。そのため、充分な回数の実験とは言い難いが一応の目安として炉内脱硫実験結果として示す。

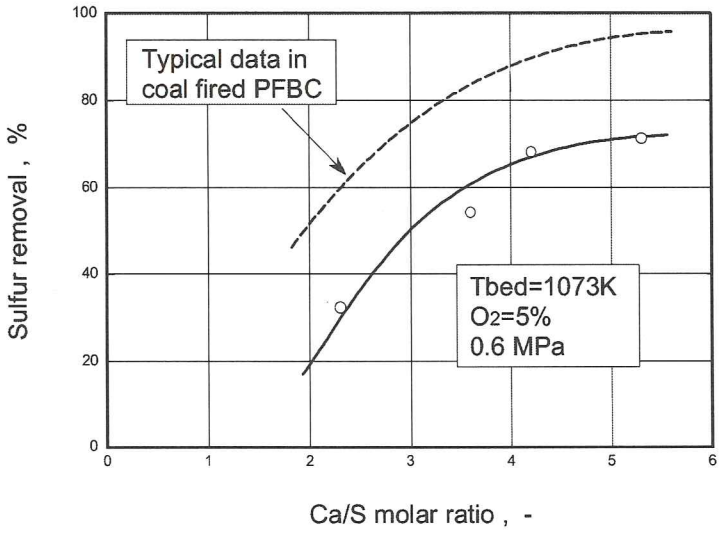
図－3.32は0.6MPaの脱水汚泥専焼条件において、石灰石を流動層中に供給した場合の排ガス中の硫黄酸化物濃度から計算した脱硫率と石灰石供給量（Ca/Sで表示する）の関係を示したものである。測定は各条件とも定常状態を確認した後、約30min間の測定である。脱硫率はCa/Sの増加と共に向上する傾向が認められたが、Ca/S=5.3の条件においても73%程度で、あまり高くなかった。石炭焚きPFBCにおける典型的な炉内脱硫結果を合わせて示すが、それに比べかなり低い脱硫率である。前述の様に下水汚泥の場合揮発分の燃焼が主体で、揮発分はフリーボードで燃焼する割合が高いが、脱硫反応は流動層部分で主として生じるため脱硫反応の寄与が小さいことが原因と考えられる。また、フリーボードで脱硫反応が生じる場合、ガス側滞留時間が短いため充分反応せず、脱硫率が向上しない。さらに、脱水汚泥では流動層温度が脱硫の最適温度である1110Kにくらべ低くなることも、この原因と考えられる。

いずれにしても、後段のガスタービン・過給器の保護のためには脱硫は不可欠であり、脱硫率を向上させることが必要である。方法としては、

① 微細な石灰石を使用し、フリーボードでの脱硫を促進させる。

② フリーボードを長く取り、ガス側の滞留時間を確保する。

が考えられる。②は今回使用した燃焼装置の制約上フリーボード滞留時間を充分確保できなかったため、より大きな装置での実験が不可欠と考えられる。



図－3.32 脱水汚泥焼却時の炉内脱硫試験結果

3.3.5　汚泥と石炭の混焼での実験結果

ブレアゾール炭と脱水汚泥の混焼時における混焼率は次式で定義する。

$$\eta = \frac{W_{sludge}}{W_{coal} + W_{sludge}} \qquad [5]$$

ここで、

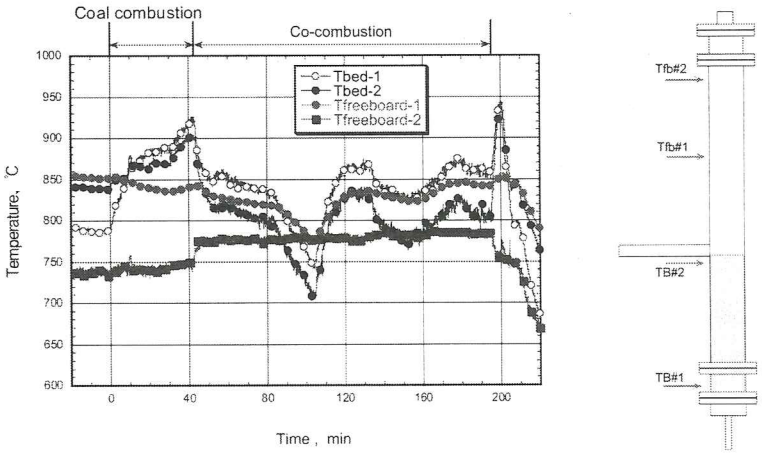
W_{sludge}：　乾燥下水汚泥重量

W_{coal}：　ブレアゾール炭の重量

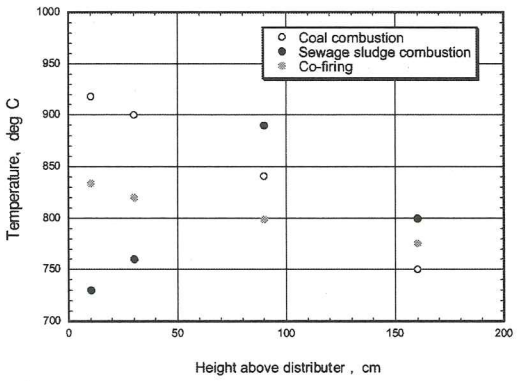
今回使用した脱水汚泥の使用時の含水率は82～83%であり、実際には下水汚泥に付随して相当量の水分が供給されることになる。

図－3.33に0.6MPa条件で、石炭専焼条件から脱水汚泥を加えて混焼条件へ移行した場合の装置内温度の変化を、**図－3.34**にそのときの層内高さ方向の温度分布を示す。石炭専焼では空気比を1.2とした。この条件から脱水汚泥の供給を開始し、同時に石炭供給量を低下させて、総空気比を1.2とした。最終的な混焼率は0.62である。図－3.33に示されるとおり石炭専焼条件では、石炭投入開始直後に電気炉を全閉にしたにも関わらず、流動層温度が上昇し続け900℃を超える温度となった。今回使用した燃焼炉は脱水汚泥に対応するため、電気炉容量を大きく設計したため断熱が良好である。さらに、今回は層内冷却管を設置していないので、標準的な流動層燃焼温度にコントロールすることはできず、0.6MPaの条件における燃焼負荷でも層温度は900℃を超えるような温度となった。

この石炭専焼条件から、含水率83%の脱水汚泥を加えると、当然層温度が急激に低下した。この場合は、電気炉に通電しある程度加熱しないと燃焼を維持できなかった。



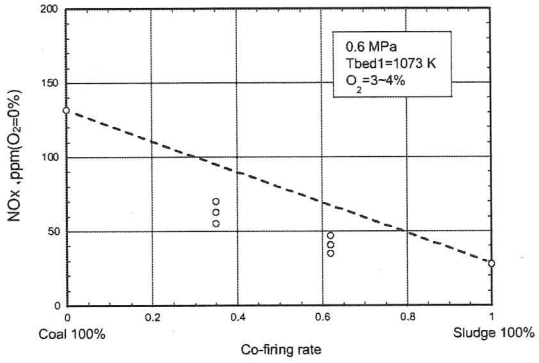
図－3.33　石炭と汚泥の混焼条件での装置内の温度履歴の一例（0.6MPa）



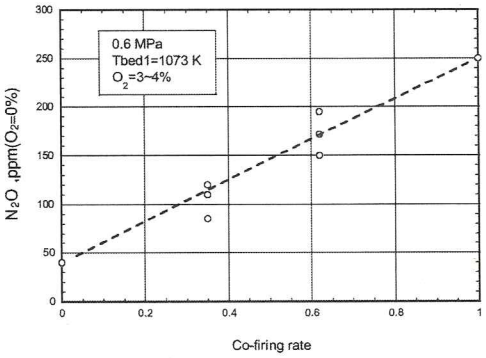
図－3.34　混焼時の装置内の温度分布の一例（0.6MPa）

しかし当然のことながら、脱水汚泥専焼条件に比べると、電気炉負荷は小さくすることが可能で、石炭の助燃剤としての効果が認められた。さらに顕著な混焼の効果は、装置内の高さ方向の温度分布の改善である。図－3.34に示されるように、脱水汚泥の専焼条件では流動層上部のフリーボード部の温度が最も高くなる温度分布を示し、これはフリーボード部での揮発分の燃焼が盛んであることを示唆している。これに対し、石炭専焼条件では流動層の温度が最も高くなる温度分布となった。これは、石炭では分散板近傍に供給された石炭が揮発分を含めて流動層内で主として燃焼していることを示している。混焼時の温度分布は石炭専焼時の温度分布を全体的に低温側にシフトした分布となり、流動層の温度が最も高くなる温度分布となった。しかし、混焼時にはフリーボード温度も流動層温度よりやや低い程度で、揮発分のこの部分での燃焼の結果と推測できる。

混焼時の排ガス特性は現時点ではデータが不十分であるので、概略の説明にとどめる。図－3.35に脱水汚泥（含水率約83wt%）とブレアソール炭を混焼した場合のNOx値と(5)式で定義した混焼率との関係を示す。この時の操作条件は、圧力0.6MPa、流動層温度（下部）800℃、排ガス中酸素濃度3～4%（空気比1.2近傍）である。ただし、ブレアソール炭の専焼を流動層温度800℃で行うことはできなかったので、850℃付近の値をプロットしている。さらに、石炭専焼条件では層温度のNOxへの影響は小さいことがわかっており、800℃でのNOx値は850℃での値より若干高いと予想されるが、大きな差はないと考えられる。図－3.35より混焼時のNOxの値は、石炭と汚泥の専焼時の値より、加成性が成り立つとして予想した値（図－3.35中の破線）より、低い値を示した。銘柄の異なる石炭の混焼ではほとんどNOx値は平均値になることが多いが、燃料種の全く異なる今回の例では平均値とはならなかった。混焼率を発熱量ベースで定義した場合は、図－3.35の結果は、より汚泥側にシフトすることになり、汚泥の僅かな混焼でNOxは大幅に低下するという評価になる。この理由は、汚泥の専焼の項で説明したとおり、汚泥と共に同伴



図－3.35　混焼時のNOx濃度と混焼率の関係



図－3.36　混焼時のN_2O濃度と混焼率の関係

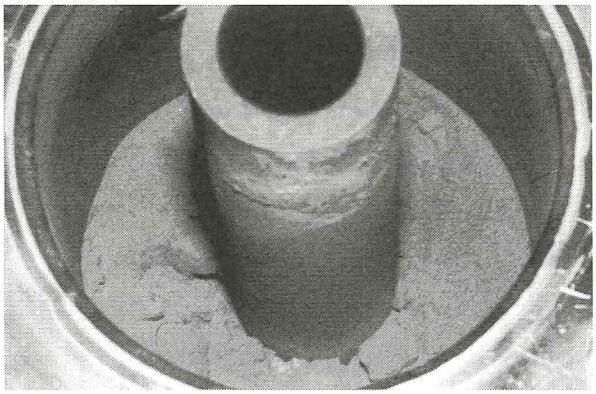
される水分の量が極めて多いため燃焼雰囲気中の水蒸気濃度が混焼により、高くなりこれがNOxの生成反応を抑制するためと考えられる。従って、汚泥と他の燃料の混焼はNOx濃度を低下させる効果が大きいと言える。

図－3.36に図－3.35と同一の条件におけるN_2Oの値を示すが、N_2Oに関してはデータがばらつき判断は難しいがほぼ加成性が成立すると判断される結果となった。これはN_2Oに関しては水分の影響がほとんど無く、燃料中のN分の量でほぼ排出濃度が決定されるためと説明できる。ただし、N_2Oについては気相での生成反応が支配的で汚泥の専焼条件ではフリーボード温度が高く、生成反応は抑制される。これに対し、混焼条件では今回使用した装置ではフリーボード温度が低下したため、この面ではN_2Oの生成に有利となる。混焼により変化する装置に投入されるN分の総量と、フリーボード温度変化はN_2O濃度に対し逆の効果となるが、実験結果は前者の効果が大きいことを示している。

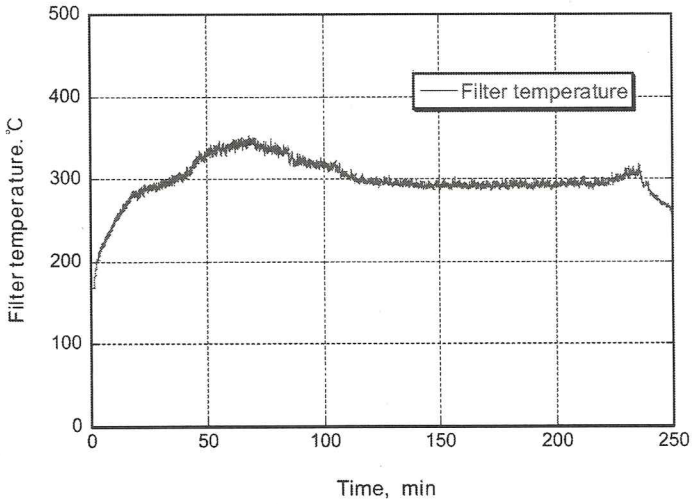
混焼時の灰を分析したが、未燃分は非常に少なく石炭、脱水汚泥それぞれの専焼時の燃焼効率が混焼時にもそのまま維持されている結果となった。ただし、温度分布の項で説明したとおり今回の装置は電気炉により外熱しており、流動層温度を800℃以上に保つことができたので、高い燃焼効率が達成されたとも考えられる。外部加熱の無い、自立した燃焼装置で得られる燃焼温度が、汚泥中の水分のため大幅に低下する場合は、石炭の燃焼には不利となり燃焼効率が低下する可能性は残る。

3.3.6　セラミックフィルターによる脱塵

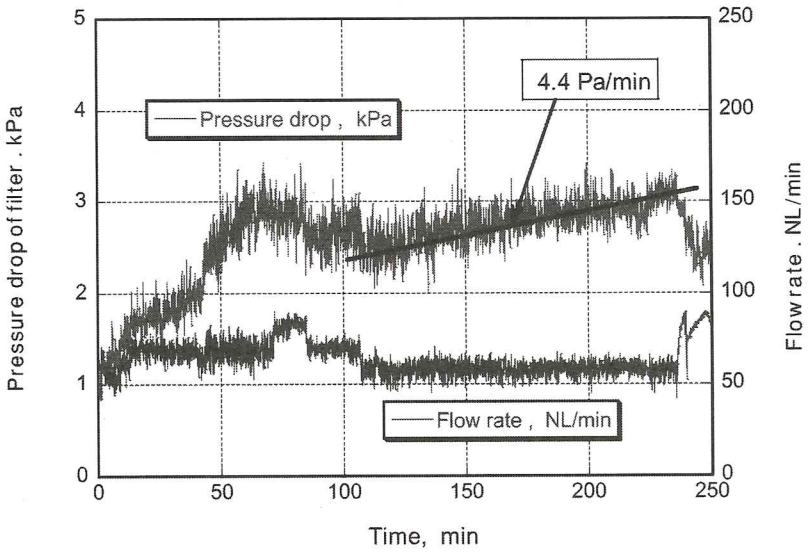
今回脱水汚泥の焼却実験に使用した燃焼装置には、排ガスラインにセラミックフィルターを設置した（図－3.4右の写真）。セラミックフィルターはステンレス製のモジュールに組み込まれた、外径約50mm、内径約30mm、長さ約300mmのチューブ状のものである。実験に当たっては、セラミックフィルターモジュールは断熱材で覆い、排ガスの温度が低下しないようにしたが、フィルターモジュールが燃焼装置の規模に比べ大きいため、放熱ロスが大きく、フィルター内の温度は後述のように約350℃程度となった。このため、実機で使用した場合想定される温度800℃でのセラミックフィルターの動作確認はできなかった。また、セラミックフィルターの前後の差圧を後に示すが、数時間の実験時間では差圧の増加は僅かであった。石炭の加圧流動層ボイラーで使用されるセラミックフィルターでは、定期的に高圧空気を逆方向に瞬間的に吹き込む措置（逆洗）を実施し、フィルター表面に付着したケーキ層を払い落とし、フィルターの差圧をある範囲の値に管理している。実験後におけるセラミックフィルターの解法点検時の状況を図－3.37に示す。



図－3.37　実験後のセラミックフィルター内の灰の外観写真



図－3.38　セラミックフィルター内部温度変化の一例



図－3.39　セラミックフィルター前後の差圧変化

図－3.38はフィルターモジュール内に設置した熱電対により測定したモジュール内温度の経時変化である。燃焼開始後50分までは温度上昇が見られるが、その後ほぼ安定し、この例では300℃付近でほぼ一定温度となった。断熱材で保温しているが、放熱損失が大きく、燃焼装置出口での排ガス温度820℃（図－3.11）からは大幅に低下してしまった。このときの、セラミックフィルター前後の差圧と燃焼装置に流入する空気流量の変化を図－3.39に示す。図－3.39中50分までの差圧

上昇は、図－3.38の温度履歴と比較するとモジュールの温度上昇に伴うものであることがわかる。110分から240分までの緩やかな差圧上昇は、この区間でのモジュール温度およびガス流量がほぼ一定であるので、セラミックフィルター表面に付着したケーキ層厚みの増大に伴う圧力損失の上昇と判断できる。この区間での差圧上昇速度は図－3.39に示すとおり、4.4Pa/min（約0.45 mmH_2O/min）と小さな値であった。これは2時間の定常運転で、53 mmH_2Oの差圧増大に相当する。この差圧増加速度は石炭焚きPFBCに使用されるセラミックフィルターの差圧増加速度と同程度と推定される。石炭焚きPFBCではフィルターの差圧が100~200 mmH_2O程度で高圧空気パルスによる逆洗工程を施し、フィルター表面に堆積した粒子層を払い落としている。その頻度は一つのモジュールに対しては数時間程度の間隔である。

下水汚泥では石炭に比べ灰分が多く、灰の挙動で述べた様にその80%以上はフライアッシュとなるため排ガス中には多量の灰が同伴される。石炭に比べフィルターへの負荷は数倍となるが、今回の実験では石炭焚きPFBCのセラミックフィルターでの差圧増加速度とオーダー的には等しい差圧増加速度となった。これは、今回使用したフィルターモジュールが使用した燃焼装置の容量に比べ大きく、濾過速度が実機より小さかったためと推定される。

図－3.37の写真に示されるように、実験後の解法点検の際灰の殆どはモジュール底部に堆積している状態が観察された。実験措置には高圧空気によるフィルターの逆洗が可能なように配管を施してあるが、実験中には高圧空気による逆洗は行っていない。そのため、モジュール底部に堆積した灰は、逆洗により払い落とされたものではなく、自然沈降したものである。すなわち、燃焼装置から灰ガスに同伴されたフライアッシュはフィルターモジュール内でのガス速度が低下したため大部分が自然沈降し、微細な灰だけがフィルター表面に付着、差圧の増加を招いたものと考えられる。

モジュール底部から採取した灰の平均粒径は灰の挙動の項で説明したとおり150μmであった。フィルター表面のケーキ層から採取した灰の粒径は底部に堆積した灰より格段に微細で顕微鏡観察によれば20 μm以下が大部分を占めている。

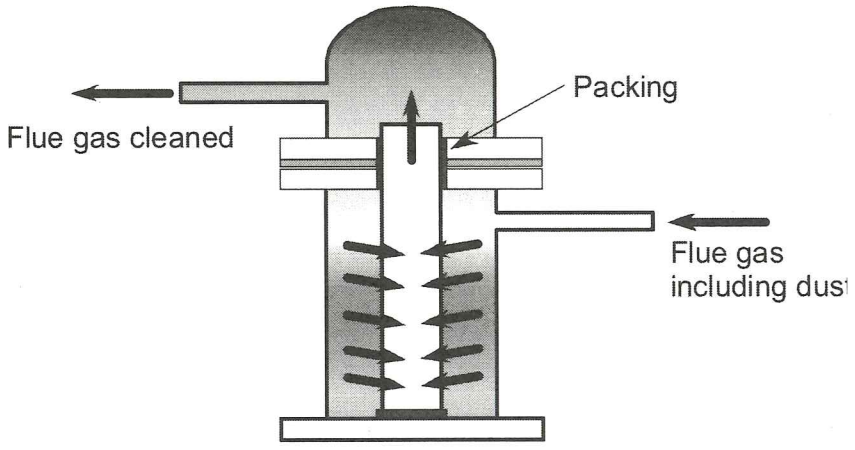
フィルター通過後の排ガスラインに円筒濾紙を設置し、燃焼実験の全期間にフィルターを通過した微粒子を捕捉し、通過排ガス総量よりフィルター通過後の排ガス中のダスト濃度を見積もった。安定な燃焼実験ができた3例での実験結果を**表－3.4**に示す。通過排ガス総量は汚泥を供給している時間とそのときの空気流量より計算により求めたもので、汚泥中の水分に起因する水蒸気を含む湿ガスベースである。通過ガス総量は標準状態での値であるから、フィルター出口での温度（300℃）基準では、約1/2のダスト濃度となる。実験結果では、平均の排ガス中ばいじん濃度は25.0 mg/m^3_Nとなった。石炭の商用PFBCではダスト濃度は数mg/ m^3が典型的な値であり、今回得られた値はやや大きいダスト濃度である。しかしな

がら、ここで捕集したダストがセラミックフィルターを通過した粒子のみであるかは疑問が残る。

今回使用したモジュールでは、図ー3.40に示すようにセラミックフィルター本体はセラミック製断熱材をシール剤としてモジュールに固定されており、気密性は完全とは言い難い。円筒濾紙で回収された灰の一部はシール部分の不備のため漏洩した可能性があり、セラミックフィルター本来の性能を評価しているとは言い難い。正当な評価のためには、シール構造を商用PFBCで使用されるフィルターモジュールと同様なものにした上で、さらに濾過速度も適切な値として運転すべきであろう。しかしながら、今回の実験結果のダスト濃度レベルは下水汚泥の加圧流動層燃焼装置のダストクリーニングとしてセラミックフィルターを使用することは、可能であることを示唆する内容と評価できる。

表ー3.4　セラミックフィルター通過後ガス中のばいじん濃度

番号	操作圧力 MPa	円筒濾紙捕集量 g	通過排ガス総量 m^3_N	平均ダスト濃度 mg/ m^3_N
1	0.6	0.52	20.1	25.9
2	0.6	0.83	24.6	33.7
3	0.8	0.49	31.6	15.5
			平均	25.0



図ー3.40　セラミックフィルターモジュールの構造

3.3.7　下水汚泥の加圧流動層燃焼時の水分負荷の設計指針

下水汚泥は約80%の水分を含む。将来的にこの含水率は低下すると考えられ、脱水汚泥の自然が可能となる。下水汚泥の加圧流動層燃焼と石炭の加圧流動層燃焼の最大の相違は可燃分に付随して炉内に投入される水分量である。石炭の場合、石炭を水と混合した石炭-水ペーストのポンプ圧送による連続供給が主流であるが、石炭-水ペースト中の水の重量は全体の20wt%程度である。石炭粒子の場合はこの程度の水分量で、流動性を充分確保できる。また、石炭では単位重量当たりの発熱量が下水汚泥に比べ大きく、石炭－水ペーストでは、水の総発熱量に対する割合は、標準的な6500kcal/kgの石炭の場合、

$$\gamma_{coal} = \frac{1 \times 0.2}{6500 \times (1 - 0.2)} = 3.85 \times 10^{-5} \qquad \text{kg-water/kcal} \qquad 〔6〕$$

これに対し、含水率75wt%の脱水汚泥では、乾燥汚泥の発熱量を4000kcal/kgとして

$$\gamma_{sludge} = \frac{1 \times 0.75}{4000 \times (1 - 0.75)} = 7.5 \times 10^{-4} \qquad \text{kg-water/kcal} \qquad 〔7〕$$

となり、下水汚泥では石炭の20倍の値となる。加圧流動層燃焼では、適切な層温度にするためには抜熱は必要であるが、通常は操作圧力に比例して体積当たりの燃焼負荷を大きくすることは可能である。これは、燃料側の供給速度に釣り合う燃焼速度で流動層内の燃焼速度がバランスすることを意味している。これに対し、下水汚泥の加圧流動層燃焼においては、含水率75wt%の条件では、含まれる水分の蒸発潜熱を上回る下水汚泥からの発熱があるので自立した燃焼は可能となるはずである。しかしながら、水分負荷が大きいため層温度が低下し、その温度での燃焼が不可能になる可能性が残る。すなわち、

① 汚泥全体でのエネルギーバランスは発熱量が水分の蒸発潜熱、排ガスの顕熱分、装置からの放熱損失分、の合計を上回る。

② 層内に投入された汚泥中の水分は、層内で全量蒸発する（させなければならない）。

③ 汚泥中の可燃分は揮発分として殆どが放出され、層内で燃焼する割合は高くない。

④ 従って流動層のみの熱バランスでは、発熱が不足し流動層温度が低下してしまう。

が考えられる。

水分の蒸発に必要な熱は流動媒体から供給されることから、層温度を維持するため（助燃した場合も含む）、現状では下水汚泥焼却炉の設計指針として、流動層単位体積当たりの水分負荷を、ある値以下に保つという考え方が導入されている。この指針に従うと、加圧流動層で脱水汚泥を燃焼させるためには次の様な設

計となる。

① 例えば3気圧で運転する場合、燃料サイドからは汚泥供給量は常圧の3倍となる。

② しかし、体積水分負荷一定の考え方に従えば、加圧流動層の体積を3倍にする必要がある。

石炭の場合には常に流動層体積は一定であり、体積水分負荷は常圧時の3倍となるが、良好な燃焼が維持できる。すなわち、常圧での汚泥焼却炉と石炭の加圧流動層燃焼の比較から必要な流動層体積は、

(a) 常圧の流動焼却炉の経験から流動層体積を操作圧力に比例させ、体積水分負荷を圧力にかかわらず一定に保つ。

(b) 操作圧力にかかわらず、流動層体積を一定に保つ。これにより、体積水分負荷は操作圧力に比例して大きくなる。

という、両極端の考え方となる。前者の考え方で流動層体積を操作圧力に比例させて大きくすると、装置の大きさも大きくなり、加圧操作により装置がコンパクトになるという、加圧流動層燃焼の利点をスポイルすることになり、装置的には不利である。石炭の加圧流動層ボイラーでは、装置自体は常圧と大差ない大きさで、体積当たりの燃焼負荷がまさに圧力に比例していると言える。どちらの考え方が、汚泥の加圧流動層において、流動層温度をある温度以上に保つために必要な流動層体積を示すであろうか。

流動層に投入された水分の蒸発に必要な熱は、流動媒体を通じて供給される。一方、発熱を担う可燃分の燃焼は流動層内とフリーボード部に分かれ、単純には層内で発熱した分のみが流動媒体を通じて水分の蒸発に寄与する。もし、この割合が操作圧力にかかわらず一定であれば、高い操作圧力では流動層に投入される水分負荷が大きくなるため、層内の発熱だけでは水分の蒸発熱をまかなえず、流動層温度は低下してしまう。これを防ぐため、流動層内部での発熱量を大きくするため流動層体積を増加させる必要がある。しかしながら、加圧状態での汚泥の燃焼過程は常圧とは異なることが予想される。予想される因子としては、

① 加圧による、水の沸点の高温化

② 加圧による流動層から汚泥粒塊への伝熱速度の増大

③ 加圧により、揮発分放出速度の変化

④ 加圧による揮発分およびチャーの燃焼速度の増大

が考えられる。これらのうち、①については10気圧における水の沸点は170℃程度であり、この温度に達するまでの遅れは多少あろう。②については、流動層内においては粒子-粒子間の伝熱が支配的であり、粒子-粒子間の伝熱については加圧により若干伝熱係数が大きくなるものの（約10%程度、400-500 W/m2.Kの伝熱係数が典型的）、加圧により大幅な伝熱速度の向上があるわけではない。③について

も熱分解速度は②の伝熱速度率速であり、②の理由から、圧力の影響はあまり無いと考えられる。ただ石炭等の熱分解では、加圧により石炭粒子の内部からジェット状に吹き出す揮発分でその放出が抑制される事実は知られている。④についてはCOの燃焼速度の実験式に見られるように、気体燃料の燃焼では濃度項が加圧操作で大きくなるため（酸素濃度、燃料濃度それぞれの増大）燃焼速度は常圧に比べ10倍から100倍大きくなる。また、チャーの燃焼速度もほぼ圧力の0.7乗程度に比例するため、常圧より大きくなる。このため、加圧条件では流動層内での燃焼割合は常圧に比べ大きくなると予想される。以上の考察から、加圧下では脱水汚泥の乾燥過程は遅れるものの、その後の熱分解・揮発分放出過程はほぼ常圧と同等、最後の揮発分およびチャーの燃焼速度は大幅に増加すると予想される。総合的にはおそらく同じ供給方式であれば、加圧条件での脱水汚泥の流動層内での燃焼割合は常圧に比べて大きくなると予想される。

定量的には流動層内での脱水汚泥の乾燥・熱分解・揮発分燃焼・チャー燃焼をモデル化し、加圧条件での計算が必要である。おそらく、計算上も上記の推定を指示する結果となろう。従って、加圧流動層で脱水汚泥を燃焼させる場合の必要な流動層単位体積あたりの水分負荷は、(a)と(b)の考え方の中間となることが予想される。石炭では水分の蒸発に必要な熱が通常の操作範囲においては、いかなる場合にも流動層内で確保されるため、(b)の考え方で良い。一方、脱水汚泥では、水分の蒸発熱を流動層内で確保するためには水分負荷を操作圧力に応じて変化させる必要があろう。しかし、(a)の考え方は過剰であり、実際は操作圧力の上昇に伴い緩やかに流動層体積を増加させ、流動層体積水分負荷の操作圧力上昇に伴う急激な増加を緩和する、というのが最も妥当な指針と言える。

さらに、脱水汚泥の流動層内での燃焼割合を高めるためには供給位置も考慮する必要がある。石炭と同様に流動層下部の分散板近傍に汚泥を供給すれば、流動層内部での揮発分燃焼に必要な時間を長くすることができるため、流動層内での燃焼割合を高くすることが可能であると予想される。加圧雰囲気への脱水汚泥の供給はポンプによる圧送が現実的であり、もしこの方式による供給を行うのであれば直接流動層下部への投入が可能となる。

今回の研究で使用した燃焼装置は、電気炉加熱方式のためこの考察を検証することは困難であり、モデルによる計算と実際の熱的に自立する大きさの燃焼炉で検証する必要がある。

3．4　まとめ

下水汚泥を加圧流動層により焼却・石炭との混焼させた場合の基礎データを取得することを目的と下水汚泥の燃焼試験を行った。加圧条件下で燃焼中の様子を直接観察可能な流動層燃焼装置により、乾燥下水汚泥を燃焼させた。また、含水率の高い実際の脱水汚泥の燃焼実験のため電気炉出力の大きな流動層燃焼装置を製作し、実汚泥の燃焼試験、石炭との混焼試験を行った。乾燥汚泥では0.4MPaまでの加圧条件で、脱水汚泥では0.6MPaと0.8MPaの加圧条件における燃焼特性を調べた。その結果、

(1) 乾燥汚泥の下込め供給条件では、揮発分は層内でほとんど燃焼が完結する。これに対し、脱水汚泥を層上から投下する方式の供給では、層内では乾燥・ガス化が主体で揮発分はかなりの部分がフリーボードで燃焼する。

(2) 実験室規模の加圧流動層燃焼装置にも関わらず、乾燥汚泥、脱水汚泥とも灰中未燃分は極めて少なく、CO排出濃度も低いため99.99%以上の高い燃焼効率を示した。

(3) 灰の溶融その他は認められず、安定な燃焼が可能であった。

(4) 低空気比条件ではCOの燃焼が完結しない条件がある。乾燥汚泥、脱水汚泥共にCOの完全燃焼のためには排ガス中O_2濃度は4%以上とすることが必要である。

(5) 窒素酸化物については、NOxは乾燥汚泥で100ppm、N_2Oは300ppm、脱水汚泥ではNOxは50ppm、N_2Oは200ppmが典型的な値で大部分N_2Oとして排出される。ただし、脱水汚泥で乾燥汚泥よりN_2Oが低くなっているのは、フリーボード温度が揮発分燃焼のため高温となっているためである。

(6) 操作圧力の効果は、NOxについては低減、N_2Oについては増加させる効果が認められた。

(7) NOxについては加圧による低減と、脱水汚泥の場合は高い水蒸気濃度による抑制効果が認められる。

(8) 脱水汚泥と石炭との混焼では、装置内の高さ方向の温度分布が石炭専焼の場合の温度分布に近づき、フリーボードでの燃焼割合が低下することを示唆している。

(9) 石炭との混焼時の排ガス特性は、NOxに関してはそれぞれの単独燃焼時の値より加成性を仮定し、予想した値より低い値を示し水分によるNOx抑制の効果が認められた。N_2Oに関してはほぼ中間値となった。

(10) 炉内脱硫については、下水汚泥特有の問題（排ガス中に多量の水分を含む）より測定法が通常より難しく、暫定的な結果にとどまったが、Ca/S=5とすれば75%程度の炉内脱硫が可能であることが示された。下水汚泥ではフリーボード部での燃焼割合が高く、フリーボードでの石灰石とSO2の接触が不十分なため、石炭の場合のような脱硫率が得られなかったものと推定される。正確な脱硫率測定のため

には、より大型でフリーボード部分のガス滞留時間が大きい燃焼炉で試験が必要である。

(11)脱水汚泥を加圧条件で焼却した場合の汚泥中の重金属類の飛散については、明確な測定は困難であったが、回収した層内灰、フライアッシュの分析からは、加圧条件でも常圧の汚泥焼却炉から排出される灰と同様な組成であり、加圧条件における重金属類の挙動も常圧の場合と同様と推定された。

(12)セラミックフィルターでの集塵については、石炭のPFBCで採用されているセラミックフィルターモジュールの集塵効率にくらべ若干劣る集塵効率となった。しかしながら、今回使用したフィルターモジュールの容量が装置の焼却容量と一致していないことと、モジュール内部のシール構造が実機と比べ完全でないことから、今回得られた結果だけでは、集塵効率を評価することは困難である。ただ、フィルター表面へのケーキの堆積速度やケーキ層の状態は石炭の場合と同様であり、下水汚泥の焼却炉に対してセラミックフィルターの使用が制限されるものではない。

(13)脱水汚泥の加圧流動層での燃焼時の流動層体積当たりの水分負荷について、考察を加えた。その結果、加圧時には流動層体積を増加させる必要はあるものの、水分負荷を常圧時と同意にする必要はないとの見通しを得た。

今回使用した脱水汚泥焼却用加圧流動層燃焼装置は実験室規模のものであり、この装置から得られた結果のみで、本プロセスが想定する規模の加圧焼却炉を設計、性能予測することは困難であるが、基本的には脱水汚泥を加圧流動層燃焼装置により焼却することに大きな問題はないことが明らかになった。今後は、実験室規模のものから自燃が可能なパイロット規模の加圧流動層燃焼装置による試験が必要である。

【参考文献】

1) Mudd, M. J., General configuration of a PFBC plant, in Anthony, E. J. and M. A. Cuenca (ed.), Pressurized Fluidized Bed Combustion, Chap. 4, (1995), Capman & Hall, London.

2) Misawa, N., K. Tazawa, H. Goto and Y. Tsuji, Operating results and the test plan for ash circulation system of 71 MWe PFBC demonstration plant in Wakamatsu, Proc. 15th Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion, 1999, pp. 63-71, ASME, Savannah, U.S.A.

3) Suzuki, Y., H. Hatano and H. Moritomi, Experimental Study of Pressurized Fluidized Bed Combustion by Using a Laboratory Scale Combustor, Proc. 17th Annual Int. Pittsburgh Coal Conf., 2000, Session 10-2,Univ. of Pittsburgh, Pittsburgh, U.S.A.

4) Howard, J. B., G. C. Williams and D. H. Fine, Kinetics of carbon monoxide oxidation in post flame gases, Proc. 14th Symp. (Int.) on Comb., 1973, pp. 975-986, The Comb. Inst., Pittsburgh, U.S.A.

5) Leckner, B., Fluidized Bed Combustion: Mixing and pollutant limitation, Prog. Energy Combst. Sci., Vol.24 (1998), pp. 31-61.

6) Hippinen, I. and A. Jahkola, The Experimental Studies of Pressurised Fluidised Bed Combustion at Helsinki University of Technology 1991-92, (1993), Helsinki University of Technology, Espoo, Finland.

7) Lu, Y., A. Jahkola, I. Hippinen and J. Hippinen, The emissions and control of NOx and N2O in pressurized fluidized bed combustion, Fuel, Vol. 71 (1992), pp. 693-699.

8) Lu, Y., I. Hippinen, J. C and A. Jahkola, Emissions of Nitrogen Oxides (NOx & N_2O) in Pressurised Fluidised Bed Combustion, (1993), Helsinki University of Technology, Espoo, Finland.

9) Shoji, M., T. Yamamoto, H. Aoki and T. Miura, Kinetic Calculation on Reduction of Fuel-NO, Proc. 67th Annual Meeting of the Society of Chem. Engrs., Japan, 2002, G205, Society of Chem. Engrs., Japan, Fukuoka, Japan.

第４章　実用システムの検討および設計

本章では、第２章および第３章の１次検討結果に基づき、第２章で選定されたケース5のシステムについて詳細な検討を行う。あわせて、100t/dの処理規模を想定した検討・設計を行う。

４．１　装置の検討

4.1.1　燃焼炉

(1)　炉形式の検討

次の特徴により加圧気泡流動炉を選定した。

①下水汚泥焼却炉として気泡流動炉は最も実績がある。

②燃焼温度が800～900℃と灰の溶融点以下であるため、灰溶融によるアグ ロメレーションが起こらず、燃料の制約が少ない。（将来のバイオマス受入も可能。）

③石炭火力発電分野において、加圧気泡流動炉は国内で3箇所の実績がある。

④気固反応装置として負荷が大きく取れる。（装置がコンパクトになる。）

(2)　設計根拠数値

1)　砂層部内径

石炭の加圧気泡流動炉の砂層部ガス空塔速度（流動空気）は概ね0.9～1.1m/sと報告されている。ラボ装置では、ガス空塔速度（流動空気）が、JIS7号珪砂の最小流動化速度Umf=0.05m/sの3倍の0.15m/sとなるように調整し燃焼試験を行った。常圧気泡流動下水汚泥焼却炉では砂層部でのガス空塔速度は概ね0.8～2.0m/s程度である。

ここでは、空塔速度が1.0m/s程度になるよう砂層内径を決定し、砂層部水分負荷についてはラボ装置での結果から炉内径が適切か否かを判断する。

排ガス量と水分負荷が最も大きくなるケース５、水分78%、下水汚泥処理量100t/dで計算する。

下水汚泥処理量：100×1,000／24=4,167 kg-ws/h

水分投入量　　：4,167×0.78=3,250kg-H_2O/h

炉出口排ガス量：10,750Nm^3/h（収支計算より）

炉出口排ガス温度：850℃（収支計算より）

炉出口排ガス実体積流量：$10,750\times\frac{850+273}{273}\times\frac{0.1013}{0.3}=14,931\ \ m^3/h$

砂層部ガス空塔速度：1.0m/s

砂層面積　　：14,931／3,600／1.0=4.15m^2

砂層部内径　　：$\sqrt{4\times4.15/\pi}$ = 2.29m → 2,300mmとする。

水分負荷を検討する際、砂層高さを決める必要がある。常圧気泡流動炉の層高はおおよそ 1.0m～1.5m 程度である。一方石炭加圧流動炉では流動層内伝熱面の

収容のため、層高は 3.5～5.0m 程度である。

ここでは TPS 過給機に連通する空気圧縮機の吐出圧が 0.3MPa（30,000mmH_2O）(atg)あることから、砂層による圧力損失を吐出圧の 20%まで許容できるとして、砂層高さを 2.6m とした。

砂嵩密度：1,500kg/m^3
砂層単位高さ当たりの圧力：1,500mmH_2O
砂層高さ：(0.3－0.1)×100,000×0.2／1,500=2.6m

この時の水分負荷は次のようになる。

$$水分負荷：3,250/\left(\pi/4\times(2.3)^2\times2.6\times1.5\right)=200\,kg\text{-}H_2O／t\text{-}砂／h$$

ラボ装置で確認した水分負荷 1,270 kg-H2O／t-砂／h 以下であるので、砂層部内径 2,300mm で良い。

2) フリーボード高さ、内径

フリーボード部高さは、常圧気泡流動下水汚泥焼却炉の実績に倣い、ガス滞留時間が6sとなるように決定する。

排ガス量　　：10,750Nm^3/h（収支計算より）
排ガス温度　　：850℃（収支計算より）
実排ガス量　　：14,931m^3/h
フリーボード部ガス空塔速度：0.5m/s
フリーボード部内径：$\sqrt{4/\pi\times14,931/3,600/0.5}$=3.24m → 3,300mmとする。
フリーボード部高さ：0.5×6=3,000 → 3,000mmとする。

3) 炉外殻板厚

耐火物厚みを430mmとすると、炉外殻内径は3,300+430×2=4,160mmとなる。これを基準に圧力容器の胴及び鏡板（JIS B 8271）に準拠して板厚を決める。

① 炉外殻の板厚

円筒胴における内圧だけの周方向応力による計算厚さと仮定する。
t：胴の計算板厚[mm]
P：設計圧力　0.2[MPa]
R：胴の内半径　3,300/2=1,650[mm]
σa：材料の設計温度における基本許容応力100[N/mm^2]
（一般構造用圧延鋼材SS400の100℃における許容引張応力100N/mm^2）

η：継手効率　0.7

$$t=\frac{P\times R}{\sigma a\times\eta-0.6\times P}=4.72mm$$→腐れ代3mmとし、ランク上の12mmとする。

※内圧の他、地震等の機械的荷重も掛かること、腐れ代3mmとすること及び材料の市販性からランク上の12mmとする。

② 炉天井・炉底部の板厚

円錐胴における内圧だけを受ける場合の計算板厚と仮定する。

α：円錐部の角度　60°

$$t=\frac{P\times(R/\cos\alpha)}{\sigma a\times\eta-0.6\times P}=9.44mm$$→腐れ代3mmとし、ランク上の16mmとする。

※内圧の他、地震等の機械的荷重も掛かること、腐れ代3mmとすることから、ランク上の16mmとする。

4) 操作圧力

TPS過給機の入口排ガスの要求項目から0.3MPaとする。

(3) 設計項目および装置の仕様

1) ケーシング

操作圧力が0.3MPaと比較的低圧なので、炉体そのもので内圧に耐えうるように設計する。従って炉本体、集塵器を格納する圧力容器は不要となる。

2) 耐火物

表－4.1に示す仕様のものを使用する。

表－4.1　耐火物の仕様

耐火物名	JIS 規格
耐火レンガ	JIS R 2304
耐火キャスタブル	JIS R 2541
断熱キャスタブル	JIS R 2641

施工厚みは熱計算を行い、炉外殻表面温度が概ね 100℃以下になるように設計する。

3) 空気分散装置

常圧気泡流動下水汚泥焼却炉で実績のある分散パイプ方式とする。材質は耐熱性、耐食性、コストを考慮しSUS304とする。

4) 流動媒体

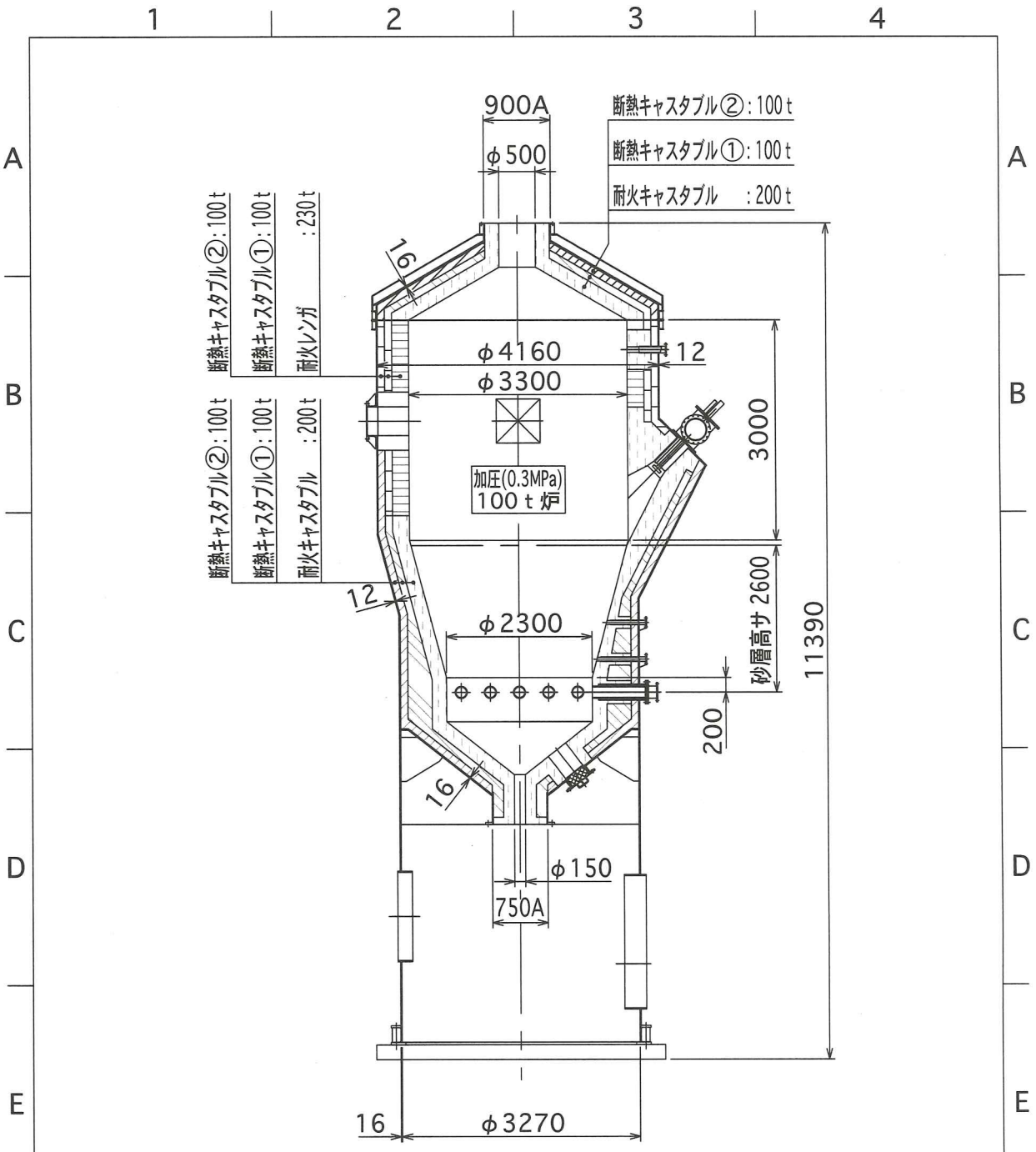
ラボ装置ではJIS7号珪砂を使用した。これは加圧容器内の温度上昇を避けるために層燃焼負荷を小さくすることが目的であった。

石炭の加圧気泡流動炉では、炉内脱硫と層内伝熱管の摩耗を考慮して1～6mm程度の石灰石を使用している。但し、1mm以下でないと炉内脱硫には寄与しないこと、流動性が悪いこと等が報告されている。

常圧気泡流動下水汚泥焼却炉では、JIS4号流動砂（川砂）が一般的である。JIS4号流動砂は平均粒径が約0.80㎜である。

石炭加圧気泡流動炉と常圧気泡流動下水汚泥焼却炉での実績から、JIS4号流動砂とする。

以上から、概略設計を行った。炉外形図を**図－4.1**に示す。



品番 PARTS NO.	部品名称 NAME OF PARTS	材料 MATERIAL	個数 NO. REQD.	仕上質量 (kg) MASS	摘要 REMARKS
納入先 CUSTOMER			図名 TITLE: 100t流動加圧焼却炉組立図		
所属	承認 APPROVED BY	検図 CHECKED BY	担当 DESIGNED BY	製図 DRAWN BY: KK	第三角法 THIRD ANGLE PROJECTION / 尺度 SCALE / 日付 DATE
					図番 DWG NO.

図－4.1　炉外形概略設計図

4.1.2　高温集塵機

(1)　集塵機形式の検討

高温加圧下における集塵方式としては、サイクロン、フィルタ、電気集塵等がある。各方式の特徴を**表−4.2** に示す。

表−4.2　各集塵方式の比較

集塵方式		長所	短所
サイクロン		構造が簡単 低運転費	微小粒子の捕集が難 内壁の摩耗
電気集塵		高集塵効率 低圧力損失	高温域での使用は難 捕集灰の除去が難
粒子充填層		構造が簡単 低運転費	微小粒子の捕集が難 捕集灰の除去が難
フィルタ	バグフィルタ	高集塵効率 低圧力損失	高温域において機械的強度が低下
	多孔質焼結体	高集塵効率 機械的強度が高い	高圧力損失 熱衝撃によるフィルタの破損

1)　サイクロン

構造が簡単で安価であり、操作も容易である。しかし、フィルタ等と比較して集塵効率が低いため、一次集塵機としての利用例が多い。

2)　電気集塵機

重力、慣性力、遠心力、熱力、拡散付着力、音波などの集塵作用力を利用する。灰の荷電と集塵効率は、灰粒子の見掛け電気固有抵抗により決まる。見掛け電気固有抵抗が適当な範囲になければ捕集粒子が再飛散したり、逆電離が生じ、正常な捕集ができなくなる。

3)　粒子充填層

充填層にガスを通過させ、重力、さえぎり、慣性、拡散の各効果により集塵する。構造は簡単であるが、充填層のハンドリング、捕集灰の除去等の問題点がある。

4)　フィルタ

集塵効率が高く、耐熱性に優れたろ材があるため、高温集塵装置要素として注目されている。しかし、克服すべき課題として、熱疲労、強度低下、変形、機械的・熱的ショックの耐性、取り付け方法、ろ材の目詰まり、付着未燃分の燃焼による破損、腐食性ガスとの反応浸食等がある。

5) 集塵方式に関する検討結果

信頼性、プロセスへの適用性を考慮した結果、

マルチサイクロン方式

フィルタ方式

について、実用可能性を確認することとした。

6) 各方式における詳細検討

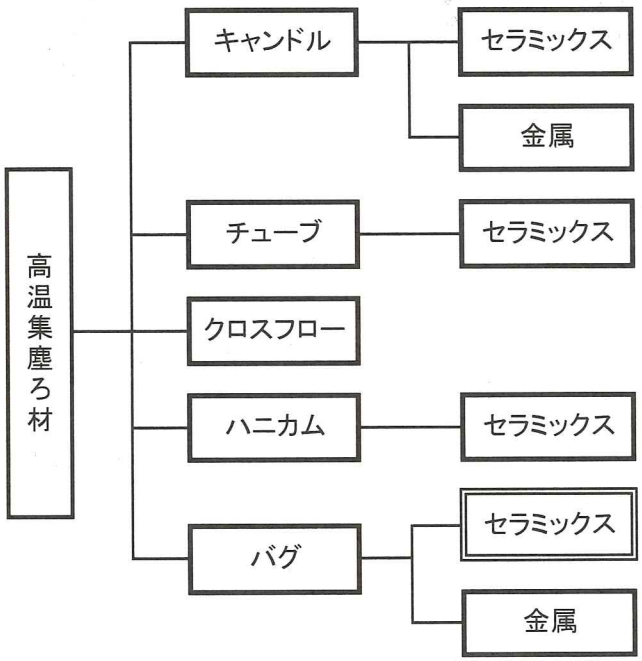
a. マルチサイクロン方式

サイクロンは内径が小さいほど分離限界粒子径が小さくなる。高い集塵効率を実現するために、内径の小さいサイクロンを複数設ける。

粒径 20 μm 以上の粒子が 100%捕集可能となり、集塵効率は約 97%と考えられる。

b. フィルタ方式

ろ材の分類を図−4.2 に示す。一般的に、ろ過集塵は集塵効率 99%以上が期待できる。



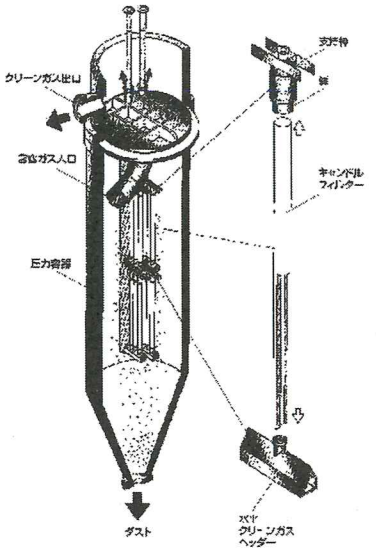
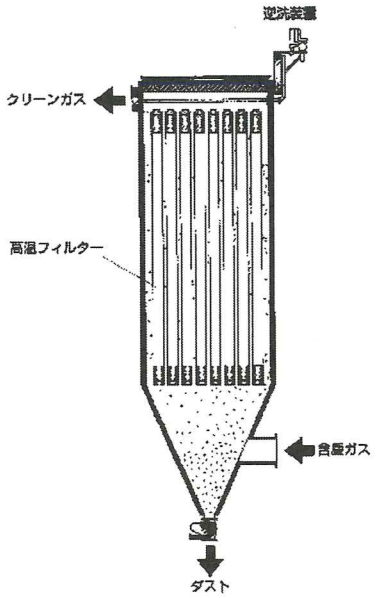
図−4.2 高温集塵ろ材の分類

図−4.2 に示した形式のうち、高温高圧（700℃以上、+0.88MPa 以上）での実績が多いのはキャンドル型のセラミックフィルタである。今回のプロセスの場合、圧力条件が 0.3MPa（ABS）でキャンドル型の条件より小さくなる。よって、機械的強度はキャンドル型に劣るが熱衝撃に強いとされるバグ型セラミッ

クフィルタの適用も可能である。このために、ここではキャンドル型およびバグ型について、ろ材、ろ過面積等を検討する。

キャンドル型およびバグ型の特徴を表−4.3 に示す。

表−4.3　フィルタの形式比較

形式	キャンドル型	バグ型
概念図		
長所	高温、高圧で使用可 機械的衝撃に強い	高温で使用可 圧力損失小 熱衝撃に強い ろ材交換が比較的容易
短所	熱衝撃に弱い 圧力損失大（9.8kPa 以上） ろ材交換が容易でない	機械的衝撃に弱い ろ材の一部がガスに同伴する可能性
実績	PFBC、高炉等	飛灰 DXNs 分解設備（400℃、常圧）

(2)　設計根拠数値

1)　入口ガス性状

温度　：　620℃

圧力　：　0.3MPa（ABS）

ガス流量　：　11,000Nm³/h（湿）、6,000Nm³/h（乾）

ばいじん量　：　210kg/h（35g/Nm³）

ガスおよびばいじん性状　：　表−4.4 および表−4.5 参照

ばいじんかさ比重　　：　0.65

許容圧損　　：　29kPa（3,000mmAq）程度

表－4.4　排ガス性状（乾ベース）

成分	濃度（vol% of DG）
N_2	80
O_2	5
CO_2	14
SOx	0.1
HCl	0.02
CO	0.00
その他	0.9

表－4.5　灰性状

項目	単位	数値
含水率	%	測定限界以下
強熱減量	%	0.2～0.4
灰分	%	99 以上
Cu	mg/kg	2,000
Zn	mg/kg	4,000
Cd	mg/kg	5
Pb	mg/kg	200
As	mg/kg	15
全 Cr	mg/kg	1,000
Hg	mg/kg	0.2
K	mg/kg	16,000
Na	mg/kg	7,600

注)　灰性状については、200℃で捕集した灰の分析値である。よって、今回のような高温での集塵灰性状については、実証試験での確認を要する。

2)　出口ガス性状(過給機側からの要求条件)

排ガス圧力、ばいじん濃度、ガス成分(SOx,HCl,NOx,N2O,CO)、

重金属濃度

(3) 設計項目

1) マルチサイクロン

材　　質：高耐熱耐食合金

サイクロン径：φ165.2

ｻｲｸﾛﾝ本 数: 49 本

寸法/：数量：φ1,900×4,670H

2) キャンドル型フィルタ

フィルタエレメント

材　　質　：鉄－アルミ合金

寸法/数量　：φ60×2,000L/192 本/基×2 基=384 本

ろ 過 面 積：67.2m²/基×2 基=134.4m²

ろ 過 速 度：1.5m/min

フィルタ差圧：29kPa 以下

主　寸　法：φ2,000×7,000(H)×2 基

3) バグ型フィルタ

フィルタエレメント

材　　質：セラミック繊維

寸法/数量：φ150×3,000L×80 本

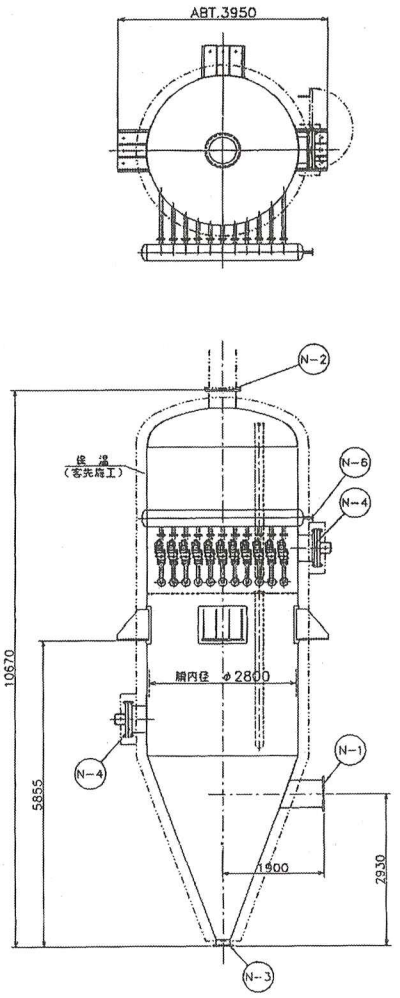
ろ 過 面 積：111m²

ろ 過 速 度：1.81m/min

フィルタ差圧：10.0kPa

主　寸　法：φ4,000×10,670(H)

なお、フィルタ形式については、コスト面より比較検討した結果、バグ型を採用する。図－4.3にバグ型フィルタの組立図を示す。



ノズルリスト

番号	用途	サイズ	レーティング	数量
N-1	ガス入口	500A	JIS 10K RF	1
N-2	ガス出口	500A	JIS 10K RF	1
N-3	粉体出口	250A	JIS 10K RF	1
N-4	マンホール	500A	JIS 10K RF	2
N-5	圧力計座	40A	JIS 10K RF	1
N-6	逆洗ガス入口	40A	JIS 10K RF	1
N-7	熱電対座	25A	JIS 10K RF	1
N-8	差圧取出し口	25A	JIS 10K RF	2
N-9				
N-10				
N-11				

設計仕様

ろ過面積	111 m²/基
フィルタ材料	セラミックファイバー
フィルタ寸法	外径 150mm x 長さ 3000mm
フィルタ数量	80本/基
処理ガス量	11,000 Nm³/h
運転/設計温度	620/650℃
運転/設計圧力	0.2/0.3MPa
処理粉体	下水汚泥
入口粉体濃度	35g/Nm³ DG
接ガス部材質	SUS316
重量	約19,000 kg

(記事)
1.架構および歩廊は、見積範囲外です。
2.電気ヒータは、当社の見積範囲内です。
3.保温工事は、御社にて施工願います。

CUSTOMER

高温集じん機 外形図

CODE | NO. REQ'D 1基

SCALE PV-2 | JOB NO. * HT80-100C | A3(

DWG NO. 733-0470

図—4.3 高温集塵機 外形図

4.1.3 TPS過給機

(1) 形式検討

表－4.6 の設計根拠数値に示す２つのケース（汚泥水分 75%，78%）について、タービン側検討条件およびコンプレッサ側検討条件を元に、加圧流動床に適合する過給機の検討を行った。なお、検討対象機種は、ターボシステムズユナイテッド（株）が取り扱う TPS 過給機シリーズとした。

表－4.6　過給機　設計根拠数値（入口ガス性状）

		ケース 1	ケース 2
汚泥水分		75%	78%
（コンプレッサ側）			
入口圧力	MPa ABS	0.1	0.1
入口温度	℃	20	20
出口圧力	MPa ABS	0.3	0.3
（タービン側）			
流量	kg/h	11,785	11,945
入口圧力	MPa ABS	0.2	0.2
入口温度	℃	595	583
ガス定数	J/kgK	331.6	333.7
定圧比熱	kcal/kgK	0.351	0.353
比熱比	-	1.29	1.29
出口圧力	MPa ABS	0.11	0.11

２つのケースについて、現状の過給機の中でカバーできる最大空気量の検討を行った。手順としては過給機タービンへの入口条件よりタービンを選定し、同様に与えられたコンプレッサ圧力比条件をもとに組合せ可能なコンプレッサを選定した。このコンプレッサ選定の際に、タービンとの組合せから可能性のある過給機効率とコンプレッサ吸入空気量を同時並行して検討を行った。

なお、空気側の気体定数Ｒ１、定圧比熱 Cp１、比熱比ｋ１は、一般的な値として次の値を使用した。

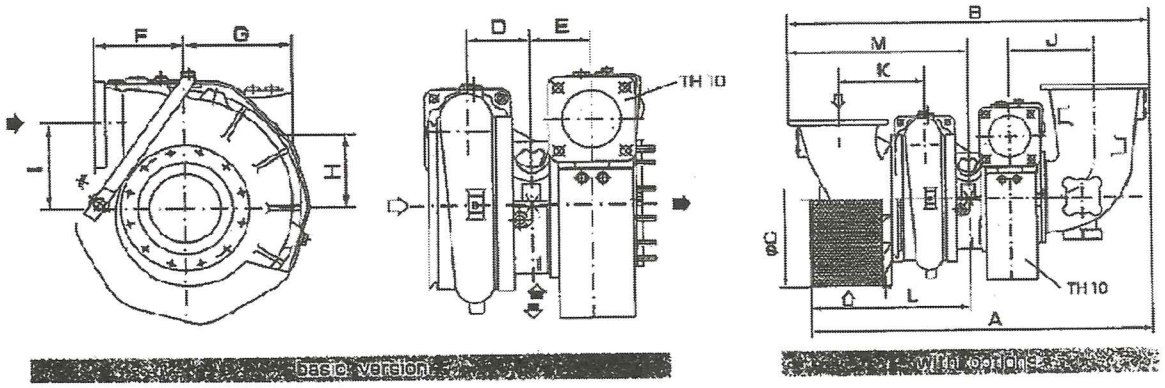
Ｒ１＝287 J/kgK、Cp１＝0.24 kcal/kgK（1.005 kJ/kgK）、ｋ１＝1.4

検討の結果、ケース 1 及びケース 2 に対する過給機仕様とコンプレッサ側吸入空

気量は表−4.7に示す通りとなった。また、過給機の外形図を、図−4.4に示す。

表−4.7　過給機仕様とコンプレッサ側吸込空気量

		ケース1	ケース2
汚泥水分		75%	78%
過給機仕様		TPS61E	TPS61E
流量	kg/s	2.97	2.98
(V298)	m3/s	2.52	2.53
回転数	rps	449	449



TPS	A	B	φC	D	E	F	G	H	I	J	K	L	M	Weight※1 (kg)
TPS 48	871	924	448	112	106	169	195	134	155	217	228	412	485	157
TPS 52	998	1073	516	132	128	188	225	160	185	241	266	474	578	202
TPS 57	1211	1308	629	161	157	230	270	196	226	295	325	570	668	330
TPS 61	1432	1563	745	192	187	274	321	233	269	352	388	666	796	568

※1 消音器およびガス出口エルボを含んでおります。 Including a filter silencer and a gas outlet elbow.

図−4.4　過給機外形図

＊注記

ア）過給機仕様は上記の通りであるが、一般的な舶用ディーゼルエンジン用の仕様と異なり、タービンが最大容量付近の形式を選定している。一方、コンプレッサがこの過給機の中では最小容量付近の形式を選定している。

イ）TPS57 の適用可能性も検討したが、現状の提示条件から考えると、タービン容量の点から TPS57 の適用は困難。

ウ）なお、ガス定数は炉側の排出ガス成分から算出したものであり、作動ガスは完全気体として作

動するものとして計算を行っている。これらは実際のガスにおいては成分にばらつきがあり、完全気体として作動するかは今後の試験にて検証し、必要なマージン等を決めてゆく必要がある。

過給機単体をメーカーの運転装置で計測を行い、確立した燃焼ガスを使用した実機性能を元に、現地での運転結果との比較を行う方法が、最も好ましい。

(2) 設計項目

1) 潤滑油供給ユニット

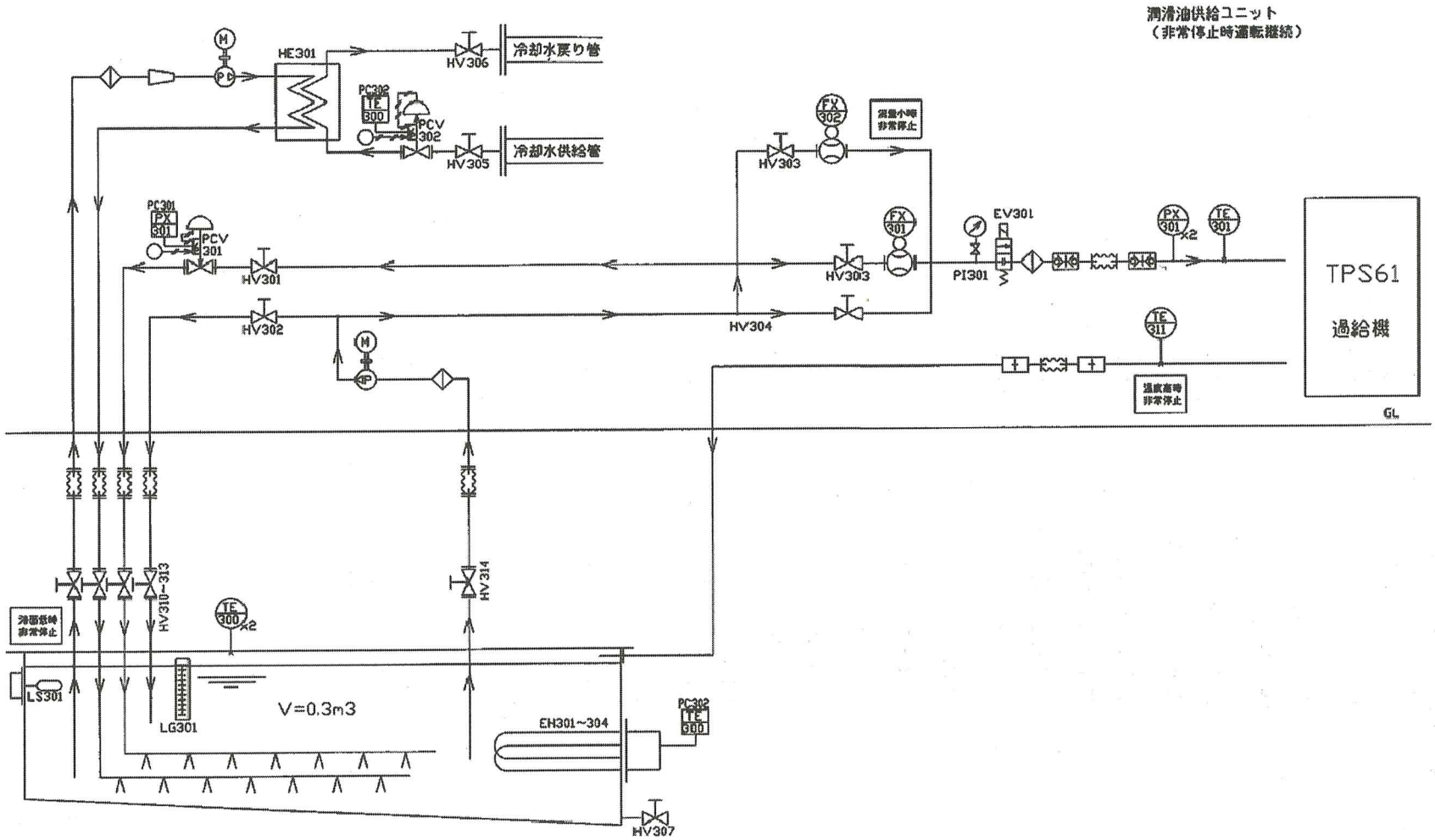
前記で選定したTPS61型過給機は、軸受け周りの給油については自己給油方式ではないため、潤滑油供給ユニットが別途必要となる。以下に潤滑油供給ユニットの主な仕様を記載する。

(ア) 過給機形式　　：TPS61E（但し圧力・温度が変化した場合の余裕見込む）
(イ) タンク容量　　：300L（ドラム缶1.5本分）
(ウ) 供給温度　　：最高　100℃±2℃（自動定値制御可能とする）
(エ) 供給圧力　　：最大　600k±2kPa（自動定値制御可能とする）
(オ) 供給温度立上時間：15min以内（最大昇温差100℃・最大降温差60℃）
(カ) 潤滑油　　：アポロイルカスタムワイド15W30または40相当
(キ) タンク内の清掃：タンク内の清掃を容易にする

以上の仕様による潤滑油供給ユニットの主要構成機器を以下に示す。

A．潤滑油供給・循環ポンプ
B．潤滑油ヒーター
C．潤滑油クーラー
D．供給圧力バイパス制御弁
E．冷却水流量制御弁

潤滑油供給ユニットのシステム図（P＆ID）を**図―4.5** に、主要部品を**表―5.8** に示す。



図―4.5　潤滑油供給ユニットＰ＆ＩＤ

表－4.8 潤滑油供給ユニット 主要部品表

NO	名称	数量
1	タンク	1台
2	ポンプ台ユニット	1台
3	現地配管工事	1式
4	循環ポンプ	1台
5	潤滑油メインポンプ	1台
6	潤滑油ストップ弁	1台
7	潤滑油圧力調整弁	1台
8	冷却水圧力調整弁	1台
9	潤滑油流量計(大)	1台
10	潤滑油流量計(小)	1台
11	潤滑油ヒーター	4台
12	油冷却器	1台
13	カムロック	1台
14	高圧ホース	11本
15	手動バルブ	1式
16	液面レベルスイッチ	1式
17	ブリーザー	1式
18	サクションフィルター	1式
19	ラインフィルター	1式
20	液面計	2本
21	Oリング	1式
22	電気部品	1式
23	コントロール機器	1式

2) 起動用ブロワ

表－4.9に示す3ケース(加圧流動炉出口ガス温度:250, 550, 800℃)について、タービン側検討条件およびコンプレッサ側検討条件を元に、加圧流動床に適合する起動用ブロワの検討を行った。

表－4.9　過給機まわり　運転条件（加圧流動炉出口ガス温度：250，550，800℃）

			過給機 タービン入口 （AH 未通過）	過給機 タービン入口	圧縮機出口
炉 250℃	圧力	kPa	294	294	343
	温度	℃	200	200	155
	流量	Nm3/h	4,035	4,035	3,668
	ガス定数	kJ/kg･K	0.288	0.288	0.2872
	平均定圧比熱	kJ/kg･K	1.023	1.023	1.013
	比熱比	-	1.391	1.391	1.396
	O2	%	19	19	21
炉 550℃	圧力	kPa	***294***	294	343
	温度	℃	***500***	350	155
	流量	Nm3/h	***4,035***	4,035	3,668
	ガス定数	kJ/kg･K	***0.286***	0.286	0.2872
	平均定圧比熱	kJ/kg･K	***1.051***	1.025	1.013
	比熱比	-	***1.374***	1.387	1.396
	O2	%	***17***	17	21
炉 800℃	圧力	kPa	***294***	***294***	343
	温度	℃	***750***	***550***	155
	流量	Nm3/h	***5,380***	***5,380***	4,891
	ガス定数	kJ/kg･K	***0.285***	***0.285***	0.2872
	平均定圧比熱	kJ/kg･K	***1.082***	***1.057***	1.013
	比熱比	-	***1.357***	***1.369***	1.396
	O2	%	***15***	***15***	21

上記の３ケースでは「炉が 550℃で、且つ熱交換器（ＡＨ）未通過時」の過給機タービン入口条件以上で、起動用ブロワから過給機の自立運転へ移行が可能となる（表中、斜字太字の条件）。よって、起動用ブロワはこの内最小流量となる以下の仕様とする。仕様詳細等を表－4.10 と表－4. 11 に示す。

1. 容量（Nm3/h）　：3,668　以上
2. 吐出圧力（MPa（g））　：0.242　以上
3. 適用気体　：空気
4. 機種　：Tx-A290 型ターボ圧縮機（ＩＨＩ製、標準仕様）

表－4.10　起動用ブロワ(Tx－A290)　主要仕様

吸入条件				
取扱ガス		空気	吸入温度	35℃
大気圧力		0.1013MPa	相対湿度	80%
吸入圧力		0.0993MPa		
圧縮機仕様				
圧縮機名称		Tx-A290型ターボ圧縮機	圧縮機段	2段
吐出圧力		0.242Mpa	吐出温度	約40℃
吸入状態容量		61.1(3668m3/h)m3/min±4%	容量調整方式	負荷/無負荷制御方式
駆動機仕様				
機種		防滴保護かご型三相誘導電動機		
回転数		3000(50Hz)/3600(60Hz)min-1	入力回転数	2960(50Hz)/3550(60Hz)min-1
定格		290kW	最大出力	315kW
ユーティリティ条件				
冷却水	種類	工業用水	圧力	0.2 Mpa以上
	温度	32℃	温度上昇	8℃
	所要量	41m3/h	＊入口圧力は0.5Mpa以下として下さい。	
潤滑油	種類	昭和シェル石油 GT32	充填量	170リットル
供給電源	主機電源	3000(50Hz)/3600(60Hz)V-3φ	周波数	50または60Hz
	補機電源	200(50Hz)/220(60Hz)V-3φ	用途	補助オイルポンプ(1.5kW)
	軽装電源	100V-1φ	用途	制御盤(計装回路・電磁弁・その他)
瞬停対策		否	UPS容量	電源容量 AC100V、1φ、1kVA
瞬停対策内容				
計装空気	供給圧力	0.5MPaG以上	容量	0.1Nm3/min
	用途	吸入制御弁、放風制御弁、エアエジェクター		
設置状態				
設置条件		屋内、非防爆地区　(周辺温度0～40℃、RH85%以下)		
騒音値(目標値)		85dB(A)「標準」(電動機騒音値83dB(A)指定時)　機械側1m(周囲4点平均)にて		

表－4.11　起動用ブロワ(Tx－A290)　見積範囲

見積範囲				
No.				
1		圧縮機本体(チタンインペラ、ケーシング、ディフューザ、歯車、シール等)		○
2		吸入フィルタ		○
3		インタークーラ		○
4		アフタークーラ		○
5		潤滑装置		○
6		ブリーザ装置		○
7		配管		○
8		容量調整装置		○
9		吐出逆止弁		○
10		圧縮機制御盤		○
11		電動機		○
12		リアクトル始動盤		○
13		基礎ボルト		○
14		試運転指導員派遣(1日×1名)		○
オプション構成品				
15		エンクロージャ		なし
16		定圧＋負荷/無負荷制御		なし
17		インレット・ガイド・ベーン		なし
18		過負荷防止制御		1
19		防錆処理(3ヶ月国内防錆)		なし
20		全閉外扇電動機		なし
21		コンドルファ始動		なし
22		進相コンデンサ		なし
23		ドレントラップ(フロート式)		なし
24		瞬停対策	UPS(単品納入)付	なし
25		立会検査	当社工場性能試験	なし
26		主電動機、補機電源異電圧	6kV系＆400V系	なし

4.1.4　空気予熱器

(1)　形式の検討

下水汚泥焼却設備のガス－ガス熱交換器における実績が数多くあるため、シェル＆チューブ式を採用する。図－4.6に空気予熱器組立図を示す。

(2)　設計根拠数値（第２章　表－2.4　収支計算　ケース５　参照）

1)　高温ガス条件

流体	：	焼却炉排ガス
入口温度	：	850℃
出口温度	：	任意（600～620℃程度）
入口圧力	：	0.2MPaG
ガス流量	：	11,000Nm³/h（湿）、6,000Nm³/h（乾）
ばいじん量および濃度	：	210kg/h（35g/Nm³）
ガスおよびばいじん性状	：	添付資料参照

2)　低温ガス条件

流体	：	圧縮空気
入口温度	：	155℃
出口温度	：	650℃
入口圧力	：	0.2MPaG
ガス流量	：	6,200Nm³/h

(3)　設計項目

低温側圧力損失：0.8kPa

高温側圧力損失：0.9kPa

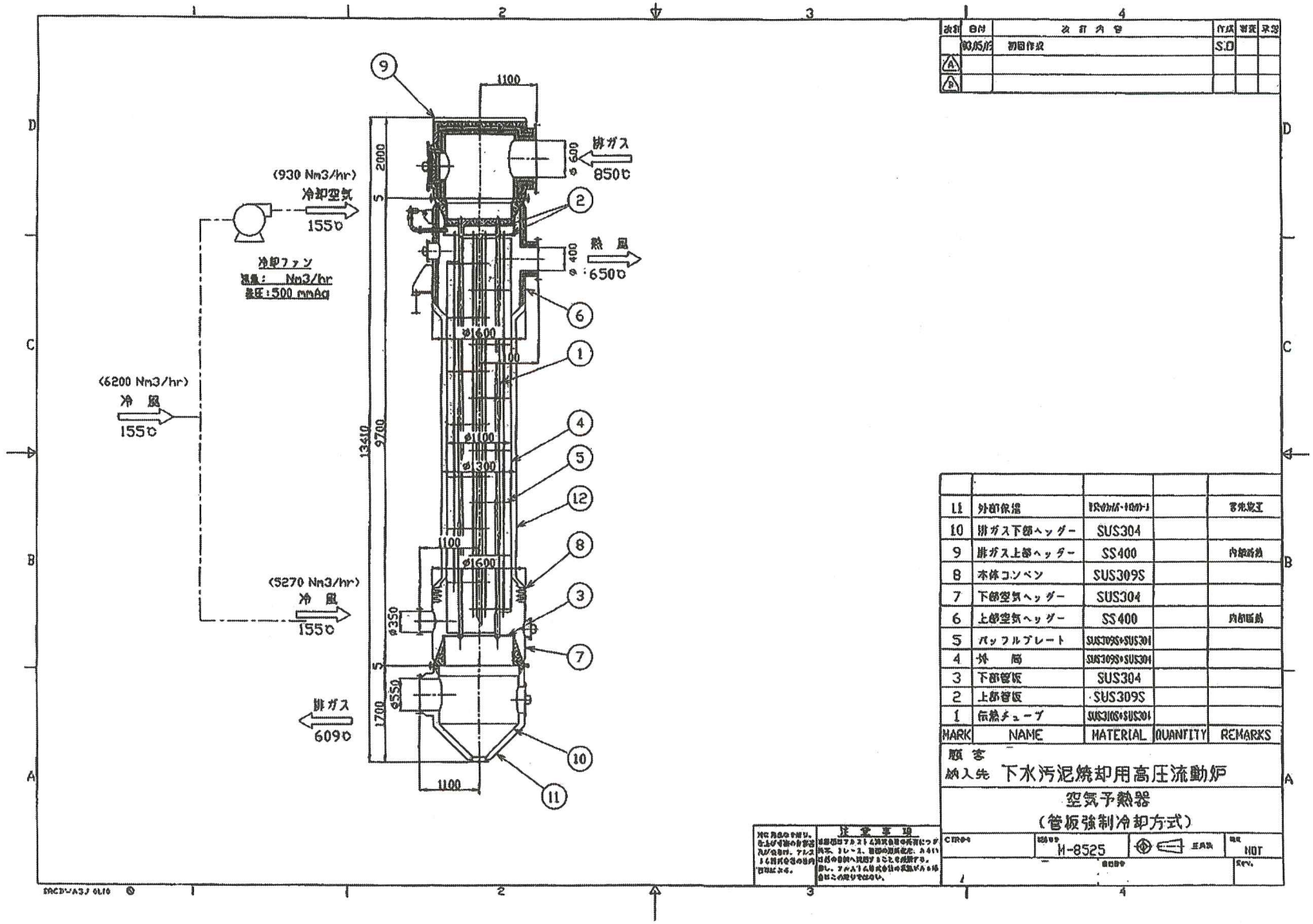
伝　熱　面　積：145.0m²

総括伝熱係数：31.3W/m²·K（26.9kcal/m²·h·℃）

交　換　熱　量：4,274,000kJ/h

汚　れ　係　数：4.3m²·K/W（0.0050m²·h·℃/kcal）

主　　寸　　法：φ2,200×13,410(H)



図－4.6　空気予熱器組立図

4．2　プラント設計

4.2.1　フローシート

0.3MPa加圧流動炉＋TPS過給機（圧縮空気）のプロセスフローシートを、図－4.7に示す。

4.2.2　機器リスト

表－4.12に設備の機器リストを示す。

4.2.3　配置計画

0.3MPa加圧流動焼却＋TPS過給機（圧縮空気）の平面図を図－4.8に、立面図を図－4.9と図－4.10に、それぞれ示す。

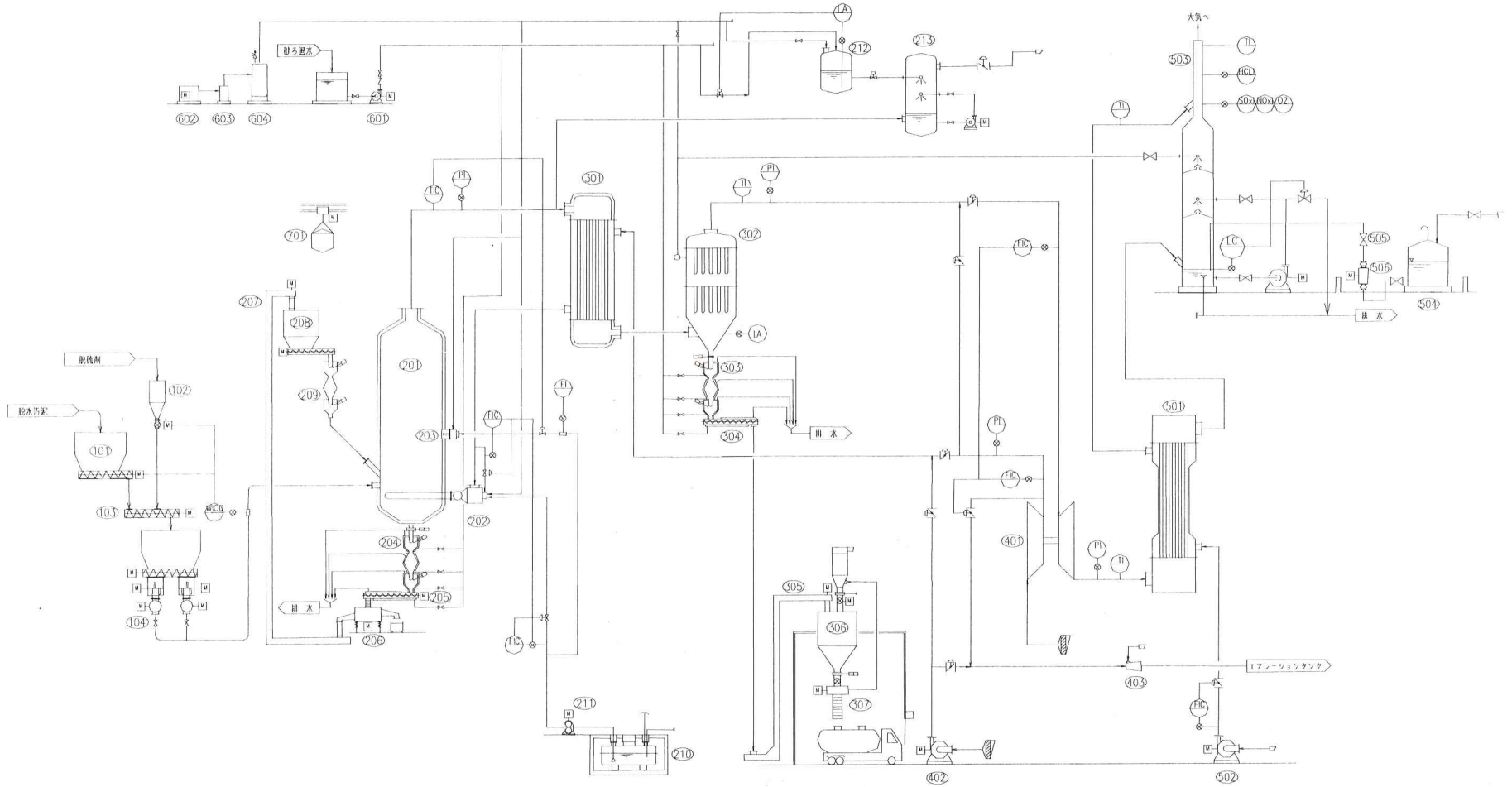
設置スペースは18m×38mとし、一般的な100t/日流動焼却設備の約65%の敷地面積となった。ただし、以下の設備は配置計画で考慮しないこととした。

砂ろ過水供給設備：処理場内他設備と共通
燃料タンク　　：地下設備

4.2.4　熱物質収支計算

焼却炉より過給機タービン入口までの熱物質収支計算を実施した。前提条件を以下に示す。また、熱物質収支計算の結果を図－4.11に示す。

検討システム：0.3MPa加圧流動炉＋TPS過給機（圧縮空気）
検 討 範 囲：検討システムのうち、過給機タービン出口以降を除いた部分
汚　　泥：汚泥含水率を75%とし、その他は表2－1検討条件一覧に準ずる
補 助 燃 料：灯油、ただし本ケースにおいては不要
灰 分 顕 熱：1.256kJ/kg･℃
大気絶対湿度：0.01kg-H_2O/kg-DA



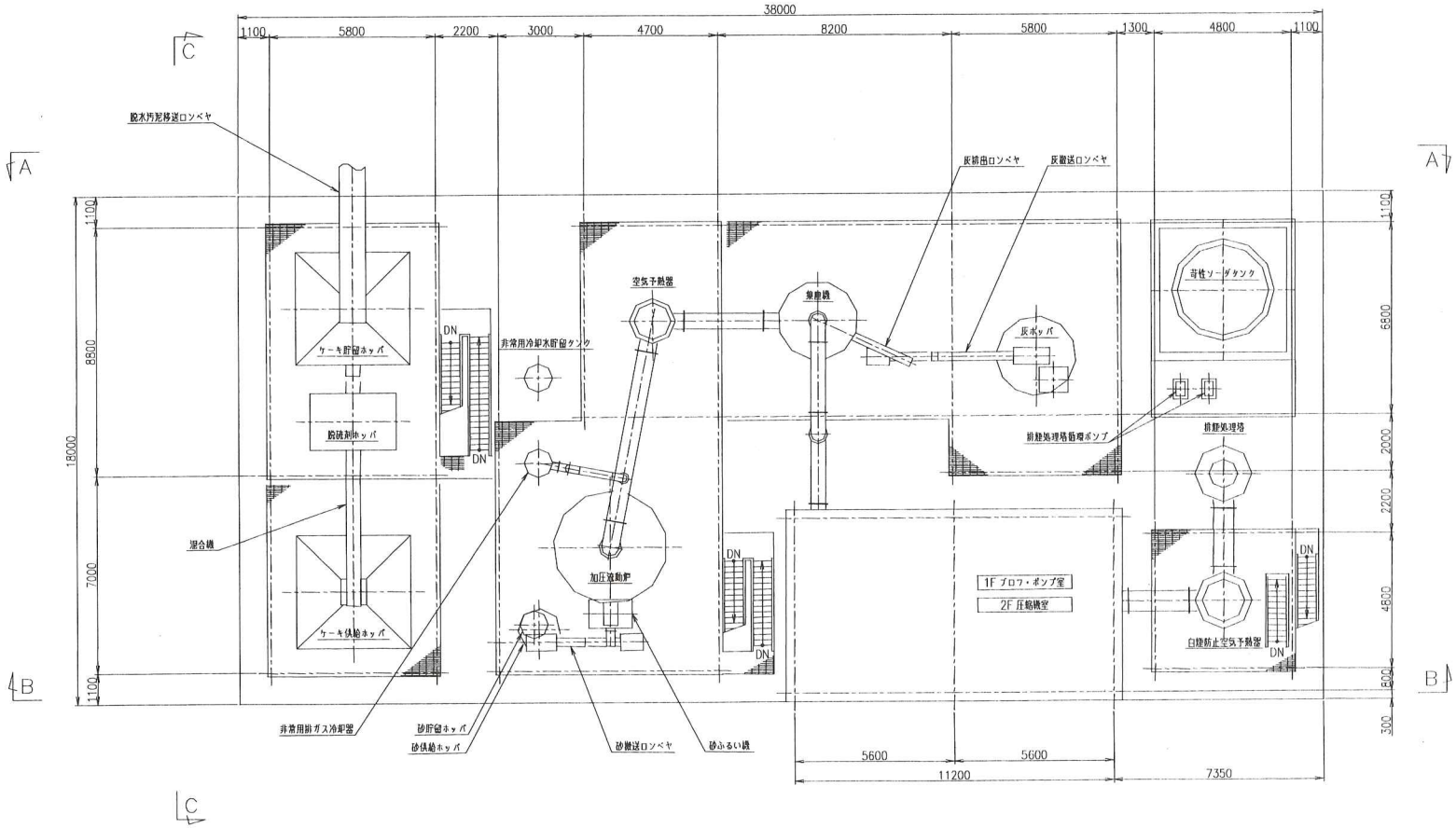
101	102	103	104	201	202	203	204	205	206	207	208	209
ケーキ貯留ホッパ	脱硫剤ホッパ	混合機	ケーキ供給ポンプ	加圧流動炉	始動用バーナ	オイルガン	砂排出装置	砂冷却コンベヤ	砂ふるい機	砂搬送コンベヤ	砂貯留ホッパ	砂供給装置
210	211	212	213	301	302	303	304	305	306	307	401	402
燃料タンク	燃料ポンプ	非常用冷却水貯留タンク	非常用排ガス冷却器	空気予熱器	集塵機	灰排出装置	灰排出コンベヤ	灰搬送コンベヤ	灰ホッパ	乾灰搬出装置	過給機	起動用ブロワ
403	501	502	503	504	505	601	602	603	604	701		
インジェクタ	白煙防止空気予熱器	白煙防止ファン	排煙処理塔	苛性ソーダタンク	苛性ソーダポンプ	砂ろ過水ポンプ	空気圧縮機	除湿器	空気槽	天井クレーン		

図—4.7　100 t/ 日加圧流動焼却システムプロセスフローシート

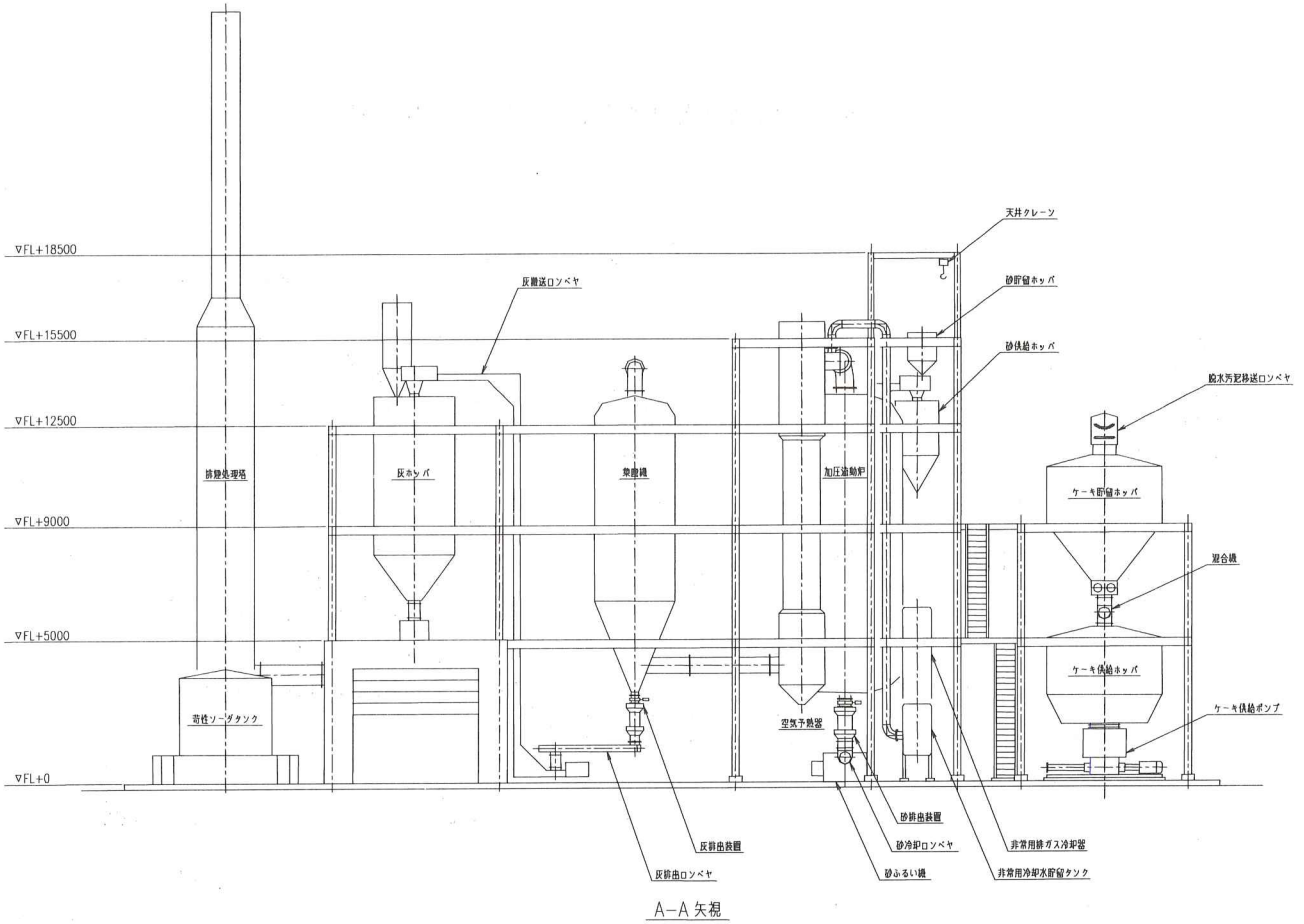
表－4.12　加圧流動焼却設備(１００トン／d)機器リスト

番号	機器名称	型式	台数	備考
101	ケーキ供給ホッパ	多軸スクリュー式	1	
102	脱硫剤ホッパ	鋼板製ホッパ	1	付属品：切り出し機
103	混合機	スクリューコンベヤ	1	
104	ケーキ投入ポンプ	一軸ネジ式	2 2	1ﾕﾆｯﾄ当りﾌｨｰﾀﾞ1式、ﾎﾟﾝﾌﾟ×2台
201	加圧流動炉	加圧流動床式	1	
202	始動用バーナ	比例調節空気噴霧式	1	
203	オイルガン	空気噴霧式	4	
204	砂排出装置		1	
205	砂冷却コンベヤ	スクリュー式 （水冷ジャケット式）	1	
206	砂ふるい機		1	
207	砂搬送コンベヤ	ケースコンベヤ	1	
208	砂貯留ホッパ	鋼板製ホッパ	1	重量計付
209	砂供給装置		1	
210	燃料タンク	地下貯蔵タンク	1	
211	燃料ポンプ	ギヤポンプ	2	
301	空気予熱機	シェル＆チューブ式	1	
302	高温集塵機	パルス空気洗浄式		
303	灰排出装置		1	
304	灰排出コンベヤ	スクリュー式	1	
305	灰搬送コンベヤ	ケースコンベヤ	1	
306	灰ホッパ	鋼板製密閉型	1	
307	乾灰搬出装置	防塵ローダ	1	
401	過給機		1	TPS61E
402	起動用ブロワ	ターボ圧縮機	1	Tx-A290 型ターボ圧縮機
403	インジェクタ		1	
501	白煙防止予熱器	シェル＆チューブ式	1	
502	白煙防止ファン	ターボファン	1	

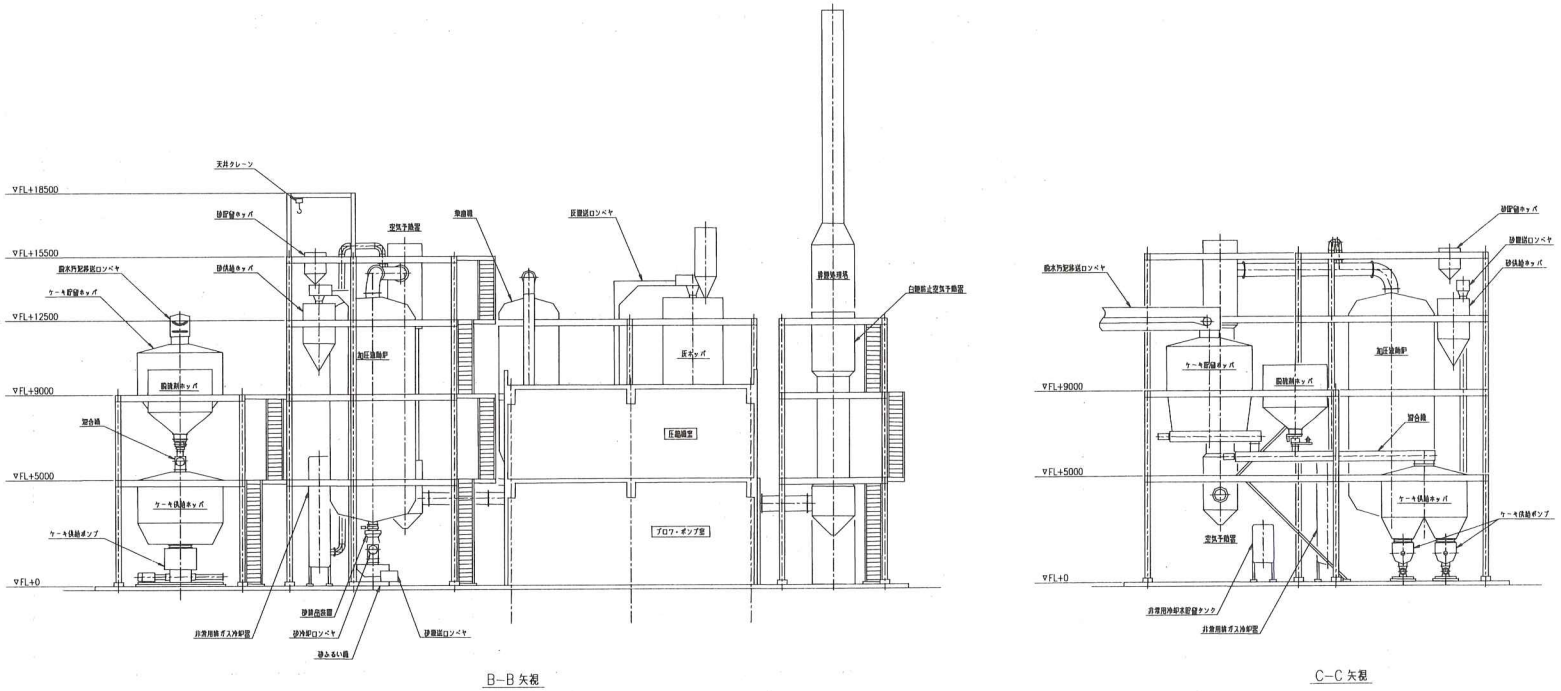
503	排煙処理塔	スプレー塔	1	付属品：煙突、循環ポンプ
504	苛性ソーダタンク	竪型密閉式	1	
505	苛性ソーダポンプ	定量型ポンプ	2(うち１台予備)	
601	砂ろ過水ポンプ		1	
602	空気圧縮機	ｽｸﾘｭｰ式	2(うち１台予備)	
603	除湿器	冷凍式	1	
604	空気槽	立形円筒式	1	



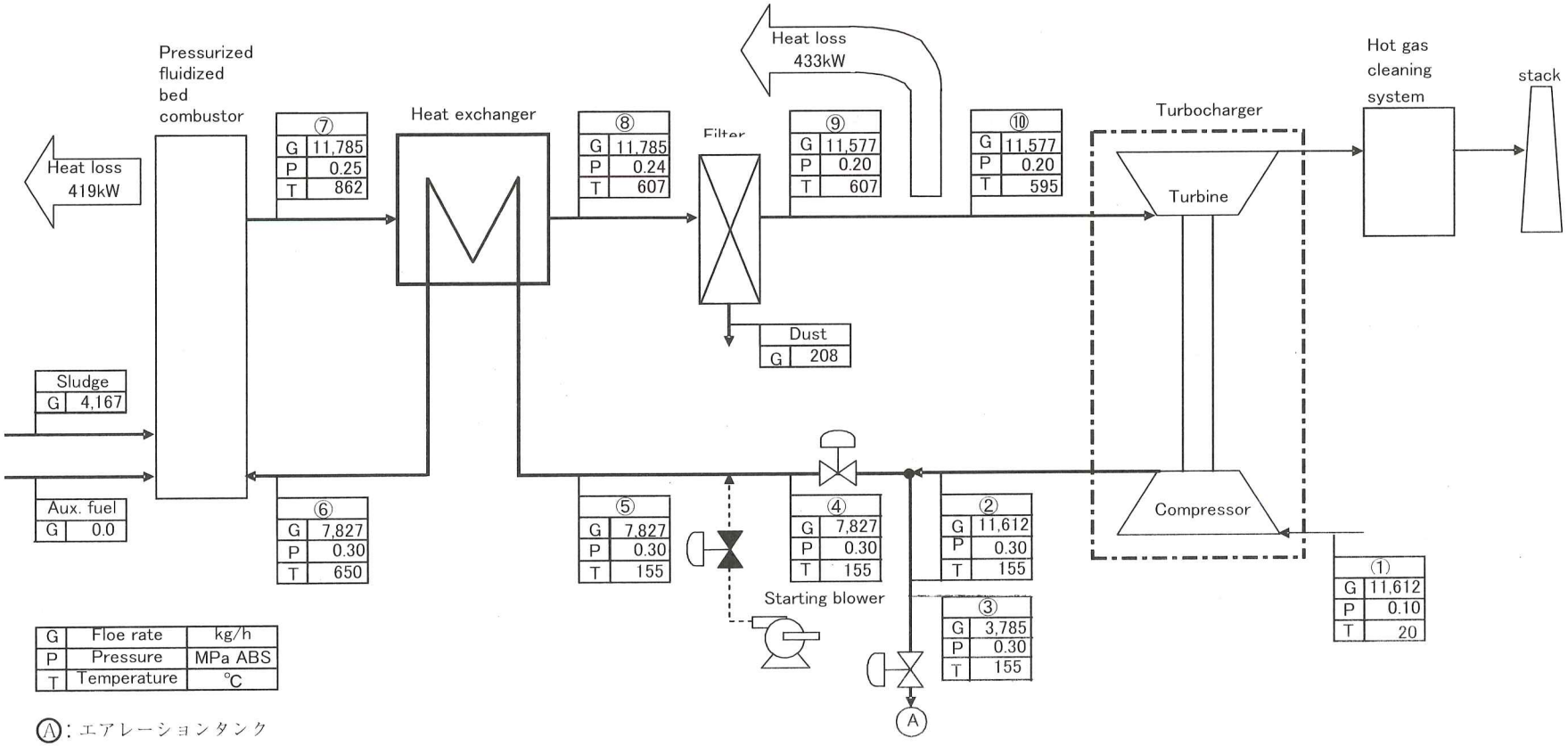
図－4.8　100 t/ 日 加圧流動焼却設備 平面図



図—4.9　100 t/ 日 加圧流動焼却設備 立面図 (1)



図－4.10　100 t/ 日 加圧流動焼却設備 立面図 (2)



図－4.11　熱物質収支計算結果（0.3MPa加圧流動炉＋TPS過給機（圧縮空気））

4.2.5　ダクトおよび配管設計

加圧流動焼却システムにおいては、高圧のためガスの体積流量が小さくなる。よって、配管径を小さくできる一方、温度、圧力等の設計条件が既存炉と異なる箇所が存在する。対象箇所および検討項目について、以下に記す。

① 加圧流動炉～空気予熱器排ガス

温　　度：850℃
圧　　力：0.3MPa
内　　径：ϕ600mm
検討項目：エキスパンション

② 空気予熱器～高温集塵機排ガス

温　　度：650℃
圧　　力：0.3MPa
内　　径：ϕ550mm
検討項目：エキスパンション

③ 高温集塵機～過給機タービン排ガス

温　　度：650℃
圧　　力：0.3MPa
内　　径：ϕ550mm
検討項目：エキスパンション

④ 配管材質（インコネル、ハステロイ等の耐熱耐食合金）

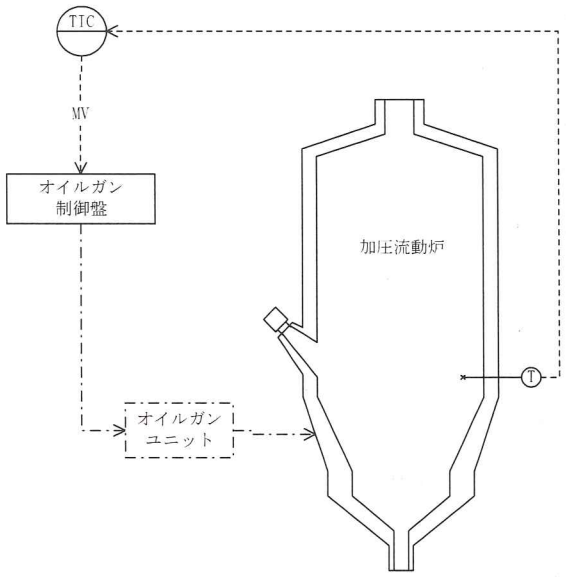
過給機に与えるダストの影響を考慮した場合、耐火材の内張は適用できない可能性がある。よって、金属製の高温高圧（650℃、0.3MPa）配管を検討する必要がある。

4．3　運転制御

4.3.1　炉内温度制御方法

(1)　助燃する場合

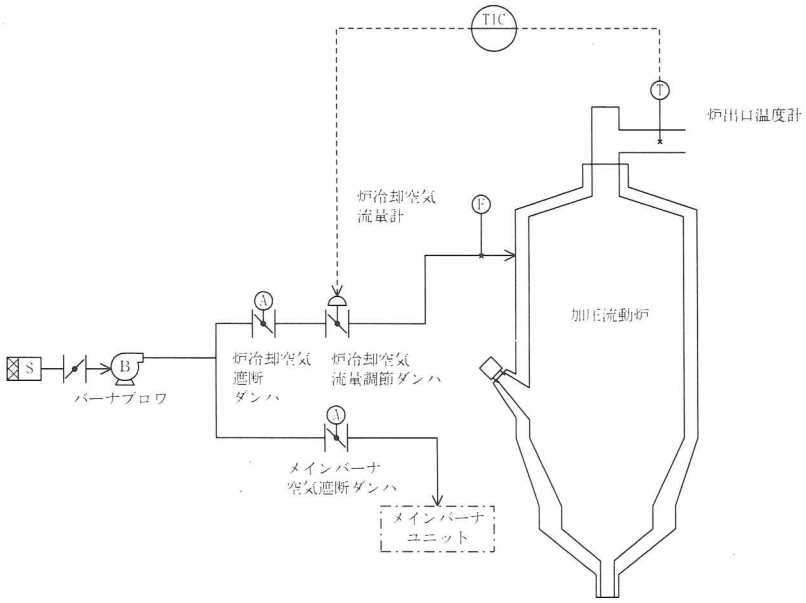
図－4.12に示すように、加圧流動炉内（砂層部、フリーボード部）の温度をセンシングし、炉内温度の目標値と現在値との差から、オイルガンユニットの油量調節弁の開度を操作して、炉内温度を制御する。



図－4.12　炉内温度制御（助燃時）

(2)　自燃し、炉出口排ガス温度が上昇して空気予熱器の損傷の恐れがある場合

図－4.13に示すように、炉出口温度（空気予熱器入口温度）をセンシングし、炉出口温度との目標値と現在値との差から、炉出口排ガス冷却装置（例えば、炉冷却空気送風装置）の冷却媒体注入量を操作して、炉出口温度を制御する。



図－4.13　炉内温度制御（自燃時）

4.3.2　起動・停止方法

システムフローを図―4.14に示す。また、立ち上げ時や冷却運転時における起動用ブロワのみによる運転説明図を図―4.15に、自立運転モード時における過給機のみによる運転説明図を図―4.16に示す。さらに、起動時の各フェイズにおける加圧流動炉および各バルブの状態を図―4.17に示す。

A）起動時

(1)　起動用ブロワを立ち上げ、流動床に空気を送り込む。
（図中の弁は、開：①③④⑦、閉：②⑤⑥⑧）

(2)　炉にて補助燃料で始動バーナを着火し、過給機のタービン入口に燃焼ガスを送り込みながら炉内温度を２５０℃まで上昇させる。

(3)　着火５分後、さらに６時間かけて炉内温度をさらに５５０℃まで上昇させた後、炉側の条件を一定にキープする。

(4)　③を閉じてゆく一方、②を開けてゆき、過給機からの圧縮空気を炉に送り込む。この際、炉での補助燃料供給量は変化させない。

(5)　③を閉、②を開とし、過給機からの圧縮空気のみで運転させる（最低自立運転状態）。このとき、①は圧縮機側の風量と流動床の必要空気量とのバランスで開閉量を調整し、必要に応じ放風する。

(6)　起動用ブロワをＯＦＦにする。

(7)　オイルガン着火し、④を徐々に閉じてゆく一方、⑤を徐々に開けてゆき、空気予熱器出口／過給機タービン入口温度が５００～６００℃をキープするよう調整しながら炉内温度を８００℃まで上昇させる。

(8)　汚泥投入は50%程度の負荷からスタートして100%負荷まで1～2時間かけて徐々に増加させ、その後定格運転に到達させる。この過程でも圧縮機側の風量が流動床の必要空気量以上となる場合は、①で風量を調整する。

B）停止時

起動時の逆を行う。

(1)　汚泥の投入量を徐々に少なくしてゆき、補助燃料のみで炉の負荷が５０%程度になるまで低下させる。

(2)　④を徐々に開けてゆく一方、⑤を徐々に閉じてゆき、熱交換器出口／過給機タービン入口温度が５００～６００℃をキープするよう調整しながら炉内温度を５５０℃まで低下させ、オイルガンを消火する。

(3)　起動用ブロワをＯＮにする。

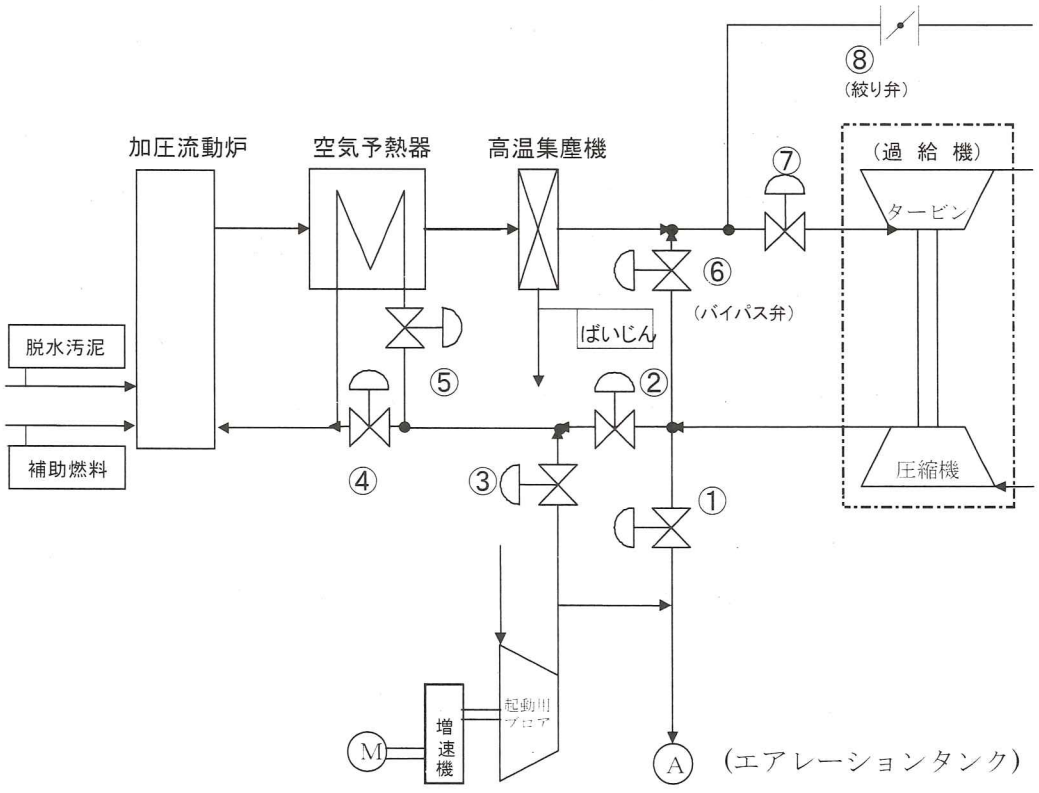
(4)　①、③を開けてゆく一方、②を閉じてゆき、起動用ブロワからの空気を炉に送り込む。この際、炉での補助燃料供給量は変化させない。

(5)　①、③を開、②を閉とし、起動用ブロワからの空気のみで運転させる。

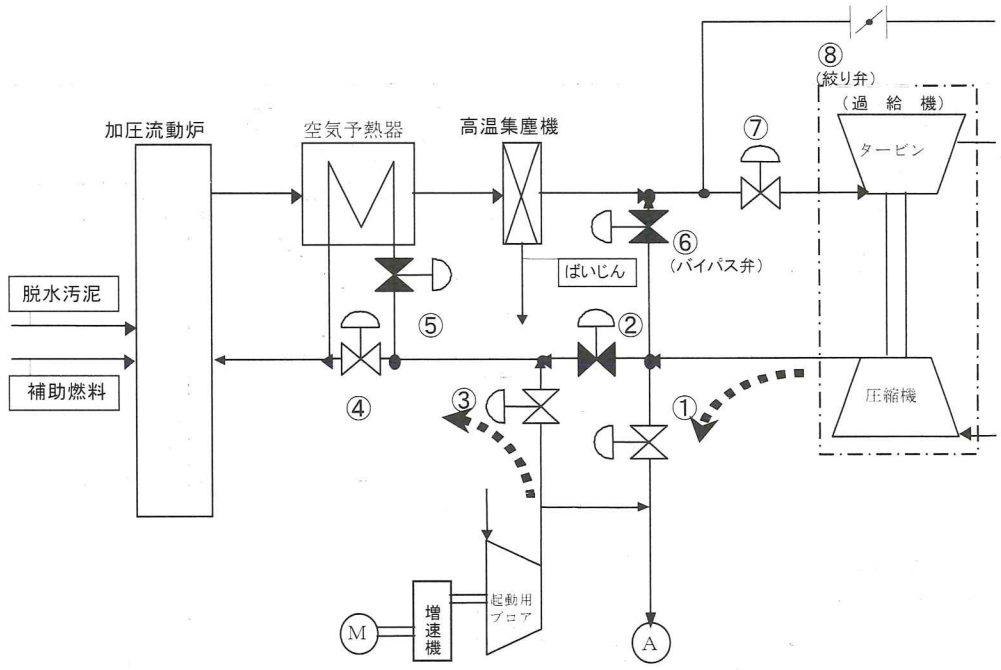
(6)　炉内温度を２５０℃まで下降させた後、炉の補助燃料をカットして、起動用ブロワの空気で冷却運転に入る。

(7)　起動用ブロワをＯＦＦにする。（運転終了）

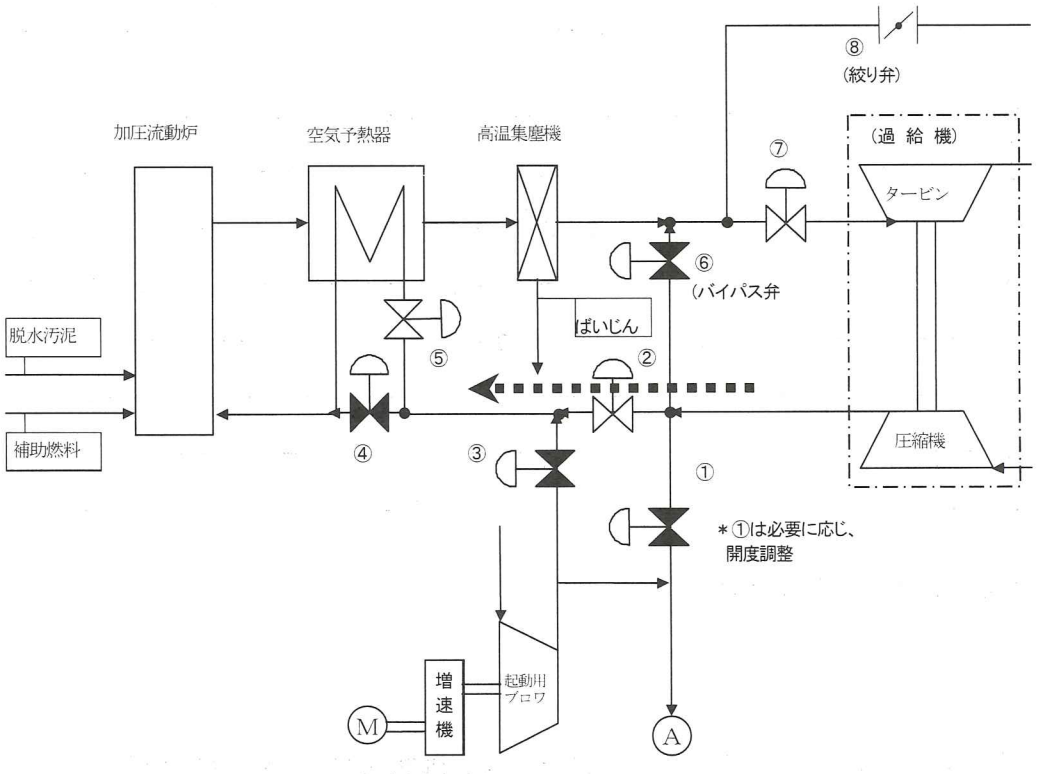
＊　なお起動／停止時の作動手順において、全体システムのエネルギーバランスを考慮の上、⑥（バイパス弁）や⑧（絞り弁）を作動させる場合もある。また、⑦、⑧は緊急時における高温ガスの過給機への流入を防ぎ、外へ逃がすために設置している。



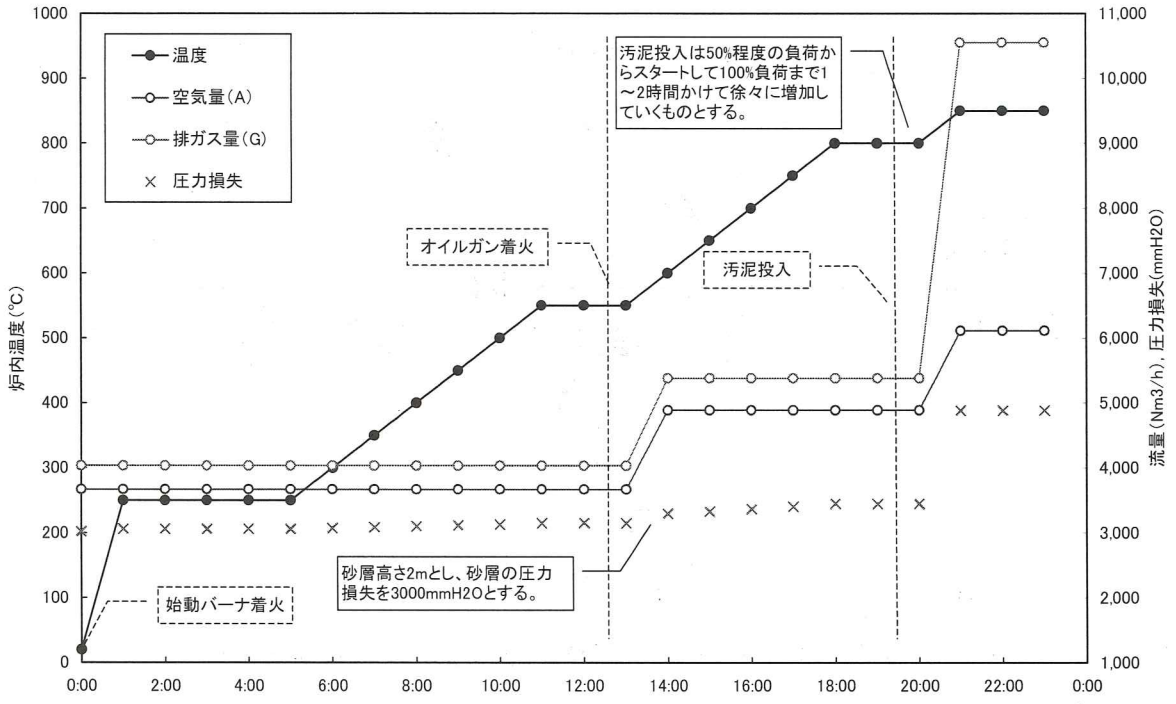
図―4.14　システムフロー



図－4.15　起動用ブロワのみによる運転（立ち上げ時、冷却運転時）



図－4.16　過給機のみよる運転（自立運転モード時）



フェーズ　(1)　(2)　(3)→　(4)(5)(6)　(7)→　(8)→

バルブ

①	O →	← (開度は、必要に応じて調整) →		
②	S →	S→O →		O
③	O →	O→S →		S
④	O →	O→S →		S
⑤	S →	S→O →		O
⑥	S →			S
⑦	O →			O
⑧	S →			S

＊O:開(OPEN)、S:閉(SHUT)

図ー4.17　起動時の各フェーズにおける、加圧流動炉及び各バルブの状態

4.3.3　集塵器

(1)　マルチサイクロン方式

特に制御項目はない

(2)　バグ型フィルタ方式

バグ型フィルタにおいては、ろ布の逆洗が制御項目になる。

制御方法については実際の運転状況を確認しながら調整する必要があるが、実績を参考にして検討した場合、以下の方針が考えられた。

【制御方針】

フィルター80本を１列５～９本×11列の逆洗ラインに分割し、１列毎に逆洗する。

パ　ル　ス　時　間：0.2s

パ　ル　ス　間　隔：30s（タイマー制御）

パルス一巡時間：5.5min

空　気　消　費　量：600ℓ/回（1,200ℓ/min）

空　　気　　圧　　力：0.6MPaG

差圧上昇（予想値）：5.0kPa、最大10kPa

パ　ル　ス　の　順　番：3列程度離して順に逆洗する

例）1,5,9,2,6,10,3,7,11,4,8列→1,～以降繰り返し。

4．4　公害防止検討

大気汚染防止法により、焼却炉などのばい煙発生施設から排出されるばい煙には排出規制が設けられている。ここでは、本研究対象の加圧流動炉を廃棄物焼却炉と仮定し、大気汚染防止法の中で定められた一般排出基準に対する評価をおこなう。ここで、規制対象として検討する対象物質は、**表－4.13** に示すとおり硫黄酸化物（SOx）、塩化水素（HCl）、窒素酸化物（NOx）、ばいじん、ダイオキシン類（DXNs）である。

なお、以下の検討では、本研究において有機性廃棄物の代表例として検討してきた下水脱水汚泥を対象とする。

4.4.1　硫黄酸化物（SOx）について

一般排出基準：3.0～17.5（K値）

被処理物が含有するS分のSOxへの転換率を100%すると、下水汚泥の場合SOxの排出濃度はおよそ400~600ppmであり、想定される煙突高さ約20mを考慮すると、このまま系外へ排出しても一般排出基準（K値=3.0）は十分に下回ることができる。一方TPS過給機の要求事項から、本システムでは、概ね140ppm程度であればTPS過給機の入口ガス性状を満たすと予想し、脱硫率70％を目指した炉内脱硫によるSOx低減を実施する。なお、TPS過給機の入口ガス性状に関しては、計画設計時にメーカーと十分協議し、必要に応じて見直すことが必要となる。

4.4.2　塩化水素（HCl）について

一般排出基準：700mg/Nm^3

被処理物が含有するCl分のHClへの転換率を100%すると、下水汚泥の場合HClの排出濃度は100ppm以下であり、このまま系外へ排出しても一般排出基準は十分に下回ることができる。上記(1)で述べたように、炉内脱硫を実施した場合、HClも同時に除去される。したがって、さらなる排出濃度の低減が期待される。

4.4.3　窒素酸化物（NOx）について

一般排出基準：250ppm（O_2 12%換算）

下水脱水汚泥の中で現在主流となっている高分子汚泥は、N分の含有量がおよそ5~7%であり、流動炉で焼却した場合のNOx排出濃度は20~50ppm程度である。ラボ実験の結果、加圧燃焼した場合、NOx排出濃度は減少する傾向が認められ、概ね10～20ppmであった。したがって、加圧流動システムにおける下水脱水汚泥のNOx排出濃度は、一般排出基準を十分に下回るものと考えられる。

炉内脱硫に用いる石灰中のCa分がNOx生成を促進する触媒として知られており、実際にテストするなどして確認する必要がある。

4.4.4　ばいじんについて

一般排出基準：0.04g/ Nm^3（O_2 12%換算）

脱水汚泥を対象とした常圧の流動炉では、炉出口のばいじん濃度が30~60g/Nm^{3}程度になり、後段の排ガス処理設備にバグフィルタ等の集塵設備を

設けることで排出基準を満足させている。加圧流動炉でも、炉出口では同程度のばいじん濃度が予想されるが、本システムではTPS過給機側の要求条件がばいじん濃度は0.04g/Nm³以下であり、これを実現するために過給機より上流側に集塵設備としてバグフィルタを設けることにしている。したがって、本システムが成立する限りにおいて、ばいじん排出濃度は一般排出基準を下回ることになる。

4.4.5 ダイオキシン類（DXNs）について

一般排出基準：0.1ng-TEQ/Nm³（O_2 12%換算）

一般的に、下水汚泥焼却で排出されるDXNs濃度は非常に低く、ほとんどの場合で一般排出基準を下回っている。これは、汚泥中に含まれるCl分が少ないことや性状が安定していることなどが理由と考えられる。したがって、燃焼効率の向上が見込まれる加圧燃焼下では、さらなるDXNsの低減が期待できる。

表－4.13 検討項目一覧

			廃棄物焼却炉			
処理量	－	t/h	2~	2~4	4~	備考
硫黄酸化物	SOx	K値	3.0~17.5			地域により異なる
塩化水素	HCl	mg/Nm³	700			12%換算
窒素酸化物	NOx	ppm	250			12%換算
ばいじん	－	g/Nm³	0.15	0.08	0.04	12%換算
ダイオキシン類	DXNs	ng-TEQ/Nm³	5.0	1.0	0.1	12%換算

※ 本表は大気汚染防止法施行令で定められた一般排出基準であり、地域により特別排出基準や条例による上乗せ規制が設けられている場合がある。

4．5　関連法規

一般にコージェネレーション設備の場合、適用される法規には以下のものがある。

- 電気事業法
- 発電用火力設備に関する技術基準
- 電気設備に関する技術基準で定める省令
- 消防法、同施行令および施行規則
- 労働安全衛生法
- 建築基準法
- 製造物責任法(PL法)
- 危険物関係法令
- 公害関係諸法規

  (公害防止条例、大気汚染防止法、騒音振動規制法、市町村条例)

＊市町村条例については、各自治体から容易に情報提供を受けられるものとする。

ただし、過給機を使用したシステムでは発電を行わないため、上記の適用法規の内、「電気事業法」、「発電用火力設備に関する技術基準」、「電気設備に関する技術基準で定める省令」は適用外となる。

第５章　ケーススタディー

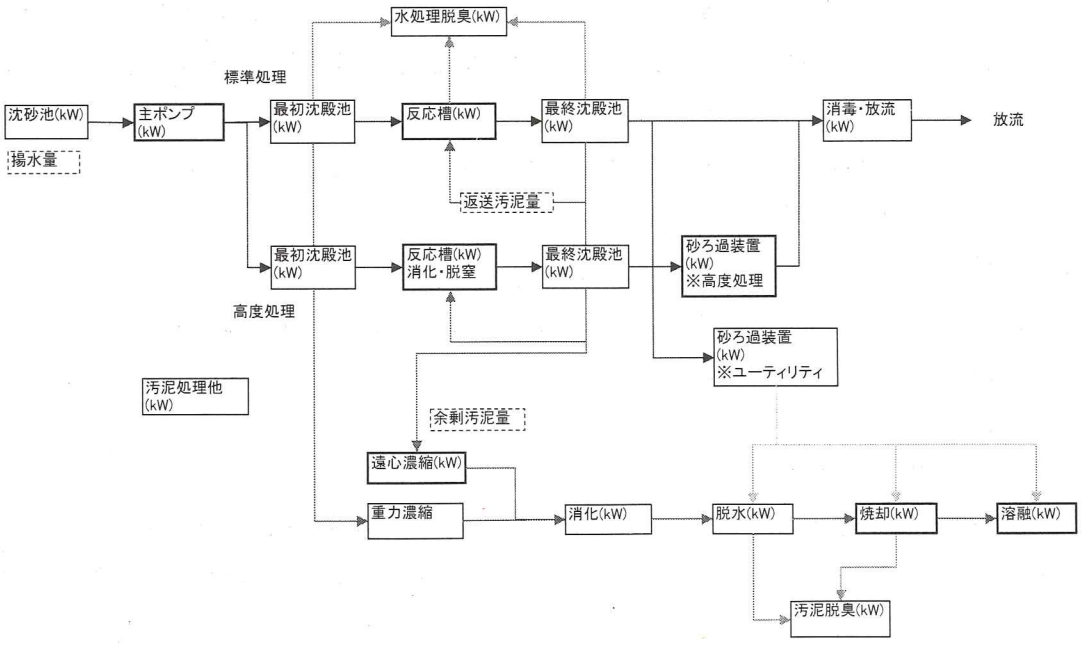
本章では、平成13年度から平成14年度に既存施設における主要設備・機器毎の電力消費量を中心にデータ収集を行った。この施設のエネルギー消費・変動の実情を分析し、さらに本研究で開発した“0.3MPa加圧流動層炉＋TPS過給機（圧縮空気）”システムの適用検討を行った。

５．１　処理場設備

調査した下水処理場は、分流式下水道の計画処理人口が205,400人、現有処理能力が日最大124,000m^3/日である。本処理場は、他の下水処理場との汚水や汚泥の受け渡しが無く、水処理では高度処理までを行い、汚泥処理では嫌気性消化、焼却、溶融までのプロセスを有する。図－5.1に処理場における処理フローを示す。

水処理系　：　沈砂池、主ポンプ、最初沈殿池、反応槽、最終沈殿池、消毒・放流、水処理脱臭、砂ろ過装置

汚泥処理系：　遠心濃縮機、消化、脱水、焼却、溶融、汚泥脱臭



図－5.1　処理場処理フロー

5．2　エネルギー消費および変動結果

平成13年12月から平成15年2月の電力使用量のトレンドを**図－5.2**に示す。**図－5.3**に平成14年度分の電力使用量と揚水量を曜日毎に平均した結果を示す。

(1) 水処理系

1)　日変動、曜日変動

１日の中で午後に電力使用量のピークが見られる。図－5.3の平均を見ると周期性が明確であるが、図－5.2のトレンドを見ると日によってばらつきが見られる。曜日による違いも見られ、週末は変動のピークが小さくなっている。

2)　砂ろ過設備、消毒・放流の影響

電力使用量が多くなる理由としては、高度処理で急速ろ過設備を設置しており負荷が高いときに電力処理量が増加している。また、処理水の放流に際してポンプ移送が必要な場合があり、放流ポンプの負荷が高い場合に電力使用量が多くなる。

3)　降雨の影響

分流式下水道であるが、降雨の影響により揚水下水量が増加する。

(2) 汚泥処理系

1)　日変動、曜日変動

汚泥処理系は、１日の中での変動は少なく安定している。

2)　焼却炉の運転

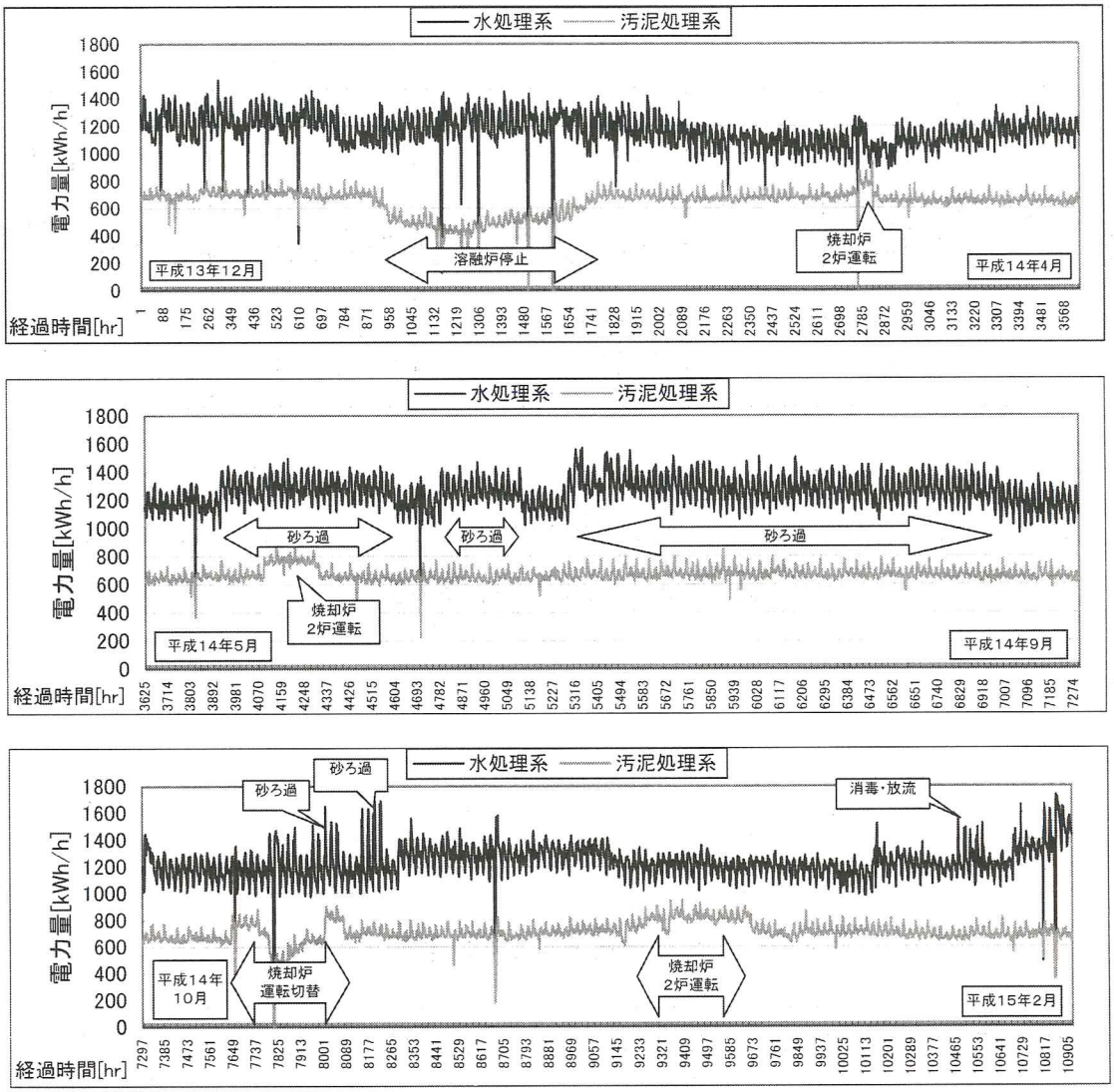
電力使用量が大きく変動するのは、焼却設備と溶融設備の運転状況による。焼却設備は35t/日の1号炉と50t/日の2号炉を有し2号炉をメインに使用している。焼却炉切り替えに際して2炉運転になるときに電力使用量が最大になっている。2号炉のみの1炉運転では、200数十kWであるが、1号炉も稼働した2炉運転では300kW以上となる。

(3) 単位下水処理量当たりの電力使用量

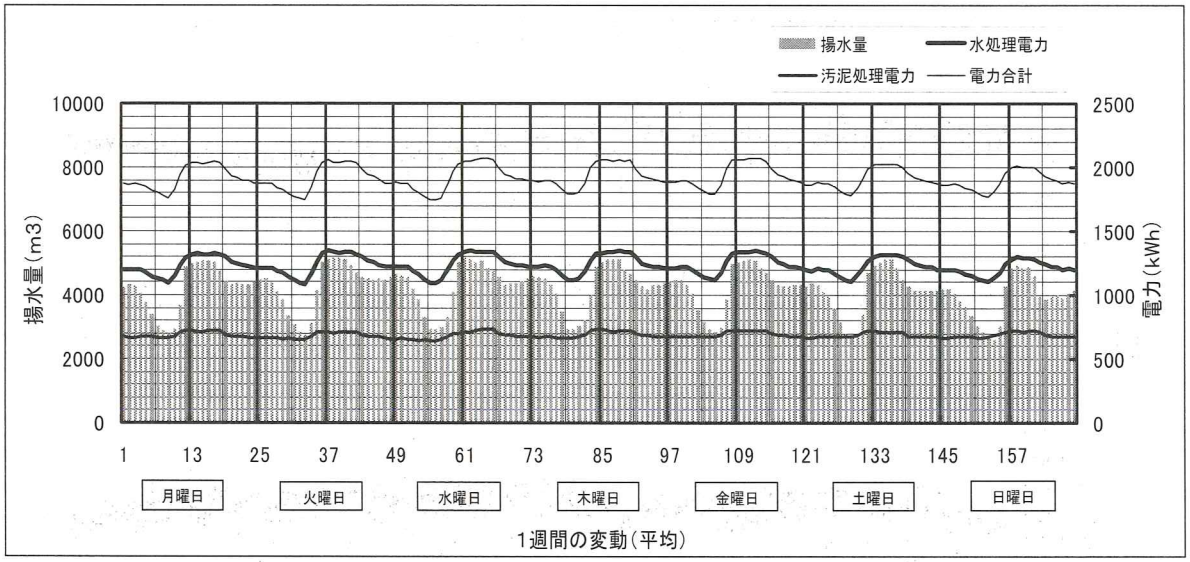
表－5.1に単位処理量当たりの電力使用量を示す。水処理系と汚泥処理系どちらも年間を通じてほぼ一定であり季節による違いも見られなかった。また、H13年度ともほぼ同じ値であった。

(4) 電力使用量の内訳

図－5.4に電力使用が安定している期間の例を、**図－5.5**に特異的な電力使用の例を示す。図－5.4では大きな変動は少なく、放流ポンプが稼働したときに100kW程度電気を使用している。図－5.5では、砂ろ過装置の稼働のため最大で400kW程度電気を使用している。また、焼却炉1号炉と2号炉が同時稼働しているため焼却設備の電力使用量が350kW以上になっている。この時の処理場全体の電力使用量が2,491kWとなり調査期間中の最大使用量を記録した。



図－5.2　水処理系と汚泥処理系における電力使用量

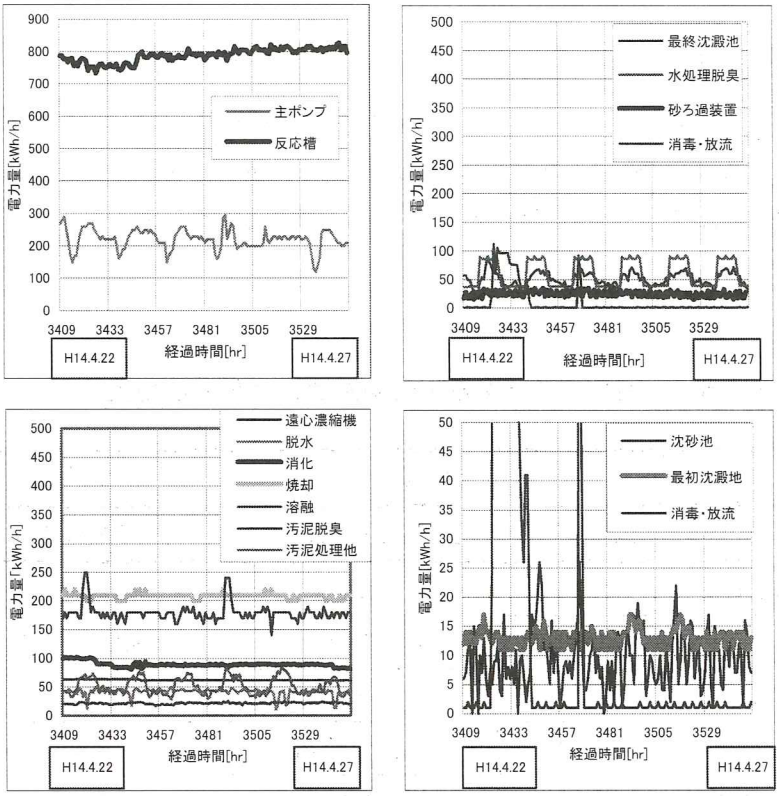


図－5.3　曜日毎の電力消費量

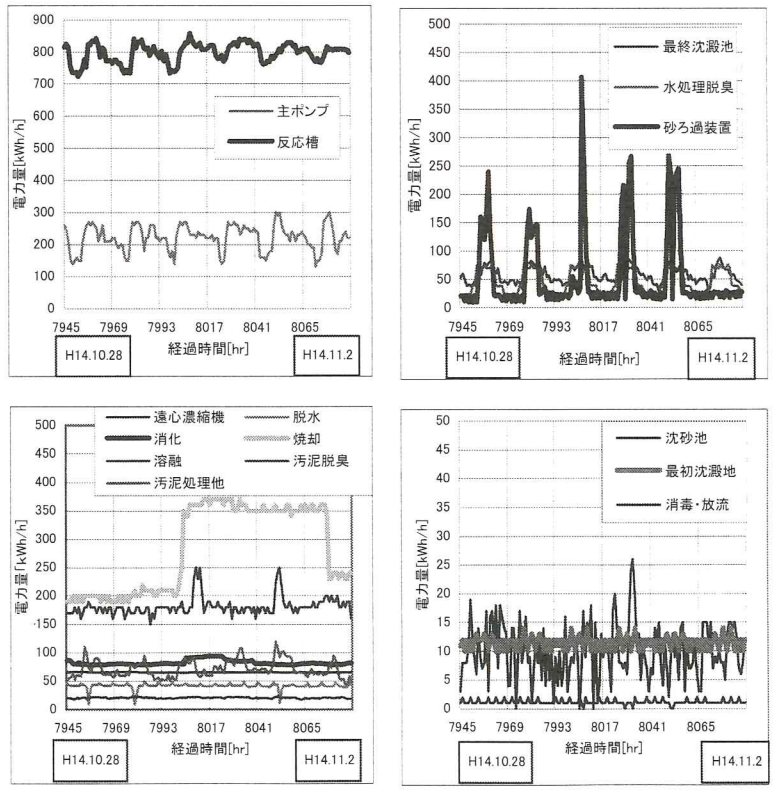
表－5.1　単位処理量当たりの電力使用量

平成14年度(H14.4～H15.2)	水処理系	汚泥処理系	全体
春　　(4月、5月)	0.298 kWh/m^3	0.168 kWh/m^3	0.466 kWh/m^3
夏　　(6月、7月、8月)	0.295 kWh/m^3	0.155 kWh/m^3	0.450 kWh/m^3
秋　　(9月、10 月、11月)	0.299 kWh/m^3	0.165 kWh/m^3	0.464 kWh/m^3
冬　　(12 月、1月、2月)	0.289 kWh/m^3	0.170 kWh/m^3	0.459 kWh/m^3
年平均 (4月～2月)	0.295 kWh/m^3	0.164 kWh/m^3	0.459 kWh/m^3

平成13年度(H13.12～H14.3)	0.29kWh/m^3	0.17kWh/m^3	0.46kWh/m^3



図－5.4　比較的安定した時の電力使用量内訳



図－5.5　特異的な変動時の電力使用量内訳

5．3　消化ガス利用

消化ガスの状況を**表－5.2**に示す。消化ガスの発生量は7,137Nm³/日（平均）であった。消化ガスのタンク容量は7,500m³であり、約1日分の貯蔵容量を有する。消化ガスは、消化槽加温、焼却設備、溶融設備で使用され使用量は平均5,432m³/日である。消化ガス発生量の24％に相当する1,705Nm³/日は燃焼廃棄されている。

表－5.2　消化ガス発生量・使用量および重油使用量

		発生量・使用量	日平均
消化ガス発生量	消化ガス	2,383,916Nm³	7,137Nm³/日
消化槽使用量	重油	63L	0L/日
	消化ガス	497,074Nm³	1,488Nm³/日
焼却設備使用量	重油	367,712L	1,101L/日
	消化ガス	796,310Nm³	2,384Nm³/日
溶融設備使用量	重油	266,947L	799L/日
	消化ガス	520,876Nm³	1,560Nm³/日

5．4　開発システム適用の検討

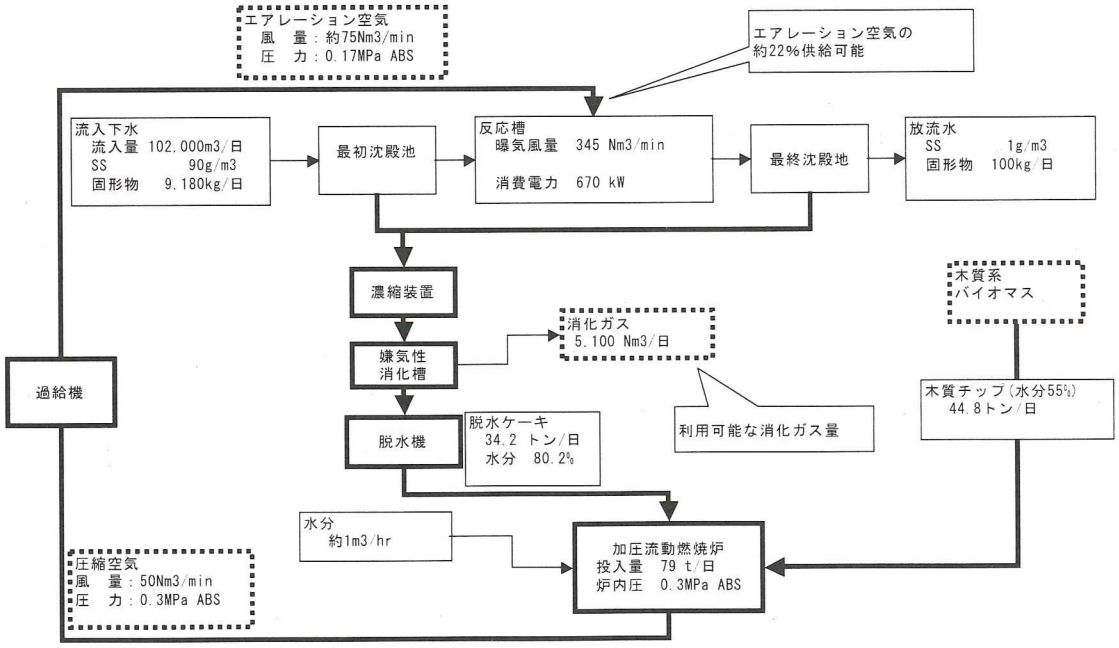
開発した“0.3MPa加圧流動層炉＋TPS過給機（圧縮空気）”システムを下水処理場に適用した場合を検討した。

5.4.1　調査処理場への適用

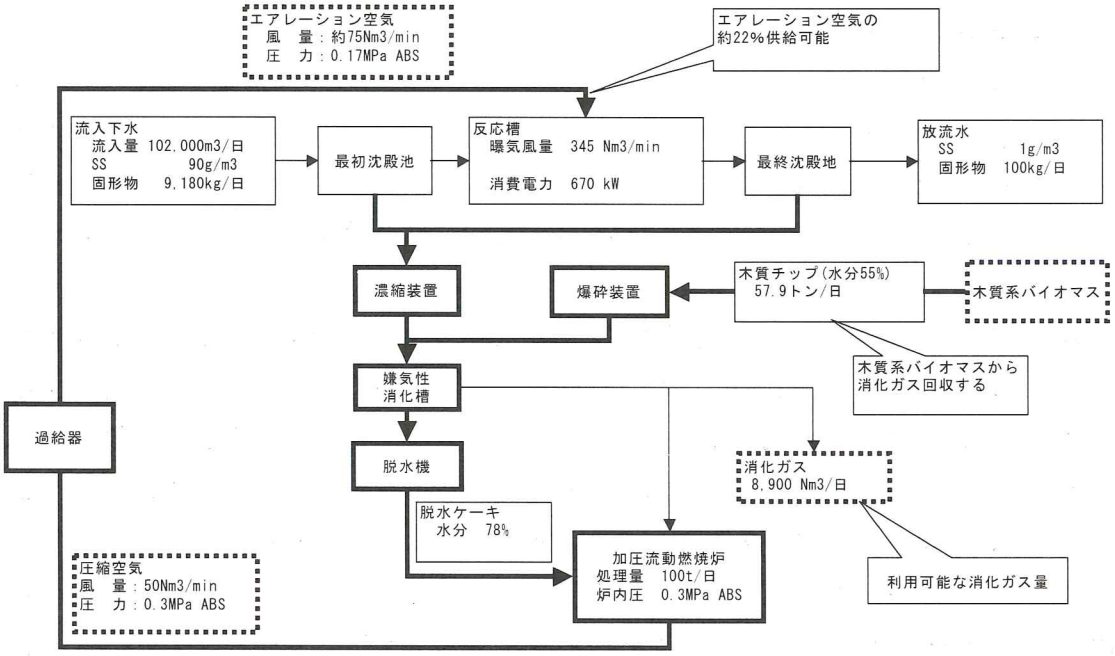
図－5.6に、調査した下水処理場に開発した100t燃焼炉システムを適用し、不足原料分に木質系廃棄物を用いた場合を示す。流入下水のSSが90g/m^{3}と低めの値であるが、木質系廃棄物と混焼すると燃焼設備での消化ガス量を他に利用できるようになる。さらに、水処理エアレーション用空気の約22%を燃焼設備から供給することが可能となる。

図－5.7には、調査した下水処理場に同様の開発システムを適用し、木質系廃棄物を爆砕処理して下水汚泥と混合消化した場合を示す。混合消化により、消化ガス発生量は3,800Nm^3/日増加する。図－5.6と同じく、補助燃料として重油、消化ガスは必要なく、エアレーション用空気の約22%を開発プロセスから供給することができる。

これらの結果は、開発システムが省エネルギープロセスであると同時に、相当に有効な創エネルギープロセスであることを示している。ここでは、開発システムが100ｔ燃焼炉を主体として進められたことから、調査処理場の汚泥発生量に必ずしも合致したものではなかった。しかし、研究当初に開発目標としたバイオマスの受け入れについても検討することができ、その効果も非常に大きいことが示された。



図－5.6　開発システムの調査下水処理場への適用結果（１）



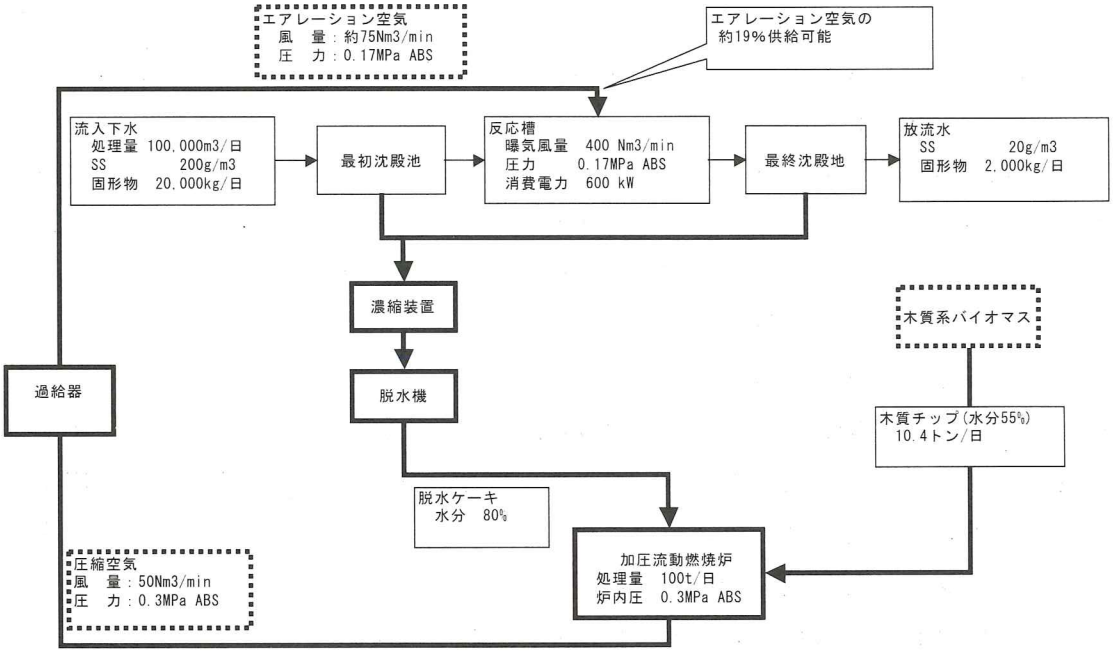
図－5.7　開発システムの調査下水処理場への適用結果（２）

5.4.2　標準設計処理場への適用

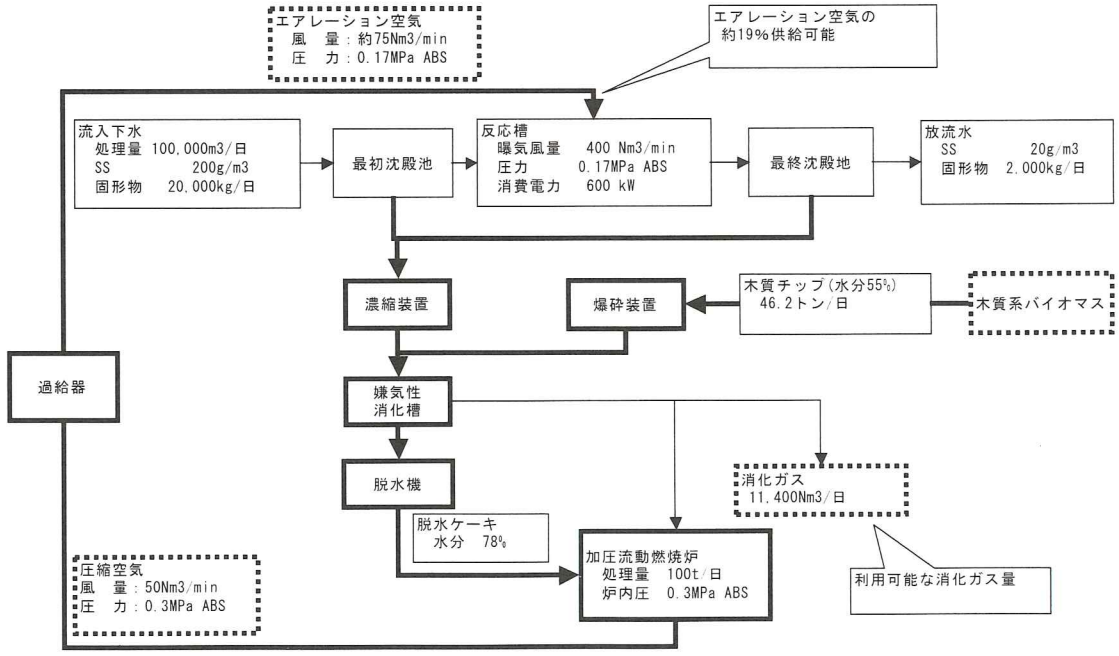
100,000m^3/日の処理場を想定し、補助燃料必要分は木質系廃棄物を用いた場合の結果を図－5.8に示す。木質廃棄物を10.4トン/日処理し、エアレーション用空気の約19％を開発プロセスから供給することが可能である。

同様に100,000m^3/日の処理場を想定し、木質系廃棄物を爆砕処理して下水汚泥と混合消化した場合の結果を図－5.9に示す。混合消化により消化ガスの11,400Nm^3/日が別の用途に利用可能となり、図－5.8と同じくエアレーション用空気の約19％を供給することが可能である。

ここで、水処理のエアレーション用空気として賄える割合が前5.4.1項の22％よりも低いものとなっているのは、処理場に流入する汚水の濃度、例えば有機性汚濁物質の濃度が高く、生物学的浄化に必要な空気量が相対的に高くなっていることにある。



図－5.8　開発システムの標準設計下水処理場への適用結果（１）



図－5.9　開発システムの標準設計下水処理場への適用結果（２）

5．5　まとめ

既存施設における主要設備・機器毎の電力消費量を調査・解析するとともに、本研究で開発した“0.3MPa加圧流動層炉＋TPS過給機（圧縮空気）”システムの適用検討を行い、以下の結果を得た。

(1) 分流式下水道の計画処理人口が 205,400 人、現有処理能力が日最大 124,000m³/日の下水処理場における電力使用量を１年間を通して調査した。その結果、処理場全体における最大電力使用量は 2,491kW を記録した。単位処理量当たりの電力使用量は、水処理系と汚泥処理系の双方において年間を通じてほぼ一定であり、季節による違いも見られなかった。

(2) 前述の調査した処理場およびに 100,000m³/日の標準設計処理場に、100ｔ炉規模開発システムの仮想導入解析を行った。原料不足分を廃木材で補うとともに廃木材を嫌気性消化する場合としない場合について検討した結果、開発プロセスから水処理エアレーション用空気の 19～22％を供給できるとともに、大量の余剰消化ガスが得られ、開発システムが有効な創エネルギープロセスであることを確認した。

【参考文献】

1) (社)日本下水道協会,「下水道施設計画・設計指針と解説－2001 年版－」

2) 国土交通省土木研究所下水道部汚泥研究室,「下水処理施設主要設備･機器仕様一覧」, 土木研究所資料第 3827 号, 平成 13 年 3 月

第6章　総　括

下水汚泥が持つ潜在的な保有エネルギーを有効エネルギーとして活用するエネルギー自立・生産型の燃焼プロセスを開発するために、平成14年1月25日から平成16年3月31日までの間、「有機性排出物保有熱量の高度電力変換技術に関する調査・研究」の課題のもと、研究に取り組んできた。研究結果を以下に総括する。

(1) 下水汚泥以外のバイオマスへの適用拡大が可能であること。廃棄物処理としての減容化・無害化が行えること。シンプルであり、かつ大規模にも適用しやすいこと。の3つを満足することを念頭に、常圧流動炉（従来方式：評価基準対象①）、常圧流動炉＋蒸気タービン（従来方式：評価基準対象②）、1.2MPa加圧流動炉＋ガスタービン（IM270級）、0.3MPa加圧流動炉＋TPS過給機（電力）、0.3MPa加圧流動炉＋TPS過給機（圧縮空気）の5つのシステムについてエネルギー比較からシステムの成立性を検討した結果、0.3MPa加圧流動炉＋TPS過給機（圧縮空気）のシステムが最も優れていると分析された。

(2) 内径1,200mm、高さ3,200mmのステンレス製加圧容器内に流動層燃焼装置を設置し、実際の下水汚泥を用いた燃焼試験を行った。その結果、砂層上から脱水汚泥を投入した場合、砂層部で脱水ケーキの水分蒸発、ガス化が起こり、フリーボード部で揮発分がガス燃焼する、常圧気泡流動炉と同じ現象が認められた。砂層温度を700℃程度に保つには外部からの加熱が必要であったが、燃焼空気温度、脱水汚泥の水分、高位発熱量によって外部加熱は不要になると予想される。フリーボード温度と砂層温度との最大温度差は約150℃程度となり、常圧気泡流動炉と同じ現象が認められた。

灰中の未燃分は極めて少なく、COの排出濃度も低く99.99%以上の高い燃焼効率を示した。排ガス特性からは、COの完全燃焼のためには排ガス中O_2濃度は4%以上が必要であった。加圧燃焼ではNO_Xは低減し、N_2Oは増加する傾向を示し、脱水汚泥燃焼での典型的な値としてNO_X：50ppm、N_2O：200ppmが得られた。

(3) 下水汚泥に約1%-DS含まれるS分は、そのほとんどが可燃性であり、燃焼に伴って排ガス中にSO_2として放出される。加圧流動炉ではO_2分圧が高く、反応がSO_3まで進んで、プロセス中に硫酸露点腐食によるトラブル発生の可能性があることから、前(2)項と同じ装置と試料を用い、加圧流動炉内に石灰石を投入するSO_2除去法を試みた結果、石灰石供給量Ca/S=5とすれば75%程度の炉内脱硫が可能であることが示された。

(4) セラミックフィルターの集塵性能を前(2)項と同じ装置と試料を用い調べた結果、石炭のPFBCで採用されているセラミックフィルターモジュールの集塵効率にくら

べ若干劣る集塵効率となった。これは、使用したフィルターモジュールの容量が装置の燃焼容量と一致していないこと、モジュール内部のシール構造が実機と比べ完全でないことに起因していたと思われ、得られた結果だけから集塵効率を評価することは困難であった。しかし、フィルター表面へのケーキの堆積速度やケーキ層の状態は石炭の場合と同様であり、下水汚泥の燃焼にセラミックフィルターを適用することは可能と判断される。

(5) 上記の成果を踏まえ、0.3MPa加圧流動炉＋TPS過給機（圧縮空気）のシステムについて装置性能・仕様の詳細検討を行い、脱水汚泥の燃焼能力が100t／日の実用機の概略設計を行った。また、運転法について検討するとともに公害防止ならびに関連法規について考察を加えた。

(6) 開発した0.3MPa加圧流動炉＋TPS過給機（圧縮空気）システムを下水処理場に導入することを想定したケーススタディーを行った。実際のS下水処理場における１年間の実態調査に基づき開発システムを導入した結果、エアレーションタンクに供給している空気量の22%を賄うことができた。また、下水処理量が100,000m^3／日規模の設計指針に基づき稼働している仮想処理場に導入した結果、必要空気量の19%が賄えた。双方の結果の違いは、流入する下水濃度の違いによるものである。

本研究により、下水道の脱水汚泥を加圧流動層炉により燃焼することに大きな問題はないことが明らかになった。これは、“0.3MPa 加圧流動炉＋TPS 過給機（圧縮空気）システム”とすることにより、従来の下水汚泥焼却法とは異なりシステムがエネルギー的に自立することはもとより、過剰の圧縮空気を産することから、これを汚水処理のためのエアレーション用空気として供給できる創エネルギープロセスと位置付けられるものである。

社会は、循環型社会の創造や地球温暖化抑制を強く求めている。本研究で開発したシステムは、これに答えられる技術であると信じる。今後は、自燃が可能なパイロット規模の加圧流動層燃焼装置による試験を行い、設計や運転法の確度を高める必要がある。