

第3章 プロジェクトのための用役およびインフラストラクチャー

3-1 原水の供給

本編第1章で決定された本プロジェクトの基本的スキームに基づき、各プロセスプラント、共同用役センター、その他のオフサイト施設に必要とされる各種工業用水を算定し、用水バランスを設定した。その結果を図V-3に示す。

原水の必要量は約 $500 \text{ m}^3/\text{hr}$ となる。この原水は工場予定地の北方20 Kmにある Dok Krai Reservoir からパイプラインで送られる。この Reservoir は Dok Krai River をせき止めてつくったダムで貯水量は5,000万tあり、また年間の集水量は平均 $119 \times 10^6 \text{ t}$ と推定され、現在は灌漑用として利用されている。

また現在この Reservoir の近くに貯水量1億tの Nong Pla-lai reservoir の建設が計画されており(図V-4参照)、これが完成すれば工業用水として年間 $35 \times 10^6 \sim 45 \times 10^6 \text{ t}$ の供給が可能となる。

本計画の必要水量からいえば原水のパイプラインサイズは16インチで充分であるが、将来の増設を考慮すると20インチのパイプラインが推奨される。但し、この原水の配管は、現在設計中のガス処理プラントのプロジェクトスキーム¹⁾の中で取り扱われるので今回のフェジビリティスタディでは Dok Krai からサイトまで工業用水を供給するためのポンプステーション、パイプライン等は含まず、工場フェンスで $2 \text{ Baht}/\text{m}^3$ ¹⁾ という価格で供給されるものとした。

3-2 電力の供給

本プロジェクトの基本的スキームに基づき検討した電力バランスを図V-5に示す。総必要量は約 $30,000 \text{ KW}$ となる。このうちエチレンおよびユージェリティプラント用の $3,200 \text{ KW}$ はガスタービンによる自家発電でまかなわれ、電解、VCM, HDPE プラント用の $25,000 \text{ KW}$ は EGAT PEA からの買電でまかなわれる。

エチレンプラントの予期せざるシャットダウンは大きな損失をまねく。従って、常時はより信頼性の高い自家発電からの電力供給に依存し、これに買電のラインを並列につなぐことによって仮にガスタービンがトリップした場合でもプラントをシャットダウンすることなくバックアップできる体制を取ることが望ましい。またガスタービンの排熱は廃熱ボイラーで熱回収され、蒸気を発生して熱効率を高めることとした。

1) PTTによる。

本プロジェクトに必要な工業用水量を加算し、Dok Kraiからの水配管は設計されることになっている。従って本プロジェクトの工業用水は、プラントのフェンスで $2 \text{ Baht}/\text{t}$ で供給されるという前提に立つ。

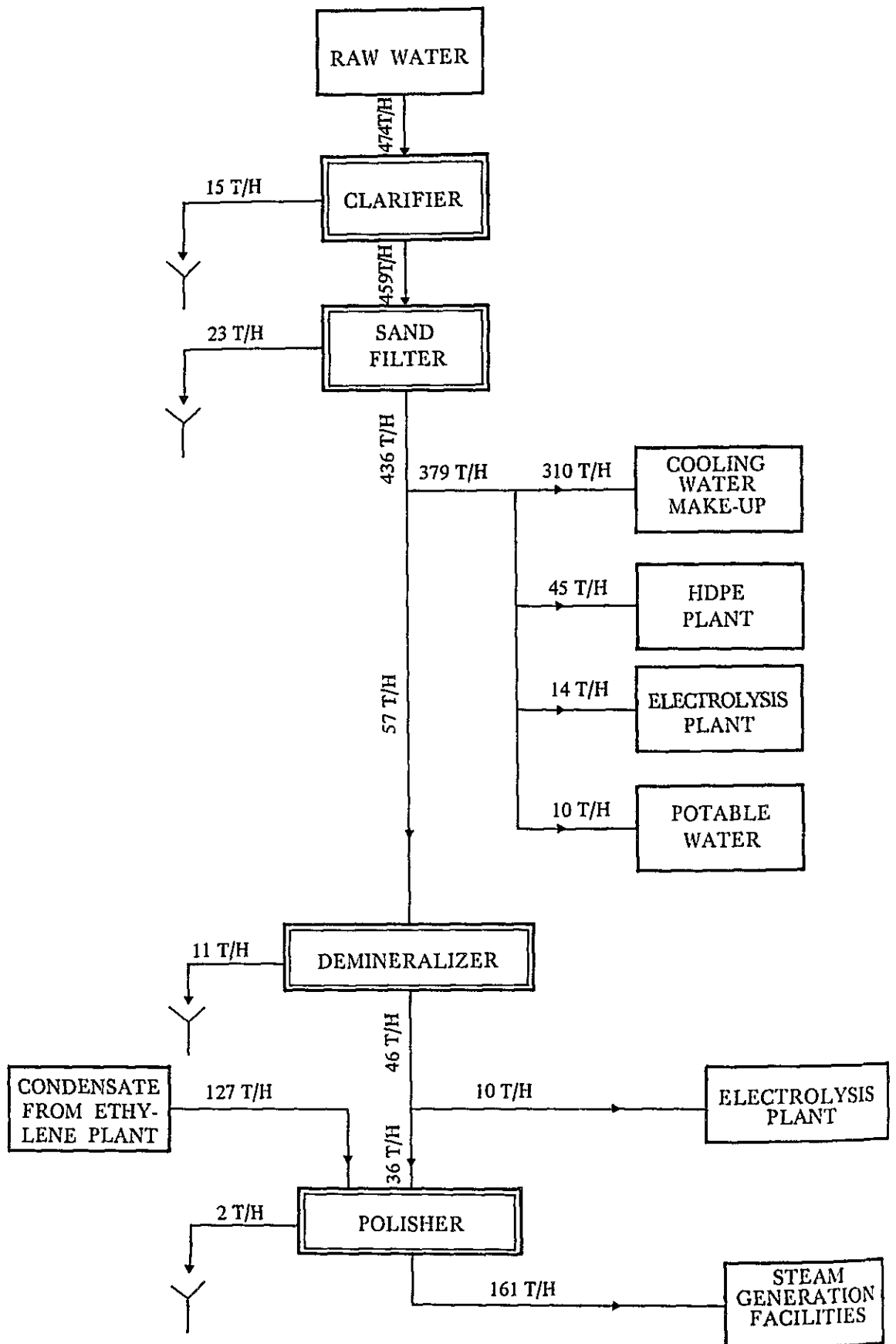
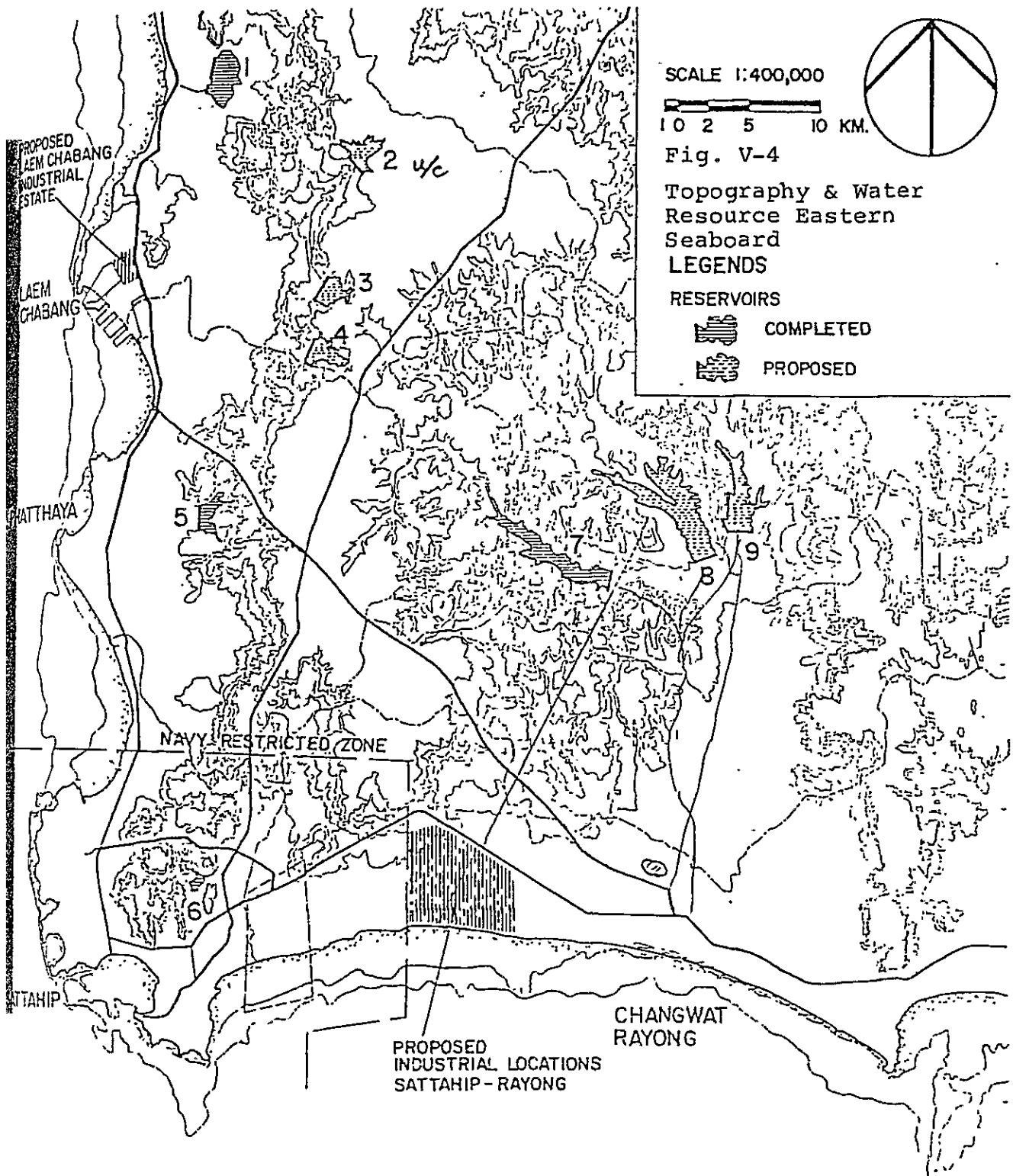


Fig. V-3 WATER BALANCE



LISTS OF RESERVOIRS

No.	Name	Quantity M.m ³	No.	Name	Quantity M.m ³
1	BANG PHRA	100	6	PHLU TA LUANG	2.8
2	NONG KHO	20	7	DOK KRAI	50
3	HUAI BUNG	26	8	NONG PLA-LAI	100
4	TAKHIAN TIA	13.6	9	KHLONG YAI	45
5	MAP PRACHAN	15	10	THAP MAI	30

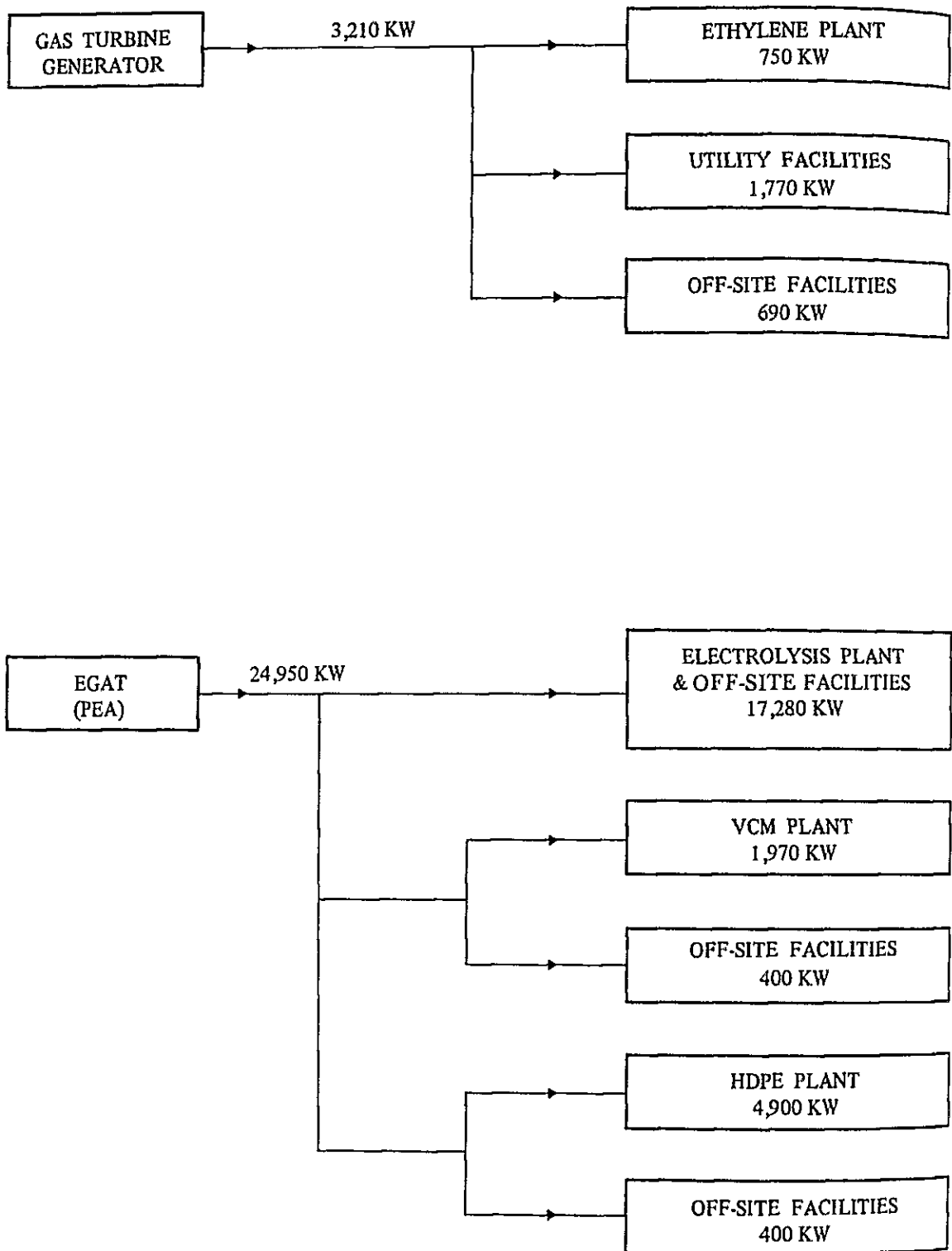


Fig. V-5 ELECTRIC POWER BALANCE

現在、EGATの115KVの送電線はAo-Phaiの変電所からBang La Muang, Sattahip-1, Sattahip-2を経由し、Rayongの変電所と結ばれており(図V-6参照)、本計画の予定地を横断している。しかし将来のこの地区での需要の増加を考えるとこの送電線の容量では不十分であるので、本計画の予定地から3Km北方に新しい変電所¹⁾を建設し、Ao-Phaiの変電所と230KV送電線で結ぶ計画が1982年末完成を目標にEGATにより進められている。さらにこのRayongの新しい変電所は既設の115KVラインとも結ばれる予定である。従ってこれが完成すれば、現在建設中のBang Pakong 火力発電所の完成と合わせて、電力の供給は安定したものとなる。

本計画では新設されるRayong-2変電所からエチレンおよび共同用役センター用に22KVラインで、さらに電解、VCM、HDPEプラント用に115KVラインでそれぞれ受電することを前提にした。

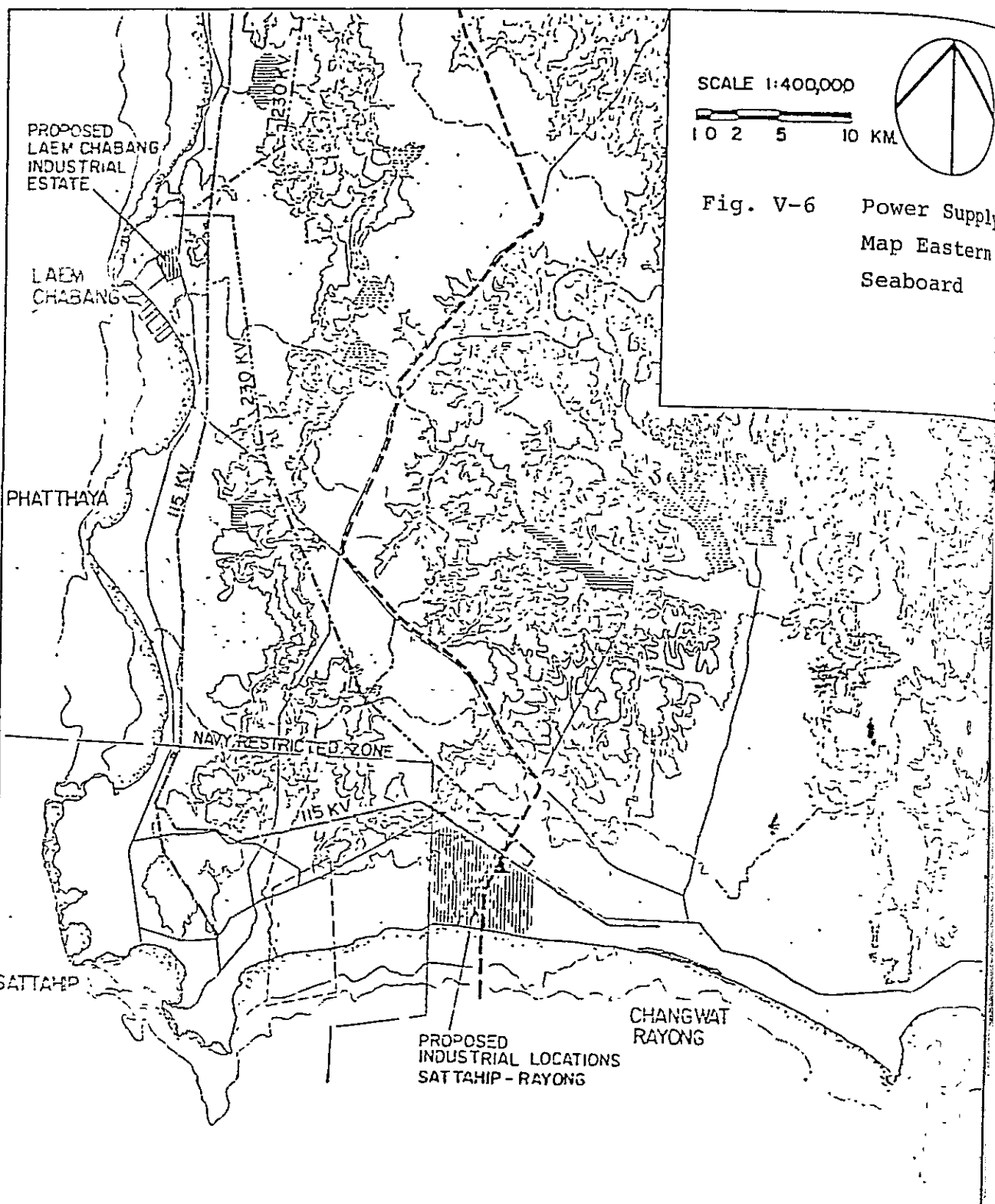
3-3 燃料の供給

本プロジェクトの基本的スキームに基づき算出した燃料バランスを図V-7に示す。総必要量は277MMBtu/hrとなる。これは本計画工場予定地に隣接して建設されるガス処理プラントから全量供給され、価格は\$4218/MMBtuとした。電解プラントからは副生する水素はVCMプラントの燃料として使用される。

3-4 道 路

タイ国内の主要道路はprimary highwaysとsecondary highwaysとあり、ともに国道である。道路の規準はAASHOに基づく。舗装巾は7mで2車線、または4車線から成る。バンコク-Rayong間は4車線と2車線であり、Sattahip-Rayong間の国道3号線は2車線である。道路橋もAASHOに基づき建設されている。道路は路肩が2.5mとってあり路肩を含めた道路巾は2車線で12m、4車線で約19m以上ある。道路敷は、primary highwaysで60mから80m secondary highways40mから60mぐらいである(図V-8参照)。道路の管理状態は非常に良好である。バンコクからRayongまでの道路は国道36号線を含めて特別な問題は無い。SattahipからRayongまでの3号線は若干舗装状態の悪いところがあるが特に問題にするほどのことはない。しかし、Sattahip港から3号線に接続するカーブが急であるので、プラント機器の内、長尺ものの輸送方法には留意しなければならない。

1) Rayong-2変電所と称せられている。



SCALE 1:400,000

0 2 5 10 KM

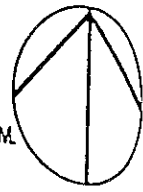


Fig. V-6 Power Supply Map Eastern Seaboard

LEGENDS

- NATURAL GAS PIPE LINE
- TRANSMISSION LINE
- ▲ GAS PLANT
- CHANGWAT BOUNDARY
- AMPHOE BOUNDARY

WORK SCHEDULE FOR TRANSMISSION SYSTEM EXPANSION & REINFORCEMENT

ACTIVITIES	1980	1981	1982
A CONSTRUCTION OF TRANSMISSION LINES: 230 KV FROM AO PHAI TO RAYONG		████████████████████	
B CONSTRUCTION OF SUB-STATION AO PHAI - RAYONG 2		████████████████████	

██████████ BIDDING

██████████ CONSTRUCTION PERIOD

SOURCE: System Planning Div EGAT.

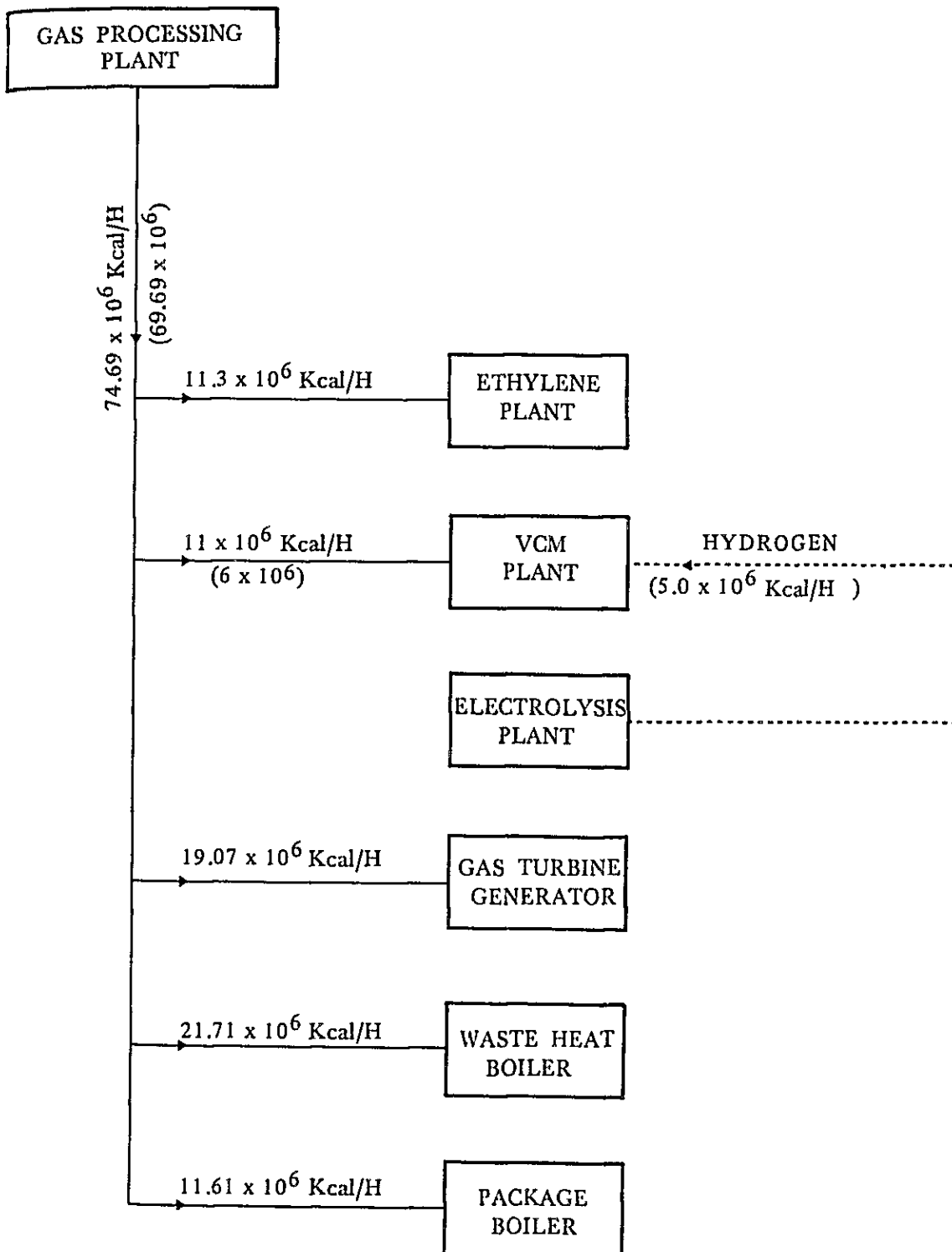
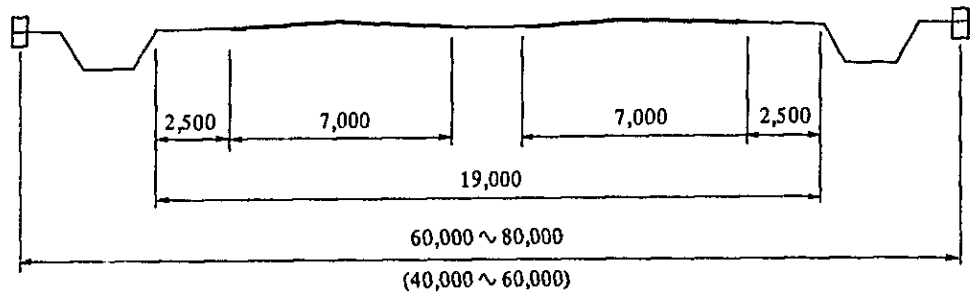
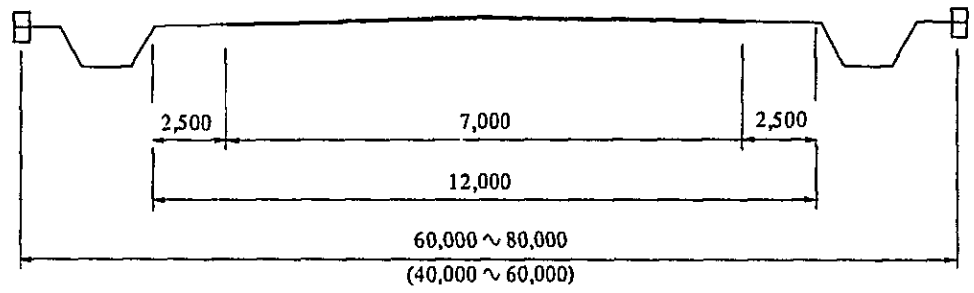


Fig. V-7 FUEL BALANCE

FOUR-LANE ROAD PRIMARY HIGHWAY



TWO-LANE ROAD PRIMARY HIGHWAY



Note : () indicates dimensions of secondary highway.

' Fig. V-8 SKETCH OF PRIMARY HIGHWAYS IN THAILAND

この間の長尺ものの陸上輸送は35m位が限界と考えられる。重量物の輸送はSattahip-Rayongのプラントサイト間に鉄筋コンクリート橋が2ヶ所あるが、ここは軽重量はそのまま通行できるが重量物はバイパス道を使用する必要がある。バイパス道の地耐力は7t/m²は期待できよう。

3-5 鉄 道 (図V-9参照)

現在、鉄道はChachoengsao駅止まりである。

Royal State Railway & ThailandによってChachoengsaoからSattahip港までの路線延長が計画されているが、この完成は1983年になるといわれている。しかしSattahipからRayongまでの鉄道計画は今のところない。

今後のRayong地区の工業開発の進展を考慮しつつこの間の鉄道付設の可能性を検討すべきであろう。その場合はBan Thung Lahan駅とSattahip港の間にあるJunction駅からの分岐が考えられる。

但し、現時点では、本プロジェクトにおける鉄道の利用は現実性にとぼしい。

3-6 港

本プロジェクトのプラントサイト付近には利用出来る十分な設備をもった港湾としてはSattahip港しかない。

Sattahip港(図V-10参照)は次の様な条件を具備しているが、その軍事的性格を考慮するとその定常的使用は困難と考えられる。従ってプラント機器の荷上げなど建設期間中の利用に限って考えた方が無難であろう。

西 岸 壁 : 20,000 DWT 着船
深さ - 9.6 m
岸壁長さ 550 m
3 Berths 停泊可能
Crane Capacity 45 t 2台 可動範囲 550 m

北 岸 壁 : 10,000 DWT 着船
深さ - 8.5 m
岸壁長さ 330 m
2 Berths 停泊可能
Crane Capacity 25 t 1台 可動範囲 190 m

Storage yard : 18,000 m²
Warehouse : 10,000 m² (3棟)

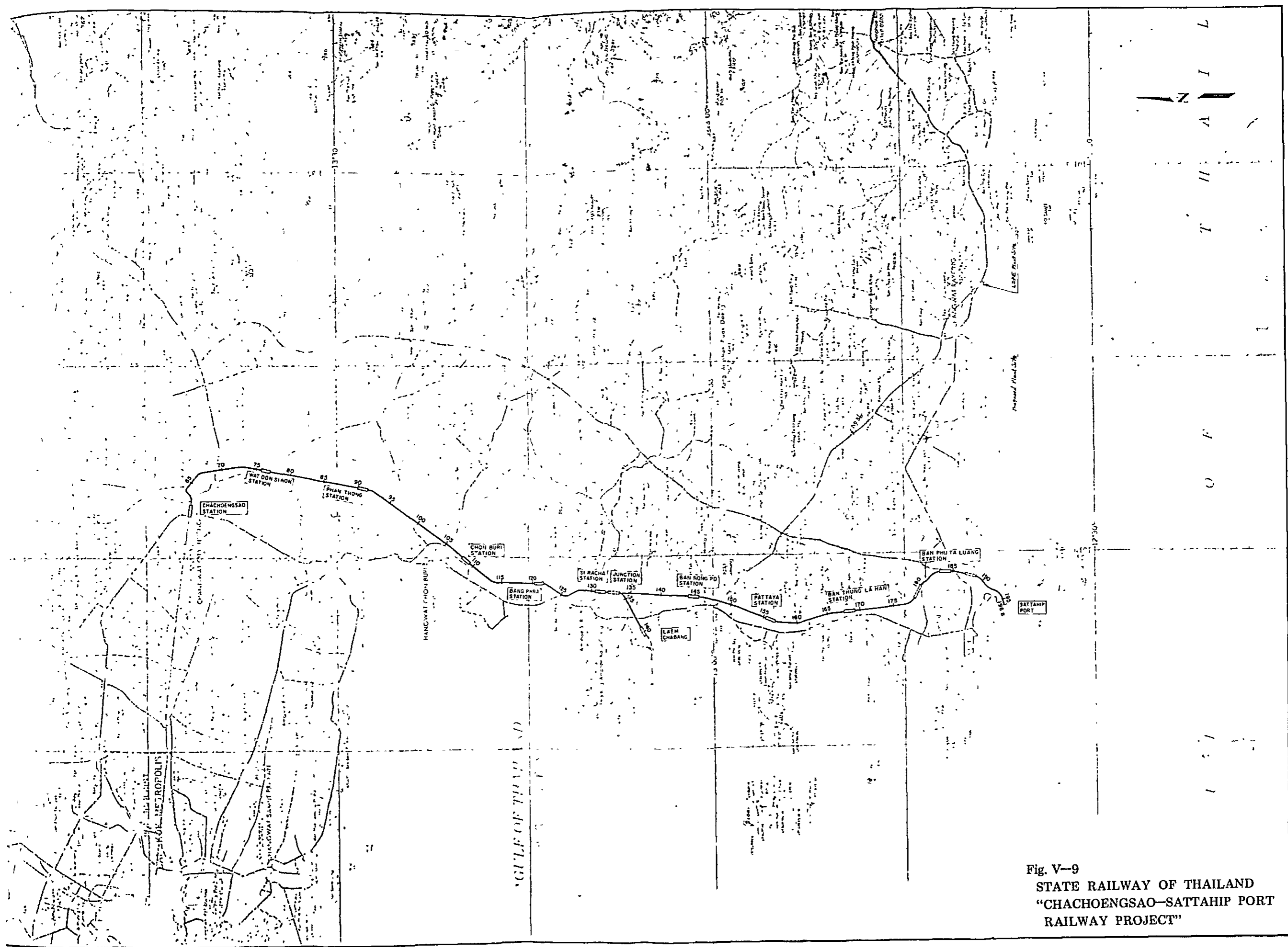


Fig. V-9
 STATE RAILWAY OF THAILAND
 "CHACHOENSAO-SATTAHIP PORT
 RAILWAY PROJECT"

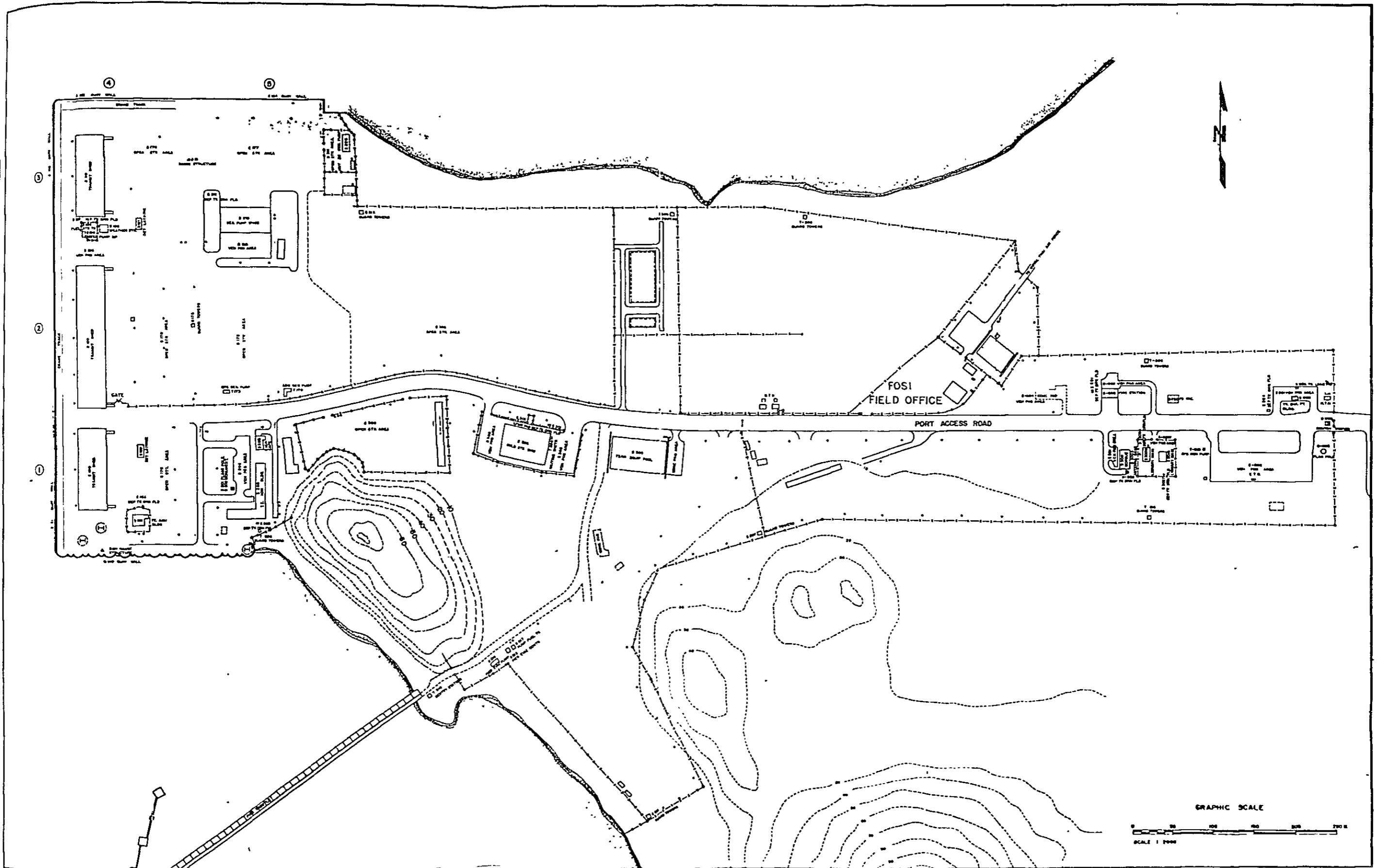


Fig. V-10 CHUK SAMET PORT, SATTAHIP

Source : Natural Gas Organization of Thailand

Tugboats : 1,200 HP × 4 隻

その他 : 夜間照明設備あり。税関事務所あり。1,000 m の波砕堤あり、波は静かとなり、荷役作業はスムーズと考えられる。

3-7 通 信

本計画予定地に現在建設中ないしは設計中の Dew Point Control Unit およびガス処理プラントはオフショアのプラットフォームと連絡をする必要があるため、ラジオシステムを採用しているが、将来は電話回線の新增設が絶対的に必要である。現在電話回線は Rayong からバンコクまで 2 回線しかないが、少なくとも 10 回線以上に増やす必要がある。

第4章 概 念 設 計

4-1 概 説

4-1-1 概念設計の考え方

第1章に規定されたプロジェクトスキームに基づき、本章では、個々のプラントの概念設計を行なう。この概念設計は、今後の本プロジェクトの実施の基礎となるようなるべく詳細かつ具体的に行なうよう留意した。

既に述べたごとく、石油化学工場は、互いに隣接して立地し、原料、製品、用役などの移送を最短にすることによって、その経済性を高めることができる。以下、Rayong 地区における P T T の所有地内にエチレンプラントおよび共同用役センターを設置し、それに隣接する区域に V C M および電解プラントを立地することを基本前提に設計を進める。

この概念設計を進めるに当たっては、特に、本石油化学コンプレックスの信頼性、安全性の確保、環境との調和、省資源、経済性の追求等を重点目標として、条件を設定し、検討し進めた。

(1) プラントの信頼性

石油化学工場は典型的な装置産業であり、事故やトラブルによる運転の休止は、その経済性に深刻な影響を与える。また、エチレンプラントは、一度運転を停止すると、すぐ運転を再開しても、on-specification の製品を得るには、一週間程度の期間を必要とし、その間の原料や用役のロスによる損失は膨大なものになる。従ってプラントの信頼性は、すべてに優先する。本フェージビリティスタディでは、エチレ

ンプラントはルーマス法、VCMプラントは三井東圧オキシクロリネーション法、電解プラントは旭硝子イオン交換膜法を前提に概念設計を行なった。いずれのプロセスも世界的に第1級と認められたものであり、数多くの実績を有し、その信頼性は、商業的に実証されている。また各プラントを構成する機器や材料も、充分に実績のある商業プラントで実証されたものの使用を前提とした。

各プラントは外乱がない限り8,000時間の連続運転が可能であり、それぞれ所定の年間生産量が、十分達成されるよう配慮されている。またエチレンプラントについては、外部電力の変動による緊急停止を未然に防止するため、用役センター内に自家発電設備を設け、常時は自家発電電力を使用し、万一、自家発電設備がトラブルを起こした時は、外部電力によりバックアップする方式を採用した。

(2) 安全性の確保

各設備は上述のごとく、きわめて高い信頼性を有するものを採用したが、火災、風水害、落雷や人為的危害等による災害からプラントを守ることは、設計上極めて重要である。各設備の設計に際しては、安全性ではきわめて基準のきびしい、日本の最新法規と規格に基づくこととした。各プラントのコントロールシステムには、緊急停止機構や、fail-safe機能が組み込まれている。また安全弁や、ベントスタック、フレスタックも適切に設備されている。万一の事故に際しては、ガス検知器、火災報知器、消火栓、散水設備等も充分考慮されている。また、化学消防車よりなる消防隊も組織されている。

(3) 環境との調和

タイ国の美しい自然は、かけがえのない資産であり、工業化により、これを損うことは許されない。従ってプラントの設計に際しては、無公害の最新のプロセスの採用を前提とした。プラントからの排出物は、世界的にも最も厳しい規制をしている日本の基準に完全に合格するよう、最新の設備で除去される。この報告書では、以下、特に環境問題に1章をさいて、この面から全体の計画に対する検討を行なう。

(4) 省資源について

各プラントには、省エネルギー、省資源という立場から改良された諸プロセスが採用されている。また用役センターでは、ガスタービン発電機に廃熱回収ボイラーを組み合わせることにより、熱効率を高めている。

エチレンプラントでは、低負荷運転時のエネルギー消費効率の低下を防止するため、低負荷運転用のローターを圧縮機に採用し、商業運転開始当初はこれを用いて運転するよう配慮した。

(5) 経済性について

以上の諸条件を満足させつつ、設備費の縮小、要員の縮小等、固定費と変動費を合わせた総コストの最小化を目的として、この概念設計を行なった。

4-1-2 前提条件

本章で概念設計を実施するに当たり、その前提条件を下記の通り整理する。

- (1) Rayong 地区に本プロジェクトを立地する。
 - (2) 以下の設備は、P T Tの敷地内に建設され、P T Tで運営されるものとする。
 - (a) エチレンプラント：230,000 t/y
 - (b) 用役センター：
石油化学コンプレックスを形成する各社に用水、空気、蒸気、酸素、窒素などを供給する。また、自家発電設備および受電設備、共同排水処理設備を含む。
 - (c) タンクヤード：
原料エタンおよび製品エチレンのタンクヤード。
 - (d) 以上のプラントを運転管理していくに必要な管理設備、メンテナンスショップ、ラボラトリー、消防設備等の諸設備一式。
 - (e) フレアスタックと raw water pond は、隣接するガス処理プラントと共有することを前提とする。
 - (f) 20 km¹⁾ 離れた LDPEプラントへエチレンを供給するためのパイプライン。
 - (3) 以下の設備は、P T Tの敷地に隣接して建設され、P T Tとは別の企業体（仮にここでは Thai-VCM Co. と名付ける）が運営するものとする。
 - (a) VCMプラント：80,000 t/y
 - (b) 工業塩電解プラント：
塩素；48,000 t/y
苛性ソーダ；51,600 t/y²⁾
 - (c) 用役設備：
用役センターから供給を受けない、電力や冷却水設備³⁾を含む。
 - (d) 以上のプラントを運転管理していくに必要な管理設備、メンテナンスショップ、ラボラトリー、消火設備等の設備一式。
 - (e) VCM出荷のためのパイプラインと出荷ターミナル。但し棧橋本体は、他社建設⁴⁾のものを利用することとし、本設計に含まれない。
- 1) 配管距離は Rayong の町をう回するため 27 Kmとなる。
2) 50% NaOHとしては 103,200 t/y。
3) 但し、cooling water の make-up 水は用役センターより受け入れる。
4) Thai Petrochemical Industry Co. が LDPEプラントの敷地内に建設中。

- (4) 原水はDok Krai Reservoir よりパイプラインでサイトへ供給される。但し、原水の供給はガス処理プロジェクトのスコープの中で行なわれるので、本プロジェクトには工場フェンス渡し、2 Bah/V1 で供給されるものとする。
- (5) 電力はサイトより3 Km北方に、E G A T (Rayong-2 Substation)による大容量変電所が計画されているので、そこからP T Tへは22 KVで、Thai-VCMへは115KVで供給することとし、この架空線以降が本計画に含まれるものとする。
- (6) 燃料は全て天然ガスとし、隣接するガス処理プラントから供給を受ける。
- (7) P T TおよびThai-VCMの、諸設備の建設および運転者のために必要な社宅の建設は全て本計画に含まれる。

4-1-3 適用法規

本計画は、本来ならば石油化学コンプレックスに対して適用されるタイ国の法規に従って設計されるべきである。しかしタイ国においては、関連法規が未だ完備されていないので、ここでは、日本において適用されている法規、基準に準拠して概念設計を行なうこととした。

但し環境保全については、タイ国の基準を検討し、その基準を満足することを原則として設計を進めた。詳細は第6章における検討を参照されたい。

4-2 エチレンプラント

4-2-1 はじめに

現在、世界のほとんどすべてのエチレンプラントに堅型コイルの分解炉による熱分解技術が採用されている。

最近特にエネルギー危機以降エチレンプラントは原料の多様性が要求されると共に、エネルギー節約の観点から高効率のプラントであることも要求されてきている。これらの要求に基づき、いくつかのエチレンプロセスが改良され、エタン分解から減圧軽油分解まで実用化されると同時に省エネタイプの効率の良いプラントが可能となっている。

本スタディにおいては、上記の条件を満たすと共に世界的にエチレンプラントのシェアも多いルーマス法エチレンプロセスを採用し概念設計を行なった。

4-2-2 プラントの構成

- (1) プラントの範囲
- (a) プラント定義

プラントは、エチレン製造設備とその補助装置よりなる。エチレン製造設備は

230,000トン/年の高純度エチレンを原料エタンおよびリサイクルエタンの熱分解によって、生産するよう設計されている。

(b) プラントの区分

エチレン製造設備は次の工程に区分される。

- (I) 分解と冷却工程
- (II) 分解ガス圧縮と酸性ガス除去工程
- (III) 乾燥と深冷工程
- (IV) 脱メタンおよび脱エタン工程
- (V) アセチレン水添およびエチレン精製工程
- (VI) プロパン冷凍工程
- (VII) エチレン冷凍工程
- (VIII) エタンとエチレンの貯蔵

(c) 補助装置

補助装置は下記のシステムより成る。

- (I) 冷却水システム
- (II) 蒸気と凝縮水システム
- (III) 燃料ガスシステム
- (IV) プラント計装空気システム
- (V) 受配電システム
- (VI) 不活性ガスシステム
- (VII) 廃ソーダ中和装置
- (VIII) カセイソーダ、圧縮洗浄油、メタノールの貯槽と分配システム

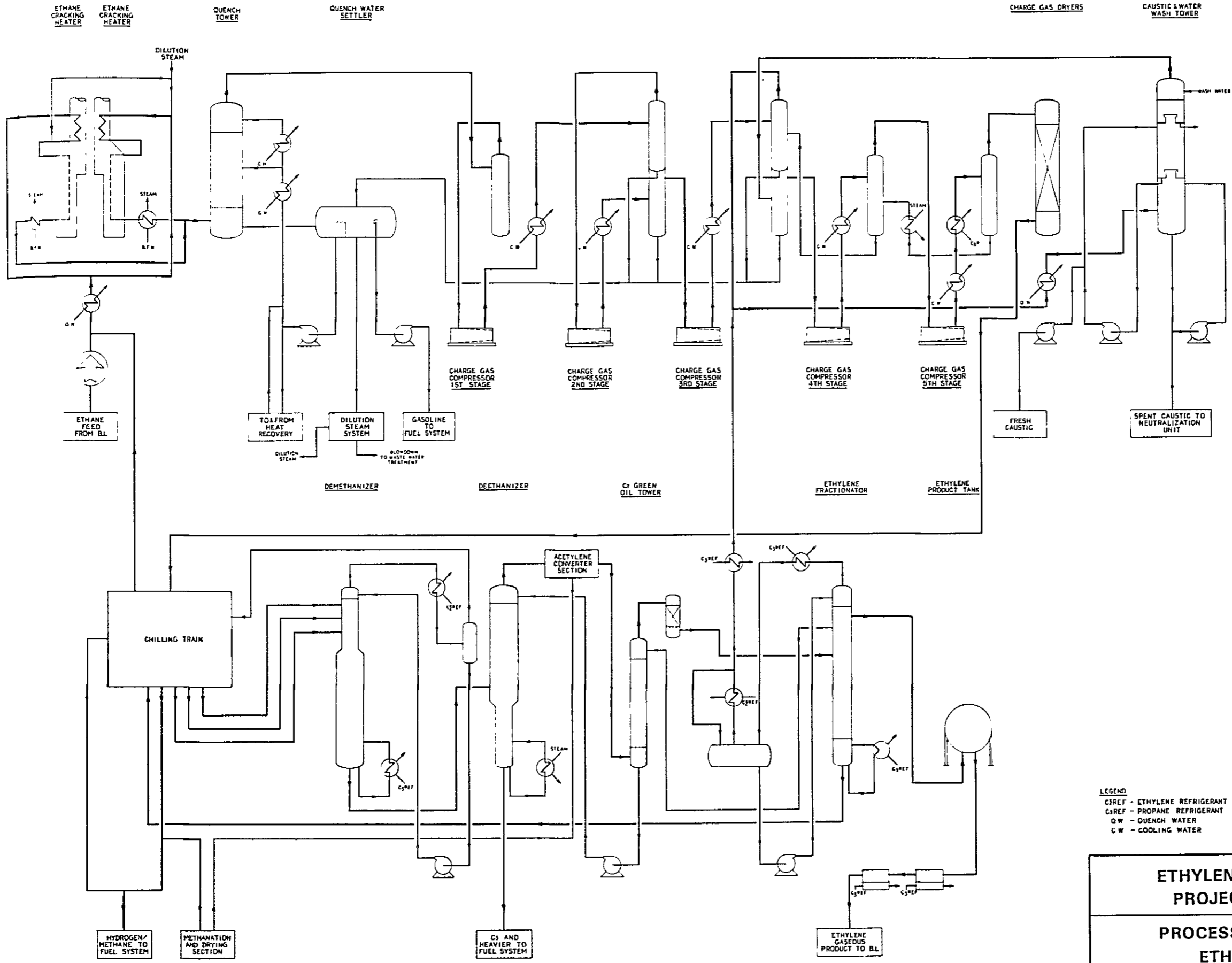
上記の補助装置にはバッテリーリミット内のすべての分配システムおよび燃料ガストラム、廃ガストラムが含まれるが、フレアスタックは除外されている。

(2) プロセス説明

Fig.V-11のプロセス、フローダイアグラムに従って、エチレンプロセスを以下に簡単に説明する。

(a) 分解冷却工程

原料エタンおよびリサイクルエタンは、希釈用蒸気と混合され、管式分解炉で熱分解される。この分解ガスは、直ちにトランスファーラインエクスチェンジャー(TLE)に導かれ、そこで315℃まで冷却される。この際、高圧の蒸気が回収される。



LEGEND
 C₂REF - ETHYLENE REFRIGERANT
 C₃REF - PROPANE REFRIGERANT
 QW - QUENCH WATER
 CW - COOLING WATER

**ETHYLENE AND VCM PLANT
 PROJECT IN THAILAND**
**PROCESS FLOW DIAGRAM
 ETHYLENE PLANT**
J I C A **FIG. V-11**

TLEを出たガスはクエンチ塔に入り、水と直接接触して急冷される。大部分の水蒸気および重質油分はそこで凝縮し、塔頂ガスは圧縮装置へと送られる。

クエンチ水と凝縮した水蒸気は、クエンチ水分離器に送られガソリン留分が分離される。クエンチ水分離器からの循環温水は温熱源として、プラントの各所で熱回収されたのち、再びクエンチ塔へ循環再使用される。

凝縮した希釈蒸気は、水処理工程へ送られそこで炭化水素を分離した後、蒸発させて分解炉の希釈蒸気として再利用される。

(b) 分解ガス圧縮および酸性ガス分離工程

クエンチ塔頂からのガスは、5段の遠心圧縮機で圧縮される。3段から4段の間でガスは、カセイソーダおよび水洗浄塔で洗浄され、酸性ガスが除去される。

5段出口ガスは、水で冷却された後プロパン冷凍で15℃まで冷却される。冷却によって凝縮する液は分離され、ガスはさらに乾燥塔へ送られる。

1段から3段圧縮の過程で凝縮するガソリン留分と凝縮水は、クエンチ水分離器に戻される。

4段圧縮出口ガス中の凝縮液は、3段出口ドラムへ循環される。

また、5段圧縮出口ガス中の凝縮液は加熱後、4段出口ドラムへ循環される。

(c) 乾燥、深冷工程

最終段から出たガスは、低温回収装置へ送られる前に、乾燥剤を充てんした乾燥塔を通過する。

乾燥塔は2系列から成り立っており、1系列は運転用、もう1系列は乾燥剤の再生用として設置されている。

乾燥されたガスは、除々に深冷却され凝縮液は分離される。未凝縮ガスは高純度水素オフガスとなる。凝縮液は脱メタン塔へ送られる。深冷に必要な低温はプロパン冷凍、エチレン冷凍、回収エタンのガス化、および水素、メタンオフガスの熱交換により得られる。高純度水素オフガスとメタンオフガスは、一連のコールドボックスで熱交換された後燃料として使用するため系外に送り出される。

(d) 脱メタンおよび脱エタン工程

脱メタン塔はプロパン冷凍により再沸され、還流はエチレン冷凍により凝縮される。脱メタン塔の塔頂よりメタンリッチガスが取出され、コールドボックスで熱交換された後燃料系へ送られる。塔底液は脱エタン塔へ送られる。

脱エタン塔は低圧蒸気で再沸され、還流はプロパン冷凍により凝縮される。塔頂ガスはアセチレン水添塔へ送られる。

塔底よりのエタンは、熱交換後、水素、メタン燃料ガスと混合され、燃料系へ送られる。

(e) アセチレン水添、エチレン精製工程

脱エタン塔の塔頂ガスは、熱交換された後アセチレン水添塔に送られる。

アセチレンは充てん反応塔で、パラディウム触媒により水添される。

このアセチレンの水添に必要な水素源としては、高純度水素オフガスをメタネーション反応せしめ、さらに乾燥処理したものが用いられる。

アセチレン水添反応塔は2系列から成る（運転用と再生予備用各1系列）。

アセチレン水添塔出口ガスはグリーンオイル塔に送られ、さらに塔頂ガスはガード乾燥器を經由し、エチレン精製塔へ送られる。

このガス中には、エチレン、エタン、プロピレン、未反応水素、および水添用の水素ガスに含まれていた少量のメタンが含まれている。

精製塔の凝縮、再沸は、プロパン冷凍によりなされる。製品エチレンは塔の側流液として取出される。

水素とメタンはベント凝縮器を通ったのち、分解ガス圧縮機へ循環される。

製品エチレンは貯蔵タンクへ直接送られる。

このタンクから低圧製品と高圧製品が取り出される。

高圧用としてポンプが用意されている。

高・低圧液体の製品エチレンは、加熱、ガス化されたのち系外に送り出される。

エチレン精製塔底より回収されるエタンは、熱交換分解炉へリサイクルされる。

(f) プロパン冷凍工程

プロパン冷凍工程は、遠心式圧縮機を使用した、閉回路多段系よりなる。

圧縮機の吐出ガスは冷却水で冷却、凝縮したのち、一部はプロセス流体でさらに過冷却される。

(g) エチレン冷凍工程

エチレン冷凍工程、遠心式圧縮機を用いた閉回路多段系から成る。圧縮機の吐出ガスは、プロパン冷凍により冷却され低温度レベルのプロパン冷凍により凝縮される。

(h) エタンとエチレン貯蔵

高圧エタン貯蔵は全体で4日分の消費量の貯蔵容量をもつ4ケの球形タンクからなり、ガス処理プラントが停止した時のために設置されている。

タンクへのエタン供給はガス処理プラントから液相で行なわれる。液状エチレンは、合計で5日分の生産量に相当する貯蔵容量をもつ4ケの球形タンクから成る高圧貯蔵槽に送られる。

このタンクより、低・高圧製品エチレンが送り出される。LDPEプラント用の高圧製品は、ポンプで昇圧され、プロパン冷媒により気化、過熱され、ガス状エチ

レンとしてパイプラインで送られる。

低圧製品エチレンは、気化、過熱され、ガス状エチレンとしてその他プラントに送られる。

(i) 低負荷運転に対する対策

エチレンプラントの商業運転開始後、数年間はプラントの能力とエチレン需要との間にかなり差があるので、プラントは低い操業率で運転されねばならない。この予想される低負荷運転に対し、以下の考慮が払われている。

分解炉：

1 炉当りのエチレン生産量 46,000 t/y の分解炉を採用し、通常 5 炉運転、1 炉予備として設計されている。第Ⅱ編市場調査の結果によれば、エチレン生産量が 170,000 t/y に達するのは 1988 年である。この時点までは分解炉としては合計 4 炉あればこの生産量を達成することができるので、残りの 2 炉はその建設を遅らせることができる。分解炉として 45 日運転、3 日間 decoking のために停止という周期を考えた場合、4 炉運転の場合の分解炉全体の生産能力は

$$46,000 \text{ t/y} \times 4 \times 45 / 48 = 172,500 \text{ t/y}$$

となり、170,000 t/y までのエチレン需要に十分対応できる。従って、このような配慮により、分解炉 2 炉分に必要な投資を数年間遅らせる¹⁾ ことができる。

圧縮機：

エチレンプラントに必要な動力は大部分チャージガスコンプレッサー、プロパン冷凍コンプレッサー、およびエチレン冷凍コンプレッサーで消費される。その総量は定常運転時で 30,000 馬力以上に達する。

低負荷運転では、これら圧縮機の運転を維持するために、一部のガスの循環が必要となり、そのため効率が低下し、大きな動力の浪費を招くことになる。この効率の低下を防止するため、商業運転開始後、エチレン生産量が 170,000 t/y に達するまでは、圧縮機のローターとして、この場合は、75%能力のローターを装備して低負荷運転時に対処することが望ましい。これにより 130,000~140,000 MTA の低負荷運転による動力の損失をほぼ防ぐことができる。この初期ローターはエチレン需要が増加し、エチレンプラントの操業率が高くなった後は改造され、予備のローターとしての役割を果たすことになる。

1) ただし、第Ⅶ編財務分析では最初から、6 炉建設されているものとした。

4-2-3 プロセス仕様

(1) 設計基礎

(a) 機能

このプラントの機能はガス処理プラントより供給される原料エタンとリサイクルエタンの熱分解により高純度エチレンの生産を行うことにある。

このプラントから生成する水素、メタンガスとC₃より重い炭化水素留分は、プラントの燃料として使用される。

(b) 容量

このプラントは年間8,000時間稼働で、230,000トン/年の高純度エチレン生産を行うよう設計されている。

(c) 原料仕様

このプラントは以下の組成のエタン原料で設計されている。

組成

メタン	2.0 モル%以下
CO ₂	0.1 モル%以下
プロパン	3.0 モル%以下
エタン	残り

(d) 製品とその仕様

このプラントは上記の原料を処理した場合、以下の仕様の製品を同時に生産するように設計されている。

(i) 高純度エチレン

組成

エチレン	99.9 モル%以上
メタンおよび飽和分	0.1 モル%以下
アセチレン	5.0 μmol ppm以下
水素	5.0 モル ppm以下
C ₃ および重質分	10.0 モル ppm以下
CO	5.0 wt ppm以下
CO ₂	5.0 wt ppm以下
硫黄(H ₂ Sとして)	1.0 wt ppm以下

(ii) 水素とメタンオフガス

組成

水素

推定組成

84.9 モル%

メタン	14.8 モル%
C ₂ 's	0.3 モル%

(iii) C₃ と重質物

組 成	推定組成
C ₃ 's	3.6 wt %
C ₄ 's	4.2 wt %
C ₅ 's および重質物	2.2 wt %

(e) 製品の Yield

このプラントは、前記(c)項の仕様の設計原料が供給された場合、(d)項の仕様の製品を次のような収率で生産するように設計されている。

製 品	kg/hr
水素とメタンガス	4,942
高純度エチレン製品	28,750
高圧製品	(10,000)
低圧製品	(18,750)
C ₃ 's および重質分	2,178
	35,780
原 料	kg/hr
エタンリッチガス	35,870
(95 モル%)	

(f) プラントのバッテリーリミット条件

このプラントは、原料および製品の受入、払い出しをそのバッテリーリミットにおいて下記の条件で行うよう設計されている。

原料および製品	状 態	圧力 (kg/cm ² G)	温度 (°C)
原料エタン (通常)	ガ ス	1.0	大気温
(貯蔵する場合)	液 体	2.0	-7
高純度エチレン			
高圧製品	ガ ス	2.0	3.0
低圧製品	ガ ス	1.6	3.0
燃料ガス ¹⁾	ガ ス	4	4.0

(g) 用役条件

本プラントで使用または発生する用役のバッテリーリミットでの条件は、以下の

1) 水素、メタンガス、C₃と重質製品は混合され、分解炉の燃料ガスとして使用される。平常運転時、プラント外へは出ない。

通りである。

(I) 蒸 気

	<u>圧力 (kg/cm²G)</u>	<u>温度 (°C)</u>
高圧蒸気	4.2	440
中圧蒸気	1.5	280
低圧蒸気	3	飽和

(II) ボイラー供給水

圧力 (kg/cm ² G)	5.5
温度 (°C)	133
溶解酸素 (mg/l)	0.03 以下 (空気脱気された水)
シリカ含有量 (ppm)	0.02 以下

(III) 蒸気凝縮水

プラントはバッテリーリミット外用の役センターへ蒸気凝縮水を送り出すよう設計されている。その条件および性状は下記の通り。

	<u>№1 凝縮水</u>	<u>№2 凝縮水</u>
圧力 (kg/cm ² G)	3.5	2.0
温度 (°C)	138.0	60.0
電気伝導度 (at 25°C) (MΩ/cm)	1.00 以下	1.00 以下

(IV) 冷却水

バッテリーリミットにおける冷却水の供給および払い戻し条件は、下記の通りである。

	<u>圧力 (kg/cm²G)</u>	<u>温度 (°C)</u>
冷却水供給条件	5 以上	32 以下
冷却水、払い戻し条件	2 以上	45 以下

(V) 燃料ガス

分解炉はプラント内で発生する混合燃料ガスを燃焼するように設計されている。不足分の燃料およびプラントのスタート時に必要な燃料としては、ガス処理プラントからプラントのバッテリーリミットまで供給されるメタンリッチの天然ガスが使用される。供給条件および性状は下記の通り。

供給圧力 (kg/cm ² G)	4	
供給温度 (°C)	10—40	
	<u>天然ガス</u>	<u>自生ガス</u>
低発熱量 (Kcal/Nm ³)	9,400	3,830

推定組成

水素		82.2モル%
メタン	メタンに富むガス	14.2モル%
C ₂ 'sおよび重質分		3.6モル%

VI) 電気

電気機器の運転には下記電圧が使用される。

	電力	型式	周波数
高圧ライン	6,000V	3相	50Hz
低圧ライン	400V	3相	50Hz
照明用	250V	単相	50Hz

VII) プラント用圧縮空気

圧力 (kg/cm ² G)	7.0
温度 (°C)	大気温度

VIII) 計装用空気

露点 (°C at 7kg/cm ² G)	-4.0
圧力 (kg/cm ² G)	7.0
温度 (°C)	大気温度

IX) 窒素

純度 (モル%)	99.5以上
圧力 (kg/cm ² G)	7.0
温度 (°C)	大気温度

IX) 飲料水

圧力 (kg/cm ² G)	2以下
温度 (°C)	大気温度

IX) 消火用水

圧力 (kg/cm ² G)	9
温度 (°C)	大気温度

(h) 推定用役消費量

(i) 蒸気

バッテリーリミット外よりの受入 (4.2kg/cm²G) 139 t/hr

(ii) 冷却水

循環量	6,900 m ³ /hr
温度上昇	1.3°C以下

(iii) 燃料ガス

バッテリーリミット外からの受入 4 4.8 4 MMB tu/hr

(iv) 電 力

7 5 0 KWH/hr

(i) 触媒と化学薬品

このプラントは以下の触媒と化学薬品を使用する。

- (i) アセチレン水添触媒
- (ii) メタネーション触媒
- (iii) 乾燥剤
- (iv) カセイソーダ
- (v) メタノール
- (vi) 注入用硫黄
- (vii) 分解ガス圧縮機用洗浄油
- (viii) 腐蝕防止剤

4-3 用役センター

用役センターはRayong 地区に石油化学コンプレックスとして集中的に建設される予定のプラント¹⁾、すなわちエチレン、VCM、工業塩電解、HDPEプラントの運転に必要な用役を供給するためにエチレンプラントに隣接して設置された。本用役センターは、下記の設備からなっている。

受変電設備

発電設備

水処理設備

蒸気発生設備

冷却水設備

空気分離設備

計装用空気発生設備

排水処理設備

このようにユーティリティ設備は集中化した方が経済的であり、運転の管理等も容易となる。特に発電設備、蒸気発生設備はプロセスプラントと組合わせて、トータルエネルギーシステムとして最も効率がよくなるようなシステムとすると同時に負荷の急激な変動等には充分追従でき、安全な運転が出来るようフレキシビリティをもったものとする必要がある。

4-3-1 受変電設備

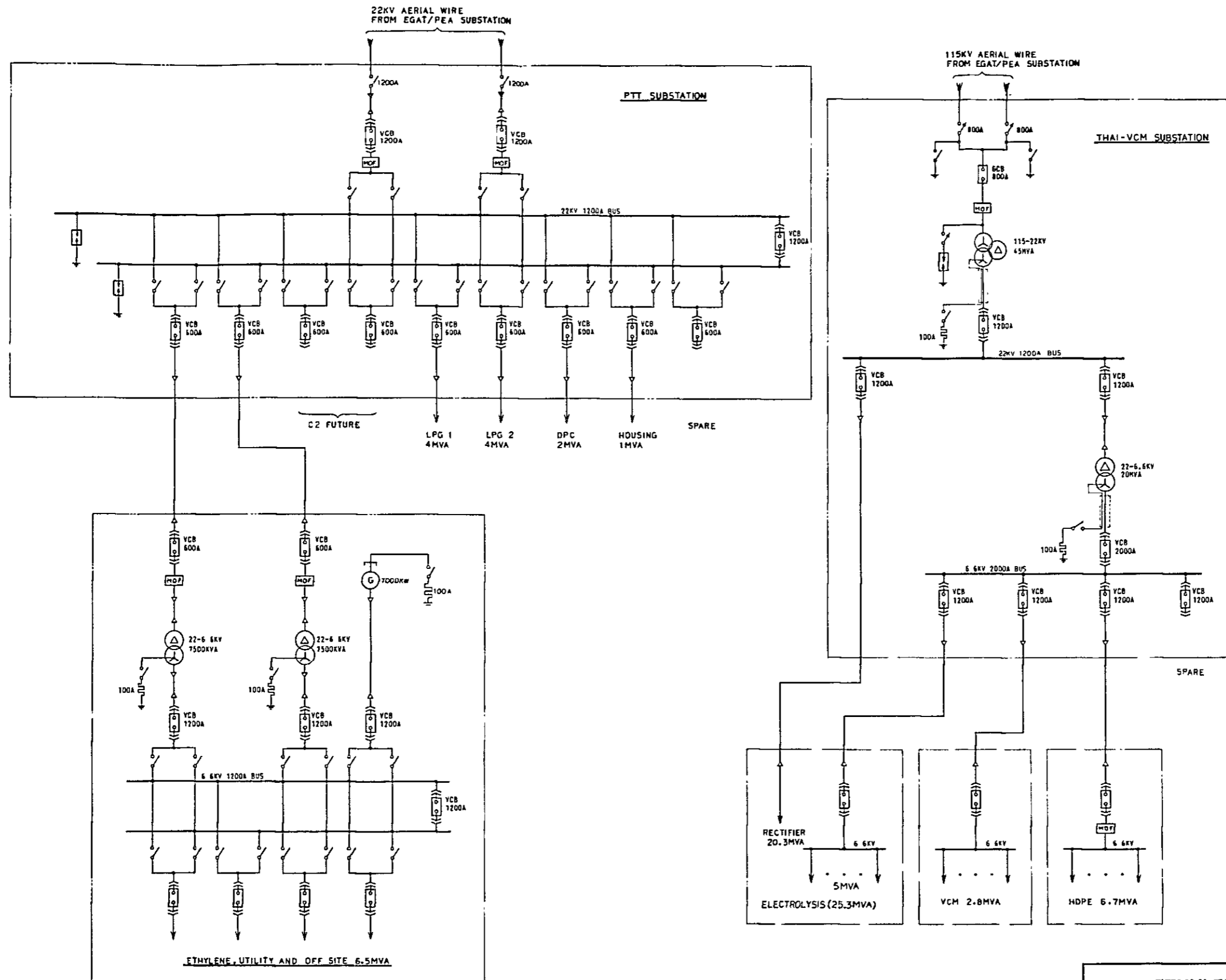
Single line diagram (図V-12参照)に示されるように受変電設備はエチレンおよび用役センター用と、電解、VCM、HDPEプラント用と2系統からなる。

エチレンおよび用役センター用電力は新設が予定されているEGAT/PEAの変電所²⁾から22KV2回線でPTTの変電所に受電し、ここからさらに2回線でエチレンおよび用役センター用の変電所に送られ、そこで66KVに変圧されガスタービン発電機からの回線と結ばれ各ユーザーに送られる。

一方、電解、VCM、HDPEプラント用の電力は上記EGAT/PEAの変電所から115KV2回線で送られ、VCMおよび電解プラント用に設置される変電所で22KV、66KVに変圧されて各ユーザーに送られる。

1) LDPEプラントは20km離れた立地に既に建設中であるので、本石油化学コンプレックスとの用役供給におけるインテグレーションは考えられない。

2) 既述。Rayong - 2 Substation と称せられる。



- SYMBOLS**
- POWER OPERATED DISCONNECTING SWITCH
 - DISCONNECTING SWITCH
 - GAS CIRCUIT BREAKER
 - VACUUM CIRCUIT BREAKER
 - CIRCUIT BREAKER
 - THREE-PHASE TRANSFORMER
 - THREE-PHASE TRANSFORMER
 - GENERATOR
 - METERING OUTFIT
 - LIGHTNING ARRESTER
 - BUS DUCT
 - RESISTOR
 - CABLE HEAD
 - PLUG IN TYPE DISCONNECTING SWITCH
 - EARTH

**ETHYLENE AND VCM PLANT
PROJECT IN THAILAND**

SINGLE LINE DIAGRAM

J I C A **FIG. V-12**

4-3-2 発電設備

停電によるエチレンプラントのシャットダウンは大きな損失をまねくので、本計画では自家発電設備として出力約 7,400KW のガスタービン発電機を設置する。エチレンプラントおよび用役センターの常用負荷 3,200kw はこの発電機でまかなわれるが、買電とも並列運転しガスタービンが trip した場合でもプラントの運転が続けられるようにした。また、非常用のディーゼル発電機を設置しガスタービン発電機および買電が両方とも停電してもプラントを安全に停止出来るよう配慮した。

4-3-3 水処理設備

Dok Krai Reservoir からの原水は図 V-13 に示す flow diagram に従って処理され、各設備に送られる。原水はクラリファイヤー、サンドフィルターで濁度を下げた後、ろ過水として冷却水の補給水、プロセス用水、飲料水として使用される。ろ過水の一部はさらにデミネライザーにおいて、イオン交換により脱塩され、脱塩水となり、さらにポリシャ-を経て、蒸気発生設備に送られる。一部の純水は電解プラントにも送られる。

また、プロセスプラントで使用された蒸気の凝縮水も、このポリシャ-で処理され、ボイラー用水として循環使用される。

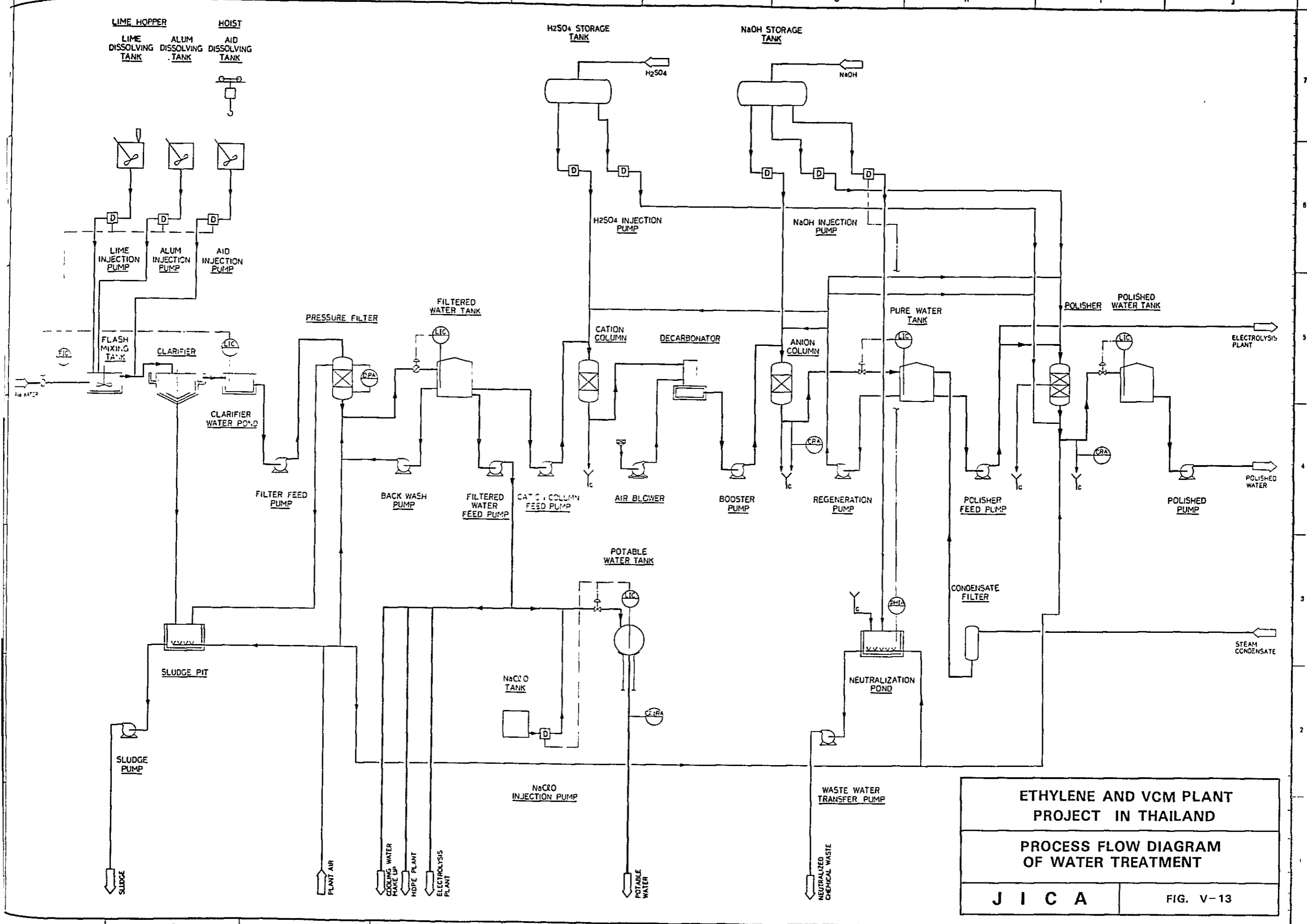
設備容量は下記の通りである。

クラリファイヤー	550 t/h
サンドフィルター	524 t/h
飲料水設備	10 t/h
デミネライザー	174 t/h
ポリシャ-	186 t/h
純水タンク	2,700 m ³

4-3-4 蒸気発生設備

本計画で必要とされる蒸気のバランスを図 V-14 に示す。蒸気はガスタービンの廃熱ボイラーとパッケージボイラーで発生される。ガスタービンの廃熱をできるだけ回収し、全体の熱効率を上げるため負荷は常時廃熱ボイラーにかけられ、パッケージボイラーは、ガスタービンが trip し、廃熱ボイラーからの蒸気発生がなくなっても直ちに不足分をカバーできるように最小負荷で運転される。廃熱ボイラーはガスタービンの廃熱だけでは所要の圧力、温度の蒸気が発生できないため、煙道で追だきをする必要がある。

パッケージボイラーは停電時でもできるだけ運転が続けられるよう給水ポンプ、押



**ETHYLENE AND VCM PLANT
PROJECT IN THAILAND**

**PROCESS FLOW DIAGRAM
OF WATER TREATMENT**

J I C A **FIG. V-13**

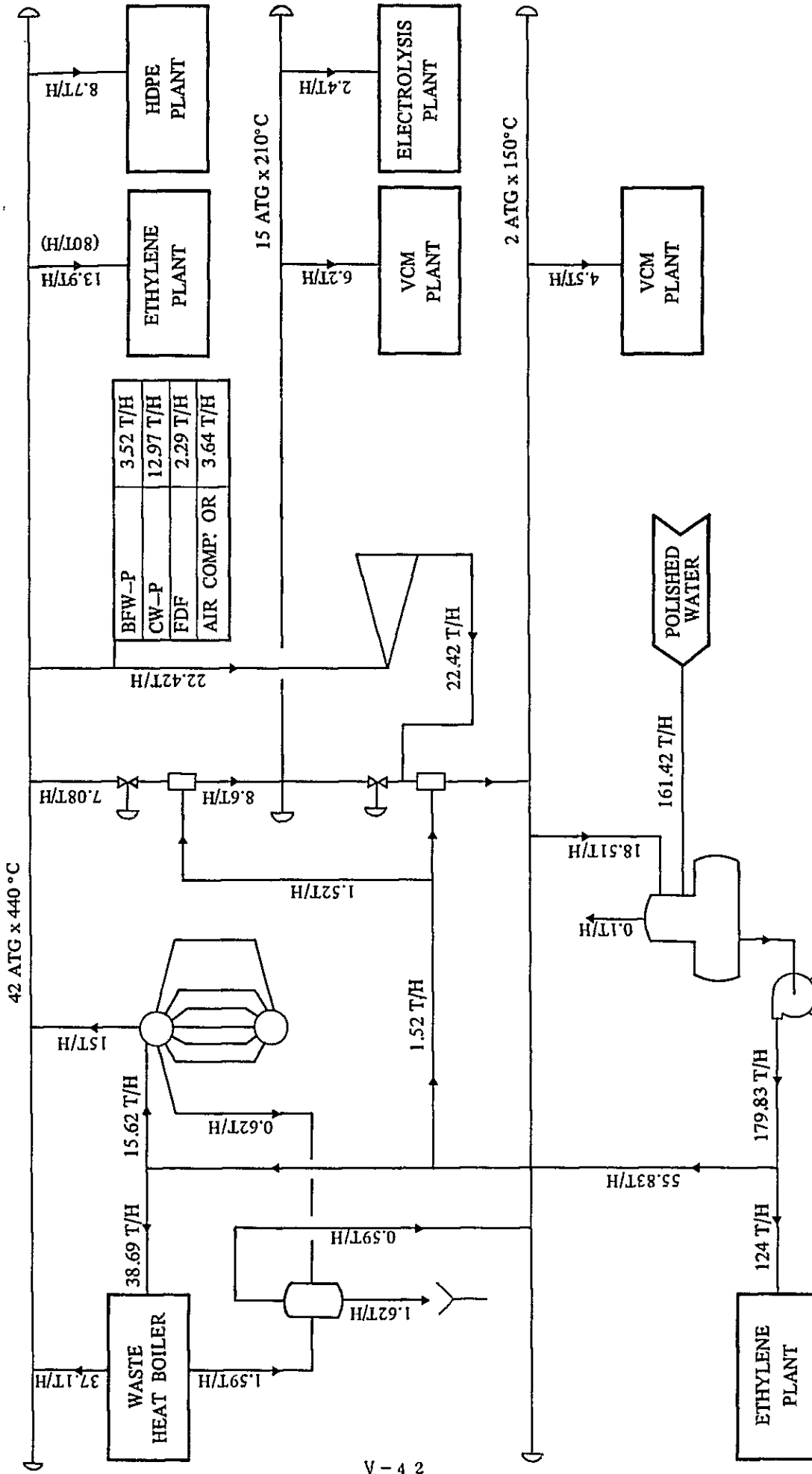


Fig. V-14 STEAM SYSTEM BLOCK FLOW DIAGRAM

込送風機等はスチームタービン駆動とした。また、各プラントに所用の圧力、温度の蒸気を供給するため減圧、減温設備がつけてある。

設備容量は次の通りである。

廃熱ボイラー	60 t/h × 47 ATG × 445°C
パッケージボイラー	60 t/h × 47 ATG × 445°C
脱気器	210 t/h × 2 ATG × 133°C
給水ポンプ 2	198 t/h × 57 ATG × 133°C
	1 : Turbine driven
	1 : Motor driven

減圧減温器

42 ATG × 440°C	→	15 ATG × 210°C	40 t/h
15 ATG × 210°C	→	2 ATG × 150°C	30 t/h

4-3-5 冷却水設備

冷却水設備はエチレンおよび用役センター用と電解、VCMプラント用に別々に設置されるものとする。冷却水設備は、冷却塔、冷却水循環ポンプ、薬品注入設備からなる。

設備容量は次の通りである。

エチレンおよび用役センター用

冷却塔	2,220 t/h × 4 cells
循環ポンプ 2	8,880 t/h × 40M
	1 : Turbine driven
	1 : Motor driven

薬品設備 1式

電解およびVCMプラント用

冷却器	2,220 t/h × 2 cells
循環ポンプ 2	4,440 t/h × 40M
	2 : Motor driven

薬品設備 1式

4-3-6 空気分離設備

この設備はVCMプラント用の酸素とプラントのパージ等にイナートガスとして使用される窒素を製造する設備であり、空気の深冷分離法が採用されている。

製造された酸素はVCMプラントにガスで送られ窒素ガスはイナートガスとして使

用され必要量以外は大気に放出される。

この設備は液体窒素も製造することができ、一部液体窒素として貯えられ、非常時のパーシガスとして使用される。

設備容量は下記の通りである。

酸素発生能力	1,200 N ^m /h
窒素発生能力	1,300 N ^m /h
液体窒素発生能力	60 N ^m /h

4-3-7 計装用空気発生設備

この設備はこのコンプレックスで使用される計装用およびプラント用空気を製造する設備で、空気圧縮機および空気乾燥機等からなる。空気圧縮機で7 ATGまで圧縮された空気は吸着剤の入った乾燥機に送られ露点が-40℃になるまで乾燥され、計装用空気として送られる。プラント用空気には、圧縮空気がそのまま使用される。

設備容量は下記の通りである。

空気圧縮機	2	2,500 N ^m /h × 7 ATG
		1 : Turbine driven
		1 : Motor driven
空気乾燥機	1	2,500 N ^m /h
		露点 - 40℃ at 7 ATG

4-4 エチレンプラントのオフサイト設備

本計画には以下のオフサイト施設が含まれている。

1. Interconnection facilities

構内電話、paging、off-site の piping、eye washer/shower など

2. 分析試験室 (850 m²)

原料および製品の検査、分析設備一式

3. メンテナンスショップ (倉庫を含めて 6,525 m²)

装置、回転機械、配管、電気計測関係の点検、補修設備一式

4 倉庫

スペアパーツ、薬品、触媒保管用

5 管理事務所 (625 m²)

ガス処理プラント用の管理事務所を増設することとする。医務室も含まれる。

6. 売店、食堂

従業員食堂など

- 7 消防車および関連施設一式 (600 m²)
化学消防車3台、救急車1台を含む
- 8 消火設備一式
敷地全体を cover する消火用水配管、消火栓、消火ポンプなど
- 9 その他の建物
Gate house 81 m²
Garage 150 m²
- 10 パイプライン
エチレンガスをLDPEプラントまで移送するパイプライン、パイプサイズ
6 5/8", パイプ長さは27 kmとなる。
- 11 その他
敷地内下水排水溝、排水管、道路、フェンスなど

4-5 塩ビモノマープラント

4-5-1 はじめに

本調査では、VCM生産は酸素法オキシクロリネーションプロセスを前提に検討した。公害対策、省エネルギー等の観点から空気酸化法は問題が多く、今後酸素法が世界のう勢である。

4-5-2 設計基礎

VCMプラントは80,000 t/yのVCMを生産するものとし、工業プラントとして世界的に実績の大きい三井東圧バランスドオキシクロリネーション法VCMプロセスに基づき検討することとした。

(1) 機能

VCMプラントはエチレン、塩素、酸素を原料とし、VCMを生産する。プロセスの概念は添付のプロセスフローダイアグラム上に示された通りであり、4-5-3項にその説明を記載した。

(2) プラントの生産能力

VCMプラントは、年間8,000時間の運転時間で、80,000 t/yのVCMを生産する能力をもつ。

(3) 原料品質

原料の品質は次の通りとする。

(a) エチレンガス

組成

エチレン	99.9モル%以上
メタンおよび飽和炭化水素	0.1モル%以下
アセチレン	5.0モルppm以下
プロピレン他不飽和炭化水素	10.0モルppm以下
一酸化炭素	5.0wtppm以下
炭酸ガス	5.0wtppm以下
硫黄(H ₂ Sとして)	1.0wtppm以下

圧力

16.0kg/cm²G

温度

30.0°C

状態

気体

(b) 塩素ガス

組成

塩素	99.2モル%以上
酸素	0.5モル%以下
水素	0.03モル%以下
炭酸ガス	0.3モル%以下
水分	10.0wtppm以下

圧力

30kg/cm²G

温度

大気温度

状態

気体

(c) 酸素ガス

組成

酸素	99.5モル%以上
----	-----------

圧力

40kg/cm²G

温度

大気温度

状態

気体

(4) 製品品質

VCMプラントでは上記品質の原料から次の品質を備えた製品が生産される。

(a) VCM

組成(乾燥品)

VCM	99.9wt%以上
-----	-----------

アセチレン	5.0 wt ppm以下
ブタジエン	10.0 wt ppm以下
塩素化炭化水素	200 wt ppm以下
塩化水素	10 wt ppm以下
鉄分	5.0 wt ppm以下
水分	200 wt ppm以下
圧力	20.0 kg/cm ² G
温度	大気温度
状態	液体

(b) 塩酸 (副生品)

組成	
塩化水素	18.0 wt %水溶液
水分	バランス量
圧力	30 kg/cm ² G
温度	450°C以下

注) 副生塩酸は電解工場で使用される塩酸と同等な品質を備えている。

(5) 製品の収率

VCMプラントは(3)項でのべた品質の原料を使用し前(4)項の品質を備えた製品を生産するが、製品量と原料使用量は次の通りである。

<u>製品量</u>	
VCM	10000 kg/hr
塩酸	900 kg/hr
<u>原料使用量</u>	
エチレン (100%換算)	4750 kg/hr
塩素 (100%換算)	6000 kg/hr
酸素 (100%換算)	1500 kg/hr

(6) 用役条件

塩ビプラントで使用される用役は次の条件を備えている。

(a) 蒸気

	<u>圧力 (kg/cm²G)</u>	<u>温度 (°C)</u>
中圧蒸気	150	210
低圧蒸気	20	150

(b) 冷却水

	<u>圧力 (kg/cm²G)</u>	<u>温度 (°C)</u>
供給条件	5.0	32.0
返却条件	2.0	41.0

(c) 電気

	<u>電圧</u>	<u>タイプ</u>	<u>周波数</u>
高圧ライン	6,000ボルト	3相	50.0Hz
低圧ライン	400ボルト	3相	50.0Hz
照明用	230ボルト	単相	50.0Hz

(d) 燃料ガス

	<u>№1 燃料</u>	<u>№2 燃料</u>
燃料ガス源	ガス処理プラント	電解プラント
組成	メタンリッチガス 硫黄分なし	水素ガス
LHV	9,400 Kcal/Nm ³	3,050 Kcal/Nm ³
圧力	4kg/cm ² G	3kg/cm ² G
温度	大気温度	大気温度
流量	バランス	160kg/hr 以下

(e) 窒素ガス

純度	99.5 vol % 以上
圧力	7.0kg/cm ² G
温度	大気温度

(f) 計装用空気

露点	-4.0°C (於 7kg/cm ² G)
圧力	7kg/cm ² G
温度	大気温度

(g) プラント用圧縮空気

圧力	7.0kg/cm ² G
温度	大気温度

(h) 消火用水

圧力	9.0kg/cm ² G
温度	大気温度

- (i) 飲料水
 - 圧力 2.0kg/cm²G
 - 温度 大気温度
- (7) 用役使用量
 - (a) 蒸気 107 t/hr
 - 中圧蒸気 (15.0 kg/cm²G) 6.2 t/hr
 - 低圧蒸気 (2.0 kg/cm²G) 4.5 t/hr
 - (b) 冷却水 (循環量) 2,700 t/hr
 - (c) 燃料ガス 4,246 MMBtu/hr
 - (d) 電気 1,200 KWH/hr

(8) 触媒および化学薬品

VCMプラントで使用される触媒と化学薬品は次の通りである。

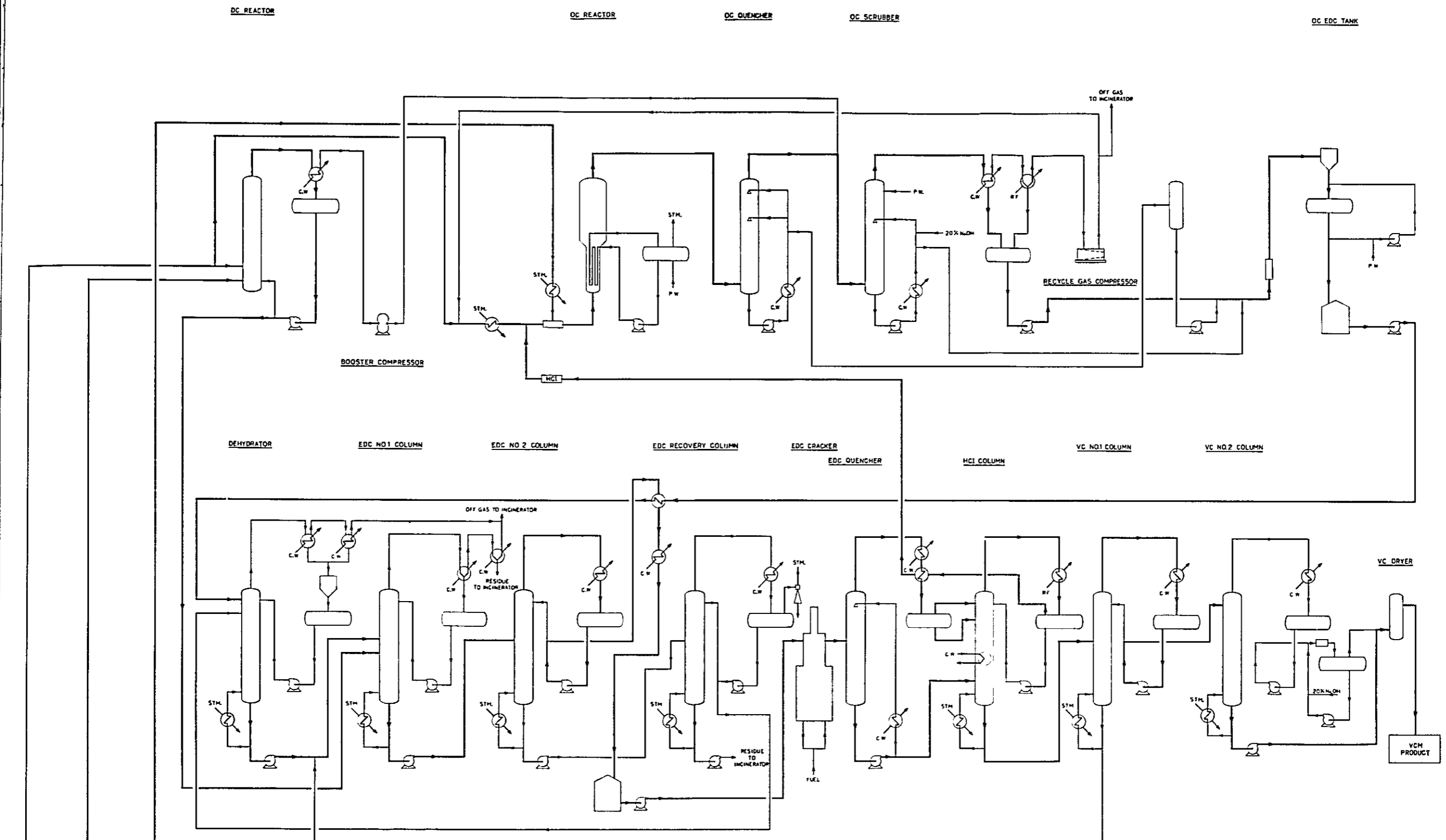
- (a) 直接付加塩素化用触媒
- (b) オキシクロロネーション用触媒
- (c) カセイソーダ溶液
- (d) 固型カセイソーダ
- (e) アンモニア
- (f) 冷媒
- (g) EDC (イニシャルスタートアップ用)
- (h) VCM (イニシャルスタートアップ用)

4-5-3 プロセス概要

VCMプラントは次の各工程より成る。

- 直接付加塩素化工程
- オキシクロロネーション工程
- EDC精製工程
- EDC分解工程
- VCM精製工程
- 廃棄物処理工程
- 用役関係の工程
- 塩酸回収工程
- タンクヤード

VCM製造の概略プロセスは図V-15のプロセスフローダイヤグラムに示されている。以下、各セクションの説明を行う。



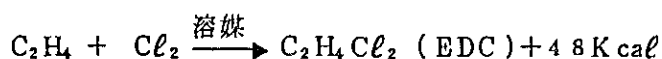
**ETHYLENE AND VCM PLANT
PROJECT IN THAILAND**

**PROCESS FLOW DIAGRAM
VCM PLANT**

J I C A **FIG. V-15**

(1) 直接付加塩素化工程 (DC工程)

エチレンは塩素と直接付加反応し、EDCを生成する。その反応式は次の通りである。

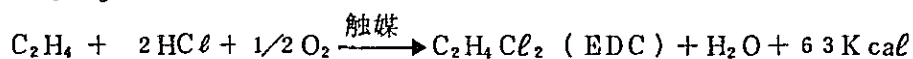


エチレンと塩素は、DC反応器に供給され、そこで沸とう状態にあるEDC液相中で反応が進行する。反応熱はEDCの蒸発により除去される。

反応器塔頂からのEDC蒸気はコンデンサーで冷却凝縮され、その一部がとり出され、残りは反応器に循環される。非凝縮分は次のオキシクロロネーション工程に送られる。

(2) オキシクロロネーション工程 (OC工程)

エチレンは塩化水素および酸素と反応し、EDCを生成するが、その反応式は次の通りである。



反応は、銅-アルミ化合物からなる微小球状触媒をつめた流動床反応器内で行なわれる。ほぼ化学量論比に近いエチレン、塩化水素および酸素がリサイクルガスに混合され、OC反応器に供給される。エチレンは流動触媒上でオキシクロロネーション反応を受け、EDCとなる。反応熱は反応器に内ぞうされた冷却管を循環する熱水により除去され、蒸気として回収される。この回収された蒸気はEDC精製工程で利用される。

反応器からの反応生成物はOC急冷塔で急冷されさらにカセイ洗浄塔にて洗浄処理される。カセイ洗浄塔頂ガスはコンデンサーで許容最低温度まで冷却され、EDCが凝縮する。非凝縮物は反応器に循環されるが、この際循環系内の不活性物の濃度をある一定レベルに保つため、極く少量がパージされる。パージガスは塩酸回収工程に送られ完全燃焼されると同時に塩酸として回収され電解工場利用される。従って、大気汚染の問題はない。

急冷塔からのEDCは、カセイ洗浄塔で使用されたカセイソーダ水溶液によって中和洗浄処理され、コンデンサーで凝縮したEDCと共にデカンターに送られる。デカンターで分離したEDCはさらにEDC精製工程に送られる。デカンターからの排水は、廃棄物処理工程で処理された後塩酸回収工程へ送られる。

(3) EDC精製工程

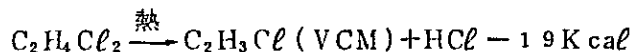
ここでは、DC工程とOC工程より得られたEDCおよび後に述べるVCM精製工程からの回収EDCが、EDC分解用として十分な品質になるまで精製される。

水分を含んだOC工程からのEDCは、まず脱水塔で脱水されたあと、DC工程

からのEDCおよび回収EDCと共に一連の蒸留塔に送られ、低沸および高沸不純分が分離除去される。副生物（塩素化合物の残渣）は、塩酸回収工程に送られる。

(4) EDC分解工程

EDCは熱分解によってVCMと塩化水素になる。その反応式は、



反応は、管式のEDC分解炉中で無触媒かつ加圧状態で行なわれる。

精製されたEDCは、EDC分解炉供給ポンプによりEDC分解炉に送られる。ここでEDCは高温加圧下で分解されVCMと塩化水素となる。EDCの蒸発、過熱分解に必要な熱量は、分解炉における直接加熱によって与えられるが、この際同時に副生物生成およびコーキングの発生を避けるため、燃焼状態が注意深くコントロールされねばならない。EDC分解炉からの高温ガスは、EDC急冷塔で急冷されVCM精製工程に送られる。

(5) VCM精製工程

EDC急冷塔からのガスおよび液流はHCl塔に供給され、ここで塩化水素が分離される。分離された高純度塩化水素はOC工程に送られる。HCl塔の塔底液は、VCM₁塔に送られ、ここで未分解EDCと生成VCMが分離される。分離された未分解EDCはEDC精製工程に循環される。一方、塔頂からの留出物はさらに必要な処理を受け、重合グレードの品質を有する製品VCMが得られる。

(6) 廃棄物処理工程

各工程からの廃ガス、廃水は廃棄物処理工程で前処理したのち、塩酸回収工程に送られる。

塩化水素など少量の有害物質を含む廃ガスは、廃ガス洗浄塔で洗浄処理されたあと、塩酸回収工程へ送られる。洗浄のための液には、OC工程で使用されたカセイソーダ水溶液が利用される。

少量のEDCを含むプロセス廃水は、EDCストリッパーに送られEDCが回収されたあと、塩酸回収工程に送られる。

(7) 用役関係の工程

スチームコンデンセートの一部は、OC反応器の冷却媒体として利用されると同時に、バッテリーリミット内のプロセス水（純水）として利用される。さらに余分のスチームコンデンセートは、バッテリーリミット外（用役センター）に送られる。またOC反応器で発生した蒸気は、EDC精製工程で効率よく利用される。

VCMプラントに必要な冷媒（Freon 22）は冷凍機によって供給される。

(8) 塩酸回収工程

ここでは、EDC精製工程からの低沸物および高沸残渣とVCMプラントからの廃ガスを燃焼処理し、同時に塩化水素を回収する。

焼却炉からの高温燃焼ガスは急冷され、さらに吸収塔に送られ、ここで18 wt%の塩酸が回収される。吸収塔からのガスは、廃棄物処理工程で使用されたカセイソーダ水溶液で洗浄され無害化したのち大気排出される。

この工程からの廃アルカリ水溶液は塩酸によって完全に中和されたのち、さらに最終的な処理を受けるため、用役センターの共同廃水処理設備に送られる。

(9) タンクヤード

VCMおよびEDC用のそれぞれに各2基のタンクが設置される。

製品VCMタンクは球型でいずれも1日分のVCM生産量を貯蔵できる容量を持つ。製品VCMはVCM精製工程から1つのVCMタンクに連続的に送られている間、他のタンクに貯えられているVCMは、VCM出荷ターミナルに設置される貯槽へと送られる。

EDC貯蔵タンクはDC工程の粗EDCを貯えるためのものであり、これによってエチレンプラントの定期修理期間中も稼働することのできる電解工場の運転に対応することが可能である。

4-6 工業塩電解プラント

4-6-1 概 説

工業塩電解プロセスの最近の技術進歩に従い、本フィージビリティスタディではイオン交換膜法を前提とした。

工業塩電解プロセスにはこの他古くより水銀法、アスベスト隔膜法が存在するが、その簡単な比較は後述する。

4-6-2 設計基礎

イオン交換膜法による電解プラントには、世界でも最も進歩した技術を有し、かつ工業的な実績も豊富な旭硝子法の採用を前提とした。

設計基礎は下記の通りである。

(1) 生産量

NaOH:	53,500 t/y (100%)
	{ 外販用: 51,600 t/y
	{ 自消費: 1,900 t/y
Cl ₂ :	48,000 t/y (100%) VCM向け
H ₂ :	1,820 Nm ³ /H (100%) VCM向け
	(但し、設備能力は、Cl ₂ で49,200 t/yあり)

(2) 製品品質

カセイソーダ

NaOH	50 ± /%
NaCl	30 wt ppm
圧 力	大気圧
温 度	50 °C以下
状 態	液 体

塩素ガス

Cl ₂	99.0 vol %以上
O ₂	0.5 vol %
H ₂	0.03 vol %
CO ₂	0.3 vol %
圧 力	3.0 kg/cm ² G
温 度	20 °C
状 態	気 体

H₂ ガス

H ₂	99.9 vol%以上
O ₂	0.03 vol%以下
圧力	3.0kg/cm ² g
温度	42°C
状態	気体

(3) 原料品質

原 塩

NaCl	: 84%
SO ₃	: 0.31%
MgO	: 0.4%
CaO	: 0.2%
不溶解分	: 0.5%
H ₂ O	: 14.59%

硫 酸

H ₂ SO ₄	: 98%
--------------------------------	-------

(4) 主要原単位

本工業塩電解プラントの原単位を下記に示す。

(a) 主要原単位

		発生NaOH ton当り	VCM行Cl ₂ ton当り
原 塩 (純分84%)		1.70 t/t	1.90 t/t
電 解 電 力		2,300 ACKWH/t	2,642 ACKWH/t (整流効率97%とした)
一般 電力	塩水電解濃縮	31 ACKWH/t	345 ACKWH/t
	そ の 他	1,826 ACKWH/t	2,035 ACKWH/t
ス テ ー ム		0.40 t/t (ただし、外販用をすべて濃縮すると考えたベース)	

その他

(電極およびイオン交換膜)代金

263,000,000円/年

(b) その他の精製材料コスト

	発生NaOH ton当り	VCM行Cℓ ₂ ton当り
塩水・電解濃縮	3822 Baht/t	4259 Baht/t
その他	70.6 Baht/t	78.7 Baht/t

NaOH自消費原単位：36 kg/発生NaOH ton

(40.2kg/VCM向Cℓ₂ ton)

(c) その他ユーティリティ原単位

	発生NaOH ton当り	VCM行Cℓ ₂ ton当り
工水	210 t/t	234 t/t
再冷水	1381 t/t	1539 t/t
N ₂	1.55 Nm ³ /t	1.73 Nm ³ /t
脱塩水	1.52 t/t	1.70 t/t
計装エア	882 Nm ³ /t	983 Nm ³ /t
プラントエア	34 Nm ³ /t	38 Nm ³ /t

4-6-3 プロセスの説明

(1) プロセス概要

(a) カセイソーダの各製法の比較

工業的なカセイソーダの製法には、水銀法、アスベスト隔膜法およびイオン交換膜法の3つがある。

この3つの方法について特に物質の流れを中心にその相違を簡単に説明する。

水銀法：

水銀法の物質の流れは図V-16に示す通りである。

この図からわかるように水銀法では、食塩水と水銀が循環し、系へ出入する液は、原理的には水-50%カセイソーダ液のみである。

この方法で問題となった水銀漏洩の原因は次の4点である。

- 1 廃水中水銀（水銀と接触した水および塩水等の漏洩）
- 2 廃泥中水銀（塩水マッド、陽極板、解汞粒等）
- 3 製品中水銀（塩素ガス、水素ガスおよびカセイソーダ等）
- 4 作業中の漏洩（大気中の蒸発等）

が挙げられる。これ等については現在それぞれ対策がとられクローズド化が完了している。

アスベスト隔膜法：

アスベスト隔膜法の物質の流れは図V-17に示す通りである。

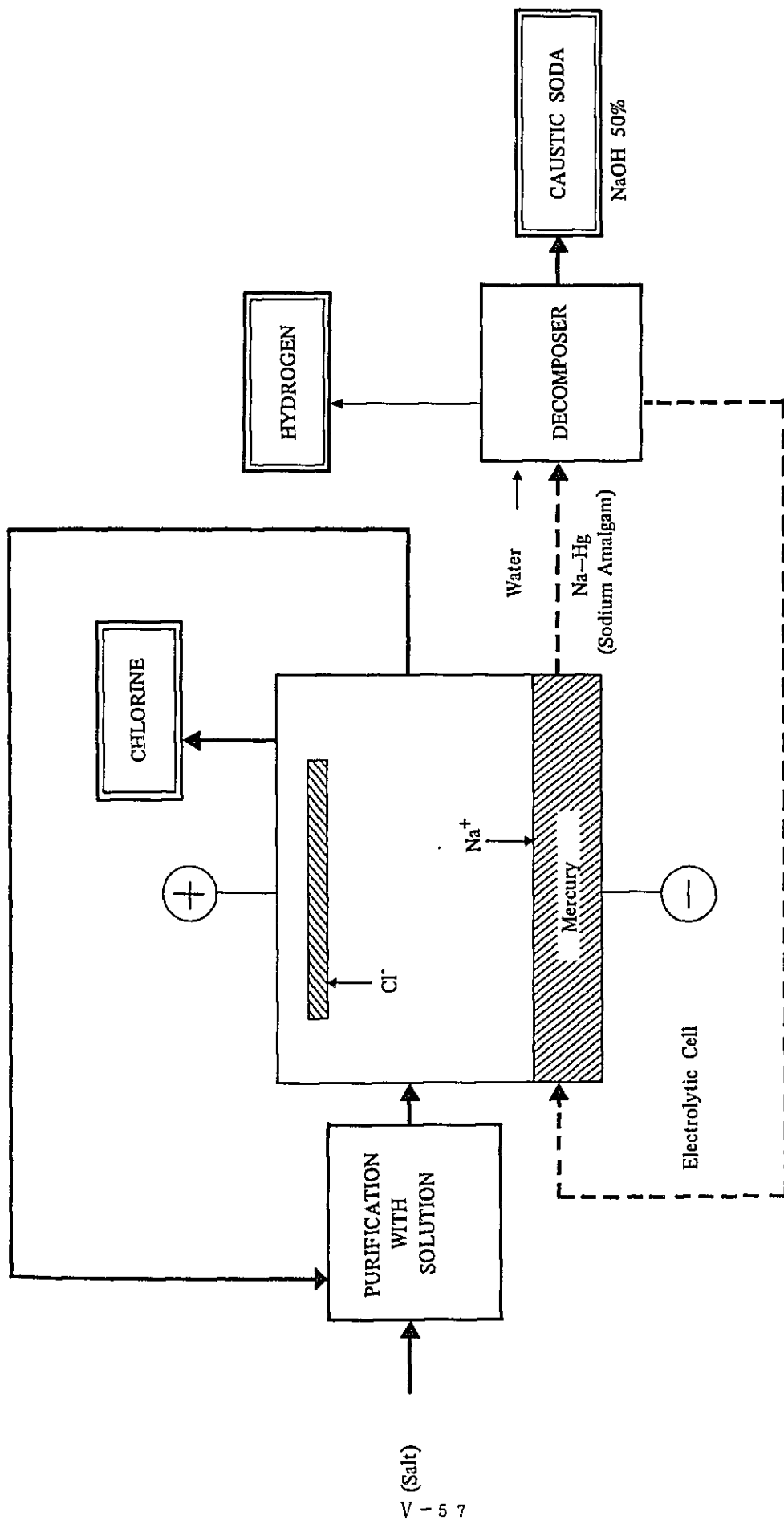


Fig. V-16 MERCURY PROCESS

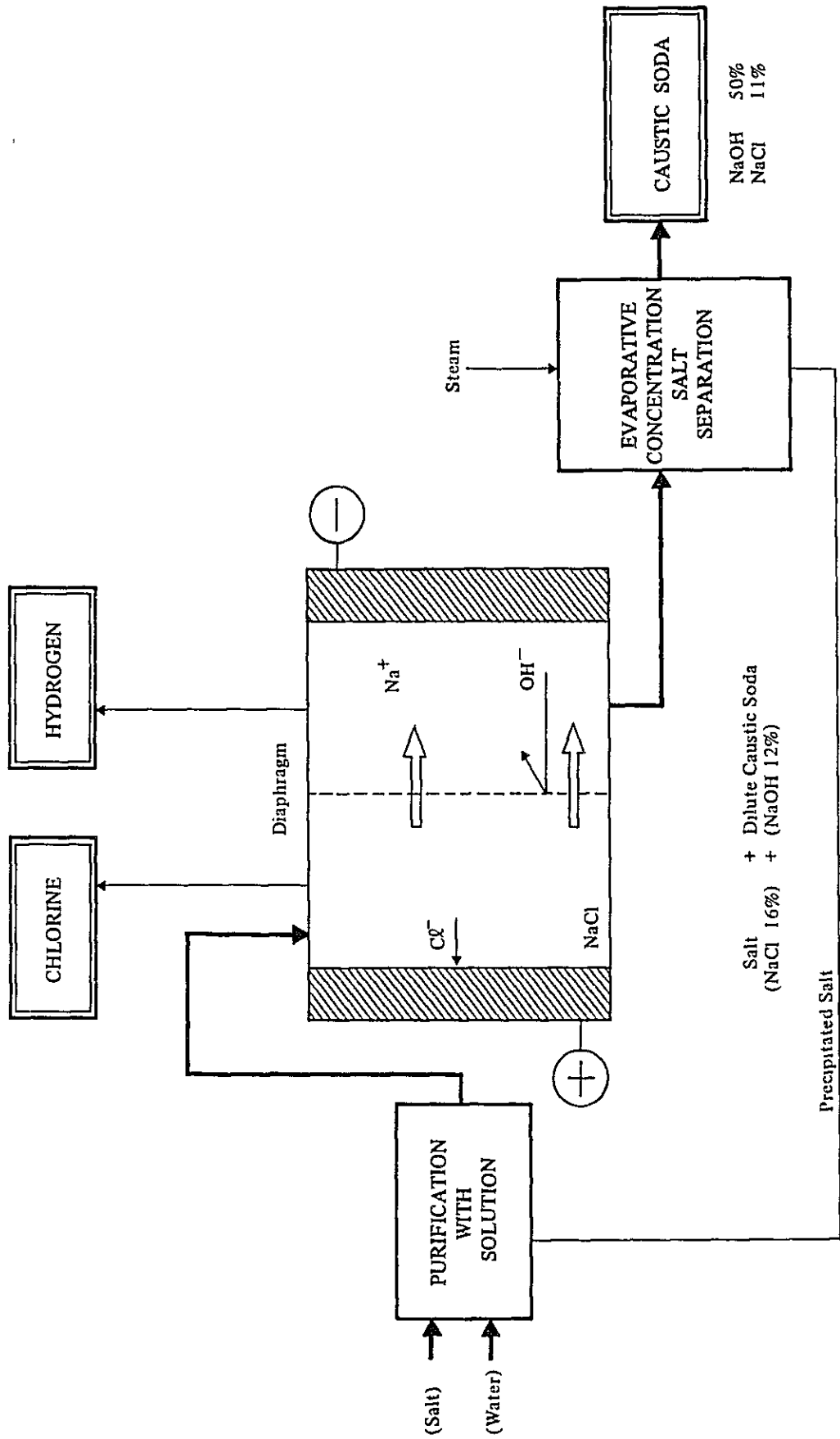


Fig. V-17 ASBESTOS DIAPHRAGM PROCESS

この図からわかるようにアスベスト隔膜法では循環する液はなく、飽和塩水→11～12% NaOH + 15～18% NaCl が系へ出入する。

陰極液を製品とするには食塩を除く工程を必要とし、普通は多重効用罐で行なう。多重効用罐によりカセイソーダの濃度は49%まで濃縮され、食塩分が除去されるが、それでも未だ1.1%程度の食塩分が残っているため、高品位のカセイソーダを必要とするときは、さらに精製しなければならない。

これがアスベスト隔膜法のかかえる大きな問題点の1つである。

また11%から49%に濃縮するためのエネルギーも必要である。

イオン交換膜法：

イオン交換膜法の物質の流れは図V-18に示す通りである。

この図からわかるように、イオン交換膜法では、食塩水が循環し、系へ出入する液は原理的には水銀法と同様に水→20～40%カセイソーダのみである。

この方法ではカセイソーダ中の不純物が少く、カセイソーダ濃度が高いのでそのまま使用することができる。

もし50%カセイソーダを必要とするときは、多重効用罐で濃縮されるが、食塩等の不純物が少ないので簡単な濃縮設備でよく、また蒸気の使用量も少ないので濃縮コストが低い利点がある。また、イオン交換膜法は水銀、アスベスト等を使用しないので公害の心配は全くない。

(b) イオン交換膜法の特長

無公害プロセス：

水銀（水銀法）やアスベスト（アスベスト隔膜法）を使用しない。

省エネルギープロセス：

イオン交換膜法の一例として、旭硝子フレミオンプロセスを例として比較する。

	旭硝子 フレミオンプロセス	水銀法	アスベスト隔膜法
電解電力 ¹⁾ (KWH/t) ¹⁾	(2,300 DC) 2,371 (AC)	(3,200 DC) 3,299 (AC)	(2,580 DC) 2,660 (AC)
蒸気 (t/t) ²⁾ (KWH/t) ¹⁾	(0.42) 84	(0) 0	(25) 500
一般電力 ³⁾ (KWH/t) ¹⁾	50	80	-210
合計 (KWH/t) ¹⁾	2,505	3,379	3,370

1) 発生カセイソーダ1t当たり。

2) 1t 蒸気=200 KWHと換算する。

3) 塩水工程、電解工程、濃縮工程、Cl₂ (H₂) ガス圧送工程での電力。

4) 整流効率97%と考える。

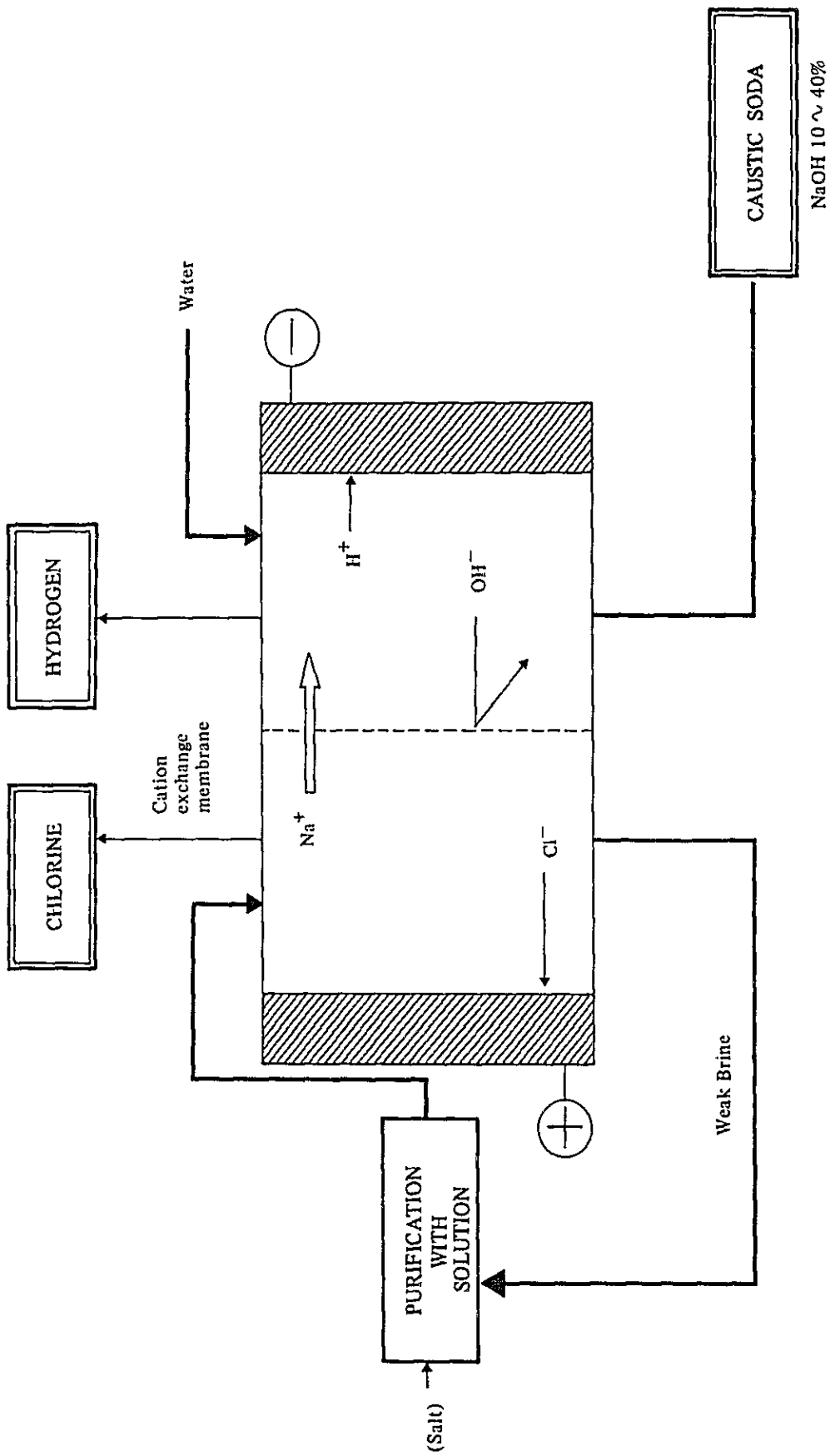


Fig. V-18 ION EXCHANGE MEMBRANE PROCESS

高品質プロセス：

水銀法と同等な品質のカセイソーダが得られる。

本電解プロセスは、上記の点からイオン交換膜法とし、以下の説明は旭硝子フレミオンプロセスをベースに記述する。

(2) プロセス工程概要（図V-19、図V-20参照）

(a) 原塩溶解・塩水一次精製工程

電気分解された塩化ナトリウムは、系内に循環する淡塩水に溶解されて電解槽に供給される。

電解槽から出る淡塩水中には、次亜塩素(ClO^-)分が含まれているため、脱塩素塔にて脱塩素され、溶解槽にて原塩で再飽和される。

溶解槽から出た塩水には、原塩中の不純物が溶出しているため、薬品添加され、不純分は塩水マッドとして沈降分離される。

塩水は、さらに浮遊物(suspended solid)を濾過することにより一次精製塩水となる。

塩水マッドは、フィルタープレスにより、固液分離され濾過は塩水として回収される。

これら一連の流れは、自動制御機器の使用により自動化され安定した運転が確保される。

(b) 塩水2次精製

塩水1次工程で処理された塩水には、微量ながらCaイオンなどの不純物を含む。

イオン交換膜電解槽の運転を長期安定に継続するために塩水1次精製設備で得られた塩水を、さらに精製する目的でイオン交換樹脂を使った塩水2次精製設備が設置されている。

逆洗等の切替えは、全自動操作であり、作業は、監視作業のみである。

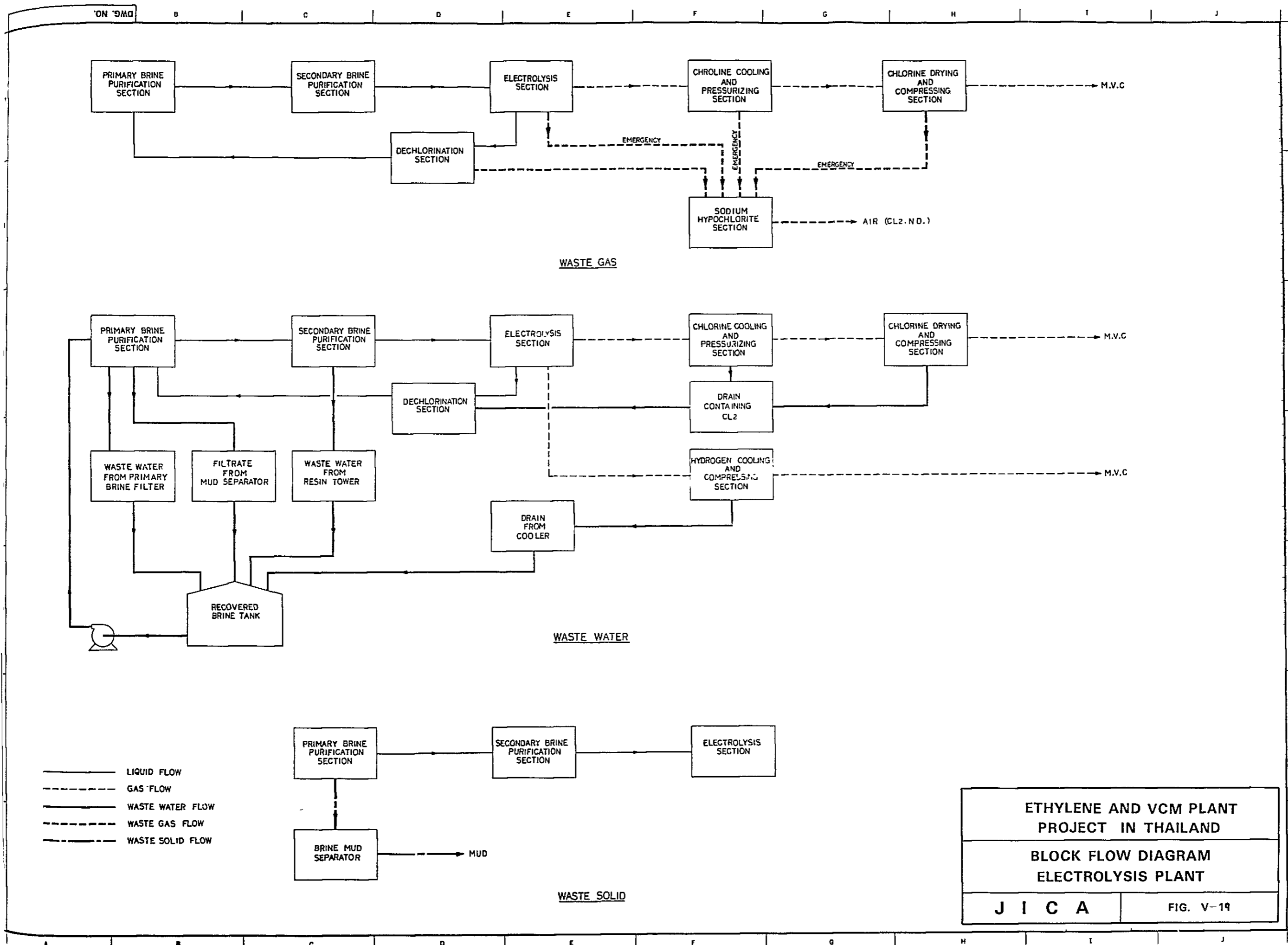
(c) 電解槽工程（旭硝子フレミオンプロセス）

イオン交換膜法の原理

イオン交換膜法電解の簡単な原理を示すと図V-20のようになる。

濃塩水が陽極室へ入り Na^+ イオンは陽イオン交換膜を自由に透過して陰極室へ向う。 Cl^- イオンは陽極で放電して塩素ガスとなり、また Cl^- イオンは陰イオンであるから陽イオン交換膜を通過できないので、陽極室から陰極室へ移動しない。

一方、陰極室では陽イオン交換膜を透過してきた Na^+ イオンが陰極室に注入された H_2O と反応して $NaOH$ と H^+ イオンが生成する。 OH^- イオンは陽極室へ向って動いて行くが、陰イオンである OH^- イオンは陽イオン交換膜を透過できない。 H^+ イ



ETHYLENE AND VCM PLANT
PROJECT IN THAILAND
BLOCK FLOW DIAGRAM
ELECTROLYSIS PLANT
J I C A | FIG. V-19

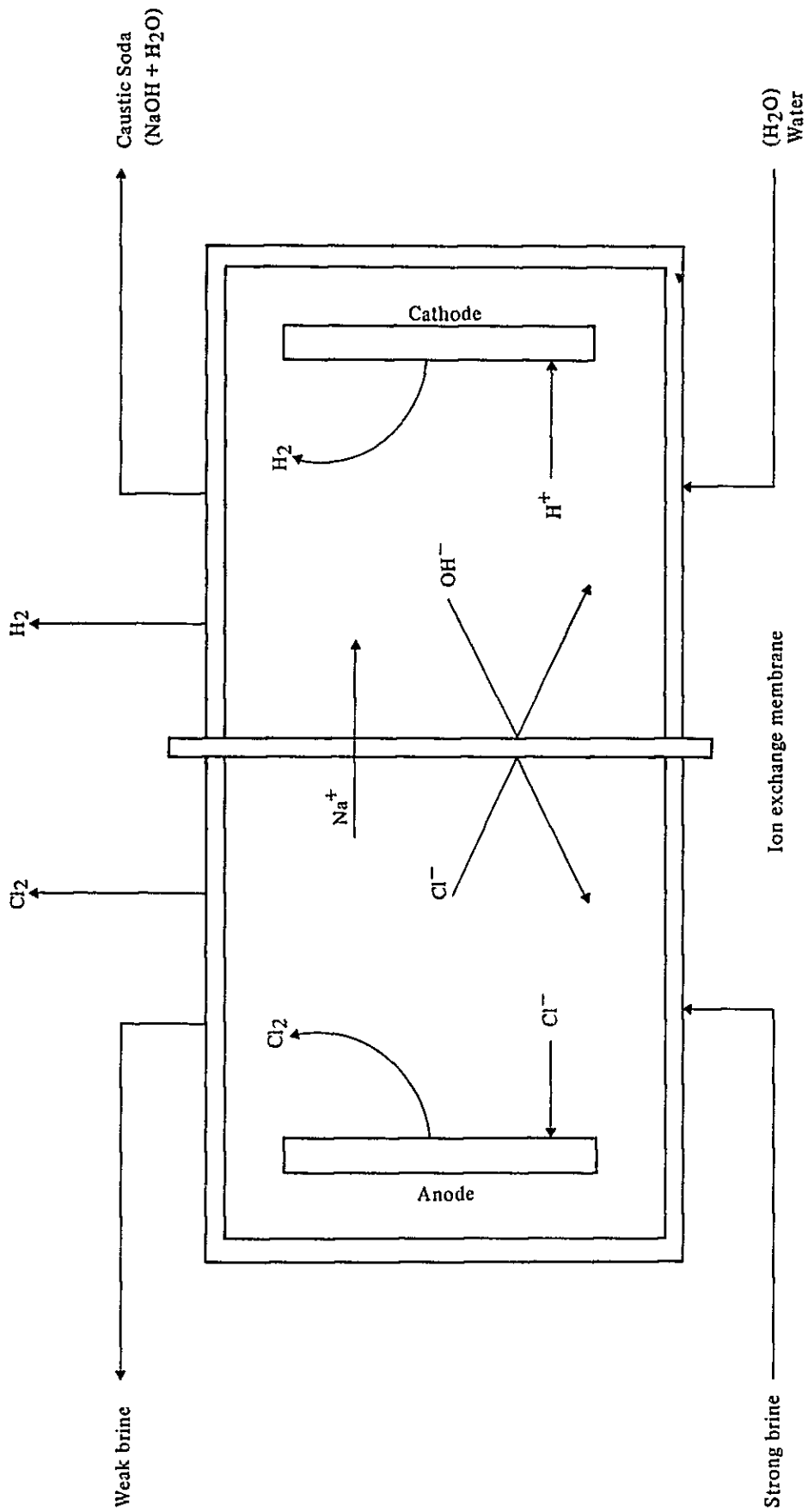


Fig. V-20 PRINCIPLE OF THE ION EXCHANGE MEMBRANE PROCESS

オンは陰極で放電して水素ガスになる。

このイオン交換膜法の性能は両面がそれぞれ Cl_2 ガスおよび濃厚NaOHにさらされるといふ厳しい条件をみたすイオン交換膜の性能によって決定されると言っても過言ではない。

電解槽工程

イオン交換膜法は、前述したようにエネルギーコストも他のプロセスと比較して極めて低く、省エネルギー型プロセスである。 Cl_2 ガスの純度も99%以上となるため、乾燥圧送工程を経て直接VCMプラントに送られる。

電槽は、単極槽構造をもち、組立解体等の容易さ、休止損失の少ない利点があり、耐食性材質によって構成され、水銀法と比較しても約半分の敷地面積で設置されるコンパクトな構造となっている。

イオン膜電解においては、その膜（イオン交換膜）が命であるが、旭硝子(株)によって一貫生産された「フレミオン」膜は、高い交換容量を持つため、94～95%の高い電流効率を保持し得る特長があり、カセイソーダ濃度も電槽出口で35～36wt%の高い濃度で生産することができ、少量のスチームで50%まで濃縮可能となる。

(d) H_2 冷却圧送工程

電槽から発生する水素ガスは、温度90℃の水分飽和である。

まず熱交で冷却された後、コンプレッサーにて昇圧され、加圧された水素ガスは、VCMプラントにおけるEDC熱分解炉の燃料として利用され、クリーンなエネルギー源となっている。

本装置は、気密性には充分注意が払われており、また緊急時における安全装置も取付けられている。

(e) Cl_2 ガス乾燥圧送工程

電槽で発生した塩素ガスは、水分飽和であり、冷却後、乾燥工程へ送気される。

乾燥工程では、濃硫酸との気液接触により脱水され、水分は50ppm前後となる。その後に、昇圧されてVCMプラントへ送気される。

電槽系および、圧縮機系での圧変動やサージング等による機械損傷を防ぐため、圧力コントロール等の自動制御機器が設けられ、安定した運転が確保される。また、緊急時での Cl_2 ガスの大気への流出を防止するため、除害系への接続もされており、無公害なプロセスである。

(f) カセイ濃縮工程

電解工程で得られるカセイソーダは35～36%であり、コンビナート内使用を除いて50%まで濃縮される。濃縮罐は、省エネルギーの見地から三重効用プロセス

であり、プレヒーター等の熱回収を考えに入れた逆流式フローとなっている。

電解工程から送られたカセイソーダは、低濃度罐で約40%、中濃度罐で約44%、高濃度罐で50%まで濃縮される。

貯槽出荷設備に送られたカセイソーダ液は自動計量されてローリーにて出荷される。

(g) 塩素除害工程

緊急時およびスタートアップ時の Cl_2 ガスは、塩素除害設備にて吸収される。また、定常時においては、脱塩素塔からの塩素ガスが吸収されている。従って、当設備は緊急時およびスタートアップ時の塩素を全量吸収できる能力で設計されている。

吸収剤としては、電槽から発生した35%カセイソーダ溶液が使用される。

当工程では、連続的に次亜塩素酸ソーダが生成されており、廃ガスは、一塔より二塔へ、カセイソーダ液は、二塔より一塔へと向流方式となっている。

(h) ユーティリティ

冷却設備

冷水は、塩素ガス乾送・圧送工程および塩素除害工程で使用される。5℃冷水は、フロンガスを冷媒とした冷凍装置により得られる。

廃水処理設備

当電解プロセスからは、ポンプシール水、分析排水液および雨水以外はほとんど排出されないクローズドシステムである。SS、BOD(COD)等は問題はなく、PHコントロールを実施して系外へ排出する工程である。

各セクションでは、一般雨水と各工程内雨水との間仕切りが実施され、プラント排水を極力少なくするよう配慮されている。

その他

その他のユーティリティは、ユーティリティセンターより供給される。

4-7 VCMおよび電解プラント用の用役ならびにオフサイト設備

このカテゴリーには以下の設備が含まれる。

1 Main substation(1,232 m²)

その内容については、本編第3章3-2に記述した通り。

2. Cooling water 設備

VCMおよび電解プラントを合わせ、4,400 t/hrの能力となっている。

3. Interconnection facilities

構内電話設備など。

- 4 分析試験室 (280 m²)
原料および製品の検査、分析用設備一式。
- 5 メンテナンスショップ (倉庫と共同で 5,100 m²)
装置、回転機械、配管、電気、計装の点検、補修設備一式。
- 6 倉庫
スベアパーツ、薬品、触媒などの保管用。
- 7 管理事務所 (625 m²)
Thai-VCM Co. の工場管理用。First aid 設備を含む。
- 8 売店、食堂 (1,000 m²)
従業員用食堂。
- 9 消防車および関連施設 (300 m²)
消防車1台、救急車1台を含む。
- 10 消火設備
敷地全体の消火用小配管、消火栓、消火水ポンプなど。
- 11 その他の建物
 - Gate house (81 m²)
 - Garage (150 m²)
- 12 VCMパイプラインと出荷ターミナル
VCMを栈橋まで移送するパイプライン、配管径3"、全長27Km、栈橋近くに貯蔵タンクを含む出荷ターミナルを設置する。
- 13 その他
敷地内の下水管、排水溝、排水管、道路、フェンスなど。

4-8 社宅および厚生施設

4-8-1 概 説

社宅は各プラントの運転に必要な人数と、保全や管理に必要な人員の入居に充分なものとし、次のように計画した。第5章の組織表によると、各社の工場長以下の総人員は次の通りである。

エチレンプラント (PTT)	344人
VCM/電解プラント (Thai-VCM Co.)	294人

4-8-2 社宅計画

係員、スタッフ以上の全員および3交替の運転員の全員を社宅および単身者用寮に

収容することを原則とした。日勤の作業員、事務員、秘書は自宅からの通勤として
いる。

計画は下記の通り。

	エチレンプラント	VCMプラント
A Grade (工場長、部長)	5 units	5 units
B # (課長)	12 #	12 #
C # (係長、スタッフ、係員)	108 #	73 #
D # (運転者)	48 #	27 #
単身寮	48 人分	27 人分
合計	221 人分	144 人分

4-8-3 社宅の面積

	Unit 面積	エチレンプラント		VCMプラント	
		Units	面積	Units	面積
A	185㎡	5	925㎡	5	925㎡
B	140 #	12	1,680	12	1,680
C	110 #	108	11,880	73	8,030
D	92 #	48	4,416	27	2,484
寮	20 #	48	960	27	540
合計		221人分	19,816㎡	144人分	13,659㎡

上記表中の寮の面積には、食堂、台所、洗たく場、受付などの共通施設の面積を含む。

4-8-4 その他の施設

社宅共通としてのスーパーマーケット	500㎡
フットボールヤード	一面
道路、フェンス	一式
給排水、電気	一式

以上を社宅の設備として含んでいる。

4-8-5 社宅用地

社宅用地としては、Thai-VCMプラントの南側にエチレンプラント用社宅とVCM
および電解プラント用社宅を別々に建設することとした。

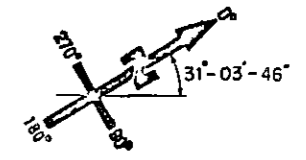
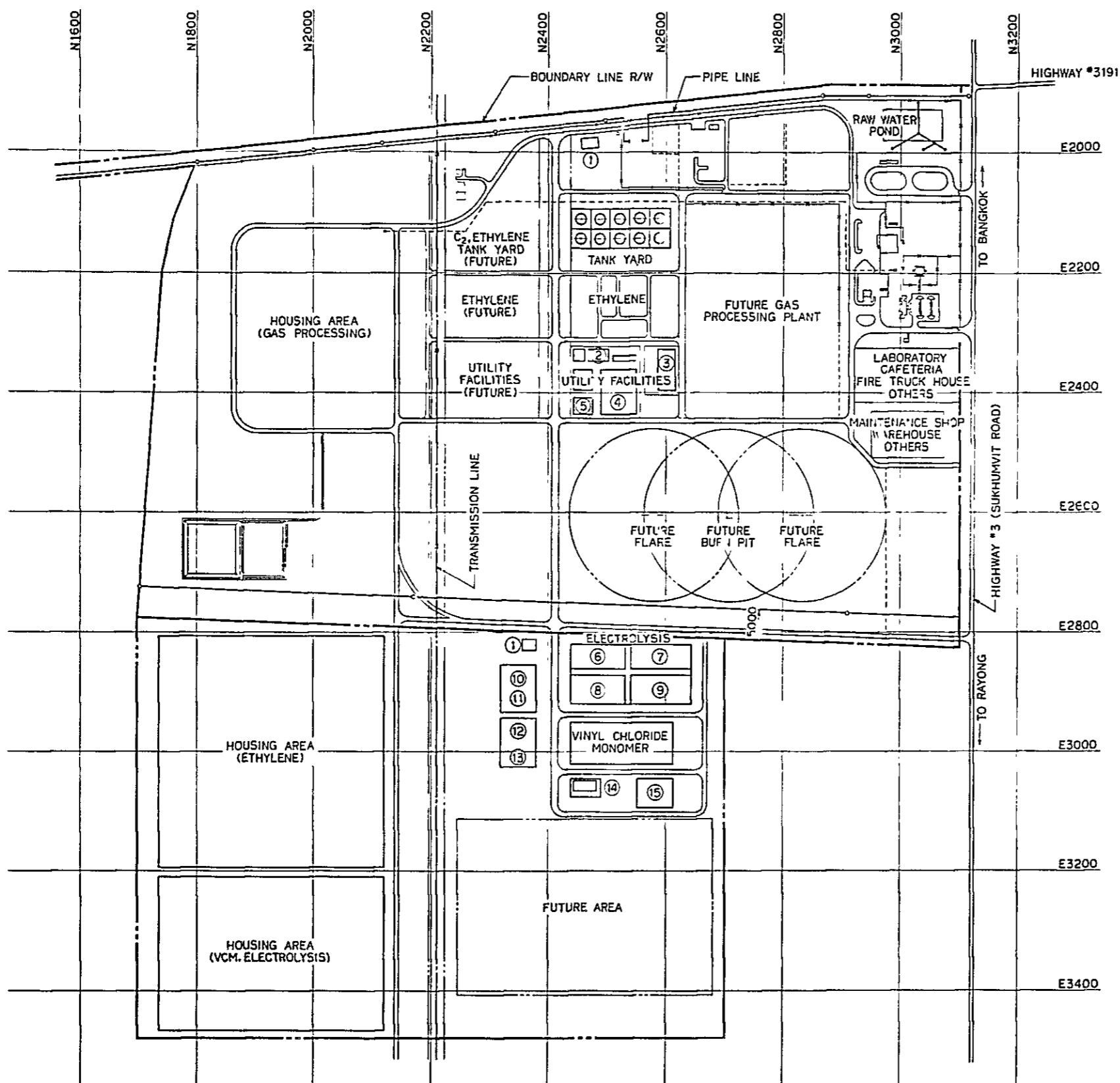
4-8-6 社宅用地としての所要面積

以上を総合すると社宅用地として必要な、概略の面積は下記の通りとなる。

エチレンプラント社宅用地	:	約 1 4 6, 0 0 0 m^2
V C Mおよび電解プラント社宅用地	:	// 1 0 0, 0 0 0 m^2
<hr/>		
合 計		// 2 4 6, 0 0 0 m^2
		(6 0.8エーカー)

4-9 プロットプラン

本計画のゼネラルプロットプランを図 V-21 に添付する。



- FACILITIES**
- ① MAIN SUBSTATION
 - ② GAS TURBINE GENERATOR
 - ③ COOLING TOWER
 - ④ WATER TREATMENT
 - ⑤ WASTE WATER TREATMENT
 - ⑥ PROCESSING
 - ⑦ SALT STORAGE
 - ⑧ RECTIFIER, CELL ROOM, EVAPORATOR
 - ⑨ PRODUCT STORAGE & LOADING
 - ⑩ ADMINISTRATION
 - ⑪ LABORATORY
 - ⑫ MAINTENANCE SHOP
 - ⑬ WAREHOUSE
 - ⑭ COOLING TOWER
 - ⑮ VCM EDC TANK

**ETHYLENE AND VCM PLANT
PROJECT IN THAILAND**

GENERAL PLOT PLAN

J I C A FIG. V-21

第5章 プロジェクトの実施とプラントの操業

5-1 プロジェクトの実施組織

本プロジェクトは2つの独立の企業体によって、実現される見通しである。従って2つの組織が必要となる。即ち、1つはP T Tによるエチレンプラントおよび用役センターの建設、運営にかかわる組織、もう1つはV C Mおよび工業塩電解プラントの建設、運営にかかわる Thai-VCM Co.(仮称)の組織である。

まずエチレンプラントと用役センターについて考察すると、P T Tの本社組織は既に確立されており、天然ガスパイプライン関連のプロジェクトとして、Dew Point Control Unit やガス処理プラントのプロジェクトを大規模に実施中である。今後プラントサイトの組織も充実させていくと思われるので、本計画の企業化に際し、組織上の問題は少ないと思われる。エチレンプラントのような大規模プロジェクトを事業主として遂行していくためには、多数の優れた管理者、技能者、その他の技術労働者が必要である。ガス処理プラントプロジェクトに引続いてタイミングよく本プロジェクトを開始すれば、人員の効率的な運用が可能であろう。

工場を運転、管理していく組織は、5-4節にて検討されるが、本プロジェクト開始に際しては、その工場組織の key personnel (工場長や各部長) を先ず採用し、project director を中心としたプロジェクトチームを本社に設立する必要がある。プロジェクトの進行の度合いに従い、人員を増加し、組織を充実していかねばならない。この過程では、組織はプラント建設に対応するものとなるが、プラントの完成から試運転の時期には、5-4節に示す運転、管理のための組織に編成していかねばならない。

次にV C M/電解プラントを担当する Thai-VCM Co.の組織を検討しよう。この会社は本プロジェクトの企業化のために新しく設立されねばならない。この会社の製品は、V C Mの他に塩素とカセイソーダとなるので、タイ国内で現在、これらの製造販売を行っている会社(複数)および状況により政府部門も含めた合併企業となるのが妥当であろう。

この会社の本社は、当面バンコクに置かれようが、通常の本社機構の外に、本プロジェクト遂行の核となる project director の任命とともに、プロジェクトをP T Tの場合と同様に編成しなければならない。プロジェクトの進行に従い、人員を増加し、組織を充実していかねばならない。プラント建設のための組織を最終的にプラントの操業と保全、維持のための組織に編成していかねばならないことはP T Tの場合と同様である。

以上、述べたプロジェクト実施のための組織¹⁾(プロジェクトの初期段階と建設段階)

を図 V-22 に、また manning schedule を表 V-2 に示す。

5-2 実施スケジュール

5-2-1 エチレンプラントおよび用役センター (P T T)

(1) フィージビリティスタディの evaluation と政府認可取得

P T T が既に企業主体として確立されているので、本フィージビリティレポートが提出された後、直ちに P T T 内での検討を経て、本企業化計画について、タイ国政府の認可を取得する作業に入ることになる。この期間として3カ月間を想定している(81年9月まで)。

(2) プロジェクト実行組織の確立

前述のごとく、本計画遂行のため、project director を責任者としたプロジェクトチームの編成が必要である。(1)の作業を行ないながら、組織を作り上げていくことになる(81年9月まで)。

(3) Financial arrangement

本計画実施に必要な資金の長期借入計画の立案、financial institution との negotiation と commitment の入手が必要である(81年11月までに preliminary commitment を入手する必要がある)。

(4) Design basis の確立から契約まで

ここではターンキー、ランブサム契約を前提としている。Prime contractor を選定し、契約を締結するまでの作業としては、次のものがある。

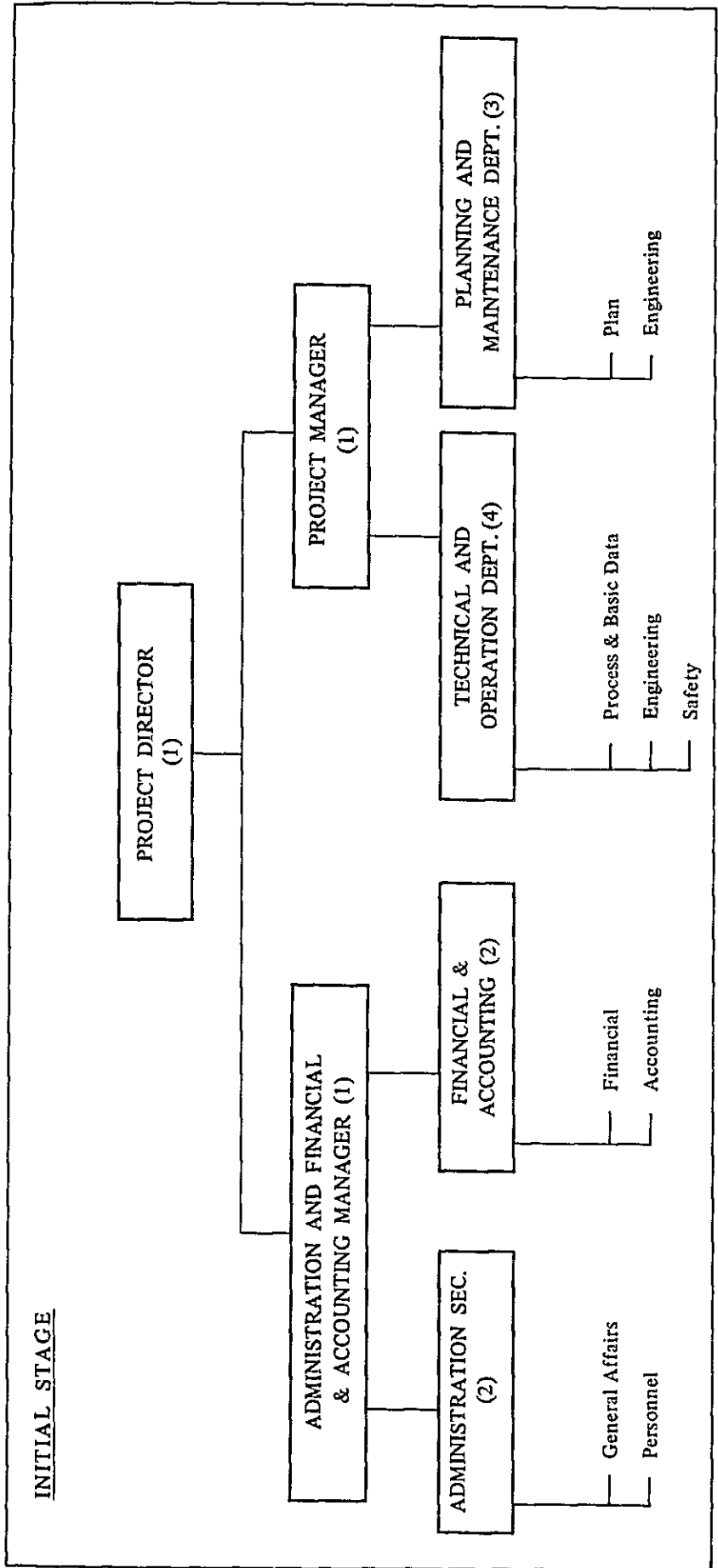
- a. Design basis の詳細検討
- b. 契約の一般条項および条件作成
- c. 入札仕様書の作成
- d. 入札評価基準の確立
- e. 入札の実施
- f. 入札の評価と第1番入札者の選定
- g. 契約交渉と締結

この期間として11カ月を予定しているが、スケジュールはタイトであるので、コンサルタントの起用を検討すべきである(1982年6月末)。

(5) 契約締結からプラント引渡しまで

ターンキー契約であるから、engineering, procurment をして、

1) P T T および Thai VCM Co. と同じ



Note: Numbers in () show numbers of staff including section chiefs.
 Clerks, secretaries, technicians and other supporting personnel are not shown here.

Fig. V-22(A) LIKELY OWNER'S ORGANIZATION

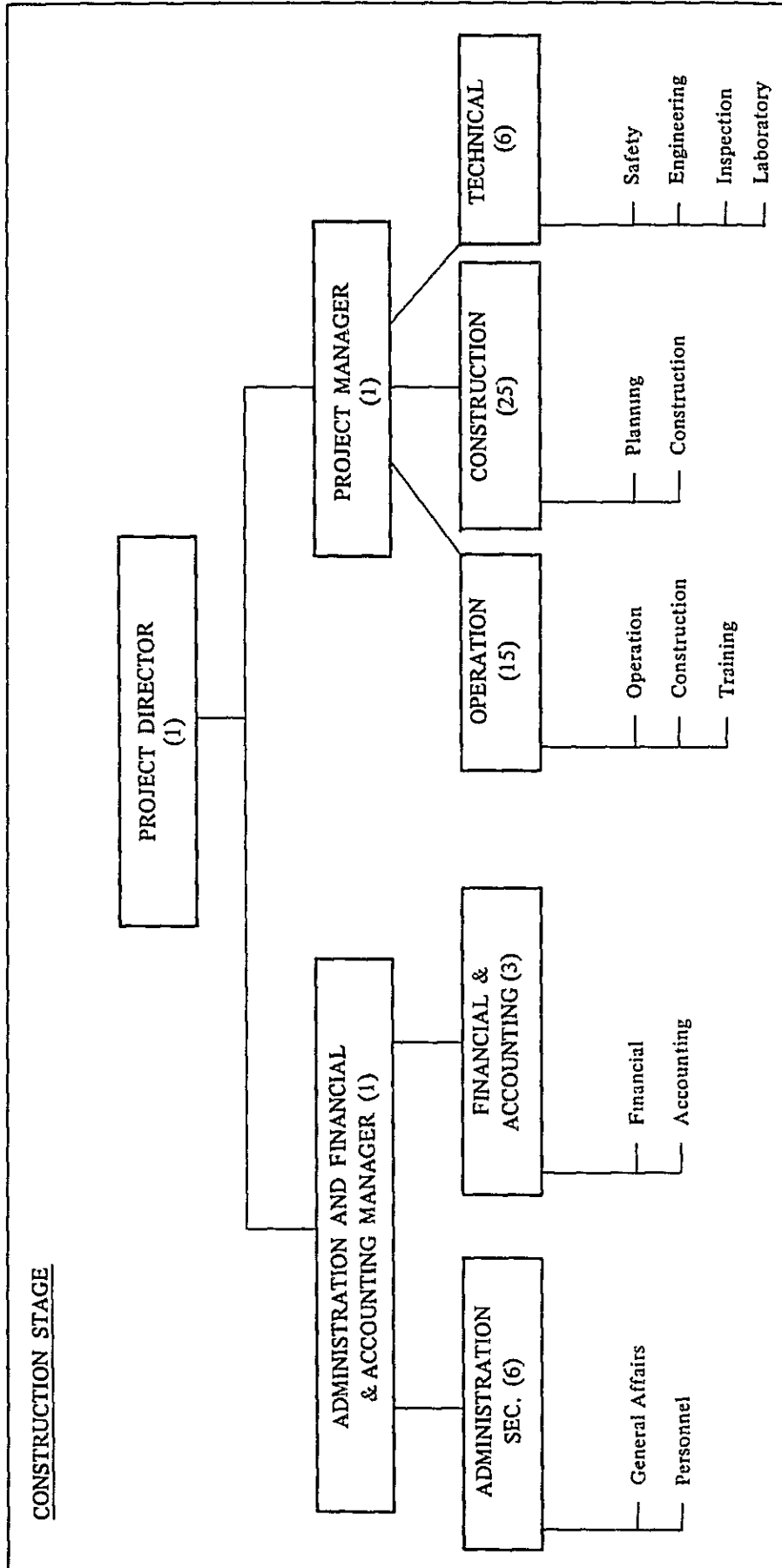


Fig. V-22(B) LIKELY OWNER'S ORGANIZATION

Table V-2 MANNING SCHEDULE

P.T.T. (Ethylene Plant & Utilities Center)

	1981		1982		1983		1984		1985
Plant Manager		1	1	1	1	1	1	1	1
Administrative Staff		5	5	10	13	19	23	25	29
Production		5	8	12	32	48	64	80	80
Maintenance		3	8	13	27	51	75	81	129
Technical Operators			3	5	6	14	21	25	46
Drivers etc.		6	7	9	11	12	14	15	15
Aides		8	13	16	19	22	29	37	44
Total		28	45	66	109	167	227	264	344

Thai VCM Co. (VCM and Electrolysis Plants)

	1981		1982		1983		1984		1985
Plant Manager			1	1	1	1	1	1	1
Administrative Staff			5	10	15	22	27	29	34
Production			9	14	36	54	72	89	89
Maintenance			6	9	18	34	50	54	86
Technical Operators			2	3	3	7	10	12	21
Office Workers			12	15	18	20	27	34	40
Drivers etc.			7	13	16	18	21	23	23
Total			42	65	107	156	208	242	294

Note: Clerks, secretaries, technicians and other supporting personnel and not shown here.

construction の実務は、すべて prime contractor の責任において遂行される。エチレンプラントと用役センターのような大規模プロジェクトにおいては critical equipment の納期も長いし、work volume が膨大なことから monthly progress には限界がある。現時点の most likely estimate によると、契約発効後、mechanical completion までに 33 カ月、performance test を完了し、プラントを引渡すまでに 36 カ月必要とする。(Mechanical completion は 1985 年 3 月、acceptance が 1985 年 6 月末)。従って commercial operation は 1985 年 7 月から開始されることになる。

この期間は owner 側にとっても、工場建設に関して、prime contractor を監督しなければならない上に、工場運営の準備、組織作り、人員の採用、教育、資金計画と借入れ、製品や用役の販売契約の締結等、極めて多忙なものであろう。

工事が完成すると、プラントの initial start-up の段階に入る。Plant acceptance までの operation は contractor の operation team により行なわれるが、owner 側の operation 要員も、start up 前の test/flushing の段階から実作業に参加し、業務を通じて訓練を行なうのが効果的である。initial operation にも contractor の責任の下に owner 側の operator も参加するのがよい。

エチレンプロジェクトの implementation schedule を図 V-23 に示す。

5-2-2 VCM/電解プラント (Thai-VCM Co.)

(1) フィージビリティの evaluation と政府認可取得

VCM/電解プラントについても、P T T での evaluation と政府認可取得の作業をエチレンプラントと同時に進める必要がある。

(2) 企業全体の設立

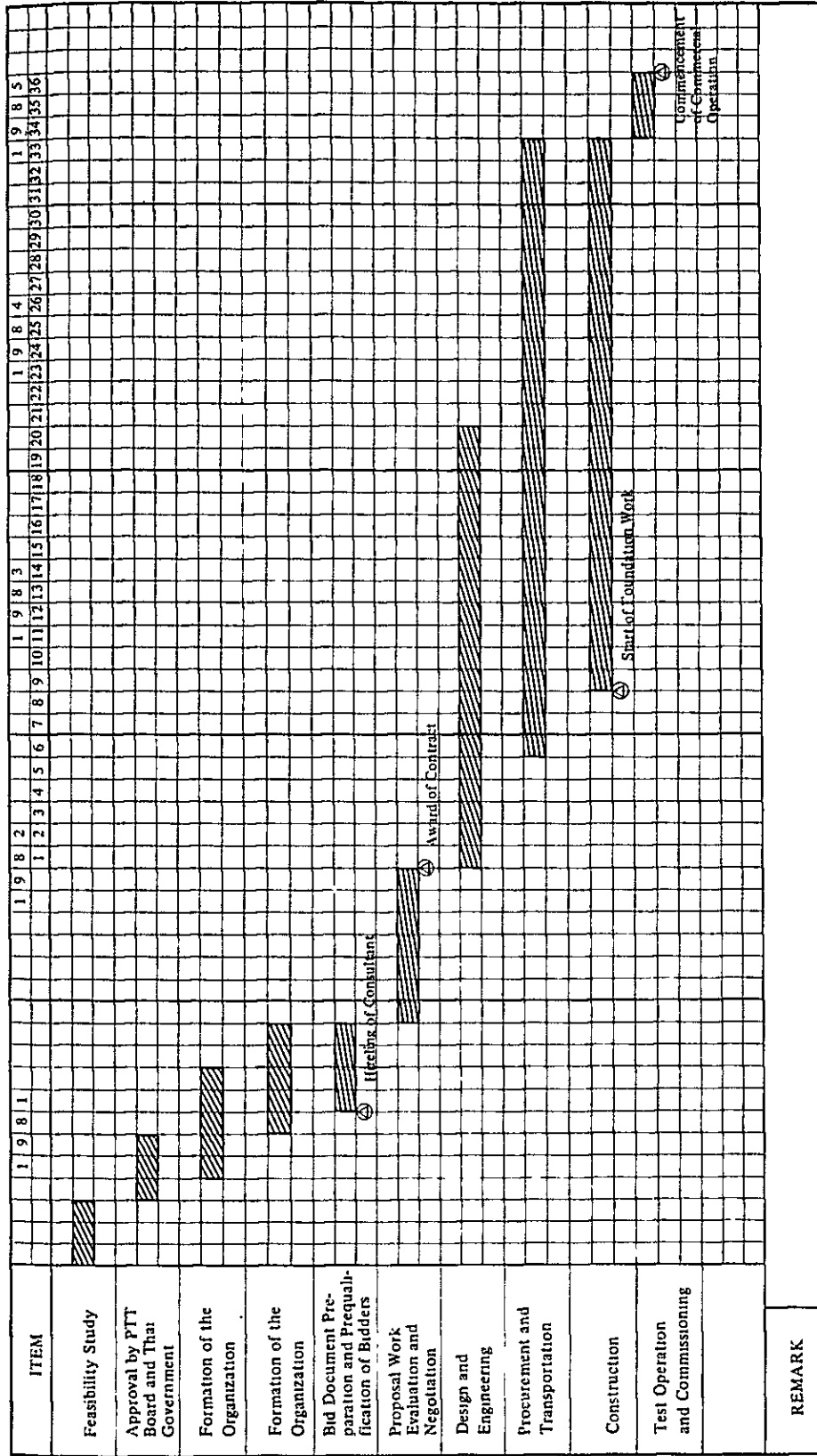
政府認可取得後、直ちに本プロジェクトの企業化全体の設立準備に入らねばならない。前述のごとく、タイ国内外の民間部門(必要に応じ政府機関も参加)による合弁会社を設立することになる。この J/V 企業が設立されたら、以降の作業は、P T T からこの会社に引継がれて実施されることになる。

(3) Financial arrangement、design criteria の確立から契約までの作業は、エチレンプラントとほぼ同様に行なわれる。契約締結は 82 年 12 月となる。

(4) 契約締結からプラント引渡しまで

本プロジェクトもターンキイランサム契約を前提とする。エンジニアリング以降工事完了までは prime contractor が全責任をもって遂行される。VCM/

Fig. V-23 ETHYLENE PLANT IMPLEMENTATION SCHEDULE



電解プラントは、中規模プロジェクトであり、契約発効後mechanical completionまで24カ月(85年3月)、plant acceptanceまで27カ月(85年6月)必要である。この間owner側もprime contractorの監督、人員採用、教育等工場運営の準備、資金借入れ、製品の販売契約、原料、用役の購入契約を締結するなど極めて多忙となろう。

VCMおよび工業塩電解プロジェクトのimplementation scheduleを図V-24図に示す。

5-3 建設計画

5-3-1 エチレンおよび用役センター(P T T)

(1) 工事に要する期間は土木工事開始後mechanical completionまで25カ月と想定した。これは過去のエチレンプラントの工事実績に基づいたmost likely estimateである。

(2) Work volumeのestimateによると、本エチレンおよび用役センタープロジェクト用の資材の重量は：

機器・材料	18,100 ton
工事用資機材	5,100 ton
合計	23,200 ton

となる。但し、鉄筋、セメントなど土木工事用材料はこれに含まれない。

これらの資材はSattahip港で荷上げし、サイトまで陸送される。

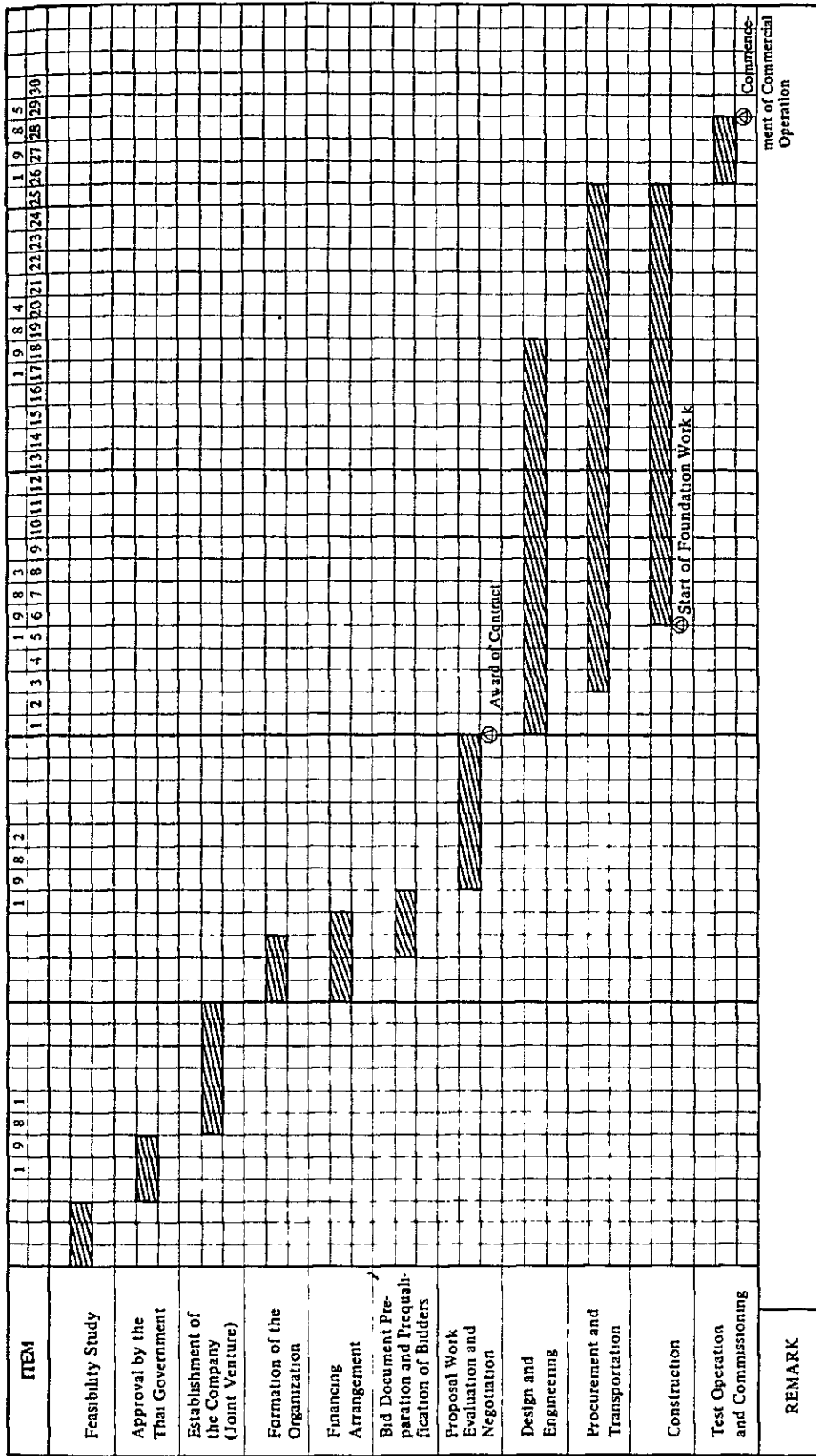
この中で最大のitemは、エチレン精留塔で、概算すると、直径3m、高さ20m、重量170tonとなる。長さ70mは道路の輸送限界を越えるので、2分割で納入しサイトで溶接組立後、据付けられる。

(3) 建設用機械としては、大型towerを据付けるためのjin poleの他クレーン(15ton~120ton 11台)、トラック(4台)、フォークリフト(5台)、その他test equipmentsなどが必要なため、本計画の中に含まれ、供給される。

(4) 工事はexpatriateを中心としたprime contractorのmanagement organizationにより遂行される。ここではcontractorのfield managerのsingle responsibilityの下、

工事計画
Schedule control、
Cost control、

Fig. V-24 VCM PLANT IMPLEMENTATION SCHEDULE



Quality control, 等

が実施される。

5-3-2 VCM/電解プラント (Thai-VCM Co.)

- (1) この工事はエチレンプラントより規模が小さいため、工事期間は、土木工事開始より、mechanical completionまで22カ月を想定した。
- (2) Work volume の estimate にすると、VCMおよび工業塩電解プロジェクト用の資材の重量は、約18,500 tonとなる。ただし、土木工事用資材は含まない。エチレンプラントと同様 Sattahip 港からサイトへ陸送される。
- (3) 建設機械として本計画に含まれているものは、通常のクレーン (40 ton まで)、トラック、フォークリフトその他設備の test equipments である。
- (4) エチレンプラントとは独立した construction management organization により、この工事は実施される。

5-4 プラントの操業および保全維持のための組織

P T T の運営するエチレンプラントと用役センターならびに Thai VCM Co. によって運営される VCM および工業塩電解プラントのそれぞれについて、工場の操業と維持に必要な組織および必要人員を 図 V-25 と 図 V-26 に示す。

工場組織はそれぞれ、管理部、製造部、保全点検部および技術サービス部より成っている。

用役センターを含むエチレン工場は 344 人、VCM および工業塩電解工場は 294 人、総計 638 人となる。この中にはバンコクに設置される本社組織の人員は含まれていない。従って、財務分析、経済分析では、本社組織に必要とされる費用は別途計上することにした。この組織は先に示した manning schedule に従い、本プロジェクトが試運転に入る 1985 年 4 月までには確立され、必要人員はすべて採用されていなければならない。

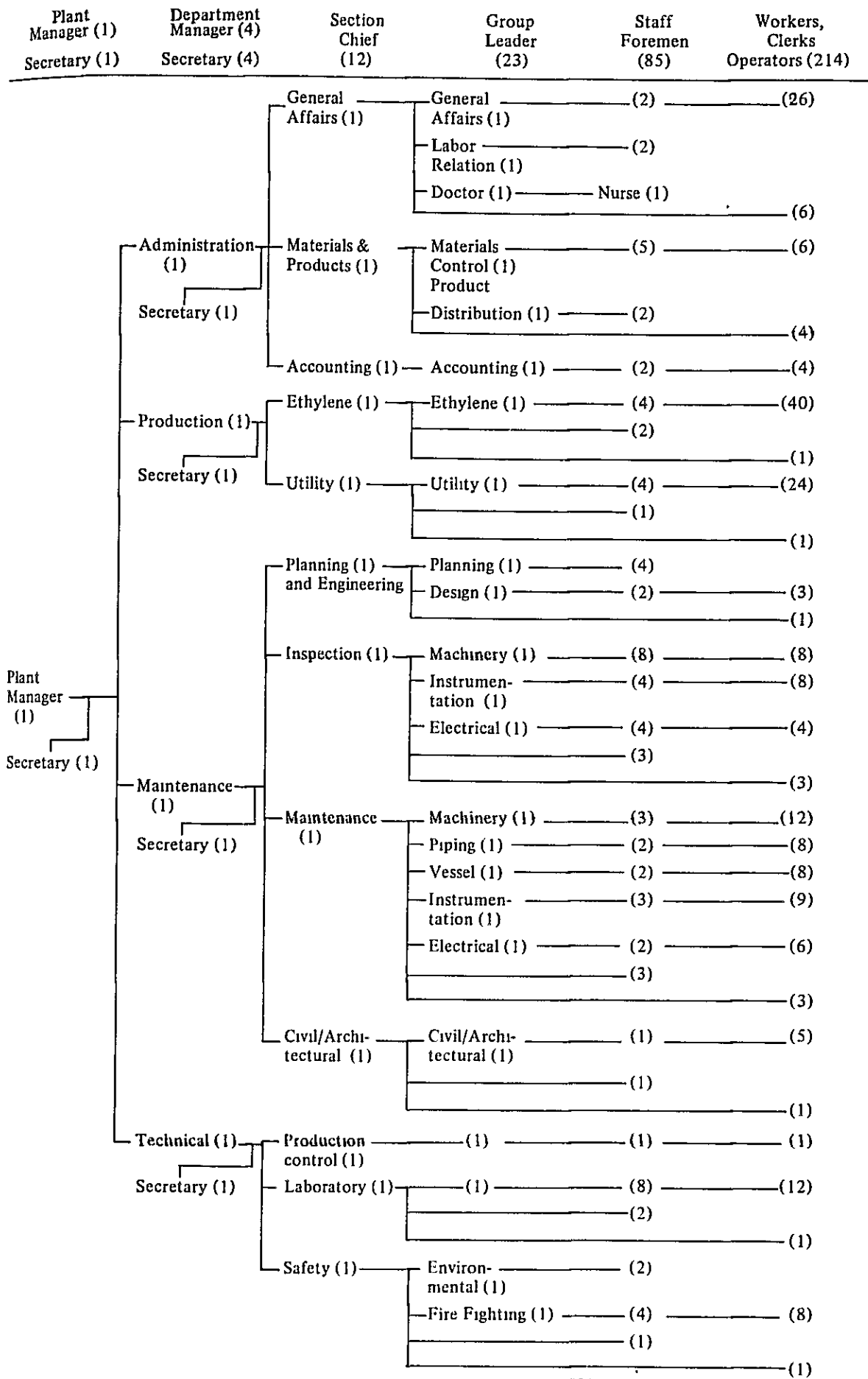


Fig. V-25 ORGANIZATION CHART FOR THE ETHYLENE PLANT (PTT)

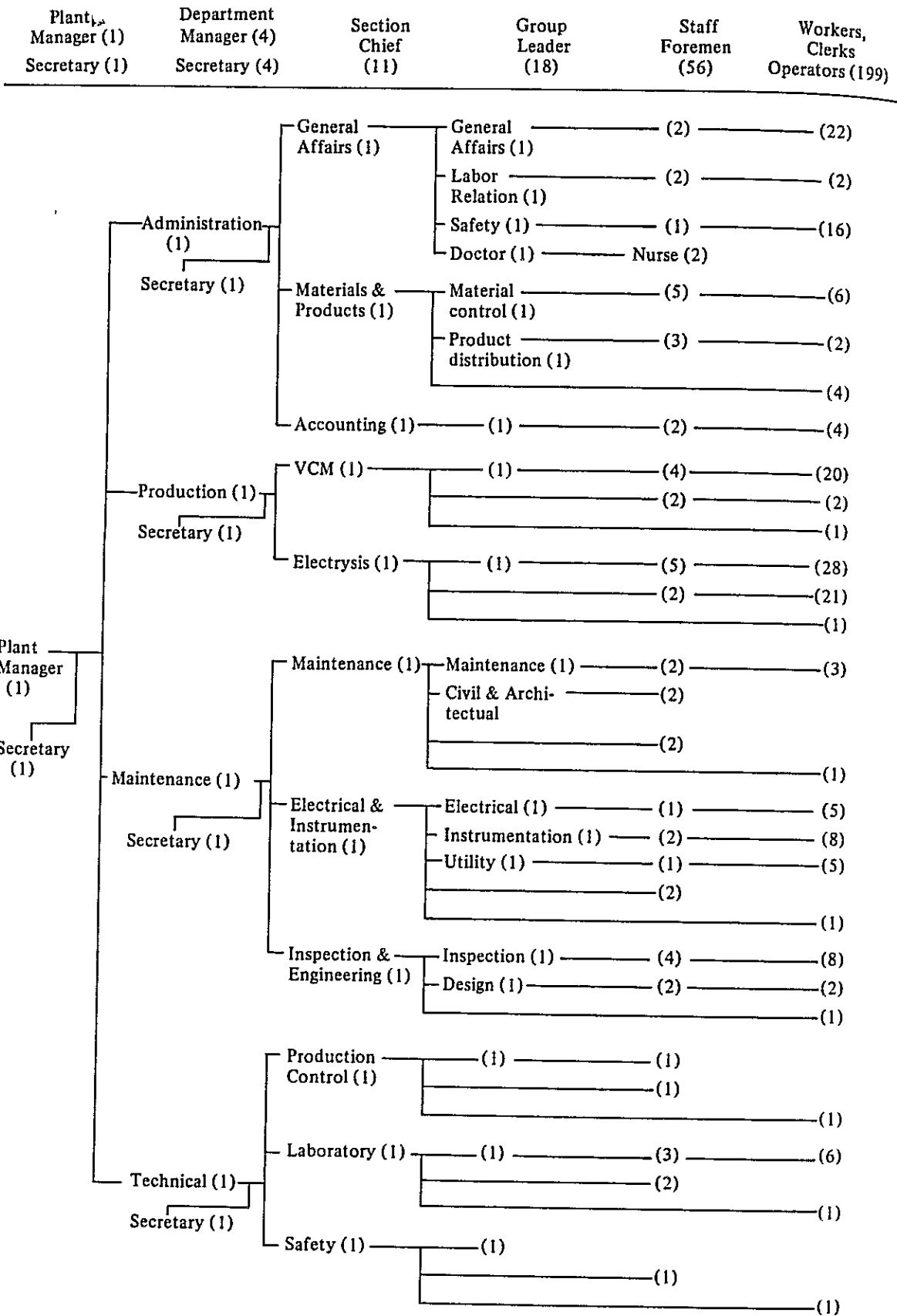


Fig. V-26 ORGANIZATION CHART FOR THE VCM AND ELECTROLYSIS PLANT (THAI VCM CO.)

5-5 技術移転および技術援助サービス

5-5-1 一般

石油化学コンプレックスの運転には、高度の能力を有する要員を必要とする。このような技術的に高度でかつ複雑な工業計画は、タイ国において実施されたことがないので、要員の訓練すなわち技術移転は、本プロジェクトにとっては非常に重要である。これは、また石油化学コンプレックスの運転に対する外国からの派遣要員の必要数を極力減少させることにより、これに要する出費を極力減少させるという経済的見地からも望ましい。

技術移転に対する望ましい方策は以下に述べる通りであり、また実際にこれらの方策が講じられることがプロジェクト実現の基本前提の一つである。

5-5-2 人材開発

適当な能力や経験を有する要員を雇用することは、不可能と予想されるので、大学もしくは工業学校からの新規採用者に対する訓練計画をたてる必要がある。

訓練計画は、石油化学コンプレックスの試運転スケジュールに従って、適材を適所に配置し、またプロジェクトが順調にスタートできるように立案されねばならない。

訓練計画は、次の段階に従って立案される必要がある。

第1段階：日本または欧米における訓練

日本または欧米における訓練は、技術移転を成功させるために非常に重要なものである。

第2段階：タイ国における訓練

第1段階のあと、日本または欧米で訓練を受けた要員は、日本または欧米から派遣された専門家の指導のもとに、マニュアル、テキスト等をタイ国で学ぶ。この訓練は、適切な設備を有する訓練所にて行われるべきである。

第3段階：オンザジョブトレーニング

プロジェクトがテストフラッシングおよび試運転段階になると、派遣された専門家の指導の下に機器のテストフラッシングなどをオンザジョブトレーニングで習得することが可能である。

この期間、装置類は始めて使用され、色々な問題点が生じ、その場でこれら問題点を解決されることが要求されるため、特に実地経験を積むための絶好の機会となる。

これらの経験を通じて、相当数の運転員および技術員が、商業運転に必要な能力を身につけることができよう。

5-5-3 派遣者による援助

プラントの性能確認運転終了に引き続き、商業運転開始当初の少なく共最初の6ヶ月間は、石油化学コンプレックスの運転および運営と要員の訓練に対し、外国からの派遣専門家の援助が必要となろう。

この期間中に、訓練計画は終了し、その後はプラントに従事する人々が、社外の援助なしに自分達だけでオンザジョブトレーニングができるようになることが望ましい。この期間に下記の管理システムが軌道にのるように派遣専門家の努力が傾注されることになろう。

品質管理

工程管理

機器装置の保全管理

倉庫管理

価格管理

安全管理

これらの管理システムが軌道にのると、石油化学コンプレックスは外国からの派遣専門家の援助なしに、経済的かつ連続的に運転されることになろう。

第6章 環境保全対策

6-1 序 論

タイ国 Rayong 地方に計画されている石油化学コンプレックスは言うまでもなく、現存する最新の技術を採用して設計し、公害防止、省資源、省エネルギーを念頭にクローズドシステム化を指向している。

従って、本プラントからは有害な排出物はなく、本質的には無公害なプラントと言ってよい。

本報告書では、環境基準が世界で最も厳しいとされる日本の規制値を下回らない事を原則に、諸設備の計画を行うこととした。また、タイ国の規準のうち、日本およびその他の工業先進国の実情から判断し、技術的、経済的な見地より必ずしも妥当でないと考えられるものについては、一部修正する事にしたが、環境保全対策の計画にあたっては、一応次の手順に従った。

(1) 汚染物質発生源の確認

本石油化学コンプレックスに建設される各プラントを検討し、発生が予想される種々な廃棄物、その量および性状を推定する。

(2) 公害防止基準の設定

石油化学プラント操業による種々な環境汚染をできるだけ少なくするために合理的な排出基準ならびに排水基準を設定した。これら基準作成にあたっては、タイ国の基準、日本での経験ならびに公害防止技術の適用性を勘案した。

(3) 公害防止設備（方法）の計画

手順2において設定された環境保全目標（排出基準ならびに排水基準）を達成するために必要な廃棄物処理法および廃棄物処理設備を計画した。計画に際しては、次の手段の適切な組合せを考慮した。

(a) プロセス改良による廃棄物発生の抑制

（機器の設計変更を含む）

(b) 合理的な廃棄物処理法の適用

汚染防止対策を計画するにあたり、できる限り廃棄物をその発生源で処理する方式を採用した。

6-2 各プラントから発生する廃棄物

6-2-1 一般

各プラントの詳細な物質収支から汚染物質を含む廃棄物の発生源、量および性状を確認した結果を以下の各項で述べる。

これら廃棄物の発生源およびその性状を検討することにより、廃棄物発生の抑制ならびに処理法の選択等、汚染防止対策の計画の基本方針が明確となる。

本石油化学コンプレックスのスムーズな運転を確保する観点から、製造プラント（用役プラントを含む）および公害防止プラントの双方に実績が多く確立された技術を採用している。

6-2-2 エチレンプラントから発生する廃棄物

エチレンプラントは、省エネルギーの見地のみならず、

- (i) 廃棄物をプロセスより極力出さないようにする。
- (ii) 出てくる廃棄物を排出源で処理して有効利用を図る。

という観点より、クローズドシステム化が行われている。例えば、クエンチウォーターブロー水は従来のプラントと比較し、その廃水量が大幅に減少している。

最近のエチレンプラントは、このような工夫がいろいろなされているので、系外へ放出される廃棄物はほとんどないか、極少となっている。

正常運転時にエチレンプラントから 図 V-27 に示されている廃水（廃液）ならびに廃気ガスが発生する。

(1) エチレンプラントからの排水

エチレンプラントで発生する主な廃水およびその性状は次のとおり。

<u>廃水</u>	<u>発生過程および性状</u>
(a) クエンチ ウォーター ブロー水	エタンを熱分解する際、稀釈剤としてスチームがエタンと混合され、分解炉に装入される。このスチームのコンデンセートをクエンチウォーターといい、その大部分は稀釈スチーム発生用として循環使用される。

しかし、コンデンセートの一部は、循環系内での固形分生成を防止するため、一部系外へ排出される。

これをクエンチウォーターブロー水という。

大部分が循環使用されるので、廃水処理設備の負荷は減少す

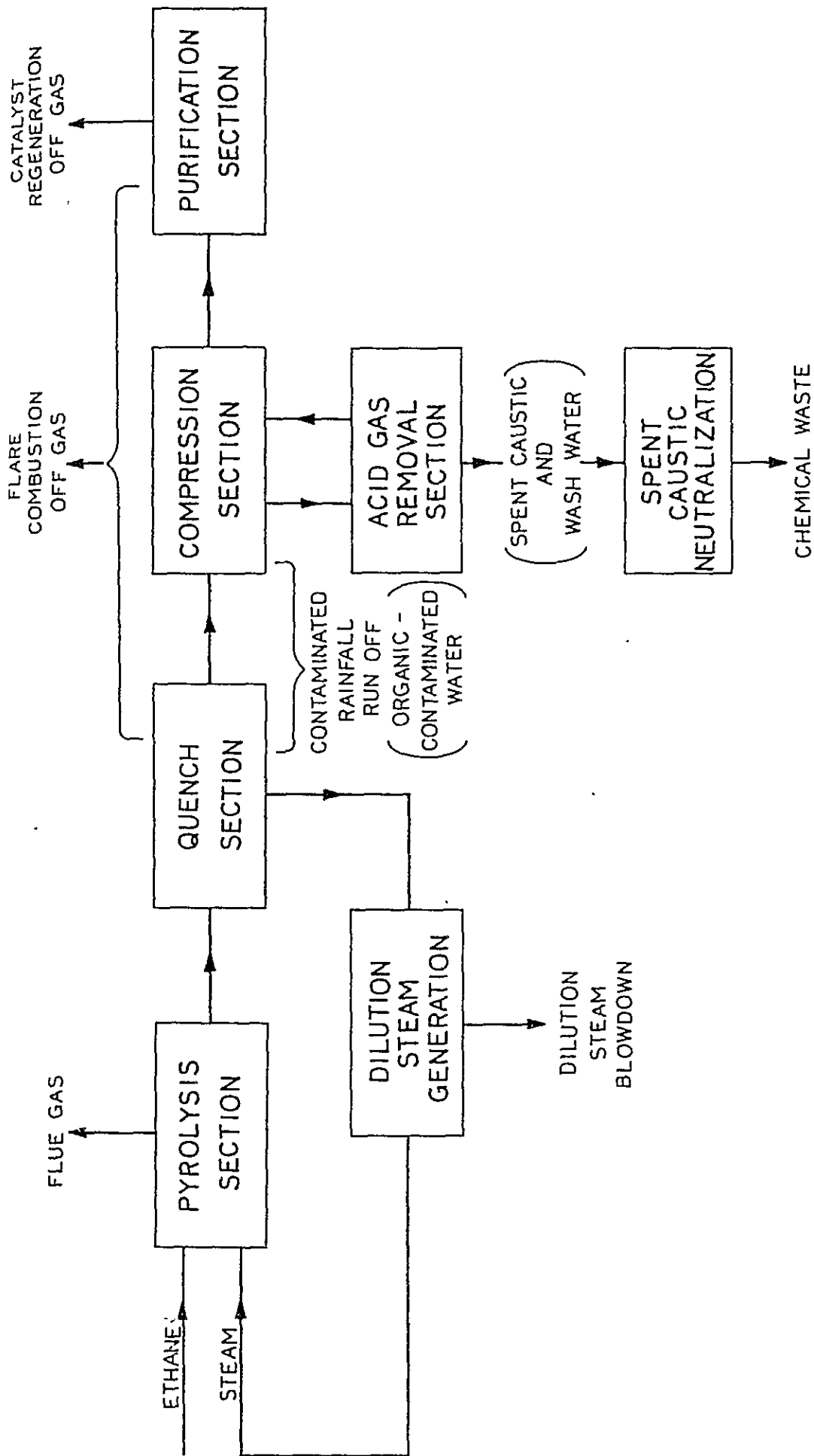


Fig. V-27 ETHYLENE PLANT BLOCK FLOW DIAGRAM

る。このブロー水は、冷却後廃水処理設備へ送られる。

- (b) 廃アルカリ 分解ガス中の酸性ガス（主として炭酸ガス）を除去するためにカセイソーダ溶液で洗浄する。

この際、発生した廃ソーダ溶液および洗浄水は、希硫酸で中和後廃水処理設備へ送られる。

中和後の廃アルカリは硫酸ソーダ5～10%を含む。

- (c) ボイラー
ブロー水 分解炉での廃熱回収のために、高圧ボイラーが設置されているが、このボイラーでの固形物発生を防ぐため循環水が一部排出される。

このボイラーブロー水は、通常のソーダ洗浄用水として再使用される。

- (d) 含油雨水 装置地区内からの含油雨水は、汚濁水ピットに集められた後、排水処理設備へ送られる。

(2) エチレンプラントからの廃気ガス

廃気ガス中の汚染物質濃度の制御は、各廃気ガス発生源ごとに行われる。

エチレンプラントから発生する廃気ガスならびに廃気ガス中の汚染物質濃度の制御方法（発生抑制）は次のとおり、

廃気ガス 発生過程、性状および汚染物質制御方法

- (a) 分解炉
スタックガス エタン分解炉の燃焼排ガスは、量的に最も大きい。燃料ガス中に硫黄化合物が含まれていないので、亜硫酸ガス排出はない。

なお、発生する酸化窒素の濃度は100ppm以下であり問題ない。また、日本ではエチレン分解炉スタックガス中の酸化窒素は、規制の対象になっていない。

- (b) 触媒再生
オフガス エチレンプラントには、エチレン中のアセチレン選択水添反応塔が2基設置されている。（1基使用，1基スタンドバイ）

通常運転時に、触媒上に炭素が析出し、触媒活性が劣化してくるので、定期的に運転を停止し触媒再生が行われる。

触媒再生に先立ち、触媒上の炭化水素は水蒸気でストリップされ、ブローダウンスタックに送られ燃焼されるので、炭化水素の排出はない。

触媒再生中は、炭素が燃焼するのみで他の汚染物質の排出はない。

- (c) ブローダウン 通常系外への炭化水素の放出はほとんどない。また、スター
フレア ートアップ時や、緊急時に備え、大規模のフレアースタックが設
スタック けられており、その際の放出ガスはここで完全燃焼により処理
廃ガス されている。

6-2-3 塩化ビニルモノマープラントから発生する廃棄物

塩化ビニルモノマー製造による環境汚染を防止する観点から本石油化学コンプレッ
クス計画では、酸素法、オキシクロリネーションプロセスを採用した。

塩化ビニルモノマー製造プラントは、図 V-28 に示されるごとく、2コの精製部
門（EDC精製ならびに塩ビモノマー精製）と結合されている3コの反応部門（エチ
レン直接塩素化、オキシクロリネーションならびにEDC分解）から構成されている。

(1) 発生する廃棄物

塩化ビニルモノマー製造プラントからは、下記に示す廃棄物が生じ、これらは廃
棄物処理装置（廃棄物処理部門ならびに塩化水素回収部門）に送られ、無害化され、
さらに廃棄物処理装置からの廃棄物は、集中廃水処理設備（ユーティリティセン
ター内に設置）に送られる。

(a) 廃気ガス

- オキシクロリネーション部門からのベントガス
- EDC精製部門からのベントガス

これらのベントガスは、塩素化炭化水素を含有しているので、これを無害化す
るため焼却炉へ送られ、高温燃焼され、副生した塩化水素ガスは塩酸として回収
される。

(b) 蒸留廃液

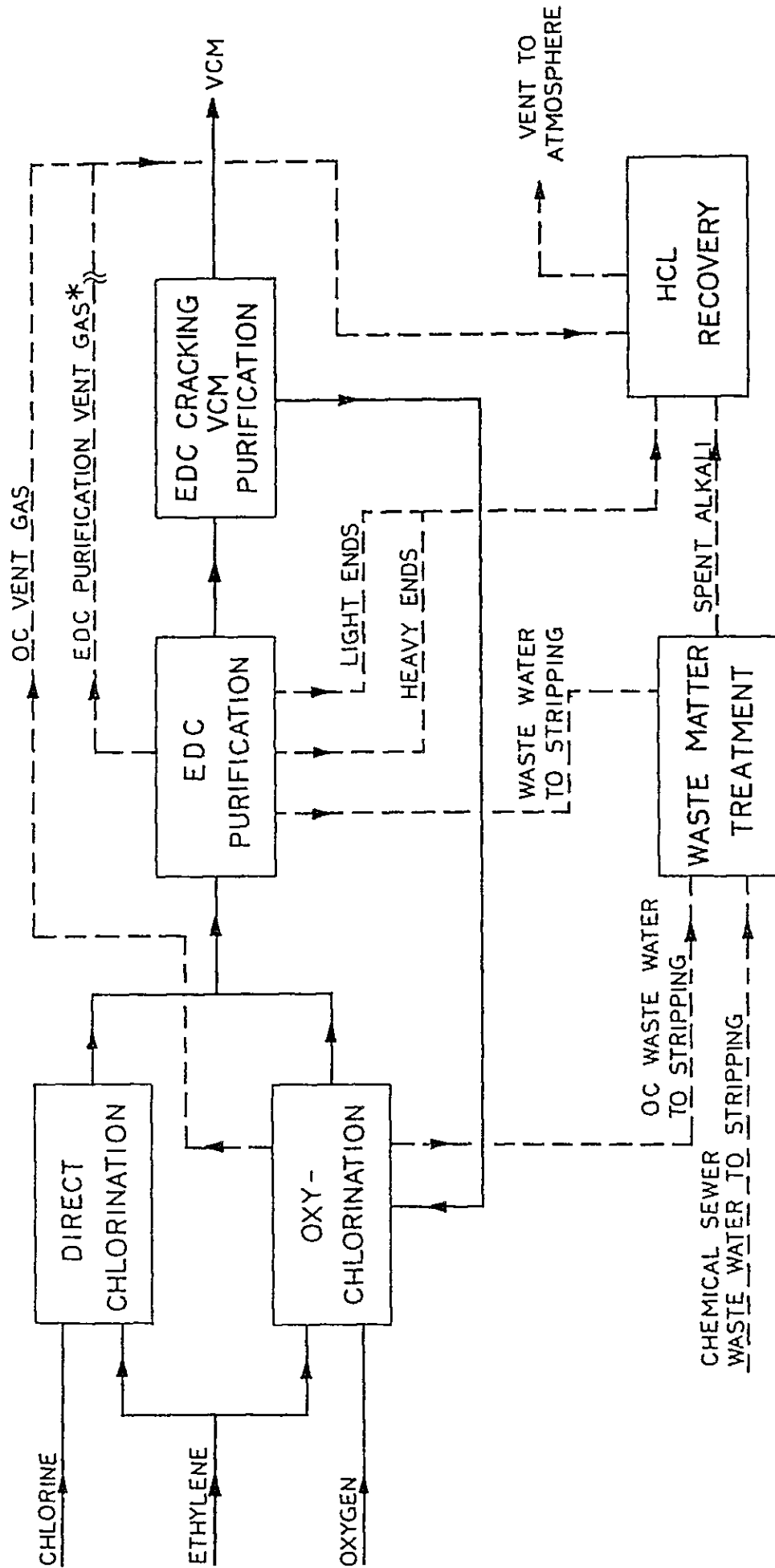
- EDC精製部門からの軽質廃液
- EDC精製部門からの重質廃液

これらの廃液は、焼却炉へ送られ、(a)で記載の廃ガスとともに高温燃焼される。
ここで回収される塩酸の品位は、塩素製造（電解）プラントで化学薬品として
十分使用できる。

(c) 廃水

- オキシクロリネーション部門からの廃水
- EDC/VCM精製部門からの廃水
- その他の化学物質を含む廃水

これらの廃水（アルカリ性）は、まとめて廃棄物処理装置の中のEDCストリ



* EDC PURIFICATION VENT GAS SHALL BE PRETREATED IN THE WASTE MATTER TREATMENT SECTION BEFORE IT IS COMBINED WITH OC VENT GAS.

Fig. V-28 VCM PLANT BLOCK FLOW DIAGRAM

ッパへ送られる。

- (2) 塩化ビニルモノマー製造プラントから系外へ(装置の外へ)排出される廃棄物
下記に示す廃棄物が、本プラントから系外へ排出される。

- (a) 大気中へ排出される廃気ガス

塩化水素回収部門から次の量及び性状のベントガスが大気中へ放散される。

量 : 約 5,000 N m³/h

性状 : 無害

温度 : 約 80°C (水蒸気飽和)

- (b) 集中廃水処理設備へ送られる廃水

塩化水素回収部門で生じる廃水は、さらに処理するために集中廃水処理設備へ送られる。

量 : 約 6,000 kg/hr

性状 : ○ PH 6.5 ~ 8.5

○ NaCl および BOD/COD に関する物質を含有

6-2-4 工業塩電解プラントからの廃棄物

本石油化学コンプレックス内に設置される電解プラントには、水銀を全く使用しないイオン交換膜電解プロセスが採用され、次に示すように環境汚染問題を生じないプロセスである。

- (i) 有害な水銀を含む廃棄物は全然ない
- (ii) 廃水循環システムを採用しているので、廃水は系外へ全然排出されない
- (iii) 排出される固形廃棄物の成分は、海水中に見出されるもので、汚染問題を生じない

- (1) 排水関係

電解プラントから流出する排水には、

- (I) フィルタープレス液
- (II) 塩水一次過排水
- (III) 塩水二次排水
- (IV) 水素ドレン
- (V) 塩素ドレン

がある。

これらの特筆すべき性状をまとめたものが下表である。

	性 状	規 制 値
フィルター プレス液	NaCl: 250~300g/ℓ PH: 9~11	PH: 5~9
塩水一次 過剰排液	NaCl: 約300g/ℓ PH: 10~11	"
塩水二次排液	NaCl: 約300g/ℓ PH: 1~11	"
水素ドレン	PH: 7~10	PH: 5~9
塩素ドレン	溶存塩素: 1~6g/ℓ	遊離塩素: 1mg/ℓ

本電解プラントでは、無公害の見地から、negative flow sheet (図V-29) に示されるように、完全なクローズドシステムが採用されており、有害物の外部への流出が無く、NaCl や、アルカリ、Cl₂等の回収を考えた省資源プロセスでもある。

(2) 排ガス関係

電解プラントから流出する排ガスは、negative flow sheet (図V-30) に示されるように、除害設備から出る排ガスがある。

除害設備は、緊急時やスタートアップ時のCl₂ガスを全量吸収できる能力があり、排ガスはほぼ空気と同組成となりCl₂分は検知されない。

また、通常運転時は脱塩素塔よりの排ガスが、除害設備にて処理され、塩素分が吸収除去されたのち、無害な排ガスとし大気放出されている。

(3) 塩水マツド関係

電解プラントから流出する廃棄物には、negative flow sheet (図V-31) に示されるように、塩水マツドがある。

塩水マツドは、塩水中に溶存する原塩の不純物を精製除去する過程で生成するもので、成分は炭酸カルシウムや水酸化マグネシウム等の無害物質である。

(4) 廃棄物

電解プラントは、基本的にクローズドシステム化により、無公害プロセスである。

廃棄物としては、前述した様に排ガスと塩水マツドのみで、下表にその性状、発生量、規制値をまとめて列記した。

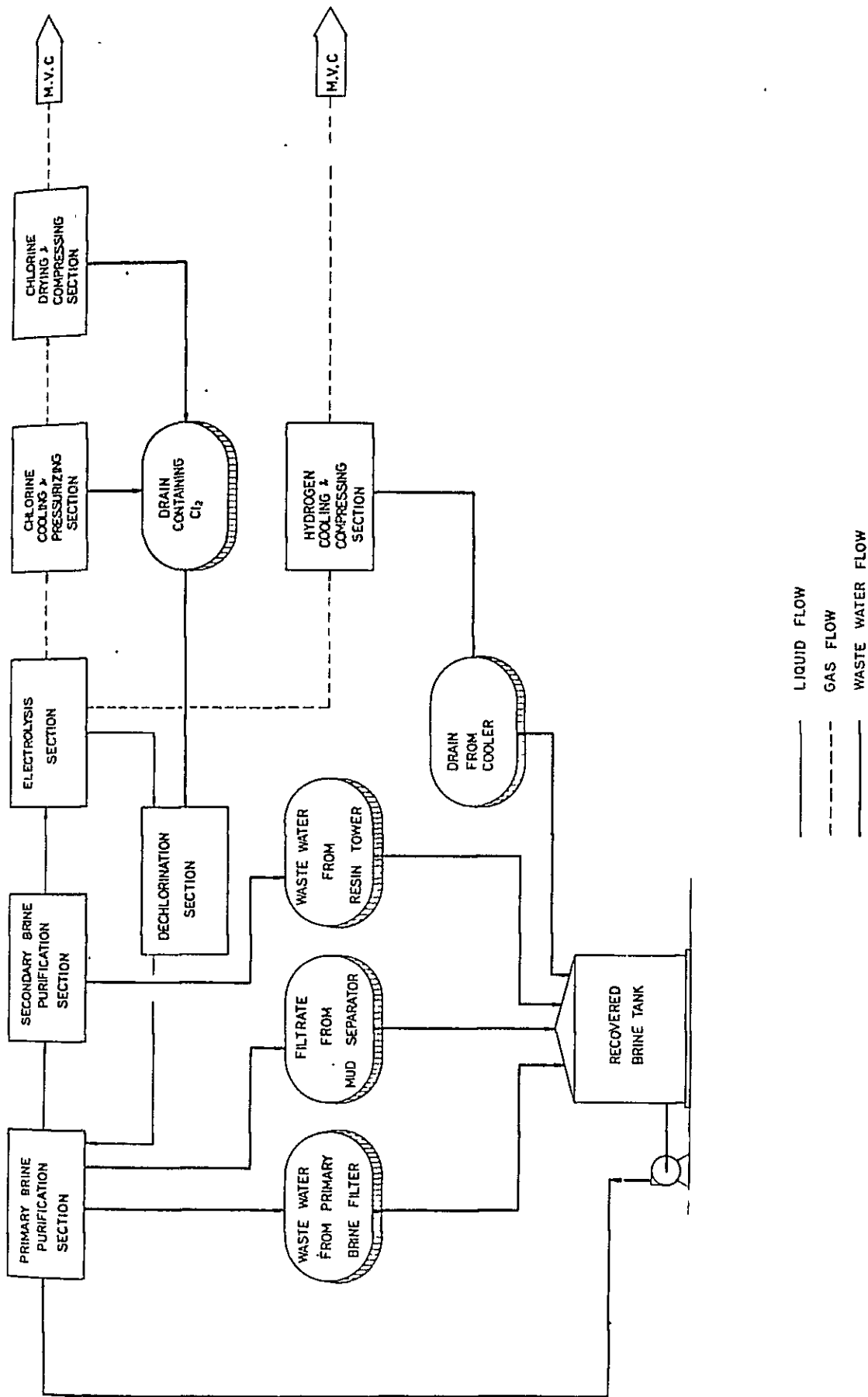


Fig. V-29 NEGATIVE FLOW SHEET OF WASTE WATER (ELECTROLYSIS PLANT)

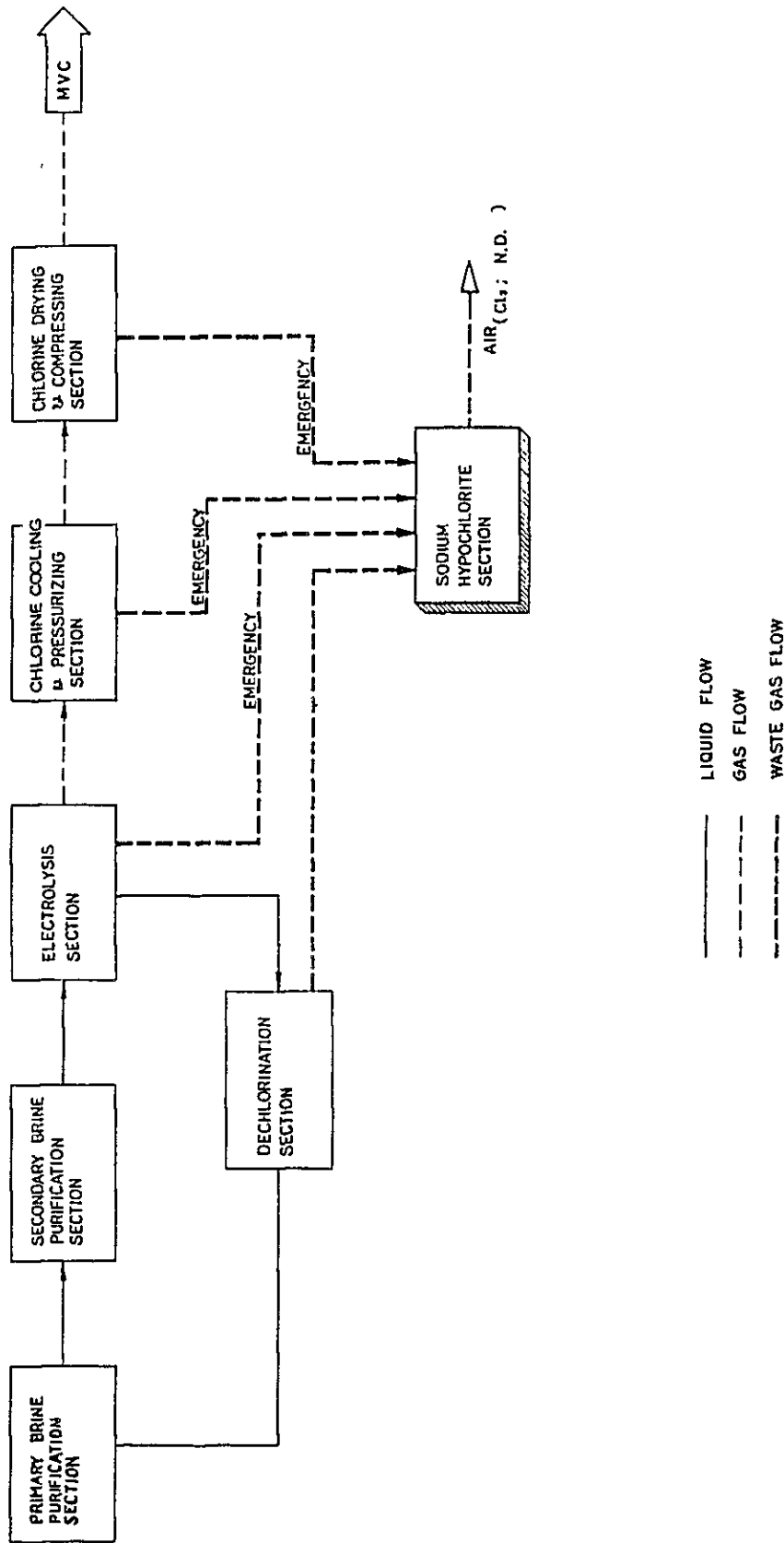


Fig. V-30 NEGATIVE FLOW SHEET OF WASTE GAS (ELECTROLYSIS PLANT)

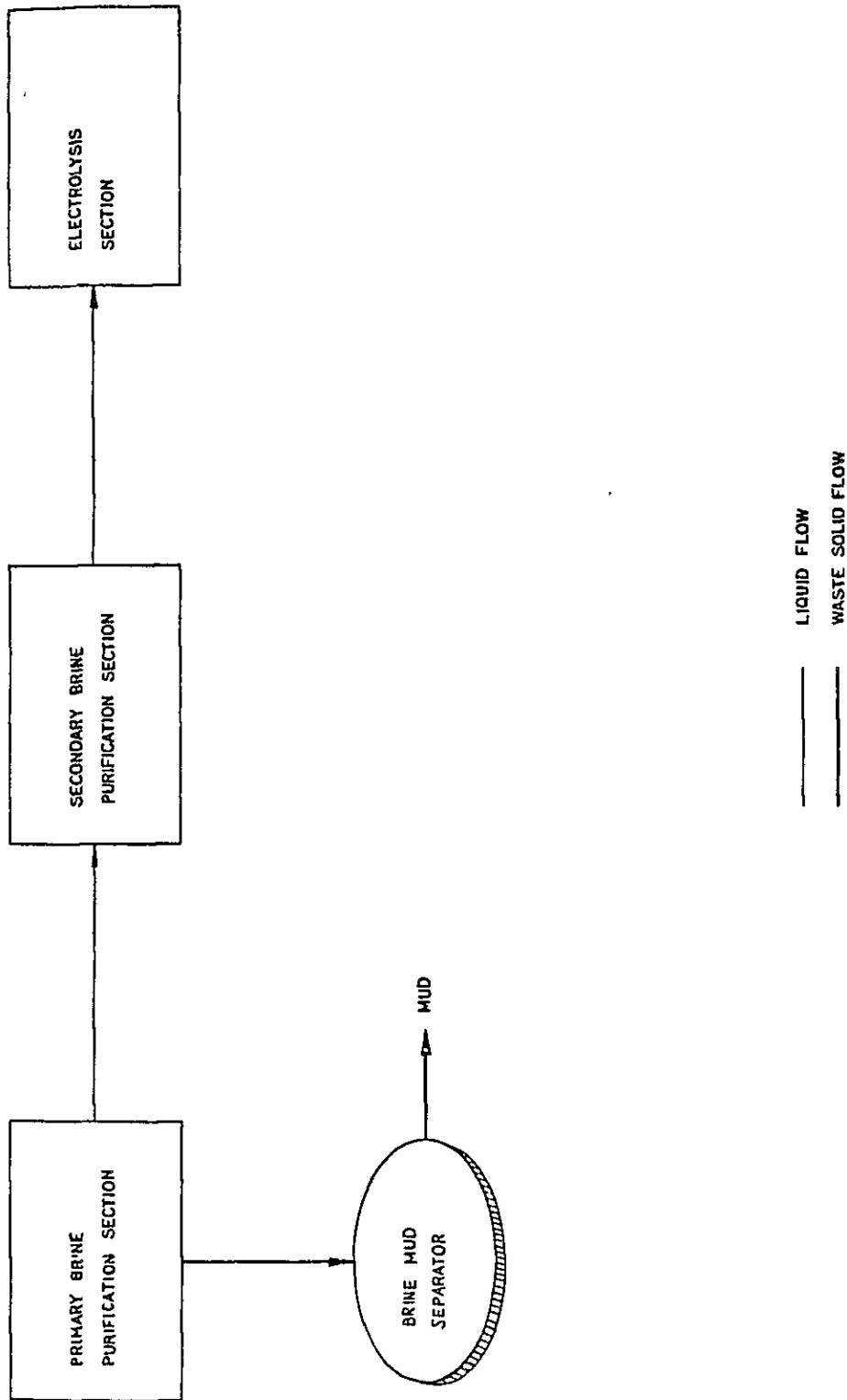


Fig. V-31 NEGATIVE FLOW SHEET OF WASTE SOLID (ELECTROLYSIS PLANT)

	性 状	発 生 量	規 制 値
塩水マッド	炭酸カルシウム、 水酸化マグネシウム など	6 t/day (Cl_2 48.000 t/y) (Cl_2 48.000 t/y)	—
排 ガ ス	エア- (塩素分ND)	約600 m ³ /h	Cl_2 30mg/Nm ³

すべて無公害物質である。

6-2-5 用役設備からの廃棄物

用役設備（ユーティリティ関係プラント）は、次表に示す廃水ならびに廃気ガスを生じ、系外へ排出する。

用役設備からの廃棄物

設 備	廃 棄 物	汚 染 物 質
ボイラー用純水装置	ブ ロ ー 水	塩 類
冷 水 塔	ブ ロ ー 水	塩 類
ボ イ ラ ー	ブ ロ ー 水	塩 類
	燃 焼 排 ガ ス	酸 化 窒 素 (NO _x)
ガ ス タ ー ビ ン	燃 焼 排 ガ ス	酸 化 窒 素 (NO _x)

(1) 廃 水

これらの用役設備からの廃水は、工業用水中に含まれる塩類を若干高温で含有するのみで、水質汚染問題は生じない。

従って、集中廃水処理設備で処理する必要はない。

(2) 燃焼排ガス

燃料が処理済天然ガスなので、ガスタービンおよびボイラーからの燃焼排ガス中には、亜硫酸ガスは含まれていない。

各燃焼排ガス中の酸化窒素濃度（NO_x）は次の通り。

発 生 源	NO _x 温 度
ガスタービン	130 ppm
ボイラー	100~130 ppm
	(低NO _x バーナー使用)

6-3 公害防止基準

6-3-1 一般

本石油化学プラントの操業により排出される汚染物質の限度を下記の諸点を考慮して設定した。

- (1) 基準として廃棄物中の汚染物質濃度規制を採用する
- (2) タイ国政府の環境規制基準を尊重する
- (3) 日本に於ける経験および一律排出および排水基準を参考とする
- (4) 最も普遍的な技術（BC T）を廃棄物処理に適用する

(4)の項目である最も普遍的な技術の適用は、公害防止設備での運転トラブルを最小として、常に環境汚染を最小に抑えることを目的としている。

6-3-2 大気汚染物質の排出基準

下記に示す排出ガスに関する基準は、次の要素を考慮して設定した。

なお、タイ国では未だ排出基準は設定されていない。

<u>汚染物質</u>	<u>考慮した要素</u>
塩素	カセイソーダ洗浄により排出を抑制する。
塩化水素	カセイソーダ洗浄により排出を抑制する。
酸化窒素 (NO _x) ¹⁾	NO _x の発生は、低NO _x バーナーの採用により抑える。 NO _x 処理装置の適用は考えない。
ばいじん	燃焼状態の制御により、ばいじんの発生を抑制する。 ばいじん除去装置は考えない。
亜硫酸ガス	燃料として処理済天然ガスを使用するので亜硫酸ガスの発生はない。

1) NO_xを40ppmまで減少できる脱硝プロセスを組み込むことは可能である。しかし、本プロジェクトは、人口および工業過疎地域に計画されるものであり、また、日本においても、ごく限られた地域しか脱硝装置は設置されていないという状況を考慮し、NO_x量130ppmを妥当なレベルと判断して脱硝装置の適用は見送った。

排出ガス

汚染物質	適用設備	排出基準(最大)
塩素 ¹⁾	電解	5 ppm
塩化水素 ¹⁾	電解	
	塩化ビニルモノマー製造	5 ppm
	廃棄物焼却炉	
酸化窒素 ²⁾	ガス燃焼ボイラ	130 ppm
はいじん ³⁾	ガス燃焼ボイラ	0.20 g/N _m ³
	廃棄物焼却炉	0.70 g/N _m ³

1) カセイソーダ洗浄により容易に達成可能。また、これは、日本の現存基準をはるかに下回っている。

2) NO_x は光化学スモッグの原因と言われている。日本では、NO₂ の環境基準が 0.04 ppm (タイ国, 1979 年基準では 0.32 mg/m³) とあるが、これとは別に、各産業ごとに NO_x の規制値が定められている。本調査に含まれるプラントの中では、ガスだきボイラーのみが規制の対象になる (タイ国には現在のところ NO_x 規制がない)。

従って、ここではボイラー排気ガスは日本における規制値を参考にした。

ただし、NO_x 量 130 ppm は新設ボイラーに対する規制目標値より大きい。現状では低 NO₂ パーナーに関する最新技術で達成できる最小値であると同時に既設ボイラーに対する規制値より低い。

3) タイ国には規制値がないので、日本における規制値を採用する。

6-3-3 排水基準

次の要素を考慮して排水基準を設定した。

- (1) 本石油化学コンプレックスから最終的に排出される排水は排水管を通して海へ排出される。
- (2) 汚染物質を低減ないし除去する処理プロセスとして次のプロセスを適用する。

プロセス	主な機能
一次処理	
油分の重力除去 (CPI オイルセパレーター)	油分除去
凝集浮上分離	浮遊物質 (SS) の除去
凝集沈降分離	微小 SS の除去
戸 過	SS の除去
二次処理	
活性炭吸着	COD 関係物質の除去

- (3) 生物化学的処理法は、運転性ならびに排水性状に問題があるので適用しない。
下記に設定した排水基準を示す。

排水基準

項 目	排水基準
水素イオン濃度 ¹⁾	5~9
生物化学的酸素要求量 (BOD) ¹⁾	50 mg/l
化学的酸素要求量 (COD) ²⁾	100 mg/l
浮遊物質 (SS) ¹⁾	30 mg/l
総溶存物質 ³⁾	規制せず
油及びグリース ¹⁾	5 mg/l
フェノール類 ¹⁾	1 mg/l
銅 ¹⁾	1 mg/l
亜鉛 ¹⁾	5 mg/l
遊離塩素 ¹⁾	1 mg/l
温度 ¹⁾	40℃

1) これらの基準値は、1979年のタイ国基準値と一致している。

2) 1979年のタイ国基準値によれば、過マンガン酸値が60 mg/lと規制されている。これはCOD値に換算すると15 mg/lに相当する。しかしこの数値は技術的経済的に非現実的であるので、前記諸要素を考慮して100 mg/lとした。これは、当然日本の規制値を下回っている。

3) 全溶存物質 (TDS) については、1979年タイの基準値では2000 mg/lとなっている。

しかし、TDS関係物質である塩類除去には、現在のところ実績のある技術が存在しないこと、その成分が海水中に含まれる塩類と同じものであり排水が海へ直接排出されることを勘案して規制しないこととした。

なお、日本において、TDSは規制の対象となっていない。

6-4 規制基準を達成するための汚染防止システム

6-4-1 大気汚染防止設備

大気汚染を防止するために、次の対策を講じるよう計画した。

対象汚染物質	対象設備	汚染防止対策
酸化窒素 ¹⁾ (NO _x)	ボイラー	低NO _x バーナーの採用
塩化水素	焼却炉	カセイソーダ洗浄
塩素	焼却炉	カセイソーダ洗浄

電解プラント

上記の対策により、本コンプレックスから大気へ放出される排出ガス中の汚染物質濃度は、設定した排出基準以下となる。

6-4-2 総合(集中)排水処理設備

本石油化学コンプレックス内の各プラントで発生した排水は、必要に応じ当該プラント内に設置された一次処理装置で処理されたのち、ユーティリティセンター内に設置される集中排水処理設備で処理され、前述排水基準に適合した性状の排水が工場排水として排水口から海へ放流される。

この集中排水処理設備は、図V-32に示されるように、各排水の性状に応じて分離処理され最終的に工場排水が排水基準に合格するよう計画されている。

各排水の処理スキームは次の通り。

(1) エチレンプラントからの廃アルカリ

先ず、クラリファイヤーに送られ、次いで砂濾過器を通過してガードベースンに流れる。

(2) クウエンチウォーターブロー水

最初に油分を除去するためCPIオイルセパレーターで処理され、次いで砂濾過器を経て、最終的にCODを低下させるために活性炭吸着処理される。

(3) エチレンプラントからの含油雨水

まず、CPIオイルセパレーター、次いで凝集浮上で油分および浮遊物質(SS)が除去され、砂濾過器を経てガードベースンへ送られる。

(4) 塩ビモノマープラントからの排水

まず、砂濾過器で浮遊物質が除去され、次いで活性炭吸着装置でCOD関係物質が除去される。

1) 6-2-2項で述べたごとく、分解炉排ガスのNO_x値は100ppm以下であり、また日本では規制もされていないので、分解炉に対しては特別な配慮をしていない。

ETHYLENE PLANT

CHEMICAL WASTE
Q : AV. 4.8 T/H
PH : 6~8
TDS : MAX. 15%
(AS Na2SO4)
COD : 3000 mg/l

DILUTION STEAM BLOW DOWN
Q : AV. 2.0 T/H
PH : 6~8
COD : 500 mg/l
BOD : 300 mg/l
OIL : 20 mg/l

OILY STORM WATER

VCM ELECTROLYSIS PLANT

WASTE WATER
Q : AV. 60 T/H
PH : 6~8
TDS : MAX. 4.5%
(AS NaCl)
COD : 250 mg/l
BOD : 300 mg/l

C/W BLOW DOWN
Q : 22 T/H
PH : 7~8
SS : 20 mg/l

UTILITY CENTER

SLUDGE FROM WATER TREATMENT
Q : 40 T/H
PH : 6~8
SS : 0.02~1%

REGENERATION WATER FROM WATER TREATMENT
Q : AV. 16 T/H
PH : 6~8
TDS : MAX. 5000 mg/l

C/W BLOW DOWN
Q : 87 T/H
PH : 7~8
SS : 20 mg/l

BOILER BLOW DOWN
Q : 2.2 T/H
PH : 9~11
TDS : 700 mg/l

LIVING WASTE WATER

CLEAN WATER

CLARIFIER

CPI OIL SEPARATOR

CPI OIL SEPARATOR

SKIMMED OIL

FLOATATOR

SAND FILTER

SAND FILTER

THICKENER

DEHYDRATOR

A/C FILTER

REGENERATOR

WASTE GAS

CAKE

THICKENER

DEHYDRATOR

CAKE

GUARD BASIN

TREATED WASTE WATER

Q : 180 T/H
PH : 6~8
COD Mn : 100 mg/l
BOD5 : 50 mg/l
SS : 30 mg/l
TEMP. : 40 °C

CLEAN WASTE WATER

ETHYLENE AND VCM PLANT
PROJECT IN THAILAND

FLWSHEET OF
WASTE WATER TREATMENT

J I C A

FIG. V-32

(5) 水処理装置で発生したスラッジ

このスラッジは、シックナーで固形物と水が分離され、分離された水分は凝集沈殿および砂戸過器で浮遊物質が除去される。

(6) 集中排水処理設備で処理されない排水

次に挙げる排水は、汚染物質を含有しないので処理されることなくガードベースンへ流れる。

- 冷水塔ブロー水
- ボイラー用水処理装置からの再生水
- ボイラーブロー水

なお、工場内からの生活排水は、別途処理されて排出される。

最終的に、すべての排水は、ガードベースンに集められ、混合して、排水管を経て海へ放流される。

海へ放流される工場排水の量および性状を下記に示す。

	工 場 排 水	
量 (m^3/hr)	1 8 0	
性 状	生物化学的酸素要求量	5 0 mg/l
	化学的酸素要求量	1 0 0 mg/l
	浮遊物質	3 0 mg/l
	温 度	4 0 mg/l
	PH	6 ~ 8

<参 考>

日本における全国一律排出基準および排水基準は下記の通りである。

(A) 全国一律排出基準

項 目	対 象 設 備	許 容 限 度
塩 素	電 解 塩ビモノマー	30 mg/Nm ³
塩 化 水 素	電 解 塩ビモノマー	80 mg/Nm ³
	廃棄物焼却炉	700 mg/Nm ³
酸 化 窒 素	ガス燃焼ボイラ	100 ppm (新 設)
		160 ppm (既 設)
ば い じ ん	ガス燃焼ボイラ	0.20 g/Nm ³
	廃棄物焼却炉	0.70 g/Nm ³

出所：大気汚染防止法（1977）

(B) 全国一律排水基準

項 目	許 容 限 度
水素イオン濃度	5.0～9.0
生物化学的酸素要求量	160 mg/l (月間平均 120 mg/l)
化学的酸素要求量	160 mg/l (月間平均 120 mg/l)
浮遊物質	200 mg/l (月間平均 150 mg/l)
ノルマルヘキサン抽出物質含有量(鉱油類)	5 mg/l
フェノール類含有量	5 mg/l
銅含有量	3 mg/l
亜鉛含有量	5 mg/l
遊離塩素	規制なし
総溶存物質	規制なし
温 度	規制なし

出所：水質汚濁防止法（1979）

第 VI 編
總 所 要 資 金

第VI編 総所要資金

第1章 総所要資金

1-1 概 論

第V編に述べたごとく、技術上の諸前提条件を設定し、概念設計を行ない、かつ建設実施計画を策定した。これらの諸条件に基づき、本計画に必要とされる総所要資金を積算した結果を表VI-1、表VI-2に示した。

積算のための基本条件を次のように仮定した。

契約方式：ゼネラルコントラクター請負いによるターンキーランプサム契約。

調達方式：競争入札による調達。

価格の基準：1980年末現在の価格による。

積算のための通貨と換算率：

現地通貨部分はUS\$1 = 20.5 Bahtで換算した。

外貨部分はYen（日本円）で積算し、US\$1 = 215円の率でUS\$に換算した。

輸入関税：考慮しない。

1-2 総所要資金

総所要資金の内訳を表VI-1および表VI-2に示す。1980年末現在の価格で総所要資金額は次のとおりである。

(US\$1,000 1980年固定価格)

	外貨部分	現地通貨部分	総所要資金
エチレンプラント	145,563 (66.2%)	74,498 (33.8%)	220,061 (100%)
VCMプラント	98,811 (70.7%)	40,948 (29.3%)	139,759 (100%)

1-3 各費目の積算方法

総所要金額の各費目について、積算の基本的な考え方を述べる。

(i) 土地取得費

エチレンプラントの工場用地はP T T が既に購入した土地である。現在の取得価格

Table VI-1 CAPITAL COST ESTIMATE FOR PTT ETHYLENE PROJECT
(Ethylene 230,000 T/Y)

(US\$ thousand in constant 1980 Prices)

	Ethylene Plant			Tank Yard			Utilities Center			Offsite			Total		
	F.C. ³⁾	L.C. ⁴⁾	Total	F.C.	L.C.	Total	F.C.	L.C.	Total	F.C.	L.C.	Total	F.C.	L.C.	Total
FOB Equipment ¹⁾	46,092	—	46,092	7,349	—	7,349	17,907	—	17,907	7,395	—	7,395	78,743	—	78,743
License, Basic Design Detail Engineering, Procurement and Project Management	17,209	—	17,209	558	—	558	2,140	—	2,140	2,000	—	2,000	21,907	—	21,907
Transportation and Insurance ²⁾	6,758	1,800	8,558	3,084	823	3,907	2,349	628	2,977	1,763	470	2,233	13,954	3,721	17,675
Civil	1,604	8,907	10,511	56	316	372	498	2,758	3,256	2,679	14,905	17,584	4,837	86,886	31,723
Erection	1,954	10,744	12,698	698	3,860	4,558	1,046	5,744	6,790	488	2,582	3,070	4,186	22,930	27,116
Supervising	4,744	698	5,442	814	116	930	1,860	279	2,139	814	116	930	8,232	1,209	9,441
Plant Cost (as erected)	78,361	22,149	100,510	12,559	5,115	17,674	25,800	9,409	35,209	15,139	18,073	33,212	131,859	54,746	186,605
Land Cost													—	373	373
Pre-operation & Start-up Expenses													1,256	7,385	8,641
Interest during Construction													12,448	5,844	18,292
Total Fixed Capital													145,563	68,348	213,911
Initial Working Capital														6,150	6,150
Total Capital Investment													145,563	74,498	220,061

- Notes: 1) Including spare parts and catalysts for 2 years.
2) Including inland transportation cost.
3) F.C.: Foreign Currency Portion
4) L.C.: Local currency Portion

Table VI-2 CAPITAL COST ESTIMATE FOR VCM PROJECT
(VCM 80,000 T/Y)
(Caustic Soda 51,600 T/Y)

(US\$ thousand in constant 1980 prices)

	Thai VCM/Caustic Soda Project														
	VCM Plant			Electrolysis Plant			Utilities Center			Offsite			Total		
	F.C. ³⁾	L.C. ⁴⁾	Total	F.C.	L.C.	Total	F.C.	L.C.	Total	F.C.	L.C.	Total	F.C.	L.C.	Total
FOB Equipment ¹⁾	15,116	—	15,116	24,372	—	24,372	3,488	—	3,488	4,558	—	4,558	47,534	—	47,534
License, Basic Design Detail Engineering, Procurement and Project Management	8,047	—	8,047	5,581	—	5,581	3,023	—	3,023	3,535	—	3,535	20,186	—	20,186
Transportation and Insurance ²⁾	2,442	488	2,930	2,014	405	2,419	893	177	1,070	1,349	279	1,628	6,698	1,349	8,047
Civil	977	2,837	3,804	—	4,000	4,000	116	349	465	2,856	8,307	11,163	3,949	15,493	19,442
Erection	1,349	2,698	4,047	595	4,428	5,023	419	837	1,256	1,093	2,162	3,255	3,456	10,125	13,581
Supervising	4,526	544	5,070	2,572	312	2,884	1,619	195	1,814	121	19	140	8,838	1,070	9,908
Plant Cost (as erected)	32,457	6,567	39,024	35,134	9,145	44,279	9,558	1,558	11,116	13,512	10,767	24,279	90,661	28,037	118,698
Land Cost													—	366	366
Pre-operation and Start-up Expenses													1,256	5,526	6,782
Interest during Construction													6,894	2,544	9,438
Total Fixed Capital													98,811	36,473	135,284
Initial Working Capital													—	4,475	4,475
Total Capital Investment													—	4,475	4,475

- Notes: 1) Including spare parts and catalysts for 2 years.
2) Including inland transportation cost.
3) F.C.: Foreign Currency Portion
4) L.C.: Local Currency Portion

は 1 Rai 当り 40,000 Baht (1 m²当り US\$ 1.22) である。VCMプラントの用地は PTT の購入用地の中に含まれていないが、PTT 用地に隣接する場合を仮定して、取得価格の単価はエチレンプラントの現在価格と同様とする。各プラントの所要面積は付帯設備も含めて、エチレンプラント用 306,000 m²¹⁾、VCMプラント用 300,000 m²²⁾ である。

(2) プロセスプラントコスト

プロセスプラントコストはエチレンおよび VCM のプロセスプラント建設に関する直接および間接の下記の費用から構成される。

A. 工業設備用機器および資材

工業設備としては必要なすべての機器および資材と、操業開始時に保有しなければならない予備品の費用を含む費用は FOB 価格である。

B. エンジニアリング費およびその他のソフトウェアの費用

工場設備の建設に必要なソフト費用、すなわちライセンスおよびノウハウフィー、基礎設計、詳細設計の設計費用、機器資材の購入、検査、書類作成等のサービス費用等からなる。すべて外資分と仮定している。

C. 輸送および保険費

海上運賃、横もち、陸揚げ費用、および内陸輸送のすべての輸送費および通関手数料を含む。陸揚げ港は Sattahip 港とし、そこから陸上輸送するものと仮定した。保険費用には海上輸送保険、機器据付保険等の保険費用が含まれる。

D. 土木建築費

土質調査、土地造成費を含む土木工事費、建屋および構造物の工事費およびこれらのための材料費、間接諸費用を含む。

E. 据付工事費

輸入機器の据付、配管、配線、計装、保温保冷、塗装および工事用諸資材が含まれる。また、仮設建屋工事、工事用役供給設備、建設機械、工事用事務所費用等の現場間接費用も含まれる。

F. 建設監督費

建設工事の監督のために必要なゼネラルコントラクターおよび機器供給メーカーの派遣員の費用、滞在費、その他の現地諸費用である。

(3) 用役設備費

用役供給計画に必要な用役諸設備の直接、間接の費用から構成される。詳細は(2)のプロセスプラントコストと同様である。

1) エチレンプラントおよび用役センター従業員の社宅用地 146,000 m²を含む。

2) VCMプラントおよび工業塩電解プラント従業員の社宅用地 100,000 m²を含む。

(4) オフサイト施設費

補修工場、予備品倉庫、原料製品等の分析室、事務管理部門建屋および設備、従業員食堂、消防設備、救急室、社宅、従業員宿舍、福利厚生施設等の設備の他、工場一般共用の道路、消火水配管、門、フェンス等が含まれる。

(5) 操業準備費

エチレンプラントおよびVCMプラントの商業運転開始までの従業員の費用、トレーニングおよびコンサルタントフィー、試運転期間中に必要な原料、用役等の必要経費の他、交通通信費、諸手続き費用等を考慮し、推定したものである。

(6) 初期運転資本

下記の条件を基礎にして算定した。

	エチレンプラント	VCMプラント
製品在庫：	エチレン、フル操業時の4日分	VCM；フル操業時の15日分 カセイソーダ；フル操業時の15日分
原料在庫：	エタン、フル操業時の5日分	工業塩、フル操業時の2ヶ月分
売掛金・買掛金：	手形のサイトは45日	手形のサイトは45日

ただし、買掛金としては製造コストの内変動費分だけを考慮した。

(7) 建設期間中金利

総固定資産の75%を借入金とし、借入スケジュールは次章の資金計画に記載の通り仮定した。金利は年率8%と仮定し、この借入スケジュールに基づき算定した。

第2章 資金計画

P T Tとの討議結果のとおり、総固定資本のうち、25%を資本金、残り75%と初期運転資金を長期借入金で賄うものとする。建設期間中に発生する金利は総所要資金に含めるが、内部収益率（IRR）の計算では除外される。

資金の調達先は未定であるので、本スタディでは国際金融の一般的な条件を考慮して、融資条件は返済猶予期間3年とし、10年均等払い、平均金利年率8%を用いた。借入のスケジュールは次のように仮定した。

	<u>エチレンプラント</u>	<u>VCMプラント</u>
1982年	15%	—
1983年	35%	30%
1984年	35%	50%
1985年	15%	20%

なお操業期間中に不足する資金は、国内金融機関からの短期間借入に依存するものとし、金利は年率13%とした。

第Ⅸ編付表の資金収支表に概略の返済計画が示されている。

第 VII 編
財 務 分 析

第Ⅶ編 財務分析

第1章 総論

本編では、本計画で生産されるエチレンおよびVCMについて算定された製造原価と、本計画の財務計画および財務分析について述べるとともに、財務面からみた本計画の妥当性についての評価結果を述べる。

1-1 本プロジェクトの企業形態

エチレンプロジェクトはPTTによって推進されるが、VCMプロジェクトは民間企業によって進められる可能性が強い。従って、エチレンプラントとVCMプラントを各個別に独立した企業体として財務分析を行う必要がある。エチレンプラントとその誘導体のプラントは、隣接して立地されることが好ましく、ほとんどのエチレンプラントがこのようなコンビナートを形成している。第Ⅳ編におけるVCMプラントのサイトの候補地に関する検討結果に基づき、本編では両方のプラントが隣接して立地し、エチレンの供給を配管で行うと共に、共同の用役設備をもつことを前提とした。

共通の用役センターはエチレンプラント側におくものとしている。エチレンプラントとVCMプラントの投資額および、製造原価に占める用役費の計算は以下に述べるような考え方に従って行なった。

(1) エチレンプロジェクト

エチレンプロジェクトの財務分析は次の2つの角度から実施した。

Case - A

投資額はエチレン製造設備、タンクヤードおよびオフサイトに対する投資額のみとし用役設備分を除く。従って必要な用役は共同用役センターより購入するものとする。

用役費は、共同用役設備を用役コストセンターとして、各用役毎に想定販売単価¹⁾に原単位を乗じて算出した。

Case - B

投資額はCase - Aにさらに用役センター設備を加えたものとする。エチレンプロジェクト以外（VCMプロジェクトなど）への用役供給額はCase - Aの想定販売単価を用いて算出しこれをエチレン製造コストから控除した。

1) 用役設備の操業コストに金利およびリターンを加えたコスト。その算出方法については本編3-2参照。

(2) VCMプロジェクト

投資額はVCMと工業塩電解プラント¹⁾、タンクヤードおよびオフサイトに対する投資額をとり、共同用役設備分の負担は考えない。従って必要な用役はすべて共同用役センターおよび外部より購入するもの²⁾と考える。用役費はエチレンプロジェクトのCase-Aで設定した想定販売単価に原単位を乗じて算出した。

1-2 その他の計算条件

本編に示す製造原価および財務計画は、本計画の商業生産開始時期はエチレンプロジェクト、VCMプロジェクトの両方とも1985年7月と仮定し、かつ、本計画の経済耐久年限(economic life span)を本格操業開始後15年として算定したものである。

これらの製造原価および財務計画は、1980年固定価格による。1980年固定価格とは1980年時点での実勢価格を推定される価格レベルで、かつ、それを本計画のライフ期間中変らないものと看做した価格レベルを意味する。計算の目的は、プロジェクトの収益性の評価であり、物価上昇を想定することによる不確実性を排除した³⁾。実際の所要資金は当然、物価上昇によりここで算出した額よりも高くなるので実行段階での見直しが必要である。

第2章 販売計画

2-1 製品の生産・販売計画

2-1-1 エチレンプロジェクト

エチレンプロジェクトの生産能力は、第Ⅳ編の結論に従い、230,000トン/年を前提とする。エチレンプラントで生産されるエチレンは主としてLDPE、HDPEに供給されると共に、本計画で検討するVCMプラントに供給される。

第Ⅱ編に述べたエチレンの需要に基づく、販売見通しの上にならって生産・販売計画を次の通り設定した。エチレンの在庫量は3,500トン(100%稼働時の5日分)をもつものとし、操業初年度の販売量に加えて生産するものとする。

-
- 1) 但しクーリングタワーシステム、および受変電設備は含まれる。
 - 2) 電力および燃料ガス以外は、共同用役センターより供給される。
 - 3) 本フィージビリティスタディの最大の目的は、エタンベースのエチレンプロジェクトがタイ国においてフィージブルであるかどうか、また逆に、エチレンプロジェクトをフィージブルならしめる原料エタンの供給価格を決定することにある。従って、全ての価格項目にエスカレーションを盛り込み、将来の価格およびコスト(例えば1985年ベース)でプロジェクトのフィージビリティを論ずることは作業を繁雑にするだけで結果の精度向上に何ら寄与しないので避けた。

エチレン生産・販売計画 (unit: ton)

	エチレン		
	生産量	販売量	在庫量
1985	70,500	67,000	3,500
1986	142,700	142,700	3,500
1987	149,700	149,700	3,500
1988	170,600	170,600	3,500
1989	182,600	182,600	3,500
1990	189,400	189,400	3,500
1991	199,300	199,300	3,500
1992	206,600	206,600	3,500
1993	214,300	214,300	3,500
1994	230,000	230,000	3,500
1995	230,000	230,000	3,500

2-1-2 VCMプロジェクト

VCMプロジェクトの生産能力は、第Ⅳ編の結論に従い、80,000トン／年を前提とする。VCMは全量PVCの原料として出荷される。VCMプロジェクトにはVCM製造に必要な塩素を自家製造することとし、工業塩の電解プラントを含む。電解プラントの生産能力は、塩素48,000トン、カセイソーダ51,000トンで、塩素は全量VCM生産に充当し、カセイソーダは各種需要先に販売される。

第Ⅱ編に述べたVCMの需要にもとづいた販売見通しの上になつて生産・販売計画を次の通りに設定した。工場の製品在庫量はVCM 3,360トン、カセイソーダ 2,167トン(100%稼働時の15日分)をもつものとし、操業初年度の販売量に加えて生産するものとする。

VCMおよびカセイソーダ生産・販売計画 (unit: ton)

	V C M			苛性ソーダ		
	生産量	販売量	在庫量	生産量	販売量	在庫量
1985	32,160	28,800	3,360	20,743	18,576	2,167
1986	62,800	62,800	3,360	40,506	40,506	2,167
1987	68,400	68,400	3,360	44,118	44,118	2,167
1988	74,400	74,400	3,360	47,988	47,988	2,167
1989	80,000	80,000	3,360	51,600	51,600	2,167
1990	80,000	80,000	3,360	51,600	51,600	2,167
1991	80,000	80,000	3,360	51,600	51,600	2,167
1992	80,000	80,000	3,360	51,600	51,600	2,167
1993	80,000	80,000	3,360	51,600	51,600	2,167
1994	80,000	80,000	3,360	51,600	51,600	2,167
1995	80,000	80,000	3,360	51,600	51,600	2,167

2-2 製品の販売価格

財務計画および財務分析の基礎として用いたこれら製品の予想販売価格について述べる。

2-2-1 エチレンプロジェクト

(1) エチレン

本計画で生産されたエチレンは Rayong 地区で建設中の LDPE および、計画中の HDPE プラントの他、本計画のもう一つの対象である VCM プロジェクトの原料として供給される。現在建設中の LDPE プラントは本計画の立案前に計画されており、原料エチレンは当面、液化エチレンを輸入するときいている。本計画のエチレン価格は、少なくともこの輸入エチレンの価格に匹敵するものでなければならないはずである。また本計画で生産されたエチレンを原料とする LDPE、HDPE や PVC ないしは VCM が、それらの輸入価格に対して競争力のあるような価格の設定が行われなければならない。

第Ⅱ編市場調査の結果をふまえ、基本ケースの財務計画では 1980 年時点の工場出荷価格として US\$ 800/トン¹⁾を基準とする。感度分析ではエチレン価格を US\$ 800/トン±10%と設定する。

2-2-2 VCM プロジェクト

本計画で検討した VCM プロジェクトには、塩素源として工業塩の電解プラントが併設される。従って工場全体としては VCM と共に、カセイソーダが生産される。

(1) VCM

本計画で生産された VCM は、現在操業中および今後増設計画中の PVC プラントに供給される。現在操業中の PVC プラントは、全面的に輸入 VCM に依存している。本計画の VCM 価格は原則としてこの輸入 VCM 価格に匹敵しなければならない。また、今、仮に本計画による VCM 生産と、これを原料とする PVC の生産を含めて、1つの工場と考えた場合には、この工場によって生産・販売される PVC が少なくとも輸入 PVC より安くなるような条件設定が必要であろう。

このような考察をもとに、基本ケースの財務計画では 1980 年時点の工場出荷価

1) しかし、このエチレン価格は主としてエチレンの大口消費先であるポリエチレン側から想定される価格であるので、事業主体は異なるとはいえ本エチレンプロジェクトとインデグレートした形で進められる VCM プロジェクトの採算性次第では、エチレン価格に政策的な配慮が必要である。もし、VCM プロジェクトの収益性が低く、民間資本に投資の意欲を起こさせるほどのものではない場合には、エチレン需要がそれだけ減退し、ひいては、本エチレンプロジェクトのフィージビリティスタディの基本前提を根底から変えてしまう結果となる。この問題については第Ⅱ編で述べる。

格としてUS\$750/トンを基準とする。感度分析ではVCM価格をUS\$750/トン±10%と設定する。

(2) カセイソーダ

現在タイではカセイソーダの生産が行なわれているが、国内生産のみでは不足するため輸入も行なわれている。このような事情を反映してカセイソーダの国内市場価格はUS\$500/トン¹⁾程度と国際価格より高い価格で取引されている。

本計画ではVCMに必要な塩素の生産に伴いカセイソーダが併産されるので、このカセイソーダの国内消費のためには積極的な需要の開拓が必要とされる。このためには、現在の国内価格をとることは不適當であり、世界の市場価格も考慮しながらある程度の価格低下を見込む必要がある。

このような考慮のもとに、基本ケースの財務計画では1980年時点の工場出荷価格としてUS\$350/トンを基準とする。感度分析ではこの価格をUS\$350±10%と設定して行う。

第3章 製造原価

3-1 原料価格

3-1-1 エチレンプロジェクト

(1) エタン価格

P.T.Tのガス処理プラントから供給されるエタンの価格は決定されていない。価格設定の考え方としてはエタンをエチレン原料として有効利用しない場合の価格として燃料評価価格が想定される。燃料評価価格の最低額としては発電用燃料としてUS\$255/bblの重油と発熱量ベースで等価であると考えるとその価格としてUS\$4218/MMBtuが得られる。これをエタンに換算するとUS\$190/トン²⁾が想定される。

ここでは一応第IV編第2章で述べたエチレンプラントの代替案の比較、検討結果に基づき、本プロジェクトに対するエタンの供給価格はUS\$350/トン³⁾を基準とし、感度分析では当該基準価格を変動せしめることとした。

1) 100% NaOH換算

2) エタンの低発熱量は11,349.6Kcal/kgであるから $(\$4218) \times (11,349.6) (10^{-3}) / (0.252) = \$190/\text{トン}$

3) 第IV編における議論からこのエタン価格は、このエチレンプロジェクトをフィードブルならしめ得る価格であるといえる。

3-1-2 VCMプロジェクト

(1) エチレン価格

VCMプロジェクトで使用するエチレンは隣接するエチレンプラントから供給される。プラント入口でのエチレン価格は、エチレンプラントの工場出荷価格である。従って基準ケースではUS\$800/トンと設定するが、VCMプロジェクトの経済性を考慮しUS\$700/トンの代替案についても検討する。

(2) 原塩価格

塩素源として使用する原塩の価格は、タイ国内で採取される岩塩あるいは海塩を使用する。岩塩については現在ASEAN岩塩、ソーダ灰プロジェクトで検討中であるが、まだその結論は公表されていない。従って既存の電解プラントで使用中海塩の価格を基礎に、プラントサイトまでの輸送費を考慮して原塩を450 Baht/トン(US\$22/トン)と設定した。

3-2 用役供給価格

3-2-1 用役価格の決定方法

既に述べたように、エチレンプロジェクトとVCMプロジェクト(工業塩電解プラントを含む)は、別々の企業形態になる公算が強い。しかし、全体としての設備費の節減および操業コストの低減という観点からは、設備投資の重複を避け、集中生産できるものは1ヶ所でまとめて生産するのが望ましい。本フェージビリティスタディでは他国における石油化学コンプレックスの実際のあり方も充分考慮に入れ、それぞれプラントの操業に必要な用役は、共同用役センターでまとめて生産するという考え方に立ち、これをエチレンプロジェクト側がまとめて管理する¹⁾ものとした。

従って各プロジェクトを独立に採算評価するためには、用役供給コストの算定が必要となる。表VII-1は第V編の技術的検討の結果を基に作成したコンプレックス全体の用役バランスである。また、表VII-2には第VI編で示した設備投資額の内、エチレンプラント側で所有すべき共同用役センターに必要な設備投資額の内訳²⁾および工場全

1) 用役の大部分はエチレンプラント側が必要とされるものであり、また、エチレンプラントのスタートアップ用ボイラーの有効利用という観点からもこのような方式が妥当である。また、開発途上国の石油化学プロジェクトは、エチレンプラントは国営、下流プロジェクトは民間資本の運営にまかせられるケースも多く、その場合には、エチレンの供給とともに下流プロジェクトに用役の供給が行なわれることが一般的である。

2) 操業準備費は各用役設備の設備費に比例配分した。

Table VII-1 BALANCE AND REQUIREMENTS FOR RAW MATERIALS, PRODUCTS AND UTILITIES (ETHYLENE 230,000 T/Y)

Requirements of Materials and Utilities, etc.		Total Complex													Remarks					
		Petroleum Authority of Thailand (PTT)											Outside PTT			Total (Supply from Outside)				
		Utilities Center											Thai VCM Co.							
Companies	Ethylene Plant	Raw Water Clarifier & Sand Filter	Deminerlizer	Polisher	Deaerator & BW	Cooling Water System	Potable Water	Steam and Power Generation	Instrument & Plant Air Generation	Air Separation	Utilities Center Sub-Total	PTT Sub-Total	VCM Plant	Electrolysis Plant	Thai VCM Co. Sub-Total	HDPF Plant	Sub-Total			
Ethylene (T/H)	△28.75											△28.75	4.75		4.75		△24.0	for Sale		
VCM (T/H)													△10.0		△10.0		△10.0	for Sale		
Causic Soda (T/H)														△6.45	△6.45		△6.45	for Sale		
Ethane (T/H)	35.87											35.87					35.87	from LPG plant		
Salt (T/H)														11.4	11.4		11.4			
Chlorine (T/H)														△6.0	-		-			
Hydrochloric Acid (T/H)													△0.9	0.9	-		-			
Fuel Gas (MMBTU/H)	44.84							207.9				252.74	43.65	△19.84	23.81		276.55	from LPG plant		
Raw Water (T/H)		474									474	474	2,367	17,280	19,647	5,300	24,947	474	from Dok Krai reservoir	
Power (KW)	1,435	271	104	45		528	9	△3,152		760	△1,435	-					24,947		from EGAT	
Steam, 42 ^K (T/H)	13.9				3.52	12.97		△42.73	3.64		△22.6	△8.7					8.7			
Steam, 15 ^K (T/H)								△8.6			△8.6	△8.6	6.2	2.4	8.6		8.6			
Steam, 2 ^K (T/H)					14.99	△12.97		△2.88	△3.64		△4.5	△4.5	4.5		4.5		4.5			
Filtered Water (T/H)		△436.4	57.4			230	10				△139	△139	80	14	94	45	139			
Deminerlized Water (T/H)			△45.92	36.12							△9.8	△9.8		9.8	9.8		9.8			
Condensate (T/H)	△127.4			127.4							127.4	-					-			
Polished Water (T/H)				161.4	161.42						-	-					-			
Boiler Feed Water (T/H)	124				179.83			55.83			△124	-					-			
Potable Water (T/H)	5					△10					△10	△5	2.5	2.5	5		5			
Cooling Water (T/H)	6,900					△7,400	350	50		100	△6,900	-					-			
Instrument & Plant Air (Nm ³ /H)	1,168	20	20	20	20	20	50	△2,500	140	140	△2,210	△1,042	450	592	1,042	1,042	1,042			
Oxygen (Nm ³ /H)											△1,050	△1,050	1,050		1,050		1,050			
Inert Gas (Nitrogen) (Nm ³ /H)	500										△1,130	△630	200	20	220		220		△410	Purge
Catalyst & Chemicals (\$/Hour)	143.7	8.4	11.6	2.3		34.5					56.8	200.5	11.2	147.6	158.8		158.8		359.3	
Erected Plant Cost (Thousand \$ in 1980 constant price)												186,605			118,698		305,303			
Man Power Requirement												344			294		638			

Note: 1) △ = Generation
2) 8,000 Hours/Year Base

Table VII-2 BREAKDOWN FIGURES OF CAPITAL COST AND LABOR REQUIREMENT FOR UTILITIES CENTER (PIT)

		(US\$ thousand in constant 1980 prices)				
Utilities Facilities		Plant Cost (as erected)	Pre-operation & Start-up Expenses	Interest During Construction	Total	Labor Requirement
1.	Clarifier Sandfilter	3,182	151	312	3,645	8.8
2.	Demineralizer	1,481	71	145	1,697	4.1
3.	Polisher	1,558	73	153	1,784	4.3
4.	Deaerator & BFW Pumps/Drives	549	26	54	629	1.5
5.	Potable Water	110	5	11	126	0.3
6.	Cooling Water System	3,737	178	366	4,281	10.3
7.	Instrument & Plant Air Generation	1,127	53	110	1,290	3.1
8.	Air Separation	5,745	271	562	6,578	15.8
9.	Steam & Power Generation	11,763	556	1,151	13,470	32.4
10.	Waste Water Treatment	3,511	166	344	4,021	9.7
	(Sub-total)	(32,763)	(1,550)	(3,208)	(37,521)	(90.3)
11.	Main Substation	2,446	115	240	2,801	6.7
	Total	35,209	1,665	3,448	40,322	97

体の人員配分¹⁾が示されている。

外部から直接購入する用役、即ち燃料、工業用水 (Raw water)、および VCM / 工業塩電解用電力以外のすべての用役価格²⁾は、前記のデータを用いて計算³⁾した。この価格には、用役設備の投資に対する適当なリターンが含まれている。用役価格決定の基礎とその結果を次に示す。

3-2-2 用役価格の計算基礎

(1) 外部より受入れる用役の価格

工業用水：US\$ 0098 / t (2 Baht / t)

燃料ガス：US\$ 4218 / MMBtu (低発熱量)

電 力：US\$ 0054 / KWH (1.1 Baht / KWH)⁴⁾

(2) 用役価格の算出基礎

償 却：10年定額、残存価値ゼロとする。

人 件 費：人数 × US\$ 2,700 / 人・年

オーバーヘッド：人件費の100%

メンテナンス：各プラントコストの2%/年

保険および公課：各プラントコストの15%/年

金 利：設備投資額 (但し、用役センターの運転資金は考慮しない) の
75%を借入金と考え、その金利を8%と仮定した。従って平均金利として $8\% \times 0.75 = 6\%$ / 年とした。

薬 品 類：表Ⅶ-1に示される通り

用 役 費：外部より受入れる用役については (前記1) の 価格) × (必要
量)、その他の用役については (ここで算出された用役価格)
× (必要量)

用役設備投資に
対するリターン：設備投資額の14%/年

- 1) 表Ⅴ-25に示される組織人員表内、エチレンプラントおよび用役プラントの直接運転人員以外は、次のような考え方によってエチレンプラントおよび用役プラントのそれぞれに配分した。
管理部門 (エチレンプラント対用役プラントの運転人員に比例配分)
保全部門および技術管理部門 (エチレンプラントおよび用役プラントの建設費に比例配分)
その結果合計344人はエチレン製造関係に247人、用役関係に97人と配分される。この用役関係分97人を表Ⅶ-2の各用役設備の建設費で比例配分したものが、それぞれの個別用役発生設備の所要人員として表わされている。
- 2) VCMプラントのオキシクロリネーション用酸素も含む。
- 3) 共同廃水処理費も含む。各用役設備自体が消費する用役があるので、計算は逐次的に行うことはできない。求めようとするそれぞれの用役コストを未知数としてコスト計算をし、その結果からいくつかの連立方程式をえて、これを解くという手順が必要となる。
- 4) 従って用役センター内で発生する電力の価格もこれと同一価格と見なし併産される蒸気の価格を決定した。

3-2-3 用役価格の決定

以上の考え方と方法に従って算出した用役価格を表Ⅶ-3に示す。この価格をもって用役センターから、VCMプラントおよびエチレンプラント（前記Case-Aの評価方法の場合）への用役供給価格とする。

3-3 減価償却

減価償却についてタイ国には明確な規定がないので、本計画の対象である化学プラントの世界的な標準耐用年数である10年をとり、残存価値ゼロの定額償却法とした。土地代と運転資本は償却の対象とならない。

3-4 人件費およびオーバーヘッド

直接人件費は、PTTより示された給与データを基礎として、従業員1人当りの平均給与額を算出した。1980年の平均人件費は、US\$150/月（約3,000 Baht/月）で、年間6ヶ月分の給与が加算されると考え、年間の1人当たり平均人件費をUS\$2,700と設定した。オーバーヘッドとして直接人件費の100%を計上した。

3-5 修繕維持費および保険公課

修繕維持費は、プラントコストの3%を年間費用とする。保険公課はプラントコストの1.5%をみた。

3-6 本社一般管理費

製品の販売のための費用および本社関係等の管理費として工場金利前原価の2%を計上した。

3-7 租 税

PTTはタイ政府の公的企業であり、法律の定める所により、所得税、輸入関税等について一般企業と異なる取扱いをうける。PTTとの打合せにより、本計画の財務分析では、法人税、事業税（Business tax）、および輸入関税等は除外して検討する。除外の対象はエチレンプラントおよびVCMプラントの双方¹⁾である。

3-8 エチレンの製造原価

エチレンの製造原価を表Ⅶ-4（Case-A）および表Ⅶ-5（Case-B）に示す。

1) PTTの意向による。

Table VII-3 UTILITIES PRICE (FROM PTT UTILITIES CENTER)

Filtered Water	:	\$0.52/T
Demineralized Water ¹⁾	:	\$2.64/T
Polished Water	:	\$3.18/T
Boiler Feed Water	:	\$4.95/T
Potable Water	:	\$1.13/T
Cooling Water (Recirculation)	:	\$0.077/T
Steam ²⁾ 42K	:	\$31.7/T
15K	:	\$22.19/T
2K	:	\$15.85/T
Instrument & Plant Air	:	\$0.047/Nm ³
Oxygen & Nitrogen	:	\$0.19/Nm ³
Fuel Gas	:	\$4.218/MMBtu ³⁾
Raw Water	:	\$0.098/T (2 Baht/T) ³⁾
Electric Power,	:	\$0.054/KWH (1.1 Baht/KWH) ⁴⁾
Waste Water Treatment Cost	:	\$1,382,000/Year

Notes: 1) Regarding steam condensate from the ethylene plant, the same evaluation as used for demineralized water.

2) Because it is thought that the price of steam at different pressures is comparable to the effective energy with 42 k steam as 1.0, 15 k steam is 0.7 and 2 k steam is 0.5.

3) Source: PTT.

4) Source: EGAT/PEA.

Table VII-4 ETHYLENE PRODUCTION COST (CASE-A)

	1986: 142,700 t/y		1990: 189,400 t/y		1994: 230,000 t/y	
	Production Cost		Production Cost		Production Cost	
	\$/t	%	\$/t	%	\$/t	%
Ethane	436.7	56.3	436.7	63.2	436.7	68.2
Cat. & Chem.	5.0	} 8.7	5.0	} 9.7	5.0	} 10.5
Fuel Gas	6.6		6.6		6.6	
Power	2.7		2.7		2.7	
Steam	15.3		15.3		15.3	
BFW	21.4		21.4		21.4	
Condensate (Credit)	-11.7		-11.7		-11.7	
Cooling Water	18.5		18.5		18.5	
Inert Gas	3.3		3.3		3.3	
Instrument & Plant Air	1.9		1.9		1.9	
Cost for Waste Water Treatment, etc.	4.4		4.4		4.4	
Variable Cost (Sub-Total)	504.0	65.0	504.0	72.9	504.0	78.7
Labor	4.8	} 7.5	3.6	} 6.4	3.0	} 5.7
Plant Overhead	4.8		3.6		3.0	
Maintenance	32.3		24.4		20.1	
Insurance, etc.	16.2		12.2		10.0	
Depreciation	123.3	15.9	92.9	13.4	76.5	11.9
Fixed Cost (Sub-Total)	181.4	23.4	136.7	19.8	112.6	17.6
Ex-Factory Production Cost	685.4	88.4	640.7	92.7	616.6	96.3
Head Office Expenses & Interest Charges	89.7	11.6	50.1	7.3	23.8	3.7
Production Cost, Total	775.1	100.0	690.8	100.0	640.4	100.0

Table VII-5 BREAKDOWN OF ETHYLENE PRODUCTION COST (CASE-B)

	1986: 142,700 t/y		1990: 189,400 t/y		1994: 230,000 t/y	
	Production Cost		Production Cost		Production Cost	
	\$/t	%	\$/t	%	\$/t	%
Ethane	436.7	56.8	436.7	65.5	436.7	71.5
Cap. & Chem.	} 5.0	} 0.7	} 6.3	} 0.9	} 11.4	} 0.8
Power						
Raw Water						
Sales & Utilities (Credit)						
Viable Cost (Sub-Total)	441.7	57.5	443.0	66.4	448.1	73.3
Labor Cost	6.5	} 9.3	4.9	} 8.0	4.0	} 7.4
Plant Overhead	6.5		4.9		4.0	
Maintenance	39.1		29.6		24.3	
Insurance, etc.	19.6		14.8		12.2	
Depreciation	149.5	19.5	112.7	16.9	92.7	15.2
Fixed Cost (Sub-Total)	221.2	28.8	166.9	24.9	137.2	22.6
Ex-factory Production Cost	662.9	86.3	609.9	91.3	585.3	95.9
Head Office Expenses and Interest Charges	104.8	13.7	57.1	8.7	25.5	4.1
Production Cost, Total	767.7	100.0	667.0	100.0	610.8	100.0

以上の結果から、エチレン製造コストに占めるエタンの割合は、ほぼ60～70%¹⁾、固定費の占める割合は、約30～35%であることがわかる。

図Ⅶ-1には、エタン価格およびエチレンプラントコストの変化によってエチレン製造コスト²⁾が変化する様子が示されている。エタン価格の影響は、特にプラントの操業開始直後が大きく、その後操業率が高まるにつれて、その影響は相対的に低下することがわかる。

3-9 VCMおよびカセイソーダの製造原価

VCMおよびカセイソーダの製造原価を表Ⅶ-6に示す。VCMプラントには塩素供給源としての電解プラントを含むので、ここに示すコストはVCMと併産されるカセイソーダを総合したものである。³⁾ 製造原価に占めるエチレンおよび電力の割合はそれぞれ約40%および10%である。また、固定費の占める割合は30%である。

図Ⅶ-2は、エチレン価格、電力価格および建設費の変化によるVCMおよびカセイソーダ、製造原価の変化が示されている。原価構成からも推定されるが、エチレンの供給価格がコストにおよぼす影響が大きいことがわかる。固定費のほぼ2/3を占める償却費、および電力費も原価に少なからぬ影響をおよぼすことに留意しなければならない。電力費は、現在化学工業用として、供給価格は、1.1 Baht/KWHと設定されているが、電解プラントにとっては廉価な電力の供給がプロジェクト成立のために最も重要な要因の一つであることがわかる。

-
- 1) 勿論原料エタンの供給価格によって左右される。エタン供給価格が\$350/トン以上であればこの割合はさらに上昇し、逆に\$350/トン以下であれば低下する。またエチレンプラントとしてのコスト評価の範囲の設定のし方(例えばCase-AとCase-B)や製造開始後何年目(つまりプラントの稼働率の違い)を基準にとるかということによっても多少異なる。
 - 2) 参考のため、1986、1990および1994年という3つの時点におけるエチレン製造コストについて感度分析を行った。
 - 3) 電解プラントで生産される塩素を全量VCMとすると、VCM1トンの生産に対し、カセイソーダは、0.645トンが生産される。従ってここに示すコストはVCM1トンとカセイソーダ0.645トンを生産するためのコストである。

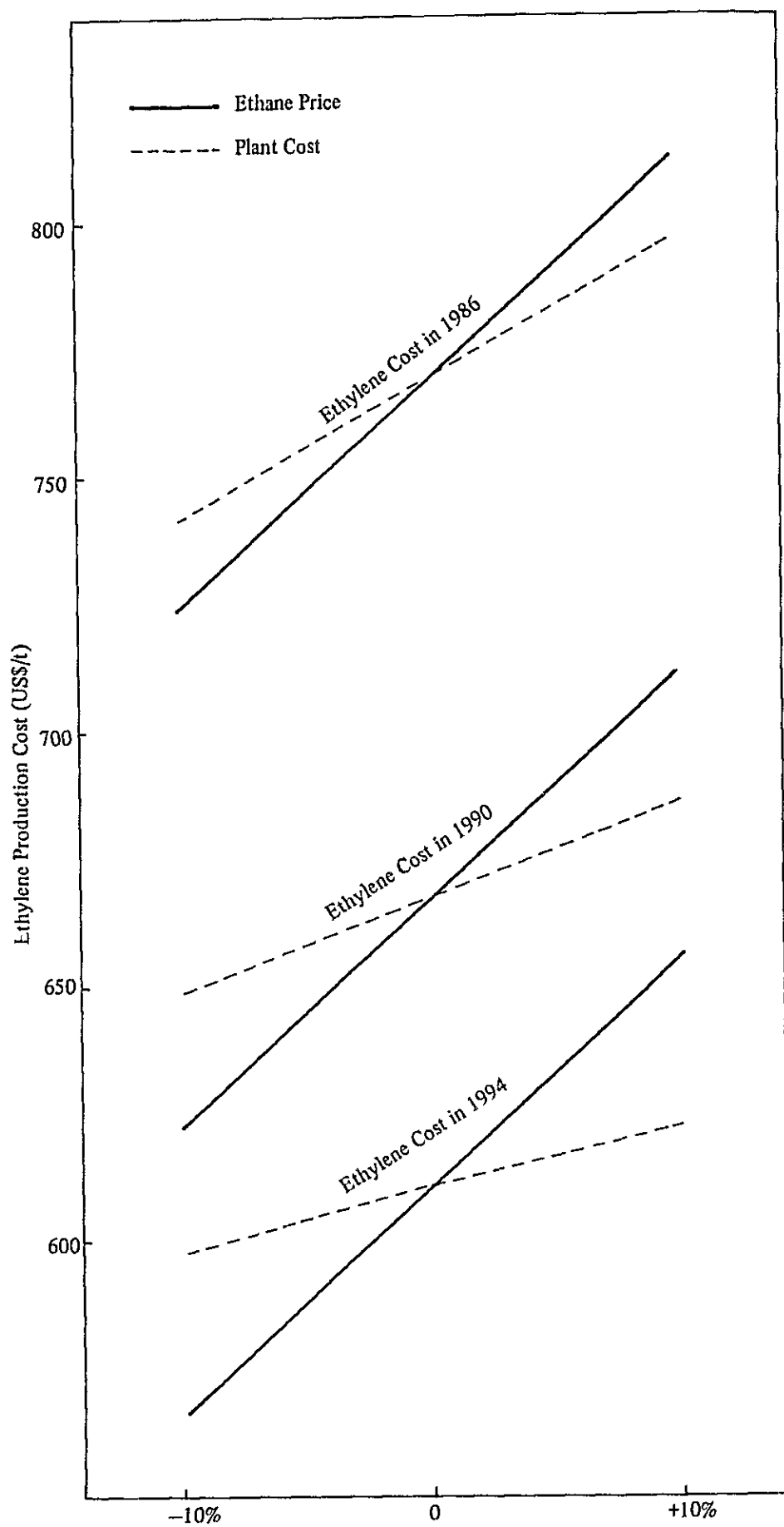


Fig. VII-1 SENSITIVITY ANALYSIS OF ETHYLENE PRODUCTION COST

Table VII-6 BREAKDOWN OF VCM AND CAUSTIC SODA PRODUCTION COST

Production	1986		1994	
VCM	62,800 t/y		80,000 t/y	
Caustic Soda	40,506 t/y		51,600 t/y	
Breakdown	US\$/T	%	US\$/T	%
Salt	25			
Ethylene	380	34		41
Oxygen	20			
Chemicals	16			
Raw Materials Cost	(441)	(40)	(441)	(48)
Power	106	10		11
Other Utilities	53			
Waste Water Treatment	5			
Utilities Cost	(164)	(15)	(164)	(18)
Variable Cost (Sub-total)	605	55	605	66
Depreciation	215	19	169	18
Labor	13		10	
Maintenance	57		45	
Electrode and Iron Exchange Membrane	19	12	15	11
Insurance, etc.	28		22	
Plant Overhead	13		10	
Fixed Cost (Sub-total)	345	31	271	29
Ex-factory Production Cost	950	86	876	95
Head Office Expenses and Interest Charges	153	14	46	5
Production Cost, Total	1,103	100	922	100

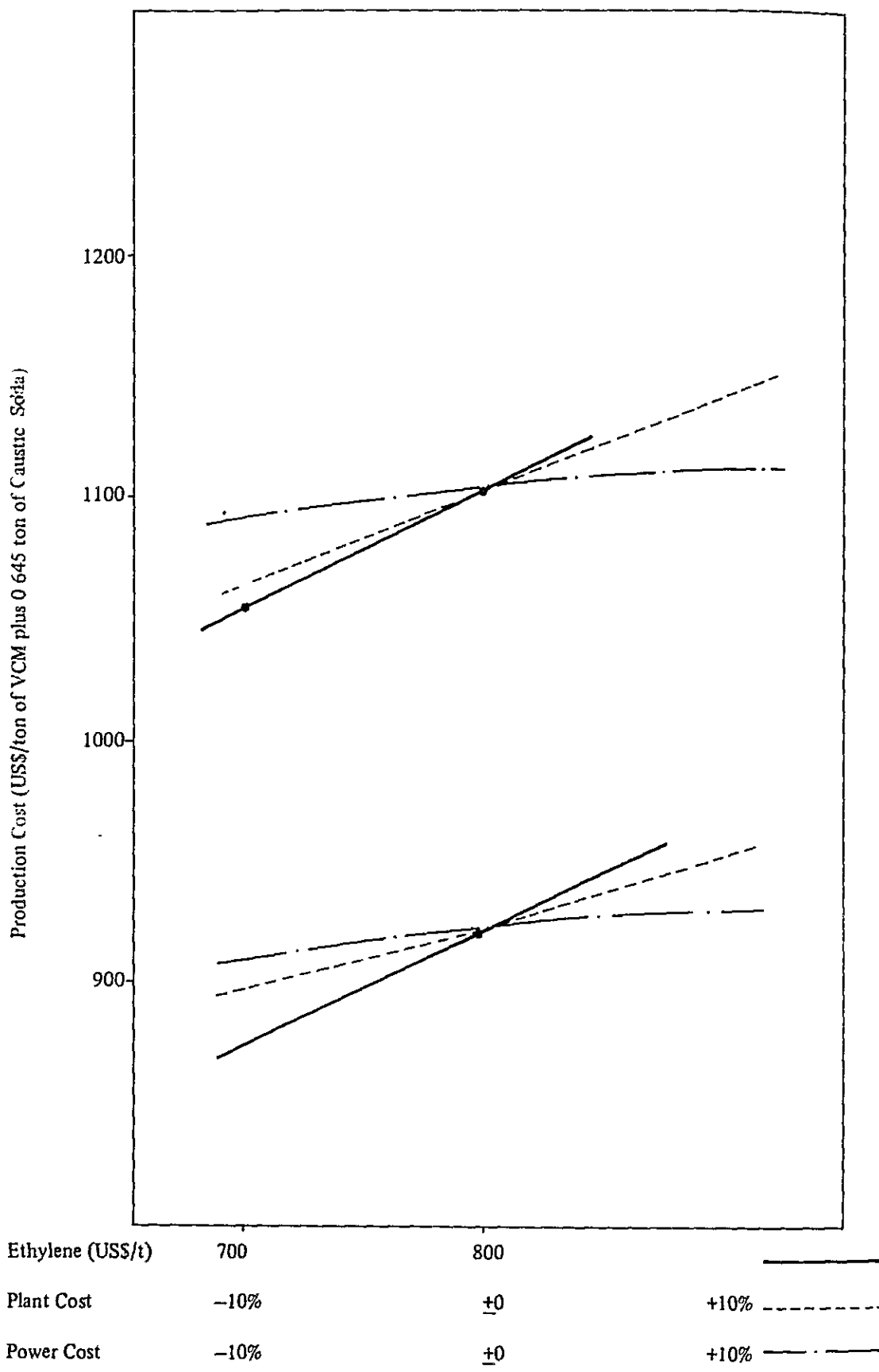


Fig. VII-2 SENSITIVITY TEST ON VCM AND CAUSTIC SODA PRODUCTION COST

第4章 財務分析

4-1 前提条件

前章までに述べた財務分析の前提条件を下記の通り整理する。

	エチレンプロジェクト	VCMプロジェクト
プロジェクトの経済ライフ：	15年	左に同じ
資本 / 借入金比率：	25/75	〃
金利 長期借入金：	年利 8%	〃
短期借入金：	年利 13%	〃
支払条件：	13年(3年間の支払猶予期間を含む) 元本半年賦均等払	〃
製品販売価格：	エチレン US\$ 800/t	VCM US\$ 750/t カセイソーダ US\$ 350/t
原料価格：	エタン US\$ 350/t	エチレン US\$ 800/t 原塩 US\$ 22/t

生産量	エチレン	VCM	カセイソーダ
1985(7/12月)	70,500トン	32,160トン	20,733トン
1986	142,700	62,180	40,506
1987	149,700	68,400	44,118
1988	170,600	74,400	47,988
1989	182,600	80,000	51,600
1990	189,400	80,000	51,600
1991	199,300	80,000	51,600
1992	206,600	80,000	51,600
1993	214,300	80,000	51,600
1994以降	230,000	80,000	51,600

4-2 財務分析結果

4-2-1 エチレンプロジェクト

(1) 財務分析

以上に述べた前提条件に基づきエチレンプラントプロジェクトの財務分析を実施した。その結果を本編の付表¹⁾に添付する。この付表には損益計算表 (Income Statements)、資金収支表 (Fund Flow Statements)、貸借対照表 (Balance Sheet) 等の財務諸表とともに、製造コスト表、財務的内部収益率計算表²⁾、プロジェクトの収益性および財務状態を示す諸指標²⁾が含まれている。

(2) 財務評価

これらの財務分析の結果によると、本エチレンプロジェクトの収益性、ならびに財務的なポジションは下記の通りである。

(a) 財務的内部収益率 (FIRR)

本プロジェクトに対する投資の利益率を内部収益率 (IRR) によって評価する。財務分析の結果によると本エチレンプロジェクトの内部収益率は 196% である。

ゆえに、本エチレンプロジェクトは十分にフィージブルである。また、付表に示す損益収支表、資金収支表、貸借対照表、財務諸表、ならびに収益性その他の財務諸指標は、本プロジェクトが財務的に何ら問題なく健全であることを示している。

図Ⅶ-3にはエチレン販売価格、エチレン供給価格、およびエチレンプラントの建設費という主要々因が前提条件として設定した値より変動した場合、上記IRR値にどのような影響をおよぼすか、解析した結果が表示されている。これによると、本プロジェクトに対する条件が次のように悪化した場合、IRR値は、196%からそれぞれ次に示す値まで低下することが判る。

	IRR	IRRの低下
エチレンプラント価格が10%上昇した場合：	176%	(20%)
原料エタン価格が10%上昇した場合	167%	(29%)
製品エチレン売価が10%低下した場合	145%	(51%)
エチレンプラント価格の10%上昇と原料エタン価格の10%上昇が同時に生じた場合：	146%	(50%)

1) 本編第1章にて述べた本エチレンプロジェクトに対する2つの角度からの評価、即ちCase-A、Case-Bの各々について、付表Ⅶ-1、およびⅦ-2に添付した。

2) Case-A、Case-Bは全く同じ結果を与えている。従って、どちらの方法によっても本エチレンプロジェクトは評価できるので以下Case-Bに基づき議論を進める。

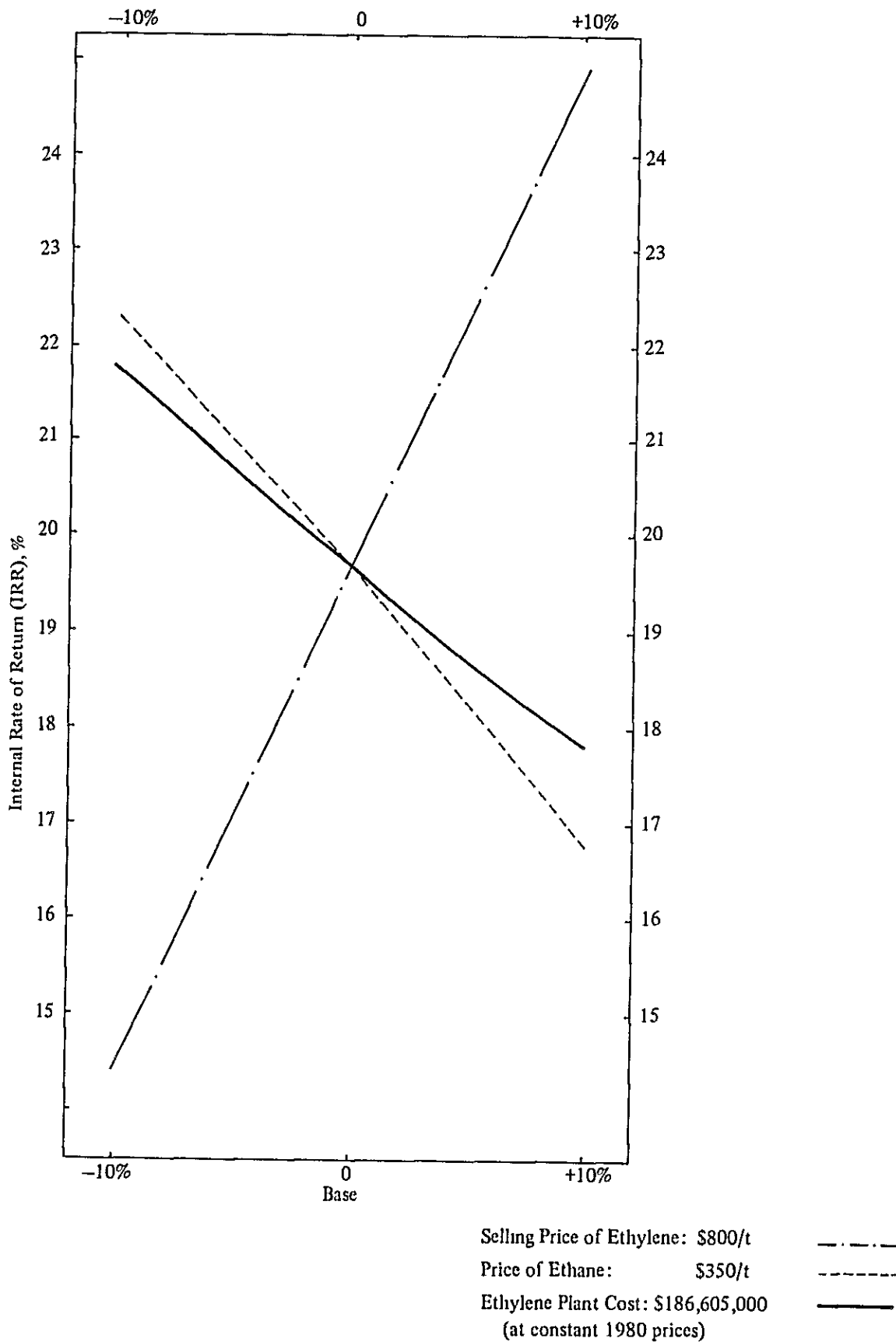


Fig. VII-3 RESULT OF SENSITIVITY ANALYSIS FOR PTT ETHYLENE PROJECT (CASE-B)

従って、このような条件の悪化に対しても、本プロジェクトは依然として、フィージブルなレベルにとどまり得ることが判る。このようなプロジェクトの採算性に大きく影響する要因が同時に重複して悲感的な方向にばかりずれるという可能性は、きわめて小さいと考えられる。特にエタン価格の上昇とエチレン売値の低下が同時に生じるCaseはあり得ないので、このプロジェクトは少々、悲感的な環境設定をしても、なおかつ充分フィージブルである。

(b) 収益性

本編の付表に添付した損益計算表によると、収益は操業開始初年度1985年からあり、以後年々その増加を期待できる。15年間を平均した払込み資本利益率は、68.5%であり、この設備投資を正当化するに十分に高い収益が期待される。また利益は全部国家収入によるという考え方(PIT)からすれば、本プロジェクトの国家財政への寄与は大きい、その点からもこのプロジェクトは正当化される。

(c) 財務的ポジションおよび資金返済能力

付表に添付されている資金繰表によると、本プロジェクトは操業開始後いずれの時点においても、資金のshortを生ずることはなく、従って短期資金の借入れを行う必要はない。また財務諸指標表に示されているように債務返済比率は最低の場合でも1.6あり、また借入金返済の全期間平均は3.37であるので、このプロジェクトの資金返済能力は十分に高く、何ら問題はない。このように、本エチレンプロジェクトは、あらゆる角度から見て、財務的に健全であることを示している。

以上の結果から、本エチレンプロジェクトは、その投資を正当化するに十分な収益性を有し、財務的に存立できると判定できる。

Ⅳ-2-2 VCMプロジェクト

VCMプロジェクトの財務分析の結果を本論の付表Ⅶ-3に添付する。これら財務諸表をもとにVCMプロジェクトの収益性および財務的評価を行う。

(1) 財務的内部収益率および収益性

本VCMフロントプロジェクトの投資に対する利益率を内部収益率(IRR)によって評価する。財務分析の結果によるとVCMプロジェクトの内部収益率は10.1%で、本計画がフィージブルというには低い値である。また収益性について損益計算表(Income Statement)を見ると、操業開始後フル稼動になるまでの5年間は損失が生じ、収益が生じるのは6年目以降であり、累積欠損が解消するのは操業9年目の1993年である。また15年間を平均した払込資本利益率も14.2%であり低い。

(2) 財務ポジションおよび資金返済能力

付表Ⅶ-3の資金繰表ならびに財務諸表によれば操業開時後4年間は資金の不足を生じ、そのため短期資金の借入れが必要である。但しプロジェクト自体としては初期の借入れ資金の返済は可能である。しかし投資に対する配当の期待はきわめて低い。

以上の結果から本VCMプロジェクトの投資に対する期待利益率は低く、財務的な面からみて本プロジェクトに対する投資は問題がある。

(3) 主要経済要因を変化した場合の感度分析

図Ⅶ-4は原料エチレンの供給価格、VCMおよびカセイソーダの販売価格、VCMプラントの建設費という主要経済要因の変動が、前提条件で設定した値より変動した場合の内部収益率におよぼす影響を解析したものである。これらの要因が次のような好ましい方向に変化すれば、内部収益率は12~13%と上昇し、本計画はフィジブルなレベルに近づく。

	IRR	IRRの増加
エチレン供給価格がUS\$700になった場合	131%	(30%)
VCM販売価格がUS\$800になった場合	131%	(30%)
カセイソーダ販売価格がUS\$400になった場合	121%	(20%)
プラントコストが10%下がった場合	122%	(21%)

従って、エチレンがUS\$700/tで供給され、かつプロジェクト実行段階における企業努力によりプラントコストを10% cut downできるならば、本プロジェクトの内部収益率は15%以上に達することがわかる。もちろんこれらの要因が逆になった場合は利益率が悪化し本計画は根本的に成立しにくくなる。

上述の感度分析は、ベースケースに対して各要因を独立に変化させたものであるが、VCMおよびカセイソーダの販売価格の両方が変化した場合の内部収益率の変化を図Ⅶ-5に示す。

この図から、IRR15%という条件を満たすために必要な製品価格と原料価格との間の関係は次のようになることが判る。

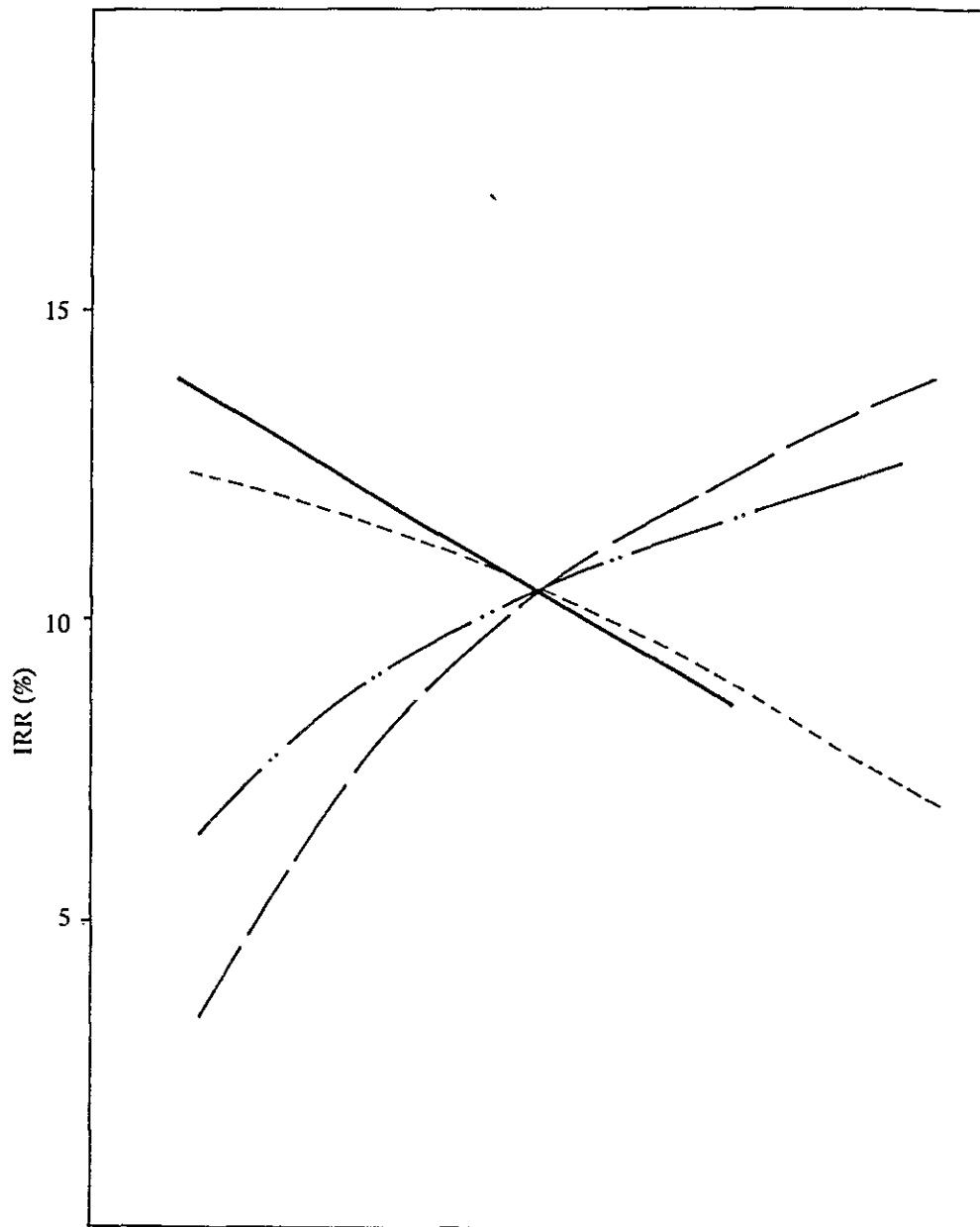
原料エチレン価格がUS\$800/tの場合：製品VCM価格\$800/t

製品カセイソーダ価格\$400/t

原料エチレン価格がUS\$700/tの場合：製品VCM価格\$780/t

製品カセイソーダ価格\$380/t

しかし、いずれにしてもこのままではVCMプロジェクトの収益性は低く、これに対して民間部門の投資を期待するのは困難である。本編で行ったエチレンプロジ



Ethylene (US\$/t)	700	800		—————
VCM Price (US\$/t)	700	750	800	- - - - -
Soda Price (US\$/t)	300	350	400	- · - · -
Plant Cost	-10%	±0	+10%	- - - - -

Fig. VII-4 SENSITIVITY TEST ON IRR OF VCM PLANT PROJECT

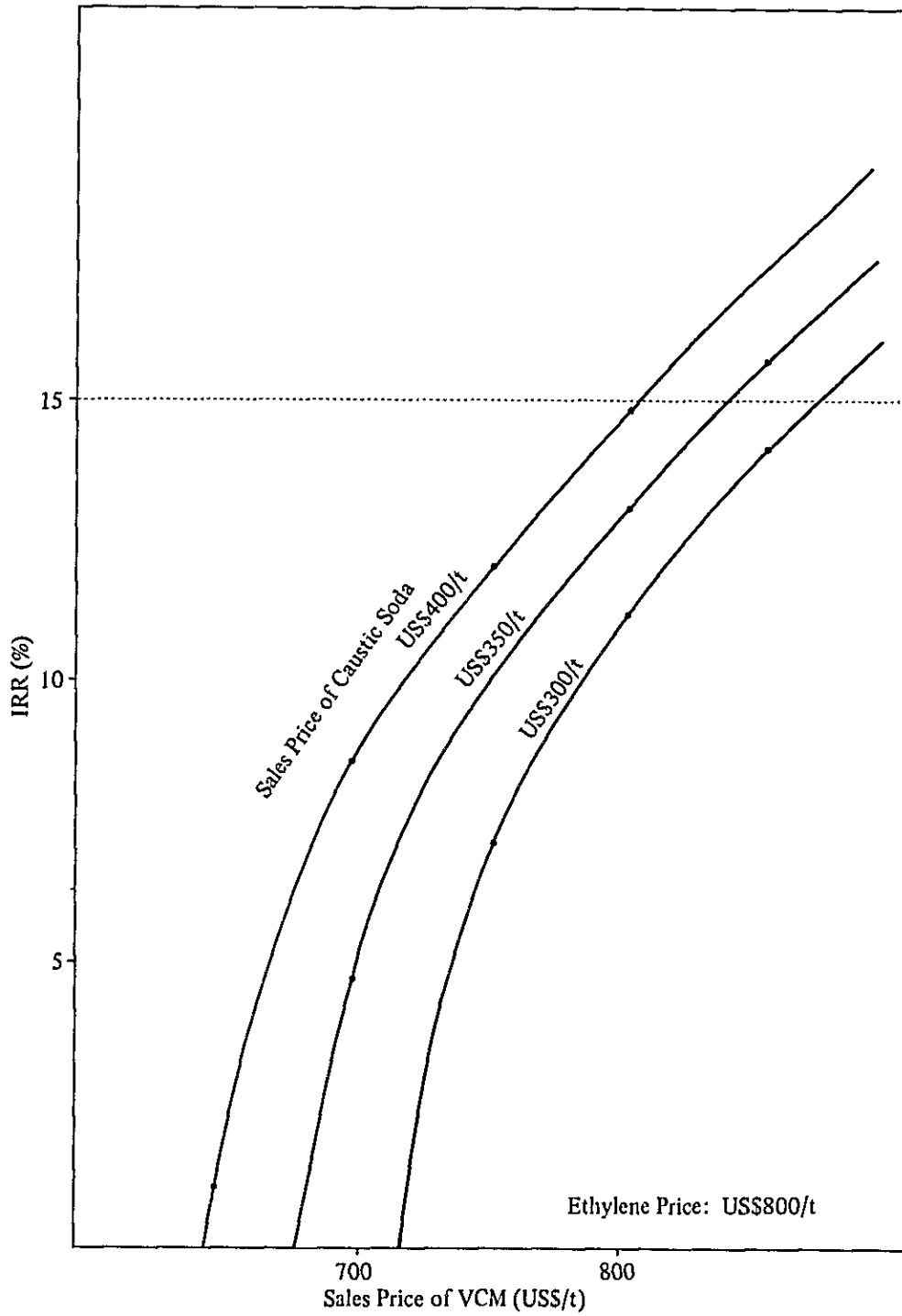


Fig. VII-5 (A) SENSITIVITY TEST ON IRR BY SALES PRICE OF VCM AND CAUSTIC SODA

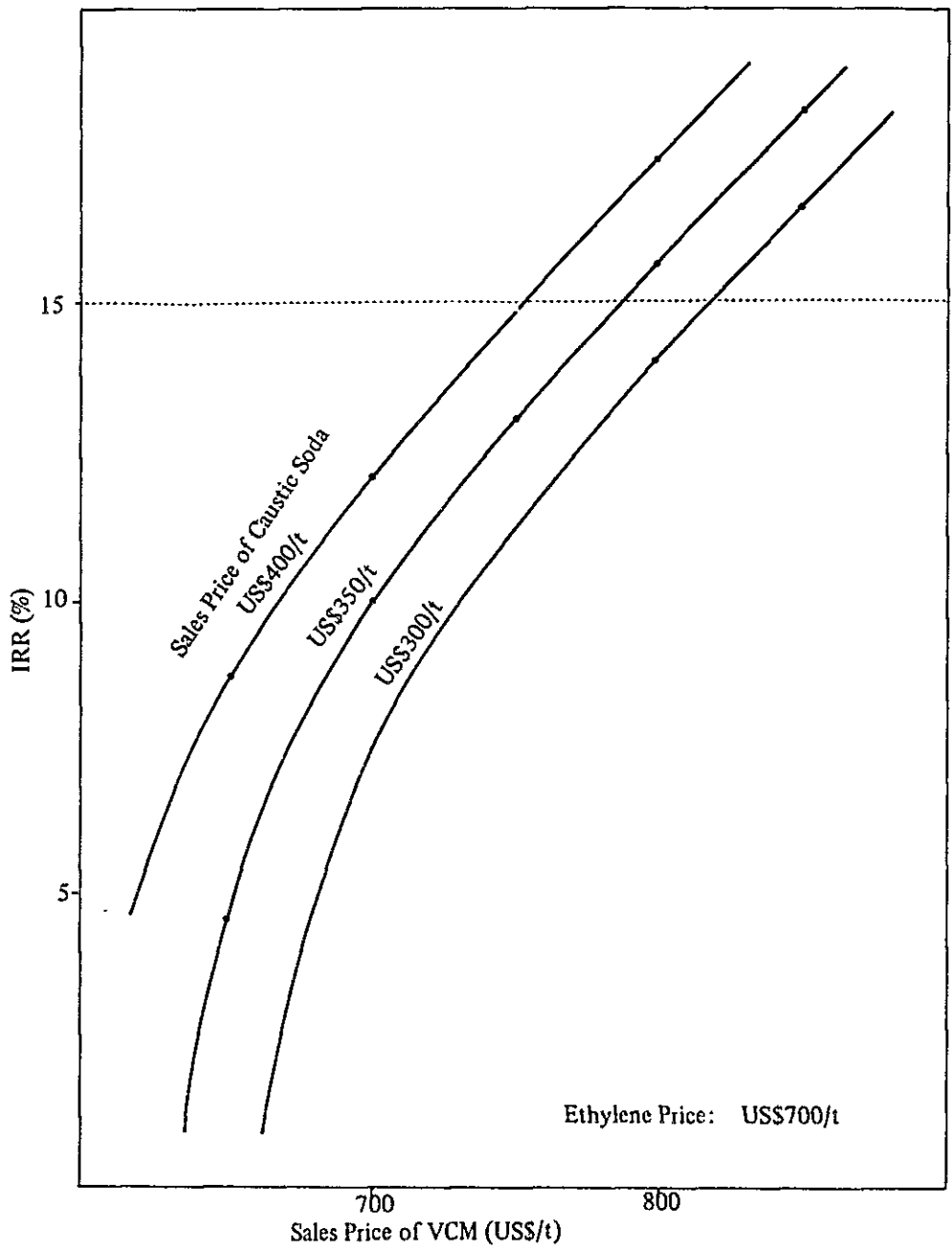


Fig. VII-5 (B) SENSITIVITY TEST ON IRR BY SALES PRICE OF VCM AND CAUSTIC SODA

プロジェクトの財務分析はすべてこのVCMプロジェクトの成立を前提としたものである。従って、もしVCMプロジェクトが実現しなければ、それによってエチレンプロジェクトの検討も根本的にやりなおさねばならないであろう。この問題については第Ⅸ編にて検討し、その解決法を提案する。

付表Ⅶ-1

FINANCIAL STATEMENTS FOR THE ETHYLENE PROJECT
(Case--A Evaluation Method)

IRR Calculation

Profitability and Financial Indicators

Production Cost Statements

Note: Ethylene Sales Price : \$800/t
Feedstock Ethane Price : \$350/t

*** FINANCIAL PROJECTIONS FOR THE STYRENE PLANT PROJECT ***
 (CASE-A : UTILITIES CENTER IS SEPARATED) (US\$ 1000)

YEAR	TOTAL INVESTMENT	PROFIT BEFORE TAX	DEPRECIATION	INTEREST ON DEBT	RETURN BEFORE TAX	(BEFORE TAX)		DISCOUNT FACTOR	RETURN AFTER TAX	(LESS) INCOME TAX	(AFTER TAX)	
						INVEST.	PRESENT VALUE				INVEST.	PRESENT VALUE
1982	24158.	0.	0.	0.	0.	24158.	0.	1.0000	0.	0.	24158.	0.
1983	24553.	0.	0.	0.	0.	45635.	0.	0.8360	0.	0.	45605.	0.
1984	55472.	0.	0.	0.	0.	35115.	0.	0.6988	0.	0.	35115.	0.
1985	32250.	1055.	8801.	5217.	15373.	16841.	8981.	0.5842	0.	0.	18841.	8981.
1986	0.	3550.	17602.	10822.	32020.	15638.	0.	0.4884	32020.	0.	15638.	0.
1987	0.	2219.	17602.	10200.	34021.	13890.	0.	0.4083	34021.	0.	13850.	0.
1988	0.	13144.	17602.	5250.	39956.	13650.	0.	0.3413	35986.	0.	13650.	0.
1989	0.	17678.	17602.	5146.	43426.	12390.	0.	0.2853	43426.	0.	12390.	0.
1990	0.	26725.	17602.	7043.	45370.	10621.	0.	0.2385	45370.	0.	10821.	0.
1991	0.	24654.	17602.	5940.	48200.	5610.	0.	0.1994	48200.	0.	5610.	0.
1992	0.	27849.	17602.	4836.	50267.	6382.	0.	0.1667	50287.	0.	6382.	0.
1993	0.	31194.	17602.	3733.	52488.	7314.	0.	0.1393	52488.	0.	7314.	0.
1994	0.	26745.	17602.	2629.	50976.	6637.	0.	0.1165	50976.	0.	6637.	0.
1995	0.	46825.	8801.	1526.	57152.	5505.	0.	0.0974	57152.	0.	5505.	0.
1996	0.	56644.	0.	634.	57328.	4687.	0.	0.0814	57328.	0.	4687.	0.
1997	0.	57170.	0.	153.	57328.	3901.	0.	0.0681	57328.	0.	3901.	0.
1998	0.	57328.	0.	0.	57328.	3281.	0.	0.0569	57328.	0.	3281.	0.
1999	-6001.	57328.	0.	0.	57328.	-295.	0.	0.0476	57328.	0.	-285.	2726.
TOTAL	160932.				704622.	127433.	127433.		704622.		127433.	127433.

**** INTERNAL RATE OF RETURN ***** 19.62 PER CENT (BEFORE TAX) 19.62 PER CENT (AFTER TAX)

***** PAY-OFF PERIOD ***** 5.38 YEAR (BEFORE TAX) 5.38 YEAR (AFTER TAX)
 (THE YEAR WHEN THE TOTAL CAPITAL COST WILL BE PAID OUT BY ACCUMULATED TOTAL RETURN, FROM THE BEG. OF OPERATION)

CAPITAL REQUIREMENTS

ITEM	AMOUNT	YEAR
CASH COST	373.	
CONSTRUCTED FACILITIES	153641.	
PRE-INVEST AND START-UP EXP.	7091.	
INTEREST DURING CONSTRUCTION	15084.	
TOTAL FIXED CAPITAL	170389.	
INITIAL WORKING CAPITAL	5628.	
TOTAL CAPITAL COST	182017.	

SOURCE OF FUNDS

ITEM	AMOUNT
OWN CAPITAL	44097.
LONG TERM DEBT	137920.
SHORT TERM DEBT	0.
FINANCIAL RESOURCES	142017.

*** FINANCIAL PROJECTIONS OF PTT ETHYLENE PLANT PROJECT ***
 PROFITABILITY AND FINANCIAL INDICATORS
 (CASE-A : UTILITIES CENTER IS SEPARATED) (US\$ 1000)

YEAR	(1) AFT TAX PROFIT -TC-	(2) AFT TAX PROFIT -TC- SALES REV S/W EQUITY INVESTMENT (PCT)	(3) AFT TAX PROFIT -TC- INVESTMENT (PCT)	(4) AFT TAX PROFIT -TC- CAPITAL (PCT)	(5) CURRENT RATIO	(6) QUICK RATIO	(7) DEBT SERVICE RATIO	(8) L/T DEBT -TO- S/F EQUITY	(9)* PROFIT B.E.P. CAPACITY UTILIZE (PCT)	(10)* CASH B.E.P. SALES PRICE (PRICE)	(11)* CASH B.E.P. CAPACITY UTILIZE (PCT)
1985	2.0	2.3	0.6	2.4	1.09	1.41	2.36	74.7/26.	26.4	703.6	16.4
1986	3.2	7.4	2.0	8.2	1.85	1.66	1.84	71.7/29.	56.5	697.8	39.6
1987	5.2	11.3	3.4	14.1	2.16	1.99	1.59	66.7/34.	55.5	716.0	45.7
1988	9.6	19.3	7.2	24.8	2.76	2.59	1.74	57.7/43.	54.0	700.6	48.1
1989	12.1	20.6	9.7	40.1	3.53	3.26	1.98	48.7/52.	52.2	682.3	46.4
1990	15.7	15.5	11.4	47.0	4.40	4.24	2.18	37.7/63.	50.5	670.5	44.7
1991	15.5	18.8	11.5	55.9	5.36	5.19	2.44	28.7/72.	48.8	657.2	43.0
1992	16.8	17.5	15.3	63.2	6.42	6.25	2.70	19.7/81.	47.1	646.8	41.3
1993	18.2	16.4	17.1	70.6	7.55	7.38	3.00	11.7/89.	45.4	636.8	39.5
1994	20.0	16.2	20.2	83.3	9.00	8.82	3.47	4.7/96.	43.7	623.7	37.8
1995	25.4	17.1	25.7	106.2	13.05	12.87	3.99	1.7/99.	28.4	613.8	34.5
1996	30.8	17.2	31.1	120.6	14.14	18.87	7.34	0.7/100.	13.6	584.7	24.5
1997	31.1	14.8	31.4	129.7	25.74	25.43	21.23	0.7/100.	12.8	562.5	16.7
1998	31.2	12.9	31.5	130.0	29.41	25.09	*****	0.7/100.	12.6	550.7	12.6
1999	31.2	11.4	31.5	130.0	33.07	32.75	*****	0.7/100.	12.6	550.7	12.6
AVERAGE1	17.7	14.8	16.8	69.3	11.01	10.79	*****	28.7/72.	37.5	639.8	33.6
AVERAGE2	19.7	15.0	16.8	69.3	9.00	9.40	3.38	15.7/81.			

(AVERAGE1) : SUM OF ANNUAL FIGURES OF PERCENTAGE AND RATIO IS DIVIDED BY NO. OF YEARS(SIMPLE AVERAGE)
 (AVERAGE2) : AVERAGE FIGURES ARE CALCULATED BY ACTUAL VALUES ACCUMULATED OVER THE PROJECT LIFE(WEIGHTED AVERAGE)

* NOTE FOR (9)(10)(11)
 WHEN THERE ARE TWO OR MORE PRODUCTS, AND DURING THE YEARS WHEN ALL OF PRODUCTS ARE NOT PRODUCED AT THE SAME RATE
 OF CAPACITY UTILIZATION, ABOVE BREAK-EVEN-POINTS CANNOT GIVE CORRECT FIGURES.

*** FINANCIAL PROJECTIONS OF PTT ETHYLENE PLANT PROJECT ***
 (CASE-A : UTILITIES CENTER IS SEPARATED) (USS 1000)

	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	
PRODUCTION	20500.	142700.	149700.	170000.	182600.	189400.	199300.	206600.	214300.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.
NAME	30787.	62317.	74501.	79741.	82711.	87034.	90222.	93565.	100441.	100441.	100441.	100441.	100441.	100441.	100441.	100441.
CATALYSTS & CHEMICALS	353.	714.	749.	813.	947.	997.	1033.	1072.	1150.	1150.	1150.	1150.	1150.	1150.	1150.	1150.
MANUFACTURING COST	31140.	63011.	66122.	75355.	83658.	86031.	91255.	94658.	101591.	101591.	101591.	101591.	101591.	101591.	101591.	101591.
FUEL GAS	484.	989.	985.	1121.	1247.	1312.	1360.	1411.	1514.	1514.	1514.	1514.	1514.	1514.	1514.	1514.
POWER	1400.	385.	403.	460.	510.	537.	557.	578.	620.	620.	620.	620.	620.	620.	620.	620.
STEAM (42%)	1081.	2188.	2295.	2615.	2799.	2955.	3167.	3285.	3526.	3526.	3526.	3526.	3526.	3526.	3526.	3526.
OPENING COST	1505.	3047.	3195.	3642.	3994.	4255.	4411.	4575.	4911.	4911.	4911.	4911.	4911.	4911.	4911.	4911.
CONTRACTOR	1703.	3417.	3575.	4022.	4374.	4635.	4801.	4972.	5248.	5248.	5248.	5248.	5248.	5248.	5248.	5248.
UTILITIES CENTER	1333.	2767.	2925.	3372.	3724.	3985.	4141.	4305.	4581.	4581.	4581.	4581.	4581.	4581.	4581.	4581.
INVEST. IN PLANT AIR	135.	273.	288.	326.	359.	381.	395.	409.	439.	439.	439.	439.	439.	439.	439.	439.
INVEST. IN PLANT	310.	626.	659.	751.	811.	871.	909.	943.	1012.	1012.	1012.	1012.	1012.	1012.	1012.	1012.
UTILITIES COST	4356.	8891.	9333.	10537.	11895.	12426.	12881.	13361.	14340.	14340.	14340.	14340.	14340.	14340.	14340.	14340.
VARIABLE COST	35535.	71928.	75536.	85951.	92039.	95457.	104136.	108017.	115931.	115931.	115931.	115931.	115931.	115931.	115931.	115931.
DEPRECIATION (PROCESS PLANT)	7692.	15384.	15384.	15384.	15384.	15384.	15384.	15384.	15384.	15384.	15384.	15384.	15384.	15384.	15384.	15384.
DEPRECIATION (P&I-INVEST)	455.	709.	709.	709.	709.	709.	709.	709.	709.	709.	709.	709.	709.	709.	709.	709.
DEPRECIATION (INTEREST BCK.)	755.	1508.	1508.	1508.	1508.	1508.	1508.	1508.	1508.	1508.	1508.	1508.	1508.	1508.	1508.	1508.
AMORTIZATION	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
DEPRECIATION & AMORTIZATION	8001.	17602.	17602.	17602.	17602.	17602.	17602.	17602.	17602.	17602.	17602.	17602.	17602.	17602.	17602.	17602.
EXERCISE COST	334.	667.	667.	667.	667.	667.	667.	667.	667.	667.	667.	667.	667.	667.	667.	667.
WATER	114.	227.	227.	227.	227.	227.	227.	227.	227.	227.	227.	227.	227.	227.	227.	227.
EMPLOYMENT COST	667.	1334.	1334.	1334.	1334.	1334.	1334.	1334.	1334.	1334.	1334.	1334.	1334.	1334.	1334.	1334.
MAINTENANCE COST	408.	815.	815.	815.	815.	815.	815.	815.	815.	815.	815.	815.	815.	815.	815.	815.
TAX & INSURANCE	1154.	2308.	2308.	2308.	2308.	2308.	2308.	2308.	2308.	2308.	2308.	2308.	2308.	2308.	2308.	2308.
OTHER FIXED COST	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
DI-LLT FIELD COST	4128.	8257.	8257.	8257.	8257.	8257.	8257.	8257.	8257.	8257.	8257.	8257.	8257.	8257.	8257.	8257.
EA-FACILITY PRODUCTION COST	48465.	97786.	101314.	111049.	117898.	121325.	126315.	129995.	133876.	141789.	132589.	124188.	124188.	124188.	124188.	124188.
UNIT DIRECT OPERATING COST	0.6074	0.6853	0.6768	0.6536	0.6457	0.6406	0.6318	0.6252	0.6165	0.6165	0.5782	0.5394	0.5394	0.5394	0.5394	0.5394
REC OFFICE EXP.	855.	1710.	1710.	1710.	1710.	1710.	1710.	1710.	1710.	1710.	1710.	1710.	1710.	1710.	1710.	1710.
INTEREST ON LOAN NO.1	1852.	3704.	3704.	3704.	3704.	3704.	3704.	3704.	3704.	3704.	3704.	3704.	3704.	3704.	3704.	3704.
INTEREST ON LOAN NO.2	1952.	3904.	3904.	3904.	3904.	3904.	3904.	3904.	3904.	3904.	3904.	3904.	3904.	3904.	3904.	3904.
INTEREST ON LOAN NO.3	1794.	3588.	3588.	3588.	3588.	3588.	3588.	3588.	3588.	3588.	3588.	3588.	3588.	3588.	3588.	3588.
INTEREST ON LOAN NO.4	245.	490.	490.	490.	490.	490.	490.	490.	490.	490.	490.	490.	490.	490.	490.	490.
INTEREST ON LOAN NO.5	5517.	11034.	11034.	11034.	11034.	11034.	11034.	11034.	11034.	11034.	11034.	11034.	11034.	11034.	11034.	11034.
INTEREST ON LOAN-TEAM DEBT	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
TOTAL PRODUCTION COST	34951.	110584.	113541.	123336.	128402.	130795.	134781.	137431.	140286.	147255.	137125.	127300.	126824.	126824.	126824.	126824.
UNIT PRODUCTION COST	0.7794	0.7748	0.7585	0.7230	0.7032	0.6906	0.6763	0.6652	0.6546	0.6546	0.5514	0.5514	0.5514	0.5514	0.5514	0.5514

付 表 Ⅶ - 2

FINANCIAL STATEMENTS FOR THE ETHYLENE PROJECT
(Case—B Evaluation Method)

Income Statements
Funds Flow Statements
Balance Sheet
Production and Sales Plan
Production Cost Statement
IRR Calculation
Profitability and Financial Indicators

Note: Ethylene Sales Price : \$800/t
Feedstock Ethane Price : \$350/t

*** FINANCIAL PROJECTIONS OF PTT ETHYLENE PLANT PROJECT ***
 INCOME STATEMENTS (FOR YEARS ENDING DECEMBER 31)
 (BASE : UTILITIES CENTER IS INTEGRATED) (US\$ 1000)

	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999
PRODUCTION AND SALES															
CAPACITY UTILIZATION	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.
PRODUCT I/N	0.307	0.620	0.651	0.742	0.794	0.823	0.867	0.938	0.932	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
INCREASE IN INVENTORIES	3500.	142700.	149700.	170600.	182600.	189400.	199300.	206600.	214300.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.
SALES VOLUME	67000.	142700.	149700.	170600.	182600.	189400.	199300.	206600.	214300.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.
SALES REVENUE	53600.	114160.	119760.	136480.	146080.	151520.	159440.	165280.	171440.	184000.	184000.	184000.	184000.	184000.	184000.
COST OF SALES	44549.	94659.	97580.	112313.	112313.	115223.	120195.	123640.	127274.	134683.	124006.	113329.	113329.	113329.	113329.
VARIABLE COST	31074.	63050.	65971.	75424.	80706.	83914.	88386.	92031.	95665.	103074.	103074.	103074.	103074.	103074.	103074.
DEPRECIATION & AMORTIZATION	10677.	21354.	21354.	21354.	21354.	21354.	21354.	21354.	21354.	21354.	10677.	0.	0.	0.	0.
OTHER FIXED COST	5128.	10255.	10255.	10255.	10255.	10255.	10255.	10255.	10255.	10255.	10255.	10255.	10255.	10255.	10255.
(INC) IN PRODUCT INVENTORIES	-2327.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
GROSS PROFIT OR (LOSS) ON SALES	9051.	19501.	22180.	29447.	33767.	35997.	39245.	41640.	44166.	49317.	59994.	70571.	70571.	70571.	70571.
LESS. SALES EXPENSES	930.	1893.	1952.	2141.	2240.	2310.	2404.	2473.	2545.	2694.	2480.	2267.	2267.	2267.	2267.
OPERATING PROFIT OR (LOSS)	8121.	17607.	20228.	27306.	31520.	33687.	36841.	39167.	41621.	46623.	57514.	68404.	68404.	68404.	68404.
LESS. INTEREST	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
ON LONG TERM DEBT	0.	13070.	12316.	11165.	9832.	8499.	7167.	5834.	4501.	3169.	1836.	760.	181.	0.	0.
ON SHORT TERM DEBT	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
NET PROFIT OR (LOSS) BEFORE TAX	1490.	4537.	7912.	16141.	21688.	25188.	29675.	33333.	37120.	43455.	55678.	67644.	68223.	68404.	68404.
LESS. INCOME TAX	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
NET PROFIT OR (LOSS) AFTER TAX	1490.	4537.	7912.	16141.	21688.	25188.	29675.	33333.	37120.	43455.	55678.	67644.	68223.	68404.	68404.

*** FINANCIAL PROJECTIONS OF PIT EMBLEMES PLANT PROJECT ***
 BALANCE SHEET FOR YEARS ENDING DECEMBER 31
 (BASE: UTILITIES CENTER IS INTEGRATED.) (US\$ 1000)

	1982	1983	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999
ASSETS																		
CURRENT ASSETS																		
CASH	42087.	106955.	181824.	226504.	225337.	220006.	220765.	226508.	235470.	249117.	266257.	287204.	319006.	355226.	414236.	479437.	547641.	616246.
ACCOUNTS RECEIVABLE	115.	2406.	2968.	27270.	43456.	59460.	81593.	106689.	139005.	174006.	212500.	254805.	303956.	356855.	413883.	479064.	547406.	615871.
INVENTORIES	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
PACQUETS	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
MATERIALS	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
NET PLAC. ASSETS	31972.	104550.	178856.	207234.	181880.	160526.	139173.	117819.	96465.	75111.	53758.	32404.	11050.	373.	373.	373.	373.	373.
INVESTMENT	31972.	104550.	178856.	213911.	213911.	213911.	213911.	213911.	213911.	213911.	213911.	213911.	213911.	213911.	213911.	213911.	213911.	213911.
LAND & SITE IMPROVEMENT	373.	373.	373.	373.	373.	373.	373.	373.	373.	373.	373.	373.	373.	373.	373.	373.	373.	373.
CONSTRUCTED FACILITIES	27991.	93302.	158618.	186605.	186605.	186605.	186605.	186605.	186605.	186605.	186605.	186605.	186605.	186605.	186605.	186605.	186605.	186605.
PRE-INVEST. & START-UP EXP	1728.	4321.	8641.	8641.	8641.	8641.	8641.	8641.	8641.	8641.	8641.	8641.	8641.	8641.	8641.	8641.	8641.	8641.
INTEREST DURING CONSTRUCTION	2744.	9146.	15548.	18292.	18292.	18292.	18292.	18292.	18292.	18292.	18292.	18292.	18292.	18292.	18292.	18292.	18292.	18292.
DEPRECIATION & AMORTIZN	0.	0.	0.	10677.	32031.	54384.	74738.	96092.	117446.	138800.	160153.	181907.	202861.	213538.	213538.	213538.	213538.	213538.
LIABILITIES	24065.	80217.	136368.	169577.	165872.	152630.	137247.	121302.	105076.	89048.	72855.	56687.	41029.	25574.	16937.	14915.	13915.	13915.
CURRENT LIABILITIES	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
ACCOUNTS PAYABLE	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
INCOME TAX PAYABLE	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
DIVIDENDS PAYABLE	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
CURRENT PORTION OF DEBT	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
LONG TERM DEBT	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
SHORT TERM DEBT	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
FIXED LIABILITIES	24065.	80217.	136368.	169577.	165872.	152630.	137247.	121302.	105076.	89048.	72855.	56687.	41029.	25574.	16937.	14915.	13915.	13915.
LONG TERM DEBT	24065.	80217.	136368.	169577.	165872.	152630.	137247.	121302.	105076.	89048.	72855.	56687.	41029.	25574.	16937.	14915.	13915.	13915.
STOCKHOLDERS EQUITY	8022.	26739.	45456.	56527.	59465.	67377.	81518.	102206.	130394.	160069.	193402.	230222.	273977.	324655.	397294.	465322.	535926.	602331.
SHARE CAPITAL	8022.	26739.	45456.	53478.	53478.	53478.	53478.	53478.	53478.	53478.	53478.	53478.	53478.	53478.	53478.	53478.	53478.	53478.
RETAINED EARNINGS	0.	0.	0.	1450.	5987.	13899.	30040.	51729.	76916.	106591.	139925.	177044.	220499.	276177.	343821.	412046.	480449.	548853.

*** FINANCIAL PROJECTIONS OF PTY ETHYLENE PLANT PROJECT ***

PRODUCTION AND SALES PLAN

(BASE: UTILITIES CENTER IS INTEGRATED) (US\$ 1000)

	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999
CAPACITY	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.
CAPACITY UTILIZATION	0.507	0.620	0.651	0.742	0.794	0.823	0.867	0.898	0.932	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
PRODUCTION	70500.	142100.	149700.	170600.	182600.	189400.	199300.	206600.	214300.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.
INCREASE IN INVENTORY	3500.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
SALES VOLUME	67000.	142700.	149700.	170600.	182600.	189400.	199300.	206600.	214300.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.
UNIT PRICE	0.8000	0.8000	0.8000	0.8000	0.8000	0.8000	0.8000	0.8000	0.8000	0.8000	0.8000	0.8000	0.8000	0.8000	0.8000
SALES REVENUE	53600.	114160.	119760.	136480.	146080.	151520.	159440.	165280.	171440.	184000.	184000.	184000.	184000.	184000.	184000.
*** TOTAL SALES REVENUE ***	53600.	114160.	119760.	136480.	146080.	151520.	159440.	165280.	171440.	184000.	184000.	184000.	184000.	184000.	184000.
*** TOTAL SALES VOLUME ***	67000.	142700.	149700.	170600.	182600.	189400.	199300.	206600.	214300.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.	230000.
*** AVERAGE SALES PRICE ***	0.8000	0.8000	0.8000	0.8000	0.8000	0.8000	0.8000	0.8000	0.8000	0.8000	0.8000	0.8000	0.8000	0.8000	0.8000

*** FINANCIAL PROJECTIONS OF PIT EXTREME PLANT PROJECT ***
 PRODUCTION COST STATEMENTS
 (BASE : UTILITIES CENTER IS INTEGRATED) 1053 10001

	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005		
PRODUCTION	105000	142700	149700	170600	182600	189400	199300	206600	214300	230000	230000	230000	230000	230000	230000	230000	230000	230000	230000	230000	230000	230000	
FIXED COSTS	30787	62317	65374	74501	79741	87711	87034	90222	93585	100441	109441	109441	109441	109441	109441	109441	109441	109441	109441	109441	109441	109441	109441
CATALYSTS & CHEMICALS	944	949	1048	1194	1270	1326	1398	1446	1500	1610	1610	1610	1610	1610	1610	1610	1610	1610	1610	1610	1610	1610	1610
RAW MATERIAL COST	31281	6315	6942	7595	8170	8437	8878	9166	9503	10201	10201	10201	10201	10201	10201	10201	10201	10201	10201	10201	10201	10201	10201
FUEL GAS (1)	1925	3896	4087	4657	5985	5171	5441	5640	5850	6279	6279	6279	6279	6279	6279	6279	6279	6279	6279	6279	6279	6279	6279
FUEL GAS (2)	902	1762	1916	2088	2355	2245	2345	2345	2345	2345	2345	2345	2345	2345	2345	2345	2345	2345	2345	2345	2345	2345	2345
RAW WATER (1)	66	133	159	170	170	176	185	192	199	216	216	216	216	216	216	216	216	216	216	216	216	216	216
RAW WATER (2)	23	46	56	61	61	63	66	68	71	78	78	78	78	78	78	78	78	78	78	78	78	78	78
UTILITIES COST	-3104	-6175	-7320	-7820	-7871	-7871	-7871	-7871	-7871	-7871	-7871	-7871	-7871	-7871	-7871	-7871	-7871	-7871	-7871	-7871	-7871	-7871	-7871
UTILITIES COST	-205	-262	-451	-451	-315	-123	156	362	580	1023	1023	1023	1023	1023	1023	1023	1023	1023	1023	1023	1023	1023	1023
VARIABLE COST	31072	67952	68971	75242	80748	83912	88586	92031	95655	103074	103074	103074	103074	103074	103074	103074	103074	103074	103074	103074	103074	103074	103074
DEPRECIATION (PROCESS PLANT)	9370	18680	18680	18680	18680	18680	18680	18680	18680	18680	18680	18680	18680	18680	18680	18680	18680	18680	18680	18680	18680	18680	18680
DEPRECIATION (PRE-INVEST)	444	864	864	864	864	864	864	864	864	864	864	864	864	864	864	864	864	864	864	864	864	864	864
DEPRECIATION (INTEREST DLA)	915	1829	1829	1829	1829	1829	1829	1829	1829	1829	1829	1829	1829	1829	1829	1829	1829	1829	1829	1829	1829	1829	1829
DEPRECIATION	10677	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354
AMORTIZATION	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
DEPRECIATION & AMORTIZATION	10677	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354	21354
LABOR COST	465	929	929	929	929	929	929	929	929	929	929	929	929	929	929	929	929	929	929	929	929	929	929
OVERHEAD	465	929	929	929	929	929	929	929	929	929	929	929	929	929	929	929	929	929	929	929	929	929	929
EMPLOYMENT COST	929	1858	1858	1858	1858	1858	1858	1858	1858	1858	1858	1858	1858	1858	1858	1858	1858	1858	1858	1858	1858	1858	1858
MAINTENANCE COST	4754	5598	5598	5598	5598	5598	5598	5598	5598	5598	5598	5598	5598	5598	5598	5598	5598	5598	5598	5598	5598	5598	5598
TAX & INSURANCE	1400	2799	2799	2799	2799	2799	2799	2799	2799	2799	2799	2799	2799	2799	2799	2799	2799	2799	2799	2799	2799	2799	2799
OTHER FUEL COST	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
GIA OF FUEL COST	5126	10255	10255	10255	10255	10255	10255	10255	10255	10255	10255	10255	10255	10255	10255	10255	10255	10255	10255	10255	10255	10255	10255
ENERGENT PRODUCTION COST	46817	94657	97580	107033	112313	115523	120153	123680	127274	134683	124006	119329	113329	113329	113329	113329	113329	113329	113329	113329	113329	113329	113329
UNIT ENERGY COST	0.46817	0.66311	0.6518	0.6274	0.6313	0.6099	0.6031	0.5984	0.5939	0.5836	0.5192	0.5192	0.5192	0.5192	0.5192	0.5192	0.5192	0.5192	0.5192	0.5192	0.5192	0.5192	0.5192
NET OPERATING EXP.	416	1893	1934	2141	2240	2306	2406	2473	2563	2664	2664	2664	2664	2664	2664	2664	2664	2664	2664	2664	2664	2664	2664
INVEST IN LOAN NO-1	929	1781	1781	1781	1781	1781	1781	1781	1781	1781	1781	1781	1781	1781	1781	1781	1781	1781	1781	1781	1781	1781	1781
INVEST IN LOAN NO-2	2246	4380	3531	3481	3042	2583	2134	1685	1235	786	337	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INVEST IN LOAN NO-3	2246	4380	3531	3481	3042	2583	2134	1685	1235	786	337	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INVEST IN LOAN NO-4	903	1925	1925	1877	1885	1492	1300	1107	914	722	529	337	147	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INVEST IN LOAN NO-5	246	492	492	480	431	381	332	283	234	185	135	86	37	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INTEREST ON LONG-TERM COST	6003	13070	12316	11165	9832	8499	7167	5834	4501	3169	1836	760	181	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INTEREST ON SHORT-TERM COST	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
TOTAL PRODUCTION COST	56476	109629	111840	120339	124392	126332	129765	131947	134329	140545	128322	119350	115777	115960	115960	115960	115960	115960	115960	115960	115960	115960	115960
UNIT PRODUCTION COST	0.27727	0.76692	0.7471	0.7054	0.68812	0.6670	0.6511	0.6387	0.6268	0.6111	0.5579	0.5024	0.5024	0.5024	0.5024	0.5024	0.5024	0.5024	0.5024	0.5024	0.5024	0.5024	0.5024

*** FINANCIAL PROJECTIONS OF PIT STYRENE PLANT PROJECT ***
 *** CALCULATION ON TOTAL INVESTMENT
 (CASE : UTILITIES CENTER IS INTEGRATED) (0.3 1000)

YEAR	TOTAL INVESTMENT	PROFIT BEFORE TAX	DEPRECIATION	INTEREST ON L-T DEBT	RETURN BEFORE TAX	(BEFORE TAX)		DISCOUNT FACTOR	RETURN AFTER TAX	DISCOUNT FACTOR	(AFTER TAX)	
						PRESENT VALUE INVEST.	RETURN				PRESENT VALUE INVEST.	RETURN
1964	49449	0	0	0	0	1.0000	25226	0	0	1.0000	29228	0
1965	69170	0	0	0	0	0.8339	35176	0	0	0.8339	55319	0
1966	67904	0	0	0	0	0.6988	47451	0	0	0.6988	47451	0
1967	35403	1450	1677	6063	16750	0.5842	22408	10576	16740	0.5842	22468	10976
1968	0	4537	21354	13070	38961	0.4883	0	15025	38961	0.4883	0	15025
1969	0	7512	21354	12316	41562	0.4082	0	10974	41562	0.4082	0	16974
1970	0	16141	21354	11165	48600	0.3412	0	16664	48600	0.3412	0	16604
1971	0	21000	21354	9822	52874	0.2853	0	15082	52874	0.2853	0	15082
1972	0	25183	21354	8449	57071	0.2385	0	13125	55041	0.2385	0	13125
1973	0	28672	21354	7107	61155	0.1993	0	11600	58195	0.1993	0	11600
1974	0	33333	21354	5834	65221	0.1668	0	10085	60521	0.1668	0	10085
1975	0	37120	21354	4501	67725	0.1393	0	8772	62575	0.1393	0	8772
1976	0	41155	21354	3164	67577	0.1164	0	7915	67577	0.1164	0	7915
1977	0	45370	16777	1836	66331	0.0973	0	6638	66331	0.0973	0	6638
1978	0	47041	0	700	64004	0.0814	0	5527	68404	0.0814	0	5566
1979	0	48213	0	101	64004	0.0680	0	4653	68404	0.0680	0	4653
1980	0	48404	0	0	64004	0.0569	0	3889	68404	0.0569	0	3889
1981	-6525	48404	0	0	64004	0.0475	-310	3251	68404	0.0475	-310	3251
TOTAL	155246				847364		154156		847364		154156	154156

**** INTERNAL RATE OF RETURN **** 19.03 PER CENT (BEFORE TAX) 19.03 PER CENT (AFTER TAX)
 ***** PAY-OFF PERIOD ***** 5.35 YEAR (BEFORE TAX) 5.35 YEAR (AFTER TAX)
 (THE YEAR WHEN THE TOTAL CAPITAL COST WILL BE PAID OUT BY ACCUMULATED TOTAL RETURN FROM THE BEG. OF OPERATION)

CAPITAL REQUIREMENTS

SOURCE OF FUNDS

PLANT COST	573	OWN CAPITAL	53478
PRE-INVEST AND START-UP EXP.	186605	LONG TERM DEBT	106585
INTEREST DURING CONSTRUCTION	8041	SHORT TERM DEBT	0
TOTAL FIXED CAPITAL	18442	FINANCIAL RESOURCES	220063
INITIAL WORKING CAPITAL	219411		
TOTAL CAPITAL COST	4152		
	220063		

*** FINANCIAL PROJECTIONS OF PTT ETHYLENE PLANT F-20-21 ***
 PROFITABILITY AND FINANCIAL INDICATORS
 (BASE: UTILITIES CENTER IS INTEGRATED) (US\$ 1000)

YEAR	(1) AFT TAX PROFIT -T- SALES REV'S/INVEST* (P-T)	(2) AFT TAX PROFIT -T- (PCT)	(3) AFT TAX PROFIT -T- (PCT)	(4) AFT TAX PROFIT -T- (PCT)	(5) CURRENT RATIO	(6) QUICK RATIO	(7) DEBT SERVICE RATIO	(8) L/T DEBT -T- S/F EQUITY	(9)* PROFIT B.E.P. CAPACITY UTILIZE (PCT)	(10)* CASH B.E.P. SALES PRICE (PRICE)	(11)* CASH B.E.P. CAPACITY UTILIZE (PCT)
1985	2.7	4.0	6.7	2.7	1.74	1.49	2.39	74.7/26.	28.2	671.7	16.3
1986	4.0	7.0	2.1	8.5	1.96	1.79	1.85	71.7/29.	56.3	674.8	35.5
1987	6.6	11.7	3.0	14.6	2.33	2.77	1.60	65.7/35.	52.2	655.8	45.5
1988	11.0	15.3	7.3	30.2	3.04	2.88	1.75	57.7/45.	53.9	677.9	47.9
1989	17.8	20.5	5.5	40.6	3.54	3.75	2.00	77.7/53.	52.1	655.2	40.2
1990	17.6	19.3	11.4	47.1	4.97	4.81	2.19	37.7/63.	50.6	642.2	44.7
1991	10.6	18.5	13.5	55.5	6.08	5.92	2.44	27.7/73.	49.1	627.5	43.1
1992	22.2	17.2	15.1	62.3	7.31	7.15	2.64	16.7/82.	47.5	615.9	41.6
1993	21.7	16.1	16.9	69.4	8.02	8.46	2.98	11.7/89.	45.9	604.9	40.0
1994	23.6	15.9	15.7	81.3	10.35	10.18	3.43	4.7/96.	44.5	590.7	38.5
1995	30.3	16.5	25.3	104.1	15.74	15.52	3.94	1.7/95.	29.0	578.7	35.1
1996	32.8	17.0	30.7	120.5	24.44	24.15	7.28	-0.7/100.	14.0	543.4	25.0
1997	37.1	14.7	31.0	127.0	34.43	34.08	21.36	-0.7/100.	13.3	516.5	17.1
1998	37.2	12.8	31.1	127.9	39.34	38.59	*****	-0.7/100.	13.0	502.6	13.0
1999	37.2	11.4	31.1	127.9	44.26	43.51	*****	-0.7/100.	13.0	502.6	13.0
AVERAGE1	21.3	14.8	16.6	66.4	13.90	13.60	*****	28.7/72.	37.7	606.7	33.8
AVERAGE2	23.0	14.3	16.6	68.4	11.20	11.00	3.37	15.7/81.			

(AVERAGE1) : SUM OF ANNUAL FIGURES OF PERCENTAGE AND RATIO IS DIVIDED BY NO. OF YEARS(SIMPLE AVERAGE)
 (AVERAGE2) : AVERAGE FIGURES ARE CALCULATED BY ACTUAL VALUES ACCUMULATED OVER THE PROJECT LIFE(WEIGHTED AVERAGE)
 * NOTE FOR (9)(10)(11)
 WHEN THERE ARE TWO OR MORE PRODUCTS AND DURING THE YEARS WHEN ALL OF PRODUCTS ARE NOT PRODUCED AT THE SAME RATE
 OF CAPACITY UTILIZATION, ABOVE BREAK-EVEN-POINTS CANNOT GIVE CORRECT FIGURES.

付 表 Ⅷ - 3

FINANCIAL STATEMENTS FOR THE VCM PROJECT

Income Statement

Funds Flow Statement

Balance Sheet

Production and Sales Plan

Production Cost Statement

IRR Calculation

Profitability and Financial Indicators

Note : Ethylene Price : \$800/t

*** THAI VCM PROJECT ***
 INCOME STATEMENTS (FOR YEARS ENDING DECEMBER 31) (US\$ 1000)
 - BASE CASE -

	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999
SALES REVENUE	28102.	61277.	66741.	72596.	78060.	78060.	78060.	78060.	78060.	78060.	78060.	78060.	78060.	78060.	78060.
COST OF SALES	27124.	59658.	63048.	66679.	70069.	70069.	70069.	70069.	70069.	70069.	63323.	56577.	56577.	56577.	56577.
VARIABLE COST	19467.	38016.	41403.	45035.	48425.	48425.	48425.	48425.	48425.	48425.	48425.	48425.	48425.	48425.	48425.
DEPRECIATION	494.	1342.	1342.	1342.	1342.	1342.	1342.	1342.	1342.	1342.	6744.	6744.	6744.	6744.	6744.
OTHER FIXED COST	4086.	8152.	8152.	8152.	8152.	8152.	8152.	8152.	8152.	8152.	8152.	8152.	8152.	8152.	8152.
(I/M) IN PRODUCT INVENTORIES	-3165.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
GROSS PROFIT OR (LOSS) ON SALES	977.	1619.	3694.	5916.	7991.	7991.	7991.	7991.	7991.	7991.	14737.	21483.	21483.	21483.	21483.
LESS. SALES EXPENSES	606.	1193.	1261.	1334.	1401.	1401.	1401.	1401.	1401.	1401.	1286.	1132.	1132.	1132.	1132.
OPERATING PROFIT OR (LOSS)	371.	426.	2433.	4583.	6589.	6589.	6589.	6589.	6589.	6589.	13470.	20351.	20351.	20351.	20351.
LESS. INTEREST ON LONG TERM DEBT	4238.	8414.	8069.	7370.	6523.	5675.	4828.	3980.	3133.	2285.	1438.	651.	148.	0.	0.
ON SHORT TERM DEBT	0.	0.	248.	413.	559.	345.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
NET PROFIT OR (LOSS) BEFORE TAX	-3866.	-7988.	-5884.	-3201.	-492.	569.	1762.	2609.	3457.	4304.	12032.	19700.	20202.	20351.	20351.
LESS. INCOME TAX	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
NET PROFIT OR (LOSS) AFTER TAX	-3866.	-7988.	-5884.	-3201.	-492.	569.	1762.	2609.	3457.	4304.	12032.	19700.	20202.	20351.	20351.

*** THAI VCM PROJECT ***
 FUNDS FLOW STATEMENTS (FOR YEARS ENDING DECEMBER 31)
 - BASE CASE - (US\$ 1000)

	1983	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999
SOURCES OF FUNDS																	
CASH GENERATED FROM OPERATION	40585	47642	41277	18327	19560	22862	23191	20081	20081	20081	20081	20081	20216	20351	20351	20351	20351
PROFIT BEFORE TAX, INTEREST DEPRECIATION & AMORTIZATION	0	0	0	426	2433	4583	6589	6589	6589	6589	6589	6589	13470	20351	20351	20351	20351
FINANCIAL RESOURCES	40585	47642	31532	1905	3177	4297	2654	13492	13492	13492	13492	13492	6746	0	0	0	0
SHARE CAPITAL	10146	16911	6766	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
LONG TERM DEBT	30439	50732	24768	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SHORT TERM DEBT	0	0	1905	1905	3177	4297	2654	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INCREASE IN ACCT PAYABLE	0	0	2628	2504	458	490	458	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
USES OF FUNDS																	
INVESTMENT IN FIXED ASSET	40163	66103	40359	16075	19102	22372	22735	19286	15422	14574	13727	12879	12032	8201	2625	0	0
LAND AND SITE IMPROVEMENT	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CONSTRUCTED FACILITIES	3609	59149	23740	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PRE-INVEST. & START-UP EXP	1356	2035	3391	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INTEREST DURING CONSTRUCTION	2831	4719	1888	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INCREASE IN CURRENT ASSET OTHER THAN CASH	0	0	7103	4617	763	817	763	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INCREASED ACCT RECEIVABLE	0	0	3794	4479	738	790	738	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INCREASED IN INVENTORIES	0	0	3165	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PRODUCTS	0	0	145	138	25	27	25	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MATERIALS	0	0	4288	11458	16339	21555	21973	19268	15422	14374	13727	12879	12032	8201	2625	0	0
DEBT SERVICES	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
REPAYMENT OF LONG TERM DEBT	0	0	0	3044	8117	10597	10597	10597	10597	10597	10597	10597	10597	7550	2477	0	0
REPAYMENT OF SHORT TERM DEBT	0	0	4234	8414	8059	7170	6523	5475	4828	3980	3133	2265	1438	651	149	0	0
INTEREST ON LONG TERM DEBT	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INTEREST ON SHORT TERM DEBT	0	0	0	0	248	413	559	345	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INCOME TAX PAYMENT	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
DIVIDENDS PAYMENT	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CASH INCREASE OR (DECREASE)	422	1519	918	2252	458	490	458	813	4660	5307	6355	7202	8185	12150	17726	20351	20351
BEGINNING CASH BALANCE	0	422	1961	2880	5132	5589	6080	6537	7350	12010	17517	23872	31074	39258	51408	69134	89485
ENDING CASH BALANCE	422	1961	2880	5132	5589	6080	6537	7350	12010	17517	23872	31074	39258	51408	69134	89485	109836

*** THAT VCM PROJECT ***
 BALANCE SHEET FOUR YEARS ENDING DECEMBER 31
 - BASE CASE -

(US\$ 1000)

	1983	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999
ASSETS																	
CURRENT ASSETS	422.	1961.	9983.	16852.	18072.	19380.	20800.	21413.	26073.	31580.	37934.	45137.	53321.	65471.	83197.	103548.	123809.
CASH	422.	1961.	2980.	5132.	5589.	6080.	6537.	7350.	12010.	17317.	23872.	31074.	39258.	51408.	69134.	89485.	109836.
ACCOUNTS RECEIVABLE	0.	0.	3794.	8272.	9010.	9800.	10538.	10538.	10538.	10538.	10538.	10538.	10538.	10538.	10538.	10538.	10538.
INVENTORY	0.	0.	0.	3165.	3165.	3165.	3165.	3165.	3165.	3165.	3165.	3165.	3165.	3165.	3165.	3165.	3165.
PRODUCTS	0.	0.	145.	283.	308.	335.	360.	360.	360.	360.	360.	360.	360.	360.	360.	360.	360.
MATERIALS	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
NET FIXED ASSETS	40163.	106266.	128538.	115046.	101554.	88063.	74571.	61079.	47587.	34096.	20604.	7112.	366.	366.	366.	366.	366.
INVESTMENT	40163.	106266.	135284.	135284.	135284.	135284.	135284.	135284.	135284.	135284.	135284.	135284.	135284.	135284.	135284.	135284.	135284.
LAND & SITE IMPROVEMENT	366.	366.	366.	366.	366.	366.	366.	366.	366.	366.	366.	366.	366.	366.	366.	366.	366.
CONSTRUCTED FACILITIES	35609.	94958.	118698.	118698.	118698.	118698.	118698.	118698.	118698.	118698.	118698.	118698.	118698.	118698.	118698.	118698.	118698.
PRE-INVEST. & START-UP EXP	1356.	3391.	6782.	6782.	6782.	6782.	6782.	6782.	6782.	6782.	6782.	6782.	6782.	6782.	6782.	6782.	6782.
INTEREST DURING CONSTRUCTN	2831.	7550.	9438.	9438.	9438.	9438.	9438.	9438.	9438.	9438.	9438.	9438.	9438.	9438.	9438.	9438.	9438.
LESS-DEPRECIATION & AMORTIZEM	0.	0.	0.	20238.	33729.	47221.	60713.	74205.	87697.	101188.	114680.	128172.	134918.	134918.	134918.	134918.	134918.
LIABILITIES	30439.	81170.	108566.	109931.	103544.	94560.	82781.	69533.	58939.	48345.	37752.	27158.	16564.	9014.	6537.	6537.	6537.
CURRENT LIABILITIES	0.	0.	5672.	15154.	19361.	20971.	19785.	17131.	17131.	17131.	17131.	17131.	14087.	9014.	6537.	6537.	6537.
ACCOUNTS PAYABLE	0.	0.	2628.	5132.	5589.	6080.	6537.	6537.	6537.	6537.	6537.	6537.	6537.	6537.	6537.	6537.	6537.
INCOME TAX PAYABLE	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
DIVIDENDS PAYABLE	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
CURRENT PORTION OF DEBT	0.	0.	3044.	8117.	10594.	10594.	10594.	10594.	10594.	10594.	10594.	10594.	7550.	2477.	0.	0.	0.
LONG TERM DEBT	0.	0.	0.	1905.	3177.	4297.	2854.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
SHORT TERM DEBT	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
FIXED LIABILITIES	30439.	81170.	102894.	94777.	84183.	73590.	62986.	54402.	41808.	31214.	20620.	10027.	2477.	0.	0.	0.	0.
LONG TERM DEBT BALANCE	30439.	81170.	102894.	94777.	84183.	73590.	62986.	54402.	41808.	31214.	20620.	10027.	2477.	0.	0.	0.	0.
STOCKHOLDERS EQUITY	10146.	27057.	29955.	21967.	16083.	12882.	12390.	12959.	14721.	17330.	20787.	25091.	37123.	56823.	77025.	97376.	117728.
SHARE CAPITAL	10146.	27057.	33821.	33821.	33821.	33821.	33821.	33821.	33821.	33821.	33821.	33821.	33821.	33821.	33821.	33821.	33821.
RETAINED EARNINGS	0.	0.	-3866.	-11854.	-17738.	-20939.	-21431.	-20862.	-19100.	-16491.	-13034.	-8730.	3302.	23002.	43204.	63555.	83907.

*** THAI VCM PROJECT ***
 PRODUCTION AND SALES PLAN
 - BASE CASE -

(US\$ 1000)

	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999
CAPACITY (VCM)	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.
CAPACITY UTILIZATION	0.402	0.785	0.855	0.930	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
PRODUCTION (VCM)	32160.	62800.	68400.	74400.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.
INCREASE IN INVENTORY	3360.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
SALES VOLUME (VCM)	28800.	62800.	68400.	74400.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.
UNIT PRICE (VCM)	0.7500	0.7500	0.7500	0.7500	0.7500	0.7500	0.7500	0.7500	0.7500	0.7500	0.7500	0.7500	0.7500	0.7500	0.7500
SALES REVENUE	21600.	47100.	51300.	55800.	60000.	60000.	60000.	60000.	60000.	60000.	60000.	60000.	60000.	60000.	60000.
CAPACITY (SODA)	51600.	51600.	51600.	51600.	51600.	51600.	51600.	51600.	51600.	51600.	51600.	51600.	51600.	51600.	51600.
CAPACITY UTILIZATION	0.402	0.785	0.855	0.930	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
PRODUCTION (SODA)	20742.	40506.	44118.	47988.	51600.	51600.	51600.	51600.	51600.	51600.	51600.	51600.	51600.	51600.	51600.
INCREASE IN INVENTORY	2167.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
SALES VOLUME (SODA)	18576.	40506.	44118.	47988.	51600.	51600.	51600.	51600.	51600.	51600.	51600.	51600.	51600.	51600.	51600.
UNIT PRICE (SODA)	0.3500	0.3500	0.3500	0.3500	0.3500	0.3500	0.3500	0.3500	0.3500	0.3500	0.3500	0.3500	0.3500	0.3500	0.3500
SALES REVENUE	6502.	14177.	15441.	16796.	18060.	18060.	18060.	18060.	18060.	18060.	18060.	18060.	18060.	18060.	18060.
*** TOTAL SALES REVENUE ***	28102.	61277.	66741.	72596.	78060.	78060.	78060.	78060.	78060.	78060.	78060.	78060.	78060.	78060.	78060.
*** TOTAL SALES VOLUME ***	47976.	103306.	112518.	122388.	131600.	131600.	131600.	131600.	131600.	131600.	131600.	131600.	131600.	131600.	131600.
*** AVERAGE SALES PRICE ***	0.5932	0.5932	0.5932	0.5932	0.5932	0.5932	0.5932	0.5932	0.5932	0.5932	0.5932	0.5932	0.5932	0.5932	0.5932

*** FINAL VCM PROJECT ***
 PRODUCTION COST STATEMENTS
 - BASE CASE -

(USA 1000)

	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999
PRODUCTION COST STATEMENTS	32160.	62800.	68400.	74400.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.	80000.
RAW SALT	605.	1572.	1712.	1862.	2002.	2002.	2002.	2002.	2002.	2002.	2002.	2002.	2002.	2002.	2002.
ETHYLENE	12221.	23884.	25992.	28272.	30400.	30400.	30400.	30400.	30400.	30400.	30400.	30400.	30400.	30400.	30400.
OZ	842.	1238.	1387.	1488.	1594.	1594.	1594.	1594.	1594.	1594.	1594.	1594.	1594.	1594.	1594.
CHEMICALS	14116.	27686.	30155.	32805.	35269.	35269.	35269.	35269.	35269.	35269.	35269.	35269.	35269.	35269.	35269.
RAW MATERIAL COST	14116.	27686.	30155.	32805.	35269.	35269.	35269.	35269.	35269.	35269.	35269.	35269.	35269.	35269.	35269.
POWER	312.	617.	672.	731.	786.	786.	786.	786.	786.	786.	786.	786.	786.	786.	786.
STEAM (15%)	614.	1199.	1306.	1420.	1527.	1527.	1527.	1527.	1527.	1527.	1527.	1527.	1527.	1527.	1527.
STEAM (2%)	230.	446.	488.	531.	571.	571.	571.	571.	571.	571.	571.	571.	571.	571.	571.
FILTERED WATER	157.	307.	334.	364.	391.	391.	391.	391.	391.	391.	391.	391.	391.	391.	391.
DMW	162.	317.	344.	374.	401.	401.	401.	401.	401.	401.	401.	401.	401.	401.	401.
PORTABLE WATER	18.	35.	38.	42.	45.	45.	45.	45.	45.	45.	45.	45.	45.	45.	45.
INST/PLANT AIR	158.	308.	335.	365.	392.	392.	392.	392.	392.	392.	392.	392.	392.	392.	392.
NZ	134.	262.	286.	311.	334.	334.	334.	334.	334.	334.	334.	334.	334.	334.	334.
UTILITIES COST	5122.	10002.	10894.	11849.	12741.	12741.	12741.	12741.	12741.	12741.	12741.	12741.	12741.	12741.	12741.
WASTE WATER TREATMENT	167.	326.	355.	386.	415.	415.	415.	415.	415.	415.	415.	415.	415.	415.	415.
VARIABLE COST	19467.	38014.	41403.	45035.	48625.	48625.	48625.	48625.	48625.	48625.	48625.	48625.	48625.	48625.	48625.
DEPRECIATION (PROCESS PLANT)	5935.	11870.	11870.	11870.	11870.	11870.	11870.	11870.	11870.	11870.	11870.	11870.	11870.	11870.	11870.
DEPRECIATION (PRE-INVEST)	339.	678.	678.	678.	678.	678.	678.	678.	678.	678.	678.	678.	678.	678.	678.
DEPRECIATION (INTEREST DUR.)	472.	944.	944.	944.	944.	944.	944.	944.	944.	944.	944.	944.	944.	944.	944.
DEPRECIATION	6746.	13492.	13492.	13492.	13492.	13492.	13492.	13492.	13492.	13492.	13492.	13492.	13492.	13492.	13492.
AMORTIZATION	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
DEPRECIATION & AMORTIZATION	6746.	13492.	13492.	13492.	13492.	13492.	13492.	13492.	13492.	13492.	13492.	13492.	13492.	13492.	13492.
LABOUR COST	357.	794.	794.	794.	794.	794.	794.	794.	794.	794.	794.	794.	794.	794.	794.
OVERHEAD	397.	794.	794.	794.	794.	794.	794.	794.	794.	794.	794.	794.	794.	794.	794.
EMPLOYMENT COST	794.	1588.	1588.	1588.	1588.	1588.	1588.	1588.	1588.	1588.	1588.	1588.	1588.	1588.	1588.
MAINTENANCE COST	1780.	3561.	3561.	3561.	3561.	3561.	3561.	3561.	3561.	3561.	3561.	3561.	3561.	3561.	3561.
ELECTRODE & IEM	612.	1223.	1223.	1223.	1223.	1223.	1223.	1223.	1223.	1223.	1223.	1223.	1223.	1223.	1223.
TAX & INSURANCE	890.	1780.	1780.	1780.	1780.	1780.	1780.	1780.	1780.	1780.	1780.	1780.	1780.	1780.	1780.
DIRECT FIXED COST	4076.	8152.	8152.	8152.	8152.	8152.	8152.	8152.	8152.	8152.	8152.	8152.	8152.	8152.	8152.
EX-FACTORY PRODUCTION COST	30289.	59636.	63018.	66678.	70069.	70069.	70069.	70069.	70069.	70069.	70069.	70069.	70069.	70069.	70069.
UNIT DIRECT OPERATING COST	0.9418	0.9500	0.9217	0.8962	0.8759	0.8759	0.8759	0.8759	0.8759	0.8759	0.8759	0.8759	0.8759	0.8759	0.8759
ADMINISTRATIVE & SALES EXP.	604.	1193.	1261.	1334.	1401.	1401.	1401.	1401.	1401.	1401.	1401.	1401.	1401.	1401.	1401.
INTEREST ON LOAN NO. 1	1218.	2374.	2131.	1887.	1644.	1400.	1157.	913.	670.	426.	183.	0.	0.	0.	0.
INTEREST ON LOAN NO. 2	2019.	4039.	3551.	3051.	2548.	2045.	1542.	1039.	536.	34.	0.	0.	0.	0.	0.
INTEREST ON LOAN NO. 3	612.	1223.	1223.	1223.	1223.	1223.	1223.	1223.	1223.	1223.	1223.	1223.	1223.	1223.	1223.
INTEREST ON LOAN NO. 4	179.	358.	358.	358.	358.	358.	358.	358.	358.	358.	358.	358.	358.	358.	358.
INTEREST ON LONG-TERM DEBT	4238.	8414.	8069.	7370.	6523.	5675.	4828.	3980.	3133.	2285.	1438.	651.	149.	0.	0.
INTEREST ON SHORT-TERM DEBT	0.	0.	248.	413.	559.	345.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.	0.
TOTAL PRODUCTION COST	35132.	69265.	72625.	75796.	78552.	77491.	76298.	75651.	74603.	73756.	66028.	58300.	57858.	57709.	57709.
UNIT PRODUCTION COST	1.0924	1.1029	1.0618	1.0188	0.9816	0.9686	0.9537	0.9431	0.9325	0.9219	0.8253	0.7295	0.7232	0.7214	0.7214

*** THAT VCM PROJECT ***
 IRR CALCULATION ON TOTAL INVESTMENT (US\$ 1000)
 - BASE CASE -

YEAR	TOTAL INVESTMENT	PROFIT BEFORE TAX	DEPRECIATION L-T	INTEREST ON DEBT	RETURN BEFORE TAX	DISCOUNT FACTOR	(BEFORE TAX) PRESENT VALUE INVEST.	(BEFORE TAX) PRESENT VALUE RETURN	(LESS) INCOME TAX	RETURN AFTER TAX	DISCOUNT FACTOR	(AFTER TAX) PRESENT VALUE INVEST.	(AFTER TAX) PRESENT VALUE RETURN
1983	37332.	0.	0.	0.	0.	1.0000	37332.	0.	0.	0.	1.0000	37332.	0.
1984	61384.	0.	0.	0.	0.	0.9084	55763.	0.	0.	0.	0.9084	55763.	0.
1985	31606.	-3866.	6746.	4238.	7117.	0.8253	26083.	5874.	0.	7117.	0.8253	26083.	5874.
1986	0.	-7988.	13492.	8414.	13918.	0.7497	0.	10434.	0.	13918.	0.7497	0.	10434.
1987	0.	-5884.	13492.	8069.	15677.	0.6811	0.	10677.	0.	15677.	0.6811	0.	10677.
1988	0.	-3201.	13492.	7370.	17661.	0.6187	0.	10927.	0.	17661.	0.6187	0.	10927.
1989	0.	-492.	13492.	6523.	19523.	0.5620	0.	10973.	0.	19523.	0.5620	0.	10973.
1990	0.	569.	13492.	5675.	19736.	0.5106	0.	10077.	0.	19736.	0.5106	0.	10077.
1991	0.	1762.	13492.	4828.	20081.	0.4638	0.	9314.	0.	20081.	0.4638	0.	9314.
1992	0.	2609.	13492.	3980.	20081.	0.4214	0.	8461.	0.	20081.	0.4214	0.	8461.
1993	0.	3457.	13492.	3133.	20081.	0.3828	0.	7687.	0.	20081.	0.3828	0.	7687.
1994	0.	4304.	13492.	2285.	20081.	0.3477	0.	6983.	0.	20081.	0.3477	0.	6983.
1995	0.	12032.	6746.	1438.	20216.	0.3159	0.	6386.	0.	20216.	0.3159	0.	6386.
1996	0.	19700.	0.	651.	20351.	0.2870	0.	5840.	0.	20351.	0.2870	0.	5840.
1997	0.	20202.	0.	149.	20351.	0.2607	0.	5305.	0.	20351.	0.2607	0.	5305.
1998	0.	20351.	0.	0.	20351.	0.2368	0.	4820.	0.	20351.	0.2368	0.	4820.
1999	-4841.	20351.	0.	0.	20351.	0.2151	-1042.	4378.	0.	20351.	0.2151	-1042.	4378.
TOTAL	125480.				275577.		118136.	118136.		275577.		118136.	118136.

**** INTERNAL RATE OF RETURN ***** 10.08 PER CENT (BEFORE TAX) 10.08 PER CENT (AFTER TAX)

***** PAY-OUT PERIOD ***** 8.30 YEAR (BEFORE TAX) 8.30 YEAR (AFTER TAX)
 (THE YEAR WHEN THE TOTAL CAPITAL COST WILL BE PAID OUT BY ACCUMULATED TOTAL RETURN, FROM THE BEG. OF OPERATION)

CAPITAL REQUIREMENTS

LAND	366.
CONSTRUCTED FACILITIES	118698.
PRE-INVEST AND START-UP EXP	6782.
INTEREST DURING CONSTRUCTION	9438.
TOTAL FIXED CAPITAL	135284.
INITIAL WORKING CAPITAL	4475.
TOTAL CAPITAL COST	139759.

SOURCE OF FUNDS

PAID-UP SHARE CAPITAL	33821.
LONG TERM DEBT	105938.
SHORT TERM DEBT	0.
FINANCIAL RESOURCES	139759.

*** THAI VCM PROJECT ***
 PROFITABILITY AND FINANCIAL INDICATORS
 - BASE CASE - (US\$ 1000)

YEAR	(11) AFT TAX PROFIT -TO- SALES REV (PCT)	(2) AFT TAX PROFIT -TO- S/H EQUITY (PCT)	(3) BFR TAX PROFIT -TO- INVESTMENT (PCT)	(4) AFT TAX PROFIT -TO- S/CAPITAL (PCT)	(5) CURRENT RATIO	(6) QUICK RATIO	(7) DEBT SERVICE RATIO	(8) L/T DEBT -TO- S/H EQUITY	(9)* PROFIT B.E.P. CAPACITY UTILIZE (PCT)	(10)* CASH B.E.P. SALES PRICE (PRICE)	(11)* CASH B.E.P. CAPACITY UTILIZE (PCT)
1985	-13.8	-12.9	-2.8	-11.4	1.76	1.18	1.68	77. / 23.	53.5	985.6	29.6
1986	-13.0	-36.4	-5.7	-23.6	1.11	0.88	1.21	81. / 19.	106.9	936.6	69.8
1987	-8.8	-36.6	-4.2	-17.4	0.93	0.75	0.97	84. / 16.	106.4	983.2	87.3
1988	-4.4	-24.8	-2.3	-9.5	0.92	0.76	0.98	85. / 15.	104.3	979.8	94.1
1989	-0.6	-4.0	-0.4	-1.5	1.04	0.86	1.14	84. / 16.	101.7	945.7	91.5
1990	0.7	4.4	0.4	1.7	1.25	1.04	1.21	80. / 20.	98.0	932.4	87.7
1991	2.3	12.0	1.3	5.2	1.52	1.32	1.30	74. / 26.	93.8	917.5	83.5
1992	3.3	15.1	1.9	7.7	1.84	1.64	1.38	64. / 36.	90.8	906.9	80.5
1993	4.4	16.6	2.5	10.2	2.21	2.01	1.46	50. / 50.	87.8	896.3	77.5
1994	5.5	17.2	3.1	12.7	2.63	2.43	1.56	29. / 71.	84.8	885.7	74.5
1995	15.4	32.4	8.6	35.6	3.79	3.53	1.68	6. / 94.	57.6	873.4	71.1
1996	25.2	34.7	14.1	58.2	7.26	6.87	2.48	0. / 100.	30.9	823.9	57.4
1997	25.9	26.2	14.5	59.7	12.73	12.19	7.75	0. / 100.	29.1	754.2	37.8
1998	26.1	20.9	14.6	60.2	15.84	15.30	*****	0. / 100.	28.6	721.4	28.6
1999	26.1	17.3	14.6	60.2	18.95	18.41	*****	0. / 100.	28.6	721.4	28.6
AVERAGE1	6.3	5.5	4.0	16.5	4.92	4.61	*****	48. / 52.	73.5	884.3	66.6
AVERAGE2	7.7	14.7	4.0	16.5	3.23	2.98	1.69	50. / 50.			

(AVERAGE1) : SUM OF ANNUAL FIGURES OF PERCENTAGE AND RATIO IS DIVIDED BY NO. OF YEARS(SIMPLE AVERAGE)
 (AVERAGE2) : AVERAGE FIGURES ARE CALCULATED BY ACTUAL VALUES ACCUMULATED OVER THE PROJECT LIFE(WEIGHTED AVERAGE)
 * NOTE FOR (9)(10)(11)
 WHEN THERE ARE TWO OR MORE PRODUCTS, AND DURING THE YEARS WHEN ALL OF PRODUCTS ARE NOT PRODUCED AT THE SAME RATE
 OF CAPACITY UTILIZATION, ABOVE BREAK-EVEN-POINTS CANNOT GIVE CORRECT FIGURES.

