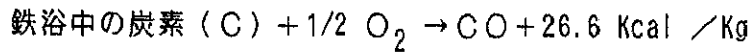
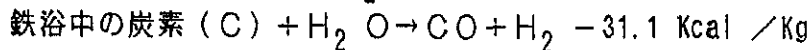
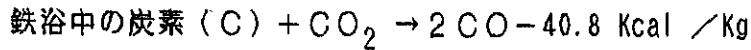


このような熔融鉄の特性から、鉄浴法のガス化反応機構は他のガス化方法と根本的に異なっており、次のような選択的なガス化反応が鉄浴の中で発生する。



石炭の供給や温度調節のために炭酸ガスや水蒸気が送入される場合には次の反応が同時に進行する。



以上のように鉄浴法の場合には高温の熔融鉄が炭素、酸素および硫黄の吸収剤として、また炭素の貯槽として特殊な機能を示すため、ガス化特性も次のとおり極めて異なった性能を発揮している。

イ) 原料として低品位炭、石油ピッチ、直接脱硫酸残渣等広範囲に使用できる。

ロ) 生成ガス中にメタンやタールを全く含まず、また硫黄分も95%以上がガス化炉で除去されるため、不純物含有量の少ない合成ガスが得られる。

ハ) 運転の安全性・安定性が高い。

ニ) ガス化炉の反応温度が高いため、高温生成ガスからの効果的な熱回収が重要である。

ホ) 常圧法のため、生成ガスの加圧が必要である。

(3) 日本のガス化技術とその特性

石油が安く、豊富に供給されるようになるまで、石炭は他の国々と同じように日本の主要なエネルギー源であり、昭和30年代までは、いくつかのウインクラ法（流動層）やコパーズ・トチェック法（噴流層）ガス化炉が日本でも工業的に運転されていた。

石油時代になってからは、石炭のガス化は経済的競争力を失い、石油残渣油のガス化がわずかに実施されていた程度である。

しかしながら、昭和48年の第1次石油危機後、エネルギー源の多様化と安定供給の必要性が見直され、石炭の効率的な使用方法や容易な使用方法の研究開発が活発に取進められている。

石炭のガス化使用については、Table 8-1-2 に示すように現在、日本では流動層ガス化炉が2種類、噴流層ガス化炉が2種類、鉄浴法が1種類の合計5種のガス化炉が研究されており、なかでも石炭技術研究所が開発中の流動層ガス化炉と住友金属工業が開発中の鉄浴法ガス化炉は40T/日、60T/日の大型パイロット試験を順調に実施しており、工業化可能な技術水準に達している。

TABLE 8-1-2

SUMMARY OF OPERATIONAL AND PERFORMANCE CHARACTERISTICS FOR JAPANESE GASIFIERS

Name and/or Developers	Fluidized Bed		Entrained flow		Molten Iron Bath
	CMRC EPDC NEDO Air/Steam	-HYBRID- EPDC NEDO O ₂ /Steam	CRIEPI MHI Air, O ₂ /Steam	HITACHI O ₂ /Steam	
Gasifying Medium					
Coal Size & Feed Method					
-Size	1.5 mm	< 1 mm	200 mesh under 80-90 %	200 mesh under 70 %	200 mesh under 70 %
-Feed	Lock-hopper	Resid.Oil Slurry	Pneumatic	Pneumatic	Pneumatic
Ash State	Dry	Dry	Slag	Slag	Slag
Operating Press. & Temp					
-Pressure kg/cm ² G	20	30	20	9	Atm.
-Temperature °C	840-920	750-950	1000-1600	1300-1600	1400-1600
Efficiencies					
-Carbon Conversion %	94	87.7		93	> 98
-Cold Gas Efficiency %	71	71.5		70	74-80
Steam & O ₂ Requirement					
-Steam kg/kg-coal	1.0	2.2			0.05-0.15
-O ₂ "	Air 2.1Nm ³	0.5-0.7		0.8	0.5
Gas Composition Typical (vol%, Dry)					
H ₂	14.5	31	8.4	32.3	32.7
CO	9.2	14	18.1	55.0	61.1
CH ₄	5.6	21	1.6	0.2	--
CO ₂	16.5	32	8.0	12.4	3.0
N ₂	53.3	--	60.7	--	--
Capacity T/D (One Unit)	40	20 (equivalent)	2	1	60
Application	Power	SNG	Power	Multi-use	Multi-use
Remarks	*Combination with Dry Desulf. System *Two Stage F.B.	*Coal:4 T/D H.Oil:8 T/D	*Two Stage entrained flow -combustor -reductor	*Two Stage Reaction	*Line & Flux *240 T/D Pilot Plant in Sweden under construction

CMRC: Coal Mining Research Center
 EPDC: Electric Power Develop. Co.
 NEDO: New Energy Development Organization
 CRIEPI: Central Research Institute for Electric Power Industries
 MHI: Mitsubishi Heavy Industries
 CGS: Creative Gas and Steel

1) ガス化複合発電用2段流動層ガス化炉

当技術の開発は昭和49年に開始されたサンシャイン計画の一環として、石炭を発電用のクリーンエネルギーとして一層効率的に利用することを目標に取り進められているもので、通産省の委託を受けて、財)石炭技術研究所が5T/日および40T/日のパイロットプラントを用いた要素技術の研究を担当し、一方、隣電源開発が1000T/日の大規模実証プラントの設計を担当してFig.8-1-3に示すスケジュールで開発が行なわれている。

Fig.8-1-4は(財)石炭技術研究所が北海道夕張に建設して実験中の40T/日流動層ガス化炉の概念図を示すものである。

当ガス化炉は石炭ガス化複合発電のための効率的なガス化炉の開発を目標としており、ガス化剤として空気を使用し、約20kg/cm²gの高圧で2段式の流動層を用いている。

ガス化剤として空気を使用する理由は高価な酸素分離プラントが不要で、酸素を使用する場合に比較してガス化複合発電システムとして、総合熱効率が高いためであり、高圧ガス化は生成ガスの昇圧が不必要で同様にシステムとして総合熱効率が高いためである。

また、独特な2段式の流動層ガス化方法は流動層の弱点である灰分の分離を容易にすると共に炭素のガス転換率を向上させ、さらに工業化に際し、大型化が容易な構造として考案されたものである。

前処理設備で粒径や水分を調整された原料石炭は、ロックホッパーシステムによりガス化炉本体と同一圧力に高められ、気流搬送により第2ガス化炉(上段炉)に入り、そこで第1ガス化炉(下段炉)より上昇する熱ガスによって流動層を形成し、乾留・熱分解およびガス化が行われる。

炉頂から生成ガスが取り出されるが、同伴された微粒チャーはサイクロンで分離され、上段炉からのオーバーフローチャーとともにチャーホッパーを経て下段炉に気流搬送される。下段炉では、ガス化剤(空気と水蒸気)により、主としてチャーの燃焼反応が起こり、熱ガスとなって上段炉へ上昇する。灰は下段炉からロックホッパーで抜き出される。

流動層方式で最も難しいとされる灰の抜き出しは、上述のように2段反応を構造的に行うことにより解決されており、灰に残存する炭素量は1~3%以下に抑えられている。

当流動層ガス化炉の開発においては、5T/日および40T/日のパイロットプラントを用いて昭和58年度までに前者で約5,000時間、後者で約2,300時間のガス化試験が行われており、この間に最長570時間の連続運転も実証されていることから、基本的なガス化技術はほぼ確立されていると言えよう。

Fig.8-1-3 開発スケジュール

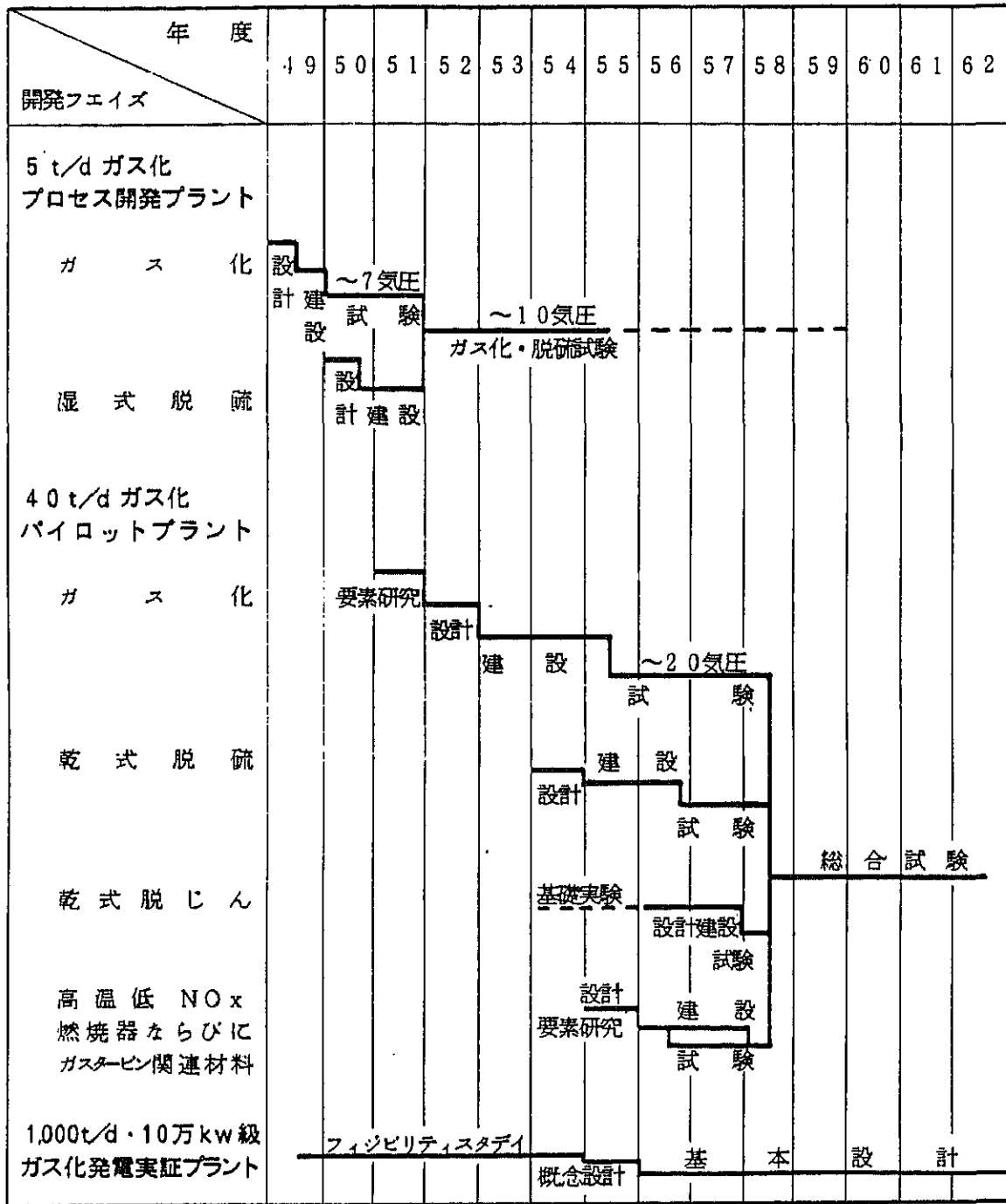


Fig.8-1-4 CONCEPTUAL STRUCTURE OF CMRC GASIFIER

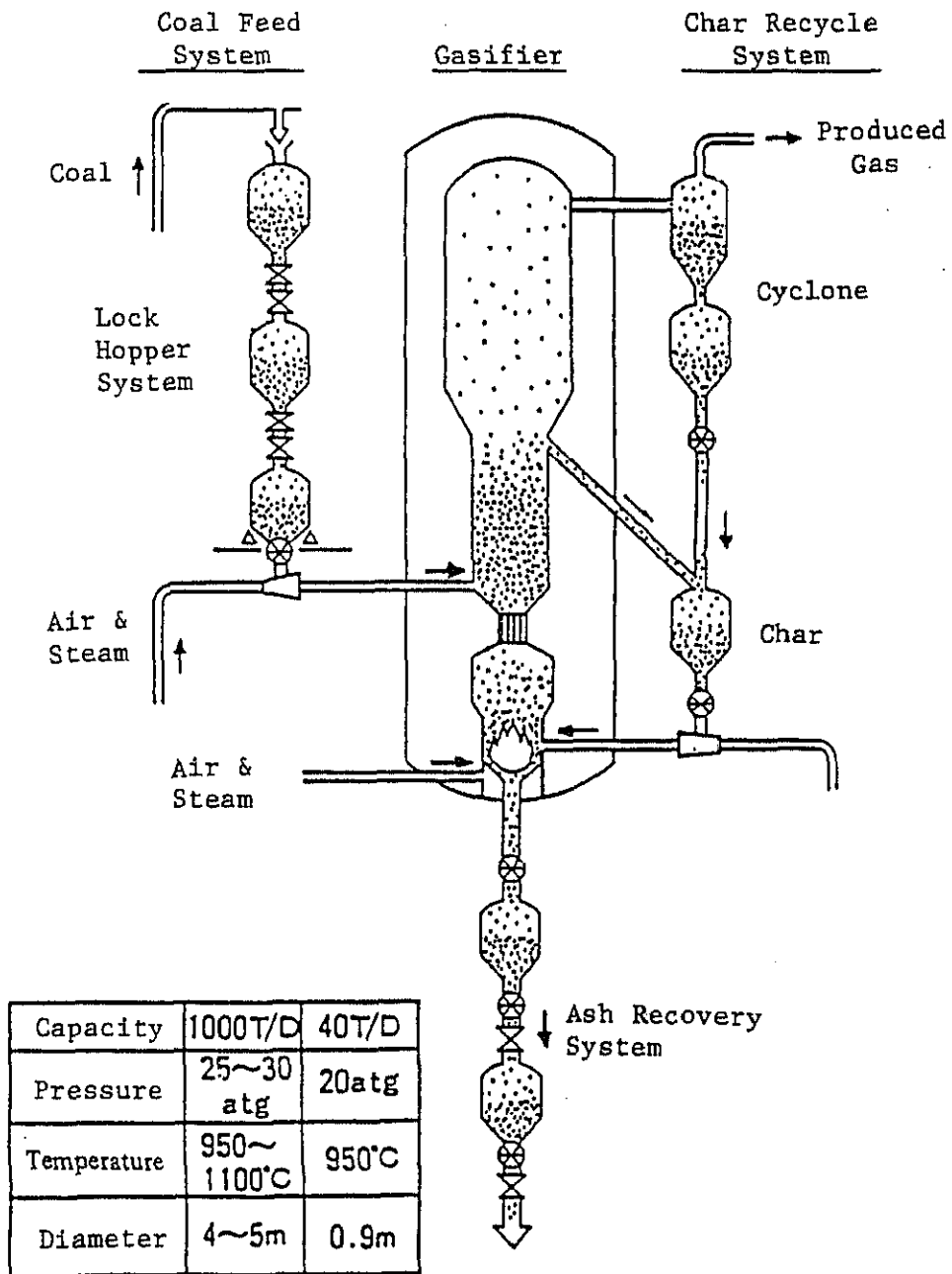


Fig.8-1-5 は発電用各種石炭の灰の軟化点温度を示すもので1100℃が下限界であることが解る。このデータから当流動層ガス化炉では温度の最も高くなる下段炉の運転温度を1100℃以下に制御し、灰の熔融によるトラブルを防止している。

Fig.8-1-6 は太平洋炭の流動層ガス化温度とタール生成量との関係を調べたもので、タールの生成量を少なくするためには上段炉の運転温度を1000℃以上にする必要があることを示している。

またFig.8-1-7 は流動層ガス化温度と炭素効率（石炭に含まれる炭素がガスに転換される割合）を調べたもので炭素効率は原料石炭の種類（品質）によりまたガス化温度により大きく変わることを示している。

このように上段のガス化温度が炭素効率およびタールの生成量に大きく影響することから当流動層ガス化炉では上段炉のガス化温度を最高約 1,100℃にまで高めることが計画されている。

Table.8-1-3 は当流動層ガス化炉の40T/日パイロットプラントでのテスト結果を示すもので、発熱量1,300kcal/Nm³ のガスタービン用ガスが、炭素効率93%、冷ガスエネルギー効率73%のもとで得られている。

なお今後の課題としては上段炉の昇温とチャーの完全リサイクルを実現して炭素効率を98%以上まで高めることおよび生成ガス的高温乾式脱硫システムと高温乾式脱じんシステムを確立して、生成ガスの保有する潜熱をガスタービンで効率的に利用することにより、ガス化複合発電システム全体としての熱効率を高めることにあると言えよう。

Fig.8-1-8 は40/日パイロットプラントのプロセス工程図で、以下にその概要を紹介する。

i) 石炭前処理工程

原料の石炭は、ガス化炉へ供給される前に前処理工程で金属破片の除去、ガス化に適する粒径の調整および乾燥等の処理を受ける。これらのためにコンベア、マグネットセパレータ、スクリーン、クラッシャ、熱風乾燥機等が使用されるが、機械的に故障を起こさず一定の粒径と水分含有料が得られるよう工夫されている。

ii) ガス化工程

前処理された石炭は3段式のロックホッパーに供給され、生成ガスで段階的にガス化炉圧力まで加圧されて加圧2段流動層ガス化炉に供給される。ガス化炉は下段に直径0.6m高さ6.5mの第1ガス化炉が、また上段に直径0.75m高さ5.2mの第2ガス化炉が設けられており、それぞれの流動層高さは約2.7mおよび2.2mである。

第2ガス化炉の生成ガスは高温熱交換器で顕熱の一部が回収され、サイクロンでチャーが分離され。このチャーは第1ガス化炉に供給される。

iii) 高温乾式脱硫工程

サイクロンを出た 400～450℃の生成ガスは、次に酸化鉄を脱硫剤として用いた循環流動床方式の高温脱硫装置に送入される。

生成ガス中に含まれる硫化水素を主とする硫黄化合物は硫化鉄となって除去され、クリーンなガスは高温のまま高温乾式脱じん装置に送られる。

吸収塔から抜き出された硫化鉄は再生塔へ移動され、空気によって酸化されて再び酸化鉄となり、循環使用される。

再生塔から発生する亜硫酸ガスは還元塔へ導かれ、石炭によって還元され、硫黄として回収される。

当脱硫装置は95%以上の脱硫率を目標に研究が進められており、完成すれば従来の湿式脱硫システムに比較してガス化複合発電システム全体の熱効率を4～5%高めることができ、その効果は大きい。

iv) 高温乾式脱じん工程

脱硫された約450℃の生成ガスは、脱じん装置でろ過され、高圧・高温のガスタービン用燃料となる。脱じん装置は一定速度で上から下へ移動する珪砂充填層と捕集した粉じんを分離する粉じん分離機とから成っており、珪砂は循環使用される。

v) 燃焼試験工程

上述の諸工程を経て精製された生成ガスは、工業的にはそのままガスタービンに供給されることとなるが、当パイロットプラントでは生成ガスをガスタービンの材料試験およびガスタービン燃焼器の燃焼性能試験に利用している。

Fig.8-1-5 VARIOUS KINDS OF COAL ASH SOFTING
TEMPERATURE VS FUEL RATIO

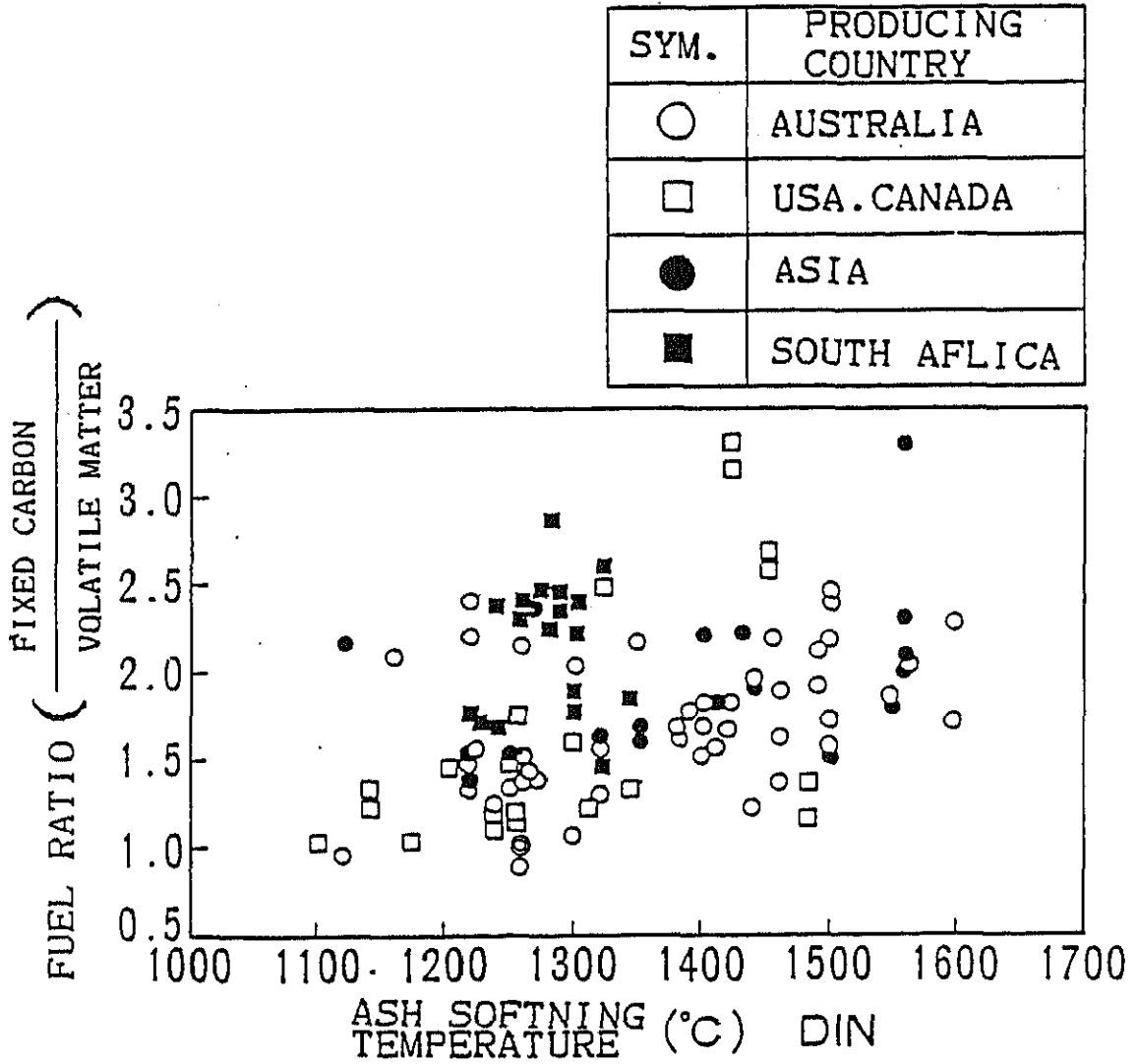


Fig.8-1-6 RELATION BETWEEN THE FLUIDIZED
BED TEMPERATURE AND TAR EMISSION

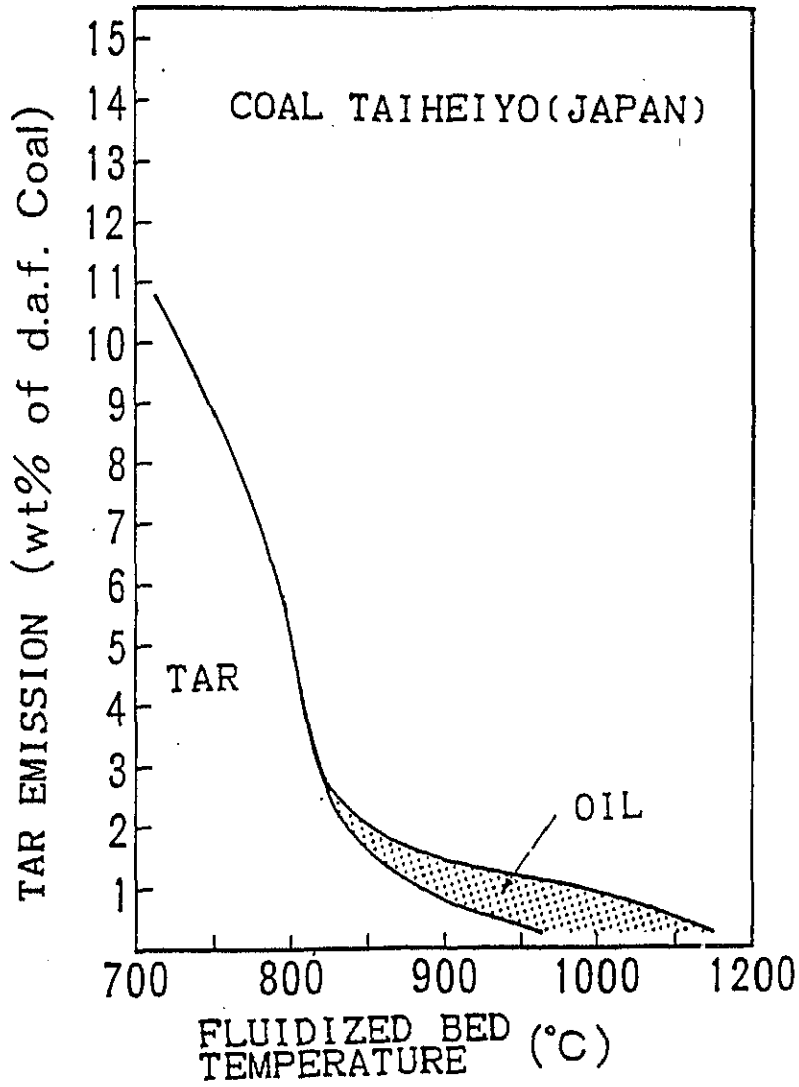


Fig.8-1-7 RELATION BETWEEN THE FLUIDIZED BED TEMPERATURE AND CARBON CONVERSION EFFICIENCY

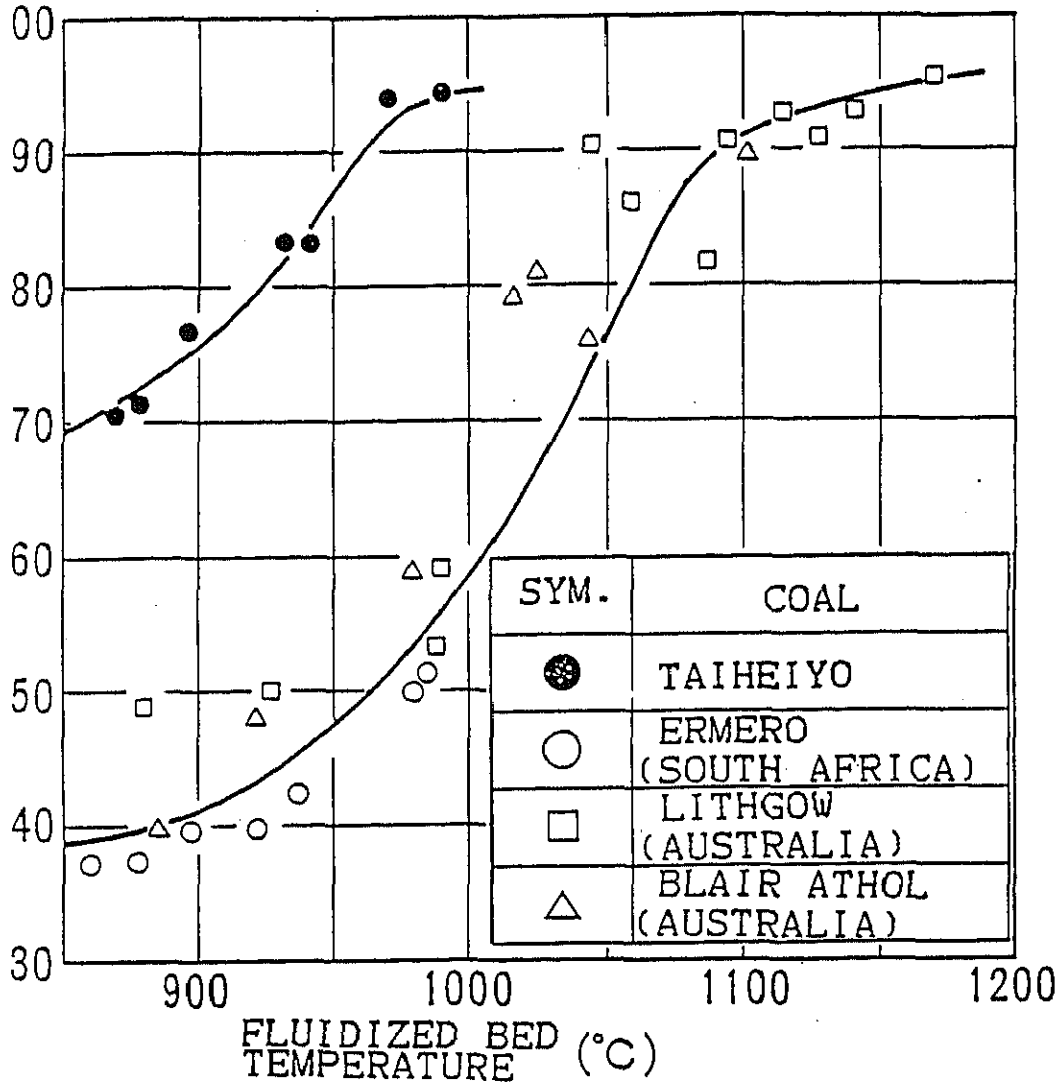
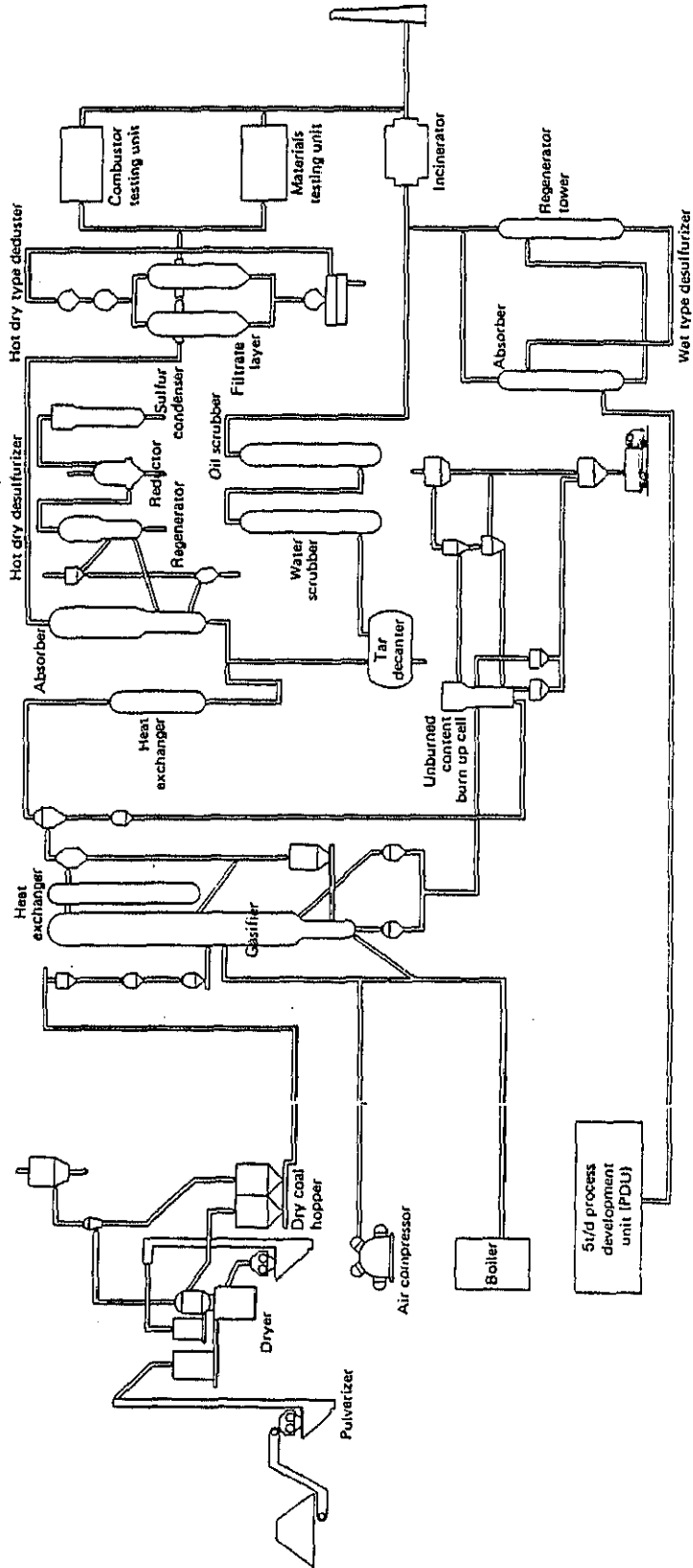


Table 8-1-3 GASIFICATION TEST RESULTS OBTAINED
BY CMRC PILOT PLANT

Raw Coal		Bituminous Coal
Composition of Raw Coal	Proximate Analyses	(%)
	Fixed Carbon	33.7-40.0
	Ash	"
	Volatile Matter	"
	Inherent Moisture	"
	Sulphur Content	"
	Lower Heating Value	(kcal/kg)
	Air/Coal	Nm ³ /kg (%)
	Steam/Coal	kg/kg
	Pressure	kg/cm ² G
	Temperature	°C
	lower level	"
	upper level	"
Operating Condition	CO	11.0
	H ₂	15.8
Gasification Test Data	CO ₂	15.6
	CH ₄	5.4
	N ₂ +Ar	53.2
	Calorific Value of Product Gas (kcal/Nm ³)	1325
	Desulphurization Ratio	--
Gasification Efficiency	"	93
Energy Efficiency	"	73

Fig. 8-1-8 OVERALL FLOW DIAGRAM FOR 40c/d FLUIDIZED BED COAL GASIFICATION FACILITIES



2) 鉄浴法ガス化炉

鉄浴法ガス化炉の開発は、住友金属工業が昭和53年より基礎研究を開始し、昭和55～58年には通産省・工業技術院の「石油代替エネルギー関係技術実用化開発費補助金」の交付を受けて60T/日のパイロットプラントによる本格的なガス化試験を終了、引き続いて240T/日の大規模実証プラントを西独のクロックナー・フンボルト社と共同で建設中で、昭和60年6月より運転が開始される段階にある。

この鉄浴法ガス化炉はすでに高度に完成された転炉製鋼技術を石炭のガス化に応用・発展させたもので、8-1-(2)-4項で述べたように極めてユニークな特性を持っており、常圧法はすでに完成された技術と言えよう。

Fig.8-1-9は住友金属工業が茨城県の鹿島に建設した60T/日の常圧法ガス化炉の概念図を示すものである。鉄浴法ガス化炉の内部には1400～1600℃の熔融鉄が約10トン貯められており、1本の非浸積形ランスを通して2.5T/時の粗粒炭が気流搬送により、ガス化剤と共に高速で吹き込まれ、鉄浴の内部で瞬時に選択的なガス化反応を起こし、純度の高い合成ガスを発生させる構造となっている。

鉄浴内の炭素含有量は平均3.5%になるよう制御されており、生成する熔融スラグはガス化炉の側壁に設けられたスラグ排出口から炉外に排出される。

このように常圧法ガス化炉の構造と反応機構は転炉と基本的に同一であり、従って60T/日のパイロットプラントにおいてはプロセスや機構上の問題は少なく、テストは各種石炭のガス化特性の把握と材料の耐久性改善に重点が置かれた。

TABLE 8-1-4は60T/日パイロットプラントでのガス化試験結果を示すもので、瀝青炭、褐炭、石油ピッチ、直接液化残渣等極めて多種多様の原料が実験されている。これらの各原料に対するガス化特性を見ると直接液化残渣は若干劣るもののその他の原料では炭素効率98%以上、冷ガスエネルギー効率74%以上、脱硫率95%以上等他のガス化方法では見られない高い性能が得られている。

Fig.8-1-9 PRINCIPLE OF THE MOLTEN IRON BATH GASIFIER

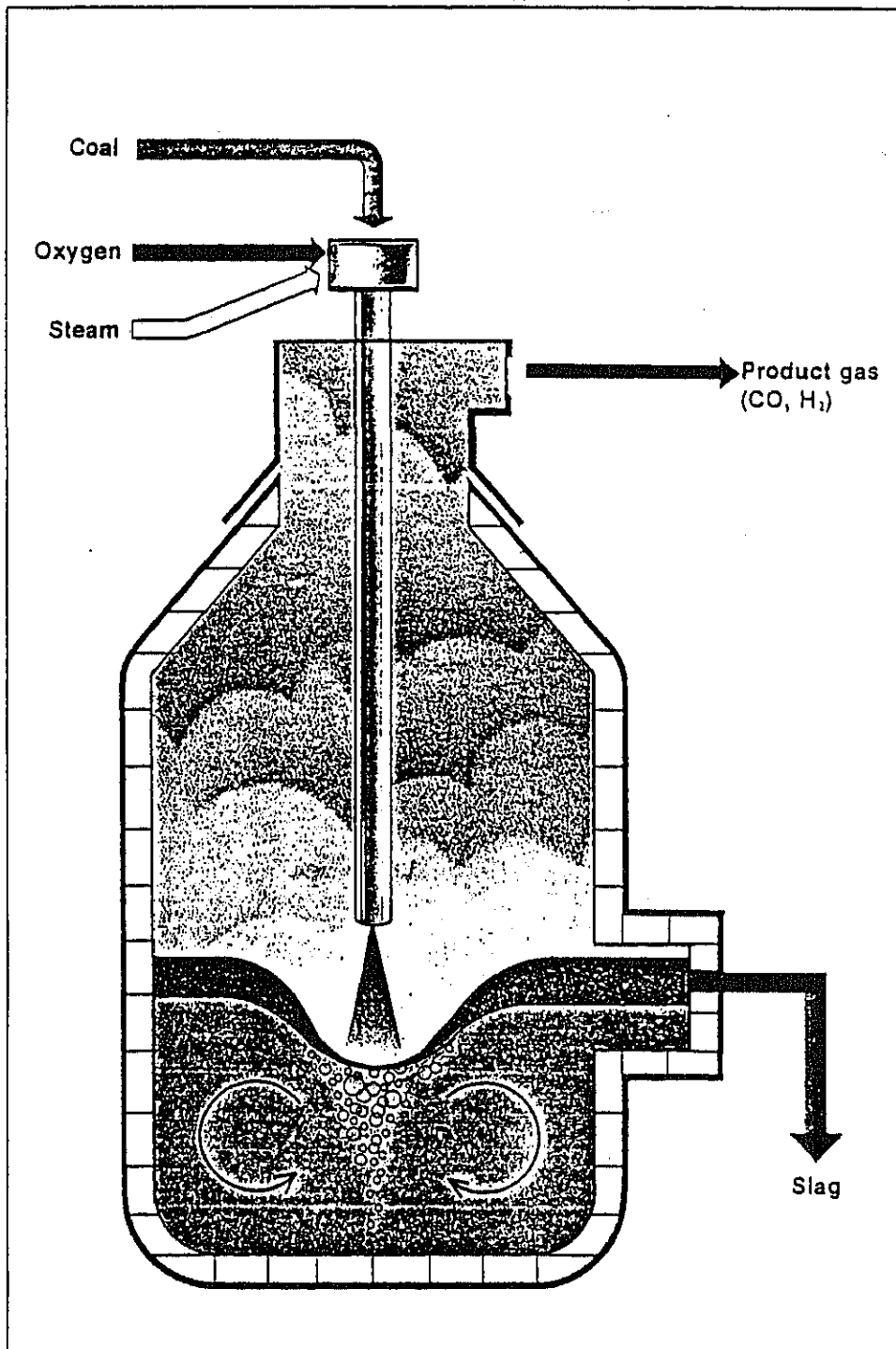


Table 8-1-4 GASIFICATION TEST RESULTS OBTAINED BY MOLTEN IRON BATH PROCESS

Composition of the Raw Material	Raw Material	Sub-bituminous coal (Australia)	Bituminous Coal (Japan)	Brown Coal (Australia)	Petroleum Pitch	Residue of Coal Liquefaction								
							Fixed Carbon	Ash	Volatile Matter	Inherent Moisture	Sulphur Content	Lower Heating Value	CO	H ₂
Proximate Analyses	(%)	55.4	44.3	44.3	59.2	36.6								
	(%)	8.0	14.8	1.7	0.5	23.4								
	(%)	34.4	38.7	45.0	40.4	39.7								
	(%)	2.2	2.2	9.0	0.1	0.3								
	(%)	0.8	0.3	0.2	5.5	3.4								
	(kcal/kg)	7153	6775	5102	8438	—								
Gas Composition	(%)	64~66	61~64	59~63	61~65	63~66								
	(%)	24~26	27~29	29~30	27~32	27~30								
	(%)	<3	<3	3~5	<3	1~4								
	(%)	<4	<4	4~5	<4	4~5								
	(ppm)	10~260	60~190	90~160	10~460	20~400								
Gasification Test Data	(kcal/Nm ³)	2640	2610	2590	2650	2680								
	(%)	>95	>95	>95	>95	>90								
	(%)	>98	>98	>98	>98	>98								
	(%)	74.7	74.2	80.5	77.0	72.5								

* Energy efficiency: total calorific value of the product gas (kcal/kg-coal) divided by the lower heating value of the coal (kcal/kg-coal)

なお、当パイロットプラントでは原料の気流搬送用に窒素ガスを使用してテストされたため生成ガス中の窒素含有量が4～5%と高いが、工業化プラントではキャリアーガスとして炭酸ガスを使用すれば窒素含有量は理論値（酸素および石炭に含まれる窒素量）にまで減少させることが可能である。

このように鉄浴法は他のガス化方法に較べて優れた性能を有しているが、唯一の弱点は加圧法がまだ確立されていない点にあると言えよう。

ガス化反応の加圧化はガス化複合発電システムの場合には総合熱効率を向上させるために必要不可欠な条件であり、合成用の場合も生成ガスの圧縮費削減のため、好ましい方法である。特に、石炭ガス化複合発電システムに当ガス化方法を使用する場合には、生成ガス中に硫黄化合物の含有量が少なく、脱硫装置を必要としないことから、加圧法が確立されれば、ガス化複合発電システムの総合熱効率は45%以上（ガスタービン入口温度1,300℃の場合の送電端効率）に達すると推定されており、加圧法の早期開発が望まれる。

注記：通常の粉炭燃焼ボイラーの送電端総合熱効率は約38%が限界である。

Fig. 8-1-10は600T/日の加圧式褐炭ガス化炉のプロセス工程計画図で、以下のその概要を紹介する。

i) 石炭前処理工程

褐炭の場合には、水分含有量が多く、またその水分が除去しにくい性格のものであるため、原料炭を微粉とし、2段乾燥を行う必要がある。

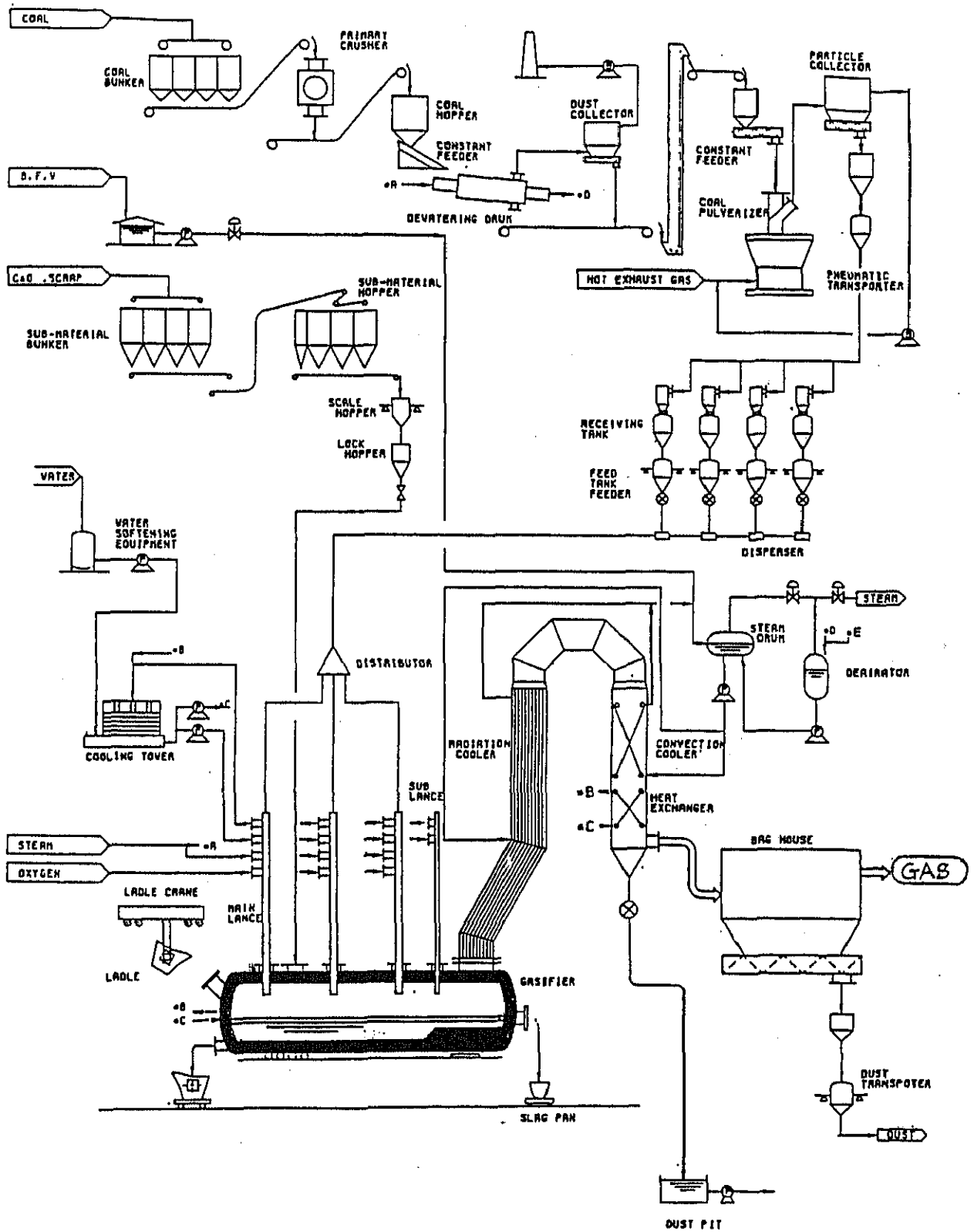
原料の石炭は、第一次クラッシャーで粗粒に粉碎された後、スチームドライヤーに送られ、水蒸気で間接的に加熱されて乾燥される。次に第二次クラッシャーで微粉にまで粉碎されつつ、この間に熱風により全水分含有量が約15%になるまで乾燥される。粉碎・乾燥された石炭は熱風による気流搬送によりサイクロン・バグフィルターで捕集された後、石炭供給設備に送られる。

ii) 石炭供給工程

サイクロン・バグフィルターで捕集された微粉炭はロックホッパーシステムによりガス化炉圧力まで昇圧された後、気流搬送により複数の石炭受入タンクに貯えられる。次いでこれらと一対となっている石炭供給タンクに一定量の石炭が計量して移送される。ガス化炉への石炭供給は石炭供給タンクから気流搬送方式により、供給量が時間的に均一となるよう、石炭供給タンクの重量減少を制御しつつ行われる。

この際気流搬送には炭酸ガス、または窒素ガスが使用されるが、合成ガスを生産する場合にはガス化剤としても役立ち、かつ精製工程で除去が容易な炭酸ガスが好ましい。

Fig.8-1-10 SIMPLIFIED FLOW DIAGRAM FOR COAL GASIFICATION PLANT
(MOLTEN IRON BATH PROCESS)



iii) ガス化工程

ガス化炉は横形で内部に数百トンの熔融鉄が貯えられており、複数のランスから音速以上の高速で微粉炭、ガス化剤（酸素）が熔融鉄の表面に吹き付けられる。炉壁は耐火レンガと水冷壁で保護されており、生成ガス抜出口、スラグ抜出口および熔融鉄抜出口が設けられている。生成したスラグは熔融鉄の上に比重差で浮上し、ガスの流れによって分離ゾーンに移送され、ロックホッパーシステムにより除去される。

・ガス化炉内の温度は灰の熔融温度より若干高い温度となるよう、炭酸ガスまたは水蒸気を送入して鉄浴中の炭素と吸熱反応を起こさせることにより、1,400～1,600℃程度に制御される。

なお、鉄浴中の炭素含有量はサブランスを用いて定期的にサンプリングし、平均 3.5%程度となるよう、石炭供給量が制御させる。またガス化炉の圧力は脱じん装置の後に設けられた圧力制御弁により数気圧に制御される。

iv) 生成ガス精製工程

ガス化炉を出た生成ガスは輻射式冷却器および通常が多管式冷却器により冷却され、高圧蒸気を副生する。

生成ガス中の粉じん（主として鉄粉）は大部分が冷却器で分離されるが、最終的には脱じん装置で除去され、ガス化炉に再供給される。

生成ガスが合成反応用を使用される場合には、硫黄化合物や炭酸ガスを除去するため、生成ガスは常温に冷却され、通常の化学的常温脱硫システムにより精製される。（工程計画図には示されていない）

8-2 合成ガス誘導品の生産技術

(1) 合成ガス利用の技術的可能性

有機化学品製造の主原料は、1970年代にはナフサであったが、その後天然ガス、合成ガスといった他の原料が、ナフサの価格高騰や原料の多様化への要求の為に注目を集めている。ここでいう合成ガスとは石炭や重質油から合成される一酸化炭素と水素を含むガスのことである。

合成ガスを原料とする化学は、その反応により次のものに分類される。

- アルコール合成
- フィッシャー・トロプシュ合成 (F/T 合成)
- オキシ合成
- メタノールを原料とするガソリン合成 (MTG 合成)
- C₁ 化学

アルコール合成は、合成ガスを原料とする化学の典型的な例であって、メタノール合成は既に工業化されている。更に燃料アルコール合成や高級アルコール合成の研究もすすめられている。

メタノールは次の分野で用いられている。

- 代替燃料油 (ニート, 混合, MTBE, MTG 合成原料)
- 化学品合成原料
- 合成蛋白 (SCP) 製造原料

F/T 合成は、1950年代に鉄触媒を用いガソリン合成に実用化された。しかしオレフィンやアルコールが副生する為にガソリン収率が低い。この為ガソリン分や軽油分の収率を上げる為の研究がすすめられている。

オキシ合成は、合成ガスとオレフィンより、元のオレフィンの炭素数より1つ多いアルデヒドを合成するものであって、既に工業化されている。できたアルデヒドは水素化することに依りアルコールとすることができる。

モービル石油は、特殊なゼオライト触媒を用いて、メタノールより合成ガソリンを得る方法を開発している。又同社はゼオライト触媒が芳香族やエチレンを合成するにも優れた性能を示すことを立証している。現在モービル石油、BASF、AECI、ルルギ及びウーデの各社はエチレンの合成技術の開発に取り組んでいる。

又ロジウム・ゼオライト触媒といった新しい触媒技術を用いて、エタノール、エチレングライコール酢酸といった含酸素有機物合成の開発も同様に行われている。

合成ガスより直接作られる化学品及び合成ガスの直接利用法についてはFig. 8-2-1 に、又メタノールを原料とする化学品についてはFig. 8-2-2 に示されている。但しこれらの図には、合成技術が未だ開発段階のものも示されている。

Fig 8-2-1 UTILIZATION OF SYNTHETIC GAS

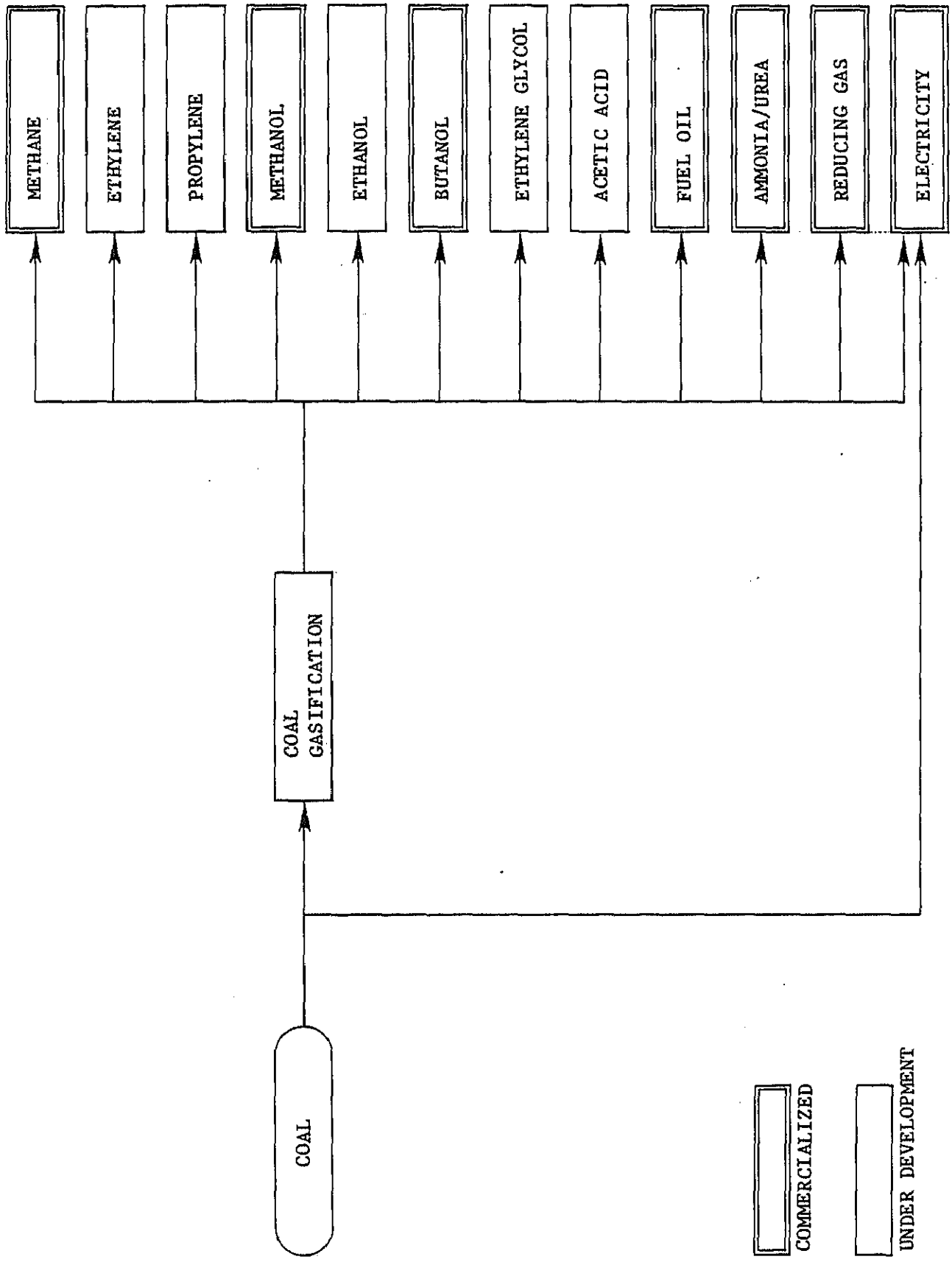
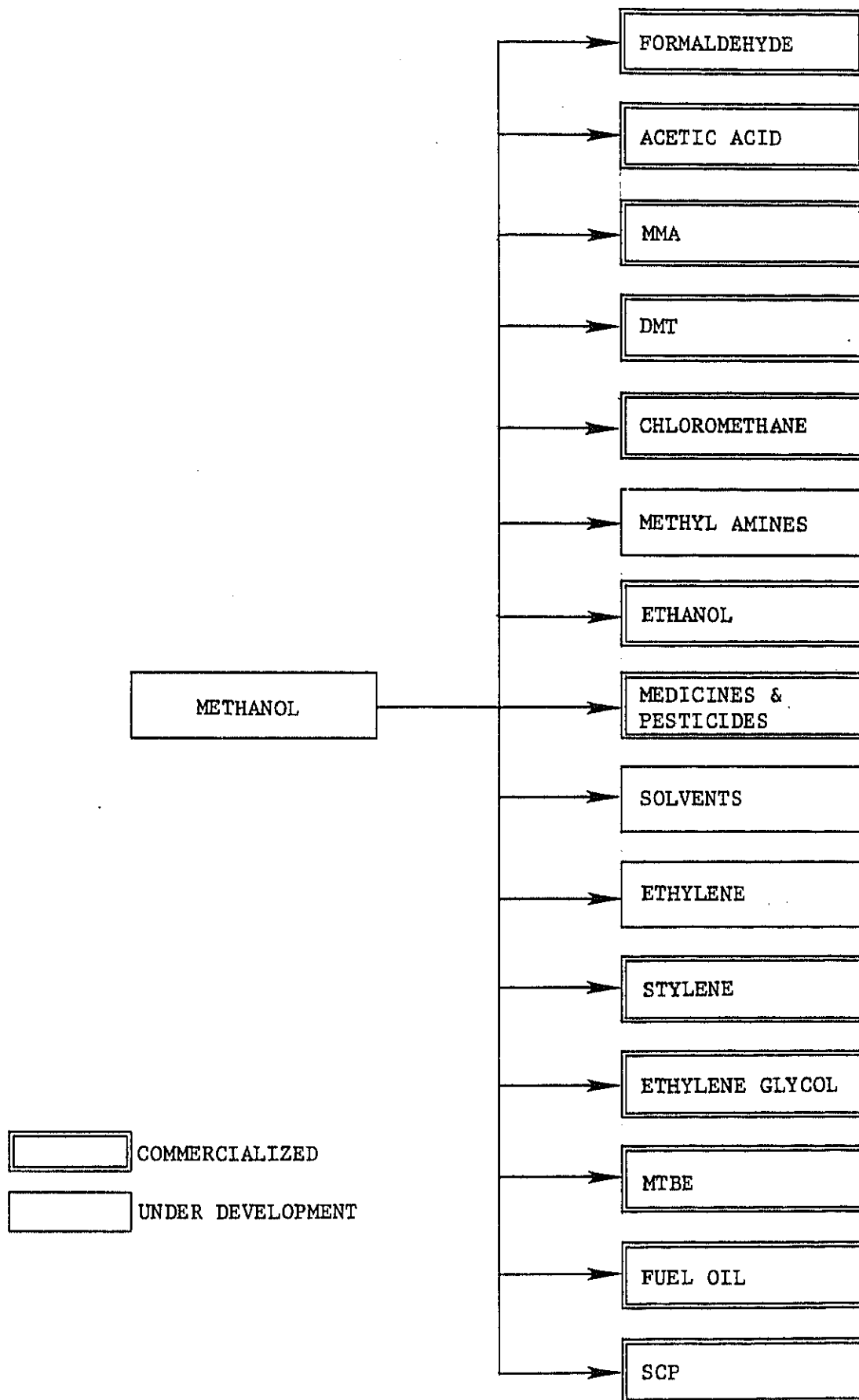


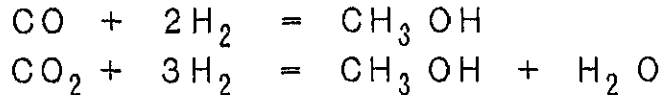
Fig 8-2-2 DERIVATIVES FROM METHANOL



(2) メタノール生産技術

1) メタノール合成の化学

メタノールは石炭のガス化に依り得られるCO及びH₂を含む合成ガスより、触媒を用いて合成される。メタノール合成に先立って石炭ガス化炉からの合成ガスは、通常のZn-Cr触媒（高圧）又はCu-Zn-Cr触媒（中低圧）を用いた水性ガス反応で、H₂とCOの比が2:1となる様に調整される。精製後このガスは230~280℃、50~150 atm又は320~400℃、200~400 atmで運転される触媒を充填した反応器へ送られ、次の反応に依りメタノールが合成される。



反応器で合成されたメタノールは液化し、未反応ガスは分離後反応器へ再び送られる。粗メタノールは蒸溜に依り精製され、副生する高級アルコールは他の副生物とともに回収される。

2) メタノール合成の歴史

メタノールは現在主に化学品として用いられているが、燃料としての可能性が注目されている。

合成プロセスとしては、ルルギとICIの低圧法が市場の大半を占めている。ルルギ法はアルゲ・フィッシャー・トロプシュ反応器に似た多管式反応器を用いている。即ち、管側で発熱反応が起き、その熱はシェル側で40気圧の飽和水蒸気を生じさせて除去する。ICI法は3床の固定床の反応器を用い、温度制御の為に低温ガスが各床の間へ吹き込まれる。

どちらのプロセスも50~150 atmで運転され、Cu-Zn-Cr触媒を用いている。

1960年代の半ばまでは、大半のメタノール反応器は200~340 atmで運転され、Zn-Cr触媒を用いていた。脱硫技術の進歩はCu系触媒の使用を可能とし、低温低圧の運転をもたらした。新しいルルギ及びICIの低圧法はユーティリティー消費量の少ないこと、遠心圧縮機の使用が可能となったこと、触媒の選択性の高いこと等に依り過去の高圧法より経済性に富む。この為1970年以降の大半のメタノールプラントにはルルギ又はICI法が用いられている。更に既設の高圧法の多くが低圧法へ転換されている。

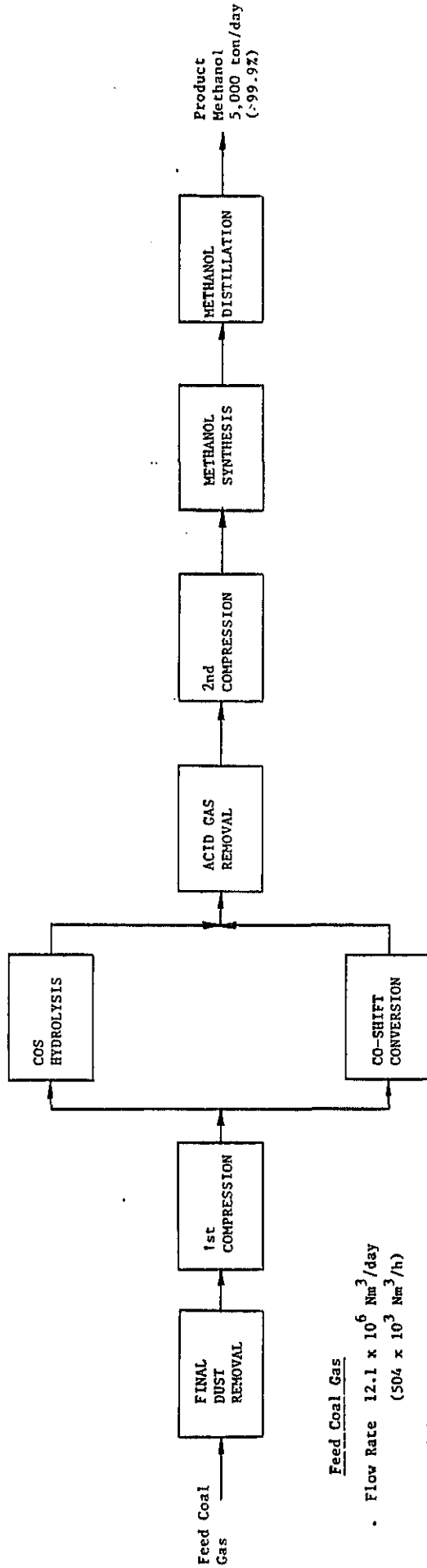
3) メタノールプラントの概要

容 量	製品メタノール	5,000T/D
系 列 数	2	
最終製品	メタノール	5,000T/D
ブロックフローシート	Fig.8-2-3 参照	

Fig. 8-2-3

BLOCK FLOW DIAGRAM

PRODUCTION OF METHANOL



Feed Coal Gas

Flow Rate $12.1 \times 10^6 \text{ Nm}^3/\text{day}$
 $(504 \times 10^3 \text{ Nm}^3/\text{h})$

Composition

H ₂	33.1 mol%
CO	59.6 "
CO ₂	3.9 "
N ₂	3.4 "
H ₂ S + COS	< 200 ppm

Dry Total 100.0 mol%

Heating Value 2.818 kcal/Nm³
 (GHV)

Supply Condition

Pressure 4.0 kg/cm²
 Temperature Ambient

4) メタノール製造装置の概要

メタノール製造装置は次の工程より成る。

- 除塵及び1次圧縮
- シフト反応及びCOSの分解
- 酸性ガス除去
- 2次圧縮
- メタノール合成
- メタノール蒸溜

a) 除塵及び1次圧縮

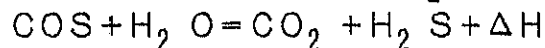
b) シフト反応及びCOSの分解

水素と一酸化炭素の比をメタノール合成に必要な値に調整する為に、ガスの55%シフト反応へ送られ次の反応で一酸化炭素は水素へ変えられる。その結果一酸化炭素の残量は1%以下となる。



触媒層の温度を適正に保つ為に、反応熱は水蒸気又は反応ガスに依り除去される。又、シフト反応に於いては、COSの大部分は H_2S へ変えられる。

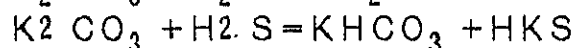
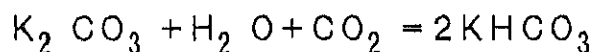
残りの45%のガスは、COSを H_2S へ分解する為に反応塔へ送られる。



両方の反応ガスは、水蒸気発生に依り冷却された後混合され、酸性ガス除去工程へ送られる。

c) 酸性ガス除去

H_2S と CO_2 といった酸性ガスは、反応ガスより熱カリ溶液(HPC)を用いて除去される。



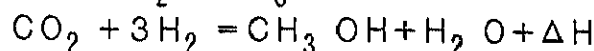
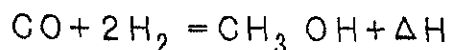
ガスは2次圧縮へ送られる。また釜底より出てくるHPC溶液は、再生工程へ送られ吸収した酸性ガスを除去し再使用される。

d) 2次圧縮

酸性ガス除去の後、ガスは約 $50\text{kg}/\text{cm}^2\text{G}$ へ昇圧される。

e) メタノール合成

メタノール合成は、循環ガス圧縮機、反応塔、熱交換器、凝縮器、分離槽より成る。2次圧縮を経たガスは、反応塔を出たガスと熱交換した後、約 230°C で反応塔へ送られる。反応塔は多管式の触媒管が入っている。ここで次の反応でメタノールが合成される。



触媒がこの発熱反応に依る温度上昇に耐えられない為、この熱は反応塔のシェル側で40kg/cm²Gの水蒸気を発生させて除去される。

反応塔を出るガスは48kg/cm²G、250℃であって、循環ガスとの熱交換でまず冷却され、最後には常温まで冷却される。合成されたメタノールは、分離槽で未反応のガスと分離された後、減圧弁を通して蒸溜工程へ送られる。

未反応ガスは循環され、原料ガスと混合される。循環ガスの一部は、系内に蓄積される不活性ガスの量を一定とする為に系外へ出される。このガスは水蒸気を加熱するために用いられる。

f) メタノール蒸溜

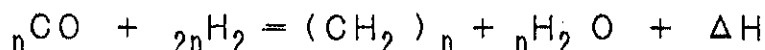
メタノール合成より出る粗メタノールは、少量の高沸点物及び、約5%の水を含んでいる。この為粗メタノールは先ず前処理塔へ送られる。前処理塔では、溶解しているガス及び低沸点物がストリップされる。前処理塔を出た粗メタノールは高圧塔へ送られる。

高圧塔々頂より得られる精製メタノールは冷却後、製品タンクへ送られる。塔底よりは水と高沸点物を含むメタノールが得られ、これは次の常圧塔へ送られる。常圧塔では塔頂より精製メタノールがえられ冷却後、製品タンクへ送られる。塔底よりは高沸点物メタノール及び水の混合物が得られ排水処理装置へ送られる。

(3) 合成燃料 (F/T 合成) 生産技術

1) F/T 合成の化学

COとH₂を原料として、フィッシャー・トロプシュ触媒を用いて炭化水素を合成することは、一般には間接水素化として知られている。



この合成反応は1925年に発見され、1940年代にドイツ・日本等でCO触媒を用いて実用化された。その後、固定床式のルルギ・ルールヘミー法及び流動層式のケロック法が発明され、1955年に南アフリカで商業化運転が開始された。

現在、石炭から液体燃料を、直接的にせよ間接的にせよ生産する唯一の商業化されたプロセスはシントール法で、これはケロック法の改良型である。そして、南アフリカの低価格低品位の石炭からガソリンを生産している。最近では、H₂/COの比の小さい合成ガスを原料としうるスラリーF/T法が注目を集めている。

2) F/T 合成プラントの概要

フィッシャー・トロプシュ法に依るガソリンの生産

容 量： 5,000T/Dメタノール生産相当の原料ガス量

系 列 数： 1

最終製品： C₅⁺ 6,900 BPD

LPG 4,350 "

アルコール 640 "

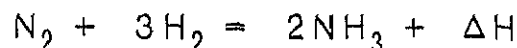
ブロックフローシート Fig.8-2-4 参照

(4) アンモニア・尿素生産技術

1) 合成の化学

i) アンモニア

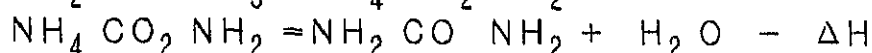
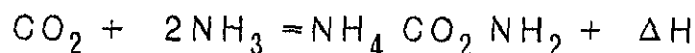
総てのアンモニア合成は次の化学式で示される



この反応は強い発熱を伴うので、反応器の設計に際しては、反応温度を最適の点に保てる様に十分に注意する必要がある。又、反応率は反応圧力が高くなる程上昇し、反応温度が高くなる程低くなり、1100℃で最小となる。現在の商業化プロセスでは、反応器入口で 230atm、130~140℃の条件となっている。

ii) 尿 素

尿素は 170~190℃、134~145 atm の条件で、液体アンモニアとガス状炭酸ガスを次の反応式で反応させて得られる。



第1の反応は容易に進行するが、第2の反応は転換率が40~70%である。又、何れの反応も可逆反応であるので、化学平衡は温度・圧力・濃度に左右される。転換率は温度が高くなると上昇し、尿素は液中でのみ生成するので、液を加圧下で加温する必要がある。又、温度を上げると圧力も急速に上昇するので、通常温度が 210℃を超えることは稀である。この温度では転換率は 0.55 となる。そして反応は発熱反応の為、一般に冷却を必要とする。

2) アンモニア・尿素プラントの概要

メタノールと尿素の並列生産

容 量： メタノール5,000T/D生産相当の原料ガス量

系 列 数： 1+1

最終製品： メタノール 4,060T/D

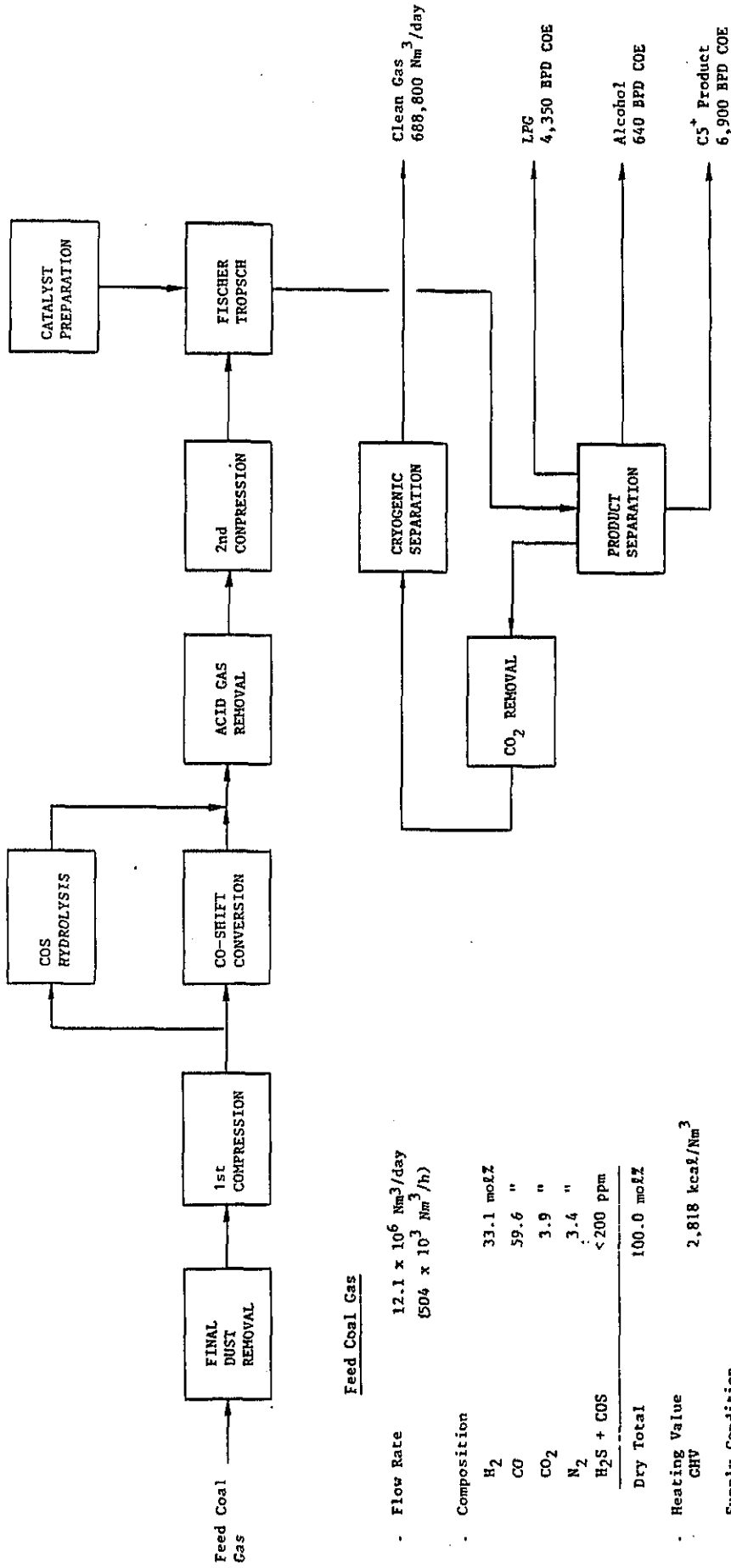
尿 素 1,750T/D

ブロックフローシート Fig. 8-2-5参照

Fig. | 8-2-4

BLOCK FLOW DIAGRAM

PRODUCTION OF SYNTHETIC FUEL OIL (F/T PROCESS)



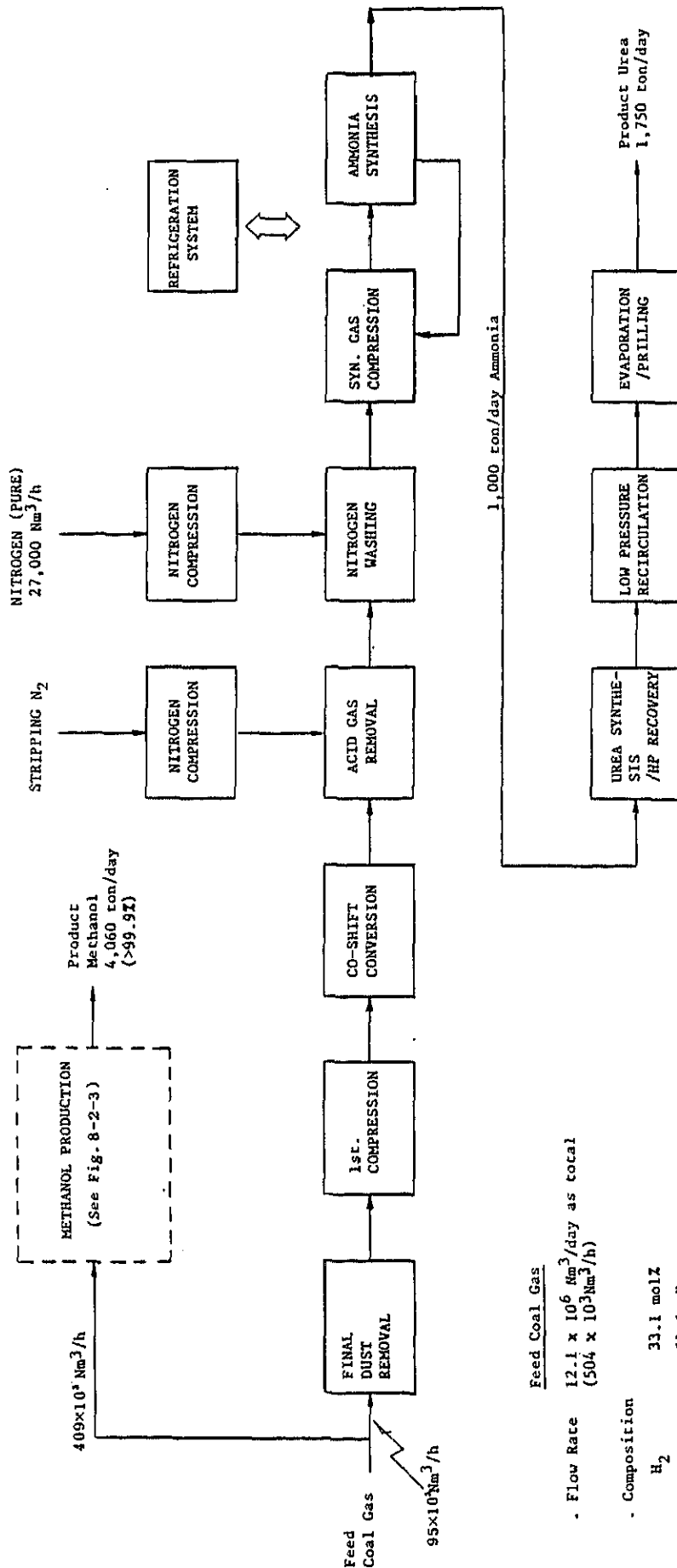
Feed Coal Gas

Flow Rate	12.1 x 10 ⁶ Nm ³ /day (504 x 10 ³ Nm ³ /h)
Composition	
H ₂	33.1 mol%
CO	59.6 "
CO ₂	3.9 "
N ₂	3.4 "
H ₂ S + COS	< 200 ppm
Dry Total	100.0 mol%
Heating Value GHV	2,818 kcal/Nm ³
Supply Condition	
Pressure	4.0 kg/cm ² G
Temperature	Ambient

Fig. 8-2-5

BLOCK FLOW DIAGRAM

PRODUCTION OF AMMONIA AND UREA



Feed Coal Gas

Flow Rate $12.1 \times 10^6 \text{ Nm}^3/\text{day}$ as total
 $(504 \times 10^3 \text{ Nm}^3/\text{h})$

Composition

H ₂	33.1 mol%
CO	59.6 "
CO ₂	3.9 "
N ₂	3.4 "
H ₂ S+COS	<200 ppm

Dry Total 100.0 mol%

Heating Value 2,818 kcal/Nm³

Supply Condition

Pressure 4.0 kg/cm²G
 Temperature ambient

3) アンモニア・尿素製造装置の説明

アンモニア・尿素製造装置は次の工程より成る。

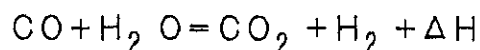
- 除塵及び1次圧縮
- シフト反応
- 酸性ガス除去
- 窒素洗滌
- 2次圧縮
- アンモニア合成
- アンモニア及び炭酸ガス圧縮
- 尿素合成
- 低圧循環
- 造粒

a) 除塵及び1次圧縮

原料ガスは、アンモニア・尿素製造装置へ圧力 $4 \text{ kg/cm}^2 \text{G}$ 含塵量 50 mg/Nm^3 で石炭ガス化装置より送られてくる。このガスは先ず含塵量を 5 mg/Nm^3 へ下げられて、続いて $50 \text{ kg/cm}^2 \text{G}$ へ昇圧される。

b) シフト反応

一酸化炭素を次のCOシフト反応式で水素へ転換する為に、原料ガスはシフト反応工程へ送られる。



触媒層の温度を適正に保つために、反応熱は水蒸気又は反応ガスに依り除去される。シフト反応ではCOSもH₂Sへ加水分解される。

c) 酸性ガス除去

酸性ガス除去にはレクティゾール法を用いる。本工程は、酸性ガス吸収塔、CO₂ ストリッパー、H₂S ストリッパー及び蒸溜塔より成る。

原料ガスには約38%のCO₂ と30ppm 程度のH₂Sが含まれるが、冷メタノールで-25℃以下に冷却された後、酸性ガス吸収塔へ先ず送られる。吸収塔では冷メタノールに依りCO₂ が10ppm になる様に処理され、その後ガスは-50℃で運転される窒素洗滌工程へ送られる。

CO₂ とH₂Sを吸収した吸収液は、吸収塔塔底より抜き出され熱交換の後CO₂ ストリッパーへ送られる。CO₂ ストリッパーでは吸収液の圧力が先ず中圧へ下げられ溶解ガスが除去される。続いて常圧へ下げられ純度99%のCO₂ が取り出される。このCO₂ は尿素製造の原料として用いられる。

窒素で残存CO₂ が除去された後、吸収液はH₂S ストリッパーへ送られ、水蒸気に依りH₂Sが除去される。この様に再生された吸収液は冷却後吸収塔へ送られる。

d) 窒素洗滌

酸性ガス除去工程を出るガスには、まだ少量の CO_2 とメタノール・ミストを含んでいる。これらは後の工程で閉塞の原因となるのでモレキュラーシーブで先ず除去する。次に冷却後窒素洗滌塔で液体窒素に依り CO 、メタン等を除去する。その後 H_2 と N_2 の比がアンモニア合成に最適となる様に N_2 が混合される。その後予熱され2次圧縮へ送られる。

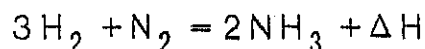
e) 2次圧縮

原料ガスは $210\text{kg}/\text{cm}^2\text{G}$ に昇圧された後、熱交換により冷却されたアンモニア反応槽からの流出ガスと混合させる。この混合ガスは冷凍用アンモニアとの熱交換によってさらに冷却された後分離槽に送られアンモニアと未反応ガスに分離される。

未反応ガスは循環ガス圧縮機で $230\text{kg}/\text{cm}^2\text{G}$ に昇圧され、反応槽へ供給される。

f) アンモニア合成

アンモニアは次式により合成される。



反応槽流出物はスチーム発生、熱交換、冷却水および冷凍用アンモニアによって冷却された後上述したように原料ガスと混合され、冷却後分離槽へ送られる。

未反応ガスと、分離された生成アンモニアは -33°C で運転される中間貯槽に貯えられる。

g) アンモニア及び炭酸ガスの圧縮

アンモニアは中間貯槽より高圧アンモニアポンプへ送られ、 $160\sim 170\text{kg}/\text{cm}^2\text{G}$ へ昇圧された後、高圧エジェクターを經由して、高圧カーバメートコンデンサーへ送られる。

CO_2 は、前述の酸性ガス除去工程より CO_2 圧縮機へ送られ $135\sim 145\text{kg}/\text{cm}^2\text{G}$ へ昇圧される。その後水素を除去され尿素合成工程のストリッパーへ送られる。

h) 尿素合成

尿素合成工程は反応槽、ストリッパー、高圧カーバメートコンデンサー及び高圧スクラバー等より構成される。

原料炭酸ガスはストリッパーにおいて反応槽流出物と向流接触して未反応アンモニア及び炭酸ガスを同伴し、原料アンモニアおよび高圧スクラバーからのカーバメート溶液と共に高圧カーバメートコンデンサーへ送られる。

高圧カーバメートコンデンサーにおいてアンモニアおよび炭酸ガスは凝縮してカーバメート溶液となり、未凝縮ガスと共に反応槽底部に供給される。

反応槽の運転条件としては、圧力が $140\text{kg}/\text{cm}^2\text{G}$ 程度、温度が $180\sim 185$ °C、供給するアンモニアと炭酸ガスのモル比は 2.3程度が選ばれる。

反応流出物は上述のストリッパにおいて未反応物の大部分を除去された後低圧循環系へ送られる。また、原料炭酸ガスに含まれる水素、窒素などは反応槽頂部より抜き出されて高圧スクラバーにて冷却され、同伴アンモニアおよび炭酸ガスが凝縮分離される。

i) 低圧循環

合成系のストリッパ底部から抜き出された尿素溶液は、約 $140\text{kg}/\text{cm}^2\text{G}$ の合成系圧力から約 $2\text{kg}/\text{cm}^2\text{G}$ まで減圧された後、低圧分解塔の頂部に供給される。ここで、供給された尿素溶液はフラッシュすることにより、溶液中に残存しているカーバメートの大部分は分解し、炭酸ガスおよびアンモニアを放散する。

低圧分解塔底からの尿素溶液は更に減圧下で運転される分離器に導いてフラッシュさせることで、なお溶液中に微量に残存するカーバメートのほとんどおよび水分の一部が分離され、約75%の尿素溶液として造粒系に送られる。

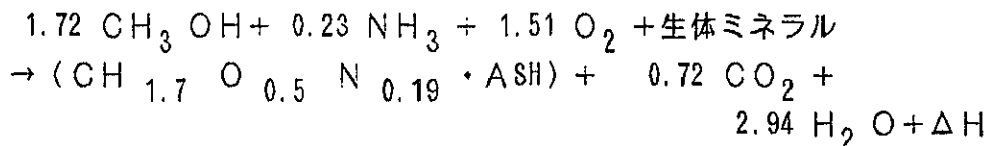
J) 造粒

尿素溶液は造粒系にて蒸発による濃縮および遠心分離を受ける。遠心分離機を出た結晶尿素はドライヤーコンベアーによって残留する少量水分が除去された後、再溶融され、次いでプリリング塔にて造粒される。

(5) 合成蛋白 (SCP) 生産技術

1) 合成蛋白の化学

合成蛋白 (SCP) はグラム陰性好気性桿状メタノール質化菌 (バクテリウム・メチロフィラス・メチロトロファス) より作られる。蛋白合成は次の反応式で表される。



合成蛋白は発酵槽の中で生長するが、この槽の中にはメタノール、酸素、窒素、リン酸、カルシウム、鉄、マグネシウム及びカリウムの様な無機栄養物が加えられる。合成蛋白に含まれる重要な栄養物は次の通りである。

水分	8.0%
蛋白質	72.0
脂肪	8.5
灰分	10.0
リシン	4.1

メチオニン及びシステイン	1.9
トレオニン	3.3
トリプトファン	1.0
カルシウム	1.3
燐酸	2.5
ナトリウム	0.2

又、合成蛋白は広範囲のビタミンBを含み、又、バイオチン、リポフラビン、
 フォリック酸、パントテン酸にも富んでいる。

2) 合成蛋白プラントの概要

製品メタノールの一部を用いて、合成蛋白を製造する。

容 量： メタノール5,000T/D生産相当の原料ガス量

系 列 数： 2 + 1

最終製品： メタノール 4,500T/D

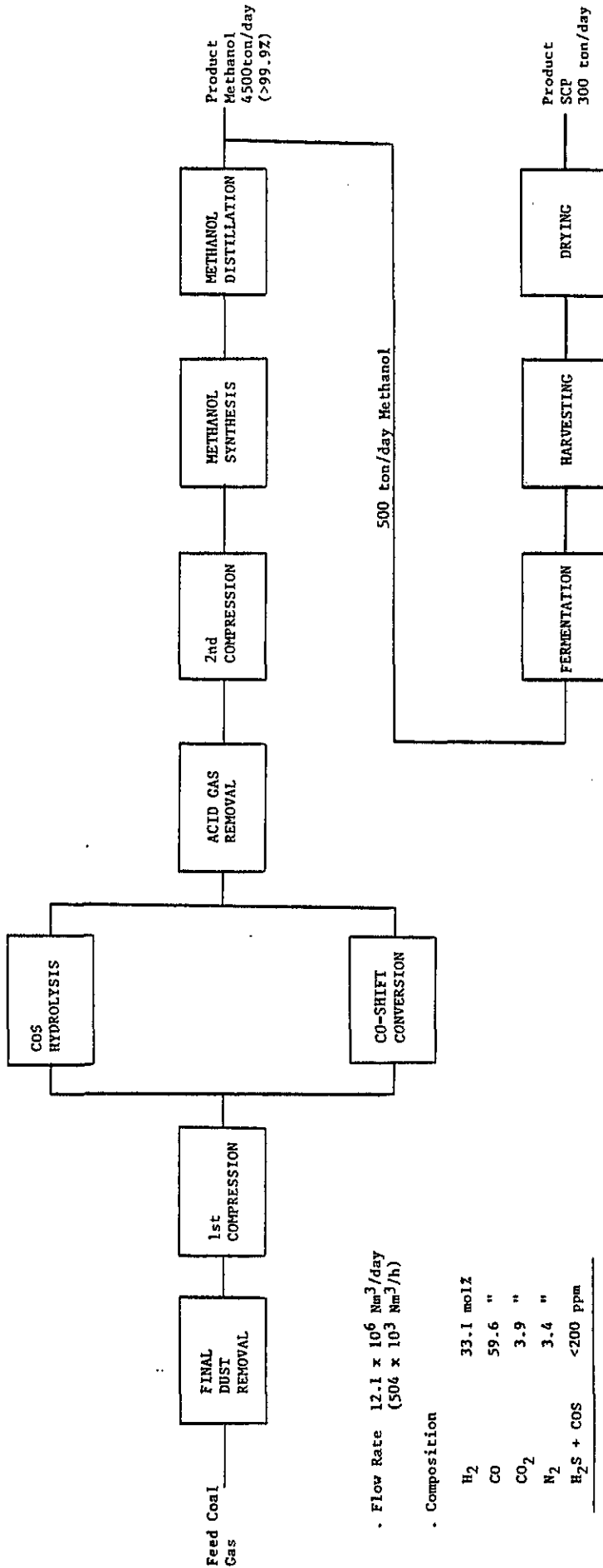
合成蛋白 300T/D

ブロックフローシート： Fig.8-2-6 参照

Fig. 8-2-6

BLOCK FLOW DIAGRAM

PRODUCTION OF METHANOL / SINGLE CELL PROTEIN (SCP)



Flow Rate $12.1 \times 10^6 \text{ Nm}^3/\text{day}$
 $(504 \times 10^3 \text{ Nm}^3/\text{h})$

Composition

H ₂	33.1 mol%
CO	59.6 "
CO ₂	3.9 "
N ₂	3.4 "
H ₂ S + COS	<200 ppm
Dry Total	100.0 mol%

Heating Value 2,818 kcal/Nm³
 (GHV)

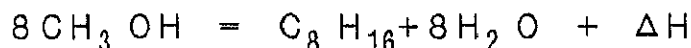
Supply Condition

Pressure 4.0 kg/cm²G
 Temperature Ambient

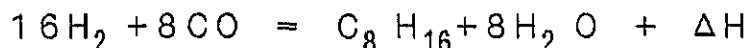
(6) メタノールよりのガソリン生産技術

1) メタノールガソリンの化学

メタノールよりガソリンを生産するMTG法については、次の反応式で表すことができる。



メタノール合成原料である合成ガス基準で表せば、次の様になる。



MTG法は1970年代中期にモービル石油に依り発明されたもので、フィッシャー・トロプシュ触媒の選択度を改良する研究に依り生まれたものである。即ち、触媒の開口度を嚴重に調整し、製品の分子量の選択度を高めたゼオライト触媒を用いる。従って、フィッシャー・トロプシュ法に比べ、副産物が少なく、製品のオクタン価も高い。

2) MTG法プラントの概要

メタノールよりのガソリンの製造

容 量： メタノール5,000T/D生産相当の原料ガス量

系 列 数： 1

最終製品： C₅⁺ 13,190 BPD

LPG 2,218 "

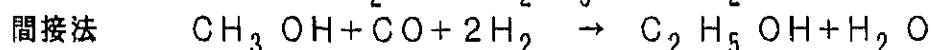
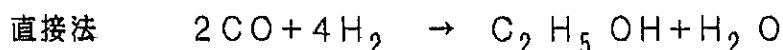
ブロックフローシート Fig.8-2-7 参照

(7) その他

エタノール、エチレン、酢酸、エチレン・グリコール、MTBE等のメタノール誘導品製造の諸プロセスについて述べるが、このうち酢酸、MTBE製造のみが、商業化されてい、他のものは未だ研究段階にある。

1) エタノール合成

エタノール合成には、直接法とメタノール・ホモロゲーションに依る間接法とがある。



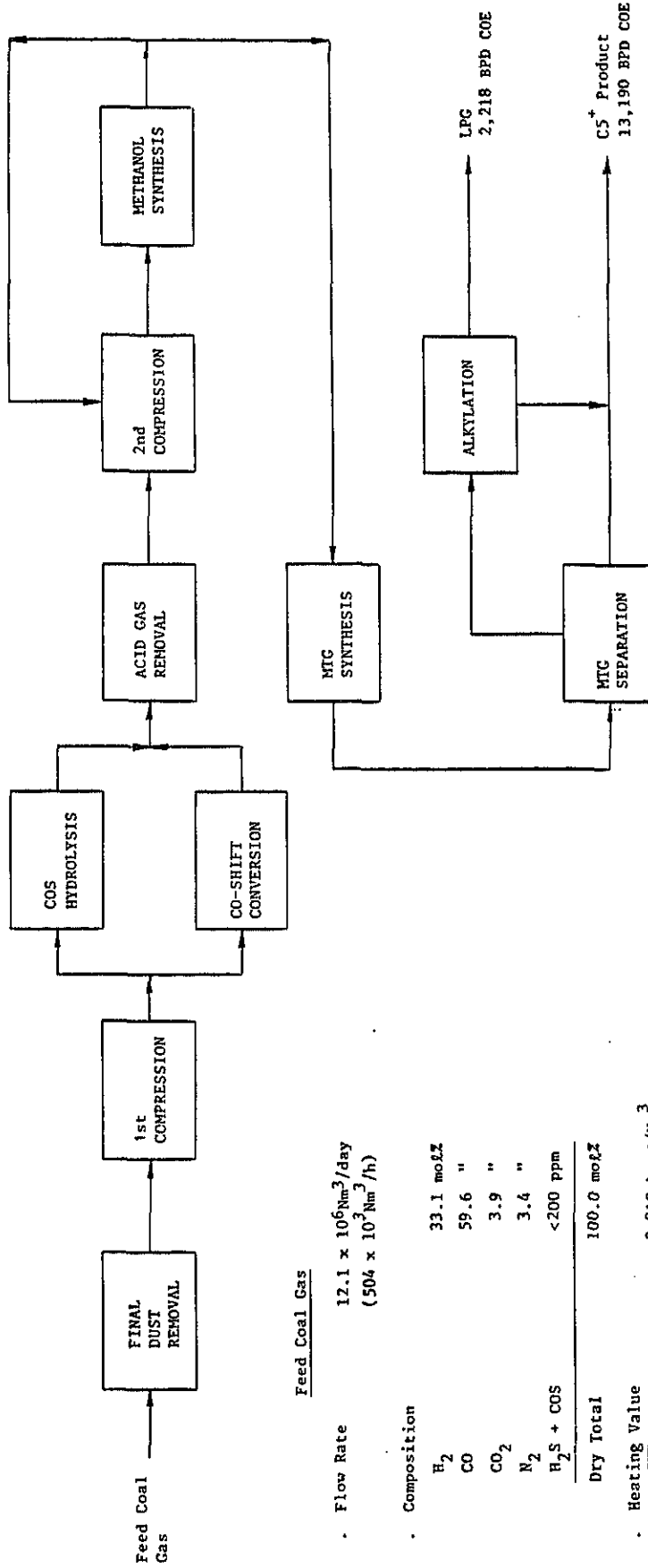
直接法については、ルールケミーとケログ社が1950年代にフィッシャー・トロプシュ型のFe触媒を発表している。最近の研究はロジウム触媒がその中心となっている。

間接法では、エタノールはメタノールと合成ガスからルテニウム-コバルト触媒か、ヨード又は燐酸を添加したルテニウム-鉄触媒を用いて合成される。この方法はガルフ、エクソン、UCC、セラニーズ、MGC等に依り発表されている。又、この方法は燃料エタノール、又はエチレン原料の製造を目指していたが、合成圧力の低下や選択度の向上等が商業化のネックとなっている。

Fig. 8-2-7

BLOCK FLOW DIAGRAM

PRODUCTION OF GASOLINE FROM METHANOL



Feed Coal Gas

Flow Rate $12.1 \times 10^6 \text{ Nm}^3/\text{day}$
 $(504 \times 10^3 \text{ Nm}^3/\text{h})$

Composition

H ₂	33.1 mol%
CO	59.6 "
CO ₂	3.9 "
N ₂	3.4 "
H ₂ S + COS	<200 ppm

Dry Total 100.0 mol%

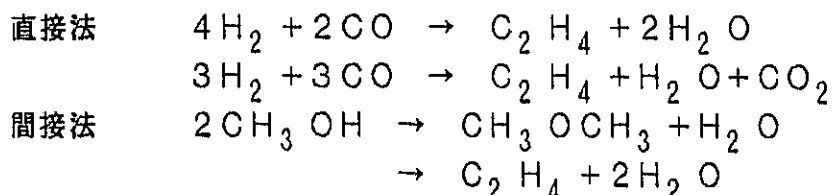
Heating Value 2,818 kcal/Nm³
 GHV

Supply Condition

Pressure 4.0 kg/cm²
 Temperature Ambient

2) エチレン合成

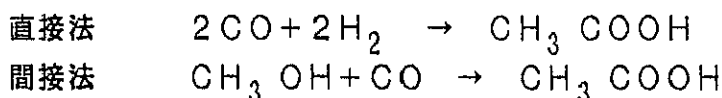
エチレン合成には、合成ガスを直接原料とする直接法と、メタノールを經由する間接法がある。



モービル石油の発見したゼオライト触媒を用いると 370℃、2 atm の条件下で、直接法の反応が起こる。類似の触媒を用いた MTG 法が間もなくニュージーランドで商業化運転を開始するので、この方法は合成ガスよりエチレンを製造する最初の商業化プロセスになると思われる。

3) 酢酸合成

酢酸合成についても、直接法とメタノールのカルボニル化に依る間接法の 2 つがある。

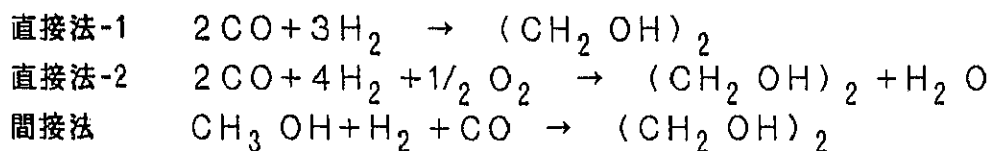


間接法は 1960 年代の BASF 社が初めて商業化したものの、反応圧力が 700 atm と高く、酢酸と一酸化炭素とが存在する腐蝕雰囲気能耐える材料がなかったことで、この方法は広く用いられなかった。1970 年代に入り、モンサント社がロジウム触媒を用い、約 30 atm と低圧で反応させる合成法を発見し、今やこの方法は、今までに広く用いられてきたエチレンを酸化する方法にとって代っている。

他方、直接法は UCC などロジウム触媒を用いる方法が研究されている。この種のプロセスでは、反応圧力が 300 atm にもなり、数多くの副成品を生ずる。この為、高い選択度をもち、反応圧力の低い触媒の開発が重要となる。又、同様の触媒を用い、より高級なカルボキシル酸の合成が可能である。

4) エチレングライコール合成

エチレングライコール合成には 3 つの方法がある。



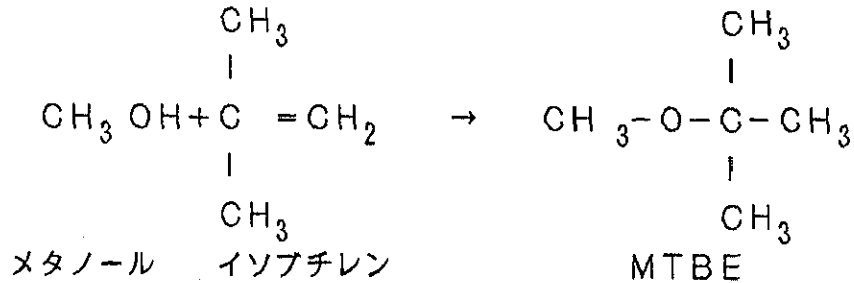
間接法は、1940 年より 1967 年の間デュポン社で、酸化コバルト触媒を用い、500~700 atm、200℃ の条件で、商業運転された。

最近、シェブロン社は低温低圧のプロセスの開発に成功したが、未だその経済性は低い。この為エチレングライコールは、現在エチレンオキサイドより作られているので、合成ガスからのルートの開発が期待される。

5) MTBE (メチル・ターシャリー・ブチル・エーテル)

石油業界では、自動車用ガソリンの添加剤としてのMTBEに注目している。現在MTBEは、イタリー、西独で製造販売されており、アメリカに於いても大規模プラントが最近運転に入っている。更に数基のプラントの建設予定が伝えられている。

MTBEは次の反応に依り製造される。



MTBEの特性をトルエンと比較すると次の様になる。

	MTBE	トルエン
沸点@ 1気圧	55.2℃	110.6℃
水への溶解度@20℃	4wt%	0.05 wt%
平均オクタン価	109	107

MTBEを添加したとき、基材のオクタン価が下がる程、基材の飽和炭化水素の量が増す程、又、MTBE添加量が少ない程、オクタン価上昇の傾向が著しい。エチレンプラントから出るC₄溜分がイソブチレンを含み、これが原料となる。特に、ブタジエン回収後のブテンには、イソブチレンが40-50wt%と多く含まれ、最良の原料となる。又、ガス・オイルのカタリティッククラッキングから得られるC₄もイソブチレンの含有量が15wt%と低いものの原料となりうる。

8-3 発電技術

(1) 従来の石炭燃焼法とバンコ炭利用の可能性

1) 従来の石炭燃焼法

バーナーと燃料制御システムから成る従来の石炭燃焼法においては、石炭の化学エネルギーは効率良く熱エネルギーに転換され、その熱は蒸気発生装置の熱吸収面へ移動される。

石炭の燃焼装置は、このような燃焼および熱移動を行わせるために、石炭と空気を混合し、着火し、そして火炎と燃焼生成物を分布させるものである。

Fig. 8-3-1 は実際にボイラーに利用されている石炭燃焼装置を分類したものである。

i) 水平式燃焼法

水平式燃焼法では、石炭は微粉にされて、個々のバーナーレジスターの内部で空気と混合される。石炭と1次空気は石炭ノズルの内部で強い旋回流を起すように切線方向に挿入され、また2次空気は余熱されて各バーナーのウィンドボックスから、調節可能な入口羽根で回転を与えられて燃焼室に送りこまれる。(Fig. 8-3-2)

ii) タンジェンシャル式燃焼法

タンジェンシャル式燃焼法は、概念的には燃焼室内に大きな単一火炎柱を形成させるもので、微粉炭と燃焼空気は燃焼室各コーナーから中央部に想定された円の切線方向に向って水平に挿入される。

各コーナーから送入された燃料と空気は燃焼しつつ互いにうずを巻くように衝突し回転する火炎柱となって燃焼室内に充満し、上方の排気口へ流れる。(Fig. 8-3-3)

iii) 垂直式燃焼法

垂直式燃焼法は今日では水分と灰分の含有量が少なく、また揮発分が13%以下しか含まないような着火性の悪い石炭を燃焼させる場合にのみ適用される。

概念的には燃焼室の肩の部分に下向きのバーナーを設置し、微粉炭を下向きに送入し、燃焼用の1次空気と共に2次空気および3次空気を順次送入しながら燃焼し、火炎が燃焼室底部で反転して、中央部では上向き流れとなるような燃焼法である。(Fig. 8-3-4)

iv) スプレッターストーカ法

当方は概念的には微粉炭燃焼とストーカ燃焼の両方の原理を組合せたもので、燃焼室内で微粉炭は浮遊状態で燃焼し、塊炭は火格子の上で燃焼する。石炭は送入分配機による連続的に燃焼中の石炭の上に供給される。

(Fig. 8-3-5))

Fig. 8-3-1 CONVENTIONAL COAL-FIRING SYSTEM

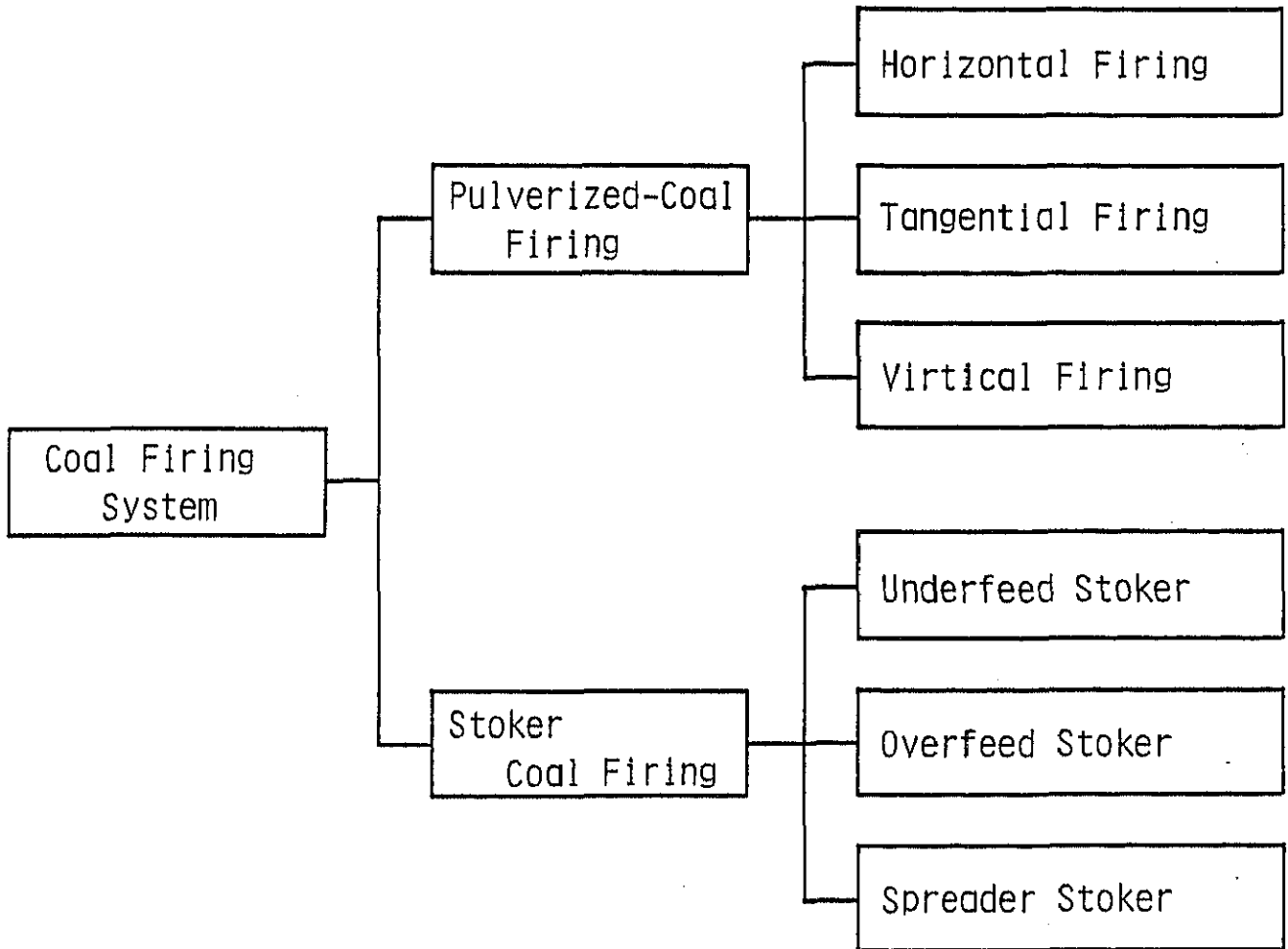


Fig. 8-3-2 HORIZONTALLY FIRED SYSTEM
(SIDE VIEW)

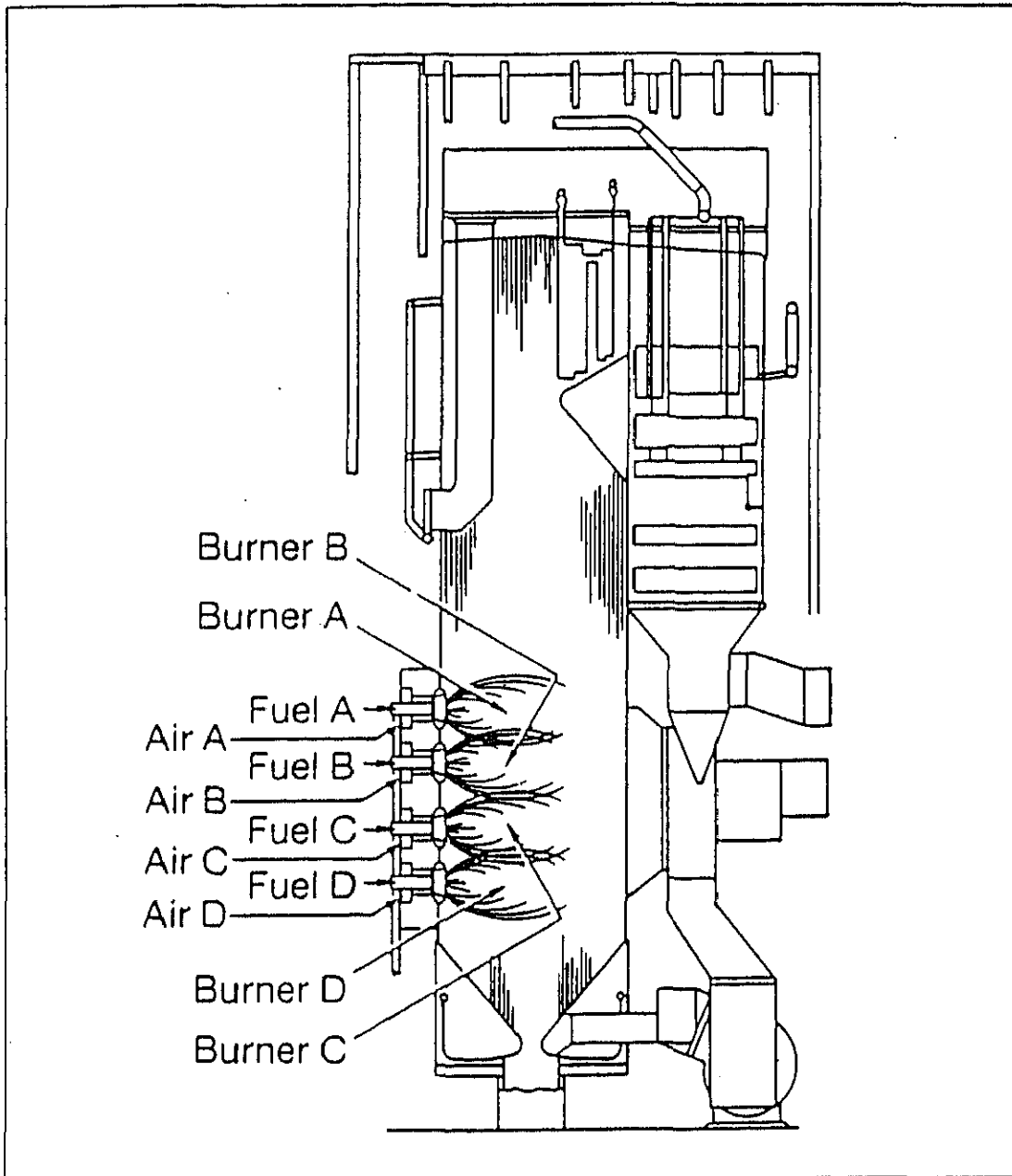


Fig. 8-3-3 . TANGENTIALLY FIRED SYSTEM
(PLAN VIEW)

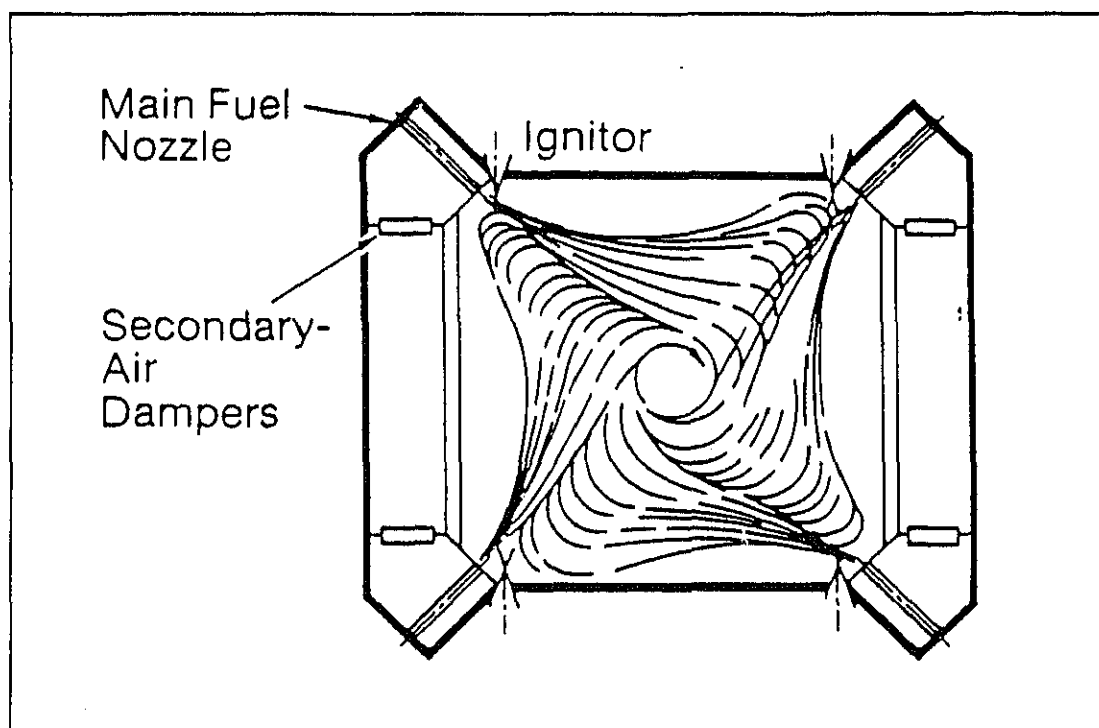


Fig. 8-3-4 VERTICALLY FIRED SYSTEM
(SIDE VIEW)

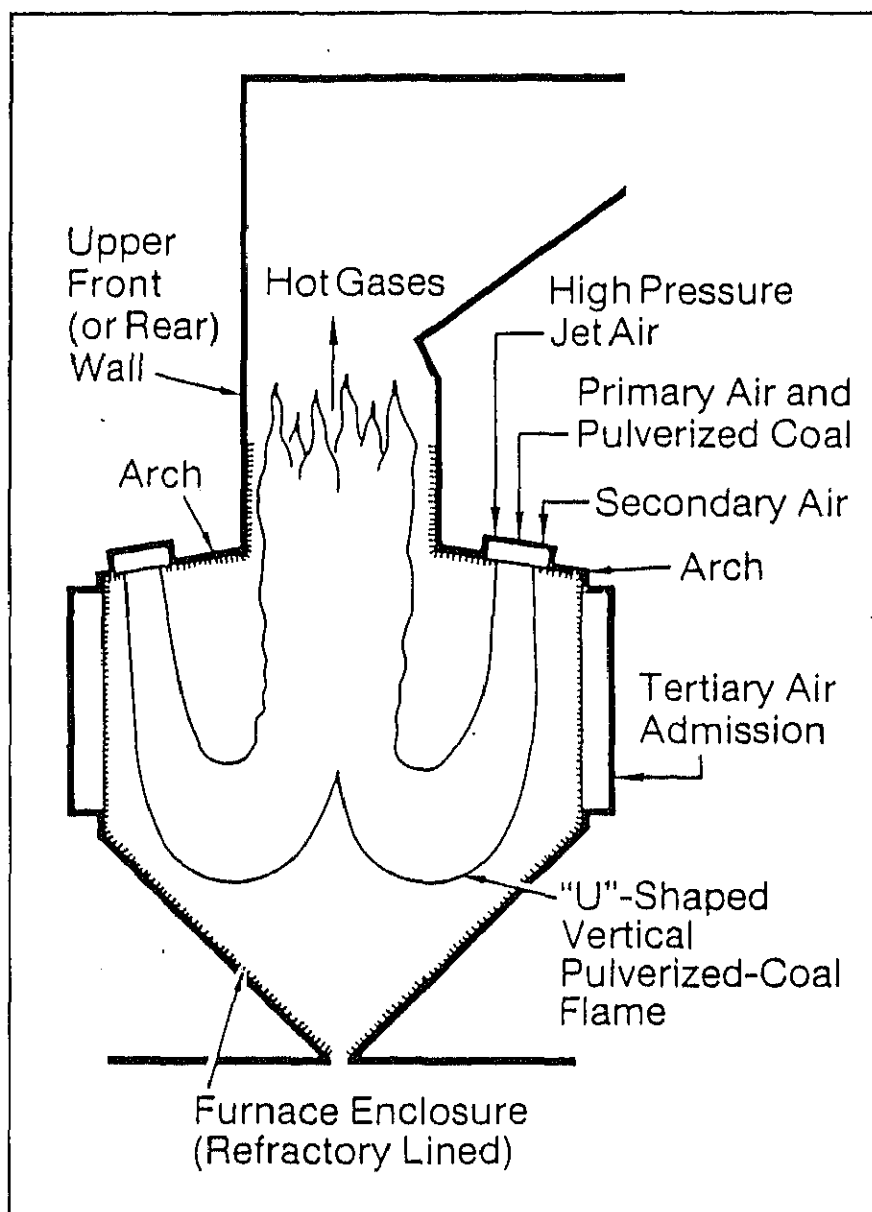
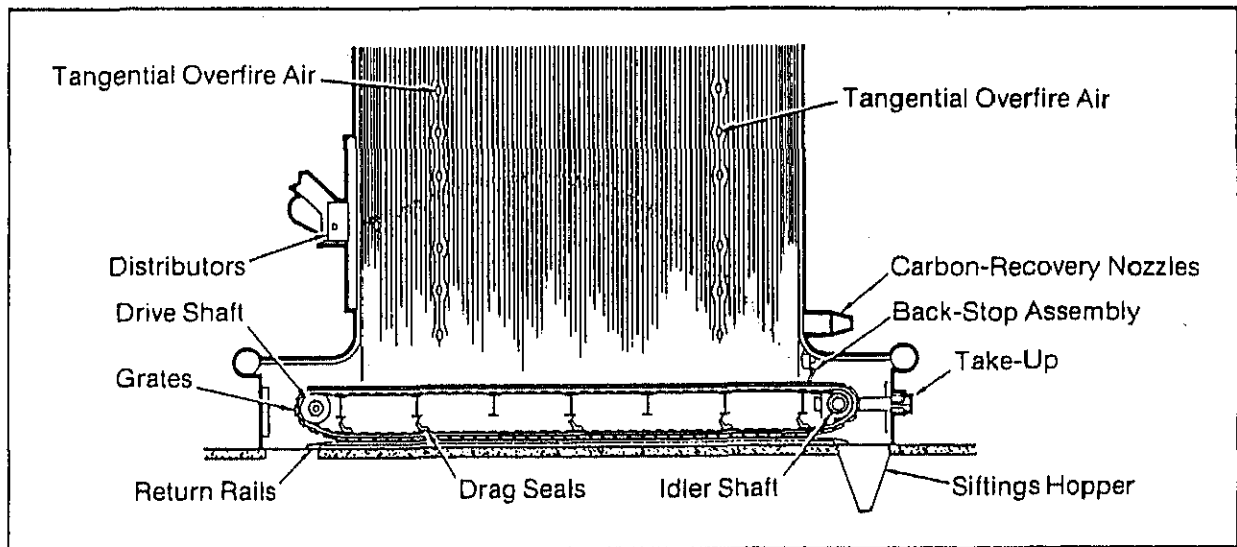


Fig. 8-3-5
SPREADER STOKER,
CONTINUOUS ASH DISCHARGE GRATE



2) 従来燃焼法によるバンコ炭利用の可能性

i) バンコ炭の燃料としての特性

シェル社の調査によればバンコ炭は Na_2O の含有量が高いため通常のボイラーで燃焼利用するためには「問題のある石炭」であると報告されている。

Table8-3-1はバンコ炭と近隣のブキットアッサム鉱山のアエルラヤ炭の灰分の組成を示したものである。当表ではバンコ炭の Na_2O 含有量は最大20%とされているが、7-1-(2)で示したTable7-1-9によれば北西バンコ地域(N.W Banko)の褐炭の Na_2O 含有量は4~40%で平均12%と見積られており、いずれにせよ灰分中の Na_2O が異常に多いのが特徴である。

このようなナトリウム含有量の多い石炭を通常の燃焼装置を用いたボイラーで使用する場合の基本的な問題点は、灰分中のナトリウム分やカルシウム分が石炭に含まれる硫黄分と反応して硫酸ナトリウム(Na_2SO_4)や硫酸カルシウム(CaSO_4)となり、これらがボイラー内部で“スラギング”や“汚れ”を発生させることである。

ここで“スラギング”とはボイラーの輻射伝熱部(燃焼室)にある伝熱チューブに溶融した灰が付着・堆積することで、灰の溶融特性の問題である。

また、“汚れ”とはボイラーの対流伝熱部に灰分が付着・堆積することを意味している。

この“汚れ”は通常高温対流伝熱部の水蒸気過熱管や水蒸気再熱管に発生するもので、燃焼中に気化したアルカリ塩(Na_2SO_4 、 CaSO_4 等)がこれらの管群により冷却されて管の表面で凝縮することにより起こる。

ii) Na_2O を含む石炭の燃焼技術

米国では低品位炭の微粉炭燃焼は1960年代に始められたが、これらのボイラーは灰分中の Na_2O 含有量が5%以下として設計されていた。そして実際に灰分中のナトリウム含有量が高い場合には重大な運転トラブルが経験されている。

最新のボイラーでは灰分中に Na_2O を10%まで含む石炭を使うものも見られるが、このようなやっかいな石炭を使う場合には比較的マイルドな伝熱条件を使い、運転の自由度にも制約を加えた消極的設計がとられている。また最近アメリカ西部で問題になっているスラギングは、灰分中に Na_2O が10%も入っていない石炭でも発生していることに注意することが重要である。

このような状況から、米国では Na_2O 含有量10%がボイラー設計の実質的な上限と考えられている。

ナトリウムを含む石炭のスラギングや汚れの問題に対する技術は次のように要約されよう。

- a) 灰分中の Na_2O 含有量が 5% 以下の燃料については、実証された技術があり、相当の運転経験も積まれている。
- b) 灰分中に Na_2O を含む燃料については、技術は開発されたが、運転経験は不十分である。
- c) 10% を超す燃料を使用する新しい発電計画が検討中であるが、これらが工業化されるのは 1980 年代の後半になるであろう。

このように灰分中の Na_2O 含有量の高い石炭を、通常のよりよい燃焼特性を持った石炭用に設計されたボイラー（例えばアエルラヤ炭で設計されたジャワの発電所）に使用すると、予想される問題はより重大である。

もし既存ボイラーに相当な改造を行わないで使用した場合には、激しい汚れのために出力は低下し補修費が増加し、そして設備の稼働率は極端に低下するものと予想される。

iii) 流動層燃焼ボイラーによる燃焼利用

流動層燃焼ボイラーは石炭と石灰石を空気で燃焼室に送入し、火格子の上で下より送入される燃焼用空気により流動層を形成し、700～900℃の低温で効率良く石炭を燃焼する方法である。(Fig. 8-3-6)

流動層の部分には伝熱管が設けてあり、これにより冷却されるため燃焼温度は低く、従来の燃焼法に比較して次のような特徴がある。

- イ) 石灰石にはよる脱流効果のため、燃焼ガスに含まれる硫黄化合物の含有量が少なく、排ガス脱流装置が不要である。
- ロ) 燃焼温度が低いため従来の燃焼法に比較して窒素化合物の生成量が少ない。
- ハ) 燃焼温度が低いためスラギングや汚れが発生しにくく、灰分熔融温度の低い石炭やナトリウム含有量の高い石炭の燃焼に適する。
- ニ) 伝熱効率が高いためボイラーが小型化し建設費が低下する。

このため灰分中に Na_2O の含有量が高いバンコ炭の燃焼利用にはこのような流動層ボイラーが適していると考えられ、今後さらに詳しく調査を実施する予定である。

(2) ガス化複合発電システムとバンコ炭利用の可能性

1) 複合サイクル発電の現状

複合サイクル発電とは、発電の熱効率を向上させるために、ガスタービンとスチームタービンを組み合わせたサイクルで石炭ガス化発電の基礎をなす技術と言えよう。

ガスタービン技術の向上と共に、いろいろな複合サイクルが開発され (Fig. 8-3-7)、現在までに天然ガスや灯油・軽油を燃料とするプラントは米国、欧州等で合計 20,000MW の発電設備が建設されている (Table 8-3-2)。

Table 8-3-1

ASH ANALYSIS OF INDONESIAN COALS

	<u>Air Laya</u>	<u>Banko</u>	(% wt)
SiO ₂	59.4	20.0 - 61.0	
Al ₂ O ₃	24.7	19.0 - 41.0	
Fe ₂ O ₃	4.6	0.8 - 17.0	
TiO ₂	0.8	0.8 - 17.0	
CaO	3.1	0.6 - 1.3	
MgO	1.7	0.2 - 6.6	
Na ₂ O	2.5	0.2 - 20.0	
K ₂ O	0.5	0.2 - 0.6	
Mn ₃ O ₄	-	0.04 - 0.79	
P ₂ O ₅	0.4	0.04 - 0.79	
SO ₃	2.3	0.58 - 13.0	

Fig. 8-3-6

SCHEMATIC DIAGRAM OF
FLUIDIZED-BED-COMBUSTION BOILER

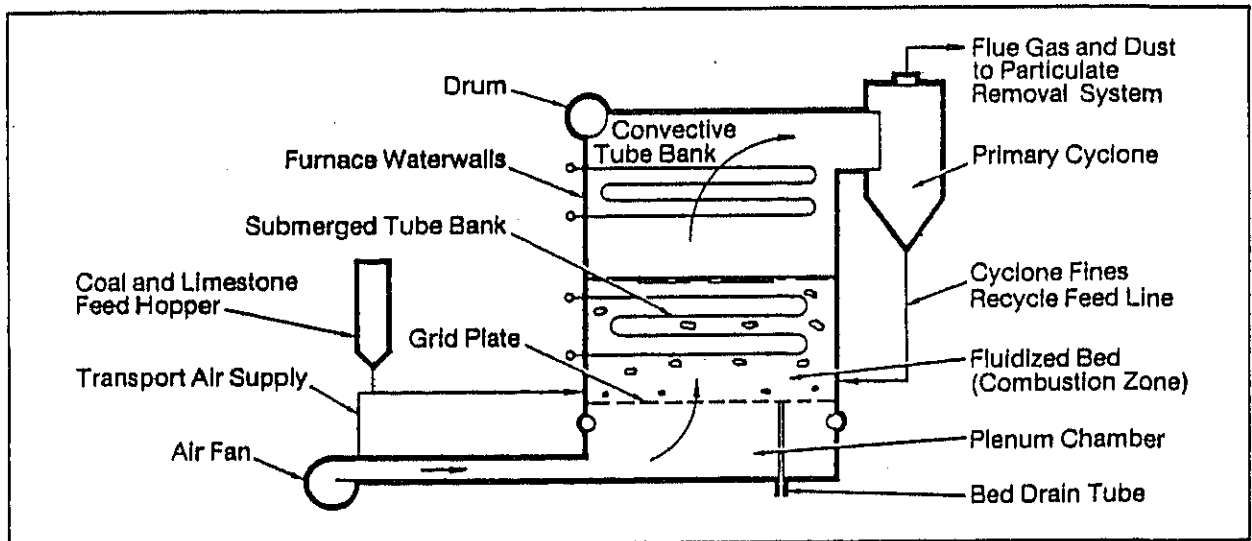
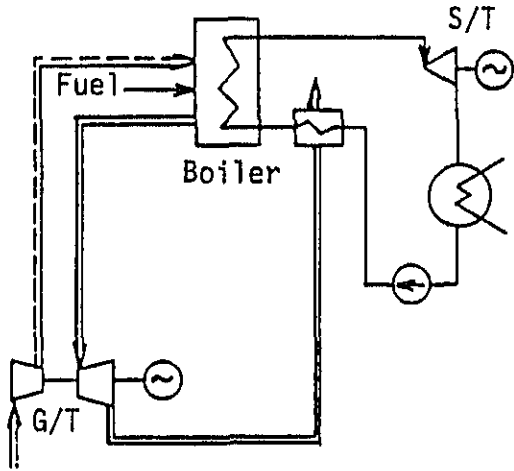


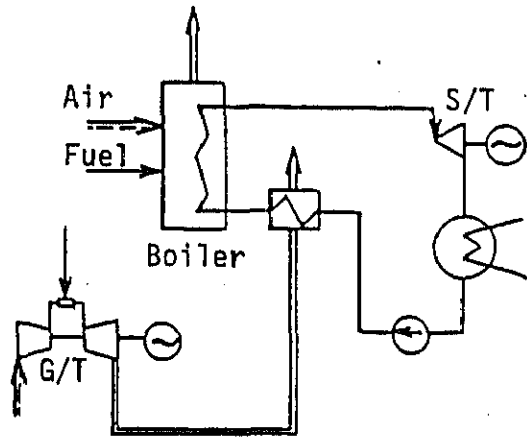
Fig. 8-3-7

TYPE OF COMBINED-CYCLE PLANT

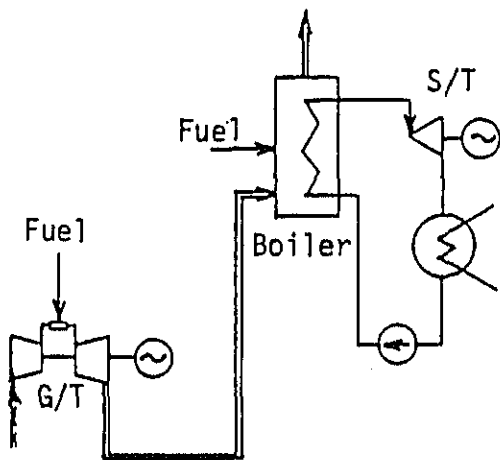
SUPERCHARGED BOILER CYCLE



SIMPLE FEED WATER HEATING CYCLE



EXHAUST GAS FIRING CYCLE



EXHAUST GAS HEAT RECOVERY CYCLE

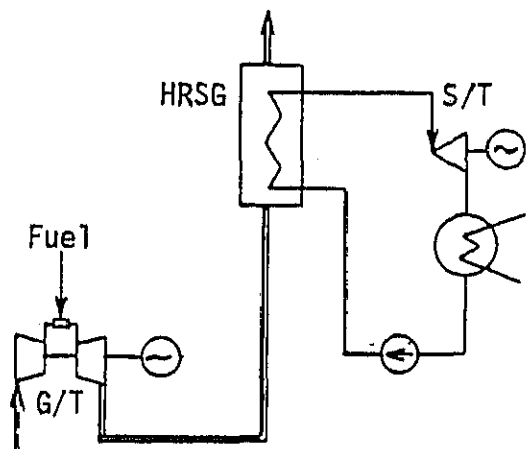


Table 8-3-2 WORLD-WIDE COMBINED-CYCLE POWER PLANT INSTALLATIONS

District	Plant type	No. of units	Total output (MW)	Commencement of operation
U.S.A.	Feedwater heating	2	70.0	1949
	Exhaust gas fired	10	1392.5	1958
	Exhaust heat recovery	35	7990.6	1968
	Subtotal	47	9453.1	-
Europe incl. U.S.S.R.	Supercharged boiler	5	941.0	1963
	Feedwater heating	1	312.0	1964
	Exhaust gas fired	26	8862.0	1964
	Exhaust heat recovery	4	265.5	1960
	Subtotal	36	10380.5	-
Asia	Exhaust gas fired	2	258.0	1968
	Exhaust heat recovery	2	640.0	1979
	Subtotal	4	898.0	-
Total		87	20731.6	-

日本では液化天然ガス（LNG）を燃料とする排気ガス熱回収システム型の複合サイクル発電プラントが4ヵ所で建設中である。（Table 8-3-3）

複合サイクル発電は、燃焼ガス入口が約 1,100℃の効率の高いガスタービンが開発されてから、ガスタービンの発電に占める割合が高まり、タービン排気ガスからの熱回収システムとの合理的な組合せにより従来の直接燃焼スチームサイクル発電に比較して高い発電熱効率が得られるようになったが、高温ガスタービン技術の向上に伴い今後一段と熱効率が向上するものと期待されている。

2) 石炭ガス化複合発電システムの概要と特徴

石炭を燃料として複合サイクルによる高効率発電を実現するために石炭ガス化複合サイクル（CGCC）の技術開発は世界的に広く取り進められている。

CGCC技術は不純物含有量の多い石炭を用いて環境上許容される程度の排気物生成量に抑えながら、従来の直接燃焼スチームサイクルより効率的に発電させることを目的に開発されているもので、概念的には石炭の2段燃焼法と高温ガスタービンを用いた複合サイクル発電を組み合わせた燃焼・発電方法といえよう。Fig.8-3-8 は石炭ガス化複合サイクル発電の全体システムの工程概念図である。

石炭はガス化炉で部分燃焼されて高圧の燃料ガスとなり、次いで脱硫・脱じんされた後、高温ガスタービンで完全燃焼されて電力転換される。

高温ガスタービンからの高温排気ガスは排熱回収ボイラーに導かれ、ガス化炉での熱回収と併せてスチームサイクルにより電力に転換される。

このような石炭ガス化複合発電システムは、不純物の含有量が多い石炭をガス化工程でクリーンエネルギーに転換し、さらに複合システム発電と組合せることにより従来法より効率よく電力に転換することが出来るのが特徴である。

3) 石炭ガス化複合発電システムの技術開発

Fig.8-3-9 は、アメリカで建設が取り進められているクールウォータープロジェクトと呼ばれるCGCCシステムの工程概念図である。

当計画は、酸素式で水スラリー石炭供給システムおよび湿式脱硫システムが使用されているため発電効率は32%程度（送電端）と予想され、一般の直接燃焼方式より低いが、石炭を利用した初めてのガス化複合発電実証プラントとして注目されている。

Table8-3-4は日本で研究が進められているCGCCシステムの設備仕様の概要で、発電熱効率の向上を目標として次の点が重点的に研究されている。

イ) 空気式加圧流動層ガス化炉

ロ) 高温乾式脱硫装置および脱じん装置

Table 8-3-3 COMBINED-CYCLE POWER PLANT IN JAPAN

<Exhaust Gas Heat Recovery Cycle>

CLIENT	PLANT OUTPUT	FUEL	COMMISSIONING
JAPAN NATIONAL RAILROAD CO. KAWASAKI P/S	140 MW	DISTILLATE OIL	1981.3
NIPPON STEEL CO. KAMAISHI WORKS	25 MW	BFG, COG	1982.2
TOHOKU ELECTRIC POWER CO. HIGASHI NIIGATA P/S	1,090 MW	LNG	1984.12/1985.10
TOKYO ELECTRIC POWER CO. FUTTSU P/S	1,000 MW 1,000 MW	LNG LNG	1985.9 1985.12
CHUBU ELECTRIC POWER CO. YOKKAICHI P/S	560 MW	LNG	1986.5

Fig. 8-3-8 SCHEME OF COAL GASIFICATION
 COMBINED-CYCLE POWER PLANT
 (Integrated)

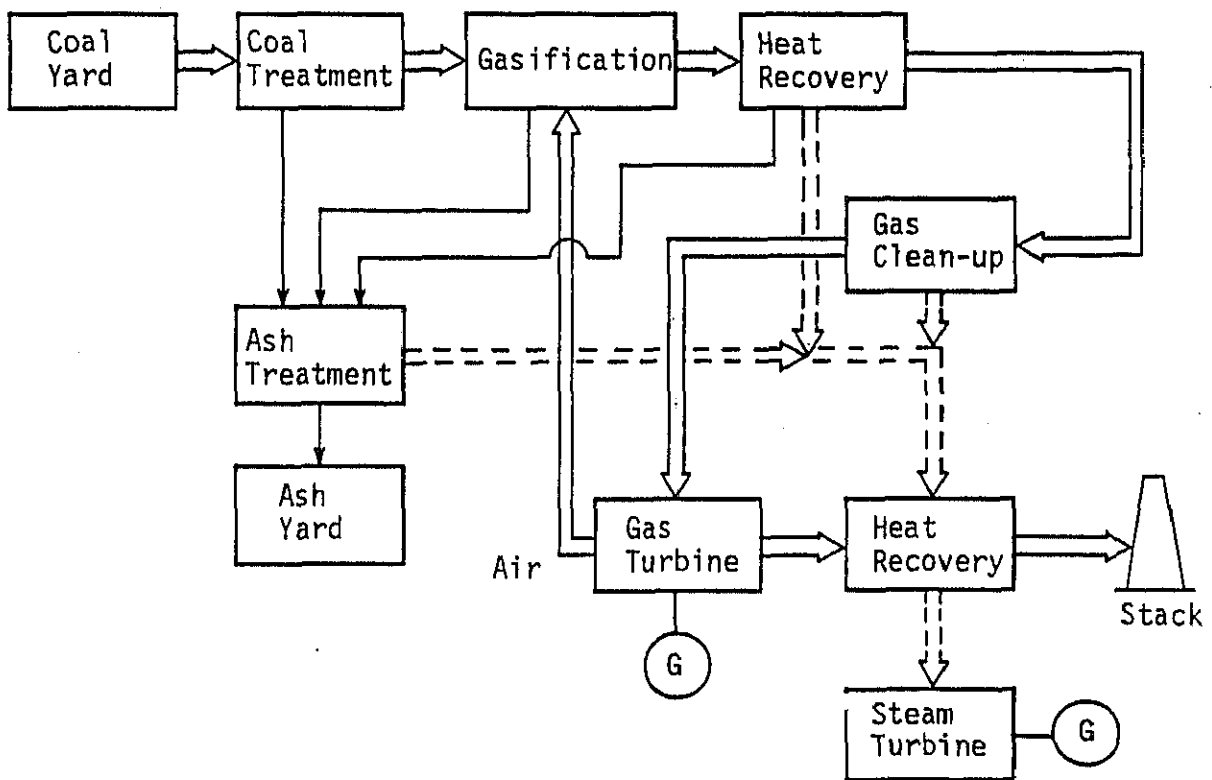
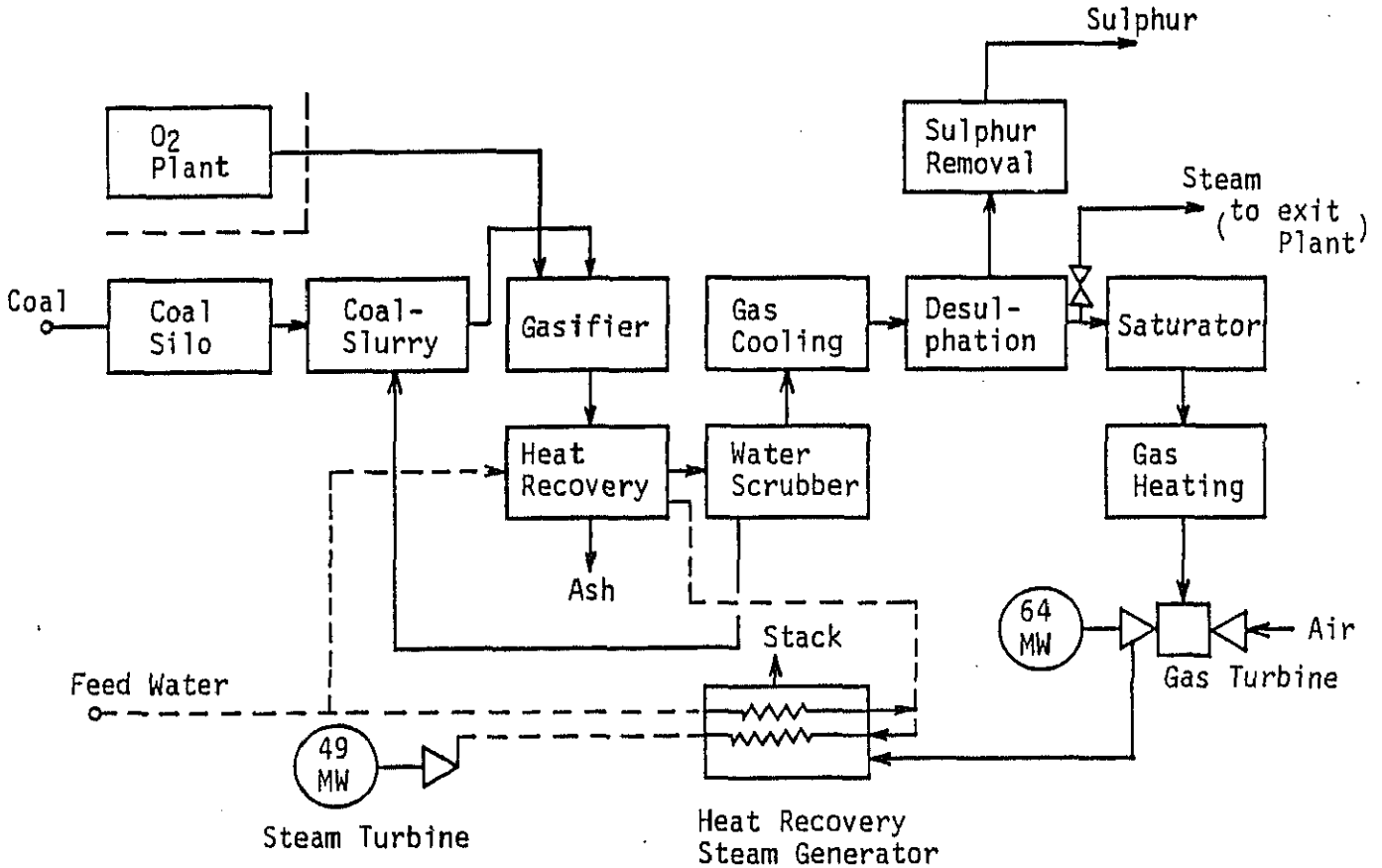


Fig. 8-3-9

OUTLINE OF
COOL WATER CGCC PROJECT



Site	Coal Water P/S (SCE)
Coal Feed	1,000 t/d
Power Output	113 MW
Gas Turbine	64 MW
Steam Turbine	49 MW

Table 8-3-4 OUTLINE OF EXPECTED COAL GASIFICATION
COMBINED-CYCLE POWER PLANT

	300 MW Class	1,000 MW Class
Ambient Temperature Barometric Pressure	15 °C 760 mmHg	
Gas Turbine Clean-up System	1,300 °C Class Dry Clean-up	
Coal Feed (HHV)	82 t/h 6,300 kcal/kg	328 t/h 6,300 kcal/kg
Output		
Gas Turbine	138.5 MW x 1	138.5 MW x 4
Steam Turbine	140.5 MW x 1	283 MW x 2
Total	279 MW	1,120 MW
Circulating Water Flow	28,800 m ³ /h	115,000 m ³ /h

ハ) 高温ガスタービン (目標入口温度1300℃)

Fig. 8-3-10は、(イ)のガス化炉を使用した場合に、(ロ)および(ハ)が発電熱効率に及ぼす影響を示したもので、図の上側の曲線は(ロ)が完成した場合にガスタービン入口ガス温度が発電熱効率に及ぼす影響の上限を示している。

なお下側の曲線は(ロ)の代わりに従来の湿式ガス精製システムを用いた場合の下限を示すものでCGCCシステムの発電熱効率は(ロ)および(ハ)により大きく影響されることが理解される。

Table 8-3-5は上記(イ)、(ロ)、(ハ)が目標どおり完成した場合に、1,000MW 発電プラントにおける発電熱効率の差が燃料使用量に及ぼす影響を示すもので燃料使用量が約15% (約30万トン) 減少するものと期待されている。

4) ガス化複合発電システムによるバンコ炭利用の可能性

バンコ炭を燃料としてガス化複合発電システムに利用する場合の問題点は灰の溶融温度と灰分中の Na_2O の影響にある。

灰の溶融温度はサンプル分析によれば 1,150℃から 1,500℃以上 (上限は確認されていない) の間で炭層により変化している。従ってガス化方法としてはガス化温度が1000℃程度迄の灰分非溶融式の流動層ガス化炉か溶融式の噴流層ガス化炉あるいは鉄溶法を用いれば問題ないと推定される。

一方、灰分中の Na_2O の影響については今後詳しく検討の必要があるが、流動層ボイラーと同じように灰の溶融温度以下でガス化する流動層ガス化炉を用いれば Na_2SO_4 の蒸発が少なく問題が少ないと予想される。

従ってバンコ炭有効利用の可能性は現在取り進め中のCGCC技術の研究成果と山元発電所から消費地までのに直流高圧送電システムの経済性に左右されると言えよう。

Fig. 8-3-10 THERMAL EFFICIENCY OF
COAL GACIFICATION COMBINED-CYCLE

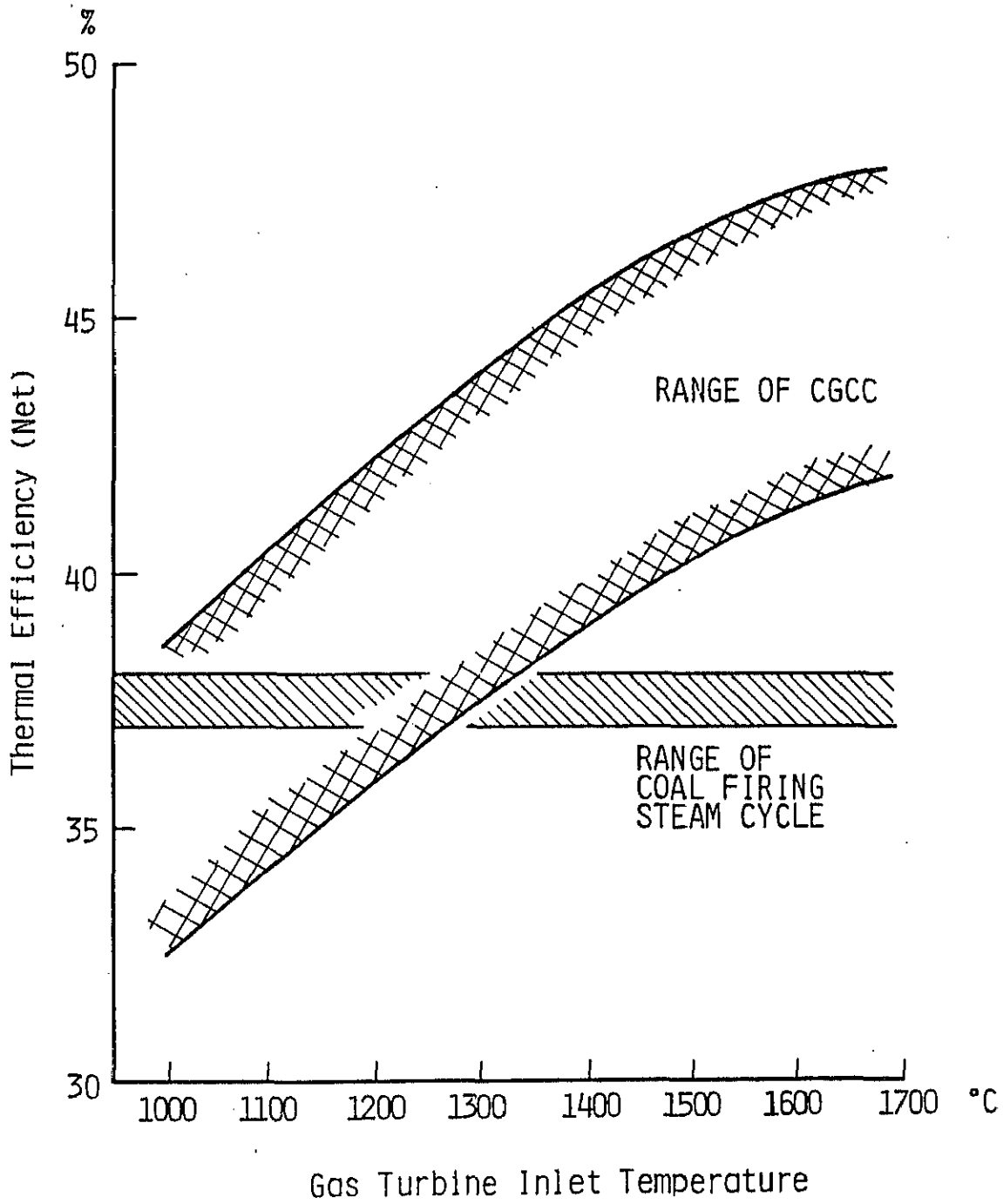


Table 8-3-5

THERMAL EFFICIENCY AND
ANNUAL COAL CONSUMPTION

		Coal Gasification Combined-Cycle (CGCC) Power Plant	Coal-Fired Steam Cycle Power Plant
Thermal Efficiency (Net)	%	43 (1,300°C G/T)	37
Heat Rate	kcal/kWh	2,000	2,324
Annual Heat Consumption	kcal/kW·Y	12.26×10^6	14.25×10^6
Annual Heat Consumption (1,000 MW)	kcal/Y	12.26×10^{12}	14.25×10^{12}
Annual Coal Consumption (1,000 MW)	t/Y	$1,890 \times 10^3$ ⊖ 300×10^3	$2,190 \times 10^3$ (base)

(Note) Annual Capacity Factor = 70 %

Coal HHV = 6,500 kcal/kg

8-4 メタノール・エンジン技術

(1) 内燃機関と燃料特性

現在使われている内燃機関は次の3つに分類される。

- －ガソリン・エンジン（オットー・サイクル）
- －ディーゼル・エンジン（サバテ・サイクル）
- －ガス・タービン（ブレイトン・サイクル）

Fig. 8-4-1 は各々のエンジンの特性を示している。

ガソリン・エンジンとして一般に知られるオットー・サイクルは、火花点火を行う。ノッキングを防ぐ為に高オクタン価の燃料を用いる必要がある。

高速ディーゼル・エンジンとして知られる、サバテ・サイクルは圧縮点火を行い、高セタン価の燃料を用いる。ブレイトン・サイクルはガス・タービンに用いられ、一定圧力下での連続燃焼を特徴とし、ノッキングが発生しない。

これらのエンジンは、燃料の燃焼に依り空気の加熱と膨脹を行い、膨脹のエネルギーを機械力に変える様に設計されている。

これらのエンジンの特徴として、次のものがあげられる。

－熱効率…ディーゼル（40%）>ガソリン（25%）>ガス・タービン（15%）
しかし、排熱回収装置のついたガス・タービンの熱効率はディーゼルのそれと同等となりうる。－

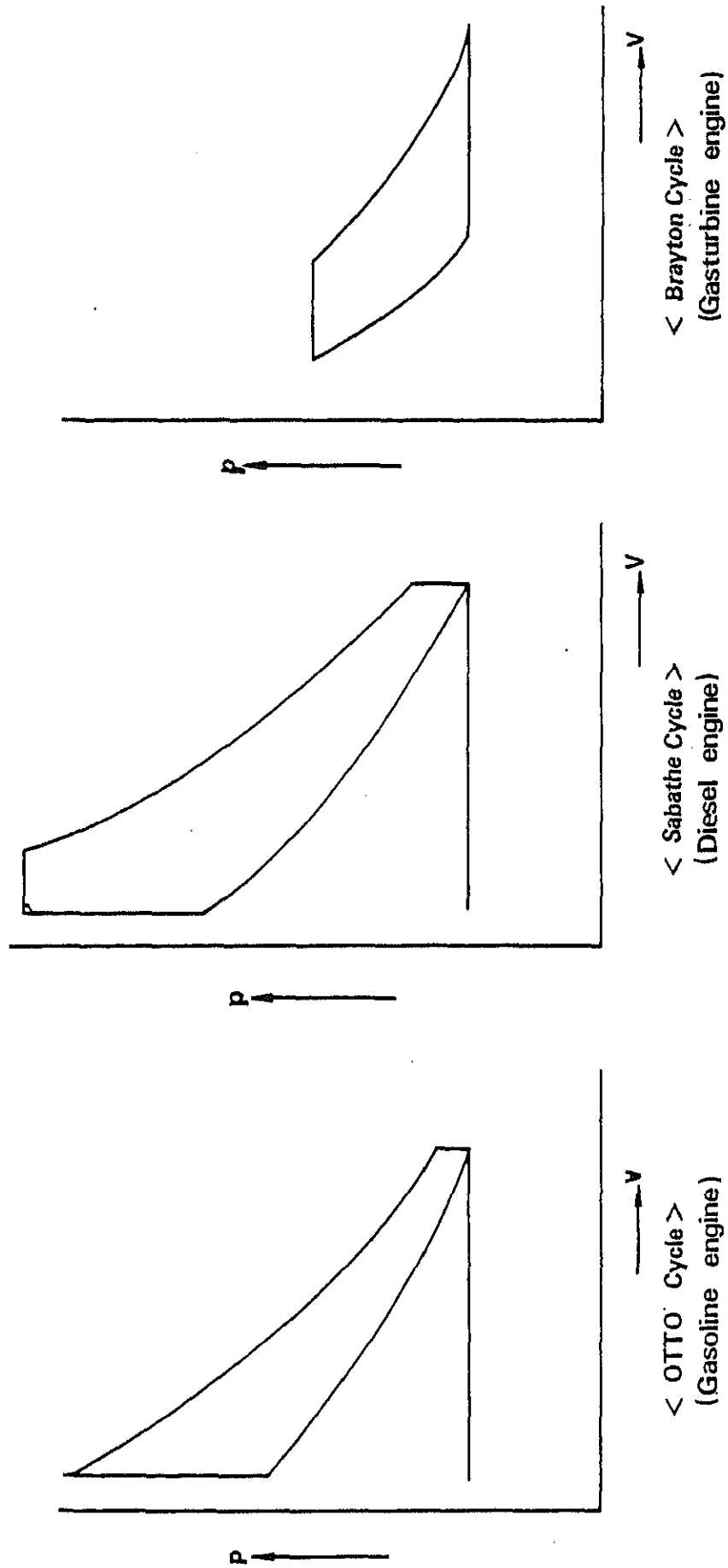
－重量・出力比…ディーゼル（4 Kg/PS）>ガソリン（2 Kg/PS）>ガス・タービン（1 Kg/PS）

このことから、なぜエンジン・メーカーがセラミックや過給機を使って熱効率の向上を目指し、又重量削減を目指しているかが説明されよう。尚、エンジンの改良の速度は夫々違っても、全体としての上記のエンジンの相対的効率差は変わらない。従って、小型の自動車や船には、軽量小型で比較的高効率のガソリン・エンジンが使われ、大型の自動車や船及び固定式の小型発電機には、高効率のディーゼル・エンジンが、大型発電機及び飛行機には耐久性の高い低振動、軽量、小型化されたガス・タービンが使われる。

これらのエンジンには、一般にガソリン、灯油、軽油、重油等の石油製品が燃料として用いられるが、個々のエンジンは夫々の燃料で最高の性能が発揮される様に設計されている。

エンジンでの燃料は単に空気を加熱し、膨脹させる為だけのものであるから、どんな燃料でも原理的にはエンジンに用いることができると言えよう。事実、ガス・タービンは燃料に影響されることの少ない構造の為に、重油、ガス、微粉炭すら用いることができる。従って、メタノールもガス・タービンに最適の燃料と言える。（ガス・タービンでは燃料は高温高圧の圧縮空気に吹き込まれ、この混合物へ火花点火し、燃焼物は膨脹の為にタービンへ導かれる。）

Fig. 8-4-1 Theoretical P-V Diagram of Typical Internal Combustion Engines



内燃機関の燃料に要求される性質は、単純に言えば、上述のようになるが、軽量小型化、高効率化、高信頼度、高耐久性という要求を考えれば、次のようになる。

- a) 高範囲の燃焼特性を持つこと。
- b) 単位燃料当り適切な発熱量があること。
- c) 潤滑性が良いこと。
- d) 寒冷地では低い凍結温度を持つこと。
- e) エンジン各部に腐蝕を起こさぬこと。

このうちc, d およびe は信頼度及び耐久性に重要な要素である。

(2) 内燃機関用燃料としてのメタノールと石油の比較

Table 8-4-1 にメタノール、ガソリン及び軽油の比較を示す。

表より明らかな様に、メタノールはガソリン及び軽油と全く異なった性質を持っている。これは分子構造の違いに基づくものである。

メタノールを通常のエンジンに用いるときに注意すべき事項を次に記す。

- a) メタノールの重量当りの発熱量は、ガソリン・軽油の約半分である。
この為ガソリン・軽油用に設計されたエンジンで同等の出力を保つ為には、燃料の量は2倍となる。この為、空気の混合を良くする為に何らかの装置を必要とする。即ち、噴射・燃焼システムの改良及び、より大容量の噴射装置及び燃料タンクを必要とする。
- b) メタノールは比較的オクタン価が高い為に火花点火エンジンに於いて圧縮比を高くとれ効率も高くなる。他方、燃焼温度が低いので燃焼室内で蟻酸を生じ、腐蝕を起こす。この為材料の耐蝕性を増す必要がある。
- c) メタノールはセタン価が低いので、通常の圧縮点火は使えない。従って、メタノールをディーゼル・エンジンの燃料に使うときは、次のような工夫が必要である。
 - メタノールと軽油を同時に燃焼室に注入する。
 - 点火の補助用に点火プラグを設置する。
- d) メタノールは粘度が低い為に、潤滑を必要とする。
- e) メタノールは空気で酸化されたり、又、自身が吸収した水と反応して、蟻酸に変化する。この蟻酸がAl、Zn、Pb、Mg等の比較的高いイオン化傾向を持つ金属や、アクリル樹脂、ウレタン・ゴムを腐蝕する。この為に燃料系統の材料選定には注意を要する。
- f) 石油より低いとは言え、メタノールは高い毒性を持つ。即ち、30~100 mlを飲んだ場合は死に至り、7~8mlで失明する。この為取扱いは注意を必要とする。特に、エタノールと同様な香りであるので間違えて飲まない様に注意が必要である。

この様にメタノールの性質は石油と全く異なっているものの、エンジンは液

Table 8-4-1 Characteristics Comparison of Methanol with Petroleum Fuel as Fuel of Internal Combustion Engines

ITEM	METHANOL	GASOLINE	LIGHT OIL	ETHANOL	JET FUEL	REFERENCE
Chemical formula	CH ₃ OH	C ₅ H ₁₂ ~ C ₉ H ₂₀	—	C ₂ H ₅ OH	—	
Molecular weight	32	(114)	—	45	—	
Specific gravity (20°C)	0.76	0.70	0.83	0.78	0.75	
Theoretical air/fuel	6.4	15.1	14.5	9.0	—	Theoretical air-fuel ratio to get perfect combustion
Heating value (kcal/kg)	4,800	10,600	10,320	6,400	10,300	Lower value
Octane number	110	100	—	105	—	Research octane number higher number lower knocking
Cetane number	3	12	45 ~ 55	8	—	Higher number easier fire
Viscosity (20°C Cst)	0.7	0.72	2.3	1.3	0.78	
Firing point (°C)	464	257	338	420	—	
Flash points(°C)	17	-1 ~ 32	65.6	9 ~ 32	60	
Solidifying point (°C)	-98	-107	—	-114	-60	

体燃料を用いる様に設計されているので、メタノールを燃焼させる様に改造することは容易である。尚、この為にはメタノールの性質を正確に把握することが必要であることは言うまでもない。

(3) 燃料メタノールの内燃機関への応用

1) ガソリン・エンジン

Table 8-4-1 に示す様にメタノールは高いオクタン価を持ち、ノッキングを起し難い。この為、圧縮比を10~12へ上げることが可能である。又、結果としてSFC（燃料消費率）が改善される。

注意すべきは発熱量が約半分である為に燃料供給量が2倍となり、キャプターも空燃比をそれに見合う様に改造する必要があることである。又、耐食性を保つ為アルカリ性の高い潤滑油を使用する必要がある。

2) ガス・タービン

ガス・タービンは定圧で連続燃焼を行う為に、往復動エンジンの様に燃料を限定しない。即ち、ガソリンから重油、メタノールまで全ての燃料を使用できる。

Table 8-4-1 にジェット燃料とメタノールの比較を示す。Table より明らかなように、燃料メタノール使用に際しては、低発熱量、低粘度及び腐蝕性に注意する必要がある。しかし、ガス・タービンの場合、これらの点は燃料供給系を少し改造することに依り、簡単に解決できる。従って、メタノールはガソリン・エンジンやディーゼル・エンジンよりガス・タービンの方が容易に使用できる。

3) ディーゼル・エンジン

前述の様に、メタノールをディーゼル・エンジンに用いることは、ガソリン・エンジンやガス・タービンに比べると容易ではない。しかし、ディーゼル・エンジンの燃料消費量が少ないこと、熱効率が最も高いことに依り、メタノールをディーゼル・エンジンに使う為の研究は世界的に注目を集めている。

メタノールはセタン価が低い為に通常のディーゼル・エンジンでは着火が難しい。この為に次の様な方法がとられる。(Table 8-4-2 参照)

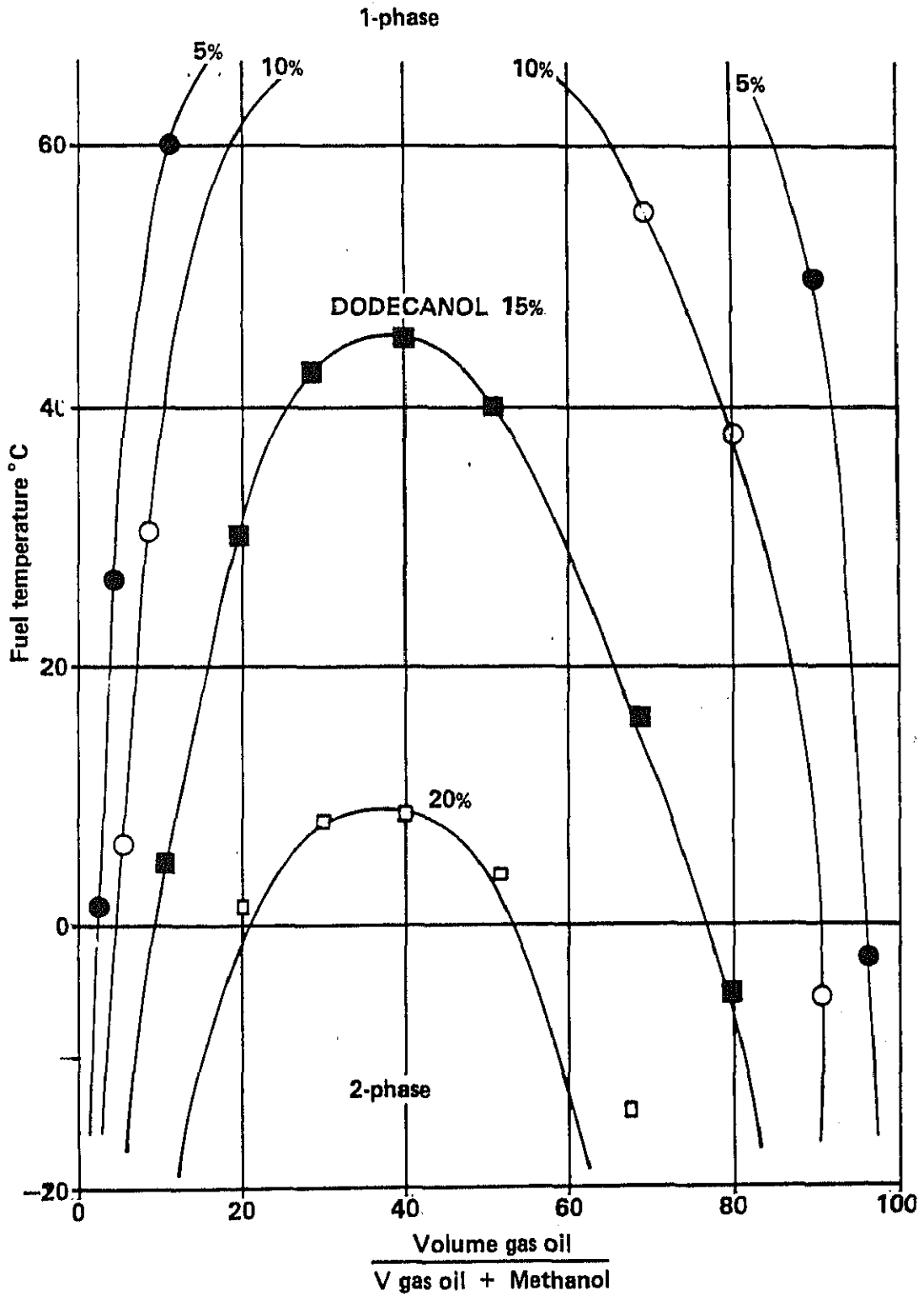
i) 混合方式

混合方式とは燃料タンクでメタノールと軽油を混合し、1つのポンプを用い、1つのノズルから噴射するものである。即ち、ディーゼル・エンジンを改造することはない。問題はメタノールがその性質上軽油へ良く混合しないことにある。この為に適切な相溶剤を添加する必要がある。Fig.8-4-2 にメタノール用として最適と考えられるドデカノール($C_{12}H_{25}OH$)を用いたときの混合特性を示す。例えば、10%のドデカノールをメタノール/軽油混合物に添加すると、メタノールの軽油への溶解度は35℃に於いて0%より20

Table 8-4-2 How to Introduce Methanol – Low Cetane Number Fuel Into Diesel Engine

BLEND	BLEND Methanol and other fuel out side of engine
	BLEND Methanol and other fuel inside of engine (Dual fuel system)
Ignite	Spark assist method

Fig.8-4-2 Solubility Ratio of Methanol in Diesel Fuel



%へ増加する。

Fig.8-4-3 は、ドデカノールを相溶剤とするメタノール／軽油混合物を用いたときと、軽油だけのときのエンジンの性能比較を示す。燃料噴射時期は、平均有効圧力（BMEP）が 0.5 MPa のときに、最小燃料消費率（BSHC）が得られる様に調整してある。メタノール混合率が20%（容積比）のとき最小燃料消費率が最良となるが、40%を超すと悪化する。一方、メタノール混合に依り黒煙の発生は少なくなる。また、NOx 濃度も低下するが、騒音は 1 dB 程度上昇する。

Fig.8-4-4 には、BMEP が 0.72 MPa のときのエンジン性能へのメタノール混合の影響を示している。騒音及びNOx 濃度はメタノール量増加の影響が少ない。一方、黒煙濃度はメタノール濃度が増すと著しく低下する。BSHC はメタノール濃度が20%（容積比）で最小となり、BSHC の改善は高負荷域で著しい。

このように混合方式の場合には、通常の軽油用に製造されたディーゼル・エンジンにメタノールを使用することが可能で、エンジン性能も若干改善されるが、

イ) 多量の相溶剤が必要である。

ロ) メタノールは最大40%までしか使用出来ない。

等の欠点がある。

ii) デュアル・フューエル方式

この方式では、燃料の混合はエンジン・シリンダーの内で行われる。この為にメタノール及び軽油の夫々に燃料タンク、燃料ポンプ、噴射装置を必要とする。このとき、軽油の噴射量は10~20%とし、メタノールの噴射時期は軽油のそれより少し早くする。

この方式のエンジン性能は、次に述べるスパーク・アシスト方式のそれとほぼ同一である。

iii) スパーク・アシスト方式

この方式は、小松製作所に於いて発明されたもので、100%メタノールを燃焼させることができる。効率を最高に保つ為に、圧縮比は軽油の場合と同じにする。そしてストローク・サイクルの圧縮段階の最終時期で、ディーゼル方式でメタノールが噴射され、このうち1つのスプレイのみが火花点火される。そして、他のスプレイの燃料ミストへ燃焼が伝わる。

Fig.8-4-5 は、燃焼室での点火プラグの位置を示す。通常の点火プラグは石油用に設計されているので、メタノールに使うと点火性能や寿命に問題がある。この為にここに使われる点火プラグは白金チップを溶接した特殊なものである。（Fig.8-4-6 参照） Fig.8-4-7 にはイグナイターとディストリ

Fig.8-4-3 A Comparison of the Engine Performance with Methanol – Gas Oil Blends and with Gas Oil .

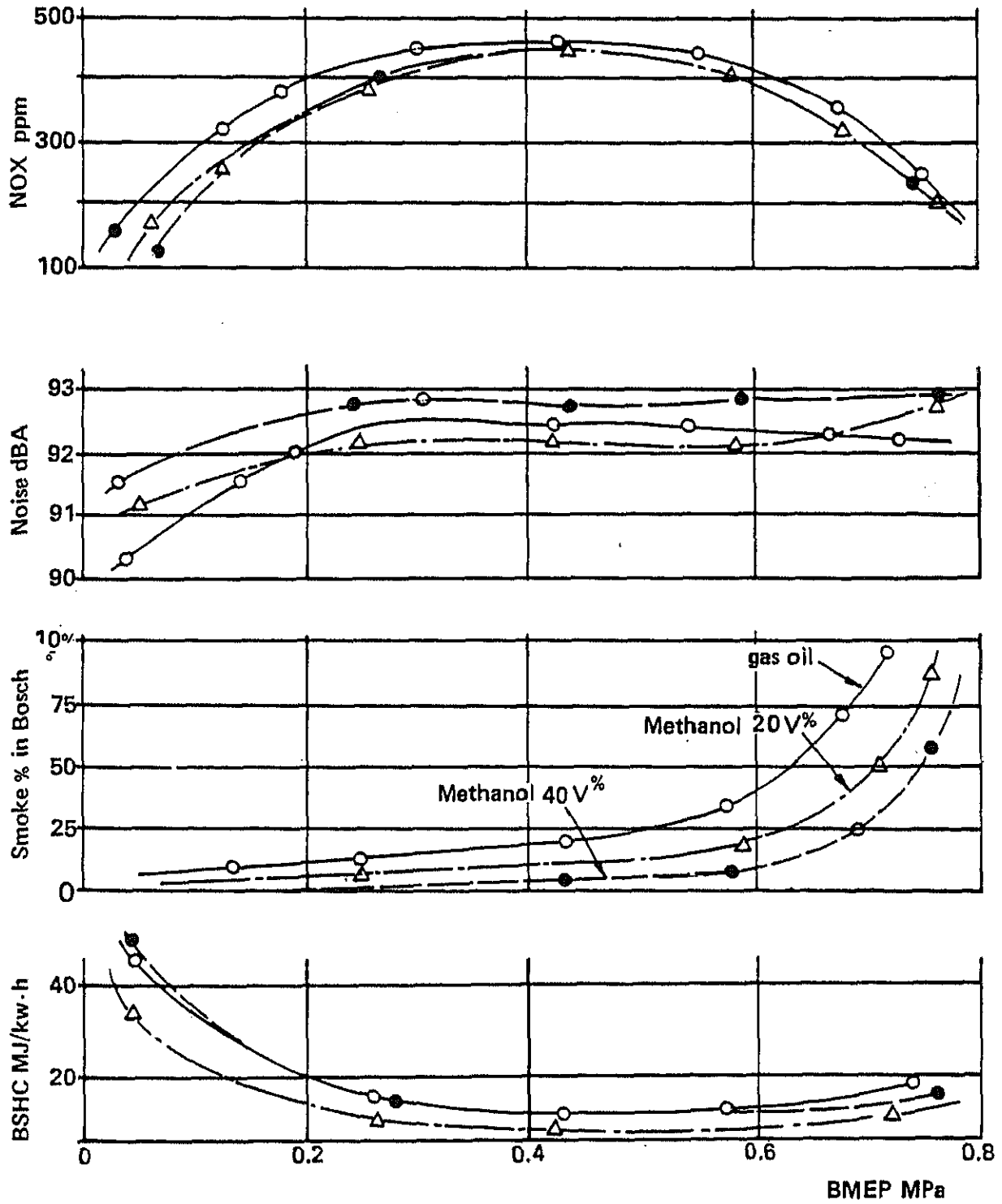


Fig. 8-4-4 Changes in Engine Performance for Different Methanol (Gas Oil) Mixing Ratios
(BMEP = 0.72 MPa)

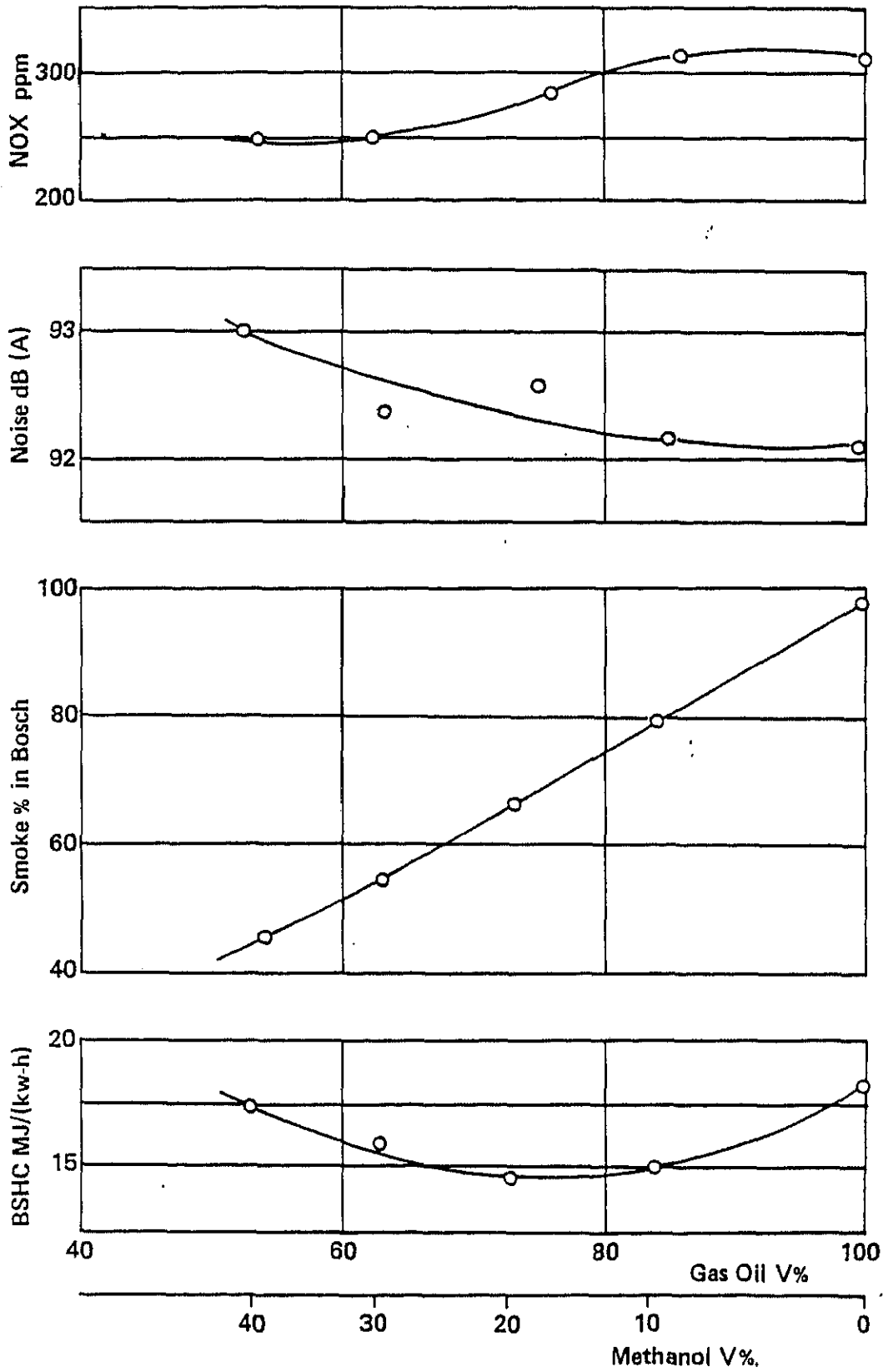


Fig. 8-4-5 **Schematic of spark plug installation**

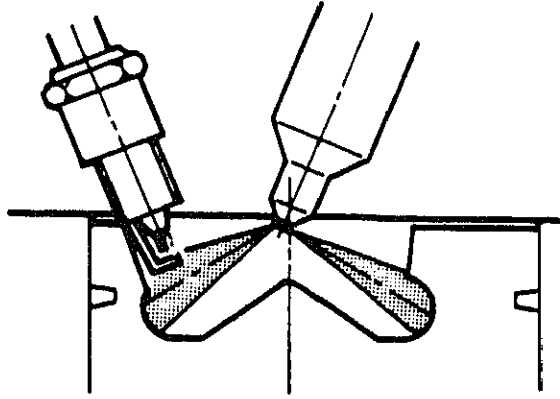


Fig. 8-4-6 **Spark plug configuration**

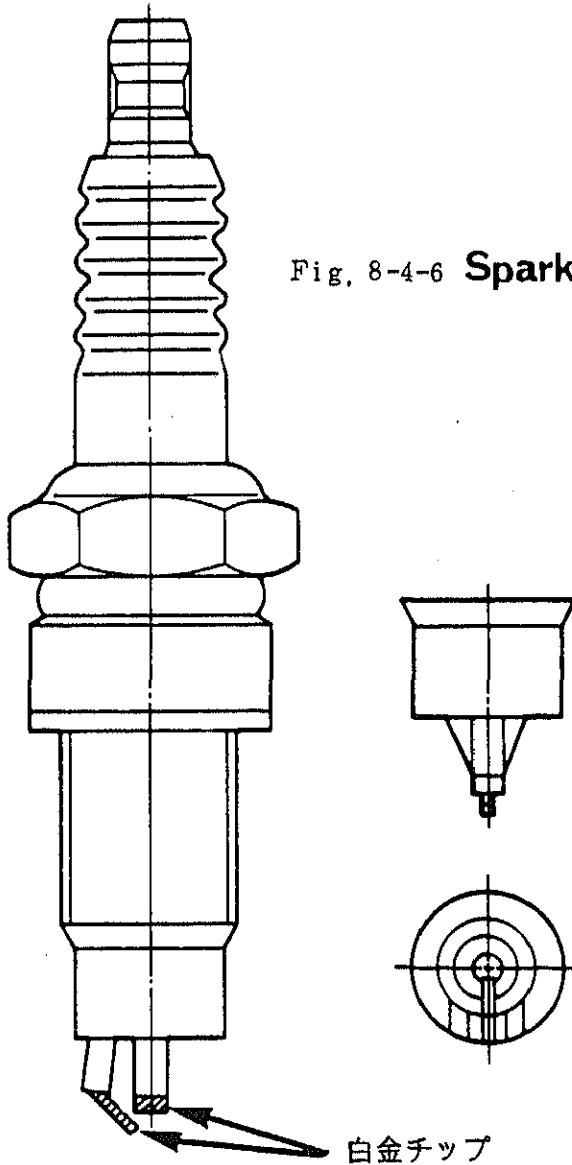
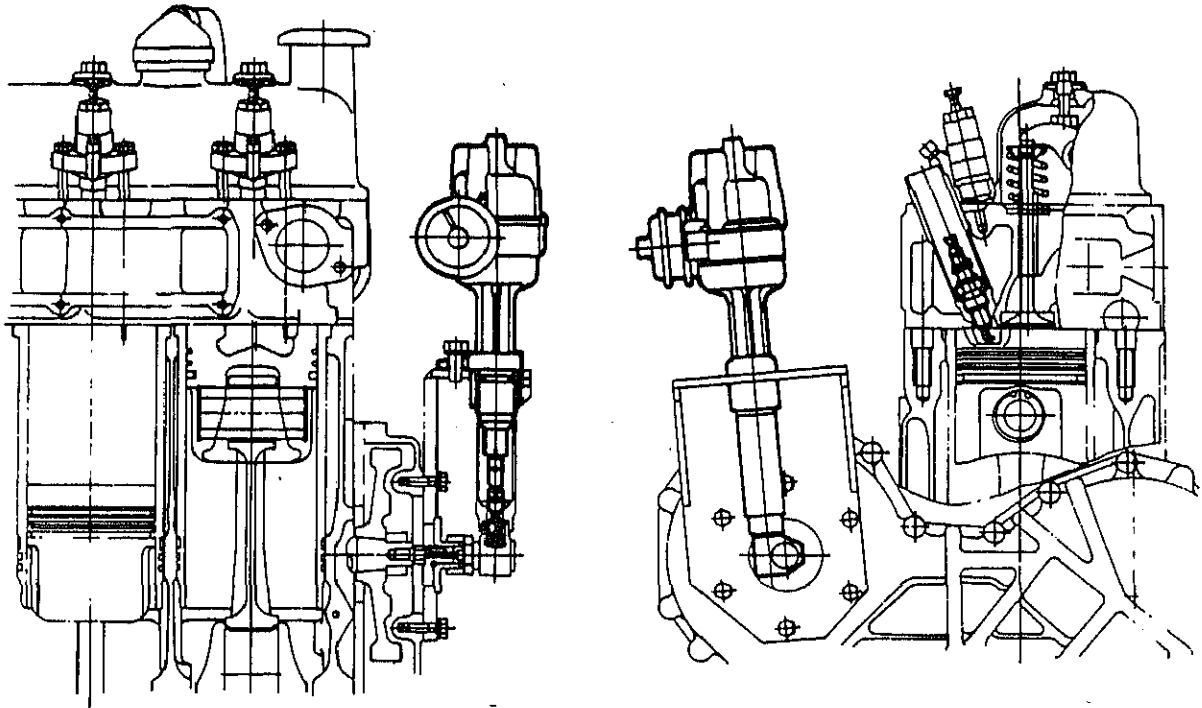


Fig. 8-4-7 **SPARK ASSISTED DIESEL**



ピューターを示す。

前節でメタノールを用いる場合の各種の一般的対応を述べたが、Table 8-4-3 には具体的な対応方法を示す。これらの問題点抽出とその対応は一般に FMEA と呼ばれる。

(4) スパーク・アシスト・ディーゼルエンジンの性能

1) 過給機付スパーク・アシスト・ディーゼル・エンジン

Table 8-4-4 に実験に用いたエンジンの性能を示す。

噴射ポンプは、軽油の場合よりも1段階大容量のものを用いている。これは、メタノールの発熱量が低く、多量の燃料を必要とする為である。噴射ノズルはホール式で、4つのホールがある。

i) 燃料消費量

Fig. 8-4-8 に性能マップを示す。横軸はエンジン回転数、縦軸は平均有効圧力 (PME: kg/cm^2) を示す。曲線は等燃費曲線 ($\text{g}/\text{PS.H}$) である。最小燃料消費量は1800RPM で $300 \text{ g}/\text{PS.H}$ である。軽油の場合は、 $150 \sim 160 \text{ g}/\text{PS.H}$ であるので、非常に悪い様に見えるが、発熱量の違いを考えれば、妥当である。又、Fig. 8-4-9 に示す様に熱効率は軽油の場合と殆々同様である。

ii) 排気

Fig. 8-4-10 に NO_x マップを示すが、最大PMEに於いて、最大値 500 ppm となっている。Fig. 8-4-11 にはHCマップを、Fig. 8-4-12 にはCOマップを示す。

Table 8-4-5 には、PC120 型油圧パワーシャベルに搭載したときのエンジン性能を示す。軽油を用いた場合の性能は、定格出力: 98.9 PS 、定格回転数: $2,400 \text{ RPM}$ 、燃料消費量: $179 \text{ g}/\text{PS.H}$ 、排気色: ボッシュ指度 2.4 、排気温度: 560°C であり、又最大トルク: $37.6 \text{ kg}\cdot\text{m}/1,400 \text{ RPM}$ 、のとき、燃料消費量: $168 \text{ g}/\text{PS.H}$ 、排気色: ボッシュ指度 3.8 、排気温度: 610°C である。

建設機械には排気ガス規制がない為に、参考としてカリフォルニア州のハイウェイでの規制値を同じくTable 3-4-5 に示す。それによると $\text{NO}_x + \text{HC}$ は $6 \text{ g}/\text{PS.H}$ である。もし規制値を満足する様に調整すると、軽油の消費量は10%程度悪くなる。

急加速特性はローアイドルからハイアイドルへ移るのに要する時間、ローアイドルから定格点へ移るのに要する時間及びその間にどの位の黒煙を生ずるかで決められる。即ち、軽油の場合、 1.0 秒及びボッシュ指度 3.9 であったが、メタノールでは同一の結果を得る為には、燃料消費量 396 g

Fig. 8-4-8 S4D105 METHANOL BSFC (G/PSH)

CONTOUR CURVE

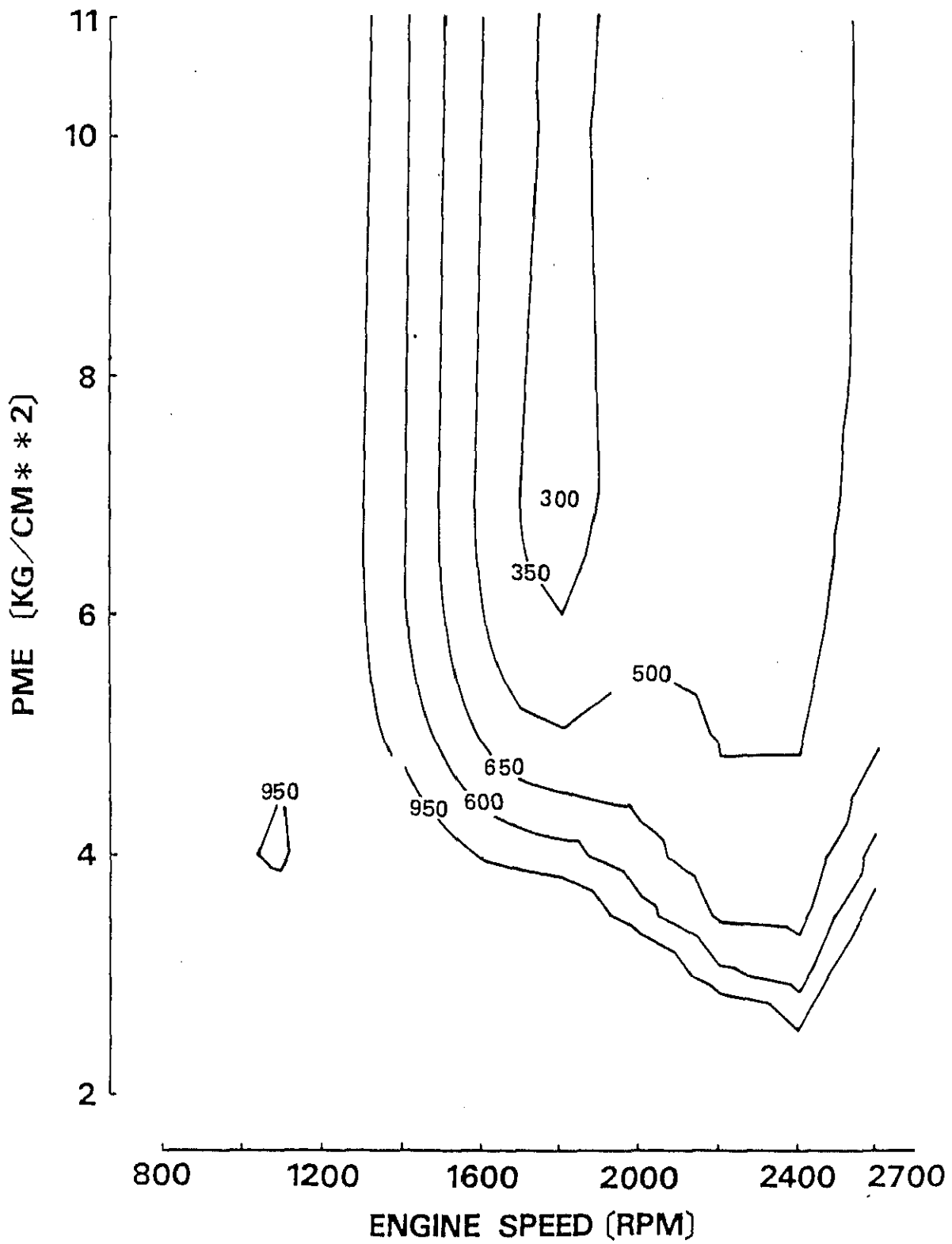
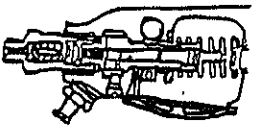


Table 8-4-3 FMEA of Fuel Injection System for Methanol Fuel

Fuel Properties		Failure Modes	Counter Measures				
Viscosity	<table border="0"> <tr> <td>Methanol</td> <td>Diesel fuel</td> </tr> <tr> <td>0.7 cst</td> <td>2.3 cst</td> </tr> </table>	Methanol	Diesel fuel	0.7 cst	2.3 cst	Seizure of fuel system	Pressure lubrication → (Multi fuel type injection pump) of fuel pump 
Methanol	Diesel fuel						
0.7 cst	2.3 cst						
Low specific gravity	<table border="0"> <tr> <td>Methanol</td> <td>Diesel fuel</td> </tr> <tr> <td>0.76</td> <td>0.83</td> </tr> </table>	Methanol	Diesel fuel	0.76	0.83	Injection quantity is too small in weight to get same power as that by diesel fuel	Bigger injection pump → (A Type → P Type)
Methanol	Diesel fuel						
0.76	0.83						
Low heating valve (Kcal/kg)	<table border="0"> <tr> <td>Methanol</td> <td>Diesel fuel</td> </tr> <tr> <td>4800</td> <td>103200</td> </tr> </table>	Methanol	Diesel fuel	4800	103200	Corrosion erosion oxidation	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Rubber hose → Nitric type rubber hose ▪ Steel pipe → Stainless steel pipe ▪ Steel fabricated tank → Ni-plating
Methanol	Diesel fuel						
4800	103200						
Corrosion erosion	$\text{CH}_3\text{OH} \rightarrow \text{HCOOH}$ Strong affinity with water						

engine type	4 cycle, turbocharged
number of cylinders	4
type of combustion	direct injection
cooling	water
displacement	4330cc
bore	105mm
stroke	125mm
compression ratio	16.0
injection pump	Bosch P
injection nozzle	hole type
number of injection hole	4
ignitor	commercial automotive CDI, multi-strike type

Table 8-4-4 **Engine Specification**

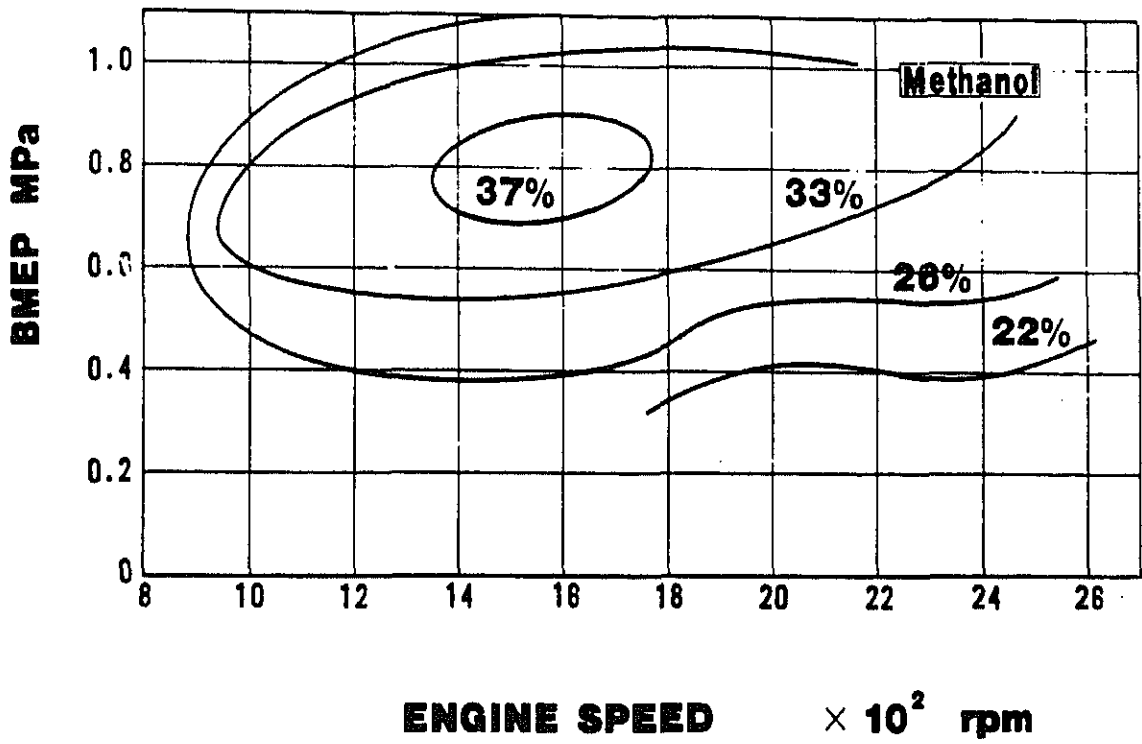


Fig. 8-4-9 **Brake thermal efficiency with neat methanol**

Fig.8-4-10 S4D105 METHANOL NOX

CONTOUR CURVE

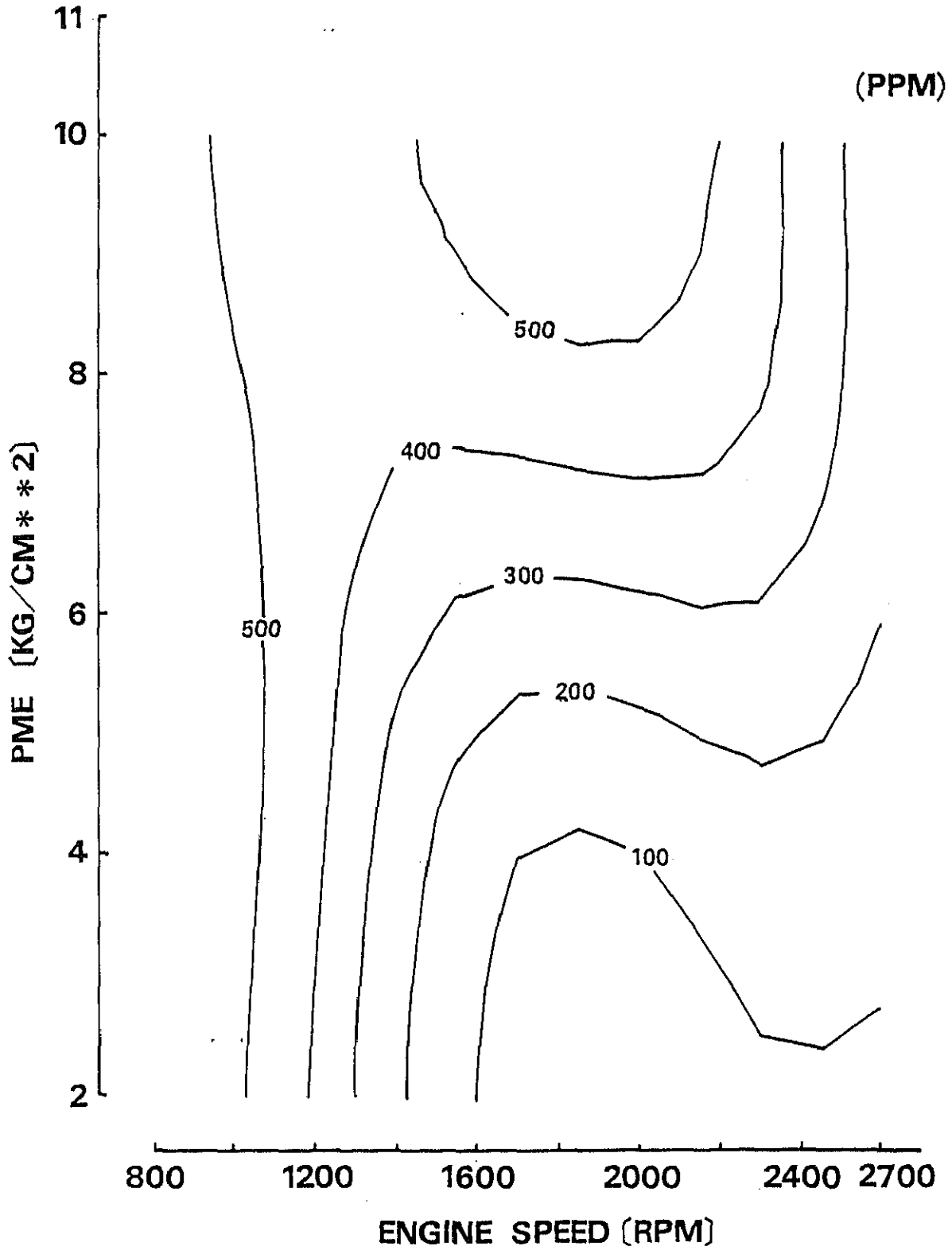


Fig 3-4-11 S4D105 METHANOL HC
CONTOUR CURVE

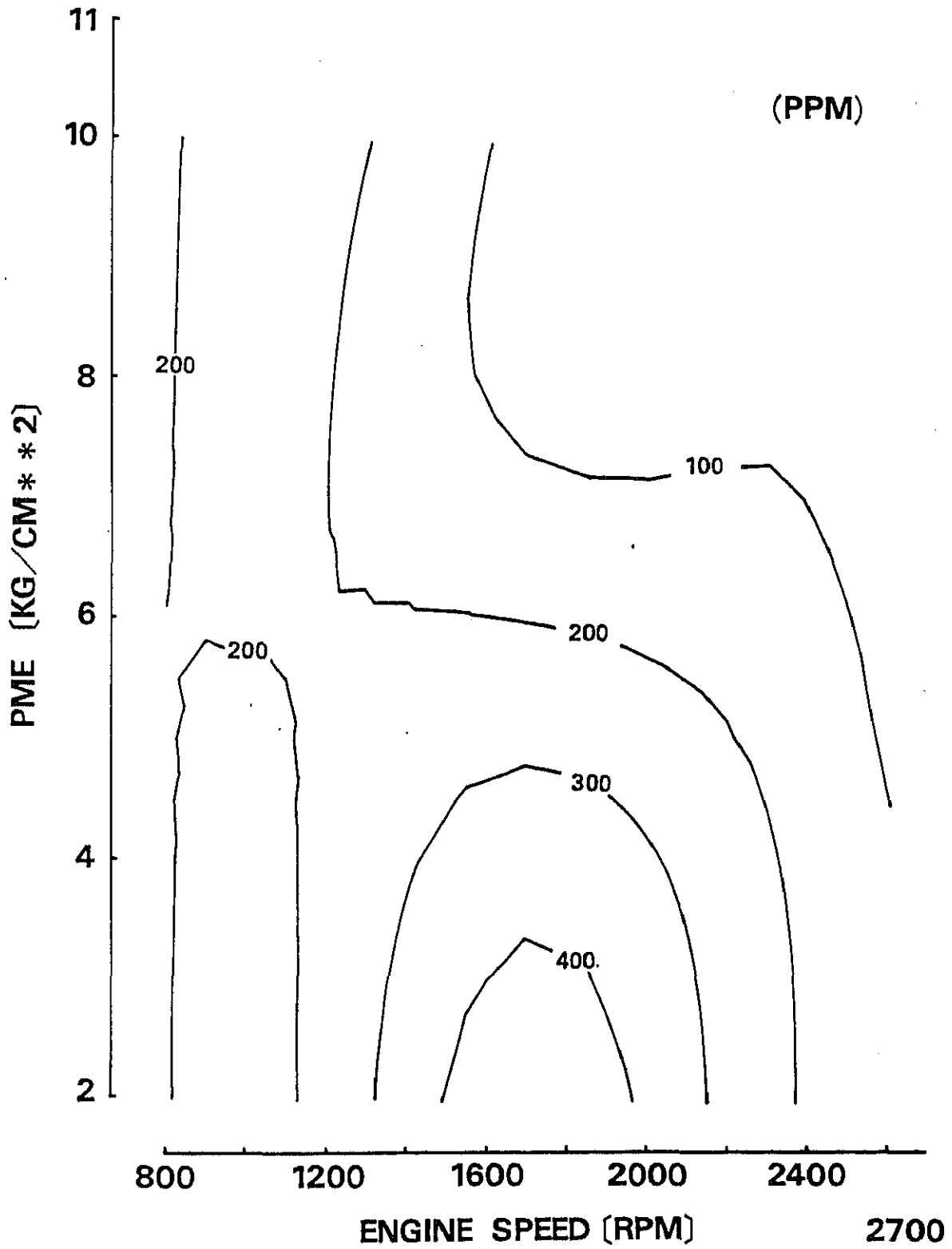


Fig.8-4-12 S4D105 METHANOL CO
CONTOUR CURVE

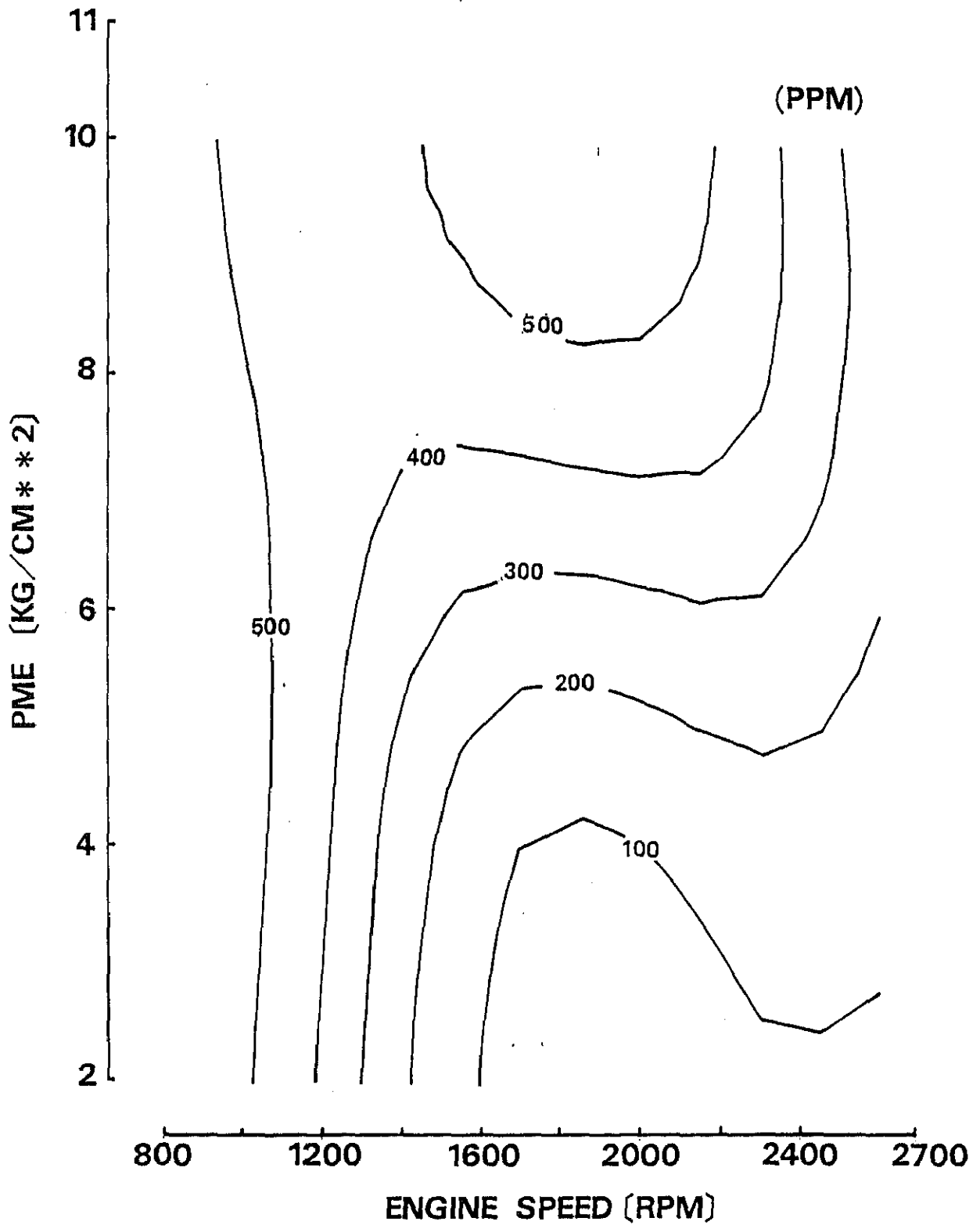


Table 8-4-5 Exhaust Gas Emissions of Turbocharged Spark Assisted Diesel Engine (S4D105)

PC120 Excavator Specification	Measurement items	Unit	Spark assisted diesel-methanol	Diesel engine -diesel fuel	Reference (California regulator)
Rated HP/Rated rpm 98.9/2400	SFC	g/psh	396 (184)	179	
	Smoke density	B.S.U.	0	2.4	
	Exhaust temp.	°C	646	560	
Max. Torque 37.6 kg/1400 rpm	SFC	g/psh	451 (210)	168	
	Smoke density	B.S.U.	0	3.8	
	Exhaust temp.	°C	648	610	
13 mode Exhaust gas emissions	Nox + Hc	g/psh	1.99	11.47	6
	CO	↑	0.42	2.77	25
	HC	↑	0.97	0.72	1
Acceleration properties	L1 → H1	B.S.U./sec	0/0.95	3.9/1.0	-
	L1 → Rated HP	↑	0/3.2	-	-

／PS.Hであった（軽油換算 184g／PS.H）。熱効率は軽油の場合と殆々同一である。急加速時に黒煙は全く生じない。

ここに於いて注目すべき点は、NO_x発生が非常に少ないこと。黒煙を全く発生しないことである。

2) 無過給スパーク・アシスト・ディーゼル・エンジン

メタノール用無過給スパーク・アシスト・ディーゼル・エンジンは、小松D40F-3農耕用トラクターに搭載した。このトラクターは現在米国カリフォルニア州のチコ大学で試験運転中である。

Table 8-4-6 に示す様に、シリンダー数、圧縮比（17.5）以外の仕様は過給機付エンジンに似ている。

Fig.8-4-13にメタノール使用時のSFCマップを示す。

Fig.8-4-14は排気温度マップを示す。過剰空気量マップはFig.8-4-15に、NO_xマップはFig.8-4-16に示してある。Fig.8-4-17には騒音レベルの比較を示してある。図の中でメタノールでは騒音は低くなるが、その差は燃焼特性に由来すると考えられる。

Table 8-4-7 は燃料消費量及び排気ガスについて示す。

3) メタノール・エンジンの耐久性

i) シリンダー圧力及び温度

スパーク・アシスト・メタノール・エンジンの性能は前章までに述べたが、実用化には耐久性が問題となる。ここではその耐久性について述べる。スパーク・アシスト・エンジンと通常のディーゼル・エンジンとでは、燃焼方式が大きく異なるので、燃焼室での圧力及び温度を先ず測定した。試験では、ピストンと吸入／排気バルブでの最大シリンダー圧力及び温度を高熱負荷に於いて過給機付エンジンで測定した。Fig.8-4-18には、メタノール燃料でのP_{max}カーブ及び軽油での典型的性能を示してある。即ち、定格点では、シリンダー圧力はやや低い値73kg/cm²を示し、更に、全ての回転数で問題のないことを示している。

又Table 8-4-8 及び8-4-9 に示す様に軽油を用いた場合よりも温度は高くなる。しかし理論的にはメタノールを用いた場合でも燃焼室の温度が高くなることはあり得ない。従って、吸入スワール、使用するノズル数、ノズル口径及び点火時期を十分に適正化すれば、燃焼室の温度が高くなることはないと思われる。

ii) 耐久性試験

燃料メタノールの粘度が低いことに加え、前記のシリンダー温度が不合理な値を示したことに依り、メタノール・エンジンの耐久性を確認する必要が生じた。

Table 8-4-6 Engine Specification

Engine type	4 cycle Natural Aspirated
Number of cyl.	6
Cooling	Water
Displacement	6,480 CC
Cyl. bore	105 mm
Stroke	125 mm
Piston compression ratio	17.5
Injection pump	Bosch P
Injection nozzle	Hole type
Number of injection hold	4

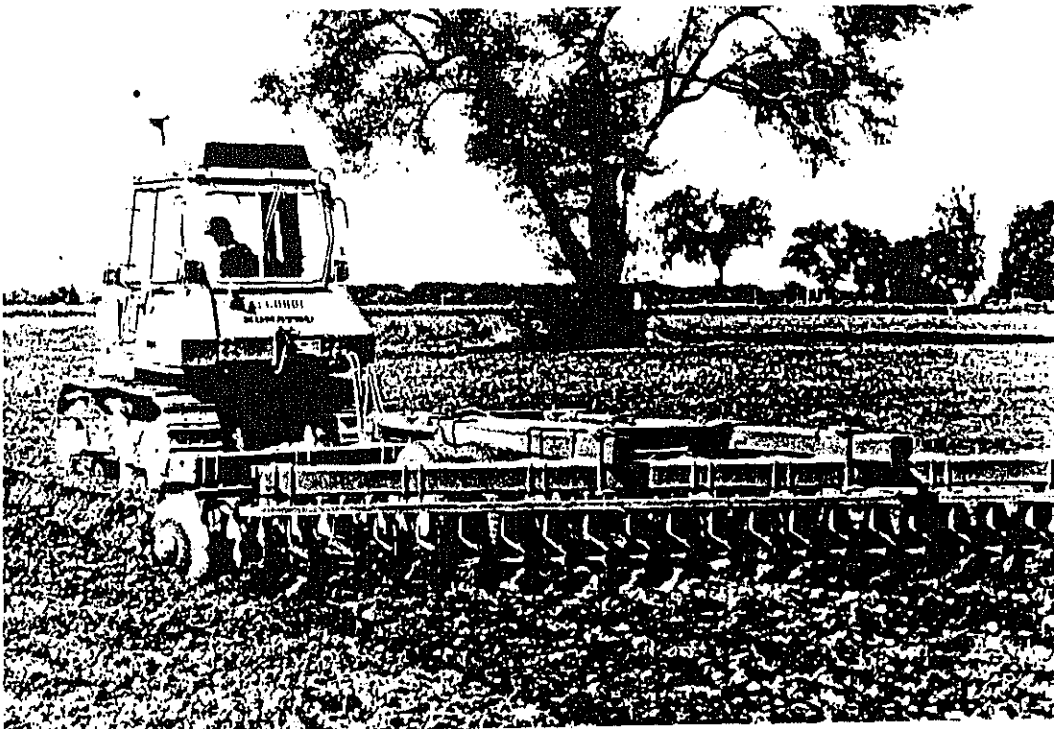


PHOTO3 KOMATSU D40F-3 Running in the Field of Chico University. USA.

Fig.8-4-13 ***BSFC**

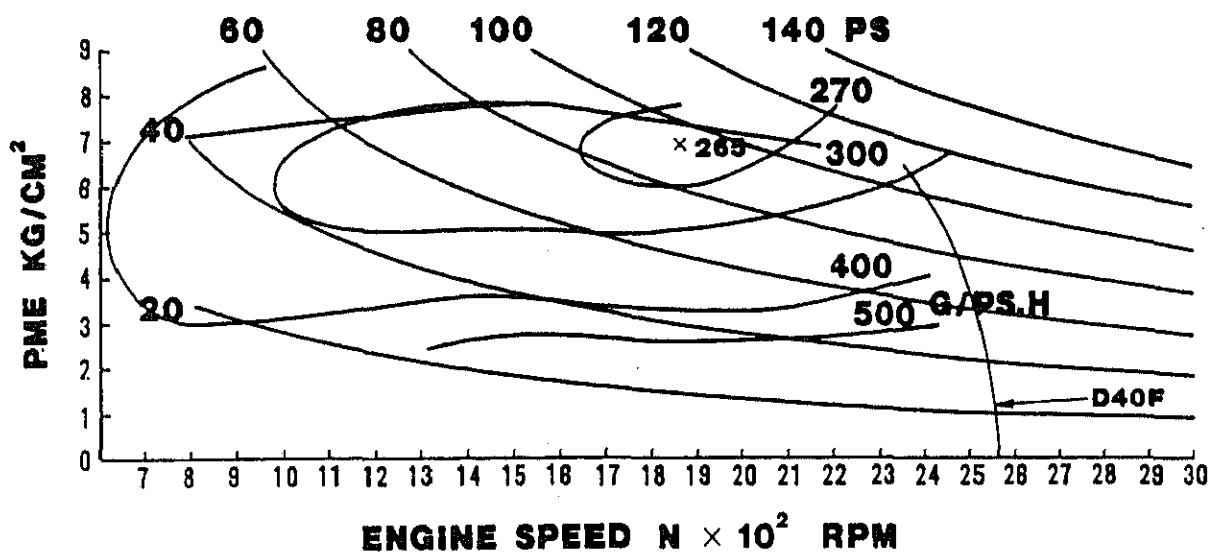


Fig.8-4-14 **EX. TEMP**

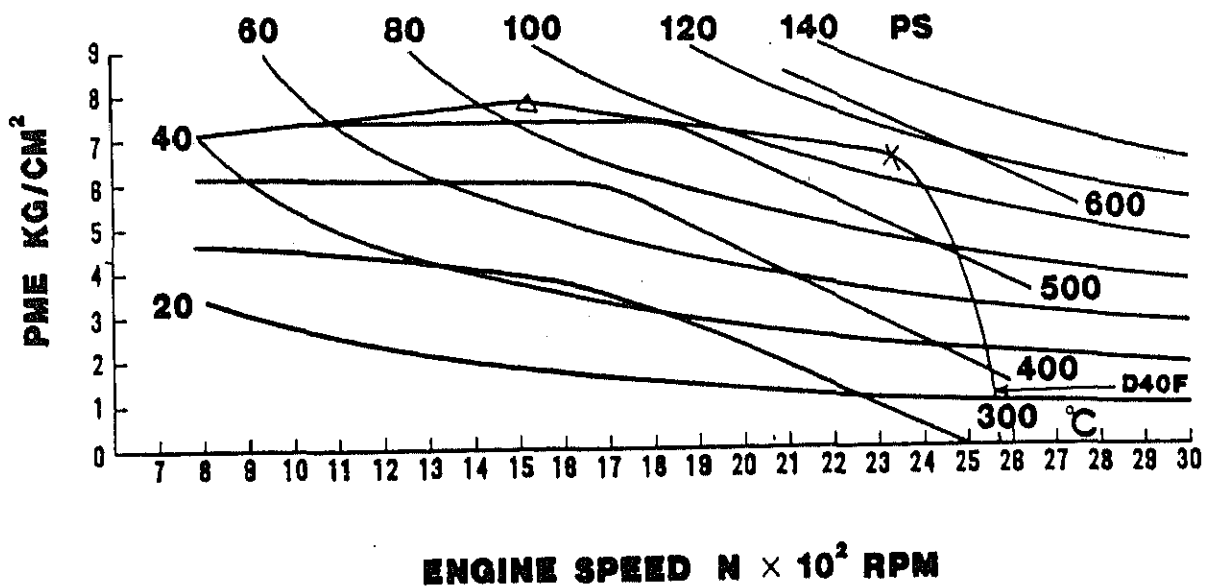


Fig.8-4-15 **EXCESS AIR PATIO**

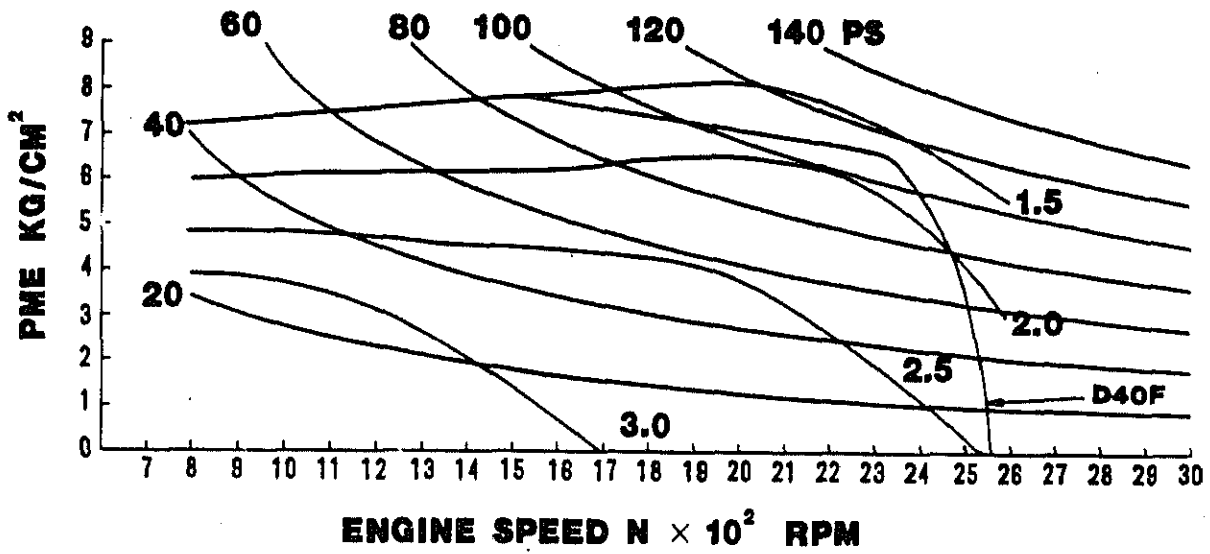


Fig.8-4-16 **NOX**

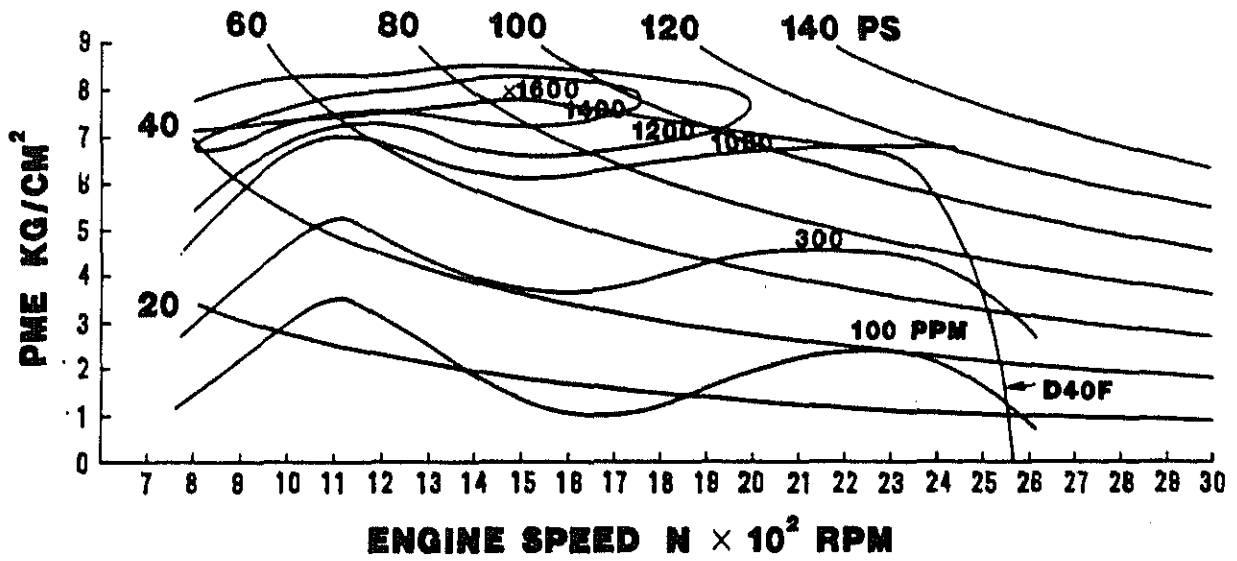


Table 8-4-7 Exhaust Gas Emissions and BSFC of KOMATSU 6D105

Spark Assisted Diesel Engine Comparison with Methanol and Diesel Fuel

	Methanol	Diesel Fuel	Ethanol
NOX (g/psh)	3.8	6.9	5.1
HC (g/psh)	0.2	1.2	0.13
CO (g/psh)	0.13	3.3	0.1
BSFC (g/psh) (Rated point)	*179	174	*179

• Rated point < 103 ps 2350 rpm >

• Max. torque < 40.2 kg·m 1500 rpm >

* Converted value to diesel fuel.

Table 8-4-8 Temperature of Engine Valve Seat (°C)

Engine valve	Fuel	#1 Cyl.	#3 Cyl.	Fuel	#1 Cyl.	#3 Cyl.	Fuel	#1 Cyl.	#3 Cyl.	Fuel	S4D105
Intake valve	Methanol	355	400	Ethanol	320	300	Diesel Fuel	350			
		560	585		520	505		500			
Exhaust valve											

Table 8-4-9 Piston Temperature (°C)

Piston	Methanol	Ethanol	Diesel Fuel
Cavity	350 ~ 469	312 ~ 418	330 ~ 360
Topring groove	300	210	219

Fig.8-4-17 NOISE

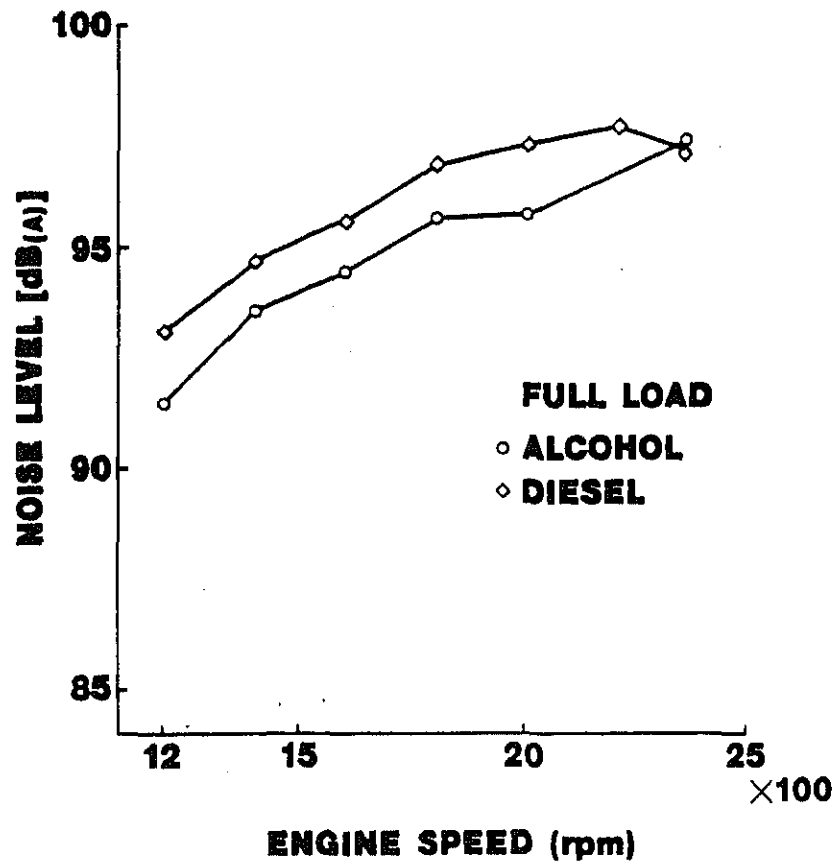


Fig.8-4-18 Pmax

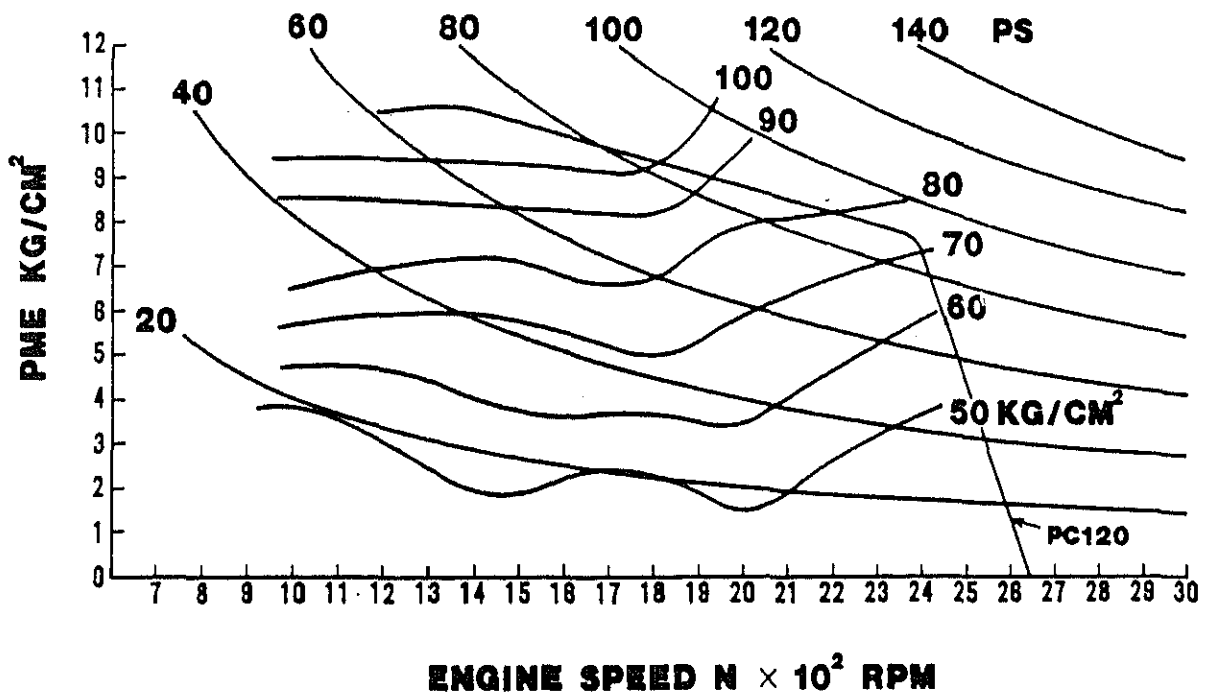


TABLE 9-2-4 COAL & UTILITIES REQUIREMENT (METHANOL PRODUCTION COMPLEX)

COAL AND UTILITIES	CONDITIONS	COAL GASIFICATION (HOLTEN IRON)	METHANOL & UTILITY	ELECT. POWER GEN'TM. INCL. GASIFICAT'N.	TOTAL	REMARKS
CASE NO. 1-B	CGCC	1,000 MW				
	METHANOL	5,000 T/D				
COAL (WET)	MOISTURE : 35%	396 T/H		500 T/H	896 T/H	
COAL (DRY)	MOISTURE : 10%	71.4 MW	74.6 MW	-1,013 MW	(5,980,000 T/Y)	
ELECTRICITY					-867 MW	
IW		0 T/H	5,000 T/H	100 T/H	5,100 T/H *	* INCL.
CH	30-37°C	6,200 T/H	32,800 T/H	116,700 T/H	155,700 T/H	BFW MAKE-UP 230 T/H
BFW		385 T/H	375 T/H	214 T/H	974 T/H	CH MAKE-UP 4,670 T/H
HP STEAM	350°C 40Kg/cm ² G	-385 T/H	385 T/H	0	0	
HP STEAM	250°C 40Kg/cm ² G	0	0	0	0	
LP STEAM	156°C 3.5Kg/cm ² G	144 T/H	-124 T/H	-20 T/H	0	
STEAM COND.		-144 T/H	-427 T/H	-173 T/H	-744 T/H	
FUEL GAS		0	0	0	0	
LIMESTONE		11.4 T/H	0	0	11.4 T/H	
IRON SCRAP		5.7 T/H	0	0	5.7 T/H	
WASTE WATER	DIRTY	-94 T/H	-100 T/H	-113 T/H	-307 T/H	
WASTE WATER	CLEAN	0	-1,615 T/H	-21 T/H	-1,636 T/H **	** INCL.
CHAR		0	0	-24 T/H	-24 T/H	BFW BLOW-DOWN 27 T/H
SLAG		-25.7 T/H	0	0	-25.7 T/H	CH BLOW-DOWN 1,557 T/H

TABLE 9-2-5 COAL & UTILITIES REQUIREMENT (METHANOL PRODUCTION COMPLEX)

CASE NO. 1-C
 PULVERIZED COAL FIRING 1,000 MW
 METHANOL 5,000 T/D

COAL AND UTILITIES	CONDITIONS	COAL GASIFICATION (HOLTEN IRON)	METHANOL & UTILITY	ELECT. POWER GEN'TN.	TOTAL	REMARKS
COAL (NET)	MOISTURE : 35%	396 T/H		550 T/H	946 T/H (6,250,000 T/Y)	
ELECTRICITY		71.4 MW	83.2 MW	-1,015 MW	-860 MW	
IW		100 T/H	5,810 T/H	100 T/H	6,010 T/H *	* INCL.
CW	30-37°C	6,200 T/H	32,800 T/H	146,700 T/H *	185,700 T/H *	BFW MAKE-UP 240 T/H
BFW		385 T/H	375 T/H	225 T/H	985 T/H	CW MAKE-UP 5,570 T/H
HP STEAM	350°C 40kg/cm ² G	-385 T/H	385 T.H	0	0	
HP STEAM	250°C 40kg/cm ² G	0	0	0	0	
LP STEAM	156°C 3.5kg/cm ² G	144 T/H	-124 T/H	-20 T/H	0	
STEAM COND.		-144 T/H	-427 T/H	-175 T/H	-746 T/H	
FUEL GAS		0	0	0	0	
LIMESTONE		11.4 T/H	0	0	11.4 T/H	
IRON SCRAP		5.7 T/H	0	0	5.7 T/H	
WASTE WATER	DIRTY	-94 T/H	-100 T/H	-124 T/H	-318 T/H	
WASTE WATER	CLEAN	0	-1,915 T/H	-31 T/H	-1,946 T/H **	** INCL.
ASH		0	0	-29 T/H	-29 T/H	BFW BLOW-DOWN 34 T/H
SLAG		-25.7 T/H	0	0	-25.7 T/H	CW BLOW-DOWN 1,857 T/H

TABLE 9-2-6 COAL AND UTILITY REQUIREMENT (METHANOL AND UREA PRODUCTION COMPLEX)

COAL AND UTILITIES	CONDITIONS	COAL GASIFICATION (HOT LIEN IRON)	METHANOL/UREA & UTILITY	ELECT. POWER GEN' IN. INCL. GASIFICAT' N.	TOTAL	REMARKS
CASE NO. 2-A C. G. C. C METHANOL / UREA	300 MW 4,060 T/D / 1,750 T/D					
COAL	MOISTURE : 35%	396 T/H		143 T/H	539 T/H	(4,140,700 T/Y)
ELECTRICITY		71.4 MW	105.0 MW	-252 MW	-75 MW	
IW		0	2,849 T/H	25 T/H	2,874 T/H *	* INCL.
CH		6,200 T/H	42,700 T/H	30,000 T/H	78,900 T/H	BFW MAKE-UP : 274 T/H
BFW	30-37°C	385 T/H	332 T/H	184 T/H	901 T/H	CH MAKE-UP : 2,367 T/H
HP STEAM	350°C 40kg/cm ² G	-385 T/H	385 T/H	0	0	
HP STEAM	250°C 40kg/cm ² G	0	0	0	0	
LP STEAM	156°C 3.5kg/cm ² G	144 T/H	-13 T/H	-131 T/H	0	
STEAM COND.		-144 T/H	-439 T/H	-44 T/H	-627 T/H	
FUEL GAS		0	0	0	0	
LIMESTONE		11.4 T/H	0	0	11.4 T/H	
IRON SCRAP		5.7 T/H	0	0	5.7 T/H	
WASTE WATER	DIRTY	-94 T/H	-100 T/H	-28 T/H	-222 T/H	
WASTE WATER	CLEAN	0	-837 T/H	-9 T/H	-846 T/H **	** INCL.
CHAR		0	0	-6 T/H	-6 T/H	BFW BLOW-DOWN : 13 T/H
SLAG		-25.7 T/H	0	0	-25.7 T/H	CH BLOW-DOWN : 790 T/H

TABLE 9-2-7 COAL AND UTILITY REQUIREMENT (METHANOL AND UREA PRODUCTION COMPLEX)

CASE NO. 2-B

C. G. C. C

1,000 MW

METHANOL / UREA 4,060 T/D / 1,750 T/D

COAL AND UTILITIES	CONDITIONS	COAL GASIFICATION (HOT-IRON)	METHANOL/UREA & UTILITY	ELECT. POWER GEN'TN. INCL. GASIFICAT'N.	TOTAL	REMARKS
COAL	MOISTURE : 35%	396 T/H		515 T/H	911 T/H	(6,186,200 T/Y)
ELECTRICITY		71.4 MW	130 T/H	-1,1013 MW	-812 MW	
IW		0	5,464 T/H	100 T/H	5,564 T/H *	* INCL.
CH		6,280 T/H	42,700 T/H	116,700 T/H	165,600 T/H	BFW MAKE-UP: 288 T/H
BFW	30-37°C	385 T/H	332 T/H	328 T/H	1,045 T/H	CW MAKE-UP: 4,968 T/H
HP STEAM	350°C 40kg/cm ² G	-385 T/H	385 T/H	0	0	
HP STEAM	250°C 40kg/cm ² G	0	0	0	0	
LP STEAM	156°C 3.5kg/cm ² G	144 T/H	-13 T/H	-131 T/H	0	
STEAM COND.		-144 T/H	-439 T/H	-173 T/H	-756 T/H	
FUEL GAS		0	0	0	0	
LIMESTONE		11.4 T/H	0	0	11.4 T/H	
IRON SCRAP		5.7 T/H	0	0	5.7 T/H	
WASTE WATER	DIRTY	-94 T/H	-100 T/H	-113 T/H	-307 T/H	** INCL.
WASTE WATER	CLEAN	0	-1,703 T/H	-23 T/H	-1,726 T/H **	BFW BLOW-DOWN: 28 T/H
CHAR		0	0	-24 T/H	-24 T/H	CH BLOW-DOWN: 1,656 T/H
SLAG		-25.7 T/H	0	0	-25.7 T/H	

iii) 石炭品質に対する自由度

バンコ炭は品質が広い範囲で変化し、灰分中に Na_2O が多く含まれ、また灰分熔融温度も $1,150^\circ\text{C}$ から $1,500^\circ\text{C}$ 以上まで広範囲にバラツキがある。このような品質変化幅の大きいバンコ炭に対し、最も自由度の高いガス化技術は鉄浴法である。

その他のガス化方法では、石炭品質に何らかの制約があり、また生成ガスに同伴される灰分の量が多いため、冷却系における汚れおよび腐食が懸念される。

iv) エネルギー効率

生成ガスからの熱回収下限温度を同一と仮定すれば、エネルギー効率は各ガス化炉の炭素効率と未反応水蒸気の流出量に支配される。

この面で冷ガスエネルギー効率が相対的に高く、また未反応蒸気の流出が殆んどない鉄浴法が優れている。

v) 生成ガスの圧力

一般に合成ガスの合成反応は $30\text{Kg}/\text{cm}^2$ 以上であり、生成ガスの圧縮コストの面でガス化圧力が高い方が好ましい。

この面で鉄浴法は劣り他の3方法はほぼ同水準で優れている。

vi) 運転の安定性・安全性

噴流層は内部に保有する炭素量が少なく、石炭や酸素の供給が乱れに対し、安定性に劣り、酸素過剰に成る可能性が有って安全性に劣る。

vii) 設備費

相対比較すべき資料がないため、優劣の判断ができないが、工程的には鉄浴法と噴流層が最も簡素である。鉄浴法はガス化温度が高く、比重の高い熔融鉄を貯えているため耐火煉瓦の損傷が予想されるが常圧法のため建設費は安いと推定される。

viii) 工業化実績

鉄浴法は転炉製鉄技術の延長とはいえ、工業化実績が無く、他の3方法に比較して劣る。

(2) 石炭ガス化複合発電システムのためのガス化技術

Table 8-1-2 に示すように空気式加圧流動層ガス化方法が最も優れている。

Table 8-5-2 ガス化複合発電のためのガス化技術の評価

	固定床 (熔融灰加圧空気式)	流動層 (加圧空気式)	噴流層 (加圧酸素式)	鉄浴法 (常圧酸素式)
生成ガス圧力	1	1	1	10
酸素・水蒸気 消費量	2	1	3	2
タール含有量	3	1	1	1
不純物含有量	3	2	2	1
生成ガス発熱量	1	1	1	1
炭素効率	1	2	1	1
運転の安定性 ・安全性	2	1	4	1
設備費 (酸素分離を含む)	5	1	4	3
工業化実績	1	1	1	2
石炭品質の自由度	4	3	2	1
合計	23	14	20	23
総合評価	3	1	2	3

なお、複合発電システムのためのガス化技術の評価は、ガス化炉のみならず、ガス化剤供給システムおよび後続のガス精製システム（タール除去、脱硫、脱じん等）を含めた全体システムとして見る必要があるが、

イ) 高温乾式脱硫装置

ロ) 高温乾式脱じん装置

ハ) 高温ガスタービン（1,300℃以上）

等が技術開発の途上にあり、各々の運転性能が把握・実証されていないため、現時点でガス化方法の比較評価を行うことは時期尚早と言えよう。

従って、ここでの評価は、現在確立され、実証されているガス化方法を対象に上記イ～ハの新技术が開発目標どおり達成されたものとして定性的評価を行ったものである。

i) 生成ガス圧力

複合発電システム用のガスタービン入口圧力は一般に10Kg/cm²以上が必要である。常圧式ガス化法の場合には生成ガスを常温に冷却してから圧縮する必要があり、加圧式ガス化に比較して冷却と圧縮におけるエネルギー損失が多く、複合発電用ガス化法としては基本的に劣る。

この点で加圧式が未確立の鉄浴法は他のガス化方法に比較して大きく劣る。

ii) 酸素・水蒸気消費量

ガス化剤として使用される酸素・水蒸気はその製造のためエネルギーを消費するため、これらの消費量は少ない方が好ましい。

この点で、ガス化剤として空気を使用する空気式ガス化法が優る。

iii) タール含有量

タールは脱硫・脱じんシステムの汚れを生ずるため除去する必要があるが、そのためには200～300℃まで生成ガスを冷却する必要があり、この工程で熱の損失を生ずる。

このため、タールを含まないガス化方法が好ましい。

iv) 不純物含有量

硫黄化合物（硫化水素、硫化カルボニウム）はそのままガスタービンで燃焼すると亜硫酸ガスとなり、大気汚染の原因となるのでこれを高温・乾式脱硫装置で除去する必要がある。

なお、鉄浴法はガス化炉内で脱硫（95%以上）が行われるため、脱硫装置が不要である。

v) 生成ガス発熱量

複合発電用ガスの発熱量は $1,000\text{Kcal} / \text{Nm}^3$ 以上あれば良く各ガス化方法に優劣差はない。

vi) 炭素効率

石炭の利用率向上のため、炭素効率は高い方が好ましい。流動層ガス化炉は生成ガスに同伴して流出するチャーの量が多く、この回収・再循環が課題である。

vii) 運転の安定性・安全性

電力は貯蔵ができないため、ガス化複合発電システムの運転安定性および安全性には特に高い信頼性が要求される。

この点でガス化炉内に多量の高温炭素を貯えている流動層と鉄浴法は石炭やガス化剤の供給変動に対して安定しており、噴流層に優る。

viii) 設備費

空気分離装置が不要でガス化炉1基当りの大形化が容易な空気式流動層が有利である。

ix) 工業化実績

鉄浴法は工業化実績が無く、他のガス化方法に劣る。

x) 石炭品質に対する自由度

8-(1)-iii 参照 鉄浴法が優っている。

(3) ガス化試験のためのガス化技術

ガス化試験の目的は、バンコ地域に賦存する各種褐炭のガス化特性を把握すると共に、ガス化試験のためのサンプリングを通じ、石炭の品質と性状を補足的に把握することにある。

現在までの総括的な調査によれば、

イ) バンコ炭は地域・炭層により品質・性状が多種多様であり、長距離輸送が困難な低品位炭である。

ロ) バンコ炭の有効使用方策としてガス化による合成燃料の生産が最も有望であり、また今後の技術開発を待つ必要があるが、山元でのガス化複合発電も利用策の一環としてより詳細な調査を続ける価値がある。

ハ) 合成ガスの生産には鉄浴法が最適である。

ニ) ガス化技術として日本では、ガス化複合発電システム用の空気式加圧流動層法と酸素式常圧鉄浴法が基本的技術開発を終了しており、ほぼ工業化可能な段階に達している。

等の結果が得られている。これらの調査結果を基に、インドネシア国ジャカルタ近郊に建設予定のガス化試験設備に採用すべきガス化技術の選択をインドネシア側と詳細に協議の結果、Table 8-5-3 に示すように合成ガスの生産に最適の鉄浴法を採用すべしとの結果を得た。

(詳細は59年11月1日付 Minutes of Meeting -ガス化試験設備のための技術-を参照願いたい。)

Table 8-5-3 ガス化試験設備のためのガス化技術の評価

	噴流層	鉄浴法
合成ガス組成		
CO, H ₂	○	○
硫黄化合物	×	○
石炭品質の自由度	×	○
バンコ炭のテスト経験	×	○
工業化実績	○	×
運 転 性	×	○
保 守 性	○	×
技 術 移 転	×	○
結 論	×	○

○印 : 良

×印 : 普通

8-6. バンコ炭利用技術調査から得られた結論と提言

(1) 結論

- i) 市場調査の結果（第6章参照）、バンコ炭の有効利用方策のうち
イ）ガス化・合成によるメタノール（燃料）、尿素肥料等合成品の生産
ロ）山元でのガス複合発電または通常の微粉炭燃焼発電
が有望との見通しが得られている。

- ii) 資源調査の結果（第7章参照）、バンコ炭は、
イ）石炭資源量としては大規模の工業的利用に必要な十分な量がある。
ロ）非連続式採炭方法（ショベルアンドトラック方式）による現地採炭コストは約 3,300円/トン（未乾燥炭）と見積られ、極めて安価であり採炭上特別な問題はない。
ハ）灰分中の酸化ナトリウム（ Na_2O ）の含有量が異常に多い。
ニ）石炭の性状および灰の融解点が、地域、炭層により大巾に異なり広く変化する。
等の特徴があることが報告されておりハ）およびニ）に注意して利用技術を調査するように提言されている。

- iii) これらの用途と資源に関する調査結果をふまえて、技術的フィージビリティの見通しを得るため、バンコ炭の有効利用に必要な技術を調査した結果（第8章参照）

- イ）石炭のガス化技術は、石油危機を契機として多くの新しい技術が開発されており、日本でのガス化複合発電用2段流動層ガス化炉はと多用途向けの鉄溶法ガス化炉が大型パイロットプラント試験を実施中または終了した段階にある。

- ロ）2段流動層ガス化炉は若干改善・確認すべき事項を残しているがガス化炉自体の技術はほぼ確立されていると判断される。

しかしながらガス化複合発電システム全体の技術開発としては、高温乾式脱硫装置、高温乾式脱じん装置および高温ガスタービンが開発途上にあり、今後の推移を見る必要がある。

- ハ）鉄溶法ガス化炉は、転炉製鋼技術を石炭のガス化に応用・発展させたもので常圧法はすでに完成された技術であり合成ガス生産用には工業化可能な段階にあると判断される。

しかしながらガス化複合発電システムに用いるためには、加圧法（10気圧以上）であることが必要条件であり、今後の加圧法の開発が期待される。

- ニ）合成ガスを原料としてメタノール尿素肥料、合成タンパクあるいは合成燃料油を合成する技術はいずれも工業実績があり、利用技術としては確立され

ている。

その他にC₁化学と呼ばれる各種製品の合成技術が開発途上にあるが、これらは今後の推移を見る必要がある。

ホ) 褐炭を用いた微粉炭燃焼発電技術は工業実績多く確立された技術であるが、灰分中にNa₂Oを10%以上含む石炭の使用実績はなく、今後の研究を待つ必要がある。

ハ) ガス化複合発電技術(ガス化を除く)は現在開発途上で、特に高温ガスタービンの技術確立が重要である。

ト) メタノールをエンジン用燃料として使用する技術はほぼ確立されている。ガスタービンおよびガソリンエンジン(オート・サイクル)に使用する場合は既存エンジン構造の小幅改造でよい。

チ) メタノールを燃料とする新技術(スパークアシストディーゼルエンジン)が開発され、既の実証試験を実施中である。

この新エンジンはメタノール、ディーゼル油いずれでも運転可能なディーゼルエンジン(サバテ、サイクル)で燃料選択の自由度があり普及が容易と思われる。

iv) 以上の本年度に実施された調査結果を総括したバンコ炭有効利用に関する技術的フィージビリティの見通しは次のとおりである。

イ) バンコ炭から合成品を生産することは、一般的な褐炭のガス化技術、ガスの合成技術、およびメタノールエンジン等の利用技術がほぼ確立されており、技術的フィージビリティの見通しは明るい。

しかしながらバンコ炭の具体的なフィージビリティに関しては、今後バンコ炭のガス化試験によるガス化特性の把握、マスタープランの検討、工場および付帯設備の概念設計等を行った上で最終的に判断する必要がある。

ロ) バンコ炭を従来法の微粉炭直接燃焼ボイラーに利用する可能性については灰分中のNa₂Oの含有量が多いため現時点では技術的フィージビリティの見通しは少ない。

このためフィージビリティを検証するためには石炭の燃焼試験を行って燃焼時の灰の性状およびNa₂Oの挙動を調査し、その結果に基づいてボイラーに与える影響(灰によるよごれ、腐蝕等)を検討する必要がある。

ハ) バンコ炭をガス化複合発電用に利用する可能性については、高温ガスタービンが開発途上にあるため現時点で技術的フィージビリティを評価することは時期尚早である。

しかしながら、ガス化複合発電システムは、低品位炭の用途としても最も需要が多く効果的方法であるので今後とも進捗状況を十分調査し、バンコ炭の利用技術として評価して行く必要がある。

v) 上述の諸調査結果から第2段階（石炭のガス化試験）のためのガス化技術は、合成ガスの生産に最適の鉄浴法を採用すべしとの結論を得た。

(2) 提 言

i) バンコ炭のガス化によりメタノールを生産し、このメタノールをインドネシアで多く使用されているガスタービン発電機、ディーゼルエンジン発電機、市内バス等の燃料として使用する可能性をより具体的に検証するため、第2段階調査において次の補完調査が望まれる。

イ) インドネシアにおける発電用および市内バスの燃料メタノール需要調査

ロ) 上記燃料メタノールの給配システム予備調査

ii) バンコ地域での山元発電の可能性を明らかにするため、バンコ地域とジャワ島を結ぶ高圧直流送電システムの予備調査およびジャワの電力需給計画調査

9. バンコ炭有効利用の戦略的調査

9-1 バンコ炭有効利用の経済的見通し

(1) 調査の目的と方法

バンコ炭の有効利用策を戦略的に調査し、マスタープランを策定するに際して、用途（市場）、資源状況、技術的可能性等と共に経済的見通し（製品の生産コスト）を得ることは極めて重要である。しかしながら、石炭利用の経済性は、石炭の用途、競合エネルギーの価格動向およびエネルギー政策や採炭地の地域的、地質的条件等により大きく異なると言われており、具体的条件を対象にしたフィージビリティ調査を個別に行わない限り信頼性の高い見通しは得られない。

バンコ炭については、6章～8章に述べたようにインドネシアのエネルギー政策、用途、石炭資源データ、採炭コスト及びガス化利用の技術的可能性等重要な条件の多くが予備的に調査されその概要が把握されている。

しかしながら、バンコ炭利用の経済的見通しを得るために必要な建設費、運転費や財務分析上の諸条件（償却期間、金利等）等は未調査の段階にあり、現状では精度の高い経済的見通しを得ることは困難と言えよう。

このような状況のなかで、何らかのマクロな見通しを得る方法として当章では

- a) 7章で述べたバンコ炭の採炭コスト予備調査結果からガス化プラントへの仕切価格を設定し

- b) 石炭仕切価格と製品の生産コストとの関係を示す文献データに基づき経済的見通しを推論することとした。

なお、引用した文献には、コスト計算の前提や詳細データが公表されていないので、上記手法で求めたコストは参考値として取り扱うのが妥当考えられる。

(2) バンコ炭の仕切価格（購入単価）の設定

バンコ炭は長距離の輸送が困難な低品位炭で、輸出や人口の多いジャワ島での使用に適さないため市場価格は適用されず、その価格は石油、天然ガスあるいは他の輸出可能な石炭のように市場価格に連動することがない。即ちガス化プラントへの仕切価格は採炭コストに適切な利益を加えた価格に設定することが出来る点に特徴がある。

したがって、経済的見通しを得るためのバンコ炭の仕切価格の設定は、採炭事業に対する「コストプラス利益」方式を基本的な考え方とし、つぎの式に従って算出することとした。

$$\text{仕切価格} = \frac{A}{(1-B)} \times (1+C) \times (1+D)$$

（乾燥炭）

- ここに A：採炭コスト（未乾燥炭）
 B：乾燥による重量減少（Aに対する割合）
 C：乾燥コスト（Aに対する割合）
 D：利益（乾燥炭コストに対する割合）

バンコ炭の資源と採炭コストの予備調査（第7章参照）によればバンコ炭の採炭コスト(A)は非連続採炭方法で約3,300円/トン（未乾燥炭：14\$/T）、と概算されている。

乾燥による重量減少(B)は未乾燥炭の水分含有量が30～35%であり、乾燥炭の水分含有量が5～10%であるから、差引き約25%（B = 0.25）と予想される。

乾燥コスト(C)はガス化炉の廃熱を有効に利用するものとして採炭コストの約10%（C = 0.10）と想定した。採炭事業の利益(D)の設定は、プロジェクト全体の経済性を考慮して今後慎重に吟味すべきであるが、ここでは乾燥炭コストの20%（D = 0.20）と仮定している。

以上のような算出式と各要素の想定値から仕切価格は約25\$/トン（乾燥炭）と推算される。

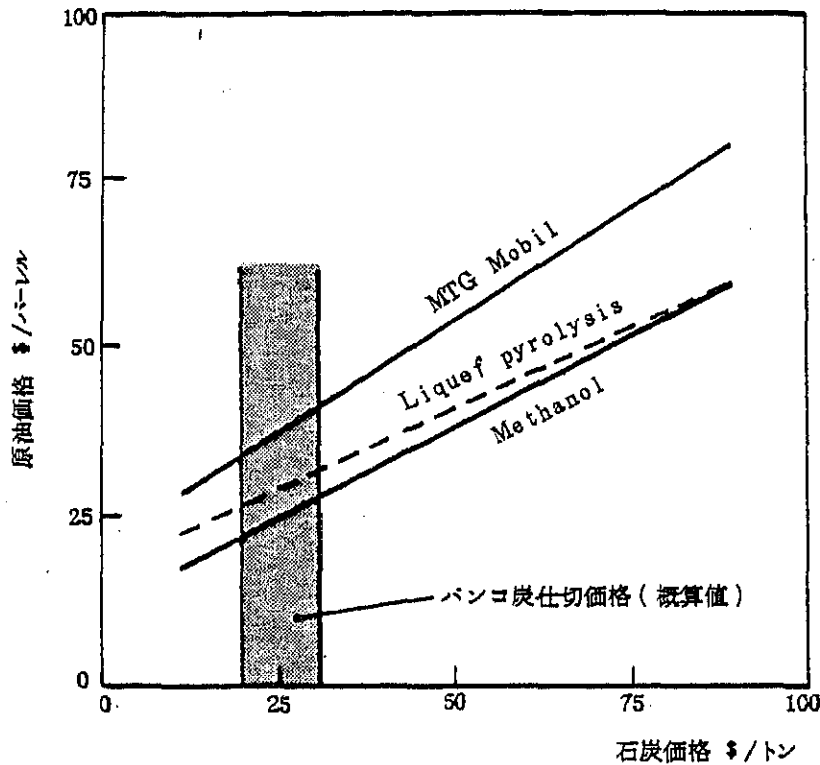
$$\frac{14 \text{ \$/T}}{(1 - 0.25)} \times (1 + 0.1) \times (1 + 0.2) = \text{約}25\text{\$/トン} \text{ (}5,900\text{円/トン)}$$

(3) メタノール生産の経済的見通し

Fig.9-1-1 は hidrocarbon プロセッシング誌の昭和59年8月号から引用したもので、石炭価格とメタノールおよび合成ガソリン（MTG法）の生産価格の関係を示している。

当資料にはコスト計算の前提が述べられていないのでバンコ炭の場合に適用してよいか否かの判断は出来ないが、マクロな見通しを得る目的で、バンコ炭の推定仕切価格を同図に記入してある。

Fig. 9-1-1 石炭価格と合成ガソリン・メタノールの生産コストの関係



出典: Hydrocarbon Processing, Aug, 1984. に一部記入

Fig. 9-1-1 によればメタノールの生産コストは原油価格に換算して約25\$バレル・原油に相当すると推定される。

したがって当資料から推測すれば、メタノール生産コストはエネルギーとして現在の原油価格(CIF 27 ~29\$/バレル)とほぼ同等であり、今後長期的に見て原油価格が上昇するとすれば経済的フィージビリティは高いと言えよう。

(4) 合成ガソリン (MTG) 生産の経済的見通し

Fig. 9-1-1 に示されるようにメタノールから合成される合成ガソリン (MTG) の生産コストは、バンク炭の仕切価格を25\$/トン (乾燥炭) とすると約36\$/バレル原油に相当すると推定される。従って合成ガソリンは原油価格が昭和56年当時のような35\$/バレル以上の高価格時代にならないと商業的競争力は無いと言えよう。

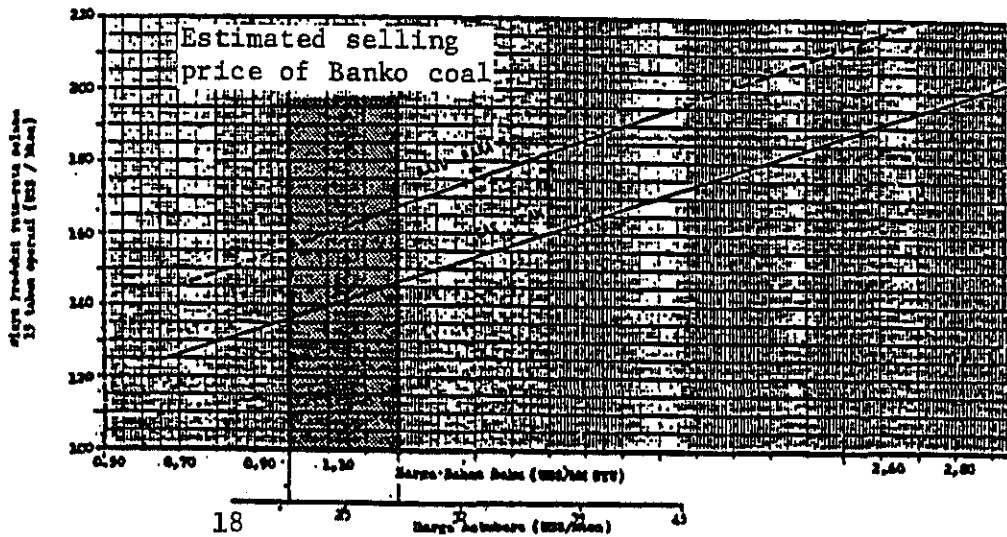
しかしながら、合成ガソリンは、石油系ガソリンと容易に混合することが出来るので、従来のガソリンスタンドを利用して供給することが可能であり、流通経費がすくないこと、従来の古いエンジンにもそのまま使用可能で使用者側の設備費負担が無いこと、メタノールのような特殊な毒性問題がないこと等の長所があることから今後の石油価格が35\$/バレル近くに値上がりすれば比較的早く実用化される可能性がある。

(5) 尿素生産の経済的見通し

Fig.9-1-2 は、1983年 5月インドネシア肥料公社（プスリ）のMr. Kreeno Sunartoによって発表されられた報告書“パレンバンにおけるアンモニア/尿素プラント向け石炭のガス化”から引用したもので石炭価格と尿素的生産コストの関係を示している。当資料のコスト計算は、パレンバン（海岸）での建設費に基づいているため山元に建設されるバンコ炭からの場合には、更に高いコストになると予想されるがマクロな見通しを得る目的で、バンコ炭の推定仕切価格を同図に記入してある。。

Fig.9-1-2

Sensitivity of feedstock price to the production cost



石炭価格（\$/トン）

同図によれば、バンコ炭からの尿素的生産コストは約160 \$/トンと推定され、またバンコ地域での建設費の増加により生産コストが10%上昇すると仮定すると約175 \$/トンと予想される。

一方昭和59年末におけるインドネシアの肥料向け天然ガスの価格は 1.0\$/MMBTU と極めて安く同図から尿素的生産コストは約135 \$/トンと推定される。従って肥料向け天然ガスの供給に制限が生じた場合あるいは、今後天然ガス価格が、LNG原料価格に近づいた場合にバンコ炭から尿素的生産の可能性が生じよう。なお、最近の輸出向け尿素的の世界市場におけるFOB価格は 170~180 \$/トン程度であり現在の尿素的価格では輸出向けにも有望とは言い難い。

(6) 山元発電の経済的見通し

Fig.9-1-3 は、通常の石炭直接燃焼・スチームタービン発電方式の熱効率の推移見通しを示したものであり、 Fig.9-1-4はガスタービン入口温度と複合サイクル発電方式の熱効率の関係を示したものである。

通常の石炭直接燃焼・スチームタービン発電方式の熱効率が37~38%にとどまるのに対し、1,300℃の高温ガスタービンが開発されれば石炭ガス化複合発電の

熱効率は45%以上の高い効率が得られるものと期待されている。このことは現在の石炭の直接燃焼・スチームタービン発電方式に比較してエネルギーコストが約20%減少することを示しており、発電コスト構成を変動費50%、固定費50%と仮定すると、固定費が直接燃焼・スチームタービン方式の110%以下であれば発電コストが同等となることを示唆している。

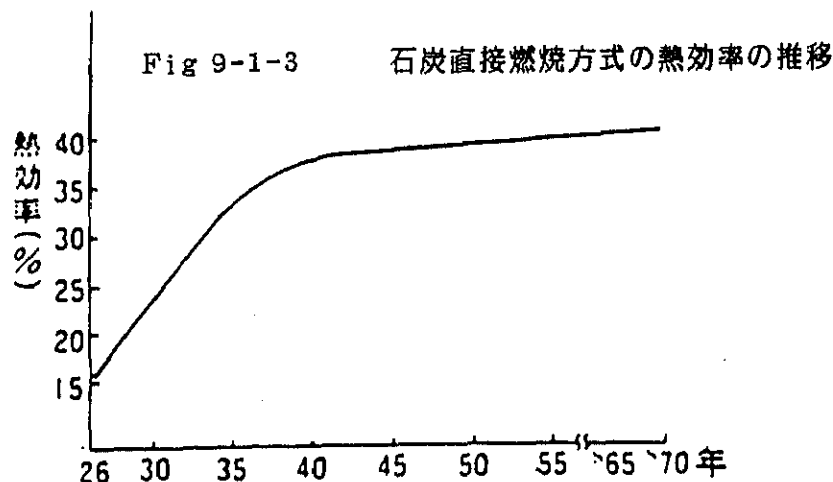


Fig.9-1-5 は日本における石炭ガス化複合発電コストの試算結果で熱効率および固定費（設備）との関係を示したもので、石炭ガス化複合発電の熱効率が43%以上で、かつ設備費が通常の直接燃焼スチームタービン方式の110%以内であれば石炭ガス化複合発電のほうが発電コストが安くなることを示している。パノコ炭の場合、石炭の輸送が困難なため山元で発電し主要な電力消費地であるジャワ島まで約400km送電する必要があるが、直流高圧送電システムを採用すればその送電コストは約2円/kWhと推定されており、石炭価格が日本の約半分であることを考慮すれば経済的フィージビリティは可能性があると云えよう。

Fig9-1-4 複合サイクル発電の熱効率

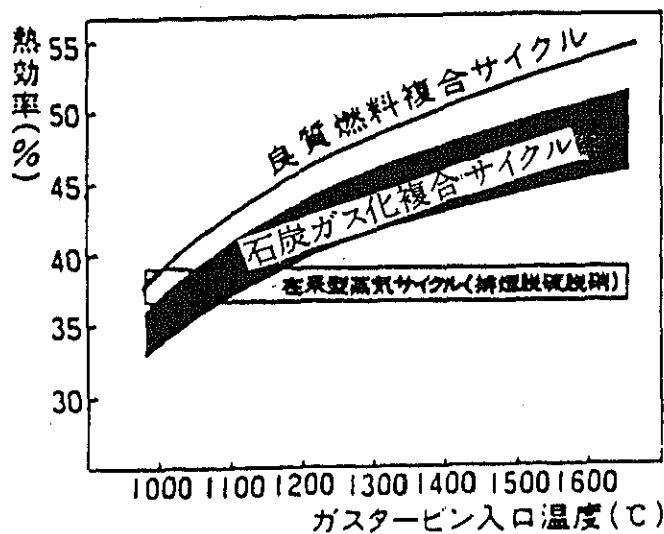
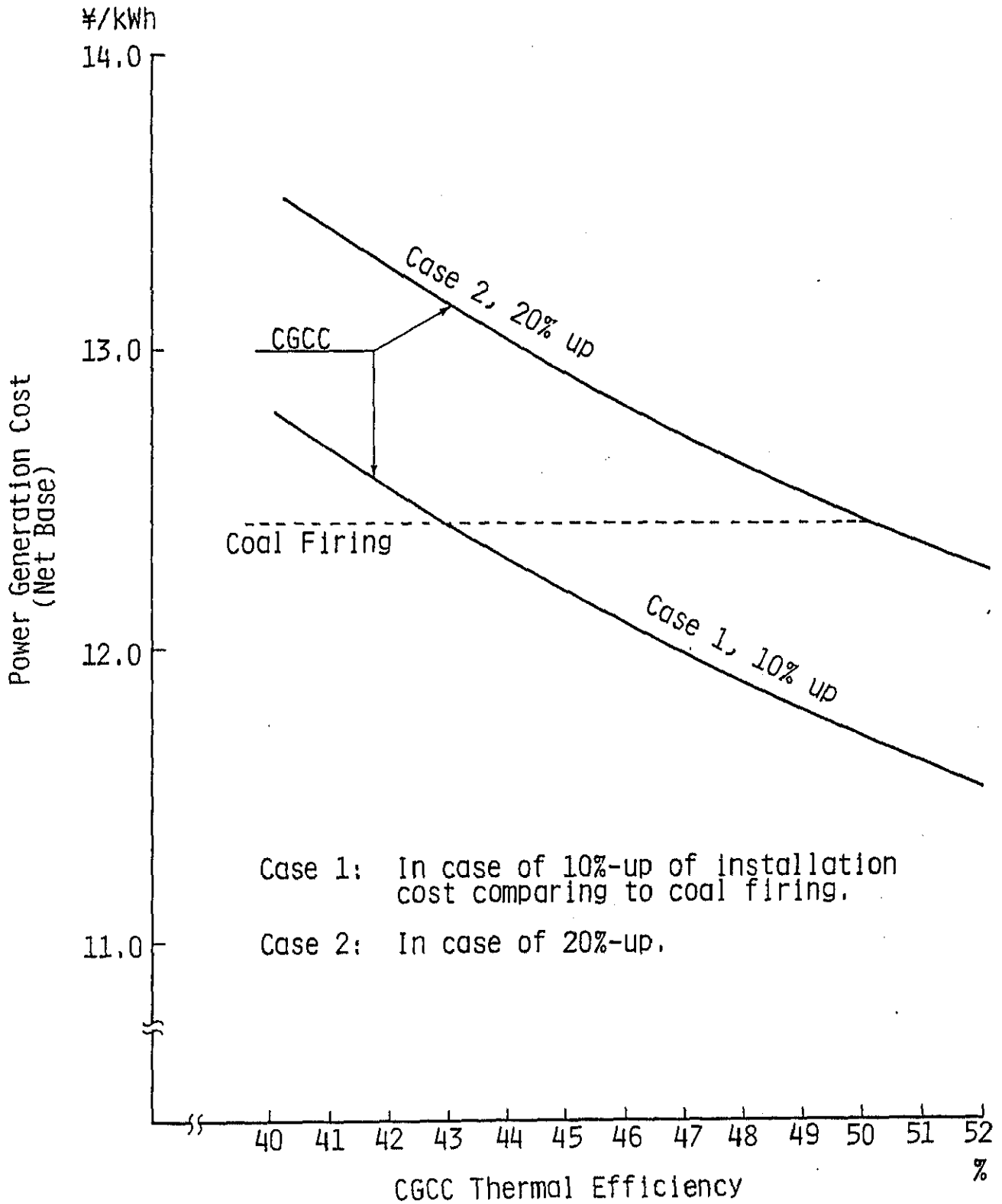


Fig. 9-1-5 POWER GENERATION COST AND CGCC THERMAL EFFICIENCY



9-2 マスタープラン

(1) マスタープラン作成の条件

1) 製品

本プロジェクトに於いて製造する可能性のある化学品として、a)メタノール、b)合成蛋白、c)ガソリン、d)尿素を取りあげた。8-2章に述べたように、合成ガスより直接的に、又メタノールを経由して間接的に製造される誘導品は数多くある。しかし、市場調査の結果、インドネシアに於いて十分な需要が予想されないもの、及び技術調査の結果、製造技術が十分に商業化されていないものを除外した結果、これら5つの化学品が取り上げられた。

メタノールは、それ自身が直接化学品として使われ、又他の化学品の原料として使われる。又それ自身で、又ガソリン・灯油等の液体燃料と混合して、燃料として用いることができる最も有望な製品である。

合成蛋白はインドネシアが'82年に72,000トン、約39百万\$も輸出した飼料用魚粉の代替品である。

ガソリンは、インドネシアが'82年に4.5百万kl消費し、また'95年には10.4百万kl消費すると推定される。

尿素は、同じく'82年に約2百万トン消費し、'90年には約5.4百万トン消費すると予想される有望な化学品である。

又、電力も本プロジェクトでの有望な製品と考えられる。インドネシアの電力需要は今後増加する一方であろうし、電力用エネルギー源を石油から石炭等へ転換することは、インドネシア政府の方針である。そして、バンコ炭の輸送がむずかしいことを考えれば、採炭地で発電することが最も望ましい。

これらの可能性ある製品について図に示せば、Fig.9-2-1の如くなる。

(2) プラント容量

プラント容量は、次の基準で決められている。

- a) 年間採炭量として比較的達成が容易な3～6百万トンとなる様にする。
- b) 化学品製造プラントの容量としては、商業化されてい、しかもインドネシア市場に適するものであること。
- c) 発電プラントの容量としては、本プロジェクト、採炭設備及びこれらの為のインフラストラクチャーに必要な電力を供給した後、南スマトラ地区に給電する場合と、南スマトラ地区に代えて大量の電力をジャワ地区に給電する場合の2つとする。
- d) 工業用水補給量が、エニム川又はレマタン川の乾季水量で十分にまかなえること。

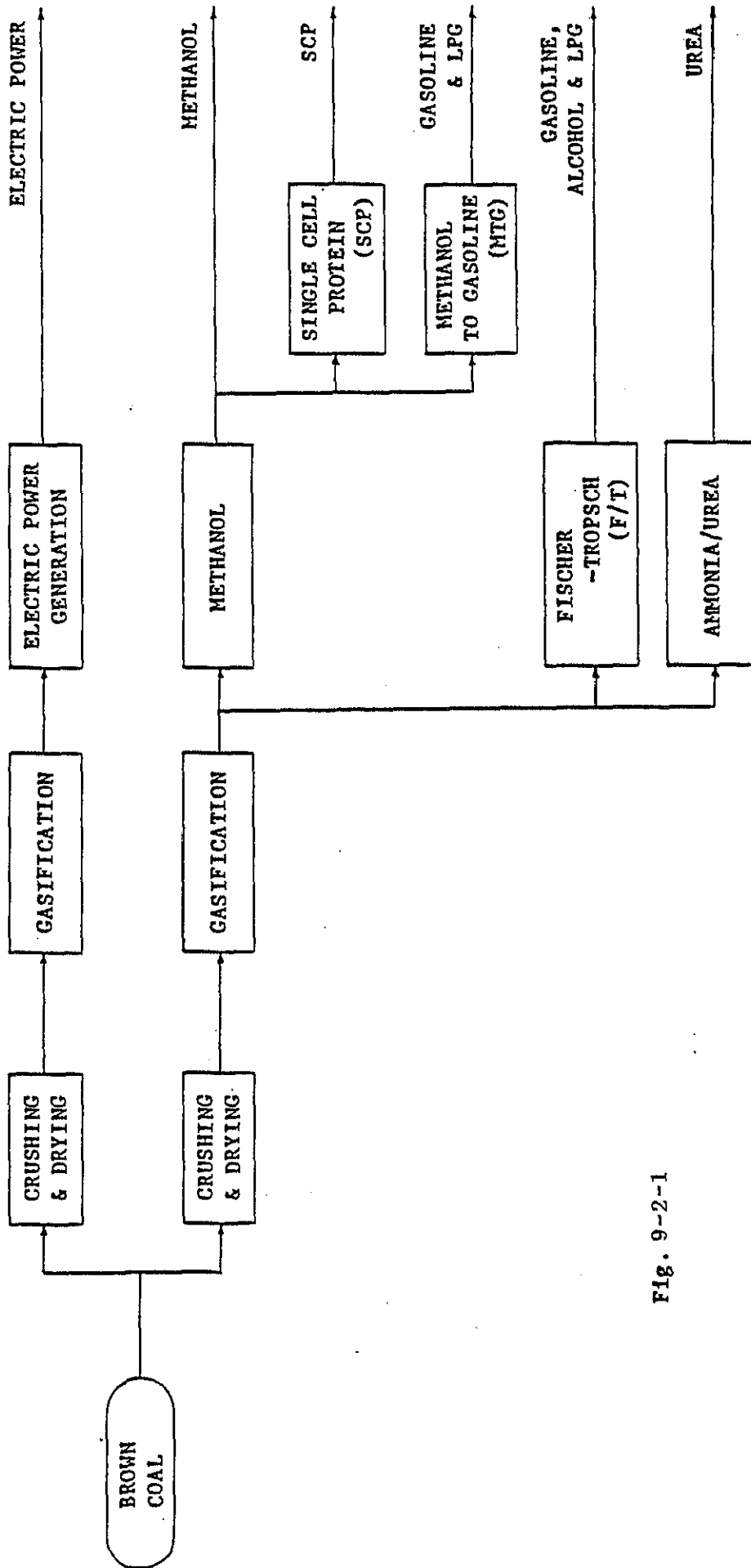


Fig. 9-2-1

*POSSIBLE PRODUCTS BY
EFFECTIVE UTILIZATION OF
BANKO COAL*

その結果として、次のプラント容量が選ばれた。

- a) 採炭プラント：年間 4.0～ 6.2百万トン
- b) ガス化プラント（化学品用）：504,000 Nm³ /時
- c) メタノールプラント： 5,000トン/日
- d) その他の化学品プラント：合成ガス必要量がメタノールプラント 5,000トン /日に等しいこと。

即ち、メタノール（ 4,500トン/日）+合成蛋白（ 300トン/日）

メタノール（ 4,060トン/日）+尿素（ 1,750トン/日）

MTG（13,190 BPD）

F/T油（6,900 BPD）

- e) 発電プラント： 300 MW 又は1,000 MW

3) 採炭地点

バンコ地区の石炭埋蔵量はTable 9-2-1 に示される。

TABLE 9-2-1
COAL RESERVES IN BANKO AREA

Area	Measured Reserves 10 ⁶ tons	Strip Ratio m ³ /t coal	Coal Quality
Block A (North West Banko)	129.5	2.0	Total Moisture 28 - 35%
Block B (West & Central Banko)	178.5	1.5	Ash 4 - 16% (dry base)
Block C (Central Banko)	127.5	2.5	Volatile Matter 40.5-48.5% (dry base)
Total	435.5	-	Total Sulfur 0.15-2.4% (dry base) Calorific value 6100 - 7100 (dry base)

他方本プロジェクト運転に必要な石炭量は最大年間 6.5百万トンと試算された。従って本プロジェクトの運転期間を30年とすれば、N. Wバンコ（ブロックA）と、Wバンコ及びCバンコ（ブロックB）が採炭地点として挙げられる。