

平成 22 年度 修士論文

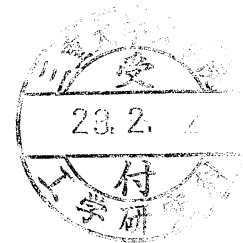
# 木質バイオマスガス化発電システム に関する研究

2010 年 2 月 2 日 提出

指導教員 前田 太佳夫 教授

鎌田 泰成 准教授

村田 淳介 助教



三重大学大学院 工学研究科  
博士前期課程 機械工学専攻  
エネルギー環境工学研究室

小比賀 功

## 目次

第1章 緒言 .....	1
第2章 主な記号 .....	3
第3章 実験装置および方法 .....	5
3.1 実験装置	
3.1.1 空気供給調整装置	
3.1.2 ガス化炉	
3.1.3 燃料供給装置	
3.1.4 ガス洗浄装置	
3.1.5 ガス吸引量調整装置	
3.1.6 ガス分析システム	
3.1.7 ガス燃焼ノズル	
3.1.8 空気・ガス混合装置	
3.1.9 混合空気流量調整装置	
3.1.10 発電機	
3.1.11 自動消火装置	
3.2 実験方法	
3.2.1 実験手順	
3.2.2 記録方法	
第4章 ガス化実験 .....	31
4.1 実験条件	
4.2 ガス化炉内状況	
4.2.1 ガス化炉内温度測定	
4.2.2 流体透過抵抗測定	
4.3 ガス成分	
4.3.1 データ整理方法	

4.3.2	酸素濃度測定	
4.3.3	反応時間および酸素比	
4.3.4	一酸化炭素濃度測定	
4.3.5	ガス化反応の予測	
4.4	まとめ	
第5章	発電実験	73
5.1	実験条件	
5.2	ガス化炉内状況	
5.2.1	ガス化炉内温度測定	
5.2.2	流体透過抵抗測定	
5.2.3	流体透過抵抗係数の標準偏差	
5.3	ガス成分	
5.3.1	酸素濃度測定	
5.3.2	反応時間および酸素比	
5.3.3	一酸化炭素濃度測定	
5.3.4	ガス化反応の予測	
5.4	ガス化炉運転状態と発電	
5.4.1	一酸化炭素濃度が発電に及ぼす影響	
5.4.2	供給空気流量が発電に及ぼす影響	
5.5	まとめ	
第6章	結言	89
参考文献		91
謝辞		93

## 第1章 緒言

近年のエネルギー問題は、地球温暖化などの環境問題と化石燃料の枯渇という資源問題の両方に深く関わっている。この2つの問題を解決するための新エネルギーとして、風力、太陽光、バイオマスといった再生可能エネルギーが注目を集めている。これらのうち、バイオマスは未だに実証試験プラント程度の発電施設しかなく、今後の研究により実用化が期待されている資源である。バイオマスエネルギーは、土壌から吸収した養分と水分、および大気中の二酸化炭素を太陽のエネルギーによって草木等に固定化した炭化水素系物質である。バイオマスが有する化学エネルギーは、燃焼等に利用しても、その成長期間で吸収した二酸化炭素を放出するだけであり、地球上の二酸化炭素のバランスを崩すことがない。それに比べ、化石燃料の利用は地球温暖化の主な原因とされている二酸化炭素を多く排出するだけでなく、その生産のピークが近い将来に予想され、資源量そのものの限界が現実的問題として懸念されている。このような点で、継続的に生産が行われるバイオマスエネルギーの利用は、地球の地質形成の非常に長い時間の中で生成された化石燃料を短期間で急速に消費することとは根本的に異なる。

このようなバイオマス資源の中でも、日本に多く賦存しているとされる、薪炭材や林業廃棄物といった木質バイオマスは性状が比較的安定しており、これを利用する発電プラントが注目され始めている<sup>(1)</sup>。木質バイオマス利用は海外でも導入が進んでおり、アメリカでは数千kW～数万kW級の事例が、スウェーデンでは数千kW級の事例が複数あり、先進的な施設としてガス化複合発電の実証事業も行われた<sup>(2)</sup>。ここで、日本の木質バイオマス資源は、少量ずつ広範囲に点在しており、更に木質バイオマス資源は化石燃料に比べてエネルギー密度が低いため、大規模化すると得られるエネルギーに対して運搬に要するエネルギーの割合が大きくなる。これより、日本における木質バイオマスの利用には、集積状況に適した小型のシステムが必要であると言える。また、小型発電設備の場合、木質バイオマスをそのまま燃焼させて使うよりもガス化してから燃焼させたほうがより効率的に電力へ変換できるとされている。そのため、本研究においても木質バイオマスをガス化した後に、発電に用いる。木質バイオマスのガス化発電の研究事例として、岩手県で使われているガス化炉では120kWの発電を一日10～15時間連



続で運転することに成功している<sup>(3)</sup>。また、信栄木材が約 30kW の発電に成功している<sup>(4)</sup>。

本研究では、間伐材や製材屑といった、廃棄物として未活用のまま処分されている木質バイオマスを利用することを目的としている。そこで、これらの木質バイオマスを効率的に利用することを目的とした、小型木質バイオマスガス化発電システムの開発に関する研究を行った。実験用ガス化炉として、小型炉のなかでも比較的ガス化効率が良い固定床アップドラフト型ガス化炉を用いた。実験に用いたガス化炉は容積 110L 程度であり、木材チップを燃料とする場合、最大で約 24kg 充填できる。また、このガス化炉で発生したガスをディーゼルエンジン発電機に送り、発電実験を行った。主な測定項目はガス化炉内温度、ガス化炉内流体透過抵抗、供給空気流量、ガスの酸素濃度および一酸化炭素濃度、発電機の軽油消費量および発電量である。

本研究では、ガス化炉内流体透過抵抗を測定し、ガス化炉内の流体の流れや燃料層の充填構造を解析した。また、流体透過抵抗測定結果、ガス化炉内温度変化およびガス中の一酸化炭素濃度測定結果を比較することで、一酸化炭素が安定して発生する木質バイオマスガス化システムの構築を目指し、運転条件が炉内状況や生成ガスに与える影響についての解析を行なった。そして、その生成ガスを用いた発電実験により、生成ガスの成分およびガス流量が発電におよぼす影響について実験的に明らかにした。

## 第2章 主な記号

$A_{O_2\_consumption}$	酸素消費量	[m <sup>3</sup> ]
$A_{in}$	ガス化中に供給される空気の量	[m <sup>3</sup> ]
$A_{out}$	ガス化炉内で発生するガスの総量	[m <sup>3</sup> ]
$A_0$	木材チップ 1kg の完全燃焼に必要な理論空気量	[m <sup>3</sup> ]
$C_{CO}$	ガス化時間中の平均一酸化炭素濃度	[vol%]
$C_D$	希釈ガスの一酸化炭素濃度	[vol%]
$C_f$	流体透過抵抗係数	
$C_G$	ガスの一酸化炭素濃度	[vol%]
$H$	ロストルからの高さ	[mm]
$H_{gas}$	ガス発熱量	[MJ/kg]
$H_l$	燃料の低位発熱量	[MJ/kg]
$m_{CO}$	ガス中の一酸化炭素のモル数	[mol]
$m_{CO_2}$	ガス中の二酸化炭素のモル数	[mol]
$m_{H_2}$	ガス中の水素のモル数	[mol]
$m_{H_2O}$	ガス中の水のモル数	[mol]
$m_w$	燃料のモル数	[mol]
$M_{oil}$	軽油消費量	[g]
$O_D$	希釈ガスの酸素濃度	[%]
$O_G$	ガスの酸素濃度	[%]
$Q$	熱分解反応に必要な熱量	[MJ/mol]
$Q_{inlet}$	供給空気流量	[L/s]
$Q_{out}$	平均ガス流量	[L/s]
$r_{CO}$	反応率	
$r_{tar}$	タールガス化率	
$t$	実験経過時間	[s]
$T_{c\_96}$	H=96mm でのガス化炉中心温度	[°C]
$T_{c\_272}$	H=272mm でのガス化炉中心温度	[°C]
$T_{c\_448}$	H=448mm でのガス化炉中心温度	[°C]

$T_{c\_624}$	H=624mm でのガス化炉中心温度	[°C]
$T_{gas\_outlet}$	ガス出口温度	[°C]
$T_{inlet}$	ガス化炉入口温度	[°C]
$T_{outlet}$	ガス化炉出口温度	[°C]
$t_{reaction}$	反応時間	[s]
$T_{w\_96}$	H=96mm でのガス化炉壁面温度	[°C]
$T_{w\_448}$	H=448mm でのガス化炉壁面温度	[°C]
$T_{w\_624}$	H=624mm でのガス化炉壁面温度	[°C]
$U$	充填層内における流体の速度	[m/s]
$u_w$	木材チップの含水率	[wt%]
$x$	燃料の代表長さ	[m]
$\Delta P$	流体透過抵抗	[Pa]
$\Delta P_{max}$	充填状態での流体透過抵抗	[Pa]
$\varepsilon$	空隙率	
$\eta_{gas}$	ガス化効率	
$\lambda$	酸素比	
$\mu$	空気の粘度	[Pa·s]
$\rho$	空気の密度	[kg/m <sup>3</sup> ]
$\sigma_{Cr}$	流体透過抵抗係数の標準偏差	

## 第3章 実験装置および方法

### 3.1 実験装置

実験に使用したガス化炉は、ガス化炉内の木質系燃料を不完全燃焼させ可燃性ガスを取り出すことができる。ガス発生は供給空気流量および出口ガス吸引量の設定により制御でき、ガス化炉の運転状態は、ガス化炉各部の温度センサ、圧力センサによって監視できる。また発生したガスは、洗浄され、各種ガス分析器で成分を計測した後、屋外のノズルで燃焼される。実験は、ガス化炉と離れた位置にある計測室から PC により監視・制御できる。また、圧力放散ベント、自動消火装置等の安全装置を備えている。なお本実験炉は、発電システムに接続することが想定されており、最大 10kW 相当の発電に利用可能なガス発生が想定されている。

実験装置の概略図を図 3.1 に示す。実験装置は、空気供給調整装置、ガス化炉、燃料供給装置、ガス洗浄装置、ガス吸引量調整装置、ガス分析装置、タール重量測定装置、ガス燃焼ノズルおよび自動消火装置から構成される。また、各装置は鋼管によって接続されている。

ガス化実験を行う場合は、ガス化炉の最上部に設けられたガス吸引口よりガスを吸引し、アップドラフト型として使用する。アップドラフト型の場合は高温ガスが燃焼前の燃料を通過するためガス化炉内で燃料の乾燥およびガスの冷却を行うことができる。以下に各装置の詳細を述べる。

#### 3.1.1 空気供給調整装置

空気供給調整装置は、ガス化炉へ供給する空気量を設定できる。装置は可変流量ファンおよび流量測定装置で構成され、制御 PC の指令に応じて供給空気量を設定できる。可変流量ファンはインバータによりファン回転周波数を制御され、連続的に供給量を設定できる。流量計測装置は、空気供給ファン上流に取り付けられたピトー管により測定する。ピトー管の圧力測定は入口流量測定圧力センサにて行う。本空気供給調整装置の最大設定流量は、 $0.02\text{Nm}^3/\text{s}$  である。

装置名称	型番・仕様	メーカー
空気供給ファン	ME-EM-125M2HT	昭和電機
インバータ	L100 015LFR	HITACHI
入口流量測定圧力センサ	PDV-10GA	共和電業

### 3.1.2 ガス化炉

ガス化炉は耐火コンクリート製であり、ロストル、燃料供給口、空気供給口、ガス吸引口および各種センサ用の孔が設置されている。

#### 3.1.2.1 ガス化炉形状

ガス化炉は円筒形で内部高さ 1m, 最大直径 0.5m である。ガス化炉の断面図を図 3.2(a), (b)に示す。ガス化炉は鉄製の外壁と耐火コンクリート製の内壁の二重構造であり、底部には酸化還元反応の高温に耐えるロストルが取り付けられている。また、内部空間はテーパ円筒を二つ重ねた形状であり、ロストルからの高さ（以降  $H$  と記述）272mm で最大径 500mm. 炉内径は, 上部 ( $H=1000[\text{mm}]$ ) で 440mm, 下部のロストル ( $H=0[\text{mm}]$ ) で 250mm である。炉上端のガス出口は  $H=1000[\text{mm}]$  の上部蓋に設けられている。

ガス化炉側面には、炉内状況の計測のため外壁から炉内へ貫通する測定孔(内径 10mm)が開けられており、各種センサを設置でき、炉内環境を計測することができる。計測に用いない孔は密封されている。孔の位置を図 3.2(a)に示す。 $H=96[\text{mm}]$ ,  $H=272[\text{mm}]$ ,  $H=448[\text{mm}]$ ,  $H=624[\text{mm}]$  の位置には左右に 1 つずつ穴があり,  $H=800\text{mm}$  の位置には右側のみ孔がある。

#### 3.1.2.2 温度測定

ガス化炉の温度測定は、K 型シース熱電対（直径 8mm）を用いて行う。測定箇所は、ガス化炉内で 7 点、ガス化炉外部で 3 点の合計 10 点について行う。なお、ガス化炉内の温度測定は、高さの異なる複数点およびガス化炉の壁面付近と断面中央付近で行う。温度測定位置は以下のとおりである。

ガス化炉壁面・・・ $H=624\text{mm}$  ,  $448\text{mm}$ ,  $96\text{mm}$

以降, 順に  $T_{w\_624}$ ,  $T_{w\_448}$ ,  $T_{w\_96}$  と呼ぶ.

(熱電対番号は 1, 2, 3 の順)

ガス化炉中心・・・ $H=624\text{mm}$  ,  $448\text{mm}$ ,  $272\text{mm}$  ,  $96\text{mm}$

(ただし,  $H=96\text{mm}$  のみ中心から  $100\text{mm}$  壁面側)

以降, 順に  $T_{c\_624}$ ,  $T_{c\_448}$ ,  $T_{c\_272}$ ,  $T_{c\_96}$  と呼ぶ.

(熱電対番号は 4, 5, 6, 7 の順)

上記 7 つの設置位置は図 3.2(a)を参照

その他・・・ガス化炉入口, ガス化炉出口, ガス出口

以降, 順に  $T_{\text{inlet}}$ ,  $T_{\text{outlet}}$ ,  $T_{\text{gas\_outlet}}$ , と呼ぶ.

(熱電対番号は 8, 9, 10 の順)

上記 3 つの設置位置は図 3.1 および図 3.2(b)に示す.

ロストル上の  $H=96\text{mm}$  の場所は, 燃料と供給空気による酸化反応で高温になることが予測される. 熱電対の耐久温度が  $1300^{\circ}\text{C}$  であるので, 測定位置は炉中心より  $100\text{mm}$  壁側に設定した.

ガス吸引ファン直後の温度は, ガス洗浄部, 冷却部を通過した後なのでほぼ常温に近い. ガス化炉入口の温度は, ガス化炉への供給空気温度である. ガス化炉出口温度は, 炉の出口温度であり通常  $100^{\circ}\text{C}$  程度である.

各熱電対からの信号はアンプで増幅された後, AD ボードを経て PC に取り込まれる. なお温度の測定周期は  $10\text{s}$  である.

装置名称	型番・仕様	メーカー
K 型シース熱電対	AEROPAK-K	OKAZAKI
熱電対アンプ	AD595-AD	ANALOG DEVICES
マルチプレクサ	ADG507A	ANALOG DEVICES

### 3.1.2.3 圧力測定

ガス化炉内はガス発生に伴う温度変化, 体積変化により, 複雑なガス流動状態

になることが予測される。また炉内の静圧はガスの燃料層透過により生じるため、炉内の各部の差圧を計測することで炉内燃料層の状態を把握できると考えられる。

ガス化炉の圧力測定は、微差圧センサ(定格圧力 2kPa)を用いて行う。図 3.2(a), (b)に示すように測定箇所は、以下の通りである。

ガス化炉壁面・・・ $H=800\text{mm}$ , 272mm

(圧力センサ番号は 1, 2 の順)(図 3.2(a))

その他・・・ガス化炉入口

(圧力センサ番号は 3)(図 3.2(b))

装置名称	型番・仕様	メーカー
圧力センサ	DP-M2ZA	SUNX

### 3.1.3 燃料供給装置

図 3.3 は燃料供給装置の概要を示す。燃料供給装置は貯蔵タンクおよびスクリーコンベアによって構成される。

貯蔵タンクは内径 1200mm, 高さ 800mm の円筒形で、容積は約  $0.9\text{m}^3$  である。タンクは最大で約 200kg の木材チップを貯蔵できる。タンク底面はスクリーコンベアに接続されている。またタンク下端にタンク底面全域を攪拌する羽が設置してあり、流動性の乏しい木質燃料を詰まることなくスクリーコンベアに投入できる。燃料の残量確認は、タンク内壁に取り付けたパドルセンサを用いる。パドルセンサ取り付け位置はタンク底面から 640mm (パドルセンサ 1), および 340mm (パドルセンサ 2) である。パドルの半径は 40mm であるため、各パドルセンサの検出高さは 600mm および 300mm である。パドルセンサ 1 が検出した場合のタンク内木材チップ残量は約 150kg であり、パドルセンサ 2 が検出した場合の残量は約 75kg である。攪拌羽根は攪拌用モータにより 1.7rpm で回転する。なお、攪拌羽根はスクリーコンベアによる投入時のみ駆動する。

スクリーコンベアは、タンク出口からガス化炉の燃料供給部までの長さが 1020mm, 内径 155mm, ピッチ 150mm である。スクリーはスクリーコンベア用モータにより駆動され、回転数は 17rpm である。

本燃料供給装置の単位時間当たりの木材チップ供給量は 26.4kg/h である。木材チップ供給速度は貯蔵タンクからスクリーコンベアに落下する木材チップの量に依存するため、攪拌羽根の回転数に依存する。

ガス化炉への木材チップ投入は木材チップ消費量に応じて行う。このため、投入装置は炉上部に取り付けたパドルセンサの信号に基づき自動投入する。

しかし、燃料供給部の壁面とパドルセンサの間に木材チップが入り込みパドルセンサの回転を停止し、誤ったパドルセンサの信号を出力する場合がある。そこで、ガス化炉上部パドルセンサの上部にガードを設置し、図 3.4 に示す機構を追加した。直径 10mm の銅パイプ 1 はパドルセンサの羽根の先端に固定されており、銅パイプ 1 の中に直径 6mm の銅パイプ 2 の水平部が挿入されている。銅パイプ 1 と銅パイプ 2 は固定されていないため、銅パイプ 2 の鉛直部は常に鉛直下を向く。銅パイプ 2 の下端が木材チップ層に接触した時点でガス化炉上部パドルセンサの回転が停止する。この機構により、燃料供給部の壁面とパドルセンサの間に木材チップが入り込むことを防ぐ。

装置名称	型番・仕様	メーカー
パドルセンサ 1	R7-X 形	ノーケン
パドルセンサ 2	R7-X 形	ノーケン
攪拌用モータ	GM-D X 形	三菱電機
スクリーコンベア用モータ	SF-ERF	三菱電機
スクリーコンベア用インバータ	L100-004LFR	HITACHI
ガス化炉上部パドルセンサ	R7-X 形	ノーケン

本研究で実験に用いる燃料は、木材チップである。図 3.5 に使用した木材チップの写真を示す。表 3.1 に燃料の特性を示す。ここで、木材チップの含水率、かさ密度は実測値である。木材チップの低位発熱量、木質ペレットの含水率および低位発熱量は、一般的な値を用いる。



表 3.1 燃料特性

燃料種	木材チップ
サイズ（単位は mm）	40×20×5
含水率[wt%]	20
かさ密度[kg/m <sup>3</sup> ]	220
低位発熱量[kJ/kg]	3600

#### 3.1.4 ガス洗浄装置

木質燃料から製造されるバイオマスガスには、タール、粉じん等が多く含まれる。このためガス洗浄装置を用いこれらを取り除く。図 3.6 は、ガス洗浄装置の概略を示す。ガス洗浄装置は、ガス冷却器、ガス洗浄器 1 およびガス洗浄器 2 から構成される。ガス洗浄装置にはポンプ 1、ポンプ 2、ポンプ 3 およびポンプ 4 より水が供給される。

ガス化炉内で発生したガスはガス冷却器、ガス洗浄器 1、ガス洗浄器 2 の順で通過する。

ガス冷却器はガスと水を接触させず、ガスの通路の周囲を水で満たすことでガスを冷却する。また、ガス洗浄器 1、2 は上部から水を噴霧することによりガスを洗浄する。

装置名称	型番・仕様	メーカー
ポンプ 1~4	25LPD	荏原製作所

#### 3.1.5 ガス吸引量調整装置

本ガス化炉はガス吸引量でガス発生量を制御する。ガス吸引量調整装置は、可変速運転のファンおよびオリフィス式流量計で構成される。ファンの運転周波数は設定吸引量になるようにオリフィス流量計からの流量信号に基づき PC で制御される。

ガス吸引ファンは、最大風量 22Nm<sup>3</sup>/min、最大静圧 2.15kPa である。出口流量は図 3.7 に示すように JIS 標準形オリフィス板を用いて測定する。オリフィスは JIS に基づき配管(80A 内径 80mm)の直線部に設置されている。オリフィス板の

孔径は 40mm である。オリフィス板通過前後の差圧測定には出口流量測定用圧力センサを用いる。出口流量を求めるために流れ方向に対してオリフィス板の中心から上流側へ 50mm の位置と下流側へ 85mm の位置での静圧の差を測定する。圧力センサは定格 1kPa であり、ガス流量は最大 0.02Nm<sup>3</sup>/s まで計測可能である。

装置名称	型番・仕様	メーカー
出口ファン	ME-EM-125M2HT	昭和電機
出口ファン用インバータ	L100 015LFR	HITACHI
出口流量測定用圧力センサ	PDV-10GA	共和電業

### 3.1.6 ガス分析システム

炉運転状態によりガスの組成は大きく変化する。このため、ガス分析装置を用い連続的にガス組成を計測する。図 3.8 は、ガス分析装置の概要を示す。ガス分析装置は酸素濃度計、希釈装置およびガス分析器から構成される。酸素濃度計は炉から吸引したガス中の酸素濃度を測定する。

ガス分析器の一酸化炭素濃度測定範囲は 0~40vol% である。しかし、10vol% 以上の濃度で長時間測定した場合、セルが故障する可能性が高い。そこで、ガスと空気を混合した希釈ガスの一酸化炭素濃度および酸素濃度を測定する。ガスの一酸化炭素濃度  $C_G$  は、ガスの酸素濃度  $O_G$ 、希釈ガスの酸素濃度  $O_D$ 、希釈ガスの一酸化炭素濃度  $C_D$  を用いて、以下の式(1.1)より求める。

$$C_G = \frac{20.9 - O_G}{20.9 - O_D} C_D \quad (1.1)$$

装置名称	型番・仕様	メーカー
酸素濃度計	NV-100s	新コスモス電機
ガス分析器	testo350XL	テストー

### 3.1.7 ガス燃焼ノズル

本装置で発生したバイオマスガスは、燃焼ノズルで焼却処分される。図 3.9 はガス燃焼ノズルの概要を示す。燃焼ノズルは、配管および燃焼補助用ヒータから

構成される。配管の出口径は、安定して燃焼が行われるようガス発生流量に応じて変更する。

ガス化炉内で発生したガスは、高温に熱せられたヒータの発熱部を通過することで熱を与えられ、完全燃焼する。燃焼用補助ヒータの発熱量は 400W である。

装置名称	型番・仕様	メーカー
燃焼補助用ヒータ	HLF 1405	八光工業

### 3.1.8 空気・ガス混合装置

発電実験を行う場合、発生したバイオマスガスに空気を混合し、その混合気体を発電機に送らなければならない。図 3.10 は空気・ガス混合装置の概要を示す。空気・ガス混合装置は大小 2 つのプラスチック製の容器と、塩化ビニル製の配管から構成される。水を張った大きい容器の中に小さい容器を逆さまに沈め、ガスタンクとして使用する。その中に発生したガスと空気を水上置換法で溜めていく。水上置換することにより、ガス中のタールの除去が期待でき、更に気体の逆流も防ぐことができる。内側の小さい容器は、中の気体の量に合わせて自由に上下する構造になっている。この構造により、ガスの圧力や流量の変動を吸収し、安定した発電を行うことができる。その後、混合気体はエアフィルタを通して発電機に送られる。

### 3.1.9 混合空気流量調整装置

3.1.8 で述べた空気・ガス混合装置へ送る空気の流量は、発生したガスの流量や発電機の状態によって変化する。図 3.11 は混合空気流量調整装置の概要を示す。混合空気流量調整装置は、空気・ガス混合装置へ供給する空気量を調節できる。装置は可変流量ファンおよび流量測定装置で構成される。インバータによりファンの回転周波数を制御し、連続的に供給量を設定できる。空気混合用ファンは、最大風量  $33\text{Nm}^3/\text{min}$ 、最大静圧  $2.95\text{kPa}$  である。混合空気流量は JIS 標準形オリフィス板を用いて測定する。オリフィスは JIS に基づき配管(内径 77mm)の直線部に設置されている。オリフィス板の孔径は 55mm である。オリフィス板通過前後の差圧測定には混合空気流量測定用圧力センサを用いる。

装置名称	型番・仕様	メーカー
空気混合用ファン	ME-KSB-2200P-R312	昭和電機
インバータ	FVR022G7S-2	FUJI ELECTRIC
混合空気流量測定圧力センサ	PDV-10GA	共和電業

### 3.1.10 発電機

本研究では、木質バイオマスから取り出したバイオガスでの発電にディーゼルエンジン発電機を用いている。この発電機は定格出力 AC10KVA で、ディーゼルエンジンは排気量 879cc, 定格出力 12.5kW/3000rpm である。図 3.12 に示すように、ディーゼルエンジンの軽油消費量は、管壁面圧力と大気圧との差圧を、圧力センサにより測定して算出される。

また、発電機に負荷を接続し、その消費電力を測定することにより、発電量をリアルタイムで測定できる。発電量の測定回路を図 3.13 に示す。この消費電力の測定にはパワーハイテスタを用いており、その出力データをデータロガーを通して測定用 PC に保存する。

装置名称	型番・仕様	メーカー
発電機	DCR-10FSS-Y	Denyo
軽油消費量測定圧力センサ	E8Y	OMRON
パワーハイテスタ	POWER Hi TESTER 3193	HIOKI
データロガー	Remote scanner Jr. DC3100	NEC

### 3.1.11 自動消火装置

本実験装置は、不完全燃焼による可燃性ガス発生装置である。このため、不測の事態に備え、緊急消火装置を備える。図 3.14 は、緊急消火装置の概要を示す。緊急消火装置は、ガス化炉内の酸化反応を停止させるため不活性ガスである窒素でガス化炉内部を置換するもので、窒素ガスボンベ、圧力調整器および電磁弁から構成される。

緊急時に窒素ガスは、圧力調整器、電磁バルブを経てガス化炉内ロストル部へ吹き込まれる。窒素ガスの流量は  $0.015\text{Nm}^3/\text{s}$  であり、緊急時の電磁バルブの開操

作と同時にガス吸引ファンを窒素吹き込み量で運転する。ガス化炉，ガス洗浄装置，および配管の内部を約 3 分で酸素濃度 0vol% 近くまで置換できる。

装置名称	型番・仕様	メーカー
圧力調整器	YR-70	ヤマト産業
電磁弁	AD11-25A	CKD

## 3.2 実験方法

### 3.2.1 実験手順

#### 3.2.1.1 ガス化実験

実験開始前にガス洗浄システムの各ポンプおよびガス燃焼ノズルの電源を入れる。これらの装置は，実験中に停止操作等を行うことはなく，実験終了時に停止操作を行う。

実験開始前にガス化炉内に木材チップを充填する。ガス化炉内には最大で約 24kg の木材チップを充填することができる。

実験開始時はガス吸引ファンを 20Hz で運転し空気供給ファンは動作させないものとする。これは，ガスが点火用ヒータ挿入孔から漏れないための措置である。また，400W の点火用ヒータによりロストル上の木材チップを 4 分間加熱し，点火する。点火用ヒータを抜き出し，ヒータが赤熱していることによって点火を確認後，点火用ヒータ挿入穴を閉じる。その後，設定流量にてガス化実験を開始する。

点火処理後は自動運転となる。流量調整システムは常に次の二つの条件を満たすように制御を行う。

- ① 入口空気流量と設定流量を一致させる。
- ② ガス化炉出口静圧を-5Pa を維持する。これは，ガスがガス化炉外へ流出することを防ぐためである。

ガス化炉内の最高温度が 150℃ 以下となった時点で実験終了とする。

### 3.2.1.2 発電実験

発電実験でのガス化システム運転方法は、3.2.1.1 に示したガス化実験でのガス化システム運転方法と同様である。

発電実験はガス化開始後、ガス中の一酸化炭素濃度などガス発生の状態が安定した後に行う。発電実験を開始する際は、まずデータロガーでの測定を開始する。ガス発生の状態が安定していることを確認し、空気混合用ファンを起動させ、空気・ガス混合装置に空気を供給し、軽油のみを使用している状態で発電機を運転する。図 3.15 に示す配管のバルブを操作し、空気・ガス混合装置にガスを供給する。空気・ガス混合装置のガスタンクの上下に合わせて混合空気流量を調整し、ガスと軽油の混燃で発電を行う。

発電実験は発電機の電圧の出力が 140V を超えると中断する。これは、ディーゼルエンジンの回転数が上がり過ぎ、装置が破損するのを防ぐためである。

発電実験が終了すると、配管のバルブを操作し空気・ガス混合装置へのガスの供給を止め、ガス化実験へと移行させる。ガス化炉内の最高温度が 150℃ 以下となった時点で実験終了とする。

### 3.2.2 記録方法

各センサにより測定したデータは DIO ボードおよび AD ボードを介して PC に CSV 形式で保存される。

記録する項目は、供給空気流量、ガス流量、混合空気流量、圧力、温度、酸素濃度、一酸化炭素濃度、軽油消費量、発電量である。

装置名称	型番・仕様	メーカー
DIO ボード	PCI-2826CV	Interface
AD ボード	PCI-3177C	Interface

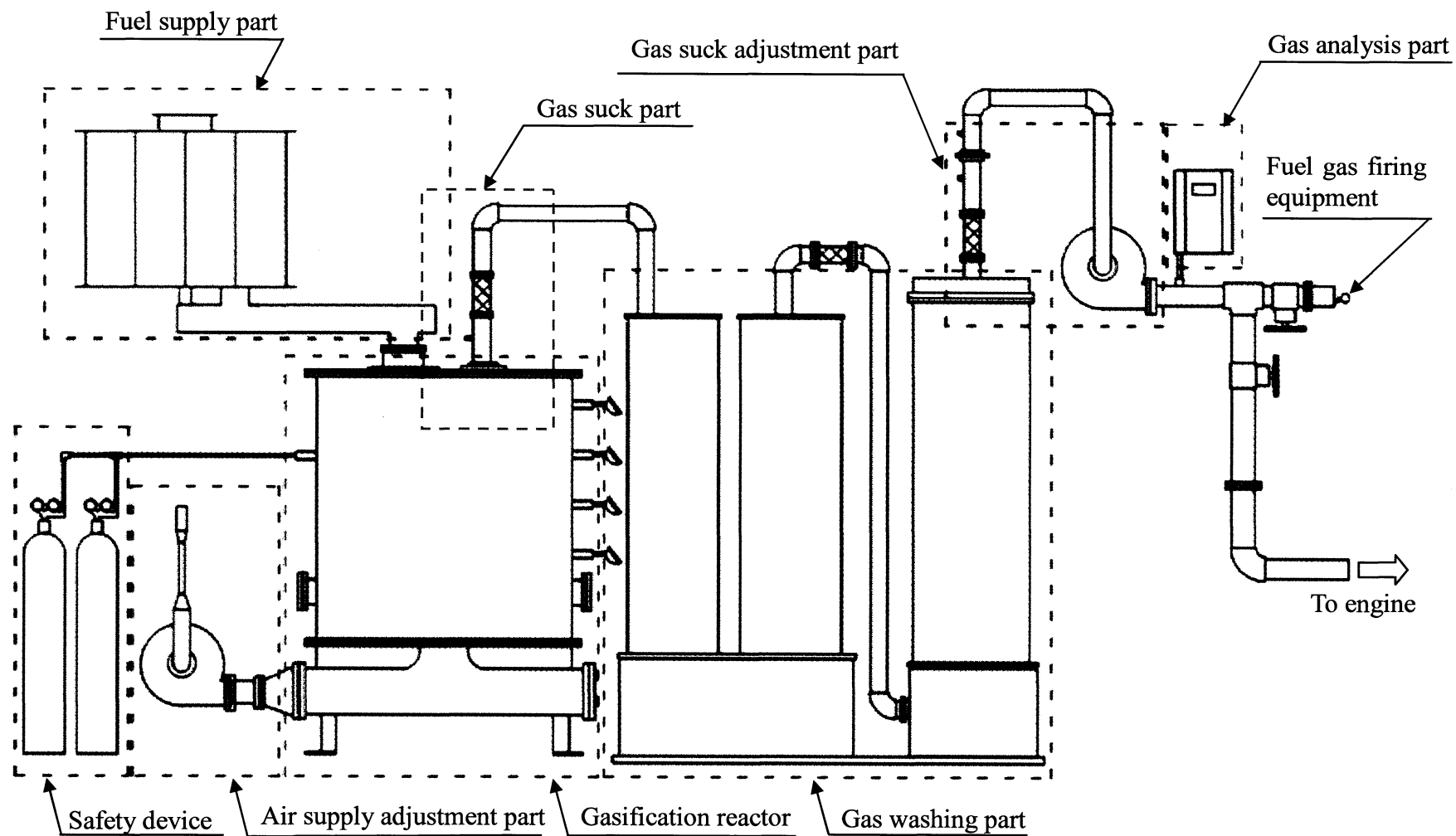


図 3.1 実験装置概略図



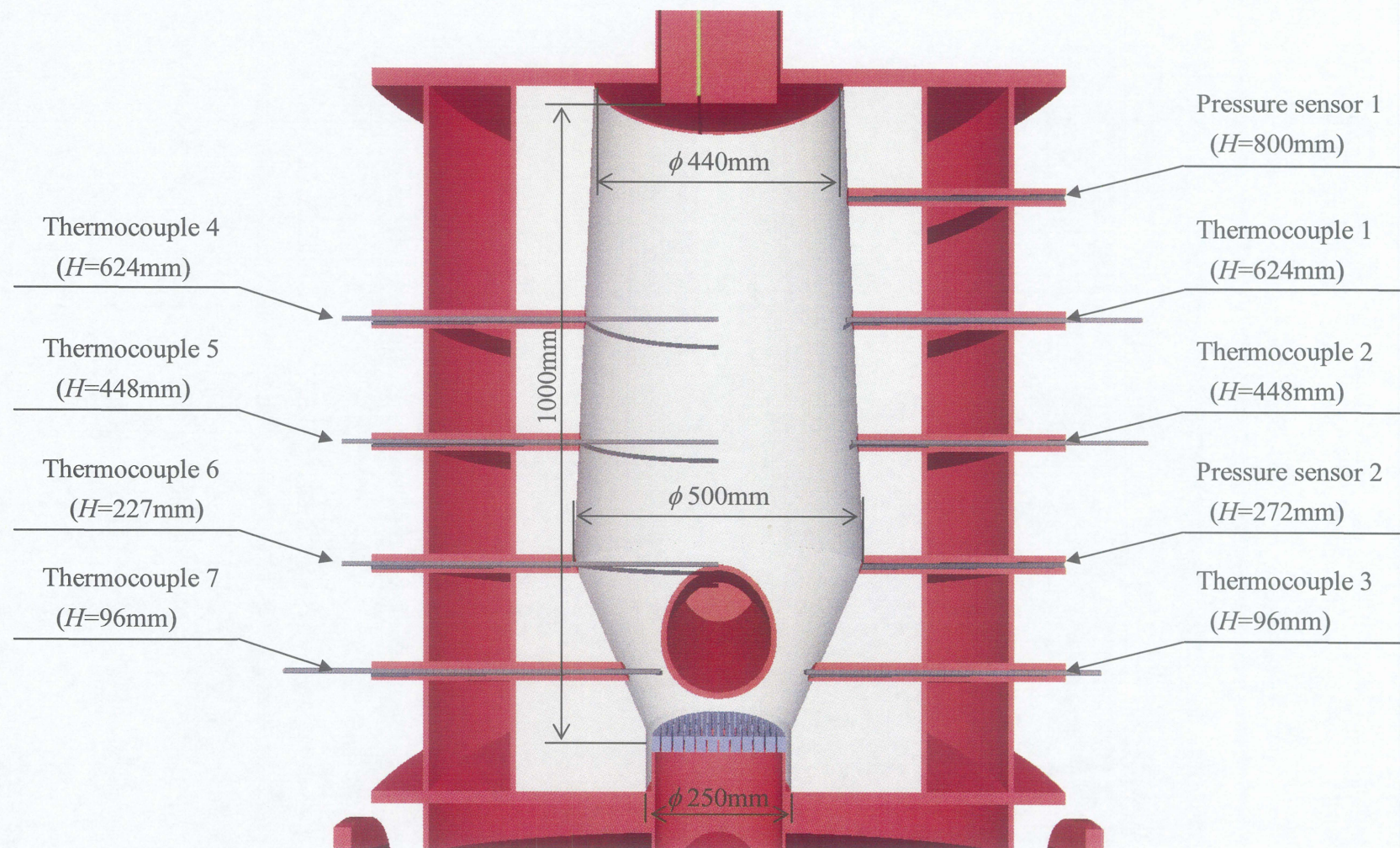


図 3.2(a) ガス化炉断面図（正面図）



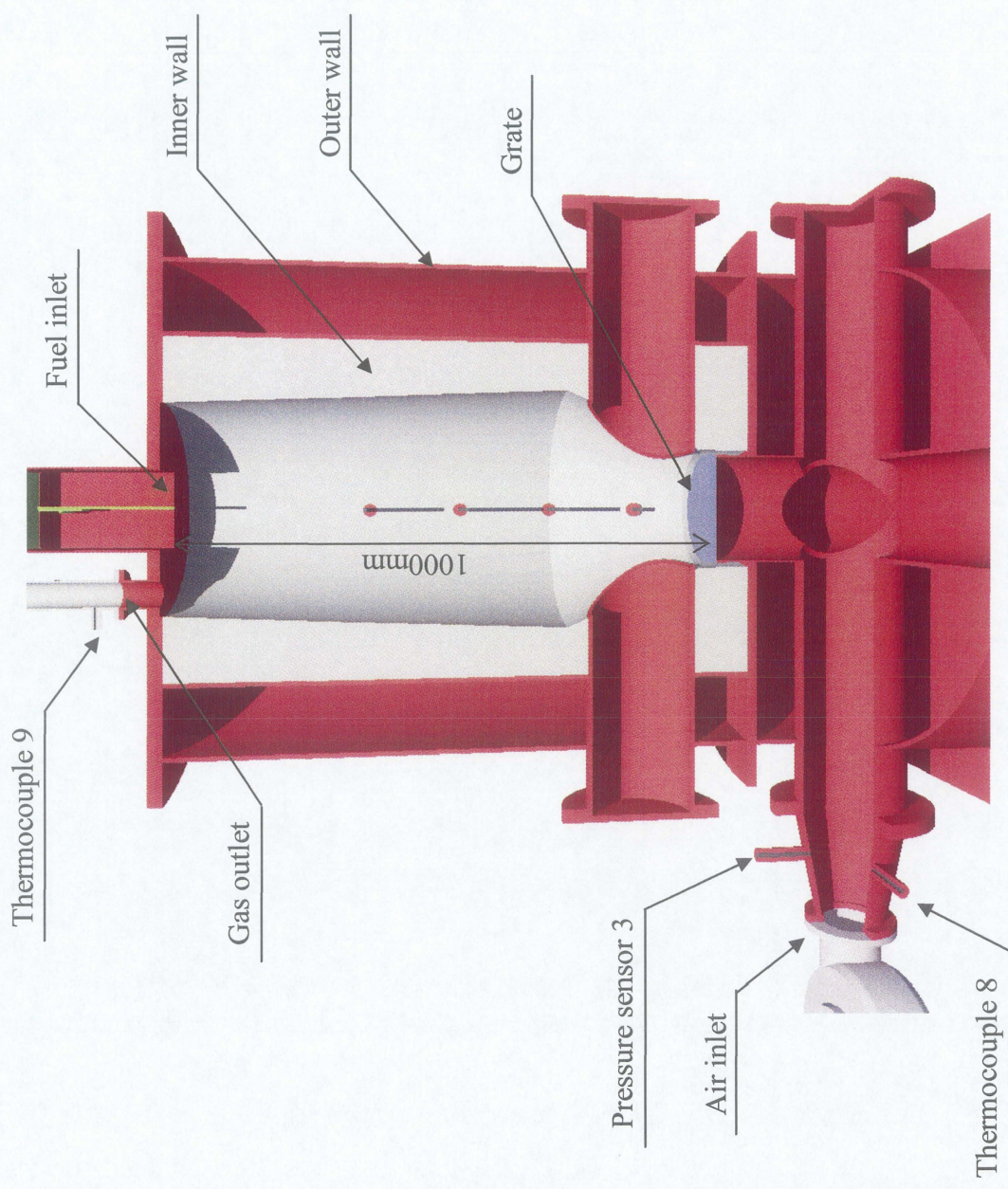


図 3.2(b) ガス化炉断面 (側面図)



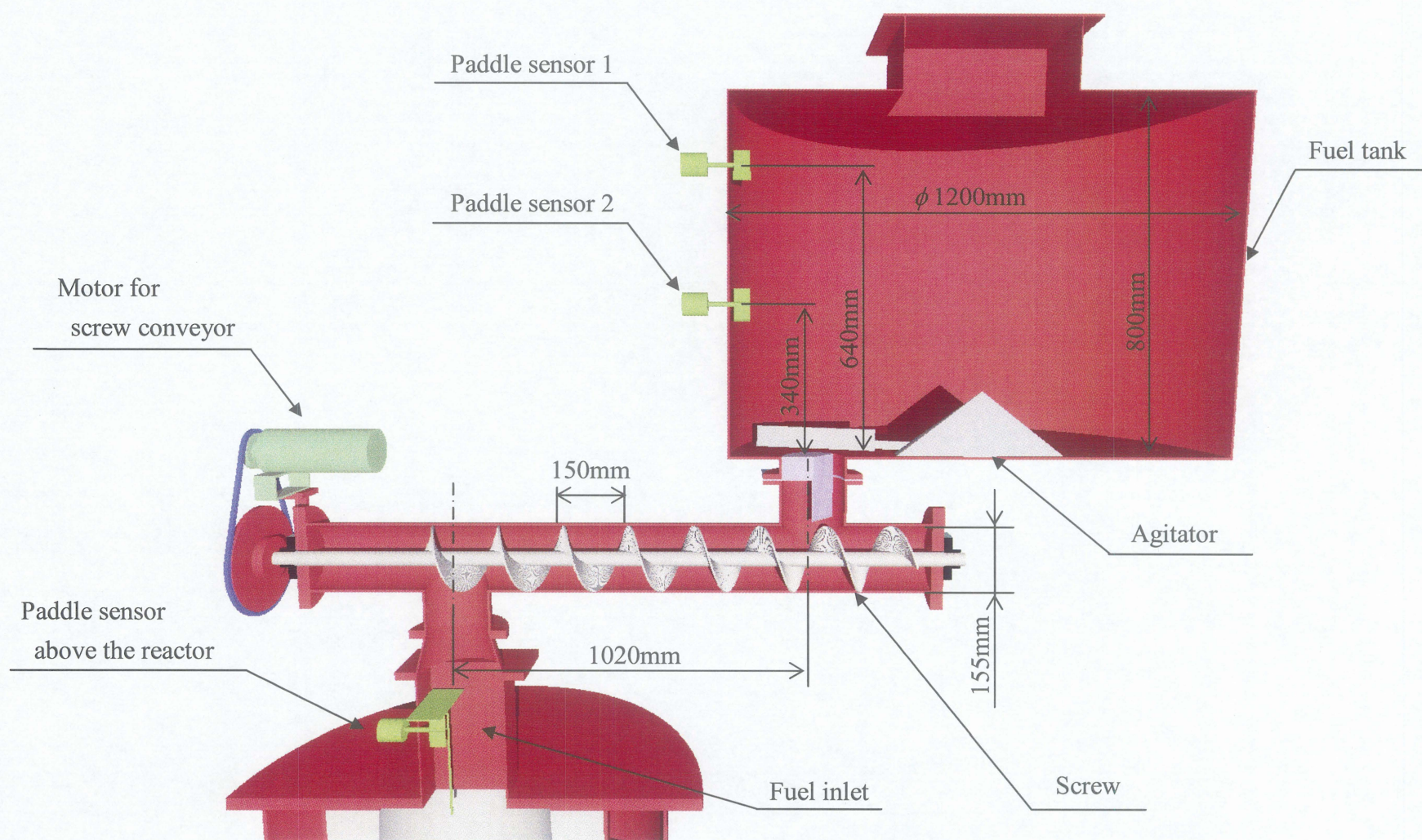


図 3.3 木材チップ供給装置断面図



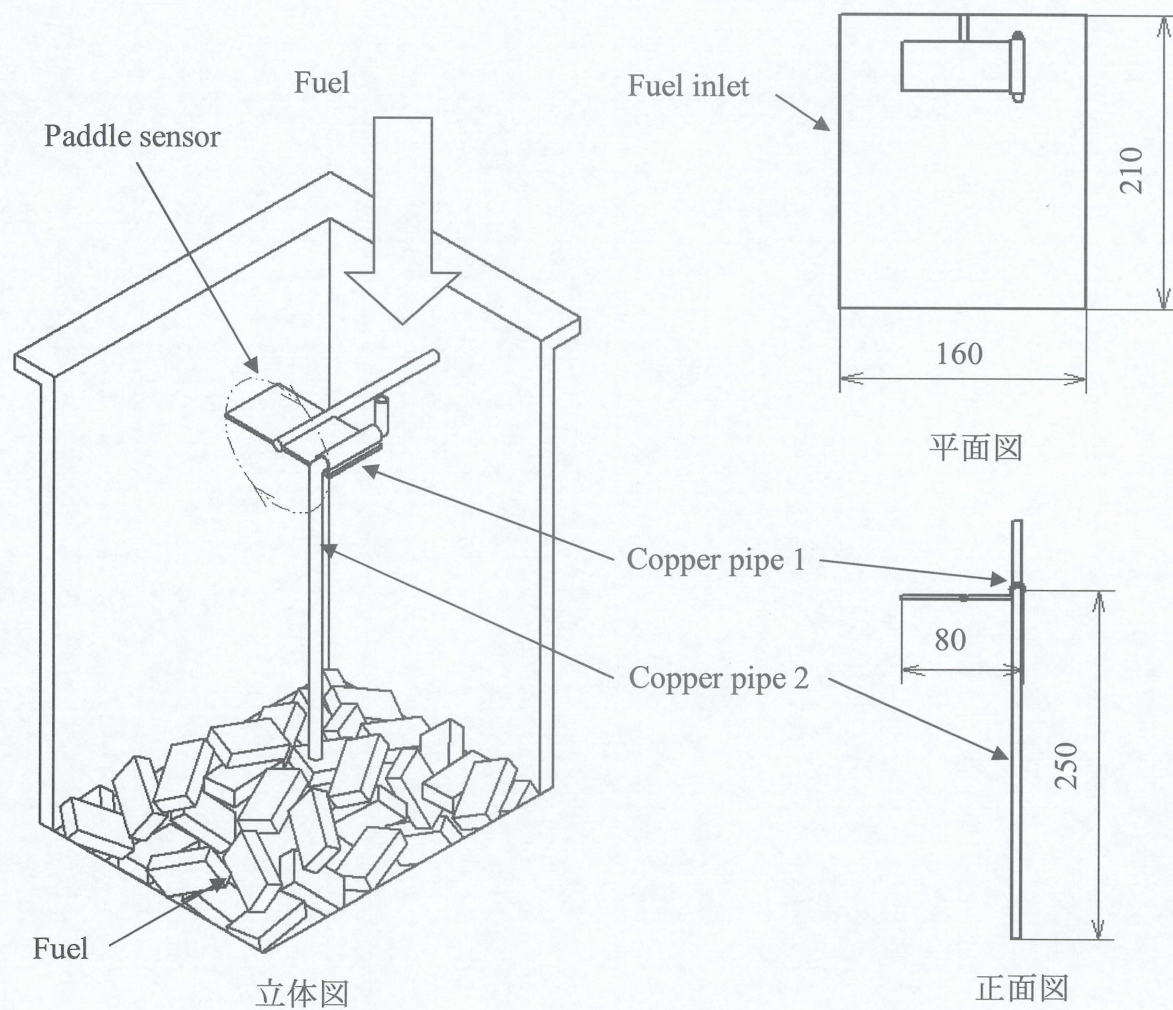


図 3.4 ガス化炉上部パドルセンサ



図 3.5 使用燃料（木材チップ）

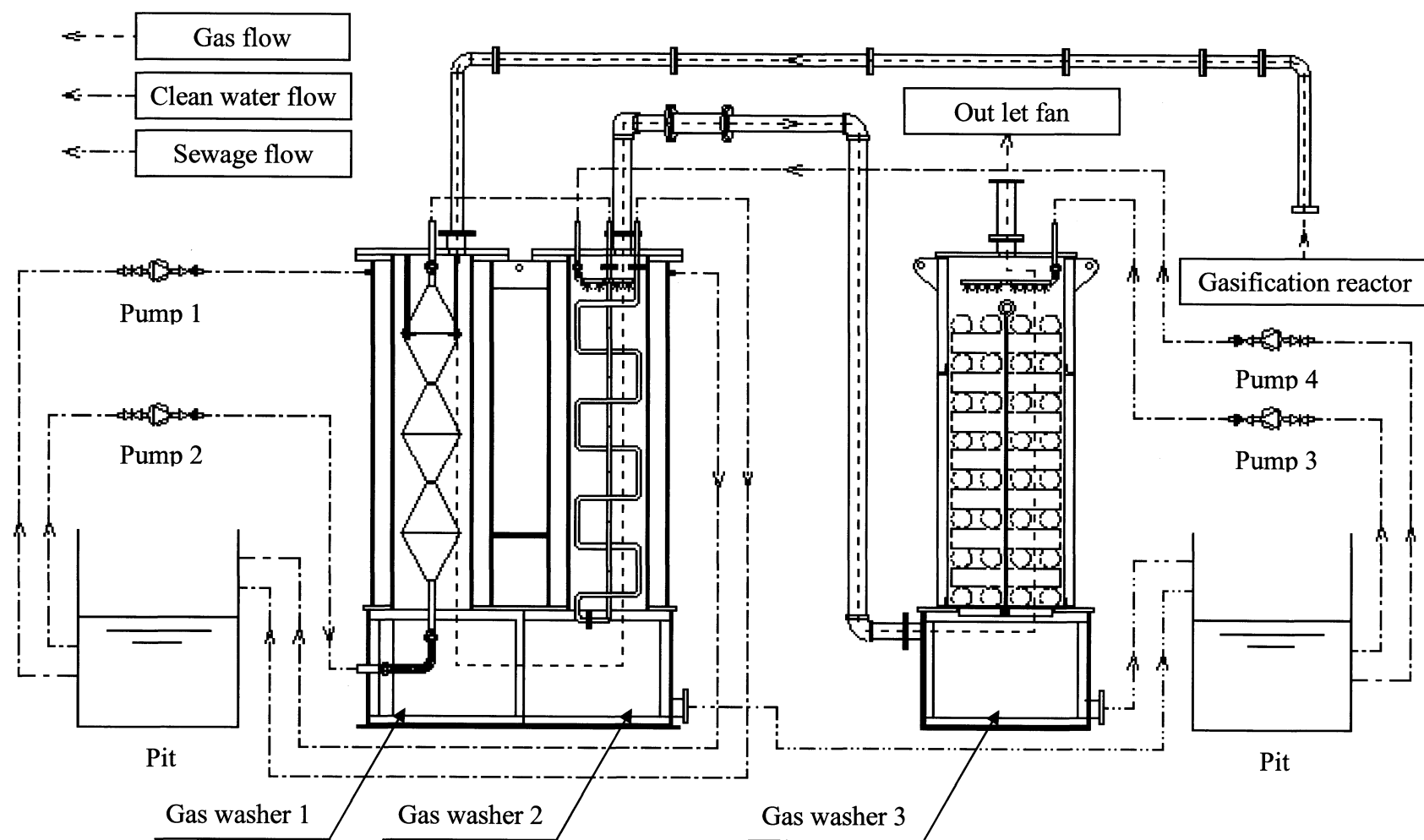


図 3.6 ガス洗浄システム概略図

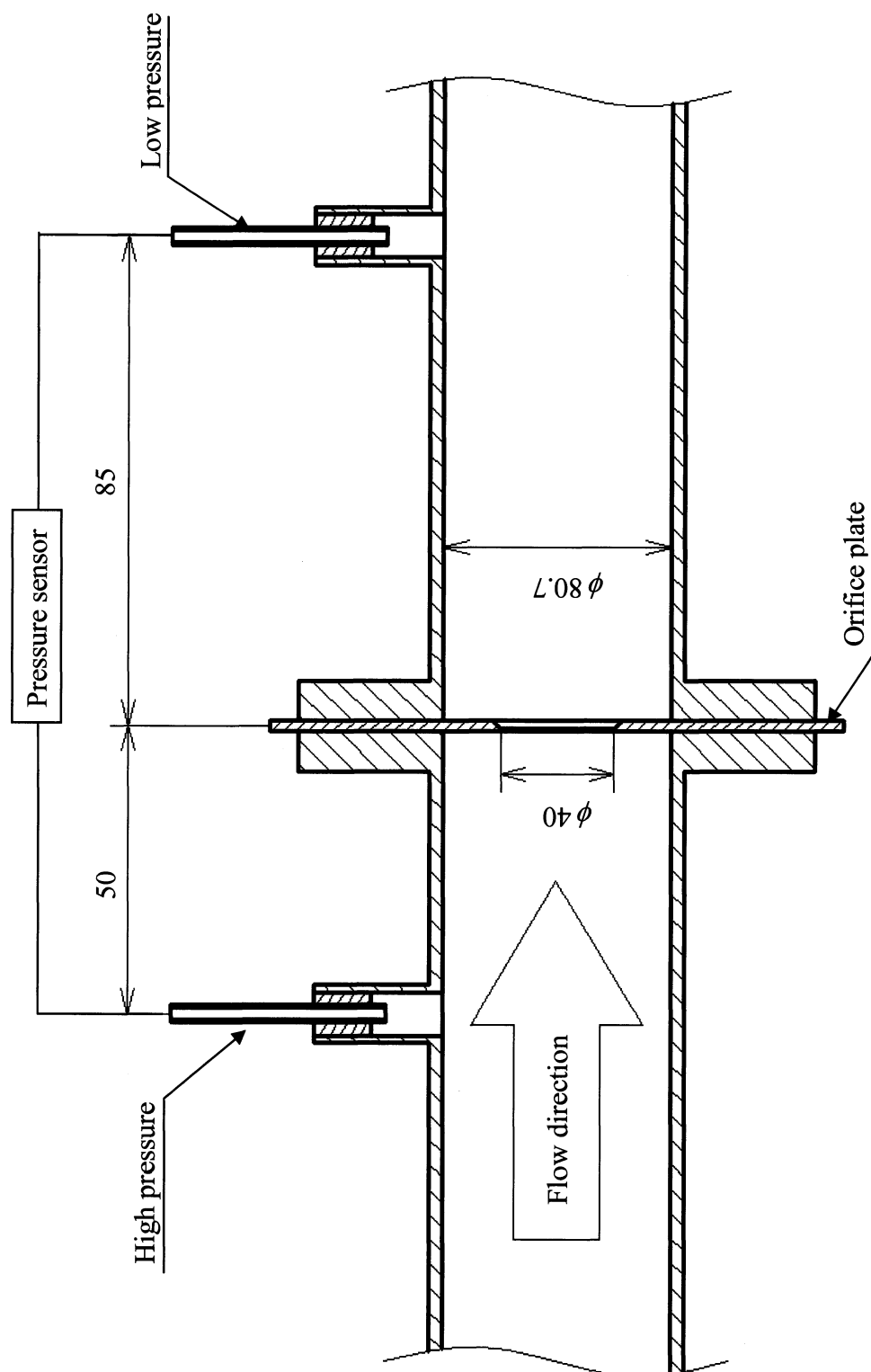


図 3.7 出口流量測定用オリフィス断面図

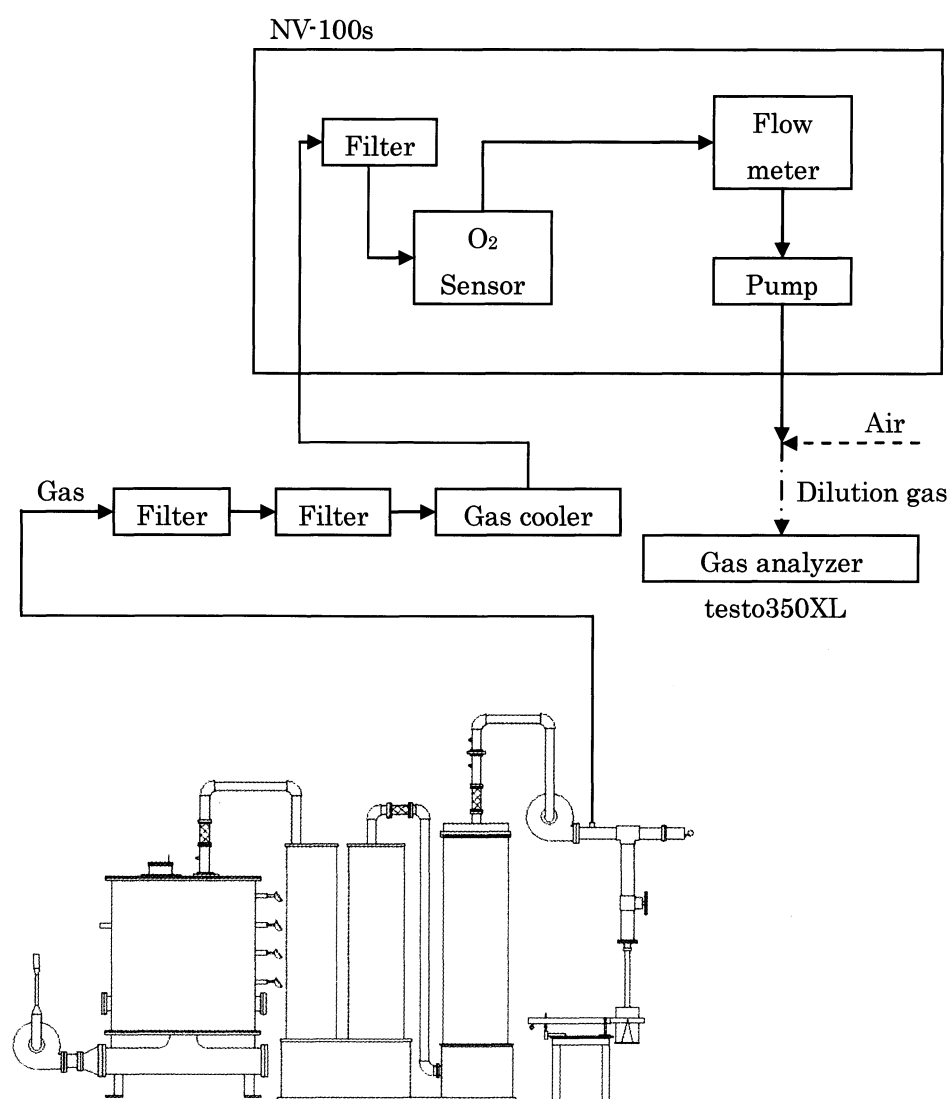


図 3.8 ガス分析システムフロー図

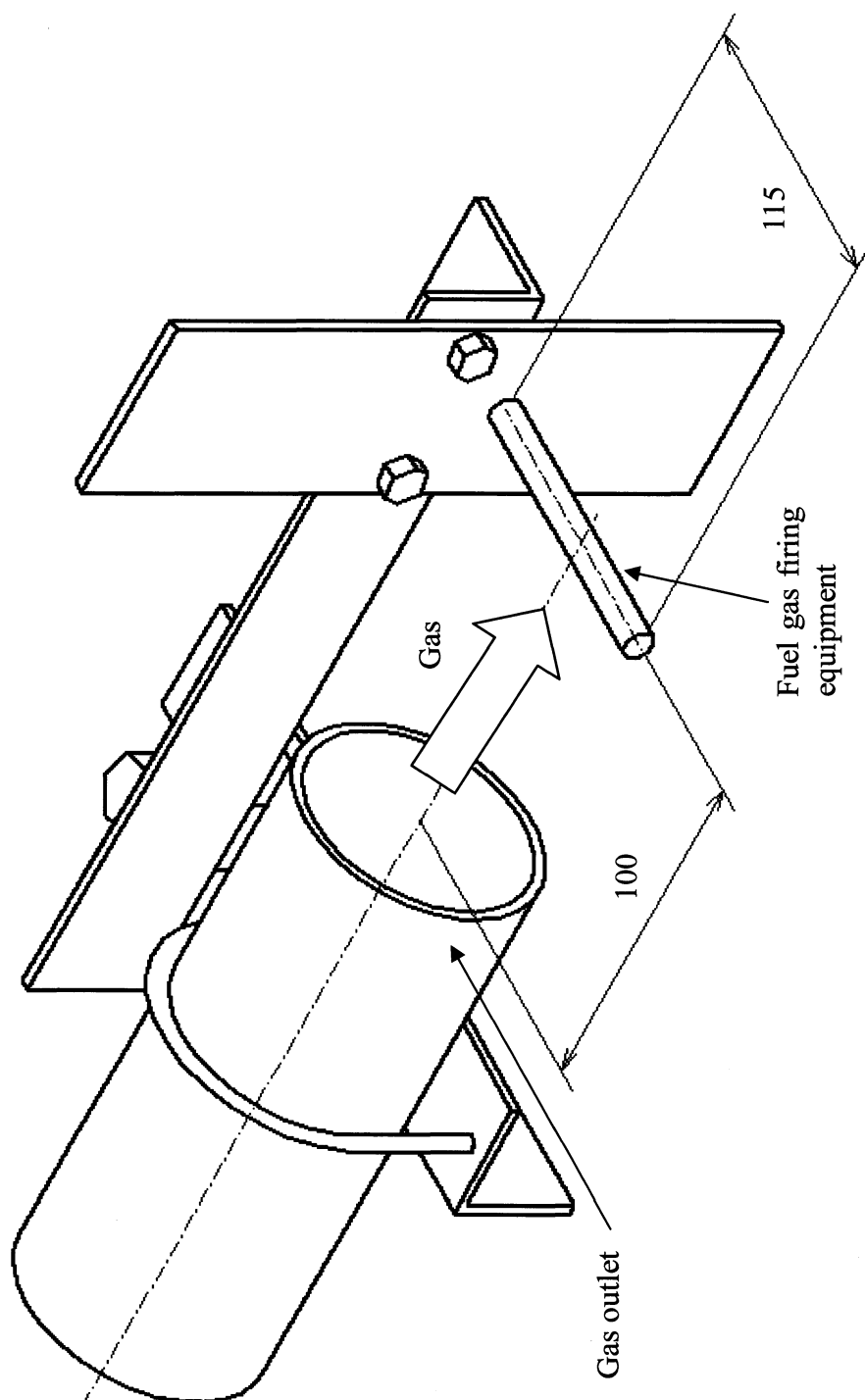


図 3.9 ガス燃焼ノズル



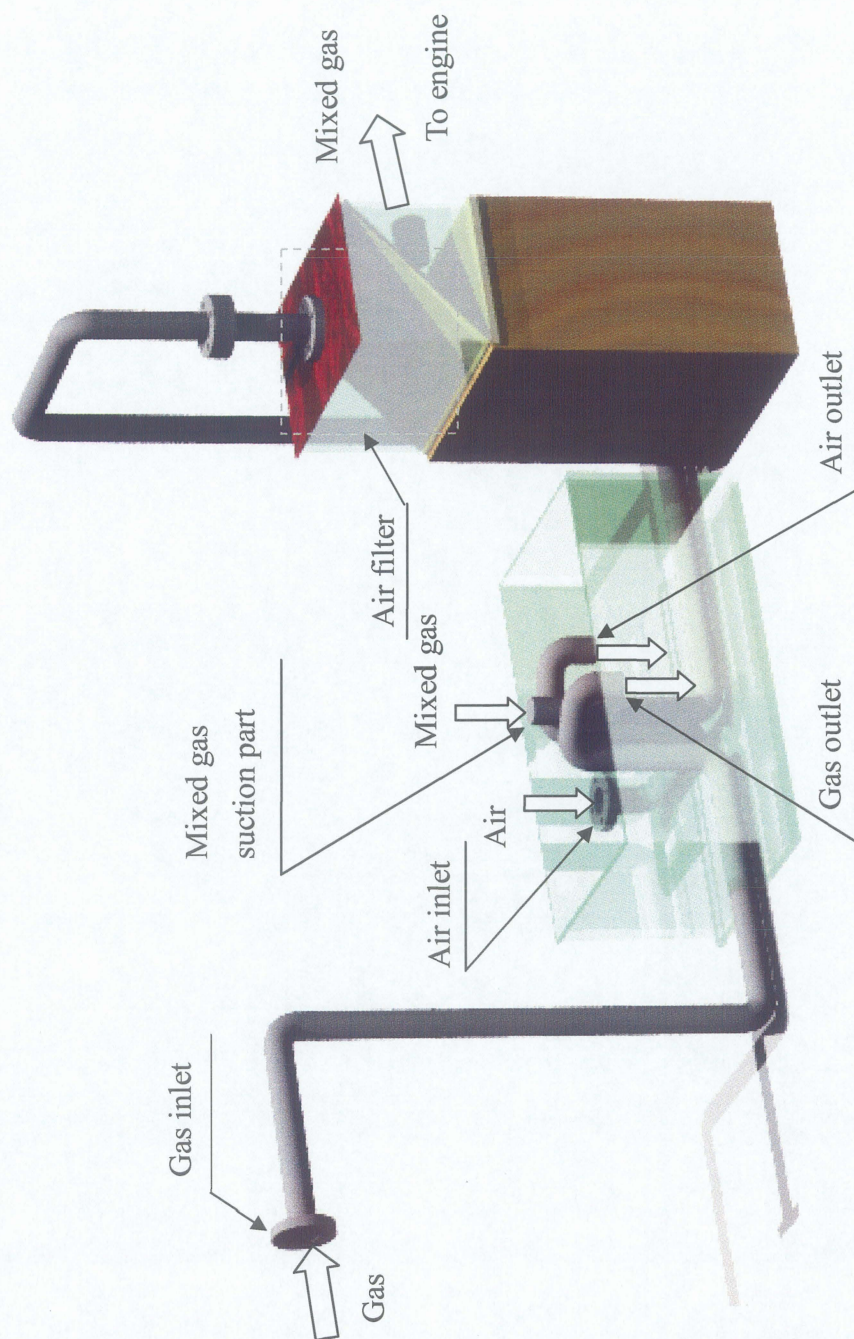


図 3.10 空気・ガス混合装置



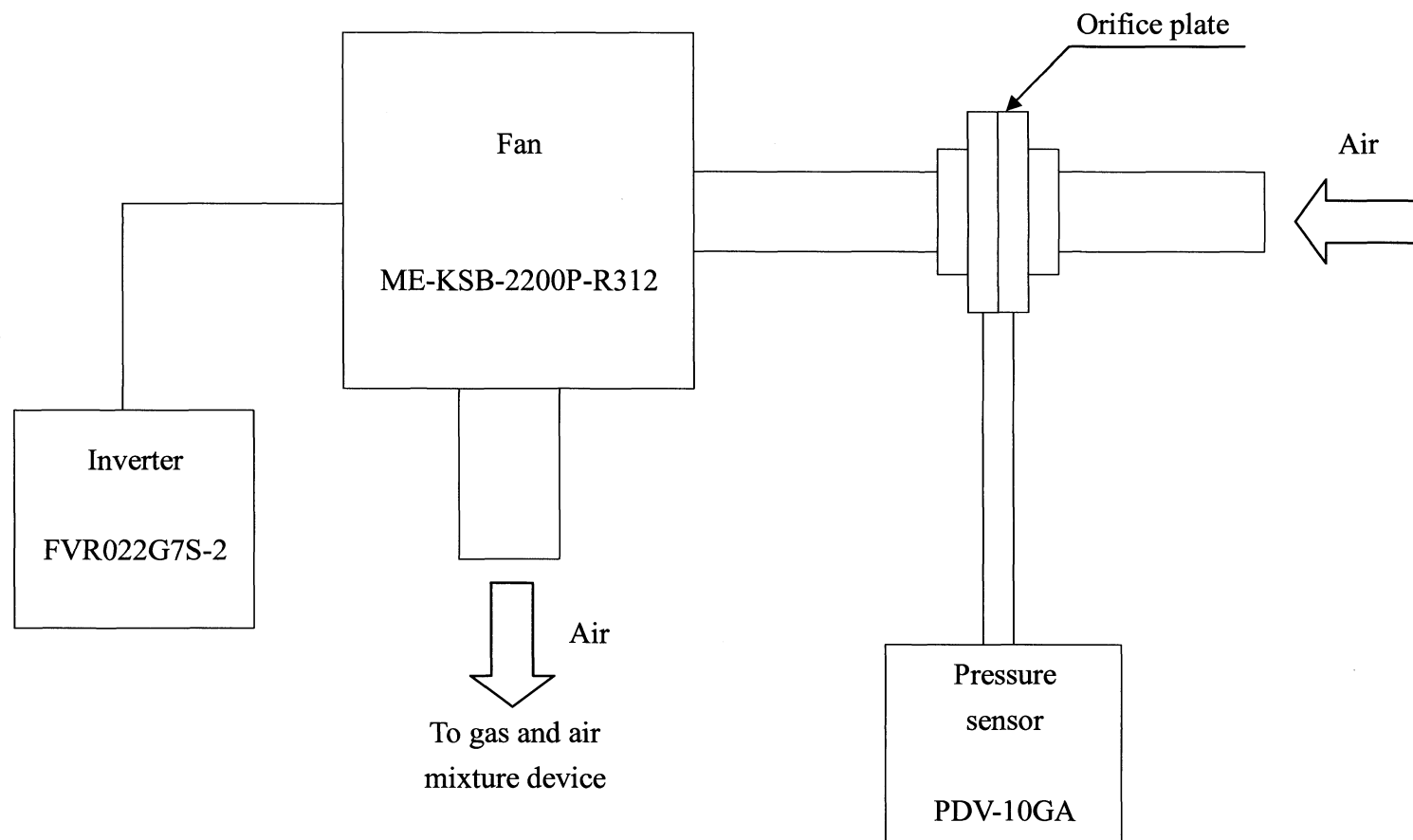


图 3.11 混合空气流量调整装置

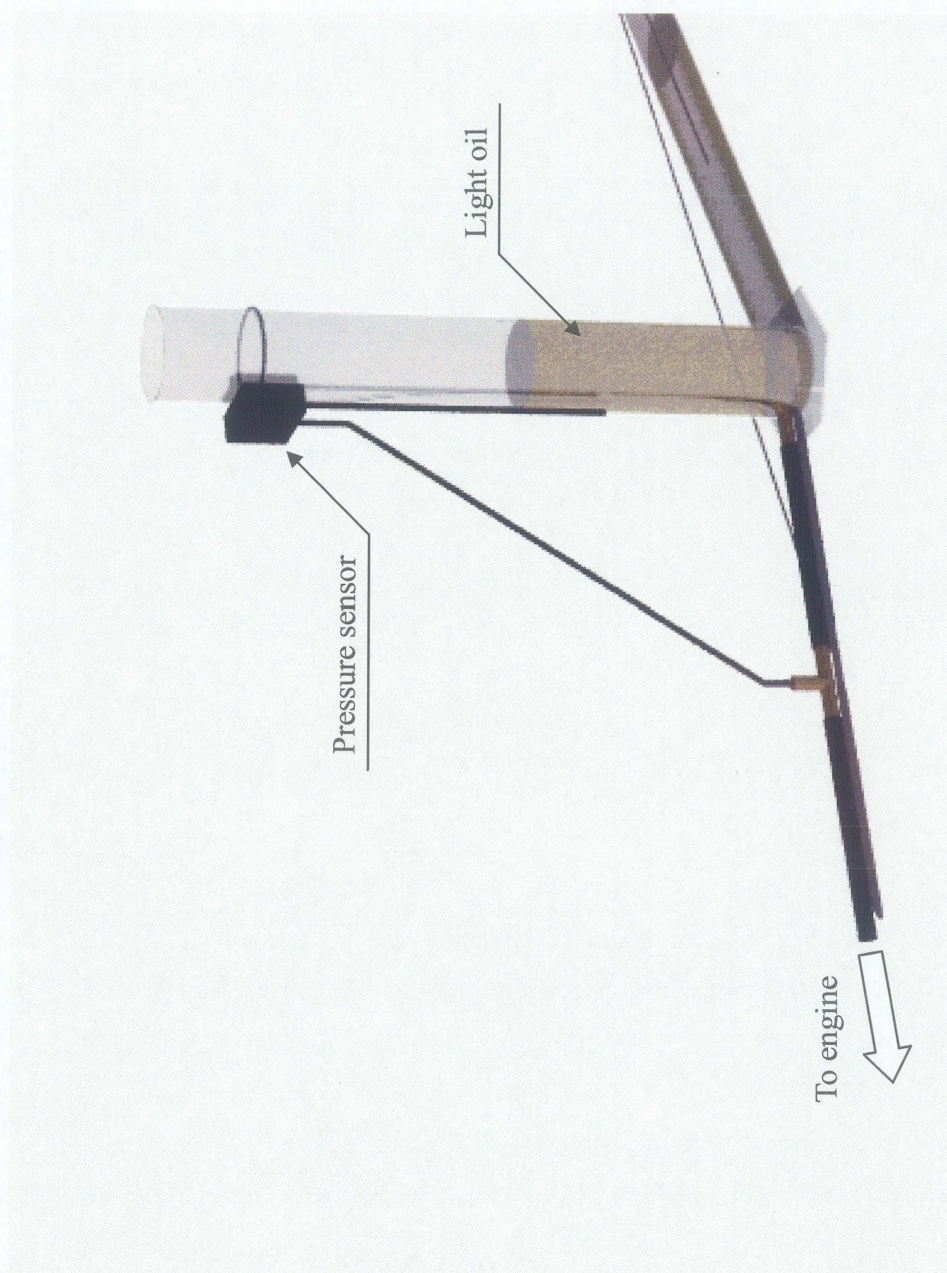


图 3.12 轻油消费量测定装置

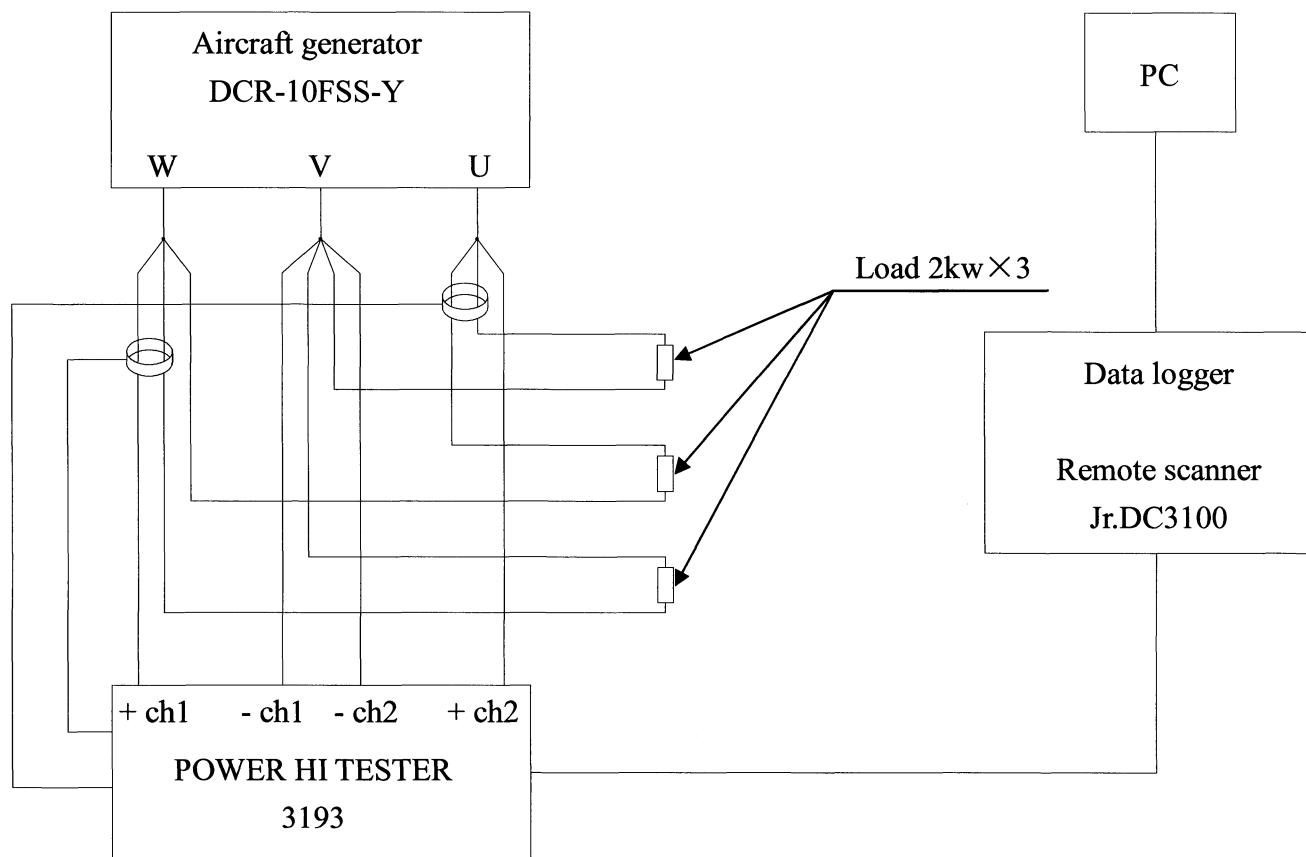


図 3.13 発電機出力測定回路

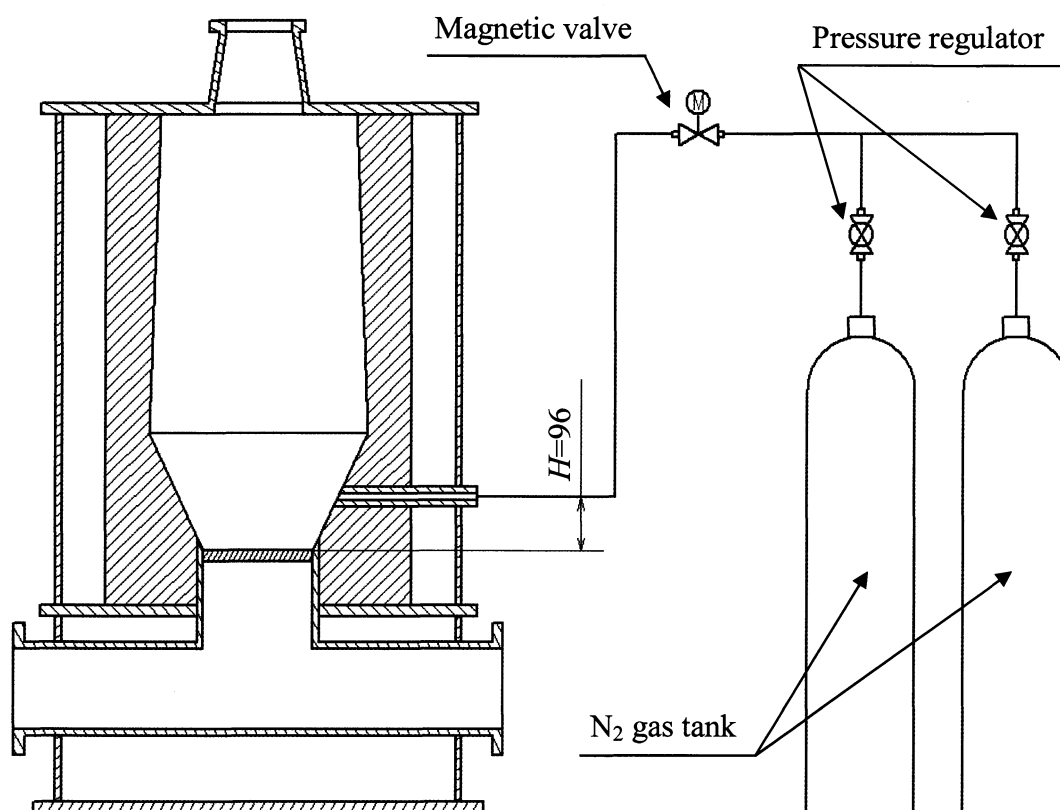


图 3.14 安全装置



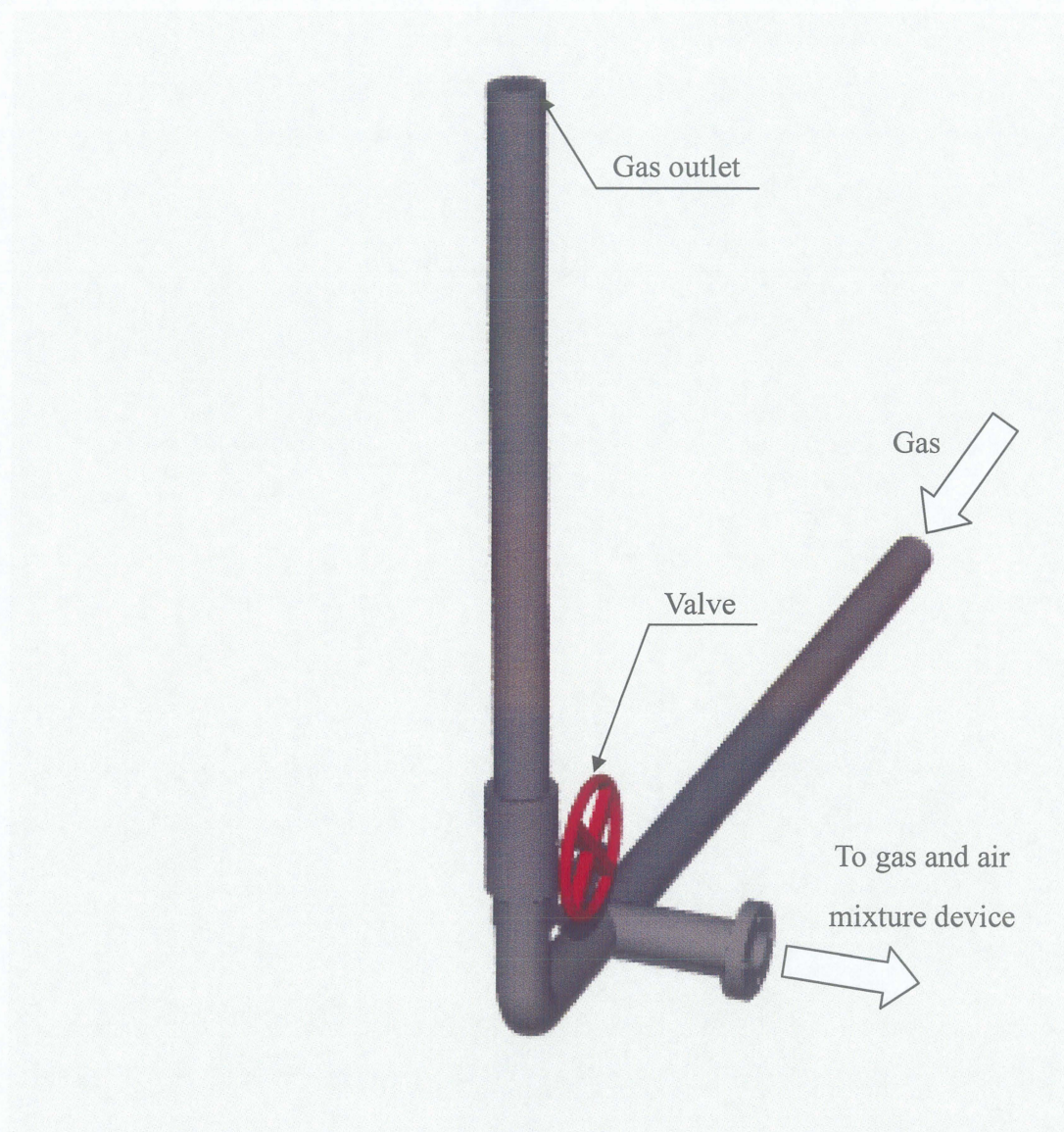


図 3.15 ガス流路切替バルブ

## 第4章 ガス化実験

本章では、供給空気流量が同じ条件で行ったガス化実験の実験結果を比較し、ガス化実験の再現性について検証する。また、ふるいにかけて粒径を揃えた燃料を使用した実験の実験結果についても考察し、安定したガス化を目指した。

### 4.1 実験条件

供給空気流量は  $Q_{\text{inlet}}=4[\text{L/s}]$ （常温，大気圧）とした。ガス化炉の運転方法は初期に投入した木材チップのみをガス化し、燃料の追加供給を行わないバッチ運転とした。

実験名は”1”がつく場合は燃料の粒径を揃えていない燃料を使用した実験をあらわし，”2”がつく場合は燃料の粒径を揃えた燃料を使用した実験をあらわす。燃料の乾燥状態の違いによる効果を確認するために，1-a 条件では事前に乾燥させていない燃料を使用し，1-b 条件では事前に乾燥させた燃料を使用した。また，実験の再現性を確認するために，2-a，2-b 条件では粒径を揃えて事前に乾燥させた全く同じ燃料を使用した。各実験の実験条件を表 4.1 に示す。

表 4.1 実験条件一覧

実験名	1-a	1-b	2-a	2-b
供給空気流量 $Q_{\text{inlet}}[\text{L/s}]$	4	4	4	4
運転方法	バッチ	バッチ	バッチ	バッチ
燃料粒径	揃えていない	揃えていない	揃えている	揃えている
燃料質量 $M[\text{kg}]$	24	24	14	16.5
かさ密度 $[\text{kg/m}^3]$	218	218	127	150
燃料の事前乾燥	なし	あり	あり	あり
含水率 $[\text{wt}\%]$	20	11	11	11

## 4.2 ガス化炉内状況

### 4.2.1 ガス化炉内温度測定

#### 4.2.1.1 データ整理方法

ガス化炉内温度の測定周期は 10s である。

温度測定位置と温度の名称は次のように対応している。H は炉最下部にあるロストルからの高さであり，炉上端は  $H=1000[\text{mm}]$  である。

$T_{c\_96}$  : ガス化炉内中心部,  $H=96\text{mm}$

$T_{c\_272}$  : ガス化炉内中心部,  $H=272\text{mm}$

$T_{c\_448}$  : ガス化炉内中心部,  $H=448\text{mm}$

$T_{c\_624}$  : ガス化炉内中心部,  $H=624\text{mm}$

$T_{w\_96}$  : ガス化炉内壁面部,  $H=96\text{mm}$

$T_{w\_448}$  : ガス化炉内壁面部,  $H=448\text{mm}$

$T_{w\_624}$  : ガス化炉内壁面部,  $H=624\text{mm}$

$T_{\text{outlet}}$  : ガス化炉出口

$T_{\text{inlet}}$  : ガス化炉入口

$T_{\text{gas\_outlet}}$  : ガス出口

ここで，ガス化炉入口温度  $T_{\text{inlet}}$ ，ガス出口温度  $T_{\text{gas\_outlet}}$  は常に外気温と同じであったため，考察には用いない。

#### 4.2.1.2 ガス化炉内温度変化

図 4.1.1.a, 図 4.1.1.b は，粒径を揃えていない燃料を使用し，燃料の乾燥状態が異なる条件（1-a 条件，1-b 条件）のガス化炉内中心温度，ガス化炉内壁面温度およびガス化炉出口温度を示す。図 4.1.2.a, 図 4.1.2.b は，粒径を揃えて事前乾燥した全く同じ燃料を使用した実験（2-a 条件，2-b 条件）のガス化炉内温度を示す。縦軸は温度  $T[^\circ\text{C}]$ ，横軸は実験経過時間  $t[\text{s}]$  をとる（実験経過時間  $t=0[\text{s}]$  は供給空気流量を設定流量に調節した時刻とし，これ以降の図も同様である）。

- ・ 1-a 条件（粒径を揃えていない，乾燥させていない燃料を使用）

図 4.1.1.a より，1-a 条件での炉内温度の測定結果について述べる。運転開始から，

下部壁面温度 $T_{w\_96}$ 、下部中心温度 $T_{c\_96}$ 、 $T_{c\_272}$ の順に400°C以上となる。これより、燃焼およびガス化反応は炉下部壁面付近から開始したといえる。ここで、燃料の初期充填構造において、木材チップと壁面との間にできる空隙（壁付近）は、木材チップ間の空隙（炉中心部）よりも大きくなっており、壁面付近は中心付近よりも空気を透過しやすくなることが過去の実験から明らかになっている。燃料を炉に充填する場合、炉上部の燃料供給口より投入する。このため炉内下部中央付近に堆積する燃料の空隙は、高い位置からの落下および上部に堆積する燃料の重みによる圧縮によって、小さくなると考えられる。よって実験開始後、空気が透過しやすい壁面付近において燃焼およびガス化反応が開始されたと考えられる。その後、 $T_{c\_96}$ 、 $T_{c\_272}$ は600°C以上まで上昇するが、 $T_{w\_96}$ は $t=1200[s]$ で400°C程度まで上昇した後、上昇しなくなる。木質バイオマスは一般的に600°C以上の高温でガス化されるので、壁面付近では燃焼およびガス化反応があまり促進されず、主に中心部で反応が活発に起きたといえる。このようになる原因としては、温度上昇により空気の動粘度が上昇したことが考えられる。空気の動粘度は温度上昇に伴って大きく上昇する。そのため、実験開始後に温度が高くなった壁面付近では空気が通過しにくくなり、中心部に空気が供給され、中心部で反応が活発になったと考えられる。また、中心部は壁面付近に比べ燃料が移動しにくく、ガス化により発生する空洞によって流体が通過しやすくなることも、温度上昇の原因と考えられる。さらに中心部は反応中の発熱している燃料に囲まれているため600°C以上の高温になり、中心部でガス化が行われたと考えられる。

続いて、ガス化炉上部では、 $T_{c\_448}$ 、 $T_{w\_448}$ は $t=1200[s]$ 付近まで、 $T_{c\_624}$ 、 $T_{w\_624}$ は $t=1700[s]$ 付近まで100°C程度の温度を維持している。この温度帯は木材チップの表面水分蒸発と固有水分蒸発の段階である<sup>(5)</sup>。この段階では木材チップの乾燥が進行するため、ガス化炉上部では木材チップの乾燥が行われていると考えられる。

またその後、 $t=4000[s]$ をピークとするように炉内上部温度 $T_{c\_448}$ 、 $T_{w\_448}$ 、 $T_{c\_624}$ 、 $T_{w\_624}$ が上昇し、それ以降すべての温度が低下する。これは、最後に残った木材チップが完全燃焼し、ガス化炉内の温度を一時的に上昇させた後に熱源がなくなるためと考えられる。



- ・ 1-b 条件（粒径を揃えていない，乾燥させた燃料を使用）

図 4.1.1.b より，1-b 条件での炉内温度の測定結果について述べる．1-a 条件での実験結果と同様に，運転開始後，下部壁面温度  $T_{w\_96}$ ，下部中心温度  $T_{c\_96}$ ， $T_{c\_272}$  の順に温度が上昇する．これより，燃焼およびガス化反応は 1-a 条件と同様に炉下部壁面付近から開始したといえる．その後， $T_{c\_96}$ ， $T_{c\_272}$  は  $1000^{\circ}\text{C}$  以上まで上昇するが， $T_{w\_96}$  は  $400^{\circ}\text{C}$  程度までしか上昇しない．このことから，1-b 条件においても 1-a 条件と同様に，壁面付近において燃焼およびガス化反応があまり促進されず，主に中心部で反応が起こったといえる．1-b 条件の場合 1-a 条件に比べ，下部中心温度  $T_{c\_96}$ ， $T_{c\_272}$  の上昇が急激である．また， $T_{c\_96}$  は 1-a 条件では  $600$  から  $800^{\circ}\text{C}$  程度になっているが，1-b 条件では  $1000^{\circ}\text{C}$  以上になっている．これは，1-a 条件では丸太の木材からチップにしてすぐの木材チップを燃料として使用したのに対して，1-b 条件ではチップにした後に乾燥させた木材チップを燃料として使用したことが原因であると考えられる．このように，より乾燥させた燃料を使用することにより，燃料中の水分の蒸発過程に伴う熱の吸収が少なくなり，温度が上昇しやすくなったといえる．

続いて，ガス化炉上部の  $T_{c\_448}$ ， $T_{w\_448}$  は  $t=700[\text{s}]$  付近まで， $T_{c\_624}$  は  $t=900[\text{s}]$  付近まで， $T_{w\_624}$  は  $t=1200[\text{s}]$  付近まで  $100^{\circ}\text{C}$  程度の温度を維持している．この期間は燃料の乾燥期間であると考えられる．1-a 条件の  $T_{c\_448}$ ， $T_{w\_448}$  は  $t=1200[\text{s}]$  付近まで， $T_{c\_624}$ ， $T_{w\_624}$  は  $t=1700[\text{s}]$  付近まで  $100^{\circ}\text{C}$  程度の温度を維持しており，1-b 条件の乾燥時間は 1-a 条件に比べて  $500[\text{s}]$  以上が短くなっている．また，1-a 条件の  $T_{c\_448}$ ， $T_{c\_624}$  は  $500^{\circ}\text{C}$  程度までしか上昇していないのに対し，1-b 条件の  $T_{c\_448}$  は  $1000^{\circ}\text{C}$  以上まで上昇し， $T_{c\_624}$  は  $700^{\circ}\text{C}$  程度まで上昇している．最高到達温度が異なる原因も燃料の乾燥状態にあると考えられる．

またその後， $t=4000[\text{s}]$  をピークとするように温度が上昇し，それ以降すべての温度が低下傾向を示す．その後  $t=6700[\text{s}]$  で一時的な温度上昇が見られるが，これは最後に残った木材チップが完全燃焼し，ガス化炉内の温度を一時的に上昇させた後に熱源がなくなったためと考えられる．1-a 条件に比べ 1-b 条件の実験時間が長くなっているのは， $t=3000[\text{s}]$  付近で見られる急激な温度低下からもわかるように，ガス化反応が一時的に抑制されていた時間があるためと考えられる．

・2-a 条件（粒径を揃えて，乾燥させた燃料を使用）

図4.1.2.aより，2-a条件での炉内温度の測定結果について述べる．1-a条件や1-b条件での実験結果と同様に，運転開始後，下部壁面温度 $T_{w\_96}$ ，下部中心温度 $T_{c\_96}$ ， $T_{c\_272}$ の順に温度が上昇する．これより，燃焼およびガス化反応は炉下部壁面付近から開始したといえる．その後， $T_{c\_96}$ ， $T_{c\_272}$ は1000°C以上まで急激に上昇するが， $T_{w\_96}$ は540°C程度までしか上昇しない．これより，1-a条件，1-b条件と同様に炉内下部中心でガス化が活発に起きたといえる．しかし，2-a条件の下部壁面温度 $T_{w\_96}$ の最大温度（ $t=1200[s]$ 付近）は，1-a，1-b条件に比べて高くなっている．これは，粒径を揃えたことによって燃料間の空隙が大きくなり，1-aおよび1-b条件よりも壁面付近に空気が供給されやすくなったためと考えられる．2-a 条件の場合，下部中心温度 $T_{c\_96}$ ， $T_{c\_272}$ の上昇が1-b条件と同様に急激であり，最大温度も1000°C以上になっている．これは2-a 条件の燃料は1-b条件と同様に含水率の低い乾燥させた木材チップを燃料であることが原因であると考えられる．しかし， $T_{c\_272}$ が1-b条件で1200s間程1000°C以上を保っているのに対し，2-a条件で1000°Cを超えた後すぐに低下している．この原因としては燃料の細かい部分を取り除いたことでかさ密度が減少し，単位体積当たりの熱量が減少したことが挙げられる．

続いて，ガス化炉上部の $T_{c\_448}$ は $t=300[s]$ 付近まで， $T_{w\_448}$ は $t=500[s]$ 付近まで， $T_{c\_624}$ は $t=500[s]$ 付近まで， $T_{w\_624}$ は $t=900[s]$ 付近まで100°C程度の温度を維持している．この期間は燃料の乾燥期間であると考えられる．乾燥させた燃料を使用したため，1-b条件と同様に1-a条件に比べ大幅に乾燥期間が短くなっている．しかし，1-b条件の $T_{c\_448}$ ， $T_{c\_624}$ が700°Cから1000°C程度まで上昇しているのに対し，2-a条件の場合いずれの温度も600°C程度までしか上昇していない．この原因も燃料のかさ密度にあると考えられる．燃料のかさ密度が小さいことで燃料消費が早くなったため， $T_{c\_448}$ ， $T_{c\_624}$ は上昇する途中で低下し始めてしまったと考えられる．

その後， $t=3300[s]$ をピークとするように炉内中心温度が上昇し，それ以降すべての温度が低下する．

・2-b 条件（2-a条件と同一の条件）

図4.1.2.bより，2-b条件での炉内温度の測定結果について述べる．他条件での

実験結果と同様に、運転開始後、下部壁面温度  $T_{w\_96}$ 、下部中心温度  $T_{c\_96}$ 、 $T_{c\_272}$  の順に温度が上昇する。これより、燃焼およびガス化反応は炉下部壁面付近から開始したといえる。その後、 $T_{c\_96}$ 、 $T_{c\_272}$  は  $1000^{\circ}\text{C}$  以上まで急激に上昇するが、 $T_{w\_96}$  は  $450^{\circ}\text{C}$  程度までしか上昇しない。よって、他の条件と同様に炉内下部中心においてガス化が活発に起きたといえる。また、同じ条件での実験である 2-a 条件と同様に、1-a 条件や 1-b 条件に比べ  $t=1200[\text{s}]$  付近での下部壁面温度  $T_{w\_96}$  のピークの温度が高くなっている。また、1-b 条件、2-a 条件と同様に、下部中心温度  $T_{c\_96}$ 、 $T_{c\_272}$  の上昇が急激であり、温度も  $1000^{\circ}\text{C}$  以上になっている。これは、2-b 条件においても天日干しして乾燥させた木材チップを燃料として使用したことが原因であると考えられる。また、2-a 条件と同様に  $T_{c\_272}$  は  $1000^{\circ}\text{C}$  を超えた後すぐに低下している。

続いて、ガス化炉上部では、 $T_{c\_448}$  は  $t=400[\text{s}]$  付近まで、 $T_{w\_448}$  は  $t=700[\text{s}]$  付近まで、 $T_{c\_624}$  は  $t=500[\text{s}]$  付近まで、 $T_{w\_624}$  は  $t=1000[\text{s}]$  付近まで  $100^{\circ}\text{C}$  程度の温度を維持している。この期間は燃料の乾燥期間であると考えられる。乾燥させた燃料を使用したため、1-b 条件、2-a 条件と同様に 1-a 条件に比べ大幅に乾燥期間が短くなっている。炉内中心上部温度は 2-a 条件と同様に  $T_{c\_448}$  は  $700^{\circ}\text{C}$  程度、 $T_{c\_624}$  は、 $400^{\circ}\text{C}$  程度までしか上昇していない。

その後、 $t=3300[\text{s}]$  をピークとするように炉内中心温度が上昇し、それ以降すべての温度が低下する。

このことから、2-a 条件の温度変化は同じ実験条件である 2-b 条件の温度変化と傾向が同じであり、再現性があるといえる。

#### ・炉内上部燃料乾燥時間

燃料が実験開始後炉内上部で乾燥された時間を比較する。ここで燃料の乾燥時間は、炉上部中心温度  $T_{c\_624}$  が約  $100^{\circ}\text{C}$  を示している時間とする。各条件での燃料の乾燥時間および単位燃料質量あたりの乾燥時間を表4.2に示す。

表 4.2 ガス化反応中の炉内上部燃料乾燥時間

実験名	1-a	1-b	2-a	2-b
供給空気流量 $Q_{\text{inlet}}$ [L/s]	4	4	4	4
運転方法	バッチ	バッチ	バッチ	バッチ
燃料粒径	揃えていない	揃えていない	揃えている	揃えている
燃料の事前乾燥	なし	あり	あり	あり
燃料質量 $M$ [kg]	24	24	14	16.5
含水率[wt%]	20	11	11	11
燃料乾燥時間[s]	1300	580	270	320
単位燃料質量あたりの燃料乾燥時間[s/kg]	54	24	19	19

まず、同じ燃料を用いた再現実験について述べる。2-a,2-b条件の燃料には、いずれも事前乾燥ありで、粒径を揃えた燃料を用いており、質量のみが異なる。燃料質量の大きい2-b条件の燃料乾燥時間は、2-a条件に比べ長くなる。しかし、単位燃料質量当たりの燃料乾燥時間は2-a,2-b条件ともに19s/kgであり、ほぼ等しい。よって、同一の燃料を用いることで燃料乾燥時間の観点から実験の再現性が確認された。

次に燃料粒径の効果について述べる。1-b条件および2-a,2-b条件の燃料は粒径のみが異なる。1-b条件の単位燃料質量当たりの燃料乾燥時間は24s/kgで、2-a,2-b条件の19s/kgに比べ長くなっている。従って粒径を揃えていない燃料を用いることで、燃料乾燥時間は長くなるといえる。これは、燃料粒径を揃えない場合、細かな粒子が、燃料間の空隙を埋めるように入り、気体の燃料層通過を妨げるためと考えられる。

次に燃料の乾燥の効果について述べる。1-a条件と1-b条件の燃料は燃料の乾燥状態のみが異なる。1-a条件の単位燃料質量当たりの燃料乾燥時間は54s/kgで、1-b条件の24s/kgに比べ2倍以上も長くなっている。含水率の高い燃料を使用することで、炉内上部での燃料乾燥時間は長くなるといえる。

よって、今回の実験では、事前に燃料を乾燥させれば燃料乾燥時間は大幅に短くなり、燃料中の細かい部分を取り除くことでも燃料乾燥時間が短くなるという

結果を得た。

以上の結果より、次のことがいえる。

1. ガス化炉上部温度である  $T_{c\_448}$ ,  $T_{c\_624}$ ,  $T_{w\_448}$ ,  $T_{w\_624}$ ,  $T_{outlet}$  は  $100^{\circ}\text{C}$  程度まで上昇した後にしばらく停滞する。この期間ガス化炉上部では木材チップの乾燥が行われている。
2. ガス化は実験開始後壁面から開始するが,  $T_{w\_96}$  は  $400^{\circ}\text{C}$  から  $500^{\circ}\text{C}$  程度までしか上昇しない。これは、空気の粘度が温度上昇により高くなり、空気が壁面付近に供給されにくくなったことが原因と考えられる。
3. 燃料間の空隙が、粒径を揃えた燃料を使用することにより大きくなる。それにより、炉内温度が上昇し空気の動粘度が高くなった後も壁面付近に空気が供給され、炉内下部壁面温度  $T_{w\_448}$  が上昇しやすくなる。
4. 燃料中の細かい部分を取り除き、粒径を揃えることで燃料のかさ密度が小さくなり、燃料の消費が早くなる。
5. いずれの条件においても、すべてのガス化炉内温度が緩やかに低下していく期間が存在する。これは、最後に残った木材チップが完全燃焼し、ガス化炉内の温度を上昇させた後に熱源がなくなり、温度が低下していく現象であると考えられる。図 4.1.1.b の  $t=6800[\text{s}]$  付近のように、温度低下中に再び温度が急激に上昇する場合がある。これは、ガス化炉壁面付近に残っていた木材チップがロストル上に移動して燃焼するためであると考えられる。
6. 燃料を事前に乾燥させることによって、単位燃料質量あたりの燃料乾燥時間は大幅に短くなる。また、燃料をふるいにかけて細かい部分を取り除くことによって単位燃料質量あたりの燃料乾燥時間は短くなる。それに伴い、乾燥に要する熱量が少なくなり、炉内の温度が上昇しやすくなる。

#### 4.2.2 流体透過抵抗測定

流体透過抵抗  $\Delta P$  とは、木材チップの間を流体が通過するときに発生する抵抗であり、流体が燃料層を通過する前後の圧力損失を示す。  $\Delta P$  に影響を与えるものは、燃料層の充填構造、ガス化炉内の流体の流速および密度、動粘性係数である。そのため、  $\Delta P$  の変化はガス化炉内の燃料層の移動や、ガス化炉内の流体の温度変化



および体積変化によるものであると考えられる。そこで、燃料層の変化や流体の流れを把握することを目的とし $\Delta P$ の測定を行った。

#### 4.2.2.1 データ整理方法

流体透過抵抗 $\Delta P$ の測定周期は1sとし、ガス化炉内で生じる現象を捉えるために6s間の平均値を考察に用いる。ここで、充填層内における流体の速度 $u$ 、充填層高さ $H$ および流体透過抵抗 $\Delta P$ との関係を表すエルガンの式を用いて、燃料充填状態での流体透過抵抗を理論から求める。エルガンの式を式(4.1)に示す<sup>(6)</sup>。

$$\frac{\Delta P}{H} = 150 \frac{(1-\varepsilon)^2 \mu}{\varepsilon^3 x^2} u + 1.75 \frac{(1-\varepsilon) \rho}{\varepsilon^3 x} u^2 \quad (4.1)$$

ここで、 $\varepsilon$ は空隙率、 $\mu$ は空気の粘度、 $\rho$ は空気の密度、そして $x$ は燃料の代表長さである。空隙率 $\varepsilon$ は充填層全体積に占める空隙の割合である。過去の研究により、本実験で用いるガス化炉における燃料層の流体透過抵抗に関する検証が行われている<sup>(7)</sup>。そこで今回の実験では、過去の研究に従い空隙率 $\varepsilon$ および燃料の代表長さ $x$ を設定した。式(4.1)から求めた、燃料充填状態 $H=800\text{mm}$ （炉内圧力測定高さ）での流体透過抵抗を $\Delta P_{\max}$ とする。 $\Delta P_{\max}$ は、1-a条件で125Pa、1-b条件で95Pa、2-a条件および2-b条件で40Paとなった。4.2.1.2で述べた通り、 $\Delta P_{\max}$ は粒径をそろえた条件では小さくなり、流体が通過しやすくなっているといえる。また、1-b条件の $\Delta P_{\max}$ が1-a条件の $\Delta P_{\max}$ よりも小さいことが、1-b条件の温度が1-a条件に比べ上昇しやすい原因の1つになっていると考えられる。

ここで、各時間の流体透過抵抗 $\Delta P$ を燃料充填状態での流体透過抵抗 $\Delta P_{\max}$ で無次元化したものを流体透過抵抗係数 $C_f$ とする。流体透過抵抗係数 $C_f$ は式(4.2)により表される。

$$C_f = \frac{\Delta P}{\Delta P_{\max}} \quad (4.2)$$

#### 4.2.2.2 流体透過抵抗係数測定結果

流体透過抵抗係数の時間変化について考察する。

図 4.2.1.a, 図 4.2.1.b は, 粒径を揃えていない燃料を使用し, 燃料の乾燥状態が異なる条件 (1-a 条件, 1-b 条件) の流体透過抵抗係数  $C_f$  を示す. 図 4.2.2.a, 図 4.2.2.b は, 粒径を揃えた事前乾燥ありの全く同じ燃料を使用した実験 (2-a 条件, 2-b 条件) の流体透過抵抗係数  $C_f$  を示す. また, 各図には比較対象として下部中心温度  $T_{c\_96}$  と上部中心温度  $T_{c\_624}$  を示す. 各図の縦第一軸は流体透過抵抗係数  $C_f$ , 縦第二軸は温度  $T[^\circ\text{C}]$ , 横軸は実験経過時間  $t[\text{s}]$  である.

##### ・ 1-a 条件 (粒径を揃えていない, 乾燥させていない燃料を使用)

図 4.2.1.a より, 1-a 条件の場合,  $t=0[\text{s}] \sim t=300[\text{s}]$  で  $C_f$  は 0.3 程度まで低下する. このとき, 下部中心温度  $T_{c\_96}$  および上部中心温度  $T_{c\_624}$  に急激な上昇はみられないが, 図 4.1.1.a より, 下部壁面温度  $T_{w\_96}$  は  $300^\circ\text{C}$  程度まで上昇している. これより,  $C_f$  の急激な低下は, 炉内下部において燃焼およびガス化反応が起こり, 燃料層に空洞が発生したためと考えられる.  $t=350[\text{s}] \sim t=2400[\text{s}]$  の間  $C_f$  は 0.2~0.3 程度の値を維持している. この間炉内中心温度  $T_{c\_96}$  および  $T_{c\_624}$  にも急激な変化は見られない. よって, 1-a 条件の場合,  $t=2400[\text{s}]$  まで燃料が長時間安定的に消費されたと考えられる.  $C_f$  は  $t=2400[\text{s}]$  から 0.1 以下まで低下し,  $t=3000[\text{s}]$  付近で, 0.3 程度まで上昇する. このとき,  $T_{c\_96}$  は上昇し,  $T_{c\_624}$  は低下している. よって, 炉内下部にできた空洞で燃料の崩落が発生し, 燃料層の構造が密になったと考えられる.

##### ・ 1-b 条件 (粒径を揃えていない, 乾燥させた燃料を使用)

図 4.2.1.b より, 1-b 条件の場合,  $t=0[\text{s}] \sim t=600[\text{s}]$  までで  $C_f$  は 0.25 程度まで低下する. この時下部中心温度  $T_{c\_96}$  は  $1000^\circ\text{C}$  以上になっていることから, 炉内下部において燃焼およびガス化反応が促進され, 燃料層に空洞が生じたと考えられる.  $t=1900[\text{s}]$  以降  $C_f$  は次第に低下していき,  $t=2200[\text{s}] \sim t=3400[\text{s}]$  まで 0.1 程度の低い値を推移している. これは, 燃料層が連続的に崩れずに空洞ができてしまい, 流体が通過しやすくなったことが原因であると考えられる. その後  $C_f$  は  $t=3500[\text{s}]$  で 0.3 程度まで上昇するが, すぐに低下し始め,  $t=4600[\text{s}]$  で 0 程度の値となる. その

後、 $t=5400[s]$ や $t=6600[s]$ で一時的な上昇が見られるものの、実験終了まで0に近い値を推移している。このことから、1-b 条件では、長時間燃料層に空洞ができてしまっており、安定したガス化ができていないといえる。

・2-a 条件（粒径を揃えた、乾燥させた燃料を使用）

図 4.2.2.a より、2-a 条件の場合、 $t=0[s] \sim t=1700[s]$ の間  $C_f$ は 0.8 程度の高い値を維持している。それに伴い下部中心温度  $T_{c\_96}$ も  $1000^{\circ}\text{C}$  以上の高い値となっていることから、この期間では燃料が連続的に移動し、安定したガス化が行えているといえる。 $t=2300[s]$ 付近で  $C_f$ は一時的に 0 付近まで低下している。ここでは、燃料層に空洞ができてしまい、流体が通過しやすくなっていると考えられる。その後  $t=2400[s]$ ,  $t=3000[s]$ ,  $t=4000[s]$ ,  $t=5400[s]$ で  $C_f$ の急激な上昇が見られ、それに伴い炉内中心温度  $T_{c\_96}$ および  $T_{c\_624}$ にも反応が見られる。これより、ここでは空洞に燃料が崩落し、一時的に燃焼およびガス化反応が起こったと考えられる。

・2-b 条件（2-a 条件と同一の条件）

図 4.2.2.b より、2-b 条件の場合、 $t=0[s] \sim t=2100[s]$ の間  $C_f$ は 0.8 程度の高い値を維持している。それに伴い下部中心温度  $T_{c\_96}$ も  $1000^{\circ}\text{C}$  以上の高い値となっていることから、この期間では燃料が連続的に移動し、安定したガス化が行えているといえる。 $t=2600[s]$ ,  $t=3000[s]$ 付近で  $C_f$ は一時的に 0.1 付近まで低下している。ここでは、燃料層に空洞ができてしまい、流体が通過しやすくなっていると考えられる。 $t=3300[s]$ ,  $t=5000[s]$ で  $C_f$ の急激な上昇が見られ、それに伴い炉内中心温度  $T_{c\_96}$ および  $T_{c\_624}$ にも反応が見られる。これより、ここでは空洞に燃料が崩落し、一時的に燃焼およびガス化反応が起こったと考えられる。

$t=2000[s]$ 程度の時間から  $C_f$ が低下し始め、それに伴い下部中心温度  $T_{c\_96}$ も低下し始め、数回の燃料の崩落が起こり炉内の燃料が消費されていくという傾向は、2-a 条件の結果と同じといえる。また  $C_f$ が小さくなり、炉内温度が低下し始めた後に数回の燃料の崩落が起こり、炉内の燃料が消費されていくという傾向は、どの条件においても共通している。

以上の結果から、次のことがいえる。

1. どの条件においても実験終了前に  $C_f$  が 0 付近まで低下する部分がある。その後の  $C_f$  に増加が見られることから、この時点ではまだ炉内に燃料は残っているといえる。よって、 $C_f$  が 0 付近まで低下している時間は、燃料層に空洞が発生し、流体が通過しやすい状態になっていると考えられる。
2. 粒径を揃えていない燃料を使用した場合、実験開始直後に  $C_f$  は 0.2 から 0.3 程度まで低下し、しばらくその状態が維持される。ここでは燃焼およびガス化反応によって燃料が連続的に消費され、流体が通過しやすい状態が維持されていると考えられる。
3. 粒径を揃えた燃料を使用した場合、実験開始後  $t=2000[s]$  付近まで  $C_f$  は 0.8 程度の高い値を維持する。この期間では燃料が連続的に移動し、安定したガス化が行えているといえる。
4. 粒径を揃えた燃料を使用した場合、燃料のかさ密度が低い分燃料の消費が早くなり、 $t=2000[s]$  付近という早い段階でガス化反応が終了し始める。よって、長時間のガス化を行う場合、 $t=2000[s]$  以前の早い段階で燃料の追加供給を行わなければならないと考えられる。

#### 4.2.2.3 流体透過抵抗係数の標準偏差

実験中、図 4.2.1.b の  $t=5400[s]$  付近や  $t=6600[s]$  付近のように、 $C_f$  が 30s 程度の間に 0 程度から 0.3 程度まで急激に増加する部分がある。ここで、流体透過抵抗を増加させる要因は三つある。一つ目は温度上昇、二つ目はガス発生量の増加、三つ目は燃料層の移動である。このうち、温度上昇とガス発生量では  $C_f$  が 0.3 以上も急激に変化することはないと考えられるため、 $C_f$  が急激に増加しているのは、燃料層の移動によるものであると考えられる。

ここで、燃料層の移動はガス化炉内の温度や、ガスの成分に影響を及ぼす可能性がある。そのため  $C_f$  の変化の大きさを定量化し、燃料層の移動がいつ発生しているか調べる必要がある。

そこで、30s 間の  $C_f$  の標準偏差  $\sigma_{\alpha}$  を計算した。 $\sigma_{\alpha}$  は実験経過時間  $t$  での  $C_f(t)$  ( $C_f(t)$  は 6s 間の平均値であるため、 $t$  は 6 の倍数である) を用いて式(4.3)および式(4.4)により表される。

$$\overline{\sigma_{C_f(i)}} = \frac{1}{5} \sum_{k=0}^4 C_f(i+6k) \quad (4.3)$$

$$\sigma_{C_f(i)} = \sqrt{\frac{1}{5} \sum_{m=0}^4 [C_f(i+m) - \overline{\sigma_{C_f(i)}}]^2} \quad (4.4)$$

図 4.3.1.a および図 4.3.1.b はそれぞれ、粒径を揃えていない燃料を使用した実験である、1-a 条件および 1-b 条件の実験の流体透過抵抗係数  $C_f$  の標準偏差  $\sigma_{C_f}$  を示す。図 4.3.2.a および図 4.3.2.b は、粒径を揃えた燃料を使用した実験である、2-a 条件および 2-b 条件の実験の  $\sigma_{C_f}$  を示す。各図とも縦軸は 30s 間の流体透過抵抗の標準偏差  $\sigma_{C_f}$ ，横軸は実験経過時間  $t[s]$  をとる。図 4.3.1.a~b，図 4.3.2.a~b より、それぞれの実験条件において  $\sigma_{C_f} > 0.1$  となった回数を燃料層の移動回数とし、表 4.3 に示す。

表 4.3 燃料層の移動回数

実験名	1-a	1-b	2-a	2-b
供給空気流量 $Q_{inlet}[L/s]$	4	4	4	4
運転方法	バッチ	バッチ	バッチ	バッチ
燃料粒径	揃えていない	揃えていない	揃えている	揃えている
燃料の事前乾燥	なし	あり	あり	あり
燃料質量 $M[kg]$	24	24	14	16.5
燃料層の移動回数	5	3	8	10

表 4.3 より、流体透過抵抗係数  $C_f$  の標準偏差  $\sigma_{C_f}$  が 0.1 以上となる回数は、2-b 条件の場合が最も多い。また、図 4.3.1.a~b，図 4.3.2.a~b を見比べてみると、図 4.3.2.a~b ではガス化中全体的に  $\sigma_{C_f}$  が 0~0.1 でばらついている。これは、燃料の移動が活発に起こり、炉内圧力が変動していたことを示している。1-b 条件の場合、燃料の移動回数は 3 回と少ない。これは、この条件で  $C_f$  は実験開始初期段階で急激に低下し、長時間低い値をとっていたためである。

以上の結果から、流体透過抵抗係数  $C_f$  の標準偏差  $\sigma_{C_f} > 0.1$  となる場合、燃料層



が移動し、木材チップ充填構造が大きく変化すると仮定した場合、次のことが言える。

1. 粒径を揃えた燃料を使用した条件の方が、粒径を揃えていない燃料を使用した条件と比べて燃料層の移動回数が多くなる。
2. 粒径を揃えた燃料を使用した条件の方が、粒径を揃えていない燃料を使用した条件と比べてガス化中の $\sigma_G$ のばらつきが大きくなる。これより、燃料の移動が活発に起こっているといえる。

### 4.3 ガス成分

#### 4.3.1 データ整理方法

酸素濃度計による酸素濃度測定、ガス分析器による酸素濃度および一酸化炭素濃度測定の測定周期は1sである。ここで、酸素濃度計による酸素濃度、ガス分析器による一酸化炭素濃度測定結果は60s間隔で平均値を計算し考察を行う。

#### 4.3.2 酸素濃度測定

図4.4.1.aおよび図4.4.1.bはそれぞれ、粒径を揃えていない燃料を使用した実験である1-a条件および1-b条件の実験の酸素濃度測定結果を示す。図4.4.2.aおよび図4.4.2.bはそれぞれ、粒径を揃えた燃料を使用した実験である2-a条件および2-b条件の実験の酸素濃度測定結果を示す。また、図4.4.1.a~bおよび図4.4.2.a~bには、参考のため、炉下部中心温度 $T_{c\_96}$ 、炉上部中心温度 $T_{c\_624}$ も示す。縦第一軸は酸素濃度[vol%]、縦第二軸は温度 $T[^\circ\text{C}]$ 、横軸は実験経過時間 $t[\text{s}]$ をとる。

##### ・1-a条件（粒径を揃えていない、乾燥させていない燃料を使用）

図4.4.1.aより、1-a条件の場合、酸素濃度は供給空気流量調整直後である $t=0[\text{s}]$ から低下し始め、 $t=800[\text{s}]$ で0vol%となる。その後 $t=2500[\text{s}]$ までの1700s間、酸素濃度は常に0vol%である。この区間では燃焼およびガス化反応に酸素がすべて消費されている。 $t=2500[\text{s}]$ から $t=3500[\text{s}]$ までの間、酸素濃度は0vol%から2%程度まで緩やかに上昇し、その後0.5%程度低下している。また、 $t=3500[\text{s}]$ 付近で下部中心温度 $T_{c\_96}$ は上昇し、上部中心温度 $T_{c\_624}$ は低下している。これより、 $t=2500[\text{s}]$

付近から燃料層に空洞が発生し始め、供給された酸素の一部が消費されず燃料層を通過したと考えられる。そして  $t=3500[s]$  付近で燃料が崩落したことにより、再び燃焼およびガス化反応が活発になったと考えられる。

・ 1-b 条件（粒径を揃えていない、乾燥させた燃料を使用）

図 4.4.1.b より、1-b 条件の場合、酸素濃度は供給空気流量調整直後である  $t=0[s]$  から低下し始め、 $t=500[s]$  で 0vol% となる。その後  $t=2000[s]$  までの 1500s 間、酸素濃度は常に 0~0.5vol% と低い値を示している。この区間では供給された酸素は燃焼およびガス化反応ではほぼすべてが消費されている。その後  $t=3500[s]$  で 7vol% まで上昇し、再び  $t=3900[s]$  から  $t=4600[s]$  の間 0~0.5vol% と低い値になっている。この一時的に酸素濃度が上昇した区間は、炉内の温度も低下している。このことから、燃料層に空洞ができ、炉内下部の燃焼およびガス化反応が活発に起こっている領域に燃料が供給されず、反応が抑制されてしまったと考えられる。 $t=4600[s]$  以降、炉内温度が低下し、酸素濃度が上昇していることから、ガス化反応が終了する傾向になっているといえる。 $t=5800[s]$  や  $t=7000[s]$  での酸素濃度の低下は、残っていた燃料が崩れて燃焼したためと考えられる。

・ 2-a 条件（粒径を揃えた、乾燥させた燃料を使用）

図 4.4.2.a より、2-a 条件の場合、酸素濃度は供給空気流量調整直後である  $t=0[s]$  から低下し始め、 $t=500[s]$  で 0vol% となる。その後  $t=2000[s]$  までの 1500s 間、酸素濃度は常に 0~0.5vol% と低い値を示している。 $t=2000[s]$  以降は酸素濃度は上昇傾向を示し、下部中心温度  $T_{c\_96}$  は低下しているので、ガス化反応が終了に向かっていていると考えられる。 $t=3000[s]$ 、 $t=3600[s]$ 、 $t=4400[s]$ 、 $t=5700[s]$  での一時的な酸素濃度の低下は、残っていた燃料が崩れて燃焼したためと考えられる。

・ 2-b 条件（2-a と同一条件）

図 4.4.2.b より、2-b 条件の場合、酸素濃度は供給空気流量調整直後である  $t=0[s]$  から低下し始め、 $t=500[s]$  で 0vol% となる。その後  $t=1000[s]$  で 3.5vol% まで上昇し、 $t=1200[s]$  から  $t=2800[s]$  まで 2vol% 程度の値を維持する。 $t=2900[s]$  以降は酸素濃度は上昇傾向を示し、下部中心温度  $T_{c\_96}$  は低下傾向を示しているので、ガス化反応

が終了に向かっていると考えられる。  $t=3100, 3700, 5300, 6500[s]$ での一時的な酸素濃度の低下は、残っていた燃料が崩れて燃焼したためと考えられる。

以上の結果から、次のことがいえる。

1. 図 4.4.1.b の  $t=3500[s]$ 付近でみられる酸素濃度上昇の原因は、燃料層に発生した空洞内を、空気の一部が燃焼およびガス化反応に関与することなく通過したためであると考えられる。
2. 図 4.4.1.b の  $t=5800[s]$ や  $t=7000[s]$ 付近でみられるような酸素濃度低下の原因は、燃料層で比較的大規模な燃料の崩落が発生し、燃焼およびガス化反応が一時的に再開したためであると考えられる。
3. 粒径を揃えた燃料を使用した場合、燃料のかさ密度が小さいため燃料が早く消費され、ガス化反応が終了傾向を示すタイミングが早くなる。

#### 4.3.3 反応時間および酸素比

酸素濃度の測定結果から、各条件での反応時間および酸素消費量を求める。ここで、反応時間  $t_{\text{reaction}}$  は、木材チップが酸素と化学反応を起こしている時間であり、酸素濃度が 20.5vol%以下となった時刻から、酸素濃度が 18vol%以上に達し、180s 間の変化量が 0.1vol%以下となった時刻までの時間とする。酸素消費量  $A_{O_2\_consumption}$  は、供給空気流量  $Q_{\text{inlet}}$ 、反応時間  $t_{\text{reaction}}$ 、ガス流量  $Q_{\text{out}}$  および時間  $t$  における酸素濃度  $C_{O_2}(t)$ （ここで、酸素濃度は 60s 間の平均値であるため、 $t$  は 60 の倍数をとる）を用いて、式(4.5)で表される。

$$A_{O_2\_consumption} = Q_{\text{inlet}} \times 0.209 \times t_{\text{reaction}} - \sum_{i=60}^{t_{\text{reaction}}} C_{O_2}(t) \times Q_{\text{out}} \quad (4.5)$$

ここで、燃焼反応を扱う分野において、1kg の燃料を完全燃焼させる理論空気量の何倍の空気が供給されたかを表す量として、空気比が用いられる。しかし、今回の実験ではいくつかの条件で、実験中に酸素濃度が 0vol%以上となり、供給空気中に含まれる酸素のすべてが消費されないことがあった。そこで、今回は、実験時間中に消費された酸素量を比較するため、空気比に代わり酸素比というもの

を定義し、ガス中の酸素濃度から酸素比を計算する。酸素比 $\lambda$ は、燃料を完全燃焼させるために必要な理論酸素量と実際の反応に使用した酸素量の比とする。したがって、 $\lambda=1$ の場合、燃料は完全燃焼され、 $\lambda>1$ の場合、燃焼ガス中に空気が混入し、 $\lambda<1$ の場合は不完全燃焼となる。つまり、ガス化の場合、 $\lambda<1$ となる。 $\lambda$ は木材チップ消費量  $M$  および酸素消費量  $A_{O_2\_consumption}$  を用いて、式(4.6) のように表される。

$$\lambda = \frac{A_{O_2\_consumption}}{M \times A_0 \times 0.209} \quad (4.6)$$

$A_0$  は 1kg の木材チップを完全燃焼させるために必要な理論空気量である。固体燃料 1kg に対する理論空気量  $A_0$  は式(4.7)にしたがって求められる。<sup>(8)</sup>

$$A_0 = 8.89c + 26.7h + 3.29s - 3.34o \quad (4.7)$$

ここで、 $c$ ,  $h$ ,  $s$ ,  $o$  は木材 1kg に含まれる炭素, 水素, 硫黄, 酸素の質量である。木材の元素組成は微量に含まれる無機成分を除くと、炭素 (C) 約 50wt%, 水素 (H) 約 6wt%, 酸素 (O) 約 44wt% で樹種による差は極めて少ないといわれている<sup>(3)</sup>。式(4.7)を用いて計算を行うと、木材チップの完全燃焼に必要な理論空気量は  $4.577\text{m}^3/\text{kg}$  となる。

供給空気流量  $Q_{\text{inlet}}=4[\text{L/s}]$ , バッチ運転での反応時間  $t_{\text{reaction}}$ , 酸素消費量  $A_{O_2\_consumption}$  および酸素比 $\lambda$ を表 4.4 に示す。

表 4.4 反応時間および酸素比

実験名	1-a	1-b	2-a	2-b
供給空気流量 $Q_{\text{inlet}}[\text{L/s}]$	4	4	4	4
運転方法	バッチ	バッチ	バッチ	バッチ
燃料粒径	揃えていない	揃えていない	揃えている	揃えている
燃料の事前乾燥	なし	あり	あり	あり
燃料質量 $M[\text{kg}]$	24	24	14	16.5
反応時間 $t_{\text{reaction}}[\text{s}]$	6240	8400	6660	7980
酸素消費量 $A_{\text{O}_2 \text{ consumption}}[\text{L}]$	3705	5574	3202	4073
酸素比 $\lambda$	0.16	0.24	0.24	0.26

まず、燃料の事前乾燥による結果の違いについて検討する。粒径を揃えていない燃料を使用した実験である、1-a 条件と 1-b 条件を比較する。1-a 条件での酸素比 $\lambda$ は 0.16 となり、1-b 条件での酸素比 $\lambda$ は 0.24 となった。これより、事前に乾燥させた燃料の方が酸素比 $\lambda$ は大きくなるといえる。これは、燃料の水分中の酸素が燃焼およびガス化反応に使われるため、その分供給空気中の酸素の消費量が少なくなり、酸素比 $\lambda$ が小さくなったと考えられる。次に、燃料の粒径の違いの酸素比 $\lambda$ への影響について考察するために、1-b 条件と 2-a 条件、2-b 条件を比較する。1-b 条件での酸素比 $\lambda$ は 0.24 となり、2-a 条件、2-b 条件の酸素比 $\lambda$ はそれぞれ 0.24, 0.26 となった。これより、燃料の粒径の違いは酸素比 $\lambda$ に影響せず、かさ密度によらず単位質量当たりの酸素消費量は一定になるといえる。

以上の結果から、次のことが言える。

1. 酸素比 $\lambda$ は燃料の含水率に大きく影響され、事前に乾燥させた燃料の方が酸素比 $\lambda$ は大きくなるといえる。
2. 燃料の粒径の違いは酸素比 $\lambda$ に影響せず、かさ密度によらず単位質量当たりの酸素消費量は一定になる。



#### 4.3.4 一酸化炭素濃度測定

一酸化炭素ガスの爆発限界は 12.5~74.2vol%（空气中）である<sup>(10)</sup>。また、他の木質バイオマスガス化発電に関する研究のガス中一酸化炭素濃度を表 4.5 に示す。それらより、15~25vol%程度の一酸化炭素濃度を維持していれば、燃料用ガスとして使用できると思われる。

表 4.5 木質バイオマスガス化発電に関する研究のガス中一酸化炭素濃度

	発電量[kW]	一酸化炭素濃度[vol%]
秋田県立大学 <sup>(15)</sup>	20	17.1
川崎重工業 <sup>(11)</sup>	80	14.6~21.7
信栄木材 <sup>(4)</sup>	29	17.8
月島機械 <sup>(3)</sup>	120	17.8~24.0
森のエネルギー研究所 <sup>(12)</sup>	1	15.0~20.5

図 4.5.1.a, 図 4.5.1.b はそれぞれ、粒径を揃えていない燃料を使用した実験である 1-a 条件および 1-b 条件の実験の一酸化炭素濃度測定結果を示す。図 4.5.2.a および図 4.5.2.b はそれぞれ、粒径を揃えた燃料を使用した実験である 2-a 条件および 2-b 条件の実験の一酸化炭素濃度測定結果を示す。また、図 4.5.1.a~b および図 4.5.2.a~b には参考のため、流体透過抵抗係数  $C_f$  も示す。縦第一軸は一酸化炭素濃度[vol%]、縦第二軸は流体透過抵抗係数  $C_f$ 、横軸は実験経過時間  $t$ [s]をとる。

・ 1-a 条件（粒径を揃えていない、乾燥させていない燃料を使用）

図 4.5.1.a より、1-a 条件場合、一酸化炭素濃度は  $t=2000$ [s]付近で最大値 31vol%をとる。図 4.4.1.a に示す酸素濃度が 0vol%の間、一酸化炭素濃度は主に 20~30vol%程度を維持している。 $t=3300$ [s]付近で一酸化炭素濃度が低下しているのは、 $t=3000$ [s]付近で流体透過抵抗係数  $C_f$ が 0 程度まで低下していることに関係がある。 $C_f$ が 0 程度まで低下する場合、燃料層内に比較的大規模な空洞が発生しており、供給空気が燃焼およびガス化反応にあまり関与しないと考えられるからである。

・ 1-b 条件（粒径を揃えていない乾燥させた燃料を使用）

図 4.5.1.b より、1-b 条件場合、一酸化炭素濃度は  $t=700[s]$  付近と  $t=1100[s]$  付近で最大値 21vol% をとり、0 程度まで低下した後  $t=4000[s]$  付近で 19 vol% まで上昇する。この一酸化炭素濃度が 0vol% 近くまで低下している区間は、流体透過抵抗係数  $C_f$  も 0 程度まで低下しているため、燃料層内に大規模な空洞が発生していると考えられる。 $t=7000[s]$  付近で一酸化炭素濃度が一時的に上昇しているのは、炉内に残っていた燃料が崩れ、ガス化されたためと考えられる。

・ 2-a 条件（粒径を揃えた、乾燥させた燃料を使用）

図 4.5.2.a より、2-a 条件場合、一酸化炭素濃度は  $t=2800[s]$  付近で 27vol% まで上昇し、 $t=1500[s]$  付近で最大値 28vol% をとる。流体透過抵抗係数  $C_f$  が高い値を維持している  $t=2000[s]$  付近までは、一酸化炭素濃度も 20vol% 程度の値を維持している。 $t=2300[s]$  で  $C_f$  が 0 付近まで低下したのに伴って、一酸化炭素濃度も低くなっている。その後  $t=2500[s]$  で  $C_f$  が 0.5 まで上昇したのに伴い、一酸化炭素濃度も 11 vol% まで上昇している。

・ 2-b 条件（2-a 条件と同一条件）

図 4.5.2.b より、2-b 条件の場合、一酸化炭素濃度は  $t=800[s]$  付近と  $t=1600[s]$  付近で最大値 20vol% をとる。この条件においても、2-a 条件と同様に流体透過抵抗係数  $C_f$  が高い値を維持している  $t=2100[s]$  付近までは、一酸化炭素濃度も 18vol% 程度の値を維持している。 $t=2500[s]$  や  $t=3000[s]$  で  $C_f$  が 0 程度まで低下したのに伴い、一酸化炭素濃度も 6~7 vol% まで低下している。その後  $t=3300[s]$  で  $C_f$  が 0.5 まで上昇したのに伴い、一酸化炭素濃度も 12 vol% まで上昇している。

以上の結果から、次のことがいえる。

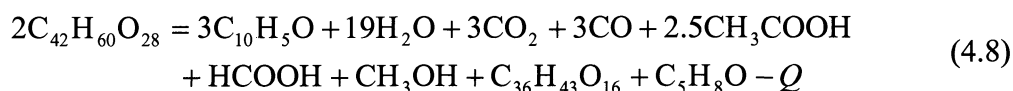
1. 1-a 条件の  $t=3300[s]$  付近や 1-b 条件の  $t=3500[s]$  付近、2-a 条件の  $t=2000[s]$  付近、2-b 条件の  $t=3000[s]$  付近で流体透過抵抗係数  $C_f$  が 0 程度まで低下している。そして、それに伴い一酸化炭素濃度も急激に低下している。これより、 $C_f$  が 0 程度まで低下し、一酸化炭素濃度も低下する場合、燃料層内に空洞ができ、供給空気がガス化反応に使用されにくくなるため、一酸化炭素濃度が減少すると

考えられる。

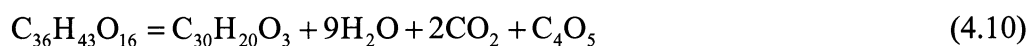
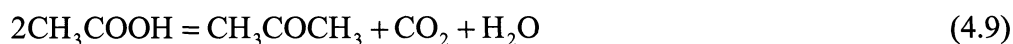
2. 事前に乾燥させていない燃料を使用した 1-a 条件では一酸化炭素濃度が 30 vol% 程度まで上昇しているのに対し，乾燥させた燃料を使用した他の条件では 20vol%程度までしか上昇していない．これより，燃料の含水率が発生するガスの組成に大きく影響すると考えられる．
3. 粒径を揃えていない燃料を使用した条件では一酸化炭素濃度は 3000~4000s 間高い値を示しているが，燃料中の細かい部分を取り除き粒径を揃えた燃料を使用した条件では 2000s 間程しか一酸化炭素濃度が高い値になっていない．これより，粒径を揃えてかさ密度が減ることによって，燃料消費が早くなり，一酸化炭素が発生する時間も短くなると考えられる．

#### 4.3.5 ガス化反応の予測

ガス化時間中，ガス化炉内では熱分解反応および空気と木材チップの燃焼反応が行われている．これらの反応の比率にしたがってガス化反応は決定される．そこで，ガス化炉に供給される物質収支，ガス化炉内で発生する化学反応による熱収支からガス化炉内で発生するガス化反応を予測した．木材チップの組成を  $2C_{42}H_{60}O_{28}$  とした場合，熱分解反応は式(4.7)で表される<sup>(7)</sup>．



$3C_{10}H_5O$  は木炭， $C_{36}H_{43}O_{16}$  は木タール， $C_5H_8O$  はホルマリンなどの炭化水素， $Q$  は熱分解に必要な熱量である．また，式(4.7)は一次分解物を表している．これらの分解物はさらに高温にさらされることで分解や縮合が進み，それらは 式(4.9)や，式(4.10)で表される<sup>(9)</sup>．



$CH_3COCH_3$  はアセトン， $C_{30}H_{20}O_3$  は二次生成木炭， $C_4O_5$  は木タールである．熱分

解反応に必要な熱量は燃焼反応にしたがって供給される。燃焼反応はガス化炉底部のロストル上で発生するため、熱分解反応はそれより上の領域で発生する。そのため、ガス化時間のほとんどの期間、ロストル上には木材チップではなく熱分解残渣の木炭成分が存在していると考えられる。一次分解物中の木炭成分は  $3C_{10}H_5O$  であるため、これらはすべて燃焼反応に使用されると仮定する。

また、一次分解物のうち、 $C_{36}H_{43}O_{16}$  および  $C_5H_8O$  が木炭、炭化水素などとして燃焼反応に使用されることも考えられる。そこで、タールガス化率  $r_{tar}$  を設定し、 $C_{41}H_{51}O_{17}$  のうち  $r_{tar} \times C_{41}H_{51}O_{17}$  がガス化し  $(1-r_{tar}) \times C_{41}H_{51}O_{17}$  がタールとしてガス中に含まれるものとした。また、熱分解にしたがって発生する酢酸、ギ酸、メタノールなどは燃焼反応に関係せず、そのまま排出されるものとする。

以上の仮定から、まず燃焼反応の物質収支について考える。燃焼反応にしたがって発生する物質は一酸化炭素、二酸化炭素、水、水素である。これらのモル数を  $m_{CO}$ ,  $m_{CO_2}$ ,  $m_{H_2O}$ ,  $m_{H_2}$  とする。また、木材チップのモル数を  $m_w$  とする。ここで、木材チップの含水率  $u_w$  を定義する。エネルギー分野では含水率の多くが式(4.11)、式(4.12)のように定義される<sup>(10)</sup>。

$$(\text{総質 } M[\text{kg}]) = (\text{バイオマス乾燥質量}[\text{kg}]) + (\text{水分質量}[\text{kg}]) \quad (4.11)$$

$$(\text{含水率 } u_w[\text{wt}\%]) = (\text{水分質量}[\text{kg}]) / (\text{総質量}[\text{kg}]) \times 100[\text{wt}\%] \quad (4.12)$$

よって、木材チップのモル数は以下の式(4.13)で表される。

$$m_w = \frac{M \times (1 - u_w / 100)}{2024} \quad (4.13)$$

式中の 2024 は  $2C_{42}H_{60}O_{28}$  の物質質量である。式(4.8)および式(4.13)から、燃料質量分の木材チップが熱分解した場合の木炭およびタールは以下のような組成となる。

$$\text{木炭} : C : 30 m_w [\text{mol}], \quad H : 15 m_w [\text{mol}], \quad O : 3 m_w [\text{mol}]$$

$$\text{タール} : C : 41 m_w [\text{mol}], \quad H : 51 m_w [\text{mol}], \quad O : 17 m_w [\text{mol}]$$

ここで、木炭中のすべての炭素原子およびタール中のタールガス化率分の炭素原子が一酸化炭素および二酸化炭素となる。一酸化炭素と二酸化炭素の発生割合は式(4.14)で定義される反応率  $r_{CO}$  にしたがって決定される。

$$r_{\text{CO}} = \frac{m_{\text{CO}}}{m_{\text{CO}} + m_{\text{CO}_2}} \quad (4.14)$$

したがって、式(4.14)および木炭、タールの組成から発生する一酸化炭素と二酸化炭素のモル数が式(4.15)および式(4.16)より求められる。

$$m_{\text{CO}} = (30m_w + 41m_w r_{\text{tar}})r_{\text{CO}} \quad (4.15)$$

$$m_{\text{CO}_2} = (30m_w + 41m_w r_{\text{tar}})(1 - r_{\text{CO}}) \quad (4.16)$$

$30m_w$  は木炭中に含まれる炭素原子のモル数、 $41m_w r_{\text{tar}}$  はタールからガス化に使われる炭素のモル数である。ここで、炭素を一酸化炭素および二酸化炭素に酸化するための酸素は供給空気、木炭およびタール中の酸素、熱分解反応にしたがって発生する水から得られる。水から酸素を得る場合、式(4.17)および式(4.18)に示す水性ガス反応が起こる<sup>(14)</sup>。



一酸化炭素および二酸化炭素の酸化に使用されない酸素はすべて水となるため、ガス化により発生する水のモル数は式(4.19)で求められる。

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{A_{\text{O}_2\text{ consumption}}}{22.4} \times 2 + 3m_w + 17m_w r_{\text{tar}} + 19m_w - m_{\text{CO}} - 2m_{\text{CO}_2} \quad (4.19)$$

$A_{\text{O}_2\text{ consumption}}$  はガス化中に消費された酸素の量、 $(A_{\text{O}_2\text{ consumption}}/22.4) \times 2$  は消費された酸素原子のモル数、 $3m_w$  は木炭中の酸素原子のモル数、 $17m_w r_{\text{tar}}$  はタールからガス化に使われる酸素原子のモル数、 $19m_w$  は熱分解反応にしたがって発生する水の酸素原子のモル数である。

ここで、水に使用されない水素原子はすべて水素となる。そのため、ガス化により発生する水素のモル数は式(4.20)で求められる。



$$m_{H_2} = \frac{15m_w + 51m_w r_{tar}}{2} - m_{H_2O} \quad (4.20)$$

$15m_w$  は木炭中の水素原子のモル数,  $51m_w r_{tar}$  はタールからガス化に使われる水素原子のモル数,  $19m_w \times 2$  は熱分解反応にしたがって発生する水の水素原子のモル数である.

式(4.15), 式(4.16), 式(4.19), 式(4.20)の 4 つの式から燃焼反応にしたがって発生するガスのモル数が求められた. これらに熱分解反応で発生したガスのモル数と供給空気量から反応に使われた酸素量を引いたものの和が, ガス化炉内から放出されるガスの総量である. したがって, ガス化炉内で発生するガスの総量  $A_{out}$  は式(4.21)にしたがって求められる.

$$A_{out} = (m_{CO} + m_{CO_2} + m_{H_2} + 3m_w + 3m_w) \times 22.4 + (A_{in} - A_{O_2\_consumption}) \quad (4.21)$$

$A_{in}$  はガス化中に供給される空気の量である.  $A_{out}$  および表 4.4 の反応時間  $t_{reaction}$  から平均流量  $Q_{out}$  を式(4.22)より求めることができる.

$$Q_{out} = \frac{A_{out}}{t_{reaction}} \quad (4.22)$$

ここで, ガス化時間中の平均一酸化炭素濃度  $C_{CO}$  を表 4.6 に示す.

表 4.6 反応時間中の平均一酸化炭素濃度

実験名	1-a	1-b	2-a	2-b
供給空気流量 $Q_{\text{inlet}}[\text{L/s}]$	4	4	4	4
運転方法	バッチ	バッチ	バッチ	バッチ
燃料粒径	揃えていない	揃えていない	揃えている	揃えている
燃料の事前乾燥	なし	あり	あり	あり
燃料質量 $M[\text{kg}]$	24	24	14	16.5
$C_{\text{CO}}[\text{vol}\%]$	15.5	19.9	7.5	16.4

計算により求めたガス流量中の一酸化炭素濃度と、実験より得られた反応時間中の平均一酸化炭素濃度は等しい。したがって、それらの関係は式(4.23)により表される。

$$C_{\text{CO}} = \frac{m_{\text{CO}} + 3m_{\text{w}}}{\frac{A_{\text{out}}}{22.4}} = \frac{m_{\text{CO}} + 3m_{\text{w}}}{m_{\text{CO}} + m_{\text{CO}_2} + m_{\text{H}_2} + 3m_{\text{w}} + 3m_{\text{w}} + \frac{A_{\text{in}} - A_{\text{O}_2\text{ consumption}}}{22.4}} \quad (4.23)$$

$3m_{\text{w}}$  は熱分解反応により発生する一酸化炭素のモル数である。式(4.23)を反応率  $r_{\text{CO}}$  について変形したものを式(4.24)に示す

$$r_{\text{CO}} = \frac{C_{\text{CO}}(100.5m_{\text{w}} + 131.5m_{\text{w}}r_{\text{tar}} + \frac{A_{\text{in}} - 3A_{\text{O}_2\text{ consumption}}}{22.4}) - 3m_{\text{w}}}{(1 + C_{\text{CO}})(30m_{\text{w}} + 41m_{\text{w}}r_{\text{tar}})} \quad (4.24)$$

物質収支の計算はここまでである。これ以降は熱収支の計算を行い、2つの未知数反応率  $r_{\text{CO}}$  およびタールガス化率  $r_{\text{tar}}$  を求める。

まず、式(4.8)で表される熱分解反応に必要な熱量を求める。式(4.8)は化学反応式なので、左辺の物質の燃焼熱量を右辺の物質の燃焼熱量から引き算したものが、熱分解反応に必要な熱量  $Q$  と等しくなる。そこで燃料の低位発熱量  $H_1$  を見積もることのできる式(4.25)<sup>(8)</sup>を用いて式(4.8)の右辺の各物質の熱量を計算する。

$$H_1 = 32.76c + 120h + 9.26s - 17.7o - 2.42w \quad (4.25)$$

$c, h, s, o, w$ [kg]は燃料 1kg 中の炭素, 水素, 硫黄, 酸素, 水分の含有量である. 計算した結果を表 4.7 に示す.

表 4.7 熱分解反応 (式(4.8)) 右辺の各物質の熱量

	$C_{10}H_5O$	CO	$CH_3COOH$	HCOOH	$CH_3OH$	$C_{36}H_{43}O_{16}$	$C_5H_8O$
熱量[MJ/mol]	4.2	0.1	0.7	0.1	0.6	14.8	2.6

また, 木材チップの低位発熱量は, 15.12MJ/kg とする. したがって, 計算の結果から  $Q$  が求められ, 式(4.8)は式(4.26)として表される.

$$\begin{aligned} 2m_w C_{42}H_{60}O_{28} = & 3m_w C_{10}H_5O + 19m_w H_2O + 3m_w CO_2 + 3m_w CO \\ & + 2.5m_w CH_3COOH + m_w HCOOH + m_w CH_3OH \\ & + m_w C_{36}H_{43}O_{16} + m_w C_5H_8O - Q \times m_w \text{ [MJ]} \end{aligned} \quad (4.26)$$

また, 一酸化炭素, 二酸化炭素, 水, 水素の生成熱は次の式(4.27)から式(4.30)のようになる.



ガス化炉での熱損失として, ガス化炉出口から排出される加熱された気体および水分の排熱とガス化炉壁面を加熱するための熱量がある. ガス出口からの気体

の排熱は入口空気温度  $T_{\text{inlet}}$ , ガス化炉出口温度  $T_{\text{outlet}}$  を用いて, 式(4.31), ガス出口からの水の排熱は式(4.32)により求められる.

$$Q_1 = A_{\text{out}} \times \frac{1.293}{1 + 0.00367T_{\text{inlet}}} (T_{\text{outlet}} - T_{\text{inlet}}) \quad (4.31)$$

$$Q_2 = 4.2(0.018m_{\text{H}_2\text{O}} + M \times u_w / 100)(T_{\text{outlet}} - T_{\text{inlet}}) \quad (4.32)$$

$M \times u_w / 100$  は木材チップに含まれる水分の質量である. また, ガス化炉壁面を加熱するために使用される熱量は, 実験終了後のガス化炉冷却の際にガス出口から排熱された熱量とした. ガス化炉冷却には冷却時間 18000s, 平均ガス出口温度  $50^\circ\text{C}$ , 流量 4L/s であることから, ガス化炉壁面を加熱するために使用される熱量は 3924kJ となる.

したがって, ガス化炉内で発生する発熱量から熱損失を減算したものが熱分解反応に必要な熱量  $Q \times m_w \times 1000[\text{kJ}]$  であるという関係から式(4.33)が成り立つ.

$$111m_{\text{CO}} + 394m_{\text{CO}_2} + 283m_{\text{H}_2\text{O}} - 283m_{\text{H}_2} - Q_1 - Q_2 - 3924 = Q \times m_w \times 1000 \quad (4.33)$$

式(4.24)および式(4.33)の連立方程式を解くことで二つの未知数  $r_{\text{CO}}$  および  $r_{\text{tar}}$  を求めることができる. 計算により求めた反応率  $r_{\text{CO}}$ , タールガス化率  $r_{\text{tar}}$ , ガス流量  $Q_{\text{out}}$ , ガス発熱量  $H_{\text{gas}}$ , ガス化効率  $\eta_{\text{gas}}$  を表 4.8 に示す. ここで, ガス化効率  $\eta_{\text{gas}}$  は, 燃料の発熱量に対する発生ガスの発熱量である.

表 4.8 燃焼反応と熱分解反応の比較

実験名	1-a	1-b	2-a	2-b
供給空気流量 $Q_{\text{inlet}}$ [L/s]	4	4	4	4
運転方法	バッチ	バッチ	バッチ	バッチ
燃料粒径	揃えていない	揃えていない	揃えている	揃えている
燃料の事前乾燥	なし	あり	あり	あり
燃料質量 $M$ [kg]	24	24	14	16.5
反応時間 $t_{\text{reaction}}$ [s]	6240	8400	6660	7980
$r_{\text{CO}}$	0.54	0.22	0.30	0.27
$r_{\text{tar}}$	0.43	0.54	0.56	0.62
$Q_{\text{out}}$ [L/s]	6.1	6.0	5.4	5.2
$H_{\text{gas}}$ [kJ/Nm <sup>3</sup> ]	4363	3511	2968	2446
$\eta_{\text{gas}}$	0.57	0.55	0.57	0.46

反応率  $r_{\text{CO}}$  は燃料を事前に乾燥させていない 1-a 条件の場合で最も高く、0.54 となっている。その他の燃料を乾燥させた条件では 0.22~0.30 程度の低い値になっている。逆にタールガス化率  $r_{\text{tar}}$  は 1-a 条件の場合で最も低く 0.43 となっており、その他の条件では 0.54~0.62 となっている。これより、タール分の 40~60wt% はガス化されずにガス化炉外に排出されていると考えられる。タール分の質量は木材チップの約 40wt% なので、今回の実験では木材チップガス化質量の 15~25wt% 程度のタールがガス化されずにガス化炉外に排出されていると考えられる。

発生するガスの平均ガス流量  $Q_{\text{out}}$  は、燃料の粒径を揃えていない 1-a 条件と 1-b 条件で  $Q_{\text{inlet}}$  の 1.5 倍、燃料の粒径を揃えた 2-a 条件と 2-b 条件で 1.3 倍となっている。

ガス発熱量  $H_{\text{gas}}$  は、燃料を事前に乾燥させていない 1-a 条件の場合で最も高く、4363 kJ/Nm<sup>3</sup> となっている。その他の条件では 2500~3500kJ/Nm<sup>3</sup> 程度と低い値になっている。1-a 条件の場合、他の条件に比べて反応率  $r_{\text{CO}}$  が高く、一酸化炭素発生量が多いために  $H_{\text{gas}}$  が高くなっていると考えられる。

ガス化効率  $\eta_{\text{gas}}$  は、1-a 条件、1-b 条件、2-a 条件で 0.55~0.57 となっている。2-b

条件では  $\eta_{\text{gas}}$  が 0.46 と少し低くなっている。

以上の結果から、ガス化効率  $\eta_{\text{gas}}$  に大きな差がないにも関わらず、ガス発熱量  $H_{\text{gas}}$  に差があるのは、燃料を事前に乾燥させた実験の場合、燃料質量に対する反応時間が長くなっており、ガス中の一酸化炭素濃度が薄くなったためと考えられる。また、ガス化効率は 50% 程度であり、ガス化発電が可能な範囲であると考えられる。

#### 4.4 まとめ

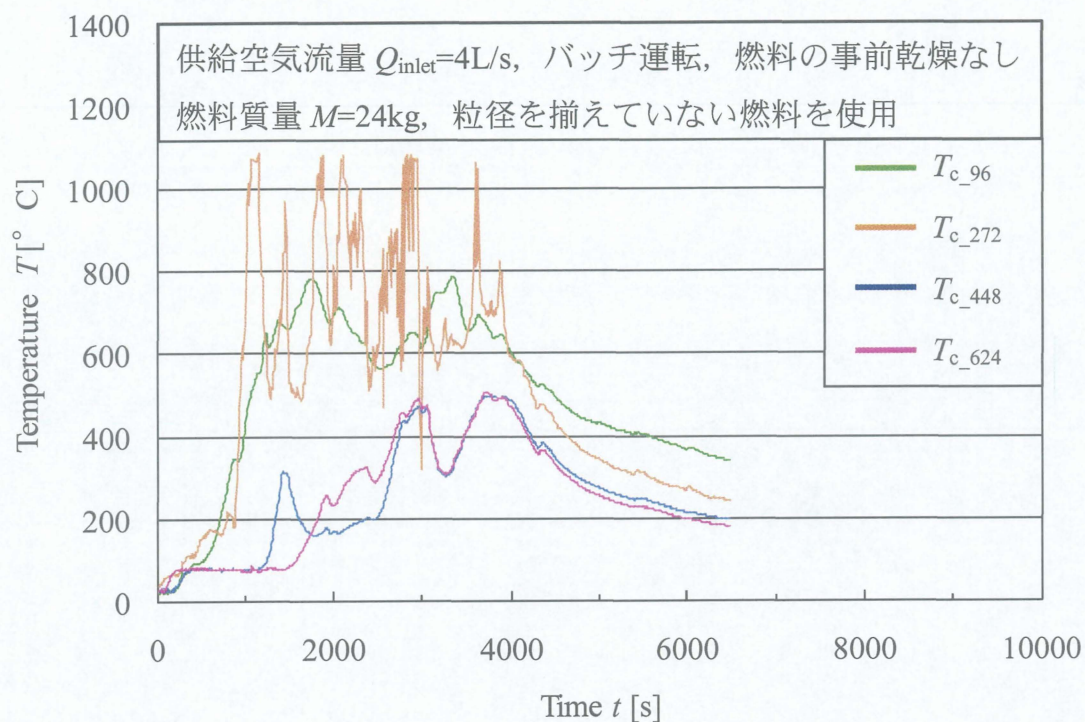
供給空気流量  $Q_{\text{inlet}}=4[\text{L/s}]$  のバッチ運転での木材チップのガス化実験を行った結果より、次のことがいえる。

- ・ ガス化炉上部温度は実験開始後、100°C 程度まで上昇した後にしばらく停滞する。この期間ガス化炉上部では木材チップの乾燥が行われている。
- ・ 事前に乾燥させた燃料を使用することにより、燃料中の水分蒸発過程の熱吸収が少なくなり、炉内温度が上昇しやすくなる。
- ・ 燃料中の細かい部分を取り除き、粒径を揃えた燃料を使用することにより、温度上昇によって空気の粘度が上昇した後も壁面付近に空気が供給され、炉内下部壁面温度が上昇しやすくなる。また、燃料のかさ密度が小さくなり、燃料の消費が早くなる。
- ・ 実験終了前に  $C_f$  が 0 付近まで低下する部分がある。その後の  $C_f$  に増加が見られることから、この時点ではまだ炉内に燃料は残っている。よって、 $C_f$  が 0 付近まで低下している時間は、燃料層に空洞が発生し、流体が通過しやすい状態になっている。
- ・ 粒径を揃えた燃料を使用した場合、実験開始後  $t=2000[\text{s}]$  付近まで  $C_f$  は 0.8 程度の高い値を維持する。この期間では燃料が連続的に移動し、安定したガス化が行えている。
- ・ 粒径を揃えた燃料を使用した場合、燃料のかさ密度が低い分燃料の消費が早くなり、早い段階でガス化反応が終了し始める。
- ・ 粒径を揃えた燃料を使用した条件の方が、粒径を揃えていない燃料を使用した条件と比べて燃料層の移動回数が多くなる。
- ・ 酸素比  $\lambda$  は燃料の含水率に大きく影響され、事前に乾燥させた燃料の方が酸

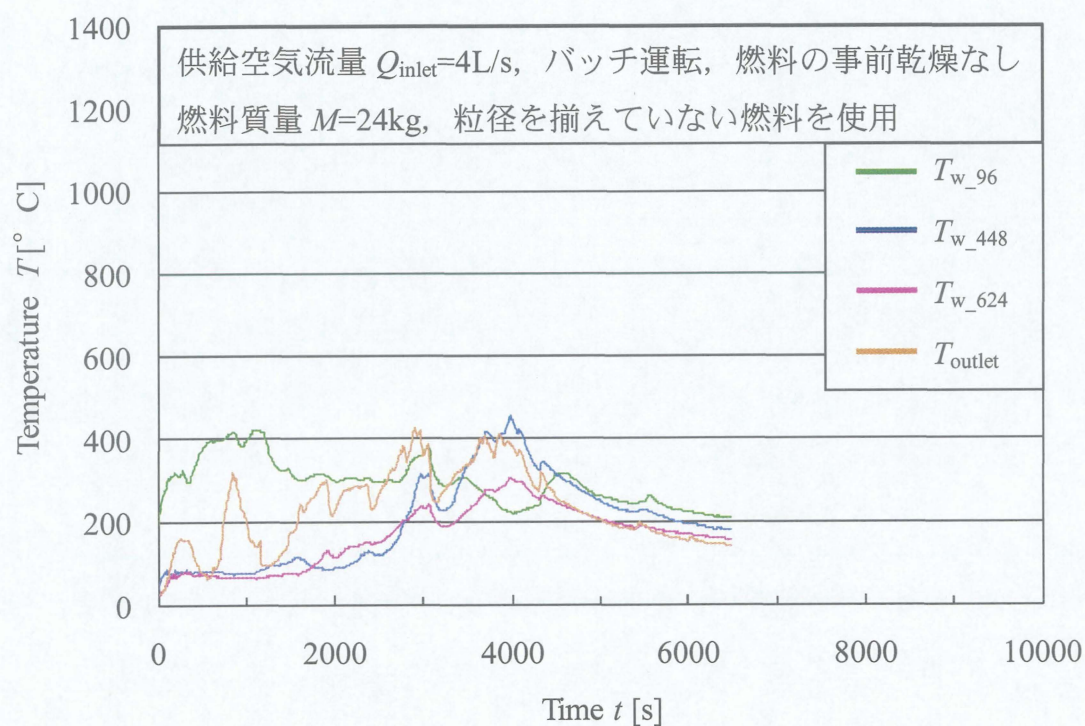


素比 $\lambda$ は大きくなるといえる。また、燃料の粒径の違いは酸素比 $\lambda$ に影響せず、かさ密度によらず単位質量当たりの酸素消費量は一定になる。

- $C_f$ が0程度まで低下する場合、燃料層内に空洞ができ、供給空気がガス化反応に使用されにくくなるため、それに伴い一酸化炭素濃度が減少する。
- 事前に乾燥させていない燃料を使用した条件では一酸化炭素濃度が30 vol%程度まで上昇しているのに対し、乾燥させた燃料を使用した他の条件では20vol%程度までしか上昇していない。これより、燃料の含水率が発生するガスの組成に大きく影響すると考えられる。
- ガス発熱量  $H_{\text{gas}}$  は、一酸化炭素発生量が多い、事前に乾燥させていない燃料を用いた場合の方が高くなる。
- ガス化効率  $\eta_{\text{gas}}$  に大きな差がないにも関わらず、ガス発熱量  $H_{\text{gas}}$  に差があるのは、燃料質量に対する反応時間が異なるためで、ガス中の一酸化炭素濃度に依存している。



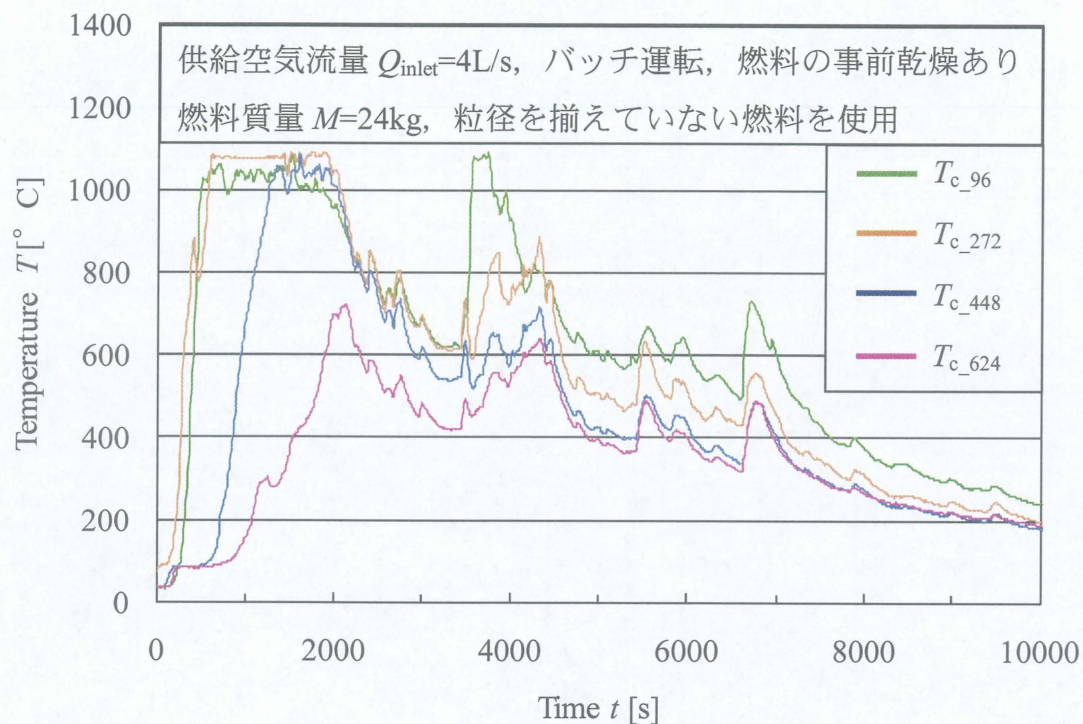
ガス化炉内中心部温度



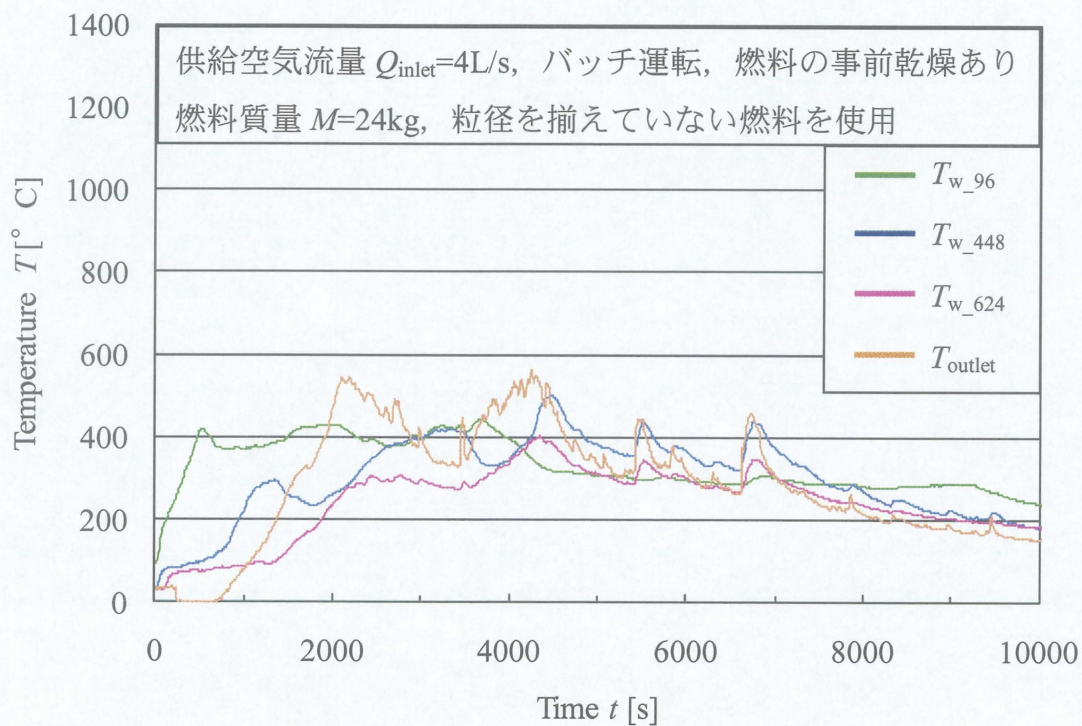
ガス化炉内壁面部温度およびガス化炉出口温度

図 4.1.1.a ガス化炉内温度およびガス化炉出口温度 (1-a 条件)





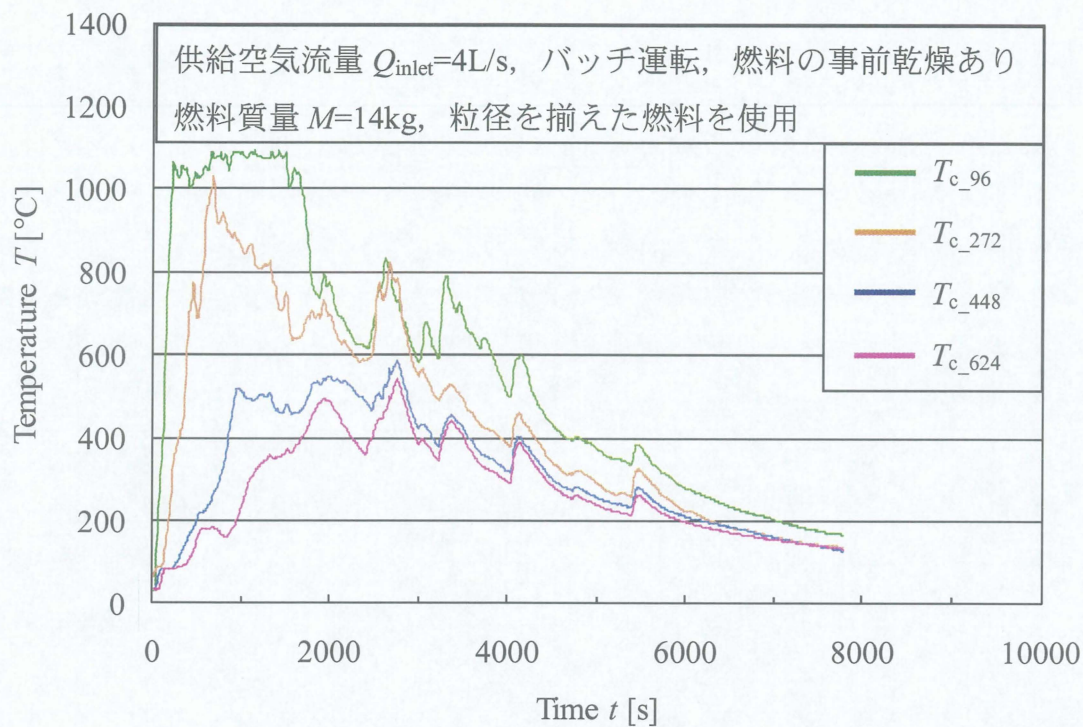
ガス化炉内中心部温度



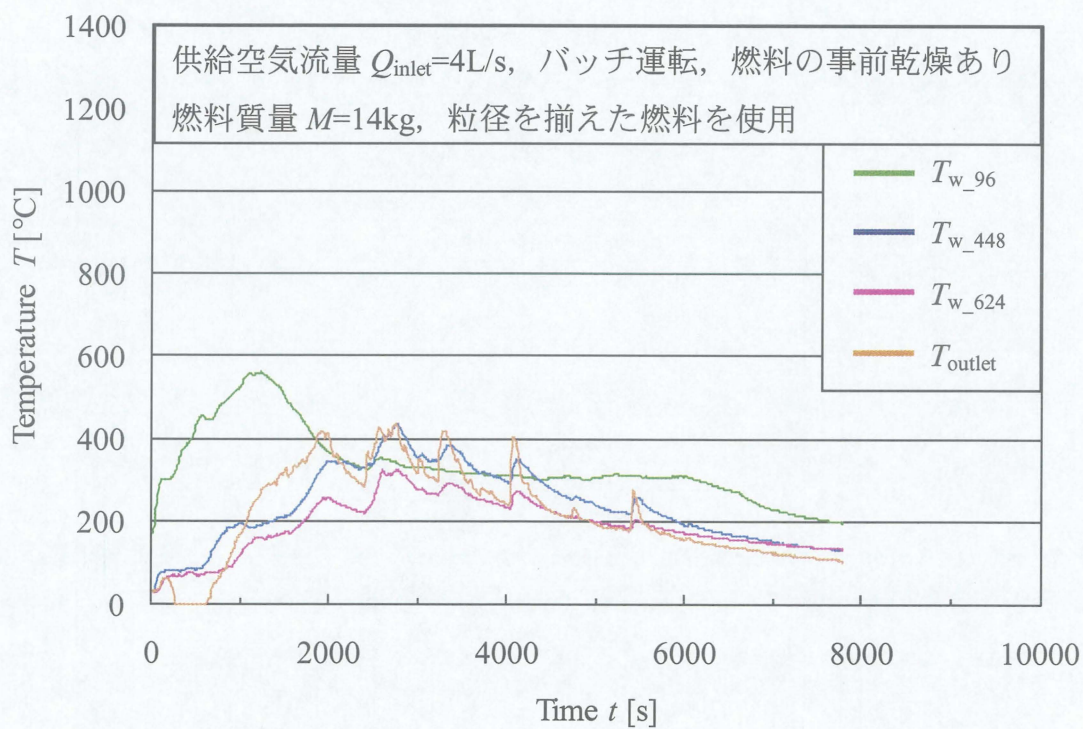
ガス化炉内壁面部温度およびガス化炉出口温度

図 4.1.1.b ガス化炉内温度およびガス化炉出口温度 (1-b 条件)





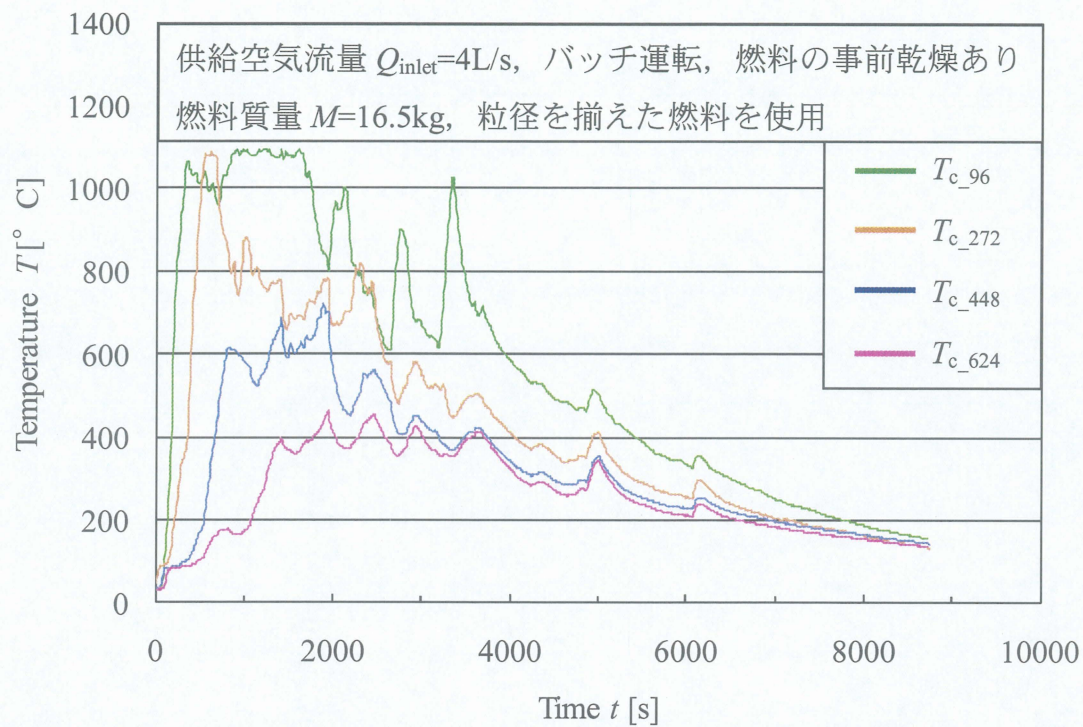
ガス化炉内中心部温度



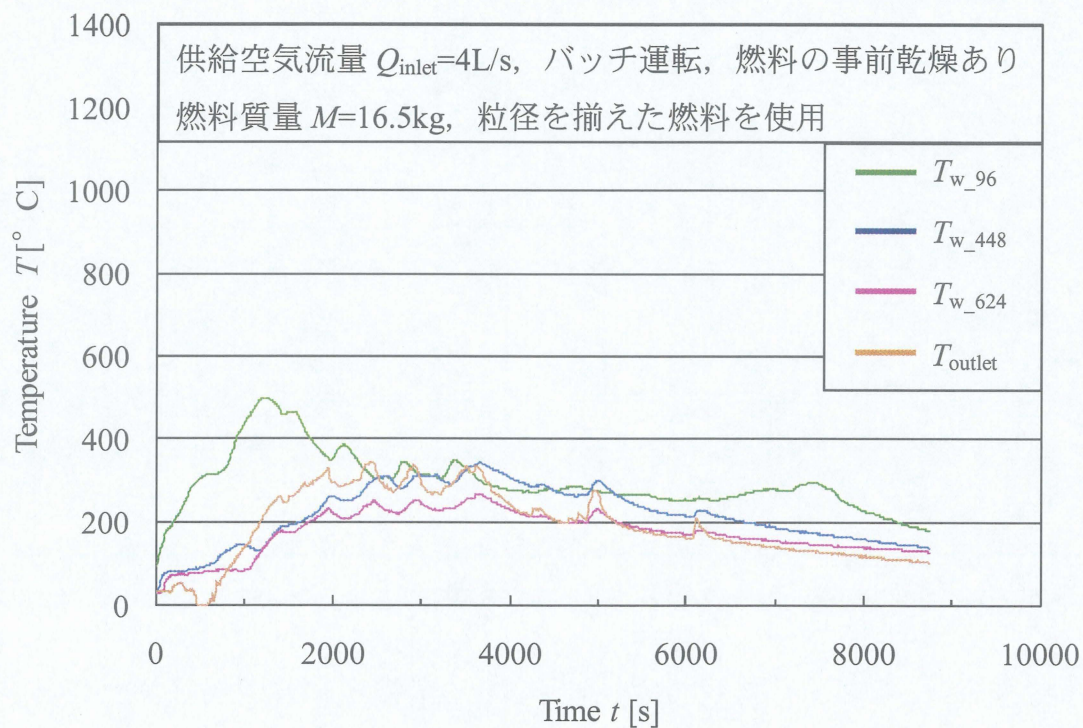
ガス化炉内壁面部温度およびガス化炉出口温度

図 4.1.2.a ガス化炉内温度およびガス化炉出口温度 (2-a 条件)





ガス化炉内中心部温度



ガス化炉内壁面部温度およびガス化炉出口温度

図 4.1.2.b ガス化炉内温度およびガス化炉出口温度 (2-b 条件)



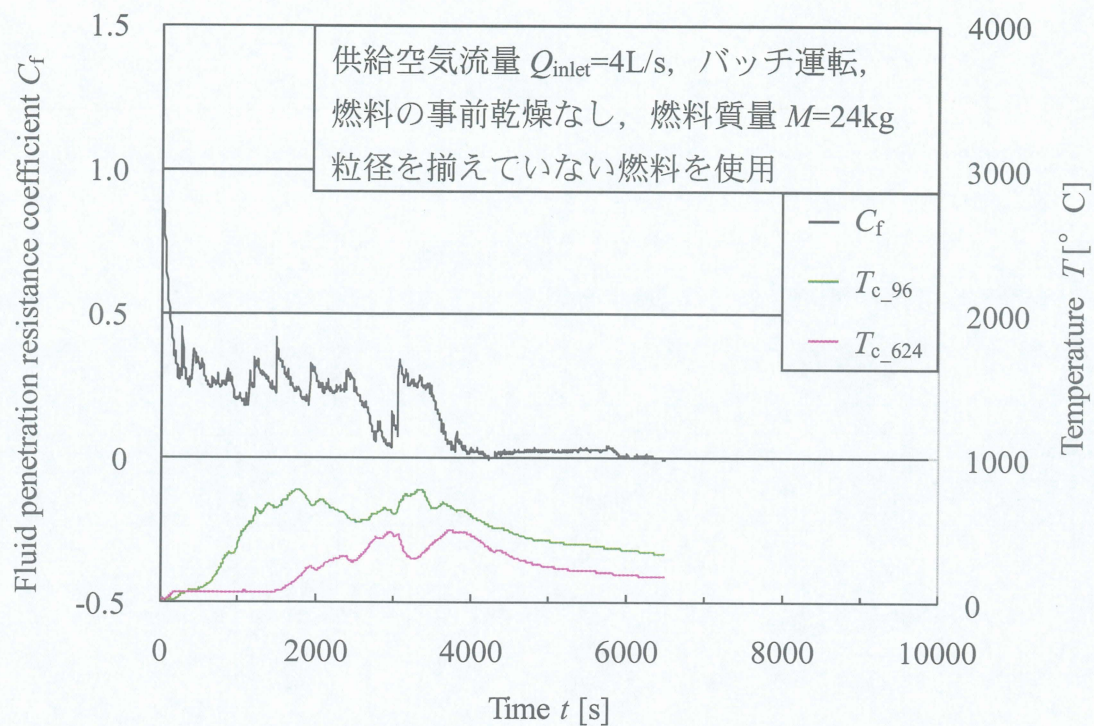


図 4.2.1.a 流体透過抵抗係数 (1-a 条件)

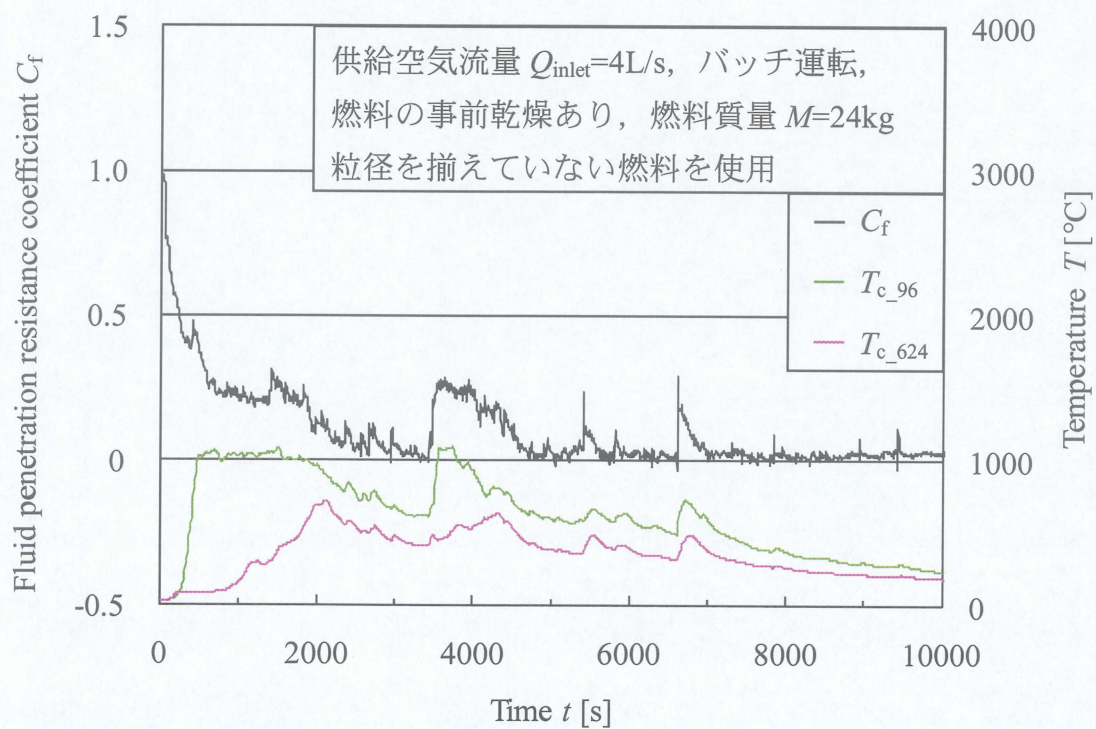


図 4.2.1.b 流体透過抵抗係数 (1-b 条件)



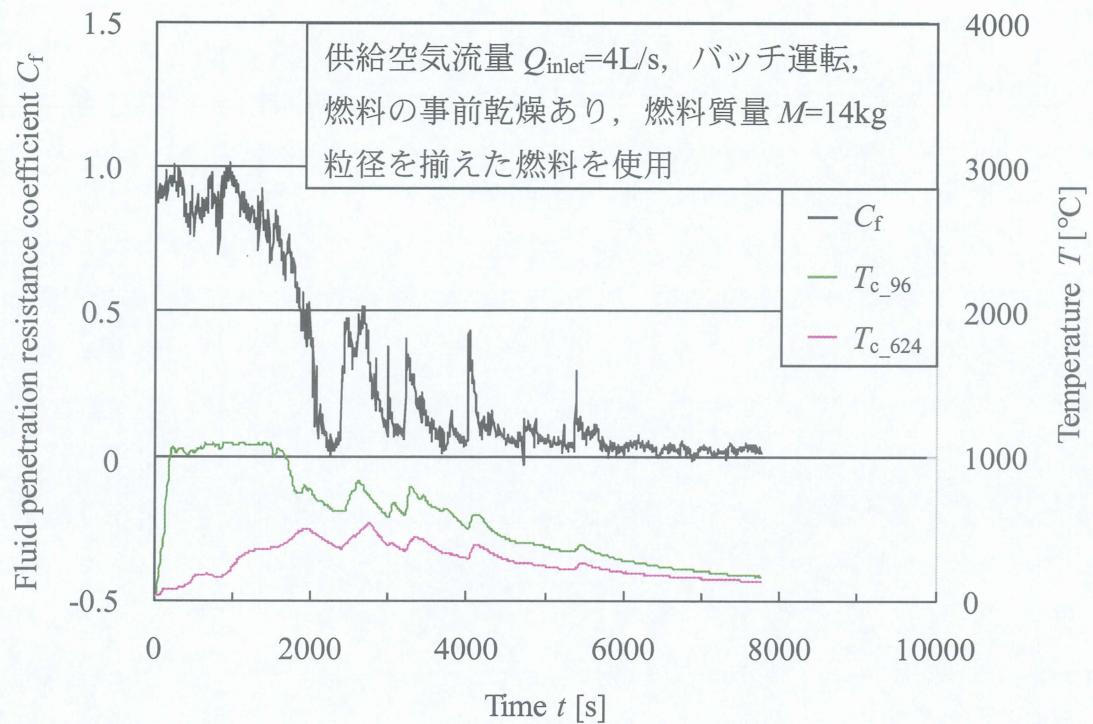


図 4.2.2.a 流体透過抵抗係数 (2-a 条件)

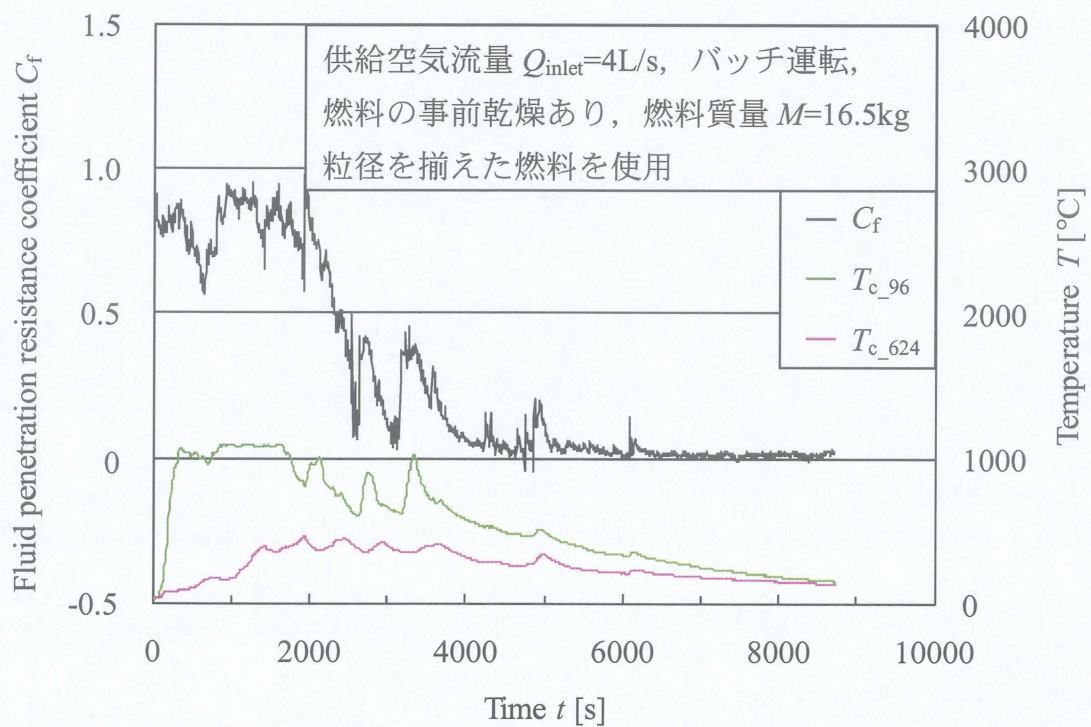


図 4.2.2.b 流体透過抵抗係数 (2-b 条件)

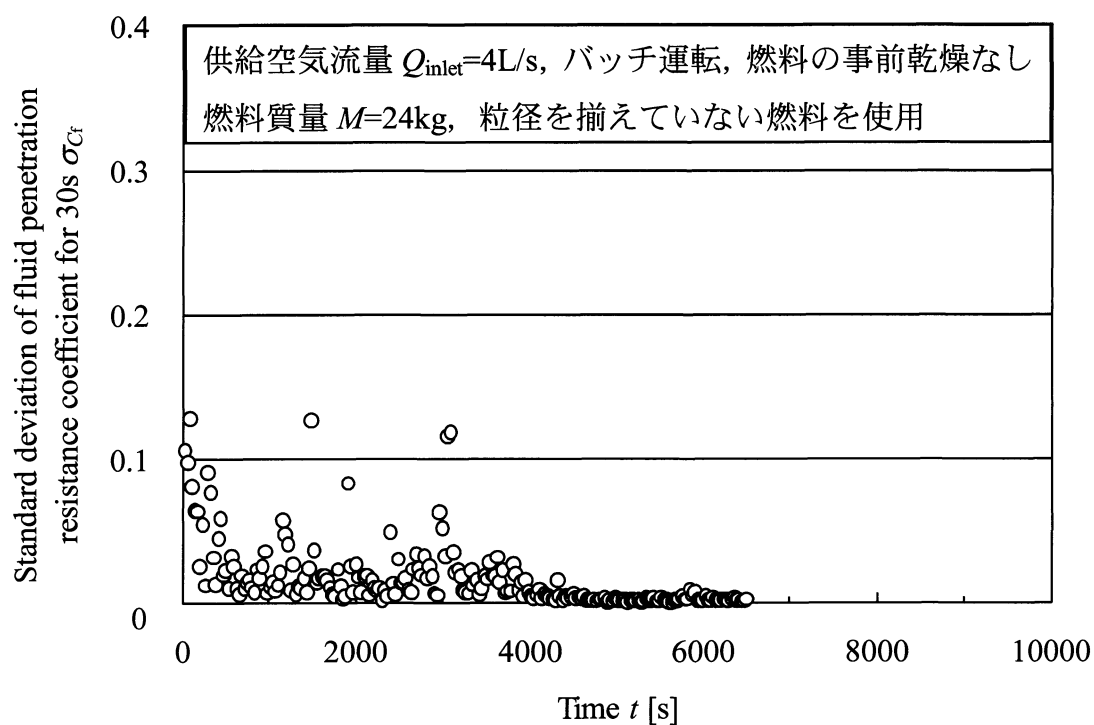


図 4.3.1.a 流体透過抵抗係数の標準偏差 (1-a 条件)

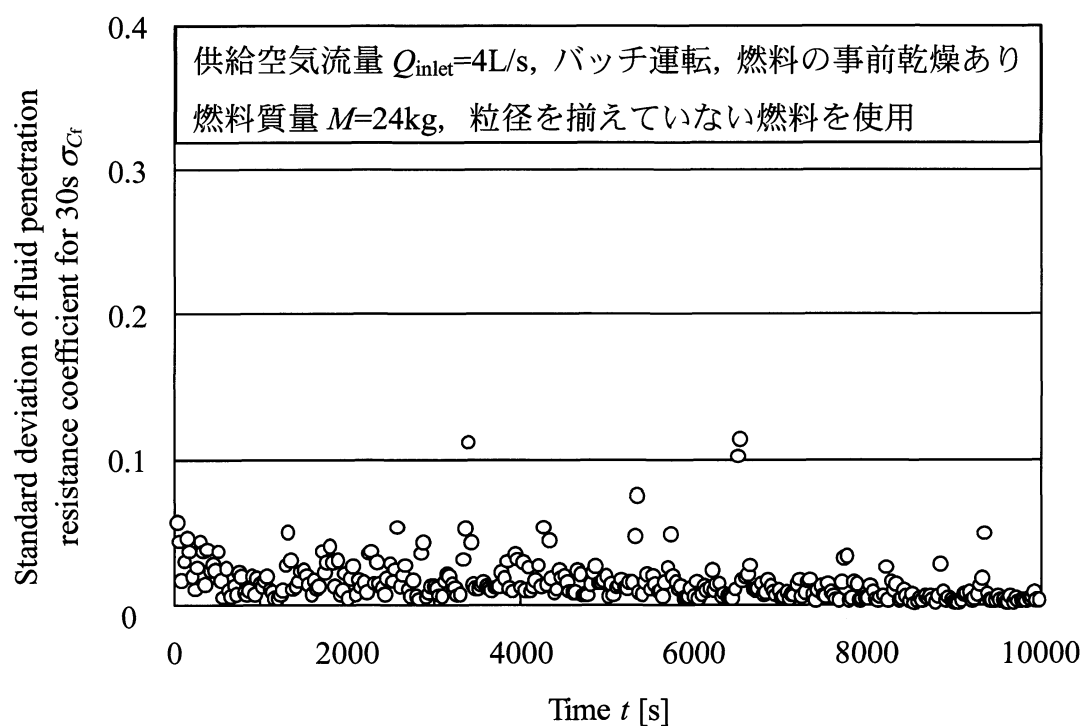


図 4.3.1.b 流体透過抵抗係数の標準偏差 (1-b 条件)

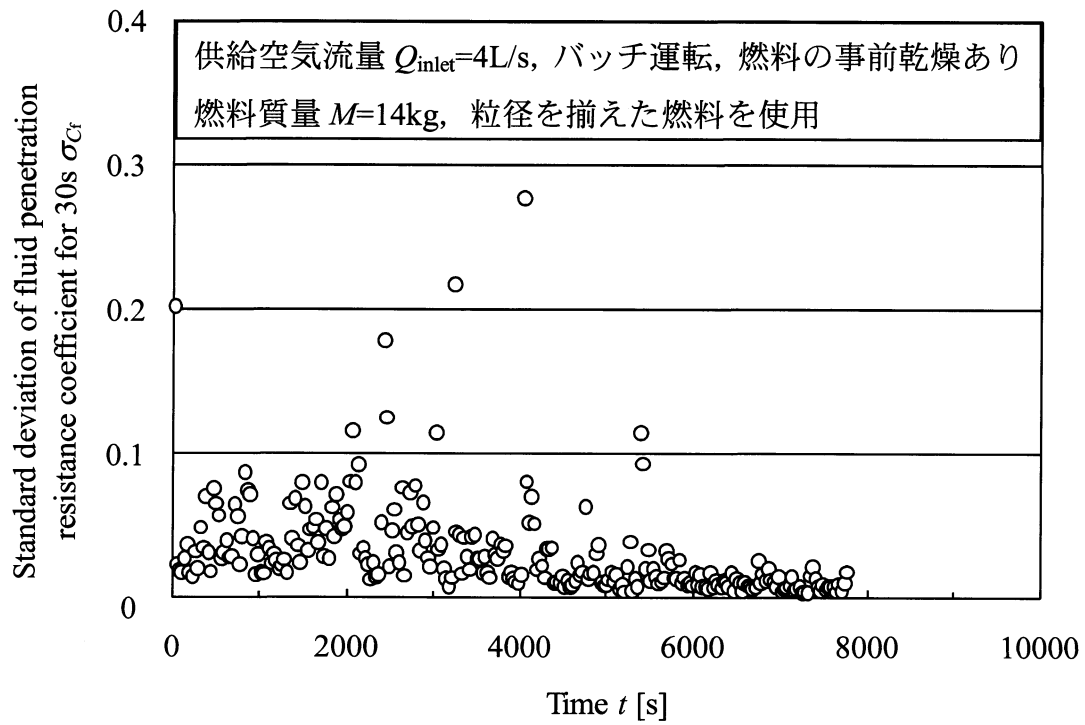


図 4.3.2.a 流体透過抵抗係数の標準偏差 (2-a 条件)

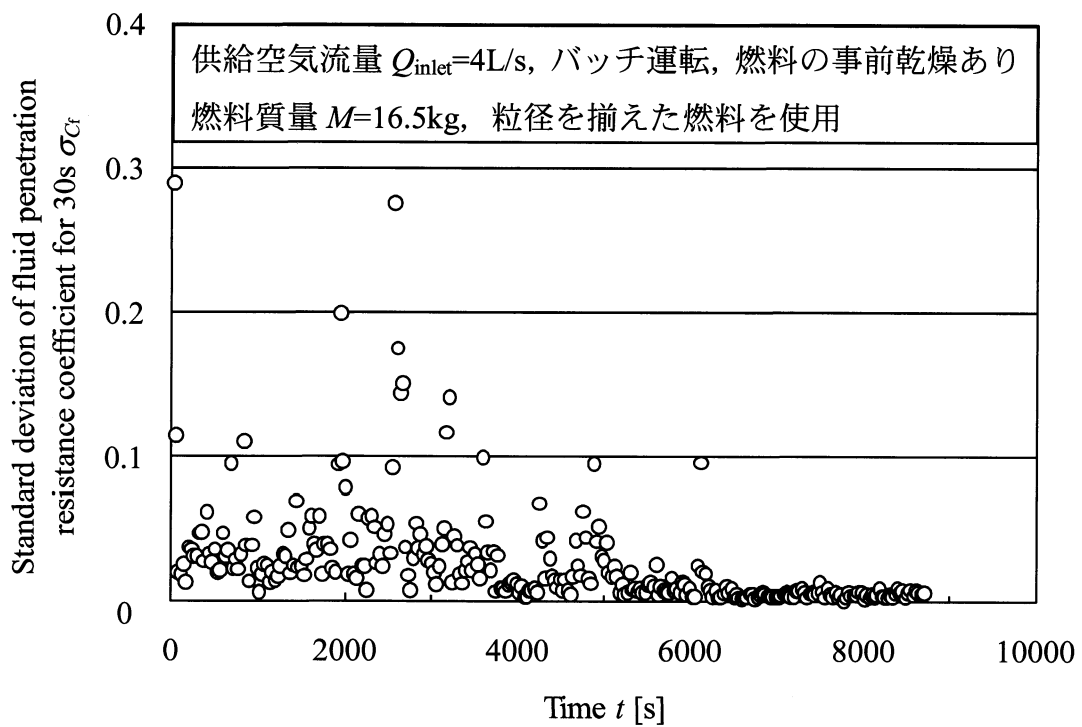


図 4.3.2.b 流体透過抵抗係数の標準偏差 (2-b 条件)



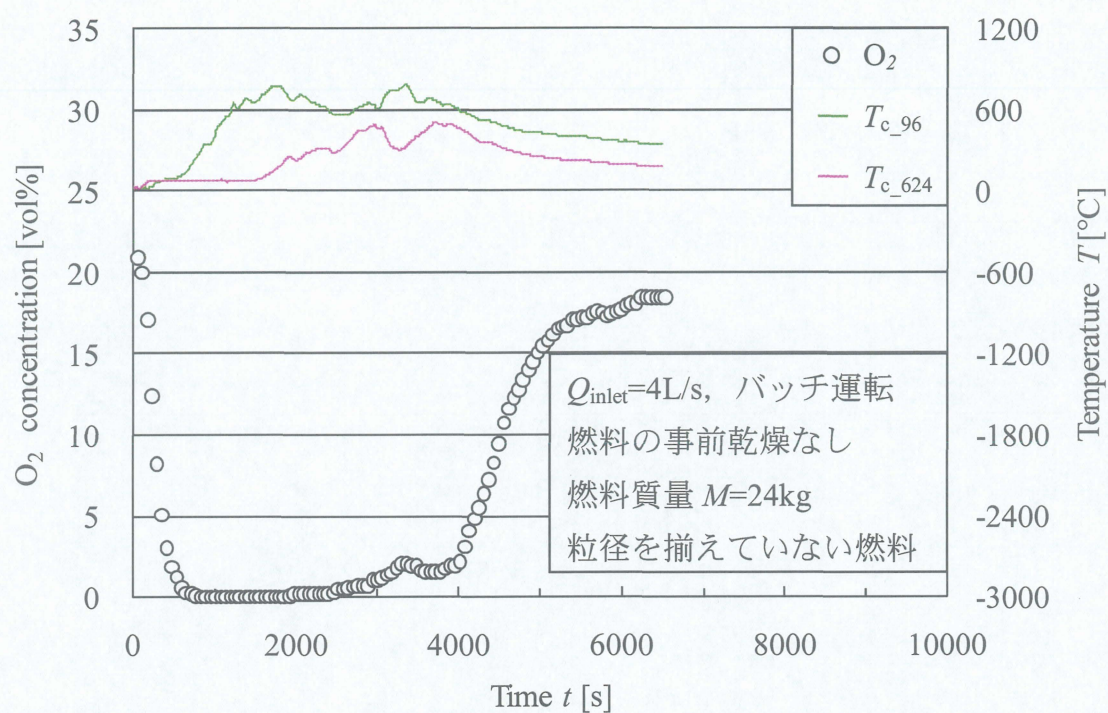


図 4.4.1.a 酸素濃度 (1-a 条件)

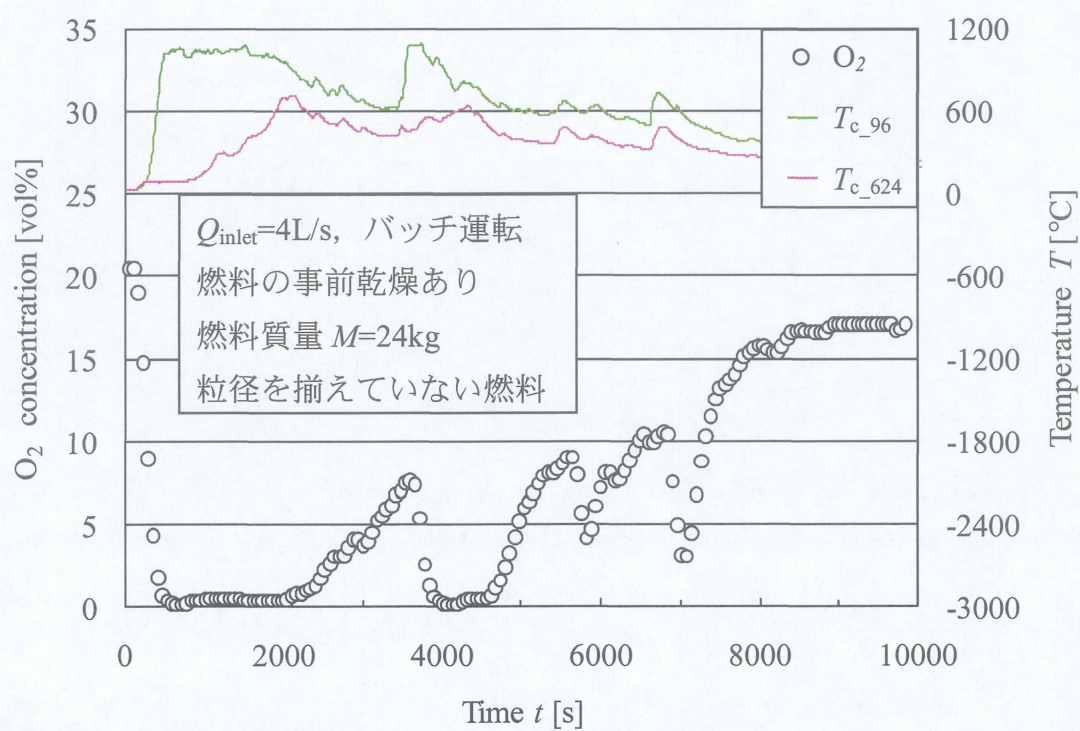


図 4.4.1.b 酸素濃度 (1-b 条件)



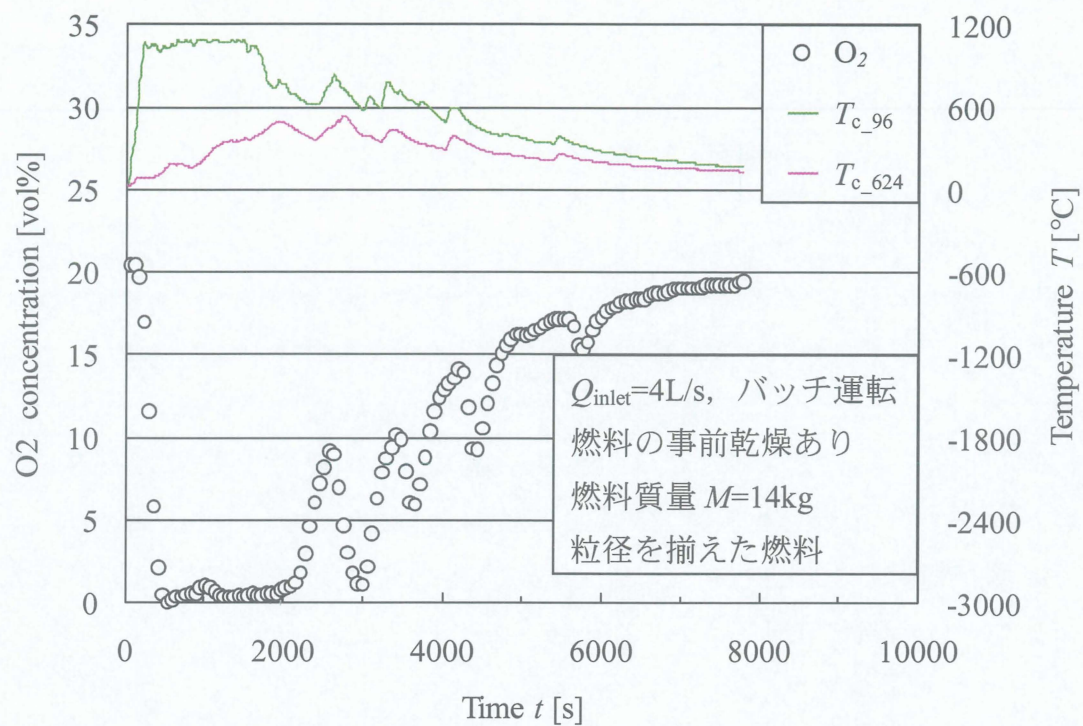


図 4.4.2.a 酸素濃度 (2-a 条件)

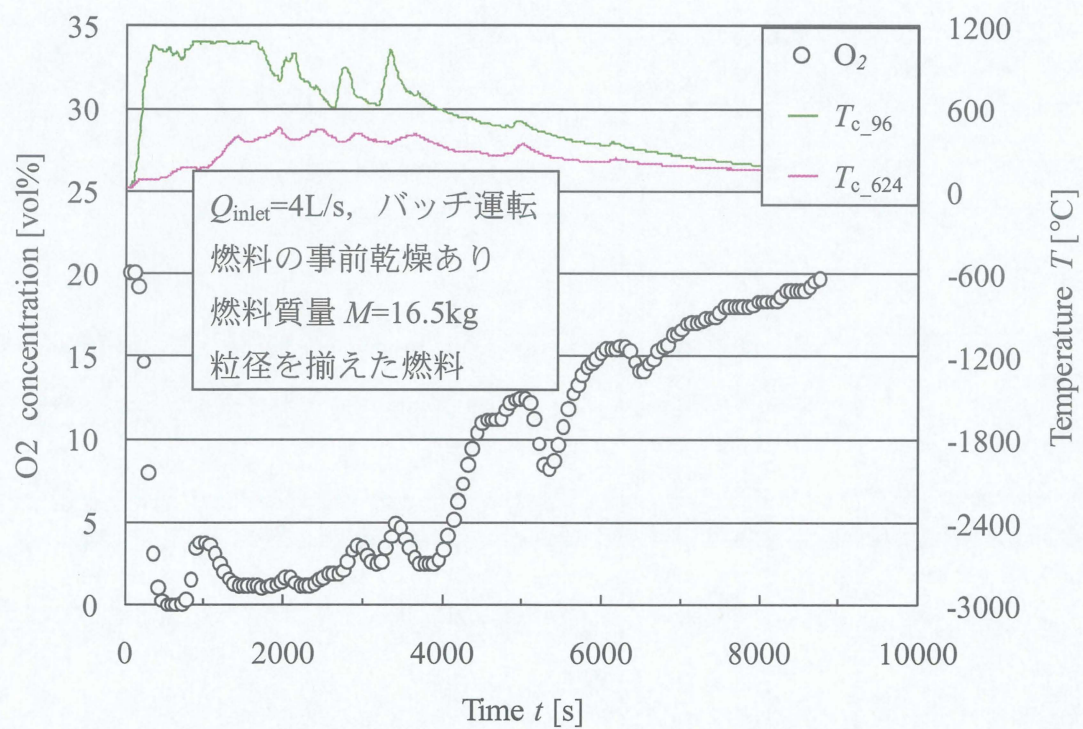


図 4.4.2.b 酸素濃度 (2-b 条件)

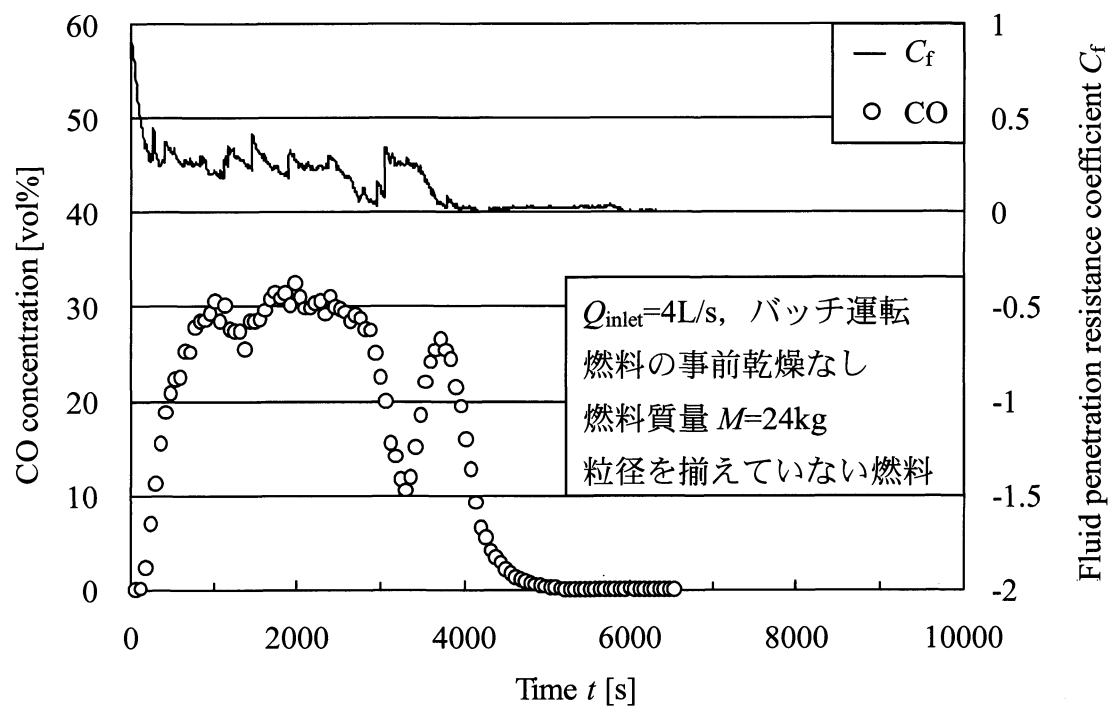


図 4.5.1.a 一酸化炭素濃度 (1-a 条件)

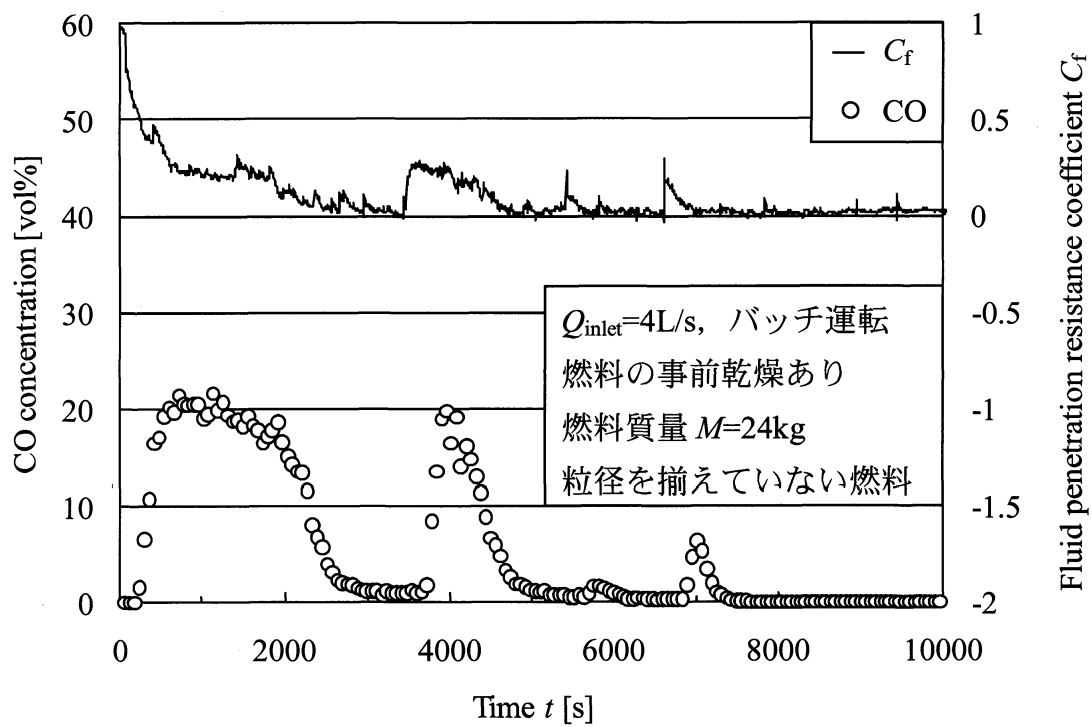


図 4.5.1.b 一酸化炭素濃度 (1-b 条件)

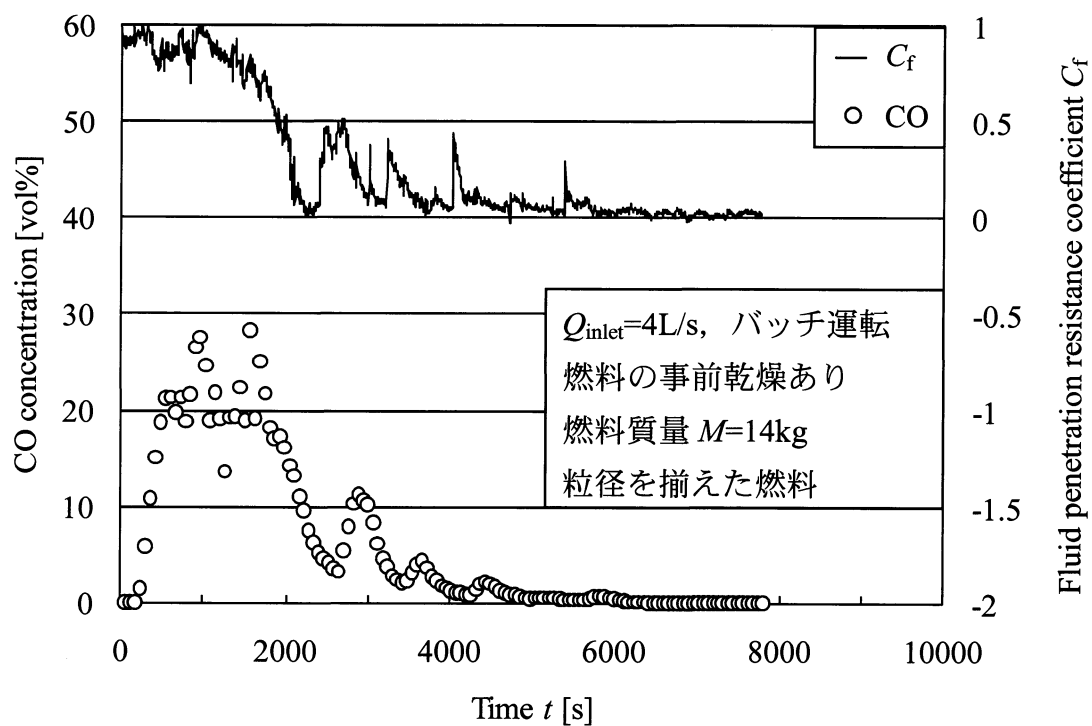


図 4.5.2.a 一酸化炭素濃度 (2-a 条件)

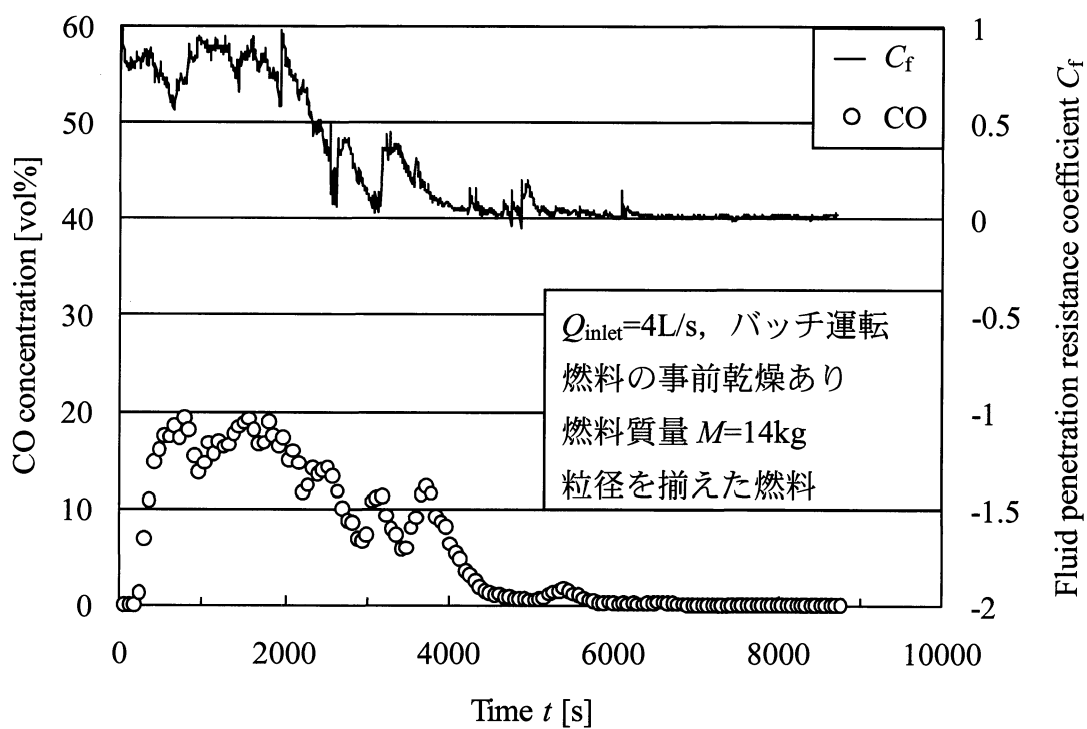


図 4.5.2.b 一酸化炭素濃度 (2-b 条件)



## 第5章 発電実験

第4章で行った木材チップを用いたガス化実験の結果から、発生したバイオマスガスは十分に発電に利用可能な発熱量を持つという結果を得た。そこで、ガス化により発生したガスを実際にディーゼルエンジン発電機に投入し、軽油との混燃により発電実験を行った。実際に発電を行うことによって、発生したガスが発電に利用可能かどうかを実験的に検証した。また、供給空気流量の変化が発電に及ぼす影響について考察し、安定した発電を行えるガス化炉運転条件を導き出した。

### 5.1 実験条件

第4章でのガス化実験の結果より、一酸化炭素濃度は事前に乾燥させていない燃料を使用すると高くなり、ガス発熱量も高くなることがわかった。また、粒径を揃えた燃料を使用すると燃料の移動が活発になることもわかった。よって、発熱量の高いガスを安定して発生させるために、発電実験には事前に乾燥させていない、粒径を揃えている燃料を使用した。ガス化炉の運転方法は、実験中に燃料の追加供給を行わないバッチ運転とした。供給空気流量  $Q_{\text{inlet}}$  (常温, 大気圧) は実験開始時は  $Q_{\text{inlet}}=2[\text{L/s}]$  でガス化を開始し、発電実験を行うために  $t=1920[\text{s}]$  で  $Q_{\text{inlet}}=1[\text{L/s}]$  に変更した。その後  $t=3240[\text{s}]$  で  $Q_{\text{inlet}}=1.5[\text{L/s}]$  に変更し、 $t=3530[\text{s}]$  で  $Q_{\text{inlet}}=1[\text{L/s}]$  に変更した。発電実験終了後、炉内の燃料を燃焼させるために、 $t=5630[\text{s}]$  で  $Q_{\text{inlet}}=4[\text{L/s}]$  に変更した。供給空気流量  $Q_{\text{inlet}}$  の変化を図5.1に示す。縦軸は供給空気流量  $Q_{\text{inlet}} [\text{L/s}]$ 、横軸は実験経過時間  $t[\text{s}]$  をとる。赤枠で示した部分が発電を行った区間である。

### 5.2 ガス化炉内状況

発電実験時のガス化状況について考察する。燃焼およびガス化反応時間中の流体透過抵抗や炉内温度を測定した。各パラメータのデータ整理方法は4.2と同様とする。各図に赤枠で示した部分が発電を行った区間である。

#### 5.2.1 ガス化炉内温度測定

発電実験時のガス化炉内温度およびガス化炉出口温度の変化について考察す

る。温度測定位置と温度の名称は 4.2.2 と同様である。

図 5.2 は、ガス化炉内中心温度、ガス化炉内壁面温度およびガス化炉出口温度を示す。縦軸は温度  $T[^\circ\text{C}]$ 、横軸は実験経過時間  $t[\text{s}]$  をとる（実験経過時間  $t=0[\text{s}]$  は供給空気流量を設定流量に調節した時刻とし、これ以降の図も同様である）。

炉内下部温度  $T_{c\_96}$ ,  $T_{w\_96}$  について考察する。図 5.2 より、炉内下部温度は  $t=1000[\text{s}]$  までに下部壁面温度  $T_{w\_96}$ , 下部中心温度  $T_{c\_96}$  の順で  $400^\circ\text{C}$  以上となる。1-a 条件（事前乾燥なしの粒径を揃えていない燃料を使用）の温度変化を示した図 4.1.1.a と比較すると、どちらの温度も高くなっていることがわかる。これには燃料の粒径が影響していると考えられる。発電実験には粒径を揃えた燃料を使用したため、燃料間の空隙が大きくなる。よって、温度が上昇して空気の粘度が高くなった後にも空気が供給されやすく、反応が活発になったと考えられる。これより、 $600^\circ\text{C}$  以上を維持している炉内下部中心でガス化が行われているといえる。 $T_{c\_96}$ ,  $T_{w\_96}$  が  $t=5700[\text{s}]$  から急激に上昇しているのは、供給空気流量  $Q_{\text{inlet}}$  を  $4\text{L/s}$  に変更したためである。

炉上部温度  $T_{c\_448}$ ,  $T_{c\_624}$ ,  $T_{w\_448}$ ,  $T_{w\_624}$  について考察する。上部中心温度  $T_{c\_448}$ ,  $T_{c\_624}$  はそれぞれ、 $t=1000[\text{s}]$ ,  $t=1500[\text{s}]$  まで  $100^\circ\text{C}$  程度の値を維持している。この区間は燃料の乾燥が行われていると考えられる。1-a 条件と比較しても同程度の長さといえる。しかし、上部壁面温度  $T_{w\_448}$ ,  $T_{w\_624}$  が  $100^\circ\text{C}$  程度の値を維持する時間は  $t=3500[\text{s}]$  までと、1-a 条件の 2 倍以上の長さになっている。 $T_{w\_448}$ ,  $T_{w\_624}$  が、供給空気流量  $Q_{\text{inlet}}$  を  $4\text{L/s}$  に変更した  $t=5700[\text{s}]$  から急激に上昇していることから、供給空気流量が 1-a 条件に比べて小さいことで、高温のガスが上部壁面を通過する量が減少し、燃料の乾燥に時間がかかったと考えられる。 $T_{c\_448}$ ,  $T_{c\_624}$ , が  $t=5700[\text{s}]$  から急激に上昇しているのも、 $Q_{\text{inlet}}$  を  $4\text{L/s}$  に変更したためである。

### 5.2.2 流体透過抵抗測定

流体透過抵抗  $\Delta P$  の測定結果から、流体透過抵抗係数  $C_f$  を求めた。図 5.3 は、発電実験時の流体透過抵抗係数  $C_f$  を示す。また参考のため、炉下部中心温度  $T_{c\_96}$ , 炉上部中心温度  $T_{c\_624}$  も示す。各図の縦第一軸は流体透過抵抗係数  $C_f$ 、縦第二軸は温度  $T[^\circ\text{C}]$ 、横軸は実験経過時間  $t[\text{s}]$  をとる。

図 5.3 より、流体透過抵抗係数  $C_f$  は、 $t=80[\text{s}]$  までに 0.3 程度まで低下し、その

後  $t=19500[s]$  まで 0.5 程度を推移している。その後  $C_f$  が急激に低下しているのは、発電実験のために供給空気流量  $Q_{inlet}$  を 1L/s に変更したためである。 $C_f$  が  $t=2200\sim 2650[s]$ ,  $t=3700\sim 5700[s]$  で 0.1 以下の低い値になっているが、図 4.2.1.b のように  $C_f$  の低下に伴う炉下部中心温度  $T_{c\_96}$ , 炉上部中心温度  $T_{c\_624}$  の低下がみられない。これより、空気・ガス混合装置における水上置換での圧力損失による炉内上部圧力の上昇が  $C_f$  の低下の原因と考えられる。 $C_f$  は、図 3.15 に示すガス流路切替バルブによりガスを大気に放出し始めたことで、 $t=5000[s]$  以降上昇し始める。その後  $C_f$  は、 $t=5700[s]$  で  $Q_{inlet}$  を 4L/s に変更したことで 1.49 まで急上昇し、炉内の燃料の消費に伴い低下する。これより、発電実験の際に空気・ガス混合装置にガスを送ることで、ガス出口の圧力損失が大きくなり、炉内上部圧力が上昇するということがわかった。

### 5.2.3 流体透過抵抗係数の標準偏差

発電実験時の流体透過抵抗係数  $C_f$  の 30s 間の標準偏差  $\sigma_{Cf}$  を計算した。図 5.4 は、発電実験時の流体透過抵抗係数  $C_f$  の標準偏差  $\sigma_{Cf}$  を示す。縦軸は 30s 間の流体透過抵抗の標準偏差  $\sigma_{Cf}$ , 横軸は実験経過時間  $t[s]$  をとる。

図 5.4 より、 $\sigma_{Cf} > 0.1$  となるのは、18 回である。4 章で述べたガス化実験に比べ  $\sigma_{Cf} > 0.1$  となる回数が非常に多いが、これは燃料層の移動のみでなく、供給空気流量  $Q_{inlet}$  の変更や図 3.15 に示すガス流路切替バルブでの流路の切替による炉内圧力の変動も原因となっていると考えられる。

## 5.3 ガス成分

### 5.3.1 酸素濃度測定

図 5.5 に発電実験時の酸素濃度測定結果を示す。参考のため、炉下部中心温度  $T_{c\_96}$ , 炉上部中心温度  $T_{c\_624}$  も示す。縦第一軸は酸素濃度[vol%], 縦第二軸は温度  $T[^\circ C]$ , 横軸は実験経過時間  $t[s]$  をとる。

図 5.5 より、 $t=1400\sim 6900[s]$  の間、酸素濃度は 0vol% 程度であり、炉内では燃焼およびガス化反応が促進されている。酸素濃度は  $t=6900[s]$  から上昇し、それに伴い炉内温度も低下していることから、ガス化及び燃焼反応が終了していると考え

えられる。4 章でのガス化実験の結果とは違い、酸素濃度が一時的に上昇及び低下を繰り返すことがなく、酸素濃度が 0 vol%程度の間は下部中心温度  $T_{c\_96}$  も 800°C 以上になっていることから、安定したガス化が行われているといえる。

### 5.3.2 反応時間および酸素比

4.3.2 と同様にして、酸素濃度の測定結果から、反応時間  $t_{\text{reaction}}$  および酸素消費量  $A_{O_2\_consumption}$  を求めた。また、4.3.3 と同様に酸素比  $\lambda$  を求めた。ここで、供給空気流量  $Q_{\text{inlet}}$  は実験中に変化させたため、平均値の 2.2L/s とした。

反応時間  $t_{\text{reaction}}$ 、酸素消費量  $A_{O_2\_consumption}$  および酸素比  $\lambda$  を表 5.1 に示す。また比較のために、供給空気流量  $Q_{\text{inlet}}=2$ [L/s]、バッチ運転の条件（2L/s 条件）の結果も示す。

表 5.1 反応時間および酸素比

実験名	発電実験	2L/s
供給空気流量 $Q_{\text{inlet}}$ [L/s]	2.2	2
燃料質量 $M$ [kg]	23.6	24
反応時間 $t_{\text{reaction}}$ [s]	8060	10980
酸素消費量 $A_{O_2\_consumption}$ [L]	2824	3964
酸素比 $\lambda$	0.13	0.17

表 5.1 より、今回の発電実験では、2L/s 条件に対して、燃料質量は 0.98 倍、反応時間は 0.83 倍、酸素消費量は 0.71 倍となっており、燃料質量に対する酸素消費量が少ない。その結果、酸素比  $\lambda$  は 0.13 と、2L/s 条件の 0.17 に比べ小さくなっている。今回の発電実験では燃料層に大きな空洞ができることもなく、安定したガス化が行えたため、酸素比  $\lambda$  が小さくなったといえる。

### 5.3.3 一酸化炭素濃度測定

図 5.6 は発電実験時の一酸化炭素濃度測定結果を示す。参考のため、流体透過抵抗係数  $C_f$  も示す。縦第一軸は一酸化炭素濃度[vol%]、縦第二軸は流体透過抵抗係数  $C_f$ 、横軸は実験経過時間  $t$ [s]をとる。図 5.6 より、一酸化炭素濃度は  $t=800$ [s]

から上昇し始め、 $t=1800[s]$ で 30vol%を超え、 $t=7000[s]$ まで 30vol%以上の高い値を推移している。 $C_f$ が  $t=2200\sim 2650[s]$ 、 $t=3700\sim 5700[s]$ で 0.1 以下の低い値になっている区間でも、一酸化炭素濃度が下がらない。これより、5.2.2 で述べたように  $C_f$ の低下は炉内の空洞によるものではなく、ガス出口の圧力損失によるものと考えられる。一酸化炭素濃度が  $t=6000[s]$ で上昇しているのは、供給空気流量  $Q_{inlet}$ を 4L/s に変更したことによりガス化が活発になったためである。この実験では一酸化炭素濃度が 30vol%以上に維持され、非常に安定したガス化が行えているといえる。

#### 5.3.4 ガス化反応の予測

4.3.5 と同様に、ガス化炉に供給される物質収支、ガス化炉内で発生する化学反応による熱収支からガス化炉内で発生するガスの組成を予測した。発電実験での、ガス中の平均一酸化炭素濃度  $C_{CO}$ 、計算により求めた反応率  $r_{CO}$ 、タールガス化率  $r_{tar}$ 、ガス流量  $Q_{out}$ 、ガス発熱量  $H_{gas}$ 、ガス化効率  $\eta_{gas}$  を表 5.2 に示す。また、比較のために、供給空気流量  $Q_{inlet}=2[L/s]$ 、バッチ運転の条件（2-a 条件）の結果も示す。

表 5.2 ガス化反応の予測

実験名	発電実験	2L/s
供給空気流量 $Q_{inlet}[L/s]$	2.2	2
燃料質量 $M[kg]$	23.6	24.0
$C_{CO}[vol\%]$	24.0	15.5
$r_{CO}$	0.69	0.47
$r_{tar}$	0.29	0.45
$Q_{out}[L/s]$	3.6	3.2
$H_{gas}[kJ/Nm^3]$	5429	4600
$\eta_{gas}$	0.53	0.56

発電実験での平均一酸化炭素濃度  $C_{CO}$ 、燃料中の炭素が一酸化炭素に変化した割合を示す反応率  $r_{CO}$  は 2L/s 条件に比べ高い。5.3.2 や 5.3.3 で述べたように安定

したガス化が行えたことがこの要因となっている。それに伴い、ガス発熱量  $H_{\text{gas}}$  も 2L/s 条件と比べて高い  $5429\text{kJ/Nm}^3$  となり、十分に発電に使用可能な発熱量を持っていることがわかる。

#### 5.4 ガス化炉運転状態と発電

ここでは発電実験でのガス成分の変化に対する発電量およびディーゼルエンジンの軽油消費量の変化について考察する。

##### 5.4.1 一酸化炭素濃度が発電に及ぼす影響

発電実験中の一酸化炭素濃度の変化に対する発電量および軽油消費量の変化を見るために、 $t=2200\sim 2600[\text{s}]$ 、 $t=2600\sim 3000[\text{s}]$ 、 $t=4200\sim 4600[\text{s}]$ と 400s ごとに時間を区切り、各区间での一酸化炭素濃度に対する発電量を比較する。ここで、 $t=2200\sim 2600[\text{s}]$ の区間を h-1、 $t=2600\sim 3000[\text{s}]$ の区間を h-2、 $t=4200[\text{s}]\sim t=4600[\text{s}]$ の区間を h-3 と呼ぶこととする。

図 5.7.1, 図 5.7.2, 図 5.7.3, はそれぞれ区間 h-1, h-2, h-3 での一酸化炭素濃度, 軽油消費量  $M_{\text{oil}}[\text{g}]$ , 出力電圧[V]を示す。縦第一軸は一酸化炭素濃度[vol%]および軽油消費量  $M_{\text{oil}}[\text{g}]$ , 縦第二軸は出力電圧[V], 横軸は実験経過時間  $t[\text{s}]$ をとる。ここで、一酸化炭素濃度の測定箇所と軽油消費量および出力電圧の測定箇所は離れた位置にあるため、時間にずれが生じる。

また、各区间での平均一酸化炭素濃度, 単位時間当たりの軽油消費量, 平均出力電圧, 平均出力電圧を表 5.3 に示す。比較対象として軽油のみで運転した場合の値も示す。軽油の発熱量は  $44.9\text{MJ/kg}$  である。

表 5.3 一酸化炭素濃度と軽油消費量

区間名	h-1	h-2	h-3	軽油のみ
供給空気流量 $Q_{\text{inlet}}[\text{L/s}]$	2	2	2	-
平均一酸化炭素濃度 [vol%]	33.2	32.7	31.6	-
軽油消費量 [g/s]	0.095	0.114	0.168	0.402
平均出力電圧 [V]	137.1	135.4	132.1	118.7
平均出力電力 [kW]	2.8	2.7	2.6	2.1

図 5.7.1 より, 区間 h-1 では出力電圧が 138[V]程度で安定していることが分かる. 軽油の消費量は 400s 間で 38g となっている. 一酸化炭素濃度は 32 vol%から 34 vol%程度を推移している. 図 5.7.2 より, 区間 h-2 では出力電圧が 133[V]から 138[V]程度を推移している. 軽油の消費量は 400s 間で 45g となり, 区間 h-1 の 1.2 倍になっている. 一酸化炭素濃度は 32 vol%から 34 vol%程度を推移している. 図 5.7.3 より, 区間 h-3 では出力電圧が 136[V]から 129[V]に緩やかに低下している. 一酸化炭素濃度も 32.5vol%から 30 vol%程度まで緩やかに低下しており, この一酸化炭素濃度の低下が, 出力電圧の低下の原因と考えられる. 軽油の消費量は 400s 間で 67g となり, 区間 h-1 の 1.8 倍になっている.

表 5.3 を見てみると, 区間 h-1, h-2, h-3 と平均一酸化炭素濃度が低くなるにつれて軽油消費量が増え, 出力電圧が低くなることがわかる. これより, 一酸化炭素濃度などのガス発熱量を左右するガス組成が, 発電にも大きく影響するといえる. 区間 h-1 での軽油消費量は, 軽油のみで発電した場合に比べ約 76%少なくなっている. また, 区間 h-2 でも約 72%少なくなり, 区間 h-3 でも約 59%少なくなっている. これより, 本発電システムでは最大で約 76%の軽油使用量を削減できることがわかった.

#### 5.4.2 供給空気流量が発電に及ぼす影響

発電実験中の供給空気流量  $Q_{\text{inlet}}[\text{L/s}]$  の変化に対する発電量および軽油消費量の変化を見るために,  $t=3900\sim 4300[\text{s}]$ ,  $t=3150\sim 3400[\text{s}]$ , に時間を区切り, 各区間での一酸化炭素濃度に対する発電量を比較する. ここで,  $t=3900\sim 4300[\text{s}]$  の区間を h-4,  $t=3150\sim 3400[\text{s}]$  の区間を h-5 と呼ぶこととする.

図 5.7.4, 図 5.7.5, はそれぞれ区間 h-4, h-5 での一酸化炭素濃度, 軽油消費量  $M_{\text{oil}}[\text{g}]$ , 出力電圧[V], 供給空気流量  $Q_{\text{inlet}}[\text{L/s}]$  を示す. 縦第一軸は一酸化炭素濃度 [vol%] および軽油消費量  $M_{\text{oil}}[\text{g}]$ , 出力電圧[V], 縦第二軸は供給空気流量  $Q_{\text{inlet}}[\text{L/s}]$ , 横軸は実験経過時間  $t[\text{s}]$  をとる. ここで, 図 5.7.5 において,  $t=3150\sim 3250[\text{s}]$  の区間では軽油消費量が測定できていないため, 軽油消費量は  $t=3250[\text{s}]$  の値とした.

図 5.7.4 で供給空気流量  $Q_{\text{inlet}}$  は,  $t=3900\sim 4120[\text{s}]$  にかけて 0.7L/s から 1L/s へと上昇している. それに伴い出力電圧も 125V から 133V まで上昇している. 単位時



間当たりの軽油消費量も  $t=3950[s]$  付近では  $0.239\text{g/s}$  であるのに対し、 $t=4050[s]$  付近では  $0.183\text{g/s}$ 、 $t=4150[s]$  付近では  $0.169\text{g/s}$ 、 $t=4250[s]$  付近では  $0.144\text{g/s}$  と次第に減少する。図 5.7.5 で供給空気流量  $Q_{\text{inlet}}$  は、 $t=3150\sim 3400[s]$ にかけて  $1\text{L/s}$  から  $1.5\text{L/s}$  へと上昇している。それに伴い出力電圧も  $133\text{V}$  から  $138\text{V}$  まで上昇している。単位時間当たりの軽油消費量も  $t=3270[s]$  付近では  $0.122\text{g/s}$  であるのに対し、 $t=3370[s]$  付近では  $0.096\text{g/s}$  と減少する。ここで、 $t=3380[s]$  で出力電圧が急激に低下しているのは、供給空気流量を多くし過ぎるとエンジンへ送る空気・ガス混合気中のガス濃度が高くなり、エンジンの圧縮過程でノッキングが起きてしまい危険であったので、発電実験を中止したためである。ガスを投入することにより出力電圧が上昇するのは、エンジンの回転数を制御するガバナが不調なためと考えられる。これより、供給空気流量が増加するにしたがい、出力電圧は増加し、単位時間当たりの軽油消費量は減少するといえる。

発電実験での発電量が約  $2.8\text{kW}$  であるのに対し、本発電システムの消費電力は約  $1.3\text{kW}$  であるので、発電システムの消費電力はまかなえている。

## 5.5 まとめ

ガス化システムで木材チップから取り出したバイオマスガスを用いた発電実験の結果から、次のことがいえる。

- ・ ガス化システムで木材チップから取り出したバイオマスガスは、十分に発電に使用できる。
- ・ 事前に乾燥させていない粒径を揃えた燃料を使用することで、発電装置に安定したガス供給が行える。
- ・ 空気・ガス混合装置で水上置換を用いることで、ガス化炉内流体透過抵抗に変化が生じるが、ガス化には影響しない。
- ・ 一酸化炭素濃度が減少すると軽油消費量は増える。
- ・ 一酸化炭素濃度が減少すると出力電圧は低下する。
- ・ 本発電システムでは、ディーゼル発電機の軽油消費量を最大で約 76%削減できる。
- ・ 供給空気流量が増加するにしたがい、出力電圧は上昇する。
- ・ 供給空気流量が増加するにしたがい、単位時間当たりの軽油消費量は減少

する.

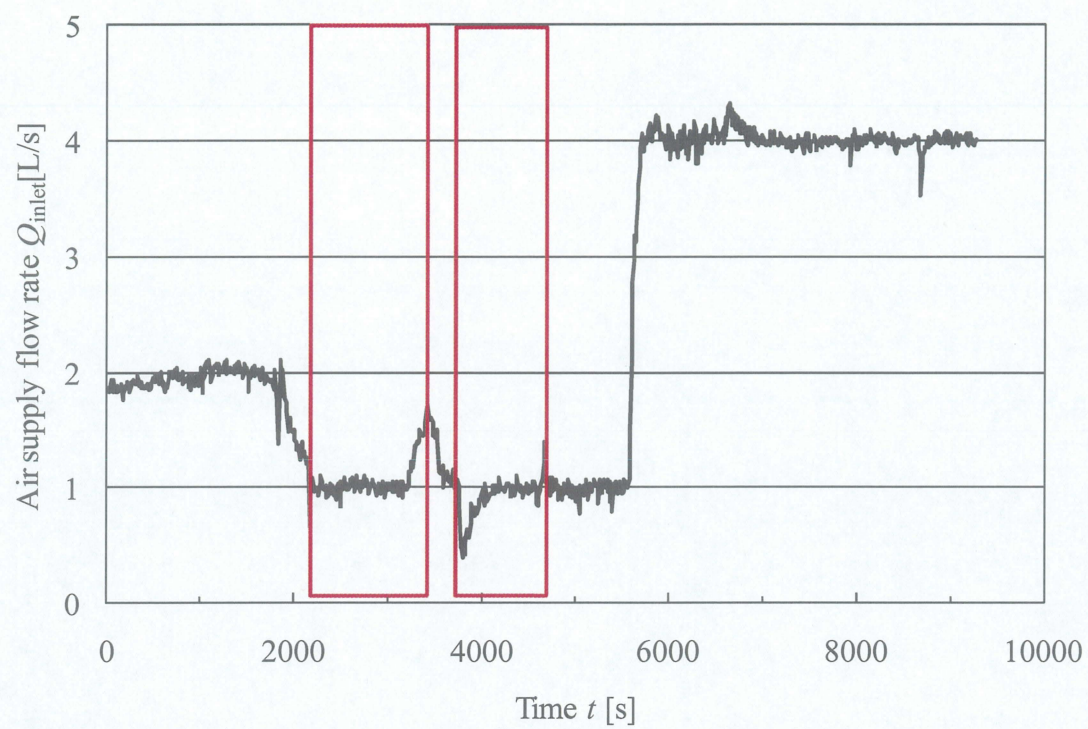
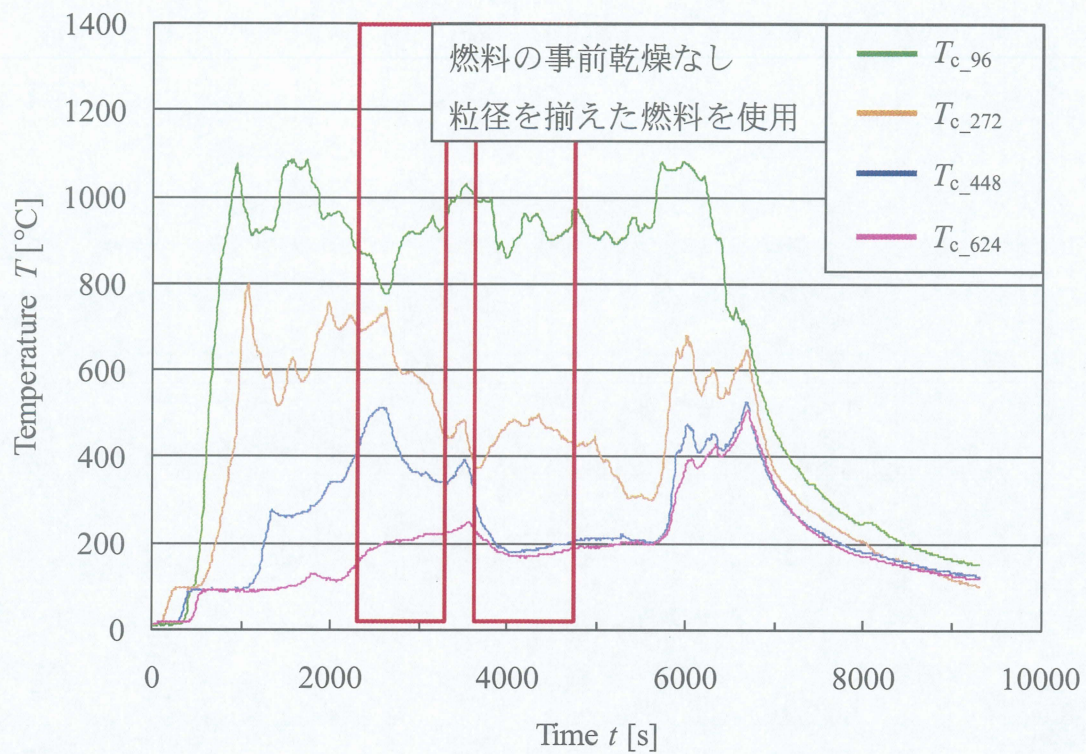
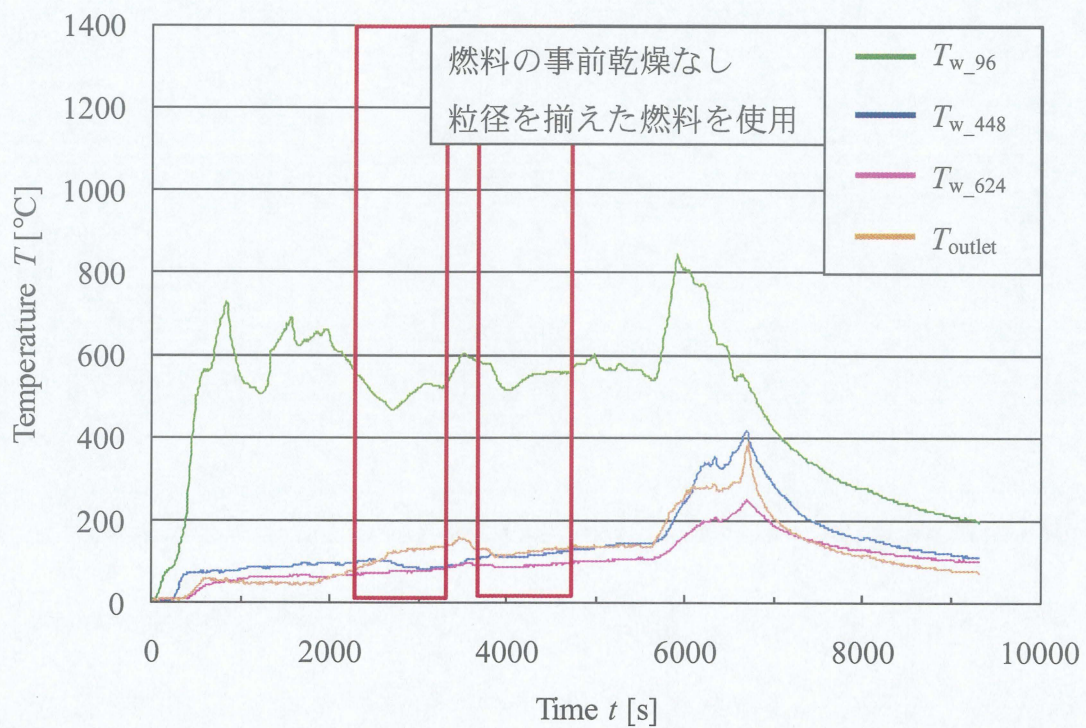


图 5.1 供給空気流量





ガス化炉内中心部温度



ガス化炉内壁面部温度およびガス化炉出口温度

図 5.2 ガス化炉内温度およびガス化炉出口温度（発電実験）



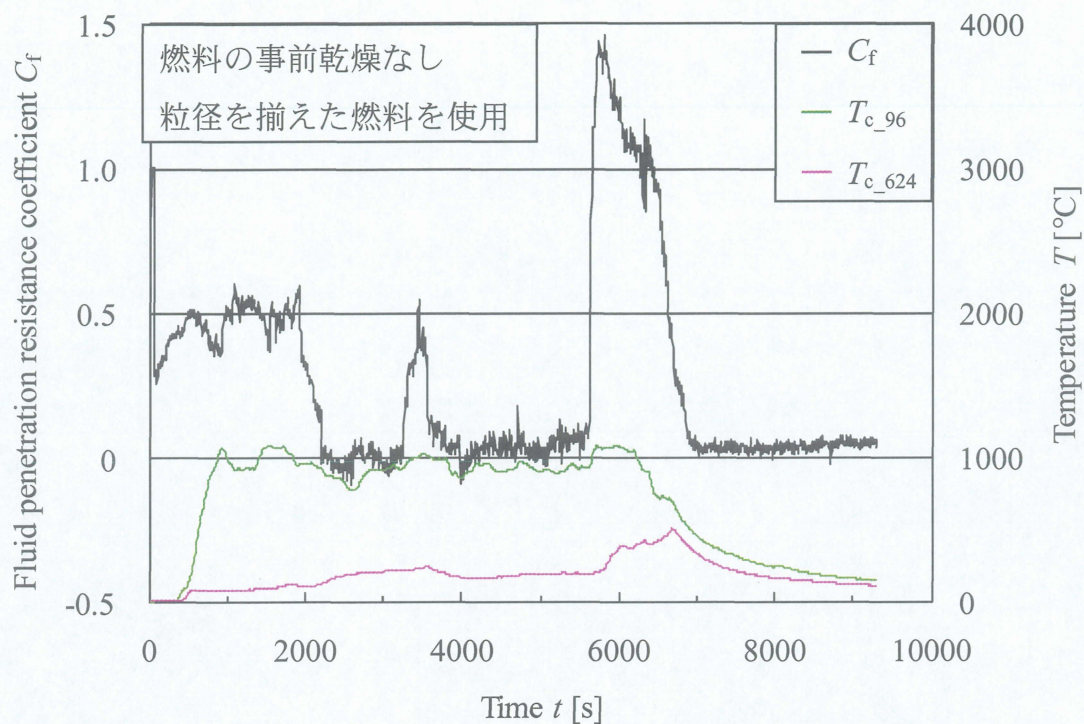


図 5.3 流体透過抵抗係数（発電実験）

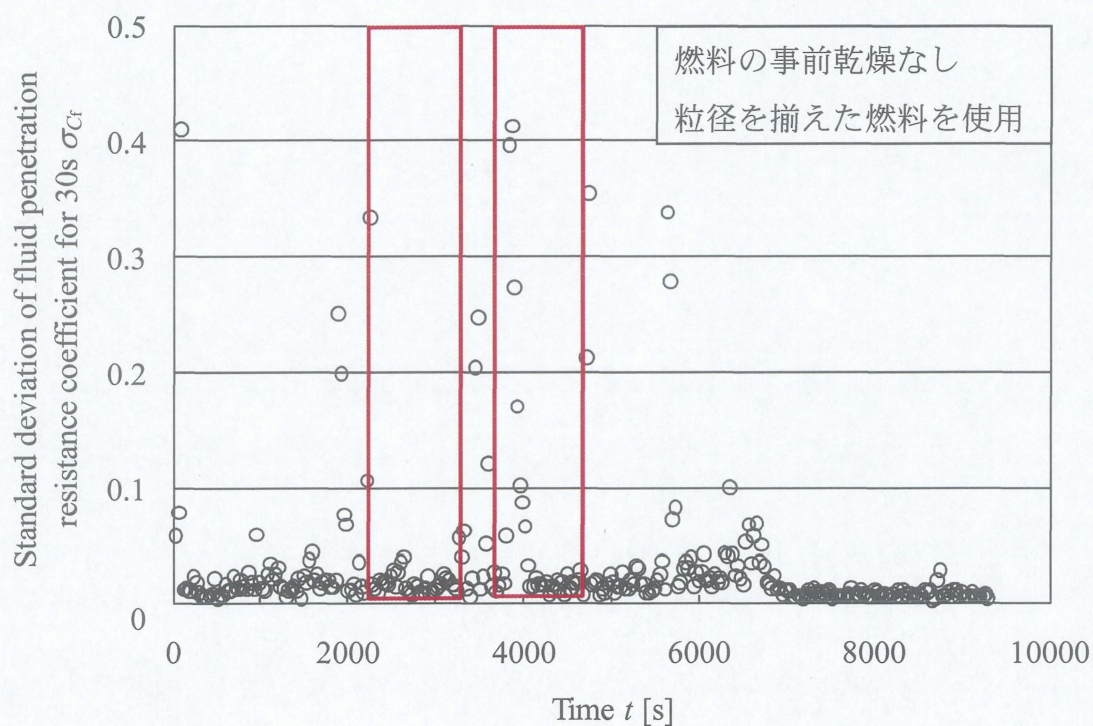


図 5.4 流体透過抵抗係数の標準偏差（発電実験）



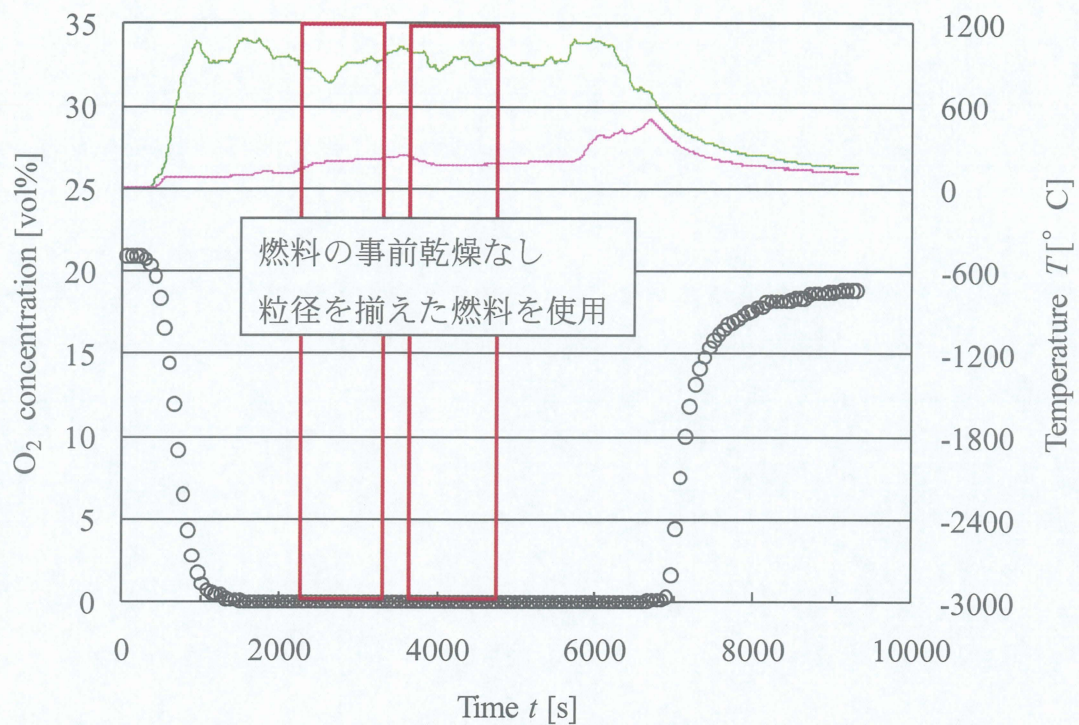


図 5.5 酸素濃度 (発電実験)

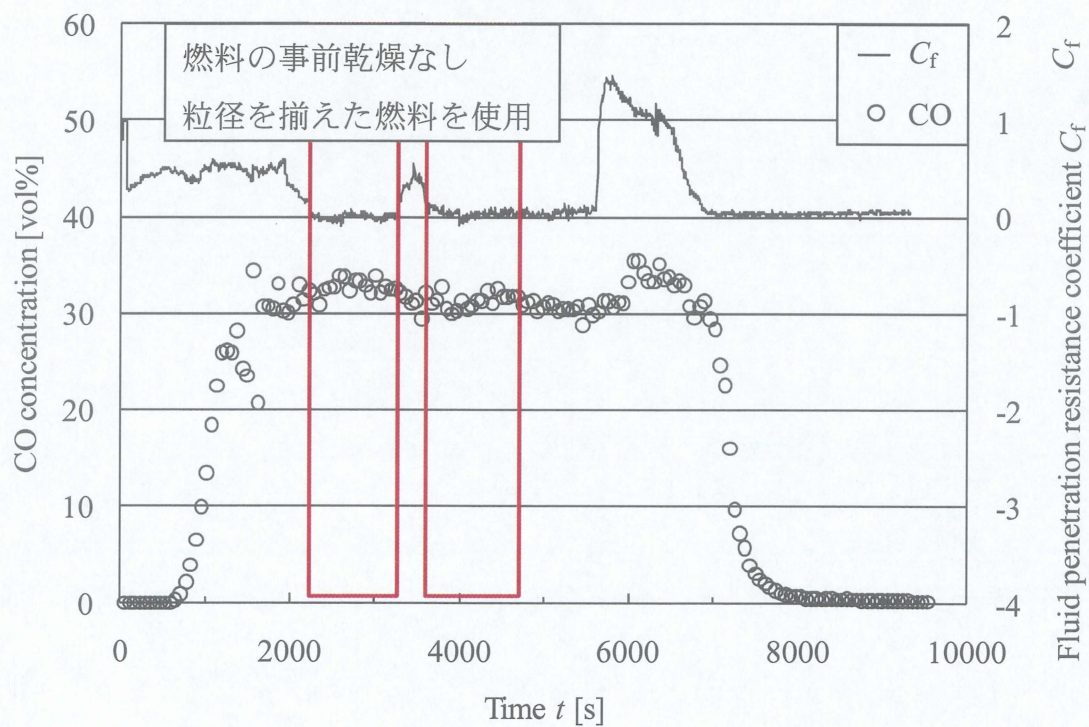


図 5.6 一酸化炭素濃度 (発電実験)



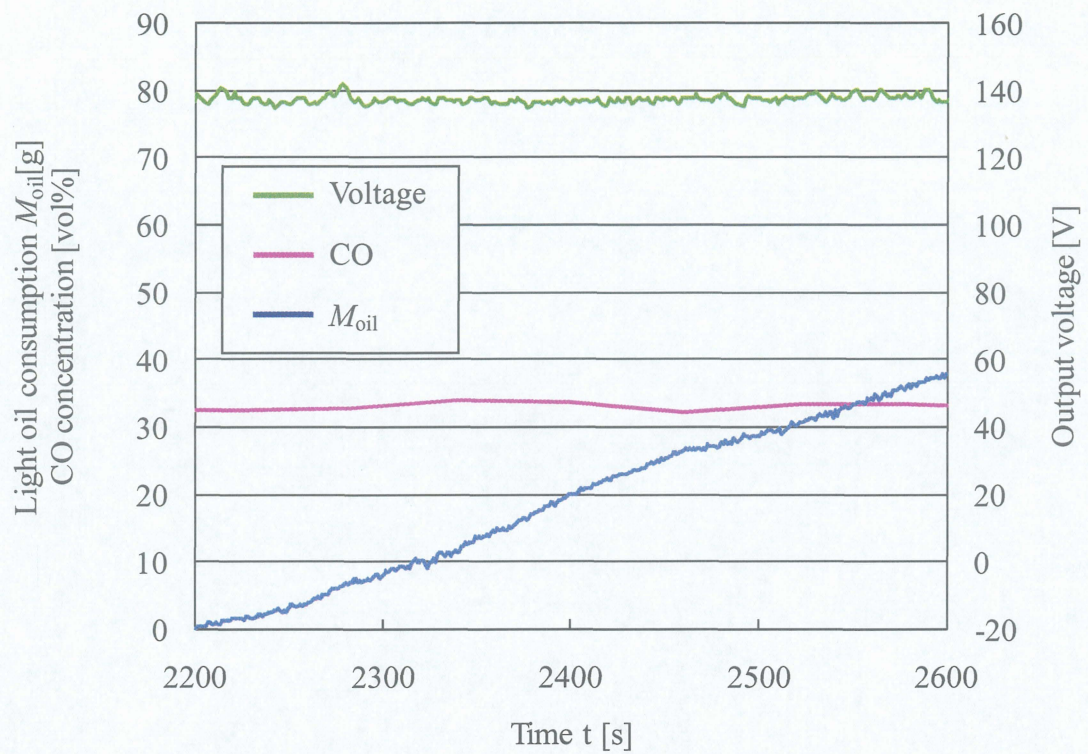


図 5.7.1 一酸化炭素濃度に対する軽油消費量および出力電圧（区間 h-1）

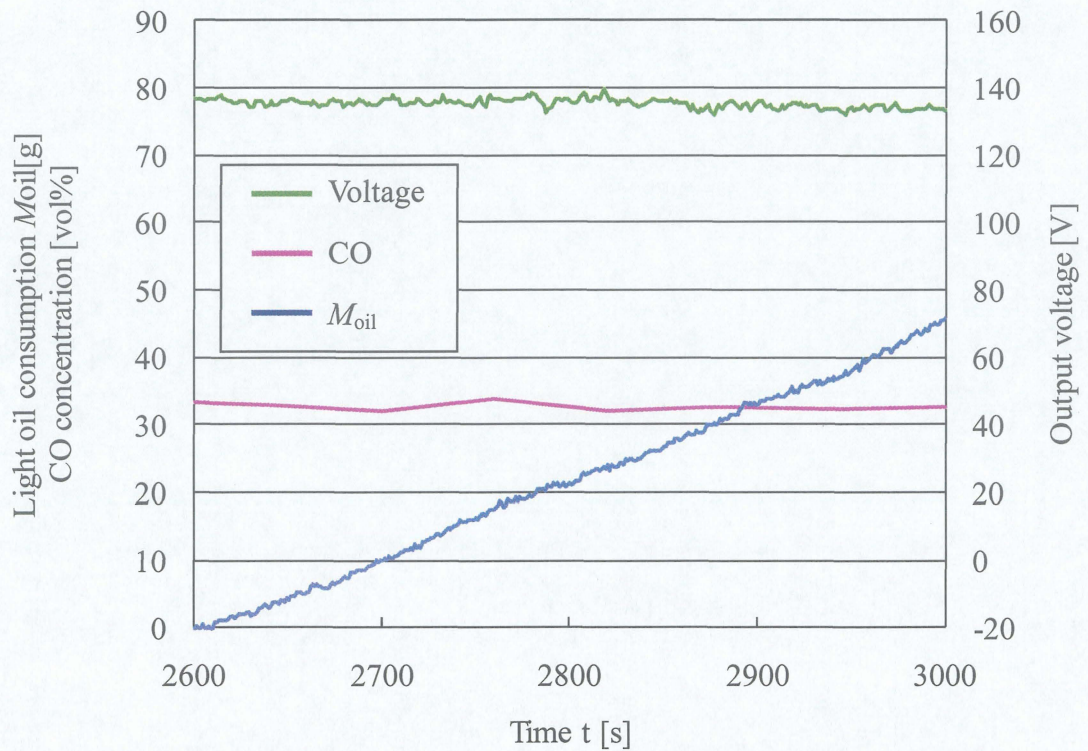


図 5.7.2 一酸化炭素濃度に対する軽油消費量および出力電圧（区間 h-2）



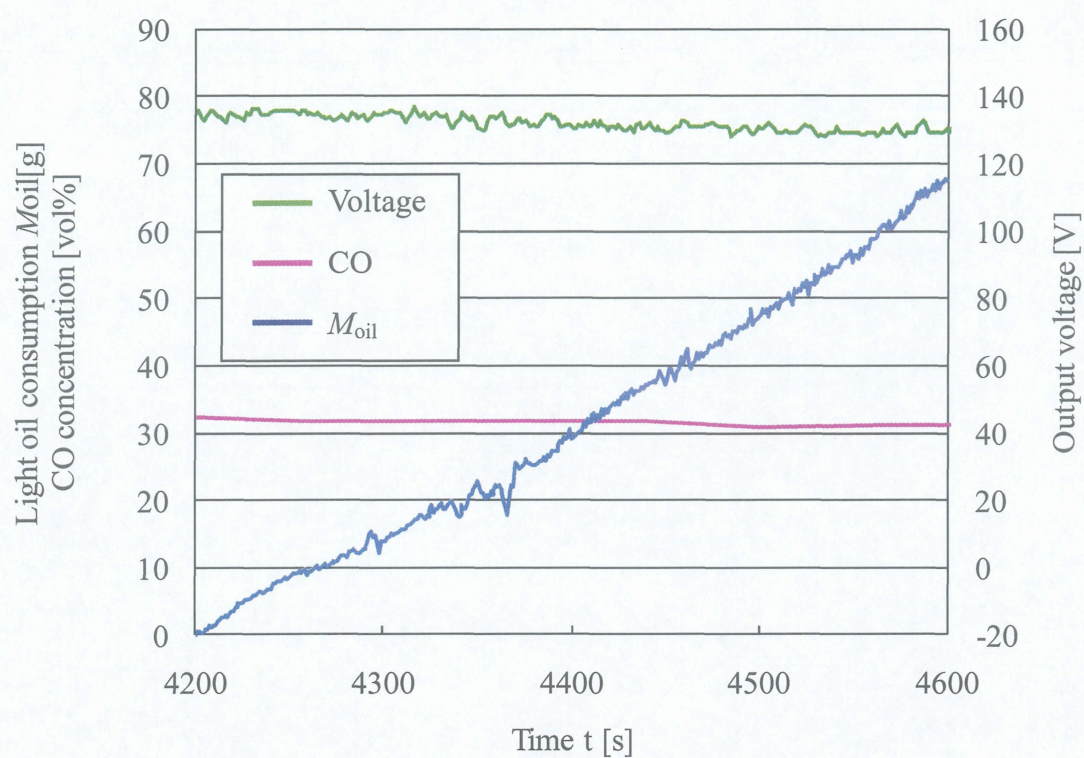


図 5.7.3 一酸化炭素濃度に対する軽油消費量および出力電圧（区間 h-3）

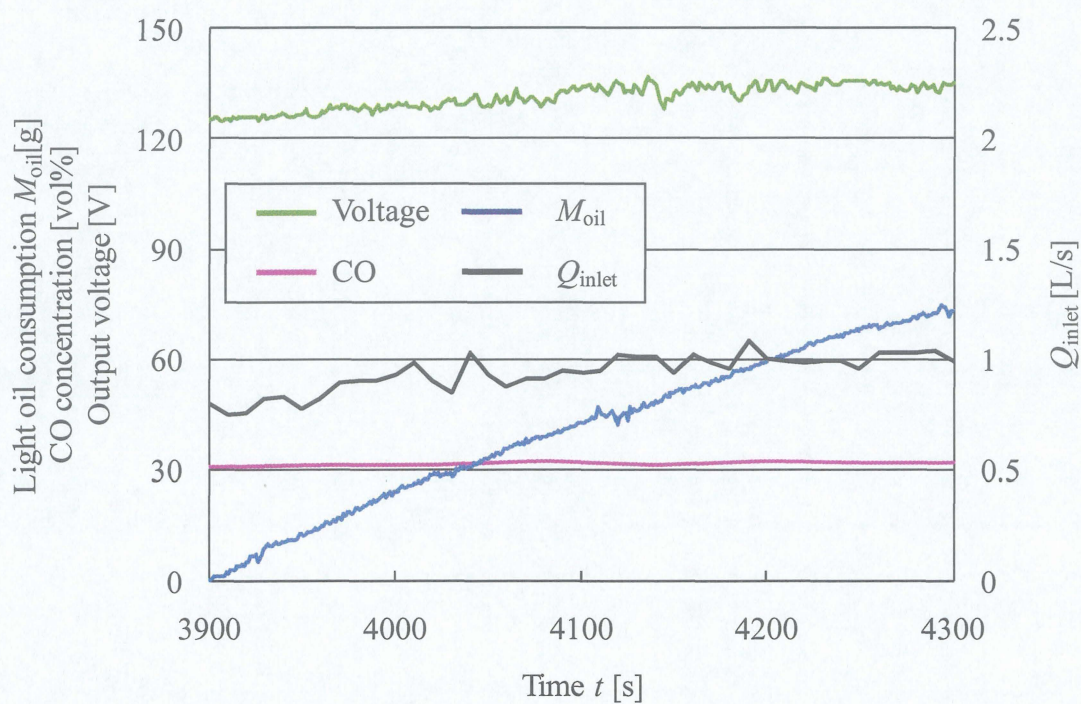


図 5.7.4 供給空気流量に対する軽油消費量および出力電圧（区間 h-4）



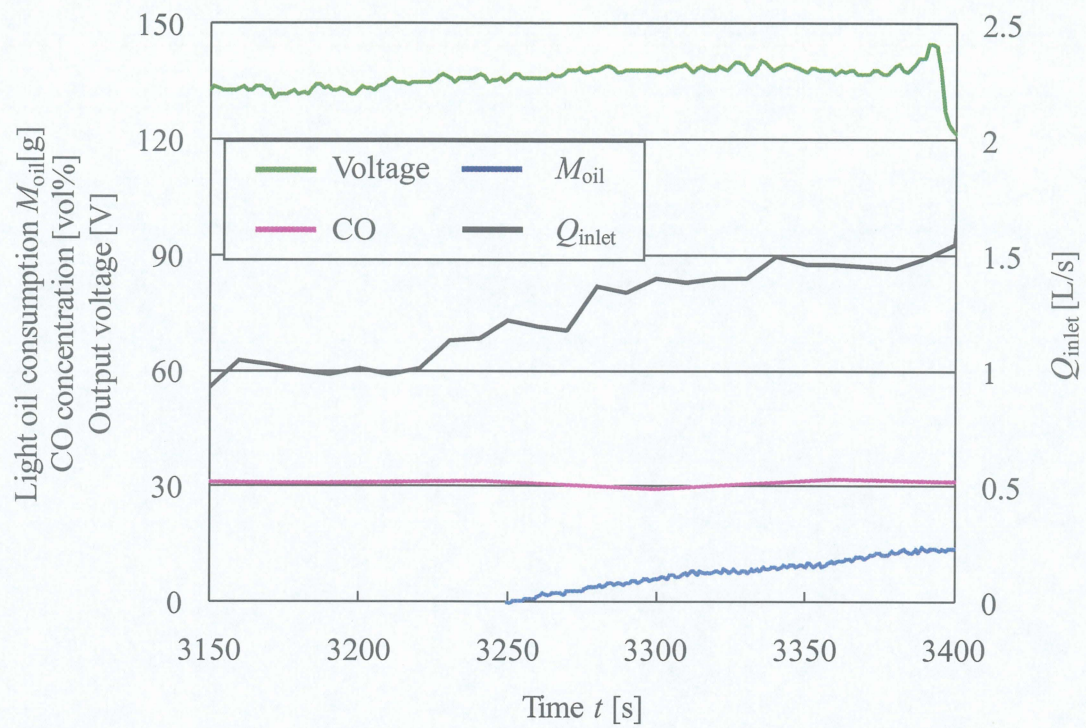


図 5.7.5 供給空気流量に対する軽油消費量および出力電圧（区間 h-5）

## 第6章 結言

本研究では、少量の木質バイオマスを効率的にガス化し、安定した発電を行える木質バイオマスガス化発電システムの構築を目的とし、運転条件が炉内状況や生成ガスに与える影響についての解析を行なった。また、生成ガスの流量や成分が発電に与える影響について解析を行った。ガス化には容積 110L 程度の固定床アップドラフト型ガス化炉を用いた。また、発生したガスをディーゼルエンジン発電機に投入し、発電を行った。本実験的研究により、次のことが明らかになった。

供給空気流量  $Q_{\text{inlet}}=4[\text{L/s}]$  のバッチ運転での木材チップのガス化実験を行った結果より、次のことがいえる。

- ・ 事前に乾燥させた燃料を使用することにより、燃料中の水分蒸発過程の熱吸収が少なくなり、炉内温度が上昇しやすくなる。
- ・ 燃料中の細かい部分を取り除き、粒径を揃えた燃料を使用することにより、温度上昇によって空気の粘度が上昇した後も壁面付近に空気が供給され、炉内下部壁面温度が上昇しやすくなる。また、燃料のかさ密度が小さくなり、燃料の消費が早くなる。
- ・ 粒径を揃えた燃料を使用した場合、実験開始後  $t=2000[\text{s}]$  付近まで  $C_f$  は 0.8 程度の高い値を維持する。この期間では燃料が連続的に移動し、安定したガス化が行えている。
- ・ 粒径を揃えた燃料を使用した場合、燃料のかさ密度が低い分燃料の消費が早くなり、早い段階でガス化反応が終了し始める。
- ・ 粒径を揃えた燃料を使用した条件の方が、粒径を揃えていない燃料を使用した条件と比べて燃料層の移動回数が多くなる。
- ・ 酸素比  $\lambda$  は燃料の含水率に大きく影響され、事前に乾燥させた燃料の方が酸素比  $\lambda$  は大きくなるといえる。また、燃料の粒径の違いは酸素比  $\lambda$  に影響せず、かさ密度によらず単位質量当たりの酸素消費量は一定になる。
- ・ 事前に乾燥させていない燃料を使用した条件では一酸化炭素濃が 30 vol% 程度まで上昇しているのに対し、乾燥させた燃料を使用した他の条件では

20vol%程度までしか上昇していない。これより、燃料の含水率が発生するガスの組成に大きく影響すると思われる。

ガス化により発生したガスを実際にディーゼルエンジン発電機に投入し、発電実験を行った。実際に発電を行うことによって、発生したガスが発電に利用可能かどうかを実験的に検証した。発電実験の結果から、次のことがいえる。

- ・ ガス化システムで木材チップから取り出したバイオマスガスは、十分に発電に使用できる。
- ・ 事前に乾燥させていない粒径を揃えた燃料を使用することで、発電装置に安定したガス供給が行える。
- ・ 空気・ガス混合装置で水上置換を用いることで、ガス化炉内流体透過抵抗に変化が生じるが、ガス化には影響しない。
- ・ 一酸化炭素濃度が減少すると軽油消費量は増える。
- ・ 一酸化炭素濃度が減少すると出力電圧は低下する。
- ・ 本発電システムでは、ディーゼル発電機の軽油消費量を最大で約 76%削減できる。
- ・ 供給空気流量が増加するにしたがい、出力電圧は上昇する。
- ・ 供給空気流量が増加するにしたがい、単位時間当たりの軽油消費量は減少する。

今回の発電実験は、最長でも 20 分間であった。今後、さらに長時間の安定した発電を行うには次のことになる。

- ・ 燃料を追加投入し、連続的にガス化を行う。
- ・ ガス成分やガス流量の変動を吸収できる、容量の大きい空気・ガス混合装置を設置する。

これらのことを実施することで、数時間の発電実験を実現できるのではないかと考えられる。

## 参考文献

- (1) バイオマスエネルギー導入ガイドブック 第2版, 1.2 バイオマスエネルギーの賦存量, 新エネルギー・産業技術総合開発機構 (NEDO), pp.5-6, 2005
- (2) バイオマスエネルギー導入ガイドブック 第2版, 1.3 我が国及び欧米諸国の導入実態・導入目標, 新エネルギー・産業技術総合開発機構 (NEDO), pp.13-14, 2005
- (3) 遠藤雅樹, 固定床ダウンドラフト式ガス化炉における運転条件とタール分解能について, 日本エネルギー学会大会講演要旨集 No.16, 社団法人日本エネルギー学会, p.164, 2007
- (4) 清水幸丸, おがくずガス化発電とコ・ジェネレーションシステムに関する研究, 日本機械学会論文集.B編 Vol.54, 社団法人日本機械学会, p.2643, 1988
- (5) 横山伸也, アジアハンドブック 第4部 バイオマス熱化学的変換, 4.2.5 バイオマスのガス化に関する基本現象, 日本エネルギー学会, p.99, 2007
- (6) 椿淳一郎ら, 入門粒子・粉体工学, 日刊工業新聞社, 2002
- (7) 荻田朋希, 小型木質バイオマスガス化炉内の流れ解析, 第12回動力・エネルギー技術シンポジウム講演論文集, 日本機械学会, pp.333-336, 2007
- (8) 藤田秀臣ら, 熱エネルギーシステム, 共立出版, p.27, 1999
- (9) 斉藤勝, たかが木炭されど木炭(1), 林産試だより Vol.10, 北海道立林産試験場, pp. 2, 1993
- (10) 国際化学物質安全カード(ICSC), 国立医薬品食品衛生研究所安全情報部ホームページ, <http://www.nihs.go.jp/ICSC/>
- (11) 太白秀一, 木質バイオマスの固定床ガス化発電システムの実証, 日本エネルギー学会大会公演要旨集 0804, 日本エネルギー学会, p.197, 2005
- (12) 山崎 高, ダウンドラフト型ガス化炉を用いたトドマツチップのガス化, 日本エネルギー学会大会講演要旨集 No.13, 社団法人日本エネルギー学会, p.192, 2004
- (13) 斉藤勝, たかが木炭, されど木炭(2), 林産試だより Vol.10, 北海道立林産試験場, p. 2, 1993
- (14) 塩ノ谷幸造, 木炭自動車, パワー社, p.33, 1996

- (15) 山内繁ら, 木質系資源のエネルギー化, pp65
- (16) 秋山守ら, 新エネルギーの展望 バイオマス発電, エネルギー総合工学研究所, 2003
- (17) 栗原伸夫ら, 木質バイオマス発電のガス化シミュレーションと燃焼評価, 八戸工業大学, 2007



## 謝辞

本研究を行うにあたり、たくさんの方々にご協力頂きました。

その豊富な経験からの的確にご指導してくださいました前田太佳夫教授，誠にありがとうございました。研究について幅広い知識から多くの助言をいただき，実験の監督としてもお世話になりました鎌田泰成准教授，心より感謝いたします。専門分野と異なる私の研究にも真剣に向き合い，助言して頂きました村田淳介助教，大変お世話になりました。論文審査を受諾して下さった西村顕助教，大変お世話になりました。実験装置の製作でご尽力いただいた堀場映次技官，事務処理やその可愛らしい言動で周りを和ませてくれた都築修子秘書，ありがとうございました。

惜しみない努力と的確なアドバイスでサポートをして頂きました矢田雅也先輩，ありがとうございました。1年間共に研究に励んでくれた力持ちの瀬古一将君，共に研究ができて良かったです。チームの枠を超えて，研究の様々なことについて親切かつ丁寧にご指導いただいた諸先輩方，仲間として研究に励んだ皆さん，皆さんのおかげでより良い研究ができました。

そのほか，支えてくださった方皆様に感謝の意を表したいと思います。

平成21年2月17日