

- Z : G_p を生産した後のガス圧縮係数
 P_i : 初期貯留層圧力
 Z_i : 初期ガス圧縮係数
 G_i : ガスの原始埋蔵量
 G_p : 累計ガス生産量

ただし、上式が成立するためには下記の仮定が必要である。

- 1) 水押し機構によるガス層内への水の浸入は無い。
- 2) ガス層内で液相からの遊離ガス発生は無い。
- 3) ガス層内でコンデンセートは生じない。

真の初期条件は不明の為、現時点を初期条件と考えると、

$$P_i = 158 \text{ kg/cm}^2 \text{A} \quad (2,250 \text{ psia})$$

$$G_i = \text{約} 1.40 \times 10^9 \text{ m}^3 \quad (49.7 \text{ BSCF})$$

となり、ガス組成に基づいて各時点の貯留層圧力に応じたガス圧縮係数を用いることにより、生産に伴う貯留層圧力減退を推定できる。この結果を図5-7に示す。

一般的なガス層の場合、水押し機構によるガス層内への水の浸入が無ければ、その回収率は80~90%の範囲とされる。この数字に対応する可採埋蔵量は約 $1.13 \sim 1.27 \times 10^9 \text{ m}^3$ (40~45BSCF)となり、生産放棄圧力は $21 \sim 42 \text{ kg/cm}^2 \text{A}$ (300~600 psia)程度となる。ただし、これらの数字は単なる一般的目安であり、詳細は5-2-3項で述べる生産システム分析により明らかとなる。

(b) 生産に伴う貯留層挙動

上記にて累計ガス生産量に対する貯留層圧力推移を示したが、時間的推移は生産計画に応じて異なる。そこで、数種類の平均日産量に応じた貯留層圧力の時間的推移を図5-8に示す。計算上、ガス生産に関する年間操業日数は365日とした。本プロジェクトではプロジェクト・ライフを20年と想定している。20年後の貯留層圧力、その間の累計生産量および残存埋蔵量は、下記のように予測される。

対象ガス層の可採圧力範囲(詳細は5-2-2項参照)から考えて、平均日産量を $170 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{d}$ (6 MMSCFD)以上に設定すると、プロジェクトライフ中にガス層の圧力減退の為に生産できなくなる可能性がある。

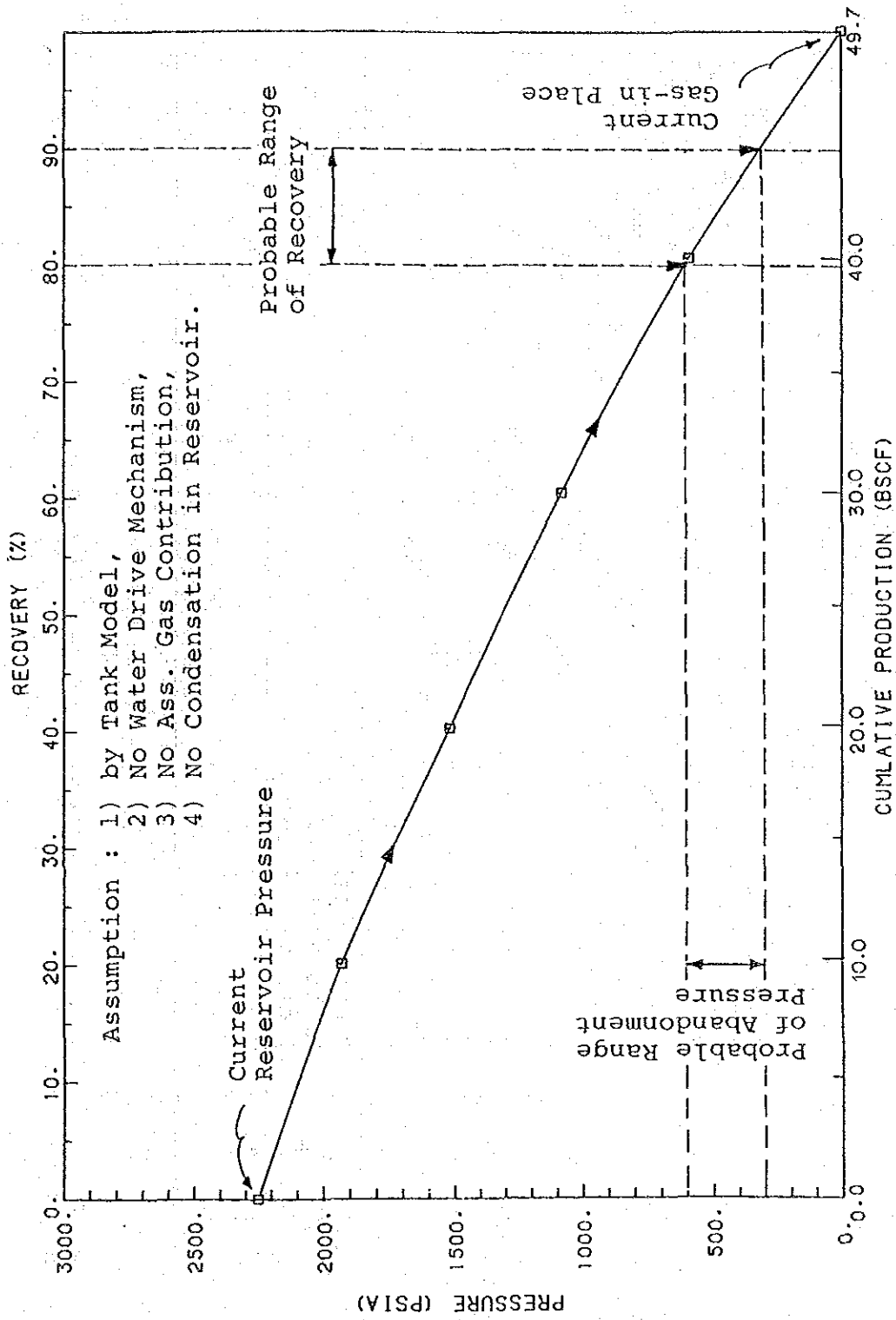


图 5-7 貯留層压力減退曲線

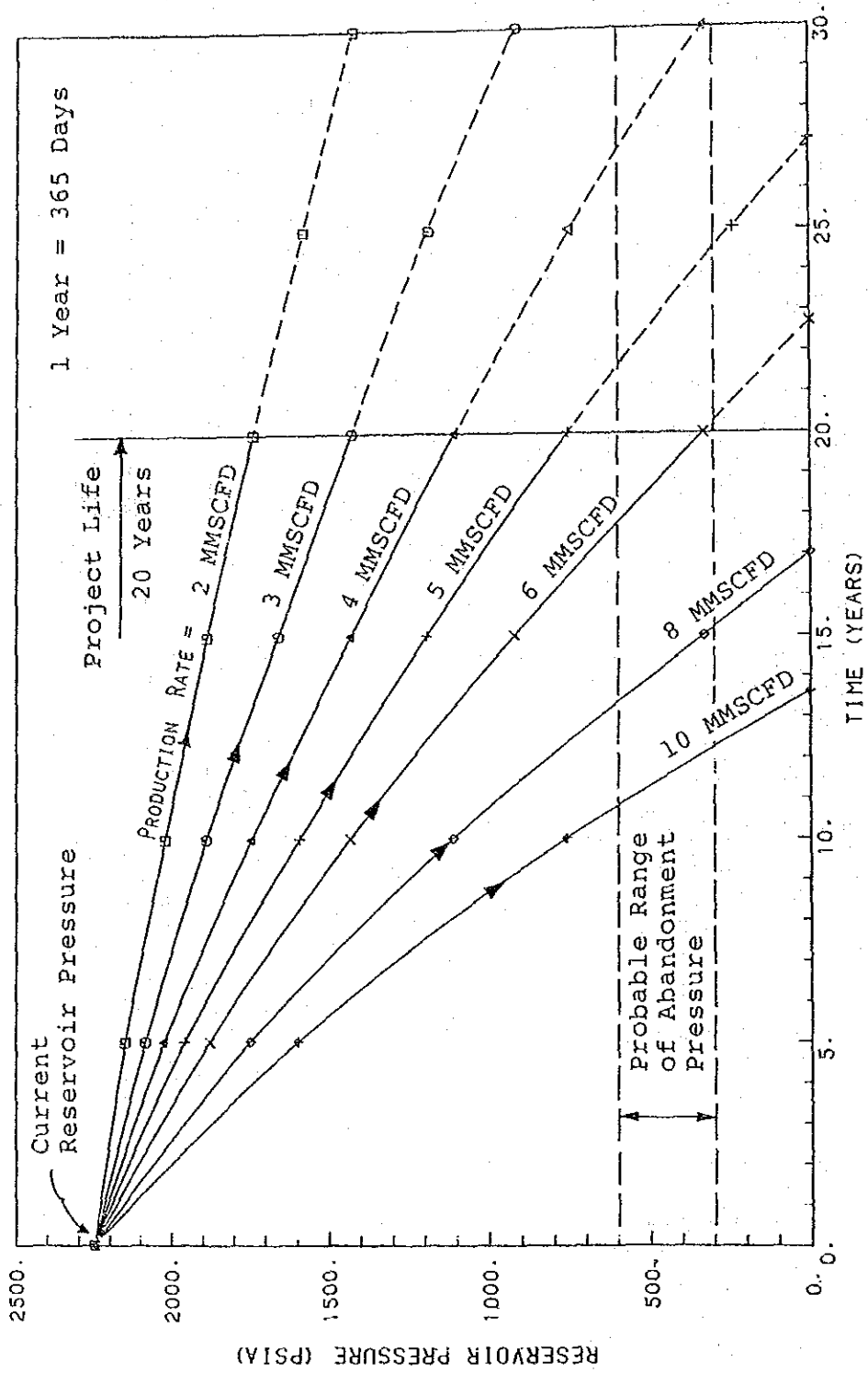


図 5 - 8 生産計画に対応した貯留層圧力の時間的推移

平均日産量		貯留層圧力		累計生産量		残存埋蔵量	
$10^3 \text{ m}^3 / \text{d}$	(MMSCFD)	kg/cm ² A	(psia)	10^9 m^3	(BSCF)	10^9 m^3	(BSCF)
57	2	123	1,750	0.41	14.6	0.99	35.1
85	3	101	1,440	0.62	21.9	0.79	27.8
113	4	78	1,110	0.83	29.2	0.58	20.5
142	5	53	760	1.03	36.5	0.37	13.2
170	6	23	330	1.24	43.8	0.17	5.9

5-2-2 天然ガス生産システムの検討

ここでは前項5-2-1で推定したガス層の挙動に基づいて、生産井の産出特性解析・坑井およびフローライン中の流動解析を行う。本検討では、貯留層からセパレーターに至るまでの生産システム全体を一体として取り扱い、その挙動を分析する手法を用いた。この検討の目的は、将来のガス生産期間全体を通じての変化を考慮した上で、下記を明らかにする事である。

- 1) 各坑井の生産能力と適正生産量
- 2) 生産システム内の障害の有無
- 3) 生産システム内の流動温度・圧力
- 4) セパレーター運転圧を規定する条件

(1) 天然ガス生産システムの構成

貯留層内のガスは坑井内に流入した後、チュービングを通過して坑口まで上昇し、各坑井ごとの個別フローラインを通過して入口接続口に集められ、生産用高圧セパレーターに至る。生産量は、坑口装置に設置されたチョークによって坑井に適当な背圧をかけて調整される。生産システム全体の挙動を明らかにする為には、次の各挙動の分析が必要となる。

- 1) ガス産出特性（生産流体が貯留岩の孔隙内を流れて坑底に至る間の挙動）
- 2) 坑井（チュービング）内流動
- 3) チョークによる減圧と温度降下
- 4) フローライン内流動

以下に生産システムの各構成要素の概略および主要データ（仮定値・推定値を含む）

をまとめる。

(a) 貯留層

貯留層タイプ	:	ガス層
平均深度	:	1,770m (5,800 ft)
平均温度	:	113 °C (235 °F)
平均圧力	:	158 kg/cm ² A (2,250 psia)
流体組成	:	5-2-1 項参照
ガス産出特性	:	本項の細目(2)参照

(b) 坑井

貯留層から坑井内に流入したガスは、坑底付近ではガス単相で流動するが、チュービング内を上昇するにつれて、圧力・温度共に降下するため液相を生じ、気液二相状態になる（前掲図5-5参照）。この坑井内垂直二相流の挙動（流量と圧力の関係）の推定方法としては多くの推算式が提唱されているが、実測値との比較検討を行えるデータがない為、一般的によく使用される Hagedorn & Brown の式を用いた。計算に必要な二相系の流体物性とその温度・圧力による変化は、組成を基に一般的推算式を用いて算定した。その他の主要データは次の通り。

坑井仕上げ	:	単層チュービング仕上げ
チュービング	:	2-7/8 in (呼び径)
坑井深度	:	1,770 m (5,800ft)

(c) 坑口チョーク

自噴井からは通常、無制限に生産することはせず、坑口に設置したチョークにより適切な背圧をかけて生産量を制限する。この理由は下記のようなものである。

- 1) 貯留層全体としての最適生産計画に沿って、個別坑井の生産量を調節する。
- 2) ドローダウンを過度にすると、坑底近傍での貯留岩の崩壊や出砂、坑井からガスの産出とともに水が出るコーニング現象の原因と成る。なお、ドローダウンとは静止貯留層圧と流動坑底圧の差、即ち、生産流体が貯留岩の孔隙内を流れて坑底に至る間の圧力損失である。従って、これを大きくする程、生産量が大きくなる。
- 3) 貯留層の圧力が高く、チョーク前後の圧力差が大きい場合はチョーク内のガス

流速は音速となり、下流側の圧力変動にかかわらずガス生産量は一定となる。

(d) フローライン

チョークで減圧された流体は、フローライン内を気液二相状態で流動する。この水平二相流の挙動の推算には、Dukler & Eatonの式を用いた。これに関するデータは次の通り。なお、平均フローライン長の算定は、空井戸を除いて行なった（前掲表5-2参照）。

フローライン径 : 4 in

平均フローライン長 : 1,200 m (3,880 ft)

(e) セパレーター

セパレーターの運転圧はパラメーターとして扱う。高圧テストセパレーターの設計圧が約39kg/cm²Gであり、フローライン中の弁の圧力規準や下流側プラントへの必要供給圧力等も考え合わせると、運転圧の範囲は20~40kg/cm²Gが妥当と考えられる。最終的にはLPG回収プラントや天然ガス前処理プラントを含む全体システムの検討から決める事になるが、ここでは下記の数種類を設定し、生産システム側からセパレーター運転圧を規定する条件を明らかにする。

セパレーター運転圧 : 20/30/40/50/70 kg/cm²G

(2) ガス産出特性

(a) 現時点での産出特性

貯留層内でガスが坑井内に流入する際に、プレッシャー・ドロウダウンと呼ばれる圧力損失が起こり、流動坑底圧は貯留層圧よりも低下する。ガス井における生産量と貯留層圧および流動坑底圧の間には、定常状態に於いてダルシーの法則（多孔質物体内に於ける流体流動に関する法則）に基づく次の経験式が成立する。

$$Q = C (P_R^2 - P_{wf}^2)^n$$

ここで、

Q : ガス生産量（標準状態）

P_R : 平均貯留層圧力 = 158 kg/cm²A (2,250 psia)

P_{wf} : 流動坑底圧

C : ガスフロー定数

n : 指数定数（通常 n = 0.5 ~ 1.0）

上式を適用すると、最低2点での生産量対流量坑底圧の測定値があれば、ガス産出特性が明らかになる。ところが、データとして入手しているものは次のものだけである。

オープンフローポテンシャル : $1.4 \times 10^5 \text{ m}^3/\text{d}$ (5 MMSCFD)

平均デリバビリティー範囲 : $5.7 \sim 8.5 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ (2 ~ 3 MMSCFD)

オープンフローポテンシャル (略称AOF)とは、坑底に於いて全く背圧がかかっていない状態 ($P_{wr} = 0$) でのガス井の産出能力を表す指数である。従って、下記の条件が与えられていることになる。

$$AOF = C P_R^{-2n} = 1.4 \times 10^5 \text{ m}^3/\text{d} \quad (5 \text{ MMSCFD})$$

一方、前記のガス産出特性の式に於ける指数定数 n は、両対数グラフにガス流量 Q と $(P_R^2 - P_{wi}^2)$ をプロットしたときの直線の勾配の逆数である (図5-9参照)。指数定数 n は通常、1.0 (完全な層流状態) から0.5 (完全な乱流状態) までの値をとることが多いので、本ガス層の産出特性は図中の両端の2本の破線の幅の中に入ると推定される。

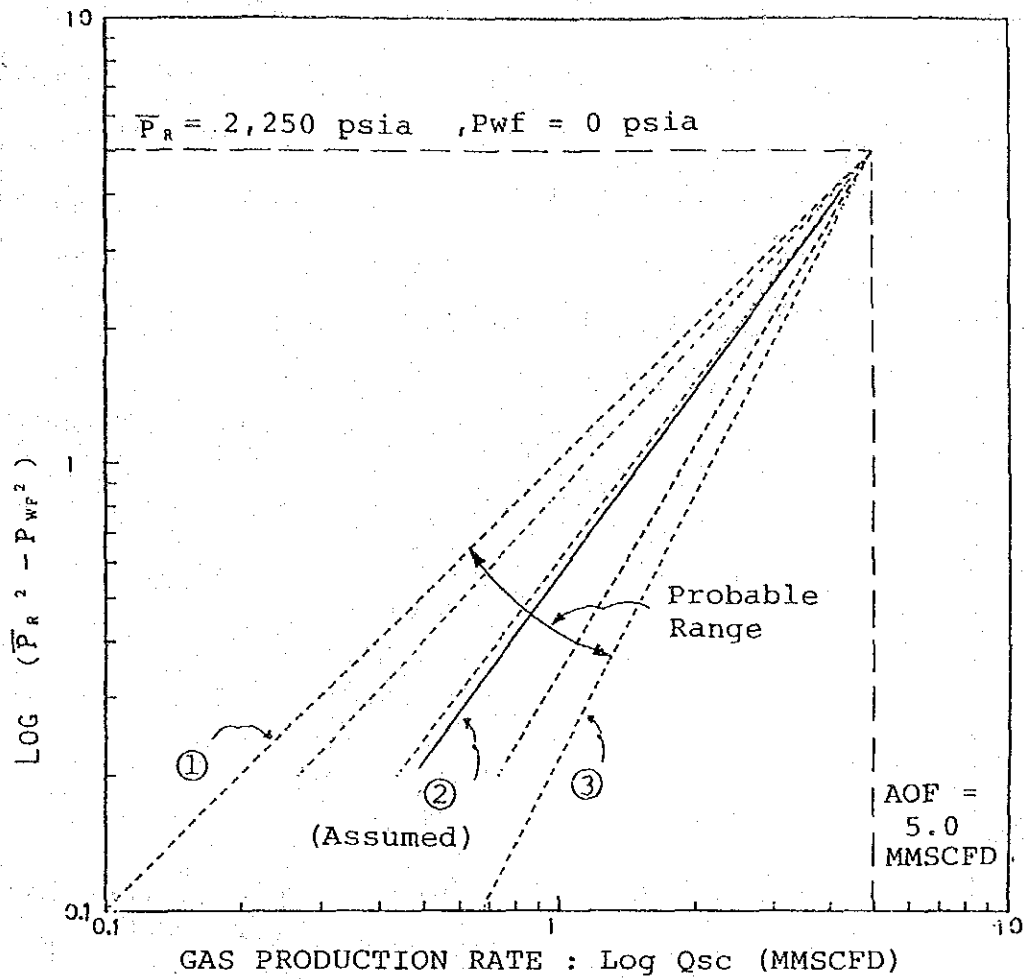
平均デリバビリティー範囲については、その生産量に対応する流動坑底圧またはそれを推定できるような条件 (坑口圧や地上セパレーター圧力など) が与えられていない。先に述べたように、ドロダウンを過大にすることは坑井の害になる為、通常ガス井のドロダウンは貯留層圧力の10~20%程度に抑えられる。これが当てはまるとすれば、平均デリバビリティー範囲は流動坑底圧が127 ~ 140 kg/cm²A (1,800 ~ 2,000 psia) 程度に対応するものと思われる。図5-9にはその場合の産出特性を3通り、破線で示している。

これらの産出特性を生産量と流動坑底圧の関係 (IPR 曲線、Inflow Performance Relationship Curve) として表したものが図5-10である。本図に示された振れ幅は、他のデータの精度から見て、それほど大きなものとは言えないであろう。

以上の考察により、ドロダウンを15%にした時に坑井生産量が $5.7 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ (2 MMSCFD) であると仮定し、現在のガス産出特性は下式にて表されるものとした。なお、図5-9および図5-10上では、この式の与える値を実線で示している。

$$Q (\text{m}^3/\text{d}) = 101.8 (158^2 - P_{wr} (\text{kg}/\text{cm}^2\text{A})^2)^{0.715}$$

(b) 将来の産出特性予測



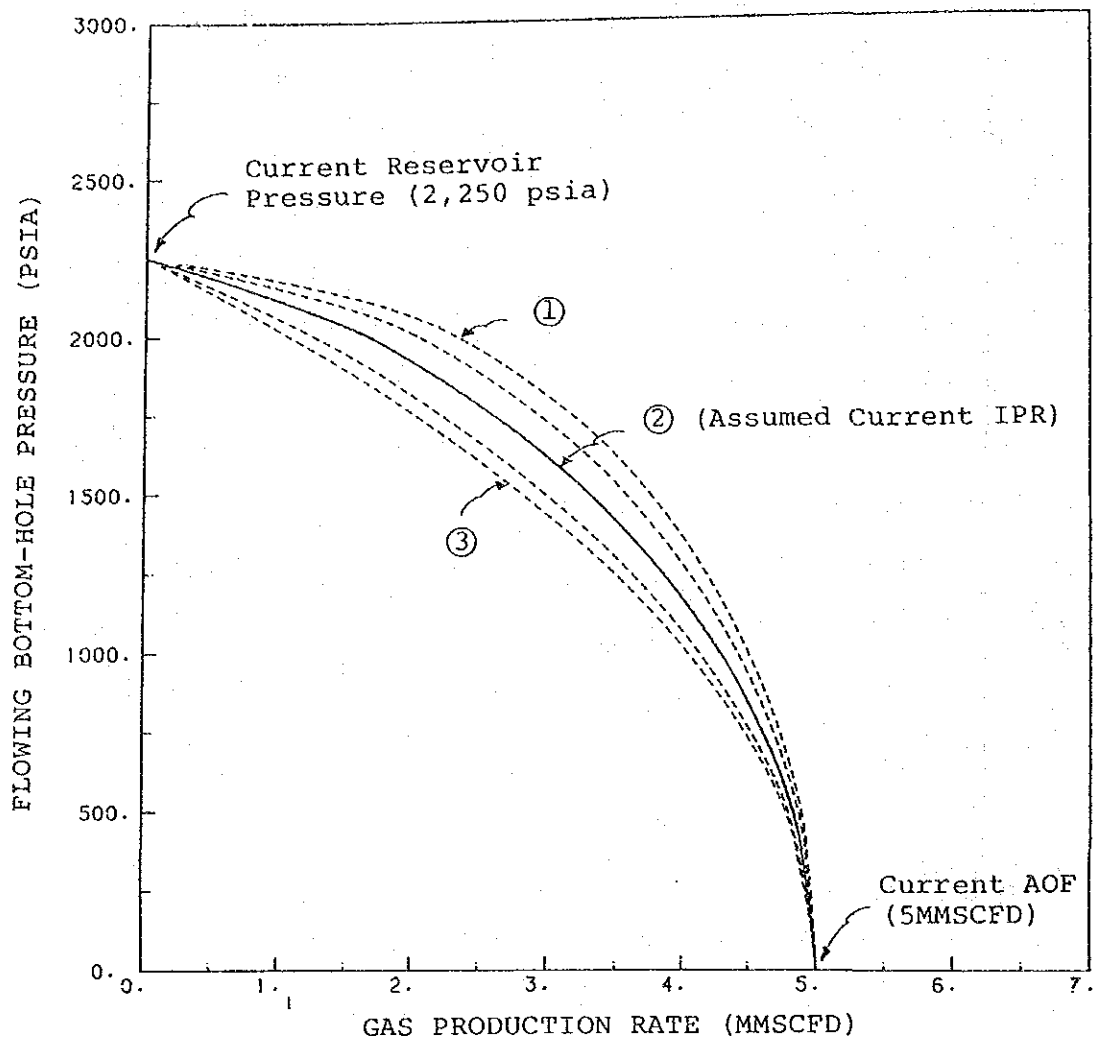
Gas Equation: $Q = C (\bar{P}_R^2 - P_{wf}^2)^n$

where, \bar{P}_R = Reservoir Pressure (psia)

P_{wf} = Flowing Bottom-hole Pressure (psia)

Line No.	C	n	Draw-down (at 2 MMSCFD)
①	2,222	0.5	approx. 8 %
②	80.7	0.715	approx. 15 %
③	0.9877	1.0	approx. 25 %

図5-9 ガス・デリバビリティ曲線



Gas Equation: $Q = C (\bar{P}_R^2 - P_{wf}^2)^n$

where, \bar{P}_R = Reservoir Pressure (psia)

P_{wf} = Flowing Bottom-hole Pressure (psia)

Line No.	C	n	Draw-down (at 2 MMSCFD)
①	2,222	0.5	approx. 8 %
②	80.7	0.715	approx. 15 %
③	0.9877	1.0	approx. 25 %

図 5-10 ガス産出特性曲線 (IPR 曲線)

生産に伴って、貯留層圧力は減退するため産出特性も変化してくる。生産システムの検討は、将来のガス生産期間全体を考慮する必要がある。上記で仮定した現在の産出特性を基に、将来のIPR曲線を推定し図5-11に示す。この推定にはダルシーの法則を適用した。実際にはガスの生産が進むにつれて、坑井内への地層水や砂の産出等の問題が生じる可能性があり、将来の産出特性はさらに悪化する傾向にある。

IPR曲線の時間的推移を支配する条件は、貯留層圧力の変化である。5-2-1項にて述べたように、貯留層圧力はフィールド全体の生産量に応じて、図5-8に示したように異なった減退曲線を描く。従って、IPR曲線の推移も図5-11に示すように、フィールド全体の生産量、即ち、生産計画に応じて異なる。以下の検討に於いても、ここに示した数種類のフィールド生産量をパラメーターとして論じることとする。

(3) 生産システムの生産能力

(a) 解析手法

生産システムの生産能力とは、チョークによる生産調整を行わず自由に自噴させた場合の生産量である。これを決める条件はセパレーター運転圧とチュービングとフローラインに於ける流動圧力損失である。図5-12に、これを明らかにする為のシステム解析の概念図を示す。坑底を圧力解析のノード（結節点）として、システム全体の挙動を、貯留層からノードまでの産出特性とノードからセパレーターまでのパイピング内の圧力損失の二者に分けて解析する。以下にその解析手法をまとめる。

- 1) 適当な流量範囲に対して、生産時に得られる流動坑底圧を表す IPR曲線を求める。

$$(\text{ノード上流側圧力}) = (\text{貯留層圧力}) - (\text{ドロウダウン})$$

- 2) セパレーター圧力を仮定し、適当な流量範囲に対して流体がチュービングおよびフローラインを通してセパレーターに到達するのに必要な坑底圧を求める。
この生産量対必要坑底圧を表す曲線をTIP曲線(Tubing Intake Pressure Curve)と呼ぶ。

$$(\text{ノード下流側圧力}) = (\text{セパレーター圧力}) \\ + (\text{フローライン圧力損失}) + (\text{チュービング圧力損失})$$

- 3) 両者を同一グラフ上にプロットする。二曲線の交点がこの生産システムの最大

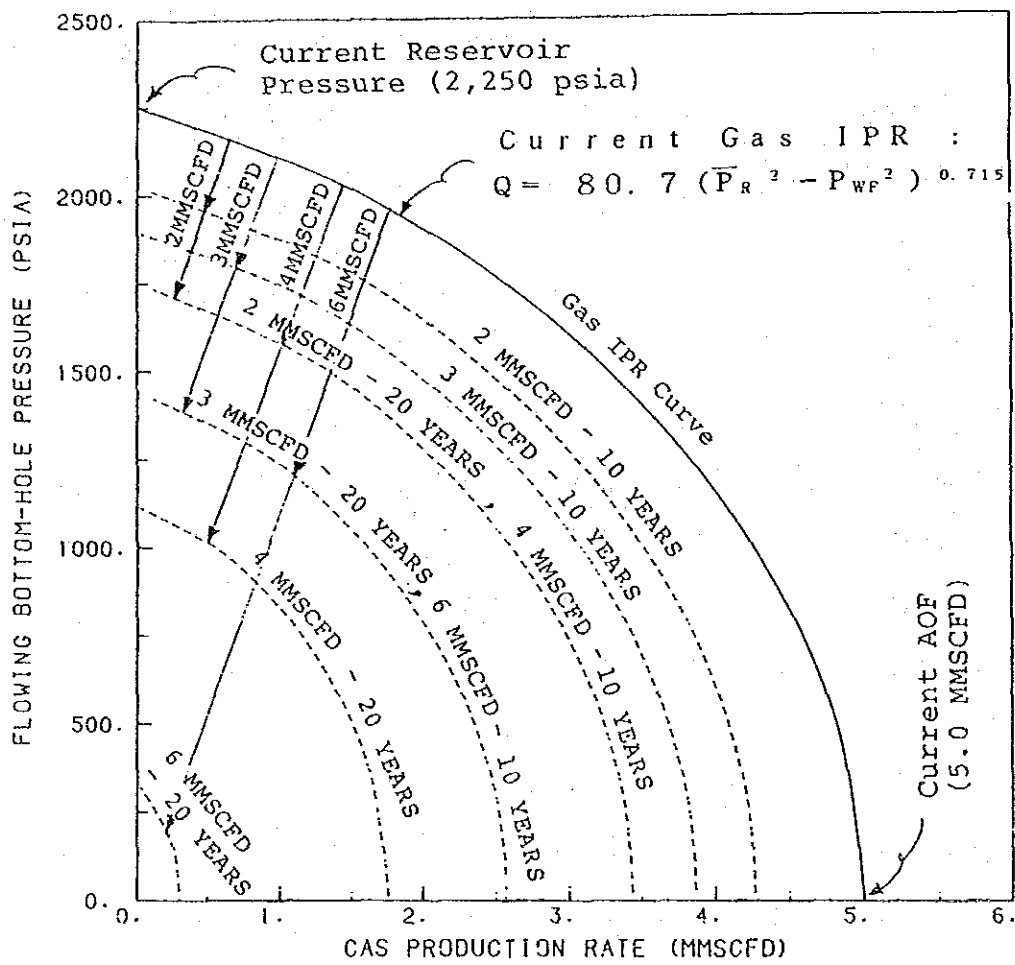


図5-11 生産計画に対応したガス産出特性曲線 (IPR曲線) の時間的推移

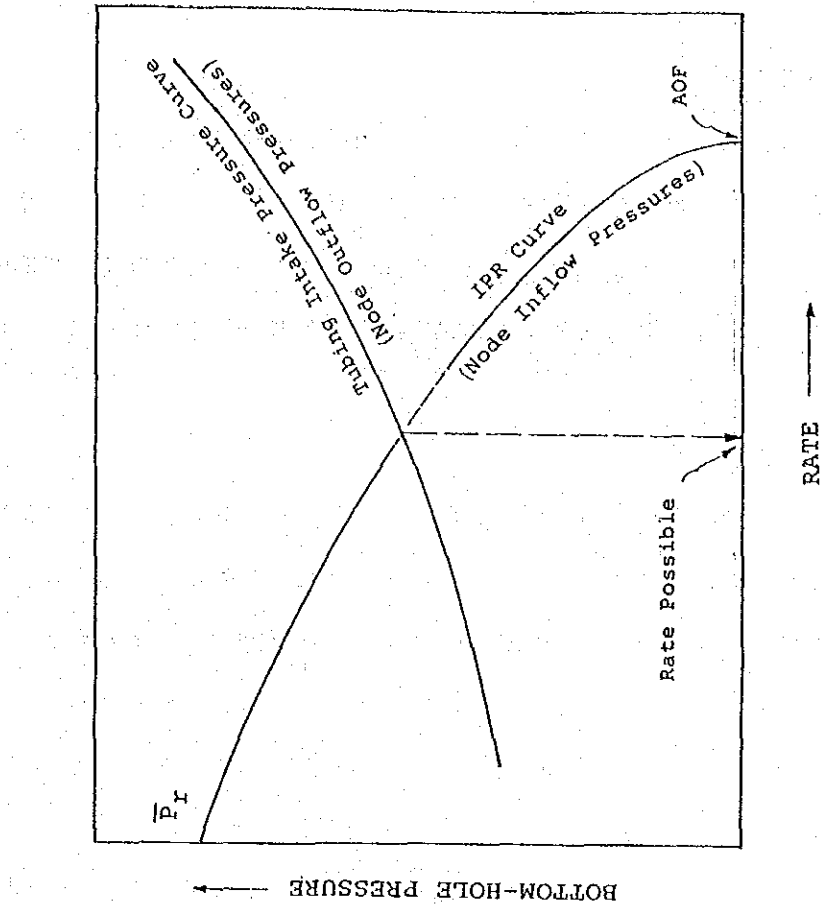


图 5-12 生产能力解析手法概念图 (坑底压力解析)

生産能力となる。

(b) 解析結果の考察

上記手法に基づいて既存生産システムの生産能力解析を行い、その結果を図5-13に示す。図上で、IPR曲線はセパレーター運転圧をパラメーターとして5本描かれている。一方、IPR曲線は、図5-11に示した数種類の生産計画に対応する時間的推移（ただし、現時点・生産開始後10年および20年のみ）が描かれている。以下、同図から推定される考察を記す。

(i) セパレーター運転圧

貯留層圧の減退の速度は、図上のIPR曲線に示した様に鉱区全体の生産計画によって決まってくる。計画生産量が $85 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{d}$ (3 MMSCFD)以下の場合、セパレーター圧力が $20 \sim 50 \text{ kg/cm}^2\text{G}$ の範囲では生産期間全体（20年間）にわたって各坑井は十分なガス・デリバビリティーを確保できる。しかし、生産計画量を $113 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{d}$ (4 MMSCFD)にした場合は、生産末期を考えるとセパレーター圧力は $40 \text{ kg/cm}^2\text{G}$ 程度が上限であろう。

本プロジェクトで必要とするガス量は約 $57 \sim 113 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{d}$ (2～4 MMSCFD)の範囲内と想定される。従って、ガス生産期間全体を考えると、セパレーター圧力は、 $20 \sim 40 \text{ kg/cm}^2\text{G}$ が、適当であろう。但し、計算に使用した基本的データの多くが仮定値である事を考慮すると、プラントの設計値としてはこの範囲内のなるべく低い圧力を採用することが安全であると思われる。

(ii) 鉱区全体の生産量

鉱区全体の生産量が $57 \sim 113 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{d}$ (2～4 MMSCFD)の場合は貯留層の圧力低下が少なく、生産期間全体（20年）にわたって予定生産量を維持する事が可能である。しかし生産計画が $170 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{d}$ (6 MMSCFD)を越えると、井戸一本当りの生産能力は、生産開始10年で初期生産量の半分程度まで減少してしまい、20年後にはセパレーター圧力をさげても自噴による生産が出来なくなる可能性がある。

(iii) 坑井の適正生産量

ここで議論している坑井の生産能力は、先に述べた通り無制限に生産した場合の生産量である。実際にはドローダウンが過大になるのを防ぐ為、チョークにより適当な背圧をかけてやる必要がある。各坑井の生産基準は、ガス貯留層全体の最適生

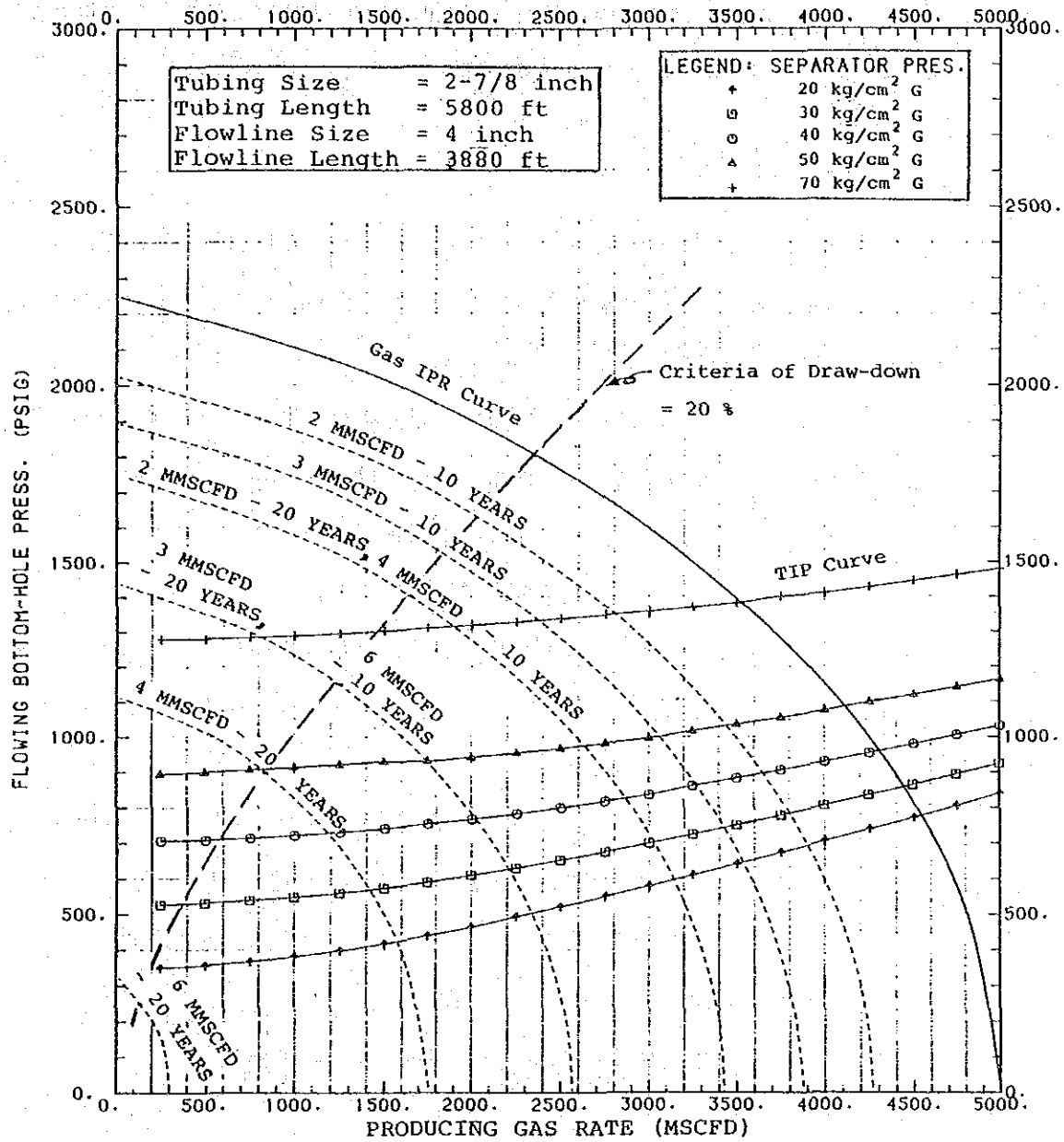


図5-13 IPR曲線およびTIP曲線 (チュービング径 2-7/8 in)

産計画から与えられるものであるが、ここでは一般的見地からドロダウン20%を仮定する。この坑井生産基準下での坑井一体当たりの適正生産量とそれに応じた流動坑底圧は図5-13に示してある通りである。これによると適正生産量は、初期には約 $68 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{d}$ (2.4 MMSCFD)強であり、貯留層圧の低下に伴って減少し、貯留層圧力 $70 \text{ kg/cm}^2 \text{A}$ (1,000 psia)では約 $20 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{d}$ (0.7 MMSCFD)強になる。この坑井挙動については坑口圧力の推定と併せて後に触れる。

(4) 生産システムの挙動

(a) 解析手法

上で述べたように、実際の生産時は坑口チョークにより生産量調整を行なう。この時のシステムの挙動は、チョークを圧力解析のノード（結節点）として、以下の手法で解析される（図5-14参照）

- 1) 貯留層からチョーク上流側までの圧力損失を計算し、生産量とそれに対して得られる流動坑口圧の関係（V-IPR 曲線、Vertical IPR Curve）を求める。

$$\begin{aligned} (\text{ノード上流側圧力}) &= (\text{貯留層圧力}) - (\text{坑底でのドロダウン}) \\ &\quad - (\text{チュービング内圧力損失}) \end{aligned}$$

- 2) セパレーター圧力を仮定し、適当な流量範囲に対して流体がフローラインを通過してセパレーターに到達するのに必要なチョーク下流側圧の関係（CP曲線、Choke Performance Curve）を求める。

$$(\text{ノード下流側圧力}) = (\text{セパレーター圧力}) + (\text{フローライン圧力損失})$$

- 3) 両者を同一グラフ上に記入する。二曲線の交点は、チョークを使用せずに生産した場合の、システムの最大生産能力を示す。チョークによる圧力降下は一つの生産量に於ける両曲線の与える圧力の差として得られる。

$$(\text{チョークによる圧力降下}) = (\text{V-IPR 曲線}) - (\text{CP曲線})$$

(b) 解析結果の考察

上記手法に基づいて既存生産システムの生産挙動解析を行い、その結果を図5-15に示す。図上で、V-IPR 曲線は、先に述べた生産能力解析の場合と同じく数種類の生産計画に対応する時間的推移（ただし、現時点・生産開始後10年および20年のみ）が描かれている。一方、CP曲線は、セパレーター運転圧を変動因子として5本描かれているが、いずれの場合もフローラインでの圧力損失は非常に小さく、流量による変化

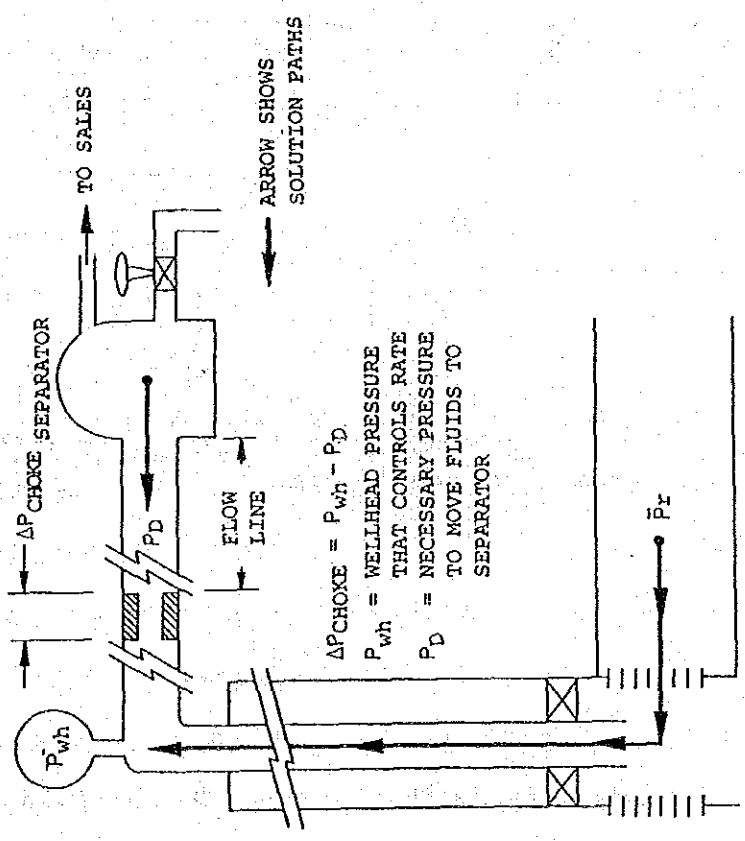
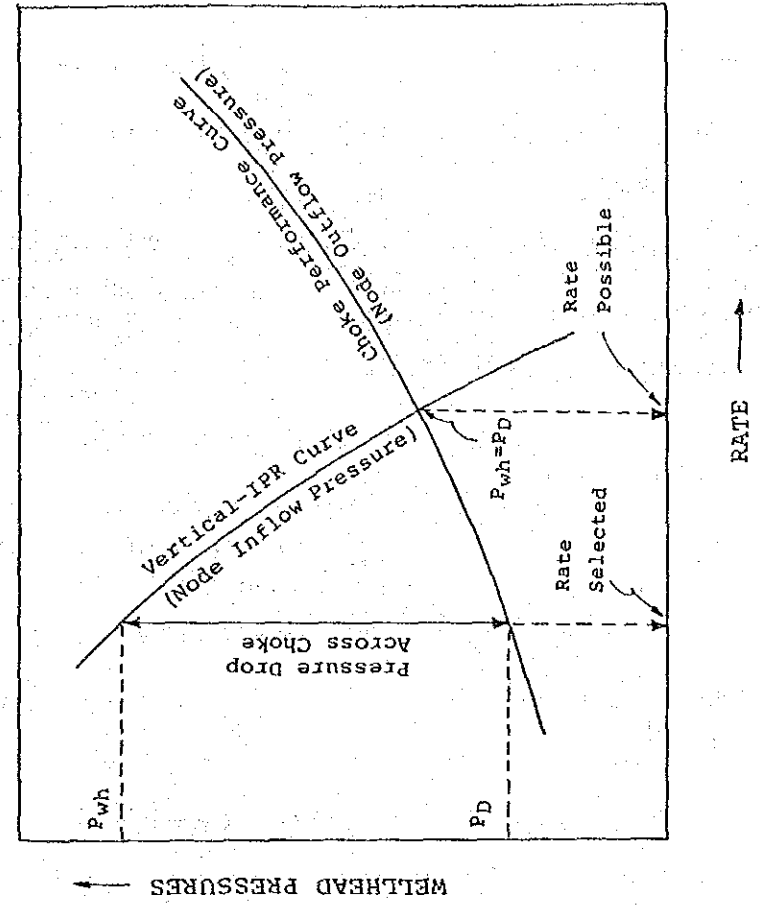


图 5-14 生産システム挙動解析手法概念図 (坑口圧力解析)

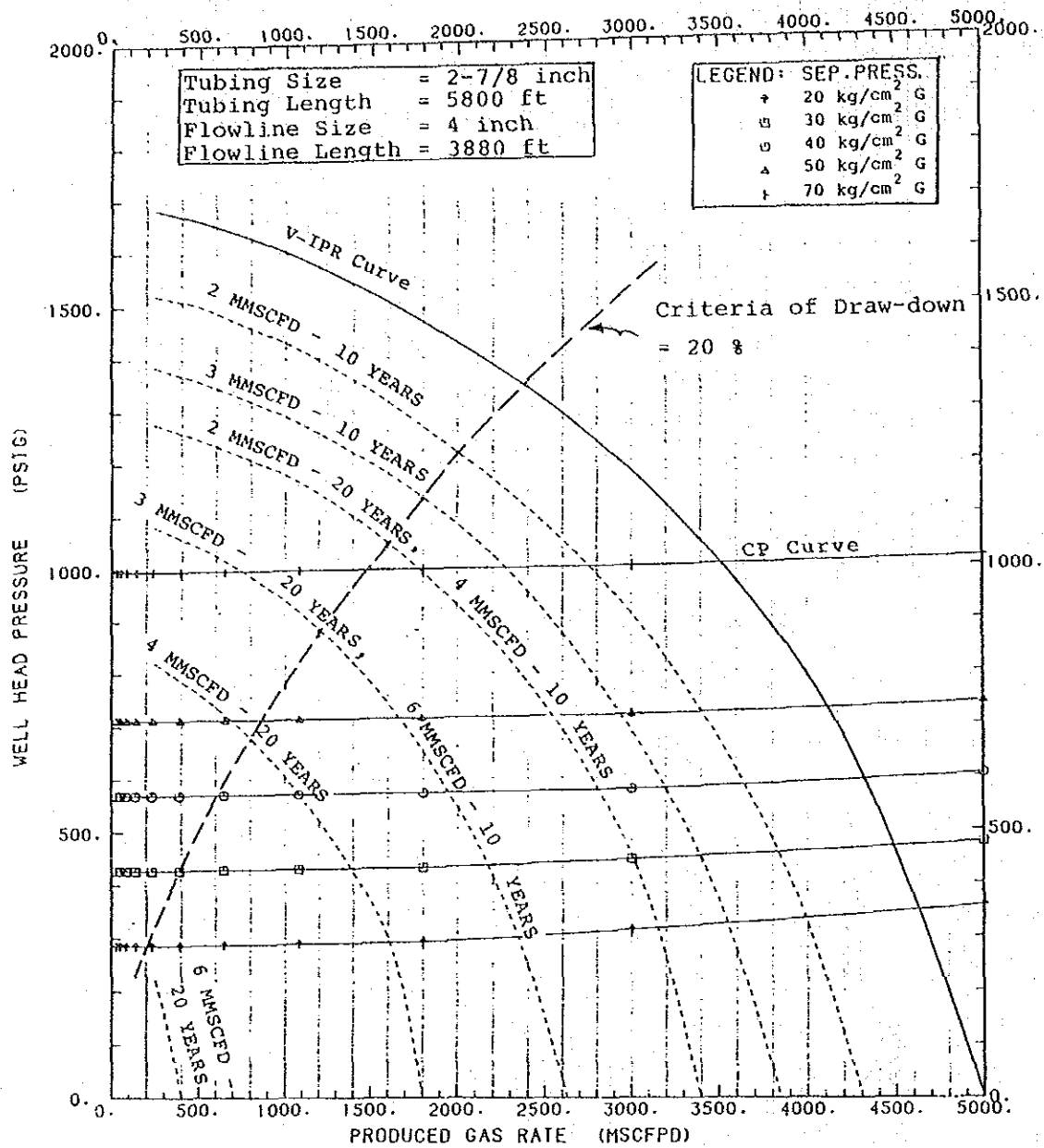


図5-15 V-I PR曲線およびCP曲線 (チュービング径 2-7/8 in)

も小さい。

図5-13の時と同じく、坑井の生産基準としてドローダウン20%を仮定した場合の適正生産量と流動坑口圧の関係（適正生産量曲線）を図中に破線で示した。ある時点での適正生産量は、生産計画と時間に対応したV-IPR曲線と適正生産量曲線の交点から求められる。この生産量に対して、V-IPR曲線の与える圧力がチョーク上流側での流動坑口圧であり、CP曲線の与える圧力がチョーク下流側での圧力である。従って、両者の差がチョークによる減圧分となる。ただし後者の方が高い場合は、その生産量がそのCP曲線に対応するセパレーター圧力での坑井生産能力を越えていることになる。

前述のような生産基準で生産を行なったと仮定し、次のような生産上の問題点を検討した。

1) 坑井内の流動状態とチュービング・サイズ

ガス井ではチュービング内の流速が遅すぎると、ガス中の液体（圧力および温度の低下に伴いチュービング内で発生するコンデンセートおよび水分）が地上まで流動せず、徐々に坑井内に溜まってゆく。この状態で生産を続けると、しだいに坑井内の圧力損失が増大し坑口圧の低下を招き、生産量が減少し、さらに放置すると井戸が死んでしまう。このような状態では、定期的アンローディング（坑井内に溜まった液体を払い出す作業）を行う必要がある。

この問題を考えると、先に述べた坑井1本当たりの適正生産量レベルから見て、既存の2-7/8 inチュービングはややサイズが大きすぎる懸念がある。既存設備は原油およびコンデンセートの生産を目的として設計されたと考えられるので、ガス生産を目的とした本プロジェクトにそのまま使用すれば、こうしたことがあっても不思議ではない。これを確かめるために、以下の検討を行なった。

坑井内の液体（コンデンセート又は水）が坑口まで流動するのに必要な最低流速を簡易式で計算し、チュービング径2-7/8 inでの坑底および坑口付近でのガス流速と比較したものが図5-16である。これによると、坑井流体に水が付いていない状態でも、井戸一本当りの生産量が $57 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{d}$ (2 MMSCFD) 以下になると坑井内への液分の堆積が起こる可能性がある。

一方、比較のために図5-17に1 inチュービングで生産した場合の流速検討結果を示す。この場合は少量の水が付いてきても、約 $23 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{d}$ (0.8 MMSCFD) 以

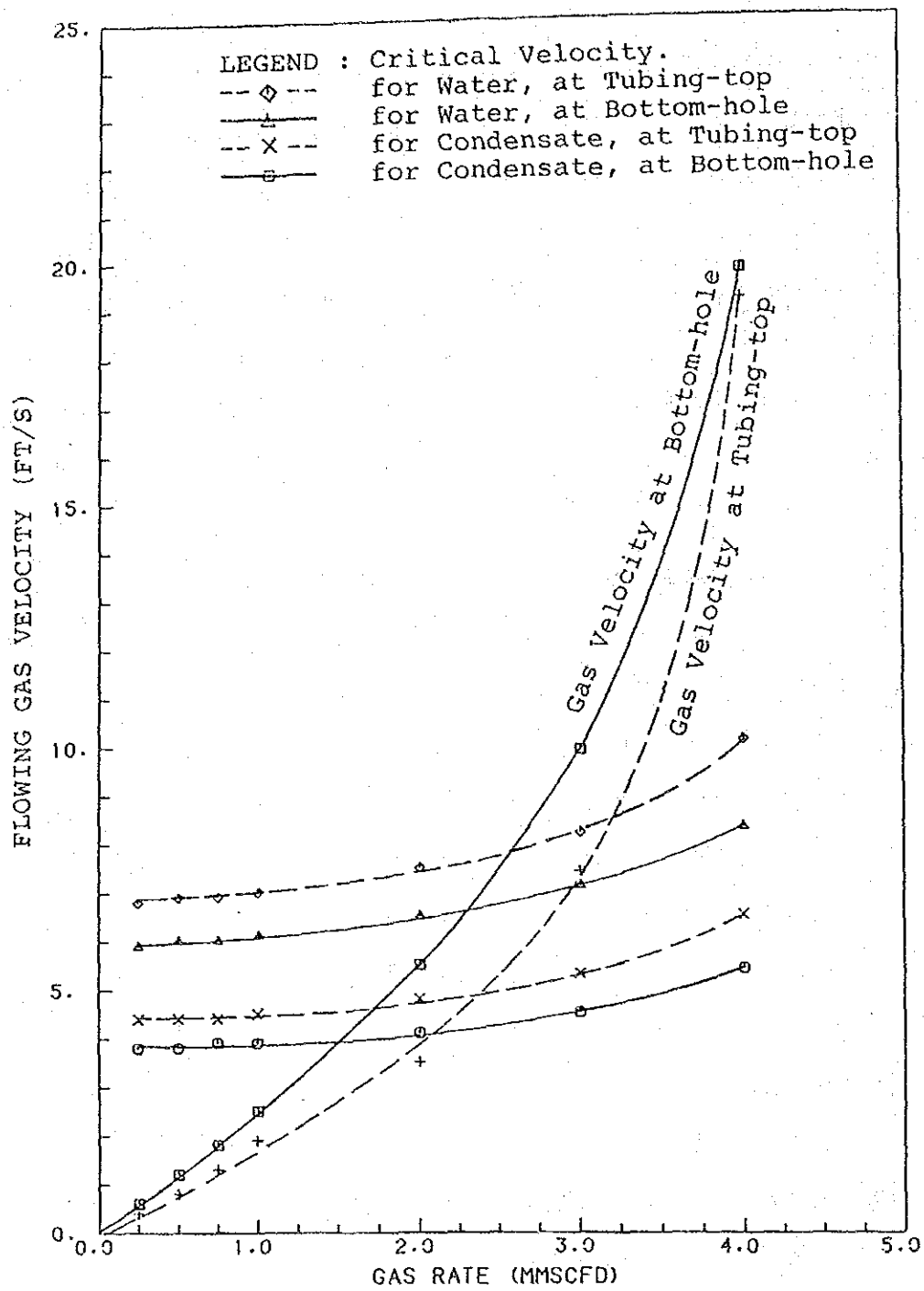


図5-16 チュービング内ガス流速 (チュービング径 2-7/8 in)

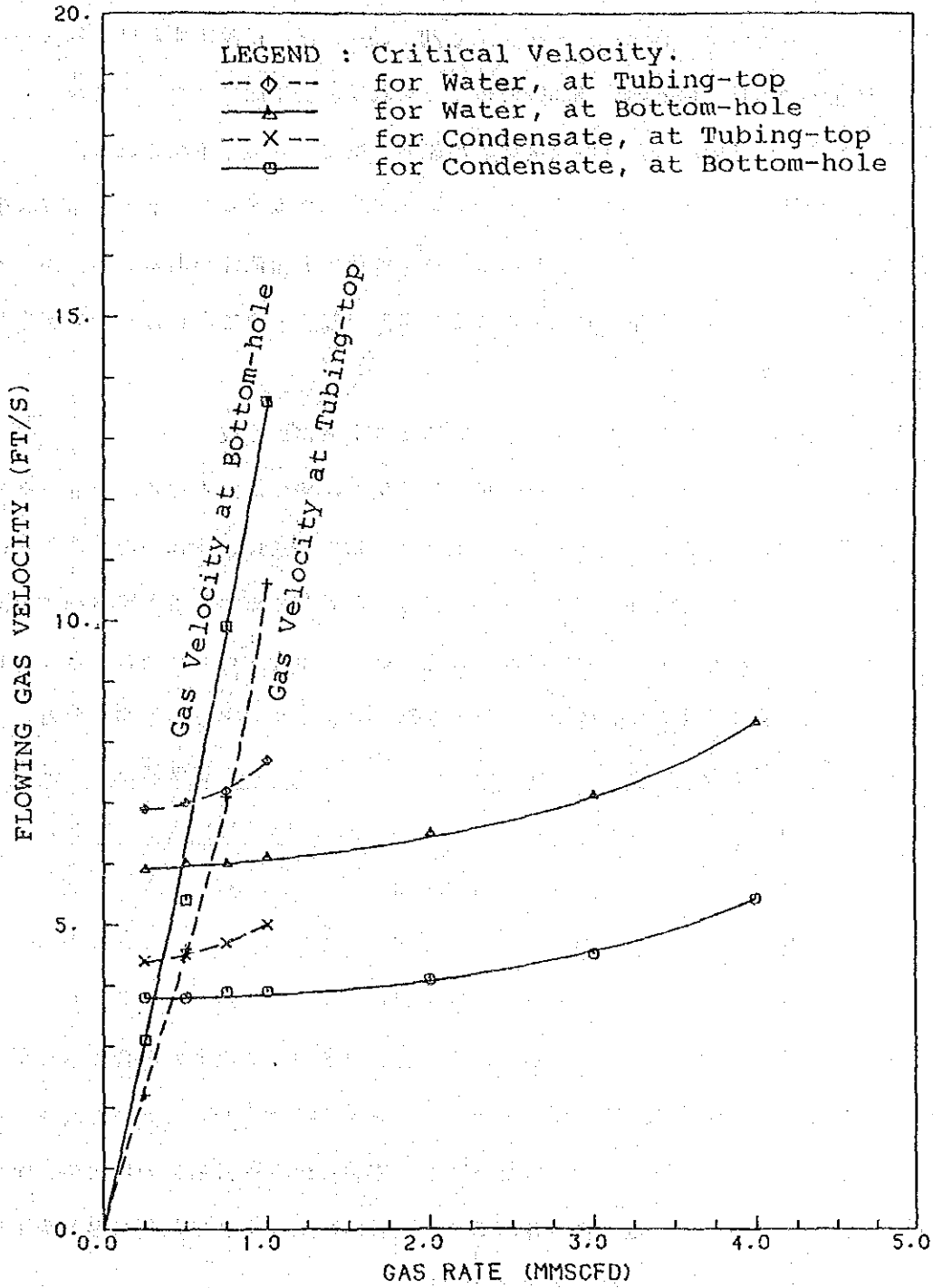


図5-17 チュービング内ガス流速 (チュービング径 1 in)

上の生産量であれば問題ない。しかし、チュービング径を小さくすれば圧力損失は大きくなるため、当然、生産能力は低下する。参考値として、この影響を見るため1 inチュービングで生産した場合の生産能力解析を行ない、図5-18に示した。その結果、この場合でも、セパレーター圧を20~40kg/cmGに設定すれば、鉱区全体の生産量が $85 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{d}$ (3 MMSCFD)以下であれば、20年間にわたって井戸一本当たり $28 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{d}$ (1 MMSCFD)程度の生産能力を維持できると予測される。

以上の検討より、既存の2-7/8 inチュービングは本プロジェクトでのガス生産に使用するにはやや大きく、坑井内で液体が堆積する可能性がある。したがって、過去の生産時のデータを検討し、実際にこの現象が起こる様であればその対策を考慮する必要がある。

ii) チョークでのガス・ハイドレート (固体ガス水和物) 生成

チョークでの圧力降下は、坑口圧が最も高い生産初期に最大となる。チョークで急激に圧力が落とされると、ジュール・トムソン効果の為に、流体の温度降下が起きる。セパレーター圧力20・30および40kg/cmGに対して圧力降下と温度降下の関係を図5-19に示す。ドローダウン20%の生産基準で生産を行った場合、各セパレーター圧力に於ける最大圧力降下および温度降下は、下記のように予測される。

セパレーター圧力 (kg/cmG)	圧力降下		温度降下	
	(kg/cm)	(psi)	(℃)	(°F)
20	70	1,000	37	66
30	64	910	29	53
40	55	780	22	40

天然ガスは、高圧下で液体の水と共存すると、温度が0℃以上の場合でも、ガス・ハイドレートと呼ばれる固体ガス水和物を生成する。ハイドレートが生成されると、チュービングやフローライン内で成長し、流動に伴う圧力損失の増大や、配管内の目詰り等の原因となる。ガス井の場合、一般的にチョークで急激な温度降下を起こすと、ハイドレート生成の可能性がある。

図5-19には、坑口温度を49℃ (120°F)としたときの、ハイドレート生成領域が示されている。この図から判断すると、貯留層圧力の高い運転初期においてはハイドレート生成の可能性があるが、詳細な検討が必要である。

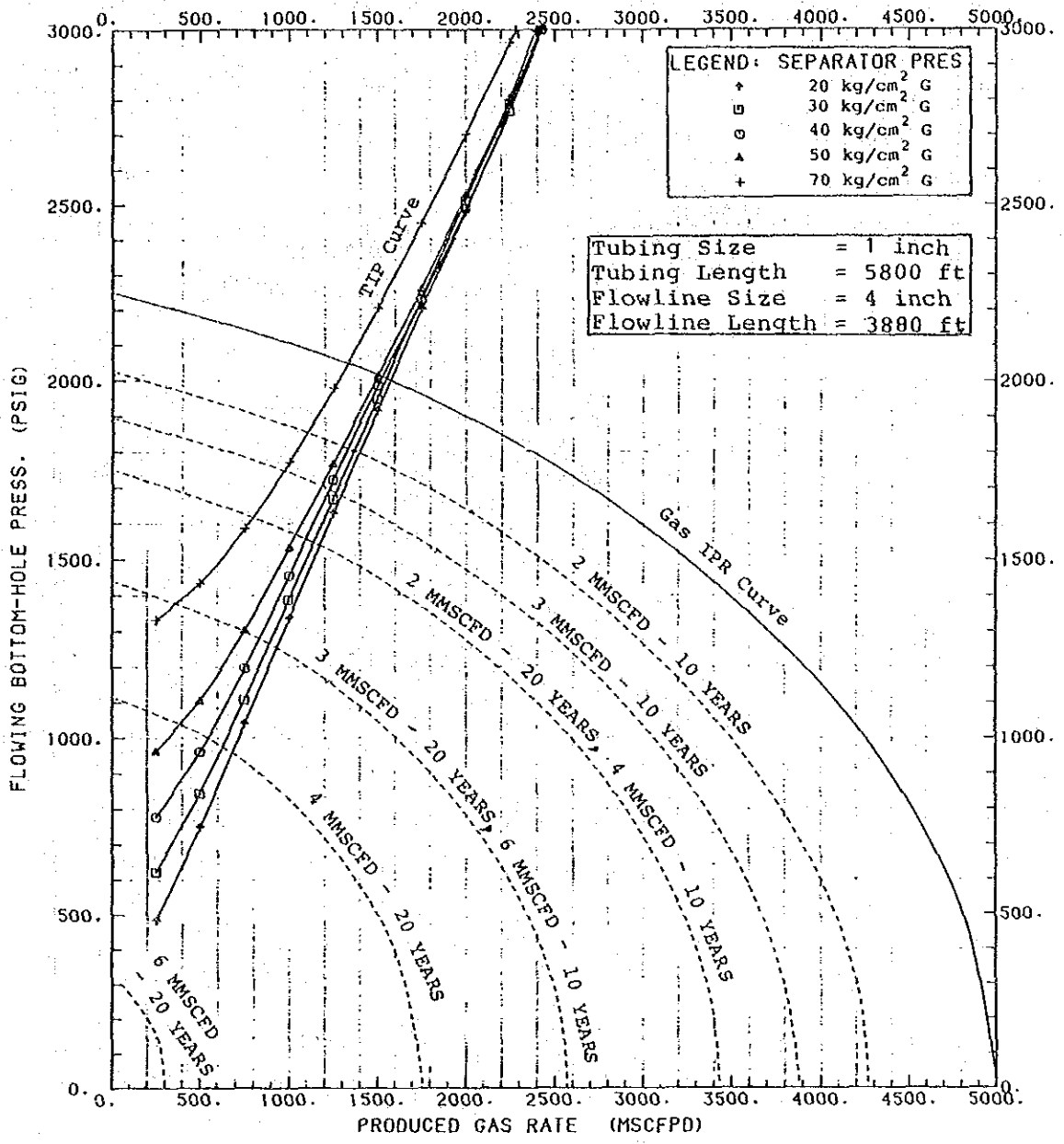


図5-18 IPR曲線およびTIP曲線 (チュービング径 1 in)

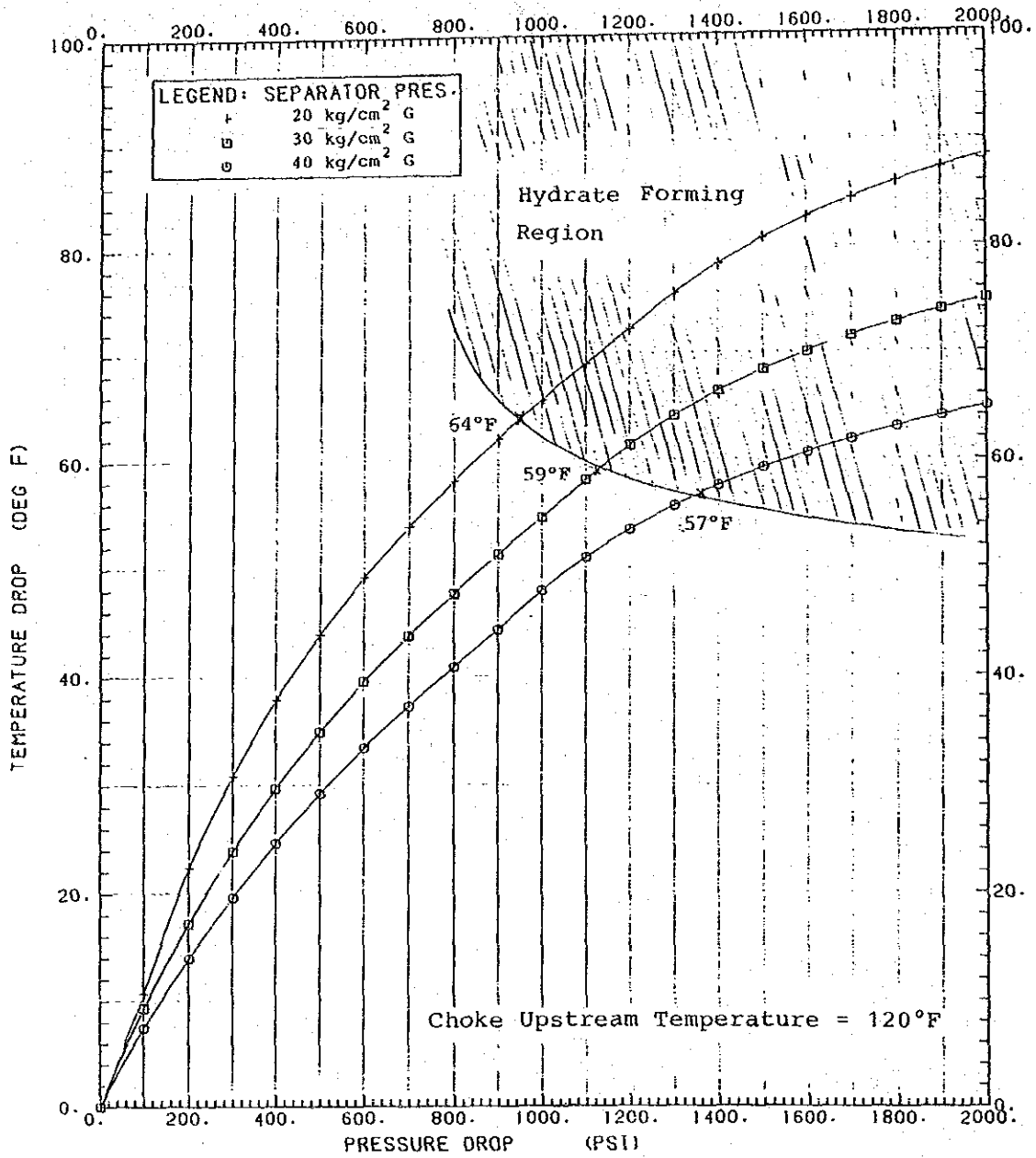


図5-19 坑口チャークでの圧力・温度降下

(5) 坑井の生産挙動予測

(a) 生産量と圧力プロファイル

前述の生産基準（ドローダウン20%）で生産を行なった場合の各坑井の生産挙動を、前項(4)で述べた解析に基づいて整理した結果が図5-20である。同図では、坑井生産量・流動坑底圧・チョーク上流側および下流側の流動坑口圧の各変化を貯留層圧力の減退に対応した形で示してある。時間的推移は鉦区全体の生産計画によって異なる。

鉦区全体の生産量に応じた、10年目および20年目の井戸1本当たりの生産量は下記のように予測される。なお、初期における井戸1本当たりの適正最大生産量は $68 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{d}$ (2.4 MMSCFD)程度である。

鉦区平均日産量 ($10^3 \text{ m}^3/\text{d}$) (MMSCFD)	井戸一本当たりの生産量			
	10年目 ($10^3 \text{ m}^3/\text{d}$) (MMSCFD)		20年目 ($10^3 \text{ m}^3/\text{d}$) (MMSCFD)	
57 2	56.6 2.0	45.3 1.6		
85 3	51.0 1.8	34.0 1.2		
113 4	45.3 1.6	22.7 0.8		
170 6	34.0 1.2	2.8 0.1		

鉦区平均日産量が $57 \sim 113 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{d}$ (2 ~ 4 MMSCFD)程度の範囲では生産初期から中期にかけては、生産井は2 ~ 3本で必要量を生産できるが、生産後期になると2 ~ 6本程度まで生産井の数を増やす必要がある。

(b) 温度プロファイル

生産流体が貯留層からセパレーターに至る間に、その温度は外界との熱授受等により変化する。この変化は主として、生産量とチョークでの減圧の程度により左右される。従って、図5-20に示される坑井挙動を仮定した上で、次の3者の検討を簡易法により行ない、生産システム内の温度プロファイルを推定し図5-21に示した。

- 1) 坑井内温度変化（地層と坑井内流体の間の熱授受）
- 2) チョークでの温度降下（ジュール・トムソン効果）
- 3) 地上フローラインでの温度変化（大気とフローライン内流体の熱授受）

図中、最も典型的な温度プロファイルは実線で示してあるが、各種条件がある程度の幅を持っているため、それによる温度プロファイルの変化の範囲を破線により示し

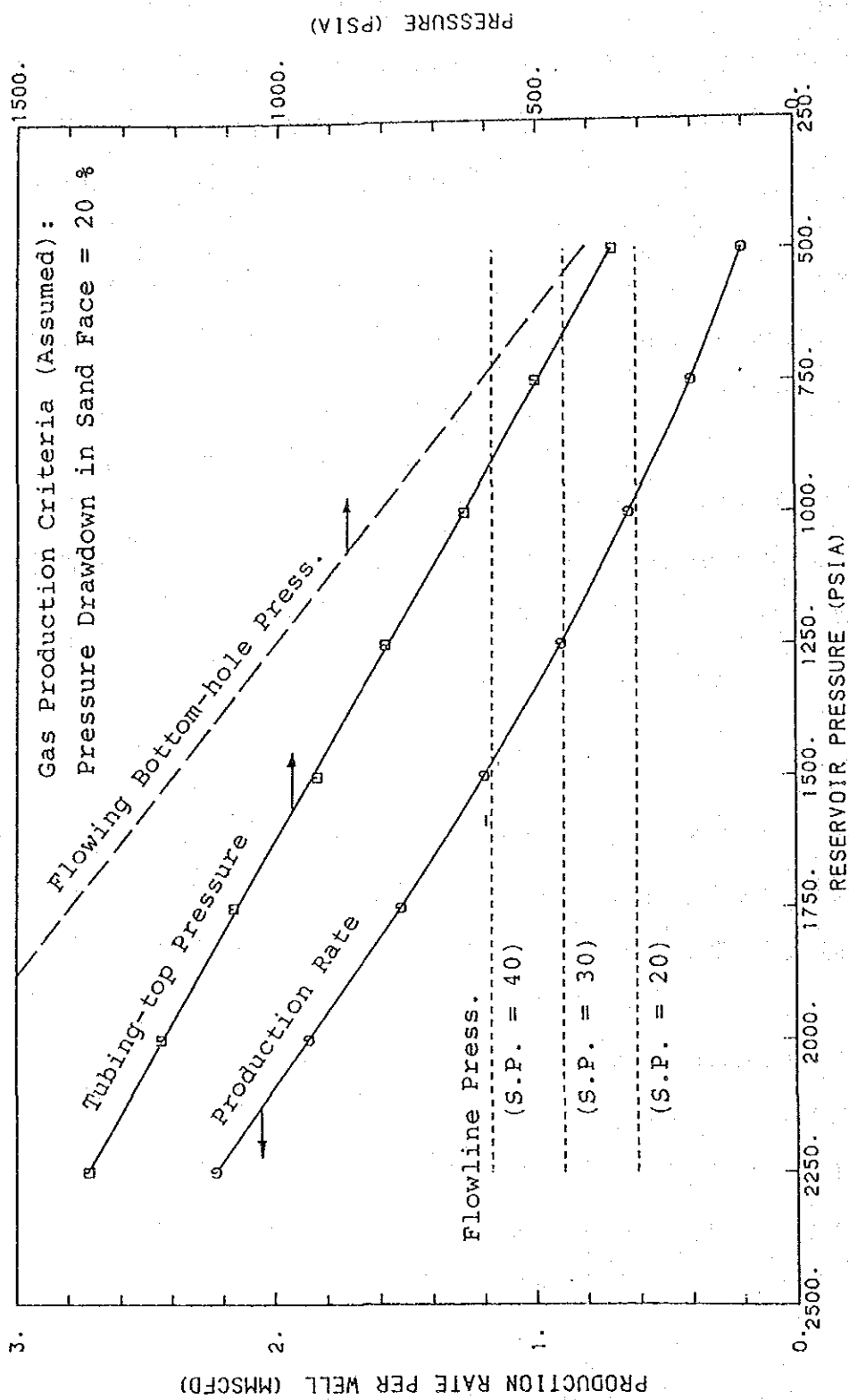


图 5-20 抗井生产举劬予测

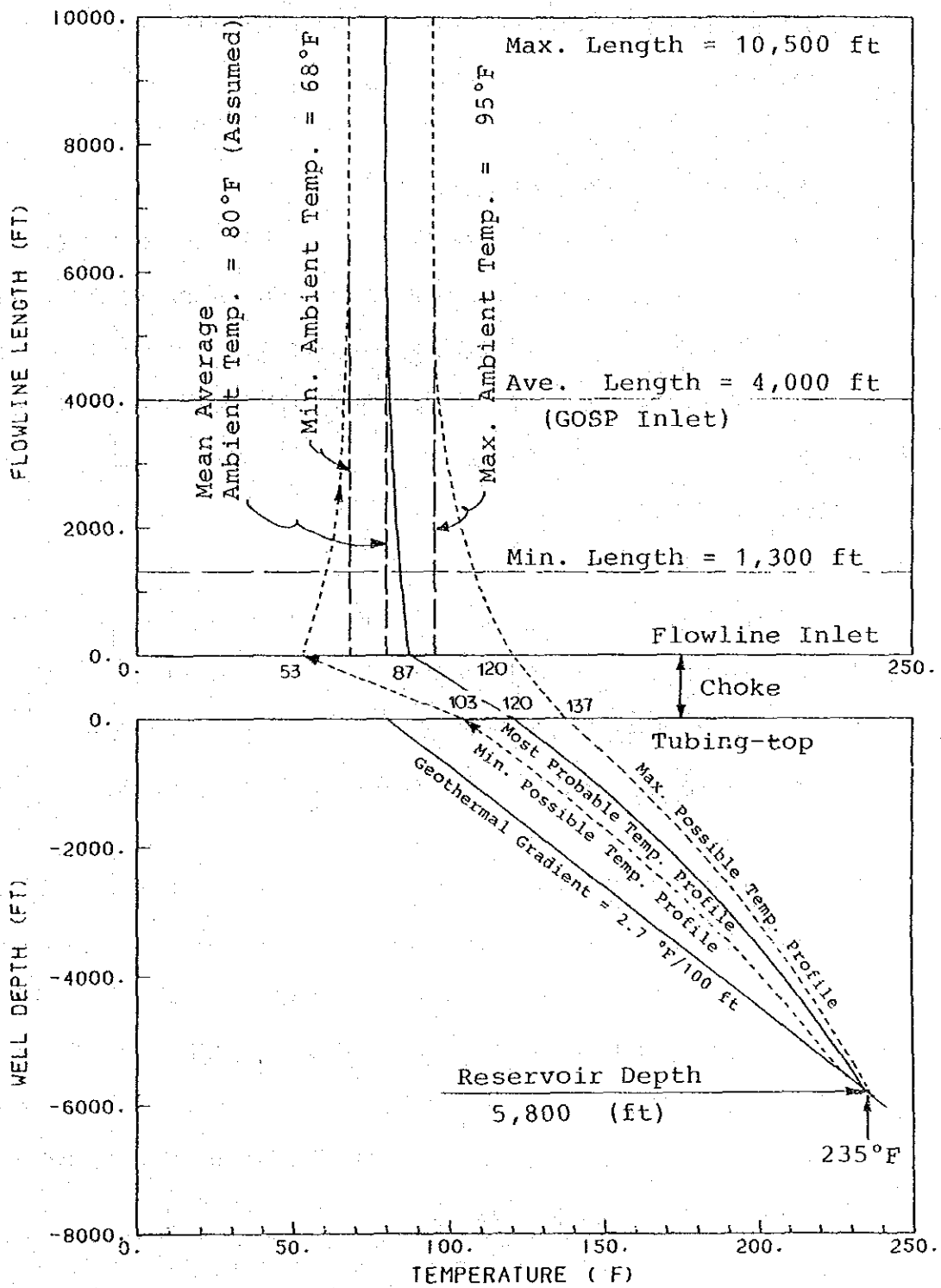


図5-21 坑井温度プロファイル

た。これによれば、セパレーター到着時の流体温度は、ほとんど大気温と等しくなる（平均気温下で $26.7^{\circ}\text{C} = 80^{\circ}\text{F}$ ）。この理由は、フローライン径がガス生産量と比して非常に大きく、管内流速が極端に遅いため、大気からの吸熱または大気への放熱が大きく影響する事による。

5-2-3 生産設備とプラント供給流体の検討

本プロジェクトが実行に移された場合、既存の油ガス分離設備を利用して発電およびLPG回収プラントへのガスおよびコンデンセート供給を目的とした天然ガス生産を行う事になる。本項では、この為に必要となる生産設備の改造およびガス・コンデンセートの供給条件を明らかにする。ただし本検討に於いても、目標ガス層以外の層から原油などの同時生産を行う計画はないものと仮定している。

(1) 既存設備利用に関する検討

(a) セパレーター系列の処理能力

既存設備の利用は生産システムとしては問題ないと考えられる。ただし、既存セパレーター系列の処理能力については明確なデータがなく、与えられているのは各高压セパレーター容器の容積だけである（前掲表5-3参照）。従って、高压セパレーターの処理能力がそのセパレーター系列全体の処理能力を代表するものと仮定して検討を行った。

機械的な意味での運転可能な最大圧は各セパレーターの設計圧力によって決定される。この設計圧力は生産系列とテスト系列で異なり、前者が約 $70\text{kg}/\text{cm}^2\text{G}$ 、後者が約 $39\text{kg}/\text{cm}^2\text{G}$ となっている。5-2-2項で既述した生産システム分析の結果、各高压セパレーターの運転圧力は概ね $20\sim 40\text{kg}/\text{cm}^2\text{G}$ 程度の範囲内と想定される。従って、この範囲での概略処理能力を検討し、その結果を図5-22に示した。ただし、セパレーターの処理能力はその形状（径および長さ）や内部構造等に依存するが、その詳細は不明であるので、標準的なタイプを想定した。

原油生産の場合と異なり液体量は比較的少ない為、処理能力は主として運転温度・圧力下でのガス体積により左右される。従って、運転圧力が高い程、処理能力も高くなる。図5-22の示すように、運転圧力 $20\text{kg}/\text{cm}^2\text{G}$ の場合が最も処理能力が低くなるが、その場合でも生産系列で $156 \times 10^3 \text{Nm}^3/\text{d}$ (5.5 MMSCFD)、テスト系列で $88 \times 10^3 \text{N}$

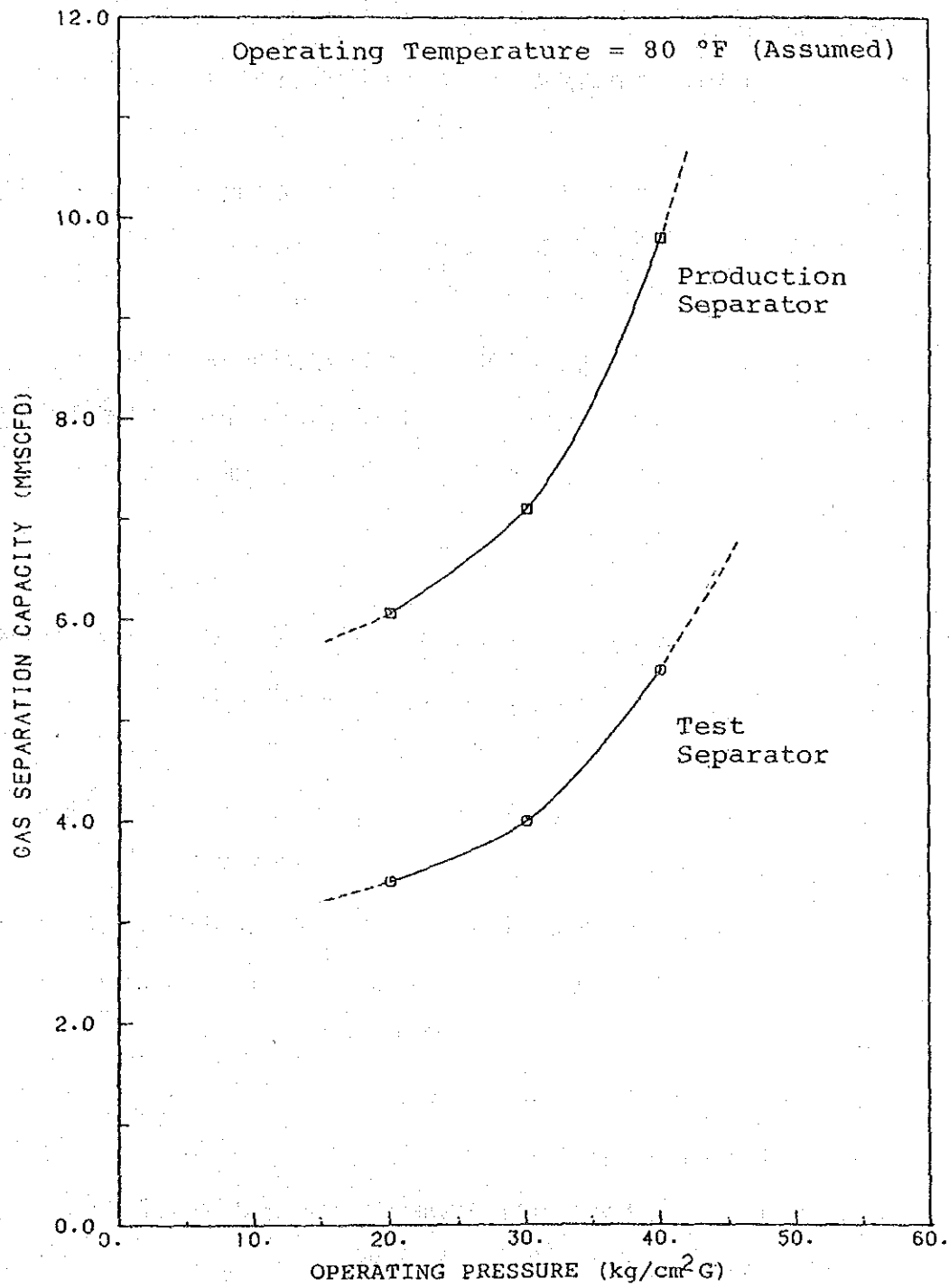


図 5 - 22 高圧セパレーター処理能力

m³/d(3.1 MMSCFD)程度の能力がある。

以上の検討から、ガス生産量を著しく増加させない限り、既存セパレーター系列の処理能力は十分あると見て良いであろう。

(b) 設備改造の必要性

本プロジェクトにおける既存設備の利用方法には以下の3ケースが考えられる。

Case 1

高圧セパレーターガスを発電用燃料として天然ガス前処理設備へ、高圧セパレーターコンデンセートを原料としてLPG回収プラントへ送るケース。

Case 2

高圧セパレーターガスを発電用燃料およびLPG回収用原料として使用するケース。この場合、高圧セパレーターコンデンセートは、従来通り、中圧および低圧セパレーターにてガスを分離し、貯油タンクに送る。そして、中圧および低圧セパレーターからの分離ガスは燃焼処理する。

Case 3

Case 2において、中圧・低圧セパレーターからの分離ガスをコンプレッサーで昇圧し、高圧セパレーターガスと混合して使用するケース。

第6章で述べる様に、本プロジェクトにおいては、Case 1の方式が最適である。この場合、下記の設備改造が必要となる。

- 1) テストおよび生産系列の各高圧セパレーターの液体側出口配管を分岐させ、高圧コンデンセートをLPG回収プラントへ送るパイプラインおよび移送ポンプを設ける。
- 2) 高圧ガススクラバー出口側のガス連結管より、高圧ガスのみを天然ガス前処理設備へ送るパイプラインを設ける。
- 3) 高圧セパレーターの下部に凝縮水分離用のブーツ（液溜）を設置する。

(c) 生産整備の運転再開に必要な作業

本プロジェクトを実施する為には、(b)で述べた設備改造の他に下記の運転再開準備作業が必要とされる。

(i) 生産井

プルタミナによれば、鉱区全体では生産井について下記のような作業が必要とされる。この原因は、既に述べたように生産井の中には空井戸も多く、また、坑内リーク等の支障が起きている可能性も高い為と考えられる。

ワークオーバー（補修作業）の必要なもの : 8坑井

再仕上げの必要なもの : 11坑井

ただし、5-2-2項で述べたように初期には必要とされる坑井数が少ない。従って、場合によっては初期には数坑井のワークオーバーにとどめ、操業再開後、必要に応じて徐々に作業を実施して行く方式も可能であろう。

(ii) 集ガス設備および油ガス分離プラント

これらについては、下記作業の実施が望ましいと考える。

1) フローラインおよびプラント配管

圧力テスト

腐蝕状態の点検

再塗装（必要に応じて）

配管内のクリーニング（ピギングまたはフラッシング）

2) 油・ガス分離プラント内の圧力容器類

圧力テスト

腐蝕状態の点検

内部フラッシング

再塗装

計器・付属機器類の作動テスト

3) タンク類

内部クリーニング

腐蝕状態の点検

水密テスト（Water Fill-up Test）

再塗装・内部コーティング

4) 送油ポンプ

現在既に撤去されているが、これを復旧する必要がある。

5) その他の撤去機器

基本的に全ての撤去機器は復旧する必要がある。

6) すべての計装機器の計測制御範囲の確認

(2) プラント供給ガス・コンデンセートの検討

(a) 運転条件の変化による影響

下流側プラントへの供給ガス・コンデンセートの組成は、セパレーター運転条件により大きく変化する。高圧セパレーターの運転圧が20・30・40kg/cm²Gの各条件について、高圧セパレーターの分離ガス組成と高圧セパレーター出口液体（コンデンセート）組成を表5-7、5-8、および5-9にまとめる。セパレーター運転温度は5-2-2項で述べた通り26.7°C（80°F）として計算を行った。

高圧セパレーターガス組成の変化については、図5-23に図示した。同図上には圧力による変化と同時に、運転温度による組成変化も示した。5-2-2項で述べたように、セパレーター運転温度は26.7°C（80°F）より高くなる可能性が少ないが、低くなる事は有り得るので、極端な場合として15.6°C（60°F）の時の値も図示した。貯留層ガス組成自身の精度から考えて、運転圧力・温度による高圧ガス組成の変化はそれほど大きなものではないと言える。

図5-24には、地下から生産できるガスの単位数28×10³ m³/d（1 MMSCFD）当たりの、高圧セパレーターガス・コンデンセートの生産量が圧力に応じてどう変化するかを示した。運転圧の上昇に伴い、高圧ガス量は減少し、高圧コンデンセートは増加する。特に高圧コンデンセート量の変化は大きく、LPG回収プラントへの供給量がセパレーター運転圧により大きく変化する事となる。

参考として、貯留層流体組成が採用値と異なり、5-2-1項にて示した参考値であった場合の各流体組成を表5-10、5-11、および5-12に示した。この場合でも、各供給流体の組成自体にはそれほど大きな違いはない。

(b) 油ガス分離プラント出口での供給条件および流体組成

下記の各項目を検討の上、高圧セパレーターの運転圧力を25kg/cm²Gに設定した。この条件における高圧セパレーターガス・コンデンセートの割合および組成を表5-13に示す。

・ コンプレッサーを使用せずに安定したガスの供給を全プロジェクトライフにわ

表5-7 分離ガスおよびコンデンセート組成 (推定ガス組成)

(高圧セパレーター圧力 20 kg/cmG)

Component	Composition *1		
	Feed	Gas	Liquid
C O ₂	6.15	6.52	1.62
C1	51.57	55.17	7.23
C2	14.82	15.30	8.90
C3	15.15	14.34	25.12
iC4	3.48	2.86	11.12
nC4	5.28	4.00	21.05
iC5	2.06	1.13	13.48
nC5	1.38	0.67	10.16
C6+	0.11	0.01	1.33
Mol. Weight	29.80	27.94	52.7
Mols	100.00	92.48	7.5
Water Content	*2	1.4700	0.1850
	*3	1.47	0.20

Notes:

- *1) Composition; mol %
- *2) Unit = mols/100 mols-Feed
- *3) Unit = mols/100 mols-Stage Separated Gas

表5-8 分離ガスおよびコンデンセート組成 (推定ガス組成)

(高圧セパレーター圧力 30 kg/cm²G)

Component	Composition *1		
	Feed	Gas	Liquid
C O ₂	6.15	6.81	2.44
C1	51.57	58.69	11.54
C2	14.82	15.31	12.06
C3	15.15	12.82	28.23
iC4	3.48	2.25	10.41
nC4	5.28	2.97	18.25
iC5	2.06	0.73	9.55
nC5	1.38	0.41	6.82
C6+	0.11	0.01	0.69
Mol. Weight	29.80	26.53	48.17
Mols	100.00	84.89	15.11
Water Content	*2	1.4700	0.1358
	*3	1.47	0.16

Notes:

- *1) Composition; mol %
- *2) Unit = mols/100 mols-Feed
- *3) Unit = mols/100 mols-Stage Separated Gas

表5-9 分離ガスおよびコンデンセート組成 (推定ガス組成)

(高圧セパレーター圧力 40 kg/cm²G)

Component	Composition *1		
	Feed	Gas	Liquid
C O ₂	6.15	6.96	3.20
C1	51.57	61.29	16.14
C2	14.82	14.98	14.25
C3	15.15	11.52	28.38
iC4	3.48	1.89	9.27
nC4	5.28	2.45	15.59
iC5	2.06	0.58	7.46
nC5	1.38	0.33	5.22
C6+	0.11	0.01	0.49
Mol. Weight	29.80	25.66	44.89
Mols	100.00	78.46	21.54
Water Content	*2	1.4700	0.1098
	*3	1.47	0.14

Notes:

- *1) Composition; mol %
- *2) Unit = mols/100 mols-Feed
- *3) Unit = mols/100 mols-Stage Separated Gas

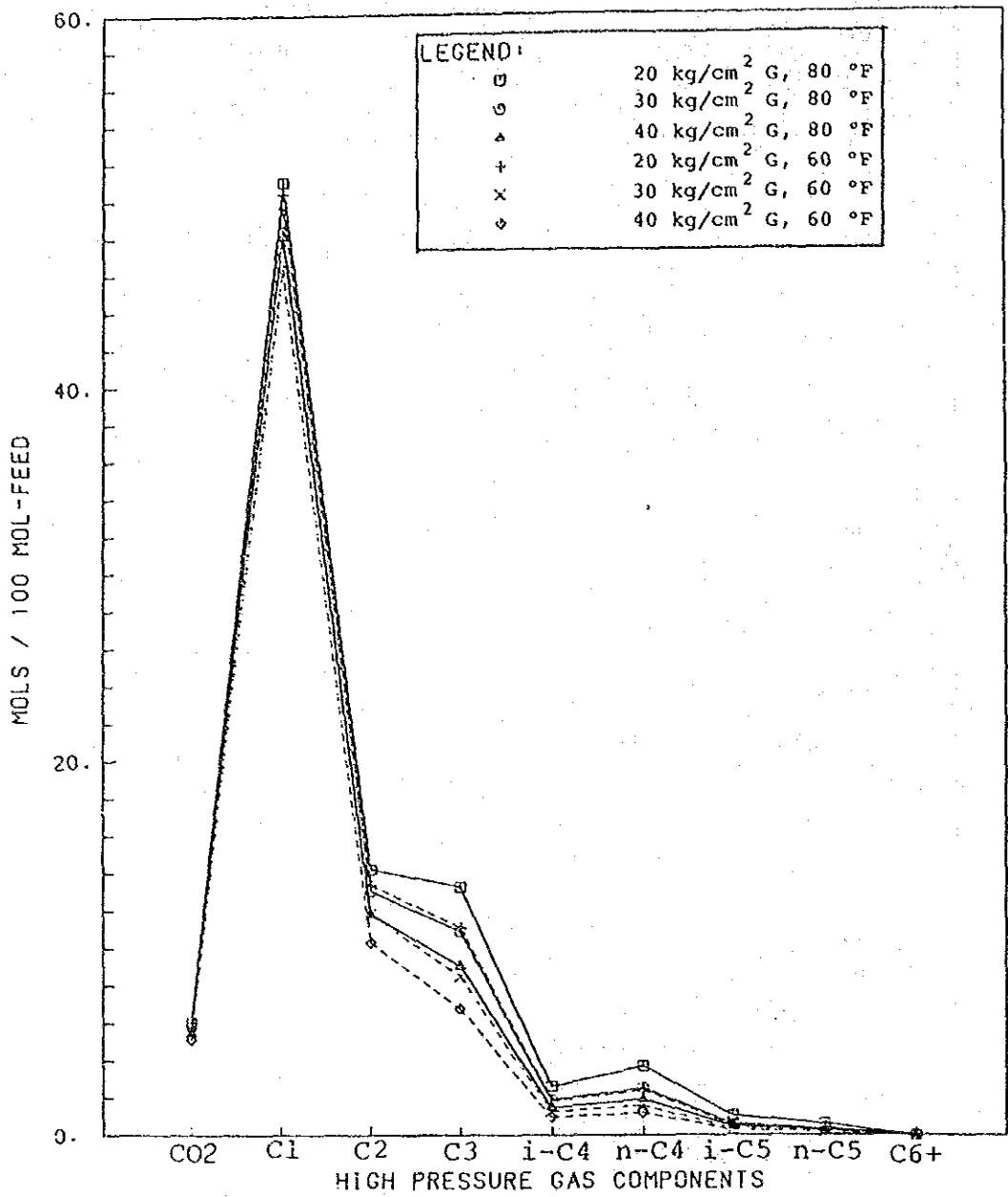


図 5-23 高圧セパレーターガス組成に対するセパレーター運転圧力・温度の影響

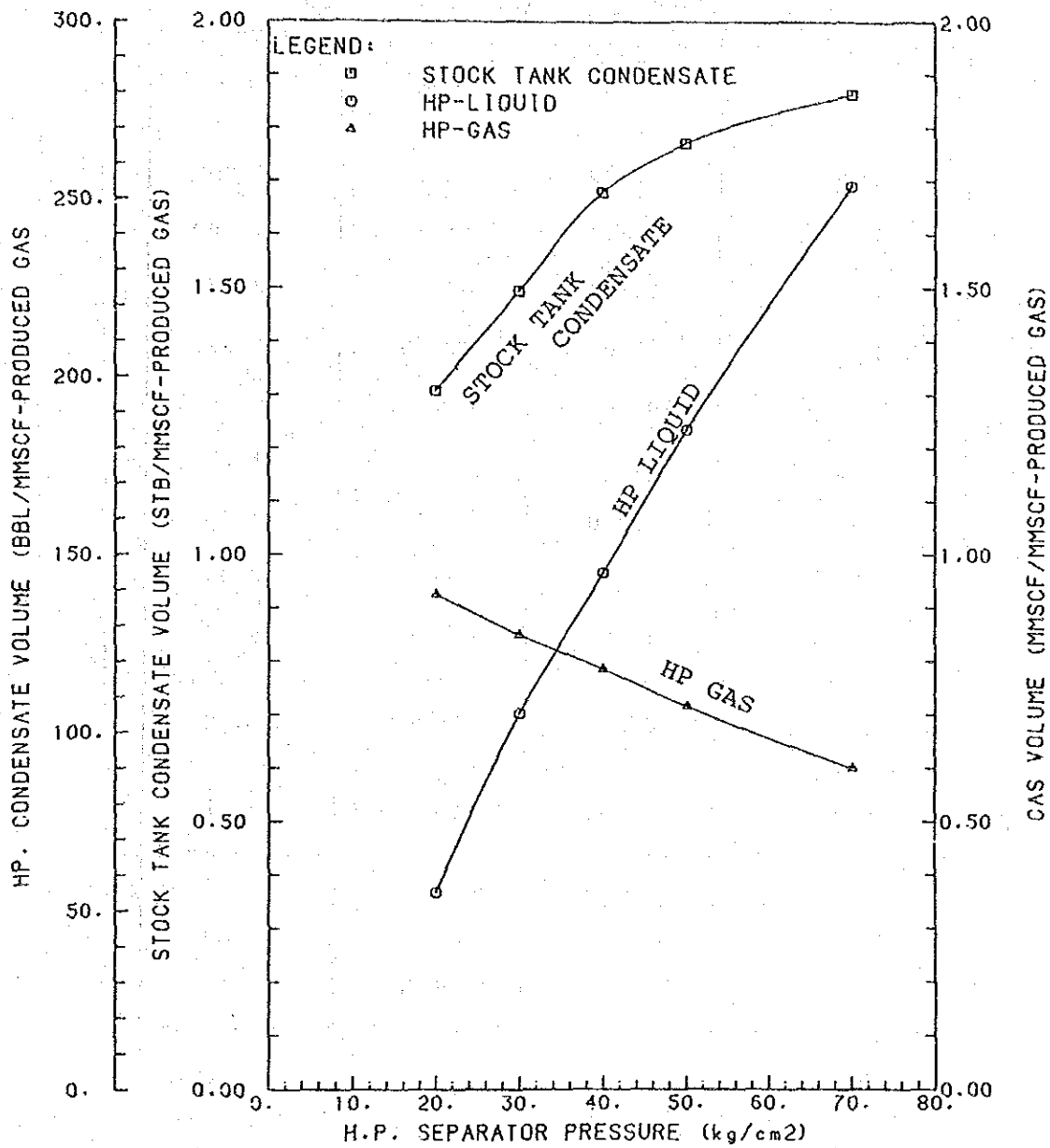


図5-24 ガスおよびコンデンサート生成量に対するセパレーター運転圧の影響

表 5-10 分離ガスおよびコンデンサート組成 (参考ガス組成)

(高圧セパレーター圧力 20kg/cm²G)

Component		Composition *1		
		Feed	Gas	Liquid
C O ₂		6.00	6.89	1.69
C1		48.00	56.37	7.26
C2		14.00	15.08	8.73
C3		15.00	13.29	23.33
iC4		4.00	2.67	10.45
nC4		7.00	4.03	21.43
iC5		3.00	1.04	12.54
nC5		2.00	0.58	8.93
C6+		1.00	0.05	5.64
Mol. Weight		32.18	27.58	54.50
Mols		100.00	82.95	17.05
Water Content	*2	1.4700	0.1659	
	*3	1.47	0.20	

Notes:

- *1) Composition; mol %
- *2) Unit = mols/100 mols-Feed
- *3) Unit = mols/100 mols-Stage Separated Gas

表5-11 分離ガスおよびコンデンセート組成 (参考ガス組成)

(高圧セパレーター圧力 30 kg/cm²G)

Component	Composition *1		
	Feed	Gas	Liquid
C O ₂	6.00	7.17	2.53
C1	48.00	60.32	11.59
C2	14.00	14.81	11.61
C3	15.00	11.47	25.43
iC4	4.00	2.07	9.71
nC4	7.00	3.01	18.80
iC5	3.00	0.72	9.73
nC5	2.00	0.40	6.74
C6+	1.00	0.03	3.86
Mol. Weight	32.18	26.13	50.00
Mols	100.00	74.72	25.28
Water Content	*2	1.4700	0.1196
	*3	1.47	0.16

Notes:

- *1) Composition; mol %
- *2) Unit = mols/100 mols-Feed
- *3) Unit = mols/100 mols-Stage Separated Gas

表5-12 分離ガスおよびコンデンセート組成 (参考ガス組成)

(高压セパレーター圧力 40 kg/cm²G)

Component	Composition *1		
	Feed	Gas	Liquid
C O ₂	6.00	7.28	3.30
C1	48.00	63.14	16.15
C2	14.00	14.24	13.50
C3	15.00	10.12	25.26
iC4	4.00	1.74	8.74
nC4	7.00	2.51	16.44
iC5	3.00	0.60	8.05
nC5	2.00	0.33	5.51
C6+	1.00	0.03	3.04
Mol. Weight	32.18	25.25	46.71
Mols	100.00	67.77	32.23
Water Content	*2	1.4700	0.0949
	*3	1.47	0.14

Notes:

*1) Composition; mol %

*2) Unit = mols/100 mols-Feed

*3) Unit = mols/100 mols-Stage Separated Gas

表 5-13 分離ガスおよびコンデンセート組成 (推定ガス組成)

(高圧セパレーター圧力 25kg/cm²G)

Component	Composition *1		
	Feed	Gas	Liquid
C O ₂	6.15	6.69	2.17
C1	51.57	57.26	9.30
C2	14.82	15.38	10.66
C3	15.15	13.51	27.35
iC4	3.48	2.49	10.84
nC4	5.28	3.34	19.71
iC5	2.06	0.85	11.08
nC5	1.38	0.49	8.03
C6+	0.11	0.01	0.87
Mol. Weight	29.80	27.07	50.12
Mols	100.00	88.14	11.86
Water Content	*2	1.4700	0.1691
	*3	1.47	0.19

Notes:

- *1) Composition; mol %
- *2) Unit = mols/100 mols-Feed
- *3) Unit = mols/100 mols-Stage Separated Gas

たり行える事

- ・ ジャンビ地区の需要に見合った約10t/dのLPGの生産が可能な事
- ・ 発電プラントにおける必要圧力が維持できる事

ただし、運転時に必要とされる生産井が2～3本程度である事から判断すると、高圧セパレーターへの供給ガスの実際の組成が設定した組成と異なる可能性がある。また、生産井の切り換えにより組成が変動する事も考えられる。したがって、ガスの供給組成が変動しても発電ユニットへは一定の組成のガスが供給できる様に、高圧セパレーターの運転圧力はある程度の範囲で調整できる様配慮する事が要求される。

5-3 実施段階における留意事項

本章冒頭で述べたように、本調査の段階では詳細検討を実施するに十分なデータは入手できず、天然ガス生産に関する技術的検討はその基本的部分に於いて仮定および推定を拠り所としている。従って、発電およびLPG回収プラントへの供給ガス組成をはじめ全ての検討結果の妥当性は次の2点に依存している。

- 1) 目標ガス層以外の層から原油などの同時生産を行う計画の有無。同時生産を実施する場合は、油ガス分離プラント入口での流体組成が全く異なり、下流側プラントへの供給ガス組成も全く異なるものになる。
- 2) 本章で議論した貯留層解釈の現実との合致の程度。基本データが仮定ないし推定による為、これらが実際の値と著しく異なる場合は全ての検討結果の信頼性が失われる。

このような不確定要素がプロジェクト全体に致命的な影響を与えることは無いであろうが、新設が計画されているプラントの詳細設計データとしては本章に於ける検討結果では不十分と言える。従って、プロジェクト実施段階に於いては、プラント詳細設計の段階に進む前に天然ガス生産に関する再検討および若干の掘り下げを実施すべきである。ただし地下資源に関する詳細データは鉞区保有者であるプルタミナの機密事項に属す為、その様な追加検討を行うにはプルタミナの理解と協力が不可欠な条件となる。

なお、天然ガス生産に関する追加検討の際に実施すべき項目は以下のものである。

- 1) 生産計画の策定
- 2) 貯留層評価と挙動予測
- 3) 生産システム分析
- 4) プラント詳細設計条件の決定

第6章 プロジェクトスキーム

6-1 プロジェクトスキームの決定方法

6-1-1 プロジェクトスキーム決定の必要性

第1章で述べた様に、本プロジェクトの目的は、センゲッティで産する未利用の天然ガスを有効に利用して、ジャンビ地区の地域開発を促進する事である。

その具体的な内容としては、次の2件が計画されている。

- (1) 天然ガスを燃料とする発電を行い、今後増大すると予想される地域の電力需要を満たす。
- (2) 天然ガスに含まれるLPG留分を分離・回収し、ジャンビ地区のLPG需要を満たす。

一般的に、ガス貯留層から生産される天然ガスは、種々の成分を含んでおり、各用途に適する様に処理されて、利用または消費される。本プロジェクトで計画している天然ガスを利用する発電およびLPG回収に関しては、現在多くの方式およびプロセスが用いられている。したがって、本プロジェクトを評価し実行するためには、原料となる天然ガスの性状および埋蔵量と最終製品である電力およびLPGの需要量を考慮の上、最適な処理設備の組み合わせ、設備規模、設置場所等の決定、すなわちプロジェクトスキームの決定が必要となる。

6-1-2 プロジェクトスキーム決定の基本方針

プロジェクトスキームの決定においては、まず、発電とLPG回収のどちらに主眼を置くかを決定しなければならない。そのために電力とLPGの需要予測から推定した設備能力と生産に必要な天然ガス量を以下に示す。

	設備能力	天然ガス必要量
発電設備	20MW	3.54MMSCFD*
LPG回収プラント	10トン/日	0.15MMSCFD**

注) * : ガス低位発熱量 = 12,580kcal/Nm³、熱効率 = 36%、発電効率 = 96%として算出。

** : 10トン/日のLPGをガスに換算した値

以上の様に、発電用燃料としての天然ガス必要量が圧倒的に多いので、プロジェクトスキームの決定に際しては、発電に主眼を置くべきである。

したがって、プロジェクトスキームの決定は、以下の順序で行う。

- (1) 発電量および発電方式の決定
- (2) 発電所設置場所の決定
- (3) 天然ガス輸送方法および前処理設備の決定
- (4) LPG回収方法、回収量およびプラント設置場所の決定

6-2 発電システムの決定

6-2-1 発電プラント規模の検討

市場調査に基づく電力需給予測では、1994/95年にはピークロードに対する供給不足が予想され、本計画による発電プラントの設備容量は20MW程度が合理的と判断された。一方、発電設備の寿命を勘案し発電所の操業期間を20年とすると、天然ガスの埋蔵量から見てガスの最大生産可能量は5.5 MMSCFD (6,100 N m³/時)程度である。5.5 MMSCFDのガスによる発電容量は、発電方式により異なるが、20~35MWとなる。したがって、発電用燃料ガスの供給可能量から見ても問題ないので、発電プラントの設備容量を20MWとする。

第5章で説明した様に、原料となるセンゲッティガス貯留層からの天然ガスの供給量は、各抗井装置のチョークにより調整される。しかしながら、チョークでの流量調整は容易でなく、1度調整すると貯留層の条件が大きく変化しない限り変更されない。したがって、天然ガスを燃料とする発電プラントは、発電量すなわち燃料ガス必要量の変化がほとんどないベースロード用を使用するのが最も合理的な利用方法である。これに対して、既設発電所では、発電量の調整の容易なディーゼルエンジン発電機を使用しており、これを負荷追従型発電所としてピークロード用に使用する。

定格能力が20MWの発電プラントをベースロード用として連続的に使用する場合は、その定格能力の85%すなわち17MWが適当な発電量である。また、1995年におけるジャンピ地区のベースロードは17MW以上と予想される。

6-2-2 発電方式の検討

(1) 検討対象発電方式

センゲッティで得られる天然ガスを利用する総発電容量20MWのシステムとして、以下の方式が候補として考えられる。

- (a) ガスタービン発電
- (b) 蒸気タービン発電
- (c) デュアル燃料エンジン発電
- (d) 火花点火式ガスエンジン発電
- (e) ガスタービン・蒸気タービンコンバインドサイクル発電

上記のうち、火花点火式ガスエンジン発電は、利用できるエンジンの一基当りの出力が一般に小さく（1MW程度）、20MW規模の発電所に適さない。また、コンバインドサイクルは適用可能ではあるが、システムが極めて複雑で実用化されたばかりのシステムであるため、ジャンピ市への現段階での導入は不相当であると判断した。従って、本調査では上記の(a)～(c)の3方式についてのみ詳細検討を行う。

(2) 経済性の比較

各発電方式には各々特長があり一律に比較をすることには問題があるが、本調査では以下の前提に基づき各方式の経済性の比較を行う。

- (a) 各発電方式の定格容量を同一（20MW）とする。また、予備機はいずれの場合も考慮しない。
- (b) いずれの方式とも年間発電量を 136,000MWh（常用出力17MWで 8,000時間運転）とする。
- (c) 熱効率は低位発熱量基準とする。現地での運転の容易さを考慮して、各方式とも現実的な熱効率を用いて発電コストを計算する。
- (d) 発電所の建設費はメーカーが基準としている価格をベースとする。
- (e) 固定費（減価償却費、金利、人件費、保守・補修費等）は、建設費に一定の経費率を剰じた金額と定義する。3発電方式の経済性の比較に当たっては25%（ケースA）および12%（ケースB）の経費率を採用する。
- (f) ディーゼル燃料油（HSD）の単価は、0.1201\$/ℓ（200Rp/ℓ）とし、低位発熱量は 8,797kcal/ℓとする。

- (g) 天然ガスの価格は高位発熱量ベースで2.53\$ /MMBTU(ケース1)、2.10\$ /MMBTU(ケース2)、1.50\$ /MMBTU(ケース3)の3ケースについて検討する。低位発熱量は簡単のため高位発熱量の90%とする。
- (h) デュアル燃料エンジンの燃料油の使用量は、熱量ベースで定格出力時の10%とする。
- (i) ガスタービン、蒸気タービンの潤滑油の消費量はデュアル燃料エンジンに比べて少ないので無視する。デュアル燃料エンジンについては、1.6ℓ /MWhを消費するものとし価格は0.91\$ /ℓ (1,501.5Rp /ℓ) とする。

以上の前提に基づく発電コストの計算の結果を表6-1に示す。同表から明らかのように、A-2およびA-3のケースを除きデュアル燃料エンジン発電方式が経済的に有利である。ケースAは、通常の銀行金利を想定したものであり、一般的に経済的に成り立ちにくく、本計画が実際に実施される条件はケースBに近いと考えられる。以上より、本計画においてはデュアル燃料エンジン発電方式が経済的に最も有利と判断する。

表 6 - 1 各発電方式の経済性比較

(Unit: US\$/year)

	Dual-Fuel Engine	Gas Turbine	Steam Turbine
Engine Capacity	5 MW x 4	10 MW x 2	20 MW x 1
Normal Output	17 MW	17 MW	17 MW
Thermal Efficiency	36 %	20 %	25 %
Construction Cost (US\$)	27,500,000	18,000,000	28,500,000
Capital Cost			
Case-A @ 25%	6,875,000	4,500,000	7,125,000
Case-B @ 12%	3,300,000	2,160,000	3,420,000
Fuel Cost			
Gas			
Case-1	3,197,876	6,523,666	5,218,933
Case-2	2,654,363	5,414,900	4,331,921
Case-3	1,895,974	3,867,786	3,094,229
Fuel Oil (Pilot)	521,824		
Lube Oil	198,016		
Annual Cost			
A-1	* 10,792,716	11,023,666	12,343,933
A-2	10,249,203	* 9,914,900	11,456,921
A-3	9,490,814	* 8,367,786	10,219,229
B-1	* 7,217,716	8,683,666	8,638,933
B-2	* 6,674,203	7,574,900	7,751,921
B-3	* 5,915,814	6,027,786	6,514,229

Note: * Shows least expense method for each case

(3) 各方式の特徴

(a) ガスタービン発電：

表6-1の比較でも明らかなように、ガスタービン発電は建設費が安いのが特長である。従って、一般的に燃料コストが安く、投下資本に対するキャピタルコスト（金利等）が高いときに有利となる。

ガスタービン発電方式の特徴は、機器の重量が軽く始動時間が短い点である。また、高速回転機であるため往復運動機関に比して調速機の応答、安定性がよい。更に、冷却水やラジエーターを全く必要としない。従って、ガスタービン発電機はこれらの特長を生かして、地盤の悪いところや搬入困難な場所への設置、ピークロード用或は仮設発電所用として利用されている。熱効率は低位発熱量ベースで20%としたが今日では更に効率のよいガスタービンの入手も可能である。但し、保守・点検作業にはかなり高度な技術を要する。

本計画においては、ジャンビ市にガスタービンの整備能力を持った工場がない上デュアル燃料エンジンの搬入が可能であり、据付け可能な地盤もあること等から、ガスタービンを選定しなければならない必然性はない。

(b) 蒸気タービン発電：

20MWの出力は、蒸気タービン発電としてはかなり小規模の設備となる。蒸気タービンプラントは蒸気条件の選定によって、更に効率を上昇させることが可能で、大型火力発電所では高位発熱量基準で40%の効率を達成しているものも少なくない。本調査にて採用した熱効率25%（低位発熱量基準）は、これらに比べてかなり低い。これは、ジャンビ市周辺では、蒸気プラントの運転実績がないので、プラントの運転の容易さを考慮し、蒸気条件を40kg/cm²G、450℃に設定したためである。

蒸気タービンプラントは出力が復水器の冷却水温度に影響され、かつ比較的大量の冷却水を必要とするのが欠点である。一方、長所としては、石炭、木材片等の固形燃料を含めて多様な燃料を利用できることが挙げられる。また窒素酸化物等の大気汚染物質のコントロールも容易である上、騒音もディーゼル機関、ガスタービン等に比して低く抑えることが可能である。

しかし、ジャンビ市の場合環境規制が特に厳しいわけではないので、蒸気プラ

ントにしなくてはならない必然性はない。

(c) デュアル燃料エンジン発電：

デュアル燃料エンジンの欠点は比較的騒音が大きいこと、およびパイロット用の燃料油が必要であること、窒素酸化物のコントロールがややむづかしいことである。しかし、本プロジェクトではこれらは事実上障害とならない。

デュアル燃料エンジンは本質的にはディーゼルエンジンと同一で、ディーゼルエンジンの運転技術、保守技術がそのまま生かせる。ジャンビ地区の既存の発電所はすべてディーゼル発電所であり、その運転員の技術が生せることのメリットは大きい。表6-2にこれらの比較結果をまとめて示す。

表 6 - 2 発電用原動機の比較

	Dual-Fuel Engine	Gas Turbine	Steam Turbine
Output	Almost no influence by atmospheric temperature Influenced by fuel (Knocking limit)	Influenced by atmospheric temperature Not influenced by fuel	Influenced by cooling water temperature Not influenced by fuel
Used fuel	Gas & Liquid fuel (requested dual)	Gas or liquid fuel	Gas, liquid fuel and/or coal
Cooling water	Radiator or cooling tower Relatively small amount is required.	Not required	Relatively large amount is required.
Installing weight	Relatively heavy	Light	Moderate
Operation & maintenance	Very similar to diesel engine, so easily operated by local operator	Special facility for overhauling is required.	Special knowledge is required for local operator
Environmental influence	Relatively high noise level and high NOx	Relatively high noise level	Exhaust gas emission control is relatively easy.

(4) 結論

経済性の検討結果は、キャピタルコストと燃料コストに影響する経済状況の変化および商取引上の状況（例えば過当競争等）によって容易に変わりうるので、経済性の比較だけから結論を下すことは適当ではないが、他の技術上および運転上の問題を含む諸条件においてもデュアル燃料エンジン発電方式を採用することの妥当性が明らかであるので、本プロジェクトではデュアル燃料エンジン発電方式を採用するものとして以下の検討を行うことにする。

6-3 発電所設置場所の検討

現地調査時に選定した下記の候補地について検討を加える。

- (a) センゲッティ
- (b) セティティとジャンビ市の間
- (c) パイオセリンチャ（既設発電所の隣接地）

6-3-1 設置場所選定の方針

ガスを利用して発電を行う場合は、当然のことながら、ガス源から発電所までのガスパイプラインおよび送配電線の建設が必要となる。従って発電所設置場所の検討においては、発電所のみならず、パイプラインシステムおよび送配電システムを含めた総合的な検討が要求される。本調査では、6-2節にて発電システムの検討を行い、デュアル燃料・エンジン発電方式（設備容量20MW）の採用を決定した。従って本節では、パイプラインシステムおよび送配電システムの技術的検討を行い、上記3案について最も妥当と思われるパイプラインおよび送電線のルートを決する。更に各案の建設費および送電によるエネルギー損失を算定し、発電所の最適建設候補地を選定する。尚、発電所自体の建設費は設置場所により若干異なるが、その差はパイプラインあるいは送電線建設費の差に比して小さいので、本検討では無視するものとする。

6-3-2 パイプラインシステムの検討

セティティおよびパイオセリンチャに発電所を設置する場合は、ガス田から発電所まで

ガスを輸送するパイプラインの敷設が必要となる。20MWの発電を行うのに十分な、3.2 MMSCFD (3,500 N m³/h) のガスを輸送するために必要なパイプ径は6インチである(第9章参照)。パイプラインの建設は、セティティの場合は、既設の原油パイプラインに沿って、比較的地盤の良い丘陵地を通るのに比して、パイオセリンチャの場合は、バタンハリ河の北側の低湿地を通るので、条件がかなり異なる。本調査では上記の点(工事の難易)を考慮し、パイプラインの建設単価を以下の様に算定した。

・ センゲッティ～セティティ間 : 8 \$ / inch-m

・ センゲッティ～パイオセリンチャ間 : 12 \$ / inch-m

センゲッティガス田からセティティおよびパイオセリンチャまでのパイプライン長はそれぞれ15km、20kmであるので、両ケースの建設費は以下の様に算出される。

・ センゲッティ～セティティ間 :

$$8 \text{ \$ / inch-m} \times 6 \text{ inch} \times 15 \text{ km} = 720,000 \text{ U S \$} = 1,198,800,000 \text{ R p}$$

・ センゲッティ～パイオセリンチャ間 :

$$12 \text{ \$ / inch-m} \times 6 \text{ inch} \times 20 \text{ km} = 1,440,000 \text{ U S \$} = 2,397,600,000 \text{ R p}$$

6-3-3 送配電システムの検討

送配電システムの検討においては、電力需要分布の推定を行い、需要に合致した送配電計画を作成することが必要となる。需要分布の推定においては、需要家の種類(工業用、家庭用等)により時間帯毎の需要パターンが異なるので、需要家毎の需要推定が必要となる。本調査では、ジャンビ市の開発計画およびPLNの電化拡充計画を基に、工業用およびその他(住宅用、公共用および商業用の合計)の各区分の電力需要分布を時間帯(朝:0時~7時、昼:7時~17時、夜:17時~24時)毎に推定し、推定された需要分布に基づき送配電システムの検討を行うものとする。尚、住宅用、公共用および商業用電力を細分せず1つの区分としたのは、各電力需要の日変化がほぼ同一パターンを示すためである。

(1) 電力需要分布の推定

第4章「市場調査」に基づく用途別電力需要の1994~1999年度の予測値を表6-3に、1994年度をベースとした1999年度までの工業用およびその他の区分の電力需要の増加量を表6-4に示す。

朝、昼、夜の区分による電力需要の正確な推定は困難であるが、本調査では日変

化のパターン（図6-1参照）が将来に渡って大きく変化しないものとして時間帯毎の電力需要分布の推定を行う。

ジャンビ地区での工業用電力需要は昼間に最大（昼ピーク）となり、朝間および夜間の電力消費は一部の終日運転を行っている工場の需要および保安用需要に限定される。従って本調査では、工業用として消費される電力量の80%が昼間（7時～17時）に消費され、朝間および夜間には各々10%が消費されるものとする。その他の電力に関しては、需要の中心が街灯および家庭用電灯であるため、朝、昼、夜の3時間帯におけるその他区分の電力消費量を、各々32%、18%、50%とする。

以上の前提に基づき、一年間を8,766時間（閏年を考慮）、朝間を2,556.75時間、昼間を3,652.5時間、夜間を2,556.75時間として各区分毎の電力需要量を計算すると表6-5の様になる。尚、同表の値はピーク負荷の増大を示すものではなく、負荷の平均値の増大分を示すものである。

表 6 - 3 分野別電力需要予測 (1994~1999年度)

(Unit: GWh/year)

F.Year	1994 (Base)	1995	1996	1997	1998	1999
Residential	46.5	50.4	54.7	59.3	64.3	69.8
Commercial	9.1	9.6	10.1	10.6	11.1	11.7
Public	9.2	9.7	10.3	10.9	11.6	12.2
Industry	67.1	75.6	84.5	94.0	104.0	110.3
Total	131.9	145.3	159.6	174.8	191.0	204.0

表 6 - 4 1994年度をベースとした分野別電力需要量の増加

(Unit: GWh/year)

F.Year	1995	1996	1997	1998	1999
Industry	8.5	17.4	26.9	36.9	43.2
Others	4.9	10.3	16.0	22.2	28.9
Total	13.4	27.7	42.9	59.1	72.1

表 6 - 5 時間帯別の電力需要増加

(Unit: kW)

F.Year	1995	1996	1997	1998	1999
Industry					
Morning	332	681	1,052	1,443	1,690
Day	1,862	3,811	5,892	8,082	9,462
Night	332	681	1,052	1,443	1,690
Others					
Morning	613	1,289	2,003	2,779	3,617
Day	241	508	789	1,094	1,424
Night	958	2,014	3,129	4,341	5,652
Total					
Morning	946	1,970	3,055	4,222	5,307
Day	2,103	4,319	6,680	9,176	10,886
Night	1,291	2,695	4,181	5,785	7,341

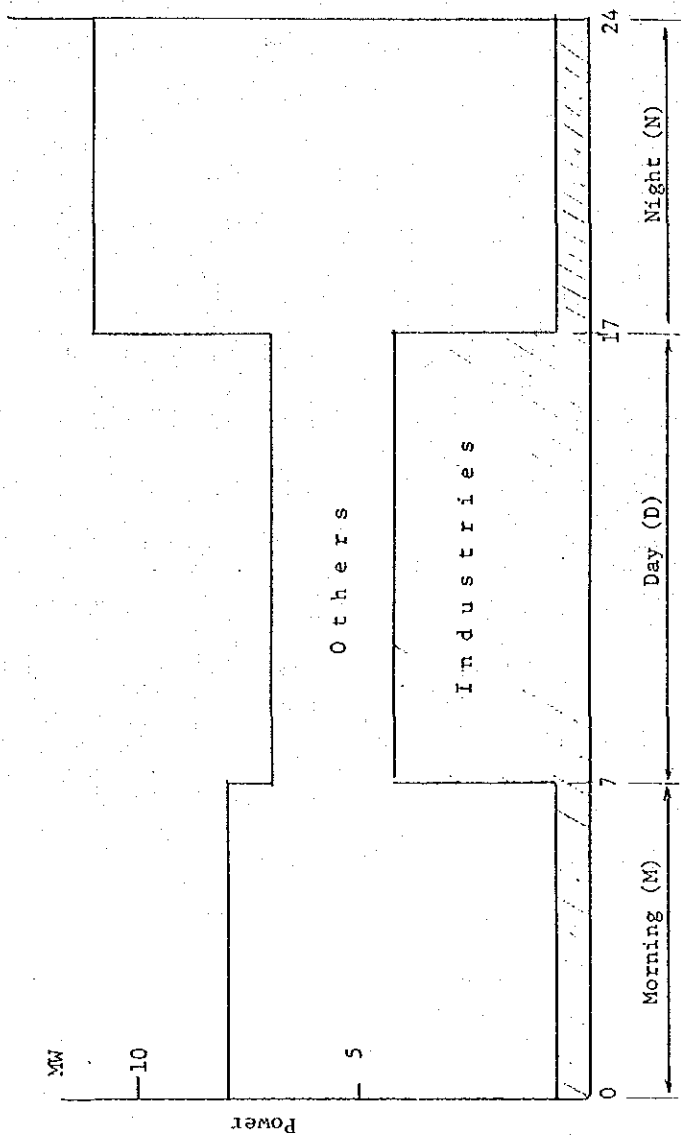


図 6 - 1 電力需要の日変化

工業用電力需要の増加の地域分布については、図6-2に示したジャンビ市の開発計画に基づき市の東側と推定した。その他の電力需要は、図6-3に示したPLNの電化計画に基づき市の西部および南西部と推定した。

(2) 送配電システムの概略計画と建設費の算定

先にも述べたように、工業地帯はジャンビ市の東部に集中しているので、工業用電力は東部地域に送られ、その他の電力は市の西部および南西部に拡張される住宅、公共地区へ送られる。従って、センゲッティ（ケースA）、セティティ（ケースB）およびバイオセリンチャ（ケースC）に発電所が建設される場合の送配電ルートはそれぞれ図6-4、6-5、6-6に示すようになる。また、前記のケースA、ケースB、ケースCについて各々モデル化したものを図6-7に示す。

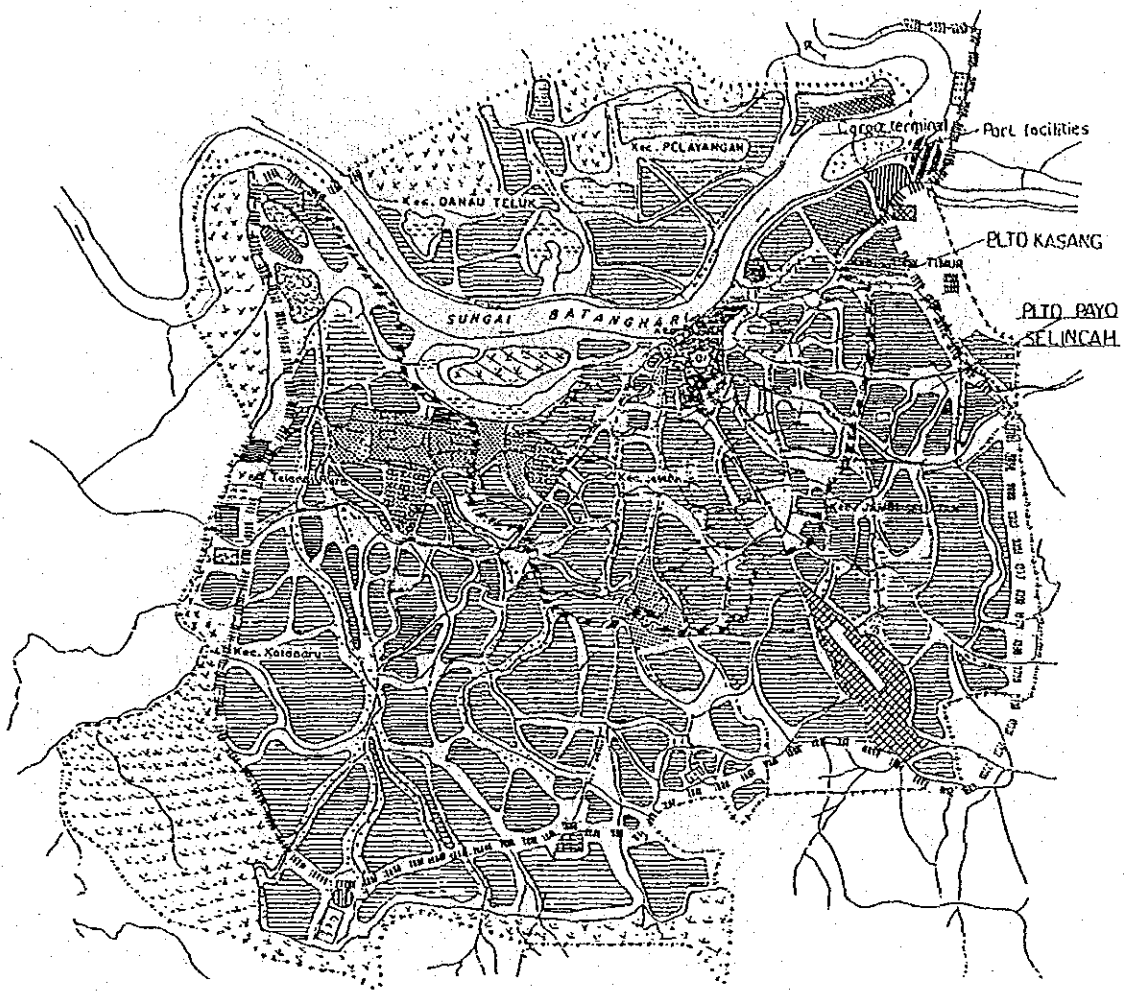
送電ルートが決定すると、連結線（1）の長さを決定することができる。また、平均的な配電線の長さおよび分担する電力は発電所の位置によって変わらないとし、延長される配電線の回線数も同一であると仮定すると、配電線部分の建設費および送電損失は同一となるので、比較計算から除外できる。比較計算の対象となる連結線（1）の形式、寸法および長さを表6-6にしめす。尚、UCG-400は地中埋設線400mm²、UCG-325は地中埋設線325mm²、SC-400は水中ケーブル400mm²を示し、いずれも銅線とする。

次いで、送電線の単価（一切の建設費を平均化したもの）を以下のように定めると、表6-7に示す送電線の建設費が算出される。

UCG-400 : 85,000,000Rp/km

UCG-325 : 80,000,000Rp/km

SC-400 : 160,000,000Rp/km



LEGEND











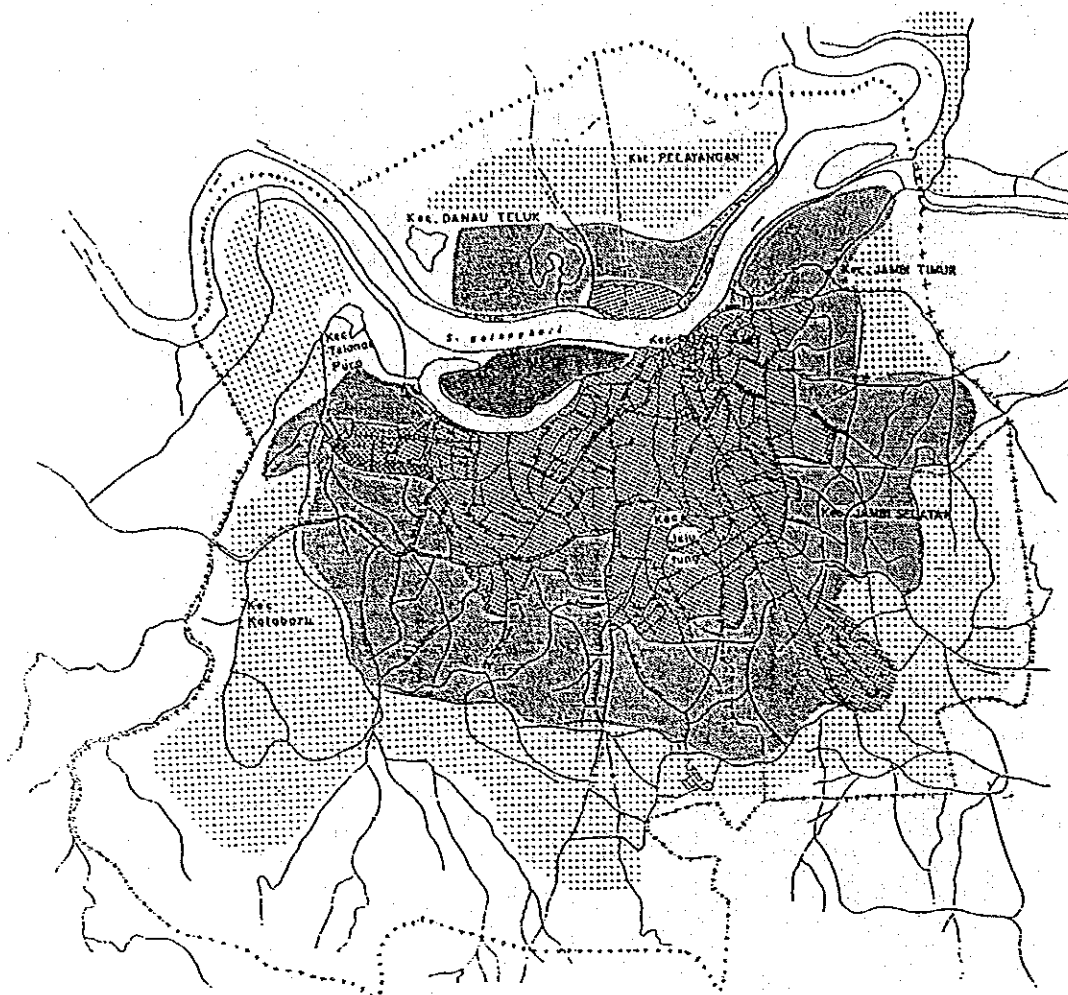
-  Residence
-  Business
-  Governmental office
-  Education
-  Industry
-  Agriculture and conservation
-  Air port
-  Center of the area
-  Primary arterial road
-  Secondary arterial road

図6-2 ジャンビ市の開発計画



LEGEND








-  River
-  Street
-  Boundary of city
-  Boundary of district (Kec)
-  Existing electrified area
-  Electrified area in 1995
-  Electrified area in 1999

図6-3 PLNによるジャンビ市の電化計画

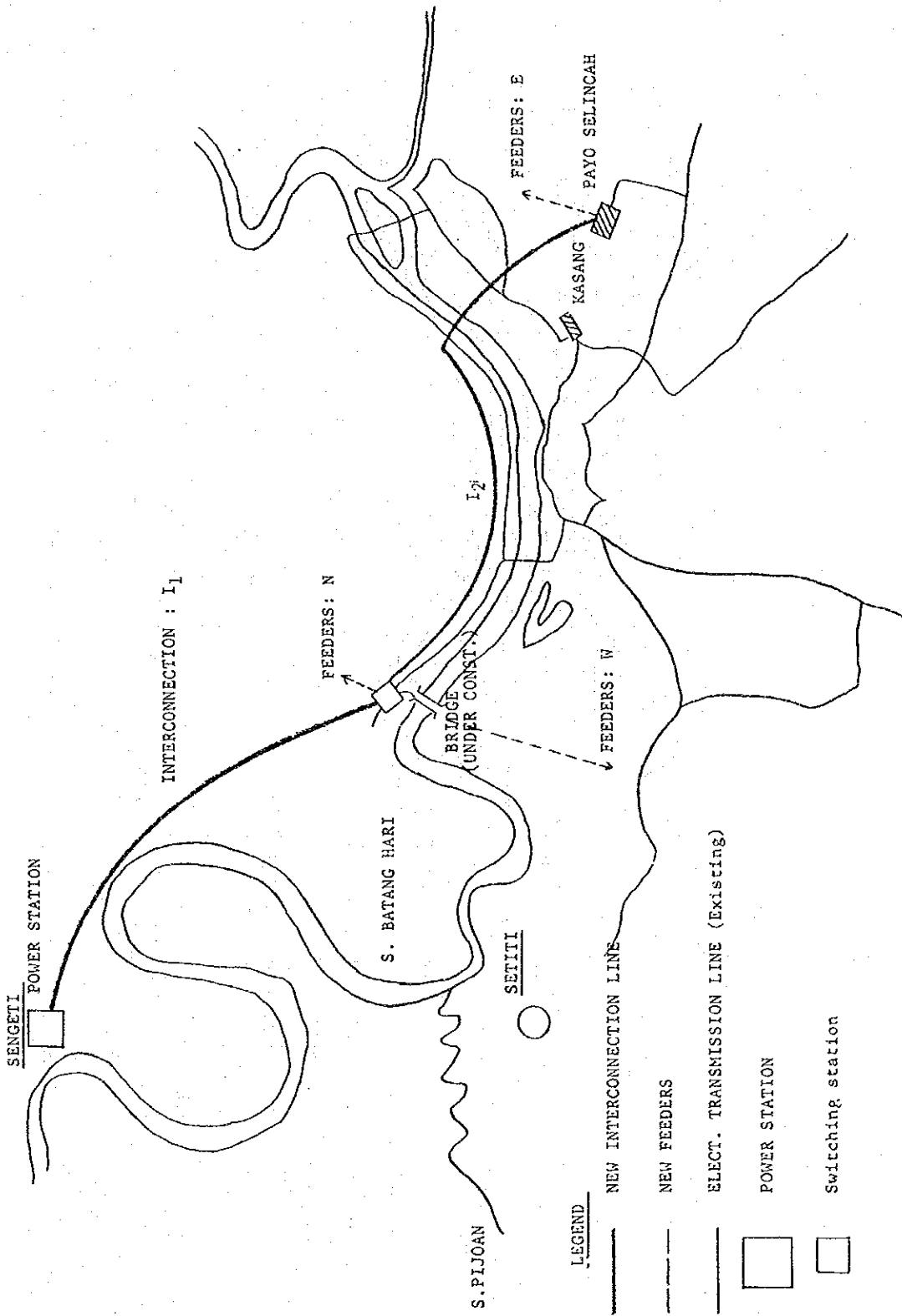


图 6-4 送配電線、ケース A

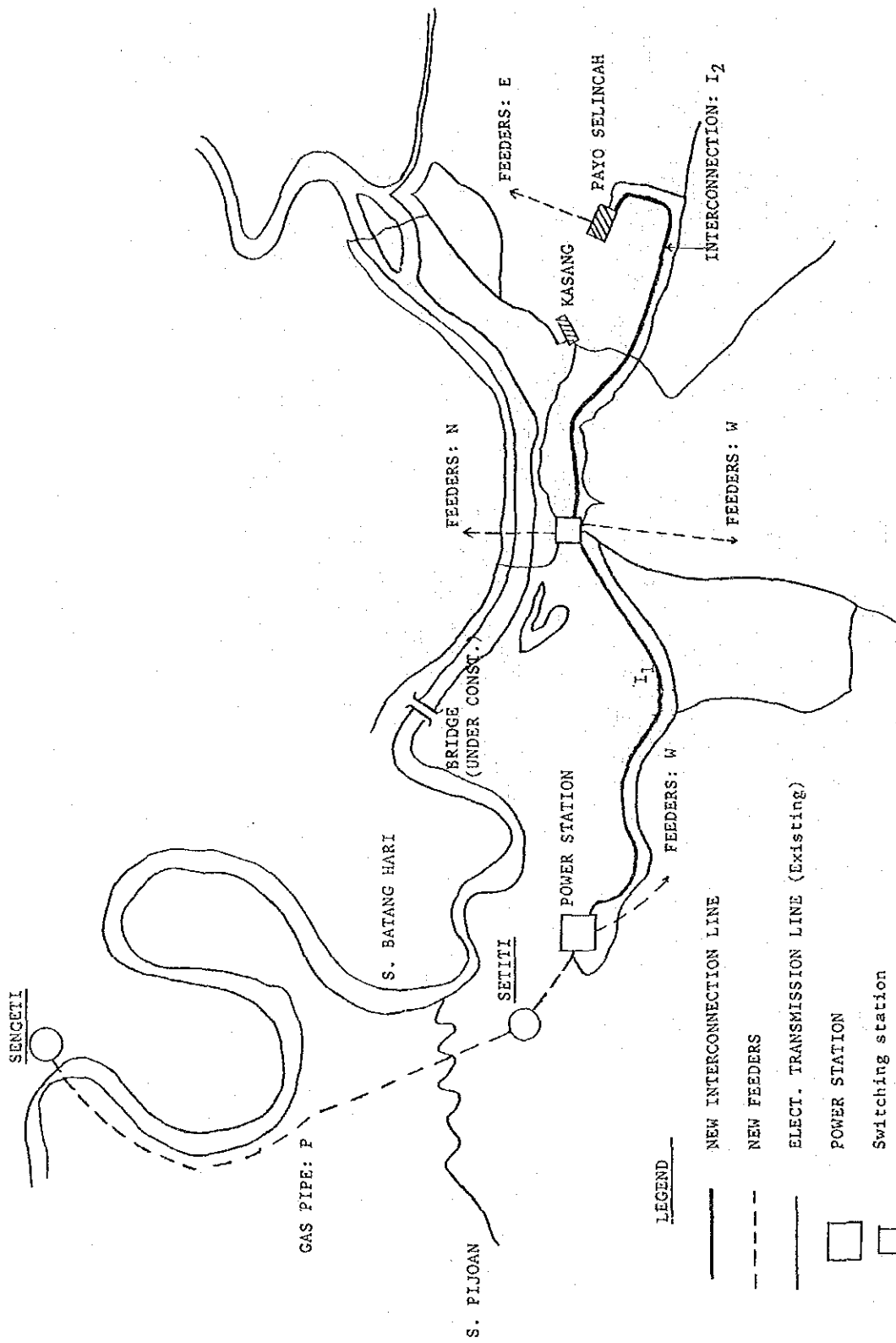


図 6-5 送配電線、ケース B

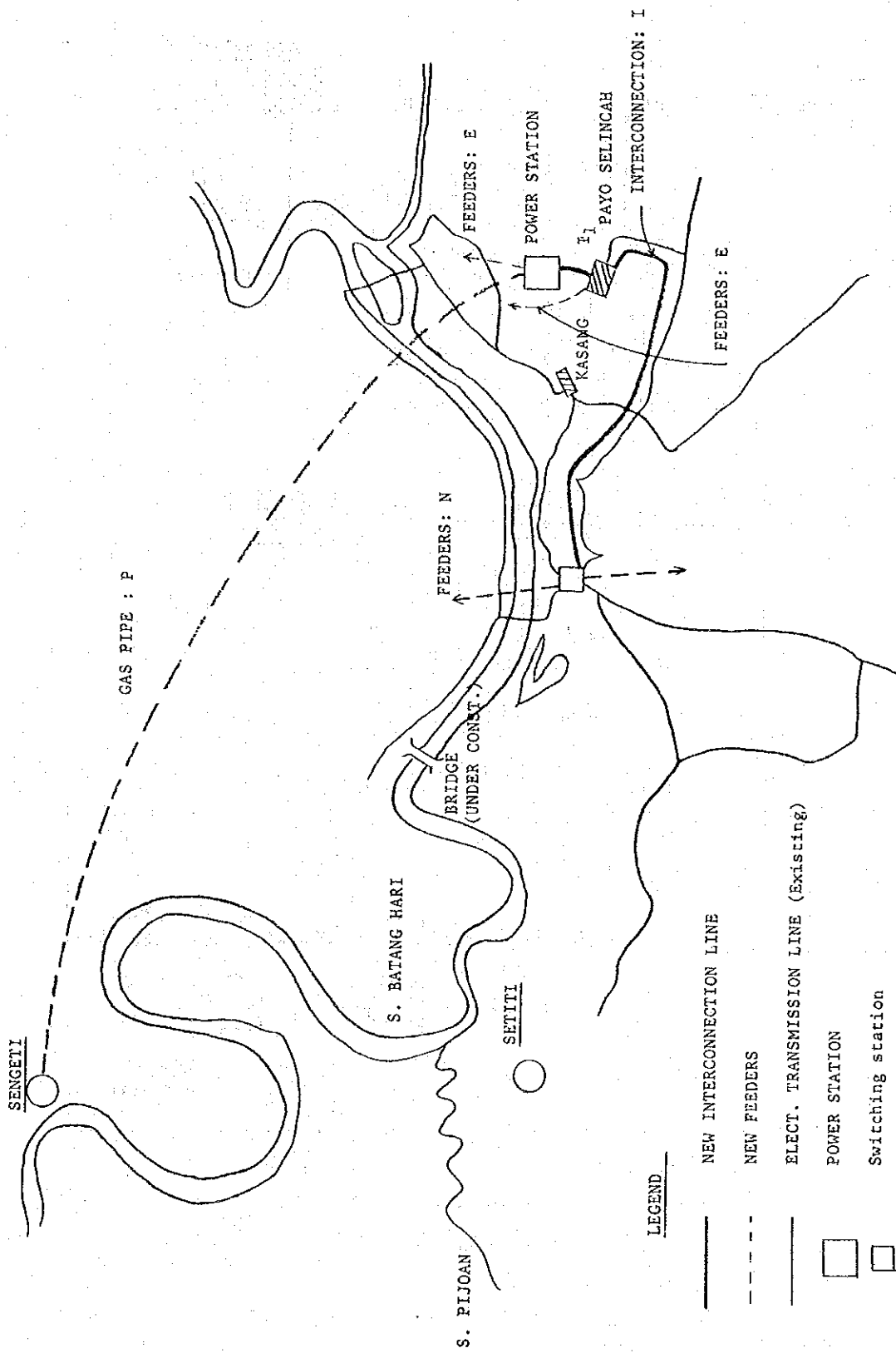
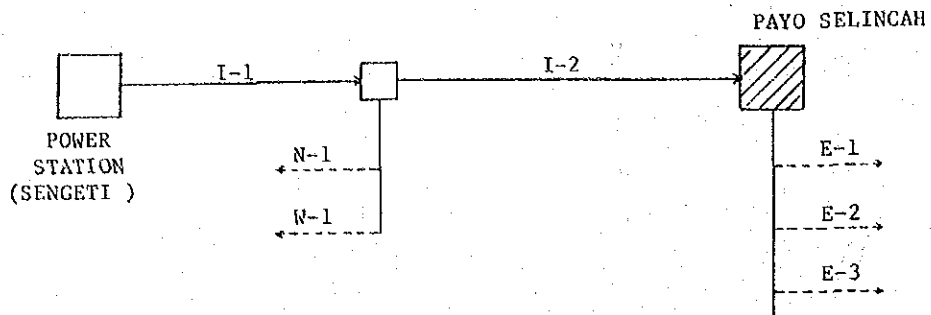
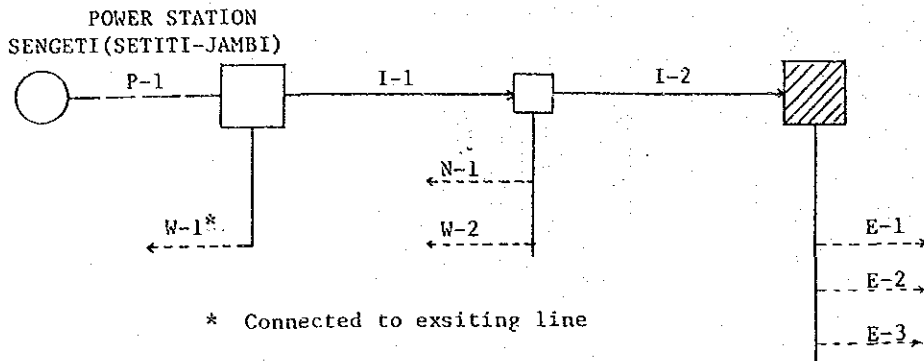


図 6-6 送配電線、ケース C

CASE A



CASE B



CASE C

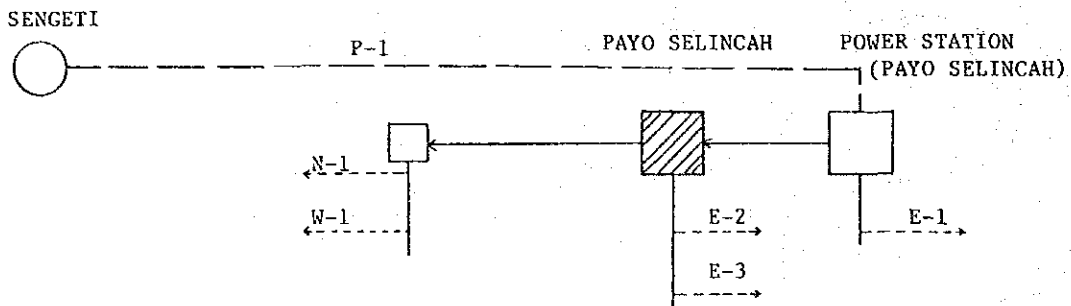


図 6 - 7 送電線モデル

表 6-6 ケーブルの形式、寸法および長さ

	Case A (Sengeti)	Case B (Setiti)	Case C (Payo Selincah)
Cable Type Length	UCG-400 27.13 km	UCG-400 19.8 km	UCG-325 0.3 km
Type Length	SC-400 0.87 km	- -	UCG-400 9.0 km
1-1	12.0 km	10.8 km	0.3 km
1-2	16.0 km	9.0 km	9.0 km

表 6-7 送電線建設費の比較

(Unit: Thousand Rp)

Unit Cost (Rp/km)	Case A (Sengeti)		Case B (Setiti)		Case C (Payo Selincah)	
	Length (km)	Cost	Length (km)	Cost	Length (km)	Cost
UCG-400 85,000	27.13	2,306,050	19.80	1,683,000	9.00	765,000
UCG-325 80,000	-	-	-	-	0.30	24,000
SC-400 160,000	0.87	139,200	-	-	-	-
Total	28.00	2,445,250	19.80	1,683,000	9.30	789,000

(3) 送電損失

先にも述べたように、送電損失の比較の対象は連結線のみであり、連結線のタイプが決まれば、抵抗値も決定する。送電線の抵抗値は、下記の通りである。

UCG-400 : $0.04402 \Omega / \text{km}$

SC-400 : $0.04402 \Omega / \text{km}$

UCG-325 : $0.03577 \Omega / \text{km}$

送電損失の検討においては、時間帯および年によって送電量が異なるので区分して計算することが必要である。各ケースの送電量は以下の通りである。

ケースA :

セングェッティの発電所で発電される17MWの電力は、そのままI-1を通過して橋（現在建設中）のたもとのスイッチングステーションに送られる。ここからI-2を通過して東部の工業地帯で必要とする電力の増分だけがパイオセリンチャに送られる。

ケースB :

セティティの発電所で発電される17MWのうち、2MW分はW-1、W-2の2配電線を通じて西部の住宅、文教地区に送られる。残りの15MWはI-1を通過して市のセンターへ送られる。ここで住宅、公共施設等に給電し、東部へはケースAと同様に工業地帯で必要とする電力の増分だけが送られる。

ケースC :

パイオセリンチャで発電された電力17MWのうち、E-1、E-2、E-3の3回線で送り出される3MWを除いた14MWが既設のパイオセリンチャ発電所へI-1を通して送られる。この内、その他の区分に属する増加分だけがI-2を通して市の中心部へ送られる。

表6-8、に以上の説明に基づいた送電電力量をまとめて示す。尚、各送電線の負荷インピーダンスにも差異があり、送電時の力率は異なってくると思われるが、本調査では力率は全て0.8であるとして計算する。送電電圧は20kVであるので、抵抗をR、送電電力をP(kW)とすれば、送電損失 P_L (kW)は次式にて算出される。

$$P_i = (P / (20 \times 0.8))^2 \times R / 1000$$

表6-8の結果を用いて送電損失を計算した結果を表6-9に示す。また、表6-9の結果に時間帯別利用時間および電力単価(100Rp/kwh)を乗じた各年の送電損失額を表6-10に示した。更に同表には、現価係数を12%(PLNの標準)とした場合の、各年の損失額を1995年現在価格に換算した値を併記した。

表6-8 連結線による送電量

(Unit: kW)

F.Year		1995	1996	1997	1998	1999
Case-A						
I-1	M	17,000	17,000	17,000	17,000	17,000
	D	17,000	17,000	17,000	17,000	17,000
	N	17,000	17,000	17,000	17,000	17,000
I-2	M	332	681	1,052	1,443	1,690
	D	1,862	3,811	5,892	8,082	9,462
	N	332	681	1,052	1,443	1,690
Case-B						
I-1	M	15,000	15,000	15,000	15,000	15,000
	D	15,000	15,000	15,000	15,000	15,000
	N	15,000	15,000	15,000	15,000	15,000
I-2	M	332	681	1,052	1,443	1,690
	D	1,862	3,811	5,892	8,082	9,462
	N	332	681	1,052	1,443	1,690
Case-C						
I-1	M	14,000	14,000	14,000	14,000	14,000
	D	14,000	14,000	14,000	14,000	14,000
	N	14,000	14,000	14,000	14,000	14,000
I-2	M	613	1,289	2,003	2,779	3,617
	D	241	508	789	1,094	1,424
	N	958	2,014	3,129	4,341	5,652

表 6-9 連結線送電損失の計算

(Unit: kW)

F. Year		1995	1996	1997	1998	1999			
Case-A	I-1	M	596	596	596	596	596	R = 0.5282Ω	
		D	596	596	596	596	596		
		N	596	596	596	596	596		
	I-2	M	0	1	3	6	8		R = 0.7052Ω
		D	10	40	96	180	247		
		N	0	1	3	6	8		
Case-B	I-1	M	418	418	418	418	418	R = 0.4754Ω	
		D	418	418	418	418	418		
		N	418	418	418	418	418		
	I-2	M	0	1	2	3	4		R = 0.3962Ω
		D	5	22	54	101	139		
		N	0	1	2	3	4		
Case-C	I-1	M	8	8	8	8	8	R = 0.01073Ω	
		D	8	8	8	8	8		
		N	8	8	8	8	8		
	I-2	M	1	3	6	12	20		R = 0.3962Ω
		D	0	0	1	2	3		
		N	1	6	15	29	49		
Total:	Case-A	M	597	598	599	602	604		
		D	606	636	692	776	843		
		N	597	598	599	602	604		
	Case-B	M	418	419	420	421	422		
		D	423	440	472	519	556		
		N	418	419	420	421	422		
	Case-C	M	9	11	14	20	28		
		D	8	9	9	10	11		
		N	10	14	23	37	58		

表 6 - 10 連結線送電損失額の計算

F. Year	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005
Power Loss (MWh)											
Case-A	5,263	5,380	5,592	5,914	6,168	6,168	6,168	6,168	6,168	6,168	6,168
Case-B	3,683	3,748	3,868	4,048	4,191	4,191	4,191	4,191	4,191	4,191	4,191
Case-C	77	96	130	184	262	262	262	262	262	262	262
Cost of Loss (MMRp)											
Case-A	526.3	538.0	559.2	591.4	616.8	616.8	616.8	616.8	616.8	616.8	616.8
Case-B	368.3	374.8	386.8	404.8	419.1	419.1	419.1	419.1	419.1	419.1	419.1
Case-C	7.7	9.6	13.0	18.4	26.2	26.2	26.2	26.2	26.2	26.2	26.2
Worth of Cost in the year 1995 (MMRp)											
- Rate -	1.0000	0.8929	0.7972	0.7118	0.6355	0.5674	0.5066	0.4523	0.4039	0.3606	0.3220
Case-A	526.3	480.3	445.8	420.9	392.0	350.0	312.5	279.0	249.1	222.4	198.6
Case-B	368.3	334.7	308.3	288.2	266.4	237.8	212.3	189.6	169.3	151.1	135.0
Case-C	7.7	8.6	10.4	13.1	16.6	14.8	13.3	11.8	10.6	9.4	8.4
F. Year	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	Total	
Power Loss (MWh)											
Case-A	6,168	6,168	6,168	6,168	6,168	6,168	6,168	6,168	6,168	6,168	120,838
Case-B	4,191	4,191	4,191	4,191	4,191	4,191	4,191	4,191	4,191	4,191	82,410
Case-C	262	262	262	262	262	262	262	262	261	262	4,674
Cost of Loss (MMRp)											
Case-A	616.8	616.8	616.8	616.8	616.8	616.8	616.8	616.8	616.8	616.8	12,084
Case-B	419.1	419.1	419.1	419.1	419.1	419.1	419.1	419.1	419.1	419.1	8,242
Case-C	26.2	26.2	26.2	26.2	26.2	26.2	26.2	26.2	26.2	26.2	467
Worth of Cost in the year 1995 (MMRp)											
- Rate -	0.2875	0.2567	0.2292	0.2046	0.1827	0.1631	0.1456	0.1300	0.1161	0.1161	8.3658
Case-A	177.3	158.3	141.4	126.2	112.7	100.6	89.8	80.2	71.6	71.6	4,935.2
Case-B	120.5	107.6	96.1	85.8	76.6	68.4	61.0	54.5	48.7	48.7	3,380.1
Case-C	7.5	6.7	6.0	5.4	4.8	4.3	3.8	3.4	3.0	3.0	169.7

6-3-4 発電所建設場所の決定

以上のパイプラインシステムの建設費、送電線の建設費および送電損失の合計を表6-11にまとめる。同表から明らかなように、建設費自体はセンゲッティが一番安く、以下セティティ、パイオセリンチャの順となるが、送電損失を加味した総合的な比較からは、パイオセリンチャが一番経済的である。本調査では、パイオセリンチャに発電所を設置するものとして、以下の検討を行う。

表6-11 発電所設置場所の経済比較

(Unit: Million Rp)

	Case A (Sengeti)	Case B (Setiti)	Case C (Payo Selincah)
Construction Cost			
Pipeline	0.0	1,198.8	2,397.6
Transmission Line	2,445.3	1,683.0	789.0
Sub-total	2,445.3	2,881.8	3,186.6
Power Loss	4,935.7	3,380.6	170.2
Total	7,381.0	6,262.4	3,356.8

尚、以上の検討は全て20kV送電線（ジャンビ地区の標準）を使用するとの前提に基づいて行ったが、参考として70kV送電線を使用する場合の比較を表6-12に示す。同表から明らかな様に、送電距離が20~30km程度の場合、20kV送電線の方が有利である。

表 6-12 20 k V 送電線と70 k V 送電線の比較

	If Power Plant is located at Sengeti		If Power Plant is located at Setitji	
	70 kV	20 kV	70 kV	20 kV
Conductor Type	ACSR 300 M C M Al - 150 mm ²	Underground Cable Cu - 400 mm ²	ACSR 300 M C M Al - 150 mm ²	Underground Cable Cu - 400 mm ²
Resistance	6.429Ω	1.195Ω	4.689Ω	0.8716Ω
Line Length	27.15 km	27.15 km (Water Cable 0.87 km)	19.8 km	19.8 km
Annual Transmission Energy	149,022 MWh	149,022 MWh	131,490 MWh	131,490 MWh
Annual Transmission Losses	2,597 MWh	11,826 MWh	1,475 MWh	6,716 MWh
Initial Capital Investment	11,684 MMRp	2,447 MMRp	9,813 MMRp	1,683 MMRp
Annual Cost of Transmission Losses	260 MMRp	1,183 MMRp	148 MMRp	612 MMRp
Annual Levelized Cost	1,402 MMRp	294 MMRp	1,178 MMRp	202 MMRp
Total	1,662 MMRp	1,477 MMRp	1,326 MMRp	874 MMRp

6-4 天然ガス輸送および前処理システムの決定

6-4-1 天然ガス輸送方法

センゲッティのガス貯留層で生産されるガスを、バイオセリンチャに建設される発電所まで輸送するために、ガスパイプラインを建設する。その計画に際しては、圧縮機を用いず、ガスの持つ自圧のみを利用して必要なガス量を輸送できる様に配慮する。また、パイプラインの敷設ルートを選定に関しては、住民の安全確保および建設費の低減のために、できるだけ人家の密集地を避ける。

6-4-2 天然ガス前処理システム

(1) 目的

ガス生産設備から生産される天然ガスをパイプライン経由で消費地に移送する為の前処理設備については、一般的に以下の点について考慮する必要がある。

(a) 消費側からの要求

天然ガス消費形態としては、天然ガスが発電設備の燃料や都市ガスとして使用される場合、化学プラントへの原料として用いられる場合など様々なケースが考えられ、ガスに対する要求も各々ケースによって異ってくる。本プロジェクトの様に発電用デュアルフュエルエンジンの燃料として使用される場合には次のガス性状が問題となる。

- ・ガスの発熱量（単位体積当りのガスを燃焼させた時に発生する熱量）
- ・エンジン内にて、ガスを燃焼させた場合にノッキングや、すす発生の原因となる重質炭化水素のガス中における含有量
- ・有害かつ腐食性物質である硫化水素のガス中の含有量

(b) 天然ガス処理装置からの要求

液化石油ガス（LPG）、液化天然ガス（LNG）製造の様に非常な低温下での天然ガス処理を行う装置において、天然ガス中に水分や炭酸ガスが含まれていると、水分の凍結、炭酸ガスの固化が起こり、装置や配管を閉そくする。したがってこれらの成分はあらかじめ除去しておかなければならない。

(c) パイプラインでガスを移送する為の要求

一般に次の様な点を考慮する。

・ガスの露点

水分や重質炭化水素を除去し、パイプライン外周温度が低い時でも、これらの成分が凝縮液化し2相流となり輸送効率が低下することを防ぐ。

又、ガス中に二酸化炭素が含まれていると、凝縮水と結合し炭酸水を生成して配管を腐食するのでこの意味からも水分の除去は重要である。

・ガスハイドレート

ある程度の高圧で凝縮遊離水が存在した場合、水分子は、運転温度が0℃（凝固点）以上であっても軽質炭化水素ガスと反応し固体状のハイドレートを生成する場合がある。この様なハイドレートの生成は、ガス中の水分量をパイプライン輸送システムにおいて凝縮しない程度まで下げることにより、避けることができる。

以上から、天然ガス前処理設備としては、次のものが考えられる。

(i) 脱湿プロセス（水分除去工程）

(ii) 露点調整プロセス（重質炭化水素除去工程）

(iii) 酸性ガス除去プロセス（硫化水素除去工程）

(2) 通常使用されるプロセス

(a) 脱湿プロセス

脱湿プロセスには (i) トリエチレングリコール (TEG)、ジエチレングリコールなどの溶剤を用いた吸収プロセス、(ii) モレキュラシーブ、シリカアルミナなどの吸着剤を用いた吸着プロセス、(iii) ガス自身の断熱膨張（等エンタルピー膨張）による自己冷却効果を利用したプロセスなどがある。

(b) 露点調整プロセス

露点調整プロセスには (i) ガス自身の断熱膨張（等エンタルピー膨張）による自己冷却効果を利用したプロセス（上記(a)-(iii)と同じ）、(ii) 外部冷却機にてガスの冷却を行うプロセス、および (iii) (i) と (ii) の併用プロセスなどがある。

ただし、ガスの露点調整の過程においてガスの温度が (i) 水の氷結温度（＝

0℃)、(ii) ガスハイドレート生成温度(運転圧力に依存する)のいずれかより低くなる場合、断熱膨張用減圧弁上流、ガス冷却用熱交換器の高温側入口などにグリコールを注入し、凝縮水の氷結およびハイドレート生成を防ぐ。

(c) 酸性ガス除去プロセス

酸性ガス除去には、循環吸収剤を使用した吸収法プロセスが用いられる。

吸収剤は、含まれる化学成分によって(i) アミン系の化学吸収剤、(ii) 熱炭酸カリ系の化学吸収剤、(iii) 物理吸収剤、および(iv) 化学吸収剤と物理吸収剤の混合物に分類される。

それぞれの吸収剤には、おのおのに長所短所があり、プロセスの目的、処理ガスの出入口条件によって最適なものを選定する。

(3) 本プロジェクトへの適用

(a) 前処理装置の必要性

(i) 消費側からの要求

発電用デュアル燃料エンジンの燃料として高圧セパレーターガス(表5-13参照)を評価した場合、やや重質炭化水素含量が多いものの不都合なほどではない。

炭酸ガスが約7%含まれており、発熱量を若干低下させているが必要な発熱量は確保できている。

その上に炭酸ガスはノッキングを防止する働きがあり除去する必要はない。また有害な硫化水素は含まれていない。

したがって、消費側からの要求による前処理の必要はない。

(ii) 天然ガス処理装置からの要求

本プロセスにおいては、次節6-4にて述べる様に、高圧セパレーターガスからではなく高圧セパレーターからの凝縮液からLPGを回収する。したがって極低温を利用する天然ガス処理装置はなく、そのための前処理装置の必要はない。

(iii) パイプライン移送面からの要求

高圧セパレーターガスは、露点の状態の高圧セパレーターから排出される。これを直接パイプラインで輸送すると、温度の低下により水および重質炭化水

素が凝縮し6-3-2、(1)-(c)項で述べた問題を起こす可能性がある。

したがって、パイプラインにガスを送入する前に水分除去および重質炭化水素の除去が必要となる。

(b) 採用プロセス

以上述べた事を考慮し、本計画に対する前処理としては断熱膨張効果を利用した水分除去および露点調整を行うものとする。また酸性ガス除去は必要ない。

(c) 採用理由

(i) 調湿プロセス（水分除去）

溶剤吸収法および吸着剤吸着法による水分除去率は非常に高く、寒冷地や冬場のパイプライン外周温度が相当低い場合（例えば0℃以下）でも水の凝縮やガスハイドレートの生成が起きない程度まで脱水できる。

一方これらのプロセスは設備費が高く、本プロジェクトの様にパイプライン外周温度が比較的高い場合、経済的ではない。

これに対して、断熱膨張による自己冷却効果を用いるプロセスは脱水率は高くないが、本プロジェクトにおいて必要となる程度までは充分水分除去できる。また設備費も前者と比較して安く、露点調整プロセスとしても共用できるので本プロジェクトとしては最適なものである。

(ii) 露点調整プロセス（重質炭化水素除去）

断熱膨張による自己冷却効果を利用するプロセスにて下げられる天然ガスの露点は本プロジェクトの場合、約15℃である。これに対しパイプライン外周の予想最低温度は20℃と十分に高く管内で炭化水素の凝縮は起きない。したがって高度の露点調整（重質炭化水素除去）を目的とした外部冷却システムは不要である。

(d) 設置場所

この設備は、油ガス分離プラントからのガスをガスパイプラインで輸送するための前処理設備であるため、油ガス分離プラントの出口とガスパイプラインの入口の間に位置する事が必要である。よって、設置場所はセンゲッティの油ガス分離プラントの近傍となる。

6-5 LPG回収システムの決定

6-5-1 LPG回収方法の決定

LPG回収プラントにおいては、天然ガスに含まれるプロパンおよびブタンが液化石油ガス (Liquefied Petroleum Gas-LPG)として分離回収される。そして回収されたLPGは、主として家庭用および業務用燃料として使用される。

第5章で述べた様に、本プロジェクトにおいては、センゲッティガス貯留層から生産される天然ガスは、油ガス分離プラントの高圧セパレーターにて、ガスとコンデンセート (凝縮液) に分離される。表5-6に示す様に、この天然ガスはLPG含量が多いために、高圧セパレーターからのガスとコンデンセートの両方に多量のLPG留分が含まれる。したがって、この天然ガスからLPGを回収するには、図6-8に示す様に高圧セパレーターガスから回収する方法と、図6-9に示す高圧セパレーターコンデンセートから回収する方法が適用可能である。

天然ガスの性状、経済性、資源の有効利用の各方面から考えると、本プロジェクトにおいては、以下に示す理由により、高圧セパレーターガスからLPGを回収するのではなく、高圧セパレーターコンデンセートからLPGを回収する方が適している。

- (a) 高圧セパレーターコンデンセートのLPG含量が多いので、これを原料として地域の需要に見合ったLPGが生産可能である。
- (b) 高圧セパレーターガスの組成 (表5-13参照) は発電用燃料としての要求性状を満足しており、成分調整の必要がない。
- (c) 高圧セパレーターコンデンセートからのLPG回収の場合は、蒸留設備のみが必要で天然ガス中の重質炭化水素を液化分離するNGL回収プラントが不要となり、ガスからLPGを回収する場合に比べ、建設費、運転費共に大巾に節減できる。(詳細はAppendix-4を参照の事)。なお、NGLは Natural Gas Liquid の略で、天然ガス中に含まれている重質炭化水素が凝縮したものを意味する。
- (d) LPGを回収しない場合、高圧セパレーターコンデンセートは、中圧・低圧セパレーターおよび貯油タンクを経てバレンバンの製油所に送られる。しかしながら、その経路において、コンデンセート中のほとんどのLPG留分は大気中に逃散する。したがって、コンデンセートからLPGを回収する事は、資源の有効利用および環

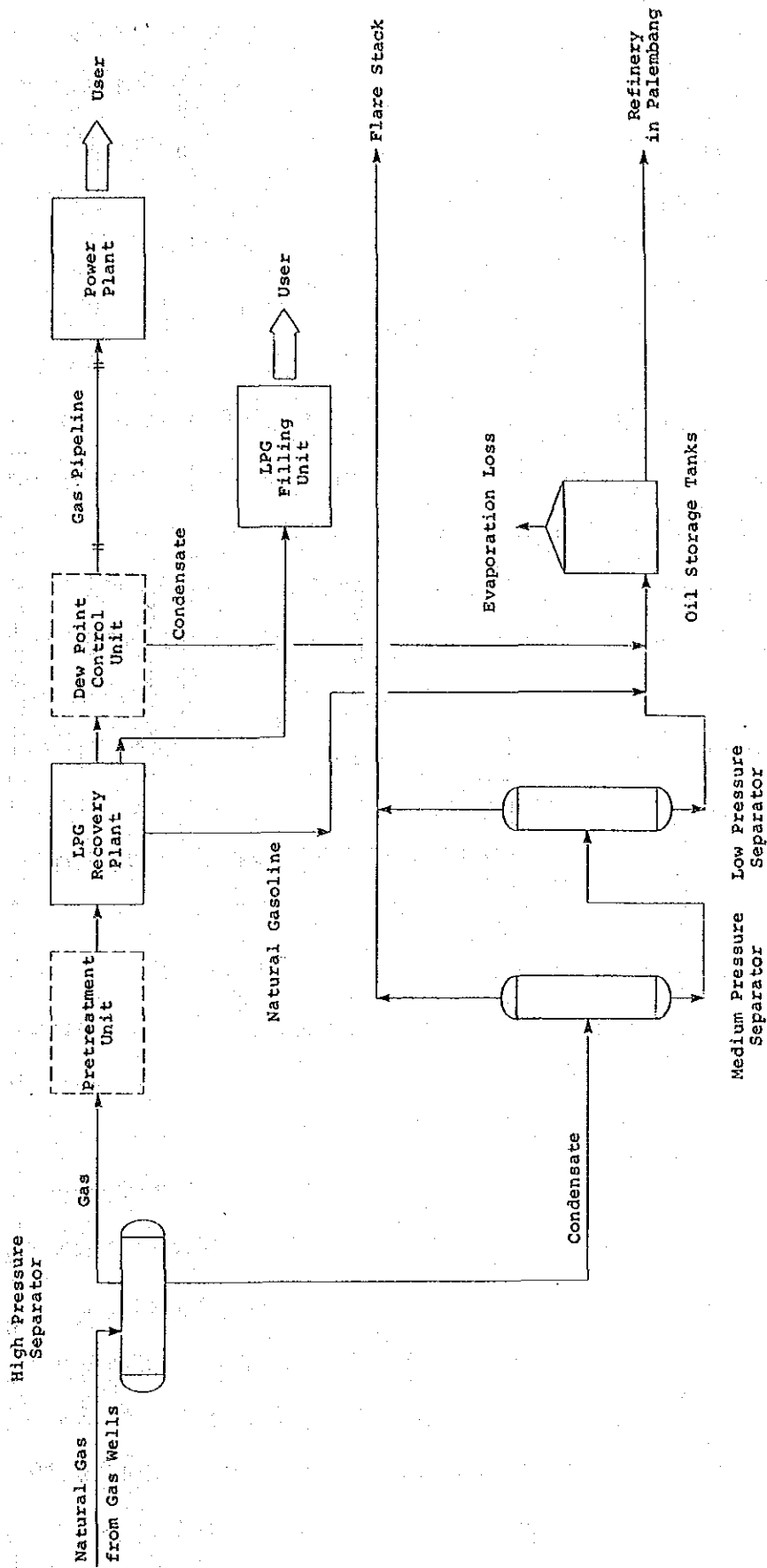


図 6-8 高圧セパレーターからLPGを回収する場合のプロセス構成図

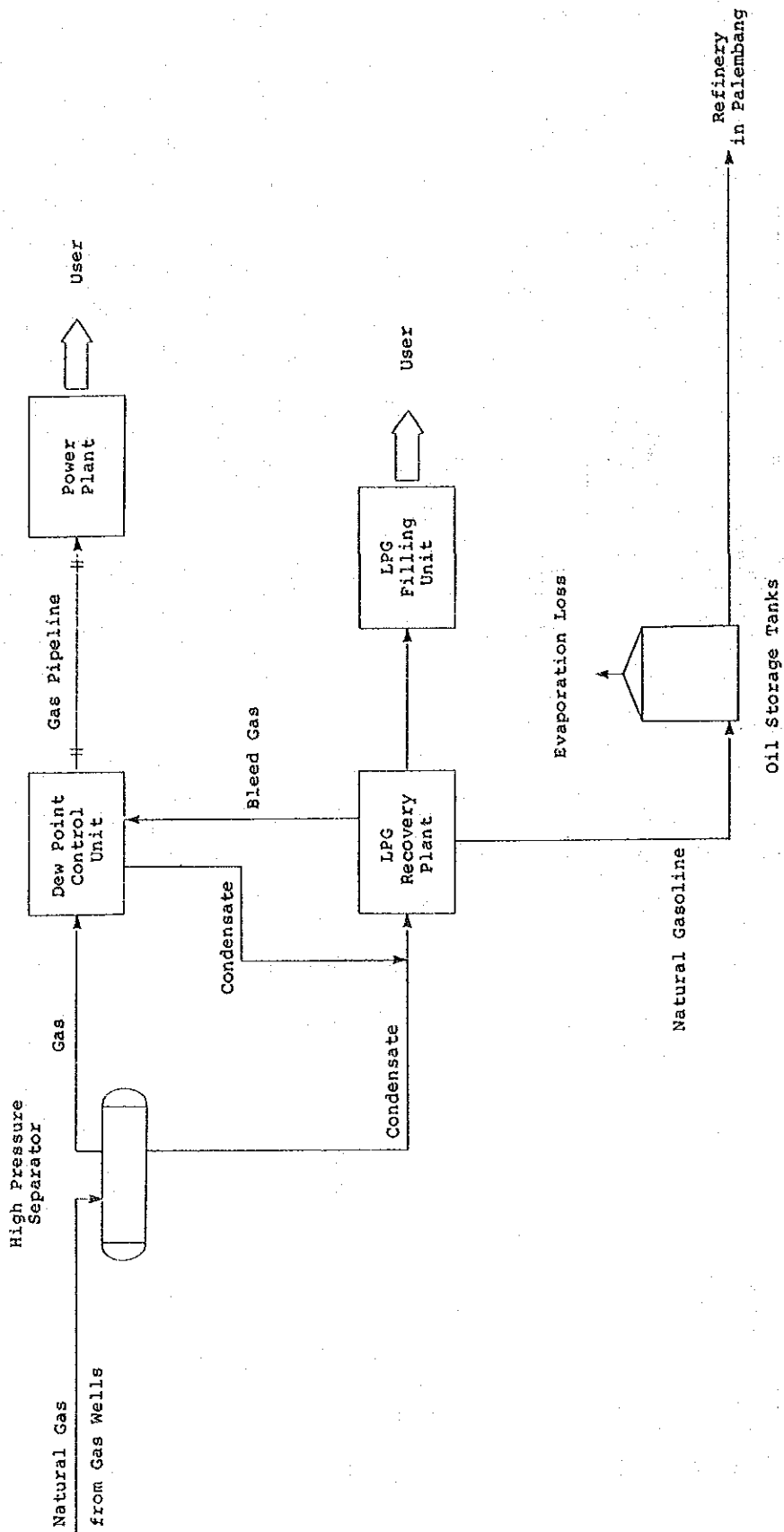


図 6-9 高圧セパレーターコンデンサートからLPGを回収する場合のプロセス構成図

境対策の面においても大きな意義を持つ。

- (e) 発電用燃料ガス供給システムからLPG回収プラントを切り離す事ができるので、LPG回収プラントで何か支障が起きても発電用燃料の供給量および組成に影響しない。

6-5-2 LPG生産量

第4章の市場調査によると、ジャンビ地区における1995年および2000年のLPG需要は、それぞれ1,540トン/年および2,640トン/年程度と予測される。LPG回収プラントの年間稼働日数は、保守に要する期間を考慮して335日となるので、LPGの必要日産量は5トン/日～8トン/日となる。これにその後の需要の伸びを見込むと、約10トン/日のLPGが生産できれば、当分の間この地区の需要を満たす事ができる。したがって、LPG生産の目標値を10トン/日と設定する。なお、プラントの設計能力は、概念設計において運転条件の最適化を行って最終的に決定する。

この生産目標値でLPGが生産されれば、プラント完成後7～8年間この地区の需要を上回る事になるが、余剰分はパレンバンに輸送する事とし、生産調整は行わない(詳細は第16章財務分析を参照の事)。

6-5-3 設置場所の選定

LPG回収プラントの設置場所の選定においては、下記の項目の検討が必要となる。

- ・原料の供給
- ・製品の輸送
- ・用地の確保
- ・建設工事の難易
- ・付帯設備の有効利用
- ・地盤の強度
- ・住民に対する環境保全および安全の確保

現地調査時に設定された様に、本LPG回収プラントの設置予定地としてセンゲッティおよびセティティを選び、その比較を表6-13に示す。

表 6-13 LPG 回収プラント設置予定地の比較

	Sengeti	Setiti
Supply of Raw Materials	◎	△
Transportation of Products		
LPG	○	◎
Light Hydrocarbon	◎	△
Natural Gasoline	◎	◎
Acquisition of Land	◎	◎
Construction Work	◎	◎
Effective Use of Auxiliary Facilities	◎	x
Soil Conditions	○	◎
Environmental Control and Safety	◎	◎

Note:

◎ : Excellent

○ : Good

△ : Fair

x : Poor

この表に示す様に、この両地点の優劣を決定する大きな要因の一つは、原料および製品の輸送の難易である。原料であるコンデンセートは、センゲッティに位置する油ガス分離プラントとその近傍に建設予定の前処理設備より供給されるので、原料供給面からはセンゲッティが適している。セティティにLPG回収プラントを設置する場合は、センゲッティからコンデンセートを移送するためのパイプラインを敷設する事が必要となる。なお、既設の原油パイプラインを転用する事も考えられるが、コンデンセートを移送する場合は原油の移送に比べ運転圧力が非常に高くなるので、既設パイプラインの設計圧力が50kg/cm²G以上でないと転用できない。

次に製品の輸送面を比較すると、容器に充填されたLPGの輸送に関しては、消費地であるジャンビ市に近く、トラック輸送のための道路も整備されているセティティの方が適している。ただし、現在建設中のバタンハリ河横断橋とその周辺の道路が完成すると、両地点の優劣はなくなる。一方、副製品である軽質ガスは資源の有効利用のために発電用燃料ガスに混入する事が望ましい。しかしながら、後に述べる様に燃料ガスパイプラインはバタンハリ河のセンゲッティ側に建設が予定されるために、LPG回収プラントがセティティに建設される場合は、軽質ガスをセンゲッティ側に送り返すガスパイプラインを建設する事が必要となる。さもないと、燃焼廃棄せざるを得ない。

建設予定地決定のための他の主な要因には、用役設備等の付帯設備の有効利用がある。油ガス分離プラントおよびLPG回収プラントは、それぞれ自家用発電装置、計装用空気供給設備、防消火設備、廃ガス燃焼廃棄装置（フレアースタック）、排水処理設備、計器室、事務所、倉庫等が必要となる。しかし、LPG回収プラントが既設の油ガス分離プラントに隣接して設置されれば、以上の付帯設備が共用でき、また既設設備が利用できることで、建設費の大幅な削減となる。

以上の事を考え合わせると、LPG回収プラントの建設予定地としては、明らかにセンゲッティの方が優れている。

6-6 全体システムの検討

以上に述べた個々の設備の能力を総合して、最終製品である電力とLPGを、安定かつ安全にしかも環境を汚染する事なく製造するためには、各設備が全体として調和のとれた

設備となる様に計画すると共に、安全対策、公害防止等に配慮しておく必要がある。

6-6-1 資源の有効利用

天然ガス前処理設備では、露点調整のために重質炭化水素液が抜き出され、LPG回収プラントからは、LPG製品の蒸気圧調整のために軽質ガスが抜き出される。これらの留分は、資源の有効利用および環境保護のために有効に利用される事が望ましい。その方法を以下に述べる。

(1) 天然ガス前処理設備からの重質炭化水素

この重質炭化水素（コンデンセート）は、LPG留分を約60%も含むため、LPG回収プラントに送りLPGを回収する。

(2) LPG回収プラントからの軽質ガス

この軽質ガスは、C₁、C₂、C₃を主成分とし重質成分を含まないので、露点調整後の発電用燃料ガスに混入する。この混合により、燃料ガスの露点は約0.5℃高くなるが、第7章で述べる様に、露点調整設備における露点の設定に十分な余裕があるので、パイプライン輸送に支障はない。

6-6-2 設備の能力余裕

これまでに述べてきた各設備の能力は、ガス貯留層からの天然ガスの性状と最終製品の需要予測をベースとして設定された。しかしながら、天然ガスの性状および需要の予測は多くの仮定に基づき求められたものであるため、実際の値が設定値と異なる可能性がある。したがって、設備によっては、設定値の誤差を吸収できる様に能力に余裕を持たせる事も必要となる。能力余裕の検討に当たっては各設備を、

- ・天然ガス生産システム（抗井装置、油ガス分離プラント）
- ・天然ガス処理システム（天然ガス前処理設備、ガスパイプライン、発電プラント）
- ・LPG回収システム（LPG回収プラント、LPG充てん設備）

の3グループに分けて考える。6-1節で述べた様に、プロジェクト全体の能力を支配するのは発電量であるため、天然ガス処理システムを最初に検討する。

(1) 天然ガス処理システム

6-2-1項に示される様に、発電プラントの発電能力は、

定格能力 20MW

常用能力 17MW

である。そして、本発電プラントがベースロード用として使用されれば、その発電量は常時17MWとなる。したがって、天然ガス処理システムを構成する各設備の常用ガス処理能力は、発電量17MWに対応する燃料ガス量を処理できる能力となる。この常用能力に対し、発電量20MWに対応する燃料ガス処理能力を最大能力（＝設計能力）とすれば、どのような条件の運転にも対応できる。したがって、各設備のガス処理能力を以下の様に設定する。

常用能力 発電量17MWに見合った燃料ガスを処理する能力

最大能力 “ 20MW “

(2) 天然ガス生産システム

天然ガス生産システムの役割は、ガス貯留層からの天然ガスを処理し、均一な量と組成のガスを天然ガス処理システムに供給する事である。しかしながら、第5章で述べた様に、実際に貯留層から供給される天然ガスの組成は、設定値と異なる上に使用ガス井の切換により運転中に変動する可能性もある。したがって、組成の変動に対応できる様に、油ガス分離プラントの高圧セパレーターの運転圧力は、ある程度の範囲で調整できる様に計画しておく必要がある。すなわち、天然ガス中に重質分が多くなれば運転圧力を高くして重質分を凝縮させ、逆に少なくなれば運転圧力を低くする。そして、高圧セパレーターガスの組成が常時一定となる様に調整する。なお、天然ガス生産システムの各設備は、既設のものを利用するので、取り得る運転圧力の範囲は20～40kg/cm²Gとなる（設定値は25kg/cm²G）。よって、それに続く、天然ガス前処理設備およびガスパイプラインの運転圧力も設定値よりも高くなる可能性があり、対処が必要となる（6-6-3項参照）。

また、この高圧セパレーターの運転圧力の調整により、高圧セパレーターガスの量も多少変化するので、燃料ガス量を一定にするためには、供給天然ガス量も調節する必要がある。しかし、第5章に示した10層のガス貯留層の組成から判断する限りにおいては、各層の組成に大きな差はないので、天然ガス供給量の調整幅もごく僅かと予想される。したがって、天然ガス生産システムのガス処理能力は、天然ガス処理システムと同様に、

常用能力 発電量17MWに見合った燃料ガスを処理する能力
最大能力 " 20MW "

と設定する。

(3) LPG回収システム

(2)で述べた様に、天然ガスの供給組成の変動は、高圧セパレーターの運転圧力と天然ガス供給量により調整され、高圧セパレーターコンデンセートの組成と量の変動となって現われる。したがって、高圧セパレーターコンデンセートを主原料とするLPG回収プラントにおいては、運転範囲をかなり広く計画しておく必要がある。なお、運転範囲の決定は、各構成機器の性能の把握が必要となるので、概念設計にて行う。

6-6-3 設備の最高運転圧力

前項で述べた様に、供給天然ガスの変化に対応する高圧セパレーターの運転圧力の変化により、天然ガス前処理設備とガスパイプラインの運転圧力も変動する。しかしながら、LPG回収プラントの脱エタン塔からの軽質ガスが自圧を利用してガスパイプラインに供給されるので（第8章参照の事）、天然ガス前処理設備およびガスパイプラインの運転圧力は、脱エタン塔の運転圧力以下とせざるを得ない。したがって、両設備の最高運転圧力は、LPG回収プラントの概念設計の段階で決定される。

一方、発電プラントの入口には燃料ガスの圧力調節弁が設置されるので、発電プラントにおける燃料ガス供給システムの運転圧力は独自に設定できる。

6-6-4 予備機器

連続使用される動機器には予備機器を設け、故障によって全体システムの運転が妨げられない様にする。

6-6-5 安全対策

本プロジェクトでは、可燃性が高く、爆発の危険がある天然ガスおよびLPGを取り扱う。したがって、従業員および住民の安全確保には十分配慮する必要があり、以下の安全対策を行う。

(1) 天然ガス生産・処理システムの安全対策

これらのシステムでは高圧の天然ガスを取り扱うので、運転圧力が構成機器の設計圧力を超えない様に配慮する。その目的で、圧力調節弁付のガス放出管を設け、運転圧力が設定圧力を超えれば、放出管よりガスを抜き出して廃ガス燃焼設備にて燃焼廃棄する。

(2) ガスパイプラインの安全対策

- (a) ガスパイプラインは、できるだけ人家の少ない地域に敷設し、地中配管とする。パイプラインの保護のため、道路横断部には保護管を設け、バタンハリ河横断部では、河底河床部に溝を掘りパイプを埋設する。
- (b) 十分な防食対策を施すと共に、パイプラインの数ヶ所にブロック弁を設け、洩れなどの異常があった時にはその区間のパイプラインを締め切る。また、該当区間のガスを短時間で放出できる様に大気放出管を設ける。

(3) LPG回収システムの安全対策

- (a) 運転圧力が設計圧力を超えない様に、各蒸留塔には安全弁を設け、運転圧力の異常時には、系内のガスを廃ガス燃焼設備に放出する。
- (b) LPG充てん時には、漏洩検知器を用いて各シリンダーの頂部ノズルからの洩れの有無を確認する。

(4) 発電プラントの安全対策

- (a) 燃料ガス供給系統には2重のガス遮断弁と着火防止装置を設け、緊急時にはガスの供給を遮断すると共に、エンジン内の火がガス配管系へ逆引火するのを防ぐ。
- (b) 設計圧力の低い発電プラントへの燃料ガスの供給圧力は、入口に設けた圧力調節弁で、所定の圧力になる様に減圧する。また、燃料ガスの圧力が設定値をはずれた場合には、エンジンを保護するために、自動的にディーゼル運転（軽油のみを燃料とする運転）に切替える。
- (c) ガス配管およびその付属装置の設置場所では換気に留意する。また、ガス漏れ検知器を設置する。

(5) 消火設備

火災の危険のある油ガス分離プラント、天然ガス前処理設備およびLPG回収プラントと発電プラントには消火設備を設ける。

(6) 通信設備

センゲッティに位置する各設備とパイオセリンチャに位置する発電プラントの運転に関する連絡を密にするために、両地点の間に無線通信設備を設ける。そして、運転に異常があった場合は、直ちに相手側に連絡する。

6-6-6 公害防止

本プロジェクトを実施する上で、環境を汚染する恐れがある項目には、以下のものが挙げられる。

1) 廃ガス

- ・窒素酸化物
- ・硫黄酸化物
- ・ふんじん

2) 廃水

- ・含油廃水
- ・生活排水
- ・廃油およびスラッジ

3) 騒音

4) 振動

また、これらの発生源として、

- 1) センゲッティ地区の天然ガスおよびLPGを取扱う設備
- 2) パイオセリンチャ地区の発電プラント

があり、それぞれの地区別に必要な対策を以下に示す。

(1) センゲッティ地区

センゲッティには、既設の油ガス分離プラントがあり、それに隣接して天然ガス前処理設備とLPG回収プラントの建設が予定されている。これらの設備から常時排出される汚染物質には、含油廃水と生活排水がある。

(a) 含油廃水

ガス貯留層からの天然ガスに含まれる水分は、これらの設備で凝縮分離され、バタンハリ河に放流される事になる。しかし、この廃水は油分を含んでいるので、

既設の油水分離装置にて処理し、放流する前にできるだけ油分を分離する。

(b) 生活排水

各設備の従業員の出す生活排水は、浄化槽を設け処理した後、バタンハリ河に放流する。

これらの外に、用役設備にはディーゼルエンジン駆動の機器が含まれ、一時的に使用される可能性がある。しかし、すべて小型の機器であり近くに民家もないので、廃ガス、騒音、振動等の対策は必要ない。

(2) パイオセリンチャ地区

パイオセリンチャ地区に設置が予定される発電プラントでは、天然ガスと燃料油の両方を使用するデュアル燃料エンジンを利用して発電が行われるので、廃ガス、廃水、騒音、振動による環境汚染の可能性はある。

(a) 廃ガス

エンジンの燃焼廃ガスには、窒素酸化物、硫黄酸化物、ふんじんが含まれ、大気を汚染する可能性がある。しかし、建設予定地付近には、既設の発電所を除いては工場はなくまた自動車の交通量も少ないので、対策は不要と思われる。なお、排出量の推定を含む詳細な検討は、概念設計にて行う。

(b) 廃水

発電プラントからの排水には、燃料油や潤滑油が含まれる可能性があるので、排水槽を設け油分を分離した後放流する。また、回収した油分や、燃料油、潤滑油が劣化した廃油は焼却する。

(c) 騒音

エンジンの騒音は、エンジンを建屋内に設置すると共に、その建屋を近隣の民家より十分離れた場所に建設する事により対処する。

(d) 振動

エンジンの振動は、振動を考慮した基礎工事を行う事により対処する。

6-7 最適プロジェクトスキーム

以上の検討により決定された最適プロジェクトスキームの要点を以下に示す。

(1) 発電プラント

発電容量： { 定格：20MW
常用：17MW

発電方式：デュアル燃料エンジン発電機

設置場所：パイオセリンチャ地区

(2) 天然ガス前処理設備

ガス処理量： { 最大：発電量20MWに見合った燃料ガス量
常用： " 17MW "

処理方法：断熱膨張自己冷却方式による露点調整

設置場所：センゲッティ地区

(3) LPG回収プラント

LPG生産量：目標生産量 10トン/日

(詳細は概念設計にて決定)

処理方式：油ガス分離プラントの高圧セパレーター-コンデンサートの蒸留によるLPG回収

設置場所：センゲッティ地区

発電プラント、天然ガス前処理設備およびLPG回収プラントの位置関係を図6-10に示す。

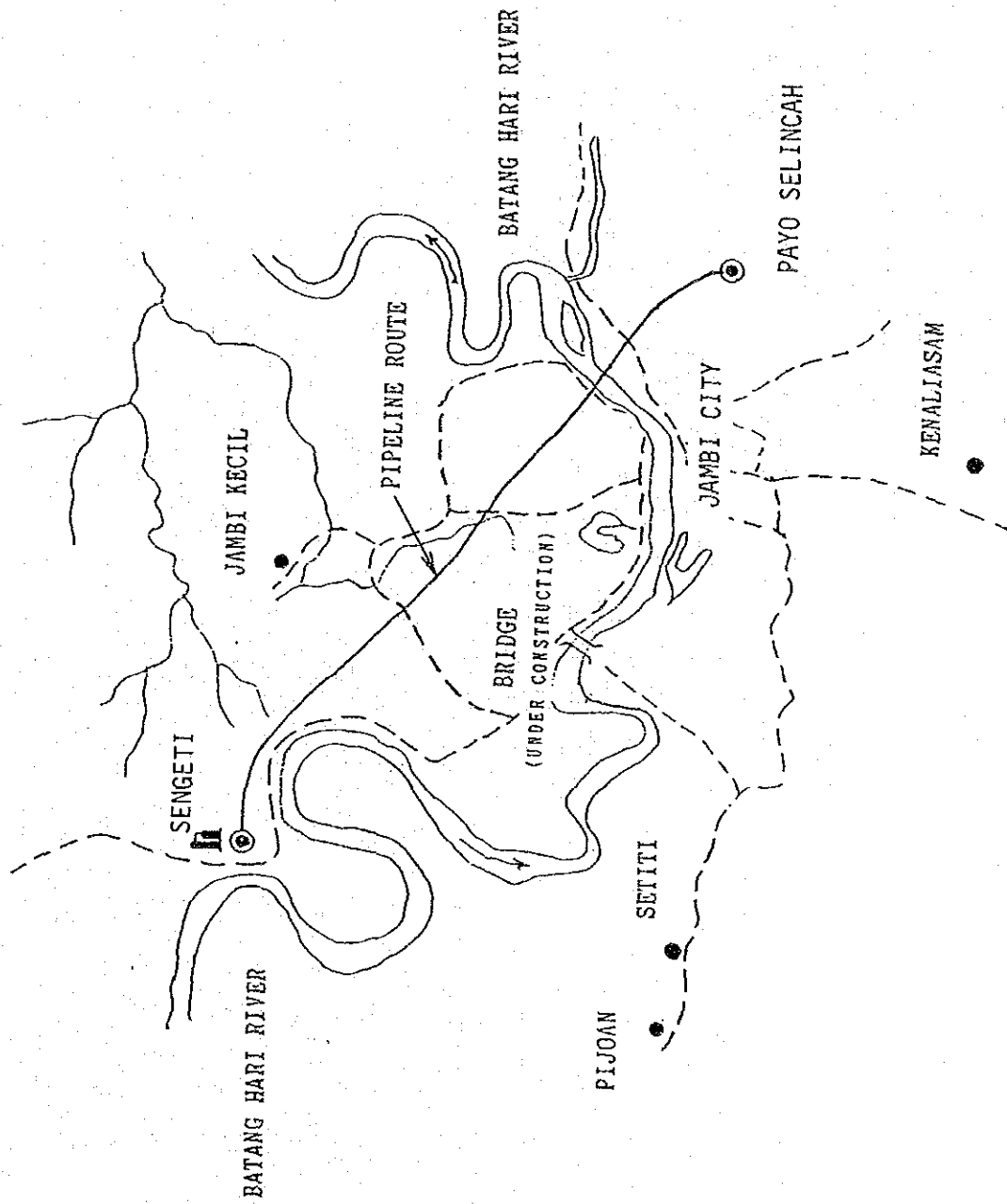


図 6-10 各プラントの位置

第 7 章 天然ガス前処理設備の概念設計

本章では、センゲッティガス田より生産される天然ガスを、パイプライン輸送に適する様に処理し、発電用燃料ガスとして供給するための、天然ガス前処理設備の概念設計について述べる。

7-1 前提条件

ジャンビ天然ガス利用開発計画調査団は、1988年2月に現地調査を行なった。この調査結果を考慮し、以降に述べる前提条件を、本設備の概念設計のベースとした。

なお本計画の実施に伴い、既設油ガス分離プラントの一部復旧および改造が必要となる。

7-1-1 天然ガス供給源

センゲッティガス田からのガス生産に関しては、既設配管網、連結管および油ガス分離プラントは一部復旧および改造することにより有効利用できる。本調査では既設設備を有効利用できるものとし、既設油ガス分離プラントの高圧セパレーターで分離されるガスを、本設備の天然ガス供給源とする。

7-1-2 供給天然ガスの性状

既設油ガス分離プラントよりガスは本設備に供給され、水分および炭化水素ガスの露点調整を行なった後、パイプラインにより発電設備に送られる。供給される天然ガスの性状は、表7-1に示すとおりであり、すでに発電エンジンの燃料ガスとしての要求仕様を満たしているため、成分調整のための処理は必要としない。しかし、パイプライン輸送における問題を避けるため、本設備で露点調整を行う必要がある。また、露点調整により、天然ガス中の重質成分の一部が取除かれるため、より良い発電エンジン用の燃料を得る事ができる。

表 7-1 供給天然ガスの性状

<u>Components</u>	<u>Mole %</u>
C ₁	57.1
C ₂	15.4
C ₃	13.5
iC ₄	2.5
nC ₄	3.3
iC ₅	0.8
nC ₅	0.5
C ₆ & heavier	trace
C O ₂	6.7
H ₂ O (saturated)	0.2
M.W.	27.05

Conditions

Pressure	25 kg/cm ² G
Temperature	26.7°C

7-1-3 既設設備の有効利用

天然ガス供給源としての既設油ガス分離プラントの有効利用については、すでに7-1-1で述べた通りである。本設備は廃ガス燃焼廃棄装置および含油水処理装置を必要とするが、既設油ガス分離プラントはこれらの設備を有しており、共通利用により経済的効果をはかる。

7-1-4 パイプライン輸送中における最低ガス温度の推定

パイプライン輸送において、輸送ガスの温度は非常に重要である。温度の低下による水分および炭化水素ガスの凝縮は、輸送効率を低下させるばかりでなく、パイプライン内面を腐食させる原因となる。特に本計画のガスは多量の炭酸ガスを含んでいるので、遊離水の存在下における腐食が想定される。したがってパイプライン輸送されるガスは、輸送に

先だって本設備で露点調整が行われなければならない。パイプラインは地中に埋設されるために、輸送ガスの温度は地中温度の影響を受け、輸送開始してしばらくするとガスの温度は地中温度にはほぼ等しくなる。従って輸送ガスの最低温度は埋設管周辺の最低温度と考えられる。本設備においてガスの露点を輸送ガス最低温度以下に調整すれば、パイプライン輸送中の問題は避けられる。

パイプラインは地表面から 1.0~1.2 m (土被り) の所に埋設されると想定される。この場合経験的に地表面から 1.0~1.2 m の土中最低温度は、月平均最低大気温度 (20℃) から平均大気温度 (26.5℃) の範囲内であると想定される。本計画においては、輸送ガス温度は月平均最低大気温度まで下がる可能性があるとして、最低輸送温度を 20℃ とする。

7-1-5 設備のスキッド化

天然ガス前処理設備は下記の利点を考慮し極力スキッド化する。

- 1) 現地工事工数の減少および期間短縮
- 2) 工場製作による品質向上
- 3) 同目的の他場所への移設が可能
- 4) 建設費の低減

7-2 天然ガス前処理設備

本設備は等エンタルピー膨張による自己冷却効果 (Joule-Thomson Effect) を利用した天然ガスの露点調整設備である。ガスは露点を 15℃ に調整され、発電用燃料ガスとしてパイプラインに送られる。以下に本設備の概要について述べる。

7-2-1 設計上の留意点

(1) 設計ガス流量

本設備の設計ガス流量は、発電プラントのデュアル燃料エンジンの燃料ガス要求量および LPG 回収プラントでの用役ガスの必要量によって決まる。燃料ガス要求量は発電プラント (第 10 章参照) の最大出力 (5 MW × 4 台 = 20 MW) より次の様に決定される。

$$\frac{20(\text{MW}) \times 1,000 \times 860(\text{Kcal/KWh}) \times 0.9}{0.36 \times 12,580(\text{Kcal/N m}^3) \times 0.96} = 3,561 \text{ N m}^3/\text{hr} (3.2 \text{ MMSCFD})$$

燃料ガス使用比 : 0.9

エンジンの熱効率 : 36%

発電効率 : 96%

また、用役ガスの必要量は $54 \text{ N m}^3/\text{h}$ である（第8章参照）。よって燃料ガスの合計流量は $3,615 \text{ N m}^3/\text{h}$ となる。この燃料ガス要求量は、本設備で露点調整されたガスとLPGプラント（第8章参照）からのガスでまかなわれる。LPGプラントからのガス供給量は、 $190 \text{ N m}^3/\text{h}$ （第8章参照）である。このガスはメタン、エタンおよびプロパンを主成分とし、露点調整は不要である。したがって本設備より供給する、露点調整された必要ガス量は、

$$3,615 - 190 = 3,425 \text{ N m}^3/\text{h} (3.1 \text{ MMSCFD})$$

となる。 $3,425 \text{ N m}^3/\text{h}$ の露点調整されたガスを生産するためには、 $3,438 \text{ N m}^3/\text{h}$ のガスの供給が必要となる。

上記関係（物質収支）を図7-1に示す。

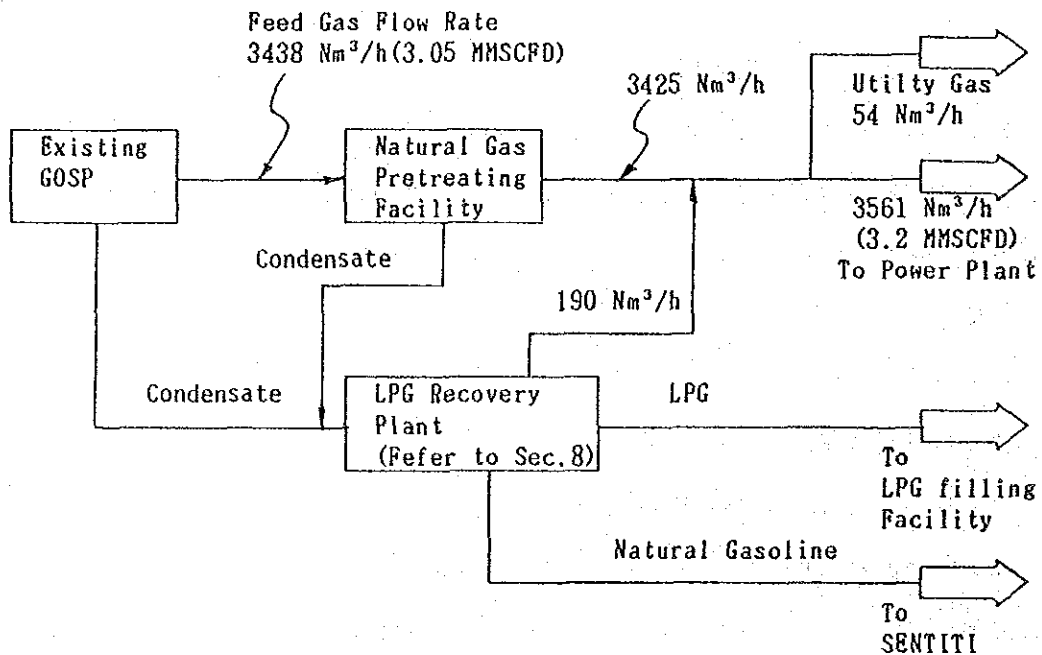


図7-1 ガス必要量

(2) 処理ガス出口圧力

本設備で処理されたガスは、パイプライン輸送により発電装置に送られる。処理ガス出口圧力（パイプライン入口圧力）は発電装置の必要圧力（パイプライン出口圧力）、処理ガス輸送量およびパイプラインの管径と距離より決定される。本計画においては6インチのパイプラインを使用する（第9章参照）。この場合 3.2MMSCFDのガスを輸送するためには、パイプライン出口圧力を10kg/cm²Gとした場合、最小必要入口圧力は13kg/cm²Gである。

一方、本設備での露点調整に必要な等エンタルピー膨張効果の差圧と他の本設備内での必要圧力損失の合計は約9kg/cm²Gとなる。したがって、本設備の出口圧力は、入口圧力が25kg/cm²Gであるので、

$$25\text{kg/cm}^2\text{G} - 9\text{kg/cm}^2\text{G} = 16\text{kg/cm}^2\text{G}$$

となり、13kg/cm²G以上のパイプライン入口圧力が確保でき、自圧で3.2MMSCFD以上のガス輸送が可能となる。この事より、本設備の処理ガス出口圧力は16kg/cm²Gとする。この時の最大ガス輸送能力は約5.2MMSCFDである。

(3) 処理ガスの露点

ガスパイプライン輸送中の水分および炭化水素の凝縮による問題を防止するため、本設備で露点調整を行なう。本設備での処理ガスの露点温度は、パイプライン輸送ガス最低温度より約5℃低い温度とする。こうする事により、輸送中ガスは常に凝縮が起こらない状態（過熱状態）が確保でき、輸送中の上記の問題は防止できる。

本設備の処理ガスの露点温度は、本設備出口圧力、16kg/cm²G（パイプライン入口圧力）において、

$$20^{\circ}\text{C} \text{ (輸送ガス最低温度)} - 5^{\circ}\text{C} = 15^{\circ}\text{C}$$

とした。

(*) : 7-1-4 参照

参考用資料として、図7-2に本設備出口圧力と露点温度の関係を示す。なお、圧力損失により運転圧力が16kg/cm²Gより低くなる下流部分においては、露点温度が15℃より低くなり、凝縮はより起こりにくくなる。

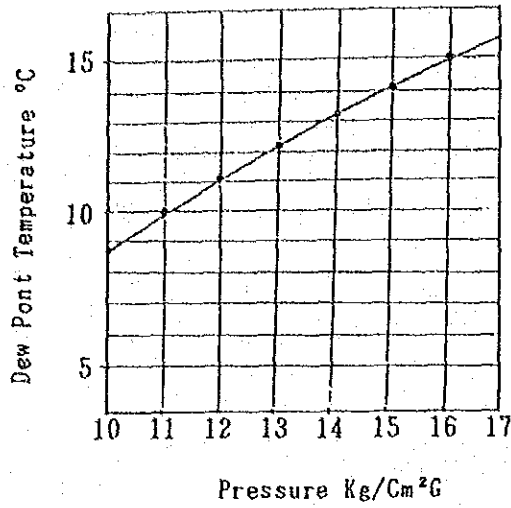


図 7 - 2 処理ガスの圧力と露点の関係

(4) ハイドレート防止対策

16kg/cm²G (パイプライン入口圧力) において、露点15℃の処理ガスを生産するために、ガスは本設備において約16℃まで冷却される。16℃は本設備において最も低い温度でありこの時の圧力は17kg/cm²Gである。17kg/cm²Gにおけるハイドレートの生成温度は図7-3より11℃であり、16℃はこの生成温度より十分高いため、通常運転においてはハイドレートの生成はない。しかし本設備は、例えば試運転時の様な異常運転時のハイドレート生成防止のために、メタノール注入システムを装備する。

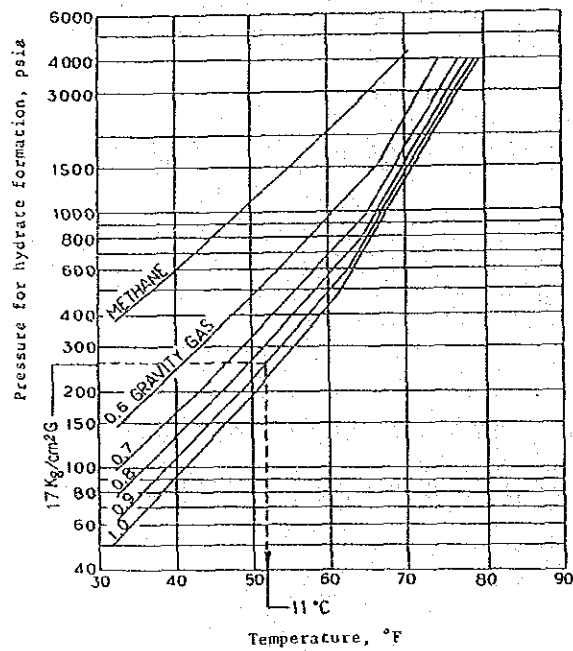


図 7 - 3 ハイドレート生成圧力-温度曲線

(5) 処理ガスの要求性状

7-1-2項で述べたように、本設備に供給されるガスの性状は、すでに発電エンジンの燃料ガスとしての要求仕様を満たしている。よってパイプライン輸送時の問題を防止するための露点調整のみが本設備に対する要求である。本設備の処理ガスは露点調整により、重質成分の一部が取り除かれており、本設備に供給されるガスより発電用エンジンにとってより良い性状のガスとなっている。

(6) 設計圧力

油ガス分離プラント、前処理設備、パイプラインから成る発電用燃料ガス供給システムにおいては、供給される天然ガスの性状の変動に対応するために、運転条件に柔軟性を持つ事が要求される。従って、以上のシステムの設計圧力を、設定した運転条件より高い38kg/cm²Gとする。

(7) 材質選定

供給ガスを冷却する熱交換器の管側は、酸性ガス (CO₂) の存在下で水分が凝縮し腐食性雰囲気であるため、ステンレス鋼を使用する。他の部分の材質は全て炭素鋼とし、適切な腐食代を取るにより対処する。

7-2-2 処理ガス性状

既設油ガス分離プラントからのガスは、本処理設備で露点調整され、パイプラインに送られる。パイプラインに送られる処理ガスの性状を表7-2に示す。

表7-2 処理ガスの性状

<u>Components</u>	<u>Mole %</u>
C ₁	57.6
C ₂	15.4
C ₃	13.4
iC ₄	2.4
nC ₄	3.3
iC ₅	0.8
nC ₅	0.4
C ₆ & heavier	trace
C O ₂	6.7
H ₂ O (super heated)	0.1

Conditions

Molecular weight	26.7
Flow rate	3,371 Nm ³ /h
Pressure	16 kg/cm ² G
Temperature	21.2°C
Dew point (at 16 kg/cm ² G)	15°C

7-2-3 プロセス説明

この項では次項7-2-4のフローシートに示す天然ガス前処理設備のプロセスについて説明する。

既設油ガス分離プラント高圧セパレーターで分離されたガスは約27℃、25kg/cmf Gで本設備に供給される。このガスは27℃、25kg/cmf Gにおける飽和状態のガスで、E-1（原料/製品ガス熱交換器）の管側に送られ、ここで低温ガスと熱交換することより約24℃まで冷却され水分および重質炭化水素の一部が凝縮する。さらに圧力制御弁により17kg/cmf Gまで等エンタルピー膨張し、温度はさらに下がり約16℃となり最終的にD-2（低温セパレーター）に送られる。D-2においてガス、炭素水素凝縮液および水に分離される。炭化水素凝縮液はポンプにより新設LPG回収プラント（第8章参照）に送られ、分離水は既設油ガス分離プラントの含油水処理装置に自圧で送られ処理される。

一方D-2で分離されたガスは、D-5（製品ガス液滴セパレーター）に送られ液滴が分離された後E-1に送られる。E-1において供給ガスと熱交換し16℃から21.2℃まで昇温され、過熱状態のガスとなり、パイプラインに送られる。この過熱されたガスの露点は17kg/cmf Gにおいて16℃であり、パイプライン入口圧力の16kg/cmf Gにおいては15℃以下である。

以上述べたように、17kg/cmf Gで運転されているD-2において温度を16℃に調節する事により、パイプライン入口圧力（16kg/cmf G）において、15℃以下の露点を得られる。供給温度が27℃より高い場合は、次の方法により、D-2における温度を16℃に保つ。

- (1) 油ガス分離プラントの高圧セパレーターの運転圧力を25kg/cmf G以上に上げる。これにより圧力制御弁の差圧が大きく取れるため、より多くの等エンタルピー膨張による冷熱能力が得られ16℃まで下げる事ができる。
- (2) D-2の運転圧力を17kg/cmf G以下に下げる。これにより圧力制御弁の差圧が大きく取れ、より多くの等エンタルピー膨張による冷熱能力が得られるため、16℃まで下げることができる。

一方供給温度が27℃より低い場合は、D-2において冷え過ぎによるハイドレート生成による問題を防止するため、D-2の運転圧力を上げる事により、D-2の温度をハイドレート生成温度（約11℃）以上に保つことが必要である。

ハイドレート生成の可能性がある時、すなわち

(a) 天然ガスの温度が11℃以下になった時

(b) 圧力の異常が生じた時

には、熱交換器E-1の手前にメタノールを注入する。メタノールは水を吸収してメタノール水溶液となり、ハイドレートの生成を防止すると共に、生成したハイドレートを分解する。

7-2-4 プロセスフロー（物質・熱収支を含む）

本天然ガス前処理設備のフローシート、物質および熱収支の詳細については第8章の図8-4および表8-3を参照のこと。

7-2-5 機器リスト

本天然ガス前処理設備の機器リストを表7-3に示す。

表 7 - 3 機器リスト (天然ガス前処理設備)

Item No.	Service	No.	Description
<u>VESSELS</u>			
D-2	Low Temperature Separator	1	600φ m/m x 1,800L m/m Material: Carbon Steel with Demister & Boot Design Temperature: 70°C Design Pressure: 38 kg/cm ² G
D-5	Product Gas Mist Separator	1	500φ m/m x 1,500H m/m Material: Carbon Steel with Demister Design Temperature: 70°C Design Pressure: 38 kg/cm ² G
<u>HEAT EXCHANGER</u>			
E-1	Feed/Product Gas Heat Exchanger	1	Type: Shell & Tube Surface Area: 8 m ² Duty: 0.01 MMkcal/hr Material: Shell C.S Tube 304SS Design temperature: Shell 70°C Tube 70°C Design pressure: Shell 38 kg/cm ² G Tube 38 kg/cm ² G
<u>PUMP</u>			
P-2	Low Temperature Separator Draw off Pump	1+1S	Type: Reciprocating/Diaphragm Capacity: 50 l/hr x 21 kg/cm ²
<u>AUXILIARY</u>			
Z-1	Methanol Injection Unit	1 set	Consisting of: Methanol Storage Drum Methanol Injection Pump

第 8 章 L P G 回収プラントの概念設計

本章では、天然ガス生産設備である油ガス分離プラント（GOSP）の高圧セパレーターにて分離されるコンデンセートより工業用および家庭用燃料としてのLPGを回収し、販売用の容器（シリンダー）に充填するLPG回収プラントの概念設計について述べる。

8-1 前提条件

8-1-1 原 料

センゲッティガス田にて生産される天然ガスは、油ガス分離プラントに集められ、高圧セパレーターにてガス、炭化水素のコンデンセートおよび遊離水に分けられる。

第6章6-2-2項で述べた理由により、本LPG回収プラントは、この高圧セパレーターコンデンセートを主原料とする。これに前処理設備で少量分離されるコンデンセートが混合され、LPG回収プラントに供給される。

なお、遊離水が多量にLPG回収プラントに送られると、装置の腐食および蒸留効率の低下をもたらす。したがって、コンデンセート中の遊離水は、LPG回収プラントの手前でできるだけ除去する必要がある。その目的で高圧セパレーターを改造し、水分除去用のブーツ（液溜）を設置する。また、新設される前処理設備の低温セパレーターにもブーツを設ける。

ガス田における天然ガスの生産量は発電用燃料ガスと用役ガスの必要量により規定されるために、両設備から供給されるコンデンセート量は、その必要ガス量に応じた天然ガスを処理した結果生じる量となる。その性状を表8-1に示す。

表 8-1 LPG 回収プラントの原料の性状

Component	mol. %
C ₁	9.2
C ₂	10.6
C ₃	27.3
iC ₄	10.8
nC ₄	19.7
iC ₅	11.1
nC ₅	8.1
C ₆ ⁺	0.9
C O ₂	2.2
H ₂ O	0.1
Condition	
M.W.	50.16
Flow Rate	Max. 21.1 kg-mol/h
	Nor. 17.6 kg-mol/h

8-1-2 LPG製品規格

本プラントで生産されるLPGは、インドネシアで唯一のLPG生産者であるプルタミナの規格に合致する必要がある。なおプルタミナでは、プロパン、ブタン、混合LPGの3種類のLPG製品を製造しており、それぞれの規格を有している。本プラントでは、その中で最も需要の多い家庭用および工業用の燃料として使用されている、混合LPGのみを製造する事とする。混合LPGの製品規格を表8-2に示す。

表8-2 混合LPGの製品規格

Specific Gravity at 60°/60°F	to be reported
Reid vapor pressure at 100°F, psig	max. 120
Total sulfur, grains / 100 Ft ³	max. 15
Water content	no free water
Composition	
C ₁ , wt%	Nil
C ₂ , wt%	max. 0.2
C ₃ + C ₄ , wt%	min. 97.5
C ₅ + , wt%	max. 2.5
Ethyl or Buthyl mercaptan added	50 ml/1,000 US gal.

8-1-3 冷却方式

蒸留プラントで用いられる冷却方式には水冷式と空冷式がある。小規模なプラントでは空気をを用いた空冷式の方が水処理設備を必要としないので経済的である。よって、本プラントでは空冷式を採用する。冷却器を設計する際の基礎データとして必要な外気温度には、ジャンビ地区での平均最高温度の32℃を用いる。

8-1-4 適用法規、規格

本プラントを計画、設計するに当たっては、米国の法規、規格を適用する。

8-2 LPG回収プラント

8-2-1 LPG回収プラントの主要設備

第6章6-2-2項で述べた様に、本LPG回収プラントは、コンデンセート中に含まれるLPG留分を蒸留分離する設備である。

表8-1に示す様に、原料となるコンデンセート中には、プロパンとブタンから成るLPG留分の外に、より軽質な留分と重質な留分が含まれている。したがってLPGを回収するためには、コンデンセートを上記の三つの留分に分離する事が求められる。ある原料から三種の製品を蒸留分離するためには、普通、2本の蒸留塔が用いられる。すなわち、本プロジェクトを例にとると、第一塔（脱エタン塔）では、塔頂より軽質分が分離され、塔底液は第二塔に送られる。第二塔（脱ブタン塔）では、塔頂よりLPG留分が抜き出され、塔底より重質分（天然ガソリン）が抜き出される。なお、輸出用LPGの回収プラントにおいては、蒸留塔を1本追加し、プロパンとブタンを分離する事が行われるが、本プロジェクトでは必要ない。

本LPG回収プラントでは、蒸留設備以外に、LPG充填設備、自家用発電設備、計装用空気設備、ホットオイル（熱媒）設備、燃料油設備、防消火設備、廃水処理設備、廃ガス燃焼装置、通信設備、計器室、事務所、倉庫等の付帯設備が必要となる。

8-2-2 蒸留塔設計の要点

蒸留とは、混合物中の各成分の揮発性の差を利用した分離操作である。その概念図を図

8-1に示す。

蒸留塔の内部には多数のトレイ（棚段）が設置されており、このトレイ上で下段から昇る蒸気と上段から流下する液が接触し、液中の揮発性の高い軽質分が蒸発すると共に蒸気中の重質分が凝縮する。この現象が各段で繰り返される事により、塔頂には軽質分、塔底には重質分が濃縮される。

最上段からの蒸気は凝縮器で冷却され凝縮する。そして、その一部が製品として抜き出され、残りは還流として塔に戻される。この抜き出し量と還流量の比は還流比と呼ばれ、蒸留の精度を決定する重要な因子である。一方、最下段から流下する液の一部は製品として抜き出されるが、残りは再沸器にて加熱蒸発され塔に戻される。

蒸留の精度を支配する因子は段数と還流比である。要求される分離精度を満足する段数と還流比は図8-2に示す様に反比例の関係にある。よって、建設費と運転費を考え合わせると最も経済的な段数と還流比の組み合わせが存在するので、これを求めるのが蒸留塔の設計の要点である。ただ、経験的に最適な組み合わせが定まっている事が多く、その場合は計算で求める必要はない。

その他の重要な作業としては、蒸留塔の運転圧力の決定がある。塔頂蒸気の凝縮温度と塔底液の蒸発温度は運転圧力と密接に関係しており、塔頂蒸気が冷却媒体で凝縮でき、かつ塔底液が加熱媒体で蒸発できる温度となる様に、蒸留塔の運転圧力が決定される。

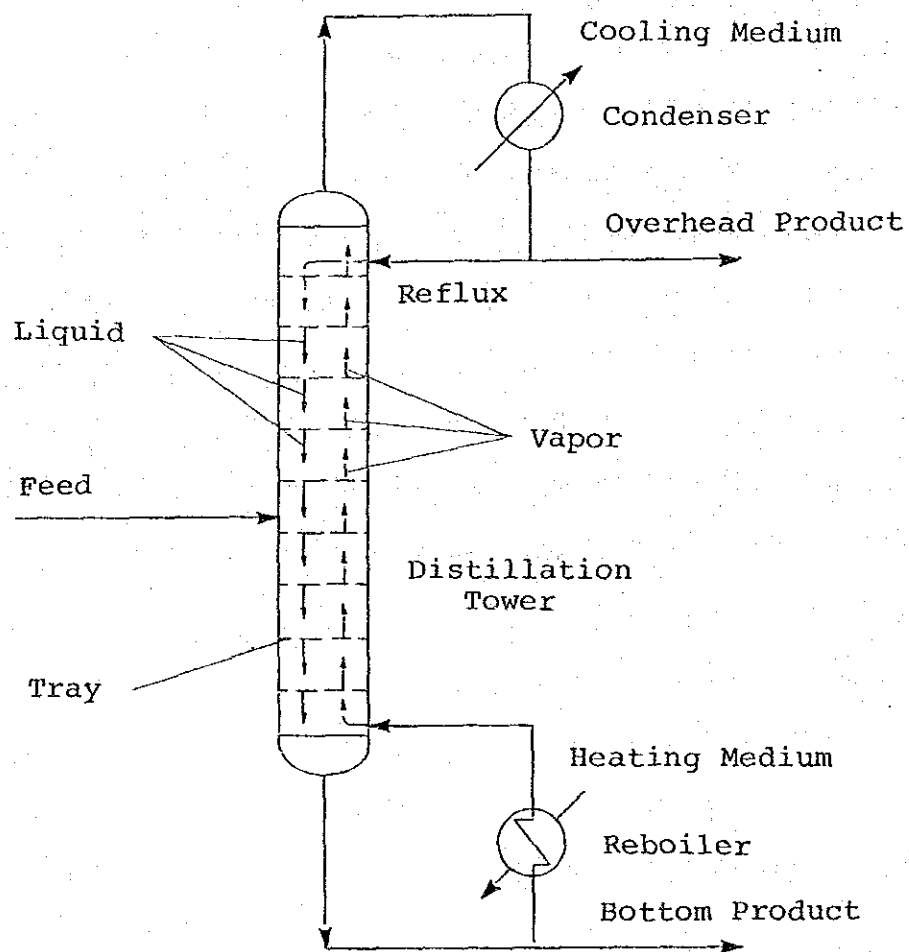


図 8 - 1 蒸留の概念図

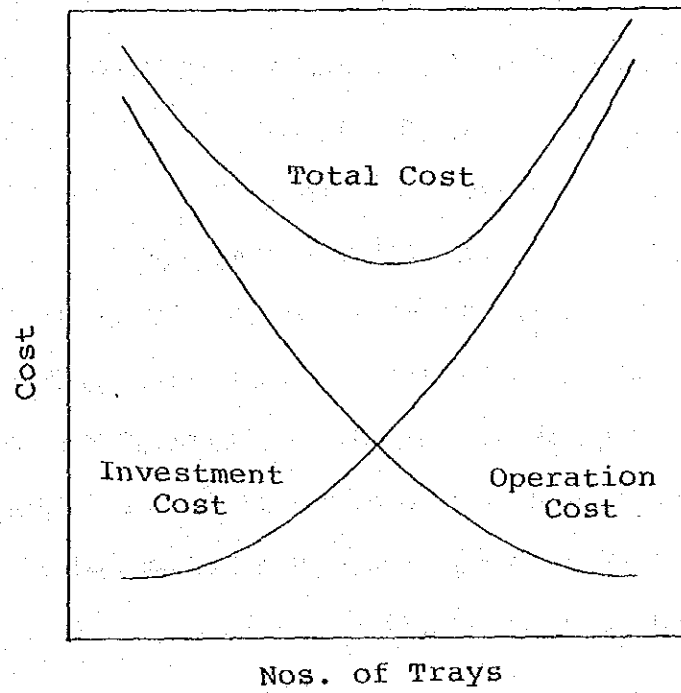
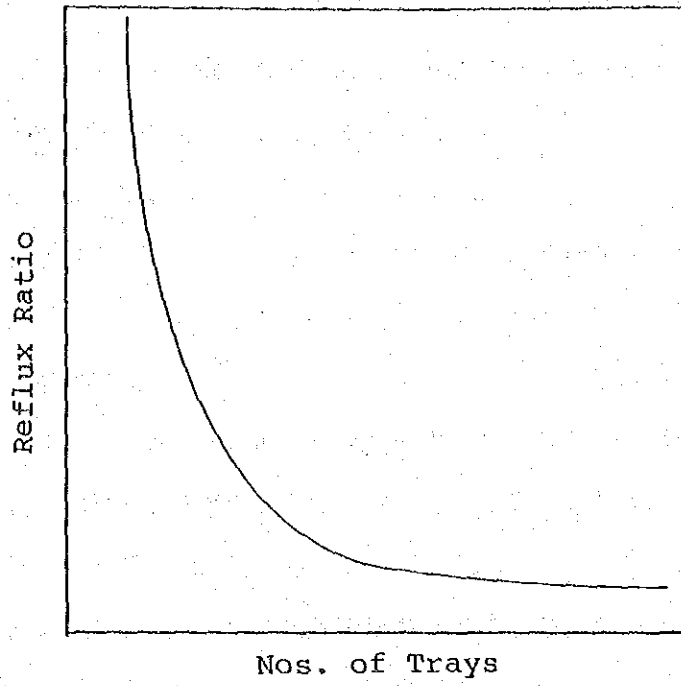


図 8 - 2 蒸留塔における段数、還流比および蒸留費用の相互関係図

8-2-3 脱エタン塔の設計

脱エタン塔の目的は、LPGの製品規格の内、エタン量とリード蒸気圧*の制限を満足するために、原料に含まれるメタン、エタンおよびプロパンの一部を塔頂から分離する事である。

注) リード蒸気圧：低粘性油の 100° Fにおける蒸気圧

以下に主要な決定項目について説明する。

(1) 段数と還流比の決定

蒸留計算における段数には、各段の気液が平衡状態にあると仮定する理論段数を用いる。これに対し、実際の段数は、平衡状態からのずれを示す段効率を考慮し、20~50%増しとなる。

本脱エタン塔の場合、最も重要な運転因子は、次に述べる塔頂よりの軽質ガスの抜き出し量である。理論段数と還流比の選択は、さほど重要な因子とならない。従って、経験より以下の値を採用した。

理論段数 = 20段

還流比 = 2.0

(2) 運転圧力の決定

原料中に含まれる軽質分は、凝縮器で凝縮せずに抜き出され、自圧で燃料ガスパイプラインに供給される。よって凝縮器出口圧力は、パイプラインの入口圧力すなわち、前処理設備出口圧力より高く維持される必要がある。一方、第6章で述べた様に、天然ガスの供給条件の変動の可能性を考えると、油ガス分離プラントの高圧セパレーターと前処理設備は、運転圧力に柔軟性を持たせる事が望ましい。そこで、第5章のガス貯留層の解析結果より、高圧セパレーターの最高運転圧力を40kg/cm²G程度と設定した。この場合、前処理設備およびその他の圧力損失を考えると、脱エタン塔からの軽質ガスを自圧でパイプラインに注入するために必要となる凝縮器出口の圧力は、34kg/cm²Gとなる。この圧力設定によりもたらされる他の運転条件および製品性状への影響を検討し、その結果を以下に示す。

(a) C₃抜き出し量

凝縮器に空冷式熱交換器を用いると、経済的に到達可能な凝縮器出口温度は46℃となる。凝縮器出口の圧力および温度を34kg/cm²Gと46℃とするためには原料コン

デンセート中のC₃の64.5%を軽質ガスとして抜き出す事が必要となる。この場合のLPG生産量は地域の需要に見合った9~10トン/日となる。

(b) 製品LPGの性状

製品LPGの品質は、以下の様にLPG規格を満足する。

リード蒸気圧 75.6 psig (LPG規格: 120 psig 以下)

C₂含量 0.15wt% (LPG規格: 0.2wt%以下)

(c) 脱エタン塔塔底温度

凝縮器出口圧力を34kg/cm²Gとした場合、脱エタン塔塔底の圧力は34.4kg/cm²Gとなり、温度は148℃となる。一方、熱媒体として、現地で最も入手が容易なディーゼル油を使用した場合、その供給温度は210℃となる。したがって、塔底液の温度は、熱媒体の供給温度から見て適当な温度レベルである。

以上の事より、脱エタン塔の運転圧力を凝縮器出口にて34kg/cm²Gとした。

(3) 塔型式の選定

蒸留塔の型式には、多数のトレイを塔内に設置した棚段塔と、気液の接触を良好にするための充てん物を一定の高さに充てんした充てん塔がある。

本脱エタン塔を棚段塔とした場合、その塔径は500mm前後となって、トレイの組み込みが困難となり、特殊で高価な蒸留塔が必要となる。したがって、価格の安い充てん塔を選択した。

充てん物には、運転範囲が広く効率の高いドッドウェル社製のカスケードミニリングを用いる。なお、第6章6-6-2項で述べた様に、供給天然ガスの組成の変動に対応するために、LPG回収プラントはできるだけ運転範囲を広く計画しておく必要がある。したがって、充填物のカスケードミニリングの性能およびコントロール弁の制御範囲を考慮して、蒸留塔の運転範囲を、上限を設計点の130%、下限30%とする。よって、発電量20MWに対応する処理量を設計点とすると、塔径は上部250mm、下部400mmとなる。また、1理論段当りの充てん高さ(Height Equivalent to a Theoretical Plate - H. B. T. P.) は、経験より500mmとなっているので、塔高は13,400mmとなる。

8-2-4 脱ブタン塔の設計

脱ブタン塔の目的は、LPGの製品規格の内、重質分の制限を満足するために、脱エタン塔塔底液からC₃より重い留分を除去する事である。

以下に主要な決定項目を述べる。

(1) 運転圧力の決定

脱エタン塔の塔底液に含まれるC₃とC₄の全量が、脱ブタン塔の塔頂から抜き出されると仮定すると、塔頂の組成は、

C₃ 24.6mol%

iC₄ 26.1mol%

nC₄ 49.3mol%

となる。この組成の液が46℃で沸点の液となる圧力は、約8.0kg/cm²Gであるので、凝縮器出口圧力を8.0kg/cm²Gとする。この場合、脱ブタン塔塔底の圧力、温度はそれぞれ8.4kg/cm²G、114℃となる。

(2) 段数と還流比の決定

脱ブタン塔における分離条件を、LPG規格および経験に則して

○塔頂製品中のC₃の量を 1.5wt% (LPG規格に1%の余裕を見込む)

○塔底製品中のC₄の量を 5mol% (通常の設計値)

と設定して、理論段数と還流比の関係を求めた。そしてその結果を図8-3に示す。

この図で明らかな様に、還流比を2.0に設定すると、ほぼ無限の段数が必要となる。この還流比を最小還流比と呼ぶが、最も経済的な還流比は最小還流比の1.2~1.3倍とされている。そこで、還流比を2.4~2.6として理論段数を求めると、同図より16~18段となる。

よって理論段数を18段、還流比を2.4と決定した。

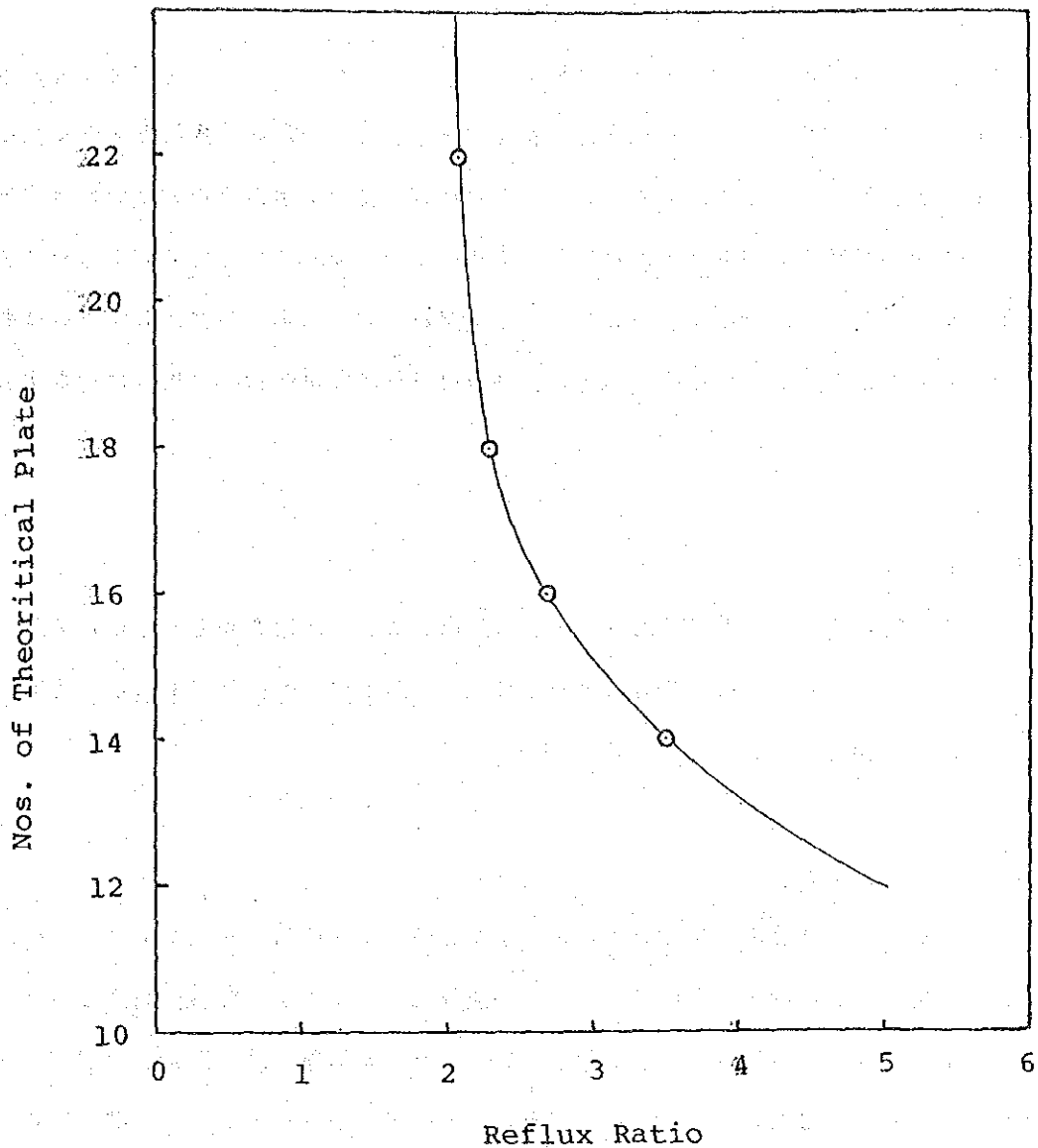


図 8 - 3 脱ブタン塔の理論段数と還流比の関係

(3) 塔径と塔高の決定

脱エタン塔と同じ理由により充てん塔を採用する。

その仕様を以下に示す。

塔 径 : 450 mm

充てん物 : ドッドウェル社製カスケードミニリング

H. E. T. P. = 500mm

塔 高 : 11,900 mm

8-2-5 プロセスフローおよび物質収支

LPG回収システムを含む全天然ガス処理システムのプロセスフローを図8-4に示す。

前に述べた様に、全システムの流量は、発電プラントにおける必要燃料ガス量を基に決定されるが、天然ガスは用役ガスすなわちLPG回収プラント用自家用発電機およびホットオイル設備の燃料としても使用される。この両方での必要ガス量を考慮の上全システムの物質収支を計算した。その結果を表8-3の物質収支表に示す。なお、最大流量は発電プラントでの発電量が20MWの場合に相当し、常用流量は発電量が17MWの場合に相当する。

8-2-6 機器リスト

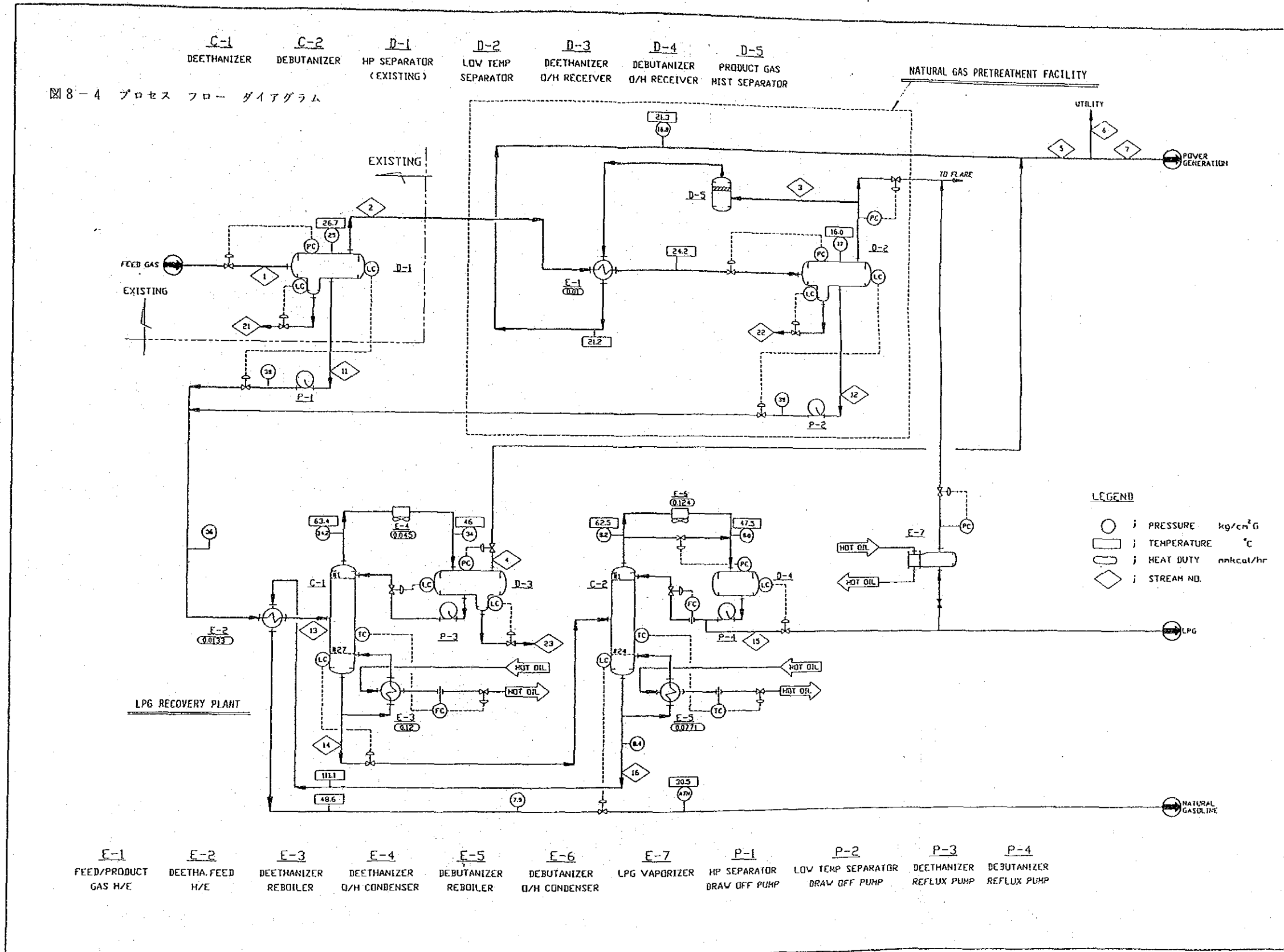
物質収支を基に決定したLPG回収システムの構成機器の仕様を表8-4に示す。

本機器リストに示した各機器の能力は発電量20MWに対応する設計値であるが、機器の選定の際の運転範囲は設計値の30~130%とする。

8-2-7 機器配置図

センゲッティ地区に建設される天然ガス前処理設備、LPG回収プラントおよびその付帯設備の配置計画案を図8-5に示す。以上の設備は第6章で述べた様に既設の油ガス分離プラントに隣接して建設される事が望ましい。また、前処理設備とLPG回収プラントは、他に移設が可能な様にスキッド化する事が望ましいので、その計画図を図8-6に示す。

図 8-4 プロセス フロー ダイアグラム



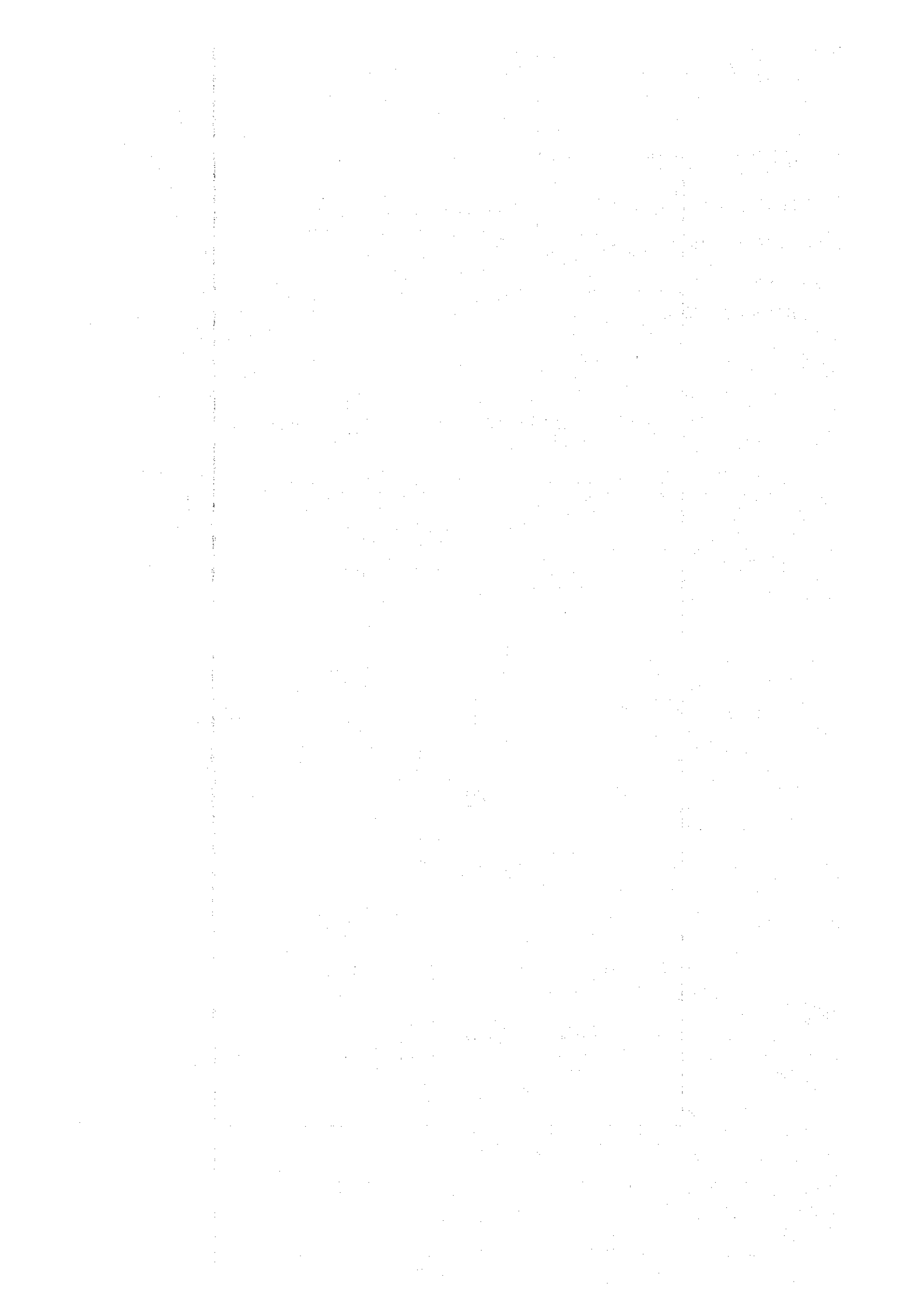


表 8-3 物 質 收 支

STREAM ID NAME	1		2		3		4		5		6		7	
	FEED		D-1 VAPOR	D-1 VAPOR	D-2 VAPOR	D-2 VAPOR	C-1 OVHD	C-1 OVHD	PRODUCT GAS	PRODUCT VAPOR	UTILITY GAS	UTILITY VAPOR	FUEL GAS	FUEL VAPOR
PHASE	MIXED		VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR
COMPOSITION (mol%)														
H ₂ O	1.45	0.19	0.19	0.10	0.10	0.17	0.17	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11
CO ₂	6.06	6.67	6.67	6.70	6.70	5.35	5.35	6.62	6.62	6.62	6.62	6.62	6.62	6.62
C ₁	50.82	57.15	57.15	57.37	57.37	22.87	22.87	55.55	55.55	55.55	55.55	55.55	55.55	55.55
C ₂	14.61	15.35	15.35	15.39	15.39	26.04	26.04	15.95	15.95	15.95	15.95	15.95	15.95	15.95
C ₃	14.93	13.48	13.48	13.45	13.45	43.62	43.62	15.05	15.05	15.05	15.05	15.05	15.05	15.05
IC ₄	3.43	2.49	2.49	2.46	2.46	1.36	1.36	2.40	2.40	2.40	2.40	2.40	2.40	2.40
NC ₄	5.20	3.33	3.33	3.27	3.27	0.60	0.60	3.13	3.13	3.13	3.13	3.13	3.13	3.13
IC ₅	2.03	0.85	0.85	0.80	0.80	0.00	0.00	0.76	0.76	0.76	0.76	0.76	0.76	0.76
NC ₅	1.36	0.49	0.49	0.45	0.45	0.00	0.00	0.43	0.43	0.43	0.43	0.43	0.43	0.43
C ₆₊	0.11	0.01	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
TOTAL	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
MAX. FLOW RATE (kg-mol/h)	176.24	153.38	153.38	152.72	152.72	8.53	8.53	161.25	161.25	2.40	2.40	158.85	158.85	158.85
(kg/h)	5222.0	4148.9	4148.9	4118.8	4118.8	292.2	292.2	4411.0	4411.0	65.5	65.5	4345.5	4345.5	4345.5
(MMSCFD)	3.54	3.08	3.08	3.07	3.07	0.17	0.17	3.24	3.24	0.05	0.05	3.19	3.19	3.19
NOR. FLOW RATE (kg-mol/h)	146.92	127.87	127.87	127.32	127.32	7.11	7.11	134.42	134.42	2.04	2.04	132.38	132.38	132.38
(kg/h)	4353.2	3458.8	3458.8	3433.8	3433.8	243.6	243.6	3677.2	3677.2	55.9	55.9	3621.4	3621.4	3621.4
(MMSCFD)	2.95	2.57	2.57	2.56	2.56	0.14	0.14	2.70	2.70	0.04	0.04	2.66	2.66	2.66
PRESSURE (kg/cm ² G)	25.0	25.0	25.0	16.9	16.9	16.8	16.8	16.8	16.8	16.8	16.8	16.8	16.8	16.8
TEMPERATURE (°C)	26.7	26.7	26.7	16.0	16.0	46.0	46.0	21.3	21.3	21.3	21.3	21.3	21.3	21.3

STREAM ID	11	12	13	14	15	16
NAME	D-1	D-2	C-1	C-1	LPG	NATURAL
PHASE	LIQUID	LIQUID	FEED	BTMS	PRODUCT	GASOLINE
	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID

COMPOSITION (mol%)	11	12	13	14	15	16
H ₂ O	0.07	0.03	0.07	0.00	0.00	0.00
CO ₂	2.17	1.71	2.16	0.00	0.00	0.00
C ₁	9.29	6.66	9.23	0.00	0.00	0.00
C ₂	10.66	9.13	10.62	0.18	0.28	0.00
C ₃	27.33	26.54	27.31	16.27	24.87	0.00
IC ₄	10.83	11.39	10.84	17.26	26.23	0.29
NC ₄	19.70	21.44	19.74	32.69	47.48	4.71
IC ₅	11.07	12.82	11.11	18.63	0.98	52.01
NC ₅	8.02	9.44	8.05	13.50	0.16	38.76
C ₆₊	0.87	0.84	0.87	1.46	0.00	4.23
TOTAL	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00

MAX. FLOW RATE (kg-mol/h)	11	12	13	14	15	16
(kg/h)	20.61	0.53	21.14	12.61	8.25	4.36
(m ³ /h)	1032.6	27.6	1060.2	768.0	451.3	316.7

NOR. FLOW RATE (kg-mol/h)	11	12	13	14	15	16
(kg/h)	1.92	0.05	1.97	1.31	0.81	0.51
(m ³ /h)	17.18	0.44	17.62	10.51	6.88	3.63

TEMPERATURE (°C)	11	12	13	14	15	16
(kg/cm ² G)	860.8	23.0	883.7	640.3	376.2	264.0
(°C)	1.60	0.04	1.61	1.09	0.67	0.42
	25.0	16.9	35.5	34.4	10.0	8.4
	26.7	16.0	47.6	148.5	47.5	114.3

STREAM ID	21	22	23
NAME	D-1	D-2	D-3
PHASE	WATER	WATER	WATER
	LIQUID	LIQUID	LIQUID

COMPOSITION (mol%)	21	22	23
H ₂ O	99.99	100.00	100.00
CO ₂	0.01	0.00	0.00
C ₁	0.00	0.00	0.00
C ₂	0.00	0.00	0.00
C ₃	0.00	0.00	0.00
IC ₄	0.00	0.00	0.00
NC ₄	0.00	0.00	0.00
IC ₅	0.00	0.00	0.00
NC ₅	0.00	0.00	0.00
C ₆₊	0.00	0.00	0.00

TOTAL 100.00 100.00 100.00

MAX. FLOW RATE (kg-mol/h)	2.25	0.14	0.0
(kg/h)	40.4	2.5	0.0
(m ³ /h)	0.04	0.002	0.0
NOR. FLOW RATE (kg-mol/h)	1.87	0.11	0.0
(kg/h)	33.7	2.0	0.0
(m ³ /h)	0.03	0.002	0.0
PRESSURE (kg/cm ² G)	25.0	16.9	16.8
TEMPERATURE (°C)	26.7	16.0	46.0

表 8-4 機器リスト (LPG回収プラント)

(1/3)

Item No.	Service	No.	Design Condition		Material	Specification
			Pressure (kg/cm ² G)	Temperature (°C)		
C-1	Deethanizer	1	38	170	C.S	Dimension : 250φ/400φmm x 13,400 ^H mm Packing : Cascade Mini Ring 4 beds
C-2	Debutanizer	1	9.5	135	C.S	Dimension : 450φmm x 11,900 ^H mm Packing : Cascade Mini Ring 4 beds
D-3	Deethanizer Overhead Receiver	1	38	70	C.S	Dimension : 600φmm x 1,800 ^L mm with Demister & Boot
D-4	Debutanizer Overhead Receiver	1	9.5	70	C.S	Dimension : 600φmm x 1,800 ^L mm
D-5	Product Gas Mist Separator	1	38	70	C.S	Dimension : 500φmm x 1,500 ^H mm with Demister
E-2	Deethanizer Feed Heat Exchanger	1	Shell: 9.5 Tube : 38	Shell: 135 Tube : 135	Shell: C.S Tube : C.S	Type : Shell & Tube Surface Area: 1.5 m ² Heat Duty : 0.0133 MMkcal/h
E-3	Deethanizer Reboiler	1	Shell: 7 Tube : 38	Shell: 230 Tube : 170	Shell: C.S Tube : C.S	Type : Shell & Tube Surface Area: 18 m ² Heat Duty : 0.12 MMkcal/h

Item No.	Service	No.	Design Condition		Material	Specification
			Pressure (kg/cm ² G)	Temperature (°C)		
E-4	Deethanizer Overhead Con- denser	1	38	85	Tube : C.S. Fin: Alum.	Type : Air Fin Cooler Surface Area: Bared 9.0 m ² Finned 174 m ² Fan : 7.5 kW x 1 Heat Duty : 0.0445 MMkcal/h
E-5	Debutanizer Reboiler	1	Shell: 7 Tube : 9.5	Shell: 230 Tube : 135	Shell: C.S. Tube : C.S.	Type : Shell & Tube Surface Area: 5 m ² Design Duty : 0.0771 MMkcal/h
E-6	Debutanizer Overhead Con- denser	1	9.5	70	Tube : C.S. Fin: Alum.	Type : Air Fin Cooler Surface Area: Bared 18 m ² Finned 350 m ² Fan : 11 kW x 1 Heat Duty : 0.124 MMkcal/h
E-7	LPG Vaporizer	1	Shell: 14 Tube : 7	Shell: 65 Tube : 230	Shell: C.S. Tube : C.S.	Type : Shell & Tube (Kettle) Surface Area: 2 m ² Design Duty : 0.034 MMkcal/h

(3/3)

Item No.	Service	No.	Design Condition		Material	Specification
			Pressure (kg/cm ² G)	Temperature (°C)		
P-1	H.P. Separator	2			Casing: C.S Impeller : C.S	Type : Centri.
	Draw Off Pump					Capacity : 2 m ³ /h x 13 kg/cm ²
						Motor : 3 kW (BHP)
P-3	Deethanizer	2			Casing: C.S Impeller : C.S	Type : Centri.
	Reflux Pump					Capacity : 2 m ³ /h x 3 kg/cm ²
						Motor : 1 kW (BHP)
P-4	Debutanizer	2			Casing: C.S Impeller : C.S	Type : Centri.
	Reflux Pump					Capacity : 3 m ³ /h x 3 kg/cm ²
						Motor : 1 kW (BHP)

Existing Gas Oil Separation Plant

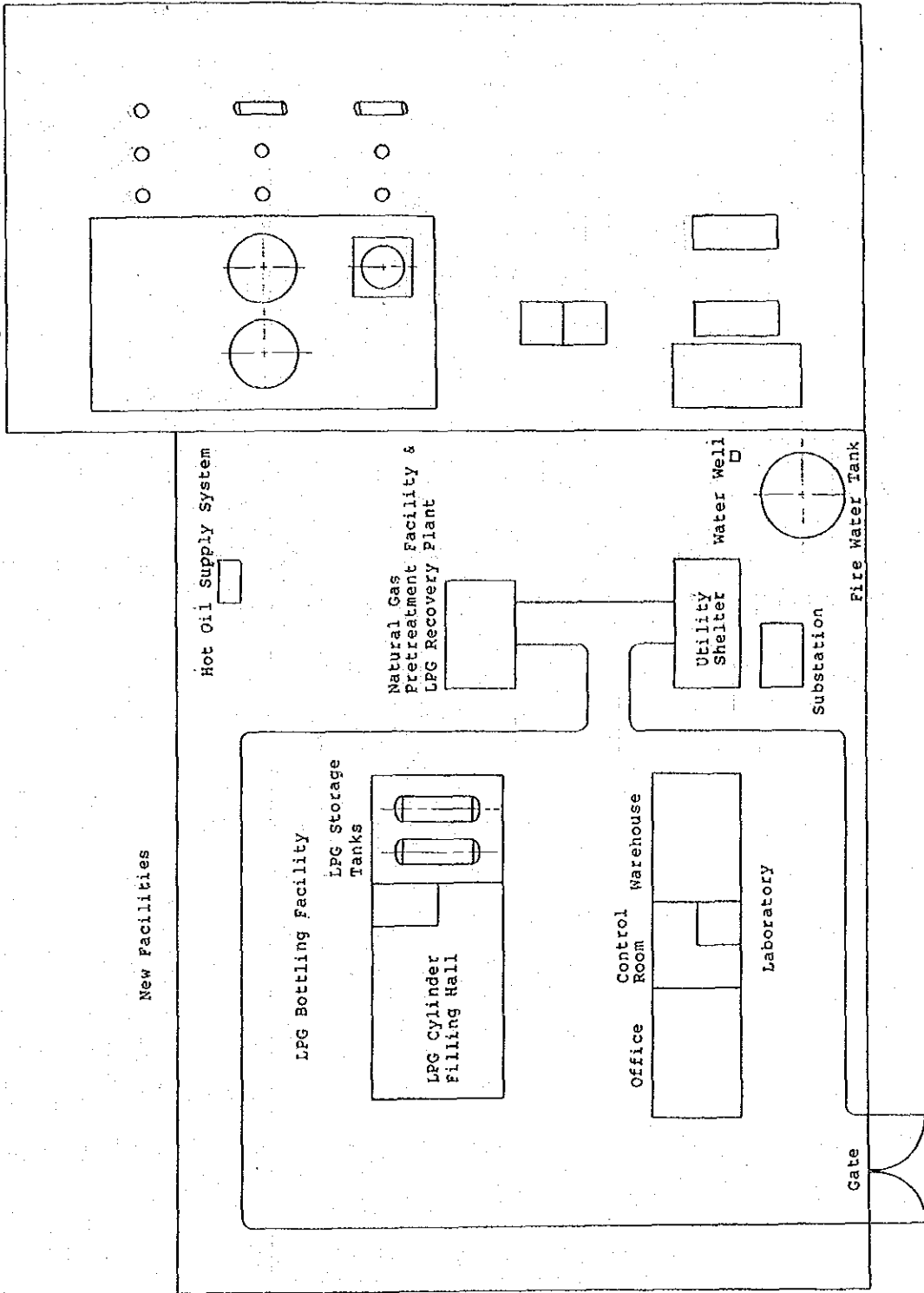
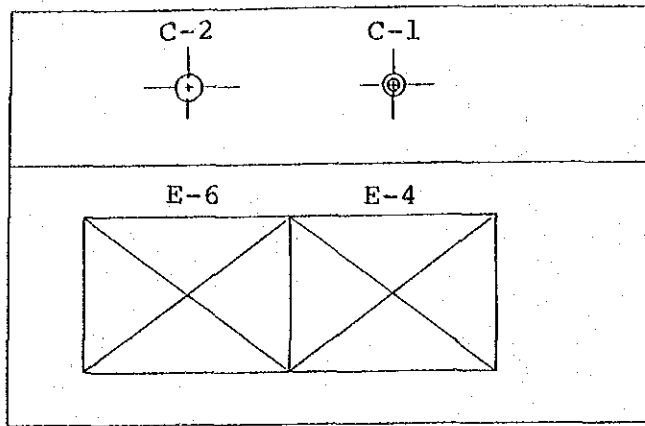
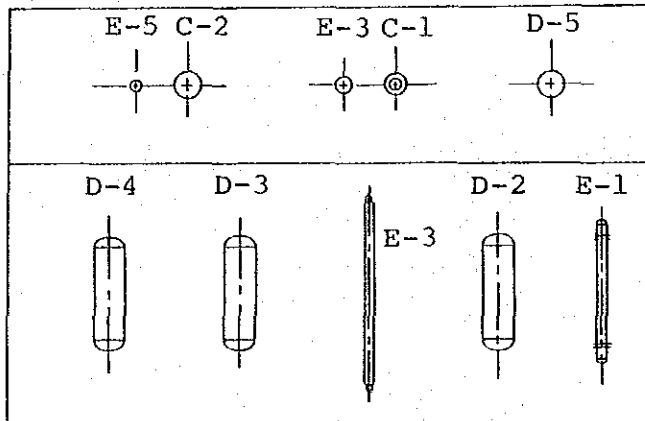


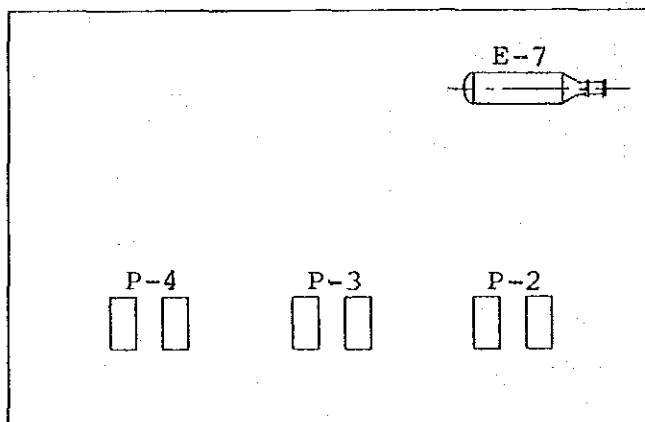
図8-5 天然ガス処理設備配置図



Third Floor



Second Floor



Ground Floor

図 8 - 6 スキッド化プラントの配置図

8-2-8 プロセス説明 (図8-4を参照の事)

本LPG回収プラントは、油ガス分離プラントの高圧セパレーターおよび天然ガス前処理設備で分離されたコンデンセートを原料とする。

以上の原料は、P-1 (高圧セパレーター抜き出しポンプ) および P-2 (低温セパレーター抜き出しポンプ) で昇圧後、E-2 (脱エタン塔原料熱交換器) にてC-2 (脱ブタン塔) からの高温の天然ガソリンと熱交換する事により与熱され、C-1 (脱エタン塔) に供給される。

C-1の塔頂から抜き出されたガスは、E-4 (脱エタン塔塔頂凝縮器) にて46℃まで冷却され、D-3 (脱エタン塔塔頂レシーバー) に送られる。その際、塔頂ガス中に含まれるC₃より重い留分および水分は凝縮する。D-3においては、E-4からの流体が未凝縮ガス、炭化水素凝縮液および水に分離され、未凝縮ガスは自圧にて燃料ガスパイプラインに注入される。炭化水素凝縮液は、P-3 (脱エタン塔還流ポンプ) により還流としてC-1の塔頂に戻される。また分離水は、自圧にて含油水処理装置に送られ処理される。

一方、C-1の塔底からはC₃より重い留分が抜き出され、その一部はE-3 (脱エタン塔再沸器) にて加熱蒸発される事によりC-1の塔底との間を自然循環する。残りは、自圧にてC-2 (脱ブタン塔) に供給される。

C-2の塔頂から抜き出されたガスは、E-6 (脱ブタン塔塔頂凝縮器) にて全量凝縮され、D-4 (脱ブタン塔塔頂レシーバー) に送られる。D-4からの液は、P-4 (脱ブタン塔還流ポンプ) にて加圧され、その一部は製品LPGとしてLPG充填設備に送られる。残りは還流としてC-2の塔頂に戻される。また塔底からは重質分が抜き出され、その一部はE-5 (脱ブタン塔再沸器) を経てC-2の塔底との間を自然循環する。そして残りは天然ガソリンとして、自圧で既設の油ガス分離プラントのTK-1 (試験用タンク) に送られる。この天然ガソリンは、既設の原油パイプラインを経て、最終的にはペンバンの精油所に送られ処理される。なお、LPG製品の移送ラインには分岐ラインが設けられており、製品が規格に合わない場合には、LPGはこの分岐ラインに設けられたE-7 (LPG蒸発器) にて蒸発され、廃ガス燃焼装置にて燃焼廃棄される。

8-3 付帯設備

LPG回収プラントで必要とされる付帯設備を表8-5の機器リストに示すと共にその内容を以下に説明する。

8-3-1 LPG充填設備

LPG回収プラントで生産されたLPGは、LPG充填設備にて家庭用の11kgシリンダーと業務用の45kgシリンダーに充填され、LPG販売業者に引き渡される。

図8-7にLPG充填設備のフローを示す。

LPG回収プラントからのLPGは、一旦LPG貯蔵タンクに貯められ、充填ポンプを経て充填機へと送られる。充填機には、需要の多い11kgシリンダー用の回転式充填機と45kgシリンダー用の定置式充填機を設ける。

回転式充填機は、6基の充填機が一つの回転台の上に搭載されている。シリンダーは操作員により所定の位置に置かれると自動的に充填機にセットされる。そして操作員が注入口を接続しスタートボタンを押すとLPGの充填が始まり、シリンダーが所定の重量になると充填が終わり、注入口が自動的にはずれる。そして回転台が所定の位置までくるとシリンダーは自動的に取り出される。この一連の操作は、充填機が一回転する間に終了する。

一方定置式充填機においては、操作員がシリンダーを充填機にセットし、注入口を接続後スタートボタンを押すとLPGの充填が始まる。シリンダーが所定の重量になると充填が終わり、注入口が自動的にはずれるので、操作員がシリンダーを充填機から取り出す。

本充填設備は、LPG充填能力を1日8時間稼働で300トン/月として計画されている。

機器リストに示された機器の中で、漏洩検知器はLPG充填後の各シリンダー頂部のノズルからの洩れを検査する器具であり、減圧排気装置は、洩れの発見されたシリンダーからLPGを回収し、LPG貯蔵タンクに戻すための装置である。

表 8-5 機器リスト (LPG回収プラントの付帯設備)

(1/5)

Service	No.	Design Condition		Material	Specification
		Pressure (kg/cm ² G)	Temperature (°C)		
<LPG Bottling Facility>					
• LPG Storage Tank	2	14	55	C.S	Dimension: 2,600φmm x 8,000 ^L mm
• Automatic Rotary Filler (for 11kg cylinders)	1 set				Filling Machine : 6 units Filling Head Type : Self Decoupling
• Fixed Filler (for 45kg cylinders)	1				Composed Equipment: Auto Introduction Unit Auto Ejection Unit Motor : 0.75 kW (BHP)
• Leakage Detector	4				Filling Head Type : Self Decoupling
• Roller Conveyor	4				Portable Detector with Compact Valve Type: Movable Length: 3 m each
• Evacuation Device	1 set				Consisting of: 2 Tanks, Cylinder Rack & 1 Compressor (Motor: 5.5 kW)
• Check Scale	2				1 Check Scale for 11 kg Cylinder 1 Check Scale for 45 kg Cylinder

Service	No.	Design Condition		Material	Specification
		Pressure (kg/cm ² G)	Temperature (°C)		
Odorant System	1 set				Consisting of Odorant Drum & Odorant Pump Injection Rate : 50 ml/1,000 US. gal.
Filling Pump	2			Casing: C.S Impeller : C.S	Type: Centri. Capacity: 10 m ³ /h x 5 kg/cm ² Motor: 4 kW (BHP)
<Electricity Generation Facility>					
Power Generator	2				Type: Gas Engine Driven (main) Diesel Engine Driven (stand-by) Battery Start Rated Capacity: 140 kW
<Instrument Air Facility>					
Instrument Air Compressor	2				Type: Motor Driven (main) Diesel Engine Driven (stand-by) Capacity: 60 Nm ³ /h x 7 kg/cm ² Driver: 8 kW (BHP)

Service	No.	Design Condition		Material	Specification
		Pressure (kg/cm ² G)	Temperature (°C)		
Instrument Air Dryer	1 set				Type: Pressure Swing Type with Filter Capacity: 60 Nm ³ /h Air Dew Point: 0°C at 7 kg/cm ² G Dimension: 1,200φmm x 3,000 ^H mm
Instrument Air Drum <Hot Oil Facility>	1	9	60	C.S	Type: Package Type Heat Duty: 0.25 MMkcal/h Hot Oil Circulation Rate: 2.5 m ³ /h Motor: 2 kW (BHP)
Direct Fired Heater	1				
Hot Oil Expansion Drum	1				
Hot Oil Circulation Pump	2				
<Fuel Oil Facility>					
Fuel Oil Storage Tank	1	Full Water	60°C	C.S	Dimension: 1,500φmm x 4,500 ^L mm
Fuel Oil Receiving & Supply Pump				Casing: C.S Impeller : C.S	Type: Centri. Capacity: 2.5 m ³ /h x 2 kg/cm ² Motor: 0.5 kW (BHP)

Service	No.	Design Condition		Material	Specification
		Pressure (kg/cm ² G)	Temperature (°C)		
. Fuel Oil Day Drum for Power Generator	1	Full Water	60°C	C.S	Dimension: 600 ϕ mm x 1,500 ^H mm
. Fuel Oil Day Drum for Instrument Air Comp. Engine	1	Full Water	60°C	C.S	Dimension: 400 ϕ mm x 1,000 ^H mm
. Fuel Oil Day Drum for Fire Water Pump Engine	1	Full Water	60°C	C.S	Dimension: 400 ϕ mm x 1,000 ^H mm
<Fire Fighting Facility>					
. Fire Water Tank	1	Full Water	60°C	C.S (Internal Coating)	Type: Cone Roof Tank Capacity: 660 m ³
. Fire Water Pump	1				Type: Centri. Diesel Engine Driven Capacity: 328 m ³ /h x 7 kg/cm ²
. Water Hydrants] in accordance with NFPA Code
. Water Spray System					
. Fire Extinguisher					
<Waste Water Treatment Facility> (. Oily Water Treating Facility)					Common use of existing facility
. Sanitary Sewer Treating Facility					Type: Package type

Service	No.	Design Condition		Material	Specification
		Pressure (kg/cm ² G)	Temperature (°C)		
<Flare Blow Down System> (. Flare Stack) (. Gas Scrubber)					common use of existing facility
<Communication Facility>					
. Paging System	1 set				for Plant Site Communication
. Radio Communication System	1 set				for Telecommunication between Sengeti and Payo Celincah
<Buildings>					
. Control Room					Floor Area: 10 m x 10 m with Air Conditioning
. Laboratory					Floor Area: 5 m x 5 m included in the control room
. Office					Floor Area: 10 m x 15 m
. Substation					Floor Area: 5 m x 8 m with Air Conditioning
. Warehouse					Floor Area: 10 m x 15 m
. Utility Shelter					Roof Area : 8 m x 15 m without walls
. LPG Bottle Filling Hall					Roof Area : 15 m x 25 m without walls

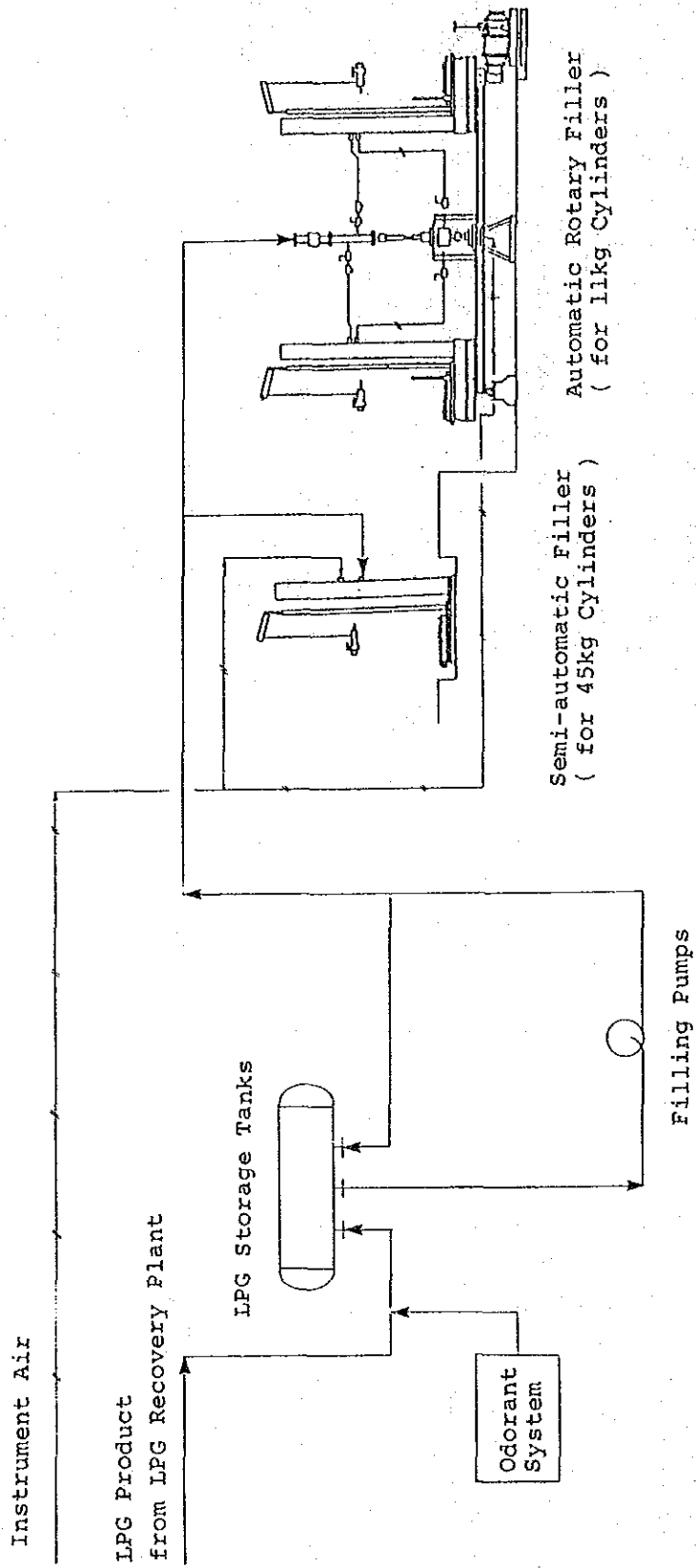


図8-7 LPG 充填設備の系統図

8-3-2 自家用発電設備

本設備は、天然ガス前処理設備およびLPG回収プラントで必要とされる電力を供給するものである。発電機は2系列あり、主発電機は、ガスエンジン駆動式で通常の運転時に用いられる。また、副発電機はディーゼルエンジン駆動式で、スタートアップ時および主発電機の故障時に用いられる。

表8-6に電力消費量の一覧表を示す。

8-3-3 計装用空気設備

本設備は、天然ガス前処理設備およびLPG回収プラントで必要とされる計装用空気を供給するものである。

設備は、2基の圧縮機、脱湿器および計装用空気貯槽から構成される。主圧縮機は、モーター駆動式で通常の運転時に用いられる。副圧縮機は、ディーゼルエンジン駆動式で、主圧縮機の故障時および停電時に用いられる。脱湿器は、圧縮機で加圧された空気に含まれる水分を吸着除去する装置で、吸着剤の再生は圧力スウィング式と呼ばれる脱圧を利用する方式で行う。

8-3-4 ホットオイル設備

本設備は、LPG回収プラントの

E-3 脱エタン塔再沸器

E-5 脱ブタン塔再沸器

E-7 LPG蒸発器

の熱源となるホットオイルを供給するものである。

設備はパッケージ型で、ガスを燃料とするホットオイル加熱炉、ホットオイル循環ポンプおよびホットオイル膨張ドラムから構成される。図8-8に示す様に、ホットオイルは循環ポンプより昇圧され、加熱炉にて所定の温度に昇温された後、各プロセス機器に供給される。プロセス流体との熱交換により温度が低下したホットオイルは循環ポンプに戻される。なお、膨張ドラムは、昇温によるホットオイルの体積の膨張を吸収するために設けられており、劣化を防止するために少量の天然ガスが連続的に注入され空気を遮断している。

表 8 - 6 電 力 消 費 量

Item No.	Service	Electricity Consumption (BHP-kW)
E-4	Deethanizer Overhead Condenser	7.5
E-6	Debutanizer Overhead Condenser	11.0
P-1	High Pressure Separator Draw Off Pump	3.0
P-2	Low Temperature Separator Draw Off Pump	0.5
P-3	Deethanizer Reflux Pump	1.0
P-4	Debutanizer Reflux Pump	1.0
	<LPG FILLING FACILITY>	
	. Filling Pump	4.0
	. Automatic Rotary Filler	0.75
	. Evacuation Device (Compressor)	5.5
	<Instrument Air System>	
	. Instrument Air Compressor	8.0
	<Hot Oil System>	
	. Hot Oil Circulation Pump	2.0
	<Fuel Oil Facility>	
	. Fuel Oil Receiving & Supply Pump	0.5
	<Fire Water Facility>	
	. Well Water Pump	1.2
	<Lighting>	15
	<Air Conditioning>	25
	<Instrumentation>	8
	Total	94

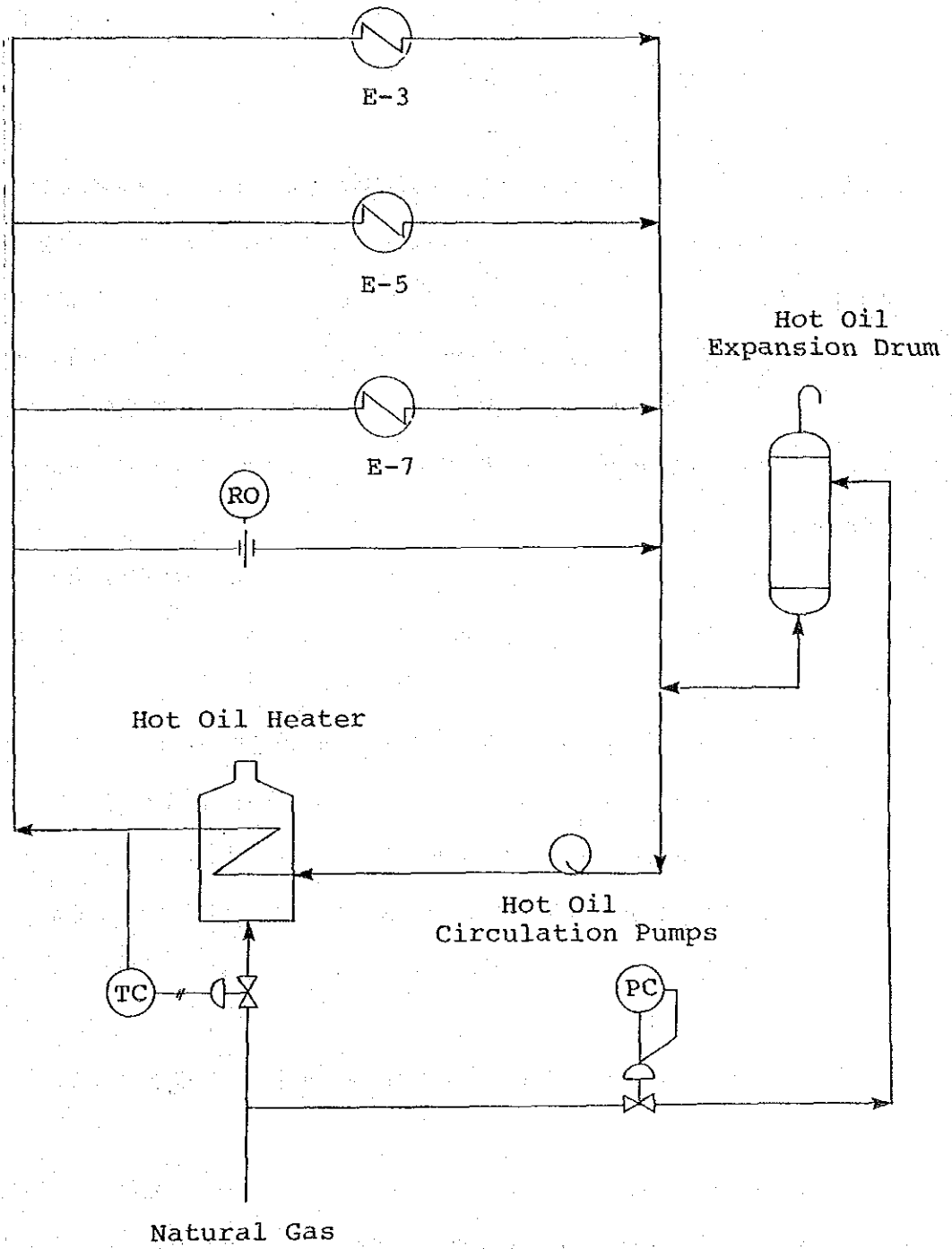


図 8 - 8 ホットオイル設備系統図

8-3-5 燃料油設備

LPG回収プラントの付帯設備には以下の様に3基のディーゼルエンジンが用いられる。

- 発電機用エンジン
- 計装用空気コンプレッサー用エンジン
- 消火ポンプ用エンジン

また、ホットオイル設備においてもディーゼル油をホットオイルとして用いる。したがって、各機器で使用されるディーゼル油を受入・貯蔵・供給する設備が必要となる。よって下記の設備を設置する。

(1) 燃料油貯槽

タンクローリーより受入れたディーゼル油を貯蔵する。貯蔵能力はタンクローリー1台の輸送量が7 m³であるので8 m³とする。

(2) 燃料油供給ポンプ

ディーゼル油をタンクローリーから燃料油貯槽に、また燃料油貯槽から各使用機器の小出槽に移送する際に用いられる。

(3) 燃料油小出槽

各使用機器には、下記に示す保持容量を持つ小出槽を設ける。

- | | |
|---------------------|-------|
| ○ 発電機用エンジン | 12時間分 |
| ○ 計装用空気コンプレッサー用エンジン | 2日分 |
| ○ 消火ポンプ用エンジン | 3時間分 |

8-3-6 防消火設備

米国のNational Fire Protection Association (NFPA) の指導に従って下記の機器を設ける。

(1) 消火ポンプ

ディーゼルエンジン駆動のポンプで、消火栓および散水設備に水を供給する。その容量は、

- | | |
|-----------------|-----------------------|
| (a) 消火栓からの放水量 | 227 m ³ /h |
| (b) LPG充填場への散水量 | 101 m ³ /h |
| 合 計 | 328 m ³ /h |

である。

(2) 消火用水タンク

上記の水量を2時間連続で供給できる様に、660m³の貯蔵能力を持つ。

(3) 井戸水ポンプ

消火用水として用いられる井戸水をくみあげて、消火用水タンクに供給する。

(4) 消火栓

LPGプラント用地の適当な場所に消火栓を設置する。

(5) 散水設備

LPG充填機廻りを中心として、LPG充填場の50%の面積に散水できる様に、消火用水の配管とスプレーノズルを充填場の天井に配置する。

(6) 消火器

消火用粉末を放射する可搬性の消火器を設置する。

8-3-7 廃水処理設備

油ガス分離プラント、天然ガス前処理設備およびLPG回収プラントから出る廃水としては、

D-1 高圧セパレーター

D-2 低温セパレーター

D-3 脱エタン塔塔頂レシーバー

で分離される遊離水と生活排水がある。この遊離水は油分を含んでいるのでそれを分離した後、バタンハリ河に放流する。その為の油水分離装置は、既設油ガス分離プラントに設置されているものを共用する。

また、プラントの従業員が出す生活排水用には、浄化槽を新設する。

8-3-8 廃ガス燃焼装置

天然ガス処理システムの運転圧力が各機器の設計圧力を超えない様に、圧力調節用のガス放出ラインおよび安全弁が設けられる。緊急時に、これらの装置から放出されるガスが安全に廃棄されるためには、燃焼させる事が必要となる。そのために、既設油ガス分離プラントの廃ガス燃焼装置を共通利用する。

8-3-9 通信設備

プラント内の連絡用に呼出し装置を設ける。また、センゲッティの天然ガス処理プラントとジャンピ市の発電所間の通信用には、無線通信装置を設ける。

8-3-10 建屋

天然ガス前処理設備およびLPG回収プラント用に、下記の建屋を新設する。

建屋	床面積
計器室（空調付）	10m×10m
分析室（計器室の一部）	5m×5m
事務所	10m×15m
変電所（空調付）	5m×8m
倉庫	10m×15m

また、下記の設備は屋根のみを設ける。

設備	屋根面積
LPG充填所	15m×25m
用役供給設備	8m×15m

第9章 天然ガスパイプラインの概念設計

本章では、ゼンゲッティガス田より生産される天然ガスを、発電プラントまで輸送するパイプラインの基本概念及び設計条件について述べる。なお、設計の実行に当たっては、パイプライン敷設ルートの調査をはじめとする各種調査を十分に行い、それに基づいた詳細設計を行なうことが必要となることは、言うまでもないことである。

9-1 前提条件

ジャンビ天然ガス利用開発計画調査団は、1988年2月に現地調査を行なった。この調査では、パイプラインルート予定地の部分的な踏査を行った。また、設計基本条件については、インドネシア側カウンターパートである技術評価応用庁をはじめ、関係機関であるプタミナ、PLNと協議した。したがって、本天然ガスパイプラインは、これら調査に基づく合意事項を前提として計画する。

9-1-1 天然ガスの性状

発電設備でデュアルフェュエルエンジン用の燃料として消費されるガスは、ゼンゲッティガス田より生産される天然ガスをパイプラインを通じて輸送、供給されるものである。エンジン用燃料ガスとしての天然ガスは、要求カロリー値を満足するばかりでなく、メタンの比率が高く、かつ燃焼時のノッキングの原因となるエタンより重い成分が、できる限りガス中より除去されていることが必要である。また、ハイドレートや遊離水分の析出など、パイプライン輸送中の支障を生じさせないことも重要な要件である。

(1) 供給天然ガスの性状

本計画で発電プラント用として利用される天然ガスは、油ガス分離プラントの高圧セパレーターで分離されるガスである。高圧セパレーターで分離されるガスの性状は、表9-1に示すとおりである。表に示すガスの性状は、発電エンジンの燃料用ガスとしての要求仕様を満たしており、この点からは、成分調整のための処理は必要としないが、パイプライン輸送のための露点調整が必要である。

表 9-1 ガスの性状 (油ガス分離プラント出口条件)

<u>Components</u>	<u>Mol %</u>
C ₁	57.1
C ₂	15.4
C ₃	13.5
iC ₄	2.5
nC ₄	3.3
iC ₅	0.8
nC ₅	0.5
C ₆	trace
H ₂ O	0.2
CO ₂	6.7

(2) 前処理設備によるガス成分の調整

高圧セパレーターで分離されたガスは、高圧セパレーターの運転条件 (圧力、温度) 下において、水および炭化水素で飽和された状態になっている。これらガス中の水および炭化水素は、パイプライン輸送中における圧力および温度の低下によりその一部が凝縮し、ライン中の底部に滞留して輸送効率を低下させるばかりでなく、パイプライン内面を腐食させる原因となる。特に、本計画のガスは多量の炭酸ガスを含んでいるので、遊離水の存在により容易に導管を腐食、漏洩させる。従って、パイプラインで輸送されるガスは、輸送に先だって前処理設備 (第 7 章参照) によって露点の調整が行われなければならない。表 9-2 に前処理設備にて露点調整が行われ、かつ LPG 回収プラントで分離される軽質分を混入したあとの、発電プラント用燃料ガスとして、本ガスパイプラインにて輸送されるガスの性状を示す。