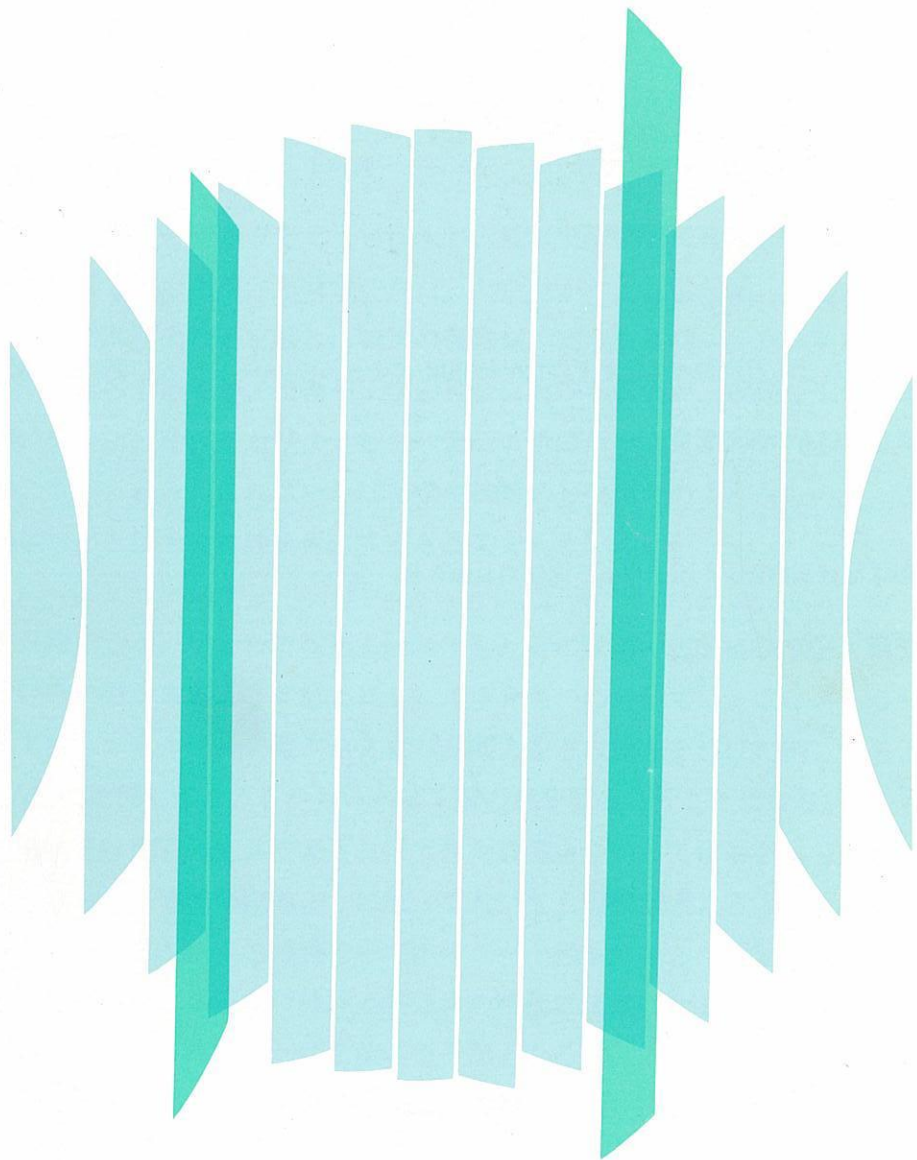


季報 エネルギー総合工学

Vol. 8 No. 2

1985. 7.



財団法人 エネルギー総合工学研究所
THE INSTITUTE OF APPLIED ENERGY

目 次

工学と社会、微分と積分.....	理事・東京大学工学部教授 関 根 泰 次.....	1
石 炭 の 利 用 技 術 開 発 特 集		
石炭利用技術開発に望むもの.....	古 沢 健 彦.....	3
石炭利用技術開発の現状.....	佐 竹 信 一.....	8
石炭液化プロセス開発の技術的課題.....	西 田 直 矩・千 葉 忠 俊.....	18
石炭ガス化技術開発の技術的課題.....	平 戸 瑞 穂.....	25
石炭流動層燃焼の技術的課題.....	堀 尾 正 毅.....	36
テキサコ法による石炭のガス化とその化学的利用.....	安 原 敬 明.....	48
鉄鋼業における石炭の利用.....	森 孝.....	58
“国際電池技術総合シンポジウム”開催のお知らせ.....		66
研究所のうごき.....		67

工学と社会，微分と積分

理事・東京大学工学部教授 関根 泰次

私事にわたって恐縮であるが、昨年大学卒業後30年を迎えたのを機に30年会を開き、恩師をお迎えして一夕、級友一同歓談した。過ぎ去った30年をふりかえってみると、ひとりひとりそれなりの感慨を感じざるを得ない。30年前の卒業当時は今と違って就職試験に落第する者も珍しくはなく当時まだ不治の病といわれていた結核のために就職試験も門前払いをくい、やっとたのみこんでとってもらった友人もいた。しかし今になってみるとそういう人が人並以上に会社に貢献し世間的にいえば一番早く出世していたり、当時華やかだった会社がつぶれてしまっていたりする。学友も皆この30年間技術を通じ、戦後の復興期、高度成長期、安定成長期の日本に寄与してきたのであるが、技術や工学の社会における価値が、技術や工学そのものの価値のほかに、それをとりまく社会の変転に否応なくふりまわされることをしみじみ感じさせられる。これはいわば工学や技術のもつ宿命のようなもので、この点純粋理学などとは大いに趣を異にするところである。

話が飛躍するが、ひと口に技術といっても、その仕事の性質に積分型、微分型などいろいろの型があるように思われる。エネルギーの分野でいえば、メーカーの人にとっては、エネルギー需要がふえれば必要となる設備もそれに比例して増え、仕事も d/dt に比例してふえるからいわば1階の微分型ということになる。一方エネルギーの供給者は過去の先人が築きあげてきた設備をつかって仕事をしているわけで積分型、さらに高度成長期のように放っておいても需要が増えるような場合は2重積分型となる。ともかくこの世の中でエネルギー産業はさしづめ積分型の代表選手である。研究者などは現在の伸びよりは次の時代に問題になることを目指して仕事をしているのであるからいわば2階の微分型となろう。このように一口に技術といっても、2階微分型から2重積分型までその性質は大いに異なるのである。

前述の学友の30年間の軌跡をみて感じることはこの世の中で仕事が大きくなるに

は微分型と積分型の両者がうまくバランスがとれていなければならぬということである。全くの積分型で微分型要素がなくただ図体が大きいというだけではやがて社会、特に若い世代（若い人は本質的に微分型指向である）から見放されて衰退の道を歩まなければならないし、一方ハイテク、ハイテクと一見威勢の良い微分型の分野でも、それが大きく育つ土壌となる積分型の基盤がなければ長つづきしない。注意しなければならぬのは積分型の産業には単にハードウェアの面で設備や規模が大きいということだけでなく、長年の間にわたってノウハウや経験などのソフトウェアが大きく蓄積されているということである。これがなければどんなハイテクでも大きく育て社会の用になつことはないのである。

今の日本においてエネルギー産業は上にもものべた通り積分型の代表選手であるが、そのダイナミズムを支えるのはこの微分要素であり、そのためにも、新しく技術開発の種をまき、それを大事に育てていきたいものである。(せきね やすじ)

石炭利用技術開発に望むもの

古澤 健彦

はじめに

1950年代末から1960年代にかけて、石炭から石油へのエネルギー転換は、低価格のエネルギーに基づいた重化学工業化による高度の経済成長と大衆消費社会を創り出した。一方同時に膨大な天然資源の消費を伴い、行き過ぎた生産工程における能率主義が多量の廃棄物を排出することによって深刻な公害問題が発生するに至った。その結果60年代後半には重化学工業のもつ反社会的性格が告発され、環境問題の重要性が広く認識されるに至ったのは周知のことであろう。

1973年中東戦争に始まった石油危機は、石油依存度の大きい日本にとっては、エネルギー危機となって日本の産業に根底から揺さぶりをかけることとなった。我が国では、これより少し前エネルギー技術開発を如何に進めるかについて産業技術審議会に諮問を行っていたので、同年末には「新エネルギー技術研究開発計画」を発足させる提案を行うことが可能となった。この様にして生まれたサンシャイン計画は、エネルギー問題の解決のみならずエネルギー多消費社会の中で深刻化した

環境問題を解決させることを目的とすることとなった。この様に代替エネルギー開発計画が、急速な立ち上がりを可能としたことは評価に値するが当初は必ずしも開発の目的が適切に策定されているとは言えない面もあった。それから数年間、一次的な石油需給の緩和はあったが、1978年末から1979年にかけて、すなわちサンシャイン計画発足のほぼ4年後、再び石油需給は、イラン革命を契機に逼迫し石油価格が再び急騰したことは、まだ記憶に新しい。この間、我国の年間石油消費量は1973年をピークに低下し、米国においても1978年をピークに低下しつつある。二回にわたるエネルギー危機によって、代替エネルギー技術開発の問題点がかなりよく検討されることとなり、石炭ガス化では複合サイクル発電用ガス化、合成ガス化の開発、石炭液化では水素供与性溶剤の活用によるマイルドな反応条件による液化の重要性が広く認識され開発テーマに組み入れられている。

1. 脱石油化の推進

第二次オイルショックを前後して代替エネルギーとしての石炭は、海外炭の大規模な利

用に向かってむけられるようになった。第二次オイルショック以降単位エネルギー当りの価格においても石炭が石油に比して極めて有利な展開を見せる様になり、我が国の産業用エネルギー源は石炭の復権に向かって走り始めたのである。

かつて年間700～800万トンの重油を使用したセメント産業の脱石油化は79年から82年に急速に進み、セメントのコストが約20%低下したと言われている。鉄鋼業では本季报第8巻1号に奥村氏が記されている様に高炉のオイルレス操業を始めとし、1973年の石油類消費量の80%という大幅な削減を達成し、同時に進められた省エネルギーへの努力の成果と合わせて今やエネルギー創出産業として変身しつつあることはまことに力強い展開だと評価できよう。このことは、石炭への転換とともに、鉄鋼プロセスが鉄鉱石の還元と石炭を用いたエネルギー製造という併産プロセスへの転換をしたものとも考えられよう。

鉄鋼に続く脱石油の本命としての発電は、IEAにおいて既に原則として石油専焼火力発電所を新しく作らぬ様に勧告しており、石炭への転換が進められている。このためには大量の石炭の輸入を可能とするインフラストラクチュアの整備が必要であるが、発電原価は原子力に比して充分競争しえるので、今後脱石油が急速に進むものと期待できる。さらに本号にも紹介されるが石炭を化学原料として利用する世界最大規模の石炭ガス化プラントの実用化が達成されたのである。

2. 脱石油化とエネルギー技術開発

この様な状況下で我が国では、石炭エネル

ギーの大幅な利用と先端技術志向の産業構造の変化によって、経済の成長とオイル消費の関係断ち切ることが出来たことが、我が国のセキュリティに寄与することは極めて大きいと言わねばならない。しかしながら、上に記した石炭の大規模利用に基づく脱石油化は、現在精力的に進められている代替エネルギー利用技術の開発によってもたらされたものではなく、むしろ省エネルギーの推進と石炭の単位エネルギー当りの価格が石油のそれより充分低く、石炭転換に必要な設備投資が充分回収するという cost-effectiveness によってもたらされたことに充分な注意を払う必要がある。確かに cost-effectiveness でない代替エネルギー技術の普及はありえないといえるかもしれない。

しかしエネルギー技術開発が国のセキュリティニーズに基づくものであり、より高度の脱石油化をはかっていくことが必要であるとするならば、石油の需要が一時的であれ緩和しつつある状況にある現在、代替エネルギー技術の魅力をもっと拡大させる技術的挑戦が必要であると思う。現在、石炭の利用技術開発はその路線が幾度かは修正されたものの本質的には変わらず、ガス化・液化・流動層燃焼といった従来の技術コンセプトにとどまっている。確かにこれらの技術の実用化が可能であることを確認していくことは確かに必要である。しかしそれだけでは石炭利用技術の魅力は拡大できないと思われる。

3. 石炭利用技術開発に望むもの

今新しい技術目標が見えないという声がよく聞かれる。しかし従来の技術のコンセプト

にとどまり、その開発の渦中にある限り新しい開発のニーズと技術目標は見えて来ない。しばしば技術開発では、当初ばら色に想定した技術の特徴が途中で修正され、より達成しやすい目標にすりかえられていることがある。当初想定したニーズと満足させるべき境界条件には変化がないのか。開発のストーリーは修正されていないのか。もしあるとすれば、そこには技術の挑戦すべきニーズが存在するだろう。

例えば本号に紹介される流動層燃焼技術の現状はどうであろうか。流動層燃焼技術は炭種をえらばず燃焼装置内で脱硫と脱硝を効率よく発現できるコンパクトな燃焼室を可能とする技術でなかったのか。この様な技術が必要としていることにはかわりがない。それにもかかわらず高い燃焼効率の達成には炭種が限られ、あるいはコンパクトな装置では実現できない現状をどう考えるのか。また高度の脱硫を達成するために石灰石の利用率が低下する。ここには挑戦すべきニーズがある。一方、従来の微粉炭技術においても技術の進歩が著しい。二段燃焼による低 NOx 化、燃焼室を一つのシステムとして異なる機能のバーナーの組み合わせによる燃焼室の最適設計による NOx 化技術の開発が進んでいる。全ての技術が宿命的に half a way technology（中途半端）であり、これはいつか乗り越えられるものとするならば、単一バーナーによる低 NOx 化技術は挑戦すべき技術として現在もっとも興味があるものであろう。この様に技術は half a way technology であることを認識していくことはニーズの発見に対して重要な意味を持つ。

現在のサンシャイン計画では、石炭の利用

を代替エネルギー政策の中でとらえるため石炭の有機資源としての活用に関する視点が欠落しているように思われる。現在の代替エネルギー開発に取り入れられなかった間接液化技術、石炭の熱分解技術、複合利用技術等は今開発中の技術に対してどの様に評価すべきなのか、充分検討しておく必要があるだろう。石炭の利用技術が広く実用化される今世紀末から21世紀初頭の石炭の利用技術は現在開発中の技術の単なる延長のみとは考えるべきでなく、現在開発中のプロセスにとらわれないより未来志向の挑戦的技術が実用化していかなければならない。現在の代替エネルギー技術開発は、石炭を100%液化あるいはガス化するものと考えするため、効率の向上と経済性確保が犠牲となっていないのか。石炭を100%液化するためには高価な水素を多量に必要とするため水素の原料費を考えると石炭液化の採算性は極めて悪いが石炭は単に熱分解してもかなりの液分は回収できる。一方残査のチャーを熱エネルギーに変換するのは極めて容易な技術である。ここに複合利用の有利な根拠がある。

石炭をガス化あるいは液化しても生成物が燃料としての価値しか見出されないものとするれば、石炭の直接燃焼に比してその経済的採算は極めて不利となるのは当然である。石炭を貴重な有機資源の原料として有効に活用し、高価なケミカルスを併産し有効に利用することが出来れば、液体化された燃料の経済性は大幅に改善されることが期待できる。電気事業・ガス事業・化学工業・石油精製といった現在の立て割の産業区分に立脚するため未来技術としての石炭の高度利用へのヴィジョンを作りにくい状況にあるが、これを克服

するストーリーの展開が今必要とされている。鉄鋼業は石炭利用のインフラストラクチャが整備されており、今後の石炭利用技術の展開に大きなポテンシャルを有していると考えられる。石炭の有機資源の活用とエネルギーを消費する産業から鉄と化学原料を併産し、エネルギーを製造する産業に転進する鉄鋼業を中心に考えて「石炭を主原料とする鉄鋼・化学・エネルギー複合利用システム」の開発を想定すると、未来的な技術挑戦型のシステムとして魅力のあるシステムとなるだろう。石炭の大量使用のインフラストラクチャが整備された鉄鋼業をもう1つレベルの高い技術革新をすることにつながり、長期の国際競争力を獲得するとともに、化学工業原料の石炭への大幅な転換を可能とするからである。

4. 石炭利用技術開発における基礎研究と研究開発体制

一方石炭利用技術開発にあたって産学官の協力体制をも今一度検討する必要がある。基礎研究の分野では研究に展望を失っていないか？ かつて重化学工業のもつ反社会性の告発は、社会のアウトサイダーからの告発としてしかとらえられなかった国立研究所・大学においても、エネルギー危機を契機に環境、資源、エネルギー等我々人類の直面する諸問題を社会のニーズとしてとらえ、これを実践的に解決していこうとする問題解決型の方法論の重要性が認識され、取り入れられていくこととなった。しかしこれらのニーズ志向の研究におけるR&Dの構造の特徴はまだまだ充分理解されているとは思われない。ニーズ

志向の研究では研究開発の展開とともに基礎的研究によって解決していかなばならぬ問題が次々と発生するのであって、基礎の上に開発が進められるシーズ志向の研究とは基礎と応用は全く違った関係にあるはずである。石炭利用技術開発の中で生まれて来た、基礎的研究によって解決しなければならないテーマが大学や国立研究所など基礎研究に従事する分野にフィードバックされ、展望ある基礎研究テーマとして設定されているであろうか。約10年前私が石炭のガス化研究を開始したとき、石炭化学の過去の膨大な研究の前にどのような展望ある研究が可能であるか、随分考えたことが思い出される。

今パイロットプラントが建設・運転されている状況下でまだ展望ある基礎研究が可能であるのは、ニーズ志向の開発における基礎と応用の関係に対する正しい認識なしには理解できない。開発研究の中で生まれた基礎研究テーマを積極的にくみ上げていけば展望ある基礎研究が展開できるのである。今石炭利用技術開発の中で支援研究、要素研究と云う名のもとに行われている研究は、この様なニーズ志向の研究のR&Dの構造の中でどのような位置付けにあるとすべきなのか？ その大部分は基礎研究ともいえるものである。聞き及ぶところによるとパイロットプラントレベルで開発が行われている技術に対していまさら基礎研究を必要とするのがおかしいとする発想があるという。それならば大学で行われている石炭利用技術の基礎研究は一体何を意味すべきなのか。しばしば大学では未来技術の萌芽的研究を行っているとしている。これは説得力のある説明である。しかし現在の石炭利用技術開発においては大学において取り

組むべき展望ある基礎研究テーマさえも生まれてくる。この様な状況を理解するためにはまず開発の進歩とともに次々と基礎研究テーマが生み出されてくるといふニーズ志向の研究開発特有のR&Dの構造を理解する必要がある。

要するに石炭利用技術の展望ある基礎研究の展開はニーズ志向のR&Dにおける基礎研究と応用研究の関係の正しい理解とそれに基づいた産学官研究体制の整備から出発しなければなるまい。今、産学官協力体制の再整備が必要とされる由縁である。一方未来技術として石炭利用技術の開発には、より広い産業間の連携と産学官の協力が必要であり、これらを組織化していくことこそ政策にとわれている問題であろう。

おわりに

社会のニーズに基づく技術開発に容易な妥協はあってならない。今現実的に解決できぬ問題はニーズがないのではなく、将来のニーズとして受けとめていくべきである。今迄進んで来た脱石油化は代替エネルギー技術の成果によるものではなく、石炭のcost-effectivenessによるところが大きい。新しい石炭技術の持つ魅力を拡大し、石炭利用を促進させるためには、ガス化・液化だけに限らず、もっと挑戦的技術の展開が必要であろう。未来技術としての石炭利用技術開発には高いビジョンのある政策の展開が必要と思われる。またこのためにはニーズ志向のR&D構造の特徴を正しく理解した産学官の協力体制が必要である。(ふるさわ たけひこ 東京大学工学部助教授)

石炭利用技術開発の現状

佐 竹 信 一

1. はじめに

代替エネルギーの3本柱といわれる原子力、LNG、石炭のうち、近年石炭の躍進が著しい。第2次石油ショック後、「コールフィーバー」と呼ばれる買いつけ騒ぎの一時期もあったが、現在は落ちつきのなかに需要は着実な増加をみせている。これにともない、石炭利用技術もこのところ急速なテンポで開発が進められている。筆者はこの3月までNEDOに出向し、石炭液化の研究にたずさわっていたが、本誌に投稿の機会を得たので、現在における石炭利用技術開発全般の状況を紹介することにしたい。

2. 石炭利用技術の分類

石炭の利用体系は通常表1のように示される。直接燃焼は石炭を固体の状態のまま燃して利用するが、他はすべて固体のハンドリングを避けて輸送・貯蔵に適するように、擬似流体とするか相転換して利用するものである。以下この表に従い各技術を簡単に紹介することにしたい。

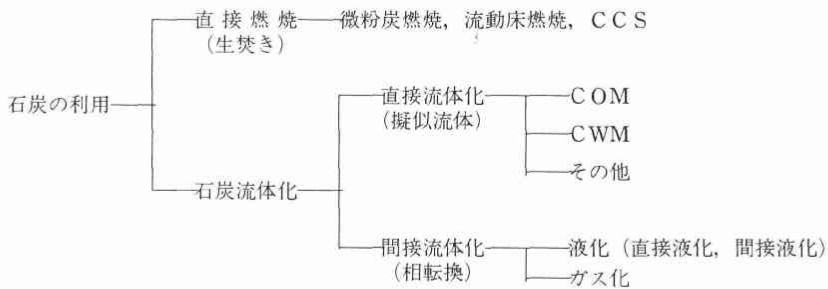
3. 石炭の直接燃焼

3.1 微粉炭燃焼

現在の石炭発電所はすべて石炭を微粉碎して空気で燃焼させる微粉炭燃焼方式であり、排煙処理のため必ず電気集塵機や脱硫脱硝装置が付属している。石油火力から石炭へ燃料転換した発電所は、もともと石炭燃焼可能な炉を中心に、石油火力の時と同じ厳しい公害規制を乗り越えて、現在までに13基201万kWを数えている。新設の海外炭専焼火力には電源開発松島(長崎県/50万kW×2)・竹原(広島県/70万kW)があり、その運転コストは11円/kWh台で原子力をしのぐという報告もある。今後も苫東厚真(北海道)、新小野田(中国)など各電力会社の大型石炭専焼火力が次々運開の予定であり、1989年には日本最大となる電源開発松浦(100万kW)も動き出す。

産業用石油ボイラーの石炭転換も近年盛んである。しかし石油に比べると石炭は燃焼速度が遅く炎がのびるため火炉容積が倍近く必要となる。このため既設炉の改造の場合は蒸発量が約40%減(ディレーティング)となるほか、クリンカー抜出しのための炉底の改造やチューブのファウリング・スラギング対策

表1 石炭利用の体系(その1)



などかなり大がかりな工事が必要である。

この対策として既設重油バーナー口に、小型の水冷燃焼筒をとりつけ、ここで1次燃焼と溶融灰の除去を行うことによりボイラー本体の大規模な改造なしに微粉炭燃焼を可能にしようという石炭部分燃焼炉の開発が米TRW社や川崎重工などで始められている。成功すれば一般ボイラーへの石炭普及にかなり貢献すると考えられ、早期の実用化が期待されている。

本体の改造が微粉炭燃焼に向かない場合は移動床のストーカー燃焼方式となるが炉効率は微粉炭方式に比べ若干低下する。

総じて現在の微粉炭燃焼技術は、さらなる低NO_x化や適用炭種の拡大など残された問題点はあるものの、すでに一応の技術確立がなされているといつてよい。

3.2 流動床燃焼 (FBC)

流動床燃焼は石灰石等の流動固体媒体中に下から空気とともに粉炭を吹込み燃焼させるものである。炉内温度が800℃前後と低いためNO_xの生成が微粉炭燃焼より少なく、石灰石による脱硫効果によりうまくいけば排煙脱硫も不要になるなどのメリットがあり、対象とする石炭も低品位炭まで範囲が広がる。一般

産業用では既に実用炉がいくつかあるが、発電用にはまだ例がない。電源開発若松で石炭20t/dの試験装置により実用研究が行われてきたが、これをスケールアップした5万kW実証プラントが同所で1987年に完成することになっており、この成果が今後の事業用への展開を決定することになる。問題は流動床内伝熱管の摩耗と運転の信頼性である。欧米では近年脱硫率の向上をめざした循環流動床の研究も行われている。

3.3 CCS (Coal Cartridge System)

内陸地に散在する一般中小工場向けに、前処理した微粉炭を全国にめぐらした配送基地からカートリッジで届け、灰は持ちかえって集中処理するというCCSが検討されている。この方式によれば最終ユーザーは、自前の貯炭場や粉砕機を持たず、灰処理にも悩まずに石炭の利用が可能となる。粉炭の発火を防ぐため系はすべて酸素濃度10%以下にコントロールされる。CCS振興協会が本年9月から山口県で徳山の製造出荷基地と岩国の試験ボイラーを結んで実証試験を行うことになっており、成功すれば一般への石炭導入にある程度役立つと思われる。期間は2年、予算は18億円の予定であるが、技術的には既存の

ものの組合せであり、成否は経済性がカギとなる。

4. 石炭の直接流体化

石炭の輸送・貯蔵の困難性を克服するため油や水と混合して利用しようという研究もさかに行われている。

4.1 COM (Coal Oil Mixture)

石炭と重油をまぜたものをCOMという。現在のところ石炭・油重量比は50-50程度であり、石炭粉の安定をはかるためこれに0.1%程度の界面活性剤が添加される。技術的には、炭種を選べば安く高性能の添加剤の開発と動力費の80%近くを占める粉砕コストの低減のほかはあまり問題がない。東京電力が横須賀火力(53万kW)の更新にCOMを採用し、本年春から本格稼動に入っているが、これが世界初の商業利用である。このため「日本COM」社小名浜工場(福島県)が新設され、豪州Saxon Vale炭を原料に年間90万トンのCOMを製造開始している。COMを70℃に保つため専用船も作られた。しかし油を50%使ううえ、製造コストもかかるので経済性の面から今後の普及を疑問視する声が多い。

4.2 CWM (Coal Water Mixture)

流動媒体に水を用いたものをCWM又はCWS(SはSlurry)という。目下大流行の石炭利用技術であり、日本、米国、スウェーデン等で活発に研究が行われている。すでに米国Arizona州ではBlack Mesa炭鉱とMohave発電所間440kmに石炭・水/50-50のスラリー輸送が1971年以来商業的に実施されて

いるが、安定燃焼のため使用前に水を約20%抜かねばならないという欠点がある。このため石炭の粒度分布に工夫をこらした石炭7水3の石炭高濃度水スラリーが研究されており、炭種に応じた添加剤の選定や粉砕・混合技術の工夫が重ねられている。粘度は操作容易な1,000cP程度を、製品CWMの安定性は2ヵ月を目標としている。電源開発若松が石炭処理量1.5t/hの装置で研究が続けているが、東京電力等が常盤共同火力勿来4号ボイラー(7.5万kW)を改造して本年9月から半年間CWM実缶試験を行う予定になっている。このため三菱重工業と日立が各15t/hの製造装置を作るほか、石川島播磨・日揮も参加しており、大規模な実験だけに問題が残っているとされる燃焼性その他の結果が注目されている。関西電力も1986年に実証試験を行う計画があり、CWMの商業化を考えているメーカーもある。またスウェーデンのカーボゲル社と提携している日揮が中国と上海の大型工場の商談に入っているとの報道もある。このようにみるとCWM技術は実用化直前にあるとも見えるが、CWM化は産炭地か国内かというコールチェーンのビジョンの問題、ポンプや配管の摩耗がCOMより大巾に増加する問題、高価な添加剤の添加率を現在の0.5~1%から0.2%程度に落さないと経済性に問題があるという点などが未解決であり、生焚きを凌駕しての本格普及にはもう少し時間がかかるものと思われる。

4.3 その他

その他の石炭流体化にはメタノールと混合するCMM(メタコールとも言う)、タールとのCTM、石炭50油40水10の水COMなどの

ほか液化炭酸ガスを用いるものや、NASAの技術を応用したという低圧空気搬送システム、それに米国 Aqua Train Project のような水によるカプセル輸送などが発表されているが、いずれも具体的計画はまだない。

すなわち、ここ当分は、産炭地内陸部はユニット・トレイン等の列車輸送で、日本までは大型のバルク輸送船で、国内臨海地区には直送又はコールセンター経由の小型船で、内陸部は大型のトラック輸送でという現在の形態が継続するものと思われる。

5. 石炭の直接液化法

石炭は燃やして熱をとることもできるが、化学反応によりこれを液化してかなり軽質な液化燃料にすることもできる。液化の原理は古く1913年ドイツの化学者 Bergius によ

て発見されており、とくに新しいものではない。第2次大戦中にドイツではこの液化により航空燃料やディーゼル油が年数百万トン製造されており、日本でも当時の朝鮮阿吾地や満州撫順で大型の液化研究が行われていたのはよく知られている。

5.1 直接液化のプロセス

石炭は2～5環の芳香族を主成分とする複雑な高分子炭化水素であるが、これに熱と溶剤を加えて高分子の結合をもみほぐし、触媒の助けをかりて高圧の水素で水素添加を行うと石炭は液化する。

図1に日本のNEDOLプロセスの例を示す。石炭はまず微粉碎され、溶剤および触媒と混合してスラリーとなる。スラリーはポンプで昇圧後、水素ガスと合流して予熱器に入り、液化反応のおこりやすい430℃付近まで加

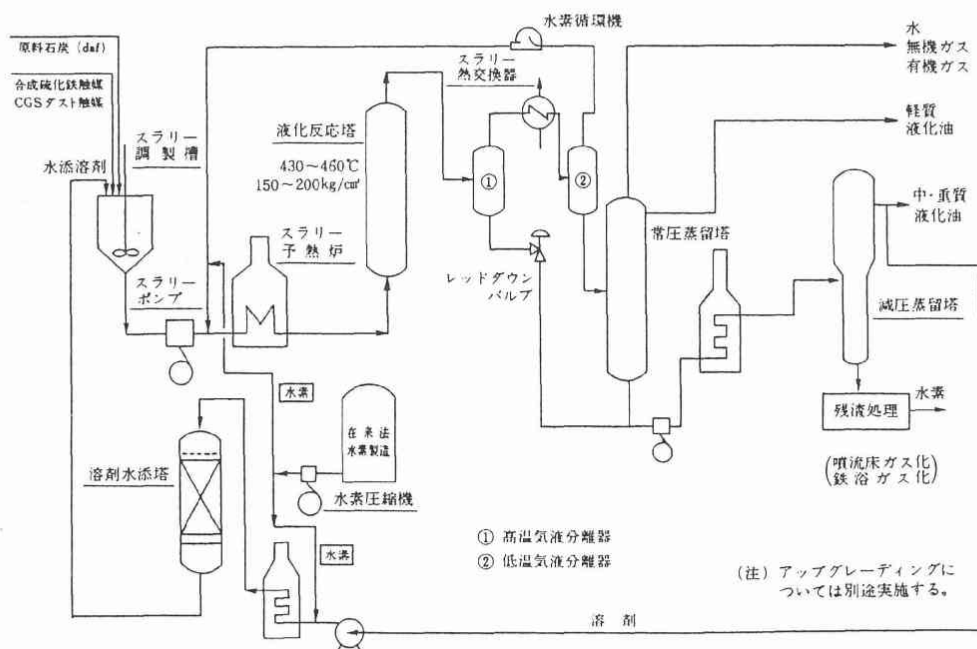


図1 NEDOL プロセスのフローダイヤグラム

熱されて反応器に下部からフィードされる。反応器内部は空塔であり、気泡塔類似の流動状態を示しながら触媒の作用をうけて、気液固3相の複雑な液化反応が進行する。ここの圧力は150~200気圧、温度は反応熱で430~460℃になる。滞留時間は約1時間である。反応器をでたスラリーとガスは気液分離器でガスを分離し、残りは蒸留等により、液化油と残渣に分けられる。生成した液化油のうち重質留分の一部は溶剤水添工程で適度の分解と水添をうけたのち、溶剤として原料石炭と混合される。液化油の収率は40~50wt% (転換熱量ベースでは70~80%) であり、消費される水素量は石炭に対し4~6 wt%が標準的である。残渣は重質液化油、灰分、未反応炭、触媒の混合物で、収率は30~40%になるが、商業化のりには後段のガス化工程に送られて液化に必要な水素の製造原料となる。触媒は性能的にはNi~Mo等の高級触媒が良いが、劣化が早く高価でもあるため、通常は安価な使いすての鉄系触媒が用いられる。NE DOLは一段液化であるが、二段液化法と呼ばれるプロセスもある。これは液化反応を2段に分け、1段目は安価な使いすて触媒で粗く液化を行い、次に抽出等の方法で触媒毒となる重質液化油や灰分を除去し、最後の2段目の液化工程で高級触媒(固定床または沸騰床)を用いて軽質液化油の収率とその品質をあげようというプロセスである。現在西独は1段液化を、米国は2段液化を志向しており、日本は後述のように2つともトライしているが、その優劣はいちがいにはいえない。

5.2 直接液化油の性状

石炭1トンから約3 bblの液化油が生成す

るが、留分的にはナフサから軽油までの軽質分(C₅~350℃)が80%以上であり、製品構成としては好ましい。しかし粗液化油は窒素硫黄などのヘテロ原子を含むため、いずれの留分も水素化精製によるアップグレーディングが必要である。また直接液化油は石炭のものと化学構造が色濃く残っているために芳香族が多い。このためナフサはオクタン価が80前後とかなり高いが、灯軽油留分は燃焼性が悪い。今までの研究結果では、水素化精製しても、灯油の煙点や軽油のセタン価は単品ではかなり問題が残るようである。現実市場に導入される場合には、液化油は石油の同等留分と混合して供給されることになると考えられるので、その相溶性や混合による燃焼性の向上度合等は確実に試験しておく必要がある。その結果によっては苛酷な水素化精製をしてコスト高な液化灯・軽油を作るより、適度な精製でA重油ブレンドとする方が良いこともあり得よう。米、独の研究も進んでいるが、これらの国では暖房に日本型の室内排気を想定した低硫黄灯油の需要が殆んどないために、試験液化油の性状が異なり、中間留分に関するその知見があまり生かされないうらみがある。この点でNE DOLの委託で研究を始めている新燃料油開発技術研究組合の今後の研究が目される。なお液化ナフサのガソリン転換についてはあまり問題はない。

これに関連してNE DOLプロセスでは最終段の蒸留工程において、液化油の拔出しが欧米と同様にナフサと中間留分の2つのカットで考えられているが、蒸留塔で特別の困難がない限りナフサ、灯油、軽油と3つのカットとすることを検討してよいのではないかと思われる。

5.3 直接液化油の経済性

経済性についてはいろいろな見方がある。液化に関する総合エネルギー調査会の部会中間報告では西暦2000年において石油と価格競争力を持ちうると想定しているが、このところ原油価格の低落傾向でやや実現が延びそうな気配もある。いくつかの試算例も公表されているが、原料石炭の価格、政府の補助金の有無、金利などの条件次第で結果は大きく変わっている。単純に言えば1 bbl 当り40～60ドルと想定されているが、80ドルという高目の試算例もある。

5.4 海外の石炭液化研究

戦前のドイツの研究成果は戦後米国にひきつがれて研究が続けられたが、安い石油におされ、やがて中止された。石油ショック後各国で再び石炭液化が見直され、特に米、西独では自国の石炭を対象に大型パイロットプラントの研究が精力的に行われた。

米国ではエネルギー自立政策をかかげたカーター政権時代にDOEの支援のもとに液化研究が活発化し、国内亜瀝青炭を対象としてSRC, EDS, H-Coalの3つの特色あるプロセスが開発された。これらはいずれも石炭処理量30～200t/dの大型パイロットプラントでの3～4年の運転研究を終了しているが、目下はレーガン政権の市場原理優先のエネルギー政策のせいもあり、実証プラント建設の動きは見られない。しかし現在も研究は着実に継続されており、例えば1985年の液化研究予算は2,600万ドルで、Alabama州Willsonvilleの2段液化装置(6 t/d)の運転研究を継続するほか、上記の3プロセスを含む現在までの米国の液化研究の膨大なデータ

のエッセンスをコンピュータを用いてすべてデータ・ベース(LTDB)化しようという試みや、石炭と石油系重質油との混合処理の研究などが行われている。後者はcoprocessingといい、魅力の乏しい石油系重質油を溶剤として、その軽質化と石炭の液化を同時に行おうというもので、日本でもこの発想(ソルボリシス法)はあったが、新たな可能性として興味深い。カナダでも重質なオイルサンド・ビチューメンと石炭で同様の研究が行われている。

西独では戦前のプロセス反応条件を大巾にマイルド化した新IG法と呼ばれるプロセスが研究されている。Saar地方の瀝青炭を対象としたSaarbergwerke社の6 t/d装置およびRuhr地方の瀝青炭を対象とした200t/d装置が現在運転中である。後者はRuhr Kohle社とVeba Oel社が共同で1981年より運転研究を行なっているもので、度々延期となっているが今後建設予定の実証プラント(2,500t/d級)の有力選定候補となっている。このほか長い管型反応器をもつSalzgitter社の3 t/d装置も動いている。

5.5 日本の石炭液化研究

国がすすめている代替エネルギー技術開発いわゆるサンシャイン計画のなかで、石炭液化は最重点項目の1つにあげられており、現在NEDOの研究管理のもとに、瀝青炭および褐炭のプロジェクトが進行している。(本年予算208億円)

5.5.1 瀝青炭液化

瀝青炭液化の研究開発は、当初直接水添、溶剤抽出、ソルボリシスという設計思想の異なる3つの方式により同時並行的に行われ

た。これを瀝青炭液化3法と呼ぶ。これらは各々2.4t/dから0.1t/d規模の小型装置(PDU)で運転研究が進められたが、1983年8月にこの3法を統合して1つの大型パイロットプラントを建設する方針が打ち出された。¹⁾これがNEDOLプロセスで、処理能力は250t/dと定められた。予定では1987年までに設計を終え、1990年から3年間運転研究を行うことになっている。このため昨年10月住友金属工業、出光興産等20社の出資で「日本コールオイル」社が設立された。必要資金は約1,000億円という大プロジェクトであるが、そのうち10%は民間資金でまかなわれる。またこれを支援する1t/dの小型装置(PSU)の建設計画も具体化しつつある。

5.5.2 褐炭液化

褐炭は発熱量が低く、通常数10%の水分を含むため輸送に適さず、発電にしる液化にしる山元で行なわないと経済性がない。しかし褐炭の埋蔵量は膨大で、液化原料としては魅力がある。このためNEDOでは日豪の政府間協力協定に基づき、豪州 Victoria 州 Ratrobe Valley 地区に50t/d(生褐炭150t/d)のパイロットプラントを建設中である。ストライキ等のため予定よりだいぶ遅れたが、本年中に1期工事が完成し、運転開始のはこびとなっている。この装置は褐炭に適した2段液化法を採用しており、高効率の水分除去試験装置も設置されて2期工事の完成する1986年以後の運転結果が待たれている。開発はNEDOから神戸製鋼等5社で構成される「日本褐炭液化」に委託して行われている。

6. 間接液化法

6.1 間接液化法とSASOL

間接液化法は石炭を一旦ガス化し、そのガスを原料として再び炭化水素を合成する液化法である。開発者の名をとり、Fischer-Tropsch (FT) 合成法とも呼ばれる。1926年にドイツで開発され、1930年から工業化された。日本でも戦前三井三池等5工場で運転の実績がある。現在は南アフリカで世界唯一の商業プラントが運転されている。ここでは豊富な安い石炭と、アパルトヘイトによるアラブ諸国からの石油輸入の困難さから、石油ショックのはるか以前よりSASOL社の手で石炭液化が行われてきた。灰分が20%以上の瀝青炭を使用するため直接液化より間接液化が良いとされ、8,000b/dのSASOL-Iが1955年操業に入った。当初は運転にかなり苦勞したようであるが、政府の強い保護のもとで事業は継続され、石油ショック後に完成したSASOL-II(ガソリン中心/35,000b/d)およびSASOL-III(軽油中心/35,000b/d)の操業後は黒字に転換しているという。石炭ガス化工程は加圧固定床方式のLurgi炉を採用し、合成反応は初め固定床(Arge炉)も用いられたが、現在は流動床(Synthol炉)で運転されている。触媒は鉄系のものであるが、FT合成の特徴として生成物の炭素数分布がSchulz-Flory則に従うため、製品がメタンからワックスまで巾広くなるという欠点がある。なおSASOL-IIでは、石炭処理能力31,000t/dに対しLurgi Mark IVなるガス化炉が36基、Synthol炉が7基設置されているが、メンテナンスや運転の面から1基当りの容量アップが課題であ

る。

6.2 間接液化油とその経済性

間接液化油はガス化工程でもとの石炭構造が完全にこわされるため芳香族分が少なく硫黄等の不純物が少ない。従ってガソリンのオクタン価は低い、灯油の燃焼性は良い。経済性については製品構成が広く、ガソリン～軽油の収率が低い点や、工程が2段となり熱効率も低いなどの点から基本的には直接液化より劣るといわれている。しかし近年触媒を含む適当な溶剤中に石炭ガスを吹込むスラリー式F T合成の研究や、ガソリン、灯・軽油を選択的に高収率で製造する新触媒の開発も行われており、効率のよい石炭ガス化プロセスと組みあわせれば経済性が向上する可能性も高い。

6.3 ゼオライト触媒

形状選択性を持つという Mobil 社の新型ゼオライト触媒Z S M-5の登場(1976年)以来、石炭をガス化してからのバリエーションは飛躍的に拡大した。この小文ではそれらすべてを論ずることは不可能なので、各々の

位置づけに役立つと思われる表2を提示するにとどめるが、メタノールを経由してのガソリン合成(MT G/Methanol to Gasoline)や、研究ははじまったばかりであるが成功すればこれも画期的なS T G(Syngas To Gasoline)プロセスなども間接液化の1種とみなしてよいであろう。

7. 石炭のガス化

石炭ガス化は従来主として都市ガス用、化学原料用に開発され、工業化されてきたが、近年発電用として再び開発が盛んになった。ガス化炉は最初Lurgi等の固定床方式、次いで流動床方式が研究され、最近は大容量化、炭種適合性、負荷応答性にすぐれた噴流床方式(気流床ともいう)が注目されている。すでに実証プラント運転の段階に来ており、特にTexaco法と呼ばれる加圧噴流床ガス化炉が好成績をあげている。この方式による世界初の複合発電プラント(Cool Water Project)が米California州で1984年6月に運転を開始し、現在まで小トラブルに悩みながらもおおむね順調に運転が継続されている。石

表2 石炭利用の体系(その2)



炭処理量は1,000t/d×1基、発電能力は10万kWである。最近予備ガス炉1基が追加された。日本からもこれに東電、電力中研、東芝、石播の4社が参加している。また化学原料用であるが、宇部興産も500t/d×4基(1基は予備)のガス化炉を完成し、これも昨年8月の運転開始以来きわめて順調な経過をたどっている。これらのTexaco炉は酸素吹で、炉上部に設置される構造簡単なシングルバーナーと溶融灰抽出しの容易性が特長である。しかし必要酸素量がやや多く、また石炭がCWMの形でフィードされるため燃焼温度が低くなり、これによって適用炭種がある程度制限される。

このほか米国では、技術的目新らしさはないがLurgiガス化炉14基でNorth Dakota州の褐炭をガス化し、SNGを製造するGreat Plains Projectも昨秋より運転を開始している。

日本では北海道夕張で40t/dの空気吹流動床が、また福島県いわき市で重質油と石炭を酸素吹で同時にガス化して高カロリーガスを作るハイブリッド流動床ガス化炉が国のプロジェクトとして運転されている。また噴流床ガス化炉については、電力中研、日立製作所が各々小型装置を用いた研究を続けている。ガス化の技術は合成ガス製造用か発電用かで適するガス化炉の温度、圧力、形式等が異なり、特に石炭複合発電の場合は総合熱効率をあげるため、乾式ガス・クリーンアップ技術や高温ガスタービン(1,300℃級)の技術開発とあわせて研究を進める必要がある。日本でも今後は噴流床の研究が主流となっていくであろうが、現在石炭液化用の水素製造を意識したNEDOの多目的高温ガス化炉(石炭20

t/d)と、発電用の大型パイロットプラント(同200t/d)建設の計画が進んでいる。

このほかの国産技術には、転炉の技術を応用した住友金属の溶融鉄浴石炭ガス化法(溶融床)や、日本鋼管の灰凝集型高温流動床、北開試の2段流動床などがある。

8. おわりに

困難ではあるが今後注目されると思われる脱炭技術には触れられなかったが、一通り現在の石炭利用技術を概観した。まさに第2次石炭時代の到来をおもわせる状況である。しかしながらこの盛況はあくまで現在の安価な海外炭が前提になっていることを忘れてはならない。下方硬直的といわれた石炭価格も石油に影響されることがはっきりし、石炭の価格優位性が確信されて今日の状況が生れたのであろうが、現在のような海外産炭国の山元の犠牲が永久に続くとも考えにくい。もちろん技術開発の必要性は論を待たないが、またエンドユーザーの性急なシフトも問題がある。いずれにせよここで述べた石炭利用技術間の競争を含めて、各種エネルギーのせめぎ合いがここ当分続くこととなろう。

石油の新しい位置づけをはっきりさせ、セキュリティとコストのバランスの上でエネルギーを多様化するいわゆる「ベスト・ミックス」をわが国で少しでも早く実現させたいものである。

(さたけ しんいち 日本石油(株)本社技術部)

—引用文献—

- 1) 石炭液化技術開発の今後の進め方について、総合エネルギー調査会部会中間報告、

1983.8

- 2) 火力新技術委員会報告書 1983.9
- 3) 北見恒雄；エネルギーレビュー 1983.11
- 4) 石炭利用技術研究発表会講演集 1984.8
- 5) H.J.Neef；No.2 CANMET Meeting

1984.11

- 6) 功刀泰碩；エネルギー総合工学 1985.1
- 7) NEDOニュース 1985.4
- 8) EPRI；San Francisco Conference, 1985.4

石炭液化プロセス開発の技術的課題

西 田 直 矩
千 葉 忠 俊

1. はじめに

米国、西ドイツについて、我が国も昨年度より大型パイロットプラント(250T/D)による石炭液化プロセスの運転研究がスタートし、現在その設計作業が日本コールオイル株式会社により進められている。これに先んじて、日本一豪州共同開発による褐炭液化プロセス(50T/D)のパイロットプラントが完成し運転が本年スタートする。いうまでもなく、石炭の液化反応系は水素ガスや生成ガスである気相、媒体油や生成油である液相、および石炭微粉や固体触媒粒子である固相から成る三相系であり、しかもこれらを高温、高圧で操作しなければならない。にもかかわらず、三相系の流動様式には不明な点が多く、反応器の設計、制御には少なからず困難が予想されるので、液化反応器を長期間、安定に運転することが、上記のパイロットプラント運転研究の第一の目標となるはずである。そこで、本稿ではこれらの大型パイロットプラントの開発で問題となる石炭液化反応装置内の流動特性について述べる。

2. 石炭液化反応装置内の流動特性

2.1 液化反応装置のスケールアップ因子

石炭液化反応装置のスケールアップ上の重要な因子としては

- ① 気液固三相の流動および伝熱
- ② 気液固のホールドアップおよび逆混合効果
- ③ 固体粒子の蓄積
- ④ 物質移動と平衡

などがあげられよう。我が国が開発を目指している液化反応器の性能を支配する因子として、一般に気液固の三相間の効果的接触を得るための反応流体の混合、拡散、伝熱があげられる。したがって、安定運転領域内で反応器内の物質および熱の移動過程をより効果的に行なう操作条件を求め、かつ化学反応面よりの所要条件を同時に満たすような設計をしなければならない。

ところで液化反応は、高温、高圧下(430～460℃, 150～200kg/cm²)で行なわれるために、液化反応器の規模の増大に伴って気液固の流動状態は変化する。このような高温、高圧下における気液固三相の流動に関する基礎理論は確立されておらず、実際のデータも極めて

少ない。特に、大型パイロットプラントで採用されるような規模(内径60~100cm, 長さ15~20m)の反応器内の流動状態についてはほとんど明らかにされていない。

2.2 気液のホールドアップおよび混合

エクソン社によるEDS液化プロセスの開発はベンチスケールから1 t/dを経て250t/dの大型パイロットプラント(ELCP)の運転を行ない、1982年8月にパイロットプラントによる運転研究を終了した。これらの過程で最も問題となったのはELCPにおける予想外に低い液化反応率であった。その後、この低い収率は、ELCPにおけるガスホールド

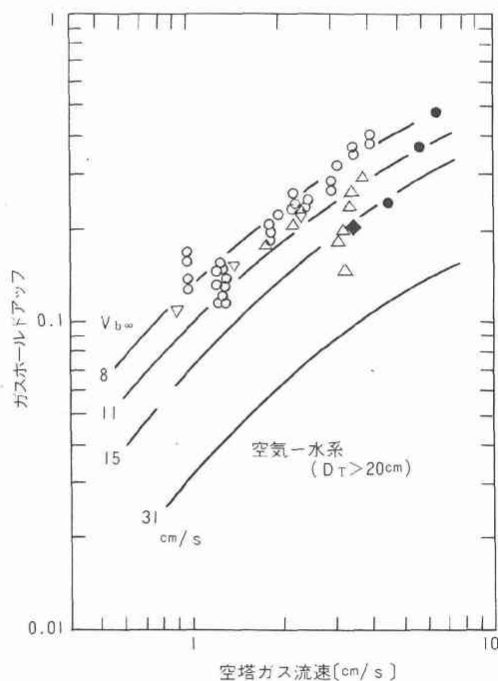


図1 液化条件下でのガスホールドアップ(塔体積基準)

- : EDS ($D_T = 61\text{cm}$), $\triangle$: EDS ($D_T = 6.6\text{cm}$)
- ∇ : EDS ($D_T = 2.4\text{cm}$), $\blacklozenge$: SRC ($D_T = 61\text{cm}$)
- : 直接水添液化($D_T = 24\text{cm}$, 130~235気圧)
- $V_{b\infty}$ = 気泡上昇速度

ドアップの異常な高さであることが明らかになった。このような現象は、サンシャイン計画の下で行なわれている直接水添液化プロセスおよび溶剤抽出液化プロセスのパイロットプラントにおいても観測されており、我が国の大型パイロットプラントの設計においても重要な検討課題となっている。

液化反応器で想定される気液固三相の流動様式は、反応器径が小さな場合に気泡の大きさが器径と同等かそれ以上となるスラッグ流、これとは反対に気泡が微小で、スラリー相内に均一に分散し、全体にゆっくりと上昇する均一気泡流、気泡がこれらの中間の大きさに、スラリー相内を不規則な方向に上昇する攪乱気泡流とこれらそれぞれの遷移領域に大別される。スラッグ流の場合には気泡(スラッグ)が大きいし、また均一気泡流の場合

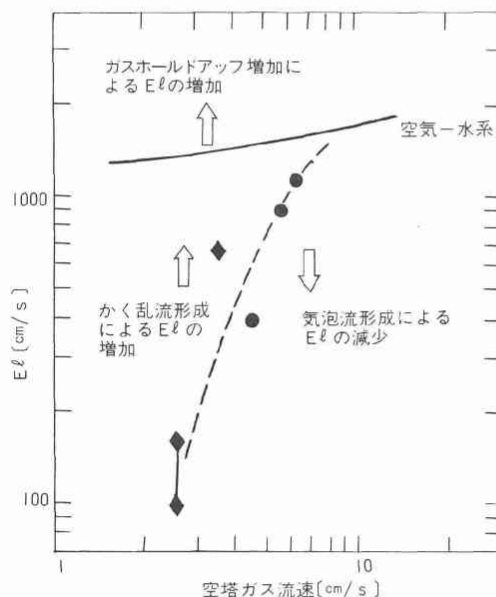


図2 液化条件下での液混合

- : EDS ($D_T = 61\text{cm}$)
- $\blacklozenge$: SRC ($D_T = 61\text{cm}$)

表1 空気-水系の物性と液化反応系における物性の比較

	空気-水系	液化反応系
操作条件		
圧力	20 P S I A	2,000 P S I A
温度	80 °F	860 °F
気体物性		
分子量	29	19.5
成分(vol%)	79%窒素 21%酸素	68%水素 14% C ₁ -C ₄ 7% C ₅ 11%非炭化水素
密度(常温・常圧)	0.0764Lb/Ft ³	0.0514Lb/Ft ³
密度(高温・高压)	0.1001Lb/Ft ³	2.64Lb/Ft ³
液物性		
表面張力	72dynes/cm	5-10dynes/cm

には気泡の上昇速度が小さいので、両場合とも反応器内ガスホールドアップは攪乱気泡流の場合よりも大きい。さらに気泡の大きさは、上昇速度や層内対流、固液混合度、伝熱などと密接に関係するので、流動現象を把握する上で最も基本的な量はガスホールドアップである。

図1は、液化条件下において観測された各種パイロットプラントの液化反応器内のガスホールドアップである。従来、空気-水系(常温、常圧)から得られている相関に比べ、液化条件下における実測値は2倍-数倍のガスホールドアップ値を示しており、これらの結果は従来の空気-水系の相関式とは異なった結果となっている。また、図2はEDSおよびSRC-IIのパイロットプラントで測定されたデータをもとに推算した液の混合拡散係数をまとめたものである。実線は空気-水系において従来測定されているデータの平均的な値を示している。これに対して、液化条件下におけるデータはいずれも低くなってい

る。これは反応器内では均一気泡流となっているためと考えられる。

これらの図にみられる、従来の空気-水系の相関と液化反応系の違いの一つの理由は、従来の空気-水系の相関式が常温・常圧の下での結果であるのに対して、液化系では、高温・高压で測定されたものであるからである。高温・高压では、液化系の液および気体の物性は、表1に示すように、空気-水系の常温・常圧の状態と大きく異なっている。特に、気体の密度および液の表面張力に大きな違いがみられる。これらの物性がガスホールドアップ、気泡の挙動に影響を与えているものと思われる。

このような液化条件下における三相流動の特異性が反応器設計にあたって問題となる事項を述べる。

ガスホールドアップが最も影響を与えるのは液化反応収率である。設計時に予測していた値よりも実際のホールドアップが大きいとスラリーの滞留時間が短くなり反応収率が低下する。また、滞留時間が短くなったことにより重質の液化油の軽質液化油およびガス状生成物への変換が低下する。これらはさらに反応器下流の運転、例えば、循環溶剤の性状の変化、およびプロセス全体の溶剤バランス等にも影響を与え、パイロットプラント運転上の問題となろう。

液化反応器内の混合拡散あるいはフローパターン等の流動特性は、反応器内の温度制御にとって重要な因子である。液化反応の理想的な反応温度は、比較的狭い範囲にあり、また液化反応器内においては発熱反応であることから、反応器内の流動状態をバックミキシングを伴った混合状態にしておくことによっ

て、熱を拡散させることが好ましい。このようにすれば、温度分布が均一になり局所的な温度上昇によって起こるコーキングを防止することができる。また、反応温度制御のための冷水素導入の回数を低減することができ、ひいては、省エネルギーにもつながる。

以上のような液化反応の特性を考慮すれば、液化反応器内の流動状態はいわゆる、攪乱流が望ましい。ところが、これまでプロセス研究、および、運転研究に用いられた液化反応器内の流動状態はいずれも気泡流である。特に、EDSプロセスの大型パイロットプラントについては、おそらく、研究開発および設計担当者は、反応器内の流動状態は攪乱気泡流となることを想定していたであろうが、実際は、均一気泡流となったことから、その後の、運転研究計画にすくなく支障をきたすものと思われる。

同様なことは、我が国のNEDOLプロセスによる大型パイロットプラントの運転研究計画も直面する問題となろう。

2.3 固体の蓄積

気液固三相流動層内粒子群のホールドアップは、単一成分粒子の場合であっても、ガス流速、液流速、液粘度、スラリー流速、粒子

表2 SRC-1 反応器における各種原料炭の固体蓄積率とカルシウム含有率

石 炭	石炭中のカルシウム [mg/mg-MFcoal]	固体蓄積率 [%-MFcoal]
Kentucky #9 & #14	1.6	0.1
Illinois #6	3.0	0.2
Emery	10.7	0.5
Indiana-V	3.4	0.1
Wyodak (Amax)	9.0	2.9

濃度、粒子密度、粒径など、多くの操作因子や物性因子によって複雑に変化する。さらに液化反応器内には触媒粒子や、石炭中の無機質、鉱物質が濃縮した、石炭粒子とは密度も大きさも異なったセミコークと総称される生成粒子も共存するので、これらの粒子群の混合、偏析状態も問題となる。ことにセミコークの生成は通常、他の速度過程に比べて非常に緩慢に起こるので、これらの結果として惹き起される固体蓄積は検知しにくい。しかも固体蓄積を放置すれば、最終的には反応器の有効体積の減少によるシャットダウンにつながるので、さらに長期間にわたる器材の摩耗、腐食とともに、安定運転のためには最も注意を払わなければならない点である。

固体蓄積に関しては、すでに内外のどのプロセスの液体反応器においても多かれ少なかれ問題とされている。粒子が比較的均一な物性をもっている、反応器内では軸方向に濃度分布ができ、粒子はスタートアップから運転時間の経過とともに次第に蓄積していくことが、SRC-IやEDSのパイロットプラントの運転時に経験されている。表2は、米国のWilsonvilleのSRC-I液化反応器の約60～130日にわたる運転において観測された固体蓄積率と原料炭中のカルシウム含有率をまとめたものである。固体蓄積率は、カルシウム含有率が多いものほど大きくなっており、このカルシウム分を含む固体粒子は層内で成長し、器壁に付着したり、器底部に沈着して運転上のトラブルとなる。SRC-I反応器の場合、セミコークの器壁への付着、沈積は反応器底部と中間部のスラリー対流が反転する領域で顕著のようである。また沈積の進行に伴って層内温度が低下するので、器内

各所の温度測定によってセミコーク生成を検知しているようである。しかしながら、セミコーク生成のメカニズムや速度、およびこれらに対する炭種や操作因子の影響に関してはほとんど明らかにされておらず、器底に沈積した粒状セミコークを経験的な判断により抜き出し管を通して定期的に器外に除去しているのが現状である。今後NEDOLプロセスによる運転研究および支援研究から、これらを解明し、防止対策を確立することが強く望まれている。

2.4 物質移動と平衡

液化反応器には高温・高圧の水素ガスと、原料炭、触媒粒子および媒体油を混合調製したスラリーが送入される。水素ガスは層内を気泡となって通過中、まず気泡界面を通して媒体油中に溶解し、石炭と反応して石炭を液化し、さらに生成した重質液化油を軽質化する。これに関連する水素の移動過程は極めて複雑で、媒体油中に溶解した水素が石炭粒子まで拡散して直接石炭と反応する場合も、また触媒粒子まで拡散し、触媒表面上で媒体油と反応して水素供与性溶剤を生成し、これが石炭粒子まで拡散して反応する場合などもある。

一方、液化反応の進行度や速度は、石炭と液化油の化学構造が芳香族化合物を中心として広く分布し、よくわからないことから、通常生成物全体を溶解力の異なった数種の溶剤によって順次抽出、分別した成分に基づいて評価されている。これによれば液化反応は、石炭→プレアスファルテン→アスファルテン→オイル成分へと進行していくが、この各反応過程の見掛け反応速度定数のオーダーはお

よそ $10^{-3} \sim 10^{-1} \text{ l/min}$ 、また活性化エネルギーも 15 kcal/mol 以上である。このことは、液化反応系では気相や液相中での物質移動は化学反応に比べて迅速であり、反応器設計のためには物質移動速度よりも溶解度や気液平衡組成など、平衡状態に関する情報のほうが重要なことを示している。

反応器に送られた気相水素量は、物理的には媒体油への溶解のため、また化学的には石炭や媒体油、液化油との化学反応により消費されるために減少する。水素ガスの液化油への溶解度は圧力とともに増加する。さらに温度が高くなっても増加するが、増加率は次第に小さくなり、最大値を示した後、わずかに減少するようである。しかし、このような特性は 700 K 以下の温度で観測されたものであり、液化反応の想定温度である 700 K 以上の温度での実測値はまだ報告されていない。また水素ガスの溶解度は他のガスの存在に影響され、例えばメタンガスが共存する場合には、メタンガス分圧が増加すると急激に減少する。他方、反応進行による水素ガス消費量の

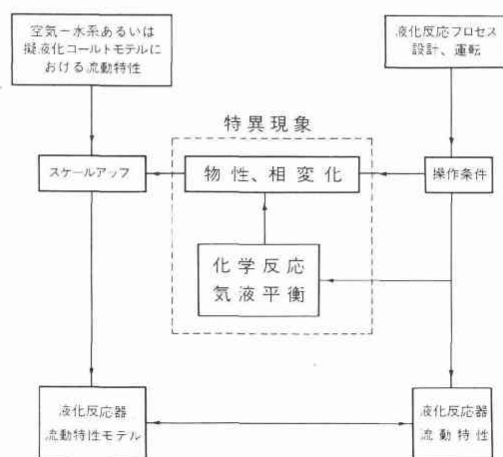


図3 液化反応器内流動の特異性

変化は、同一の石炭であれば温度や圧力、反応時間が異なっても液化率だけの関数となることがわかっている。

水素ガスの溶解と反応による消費はガスホールドアップの減少に寄与する。それに対し、反応の進行によって同時に生成する C_1 から C_4 の炭化水素化合物を主成分とするガスはホールドアップの増加をもたらす。通常の条件では、生成ガスの体積は消費される水素ガスの体積よりも小さいが、生成された軽質炭化水素成分の一部も気相へ蒸発するので、これらによる正味のガスホールドアップの変化は、層内で流動状態や温度が局所的に大きく変動しなければ、結局あまり大きくない。

このように気液平衡状態の把握は、反応器内の流動状態との関連よりも、蒸留分離設計との関連で重要な問題である。しかしながら、液化油中にはこれまでの石油留分には少なかった芳香族環やナフテン環をもつ化合物が多数含まれているので、化学構造の同定が難しいばかりでなく、気液平衡データの取得も簡単ではない。今後は多成分系でのデータと平衡計算に必要な熱力学的物性値を蓄積するとともに推算モデルを確立することが是非とも必要である。

気液固三相反応器の流動状態は、図3に総括したように、装置因子、操作因子および物性因子によって決まる。これまで述べてきた液化反応系の、他の系にない特徴は、一言でいえば高温・高圧下での反応の進行に伴ない、これまでの石油系化合物とは異なった非常に多種の芳香族化合物が生成し、各相の平均物性が変化することである。にもかかわらず、生成物の化学的分析法も物性推算法も十分に確立されていないので、流動状態の工学的、

科学的予測は現状では困難であり、今後さらにシステマティックな研究を展開しなければならない。3章ではこのような石炭液化における気液固三相流動の特異性について考察してみる。

3. 石炭液化における気液固三相流動の特異性

ここでは石炭液化における気液固三相流動の特異性を三相流動の基礎理論の立場から考察してみる。

まず、液化反応器でガスホールドアップが特異的に高い理由は以下のように要約される。

- ① 液化反応自体がガスホールドアップに及ぼす影響は小さい。
- ② 高圧下ではガスの運動量の持ち込みが大きいため、小さな気泡が生成する。
- ③ 気泡の表面に種々の物質が吸着し、気泡が硬くなり、気泡合体が阻止される。
- ④ 空塔基準の液流速が小さいため、微小気泡が排出されにくい。
- ⑤ 気泡同時噴出ノズルでは、液量の増加とともに生成気泡径は小さくなる。

また、高圧高温下での三相流動の一般的な特徴をまとめると以下のである。

- ① 生成気泡体積はガス流速が増大するに従って、常圧ではほぼ直線的に大きくなるのに対して、高圧になるほど増加割合は小さくなる。従って、生成気泡体積は、高圧の場合ほど小さく、ガス流速が大きいほど圧力の影響が著しい。
- ② 気泡生成頻度は、常圧ではガス流速とともにはじめ増すが、ガス流速がさらに大きくなると一定になる。それに対して

高圧になると、ガスの運動量の寄与が大きくなるために、ガス流速とともに生成頻度が大きくなる。

- ③ 層内気泡径およびその上昇速度は、高圧下では小さくなる。その影響の度合いはガス分散板の形式によって異なる。また、その分布は、高圧下では半径方向、垂直方向ともに小さくなり、この傾向はガス分散板の種類によらない。この結果は、気泡生成時や生成直後の会合後は、気泡は更に会合することがないことを示している。

これらの気液固三相流動の高圧下での特徴は規模の小さい実験装置で観測されたものであり液化のようなより高圧、より規模の大きい装置での研究はまったくない。

これまで述べたように、三相流動の本質は気相の挙動である。その際に最も重要な因子はガス分散器の構造である。既に分析したように、液化系では層底部を除いて気泡の会合が起こりにくいので気泡系ひいてはガスホールドアップおよび層内流動様式は分散器または層底部の形状とその直上部での流動様式によって大きな影響を受けるであろう。このような分散器構造とその直上での流動状態の関

連について大型装置を用いた研究はまだ報告されていない。このような現状から、これまで石炭液化PDUまたはEDSパイロットプラント等で観測されたガスホールドアップ等の持異性はその観測された装置および操作条件下での現象であってそれと異なる操作条件または装置規模の異なる系に対して外挿することはできない。

4. おわりに

本稿では、石炭液化技術の開発に於いて最も重要な課題である石炭液化反応器のスケールアップに関連する諸因子について考察を行った。この他にも、装置の大型化に伴うハードウェアの開発等、多くの課題をかかえている。一般論として、石炭液化技術は適用する技術が複雑であり、かつ高度に資本集約的であるだけに、石炭液化設備は、大型、単純で、信頼性の高いものを指向して、経済性を高める努力が払われなければならないと思う。

(にしだ なおのり 東京理科大学工学部助教授；ちば ただとし 北海道大学工学部助教授)

石炭ガス化技術開発の技術的課題

平 戸 瑞 穂

1. 石炭ガス化に要求される条件

昨年、日本の宇部アンモニア、米国の Southern California Edison Coolwater 発電所における石炭ガス化計画が相次いで軌道にのり、新世代ガス化炉開発の見通しは一段と明るくなって、実用化間近しとの期待がもたれるようになった。

しかし、石炭のガス化が実用化されるためには、競合する他のエネルギー源よりも経済的に優位にたつことが必要である。現在の石炭は、採炭、前処理、ガス化处理、環境対策、等の面で石油に比較し不利な点が多く、石油、天然ガスに較べ安くなる可能性は見当らない。従って石炭ガス化を実用化するためには、将来の石油、天然ガス資源枯渇による石炭との価格差の増大、という外的要因にのみ期待することなく、経済性の向上を指向した新しい発想の技術開発が不可欠である。

石炭のガス化が石油、天然ガス等の流体燃料に匹敵し工業化されるためには、

- (1) 経済的に優れていること
- (2) プラントの信頼性が高いこと
- (3) ガス化の熱効率が低いこと

(4) 環境問題をおこさぬこと

の四つの条件が満たされなければならない。

(1)の経済性に関しては、いかにして生成ガスのコストダウンを計るかが最大の課題であり、プラントの大型化をはじめガス価格低減技術の開発が重要である。(2)の信頼性に関しては、長期連続運転の可能なプラントでなければならない。石炭ガス化プラントの建設は投資額が大きくなるので、稼働率の低下はコスト高に連なり致命的になる。(3)の熱効率については、資源的、経済的観点からして高い熱効率の要求されることは理の当然であるが、石炭は高価につく原料であるため特に必要である。(4)の環境問題については、石炭中の汚染物質をガス化過程で無公害処理し易い形に変え、低コストで環境が保全されるよう配慮することが重要である。

2. 石炭のガス化反応

石炭のガス化は乾留反応から始まる。石炭を加熱するとメタン、一酸化炭素、水素等のガスと、液状のタール、固体のチャー等になるが、高温ガス化ではタールは再度分解されガスとチャーになるので、石炭のガス化は結

表1 石炭のガス化反応

Solid-Gas Reactions	Gas-Gas Reactions
$C^*(s) + O_2(g) \rightarrow CO_2(g)$	$2 CO(g) + O_2(g) \rightarrow 2 CO_2(g)$
$2 C^*(s) + O_2(g) \rightarrow 2 CO(g)$	$CO(g) + H_2O(g) \rightarrow CO_2(g) + H_2(g)$
$C^*(s) + 2 H_2(g) \rightarrow CH_4(g)$	$CO(g) + 3 H_2(g) \rightarrow CH_4(g) + H_2O(g)$
$C^*(s) + CO_2(g) \rightarrow 2 CO(g)$	$CH_4(g) + 3 / 2 O_2(g) \rightarrow CO(g) + 2 H_2O(g)$
$C^*(s) + H_2O(g) \rightarrow CO(g) + H_2(g)$	$Hydrocarbons(g) + O_2(g) \rightarrow CO(g) + x H_2O(g)$
(C* = carbon in char.)	$Higher\ hydrocarbons(g) \xrightarrow{cracking} y (lower\ hydrocarbons)(g) + zC(s)$
	$Unsaturated\ hydrocarbons(g) + H_2(g) \rightarrow saturated\ hydrocarbons(g)$
	$Unsaturated\ hydrocarbons(g) \xrightarrow{polymerization} higher\ hydrocarbons(g\ or\ l)$

局表1に示すような、乾留反応と、生成チャーと雰囲気ガス間の固気反応、生成ガス間及び水蒸気間のガス・ガス反応、等の諸反応により推進される。

石炭のガス化は著しい吸熱反応であるが、この熱は反応器中に酸素を吹き込み、その燃焼熱を利用する部分酸化方式でまかなわれる。生成チャーのガス化は水蒸気、炭酸ガスとの反応が主となるので、生成ガスは水素、一酸化炭素が主成分となり、高温下での反応であるためメタンの生成反応はあまり期待できない。また炭酸ガスはチャーにより還元されて一酸化炭素になる。これらの結果、高温下における石炭のガス化では、生成ガスは水素と一酸化炭素とを主成分とする単純な組成の合成ガスになる。図1は表1に示した諸反応の50atm下における平衡ガス組成を、反応温度の関数として示したもので、高温になるとCO₂、CH₄が減少し、1,450K以上になるとCO、H₂2成分となりガス組成は変化しなくなる。ガス組成がほぼ一定になるこの最低温度は、ガス化反応の熱効率上からみると最適のガス化反応温度になる。図2は反応圧力と最適ガス化反応温度との関係を示したもので、合成ガスを製造する場合、反応上はこ

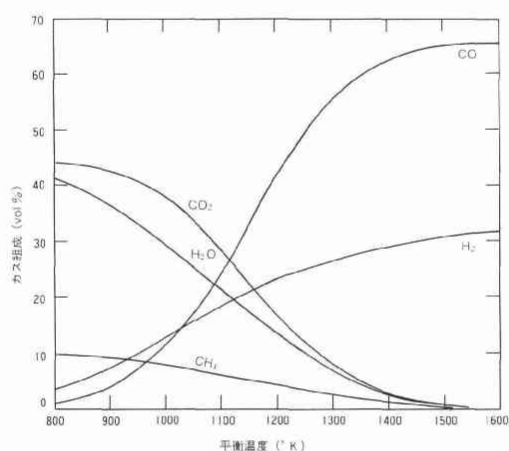


図1 平衡温度とガス組成(H₂O/O₂=0.5, 50atm)

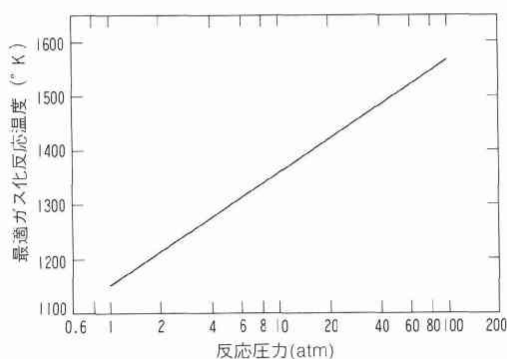


図2 反応圧力と最適ガス化反応温度

の温度でガス化することがのぞましく、この温度より上の領域でガス化すると、ガス組成は変化せずに系外に持出すガスの顕熱のみ増

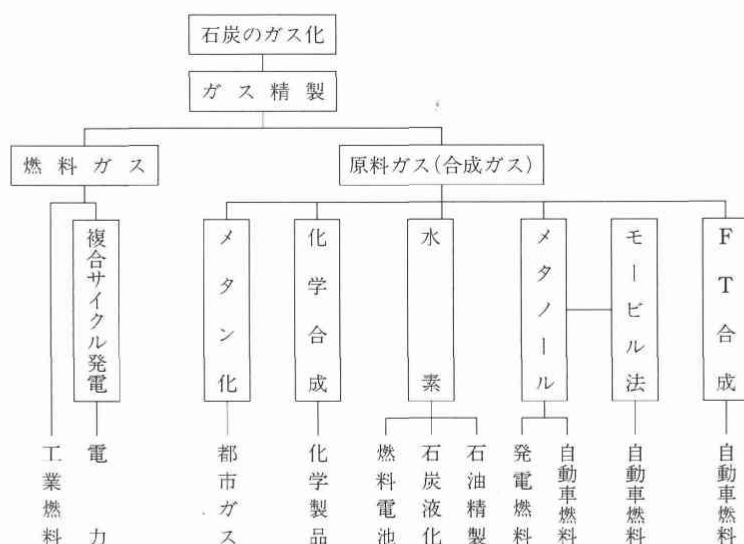


図3 石炭ガスの分類と用途

加するので、ガス化炉の熱効率は低下する。またこの温度より下の領域では、ガス中に CH_4 、 CO_2 、 H_2O 等が含まれ、かつ反応速度も低下するのでガス化炉容積は大きくなり、炉設計上不利になる。

3. 石炭ガスの用途とガス化技術

石炭から製造されるガスの用途を考えると、図3に示すごとく燃料ガスと原料ガスに大別される。

燃料ガスは発熱量を高めるため、ガス中にメタンの多いことがのぞましく、都市ガスの場合には100%のメタン成分が要求される。

原料ガスは一酸化炭素と水素とからなる合成ガスであり、エネルギー源としての水素、メタノール、石炭間接液化等の原料から化学工業用のアンモニア、 C_1 化学等の原料まで、幅広い用途が期待されている。この原料ガスを燃料として使用することは勿論可能である

が、 CO 、 H_2 にまで分解したガスを燃すことは、熱的観点からみて得策ではない。

これらの用途の中から、将来石炭が優位にたって利用できそうな部門を推定すると、ガスタービン用の燃料ガスと、エネルギー用及び化学原料用の合成ガスなどである。ガスタービン用石炭のガス化は、タービン入口温度が $1,300^\circ\text{C}$ 以上になると、ガスタービン・蒸気タービン複合発電用として、現在の石炭火力を陵駕する高い発電効率が期待できるため、各国で開発が進められている技術であり、対象となるガス化炉には次の諸条件が要求される。

- (1) 単基ガス化炉の大容量化と高効率化
- (2) 原料石炭炭種幅の拡大
- (3) ガス化に当たっての環境保全性
- (4) ガス化炉の部分負荷特性

これらの条件を総合して考えると、石炭のガス化技術としては高温ガス化が最も適しているものと判断される。

水素を含めた合成ガスの製造では、前述し

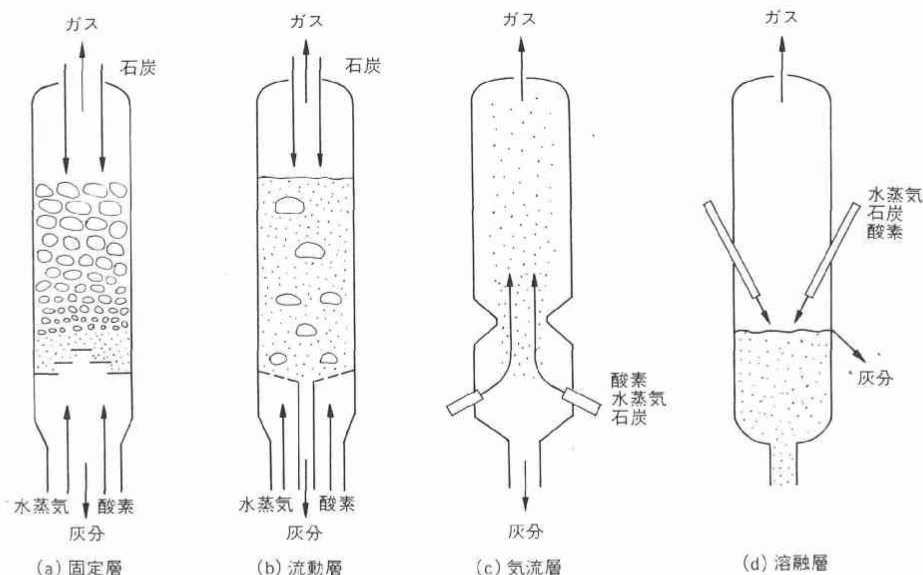


図4 石炭ガス化炉の分類

たとおり1,200~1,300℃の高温ガス化が必要である。従って将来の石炭ガス化は、必然的に高温ガス化を指向することになるものと思われる。

石炭のガス化炉を分類すると、基本的には図4に示すように固定層、流動層、気流層(噴流層)、熔融層炉の4型式になるが、このうち高温ガス化に適している炉は流動層炉と噴流層炉である。熔融層炉は炉構造がむずかしく加圧が困難で大型化に適さず、ガス化温度も高すぎて熱効率を低下させるなど問題が多い。固定層炉は炉内でクリンカーの生成がおこるため、そのままでは高温ガス化に不向きな炉である。

以上のことから将来の石炭ガス化炉としては、高温で操作できる流動層炉、噴流層炉、に注目して行く必要があるものとする。

4. 石炭中の灰分とガス化炉操作温度¹⁾

石炭中の灰分は、原料植物中に含まれていた無機成分、植物の堆積過程で混入した土壌、地下水または熱水により輸送された鉱物質などに起因しており、その組成は産炭地により千差万別であるが、概略の値は表2に示すとおりである。

灰分の熱的挙動を示す指標として、従来から軟化点、溶融点、流動点、などが用いられてきた。しかし、石炭の灰分は多数の無機成分からなる化合物であり、その融点はそれぞれ異なっているばかりでなく、高温のガス化炉内では雰囲気によってもその形が変化し融点も変わってくる。

図5は灰分が局部的に溶融し始めてから流動するに至る過程における溶融灰分(スラグ)の粘度変化を示したものである。スラグは液相温度 T_L 以上では均一な溶融相で存在するが、 T_L 以下の温度ではスラグ中に高融点化

表2 石炭中の灰分の組成

酸性成分（灰分の融点を上げる成分）		
SiO ₂	:	40 ~60wt%
Al ₂ O ₃	:	15 ~35 "
塩基性成分（灰分の融点を下げる成分）		
Fe ₂ O ₃	:	5 ~25wt%
CaO	:	1 ~15 "
MgO	:	0.5~ 8 "
Na ₂ O, K ₂ O	:	1 ~ 4 "
SO ₃	:	1 ~20 "

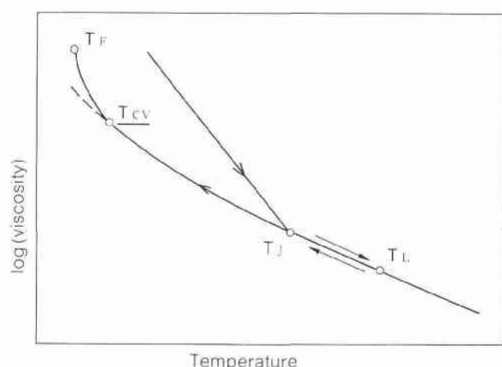


図5 熔融灰分（スラグ）の粘度変化

化合物が固相あるいは結晶として混合し、一種のスラリー状態になっている。また臨界粘性温度 T_{CV} までスラグの温度を下げると、スラグ中の固相分が増えて高濃度スラリーとなるために粘度は急上昇し、凝結温度 T_F で流動性を失うようになる。

以上のことから灰分の高温挙動を推定すると、²⁾ 灰分を加熱し昇温するとまず局部的に存在する低融点化合物が融け始め、温度の上昇とともにその量を増し、遂には固体で存在する高融点化合物の周囲を流れるようになる。この状態になると灰分中の空隙はスラグで満されて見掛け比重は大きくなり、初期の灰分容積は減少する。これが軟化点で、この状態をすぎさらに加熱を続けると熔融分が次第に増えて流動性を示しはじめ、溶融点、流動

点、をへて最終的には液相温度になる。

高温ガス化炉内における灰分の状態を考えると、灰分を固体として炉外に抜出している dry ash 方式の流動層炉では、炉内におけるクリンカーの生成を防止するため、灰分の軟化点よりかなり下の温度で操作するか、あるいは軟化点近傍で操作して灰分を凝集させ、粗粒化して抜出さなければならない。従って流動層炉の上限温度は、その石炭灰分の軟化点までである。一方、灰分を溶融状態で炉から抜出す wet ash 方式の噴流層炉では、炉内におけるスラグの円滑な流れを助けるため、灰分の流動点、あるいは液相温度以上の高温でガス化炉を操作しなければならない。従って噴流層炉の下限温度は流動点となり、ガス化炉は常時この温度以上の高温で操作されなくてはならない。

このようにガス化炉の操作温度は灰分の融点に左右され、任意に決めることはできない。しかし、石炭のガス化反応上からは、前述した図2に示される最適ガス化反応温度が存在する。従って流動層炉、噴流層炉ともに、ガス化炉の操作温度を最適ガス化反応温度に一致させたとき最高の効率を得られるはずで、この二つの温度はできるだけ接近させておくことが必要である。

現在の流動層ガス化炉は1,000~1,100℃と、軟化点よりかなり低い温度で操作されているが、これは1,200℃程度まで上げて操作すべきである。また噴流層炉では1,500℃以上の高温で操作されているが、これも1,300℃程度まで下げてガス化炉を操作することがのぞましい運転方法である。

5. 石炭ガス化における技術的問題点

石炭のガス化が石油、天然ガスなどの流体化燃料に伍して実用化されるためには、経済性、信頼性、ガス化効率、環境保全、等の面ですぐれていなければならない。一方、これらの条件を達成するためガス化プラントに要求される技術上の問題としては、

- (1) 高温ガス化
- (2) ガス化温度の最適化
- (3) ガス化炉容量の大型化
- (4) ガス精製系の最適化
- (5) 運転制御・部分負荷特性の改善

等があり、現在その対策研究が進められている。以下各項目ごとに検討する。

5.1 高温ガス化

石炭の高温ガス化は、反応速度を上げて石炭処理量を増し、ガス転換率を増大させて冷ガス効率の向上に寄与するため、ガス化炉にとり好ましい条件になるが、一方高温下で灰分が熔融スラグに変わると耐火炉材は侵蝕され、炉の寿命が著しく短縮される結果になる。

流動層炉の場合には軟化点近傍での操業であり、灰分は全体として固体であるので炉材の侵蝕は問題にならないが、噴流層炉の場合には炉材とスラグ接触面において熔融、低融点化合物の形成等の現象がおり、温度の上昇とともに侵蝕は加速される。

スラグの組成は SiO_2 、 Al_2O_3 、 Fe_2O_3 、 CaO 、 MgO 等を主とした各種無機成分の混合物であるが、耐火煉瓦も Al_2O_3 、 SiO_2 (アルミナ系)、 Cr_2O_3 (クロム系)、 MgO 、 Cr_2O_3 (マグネシア系)、 ZrO_2 、 Al_2O_3 (ジルコニ

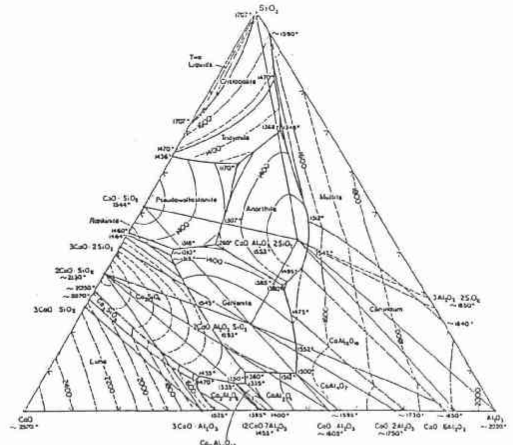


図6 $\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{SiO}_2$ 三元状態図

ア系)、 SiC (炭化珪素系)、等であり、スラグと耐火煉瓦は同系統の化合物集合体である。従って熔融状態のスラグは接触している耐火煉瓦中の低融点成分をとかしたり、溶解させたり、新しい化合物をつくったりして激しいスポーリングをおこさせ、煉瓦を使えなくしてしまう。図6は SiO_2 - Al_2O_3 - CaO 三元状態図であるが、³⁾ この図より堆定スラグー耐火煉瓦間で低融点化合物をつくり煉瓦を侵蝕することは十分考えられる。図7は熔融スラグに対する煉瓦中の成分の溶解度を示したものである。³⁾ SiO_2 、 Al_2O_3 等はスラグ中に大量に溶けこむので、噴流層炉の炉材としては不適当であり、 Cr_2O_3 、 MgO は溶解度が比較的小さいので使用に適した材料であると推定される。

熔融スラグは本質的に耐火煉瓦中の成分を侵蝕する性質をもっているため、煉瓦材質のみを検討し侵蝕を防止することはできない。従って、炉構造にも工夫が必要であり、セルフコーティング方式の炉壁構造等は、煉瓦侵蝕問題の立場からするときわめてすぐれた方法である。⁴⁾ 新しいガス化炉としては、炉内壁面のスラグ流下及び固化現象、断熱との関

係等について検討し、新炉壁構造の開発をすすめなければならない。

高温ガス化炉では粗ガスの持出す顕熱はきわめて大きくなるので、この排熱を回収し有効に利用しなければならない。

ガス化炉出口温度が1,000℃以下である流動層炉の場合、排熱の回収は在来型の管式熱交換器を使用できるが、噴流層炉の場合粗ガス温度は1,300℃前後の高温であり、ガス中には石炭中の灰分の30%程度が溶融ダストとして入っているので、管式熱交換器は使用できず、輻射型排熱ボイラーが用いられている。このボイラーはスラグ付着に対しては問題ないが、伝熱面積が大きくなり、ガス化炉を予想以上に大きくしている。

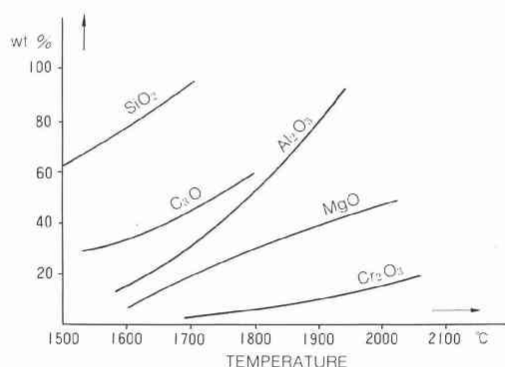


図7 煉瓦材成分のスラグに対する溶解度

炉型式	炭種	
	低融点炭	高融点炭
Wet ash 方式 噴流層ガス化炉	◎ ← 灰分融点降下剤添加	
Dry ash 方式 流動層ガス化炉	Ash agglomeration 方式	
	灰分融点上昇剤添加	◎
Dry ash 方式 固定層ガス化炉	Slugging 固定層炉方式 → ◎	

◎ 最高組合せ

図8 炭種とガス化炉の組合せ

水管伝熱面に対する溶融スラグの挙動は、伝熱管とスラグの間に適度の温度差があれば、衝突の瞬間にスラグ粒子は固化し、容易に剥離落下するといわれている。これらの現象を究明し、小型の輻射型水管式熱交換器を開発する必要があるものとする。

5.2 最適ガス化温度：灰分の融点制御

石炭のガス化では図2に示したとおり反応上からの最適温度が存在するが、実際のガス化炉では灰分の融点によりガス化温度が決められ運転されている。一方、世界中には1,200℃の低融点炭から1,700℃までの高融点炭まで、ほぼ均等に分布しているので、将来は各種の融点の石炭をガス化しなければならない。

図8は灰分の融点を基準にした炭種とガス化炉との理想的組合せ、及び最適化のための対策を示したものである。¹⁾ 噴流層ガス化炉は灰分を溶融状態で抜出すため、本来は低融点炭が適している。しかし、噴流層で高融点炭をガス化しなければならない場合、石炭に少量の融点降下剤（フラックス）を添加して灰分の融点を下げ、炉の操作温度を下げ、最適反応温度に近ずけることが理想的である。

また流動層炉は灰分を固体で抜出すため、本来は高融点炭が適しているが、低融点炭をガス化しなければならない場合には、石炭に微量の融点上昇剤（フラックス）を添加し、灰分の融点を上げて炉の運転温度を最適反応温度に近ずけることがのぞましい。なお流動層炉の場合、灰分の軟化点近くまで運転温度を上げて最適反応温度に近ずけ、灰分を粗粒化して抜出す Ash agglomeration 方式も試みられている。

図9は各種の石炭灰にフラックスとして酸化鉄を添加した場合の、灰分の溶融点の変化を示したもので、 $^{5)}\text{Fe}_2\text{O}_3$ を灰分に対し15~20%加えると、炭種に関係なく融点は1,100℃程度まで低下する。また図10に示すごとくフラックスとしてCaOを添加すると、融点は一度下るが、添加量が40%をこえると溶融点は急上昇し、元の灰分の融点より高くなる。 $^{5)}$

フラックス添加の効果はスラグの粘度にも著しい影響を与えるなど、わずかな添加で灰分の性質を大幅に変化させることができるので、今後研究をかさね、その長所を生かすべきであると思う。またフラックスの添加は、予め組成の解明されている石炭を混炭することにより、その効果を期待することもできる。

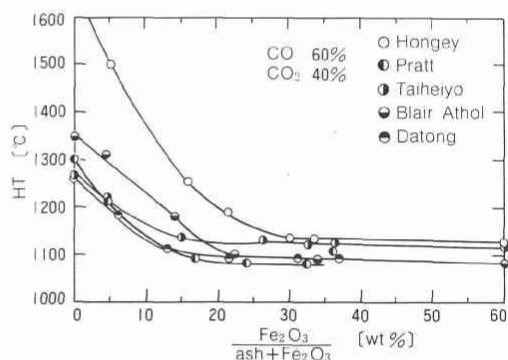


図9 Fe_2O_3 添加による灰分の溶融点降下

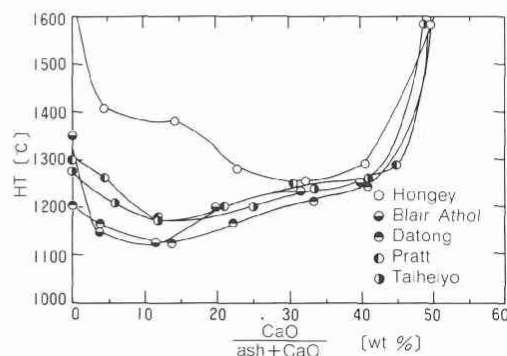


図10 CaO 添加による灰分の溶融点の変化

今後の重要な課題である。

5.3 ガス化炉の大型化^{6~8)}

石炭のガス化は、カロリー基準で評価される石炭からカロリー基準で評価される燃料ガス、合成ガス等の製品をつくっているのに、付加価値の大幅な向上は望めず、大量の石炭を処理してコストの低減を計らなければならない。従って石炭ガス化の本格的な工業化のためには、単基当りの処理量増大策、すなわちガス化炉のスケールアップ技術の開発が重要になる。

ガス化炉を大型化する場合の制限因子としては、

- (1) 正常な炉内流動状態、反応状態の維持
- (2) ガス化炉の製作限界
- (3) ガス化炉の輸送限界
- (4) 経消性

などが考えられる。

これらの項目中、(1)の流動、反応状態に関しては、流動層炉の場合層内に気泡を分散さ

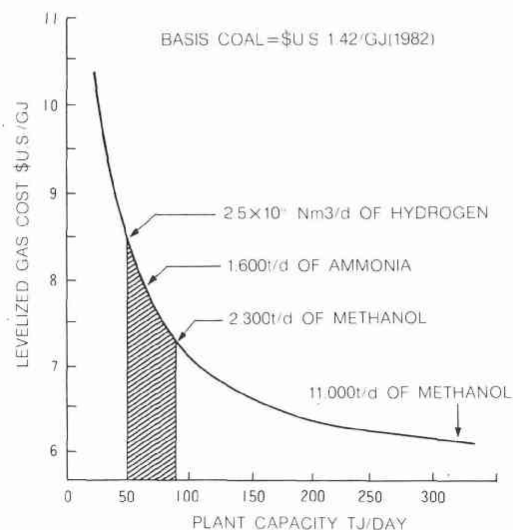


図11 プラント容量と合成ガスコスト

せ石炭粒子の混合拡散を促進することが重要である。このためには分散板上で発生した小気泡を層内上部で合体させて大気泡とし、大気泡に誘発されるストリークを活用し層内粒子に循環流をつくらなければならないが、循環流をおこさせる流動層の大きさにはおのずと制限があり、通常は直径2 m程度までである。しかし、流動層内にインターナルを挿入して適当に区画すれば、個々の区画の流動層は小型流動層と類似の挙動を示すので、層内石炭粒子の混合拡散性能を維持させながらガス化炉を大型化することは可能であり、従って流動層ガス化炉の大型化に対する流動上、反応上の制限は実質的に存在せず、かなりの大型炉まで設計可能と考えられる。

噴流層ガス化炉は高温下での操業であるため石炭粒子の反応はきわめて速く、従って炉内における石炭、チャー、水蒸気などの混合は、常に均一になるよう維持することが重要であり、旋回流等により強制混合させることが望ましい。

噴流層ガス化炉は設計が妥当で、炉内における石炭、チャーの分散がよく、流動上の検討がなされておれば、大型化に対する反応上の問題は特になく、スケールアップし易い炉ということができる。

(2)のガス化炉の製作限界は、30～50atgの高温ガス化炉は現在の設備で直径10m程度までは製作可能であり、特に問題はない。

(3)の輸送に関しては、陸上及び海上輸送を考えた場合、最大直径5 m、従ってガス化炉内径4m程度が各国に共通した限界寸法になる。

このガス化炉内径より推定される石炭処理量を現在の炉の仕様から逆算すると、固定層炉で1,200t/d程度、流動層炉で3,000～4,000

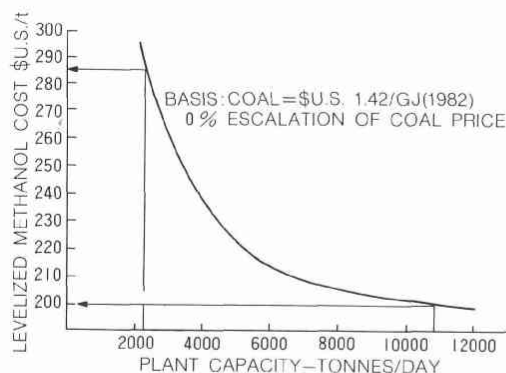


図12 プラント容量とメタノールコスト

t/d、噴流層炉で4,000～5,000t/d程度になり、これが当面ガス化炉のスケールアップ可能な限界容量になる。

(4)の大型化に関する経済上の効果はかなり顕著にあらわれる。図11は石炭から製造する合成ガスのコストとプラント容量との関係を示したもので、プラント容量が増えるとガスコストは急激に低下する。⁹⁾ 合成ガスのコスト低下はそのまま最終製品の価格低下につながってくる。図12はメタノール合成プラントの容量とコストとの関係を示したもので、⁹⁾ 合成ガス部門の大型化効果に加えメタノール合成部門の大型化効果が加算されるため、メタノールのコストは大型化により著しく低減される。

ガス化炉大型化の限界は内径4 m程度までであり、流動層の場合3,000～4,000t/d、噴流層の場合4,000～5,000t/d程度と推定したが、現在の最大規模のMLGWのUガス炉、噴流層のCoolwaterのTexaco炉ともに1基当たり1,000t/dである。従って最終的なスケールアップ倍率は流動層炉で3～4倍、噴流層炉で4～5倍になるが、この程度のスケールアップは技術的には十分可能であり、特に問題はない。

5.4 運転制御・部分負荷特性

ガス化プラントは各種の機器装置がシステム化されており、各装置間には密接な相互関係が存在すると同時に、それぞれ固有の動特性、制御性をもっている。従って理想的にはシステム上の最適条件下で運転すべきであるが、ガス化プラントは負荷変動に追従して運転容量を時々刻々変化させる必要があり、プラントの負荷追従性と部分負荷特性が問題になる。

ガス化炉の負荷追従性の第1の要因は酸素であり、次に石炭である。流動層炉は炉内に保持されている石炭の熱容量が大きいので、負荷変動に対する炉内温度の変化は緩やかであり、再起動も容易である。また炉内の石炭、灰分いずれも固体であるので、急停止による灰分の融着、固化等のトラブルは誘発されない。これに対し噴流層の場合には、炉内の石炭保持量は僅かであり熱容量が小さく、灰分は熔融流動しているので、負荷変動に対し常時炉内温度を灰分の流動点以下にしないよう特別の配慮が必要になる。

これらのことから流動層炉等のドライアッシュ方式のガス化炉は、噴流層等のウェットアッシュ方式の炉よりも運転制御し易いものと考えられる。

次に部分負荷効率、特に部分負荷時の経済性について考察する。石炭からクリーンな燃料を製造するガス化プラントの建設費はかなり高価であるので、ガス製造コストに占める償却費の比率は大きくなり、従ってプラントの稼働率を上げなければガスのコストは下らない。図13はガス化プラントの稼働率とガス製造コストとの関係の一例であるが、⁹⁾85%から75%と稼働率が10%下ると、ガスのコス

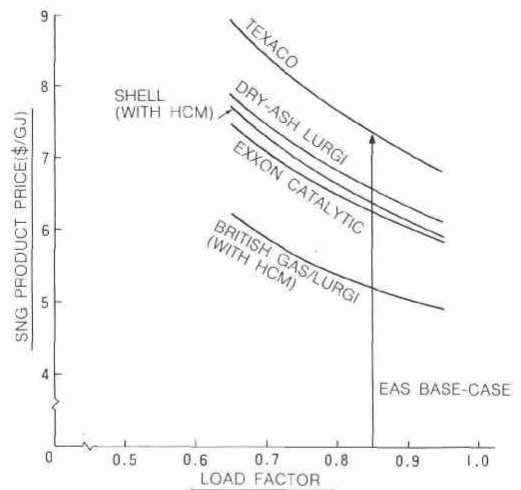


図13 プラント負荷率とガスコストとの関係
(米国東部炭, No-Tax, 10% DCF,
\$1/GJ coal, by-products burnt)

トは6～9%上昇する。従って石炭ガス化プラントはできる限り高負荷で稼働させることが必要であり、負荷変動を避けて高負荷で連続運転させることが重要である。

6. 最近のガス化炉の技術動向

最近大型ガス化プラント、パイロットプラント等が多数運転、あるいは計画され報告されているが、これらのガス化炉に共通する技術の動向を推察する。

1) 実用化の見通し

新しい世代の石炭のガス化技術は、流動層炉、噴流層炉、ともに単基容量1,000t/d級のデモンストレーション段階に入り、技術的見通しがつけられるようになってきた。今後効率、信頼性の向上等種々解決すべき問題は残されているが、大局的にみると経済性の問題が有利に展開されれば即刻実用化される状況になってきている。

2) ガス化温度の選定

世界的にみて高温流動層炉，噴流層炉の開発が並行して進められており，両炉の優劣は反応装置としての判断のみでは決められず，使用する炭種と組合せて判断し，最適のガス化炉が選ばれるようになる。

3) ガス化条件の選定

流動層ガス化炉では高温ガス化が指向され，灰分の軟化点近傍で運転する Ash agglomeration 方式のガス化炉の開発が進められている。またフラックスを添加して高温ガス化を指向している例もある。

これに対し噴流層ガス化炉では，灰分の流動点以上の高温で運転されているが，現在は比較的低融点の石炭を選んで使っているのので，過剰な高温化の問題は特におきていない。しかし，将来は微量のフラックス添加，あるいは灰分組成の明らかな石炭の混炭，などにより灰分の融点を制御し，ガス化温度を下げるような対策が必要になるものと思う。

4) ガス化圧力

流動層炉，噴流層炉とも1基当りの石炭処理量の増大，精製ガスの高圧系への供給，等の面から高圧化が指向されている。開発中のガス化炉の圧力は大体30気圧程度であるが，精製ガスの用途を考えると，燃料用のガス化炉は20～30気圧，合成ガス用の炉は30～50気圧程度になるものと推定される。

5) ガス化炉のスケールアップ

大型化の限界は輸送の面から外径5m以内，従って内径4m程度と考えられる。この大きさで処理できる石炭量を推定すると，流動層炉3,000～4,000t/d，噴流層炉4,000～5,000t/dとなる。

現在の1,000t/d規模の炉を基準にすると

スケールアップの倍率は3～5倍になるが，これは技術的にみて十分達成可能であり，大型化については特に問題はない。

以上，石炭ガス化の技術的問題点について検討した。石炭は地上に存在する豊富で安い炭素源であり，将来必ず利用しなければならない。その時に備え効率向上，環境対策，経済性等開発すべき多くの問題がある。これらをふまえ今後積極的に開発の進められることを願っている。(ひらと みずほ 東京農工大学工学部教授)

参 考 文 献

- 1) 平戸・鈴木・二宮，燃協誌，62，889，(1983.11)
- 2) 平戸・二宮，エネルギー特別研究・石炭の転換利用の研究昭59年度成果報告書，p. 93，(昭60. 1)
- 3) H. Ilgna, et. al., Consideration for the design of a commercial coal gasification according to the Texaco process, Conf. of Int. Coal Conv., CSIR (1982. 8)
- 4) 日本特許，特願昭33-175，
- 5) 二宮・佐藤・平戸，化工協50年会講演要旨集，p.321 (1985. 3)
- 6) 新エネルギー財団，石炭ガス化炉の大型化技術調査 (昭59. 3)
- 7) 宮谷和夫，燃協誌，63，990 (1984.12)
- 8) 平戸瑞穂，燃協誌，64，364 (1985. 6)
- 9) M. Teper, et. al., The economics of gas from coal, EAS Report E 2/80，(1983. 1)

石炭流動層燃焼の技術的課題

堀 尾 正 毅

1. はじめに

流動層燃焼（FBC）の開発はいま新しい段階に入りつつある。

1978年にスタートした通産省石炭利用技術

振興補助事業による開発計画は、蒸発量20t/hr のパイロットプラント試験を1983年末に無事完了し、本年10月からは50MW（160t/hr）の実証試験設備（図1）の建設に本格着工する。電源開発（株）によるこの50MW 設備は、20t/hr プラントと実用規模（350MW 級）

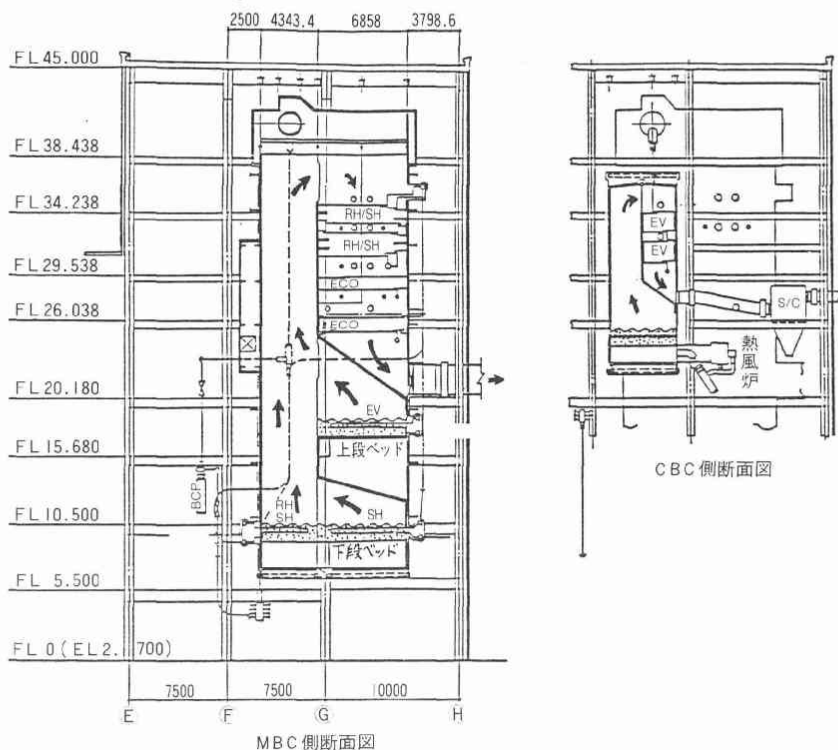


図1 若松160t/hr デモンストレーションプラント

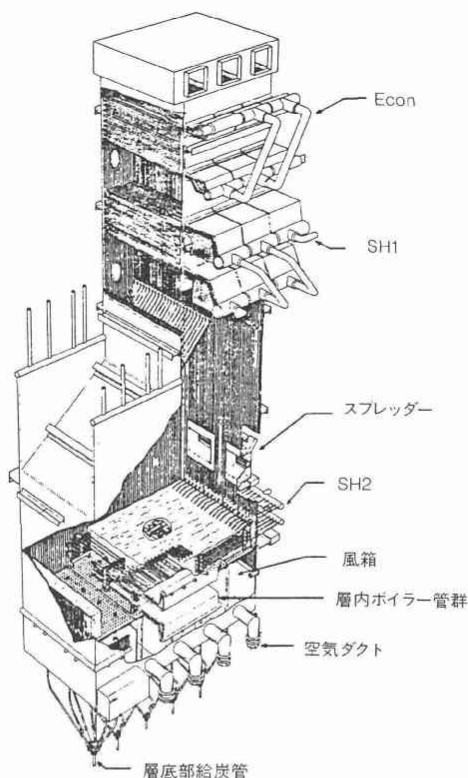
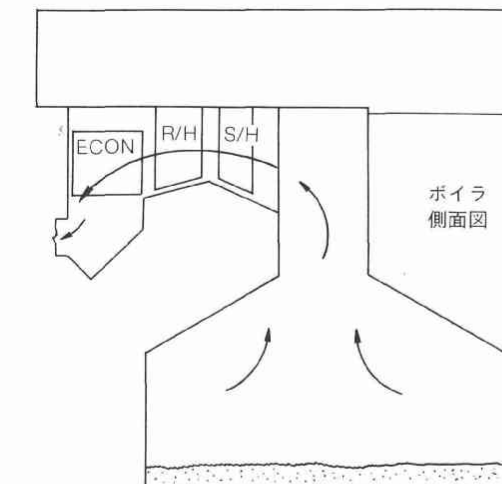


図2 TVA 20MWパイロットプラント

の事業用ボイラーの間を中継することを使命とするもので、86年10月火入れののち、87年4月から92年3月まで実証試験が行われる。本計画は、米国TVAの開発プログラム(1982年運開の20MWパイロットプラント試験(図2)につづき、160MW(図3)の実証試験を予定している)と並び、世界的に注目を集めている。

流動層ボイラーは、業務用ボイラーの分野でも着実に実績を挙げている。これまでの建設状況を、電源開発(株)のものも含めて表1に示す。流動層ボイラー技術にはまだ多くの解決すべき課題が残されている。しかし、1号機の登場以来わずか5年間で上記の実績を収めた事実は、流動層燃焼がわが国の国情にも合致した技術として認められつつあること



CE DESIGN

RH-B	RH-A	EV-A	SH-A				
		EV-B					
RH2		EV-C	SH-B				
RH3		EV-D	SH-C	SH2	SH3	SH4	SH5
RH4		EV-E	SH-D				
RH5-B	RH5-A	EV-F	SH-E				
		EV-G					

(伝熱面配置の平面図)

図3 TVA 160MWボイラーの概念図

を示している。

一方、上記の従来型流動層よりも空気流速が高く、粒子のリサイクルを前提とした循環型流動層ボイラー(CFBC)への関心が、最近わが国でも高まっている。循環流動層の概念は1960年にルルギ社によって提案され、アルミナ焼成炉などに応用されてきた。ボイラーへの応用が脚光をあびるようになったのは、従来型流動層の燃焼効率および脱硫剤使用効率の限界が認識され始めた1980年以降である。循環流動層ボイラーは業務用ボイラーの分野ですでにかなりの実績を挙げてきている(表2)が、特に注目されているのは、コロラド・ユタ電力がEPR I等のサポートで1986年完成を目指している世界初の事業用CFBC(420t/hr)である。(図4)

表1 流動層ボイラー設置状況（日本）

設置場所	設置年	メーカー	出力 (t/hr)	燃料
住友石炭・赤平	1980	バブコック日立	10	スラッジ炭
三井東圧・砂川	1983	石川島播磨	31.5	低品位炭
三井アルミ・若松	1983	川崎重工	120	石炭
ネッスル・島田	1983	石川島播磨	42.3	産業廃棄物
太平洋炭鉱・釧路	1983	同和鉱業	10	スラッジ炭
崎戸製塩・崎戸	1984	三菱重工	58.8	低品位炭
釧路熱供給公社	1984	バブコック日立	11	スラッジ炭
チューエツ・木津	1984	日立造船	20	石油コークス
三井石炭・芦別	1984	川崎重工	3×2基	スラッジ炭
鳴門塩業・鳴門	1985	川崎重工	65	石油コークス
王子製紙・江別	1985	バブコック日立	70	低品位炭
大和染工・松山	1985	石川島播磨	15	石炭
王子製紙・苫小牧	1985	バブコック日立	38.8	低品位炭
住友金属・小倉	1985	三菱重工	60	石炭
住友共同電力・西発電所	1986	三菱重工	75	石炭
電源開発・若松	1987	バブコック日立・川崎重工	160	石炭

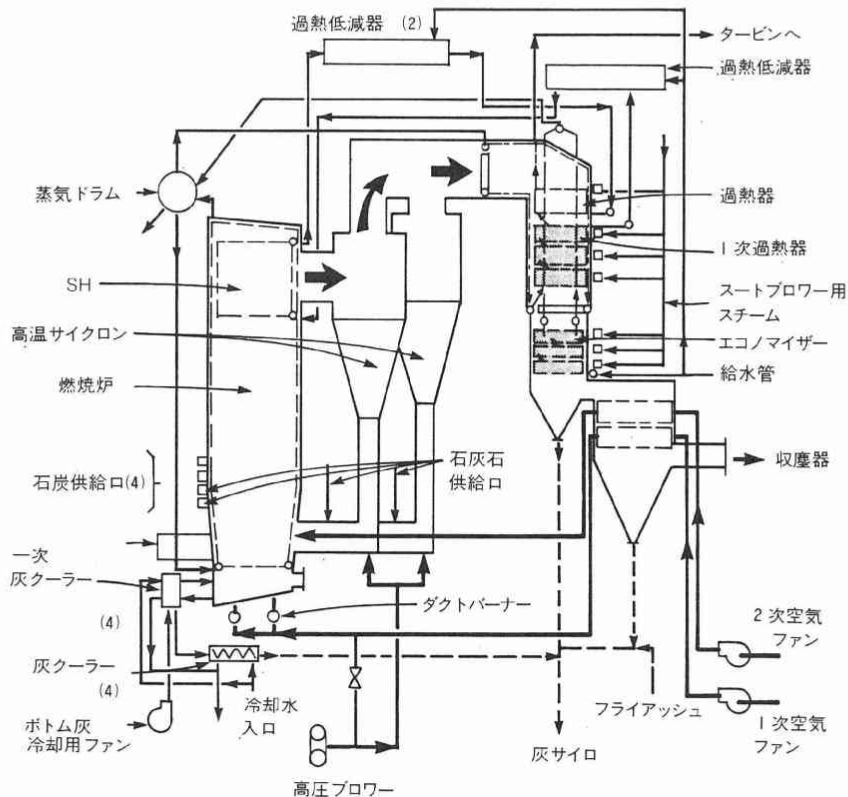


図4 Ahlstrom型CFBC (Colorado Ute 電力の420t/hr CFB)¹⁾

以上のように、流動層燃焼技術は、CFBCという新しい可能性をはらみつつ、50年以上の歴史を誇る微粉炭だきボイラーシステムに対抗して、真に基幹的な技術を目指すべき段階に入ったと考えられる。本稿では、流動層燃焼技術の信頼性、経済性、無公害性、および各種燃料へのフレキシブルな対応能力を向上させていくために、いま何が課題となっているかを概説する。

2. 流動層燃焼技術の特長と問題点

流動層燃焼では、流動層が燃料を内包し浮遊させるため、気流層の場合のような燃料の微粒化を必要とせず、また、固定層ヤストー

カー炉の場合のように温度分布の不均一化による悪臭の発生や燃料の融着・クリンカー生成等の心配が少ない。流動層内の燃料の滞留量は約1 wt.%で可変的であり、燃焼完結時間が大きく異なる燃料でも、流動層による滞留時間の自動調節機能が働くため、完全燃焼が可能である。流動層燃焼の利点は表3に示すように多岐にわたっているが、燃料の性状に対するフレキシビリティは最も重要な特長と言っても過言ではない。

流動層ボイラーが採用される事情は国によってまちまちである。表3に示すように、開発途上国では低品位燃料の有効利用に重点がおかれている。一方、米国では硫黄分の高い東部炭の同時脱硫燃焼が、また、わが国では、

表2 石炭等の循環流動層ボイラー設置状況

設 置 場 所	設置年	メーカー	出力 (t/hr)	燃 料
Pilava Board Mill (Fin)	1979	A	20	ビート、木材、石炭
Suonenjoki (Fin)	1979	A	22	同上
Conoco (USA)	1981	S*	23	石炭、石油コークス
Kauttua (Fin)	1981	A	90	ビート、木材、石炭
Hyvinkaa (Fin)	1981	A	38	同上
Vereinigte Aluminium, Luenen (WG)	1982	L	134	高灰分炭
Hylte Bruk (S)	1982	A	80	ビート、木材、石炭
Gulf Oil Exploration (USA)	1983	P	23	石炭
Zellstoff u. Papier Fabrik (A)	1983	A	68	褐炭、木材廃棄物
Kerry Cooperative (Ire)	1984	FW*	53	石炭
California Portland Cement (USA)	1985	P	86	石炭
Flensburg (WG)	1985	L	150(36MWe)	石炭ほか
Duisburg 市 (WG)	1985	L	270(98MWe)	高灰分炭
Ultra Power (USA)	198-	BW	102	木材廃棄物、石炭
Petroleos Mexicanos (Mexico)	198-	BW	110	オイルコークス
Archer Daniels Midland (USA)	1986	KDO	216 192	石炭
General Motors (USA)	1986	RS/FW*	68	石炭
Colorado Ute Electric Assn. (USA)	1986	P	419	石炭
General Motors (USA)	—	P	136	石炭
Scott Paper (USA)	1986	L/CE	295	石炭ほか
Central Soya (USA)	—	P	40	石炭

注) 国名略号: A: オーストリア, Fin: フィンランド, Ire: アイルランド, S: スウェーデン, USA: アメリカ, WG: 西独

メーカー略号: A: Ahlstrom, CE: Combustion Eng., FW: Foster Wheeler, KDO: Keller-Doll-Oliver, L: Lurgi, P: Pyro Power (Ahlstrom 社米国法人), RS: Riley Storker, S: Struthers, *) Battelle 研究所のライセンス

表 3 流動層燃焼の採用理由

事項	利 点	該当国・国情
燃 料 および 燃 焼	○燃料の種類・性状に対するフレキシビリティが大 ○低品位燃料も扱える ○石炭微粉砕が不要	各産炭国：低品位炭や選炭スラッジの有効利用も可 石炭輸入国：銘柄への弾力性が有利
脱 硫	○炉内同時脱硫により排煙脱硫装置が不要	日本ほか先進各国 米国：東部高S炭の有効利用
脱 硝	○低温燃焼のためサーマルNoxが発生しない ○2段燃焼により低Nox化	日本ほか先進工業国
装 置	○高い伝熱係数のため伝熱面が少なくてすみ装置がコンパクト	各国とも

各種燃料の有効利用と排煙処理コストの低さが魅力となっている。

以上の理由から、1970年代以来各国で研究開発が進められてきたが、中でもわが国の若松20t/hrパイロットプラントでは、周到な計画に基づいて、図5に示すように多角的な試験が行われた。当初はすべてがバラ色に描かれるにもかかわらず、開発の進行とともに難問が山積してくる事は技術開発に常に見受けられる通則である。流動層燃焼の開発計画の

多くは、各種要素技術の現状や問題点をかなりよく見通した上で作成され実施されてきた。しかし、流動層ボイラーの場合にも、残念ながらある程度まで上記の通則が当てはまり、種々の問題点も明らかになってきている。

問題点の第1は、高

燃料比炭の場合に、図6に示すように燃焼効率はかなり低下することである。この解決のためには、図1に既示したCBC（カーボンバーンアップセル）を用いる。CBCを含めた場合には98%以上の燃焼効率を得られている。高燃料比炭ほど揮発分が少なく乾留残渣であるチャーの比率が高くなるが、燃焼効率低下の原因は微粉のチャーの飛び出しにある。7) 飛び出したチャーの一部は揮発分とともにフリーボードで燃焼する。フリーボード

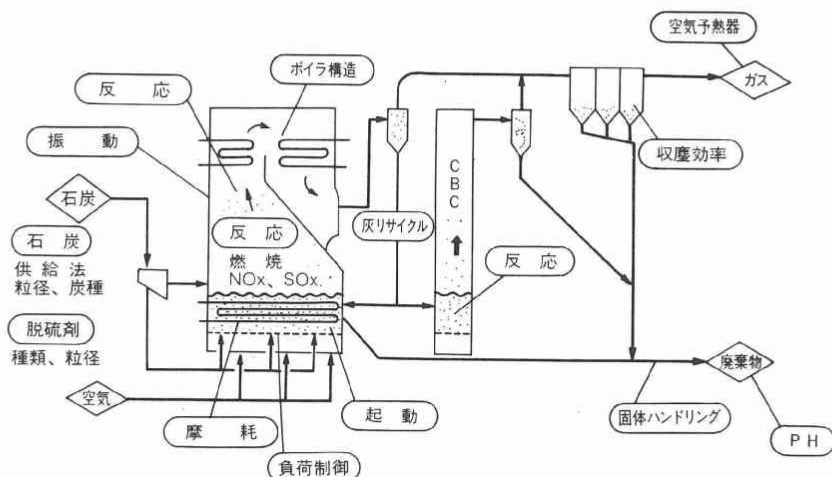


図 5 若松20t/hrパイロットプラント試験の概要²⁾

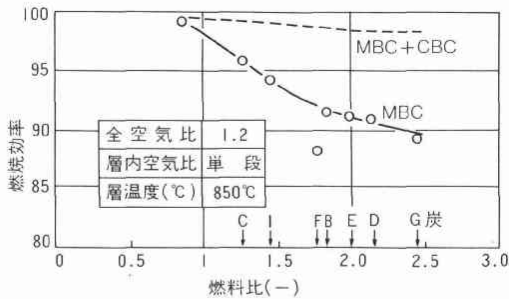


図6 石炭の燃料比と燃焼効率⁹⁾

燃焼のウェイトは図7に示すように炭粒径によって変動し、無視できない程度となっている。チャーの飛び出しに関連の深いフリーボード構造、伝熱管群の構造、供給石炭粒径などは後述する窒素酸化物排出とも深く関連した重要な設計因子であることがわかってきている。

第2の問題は脱硫剤利用率の低さである。

図8はTVAでの脱硫試験のデータである。カルシウム/硫黄モル比が3.5のときようやく90%の脱硫率（このとき脱硫剤の利用率は $90 \div 3.5 = 26\%$ にすぎない）となっている。TVAではサイクロン灰（未利用石炭を多量に含む）のリサイクルにより、脱硫剤利用率を向上させている。わが国では、沖縄産のコーラル・リーフ・ロックや合成脱硫剤など石灰石に代わる脱硫剤の試験も進められてい

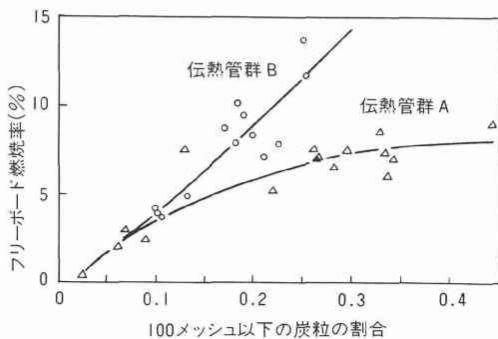


図7 フリーボード燃焼に及ぼす炭粒径の効果 (B&W 6'×6' データ)

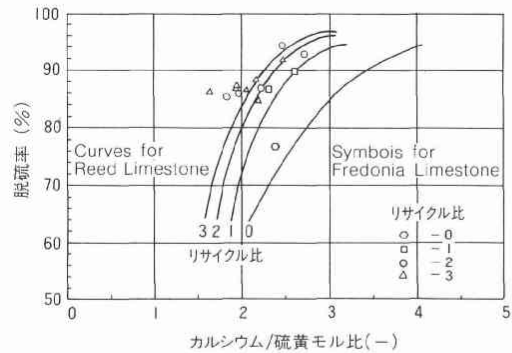


図8 サイクロン灰のリサイクルによる脱硫率の向上(TVA 29MW)³⁾

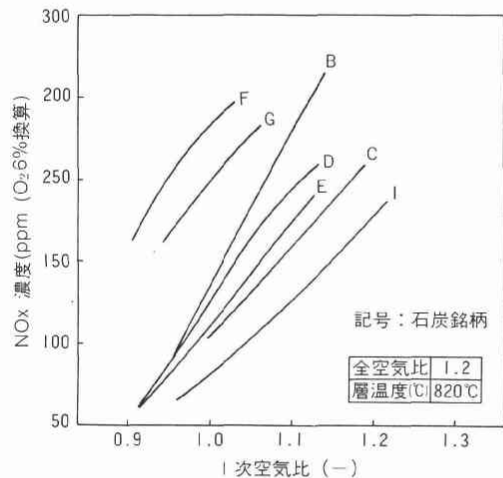


図9 若松20t/hr プラント主燃焼炉からのNO_x 排出特性⁹⁾

る。

第3の問題はNO_x 排出抑制に関するものである。図9は若松20t/hr プラントの主燃焼炉からのNO_x 排出状況である。石炭銘柄によっては、2段燃焼を行ってもなおかなりのNO_x が排出している。これは、図10に示すようなNO_x 生成反応の複雑さに起因するものであるが、特に重要な点は、石炭熱分解時に生成するアンモニアのNOへの酸化が脱硫剤によって加速されることである。同時に、

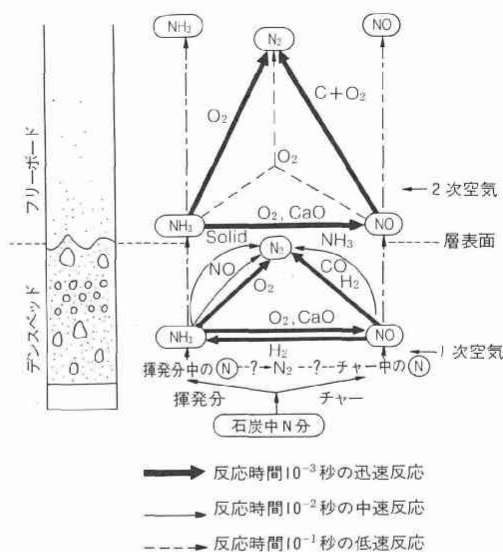


図10 NO_x 排出の反応径路¹²⁾

表4 従来型流動層燃焼技術の解決すべき課題

事項	課題	解決の方向
燃料 および 燃 焼	- 高燃料比炭の場合飛び出し損失により燃焼効率が低下 - オーバーベッド・スプレッダー給炭の場合燃焼効率が低下	- 飛び出しを抑制するためのフリーボード構造の改善 - CBC（カーボンバーンアップセル）の最適化 - 石炭供給方法の改良
脱 硫	- 石灰石の利用率が低い - 微粉石灰石は脱硫には効果的だが層高維持能力なし - 合成脱硫剤は高価	- 石灰石粒径分布の最適化 - 層高維持と脱硫の機能の分離 - 低コスト合成脱硫剤の開発
脱 硝	石灰石共存下の2段燃焼ではアンモニアが選択的に酸化されるため脱硫と脱硝が競合する	- フリーボード下部の温度を上げアンモニアの分解を促進 - チャーによる脱硝反応等の利用方法の開発
装 置	- フリーボード高さを高くしないと飛び出し損失が大きくなるため、装置のコンパクト化が図れない - CBCを設置するためシステムが複雑化、大型化する - 給炭ノズルの摩耗 - 給炭ノズル本数が多くなりすぎる - ターナードウン・スタートアップなどの応答が遅く制御性が悪い	- フリーボードバッフルや2次空気ポートの設計によりコンパクト化を追究 - CBCの高効率化 - 耐摩耗性材料の開発 - 新しい原理によるスプリッティング方法の開発 - 種々のターナードウン法の結合による効果的制御法の確立

NO_xは石炭チャーの存在によって効果的に分解されることが、基礎研究により明らかになってきている。今後は、これら研究の成果をふまえて、主燃焼炉だけでなくCBCをも含めた総合的な低NO_x燃焼が課題となろう。

このほか、負荷変動への追従特性、給炭管のスプリッティング（石炭の流れを分岐させること）技術、給炭管や伝熱管の摩耗の問題などが解決を待っている。問題と解決の方向を表4にまとめて示す。

このように種々の問題が明らかになってはいるが、流動層の利点もまた追加されてきている。図11は流動層の低公害性を改めて示す

最近のデータである。

図からわかるように、流動層燃焼では、低温燃焼および石灰石の共存のため、微粉炭燃焼の場合には気相で排出されることが懸念されるような諸元素を灰中に固定して排出することができる。

給炭管スプリッティング方法についても種々の試みが可能である。図12はTVAが採用した流動層式スプリッターである。負荷変動方式についても、従来の諸方法に加えて、図13のような全く新しい考え方も提案されている。

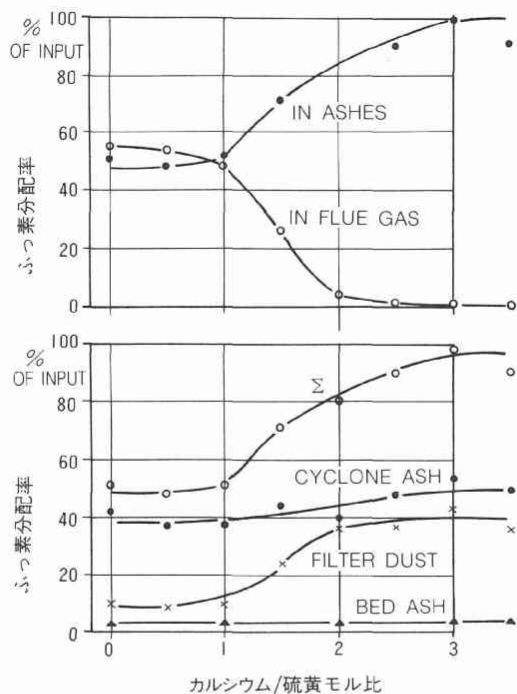


図11 FBC におけるハロゲン元素の挙動⁴⁾

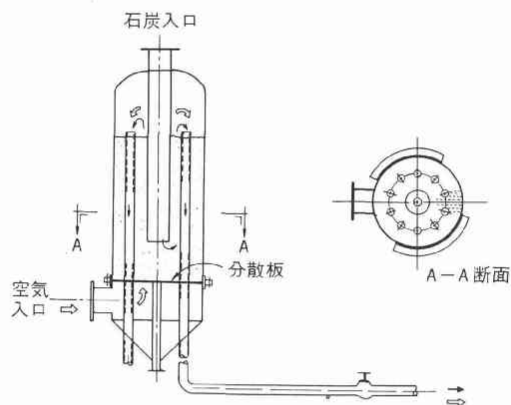


図12 TVA 160MWデモンストレーションプラント用流動層式石炭スプリッタ⁵⁾

3. 循環流動層ボイラーの特徴

上述のような従来型流動層燃焼の問題点を解決すべく登場したのが循環流動層燃焼である。循環流動層は別名高速流動層とも呼ばれ、

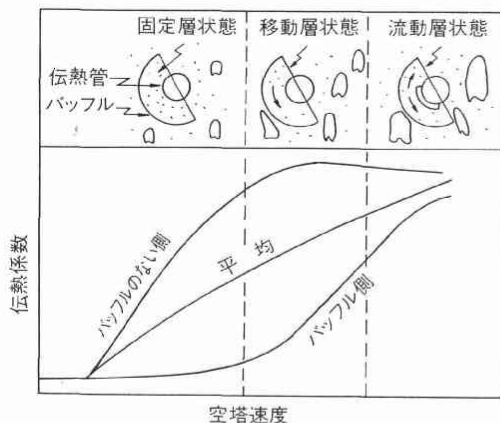


図13 負荷変動に追従して伝熱係数がリニアに変化する伝熱管⁶⁾

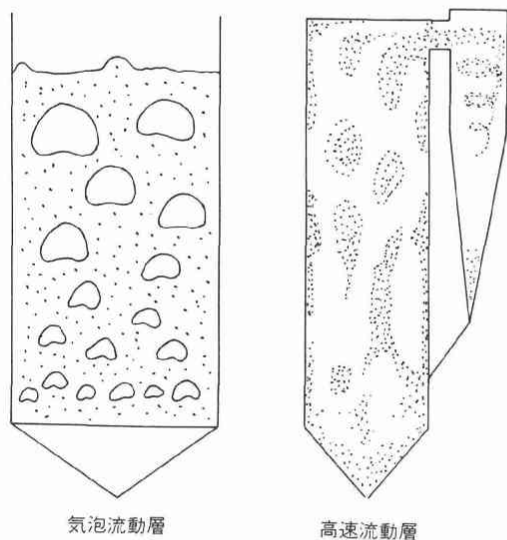


図14 気泡流動層と高速流動層の概念図

従来の気泡流動層（通常「流動層」というときは気泡流動層を指す）と区別されている。循環流動層では、粒子は図14に示すような高速流動化状態にあり、気泡流動層とは大きく異った流動特性を示している。

これまで登場してきた循環流動層には、図4の型のほかに、図15(a)～(e)のような種類がある。これらの内、図4、および図15(a)、(b)の場合には、特別の外部熱交換器を有しない

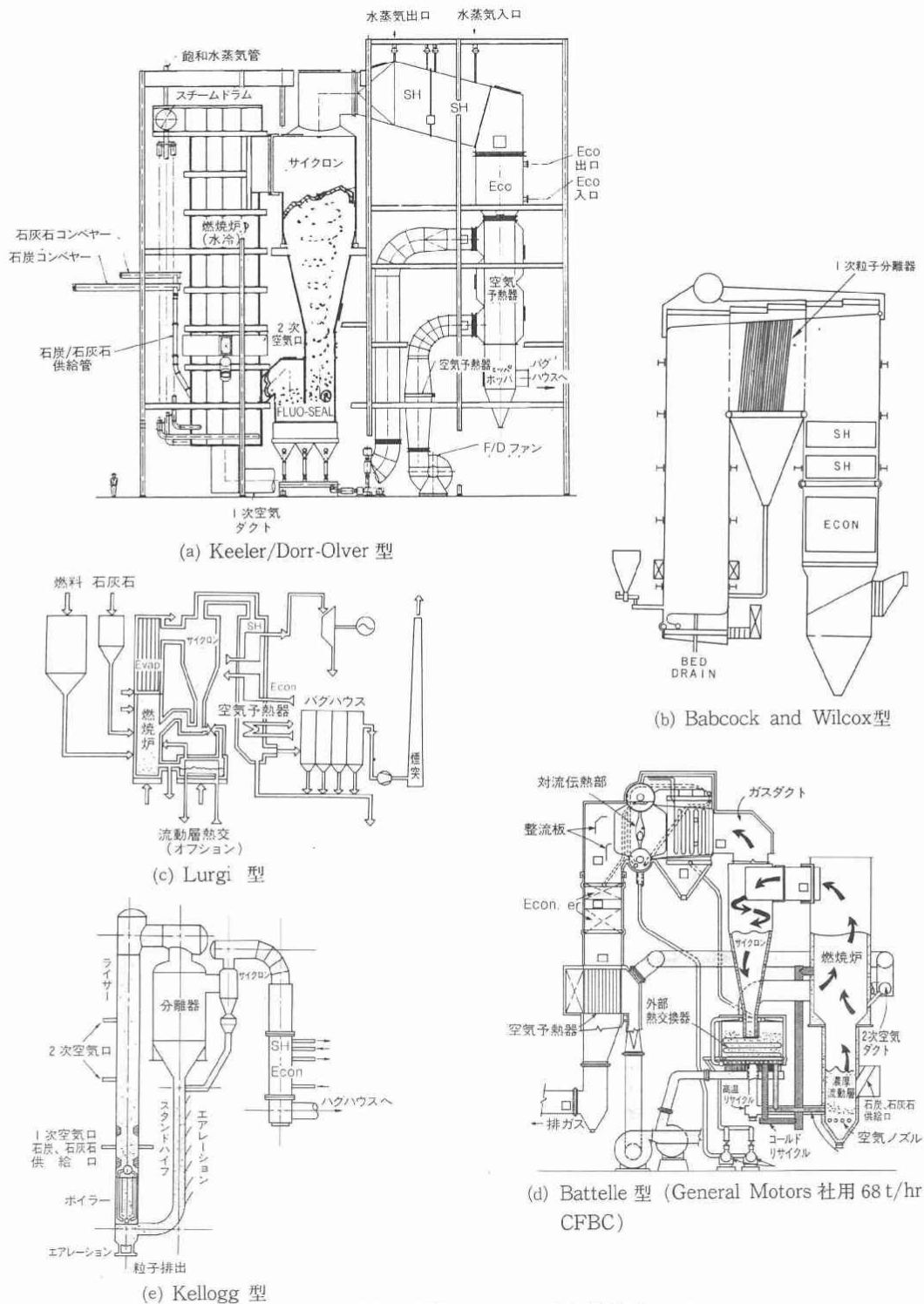


図15 循環流動層ボイラーの諸型式(但し、アールストローム型については図4を参照されたい)

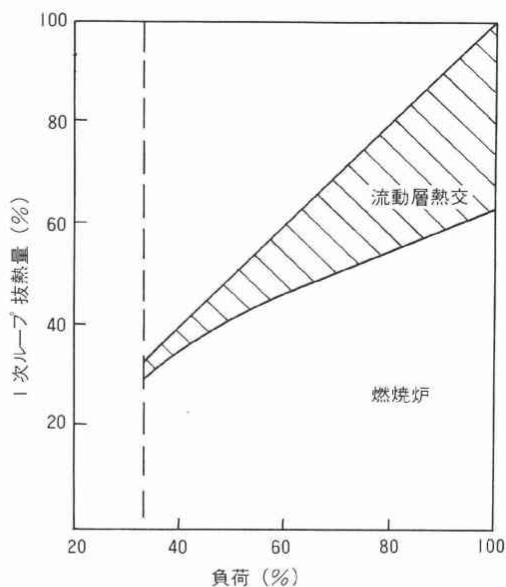


図16 外部熱交換器を用いた循環流動層の負荷変動制御⁸⁾

が、図15(c)、(d)は外部に流動層熱交換器を設け、これを用いて図16に示すような方法で負荷変動を行う。(b)の場合には、サイクロンに代わりバッフル方式の1次粒子分離器を使用している。(d)の場合には、燃焼炉の下部に濃厚流動層部を設けて粒子滞留時間を増加させる点が特徴となっている。(e)はスタンドパイプからリサイクルして来た粒子が濃厚状態に維持されるセクションを炉下部に設け、ここで抜熱を効果的に行うことをねらっている。

循環流動層の特性を、燃焼、脱硫、脱硝の各々について、図17～19に示す。これらについては、従来型流動層よりも有効な性能となっているが、問題点も指摘することができる。

循環流動層内では、空間の10～20%が粒子によって占められている。この値は、微粉炭ボイラーの場合よりはるかに濃厚であるが、通常の流動層の場合よりも稀薄であり、丁度両者の中間に位置していることになる。粒子捕集器入口での粒子濃度は数十kg/m³である

から、微粉炭燃焼の場合よりも、また、従来型流動層燃焼の場合よりも高粒子濃度の気流から粒子の分離を行わなければならない、いきおいサイクロン等は極めて大型にならざるを

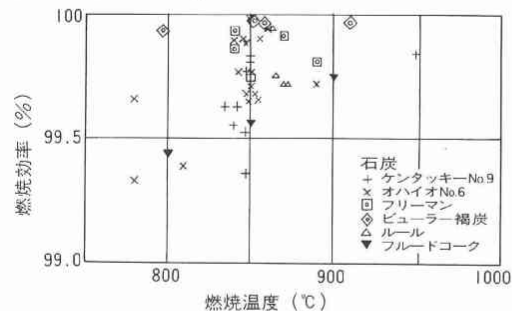


図17 循環流動層の燃焼効率(Lurgi データ)¹⁾

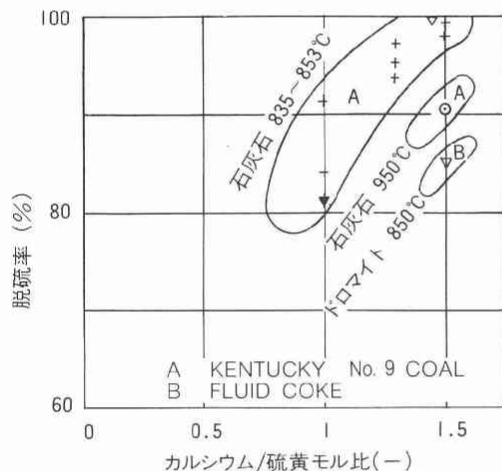


図18 循環流動層の脱硫特性(Lurgi データ)¹⁾

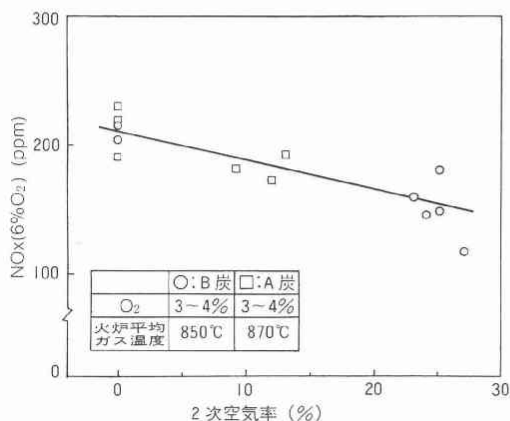


図19 循環流動層からのNO_x 排出(三菱重工データ)³⁾

得ない。このほか想定される問題点を各長所と並べて表5に列挙してみた。

気泡流動層に立脚した従来型ボイラーと循環型ボイラーとの間の優劣は、まだ決着のつく段階には至っていないと思われる。差し当り循環流動層は複合低品位燃料向けに普及しつつあるが、今後、両者それぞれの特長を生かした複合システムの可能性も考えられる。

4. おわりに

以上、流動層燃焼ボイラー技術の現在を、常圧流動層について概観した（加圧流動層ボイラーも外国では開発中である¹⁴⁾が、紙数の制約からここでは省略する）。流動層ボイラーは石炭有効利用上魅力的な技術であるが、なお実用化の途上であり、既存の微粉炭技術に比べて経験やノウハウの蓄積はまだ不十分である。同時に、この技術は実用化され始めている技術であるという点で、他の開発中の石炭利用技術と異なっている。計画や設計の当事者には、この点をよく考慮して仕事を進めていただきたいものである。また、既に論じたように多くの重要な研究課題が発生しており、的確な研究プログラムの編成が必要で

あると考える。

（ほりお まさゆき 東京農工大学工学部助教授）

引用文献：

- 1) B. Schwieger, Power, February (1985)
- 2) H. Takagi, M. Koga, Y. Nakabayashi, H. Abe, T. Shimizu, M. Fujita, 第8回 FBC国際会議報告集 (1985)
- 3) J. M. Castleman, 同上 (1985)
- 4) H. Münzner, H. D. Schilling, 同上 (1985)
- 5) M. K. Hill, 同上 (1985)
- 6) M. Horio, H. Hayashi, K. Morishita, 同上 (1985)

表5 循環流動層燃焼の長所と想定される問題点

事項	長 所	問 題 点
燃 料 および 燃 焼	○燃料に対するフレキシビリティは従来型よりもさらに増大 ○循環（リサイクル）燃焼を行うため、高燃料比炭でも十分高効率で燃焼できる ○高流速高濃度気流中で燃焼するため、炉床負荷が大きくなる	○リサイクルするための粒子捕集器（サイクロンなど）が炉本体と同程度まで大型化する ○炉床負荷は大きいが必要塔高も大きくなる
脱 硫	○微粉石灰石が使用でき、石灰石利用率を大幅に向上できる	○循環流動層の2段燃焼条件下での脱硫のメカニズムの解明が必要
脱 硝	○2段燃焼により低Nox化が十分可能	○適切な2段燃焼法の確立が必要
装 置	○構造が単純 ○給炭口の数が多くてすむ	○必ずしもコンパクトにならない ○層内伝熱面がないため拔熱方法に工夫が必要 ○炉壁をライニングするため炉の自重が重くなり、つり下げ構造には不向きとなる ○循環流動層内流動現象の知見が不足しているためスケールアップ手法が未確立 ○粒子滞留量が少く炉が冷えやすいので、負荷変動・再起動に時間がかかる

- 7) M. Horio, M. Hoshiba, T. Oyama, 同上 (1985)
- 8) H. Beisswenger, S. Darling, L. Plass, A. Wechsler, 同上 (1985)
- 9) 古賀, 清水, 荻山, 坂本, 第6回石炭利用技術研究発表会講演集, 134 (1984)
- 10) J. T. Tanf, J. N. Duqum, T. M. Modrak, C. J. Aurisio, 第7回F B C国際会議報告集, 373 (1983)
- 11) T. Lund, 同上, 38 (1983)
- 12) 古澤, 辻村, 化学工学協会第18回秋季大会講演要旨集, S C 306 (1984)
- 13) T. Furusawa, M. Tsujimura, K. Yasunaga & T. Kojima, 第8回F B C国際会議報告 (1985)
- 14) 並木, 西村, 大嶋, 藤間, 日野, 森, 佐藤, 市村, 中谷, 大沢, 三菱重工技報, 22, 52 (1985)
- 15) エネルギー技術データハンドブック, 石炭技術編, 追補版, エネルギー総合工学研究所, 第4章 (1985)

テキサコ法による石炭のガス化とその 化学的利用

安 原 敬 明

1. はじめに

石炭を化学工業原料として使用するために、ガス化して合成ガスを製造することは、1950年代までの日本では広く行われていた。その後1960年代に入って廉価な石油が供給されるようになって、石炭は化学工業原料の座を石油にゆずり渡した。この低廉で大量供給される石油を原料として日本の化学工業は飛躍的な発展をとげたのであるが、その後、第1、2次のオイルショックを迎えて高価な石油に対応することをせまられて、日本の化学工業は体質改善を余儀なくされてきた。高付加価値製品への移行、省エネルギー化、設備統廃合等の合理化が進められて来たのである。そして、また当然のことながら相対的に安価となった石炭の利用も進められて来たが、化学工業原料としての利用には多少技術開発に時間がかかった。

一昨年来から昨年秋にかけて、石炭を化学工業原料に使用する商業プラントが完成し、一斉に稼動を開始した。これらのプラントで採用されたテキサコ法石炭ガス化プロセス(TCGP)は、俗に第二世代石炭ガス化プ

ロセスと呼ばれており、1960年頃までに主として西独で開発された常圧付近のガス化技術である第一世代のプロセスと区別されている。このTCGPを含めた第二世代の石炭ガス化プロセスの特長は、ほとんどが高压ガス化を指向しているが、その中で最も早く商業化された技術として以下にテキサコ法石炭ガス化プロセスについて詳述する。

2. テキサコ法石炭ガス化技術

テキサコ法石炭ガス化プロセス(TCGP)は、米国テキサコ社の開発によるもので、同社のモンテペロ研究所で1946年から1950年初めにかけて基本的な部分酸化技術が研究開発された。その後の原料事情から、天然ガスおよび石油の部分酸化技術がテキサコ法ガス化プロセス(TGP)として商業化された。このTGPは、現在までに約200基に及ぶガス化炉の建設実績を持つ著名な合成ガス製造プロセスである。

一方、石炭のガス化技術であるTCGPは、一時期研究開発が中断されていたが、第一次オイルショック以降再開された。1973年以降の開発状況は表1に示す通りで、現在、モン

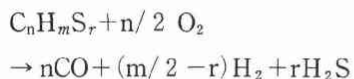
表1 テキサコ法石炭ガス化プラントの建設実績

会 社 名	目 的	石炭処理量(t/d)	運転開始	最 終 製 品
Texaco, Inc.	Pilot	15	1973	
Texaco, Inc.	Pilot	15	1978	
Texaco, Inc.	Pilot	15	1981	
RAG/RCH	Demo.	150	1978	オキシ合成ガス
Dow	Demo.	360	1979	発電用燃料ガス
TVA	Demo.	170	1982	アンモニア
Tennessee-Eastman	Commercial	820	1983	メタノール, 無水酢酸
Cool Water	Commercial	910	1984	発電用燃料ガス
Ube Ammonia	Commercial	1,500	1984	アンモニア
SAR	Commercial	730	1986	オキシ合成ガス, 水素

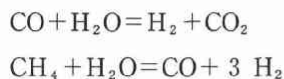
テペロ研究所には、石炭処理能力15t/日のパイロットプラント3基が建設されており、石炭ガス化の委託試験を行っている。開発研究は、前述の多数の実績を持つ油のガス化技術の知識が応用され極めて順調に進み、1978年から1982年にかけてパイロットプラントの約10倍の規模の実証プラントが西独、米国で建設され良好な結果が得られている。この2つの実証プラントでは、TCGPの2つの発生ガス冷却方式（急冷方式および廃熱ボイラー方式）が試験されている。その後、一昨年来から昨年秋までに商業規模の3つのプラントが稼動を開始した。現在、西独で第4番目の商業プラントが建設中であり、来年には運転開始の予定である。この建設中のプラントも入れて、4つの商業プラントからの合成ガスの用途は、全て異っており、メタノール・無水酢酸、アンモニア、オキシ合成ガス・水素、電力（複合発電）である。これらのプラントはいずれも40～60kg/cm²Gの高圧ガス化を行っており、TCGPの特長が充分生かされている。

2.1 基本的化学反応

TCGPは、部分酸化法であって、その原理は原料の一部を酸素で燃焼して生じる高温で、残りの石炭を完全に分解して、水素と一酸化炭素を主成分とした発生ガスを製造する技術である。反応は無触媒で次のように行われる。



この反応式でもわかるように、原料の石炭の成分上の制約は全くない。生成物は上式の成分以外に炭酸ガス、メタン、窒素、水蒸気が含まれる。これらの生成物の間には次式の平衡関係が保たれている。



これらの反応は1,300～1,500℃の高温で行われるために無触媒ではあるが極めて速く短時間に終了する。

表2にテキサコ社のパイロットプラントでテストされた各種石炭のガス化の例を示す。テキサコ法では原料の石炭は微粉碎されてスラリーとしてガス化される。この例ではビ

表2 各種石炭のガス化例

石炭種類	Pitts. No.8	W. German	S. African	Delayed Coke
C/H比	14.4	15.9	18.7	22.7
硫黄分 (wt%)	3.27	1.08	0.87	5.5
灰分 (wt%)	9.5	13.0	20.7	0.5
総発熱量 (乾燥) (Kcal/kg)	7,540	7,330	6,220	8,550
(H ₂ +CO)の10 ³ Nm ³ 当り消費量				
石炭 (kg)	518	540	671	436
酸素 (Nm ³)	334	356	409	330
発生ガス組成				
CO (mol%)	47.8	47.8	46.1	57.2
H ₂ (mol%)	36.8	35.5	32.9	32.8
CO ₂ (mol%)	13.7	15.3	19.8	12.2
CH ₄ (mol%)	—	0.3	—	0.2
Ar+H ₂ (mol%)	0.6	0.7	0.9	0.6
H ₂ S+COS (mol%)	1.1	0.4	0.3	1.5

ツツバグ No.8 の場合は石炭・水スラリー中の石炭濃度は65%，西ドイツ炭の場合は64%，南ア炭の場合65%である。南ア炭は灰分の含有量が高いため，単位量の水素及び一酸化炭素を製造するのに必要な石炭量及び酸素消費量が最も多くなっている。また，一般的には原料の石炭中の炭素と水素の含有比率の高いもの程，生成ガスの一酸化炭素と水素の比率が高くなる。

石油コークスの例では，炭素と水素の比が極めて高く，一般には揮発分が低くガス化しにくい原料と云える。ここではスラリー濃度約61%でガス化されているが，原料のコークおよび酸素の消費料は最も少く，ガス化テストの結果は最も良いことがわかる。これは石油コークス中には灰分が，ほとんど含まれていないことによる。

2.2 プロセスの説明

テキサコ法石炭ガス化プロセス(TCGP)は，前述したように多数の商業プラントの建

設実績を持つ石油のガス化技術と基本的原理は同一のものである。

ガス化原料として石炭と石油を比較した場合，両者の間で大きく異なる点は2つある。

- (イ) 石油は液体であるが，石炭は固体であるため，原料の供給が難しいこと。
- (ロ) 石炭中の灰分は，石油の灰分より桁違いに多いこと。

この2つの相違点を中心に技術開発が行われた。

(1) 原料供給システムの開発

固体の石炭は，湿式粉碎されて水スラリーとされ，ガス化炉に送られる。この結果，原料の石炭は液状で取り扱えることになり，石油原料と同様な原料供給システムが利用できることになった。

石炭・水スラリーは通常60%以上の石炭濃度とされて，ポンプで加圧され，ガス化炉に送られる。

(2) 灰分の系外排出システムの開発

原料の石炭中に多量に含有される灰分は，

少ないもので10%程度、多いものでは20%以上に及ぶため、この灰分をガス化炉の高圧系から排出することは、プラントを連続運転する上では、極めて重要なことである。

TCGPでは、ガス化温度を灰分の流動温度以上の高温に保持することによって、灰を溶融したスラグとしてガス化炉より流出させる。これは、灰を溶融しないでフライアッシュとして取り出す方式ではガス化温度が1,000℃程度となり、石炭の反応率が不充分となるためである。

灰は溶融スラグとしてガスと一諸にガス化炉より取り出された後、ガス冷却部で間接または直接に急冷されて固化し、水で捕集される。粒径の大きな粗粒スラグは、捕集水中を沈降してガス化炉底部に装着されているロックホッパーに貯められる。このロックホッパーは、定期的に高圧部分よりバルブで切り離されて、中の粗粒スラグと捕集水を排出する。捕集水に懸濁して沈降しない微細スラグは、捕集水と共に連続的に高圧系から排出される。このように、ロックホッパーシステムを

使用して粗粒スラグを半連続的に高圧系から排出することができることによって、ガス化炉を含む高圧系の連続運転が可能となったのである。

本プロセスでは、生成した高温の発生ガスの冷却方式として急冷方式と廃熱ボイラー方式の2つの基本方式を開発しており、発生ガスの用途に応じて使い分けている。

図1は急冷方式のフローを示す。急冷方式は、主として水素とかアンモニア合成ガスの製造用として使用される。原料の石炭は、前述のように粉砕器で水を添加され、湿式で粉砕されて、60～70%の石炭濃度のスラリーとなる。この石炭スラリーは、一旦スラリー貯槽に貯められた後、ポンプで必要な圧力まで昇圧され、ガス化炉に送られる。一方、空気分離装置で空気から液化分離された酸素は、加圧されてガス化炉に送られて来る。ガス化炉頂部にはテキサコバーナーが装着されており、このバーナーで石炭スラリーと酸素はガス化炉に吹き込まれ、瞬時に反応して、石炭

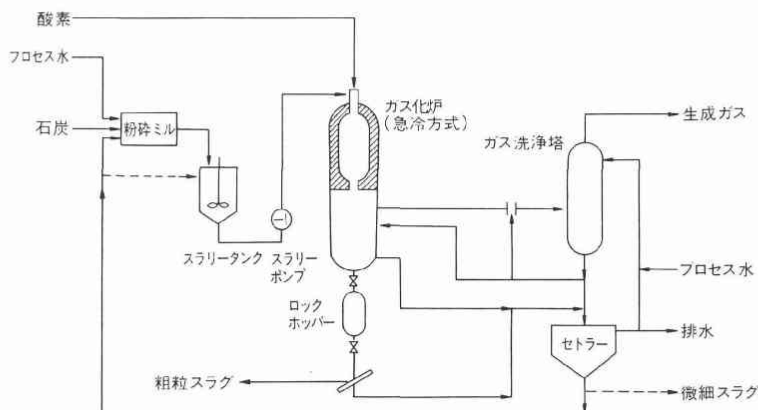


図1 テキサコ法石炭ガス化プロセス（急冷式）

はガス化される。ガス化の温度は、一般には1,350～1,500℃で、圧力は85kg/cm²Gまで可能とされている。ガス化炉は鋼鉄製の耐圧容器で、内面は耐火煉瓦でライニングされているだけの極めて簡単な構造である。

石炭中の灰分は、ガス化の高温ガスで熔融スラグとなり、発生ガスと共にガス化炉から流下して下部の急冷室に入り、冷却水と直接に接触して急冷される。ガスは、200～250℃まで冷却されると同時に、多量の水蒸気を同伴して急冷室から取り出され、更に水洗されて固形分を除去され、次工程の一酸化炭素転化工程へと送られる。粗粒スラグは急冷室の底部に沈降して、下部のロックホッパーに入り、定期的に系外に排出される。また微細スラグはガス洗浄水と共に高圧系より取り出されて、セトラーにて濃縮された後フィルターで分離される。

次に図2に廃熱ボイラー方式を示す。廃熱ボイラー方式は、オキシ合成ガス、一酸化炭素ガス、高圧燃料ガス（複合発電用）製造用として使用される。これらの用途では、発生

ガス中に多量に含有される一酸化炭素が必要とされるため、後工程に一酸化炭素の転化工程をほとんど必要としないので、発生ガスの冷却に間接冷却方式の廃熱ボイラー方式が通常使用される。

廃熱ボイラーとしては、高温部に輻射伝熱式、中温部に対流伝熱式の熱交換器が利用される。この方式を採用することによって、廃熱ボイラーから高圧水蒸気が回収されるので、プラントの熱効率アップが計れる。

2.3 テキサコ法の特長

テキサコ法の石炭ガス化技術の特長は次のような点にある。

(1) 原料として使用できる石炭の範囲が広い： 本プロセスでは原料の石炭は、湿式で微粉碎されて水スラリーとして、1,350℃以上の高温で瞬間的にガス化される。そのため、以前は石炭ガス化の問題となっていた石炭の粒径、粘結性の制限は全くない。

この原料を水スラリーとして供給することは、経済的な面での制限を生じる。現在、一

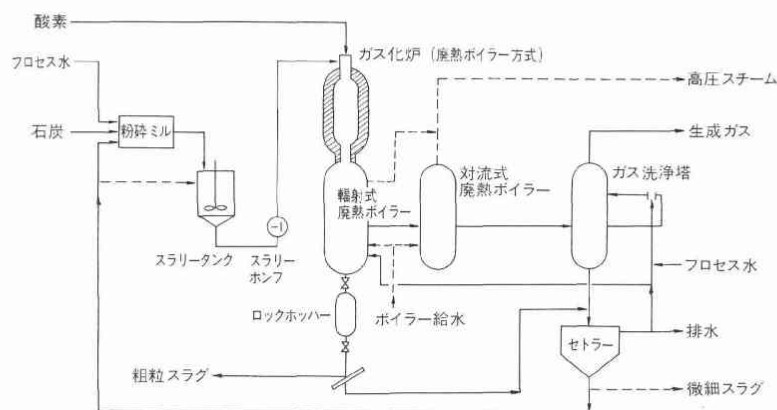


図2 テキサコ法石炭ガス化プロセス（廃熱ボイラー式）

一般的にはスラリー中の石炭濃度は、55～60%の間に経済性の面の限界がありそうである。このスラリー濃度の限界は石炭の価格によって大きく左右される。

(2) 高压ガス化が可能であり、ガス化炉1基当りの処理能力が大きい： 高压の合成ガスが得られることは、化学的用途の場合にはエネルギーの節減となり、経済的効果は大きい。また現在稼働中の実プラントではガス化炉1基当りの石炭最大処理量は910t/日であるが、同型の炉で更に高压のガス化をするならば、約2倍の1,800t/日までは容易に能力アップは可能であろう。

(3) 排出物は高温処理されているため、環境に与える影響は少い： 主要な排出物は石炭中の灰分のスラグであるが、ガス化炉で高

温処理されており、安定な物質となって排出される。また、排水には、タール、フェノール等の有害有機物質は含有されないので、比較的簡単な処理で充分である。

3. 石炭ガス化からの合成ガスの利用

テキサコ法石炭ガス化プロセスは、化学用合成ガスの製造を目的に開発された技術であり、すでに工業的に広く利用されている油ガス化では、アンモニア、メタノール、オキシ合成、酢酸等用の合成ガスとして現在使用されている。石炭ガス化においても、これらの用途の合成ガス用として使用されるものが主体となろう。

石炭ガス化から得られる合成ガスは、一酸

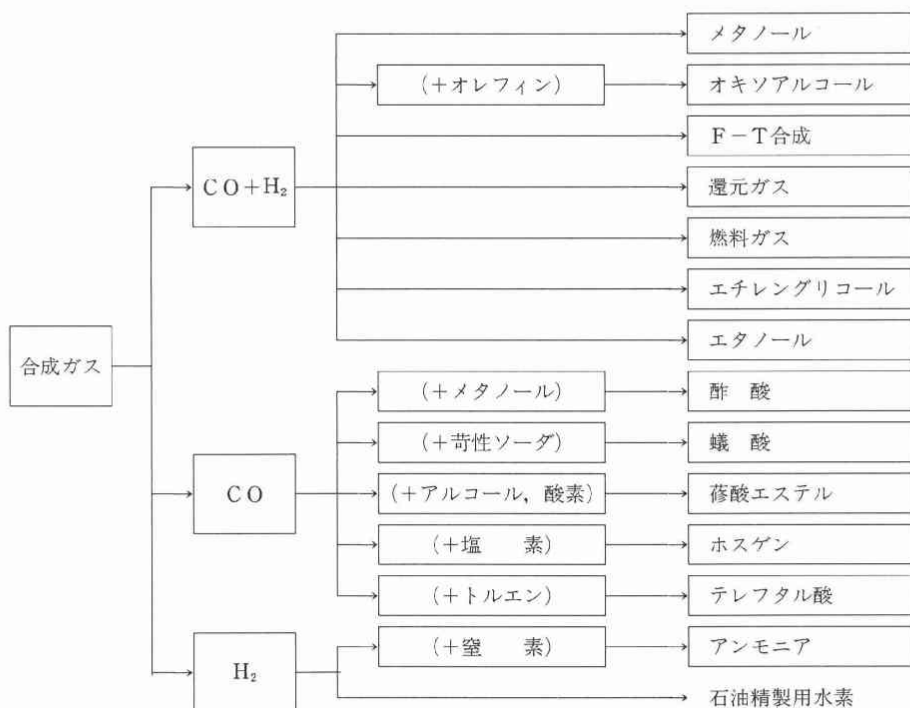
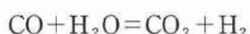


図3 合成ガスの用途

化炭素 (CO) と水素 (H₂) から成るもので、CO と H₂ の混合ガスとして使用する場合は、CO を分離して使用する場合および H₂ を使用する場合の 3 つに大別できる。図 3 に合成ガスの主要な用途を示す。

(1) CO と H₂ の混合ガスとして使用する場合： 燃料用以外の用途は、全てそれぞれの用途に応じて CO と H₂ の比率を調整する必要がある。例えば、メタノール合成用の合成ガスでは H₂/CO の比が理論的には 2 の混合ガスが要求され、オキシ用合成ガスではこの比率は 1 となる。したがってこれらの用途では、石炭ガス化からの発生ガス中の CO の一部は、次の反応で H₂ に転化することが必要となる。



この CO 転化反応によって H₂/CO の比率は任意の比率に調整できる。

この用途のうち、メタノールについては、本プロセスについて表 1 中に示したテネシー・イーストマンで商業プラントが稼動している。また、同表のクール・ウォーターでは、ガスを燃料として使用する複合発電プラントが稼動中である。この複合発電プラントは、現在では熱効率的に不十分ではあるが、今後、ガスタービンの性能向上と同時に石炭ガス化プラントの熱効率の改善等の開発研究の進展が期待されている。この用途には、一般にテキサコ法では廃熱ボイラー方式が使用される。

(2) CO の利用： この用途では、発生ガスから CO を分離して CO のみを利用する場合が多いので、通常は、残りの H₂ の利用方法が重要となる。ただし、石炭ガス化の場合には、表 2 の発生ガスの組成からわかるように CO

の比率の高いガスが得られるので、(1)の CO と H₂ の混合ガスを使用するプラントと組合せることによって H₂ の有効利用が計れる。先に紹介したテネシー・イーストマンのプラントでは、その方式がとられており、発生ガスからメタノールと無水酢酸を製造している。CO のみの利用は、酢酸用以外の用途は規模的に小さいので、新規に計画する場合は、合成ガスを大量に使用するプラントに併設することを検討すべきである。

(3) H₂ の利用： この用途に発生ガスを使用するためには、CO を H₂ に転化する必要がある。したがって、テキサコ法では発生ガスの冷却は急冷方式が採用される。石炭ガス化からの発生ガスは、他の原料からの発生ガスに比較して CO の含有量が多いので、CO 転化は H₂ の得率および純度を高める上で非常に重要である。実際のプラントで使用されている例では、CO の転化率約 99%、製品の H₂ 純度 98% 以上が達成されている。テキサコ法石炭ガス化によるアンモニア製造プラントは、表 1 の宇部アンモニア工業(株)で昨年より商業規模のプラントが稼動している。

4. 石炭ガス化からの合成ガスの製造

石炭ガス化より得られた発生ガスを、第 3 章で述べた各種用途に使用するためには、用途に応じていろいろなガスの処理技術が使用される。ガスの処理技術は、すでに完成されている技術の応用となるが、その主要なものを以下に述べる。

(1) CO 転化

CO 転化反応は、触媒反応である。石炭ガス化の場合、ガス中には硫黄が含まれているの

で、硫黄活性触媒(コバルト－モリブデン系)が使用される。反応は発熱反応のため、転化ガスからの熱回収はプラントの熱経済上重要である。

(2) 酸性ガス除去

酸性ガス除去では、ガス中の炭酸ガス及び硫黄化合物が除去される。通常は、湿式法が採用される。湿式法には大きく分けて次の2つがある。

- (i) 化学吸収： 熱炭酸カリ法、アミン法
- (ii) 物理吸収： レクチゾール法、セレクトゾール法

大容量の酸性ガスを、高圧下で除去する場合は物理吸収が有利とされている。また、物理吸収法は、硫化水素を高濃度で回収することが可能等の利点があり、現在稼働中の3つの石炭ガス化プラントでは、いずれも物理吸収法が採用されている。また、石炭ガス化の熱効率の向上を計るために、現在、乾式脱硫の研究が進められている。

(3) CO 分離

多量の一酸化炭素を含有しているガスから

のCO分離には、次の方法が使用される。

- (i) 化学吸収法： COSORB 法
- (ii) 物理的分離法： 深冷分離法、分離膜法他

また、微量のCO除去には、メタン化法等が使用される。

以上のガス処理技術を使用して、石炭から合成ガスを製造するための概略ブロックフローを図4に示す。

原料の石炭は、湿式粉碎されてガス化炉に送られる。一方、空気は空気分離器で液化分離されて、酸素が得られる。この酸素はガス化炉に送られて、石炭スラリーと反応してガスを発生させる。高温の発生ガスは、急冷方式または廃熱ボイラー方式で冷却される。冷却された発生ガスは、用途に応じて次のように処理される。

- (a)燃料ガス： 酸性ガス除去で主として脱硫が行われた後、複合発電用等の燃料として使用される。

- (b)水素、アンモニア： CO転化をされた

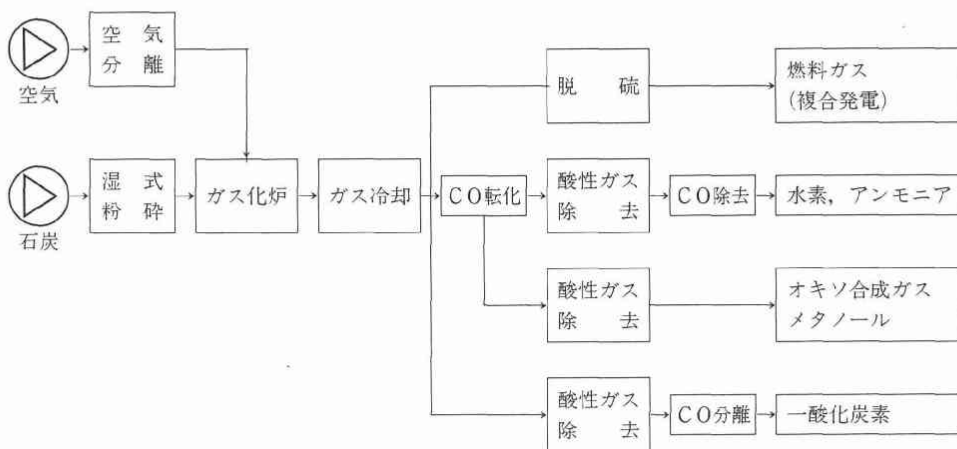


図4 合成ガス製造のブロックフロー

後、酸性ガス除去されメタネーションによってCOを除去される。

(c) オキシ合成： ガスの一部がCO転化され H_2/CO 比を調整された後に酸性ガス除去されて合成ガスとなる。

(d) CO： 酸性ガス除去で炭酸ガス、硫化水素を完全に除去した後、CO分離装置でCOと H_2 に分けられる。

現在、我国で石炭ガス化のアンモニア製造用のプラントが、宇部アンモニア工業㈱にて稼動中であるが、化学工業用としては、単一の製品を製造するプラントは今後建設されることは困難だろうと思われる。しかしながら、多目的プラントとしての可能性は考えられる。すなわち、比較的大規模のユーザーとなる製油所用水素、アンモニア、酢酸用CO、複合発電等を中心としてオキシ合成他の比較的小規模のユーザーが集約する形式の石炭ガス化プラントが今後検討されることになる。

5. 石炭ガス化の経済性

最後に、我国における石炭ガス化プラントの経済性について、アンモニアの製造を例にとって述べる。

ここでは、昭和45年頃に建設されたナフサ水蒸気改質法のアンモニア日産1,000t/日規模のプラントにおける製造コストを基準とした。

比較の対象として基準プラントと生産能力は同じ規模として、次の3つのケースを想定した。

(1) ナフサ改質法を新設した場合で、設備投資金額は186億円とする。

(2) 上述の基準プラントの合成ガス製造

部分を石炭ガス化法に転換する。アンモニア合成以降の設備は既設設備をそのまま使用する。設備投資金額は300億円とする。

(3) 石炭ガス化アンモニアプラントを新設する。設備投資金額は380億円とする。

但し、石炭ガス化プラントのケースは、コールセンターに近接した場所に建設されるものとする。

上記の仮定の基に、各ケースのアンモニア製造コストを推算して比較すると図5のようになる。この結果から、石炭ガス化プラントを新設した場合でアンモニア製造コストは、既設のナフサ改質法より約10%削減できることがわかる。さらに、既設のナフサ改質法の原料をナフサから石炭に転換するケースでは、約20%の製造コストの低減が計れることになる。これらのコストダウンには相当大規模の投資が必要となるが、それに伴うコストアップ以上に原料のコストダウンが大きいのである。

このアンモニア製造コストの比較結果は、

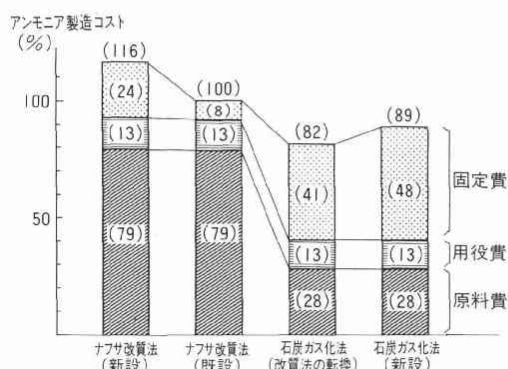


図5 アンモニア製造コスト比較

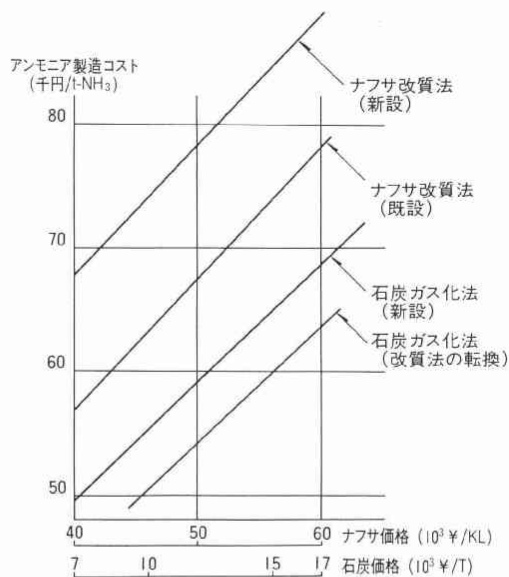


図6 アンモニア製造コスト

宇部アンモニア工業㈱のナフサ改質法から石炭ガス化法への原料転換によって実際にほぼ同様

の結果が得られていることで実証されている。

次に、同様のケースで原料のナフサ、石炭の価格変動とアンモニア製造コストの試算例を図6に示す。現状では、石油の価格がかなり低いレベルまで下って来ており上述の製造コスト差は若干小さくなっていると思われるが、長期的にみれば、日本においては石炭の優位性は変わらないものと思われる。

今後の石炭ガス化技術の展望としては、石炭スラリーの高濃度化によるコストダウンの可能性が期待できること。さらには、石炭ガス化から生成する合成ガスの高度利用も今後の大きな課題である。現在では多少停滞気味となっているC₁化学を含めたCOの利用も重要なテーマである。(やすはら たかあき 宇部興産㈱プラント事業本部技術本部技術第1部課長)

鉄鋼業における石炭の利用

森 孝

1. 鉄の歴史

今日、世界の鉄鋼生産の70%、4.5億tは高炉によるものであり、このため4億tの石炭が消費されている。この鉄と石炭の不可分性を言うためには、鉄の歴史にふれなくてはならない。

鉄の歴史は古く、BC4,000～3,000のオリエントはキーザのピラミッド、BC2,000頃にはメソポタミアから小アジア、BC8世紀にはアッシリアに、また同じ頃、中国の春秋時代にも鉄の使用されたことが判っている。

古代の製鉄法は、シャフトのない炉床にふいごで風を送り、半溶状の可鍛鉄を作る直接製鉄法であった。

ヨーロッパでは、6～8世紀にレン炉と呼ばれるものが普及したが、14世紀頃になると、水車による送風力の強化によってシャフトを有するシュテック炉が現われた。予備還元が十分に行われ、還元された鉄に炭素が吸収され融点が下がり液状の鉄、つまり銑鉄が得られるようになった。つまり木炭高炉の出現である。

銑鉄は鑄造によって広範囲の用途に使われ

るようになったが、より強度の要する可鍛鉄は木炭精錬炉によって作られた。鉄の需要拡大は森林を木炭にしたためヨーロッパ中央部では木炭不足となり、森林王国のロシアとスウェーデンが鉄の輸出国となった。

18世紀になって、石炭からコークスが発明され、木炭にかわってコークス高炉が確立された。また蒸気機関の発明が任意の場所で水力よりもさらに強力な送風を与えた。ここで鉄の大量生産が可能となった。

銑鉄から鋼を作る製鋼炉は、これに遅れること100年で、ようやく旧来のパドル炉から転炉、平炉に変わってゆくのである。ちなみに電気炉の出現は、スクラップの備蓄が可能となった今世紀初頭である。

石炭からできるコークスは、炉内の通気性を保つ、羽口で燃えて鉄鉱石を還元する一酸化炭素を発生する、還元反応のための熱量を与えるという3つの役割を、縦型反応器で果たすことによって高炉を成立させている。また、石炭に始まる高炉などからの副生ガスは製鉄所の燃料として用いることができる。

このように、高炉を中心とした一貫製鉄所は、長い歴史をもって、石炭なしにはあり得ないのである。

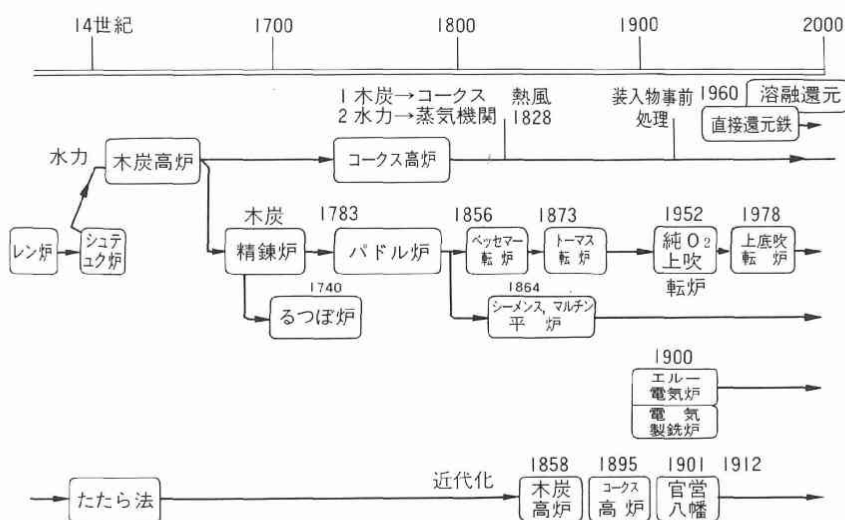


図1 製鉄プロセスの歴史

2. 鉄鋼業の消費エネルギー

さて、わが国のエネルギー消費量（昭和58年度）は、 3.8×10^{15} kcalであった。そのエネルギー源別構成を示すと石油は60.9%，LNG 7.2%，石炭18.2%，原子力7.4%，水力5.7%である。

このうち鉄鋼業の消費エネルギーは 4.6×10^{14} kcalで、全体の12.9%であった。内訳は石炭76.1%，石油6.6%，電力17.3%である。総量的にみると、石炭消費約1億tのうち6,000万tを、電力5,500億kWhのうち680億kWhを、鉄鋼業が消費していることになる。

エネルギー原单位的にみると、粗鋼t当り460万kcalである。もう少し詳しくみると、高炉一貫製鉄所では、原単位530万kcal、エネルギー構成は石炭90%，石油類4%，電力6%である。電気炉製鉄所では、原単位220万kcal、エネルギー構成は電力70%，石油類20%，その他10%である。

前者は、鉄鉱石の還元エネルギー約200万kcalが必要ゆえ総エネルギー原単位が大きい、その全てを石炭に頼ることができる。

後者はスクラップを溶解するので、還元エネルギーは不要ゆえ必要総エネルギー原単位は低い、溶解のための電力が大宗を占める。

3. 一貫製鉄所のエネルギー・フロー

一貫製鉄所は、コークス炉、高炉、転炉という3つの巨大なガス発生器をもっている。これは、これら主要プラントが、それぞれコークス、銑鉄、鋼を作りながら、石炭を出発点として莫大な副生ガスを発生していることを意味している。そしてこれらのガスは巧みに製鉄所の燃料に用いられている。

このことを少し定量化してみよう。石炭は、コークス炉に入ってコークス（石炭のエネルギー相当70%）になり、コークス炉ガスCOG（20%，約 $4,500 \text{ kcal/m}^3 \times 320 \text{ m}^3/\text{t}$ 石炭）、タール（4%）、軽油（1%）が副生する。コークスは塊コークスと粉コークスに区分され、塊コークス（85%）は高炉用燃料に、粉コークス（15%）は粉銑石を焼固める焼結炉の燃料となる。

高炉では、コークスは羽口に吹込まれた熱

風で一酸化炭素に燃焼し、このガスが鉄鉱石を還元し、溶解するのに必要なエネルギーは、銑鉄 t 当り理論的には約200万 kcal であるが、実際には約400～500万 kcal を消費する。

このために、コークスが約450～550kgが必要である。このコークスは羽口から吹込む石油類や、微粉炭 P C I (Pulverized Coal Injection) によって置換えることができる。さて、この高炉内で有効に使われなかったエネルギーが高炉ガス B F G として約150万 kcal ($700\sim 800\text{kcal/m}^3 \times 1,300\sim 1,600\text{ m}^3/\text{t}$ 溶銑) 発生する。これは、投入したコークスのエネルギーの1/3に相当する。

次に、高炉で出来た銑鉄は転炉で酸素を吹込まれて鋼になるが、このとき銑鉄中に約4.5%含まれる炭素が酸素と反応して転炉ガス L D G ($2,000\text{kcal/m}^3 \times 100\text{ m}^3/\text{t}$ 溶鋼) が発生する。

このように、投入した石炭(コークス比 C R =500kg, 溶銑配合比 H M R 90%) として、粗鋼 t 当りの必要石炭量は(800kg) のうち、C O G, B F G, L D G 合せて約40～45%が副生ガス(約250万 kcal) として発生し、所内各プラントの燃料として使用されている。なお、使用先はとみると、総エネルギー原単位のうち実に3/4が鉄鉱石を還元する高炉を中心とする製銑部門で消費され、圧延部門では、圧延用電力と加熱炉用燃料あわせて15～20%の消費にすぎない。

また、この副生ガス量は、高炉の燃料比、コークス比、転炉での溶銑配合比の3つの手段によって、広範囲にその発生量が自由にコントロールできるのである。

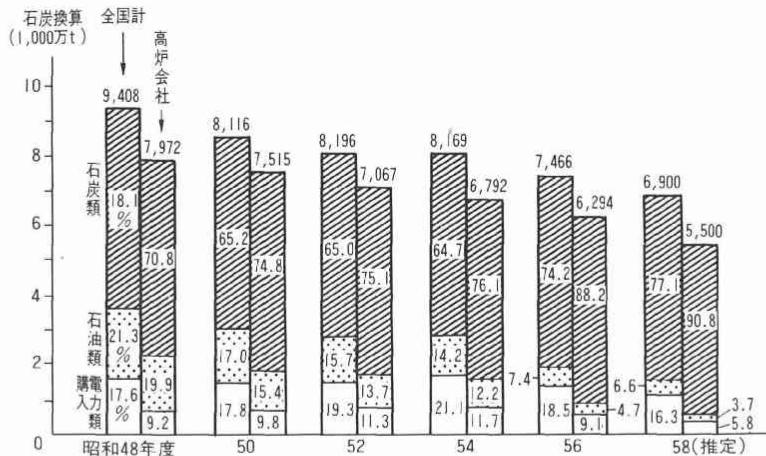
4. 一貫製鉄所のエネルギー構造の変化

以上述べたように、一貫製鉄所では石炭を中心としながらも、かなりの柔軟性をもって最適エネルギー・ミックスを選択することができる。エネルギー危機以前までさかのぼって考えてみよう。

エネルギー危機以前では、原料炭価格が重油の1.5～2倍であったから、製鉄所のコスト引下げの最大の狙いは、高炉のコークス比引下げであった。燃料比の引下げとともに、高炉に大量の重油を吹込みコークスと置換した。このため、B F G, C O G の不足を生じ、各炉の燃料原単位も高かったので、燃料として必要な副生ガスの不足を生じ、この補完のため大量の重油を導入し遂にはその量が100～120 t / t 粗鋼にも達した。また、公害対策のため重油は低硫黄化し、遂には L P G, L N G に切替った。

第一次エネルギーショック後になると、石炭と石油価格は大幅等価であったため、高炉の燃料比はその実用的な下限430kg/t 溶銑に近づきつつ、各炉の燃料原単位が強力に引下げられ、合せて総合エネルギー原単位の低下に努力が払われた。石油類は量の確保の心配はあったものの、なお高水準で使用されていた。勿論、省エネルギーの進展によって10%以上の削減がなされた。

さらに第2次エネルギーショックになると、石油類の価格は石炭の2倍以上となったため、全ての努力が石油の追出しに向けられた。まず高炉の重油吹込を中止し、また高炉の燃料比(重油0となったので、燃料比=コークス比となった。そこでこれをオールコークス操業と呼んだ。)を増加させることによ



(注) ①石炭換算は6,900kcal/kgによる。②石炭類：原料炭＋無煙炭＋購入コークス＋木炭＋石油コークス＋購入COG－＊外販COG，＊BFG，＊LDG，軽油，タール，コークス，石油類：重油＋原油＋ナフサ＋灯油＋軽油＋LPG＋LNG，購入電力類：買電＋共同火力－共同BFG，COG，LDG＋購入酸素，＊外販COG：BFG，LDGには共同火力向けを含まない。

図2 鉄鋼業のエネルギー消費推移

(鉄鋼界報，No. 1324(昭59.4.1))

て副生ガス発生量を増大させ、各炉燃料としての石油類をこの副生ガスで代替した。この結果、長期契約によって代替できないLNGなどの一部分を除いて石油類の殆んどが追放され、製鉄所のエネルギー体質が殆ど石炭ベースとなった。

この副生ガス増加については、もう1つの理由がある。転炉での溶銑配合比増大とLDG回収強化である。減産によって転炉能力が高炉能力が追付き、合せて溶銑予備処理による溶銑の保有エネルギーの減少を補うため90%以上の高溶銑配合となったのである。

ところで、一貫製鉄所の総合エネルギー原単位を決める3大要因は、高炉の燃料比、転炉での溶銑配合比と生産負荷である。第2次エネルギーショック以来、石油は追放できたが、副生ガス増大のため高炉の燃料比を上げ、スクラップ価格よりも溶銑価格が安いので高溶銑配合（副生ガス増の含みもある）を行い、不況による減産基調という3大要因が全て原単位増加の方向をとることになった。

た。

即ち、第1次エネルギーショックのときの原単位ミニマムが即コスト・ミニマムであったのが、第2次エネルギー・ショック以来、コスト・ミニマムが総合エネルギー原単位ミニマムと離反してきた。

一貫製鉄所では、第1次、第2次エネルギーショック後それぞれ約10%、通算現在までに15～20%の省エネルギーを進めてきたが、見掛上の総合エネルギー原単位が約550万kcalと殆ど変わらないのは、このためである。

このように、一貫製鉄所は石炭を軸に柔軟にコスト・ミニマムを指標としたエネルギーベスト・ミックスを選択してきたのである。

5. 今後の展開——石炭を中心として

日本の鉄鋼業は大きな転換期を迎えている。産業構造の重工業から先端産業主導型への変化から、鉄消費原単位が低下し、プラスチック、アルミなどの競合品が拡大している。

鉄の消費原単位は、800kg/人・年のピークを過ぎ、いまや500をわっている。

日本鉄鋼総生産1億tのうち純内需は5,000万t、鋼材輸出3,000万t、完成品輸出2,000万tである。世界の鉄鋼輸出市場約1億tにおける中進国の進出も目覚ましい。

このような環境下において、生産、要員などあらゆる面での効率化や新プロセス開発によるコストダウンと多様化高機能化する市場ニーズを満足する新製品が求められている。

一方、主たる鉄鋼製造の他に、鉄や石炭を軸としたエネルギーや化学分野への進出を強化した事業の多角化が計画されている。

さて、このような変動期において、鉄と石炭を中軸とする一貫製鉄所ではどんなことが考えられているのだろうか。

5.1 製鉄プロセスにおけるコストダウン

- 1) 外的エネルギー事情に応じた柔軟なエネルギーベストミックス政策の展開。
- 2) 安価な電力確保

副生ガス、石炭灰を含めた自家発電率や発電効率の向上。高炉炉頂圧回収TRTやコークス顕熱回収CDQなどのエネルギー回収型発電の強化。この回収は所要電力の7%に達し、将来10%を越えるだろう。

- 3) 高炉操業指標の変化

技術指向の方向が、大型化高生産性→低燃料費→溶銑品質、ガス発生機能拡大のようになっている。今後、微粉炭吹込PCIが一層普及してゆこう。資源対策として、強粘結炭を減じた一般炭をベースとした成型コークス連結製造プロセスFCPが開発されている。

- 4) 新しい製鉄法の探索

コークス炉、高炉、転炉を軸とした現在の製鉄法は、いぜん世界の鉄鋼生産の主流であり続けるだろう。しかし、この大量生産方式は、強粘結炭を原料としたコークスを必要とし、何よりも巨大な設備資本が要る。したがって、一製鉄所の規模として年産500万t以上が経済規模とされている。これを補完するものとして、小規模かつ負荷変動に対応しやすい軽快なプロセスが要求されている。

実用化されているものは、電気炉と還元鉄である。スクラップを起点とした電気炉製鋼法は、UHP、スクラップ予熱などの近代化により近年とみに競争力を増し、世界生産シェアの20%を占める。還元鉄は、この10年ようやく鉄鋼生産プロセスとして定着し、年産20~60万t規模で世界総生産約1,000万tになった。天然ガスから還元ガスを作りシャフト炉で還元鉄にし電気炉で溶かす、石炭を還元剤にしたロータリーキルン法もある。

これに対し、古くより研究開発の歴史をもちながらも実用化には至らず、最近になって急に脚光をあびてきたものが熔融還元である。これは鉄鉱石をまず溶解し、液相で石炭によって急速還元しようとするものである。安価な一般炭と粉状の鉄鉱石という原料を使うことができ、場合によっては溶解用に電力を併用することもできる。比較的小規模に適し、大量の副生ガスが発生することが特色である。

一方、既存の製鋼炉でも転炉がスクラップ比を増すため、電気炉が電気エネルギーの一部を置換するため石炭吹込が研究もしくは一部実用化されている。(図3)

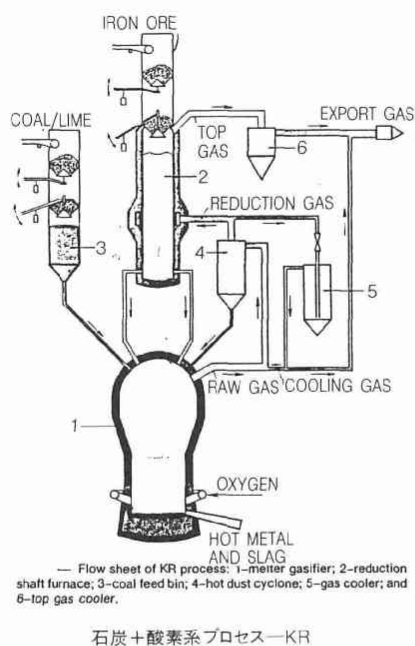
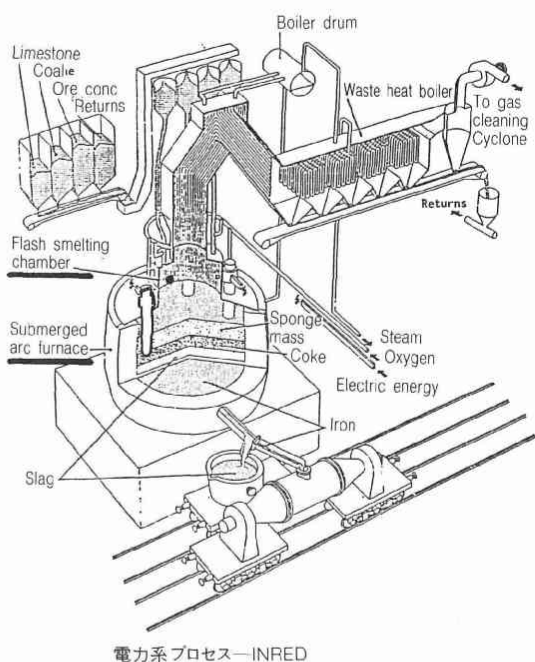


図3 代表的な溶融還元プロセス

5.2 化学分野への拡大

もともと石炭の乾留を起点にしていた石炭化学は、安価な石油からのナフサをベースにした石油化学に脇役に押しやられていたが、石油価格の高騰によって相対的競争力が回復し、再認識されるようになった。

1) 石炭化学

石炭を乾留するとコークス、COG、軽油、タールが得られる。コールタールを蒸留するとクレオソート、ナフタリン、ピッチなどに分別でき、染料、樹脂、溶剤などの原料になる。ピッチは電極、カーボン・ブロックなどの他に最近では炭素繊維などの先端素材の原料にもなり高度加工されている。

一方、COG精製時の軽油からはBTXが得られ、無水マレイン酸、シクロヘキサンを経由してナイロン、スチレン系樹脂になる。

2) ガス化学

一貫製鉄所では、BFG、COG、LDGが合せて投入石炭の40%以上に相当するガスとなって副生し、所内の燃料や発電に供せられており、石炭依存率が90%以上となっている。

しかしながら、省エネルギーの進展で、一部の製鉄所ではガスが過剰となってきたことや、石油系からのガスに対し経済性が強まってくると意識的に高炉、コークス炉によってガスの増量が行えるという体質がある。また副生ガスが水素、一酸化炭素、メタンといういわゆるC₁化学の原点となるガスから構成されているなどの理由から、近時、高付加価値化学製品を旨とした原料ガスとして、副生ガスがにわかにクローズアップされてきた。最近の例をあげると：

(1)COGから水素を分離し、高純度水素と

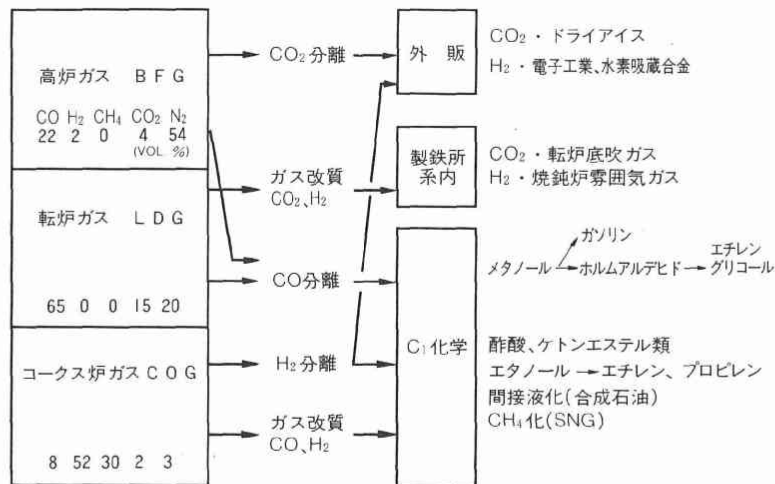


図4 製鉄副生ガスと用途

する。電子工業用など。

(2) LDGからCOガスを分離し、化学原料として化学コンビナートへ。

(3) COGをメタン合成改質し、SNG化してLNG都市ガスラインへ。

(4) LDGをシフト反応 $\text{CO} + \text{H}_2 \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$ によってCO₂とH₂に改質し、CO₂を転炉底吹き用ガスに、H₂を焼鈍用雰囲気ガスに用いる。

などがある。(図4参照)

副生ガスを、ナフサ、天然ガスをベースにするメタノール、アンモニアなどの基幹化学品に転換することは、量、価格面で産油国プラントに勝てないので、高付加価値化学品へのルートが望ましいと考えられる。このとき、副生ガスからのガス分離精製技術のより効率的なプロセス開発が望まれる。深冷分離、ガス吸収分離、膜分離、PSAなどの吸着分離などがある。純度、量、共存ガス組成によって、プロセス選定の工夫が必要である。

またC₁ガスから高度化学品への合成については触媒の開発にその全てがかかっている。

る。

かつて、製鉄化学がアンモニアを求めて酸素プラントからの窒素とCOGからの水素で一時代を形成したが、より多様化、高度化した形で再び製鉄化学が展開されることも予想される。

5.3 エネルギー事業—石炭を中心として

鉄鋼は日本全体で、約6,000万t、一製鉄所では年間300~600万tの石炭を消費している。したがって、海外での山元開発、大洋輸送、国内での貯炭・輸送には相当な技術と設備を有している。またコークス炉を中心とした石炭化学の蓄積がある。

これ等の経験を土台にして、各様な試みが、F/S、実験、工業化などがそれぞれの段階で行われている。

1) 石炭供給センター

コールセンター(減産による貯炭場の余裕を活用)。

今後さらに石炭を加工した形で、CCS (Coal Cartidge System: 微粉炭をカート

リッジ詰で供給する), CWS (Coal Water Slurry: 70%高濃度石炭スラリーで重油相当の流体化) などの新しい石炭供給の形が考えられている。特にCWSはCOMに変わるものとして今後が期待されている。

2) 石炭のガス化

既に石炭ガス化では, Lurgi, Winkler, Koppers などのプロセスが戦前のドイツを中心に著名であるが, 第2世代技術としてさらに効率化を求めて, 改良 Lurgi, TEXACO, Shell などのプロセスがあり, 日本でも国家プロジェクトとして開発が進められている。将来, 製鉄化学の進展具合によっては製鉄所にガス化プラントの設備ということもありうる。あるいはガス多量発生型の熔融還元という鉄プロセスとの組合せもありうる。

3) 石炭の液化

国家プロジェクトとして, オーストラリアでの褐炭液化と250t/日の NEDOL 法の開発が進められているが, 鉄鋼大手各社が全て参加している。それはエンジニアリング, エネルギー事業, 鋼材マーケット, 製品の重質留分の人造強粘結材効果 (コークス製造) などの各様の展開が予想されてい

るからである。また石炭化学に強いという技術が背景にあるのも一因である。

6. 結 言

鉄鋼業の商の中心は製鉄である。この製鉄の大宗は高炉法で, 石炭を軸としたエネルギーの最適組合せによってコストダウンを指向している。このため今後さらに新しい高炉, 転炉操業の変革があらうし, 熔融還元などの新プロセスも期待できる。

事業の拡大として石炭化学, C_1 化学が進められ, その高度化の延長上にある炭素繊維, 機能性樹脂などへの展開も既に一部進められている。

エネルギー関連では, 現在石油市況が軟化しているが, 今後の動向次第によっては, 石炭系燃料の拡大が進むことも予想され, 鉄鋼業の拡大分野として期待するところ大である。

いずれにしても, 長期的には不透明なところもあるが, 鉄における石炭は, 製鉄を中心にしつつ, 化学, エネルギー分野に多様化した形でその使用が拡大してゆくと思われる。

(もり たかし 新日本製鉄(株)設備技術本部熱技術部次長)

“国際電池技術総合シンポジウム”

開催のお知らせ

安価で効率の高いエネルギー変換・貯蔵技術の開発は、新エネルギー源の開発とともに、エネルギー問題を解決していく上で最も重要な柱であります。

とくに近年、小型で効率の高い分散電源として、燃料電池と電力貯蔵用の新型二次電池の技術開発に大きな期待が寄せられており、世界の主要な先進国において積極的な研究開発が進められています。

わが国においても、国の省エネルギー技術開発計画（ムーンライト計画）の重要テーマとして研究が進んでおり、りん酸型燃料電池の1,000kW級実証試験プラントや電力貯蔵用電池の1,000kW級システム試験装置の建設段階を迎えております。

このような時期に、電池技術開発に関する世界の専門家を一堂に招き、主要技術課題の動向、実用化に向けての開発計画について検討を行うことは極めて有意義であります。また、ともすれば、国際協力に受身であると批判を受けがちなわが国の国際的な立場の改善にも役立つものと考えられます。

このため、財団法人エネルギー総合工学研究所は、政府関係機関の御援助と民間関係業界の御協力をいただき、標記シンポジウムを下記により東京で開催することを企画いたしました。ご関心をお持ちの方々の参加をお待ち申しあげております。

記

日 時：昭和61年1月21日(火)～23日(木)

場 所：如水会館

(東京都千代田区一ツ橋2-1-1)

なお、追って詳細はお知らせいたします（次号（10月下旬刊）掲載予定）が、この件についての問い合わせは、下記まで。

プロジェクト試験研究部 蓮池 TEL (03) 508-8891

研究所のうごき

(昭和60年4月1日～6月30日)

◇理事会開催

第18回理事会

日時：5月29日(水)12:00～13:00

場所：経団連会館 901号室

議題：

- (1) 昭和59年度事業報告書及び収支決算書(案)について
- (2) 日本自転車振興会からの昭和60年度自転車等機械工業振興事業に関する補助金の受入れならびに補助事業の実施について

第19回理事会

日時：6月28日(金)11:30～12:00

場所：東新ビル(7F)第1会議室

議題：専務理事の退任及び選任について

本理事会により、6月30日付で武田康専務理事が退任し、7月1日付で越川文雄が専務理事を委嘱された。

(なお、越川新専務理事は前通商産業省四国通商産業局長)

◇月例研究会開催

第23回月例研究会

日時：4月26日(金)14:00～16:00

場所：幸ビル(13F)1303会議室

議題：

- (1) 液化天然ガス(LNG)の小規模利用(主任研究員 吉田正寛)
- (2) 当研究所の昭和59年度実施調査研究の概要(プロジェクト試験研究部長 斉藤晴通)

第24回月例研究会

日時：5月31日(金)14:00～16:00

場所：幸ビル(13F)1303会議室

議題：

- (1) 自然エネルギー利用住宅の研究開発(主任研究員 渋谷紳一)
- (2) 溶融炭酸塩型燃料電池の研究開発の現状と課題(研究員 蓮池 宏)

第25回月例研究会

日時：6月28日(金)14:00～16:00

場所：国立教育会館 501会議室

議題：

- (1) ヒートポンプの現状と今後の課題(主任研究員 里見知英)
- (2) ヨーロッパにおける地熱利用の現状(主任研究員 近藤謙一)

◇主なできごと

4月17日(水) 「ウラン濃縮事業化調査」第2回委員会開催

19日(金) 「ガスタービン高効率発電調査」第3回委員会開催

5月10日(金) 「日本型軽水炉確立調査」第1回委員会開催

15日(水) 「ウラン濃縮事業化調査」第3回委員会開催

「原子力長期構想懇談会」第6回委員会開催

16日(木) 「日本型軽水炉確立調査」第2回委員会開催

20日(月) 「エネルギーフロンティア計画調査—地域コミュニティ懇話会」開催

23日(木) 「原子力プラント運転の信頼性研究会」開催(第41回)

29日(水) 第18回理事会開催

30日(木) 「揮発油問題技術研究会」第5回委員会開催

31日(金) 「ウラン濃縮事業化調査」第4回委員会開催

6月13日(木) 「メタノール環境安全性検討」第1回委員会開催

17日(月) 「ウラン濃縮事業化」第5回委員会開催

25日(火) 「原子力発電所のリスク評価」第1回委員会開催

◇人事異動

○4月1日付

(採用) 丸山尚子 研究員に任命, プロジェクト試験研究部配属

(採用) 摘田徳文 経理部配属

(採 用) 塩入 貢 主任研究員に任命、プロジェクト試験研究部
配属

○ 6 月 17 日付
プロジェクト試験
研究部 部長兼企画部長、
副主席研究員

齊藤晴通 退職 (出向解除)

○ 6 月 25 日付
主任研究員

上田 隆 退職 (出向解除)

(採 用) 河野直実 主任研究員に任命、プロジェクト試験研究部
配属

○ 4 月 1 日付

嘱託の委嘱、任期は昭和 61 年 3 月 31 日まで
東京大学工
学部教授 近藤駿介 研究嘱託
東京大学工
学部助教授 鈴木篤之 研究嘱託
小杉英一 非常勤嘱託

◇ そ の 他

外国出張

- (1) 西川毅主管研究員は、「欧米におけるウラン濃縮技術の動向調査と意見交換」のため、6 月 22 日から 7 月 7 日の間、米、英、仏及び西独に出張した。

季報エネルギー総合工学 第8巻第2号

昭和60年7月20日発行

編集発行

財団法人 エネルギー総合工学研究所

〒105 東京都港区新橋1-1-13

東新ビル(7F)

電話 (03) 508-8891

無断転載を禁じます。(印刷)和光堂印刷株式会社