

これらの分析結果に依れば、総てのサンプルは軟い岩というだけでなく、著しく風化している。

一方湿潤・乾燥の繰り返し試験は、予定していたものの、総てのサンプルが水中での膨潤試験で泥状となってしまったので中止した。

(2) 採炭方法の概念

1) 採炭基準

採炭コストの予備調査を行う為に、次の様な採炭基準を設定した。

i) 出炭量 3百万 t/年

ii) 可採炭量及び剥土

	賦存量 (百万 t)	剥土 (百万 m ³)	剥出比 (m ³ / t)
堀削量	123.0	258.7	2.10 : 1
実際量	98.4	277.9	2.82 : 1

(劣化、地質及び堀削損失を夫々 5%、10%、5%と見込む)

可採炭量 98.4百万 t

出炭量 $3\text{百万 t} \div 1.28 \text{ (比重)} = 2.344\text{百万 m}^3 \text{ / 年}$

剥土量 $3\text{百万 t} \times 2.82 \text{ (剥土比)} = 8.46 \text{百万 m}^3 \text{ / 年}$

全堀削量 $(2.344 + 8.46)\text{百万 m}^3 \text{ / 年} = 10.8\text{百万 m}^3 \text{ / 年}$

iii) 出炭計画

石炭ガス化設備が定修に入る6月頃の35日間を除き、年間連続で一定量の出炭を行う。

iv) 炭鉱寿命 $98.4 \div 3 = 33\text{年}$

v) 操業日 302日/年

操業時間は、3直/日、7日/週とする。

但し、1日/週の休日、11日/年の祝日、各金曜日の1直の回数休日は、上記に考慮されている。

vi) 気象条件

過去30年の気象統計に依れば、この地区では平均年間降雨量 3,147mm及び平均降水日 162が見込まれる。ブキット・アサム鉱山の記録では、剥土を含む採掘作業の効率は雨期には53%に低下する。

2) 採炭方法

i) 一般

ブロックAは剥土比が少なく ($2.82 \text{ m}^3 \text{ / t}$)、炭層の傾斜も緩く ($10 \sim 15^\circ$)、炭層の数も多いので、ベンチカットの露天堀が最適である。

石炭と剥土は次の理由で同一の採掘方式とする。

- a) 雨季と乾季の各時期に採掘方式の互換性が必要である。
- b) 保安上、能率上の関係から切羽床は水平に保ち、同一ベンチで採炭と剥土の作業が混存する。
- c) 採炭と剥土の切削性は、フキット・アサム鉱山の実績からみて殆ど差がない。

一般に採掘方法の決定には、地質条件、採掘条件、技術的信頼性、資金条件等を考慮する必要がある。しかし、これらの条件は未だ不明なところが多いので、今回はバンコ地区に最適の採掘方式を決める為に連続採掘方式(A)と非連続方式(B)を検討する。

II) 連続採掘方式の概要

バケットエクスキャベータ(B. W. E) ……採掘及び積載
ベルトコンベア ……輸送

対象物、特に剥土の切削性からみて、発破に依る破砕は一部補助的に使うのみで、B. W. Eに依る切削が充分可能と思われ、B. W. Eが最適機種と言える。

石炭及び剥土の運搬については、切羽内外について連続運搬機としてベルトコンベアを適用する。

III) 非連続採掘方式の概要

ロープ・シャベル ……採掘及び積載
リア・ダンプ・トラック ……切羽内輸送
ベルト・コンベア ……切羽外輸送

切削機としては、大型油圧シャベルの稼働実績がとばしいので、実績の豊富なロープ・シャベルを検討対象とし、切羽内輸送機としてはシャベルの容量に見合った輸送車輛が妥当であり、最も実績の多いリア・ダンプ・トラックとする。但し切羽外から剥土捨場に至る固定ルートにはベルトコンベアを採用する。

3) 連続採掘方式—バケット・エクスキャベータ(BWE)方式

I) 採掘方法

Fig. 6-4-3 に採掘方法を、Fig. 6-4-4 に輸送ルートを示す。

a) 切羽の配置

全採掘区域を走向方向に5分割し、1区域の走向長を約1,600mとし、炭層賦存状況の最も安定し、克つ剥土の少ない区域から採掘を始める。区域内は高さ20mのベンチを5段設定し、常時5切羽を確保する。切羽進行は原則的には同一方向で、最上段ベンチから着手して、追いかけ方式で各下段が追従する。

Fig. 6-4-3 Illustration of Mining System

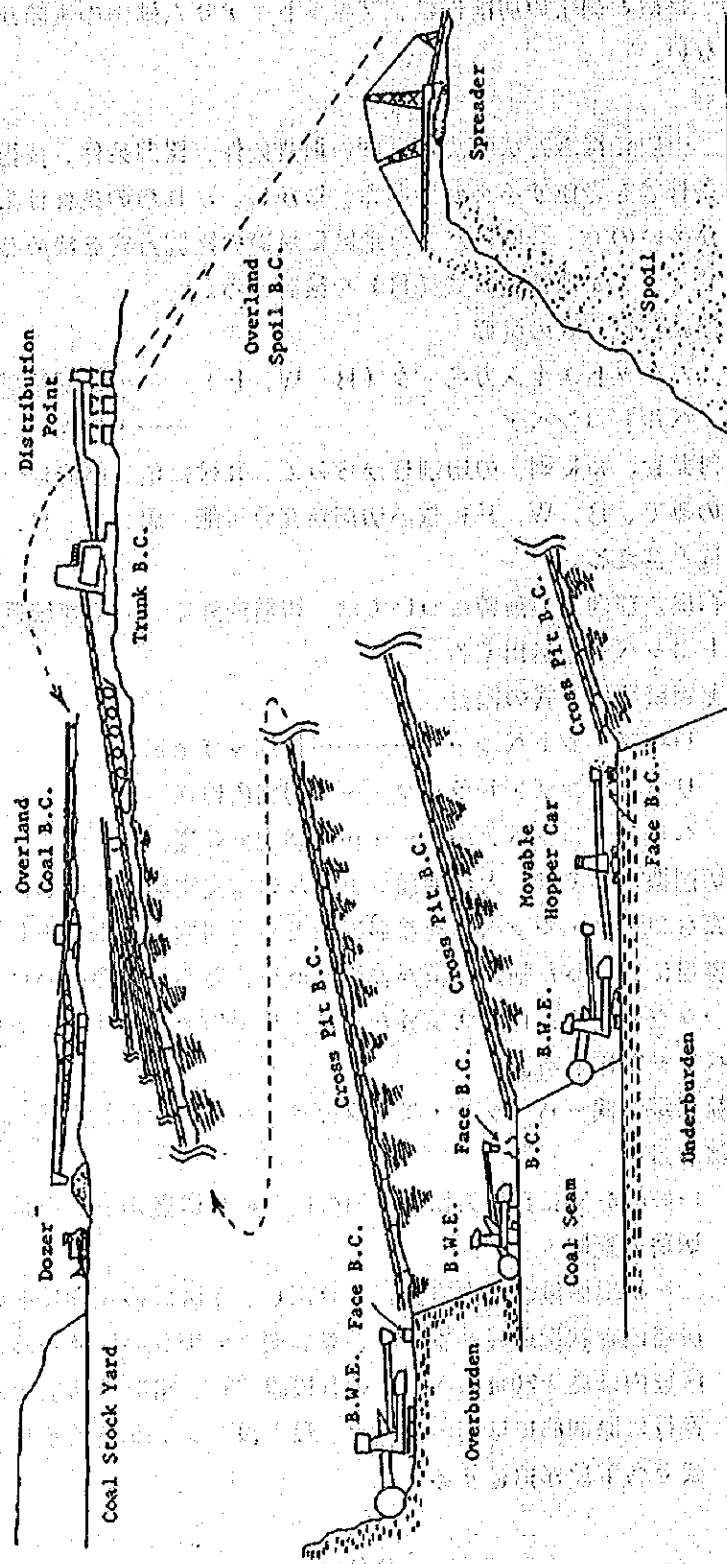
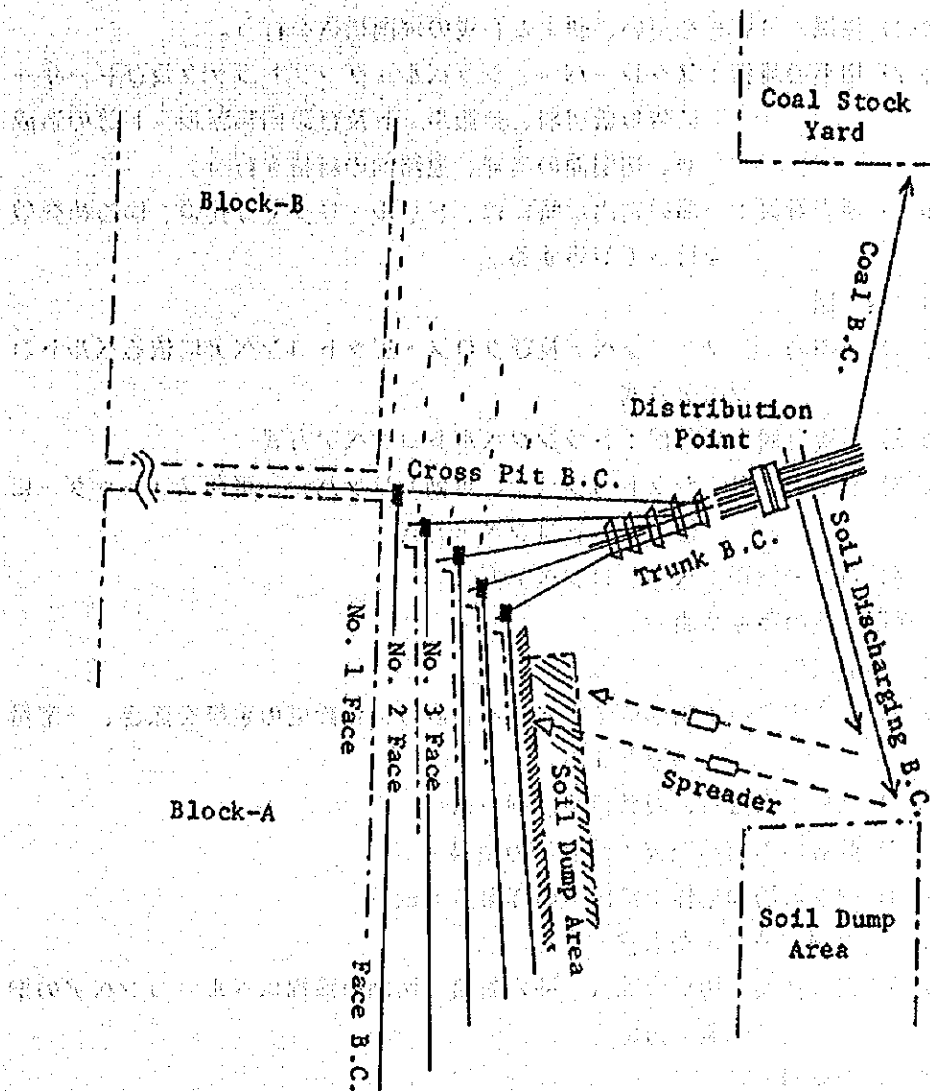


Fig. 6-4-4

General Arrangement of Transportation Routes



各ベンチの稼働条件の変化に依る生産量の低下を回避し、リスクの分散を図る為に、稼働4切羽予備1切羽として、5切羽の進行は同一ピッチの調整採掘を行う。切羽移動は各ベンチ毎に最初の区域を終了後、次の区域へ行う。

b) 切羽内での採掘

b-1) 採掘：BWEを用い、剥土と石炭の堀削積込を行う。

b-2) 切羽の維持：スクレーパー、シャベル、ダンプトラック及びドーザーに依り新切羽、運搬ルート及び設備移転ルート等の造成や、切羽面の清掃、道路面の維持を行う。

b-3) 硬岩対策：一部硬岩出現時には、ドリル・リグで穿孔後、ゆるめ発破を行って対処する。

c) 輸送

c-1) 切羽内：シフトコンベア及びクロス・ピットコンベアに依るベルトコンベア方式

c-2) 石炭と剥土の分配：トランクベルトコンベア方式

c-3) 剥土の投棄：シフトコンベア、可動トリッパー、可動スプレッダーに依るベルトコンベア方式

c-4) 石炭の輸送：ベルトコンベア方式

ii) 採掘機械の運転時間

a) 前提条件

a-1) 石炭需要量：乾季に予定される石炭ガス化設備の定修を除き、一定量需要とする。

a-2) 休日：日曜日、祝祭日及び回教休日

a-3) 貯炭時の自然発火：貯炭量の制限

a-4) 雨季の切羽条件：降雨時の作業能率低下

a-5) 採掘機械：定期点検・修理

a-6) 採掘作業：切羽の除去、硬岩対策、切羽の清掃はベルトコンベアの増設で対応

b) 作業時間

b-1) 1年間当りの日数	365日	A
1年間当りの直数	1,095直	B
1年間当りの時間	8,760時間	C

b-2) 日曜日

$$365日 \div 7日/週 \times 3直 \times 8時間 = 1,251時間 \quad D$$

b-3) 祝祭日

$$11日 \times 3直 \times 8時間 = 264時間 \quad E$$

b-4) 回教休日 (1直各金曜日)

$$\frac{365 - (52 + 11)}{6} \times 8 \text{時間} = 402 \text{時間} \quad F$$

b-5) 定期保守 (1直各週)

$$F \text{に同じ} \quad 402 \text{時間} \quad G$$

b-6) 降雨待機 (12～5月の雨季に、稼働率50%)

12～5月: 182日

日曜日: 624時間

祝祭日: 132時間

回教休日: 201時間

定期保守: 201時間

$$\frac{182 \times 24 - (624 + 132 + 201 + 201)}{2} = 1,605 \text{時間} \quad H$$

b-7) 切羽除去及び事故

D～Hを引いた後の時間の20%とする。

$$4,837 \text{時間} \times 0.2 = 967 \text{時間} \quad I$$

c) 実働時間

	採掘作業		機械稼働	
	年間		年間	
日	302	A-(D+E)	285	A-(D+E+G)
直	855	B-(D+E+F)	806	B-(D+E+F+G)
時間	4,275	C-(D+E+F+H+I)	3,869	C-(D+E+F+G+H+I)

III) 必要移動量

a) 石炭

$$3 \text{百万t/年} \div 1.28 \text{ (比重)} = 2.344 \text{百万m}^3 / \text{年}$$

$$= 607 \text{m}^3 / \text{時間}$$

b) 剥土

$$\text{剥土比} \quad 2.82 \text{ m}^3 / \text{t}$$

$$8,460 \text{百万m}^3 / \text{年}$$

$$2,190 \text{m}^3 / \text{時間}$$

c) 合計

$$10,800 \text{百万m}^3 / \text{年}$$

$$2,800 \text{m}^3 / \text{時間}$$

この 2,800m³ / 時間を採掘機械の最小処理量とする。

IV) 月間生産計画

a) 採掘機械の稼働時間を基として、Table6-4-1に示す様に月間生産計画を検討した。この場合次の運転方法を考慮している。

a-1) 乾季には採掘機械の余剰容量を利用して剥土の量を平均より増し、逆に、雨季には減らし石炭の量を増し必要出炭量を確保する。

a-2) 石炭ガス化設備の定修中には石炭の採掘を中断し、剥土のみを行うことも考えられるが、Table6-4-1は出炭を継続する方法に依る。

b) Table6-4-1に依れば、採掘機械の最大時間当り容量は次の通りとなる。

b-1) 石 炭 $841\text{m}^3 / \text{時間 (雨季)}$

b-2) 剥 土 $2,365\text{m}^3 / \text{時間 (乾季)}$

v) 主要採掘機械

a) バケットエキスカベータ

a-1) 必要掘削量: $2,800\text{m}^3 / \text{時間}$

a-2) 必要台数 : 5段ベンチ切羽に依る最大6炭層採掘を行い、不測の故障等に遭る生産量低下のリスク分散を図る為に、稼働4台回転予備1台とする。 合計5台

a-3) 1台当り必要切削量

$$2,800 \div 4 = 700\text{m}^3 / \text{時間}$$

a-4) 公称切削能力 (効率を 0.7として)

$$700 \div 0.7 = 1,000\text{m}^3 / \text{時間}$$

a-5) 必要総切削高さ

$$100\text{m} \div 5\text{ベンチ} = 20\text{m}$$

a-6) 許容設置圧力

最大 $1.0\text{kg}/\text{cm}^2$

シンガポールでの類似岩質の実績より、最大 $1.0\text{kg}/\text{cm}^2$ とする。

a-7) 適合機種

公称切削能力: $1,400$ (軟弱土) ~ 700 (中硬岩) $\text{m}^3 / \text{時間}$

公称切削高さ: 切削高さ: 15m

掘削深さ: 0.6m

公称設置圧力: $1.0\text{kg}/\text{cm}^2$

切削能力と降雨時の機械稼働能力を判断する為に、ブキッドアサム鉱山拡張計画の実績を今後再検討する必要がある。

b) ベルトコンベア配置

b-1) 前提条件

$$\text{ピット・ブロック長} = 8\text{km} \div 5\text{ブロック} = 1600\text{m}$$

$$\text{切羽高さ} = 100\text{m} \div 5\text{ベンチ} = 20\text{m}$$

b-2) ベルトコンベア配置

Fig.6-4-4 参照

Table 6-4-1 Coal Supply, Demand and Stock
(Continuous method)

Month	Actual operating hours (h)	Coal output (1,000 t/m)	Demand (1,000 t/m)	Stock (1,000 t/m)		Required capacities		Remarks	
				Balance (1,000 t/m)	Amount (1,000 t/m)	Coal output Δ (m ³ /hr.)	Overburden removal (m ³ /h)	Amount of advanced overburden removal (m ³ /hr)	Increased amount of coal output in the rainy seasons (1,000 t/m)
1	218	232	282	-50	182	831	1,969		63
2	204	219	254	-35	147	839	1,961		60
3	218	232	282	-50	97	831	1,969		63
4	210	226	273	-47	50	841	1,959		62
5	218	232	282	-50	0	831	1,969		63
6	422	235	0	235	235	435	2,365	175	
7	437	282	235	47	282	504	2,296	106	
8	437	282	282	0	282	504	2,296	106	
9	422	273	273	0	282	505	2,295	105	
10	437	282	282	0	282	504	2,296	106	
11	422	273	273	0	282	505	2,295	105	
12	218	232	282	-50	232	831	1,969		63
Total	3,863	3,000	3,000					703	374

b-3) フェイス・コンベア

型式：シフト・ベルト・コンベア

長さ：1,600m × 5基

ブロックの寿命が 6.6年の為、設備移転用として 6年目に1基を追加購入する。

容 量：2,000m³ / 時間 / 基

BWE剥土能力：1,000m³ / 時間

効 率：0.7

膨 脹 係 数：1.4

$$1,000 \div 0.7 \times 1.4 = 2,000 \text{m}^3 / \text{時間}$$

b-4) クロス・ピット・コンベア

型式：汎用ベルトコンベア

長さ：8基（総長 2,800m）

ベンチ高さ (m)	長 さ (m)	B.C.sets		
		600m BC	400m BC	200m BC
100	590	1		
80	480	1		
60	360		1	(1)*
40	250		1	(1)*
20	130			1(1)
Total		2	2	1(3)

容量：フェイスコンベアに同じ

設備移転用：6年目に 600m × 1基を追加購入

*印はリレー用ベルトコンベアの数である。

b-5) トランクベルトコンベア

型式：セレクトティブ・チャージ・ベルトコンベア

長さ：1,300m × 2基（石炭用 1基、剥土用 1基）

1,000m × 1基（剥土用）

容量：4,000m³ / 時間

BWEが最大容量で運転されるとき、剥土に 4台と採炭に 1台、又は剥土に 3台と採炭に 2台使用されることが考えられる。従ってトランクBC各 1基当りの容量は、フェイスBCの 2倍とし、剥土用 2系列と石炭要 1系列を設置する。

$$2,000 \times 2 = 4,000 \text{m}^3 / \text{時間}$$

設備移転用：6年目に石炭用 650m、剥土用 650m各 1基追加購入

b-6) オーバーランドベルトコンベア

型式：汎用ベルトコンベア

容量：トランクベルトコンベアに同じ

長さ：石炭用 $1,500m \times 2基$

追加購入 $1,600m$ を 6年毎に 4回

剥土用 $1,500m \times 2基$

追加購入 $1,500m \times 1基$

b-7) スポイルベルトコンベア

型式：シフト・ベルトコンベア（剥土用）

容量：トランク・ベルト・コンベアに同じ

長さ： $1,500m \times 2基$

追加購入 $1,500m \times 1基$

c) 排土

型式：可動式スプレッダー

容量： $4,000m^3 / 時間 \times 2基$

vi) 補助機械

a) スクレーパー

a-1) 型式：Cat621B（山積 15.3 、平積 $10.7m^3 / 基$ ）

a-2) 処理量：（6月のピーク処理量の3%）

$$2,400m^3 / 時間 \times 0.03 = 72m^3 / 時間（剥土）$$

a-3) 容量

前提条件：輸送距離 $1,500m$

積込時間 2分

実車速度 $12km / 時間 = 200m / 分$

空車速度 $30km / 時間 = 500m / 分$

容量計算

$$\frac{60分 \times 10.7m^3 \times \frac{50}{60}}{\frac{1500}{200} + \frac{1500}{500} + 2 + 1} \times 0.6 = 24m^3 / 時間$$

a-4) 所要台数

$$72 \div 24 = 3台$$

他に予備等として 2台、計 5台

b) シャベル

b-1) 型式: Cat983 (3.9 m^3)

32t ダンプ積込可能のこと

b-2) 処理量: (全処理量の 7%とする)

$$2,800 \text{ m}^3 / \text{時間} \times 0.07 = 200 \text{ m}^3 / \text{時間}$$

b-3) 容量:

前提条件 積込時間 40秒/ サイクル

空車待ち係数 0.15

バケット係数 0.9

容量計算

$$3600 \times 3.9 \times 0.9 \times 0.85 \times 50/60 \times 0.6 = 132 \text{ m}^3 / \text{時間}$$

b-4) 所要台数: $200 \div 132 = 2$ 台

c) ダンプトラック

c-1) 形式: Cat769B (32t)

c-2) 処理量: シャベル処理量 $200 \times 0.8 = 160 \text{ m}^3$

他はベルトコンベア直積

c-3) 容量:

前提条件 輸送距離 1,500m

実車速度 $15 \text{ km} / \text{時間} = 250 \text{ m} / \text{分}$

空車速度 $30 \text{ km} / \text{時間} = 500 \text{ m} / \text{分}$

積込時間 5分

ダンプ時間 1分

積載量 $32 \div 1.9 = 16.8 \text{ m}^3 / \text{基}$

積載効率 0.9

容量計算:

$$\frac{60 \times 16.8 \times 0.9 \times 50/60}{5 + 1500/250 + 1 + 1500/500} \times 0.6 = 30 \text{ m}^3 / \text{時間/基}$$

c-4) 所要台数: $160 \div 30 = 6$ 台

d) ドーザー

d-1) 型式: Cad D9

d-2) 所要台数:

8W用 5台 スプレッター用 2台

スクレーパー用 3台 その他一般 2台

シャベル用 2台 予備 2台

合計 16 台

e) シフト・トラクター

e-1) 型式: Cat D9 クラス

e-2) 所要台数: フェイス・ベルトコンベア用 5台

スポイル・ベルトコンベア用 2台

予備 1台

合計 8 台

f) ドリル・リグ

f-1) 型式: 川重 KRD11C

f-2) 処理量: (全処理量の10% とする)

$$2,800 \text{ m}^3 / \text{時間} \times 0.1 = 280 \text{ m}^3 / \text{時間}$$

f-3) 容量:

前提条件 穿孔速度 $35 \text{ m} / \text{時間}$

発破パターン $4.0 \times 4.0 \text{ m}$

ベンチ高 20 m

穿孔長 20 m

能力計算

$$35 \times 50 / 60 \times 4.0 \times 4.0 \times 20 / 20 \times 0.5 = 233 \text{ m}^3 / \text{時間}$$

f-4) 所要台数: $288 \div 233 = 2$ 台

vii) その他

a) 排水設備

主要ポンプ: $25 \text{ m}^3 / \text{分} \times 65 \text{ m}$ 、350kW、32台

主要パイプ: 20"、ジョイント付 6,400m

補助排水設備、予備品: 1 式

b) 給水設備

給水ポンプ: $1 \text{ m}^3 / \text{分} \times 50 \text{ m}$ 、30KW、2台

給水パイプ: 6"、ジョイント付 5,000m

貯水層: 500 m^3 (コンクリート製) 2基

排水設備、予備品: 1 式

c) 事務所等

事務所、更衣室、修理工場、倉庫、燃料タンク、駐車場、
屋外貯蔵場、排土捨場、排水処理場、道路、給排水カナル
水処理場、等

d) 給電設備：受配電設備 50,000KVA

viii) 要員計画

a) 採掘

BWE crew	195
Bench conveyor crew	150
Trunk conveyor crew	23
Coal overland BC crew	53
Spoil conveyor crew	87
Scraper crew	27
S&T crew	48
Drill crew	21
Blasting	5
General	30
Administration	13

小計 652

b) 保守： 652×0.2 456

c) 作業員小計 1,108

d) 事務・管理： $1,108 \times 0.2$ 55

e) 実働要因合計： 1,163

f) 休暇

作業員 $1,108 \times (1/0.9 - 1) = 123$

事務 $55 \times (1/0.95 - 1) = 3$

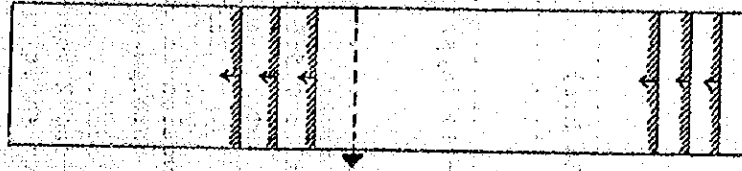
g) 総計 1,289名

4) 非連続採掘方式－モービル方式

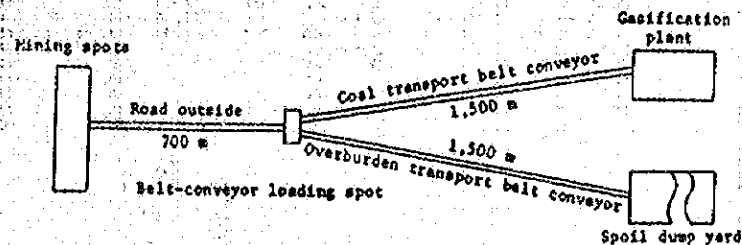
i) 採掘方式

走行長平均 7.2km を 4 等分し、1.8km 長の 4 ブロックとする。採掘は、
1 ブロックづつ行いが、最初は、賦存状況が最も安定していると思われる
最南端ブロックとする。1 ブロックを終了すれば隣接のブロックへ移
行し、逐次北上する。

ブロック内を走行方向に 2 分、両サイド夫々 3 段のベンチを造成、合計
6 本の切羽を図の様に保有する。



切羽の進行は←の方向とし、常時5本を採掘するが、6本平均に進行させる。これにより、切羽内運搬距離は平準化（平均 800m）される。ブロックからの出口は▼印の位置とし、700mの場外道路を経て、1,500mのベルトコンベア積込場に至る。その配置は下図の通り。



ベンチ高さは、次に述べる使用機械に合わせて、10mとする。
ベンチフロアは、進行方向に向って1/300の昇り勾配をつけ、切羽元の排水を図る。
尚、ショベルダンプ方式でやる以上ベンチフロアは平面でなければならず、且つ多層採掘である為、同一切羽で、採炭、剥土両作業が共に行われる。従って相当切羽状況の変化が激しいものと考えられる為、小数の大型切羽では危険と思われ、重機の級等も勘案の上この様な設計をした。

ii) 採掘機械の実働時間：Table 6-4-2 参照

iii) 1時間当りの処現量

a) 石炭

$$3\text{百万t/年} \div 1.28\text{t/m}^3 \text{ (比重)} = 2.344\text{百万m}^3 / \text{年}$$

$$2.344\text{百万m}^3 / \text{年} \div 3,018\text{時間/年} = 777\text{m}^3 / \text{時間}$$

b) 剥土

$$3\text{百万t/年} \div 2.82\text{m}^3/\text{t} \text{ (剥土比)} = 8,460\text{百万m}^3 / \text{時間}$$

$$8,460\text{百万m}^3 / \text{年} \div 3,018\text{時間/年} = 2,803\text{m}^3 / \text{時間}$$

c)合計

10,800百万 m^3 / 年

3,580 m^3 / 時間

iv) 月間生産計画

採掘機の実動時間に基いて、月間生産計画をTable6-4-3の様に作成した。注目すべき点は次の通りである。

a)連続採掘方式と同様に、剥土を乾季に優先して行う。

(6-4、(2)、3)、iv) 参照)

b)モービル方式では切羽間の移動が容易であるので、石炭ガス化設備が休止する6月には採炭を中止し、機械を全て剥土に当てる。これに依り貯炭量をゼロとすることができる。

c)その結果、機械の容量を最小とすることができ、資本投下も最小となる。

v) 主要機械の選定 (Table6-4-4参照)

a)採掘機械

掘削・積込を行うには、機械式か油式が考えられるが、77^t級のダンプを想定すれば、油式のものでは実績が乏しく信頼性が無い為、機械式を選定した。

台数の計算は、Table6-4-4の通りで6台を保有、各切羽に1台を配置するが、実質的には約5台の稼働で足りるので、1台は予備となる。各切羽にはベンチ上段にD-7級ブルドーザーを掘削補助に、ベンチフロア整備用にD-7級ブルドーザー夫々1台を配置する。

b)運搬機械

ブキット・アサム炭鉱に於ける32^tのリヤダンプの経験を考慮してリヤダンプを採用、級については、最近の大型事業場で普遍化しつつある77^t級とする。台数の計算は、Table6-4-5の通りであるが、小切羽、切羽造成等に備えて32^t級を5台保有する。ダンプ運搬は場外700m迄とし、その先は石炭、剥土夫々のベルトコンベアーに依り、石炭ガス化設備或は堆積場へ搬送する。尚、剥土の堆積はスプレッダーを以て行うが、その展圧整形の為、D-9級ブルドーザー3台を配置する。

c)その他の機器

補助作業機械・サービス機器は、Table6-4-5の通りである。

VI) 要員計画

事務・管理	192名
操業	353
保守	212
小計	757
休暇(10%)	76
訓練生(20%)	167
総計	1,000

(3) 採炭コスト概算

① 採炭コスト概算の前提条件

- i) 機械・設備コスト：日本の1984年第2四半期のコストとして、物価上昇は見込んでいない。
- ii) 資本：全額借入金とする。
- iii) 償却：機械についてはその稼働寿命
設備については30年とし、定額法に依る。
- iv) 金利：年利10%とする。
- v) 労務費：年間 3,300,000ルピアとする。

② 換算レート：1US\$=240Y=960Rp

2) 連続採掘方式

i) 投資額

a) 初期投資	158百万US\$
b) 追加投資(30年間)	128 "
合計	286 "

ii) 採炭コスト

a) 労務費	6.59US\$/t—石炭
b) 償却	16.80
c) 金利	3.03
d) 一般管理費	3.28
合計	19.70

3) 非連続採掘方式

i) 投資額

a) 初期投資	61百万US\$
b) 追加投資(30年間)	184 "
合計	245 "

(i) 採炭コスト

a) 運転・労務費	0.58US\$/t-石炭
b) 償 却	3.04 "
c) 金 利	1.95 "
d) 一般管理費	2.31 "
合 計	13.88 "

- 4) 上記、採炭コストは、ロイヤリティー、租税、住宅、病院、学校等のインフラストラクチャー（関連社会基盤設備）や1500m以上の輸送を含んでいない。そして各章に記されている仮定や前提条件に基づいて算出されている。従って後日より正確なそして確実な採炭コスト計算が必要である。

Table 6-4-3 Coal Supply, Demand and Stock
(Noncontinuous method)

Month	Actual operating hours (h)	Coal output (1,000 t/m)	Demand (1,000 t/m)	Stock (1,000 t/m)		Required capacities	
				Balance (1,000 t/m)	Amount (1,000 t/m)	Coal output (m ³ /hr.)	Overburden removal (m ³ /h)
1	167	282	282	0	0	1,317	2,263
2	156	254	254	0	0	1,269	2,311
3	185	282	282	0	0	1,189	2,391
4	157	273	273	0	0	1,357	2,223
5	163	282	282	0	0	1,350	2,230
6	357	0	0	0	0	0	3,580
7	326	235	235	0	0	564	3,016
8	326	282	282	0	0	674	2,906
9	357	273	273	0	0	597	2,983
10	326	282	282	0	0	675	2,905
11	314	273	273	0	0	679	2,901
12	184	282	282	0	0	1,196	2,383
Total	3,018	3,000	3,000				

Table 6-4-4 Calculation of Required Capacity and Number of Major Equipment

(1) Mining/loading equipment (Mechanical shovel)

a) Hourly capacity per unit

$$Q = \frac{3600 \times 13.0 \times 0.80 \times 1/1.30}{32} = 900 \text{ m}^3/\text{H}$$

Bucket capacity	13.0 m ³
Bucket efficiency	0.8
Expansion coefficient	1/1.30
Shovel cycle time	32 sec

b) Annual capacity per unit

$$3,018 \times 900 \times 0.85 = 2,308,770 = 2,308,000 \text{ m}^3$$

Annual operating hours	3,018 H
Working efficiency	0.85

c) Required number of shovels

$$10,804,000 \div 2,308,000 \div 0.8 = 5.85 \quad 6 \text{ units}$$

Annual processing amount	Overburden	8,460,000 m ³
	Coal	2,344,000 m ³
	Total	10,804,000 m ³
Rate of operation		0.8

(2) Transport equipment (77-ton rear dumps)

a) Hourly capacity per unit

$$\text{Dump cycle time} = \frac{32}{60} \times 6 + \frac{1500}{15000/60} + \frac{1500}{20000/60} + 0.5 + 1 = 15.2 \text{ min.}$$

Shovel cycle time	32 sec.
Speed when loaded	15 km/H
Speed when empty	20 km/H
Waiting time	0.5 min.
Dumping time	1.0 min.

Dump actual capacity per unit =

$$\frac{60}{15.2} \times \left(\frac{18}{32} \times 77 \right) = 170.9 \text{ m}^3/\text{H}$$

Experienced actual capacity per unit
(at Bukit Asam)

$$32\text{tDT} \div 18 \text{ m}^3/\text{unit} = 1.77$$

b) Annual transport amount per unit

$$3,018 \times 170.9 \times 0.9 = 464,198 = 464,000 \text{ m}^3$$

Annual operating hours 3,018 H
Working efficiency 0.9

c) Required number of dump trucks

$$10,804,000 \div 464,000 \div 0.8 = 29.1 = 29 \text{ units}$$

Table 4-5 Equipment List
(Noncontinuous method)

Machine	Specification	No. of req'd. Operation + Service Spare = Total ratio ①	Service life Hour ③	Year ④ = ③ x 3,018	Total No. of req'd. ⑤ = ① x ④
Digging & loading	Mechanical shovel	5 + 1 = 6	25,000	10.4	19
	Hydraulic shovel	3	15,000	6.2	16
	Bulldozer	9 + 2 = 11	15,000	6.1	60
	"	5 + 1 = 6	12,000	4.8	41
	Drill	3 + 1 = 4	16,000	7.1	18
Transportation	Front-end loader	1	15,000	6.2	5
	Rear dump truck	23 + 6 = 29	20,000	8.3	115
	"	5	20,000	8.3	20
	Belt conveyor (coal)	1	belt	belt-3	frame-1
	" (overburden)	1	11.0	11.0	
Auxiliary	Feeder breaker	1.00	frame	33.0	13
	Spreeder	2 + 1 = 3	0.67	4.5	
	Road grader	1 + 1 = 2	0.50	6.0	11
	Road compacter	2 + 1 = 3	0.67	7.4	13
	Fuel oil tank truck	1 + 1 = 2	0.50	19.9	3
	Back hoe	1 + 1 = 2	0.50	19.9	3
	Car for blasting	1 + 1 = 2	0.50	19.9	3
	Water tank truck	1 + 1 = 2	0.50	19.9	3
	Compressor	1 + 1 = 2	0.50	13.3	5
	Cleaner	1 + 1 = 2	0.50	19.9	3
	Service trailer	1	1.00	9.9	3
	Tractor	1 + 1 = 2	0.50	9.9	3
	Flat deck truck	3	1.00	8	12
	Patrol car	3	1.00	5	20
	Helicopter	15	1.00	3	165
Service	Bus	1	1.00	10	3
	Ambulance	7	1.00	10	23
	"	1	1.00	10	3
	Fire engine	2	1.00	10	6

6-5 結論と提言

(1) 結論

- 1) JICA第2調査団はカウンターパートのBPPTと共に、ジャカルタ、バンドンおよびバンコ地区の石炭資源に関連する六つの機関を訪問し、低品位で輸送困難なバンコ炭の有効利用策につき討論し、併せて資料の収集を行った。
- 2) 南スマトラ地区の石炭資源探査は1974~78年にシェルにより実施された。このうちバンコ地域の探査データは入手出来たが、他の地域の探査データは、シェルのコンピューター記号を使用したテープに記録されているだけで、一般語に訳されていないため入手出来なかった。
- 3) 入手した探査データによれば、南スマトラ地区およびバンコ地域の石炭資源埋蔵量は次のとおりである。
 - イ) 南スマトラ地区推定埋蔵量(深さ50m以内)
約60億トン(未乾燥石炭)
 - ロ) バンコ地域確認埋蔵量(深さ100m以内)
約4.5億トン(未乾燥石炭)
- 4) シェル社の調査結果およびJICA第2調査団による露頭からのチップサンプル(代表的な炭塊の採取)の分析結果によれば、バンコ炭は分類上の褐炭に相当するが、輸送および貯炭中に自然発火し易いこと、粉炭になり易いことおよび灰分中に Na_2O (酸化ナトリウム)含有量が多いこと(灰分中に4~40%の Na_2O を含む)から「問題のある石炭」であり、その利用策の立案に際しては充分注意する必要があることが把握された。
- 5) JICA第2調査団による露頭からのチップサンプルの分析結果から、露頭の石炭は風化をしており、全体の品質評価やガス化試験用の試料炭としては適当でないことが確認された。
- 6) 代表的な2種の採炭方法に基づき、採炭コストの予備的評価を行った結果、未乾燥ベースで次のとおり概算された。
 - イ) 連続式採炭方法(ポケットホイールエクスキャベータ方式)
約4,800円/トン(20\$/トン)
 - ロ) 非連続式採炭方法(ショベルアンドトラック方式)
約3,300円/トン(14\$/トン)上記採炭コストには商業的生産に際して必要なインフラストラクチャー(関連社会基盤設備)やロイヤリティ、税金等は含まれていない。従って実際の採炭コストは上記概算値を若干上回る可能性がある。
- 7) 上記予備的採炭コストの評価によればバンコ炭の採炭方法としては、採炭機械の燃料としてメタノールを使用する非連続式が優ると判断される。なお、メタノールをエンジン用燃料として使用することの可能性についてはJICA第

3 調査団により調査される予定である。

(2) 提言

第2調査団は本調査をより効果的なものとするために以下の調査を実施するよう提言する。

イ) 石炭サンプリング用ボーリング機械

昭和60年度における石炭品質調査のためサンプリングには小型(2インチ)ボーリング機械を準備し風化の少ない露頭を捜し出すと共に、地下50mまでの各点からを採取して風化の度合を調べる。

ロ) 水資源調査

エニム川の流量のみでは本プロジェクトに必要な冷却水が不足すると推定されるのでエニム川下流のレマタン川の流量測定、地下水調査および工業用簡易ダムの可能性調査等を実施する。

ハ) 地図および地質データ

バンコ地域および工場設置予定地(ダンジュンエニムおよびムアラエニム地域)の地図は10万分の1のものしかないので、今後の石炭サンプリングおよび工場立地調査のため1万分の1の地図を作成する必要がある。また工場予定地の地質データがないのでボーリング調査をする必要がある。

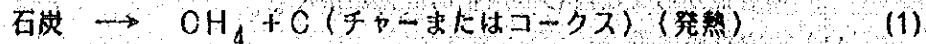
7. バンコ炭の使用技術調査

7-1 石炭ガス化技術

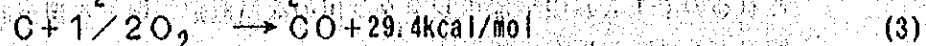
(1) ガス化条件と生成ガスの組成の関係

石炭のガス化に使用されている基本的なガス反応を示すと次のとおりである。

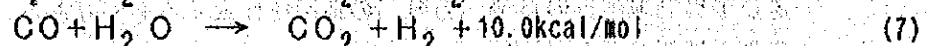
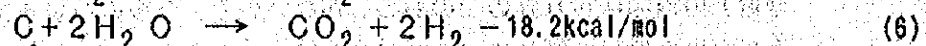
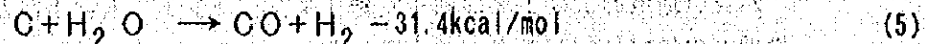
イ) 熱分解



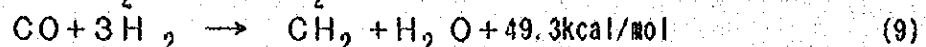
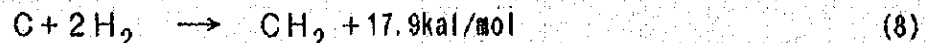
ロ) 酸素との反応



ハ) 水蒸気と反応



ニ) 水素との反応



ガス化炉内での実際のガス化反応過程は、ガス化方法（ガス化炉の構造）とガス化条件（温度・圧力・水蒸気量および反応時間等）によって異なっており、これらの諸反応が主として逐次的に進行する場合（固定床）、同時に並行して進行する場合（流動層、噴流層）、あるいは特定の反応が選択的に進行する場合（鉄浴法）等がある。

いずれの場合にも、ガス化炉に供給された石炭は高温の反応ガスとの接触、炉壁やチャーからの輻射熱あるいは熱媒体等により加熱されて、まず含有水分が蒸発し（乾燥）、次いで温度の上昇と共に乾留、熱分解が行なわれ、水素、メタン、エタン等の軽質ガスやタール、重質油等を生成すると共にチャー（乾留炭）に変化する。

固定床や流動層の場合には、この段階で生成したチャー以外の物質はそのまま大部分が生成ガスに含まれて製品としてガス炉から取出されるが、高温・均一な反応温度を示す噴流層や鉄浴法では更に熱分解を受けて、最終的には水素と炭素になる。

このようにして生成したチャーや炭素はガス化剤と (2)～(9) に示されるような反応を起こして、一酸化炭素、水素、メタン、炭酸ガス等に転換されると共に、

反応に必要な熱を発生し、最終的に灰分のみが残ることとなる。

Fig. 7-1-1 はガス化反応圧力が1気圧、20気圧および40気圧の場合に、炭素のガス化反応が各温度で平衡に達した場合の生成ガスの組成を反応温度との関係で示したものである。

当図から低温・高圧下ではメタンの生成に有利であるが、同時に炭酸ガス・水の副生も多く、反対に高温・低圧下ではこれらの生成が少なく、1300℃以上ではほぼ完全に一酸化炭素と水素のみに転換され、メタン、炭酸ガス、水等は生成されないことが理解されよう。

このように生成ガスの組成と圧力は反応条件によって変わるので目的とする生成ガスの用途に適したガス化方法および反応条件を選定する必要がある。

なお、石炭に含まれる硫黄や窒素原子等の不純物はガス化反応の過程で硫化水素、硫化カルボニル(COS)、窒素等に転換され、生成ガスと共にガス化炉から取出されるので、燃料ガスとして、あるいは合成反応用原料ガスとして使用するためには、後処理でこれらの不純物を除去する必要がある。

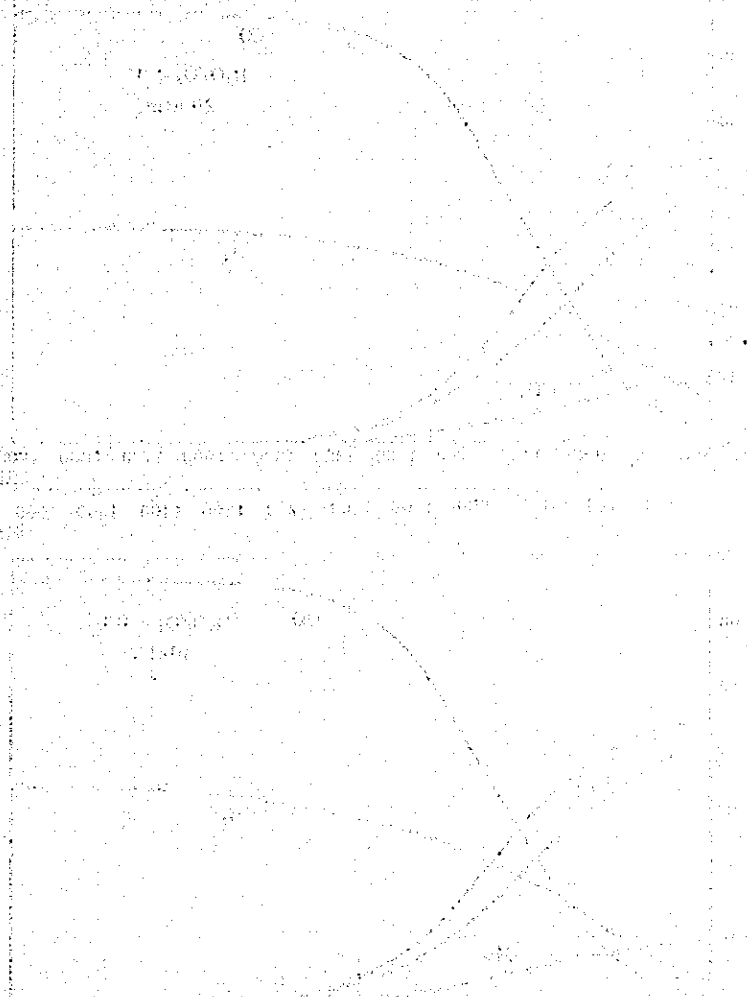
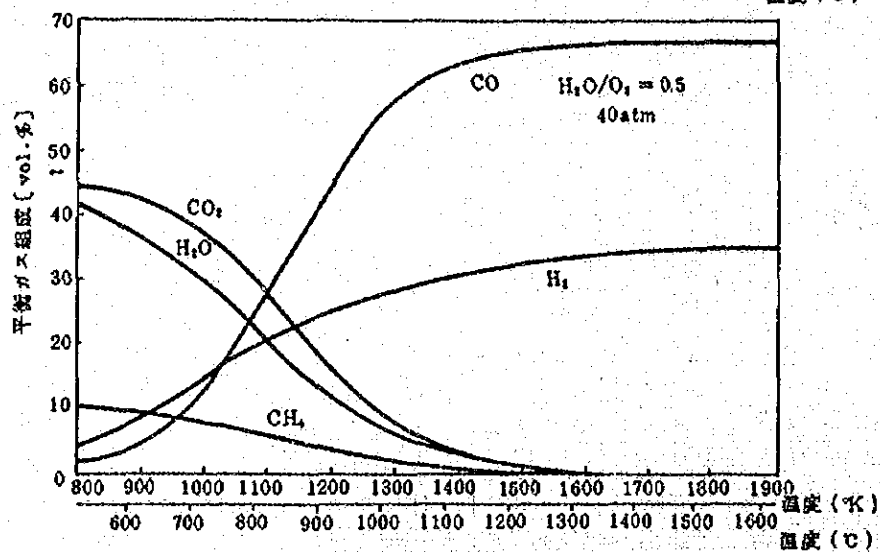
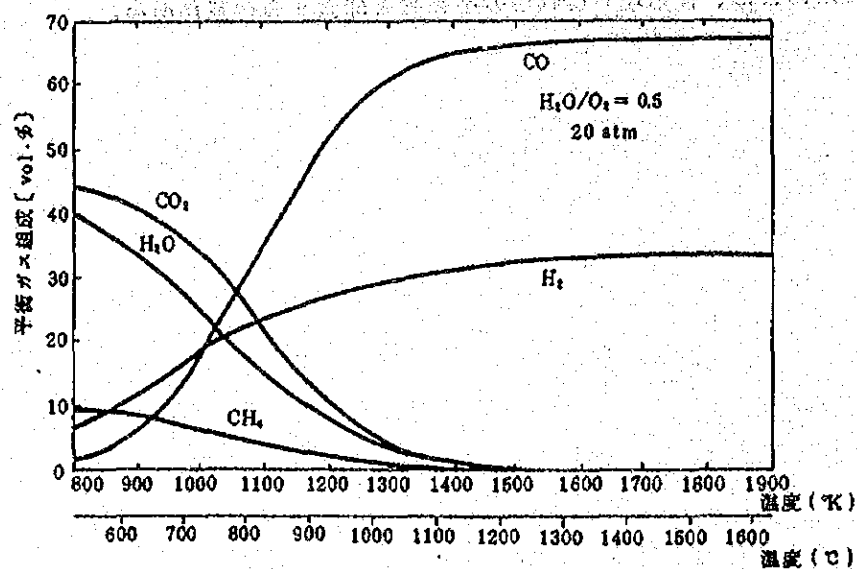
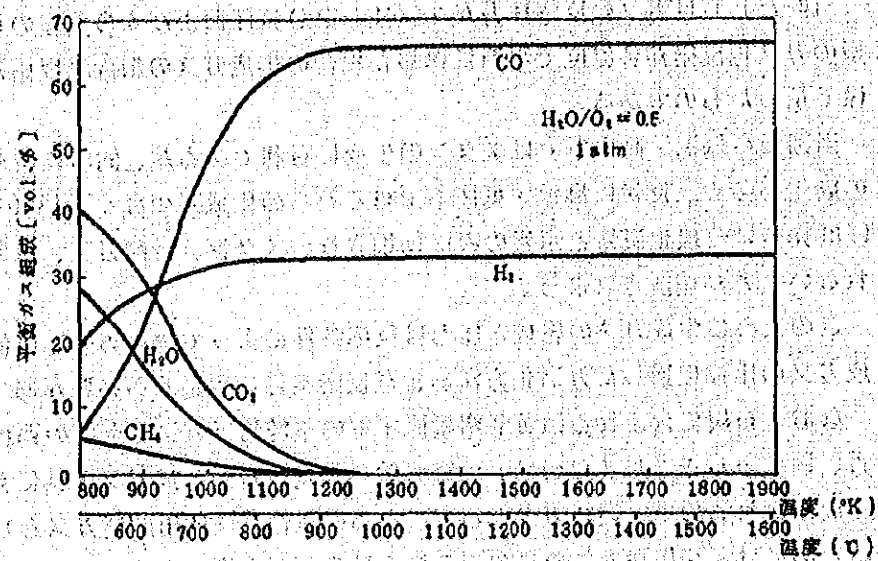


Fig 7-1-1 EQUILIBRIUM GAS COMPOSITION ON TEMPERATURE



(2) ガス化炉の様式とガス化特性

石炭のガス化炉は研究開発のさいに目的とした生成ガスの用途や構造上のアイデアによって多くの様式のもので開発されているが、これらを基本的なガス化反応特性に基づいて評価すると固定床、流動層、噴流層および鉄浴法の4つに分類できる。

Fig 7-1-2 はこれらのガス化様式についてガス化炉の基本的構造、ガス化炉内での石炭およびガス化剤の挙動および入口から出口までの温度変化をモデル化して説明したものである。

また、Table 7-1-1 はこれら各様式のガス化特性を定性的に相対比較したものである。

以下にFig 7-1-2、Table 7-1-1 に示される4つのガス化様式に関し、その概要と特性を述べる。

1) 固定床ガス化炉

固定床ガス化炉は40年以上の工業化実績を持つ完全に実証されたガス化様式で、灰分を熔融させないで取出す非熔融式固定床と、熔融して取出す熔融式固定床の2種類がある。

固定床ガス化炉では、Fig 7-1-2(a)に示されるように石炭は上から供給され、ガス化の進行による石炭の減量に伴って徐々に下降しつつ、ガス化剤（酸素、水蒸気）やガス化反応生成物と接触してガス化反応を起し、最終的に灰分のみとなって炉底から排出される。一方、ガス化剤は炉底から供給され、固定床を通過して石炭と接触し、上方よりガス化生成物となって取出される。

このように固定床ガス化炉では石炭の流れ（移動）とガス化剤およびガス化生成物と流れが対向としているため、炉内の温度分布はFig 7-1-2(a)に示すように大きく変化し、炉内の位置によって石炭は逐次的に乾燥、乾留、熱分解、ガス化、燃焼等の各種のガス化反応を受けるのが特徴である。

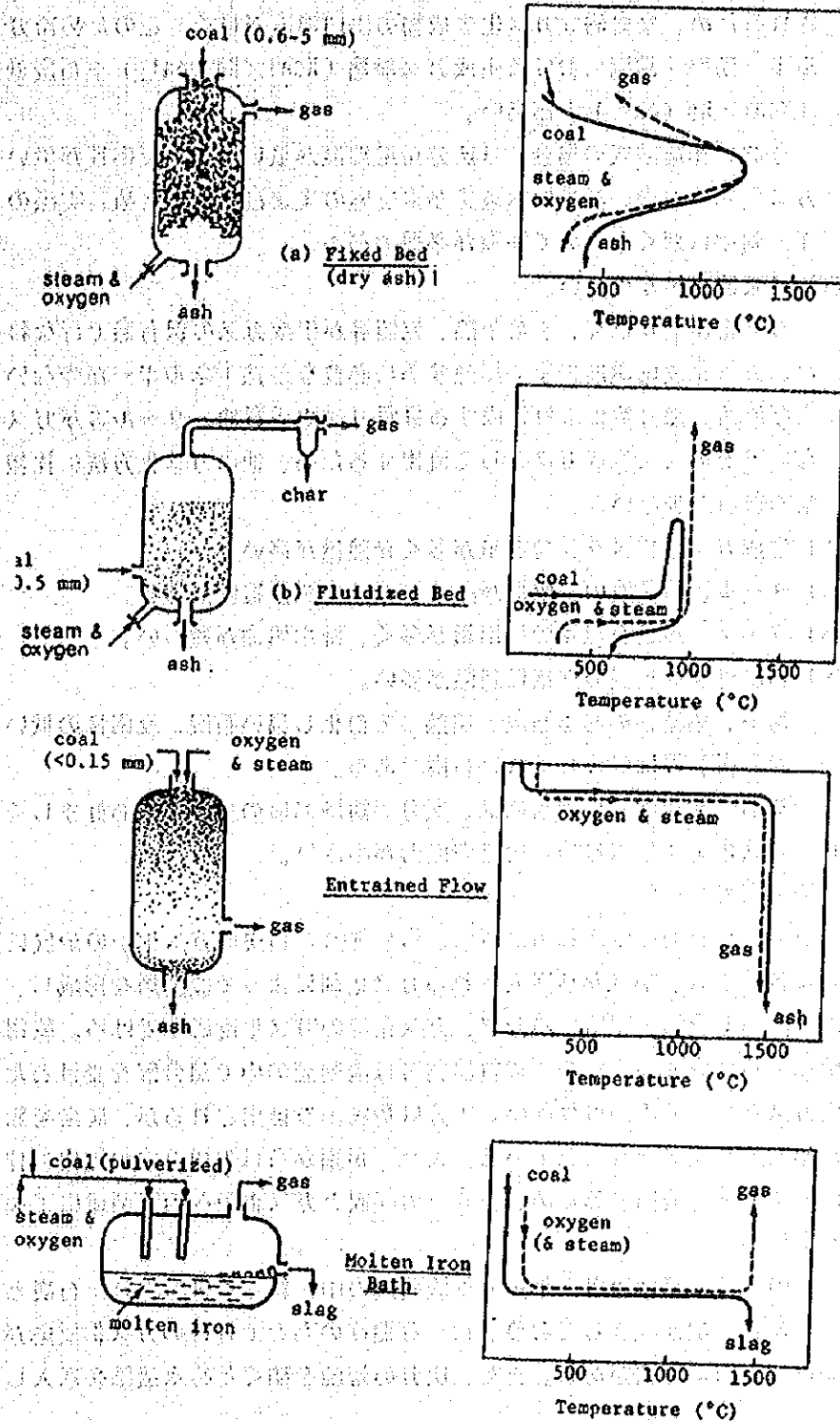
なお、非熔融式ガス化炉では灰分の熔融を防ぐために、多量の水蒸気を送入し、水性ガス反応でガス化ゾーンの温度調節を行なうため、水性ガス反応の占める割合が大きい。

Table 7-1-1. IMPORTANT CHARACTERISTICS OF PRINCIPAL GASIFIERS

GASIFIER TYPES	FIXED BED			FLUIDIZED BED		ENTRAINED FLOW	HOTTER IRON RATE
	Dry Ash	Slagging	Dry Ash	Agglomerating	Slagging		
<u>Feed Coal Characteristics</u>							
Size	Coarse (0.6 - 5mm)	Coarse (0.6 - 5mm)	Crushed (<0.5mm)	Crushed (<0.5mm)	Pulverized (<0.15mm)	Pulverized	Pulverized
Acceptability of Fines	Limited	Better than dry ash	Good	Better	Unlimited	Unlimited	Unlimited
Acceptability of Caking Coal	Yes (with modifications)	Yes (with modification)	Possibly	Yes	Yes	Yes	Yes
Preferred Coal Rank	Low	High	Low	Any	Any	Any	Any
<u>Operating Characteristics</u>							
Pressure (bar)	<30	24	<20	<16	40*	<5 (planning)	<5 (planning)
Exit Gas Temperature (°C)	430 - 650	680	950 - 1050	950 - 1050	1250 - 1700	1400 - 1600	1400 - 1600
Oxidant Requirement	Low	Low	Moderate	Moderate	High	Moderate	Moderate
Steam Requirement	High	Low	Moderate	Moderate	Low	Low or none	Low or none
<u>Produced Gas Characteristics</u>							
Methane Content	High	High	Moderate	Moderate	Low	Nothing	Nothing
CO ₂ Content	High	Low	Moderate	Moderate	Moderate	Low	Low
Tar Content	High	Moderate	Moderate	Moderate	None	None	None
H ₂ S, COS	High	High	Moderate	High	High	Low	Low
<u>Key Technical Issue</u>	Utilization of char & tar Waste water treatment		Carbon conversion Large char recycle		Raw gas cooling Char recycle	Raw gas cooling Pressurization	

Source: ERI AF-3109, with some modifications

Fig 7-1-2 CLASSIFICATION AND PRINCIPAL COAL GASIFIER TYPES



このようなガス化方法の特殊性から固定床ガス化炉は次のような特性を有する。

イ) 冷ガスエネルギー効率が低い。

ガス化ゾーンを出た高温の生成ガスは石炭の乾留や乾燥を行ないつつ冷却されるため、最終的なガス化生成物の出口温度が低く、このため冷ガスエネルギー効率〔常温における生成ガス潜熱 (Kcal/Kg-coal) ÷ 石炭低発熱量 (Kcal/Kg-coal) 〕が高い。

なお、非熔融式の場合には灰分熔融温度が低い石炭や反応性が低い石炭をガス化するとき、多量の水蒸気が未反応のまま流出するため、実際のエネルギー効率は悪くなるので注意が必要である。

ロ) 酸素消費量が少ない。

ガス化温度が低く、また予熱、乾留等が生成ガスの保有熱で行なわれるため、ガス化反応温度にまで加熱するのに必要な予熱エネルギーが少ないことおよび乾留、熱分解により生成する軽質ガスや重質油、タール等がガス化されないでそのまま生成ガスとして流出するため、他のガス化方法に比較して酸素消費量が少ない。

ハ) 生成ガス中にメタン含有量が多く発熱量が高い。

ニ) タール、重質油の生成量が多く、ガス精製が複雑である。

ホ) フェノール含有廃水の排出量が多く、排水処理が難しい。

ヘ) 利用可能な石炭の性状に制限が多い。

粉炭、粘結性のある石炭、加熱して粉化し易い石炭、反応性の低い石炭（濃育炭）等は好ましくない石炭である。

なお、非熔融式の場合には、灰分の熔融温度の低い石炭も好ましくない。

ト) ガス化炉1基当りの石炭処理能力が小さい。

2) 流動層ガス化炉

Fig 7-1-2(b)に示されるように、粉碎された石炭はガス化炉の炉底に近い部分に供給され、炉底から送入されるガス化剤によって流動層を形成し、均一な温度の中で乾燥、乾留、熱分解、ガス化等のガス化反応を受ける。乾留、熱分解により生成するタールや重質油留分は流動層の中で熱分解を受けるため、生成ガスとしての流出は少ない。灰分は炉底より排出されるが、炭素を除去するため特殊な工夫がなされている。また、炉頂からは生成ガスの流出に伴って多量のチャーが流出するため、チャーの回収とガス化炉への再循環に工夫がなされている。

このように流動層ガス化炉では流動層の中に新しく供給された石炭とガス化の進んだ石炭が混在しており、均一な温度のもとで各種のガス化反応が同時に進行する点に特徴がある。また、灰分の熔融を防ぐため水蒸気を送入し、水性

ガス反応で流動層のガス化温度を調節するため水性ガス反応の占める割合が高い。

このようなガス化方法の特徴から、流動層ガス化炉には次のような特性がある。

イ) 石炭処理能力が大きく、高圧化が容易である。

炉構造が簡素で、ガス化炉1基当りの石炭処理能力を大きくすること、および高圧ガス化が比較的容易である。

ロ) 運転の安全性、安定性に優れている。

炉内に常に多量の石炭が存在する中でガス化反応が行われるため、石炭やガス化剤の供給が変動した場合でも運転が安定しており、安全性も高い。

ハ) 低品位炭の使用が可能である。

非粘結性の石炭であれば微粉炭、低カロリー炭、加熱して粉化しやすい石炭等もガス化に使用でき、応用範囲が比較的広い。

ニ) 生成ガス中に若干のメタンを含む。

以上のような特性から流動層ガス化炉はガス化剤として安価な空気を用いた発電用低カロリーガス（空気中の窒素ガスを含むため、ガス化炉内流体容積は酸素法の約2倍となり、ガス化炉の容積を大きくする必要がある）の生産に適していると言えよう。

3) 噴流層ガス化炉

Fig. 7-1-2(c)に示されるように石炭は微粉（0.15mm以下）に粉碎されて、ガス化剤と共に炉頂より供給され、両者は乱流状態で同一方向に流れつつ、灰分の熔融温度より高い温度でガス化反応が行なわれる。

噴流層ガス化炉の場合も流動層と同じようにほぼ均一の温度で石炭の乾燥、乾留、熱分解、ガス化が同時に併行して進行するが、ガス化温度が灰分の熔融温度より高い（1,250～1,700℃）ため反応速度が高く、短い反応時間（数秒内）で完全ガス化が行なわれる。

なお、噴流層ガス化炉の場合には、他のガス化方法と異なって、内部に過剰のチャーや石炭が貯えられていないため、石炭とガス化剤は所定の割合で安定して供給されなければならない。

噴流層ガス化炉の特性は次のとおりである。

イ) 利用する石炭性状に制約が少ない。

ロ) 生成ガス内にメタンが殆んど含まれず、またタールやフェノールが含まれていない。

ハ) 運転の安定性、安全性に劣る。

ガス化炉内に余剰の石炭又はチャーが殆んど存在しないため、石炭やガス化剤の供給が変動した場合、酸素過剰状態になり易く、他のガス化方法に比

較して運転の安全性、安定性が低い。

（二）冷ガスエネルギー効率が低い。

生成ガス温度の流出温度が高いため、ガス化炉の冷ガスエネルギー効率が低いので、これを補うために生成ガスからの効率的熱回収が重要である。

なお、水スラリー供給法の場合には多量の水が水蒸気となって生成ガスと共にガス化炉から流出するため、乾炭供給方式に比較してエネルギー効率は一段と低くなる。

4) 鉄浴法ガス化炉

鉄浴法は、Fig 7-1-2(d)に示されるように炉内に熔融状態に保たれた高温の熔融鉄を貯えており、これに石炭とガス化剤を上方から吹付けるか、又は下方より吹込むことにより灰分の熔融点より高い温度で、急速にガス化反応を進行させる方法である。このように熔融物を用いたガス化方法は過去にいくつかのガス化炉様式や熔融物が小型炉で研究されたが、現在大型パイロット試験を終了し、ほぼ工業化可能な段階にある技術は熔融灰熔融法と鉄浴法の2つである。

熔融灰を用いた方法は、高温の熔融灰に粗粒炭とガス化剤を旋回流を与えるように吹付ける第一次ガス化ゾーンと、チャーとガス化剤が気流中でガス化反応を起こす第二次ガス化ゾーンを供えた二段式のガス化方式である。

この場合のガス化反応は第一ガス化ゾーンで石炭の乾燥・乾留および熱分解とガス化反応の一部が起こり、第二ガス化ゾーンでガス化反応が完結することから、そのガス化機構およびガス化特性は噴流層ガス化炉とほぼ同一であり、一般に噴流層ガス化炉の一種と見なされている。

鉄浴法は、高温で活性の高い鉄を使用しており、他のガス化方法（熔融灰法を含む）とは全く異ったガス化反応機構を示す。

このガス化方法は製鉄に使用されている転炉の脱炭技術から発展したもので次のような熔融鉄の特性を利用して、鉄浴の中でガス化反応を発生させる点に最大の特徴がある。

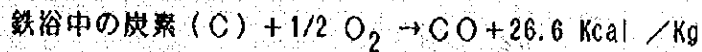
イ）熔融鉄は熱媒体として石炭を短時間に熱分解し、水素ガスを発生すると共に石炭中の炭素と硫黄を鉄浴内に溶解・吸収する。

ロ）熔融鉄は吹付けられた酸素を瞬時に吸収して酸化鉄（ FeO ）となり、次いで鉄浴中の炭素と反応して一酸化炭素を発生する。

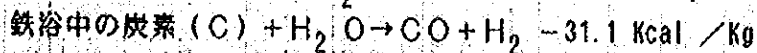
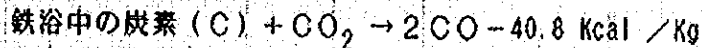
ハ）熔融鉄は石炭が過剰に供給された場合には、これを溶解・吸収して炉外への流出を防ぎ、酸素が過剰に供給された場合には溶解している炭素を放出する機能があり、炭素の貯槽として作用する。

ニ）熔融鉄は吸収した硫黄分の濃度が高まると、硫黄分をスラグに移動させる機能があり、脱硫媒体として作用する。

このような熔融鉄の特性から、鉄浴法のカス化反応機構は他のカス化方法と根本的に異なっており、次のような選択的なカ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、カ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%以上がカ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) カ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) 日本のカ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)カ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、石炭のカス化は経済的競争力を失い、石油残渣油のカ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進められている。

石炭のカス化利用については、Table 7-1-2 に示すように現在、日本では流動層カス化炉が2種類、噴流層カス化炉が2種類、鉄浴法が1種類の合計5種のカ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カス化炉と住友金属工業が開発中の鉄浴法カス化炉は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 7-1-2 SUMMARY OF OPERATIONAL AND PERFORMANCE CHARACTERISTICS
FOR JAPANESE GASIFIERS

Name and/or Developers	Fluidized Bed		Entrained flow		Molten Iron Bath
	CMRC EPDC NEDO	HYBRID- EPDC NEDO	CHIEPI MHI	HITACHI	
Gasifying Medium	Air/Steam	O ₂ /Steam	Air, O ₂ /Steam	O ₂ /Steam	O ₂
Coal Size & Feed Method					
-Size	1.5 mm-	< 1 mm	200 mesh under	200 mesh under	200 mesh under
-Feed	Lock-hopper	Resid. Oil Slurry	Pneumatic	Pneumatic	70 mesh under
Ash State	Dry	Dry	Slag	Slag	Pneumatic
Operating Press. & Temp					Slag
-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 2.1km 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	SNCR	Power	Multi-use	Multi-use
Remarks	Combination with Dry Desulf. System	Coal: 4 T/D S.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
CHIEPI: Central Research Institute for Electric Power Industries
MHI: Mitsubishi Heavy Industries
CCS: 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、協電源開発が1000T/日の大規模実証プラントの設計を担当してFig 7-1-3 に示すスケジュールで開発が行なわれている。

Fig 7-1-4 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の高压で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、高压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段式の流動床ガス化炉の構造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なわれる。

炉頂から生成ガスが取出されるが、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なうことにより解決されており、灰に残存する炭素量は0.4%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なわれており、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 7-1-3 開発スケジュール

[illegible]

Fig 7-1-4 CONCEPTUAL STRUCTURE OF CMRC GASIFIER

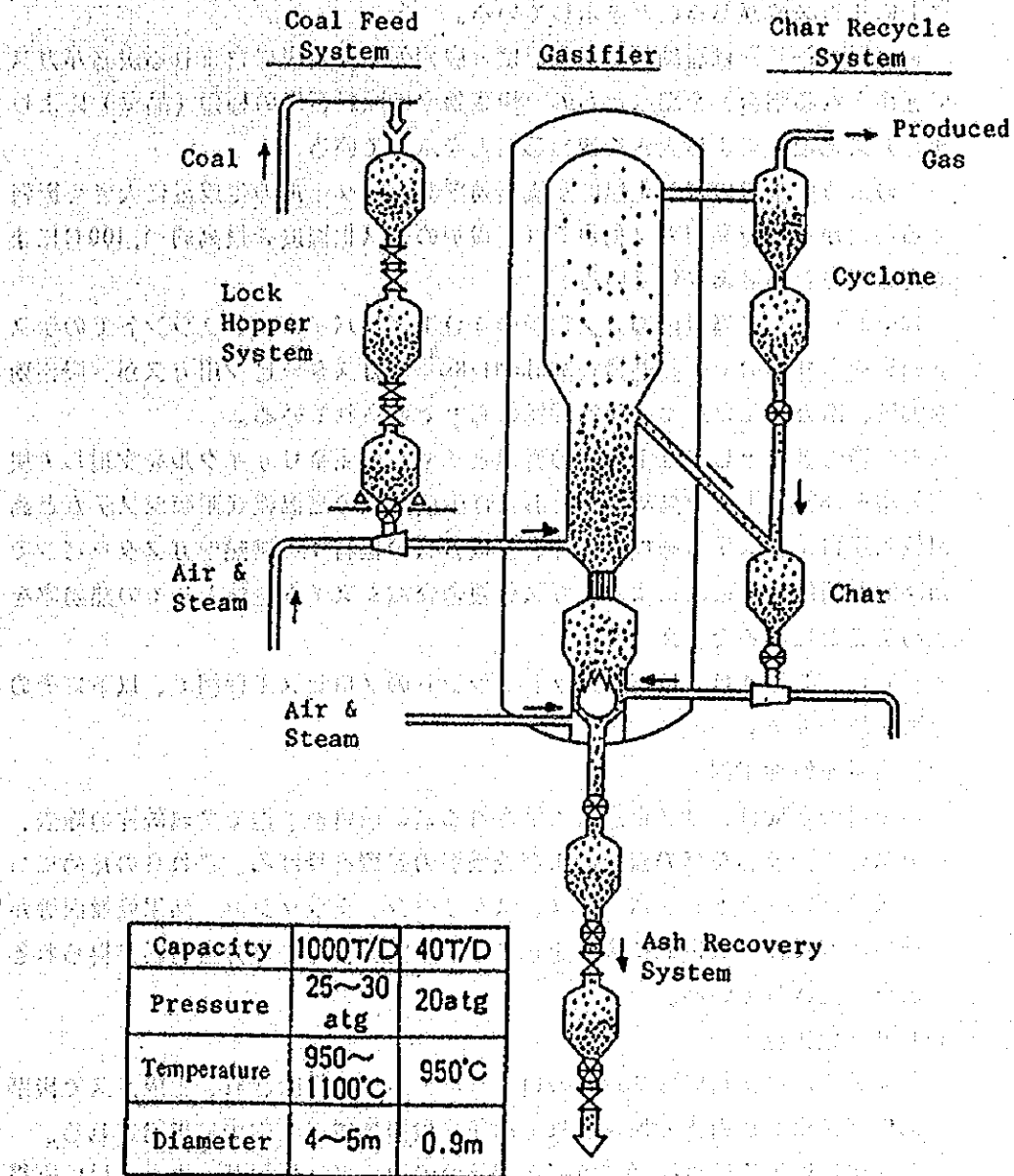


Fig 7-1-5 は発電用各種石炭の灰の軟化点温度を示すもので1100℃が下限界であることが解る。このデータから当流動層ガス化炉では温度の最も高くなる下段炉の運転温度を1100℃以下に制御し、灰の熔融によるトラブルを防止している。

Fig 7-1-6 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 7-1-7 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 7-1-3 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 $1,300\text{kcal/Nm}^3$ 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 7-1-8 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 0.75 m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ガス化炉を出た生成ガスは第1サイクロンおよび第2サイクロンを経

て高温熱交換器に導かれる。この間に生成ガスに含まれるチャーは分離され第1ガス化炉に供給される。

III) 高温乾式脱硫工程

高温熱交換器を出た約400℃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燃焼器の燃焼性能試験に利用している。

Fig 7-1-5 VARIOUS KINDS OF COAL ASH SOFTING
TEMPERATURE VS FUEL RATIO

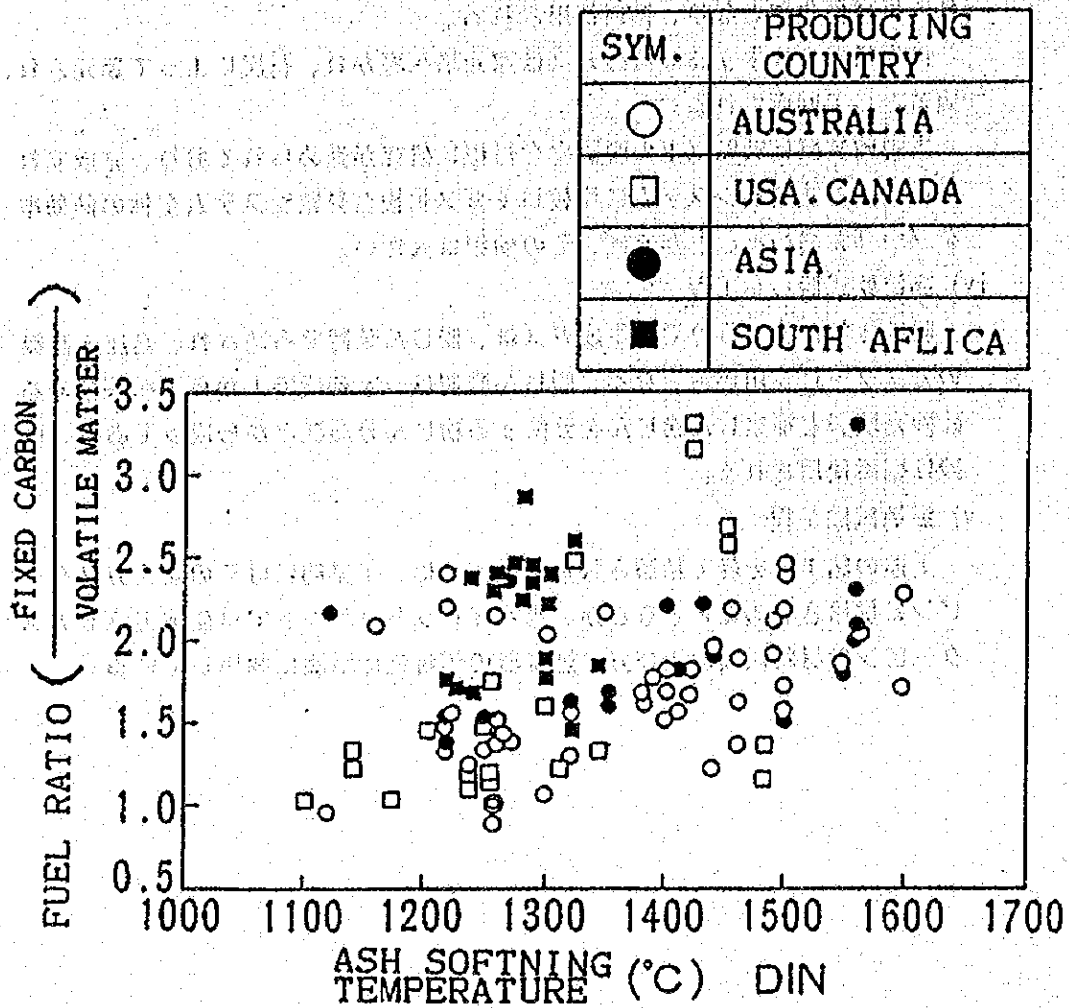


Fig 7-1-6 RELATION BETWEEN THE FLUIDIZED
BED TEMPERATURE AND TAR EMISSION

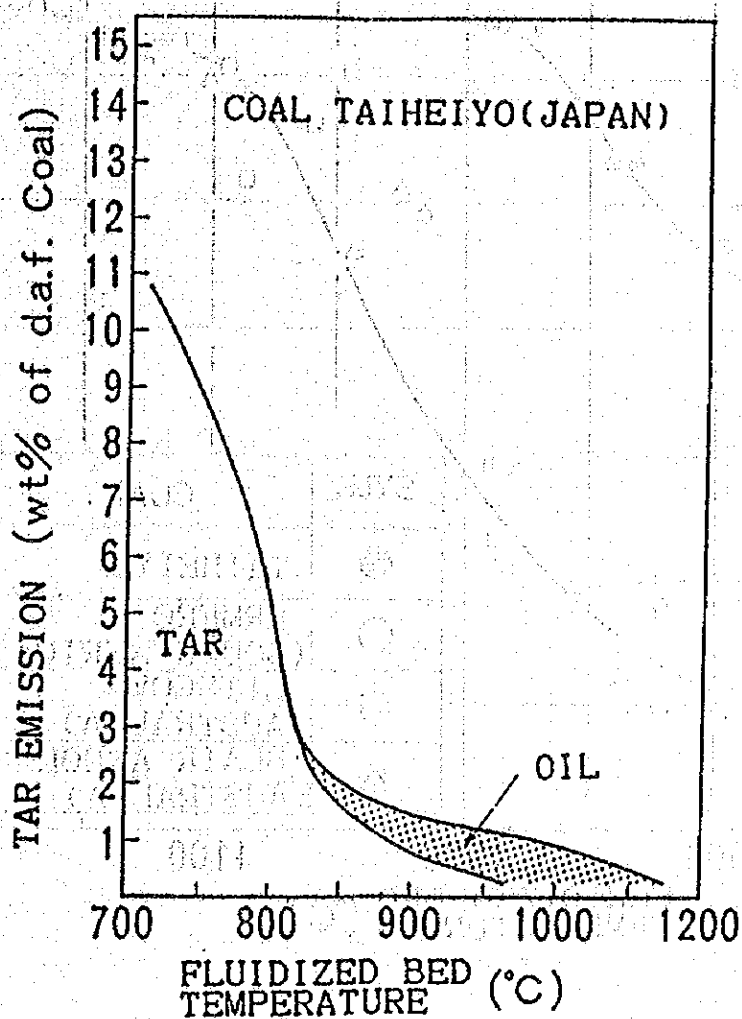


Fig 7-1-7 RELATION BETWEEN THE FLUIDIZED BED TEMPERATURE AND CARBON CONVERSION EFFICIENCY

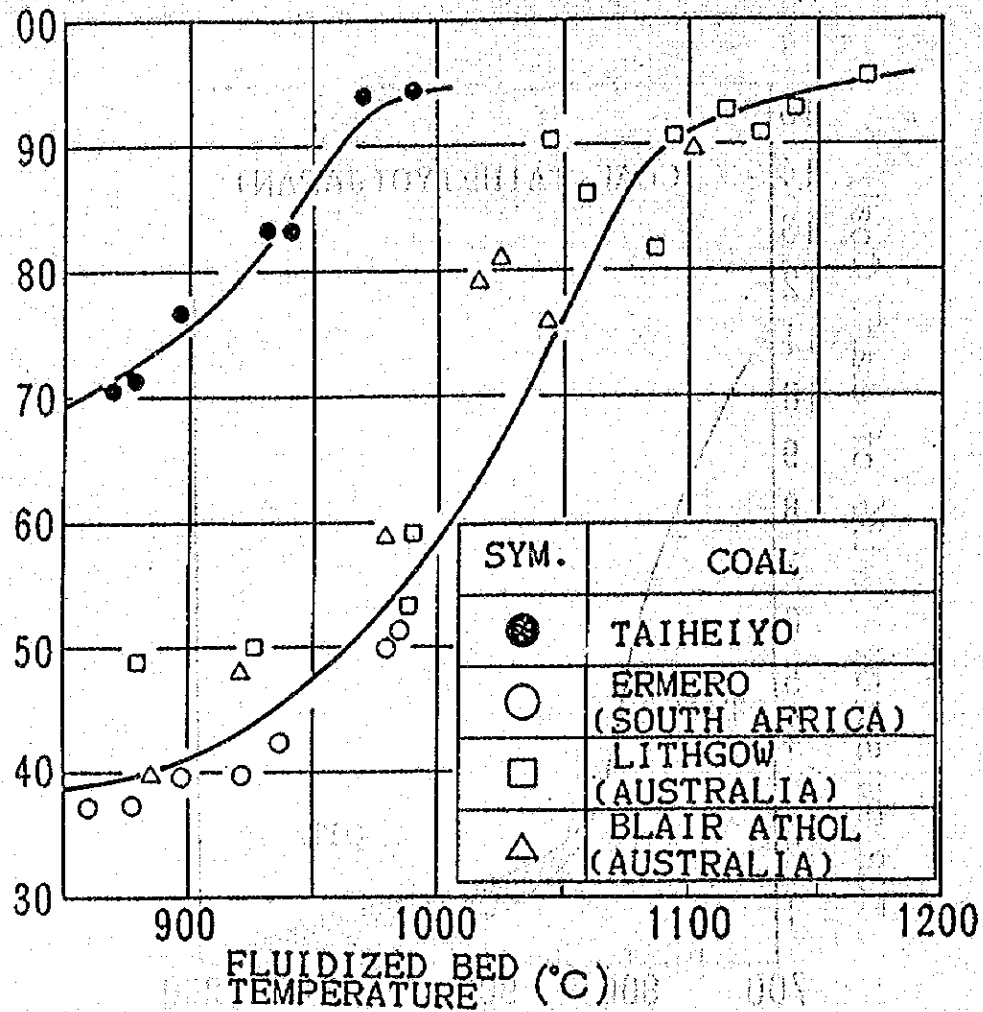
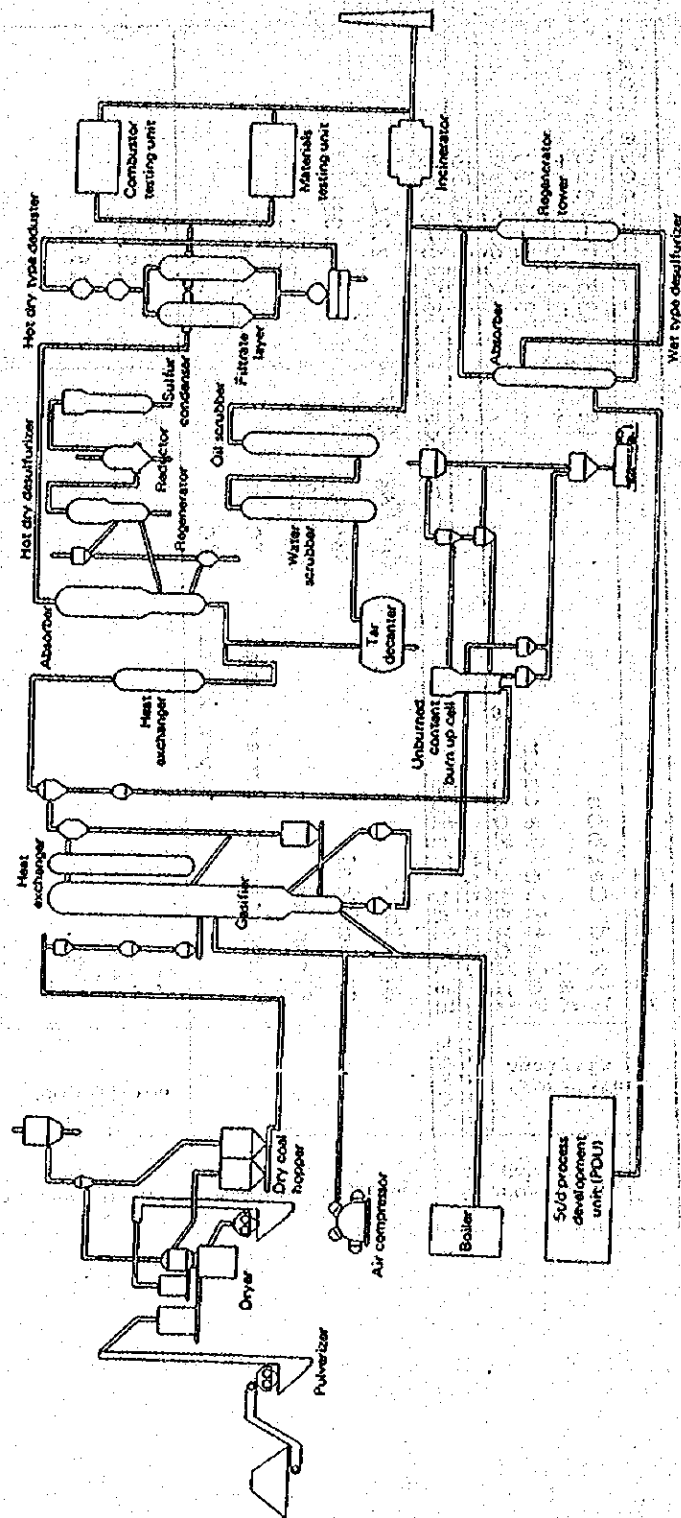


Table 7-1-3 GASIFICATION TEST RESULTS OBTAINED
BY CMRC PILOT PLANT

Composition of Raw Coal	Raw Coal		Bituminous Coal
	Proximate Analysis	(%)	
	Fixed Carbon		33.7-40.0
	Ash	"	14.6-17.5
	Volatile Matter	"	34.2-39.0
	Inherent Moisture	"	3.9-5.1
	Sulphur Content	"	0.28-0.35
	Lower Heating Value	(kcal/kg)	6040-6340
Operating Condition	Air/Coal	Nm ³ /kg (%)	2.24
	Steam/Coal	kg/kg	1.03
	Pressure	kg/cm ² G	20.0
	Temperature lower level	°C	1,000
	Temperature upper level	°C	914
Gasification Test Data	Gas Composition	CO	11.0
		H ₂	15.8
		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 7-1-8 OVERALL FLOW DIAGRAM FOR 40t/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、7-1-(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 7-1-9 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本の非浸漬形ランスを通して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 7-1-4 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 7-1-9 PRINCIPLE OF THE MOLTEN IRON BATH GASIFIER

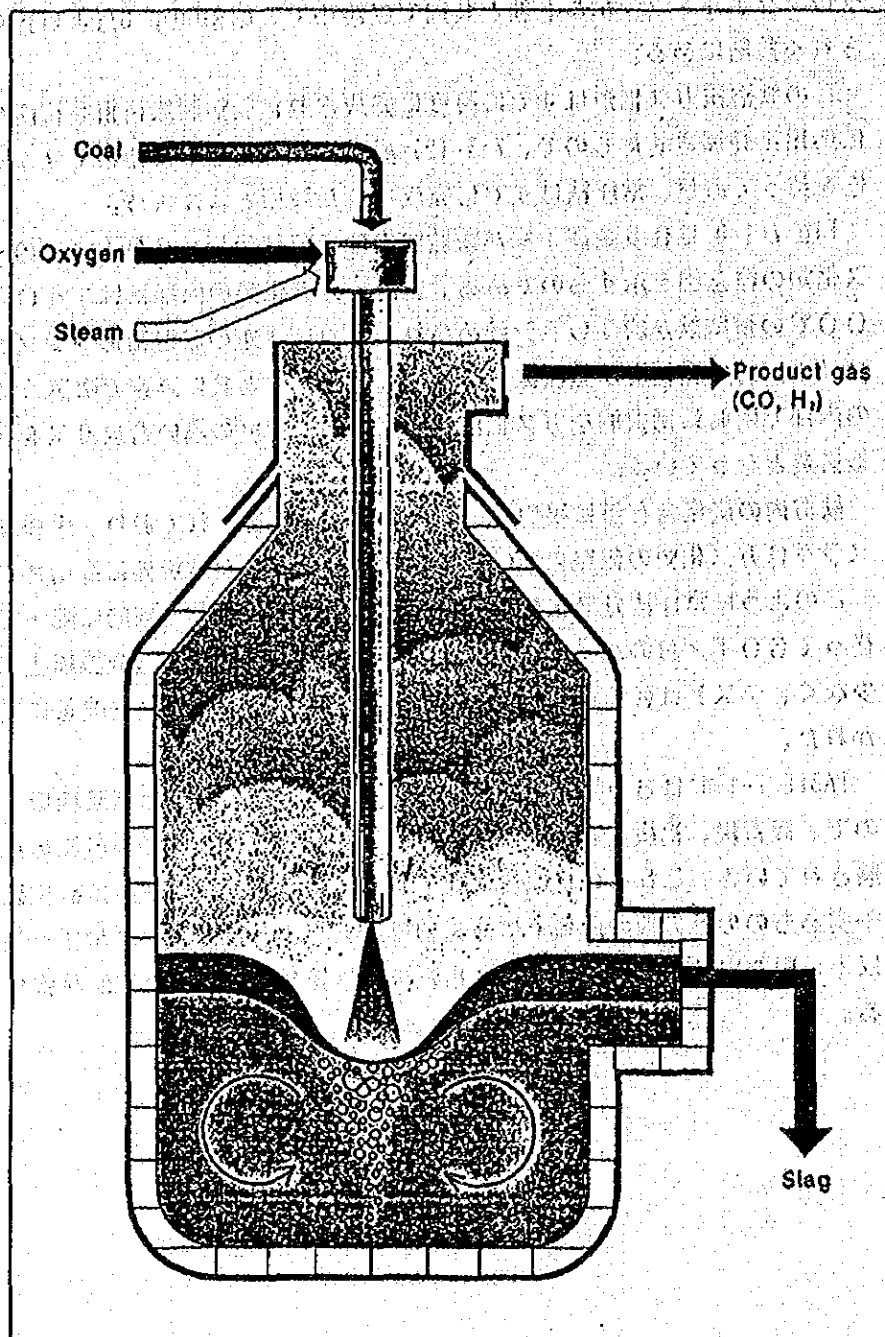


Table 7-1-4 GASIFICATION TEST RESULTS OBTAINED BY MOLTEN IRON BATH PROCESS

Composition of the Raw Material	Proximate Analysis	Fixed Carbon Ash	Raw Material	Sub-bituminous coal (Australia)	Bituminous Coal (Japan)	Brown Coal (Australia)	Petroleum Pitch	Semi-soft Coal Manufacture
Gasification Test Data	Gas Composition	Sulphur Content: Lower Heating Value	(%)	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
			(kcal/kg)	0.8	0.3	0.2	5.5	3.4
Gasification Test Data	Calorific Value of Product Gas	Gas Composition	(%)	7153	6775	5102	8438	—
			(%)	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
Gasification Test Data	Desulphurization Ratio	Gas Composition	(ppm)	10.260	60.190	90.160	10.460	20.400
			(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未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 7-1-10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。

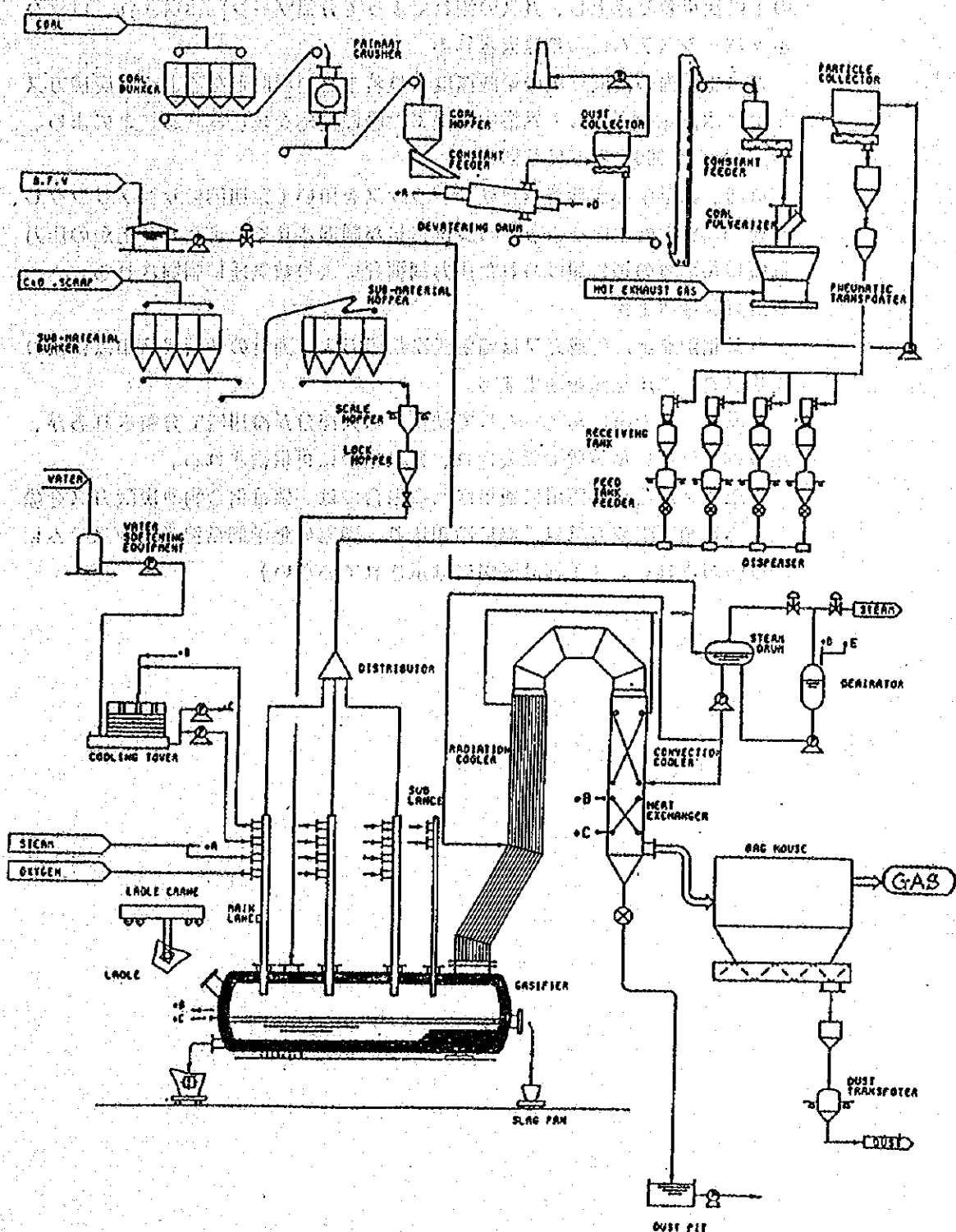
原料の石炭は、第一次クラッシャーで粗粒に粉碎された後、スチームドライヤーに送られ、水蒸気で間接的に加熱されて乾燥される。次に第二次クラッシャーで微粉にまで粉碎されつつ、この間に熱風により全水分含有量が約15%になるまで乾燥される。粉碎・乾燥された石炭は熱風による気流搬送によりサイクロン・バグフィルターで捕集された後、石炭供給設備に送られる。

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. 7-1-10 SIMPLIFIED FLOW DIAGRAM FOR COAL GASIFICATION PLANT
(MOLTEN IRON BATH PROCESS)



iii) ガス化工程

ガス化炉は機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、 $1,400 \sim 1,600^{\circ}\text{C}$ 程度に制御される。

なお、鉄浴中の炭素含有料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の間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。

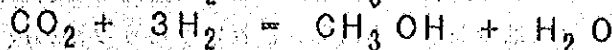
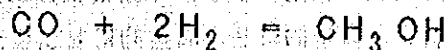
生成ガスが合成反応用に使用される場合には、硫黄化合物や炭酸ガスを除去するため、生成ガスは常温に冷却され、通常の化学的常温脱硫システムにより精製される。（工程計画図には示されていない）

7-2 合成ガス誘導品生産技術

(1) 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発生させて除去する。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年以降の総て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

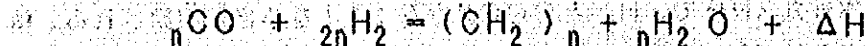
容 量	製品メタノール 5,000T/D
系 列 数	2

最終製品 メタノール 5,000T/D
 ブロックフローシート Fig 7-2-1 参照

(2) 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・ルールケミー法及び流動層式のケロググ法が発明され、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、これはケロググ法の改良型である。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の比の少な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 "

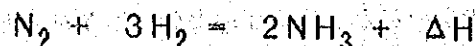
ブロックフローシート Fig 7-2-2 参照

(3) 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

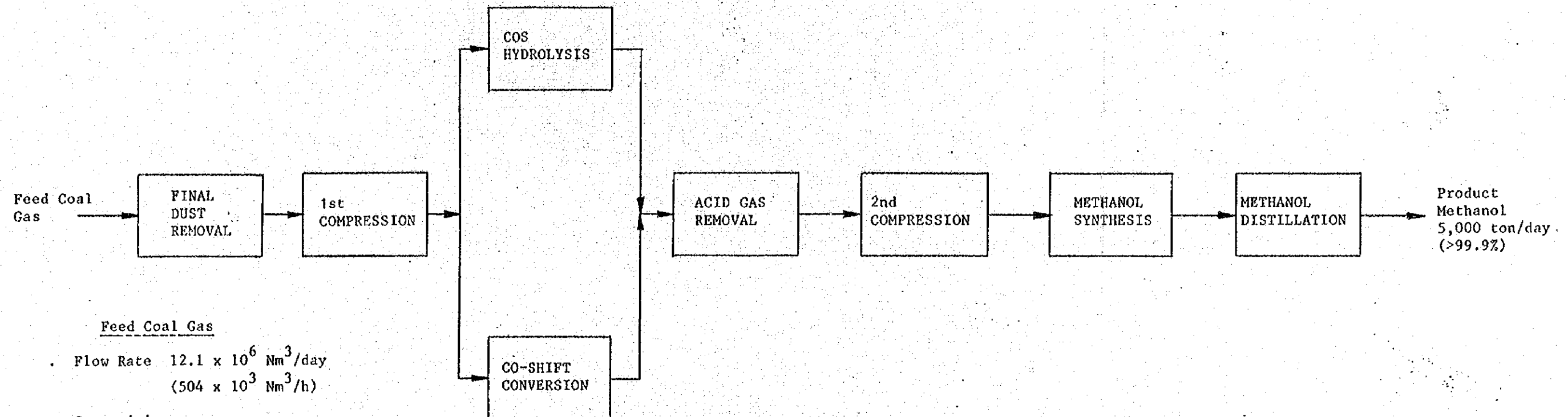


この反応は強い発熱を伴うので、反応器の設計に際しては、反応温度を最適の点に保てる様に充分に注意する必要がある。又、反応率は反応圧力が高くなる程上昇し、反応温度が高くなる程低くなり、1100℃で最小となる。現在の商業化プロセスでは、反応器入口で 230atm、130~140℃の条件となっている。

II) 尿 素

Fig. 7-2-1

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)

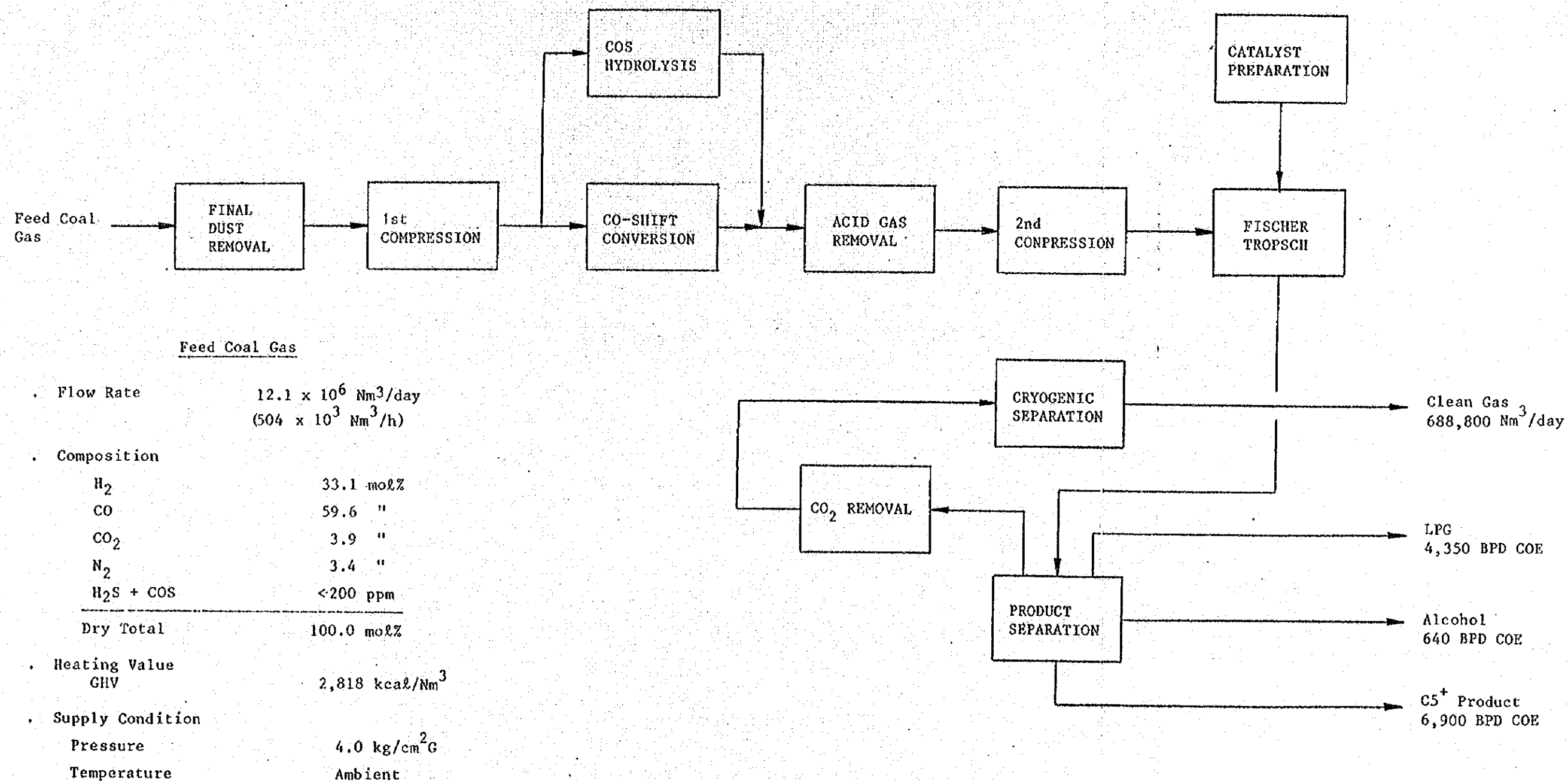
• Supply Condition

Pressure	4.0 kg/cm ² G
Temperature	Ambient

Fig. 7-2-2

BLOCK FLOW DIAGRAM

PRODUCTION OF SYNTHETIC FUEL OIL (F/T PROCESS)



尿素は 170~190 °C、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°C 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

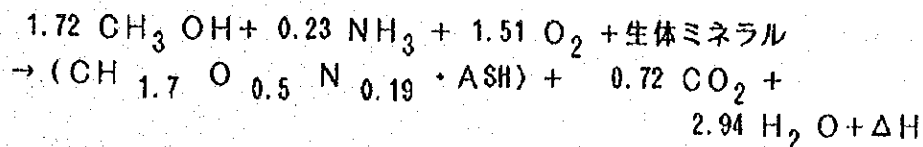
尿 素 1,750T/D

ブロックフローシート Fig 7-2-3 参照

(4) 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酸化菌 (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。

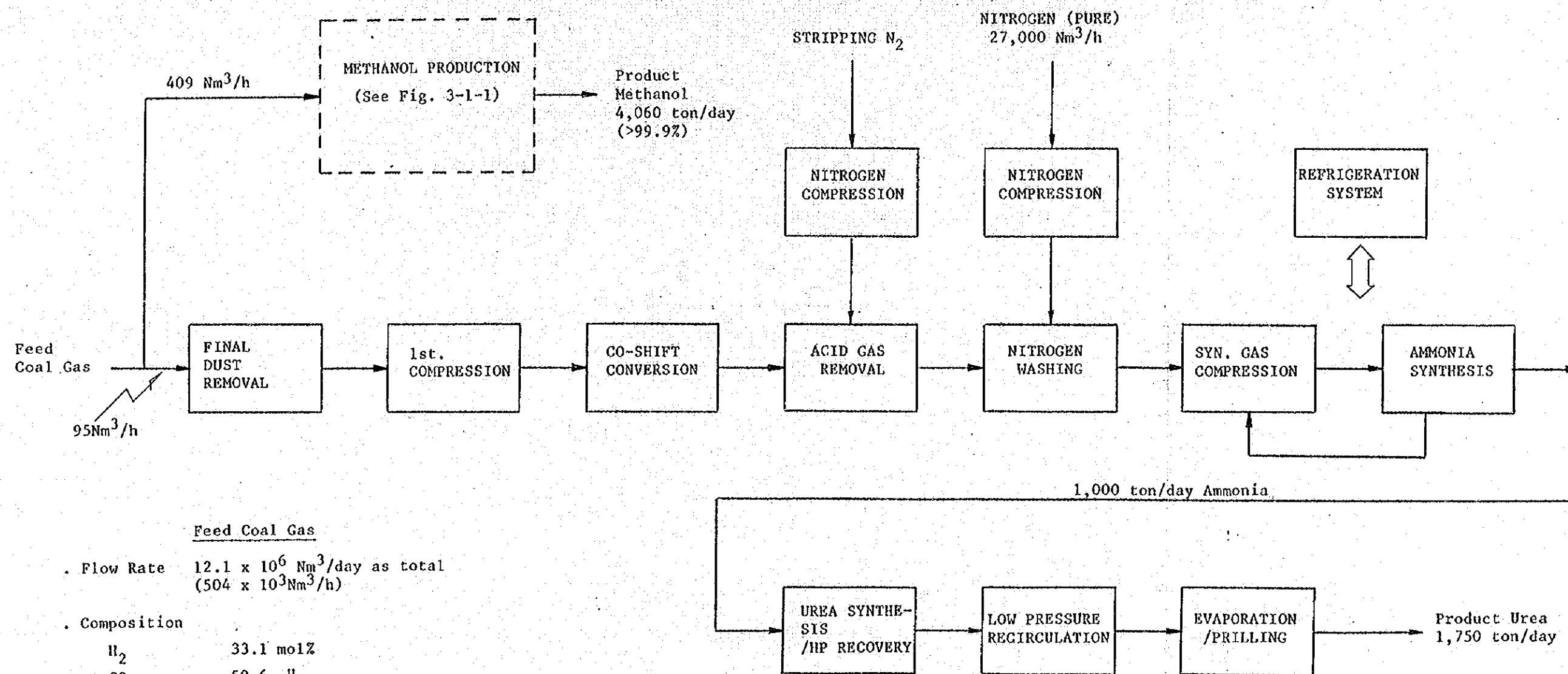


合成蛋白は発酵槽の中で生長するが、この槽の中にはメタノール、酸素、窒素、リン酸、カルシウム、鉄、マグネシウム及びカリウムの様な無機栄養物が加えられる。合成蛋白に含まれる重要な栄養物は次の通りである。

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

Fig. 7-2-3

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 $2,818 \text{ kcal/Nm}^3$

. Supply Condition

Pressure $4.0 \text{ kg/cm}^2\text{G}$
 Temperature ambient

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、リボフラビン、
 フォリックス酸、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

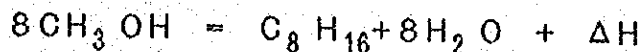
合成蛋白 300T/D

ブロックフローシート： Fig 7-2-4 参照

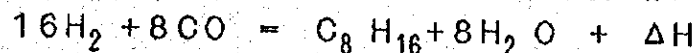
(5) メタノールよりのガソリン生産技術

1) ガソリン生産の化学

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、触媒の開口度を厳重に調整し、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・トロプシュ法に較べ、副産品が少なく、
 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： C_5^+ 13,190 BPD

LPG 2,218 "

ブロックフローシート Fig 7-2-5 参照

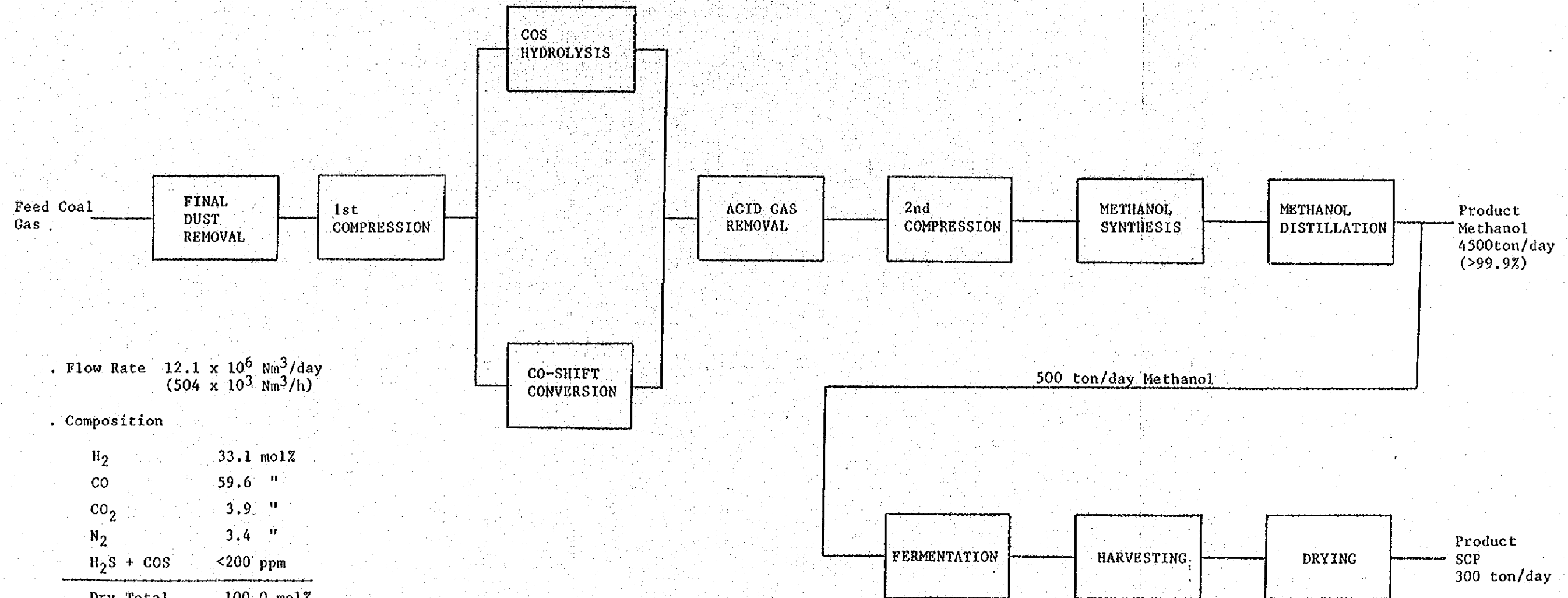
(6) その他

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

Fig. 7-2-4

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 $2,818 \text{ kcal/Nm}^3$
 (GHV)

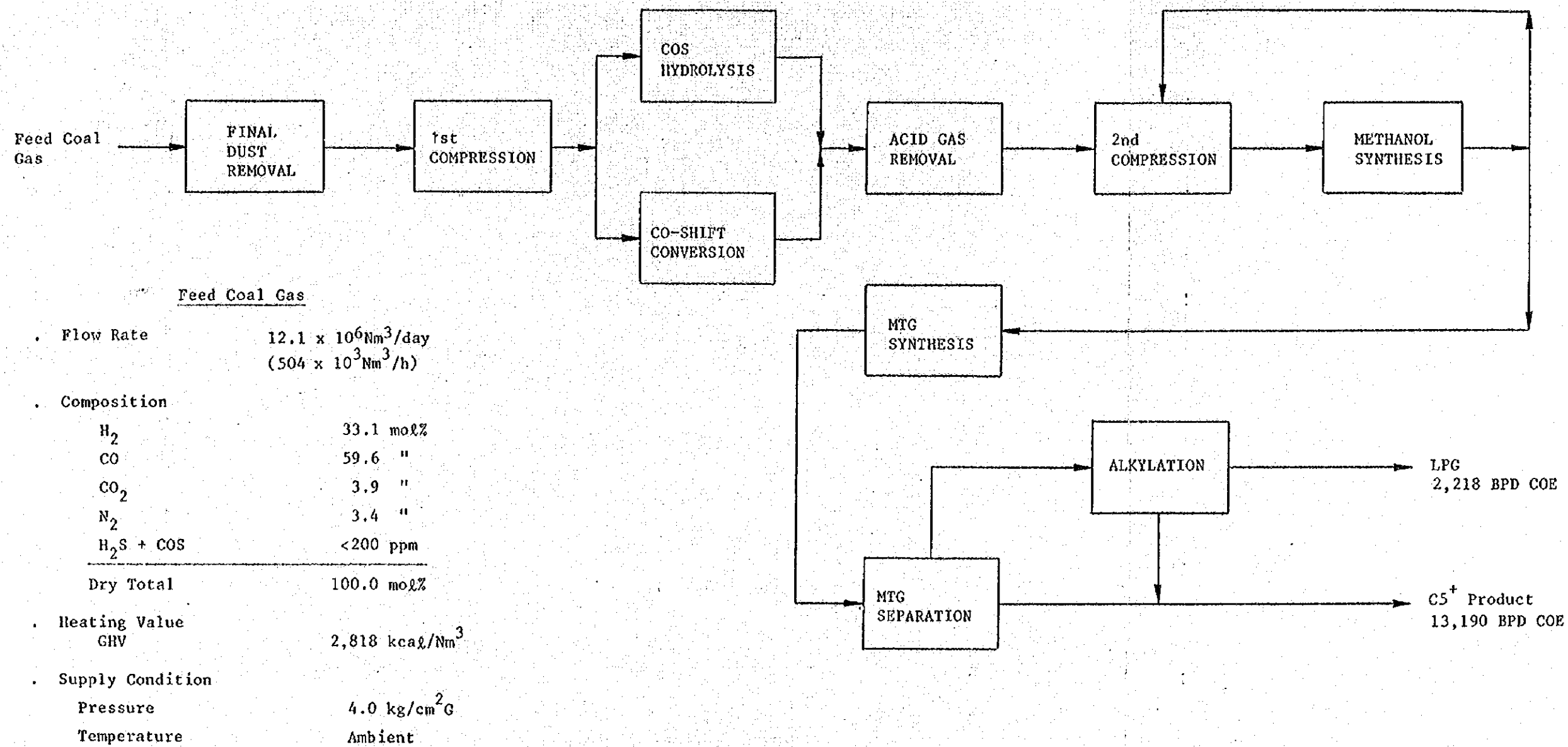
. Supply Condition

Pressure $4.0 \text{ kg/cm}^2\text{G}$
 Temperature Ambient

Fig. 7-2-5

BLOCK FLOW DIAGRAM

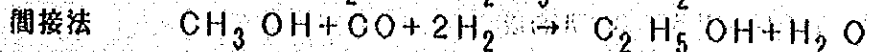
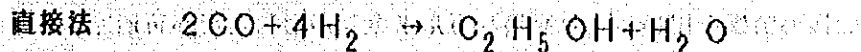
PRODUCTION OF GASOLINE FROM METHANOL



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。

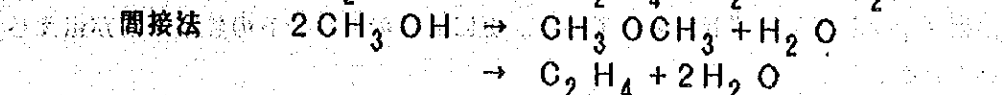
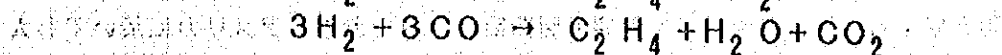
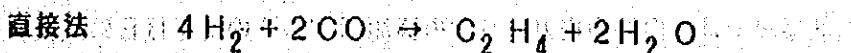


直接法については、ルールケミーとケロック社が1950年代にフィッシャー・トロプシュ型のFe触媒を発表している。最近の研究はロジウム触媒がその中心となっている。

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、ヨード又は麟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。

2) エチレン合成

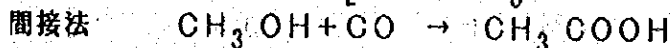
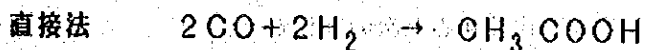
エチレン合成には、合成ガスを直接原料とする直接法と、メタノールを経由する間接法がある。



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。

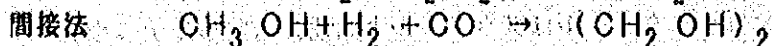
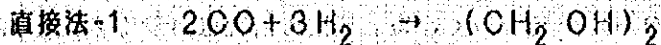


間接法は1960年代のBASF社が初めて商業化したものの、反応圧力が 700 atm と高く、酢酸と一酸化炭素とが存在する腐蝕雰囲気能耐える材料がなかったことで、この方法は広く用いられなかった。1970年代に入り、モンサント社がロジウム触媒を用い、約30atm と低圧で反応させる合成法を発見し、今やこの方法は、今までに広く用いられてきたエチレンを酸化する方法にとって代っている。

他方、直接法はUCCなどで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300atm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。

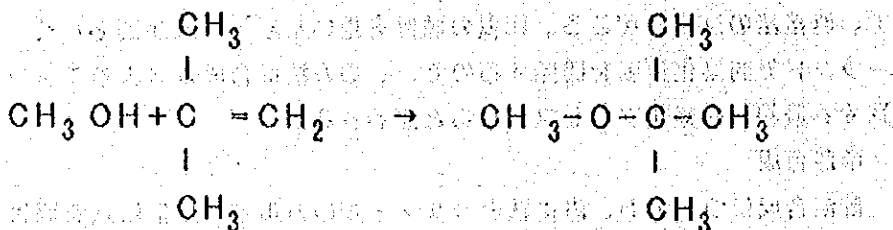
最近、シェブロン社は低温低圧のプロセスの開発に成功したが、未だその経済性は低い。この為エチレングライコールは、現在エチレンオキサイドより作られているので、合成ガスからのルートの開発が期待される。

5) MTBE (メチル・ターシャリー・ブチル・エーテル)の製造

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。



メタノール イソブチレン

MTBE

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。

[illegible][illegible][illegible]

Stacy, A. 1994. *How to Grow a Business*. New York: McGraw-Hill.

9909-10-1

[illegible]

1. *Phragmites australis* (Cav.) Trin. ex Steud.

...and the fact that the *in vitro* and *in vivo* results are in good agreement.

1. 本報告係根據「行政院」及「衛生部」之政策及指示，由本會之「政策研究部」及「社會政策部」共同完成。

100

[illegible]

(1) 1994, 1995, 1996, 1997, 1998, 1999, 2000, 2001, 2002, 2003, 2004, 2005, 2006, 2007, 2008, 2009, 2010, 2011, 2012, 2013, 2014, 2015, 2016, 2017, 2018, 2019, 2020, 2021, 2022, 2023, 2024, 2025, 2026, 2027, 2028, 2029, 2030, 2031, 2032, 2033, 2034, 2035, 2036, 2037, 2038, 2039, 2040, 2041, 2042, 2043, 2044, 2045, 2046, 2047, 2048, 2049, 2050, 2051, 2052, 2053, 2054, 2055, 2056, 2057, 2058, 2059, 2060, 2061, 2062, 2063, 2064, 2065, 2066, 2067, 2068, 2069, 2070, 2071, 2072, 2073, 2074, 2075, 2076, 2077, 2078, 2079, 2080, 2081, 2082, 2083, 2084, 2085, 2086, 2087, 2088, 2089, 2090, 2091, 2092, 2093, 2094, 2095, 2096, 2097, 2098, 2099, 2100, 2101, 2102, 2103, 2104, 2105, 2106, 2107, 2108, 2109, 2110, 2111, 2112, 2113, 2114, 2115, 2116, 2117, 2118, 2119, 2120, 2121, 2122, 2123, 2124, 2125, 2126, 2127, 2128, 2129, 2130, 2131, 2132, 2133, 2134, 2135, 2136, 2137, 2138, 2139, 2140, 2141, 2142, 2143, 2144, 2145, 2146, 2147, 2148, 2149, 2150, 2151, 2152, 2153, 2154, 2155, 2156, 2157, 2158, 2159, 2160, 2161, 2162, 2163, 2164, 2165, 2166, 2167, 2168, 2169, 2170, 2171, 2172, 2173, 2174, 2175, 2176, 2177, 2178, 2179, 2180, 2181, 2182, 2183, 2184, 2185, 2186, 2187, 2188, 2189, 2190, 2191, 2192, 2193, 2194, 2195, 2196, 2197, 2198, 2199, 2200, 2201, 2202, 2203, 2204, 2205, 2206, 2207, 2208, 2209, 2210, 2211, 2212, 2213, 2214, 2215, 2216, 2217, 2218, 2219, 2220, 2221, 2222, 2223, 2224, 2225, 2226, 2227, 2228, 2229, 2230, 2231, 2232, 2233, 2234, 2235, 2236, 2237, 2238, 2239, 2240, 2241, 2242, 2243, 2244, 2245, 2246, 2247, 2248, 2249, 2250, 2251, 2252, 2253, 2254, 2255, 2256, 2257, 2258, 2259, 2260, 2261, 2262, 2263, 2264, 2265, 2266, 2267, 2268, 2269, 2270, 2271, 2272, 2273, 2274, 2275, 2276, 2277, 2278, 2279, 2280, 2281, 2282, 2283, 2284, 2285, 2286, 2287, 2288, 2289, 2290, 2291, 2292, 2293, 2294, 2295, 2296, 2297, 2298, 2299, 2300, 2301, 2302, 2303, 2304, 2305, 2306, 2307, 2308, 2309, 2310, 2311, 2312, 2313, 2314, 2315, 2316, 2317, 2318, 2319, 2320, 2321, 2322, 2323, 2324, 2325, 2326, 2327, 2328, 2329, 2330, 2331, 2332, 2333, 2334, 2335, 2336, 2337, 2338, 2339, 2340, 2341, 2342, 2343, 2344, 2345, 2346, 2347, 2348, 2349, 2350, 2351, 2352, 2353, 2354, 2355, 2356, 2357, 2358, 2359, 2360, 2361, 2362, 2363, 2364, 2365, 2366, 2367, 2368, 2369, 2370, 2371, 2372, 2373, 2374, 2375, 2376, 2377, 2378, 2379, 2380, 2381, 2382, 2383, 2384, 2385, 2386, 2387, 2388, 2389, 2390, 2391, 2392, 2393, 2394, 2395, 2396, 2397, 2398, 2399, 2400, 2401, 2402, 2403, 2404, 2405, 2406, 2407, 2408, 2409, 2410, 2411, 2412, 2413, 2414, 2415, 2416, 2417, 2418, 2419, 2420, 2421, 2422, 2423, 2424, 2425, 2426, 2427, 2428, 2429, 2430, 2431, 2432, 2433, 2434, 2435, 2436, 2437, 2438, 2439, 2440, 2441, 2442, 2443, 2444, 2445, 2446, 2447, 2448, 2449, 2450, 2451, 2452, 2453, 2454, 2455, 2456, 2457, 2458, 2459, 2460, 2461, 2462, 2463, 2464, 2465, 2466, 2467, 2468, 2469, 2470, 2471, 2472, 2473, 2474, 2475, 2476, 2477, 2478, 2479, 2480, 2481, 2482, 2483, 2484, 2485, 2486, 2487, 2488, 2489, 2490, 2491, 2492, 2493, 2494, 2495, 2496, 2497, 2498, 2499, 2500, 2501, 2502, 2503, 2504, 2505, 2506, 2507, 2508, 2509, 2510, 2511, 2512, 2513, 2514, 2515, 2516, 2517, 2518, 2519, 2520, 2521, 2522, 2523, 2524, 2525, 2526, 2527, 2528, 2529, 2530, 2531, 2532, 2533, 2534, 2535, 2536, 2537, 2538, 2539, 2540, 2541, 2542, 2543, 2544, 2545, 2546, 2547, 2548, 2549, 2550, 2551, 2552, 2553, 2554, 2555, 2556, 2557, 2558, 2559, 2560, 2561, 2562, 2563, 2564, 2565, 2566, 2567, 2568, 2569, 2570, 2571, 2572, 2573, 2574, 2575, 2576, 2577, 2578, 2579, 2580, 2581, 2582, 2583, 2584, 2585, 2586, 2587, 2588, 2589, 2590, 2591, 2592, 2593, 2594, 2595, 2596, 2597, 2598, 2599, 2600, 2601, 2602, 2603, 2604, 2605, 2606, 2607, 2608, 2609, 2610, 2611, 2612, 2613, 2614, 2615, 2616, 2617, 2618, 2619, 2620, 2621, 2622, 2623, 2624, 2625, 2626, 2627, 2628, 2629, 2630, 2631, 2632, 2633, 2634, 2635, 2636, 2637, 2638, 2639, 2640, 2641, 2642, 2643, 2644, 2645, 2646, 2647, 2648, 2649, 2650, 2651, 2652, 2653, 2654, 2655, 2656, 2657, 2658, 2659, 2660, 2661, 2662, 2663, 2664, 2665, 2666, 2667, 2668, 2669, 2670, 2671, 2672, 2673, 2674, 2675,

1. 本會對於本會之組織、章程、業務、經費、及其他一切事項，均得隨時派員查核，並得隨時向本會索取一切文件及資料。

Circumstance	All respondents (%)	Men (%)	Women (%)
If someone is attacking you	~85	~85	~85
If someone is threatening you	~75	~75	~75
If someone is harassing you	~65	~65	~65
If someone is insulting you	~45	~45	~45
If someone is annoying you	~25	~25	~25

7-3 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。

Fig7-3-1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セン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インドボックスから、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。(Fig7-3-2)

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送入される。

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。(Fig7-3-3)

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。(Fig7-3-4)

iv) スプレッターストーカ法

当法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り連続的に燃焼中の石炭の上に供給される。

(Fig7-3-5)

FIG. 7-3-1 CONVENTIONAL COAL-FIRING SYSTEM

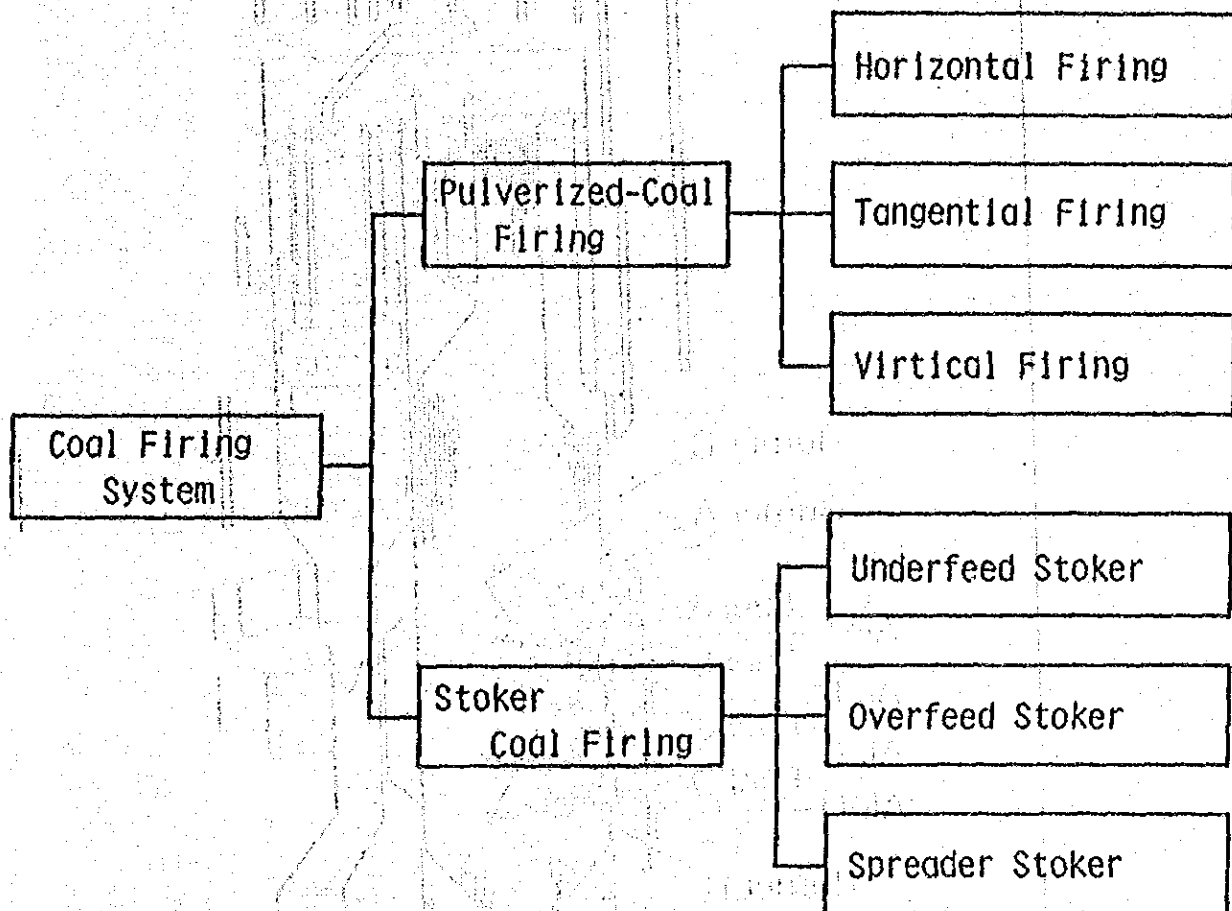


Fig. 7-3-2 HORIZONTALLY FIRED SYSTEM,
(SIDE VIEW)

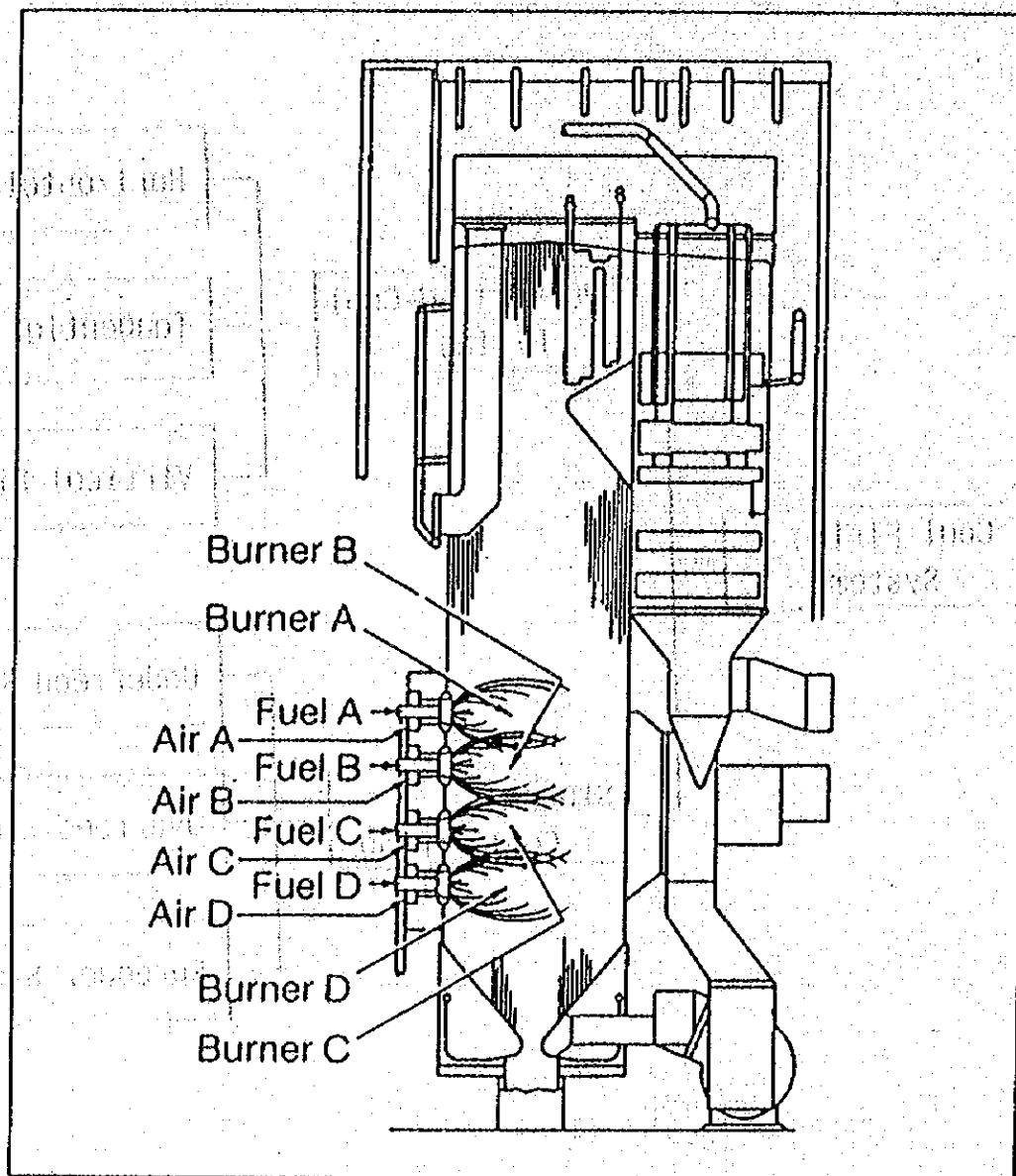


Fig. 7-3-3 (TANGENTIALLY FIRED SYSTEM
(PLAN VIEW))

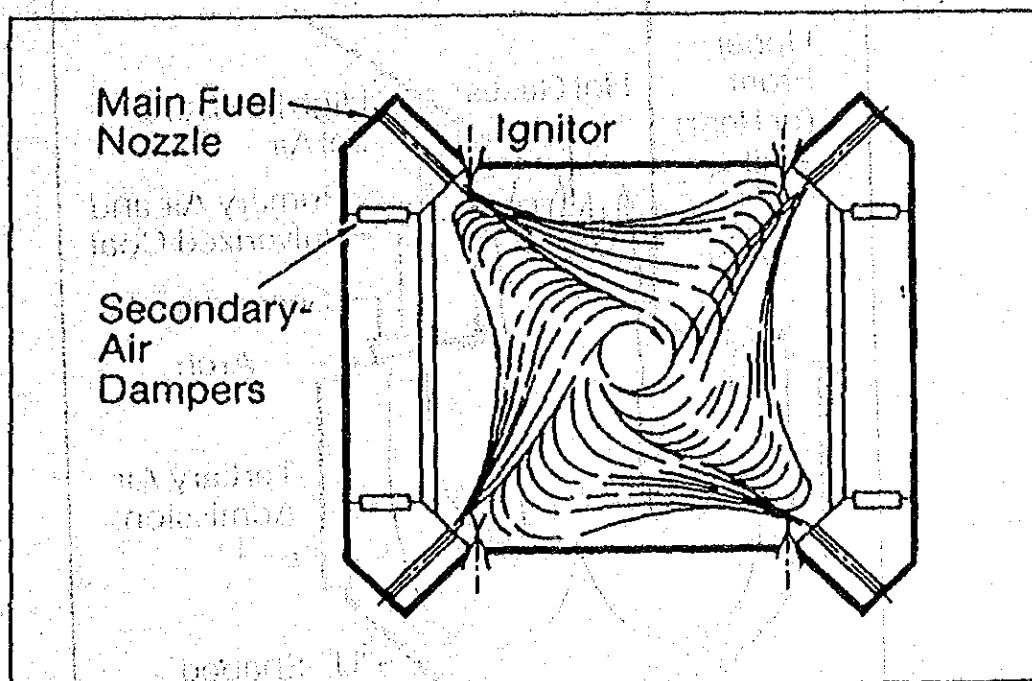


Fig. 7-3-4 VERTICALLY FIRED SYSTEM

(SIDE VIEW)

(WALL)

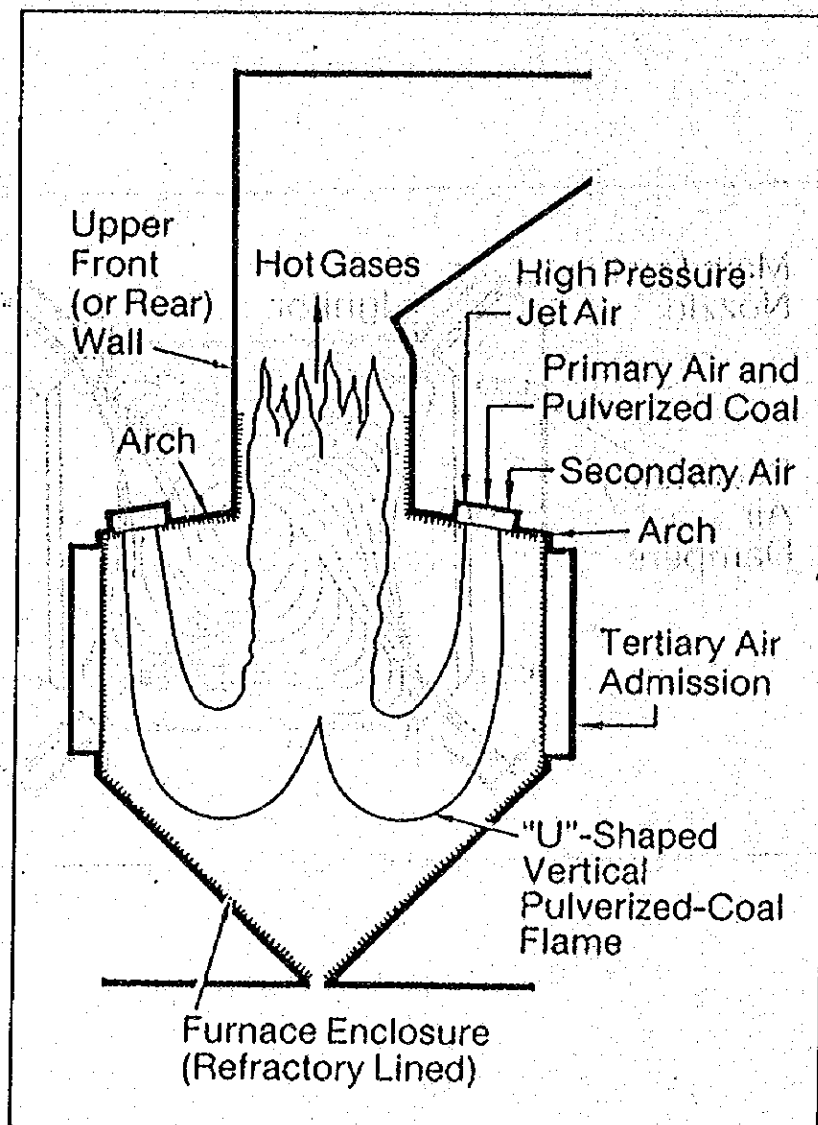
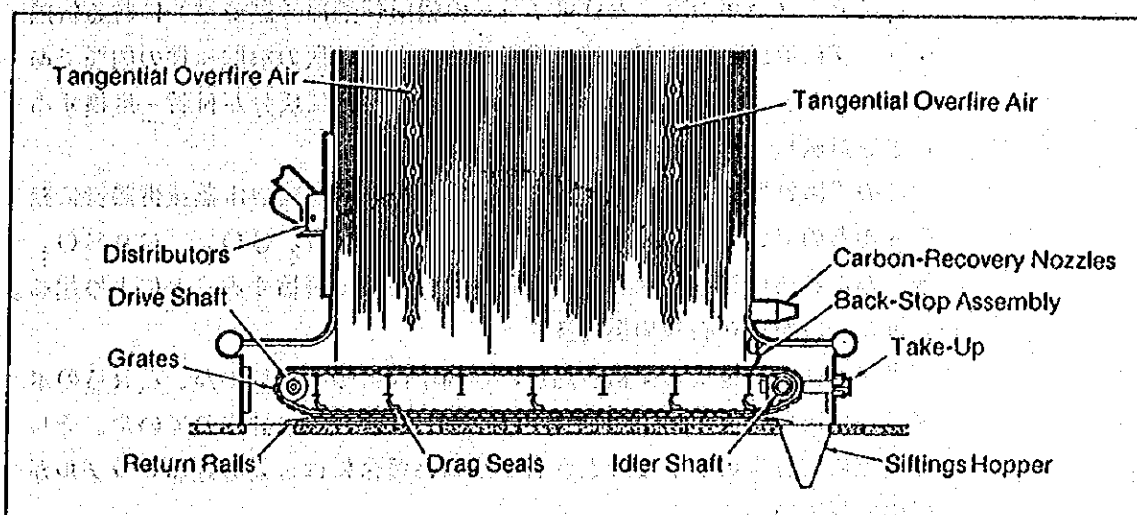


Fig. 7-3-5
SPREADER STOKER,
CONTINUOUS ASH DISCHARGE GRATE



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」である報告されている。Table 7-3-1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、6-1-(2)で示したTable 6-1-9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。

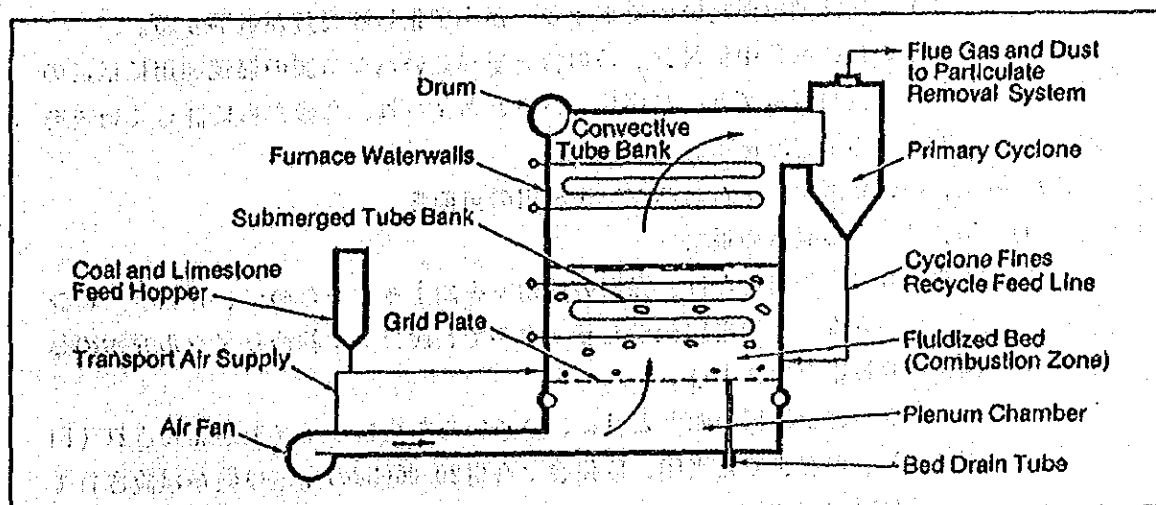
このような状況から、米国では Na_2O 含有量10%がボイラー設計の実質的な上限と考えられている。

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。

ASH ANALYSIS OF INDONESIAN COALS

	<u>Air Laya</u>	<u>Banko</u>	(% wt)
SiO_2	59.4	20.0	61.0
Al_2O_3	24.7	19.0	41.0
Fe_2O_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_2O	2.5	0.2	20.0
K_2O	0.5	0.2	0.6
Mn_3O_4	-	0.04	0.79
P_2O_5	0.4	0.04	0.79
SO_3	2.3	0.58	13.0

Fig. 7-3-6

SCHEMATIC DIAGRAM OF
FLUIDIZED-BED-COMBUSTION BOILER

- 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%を越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。

(11) 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。（Fig7-3-6）

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、灰分溶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）伝熱効率が高いので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

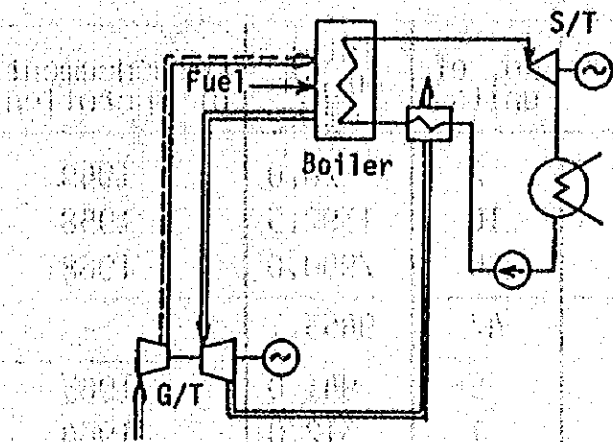
複合サイクル発電とは、発電の熱効率を向上させるために、ガスタービンとスチームタービンを組合せたサイクルで石炭ガス化複合サイクル発電の基礎をなす技術と書えよう。

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（Fig7-3-7）、現在までに米国、欧州等で合併20,000kWの発電設備が建設されている（Table7-3-2）。

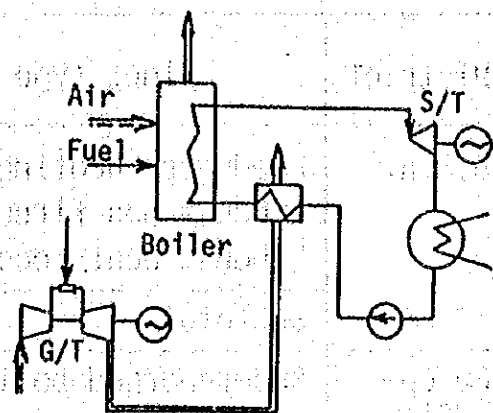
Fig. 7-3-7

TYPE OF COMBINED-CYCLE PLANT

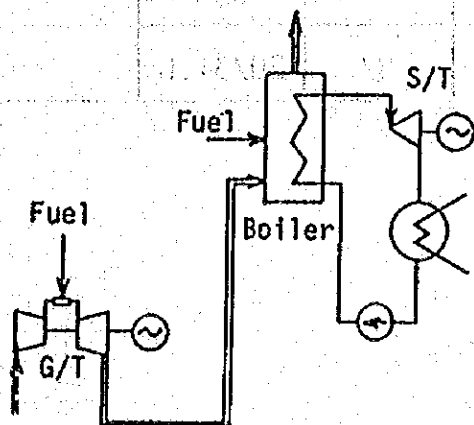
SUPERCHARGED BOILER CYCLE



SIMPLE FEED WATER HEATING CYCLE



EXHAUST GAS FIRING CYCLE



EXHAUST GAS HEAT RECOVERY CYCLE

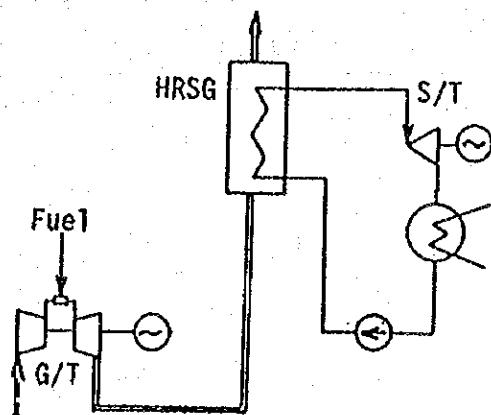


Table 7-3-2 WORLD-WIDE COMBINED-CYCLE POWER PLANT INSTALLATIONS

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。（Table7-3-3）

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

発電の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合せた燃焼・発電方法といえよう。Fig7-3-8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（第1段燃焼）、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（第2段燃焼）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。

Fig7-3-9は、アメリカで建設が取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。

当計画では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熱効率は37～38%程度と予想され、一般の直接燃焼方式と同程度であるが、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。

Table7-3-4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

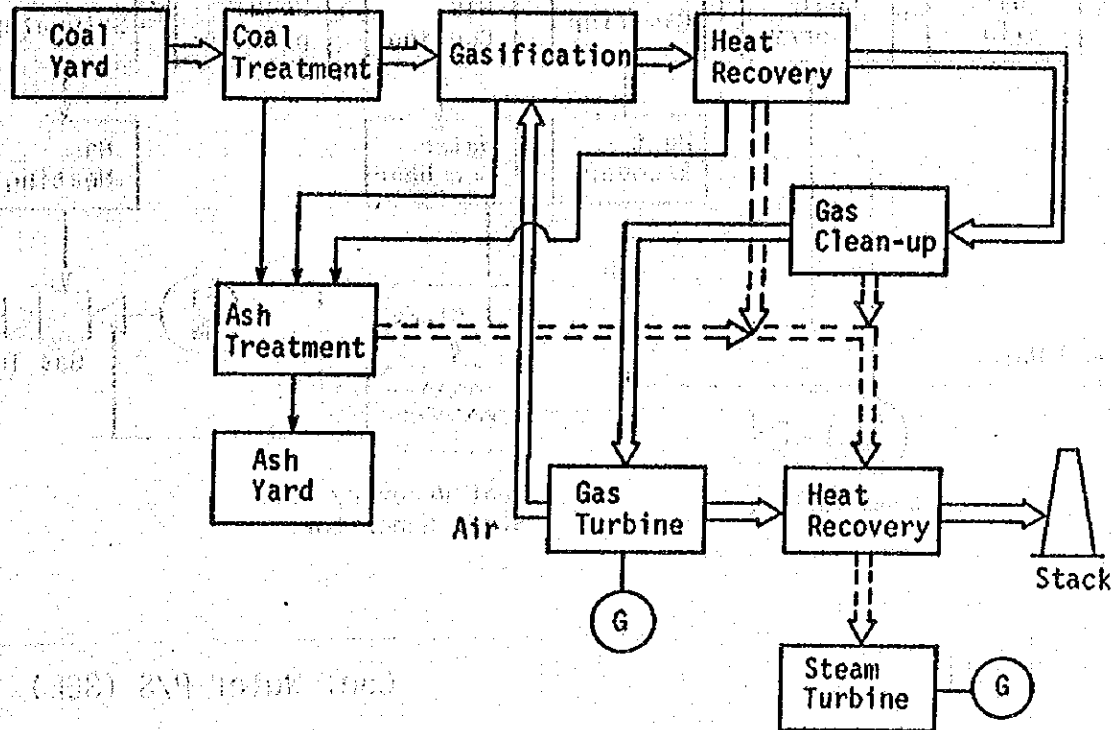
Table 7-3-3 COMBINED-CYCLE POWER PLANT IN JAPAN

<Exhaust Gas Heat Recovery Cycle>

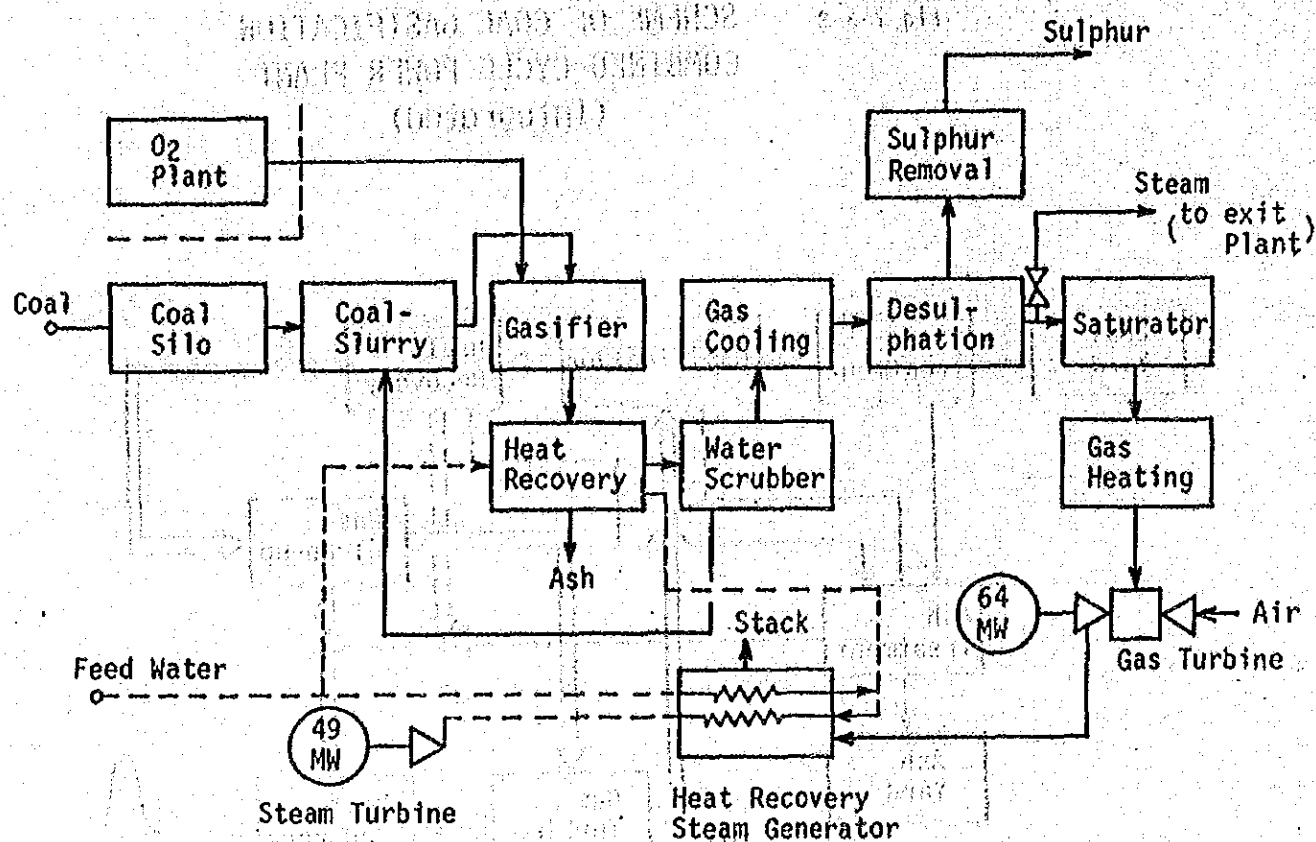
CLIENT	PLANT OUTPUT	FUEL	COMMISSIONING
JAPAN NATIONAL RAILROAD CO. KAWASAKI P/S	140 MW	DISTILLATE OIL	1981.3
NIPPON STEEL CO. KAMAISHI WORKS	25 MW	BFG, COG	1982.2
TOHOKU ELECTRIC POWER CO. HIGASHI NIIGATA P/S	1,090 MW	LNG	1984.12/1985.10
TOKYO ELECTRIC POWER CO. FUTTSU P/S	1,000 MW 1,000 MW	LNG LNG	1985.9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

Fig. 7-3-8

SCHEME OF COAL GASIFICATION COMBINED-CYCLE POWER PLANT (Integrated)



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 7-3-4

OUTLINE OF EXPECTED COAL GASIFICATION
COMBINED-CYCLE POWER PLANT

	300 MW Class	1,000 MW Class
Ambient Temperature	15 °C	
Barometric Pressure	760 mmHg	
Gas Turbine	1,300 °C Class	
Clean-up System	Dry Clean-up	
Coal Feed	82 t/h	328 t/h
(HHV)	6,300 kcal/kg	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.7-3-10(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。

Table7-3-5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。

3) 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1100℃程度の灰分非溶融式の流動層ガス化炉が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進中のCGCC技術の研究成果と山元発電所から消費地までの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. 7-3-10

THERMAL EFFICIENCY OF COAL GASIFICATION COMBINED-CYCLE

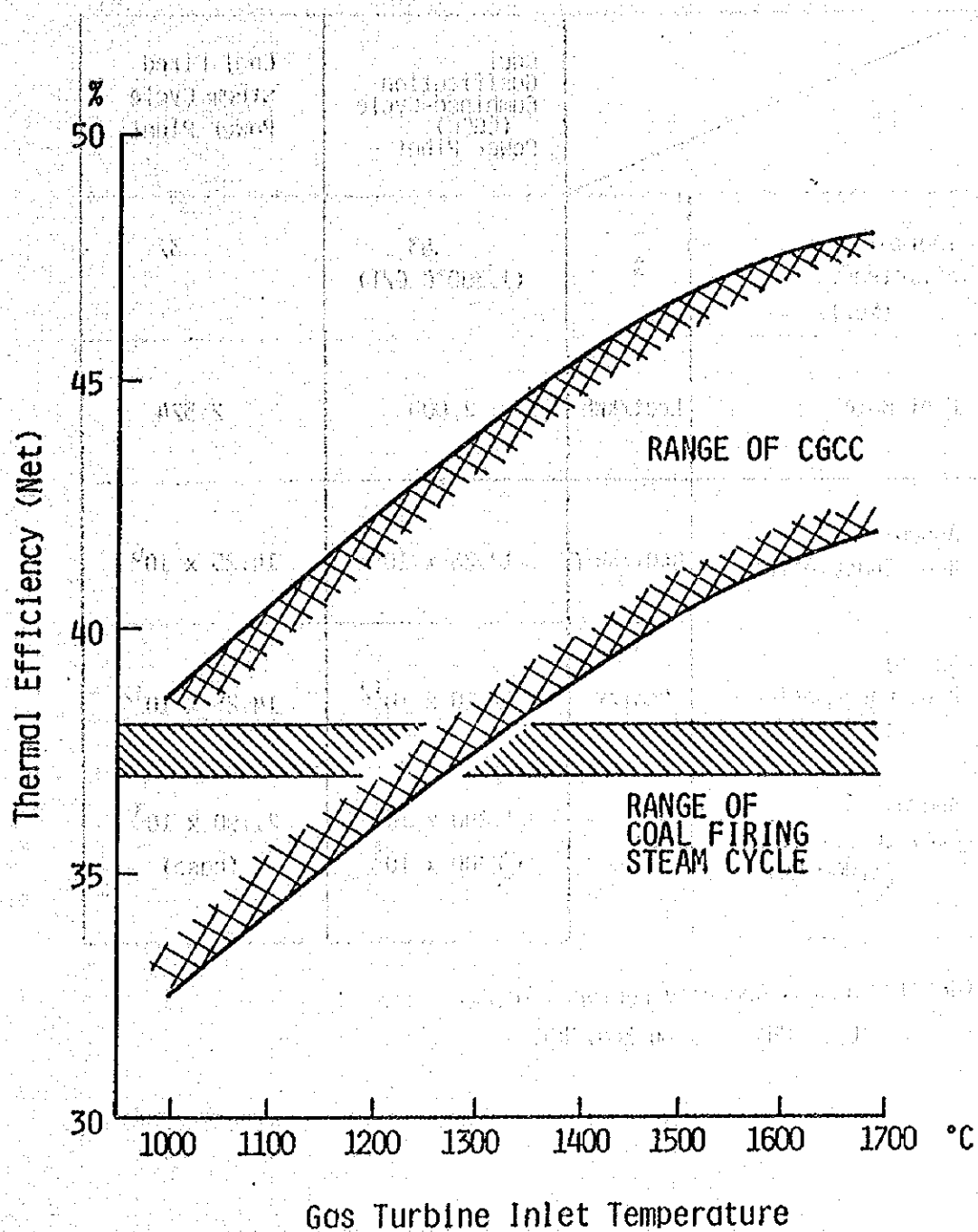


Table 7-3-5 THERMAL EFFICIENCY AND ANNUAL COAL CONSUMPTION

		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	$1,890 \times 10^3$ $\ominus 300 \times 10^3$	$2,190 \times 10^3$ (base)

(Note) Annual Capacity Factor = 70 %
Coal HHV = 6,500 kcal/kg

7-4 メタノール・エンジン技術

(1) 内燃機関用燃料としてのメタノールの特性

現在使われている内燃機関は次の3つに分類される。

ーガソリン・エンジン（オットー・サイクル）

ーディーゼル・エンジン（サバテ・サイクル）

ーガス・タービン（ブレイトン・サイクル）

Fig. 7-4-1 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。

ー熱効率…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。

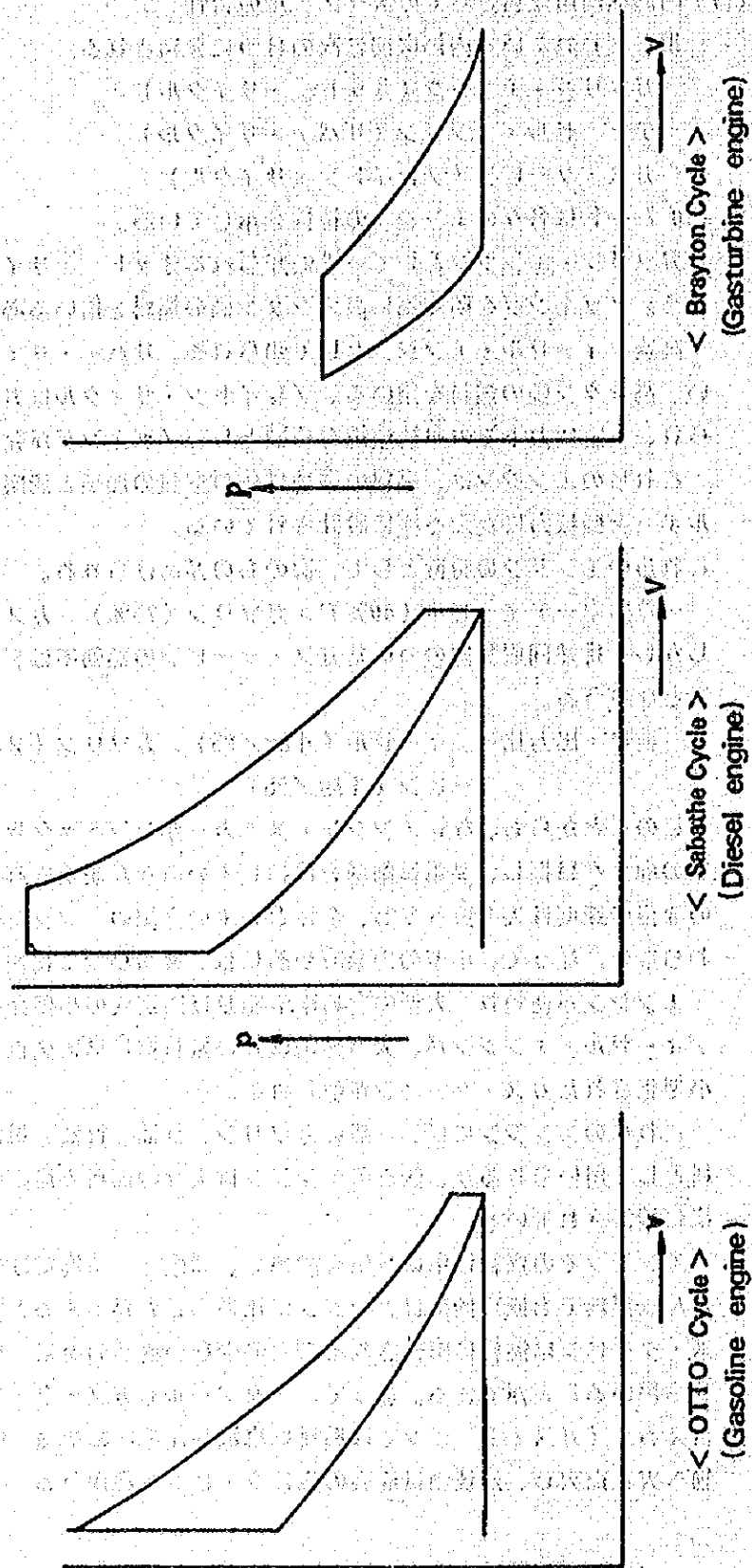
ー重量・出力比…ディーゼル（4 kg/PS）>ガソリン（2 kg/PS）>ガス・タービン（1 kg/PS）

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 7-4-f 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。

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

このうち第3、4及び5項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 7-4-1 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高いオクタン価に於いて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 7-4-1 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_3OH	$\text{C}_8\text{H}_{12} \sim \text{C}_9\text{H}_{20}$	—	$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	—	
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 7-4-1 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、キャブレ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 7-4-1 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 7-4-2 参照)

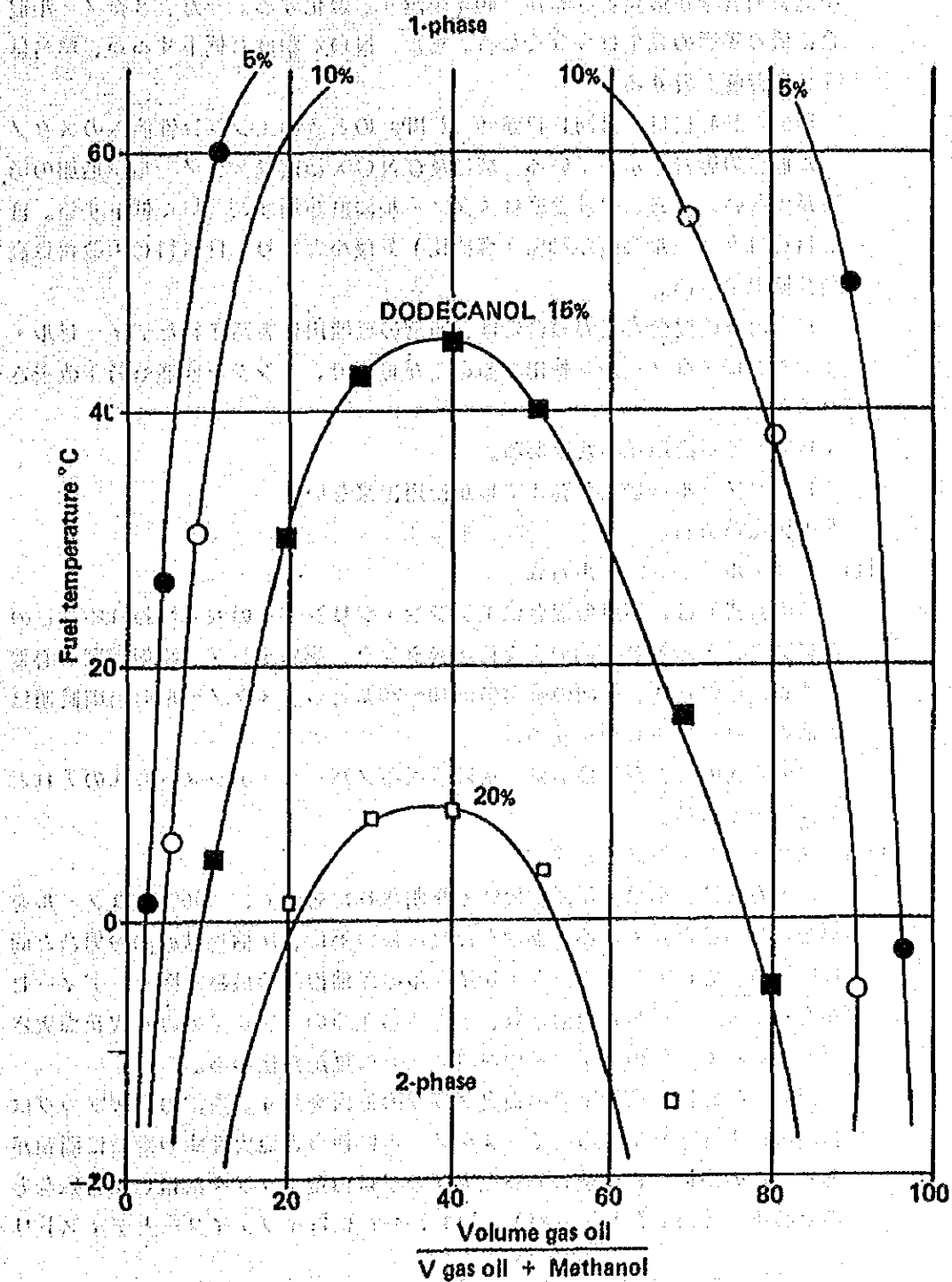
i) 混合方式

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 7-4-2 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 7-4-2 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 7-4-2 Solubility Ratio of Methanol in Diesel Fuel



%へ増加する。

Fig 7-4-3 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%を越すと悪化する。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1dB程度上昇する。

Fig 7-4-4 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 7-4-5 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 7-4-6 参照) Fig 7-4-7 にはイグナイターとディストリ

Fig 7-4-3 A Comparison of the Engine Performance with Methanol - Gas Oil Blends and with Gas Oil.

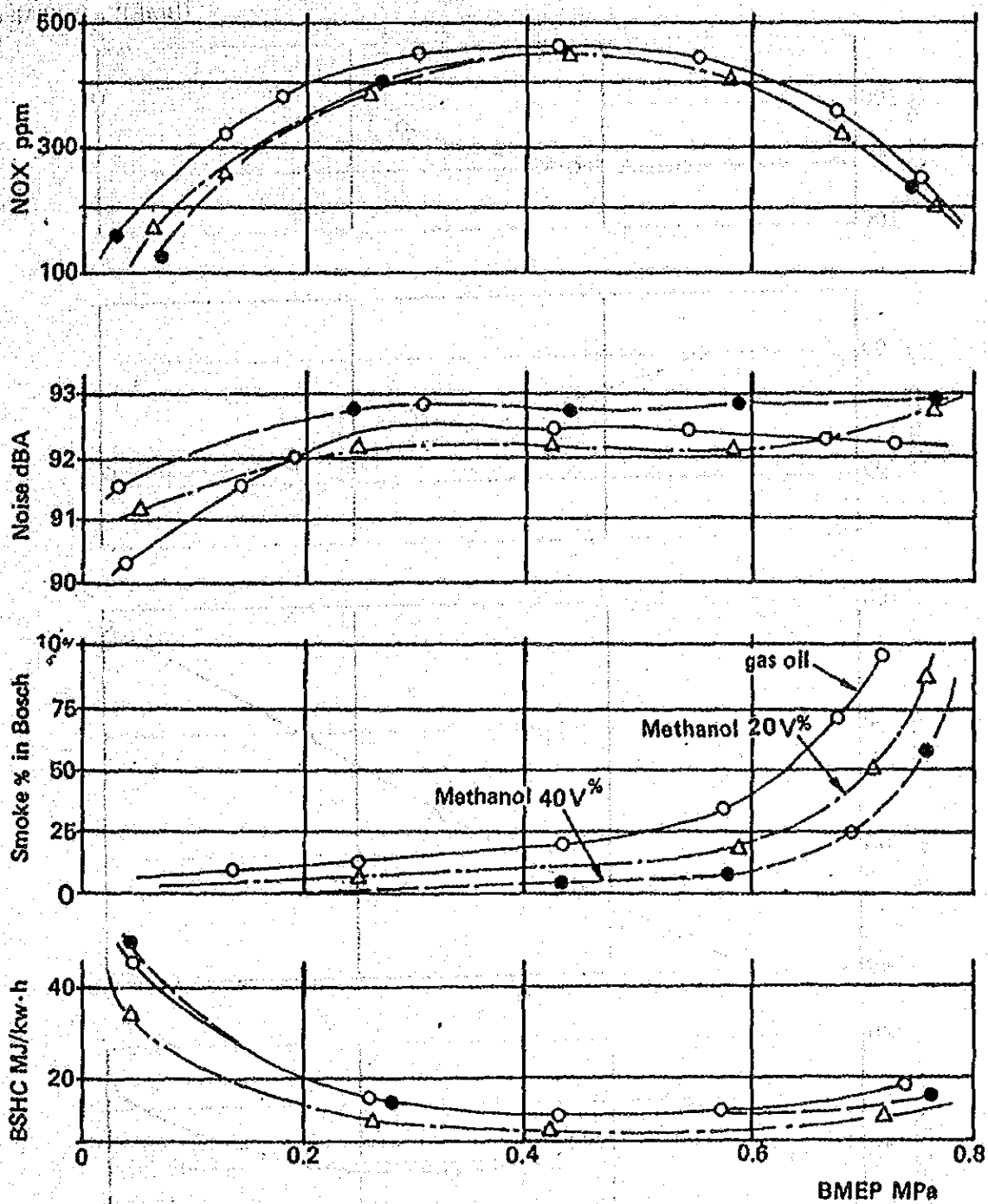
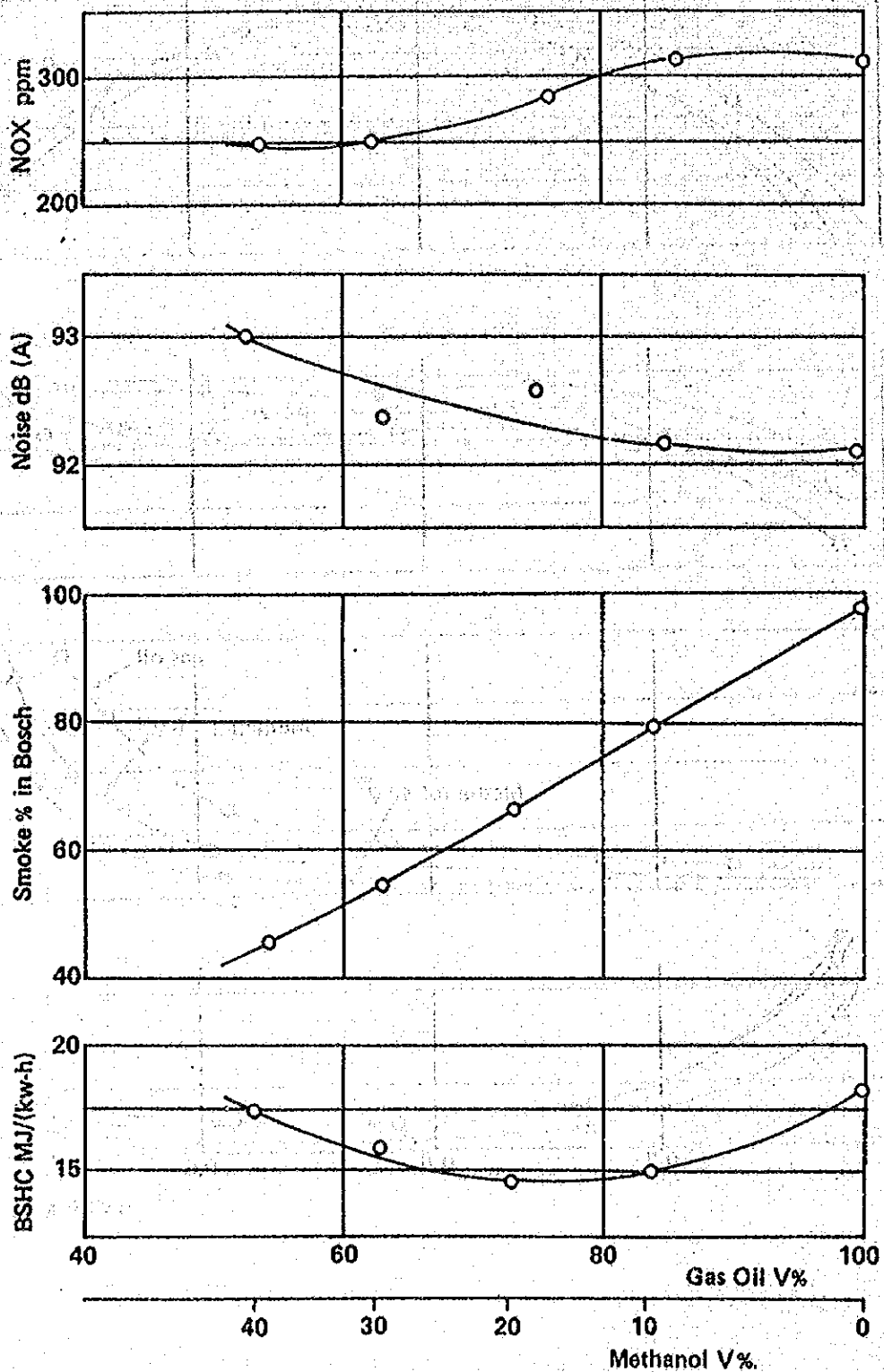


Fig 7-4-4 Changes in Engine Performance for Different Methanol (Gas Oil) Mixing Ratios
(BMEP = 0,72 MPa)



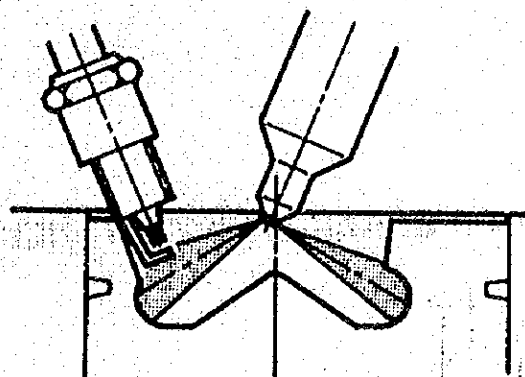


Fig 7-4-5 **Schematic of spark plug installation**

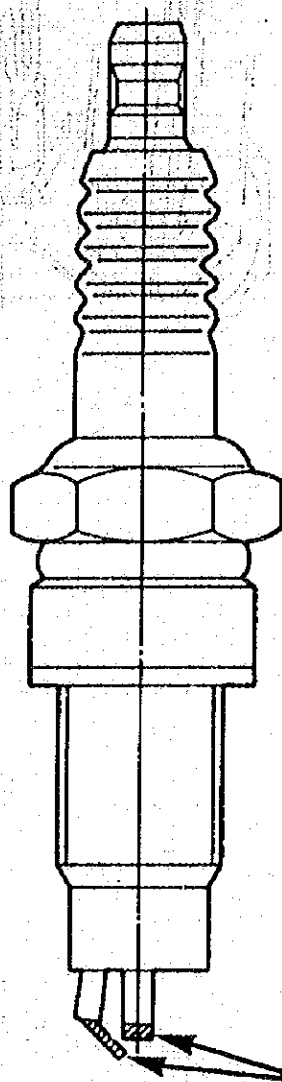
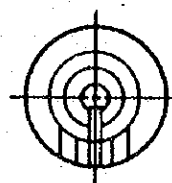
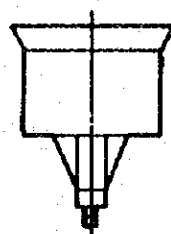
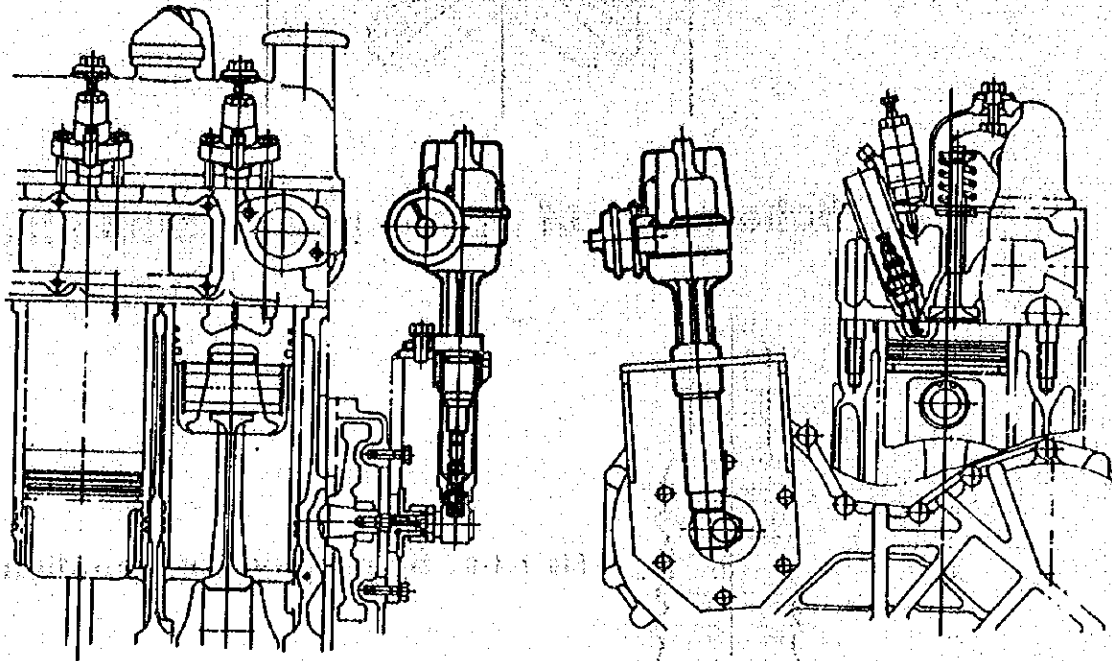


Fig 7-4-6 **Spark plug configuration**



白金チップ

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



ビューターを示す。

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 7-4-3 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。

次にこの方法での実験結果について述べる。

a) 過給機付スパーク・アシスト・ディーゼル・エンジン

Table 7-4-4 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。

a-1) 燃料消費量

Fig 7-4-8 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 (g/PS.H) である。最小燃料消費量は1800RPM で 300 g/PS.H である。軽油の場合は、 $150 \sim 160 \text{ g/PS.H}$ 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 7-4-9 に示す様に熱効率は軽油の場合と殆々同様である。

a-2) 排 気

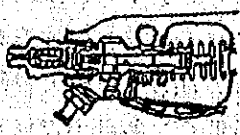
Fig 7-4-10 に NO_x マップを示すが、最大PMEに於いて、最大値 500 ppm となっている。Fig 7-4-11 にはHCマップを、Fig 7-4-12 にはCOマップを示す。

Table 7-4-5 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 g/PS.H 、排気色: ボッシュ指数 2.4 、排気温度: 560°C であり、又最大トルク: $37.6 \text{ Kg-m/1,400 RPM}$ 、のとき、燃料消費量: 168 g/PS.H 、排気色: ボッシュ指数 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 7-4-5 に示す。それによると $\text{NO}_x + \text{HC}$ は 6 g/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 秒及びボッシュ指数 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/PS.H であった (軽油換算 184 g/PS.H)。熱効率は軽油の場合と殆々同

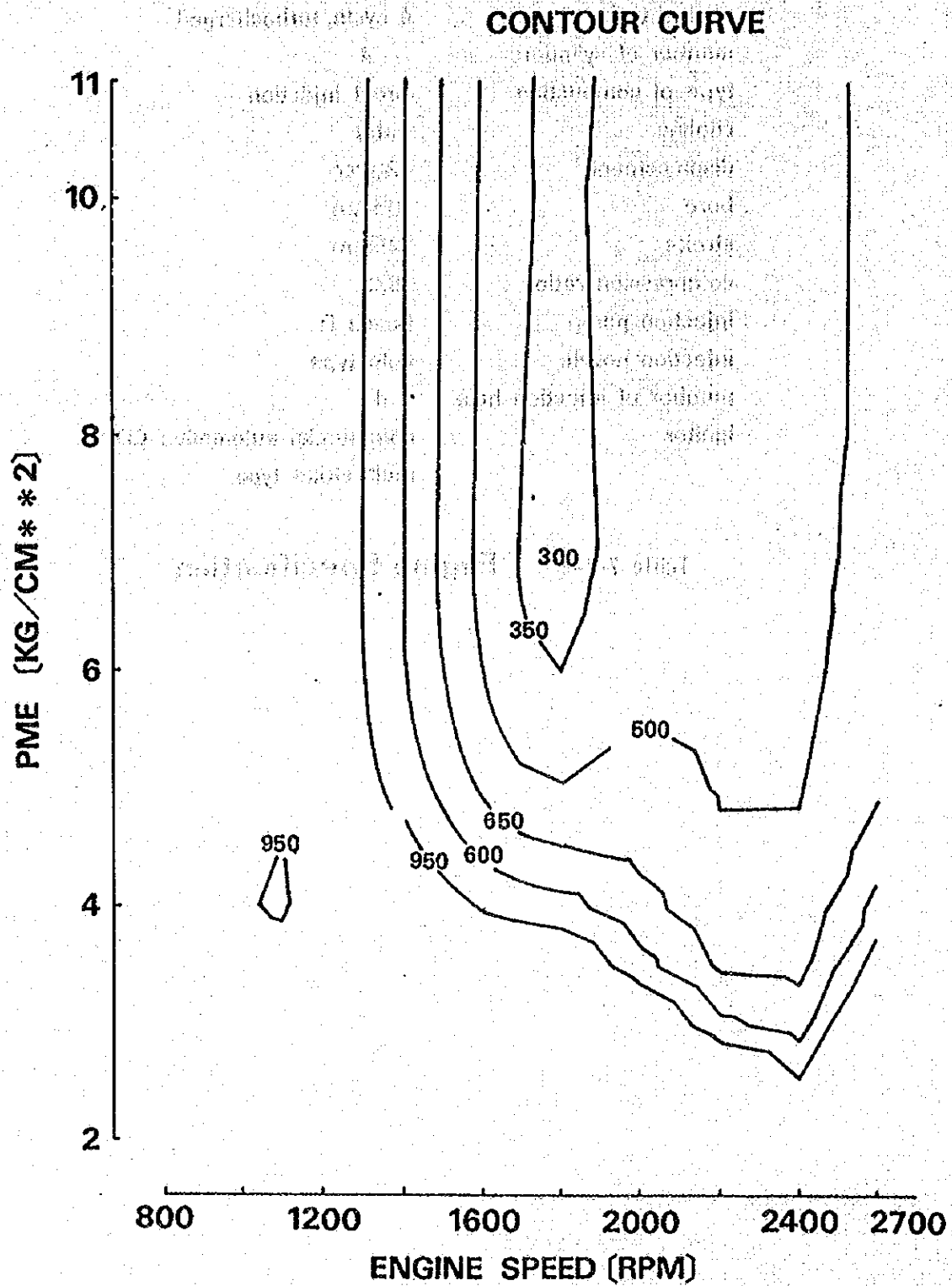
Table 7-4-3 FMEA of Fuel Injection System for Methanol Fuel

Fuel Properties		Failure Modes	Counter Measures
Viscosity	Methanol 0.7 cst Diesel fuel 2.3 cst	Seizure of fuel system	Pressure lubrication → (Multi fuel type injection pump) of fuel pump 
Low specific gravity Low heating value (Kcal/kg)	Methanol 0.76 Diesel fuel 0.83 Methanol 4800 Diesel fuel 103200	Injection quantity is too small in weight to get same power as that by diesel fuel	Bigger injection pump → (A Type → P Type)
Corrosion erosion	$\text{CH}_3\text{OH} \rightarrow \text{HCOOH}$ Strong affinity with water	Corrosion erosion oxidation	▪ Rubber hose → Nitric type rubber hose ▪ Steel pipe → Stainless steel pipe ▪ Steel fabricated tank → Ni-plating

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 7-4-4 Engine Specification

Fig 7-4-8 S4D105 METHANOL BSFC (G/PSH)



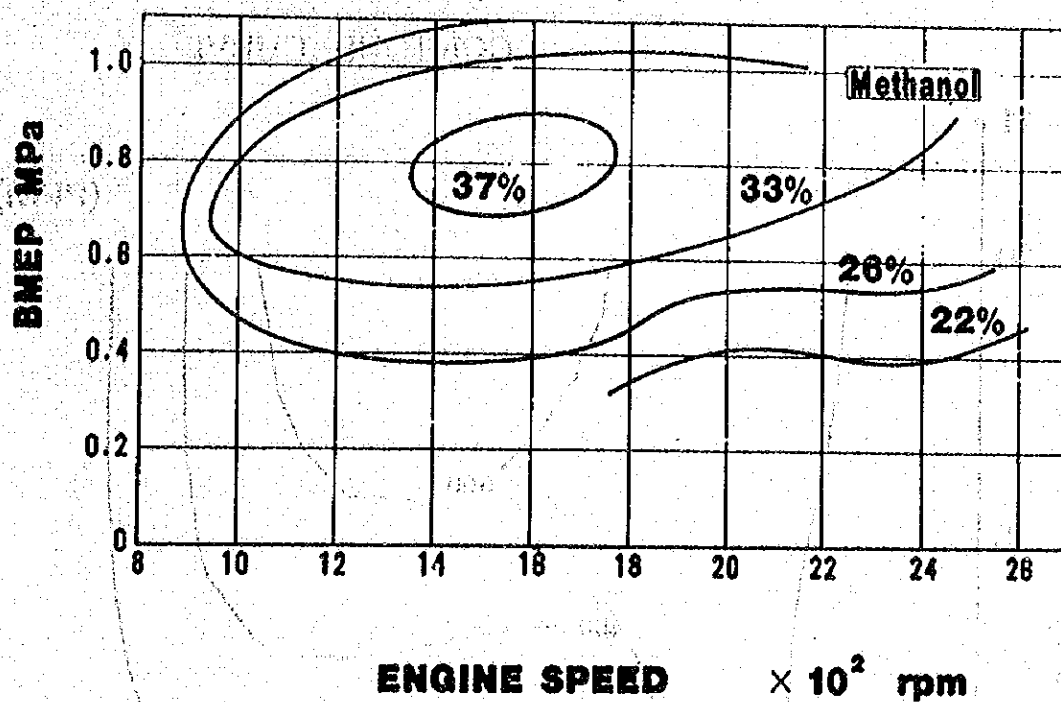


Fig 7-4-9 Brake thermal efficiency with neat methanol

Fig 7-4-10 S4D105 METHANOL NOX

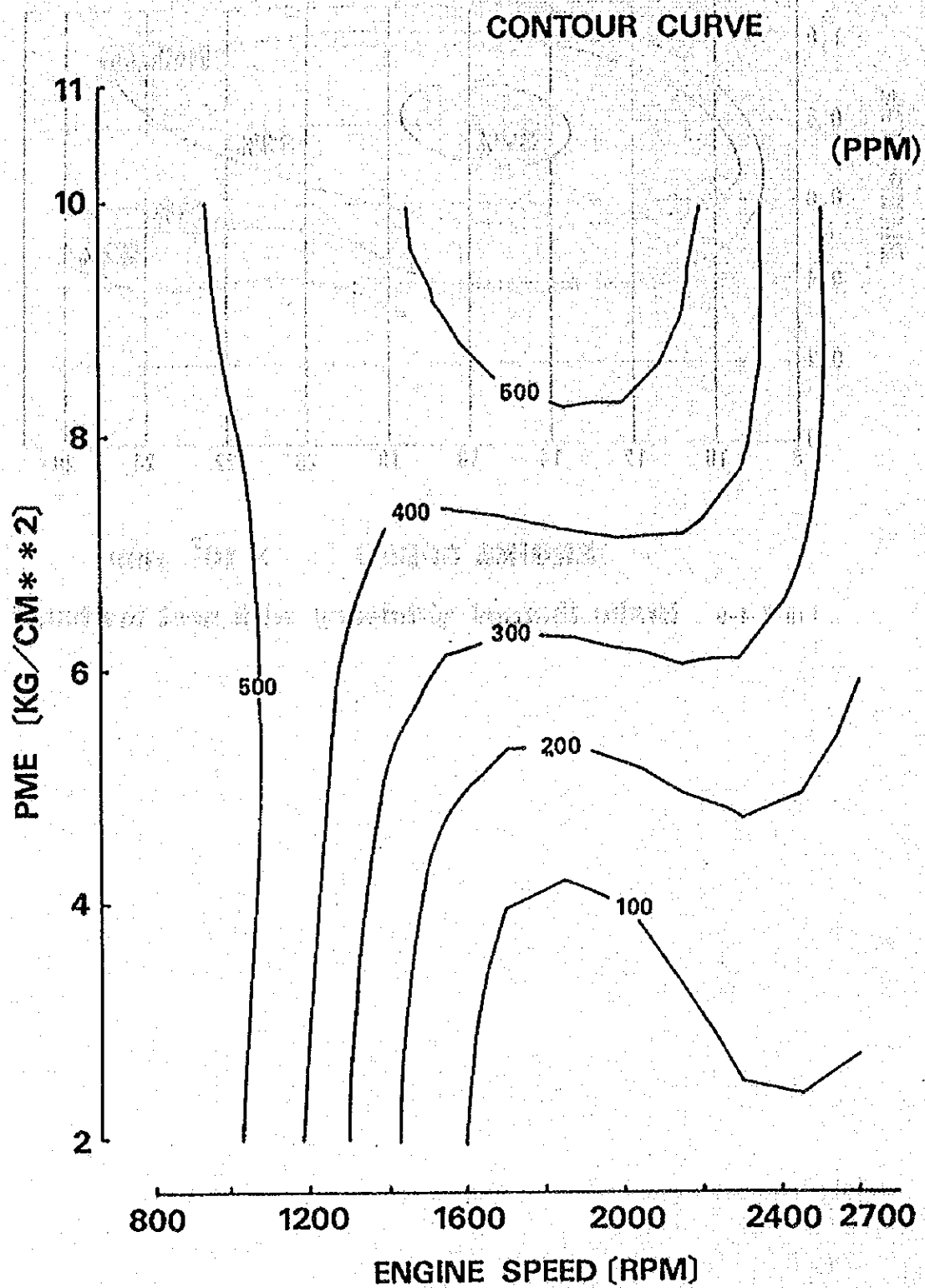


Fig 7-4-11 S4D105 METHANOL HC
CONTOUR CURVE

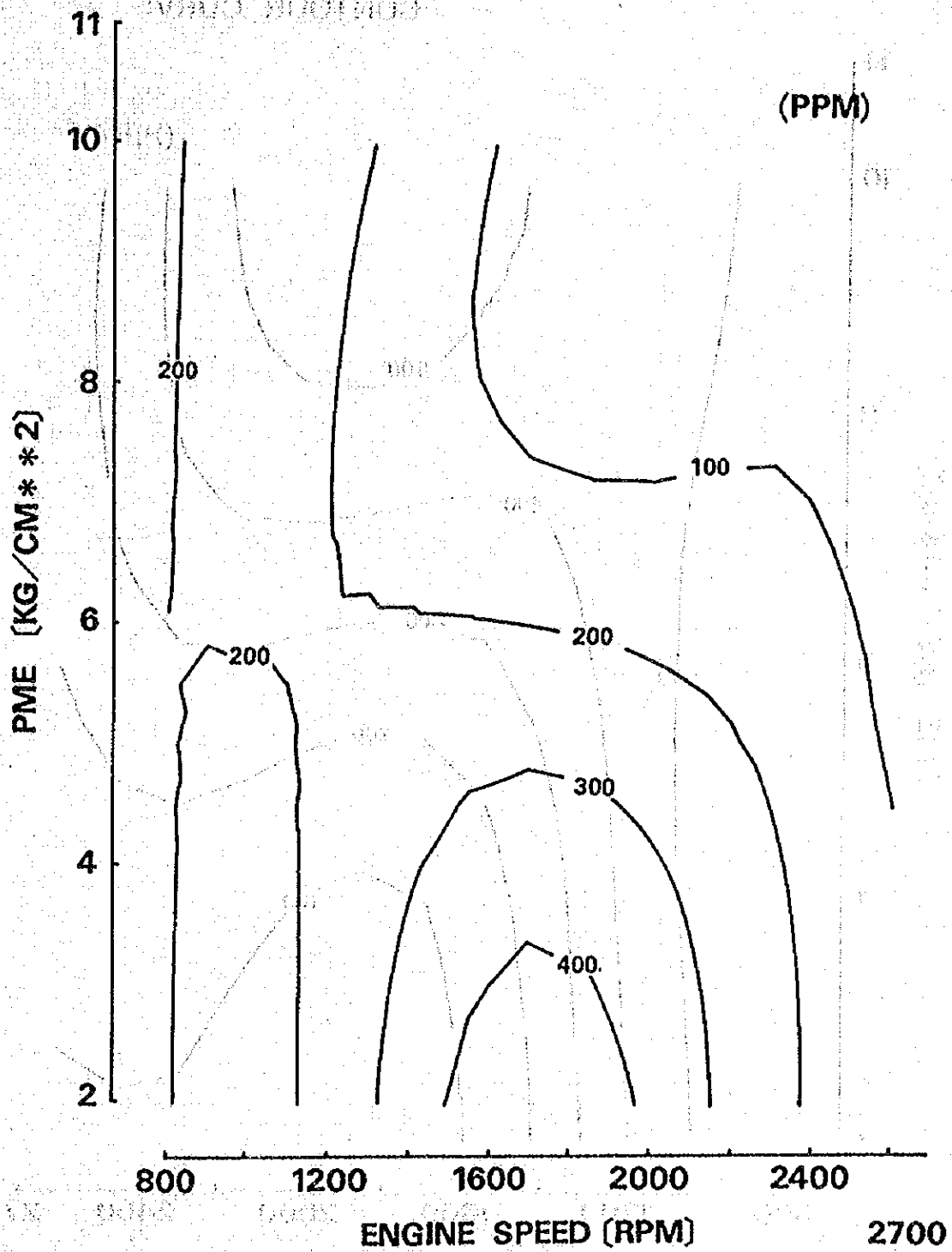


Fig 7-4-12 S4D105 METHANOL CO
CONTOUR CURVE

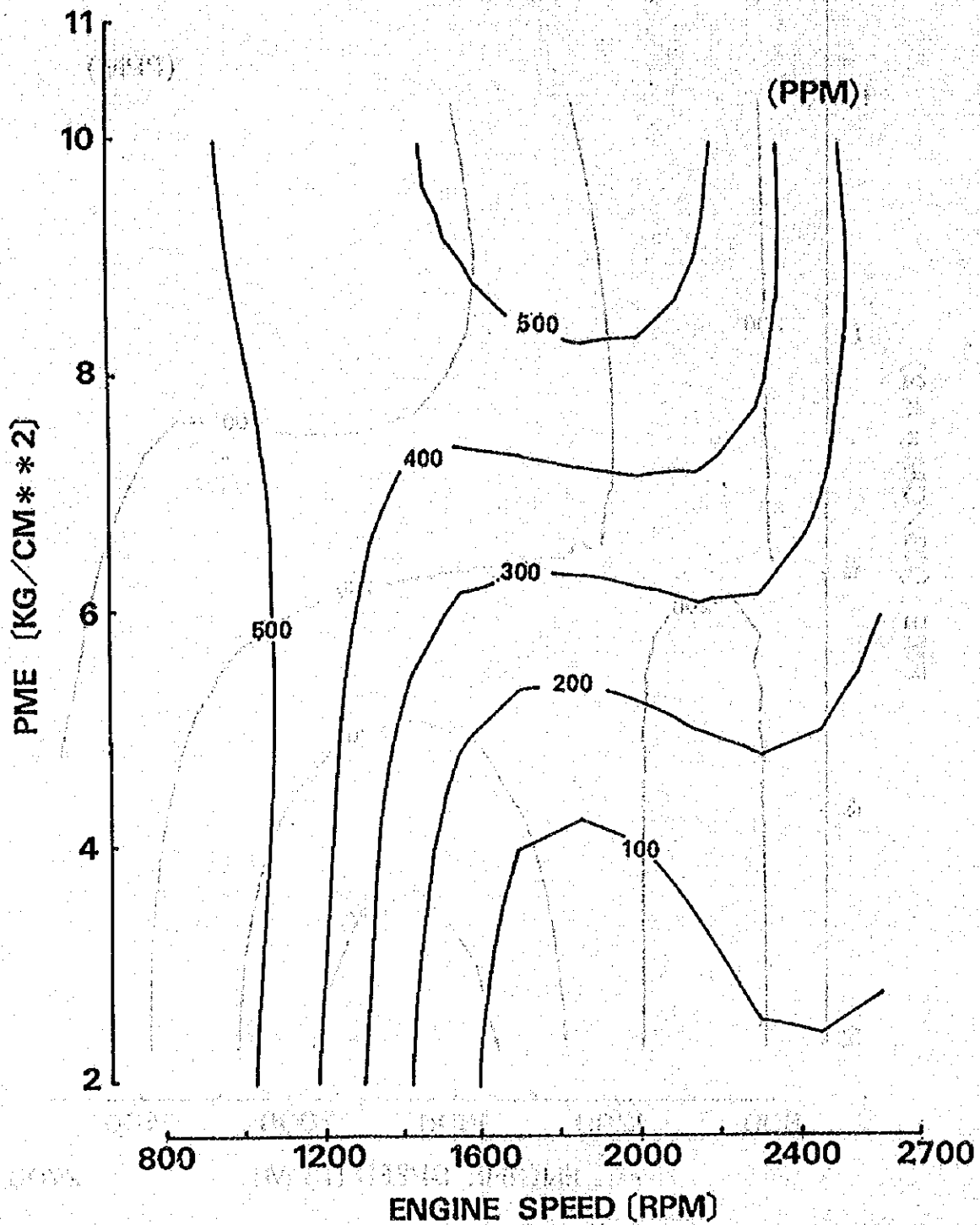


Table 7-4-5 Exhaust Gas Emissions of Turbocharged Spark Assisted Diesel Engine (S4D105)

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	—	—

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。

b) 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 7-4-6 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 7-4-13にメタノール使用時のSFCマップを示す。

Fig 7-4-14は排気温度マップを示す。過剰空気量マップはFig 7-4-15に、NO_xマップはFig 7-4-16に示してある。Fig 7-4-17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 7-4-7は燃料消費量及び排気ガスについて示す。

c) メタノール・エンジンの耐久性

c-1) 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 7-4-18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、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 7-4-8 及び7-4-9 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充分に適正化すれば、燃焼室の温度が高くなることはないと思われる。

c-2) 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。

耐久性試験は 6D105エンジンをを用いて行われたが、このエンジンは農耕

Table 7-4-6 Engine Specification

Engine type	4 cycle Natural Aspirated
Number of cyl.	6
Cooling	Water
Displacement	6,490 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

Fig 7-4-13 BSFC

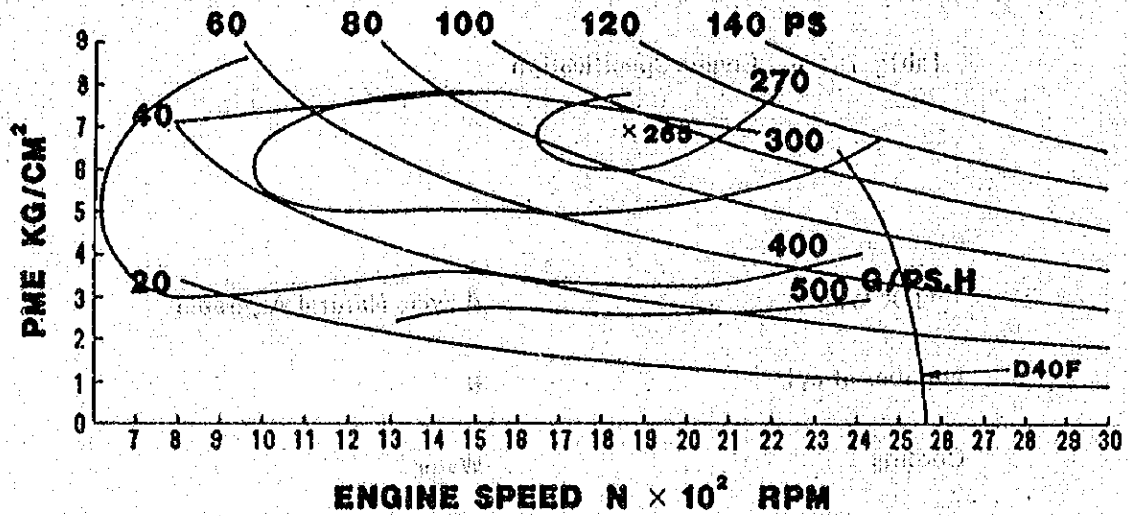


Fig 7-4-14 EX. TEMP

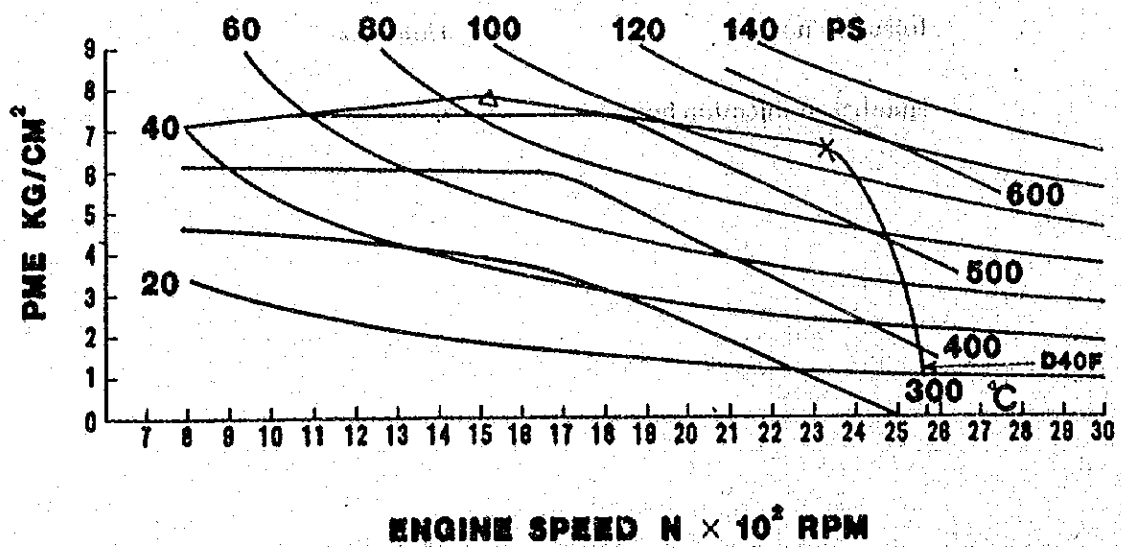


Fig 7-4-15 **EXCESS AIR PATIO**

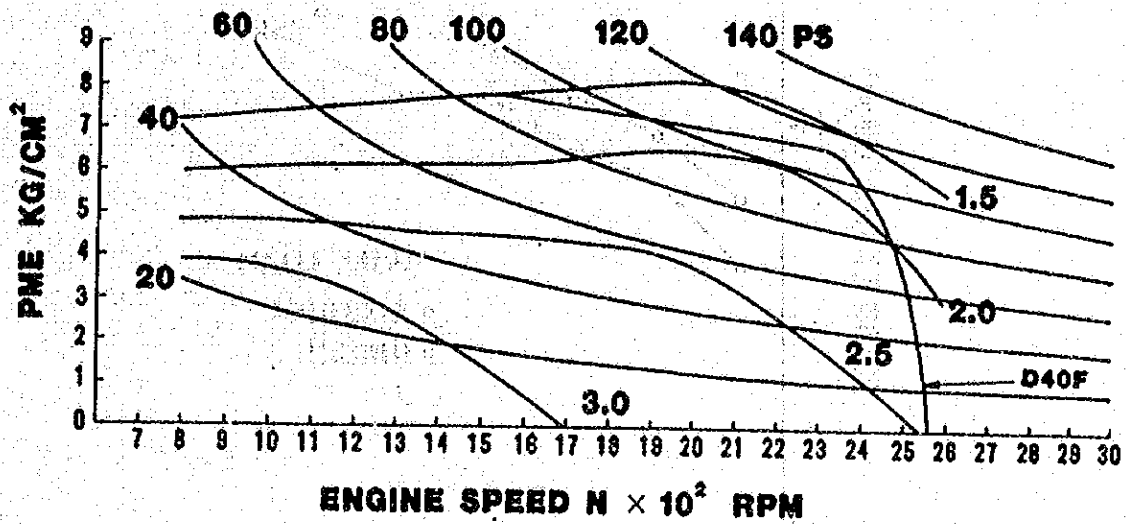


Fig 7-4-16 **NOX**

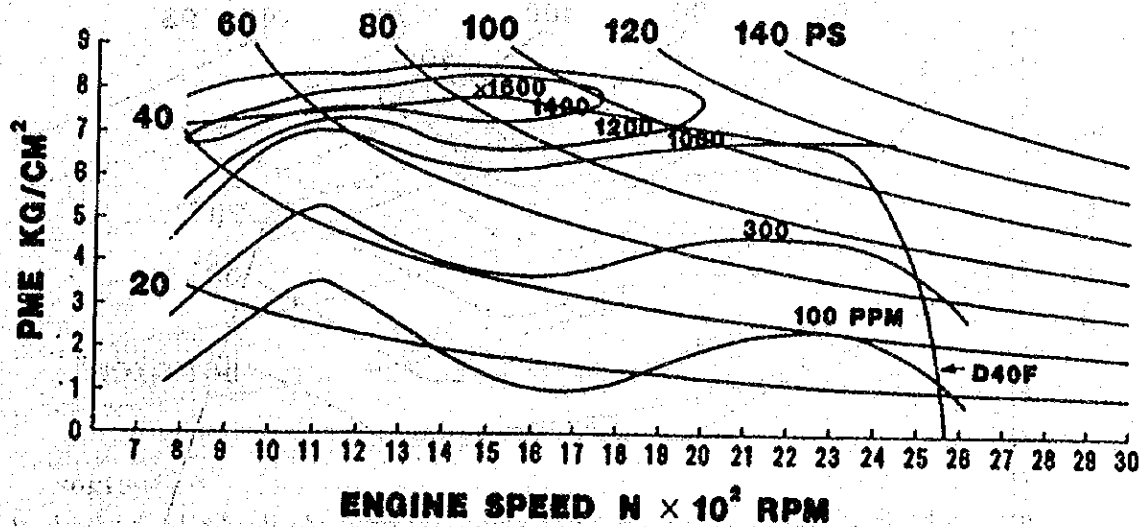


Fig 7-4-17 NOISE

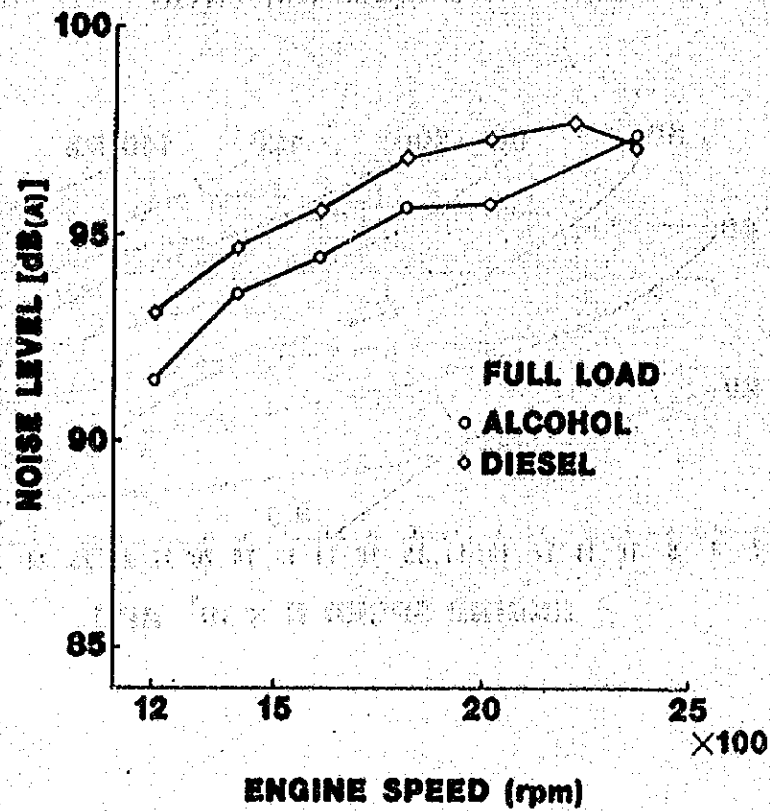


Fig 7-4-18 Pmax

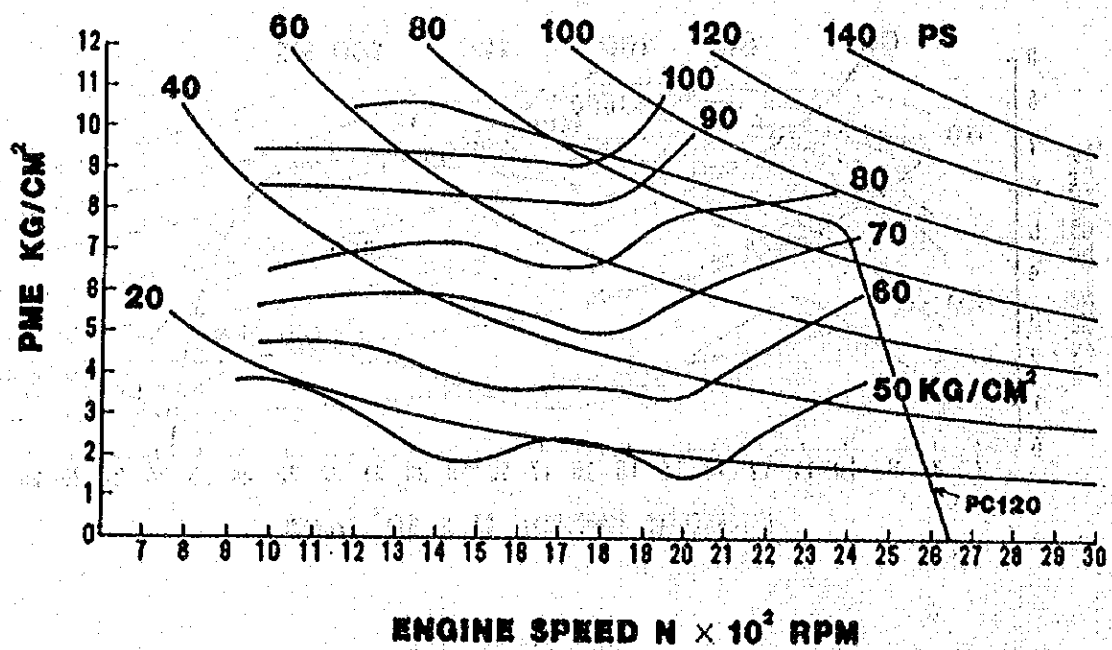


Table 7-4-7 Exhaust Gas Emissions and BSFC of KOMATSU 6D105

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 7-4-8 Temperature of Engine Valve Seat (°C)

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

Table 7-4-9 Piston Temperature (°C)

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

用トラクターD40F-3に搭載したとき、Fig 7-4-19に示す様な軽油使用時と全く同じ特性を示す様に調整された。そして耐久試験はFig 7-4-20に示すモード、即ち、1サイクル：5分間、うち2分間はローアイドル、30秒間はハイアイドル、75秒間は定格点、75秒間は最大トルクで運転される。そしてこのサイクルで22時間運転し、2時間停止するといったことを繰返した。このサイクルは激しい熱負荷と応力をエンジンに与え、かつプラグに厳しい条件を課すよう計画されたものである。通算 1,000時間の運転の結果、バルブ及びシステムが十分な耐摩耗性をもつことが立証された。即ち、バルブの摩耗は吸入側が $5/1,000''$ 、排気側が $1/1,000''$ で、エンジン本体には何ら問題が見出されなかった。又、シリンダー・ライナーが燃料メタノールの影響を受けると事前に予想されたが、実際にはその様なことは全くなかった。

潤滑油の分析結果も、エンジン各部に問題のないことを示した。又エンジンオイルの劣化試験も 250時間毎の交換で足りることを示した。噴射ポンプ及びノズルにも何ら問題がなかった。

これらの試験結果に基づいて、スパークアシストの 6D105エンジンはメタノール燃料で十分にD40F-3トラクターに使用できると結論づけられた。このトラクターはカリフォルニア州のチコ大学の農場でまだ使用されており、サービス・メーターは殆々 600時間を示している。

d) 結 論

メタノールは内燃機関の燃料として十分に有効なものであり、メタノール・エンジンは既存の技術で製作可能と考えられる。

しかし、過給アフタークール・エンジンや大シリンダー径エンジン（多数の点火プラグが要ると思われる）については、研究を続ける必要がある。更に吸入スワール、燃焼室、ノズルの関係や、噴射パターンの最適化等、より有効にメタノールを燃焼させる為の分野には未着手のものがある。しかし、100年に亘る石油での内燃機関の技術蓄積がメタノール・エンジンに応用できることが解ったので、これらの問題は近く研究され解決されると思われる。

Fig 7-4-19 **D40F3-ALCOHOL**
6D105

RATED 103±3ps/2350rpm
P.TORQUE 40.2±1.2kgm/1500rpm
HIGH IDLE 2570±50rpm

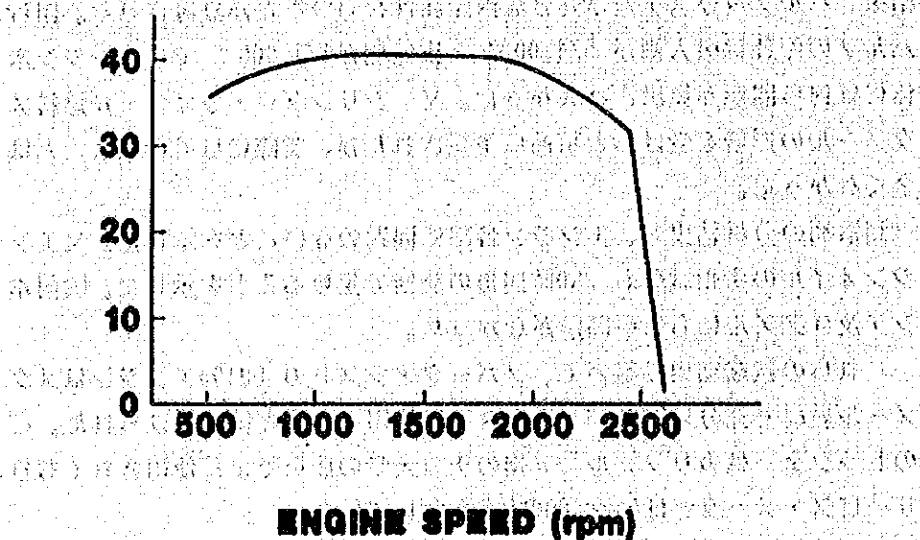
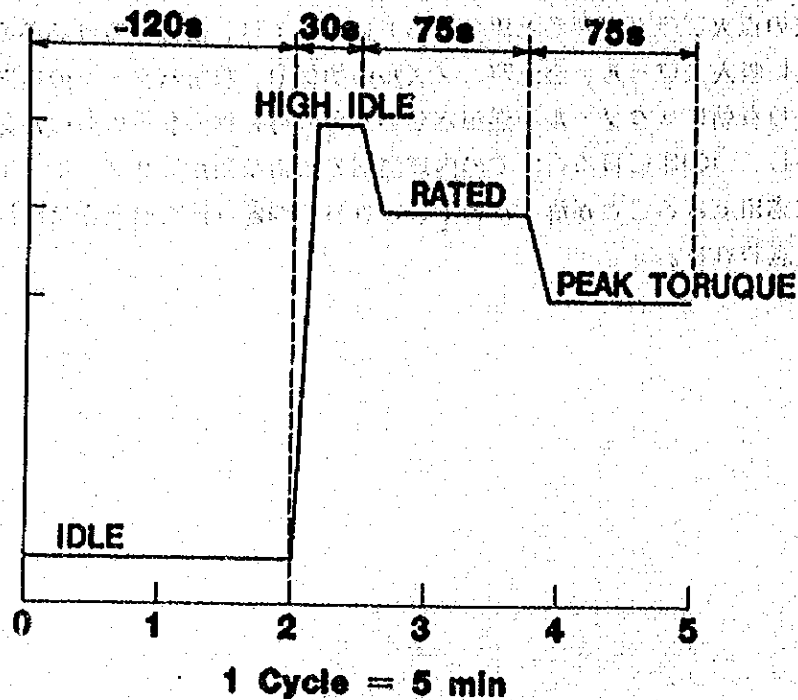


Fig 7-4-20 **6D105**



8. バンコ炭有効利用のためのガス化技術の評価

(1) 合成ガス生産のためのガス化技術

Table 8-1-1 に示すように鉄浴法が最も優れていると判断される。

Table 8-1-1 合成ガス生産のためのガス化技術の評価

	固 定 床 (熔 融 灰 式)	流 動 層 (酸 素 式)	噴 流 層	鉄 浴 法
合 成 ガ ス 組 成	5	4	2	1
不 純 物 含 有 量	4	3	2	1
石 炭 品 質 の 自 由 度	4	3	2	1
エ ネ ル ギ ー 効 率	3	2	3	1
生 成 ガ ス 圧 力	1	1	1	3
運 転 の 安 定 性 ・ 安 全 性	1	1	3	1
設 備 費	3	2	2	1
工 業 化 実 績	1	1	1	2
合 計	22	17	16	11
総 合 評 価 (順 位)	4	2	2	1

I) 生成ガスの組成

合成ガスには一酸化炭素と水素以外の成分、即ち炭酸ガス、メタン、エタン、タール、窒素等の含有量が少ない方が生成ガスの後処理が簡単で、かつ合成反応におけるイナートガス（不活性ガス）発生量が少なく、好ましいガス組成である。

この点で最も優れたガス化方法は鉄浴法で、次いで噴流層である。固定床および流動層はメタンおよび重質油の含有量が多く合成ガス生産用には好ましくない。

II) 微量不純物含有量

石炭ガスの微量不純物としては硫黄化合物（硫化水素、硫化カルボニウム）、窒素化合物（アンモニア）等がある。これらの不純物は合成反応の触媒毒となるため、化学的方法により完全に除去する必要があり、後処理（ガス精製）コストの面で少ない方が好ましい。

この点で最も優れたガス化方法は石炭に含まれる硫黄分の95%以上がガス化炉で除去される鉄浴法である。

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冷ガスエネルギー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 8-1-2 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な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なったものである。

1) 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が必要あり、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）が行なわれるため、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 8-1-3 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 8-1-3 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

9. バンコ炭有効利用の可能性見通し

(1) 技術的フィージビリティの見通し

I) 市場調査の結果(第5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) 山元でのガス化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おり、これらの用途に適する利用技術进行调查する必要がある。

II) 資源調査の結果(第6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充分の量がある。

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溶融点が、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进行调查する必要がある。

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进行调查した結果(第7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、今後の研究を持つ必要がある。

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。特にガスタービンおよび特定用途向けのディーゼルエンジン(発電機、農耕機等)用燃料として、小改造で既存エンジンに利用出来る。

等の利用技術の現状と将来の展望が把握された。

(v) 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) 合成品生産のための一般的な褐炭のガス化技術、ガスの合成技術、および燃料メタノールエンジン等の利用技術は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充分調査し、バンコ炭の利用技術として評価して行く必要がある。

(2) 経済的フィージビリティの見通し

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。

バンコ炭有効利用の経済性についても同様で、現在までの調査により石炭の性状、エネルギー政策、採炭地の地域的、地質的条件、採炭コストおよびガス化利用の技術的可能性等の概要が把握されたが、経済的諸条件は未調査の段階にあり、具体的調査資料に基づく経済的フィージビリティの見通しは調査されていない。

従って以下に述べるバンコ炭の主な有効利用方策についての経済的可能性の見通しは文献データに基づき一般的条件を前提として推論したものである。

1) メタノールおよび合成ガソリンの経済的フィージビリティの見通し

Fig.9-1-1 はハイドロカーボンプロセス誌の昭和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、バンコ炭の仕切価格を推定し同図に記入してある。

バンコ炭の資源と採炭コストの予備調査（第6章参照）によればバンコ炭の採炭コストは非連続式採炭方法で約 3,300円/トン（未乾燥炭：14\$/T）、と概算されている。

一方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。従って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として仕切価格を算出している。ここでは採炭事業の利益を採炭コストの20%と設定し、またバンコ炭の価格を乾炭ベースに概算するために乾燥による減量を30%、乾燥コストを10%と想定した。

$$14\$/T \times 1.2 \times 1.4 = 24\$/T$$

このようにして推算した石炭の仕切価格をFig.9-1-1 に記入してみると、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・原油に相当し、合成ガソリンは約36\$/バレル・原油に相当すると推定される。

従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\$/bbl）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。

一方合成ガソリンの場合には昭和56年の35\$/bbl 以上の高価格原油の時代にならないと商業的競争力は無く、従って経済的フィージビリティは今後の原油価格の見通しとインドネシア政府の諸政策に支配されると思われる。

11) 石炭ガス化複合発電の経済的フィージビリティの見通し

Fig.9-1-2 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

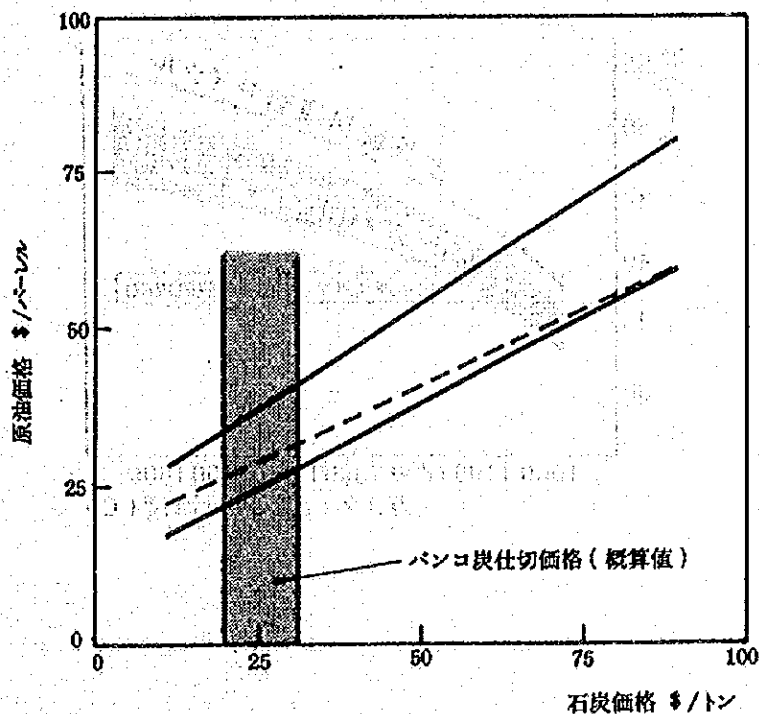
見通しを示したものでありFig.9-1-3 はガスタービン入口温度と複合サイクル発電方式の熱効率の関係を示したものである。

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、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.9-1-4 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方が発電コストが安くなることを示している。バンコ炭の場合、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有ると言えよう。

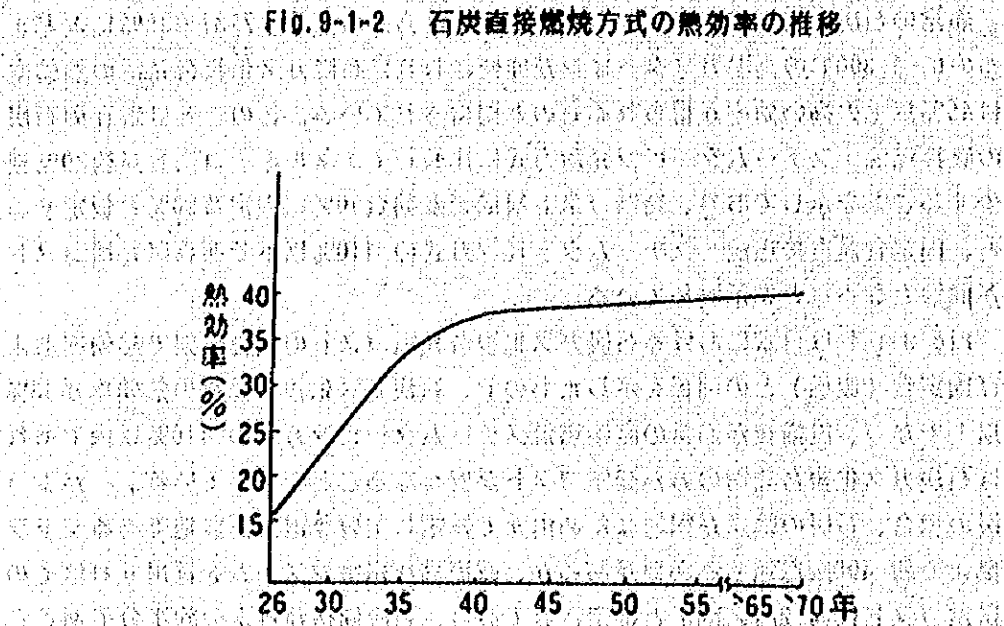
以上を総括すれば、バンコ炭のガス化により燃料メタノールや合成ガソリンを生産することの可能性は見通しとして有望であり、ガス化複合発電も技術が開発されれば可能性が有ると判断される。

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

炭素資源の効率的な利用は、エネルギーの持続可能な利用の観点から、重要な課題である。特に、石炭の直接燃焼方式の熱効率の推移は、エネルギー政策の重要な指標となる。



このグラフは、石炭の直接燃焼方式の熱効率の推移を示している。1926年から1970年までの間に、熱効率は約15%から約40%に向上した。これは、燃焼技術の進歩や燃焼条件の最適化によるものである。

Fig. 9-1-3 複合サイクル発電の熱効率

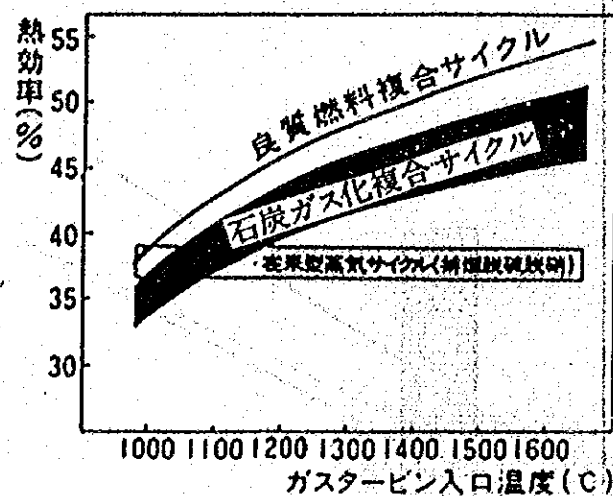
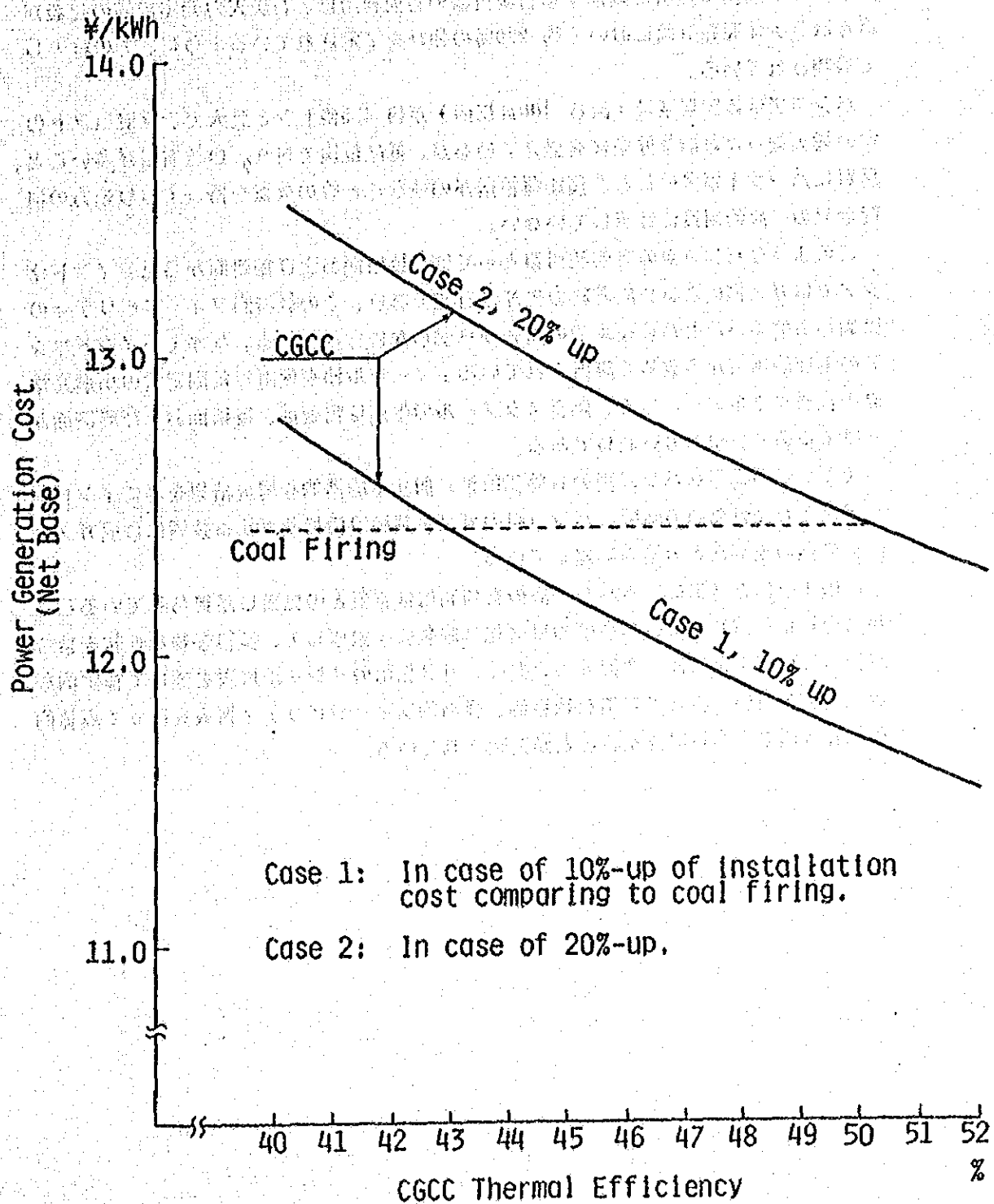


Fig 9-1-4 POWER GENERATION COST AND CGCC THERMAL EFFICIENCY



10. 結 論

インドネシア政府は、同国の外貨収入の要めとなっている石油の輸出量を維持しつつ、増加する国内エネルギー需要に対処するため、石油代替エネルギーの開発を重要な国家経済政策の一つとしている。

なかでも同国に豊富に賦存する石炭資源の有効利用は、石炭火力発電設備の建設が第4次5ヵ年開発計画において約270%の伸びを予定されているように、その柱として重視されている。

バンコ炭は確認埋蔵量（深さ100m以内）が約4.5億トンと莫大で、採炭コストの安い露天掘りが可能な好条件を備えているが、低品位炭で Na_2O 含有量が多いこと、品質バラツキが多いこと、長距離輸送が困難なこと等の欠点を持っており遠方の消費地での一般的用途には適していない。

このようなバンコ炭の有効利用策としては、技術面および需要面から見てインドネシアではガス化による合成燃料の生産が有望であり、その経済的フィージビリティの見通しも明るいことが現在までの調査から明らかにされている。ながてもインドネシアの地理的事情から数多く設置されているディーゼル油を使用した固定式の小形発電機の代替エネルギーとして、燃料メタノールの生産は需要面、技術面および経済面から見て極めて有望との見通しである。

また、このようなバンコ炭の有効利用策に関する総括的な調査結果を基にインドネシア側とも充分協議の結果、バンコ炭のガス化試験設備に使用する技術は合成ガス生産に最適の鉄溶法との結論に達している。

このようにガス化によるバンコ炭の有効利用は有望との見通しが得られていることから今後は鉄溶法を用いた小型のガス化試験装置を設置して、多種多様な性状を持つバンコ炭のガス化特性を把握すると共に、ガス化用のサンプル採炭を通じて補足的な資源調査を行い、併せて詳細な技術的、経済的フィージビリティ調査を行って具体的な開発計画を立案し提言することが要望されている。

付属資料

(1) Minutes of Meeting

"Technology for coal gasification test plant". Nov.1,1984

(2) 団員構成

(3) 調査日程・訪問先・面談者リスト

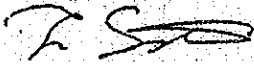
MINUTES OF MEETING

TECHNOLOGY FOR COAL GASIFICATION TEST PLANT

1. In accordance with the Scope of Work for the Feasibility Study on Effective Utilization of Banko Coal in the Republic of Indonesia, JICA sent the third study team (the No. 3 study team) headed by Mr. Takehiko Sato to the Republic of Indonesia from October 23 to November 2, 1984. The No. 3 study team prepared the "Preliminary Report on Brown Coal Utilization Technology", including technology for coal gasification.
2. According to the program, BPPT (the counterpart team) and the No. 3 study team have discussed and agreed on the Preliminary Report which described the results of the preliminary study.
3. Furthermore, both teams have discussed and evaluated on the choice of the technology for the coal gasification test plant in PUSPIPTEK as per attached sheet, and agreed that the Molten Iron Bath process shall be selected.
4. BPPT requested the provision of the coal gasification test facilities according to the Scope of Work.
JICA Team will convey the BPPT's request to JICA Head quarters.

5. When above mentioned gasification test facilities will be provided, JICA will be responsible for all the expenses until the port of JAKARTA, and BPPT will undertake the expenses of custom clearance, handling of equipment and materials, from the port of JAKARTA to the Project site at PUSPIPTEK.

Jakarta, November 1, 1984



TAKAHIKO SATO,
Leader of the No. 3
Study Team
Japan International
Cooperation Agency



WARDINAN DJOJONEGORO
Deputy Chairman for Administration
The Agency for the Assessment
and Application of Technology

RESULT OF EVALUATION OF COAL GASIFICATION TECHNOLOGIES

1. Summary

	Entrained Flow	Molten Iron Bath
Synthesis Gas Production		
CO and H ₂	o	o
Sulfur compounds	x	o
Flexibility for coal quality	x	o
Tested with Banko coal	x	o
Experience	o	x
Operatability	x	o
Maintenability	o	x
Technology transfer	x	o
Conclusion	x	o

Legend : o = good
x = average

2. Discussion.

1). Synthesis gas production

According to the results on preliminary survey on market the most prospective markets of produced gas are feedstock for synthetic fuel oil, fuel methanol and urea, which are derived from synthesis gas, though some will be used as fuel for electric power generation.

According to the discussion of chapter 2-3 and 2-4 of the preliminary report, the best technology for above requirement is entrained flow gasifier or molten iron bath gasifier.

2). Impurity in produced gas

Molten iron bath process produces less sulfur compounds than entrained flow process.

3). Flexibility for coal quality

According to the results of survey on Banko coal quality, the coal gasification test plant must be able to gasify a wide variety of Banko coals, which feature high total moisture, low calorific value, high Na O content in ash and a wide range of ash fusion temperature.

Generally speaking, both the entrained flow gasifier and molten iron bath gasifier can gasify a wide range of coals, because of their high reaction temperatures and slagging ash removal systems.

4). Acceptability of Banko coal

Banko coal has been tested successfully by the molten iron bath process using a 60 t/d pilot plant.

Furthermore, the molten iron bath gasifier has also tested successfully residue from coal direct liquefaction, which has lower calorific value and higher ash content.

5). Commercial experience

Entrained flow process has been commercialized, while molten iron bath process is in the stage of demonstration operation.

6). Operatability

Because the coal gasification test plant in PUSPIPTK is small, with a capacity of 20 kg coal per hour, there may be some difference in test data compared with a large scale test plant.

However, the test plant is required to provide reliable and reproducible data. At this point, molten iron bath gasifier may be better because it holds molten iron which acts as a big heat reservoir and reaction buffer to absorb carbon.

7). Maintainability

The test plant is required to have "good" maintainability" by using standard materials available from ordinary market.

At this point, entrained flow process seems to be better.

8). Technology transfer

Process owner shall be required to "dispatch" operation and other engineers to Jakarta during the coal gasification testing period and also provide detailed operation manuals for the counterpart.

From this view point, it is better employing one of Japan's technologies for coal gasification test plant in Indonesia.

付属資料（２） 団員構成

第１班 （一般概況および合成ガス誘導品市場調査）

氏 名	担 当 業 務	所 属
佐藤 武比古	団 長	（財）日本エネルギー経済研究所 国際協力プロジェクト室研究主幹
原 嘉 夫	エネルギー経済	（財）日本エネルギー経済研究所 国際協力プロジェクト室研究室長
荒 木 義 隆	基礎化学品市場	（財）日本エネルギー経済研究所 国際協力プロジェクト室主任研究員
本 郷 治	発電用合成燃料市場	（財）日本エネルギー経済研究所 研究部第５研究室
林 泰 三	輸送用合成燃料市場	（財）日本エネルギー経済研究所 国際協力プロジェクト室主任研究員
鈴木 良 司	実験棟基本設計	（財）日本エネルギー経済研究所 国際協力プロジェクト室嘱託 （大成建設㈱）

第２班 （バンコ炭の資源・採炭コスト調査）

氏 名	担 当 業 務	所 属
佐藤 武比古	団 長	（第１班参照）
原 嘉 夫	エネルギー経済	（同 上）
荒 木 義 隆	褐 炭 ハンドリングシステム	（同 上）
高 橋 博	採炭コスト	（財）日本エネルギー経済研究所 国際協力プロジェクト室嘱託 （住金鉱業㈱）
牟 田 邦 彦	地 質	（同 上）
佐 藤 幸 次	石炭賦存量	（財）日本エネルギー経済研究所 国際協力プロジェクト室嘱託

小 田 照 巳	石炭品質	((財) 石炭技術研究所) (財) 日本エネルギー経済研究所 国際協力プロジェクト室嘱託 (住友金属工業㈱)
鈴 木 良 司	実験棟、基本設計	(第一班参照)

第3班 (パンコ炭の有効私用の可能性調査)

氏 名	担 当 業 務	所 属
佐藤 武比古	団 長	(第1班参照)
荒 木 義 隆	工業化計画	(")
高 倉 毅	褐炭ガス化技術	(財) 日本エネルギー経済研究所 国際協力プロジェクト室嘱託 ((財) エネルギー総合工学研究所)
渡 辺 耕 司	ガス合成技術	(財) 日本エネルギー経済研究所 国際協力プロジェクト室嘱託 (千代田化工建設㈱)
岡 岑	コークメタノール エンジン	(財) 日本エネルギー経済研究所 国際協力プロジェクト室嘱託 (㈱小松製作所)
灰 谷 和 樹	発電コスト	(財) 日本エネルギー経済研究所 研究部研究企画室主任研究員

付属資料(3) 調査日程・訪問先・面談者リスト

Schedule, organization and personnel visited by
the No. 1 study team

Date	Time	Name of Organization	Name of Attendant
May 10 (Thu.)	10:00 - 11:00	JICA Jakarta Office	Mr. Yamamura, Mr. Sugihara
	11:00 - 11:30	The Embassy of Japan	Mr. Sugawara
	14:00 - 16:00	BPPT	Mr. Wardiman Djojonegoro Mr. Subagio Imam Bakri Mr. Bambang Suwondo Miss Indyah
May 11 (Fri.)	08:00 - 12:00	BPPT	Mr. Wardiman Djojonegoro Mr. Subagio Iman Bakri Mr. Maskan Abdullah Mr. Bambang Suwondo Miss Indyah
	12:30 - 13:30	BAPPENAS	Mr. Rezy
May 15 (Tue.)	08:00 - 09:00	BPPT	Mr. Wardiman Djojonegoro Mr. Subagio Iman Bakri Mr. Bambang Suwondo
	09:50 - 12:00	MIGAS	Mr. Marzuan Mr. Siti Djuharmi
	14:00 - 15:30	Directorate General of Electric Power and New Energy (DGP)	Mr. T. Roesad Mr. M. Pandjaitan Mr. Supriyo Mr. Agus Martono
May 16 (Wed.)	09:00 - 09:15	Directorate General of Basic Chemical Industries (DGBCI)	Mr. Soenario
	11:00 - 12:00	PLN	Mr. Mengah Sudja
	14:00 - 16:00	PT Bukit Asam (PTBA)	Mr. Omar Hassan Mr. Abdillar M. Mr. A. Hakim M. Mr. Andi Masso Mr. Andi Massalagka
May 17 (Thu.)	11:00 - 12:40	DGBCI (BPPT office)	Mr. Sunario Mr. J. Purba Mr. S. Sinambela Mr. Finayati Mr. Soemarni
	14:00 - 16:00	PN Tambang Batubara (PNTB)	Mr. Kusna Mr. Sunardi Mr. Ridwan

Date	Time	Name of Organization	Name of Attendant
May 18 (Fri.)	09:00 - 11:00	LEMIGAS	Mr. Hendro Prawoto Mr. Effendi Husin Mr. Hirwan Effendi Mr. Pangkat S. Mr. A. S. Hastion
May 21 (Mon.)	(Group A) 07:30 - 10:00	PT Bukit Asam (Tg. Enim)	Mr. Soetjipto Wijadi Mr. Japran Mr. Soebastedjo
	(Group B) 08:00 - 12:00	BPPT	Mr. Maskan Abdullah
	(Group B) 14:00 - 16:00	PUSPIPTEK (Serpong)	Mr. Gunawan Sakri
May 22 (Tue.)	14:00 - 15:00	PERTAMINA (Plaju)	Mr. Sumantri Mr. Surjanto
May 23 (Wed.)	(Group A) 09:00 - 12:00	PT Pupuk Sriwidjaja (PUSRI)	Mr. Suyatho Mr. Nasli N. Mr. Kusno Sunarto Mr. S.P.M. Simandjuntak Mr. Sutarto B.
	(Group A) 12:30 - 13:00	KERTAPATI Coal Terminal of PT Bukit Asam	Mr. Anwar Hassan Mr. Nasibi
	(Group B) 08:30 - 09:00	BPPT	Miss Indyah
May 24 (Thu.)	(Group A) 09:00 - 11:00 14:00 - 14:30	PERTAMINA	Mr. Soedarno Martosewojo Mr. Emir Siregar Mr. Indraman Akman
	(Group B) 08:00 - 16:00	PUSPIPTEK (FRW)	Mr. Sutaeman Koerdi
May 25 (Fri.)	(Group A) 08:30 - 09:00	Ministry of Transmigration	Mr. Rofiq Ahmad, Hs Mr. Buyung Syafel Mr. Harry H. Saleh Mr. Siswanto Mr. Margono
	(Group A) 09:30 - 10:30	Ministry of Communication	Mr. G. Soedjantoko Mr. Yunus

(X)

(RI)

Date	Time	Name of Organization	Name of Attendant
	(Group B) 09:00 - 10:30	DGBCI	Mr. Sunario Mr. J. Purba Mr. S. Sinambela Mr. Finayati Mr. Soemarni
	11:00 - 12:00	Directorate General of Mining (DGM)	Mr. Johannes
May 26 (Sat.)	09:00 - 10:15	MIGAS	Mr. Harzun Mr. Siti Djuharmi
May 28 (Mon.)	(Group A) 10:00 - 12:00	PT Petrokimia Gresik	Mr. Sutrisno Mr. A. Budiono Mr. H.H. Gaol Mr. Agus Ismail Mr. B. Setiobroto Mr. Bandung Djoko W. Mr. Bowo L.
May 29 (Tue.)	(Group B) 08:00 - 12:00	BPPT	Mr. Wardiman Djojonegoro
	13:00 - 16:00	JICA Jakarta Office	Mr. Sugihara
	09:30 - 10:30	PERTAMINA	Mr. R. Siregar Mr. Parmono Mr. P. Agus Budiarto
	10:45 - 12:00	BAPPENAS	Mr. Sudradjat Djiwandono Mr. Eko
May 30 (Wed.)	08:00 - 12:00	BPPT	Mr. Wardiman Djojonegoro Mr. Subagio I.B. Mr. Bambang Imam Bakri
	14:00 - 15:00	JICA Jakarta Office	Mr. Sugihara

Schedule, Organization and Personnel Visited by
the No. 2 Study Team

Date	Time	Name of Organization	Name of Attendant
July 11 (Wed.)	10:00 - 11:00	JICA Jakarta office	Mr. Yamamura
	13:30 - 16:00	BPPT	Mr. Wardiman Djojonegoro Mr. Subagio Imam Bakri Mr. Bambang Suwondo
July 12 (Thur.)	(Group - A) 09:00 - 16:00	BPPT	Mr. Maskan Abdullah Mr. Sulaiman Kurdi
	(Group - B) 09:00 - 10:00	DGM	Mr. Johannes
	13:30 - 15:00	PNTB	Mr. Senosoendjojo Mr. Adeng Sunardi
	(Group - A) 08:30 - 11:00	PTBA	Mr. Omar Hassan Mr. Sufatri Arief Mr. Ahdma Marian Mr. Andi Massalanga
July 13 (Fri.)	(Group - B) 09:00 - 15:30	BPPT	Mr. Maskan Abdullah Mr. Sulaiman Kurdi
	08:30 - 12:00	BPPT	Mr. Subagio Imam Bakri Mr. Bambang Suwondo
July 14 (Sat.)	(Group - A) 08:00 - 10:00	ITB	Mr. Ambyo Mr. Maide Mr. Alwi Mr. Theopilus
July 16 (Mon.)	(Group - B) 14:30 - 15:30	LEMIGAS	Mr. Hendro Prawoto Mr. A.S. Nasion
	(Group - A) 09:00 - 12:00	MTDC(Bandung)	Mr. Bambang Sulasmoro Mr. Mohamad Adnan Mr. Bathoni
	13:00 - 15:00	DMR(Bandung)	Mr. Hardjono
	(Group -B) 09:15 - 10:00	DGBCI	Mr. Sunario Mr. J. Purba
July 17 (Tue.)	13:00 - 15:00	MIGAS	Mr. Widartomo

Date	Time	Name of Organization	Name of Attendant
July 18 (Wed.)	09:00 - 11:00	BPPT	Mr. Wardiman Djojonegoro Mr. Maskan Abdullah Mr. Sulaiman Kurdi
July 19 (Thur.)	08:00 - 17:00	PTBA(Tg. Enim)	Mr. Soetjipto Wijad Mr. Japran Mr. Benyamin
July 20 (Fri.)	(Group - A) 08:00 - 17:00	PTBA(Tg. Enim)	Mr. Benyamin Mr. Airidelle
July 21 (Sat.)	(Group - A) 08:00 - 14:00	PTBA(Tg. Enim)	Mr. Benyamin
	(Group - B) 09:00 - 09:30	DPU(Prabumulih)	Mr. Said Kadir
	13:00 - 13:30	PLN(Palembang)	Mr. Edi Trişna
	17:00 - 17:30	DPU(Palembang)	Mr. Hasan Nuh
July 23 (Mon.)	(Group - A) 08:00 - 08:30	DGM	Mr. Johannes
	11:00 - 12:00	PLN	Mr. Mangah Sudja
	(Group - B) 11:00 - 16:00	PUSPIPTEK	Mr. Sulaiman Kurdi
July 24 (Tue.)	(Group - A) 09:00 - 10:00	PNTB	Mr. Kusna
	(Group - B) 11:30 - 13:30	PLN	Mr. C. S. Hutasoit
	14:15 - 15:00	DGBCI	Mr. Sunario Mr. Sjafar B. Sinambela Ms. Finayati Mr. J. Purba
July 26 (Thur.)	09:00 - 11:00	BPPT	Mr. Wardiman Djojonegoro Mr. Subagio Imam Bakri Mr. Bambang Suwondo
	15:00 - 16:00	JICA	Mr. Yamamura Mr. Aoki

**Schedule, Organization and Personnel Visited by
the No. 3 Study Team**

Date	Time	Name of Organization	Name of Attendant
Oct. 24 (Wed.)	10:00 - 11:00	JICA Jakarta Office	Mr. Yamamura Mr. Aoki
	13:30 - 16:00	BPPT	Mr. Wardiman Djojonegoro Mr. Subagio Imam Bakri Mr. Bambang Suwondo
Oct. 25 (Thu.)	08:30 - 16:00	BPPT	Mr. Wardiman and others (35 persons)
Oct. 26 (Fri.)	08:30 - 14:00	BPPT	Ditto
Oct. 27 (Sat.)			
Oct. 28 (Sun.)			
Oct. 29 (Mon.)	09:00 - 17:00	MTDC	Mr. Bambang Sulasmoro and others (40 persons)
Oct. 30 (Tue.)	08:30 - 13:00	MTDC	Ditto
Oct. 31 (Wed.)	13:00 - 17:00	BPPT	Mr. Wardiman Djojonegoro Dr. Harsono Mr. Subagio Imam Bakri Mr. Bambang Suwondo
Nov. 1 (Thu.)	09:30 - 10:30	The Embassy of Japan	Mr. Sugawara
	13:00 - 16:00	BPPT	Dr. Harsono Mr. Zuhar
Nov. 2 (Fri.)	09:30 - 11:00	JICA Jakarta Office	Mr. Aoki

JICA