## Seminar on clean coal technology 'Qg

10006553-1

04 68

X

### クリーン・コール・テクノロジー・ 国際セミナー 報告書

●新エネルギー・産業技術総合開発機構九州支部 ●財団法人九州産業技術センター



1 IO'I



〈主催〉●新エネルギー・産業技術総合開発機構九州支部 ●財団法人九州産業技術センター



#### 「クリーン・コール・テクノロジー・国際セミナー」 報告書の発刊にあたって

ご承知のように、石炭は今後ともエネルギー供給の重要な柱でありますが、近年の地球環 境への意識の高まりのなかで、増加する石炭需要に対応するためには、石炭のクリーンな利 用技術の開発・普及が急務であります。

こうした中、私どもNEDOも、平成4年から、毎年9月5日の「クリーン・コール・デ ー」に各地で記念行事を実施して、石炭の広報・普及に努めておりますが、このセミナーも 「クリーン・コール・デー」の記念行事として開催したものです。

九州は石炭と密接な関係にございます。ご承知のとおり、九州は長い石炭採掘の歴史を有 し、なお現在も石炭採掘を行っておりますが、こうした石炭との長いつきあいの中で、わた くしどもは石炭に対して愛着を持って参りました。

このような石炭が、また新しい脚光を浴びようとしております。今回のセミナーにおきま して、石炭の重要性とクリーンな石炭の利用技術であります、クリーン・コール・テクノロ ジーについて広く皆様にご紹介できる機会を得ましたことに感謝致しますとともに、アメリ カからベーカー博士、オーストラリアからハリス博士のほか各国からの研究者をお迎えして、 国際的な視点も含めた、有意義な討論がなされたことにつきましては、われわれも大きな喜 びとするところであります。

今回のセミナーを契機として、石炭に対する新しい価値観が多方面に広まることを祈念致 しますとともに、セミナーの開催に御協力頂きました九州通商産業局、九州工業技術研究所 をはじめ、関係機関の皆様に改めて感謝の念を表する次第であります。

平成5年11月

#### 新エネルギー・産業技術総合開発機構九州支部長 國田敏彦

# 目次

プログラム1	講演者プロフィール紹介… 2	来賨挨拶5	セミナー・・・・・・・・・・・・14	資料56	セミナー会場風景 74	
Ι	II	III	N	$^{N}$	ΙΛ	



#### **1. 開会** 13:30

#### 2. 来賓挨拶 13:35~14:00

●九州通商産業局長	水谷	四郎
-----------	----	----

中溝 実 ●九州工業技術試験所長

#### 3. セミナー 14:00~16:30

#### 『石炭エネルギーは地球に優しく』

●新エネルギー・産業技術総合開発機構理事

安藤 勝良

#### 『米国におけるCCTの研究状況』 (石炭構造の電子顕微鏡による考察)

●米国・ペンシルバニア州立大学教授

Dr. Terry Baker

#### 『豪州におけるCCTの研究状況』 (超微粒化石炭のクリーンユースによる高負荷燃焼)

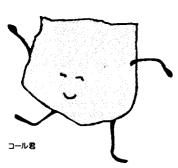
●豪州·連邦科学工業研究機構(CSIRO) 石炭エネルギー技術部 Project Leader

#### Dr. David J. Harris

・コーディネーター 九州大学教授 持田

勳

#### 4. 閉会 16:30







れが年々増加傾向にございまして、西暦2000年には電力用一般炭の需要の伸び及び一般産業におきま す石炭需要の増加から、石炭需要は1億4,000万トンに達するものと予想されており、石油依存度の 低減を図る観点からも石炭の果たす役割はますます重要になるものと考えております。

このような今後の石炭需要を勘案いたしますと、安定供給の確保、さらには国際的需給の安定化への対応等につきまして多くの課題がございますが、我が国といたしましては、従前にも増して積極的に対応を図ることが必要になるものと思われます。

また、最近におきます地球環境問題を踏まえまして、石炭分野における技術開発の積極的な推進と、 新たな技術による石炭利用の促進を図るとともに、石炭需要が大幅に増加することが予想されます発 展途上国を中心とした石炭の開発、利用及び環境面での国際協力についても世界最大の石炭輸入国と して、またすぐれた石炭技術保有国として、我が国の積極的な対応が求められております。

このような状況を踏まえますとともに、石炭鉱業審議会によります「今後の石炭政策のあり方」の 答申を受けまして、通産省としましてはエネルギー政策としての新たな石炭政策を平成6年度、通産 政策の重点に据えまして取り組む所存でございます。

具体的に申し上げますと、その第1は海外炭の安定供給であります。我が国におけるエネルギーセ キュリティーの観点のみならず、世界の石炭需要への貢献というグローバルな視点からの対応が必要 とされているところであります。そのための資源探査、探鉱、開発、すべての段階におきます海外炭 開発の支援、産炭国のインフラ整備調査、海外炭資源開発のための環境整備、さらには石炭のストッ ク・ヤードとしてのコールセンターを中心とした流通体制の一体的整備に対する支援等を行ってまい ることといたしております。

第2は、クリーン・コール・テクノロジー、言うなれば環境負荷の少ない石炭利用技術への挑戦で ございます。石炭に由来する地球環境問題等を解決するために、実用化技術及び次世代技術の両面に おける石炭利用技術の開発を推進することが必要であります。特に日本のクリーン・コール・テクノ ロジーは世界でも最高の水準にございまして、これを国際協力の観点から積極的に活用することが重 要であります。なおクリーン・コール・テクノロジーの開発及び国際協力を円滑に実施するための中 核機関としまして、昨年10月、新エネルギー産業技術総合開発機構、NEDOにクリーン・コール・ テクノロジーセンターが設置されたところであります。

第3は、地球的視野に立ちました国際協力であります。地球規模での環境問題への対応は、石炭の 開発・生産・流通の円滑化によりまして、世界石炭需給の安定化等の観点から、日本が有するクリー ン・コール・テクノロジー等を活用した国際協力を積極的に推進することが必要であります。そのた めの具体的方策といたしましては、協力相手国の国情に合致した環境調和型石炭利用システムに関す る総合的マスタープランの策定や簡易かつ低価格の脱硫技術に関します国際協力推進事業、APEC、 アジア・太平洋機構経済協力機構等におきます、こういった国際機関における活動への協力、円借款 等の活用によります鉄道・港湾等の石炭輸送関連インフラ整備支援などが挙げられます。

以上申し上げました第1に海外炭の安定供給、第2にクリーン・コール・テクノロジーへの挑戦、

第3の地球的視野に立った国際協力、この3つを柱とする新石炭政策をこれからも協力に推進してま いりたいと考えております。

また、その一環といたしまして、当九州通産局といたしましても、関係機関との連携のもと、本年 11月中旬に中華人民共和国から政府代表団を招きまして、環境問題の先進地であります北九州市にお いて、環境をメインテーマに九州・中国産業技術協議会を開催し、環境保全に関する相互の交流を深 めることといたしております。

ところで、「クリーン・コール・デー」についてでありますが、簡単に触れておきますと、通産省 の新石炭政策、いわゆるアクションプログラムが平成3年9月にまとめられまして、その中で石炭の 伝統的なイメージの払拭と正しい認識、評価を得るため、総合的なPRの推進として「クリーン・コ ール・デー」の制定及び記念行事の実施について検討をすることといたしております。これを受けま して、石炭関連8団体のご協力を得まして「クリーン・コール・デー」の制定及び記念行事の実施が 行われたところでありますが、九州通産局といたしましても、こうした取り組みに対しまして、限り ない支援をお願いする次第でございます。

本日のセミナーはこうした取り組みの一環として実施されるものでございますが、本日、クリーン・ コール・テクノロジーに関しますアメリカ合衆国、オーストラリア及び我が国におきますこのクリー ン・コール・テクノロジーの分野における造詣の深い有識者の方々から各国の取り組みについて、有 意義なお話を伺うことができますことは、まことにタイミングよい試みであると考える次第でありま す。

最後に、本セミナーの開催にご尽力されました関係の方々のご努力に対しまして、深く敬意を表し ますとともに、本セミナーが所期の目的を達成しますことを祈念いたしまして、私の挨拶とさせてい ただきます。 設置してスタートしたわけでございますが、それと同時に、筑波にございます9つの研究所のうち、 4つを生命工学工業技術研究所、さらに物質工学工業技術研究所というように、2つの研究所に再編 統合したところでございます。

また、工業技術院の本院の組織や研究体制についても、見直しが行われたわけでございますが、平 成5年度からこれまで私ども「大プロ」と呼んでおりました大型工業技術研究開発制度、それから次 世代研究基盤技術研究開発制度を統合いたしまして、新たに産業科学技術研究開発制度としてスター トさせたところでございます。それからまた本日のクリーン・コール・テクノロジーと関係しており ますサンシャイン計画、別名新エネルギー技術の研究開発と呼んでいるわけですが、こういった新エ ネルギー技術の研究開発、さらに省エネルギー技術、さらに地球環境技術、この3つの研究体制を統 合いたしまして、今年からニューサンシャイン計画ということで新たなスタートを切ったわけでござ います。

このニューサンシャイン計画では、現在、世界的な緊急課題となっておりますエネルギー・環境制 約を克服して、持続的な成長を維持するために、これまでの技術のみでは不可能であるということか ら、新たな技術によるブレークスルーが不可欠であるということで、このエネルギー環境技術の環境 開発を総合的な立場から取り組んでいるわけでございます。具体的には石炭エネルギー技術の研究開 発をはじめといたしまして、電力供給源としての太陽光発電実用化技術、それから発電効率が高い燃 料電池発電技術に取り組んでいるわけでございますけれども、この平成5年度から新たに水素利用国 際クリーン・エネルギー・システム技術、これは別名We-Net計画というふうに呼んでおります が、水素利用国際クリーンエネルギーシステム技術、それからもう一つは、広域エネルギー利用ネッ トワークシステム、別名エコ・エネルギー都市システムと呼んでおりますけれども、こういった新た なプロジェクトを開始して取り組んでいるわけでございます。

この中で、水素利用国際クリーンエネルギーシステムというのは、開発途上国で未利用のまま豊富 に存在する水力とか、あるいは太陽光のエネルギーを利用いたしまして、これで水を電気分解いたし まして水素を製造するわけです。そしてこの水素の貯蔵、製造、輸送、利用技術等について国際的な 共同研究でこれを進めるというプロジェクトでございます。

それからもう一つの広域エネルギー利用ネットワークシステム、別名エコ・エネルギー都市システムと呼んでいるプロジェクトでございますけれども、これは工場等で捨てられている廃熱を効率的に回収いたしまして、都市部まで低損失で長距離輸送いたしまして、需要形態に応じた熱供給を行うための広域的な熱エネルギーネットワークシステムの開発を目指しているわけでございます。

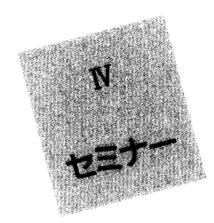
今回の国際セミナーのテーマでございます「クリーン・コール・テクノロジー」に関連いたしましては、石炭エネルギー技術の研究開発を進めているわけでございますけれども、私どもの研究所、それから筑波にございます資環研、それから九州大学等で共同いたしまして、現在NEDOで建設が進められております150トン/日の瀝青炭液化プラントの開発、さらにまた石炭利用水素製造プラントの建設、そういったものの支援研究としての基礎研究を私どもは進めているわけでございます。



これらの基礎研究の中で、私どもが現在、取り組んでいる研究といたしましては、これまでに、現 在NEDOを中心にして進められております瀝青炭液化プラントの中にも一部利用されております石 炭のソルボリシス液化技術の研究開発ということで、今まで取り組んできたわけでございますけれど も、現在では引き続きこの基礎研究といたしまして、液化初期工程における石炭処理技術の研究開発 を進めているわけでございます。具体的には余熱プロセスにおける石炭スラリーの挙動の解明を目的 とした研究でございますが、いろいろな石炭液化溶媒中における石炭粒子の膨潤あるいは溶解あるい は崩壊、そういった現象を検討しているわけでございます。

これまでの石炭エネルギー技術の研究開発は、ともすれば石炭の効率的な液化技術とか、あるいは 効率的なガス化技術ということに重点が置かれていたわけでございますけれども、これからはクリー ン・コール・テクノロジーがめざしているように、中・長期的な視点から地球環境問題への対応をも 考慮した石炭利用次世代技術の研究開発が必要になってくるものと思います。

今回の国際セミナーが21世紀の重要なエネルギー資源である石炭の利用について、皆様方のご理解 が深まることをご期待申し上げまして、私の挨拶にかえさせていただきたいと思います。





れました。北海道の方でもやりましたし、また九州で今日、こういった会合を持つ、かくも多数のご 参加をいただきまして、本当に感謝を申し上げたいと思います。

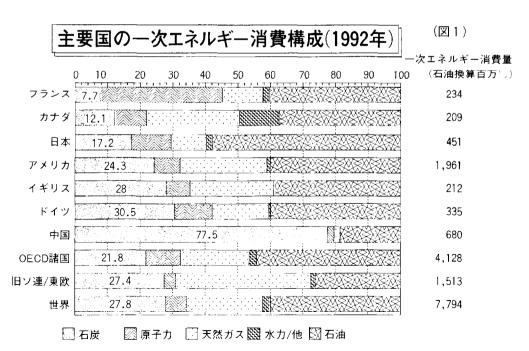
さすが九州は産炭地であり、かつ需要地であるなということをつくづく感じたわけでございます。 そういうことで、まずは私は主催者の一人でもございますので、お礼を申し上げたいと思います。

さて、今日私に与えられた課題、これは「石炭エネルギーは地球に優しく」ということになってお ります。お手元に今日の論旨を6点ほどまとめてお渡ししておりますので、これに沿って、今日はこ れだけ多くの方が集まっているということもございまして、私もやや入れ込んで私流に述べる可能性 がありますので、「いや、そんなことではないのではないか」という感じを持たれる方もおられるか もしれませんが、お許しください。またデータ等につきましては、必ずしも精緻なものではございま せん。一つの傾向をあらわしているという点もございますので、その点もお許しいただきたいと思い ます。

それではまず、なぜ今石炭はこれほどもてはやされるかということについて、少し触れてみたいと 思います。

もうすでにご案内かと思いますが、今、石炭が大変な勢いで需要が伸びております。

これは主要国のエネルギーの構成を示しております。(図1)1次エネルギーの中に占める石炭の 割合は平均的に約3割でございます。日本は17%強となっております。これをずっと見てまいります と、特徴的な点がいくつかあると思います。中国というのは格段と石炭のウエィトが高い。77.5%と

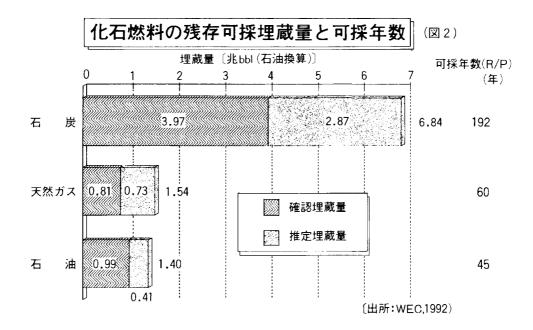


〔出所:BP統計,1993〕

いうことで大変高いウエィトを占めております。このウエィトは中国に限らず、特に東南アジアにお いては石炭にかなりシフトしていくという傾向を持っております。なお中国につきましては今後とも 7割は石炭が担うと言われておりまして、今11億トンの石炭の生産が、これから毎年4,000万トンぐ らい伸ばしていって15億トンぐらいに近い将来なるであろうとさえ言われております。それほど需要 が伸びていると、こういうことでございます。

なぜかということです。これは何といっても石炭の資源量が豊富であるということを第1に挙げな ければならない。(図2)これは石油換算でございますから、バレルであらわしておりますから、石 炭の場合は直さなければならないですが、一つの可採年数、寿命です。これが大体石炭の場合は200 年近くある、石油は45年、天然ガスで60年ぐらいといわれております。これは石炭のトン数であらわ しますと、石炭はこの可採埋蔵量1兆1,000億トンぐらいあるということがいわれております。予想 といいますか、その究極埋蔵量というのは10兆近くあるということで膨大な資源量があるわけです。 これがまた資源の量が石油みたいに特定の地域に偏っていなくて、万遍なく賦存しているということ が非常に特徴だと思います。特に環太平洋においては、豪州、中国、インドネシア、カナダ、アメリ カ、今や南アフリカでも石炭がかなり取れるようになってきたということで、大変賦存供給が安定し てきているということかと思います。

そういうふうに埋蔵量が世界的に非常に豊富であるということと、それから賦存が安定してある。 同時に石炭について言えることは、やはり価格が非常に安定しているということではないかと思いま

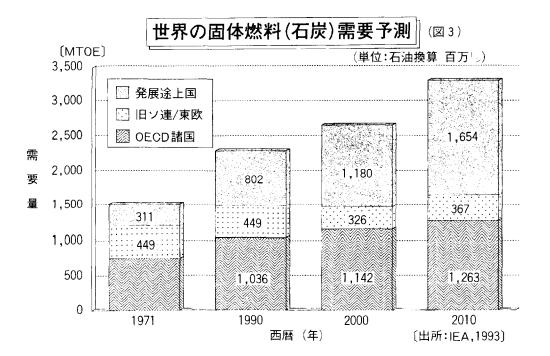


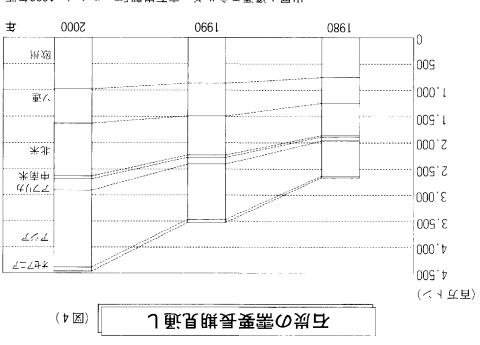


す。それも信頼のおける価格体系になっている、ほとんどフラクチュートしていません。さらに申せ ば輸入されている石炭の価格が今年も下がりました。非常に低位安定になっているということです。 今は約40億トン弱の石炭が採掘されていますが国際市場に供されるのは何と驚くことにたった1割な んです。4億トン弱の石炭が輸出されているわけです。それが非常に安定的に供給されている、かつ 価格が非常に安定しているというところが、石炭がこれほどもてはやされている大きな原因ではない かと思います。

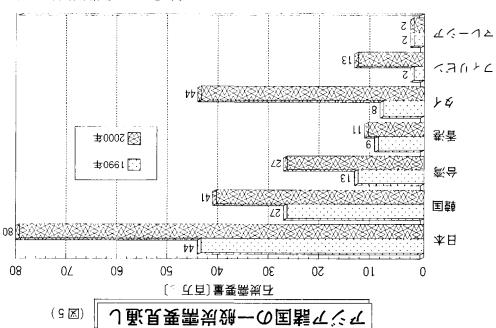
では、どういうところで消費が増えているのかというのが一つのデータでございます。(図3)発展途上国と、東欧関係とOECDに分けておりますが、特徴的に言えるのは、一番上の発展途上国、 これも特に東南アジアが多い。これは極端な増加傾向を示しております。これが一つの特徴だと思い ます。これは国別の状況を示したものです。(図4)1990年から2000年にかけましても、こういうふ うに各国とも需要が増えているし、これからも増えるということです。

では、これはどういう面で需要が増えているかというものを表したものでございます。(図5)特 に一般炭、これが非常に増えております。一般炭といっても電力です。一般産業向けのものもござい ますが、電力が圧倒的に多いということです。日本でも今、5,000万トン弱が一般炭でございますが、 電力が約3,000万トン、セメントに1,000万トン、その他1,000万トン、そのぐらい使われておりますが、 これが2000年には倍近くになるということです。原料炭はほぼ横ばいです。7,000万トン弱です。他 国におきましても、同様に一般炭が目白押しに増加している、これはほとんど電力用です。火力発電





就年2001 [ イー / J( − L ] 浩岚 子 f) 「 チ J( 糸 工 氰 資 : 異出



所に使われるということです。これほど一般炭需要が伸びていくということです。

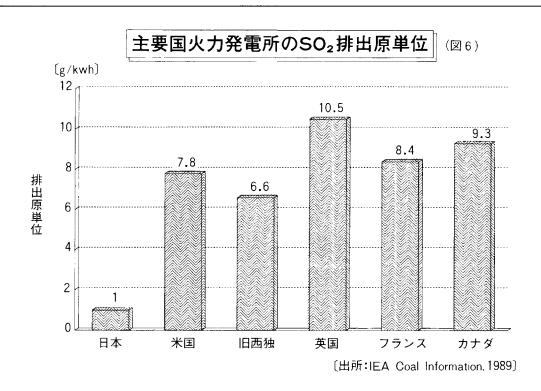
そういうことでございますが、大変賦存が安定していて、供給に価格的にも量的にも安定している ということでございます。日本は皆さんご案内のように、九州も産炭地で生産量も大変豊富だったの ですが、現在は限られた炭鉱で生産をやっています。日本は今は約1億2,000万トン近く使っており ますが、そのうちの1億1,000万トン強が輸入でございます。この輸入元はご案内のように豪州が一 番多く、そのほかインドネシア、アメリカ、カナダ、中国、南ア、大変多岐にわたったところから輪 入しておるということでございます。

では、なぜ今、クリーン・コール・テクノロジーかということです。なぜ今、こういったことが言われるようになっているのか、石炭の需要がこのようにますます伸びていながら、一方においてはクリーンな石炭の使い方について、いろいろなことが言われているというのはなぜかと、こういうことです。これについて触れてみたいと思います。

よく言われますのは「石炭は見えない」と言われます。日本においてはそういうことが言われます。 「石炭は見えない」と、これはなぜかということです。それは私流に考えれば、一つは石炭の需要が これほど伸びていながら宣伝というか、PRが行き届いていなかったということが言えるのではない か、いまだにこれほど石炭が使われているという実態を国民はあまり知らなかったのではないかと思 います。もう一点は、クリーンに石炭が使われていると、煙突を見ても白っぽい水蒸気がチョロチョ ロとしか出ていないと、多分遠くから眺めてみたらあれが石炭を使っているというのは判らないかも しれません。日頃街の中を石炭を積んだトラックが走るわけでもないし、なかなか国民の目に触れな い状態になっています。これは日本における状況でございますが、では果たして他の国はどうかとい うことになります。私もNEDOにまいりまして、数ヵ国回ってまいりまして、肌で感じていること を含めて話してみたいと思います。

石炭の環境問題というのは、私は現在2極分化といいますか、そういう方向で進んでいるのではないかと思います。日本みたいに非常に徹底してクリーンに使うという方向に向かって、それが着実に 実績を上げている国と、それと一方、石炭の需要はどんどん増えているけれども、そっちの面が必ず しもまだ十分でない。むしろ十分でないというよりも追いつかないで、ますます環境問題が深刻化し ているというところ、この2つに分かれているという気がしてなりません。これはそのデータの一つ でございます。(図6)

この図(図6)はIEAが発表した、いわゆる火力発電所から出るCO2の排出原単位、日本を1 としてほかの国との比較をしてみたわけです。これを見てお判りのように、日本は1に対して、ほか の国を非難するわけではないですけれども、これほど差があるということです。比較的先進国といわ れるところでさえこういうことです。ましてや発展途上国においては何をかいわんやというほどひど いというのが実態です。これはCO2だけで言っているわけでございますが、煤塵関係にしてもそう ですし、NOx 関係にしてもそうでございます。日本は発電所について見れば、煤塵についてももみ んな集塵機をつけていますから、90%以上は当然のことながら回収していますし、SOxにつきまし



ても脱硫率はみんな90%を超えています。それからNOxも80%ぐらいということで、非常に対策が 行き届いている。これは発電所だけに限らず、セメントなどはもっと徹底的にロータルキルンの中で 解決できるほど技術が進んでいる。製鉄所も同様でございます。そういうふうに日本の場合は対策が 大変行き届いているということが言えるかと思います。それでもまだまだ足らない点が多々ございま すので、何もこれで満足するわけではないですけれども、比較論においてそういうことが言えると思 います。

では、ほかの国はどうか、中国に行きましても石炭の需要がどんどん増えていますけれども、地域 的に大変深刻な問題が出ております。北京もそうですけれども、地方の都市におきましては、全くロ ーカルな環境問題として深刻な状況がございます。この間古都6000年の歴史を持った西安を訪れる機 会がありましたが、ここは地域の唯一の工業都市といわれており、それだけに石炭を使った工場、発 電所がございます。しかし大変大気が汚れているという状況でございました。最近また非常に話題を 提供してくれますタイでも同様のことが起きています。火力発電所を中心といたしまして、あそこは 残念ながら非常に高硫黄の石炭を使っているのです。自産炭を使っているのですが、残念ながら大変 SOx 排出量が高いということで、対策が十分でなかったために酸性雨による壊滅の地域があるぐら い大変深刻化しているということです。こういう状態を本当に放置していいのかということが言える のではないか思います。

石炭といいますと、どうしてもダーティーイメージがあって、今の環境問題に限らず、やはりかつ



て採炭における多数の災害を起こしました保安の問題、石炭というのはもともと汚いのだと、粉塵、 煤塵で汚いのだと、こういうイメージがあって、何となく悪い面が強調されてきた。そういうイメー ジが残っているのではないかと思いますが、日本の現状からいって石炭の実態はそうではないと断言 できます。日本みたいに石炭をクリーンに使えばこれからの需要の伸びている発展途上国の環境保全 に十分に対応することができるのではないかと思っています。従って我々のクリーン・コール・テク ノロジーを大いに理解してもらう必要があるのではないかと思うわけでございます。

次の論点でございます。「クリーン・コール帰ってきた新しい石炭の顔」というテーマについて、 触れてみたいと思います。今まで言ったこととちょっとダブりますが、石炭というと、どうしても燃 やすものという概念が強いと思います。事実、日本の中でもほとんど燃料として使っているわけです から、原料炭というのは燃料でない、還元材だということもありますから、必ずしも大半が燃料だと いうわけにはいかないかもしれませんが、非常に多様化してきている、あるいは多様化に向けて進ん でいると、こう言ったらいいのではないでしょうか。石炭はもともとバルキーなものでしたから、そ れを流体化していくと、こういった技術も発達してまいりました。これはご案内ように、九州でもも うすでに入っていますが、CWMです。石炭と水を混ぜて流体化して扱いやすく、燃えやすくする。 こういう方向に技術が進んでおります。また燃焼の方をとってみましても、日本は大変な発達をして いるということが言えると思います。従来、バルキーなまま使っていたのが、微粉炭の生だきに変わ り、今や流動層ボイラーによって低品位炭でも炉内の脱硫をしながら使えるような方向に、熱効率も 向上していっている。こういった燃焼を取ってもそうです。さらに最近は加圧流動層ということで、 レベルアップも図っているということではないかと思います。

また、燃焼以外の点を取りましても、近くにある宇部興産、ここは私には石炭ガス化の大きな技術 が実ったという感じがしておりますが、これはアメリカで生まれて日本で育った技術です。これはガ ス化しているのです。その過程で取れます硫酸、これは化学肥料工場に持っていく。それからいろい ろなガスも取れます。窒素ガスも取れますし、それはそれぞれに有効利用している。それから未燃分 も含んだ灰はどうか、これはセメントに持っていきます。あそこは一つの石炭のコンプレックスがで きておりまして、石炭をいろいろな形で利用しているのです。大変硫黄の高い(ハイサルファー)石 炭を使っていますけれども、何の問題もなくうまく出てきた生成物を利用しているということで、こ れは必ずしも高硫黄の石炭だからまずいというのではなく、高硫黄の石炭でもこういうふうに使えば エネルギー源として、あるいは化学原料源として十分使えるのだと、かつ環境に対応できるのだとい う実例ではないかと、こう思うわけです。

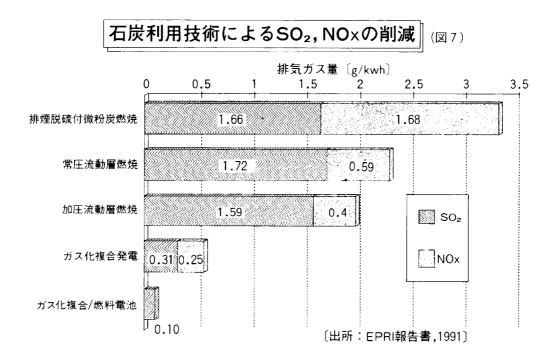
そのほか石炭について、古くから日本は石炭のブリケットを使っていましたが、今でも日本で使っ ているのです。10万トンぐらい使っています。これは北陸だとか、そういったところでです。これが 最近、大変もてはやされておりまして、中国とかインドネシアが、これは後でも述べますが、日本の 技術協力を求められています。また活性炭に使うとか、いろいろな目的に石炭が利用されつつありま す。

21

さらに石炭を変えて使おうと、これはガス化して、さっきの多目的のガス化ではないけれども、ガ ス化してさらに効率よく使うのだと、あるいは液化して将来、今の石油のガソリンの代替、あれは補 完材として使うのだということで技術がどんどん伸びてきているということを申し上げたい。それに よって、今後石炭の需要が増えてくる中で、環境に対応していくということが可能になってくるので はないかと、こう思うわけでございます。

その例を申し上げますと、(図7)これはEPRIの報告書の中から取ったのですが、必ずしもこ の数字が妥当かどうか、ちょっと疑問を挟まれるところもあるかもしれませんが、今の微粉炭燃焼と、 それから常圧の流動層、加圧流動層、それから今、NEDOが中心になって進めているガス化複合発 電、先進的な技術を用いることによって、排出するCO2単位がどんどん減っていくということで、 大変技術開発の重要性がよくわかると思います。日本も含めて各国もまだまだこういうことに努力さ れているのです。これから石炭の需要の増加に対してこういったクリーン・コール・テクノロジーの 発達によってCO2を下げていけるのだということをあらわした数字です。

もう一つ、CO<sub>2</sub>の問題というのはグローバルな問題です。要するに今、言われている環境問題に は2つあるということを述べたいのです。ローカルの問題というのは先ほど言った煤塵だとか、SOx とかNOx、これらはある意味ではローカルな問題です。地域の問題です。必ずしもSOx 、NOx が地域の問題ではなくて、飛んでくれば非常に広域的に問題になるので、必ずしもローカルな問題と はいえないかもしれませんが、一方CO<sub>2</sub>というのはこれは地球温暖化の問題でございますから、ま



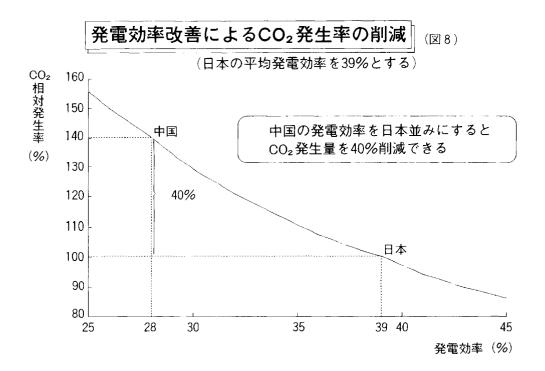


さしくこれはグローバルな問題です。しかしグローバルな問題だからといって各国は放っておいても いいかというと、これは問題なんです。温暖化防止条約が今、170カ国ぐらい入っていますが、各国 努力しなければなりません。この一つの例としまして、技術が発達すればこれほど差が出ますよと、 中国と日本の話で恐縮でございますが、これは発電の熱効率を示しています。(図8)日本は今は大 体39%です。さっき申しました加圧流動層とか、複合発電は40%を越えている。これは発電効率が上 がると、CO2の相対的な発生率が低くなる。これは発電効率が低いと、例えば中国は28%程度だと いわれています。そうするとその差、相対発生率の差は40%ほどあるのだということです。発電効率 は日本が一番高いと思います。恐らく日本並に近づいてくれば、もっともっとCO2の発生量が減る のではないかと思います。

もちろん石炭の使用量を増やしながら、これからCO₂に対する対策を取らなければいけないわけ ですから、その一つとして効率をアップするということは非常に大事だということで、クリーン・コ ール・テクノロジーの重要性がお判り頂けると思います。

ちなみに製鉄所を例にとってみますと、これは世界で大体10億トンが生産されていると言われてい ます。日本は約1億トン、最近は1億トン弱になりましたけれども、日本並に各国の製鉄所も環境対 策をすれば、今排出している汚染物質は半分になるだろうと言われています。だからそれほど対策を ちゃんとやれば減るのだという一つの例だと思います。

それでは次のテーマに入りたいと思います。経済成長とエネルギー需要の確保・環境保護、これの



同時達成の命題は本当に解決できるのかというところに入ってみたいと思います。特に急速な需要が 伸びているアジア地域における石炭の需要に対処して、果たしてこの命題の解決が可能なのかという ことについて、触れてみたいと思います。

私はクリーン・コール・テクノロジーというのは、どうも概念が狭いのではないかと思います。こ れはAPEC(アジア太平洋経済協力会議)あたりでも定義していますが、今のところ後処理なんで す。燃やした後の排煙処理をどうするかとか、この後のところに視点がいっているのです。これだけ ではこんなに伸びる石炭の需要には対処しきれないのではないかというのが私の持論でございまして、 いかに石炭をクリーンに使うか、そのために技術はどうあるべきだと、あるいはどういうふうに使う かというソフトがどうあるべきかと、そういうところから入らないとこの命題は解決しないのではな いかと思います。出てきたものだけを取り上げてどうやるのだといっても、排出源をひとつずつ処理 するのではこれは経済的に大変コストがかかります。そういった経済性の問題もございます。そこだ けやっても解決にはならないのです。例えば中国には40万基のボイラーがあるといわれています。そ れを今、急にリプレイスするわけではございませんでしょうし、ひとつひとつ排煙処理をやってもそ れはなかなか解決しないのではないかという感じがしてなりません。

言いたいことは、いわば石炭について見ればアップストリームからダウンストリーム、最後の後処 理まで含めて考えなければならないということです。アップストリームとは何かというと、これは要 するに石炭の供給のところです。生産から品質管理、流通、そういった問題も含めていかに石炭をう まく使うか、クリーンにしておくか、前処理をしておくかということが大変大事ではないかと思いま す。

ご案内のように、日本の石炭の使い方は大変うまくいっています。あるいは贅沢だという説もござ いますが、皆さんはあまり知らないかもしれませんが、日本はどれほどどんな使い方をしているかと 申しますと、例えば製鉄所に見れば、大体20炭種ぐらい入っております。これを上手に混炭して、一 定のレベルのサルファーなり灰なり、物性なりにして使っています。多分発電所も10炭種を超えてい るかもしれません。上手にローサルファーの石炭を輸入してうまく混ぜる、まず原料炭対策が徹底し ているのです。これは僕はほかの国にないところだと思います。まずそういったことが大事であると いうことをまず強調しておきたいのです。これは今、日本で生産しているところでも、日本は必ず選 炭しています。これは非常に大事なことです。私は中国に行ってびっくりしたのですが、ほとんど一 般炭は選炭をしていないのです。原炭のまま燃やしているということです。これではいくらいいボイ ラーでも、何も処理していませんから未燃分は残りますし効率は悪いです。

石炭に含まれています硫黄分には無機と有機があるわけですが、無機の方は天然のパイライトみた いなものが入っているわけですから、これは選炭すればかなり落ちてしまいます。またもちろん選炭 すればアッシュも落ちます。そういうことでまず原料対策をきちんとやらないとまずいのではないか ということです。東南アジアを含めた環境問題は特にそこに力を入れないとだめではないかという感 じがするわけです。

24



そうすると原料がきちんとなっていれば、そこからそれぞれの需要のところに供給するわけですか ら、これは一つの面なり線となって対策が進んでいくということだと思います。しかしそれでもやは りローカル問題が残りますから、地域的にはなかなかそれがいかないという問題もございます。これ はやはり後処理をきちんとしなければならない。後処理もこれは出てきたところで押さえるのか、燃 やすところで押さえるのかということだと思います。今盛んに言われていますのは、これは炉内脱硫、 こういったことが大事であると、流動層が今、非常に中国はじめ関心が深まっています。しかしそれ は新しくつくるところ、あるいはリプレイするところはそれでいいかもしれませんが、古いボイラー を使わざるを得ないということになりますと、これはやはり排煙脱硫をやらなければならないという ことになります。その辺は使い分けながらやらなければならない問題だと思います。

そういうことで私が言いたいのは、広くこのクリーン・コール・テクノロジーのカテゴリーもカバーしないといけないのではないかと、これはソフトとハードと両方あるということを特に強調しておきたいです。これはハードだけやってもだめです。ソフトも一緒にやってやらないといけない。今お話しした日本の原料対策は技術前というか、むしろソフトの問題です。そういう面も強調しておきたいと思います。

また同時に、考えておかないといけないのは省エネです。これは原単位でよく言われますが、日本 はさっき申しましたように大変徹底しておりますから、無駄なことはあまりしないということです。 製品原単位当たりのエネルギー消費、石炭の消費は日本の場合、非常に少ないです。ところがほかの 国を見ますと倍ぐらいになっているということです。これはやはり極力省エネ、エネルギーは使わな い、無駄な使い方をしないということがまず第1だと思います。

そこでやはり経済的なメリットを生み出しながら環境対策をしているということだと思います。こ れは製鉄所の方がおられると、異論を挟まれるかもしれませんが、私が聞いているところでは、日本 の製鉄所というのは非常に環境対策が進み、その上に省エネも進んだのです。省エネ効果が環境対策 費とほぼイーブンだと言われています。もしもそれをやらなければ、環境対策費はそのままコストに 乗っかるということになるわけです。だから環境対策は省エネと同時並行的にやらないと、経済性の 問題もあってうまくいかないということを強調しておきたいと思います。

そういうことで、広くそういった技術を、石炭をいかにクリーンに使うかということで、カバーす るアップストリームからダウンストリームあるいは後処理まで、技術体系を分類してみました。要す るにさっき言った前処理というのは選炭のことです。これはこういったガス化するとき、あるいは液 化するときも非常に大事なんです。前処理をしないとこういうハイテク技術というのはうまくいかな いのです。そういう意味でも燃料を使う時でもこれが非常に大事です。前処理をして品質管理をする ということが大事だと思います。それから移送する時に、流体化していくということが一つのポイン トとなってくると思います。これも前処理が大事なんです。それから使い方を変えてガス化するとか、 液化するとかしますが、これらはいずれもハイテク技術です。こういったことも今後、非常に大きな 課題だと思います。今盛んにナショナルプロジェクトでやっているテーマです。 それからいろいろな技術開発の試みがございます。製鉄所の中でも溶融還元法、コークスでなくて 石炭をいきなり溶鉱炉の中に入れて使う技術とか、あるいはセメントではロータリーキルンを使わな いで燃焼する方法だとか、これはみんな熱効率が上がるのです。そういうふうにみんなそれぞれの分 野でハイテク技術が開発されていっているという一つの例です。

それで次のカテゴリーに入りたいと思います。このように技術開発した後、世界に対して日本はど うするのだということが次の問題だと思います。これはいわば技術の移転のことでございます。ここ で私は「いつか来た道、明日を拓く道」ということで、点から線へ、線から面へと広げていったらど うかと思います。今年からグリーンエイドプランというのを通産省は発足させました。これは日本が 培った技術、これを広く東南アジアを含めた国に技術を移転しようということです。いわば各国のマ スタープラン、どういうふうに使ったらいいかというマスタープランから入りまして、燃焼なら燃焼 の技術のモデルプラントを日本からもってまいりまして実証していくと、ゆくゆくはその国で消化し ていただいて、どんどん広めてもらうということで、今やっておるわけです。これは一つは流動層、 一つは排煙脱硫、簡易脱硫です。これはいきなり高い技術を移転しても難しいので、中間的なところ の技術を移転していこうと、いわば各国にあったものを持ち込むということが大事かということで、 今やっています。

そのほかブリケット、相当中国もブリケットに興味をもっている。日本では使用は少なくなってお りますが、最近バイオブリケット、要するにあまり煙が出ないものが開発されているわけです。そう いうことで大変な技術を持っています。驚くことなかれインドネシアなどは皆さんは石油の国という イメージがあると思いますが、インドネシアにつきましては将来を見越しまして石炭を使っていこう という政策をとり始めました。あそこは石炭の埋蔵量が大変豊富でございます。300億トン強の埋蔵 量があるといわれておりますが、将来の石油の減衰を見極めながら、石炭に換えていかなければなら ないということで、もうすでに石炭火力発電所などをどんどんつくっています。同時に、民生用にケ ロシン(石油)を使ったものを石炭に換えるのだということで、今年、スハルト大統領が号令しまし て、今ブリケット化の事業が進んでおります。これも日本の技術を移転しようということで今、話が 進んでおります。そのほかフィリピンでも火力発電所の問題について、日本から技術を輸入したいと いうことで、こことも協力してやっております。そういうことで、日本で培った技術を広く東南アジ アを中心としまして、技術を移転しようという考えでおります。

さらには先程申し上げた前処理の問題とか、まだまだ日本が手掛けなければならない問題も多々ご ざいます。これから各国のいかにこれから石炭をうまく使うかというテーマについて、マスタープラ ンをつくりながらその中にそういったものも折り込んでいかなければならないと思います。先程多少 ふれました宇部興産のガス化プラント、これの2号炉、3号炉は中国で使おうということで、これも 輸出される見通しになっています。そういうことで日本の技術が各国に移転される方向にいっている。

ここで大事なのは、私はソフトも含めて移転しなければまずいと、ハードの箱物だけではうまくい かないのではないかと、こういう感じを持っています。あわせてやはり人材の養成です。これが非常



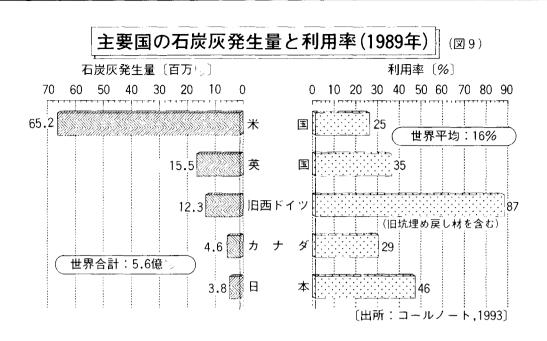
に大事ではないかと、これはAPECを中心に今、盛んに叫ばれておりまして、こういったモデルプ ラントを持ち込むと同時に、それをうまく使う人材を養成しなければならないという感じがしており ます。また一つの利用形態として地域産業としてのとらえ方も大事ではないか、先程申しました宇部 興産みたいな石炭コンプレックスあるいは石炭コンビナートというのかもしれない。一つの地域産業 をうまく石炭の利用と絡めていくということも非常に大事なことではないかと思います。

私に与えられた時間もあとわずかですから、もう一言しゃべりたいと思いますが、「石炭資源を大 切に、地球に優しく」を最後の締めくくりにしたいと思いますが、そうは言ってもまだまだ課題が残 されています。いかに石炭の利用効率を高めながら、この需要拡大に対処していくかというのが大変 大事なことだと思います。CO2の問題にしてもまだ残されていますし、それから利用効率を高める ということになりますと、燃焼問題がまだ残されています。それからNOxの問題もまだ残されてい ます。そういう意味で技術の確立によってそれらをカバーしていかなければならない。また石炭の本 当の根っこのところについて、まだまだ明らかにしなければならない。燃焼の問題もそうですし、石 炭の改質問題、これは前処理も含めて改質をどうするか、これはこれから石炭のいわば微視的な観点 からもやっていかなければならないということでございます。そういったテーマ、また今、転換技術、 液化だとか、ガス化だとか、あるいは先程申しました溶融還元とか、セメントの問題とか、こういっ たものも大きなテーマとして進めていかなければならない。と同時に、非常に古くから灰の問題、こ れが非常に大事だと思いますので、一言触れておきたいと思います。

この灰が今、日本では600万トンぐらい出ているのです。こんな調子でいきますと、大体2000年に は倍になる。1,000万トンを超えてしまうのです。これをどういうふうに処分するかというのは大変 大事なことです。石炭灰は廃棄処理物の規制にかかっています。これは各国の利用率を出しています が、(図9)日本はまだ46%ぐらいです。これはほとんどセメントなどに利用されていますが、あと は埋め立てとか、そういうところです。これが本当に厄介な問題です。各国もこれに悩んでいます。 これは旧西ドイツだけは87%と非常に高いのですが、これは旧坑に埋めているのだそうです。大量に 消費しているところは高いのです。これはやはりいかに日本が上げていくかということが今後の需要 との問題で非常に大事なことです。現在、石炭利用総合センターにおいて、これは通産省の補助金に よって実証しようと、石炭灰を例えば港湾等に埋め立てた時にどうなるかとか、大型の処理の実証実 験を開始しているわけです。そういったことを含めながら、この石炭灰の問題について対処していか なければならないと思います。

それから低品位炭の利用問題についてもいろいろございます。これは各国から提案されていますが、 今選炭などをやりますと、スラッジをどうするかとか、そういった問題がございます。これも大きな 課題だと思いますが、これは流動層ボイラーが非常に発達していますから、そういう問題と組み合わ せていくことによって開発が進んでいくのではないかと思います。

いずれにしましても、石炭資源というのは必ずしも豊富だからといって無限にあるものではない、 有限ですし、やはり開発された石炭を残すことなく使っている、そして環境に優しく使うこと、これ



は大変大事なことだと思います。

そういった面から技術がうまくカバーしていくと、これはまだまだ限りなくテーマが残されている ということで、大いにチャレンジしていかなければならないということを最後に申し上げまして、私 のお話にしたいと思います。どうもありがとうございました。

**持田教授** 安藤理事、どうもありがとうございました。

ここで、今のご講演に関しまして、短いご質問がありましたらお受けしたいと思います。総合的な 討論につきましては、後でまとめてしたいと思いますが、ただいまのご講演につきまして、何かこう いう点を確かめておきたいという点がございましたらどうぞ。

各国の事情についてのご説明がございましたが、それについても各国からの代表の方がおられます から、後ほどタイ、インドネシア、中国の方々からもお話を承るように考えております。何かござい ませんでしょうか。

今、人材の養成が非常に大事だというお話がございましたが、何か具体的な計画がNEDOあるい は通産省の方ありませんでしょうか。

**安藤理事** これは発表していいかどうかですが、実はAPECの場で、もう議論が進んでおりまして、人材のプランづくりをしようということで、日本もなにがしかのファンドを出すことにしており

液体の廃棄物、地球温暖化ガス、その他、石炭を使用することによって排出されるようなガスをコン トロールするということ、3つ目の目標といたしまして、これまで米国が培ってまいりましたクリー ン・コール・テクノロジーを発展途上国に対して、それから現在、自由市場経済への移行過程にあり ます諸国に対して移転し、あるいは技術を輸出していくという活動であります。

それでは排出制限についてお話ししていきたいと思います。1990年11月15日に米国の下院議会は19 90年修正大気浄化法を施行いたしました。これは頭文字を取りまして1990年のCAAAというふうに 呼んでおります。大気浄化法なんですけれども、二酸化硫黄と窒素酸化物につきまして、排出量を削 減するための目標値を設定いたしました。こういった物質はこれまで酸性雨を引き起こすとしてすで に同定されていたからであります。そして二酸化硫黄と窒素酸化物につきましては、2段階削減とい う形でやっていこうとしております。特にこの場合、二酸化硫黄に注目しております。第1段階にお きてましては、1995年を目標といたしております。そのための方策といたしまして、燃料シフトをす るということ、それから公害防止のための技術を導入するということです。既存のブラントに対して あまり資本を投下しないで、新しいプラントを設立することなしに、公害を抑制していくための策を 取るということ、もう一つは排気ガスの浄化であります。

第2段階といたしましては2000年が目標となっております。ただ非常に大きな技術課題あるいは科 学技術の面での課題が残されていると言わなければなりません。この1990年修正大気浄化法におきま しては、二酸化硫黄の排出許容限度を決めておりまして、各州で決まっているわけであります。例え ばたくさん二酸化硫黄を放出するような州においては、排出許容限度を破ってしまうわけであります から、余裕のあるところから借りてこないといけないということなんです。あまり出さないところか ら排出許容限度の量を借りてまいりまして、第1段階の二酸化硫黄の限度を守るようにしなければな らないということで、各州の間で二酸化硫黄の許容限度をやりとりいたします。

そしてNOx についても二酸化硫黄と同じ形で、第1段階のターゲットを決めるわけでありますけ れども、特に環境保護庁、EPAの方からはNOx の排出原因といたしまして1997年までにウェット ボトム、セルバーナ、サイクロン、その他ボイラーについての基準が決められるとこになっておりま す。

それからさまざまなNOx あるいは二酸化硫黄両方をコントロールするためのテクノロジーの実証 を今、米国産の石炭を使うことによって、いろいろな発電所で実証の活動が行われております。今の ところNOx については排出限度を各州の間で貸し借りするというような方策が取られることにはな っておりません。

それでは実証についてお話ししたいと思います。米国においてこれまで開発されたものです。ただ 時間がございませんので、全部お話しすることはできないのですが、特に皆様に注目していただきた いのは触媒を使ったものです。特にこの分野で専門的に研究しているのですが、トプソー(TOPS O)のNOx 及びSOx の高度触媒排ガス浄化システムというものであります。SOx とNOx の触 媒を使うことによって排ガスを浄化していくというものであります。このプロジェクトは次のような ものであります。

まず、ボイラーから出てきます煙突からのガスから、まず高効率のフィルターのバックフィルター ハウスを使ってフライアッシュを除去いたします。

このやり方ですが、排ガスをまずフライアッシュを取り除きます。高効率のファブリックのフィル ターを使っております。バッグフィルターを使っているのです。そして灰分を含まなくなったガスの 再加熱を行いまして、NOx は少量のアンモニアと反応させまして、窒素と水を生み出します。もち ろんこの触媒というのは特許で保護されました情報ですので、どのような触媒を使っているか、私は ここで開示することはできません。次にSO2を酸化しまして、SO3にします。これは第2の触媒コ ンバーターを使うものであります。その後、ガスはガラス管のコンデンサーを使って捕集されます。 これは最新式のものであります。ここでSO3はH2SO4に水和されます。この技術を使うことによ って二酸化硫黄は95%除去されるように設計されております。NOx については排ガスから90%以上 除去されるというものであります。しかもH2SO4という形で副産物を販売することができるという おまけ付きであります。この際には吸収剤も使いません。それから廃棄物も出ないというものです。

それでは2番目の実証の活動でありますが、これはサイクロンボイラーのNOx をコントロールす るために石炭を再燃焼させるというものであります。ここで一番大事なテクノロジーは、バブコック &ウィルコックス社で使っております石炭の再燃焼であります。

まず主要な第一燃焼部におけるNOx を減らすために、複数の燃焼ゾーンを使用しております。燃 焼ゾーンにおきましては投入いたします石炭の70%から80%を投入します。それから燃焼用の空気と いたしましては、通常よりも少し少ない目の空気を入れます。そして残りの20から30%の石炭につい ては理論的に要求される空気量よりも少し少ない空気で燃焼させますが、これはサイクロンの上にあ りますボイラーのところに入れまして、再燃焼ゾーンのところに入れます。ですからここでは酸素が 不足した状態になっているところで再燃焼させるということなんです。サイクロンバーナーの中でで きましたNOx は、今度は還元性の排ガスと反応いたしまして、水蒸気と窒素になるわけであります。 一番最後のプロセスは完全燃焼ゾーンといわれているですけれども、残りの燃焼用の空気をここで追 加して入れてやります。

それでは非常に性能の高い公害防止のための装置についてお話ししていきたいと思います。後から いろいろな設備を既存のプラントに対してまたはプラントを改造せずに適合させていくことが追求さ れています。非常に高効率で公害物質をとらえることができますし、投資も運転コストも少なくてす む、それから効率もよくて誰でも使える、それから廃棄物も出ないというように工夫します。例えば 公害物質をつかまえますと、それはリサイクルにしたり、あるいは副産物として販売できるものに転 換することができるということです。そういったテクノロジーの例といたしましては、高度な排ガス 脱硫装置、それから高度な二酸化硫黄、NOx 及び粒子を除去するための複合システム、それから低 NOx バーナー、それから触媒を使った、あるいは使わない窒素酸化物除去システム、それからガス と石炭の再燃焼のためのシステム、それから吸入剤を注入するシステム等々いろいろあるわけです。 高度な石炭利用のための技術として申し上げます。クリーン・コール・テクノロジーというのは、 新世代の高度な石炭利用のテクノロジーであります。環境の面でもクリーンでそして多くの場合によ っては従来よりも効率が高く、コストも少なくてすむというものであります。従来型の石炭使用と比 べて利点が多いわけです。クリーン・コール・テクノロジーというのは4つに分けて考えることがで きます。1つは燃焼前のクリーニング、2番目はクリーンな燃焼、3番目は燃焼後のクリーニング、 そして4番目が石炭転換のプロセスです。

これを一つ一つ順番に見ていきたいと思います。まず燃焼前のクリーニングであります。やり方は 2つです。1つは物理的なクリーニングです。望ましくないような物質を石炭から取り除いていくわ けでありますが、物理的な性質、物性、例えば密度であるとか、表面特性の差で分離していきます。 次のような三つのアプローチがあります。泡沫浮遊法、重力による分離、それから静電による分離と があると思います。化学的あるいは生物学的なクリーニング、こういったアプローチは有機物である 硫黄を除去するものであります。石炭に対して化学的に結合しているものを取り去る時に化学的、生 物学的なステップで取り除いていくものであります。化学的なものといたしましては、溶融アルカリ 抽出法、それから生物界に存在しておりますバクテリアを使います。この有機物である窒素を消化す るするようなバクテリアを使います。次にクリーンな燃焼をやるということ、燃焼中に公害物質を取 っていくということであります。燃焼のパラメータをうまく管理してやります。

燃料とか空気、酸素との間の割合であるとか、そのプロセスの温度等のパラメータを管理すること によって行う、あるいは公害物質を吸収してくれるような物質を注入することによって行います。

サイクロンシステムというのを先程申し上げました。それから流動層の燃焼ユニット化というのが あります。これらを使いますと、窒素酸化物の排出量は75%を削減することができます。すなわち4 分の1に減らすことができるということであります。また石灰石を燃焼チェンバーに入れることによ りまして、硫黄を90%削減する可能性があります。

では燃焼後のクリーニングでありますが、二酸化硫黄であるとか、窒素酸化物、それからダウンス トリームの排ガスと一緒に出てきます粒子を取り除くというものであります。

ボイラーから出てきた後、取り除くというものでありますが、いろいろな利点があります。例えば 滞留時間を長くすることができる。硫黄吸収剤との反応率を高くすることができる。そして複数の公 害物質を一挙に取り除くことができる。SOx とNOx を一緒に取り除くことができる。粒子なども 一緒に取り除いてやることができるということ、それから硫黄吸収剤である化学物質を再生すること ができるので、コスト的にも得であること、それからほとんど廃棄物が出ないこと、そして乾燥した 環境にとって問題のない廃棄物が出るので、H₂SO₄のように商業的な価値を持った副産物を回収す ることができるということです。

次に、今私が取り組んでいるものでありますが、石炭の転換プロセスであります。一番よく考えら れておりますのが、ガス化することであります。また流動化にすることもあります。これはガス、す なわち気体、液体、固体、全部を混合したものであります。いろいろな新しい技術がありますが、石

32



炭ガス化複合システム、非常にマイルドなガス化、石炭の液化、これはペンシルバニア州立大学、そ れから現在九州大学と共同で当地(福岡)で研究しているものであります。このプログラムについて も少し話したいのですけれども、ロドリゲス博士という私の同僚ですが、後でこの話をすることにな っております。もう少しサイエンスの面に注目して彼女の方から話してくれることになっております。 それから燃料電池、マグネトハイドロダイナミックス、MHD、それからクローズドサイクルのガス タービン、それから鉄鋼生産に直接石炭を使ってしまうというものです。

石炭液化ということを見ますと、2つの方法があります。液体燃料に石炭を転換していくというや り方の1つは間接液化です。まず石炭をガス化いたします。その後、できましたCOと、それから水 素という合成ガスを液体燃料に転換していくというものです。2段階でやります。触媒も使います。 石炭ガス化のところで使う触媒と、それから合成ガスから液体燃料に転換する時に合成反応の時に使 う触媒と両方あります。アルコールとか炭化水素が合成されます。

2番目は、直接液化をやるということであります。石炭の中にあります固体有機物を直接液体燃料 にしていくということであります。この時には水素を添加転換します。燃料の中の水素対炭素の比率 が上がり、石油ベースの燃料に負けないぐらいの水素対炭素の比率となります。

最後にまとめますが、私達はこれまでNEDOの国際協同研究資金の補助による共同研究を遂行し ています。ペンシルバニア州立大学ベーカー教授つまり私のグループと福岡の持田先生のグループ、 それからオーストラリアのジャクソン先生のグループ、それから日本のニタ村先生のグループがチー ムを組んで非常に新しい鉄系触媒を使いまして、直接石炭を液化する研究で、次世代液化技術に貢献 するということを目的としています。

どうもご静聴、ありがとうございます。

**持田教授** 唯今の講演に関しまして、先ほどと同様に何かご質問ございますでしょうか。

**安藤理事** 石炭の前処理、今、先生がお話しなさいました中で、バクテリアによる改質、これは日本でも数カ所でやっていますが、無機の方はある程度やれるという感じを持っているのですが、有機の方は、組織に入っている硫黄はなかなかバクテリアでもうまく処理しきれないというのが今の研究の実態ではないかと思うのですが、この点について、アメリカの実情あるいは見通し、何か見解がございましたら、お聞かせ願いたいと思います。

**ベーカー教授** あまりいろいろ話せないのですけれども、今、ニュージャージー州でエクソンがやっている研究であります。アラスカでの事故がありましたことで、この研究の加速度がかなりついていると思います。今のところ、特許で守られておりますので、お話しできないのですが、近い将来には一般に公開されると思います。

**持田教授**他にはいかがでしょうか。

私から聞いてよろしいでしょうか。

米国政府の役割はどうでしょうか。このようなクリーン・コール・テクノロジーと政府の関わりと いうのはいかがでしょうか。クリーン・エア・アクト、大気浄化法について、相当石炭も使われてい ると思いますので、石炭の研究に対して米国政府の方からの資金はどのくらいでしょうか。

ベーカー教授 しっかりとした数字は今の段階ではわからないのですけれども。

**持田教授** 政府からの資金はかなり出ていますか。

**ベーカー教授**はい、ただ残念ながら、十分ではないです。もっと出してほしいと思うのですが、 そこまでは政府は出してくれません。現時点におきましては、ご存じのとおり副大統領はゴア氏です が、非常に環境派ということで、環境浄化ということを一番に訴えている人なんです。ですからその 結果、この石炭の研究についても、ゴア副大統領のイニシアチブで資金が出ております。ただ、ほか の政府主導のプログラムと同じことなんですけれども、私達は毎月毎月基本の仕事をしていかなけれ ばならないという不安定がありまう。

もっと大きな問題というのは、石炭の問題というだけではなくて、今、米国におきましては他にも っと大きな問題があります。核廃棄物の問題です。この核廃棄物の問題というのは恐ろしい問題なん です。エネルギー省だけが関わっているわけでありませんで、ナショナルサイエンスファンデーショ ン(NFS)であるとか、国防総省であるとか、こういったところが非常に大規模な努力を開始して おります。化学者、そして化学工業に対してもっと努力をするようにと言われております。核廃棄物 を除去するための方策を練りだすようにというふうに言われております。

放射性核物質貯蔵はワシントン州に集中しています。どこから出されてくるかといいますと、原発 だけではなくて、もっと攻撃的な兵器からも出てきます。もちろん米国の国民がこういったものを十 分に認識しているかどうかというのは今のところ疑問ではありますが。

**持田教授** それではご質問はよろしいでしょうか。

それでは後でまたご意見を承ることにして、 応ここでベーカー教授のご講演を終わらせていただ きたいと思います。

ベーカー教授、ありがとうございました。

用するということが大切でしょう。したがって、経済性を上げること、また燃焼効率を上げることが 必要でしょう。また冶金工業を見ましても新しい開発が見られます。例えば高炉を考えてみましょう。 高炉の生産性向上は継続的に達成されています。コークス比も今、PCI(微粉炭吹上)によりまし て非常に改善されています。5、6年前に比べますと、非常に改善されています。ただ、今日本でも オーストラリアでもコークス炉がもう寿命に達しているということです。しかしその寿命をできるだ け引き延ばすためにはどうするのか。コークスの使用量を減らすことによって寿命を伸ばすことがで きる。ではどうすればコークス使用量を減らすことができるか。PCIを増やせばいいわけです。で はどうやってPCIを増やすのかということになるわけです。それがよりクリーンな石炭づくりとい うことにもつながるわけです。

また新しい技術といたしまして、直接溶融技術、静電技術があるということももうすでにお話がご ざいました。石炭を使うにあたって非常に困難な状況があったのが、今、改善されつつあります。例 えば金属の溶融浴への注入についても改善が見られています。従いまして、炭素と溶融金属間の相互 作用をできるだけ減らす努力がされています。

かなり短期間にいろいろな改善が見られました。発電の在来型では、30から38%の発電効率に向上、 それが今横ばい状態に達しています。従いまして、従来型のスチームサイクルは一定の熱効率レベル に達してしまった。ではこれからの改善はどうするのか。複合サイクルがひとつの方法です。すなわ ち1GCC石炭ガス化複合サイクルがその一例です。また今後、次世代型の燃料電池の技術も台頭し てくるでしょう。今日は1GCCに限ってお話をいたしましょう。また超微粒子石炭による高負荷燃 焼にも一部触れまして、ガス化、それから石炭の液化について考えてみたいと思います。

では、まずガス化の全体の流れをおさらいしておきましょう。これは高圧のガス化の概念図です。 ここの上のところからに石炭を注入し、それから酸素とスチームとが混合されます。いかなるガス化 でも基本的なプロセスは変わりません。急速な間隙化、攻撃化がみられます。そして燃焼が見られる わけです。しかし残念ながら圧力が非常に高いことが攻撃化、間隙化にどのような影響を与えるかに ついてデータは十分にはございません。

石炭の転換動力学に関しましては、従来システムによってかなり内容がわかってきております。従 いまして、それほど大きな問題を抱えていると言えないでしょう。しかしながらチャーとスチームの 反応率についてはあまり判っておりません。特に高圧ガス化においての化学反応率がはっきりしてい ないというのが、今、大きな課題となっております。またガス化のプロセスの中で、どの程度石炭が 転換できるかということが問題にります。これはチャーと酸素の転換率に比べますと、石炭がじゅぶ んには転換されない。この理由は石炭チャーがシングルパスするからです。

それからもう一つ重要な要素として考えなければいけないのは、鉱物質がどうなるのかです。ファ ーネスから鉱物質が容易に除去できるようになって欲しい。従いまして、鉱物質の化学性質を変える ことによって除去が簡単になることがあります。例えば融剤を使うといたします。融剤を使うことに よって、スラッギングが悪化する場合もあります。しかし一般的には融剤を使うことによって、クリ

nal technology

ーニングプロセスを促進し、石炭灰の溶融プロセスを十分に使えるレベルへと持っていけます。

簡単ですけれども、ほかの様相、これは高炉におけるところのPCIの理由です。まず温度が非常 に高い、2,000℃ぐらいです。圧力も高い。それから酸素濃度をどうやって上げるかということです。 しかし一番重要なことは、非常に滞留時間が短い、すなわち10分の1から30分の1秒という滞留時間 で、どうやって十分に石炭を燃焼するかが問題です。このチャーのキャリオーバーをどのように下げ るかが問題です。これはPCIにおけるマイナス点と言えましょう。

では、どうしてこのチャーキャリーオーバーを制限しなければならないかということをご説明しま しょう。ここが高炉です。このような形、ランウェイを通して石炭を注入します。そしてここに酸化 剤を注入する。高速で注入されて、このような小さなゾーンですから滞留時間が短い。ランウェイは 大体1㎡ぐらいです。石炭の注入速度が200m/secぐらいということを考えると、10の1、30分の1 秒というレベルで、石炭を十分に燃焼しきらないといけないということです。この場ですべてを燃焼 しなければいけない。石炭のみならず石炭から発生するところの鉱物質も燃焼しなければならない。 従って燃焼度を上げるということが非常に難しく、高負荷状態に陥るというマイナス面が生じます。

さて、燃焼負荷というのをどのように考えるかということなんですが、これはリアクターの容量あ たりのエネルギーリリース率と考えたいと思います。このWというのは石炭のマススループット、V というのはリアクターの出量、そしてQmというのが燃料の定格エネルギーということです。すなわ ちリアクターの容量を減らすことによって、より反応分子を注入することができる。ではそのために はどうするのか。圧力を上げることによってリアクションチャンバーの容量を下げることができる。 また燃料の定格エネルギーに関しましても、それを最適化することによって、適切なレベルで鉱物材 を除去することができるわけです。すなわちスラッジの問題を削減することができるわけです。これ が私が言うガス化におけるところの燃焼負荷という考え方です。

さて、ちょっと古い資料なんです。60年代、70年代の事情ということで、いくつかの技術でどのような改善が見られたかということをご覧いただいております。縦軸に取られておりますのが負荷、横軸に取られておりますのがいろいろなタイプの技術です。PFボイラーの場合ですと、非常に負荷が低いわけです。石炭の燃焼効率を上げることができる、すなわち100%転換できることができてもなかなか好ましくない。PFBCの場合も非常にいいと、なんとならば圧力を上げることによって、PFBCによって負荷を上げることができたと、しかしこの場合は温度を一部の触媒を使うことによって、ある程度下げたというのもプラスになっているわけです。また日本のクレアピーガス炉に関しましても、日量200トン、それから1日当たり50トンの例を見ましても、ガス化効率がこれぐらい上がっているわけです。これは大体0.2Mw/m<sup>2</sup>ということで、かなりの改善が見られている例です。

次に、ブラストファーネスレースウェイの場合をご覧ください。左側から4番目ですけれども、や はり石炭の転換率というのもガス化を高めることができるのですけれども、コークスの大半をバーン アウトしなければいけないというもう一つの問題をはらんでおります。ただしこの場合、レースウェ イにおけるところの石炭の滞留時間が長いというので助かっている部分もあるでしょう。 次に、MHDの燃焼炉に関しまして、これは非常に今、70年代から研究が進んでいる分野なんです けれども、圧力を上げて操作し、そして温度は特に上げています。このデータですと、1963年ぐらい の古いものなんですけれども、2,500℃という高い温度でオペレートした場合の例です。しかし高炉 のレースウェイとMHDの燃焼炉はそれほど大きな違いはありません。それからもう一つ、右側から 2番目は実験炉、これも1960年代の後半の実験例なんですけれども、いずれをいたしましても左側か ら右側を見ていただきますと、反応の負荷が非常に上がっているということがお判りいただけると思 います。一番右側というのはあくまでも理論炉でございます。もし石炭粒子を100分の1秒で転換す るということは、机上の理論ではできるのですけれども、現在、実用されている燃焼炉で果たしてこ れができるかどうかということは疑問視しております。

どのようなプロセスでこのようなカーボンバーンアウトを上げるかということです。これは燃焼ガ ス化、すべての技術に適用される内容です。まず第1が熱分解です。これは急速に熱分解を進めると いうこと、これは1秒で高負荷燃焼を行う、もしくは1秒以内で高負荷燃焼をするわけです。その後、 チャーの転換によってガス化物質が発生すると、その他の副産物が精製されると、この段階において リアクターの大きさだったり、それからどれぐらいの転換率が測れるのか、また熱効率はどれぐらい 上げることができるのかというのがこのステージで決まるわけです。これが重要な部分になるわけで す。チャーがどれぐらいバーンアウトされるかというのが重要なわけです。

さて、ではどのようにしてこのような反応率をコントロールするかという、その要因を考えてみた いと思います。まずガスを表面に拡散するということです。やはり酸素の炭素粒子の表面につく速度 以上に拡散することはできない。ではどれぐらいの速さで酸素粒子の表面に酸素を結合できるかとい うことです。それからもう一つ、石炭の場合を考えますと、ポールストラクチャー、すなわち攻撃率 があるということによって、拡散が促進される場合があるということ、3番目は石炭の表面の化学反 応プロセス自体ということです。すなわち温度によってまだ拡散リミットに達成しない場合には、い ろいろな変数があるので、それ以上反応率を上げることができないということ、4番目は二酸化炭素 の一部燃焼と、石炭の燃焼、ガス化、液体化によっては、それ以外の複雑な要因を絡んでいるという ことがあるのですが、今日、これに触れるのは避けたいと思います。今日のお話は、どのようにすれ ば化学反応率というのを上げることができるのか、すなわち拡散をどれぐらい早めることができるか という点です。

ちょっとややこしい話で申し訳ないのですけれども、何点かご説明をしておきましょう。これは温 度を逆関数に取っております。すなわち右側が温度が高くなっているわけです。これはクラシカルな 表ですけれども、これはペンシルバニア大学のウォーカー先生が出された表だと思うのですけれども、 どのような形で石炭であっても、どのような固体であっても反応するかということがわかります。低 い温度の場合ですと、まずケミカルコントロールが働きます。すなわちそのシステムのケミストレー によってケミカルレートのコントロールが働くと、しかし温度が上がれば上がるほど、ケミカルレー トコントロールプラスそれ以外のコントロールが働くということです。例えばこの真ん中のコラムで

38



すと、反応が早くない。なぜならば、プアの拡散が見られるからということです。だからプアの拡散 もコントロールしなければならない。それから一番左側の場合というのは、イキスターナルなマス・ トランスファー・コントロールが必要になってくるという、この3つの領域に分かれるわけです。こ のエキスターナル・マス・トラスファー・コントロールというのが必要です。ある一定のシステムで、 ある一定の粒子をできるだけ早く燃焼させることができるということです。

いろいろなシステムでこのエキスターナル・マス・トランスファー・コントロールということをす ることができます。このケミカルコントロールというのは判りますね。フォアー・デフュージョン・ コントロールというのは判りにくいと思われますがエキスターナル・マス・トランスファー・コント ロールというのは非常にシンプルな話です。私は単純な人間でございますが、このシンプルな話だけ をしておきたいと思いますが、そうは言ってもこの複雑な表をまずご覧ください。

まず、反応率というのはガス圧、それからマス・トランスファー係数に依存するということです。 ここでご覧いただきたいのは、マス・トランスファー係数というのは、この単純な公式で出ます。す なわちシュミット数です。シュミット数がなんぞやということはさておきまして、シュミット数に比 例するということです。そうすると、マス・トランスファー係数というのは、反応分子の拡散係数と、 固有寸法のその比に比例するということです。すなわち簡単な話ですね。すなわち反応率というのは システム圧に左右されるということ、しかしながら温度にはそれほど左右されないということ、すな わち温度の0.75乗ぐらいしか比例しないということ、また粒子の大きさが小さくなれば反応率が上が るということ、すなわち粒子の大きさを小さくすれば、反応は上がるということ、温度はそれほど関 係ない。しかしシステムの圧力、すなわちどれぐらいの圧力をかけるかということによって、燃焼率 がかなり左右されるということがわかるわけです。ということによって、逆に滞留時間を延ばして燃 焼率を上げるわけです。

さて、先ほどの公式から引き出しますと、水平軸が平均温度、それから縦軸が燃焼率です。ご覧く ださい。非常に温度には振れないということ、温度に左右されないということがはっきりいたします。 粒子の大きさというのが、このように変わりますと、上から下、10から200となっておりますけれど も、より反応率が上がるわけです。これはオキシダンレート10%です。これ以上の速さでの反応は不 可能です。

システムプレッシャーを上げることによって、なかなかこれはわかってもらえないのですけれども、 システムプレッシャー、圧力を上げることによって燃焼効率を上げるということです。また滞留時間 も延ばすことができるわけです。例えば、これは6大気圧まで上げているのですけれども、ご覧いた だけますように滞留時間も延びる、だから燃焼効率が上がる。圧力が上がると、滞留時間が上がる、 だから燃焼効率が上がるというのが、新しい石炭ガス化技術の核になっているわけです。

次に、圧力転換なんですけれども、これはMHDコンバスターの場合です。これはあくまでも実験 値なんですけれども、非常に単純な計算で出しております。線型に出てくるわけです。どのように炭 素粒子というものが高圧力、高温度下で燃焼されるかということです。そして結果は線型なわけです。 もう少し実証していきましょう。

これは大気中での石炭粒子の燃焼ということで、このように燃焼時間が短くなっています。という ことは、このような実験値を取っていきますと、これは20年前の実験値なんですけれども、非常に線 型がきれいに取れるわけです。ということは、この簡単な拡散率から単純に滞留時間、それから燃焼 効率というものを予測できるわけです。ただここをご注目ください。一つの粒子、少し古いデータと はいえ、69年のデータ、一番左側に少し線から離れているものがございます。これは非常に小さな粒 子なんです。非常に小さな粒子の場合ですと、ほかの粒子の大きさに比べてそれほど滞留時間の予測 というものがうまくいかないということです。同じような燃焼時間、これも推測値なんですけれども、 これがマス・トランスファー・リミテッドです。これが小さな粒子の場合です。1マイクロンの場合、 こういった非常に小さな場合というのは、この線に乗らないのですけれども、この非常に小さな粒子 の石炭の場合というのは、十分な燃焼効率が達成できないということ、これがケミストリーのシステ ムであって、いわゆる先ほどお話をしようとした一番右側のケミカルコントロールに左右されるわけ です。多分ここにコール・クリーニング・テクノロジーという話が出てくるのだと思います。もしこ ういった制約がなければ、ある一定の大きさ以上の粒子ですと問題なく燃焼時間、滞留時間というも のが予測できるわけです。

これもいろいろな線がありますけれども、この緑の線というのは、理論上のマス・トランスファー・ リミテッド・レート、それから赤い線というのはケミカル・レートです。ここに交差している点があ ります。緑の線と赤の線が、粒子の大きさ10ミクロンぐらいで交差しています。すなわち粒子の大き さが小さくなれば燃焼時間というのが長くなるということです。なぜならばケミカル・レートという のがコントロール要因になるからです。これが燃焼の話でした。

次にガス化です。燃焼とガス化というのを比べますと、ガス化の方がかなり時間がかかります。こ れは石油コークスでやったガス化の反応度なんですが、同じような状況がどのガス化でも見られます。 すなわち拡散リミテーション、拡散におけるところの制限が働くということです。このブルーの線と いうのは、酸素のバーニングレート、それからCO2、H2Oの例を挙げているのですけれども、反応 率というのは大体CO2、スチームに比べるとO2というのは5乗ぐらいになっているわけです。

ではどうしてかといいますと、これはケミカルプロセスのせいでしょう。ケミカルプロセスという のがより小さな酸素粒子では重要になっているということです。これは酸素、それからスチームの話 でもしかりです。だからこそコール・クリーニングというのがインパクトを与えて、こういった燃焼 時間というものを最低限に押さえることができるわけです。先程ベーカー先生もおっしゃいましたよ うに、コール・クリーニングというのは物理的なやり方と、化学的なやり方があります。オーストラ リアの場合は、大半は物理的なクリーニングです。一般的にはアッシュイールドが10から15%までク リーンにかけます。また原料炭の場合ですと、石炭灰の含有量が6から9%までに調湿してから輸出 をしております。密度によるところの分におきますと、いわゆる有機物質を分離できないという先ほ どご指摘があった問題があるわけです。



さて、次に化学的クリーニングに関しましては、酸やアルカリ処理ということなんですが、これに よって鉱物材料を溶融するということで、灰の含有率を非常に下げることができる、これが非常に大 切なわけです。前処理ということです。例えば、直接石炭燃焼型のガスタービン等でもしかりでしょ う。しかしこれは非常に高価な技術ということで、まだまだ改良の余地があるでしょう。また化学的 な精製というのは、石炭の攻撃率を変えることができますので、燃焼率を左右することができるわけ です。

では、マス・トランスファー・コントロールの現状を考えましょう。大きな粒子の場合ですと、高 温、高圧で燃焼した場合にも、その制限要素というのはどれぐらいのレベルで、どれぐらいの速さで 酸素を炭素粒子の表面に結合できるかということにかかってくるわけです。例えばガス化においても しかりです。石炭の物理的な分離によって、バーンアウトレートを変えることができるかもしれませ ん。というのは、有機物質の濃縮度を変えることができるわけです。ただここでは触媒はそれほど関 係がありません。なぜならば温度が非常に高いためにどっちみち反応が速いからなんです。どっちみ ちケミカルなコントロールが働くということで、あえて触媒を使う、使わないということはそれほど 考えないということです。その違いというのは灰の含有率が10%であっても、6%であっても、それ ほど有為な差ではないという意味なんです。

次に、クリーン・コールということに関しましては、それなりのデータがありますが、これは理想 的な状況で考えた場合、すなわち高負荷ではなくて、より最適な状況で考えたらどうなるかというこ となんですが、コール・クリーニングというのはこういった技術の中で直接鉱物をどのように処理す るかということに関連があると思います。例えばスラッグの精製ということです。プロセスのケミス トリーを考えますと、スラッグの精製というのは、よかれあしかれクリーン・コール・テクノロジー の技術に大きな影響があるでしょう。スラッグが精製されることによって灰の溶融温度を上げる、そ れによってより問題が出てくることもあり得るわけです。また融剤の利用というものに依存しすぎる ことが果たしていいかどうかということも、やはり副産物としてマイナスのものが出てくるのではな いかということもクリーンコール戦略を考える際には忘れてはならないと思います。

それからもう一つ重要な点、ケミカル・クリーニングで重要なのは、やはり残渣アルカリ分という のをどのように対応するかということなんです。こういったものが非常に危険なものになり得るとい うことです。例えばケミカル・クリーンをした石炭をガス焚きのタービンに使ったらどうなりますか。 アルカリ材というのが非常に腐食しやすい、そしてタービンの中に沈殿物が累積される、堆積される というマイナス面を忘れてはならないということなんです。

あくまでもまだ予備の段階なんですけれども、石炭をクリーン化した場合には、フィジカルにも、 またケミカルにクリーン化した場合にはどのような影響があるのかということなんです。これはオー ストラリアの瀝青炭の場合です。どのような石炭でもいいのですけれども、インネルティネートのコ ンセントレートと、ビトリナイトのコンセントレートを比べているわけです。最初は同じようなプロ セティー、攻撃率の分散が見られるのですが、こういった各成分を鉱物除去することによって、エイ セイド・クリーニングで、そうすると多分アシールドを0.1以下に押さえている場合だと思うのです が、そうするとビトリナイトとインネルティナイト、それほど差がないわけです。ただ大きな変化が 見られるのは、酸で洗った場合、イナーチナイトのコンセントレートの方が変わるのです。すなわち これは攻撃率が変わるわけです。

例えば石炭を実際使うために、クラッシュしてしまうと、従来の石炭粒子よりもより小さくなるわ けです。すなわち攻撃率が上がるということによって、インエルシアなコンセントレートがこのよう に上がるわけです。その結果どうなるか、すなわち反応率が上がって、バーンアウト時間が短くなる わけです。

同じようにクリーニングをかけた石炭です。これは違う種類の石炭なんですけれども、どのように 影響があるかということです。この石炭からチャーをつくったものです。これが反応率です。CO<sub>2</sub> を例に考えてみたいと思います。CO<sub>2</sub>というのは、一番反応率が低いということなんです。ですか らどのようなプロセスでもケミカルレート・リミットを考えますと、まずCO<sub>2</sub>で考えた方が反応が 低いのでいいと思ってCO<sub>2</sub>を例に挙げました。

これは一番上は、処理をしていないチャーの場合、2番目は鉱物を除去したチャーの場合、それか ら3番日がビルチナイトしたコンセントレート、4番日がイナーチナイトのコンセントレートの場合 です。先程の表を思い出していただきたいのですけれども、このようにプロセティーが上がると、す なわち表面が増えると、このように反応率が上がっているわけです。イナーチナイトのコンセントレ ートの場合も非常にいい経過が見られます。

ではどういうことが考えられるのでしょう。ケミカルクリーニングのプロセス自体というのは、イ ナーチナイトのコンセントレートの場合というのは、燃料ガス化、実用化においてはそれほど好まし くないということかもしれません。しかしクリーニングによってその燃焼効率を上げることができる。 なぜならばクリーニングをかけることによって、プロセティーを上げることができる、石炭粒子の表 面積を上げることができるから、反応率を上げるということが言えるわけです。このような化学物質、 それから物理的な物質というのがチャーによっても違うので、反応率が変わってくるわけです。こう いった反応率というのは拡散リミテーションを考えずに考えています。実はこの拡散係数の違いとい うのももう一つ勘案しなければならないということを申し上げたいと思います。

ということで、そろそろまとめにかかりたいと思います。

今、いろいろなプロセス、それからいろいろな石炭処理方法について考えてみました。総論ですけ れども、まず大きな粒子の場合、燃焼ということを考えますと、高負荷、高温度、高圧力のもと、か なり確信を持って反応率というのは、エクスターナル・マス・トランスファー・リミテッドに左右さ れる、すなわち早くバーンアウトすればできるだけ早く反応する表面を増やすことができる。したが って、バーンアウトタイム、滞留時間、それから反応率も予測しやすいということです。そうすると、 コール・クリーニングをする、しないというのは、それほど反応率に大きな影響を与えないというこ とです。コール・クリーニングというのが大きな粒子の場合はそれほど関係がない、しかし小さな石



炭粒子の場合というのは、反応率というのは非常に大切なので、コール・クリーニングというのが反 応率を左右し得るということです。こういった場合、コール・クリーニングが非常に重要なわけです。 したがって、低温度のプロセスにおいて、流動層であっても、何であっても、コール・クリーニング をするか、しないか、またどのようなクリーニングをするかということによって、当該システムにお けるところの反応率を下げることができるわけです。

それ以下の非常に小さな粒子については、それほどお話をいたしませんでしたけれども、10マイク ロ以下のものを考えますと、このチャーの燃料率が非常に短いわけです。10分の1 BO以下なわけで す。先程申し上げましたように、高炉におけるところのPCIにおきましては、ある一定の滞留時間 が必要なんですけれども、非常に小さな粒子ですと、それだけの滞留時間が達成できない。したがっ て、プロタイル物質と石炭とが、酸素をめぐって競合してしまうということで、非常に小さな炭素粒 子の燃焼についてはなかなか予測がしがたい。これは新しい技術のみならず、従来技術においてもし かりです。

もう一枚、OHPがあったと思います。これはガス化の観点からまとめてみたいと思います。先ほ どお見せいたしましたように、ガス化の場合というのは、燃焼に比べますと反応率というのが5乗分 少ない、ゆっくりしているということで、ある一定のケミカルレート・リミットというのが働くわけ です。これはプロセスのいかんにかかわりません。しかし特に大きな粒子の場合、このケミカルコン トロールというのが大きな働きをいたします。

この点、詳細につきましては、日本でもいろいろと研究が進んでおります。このようなガス化とい うのは、どうすれば高負荷反応状態で上げることができるかという研究が進んでいると思います。こ ういったケミカルレートというのは非常に重要なわけです。いわゆるすべて拡散リミットがあるわけ ですから、ではその拡散リミットの中でどのようなフィジカルクリーニングをすればいいかというこ との研究がこれから必要でしょう。

それから物理的なクリーニングであっても、また物理的な石炭の攻撃物質を変えることによって、 すなわちケミカル・クリーニングによって物質組成を変えることによっても、やはりこれからマーセ ルなどの組成を変えることも考えるでしょう。

また、ガス化において、スラッグをどのように十分にコントロールし得る形で精製するかというこ とも重要でしょう。また直接燃焼型のタービンの場合ですと、これが腐食であるとか、大きな問題を 出すということを忘れてはならないと思います。腐食の問題というものもなかなかいかないわけです。 それからクリーニング・プロセスで残渣として残ってしまうアルカリ物質によるところのタービンの 腐食ということ、それから堆積物が出てくるということ、新しい技術が出てくると、これだけの逆の マイナスの面が出てくるということをクリーン・コール・テクノロジーを考える際に忘れてはならな いと思います。

その前に一言、NEDOにおかれましては、今回、私どもを招聘していただきまして、またこのセミナーに参加をさせていただきましたことを御礼申し上げたいと思います。実は日本に来るのは今回

の石炭埋蔵量があります。しかしその60%がまだ未開発の状況です。1992年の実績で見ますと、9,200 万トンしか使われていません。インドネシア国内の産業の育成とともに、石炭の消費量が増えており ます。主に石炭は発電所用に利用されております。1986年以降、電力供給公社は石炭を燃料として使 い始めましたが、1989年以降、各電力供給公社におきましては、石炭燃焼型発電所のみならず、石油、 ガス燃焼型の発電所をも設置するようになりました。というのは、インドネシア国内の電力需要が急 速に増加したために、その需要を満足するためには、石炭燃焼型発電所だけでは設備が足らないとい うことで、インドネシアの国営電力供給公社におきましては、建設期間の短い石油、ガス燃焼型の発 電所も設けたわけです。セメント工場、レンガ、タイル、セラミック等々の中小企業におきましても 石油を主に利用していますが、エネルギー需要量が高まるとともに、石炭の利用が要請されています。 さらにインドネシア政府におきましては、家庭における石炭利用を促進しています。インドネシア国 内の世帯の60%は石油で調理をしております。灯油で調理をしております。しかしそれを石炭に転嫁 せよというのはなかなか実際上は難しい。石炭で調理するのは難しいからです。

しかし、我が国政府におきましては、今何とかして一般家庭用に、特に地方都市、地方村落に住む 家庭用の石炭需要の掘り起こしを図っております。

いろいろインドネシアではこの他に石炭利用について努力がなされておりますが、私が知っており ます研究の一端をご披露したいと思います。

それは石炭のガス化計画です。私どもは褐炭を利用しておりますが、これを水素と一酸化炭素に転換しようとするものです。また、JICA、BPTTの援助を得て脱硫プロジェクトを実施しております。そしてその発電能力は12メガワット、時間当たりの石炭消費量は2.5トンの装置に対して、中 乾式脱硫方式を採用しております。これで5分経ってしまいましたか。ということで終えたいと思い ます。ありがとうございました。

持田教授 プリアントさん、どうもありがとうございました。

インドネシアの科学技術評価応用庁、日本の通産省と科学技術庁を合わせたような官庁と思います が、そこでエネルギー資源開発技術のスタッフをされておられます。現在、JICAのグループトレ ーニングコース、石炭、これは九州大学で請け負っておりますが、それの一員としてお見えになって おられます。

では、インドネシアの状況を先ほど安藤理事のお話を裏打ちするようなお話を聞くことができたと 思います。

その次に同じく**JICA**のトレーニイとしてお見えになっておられますタイのキチチップさんから お話を伺いたいと思います。キチチップさんはタイの火力発電公社で発電所の技師として現在勤務さ れておられます。 のように操業状態を改善できるか、すなわちどのようにして二酸化硫黄含有量を減らすことができる かということを考えているわけです。これは二酸化硫黄に限らずNOx もしかりです。観測所におき ましても、やはりかなりSO2含有量が計測されています。特に発電所周辺でSO2含有量が高いとい う観測数値が出ております。すなわち急務といたしまして、この二酸化硫黄含有量をある一定の許容 できる範囲に押さえなければいけないわけです。そうでなければ我々の発電所に対する信頼自体をも 損なってしまうと言えるでしょう。

私どもといたしましては、脱硫装置を何とかして発電所に設置をし、特にユニット10、ユニット11、 ユニット12に導入する必要があると思います。すでに私どもの方ではユニット12、13に関しましては 脱硫装置の設置を決めております。ユニット12、13では処理ができるようになりますが、ほかのユニ ットでは十分処理がされていないという問題が残されている。ユニット11でいつ脱硫装置がつくのか 未定です。問題とはされていますけれども、ユニット11についての脱硫装置の設置はまだ決まってお りません。

こういった公害規制システムに対するコストのみならず、公害病患者に対する補償金の問題をどう するのか、またこれから石炭燃焼型の発電所をどのような形で長期的に展開するのかということに関 しましては、今、先送り状態になっております。まず環境アセスメントを実施し、環境基準というも のを設定しなければ将来的な石炭燃焼型の発電所の建設につなげられないという現状になっておりま す。

何とかして新しい道を模索し、発電所の将来を考えなければならないという大きな転換期を迎えて いるわけです。下手をしますと、公害問題をもう許容できないということで、発電所の移転問題も発 生するかもしれません。

なかんずく、二酸化硫黄が人間の体に与える影響はどんなものかという研究も必要でしょう。私自 身、今回このセミナーに参加することができまして、非常にうれしく考えております。と申しますの は、このセミナーに出ましたおかげで、どのようにすれば我々の抱える問題を解決できるのかという 示唆を得たような気がいたします。とは申しましても、お話の原則がすべてわかっているわけではな いのですけれども、こういった技術があるらしいなということは、今回このセミナーに参加をさせて いただきましたことによって少し判ったような気がいたします。ありがとうございました.

**持田教授**ありがとうございました。

先程安藤さんからお話がありましたように、タイにおいても、石炭利用、特に褐炭の利用に伴うS O<sub>2</sub>の問題は極めて深刻なようで、その事情をご紹介いただきました。

それでは次に Mr.ペレス、コロンビアの国立大学の鉱山学部の講師をしております。ロペスさん からコロンビアの状況をお聞かせいただこうと思います。コロンビアはセレフォン炭ということで、 皆さんもよくお馴染みと思います。日本にも相当の量が輸入されていると聞いておりますので、その 辺の事情とコロンビアにおける資源の状況等をお聞かせいただこうと思います。 万トン採掘しております。ですからどれぐらいの採掘があるかというと、世界の中でも最大の石炭輸 出のプロジェクトであります。トラックが150台、一つ一つが150メトリックトンの能力があります。 それから船舶あるいはトラクター、それからフロントローダー、これは30メトリックトンの能力があ ります。これでサイロに運びます。サイロの能力は1万トンずつです。そして港湾設備に運ばれてい きます。150キロ離れていますが、鉄道で運んでいきます。3,600馬力で100トン運べる能力を持った 列車を3両連結していますが、4回で1,200トンずつ運ぶことができます。非常に大きな生産能力を 持っているということ、非常に便利であるということから、市場での需要が高まっており、良い価格 で取引されています。

しかし状況もだんだんと変わってきました。今、単位当たりの採掘のコストが高くなってきており ます。1メトリックトン当たり米ドルで26ドルであります。それから海上輸送のコストなども高くな ってきており、1トン当たり35ドルになります。これはCIFの基準価格です。カーボコアというコ ロンビアの子会社が非常に高い負担のもとで操業しております。1トン当たりのコストが15ドルに近 づいてきているということで、コロンビア政府にとって非常に難しくなってきております。

またもう少し小規模なプロジェクトがあります。これは輸出向けのプロジェクトです。ほかのところの石炭埋蔵地、これはデスカンソンというところです。それからテリトリタス、ラハギ、エンドルナ、こういったところはもうすでに操業しております。小さな炭鉱から販売されております。カボリネスカリリとトレコという2つの会社がやっております。採掘いたしまして、商業的に販売をやっているという2つの会社が関わっております。サピア、セレフォン、こちらの方は露天掘りで掘っておりまして、輸出に特化したプロジェクトです。

それから生産ですけれども、1992年、それ以後は予測です。セレフォン、1,980万トンであります が、これは1,300万トンになるであろうというふうに予測されております。セレフォンの中央、アナ ハグ、この2つにおきましては、カルボネスカリエー社が採掘をしております。残りについてはプレ デッコ社が採掘しております。こちらの方はカルベコアです。

今、お話ししております情報はまだ公表されていません。カルボギアの方からの予測の数字を出し ております。カレントリータス、ラローマというのは、プロジェクトはありません。今のところは操 業していませんけれども、近い将来に操業を開始することになっています。ここで1,300万トンから1, 500万トンへとわずかながら増加しております。ラガハにおきましては非常に大きな増加が見られる ということがわかります。これはカルボネスカリエー社のものであります。コロンビアのセメント用 の石灰石はこの会社が70%を採掘しております。石灰石として、1,400万トン以上を採掘しておりま して、国家的にも非常に大規模な会社といっていいかと思います。運転コストは非常に高くなってお ります。 それでは、石炭の国内消費ですが、随分先ほどの国々とは違います。コロンビアは石炭の 輸出をたくさんやりますが、国内消費は少ない。消費は550万トンであります。発電所が33%、産業 が65%、ですから基本的には産業で使われているということであります。セメント工場などで石炭を 使っています。

50



の化学部をペンシルバニア州立大学の材料研究部との間の共同研究がされております。この中で、コ ロンビアのPHDの学生が米国に1年間滞在いたしまして、新しい触媒を開発する作業に携わってお ります。このプロジェクトの資金というのは、ナショナル・サイエンス・ファンデーション、つまり 米国政府から出ております。それから米国のエネルギー省から出ております。さらにこのプログラム を拡大することによって、いろいろな国際機関も参加するようになってきております。この機会を得 まして、世界中のすべての国の人たちが我々と協力してくださるよう、ペンシルバニア州立大学に来 てくださるよう、ご招待申し上げたいと思います。

それでは我々がどのような研究をしているのか、石炭転換についての新しい触媒を探すため、どの ような研究をしているかということをビデオを使って見ていただきたいと思います。

これから見ていただきますのは、触媒反応です。これは透過顕微鏡で見たものです。これから電顕 の目で見ていきたいと思います。いろいろな黒鉛をガス化するための触媒粒子の挙動を見ていただき たいと思います。まず最初にプラチナをご覧に入れます。これははっきりとした型をもった粒子です。 100から150オングストローム(Å)の大きさを持っています。エッジあるいはステップが黒鉛に接触 する温度、つまり特性温度になると黒鉛を攻撃いたしまして、チャネリングという形でガス化をすす めます。これはリアルタイムで見ていただいています。粒子が前方に向かって動いていますが、界面 で黒鉛と反応を起こしているのがわかります。金属表面と接触したところから起こっています。実際、 775℃酸素雰囲気で起こっています。COとCO2ができています。

見ていただきますと、チャネルの進展速度は、触媒粒子の幅、それからチャネルの深さに依存して います。電子のコントラスト、このあたりが周りの黒鉛と違っています。つまり結晶のエッジになっ ています。通常酸素雰囲気においては触媒粒子はランダムに動きます。水素をかわりにつけますと黒 鉛サブストレートに対して触媒粒子が明確な方向を持って動くようになります。

これは触媒粒子が黒鉛のサブストレートの中で60℃から120℃で曲がりながら前方に進んでいる様 子を見ていただいております。また同じように、触媒と非触媒的な反応が同時に見られております。

では、次に触媒粒子が黒鉛のエッジのところとインターラクションを強く持つのを見ていただきた いと思います。これは触媒粒子の材料がエッジにしたがって動くということなんですが、これは黒鉛 の薄膜であります。そしてエッジのところが後退していくのが判ります。触媒の利用法といたしまし ては、これが最も最適化されたものです。黒鉛のエッジのところと、それから転嫁いたしました触媒 粒子との関係において一番効率のよいものであります。今、倍率は30万倍にしてモニターで見ている ところであります。そしてこのテープの最後のところは倍率が150万倍になっております。エッジが 後退していくスピードは温度に依存しております。そしてどれだけ活性化エネルギーが必要か判りま す。今、温度は750℃になっております。同じようなことが水素の場合でも起こります。ただしスピ ードがずっと遅くなります。

これをご覧いただきますと、石炭のガス化のための触媒がどのような形で、現在私どもの研究所で 開発研究されているかということの一端をご覧いただけたかと思います。どうもありがとうございま した。

**持田教授** どうもありがとうございました。非常におもしろいフイルムでした。

それでは今までのご講演と、それから5人の方にカントリーレポートあるいはご体験をお話しいた だいたのですが、簡単に私から本日の講演並びに紹介をまとめさせていただきたいと思います。

冒頭にも申し上げましたように、石炭は世界の国々で大変重要な資源ということで、重要視されて いますが、それとともに使い勝手が悪い、あるいは環境に対する影響が大きいという問題が残されて いるわけでございまして、これを科学あるいは技術の力をもって解決をしていこうというのが、「ク リーン・コール・デー」の置かれた立場ではないかと思います。効率のよい、コストの小さい、環境 の影響の少ない、そういった石炭利用の技術を開発していくということが必要になってくると思いま す。これは決して容易な技術ではございません。

我が国で相当高い技術に達しているとは言え、十分とは言えません。今後、突飛なアイデア、例え ば先程のように顕微鏡下で触媒が動く状況を見るという、非常に基礎的な研究から、Dr. ハリスの紹 介にあった燃焼に伴う細かい現象あるいはそれに伴うスラッグ、アッシュの動きといったような応用 的基礎研究、さらにアメリカで開発が進んでおります新しいNOx 、SOx の除去方法等、実用研究 と広い範囲の技術開発の必要性が望まれています。また各国によって必要としている技術あるいは開 発しなければならない技術がそれぞれ異なっている局面もございます。特にコストに対する考え方と いうのが国々によって大きく異なると思いますので、我が国は、NEDOを中心にこれから技術開発 に向かっていくわけでございますが、その点について、十分な配慮が必要かと思います。

今日、会場には若い方もお出でいただいているようでございますが、継続的にこの事業が続いてい くことが極めて重要なことと思いますので、ご出席の方々あるいは周りの方々をお勧めして、石炭の 重要性、そしてそこに科学が存在し得る、そしてそこには大きなロマンが各個人の能力いかんによっ ては生まれる可能性があるということをご紹介いただければ、今日の「クリーン・コール・テクノロ ジー・国際セミナー」の任務が果たせたのではないかと思います。

今日は、講師の3人の方、それからショートレポートをしていただいた5人の方、それぞれ興味深いお話を大変ありがとうございました。また会場の方々、長い時間、ポリシーからサイエンステクノロジーに及ぶ広い範囲のテーマについてご清聴いただきまして、大変ありがとうございました。

大変行き届かぬ座長でございましたけれども、無事に任務を務めることができました。ご協力のほ ど、どうもありがとうございました。

資 料

## PARTICLE SIZE AND COAL CLEANING EFFECTS IN HIGH INTENSITY COAL COMBUSTION

#### D.J. Harris and I.W. Smith

CSIRO Division of Coal and Energy Technology P.O. Box 136, North Ryde, NSW, 2113, Australia.

### Introduction

Most large industrial steam generators and coal fired electricity generating units are fired with pulverised coal. Typically, the time available for combustion of coal particles in pulverised coal fired boilers is about 1 to 2 seconds. As the particle size is relatively small (typically 75% < 75 $\mu$ m) and heating rates are high (approx. 10<sup>4</sup> K/s) the time taken for coal pyrolysis is short [1]. It is the combustion of the residual char, and the amount of char which remains after devolatilisation, which largely determines the combustion efficiency which can be achieved in a given furnace or, alternatively, determines the furnace size and operating conditions required to burn a given coal efficiently.

In some practical applications, however, the time available for combustion of pulverised coal particles is very short. For example, where coal is injected as an auxiliary fuel in blast furnaces, the residence time available for combustion of coal particles in the raceway is estimated to be as short as 10-30 ms [2-4]. In advanced coal combustion systems, such as slagging cyclone or tubular combustors (which may form part of magnetohydrodynamic (MHD) power generation technologies) direct coal fired turbines and other pressurised combustion systems, as well as in emerging coal gasification combined cycle systems, very high conversion rates are also required. While some of these systems allow unburnt char to be separated and recycled, there is an obvious cost and efficiency penalty associated with high char recycle ratios. In order to achieve high coal conversions in the limited residence time available in many of these systems, special reaction conditions are needed. The use of high oxygen concentrations, elevated pressures, high gas preheat temperatures and fine grinding of coal particles are common measures which are used to increase the 'combustion intensity' in these reaction systems.

The amount and nature of mineral matter in coal is also an important factor which may create problems in utilisation. Mineral matter can be removed from a combustion or gasification system in either solid or liquid form. Most conventional furnaces produce flyash which is subsequently collected in electrostatic precipitators or fabric filter units. In general, these furnaces are designed to operate under conditions of 'dry ash', i.e avoiding molten or fused deposits within the boiler. Australian coals, with high ash fusion temperatures, are beneficial in this regard. In many advanced combustion and gasification systems it is desirable to operate at temperatures sufficiently high to allow removal of the mineral matter as a molten slag.

Although the amount of mineral matter can be reduced by various coal cleaning methods, the cost of doing so is significant. Coal cleaning processes, be they physical, chemical or a combination of both, also have the potential to alter the subsequent behaviour of a coal in 'dry' or 'wet bottom' furnaces. It is possible that the combustion rate of coal char particles may be affected either through alterations to the maceral composition of the coal which



may occur in physical (density separation) cleaning methods or by the creation of porosity in the coal by chemical dissolution of mineral matter. Another, less likely, consequence of chemical coal cleaning is the reduction of combustion reactivity due to the removal of catalytic species or by chemical modification of the coal substance. However, the relatively high concentration (in chemical terms) of residual mineral species, even in highly beneficiated coals, and the very high temperatures encountered in most pulverised coal combustion and gasification processes generally ensure that catalytic effects, at least, can be neglected [6].

This paper presents an overview of coal combustion rates in high intensity combustion and gasification processes and considers the likely effects of coal cleaning, particle size and process conditions on coal burning times which can be expected under the severe operating conditions encountered in these technologies.

## **High Intensity Combustion**

It is generally recognised that coal combustion occurs in two stages: firstly, evolution and combustion of the volatile components followed by heterogeneous combustion of the residual char. Although these two steps may overlap to some degree, particularly at high pressures where pyrolysis may be hindered, the second stage is generally at least an order of magnitude slower than the first [5]. The amount of material released as volatile matter during the first stage has a very strong effect on the char burnout time as it directly determines the amount of char which remains to be burned.

The combustion intensity (CI) can be defined as the rate of energy release per unit volume of the combustion (or gasification) chamber [6]:

$$CI = (W/V)Q_{m} \qquad (W/m^{3}) \qquad (1)$$

where W is the mass throughput of reactants, V is the volume of the reaction chamber and  $Q_m$  is the specific energy of the coal.

For given throughputs of coal and gas (usually air, but  $O_2$  enriched air or  $O_2/H_2O$  mixtures are often used in blast furnace coal injection and gasification applications respectively) the minimum volume of the reaction zone is proportional to the time taken to completely consume the coal particles.

The effect of major system variables on coal burning times have been discussed in detail in the early reviews of Thring and Essenhigh [7], Field et al [8] and Mulcahy and Smith [6]. These workers, among others, showed that where combustion is controlled by mass transfer of reactant to the particle (the fastest rate of reaction attainable), the combustion rate is independent of system pressure, has a small temperature coefficient ( $T^{0.75}$ ) and is inversely proportional to particle diameter. Increasing the system pressure under such circumstances will therefore allow the minimum reactor volume to be decreased, or the coal throughput to be increased, in direct proportion.

The dependence of coal conversion on the particle residence time in a pressurised combustor is shown in Figure 1 [9]. These early data, which were obtained by Hazard and Buckley [10] over a range of pressures from 1.5 to 6 atm, show clearly that coal conversion under high intensity conditions depends on residence time only and is not influenced by system pressure.

Where combustion rates are controlled by chemical reaction rates, increasing the system pressure will generally reduce the burning time and thereby enable a greater reduction in reactor volume than would be possible if conversion rates were controlled by mass transfer, even though the total chamber volume will be largest for chemical rate control - the slower reaction condition. At the temperatures encountered in conventional pulverised coal combustion, burning rates of coal chars are generally limited by the combined effects of diffusion within the pores of char particles and chemical reaction rates [11, 12]. As temperature and reactant gas pressure are increased, chemical reaction rates will approach the external, limiting, mass transfer limited rate.

Reaction intensities have been estimated according to equation (1) using published data for a range of high intensity combustion and gasification systems. The results of these calculations are compared graphically in Figure 2 with the estimated combustion intensity of a conventional pulverised coal fired boiler [9]. As would be expected, the latter system has a much lower value of CI ( $\sim 0.2 \text{ MW/m}^3$ ) than the other technologies included in this analysis. The estimates given in Figure 2 are based on a common, conservative value of 27.8 MJ/kg for the specific energy of the feed coal.

The data for the pressurised fluidised bed combustor (PFBC) [13] indicate a range of combustion intensities from about 1.0 to 4.5 MW/m<sup>3</sup>. These results reflect the increased coal throughput which could be achieved when the system pressure was increased from 1 to 5 atm.

The estimated combustion intensity given for the CRIEPI gasifier is calculated for the Japanese 200 tonne/day demonstration plant [14]. The data are based on experimental measurements made in the associated 2 tonne/day facility.

Calculation of the combustion intensity of pulverised coal and coke in the blast furnace raceway was based on typical blast furnace operating data [15]. A raceway volume of  $0.5m^3$ , a coal injection rate of 140 kg/tonne of iron and a coke rate of 360 kg/tonne of iron (67% of which was combusted in the raceway) were assumed for the purposes of this estimation. The combustion intensity of this blast furnace raceway was similar in magnitude (~50 MW/m<sup>3</sup>) to that reported by Hoy et al [16] for a pilot scale tubular MHD combustor.

Of the systems included in Figure 2, the highest intensity practical reactor is an early experimental  $O_2$ /steam gasifier [17] operated by the US Bureau of Mines. This unit achieved reaction intensities of approximately 17 and 77 MW/m<sup>3</sup> at 5 and 20 atm pressure respectively. The very high reaction intensity (155 MW/m<sup>3</sup>) reported by Hoy et al [18] for a theoretical gasifier operating at 25 atm pressure is based on an assumed gasification time of 0.1s for a 100µm particle. This estimate is in good agreement with experimental data on burning times for similar size coal particles burning in air at approximately 1500°C and with theoretically predicted burning times based on mass transfer limited reaction rates [5-7].

Figures 3 and 4, reproduced from Mulcahy and Smith [6] and Essenhigh [5] respectively, show experimentally determined and calculated burning times of individual char particles as a function of the original particle diameter. In both diagrams, experiment and theory are in close agreement, indicating that, at least for particles larger than about  $100\mu m$ , burning times can be reasonably estimated from established mass transfer theory.



Where mass transfer alone controls combustion rate, the maximum burning rate achievable,  $\rho_m$ , per unit external area of a carbon particle can be calculated from equations (2)-(4) given below:

$$\rho_{\rm m} = \alpha h_{\rm m} C_{\rm g} \qquad (\rm kg/m^2 s) \qquad (2)$$

where  $\alpha$  is a stoichiometric coefficient,  $h_m$  is the mass transfer coefficient and  $C_g$  the concentration of reactant gas remote from the particle.  $h_m$  is related to the Sherwood Number (Sh) by [19]:

$$Sh = h_m 6\gamma / D = 2(1 + BRe^{1/2} Sc^{1/3})$$
(3)

where  $\gamma$  is a characteristic particle size (ratio of volume to surface area) which has a value of d/6 for a sphere [20], D is the molecular diffusion coefficient of the reactant species in the gas surrounding the particle, B is an empirical constant and Re and Sc the appropriate Reynolds and Schmidt numbers, respectively.

Pulverised fuel particles are sufficiently small that Re can be taken as zero [8] whence:

$$h_{\rm m} = D/3\gamma \qquad ({\rm m/s}) \qquad (4)$$

Where chemical and pore diffusion processes limit practical burning rates, more complex analysis of reaction and diffusion rates and the physical properties of the particles are required. Combustion kinetics under these conditions are considered in detail elsewhere [eg 5, 8, 12, 19, 21]. For the present purposes it is sufficient to limit consideration to mass transfer limited rates which, as noted above, provide a practical maximum limit to burning rates in the high intensity combustion systems of interest.

There are many examples, in addition to those given in Figures 3 and 4, where rates calculated using equation (2) agree well with measured data. Two such examples are given in Figures 5 and 6. Figure 5 [12] shows calculated values of  $\rho_m$  for 82 and 105µm particles and measured data of Field [22] for similarly sized char particles burning at atmospheric pressure in an entrained flow laboratory reactor. The values of  $\rho_m$  were calculated using a value of  $\alpha$  consistent with CO being the primary product of reaction. Figure 5 clearly shows that as temperature increases, and chemical reaction rates increase,  $\rho$  approaches the calculated values of  $\rho_m$ . The burning rate of the 105 and 82µm particles

 $\rho$  approaches the calculated values of  $\rho_{m}$ . The burning rate of the 105 and 82µm particles reach their diffusion limited rates at about 1900K and 2100K respectively.

Figure 6 compares calculated and measured carbon burnouts for the high intensity pilot scale MHD combustor [16] for which reaction intensity data were cited in Figure 2. These data were obtained from burnout measurements for pulverised coal at about 2500°C and pressures up to about 5 atm. The calculated carbon burnouts are in good agreement with the measured values and, once again, were derived assuming combustion was occurring at the diffusion limit. More recently, Essenhigh and co-workers have confirmed the dominance of mass transfer processes in high intensity combustion with measurements made of the combustion efficiency of bituminous coals and coal chars at temperatures up to about 1900°C in a laboratory tunnel furnace [23, 24]. Combustion efficiencies of up to 99% were achieved in around 300ms in these experiments. Suzuki et al [25] were also able to satisfactorily predict the levels of coal burnout observed in Essenhigh's experiments [23] and in Suzuki's earlier experimental work [2], performed under conditions appropriate to blast furnace coal injection, using a one dimensional mathematical model based on diffusion limited combustion rates.

It is important to note that most of the data on particle burning times in Figures 3 and 4 correspond to particles larger than about 50µm. It is significant that the burning time measured by Cassel [26] for small (~6µm) graphite particles which are shown in Figures 3 and 4 is much greater than that calculated from mass transfer theory. Essenhigh's diagram (Fig. 4) [5] also includes some experimental data for combustion of sub-micron soot particles and for combustion of fine coal at elevated pressure in diesel engines. These data also indicate that for very small particles, burning times are longer because combustion rates are lower than the theoretical mass transfer. As shown by Mulcahy and Smith [6] and Field [8], chemical reaction rates can have a limiting effect on particle burning times for particles smaller than about 40µm under practical combustion conditions. For very small particles, the burning times indicated in Figures 3 and 4 are approaching those estimated for coal pyrolysis. Under these circumstances, the two processes (volatiles evolution and heterogeneous combustion) would coincide and compete for oxygen. Diffusion of oxygen to the coal particle would also be hindered by the flux of volatile material from the particle. As the particle size approaches the mean free path of oxygen, which is about 0.5µm at 1800K [6], further uncertainties are introduced into the calculation of diffusion limited combustion rates.

There are few data available on the chemical reaction rates which could be expected under high temperature and pressure gasification conditions. It is well established that the reaction rates of carbon/steam and carbon/CO<sub>2</sub> reactions are up to about five orders of magnitude slower than the carbon oxygen reaction at atmospheric pressure [27-29]. It is possible that the chemical rates of these reactions could still have a significant limiting effect on the gasification of small char particles under practical gasification conditions where oxygen concentrations are low. Reaction rate measurements under such conditions are urgently required.

### Effects of Coal Cleaning on Combustion Rates

Most exported coals are cleaned to a mineral matter content of less than about 10-15% using conventional coal cleaning methods, which are based on density separation, prior to shipment. The ease and effectiveness of coal washing depends on how the mineral matter is distributed within the coal. Extraneous mineral matter is relatively simply removed by gravity separation. However mineral species which are finely dispersed within the coal cannot be separated easily from the host coal particles in these processes, resulting in either low washing yields (if very low mineral matter content is required) or the persistence of the inherent mineral matter in the product coal. The cost of additional cleaning of coal either by advanced physical processes or chemical treatments is generally prohibitive for conventional thermal coal applications.

Most of the emerging high intensity combustion and gasification technologies are designed to operate effectively with a wide range of coal types with various mineral matter contents and inorganic compositions. However, in almost all coal utilisation technologies, low coal mineral matter contents are preferred.

As new high intensity combustion and gasification technologies are developed and adopted, new concepts and approaches for removal of mineral matter from the reactors are emerging. Reaction systems now exist which are designed to remove inorganic species as solid particulates, such as flyash, as liquid slags and in volatilised forms. Coal quality, particularly the volatile yield under process conditions and the amount and nature of the



mineral matter, will have a strong effect on coal selection and utilisation in these high intensity processes.

Where mineral matter is to be removed from combustors or gasifiers as a liquid slag, the chemical nature of the mineral species and their ability to form a manageable slag with satisfactory viscosity/temperature relationships is clearly of vital importance. While it is desirable to minimise the loading of fluxing agents which are admitted to the reactor, most of the new, high temperature slagging gasifiers and combustors are designed to allow regulated additions of these materials to the coal feed. It is therefore likely that expensive, highly cleaned coals with mineral matter levels less than about 6-10% will not find large markets in these processes.

There are considerable research efforts targeted at utilisation of highly beneficiated coals, either in dry or slurry form, in high intensity applications such as direct fired coal turbines and slow burning engines. These processes, particularly the former, are very susceptible to corrosion, erosion and deposition of mineral species in the high temperature parts of the system. Coals which are naturally low in mineral matter, such as Australian brown coals, after moderate upgrading using a hydrothermal de-watering process, have provided encouraging results in a pilot scale direct fired turbine [30]. Further beneficiation by acid washing of the coal is being considered as a possible means of improving turbine performance.

Where mass transfer rates control coal combustion or gasification rates, reduction or removal of the mineral matter content, and any consequent alterations to the pore structure of the coal, will not affect reaction rates. It will increase the energy content per unit mass of fuel used and decrease the thermal inefficiencies associated with the heating and slagging of the mineral components. Heat losses due to the latter effects are a relatively minor component of the overall heat balance of a slagging gasifier [14].

However, as noted above, it is not yet established that chemical reaction rates do not have a significant impact on coal conversion in high temperature, high pressure gasification processes, especially for very fine particles. It is possible that alterations of coal maceral composition and porosity which may result from physical and chemical beneficiation processes could be reflected in changes to coal reaction rates and hence, reaction intensities.

While little data is available on coal gasification rates under high temperature, elevated pressure conditions, data on the effects of coal cleaning on these rates are even fewer.

CSIRO has made some preliminary measurements on the effects of coal cleaning on coal structure and reactivity of the resultant chars to carbon dioxide, steam and oxygen at atmospheric pressure and temperatures sufficiently low to ensure chemical reaction rate control. Pore size distributions, determined by mercury intrusion porosimetry, for inertinite and vitrinite concentrates prepared from an Australian bituminous coal are shown in Figure 7 [31]. Similar measurements were made on the same samples after the mineral matter was removed by dissolution using a HF/HCl wash. Prior to demineralisation, the ash yields of the vitrinite and inertinite concentrates were 1.1 and 19.5% w/w respectively. Acid washing reduced the ash content of both samples to less than about 0.1%. As anticipated, given its very low initial mineral matter content, the pore structure of the vitrinite sample was not affected significantly by the acid washing treatment. Removal of the mineral species from the inertinite sample resulted in the formation of a large pore volume associated with pores of radius less than about 1µm.

These pores, being approximately an order of magnitude smaller than the mean particle size of pulverised coal could be expected to survive the grinding process and present a relatively extensive surface area which would be available for gasification or combustion under chemical rate controlled conditions. Under such circumstances, the reactivity of this coal would be expected to increase as a result of the mineral dissolution treatment.

In a separate series of experiments [32], the reactivity to carbon dioxide, steam and oxygen of chars produced from similarly demineralised coal maceral concentrates, and from the parent material, were determined. Rate measurements were carried out using a small fixed bed of char ( $\sim$ 1-2g) under conditions known to be free of mass transfer limitations. The apparatus and techniques used to perform these measurements have been developed at CSIRO and are described in detail elsewhere [28, 33-35].

The reaction rate of the untreated char with  $CO_2$  was less than that observed with steam by a factor of about 10 and several orders of magnitude less than that of the char-oxygen reaction. For the purposes of the present discussion, as it is the most likely to be chemically rate controlled at any given set of reaction conditions, it is sufficient to consider the effects of demineralisation on the reactivity of the slowest reaction: the char- $CO_2$  reaction.

Figure 8 shows the reaction rates of the untreated char, demineralised char and demineralised inertinite and vitrinite concentrates with  $CO_2$  (1 atm.) between about 750 and 900°C. The data correspond to char burnouts of 11-12% for the untreated char and the chars prepared from the demineralised maceral concentrates. The data for the demineralised whole char were obtained at approximately 17% burn off. The char produced from the demineralised coal has a greater reaction rate, by a factor of about 2.5, than the char produced directly from the parent coal. The inertinite and vitrinite chars (demineralised) have respectively greater and lower reactivities than the demineralised whole char. The demineralised parent coal contained approximately 36 and 62% vitrinite and inertinite respectively. The vitrinite and inertinite maceral concentrates contained approximately 80 and 87% of their respective maceral types.

The activation energy of the reaction, determined from the slope of the lines shown in Figure 8, was approximately 240 kJ/mol, was unaffected by the demineralisation treatment and was the same for the vitrinite and inertinite chars. The surface area (N<sub>2</sub>, BET) of the chars was measured at the same extent of reaction as the rate data in Figure 8 was collected. The values determined for the surface area of the chars were qualitatively consistent with the trends observed in Figure 8. The surface area of the whole char (demineralised) and the vitrinite and inertinite chars were 115, 75 and 120 m<sup>2</sup>/g respectively.

These results are consistent with the trends shown in the porosity data given, albeit for a different coal, in Figure 7 and confirm the earlier suggestion that physical and/or chemical coal cleaning treatments could be expected to alter coal reactivities in combustion and gasification processes where the particular reaction schemes and process conditions give rise to chemical reaction control rather than diffusion limited conversion rates. These conditions are most likely to be encountered for small coal particles in gasification systems where chemical reaction rates (chiefly C-CO<sub>2</sub> and C-H<sub>2</sub>O) are considerably less than those encountered for high intensity reactions with oxygen alone.

## Conclusions

Combustion rates of pulverised coal particles larger than about  $100\mu m$ , burning under high intensity conditions are generally controlled by mass transfer and can be described satisfactorily using established diffusion theory and known physical data. For smaller particles, the rate of chemical reaction becomes important, even at the high temperatures commonly associated with pulverised coal combustion systems.

Where combustion is controlled by mass transfer, the burning rate is independent of system pressure and is only slightly sensitive to variations in reaction temperature. Increasing the pressure of high intensity systems under these circumstances allows coal throughputs to be increased in direct proportion.

The emergence of new high intensity combustion and gasification technologies imposes new coal quality requirements, particularly on the nature and amount of mineral matter which can be tolerated. While reduction of coal mineral matter contents through advanced beneficiation procedures will not affect combustion efficiencies in systems where burning rates are at their diffusion limit, the behaviour of ashes, slags or volatile inorganic species, which are critical in these technologies, may be directly affected. Coal beneficiation may also alter the organic composition and/or the pore structure of the coal which can have important effects on combustion and gasification rates where diffusion limits have not been reached.

## Acknowledgements

The reactivity measurements for the demineralised maceral concentrates were performed by Dr J-Y. Chen and Dr H. Weng while visiting CSIRO in 1991/92. Mr Ralph Tyler kindly made available unpublished porosimetry data on the effects of mineral matter dissolution on coal pore structure. The authors wish to thank NEDO and GIDLH for inviting Dr. Harris to visit Japan and for supporting his attendance at this meeting.

# References

- 1. S. Badzioch and P.G.W. Hawksley, "Kinetics of Decomposition of Pulverised Coal Particles", Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., 9, 521, (1970).
- 2. T. Suzuki, R. Hirose, K Morimoto and T. Abe, "High Intensity Combustion of Coal for Application to a Blast Furnace", *Twentieth Symposium (International) on Combustion*, The Combustion Institute, Pittsburgh, 1419, (1984).
- 3. W.P., Hutney, G.K. Lee and J.T. Price, "Fundamentals of Coal Combustion During Injection into a Blast Furnace", *Prog. Energy Combust. Sci.*, 17, 373, (1991).
- 4. Y. Iwanaga, "Investigation on Behaviour of Unburnt Pulverised Coal in Blast Furnace", *ISIJ International*, **31**, 494, (1991).
- 5. R.H. Essenhigh, "Fundamentals of Coal Combustion", in Chemistry of Coal Utilization, 2nd Suppl. Vol., M.A. Elliot (Ed.), John Wiley, 1153, (1981).
- 6. M.F.R. Mulcahy and I.W. Smith, "Kinetics of Combustion of Pulverised Fuel: A Review of Theory and Experiment", *Rev. Pure and Appl. Chem.*, **19**, 81, (1969).

- M.W. Thring and R.H. Essenhigh, "Thermodynamics and Kinetics of Solid Combustion", in Chemistry of Coal Utilization, Suppl. Vol., H.H. Lowry (Ed.), John Wiley, 754, 1963.
- M.A. Field, D.W. Gill, B.B. Morgan and P.G.W. Hawksley, "Combustion of Pulverised Coal", The British Coal Utilisation Research Association, Leatherhead, 1967.
- 9. I.W. Smith, "High Intensity Combustion of Powdered Coal", in Coal Research in CSIRO, No. 27, 7, 1965.
- 10. H.R. Hazard and F.D. Buckley, Trans. Am. Soc. Mech. Engrs., 69, 729, 1947.
- 11. I.W. Smith and R.J. Tyler, "Internal Burning of Pulverised Semi-Anthracite: the Relation between Particle Structure and Reactivity", *Fuel*, **51**, 312, 1972.
- 12. I.W. Smith, "The Combustion Rates of Coal Chars: A Review", Nineteenth Symposium (International) on Combustion, The Combustion Institute, Pittsburgh, 1045, (1982).
- 13. British Coal Utilisation Research Association, Annual Report, 1969.
- H. Moritsuka and T. Hamamatsu, "Evaluation Method of Coal Gasification Combined Cycle Power Generation Plants Performance and Gasification Characteristics", CRIEPI Report No EW 89001, 1989.
- 15. J.G. Peacey and W.G. Davenport, "The Iron Blast Furnace: Theory and Practice", Pergamon Press, 1979.
- H.R. Hoy, A.G. Roberts and D.M. Wilkins, "Coal Combustion", (Ch. 4), in Open Cycle MHD Power Generation, J.B. Heywood and G.J. Womack (Eds.), Pergamon Press, 261, 1969.
- 17. J.H. Holden, G.R. Shrimbeck, J.P. McGee, L.F. Willmott and L.L. Hirst, U.S. Bur. Mines Rep. Invest. No 5573, 1960.
- 18. H.R. Hoy, A.G. Roberts and D.M. Wilkins, "Behaviour of Mineral Matter in Slagging Gasification Processes", *I.G.E. Journal*, 444, 1965.
- 19. N.M. Laurendeau, "Heterogeneous Kinetics of Coal Char Gasification and Combustion", Prog. Energy Combust. Sci., 4, 221, 1978.
- 20. R. Aris, "On Shape Factors for Irregular Particles: I, The Steady State Problem. Diffusion and Reaction", Chem. Eng. Sci., 6, 262, 1957.
- I.W. Smith, D.J. Harris, M.G. Valix and D.L. Trimm, "Mass Transport and Carbon Reactivity at High Temperatures", in Fundamental Issues in Control of Carbon Gasification Reactivity, J. Lahaye and P. Ehrburger (Eds.), Kluwer Academic Publishers, 49, 1991.
- 22. M.A. Field, "Rate of Combustion of Size Graded Fractions of Char from a Low Rank Coal between 1200 and 2000K", Combust. Flame, 13, 237, 1969.
- 23. H. Farzan and R.H. Essenhigh, "High Intensity Coal Combustion", Nineteenth Symposium (International) on Combustion, The Combustion Institute, Pittsburgh, 1105, (1982).



- D-H. Liu, A.M. Zghoul, Z. Li, B-S. Tan, K.L. Lockwood and R.H. Essenhigh, "High Intensity Combustion of Coal with Water Injection", Combust. Flame, 63, 49, 1986.
- 25. T. Suzuki, L.D. Smoot, T.H. Fletcher and P.J. Smith, "Prediction of High Intensity Pulverised Coal Combustion", *Combust. Sci. Tech.*, 45, 167, 1986.
- 26. H.M. Cassel, "Some Fundamental Aspects of Dust and Flames", U.S. Bur. Mines Rep. Invest. No. 6551, 1964.
- 27. P.L. Walker Jr., F. Rusinko Jr., and L.G. Austin, "Gas Reactions of Carbon", Advan. Catalysis, 11, 133, 1959.
- 28. D.J. Harris and I.W. Smith, "Intrinsic Reactivity of Petroleum Coke and Brown Coal Char to Carbon Dioxide, Steam and Oxygen, *Twenty-Third Symposium* (International) on Combustion, The Combustion Institute, Pittsburgh, 1185, (1990).
- 29. J.G. Smith, I.W. Smith and R.J. Tyler, Intrinsic Reactivity and Structural Development of Petroleum Coke During Gasification in O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>O", *Int. Conf. on Coal Science*, Tokyo, 293, 1989.
- B. Anderson and T.R. Johnson, "Hydrothermal Dewatering of Low Rank Coals for Use in a Direct Fired Turbine", Proc. Third Japan/Australia Joint Technical Meeting on Coal, May, 1993.
- 31. R.J. Tyler, unpublished results, private communication, CSIRO Div. Coal and Energy Tech., 1993.
- 32. D.J. Harris, J-Y. Chen and H. Weng, unpublished results, CSIRO Div. Coal and Energy Tech., 1992.
- 33. R.J. Tyler, H.J. Wouterlood and M.F.R. Mulcahy, "Kinetics of the Graphite-Oxygen Reaction near 1000K", *Carbon*, 14, 271, 1976.
- 34. R.J. Tyler, "Intrinsic Reactivity of Petroleum Coke to Oxygen, Fuel, 65, 235, 1986.
- 35. D.J. Harris and I.W. Smith, "Intrinsic Reactivity of Coke and Char to Carbon Dioxide", Am. Chem. Soc. Div. Fuel Chem. Prepr., 34, (1), 94, 1989.

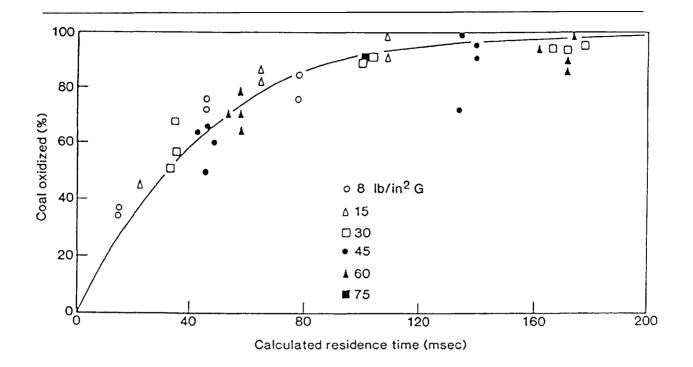


Figure 1 Effect of residence time and pressure on combustion efficiency in a pressurised combustor. (From Smith [9]).

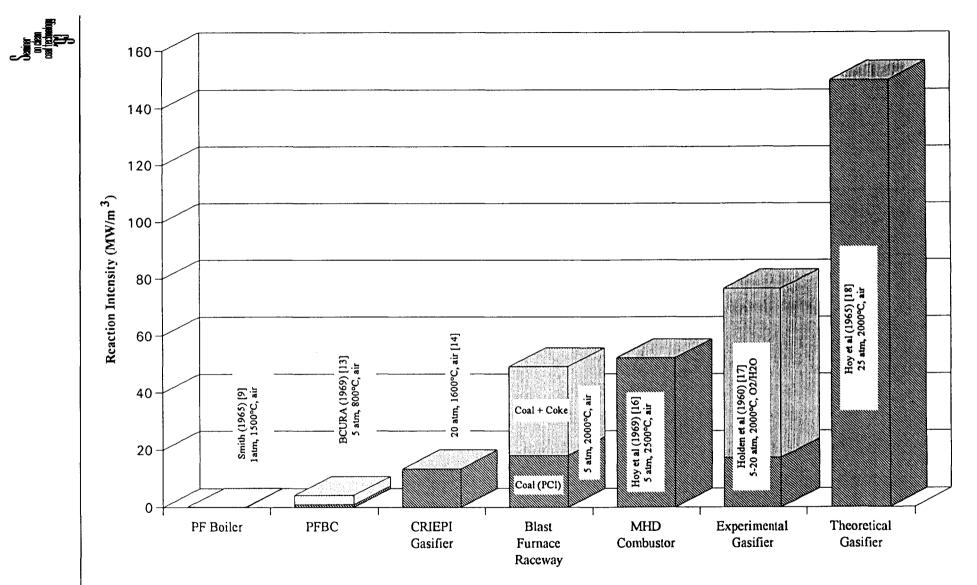


Figure 2. Reaction intensity of some combustion and gasification systems.

67

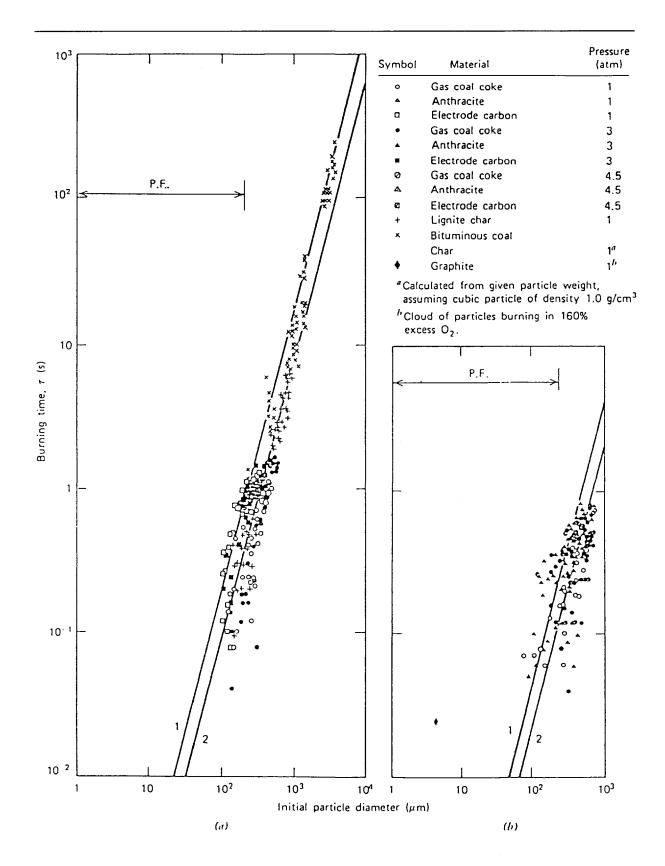


Figure 3. Comparison of experimental and theoretical particle burning times:
(a) 21% O<sub>2</sub>, 1500K; (b) 98% O<sub>2</sub>, 2000K. Curves 1 and 2 represent particle densities of 2.0 and 1.0 g/cm<sup>3</sup> respectively. (From Mulcahy and Smith [6]. See [6] for identification and sources of data sets).

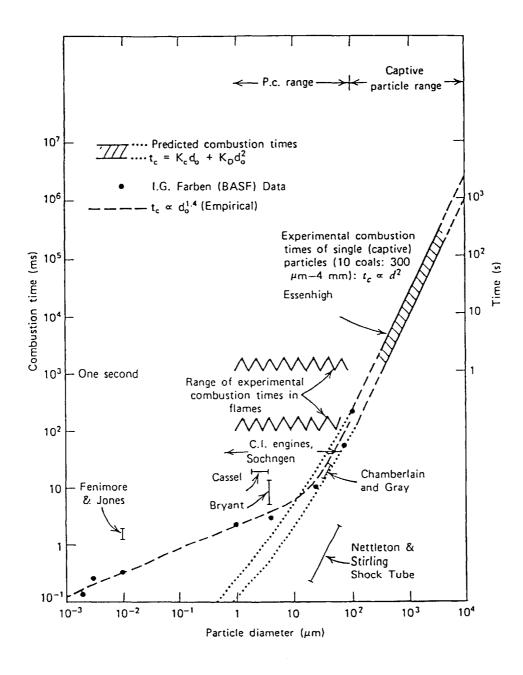


Figure 4. Experimental and theoretical particle burning times. (From Essenhigh [5]. See
[5] for references to data sources). K<sub>C</sub> and K<sub>D</sub> are chemical and diffusional rate constants respectively. d<sub>o</sub> is the initial particle diameter.

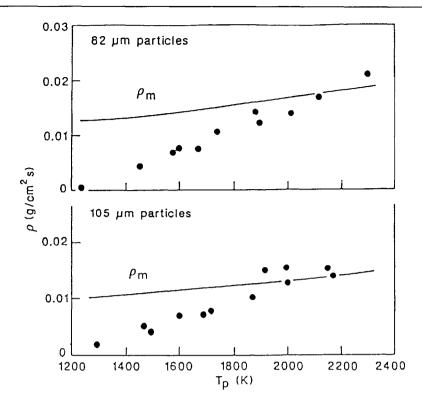


Figure 5. Comparison of measured ( $\rho$ ) and theoretical maximum burning rates ( $\rho_m$ ) when  $pO_2 = 1$  atm. (From Smith [12]).

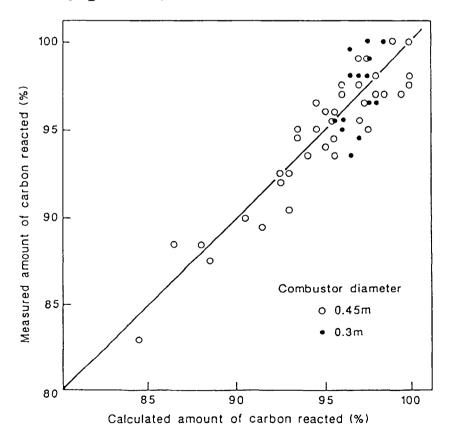


Figure 6. Carbon conversion in a pilot scale MHD combustor [16].

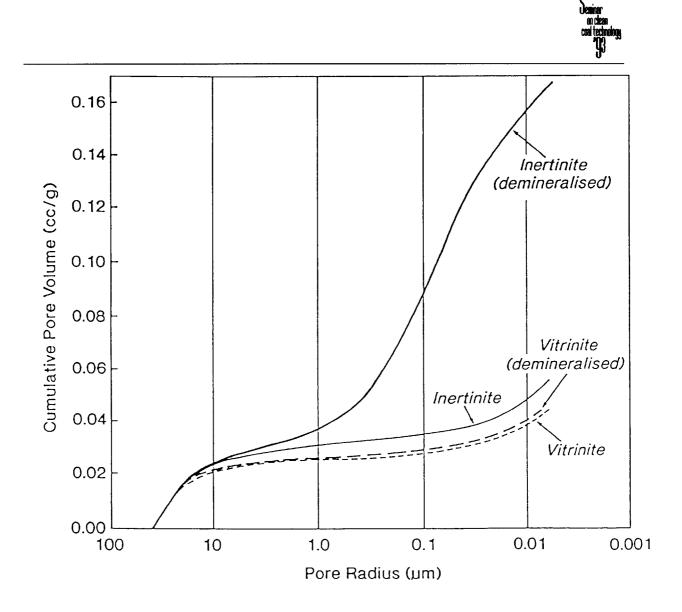


Figure 7. Effect of demineralisation on the pore size distribution of vitrinite and inertinite maceral concentrates prepared from an Australian bituminous coal [31].

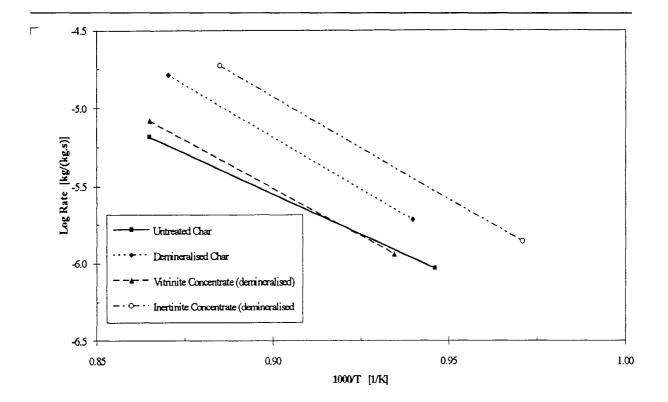


Figure 8. Arrhenius plots of reaction rate of chars produced from demineralised bituminous coal, demineralised inertinite and vitrinite concentrates and untreated parent coal with CO<sub>2</sub> (1 atm.)

セミナー 会場風景