

論文 / 著書情報
Article / Book Information

題目(和文)	微粉炭焚きボイラにおける炭種拡大と環境負荷低減に関する研究
Title(English)	
著者(和文)	田村 雅人
Author(English)	Masato Tamura
出典(和文)	学位:博士(工学), 学位授与機関:東京工業大学, 報告番号:乙第4111号, 授与年月日:2015年2月28日, 学位の種別:論文博士, 審査員:岡崎 健,平井 秀一郎,花村 克悟,齊藤 卓志,野崎 智洋
Citation(English)	Degree:, Conferring organization: Tokyo Institute of Technology, Report number:乙第4111号, Conferred date:2015/2/28, Degree Type:Thesis doctor, Examiner:,,,,
学位種別(和文)	博士論文
Type(English)	Doctoral Thesis

学位論文

微粉炭焚きボイラにおける炭種拡大と
環境負荷低減に関する研究

平成 27 年 2 月

田村 雅人

目次

第1章 研究の背景と目的	
1.1 背景	3
1.1.1 エネルギー源としての石炭	3
1.1.2 微粉炭焚きボイラ	8
1.1.3 微粉炭焚き火力の技術開発動向	11
1.2 本研究の目的と論文構成	28
第2章 木質バイオマス混焼	
2.1 はじめに	29
2.2 木質バイオマスの粉碎現象	29
2.2.1 粉碎試験に供試した木質バイオマス試料	30
2.2.2 試験装置	33
2.2.3 小型粉碎結果および考察	37
2.2.4 大型粉碎結果および考察	49
2.3 木質バイオマスの燃焼挙動	56
2.3.1 試験試料	56
2.3.2 試験装置	56
2.3.3 混焼挙動および考察	58
2.4 木質バイオマス高比率混焼ボイラ	60
2.4.1 要求事項	60
2.4.2 灰付着	61
2.4.3 環境機器への影響	68
2.4.4 火炉収熱解析と評価	71
2.4.5 木質バイオマス燃料系統	87
2.5 木質バイオマス混焼まとめ	89
第3章 高温微粉炭燃焼	
3.1 はじめに	95
3.2 試験装置および方法	95
3.2.1 燃焼試験装置と供試石炭	95
3.2.2 高温微粉炭燃焼用バーナとボイラ	97
3.2.3 試験方法および試験条件	103
3.3 実験結果および考察	103
3.3.1 HTAC モードへの切り替え	103
3.3.2 NO _x ・未燃分特性	105
3.3.3 炉内温度分布	107

3.3.4	炉内ガス分布	108
3.3.5	微粉炭焚きボイラへの適用	111
3.4	高温微粉炭燃焼まとめ	112
第4章	適用炭種拡大技術	
4.1	はじめに	113
4.2	混炭燃焼挙動	113
4.2.1	試験装置と試験炭	113
4.2.2	混炭時の燃料性状	115
4.2.3	揮発分放出過程	117
4.2.4	チャー燃焼過程	119
4.2.5	混炭燃焼挙動まとめ	120
4.3	乾燥褐炭専焼バーナ	121
4.3.1	褐炭乾燥技術	121
4.3.2	試験装置と試験炭	123
4.3.3	乾燥褐炭の燃焼挙動	126
4.3.4	乾燥褐炭専焼バーナの設計	128
4.3.5	着火安定性と燃焼性能	130
4.3.6	乾燥褐炭専焼バーナまとめ	134
4.4	適用炭種拡大技術まとめ	135
第5章	結論	138
参考文献		140
研究業績		146
謝辞		149

第一章 研究の背景と目的

本論文では、石炭の有効利用促進のために、微粉炭焚きボイラに適用する高効率・低環境負荷技術および炭種拡大技術について議論し、実効性が高い3つの技術について取り上げる。それらの技術的課題を明確にし、その解決策を提案・実証することを目的とする。

木質バイオマス高比率混焼では、微粉炭との混焼における利用上の課題を明確にし、解決策を実験により評価し、提案する。カーボンニュートラルな木質バイオマスで石炭を代替することが、地球温暖化ガスである二酸化炭素排出を抑制することにつながることは明白であるが、大規模な普及には至っていない。これを打開する既存の石炭燃焼システムを活かした木質バイオマス高比率混焼システムを実用化し、実証した。

高温微粉炭燃焼は、燃焼用空気と高温排ガスとの混合を想定した高温低酸素ガスによる微粉炭燃焼を実現し、かつ、実機実用化を念頭においたバーナを考案した。加えて、高温燃焼場での微粉炭の着火状態、燃え切りおよびNO_x生成挙動を明らかにすることを目的とした。

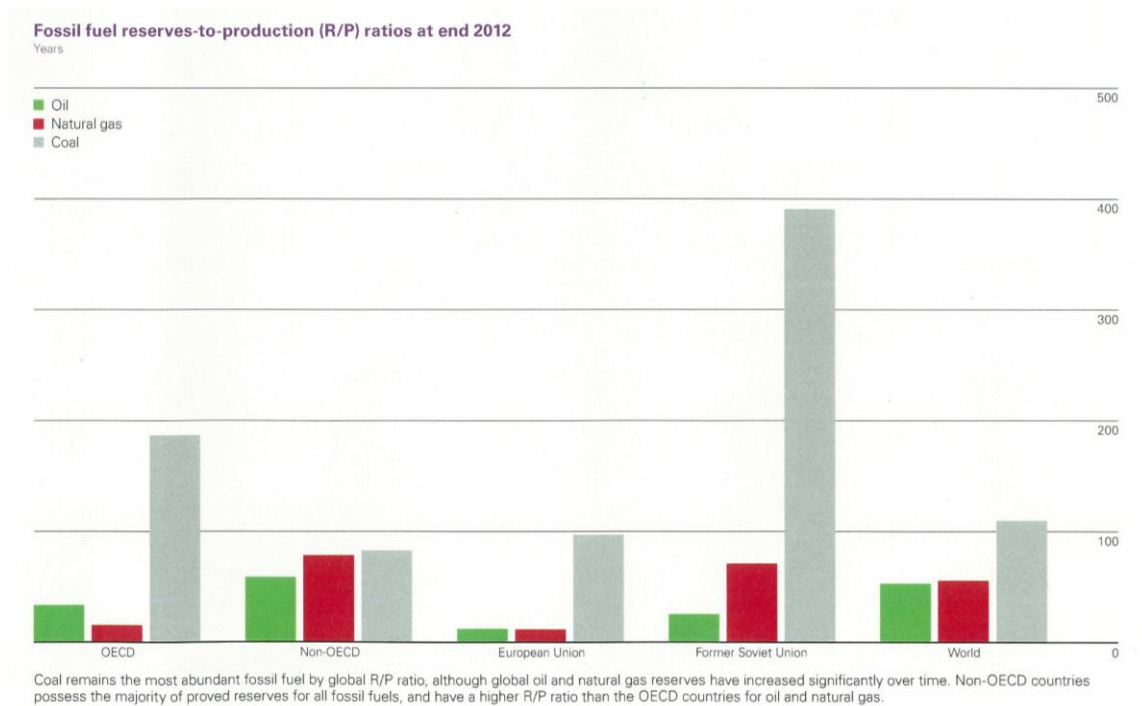
適用炭種拡大技術では、混炭時の燃焼特性評価を行なった。更に炭種拡大のため、近年利用が期待されている褐炭について、乾燥プロセスのコンセプト提案を行なうと共に、乾燥後の乾燥褐炭を対象として乾燥褐炭専焼バーナについて、その性能を実験的に明確にした。

本章では、石炭とその利用技術の現状から、微粉炭燃焼および技術開発状況について述べ、本研究の目的を定義する。

1.1 背景

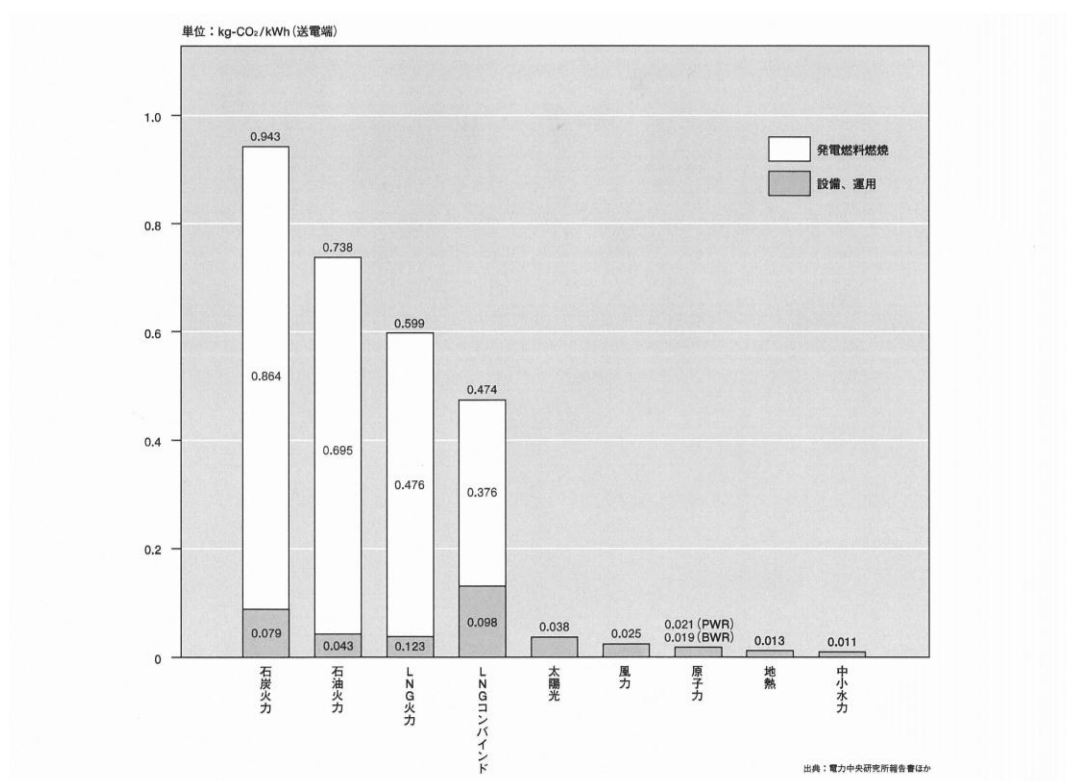
1.1.1 エネルギー源としての石炭

石炭は、堆積した植物が地下に埋没し、地圧や地熱を長期間受けて生成した化石燃料であり、石油・天然ガス・石炭という化石燃料の中でも、貯存量が多いことから安価であり、かつ、世界中に広く分布するため、主要なエネルギー源となっている。世界エネルギー会議（WEC：World Energy Council）によると、石炭の確認可採埋蔵量は 8,609 億トン（2010(H22)年 11 月公表）である。一方、IEA（International Energy Agency）による石炭生産量は 2011(H23)年推計で 76 億 5,789 万トンであり、可採年数は 112 年と算出できる。石炭も含め化石燃料の可採年数は、図 1.1[1-1]の通りであり、石炭のそれが圧倒的に長い。ただし、石炭はその元素組成から単位発熱量当たりの二酸化炭素（CO₂）排出量が最も多く（図 1.2[1-2]）、昨今の地球温暖化問題に対して、解決すべき大きな課題となっている。日本では、1973(S48)年と 1979(S54)年の二度に渡って始まった石油ショックを機に、エネルギーのベストミックスを実現してきた。特に発電分野においては、図 1.3[1-3]に示すように各国の電源構成の比較の中で、日本はバランスの取れた構成となっていることが分かる。また、将来的には輸入に頼るしかない化石エネルギーの比率を減らし、同時に CO₂ 排出も削減するために、図 1.4[1-4]に示す通り原子力の比率を増大させる方針であった。しかし、2011(H23)年 3 月 11 日の東日本大震災に伴う原子力事故により国内全基が停止している（2014(H26)年 11 月現在）。したがって、耐震・安全対策後の原子力の再稼働までは、火力発電所が最も重要な基盤電力となり、その中でも安価な電力を供給できる石炭火力の担う役割がますます重要となっている。



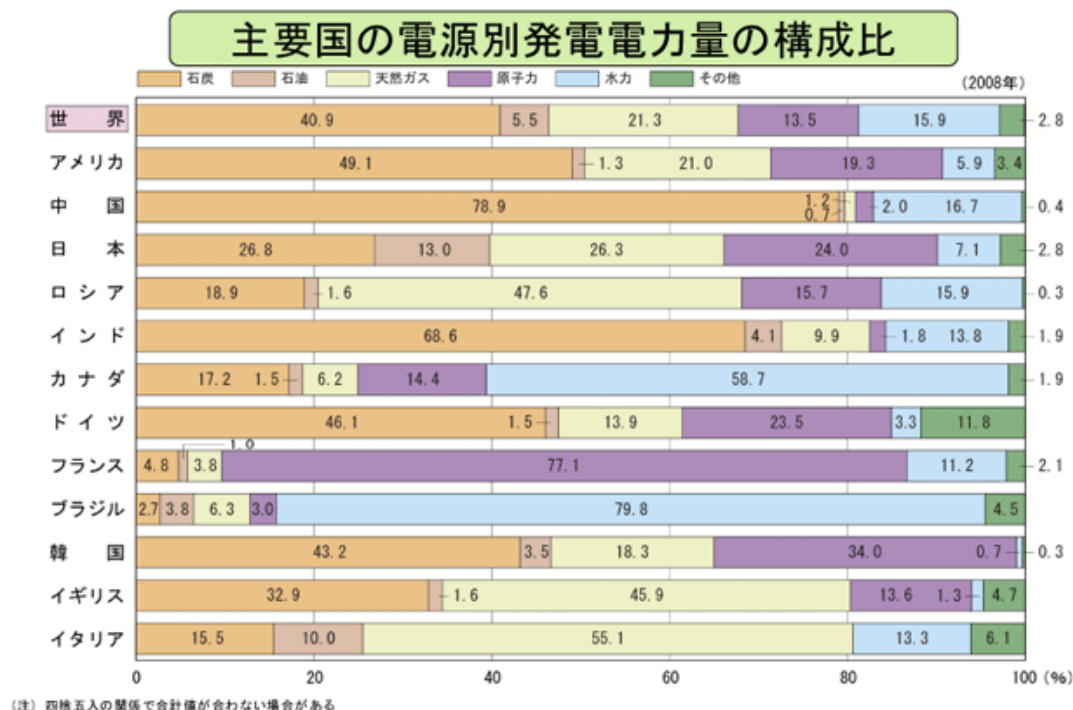
出典：BP Statistical Review of World Energy June 2013

図 1.1 化石燃料の可採埋蔵量[1-1]



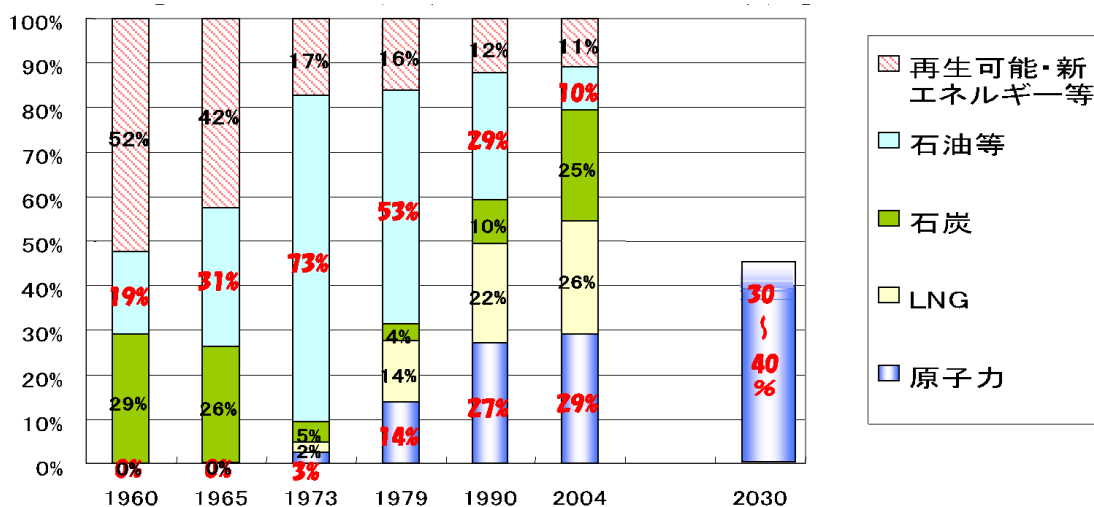
出典：図表で語るエネルギーの基礎 2010-2011

図 1.2 日本の電源別 CO₂ 排出原単位[1-2]



出典：電気事業連合会 HP

図 1.3 主要国の電源別発電電力量の構成比[1-3]



(出典) 資源エネルギー庁「電源開発の概要」等

出典：新・国家エネルギー戦略 2006

図 1.4 日本の原子力発電比率と目標値[1-4]

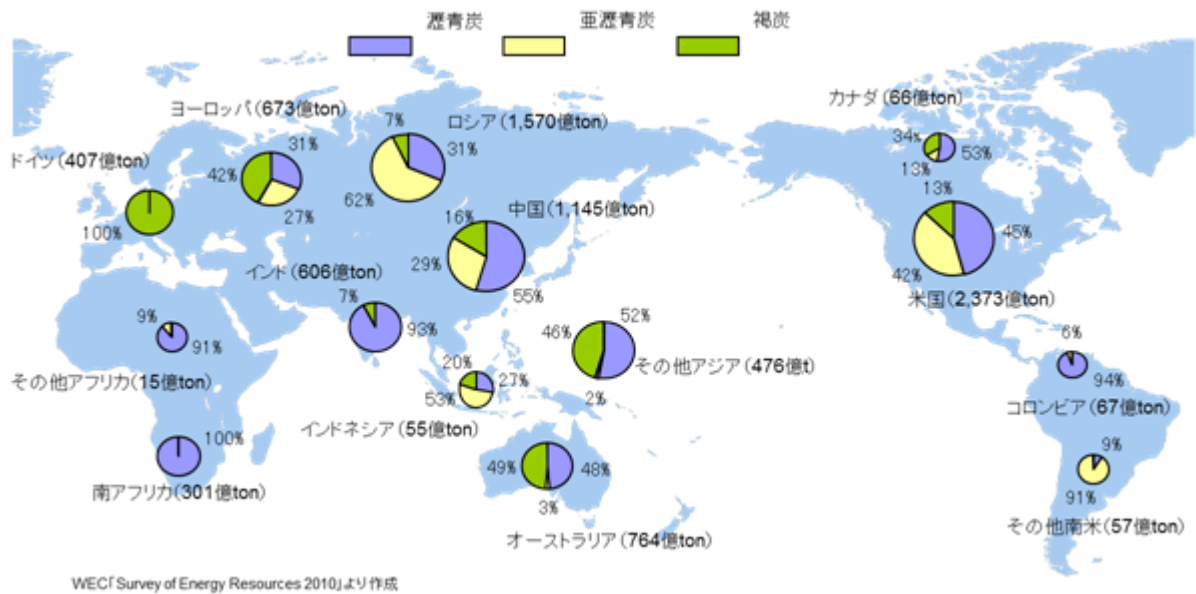
2013(H25)年6月14日に閣議決定された日本再興戦略-JAPAN is BACK-[1-5]においても、石炭を含む高効率火力発電所の重要性が謳われている。3つのアクションプランのうちの一つ、日本産業再興プランの中では、5.立地競争力の更なる強化 ⑦環境・エネルギー制約の克服 ○高効率火力発電（石炭・LNG）の導入 が掲げられており、環境に配慮しつつ高効率火力発電の導入を進めるとともに、技術開発を進めて発電効率の更なる向上を目指すもの

である。第二のアクションプランである戦略市場創造プラン テーマ 2：クリーン・経済的なエネルギー需給の実現においても、高効率火力発電は戦略分野の 1 つに位置付けられている。以下に文章を抜き出して記載する。

また、高効率火力発電を徹底活用し、エネルギーコストを低減させる。火力電源の新增設・リプレースを原則入札にして効率性・透明性を高めるとともに、環境アセスメントの明確化・迅速化を図り、民間企業が高効率な火力発電（石炭・LNG）に円滑に投資できる環境を整備する。同時に、先進技術開発を加速し、世界最高水準の効率を有する火力発電を我が国で率先して導入するとともに、世界へ積極的に展開する。

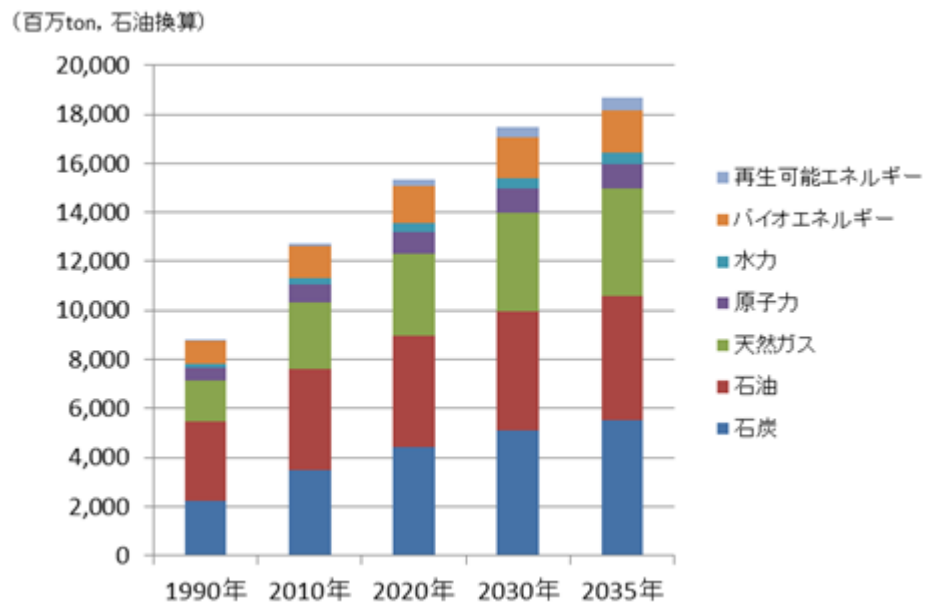
石炭は、その炭化度によって、褐炭、瀝青炭、無煙炭に大別される。特に発電用としては、燃料比（工業分析値の固定炭素割合を揮発分割合で除した数値）が、1.5～2.5 程度の瀝青炭が主に用いられているが、新興国の経済発展に伴う電力需要の増大に対する瀝青炭ニーズの高まりに加え、発電単価引き下げに対応するため、低品位炭の利用拡大が進んでいる。図 1.5[1-6]の炭種別の地域埋蔵量によると、およそ 20%が褐炭であり、亜瀝青炭と合わせて、低品位炭は、全体の 50%を超える。使用石炭が低品位炭化することは当然の流れとも言える。世界に目を向けると、石炭の需要は図 1.6[1-7]の通り拡大方向にあり、現状のままでは世界の CO₂排出量は、2050 年までに倍増すると予想されている（図 1.7[1-8]）。これは、6℃シナリオと言われ、現状のままの CO₂排出を継続すると地球の気温が 6℃上昇するというものである。風力や太陽光発電など再生可能エネルギーの拡大や CO₂回収・貯留（CCS：Carbon Capture and Storage）での削減を見込んでいるが、Additional Emissions については、エネルギーの高効率利用など技術革新が必要である。

将来に渡って石炭を燃料として使っていくためには、高効率かつ低環境負荷であることが非常に重要である。



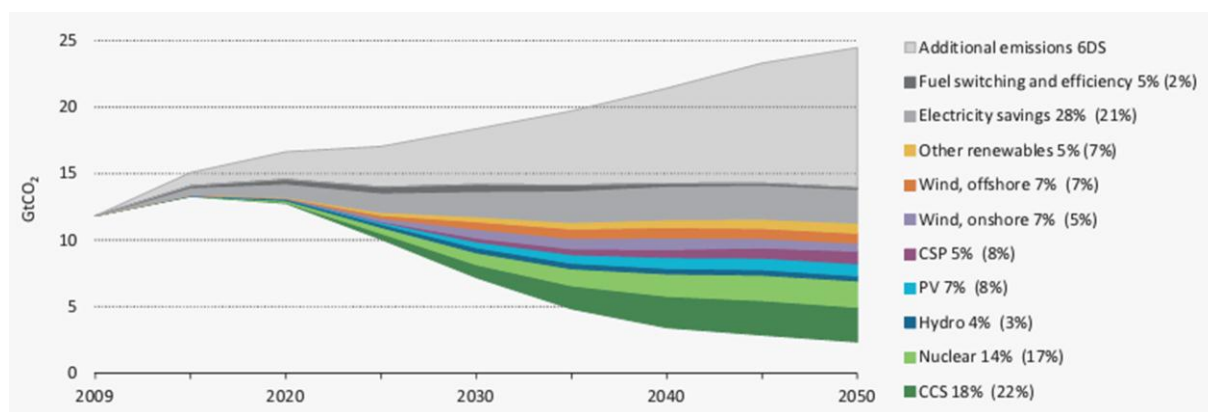
出典：Survey of Energy Resources 2010 から調製

図 1.5 世界の炭種別埋蔵量[1-6]



出典：WORLD ENERGY OUTLOOK 2012 から調製

図 1.6 世界の一次エネルギー需要予測[1-7]



出典：Energy Technology Perspectives 2012

図 1.7 発電分野における世界の CO₂ 排出削減の貢献技術[1-8]

1.1.2 微粉炭焚きボイラ

火力発電所は主機関によって、内燃力発電、ガスタービン発電、汽力発電に大別される。このうち、石炭を燃料とする場合、石炭ガス化ガスでガスタービンを駆動する方式と、石炭燃焼熱によりボイラで高温高压の水蒸気を発生させ、蒸気タービン・発電機を駆動する汽力発電方式がある。汽力発電は、更に石炭の燃焼方法によって、ストーカ方式、流動層方式、微粉炭方式がある[1-9]。現在の石炭焚き汽力発電所の主流は、微粉炭燃焼方式である。塊状の石炭をミル（微粉炭機）で数十 μm の微粉炭に粉碎し、バーナからボイラ火炉内に噴出し、浮遊燃焼させるものである。石炭を細かい粒子にし、300℃程度の燃焼用空気と混合するため、燃焼効率が高く、空気過剰率も低く抑えることができる。ただし、石油や天然ガスに比べて、燃料中の硫黄分（S 分）や窒素分（N 分）が多いことに加え、灰が含まれるため、排ガスをクリーンにするための構成機器が多く複雑となり、殆どのケースで図 1.8 に示すシステムとなる。

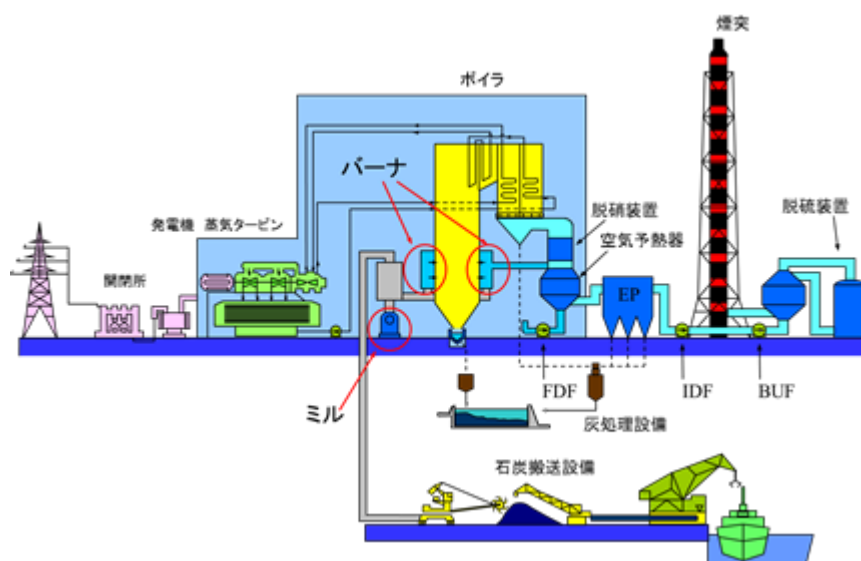
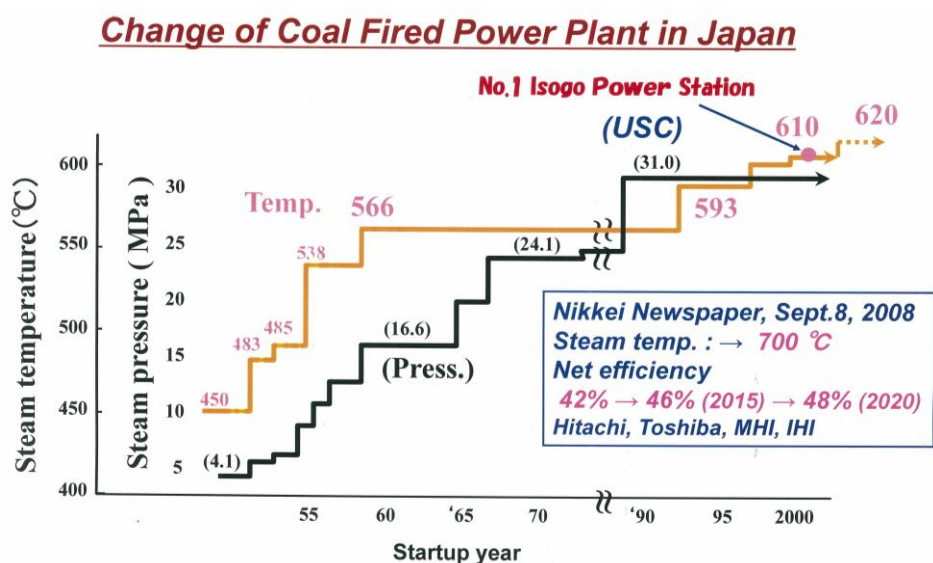


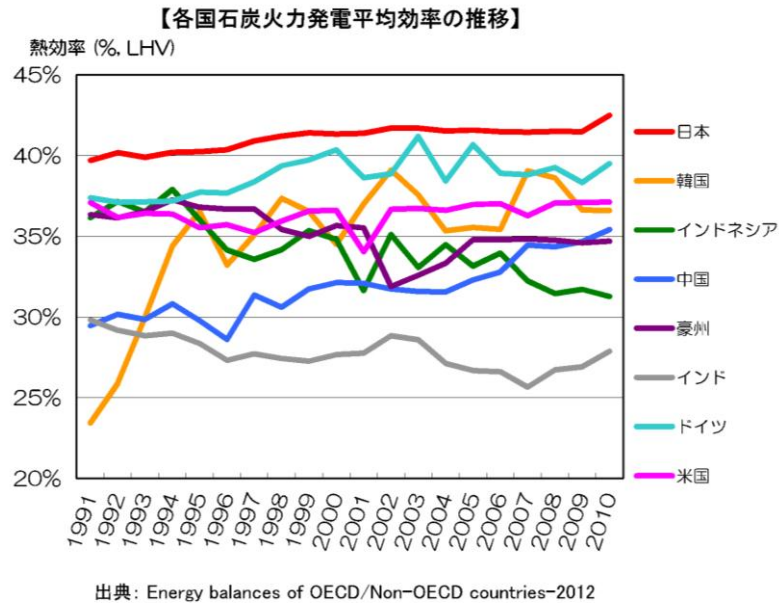
図 1.8 微粉炭焚き火力発電所システム構成

我が国では、微粉炭焚きボイラは 1920 年以降に実用化され、その後、電力需要増大に伴い大容量化の道を進む。同時に、高効率化のために蒸気条件の向上が成されていく（図 1.9[1-10]）。それは 1990 年代以降に急速に進むこととなる。1993(H5)年に中部電力碧南 3 号機（700MW）において、24.1MPa×538/593℃のタービン入口蒸気条件となり、国内で初めて再熱蒸気温度に 593℃が採用された。以降、1998(H10)年に中国電力三隅 1 号機（1,000MW）に 24.5MPa×600/600℃が、2000(H12)年に電源開発橘湾 1 号機（1,050MW）に 25.0MPa×600/610℃が採用され、更に 2009(H21)年に電源開発磯子新 2 号機（600MW）で 25.0MPa×600/620℃が採用されるに至っている。近年は、地球温暖化問題への関心の高まりなどから更なる高効率化として、700℃級 A-USC（Advanced-Ultra Super Critical）の開発が進められている[1-11]。日本では国家プロジェクトとして、2008(H20)年度から 2016(H28)年度までの 9 ヶ年計画で、ボイラメーカー、タービンメーカー、バルブメーカーなどが参画している。高蒸気条件への対応として必須である Ni 基合金材料の開発によって、2020 年以降において商用プラントで、送電端効率 46%（HHV）を達成する見込みであり、これにより現行最新の石炭焚き火力の 42%（HHV）よりも、4 ポイントも向上することとなる。大型化と高効率化はボイラ発明以来続く命題であり、特に一次エネルギーの 96%を輸入に頼る日本[1-12]では、高効率化は CO₂削減にも直結する必須のニーズであり、世界に先駆けて蒸気条件の向上を定着させ、石炭火力の発電効率で世界をリードしている（図 1.10[1-13]）。効率の向上に加えて、我が国が世界をリードする技術として環境技術がある。化石燃料を利用する火力発電所においても、各種有害物質の排出基準が定められている[1-11, 1-14]。ここでは、3 大物質として、ばいじん・硫黄酸化物（SO_x）・窒素酸化物（NO_x）について記述する。これらの物質は、1962 年(S37)に制定された「ばい煙の排出の規制等に関する法律」に始まり、1967(S42)年の公害対策基本法、翌 1968(S43)年に制定された大気汚染防止法によって規制値が定められている。



出典：グリーンイノベーションにおける技術革新と国際展開

図 1.9 日本におけるボイラの蒸気条件変遷[1-10]



出典：我が国の石炭政策の方向性について

図 1.10 各国の石炭火力の平均効率の推移[1-13]

ばいじんについては、濃度による規制を採用しており、ボイラの規模、すなわち燃焼量が多くなるほど厳しい規制値となっている。また、1970(S45)年の改正により指定地域制を廃止するとともに、地方公共団体により上乘せ排出基準を設定可能とした。1982(S57)年には、エネルギー情勢の変化への対応、粒子状物質対策の推進として排出基準が強化された。ばいじん除去装置としては、バグフィルタと電気集塵機が主流である。

SO_x の排出規制は、煙突から排出された SO_x の着地濃度による排出基準（K 値規制）と工場単位での総量規制が併用されている。1973(S48)年に実用化された排煙脱硫装置が発電所に設置開始され、高性能化とコスト低減が進められてきた。現在は、殆どの微粉炭火力発電所には、湿式の石灰石膏法が採用されている。

NO_x は、1973(S48)年に排出規制が制定され、その後段階的に排出基準が厳しく見直され（図 1.11）、それに合わせて、低 NO_x 燃焼法、低 NO_x バーナ、脱硝装置の開発が進められてきた。ばいじんと SO_x と異なり、NO_x については燃焼での低減が可能であり、技術開発が継続されている。規制値は、排ガス量が 70 万 m³/h（normal）を超える大容量の微粉炭焚きボイラでは、現在 200ppm（O₂=6%換算）となっているが、更に厳しい上乘せ基準が、条例、協定、指導要領などで適用されている場合が殆どである。大都市近郊では、微粉炭焚きボイラの NO_x 規制値は、20ppm（O₂=6%換算）程度となっている。炭種や採用している低 NO_x 法によって差異はあるものの、微粉炭焚きボイラの NO_x はおよそ、バーナ部発生時→ボイラ火炉出口→脱硝装置出口=100→50→10～15 の割合であり、燃焼での NO_x 低減割合はおよそ 50%であるため、これを拡大する NO_x 低減技術のニーズは高い。

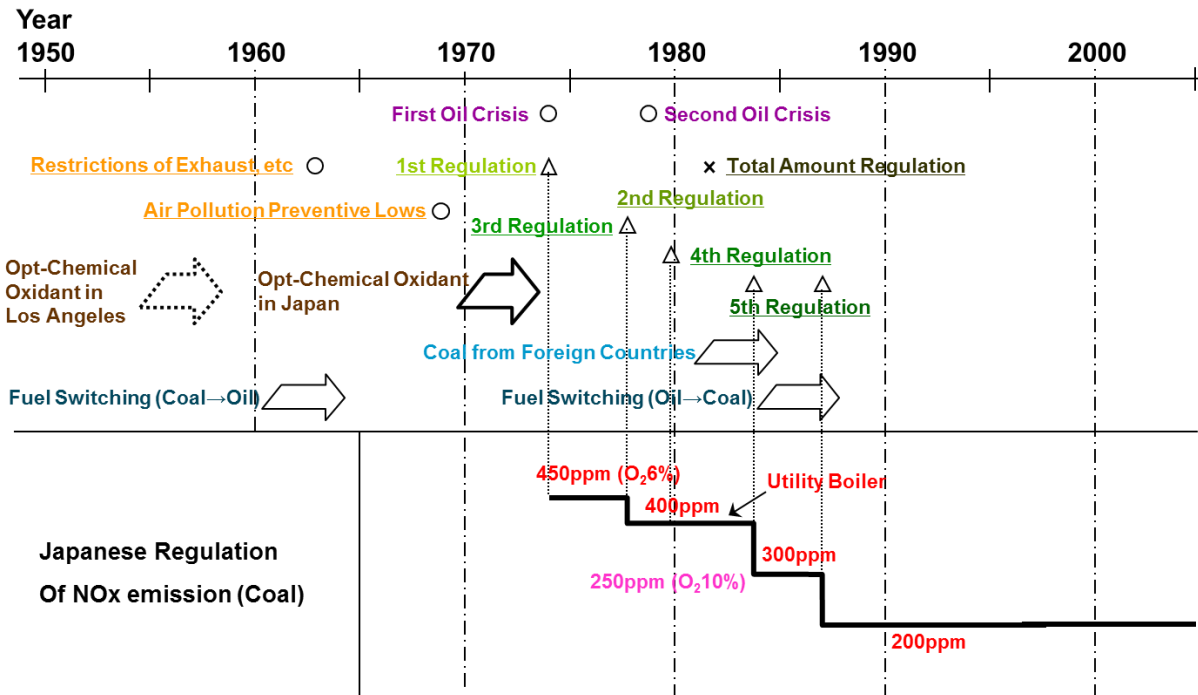


図 1.11 石炭燃焼設備への NOx 規制

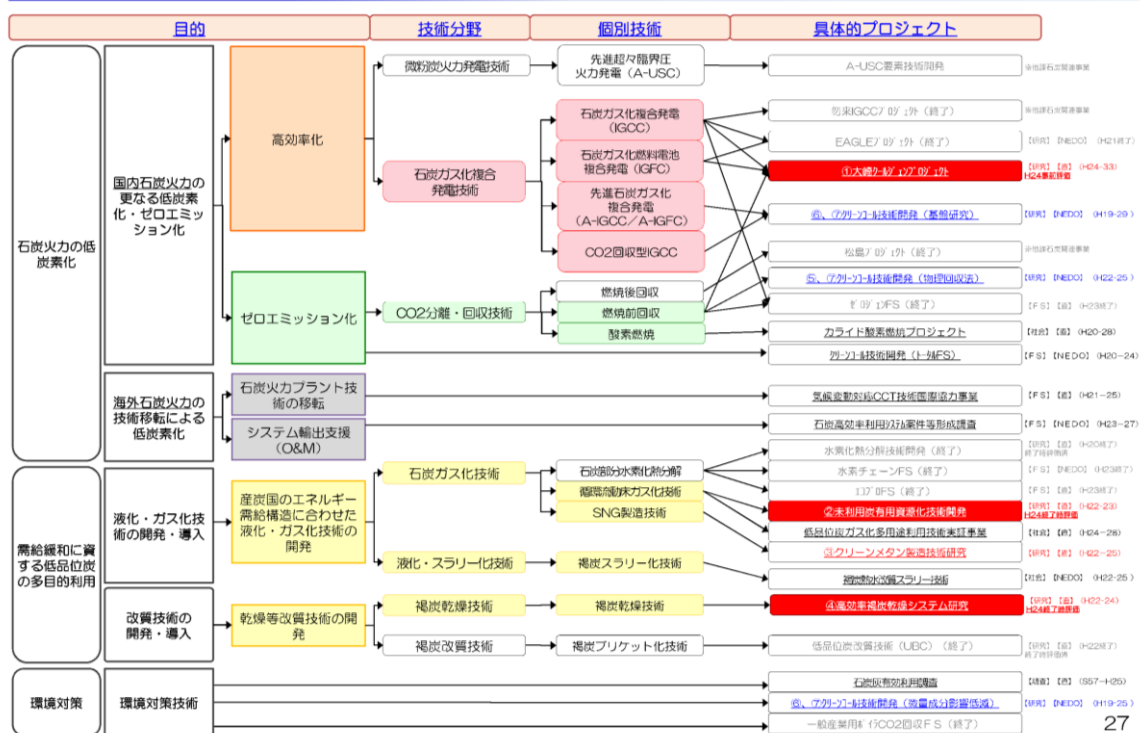
1.1.3 微粉炭焚き火力の技術開発動向

重要な基幹電力供給源である微粉炭焚き火力を今後も使用していくためには、高効率化と環境負荷低減が必須であり、加えてエネルギーセキュリティと発電単価低減の観点での炭種拡大のニーズも大きい。高効率化では、前節 1.1.2 で触れた A-USC と石炭ガス化複合発電 (IGCC: Integrated coal Gasification Combined Cycle) について概説する。環境負荷低減としては、特に昨今の地球温暖化問題への関心の高さから CO₂ 低減技術を取り上げ、発生した CO₂ を回収・分離し、貯留する CCS 関連技術と、石炭のカーボンニュートラルな木質バイオマスへの代替技術の動向を述べる。更に、例えばガラス溶融炉などで実用化されている未燃分と NOx を同時低減し、高効率化と低環境負荷を両立する高温空気燃焼についても取り上げる。炭種拡大に関しては、低品位炭利用技術の一つとして低品位炭乾燥技術動向を述べる。本節で述べる技術動向は以下の通りである。

- > A-USC と IGCC
- > CCS
- > 木質バイオマス混焼
- > 高温空気燃焼
- > 低品位炭乾燥

これらの多くは、日本政府の進めるクリーンコール技術開発の施策体系にもリストアップされている (図 1.12[1-13])。

クリーンコール技術開発の施策体系



出典：我が国の石炭政策の方向性について

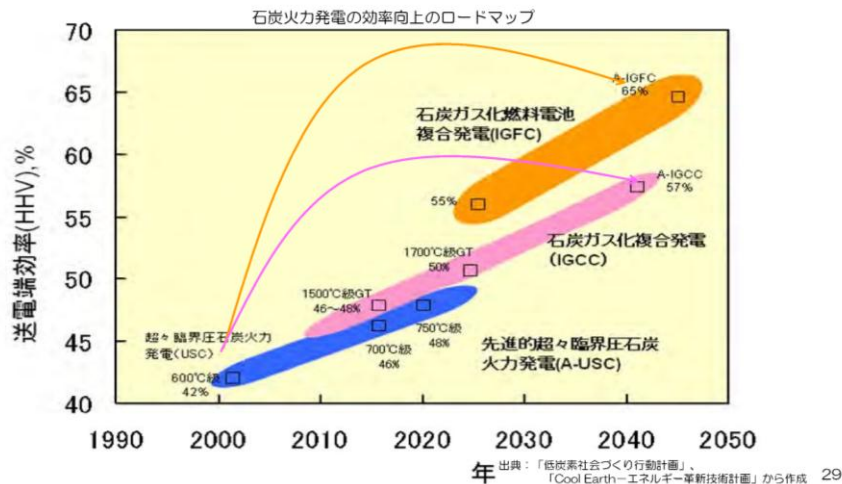
図 1.12 クリーンコール技術開発の施策体系[1-13]

(1) A-USC, IGCC

石炭の高効率利用技術としては、現行の微粉炭焚き火力の効率向上技術である A-USC と石炭ガス化複合発電 (IGCC : Integrated coal Gasification Combined Cycle) がある[1-15]。更に燃料電池との組み合わせである IGFC (Integrated coal Gsification Fuel Cell combined cycle) や CCS との組み合わせである CO₂ 回収型 IGCC などがあるが、ここではガス化発電をまとめて IGCC として概説する。図 1.13[1-13]は、日本政府の石炭火力発電の効率向上のロードマップであるが、10年以内の近い将来の A-USC から高効率化を引き継ぐ技術が IGCC であると読み取れる。

我が国の石炭火力の発電効率と更なる高効率化

今後、我が国の強みを生かした石炭ガス化複合発電（IGCC）や石炭ガス化燃料電池複合発電（IGFC）、先進超々臨界圧火力発電（A-USC）など更なる石炭火力発電の効率向上に向けた技術開発が重要。



出典：我が国の石炭政策の方向性について

図 1.13 石炭火力発電の効率向上のロードマップ[1-13]

A-USC は、1.1.2 節にも記載した通り、現行の超々臨界圧（USC）発電システムの蒸気条件を更に向上させ、主蒸気圧力 35MPa、二段再熱を想定し蒸気温度 700℃/720℃/720℃級を目指している。高温での使用に耐える材料の開発、それらの溶接、加工などの製造技術の開発が行われている。現在、実用化されている 600℃級の USC は、燃料である石炭を輸入に頼る日本で開発された技術であり、9～12%Cr 鋼の開発がそれを支えてきた。これは、ボイラ、タービンともに同様である。A-USC では 700℃級に耐える材料として、Ni 基合金の実用化試験が行なわれている[1-16][1-17][1-18]。A-USC 国家プロジェクトのスケジュールを図 1.14 に示す。

		2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
システム設計 System Design		システム設計・経済性 System Design, Economics								
ボイラ技術 Boiler Technology	材料 Material	高温大径管・伝熱管開発 Large Steam Pipe, High Temp. Tube								
	製造・加工 Manufacturing	長時間クリープ試験 Long Term Test(30000-70000hour)								
タービン技術 Turbine Technology	材料 Material	溶接・曲げ加工 Welding, Pipe Bending etc.								
	材料 Material	材料試験・試作 Material Test, Trial Manufacturing								
タービン技術 Turbine Technology		ロータ・ケーシング・ボルト材開発 Rotor, Casing, Bolt etc.								
タービン技術 Turbine Technology		長時間クリープ試験 Long Term Test(30000-70000hour)								
高温弁技術 Valve Technology		材料試験・試作 Material Test, Trial Manufacturing								
ボイラ・タービン実効試験 Boiler Components & Small Turbine Test		試験計画 Plan, Design			製作 Manufacture			試験 Test		

出典：平成 23 年における重要なエネルギー関係事項

図 1.14 A-USC 国家プロジェクトスケジュール[1-15]

A-USC の開発は、欧州が先行しており、電力会社・メーカーを中心 AD700 プロジェクト (Advanced Design 700) が 1998(H10)年から進行している[1-19]。このプロジェクトのうち、ボイラチューブ材料の開発に関わる実缶挿入試験などは COMTES700 として実施されており、ドイツの Scholven 発電所での運転を 2005(H17)年 7 月から開始している[1-20]。開発計画としては、2020 年頃の 700℃石炭火力発電所建設を目指している[1-21]。一方、米国でも NETL (National Energy Technology Laboratory) が、760℃、35MPa の蒸気条件を選択し、ボイラ、タービンの材料開発の研究を行っている[1-22]。

石炭ガス化技術については、1980 年代から各社において開発が行われてきており、現在は、空気吹きガス化と酸素吹きガス化技術の開発が進行中である。空気吹き IGCC は、2001(H13)年に設立された(株)クリーンコールパワー研究所 (2013(H25)年 4 月に常盤共同火力(株)に吸収合併)にて、出力 250MW 規模で実証運転が行なわれた。研究は、1986(S61)年度から石炭処理量 200t/日 (2.5 万 kW 相当) のパイロットプラントにて開始され、その後、事前検証試験、設計研究、詳細設計、環境影響評価、実証機建設を経て、2007(H19)年 9 月に実証機ガス化炉に点火されている。以降、2010(H22)年度末まで約 4 年間の実証試験を成功裏に終え、新たな課題への対応と IGCC 技術の成熟化に向けた検証試験を 2013(H25)年 4 月まで実施した。2013(H25)年 4 月からは、常盤共同火力(株)の商用設備 (10 号機) として運転を行っている。表 1.1 に勿来 10 号機 IGCC の仕様を示す。1,200℃級ガスタービンの採用で目標送電端効率は 42% (LHV ベース) であるが、1,500℃級ガスタービンの導入で、48%超を見込んでいる[1-23] [1-24][1-25]。

表 1.1 常盤共同火力(株)勿来 10 号機 IGCC[1-23][1-24][1-25]

出力	250MW	
石炭使用量	約 1,700t/日	
方式	ガス化炉	空気吹きドライフィードガス化
	ガス精製	湿式ガス精製（MDEA）＋石膏回収
	ガスタービン	1,200℃級
目標熱効率※	発電端	48％（46&）
	送電端	42％（40.5％）
環境特性 （目標値）	SOx 排出濃度	8ppm（O ₂ 16％換算）
	NOx 排出濃度	5ppm（O ₂ 16％換算）
	ばいじん排出濃度	4ppm（O ₂ 16％換算）

※ 熱効率の値は低位発熱量基準(LHV)。カッコ内の数値は高位発熱量基準(HHV)。

酸素吹きガス化では、「革新的 CO₂ 回収型石炭ガス化技術開発」と大崎クールジェンの各プロジェクトが進行中である。前者は、EAGLE (Coal Energy Applicayion for Gas, Liquid and Electricity) パイロット試験設備を活用し、物理吸収法による CO₂ 分離回収試験を中心とした実証を行なっている。EAGLE プロジェクトは、1991(H3)年から 1994(H6)年まで運転研究が行なわれた HYCOL の成果を受けて、1995(H7)年から開始され、2009(H21)年度に全ての開発目標を達成して終了している。表 1.2 に EAGLE パイロット試験設備の仕様と、達成値を示す[1-15][1-26][1-27]。

表 1.2 EAGLE パイロットプラント[1-15][1-26][1-27]

出力	8MW (GT 発電機出力)	
石炭使用量	150t/日	
方式	ガス化炉	酸素吹き 1 室 2 段旋回流噴流床
	ガス精製	MDEA 湿式ガス精製方式
	ガスタービン	8MW (GT 発電機出力)
目標値※	冷ガス効率	78%以上 (82%)
	生成ガス発熱量	10,000kJ/m ³ (normal) (10,100kJ/m ³ (normal))
ガス精製性能目標値※	硫黄酸化物	1ppm 以下 (1ppm 未満)
	アンモニア	1ppm 以下 (1ppm 未満)
	ハロゲン化合物	1 ppm 以下 (1ppm 未満)
	ばいじん	1mg/m ³ (normal) 以下 (1mg/m ³ (normal) 未満)

※カッコ内の数値は達成値

この EAGLE の成果を受けて、商用化を目指した大型実証試験との位置付けで、大崎クールジェンプロジェクトが 2012(H24)年度から開始している。石炭使用量は 1,100t/日、1,300℃ 級ガスタービンを採用した複合発電出力は 167MW である。プロジェクトの第一段階は、2018(H30)年度までに行なう酸素吹き IGCC の実証であり、表 1.3 を目標としている。第二段階では、第一段階の IGCC に CO₂ 分離・回収装置を追設して、2020(H30)年度までに CO₂ 分離・回収型 IGCC 実証試験を行なう。第三段階は、CO₂ 回収型 IGFC の実証が計画されている。欧米では 1990 年代に、250～350MW の実証プラントが建設され、Buggenum (オランダ)、Puertollano (スペイン)、Wabash River (米国)、Tampa (米国) の 4 プラントが運転を継続している。一方で、米国やオランダで計画された IGCC では、コスト高で延期や中断となっているものもある[1-15][1-28][1-29]。

一次エネルギーの 96%を輸入に頼る日本では、国家の石炭政策の通り、貴重な輸入エネルギーである石炭を、できるだけ高効率で利用する A-USC や IGCC, IGFC の実用化を産官学一体となって進めていく必要がある。

表 1.3 クールジェン酸素吹き IGCC の実証目標[1-28]

プラント性能	送電端効率	空気吹きドライフィードガス化
環境性能	SOx 排出濃度	8ppm (O ₂ 16%換算)
	NOx 排出濃度	5ppm (O ₂ 16%換算)
	ばいじん排出濃度	3mg/m ³ (normal) (O ₂ 16%換算)
多炭種適用性	炭種性状適応範囲の把握 (微粉炭火力に適合しにくい低灰融点炭から微粉炭に適合する石炭まで)	
設備信頼性	長時間耐久試験により事業性石炭火力レベルの年利用率 70%以上	
プラント制御性・運用性	事業性火力プラントとして必要な運転特性, 制御性等 (例: 負荷変化率: 1~3%/分)	
経済性	商用機レベルで発電単価が微粉炭火力と同等以下になる見通しを得る	

(2) CCS

発電分野での CCS 技術は, 酸素燃焼 (Oxyfuel), 燃焼後回収 (Post-Combustion), 燃焼前回収 (Pre-Combustion) の 3 つに分類でき (図 1.15), 微粉炭焚き火力では, 酸素燃焼と燃焼後回収 (化学吸収) が該当する。

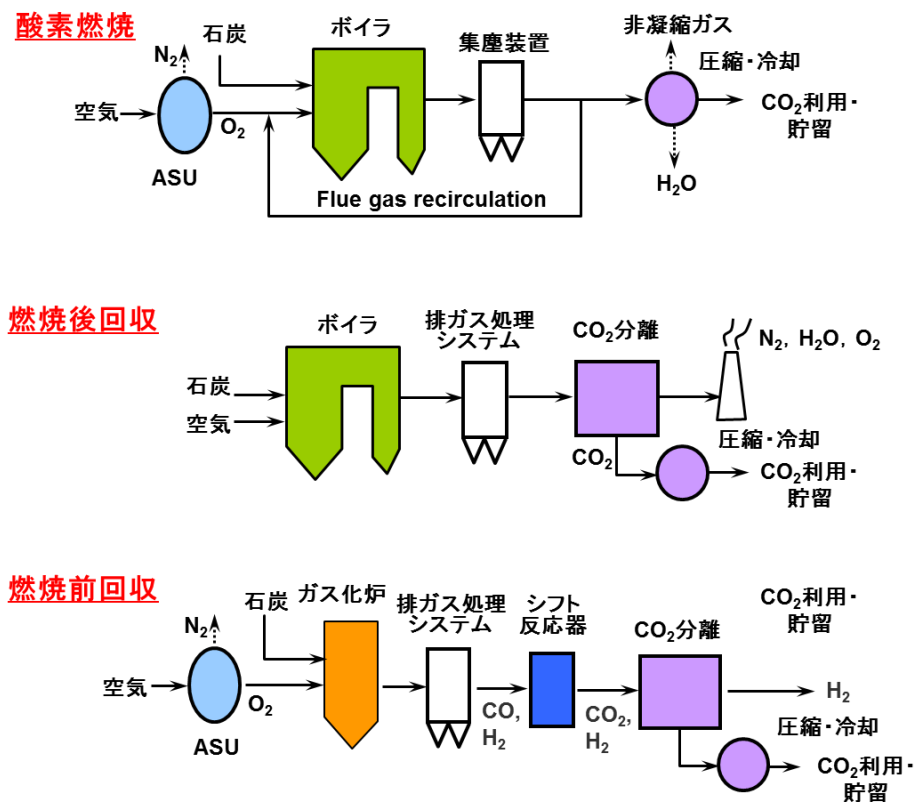
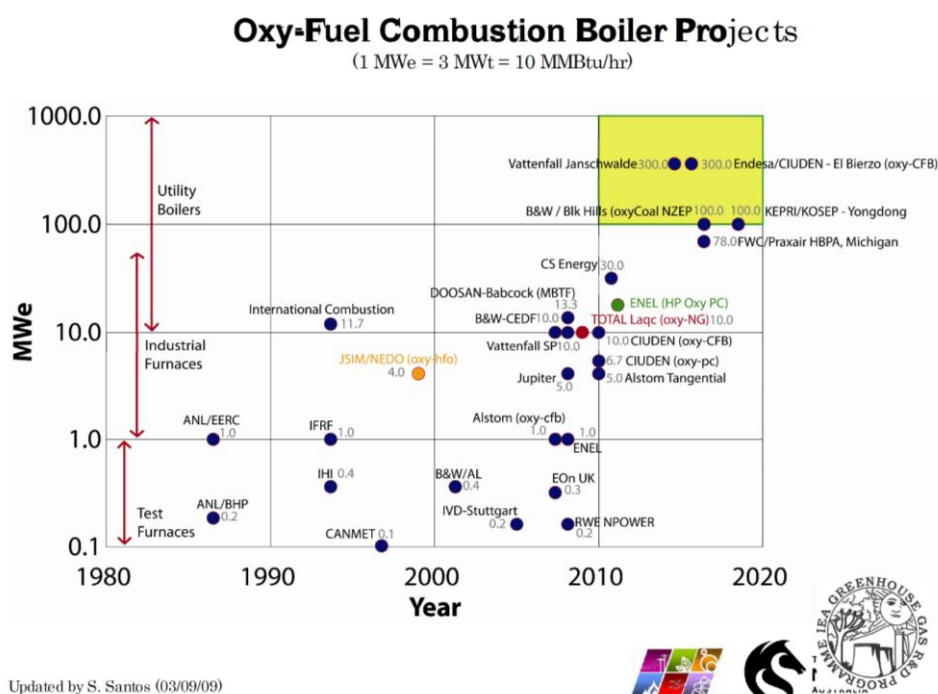


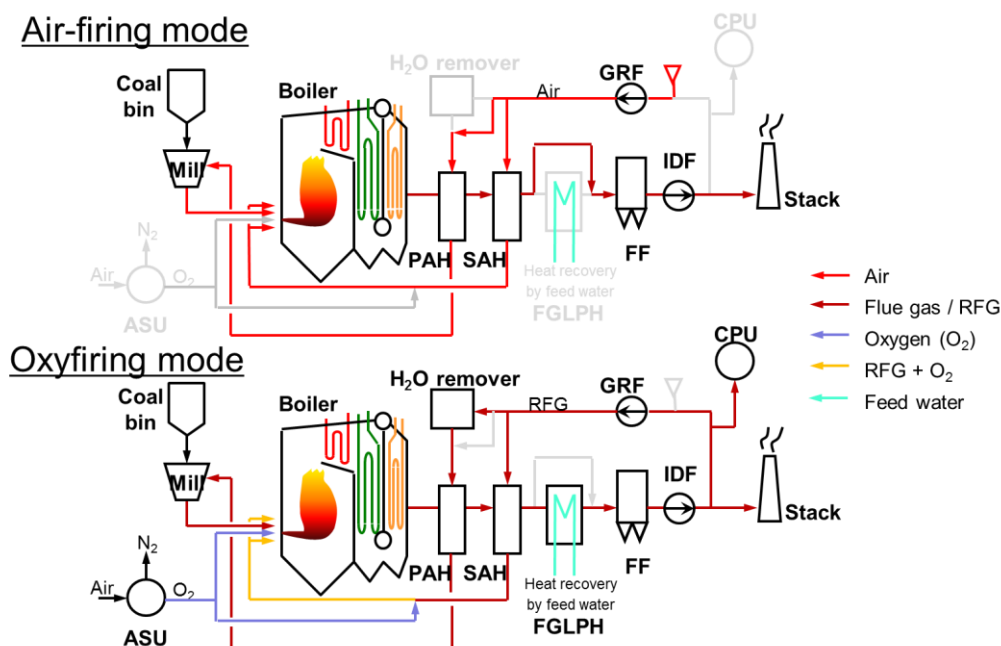
図 1.15 CO₂ 回収方法の比較

酸素燃焼では、空気中の酸素を事前分離し、酸素と循環排ガスとの混合ガスで微粉炭を燃焼させる。空気中の窒素（ N_2 ）を事前分離することから、排ガスの主成分は CO_2 と H_2O となり、水分除去のみで理論上 95%以上の CO_2 濃度が達成可能となる。微粉炭を燃焼させることのみであれば、空気分離した酸素のみを使用すれば良いが、その場合燃焼温度が高くなりすぎることと排ガス量がおおよそ 1/5 になることから、従来のボイラ火炉構造材料が使用出来なくなり、通風機（ファン）などの補機類がそのまま使えないなどの問題が出る。これを解決するために高濃度 CO_2 である排ガスを循環させ、火炎温度や輻射強度などが従来の空気燃焼と同等となるようにしている。そのため、酸素燃焼は、新設微粉炭焚き火力のみならず既設改造の適用も可能である。こうした利点もあり、世界中で研究が進められており、いくつかのプロジェクトは、実証段階にある。図 1.16 に現在計画されている酸素燃焼を用いた大型実証プロジェクトを示す[1-30]。このうち Callide 酸素燃焼（図 1.16 には、CS Energy30.0 としてプロット）は、酸素燃焼を 2012 年より開始し、2014 年 5 月時点で酸素燃焼累計時間は 6,000 時間を超えている。Callide 発電所は、オーストラリア・クイーンズランド州に 1966 年から 1968 年に建設された微粉炭焚き火力であり、長期に渡り休止中であった。2011 年に改造後の空気燃焼での試運転、2012 年 3 月に初めてボイラに酸素を供給して以降、系統運用確認や空気・酸素のモード切り替えなどを実施してきている。図 1.17 に、Callide 酸素燃焼のプロセスを示す[1-31]。酸素燃焼は、上述のようにメリットが大きいものの、酸素を空気から分離する際の動力が発電端効率のおおよそ 10 ポイント分と大きく[1-32]、送電端効率低下をいかに小さく抑えるかが課題となっている。



出典：Coal based oxy-fuel technology: progress to development

図 1.16 酸素燃焼大型実証プロジェクト[1-30]



出典：火力発電設備への CCS 適用とカーボンネガティブへ向けた CO₂ 排出削減の取り組み

図 1.17 Callide 酸素燃焼のプロセス[1-31]

酸素燃焼と並び CO₂ 分離技術として、化学吸収の研究も各所で行われている。微粉炭焚き火力の場合は、常圧の排ガス中の CO₂ 濃度はおよそ 15%と低濃度であり、これをいかに効率良く吸収分離、回収するかが技術開発アイテムである。利点の一つは、排ガス全量を処理するだけでなく、排ガスの一部を処理する部分回収も可能であり、規制値やプラント毎の状況に応じて、CCS ニーズに応じた柔軟な対応が可能である点が挙げられる。化学吸収では、多くの場合アミン系吸収液により CO₂ 吸収・放散を行っている。図 1.18 が微粉炭焚き火力での化学吸収のプロセスであるが、吸収塔で、排ガスと吸収液を接触させることで化学反応により CO₂ が選択的に取り込まれる。一方、放散塔では、加熱されることにより CO₂ が放出（再生）される。この加熱のために大量の熱が必要となり、タービン系統から低圧蒸気を抽気して使用する。このため、発電出力が低下し、発電効率も低下することとなる。これは、発電所から排出される CO₂ を 90%回収する場合に、約 15%発電量が低下し、発電量の 10%以上の動力が必要であると見込まれている[1-33]。したがって、再生のための熱が少なくてすむ吸収液の開発に各社しのぎを削っている。

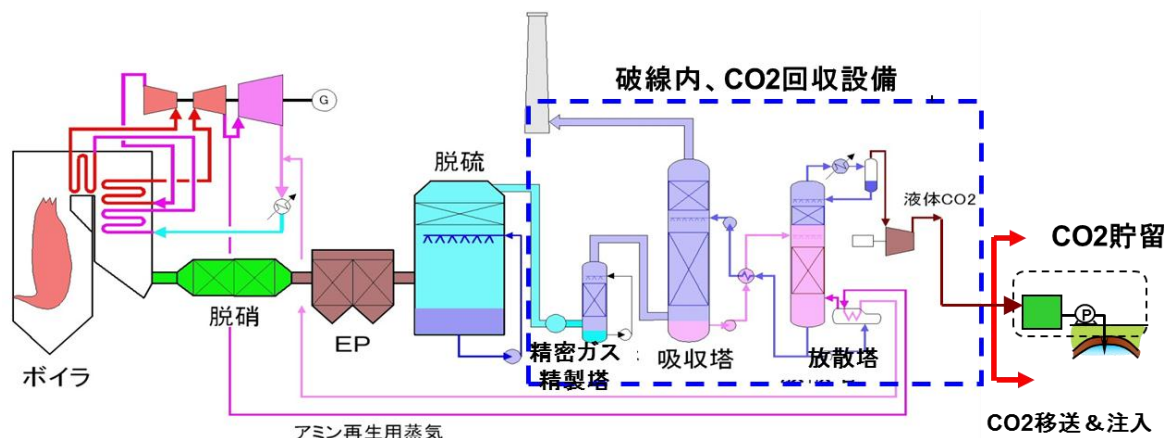
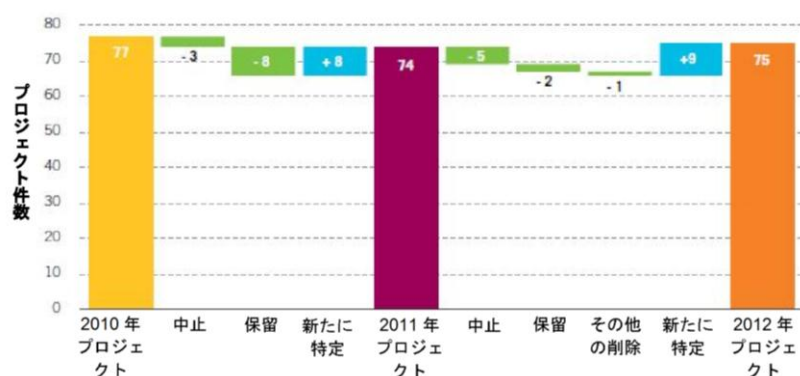


図 1.18 微粉炭火力の化学吸収プロセス

Global CCS Institute による大規模統合プロジェクト (LSIP) は、2010 年では 77 件であったものが増減の結果、2012 年 9 月時点で 75 件となっている (図 1.19[1-34])。2011 年以降、開発段階にあったもののうち 8 件が LSIP リストから削除されており、多くは資金的な問題による。一方で、CCS 技術に共通した課題として、CO₂ 貯留に対する住民合意をいかに得るかがハードルの高い課題である。例えば、デンマーク・Nordjylland Power Station で Vattenfall が計画していた Post-Combustion は、2013 年から年間 280 万トンの CO₂ を回収する予定であったが、経済状況と貯留施設周辺住民の反対により 2009 年に無期限延期となっている[1-35]。また、ドイツ・RWE による IGCC Plant in Hürth (450MW、年間 260 万トン回収) は、内陸貯留への反対が強いことなどから、2014 年に稼働開始だったものが延期となっている。これら以外にも経済的、CO₂ 貯留の安全性などの問題から複数のプロジェクトが中止や延期となっている。

CO₂ の地下貯留や海洋隔離は、貯留・隔離後の CO₂ 再放出による環境への懸念から、現状では実施が困難な状況にある。一方、CO₂ を産出量の減少した油田に注入することで産出量を増量する EOR (Enhanced Oil Recovery) が行なわれており、これは有効な CO₂ 利用と言える。また、尿素合成、メタノール製造といった化学的 CO₂ 固定や人工光合成の研究も進められている[1-36][1-37]。これらの技術開発・実用化に遅れることなく、酸素燃焼や化学吸収などの CCS 技術の実用化を行なう必要がある。



出典：Global CCS Institute 2012, The global status of CCS:2012, Canberra, Australia

図 1.19 大規模統合プロジェクトの推移[1-34]

(3) 木質バイオマス混焼

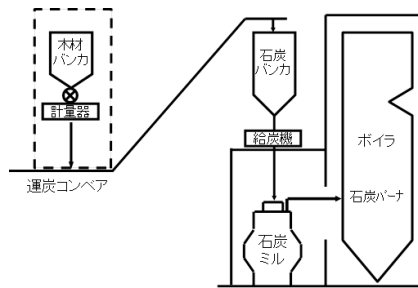
生物を起源とするバイオマスのうち、木質バイオマスによる石炭代替は、即効性のある CO₂ 低減技術として期待されている。木質を含むバイオマス、洋上風力、太陽光、小水力、地熱等の徹底活用が、エネルギーが身近で使いやすい環境の実現のための施策となっている[1-5]。また、環境省の森林・林業再生プラン～コンクリート社会から木の社会へ～[1-38]や、バイオマス日本総合戦略[1-39]でも木材、木質バイオマスのエネルギー利用が謳われている。一方、既に、国内外を問わず、微粉炭焚き火力への木質バイオマスの導入が行われており[1-40]、表 1.4 に、国内電力会社のホームページで公開されている木質バイオマス利用状況の一例を示す。

表 1.4 木質バイオマスの微粉炭焚き火力での利用状況

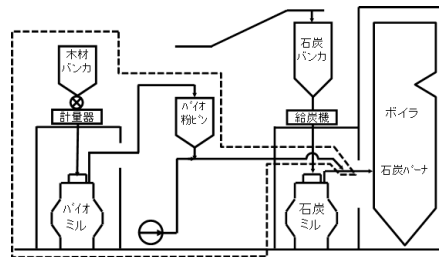
四国電力	西条発電所 1 号機（混焼率 2.0%以下）／2 号機（混焼率 3.0%以下） 四国内の森林組合，製材所で製材時に発生する国産のスギ・ヒノキの樹皮，木片等
北海道電力	砂川発電所 3 号機（1～3wt%） 北海道内の間伐材や造材の過程で発生する端材などを破碎した木質チップ H22 年度実証試験
北陸電力	七尾大田火力発電所 2 号機（約 2 万トン／年） 製材過程等から発生する樹皮や木屑（建設廃材は除く）
中国電力	新小野田発電所 1 号機，2 号機（3wt%以下） 間伐材，伐採材
九州電力	苓北発電所 1 号機，2 号機（1wt%程度） 国内林地残材

木質バイオマスの利用方法は、図 1.20 のように 3 通りに大別され、確認した中では、すべて、(a)混合粉砕が採用されている。これは、送炭コンベアの上に少量の木質バイオマスを乗せて、そのままミルで粉砕、バーナに供給する方法である。木質バイオマスのバンカ、供給機を追設するのみであり、設備投資が少なく済む。ただし、その混合割合は、石炭に比べて劣る木質バイオマスの粉砕性のため、既設設備、特にミルの余裕に左右される。したがって、現在国内で行われている木質バイオマス混焼は、木質ペレットを用いて、5%（熱量）程度が上限となっている。一方、自家発電ボイラでは、(b)個別粉砕・燃料管混合の採用例もある[1-41]。この方法では、粉砕性の異なる石炭と木質バイオマスを別々に粉砕することから、相互影響がなく、それぞれ適したミル構造や運転条件を採ることが出来る。ただし、燃焼管での混合は、微粉炭系統と木質バイオマス系統のバランスを維持することが難しく、また、木質バイオマス系統が間接燃焼、つまり粉砕機から排出された木粉を一旦、バンカやビンに貯める方式となることから、設備系統が複雑になる欠点がある。今後も重要電源であり続ける微粉炭焚き火力発電所での CO₂ 削減を更に推進するためには、個別粉砕・個別燃焼が選択されていくと思われる。例えば、微粉炭焚き火力の CO₂ 排出原単位を、LNG コンバインドと同等とするためには、図 1.2 のデータより 50%（熱量）を木質バイオマスで代替する必要がある。ただし、これについては、木質バイオマスの安定供給という大きな課題がある。500MW 発電所を対象とした燃料消費量をその性状例とともに表 1.5 に示す。500MW の微粉炭焚き火力の石炭消費量は 160t/h オーダーであり、50%（熱量）の木質バイオマスは、発熱量を考慮すると 120t/h オーダーとなる。これを国産材でのみ賄うには、持続性も含めて検証が必要であるが、欧米では既に木質ペレットの流通市場が確立しており、海外調達であれば十分可能である。

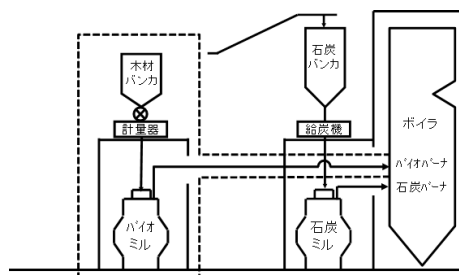
木質バイオマスの微粉炭焚き火力での混焼は、CO₂ 削減に即効性のある技術であり、微粉炭焚き火力を使い続けていくためにも重要であると考えるが、木質バイオマスの安定供給まで踏み込み、森林の有効利用まで考慮した議論が必要である。



(a)混合粉碎



(b)個別粉碎・燃料管混合



(c)個別粉碎・個別燃焼

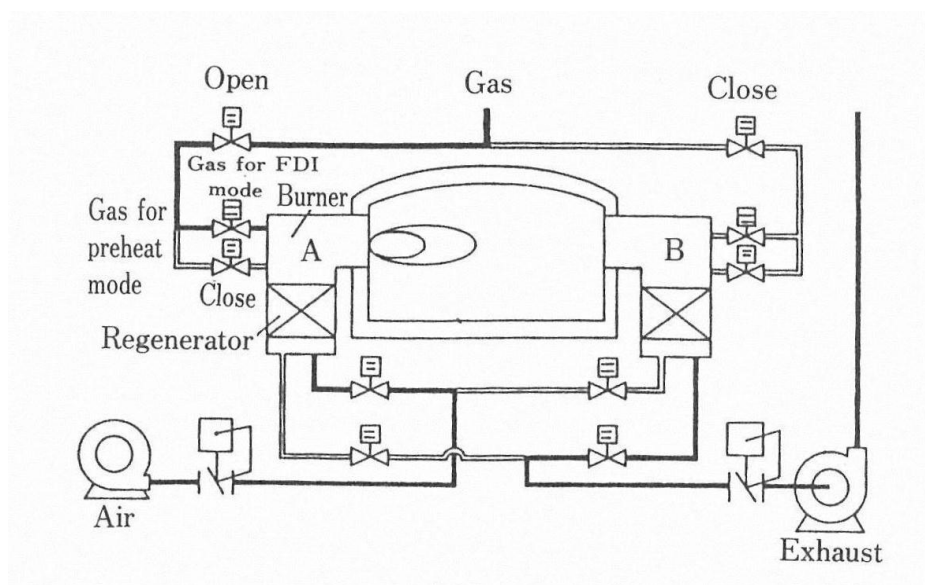
図 1.20 微粉炭火力での木質バイオマス利用方法

表 1.5 500MW 微粉炭焚き火力での必要燃料量

発電出力		MW	—	500	500	
燃料種		—	—	石炭	石炭	木質ペレット
割合		cal.%	—	100	50	50
燃料消費量		t/h	—	157	79	120
全水分		wt%	到着	9.0	9.0	10.0
高位発熱量		MJ/kg	到着	27.17	27.17	18.38
		kcal/kg	到着	6,490	6,490	4,390
低位発熱量		MJ/kg	到着	25.96	25.96	16.97
		kcal/kg	到着	6,180	6,180	4,050
工業分析	灰分	wt%	無水	12.5	12.5	0.7
	揮発分	wt%	無水	31.9	31.9	83.1
	固定炭素	wt%	無水	55.7	55.7	16.2
燃料比		—	—	1.75	1.75	0.19

(4) 高温空気燃焼

高温空気燃焼は、高効率・低 NO_x・温度均一化を実現する燃焼技術として、主に工業炉を対象に開発が進められてきた。工業炉やボイラ火炉での燃焼は、燃料噴射部の周囲におおよそ 300～400℃に予熱された燃焼用空気を供給して、燃料と空気の混合を促進することで火炎安定化を図っている。これに対し、高温空気燃焼は、800℃を超えるような高温空気を用いた燃焼法であり、1993(H5)年度～1999(H11)年度に「高性能工業炉の開発」プロジェクト、1998(H10)年度～2000(H12)年度に「高性能工業炉導入フィールドテスト」が国プロとして実施された。その結果、従来方式に比べて 30%以上の省エネと、50%以上の NO_x 低減を可能とする高性能工業炉の開発に成功した[1-42][1-43]。この燃焼方式は、蓄熱燃焼と総括してよく、そのシステム構成と作動原理は、例えば文献[1-42]に記載されている。図 1.21 の左のバーナ A が燃焼中には、右のバーナ B を排ガスが通過する間に、リジェネレータが蓄熱する。一定時間後に切り替えシステムが動作することで、右バーナ B を空気が通過し、リジェネレータがその空気を加熱して、右バーナ B が燃焼状態となる。そして、排ガスは左バーナ A を通過して、左バーナ A が燃焼中に冷やされたリジェネレータを再加熱する。これを交互に繰り返すことで排ガスの顕熱を高効率で回収するものである。蓄熱材を介して、空気と排ガスが直接熱交換することが温度効率を高めている。



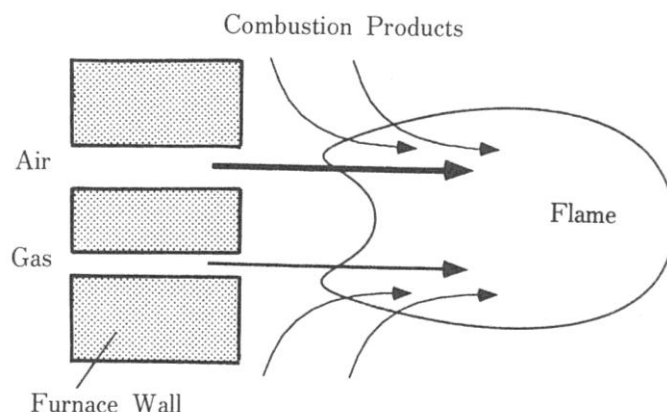
出典：産業燃焼技術

図 1.21 蓄熱燃焼システムの構成と機構[1-42]

一方で、NO_x については、燃焼用空気の予熱温度を上げるほど、火炎温度も高くなるため、NO_x 排出レベルも高くなる。これを解決する方法として、FDI (Fuel Direct Injection) が開発されている。図 1.22 にその概念図を示す。燃料と空気を適切な距離をもって、別々に炉内に吹き込むことで、炉内の排ガスを大量に巻き込むことで自己排ガス再循環を実現するものである。この自己排ガス再循環により、燃焼用空気は希釈され、酸素濃度が低下する。こ

の程度により安定燃焼領域が区別され、図 1.23 のように示される[1-44]。

上述のような特長を持つ高温空気燃焼であるが、殆どの事例は、燃料がガスや油といった比較的、排ガスがクリーンなものである。例えば石炭を燃料とする場合、排ガス中に、数 g ～十数 g/m³(normal)のフライアッシュが含まれることとなり、蓄熱材に溶融した灰が付着して閉塞するなどの問題を誘発する可能性がある。また、リジェネレーターの切り替えによる点消火時の安定性については議論の余地があり、効率、環境性、伝熱特性に優位性を有する技術であるが、微粉炭燃焼への適用には課題が大きい。



出典：産業燃焼技術

図 1.22 FDI 燃焼概念[1-42]

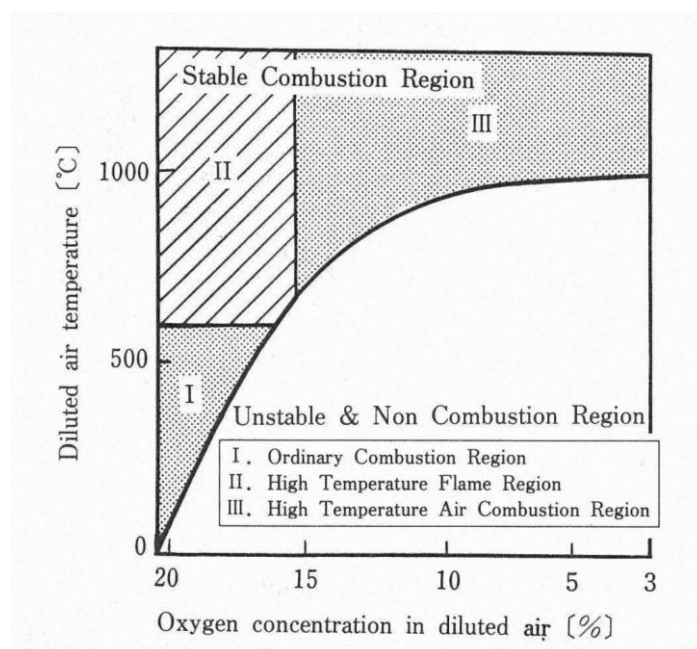


図 1.23 燃焼用空気の高温度化と酸素濃度の燃焼範囲への影響[1-44]

(5) 低品位炭乾燥

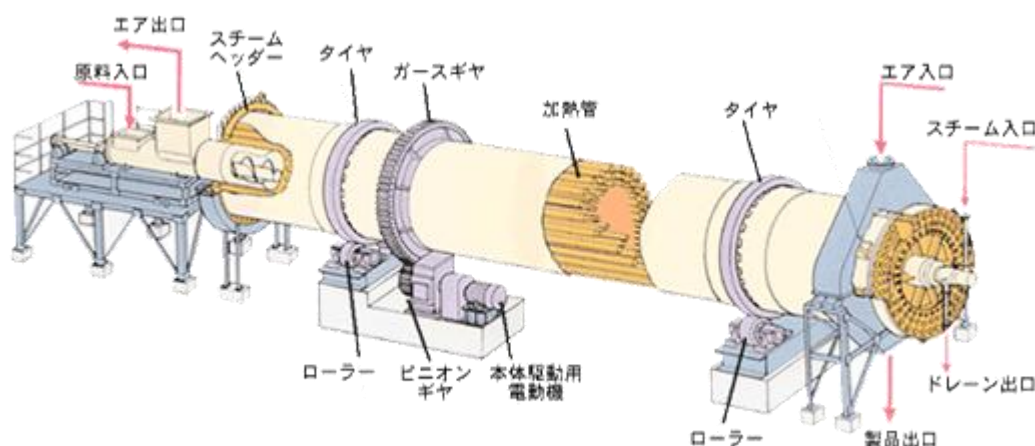
前出の図 1.5 の通り、世界の石炭の 1/2 は、褐炭と亜瀝青炭に代表される低品位炭であり、日本の主要な石炭輸入元であるインドネシアやオーストラリアでも褐炭の貯存量が多いことが知られている。その褐炭を高効率に使用する方法や輸出するための改質技術が実用化されれば、日本のエネルギー源の拡大につながり、エネルギーセキュリティ上も重要である。これまでは、一部の山元発電を除き現在まで瀝青炭が微粉炭焚きボイラの主要燃料として使われてきたが、その豊富な貯存量が注目されており、乾燥を含む改質技術の開発が国内外で行なわれてきている。褐炭改質技術は、機械法、非蒸発法、蒸発法に大別され、表 1.6 に改質方法と特徴および実用化状況をまとめる。機械法では、機械的な圧力や粉砕と加熱を組み合わせ、脱水圧密化を行なうものである。理論的な脱水エネルギーは小さいものの、高圧での処理時間が長いことから設備費が高くなる。非蒸発法は、加熱源として飽和蒸気や熱水などを用いて、高温高圧下で褐炭含水を蒸発させることなく除去する方法である。蒸発潜熱を必要としないため、投入エネルギーは小さいが、高圧ゆえに設備費が高くなる。蒸発法は、水蒸気や高温排ガスなどを加熱源として、褐炭が保有する水分を蒸発させるもので、一部商用機の実績もある。低圧処理のため設備費の面で有利であるが、蒸発潜熱が大きいため、エネルギー消費が大きくなる。いずれの場合も、脱水後の再吸水と自然発火対策を講じる必要がある、ブリケット化等による再吸水性の抑制と疎水性を高めることが重要である[1-45][1-46]。高温や高圧を扱うことによる設備費の増大は避けられない部分があるが、低圧での蒸発法はプロセスの改善や廃熱利用などによる効率向上の取り組みが成されている。実用化済み技術として月島機械㈱のスチームチューブドライヤ (STD : Steam Tube Dryer) [1-47][1-48]、プロセス改善の開発事例として、ドイツ RWE 社の WTA (Wirbelschicht Trocknung mit integrierter Abwärmennutzung) 法[1-49]および三菱重工㈱の褐炭乾燥システム[1-50]を概説する。

表 1.6 褐炭改質技術とその特徴[1-45]

出典：低品位炭改質技術の国内外の開発動向調査

	プロセス名	国	概要	操作条件	自然発火対策	動向
機械法	MTE (Mechanical Thermal Expression)	豪州	機械的に圧力を加えながら加熱して脱水。	3~9 MPa 250℃以下	圧密化	パイロット: 15 t/h → 中止
	Coldry	豪州	少量の水と褐炭との混合物を磨り潰し・押し出し成型後に発電所の排水の熱源を利用し乾燥。	ほぼ常圧 40℃ 処理時間: 2日	磨り潰し・押し出し成型することで、表面官能基を改質し、圧密化	パイロットスケール: 2万 t/年 商業機: 200万 t/年を計画(2014年)
蒸発法	スチームチューブドライヤー	日本	蒸気にて加熱されたチューブ表面で原料を加熱乾燥する間接加熱乾燥。	常圧 120~130℃	ブリケット化	褐炭脱水納入実績: 10~30 t/h 一般炭脱水納入実績: 40 t/h
	BCB (Binderless Coal Briquetting)	豪州 インドネシア	石炭と高温ガスを接触させて急速脱水し、バインダーを用いずにブリケット化する技術。	ほぼ常圧 100℃ 乾燥ガス: 400℃	脱水後ブリケット化	実証: 12 t/h, 商業機: 100万 t/年: 試運転中 2011年11月現在、目標とする25.1MJ/kgの製品に改質できたが、ダスト発生に懸念が残る。
	UBC (Upgraded Brown Coal)	日本 インドネシア	低品位炭を重質油を含むケロセンに分散させて、温和な条件下で水分を蒸発・脱水させる。	0.4~0.45 MPa 130~160℃	重質油添加、および、ブリケット化	実証プラント: 600 t/d (製品炭)。 スマトラ島で燃料製造プラントを建設する事業化調査に着手。2012年着工、2015年稼働を目指す。生産能力は年産500万トン。
非蒸発法	フライスナープロセス	オーストリア	飽和水蒸気で燃料を乾燥させることにより、燃料中に水分を液体のまま除去。	3.5 MPa以下、 240℃以下	高温高圧で改質	70万トン/年 (オーストリア 他) 100万トン/年 (ユーゴスラビア) の実績あり
	K-Fuel	米国	非蒸発法の熱水脱水法の一つ。蒸気で石炭を改質する。フライスナー法を連続化。	3.4 MPa 240℃	フライスナープロセスと同じ	実証プラント: 75万 t/年 (原炭) → 2012年1月に本プロセスの商業化を目指す米 Evergreen社が倒産

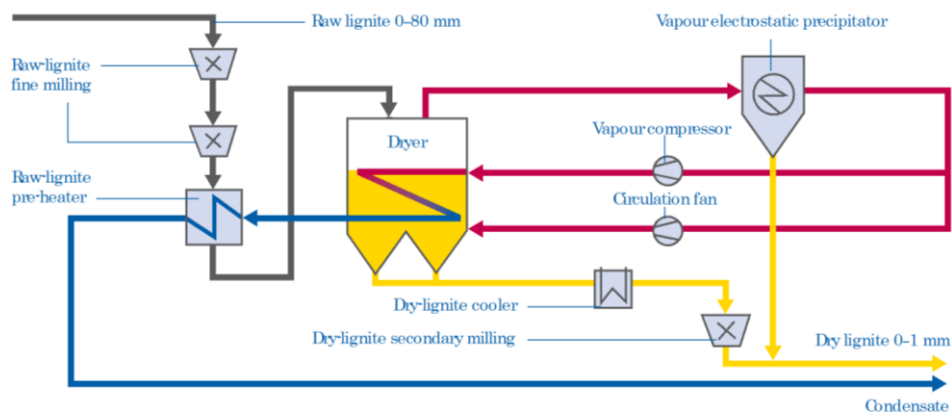
STD は、円筒ドラム内部に多数の伝熱管を配置した回転式熱交換機であり、伝熱管には低圧の蒸気を導入する。被乾燥物である褐炭は、ドラムの回転とともに伝熱管に接触することで乾燥される。また、ドラムは出口に向かって下方に傾いており、褐炭はドラムの回転で出口方向に移動する。図 1.24 には、STD の外観を示す。国内外で 400 台以上の実績があり、発電ボイラ用一般炭の乾燥適用実績もある。間接加熱方式であるため、加熱源である蒸気が褐炭粉末などにより汚染されることがなく、排出される加熱蒸気とその凝縮水の再利用が容易である一方で、間接加熱であることで熱交換効率が制約され、装置が大型化する傾向にある。また、乾燥で褐炭から発生する蒸気はそのまま排気されるシステム構成となっており、蒸気消費量も多い。



出典：月島機械㈱ホームページ

図 1.24 STD 外観図[1-48]

WTA プラントは、Niederaussem 発電所の BoA1 に隣接して試験プラントが設置され、2009(H21)年より運転されている。図 1.25 に発生蒸気の全量回収タイプの WTA プロセスを示す。流動層方式を採用し、層内伝熱管も配置して熱交換効率を向上している。褐炭をハンマーミルで 2mm アンダーに粉砕し、流動層に上部から投入、蒸気にてバブリングさせ、下方に移動させて下部から抜き出している。乾燥で発生する蒸気もコンプレッサにて昇圧、再利用することで、外部からの加熱源である蒸気の消費量を最小化する試みである。RWE では、図 1.25 に示す発生蒸気全量回収のみならず、部分回収としてシステムを簡素化したタイプも提案している。



出典：WTA TECHNOLOGY

図 1.25 WTA 法システム[1-49]

三菱重工(株)の褐炭乾燥システムも流動層を採用して(図 1.26), 基本プロセスは WTA と同じである。乾燥褐炭の適用先は IGCC を想定しており, 既存褐炭焚きプラントに対して, 送電端効率が 10~15 ポイント (HHV ベース) 改善するとしている。

以上のように, 各所で実用化開発が進められている石炭乾燥機であるが, スチームチューブドライヤーが数少ない商用機であり, これとてもエネルギー消費を削減する余地は大きく, 新たな乾燥機の実用化が期待されている。

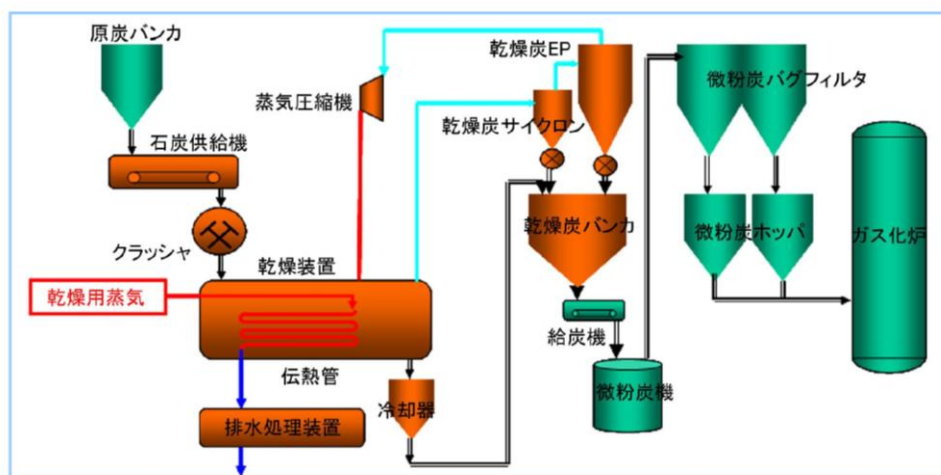


図2 褐炭乾燥システム系統図

出典：褐炭などの低品位炭を活用した IGCC の取り組み

図 1.26 褐炭乾燥法システム[1-50]

1.2 本研究の目的と論文構成

単位発電量当たりの CO₂ 排出量が多いというデメリットのある石炭であるが、エネルギーセキュリティと安価な発電単価維持の観点で、非常に重要な燃料である。しかしながら、将来に渡って石炭を使っていくためには、高効率化と低環境負荷化の技術開発は必須である。先に述べた通り、A-USC や IGCC、酸素燃焼などの CCS が、先進技術として開発されているが、実用化・普及には、今しばらくの時間が掛かると考えられる。

本研究では、石炭を燃料とする微粉炭焚き火力の高効率化、低環境負荷化に対して即効性のある技術として 3 つの技術を取り上げ、検討、評価し、課題を明確化するとともに、その解決策を提案・実証することを目的とし、次の 5 つの章で構成した。

第一章 研究の背景と目的

石炭とそれを燃料とする微粉炭焚き火力の現状と取り巻く環境および技術動向を解説し、本研究の目的を明確にする。

第二章 木質バイオマス混焼

微粉炭焚き火力にカーボンニュートラルである木質バイオマスを、これまでを大きく超えて導入するために必要な技術を明確にし、実用化を行なう。

第三章 高温微粉炭燃焼

高温空気燃焼を微粉炭焚き火力で実現するために、燃焼炉を用いた実験によって、微粉炭の高温燃焼および NO_x 排出挙動を明らかにする。

第四章 適用炭種拡大技術

混炭時の燃焼特性の予測可否について反応管試験装置にて実験的に評価するとともに、利用拡大が期待されている褐炭について、技術開発が進む乾燥プロセスの提案と乾燥褐炭を専焼させるバーナの開発・設計を行い、その効果を実験的に明確にする。

第五章 結論

重要な基盤電源である微粉炭焚きボイラを永続させるための課題解決となる 3 つの技術について結果を総括した。

第二章 木質バイオマス混焼

2.1 はじめに

木質バイオマスは、植物由来であることからカーボンニュートラルな燃料であり、発電分野における石炭を代替する動きが活発である。法制度から見ると、2002年（H14年）策定、2003年（H15年）施行の「電気事業者による新エネルギー等の利用に関する特別措置法（RPS法）」で一定の普及を見たが、目標が低いことや制度そのものが複雑であるなどといった問題点の指摘もあった。これらへの対応と再生可能エネルギーへの期待の高まりから、RPS法の対象拡大と全量買い取りを義務化する「電気事業者による再生可能エネルギー電気の調達に関する特別措置法」が2011年（H23年）策定、2012年（H24年）に施行された[2-1]。バイオマス全般で考えると、バイオマス・ニッポン総合戦略が2002年（H14年）に閣議決定され[2-2]、森林資源の活用も目的の一つとしてバイオマス利活用の拡大が期待されている。

発電分野でのバイオマスの利用は、主に木質バイオマスに期待が向けられている。世界的に見ると、既に欧米を中心に木質ペレットが大規模に流通しており[2-3]、日本国内においても森林資源の活用の点での期待がある。しかしながら、現状において微粉炭焚き火力への木質バイオマス適用は、1つの微粉炭焚き火力ボイラにおいて全体熱量の5%程度以下にとどまっており、これを拡大するためには、少なくとも次の二点が技術課題として挙げられる。一点目は、既存の石炭ミルでの木質バイオマス粉砕能力の制約である。事業用火力は、発電を維持するという重要な役目があり、木質バイオマスの供給が無い場合は、石炭で発電量を維持する必要がある。このため、既往のシステムから大きな変更が無いことが望まれ、軽微な改造かつ容易に元に戻せる構造での木質バイオマス粉砕が要求されている。二点目は、バイオマス燃焼以降の課題である。既往設備での対応可否は、本技術の普及に大きく影響を与える。具体的には、微粉炭バーナでの木質バイオマス燃焼の可否、燃焼排ガスの排煙処理設備への影響、ボイラ火炉そのものの性能影響がある。本章では、これらをトータルで検証し、微粉炭焚きボイラに熱量で50%を越える高比率で木質バイオマスを適用するシステムを提案する。技術面以外では、木質バイオマスの供給安定性と価格がある。日々バイオマスが入ってきたり、来なかったり、では、発電の維持が困難になる。また、CO₂削減に直結するとはいえ、現状の石炭価格と同等レベルでないと、持続性の点で厳しくなる。これは、法制度も含めた議論が必要となるため、本研究では対象外とした。

2.2 木質バイオマスの粉砕現象

現行の微粉炭焚き火力は、数cmの塊状の石炭をミルで、数十 μ mの微粉炭に粉砕して、ボイラ火炉内で浮遊燃焼させている。したがって、木質バイオマスもボイラ火炉内で燃え切るように粉砕する必要がある。ただし、過度な粉砕は動力の増大を招き、粉砕容量も確保できなくなるため、木質バイオマスに適した粒子径までの粉砕が求められる。反応管を利用した燃焼試験において、1mmアンダーの木質バイオマスの燃焼は、瀝青炭および亜瀝青炭と同等であることが示されており[2-4]、粉砕目標は1mmアンダーとした。本研究では、粉砕に着目しての実験的評価を述べる。なお、木材の水分は一般にJISに則り、水分量を全乾重量で除す乾量基準含水率（全乾法）で表されるが、本論文では、湿量基準含水率で表記する。

2.2.1 粉砕試験に供試した木質バイオマス試料

粉砕試験には、異なる規模のミルを用いて二段階に実験を行なった。第一段階は、実験室規模の小型ミル（試料量：～数十 g）を用いたバッチ試験により、木質バイオマス粉砕に適したミルタイプを見出し、適したタイプのミル：堅型ローラミルで、樹種をパラメータとした実験を行なった。次に、大容量の堅型ローラミルを用いた工業規模での連続粉砕試験（試料供給量～数 ton/h）を通して、ミルの改良を行なった。試験では、実機での運転を考慮して、負荷変化試験も行ない、木質バイオマス供給量の変化に対するミルの追従性評価も行なった。

小型ミル試験では、廃木チップ、樹皮、木質ペレットの3種を用いて、ミルタイプの評価を行なった。表 2.1 に3種の木質バイオマスの外観と物性を示す。廃木チップは、表面は乾いて固く粉砕は容易ではない印象を受ける。樹皮は、しっとりとして柔らかく、容易に崩れそうな印象だが、圧縮によりねばりつくことが予想される。木質ペレットはもともと、数 mm 程度のおが屑を押し固めたものであり、解砕は容易と予想できるが、1mm 以下の粒子への粉砕がどこまで進むかが評価ポイントとなる。次に、後述する結果（2.2.3 節）に基づき、堅型ローラミルを選定し、表 2.2 の木質バイオマス（間伐材）を用いて、樹種が粉砕に与える影響を評価した。木質バイオマスの物性は文献[2-5]による。一般に、木材は水分によって機械的性質が異なり、乾燥によって強度が向上する[2-6～2-7]ことが知られており、試験における不確定要素を極力排除するために、本試験では木質バイオマスを 60℃で 24 時間乾燥させて供試した。

表 2.1 木質バイオマス 3 種(ミルタイプ評価)

Woody Biomass type	Appearance	Moisture content wt%	Particle size μm	Bulk density kg/m ³
Waste Wood (Cedar)		11.0	1-25.4	160
Pinus Bark		12.8	2-13.2	220
Wood Pellet		3.7	3.35-9.75	700

表 2.2 木質バイオマスとその物性[2-5]

樹種		道管配列	比重	圧縮強度	曲げ強度	せん断強度	水分 (60℃×24Hr)
単位		-	-	MPa	MPa	MPa	%
針葉樹							
スギ	Cryptomeria japonica	なし	0.38	41.7	74.0	6.6	1.38
ヒノキ	Chamaecyparis obtusa	なし	0.43	46.6	83.4	8.3	1.56
アマカツ	Pinus densiflora	なし	0.54	52.0	104.0	10.9	1.95
カラマツ	Larix leptolepis	なし	0.48	52.0	93.2	8.3	1.37
クロマツ	Pinus thunbergii	なし	0.54	52.0	93.2	9.4	1.89
広葉樹							
センノキ	Kalopanax septemlobus	環孔状	0.54	46.6	83.4	8.3	1.86
ミズナラ	Quercus crispula	環孔状	0.68	52.0	116.2	12.2	1.07
キハダ	Phellodendron amurense	環孔状	0.48	46.6	93.2	13.0	1.78
クリ	Castanea crenata	環孔状	0.60	52.0	93.2	8.3	1.80
クルミ	Juglans ailanthifolia	半環孔状	0.54	52.0	93.2	12.2	1.62
ケヤキ	Zelkova serrata	環孔状	0.68	58.3	116.2	14.7	1.56
コシアブラ	Acanthopanax sciadophylloides	半環孔状	0.43	41.7	44.1	9.3	1.46
コナラ	Quercus serrata	環孔状	0.76	65.7	74.0	10.9	1.05
シロブナ	Fagus crenata	散在状	0.68	52.0	116.2	14.7	1.10
イタヤカエデ	Acer mono	散在状	0.68	52.0	104.0	13.0	2.00
カキノキ	Diospyros kaki Thunb.	散在状	0.76	26.0	116.2	5.6	1.96
ヤマザクラ	Prunus donarium	散在状	0.60	52.0	116.2	16.7	1.74
サルスベリ	Lagerstroemia speciosa	散在状	0.68	52.0	93.2	10.9	1.51
トチノキ	Aesculus turbinata	散在状	0.54	46.6	83.4	10.9	1.48
ハンノキ	Alnus japonica	散在状	0.54	52.0	93.2	16.7	1.39
ホオノキ	Magnolia obovata	散在状	0.48	41.7	74.0	12.2	1.01
ポプラ	Populus sieboldii	散在状	0.48	41.7	58.3	10.9	1.40
ミズキ	Comus controversa	散在状	0.54	52.0	58.3	14.0	1.61

Sudhagar ら [2-8]のハンマーミルによる wheat (小麦), barley straws (大麦藁), stover (飼料用の茎葉), switchgrass (干し草に使われるアメリカ西部の草) の粉砕試験において、その繊維構造のためにスイッチグラスが最も粉砕エネルギーを要すると述べられている。これは、木質バイオマスにおいても、組織構造が異なる針葉樹と広葉樹において粉砕性が異なることを示唆している。これを確認するために表 2.2 の多数の木質バイオマスを選定した。いくつかの試料の細胞組織の SEM (Scanning Electron Microscope) 観察は、図 2.1 の通りであり、針葉樹は組織が規則正しく配置したハニカム構造であり、春材と秋材が年輪に沿って順番に並んでいることが分かる。一方、広葉樹では、道管の配置に、環孔 rings porous, 散孔 diffuse porous, 放射孔材があり、組織構造は不規則である。遠藤[2-9]は、ボールミルを含む各種粉砕機の木質バイオマスに対する粉砕実験を通して、最大粉砕能力と適正電動機出力について考察を加えている。しかしながら、昨今の微粉炭焚きボイラで粉砕機として主流である堅型ローラミルについては粉砕機として採用していない。

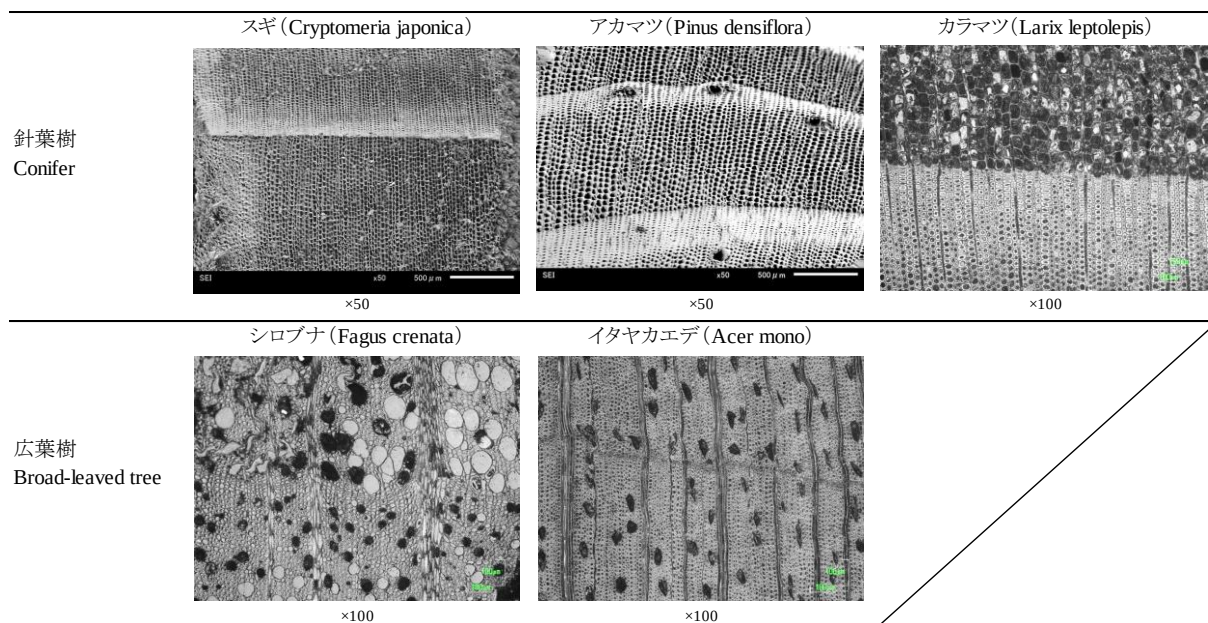


図 2.1 針葉樹と広葉樹の細胞 SEM 観察

大容量ミル試験では、石炭粉碎容量 3t/h の堅型ローラミルに、表 2.3 に示す木質チップと木質ペレットを供給して、粉碎能力の確認、さらには、ミル改良試験を行なった。近い将来の微粉炭焚きボイラへの木質バイオマス大量供給を考えた場合、既に世界的な取引市場のあるペレット形状が有望である。一方、国内森林資源、たとえば林地残材などの活用の場合には、チップ形状での供給が考えられるため、木質チップも対象とした。

表 2.3 大容量粉碎試験への供試木質バイオマス

項目	単位	木質チップ	木質ペレット
-	-	廃材	欧州アカマツ 80% + スプルース 20%
発熱量 (HHV)	MJ/kg-dry	19.91	21.04
発熱量 (HHV)	kcal/kg-dry	4,760	5,030
全水分	wt%-as received	46.0	8.4
工業分析			
水分	wt%-air dry	14.3	4.7
灰分	wt%-dry	0.7	0.2
揮発分	wt%-dry	84.8	86.5
固定炭素	wt%-dry	14.5	13.3
元素分析			
C	wt%-dry	51.2	51.6
H	wt%-dry	6.06	6.12
N	wt%-dry	0.11	0.14
O	wt%-dry	41.87	41.93
S-total	wt%-dry	0.01	0.006
S-combustible	wt%-dry	<0.01	0.004

2.2.2 試験装置

(1) 小型粉砕試験

木質バイオマスを微粉炭焚きボイラに供試する場合、既存のミルを適用することが、技術面、費用面で現実的である。微粉炭焚きボイラには、一部の亜瀝青炭や褐炭焚きを除いて、横ミル（ボールミル）か縦型ミル（縦型ローラミル）が採用されている場合がほとんどである。そこで、木質バイオマスの粉砕機種として、ボールミルと縦型ローラミルを選定し、比較用の振動ミルとともに粉砕確認を行なった。表 2.4 にそれらの外観と仕様を示す。

表 2.4 小型粉砕試験のミル 3 種

ミルタイプ	外観	サイズ	粉砕媒体	仕様
ボールミル (株伊藤製作所 MF-L型(容器回転台))		内径 = 144mm 内容積 = 0.21 m ³	Alumina : d = 20mm Stainless steel : d = 19mm	回転速度 = 95rpm (臨界速度の80%)
振動ミル 中央化工機(株) MB-O型		内径 = 120mm 内容積 = 0.1 m ³	Alumina : d = 15mm Stainless steel : d = 15mm	振動数 = 1,440cpm
縦型ローラミル (株IHI製)		粉砕テーブル直径 = 200mm ローラ直径 = 100mm	ローラ加圧力 = 2,000N (最大)	テーブル回転数 = 60rpm (最大)

ボールミルの粉砕媒体は、アルミナボール（密度：3,600kg/m³、ビッカース硬度 HV=1,100）とステンレススチールボール（密度：7,900kg/m³、ビッカース硬度 HV=200）の 2 種類を使用した。ミルの回転速度は、臨界速度の 80%に相当する 95rpm とした。振動ミルの粉砕媒体もアルミナボールとステンレススチールボールを使用した。振動条件は、片振幅 2.4mm、振動数 1,440cpm の円振動である。縦型ローラミルは、一般に微粉炭焚きボイラで使用される 3 ローラの縦型ローラミルの 1 ローラ分を模擬した。ローラ直径×幅：100×35mm、テーブル径：200mm である。ローラ加圧力はバネにより、テーブル回転数はインバータ電動機により、それぞれ可変である。これらの小型試験ミルは、あらかじめ決めた量の木質バイオマス試料を粉砕するバッチ粉砕である。一定量の木質バイオマス試料を一定時間経過後に回収し、ロータップシェーカーによる分級後に重量を計測することで、粒子径分布を求めた。計測後の試料はすべてを混合後、再度粉砕を行ない、上記手順を繰り返すことで、粒子径分

布の時間変化を得た。粒子径分布の時間変化に加えて、比粉砕エネルギーは、木質バイオマスを粉砕した場合と粉砕しない場合の消費電力の差分として表現した。ボールミルと振動ミルの場合には、粉砕容器の中に粉砕媒体と試料の両者を入れずに操作を行なった。堅型ローラミルの場合には、ローラ加圧のない状態での操作時消費電力を計測した。比粉砕エネルギーは、次式で示す。

$$E_M = \frac{\Delta E}{M} = \frac{1}{M} \int_0^t (P - P_0) dt \quad (2-1)$$

ここで、 M は木質バイオマス試料の質量、 P は時間 t における電力、 P_0 は粉砕媒体またはローラ加圧と試料の両者がいない場合の消費電力、 E は粉砕エネルギー、 E_M は比粉砕エネルギーである。

ボールミルの粉砕媒体の充填率 J および試料充填率 f は、ボールミルの最適条件[2-10]を参考に設定した。振動ミルの粉砕媒体充填率は、ボールミルのそれと合わせたケースと振動ミルの最適条件[2-10]を参考に設定した。一方、堅型ローラミルについては、廃木チップを用いて、運転パラメータの評価試験を行なって、適正条件の評価を行なった。さらに堅型ローラミルについては、廃木チップ、樹皮、木質ペレットの粉砕時（3 タイプのミル比較試験時）に、テーブル外周部と中央平坦部に試料が逃げてしまうことが確認されたため、図 2.2 に示すように外周部ライナーと中央部コーンを設置して、試料が粉砕部に保持されるように改良した。堅型ローラミルにおける樹種の影響評価試験は、図 2.2 の形状で実施している。

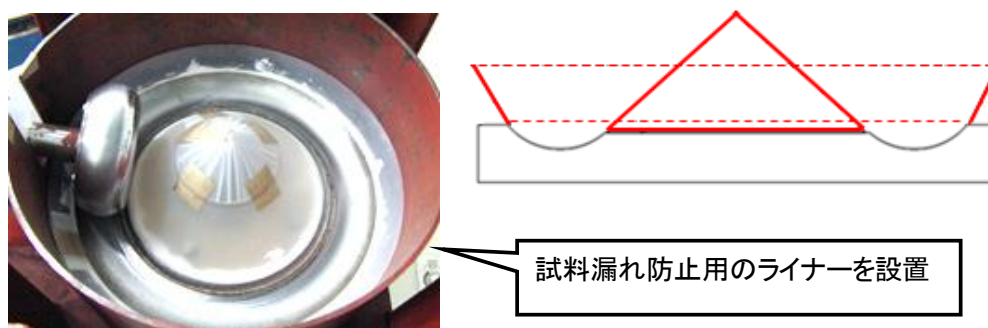


図 2.2 小型堅型ローラミルの改良

(2) 大型連続粉砕試験

小型試験ミルでの結果を受け選定した堅型ローラミル形式にて、大型の連続粉砕試験を行なった。大型堅型ローラミルは、3t/h の石炭標準粉砕容量を持ち、ローラ直径：530mm、テーブル径：675mm である。ローラ加圧力は油圧により、テーブル回転数はインバータ電動機により、それぞれ可変である。また、ミル内上部に回転式分級機を有し、この回転数変更により製造微粉炭の粒子径を調整する。図 2.3 に大型堅型ローラミルの全体図と仕様を示す。ミル上部から供給された試料は、テーブル中央部に落下し、テーブル回転の遠心力によりテーブル外周方向へ移動し、ローラとテーブルの間に噛み込まれて粉砕される。粉砕された試

料および噛み込まれなかった試料は共に、さらにテーブル外周部に移動し、テーブル外周部に配置されたエアポートからの吹き出し空気によって上部に吹き上げられる。吹き上げられた試料は、大きいものは自重で、または分級機の回転によりはじかれて、再度テーブル上に戻ることになる。戻される試料と新たに供給される試料が一緒になって、再度粉碎過程に進む。ミル内部の試料は、求められる（気流に乗ることが出来て、分級機を通過して排出される）粒子径になるまで、何度かミル内部を循環することとなる。

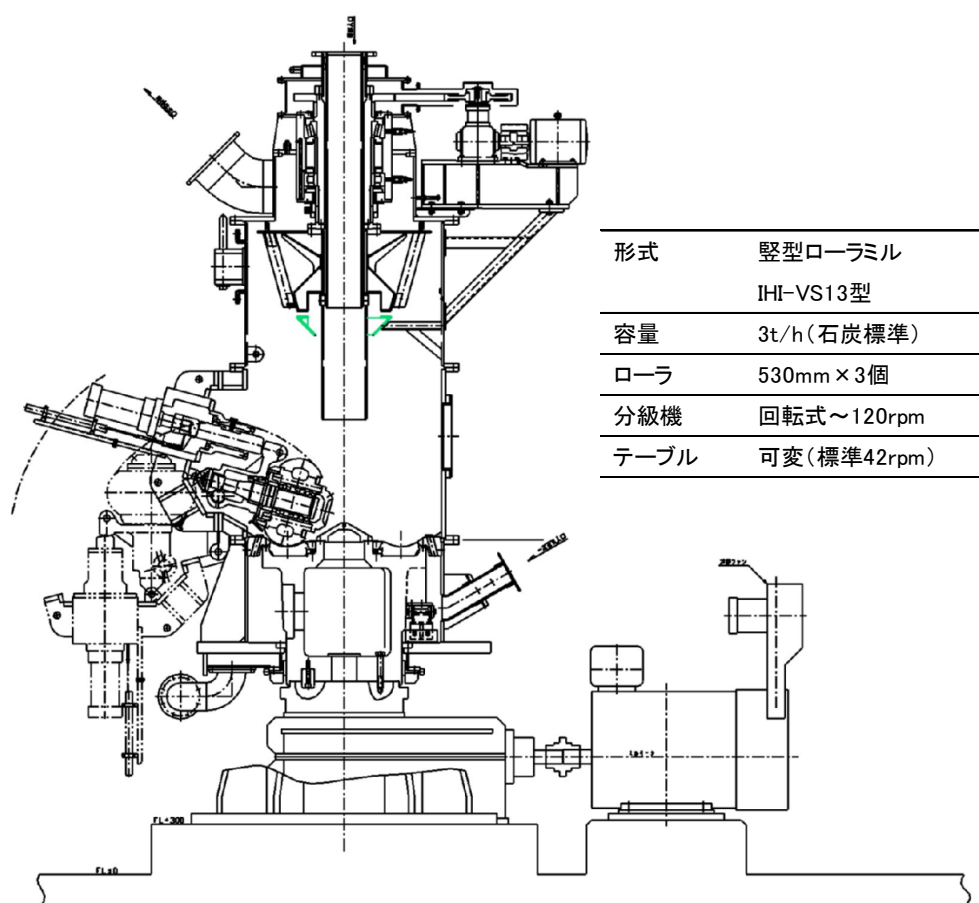


図 2.3 大型連続粉碎試験に使用した縦型ローラミル

縦型ローラミルで製造された微粉燃料は、一旦、微粉炭ビンに貯められた後、テーブルフィーダーによって定量切り出しを行なってバーナに供給する間接燃焼方式か、ミルから直接バーナに搬送する直接燃焼方式のいずれかが選択されて、火炉で燃焼される（図 2.4）。木質バイオマスの場合は、粉碎後の木粉の流動性が微粉炭に比べて劣るために、直接燃焼方式を選択して試験を実施した。燃焼ガスは空気予熱器での熱回収後に、サイクロン・バグフィルタでフライアッシュを除去され、各種環境規制値以下のクリーンな排ガスとして煙突から大気放出される。試験中の排ガス O_2 、 NO_x 、 SO_x 、 CO は、空気予熱器入口で連続計測（株堀場製作所 ENDA-680）を実施している。なお、本試験では、 SO_x 値は規制値を下回っていたため、脱硫設備はバイパス運用とした。ミルから排出された粉碎後の木質バイオマスは、燃料管からサンプリングし、篩とレーザー分析（Malvern Instruments マスターサイザー 2000）により粒子径分布を計測した。

ミルの粉碎可否については、製造木粉の粒子径とともにミル差圧で評価した。ミル差圧は、一次空気室とミル上部の圧力差であり、粉碎試料量が増えた場合には、ミル内部に保有され循環する試料量が増えることから、ミル差圧が増大することとなる。更に、粉碎能力以上に試料が供給された場合には、粉碎が追い付かず、ミル差圧が上昇を続けることになる。したがって、ミル差圧が静定したか否かを評価基準とした。

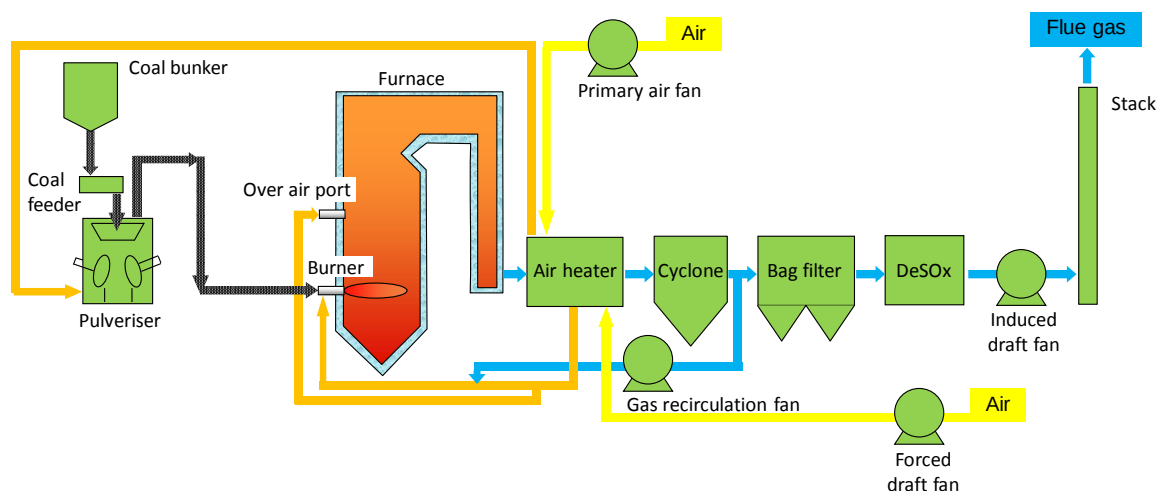


図 2.4 粉碎試験および燃焼試験に使用した大型試験設備

2.2.3 小型粉砕結果および考察

本試験で設定した全試験条件を表 2.5 にまとめる。

表 2.5 小型粉砕試験での全試験条件

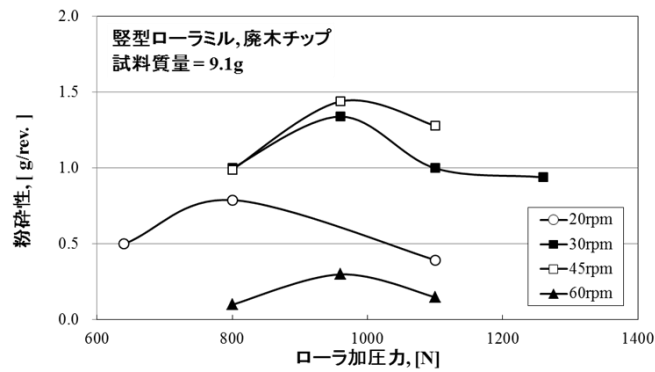
	条件-1	条件-2	条件-3
ボールミル Ball mill	粉砕媒体 = 2,000g (J=0.5) (アルミナボール)	粉砕媒体 = 4,764g (J=0.5) (ステンレスボール)	粉砕媒体 = 2,000g (J=0.21) (ステンレスボール)
	試料質量 = 36.3g (f=0.08)	試料質量 = 36.3g (f=0.08)	試料質量 = 36.3g (f=0.08)
	廃木チップ, アカマツ樹皮	廃木チップ, アマカツ樹皮, 木質ペレット	廃木チップ, アカマツ樹皮
振動ミル Vibration mill	粉砕媒体 = 1,000g (J=0.5) (アルミナボール)	粉砕媒体 = 3,800g (J=0.8) (ステンレスボール)	粉砕媒体 = 1,730g (J=0.8) (アルミナボール)
	試料質量 = 18.2g (f=0.08)	試料質量 = 31.4g (f=0.13)	試料質量 = 31.4g (f=0.13)
	廃木チップ, アカマツ樹皮	廃木チップ, アマカツ樹皮, 木質ペレット	廃木チップ, アマカツ樹皮, 木質ペレット
堅型ローラミル Vertical roller mill	ローラ加圧力 = 640/ 800/ 960/ 1100/ 1260 N テーブル回転速度 = 20/ 30/ 45/ 60 rpm	ローラ加圧力 = 960N テーブル回転速度 = 45rpm	
	試料質量 = 4.5/9.1/13.5g	試料質量 = 9.1g	
	廃木チップ,	廃木チップ, アマカツ樹皮, 木質ペレット	

J: 粉砕媒体充填率

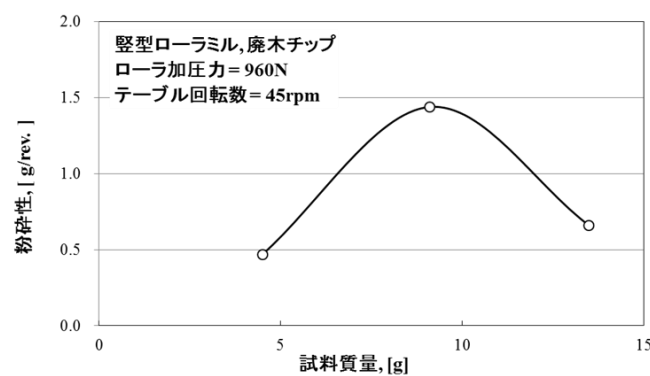
f: 試料充填率

(1) 小型堅型ローラミルの性能確認

ボールミルおよび振動ミルは、それぞれのミルタイプにおける最適条件[2-10]を参考に、本研究での粉砕条件を設定したが、小型堅型ローラミルは、新たに製作したことで参考になるデータがないため、まず、性能確認として、試料量、テーブル回転数、ローラ加圧力をパラメータに適正条件の把握を行なった。粉砕性の評価は、テーブルの総回転数が 90 回転となるまで連続粉砕したあと、粉砕目標である 1mm 以下の粒子の生成質量を計測し、テーブル 1 回転当たりの 1mm 生成質量 G「g/rev.」によって行なった。ここでは、廃木チップ（杉）を対象として、表 2.5 の条件-1 にまとめる粉砕条件にて、運転パラメータサーベイを行ない、図 2.5 の結果を得た。その結果、試料量は 9.1g、ローラ加圧力は 960N、テーブル回転数は 45rpm を、以降の試験条件とした。



(a)ローラ加圧力, テーブル回転数の影響

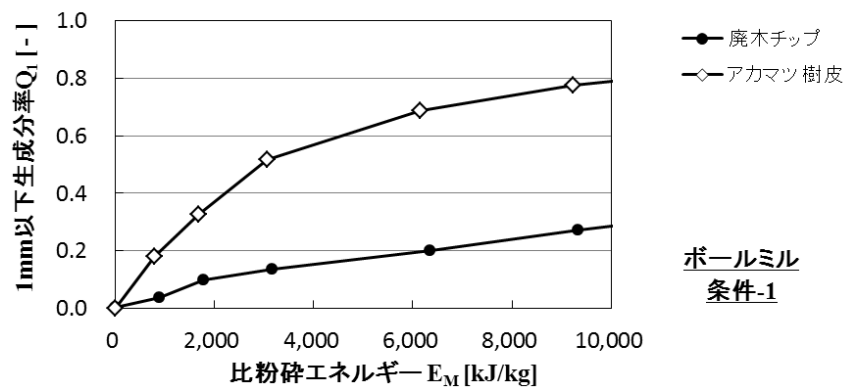


(b)試料質量の影響

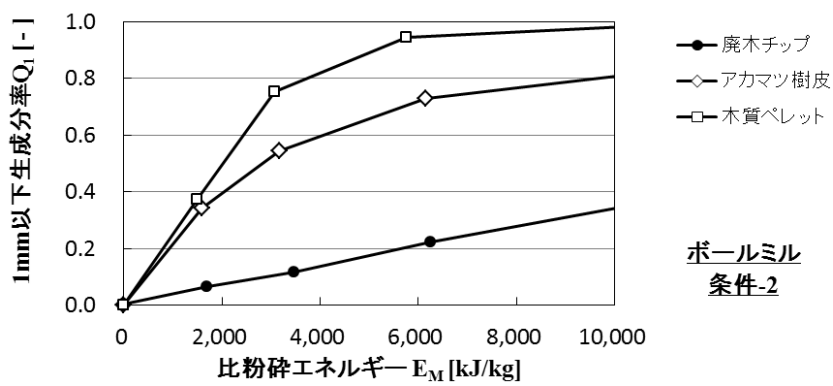
図 2.5 小型縦型ローラミルの最適運転条件

(2) ボールミルの性能確認

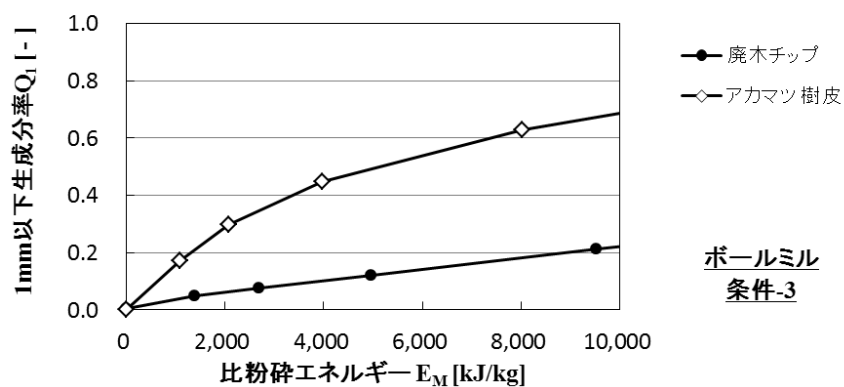
粉砕媒体（アルミナボール，ステンレスボール）の相違，粉砕媒体量の相違を明確にするために，試験条件を設定した。結果は，図 2.6 に示すように 1mm 以下の生成分率 Q_1 と比粉砕エネルギー E_M の関係から評価を行なった。いずれの条件においてもアカマツ樹皮の粉砕性は良好であり，一方で，廃木チップは，難粉砕性であることが示された。また，同一の粉砕媒体量であれば，ステンレスボールよりもアルミナボールの方が良好な粉砕が得られ，粉砕が劣るステンレスボールにおいても充填率を増大させる（媒体質量を増やす）ことで，粉砕が促進することが明らかとなった。最も良好な粉砕条件-2 において，木質バイオマスのタイプでは，木質ペレットの粉砕が最も早く進行する。これは，もともと数 mm アンダーの木粉を押し固めたものであることから，解砕が主であるものと考えられる。



(a) 条件-1



(b) 条件-2



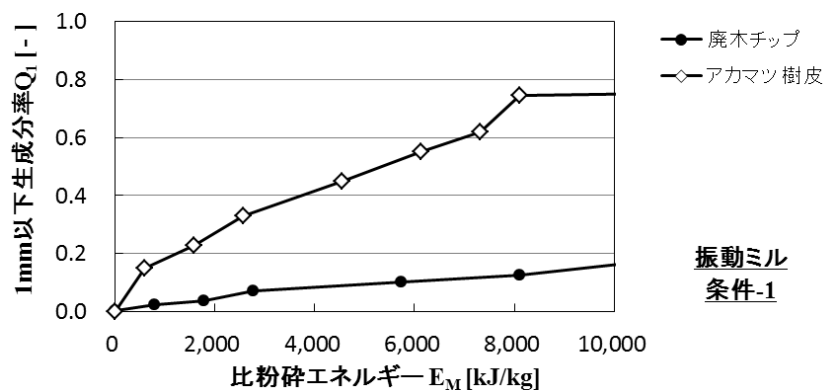
(c) 条件-3

図 2.6 ボールミルでの粉碎結果, 1mm 以下生成分率 Q_1 と比粉碎エネルギー E_M の関係

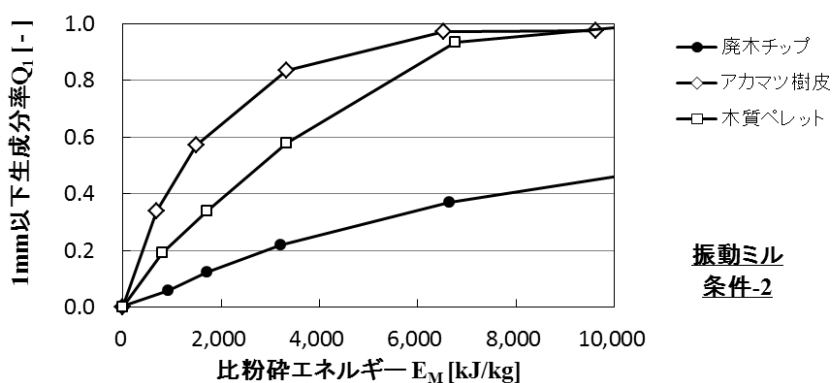
(3) 振動ミルの性能確認

振動ミルの粉碎条件は、ボールミルの粉碎媒体充填率および試料充填率と同じ条件に加え、振動ミルの最適条件[2-10]を参考に粉碎媒体の材質を変えた2条件を設定した。粉碎結果は、ボールミルと同様に、1mm以下生成率 Q_1 と比粉碎エネルギー E_M の関係で示した(図 2.7)。ボールミルの場合と同じく、アマカツ樹皮の粉碎が良好である一方で、木質ペレットの粉碎が、アカマツ樹皮よりも劣ることが示された。木質ペレットの粉碎の初期段階は解砕と考えて良いが、木粉が押し固められた木質ペレットの解砕に必要なエネルギーを、粉碎媒体であるボールが与えられていないと判断できる。振動振幅(= 変位)と振動速度(= 周波数)を木質バイオマスによって細かく最適化することで、改善できると考えるが、工業製品としてのミルを考えると、実用性に乏しいものになってしまう。

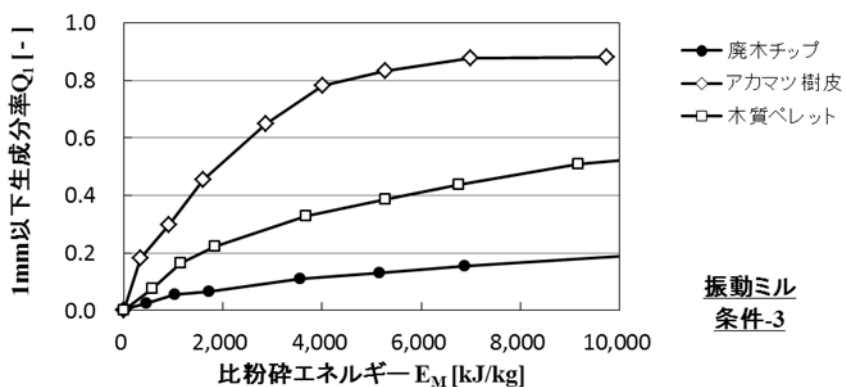
粉碎条件で比較すると、“条件・2”の粉碎が最も進行する。粉碎媒体充填率が同じであっても媒体の比重の大きいステンレスボールの方が粉碎の進行が早い。



(a) 条件-1



(b) 条件-2

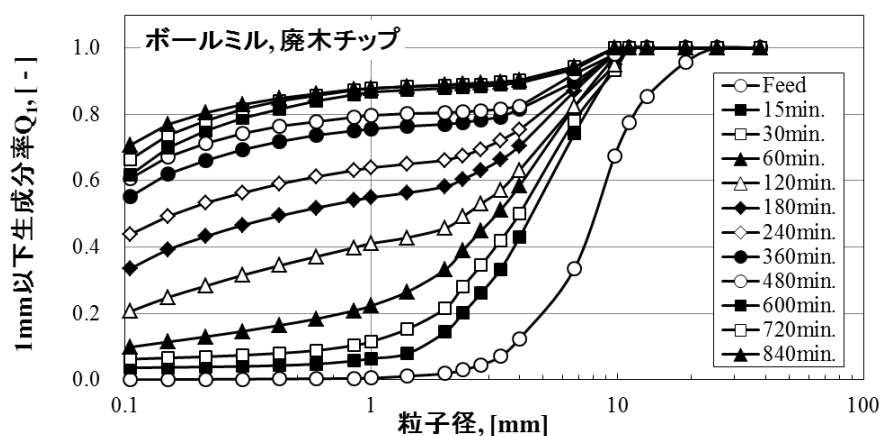


(c) 条件-3

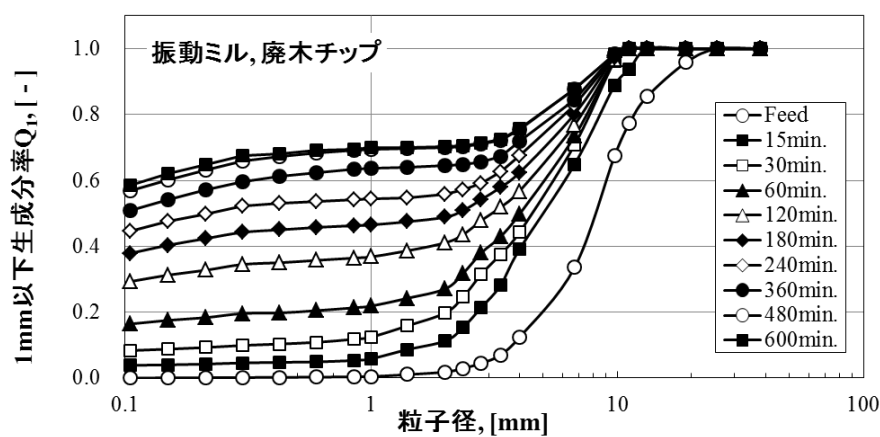
図 2.7 振動ミルでの粉碎結果, 1mm 以下生成率 Q_1 と比粉碎エネルギー E_M の関係

(4) ミルタイプの比較

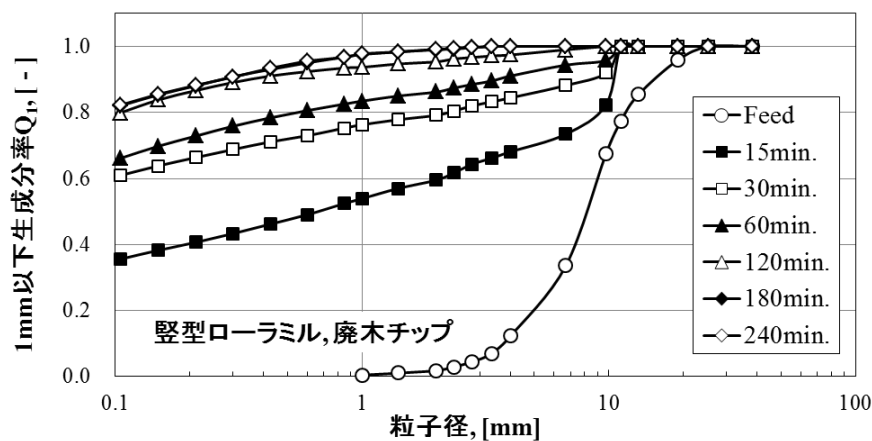
木質バイオマスに適した粉砕機＝ミルタイプの評価は、表 2.5 の粉砕条件の中で最も粉砕が良好であった“条件-2”で実施した。結果は、試料である木質バイオマスの粒子径変化と比粉砕エネルギーで評価した。粒子径変化は、図 2.8～2.10 に示し、比粉砕エネルギーは木質バイオマス種毎に全条件を図 2.11 にまとめた。粉砕速度が速く、比粉砕エネルギーの小さいミルを木質バイオマス粉砕に適したミルタイプであると評価し、ほとんどのケースで、堅型ローラミルの粉砕が最も早く進み、比粉砕エネルギーも小さく、木質バイオマスの粉砕に適していることが示された。3 種のミルのいずれも圧縮力が被粉砕物に作用するが、堅型ローラミルでは、ローラと粉砕テーブルの速度差からせん断力も作用するため、これが木質バイオマスの粉砕に有効に作用したものとする。しかしながら、樹皮を対象にした粉砕では、堅型ローラミルの粉砕が、1mm 以下割合が 85%以上でほとんど進まず、最終的に到達した 1mm 以下割合については振動ミルが最も高い割合を示した。これは、粉砕時の観察により、堅型ローラミルに樹皮が付着していたことから、それが緩衝剤の役目をして、粉砕が進行しなかったものとする。一方、振動ミルでは、粉砕媒体であるボールの小刻みな動きで、付着した樹皮がボールからはがれ、有効な圧縮が保たれたものとする。



(a) ボールミルでの廃木チップの粉砕

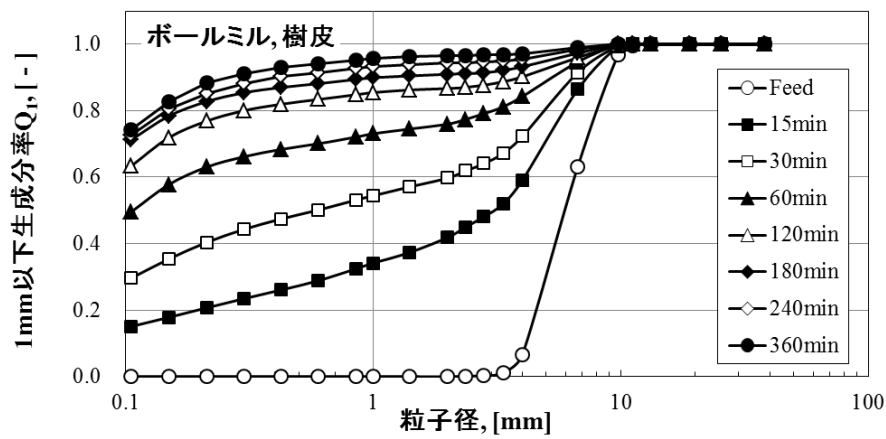


(b) 振動ミルでの廃木チップの粉砕

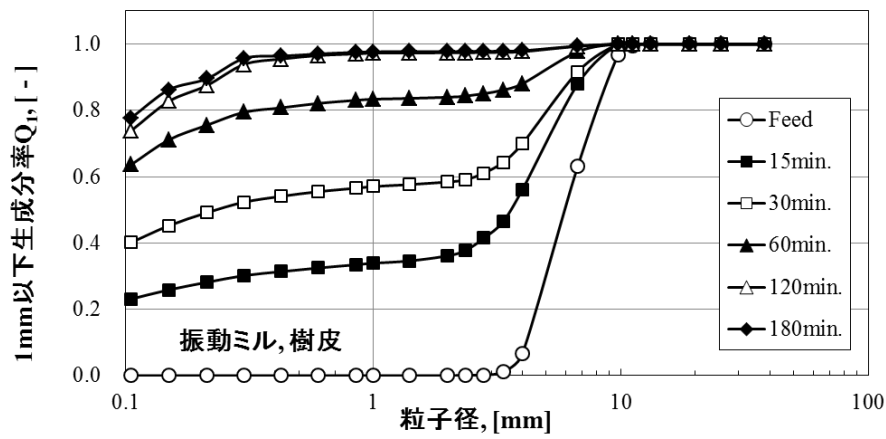


(c) 縦型ローラミルでの廃木チップの粉砕

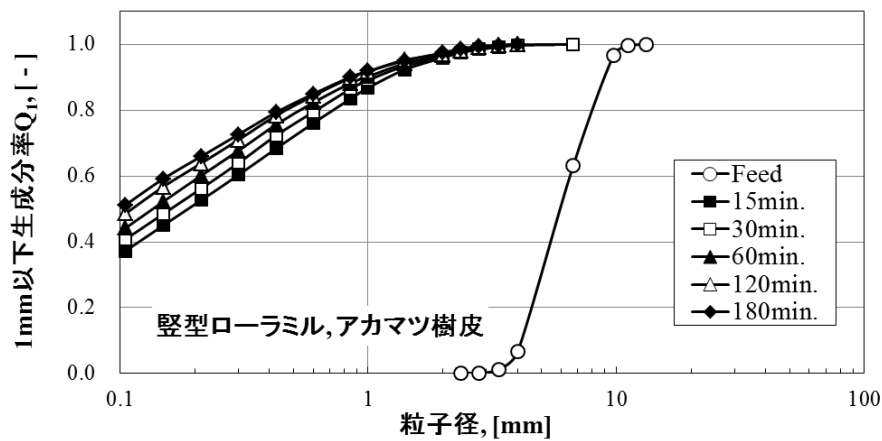
図 2.8 試料の粒子径分布の時間変化(廃木チップ)



(a) ボールミルでの樹皮の粉碎

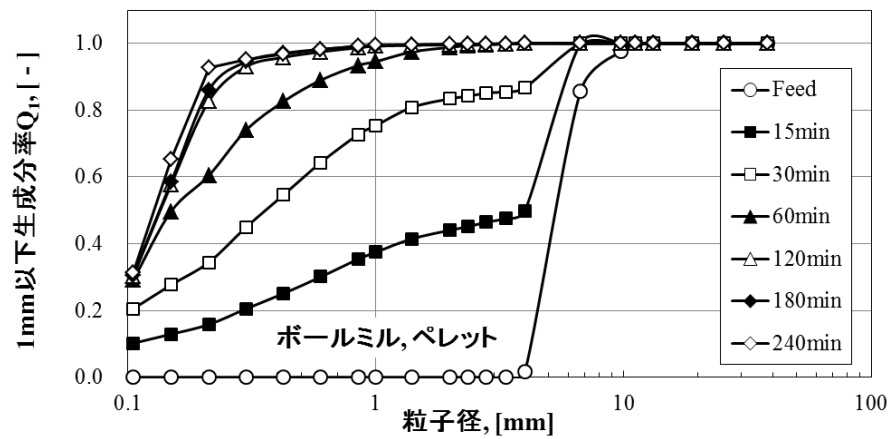


(b) 振動ミルでの樹皮の粉碎

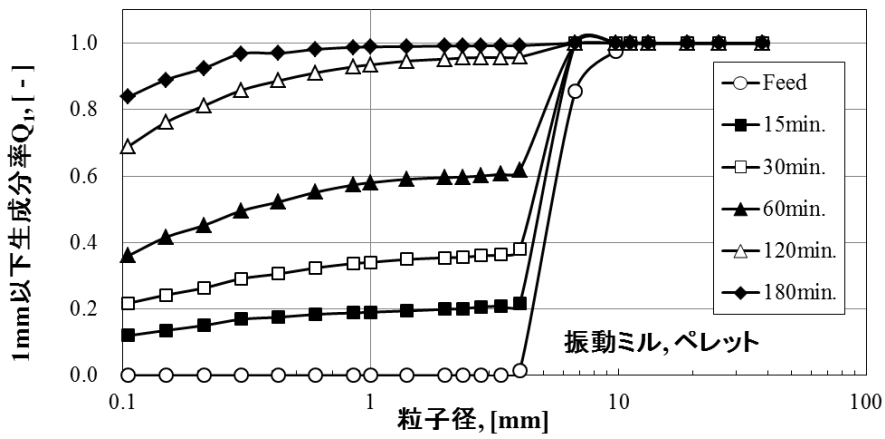


(c) 縦型ローラミルでの樹皮の粉碎

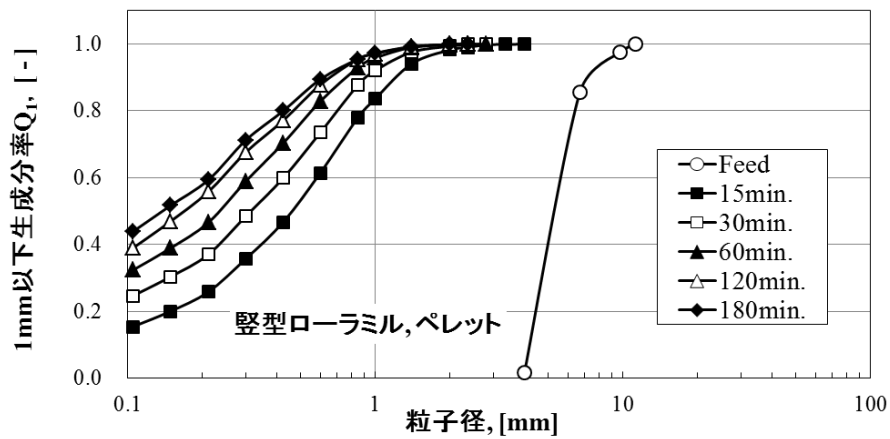
図 2.9 試料の粒子径分布の時間変化(樹皮)



(a) ボールミルでの木質ペレットの粉砕

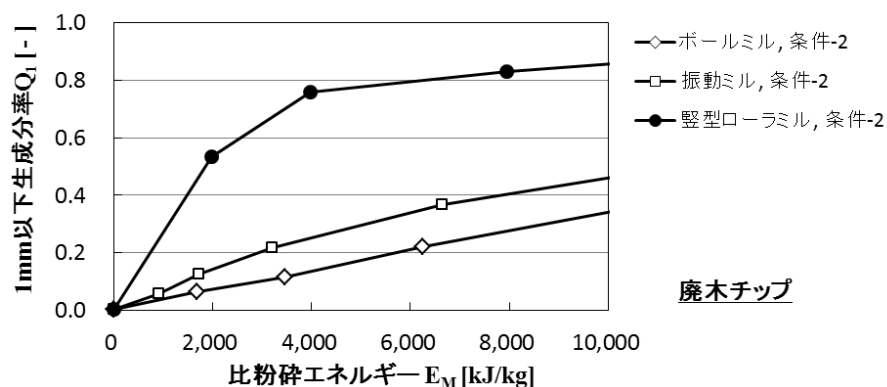


(b) 振動ミルでの木質ペレットの粉砕

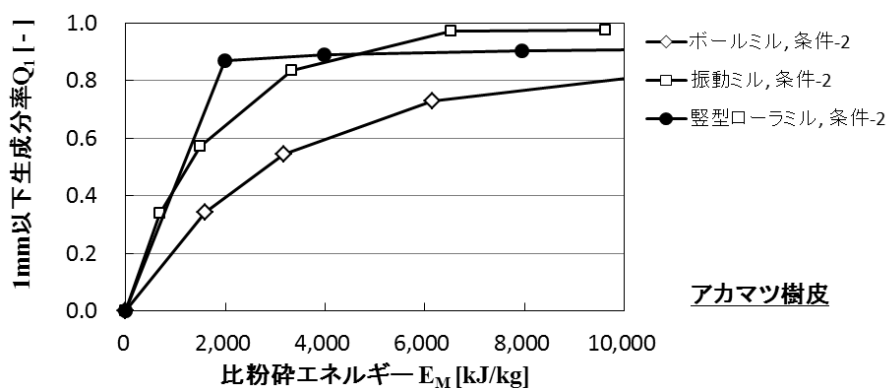


(c) 縦型ローラミルでの木質ペレットの粉砕

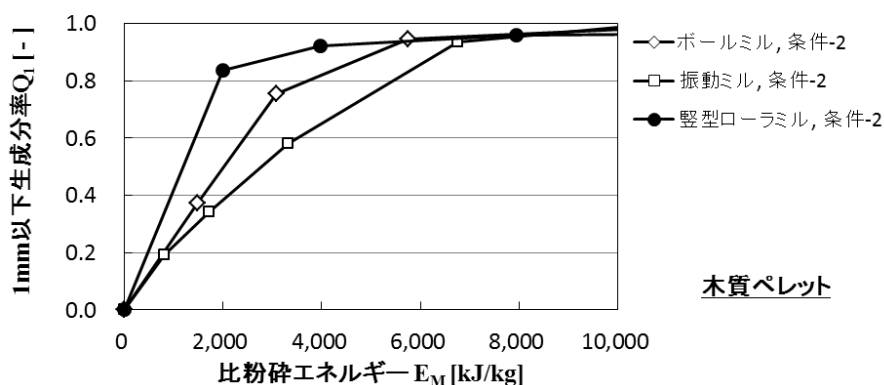
図 2.10 試料の粒子径分布の時間変化(木質ペレット)



(a) 廃木チップ粉碎でのミルタイプ比較



(b) アマカツ樹皮粉碎でのミルタイプ比較

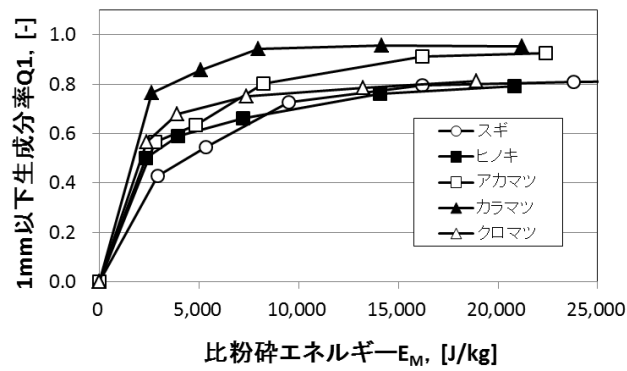


(c) 木質ペレット粉碎でのミルタイプ比較

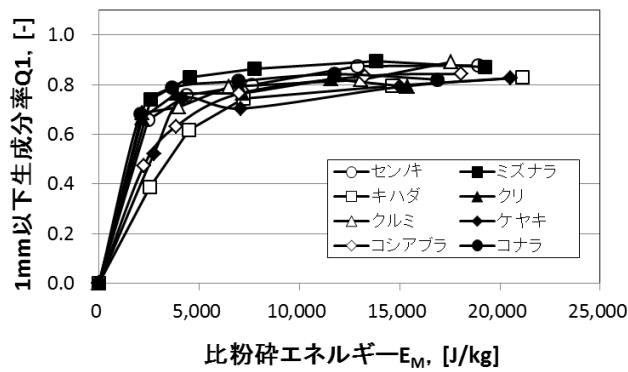
図 2.11 木質バイオマス種毎の 1mm 以下生成率 Q_1 と比粉碎エネルギー E_M

(5) 樹種の影響

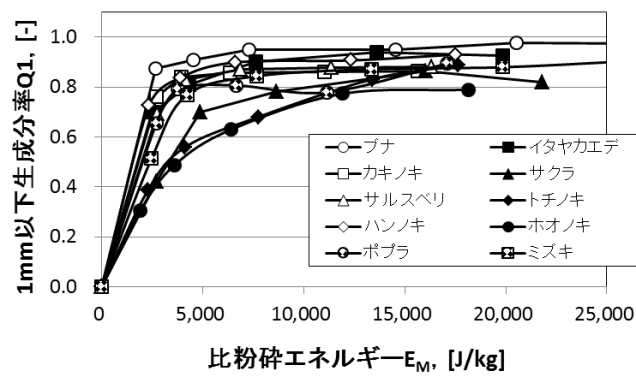
1mm 以下生成分率 Q_1 と粉砕比エネルギー E_M の関係を、針葉樹、環孔材広葉樹、散孔材広葉樹に分類して、図 2.12 に示した。樹種によって得られたデータは差異があり、明確にグルーピングが出来てはいないものの、環孔材広葉樹では、エネルギーを投入しても、粉砕が進まず、1mm 以下生成分率の限界が小さい傾向がある。当初、細胞組織の構造と道管配置から、粉砕性の相違が、前述の 3 つのグルーピングで明確化できると考えた。また、針葉樹、広葉樹はそれぞれ、**Softwood**, **Hardwood** と英文表記することもあり、少なくとも針葉樹と広葉樹での差異は評価できるものと考えたが、実験結果からは、グルーピングは明確ではない。これは、縦型ローラミルが、木質バイオマスに効果的に圧縮とせん断を与え、効率的に粉砕が可能であるという裏付けとも考えられる。



(a) 針葉樹



(b) 環孔材広葉樹



(c) 散孔材広葉樹

図 2.12 樹種毎の 1mm 以下生成率 Q_1 と比粉砕エネルギー E_M の関係

2.2.4 大型粉砕結果および考察

小型粉砕結果から、木質バイオマスには堅型ローラミルが適していると示され、大型の堅型ローラミルにて、連続粉砕試験を実施した。その結果を本項で示す。試験は、静特性試験と動特性試験を行ない、それぞれの試験条件を表 2.6 および表 2.7 に示す。動特性試験時の目標負荷については、実運用時の負荷を考慮して、80%負荷を最大とした。

表 2.6 大型連続粉砕試験での静特性試験条件

項目	単位	オリジナル形状	Device-1	Device-2
ミル風量	t/h	3.0	3.0	3.0
		排ガス	空気	空気
ミル出口温度設定	℃	105	80	80
ローラ加圧油圧	MPa	3.5	3.5	3.5
テーブル回転数	rpm	42	42	42
分級機回転数	rpm	30	30	0

表 2.7 大型連続粉砕試験での動特性試験条件

項目	単位	負荷変化前		目標負荷-1		目標負荷-2
条件-1(1.5%/分)						
木質ペレット供給量	t/h	1.86	→	1.53	→	1.86
変化時間	分	(80%L)	10	(66%L)	10	
条件-2(3%/分)						
木質ペレット供給量	t/h	1.75	→	1.42	→	1.75
変化時間	分	(76%L)	5	(61%L)	5	
ミル風量	t/h	3.0(空気)				
ミル出口温度設定	℃	80				
ローラ加圧油圧	MPa	3.5				
テーブル回転数	rpm	42				
分級機回転数	rpm	0				

(1) 石炭用ミルの実力

石炭用堅型ローラミルを無改造のまま、木質バイオマスの粉砕に適用することで、粉砕能力把握を行なった。図 2.13 には、瀝青炭および木質チップの粉砕結果とともにミル差圧を比較した。瀝青炭の場合には、2.1t/h まで安定した粉砕を得ているのに対し、木質チップ、木質ペレットでは、それぞれ 250kg/h、400kg/h が安定限界であった。木質ペレットは、もともと数 mm 程度の木粉を押し固めているため、容易に連続粉砕が得られると考えていたが、実際には、400kg/h を超えて供給した場合は、ミル差圧が上昇を続けて、連続運転が出来な

かった。粉碎試験後、石炭の場合と同様にパージ運転（試料を供給せずにミルを運転し、ミル内部の試料を排出する運転）をしているにも関わらず、ミルローラの 1/2 ほどが木粉で埋まっている状態（図 2.14）であった。ミル出口の製造された木粉は 1mm アンダーを目標としていることから、木粉を 1mm の球形と仮定して終末速度を算出すると、表 2.8 の通り 1.24m/s と算出される。一方、ミル内部でのミル空気の上昇流速をプラグフローとして算出すると 0.79m/s と算出される。この時、空気温度はミル出口空気温度を用いた。高温のミル入口空気は、ミル内部に噴出した直後に石炭を乾燥させるため、ミル出口空気温度近くまで急速に低下し、ミル内部ではミル出口空気温度とほぼ同じであることを、石炭粉碎時に実測しており、この仮定を行なった。この流速の比較と目視観察により、ミル内部で木粉を上部へ気流搬送する速度が不足していると判断し、次項の形状変更試験を実施した。

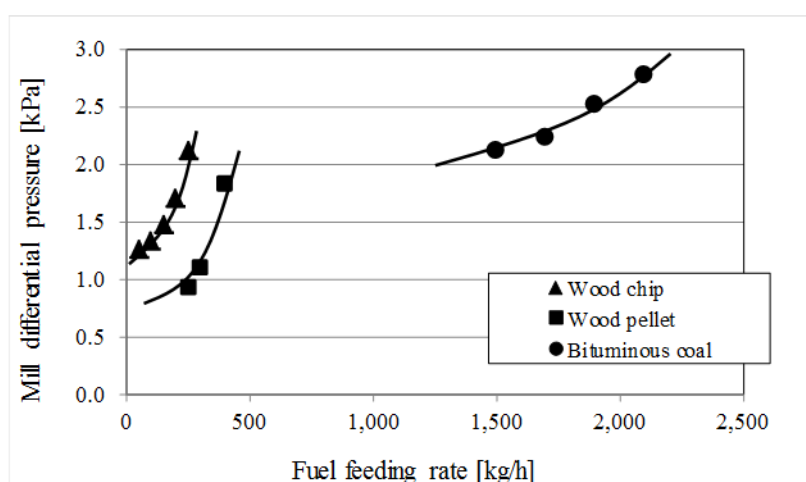


図 2.13 石炭用縦型ローラミルでの粉碎結果比較



図 2.14 木質ペレット粉碎試験, パージ運転後のミル内部

表 2.8 ミル内部上昇流速と木粉の終末速度

項目	単位	木粉 1mm
ミル風量	t/h	3.0
ミル出口温度設定	°C	80
空気粘性係数@80°C	Pa・s	21.5×10^{-6}
木質バイオマス密度	kg/m ³	370
上昇流速(プラグフロー)	m/s	0.79
終末速度	m/s	1.24

(2) 形状変更

ミル内部での上昇気流速度を増大させるには、投入空気量（一次空気と呼称）を増量するか、流路を縮小することが考えられる。微粉炭焚きボイラでの一般的な燃焼系統（ミル～バーナ）は、直接燃焼方式がほとんどであり、この場合、一次空気は微粉炭（もしくは木粉）の搬送空気であり、バーナからボイラ火炉内へ吹き出し、燃焼用空気の一部となる。この一次空気の増量は、バーナからの吹き出し流速も増大させ、燃料粉の濃度（搬送空気中の燃料の割合）を低下させることとなり、火炎安定性に影響を与える。更に、燃料管内の流速の増大は、摩耗を促進することにもなる。したがって、ここでは燃料管や火炎安定性に影響を与えないために、ミル内部の流路を縮小することを選択した。流速の設定は、1mm の球形木粉の終末速度に加えて、実際の木粉の大きさを目視確認し、必要な流速を算出した。図 2.15 にミル出口で採取した木粉の外観写真を示す。木粉の最も長いもので、4mm 程度あることを確認した。これを球形仮定により終末速度を求めると、4.9m/s となる。

倍率
× 4



図 2.15 製造木粉の外観写真

前述の検討を元に、ミル内部の流路は 2 段階に縮小し、縮小しないオリジナルの状態と合わせて 3 条件での比較を行なった。ミル内部流路の縮小は、図 2.16 に示すようにミル中心部に流路を制限する構造物（ここでは、縮流リングと呼称）を設置した。2 種類の縮流リング

の外径はそれぞれ、OD 700 と OD 1,114 であり、ミル内部上昇流速は、1.24m/s (1.49 倍)、10m/s (12.2 倍) を目標とした。4mm 球体の終末速度は 4.9m/s であるが、負荷変化時にミル風量を下げる可能性のあることに加えて、木質ペレットの樹種変更による密度（表 2.2 参照、最も大きい 760kg/m³ を仮定）を考慮して 10m/s に決定した。縮流リングの上端は平坦にして、未粉碎・未解砕のペレットや、粒度の大きなペレット片の持ち上がりが無いことを試験後に確認した。表 2.9 に Device 設置でのミル内流速検討結果を示す。

表 2.9 Device 設置でのミル内部上昇流速

項目	単位	—	木粉1mm	木粉4mm	←	←
ミル風量	t/h	3.0	←	←	←	←
ミル出口温度	°C	80	←	←	←	←
空気粘性係数@80°C	Pa・s	21.5 × 10 ⁻⁶	←	←	←	←
木質バイオマス密度	kg/m ³	—	370	←	760	←
上昇流速(プラグフロー)	m/s	0.79	—	—	—	10
終末速度	m/s	—	1.24	4.9	8.0	—
Device	—	—	Device-1	—	—	Device-2

試験実施の過程において、ミル内部での発火予防のために一次空気に排ガスを用いることと、木粉の排出促進のために一次空気の吹き出し部（エアポートと呼称）の形状を変更することを行なっている。粉碎においては排ガスか空気かは、影響が小さいことを比較試験で確認している。また、エアポートの形状変更は、木粉の排出促進を狙ったものであるが、効果は限定的であり、最終的には従来の形状での試験を実施している。一次空気の種類の相違およびエアポート形状の相違による、それぞれの比較試験については、Appendix-1 に示す。また、木質バイオマスの自然発火性についても Appendix-1 の中で論じる。

粉碎試験の結果を、瀝青炭粉碎時のデータとともに図 2.17 に示す。ミル内部の上昇速度の増大とともに粉碎容量の増大が得られており、Device-2 では瀝青炭の最大粉碎容量 2.2t/h を超え、2.3t/h での安定粉碎を得ている。ただし、この粉碎量は限界点ではなく、ミルで製造した木粉の燃焼側の制約によって、粉碎確認がこの容量までとなっている。ミル差圧の静定値や変化状況から、粉碎の限界には至っていない。

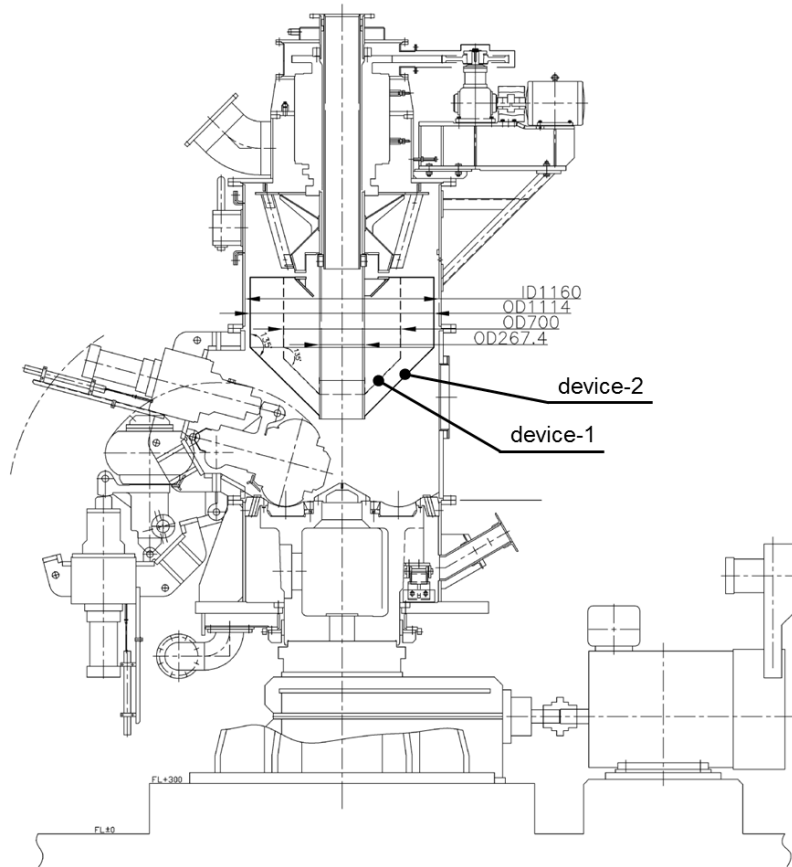


図 2.16 縦型ローラミルへの縮流リングの設置

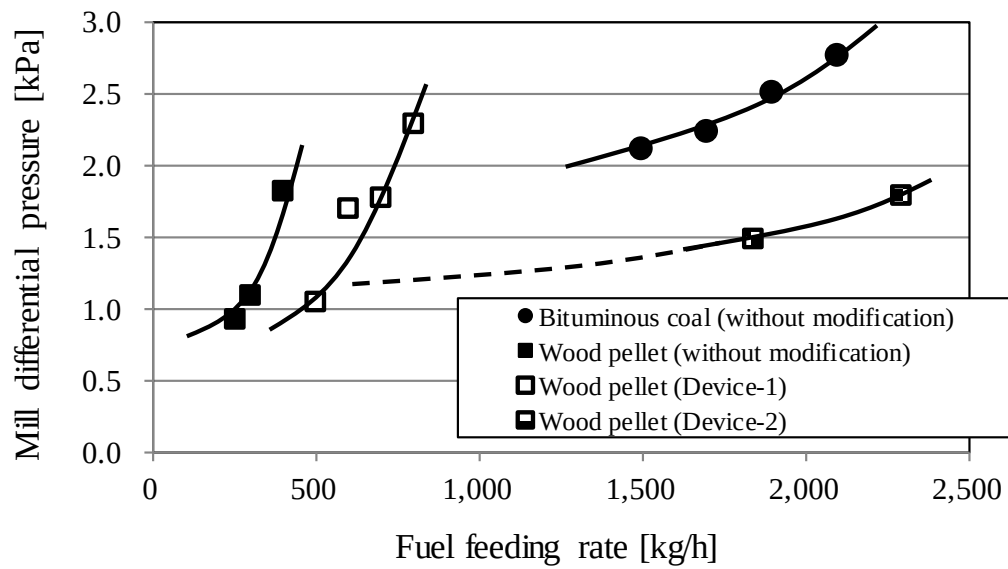
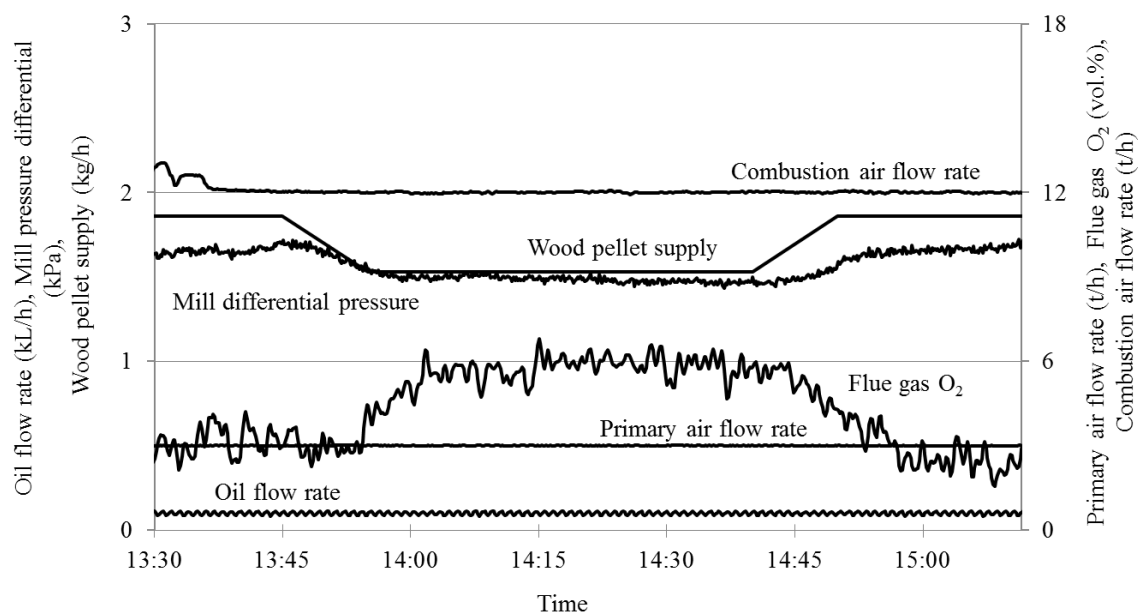


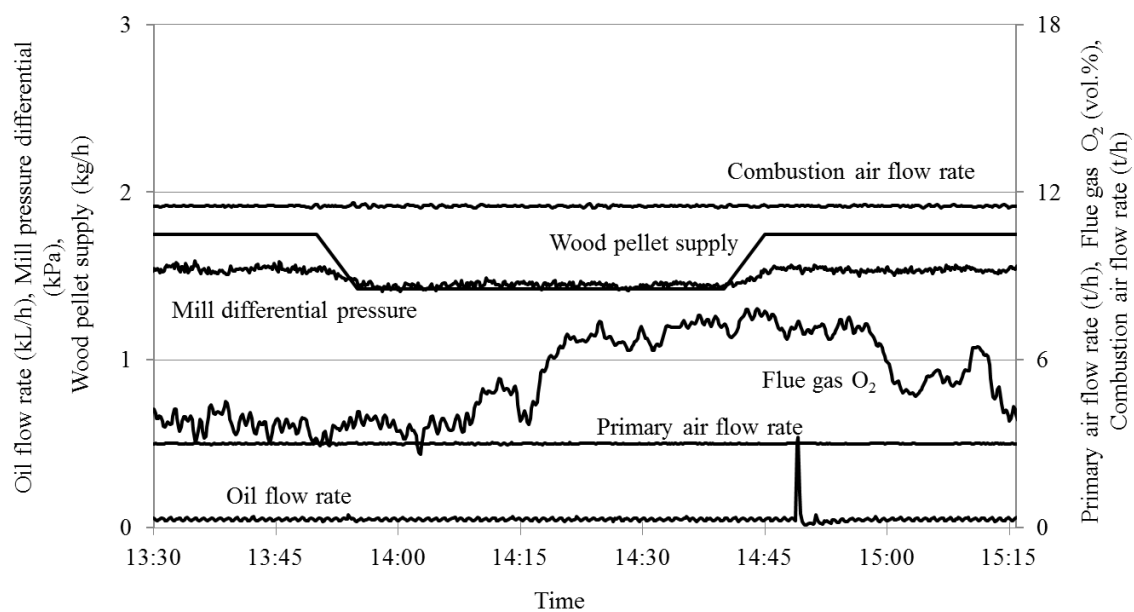
図 2.17 縮流リング設置による木質ペレット粉砕容量の増大

(3) 負荷変化試験

縮流リング Device-2 の設置によって、良好な粉碎が得られたため、このミル構造にて負荷変化試験 (= 動特性試験) を実施した。風力や太陽光といった再生可能電力の増大に伴い、微粉炭焚き火力発電所への負荷追従の要求がこれまで以上に求められている。木質バイオマスの混焼時においても発電プラントの負荷変化は必須であり、これにどう応えるかが問われている。例えば、木質バイオマスミルは負荷を一定とし、残りの微粉炭ミルで負荷追従させる方法が考えられる。ただしこの場合、当然であるが、ミル全数が石炭の場合 (石炭専焼) よりもフレキシビリティは抑制されることとなる。つまりは、木質バイオマスミルにても負荷変化が可能であれば、木質バイオマス高比率混焼微粉炭焚き火力発電所の運用性が高まることとなる。図 2.18 に負荷変化時の運転パラメータのトレンドを示す。ミルから排出される木粉は直接バーナに供給され燃焼されるが、負荷変化時の万が一の失火を防止するため、重油との混焼状態で行なった。燃焼用空気量と重油燃焼量は一定とすることで、排ガス O_2 の変化から木粉の排出状態を把握することとした。1.5%/分のケースでは、木質ペレットの供給量変化に伴って、ミル差圧と排ガス O_2 がスムーズに変化し、安定状態となることが確認できた。3%/分のケースにおいても、負荷上げ後の排ガス O_2 の安定に時間が掛かっているが、ミル差圧が上昇を続けたり、排ガス O_2 が上昇することなく、安定状態となることが確認され、木質ペレット単独粉碎においても負荷変化が可能であることが示された。ただし、特に 3%/分での負荷上げの際は、排ガス O_2 の静定まで、負荷上げ完了から 30 分程度必要なことから、状態として余裕がないことが分かり、実際の運用では 1.5%/分程度に抑えた運用が望まれる。



(a) 負荷変化時(1.5%/分)の時刻歴データ



(b) 負荷変化時(3%/分)の時刻歴データ

図 2.18 ミル負荷変化試験結果

2.3 木質バイオマスの燃焼挙動

木質バイオマスの燃焼挙動について、小型燃焼試験炉（図 2.19）と大型試験設備（図 2.4）を用いて実験的に確認を行なった。

2.3.1 試験試料

小型燃焼試験炉では、製材所で発生するおが屑を入手して燃焼試験に供試した。大型試験設備では、木質ペレットを堅型ローラミルで粉砕してそのままバーナに供給して燃焼確認を行なった。表 2.10 に供試した燃料の性状を示す。

表 2.10 燃焼試験の供試燃料

項目	単位	おが屑(木粉)	おが屑(木粉)	ニューキャッスル炭	木質ペレット	木粉*
-	-	ヒバ主体	製材片 (樹種不明)	豪州瀝青炭	欧州アカマツ80% スプルース20%	スギ*
発熱量 (HHV)	MJ/kg-dry	20.81	18.43	29.15	20.50	21.17
発熱量 (HHV)	kcal/kg-dry	4,970	4,400	6,965	4,900	5,060
全水分	wt%-as received	22.4	11.7	6.8	7.8	22.3
工業分析						
水分	wt%-air dry	14.5	10.2	4.5	3.8	5.2
灰分	wt%-dry	0.1	4.9	12.8	0.1	0.4
揮発分	wt%-dry	85.1	76.7	32.4	85.5	82.2
固定炭素	wt%-dry	14.8	18.4	54.8	14.4	17.4
元素分析						
C	wt%-dry	50.4	43.0	70.8	50.8	50.8
H	wt%-dry	6.00	5.09	4.43	7.10	5.81
N	wt%-dry	0.15	3.31	1.60	0.09	0.15
O	wt%-dry	43.34	43.70	9.80	41.90	42.83
S-全	wt%-dry	0.006	0.04	0.70	<0.01	0.007
S-燃焼性	wt%-dry	0.004	0.02	0.57	<0.01	0.003
適用試験	-	小型試験炉 専焼	小型試験炉 混焼	小型試験炉 混焼	大型試験設備 専焼	小型試験炉 専焼

*木粉(スギ)は、EP性能確認のための専焼灰採取のために使用。

2.3.2 試験装置

小型燃焼試験炉（図 2.19）は、瀝青炭燃焼量 150kg/h であり、これを用いて、木質バイオマス（木粉）を微粉炭と混焼した場合の燃え切り性について、木粉の投入方法と混焼率を変えて評価した。円筒縦置き火炉は水冷ジャケット構造で、内面耐火材打設により火炎温度を実機並みに維持する。微粉炭は定量供給機によって切り出され、一次通風機からの一次空気により炉頂部のバーナに供給される。木粉の投入方法は図 2.20 に示すように、専焼の場合は微粉炭バーナから、混焼の場合は、微粉炭管でのライン混合と炉内への直接吹き込みの 2 ケースとした。燃焼後の排ガスは、ガスクーラーによる冷却後に空気予熱器、バグフィルタ、誘引通風機を経由して煙突から排出される。排ガス中の O₂, NO_x, SO_x, CO は試験中を通して、空気予熱器入口で連続計測（㈱堀場製作所 ENDA-1610）を実施している。炉体には、複数の観測窓を設置しており、必要に応じて目視観察およびサンプリングプローブの挿入を行なっている。本試験では、炉中心部炉長方向に粒子を採取して、燃焼率を算出している。

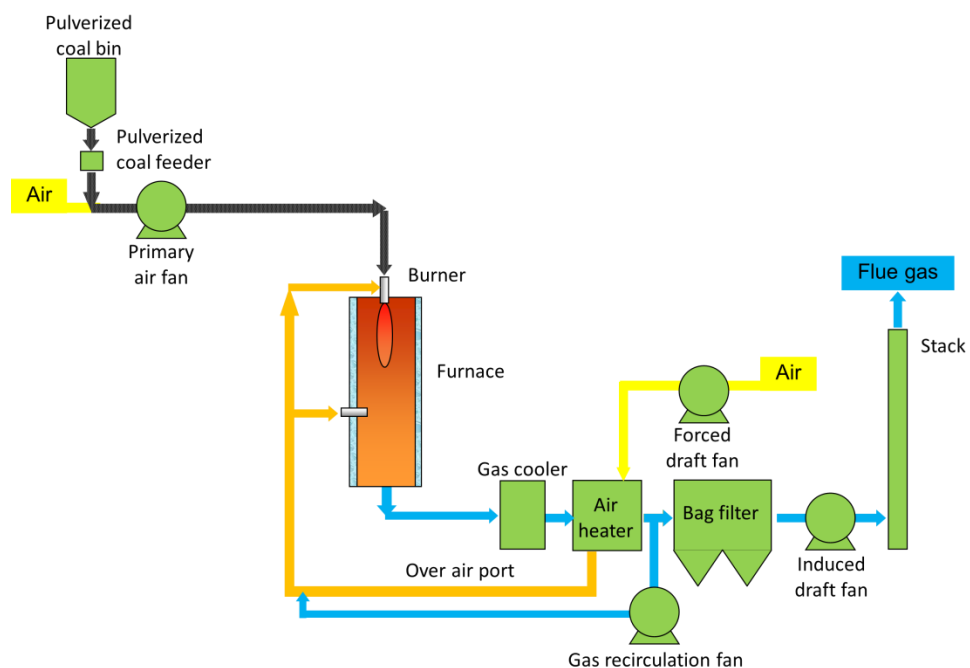


図 2.19 小型燃焼炉(竪型燃焼試験炉)

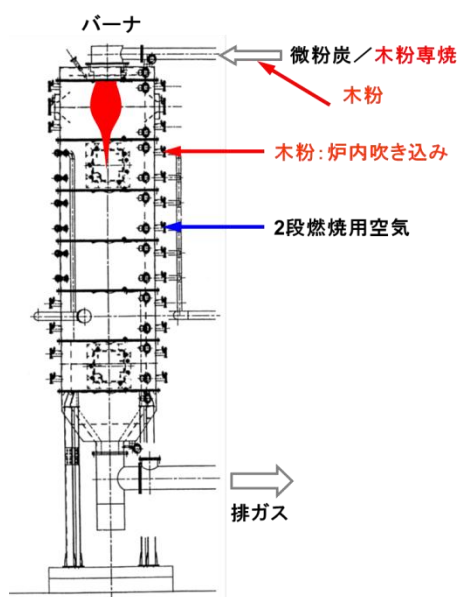


図 2.20 小型燃焼炉での木質バイオマス混焼方法

小型燃焼炉での実験に続き，大型試験設備で直接燃焼にて，微粉炭バーナでの木質ペレット粉碎物（木粉）が専焼可能かを確認した。図 2.21 に試験に供試した微粉炭バーナを示す。

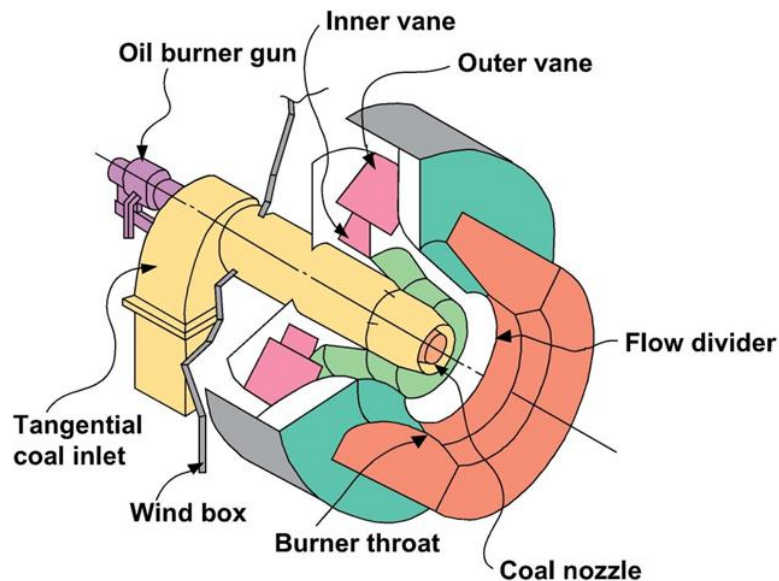


図 2.21 微粉炭バーナ

2.3.3 混焼挙動および考察

燃焼試験では、火炉出口での排ガス性状（ NO_x 、 SO_x ）とともに、採取フライアッシュの灰中未燃分から燃焼率を算出した。炉内での燃料の燃え切り状態を比較評価するために、炉中心軸位置にて、火炉出口と同様にフライアッシュ採取と燃焼率算出を行なった。試験条件と計測結果を表 2.11 に示す。木粉専焼時の排ガス O_2 が 6.6vol.%-dry と高く、直接比較は出来ないが、燃焼進行の状態と、混焼時のデータから、燃え切り性を評価した。図 2.22 に試験結果を試験炉とともに示す。木粉混合方法によらず、バーナ近傍では木粉混焼率の増加に伴い、燃焼率も向上しているが、火炉出口での燃焼率は同じであり、瀝青炭の微粉炭と同等の燃え切り性を有していることが分かる。したがって、燃え切りに必要な滞留時間に関しては、特別な配慮は不要であり、微粉炭と同じ設計思想で良いことが確認できた。火炉出口での排ガス性能は、木質バイオマスの含有 N 分と S 分が少ないことから、専焼時には大きく減少する。一方、CO は、混焼時には増加することはなかったが、木粉専焼時に 900ppm オーダーで発生しており、木粉そのもの、または木粉から発生する揮発分と、燃焼空気との混合促進による CO 低減を考慮する必要があることが示唆された。この知見は、実機ボイラにおけるバーナ配置に反映した。

表 2.8 のスギ木粉については、燃え切り性試験とは別途、専焼を行ない、その燃焼灰を採取した。燃焼灰は、電気抵抗値を測定し、EP での集塵性能の評価を行なった。その内容は、「2.4.3 環境機器への影響」で述べる。

表 2.11 小型燃焼試験炉での燃焼試験条件

項目	単位	石炭専焼	混焼	混焼	木粉専焼
混焼方式	-	N.A.	微粉管混合	炉内吹き込み	バーナ
炭種	-	ニューキャッスル炭			N.A.
微粉炭燃焼量	kg/h	100	100	90	0
木粉燃焼量	kg/h	0	7.3	15	193
混焼率	cal. %	0	4.4	9.5	100
排ガスO ₂	%	2.5	2.5	2.5	2.5
2段燃焼率	%	20	25	20	20
排ガスO ₂	%	2.5	2.9	2.9	6.6
計測					
NO _x (6%O ₂ 換算)	ppm	238	226	268	42
SO _x	ppm	337	349	355	1
CO	ppm	25	23	31	890
バーナから1,920mm	%/%	23.1/95.5	24.7/95.2	15.2/97.4	91.9/98.2
バーナから3,420mm	%/%	9.87/98.4	5.05/99.2	5.84/99.1	84.4/99.1
バーナから4,920mm	%/%	3.69/99.4	5.33/99.2	5.13/99.2	84.0/99.1
バーナから5,920mm	%/%	3.66/99.4	3.58/99.5	3.62/99.5	64.5/99.7
火炉出口	%/%	1.64/99.8	2.08/99.7	2.34/99.7	43.9/99.9

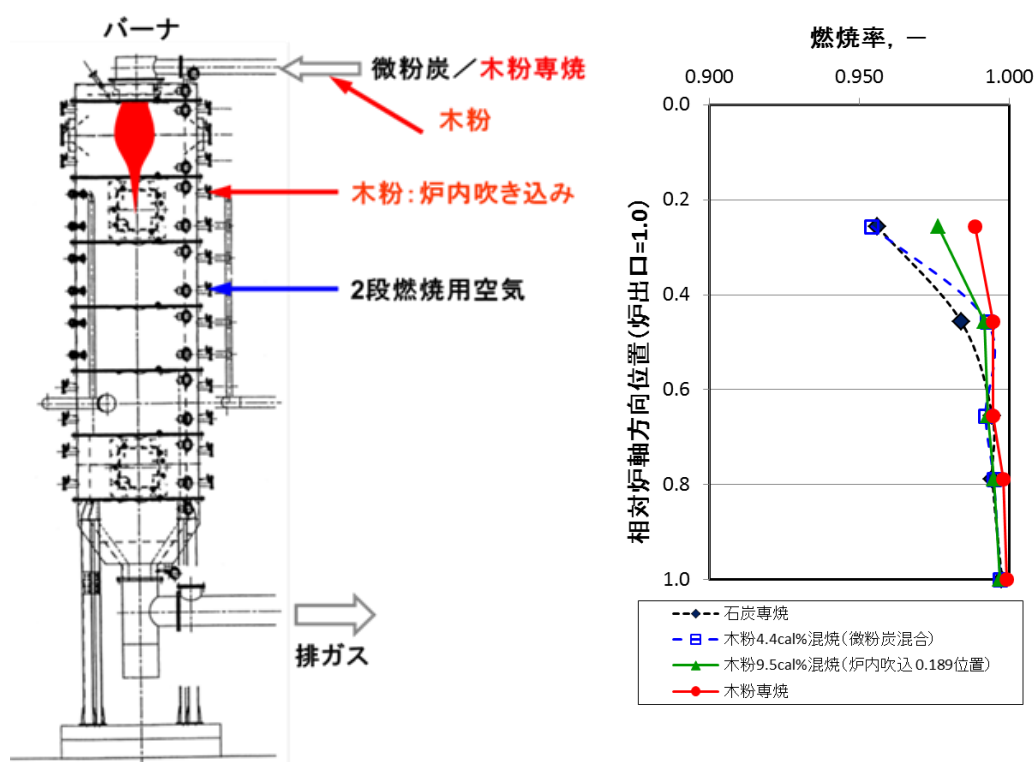


図 2.22 小型燃焼炉での木質バイオマス混焼時の燃え切り性

大型試験設備では、表 2.6 の Device-2 設置ミルにて、木質ペレット供給量 2.3t/h での専焼状態を確認した。その後、試験設備の制約から木質ペレット供給量を 1.86t/h まで下げ、排ガス計測を実施した。その際の火炎写真を図 2.23 に示すが、バーナスロート部から輝炎が見られ、安定した火炎の形成を得た。排ガス O₂ : 3.5%，2 段燃焼率 : 5.4%にて、NO_x (6% O₂ 換算) は 21ppm, SO_x は 10ppm, CO は 11ppm であった。灰中未燃分は 14.9%であり、燃焼率は 99.9%に達している。

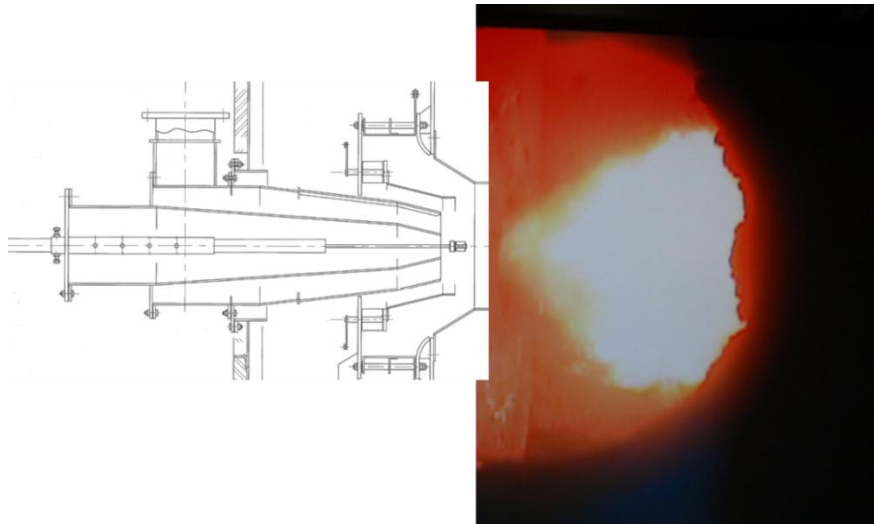


図 2.23 木質バイオマス専焼火炎

2.4 木質バイオマス高比率混焼ボイラ

実機ボイラで木質バイオマス高比率混焼を実施するために、粉砕と燃焼以外にも要求される項目を挙げ、本章で確認・検証する。

2.4.1 要求事項

微粉炭焚きボイラに、木質バイオマスを高比率で混焼する場合、その燃料性状、灰性状に起因した項目を明確にし、評価、必要に応じた対策を実施する必要がある。その項目と予想される事柄を下記する。

- ・ 灰付着性 : 灰組成の相違からボイラチューブへの灰付着状況が異なる.
- ・ 環境機器への影響 : 脱硝装置, 脱硫装置, 電気集塵機の性能が変化する.
- ・ 火炉収熱 : 元素組成の違いから収熱が異なる.
- ・ CO 濃度 : CO が増加する (小型燃焼試験の結果から).

2.4.2 灰付着

ボイラ火炉への灰付着は次の形態があり，伝熱阻害を引き起こす。

- ・スラッシング：溶融灰が火炉壁などの伝熱面に付着して，冷却・固化する．灰が溶融する高温部=主に火炉で生じる．
- ・ファウリング：灰中の Na や K などの成分が燃焼時に揮発し，伝熱管にて冷却・凝集・付着する．後部伝熱部といった低温部で生じる．

(1) 試験燃料

灰付着試験では，瀝青炭として豪州産ハンターバレー炭とスギ木粉を使用した（表 2.12）。

表 2.12 灰付着試験での使用燃料性状

項目	単位	ハンターバレー炭	木質バイオマス
-	-	豪州瀝青炭	スギ木粉*
発熱量 (HHV)	MJ/kg-dry	29.60	21.17
発熱量 (HHV)	kcal/kg-dry	7,075	5,060
全水分	wt%-as received	6.1	22.3
工業分析			
水分	wt%-air dry	1.8	5.2
灰分	wt%-dry	12.9	0.4
揮発分	wt%-dry	31.0	82.2
固定炭素	wt%-dry	56.1	17.4
元素分析			
C	wt%-dry	71.6	50.8
H	wt%-dry	5.0	5.81
N	wt%-dry	1.8	0.15
O	wt%-dry	8.1	42.83
S-全	wt%-dry	0.55	0.007
S-燃焼性	wt%-dry	0.55	0.003
灰融点(酸化性)			
軟化点	℃	1,430	1,220
融点	℃	1,525	1,305
溶流点	℃	1,540	1,310
灰融点(還元性)			
軟化点	℃	1,390	1,260
融点	℃	1,480	1,345
溶流点	℃	1,495	1,350
灰組成			
SiO ₂	wt%	65.1	13.6
Al ₂ O ₃	wt%	20.5	5.5
TiO ₂	wt%	1.05	0.3
Fe ₂ O ₃	wt%	4.51	6.3
CaO	wt%	1.00	44.2
MgO	wt%	0.90	14.5
Na ₂ O	wt%	0.62	1.6
K ₂ O	wt%	1.49	8.5
P ₂ O ₅	wt%	0.17	1.7
MnO	wt%	0.03	0.2
V ₂ O ₅	wt%	0.05	0.0
SO ₃	wt%	0.87	2.9

*スギ木粉は，表2.8のスギ木粉と同一のもの。

(2) 試験設備

微粉炭焚きボイラの燃焼場を模擬した横型燃焼炉試験装置を用いて、燃焼灰の付着状況の確認と伝熱阻害を実験調査した。試験装置は、図 2.24 に示すように、LPG 燃焼部、燃料燃焼部、灰付着部から構成している。本装置のような小型装置で燃料の自燃状態と実機火炉内の高温場を安定的に維持することは難しいため、LPG 燃焼により発生する高温ガスに酸素を混合することで、酸素濃度 21vol.% の高温ガスを生成している。その高温ガス中に燃料を投入して燃焼させ、燃焼灰を生成させる。装置全体は内面を耐火材張りの水冷ジャケット構造としており、燃料燃焼部から後流では滞留時間を確保するにしたがってガス温度が低下するため、任意の場所を選定することで、所望のガス温度域での灰付着試験が可能である。灰付着部では、ボイラの伝熱管を模擬した灰付着プローブを挿入して、灰付着状況の観察に加え、プローブ表面および内面の温度計測を行なう。計測温度から熱流束を算出する。プローブ表面温度は、冷却水によって調整する。図 2.25 に灰付着プローブの挿入状態と、灰付着プローブを図示する。

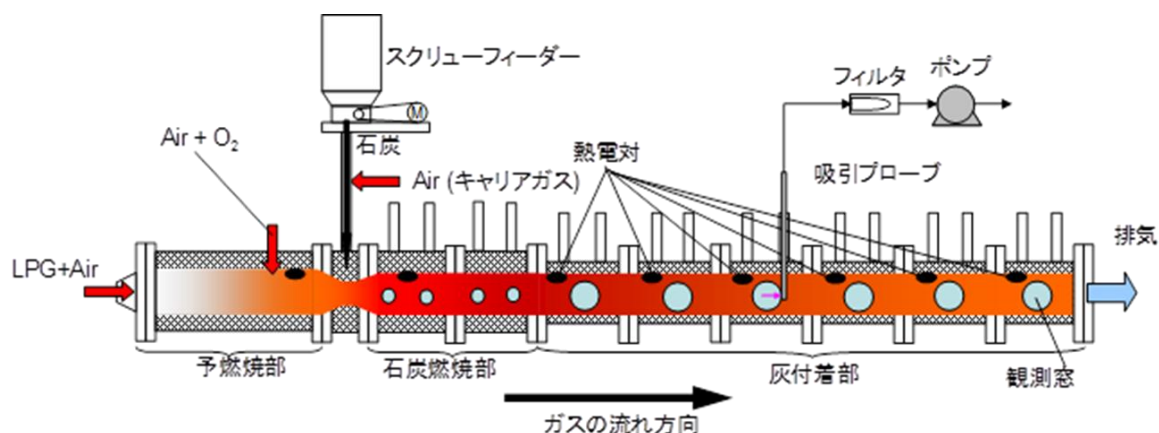
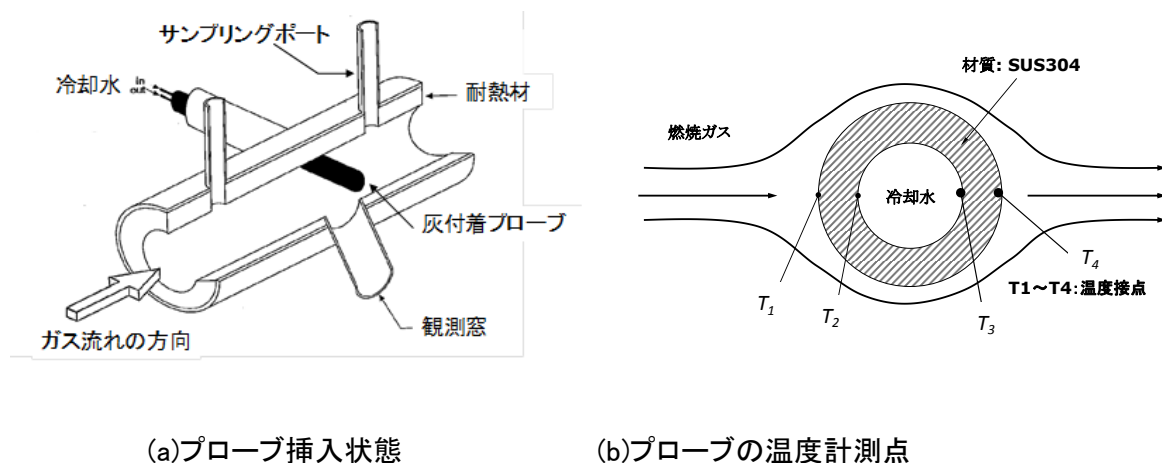


図 2.24 横型燃焼炉試験装置



(a)プローブ挿入状態

(b)プローブの温度計測点

図 2.25 灰付着プローブ

スラッシング試験は実機での炉壁管を模擬し、ガス温度：1,300℃の位置に、表面温度を400℃とした灰付着プローブを挿入した。また、ファウリング試験は過熱器などを模擬するために、ガス温度：800℃の位置に、プローブ表面温度を500℃として挿入した。想定している木質バイオマス高比率混焼は、石炭と木質バイオマスをそれぞれ別々のバーナから供給する炉内混焼であるが、灰付着部では、それぞれの灰は混合されていることが予想されるため、本試験での燃料は混合状態とした上で、供給した。それぞれ、瀝青炭専焼、木質バイオマス30%（熱量）混焼、木質バイオマス60%（熱量）の3条件で、燃料を供給した。

(3) 試験結果と考察

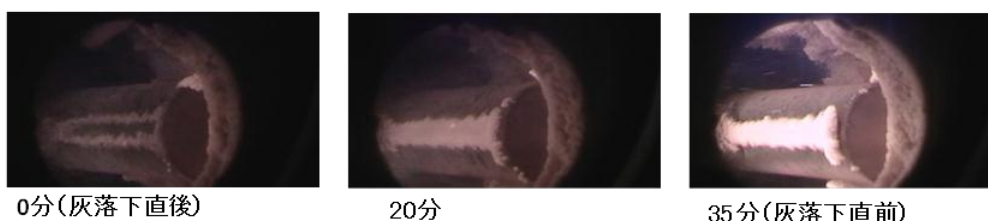
スラッシング試験

図 2.26 にスラッシング試験において、試験炉側面の観測窓から観察した灰付着状況を示す。プローブ表面に灰が付着して、それが時間とともに成長して、やがて自重で落下し、再び灰付着が始まる、というサイクルを繰り返す。燃料分析結果（表 2.12）では、木質バイオマスの灰融点は、石炭よりも100～150℃低いものの、試験結果では、灰付着が増大する状況は観察されていない。ただし、木質バイオマスの灰分量は、石炭のその3/100程度しかないため、木質バイオマスの発熱量を考慮しても、木質バイオマス混焼率を上げると、発生灰量は減少する。このため、灰付着量も減少したものと考える。

石炭専焼模擬



バイオマス30% 混焼模擬



バイオマス60% 混焼模擬

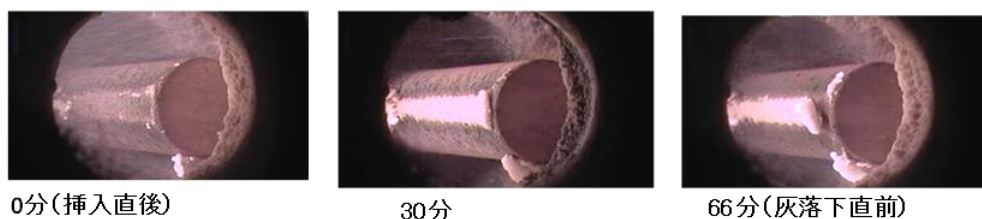


図 2.26 スラッシング模擬試験結果

燃料中の灰分量の影響を排除するために、発生灰量に対するプローブへの灰付着率で評価を行なった。灰付着率は、以下の式で算出した。

$$\text{灰付着率} \eta_{as\dot{A}} = \frac{F_{pr}}{\left(F_{as\dot{A}} \times \frac{A_{pr}}{A_{fur}}\right)}$$

ここで、 F_{ash} (g/min.) は、試験炉で発生する灰量であり、燃料投入量 (kg/min.) × 燃料中灰量 (g/kg) で算出する。 F_{pr} (g/min.) は、プローブ灰付着速度であり、一定時間後にプローブを試験炉から取り出し、付着灰をはがして質量を測定する。 A_{pr} (m²) は、プローブのガス流れ方向の投影面積、 A_{fur} (m²) は炉の断面積である。1,300℃のスラッシング場における灰付着率を今回の試験以外の A～D 炭と共に図 2.27 に示す。木質バイオマス混焼率によって灰付着率は、ほとんど変化せず、他炭種の傾向からの逸脱もないことが確認できた。

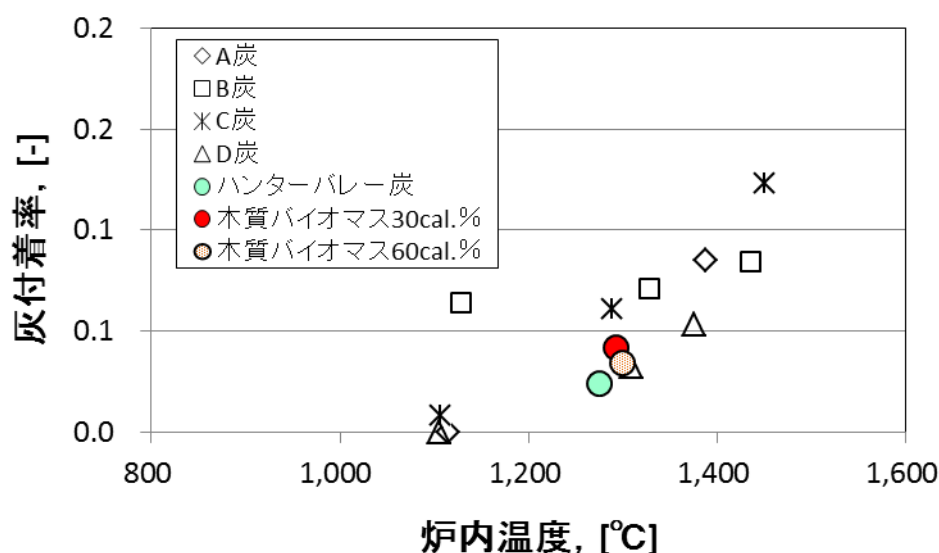


図 2.27 スラッシング模擬試験での灰付着率

プローブに設置した熱電対による温度計測からは、プローブへの熱流束の変化を評価した (図 2.28)。試験中の最大熱流束に対して無次元化した。灰付着の目視観察の通り、灰付着の進行とともに熱流束は低下し、付着灰の脱落とともに熱流束が回復する。ただし、灰落下は自然落下のみであることから、完全な初期状態への回復はしていない。また、木質バイオマス混焼率の増加とともに灰発生量が減少するため、付着量も減り、熱流束の低下も小さくなっている。灰落下のインターバルは、木質バイオマス 30% (熱量) のケースで変化しており、これが実験的なバラツキによるものか確認するために、付着灰の組成分析を行なった。供試燃料と塊状付着灰の灰組成を表 2.13 に示す。付着灰の組成に、燃料中灰組成から特徴的に濃縮された成分はないが、分析項目の中では唯一 Fe_2O_3 が、木質バイオマス 30% (熱量) において最高値を示しており、灰付着率の傾向と合致している。ただし、付着灰は自然落下を繰り返すため、実機においてはデスラガでの除去は十分可能であると判断できる。

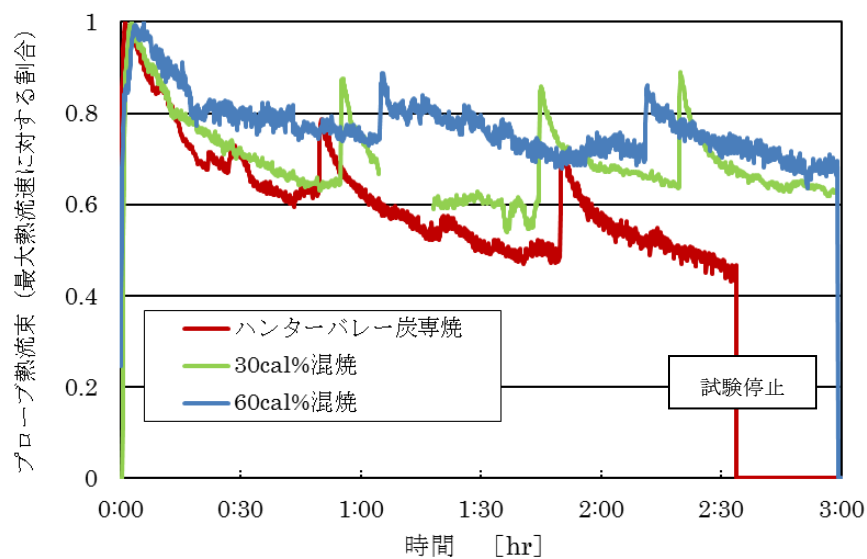


図 2.28 スラッキング模擬試験での熱流束変化

表 2.13 スラッキング付着灰と燃料中成分の分析比較

項目	単位	ハンターバレー炭 専焼	木質バイオマス 30cal.%	木質バイオマス 60cal.%
灰組成				
SiO ₂	wt%	65.1	64.2	62.0
		70.2	68.5	68.3
Al ₂ O ₃	wt%	20.5	20.2	19.6
		21.8	21.6	21.4
TiO ₂	wt%	1.05	1.04	1.00
		0.20	0.18	0.17
Fe ₂ O ₃	wt%	4.51	4.54	4.62
		4.85	5.99	5.53
CaO	wt%	1.00	1.79	3.64
		0.33	0.56	0.75
MgO	wt%	0.90	1.15	1.73
		0.93	1.17	1.17
Na ₂ O	wt%	0.62	0.64	0.68
		0.40	0.68	0.83
K ₂ O	wt%	1.49	1.62	1.92
		0.39	0.58	0.92
P ₂ O ₅	wt%	0.17	0.20	0.26
		0.38	0.31	0.36
MnO	wt%	0.03	0.03	0.04
		0.03	0.04	0.04
V ₂ O ₅	wt%	0.05	0.05	0.05
		0.05	0.04	0.04
SO ₃	wt%	0.87	0.91	0.99
		0.06	0.07	0.18

*上段:燃料中灰組成, 下段:付着灰組成

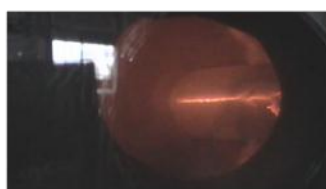
ファウリング試験

スラッシング試験と同様に、プローブへの灰付着状況（図 2.29）、熱流束変化（図 2.30）、付着灰組成（表 2.14）を調査した。ガス温度が 800℃の位置に、表面温度を 500℃としたプローブを挿入した。観察窓からの目視観察では、石炭専焼、木質バイオマス混焼 2 条件ともに、灰付着量は少なく、付着状況に差異は見られない。熱流束の変化も、すべての条件において同様な傾向を示し、時間の経過とともに熱流束の低下は小さくなり飽和傾向にある。木質バイオマス混焼における影響はないと判断できる。燃料中灰組成からは、 TiO_2 、 Fe_2O_3 、 P_2O_5 、 MnO 、 SO_3 で濃縮があり、 P_2O_5 、 MnO に加え Na_2O と K_2O では、木質バイオマス混焼で濃縮傾向にあるため、長期間での実機調査が必要である。ただし、試験炉での付着灰は、粉状に堆積している状況であり、容易にスートブローにて除去可能である。

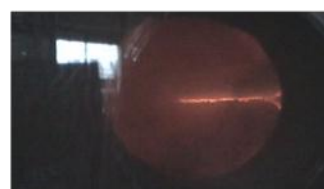
石炭専焼模擬



0分(挿入直後)



2.5時間



5時間

バイオマス30%混焼模擬



0分(挿入直後)



2.5時間

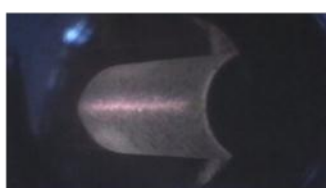


5時間

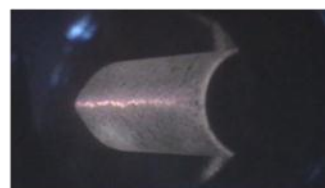
バイオマス60%混焼模擬



0分(挿入直後)



2.5時間



5時間

図 2.29 ファウリング模擬試験結果

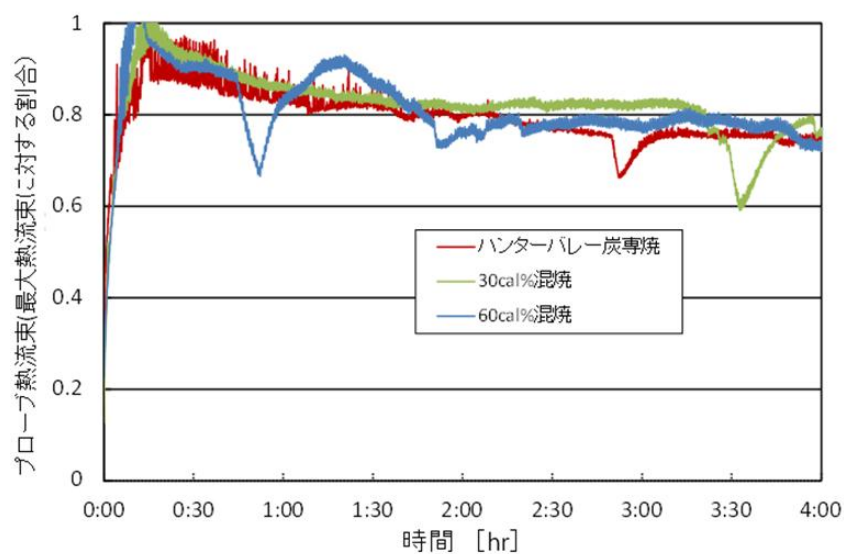


図 2.30 ファウリング模擬試験での熱流束変化

表 2.14 ファウリング付着灰と燃料中成分の分析比較

項目	単位	ハンターバレー炭 専焼	木質バイオマス 30%(熱量)	木質バイオマス 60%(熱量)
灰組成				
SiO ₂	wt%	65.1	64.2	62.0
		65.0	59.9	57.6
Al ₂ O ₃	wt%	20.5	20.2	19.6
		18.3	18.0	17.2
TiO ₂	wt%	1.05	1.04	1.00
		0.00	1.66	1.95
Fe ₂ O ₃	wt%	4.51	4.54	4.62
		7.18	7.29	4.58
CaO	wt%	1.00	1.79	3.64
		0.52	1.76	0.84
MgO	wt%	0.90	1.15	1.73
		0.48	1.05	1.44
Na ₂ O	wt%	0.62	0.64	0.68
		0.00	0.55	0.91
K ₂ O	wt%	1.49	1.62	1.92
		1.33	2.00	2.30
P ₂ O ₅	wt%	0.17	0.20	0.26
		1.23	2.97	3.64
MnO	wt%	0.03	0.03	0.04
		0.75	2.43	3.28
V ₂ O ₅	wt%	0.05	0.05	0.05
		1.79	0.00	2.40
SO ₃	wt%	0.87	0.91	0.99
		3.45	2.45	3.91

*上段:燃料中灰組成, 下段:付着灰組成

2.4.3 環境機器への影響

(1) 電気集塵機への影響

国内の微粉炭焚き火力発電所での集塵装置は、ほぼ電気集塵機である。電気集塵性能は、排ガス中の SO_3 濃度と、灰中アルカリ成分に影響を受ける。 SO_3 濃度が高いと電気抵抗は低下するため集塵効率は向上し、灰中アルカリ濃度が高いほど電気抵抗値は下がり、集塵効率は向上する。木質バイオマスは瀝青炭に比べて S 分は少ないが、一般にアルカリ成分は多い。小型燃焼炉で専焼した木質バイオマスの燃焼灰を採取し、電気抵抗値を測定した結果を図 2.31 に示した。高い集塵効率が維持できる電気抵抗値は、 $10^4 \sim 10^{11}$ であり (図 2.32[2-11])、木質バイオマス専焼灰のそれは、この範囲内にあり、電気集塵機への影響はないものと判断できる。灰の粒子径も、瀝青炭燃焼灰の平均粒子径が $10 \sim 20 \mu\text{m}$ であるのに対し、木質バイオマス専焼灰の平均粒子径は、 $33 \mu\text{m}$ と大きく、電気集塵性能に悪影響はない。

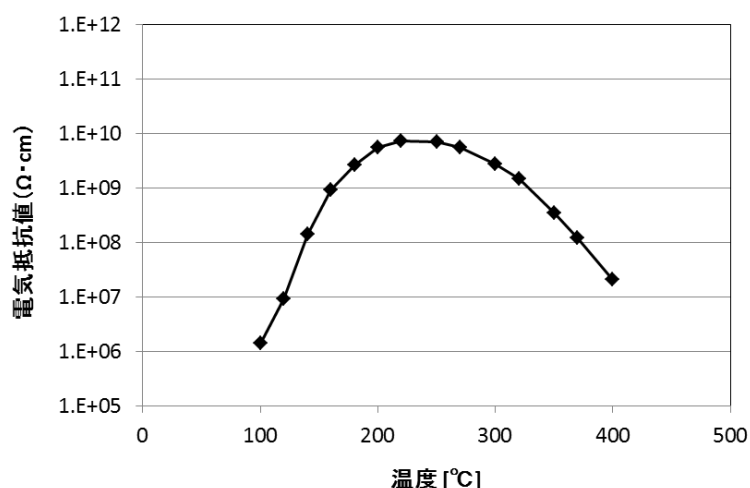


図 2.31 木質バイオマス専焼灰の電気抵抗値

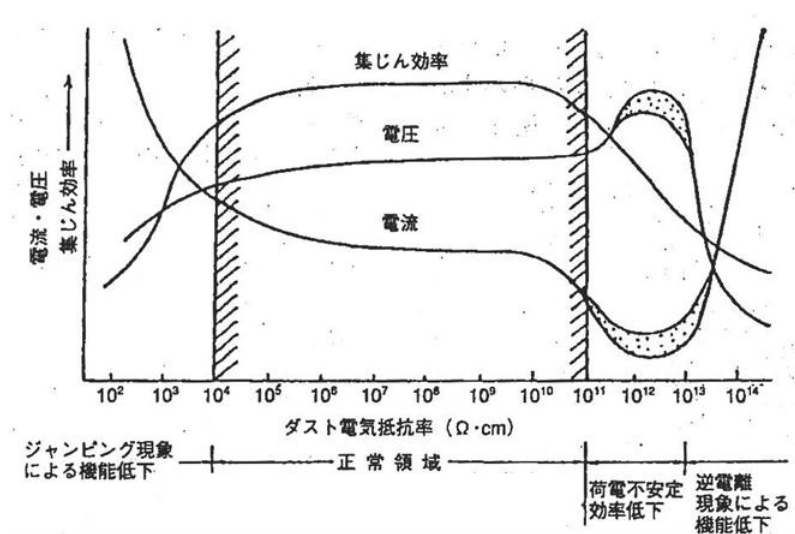
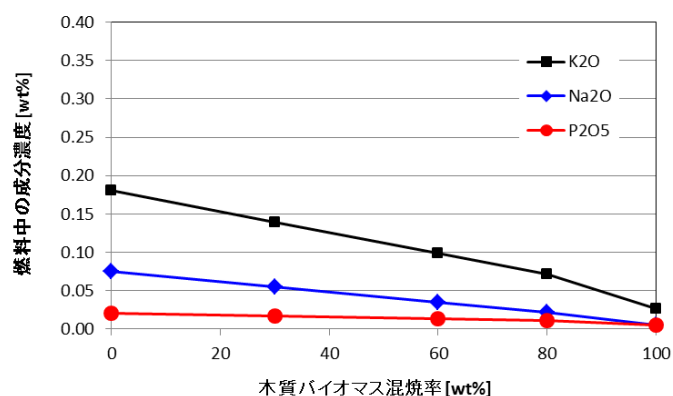


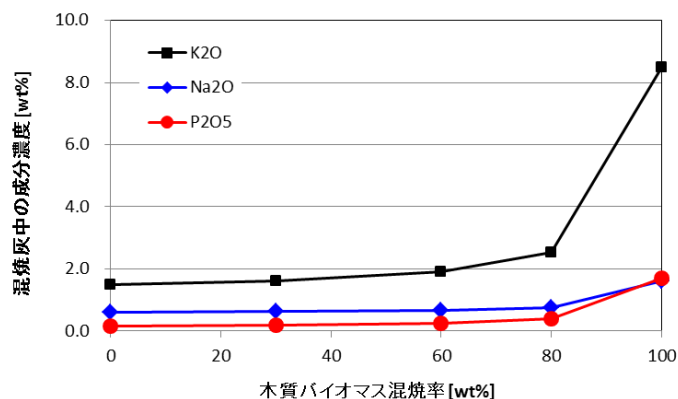
図 2.32 ダストの電気抵抗と集塵性能[2-11]

(2) 脱硝触媒への影響

微粉炭焚き火力に採用されるアンモニア接触還元法の脱硝触媒に対して、木質バイオマス燃焼は、その燃料中に含まれるアルカリ成分（Na, K）やリン（P）が、顕著な活性劣化を引き起こす[2-12]。触媒被毒成分として、Na, K, P について、酸素雰囲気下での平衡熱計算を行ない、ボイラ排ガス温度条件下（127～1,727℃）における気相と固相の割合を算出すると、気相から固相に移行する温度は、 $\text{Na} > \text{K} > \text{P}$ の順で低くなり、Na と K はともに 1,000℃ 以下ではほぼ 100% 固相である。また、P は揮発性が高く、330℃ 程度以上で気相となることが試算された。Na と K は、ボイラ後部伝熱部での排ガス温度低下の際に灰に析出すること、P については脱硝触媒（300～400℃ で運用）にて析出付着することが予想される。次に表 2.12 の瀝青炭（ハンターバレー炭）と木質バイオマス（スギ木粉）の混焼を想定して、混焼比率と燃料中および混焼灰中の触媒被毒成分濃度を試算した（図 2.33）。生成灰中濃度では、特に K_2O の濃度が混焼率の増大とともに高くなるが、木質バイオマスの灰分量が少ないことから、燃料中の濃度では、すべての成分で少なくなる。したがって、脱硝装置の計画時に、適正な触媒劣化率を見込むことで、対応可能であると判断できる。



(a) 燃料中の触媒被毒成分濃度



(c) 生成灰中の触媒被毒成分濃度

図 2.33 触媒被毒成分の燃料中および生成灰中の濃度

(3) 脱硫装置への影響

国内で一般に使用される瀝青炭の硫黄分は、1wt%以下で、一方、木質バイオマスの硫黄分は大幅に少なく、1/10 以下である。木質バイオマスの混焼では、SO_x 発生量は減少するため、脱硫性能には有利になる。国内事業用の排煙脱硫装置としては、湿式の石灰・石膏法が広く採用されている。脱硫性能には、塩素（Cl）、フッ素（F）が影響し、これらは、吸収液の pH を低下させることから脱硫性能を悪化させ、石膏の結晶成長を阻害する。表 2.15 に瀝青炭と木質バイオマスの Cl, F, S の燃料中濃度をまとめる[2-13～2-16]。木質バイオマスのそれらは、瀝青炭のそれらと同等以下であり、混焼時に脱硫性能に与える影響はないと判断できる。

表 2.15 燃料中の Cl, F, S 濃度

燃料中成分	単位	木質バイオマス	木質バイオマス	石炭
	—	本論文分析値	文献	文献
Cl	ppm	～110	39～820 [2-13]	30～610 [2-14]
F	ppm	<50	～20 [2-13]	58～180 [2-14]
S	ppm	～70	15～1,800 [2-15]	3,000～7,000 [2-16]

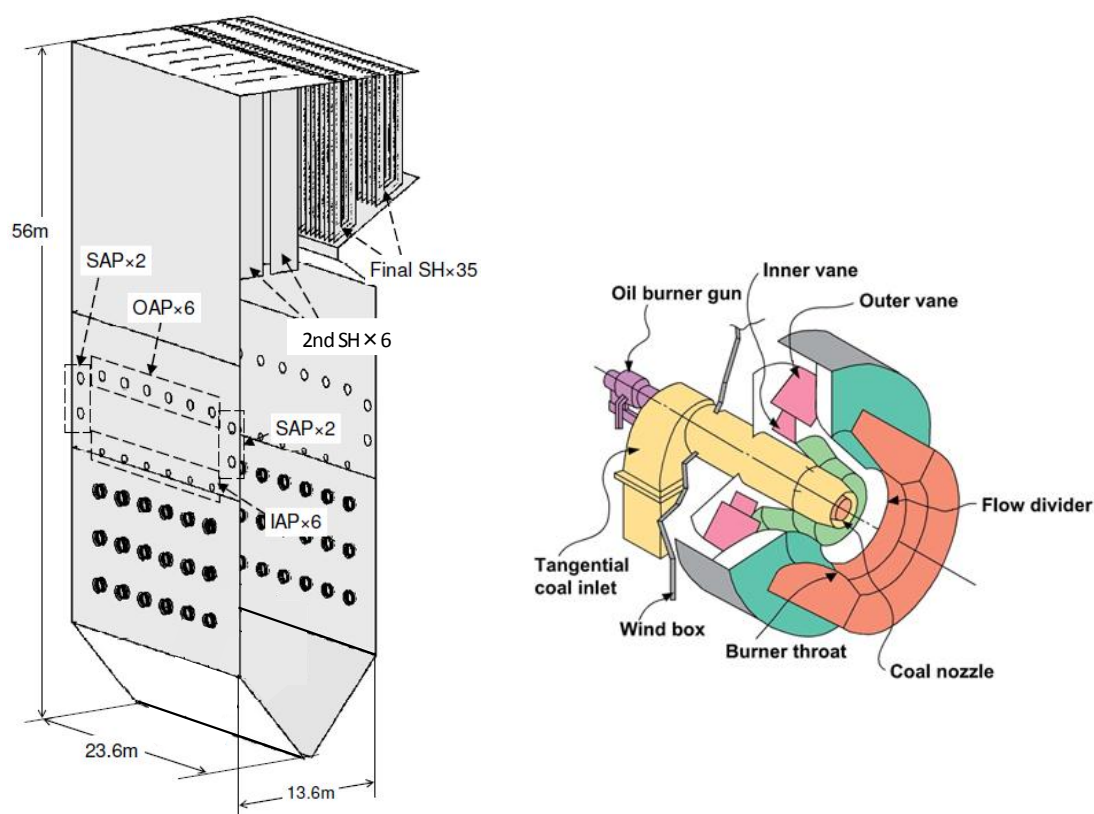
*本論文分析値の木質バイオマスは、表2.8の木質ペレットと木粉を含む。

2.4.4 火炉収熱解析と評価

木質バイオマスを微粉炭焚きボイラで 50% (熱量) 混焼した場合の温度、火炉収熱およびガス生成分布を把握し、バーナ配置を適正化することを目的として、火炉解析 (CFD : Computational Fluid Dynamics) を実施した。

(1) バーナおよびボイラ火炉

700MW の対向燃焼方式の微粉炭焚きボイラ火炉 (缶) を対象とした。バーナは、缶前後にそれぞれ 18 本 (6 列×3 段) の計 36 本設置され、その上方に、IAP (Intermediate Air Port) が前後で計 12 ポート、SAP (Side Air Port) が前後で計 8 ポート、OAP (Overfire Air Port) が前後で計 12 ポート、二段燃焼用空気ポートとして配置される。バーナとエアポートの配置を火炉サイズとともに図 2.34(a) に示す。微粉炭バーナは、燃焼用二次空気を旋回させるベーンが二段 (IV : Innervane, OV : Outervane) に設置された IHI-DF バーナであり (図 2.34(b)), IV=20%, OV=35% 開度で解析を行なった。



(a)ボイラ火炉

(b)微粉炭バーナ

図 2.34 解析対象の火炉と微粉炭バーナ

燃焼解析においては、微粉炭および木粉のバーナからの吹き出し挙動が、火炉内熱流動に影響を与えるため、バーナ形状も再現して行う必要がある。しかしながら、700MW クラス

のボイラ火炉では、数十 m 規模となり詳細な解析には多大な計算時間を要し、現実的ではない。したがって、火炉とバーナを分割して個別に解析する手法を用いた[2-17]。まず、バーナ単体の流れ解析により、バーナ出口における流れ情報（流速ベクトル、乱流エネルギー、散逸率、粒子の速度ベクトル、粒子径など）を求め、これを火炉解析の境界条件とした。この概念を図 2.35 に示す。

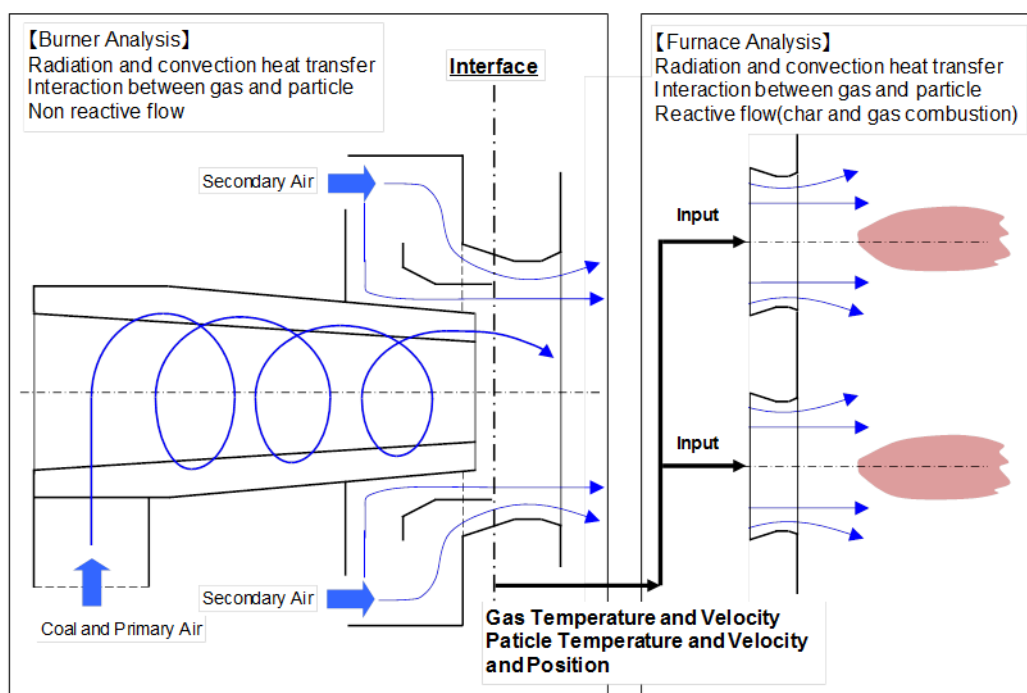


図 2.35 バーナ・火炉分割解析方法

(2) 解析条件

火炉解析は、瀝青炭専焼、木質バイオマス 50%（熱量）混焼、木質バイオマス専焼で行なった。混焼方式は、ミル毎に燃料種を変えてバーナ段毎にそれぞれ専焼させる炉内混焼、木質バイオマスを個別粉碎して、燃料管で微粉炭と混合させる微粉炭管混合燃焼、石炭と木質バイオマスを同時にミルに投入して混合粉碎を行なう個別粉碎混合燃焼がある。ここでは、炉内混焼を選択した。ミルはそれぞれの燃料種を単独粉碎することから最適粉碎設定が可能であり、なおかつ同一バーナで微粉炭と木質バイオマスの混焼を行なわないことで燃焼設定の最適化が可能である。木質バイオマス 50%（熱量）では、木質バイオマスを上段バーナに供給するか下段バーナに供給するかで、2 パターンの解析を行なった。図 2.36 に解析の 4 つの燃焼パターンを示す。解析の条件は、表 2.16 にまとめた。

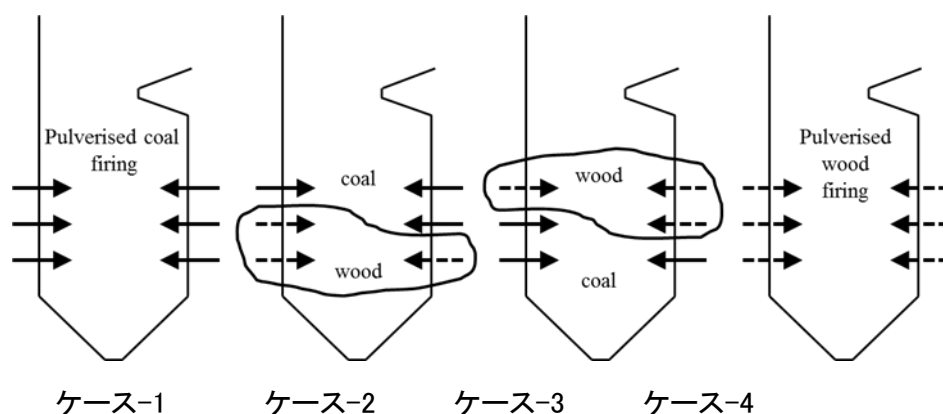


図 2.36 混焼 4 パターン

表 2.16 解析条件 4 ケース

項目	単位	ケース1	ケース2	ケース3	ケース4
石炭流量	t/h	195.4	97.7	97.7	0
木質バイオマス流量	t/h	0	174.3	174.3	348.7
燃烧用空気流量	t/h	2,094	2,103	2,103	2,112
2段燃烧率	%	25.0	25.0	25.0	25.0
空気過剰率	-	1.15	1.15	1.15	1.15
燃烧用空気温度	deg-C	347	347	347	347
一次空気温度	deg-C	80	80	80	80

(3) 解析モデル

解析には汎用熱流体解析コードの FLUENT を使用し，微粉炭と木粉の燃焼反応を含む三次元の熱流動解析を行なった。

乱流モデル

realizable $k-\varepsilon$ モデルを適用し，壁面は標準壁面関数を用いた。モデル係数は $C_2=1.9$ ，乱流エネルギーのプラントル数 $Pr_k=1$ ，乱流エネルギー散逸率のプラントル数 $Pr_\varepsilon=1.2$ ，エネルギーのプラントル数 $Pr_e=0.85$ ，壁面プラントル数 $Pr_w=0.85$ ，乱流シュミット数 $Sct=0.7$ とした。

揮発分放出モデル

小林 2 競合モデル[2-18]を用い，瀝青炭の試験データから表 2-17 のモデル係数を採用した。

$$\frac{\partial m_p}{\partial t} = \left\{ a_1 A_1 \exp\left(\frac{E_1}{RT_p}\right) + a_2 A_2 \exp\left(\frac{E_2}{RT_p}\right) \right\} (m_{p,a} - m_{p,0})$$

表 2.17 小林 2 競争モデルの係数

	頻度係数 A	活性化エネルギー E	取得係数 α
単位	1/s	J/kmol	-
$A_1E_1\alpha_1$	424	5.0×10^7	0.477
$A_1E_1\alpha_2$	2,140	6.5×10^7	1.0

揮発分の熱容量は、Flash chain モデル[2-19～2-21]を用いて揮発分の組成を算出し、その結果に基づき求めた。得られた熱容量は温度 T の多項式で近似し、表 2.18 に示す。

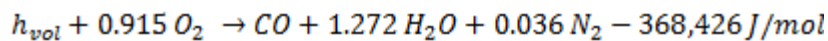
表 2.18 揮発分の熱容量多項式係数

	$C_p = a_0 + a_1 \times T + a_2 \times T^2$	
	瀝青炭	木粉
a_0	2.5396255×10^3	1.4420739×10^3
a_1	6.6379720×10^{-1}	6.2479493×10^{-1}
a_2	$-1.5916958 \times 10^{-4}$	$-1.0621951 \times 10^{-5}$

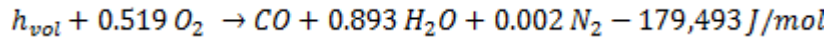
揮発分燃焼

揮発分は 2 段で酸化させ、第一段は揮発分が酸素と反応し、一酸化炭素 CO と水蒸気 H₂O を生成する。

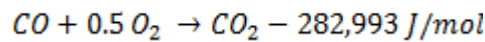
瀝青炭



木粉



CO は第二段で酸化され、この反応は石炭と木粉ともに共通である。



乱流反応率は、次式の遅い方を用いる。ただし、モデル係数 A および B は、それぞれ 4.0 および 0.5 を用いた。

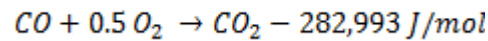
$$R_{i,r} = v'_{i,r} M_{w,i} A_p \frac{\varepsilon}{k} \min_R \left(\frac{Y_R}{v'_{R,r} M_{w,R}} \right)$$

$$R_{i,r} = v'_{i,r} M_{w,i} A B_p \frac{\varepsilon}{k} \frac{\sum_p Y_p}{\sum_j^N v''_{j,r} M_{w,j}}$$

揮発分の発熱量は，燃料発熱量を分析データに合わせ，CO 反応を引いて，瀝青炭の場合 368,426 J/mol，木粉の場合 179,493 J/mol とした。ただし，揮発分の質量はそれぞれ 22.652 g/mol および 27.532 g/mol とした。

チャー燃焼

チャーの酸化反応は， $C(s) \rightarrow CO \rightarrow CO_2$ の 2 段で考慮した。第二段は前出の次式の通りである。



第一段は反応律速／拡散律速モデルを次式の通り仮定した。モデル係数は，表 2.19 の通りである。

$$\frac{\partial m_p}{\partial t} = -A_p \frac{\rho R T_{\infty} Y_{O_2} \frac{D_0 R}{D_0 + R}}{M_{O_2}}, \quad D_0 = C_1 \frac{\{(T_p + T_{\infty})/2\}^{0.75}}{d_p}, \quad R = C_2 \exp\left(-\frac{E}{RT_p}\right)$$

表 2.19 チャー燃焼のモデル係数

	単位	瀝青炭	木粉
拡散係数 C_1	–	0.3×10^{-11}	1.5×10^{-11}
頻度係数 C_2	–	14.0	13.0
活性化エネルギー E	J/kmol	1.7×10^8	1.5×10^8

輻射モデル

Discrete Ordinate Method (DO) を用いた。離散化は， θ 方向 2 区分，1 ピクセル， ϕ 方向 2 区分，1 ピクセルとし，連続方程式の 10 反復ステップ毎に輻射方程式を解いた。

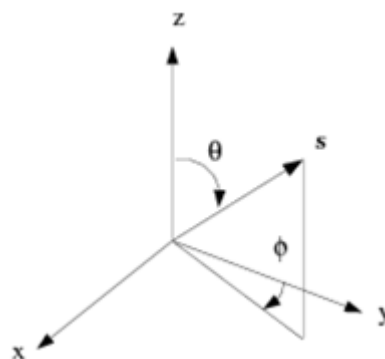


図 2.37 DO 輻射モデルにおける角度の定義

(4) 解析結果

CFD 解析結果は、炉壁の収熱分布および図 2.38 に示すボイラ火炉断面での CO 濃度にて比較評価した。また、火炉壁の名称は、図 2.39 に表示した。

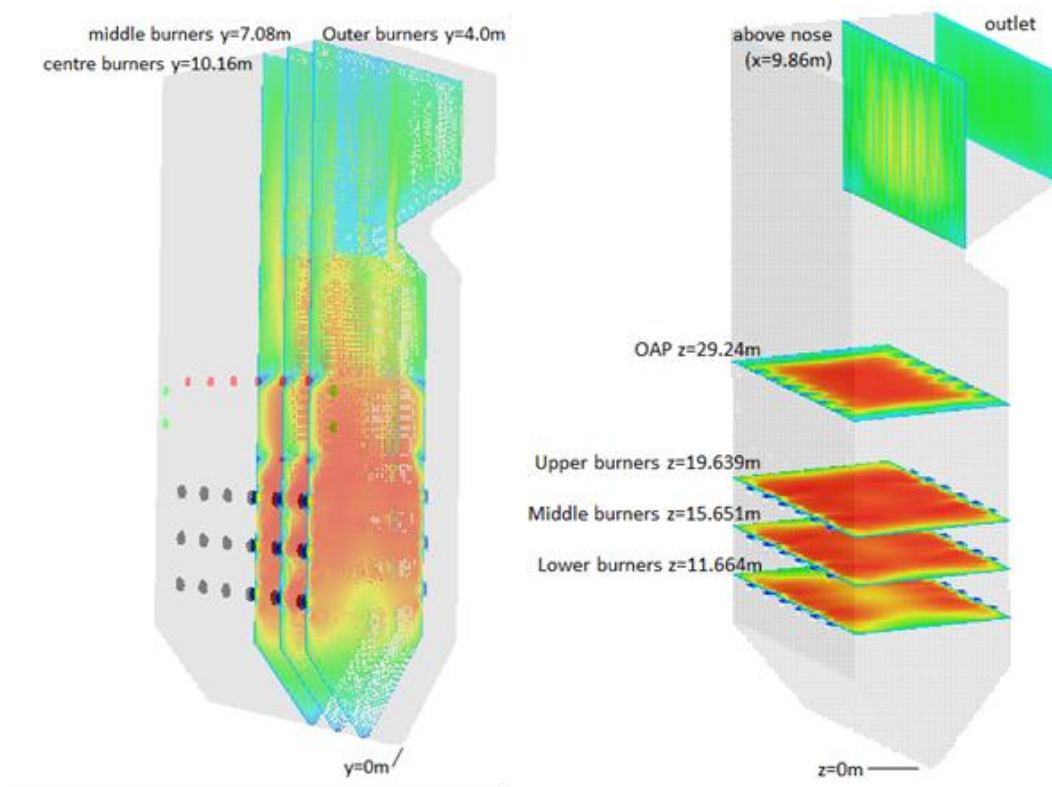


図 2.38 解析結果の表示断面

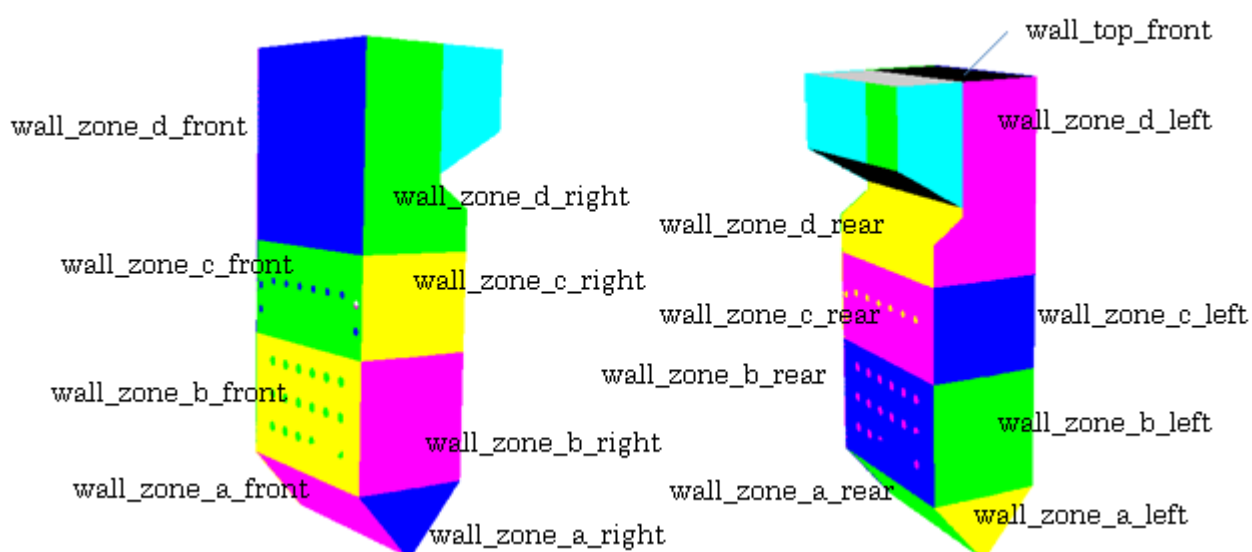
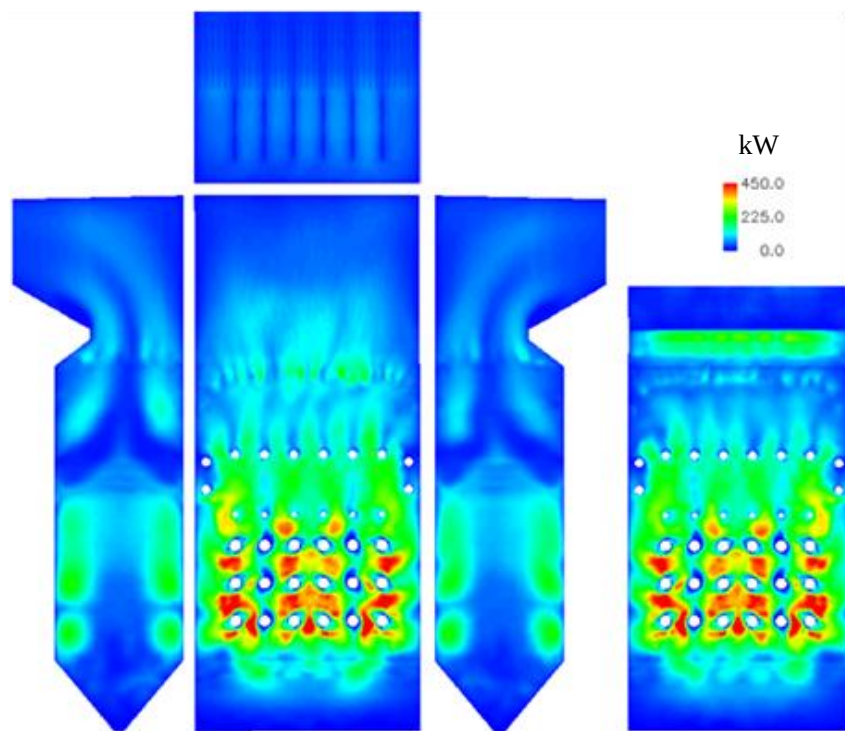


図 2.39 火炉壁の名称

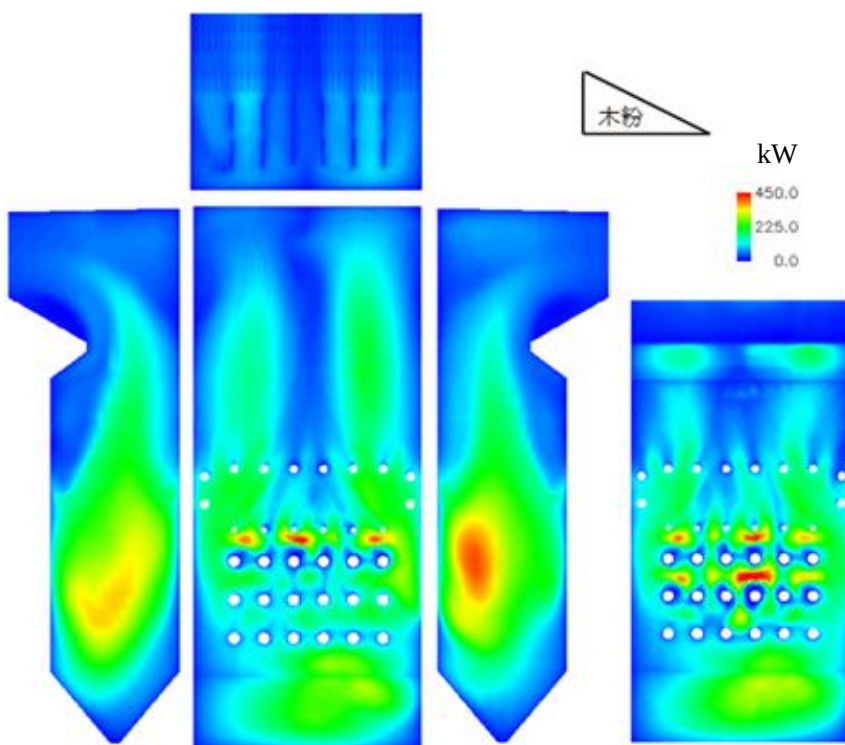
火炉での収熱値と火炉出口ガス温度（FEGT）を表 2.20 にまとめ、収熱分布を混焼 4 パターンについて図 2.40 に示す。石炭専焼では、バーナが設置される缶前後壁の収熱が高めであり、混焼の場合においても、石炭（微粉炭）が上段バーナから投入される場合には、石炭専焼の場合と同様に、最上段バーナから IAP の間での収熱が高い。一方、側壁は、木質バイオマスを混焼、または専焼させることで、石炭専焼よりも高くなる。その分布も、石炭専焼では前後壁の近い部分の収熱が高く、中央部が低い。この傾向は、木質バイオマスが混焼されることで逆転し、側壁中央部の収熱が高くなる。木質バイオマスは大量の揮発分を、比較的緩慢に放出することから、特に下段バーナの燃焼ガスが側壁を沿って上昇することに起因している。微粉炭はバーナ近傍で、揮発分放出が急激に生じ、チャー燃焼への移行が早いため、前後壁 zone-b が主な収熱部位となっている。全収熱量を石炭専焼のケースと比較すると、木質バイオマス混焼および専焼において、収熱ピーク範囲は縮小するものの、全体としてまんべんなく収熱する方向となり、火炉全体として高い収熱が得られ、木質バイオマス専焼では、150℃以上 FEGT が低下する。したがって、既設微粉炭焚きボイラに、木質バイオマスを高比率で混焼しても、絶対的に火炉収熱面積が不足することではなく、燃焼調整で対応可能だと判断できる。図 2.41 には、火炉内の 1,000℃以上の領域を、4 ケースで比較した。木質バイオマスを混焼することで、1,000℃以上の高温領域が火炉全体に広がっていることが分かる。特に、火炉側壁やホッパ部での充満度が上がっている。

表 2.20 収熱と火炉出口ガス温度一覧

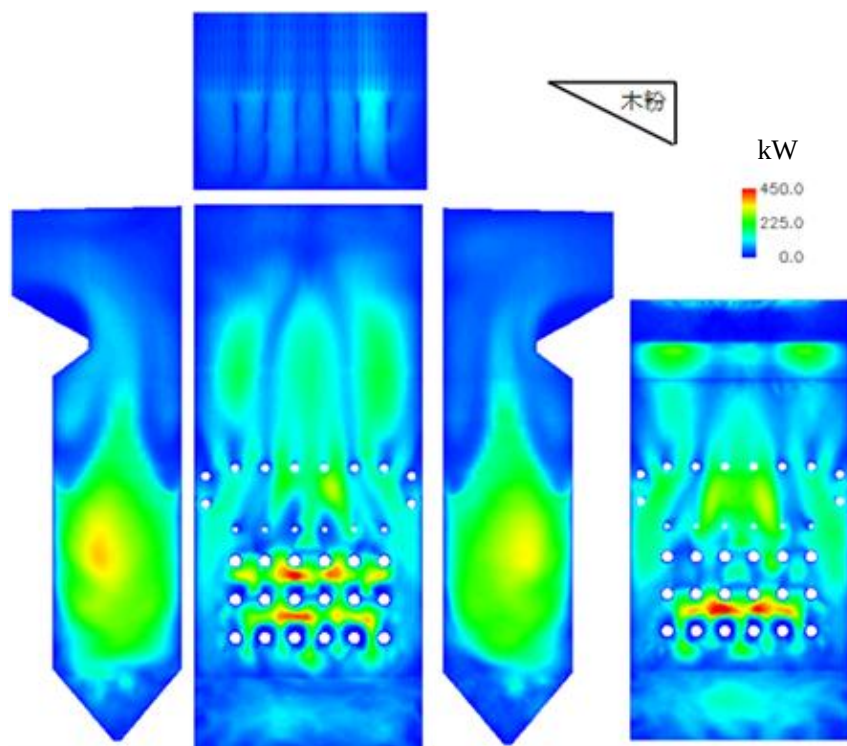
	単位	ケース-1	ケース-2	ケース-3	ケース-4
火炉出口ガス温度 FEGT	℃	1,175	1,006	1,047	998
収熱					
総計	kW	876,573	950,309	897,144	1,020,012
Super Heater 後	kW	85,452	73,424	84,991	60,143
Super Heater 前	kW	183,818	160,238	181,137	114,721
セミノール後	kW	109,854	117,238	122,664	111,244
セミノール後	kW	95,084	96,750	103,183	92,292
zone d	kW	85,632	105,389	97,598	165,772
zone c	kW	92,662	121,563	109,807	191,383
zone b	kW	194,930	192,132	160,244	202,236
zone a	kW	29,141	83,574	37,520	82,221



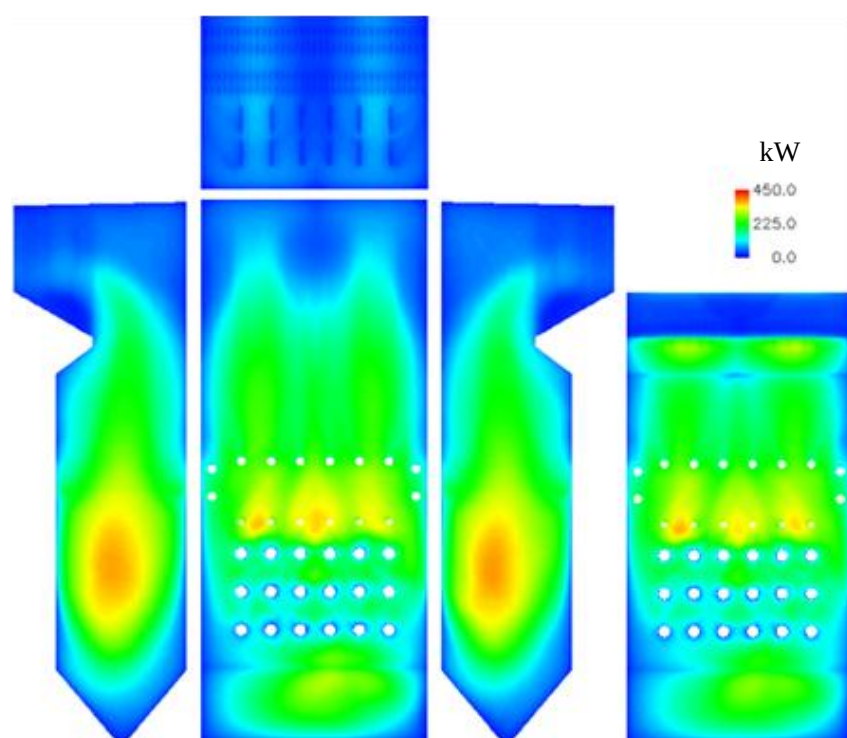
(a)ケース-1:石炭専焼



(b)ケース-2:木質バイオマス 50%(熱量)混焼(木質バイオマス:下部)



(c) ケース-3: 木質バイオマス 50% (熱量) 混焼 (木質バイオマス: 上部)



(d) ケース-4: 木質バイオマス専焼

図 2.40 火炉壁収熱分布

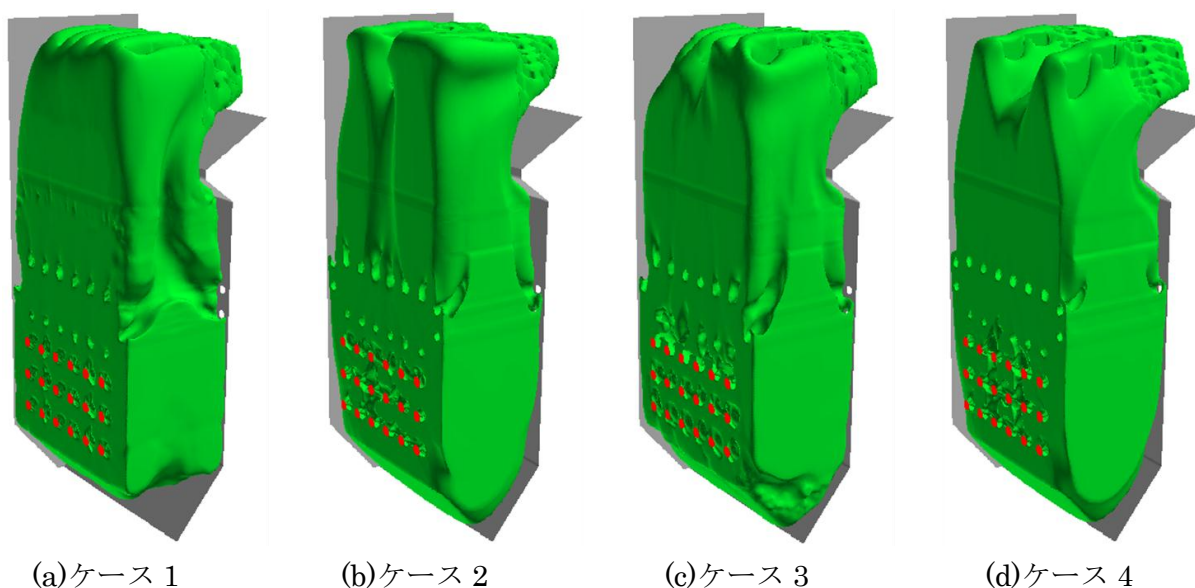


図 2.41 火炉内高温領域比較(1,000°C領域)

木質バイオマスの燃焼試験（小型試験炉での結果，表 2.11 参照）において，CO の発生が見られたことから，高比率混焼では，適正なバーナ配置が重要であると考え，火炉断面における CO 濃度を比較した（図 2.42～図 2.45）。なお，木質バイオマス混焼のケースでは，CO を由来燃料で分けて表示した。石炭専焼では，CO はバーナ近傍のバーナゾーンに存在して，ノーズまでに消失する。木質バイオマス専焼においても，CO 発生場所はバーナゾーンであるが，その濃度が高く範囲が広い。更に，火炉出口まで CO が残る。特に，木質バイオマス専焼では，燃焼用空気と木質バイオマスの混合を強化する必要があることを示唆している。

混焼のケースにおいてもこの傾向は同様である。微粉炭燃焼では，バーナのごく近傍で CO が存在するが，ノーズまでに消失する。木質バイオマス燃焼ではバーナゾーンの広い範囲で CO が存在し，下部に木質バイオマスバーナを設置した場合には，火炉下部ホッパ部の CO 濃度も高くなる。一方，上段バーナに木質バイオマスを投入した場合には，発生 CO がノーズを越え，火炉出口まで消失せずに残存している。この結果から，微粉炭焚きボイラに木質バイオマスを高比率で混焼させる場合には，木質バイオマスは下部バーナに設置するとともに，木質バイオマスと燃焼用空気の混合を促進する調整が必要であることが分かる。

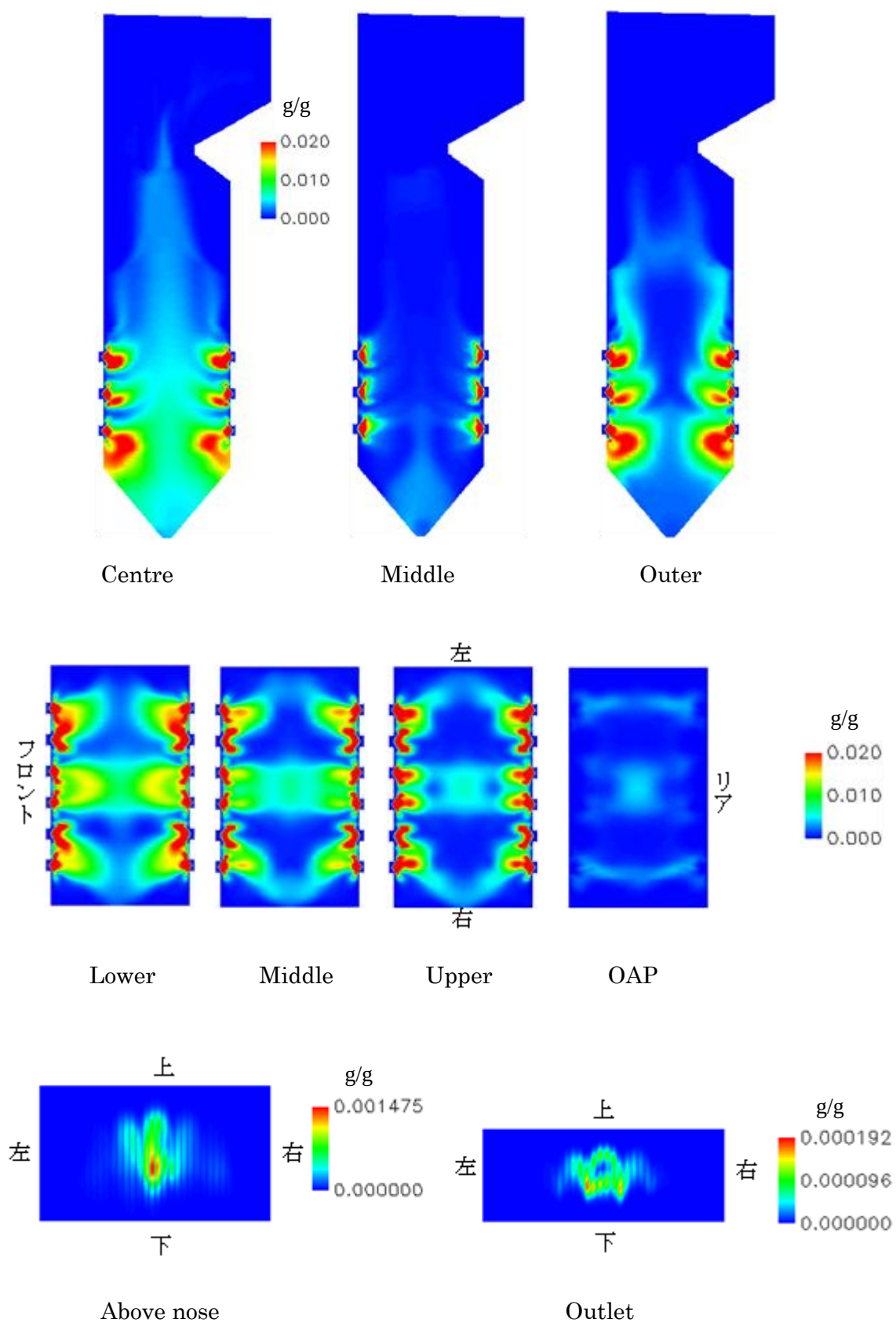


図 2.42 ケース-1:石炭専焼時の CO 濃度

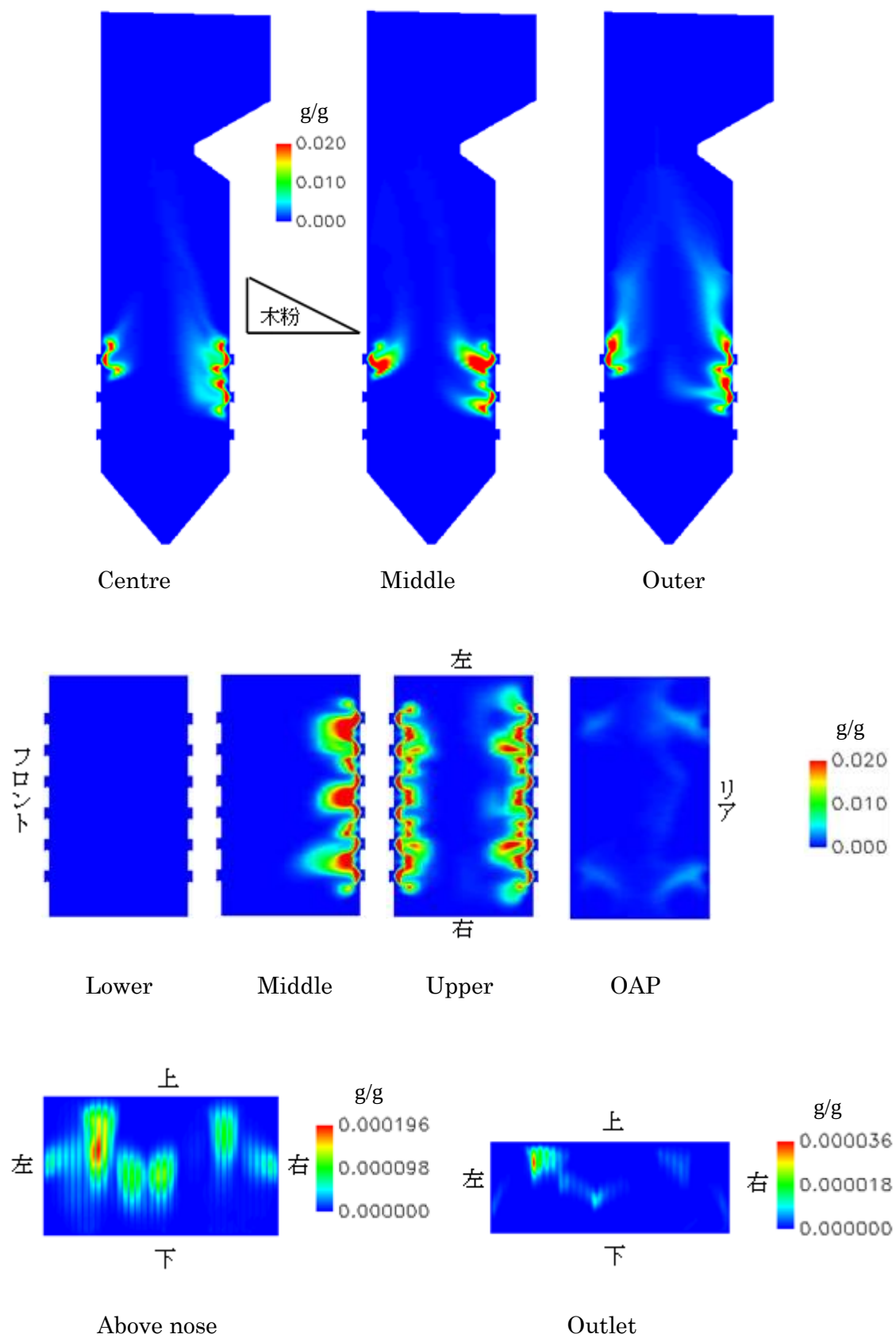


図 2.43(a) ケース-2: 木質バイオマス 50%(熱量) 混焼の石炭由来 CO 濃度
(木質バイオマス: 下部)

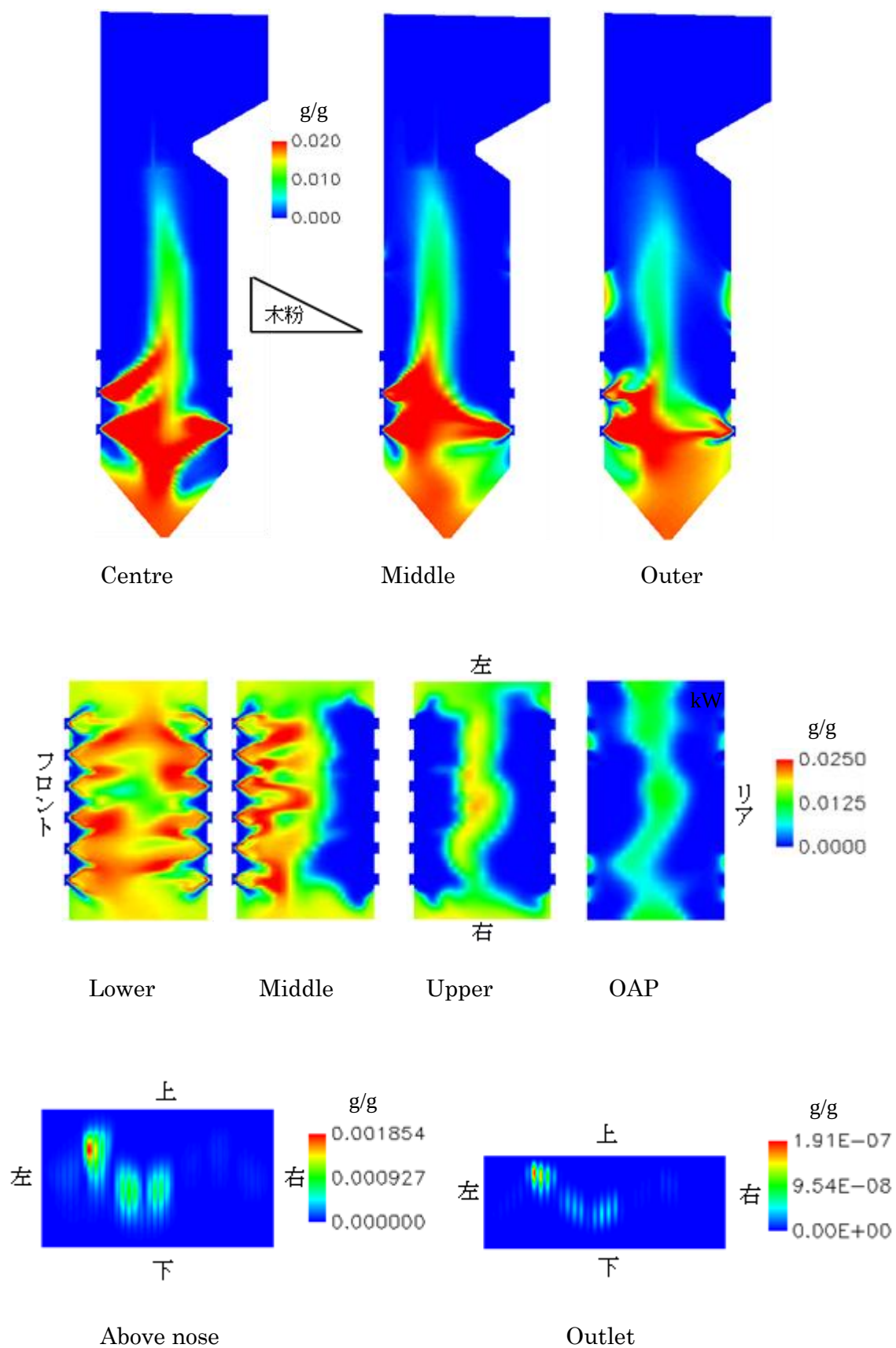


図 2.43(b) ケース-2: 木質バイオマス 50%(熱量)混焼の木質バイオマス由来 CO 濃度
(木質バイオマス: 下部)

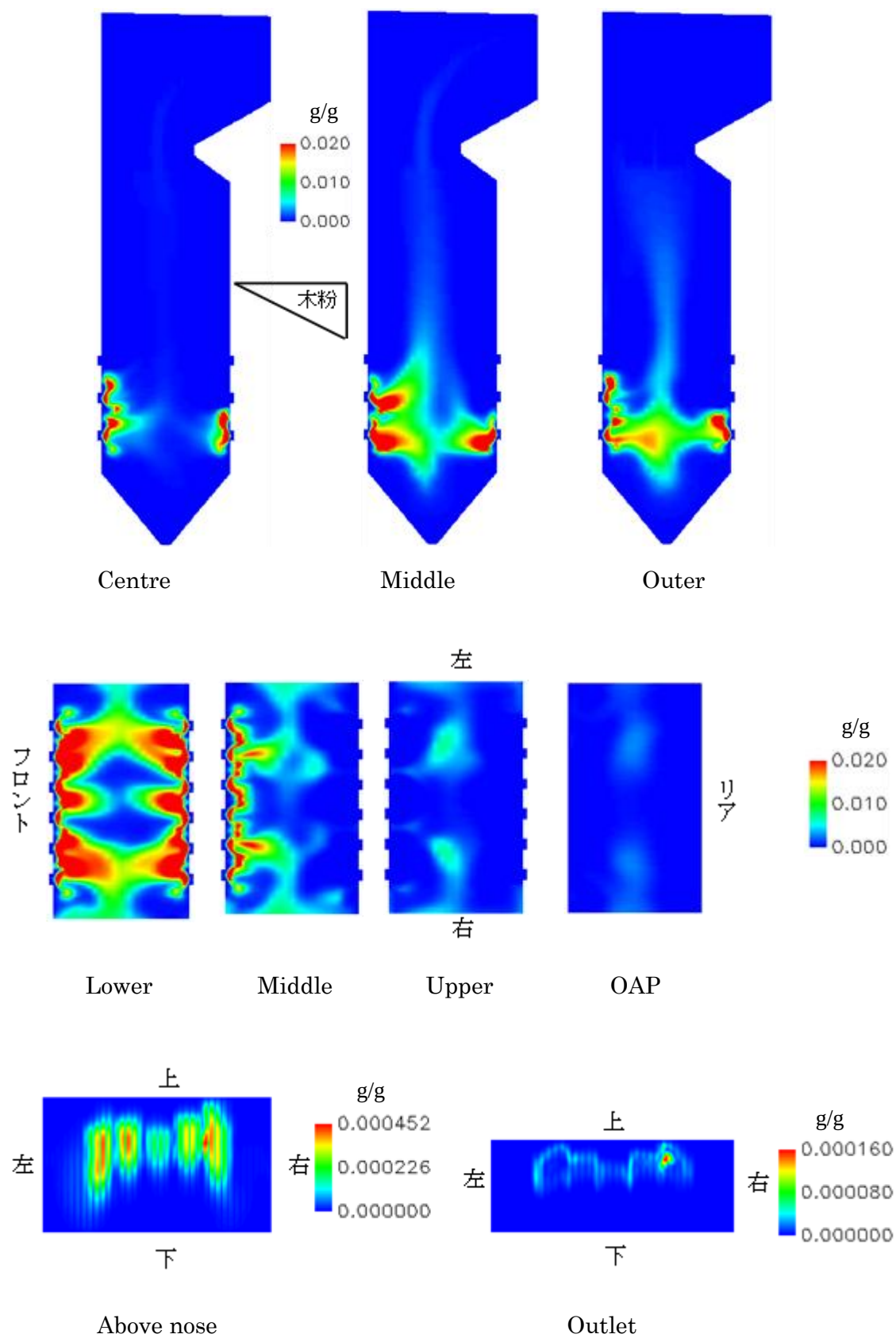


図 2.44(a) ケース-3:木質バイオマス 50%(熱量)混焼の石炭由来 CO 濃度
(木質バイオマス:上部)

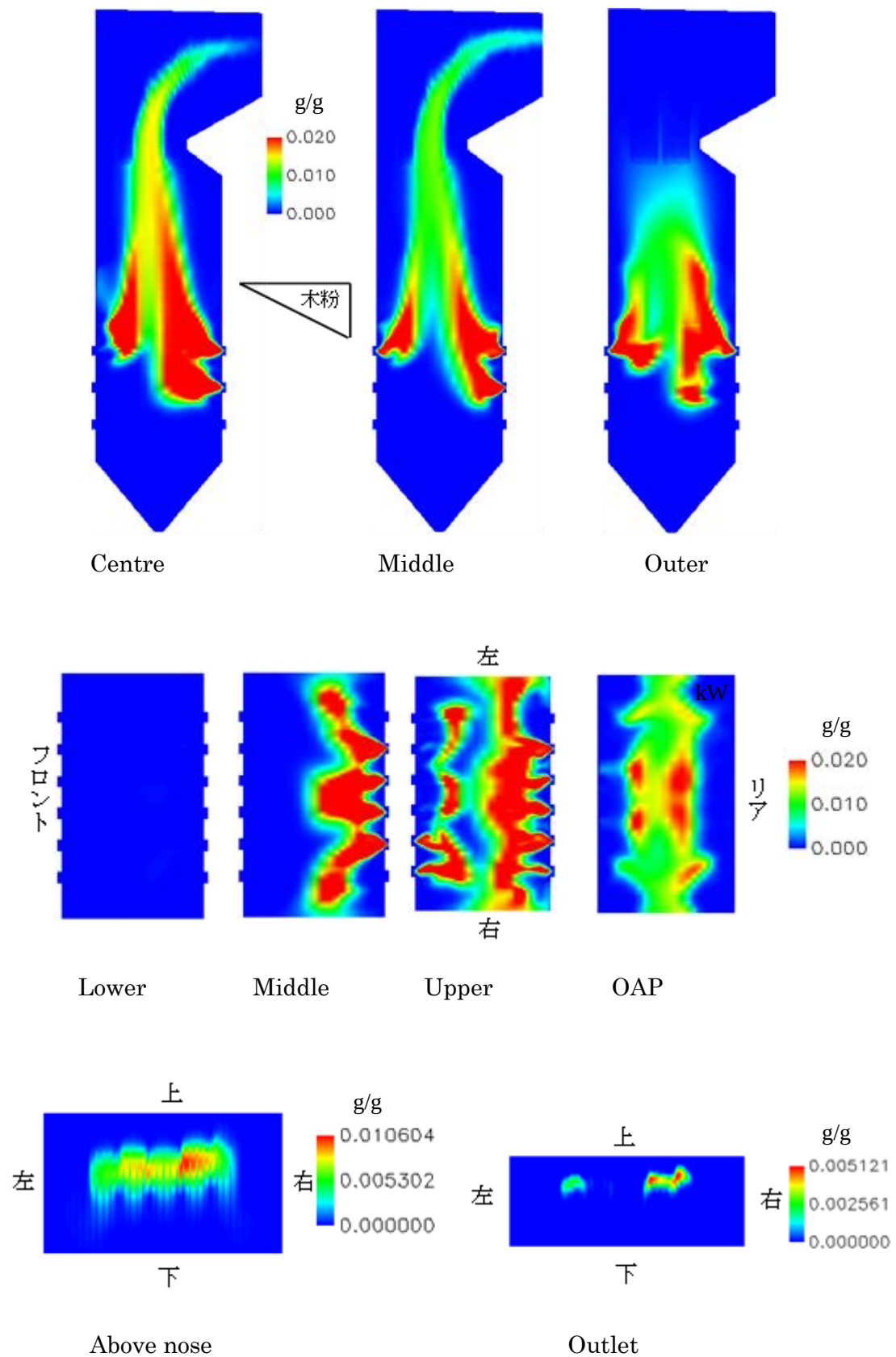


図 2.44(b) ケース-3: 木質バイオマス 50%(熱量)混焼の木質バイオマス由来 CO 濃度
(木質バイオマス: 上部)

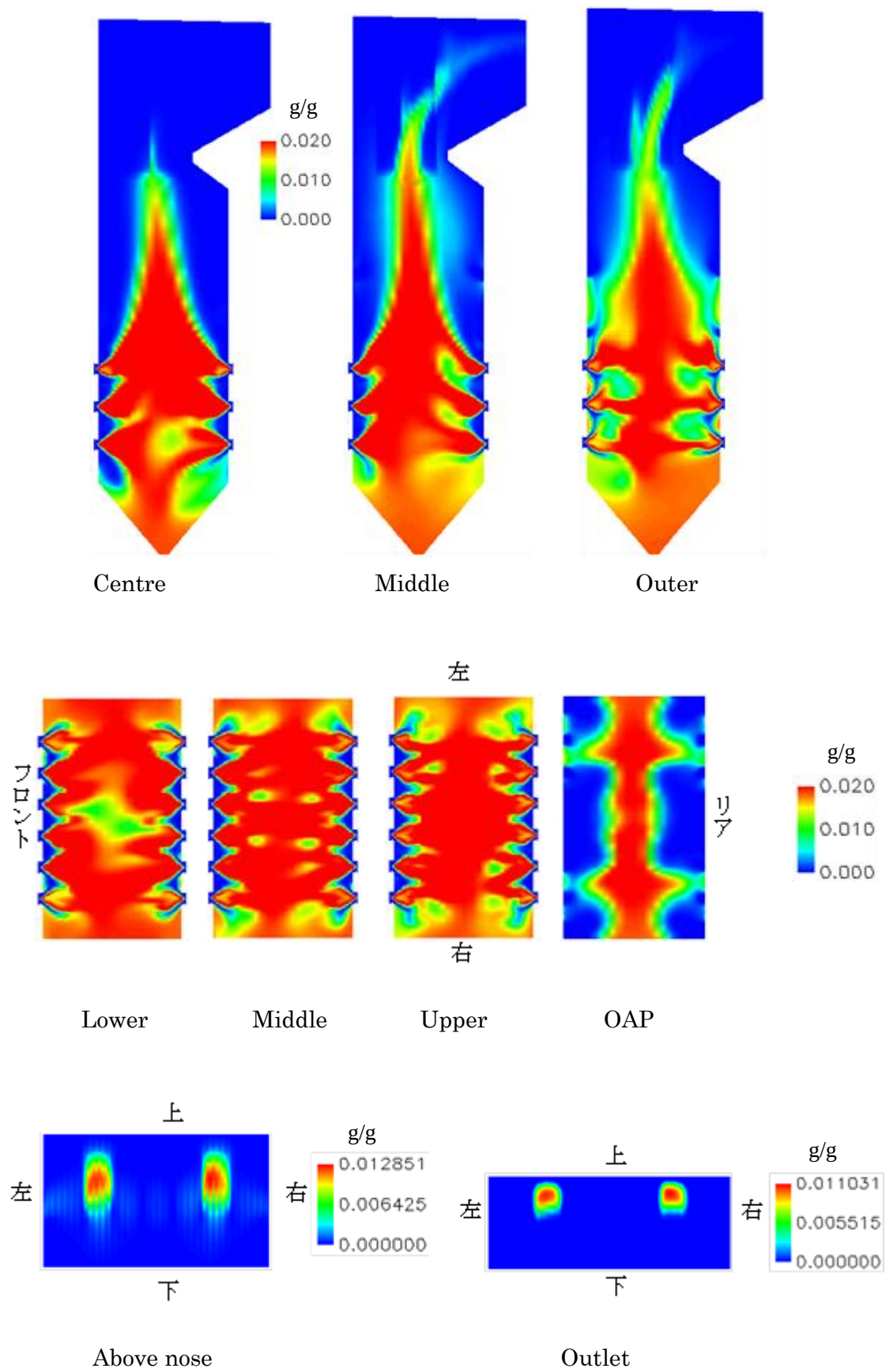


図 2.45 ケース-4: 木質バイオマス専焼時の CO 濃度

2.4.5 木質バイオマス燃料系統

これまでの検討評価から、燃焼系統およびボイラ設備については、微粉炭焚きボイラの適用が可能であると判断できており、50%（熱量）の高比率混焼を実現するためには、木質バイオマス燃料系統の増設が必要である。これについて500MW発電所を対象に検討した結果を、表2.21にまとめる。木質バイオマスは前述の通り、木質ペレットを対象としている。木質ペレットは、吸水性を持つために雨水対策が必須である。また、搬送時などにペレットが崩れた細かい木粉が粉塵となって飛散・堆積することが、粉塵爆発や発火の危険性を増すため、これらへの留意・対応策がポイントとなる。バーナ配置については、CO抑制のために下段配置となり、図2.46の通りとなる。

表 2.21 木質バイオマス燃料系統機器仕様

項目	仕様	計画ポイント
搬入	ばら積船(50,000m ³ 級)での海上輸送、搬入とし、入船は1回/週とする。 1回の搬入量: 20,200ton=33,600m ³ (水分10%, かさ比重0.6t/m ³)	国内石炭火力は、ほぼ沿岸部にあるため、海上輸送を基本とした。 木質ペレット用に専用バース設置がBetter。
荷揚設備	形式: ニューマチック式連続アンローダ 能力: 500t/h 数量: 2基 (同時運転) 荷揚所要時間: 約30時間	木質ペレットの崩壊を防止するため、吸引式とした。
コンベア	形式: 平ベルトコンベア, パイプコンベアの組み合わせ 能力: 1,000t/h 数量: 1系統	粉塵飛散および吸水を防止するため、パイプ式とし、平ベルト部も有蓋とする。乗継部には吸引集塵装置を設置する。
サイロ	形式: 円筒鋼板製下部コニカル型 貯蔵容量: 約7日分 9,000m ³ /基, 計36,000m ³ 数量: 4基 保安設備 温度監視機, ガス検知機 (CO, O ₂ , CH ₄) 窒素ガス封入装置, 散水設備	1週間に一度の入船とし、7日分の容量とした。サイロ間の積み替えが可能なように、サイロ同士のリサイクル搬送設備を設ける。
サイロ払出設備	形式: セントレックス払出機 数量: 1基/サイロ 計4基 容量: 180t/h/基 2基同時運転とし、6時間毎に2時間の払出とする。	サイロ底部に、中心を軸とする羽根状回転体を持ち、サイロ内壁下部をえぐるように払出をする形式を採用する。ブリッジ防止として多くの実績がある。
バンカ	微粉炭機毎に原炭バンカが設置され、およそ12時間分の容量を有する。木質ペレット用に改造する微粉炭機のバンカは木質ペレット貯蔵に転用する。	既設改造の場合に、既設バンカが開放型であれば、密閉式に改造する。更にバンカおよびバンカ室に集塵装置を設置する。
微粉炭機	6基のうち、3基を木質ペレット用に改造する。	何等かの理由により、木質ペレットが入荷しない場合は、石炭用に戻す。
バーナ	微粉炭管を含め、バーナは微粉炭バーナをそのまま使用する。	微粉炭使用の場合と同様なメンテナンスを行なう。

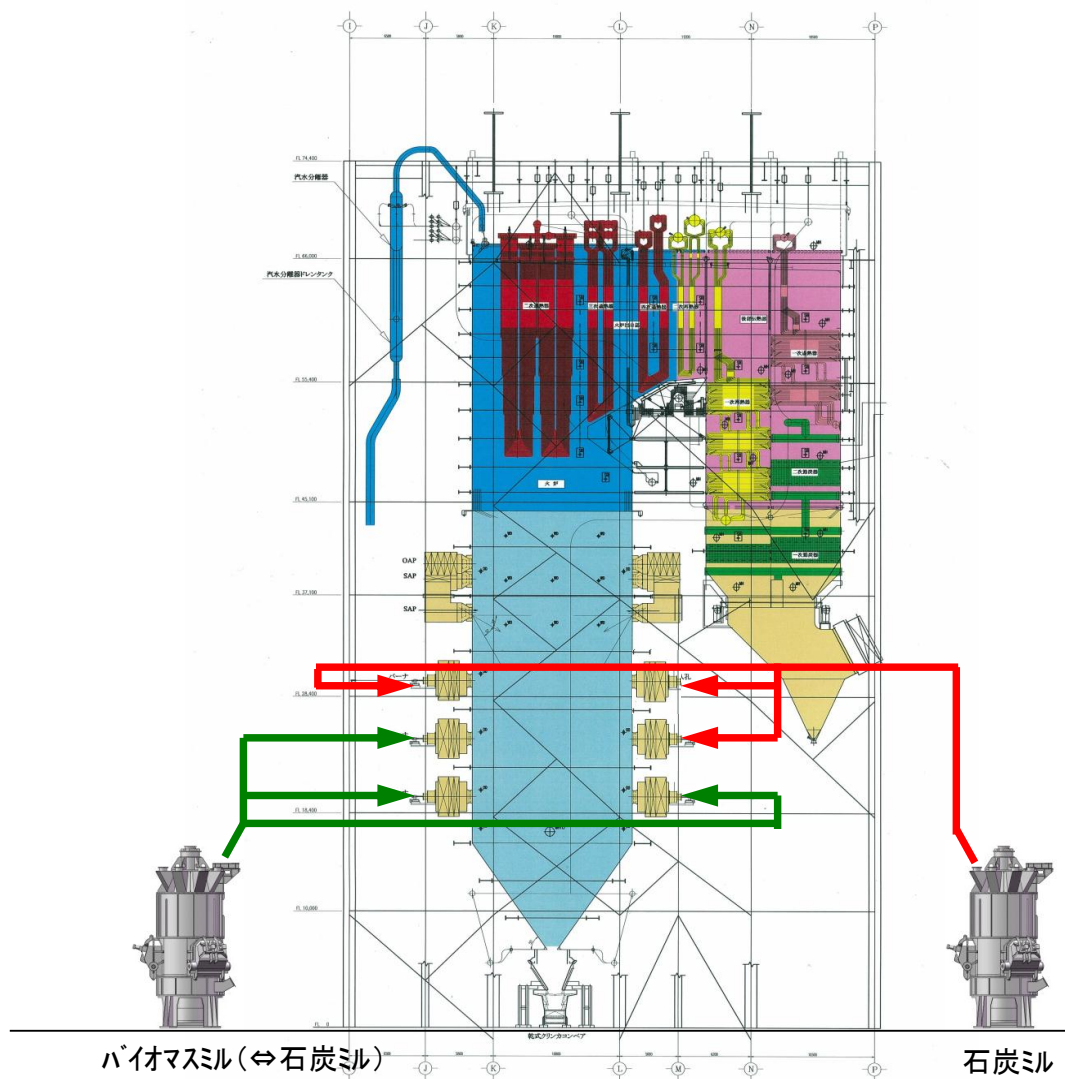


図 2.46 木質バイオマス高比率混焼ボイラのバーナ配置

燃焼時の熱量比 50%を目標としたが、実際には木質ペレット製造時のエネルギーが消費されており、CO₂削減効果の評価にはこれを加味する必要がある。表 2.22 には、比較の前提条件を示し、評価結果を表 2.23 に示す。ただし、石炭採掘や選炭時のエネルギー消費は考慮していない。

表 2.22 木質ペレット利用時の CO₂ 排出

石炭は、オーストラリア産ニューランズ炭とし、ブリスベンから神戸へ輸送:7,260km [2-22]
木質ペレットは、カナダ・バンクーバーから日本へ輸送:航路7,912km [2-23]
船舶輸送時のCO ₂ 排出量は、41g-CO ₂ /ton/km [2-24]
石炭は80,000tonを1タンカーで輸送し、上記CO ₂ 排出量を適用
木質ペレット製造・輸送時のCO ₂ 排出量は、115.90～546.74kg-CO ₂ /ton [2-23]
石炭および木質ペレットの発熱量はそれぞれ、25.67MJ/kg(到着)、18.90MJ/kg(到着)とする

表 2.23 木質ペレット 50%(熱量)混焼時の CO₂ 削減効果

項目	単位	石炭専焼	木質ペレット50%(熱量)混焼	備考(仮定条件)
発電出力	MW		700	混焼時も一定
送電端出力	MW		679.7	混焼時も一定
稼働条件	—	700MW×8,760時間/年		混焼時も一定
使用燃料	—	ニューランズ炭	ニューランズ炭 木質ペレット	—
石炭使用量	t/h	220	110	700MW発電時
木質ペレット使用量	t/h	0	149.4	700MW発電時
CO ₂ 排出量	kg-CO ₂ /kg-fuel	2.354	1.987	燃焼計算上の値
		—	0.998	カーボンニュートラル考慮
発電電力当たりの	kg-CO ₂ /kWh	0.858	0.455～0.611	木質ペレット製造時のCO ₂ 排出、および輸送時のCO ₂ 排出を加味し、
CO ₂ 排出量	割合	100%	53.0～64.0%	カーボンニュートラルを考慮

木質ペレット製造時の CO₂ 排出量は乾燥熱源に大きく影響を受ける。微粉炭焚きボイラにおいて、50%（熱量）を木質バイオマスで代替した場合でも、木質ペレット製造・輸送時の CO₂ 排出を考慮すると、カーボンニュートラルと評価できる割合は、36～47%となる。

2.5 木質バイオマス混焼まとめ

微粉炭焚き火力発電所の CO₂ 排出量を半減させることを目的に、木質バイオマス（木質ペレット）を 50%（熱量）を超える高比率で混焼させるために、発電所全体の設備について検証を行ない、以下の結果を得た。

(1). 木質バイオマスに適した粉砕機

ボールミル、振動ミル、堅型ローラミルのうち、木質バイオマスの粉砕には、堅型ローラミルが最も適している。また、堅型ローラミルで粉砕する限り、樹種による明確な差異は見られない。粉砕を左右する因子については、更なる研究を進める必要がある。

(2). 堅型ローラミルの改造

実機で多く採用される 3 ローラの堅型ローラミルで、石炭粉砕時と同等以上の粉砕重量以上の粉砕を行なうために、ミル内部の上昇流速をおよそ 10 倍に増大する縮流リングの設置が有効である。これは、静特性のみならず、動特性も可能としている。

石炭用の堅型ローラミルを無改造で、木質ペレットを粉砕した場合、石炭容量の 1/5～1/6 に制約される。

(3). バーナ

木質バイオマスを粉砕目標である 1mm アンダーに粉砕した場合、現状の微粉炭バーナで専焼が可能である。したがって、堅型ローラミルの改造のみで燃焼系（ミル・バーナ）は、微粉炭と木質バイオマスに対応可能である。

(4). 火炉，バーナ配置

木質バイオマス燃焼では、CO 濃度が高めになることを燃焼試験で確認しているが、木質バイオマスを下部バーナに投入することで、ボイラ火炉出口での CO を抑制できる。

木質バイオマス混焼では、火炉収熱が増大するが、設計裕度の範囲内であると判断でき、火炉への改造は不要である。また、灰付着についても、特異な状況は生じず、既往のデスラガ、スートフロアにての対応が可能である。

(5). 排煙処理設備

木質バイオマスは、石炭に比べて灰量が大幅に減少することに起因し、燃料中の微量成分も減少することから、微粉炭焚きに対応した排煙処理設備での対応が可能である。これは、NO_x、SO_xについても同様である。

木質バイオマスを燃料として適用する場合の発電設備への影響を実験的および机上検討を行ない、木質バイオマス 50%（熱量）超の高比率混焼が可能であることを示した。微粉炭焚き火力に複数設置されている石炭ミルの任意台数を改造することで、それに応じた木質バイオマス混焼が可能であり、ミル全数を改造することで木質バイオマス専焼化の可能性も示した。

謝辞「木質バイオマス混焼」

本研究の一部は、環境省の助成を受けて実施したものであり、深謝致します。

Appendix-1

A-1 エアポートの改造

大型粉砕試験の中で、木質ペレット粉砕物（＝木粉）の排出促進のために、ミル内部の縮流リング設置による上昇流速増大を行なったが、同時に一次空気の吹き出し部（＝エアポート部）の形状変更による木粉排出促進を狙った試験を実施した。ミル内部で製造された木粉をできるだけ早くエアポート部に移動させ、最短でミル上部まで到達させることを目的として、図 A-1 に示すように改造を実施した試験を行なった。改造点は、エアポートを垂直としたことと、高さを下げたことの 2 点である。従来のエアポートは、粉砕テーブル周方向と半径方向に角度を持たせている。これは、ミル内部において一次空気を旋回させることで発生する遠心力で、ミルから排出しない大きな粒子を分級するためである。このエアポート改造の効果については、ミル内部縮流リング（Device-1, Device-2）を設置した状態にて、エアポート改造有無のミル差圧を比較し、粉砕限界を評価した。結果は図 A-2 に示す通りであり、従来エアポートのケースでミル差圧が低めであることが確認された。ただし、粉砕容量の限界点に相違はなく、本論の中でデータ評価ではエアポート改造の影響はないものと判断した。

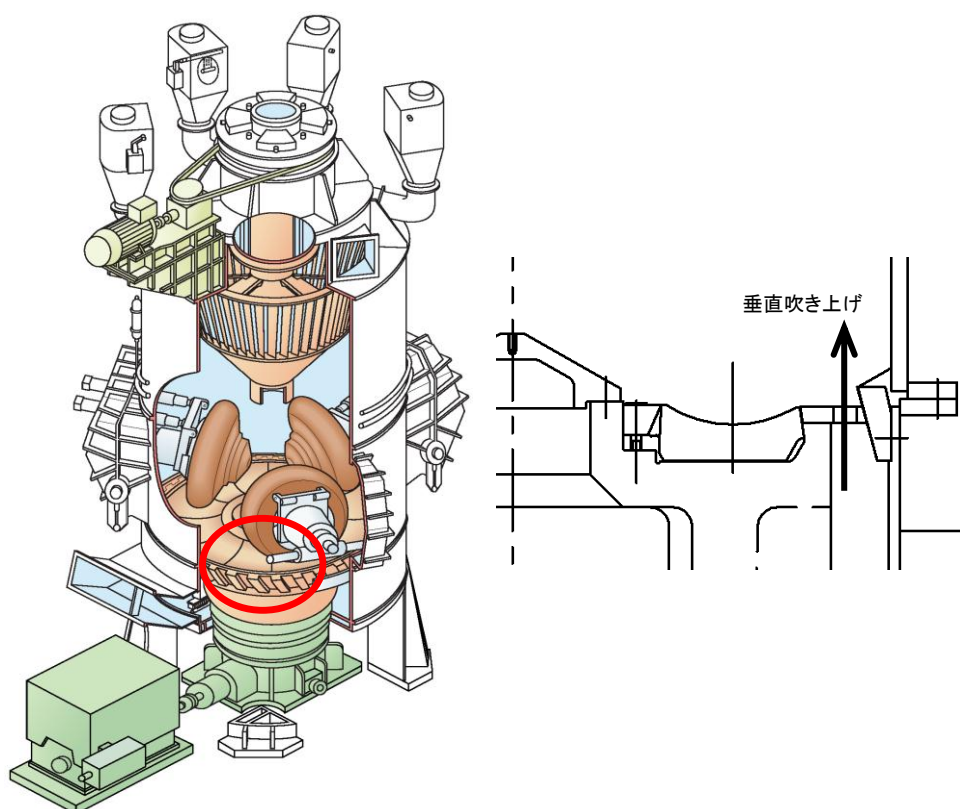


図 A-1 エアポート部の改造内容

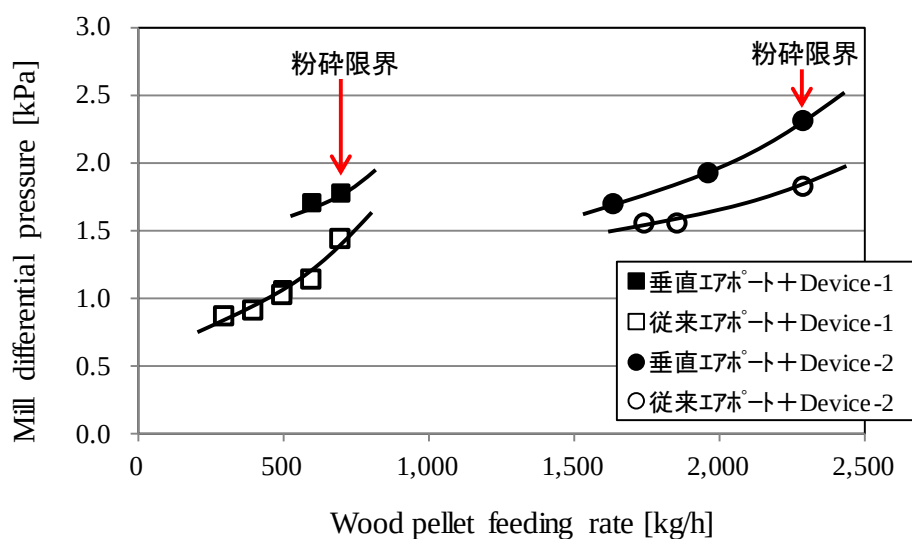


図 A-2 エアポート改造の粉碎容量に与える効果

A-2 一次空気媒体の変更

木質バイオマスは石炭に比べると揮発分が多いため、これによるミル内部での発火危険性を抑制する目的で、一次空気に排ガス（ O_2 濃度：17vol. %前後）を用いての粉碎試験も行なった。排ガスの場合でミル差圧が低めであるが、粉碎試験時の挙動（運転条件変更時の静定までのミル差圧の動き、ミル振動状態、ミル出口の木粉粒度）には差異がなかったため、本論文の中では、一次空気に空気と排ガスを用いる場合において、有意な差異はなく、同等として評価した。

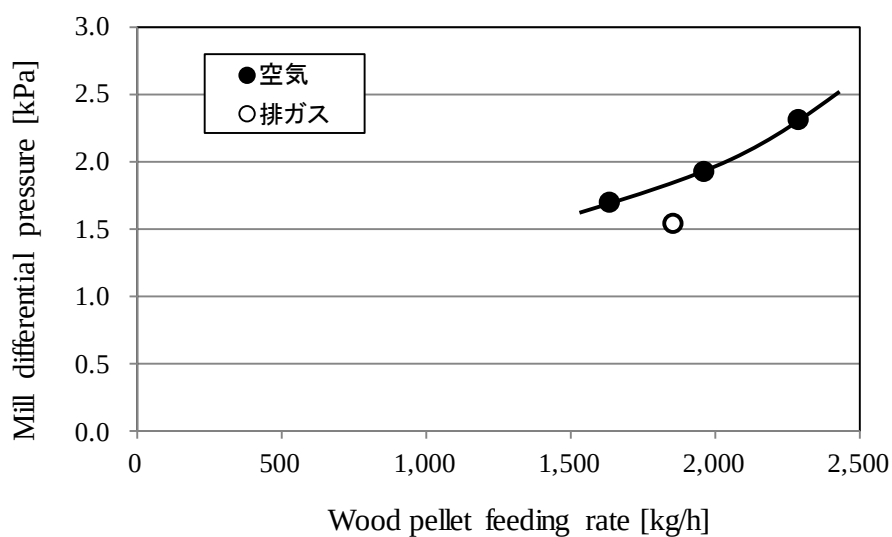


図 A-3 一次空気媒体のミル差圧に与える影響

A-3 木質バイオマスの自然発火性

工業分析および元素分析からは、瀝青炭に比べて揮発分が多く、酸素含有量が多いという特徴を持つため、自然発火性が高いという懸念がある。これを明確にするために、自然発火性を実験により評価した。図 A-4 に示す装置に試料（評価対象である瀝青炭微粉炭と木質バイオマス）をそれぞれ充填し、恒温槽に保持することで、自然発火の有無を確認した。装置の側面はアルミナペーパーであり、これと試料上面から空気が拡散供給される。試料は、直径と高さを同じくした円柱状であり、30mm、60mm、100mm の 3 通りについて雰囲気温度を変化させた。自然発火の有無について最長 12 時間の保持にて評価した。

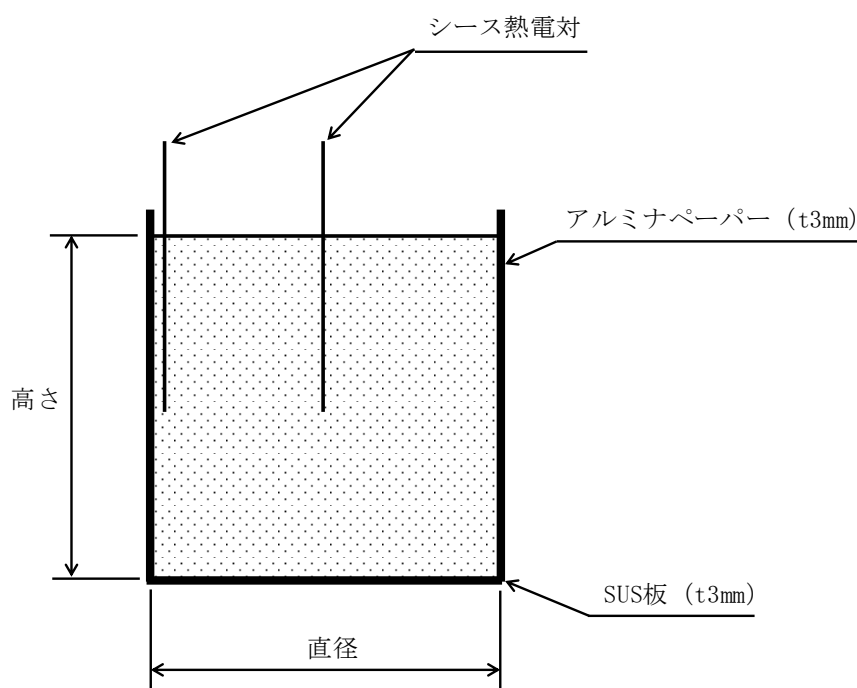


図 A-4 自然発火性評価のための装置

表 A-1 自然発火性試験への供試試料

項目	単位	ニューランズ炭	おがくず
-	-	瀝青炭	針葉樹(樹皮あり)
発熱量 (HHV)	MJ/kg-dry	29.01	20.66
発熱量 (HHV)	kcal/kg-dry	6,928	4,935
全水分	wt%-as received	7.3	14.0 - 21.9
工業分析			
水分	wt%-air dry	2.7	12.6
灰分	wt%-air dry	14.4	0.6
揮発分	wt%-air dry	27.6	72.0
固定炭素	wt%-air dry	55.3	14.8
元素分析			
C	wt%-dry	71.4	50.6
H	wt%-dry	4.20	5.93
N	wt%-dry	1.30	0.11
O	wt%-dry	7.90	42.6
S-total	wt%-dry	0.50	0.03
S-combustible	wt%-dry	0.40	0.02

結果を図 A-5 に示す。ニューランズ炭, おがくずともに粒子径の影響は, 10℃以下であり, 大きくない。燃料種では, おがくずの自然発火最低温度は, ニューランズ炭のそれよりも 70 ~80℃高く自然発火の危険性は高くないことが分かる。

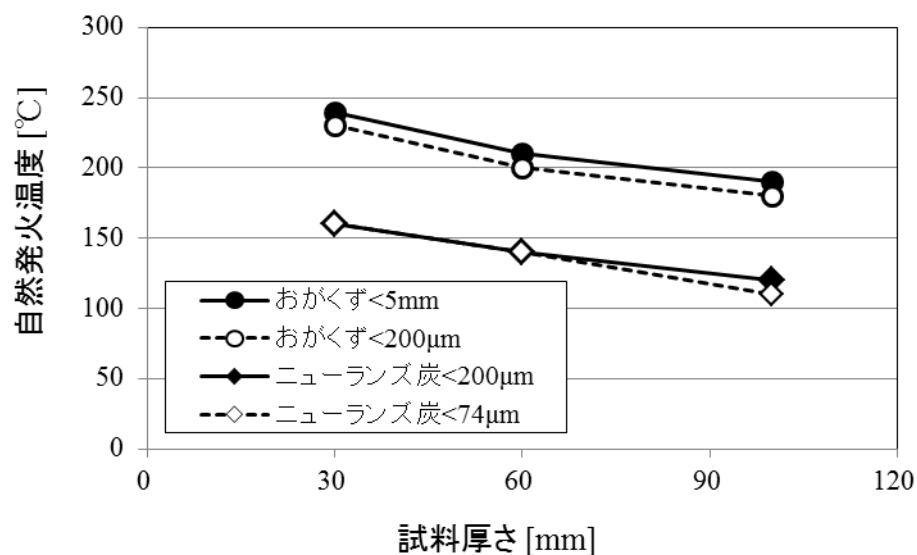


図 A-5 自然発火試験の結果

第三章 高温微粉炭燃焼

3.1 はじめに

燃焼用空気の温度を従来以上に上昇させると、着火安定性の向上や難燃性燃料の燃焼が可能となり、安価な燃料適用による運転費用の低減が期待できる。一方で、燃焼用空気の高温化は、火炎温度が高くなり、NO_x 発生量が増大する[3-1]。これを解消する 1 つの方法が、高温空気燃焼（HTAC : High Temperature Air Combustion）であり、燃料と 800℃以上の高温空気を分離して炉内に吹き込むことで、高速で吹き込まれた燃料や燃焼用空気が炉内の低酸素の排ガスを大量に巻き込む自己排ガス再循環を実現するものである[1-42]。この排ガス再循環により燃焼用空気は希釈され、微粉炭は低酸素状態で緩慢に燃焼するため、NO_x 生成は大幅に抑制されるものである。HTAC は、多くの研究者によって事象の理解や特性評価が行なわれており、Excess enthalpy combustion, Flameless Oxydation や MILD Combustion などとも呼ばれている[3-2~3-4]。HTAC は、工業炉や加熱炉には既に適用、実用化されている[3-5~3-6]。ただし、燃料は、重油やガスが対象であり、微粉炭を燃料とする HTAC は、実用化されていない。HTAC を例えば、微粉炭焚きボイラに適用する場合、緩慢な燃焼により実現する火炎温度の平坦化により火炉収熱が均一化するため、火炉を構成するチューブの材質をこれまでよりも下げて普及材とすることが可能となる。更に、火炉容積全体を活用することができるために、未燃分の低減も期待できる。このような多大なメリットが期待されるが、実用化されていない理由の 1 つが、石炭中に含まれる灰の存在である。これまで高温空気の生成には蓄熱材を用いるリジェネレーター方式が多く提案されており[3-7]、石炭を燃料とする場合には、排ガス中にフライアッシュが含まれることとなり、蓄熱材への溶融灰の付着などの問題を誘発する。また、ボイラ起動時には、燃焼用空気は低温であるため、安定した HTAC 状態を維持することが困難であることが予想される。HTAC を微粉炭燃焼に適用するためには、フライアッシュと起動時の問題を解決することが必要である。

本章では、上記の課題を解決するために行なった試験炉実験の結果を議論する。実験では、従来のスワール燃焼と HTAC を両立するバーナを新たに提案し、従来スワール燃焼から HTAC への切り替えと、NO_x・未燃分排出特性を把握した。

3.2 試験装置および方法

3.2.1 燃焼試験装置と供試石炭

燃焼試験は、石炭燃焼量 150kg/h の燃焼試験設備で実施した（図 3.1）。試験炉本体は、内径 1.3m、長さ 7.5m の横置き円筒水冷ジャケット炉であり、内部はボイラ火炉内の温度場を再現するように、耐火材と耐火レンガを設置している。炉体には軸方向に複数の覗き窓を設置してあり、内部状態の目視確認や温度計測などを行なう。覗き窓の位置と炉内ガス計測点を図 3.2 に示す。空気予熱器で昇温される燃焼用空気は、バーナと 2 段燃焼用ポート（OAP : Over-fire Air Port）に分岐され、供給される。OAP は炉軸方向に 4 か所あり、それぞれ炉周方向に 3 か所のポートが配置されている。試験設備には、堅型ローラミルを設置し、試験用石炭を 200 メッシュ : 75 μm 通過 80wt% に粉砕した。粉砕した微粉炭は、一旦微粉炭ビンに貯めた後、重量計量テーブルフィーダーで、一定量切り出し、バーナに空気搬送する。

燃焼後の排ガスは、水冷式の高スクーラと空気予熱器により冷却・熱交換され、バグフィルタで脱塵後に IDF を介して、煙突から排出される。燃焼用空気を従来以上に昇温するために、本試験では、プロパンガス燃焼のダクトバーナを用いた。ダクトバーナの使用は、燃焼用空気中の酸素を消費し、 NO_x を生成するため、排ガス NO_x 値に影響を与える。木村らは、ガス、油、微粉炭燃焼での高温低酸素燃焼での NO_x 還元性能の評価実験を行なっている[3-8]。これは、ガスタービン排ガスをボイラの燃焼用空気に利用する Re-powering を想定している。微粉炭燃焼の 2 段燃焼では、バーナに燃焼用空気から供給される NO_x の還元率は、90%に達することを示している。本実験でのダクトバーナからの排出 NO_x は 20ppm 以下であり、試験炉出口での排ガス NO_x に与える影響は無視しうると判断した。試験中は、ウインドボックス (WB) の O_2 および NO_x の計測と同時に、排ガス中の $\text{NO}_x/\text{SO}_2/\text{O}_2/\text{CO}$ を空気予熱器入口で連続計測 (株堀場製作所 ENDA-661) した。試験の石炭は、豪州産の瀝青炭 2 種を使用した。そのうち、Haunter Valley 炭は、試験で使用したロットが異なるため、それぞれを分析した。性状を表 3.1 に示す。

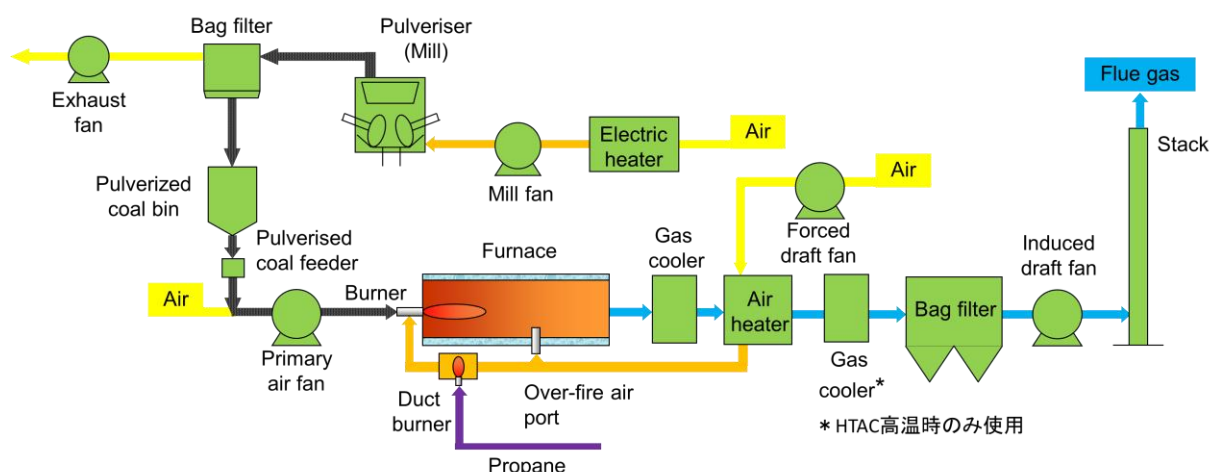


図 3.1 燃焼試験設備

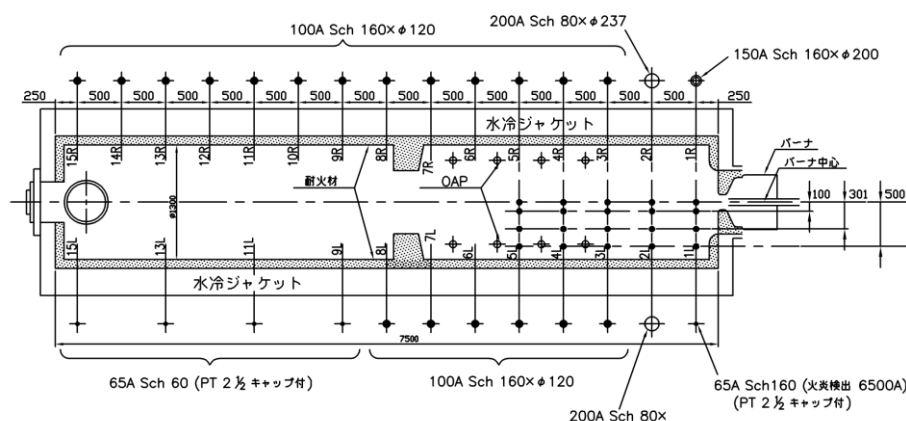


図 3.2 炉内ガス計測点

表 3.1 試験炭の性状

Items	Unit	Bituminous Coal	Bituminous Coal	Bituminous Coal
		Hunter Valley-A	Hunter Valley-B	Mount Owen
Calorific value (HHV)	MJ/kg-dry	29.6	28.5	29.2
Total moisture	wt%-as received	6.1	6.7	8.6
Proximate analysis				
Moisture	wt%-air dry	1.80	2.3	2.4
Ash	wt%-dry	12.9	8.8	14.4
Volatile Matter	wt%-dry	31.0	34.4	32.4
Fixed Carbon	wt%-dry	56.1	56.8	53.2
Elemental analysis				
C	wt%-dry	71.60	70.0	70.6
H	wt%-dry	5.00	4.6	4.74
N	wt%-dry	1.82	1.2	1.36
O	wt%-dry	8.13	14.9	8.35
S	wt%-dry	0.55	0.47	0.55

3.2.2 高温微粉炭燃焼用バーナとボイラ

ボイラにおける微粉炭バーナは、多くの場合スワールバーナが採用されている。図 3.3 に IHI DF 微粉炭バーナを図示する。バーナ中心から微粉炭が噴出され、その周りから燃焼用空気が旋回流として供給される。ボイラの大きさによりバーナ本数は異なるが、1 台のミルから微粉炭管で接続された、1 列分のバーナ（例えば、6 本）に微粉炭が直接供給される。

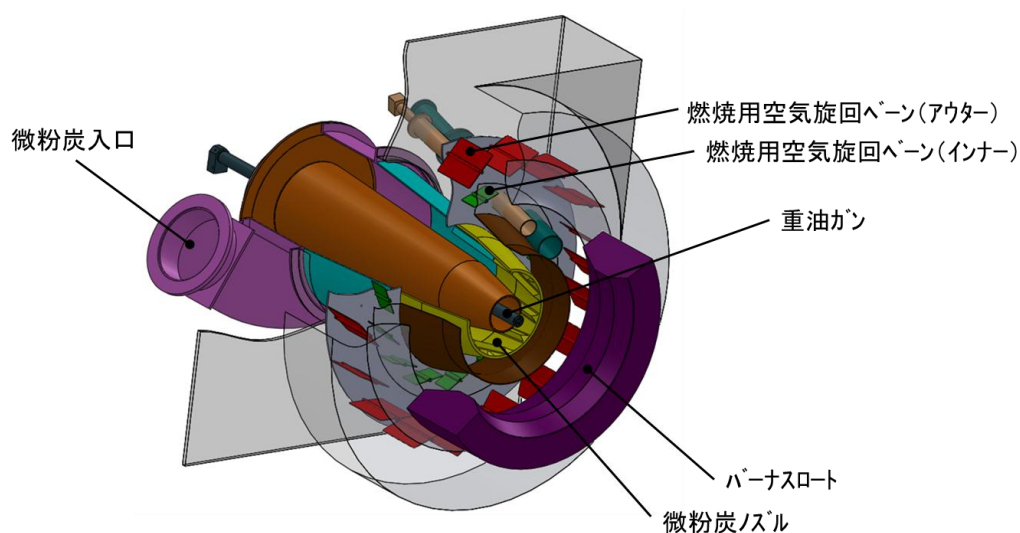


図 3.3 IHI DF 微粉炭バーナ

ボイラの起動では、スワールバーナ中心に設置された油バーナの燃焼により、ボイラをスタートアップする。おおよそ 30%ボイラ負荷まで重油燃焼で負荷を上昇した後、順次ミルを起動して最終的に微粉炭専焼（石炭専焼）となる。ここでいう石炭専焼とは、ボイラ全体として、使用燃料が石炭のみとなった場合のことであり、起動を完了したミルのバーナは、石炭専焼状態であり、一方、起動完了していないミルのバーナは、重油専焼もしくは重油と石炭の混焼状態である。ボイラ起動時のプラント負荷、燃料、ミル状態を図 3.4 に例示する。1 台目のミルが起動するタイミングでは、燃焼用空気の温度は、250℃以上となっていて、ボイラとしての通常運転範囲：30～100%負荷での燃焼用空気温度は、300～340℃程度である。

図 3.1 に示す燃焼試験炉で、重油燃焼による昇温過程にて、重油専焼から石炭専焼に切り替えるタイミングを評価したところ、180℃以上の燃焼用空気温度が必要であり、これ以上で石炭専焼が維持できることを確認している。

上記の微粉炭焚きボイラの燃焼設備と運用の実情を考慮した場合、従来のスワールバーナと、微粉炭流と燃焼用空気流を別々にボイラ火炉内に噴出させる HTAC バーナを両立させることが望まれる。つまり、ボイラ起動時などの燃焼用空気温度が低い場合やミル起動時には、従来のスワールバーナとして使用し、燃焼用空気温度が昇温され、ミル運転が安定した以降に HTAC バーナに切り替えられるものである。図 3.5 に新たに提案する切り替え式の HTAC バーナを示す。

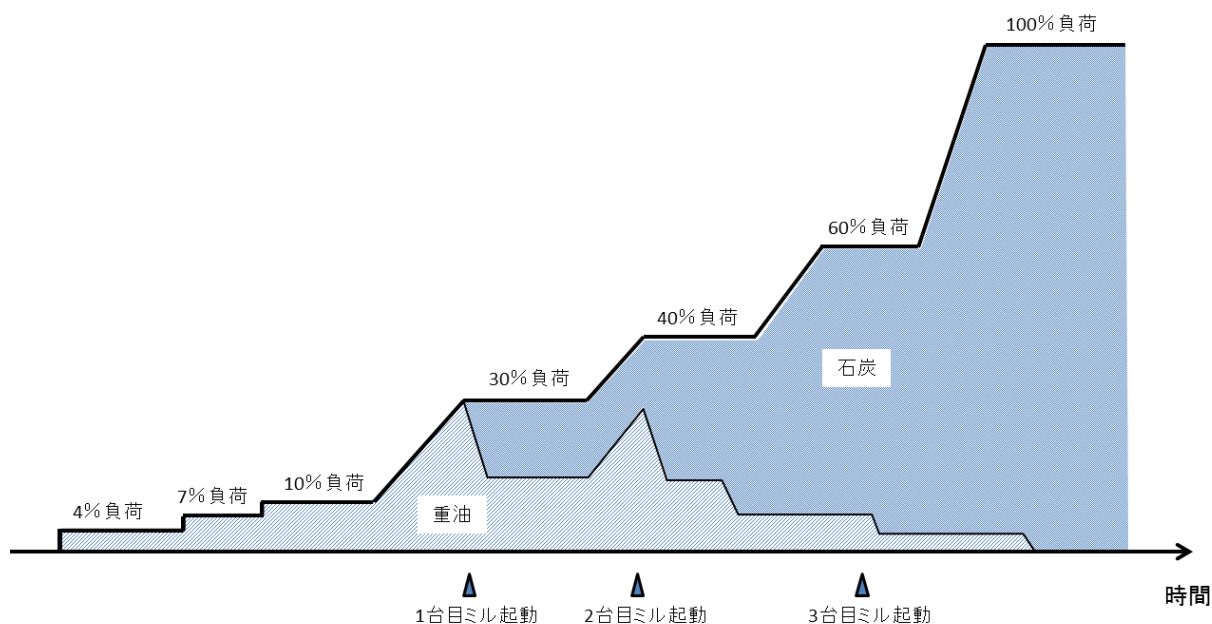


図 3.4 ボイラ起動ダイアグラム(ミル 3 台ケース)

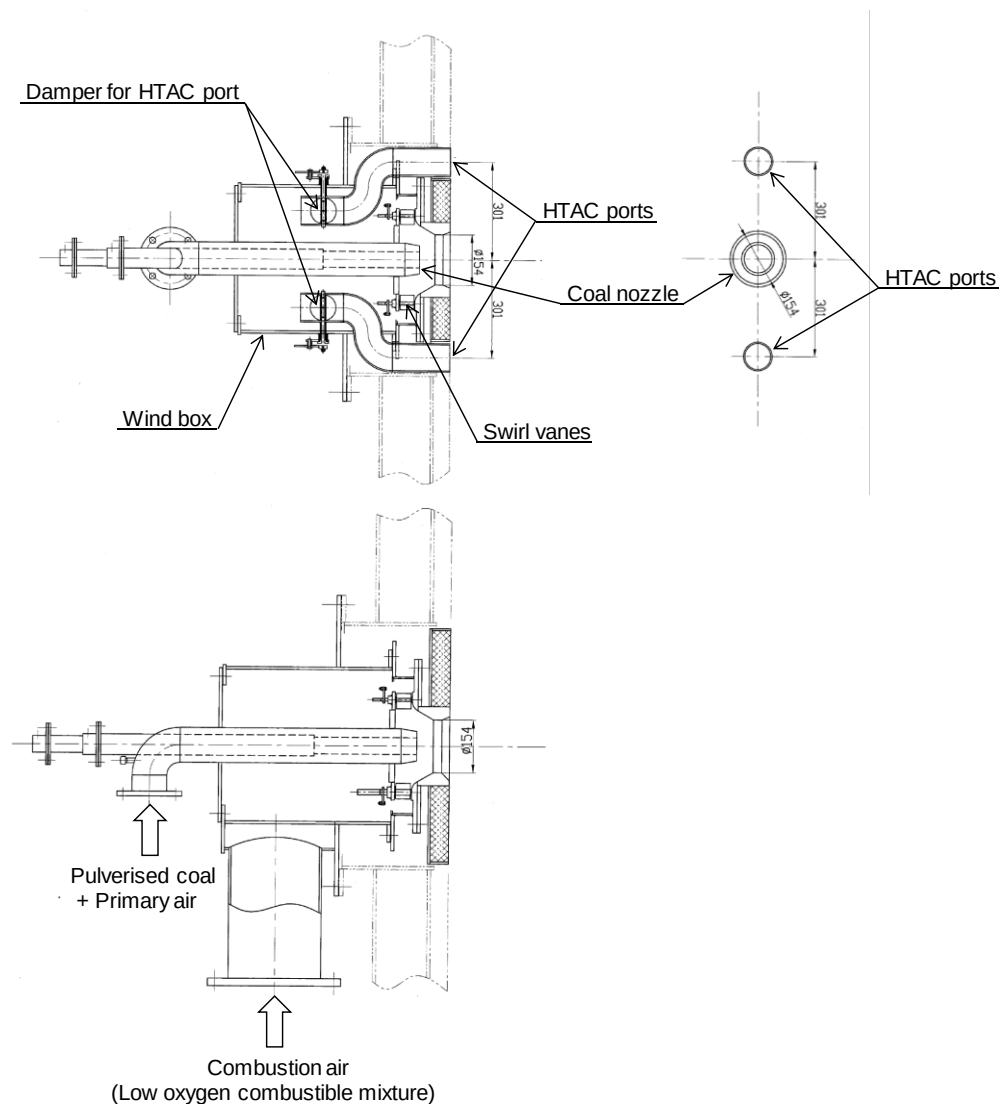


図 3.5 HTAC バーナ

HTAC ポート以外の部分は、従来のスワールバーナであり、ウインドボックスから、燃焼用空気を導入するダクトを設け、そのダクトには流路を開閉するダンパを設けている。HTAC ポートは、水平配置で2か所とした。スワールバーナとして使用する場合は、HTAC ポートを閉止して、燃焼用空気は微粉炭流の周囲から旋回を与えて供給する。HTAC バーナとして使用する場合は、スワールバーナとして使用している状態から HTAC ポートを開とし、安定燃焼状態を確認後、スワールベーンを閉止する。

微粉炭流の供給流速は、従来のスワールバーナと同じとし、HTAC ポートからの燃焼用空気の噴出流速および燃料からの離隔距離は、Orsino ら[3-9]の微粉炭高温空気燃焼実験の試験条件を参考とした。高温空気噴出速度は、その温度が 480°C の場合の噴出速度を 55m/s (2 段燃焼なし) に設定した。また、Orsino らの実験では、燃料と高温空気の離隔距離を大きく取ると、燃焼率は変化しないまま、より大幅な低 NO_x が得られている。本研究での離隔距離は極力、中心部の高温空気噴出流から離隔するとともに、炉壁との距離も考慮し、スロート径の2倍および HTAC ポート径の2.75倍を目標とした。

高温空気ポートは、実機ボイラにて炉幅方向に微粉炭を拡散させるために、水平 2 か所配置としたが、この妥当性を評価するために燃料流を囲むような 4 か所配置について、汎用熱流体解析ソフト PHOENICS を用いて流れ解析を実施した。解析対象は、HTAC ポートの 2 か所設置と 4 か所設置のケースであり、ポート径は現状（内径φ80.7）のまま 4 ポートとした。解析条件は、実験での状態を模擬し、表 3.2 に示す。2 ポートの低温（185℃）、2 ポートの高温（480℃）、4 ポートの低温（185℃）および 4 ポートの高温（480℃）の 4 ケースを比較した。図 3.6 は解析対象を示し、解析結果を図 3.7 および図 3.8 に示した。図 3.7 は HTAC ポートを含む面、図 3.8 は HTAC ポート間の断面でのそれぞれ炉軸方向流速を示した。

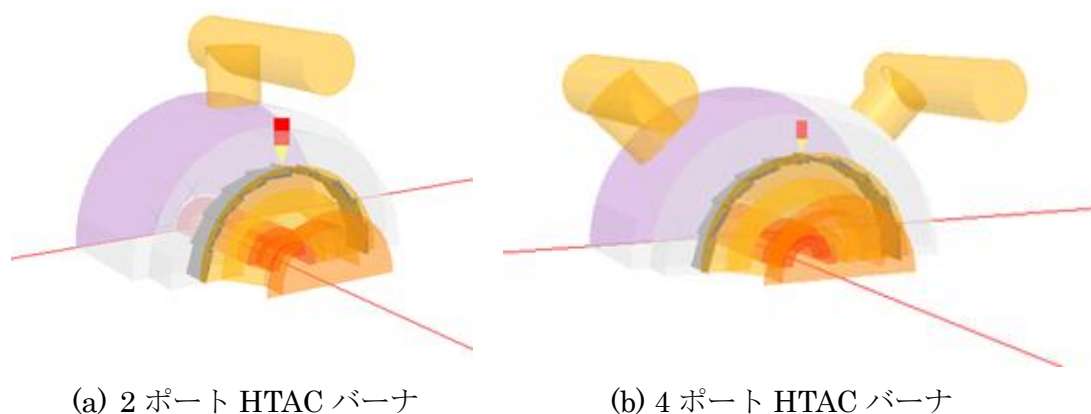


図 3.6 解析対象とした HTAC バーナ

表 3.2 流れ解析条件

Operation parameters	Unit	HTAC low temp.	HTAC high temp.
Combustion air flow through Windbox	kg/h	716	718
Primary air flow	kg/h	180	180
Combustion air temperature	deg-C	185	480
Primary air temperature	deg-C	35	35
Wind box O ₂ **	%-dry	21	17.5
Air staging	%	20	20
Air register opening ***	%	5	5

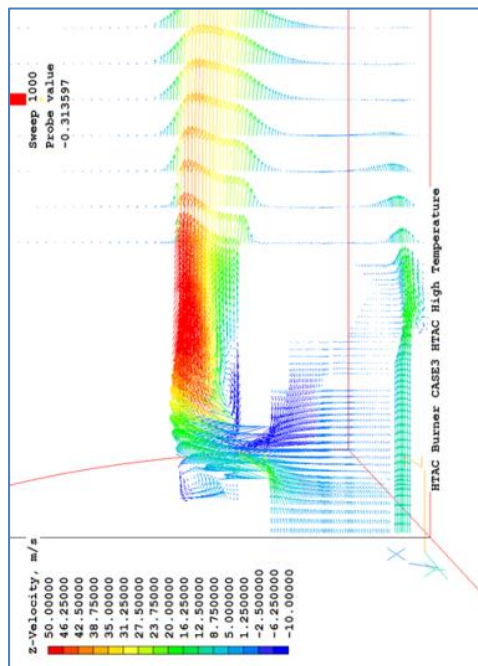
* CFD area is between burner and before OAP.

** Combustion air should be the gas in the case of HTAC high temp. condition.

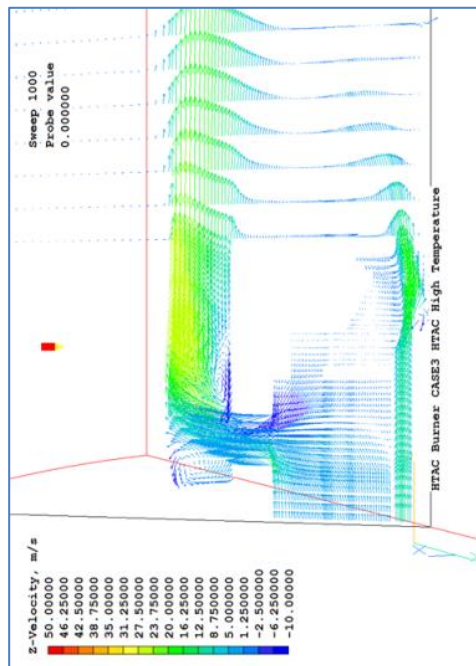
*** 5% opening of A/R is simulated as an air leakage.

図 3.7 から、2 ポートの場合の方が、一次空気の流速低下が早く、特に 2 ポート低温ケースでは一次空気流の拡散が早く、吹き出し方向と逆方向の循環流が形成されている。一方、4 ポートでは高温ケースで一次空気の広がりが増進することが分かる。また、図 3.8 においても、4 ポートの方が一次空気の軸方向流速が長く維持されることが分かる。微粉炭を局所集中させず、炉全体を利用して緩慢燃焼させるためには、微粉炭流が拡散する空間が必要であり、2 ポートの場合にはポート非設置領域がその空間領域として作用する。4 ポートでは、現状よりも微粉炭流と HTAC ポートの離隔距離を更に大きく確保して、循環流を形成させる必要

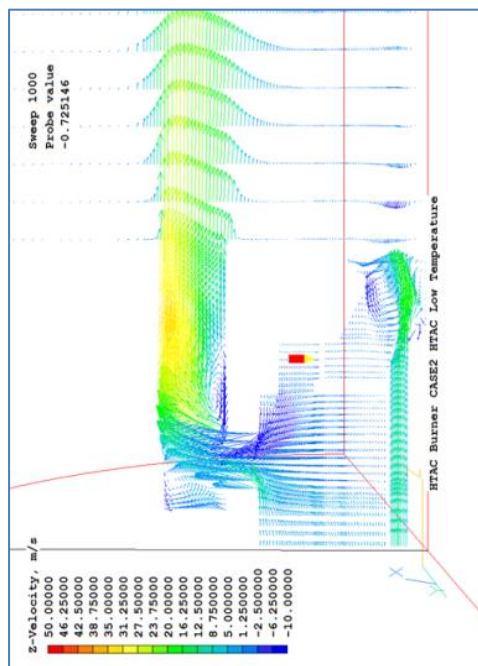
があることを示唆している。



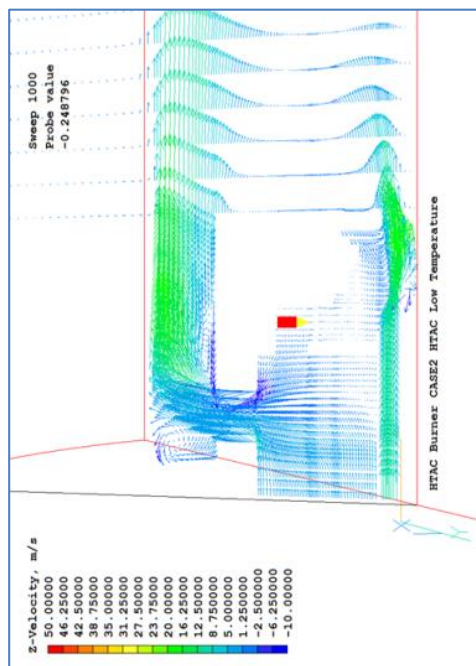
(b) 2 ポート 高温



(d) 4 ポート 高温

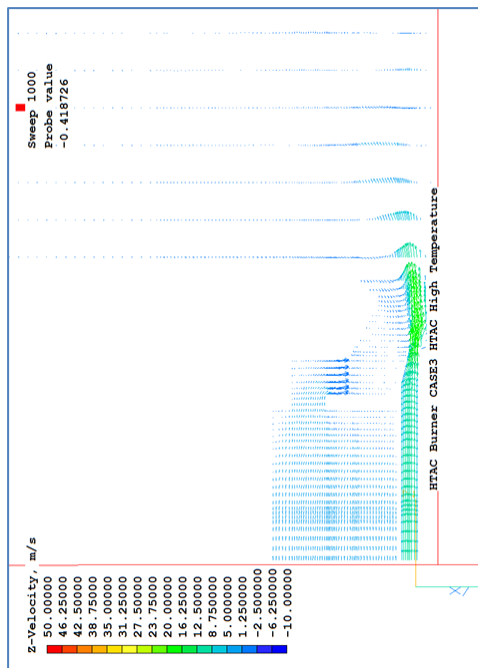


(a) 2 ポート 低温

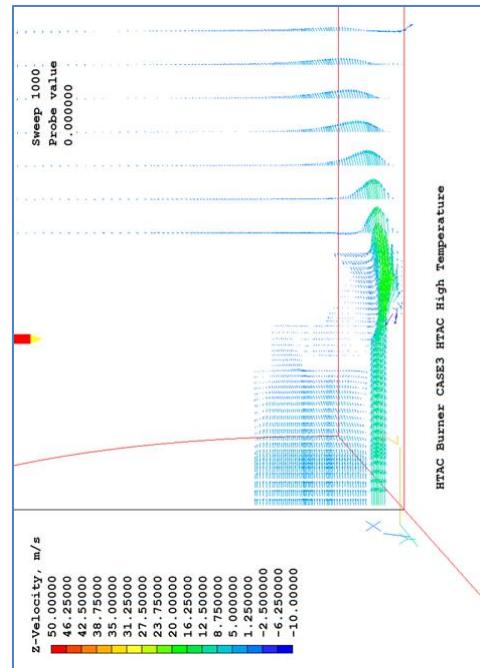


(c) 4 ポート 低温

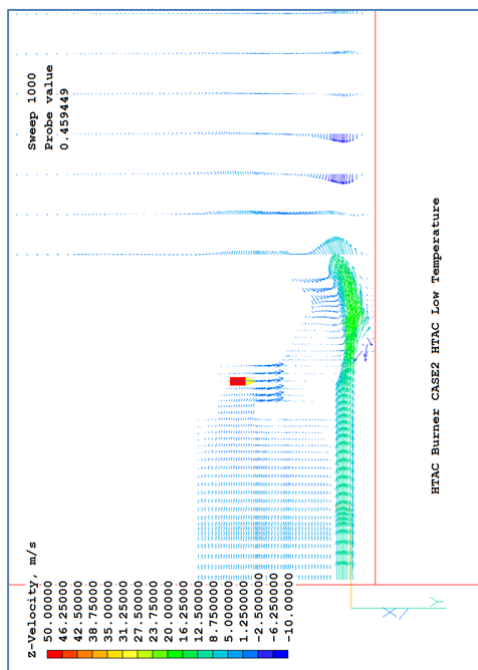
図 3.7 解析結果(流れ方向と軸方向流速:HTAC ポートを含む断面)



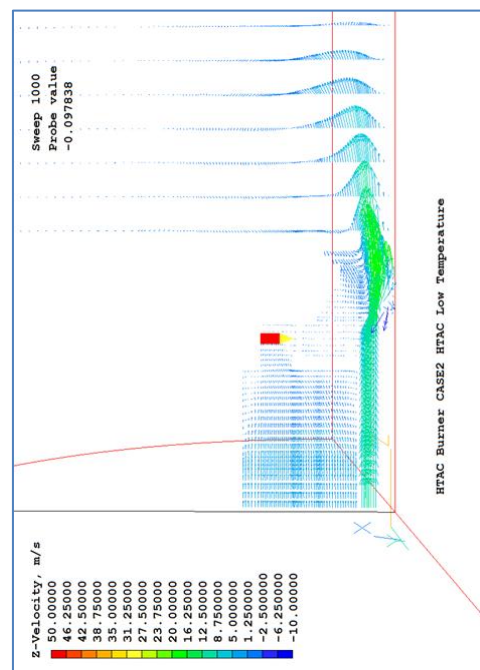
(b) 2 ポート高温



(d) 4 ポート高温



(a) 2 ポート低温



(c) 4 ポート低温

図 3.8 解析結果(流れ方向と軸方向流速:HTAC ポートを含まない断面)

3.2.3 試験方法および試験条件

燃焼評価は、試験炉出口での排ガス性状と灰中未燃分、炉体の覗き窓からの火炎温度分布で行なった。試験炉はまず、A 重油を従来のスワールバーナモードで点火し、そのまま燃焼を継続して、炉体を含め設備を昇温する。この炉の昇温と併行して、ミルをウォーミングし、試験炭を粉砕する。燃焼用空気温度（= ウインドボックス温度=WB 温度）が 180℃を超えた時点で、一次通風機（PAF : Primary Air Fan）を起動して微粉炭の供給を開始する。微粉炭供給量が 100kg/h に到達し、火炎状況が安定していることを確認した後、A 重油を消火して、微粉炭専焼状態にする。その後、試験条件に設定し、安定時間を 30 分以上確保して、計測を行なう。HTAC モードへは、スワールモードでの安定確認後に移行する。ウインドボックス温度 480℃条件では、プロパンを燃料とするダクトバーナを点火する。スワールモードと HTAC モードの燃焼性能の比較を目的として、表 3.3 の設定を基準として試験を行なった。実機における HTAC 用の高温燃焼空気は、通常の二次空気（GAH 出口空気）に高温の炉内ガスを混合することを想定しており、温度と O₂ 濃度をそれぞれ 480℃、17.5%と設定した。詳細を 3.3.5 節に記述する。

表 3.3 燃焼試験基準条件

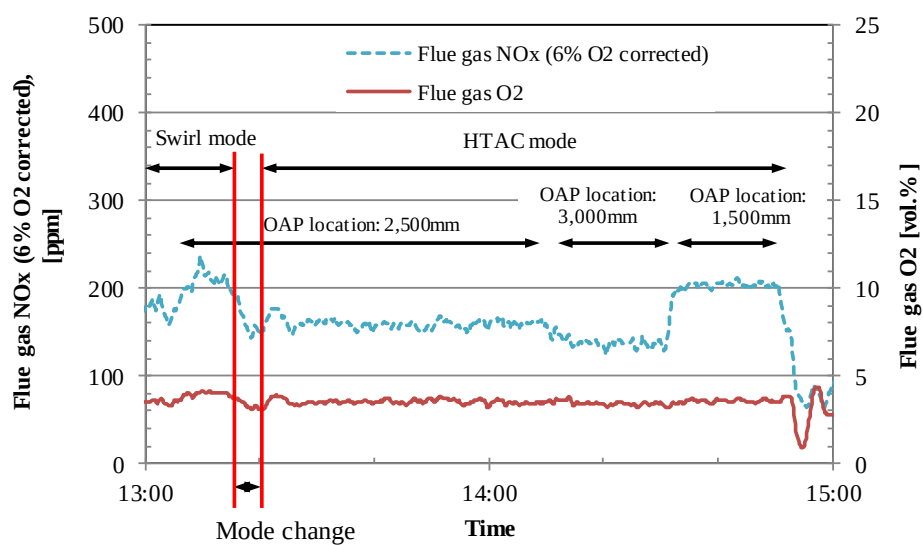
Operation parameters	Unit	Conventional	HTAC
Firing rate	kg/h	100	100
Flue gas O ₂	%-dry	3.5	3.5
Air staging	%	20	20
Primary air flow	kg/h	180	180
Combustion air temperature	deg-C	185	185/480
Wind box O ₂	%-dry	21	21/17.5
OAP location	mm	2,500	2,500

3.3 実験結果および考察

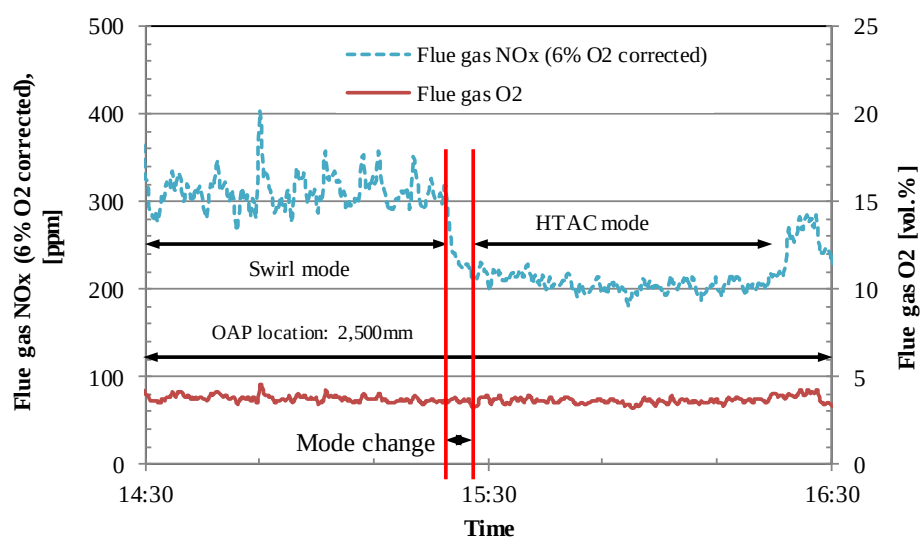
3.3.1 HTAC モードへの切り替え

燃焼用空気の温度は高いほど、微粉炭の燃え切りは改善する一方で、NO_x 排出量が増加する。また、重油などの起動用燃料から微粉炭への切り替え（重石切り替え）は、極力早い方が、高価な重油の節約となり、発電所などボイラを運転するユーザのメリットは大きい。低温での HTAC モードの可否と合わせて、モード切り替えの可能性を確認するため、低温 185℃でスワールモードから HTAC モードへの切り替えを実施した。ここでは、ボイラ起動時を想定して燃焼用空気の酸素濃度（=ウインドボックス O₂=WB・O₂）は、21%である。燃焼試験炉に設置のバーナを、HTAC ポートを全開、スワールバーン（エアレジスタと呼称）開度を 30～50%の中間開度（調整開度）とした状態から、まず HTAC ポートを全開とした上で、燃焼状態の安定を確認し、徐々にスワールバーンを閉止操作する。図 3.9 には、異なる 2 種類の石炭を使用した際のそれぞれのモード切り替え時の排ガス O₂ と NO_x の時刻歴を示す。

ハンターバレーA 炭およびマウントオーエン炭ともに、排ガス O_2 の変動もなく、スムーズなモード切り替えが出来ることが確認できる。ハンターバレーA 炭のモード切り替えでは、切り替え直前に 2 段燃焼用ポート (OAP) の位置を変更したため、 NO_x 値の静定が悪いものの、スワールモードから HTAC モードへの切り替えで、 NO_x レベルが下がり、かつ、OAP 位置の変更 (= 滞留時間の変更) による NO_x の変化も確認出来ている。一方、マウントオーエン炭のモード切り替えでは、モード切り替えにより NO_x が 2/3 に大幅に低減することが見て取れる。HTAC モードの低温切り替えと NO_x 低減のポテンシャルを示している。



(a) ハンターバレーA 炭使用時のモード切り替え

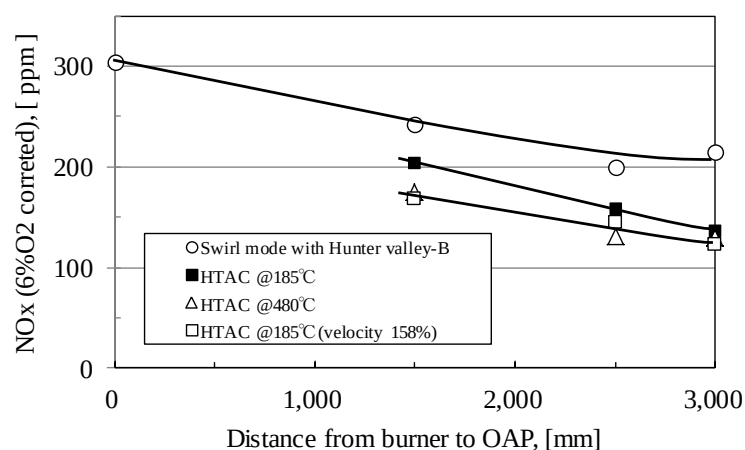


(b) マウントオーエン炭使用時のモード切り替え

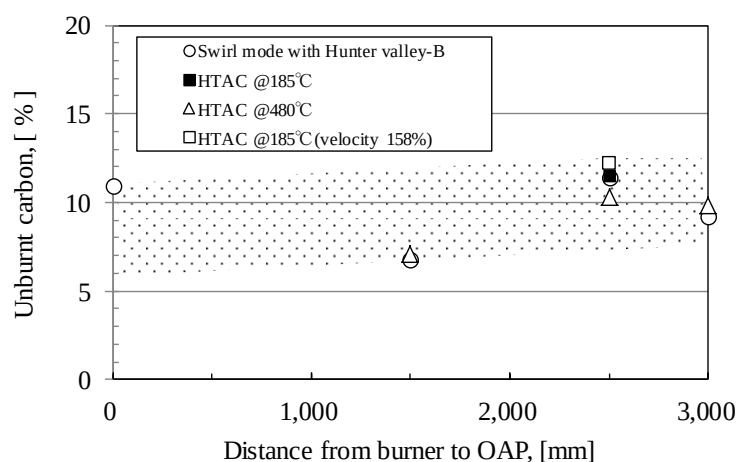
図 3.9 燃焼モードの切り替えトレンド(スワール→HTAC)

3.3.2 NO_x・未燃分特性

ボイラ起動後の負荷運転状態では、WB 温度を高めた HTAC モードとなり、高温排ガスとの混合により WB-O₂が低下する。WB 温度と WB-O₂を変化させた場合の微粉炭燃え切りと NO_x 排出特性を確認した。燃焼試験は、表 3.2 に示した条件を基準として、2 段燃焼ポート（OAP）位置をパラメータとした場合、排ガス O₂ 濃度をパラメータにした場合について、それぞれの結果を図 3.10 と図 3.11 に示した。



(a) OAP 位置による火炉出口 NO_x 濃度の変化

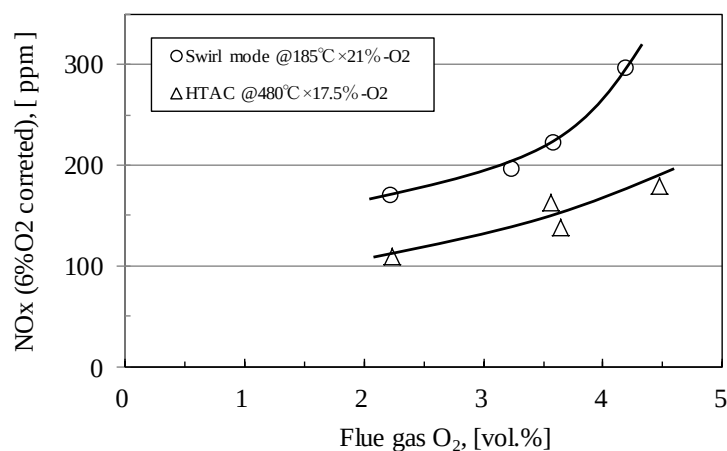


(b) OAP 位置による火炉出口灰中未燃分の変化

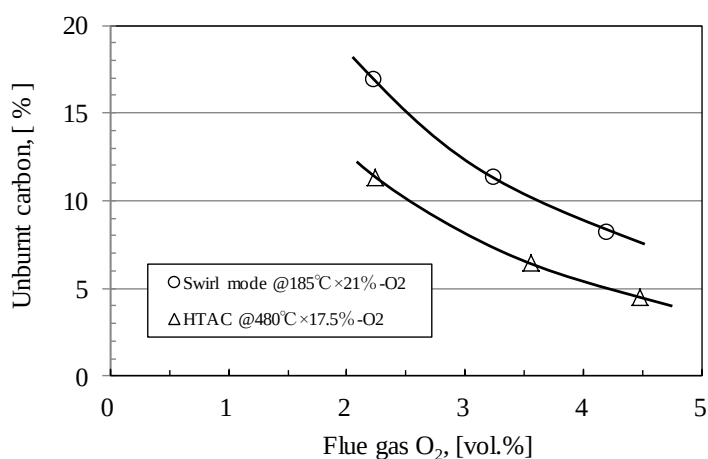
図 3.10 スワールモードと HTAC モードの燃焼性能比較(OAP 位置変化)
(ハンターバレーA 炭使用, スワールモードは, ハンターバレーB 炭使用)

図 3.10 では、すべての条件において、OAP 位置をバーナから離すとともに NO_x は低減し、HTAC モードにおいても還元雰囲気強化で NO_x 低減が得られている。モードの違いでは、HTAC モードでの低 NO_x が明確であり、WB 温度の高温化と HTAC ポート流速の増大によ

り、更なる低 NO_x が得られることが分かる。185℃での HTAC ポート吹き出し流速を 100 とした場合、480℃の場合の吹き出し流速は 164 となり、185℃でポート径を縮小して流速を増大させた場合の 158 と同等である。この両者の NO_x 値がほぼ同等となっている。WB 温度 185℃の場合の WB-O₂ は 21%, WB 温度 480℃の場合の WB-O₂ は 17.5%であるが、HTAC モードでは、WB-O₂ が火炉出口 NO_x に与える影響は小さく、HTAC ポートからの高速吹き出し流が炉内排ガスを巻き込む自己排ガス再循環による希釈緩慢燃焼が低 NO_x を実現することを示している。一方、火炉出口での灰中未燃分は、OAP 位置に対してばらつきがあるものの、燃焼モードによる違いはなく、HTAC での従来のスワールモードでの燃焼効率は維持できることを示した。



(a) 排ガス O₂ 変化による火炉出口 NO_x 濃度の変化



(b) 排ガス O₂ 変化による火炉出口灰中未燃分の変化

図 3.11 スワールモードと HTAC モードの燃焼性能比較 (排ガス O₂ 変化)
(ハンターバレーB 炭使用)

図 3.11 には、排ガス O_2 を変化パラメータとした場合の NO_x 、未燃分特性を図示している。スワールモードに対して HTAC モードの低 NO_x ・低未燃分が示されるとともに、排ガス O_2 の増加とともに NO_x が増加し、灰中未燃分が低減するというスワールモードと同じ特性が得られている。これは実機での HTAC 採用時に、燃焼調整において、従来の考え方が適用可能ということである。

3.3.3 炉内温度分布

HTAC モードでは、高温低酸素環境下での緩慢燃焼により、火炎温度の平滑化と、それに起因する火炉収熱の均一化が期待されている。試験炉側面に配置された除き窓（パイレックス）から放射温度計（株式会社チノー IR-AH1S）により計測した炉内温度を図 3.12 にグラフ化した。バーナ近傍から炉長方向に渡って、スワールモードの炉内温度は、HTAC モードよりも低くなっている。特に、バーナからの距離 1.75m までに温度の低下が大きく、OAP からの 2 段燃焼用空気供給により温度の再上昇が見られる。これは、スワールモードでの燃焼過程によるものと考ええる。燃焼用空気と燃料である微粉炭の混合が急速であり、燃焼の進行も早く、OAP までに一旦酸素消費傾向となり、火炎温度が低下し、その後、OAP からの 2 段燃焼用空気の供給で、燃え残りのチャーの再燃焼を生じて、温度の再上昇が見られたものと考ええる。一方、HTAC モードでは、燃焼用空気と微粉炭の混合が緩慢であり、炉長全体を使って、ゆっくりと燃焼が進行するため、温度分布がフラット化するものの、その温度はスワールモードよりも高い。これは、火炉収熱の増大につながり、ボイラ火炉が小さくなる可能性を示している。

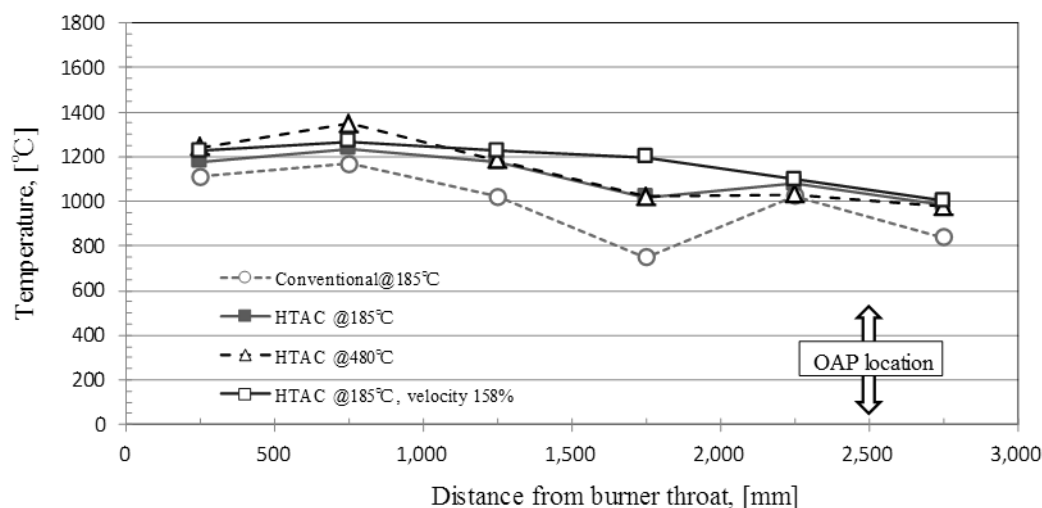


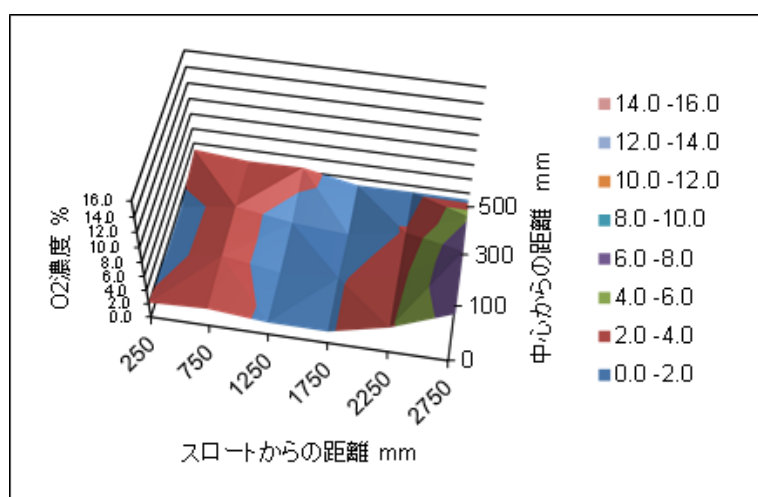
図 3.12 スワールモードと HTAC モードの炉内温度分布の比較
(ハンターバレーA 炭使用)

3.3.4 炉内ガス分布

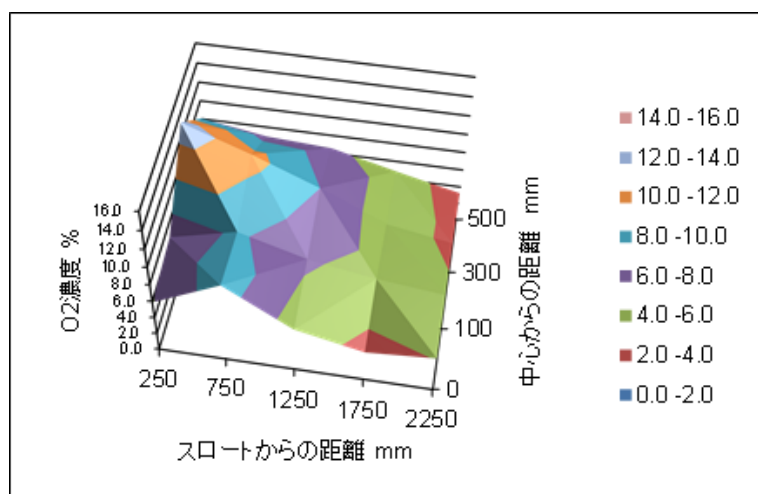
HTAC では、高速で炉内に吹き込まれた燃料や燃焼用空気（本研究では、燃焼用空気を高速吹き込み）が、炉内排ガスを大量に巻き込み、炉全体を使って緩慢燃焼することにより、低 NO_x ・低未燃分を実現する。これを実験的に理解するために、炉内ガス分布を計測した。なお、HTAC モードは、燃焼用空気温度 480°C の高温 HTAC モードで計測を行なった。

(1) O_2 濃度

スワールモード、HTAC モードともに、炉半径方向の分布は小さいことが分かる。スワールモードでは、特にバーナ近傍と OAP の 2 段燃焼用空気の供給までの領域で、 O_2 濃度が低い。燃焼用空気の旋回による微粉炭との良好な混合が急速な燃焼を促進し、 O_2 が消費されている。一方、HTAC モードでは、燃焼用空気の投入部近傍での O_2 濃度が高いものの、炉軸方向に徐々に低減している。微粉炭の緩慢な燃焼が進行していると理解できる。



(a) スワールモード

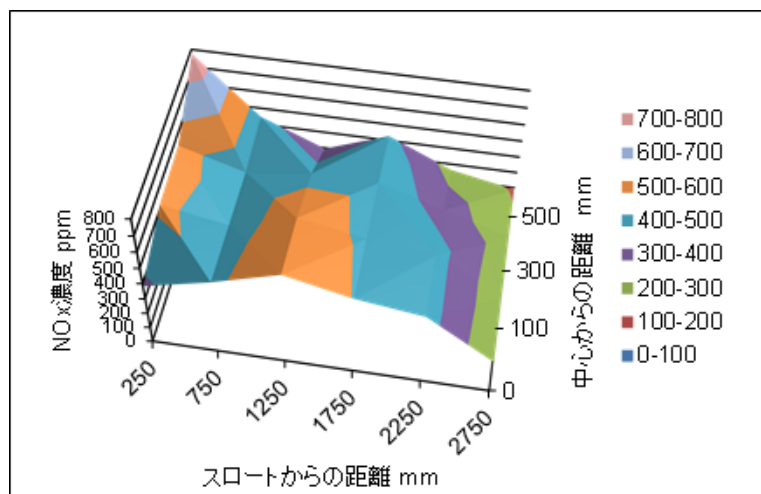


(b) HTAC モード

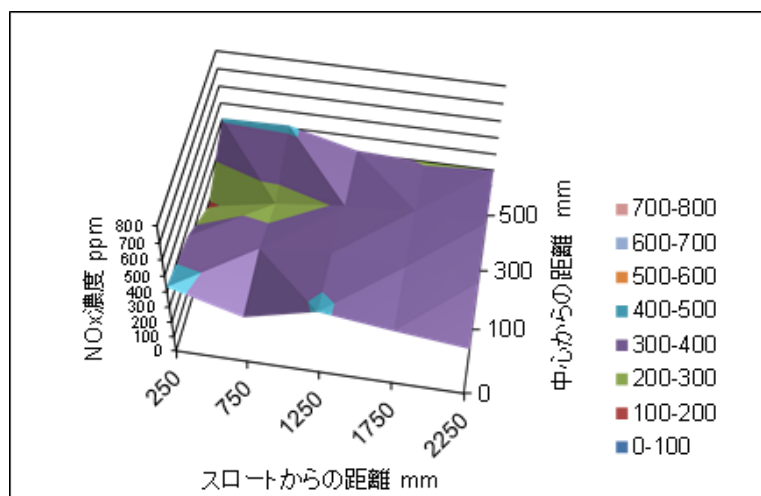
図 3.13 炉内 O_2 分布

(2) NO_x 濃度

スワールモードでは、バーナ近傍で急速に NO_x が生成し、その後、還元が進むことが炉内分布から確認できる。一方、HTAC モードでは、計測領域で全体的に低 NO_x 状態である。NO_x 生成と還元の競合にて、緩慢燃焼により生成速度が抑制されているものと理解できる。一般に、NO_x と灰中未燃分は負の相関関係にあり、次項で灰中未燃分を確認する。



(a)スワールモード

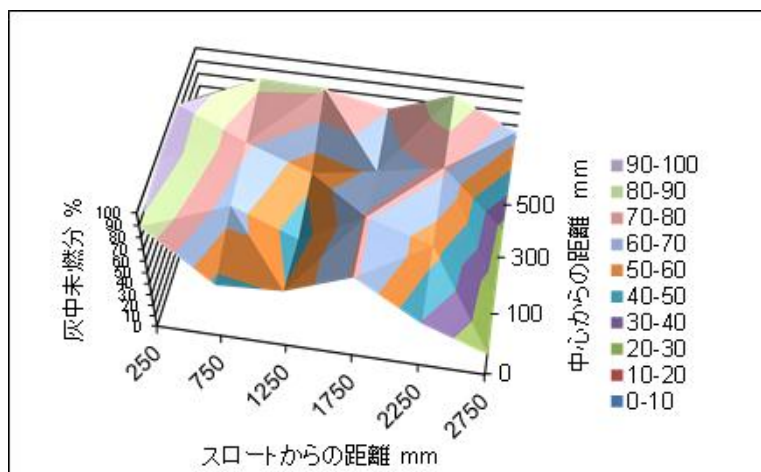


(c) HTAC モード

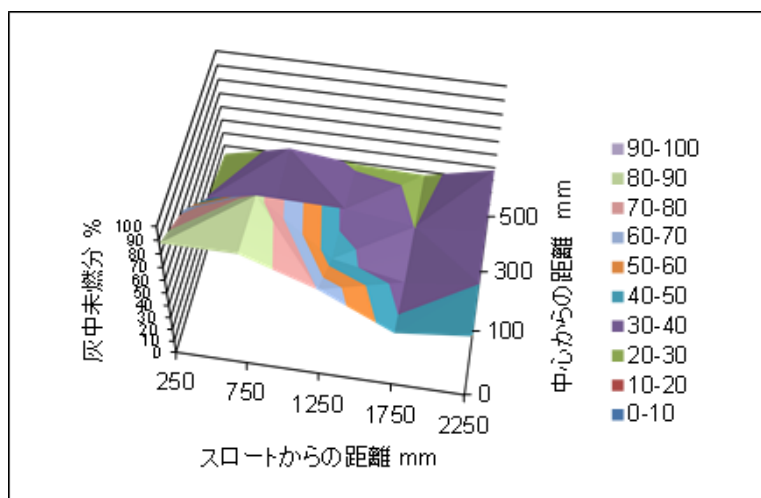
図 3.14 炉内 NO_x 分布

(3) 灰中未燃分分布

スワールモードの灰中未燃分は、計測領域全体にわたって高く、炉軸方向後流に微粉炭粒子が進むに従って低減している。特に、OAP 位置以降で、2 段燃焼用空気の吹き込みによる酸素供給によって灰中未燃分が低減していることが分かる。HTAC モードでは、炉中心の微粉炭吹き込み位置を中心に高い灰中未燃分値を示すが、計測領域の広い範囲で、灰中未燃分は低く、低 NO_x と低灰中未燃分を実現している。



(a)スワールモード

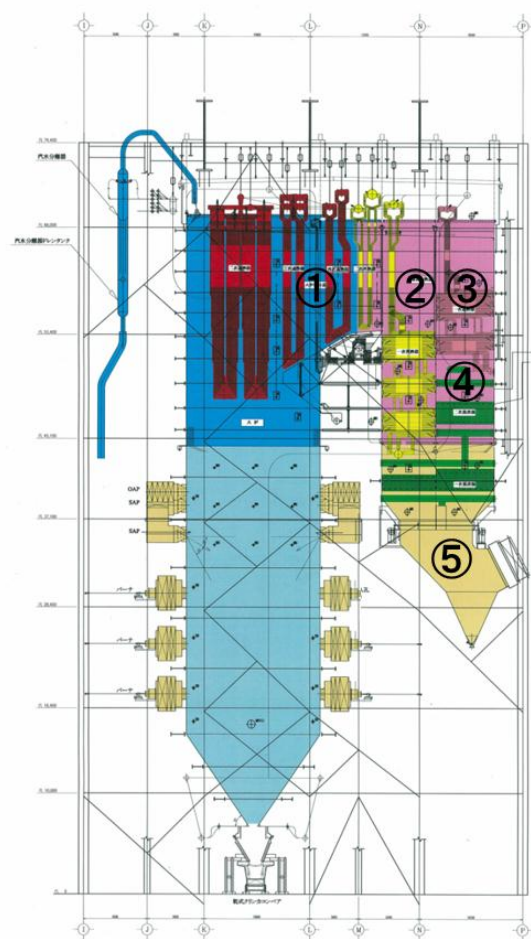


(b)HTAC モード

図 3.15 炉内灰中未燃分分布

3.3.5 微粉炭焚きボイラへの適用

HTAC を微粉炭焚きボイラに適用するために、本研究ではスワールモードと HTAC モードを両立させるバーナを提案し、その実用性を示した。一方、システムを考える場合、章頭に述べた通り、高温の二次空気（もしくは、高温低酸素ガス）をいかに生成するかがカギとなり、更に、現状のスワール燃焼が維持できることが必要である。図 3.16 には、微粉炭焚きボイラ断面と各部排ガス温度を例示する。現状の微粉炭焚きボイラの燃焼用空気（二次空気）の温度は 300～350℃程度であり、これを 450～500℃に昇温する場合、排ガス混合割合を総排ガス量の 20%とすると、1,100℃の温度域からの拔出が必要であり、これは図中①の火炉出口が相当する。この場合、二次空気の温度、O₂ 濃度はそれぞれ、温度=487℃、O₂ 濃度=17.7%-dry となる。当然のことながら、排ガス拔出位置とその混合割合を変えることで、温度と O₂ 濃度は変わってくるが、排ガス混合割合を増大させると、拔出位置までのガス流速も増大することとなり、伝熱管の摩耗と排ガス循環ファンが大きくなるなどの課題が出てくる。したがって、排ガス混合割合は、20%を目標とした。



項目	単位	100% 負荷
① 火炉出口	℃	1,110
② 1RH 入口	℃	900
③ 1SH 入口	℃	780
④ 節炭器 (SHパス) 入口	℃	560
⑤ 節炭器出口	℃	360
GAH 出口 二次空気温度	℃	335
排ガス O ₂ 設定	%-dry	3.5

SH : 過熱器

RH : 再熱器

図 3.16 微粉炭焚きボイラにおける各部排ガス温度

3.4 高温微粉炭燃焼まとめ

HTAC を微粉炭焚きボイラ実機に適用するために、スワールモードと HTAC モードの両モードを両立させるバーナを提案し、燃焼試験によって、その性能を確認した。従来の蓄熱式バーナで課題であった微粉炭燃焼灰の問題については、高温排ガスを直接、燃焼用空気と混合する方法を採用することで回避した。以下に成果を列記する。

(1). HTAC バーナ

現状の対向燃焼で採用されるスワールモードと、HTAC モードとを両立させるバーナを提案し、スムーズなモード切り替え、高い燃焼効率と低 NO_x 性を実証した。

(2). 低温 HTAC モード

従来のスワールモードで必要とされる最低 2 次空気温度に近い 185℃での HTAC を実証した。これにより、スワールモードから HTAC モードへの移行をボイラ起動時の早期に実施することが可能となり、省エネと低 NO_x のメリットをより長時間享受できる。

(3). HTAC モードの特性

火炎温度や NO_x の絶対値は異なるが、排ガス O₂ 増減と OAP 位置の変化（バーナゾーン滞留時間の長短）に対する、灰中未燃分と NO_x の特性は、スワールモードと同じであり、実機における燃焼調整では、従来の知見を活かすことができる。また、炉内トラバースの結果から、高温 HTAC モードの緩慢燃焼が実験的に理解できた。

(4). HTAC モードの性能

高効率・低 NO_x と合わせて、炉内温度の高温度での平滑化は、ボイラ火炉の小型化の可能性を示し、HTAC も優位性を実証した。

本バーナの構造を採用することで、ボイラの起動時から HTAC モードまで、スムーズな運転・切り替えを実現し、かつ、高効率と低 NO_x 性を両立させることを示した。

第四章 適用炭種拡大技術

4.1 はじめに

石炭は、世界中に広く分布し、これまで長期間にわたって発電用燃料として利用されてきた。日本国内においては、燃料比（＝ 固定炭素／揮発分）がおおよそ 1.5～2.5 の瀝青炭が主に使用されてきた。これは、貯炭時のハンドリング性、粉碎性、着火性、燃え切り性、灰付着性などを総合的に評価して、扱いやすい石炭であることによる。最近では、新興国の経済発展に伴う電力需要の拡大により、瀝青炭の使用量が増大しており、瀝青炭以外の炭種の利用拡大が期待されている。世界の賦存量の半数を占める亜瀝青炭と褐炭（図 1.5）は、水分含有量が多く、乾燥時に自然発火の危険性が高いことから積極的に利用されてこなかった。これら若い石炭は、一般に灰融点が低く、燃焼時にボイラ火炉内で灰付着による伝熱阻害を引き起こす。上述のような欠点があるものの、亜瀝青炭は、安価であることからその利用が少しずつ拡大している。亜瀝青炭は、おおよそ水分が 40%以下であり、加えて、瀝青炭よりも粉碎性に劣るが、従来の瀝青炭向けの粉碎・燃焼システムで対応可能な範囲であり、主に瀝青炭との混炭による利用が進んでいる。ただし、混炭時の特性は明確ではなく、試験炉での実験的評価や、実機において Try&Error で使用しているのが実情である[4-1～4-3]。亜瀝青炭よりも若い褐炭は、多いもので水分は 60%（重量）にもなり、自然発火の可能性も高まるため、これまで炭鉱近隣における、いわゆる山元発電が行なわれてきた。しかし、高水分の褐炭をそのまま燃料として使用することは発電効率が制限されるため、安価な褐炭とはいえ効率向上のニーズは大きい。こうした情勢から、褐炭予乾燥の開発が各所で進められており、同時に乾燥褐炭の燃焼技術の実用化も期待されている。

このような背景により、瀝青炭以外の石炭の利用拡大が進められており、本章では、炭種拡大のための混炭燃焼特性評価に加え、乾燥褐炭専焼バーナの開発について述べる。

4.2 混炭燃焼挙動

エネルギーセキュリティの観点および発電単価低減のために、既存の微粉炭焚きボイラへの亜瀝青炭などの低品位炭利用が拡大している。しかしながら、設計炭である瀝青炭をベースに 10～30%（重量）程度で、状況を確認しながら利用しているのが実情であり、混炭時の特性は明確ではない。本節では、混炭時の燃焼特性が、混炭前の単味炭の特性から予測可能か否かを実験的に検証した。

4.2.1 試験装置と試験炭

微粉炭の燃焼特性は、反応管試験装置（IPFR : Isothermal Plug Flow Reactor）[4-4]を用いた。IPFR は、微粉炭焚きボイラの火炉内部の温度およびガス条件を模擬することが可能である。図 4.1 に示すように 3 つの部分に分けられ、ガス上流側から、ガス加熱部、反応部、粒子サンプル部で構成される。ガス加熱部は、天然ガス燃焼により高温排ガスを生成し、N₂ と O₂ の添加により所望のガス条件を生成する。反応部は、内径 150mm のセラミックチューブ 4 m で形成し、単一パスで 1,500 msec.の滞留時間が実現でき、ガス加熱部からの高温ガスと電気加熱により、700℃から 1,500℃の範囲で温度設定が可能である。微粉燃料は、装置

頂部や反応部から投入することで、異なる滞留時間で採取される。混炭時の特性について、揮発過程とチャー燃焼過程を調査した。揮発過程は、雰囲気酸素濃度をゼロとし、1,200℃にて、5～150 msec の重量変化から評価した。チャー燃焼過程は、揮発過程条件でおよそ 250 msec. (燃料によって設定) の滞留時間で生成したチャーを、950～1,400℃の温度条件かつ、酸素濃度は 5 vol.%-dry にて燃焼させ、異なる滞留時間での採取粒子の重量変化から評価した。

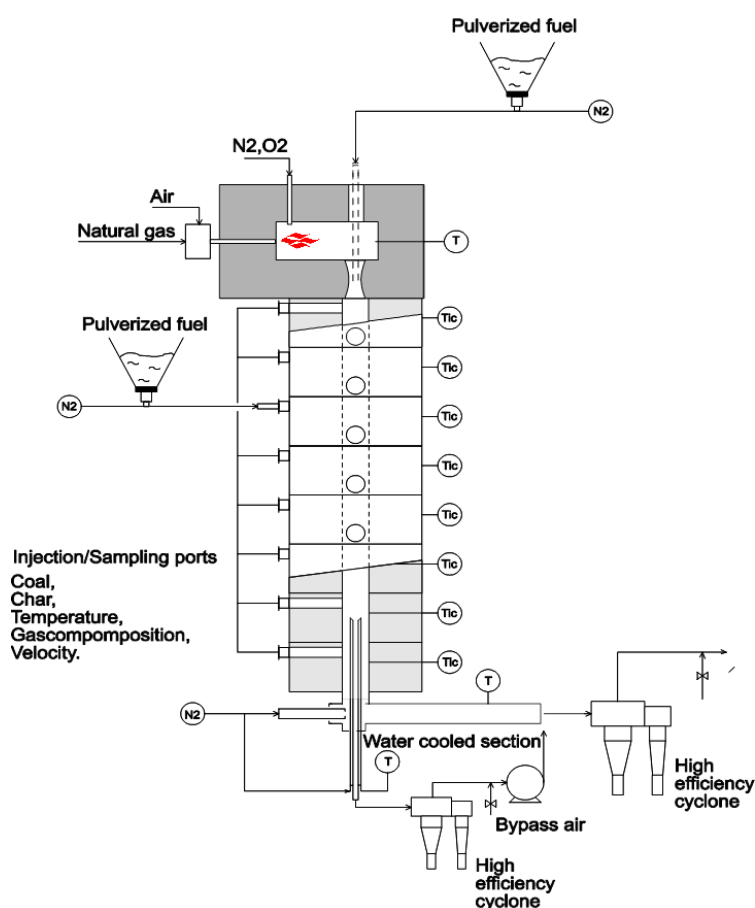


図 4.1 反応管試験装置 (Isothermal Plug Flow Reactor)

試験は、表 4.1 に示す燃料性状の 6 種類の石炭を使用した。それぞれ単味の石炭を微粉度 75% (75 % (重量) < 75 μ m) に微粉碎し、20 μ m 以下の粒子を除外した。これは、試験で使用する粒子サンプリング装置がサイクロン式であり、微小な粒子を採取するのが困難なため、供給する微粉炭を分級した。混炭は、3 つの高揮発分瀝青炭 (Polish, El Cerrejon, Götteborn) のうちの 1 炭種とその他のランクの石炭 (Great White Tip : 低揮発分瀝青炭, Klein Kopje : 中揮発分瀝青炭, Dried brown : 乾燥褐炭) を、重量比 50 : 50 で混合した。

表 4.1 試験炭性状

Items	Unit	Polish	Göttelborn	El Cerrejon	Dried brown	Great white tip	Klein Kopje
Abbreviation	-	P	G	E	B	W	K
Calorific value (LHV)	MJ/kg-dry	27.28	28.00	28.5	27.57	30.74	27.66
Elemental analysis							
C	wt%-daf	79.90	79.30	78.70	64.40	88.80	81.20
H	wt%-daf	5.00	5.20	5.20	4.90	4.20	4.40
N	wt%-daf	1.32	1.48	1.49	0.72	1.44	1.83
O	wt%-daf	12.90	12.90	13.70	26.70	4.00	12.00
S (total)	wt%-daf	0.98	1.26	0.68	0.41	1.65	0.57
Ash composition							
SiO ₂	wt%-dry	46.8	43.3	61.6	4.8	45.3	47.2
Al ₂ O ₃	wt%-dry	27.5	24.4	20.4	5.1	29.9	33.6
MgO	wt%-dry	2.8	3.4	1.0	16.2	1.1	1.8
Na ₂ O	wt%-dry	0.6	0.3	0.4	1.0	0.8	0.1
CaO	wt%-dry	4.2	5.3	1.9	37.0	2.0	6.4
K ₂ O	wt%-dry	2.3	3.1	2.1	0.5	2.0	0.7
TiO ₂	wt%-dry	1.1	0.9	0.9	0.3	1.1	1.7
MnO	wt%-dry	0.1	0.2	0.1	0.3	0.1	0.1
Fe ₂ O ₃	wt%-dry	8.7	12.5	8.7	18.5	13.5	3.0
Ash	wt%-dry	14.3	10.3	5.5	7.9	4.1	12

4.2.2 混炭時の燃料性状

混炭前の単味および混炭の工業分析（灰、揮発分）、発熱量、真密度、見かけ密度を分析した結果を表 4.2 に示す。Initial ash char は、IPFR で生成したチャーの灰分を示す。真密度（微粉炭の密度、空隙を含まない）と見かけ密度（空隙を含んだ粒子密度）は、微粉炭粒子の加熱過程およびチャー燃焼過程に影響を与える重要な要素であり、分析を行なった。灰分と HVM（IPFR での最大揮発分放出率）は、異なる 2 カ所の分析機関にて分析を実施し、エラーレベルを確認した。同じ燃料サンプルの異なる機関の分析値は、5%程度の差異がある。一方で、混炭の灰分分析値は、単味炭の灰分からの計算による数値より、およそ 4.6%高くなっている。混炭性状の評価には、実験と分析には 5%程度のエラーが含まれることを加味する必要があることを示唆しており、その上で、灰分は混炭割合に対して比例関係にあると言える。同時に、揮発分（PVM, HVM）と発熱量についても、混合割合に対する比例関係が成立している。

真密度については、3%以下のエラーはあるが、比例関係にあると言える。見かけ密度については、分析値と計算値に大きな差異が認められ、それはおよそ 15.7%であった。この一因は、分析方法にあると推定している。ASTM の見かけ密度分析は、25mm 以上の大粒子での測定が決められているが、本研究では、微粉炭にて分析を行なっている。そのため、粒子間容積が空隙に対して無視できないレベルにあるものと推察している。更に、炭種によって微粉炭形状が異なることも起因していると考えられる。

表 4.2 試験炭および混炭の性状分析

Abbreviation	Fraction* wt%	Initial ash coal wt%		Initial ash char wt%		PVM wt%	HVM** wt%		LHV MJ/kg	True density kg/m ³	Apparent density kg/m ³
		Lab1	Lab2	Lab1	Lab2		Lab1	Lab2			
Polish	100	12	12.1	19.9	21.6	34.3	45.1	50.0	27.28	1840	415
Göttelborn	100	10.4	10.1	19.2	19.7	37.1	51.2	54.2	28.00	1828	407
El Cerrejon	100	5.6	5.9	12.2	12.2	39.4	57.3	54.9	28.50	1836	431
Dried brown	100	4.5	4.8	13.8	15.3	54.6	70.6	72.1	27.57	1950	434
Great white tip	100	7.9	8.2	9.3	9.5	14.8	16.3	14.9	30.74	1758	579
Klein Kopje	100	14.7	14.6	20.8	21.1	28.3	34.4	36.1	27.66	1821	604
Blend1	50	8.5	9.4	17.1	19.2	43.9	55.0	56.3	29.66	1854	432
Blend2	50	10	9.3	15.2	15.3	25.1	38.0	43.2	28.78	1793	513
Blend3	50	13.5	13.7	20.4	21.5	30.6	39.1	42.0	27.12	1886	505
Blend4	50	8.3	7.2	18.5	19.3	44.3	60.1	67.6	27.27	1876	435
Blend5	50	9.1	8.8	12.5	13.2	26.2	29.9	36.5	29.57	1740	509
Blend6	50	12.3	12.3	20.4	20.6	32.8	45.3	45.9	27.62	1782	521
Blend7	50	6.5	6.6	9.7	10.0	28.9	35.3	36.4	30.19	1786	498
Blend8	50	6.1	5.6	13.2	13.4	47.5	57.3	61.7	29.33	1848	445
Blend9	50	10.9	10.5	17.2	16.8	34.2	41.1	41.9	28.49	1807	504
Blend10	50	7.2	7.3	11.6	12.3	34.8	40.9	43.9	30.20	1865	568
Blend11	50	10	10.0	18.4	19.1	41.2	50.7	52.9	27.01	1835	529
Blend12	75	9.9	9.4	15.9	16.1	31.0	41.9	45.9	28.69	1849	502
Blend13	75	6.3	6.3	10.8	10.7	32.4	44.5	43.9	30.16	1813	521
Blend14	25	8.2	8.2	10.9	11.3	17.8	27.0	29.9	30.24	1790	570
Blend15	25	7.6	7.2	9.7	9.9	21.1	23.4	29.4	30.15	1786	565

* 第一炭種の重量割合

**IPFRにて生成したチャーを分析して算出した揮発分率

4.2.3 揮発分放出過程

揮発過程は、反応管内部を 1,200°C, O₂ フリーとし、滞留時間 5~150 msec.の滞留時間を比較した。図 4.2 には、高揮発分瀝青炭 3 炭種 (El Cerrejon, Polich, Göttelborn) を異なる 3 炭種 (Great White Tip, Klein Kopje, Dried brown) と 50wt% で混炭した結果を示す。

Dried brown との混炭以外の混炭では、それぞれ単味の揮発過程から予測可能であることが分かる。一方、Dried brown の、特に、Göttelborn と Polich の混炭では、単味状態からは予測不可能であることが分かる。これは、それぞれ単味炭の灰成分の反応によるものと推察している。Göttelborn と Great White Tip の混炭の、より詳細な揮発試験を実施し、その結果を図 4.3 に示した。この混炭では、50% (重量) 以外の混合割合においても、揮発過程は予測可能であることを示しており、このことから瀝青炭ではない Dried brown の混炭が、予測を困難にしていることを示唆している。

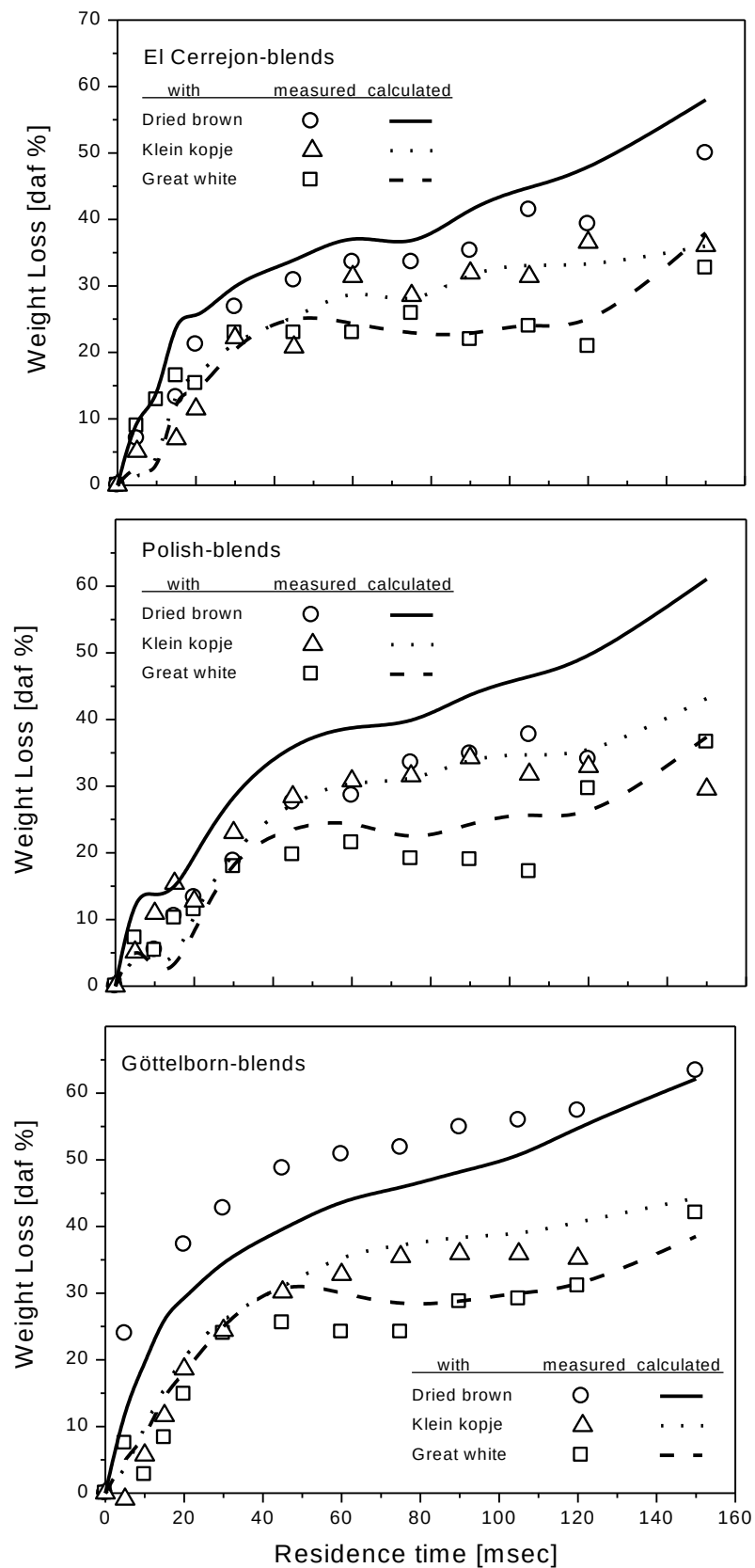


図 4.2 揮発過程におけるサンプル粒子の重量減

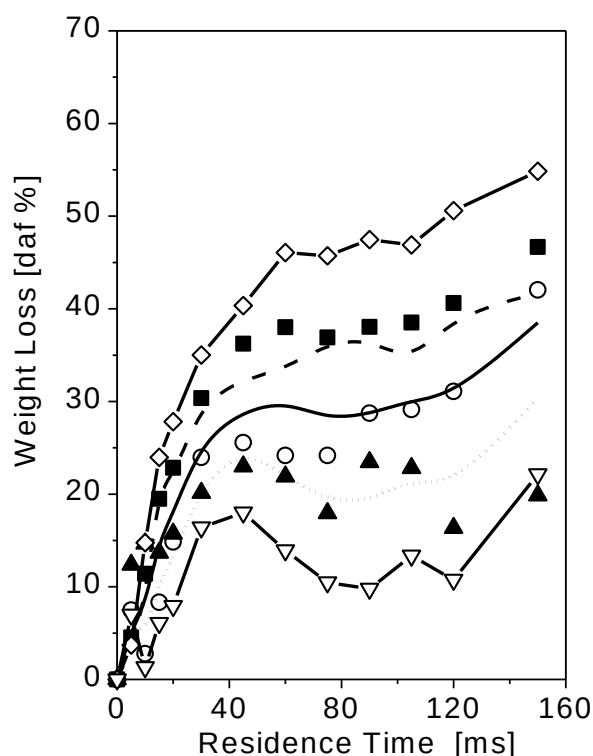


図 4.3 Göttelborn と Great White Tip の混炭の揮発過程

4.2.4 チャー燃焼過程

チャー燃焼過程は、反応管温度を 950℃, 1,200℃, 1,400℃の 3 条件とし、反応管内部ガスの O₂濃度を 5vol.%とした条件で、測定・評価した。これらの実験データから、アレニウス型 modified pseudo-kinetic model [4-5~4-9] の frequency factor : 頻度係数と activation energy : 活性化エネルギーを決定した。混炭のチャー燃焼の予測は、それぞれ単味のチャー燃焼時の燃焼率（灰中未燃分や重量減少量と同義）を、チャー割合で算出した。この場合、初期混炭状態でのチャー重量割合を明確にすることが重要である。チャー重量割合は、HVM や灰分が混炭割合に比例関係にあることから、容易に算出可能である。図 4.4 に、低揮発分瀝青炭である Great White Tip を高揮発分炭である Göttelborn と El Cerrejon とに、それぞれ混炭した場合の、チャー燃焼の実験値と予測値を示す。どちらのケースも、低揮発分瀝青炭の方が、高揮発分瀝青炭よりも揮発後のチャー量が多いため、混炭チャーの燃焼過程への影響度が高い。Göttelborn との混炭条件では、その Göttelborn チャーのモデル予測が過小であり、モデルパラメータの設定に改善の余地があるが、Great White Tip の高混合率では、このエラーを吸収した形となった。正確な予測は困難であるが、混炭時のチャー燃焼は、それぞれの単味チャーの燃焼挙動や、チャー燃焼モデルから予測可能であることが確認できた。

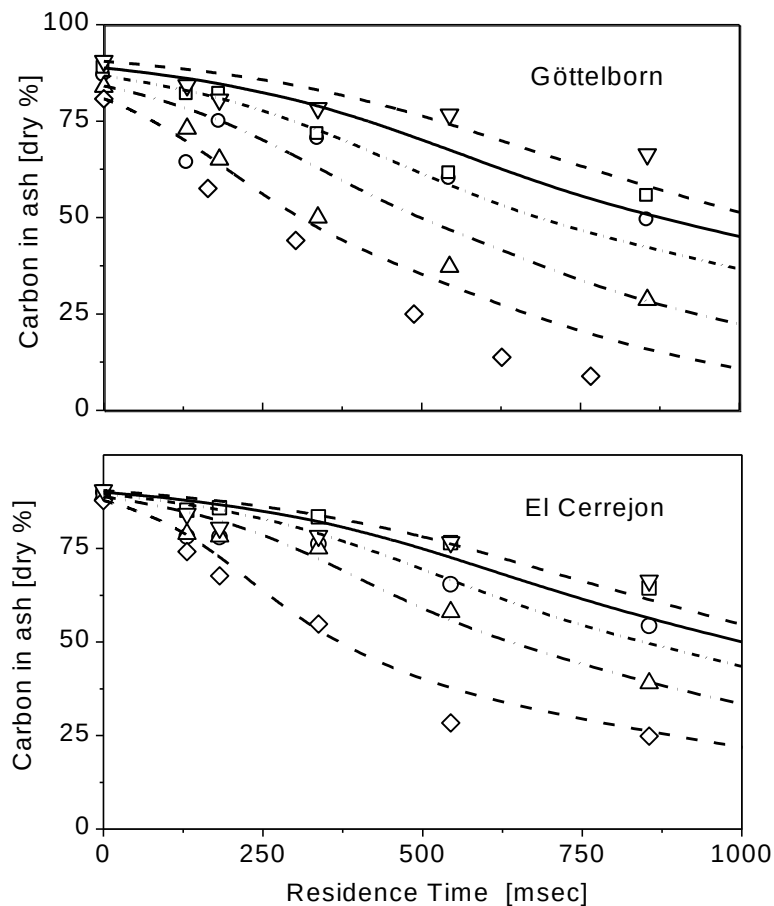


図 4.4 Götteborn, El Cerrejon の Great White Tip との混炭時のチャー燃焼過程

4.2.5 混炭燃焼挙動まとめ

5種の瀝青炭と1種の褐炭, 15種の混炭をIPFRでの実験を, $950^{\circ}\text{C} \sim 1,400^{\circ}\text{C}$ で実施した。混炭の揮発過程とチャー燃焼過程が, それぞれ単味炭の挙動から予測可能か否かを評価した。その結果, 以下が明確になった。

- (1). 褐炭の混炭では, 揮発過程と HVM が混炭比例関係にない。
- (2). 見かけ密度はいずれの混炭でも混炭比例関係には無く, 一方, 灰分, 揮発分, 真密度, 発熱量, チャー燃焼過程は, 混炭比例関係にある。
- (3). 本研究と文献調査[4-10~4-18]から, 石炭中の灰成分が, 混炭比例関係に影響を与え, それは, Coal Rank の差が大きいほど顕著になる。

現時点では, 混炭挙動すべてを, 単味炭の挙動や石炭燃焼モデル解析などから明確に予測することは困難であるが, 実機ボイラにおける混炭運用に対して, 重要な情報を提供した。実運用上は, 混炭率の低い状態から Try&Error していく必要がある。

4.3 乾燥褐炭専焼バーナ

揮発分が多く高水分な褐炭は、炭鉱近郊で利用される山元発電がほとんどであるが、乾燥することで利用拡大を図る動きがある。本節では、褐炭を効率的に乾燥する乾燥機コンセプトの提案と、実用化した乾燥褐炭専焼バーナについて述べる。

4.3.1 褐炭乾燥技術

褐炭の利用技術として、ピーターファンミルを用いた褐炭焚き火力ボイラがある。図 4.5 は、褐炭焚き火力ボイラの断面図[4-19]である。粉碎機であるピーターファンミルは、褐炭の乾燥熱源として火炉内の高温排ガスを導入している。つまり、褐炭の燃焼熱の一部を褐炭の乾燥に消費しているため、発電プラント効率が制約されることとなる。したがって、褐炭中の水分をボイラ投入前に減量・除去することで、プラント効率を向上させる褐炭乾燥技術の開発が進められている[1-48～1-49] [4-20～4-21]。

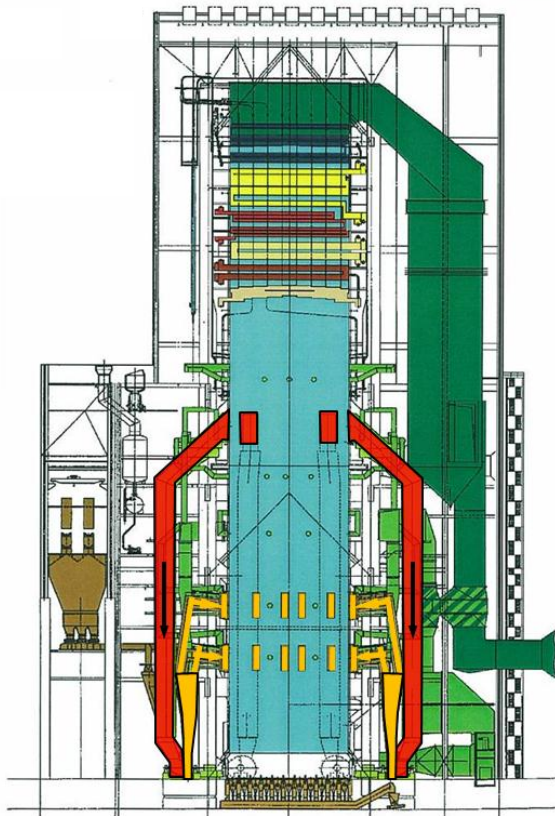


図 4.5 褐炭焚き火力ボイラ

現在のところ、商用展開している技術は、月島機械株式会社の Steam Tube Dryer (STD) などに限定され、その他の技術では試験機や実証段階にある。各種のプロセスの中で、蒸発法によるものが最も商用化が近いと判断でき、その技術は、発電所内で利用されない廃熱である低圧蒸気や排ガスを熱源とした乾燥と理解できる。ドイツ RWE 社の WTA では、これ

を更に進めたものであり、褐炭を乾燥させる際に排出される水蒸気をコンプレッサにより昇圧し、乾燥の熱源として利用するものである。このため、乾燥プロセス外から導入する熱源を削減することが可能であり、更なるプラント効率の向上が期待できる。これら現行システムのベンチマークを踏まえ、褐炭を乾燥する際に排出される水蒸気を乾燥熱源とし、乾燥褐炭を直接バーナで燃焼させるシステムを提案する（図 4.6）。

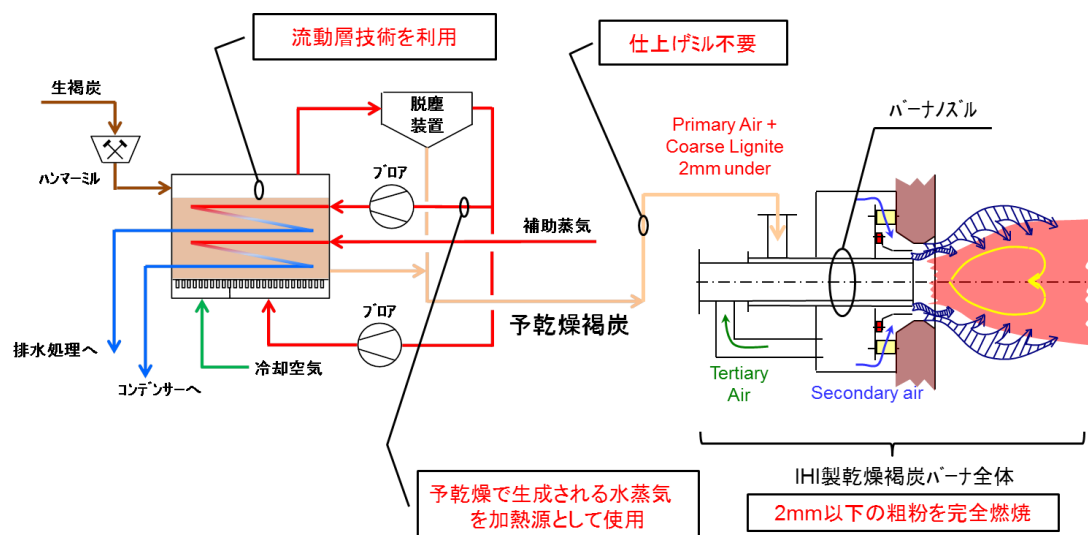


図 4.6 褐炭乾燥プロセス

基本コンセプトは、①褐炭を粗粉碎して直接流動させること、②褐炭からの蒸発蒸気を加熱源に再利用すること、③乾燥後の全水分を 10～20wt%とすること、とした。それぞれの目的は、以下の通り。

① 直接流動

：流動砂などを使用せず、プロセスを簡素化・伝熱管などの摩耗抑制を実現する。

② 蒸発蒸気の再利用

：褐炭からの蒸発水蒸気を乾燥のための加熱源に再利用することで、系外からの水蒸気消費量を削減する。

③ 水分 10～20wt%までの乾燥

：乾燥後の全水分を 10～20wt%残すことで、エネルギー消費を抑制し、乾燥褐炭使用時の自然発火リスクを低減する。

粗粉碎の目標は、乾燥後に直接バーナで燃焼することを想定し、2mm アンダーとした。次節では、2mm アンダーの全水分 20wt%乾燥褐炭を安定燃焼させる乾燥褐炭バーナについて述べる。乾燥された褐炭は、水分量の低下とともに自然発火性が増している。これを安全にバーナまで搬送するために、常温空気をを用いることとした。その際、排ガスからの熱回収を行わない常温空気量は極力少なく設定することとした。つまり、乾燥褐炭専焼バーナは、濃度の高い状態で搬送されてきた乾燥褐炭粗粉を、そのまま専焼させるものである。

4.3.2 試験装置と試験炭

乾燥褐炭専焼バーナの開発は、堅型燃焼試験設備（図 4.7）と大型試験設備（図 2.4）を用いた。堅型燃焼試験設備は、微粉炭燃焼量 150kg/h の試験炉であり、内径 1.3m、長さ 7m の堅型円筒炉である。基本構成は、図 3.1 の横置き燃焼試験設備と同じ構造、構成としているが、堅型ローラミルの設置はない。本試験設備での瀝青炭燃焼試験の際には、図 3.1 に設置の堅型ローラミルで微粉炭製造を行ない、微粉炭カートリッジで、微粉炭を微粉炭ビンまで搬送する。本試験では、乾燥褐炭を試験に供試し、主に搬送用空気量と微粉炭量の重量比 A/C をパラメータに燃焼性の確認を行なった。試験では、炉軸方向に設置された覗き窓からの目視観察、温度計測とともに、空気予熱器入口で排ガス中の $\text{NO}_x/\text{SO}_2/\text{O}_2/\text{CO}$ を連続計測した。

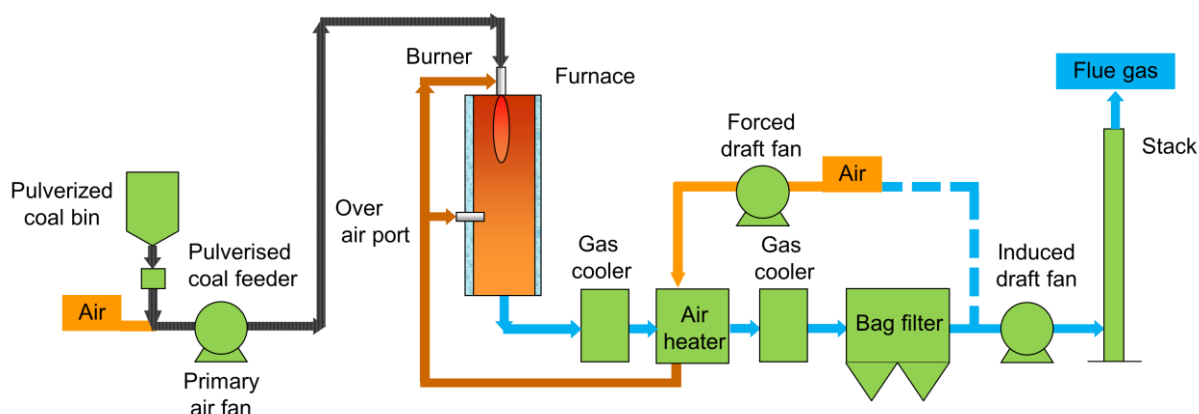


図 4.7 堅型燃焼試験設備系統図

堅型燃焼試験設備では、図 4.8 に示す既存の瀝青炭微粉炭用のバーナをそのまま適用し、大型燃焼設備では、4.3.3 節で詳細を述べる新設計のバーナを適用した。両設備ともに、乾燥褐炭は間接燃焼方式で供試した。その性状と粒子径分布をそれぞれ表 4.3 と図 4.9 に示す。褐炭は、ドイツ産出の褐炭を粗粉碎・乾燥したもので、瀝青炭である日本の太平洋炭と豪州ハンターバレー炭の性状と比較して、全水分は同程度、固定炭素分が少なく、燃料比が低いことが分かる。また、粒子径は、乾燥褐炭製造ロット毎に分析を行ない、その結果を掲載した。最大粒子径はおよそ 2mm であり、ロットによって小粒子径の割合が異なっているが、平均粒子径は 100~200 μm であることが分かる。なお、図中の No. は、ロット番号を示すが、試験ではランダムに使用している。太平洋炭は、大型試験設備での燃焼試験で比較試験に供試している。試験では、排ガス循環（ガスインジェクション）も行なっており、その割合は、全燃焼用空気量に対する排ガス循環量として算出した。

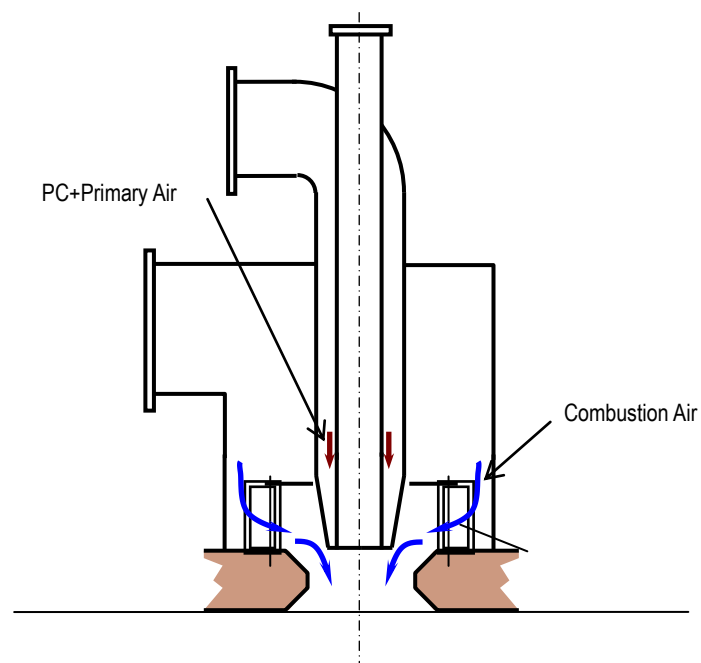
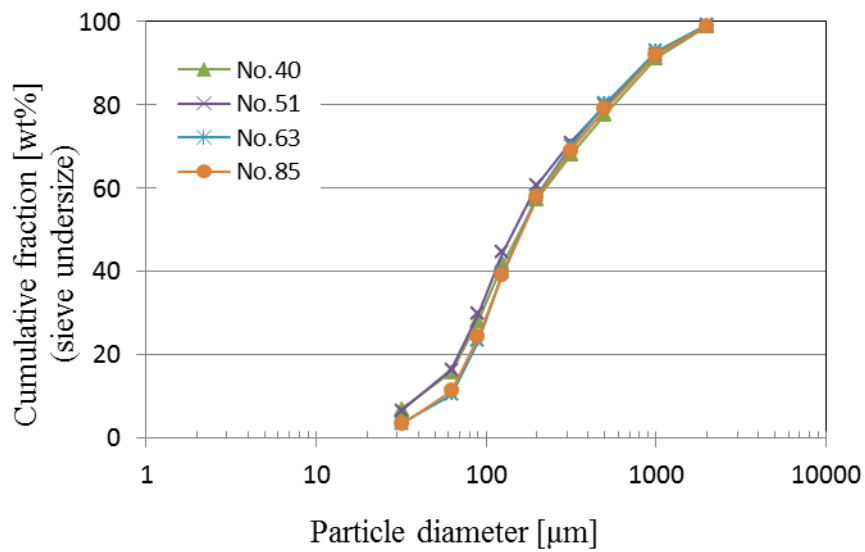


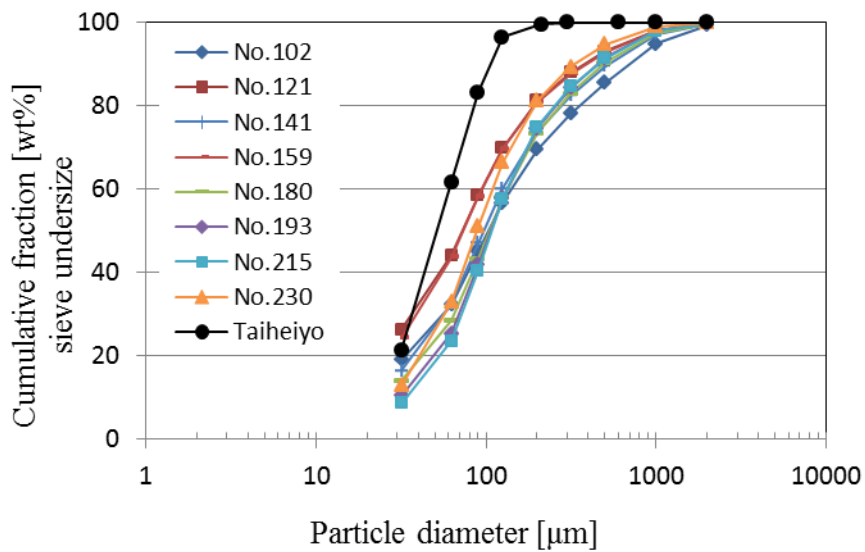
図 4.8 IHI-TR バーナ

表 4.3 試験炭性状

Items	Unit	Pre-dried Lignite	Bituminous Coal	
			Taiheiyo	Hunter Valley
Calorific value (HHV)	MJ/kg-dry	21.6	27.0	28.9
Total moisture	wt%-as received	13.1	11.5	7.3
Proximate analysis				
Moisture	wt%-air dry	11.3	4.6	4.0
Ash	wt%-dry	9.0	13.8	11.2
Volatile Matter	wt%-dry	43.6	42.5	32.3
Fixed Carbon	wt%-dry	36.1	39.1	52.5
Elemental analysis				
C	wt%-dry	63.15	65.44	73.30
H	wt%-dry	4.04	5.51	4.27
N	wt%-dry	0.62	0.61	1.42
O	wt%-dry	23.15	14.42	9.32
S	wt%-dry	0.04	0.22	0.49



(a) 堅型燃焼試験設備に供試した乾燥褐炭



(b) 大型試験設備に供試した乾燥褐炭

図 4.9 試験供試炭の粒子径分布

乾燥褐炭専焼バーナを開発するにあたり、コンセプトの1つである、低 A/C（一次空気 Air と微粉炭 Coal の重量比）での着火状態を評価するために、堅型燃焼試験設備を使用して、A/C を変化させた。その結果をもとに、乾燥褐炭専焼バーナを設計・製作し、大型燃焼設備にて燃焼確認を実施した。

4.3.3 乾燥褐炭の燃焼挙動

瀝青炭を使用するほとんどの微粉炭焚き火力は、石炭を微粉碎するミルと、微粉炭を燃焼させるバーナは、燃料管で直接接続されており、一次空気 A は、石炭の乾燥、微粉炭の搬送のために適した流量が設定され、多くの場合、およそ 1.5～2.5 で設定される。つまり、微粉炭重量流量よりも一次空気流量の方が多い。これに対して、乾燥褐炭の場合は、乾燥機での滞留時間が長いことから、ボイラの負荷変化に追従させることは困難であり、乾燥機から排出された後、一旦貯留される。したがって、乾燥のための空気量という制約はなくなり、搬送できれば良いということになる。本試験では、既存の設備をそのまま使用したこともあり、低すぎる一次空気流量では、微粉炭搬送が困難になることから、A/C を 0.33～0.73 の範囲で、変化させて、着火点の目視確認、排ガス性状および灰中未燃分、炉長方向での温度分布を評価した。表 4.4 に試験条件と確認項目を示す。なお、全試験条件を通じて、燃焼用空気旋回ベーン（スワールベーン）の開度は一定とし、二次空気の旋回状態を固定した。

表 4.4 A/C 変化試験条件

Operation parameters	Unit	T-1	T-2	T-3	T-4
Firing rate	kg/h	150	150	150	150
Flue gas O ₂	%-dry	3.5	3.5	3.5	3.5
Air staging	%	20	20	20	20
Gas injection	%	0	0	0	0
Primary air flow	kg/h	110	75	60	50
A/C	—	0.73	0.50	0.40	0.33
Primary nozzle velocity	m/s	16	11	9	7

各試験条件での火炎観察結果を図 4.9 に示す。A/C=0.73 の条件では、目視の着火点はバーナから約 500mm 離れた位置となり、火炎長はおよそ 1,400mm と確認できた。この条件から A/C を下げていくと、着火位置はバーナスロートに近づき、火炎長は短くなり、A/C=0.33 では、火炎長さは半減した。また、A/C=0.73 条件では火炉後半で多量の蛍火（火の粉）が見られていたが、A/C=0.5 以下ではその量が減少した。この目視確認の状態変化は、火炉長さ方向に設置した覗き窓（パイレックス）からの放射温度計（株式会社チノー IR-AH1S）での温度計測にも確認できる。図 4.10 にその炉内温度計測結果を示す。バーナスロート近傍の炉内温度が低 A/C 条件で高く、着火までの滞留時間が短く、ピーク温度も高いことが分かる。火炉軸方向全般を通して、A/C の低い条件の温度が高く、着火性・燃焼性ともに良好であることを示している。フライアッシュの灰中未燃分と NO_x を空気予熱器（GAH）入口部で分析・計測した結果を A/C をパラメータに、図 4.11 に示す。A/C によって灰中未燃分にばらつきがあるものの、いずれの A/C でも 5% 以下であり、燃焼率では 99% 以上であった。NO_x は、A/C が 0.5 を超えて 0.73 の条件でのみ高くなった。これは、着火点がスロートから離れ、燃え切りも遅れることから、2 段燃焼の効果が抑制され、NO_x が高くなったものと判断できる。

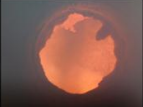
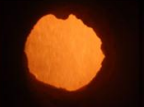
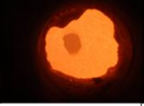
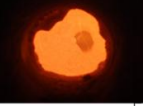
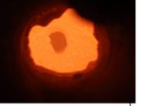
Observation window position from throat	A/C=0.73	A/C=0.50	A/C=0.40	A/C=0.33
No.1 (120mm)				
No.2 (520mm)				
No.3 (920mm)				
No.4 (1420mm)				
No.6 (2420mm)				
	蛍火(火の粉)が激しい雨のように落下	蛍火(火の粉)が降雪のように落下	同左	同左

図 4.9 各 A/C 条件での観察火炎

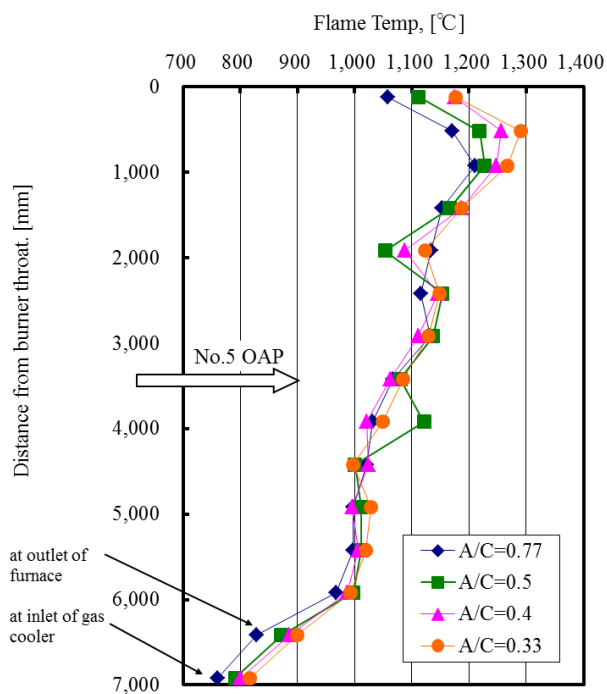


図 4.10 各 A/C 条件での炉内温度分布

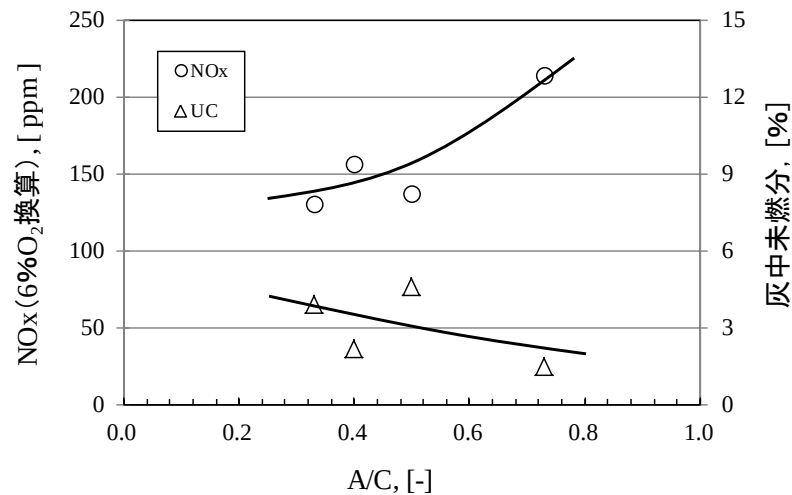


図 4.11 A/C 変化での灰中未燃分と NOx

4.3.4 乾燥褐炭専焼バーナの設計

前節 4.3.3 に記述の竪型燃焼試験設備での A/C 変化試験結果を元に、乾燥褐炭専焼バーナの設計コンセプトを以下と決定した。

- ・ A/C=0.2 とし、一次空気流量を極力少なくする。
- ・ 二次空気旋回機構は、瀝青炭用の微粉炭バーナのそれを適用する。

コンセプトに基づき、計画したバーナ構造を図 4.12 に示す。高濃度の微粉炭流路をリング状とすることで、中心部の空間に重油ガンを配置した。また、中心部の空間は、適正な量の二次空気を分岐して供給するために大きく確保した。

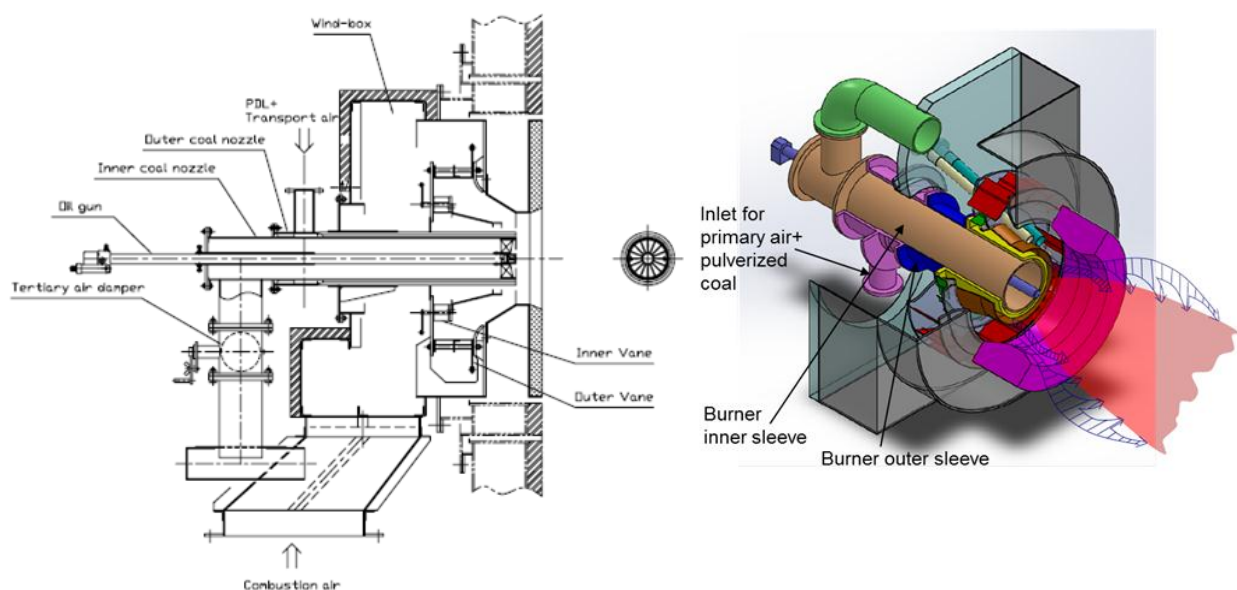


図 4.12 乾燥褐炭専焼バーナ

褐炭乾燥機から排出された乾燥褐炭は、貯留ビン・切り出し装置を経て、バーナに搬送される。この際、高濃度の微粉炭を連続搬送し間欠とならないために、適正な流速が維持される。乾燥褐炭は、微粉炭ノズルで水平方向に流れを変え、先端部から 10～20m/s で炉内へ噴出される。燃焼用の二次空気はダクトからウインドボックスに入り、一部が分岐されて微粉炭ノズル中心部に供給される（三次空気）。この分岐流路にはダンパ（三次空気ダンパ）を設置してノズル中心部に供給する三次空気量を調整する。残りの二次空気は、旋回を調整するエアレジスタを通過して炉内へ供給される。微粉炭流は、高温の燃焼用空気流で挟まれる形となり、乾燥褐炭粒子の昇温、着火を促進する。三次空気流量について、流量の適正化を図るために、Fluent を用いて流れ解析を実施した。乱流モデルは、第二章 2.4.4(3)に記載の通りである。図 4.13 に解析対象である乾燥褐炭バーナを示す。解析条件は表 4.5 の通りであり、2 次空気旋回バーン開度（20%）は固定し、3 次空気流量を 10%～20%に変化させ、バーナ出口での流れ状態を比較評価した（図 4.14）。3 次空気の増量により、内部循環の-Z 方向流速は低下するものの内部循環領域が拡大するため、炉内高温ガスの引き込みにより、粒子加熱および揮発分の早期放出が得られると考えられる。ただし、三次空気量 15%では、二次空気流の外側の炉壁での粒子濃度が高くなっており、微粉炭の過度な分散が懸念される。一方、三次空気量 20%では、2 次空気流量が減少し、その貫通力（炉・バーナ軸方向への噴出力）が弱まるとともに旋回力によって、二次空気と微粉炭流は炉壁を沿う流れとなる。このため、微粉炭火炎は維持できないことが予想できる。

表 4.5 解析条件(三次空気流量変化)

Operation parameters	Unit	T-1	T-2	T-4
Fuel	-	PDL*	PDL	PDL
PDL flow rate	kg/h	1,500	1,500	1,500
Combustion air flow	t/h	12.0	12.0	12.0
Air staging	%	20	20	20
Gas injection**	%	15	15	15
A/C	-	0.2	0.2	0.2
Combustion air temp.	deg-C	300	300	300
Primary air temp.	deg-C	25	25	25
Tertiary air ratio	%	10	15	20

* Pre-dried Lignite（乾燥褐炭）

** Injected gas is the flue gas of PDL firing with excess air ratio of 1.15 (PDL:1.5t/h, Air:12t/h)

*** This CFD is flow simulation without combustion reaction.

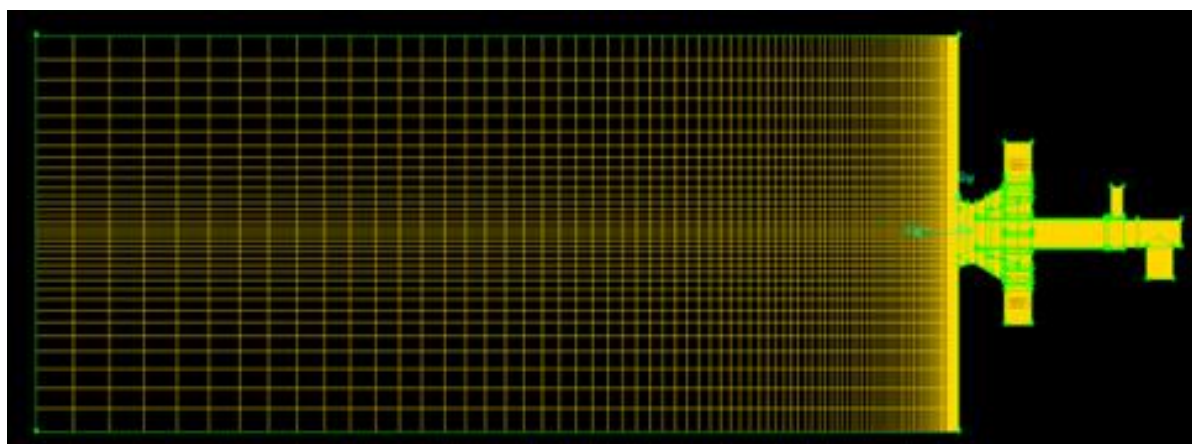


図 4.13 解析対象である乾燥褐炭専焼バーナと火炉

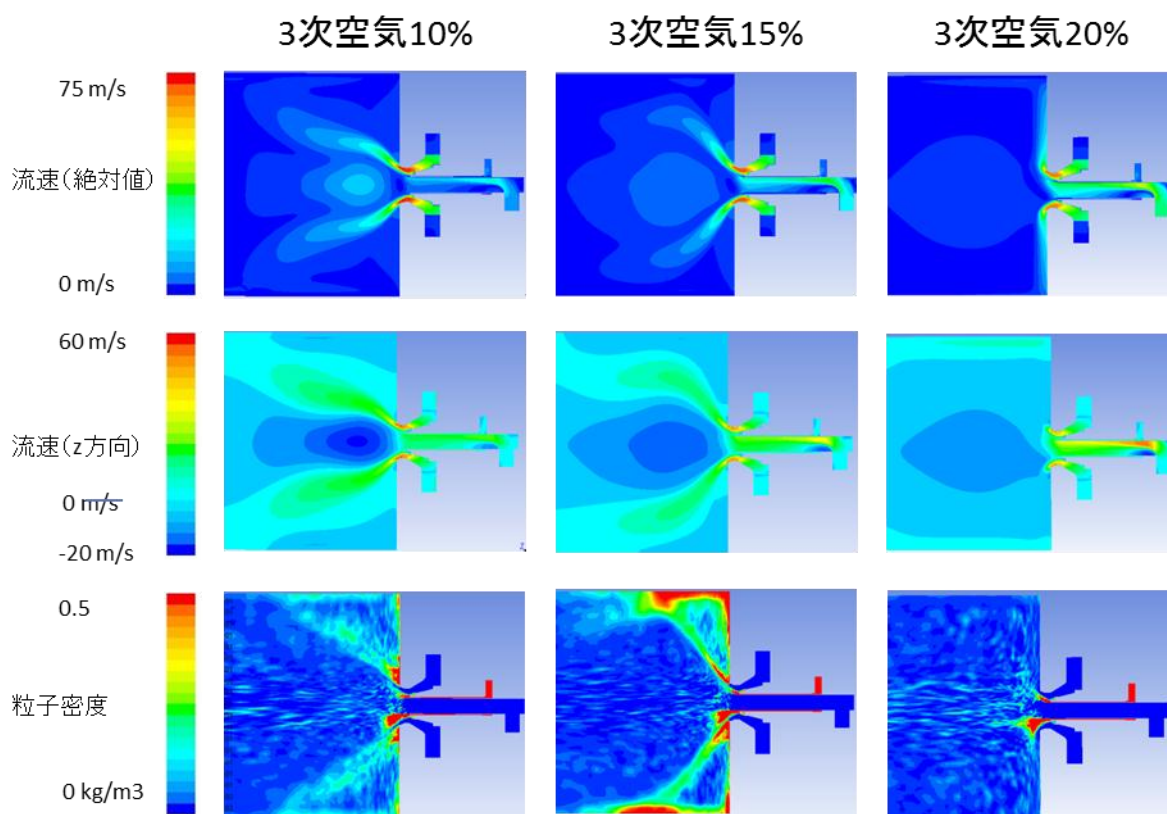


図 4.14 三次空気流量変化によるバーナ出口の流れ状態比較

4.3.5 着火安定性と燃焼性能

新たに開発した乾燥褐炭専焼バーナにおいて、その性能確認として、着火安定性と燃焼性能（灰中未燃分，排ガス性状）を評価した。既往の褐炭焚きシステムでは、生褐炭をビーターファンミルで粉砕・乾燥し，炉内にバーナから吹き込むこととなる。一次空気は炉内排ガ

スであり、また大量の水分が同時に吹き込まれることとなる。したがって、燃焼温度は低く抑制される。一般に褐炭の灰融点は、瀝青炭のそれに比べて低く、灰溶融・灰付着トラブルを避けるために、火炉出口ガス温度を 1,000℃ 近くにする必要がある。乾燥褐炭では、予乾燥しているため、燃焼温度の上昇が予想され、これを下げる施策が必要である。排ガス再循環法が有効であると考えられ、試験では、この評価も行なった。

(1) 着火安定性

新規設計・製作の乾燥褐炭専焼バーナが、想定通りの安定した着火状態を実現するかの確認を行なった。通常の燃焼試験炉のウォーミングアップと同様に、A 重油を使用して暖缶を行ない、二次空気温度がおよそ 200℃ に到達したところで、一次空気とともに乾燥褐炭を投入、徐々に増量した。乾燥褐炭の投入量がおよそ 1t/h を超えた条件で、A 重油を消火し、乾燥褐炭専焼に移行した。図 4.15 は、乾燥褐炭の専焼火炎である。オレンジ色の揮炎がスロート部から目視でき、安定した火炎状態であることが確認できた。

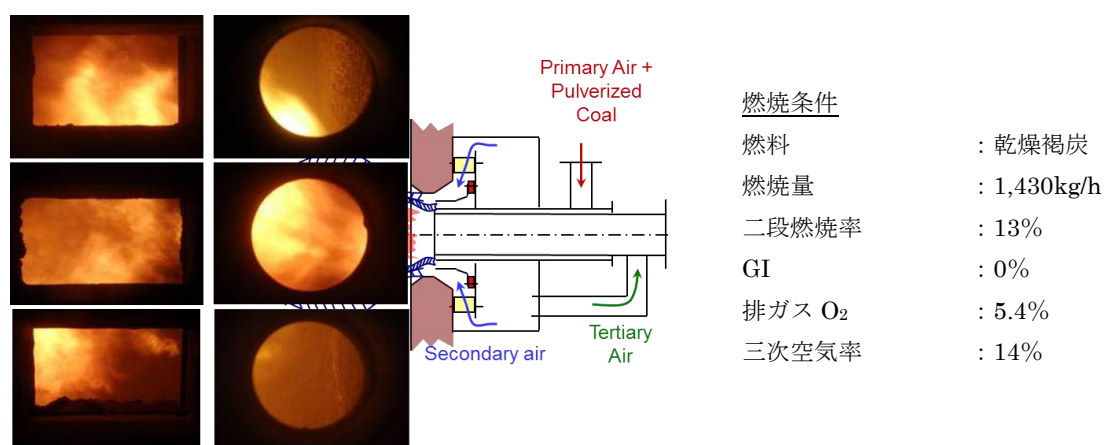


図 4.15 乾燥褐炭専焼バーナの火炎状況

三次空気については、1,500kg/h 燃焼時において、その他のパラメータを固定した状態で、ダンパ開度を変化させて、燃焼状態を目視確認した。その結果、全開（100%）時が最も燃焼が安定していることを確認した。その三次空気流量は、全燃焼用空気量と排ガス循環量の和に対する割合として評価し、三次空気ダンパ全開時に 11～14% であり、CFD 解析により確認した良好な流れが得られる割合に合致した。

(2) ガスインジェクションによるガス温度低下

褐炭の低灰融点に対応するために、ガスインジェクション (GI) にて火炎温度を抑制する。この効果を太平洋炭燃焼時とともに確認した。表 4.6 に試験条件を、試験結果を図 4.16 に示す。乾燥褐炭は太平洋炭と同様の傾向を示し、15% のガスインジェクションで、40℃ 程度の火炉出口ガス温度低下を得た。乾燥褐炭を新開発のバーナで燃焼させる場合においても、従来の微粉炭燃焼での GI 効果が得られることが確認できた。

表 4.6 ガスインジェクション試験条件

Operation parameters	Unit	T-1	T-2	T-3	T-4	T-5	T-6
Fuel	-	PDL*	PDL	PDL	PDL	Taiheiyo	Taiheiyo
Firing rate	kg/h	1,500	1,500	1,500	1,500	1,200	1,200
Flue gas O ₂	%-dry	2.8	2.8	2.8	2.8	2.8	2.8
Air staging	%	15	15	15	15	15	15
Gas injection	%	0	15	0	15	0	15
A/C	-	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2
Tertiary air ratio	%	11	11	14	14	no data	no data

* Pre-dried Lignite (乾燥褐炭)

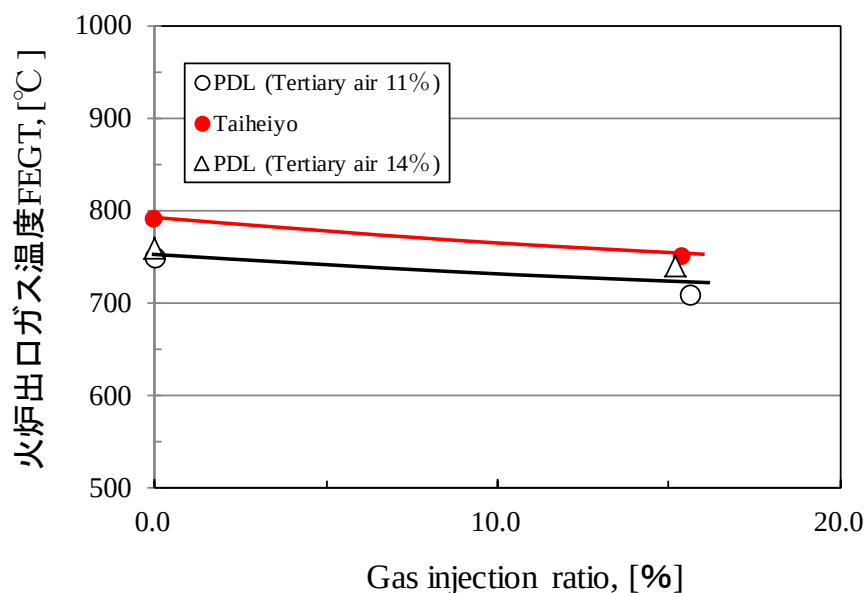


図 4.16 ガスインジェクションによる火炉出口ガス温度低下

(3) NO_x・未燃分特性

火炉出口での NO_x 排出と灰中未燃分を把握するために、二段燃焼率を 7～38% に変化させた (表 4.7)。試験は、三次空気を 10% と 15% の 2 条件 (試験時の実測では 11% と 14%) の設定を行ない、その結果を図 4.17 に示す。二段燃焼率の増大とともに NO_x が減少し、灰中未燃分が増加する瀝青炭微粉炭燃焼の特性が、乾燥褐炭を新開発バーナで専焼させたこの場合でも得られている。ただし、三次空気の割合によって、NO_x・灰中未燃分ともに数値レベルが異なっていることが分かる。それぞれの試験条件設定において、変更したパラメータは、三次空気量のみであり、この影響が NO_x・灰中未燃分に現れていると考える。

表 4.7 二段燃焼率変化試験条件

Operation parameters	Unit	T-1	T-2	T-3	T-4	T-5
Fuel	-	PDL*	PDL	PDL	PDL	PDL
Firing rate	kg/h	1,500	1,500	1,500	1,500	1,500
Flue gas O ₂	%-dry	2.8	2.8	2.8	2.8	2.8
Air staging	%	5	15	20	30	40
Gas injection	%	15	15	15	15	15
A/C	-	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2
Tertiary air ratio	%	11	11	14	14	14

* Pre-dried Lignite (乾燥褐炭)

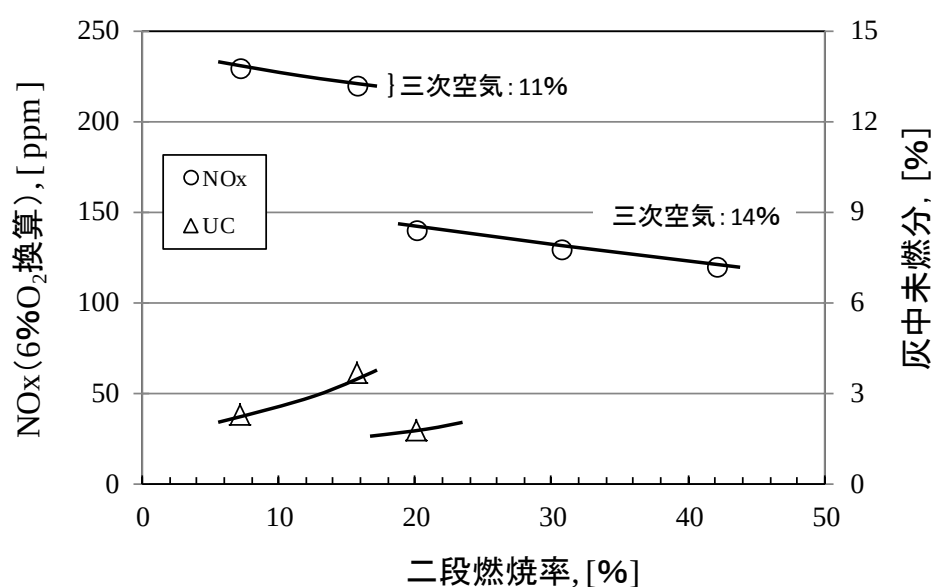


図 4.17 二段燃焼率変化による NOx・未燃分特性

二段燃焼時に火炉出口で NOx を低減するためには，二段燃焼用空気が吹き込まれるまでのバーナゾーンでの揮発分の放出を促進する必要がある[4-22～4-24]。揮発分放出は，火炉内にバーナから吹き込まれた石炭粒子を急速に昇温することが必須であり，これは微粉炭と燃焼用空気との適正な混合が重要である。本試験では，3 次空気の 11%から 14%への増量により，乾燥褐炭と燃焼用空気の混合が改善していると考えられる。

4.3.6 乾燥褐炭専焼バーナまとめ

現在，利用が活発ではない褐炭の利用促進を図る上で有効な手段であると想定される褐炭乾燥技術とそれを専焼させるバーナ開発を行ない，次の結果を得た。

(1). 乾燥褐炭専焼バーナ

小型燃焼試験設備を使用した一次空気と微粉炭の重量比：A/C を変化させた燃焼試験を行ない，低 A/C での燃焼改善を確認した。この結果をもとに，乾燥褐炭専焼バーナの新開発を行なった。新たに開発した乾燥褐炭専焼バーナは，良好な着火安定を実現した。

(2). 乾燥褐炭の燃焼特性

前出の乾燥褐炭専焼バーナを使用して，乾燥褐炭の燃焼特性を評価した。二段燃焼率や排ガスインジェクション（GI）時の NO_x・灰中未燃分特性が，これまでの瀝青炭の微粉炭燃焼時と同様であることを確認し，これまでの豊富な知見を活かすことができる。

褐炭乾燥機と専焼バーナの組み合わせにより，これまでの褐炭生焚きからの利用拡大と効率向上の可能性を示した。

4.4 適用炭種拡大技術まとめ

従来、比較的扱いやすい瀝青炭を中心に、微粉炭燃焼技術の開発が進められてきた。新興国の石炭需要の拡大などから、微粉炭焚きボイラでの炭種拡大のニーズが強くなってきている。これに対応するため、混炭時の燃焼挙動の把握に加え、低品位炭（乾燥褐炭）を専焼させるバーナの開発を行なった。それぞれの成果概要を下記する。

(1). 混炭燃焼挙動

混焼時特性において混炭比例関係にある項目とない項目があり、石炭中の灰成分が、混炭比例関係の有無に影響を与え、それは、混炭相互の **Coal Rank** の差が大きいほど顕著になる。現時点では、混炭挙動すべてを正確に事前予測することは困難であるが、実機における混炭運用に対して重要な情報を提供した。

(2). 乾燥褐炭専焼バーナ

提案した褐炭乾燥機や欧州で開発が進む乾燥機からの乾燥褐炭を想定し、乾燥褐炭専焼バーナの開発を行ない、良好な着火安定性と燃焼特性を確認した。

褐炭乾燥機と専焼バーナの組み合わせにより、これまでの褐炭生焚きからの利用拡大と効率向上の可能性を示した。

混炭燃焼特性の評価、高揮発分褐炭を専焼するバーナの開発により、微粉炭焚き火力ボイラでの適用炭種は大幅に広がり、拡大するニーズに対応できることを示した。

Appendix

A-1 豎型燃焼試験設備での乾燥褐炭燃焼試験結果

Operation parameters	Unit	T-1	T-2	T-3	T-4
Firing rate	kg/h	150	150	150	150
Flue gas O ₂	%-dry	3.5	3.5	3.5	3.5
Air staging	%	20	20	20	20
Gas injection	%	0	0	0	0
Primary air flow	kg/h	110	75	60	50
A/C	–	0.73	0.50	0.40	0.33
Primary nozzle velocity	m/s	16	11	9	7
Actual results					
Firing rate	kg/h	147	151	149	154
Air staging	%	20.4	20.1	19.9	20.1
Gas injection	%	0	0	0	0
Primary air flow	kg/h	111	76	61	51
A/C	–	0.75	0.50	0.41	0.33
Flue gas O ₂	%-dry	3.6	3.2	3.6	3.3
NO _x (as NO, 6%O ₂ corrected)	ppm	220	140	160	140
SO ₂	ppm	390	480	450	460
CO	ppm	7	11	7	6
Unburnt carbon in ash @GAH	%	1.5	4.6	2.2	3.9

A-2 大型燃焼設備での乾燥褐炭燃焼試験結果

Operation parameters	Unit	T-1	T-2	T-3	T-4	T-5
Fuel	-	PDL*	PDL	PDL	PDL	PDL
Firing rate	kg/h	1,500	1,500	1,500	1,500	1,500
Flue gas O ₂	%-dry	2.8	2.8	2.8	2.8	2.8
Air staging	%	5	15	20	30	40
Gas injection	%	15	15	15	15	15
A/C	-	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2
Tertiary air ratio	%	11	11	14	14	14
Actual results						
Firing rate	kg/h	1,420	1,370	1,450	1,480	1,490
Air staging	%	7.2	15.7	20.1	30.7	42.1
Gas injection	%	15.2	15.6	15.2	14.6	13.6
Primary air flow	kg/h	438	415	373	355	342
A/C	-	0.31	0.30	0.26	0.24	0.23
Flue gas O ₂	%-dry	6.3	6.7	5.5	4.9	5.0
NO _x (as NO, 6%O ₂ corrected)	ppm	230	220	140	130	120
SO ₂	ppm	270	230	190	200	220
CO	ppm	110	30	20	20	20
Unburnt carbon in ash @GAH	%	3.68	2.29	1.76	-	-

* Pre-dried Lignite (乾燥褐炭)

第五章 まとめ

本論文では、石炭の有効利用促進のために、微粉炭焚きボイラに適用する高効率・低環境負荷技術および炭種拡大技術について議論し、実効性が高い3つの技術について、課題を明確にし、その解決策を提案・実証することを目的とした。

○第1章「研究の背景と目的」

エネルギーセキュリティと低廉な発電単価の維持の観点から重要な燃料である石炭であるが、単位発熱量当たりのCO₂排出量が多いというデメリットがある。将来に渡って石炭を使っていくためには、高効率・低環境負荷化および適用炭種拡大のための技術開発が必須であり、A-USCやIGCC、酸素燃焼などのCCSが、先進技術として開発されているが、実用化・普及には、今しばらくの時間が掛かると考えられる。したがって、本研究では、石炭を燃料とする微粉炭焚き火力の高効率・低環境負荷化および炭種拡大に対して即効性のある技術として3つの技術を取り上げ、検討、評価し、課題を明確化するとともに、その解決策を提案・実証することを目的とした。

○第2章「木質バイオマス混焼」

木質バイオマスに適した粉砕機を実験的に評価することで、堅型ローラミルの優位性を示すと共に、石炭用の堅型ローラミルを無改造で、木質ペレットを粉砕した場合、石炭容量の1/5~1/6に制約されることを明らかにした。これを解消し、石炭粉砕時と同等以上の粉砕重量以上の粉砕を行なうために、ミル内部の上昇流速をおよそ10倍に増大する縮流リングの設置が有効であることを見出し、静特性のみならず、動特性も可能とした。木質バイオマス粉砕後の燃焼に使用するバーナは、現状の微粉炭バーナで専焼が可能であることを実験的に検証した。また、木質バイオマス燃焼では、CO濃度が高めになることを燃焼試験で確認したが、木質バイオマスを下部バーナに投入することで、ボイラ火炉出口でのCO濃度を抑制できることを数値解析にて検証した。これらにより、微粉炭焚き火力発電所において複数台設置されている堅型ローラミルを任意に改造することで、それに応じた木質バイオマス混焼が可能であることを示した。

○第3章「高温微粉炭燃焼」

燃焼用空気の温度を従来以上に上昇させ、燃料と分離して高速で炉内に吹き込むことで着火安定性の向上、難燃性燃料の燃焼、低NO_xを可能にする高温空気燃焼（HTAC：High Temperature Air Combustion）について、これを微粉炭焚きボイラ実機に適用するために、スワールモードとHTACモードの両モードを両立させるバーナを開発した。この新開発のバーナが、従来のスワールモードとHTACモードをスムーズに切り替え、高い燃焼効率と低NO_x性を持つことを実験的に明らかにした。また、火炎温度やNO_xの絶対値は異なるが、排ガスO₂増減とOAP位置の変化（バーナゾーン滞留時間の長短）に対する、灰中未燃分とNO_xの特性は、スワールモードと同じであり、実機における燃焼調整では、従来の知見を活かすことができることも示した。更に、炉内トラバースの結果からは、高温HTACモードの緩慢燃焼

を実験的に理解した。高燃焼効率と低 NO_xに加えて、火炎温度が高い温度で平滑化することから、ボイラ火炉が小さくなる可能性を示した。

○第4章「適用炭種拡大技術」

世界中に広く分布し、今後もエネルギーセキュリティ上、重要な石炭であるが、これまで長期間にわたって発電用燃料として利用されてきた瀝青炭に加え、亜瀝青炭や褐炭と言った低品位炭など、瀝青炭以外の石炭の利用拡大が進められている。その利用は、単独で利用する場合と、瀝青炭との混炭利用が考えられる。

混炭利用では、混炭率と比例関係にある項目とない項目があり、現時点では、混炭挙動の正確な事前予測は困難であり、実機ボイラにおける混炭運用は、混炭率を制限して実機での経験を広げていく必要があることを示した。

低品位炭利用では、各所で開発が進む褐炭乾燥機からの乾燥褐炭を想定し、乾燥褐炭専焼バーナの開発を行ない、良好な着火安定性と燃焼特性を確認した。

混炭燃焼特性の評価および、高揮発分褐炭を専焼するバーナの開発により、微粉炭焚き火力ボイラでの適用炭種拡大のニーズに応え、エネルギーセキュリティの確保と発電単価低減が実現可能となった。

○第5章「まとめ」

木質バイオマス高比率混焼では、微粉炭との混焼における利用上の課題を明確にし、既存の石炭燃焼システムを活かした木質バイオマス高比率混焼システムを開発し、実証した。

高温微粉炭燃焼は、燃焼用空気と高温排ガスとの混合を想定した高温低酸素ガスによる微粉炭燃焼を実現し、かつ、実機実用のためのバーナを開発した。

炭種拡大技術では、混炭時の燃焼特性評価を行ない、適用炭種拡大のために乾燥褐炭専焼バーナを開発した。

これら3つの技術開発により、重要な基盤電源である微粉炭焚き火力を永続させるための課題解決を得た。

参考文献

第1章

- [1-1] BP Statistical Review of World Energy June 2013
- [1-2] 図表で語るエネルギーの基礎 2010-2012, 電気事業連合会
- [1-3] 主要国の電源別発電電力量の構成比, 電気事業連合会ホームページ, 2013年7月
- [1-4] 新・国家エネルギー戦略 2006, 資源エネルギー庁
- [1-5] 日本再興戦略-JAPAN is BACK-, 首相官邸, 2013年6月14日
- [1-6] Survey of Energy Resources 2010, World Energy Council
- [1-7] WORLD ENERGY OUTLOOK 2012, International Energy Agency
- [1-8] Energy Technology Perspectives 2012, International Energy Agency
- [1-9] 微粉炭火力発電技術の高度化, 電中研レビューNo. 46, 2002(H14)年11月
- [1-10] 岡崎健, グリーンイノベーションにおける技術革新と国際展開, 日本学術会議 機械工学シンポジウム, 2013年7月13日
- [1-11] 吉田敏明, 発電用ボイラ発達の歴史(4), 火力原子力発電 Vol. 61 No. 4, 2010年
- [1-12] 日本のエネルギー2010, 資源エネルギー庁
- [1-13] 安井徹, 我が国の石炭政策の方向性, 一般財団法人 石炭エネルギーセンター 第5回石炭基礎講座, 2013年1月22日
- [1-14] 新井ら, 第1章 第4節 汚染物質の法規制, 燃焼生成物の発生と抑制技術, 1997年
- [1-15] 発電に関する新技術, 電気事業連合会ホームページ,
http://www.fepc.or.jp/library/words/energy/hatsuden/1225566_4624.html
- [1-16] 高野ら, 700°C先進超々臨界圧ボイラ技術の開発, IHI 技報 Vol. 49 No. 4, 2009年
- [1-17] 中村ら, A-USC(700°C級先進超々臨界圧発電)の技術開発と展望, 三菱重工技報 Vol. 48 No. 3, 2011年
- [1-18] 木村ら, 大容量石炭焚き火力発電設備の高効率化に向けた技術開発, 日立評論 2011年8月号, 2011年
- [1-19] Advanced 700°C PF Power Plant (AD700-2), Project Number 220, VGB ホームページ, www.vgb.org/vgborg/en/research_project220.html
- [1-20] Component Test Facility for a 700°C Power Plant, Project Number 261, VGB ホームページ, www.vgb.org/en/research_project261.html
- [1-21] Pre-Engineering Study “NRW Power Plant 700°C”, Project Number 297, VGB ホームページ, www.vgb.org/vgborg/en/research_project297.html
- [1-22] Modeling Creep-Fatigue-Environment Interactions in Steam Turbine Rotor Materials for Advanced Ultrasupercritical Coal Power Plants, NETL ホームページ, www.netl.doe.gov/publications/factsheets/project/FE0005859.pdf
- [1-23] 原三郎, III エネルギー変換技術の進展と研究動向 6.5 ガス化複合発電, 日本エネルギー学会誌 Vol. 91 No. 8 2012年8月, 2012年
- [1-24] (株)クリーンコールパワー研究所ホームページ, www.ccpower.co.jp

- [1-25] 常盤共同火力(株)ホームページ, www.joban-power.co.jp/nakoso_power_plant/igcc/
- [1-26] NEDO ホームページ, www.nedo.go.jp/activities/EV_00107.html
- [1-27] 木村直和, 多目的石炭ガス製造技術 (EAGLE) の開発と CO₂ 分離回収, Clean Coal Day in Japan 2008
- [1-28] 貝原ら, 大崎クールジェンプロジェクトの概要, 火力原子力発電 Vol. 64 No. 1, 2013 (H25) 年
- [1-29] ワールドコールレポート Vol. 5, 一般財団法人 石炭エネルギーセンター アジア太平洋コールフローセンター 技術・情報委員会, 2013 (H25) 年 3 月 31 日
- [1-30] Terry Wall, Coal based oxy-fuel technology: progress to development, 1st Oxyfuel Combustion Conference, 2009 (H21) 年
- [1-31] 藤原直樹, 火力発電設備への CCS 適用とカーボンネガティブへ向けた CO₂ 排出削減の取り組み, エネルギーと動力 第 280 号, 2013 (H25) 年
- [1-32] 堀哲哉, 酸素燃焼方式ボイラによる CO₂ 回収システムの紹介, 火力原子力発電 No. 661 Vol. 62, 2011 (H23) 年
- [1-33] 江上ら, 火力発電所に適用する CO₂ 分離回収技術, 火力原子力発電 No. 661 Vol. 62, 2011 年
- [1-34] Global CCS Institute 2012, The global status of CCS:2012, Canberra, Australia
- [1-35] 欧州における二酸化炭素回収・貯留技術 (CCS) に関する最新動向, JPEC レポート 2013 年度 第五回, 石油エネルギー技術センター, 2013 (H25) 年
- [1-36] 牛越憲治, 二酸化炭素の固定化技術, 神戸製鋼技報 Vol. 47 No. 3, 1997 (H9) 年
- [1-37] Iijima ら, Fuel Gas CO₂ Recovery Utilization, Disposal, and Business Development, Mitsubishi Heavy Industries, Ltd. Technical Review Vol. 40 Extra No. 1, Jan. 2003 (H15) 年
- [1-38] 森林・林業再生プラン, 林野庁, 2009 (H21) 年
- [1-39] バイオマス・ニッポン総合戦略, 農林水産省, 2006 (H18) 年
- [1-40] F. W. M. Penninks, An Environmentally Sound Solution for Waste and Demolition Wood, VGB Power Tech5/2000, 2000 年
- [1-41] 坂田ら, 微粉炭焚きボイラにおける大規模バイオマス混焼実績, 火力原子力発電 Vol. 59 No. 4, 2008 年
- [1-42] 産業燃焼技術 JFRC 20 周年記念出版, 財団法人 省エネルギーセンター, 2000 年
- [1-43] 「高性能工業炉の開発」プロジェクト, NEDO ホームページ, <http://www.nedo.go.jp/hyokabu/articles/201203jifma/index.html>
- [1-44] 田中ら, 進展する高温空気燃焼技術, 省エネルギー Vol. 48 No. 10, 1996 年
- [1-45] 山口ら, 低品位炭改質技術の国内外の開発動向調査, 電力中央研究所報告 M11021, 2012 (H24) 年 5 月
- [1-46] 低品位炭の改質技術, 財団法人 エネルギー総合工学研究所, 1997 (H9) 年 3 月
- [1-47] 平成 22 年度地球温暖化対策技術普及等推進事業 (第二次) インドネシア共和国「火力発電所における低品位炭利用の効率化」, 双日株式会社, 2011 (H23) 年 3 月 31 日

- [1-48] スチームチューブドライヤー, 月島機械株式会社ホームページ,
<http://www.tsk-g.co.jp/tech/equip/kanso/STD.html>, 2014 (H26) 年
- [1-49] WTA TECHNOLOGY, RWE ホームページ,
<http://www.rwe.com/web/cms/mediablob/en/239148/data/234614/3/rwe-power-international/mining-services/integrated-solutions/wta-technology/WTA-Technology.pdf>
- [1-50] 橋本ら, 褐炭などの低品位炭を活用した IGCC の取り組み, 三菱重工技報 Vol. 48 No. 3, 2011 (H23) 年

第 2 章

- [2-1] 電気事業者による再生可能エネルギー電気の調達に関する特別措置法, 経済産業省 資源エネルギー庁ホームページ, http://www.enecho.meti.go.jp/category/saving_and_new/saiene/kaitori/2011kaitori.pdf
- [2-2] バイオマス・ニッポン, 農林水産省ホームページ, <http://www.maff.go.jp/j/biomass/>
- [2-3] Biomass Fuel Markets in Europe EUBIONET III Study, EU BIO NET 3,
<http://www.eubionet.net/default.asp?SivuID=25346>
- [2-4] M. Tamura, W.L. van de Kamp, Characteristics of Alternative Fuel for Blend with Pulverised Coal, 6th Conference on Energy for a Clean Environment, pp585-589, 2001 (H13) 年
- [2-5] 世界の有用木材 7800 種, 木の情報発信基地 (中川木材産業株式会社) ウェブサイト, <http://www.woodstar.biz/>
- [2-6] 木材とその技術 木材利用相談 Q&A100, (一財) 日本木材総合情報センター ウェブサイト, <http://www.jawic.or.jp/tech/qanda/042.php>
- [2-7] 木材の基礎科学, 日本木材加工技術協会 関西支部編, 1992 (H4) 年
- [2-8] Mani S, Tabil GL, Sokhansanj S. Grinding performance and physical properties of wheat and barley straws, corn stover and switchgrass. Biomass and Bioenergy 2004; 27: 339-52.
- [2-9] 遠藤展, 木質粉碎機に関する研究, 林産試験場研究報告 85 号, 1996 (H8) 年
- [2-10] 神田ら, ビールビンガラスを基準試料としたボールミル粉碎性とビッカース硬度からの仕事指数の推定, 日本鋳業会誌 101, 423, 1985 (S60) 年
- [2-11] 火力発電の環境保全技術・設備, 火力原子力協会講座, 2003 (H15) 年
- [2-12] 岩月ら, バイオマス混焼排ガス向け脱硝触媒の開発, 平成 23 年度火力原子力発電大会, 2011 (H23) 年
- [2-13] 木質系バイオマスの石炭火力発電所への混焼技術の開発, 地球環境保全関係産業技術開発促進事業 京都議定書目標達成産業技術開発促進事業 技術開発促進事業終了報告書, 2005 (H17) 年
- [2-14] 横山隆熹, 石炭火力排ガス中の微量元素のマスバランスについて, 石炭灰有効利用シンポジウム, 2004 (H16) 年

- [2-15] 土屋ら, 木質バイオマス燃焼灰の安全性評価 (その 2) —木質灰の無機成分分析と溶出性評価—, 電力中央研究所報告 研究報告 : V07016, 2008 (H20) 年
- [2-16] エネルギー白書 2004 年版 第二部エネルギー動向 5. 石炭, 資源エネルギー庁 ウェブサイト, <http://www.enecho.meti.go.jp/topics/hakusho/2004/html/16022251.html>, 2004 (H16) 年
- [2-17] Tamura M, Uchida M, Oono E, Matsuzawa Y, Kozaki T, Li H, Computationally predicted performance of pulverised coal fired boilers and study of ash deposition phenomenon, ASME 2011 Power Conference collocated with JSME ICOPE 2011, Vol.1, pp141-46, 2011 (H23) 年
- [2-18] Kobayashi H, Howard JB, Sarofim AF, Coal devolatilization at high temperatures, 16th symposium (inter) on combustion. Pittsburgh, The Combustion Institute, pp411-25, 1977 (S52) 年
- [2-19] Niksa S, Kerstein A.R, FLASHCHAIN Theory for Rapid Coal Devolatilization Kinetics.1. Formulation, Energy & Fuels 5, pp647-65, 1991 (H3) 年
- [2-20] Niksa S, FLASHCHAIN Theory for Rapid Coal Devolatilization Kinetics.2. Impact of Opening Conditions, Energy & Fuels 5, pp665-73, 1991 (H3) 年
- [2-21] Niksa S, FLASHCHAIN Theory for Rapid Coal Devolatilization Kinetics.3. Modeling the Behavior of Various Coals, Energy & Fuels 5, pp673-83, 1991 (H3) 年
- [2-22] AXSMarine-Distance table, AXSMARINE ウェブサイト, <http://www.axsmarine.com/distance/>
- [2-23] 井内正直, 国内・外産石炭火力混焼用バイオマス燃料の製造・輸送に係わる CO₂ 排出量の評価, 電力中央研究所報告 研究報告 : Y10010, 2011 (H23) 年
- [2-24] 運輸部門における二酸化炭素排出量, 国土交通省ホームページ, http://www.mlit.go.jp/sogoseisaku/environment/sosei_environment_tk_000007.html

第 3 章

- [3-1] Gupta G.A, Lilley G.D, High temperature air combustion from energy conservation to pollution reduction, CRC press, 2003 (H15) 年
- [3-2] Hardesty D, Weinberg F, Burners producing large excess enthalpies, Combust. Sci. and Tech. 8, pp201-214, 1974 (S49) 年
- [3-3] Wüning J.A, Wüning J.G, Flameless oxidation to reduce thermal NO-formation, Prog. Energy Combust. Sci. 23, pp81-94, 1997 (H9) 年
- [3-4] Cavaliere A, de Joannon M, Mild combustion. Prog. Energy Combust. Sci. 30, pp329-366, 2004 (H16) 年
- [3-5] Szewczyk D, Skotnicki P, HiTAC technology combined with HRS burners in a walking beam steel reheating furnace, 8th Int. Symposium on High Temperature Air Combustion and Gasification, Poland, Jul. 5-7, 2010 (H22) 年

- [3-6] Giese A, Konold U, Al-Halbouni HA, Görner HK, Schwarz G, Köster B, Application of flameless oxidation in glass melting furnaces GlasFLOX, 7th Int. Symposium on High Temperature Air Combustion and Gasification, Thailand, Jan. 13-16, 2008 (H20) 年
- [3-7] Katsuki M, Hasegawa T, The science and technology of combustion in highly preheated air, 27th symposium (int.) on combustion, Pittsburgh, The Combustion Institute, pp3135-3146, 1998 (H10) 年
- [3-8] Kimura K, Kiga T, Tamura M, Miyamae S, Ozawa M, Characteristics of NO_x decomposition in firing process of a boiler with fully fired combined cycle, Proc. JSME-ASME International Conference on Power Engineering- 93, pp487-491, 1993 (H5 年)
- [3-9] Orsino S, Tamura M, Stabat P, Costantini S, Prado O, Weber R, Excess enthalpy combustion of coal results of high temperature air combustion trials HTAC99, IFRF Doc. No. F46/y/3, 2000 (H12) 年

第 4 章

- [4-1] 中嶋朗, 亜瀝青炭の高比率混炭運用時の燃焼特性と燃焼条件の最適化, 電力中央研究所報告 研究報告 : M11022, 2012 (H24) 年
- [4-2] 池田道隆, 白井裕三, 中鉢和敏, 炉内混炭法による NO_x・灰中未燃分低減技術の開発, 火力原子力発電 No. 617, 2008 (H20) 年
- [4-3] 星野明宏, 山下亨, 亜瀝青炭・瀝青炭混炭時の粉碎挙動 2, 石炭科学会議発表論文集 (47), pp66-67, 2010 (H22) 年
- [4-4] Lorenz H, Carrea E, Tamura M, Haas J, The role of char surface development in pulverized fuel combustion, FUEL 79(2000), pp1161-72, 2000(H12) 年
- [4-5] Menendez R, Alvarez D, Fuertes AB, Hamburg G, Vleeskens J, Effects of clay minerals on char texture and combustion, Energy Fuels 8(5), 1994 (H6) 年
- [4-6] Smith IW, Nineteenth Symposium (International) on Combustion, The Combustion Institute, pp1045-65, 1982 (S57) 年
- [4-7] Lawn CJ, Whitelaw JH, editors, Principles of combustion engineering for boilers, New York, Academic Press, 1987 (S62) 年
- [4-8] Unsworth JF, Barratt DJ, Roberts PT, Coal quality and combustion performance, Amsterdam, Elsevier, 1991 (H3) 年
- [4-9] Smoot LD, Fundamentals of coal combustion for clean and efficient use, Amsterdam, Elsevier, 1991 (H3) 年
- [4-10] Carpenter AM, Coal blending for power stations, IEA Coal Research, London, 1995 (H7) 年

- [4-11] Baxter, L., Dora, L., The combustion behaviour of a blend of eastern and western coals : comparison between a blend and its individual components, Proceeding of the International Power Generation Conference, Atlanta, USA, 18-22 Oct. 1992 (H4) and ASME paper No.92 – JPGC – FACT 14
- [4-12] Riley, J.T., Gilleland, S.R., Forsythe, R.F., Graham jr., H.D., Hayes, F.J., Non-additive analytical values for coal, Proceedings of the 7th international conference on coal testing, Charleston, WV USA, 21-23 March 1989 (S64)
- [4-13] Baxter, L.L., Experimental and theoretical comparisons of the combustion and ash deposition behavior of blended coals and that of the blend components, Engineering Foundation conference on coal-blending and switching of low- sulfur western coals, Snowbird, UT, USA, 26 Sep 1 Oct 1993 and ASME Journal , pp255-264, 1994 (H6)
- [4-14] Whaley, H., Wong, J.K., Banks, G.N., Combustion performance and Fly Ash Emission Control For an Unreactive Western Coal, presented at the Jt. ASME/IEEE Power Generation Conference Boston, MA-October 21-25, 1990 (H2), ASME Journal 90-JPGC/EC-8
- [4-15] Artos, V., Scaroni, A.W., T.g.a. and drop – tube reactor studies of the combustion of coal blends, Fuel 72 (7), pp. 927-933, 1993 (H5)
- [4-16] Haas, J., Maalman, T.F.J., Gallagher, G., van de Kamp, W.L., Pulverized Fuel Combustion characterization of coal blends, Report on CC10 Trials, IFRF DOC No. F37/y/38, 1997 (H9)
- [4-17] Haas, J., van de Kamp, W.L., Characterisation of fuel nitrogen release during pulverized coal combustion, 4th International Conference on Technologies and Combustion for Clean Environment, 1997 (H9)
- [4-18] Davidson, R.M., Nitrogen in coal, IEA Coal research report ISBN 92-9029-230-X, January 1994 (H6)
- [4-19] Steinmüller Engineering 資料, 2013 (H25) 年
- [4-20] David J Allardice, Brian C Young, Utilisation of Low Rank Coals, 19th International Coal Conference, Australia, 2001 (H13) 年
- [4-21] The Coldry Process, Environmental Clean Technologies Limited ウェブサイト, <http://www.ectltd.com.au/coldry/the-coldry-process/>, 2014 (H26) 年
- [4-22] Spliethoff H, Greul U, Rüdiger H, Hein Klaus R. G, Basic effects on NO_x emissions in air staging and reburning at a bench-scale test facility, Fuel vol.75, No.5, pp560-564, 1996 (H8)
- [4-23] Ribeirete A, Costa M, Impact of the air staging on the performance of a pulverized coal fired furnace, Proc. Combust. Institute 32, pp2667-73, 2009 (H21)
- [4-24] Yang J, Sun R, Sun S, Zhao N, Hao N, Chen H, Wang Y, Guo H, Meng J, Experimental study on NO_x reduction from staging combustion of high volatile pulverized coals. Part 1. Air staging, Fuel Processing Technology 126, pp266-75, 2014 (H26)

研究業績

本論文に関連のある研究業績

学術雑誌等に発表した論文(査読あり)

- M. Tamura, S. Watanabe, N. Kotake, M. Hasegawa: Grinding and combustion characteristics of woody biomass for co-firing with coal in pulverized coal boilers: Fuel 134 (2014) 544–553 【第 2 章】
- M. Tamura, S. Watanabe, K. Komaba, K. Okazaki: Combustion behaviour of pulverised coal in high temperature air condition for utility boilers, Applied Thermal Engineering 75 (2014) 445–450 【第 3 章】
- J. Haas, M. Tamura, R. Weber: Characterisation of coal blends for pulverised fuel combustion, Fuel 80 (2001) 1317–1323 【第 4 章】

学術雑誌等に発表した論文(査読なし)

- 田村雅人, 渡辺真次, 窪田悠祐, 駒場健一郎, 小竹直哉, 長谷川政裕: 木質バイオマス粉碎特性の実験的評価, 火力原子力発電 Vol.63 No.2 (2011) 【第 2 章】
- 田村雅人, 大野恵美, 渡辺真次: 微粉炭焚き火力における石炭と木質バイオマスの混焼, 日本燃焼学会誌 第 54 巻 168 号 p61–68 (2012) 【第 2 章】
- S. Orsino, M. Tamura, P. Stabat, S. Costantini, O. Prado, R. Weber: Excess enthalpy combustion of coal, Results of high temperature air combustion trials HTAC99, IFRF Doc. No. F46/y/3, 2000 【第 3 章】
- M. Tamura, S. Watanabe, E. Oono, R. Itokazu, T. Kozaki : Advanced Development of Pulverised Coal Firing Technologies, IHI Engineering Review Vol.44 No.2 p72–77 (2012) 【第 2 章, 第 4 章】

学会等における口頭発表(査読なし)

- S.Watanabe, R.Itokazu, M.Tamura, Y.Kubota, N. Kotake, M.Hasegawa: Experimental Study on Grinding Characteristics of Wooden Biomass and Its Firing Performance for Coal Fired Boilers, 10th Conference on Energy for a Clean Environment, July 2009 【第 2 章】

登録済特許

- 「バイオマス粉碎ミル」, 登録番号 7926755, 登録日 2011-04-19 【第 2 章】
- 「バイオマス粉碎ミル」, 登録番号 2186569, 登録日 2012-03-14 【第 2 章】
- 「バイオマスミル」, 登録番号 5412801, 登録日 2013-11-22 【第 2 章】
- 「バイオマスミル」, 登録番号 5573073, 登録日 2014-07-11 【第 2 章】
- 「バイオマスミル」, 登録番号 5581714, 登録日 2014-07-25 【第 2 章】
- 「高温空気燃焼用バーナ装置」, 登録番号 5549747, 登録日 2014-05-30 【第 3 章】
- 「微粉炭バーナ」, 登録番号 5516086, 登録日 2014-04-11 【第 4 章】

その他の研究業績

学術雑誌等に発表した論文(査読あり)

- H. Lorenz, E. Carrea, M. Tamura, J. Haas: The role of char surface structure development in pulverized fuel combustion: Fuel 79 (2000) 1161-1172
- J. Haas, M. Tamura: NO_x reduction in oil fired glass tanks; experiments and simulations: Journal of the Energy Institute 2011 vol.84 No.3 146-154
- A. Suzuki, A. Ohnaka, T. Tano, R. Itokazu, M. Tamura, T. Terada: Development of Advanced Simulator for Desulfurization in the Pulverized Coal Combustion Process, Energy Fuels 2012, 26 (11), pp6749- 6756

学会等における口頭発表(査読なし)

- 田中, 小谷田, 沖, 氣賀, 鈴木, 田村: CO₂/O₂ 雰囲気下での微粉炭の燃焼特性: 日本機械学会 第 69 期全国大会講演会(名古屋), 1991
- T. Tanaka, Y. Ogura, M. Tamura, S. Miyamae: Production and Combustion Characteristics of Micronized Coal: The 17th International Conference on Coal Utilization & Slurry Technologies, 1992
- M. Tamura, M. Takei, J. Haas, S. Orsino, R. Weber: NO_x Reduction in Oil Fired Glass Melting Furnaces, ECOS 2000
- M. Tamura, R. Weber: Characterisation of Biomass, 13th IFRF Members conference, 2001

登録済特許

- 「微粉炭バーナの濃度調整リング」, 登録番号 3466743, 登録日 2003-08-29
- 「燃料改質装置の燃焼装置」, 登録番号 3975191, 登録日 2007-06-22
- 「酸素及び二酸化炭素の精製と高濃度化処理方法」, 登録番号 4103510, 登録日 2008-04-04
- 「低カロリーガス燃料を用いた発電設備及び発電方法」, 登録番号 4479884, 登録日 2010-03-26
- 「ロータリキルン」, 登録番号 5422877, 登録日 2013-12-06
- 「微粉炭バーナ」, 登録番号 4983416, 登録日 2012-05-11
- 「石炭焚きボイラ」, 登録番号 5211767, 登録日 2013-03-08
- 「微粉炭バーナ」, 登録番号 5181751, 登録日 2013-01-25
- 「ボイラ装置」, 登録番号 5206043, 登録日 2013-03-01
- 「縦型ローラミル」, 登録番号 5444640, 登録日 2014-01-10
- 「微粉燃料用バーナ」, 登録番号 5245558, 登録日 2013-04-19
- 「バーナ」, 登録番号 5332389, 登録日 2013-08-09
- 「石炭灰の処理方法」, 登録番号 5091084, 登録日 2012-09-21
- 「縦型ミル」, 登録番号 5544832, 登録日 2014-05-23
- 「バーナ」, 登録番号 5369899, 登録日 2013-09-27
- 「多燃料用バーナ装置」, 登録番号 5458834, 登録日 2014-01-24
- 「多燃料用バーナ装置」, 登録番号 5487917, 登録日 2014-03-07
- 「多燃料用バーナ装置」, 登録番号 5487918, 登録日 2014-03-07
- 「燃焼空気調整装置」, 登録番号 5471370, 登録日 2014-02-14
- 「多燃料用バーナ装置に於ける油バーナ」, 登録番号 5458839, 登録日 2014-01-24
- 「多燃料用バーナ装置」, 登録番号 5493782, 登録日 2014-03-14
- 「縦型ミル」, 登録番号 5573078, 登録日 2014-07-11
- 「酸素燃焼ボイラシステム及び酸素燃焼用バーナ」, 登録番号 5471481, 登録日 2014-02-14
- 「バーナ」, 登録番号 2256407, 登録日 2012-11-28
- 「簡便な機構による 2 次空気旋回方法」, 登録番号 8726819, 登録日 2014-05-20
- 「バーナ」, 登録番号 8646394, 登録日 2014-02-11
- 「バーナ」, 登録番号 8820249, 登録日 2014-09-02
- 「燃料改質装置」, 登録番号 741651, 登録日 2007-07-16
- 「簡便な機構による 2 次空気旋回方法」, 登録番号 112009001943, 登録日 2012-12-06

謝辞

本論文は、筆者が株式会社 IHI に所属し、木質バイオマス混焼技術、高温空気燃焼技術、混炭燃焼およびバーナ開発など微粉炭燃焼に関する技術開発を行った際の研究成果をまとめたものである。

本論文をまとめるにあたり、東京工業大学大学院理工学研究科機械制御システム専攻 岡崎健教授には懇切丁寧なご指導、ご鞭撻を頂きました。筆者が、オランダ IFRF (International Flame Research Foundation) 滞在から帰国する際 (2001 年) に、論文執筆への指導を快諾いただき、最終的に本論文が完成するまでに 13 年掛ってしまいました。途中音信不通の時期が長く、2013 年の再会から再始動した筆者に対して、強力に指導いただき、深く感謝しております。また、東京工業大学の平井秀一郎教授、花村克悟教授、野崎智洋教授、齋藤卓志准教授に本論文についてご指導頂きましたことを御礼申し上げます。

IFRF 滞在中は、Dr. Roman Weber (現、ドイツ Clausthal 大学教授)、Dr. Marco Mancini (現、ドイツ Clausthal 大学講師) には実験や解析にあたり、ご指導と貴重な意見をいただきました。Dr. Klaus R. G. Hein (ドイツ Stuttgart 大学教授) は、IFRF 滞在中に指導教官としてご指導いただき、その際は、博士論文を仕上げる事が出来ず、申し訳なく思っております。筆者が帰国する際には、岡崎教授に指導の依頼をしていただき、ありがとうございました。Dr. Jochen Haas (現、ドイツ Heilbronn 大学教授) は、IFRF 時代に同室であり、英語を話せない筆者に、簡単な英語を使ってゆっくり話し、コミュニケーションをとっていただきました。また、実験に対してその準備から実施、データ評価まで、常に助言をいただきました。公私ともに大変お世話になり、深く感謝しています。長谷川政裕教授 (山形大学) と小竹直哉助教 (山形大学) には、木質バイオマスの粉碎実験についてのご助言に御礼申し上げます。

社内では、入社以来、宮前茂広氏 (現、IHI Power System Malaysia 社長) には、研究の立案、実験遂行、データ評価、報告書調製など多岐にわたりご指導いただきました。また、IFRF への滞在のチャンスをいただき、滞在中はもちろん帰国後も、多大なるご支援をいただき、深謝しております。Dr. Dirk Riechelmann 主幹 (技術開発本部 基盤技術研究所 熱・流体研究部) には、対外投稿において筆者のつたない英語に対して懇切丁寧にご指導いただき、結果、投稿掲載となり大変感謝しております。福島仁部長 (エネルギー・プラントセクター プロジェクトセンター ボイラ保守統括部)、河西英一主査 (同 エンジニアリングセンター 開発部)、上野俊一朗主査 (技術開発本部 総合開発センター 化学システム開発部) には、木質バイオマス混焼技術の開発において、多くの助言、ご指導をいただき、感謝しております。

筆者と同じ燃焼技術部では、研究を行なうに当たって、数々の協力をいただいた渡辺真次主査、大野恵美主査、荒巻博主査、糸数龍之介氏、小崎貴弘氏、越智由佳氏、廣瀬拓哉氏、清水美早氏、成相健太郎氏、駒場健一郎氏、その他燃焼技術部のメンバーにたくさんのサポートをいただき、御礼申し上げます。相生工場生産技術部 D&D グループの方々には、実験実施にあたり、難しいお願いにも快く対応いただき、多くの有益なデータを得ることができ、研究が実りあるものとなりました。ありがとうございました。最後に、論文執筆にあたり、時間確保に協力してくれた家族に感謝しています。ありがとう。