

平成 2 年 度

石炭水添ガス化技術開発調査 における海外調査

報 告 書

平成 2 年 12 月

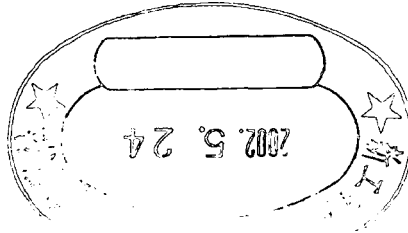
新エネルギー・産業技術総合開発機構

石炭技術開発室

NEDO 図書・資料室



010019806-8



目次

はじめに	---	1
第1章 英国ガス会社 ウェストフールド研究所	---	3
第2章 英国ガス会社 ミッドランド研究所	---	15
第3章 IEA コールリサーチ	---	30
第4章 仏国立石油研究所 (IFP) パリ本部	---	37
第5章 独・DMT-FP社	---	60
第6章 参考資料等	---	72
1) 訪問先住所および電話番号一覧		
2) 主要面会者一覧		
3) 入手資料一覧		

はじめに
1. 目的

石炭水添ガス化技術開発調査はNEDOが通産省・資源エネルギー庁から受託した調査である。本調査は、第三世代のガス化といわれている急速水添ガス化プロセスを含む各種石炭ガス化プロセスについて、技術的および経済的評価を行い、どのプロセスが最もSNG製造用として適しているかを評価し、またその開発課題について検討することを目的としている。

この度の海外調査は、海外で石炭ガス化技術開発を進めている企業ならびに研究機関等を訪問し、開発状況の調査や情報収集を行い、その内容を報告書にまとめて本目的に資するものである。

2. 訪問先(調査プロセス等)

- ①英国ガス会社 ウェストフイール研究所 (スラックイングリッシュプロセス他)
- ②英国ガス会社 ミッドランド研究所 (水添ガス化プロセス他)
- ③IEA コーリリサーチ (石炭ガス化技術情報)
- ④仏国立石油研究所(IFP)パリ本部 (エネルギー情報)
- ⑤独・DMT-FP社 (水性ガス化プロセス他)

3. 調査日程

平成2年11月3日～11月14日(12日間)

4. メンバー(順不同)

橋本 健治	(京都大学)	武松 敏式	(岩谷産業)
海保 守	(公害資源研究所)	野口 冬樹	(大阪ガス)
森 滋勝	(名古屋工業大学)	河村 隆文	(新日本製鉄)
鈴木 耕三	(大阪ガス)	朝倉 光雄	(三菱重工業)
津留 義通	(東京ガス)	二見 英雄	(NEDO)
吉武 邦樹	(出光興産)	酒井 正信	(NEDO)

以上 12名

5. 報告書作成

1) 執筆分担

第1章	――	海保氏、朝倉氏
第2章	――	河村氏、朝倉氏
第3章	――	武松氏
第4章	――	津留氏、吉武氏
第5章	――	野口氏、酒井氏

2) 報告書のまとめについて

報告書のまとめかたについては、事前におおよそのフォーマットを決めたが、内容等は執筆者に任せしたので、訪問先（調査内容）により項目等に多少のばらつきがある。ここでは原稿を尊重し、そのまま報告書として纏めさせて頂いた。不統一など、ご容赦願いたい。

第1章 BRITISH GAS plc, Westfield Development Centre

1 はじめに,

Westfield Development Centre は, Edinburgh の北約30マイル (50Km) の Fifi 炭田の上にあります。Westfield は, 近くの露天堀の炭鉱の石炭を使い, Scotland地方への都市ガス供給のために選ばれたサイトで, 1960年から, 天然ガスの供給が行われるようになった1974年までの間, 都市ガスを供給し続けました。

ひらけた牧草地帯にWestfield Development Centreは在りました。調査団のバスは, 1990年 11月5日の 09:45に到着し, 早速, 10:00 から打ち合わせに入りました。British Gas Plc 側の出席者は, 以下の通りでした。

Westfield Development Centre :

Mr. Geoff Twizell, Work Manager

Mr. Haydn S. Davies, Manager R & D Project Westfield

Mr. D.F.Eales, Development Manager

Midland Research Station:

Mr. P.A.Borrill, Assistant Manager Process Development Division

2. Westfield Development Centre サイトの歴史

10:00 ~ 10:20 の間, 所長の Mr. Geoff Twizell より, 次の通り説明された。

Westfield サイトは, 1959年から1960年にかけて完成した。Dry Ash Lurgi ガス化炉で, 都市ガスをつくる英国で最初のプラントであった。

Westfield の Lurgiプラントは, それぞれ 2.8 mの直径のDry Ash LURGI ガス化炉4基より成っていて, 夫々 $0.33 \times 10^6 \text{ m}^3/\text{d}$ の都市ガスを25 barの圧力で供給する設備でした。

この内, 3基が常時稼動し, 精製されたガスはLPGにより増熱され, $1 \times 10^6 \text{ m}^3/\text{d}$ の都市ガスを供給していました。Westfield の Lurgiプラントは 1974 年まで稼動していましたが, 都市ガスとしてのNG供給が南部から起こり, 1974年には北の方にまで浸透し, Westfield の辺りもNGになりました。

1974年8月に, British Gas Plc は, Westfield を石炭からの都市ガス開発センターと決め, Midland から Westfieldに, この種の開発センターを移した。

開発センターと成ってからの最初のプロジェクトは, 米国からの資金による, スラッキング グ・ガス

化炉の研究開発計画でした。直径 1.8m で、300 t/d の石炭を処理する設備が建設されました。

これは、既存の lurgi 式ガス化炉の一基の耐圧筒から作られ、内部に煉瓦の内張と、グレートは溶融スラグを流下させる、中心孔を持った煉瓦の火床に替えられました。上部半分は lurgi 式ガス化炉と同じですが、底部にスチームと酸素を燃料床に導入するための羽口 (luyere) が設備されています。

これによって、最初のガス化炉に較べ、2 倍以上の能力に成ります。

スラッキング・ガス化炉の開発・試験が 1975 年から 1981 年まで続けられました。最初の 3 年間 (1975 ~ 1978) の計画は米国の 15 社の後援により行われました。この期間に、ガス化炉の運転可能な、広範な炭種と灰分含有量が決められました。

1978 年以來、スラッキング・ガス化炉が、6 mm 以下の粉を 50 % 迄含む石炭を処理出来るということと、運転のフレキシビリティを確認するという方向に進みました。マイン・コールの 6 mm 以下の粉を 50 % 含有する石炭も使いました。塊やすい石炭粉はペレットにし、ベントナイトを使用したリ、ブリケットにしたりして、6 mm 以下の粉が 50% 程度含まれるものも運転可能となりました。

最近 70 bar の高圧でガス化ができる様になりました。このための装置も略完成し、来年 1 月から 70 bar の高圧運転を行う予定となっています。

簡単に、ガス化炉についてお話しましたが、ガスの後流側の精製に関する試験プラントも昨年設備が完成しています。これにより、BGL からのガスで 60 日間の酸性ガス除去の連続運転や、SNG を製造するための H I C O M プロセスの触媒寿命のテストや、排水処理設備のパイロット・プラントによる運転などを行っています。

BGL プロセスは充分に開発されたもので、何時でも商業化 OK です。

BGL と H I C O M プロセスを組合せた、コンバインド発電サイクルの開発も、この地区でやっています。

この後、『BGL ガス化プロセスは、明日の技術であり、今日実用化できるものである』という P R 用ビデオを、10 分間見る。

3 ガス化技術他

3-1 スラッキングルルギ炉

Mr.D.F.Fales より BGL ガス化プロセスの説明を受けました。私見も交えてそのガス化部分を纏め、以下に示します。

スラッキングルルギ炉の構造は図 1 に示す用に、従来型のルルギ炉の回転火格子のかわりに酸素・

スチーム吹き込み用のTuyereを備えています。Tuyereの形状はテストの結果リング状に決められ、現在4本で操業中ですが、炉によって本数が異なる事もあるそうです。給炭や炉内の攪拌については、在来型で培われた技術を応用し、炉内を下降する石炭層と上昇する生成ガスとが熱交換し、生成ガスの顕熱を反応に有効に再利用出来る固定床の特徴も活かされています。

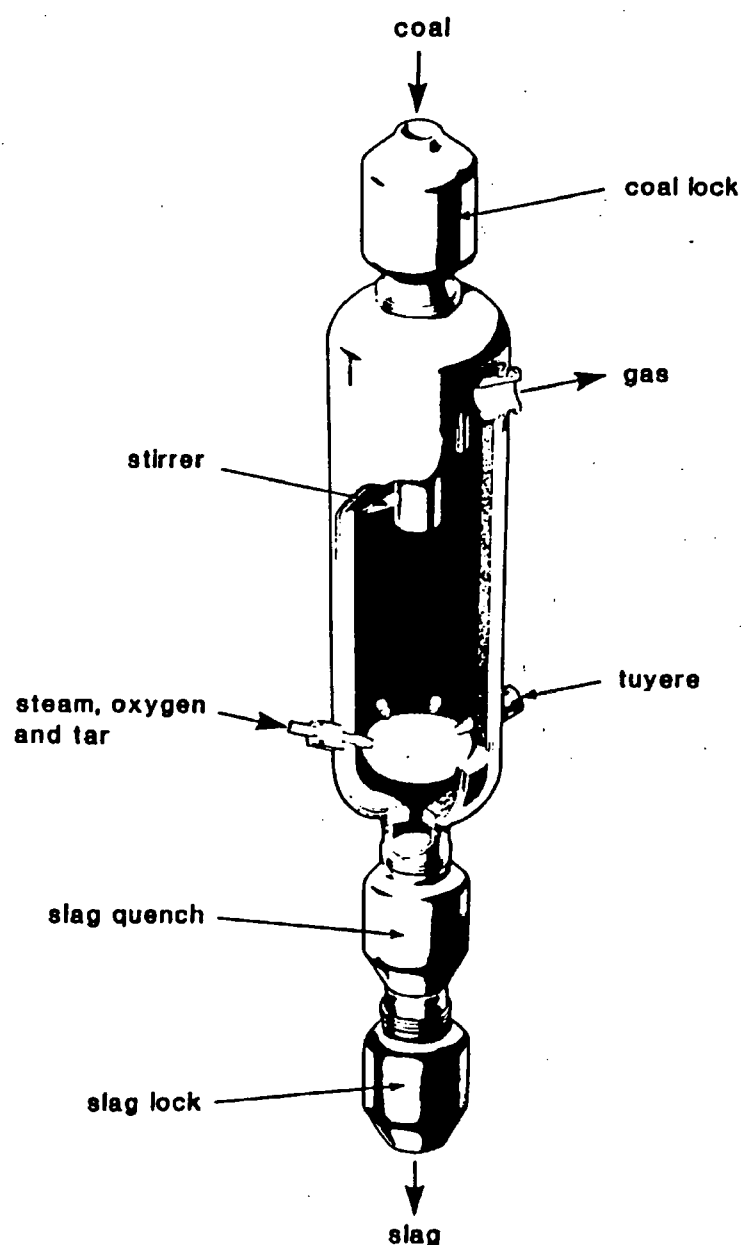


FIG. 1. THE BGL SLAGGING GASIFIER

在来型のルルギ炉は回転火格子を持つため、その保守等に人手を要し、炉底での機械的な攪拌と灰

の抜き出しが、安定した連続操作を行う上でネックとなっていました。また、回転火格子上の灰層が石炭の酸化熱で溶融・凝縮してクリンカーを形成しないように、ガス化剤のスチーム/酸素 (Vol) 比を6~8と、スチーム過剰にして冷却をはかりました。この冷却作用によって、吸熱反応は抑制されて冷ガス効率が抑えられ、反応速度も低下して炉の石炭処理量が制限されていました。

スラッキングルルギ炉は高い酸素濃度のガス化剤 (スチーム/酸素=1.2) を、Tuyereから吹き込んで炉底の温度を最高2000℃まで上げ、灰を溶融状態で抜き出します。これにより炉底部分の機械構造を排除し、操作の連続性、安定性を高め、石炭処理量と、冷ガス効率の向上をめざしています。ちなみに、石炭処理量は在来型の約2倍になり、冷ガス効率は90%に達するそうです。

スラッキングルルギ炉の内部の状況はガス化炉を停止して調べたようです。炉底部分には溶融したスラグ (比重 2.4 g/cm³) が貯っており、未反応炭素はその上に浮き上がって、Tuyereからのガス化剤と輻射熱によりガス化されるそうです。したがって、排出されるスラグには炭素がほとんどふくまれず、炭素転換率は99%以上になります。炉底部分にはスラグと石炭層を分ける小さな空間がブリッジ構造により形成されますが、褐炭や垂れき青炭ではブリッジが壊れやすく運転が難しいそうです。Tuyereからはかなりの高速 (50m/s 位かとの質問には笑って答えず) でガス化剤が吹き込まれ、炉内の半径方向にも温度分布を生じるもようです。スラグのレベルは差圧で検出しますが、他に放射線センサーも備えているそうです。運転中スラグのレベルは少しずつ上昇しますが、スラグを間欠的 (1時間に3回程度) に抜き出し、レベルを自動的にコントロールしています。

固定床ガス化では、炉内の石炭層を通過するガスの差圧が大きくなるとガス化剤が吹き抜け生成ガスの一部を燃焼し、また炉からのキャリオーバーが増して、効率が悪化します。在来のルルギ炉では、

石炭を大粒径に揃えて差圧を低くしましたが、使用石炭が塊炭に制限されるのは、ルルギ炉の弱点でありました。スラッキングルルギ炉では前述のように、スチーム/酸素比が小さく、余剰スチームも含めた生成ガスの体積は在来型の約60%程度と考えられます。その分石炭層の差圧が付き難く、この利点を活かして6mmφ以下の粉炭を炉頂から混合給炭する試みが開発当初からなされ、非粘結炭では約10%、粘結炭では35%の混合が可能と成りました。この時のキャリオーバーは1%以下だそうです。

前述の6mmφ以下の粉炭をブリケットにして供給する試験の他に、粉炭をTuyereからガス化剤と共に吹き込む試験も行われたそうです。この場合は石炭は水スラリーや窒素を用いる濃厚層輸送でTuyereに供給されるそうです。最大30%まで供給出来ますが、水スラリーで供給する際はスチームの一部を置換するかたちになり、ガス化剤・スチームの供給量が減り、酸素消費量が増加するそうです。

在来型ルルギ炉ではタールを生成するため、炭素転換率は85%前後でした。スラッキングルルギ炉

ではTuyereからはタールやオイルなども吹き込め、これによりプロセス全体の炭素転換率を前述の99%まで高められたものと思います。

今回照会された主なガス化の成績を表1, 2に示します。

Table 1 Typical Clean Fuel Gas Analysis

H ₂	31.5 Vol%
CO	57.3 %
CO ₂	2.2 %
CH ₄ +H.C.	6.7 %
N ₂	2.3 %
HHV	365 BTU/SCF (13.6MJ/M ³)

TABLE 2
Results from the 500 tpd Slagging Gasifier

	Markham Main Singles	Markham Main Power Station Fuel + briquettes	Pittsburgh No.8	Pittsburgh No.8 + slurry
Proximate Analysis, % wt				
Moisture	9.5	10.9	6.5	7.6
Volatile Matter	32.3	28.3	34.1	32.7
Fixed Carbon	54.7	46.9	46.5	46.8
Ash	3.5	13.9	12.9	12.9
wt % fines in graded coal	6	10	12	30
wt % fines as briquettes	0	50	0	0
wt % fines as slurry	0	0	0	28
wt % total fines to gasifier	6	55	12	50
Steam/Oxygen Ratio, v/v	1.21	1.09	1.20	0.61
Gasifier Outlet Temperature, °C	418	284	430	404
Gas Composition, % v/v				
CH ₄	6.6	6.8	7.0	5.2
CO	58.7	56.5	57.2	55.6
H ₂	27.7	26.6	27.8	29.7
CO ₂	2.4	6.0	4.0	5.3
N ₂	3.1	3.0	2.5	2.7
Gas Calorific Value, MJ/m ³	13.9	13.6	14.0	12.9
Oxygen Consumption, kg/kg daf	0.53	0.58	0.58	0.65
Steam Consumption, kg/kg daf	0.37	0.38	0.42	0.22
GJ gas/tonne, daf	29.1	28.6	31.2	30.3

表2から、ブリケットを混合した場合 (Markham Main) には生成ガス中のCO₂が増えてガス出口温

度が低下すること、スラリーを供給すると (Pittsburgh NO 8) 酸素消費量が増加して、スチーム消費量が減少し、生成ガスのメタン濃度が低下することが読みとれます。

スラッキングルルギ炉の負荷変動のスピードは10%/分程度であり、生産を中止してから復元するまでの時間と条件は次の通りだそうです。

Table 3

停止期間	短期間 1 時間	中間 16時間	長期間 長時間
羽口 (Tuyere) 流体	空 気	N	N無制限
圧力 (p s i)	3 0 0	3 0 0	0～300
復元のための時間	30分いない	3時間	8時間

3-2 ガスの精製およびH I C O Mプロセスについて

Mr. Haydn S. Davies より下記説明を受ける。

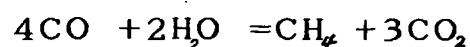
$1 \times 10^6 \text{ m}^3/\text{d}$ の大きなパイロット・プラントを作って実験した。

レクチゾールは低温での吸収で、設備費・運転費共にコストが高い。従い、常温で吸収できる、もつとコストの安いものを探している。一つはセルクゾール、もう一つはプリゾールで試験している。どれが良いか、未だ結論は出ていない。

H I C O Mプロセスは、石炭ガス化プロセスからのガスをSNGに変換するために開発されたもので、特にBGLスラッキング・ガス化炉からのガスに最適化されている。次の反応が同時に起こり、最終的に CH_4 を生成する。



従い、全体の反応として、



反応は非常な発熱反応なので、温度上昇のコントロールに注意を要する。

必要なスチームの80~90%は飽和塔で同伴される。

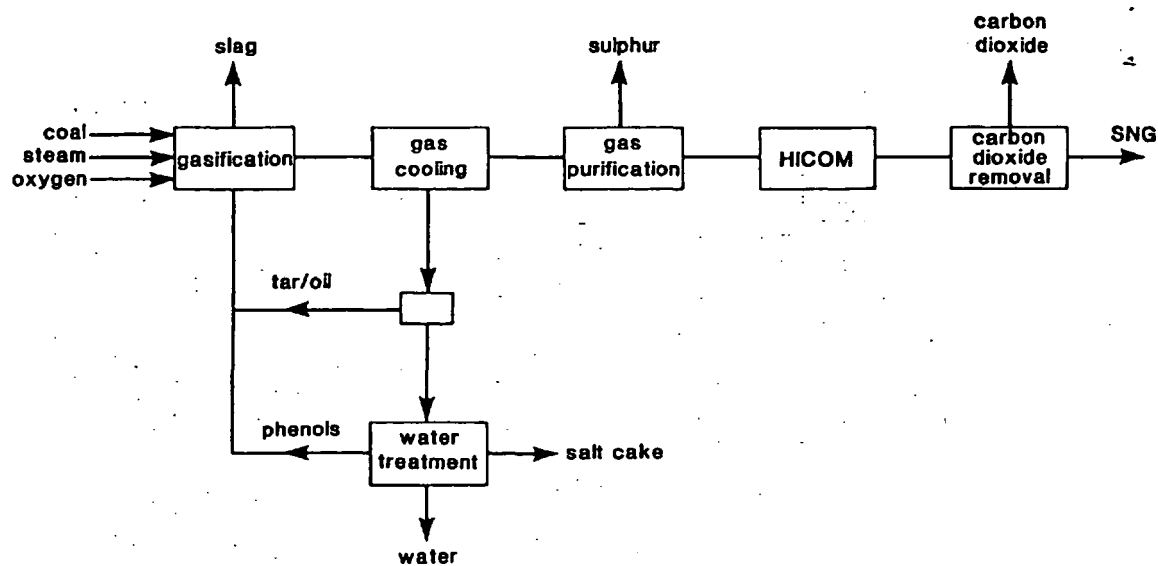


FIG. 2. THE SLAGGING GASIFIER - HICOM PROCESS ROUTE

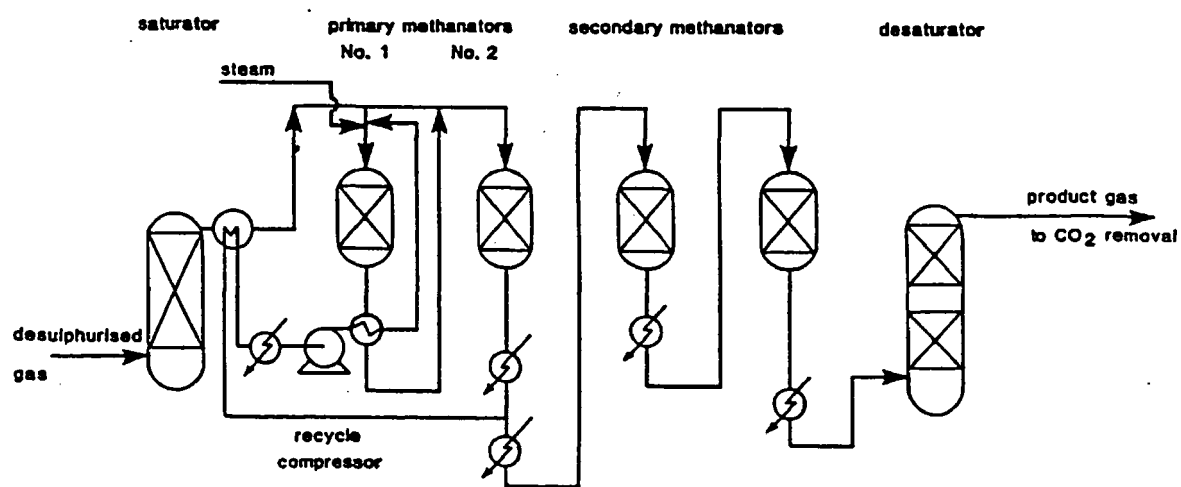


FIG. 3 BASIC HICOM PROCESS FLOW DIAGRAM

25年間に亙り、British Gas はナフサ類のような液体炭化水素を、都市ガスやSNGにするための低温スチームリフォーミング用Ni触媒の開発を続けてきています。近年、British Gas が開発した、CRG-F触媒が、メタネーション工程で非常に良い成績をあげている事が、Great Plains のSNGプラントで実証されています。

ベンゾール除去装置入り口BGLガス組成の一例

H ₂	27 Vol%
CO	59 "
CO ₂	2 "
CH ₄	7 "
H ₂ S	1 "
ベンゾール	

British Gas では、Dry Ash Lurgi ガス化炉からのガスで、1974年にSNGを作った。この時は、レクチゾール・プラントからのガス中に含まれる微量に残った硫黄化合物の影響で、第一次メタネーター触媒の温度状況に変化が起こり、硫黄分の少ない原料炭が必要でした。

イリノイ炭を使用した場合の平均的な組成は下記のとおりです。

TABLE 4
Typical Gas Compositions for Gas from Illinois Coal

	Inlet Gas	After 1st Methanator	After 2nd Methanator
Gas Composition, % v/v			
H ₂	30.3	6.6	2.4
N ₂	4.2	5.1	5.4
CH ₄	6.1	36.5	39.3
CO	57.5	.8	0.1
CO ₂	1.9	51.0	52.8

HICOMプロセスのデモンストレーション・プラントは、全体で 1033 時間の運転を行い、このプロセスが強く、フレキシブルであり、且つ運転しやすい事を実証しました。

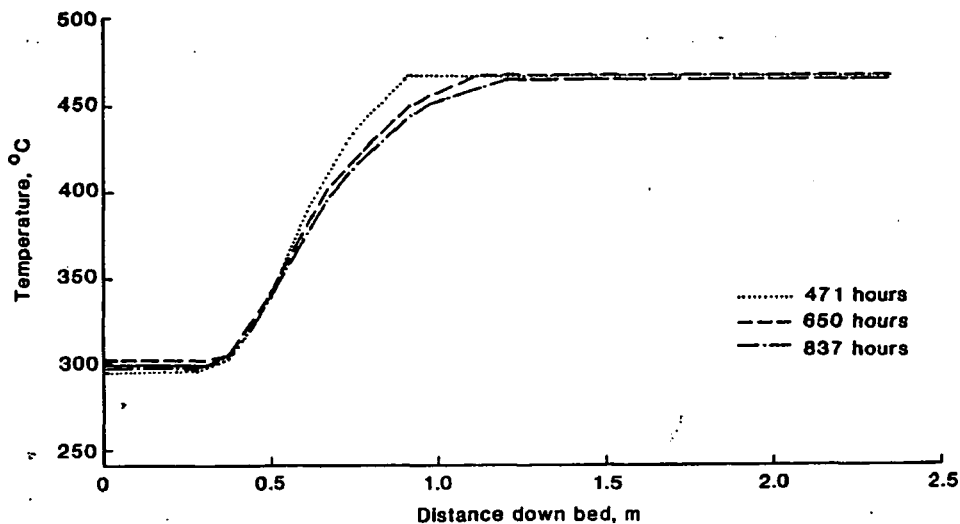


FIG. 4. TYPICAL TEMPERATURE PROFILES IN THE HICOM REACTOR

典型的な反応のプロファイルは上図に示されます。

HICOMのリアクターには、断熱型と冷却型とあります。

冷却型は、熱交型で、チューブの中に触媒を充填し、周囲を冷媒で取り囲むタイプです。

冷媒には通常高圧水を沸騰温度で用い、反応熱を直接飽和蒸気形で取り出します。反応ガスは、冷媒と同じ温度に冷却されます。反応ガスの温度が下がると、メタンの平衡濃度は高くなるので、この場合の触媒層の長さは、必要な品質のガスに合った出口温度になるよう計算されます。

最適な熱交率を考えたプロセス・フローは、下図のようになります。

触媒はNiベースの低温触媒でCRG-Fです。一次反応塔の出口温度は 650°Cまで運転可能です。

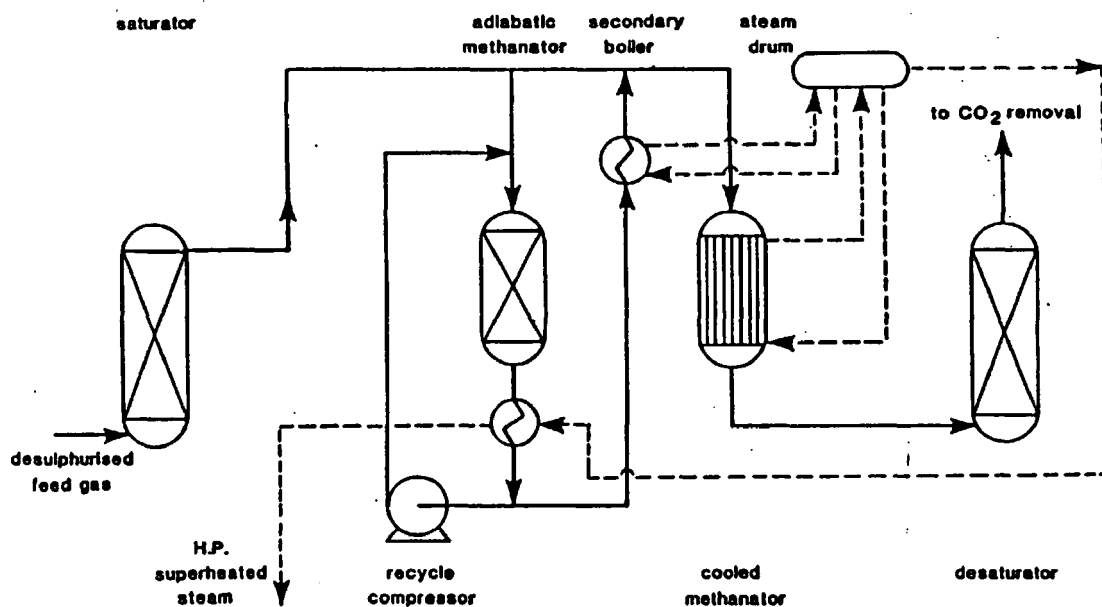


FIG. 5 SIMPLIFIED FLOW DIAGRAM OF ADVANCED HICOM SCHEME

4 工場見学

4-1 ガス炭化水素の、ナフサ循環による精製装置と酸性ガス除去装置

夫々の装置が独立した架構の中に並んで立っている。昨年完成したもので、会議室で話しのあった、 $1 \times 10^6 \text{Nm}^3/\text{d}$ の大きなパイロット・プラントに相違ない規模と見受けられた。

BGLガス化炉が停止中も連続運転出来るように、高圧ガス貯蔵設備を設け、6週間の連続運転可能になっている。

見学は可成の距離をおいて眺めただけであった。

現在の所、セルクゾールよりアリゾールの方が有望なような口振りがうかがえた。しかし、決定的なものはまだ掴んでいないとのことであった。

4-2 排水処理試験装置

現在は、排水をまずフェノール類の除去処理設備にかけ、次いでアンモニア除去を行い、その後生物処理や活性炭処理をしないで、直接逆浸透装置にかけ、水を再循環使用するための開発をしている。

逆浸透のメンブレンは、スパイラル・メンブレンの場合は前処理が大変だが、チューブ・タイプの方が良いと言っていた。メンブレンの材質やメーカーなど、細かいことは聞けなかったが、チューブタイプのメンブレンの方が良い結果を出している。生物処理をしていない水を処理出来る事に、特徴があると力説していた。

4-3 HICOM触媒用のパイロット・テスト装置

反応管は内径1 1/2"のものを使用している。触媒層の各所に温度計が挿入されていて、温度の変化で反応状態がよくわかるようになっている。データはすべてコンピューター室に集中されており、現場には人がいない状態になっている。この装置は、反応温度と触媒寿命を調べるためにあるようであった。

HICOM装置のパイロット・プラントは、BGLガス化プラントの隣接地に建設して試運転を行つたが、運転は成功裡に完了したので、6カ月前に撤去された由。整地された50m角ほどの敷地だけが残っていた。

4-4 BGLガス化炉

2基のガス化プラントを見学しましたが、そのうちの1基は幸いにも運転中でした(11月3日スタ

ートの由)。もう一基は70 bar加圧型の装置で、すでに建設を終え、来年1月に試験を始めるとのことでした。この装置は、現在試運転しているものよりは少し小型で、石炭 200 t/d、ガス化圧力 70 $\text{Kg/cm}^2\text{g}$ 、炉の高さは 220 ft ある由。

稼働中の装置は、ブリケットを20%混合して試験していました。給炭のためのロックホッパーの操作や、スラグの抜き出し等を現場で見ることができ、興味深いものでした。

ロックホッパーは、15分毎に作動しており、1回の給炭量は4 tで、炉内のチャージャーに供給されます。作業員が肉眼で確認しながら操作していました。ロックホッパーは生成ガスで加圧しますが、給炭後に大気解放する際はホッパー内の生成ガスを回収せず、ダクトを通して捨てているようです。チャージャーは容量8 tで石炭層内の攪拌翼と共に、毎時20回転し、炉内の石炭レベルを一定に保つ構造となっています。チャージャー、攪拌翼とも水冷しますが、この部分へのタールの付着は問題ないようです。石炭の滞留量は、チャージャーをのぞいて約20 t、滞留時間は約1時間で、石炭層は 15 cm/min. で炉内を下降するそうです。

Tuyereはリング状配管につながり、円周状に4本設備されていました。その直ぐ下に監視用のテレビカメラがあり、スラグの落下状態を運転管理室から見られるようになっています。この部分の差圧が30 psiになると、タップホール下部をバーナーで外熱してスラグを落下させます。その際の温度変化をチャートで説明されました。外熱されるタップホール付近をテレビ画面で見ました。また、水砕されたスラグがコンベアーで排出される様子も見学できました。

炉内での反応ゾーンの位置の制御は特別やっていないとのこと。石炭層が高いため、ガスのチャンネリングは非常に少ないとのこと。生成ガスの組成はガス化炉内の温度の不安定を反映して絶えず変化しますが、長時間での平均値を取れば安定しているとのこと。生成ガスは約400°Cで炉をでて直ちに水洗され、約150°Cでガス冷却設備に送られ、ベンゾール等が回収去れます。生成ガス出口の所に設備された詰まり掃除用の用具のシャフトがピカピカに光っており、常時使っていることを物語っていました。大体1直に1~2回状況に応じて使用しているとのこと。タール等の付着があるとみられます。

BGLガス化炉は、建屋の中に収まっているが、内部は掃除がゆき届いていて、石炭粉などは皆無で、石炭のガス化炉というより、化学工場のイメージを感じさせるようであった。

コントロール・ルームにいる選手員2名は、白衣を着用しており、一寸奇妙な感じがした。併し、流石に、各所に防毒マスクや各種消火器が色分けして安置されており、いざ、という時の対策は怠りないように見受けられた。

4-5 工場見学の感想

1 炭化水素洗滌装置と酸性ガス除去装置にかんして

BGLから発生するガスが、その温度が低い所から、可成り変わったガス組成で、洗浄液の劣化の程度と、性能の経時変化を独自に確認する必要が合った為に設備されたものと思う。商業プラント規模とも考えられる装置を作ってまで試験しているのは、何よりもこの事を物語っている。SNG製造の目的で、現在使用できる酸性ガス除去プロセスとしては、レクチゾールしか無い、と判断した。設備費、運転費が高く成ってもやむをえない。

2 排水処理設備の試験装置にかんして

生物処理をしないで、逆浸透にかけてうまくいっている様で、この点かなり自信をもっている。今後の検討課題としたい。

3 BGLガス化炉にかんして

原料の給炭作業など、人力でやっており、人手のかかるプラントという印象を受けた。また、炉内温度の変動が大きいので、ガス組成も可成り変動するので、使用目的によっては問題になると思う。

4 その他

ガスの洗浄装置といい、新しい高圧BGL設備といい、設備面と運転費用の面で、随分金が掛る開発研究だとつくづくかんじた。どうやって資金の調達がなされているのか、非常に興味深い。

以上

第2章 BRITISH GAS plc, Midlands Research Station

(2-1) はじめに

BGCのMidlands Research Station (以下 MRS)は、バーミンガムの市街から、約8マイル離れた、町並みの大変美しいSolihullにある。前日のWestfieldにおけるBGC/Lurgi スラッキングガス化炉調査での印象深い思いを胸に、調査団の一行12名は、朝9時(1990 11/6)にホテルを出発し、BGC/OSAKA Gasの石炭水添ガス化プロセスを開発しているMRSへ向かった。MRSでは、石炭ガス化部門の責任者であるDr. Laceyをはじめとする以下の5名の出迎えを受け、開発概要の説明と試験設備の見学および議論を行った。

[主たる面談者]

Dr. J. A. Lacey	:	Director
Dr. R. L. Ensell	:	Manager, Process Development Division
Mr. P. A. Borill	:	Assistant Manager, Process Development Division
Mr. C. Hodrean	:	Assistant Manager, Process Development Division
Dr. M. Atkinson	:	Principal Engineer, Process Development Division

Dr. Ensell による手短な研究所の概要説明を受けた後、Mr. Borill による総括的な開発経緯・概要の説明が行われた。その後、Dr. Atkinson による二つのコールドモデル試験の概要説明(①石炭インジェクター近傍での粒子挙動 ②ドラフトチューブによるガスリサイクル挙動)が、ビデオを交えて行われ、また、今後の5t/dパイロットプラントでの試験計画、試験設備改造の主要なポイントについて説明を受けた。二人の発表をうけて、設備見学の時間を心配するくらいの非常に熱心な質疑応答が行われた。5t/dパイロットプラント試験設備の見学は、二つの班に分かれて実施された。

BGC から多数の出席を得て、歓待を受けた昼食を挟んで、午後からは Mr. Hodrean による石炭水添ガス化プロセスのプロセススキームの概要説明、質疑応答、Dr. LaceyによるBGC/Lurgi スラッキングガス化プロセスを含めた今後の開発の展望、NEDO 二見氏によるNEDOの活動状況の説明で、午後4時少し前にMRS訪問の日程を終え、ホテルへ向かった。夜は、おみやげに戴いた揃いのネクタイをしめて、BGC主催のパーティに出席し、昼間の議論を含めて、二次会まで歓談がつづく盛会のうちに一日が終了した。

(2-2) BGC plc および研究所の概要

(BGC plc 発行 A Review of Achievements 1989/90, MONITORより)

(a) 会社概要

年間総売上高	80	億ポンド
時価営業利益	10.5	億ポンド
全実質資産	195	億ポンド
年間資本経費	7.47	億ポンド
年間ガス販売	約30	億ポンド
従業員数	8万人	顧客数 17.7百万人

(b) 研究所の概要

BGC plc の研究所は、主に以下の4つの研究所からなる(図2-1)。MRSの研究所は、その一つである。新しい研究所がLoughboroughに建設中で、1993年に完成予定とのことである。

* Midlands Research Station (Solihull, West Midlands)

工業用ガスの使用に関する研究開発、ガス爆発や火災に関する安全性の研究、
石炭ガス化を中心とする化学技術の研究開発

* Watson House Research Station(London)

家庭用ガスの使用に関する研究開発

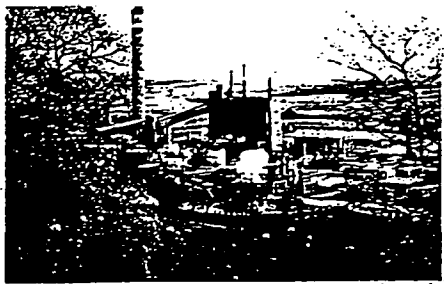
* London Research Station(London)

ガス、オイルの探索の研究開発、ガス生産、使用および環境関連の研究開発

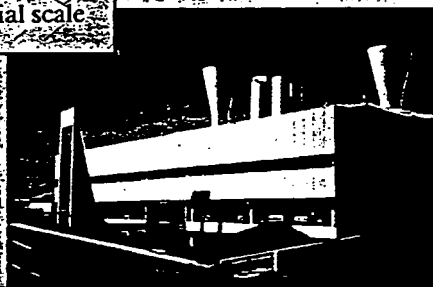
* Engineering Research Station(Newcastle upon Tyne)

ガス・オイルの海底探査、ガス輸送・貯蔵に関するエンジニアリングの研究

BGC plc の4つの研究所で研究開発に従事しているのは、約1700人で、そのうち半分が学卒の研究者である。年間の研究開発の予算は、75 millionポンド(約190億円)である。



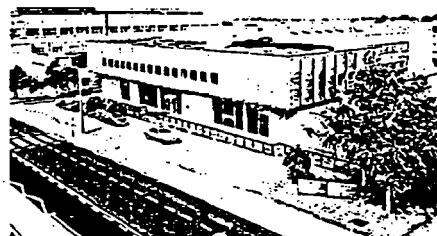
Westfield Development Centre
Development and demonstration of
coal gasification on a commercial scale



Engineering Research Station
Engineering for offshore exploration,
gas transportation and storage

THE R&D LOCATIONS

☒ 2 - 1



Midlands Research Station
Large-scale use of gas, safety studies,
coal gasification and chemical
technology



Watson House Research Station
Use of gas in the home



London Research Station
Corporate support for exploration, gas
production and use, and environmental
matters

(2-3) BGC/OSAKA GAS 石炭水添ガス化プロセスの開発経緯および概要

(Mr. Borriil, Dr. Atkinson 10:00~12:15)

(a) 開発の経緯

BGCと大阪ガスは、重質油の流動層による水添反応でSNGを製造するパイロットプラントによる共同開発を1983年に終了した。その後、1984年よりBGCは、石炭水添ガス化の開発研究を開始した。

1986年にBGCと大阪ガスは、反応器内にドラフトチューブを設けた、ガスの内部循環を特徴とする気流層反応器(MRS Coal Hydrogenator)による石炭水添ガス化技術の開発に合意し、1988年10月に第一フェーズ(9million ポンド)を成功裡に終了した。第一フェーズでは、反応器設計概念の検証、短時間のパイロットプラント運転による反応器性能の検証、経済性の検討を目的として行われた。続いて、共同開発は、第二フェーズ(4.5million ポンド)に入り、反応器の長時間運転に対する信頼性を検証する計画が組まれた。5t/dパイロットプラントの改造のための設計、製作を1990年央に完了した。1990年10月に短時間の試験を行い、11月21日から10日間の連続運転を実施する予定になっている(やや遅れ気味か?)。

(b) 石炭水添ガス化技術の概要

石炭からSNGを生成する方法として、図2-2に示すような二つのルートが考えられる。石炭を O_2/H_2O で完全ガス化し、 CO 、 H_2 ガスとした後、メタネーションのステップを経て CH_4 を得るルート(PATH-1)と、石炭に直接 H_2 を反応させ CH_4 を生成し、反応ガスの H_2 はチャーの O_2/H_2O ガス化で製造するルート(PATH-2)である。石炭の直接水添による CH_4 製造(PATH-2)の方が、全量の石炭をガス化する必要がないことから、 O_2 消費量が少なく、総合的な熱効率が高くなる可能性がある。

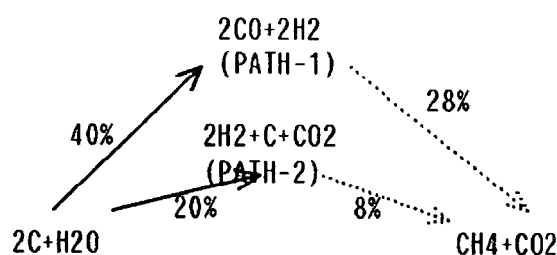


図2-2 SNG FROM COAL

MRS COAL HYDROGENATOR (図2-3, 図2-4) は、反応器内にドラフトチューブを設けて、ガスの内部循環に特徴を有する気流層反応器である。MRS COAL HYDROGENATOR は、通常のワンスルーの反応器に比較して、反応生成高温ガスと反応 H_2 ガスの熱交換が反応器内部で行われるため、例えば O_2 による反応 H_2 ガスの予熱を必要とせず、熱効率の良いリアクターとなる。この反応器の特長として、 H_2 反応ガスの予熱を最小限に抑えられること、生成ガスの熱回収を減少できること、微粉炭、粘結炭を処理できること、スケールアップ性の良いことなどが考えられている。

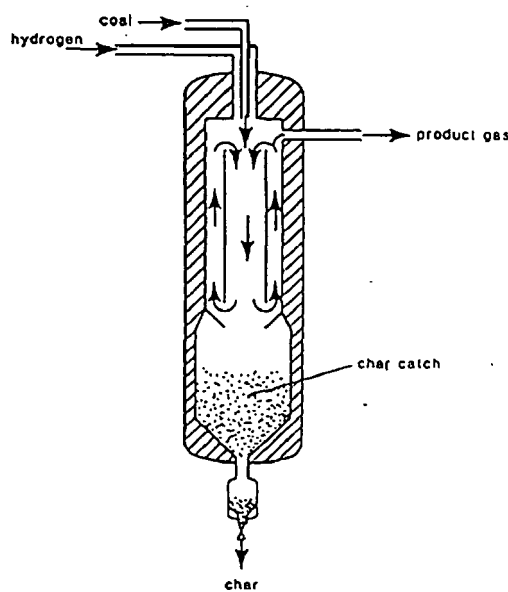


図2-3

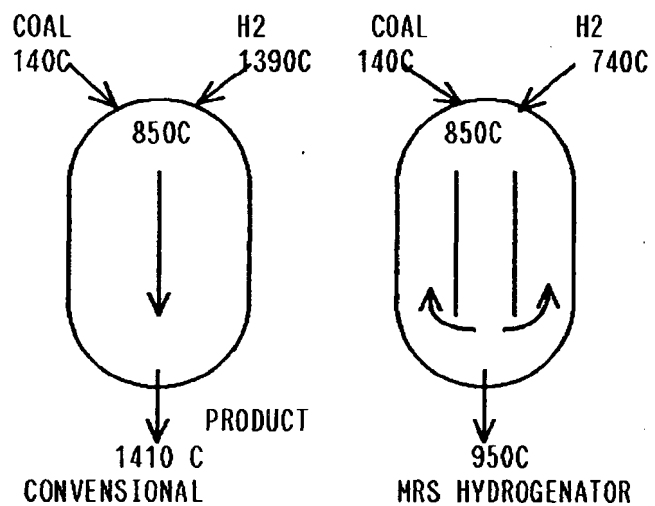


図2-4 反応器の熱収支

グリッド加熱およびドロップチューブ反応器を用いた小規模の実験で、種々の石炭、反応条件（温度、圧力、滞留時間、 H_2 / 石炭比など）の生成物に及ぼす影響が検討された。また、MRS COAL HYDROGENATOR の流体力学的挙動を研究するために、二つの物理的モデル（コールドモデル）が製作され、1986年から1987年にかけて研究が行われた。コールドモデルの一つは、反応器内のガス循環挙動をみるためのものであり、他の一つは石炭イジェクター近傍のガス／粒子の混合挙動をみるためのものである。

ガス循環のモデルは、パイロットプラント（5 t/d）をシミュレートするフル

スケールモデルで、透明アクリル樹脂製、空気を用いて7 barまでの実験が可能となっている。トレーサー粒子としては、非常にポーラスなVermiculite (200-300kg/m³)が、チャーの疑似粒子として用いられた。測定項目としては、ガス循環比(GRR)、粒子流れ分布、粒子分離効率、粒子飛散速度、ガス/粒子の滞留時間などである。表2-1に測定結果の一例を示す。ドラフトチューブ径、ドラフトチューブとインジェクター間距離、インジェクターガス速度、粒子径のGRRに及ぼす影響がわかる。

表2-1 : Physical Model : Effect of various parameters on Gas Recirculation Ratio

Mean particle size	Injector nozzle bore	Draught tube-injector spacing	Draught tube diameter	Gas Recirculation ratio
460	B	3L	D	9.2
30	B	3L	D	8.9
30	B	L	D	7.3
30	B	3L	1.25D	6.0
30	B	L	1.25D	4.6
30	1.4B	L	1.25D	4.0
30	1.4B	3L	D	6.7
30	1.4B	L	D	5.4
30	2B	L	1.25D	2.9
30	2B	L	D	3.5

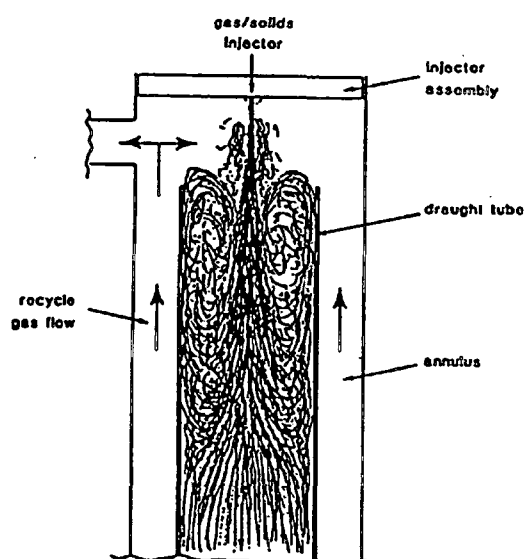


図2-5

インジェクター部でのガス/粒子の混合挙動は、パイロットプラントスケールのインジェクター部をシミュレートした部分モデルで行われた。実験は、空気により、大気圧条件下で行われ、トレーサー粒子としては、FCC触媒（石炭粒子の疑似粒子）が用いられた。多くのインジェクターが実験に用いられ、図2-5にガス/粒子のフローパターンの典型的な例を示す。この実験結果は、パイロットプラントのデザインに反映された。

二つのコールドモデルの粒子挙動については、10分間程度のビデオにより説明が行われた。

5 t/dのパイロットプラント（図2-6）の試験は、1987年から1988年にかけて行われた（PHASE-1）。このパイロットプラントでは、試験時間Max 3時間で設計され最高温度1000℃、圧力62 bar、石炭およびガス供給量は、それぞれ、200 kg/H、670 Nm³/H の条件で試験できる。

反応に必要なH₂は、メタノールの水蒸気改質でつくられ、電気加熱で予熱される。微粉砕された石炭は、N₂により濃厚相で反応器インジェクターに輸送される。石炭は、輸送過程でスチームにより予熱される。反応器で生成したチャーは、チャーベッセル(Char catch)で捕集され、生成ガスは、直接水冷却でクウェンチされる。用いた石炭は、Hanvers、Pittsburgh NO.8、Illinois NO.6、Loyyangである。

試験条件は、温度 840-1000 °C、圧力 42-62bar、H₂/coal比 0.17-0.61 kg/kg(daf) ガス滞留時間 10-36sec、ガス循環比(GRR) 3.5-12 vol/vol である。試験結果を表2-2に示す。

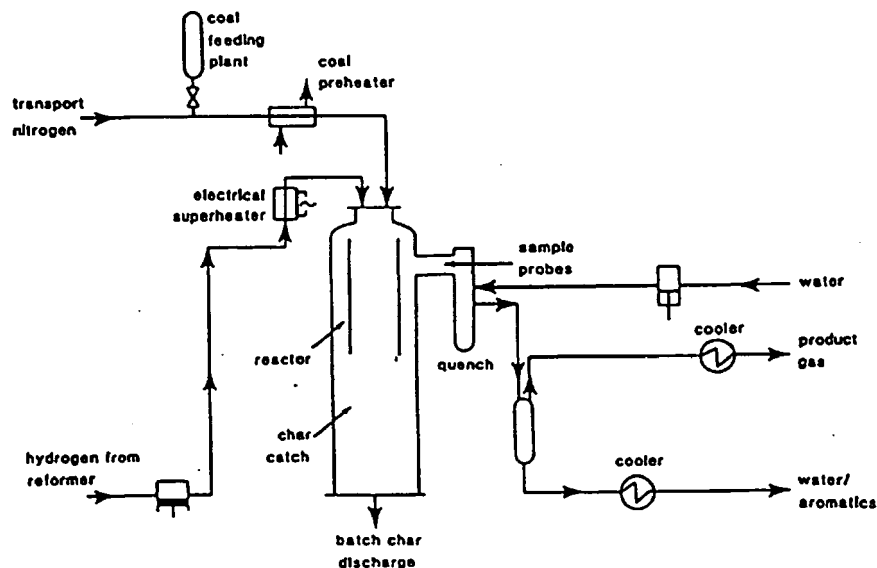


図2-6 COAL HYDROGENATION PILOT PLANT FLOW DIAGRAM (highly simplified)

表2-2 : Typical Results from Coal Hydrogenation Pilot Plant

Operating pressure 62 bar

Coal	Hanvers				Pittsburgh 8	Loyyang
Temperature, °C	955	962	867	865	872	876
H ₂ /coal ratio, v/v	0.2	0.6	0.4	0.4	0.4	0.4
Gas residence time, seconds	15	15	35	12	11	11
<u>Σ carbon conversion to:</u>						
Methane	32.3	44.4	32.8	27.0	29.6	32.0
Other gases	3.5	3.1	1.9	3.0	1.9	12.3
Benzene	3.8	1.4	4.5	8.6	6.8	8.0
Heavy aromatics	2.0	1.1	3.0	4.6	8.2	2.7
Total	41.6	50.0	42.2	43.2	46.5	55.0

反応器の長時間運転に対する信頼性を検証するEXTENDED PILOT PLANT TEST(PHASE-2)の計画が示され、主要な装置改造について説明を受けた。この改造により10日間の連続運転が可能となる。

	PHASE-1				PHASE-2	
	1985	1986	1987	1988	1989	1990
パイロットプラントテスト		—————				
設計検討					—————	
機器製作					—————	
運転						—————

装置改造の主要な点は、石炭の供給系、チャーの冷却・排出系、ガス処理系にある。

- * 石炭の供給系……………30 t 容量の石炭サイロおよび輸送容器の新設
- * チャーの冷却・排出系……………反応容器下部でのチャーの冷却装置（水冷熱交換器によりチャー温度を200℃以下に冷却）、チャー排出ホッパー、および石炭サイロと同じ大きさのチャーサイロの新設
- * ガス処理系……………反応器出口にキャリオバーチャーを捕集する2段サイクロンおよびサイクロン用ロックホッパーシステムの新設

改造後のパイロットプラント設備のフローを図2-7に示す。

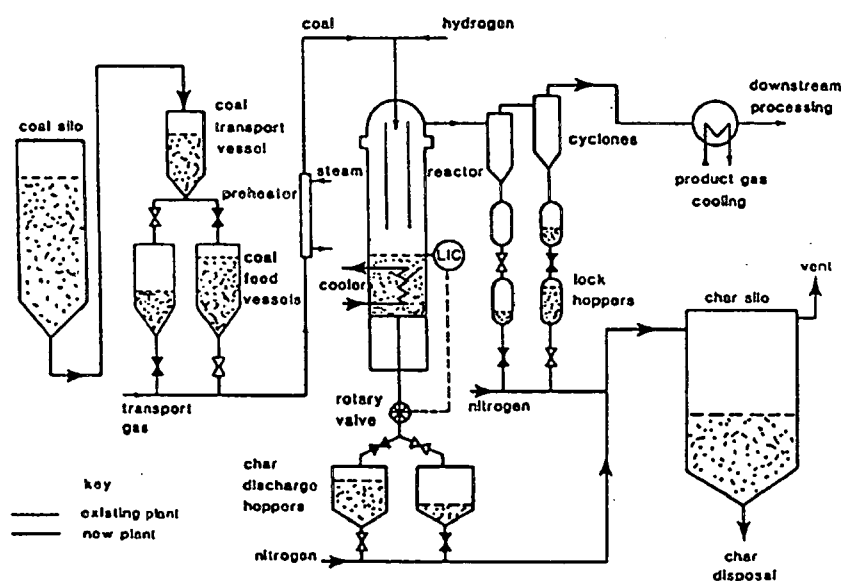


図2-7 MODIFICATIONS TO COAL HYDROGENATION PILOT PLANT FOR CONTINUOUS OPERATION

(c) プロセス研究 (Mr.Hodrean 14:00 ~14:30)

石炭水添ガス化プロセスのプロセススキーム (図2-8) の概要が説明された。

質疑に伴う特記事項を以下に示す。

* 水添ガス化炉部分の設備コストは、全体の10%以下である。

* PSAと深冷分離によるH₂回収を比較したが、建設費は10%くらいしか違わなかった。

* 深冷分離の専門家は、深冷分離でH₂を回収することについて問題ないと言っている。

* 水添ガス化炉からメタネーターまでの圧損失は10 bar である。

* チャーのガス化炉としては、Shell やKrupp-Koppers が、例えば考えられよう。

* プロセスの経済性には、H₂ / COAL比の影響が大きい。

* 水添反応器入口での水素濃度は、経済性との関係を考慮して検討する必要があるが、H₂ 濃度を上げるより、反応圧力を上げるほうが経済性にプラスするかもしれない。

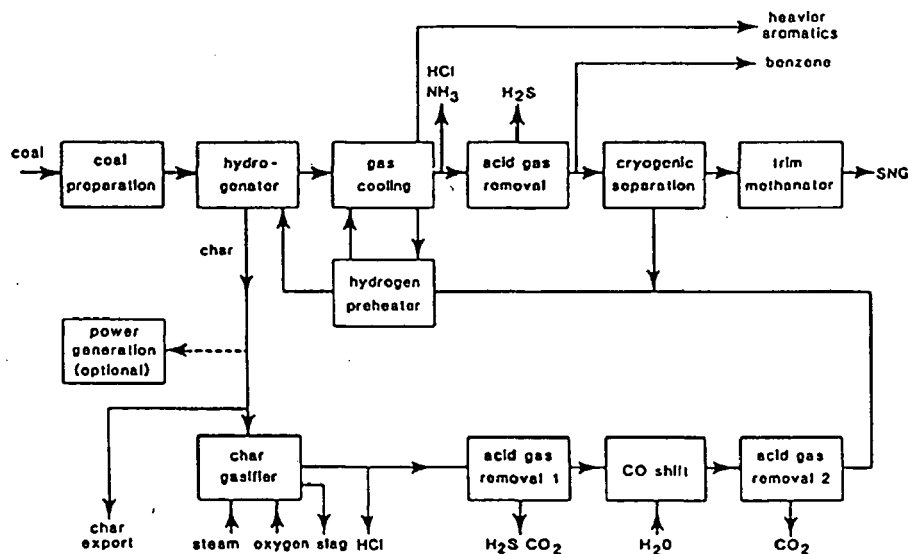


図2-8 . COAL HYDROGENATION PROCESS SCHEME

(d) 質疑応答

[質] 反応器の設計、例えば、反応器径とドラフト径の比はどうなっているか。

[答] 反応器の径は、10インチである。ドラフト径については、言うことはできないが、いろいろのものを検討した。

[質] 反応器内循環ガスの速度は、どのくらいか。

[答] あまりはっきりとは言えないが、数フィート/sくらいである。

[質] 粉体分離のサイクロンの設計は、難しいのではないか。

[答] 粉体の80%くらいは、チャーベッセルで分離されている。現在の試験装置は、二つのサイクロンでチャー分離を行っているが、一つで十分な程度の分離性能を得ている。

[質] チャーベッセルのチャー量のレベルは、どのように測定しているのか。

[答] γ 線吸収装置で測っている。

[質] 高圧装置への粉体の供給は、かなり困難だと思うがどうか。

[答] キャリヤーガスとしては、現在、 N_2 を用い、いわゆる濃厚相輸送で搬送している。10mm径のパイプで、一本のインジェクターに5t/dを送り込んでいて問題はない。

[質] 商業規模では、マルチインジェクターを採用することになると思うが、インジェクターの数や設計については、どう考えているか。

[答] 数本か数十本のマルチインジェクターになるかもしれない。

[質] コマーシャルスケールでの石炭供給システムの設計は、容易ではないと思うが。

[答] スケールアップは、それほど困難とは考えていない。

[質] チャー排出のシールバルブは、材質上、耐えるのか。

〔答〕チャーの排出温度は、200℃以下に冷却制御している。

〔質〕反応器内の H_2 / 石炭の比は、どう考えたらよいか。

〔答〕反応器内では、1.5～2.0 (weight/weight) くらいと考えられる。

〔質〕コマーシャルスケールでは、どのように反応器温度を制御するのか。

〔答〕安定した運転状況では、予熱 H_2 の温度でコントロールできる。また、スタートアップ時点では、 O_2 のインジェクションが必要と思われる。

〔質〕 H_2 / 石炭比は、何をもって決めるのか。炭種にも依存するのでは。

〔答〕プロセスの経済性による。

〔質〕 H_2 の純度は、どうか。

〔答〕 H_2 の純度は、反応にクリティカルではない。どの濃度を選択するかは、経済性による。たとえば、94%濃度の水素とか。

〔質〕ガス循環の反応への影響は、どのくらいか。たとえば CH_4 の影響とか。

〔答〕反応への影響は、ほとんどない。

〔質〕パイロットプラントの問題点は、何であったか。

〔答〕 H_2 の加熱装置に多少の問題があったが、全般には、ほとんど問題はなかった。特に、反応器そのものは、驚くほど順調に運転ができた。

〔質〕スケールアップしたときの反応器への熱供給は、問題ないか

〔答〕もちろん、それは重要である。？

〔質〕反応器内の石炭粒子と反応ガスの熱交換速度は、どのように考えられるか。

〔答〕実測できるわけではない。コンピューターシミュレーションでは、 10^5 k/s のオーダーである。

[質] この反応器のセールスポイントは、反応 H_2 ガスの予熱温度を下げられることにあるのか。

[答] そうだ。ロックウェルでは、 H_2 の予熱に O_2 を必要とした。

[質] どの石炭が、このプロセスに適切なのか。

[答] どのような石炭も使用できるという観点から開発を進めている。乾燥、微粉碎した広範囲の石炭を実験では使用した。炭種の選定は、経済性による。

Brown Coal は、輸入が困難である。

[質] 反応器の数学モデルは、石炭粒子／ガスの流動も考慮にいたったモデルなのか。発表しているのか。

[答] モデルは、物理モデルの知見を取り入れたもので、実験結果を説明できる。粒子のホールドアップを予測することは、無理。発表はまだしていない。

(2-4) パイロットプラントの見学

(12:15 ~13:00)

パイロットプラントの見学は、二つの班に分かれて行われた。

(a) 屋外設備

石炭は、事前に専門の処理業者で粉碎されたものをローリーで輸送し、石炭粉サイロ（容量30 t、6~7日分の貯蔵）に受け入れられる。石炭粉サイロは、円筒型の貯槽でその横にまったく同型のチャーサイロが並んでいる。7 barで、石炭輸送容器(coal transport vessel)に送られる。

50 mくらい離れたところに、メタノールのスチームリフォーミングによる H_2 製造装置と CO_2 脱酸設備が置かれている。 H_2 濃度99%以上のガスが得られる。また、そのすぐ隣には、石炭供給システム研究のために使用された石炭輸送試験装置が、架構の中に収まっている。この設備では、 N_2 ガスをキャリアーとした石炭濃厚相輸送の研究を行い、配管全長70 mで、70 bar タンクから55 bar タンクへの輸送状態、圧損の測定が行われた。石炭の濃厚相輸送には、自信があると言っていた。

10日間連続運転のチャー排出システムに使用する N_2 をまかなうために、大型の液体

窒素のタンクが新設されていた。

(b) 屋内設備

1982年から石炭水添ガス化の研究に使用されていたワンスルーのドロップチューブ方式の5kg/hリアクターがモニュメントとして保存されていた。これは、Mr. Hodreanが、ロックウェルに派遣される前から、使用していたものであるようだ。

このモニュメントが収まっている架構と同じ架構に新設された石炭輸送容器(Coal transport vessel)が上部に一基、その下に切り替え使用される石炭供給容器(Coal feed vessel)が二基、設置されている。共に、ボール弁が入口、出口につけられ、N₂加圧できるようにしている。この石炭供給容器から高圧となる。

やや離れた架構に反応器および出口の2段サイクロン、ガス洗浄設備がある。反応器下部のチャーベッセルには、水冷却管が入っており、チャーを冷却した水は、ガス冷却のクウェンチ用として使用されている。チャーのレベルは、 γ 線吸収装置で測定している。チャーの冷却は、200℃以下にしている。さらに下部には、チャー排出用の2基のチャーホッパーがあり、切り替え運転される。一杯になったチャーは、N₂キャリアーで屋外のチャーサイロに排出される。チャーサイロは、チャーの嵩密度が小さいために48時間で一杯となる。

反応器上部の壁に沿ったステージングにH₂加熱装置(ガスと直接接触の電気加熱)がある。加熱エレメントは、標準品を使用しているとのこと。長さは約3mくらいか。反応器に供給される石炭の予熱は、ジャケットタイプの予熱器でMax 200℃までスチームで行う。石炭輸送の配管径は、約10mm程度である。

CRTが数台ならぶコントロールルームを見学した。運転は、すべてコンピューターコントロールによる自動操作で行われる。運転のときは、7人(オペレーター2人+研究者5人)×3シフトで行う。

連続運転のための改造に200万ポンドの費用を投じている。

先日、3～4時間の運転を行ったが次の2点に問題があった。

* タイマーの設定に多少問題があり、プログラムを現在変更している。

* ドイツ製のボール弁にかなりの漏れがあり、メーカーへ送り修理させるのに時間がかかった。

これから、試運転を行って、徐々に運転時間をのばして、来春までには、10日間の連続運転を実証したいとのことである。

(2-5) BGC における石炭ガス化技術開発の今後の展望

(Dr. Lacey 14:30 ~15:00)

Dr. Laceyにより、BGC/Lurgi スラッキング(BGL)と石炭水添ガス化の将来展望について説明を受けた。

1990年頃にはNGが不足するという予測のもとに、1981年に取締役会にて石炭からSNGを製造するという技術開発が認められた。ところが、1984年には、北海の大きなガス田が発見され、NG資源は豊富であることが判明した。1991年には、BGL(BGC/Lurgi Slagging)ガス化炉にて、70 barの高圧運転を行い、石炭からSNG製造の研究を実施することになっている。また、この試験でHicom プロセスの実証も行う。NGが不足するまで30~40年の間があり、石炭からSNGの製造技術は、ヨーロッパにおいては、保険のようなものである。BGLガス化炉は、コンバインド発電向けに開発の方向が向けられており、また、その用途に適したガス化炉である。すでに、NGのコンバインド発電サイクルは、行われており、BGLからの燃料で代替されることを期待している。ECでは、石炭ガス化複合発電(IGCC)に興味があり、1994年から1998年にかけて、運転計画がなされている。これには、shell, Prenflow, BGL, Texaco などが競合している。二つのプロジェクトがECでは考えられていて、デンマークとスペインのプロジェクトである。250MWのIGCCが計画されていて、BGLでは、一系列30 barで可能である。発電効率は、42%となる。

石炭水添ガス化は、BGLに比べ、ずっと長い目で見なければならない。効率は、大変よく、BGL法より優れており、液体炭化水素が製造されるのも魅力である。石炭処理量50t/dのプラントの設計は済んでいるが、資金の提供が得られない。英DOEも財政難である。エネルギー関連では、政治的に不明な点が多いが、今までの石炭ガス化が環境汚染をもたらすということで反対していた人達が、新しいガス化技術に興味を持ってきているので、環境は好転しているのではないか。

(2-6) おわりに

MRSの石炭水添ガス化は、今回の訪欧調査の主要な目的の一つであった。討議、設備見学を通して、概要はとらえられたのではないかと思う。ただ、報告は、既に調査団が入手している資料内容のわくを越えたものではなかった。討議を通して、反応器内の現象の解釈、スケールアップに対する考え方を聞こうと努力したが、あまり明確には、ならなかった。コマーシャルスケールのイメージが、よくみえなかった。

パイロットプラントの試験装置は、立派なものだった。狭い空間に非常に機能的に配置しているのが印象的であった。石炭供給、排出のボールバルブがかなり大きく、気になった。スケールアップ時でのメカニカルトラブルは、問題ないのであろうか。

10日間の連続運転が、近いうちにスタートするようであるが、良い結果を期待したい。

第3章 I E A Coal Research

日 時：11月7日 13:30～16:30

先方出席者：Mr.C.Maude, Head of Coal Utilization Group

Mr.D.Scott, Coal Utilization Group

Dr.N.M.Skorupska, Coal Utilization Group

当日は、前夜の宿泊地であるバーミンガムを朝汽車で立ちロンドン到着後、一部の人はその足でジェットロンドン事務所を表敬訪問し、残り的人達はホテルでのチェックインを済ませ、午後1時30分にテムズ川の南のバットニーにあるI E A Coal Researchで合流した。

I E A Coal Researchでは、ミーティングに入る前にレセプション兼昼食会が催され、所長のMr.J.Trubshaw、総務部長のMr.C.Nathan、石炭利用技術グループの長Mr.C.Maude、石炭化学グループ兼データベースグループの長Mr.R.Davidson、環境グループの長Miss.I.Smith、出版部長のDr.G.Morrison等各部門の責任者及び石炭利用技術グループのメンバー及びNEDOから出向している徳岡さんが出席した。徳岡さんは、今回の我々のI E A訪問やロンドンのホテルの予約等世話をしてくれた人であり、改めて、この場を借りて謝意を表したい。

このレセプションは、立食のパーティー形式で行われたので、それぞれが略々相手方全員と挨拶や言葉を交わす機会に恵まれ、引き続き行われた会議では双方のメンバーを紹介する必要がないくらい打ち解けた、和やかな雰囲気であった。会議の時間がくると上記3人を残し、他の人達は退散した。

会議では、先づNEDOの二見主研が、NEDOの石炭ガス化プロジェクト及び石炭水添ガス化調査研究の目的等について紹介をした。I E A側からは、これらプロジェクトについて強い関心が表明され、特に水添ガス化の国家プロジェクトとしての立上げ（予算要求）の時期について、NEDO側の見通しが求められる等、このプロジェクトが単に日英双方の関心事にとどまらず、国際的な機関でも非常に関心をもっているとの印象を受けた。

続いて、Mr.C.Maudeが石炭ガス化複合サイクル発電を念頭においたガス化炉を設計あるいは選択する場合に考慮しなければならないポイントについて、さまざまなガス化炉を例にあげ、OHPを使いながら説明してくれた。そのポイントとは、

1. 石炭の流れの方向
 - 1.1 乾式の場合、湿式の場合
 - 1.2 吹込みノズルの位置
2. 炉壁の冷却
3. 酸化剤
4. 粗生成ガスの冷却
 - 4.1 熱輻射型クーラー
 - 4.2 流体クエンチ
5. ヒートバイパス
6. 複合サイクル
 - 6.1 炭素転換率

のようなものであった。以下にその説明の極大ざっぱな概要を記す。

1. 石炭の流れの方向

固定床方式では石炭の流れは上から下、流動床方式では、塔底部に供給され上方に向かって吹上げられるものときまっているが噴流床方式には、テキサコ（湿式）やGSP（乾式）のように頂部で吹き込まれ上から下に向かって流れるタイプとPRENFLO（乾式）、シェル（乾式）やダウ（湿式）のように塔底部で吹き込み上方に向かって流れるタイプとがあり、炉内での滞留時間や混合の度合いがそれぞれ異なるため、石炭のガスへの転換率が異なる。一般に滞留時間の長い上向き流れの方がガス化率が高い。

さらにテキサコ、ダウのように石炭を水スラリーにして湿式で吹き込むタイプと、その他のガス化炉のように乾式で吹き込むタイプとがあるが、水の蒸発潜熱によるロスやCO₂の発生量の違いから、一般に熱効率的には乾式に優位性がある。しかしダウのように塔底と中段の二段階吹き込みにすると湿式でも熱効率は高くなり、今ルイジアナのブラックマインにある最世最大のプラントは、効率良く極めて順調に稼働している。

2. 炉壁の冷却

炉壁を高温のスラグやガスから保護するため、水のチューブで冷却しているが、その冷却方法にも2つのタイプがあり、PRENFLO（図1）のように炉の内壁そのものが水のチューブでできているタイプと、GSP（図2）のように水のチューブは耐火レンガの中に入っていて、レンガを冷却し、その表面に固化した熔融灰が層を作り、レンガを保護

するタイプである。当然前者の方が高い温度のスチームをとり出すことができ、総合効率的に有利であるが、高温下でのパイプの材質上の問題もあり、炉の寿命も考慮すると、判断は難しい。

3. 酸化剤

通常酸化剤としては酸素／スチームか、空気／スチームが一般的であるが、酸素を使う場合は、この酸素を空気から分離するのに多くの電力を消費し、正味の発電効率が空気の場合より低くなる。しかし、もし空気分離をIGCCプラントに組み込み、ガスタービンに直結したコンプレッサーからの加圧状態の空気を利用して酸素を分離すれば、分離に必要な動力は少なく済み、かつ空気吹きの場合より高カロリーのガスをうることができるため、かえって効率が高くなる可能性がある。コンプレッサーの負荷、容量、生成ガスのカロリー、量等を考慮して最大の効果を与える $O_2:N_2$ 比を試算すると85%：15%という結果を得た。この比率に見合う量の酸素を分離し空気と混合した上でガス化炉に吹込めば良いわけである。

4. 粗生成ガスの冷却

ガス化炉で生成したばかりの粗ガスは、非常に高いエネルギーをもったガスである。つまり、燃料としての化学エネルギーの他に高温の熱エネルギーをもっている。この高温の熱はできるだけ下げないで、ガスタービンに導入するのが熱効率的に最も望ましいのであるが、高温乾式ガス洗浄がまだ実用化の域に達していない現状にあっては、現状のガス洗浄温度（最高で120℃ぐらい）まで粗ガスの温度を下げてやる必要がある。

図1のPRENFLOガス化炉の上半分が熱輻射型のガスクーラー（しばしば排熱ボイラーと呼ばれる）で、通常ガスが非常に高温で、高流速の場合にこのタイプが使われる。このタイプでは、充分温度を下げるできないため、後段に筒の中心部まで水パイプがぎっしり詰まった大型の対流式クーラーが用いられる。この両タイプのガスクーラーの熱交換効率が、全体効率を高める上で重要であり、ガスの温度、流量等により最適な形状、大きさのものを配置する必要がある。

又、シェルのガス化炉（図3）のように、ガス化炉出口のガス温が、灰の固化温度より高い場合は、出口の配管あるいは、ガスクーラーの管壁上で固化するのを防止するため、ガス化炉頂部に冷却された生成ガスの一部をクエンチガスとして戻してやる場合もある。これは、熱効率的には非常に不利であり、炉頂部で灰は固化しているような設計をすべきである。

5. ヒートバイパス

I G C Cに於けるヒートバイパスは、ガスタービンを経由しないでスチームタービンに行く熱の流れであり、主としてガス化炉々壁冷却用の水パイプと粗ガスクーラーからの高温高圧のスチームのもつ熱のことである。高温乾式ガス洗浄は、このガス洗浄過程でのヒートバイパスをゼロにしようとする試みである。これは熱交換によりスチームを作り、これでスチームタービンをまわし発電するときの効率よりも高温のガスをそのままガスタービンに入れ、ここで発電する方が効率が高いという考えに基づいている。ガスタービンの効率を今後どんどん上げることが出来るとすると、このヒートバイパスは、出来るだけ小さくした方が全体効率を高めることが出来るということになる。

6. 複合サイクル

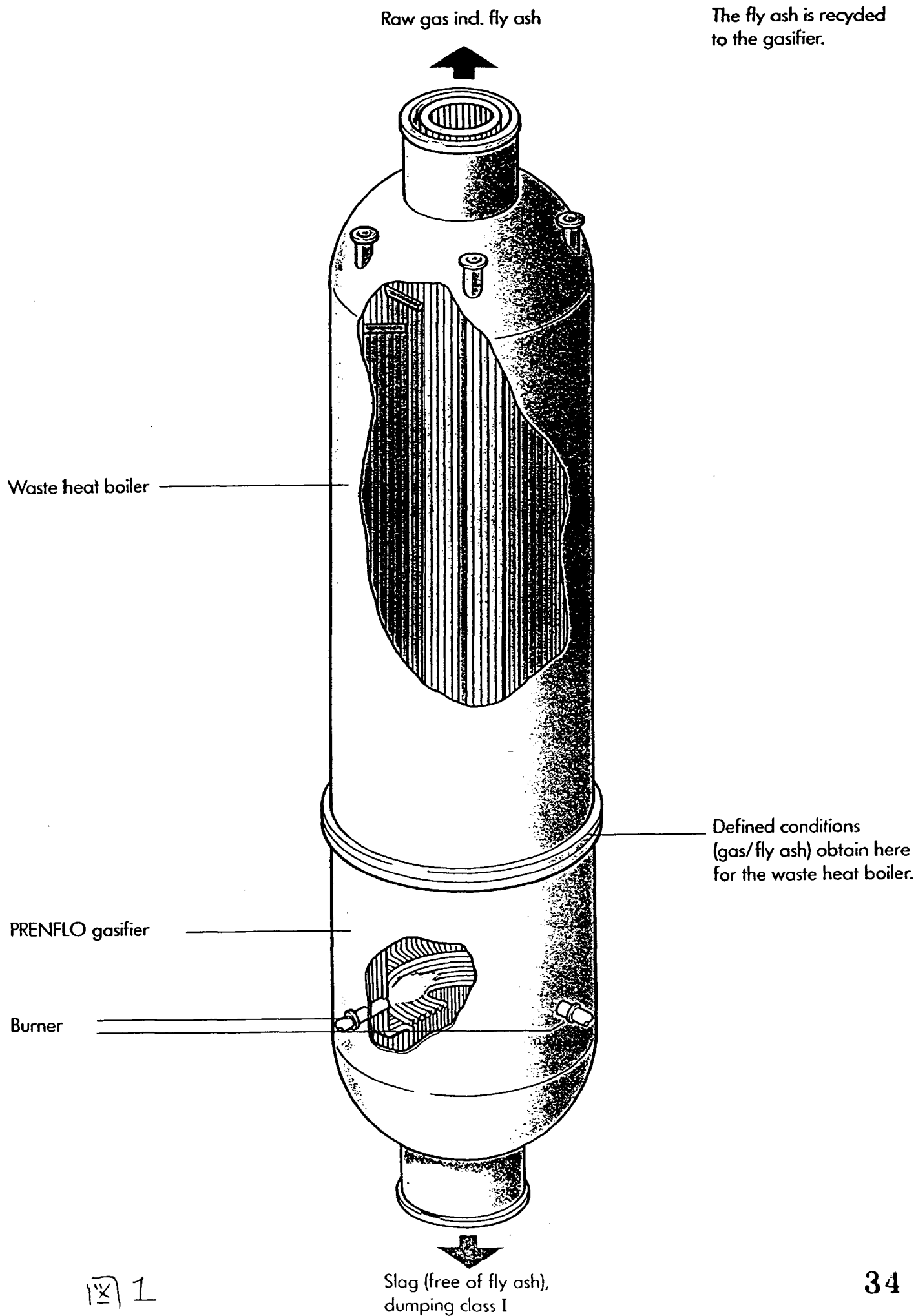
現在の微粉炭火力（P C F）発電の送電端効率は、F G Dを入れて、38～39%であるが、1995年には48%、2000年には50%に達するという見通しがある。勿論580～650℃の超々臨界条件で、しかもスチームタービン、熱交換器等スチームサイクル全般の効率向上と排熱回収利用の効率化（複合サイクル化）を計らなければならない。1992年にも45%ぐらいのを作る計画がデンマークにある。

これに比べると、現在のI G C C発電、P F B C複合サイクル発電の熱効率レベルは、42～43%迄しかいっていない。天然ガス焚きの複合サイクル発電では、現在の技術レベルで62%まで行けるといふ。この場合は効率の高いのは当然であるが、I G C CはどのようにしてP C FやP F B Cに対抗していくかが今後の課題である。これには、ガス洗浄方法の高温乾式化の技術開発、ガスクーラーの改善等のもとより、特に石炭転換率の一層の向上を可能にするガス化方式の開発が必要である。

以上が、Mr.C.Maudeの講演の概要である。これに対し、調査団側から色々な意見が出されたがここには従来の石炭ガス化に関する文献や成書に述べられていないような、実際にガス化炉やI G C Cプラントを設計する上での非常に貴重な意見も含まれており、今後N E D Oがガス化のプロジェクトを進めていく上で大いに参考になったと思う。

I E A Coal ResearchのMr.J.Trubshaw、Mr.C.Maude以下の皆さんに貴重な時間をさき我々をもてなし、かつ得難い意見を聞かせてくれたことに対し、心から謝意を表する次第である。

The fly ash is recycled to the gasifier.



Brennereinsatz

Reaktionsraum

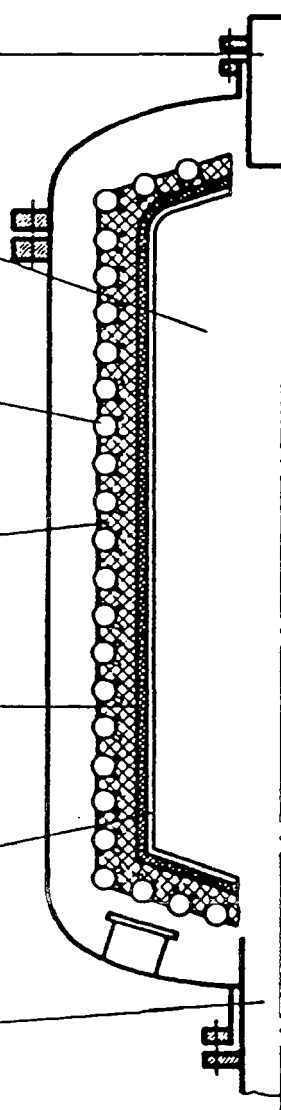
Rohrschirm

Stampfmasse

Schlackeschicht
fest

Schlackeschicht
flüssig

Schlackeablauf-
vorrichtung

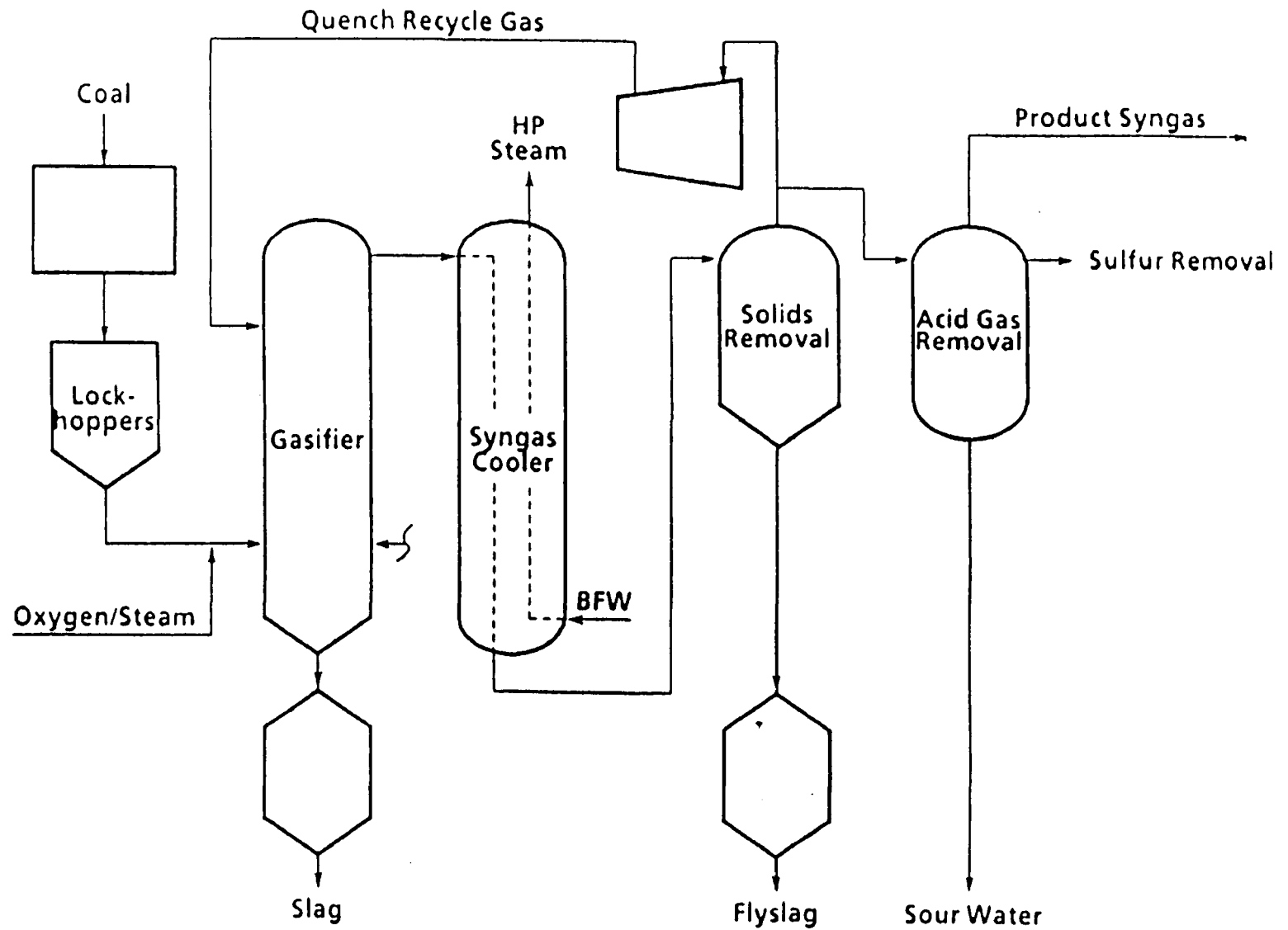


Brennstoffinstitut Freiberg

Schema des Kühlschirmes

1x) 2

Shell Coal Gasification Process (SCGP) Typical Flow Scheme



第4章 I F P (Institut Francais du Petrole)

日 時 : 平成2年11月9日(金), 14:00~16:00

場 所 : I F P (パリ市郊外)

面談者 : Michel Valais (President, GEDIGAZ)

Michel Dugert (Area Sales Manager, IFP)

玉村 馨 (IFP 東京事務所長)

目 的 : エネルギー全般に関する情報交換, 特に天然ガスに関する
位置付けを聞くことを目的とした。

内 容 :

(1) N E D O及び今回の訪問目的紹介……N E D O二見主任研究員

内容は前述と重複するため省略する。

(2) I F Pの紹介……(資料1)

Mr. DugertがOHPを使用して説明。詳細は(資料1)を参照のこと。

I F Pは1944年に設立された国立の石油研究所でその技術力は高い。1989年ベースでの年間予算は1378百フラン(約350億円)で, その70%は石油税により, 残りは技術サービス, ロイヤリティー収入やE E Cからのファンド研究費等によって構成される。

従業員は1810名で1000名がテクニシャン, 700名が研究者, エンジニア, 管理者である。

機能としてはR&D, 教育とトレーニング, 出版に大別され, 教育機関としてはI F PでPHDを与える権限も有している。

予算、人員ともにR&Dが約75%とその活動の大宗を占める。

R&Dは, (ア)石油探査とリザーバ技術 (イ)石油生産技術

(ウ)石油精製技術とその商品化 (エ)エネルギーが主要分野であり, 研究予算としても(ア)と(ウ)が約1/3ずつと最も大きい。特記すべきは探索研究(シーズ研究)が全体の2%と小さいことである。

エネルギー分野では新エネルギーの研究は実施しておらず, エンジン排ガスの研究や潤滑油あるいは新型低公害エンジンの研究が主体である。

天然ガスの利用技術は(ウ)の領域で実施されており, メタノールから

のオレフィン合成やメタンの直接カップリングも研究している。

I F Pでの成果を実用化するために民間会社の設立や持株取得が認められており、I S I Sという親会社を基に石油探査・生産、石油精製、石油化学のコンサルタントやエンジニアリングを行う会社や触媒の製造会社、機器制作会社等の多くの子会社を持っている。

(3) 化石燃料資源量と地球環境問題

添付資料に基づき出光興産㈱の吉武がO H Pを使用して説明した。

その論点を要約すると以下のようにまとめられる。

- 昨今のI P C C, I E Aを中心とする地球温暖化問題、就中炭酸ガス問題は全世界の経済成長率、人口増加率をまず仮定し、エネルギー弾性値を考慮した後、全世界の化石エネルギー必要量を毎年2～3%増増加すると仮定している。
- このデータをインプットし大型シュミレータ（全地球気候モデル）により来世紀の早い時期に全世界の平均気温が上昇し、水位上昇その他の大きな被害が起ると警告している。
- 今年8月のI P C C報告に基づくと、そのシナリオAでは2100年における大気中の炭酸ガス濃度は約800ppm（現在の2.3倍）に達すると予想している。

これに対し、出光では化石燃料資源の残存可採資源量（既発見と今後発見されるであろう推定値を含む）を考えに入れ次の結論に到った。

- 化石燃料（石油、天然ガス、石炭、オイルサンド、オイルシェル）の残存可採量を全て使い切ったとしても空気中の炭酸ガス濃度は800ppm程度であり、奇しくも上記I P C Cの値とほぼ一致する。しかし、現実には2100年の時点でこのようなことは考え難い。
- 21世紀の早い時期に石油の使用量はピークを迎え、続いて天然ガスが頭打ちとなる結果、全化石燃料使用量は2050年より前の時点でピークを迎えた後減少して行くと予想される。
- この結果、2100年での大気中の炭酸ガス濃度は500～550ppmの範囲に

収まると考えられる。これは I P C C の 800ppm と比べて大きな差違である。

- I P C C の警告も出光の資源有限論に立脚した論理もその言わんとする事は同じである。即ち、人類は経済成長率を錦の御旗とし、今のままのペースでエネルギーを使って行くわけにはいかない。エネルギー利用効率の向上と各エネルギーごとの使い分け、ノーブルユースが今後、増々必要となる。

以上の説明に対し、Valaisは天然ガスの専門家らしく、途中計算しながら興味深く聞いていたが、特に反論やコメントはなかった。

(4) 天然ガスの展望……………(資料2)

C E D I G A S の Valais が O H P を使用して説明した。その内容は今年米国コロラドの会議で「Oil and Gas Linkage」と題して発表したとのことであり、図、表は資料2にあるものと同一であった。

C E D I G A S は約30年前に設立された天然ガスに関するシンクタンク会社であり、I F P とは直接の資本関係はないが、過去に I F P が蓄積した石油に関するデータを自由に使えるとの事である。

さて、同氏は2050年までの見方しかしておらず、また今度のイラク・クウェート問題で見方を修正しなければならないかもしれないと前置きして話し始めた。その論点は、今後、環境問題等で天然ガスの価値が再認識され需要も増大すると考えられるが、主要産ガス国と主要消費国の地理的な隔たりにより、海上輸送が必要となり、その多額の投資を正当化するだけの価格上昇との兼合いが重要となるというものである。

以下、要旨を記す。

(4)-1 埋蔵量

- 天然ガスの既発見埋蔵量の増加率は近年石油より大きく、既発見量は1990年時点で約100Gtoe であり石油の86%に相当する。

- 地勢学上で見たその存在分布は石油に近似しており、ソ連と中東で約70%を占める。一方西欧諸国は12%しかないにも拘らず、世界消費量の46%を占めている。
- 近年の発見はオフショア、極地やシベリア等のいわゆるフロンティア地域で増えており、埋蔵量の53%はこの地域に存在する。これは、今後技術的なチャレンジが必要となり、高生産コストとなることを意味する。石油の場合、その大部分が中東にあるという意味で相違する点である。

(4) -2 市場

- 天然ガスの需要増加は石油より大きく、オイルショックによる影響も微小である。需要量は1970年に石油対比で38%であったが、現在は54%であり、更に2000年では60%と予想される。… (Document 4)
- 1次エネルギーに占める天然ガスの比率は各国で増加しているが、唯一の例外は米国である。伸びの大きいのはソ連とLDCである。またこの傾向はそのクリーン性と使い易さから今後とも続くと考えられるが、多額の資金が必要となり、また長いリードタイムが必要であるという点に注意を要す。… (Document 5)
- 石油と天然ガスはその用途において大きな違いがある。石油は輸送用が主であり、ボイラー燃料は45%であるが、天然ガスはその94%がボイラー用である。化学原料としても天然ガスは価値の低いアンモニアとメタノール用に限定されている。
- 天然ガスの用途に変化がないのに対し、石油の用途は輸送用と石油化学用というノーブルユースに特化して来ている。今後ともこの傾向は続き、ボイラー用の比率は下がる。
- 石油製品については、その軽質化傾向が強まり、ボイラー用の重油得率は2000年では20%まで下ると考えられる。… (Document 8)
- この軽質油指向に対し、石油精製工場の分解装置が必要となりコストは上昇し続ける。天然ガスも石油もコスト上昇は避けられないが、その主要因は天然ガスの場合、採掘コストと輸送コストであるのに対し

石油の場合は分解精製コストである点に大きな違いがある。

… (Document 9)

(4) -3 国際間貿易

- 来世紀半ばまでに天然ガスの生産が頭打ちとなるとは考えられないが地勢学上からはその生産プロファイルが異なって来る。

ア) 北米の減退

イ) ヨーロッパでの頭打ち

ウ) それに続くソ連の上げどまり

エ) 結果として中東への依存の強まりが予想され、天然ガスのスウィング・プロデューサとしての位置付けとなる。

この様に世界の地域毎の需要ギャップが強まると考えられる。

- 現在の天然ガスの世界貿易量は石油に比べて小さく、石油が全生産量対比50%以上であるのに比し14%にすぎない。

- 地域毎の需要不均衡のもたらす結果、この14%の貿易量は今後増加し2020年には20%になると予想される。この増分は主としてLNGによる。

(4) -4 LNG貿易

- LNGの貿易は次の理由により増えると考えられる。

ア) 今後の新しいガス田と消費国の距離が遠くなる。

イ) 通常のパイプラインによる輸送の限界（オランダ、カナダ、アルジェリアやソ連においてもしかり）

ウ) ガス輸入先の多様化が必要となる。

エ) 現在のパイプラインにアクセスできない諸国でのガス使用が増える。

オ) 石油と同様に国際間貿易商品とするためには海上輸送が不可避であり、LNGが唯一の手段である。

- 2020年におけるLNG貿易量は現在の3倍となり、総生産量に占める率は3%から増加して7%となると考えられる。

各国の消費量に占めるLNGの比率は以下のようにになると考えられる。

… (Document14)

ア) 米国は15%以上

イ) 西欧は20～60%以上

ウ) 日本は95%以上

- LNGプロジェクトは多額の設備投資を必要とするが、分解型製油所も同様である。年間6～8Mtoeの生産規模で比較した場合、分解型製油所より投資額は少ない。… (Document 9 参照)

またエネルギー自家消費も製油所の9～12%に比べ、LNGでは6～10%と少ない。… (Document15)

- 輸入国での再ガス化後のLNGコストは3～4.5 \$/MBtuと考えられる。このコストは西欧や米国の輸入ガス価格より高く、現在のところLNGプロジェクトが成立し得るのは日本においてのみである。LNGプロジェクトの成立を左右する要因としては次の項目がある。

… (Document16)

ア) 井戸元における天然ガス価格

イ) 既存インフラストラクチャーの存在有無とロケーション
ファクター

ウ) 輸送距離（これが1番大きな要因）

エ) 装置規模と受入れターミナルにおける安全対策の必要度

- LNGプロジェクトの立上げは現在難しいが、リードタイムとして6～8年を必要とする事を考えた場合、以下の理由で将来は明るいと考えられる。

ア) 将来の世界の経済成長率とそれに伴うエネルギー需要量は大きい。

イ) 環境規制の強化により天然ガスのクリーン性が再認識され、石炭や高S重油に比して価格プレミアが拡大する。

(4) -5 価格

- 過去20年間、天然ガスと石油の価格はリンクしていた。… (Document18)

ア) 価格決定フォーミュラにより、若干のタイムラグを持ちつつ天然ガス価格は石油よりも低かった。

イ) 輸入価格は日本に於いて最高である。

ウ) 米国のカナダからの輸入価格は、西欧の輸入価格よりも過去長い間高かったが、最近のガスバブル現象の結果、修正されつつある。

エ) 最近の米国における価格コントロールの緩和の結果、近い将来自由市場が形成されることが考えられる。

●将来における石油と天然ガスの価格関係を考えると、短期的にはオイルショックでも起こらない限り（イラク・クウェート問題以前）変化は考えられない。

中期的には、低S軽油と低S重油（供給タイト化）の需要増と価格アップに伴い、天然ガス価格も上昇する。

長期的にはヒートイング油と高S重油が市場からなくなるため、価格決定フォーミュラからも消え、新しいガス価格決定メカニズムが産まれる。

●同様に火力発電用としての天然ガス使用が増えるとするならば、石炭価格との連動が考えられる。しかしコンバインドサイクル発電のコストと技術優位性を、公害対策設備を完備した新石炭火力と比較した場合、最低でも2 \$/MBtuのプレミアは付くと考えられる。

●今後、世界中で環境問題が厳しくなると考えた場合、天然ガスのクリーン性という評価が高くなり、他の燃料に比べて独自のより高い価値が認められると考えられる。

今回、時間が限られていたため、各々の説明に終始し、十分な討議の時間が持てなかったのは残念であった。

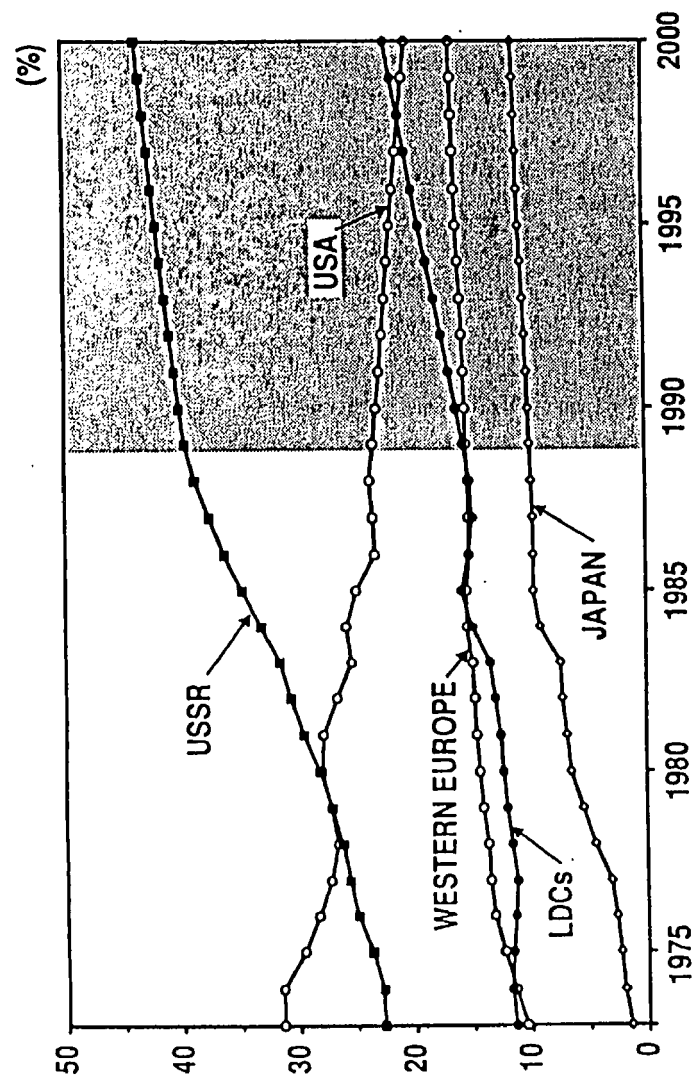
（文責：吉武 邦樹）

参 考 資 料

- 1) I F P Annual Report 1989
- 2) Natural Gas and Crude Oil,
Parallel Outlooks or Complementary Destinies?
by M. Valais, 17th Annual International Energy Conf.
4/29~5/2 1990, Colorado USA
- 3) Natural Gas in the World, 1990 Survey
June 1990, C E D I G A Z
- 4) Underground Gas Storage in the World, 1990 Survey
June 1990, C E D I G A Z

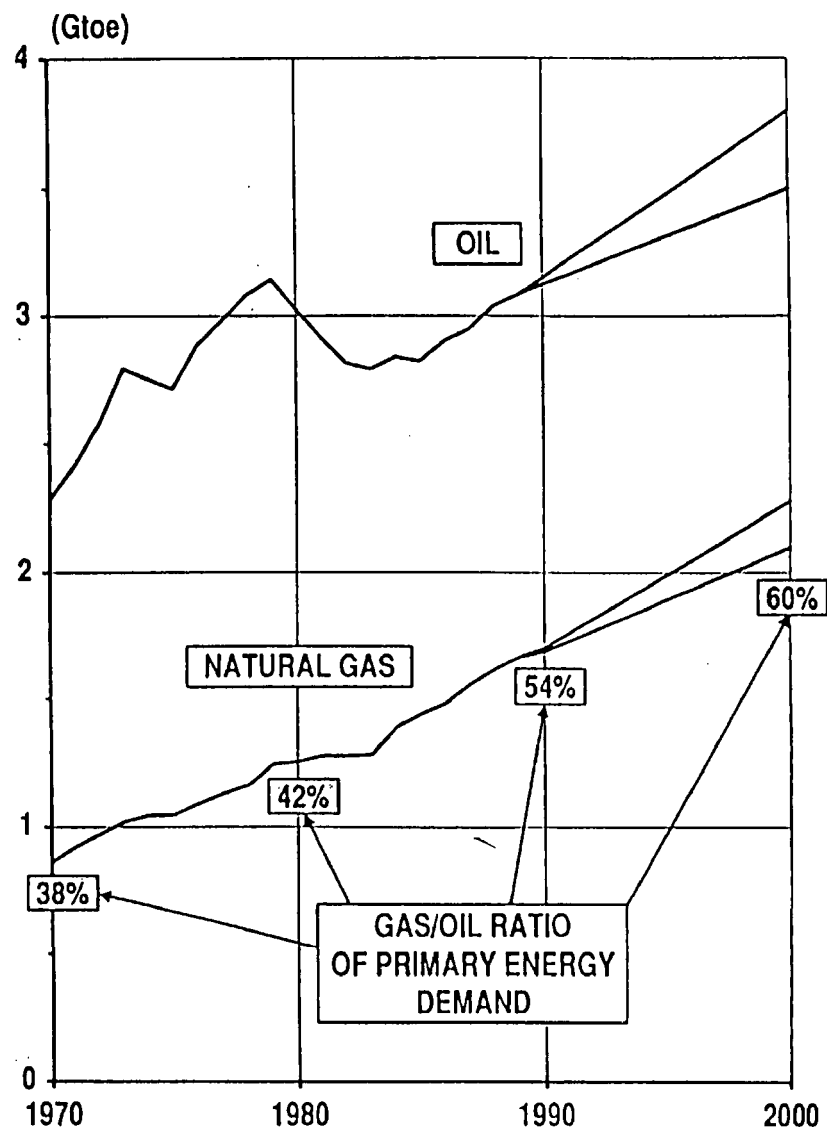
以上、いずれもNEDOにて保管。

SHARE OF NATURAL GAS IN PRIMARY ENERGY CONSUMPTION



IFP/Economics Department/1990.

WORLD DEMAND FOR OIL AND NATURAL GAS



Source : BP Stat. Rev., Cedigaz.

IFP/Economics Department/1990.

REFINING COSTS ON THE INCREASE

(8 Mt / year refinery)

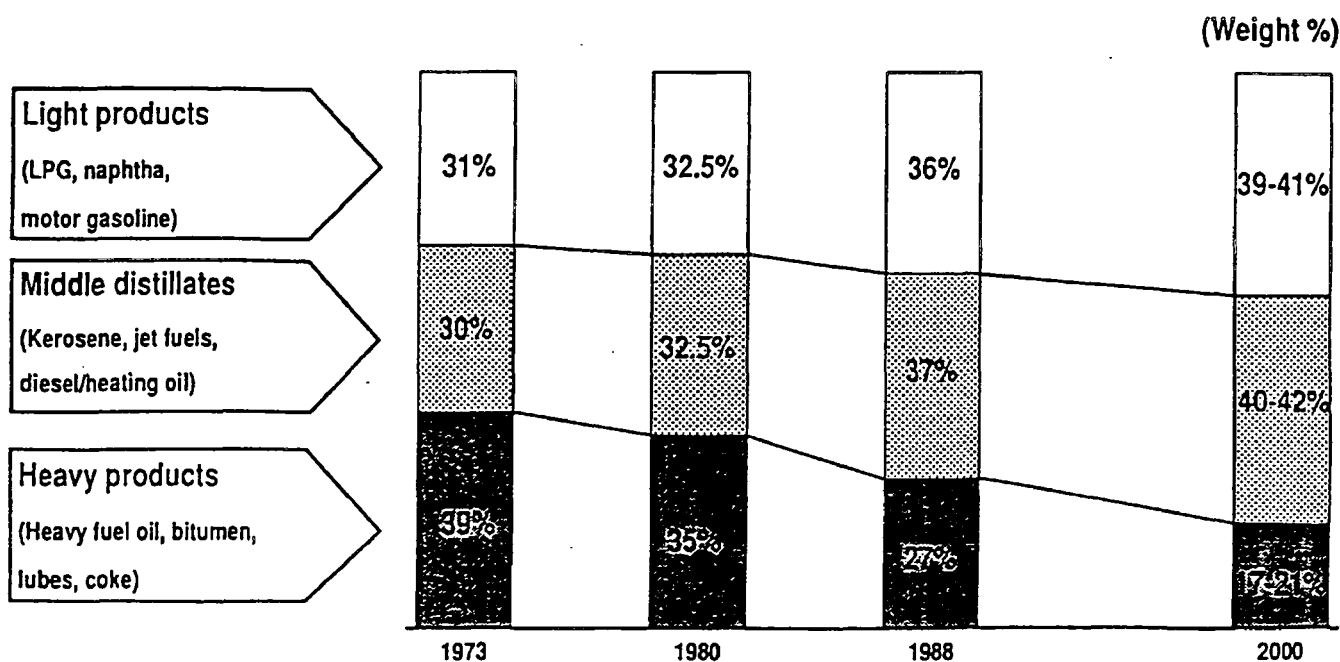
	INVESTMENT Billion \$	TOTAL REFINING COST ⁽³⁾ \$/ bl	OPERATIONAL REFINING COST ⁽⁴⁾ \$/ bl
SIMPLE REFINERY	0.5	1.5	1
FIRST STEP CONVERSION REFINERY ⁽¹⁾	0.9	3	1.5
DEEP CONVERSION REFINERY ⁽²⁾	1.5	5.5	2.5
EXTRA - COSTS • PRODUCTS QUALITY • ENVIRONMENT PROTECTION	+ 0.2 to + 0.5	+ 1 to + 2	+ 0.5 to + 1

(1) FCC Type, with visbreaker
(2) FCC + Residu hydrocracker

(3) Including capital charges, excluding refinery fuel consumption.
(4) Excluding capital charges and refinery fuel consumption.

DOCUMENT 9

STRUCTURAL EVOLUTION OF OIL DEMAND WESTERN WORLD



DOCUMENT 8

THE WEIGHT OF LNG INVESTMENTS

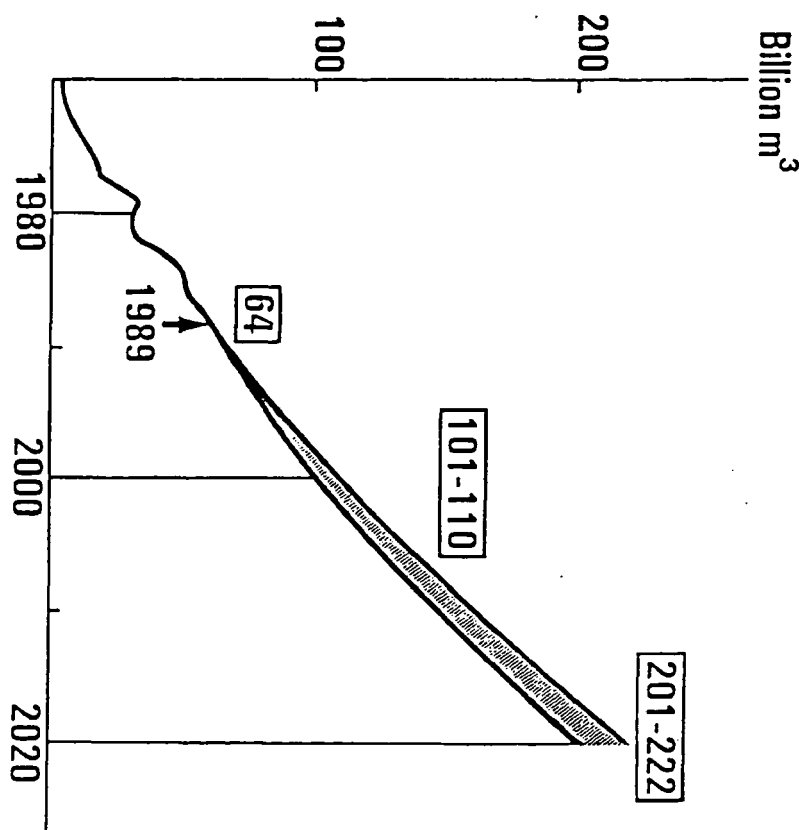
Typical LNG project

- Capacity : 6 to 8 Bcm LNG / year
- Shipping distance : 3 000 to 4 000 miles

CAPITAL INVESTMENTS :		Billion of \$
• Liquefaction plant and loading facilities		1.5 - 2
• LNG tankers		1 - 1.5
5 to 7 tankers of 125 000 cm		
• Regasification terminal including storage and unloading facilities		0.5 - 1
Total		3 - 4.5

IFP - Economics Department - 1990

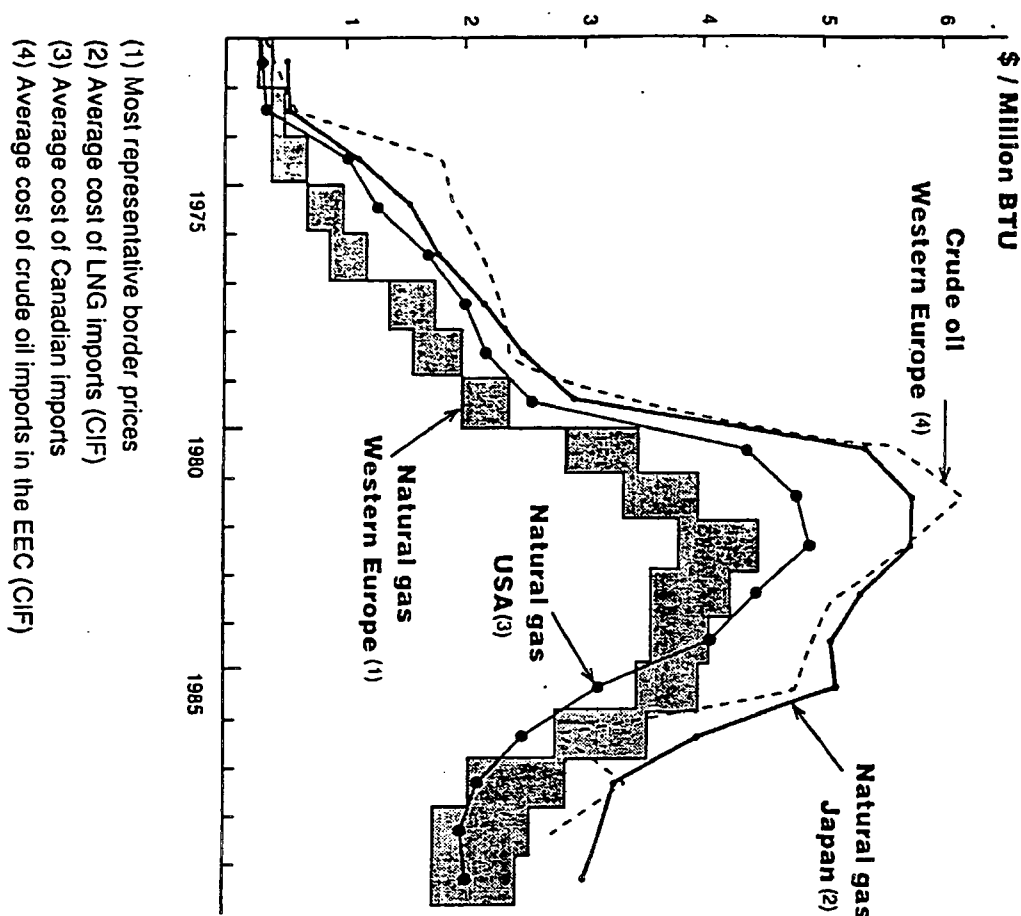
DOCUMENT 15



THE GROWTH OF WORLD LNG DEMAND

DOCUMENT 14

EVOLUTION OF GAS PRICES ON MAJOR INTERNATIONAL MARKETS



IFP - Economics Department - 1990

THE LNG CHAIN COSTS AND ECONOMIC VIABILITY OF NEW PROJECTS

	\$ / MMBTU	Parameters
• Gas at the inlet of liquefaction plant	0.5 - 1.0	• Minimum netback for the producer/exporter
• Liquefaction cost	1.0 - 1.3	• Importance of production and pipelining costs prior to liquefaction
• LNG transportation cost	0.9 - 1.5	• Local factors : construction costs, existing infrastructures
• Regasification cost	0.5 - 0.9	• Shipping distance
TOTAL	2.9 - 4.7	• Capacity of reception and storage, local factors (safety constraints)
• Current international gas prices (*)		
• Japan	3 - 3.5	{ Most representative border prices (after regasification for LNG) Imports from Canada
• Western Europe	1.8 - 2.5	
• United States	1.8 - 2.2	

(*) end 1989 - beginning 1990

IFP - Economics Department - 1990

Fossil Fuel Reserves and Global Warming

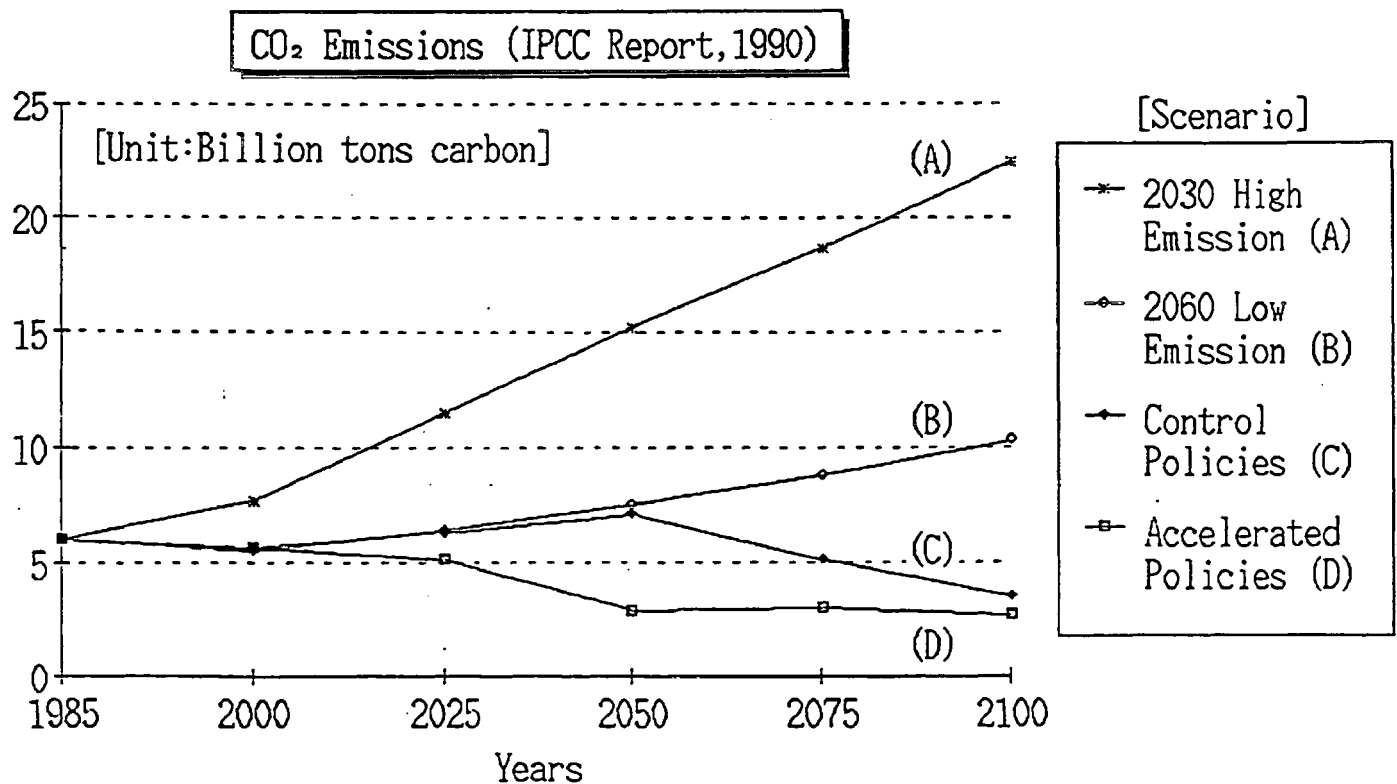
November, 1990

Kuniki Yoshitake

Idemitsu Kosan Co., Ltd.

History of Global Warming Issues

- 1889 Arrhenius suggested that the accumulation of atmospheric CO₂ would cause global warming in the future.
- 1972 The Roman Club published the report named "The Limits of Growth".
- 1979 US National Academy of Science presented that the doubling of CO₂ would raise the atmospheric temperature by 3 C.
- 1988.6 Tronto Summit proposed to consider actively how to cope with global environmental issues.
- 1989.11 Environmental ministerial meeting was held at Noordvejk, Netherland. The stabilization of GHGs emissions was recognized.
- 1990.8 The fourth IPCC meeting formulated the final report.
- 1990.11 The second World Conference on Climate is being held at Geneva to decide the stabilization level of GHGs emissions.
- 1992.6 UN Conference on Environment and Development will be held in Brasil to conclude the framework convention for GHGs emissions.



Major Fossil Fuel Reserves

(Unit: Billion bbls of Oil Equivalent)

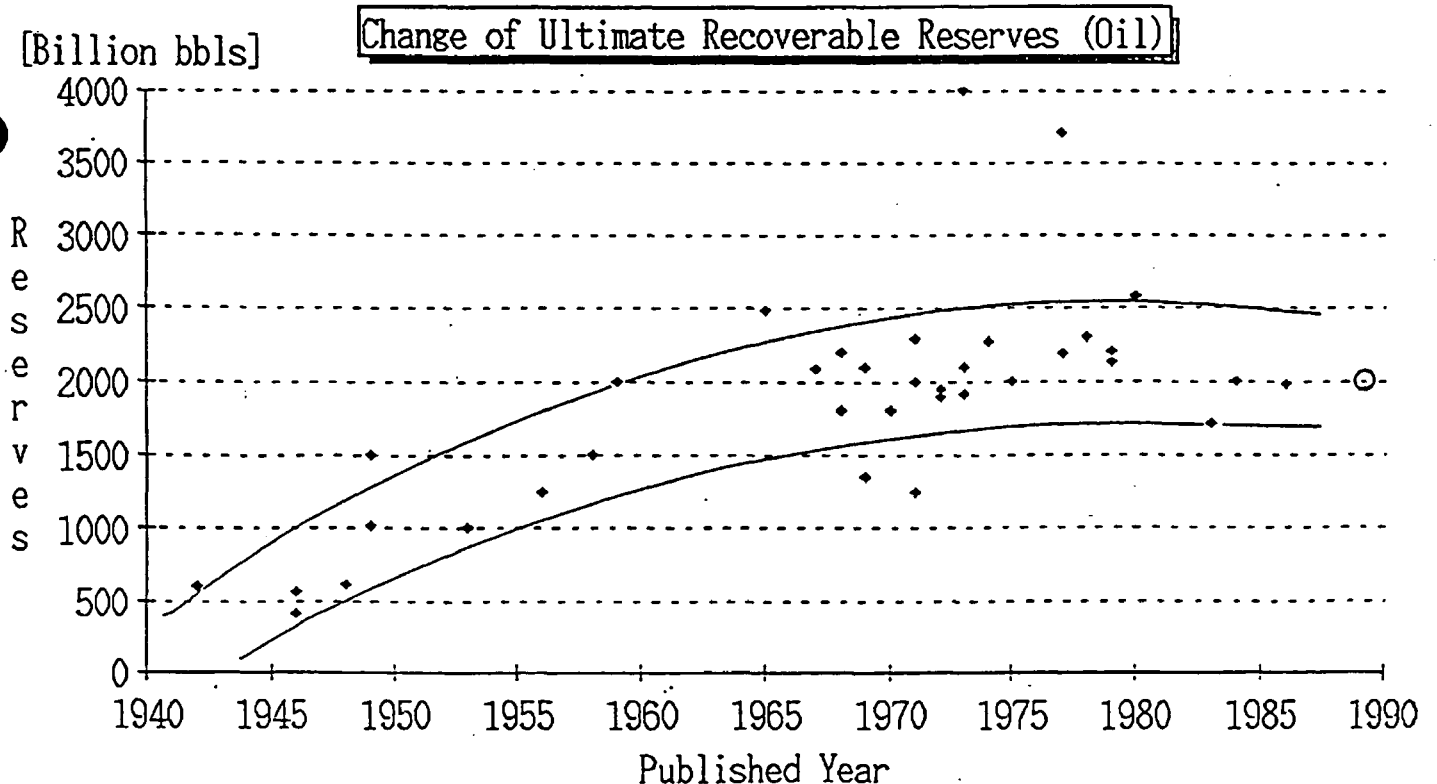
	Remaining Rec. Reserves (1989) (R)			Production (1988) (P) ③	R / P (Years)	
	Proved ①	Estimated	Total ②		① / ③	② / ③
O i l	910	470	1,380	21	43	65
N. G a s	610	880	1,490	11	56	137
C o a l (Bill. Ton)	6,860 (1,340)	2,260 (440)	9,120 (1,780)	16	431	574
Total	8,380	3,610	11,990	—	—	—

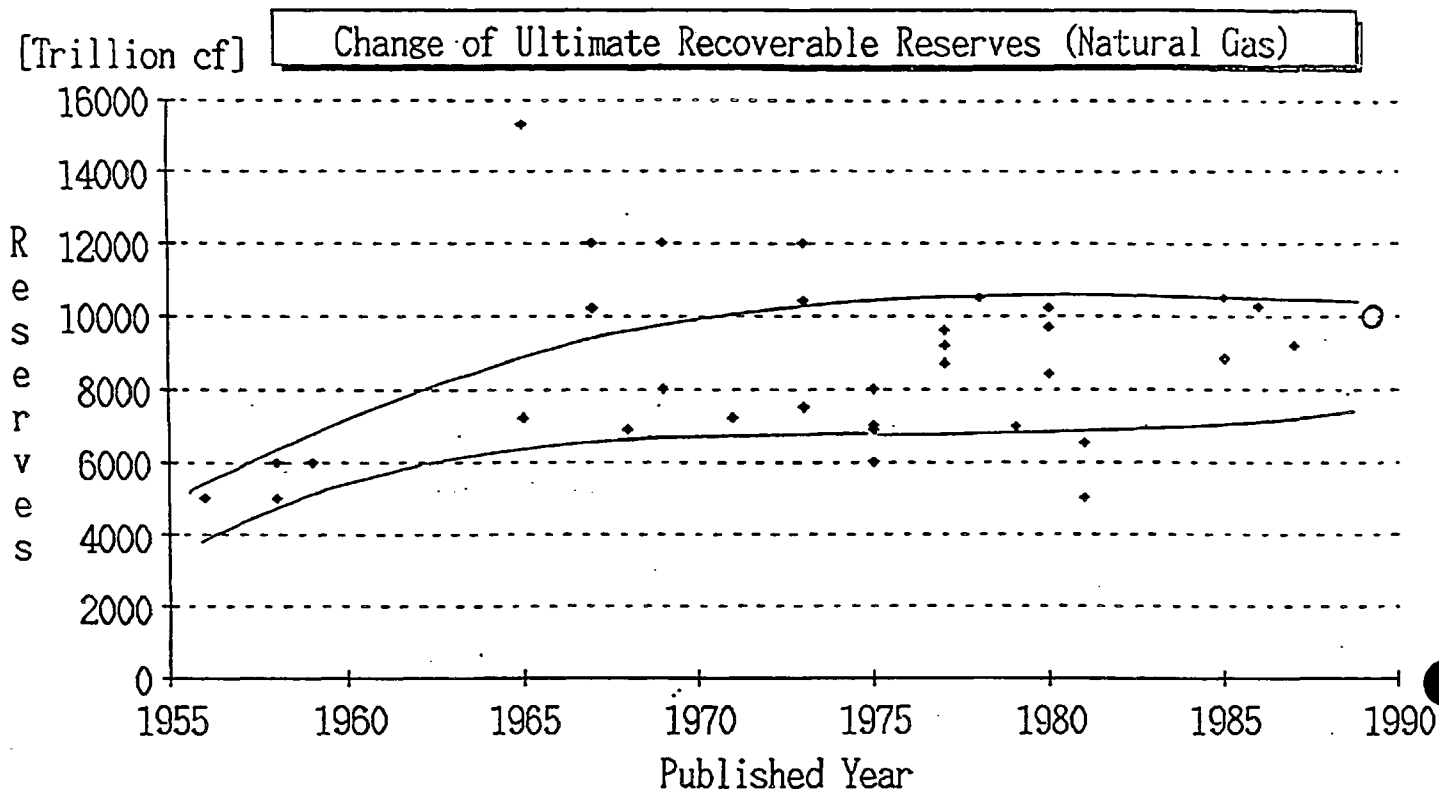
[Remarks] Coal includes lignites, etc.

[Source] Oil/Natural Gas; Study of JPDA , 1976

Coal ; World Energy Conference , 1989

3





5

Calculated Atmospheric CO₂ Conc.

in Case All the Remaining Fossil Fuels are Burned Out

(1) Present atmospheric condition

Amount of CO₂ in air = 2,592 Bill.ton

Amount of carbon = 707 Bill.ton CO₂ conc. = 348 ppm ... A

(2) Amount of remaining recoverable fossil fuels ;

	Reserves (Bill.bbls OE)	Conversion factor to carbon (TC/TOE)	Amount of carbon (Bill. ton)
Oil	1,380	0.825	153.8
Natural Gas	1,490	0.578	116.3
Coal	9,120	1.001	1,232.9
Heavyoil	140	1.994	37.7
Oilsand	180	1.994	48.5
Oilshale	80	1.994	21.5
Total	12,390	(1bbls=0.135TOE)	1,610.7

(3) ① CO₂ increase in case all the fossil carbon converted X

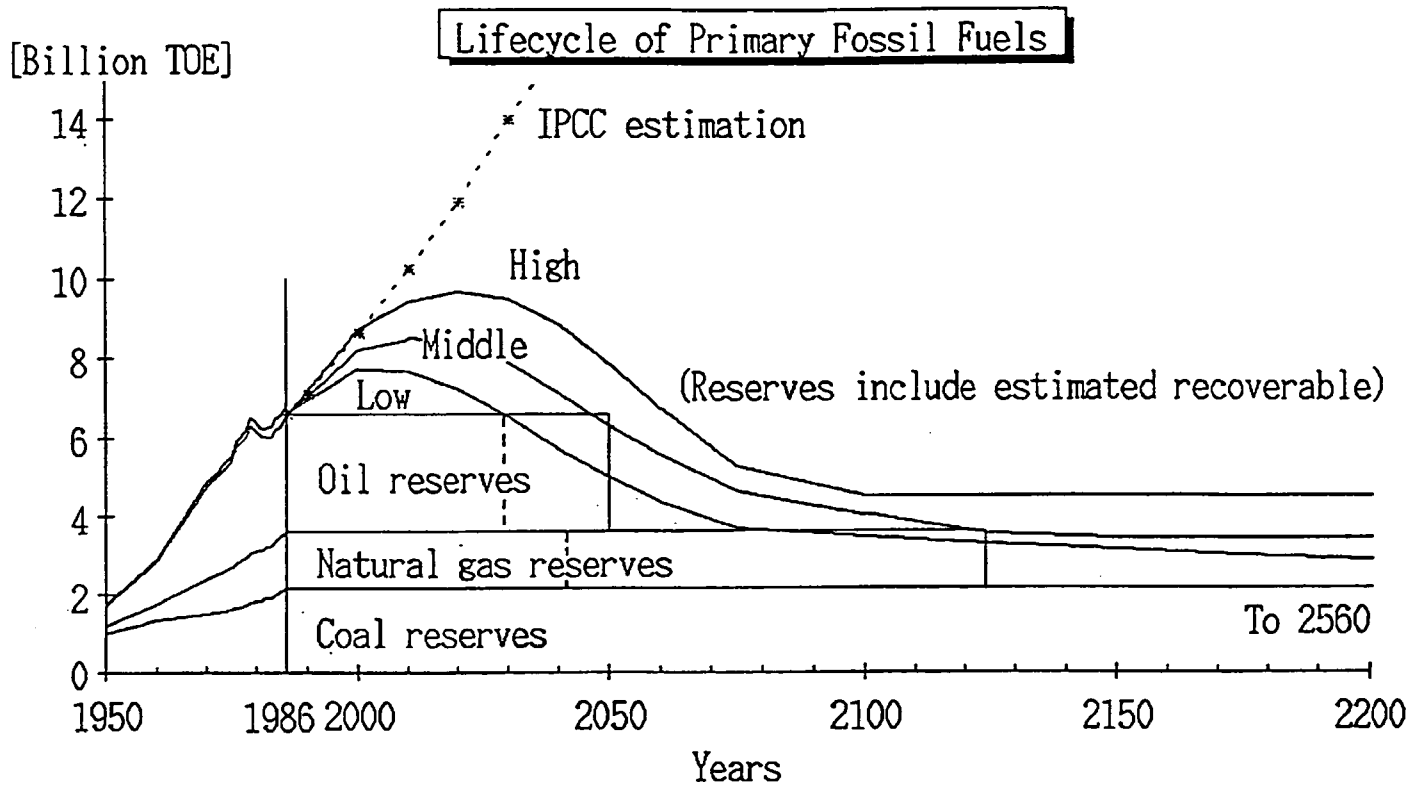
$$(1610.7 / 706.9) \times 348 = 793 \text{ ppm}$$

② Taking into account missing sinks of 45%, CO₂ residue in air Y

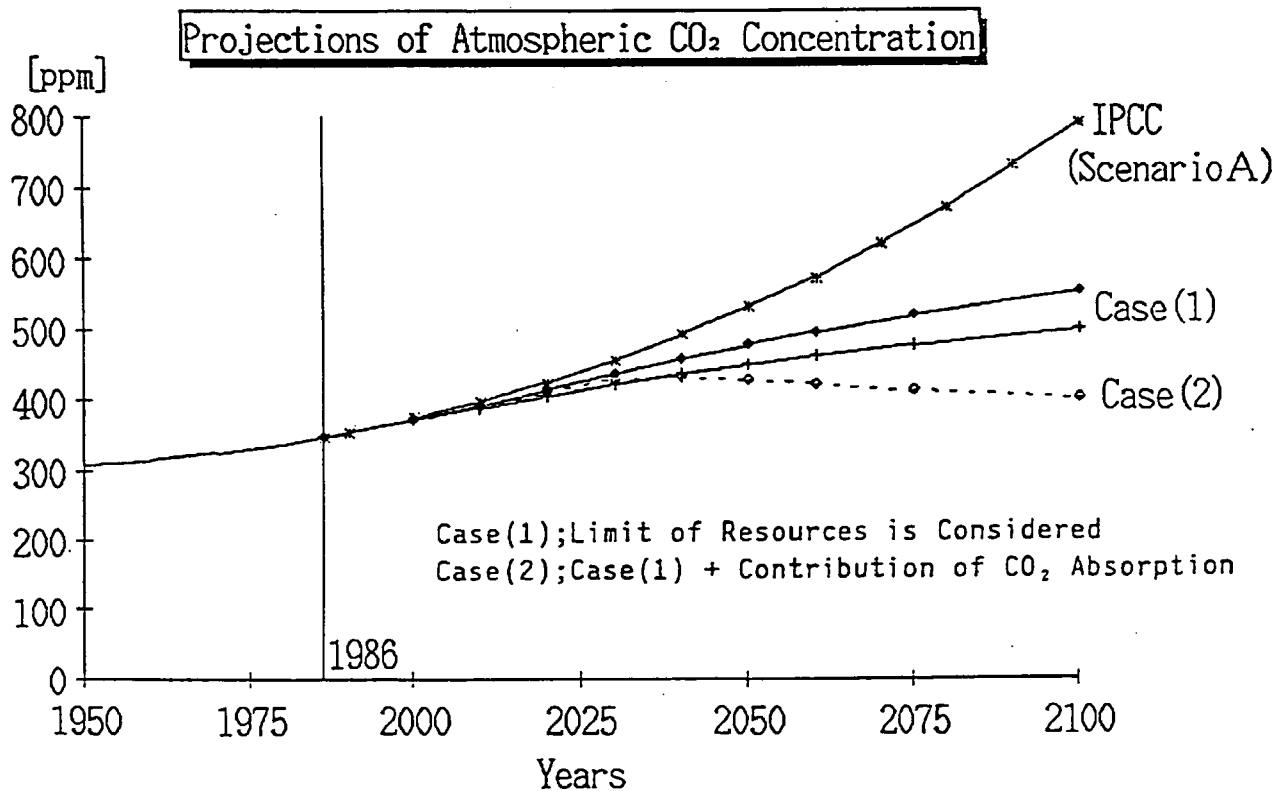
$$Y = X (1 - 0.45) = 436 \text{ ppm}$$

③ CO₂ concentration in the atmosphere

$$A + Y = 348 + 436 = 784 \text{ ppm } (< 800 \text{ ppm })$$



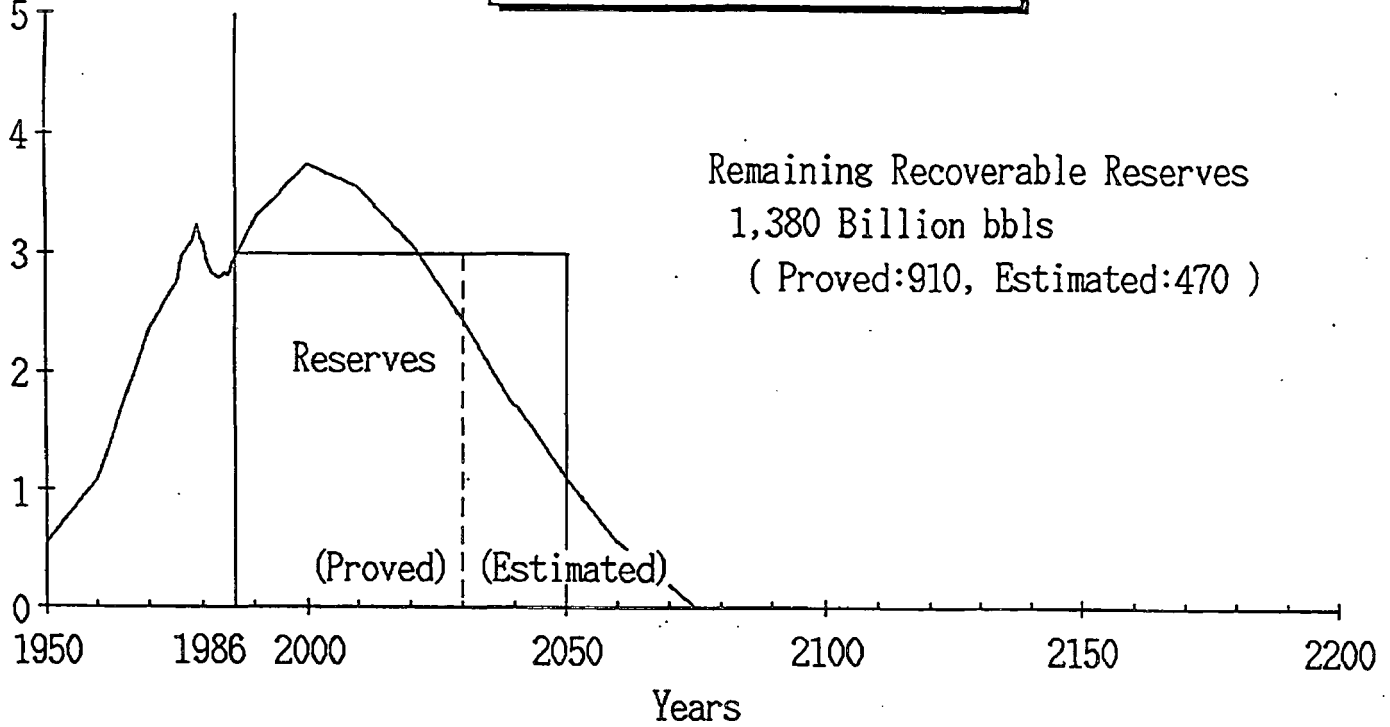
7



8

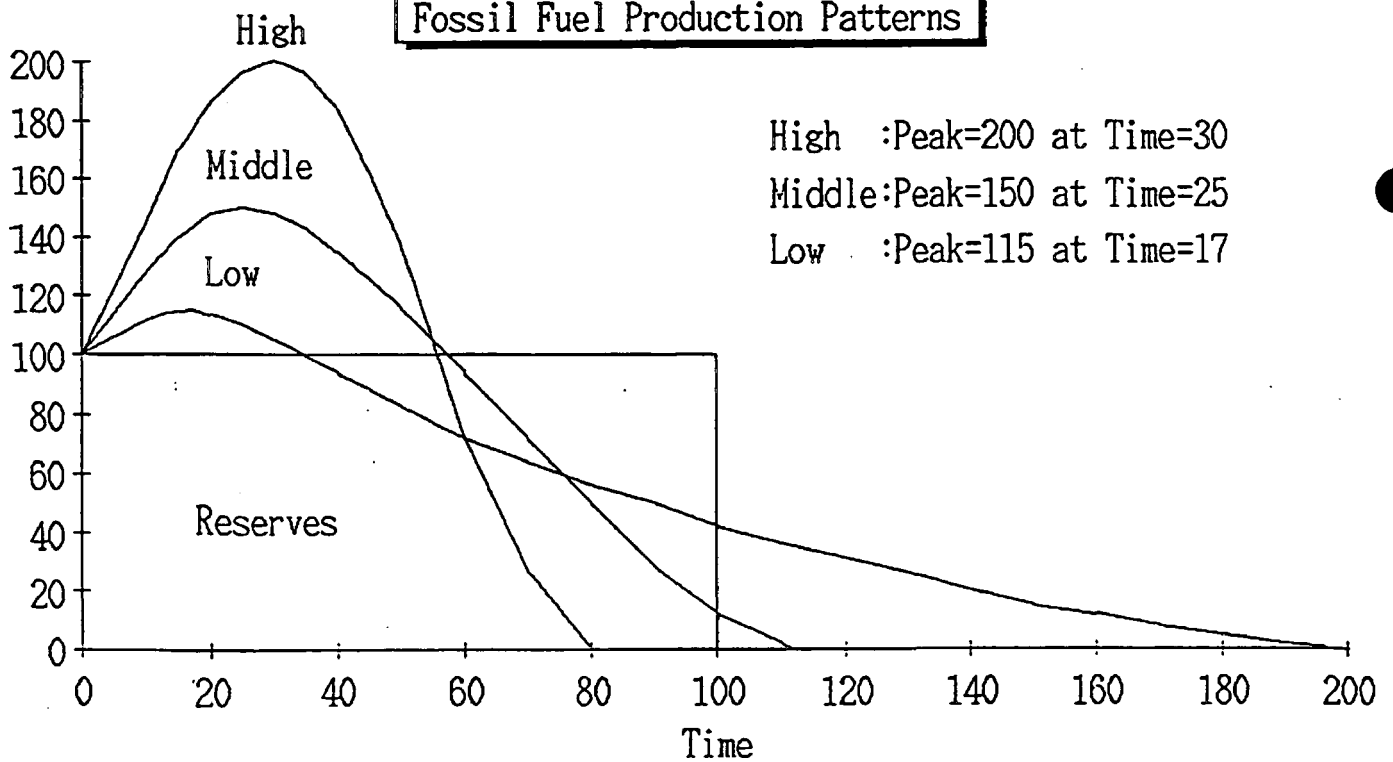
[Billion Tons]

Lifecycle of Oil Production

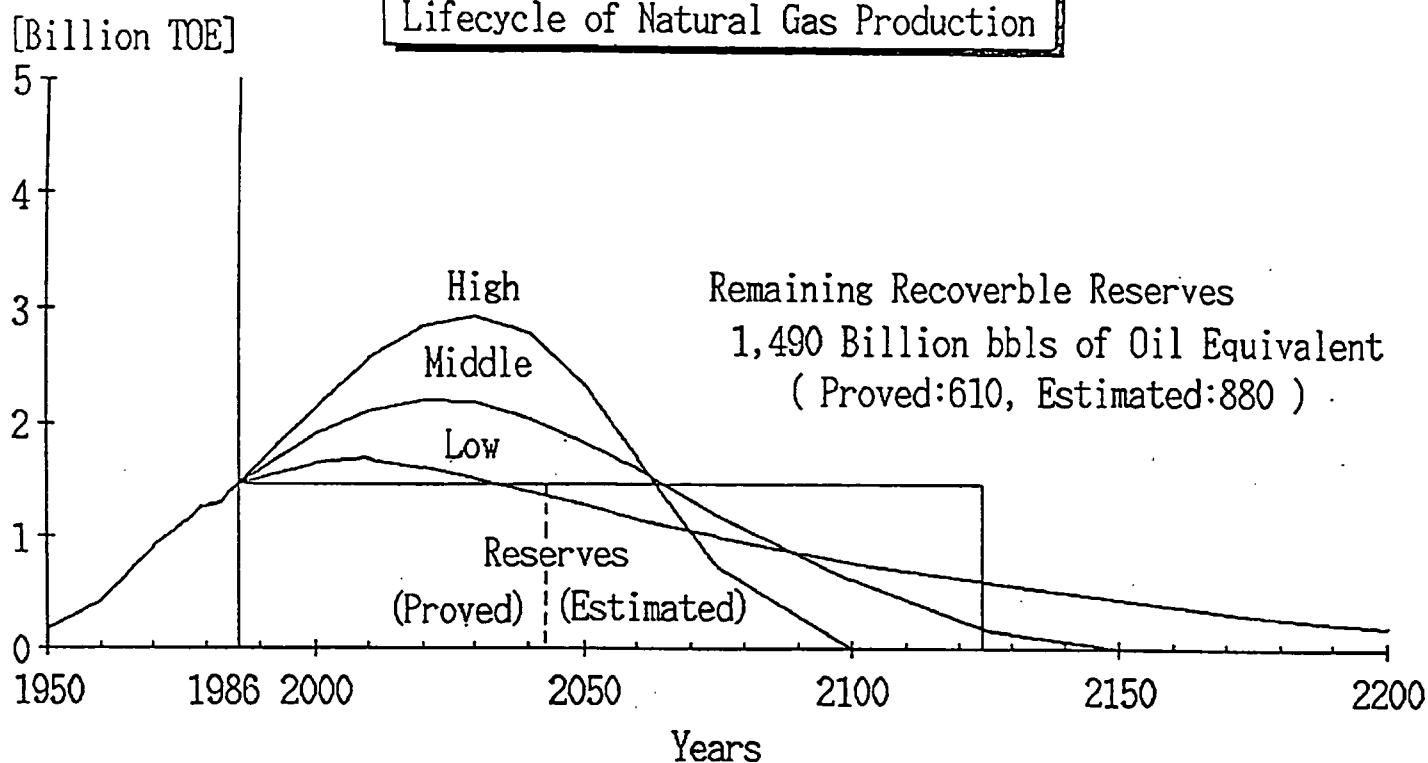


9

Fossil Fuel Production Patterns

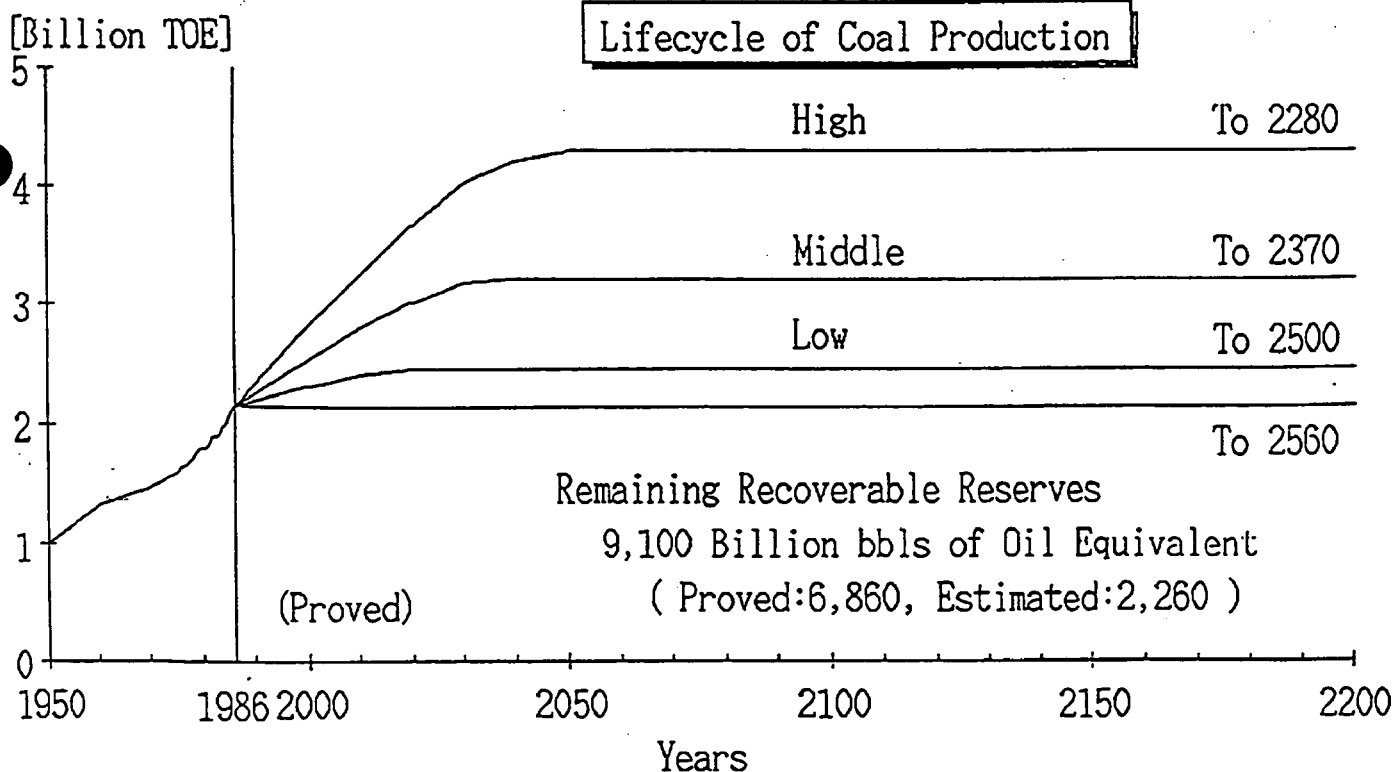


Lifecycle of Natural Gas Production



//

Lifecycle of Coal Production



A Viewpoint on Global Warming from Fossil Fuel Reserves

- (1) Any dispute on global warming problems without considering volume and availability of fossil fuel reserves has no realistic meaning.
- (2) IPCC report in August 1990, predicts the atmospheric conc. of CO₂ in the year 2100 will rise up to 800 ppm.
While simple calculation indicates that this 800 ppm can be reached only when all the remaining recoverable fossil fuels are used out.
- (3) The consumption of fossil fuels can not grow along with the presumption presently taken as global warming simulation basis,
due to the spontaneous constraints in availability and price rise initiated by thinning down of fossil fuels reserves.
- (4) The CO₂ conc. in the year 2100 will fall in the range of 500-550 ppm, even when no credit of CO₂ absorption-fixation countermeasures is taken into account.

13

What Should Human-being Try to Do? While fatal increase of atmospheric CO₂ will not take place

- ① Energy conservation and promotion of high efficiency energy utilization
· Precious petroleum and natural gas for noble usage
- ② Recognition of vital coal role
· Enormous reserves, stable supply and price, available technologies in clean forms
- ③ Resolution for acid rain problems
 { Implementation of De-SO_x and De-NO_x technologies
 Use of low sulfur fuels ⇒ { Forest preservation ⇒ { Maintain/increase CO₂ fixation capacity
- ④ Promotion of nuclear energy (LWR) installation and utilization
- ⑤ Acceleration of development for alternative and renewable energy
- ⑥ R&D of CO₂ separation, fixation and utilization technologies
- ⑦ R&D of nuclear fusion technology

Japan's View Point

Present Status and Tasks for Future

- ① Japan has already realized advanced energy utilization through high efficiency combustion, De-SOx and De-NOx technologies.
- ② More advanced technology developments should be continued with sufficient back-up of funding.
- ③ Transfer and make use of the fruits of technologies promptly to other nations on global basis.

/5

Japanese Government's Response

To Global Warming Problem

Japan immediately starts to carry out feasible measures with contributing to make the international framework, while understanding that the global warming problem will severely impact on the fundamentals of human-life.

1. "Action Program to Arrest Global Warming"

The Council of Ministers for Global Environment Conservation made a decision to carry out this program in October, 1990

(1) Objectives

- to clarify the Government's policy and the whole image of feasible measures.
- to obtain the comprehension and cooperation of the nation
- to make clear the basic philosophy in contributing to make the international framework

/6

(2) Targets for Greenhouse Effect Gases Emission Stabilization

① CO₂

Assuming that major developed countries will make an effort for CO₂ emission stabilization,

- to stabilize the CO₂ emission per capita in the year 2000 at the approximate level of 1990
- to stabilize the total CO₂ emission in the year 2000 at the level of 1990, in the case of achieving the development of innovative technologies

② Other Greenhouse Gases

- Methane; to maintain the emission at present level
- Others ; to increase the emissions as less as possible

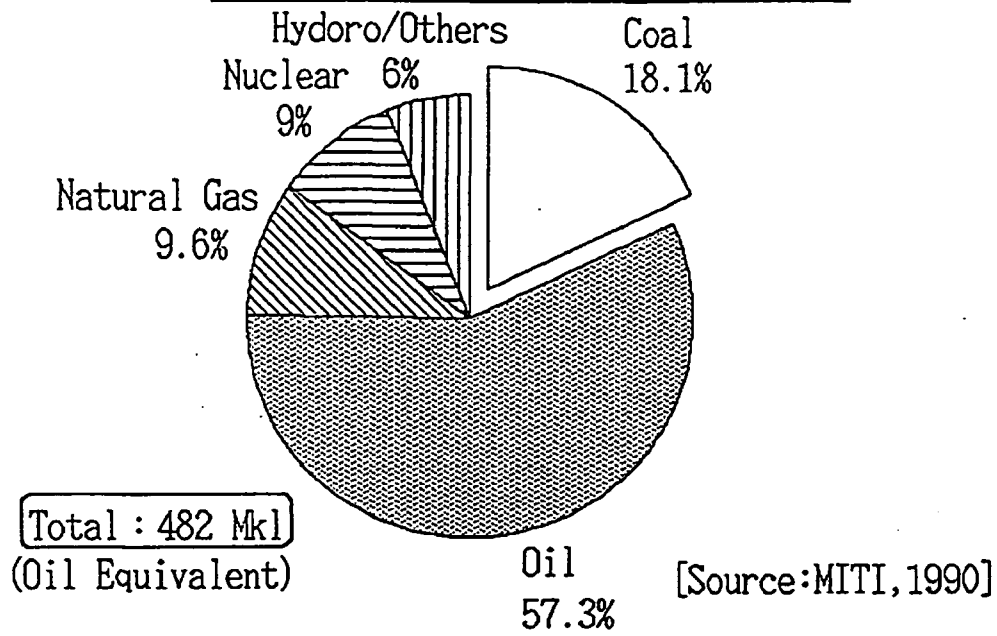
17

(3) Duration : 20 years from 1991 to 2010

(4) Countermeasures

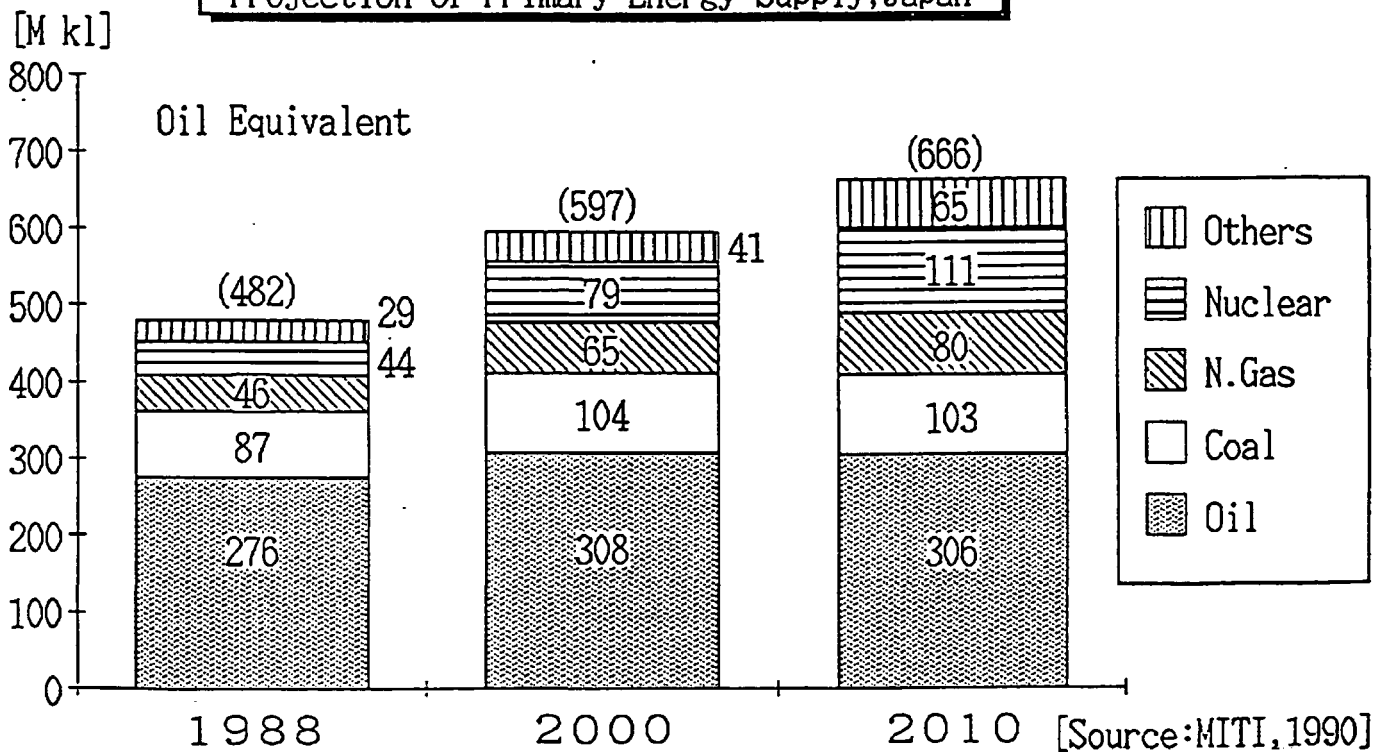
- a) Control of GHG emissions
 - Promotion of energy and resources savings
 - Introduction and propagation of low/non-CO₂ emitting energy sources
 - Emissions restraint of CH₄ and other GHGs
- b) Preservation and adjustment for GHG absorption sources
- c) Enhancement of scientific studies, observation and superintendence for global warming mechanisms
- d) Development and propagation of CO₂ fixation/utilization technology
- e) Propagation, enlightenment and so on
- f) Promotion of international cooperation

Primary Energy Supply (Japan, 1988)



19

Projection of Primary Energy Supply, Japan



第5章 DMT Gesellschaft für Forschung und Prüfung mbH (DMT-FP社)

1. はじめに

今回の海外調査の最後として、DMT Gesellschaft für Forschung und Prüfung mbH (DMT-FP社)を訪問した。Essen 郊外の、比較的緑の多い静かなところに数棟の建物からなる研究所であった。11月12日(月)11:00～14:30の短い訪問時間であったが、対応者であった Prof. van Heekは橋本教授と懇意であり、また、NEDO石炭技術開発室の上田室長とも旧知の間柄ということもあり、丁寧な歓待を受けた。

お互いのメンバー紹介の後、DMTの概要説明を受けた。次に、NEDOから活動の概要、HYCOLプロジェクトの概要および石炭水添ガス化技術開発調査のアウトラインについてパンフレット等を用いて紹介した。さらに、DMTからスチームによる流動層ガス化、スチームまたは水素等の雰囲気下における石炭の反応速度に関する研究および熱分解ガス化についてOHPを用いて説明を受けた。質疑応答の後、各種実験設備の見学を行った。

2. 会社概要

DMTは、ドイツ国内の石炭関連会社6社からの共同出資を受けて活動していた3つの機構(Stbv with BF, WBK, VG)が一つに統合されたもので、石炭やエネルギーに関する研究を行うDMT Gesellschaft für Forschung und Prüfung mbHと主にMiningに関する教育を行うDMT Gesellschaft für Lehre und Bildungの二つの大きな組織に分かれ、それぞれに分野別の各種研究所がある。よく知られたBergbau Forschung GmbH (BF社)はDeutscheMontanTechnologie für Rohstoff-Energie-Umwelt (DMT)という新しく組織された会社の研究組織の中に組み込まれた。

DMT全体の従業員数は約2000人で、DMT-FPには14の研究所に約1400人が従事し、予算は年間約200百万ドイツマルク(DM)(約170億円)である。今回訪問した研究所は、Institut für Kokserzeugung und Kohlechemie (IKK)であり、資料-1に示すとおり、いくつかのセクションに分かれて研究活動を行っている。

3. 石炭ガス化の開発経緯

3-1. 外熱式石炭ガス化（B F ガス化炉）

DMT-F P 社（前身である B-F 社）で開発が進められてきたのは、ガス化剤および流動媒体としてスチームを用いる流動層外熱式石炭ガス化研究であり、その開発経緯は次のとおりである。

1968年～1972年	概念の確立、基礎実験、kgスケール設備概念設計・製作
1972年～1976年	kgスケール設備試験
1976年～1984年	パイロットプラントによる試験及び数学モデル構築
1973年～1987年	熱交換器の材料研究
1984年～1987年	高温ガス炉(HTR) の排熱利用ガス化のエンジニアリング
1985年～1987年	発電 (250MW) プラントのF/S 及び基礎エンジニアリング
1987年～1990年	デモンストレーションプラントの詳細エンジニアリング

1990年までに要したコストは140百万DM（約120億円）である。

また、発電プラントは本ガス化炉を複合発電プロセスに導入したものであり、Man GHH GmbH と共同で開発しているもので、Man 社のガスタービンと組み合わせて、Man GHH Bergubau-Forschung Gaserzeugung（MBG）プロセスと呼ばれている。

3-2. 石炭ガス化小型実験装置

石炭ガス化の実験室規模の研究として、各種雰囲気ガス中における石炭ガス化反応速度や触媒を用いた石炭ガス化について成果を得ている。この実験手法は、Thermogravimetric analysis（TGA）と呼ばれており、B F 社において10年にわたる経験から開発されたものである。実験装置の仕様は以下のとおりである。

圧力	100 bar
温度	400 °C
サンプル量	1000mg
ガス（H ₂ , CO ₂ など）量	20 l/m（スチーム 10 g/m）

サンプルには、各種石炭のほかチャー、活性炭そしてスラッジまで用いられた。得られたデータは、熱分解、ガス化、燃焼、水添熱分解などに用いられた。また触媒を用いたデータ取得にも使用されている。

3-3. 水添熱分解石炭ガス化

本研究は固体燃料の熱分解による液生成物の取得を目的としたI E Aプロジェクトとして実施されており、I E Aメンバーであるドイツ・スエーデン・イギリスがスポンサーとなっている。1977年から研究が始まり、1991年までの間に17.1百万DM(約14.5億円)が投資される予定である。水添熱分解石炭ガス化研究の開発経緯は次のとおりである。

基礎実験	1977年～1981年
kgスケール設備設計と経済性検討	1981年～1982年
kgスケール設備の建設と運転	1984年～1989年
kgスケール設備の運転継続(異なる運転条件においてテスト実施)	1989年～1991年

本設備の建設費は約4百万DM(約3.4億円)である。

4. 石炭ガス化技術の詳細

4-1. 外熱式石炭ガス化

B Fガス化プロセスは酸素・スチームによるガス化とは異なり、外熱式のスチームによるガス化(低温ガス化)である。熱源としては、生成ガスの燃焼熱または原発の排熱である。ガス化炉の形式は資料-2に示すとおり横置式円筒タイプであり、以下の特徴がある。

①スチームのみによるガス化

②熱交換器を内蔵した流動層ガス化

③固体粒子の水平移動によるガス化

このガス化炉を組み込んだI G C用プロセス(M B Gプロセス)のプロセストを資料-3に示す。250MW発電用のケースではガス化炉を4基持ち、約1500t/日の石炭処理量で、42%の効率である。

本プロセスの特徴は以下の通りである。

①低SO₂、低NO_x、低ダスト

②ガス化用酸素プラントが不要

③広範囲の炭種(特に高灰分含有炭)に適用可能

次に、ガス化データは1炉当たり次の通りである。

石炭供給量	15 t/h (360 t/日)
圧力	21 bar
温度	810 °C
ガス組成 (dry, vol%)	
H ₂	51.5
CO	12.3
CO ₂	24.0
CH ₄	11.8
H ₂ S	0.3
N ₂	0.5

ここで、H₂ と CO₂ の数値が高いのは、炉内でシフト反応が起こっているため、また CH₄ の数値が高いのは、温度が低いためである。

4-2. 石炭ガス化小型実験装置

最近の研究の目的は、これまでの理論的考察及び新しい実験データに基づいて、独国の石炭からチャーの反応性を明らかにできるようなKinetic modelを開発することである。ガス化剤として、H₂O、CO₂およびH₂を用い、圧力と温度の影響を測定し、非線型回帰分析を行い、反応速度式がLangmuir-Hinshelwood型の式で表されることが示された。

反応性への圧力の影響は、高温下でガス化剤がH₂OおよびCO₂の場合、低圧の時は直線的な増加を示すが、10 bar以上の高圧になると飽和する傾向がある(資料-4)。水添ガス化の反応速度は圧力、温度とも高くなるほど、大きくなっている(資料-5)。

水添ガス化の速度式は次式で表される。

$$\gamma_s = (\gamma_4 P_H^2) / (1 + \gamma_5 P_H)$$

本反応速度は炭素転換の度合いに依存している。これまでの研究成果によると、その影響はチャーの不均一性による平均活性化エネルギーの増加によるものと仮定され、温度、圧力、ガス組成の関数と仮定されている。この仮定と先の反応速度式を解くと、水添ガス化のときの活性化エネルギーは17.5 kJ/molとなった。

また、H₂O、CO₂ガス化において、反応速度とBurn-offの関係が炭種、圧力によって異なる挙動を示すこと(資料-6)、触媒の研究結果では、Kが最も効果があり、Mg、Feはほ

とんど効果が見られなかったこと、チャーの表面積とBurn-offの関係で、Burn-offが30～50% のとき表面積がピークとなり、その後は減少していくこと等について説明を受けた。

4-3. 水添熱分解石炭ガス化

熱分解テストに用いられた4種類の実験装置と反応条件等を資料-7に示す。このうちキューリーポイント装置を使用した急速水添熱分解結果から、生成物への温度による影響を資料-8に示す。

次に、kgスケール設備の詳細を示す。資料-9に示すように噴流層式ワンスルー反応器である。反応管の長さは3 m、ガス滞留時間は30秒まで可能とのことである。

また、運転条件範囲は次のとおりである。

石炭供給量	0.1 ~ 1	kg/h
圧力	1 ~ 200	bar
温度	550 ~ 900	℃
水素供給量	0.4 ~ 30	Nm ³ /h

本反応器から得られた運転結果を資料-10に示す。石炭転換率が高く、タールの収率も高い結果が得られている。

4-4. 質疑応答まとめ

- ・主に使用した石炭はGerman Coal で、高揮発分・高灰分であり、粘結性はボタン指数で5以下である。
- ・ガス化炉入口スチーム温度はガス化炉とほぼ同じ温度
- ・水性ガス化は吸熱反応であるため、反応温度の変更は入口温度を変更すれば簡単に変更できる。
- ・負荷変動は非常にフレキシブルで、反応温度の変動、石炭流量の減少の両方とも可能。
- ・石炭転換率の値は反応器のスループットとの兼ね合いである。
- ・ガス化炉の中では、上下方向では流動層だが水平方向では plug flow (10cm/s) である。
- ・低温ガス化ではタール成分がかなり発生すると予想されるが、石炭は流動層の底部に引き込まれ、炉内で生成するタール成分はガス化炉内でガスに分解されるため、タールの生成はない。

- ・ I G C C のスキーム中、4 基のガス化炉にはそれぞれ石炭が並列に供給されるが、熱は生成ガスの燃料によって 4 基の反応器にシリーズに与えられる。
- ・ I G C C の概念設計では、発電効率が 42 % と非常に Conservative な値となっている。スチームタービンとガスタービンにおける発電の割合は約半々で、ガスタービンは既に市場に出ているもの（低温）を想定している。本プロセスでも高温ガスタービンを採用すれば、もっと高い効率が得られるはずである。
- ・ ガス化炉内の熱交換器の高温腐食はほとんど見られない。
- ・ 触媒はガス化に大きな効果があるが、回収を考慮すると現時点では経済性はない。
- ・ 水添熱分解では、液生成物を取得するのが経済的であると考えている。高い石炭から安いメタンを製造するのは非効率であり、水素を得る方が効率的であると考えている。液生成物の生産を目的とした水添ガス化プロセスのスキームでは、水添用の水素はメタンを reforming して得るほか、チャーは発電用に供する。このプロセスの経済性を示す指標として、Break-even ポイントの石炭価格は、1982～1985 年で 100 ～ 150 DM/トンであった。

4 - 5. 設備見学

- ・ スチームによる外熱式石炭ガス化設備関係
- ・ 熱分解関係実験装置
(kg スケール設備、熱天秤、グリッドヒーター、キューリーポイント装置)
- ・ 小型実験装置
(触媒、雰囲気ガス、圧力等のテスト用)
- ・ その他 各種実験設備

5. 資料

本文中 資料－1：DMT－F P I K Kの組織表

資料－2：B F ガス化炉の概念図

資料－3：I G C C用M B Gプロセス

資料－4：高温下における圧力と反応速度の関係

資料－5：水添ガス化における圧力および温度と反応速度の関係

資料－6：反応速度とByrn-offの関係

資料－7：熱分解実験装置

資料－8：水添ガス化における生成物への温度による影響

資料－9：kg-スケール 設備概略図

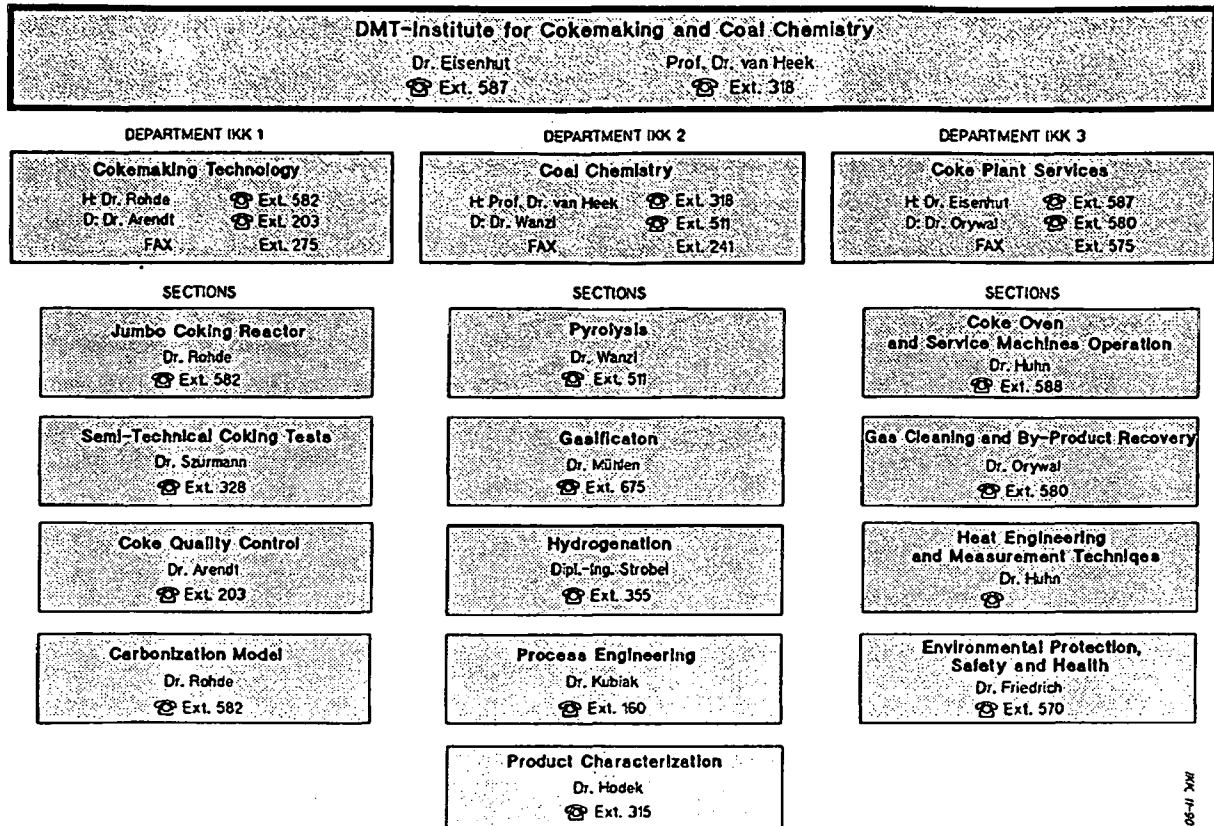
資料－10：水添ガス化実験結果

その他資料（N E D O保管）

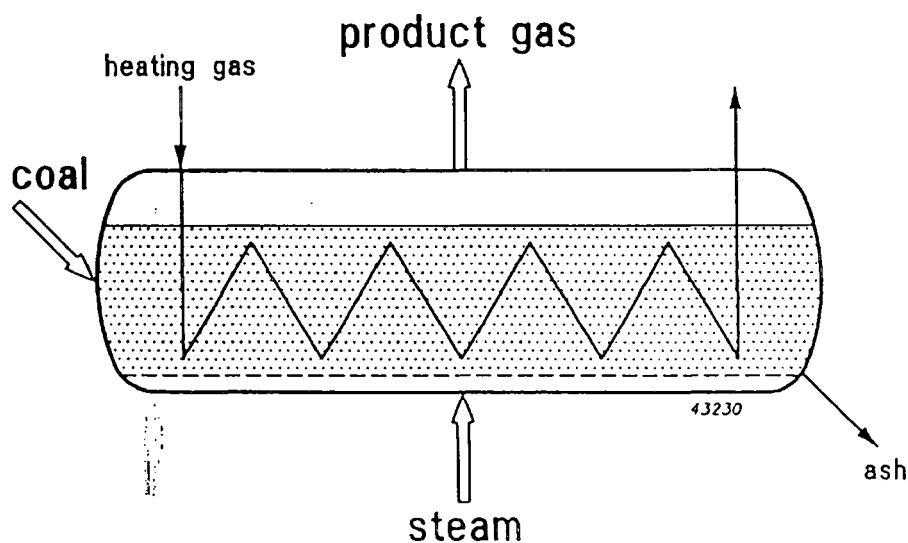
1. DMT概要パンフレット
2. A G E N D A
3. T G A－B F（小型装置のパンフレット）
4. R e g i o n a l N e w s
5. Entwicklungsstand und Anwendungsmöglichkeiten
des MBG-Kohlevergasungsverfahrens（報文）
6. DMT－F P Coal and Thermochemistry
7. DMT－F P I K Kの組織表
8. Herstellung von Flüssigprodukten aus Kohle durch Pyrolyse
und Hydropyrolyse（報文）
9. DMTの List of Reference
10. Presentationに用いたO H Pのcopy 3部



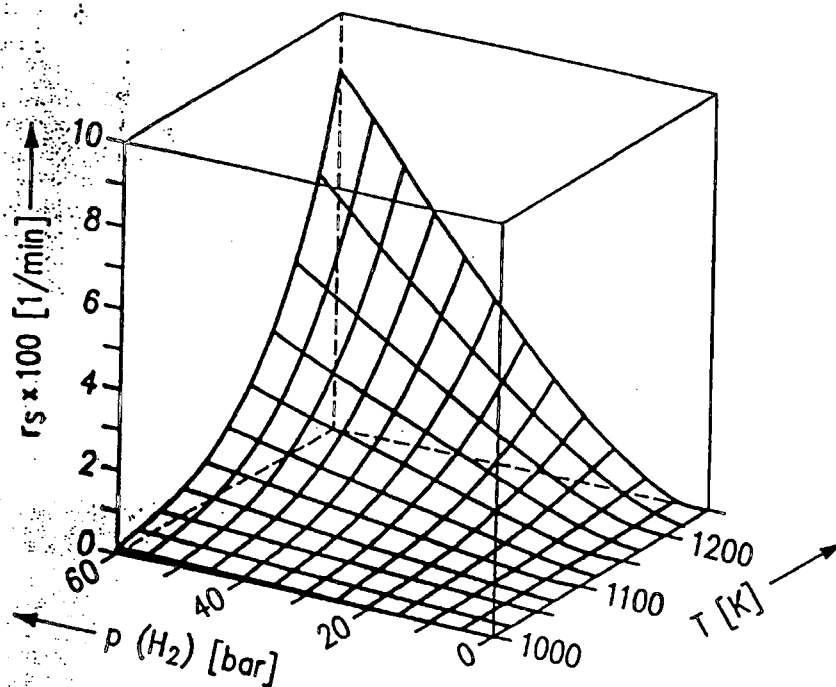
DMT-Gesellschaft für Forschung und Prüfung mbH
 Institut für Kokserzeugung und Kohlechemie
 Franz-Fischer-Weg 61
 D-4300 Essen 13
 Phone and Fax: (Ger.) (201) 172 1+Ext.



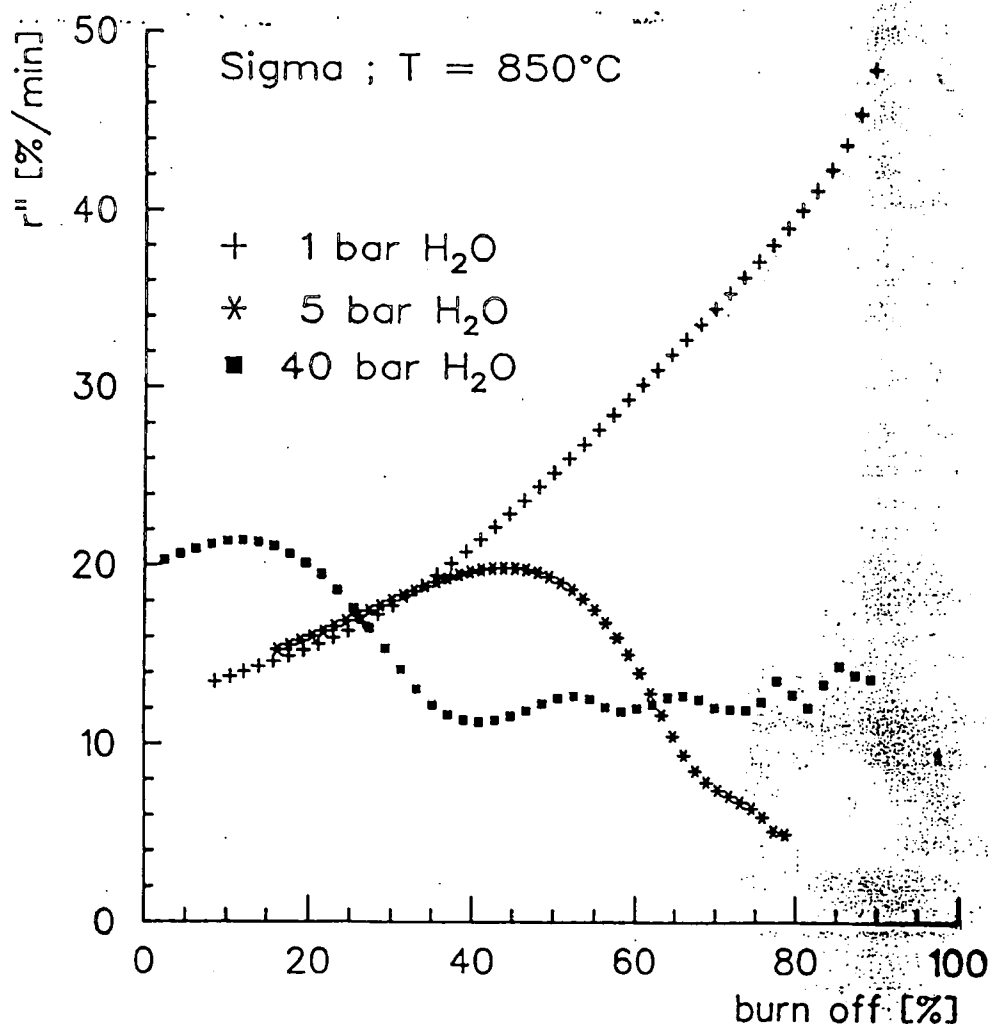
資料-1 : DMT-FP IKKの組織表



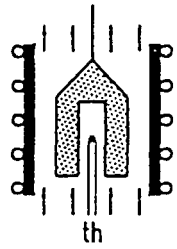
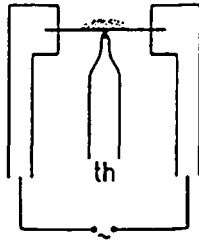
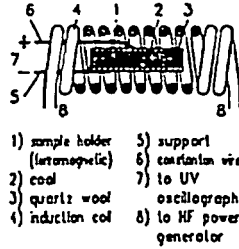
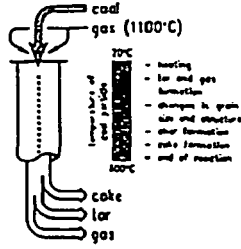
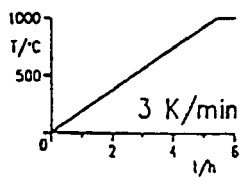
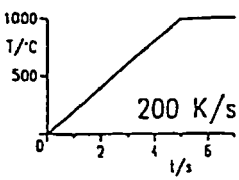
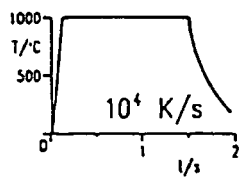
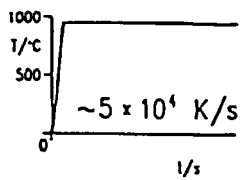
資料-2 : BF ガス化炉の概念図



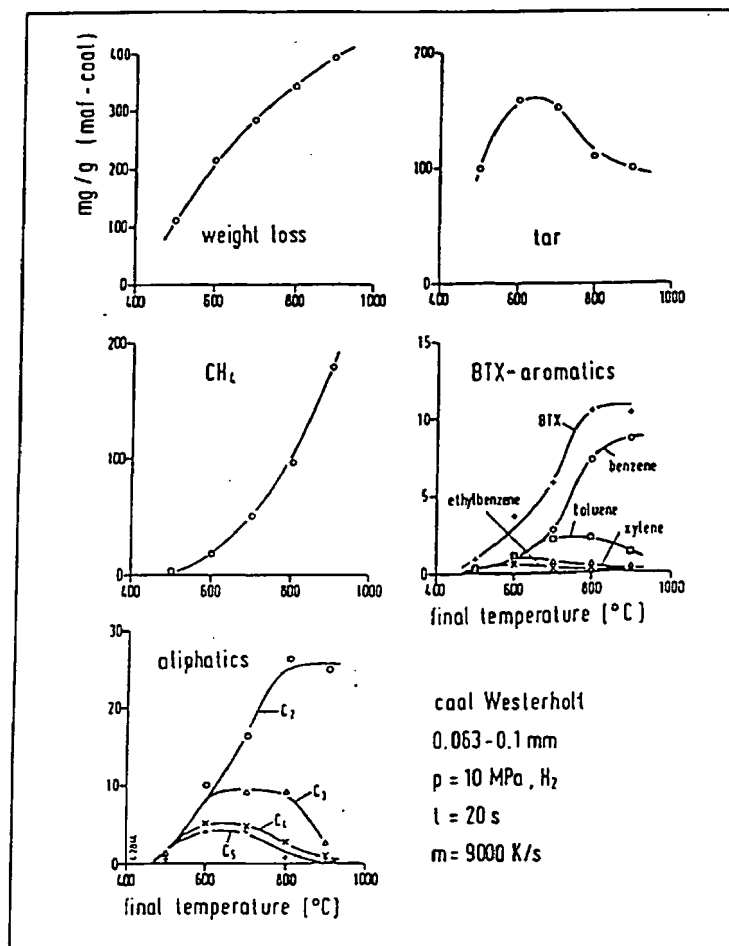
資料-5 : 水添ガス化における圧力および温度と反応速度の関係



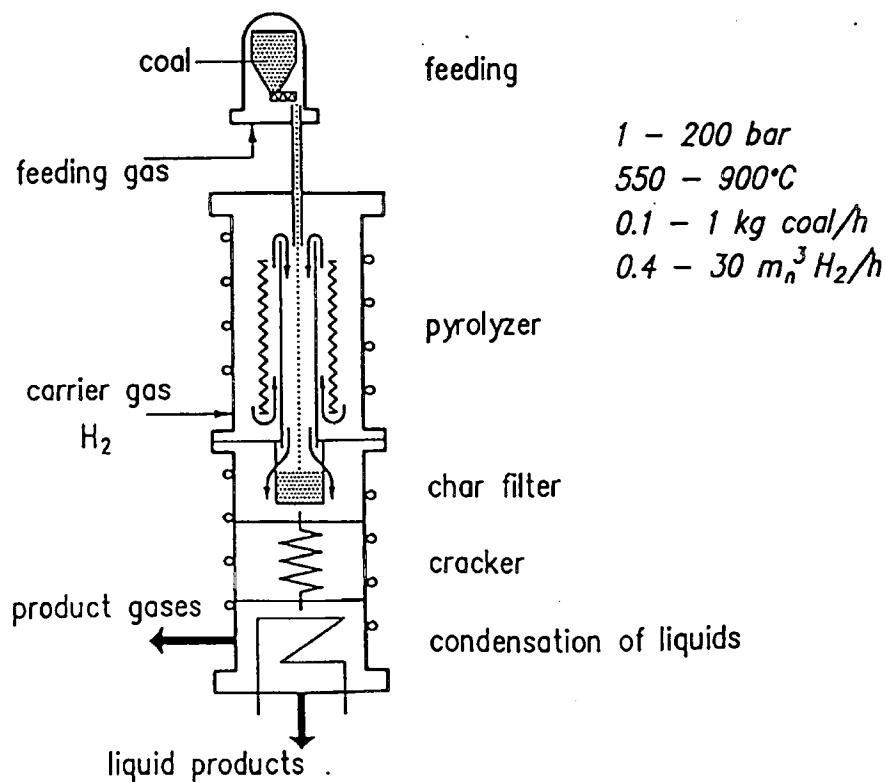
資料-6 : 反応速度とByrn-offの関係

reactor	thermobalance	grid heater	curie-point apparatus	entrained flow reactor
			 1) sample holder (ferromagnetic) 2) coil 3) quartz wool 4) induction coil 5) support 6) constant wire 7) to UV oscillograph 8) to HF power generator	 - heating - for and gas - formation - changes in grain - size and structure - coke formation - rate formation - end of reaction
heating profile				
pressure / MPa	0.1 - 10	0.01 - 9	0.01 - 30	0.1 - 20
ambient atmosphere	N ₂ , H ₂ , H ₂ O ₀	He, N ₂ , H ₂	N ₂ , H ₂	N ₂ , H ₂ mixture of CO, CO ₂ , H ₂ , H ₂ O, N ₂
sample size	1.5 g	10 mg	5 mg	1 - 10 kg/h
grain size / mm	0.8 - 1.0	0.063 - 2.0	0.063 - 0.8	< 0.8

資料-7：熱分解実験装置



資料-8：水添ガス化における生成物への温度による影響



資料-9 : kg-スケール 設備概略図

Gasflammkohle Westerholt , 38% V.M. (maf) , 0.1-0.2 mm

	hydropyrolysis		coke oven
	run 11	run 12	
experimental parameters			
H_2 -pressure bar	100	50	
temperature °C	650	800	
gas-residence time s	23.5	13.0	
yields (wt.-%)			
char	41.1	41.4	76
gas	23.5	30.2	20
tar	25.3	23.0	4
from that BTX	1.9	7.1	1.0
H_2O	5.9	5.0	
balance loss	4.2	0.4	
main fractions of tar (wt.-%)			
light oil < 180°C	11.5	21.5	2
phenol oil 180-210°C	17.9	2.5	3
naphthalene oil 210-230°C	5.3	22.9	12
absorption oil 230-300°C	12.8	8.9	11
anthracene oil 300-370°C	7.6	15.1	22
pitch > 370°C	44.9	29.1	50

第6章 参考資料等

1) 訪問先住所および電話番号一覧

・英国ガス会社 ウェストフィールド研究所

Westfield Development Centre, British Gas plc.

Cardenden, Fife

Scotland KY5 0HP

U.K.

tel:0592-860293

・英国ガス会社 ミッドランド研究所

Midlands Research Station, British Gas plc.

Wharf Lane, Solihull

West Midlands B91 2JW

U.K.

tel:021-705-7581

・I E A コールリサーチ

IEA Coal Research

Gemini House, 10-18 Putney Hill

London SW15 6AA

U.K.

tel:081-780-2111

・仏国立石油研究所 (I F P) パリ本部

IFP

1 & 4, av. de Bois-Preau BP 311

92506 Rueil Malmaison Cedex

FRANCE

tel:47-49-02-14

・独・DMT-F P社

DMT-Gesellschaft für Forschung und Prüfung mbH

Franz-Fischer-Weg 61

D-4300 Essen 13

GERMANY

tel:0201-105-9318

2) 主要面会者一覧

・英国ガス会社 ウェストフィールド研究所

Mr.Geoff Twizell

Mr.D.F.Eales

Mr.Haydn S. Davies

・英国ガス会社 ミッドランド研究所

Dr.J.A.Lacey F

Mr.P.A.Borrill

Dr.M.J.Atkinson

Dr.R.L.Ensell

Mr.R.C.Hodrien

・ I E A コールリサーチ

Mr.Chris Maude

Mr.A.Tokuoka (徳岡氏: N E D O 出向者)

PhD.Nina M.Skorupska

Mr.John D.Trubshaw

・ 仏国立石油研究所 (I F P) パリ本部

Mr.Michel Valais

Mr.Michel Dugert

・ 独・ D M T - F P 社

Prof.Dr.rer.nat.Karl Heinrich van Heek

Dr.rer.nat.Wolfgang Wanzl

Dr.Heinz-Jurgen Muhlen

・ その他

J E T R O ロンドンセンター 浦島次長

3) 入手資料一覧

・英国ガス会社

- 1) Relay R&D News on the use of gas in Industry and Commerce June 1990
- 2) Monitor British Gas Research and Technology A Review of Achievements
- 3) British Gas 1990 Annual Report and Accounts
- 4) R & D Digest
- 5) Report The Development of BRITISH GAS Methanation Catalysts Processes
- 6) Report Coal Gasification - The Westfield story

・ I E A コールリサーチ

- 1) Annual Report 89/90
- 2) Newsletter October 1990
- 3) Coal Gasification Gasifier Design Considerations

・ 仏国立石油研究所 (I F P) パリ本部

- 1) Annual Report 1989
- 2) Natural Gas and Crude Oil Parallel Outlooks or Complementary Destinies?
- 3) Report Natural Gas in the World, 1990 Survey
- 4) Report Underground Gas Storage in the World, 1990 Survey

・ 独 ・ DMT - F P 社

- 1) DMT pamphlet
- 2) Regional News
- 3) TGA-BF pamphlet
- 4) Reports 独語 2報