

インドネシア共和国

石油化学工業開発計画調査報告書

1974年10月

国際協力事業団

JICA LIBRARY



1055431[9]

インドネシア共和国

石油化学工業開発計画調査報告書

1974年10月

9

国際協力事業団

国際協力事業団

貸入 月日 '84. 3. 22	108
登録No. 01273	68.5
	MP

は し が き

日本政府は、インドネシア政府の要請に基づき、同国の石油化学工業を確立するための長期計画の策定、合成ゴム、合成洗剤工業の投資可能性調査とプラスチック成形加工工業の育成策立案のための調査を行うことになり、その実施を海外技術協力事業団に委託した。（同事業団は、昭和49年8月1日に発足した国際協力事業団に統合された。）

海外技術協力事業団は、三上良悌氏（コニコインターナショナル常務取締役）を団長とする12人の専門家からなる調査団を編成し、本年1月6日～2月4日（30日間）にわたって現地を派遣した。

調査団は、インドネシア関係当局—化学工業局、建設省、ブルタミナ等と打合わせをすると同時に、ジャワ島内のジャカルタを始め、バンドン、チラチャップ、チレゴン、東カリマンタンのサマリダ、バリクパバン、スマトラ島内のアッチェ、メダン、パレンバンなどにおいて立地条件等の調査を行った。

帰国後、調査団は、資料の解析を行い、技術的、経済的検討を加えて、資料作成の上、インドネシア側と再度打合せを行い、ここに報告書提出の運びとなった。

本報告書がインドネシア国石油化学工業の開発と、合成ゴム、合成洗剤、プラスチック成形加工工業等に対するインドネシア政府方針策定に寄与するとともに、同国とわが国の経済交流の発展により一層役立つことを願うものである。

最後に、調査に協力されたインドネシア共和国の関係機関の方々を始め、在インドネシア日本大使館の方々、並びにわが国の通産省、外務省等関係機関の方々に衷心より謝意を表すものである。

昭和49年10月

国際協力事業団

総裁 法眼晋作

国際協力事業団

総裁

法 眼 晋 作 殿

インドネシア共和国石油化学工業
開発計画調査のこと

掲題に関する報告書(邦文および英文)此許御提出申し上げます。

インドネシア共和国の要請に基づき、貴事業団が本調査を実施されるに当り、弊社を御起用頂き有難うございました。

弊社としては、昨年度本調査の UNIDO フェーズ I を実施した日本揮発油、および同じく昨年度同国の基礎化学調査を実施した東洋エンジニアリングの両社の協力を得て、下記要領により調査を行いました。

まず、昨年末、問題点を整理し、インドネシア政府に質問状を送付し、本年1月6日より2月4日まで12人の視察団を同国に派遣しました。

その間、同国工業省、プルトミナ公共事業省等との打合せ、および現地調査を行い、2月2日中間報告書を提出しました。

帰国後、中間報告書記載の資料および方針に基づき、各種資料の作成、経済計算、技術資料の作成を鋭意行いました。

その結果をもって、インドネシアを訪問し、打合わせを行いました。その際、1月の現地調査時点では未確定であった。原料用天然ガスについて、確定した方針を聴取することができました。この方針は、1月時の予想したガス組成および価格と異なるため、その変化を検討し、結果を付記することとしました。

本調査は、石油化学コンプレックス、合成洗剤、合成ゴム工業、プラスチック成形加工業と広い分野に渡っているため、全体を包括した総編と各分野別の報告書とに分けて編集しました。

今回の調査の結果は、石油化学コンプレックス設立の可能性が強いことを示しています。

なお、石油化学工業は巨大なコンプレックスであるため、政府としての受入れ態勢、企業体としてのプルトミナの態勢整備は極めて重要であり、建設地の調査を含め、引続いて、詳細調査を行われることをお勧めします。

ユニコ インターナショナル 株式会社

常務取締役 三 上 良 梯

総 目 次

はしがき	
伝達状	
現地調査団団員リスト	I
行動図	II
訪問先リスト	VI
報告書の構成	VIII

第 I 編 総 編

第 II 編 オレフィン・コンプレックス

第 III 編 アロマティックス・コンプレックス

第 IV 編 合成ゴム工業

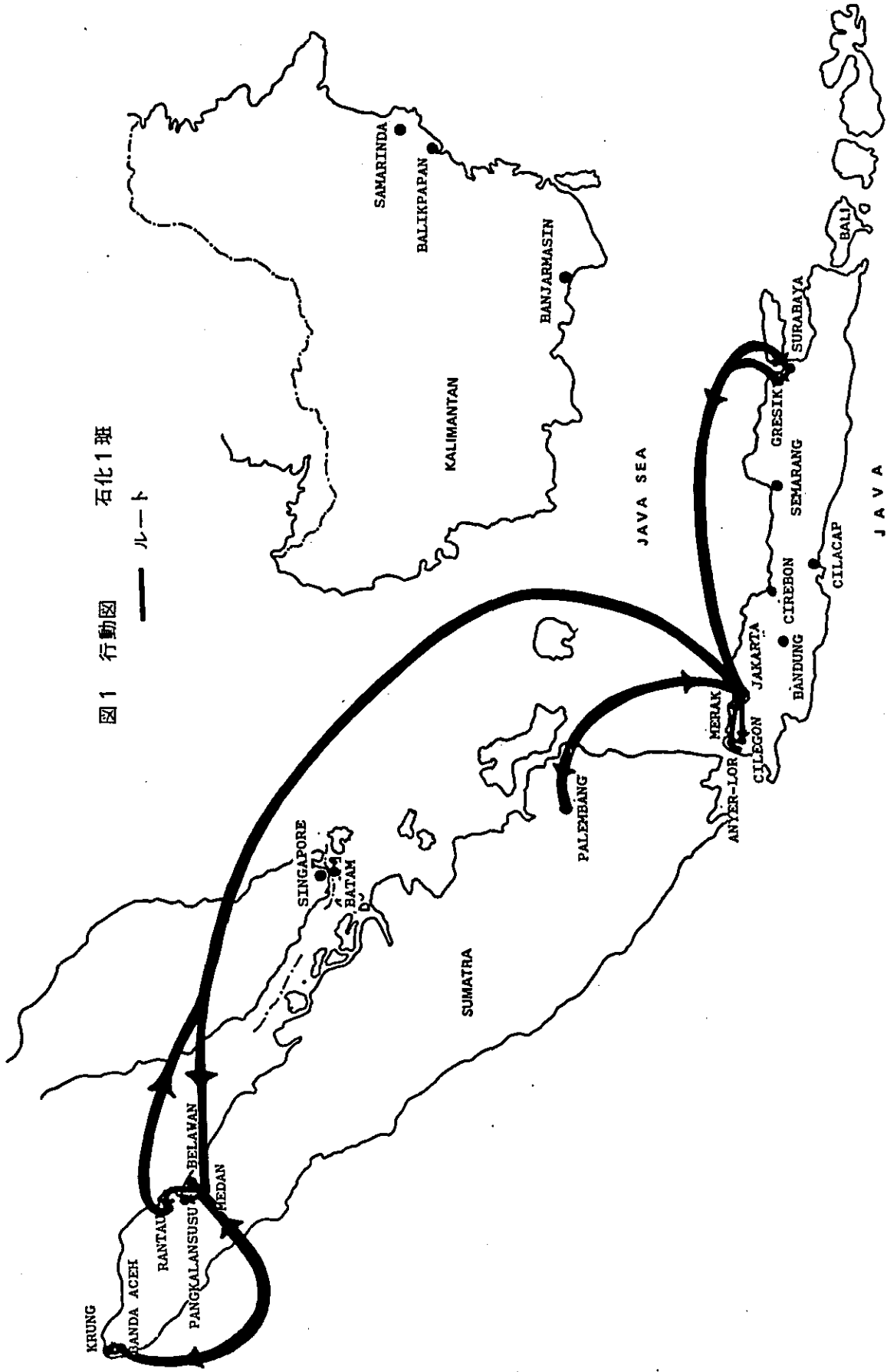
第 V 編 合成洗剤工業

第 VI 編 プラスチック成形加工業

現地調査団団員リスト

氏名	名称(肩書)	調査担当業務	チーム名
三上 良悌	団 長	総 括	1
椎名 弘	ユニコ・インターナショナル(株)嘱託	コンプレックス調整担当	"
細田 龍夫	東洋エンジニアリング(株) エンジニアリング本部設計四部	工場建設, サイトサーベイ担当	"
近藤 正之	ユニコ・インターナショナル(株)嘱託	メタノール, 食塩分解, 塩化ビニールポリマー, ポリスチレン 関係計画担当	"
吉村 研介	副 団 長 東洋エンジニアリング(株)建設本部	ハイドロカーボンを除く関連産業計画担当	2
芝尾 紘一	ユニコ・インターナショナル(株) エンジニアリング部長	プロジェクト選択, フィージビリティ検討担当	"
中西 宏幸	ユニコ・インターナショナル(株)嘱託	低密度・高密度ポリエチレン, ポリプロピレン, パラキシレン, シクロヘキサン関係計画担当	"
福島 保男	日本揮発油(株)企画開発本部	ハイドロカーボン関係計画担当	"
神田 道男	国際協力事業団鉱工業計画調査部	一般調整	
千野 武司	ユニコ・インターナショナル(株) 高分子部長	石油化学製品の需要および価格担当	3
佐々木修一	通産省基礎産業局総務課 通商産業技官	石油化学工業開発政策担当	"
松重 俊孝	ユニコ・インターナショナル(株)嘱託	プラスチック成形加工関係担当	4

図1 行動図 石化1班
— ルート



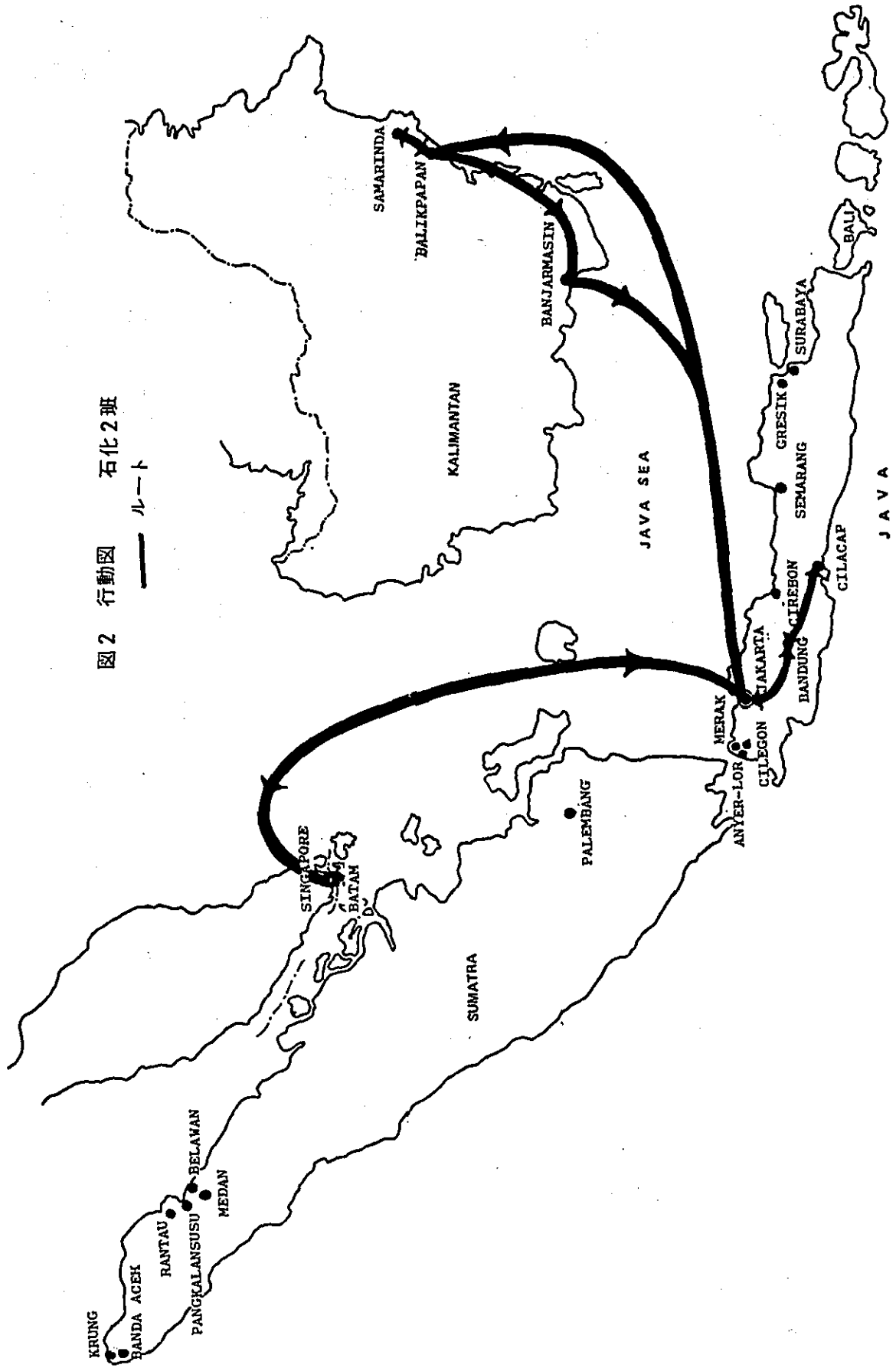


图2 行动图 石化2班

— ルート

図3 行動図 プラスチック1班
 ルート

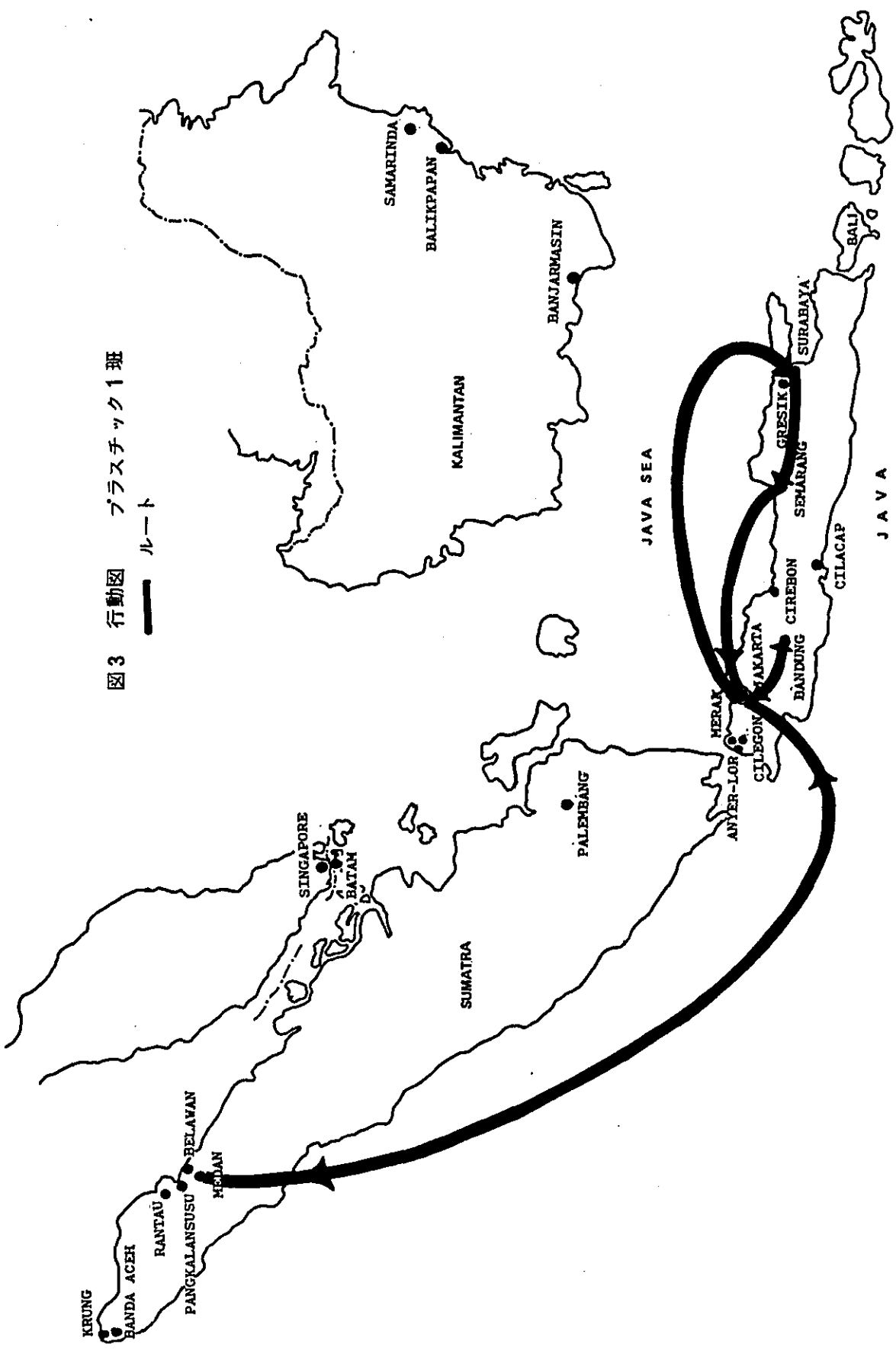
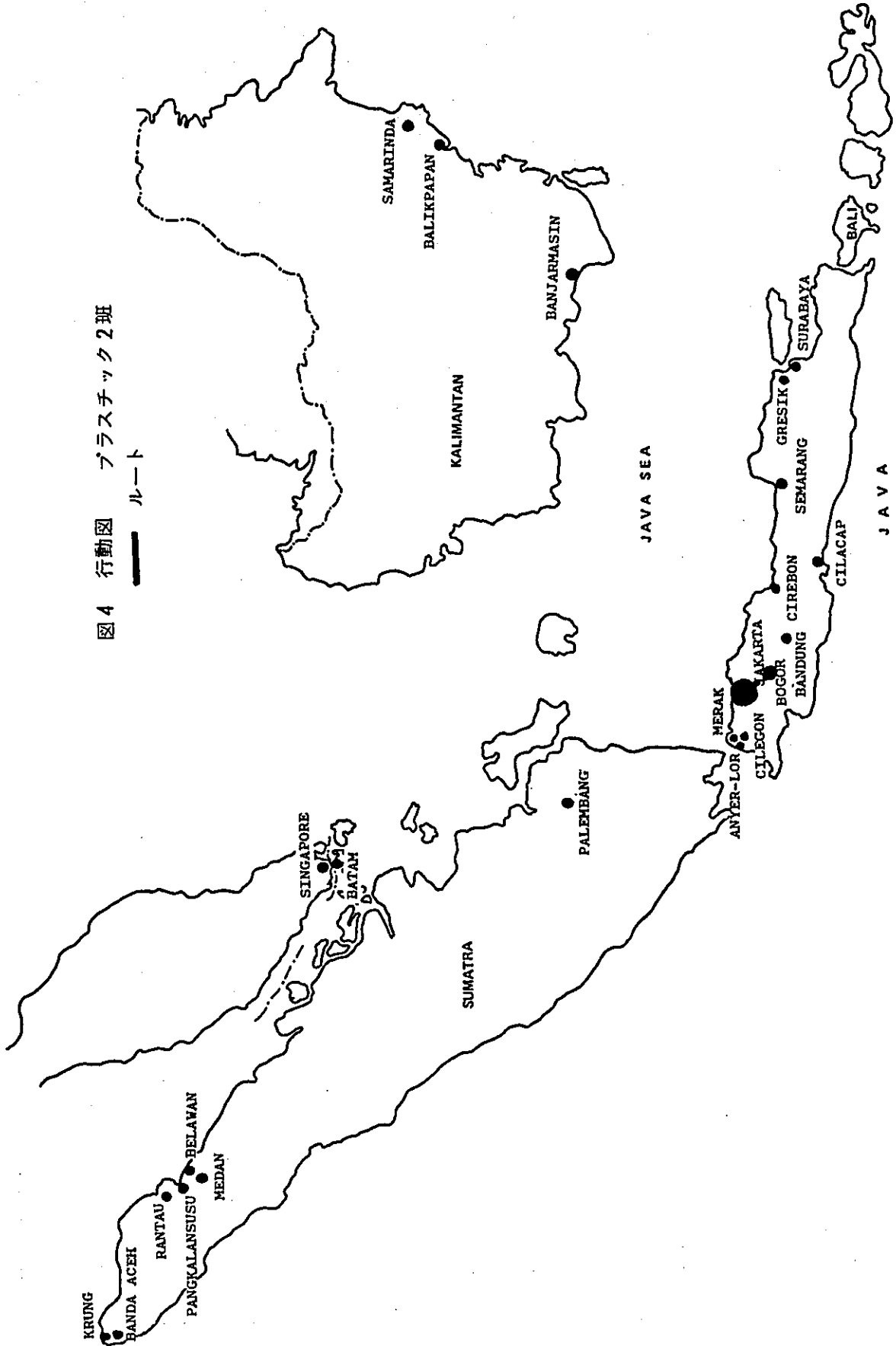


図4 行動図 プラスチック2班

—— ルート



訪 問 先 リ ス ト

	行 程				訪 問 先			
	1 チーム	2 チーム →	3 チーム	4 チーム	1 チーム	2 チーム	3 チーム	4 チーム
1. 6日	東京	ジャカルタ	ジャカルタ	バンコク→ジャカルタ	移動日	移動日	移動日	移動日
7月	日本大使館・OTCA・化学工業局							
8火	化学工業局・ブルタミナ							
9水	"	"	"	"	ブルタミナ	ブルタミナ	Majestic, 他	
10木	"	"	"	"	港灣局・三井共同コン・パベナス	Pioneer, 他	Widjaya Indon -esia Pla tix他	
11金	"	"	"	"	日本工営・P.T.Sam Nusantra	I L C. 工業省	The Public Ltd. 他	
12土	水道コンサルタント・大林キヤ・工業省 他							
13日	ジャカルタ →	ジャカルタ →	バンドン	ジャカルタ	移動日	移動日	資料整理	
14月	マラク →	ジャカルタ	バンドン	"	水理試験所 P lorelat 地質試験所	Nikatsu Elec. 他	C hemindo 他	
15火	ジャカルタ →	パレンバン	バンドン →	ジャカルタ	Pertamina Unit II/Sungaigerong	Polytex 他	P lastic Co. 他 (Bg)	
16水	パレンバン	チャチャップ →	バンドン	ジャカルタ	"	資料整理	資料整理	
17木	"	バンドン →	ジャカルタ	"	Cilacap Refinery Project Office Perindustrian Office	Hibar 他 (J)	Lucky 他 (J)	
18金	"	ジャカルタ →	バリク パレンバン	ジャカルタ →	スラバヤ	移動日 (三上; 大使館)	工業省	
19土	パレンバン →	ジャカルタ	バリクパ レンバン	スラバヤ	資料整理	移動日	工業省	
20日	ジャカルタ →	スラバヤ (神田: ジャカルタ)	バリクパ レンバン →	サマリタ	移動日	移動日	資料整理	
21月	スラバヤ	サマリタ →	バリクパ レンバン	"	Cilacap Refinery Project Office Perindustrian Office	Mitsui & Co 他	Chandra Marhono 他	
		(神田: ジャカルタ → 東京)			"	資料整理	資料整理	
22火	スラバヤ →	ジャカルタ	バリクパ レンバン →	ジャカルタ	P.N.Garam (神田: 福国)	Perindustrian Office	Cypress Plas 他	
					移動日 PN Petrokimia Gresik	Pertamina Unit - IV	United International 他	

	行 程				訪 問				先
	1 チーム	2 チーム	3 チーム	4 チーム	1 チーム	2 チーム	3 チーム	4 チーム	
1.23 水	ジャカルタ → メダン	バンジャルマシオン → ジャカルタ	スマラン → 東京 → ジャカルタ	ジャカルタ	移動日 Pertamina Unity	移動日 Proyek Kertas Martapura	Berlina 他 (佐々木: 移動日)	Omniseals 他	
24 木	メダン → アチエ	ジャカルタ	スマラン (佐々木: ジャカルタ)	"	工業省分室 Aceh 州庁務局	化学工業局 プルト ミナ 大使館	Central Java Marine Products (佐々木: 2チーム合流)	Paralon Co. 他	
25 金	アチエ	"	スマラン → ジャカルタ (佐々木: ジャカルタ)	"	工業省分室 Port Authority of Aceh	基礎化学工業局	移動日 (佐々木: 2チーム合流)	Speki 他	
26 土	アチエ → メダン	ジャカルタ	ジャカルタ	"	移動日 ベラワン 調査	軽工業局 日本大使館	電綫工業会他 (佐々木: 2チーム合流)	Shinta Modern Plastic 他	
27 日	メダン → ジャカルタ	ジャカルタ	ジャカルタ → メダン	"	Pertamina	レポート作成 (三上: 石油調査団と打合せ)	移 動 日	資料整理	
28 月	ジャカルタ	ジャカルタ → シンガポール (三上: ジャカルタ)	メダン	"	ルミガス	移動日 (三上: パベナス, プルトミナ)	工業省 他	Willis Utama 他	
29 火	"	シンガポール (三上: ジャカルタ)	"	"	電力局 レポート作成	パタン島調査 (三上: 工業省, パベナス)	Sukarera 他	Perlin Industria 他	
30 水	"	シンガポール → ジャカルタ (三上: ジャカルタ)	メダン → ジャカルタ	"	中間レポート作成	移動日 (三上: 日本合弁企業)	Sumatra Plk 他 移動日	Kerplindo 他	
31 木	ジャカルタ	ジャカルタ	ジャカルタ	ジャカルタ	レポート作成	レポート作成	Central Institute of Agriculture 他	Indonesia evagreen 他	
2. 1 金	"	"	"	"	"	"	Unilever 他	Plasnal 他	
2 土	"	"	"	"	化学工業局 (中間レポート説明)	軽工業局, 化学工業局	軽工業局, 化学工業局	Kalijaya Utama 他	
3 日	"	"	"	"	帰 国 準 備	帰 国 準 備	帰 国 準 備		
4 月	ジャカルタ → 東京	ジャカルタ → 東京	ジャカルタ → 東京	ジャカルタ → 東京	移 動 日	移 動 日	移 動 日		

報告書の構成

今回の調査はインドネシア共和国における

(1) 石油化学工業開発計画

(UNIDO フェーズⅡに相応、オレフィンおよびアロマティックス・プロジェクト)

(2) 合成ゴム, 合成洗剤

(3) プラスチック成形加工業

の広範な調査からなっている。

従って、本報告書においては、総編、オレフィン、アロマティックス、合成ゴム、合成洗剤、プラスチック成形加工業に分けて編集することとした。

調査実施時期が石油危機、および世界的な激しいインフレの時期と重なり、原料、製品、建設費、輸送費等が将来どうなるのか。また、石油化学製品の市場にしても、これらの物価の上昇の結果どのようになるか。過去の経験と違うことが起こるのだろうか。さらに、石油化学製品の供給側の問題として従来主力生産国であった米国、欧州、日本が、立地難から生産の伸びが押えられる傾向にある一方、中近東、イラン等、産油国が大幅な生産計画を立てつつあるなど急激な変化が起こりつつあり、需要供給がどのようになるのか。など、多くの問題がある。

これらについては、おのおの複雑で、予測困難であるが、我々としては、いずれ安定した状態が戻るものとし、その時の状態を考え、前提を置いて作業を進めた。

これらについては、第Ⅱ編の ANNEX にまとめた。しかし、これらの予測が異なる場合を考え、それぞれの影響を述べることにした。

Abbreviations

AB	Alkylbenzene
ABS	Acrylonitrile-butadiene-styrene for polymer
ABS	Alkyl Benzene Sulfonate
AD	Acetic Acid
AG	Aromatic Gasoline (Pyrolysis Gasoline)
BR	Butadiene Rubber
B-B	Butan, Butadiene Residue
BTX	Benzene, Toluene, Xylene
CHP	Cumene Hydroperoxide
CCW	Circulating Cooling Water
CPP	Cast Polypropylene Film
CR	Chloroprene Rubber
C-X(CHX)	Cyclohexane
DEG	Diethylene Glycol
DMT	Dimethyl Terephthalate
DOP	Dioctyl Phthalate
E	Ethylene
EG(MEG)	Ethylene Glycol
EO	Ethylene Oxide
EP	Electric Power
EPDM	Ethylene-propylene-diene-methylene Linkage
EDC	Ethylene Di-chloride
EVA	Ethylene-vinyl Acetate Copolymer
FG	Fuel Gas
FO	Fuel Oil
FRP	Fiber Reinforced Plastic
FW	Filtered Water
GP	General Purpose (Polystyrene)
HDPE	High Density Polyethylene
HI	High Impact (Polystyrene)
IR	Isoprene Rubber
IIR	Butyl Rubber
LAB	Linear Alkylbenzene

LDPE	Low Density Polyethylene	
LNG	Liquefied Natural Gas	
LPG	Liquefied Petroleum Gas	
MI	Melt Index	
M-xylene (Xylene)	Mixed Xylene	
NBR	Nitril Rubber	
NG	Natural Gas	
NGL	Natural Gas Liquid	
NR	Natural Rubber	
OPP	Oriented Polypropylene Film	
PP	Polypropylene	
PS	Polyaterene	
PTA	Pure Terephthalic Acid	
PVC	Polyvinyl Chloride	
PW	Polished Water	
p-Xylene (P-X)	Paraxylene	
SBR	Styrene-butadien Rubber	
SM	Styrene Monomer	
TPA (TA)	Terephthalic Acid	
UV	Ultra-violet	
VCM	Vinyl Chloride Monomer	
DCF	Discounted Cash Flow	
Exchange Rate	1971	1US\$=360 Yen 1US\$=415 Rupiah
	After the End of 1973	1US\$=300 Yen 1US\$=415 Rupiah
GDP	Gross Domestic Product	
GNP	Gross National Product	
IRR	Internal Rate of Return	
\$(DL.)	U.S.\$, unless Particularly Remarked	
ROI	Return on Investment	

第 I 編 総 括

目 次

第I編 総 編	7
I 序 言	7
I-1 経 緯	7
I-2 調査の対象と目的	7
II 総 括	8
III オレフィン・コンプレックス.....	12
III-1 インドネシア国内市場の予測	12
III-2 輸出市場の予測	12
III-3 原料および用役	13
III-4 製品および中間製品価格	16
III-5 各種代替案と経済比較	17
III-6 世界の石油化学事情	25
III-7 国際競争力	27
III-8 生産スキーム	27
III-9 北スマトラ30万tエチレン・コンプレックス(ライトコンデンセートベース) の場合の諸資料	27
III-10 その他の資料.....	32
III-11 今後の対策と勧告	32
IV アロマティックス・コンプレックス.....	32
IV-1 市 場	32
IV-2 原料, 製品, 用役の価格.....	37
IV-3 プロジェクト代替案の評価	38
IV-4 投資額詳細	46
IV-5 用役と必要労働力	46
IV-6 生産価格と各プラントの利益率	54
V 合成ゴム	59
V-1 市場規模	59
V-2 原料および製品の価格	60
V-3 製造計画	60
V-4 投資額	60
V-5 必要労働力	61
V-6 用役消費量	61

V-7	内部収益率	61
V-8	勧告と将来のスケジュール	61
VI	合成洗剤	61
VI-1	市場規模	62
VI-2	原料および製品価格	62
VI-3	製造計画	62
VI-4	投資額(1977年)	62
VI-5	必要労働力	63
VI-6	用役消費量	63
VI-7	内部収益率	63
VI-8	勧告と将来のスケジュール	63
VII	プラスチック成形加工業	63
VII-1	インドネシア プラスチック工業の需要構造	64
VII-2	プラスチック成形加工業の地域別分布	65
VII-3	プラスチック成形加工業の問題点	65
VII-4	プラスチック成形加工業に必要な資本投資および労働力の確保	65
VII-5	勧告	66

表 目 次

表Ⅱ - 2	エタン原料オレフィン・プラントの製品収率	14
表Ⅱ - 4	ライト・コンデンセート・ガスの組成	13
表Ⅱ - 5(1)	中東原油ベースによる炭化水素原料価格	15
表Ⅱ - 5(2)	ミナス原油ベースによる炭化水素原料価格	15
表Ⅱ - 6	インドネシアの石油化学製品の国内推定需要	13
表Ⅱ - 7	国内市場向け工場出荷価格	16
表Ⅱ - 8	輸出向け工場出荷価格	16
表Ⅱ - 12	代替スキームの比較	17
表Ⅱ - 13	代替案の比較	18
表Ⅱ - 15	コンプレックス全体の経済評価要約	31
表Ⅱ - 16	オレフィン・コンプレックスの投資内訳	31
表Ⅱ - 17(1)	原料炭化水素価格の変化の影響, コンプレックス全体	18
表Ⅱ - 18	原料組成の影響	19
表Ⅱ - 25	アサハン電力利用ケースの用役価格 PVC, VCM, 電解プラント	15
表Ⅱ - 31(3)	オレフィン・コンプレックスの経済計算結果ケース3	22
表Ⅱ - 34	石油化学計画の全体の経済比較	21
表Ⅱ - 42	オレフィン・コンプレックス(ケース3)の財務収支	33
表Ⅱ - 44	オレフィン・コンプレックス(ケース3)の逐年外貨収支	34
表Ⅱ - 45	オレフィン・コンプレックス(ケース3)の国家便益	35
表Ⅱ - 59	オレフィン・コンプレックスの経済計算結果 (ミナス原油をベースにした価格) 30万t	23
表Ⅱ - 61	オレフィン・コンプレックスの経済計算結果 (エタン原料・ミナス原油をベースにした価格) 45万t	24
表AⅦ-4-11	エカフエ諸国におけるエチレンの消費量と生産量の予測	26
表Ⅲ - 1	製品原料価格	38
表Ⅲ - 2	アロマティックス・コンプレックスの経済性の比較	45
表Ⅲ - 3	変動要因による内部収益率の変化	49
表Ⅲ - 10	用役価格表	39
表Ⅲ - 14(1)	標準原価計算 case 4 - 1001	55
表Ⅲ - 14(2)	標準原価計算 case 4 - 2001	56
表Ⅲ - 14(3)	標準原価計算 case 4 - 5001	57

表Ⅲ－14(4)	標準原価計算 case 4－1001 A	58
表Ⅲ－19	アロマティックス・コンプレックス(ケース4－1001 A)の財務収支	48
表Ⅲ－21	アロマティックス・コンプレックス (ケース4－1001 A)の逐年外貨収支	47
表Ⅲ－25	必要運転人員表	53
表Ⅲ－26(1)	建設費および投資額要約	50
表Ⅲ－26(2)	各プロセスプラントの建設費	51
表Ⅲ－27	用役必要量	52

目 次

図Ⅱ- 6	ケース1のプロセス・フローおよび物質収支	29
図Ⅱ- 7	ケース2のプロセス・フローおよび物質収支	29
図Ⅱ- 8	ケース3のプロセス・フローおよび物質収支	30
図Ⅱ- 9	各種変動要因によるコンプレックス全体の内部収益率の変化	20
図Ⅱ-11	インフレーションの影響によるコンプレックス全体の内部収益率の変化 ..	25
図Ⅱ-12(2)	各種変動要因による低密度ポリエチレンの内部収益率の変化	20
図Ⅱ-16	エタンを原料としたコンプレックスの 物質収支およびプロセス・フローダイアグラム	30
図AX-5-1	国際競争力の比較(エチレン)	28
図AX-5-4	国際競争力の比較(LDPE)	28
図Ⅲ- 1	インドネシアにおけるバラキシレンの国内需要見通し	36
図Ⅲ- 2	インドネシアにおけるシクロヘキサンの国内需要見通し	37
図Ⅲ- 5	アロマティックス・コンプレックスのプロジェクト・スキーム-ケース4-1001	41
図Ⅲ- 6	アロマティックス・コンプレックスのプロジェクト・スキーム-ケース4-2001	41
図Ⅲ- 7	アロマティックス・コンプレックスのプロジェクト・スキーム-ケース4-3001	42
図Ⅲ- 8	アロマティックス・コンプレックスのプロジェクト・スキーム-ケース4-4001	42
図Ⅲ- 9	アロマティックス・コンプレックスのプロジェクト・スキーム-ケース4-5001	43
図Ⅲ-10	アロマティックス・コンプレックスのプロジェクト・スキーム-ケース4-6001	43
図Ⅲ-11	アロマティックス・コンプレックスのプロジェクト・スキーム-ケース4-1001A	44

I 序 言

I-1 経 緯

下記の三つの主要な理由により、インドネシアは石油化学工業設立の可能性を持つ。

- (1) 石油化学工業に必要な原料に恵まれている。
- (2) 約1.3億の人口を有し、石油化学製品の市場が存在するとともに、多くの労働力を吸収する軽工業（プラスチック、繊維）に、安価な原料を安定して供給する必要がある。
- (3) 外貨節約および獲得に役立つ

上記の理由から、インドネシア政府は、日本政府に対し先般行われたUNIDO フェーズIの継続調査（主としてオレフィンおよびアロマティックス）に加えて、合成ゴム、合成洗剤、プラスチック成形加工の各工業の調査を依頼した。

日本政府は、同国の合成繊維調査、および同原料調査を実施したユニコの他に、UNIDO フェーズIを実施した日本揮発油、基礎化学調査をした東洋エンジニアリングを加え、これらの広範囲の調査を実施させた。

調査団は、1974年1月、インドネシア政府および関係者と打合わせを行い、また、現地調査も行った。その後、日本において経済計算を行った上、1974年8月、再びそれを基にインドネシア関係者と打合わせを行った。

その際判明した1月時点からの状況変化を加味して、若干の補足を付け加え、本報告を完成した。

I-2 調査の対象と目的

この調査は広い意味での石油化学を対象とし、総合的な把握を目的としたものである。分野としては、下記のものを含む。

- (1) オレフィン・コンプレックス（主として熱可塑性樹脂）
- (2) アロマティックス・コンプレックス（合成繊維原料用中間原料を含む）
- (3) 合成ゴム工業
- (4) 合成洗剤工業
- (5) プラスチック成形加工業

上記(1)および(2)はUNIDO フェーズIの継続であるが、1974年1月のインドネシア現地打合わせにおいて、オレフィン製造は天然ガスをベースとすること、アロマティックスはナフサをベースとすることが判明したため、両コンプレックスは切り離して検討することにした。

なお、この調査に先行して合成繊維原料工業調査が行われた。

ただし、調査内容自体には、それぞれのプロジェクトの現状に伴い、相異がある。すなわち、

下記のようにある。

(1) オレフィン・コンプレックス

1974年1月インドネシア訪問時には、天然ガスをベースとすることは確定していたが、場所、使用可能な天然ガスの量および質が不明確であった。そのため候補地として北スマトラ、東カリマンタン、パレンバン、容量としてエチレン年間生産量20万t、30万t、45万t、の相互比較と経済性の検討を目的とした。(原料ガスが未定のため、UNIDOフェーズIIに要求された作業範囲が変化した。)

1974年8月の打合せにおいて、場所は北スマトラ、原料はエタンとし、エチレン45万tを生産する方針であることが確認された。また、ガス価格についての考え方も提示された。従って、この新しい条件下における経済性の検討を追加した。

(2) アロマティックス・コンプレックス

1974年1月の時点で、インドネシア側の投資構想が提示されたので、それに必要な資料提供を目的とした作業を行った。(なお、1974年8月の打合せにおいて、インドネシア側の構想に大幅な変化があったことが判明したが、あまりにも条件が異なるため、検討は除外した。)

(3) 合成ゴム工業

合成ゴムのうちインドネシア国内市場、および天然ゴムとの補完性の点から、SBRをとりあげ、その市場見通しと経済性の予備検討を行った。

(4) 合成洗剤工業

合成洗剤のうちスルホン化アルキルベンゼンを現状の市場状況からとりあげ、その市場見通しと、アルキルベンゼン・プラントの経済性の予備検討を行った。

(5) プラスチック成形加工業

将来のプラスチックの市場拡大に見合うプラスチック成形加工業のあるべき姿と実体の相異を明らかにし、その差を埋めるための方策を提言することを目的とした。

II 総 括

UNIDOフェーズIにおいては、原料の条件が全く不明であったため、ナフサベースの30万tエチレンプラントと、ナフサおよび天然ガスを組合わせた20万tエチレンプラントの経済性が検討された。

しかし、今回の調査において、オレフィン用には天然ガスが、アロマティックス用にはナフサが利用されることがベースとなった。従って、オレフィン・コンプレックスとアロマティックス・コンプレックスは切離して検討を行った。

検討自体は、オレフィン・コンプレックス、アロマティックス・コンプレックス、合成ゴム、合

成洗剤、プラスチック成形加工業と別個に検討したが、各工業間には、原料の供給、製品の市場面など緊密な関係がある。すなわち、天然ガスをベースとしたオレフィン・コンプレックスは、プラスチック成形加工業に熱可塑性樹脂を、SBR にはスチレンとブタジエンを、アルキルベンゼン（合成洗剤）にはプロピレンを、ポリエステル繊維にはエチレンオキサイド、エチレングリコールを供給する。

ナフサをベースとするアロマティックス・コンプレックスは、シクロヘキサンをナイロン繊維原料に、パラキシレンをポリエステル繊維に、またベンゾールをポリスチレンおよびSBRの原料として供給する。どのように結合するかは、原料の組成および量と製品側の市場規模、プラントの経済規模が関係してくる。

相互の関係について、今回の調査で、特に問題となる点は次の点である。

- (1) オレフィン・コンプレックスの経済性は、プラスチック成形加工業の発展育成に影響される。今回、インドネシアのプラスチック市場予測はUNIDO フェーズ I に記載したものを利用している。しかし、今般の石油の値上り、その結果としてのプラスチック価格の上昇は、世界経済の停滞とともに市場の縮小をもたらす可能性が強い。

プラスチックの市場予測の見直しとともに、組織的な成形加工業の育成策は、オレフィン・コンプレックスにとって絶対に必要な条件である。

- (2) オレフィン・コンプレックスがエタンを原料とする場合、プロピレン、ブタジエンの生産量は減少するので、ポリプロピレンに代って、高密度ポリエチレンの生産を増加することや、SBR 用ブタジエンには別の供給源を考える必要が出てくる。
- (3) アロマティックス・コンプレックスが、国内用カプロラクタム製造用以上に大量のベンゾールを生産する場合、ポリスチレンの生産が考えられる。インドネシア国内の市場は極めて少なく、一方スチレン製造は大規模である必要があることから、大半は輸出を目的とすることになる。

すなわちこの場合は、原料の入手性が国内市場問題と関係なく計画される可能性を示すがこの場合は、国際競争力の点から検討しないと、経済性が低くなるであろう。

次に、各工業について結論だけを簡単に述べる。数値的説明は、それぞれの章を参照して頂きたいし、それらの考察のベースとなった考え方や前提等は、それぞれの巻（別冊）を参照されたい。

なお、今回の経済計算における原料、および製品価格予測は、1974年1月時点における原油価格をベースとした。

- (1) オレフィン・コンプレックス

結論的に言って、天然ガスをベースとするオレフィン・コンプレックスは極めて有望で、関税保護がなくても成立すると判断されるし、外貨収支面での国に対する寄与等も極めて高い。

(a) 場所の優位性については、バレンバン、北スマトラ、東カリマンタンの順であり、また能力については、エチレン年間45万t、30万t、20万tの順で、大規模な方が有利である。

ただし、天然ガス価格を1974年1月ベースでUS\$ 63/MMBTU、とした場合は、いずれのケースでも経済性があると判断された。

(b) 天然ガス価格を、1974年1月ベースでUS\$100/MMBTUとした場合でも、エチレン30万t以上は経済性があると判断され、能力も大規模な方が有利である。しかし、低密度ポリエチレン、ポリ塩化ビニール、ポリプロピレン等の製品については、シンガポールとの競争力の差は、生産費の比較において非常に少なくなる。競争には生産費以外の要素を考える必要があり、より詳細な検討を必要としよう。

(c) 一方、石油化学工業は資本集約型産業であるので、稼働率の影響が極めて大きい。このことは、規模が大きくなればなるほど重要である。(感度分析参照) 従って、設備の建設のみでなく、企業の経営、輸送を含むインフラストラクチャー、市場開発等に十分な計画がなされるべきで、また、要員教育もできるだけ早期に着手する必要がある。

(d) アサハンダムの電力を利用した場合、コンプレックス全体としての経済性は若干上がるが、あまり大きくはない。

(e) 建設時期は、市場側要因よりも原料側要因(LNG計画)と建設のための準備期間、建設必要期間等による方が大きいと考えられ、1979年操業開始が妥当な線と考えられる。

(2) アロマティックス・コンプレックス

アロマティックス・コンプレックスは、ナフサをベースとするため、原料価格の面で有利性は少なく、オレフィン・コンプレックスほど経済性は高くない。

また、このコンプレックスでは、固定費の部分はオレフィン・コンプレックスに比べて少なく、それだけに原料費はもちろん中間製品、最終製品の価格の影響が大きい。

(a) 上記の理由からプロダクション・スキームの選定は、注意して行いべきで、計算したケースのいくつかは、経済性に乏しいことが判明した。

(b) 燃料費の影響が比較的大きく、天然ガスを利用できれば経済性は改善される。

(c) 1974年1月に想定された原料事情(ナフサ14,900bbl/d)、および製品パターン(国内用合成繊維原料見合い)が、その後インドネシア側の計画が大幅に変わり、ナフサの使用量は40,000bbl/dとなり、製品もベンゾール、バラキシレン等大量の輸出を見込むことになった。

前述の通り、これらの価格の動向が経済性に多大の影響を与えることになる。

一方、ベンゾールの生産増加は、ポリスチレン生産の可能性を生み出している。

(d) 新計画についての経済性評価は実施していないが、インドネシア側としては、1978年稼働を予定していると言われる。

(3) 合成ゴム工業

今回の調査においては、天然ゴムとは競合せず、むしろ品質改良等補完的意味を持ち、かつ、現在、インドネシア国内でも使用されている SBR の製造を対象として調査を行った。

その結果、SBR 工場として、一応の適正規模と考えられる年間 25,000t で、1980 年以降操業開始を目標として建設する可能性のあることが判明した。しかし、下記の通り原料の入手可能性に変化が生じたため、この変化を折込んだ再検討が必要とされる。

(a) インドネシア国内の SBR 需要は、1980 年約 10,000t、1985 年約 22,000t になる。

(b) 1974 年 1 月のインドネシアにおける打合わせで、オレフィン製造用にはライト・ガス・コンデンセートを仮定したため、ブタジエンが得られると考えた。

一方、同打合わせ時におけるインドネシア計画では、アロマティックス・コンプレックスからできるベンゾールの生産量は、国内のカプロラクタム生産用のみで余剰はないと考えられ、従って、スチレン製造は検討から外されていた。

1974 年 8 月の打合わせで、オレフィン製造用にはエタンが利用されることが確定し、同コンプレックスからのブタジエンの入手は困難となり、脱水素等別の方法を必要とすること、一方、アロマティックス・コンプレックスからは余剰のベンゾールができ、スチレンの製造も可能であることが判明した。

この変化の中、ブタジエンの入手性と製造価格が、SBR 計画に大きく影響すると考えられ、それを考慮した再検討を必要とする。

天然ゴム生産国であるインドネシアとしては、合成ゴムの製造に抵抗があるとも考えられ、政府方針も明確には得られなかった。しかし、合成ゴムは、天然ゴムの単なる競合製品ではなく、補完関係にあること、およびゴムの全体需要量の伸びに対して、天然ゴムの生産が必ずしも追いつかないという問題もあり、原料問題が解決されれば、合成ゴム工業化を検討すべきであろう。

(4) 合成洗剤工業

今回の調査においては、現在インドネシア国内で使用されている、スルホン化アルキルベンゼンについて調査を行った。

その結果、年間 15,000t のアルキルベンゼン生産工場を、1977 年以降建設する可能性のあることが判明した。

(a) 合成洗剤の需要は、クリーム・ディタージェントの形で最近急速にのびており、現在年間 40,000t 使用されていると考えられる。これは 1980 年には 90,000t に達すると見られる。この量に見合うアルキルベンゼン量は、1980 年で約 17,000t と推定される。

(b) 15,000t アルキルベンゼン製造のためには、プロピレン 18,200t、ベンゼン 7,000

tが必要である。この入手については、オレフィン・コンプレックス、アロマティックス・コンプレックス、石油精製工場等との関係で検討される必要がある。

- (c) ハード型合成洗剤使用に関するインドネシア政府の方針は未決定で、企業化にかかる前に、明確にされるべきである。もし、ソフト型のみになるようであれば、原料の入手可能性を中心とした再調査を必要とする。

(5) プラスチック成形加工業

インドネシアにおける現在のプラスチック消費量は8万t/y と考えられる。一方UNIDO フェーズIの予測によれば、1980年には30万tになる。(上記の数字は、最近の原油価格上昇によるプラスチックの値上り、世界経済の停滞を考慮し、修正される必要がある。)

また、現在のインドネシアのプラスチック成形加工業は、原料入手の不安定性もさることながら、技術的問題から付加価値が極めて低い。

このことは、現在のプラスチック成形加工業の改良を考えるとともに、30万t消費のためのプラスチック成形加工業の育成を組織的に行うことの必要性を示している。

- (a) 上記30万tに見合うためには、加工設備だけで、1.23億US\$, 全体で2.78億US\$の投資が必要となり、労働生産性を現在の3.5倍に引上げて、さらに20万人の新規労働者を雇用することになる。

- (b) 上記を達成するためには、政府による投資に対する方針と育成策の確立、年間1,000人以上の労働者の訓練等が、組織的に行われる必要がある。

これらについて、若干の提言を行っているので、検討され、実施に移されることを期待したい。

このことは、プラスチック成形加工業のみに対するだけでなく、原料供給工業としてのオレフィン・コンプレックスの経済性にも大きな影響を与えるものである。

III オレフィン・コンプレックス

III-1 インドネシア国内市場の予測

UNIDO フェーズIで予測された市場(表II-6参照)を使用した。すでに述べたように、原油価格の上昇による石油化学製品の値上り、また経済の混乱からくる購買力の低下から、再度チェックする必要がある。

III-2 輸出市場の予測

将来の世界および東南アジアの需給予測は、極めて流動的であり、恒常的なインドネシアからの輸出を予測することは困難である。

表 II-6 インドネシアの石油化学製品の国内推定需要

	(Unit: 10 ³ t/y)							
	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982
LDPE	36	43	52	63	75	90	106	125
HDPE	11.5	13	14.5	16	18	20	22	24
PVC	23	29	36	44	54	65	78	95
PP	-	2.5	8.5	16.5	26.5	40	51.5	65
EG	15.2	17.5	21	24.8	28.2	32.5	47.5	43.3
(EG)*			27.5	37.8	48.2	58.5	62.5	66.7

	1983	1984	1985	1986	1987	1988	1989
LDPE	148	175	200	228	260	296	338
HDPE	26	28	30	32.7	35.6	38.9	42.3
PVC	113	135	160	190	225	266	315
PP	81	100	120	144	173	207	249
EG	49.8	57.7	66.7	76.7	88.2	101	117
(EG)*	70.9	75.0	79.1	83.2	87.4	91.7	96.3

Note : * To be estimated base on the result of synthetic fibre material survey
 Figures 1975 - 1985 is the result from UNIDO Phase I.

従って、輸出ゼロ（すなわち国内市場のみ）、輸出向け1/3、フィリピン市場対象としたものの3ケース、すなわちエチレン年間20万t、30万t、45万tのケースを想定し、国際競争力（日本、シンガポール、中近東との）を輸出価格に反映させて、経済計算を行った。

幸いにして、天然ガスをベースとするインドネシアのオレフィン・コンプレックスは変動力があり、輸出量の多い方が経済性が高いことを示している。

なお、1974年8月の打合わせで、インドネシアとしては、45万tに決定したことが判明した。

III-3 原料および用役

III-3-1 1974年1月のインドネシアとの打合わせ時では、天然ガスの組成、量、場所等が未定のため、次のことが仮定された。（中間報告書）

場所は、北スマトラ、東カリマンタン、バレンバンで、量は必要量が得られる。

組成は、ライト・コンデンセートとして下記のII-4表を予定し、この場合、エチレン分解炉出口でのガス組成は次の通りとした。

表 II-4 ライト・コンデンセート・ガスの組成

	Weight ratio
Ethane	1.0
Propane	1.47
C ₄ fraction	0.97
C ₅ + fraction	0.654

	重量比
H ₂	0.105
O ₁	0.348
O ₂ "	1.000
O ₃ "	0.293
O ₃ - LPG	0.094
O ₄ - Mix	0.216
O ₅ ~ 200 °C	0.143
200 °C ~	0.022

塩はマズラ島でできたものを各場所に運ぶものとする。用役は、アサハンの電力を除いては、すべて自工場で発生してまかなうこととする。

しかし、1974年8月の打合わせで、原料としてはLNG工場で分離したエタンを利用し、場所としては、北スマトラを考慮していることが判明した。この場合のエチレン・プラントからのガス組成は、表II-2のようになる。

表 II-2 エタン原料オレフィン・プラントの製品収率

	Feed	Products	(Weight ratio)
Ethane	1.24	-	
Residue Gas	-	0.155	
Ethylene	-	1.00	
Propylene	-	0.03	
C ₄ , 5	-	0.025	
Aromatic Gasoline	-	0.03	

III-3-2 原料および用役価格(年間インフレーション7%を考慮)

1974年1月時のガス価格については、日本での中東原油を脱硫した重油価格から推定したUS\$63/MMBTUで、一応の経済計算を行ったが、1974年8月インドネシア側より、ミナス原油スライド案が示された。これより計算して、US\$100/MMBTUの場合の計算も追加した。(表II-5(1)と(2)参照)塩については、1974年1月時点でマズラ島FOB価格US\$5.0、1980年でUS\$8.1を使用した。

アサハン電力は、US\$12/KWHを使用した。その他用役は、自工場内で発生するものとして計算した。

天然ガス価格US\$63/MMBTUとした北スマトラ、エチレン能力30万tの用役価格は、

表II-25 の通りである。

表 II-5(1) 中東原油ベースによる炭化水素原料価格

	Prices @ 1974	Prices @ 1980
Natural Gas (Fuel gas)	63¢/MMKcal	94¢/MMKcal
Condensate Gas	29\$/t (=64.5¢/MMKcal)	43.5\$/t
Crude Oil	9.35\$/bbl (CIF Japan)	14.04\$/bbl

表 II-5(2) ミナス原油ベースによる炭化水素原料価格

	Prices @ 1974 January	Prices @ 1980
Natural Gas (Fuel gas)	100¢/MMBTU	150¢/MMBTU
Condensate Gas	45.5\$/t (=102¢/MMBTU)	68.3\$/t
Ethan	50.1\$/t (=102¢/MMBTU)	75.1\$/t
LNG	170¢/MMBTU (FOB)	255¢/MMBTU (FOB)
Minas Crude	10.8\$/bbl (FOB)	16.2\$/bbl

表 II-25 アサハン電力利用ケースの用役価格—PVC, VCM, 電解プラント

Items		Stream Factor : 85%	
		ASAHAN	North Sumatra
Electric Power	\$/KWH	0.012	0.0552
110 ^k Steam	\$/t	-	7.84
10 ^k -20 ^k Steam	\$/t	-	4.03
15 ^k Steam	\$/t	10.7	-
Sea Water	\$/t	-	0.0410
River Water	\$/t	0.11	0.106
Filtered Water	\$/t	0.307	0.272
Deminerized Water	\$/t	0.69	0.522
Polished Water	\$/t	-	0.784
Instrument Air	\$/Nm ³	0.032	0.0370
Oxygen	\$/Nm ³	0.052	0.0532
Plant Air	\$/Nm ³	0.030	0.0344
Inert Gas	\$/Nm ³	0.057	0.0516
Steam Condensate	\$/t	-	0.0850
Fuel	\$/MMKcal	10.3*1)	3.75*2)

Notes: *1) Fuel oil

*2) Fuel gas - NG price is 63¢/MMBTU in 1974,

III-4 製品および中間製品価格

1974年1月の中東原油をベースとして、日本の既存工場および新設工場で生産される製造費と、中近東での製造費をベースとし、輸送費を考慮して、インドネシア国内および輸出用価格を算定した。結果は、表II-7、II-8の通りである。(原油は、年間7%上昇するものとした。)

日本における最低輸出価格は、既存プラントで製造した場合の価格であるが、国内および輸出用に差を設けていない。従ってインドネシア輸出価格計算においては、競争激化した場合、輸出価格を国内価格より下げることが考慮して設定してある。

表 II-7 国内市場向け工場出荷価格

(Unit: g/kg)

Products	Minimum Exfactory Price, Japan		Exfactory Price Middle East	Standard Price
	1974*	1980	1980	1980
LDPE	53	72	75	83.3
HDPE	52	70	73	81.0
VCM	26	37	31	-
PVC	41	58	82.6	79.4
EG	-	50	44	55.3
PP	57	78	70	82.7

Notes: Standard price is used for economic evaluation of project.
Price increase per year is about 5%.

* = Estimation

表 II-8 輸出向け工場出荷価格

(Unit: g/kg)

Products	CIF Manila from Japan	CIF Manila from Middle East	Exfactory price for export	
			Competitive Price with Japanese Export	Standard Price
LDPE	84.0	91.1	71.9	67.2
HDPE	81.8	88.9	69.9	65.5
VCM	44.6	64.9	37.1	-
PVC	68.6	100.0	57.9	61.7
EG	57.6	54.1	50.0	40.0
PP	90.6	85.8	77.9	72.5

Note: Standard price is used for economic evaluation of project

III-5 各種代替案と経済比較

各種代替案の各プラント別能力と投資金額は、表II-12に示す通りである。

ケース1~3はライト・コンデンセートをベースとした場合で、ケース4はエタンをベースとした場合である。

ケース1は、インドネシア国内市場を対象とし、ケース3は、製品の1/3を輸出、ケース2は、フィリピン市場を加えたものであることは、既述の通りである。

なお、ケース4は、北スマトラ立地のため、特にフィリピン市場を考慮することはせず、インドネシア国内市場を延長し、またポリプロピレン製造を止め、高密度ポリエチレンをつくることにしている。検討の結果は次の通りである。

表 II-12 代替スキームの比較

Sites	Case 1		Case 2		Case 3		Case 4 *2	
	Palembang		East Kalimantan		North Sumatra		North Sumatra	
	Plant Capacity 10 ³ MTA	Investment Cost 10 ⁶ \$	Plant Capacity 10 ³ MTA	Investment Cost 10 ⁶ \$	Plant Capacity 10 ³ MTA	Investment Cost 10 ⁶ \$	Plant Capacity 10 ³ MTA	Investment Cost 10 ⁶ \$
Olefin Plant	205	133	442	243	298	173	453	225
Electrolysis Plant(chlorine)	43	49	86	82	62	62	86	78
VCM	73	50	146	84	104	63	146	81
LDPE	100	163	210	282	120	184	180	244
HDPE	30	45	80	91	50	63	120	114
PVC	70	53	140	89	100	67	140	85
EG	50	57	100	95	100	91	100	92
PP	48	70	103	124	69	89	0	0
Total *1		620		1,089		792		920

Notes: *1 = Excluding the investment cost for utilities

*2 = Ethan feed complex

Production pattern is corresponding to the domestic market in 1984.

(1) 能力は大きい方がよく候補地としては、パレンバン、北スマトラ、東カリマンタンの順である(表II-13参照)。これは、1974年1月の天然ガス価格を、US\$63/MMBTUとした場合の計算である。内部収益率の上から二段目は北スマトラでの20万t、45万t、30万tであるが、この行から能力の大きい方が有利なことが判る。また、内部収益率、一段目と二段目を比較することにより、各候補地の有利性が読みとれる。

すなわち、20万tの場合、北スマトラ(二段目)に比較してパレンバン(一段目)の内部収益率が大きいことは、パレンバンの有利性を示し、また、45万tのケースから東カリマンタンは、北スマトラより不利なことがわかる。

ただ、北スマトラと東カリマンタンの差はあまり大きくなく、詳細検討を待たないと判定できない。

表 II-13 代替案の比較

(Comparison of Internal Profit Rate of the Complex as a Whole)*3

	Case 1	Case 2	Case 3
Ethylene capacity x 10 ³ MTA	200	450	300
Site	Palembang	East Kalimantan	North Sumatra
I.R.R. of Whole Complex	20.2%	23.9%	(20.9%)*2 21.8%
I.R.R. of Whole Complex with corresponding capacity*1	17.3%	25.5%	(20.9%) 21.8%

Note: The product price are assumed prices.

Refer to Clause pertaining to product prices

*1 The North Sumatra case was slided up and down to obtain these results.

*2 () shows the calculation results obtained by detailed financial analyses.

All the other figures were obtained comparative calculations by utilizing models.

*3 Price of natural gas is 63 ¢/MMBTU for the year of 1974.

(2) 天然ガス価格を1974年1月のUS¢100/MMBTUにした場合は、内部収益率は低下するが、30万t以上ならば17%以上である。(II-17(1))

しかし、第II編3-7に各プロセス別内部収益率を示してあるように、ポリ塩化ビニール等は、採算上苦しくなることがわかる。

表 II-17(1) 原料炭化水素価格の変化の影響—コンプレックス全体の収益性—北スマトラのケース

Ethylene Capacity Price of NG		200,000 MTA*	300,000 MTA	450,000 MTA*
@1974	@1980			
63¢/MMBTU	95¢/MMBTU	17.3%	21.8%	25.5%
100¢/MMBTU	150¢/MMBTU	12.3%	17.0%	20.2%

Note: * The North Sumatra Case (Case 3) was slided up and down.

(3) 天然ガス・ライト・コンデンセートからエタンに変わったことによる経済性評価は表Ⅱ-18に示す。

表Ⅱ-18 原料組成の影響一

Type of Feed Items		(Unit \$/t)			
		C ₂ , C ₃ Mixture		Ethane	
Case		Sliding up of Case 3		Case 4	
Feed Components		C ₂ , C ₃ mixture		Ethane	
Price of NG (1980)		150 ¢/MMBTU		150 ¢/MMBTU	
Price of Feed (")		68.3 \$/t		75.1 \$/t	
Price of Ethylene (")		208.9 \$/t		257.4 \$/t	
		Capacity	I.R.R.	Capacity	I.R.R.
Complex as a whole			20.2 %		18.1 %
Olefine		450,000 MTA	15	453,000 MTA	15
Electrolysis		92,000	15	86,000	15
VCM		156,000	15	145,600	15
LDPE		180,000	22.3	180,000	18.5
HDPE		75,000	19.5	120,000	26.9
PVC		150,000	21.7	140,000	16.5
EG		150,000	23.6	100,000	19.1
PP		104,000	28.6	-	-

この表からは、ライト・コンデンセート利用の方がエチレン価格も安く、従って、コンプレックス全体としての内部収益率も高いことを示している。

その理由は、ライト・コンデンセート利用の場合のLPG等副産物控除が大きく影響しているため、これらの価格の採り方で異なってくるから、条件の決まったところで再計算する必要がある。

(4) 製品価格、稼働率等の影響をエチレン製造で見ると、図Ⅱ-9のようになる。これは、1974年の天然ガス価格US ¢ 63/MMBTUの場合であり、従って原料価格の影響は少ない。

この表を見て言えることは、製品価格の変化とともに稼働率の変化が極めて大きいことを示している。すなわち、計算基準にとった稼働率85%が70%に落ちると、内部収益率は22%から17%ぐらゐに落ちる。

また、建設費の影響も大きく、10%余計にかかるると、収益率は22%から19%になる。

図Ⅱ-12(2)は低密度ポリエチレンの場合であるが、上記の傾向はさらに強まる。すなわち、稼働率85%が70%になると、内部収益率は25%ぐらゐから17%になる。

これは、エチレン・プラントでの稼働率低下によるエチレン価格の上昇も影響しているた

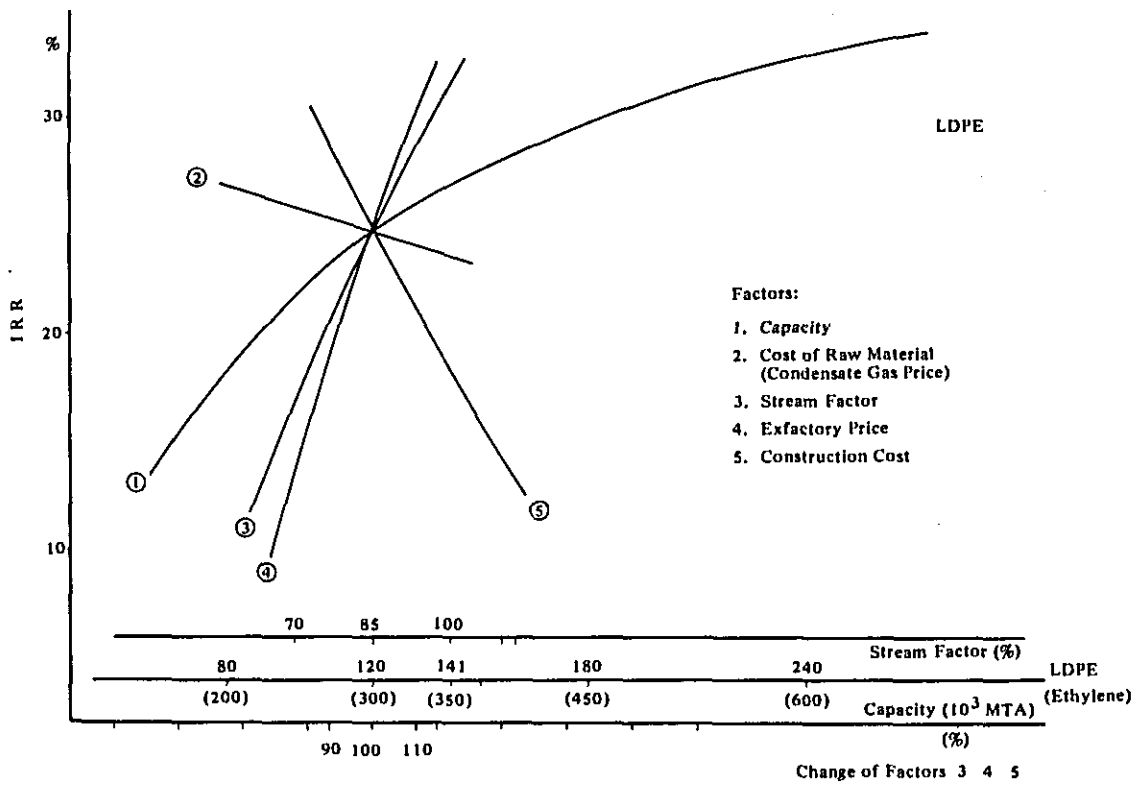


図 II-9 各種変動要因によるコンプレックス全体の内部収益率の変化

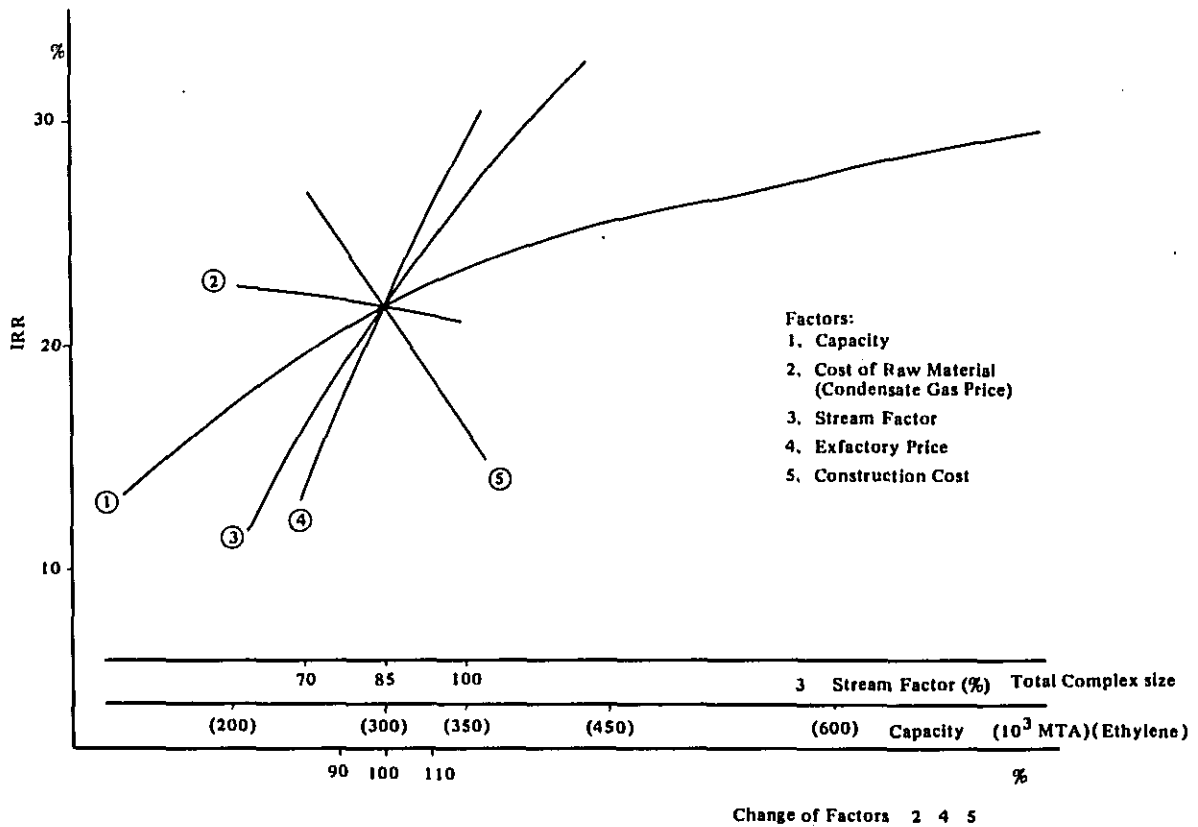


図 II-12(2) 各種変動要因による低密度ポリエチレンの内部収益率の変化

めで、建設費については10%の値上りにより内部収益率が25%から21%ぐらいになる。

これらのことは、プラントの建設に当たって十分な準備をして、建設期間を短縮すること、操業に入ってから、運転および販売に支障をきたさないよう十分な注意をする必要のあることを示している。

- (5) 代表的例として、北スマトラでのエチレン年産300,000tでライト・コンデンセートを使用し、ガス価格を1974年1月US¢63/MMBTUとした場合、US¢100/MMBTUとした場合、およびエタンを原料とし北スマトラでエチレン45万tを生産する場合(ガス価格US¢100/MMBTU)の3ケースについての各プロセス別投資額、内部収益率、生産費の内訳等を添付する。(表II-31(3), II-59, II-61参照)
- (6) 北スマトラ ライト・コンデンセート・ベースの30万tエチレンのケースで、アサハン電力を利用した場合の比較の結果を表II-34に示す。この場合、苛性ソーダの価格の採り方で若干異なるが、全体のコンプレックスとしてはほとんど変化のないことがわかる。これは、電力費が安くなる代わりに、2カ所にコンプレックスが分れたため、諸設備費や管理費が増加したことによる。

表 II-34 石油化学計画の全体の経済比較(アサハン立地/ケース3)

	Profit at 1980	Total Investment	R.O.I* at 1980	I.R.R.
Case 3	72.7	721 MM\$	10.1%	21.8%
Profitable Electric Power of ASAHAN (1)	71.2	743	9.6%	21.2%
Profitable ASAHAN Power (2)	76.9	743	10.3%	21.9%

Note: Case (1) Caustic Soda price is 20.6¢/kg, and I.R.R. of electrolysis is 15%.

(2) Caustic Soda price is 30.1¢/Kg which is the same price at case 3.

(7) インフレーションの影響

今回の計算においては、原油、労賃等一般物価、建設費(ただし、建設完了まで)等が年率7%上昇することを仮定している。ただし、製品価格は付加価値を一定に取ったため(変動費部分のみが変化する)、約5%の上昇である。

7%自体は最近のインフレから見ると、やや低く見たとも思えるが、外のプロジェクトの経済評価との比較もあり、インフレーションを0とした場合から、10%までにした場合の内部収益率に及ぼす影響を図II-11に示した。

インフレーションを7%とみた場合22%の内部収益率は、0%にした場合17%、10%にした場合24%になる。

表 II-31(3) オレフィン・コンプレックスの経済計算結果一ケース3

Purpose of Study: North Sumatra
 Price of NG : 63 ¢/MMBTU @1974
 Cal Number : @ R-0
 Case Number : No. 3
 Ethylene Production Capacity: 300,000 MTA

	Complex Total	Ethylene	Chlorine	V C M	L D P E
Plant Capacity MTA	298,000	61,600	104,000	120,000	
Investment 106 \$	791.7	62.0	63.4	184.3	
I.R.R. %	21.8	15.0	15.0	24.8	
Break Down of Unit Production Cost @ 1980					
Variable Cost	23.3	18.7	285	275	
Fixed Cost	112	213	128	293	
Distri. & Admini.	5.22	9.0	14.0	39.9	
Total Production Cost	140	241	426	608	
Average Sales Price \$/t	174	301	466	814	
	H D P E	P V C	E G	P P	
Plant Capacity MTA	50,000	100,000	100,000	69,200	
Investment 106 \$	62.5	66.9	91.0	89.1	
I.R.R. %	22.4	21.7	28.8	29.8	
Break Down of Unit Production Cost @ 1980					
Variable Cost	280	505	164	258	
Fixed Cost	277	151	176	272	
Distri. & Admini.	37.4	38.1	16.7	39.4	
Total Production Cost	594	694	356	569	
Average Sales Price \$/t	728	752	505	794	

表 II-59 オレフィン・コンプレックスの経済計算結果（ミナス原油をベースにした価格）—30万t

Purpose of Study: Correction of Raw Materials and Fuel Price, North Sumatra
 Cal Number : No.A-1
 Case Number : No. 3
 Ethylene Production Capacity: 30,000 MTA

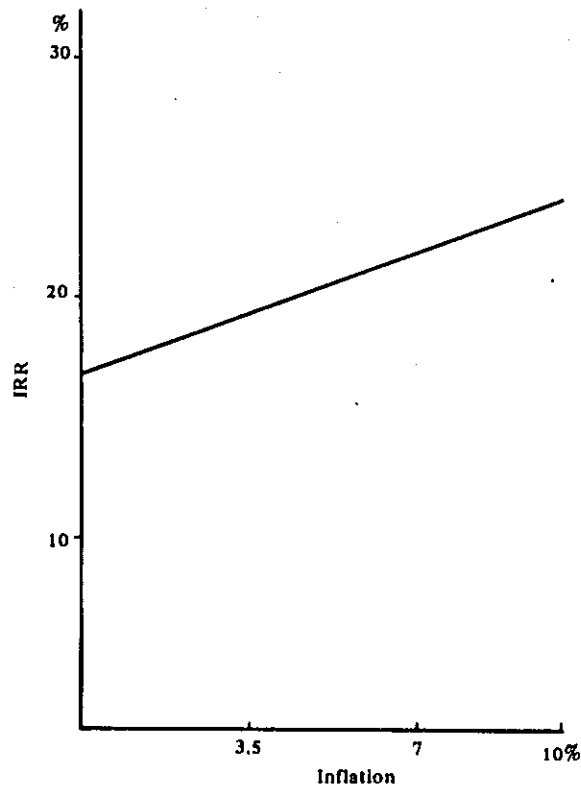
	Complex Total	Ethylene	Chlorine	VCM	LDPE
Plant Capacity MTA	300,000	300,000	62,000	104,000	120,000
Investment 106 \$	802	176	62.6	64.5	185.9
I.R.R. %	17.0	15.0	15.0	15.0	17.8
Break Down of Unit Production Cost @ 1980					
Variable Cost	63	26.7	328		342.4
Fixed Cost	125	234.9	140.8		325.7
Distri. & Admini.	6.8	9.7	15.5		39.9
Total Production Cost	194.8	271.4	484.3		708.0
Average Sales Price \$/t		225.9	324	517.2	814.1
	H D P E	P V C	E G	P P	
Plant Capacity MTA	50,000	100,000	100,000	69,000	
Investment 106 \$	63.1	67.7	91.8	90.0	
I.R.R. %	15.2	12.3	21.6	22.7	
Break Down of Unit Production Cost @ 1980					
Variable Cost	343.1	560.5	206.0	315.1	
Fixed Cost	303.1	164.5	194.9	299.0	
Distri. & Admini.	37.4	38.1	16.7	39.3	
Total Production Cost	683.5	763.1	417.6	653.4	
Average Sales Price \$/t	727.9	752.4	505.3	794.3	

表 II-61 オレフィン・コンプレックスの経済計算結果(エタン原料・ミナス原油をベースにした価格) - 45 万 t

Purpose of Study: Correction of Raw Materials and Fuel Price, North Sumatra
 Cal Number : No.B-1
 Case Number : No.4
 Ethylene Production Capacity: 453,000 MTA
 Price of NG: : 100 ¢/MMBTU @1974

		Complex Total	Ethylene	Chlorine	V C M	L D P E
Plant Capacity	MTA		453,000	86,000	145,600	180,000
Investment	106 \$	920.1	225.4	78.3	81.0	243.8
I.R.R.	%	18.07	15.0	15.0	15.0	18.5
Break Down of Unit Production Cost @ 1980						
	Variable Cost		120.64	47.13	332.03	375.15
	Fixed Cost		102.96	202.70	121.84	277.59
	Distri. & Admini.		7.72	9.20	14.95	38.52
	Total Production Cost		231.33	259.04	468.82	691.26
Average Sales Price \$/t			257.41	306.73	498.47	766.71
		H D P E	P V C	E G	P P	
Plant Capacity	MTA		140,000	100,000		0
Investment	106 \$	120,000	85.2	92.0		0
I.R.R.	%	114.4	16.5	19.1		0
		26.9				
Break Down of Unit Production Cost @ 1980						
	Variable Cost		541.01	228.67		
	Fixed Cost		140.98	195.16		
	Distri. & Admini.		36.93	16.66		
	Total Production Cost		718.92	440.49		
Average Sales Price \$/t			713.68	505.30		0

図 II-11 インフレーションの影響によるコンプレックス全体の内部収益率の変化



III-6 世界の石油化学事情

1960年代の後半から1970年の前半にかけて、世界の石油化学の製品の80%は、先進工業国において生産されている。しかしいわゆる石油危機の発生、公害問題のクローズアップ、およびこれに伴う立地難などの阻害条件によって、これら先進工業国の石油化学製品の生産伸び率は将来かなり鈍化することが予想されている。

従って、1980年代は、先進諸国は自国の国内需要を充足するための新增設は実施するが、輸出余力はかなり減退するものと考えられる。

これに対して、産油国においては、その原料入手の優位性より、1970年代後半から1980年代にかけて輸出志向型の石油化学工業が開発されるであろうし、また国内需要が1980年代にエチレンにして20万t/yを越えると思われる国において、石油化学工業の設置が検討され始めた。

従って、1980年代の世界の石油化学製品の物流動向は、1970年代と比較して大幅に変わることが予想される。

インドネシアの石油化学計画に密接な関係のあるエカフェ地域におけるエチレンの需給バランスを、表A VIII-4-11に示した。

石油化学工業協会の推定によれば、1980年における日本のエチレン国内需要は、530万tである。しかし、新たに30万t/y、または40万t/yのエチレンプラント4基の建設が予定されているため、現在の生産能力と合わせて、約600万t/yとなり、70万tの供給過剰とな

表 A VIII-4-11 エカフェ諸国におけるエチレンの消費量と生産量の予測

Areas and countries	Ethylene production on capacity				
	Ethylene Consumption for the domestic use in 1980	Present	Planned	Future	Balance
Far East					
Japan	5,259	4,814	1,200	6,014	755
Korea	573	100	450	550	- 23
Hongkong	386	-	-	-	- 386
Sub-total	6,218	4,914	1,650	6,564	346
Asian					
Indonesia	176	-	450	450	274
Philippines	239	-	250	250	11
Malaysia	70	-	-	-	- 70
Singapore	170	-	300	300	130
Thailand	223	-	-	-	223
Sub-total	878	-	1,000	1,000	122
South West Asia					
India	257	105	283	388	131
Sri-Lanka	38	-	-	-	- 38
Iran	148	12	588	600	452
Sub-total	443	117	871	988	545
Oceania					
Australia	431	276	360	636	205
New Zealand	64	-	-	-	- 64
Sub-total	495	276	360	636	141
Grand Total	8,034	5,307	3,881	9,188	1,154

る。これは輸出に回されるため、1980年においても日本は全生産量に対して15%程度の輸出余力があることになる。

ASEAN 5カ国についてみると、インドネシアの45万t/y、シンガポールの30万t/y、フィリピンの25万t/yがクローズアップされているが、以前からあったタイの13万t/yの計画は暫く延期される模様である。従って、この地域では12万tの供給過剰となる。

エカフェ地域全体では、約120万tの過剰となり、表AⅦ-4-11に記載されていないこの地域の他の国を始めとして、エカフェ地域外の諸国への輸出を必要とすることが示されている。

最近、原油価格が高騰したため、石油化学製品の値上りが著しく、そのための需要の構造変化、需要量の減退が著しい。

上記の予測はこの事実を全く考慮していないため、将来これを全面的に見直す必要があろう。

Ⅲ-7 国際競争力

ライト・コンデンセートで、US\$63/MMBTUと、US\$100/MMBTUの場合が日本、韓国・シンガポールの新設の場合と比較してある。すべてのケースは30万tエチレンであり、中近東のライト・コンデンセートはUS\$40/MMBTU、日本、シンガポール、韓国でのナフサ価格は中東原油CIF日本価格US\$9.36/bblベースである。

エチレンおよび低密度ポリエチレン（その他は本文参照）の生産費比較についてグラフに表わすと、図A-K-5-1と図A-K-5-4のようになる。

US\$63/MMBTUの場合の優位性は、US\$100/MMBTUになると大幅に低下するし、ある製品については、シンガポールと大差がなくなる。

国際競争力は、必ずしも生産費のみではないこと、生産費の計算に多くの前提のあることを考えると、条件がもう少し確定した時に、再検討する必要がある。

Ⅲ-8 生産スキーム

検討された生産スキームを図Ⅱ-6, 7, 8, 16に示した。

Ⅲ-9 北スマトラ30万tエチレン・コンプレックス(ライト・コンデンセート・ベース)の場合の諸資料

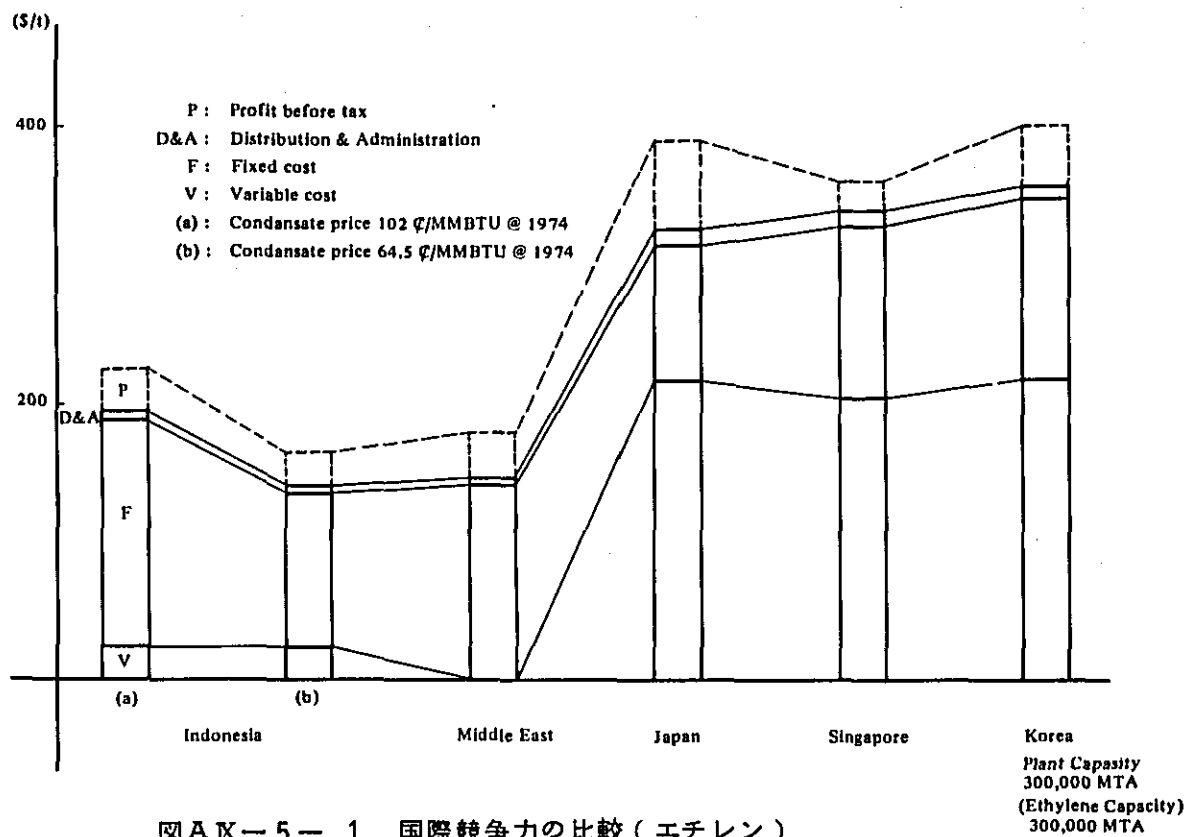
Ⅲ-9-1 投資金額の内訳

表Ⅱ-16 参照

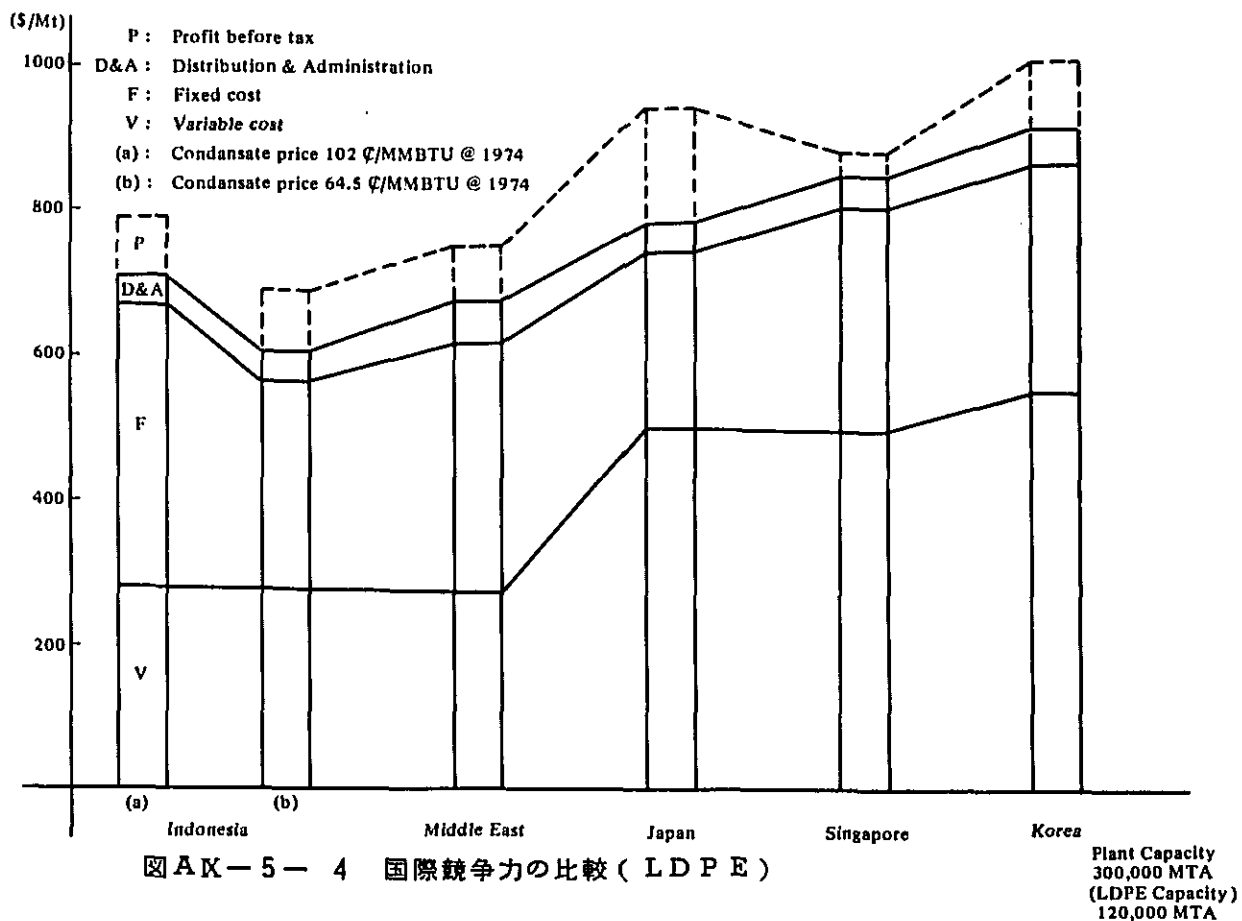
Ⅲ-9-2 経済性評価

表Ⅱ-15 参照

この表からわかるように、1979年～1989年までの外貨節約額は22億ドルと極めて大きく、また潜在価格を使用して計算した国家利益を内部収益率で表示すると、私企業ベースの20.9%が



図AX-5-1 国際競争力の比較(エチレン)



図AX-5-4 国際競争力の比較(LDPE)

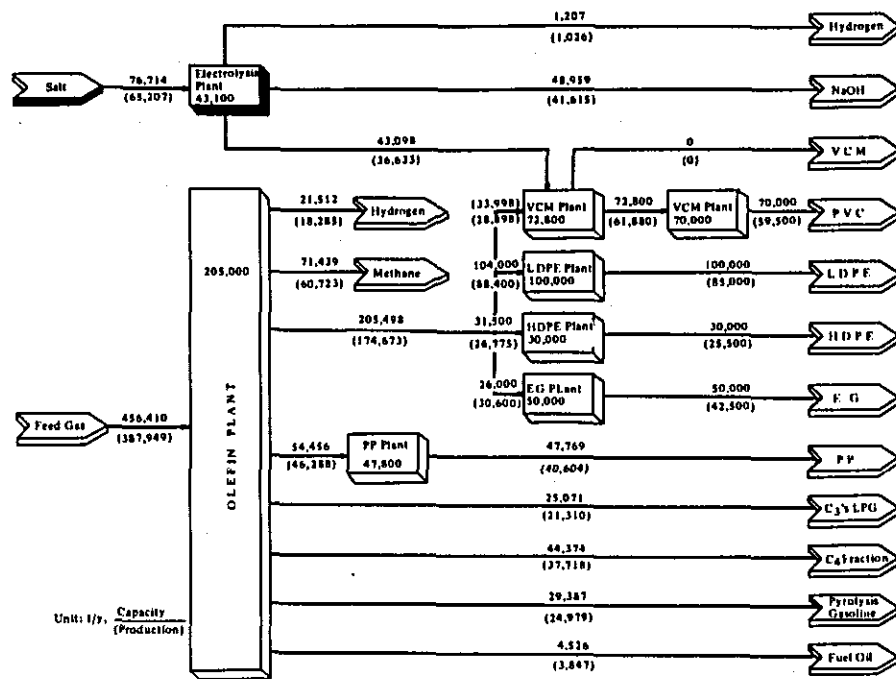


図 II-6 ケース1のプロセス・フローおよび物質収支

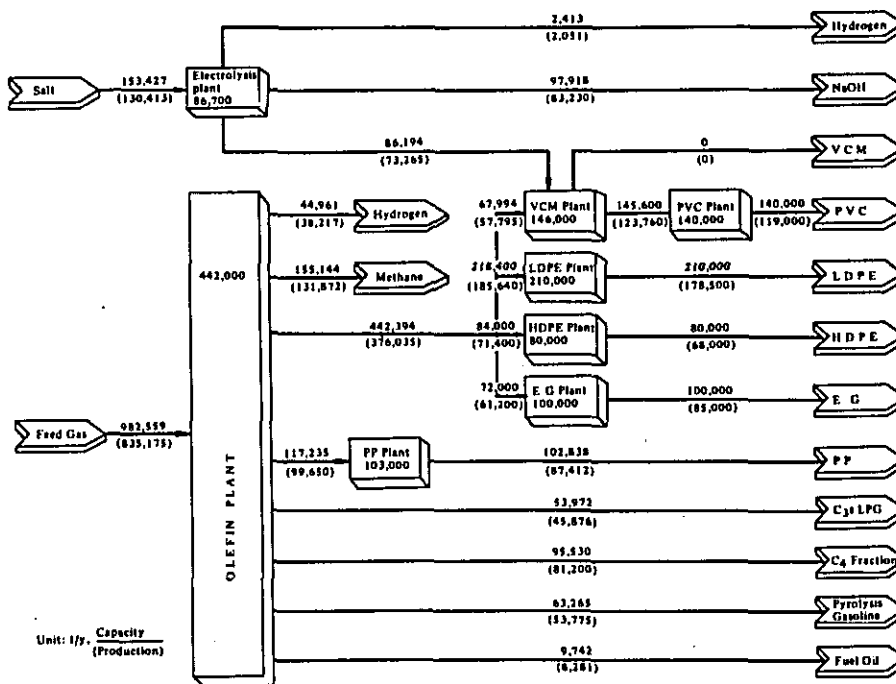


図 II-7 ケース2のプロセス・フローおよび物質収支

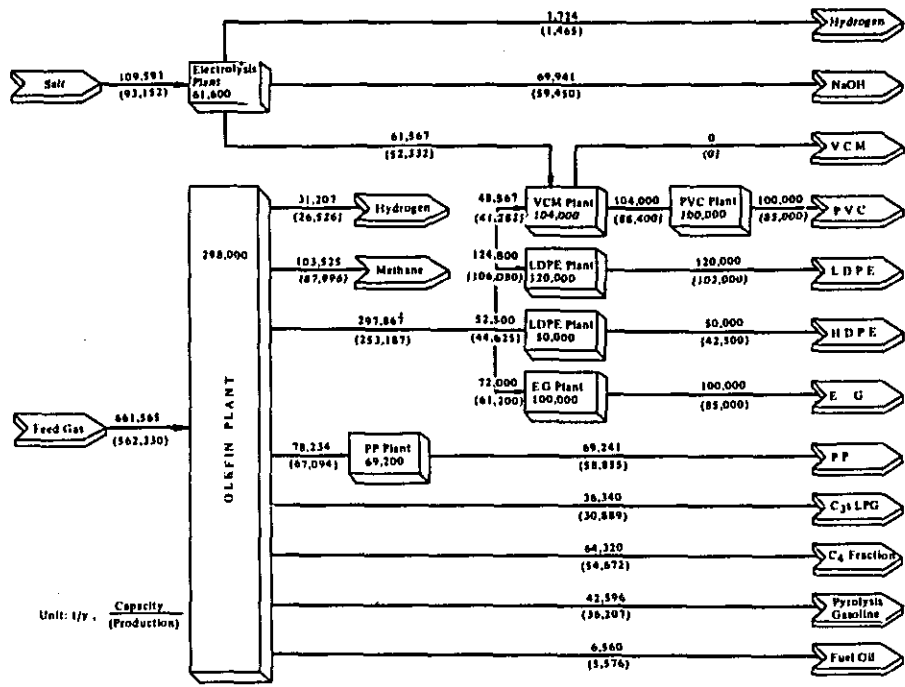


図 II-8 ケース3のプロセス・フローおよび物質収支

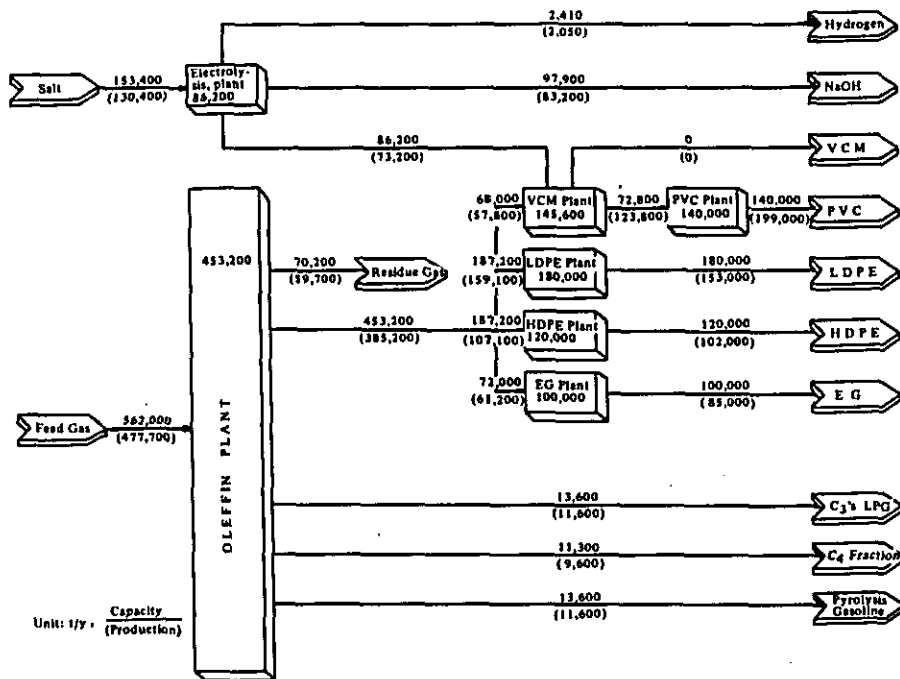


図 II-16 エタンを原料としたコンプレックスの物質収支およびプロセス・フローダイアグラム

表 II-15 コンプレックス全体の経済評価要約

Case	Case 3
Site	North Sumatra
Complex Scale	Ethylene 300,000 t/y
Date of Start up	Sept. 1979, Start-up of commercial operation
Investment cost	Fixed capital 932,530 x 10 ³ \$ Working capital 24,870 x 10 ³ \$
	957,400 x 10 ³ \$
I.R.R.	20.9 %
Effects of saving foreign currency	Sept. 1979 to Sept. 1989 2,236,494 x 10 ³ \$
National Benefit	Sept. 1979 to Sept. 1989 3,822,382 x 10 ³ \$
	I.R.R. 27.9 %

表 II-16 オレフィン・コンプレックスの投資内訳 (Unit: 10³ US\$)

ISBL	366,807
Licence and Know-How	30,810
Catalyst & Chemicals	6,654
Spare parts	17,845
Contingency	37,269
Process Plant	459,385
Utilities Facilities	139,746
Storage	36,613
Service Facilities	72,675
Housing, Jetty, Road	78,299
Construction Cost Total	786,718
Land	21,250
Pre-operational Cost	30,252
Interest During Construction	94,300
Fixed Capital Total	932,530
Working Capital Total	24,870
Investment Total	957,400

27.9%と向上する。これは、製品に対して輸入関税等の保護措置を加えないで、採算をとっているためでもある。

表Ⅱ-42, 44, 45に、外貨収支、および財務収支を示してある。

Ⅲ-10 その他の資料

各スキーム別の用役表、労働力表、組織表等は、二編に詳述してあるので、それを参照されたい。

Ⅲ-11 今後の対策と勧告

今回の調査では、具体的立地が未決定の時期になされたため、現地調査は概括的にしか行われていない。原料であるエタンも、LNG計画との関係があり、この調整が必要である。

石油化学工業は、巨大な資本集約型産業であり、また、経営形体もエチレン・プラント、用役設備、インフラストラクチャーはブルタミナ100%の企業が行い、その後の各生産工程には、複数の合併会社ができることを予定している。

上記のため、詳細な現地調査の実施、各企業体共通の設計基準の準備等が、充分に行われることが必要である。このことは建設費の節約に多大の影響を与えることは、前述(Ⅲ-5-(4))に示す通りである。

また、要員教育、プラスチック市場開発等、稼働率を上昇させるための準備が組織的に行われることの重要性も、同章に述べた通りである。

Ⅳ アロマティックス・コンプレックス

1948年1月の打合わせで、14,900 bbl/dのナフサを利用し、そのうちミナス原油からのナフサはアロマティックス製造用に利用されず、またシクロヘキサン 60,000 t/y、パラキシレン 100,000 t/yをつくる考え方を示された。

その後、この計画が大幅に変更される可能性があることが通知された。

しかし、変更内容が通知されなかったので、一応14,900 bbl/dのナフサが利用出来ることを前提として、各種のスキームを算定して、経済計算を行った。その結果を下記の通り報告する。

なお、1974年8月のインドネシアでの打合わせにおいて、ナフサ使用量40,000 bbl/d、ベンゾール400,000 t/y(内シクロヘキサン60,000 t/y)、パラキシレン320,000 t/y(その内国内用170,000 t/yは、DMT用100,000 t/y、TPA用70,000 t/y)を生産する計画になることが判明した。この内容は変更が余りに大きいため、今回の調査では、触れないこととした。

Ⅳ-1 市場

表 II-42 オレフィン・コンプレックス(ケース3)の財務収支

	(Unit: 10 ³ US\$)									
	1980	1981	1982	1983	1984	1985	1986	1987	1988	1989
III. Financial Balance										
(1) Profit & Loss										
Sales	257,437	289,065	307,023	329,855	354,772	381,516	410,726	442,436	474,224	508,446
Production cost	99,243	195,047	195,119	197,926	195,026	192,461	190,279	188,402	186,969	185,958
Profit before Tax	58,193	94,018	111,904	131,930	159,745	189,055	220,447	254,035	287,255	322,488
Corporate Income Tax		- Tax exemption period -				85,075	99,201	114,316	129,265	145,119
Net Profit after Tax	58,193	94,018	111,904	131,930	159,745	103,980	121,246	139,719	157,990	177,368
Accumulation	58,193	152,211	264,115	396,045	555,790	659,770	781,016	920,736	1,078,725	1,256,093
(2) Capital Payback										
Capital payback *2)	132,157	167,982	185,868	205,894	233,709	177,944	195,210	213,683	231,954	251,332
Capital Unrecovered *1)	957,400	825,243	657,261	471,393	265,499	31,790	-146,154	-341,364	-555,047	-787,001
(3) Repayment of Loan										
Repayment of loans for fixed assets		- Grace period -		93,251	93,251	93,251	93,251	93,251	93,251	93,251
Repayment of loans for working capital	8,290	8,290	8,290	0	0	0	0	0	0	0
Outstanding Balance of loans for Fixed assets	8,290	8,290	8,290	93,251	93,251	93,251	93,251	93,251	93,251	93,251
Outstanding Balance of loans for Working Capital	24,870	16,580	8,290	0	0	0	0	0	0	0
	677,530	669,340	661,050	652,760	559,509	466,257	373,006	279,755	186,503	93,251

Notes : *1) Initial Investment (957,400) = Fixed Capital (652,760) + Working Capital (24,870), minus sign indicates accumulation of capital

*2) Net profit after Tax + Depreciation

表 Ⅱ-44 オレフィン・コンプレックス(ケース3)の逐年外貨収支

(Unit: 10³ US\$)

Fiscal Year	1980	1981	1982	1983	1984	1985	1986	1987	1988	1989
I. Inflow of Foreign Currency										
(1) Acquisition of Foreign Currency by Export	76,397	56,243	33,420	31,126	27,737	23,062	16,358	7,884	4,894	1,242
(2) Saving of Foreign Currency by Substitution of Import	181,040	232,822	273,603	298,729	327,035	358,454	394,368	434,552	469,330	507,204
(3) Indirect Effect of Foreign Currency Saving	31,606	33,805	36,143	38,680	41,342	44,227	47,339	50,706	54,260	58,063
	289,043	322,870	343,166	368,535	396,114	425,743	458,065	493,142	528,484	566,509
II. Outflow of Foreign Currency										
(1) Opportunity loss of Raw & Aux. Material Export	40,964	43,843	46,869	50,207	53,686	57,443	61,489	65,756	70,373	75,288
(2) Import Material	6,888	7,370	7,886	8,438	9,029	9,661	10,337	11,061	11,835	12,664
(3) Payment of Foreign Currency	16,135	17,264	18,473	19,766	21,150	22,630	24,214	25,909	27,723	29,664
Technical Assistance Fee	13,279	6,816	4,859	5,199	5,563	5,952	6,369	6,815	7,292	7,802
Repayment of Foreign Currency Loans	5,760 *1)	-	grace period	-	93,251	93,251	93,251	93,251	93,251	93,251
Interest on Foreign Currency Loans	48,957	48,957	48,957	48,957	41,963	34,969	27,975	20,982	13,988	6,994
	131,983	124,250	127,044	225,818	224,642	223,906	223,635	223,774	224,462	225,663
III. Balance of Foreign Currency (I - II)										
Accumulation	157,060	355,680	571,802	714,519	885,991	1,087,828	1,591,626	1,895,648	1,236,494	1,322,258

Note: *1) Payment of Foreign Currency Shortage by Own Capital

表 II-45 オレフィン・コンプレックス(ケース3)の国家便益

(Unit: 10³ US\$)

Fiscal year	1980	1981	1982	1983	1984	1985	1986	1987	1988	1989
I. Sales										
(1) Export	95,496	70,304	41,775	38,908	34,671	28,828	20,448	9,855	6,118	1,553
(2) Domestic	226,300	291,028	342,004	373,411	408,794	448,068	492,960	543,190	586,663	634,005
Total Sales	321,796	361,332	383,779	412,319	443,465	476,896	513,408	553,045	592,721	635,558
II. Production Cost										
(1) Variable costs										
Raw material & fuel	51,205	58,804	58,586	62,759	67,108	71,804	76,861	82,195	87,966	94,110
Packing expense	5,867	6,278	6,717	7,188	7,691	8,229	8,805	9,421	10,081	10,787
Catalyst & chemicals	8,610	9,213	9,858	10,548	11,286	12,076	12,921	13,826	14,794	15,830
By-products	-39,508	-42,256	-45,179	-48,350	-51,678	-55,284	-59,174	-63,383	-67,825	-72,579
(2) Fixed Cost										
Labour & plant overhead	2,240	2,396	2,564	2,744	2,936	3,141	3,361	3,596	3,848	4,118
Maintenance	20,169	21,580	23,091	24,708	26,438	28,288	30,268	32,386	34,654	37,080
Foreign supervisor	16,599	8,520	6,074	6,499	6,954	7,440	7,961	8,519	9,115	9,753
Administration	7,723	8,672	9,211	9,896	10,643	11,445	12,322	13,273	14,227	15,253
Total Production Cost	72,905	69,207	70,942	75,992	81,442	87,139	93,325	99,833	106,860	114,352
III. Benefit										
Benefit	248,891	292,125	312,837	336,327	362,023	389,757	420,083	453,212	485,921	521,206
Accumulation	248,891	541,016	853,853	1,190,180	1,552,203	1,941,960	2,362,043	2,815,255	3,301,176	3,822,382

下記に示すように、国内市場の評価については、いくつかの考え方があ

- (1) インドネシア国内繊維消費量に見合う量
- (2) インドネシア国内繊維製造量に見合う量（インドネシアより繊維の輸出を考えたもの）
- (3) インドネシア国内で、カプロラクタム、DMT/TPA の製造が可能な量（カプロラクタム DMT/TPA の輸出分を含む）

上記の最後(3)に示す考え方は、カプロラクタム、DMT/TPA メーカーがプロジェクト・ライフを考え、当初から、DMT/TPA またはカプロラクタムの輸出も考えて、(2)の量より大きな量の製造を考える場合である。

これらの考え方をグラフに示すと、図Ⅲ-1、Ⅲ-2 のようになる。今回パラキシレン、シクロヘキサンの国内需要としては、1979 年度におけるインドネシア国内の合成繊維生産計画見合いに、30% の輸出分を含むカプロラクタム、DMT/TPA の製造計画（カプロラクタム 6 万 t/y、DMT/TPA 20 万 t/y）に対応したシクロヘキサン 6 万 t/y、パラキシレン 14.4 万 t/y をインドネシアの国内需要と設定した。

これは、インドネシアの国内繊維の需要の伸び、繊維工業に対する意欲的な投資計画、およびプロジェクトの段階的投資とプロジェクト・ライフを念頭に入れたものである。

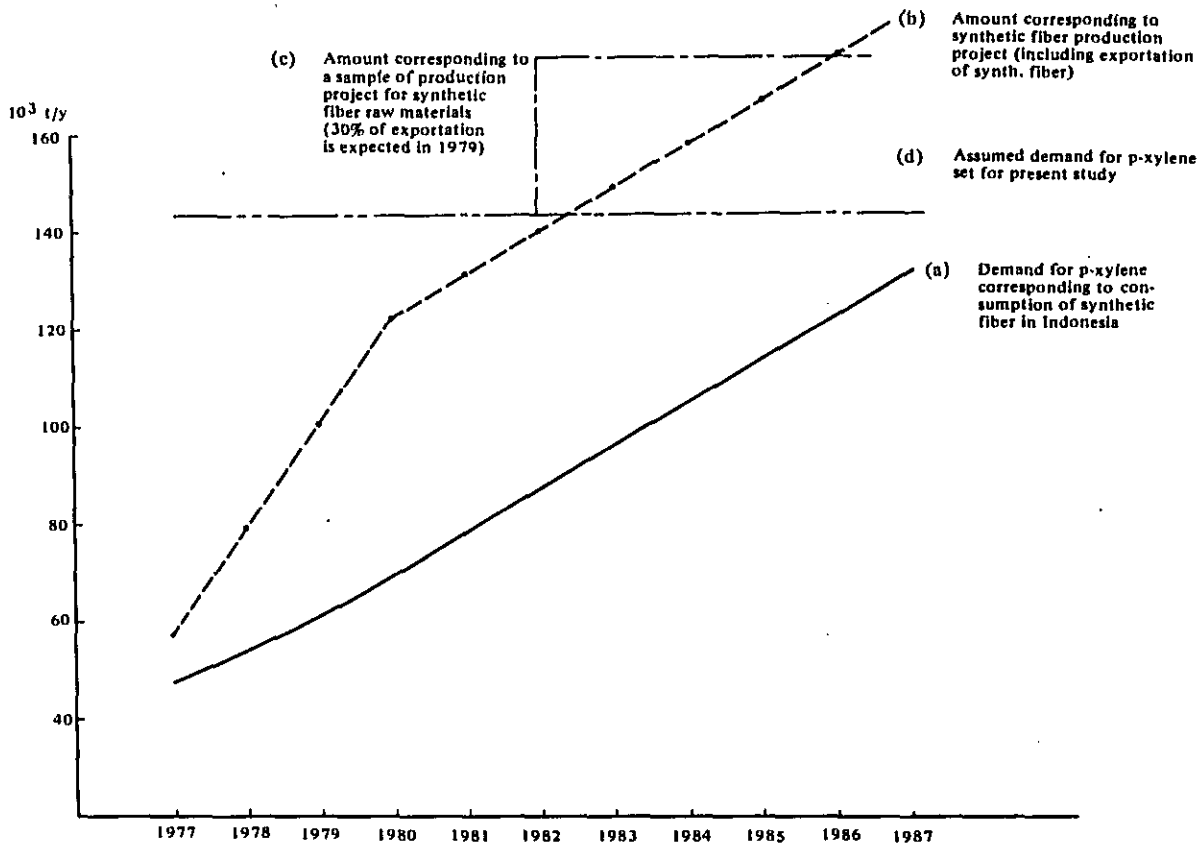


図 Ⅲ-1 インドネシアにおけるパラキシレンの国内需要見通し

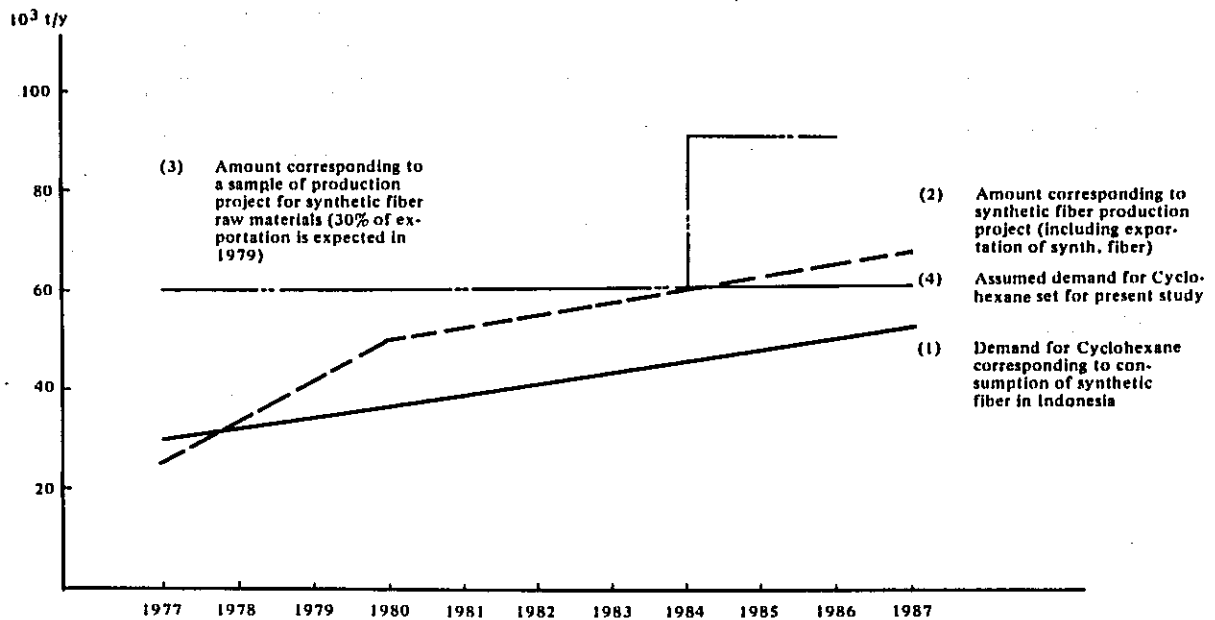


図 Ⅲ-2 インドネシアにおけるシクロヘキサンの国内需要見通し

Ⅳ-2 原料、製品、用役の価格

Ⅲ-2-1 ナフサの価格

日本のナフサ価格をインドネシアのものとしたので、インドネシアでのナフサ価格は、日本のナフサ価格から日本までの海上運賃その他のコストを引いたものである。

Ⅳ-2-2 製品価格

(1) シクロヘキサンの価格およびパラキシンの価格は、本調査に先行して行われた合成繊維原料調査の結果をとり、国際価格に、輸入税15%、手数料を加えたものを国内向け価格に採用した。輸出価格としては、フィリピンを代表的輸出市場として取りあげ、ここまでの海上輸送費を国際価格から差し引いた。

(2) ガソリンの価格は、オクタン価の評価を行い、ナフサ価格の1.8倍の価格とした。

(3) トルエン価格については、ハイオクタンガソリンのブレンド用として、最低改質ガソリンの価格となるとの想定をした。

(4) ベンゾール、トルエン、キシレンの価格比を日本、米国の実績からみて、一応1.3:1:1と仮定して計算を行った。

なお、余剰ベンゾールについては輸出可能価格とした。

上記の計算の結果は表Ⅲ-1に示される。

Ⅳ-2-3 用役価格

用役価格は、共通用役設備の初年度利益を4%と換算して推定した。

その結果は、二つの異なったケースとして下記に示す。(燃料として、右段は、燃料油使用のもの、左段は燃料ガス使用のもので、1974年1月時点のUS\$63/MMBTUに相当する)

表 Ⅲ-1 製品原料価格

Upper column : for domestic
Lower column : for export

Product	Paraxy- lene	Cyclo- hexane	Benzene	Toluene	Xylene	Reformate	Gasoline	Naphtha
Estimated based on :	Interna- tional Price	Interna- tional Price	IRR of BTX Plant as 15%	IRR of BTX Plant as 15%	IRR of BTX Plant as 15%	IRR of Reformate Plant	Naphtha Price	Japanese Price
International Price in 1974	292.4	208.4	199.2					*99.1
International Price in 1978	383	273	261					*129.8
Exfactory Price in Indonesia in 1974	348.1 251.9	245.8	167.9	149.2 126.6	149.2	100.1	**146.6	81.6
Exfactory Price in Indonesia in 1978	456 330	322	220	195.5 165.9	195.5	131.1	**192	106.9

* Japanese Price

** 1.8 times of Naphtha Price

Ⅳ-3 プロジェクト代替案の評価

Ⅳ-3-1 各種プロジェクト・スキーム

前に述べたベースに基づき、各ケースの与えられたナフサによるプロセス・プラントの組合わせ、プロジェクト・スキームによる変化をみてみた。

今回のバレンバン・プラントが、他のアロマティックス・コンプレックスと異なる点は、ガソリンとしての販売も考えていることにある。すなわち、ミナス・ナフサ分は、BTX抽出をせずにリフォーマーを通した後ガソリンとして販売するということである。

アロマティックス・コンプレックスについては、あまり需要のないトルエンの処理をどうするかによって、各種スキームが考えられるが、ガソリン販売を考えた場合、トルエンもオクタン価評価して、ガソリンに混合して販売することも可能である。

以上より検討のためのプロジェクト・スキームとして、ガソリンをリフォーマーより抜く場合、およびトルエンを不均化、脱アルキルプロセスで処理した場合、トルエンのまま外販する場合の組合わせとして、次のケース4-1001～4-6001、および4-1001Aを考えた。各スキームのフローおよび生産量については、図Ⅲ-5～Ⅲ-11を参照されたい。

(1) ケース4-1001 (図Ⅲ-5)

ガソリンを製造し、BTX抽出のトルエンを全量、不均化プラントを通して、ベンゼンおよびキシレンにする場合。この場合はパラキシレンおよびシクロヘキサンのインドネシアにおける仮定国内需要、おのおの、TPA/DM T200,000t およびカプロラクタム60,000tの見合いとしての144,000t/yと、61,200t/yを生産量が上回るが、これに対して、パラキシレンは過剰分を輸出、シクロヘキサンは過剰分を製造せず、その原料であるベンゼン

表 Ⅲ-10 用役價格表

In 1978
In Palembang

		Fuel Oil	Fuel Gas
		9.03 US\$/ MMKcal	3.28 US\$/ MMKcal
Electric Power	30,000 KW	US\$/KWH	0.0324
20 K Steam	155 t/h	"	5.81
13 K Steam*	-	"	5.39
10 K Steam*	-	"	4.02
7 K Steam*	-	"	3.71
River Water	1850 m ³ /h	"	0.077
Filtered Water	1750 m ³ /h	"	0.183
Deminerized Water	420 m ³ /h	"	0.383
Instrument Air	2400 Nm ³ /h	"	0.025
Inert Gas	480 Nm ³ /h	"	0.062

* These steam prices are estimated based on effective enthalpy difference between 30 K steam

で外販輸出を行うこととする。

(2) ケース 4-2001 (図 III-6)

ガソリンを製造し、BTX 抽出のトルエンは、トルエンとして輸出、もしくはガソリンとして国内に販売する場合。この場合は、パラキシレン、シクロヘキサンのいずれもインドネシア国内需要に満たず、全量国内販売とする。

(3) ケース 4-3001 (図 III-7)

ガソリンを製造し、BTX 抽出トルエンを脱アルキル・プロセスを通して全量ベンゼンにもって行く場合。この場合はパラキシレン生産量はインドネシア国内需要に満たず、全量国内販売、シクロヘキサンについては国内市場を越えるので、大量のベンゼン輸出になる。

(4) ケース 4-4001 (図 III-8)

ガソリンは製造せず、BTX 抽出トルエンを全量、不均化プラントを通してベンゼンおよびキシレンにする場合。この場合もケース 4-1001 と同じく、ベンゼンおよびパラキシレン輸出があるが、ガソリン分も BTX 抽出を通しているため、輸出量は相当大きくなる。

(5) ケース 4-5001 (図 III-9)

ガソリンは製造せず、BTX 抽出トルエンを全量外販する場合。この場合、シクロヘキサンおよびパラキシレンのインドネシア国内需要にはやや不足気味であり、全量国内販売となる。

(6) ケース 4-6001 (図 III-10)

ガソリン製造を行わず、BTX 抽出トルエンを全量、脱アルキル・プロセスを通す場合。この場合は、余剰ベンゼンが過剰となり、それを輸出することが特に問題になるものと思われる。

(7) ケース 4-1001A (図 III-11)

これは、ケース 4-1001 を変形したもので、国内のパラキシレン、シクロヘキサンの需要を満たした上で、全体付加価値を高くとることを目的として設定した。すなわち、ガソリンの製造を行い、パラキシレン、シクロヘキサンのインドネシア国内需要を満たすのに必要十分な、キシレンおよびベンゼンを得るために、トルエンを不均化プラントを通すということである。ただしこの場合、必要なキシレンを得るためには、ベンゼンが多少過剰となり、その分だけ外販となる。

以上の他に、例えばシクロヘキサン需要を満たすために必要な不足のベンゼンの量を確保するため小容量の脱アルキル・プラントを設ける場合等が考えられるが、一般的に経済的なプラント規模とならないので、今回の対象とはしなかった。

N-3-2 各ケースの経済性の比較

N-3-1 に述べた各種のスキームについて N-2 に述べた価格を用いて、経済性の比較を行った。その結果を表 III-2 に示す。この表の中にはそれぞれのケースについての製品の生産

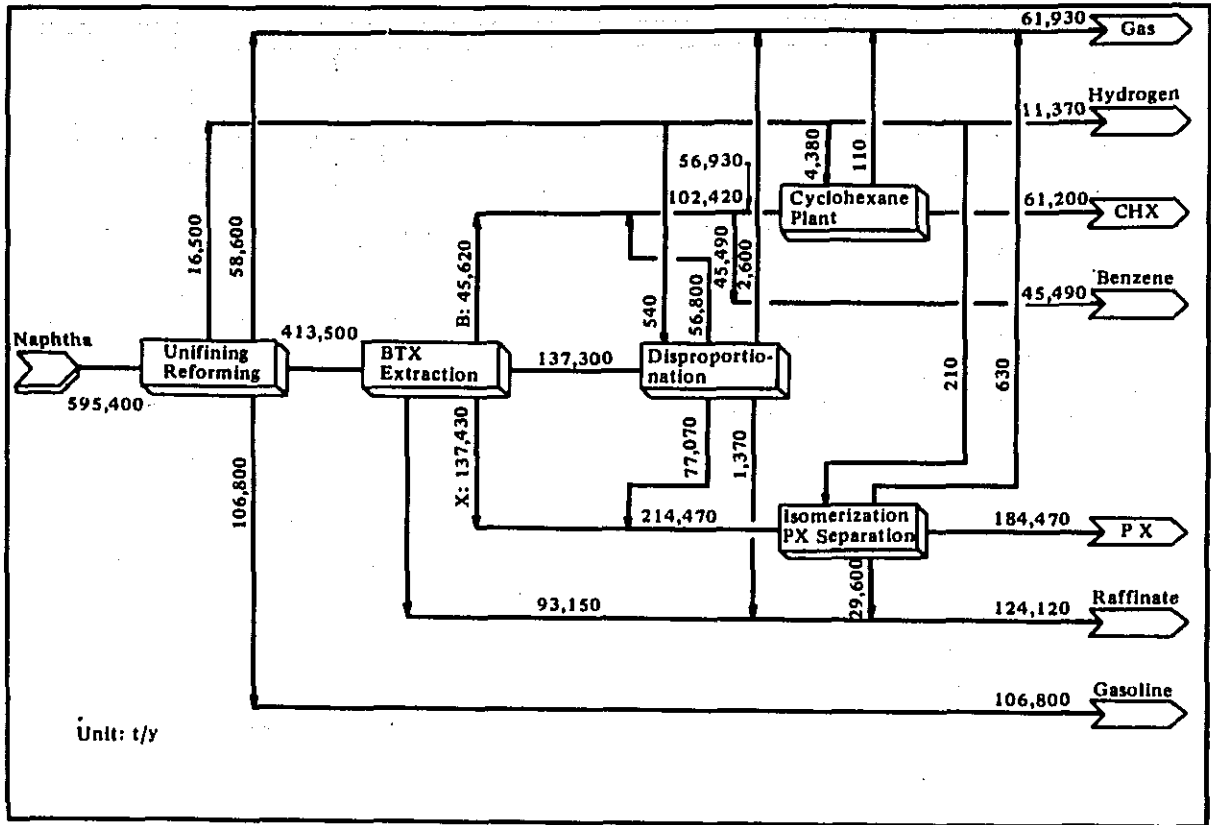


図 III-5 アロマティックス・コンプレックスのプロジェクト・スキームケース4-1001

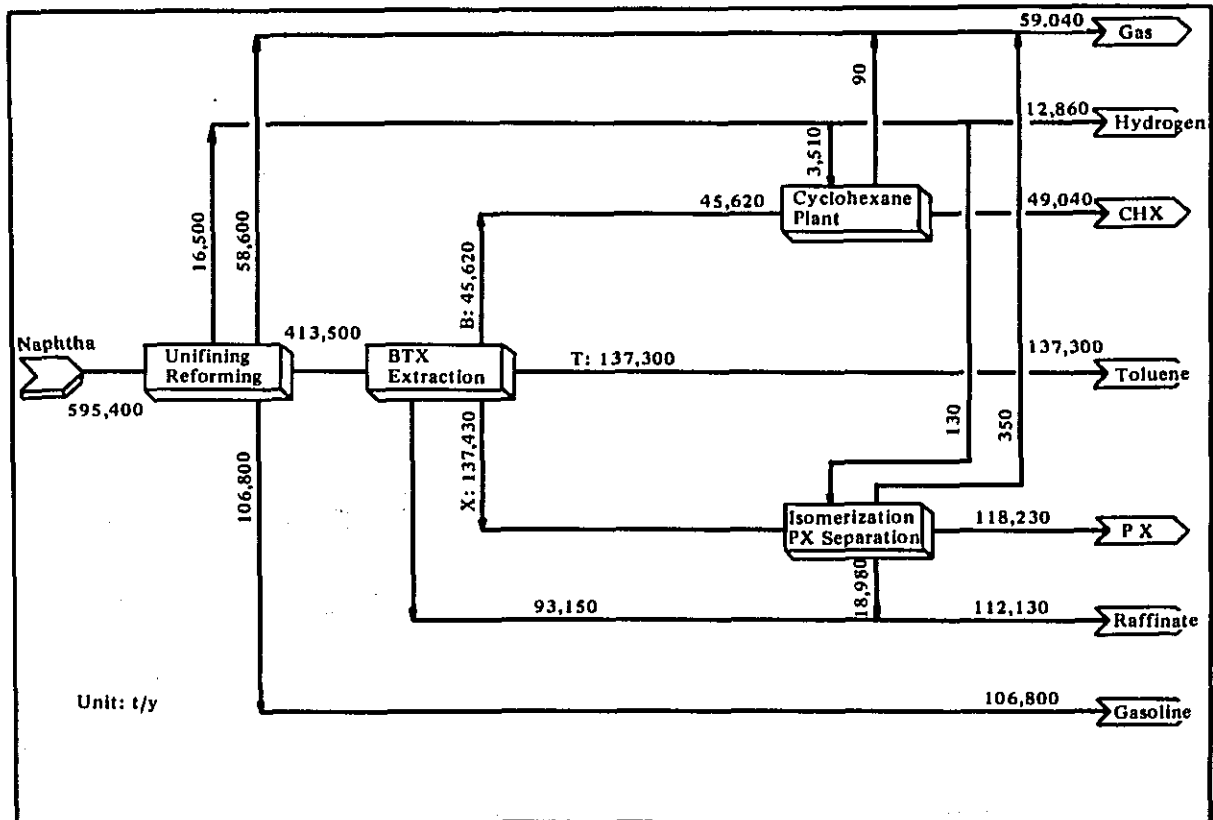
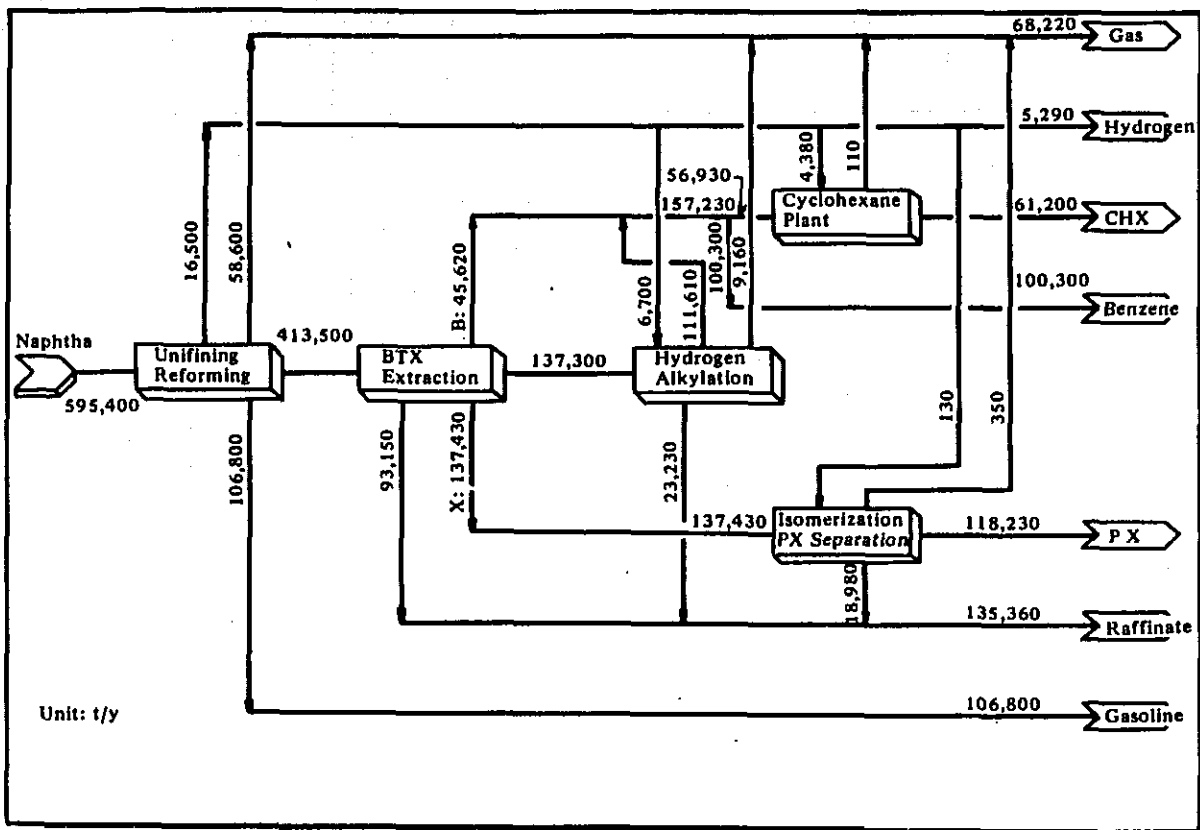
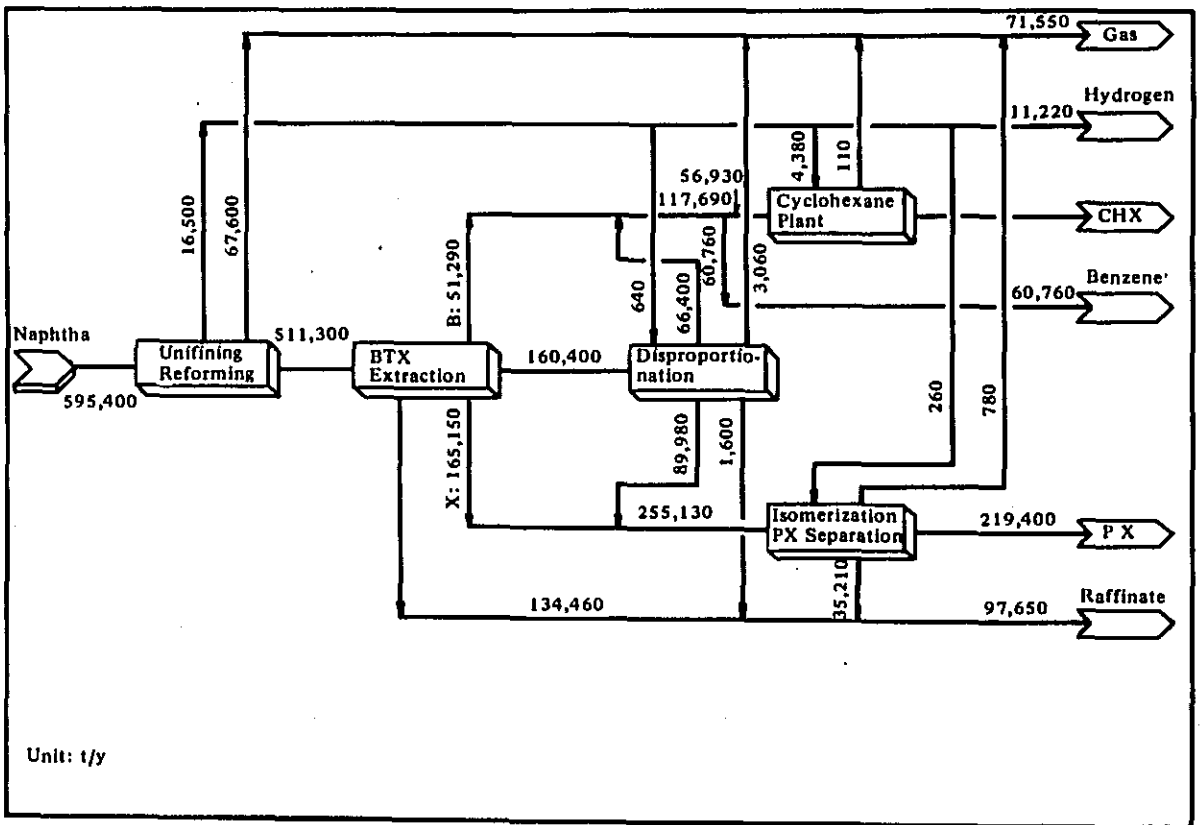


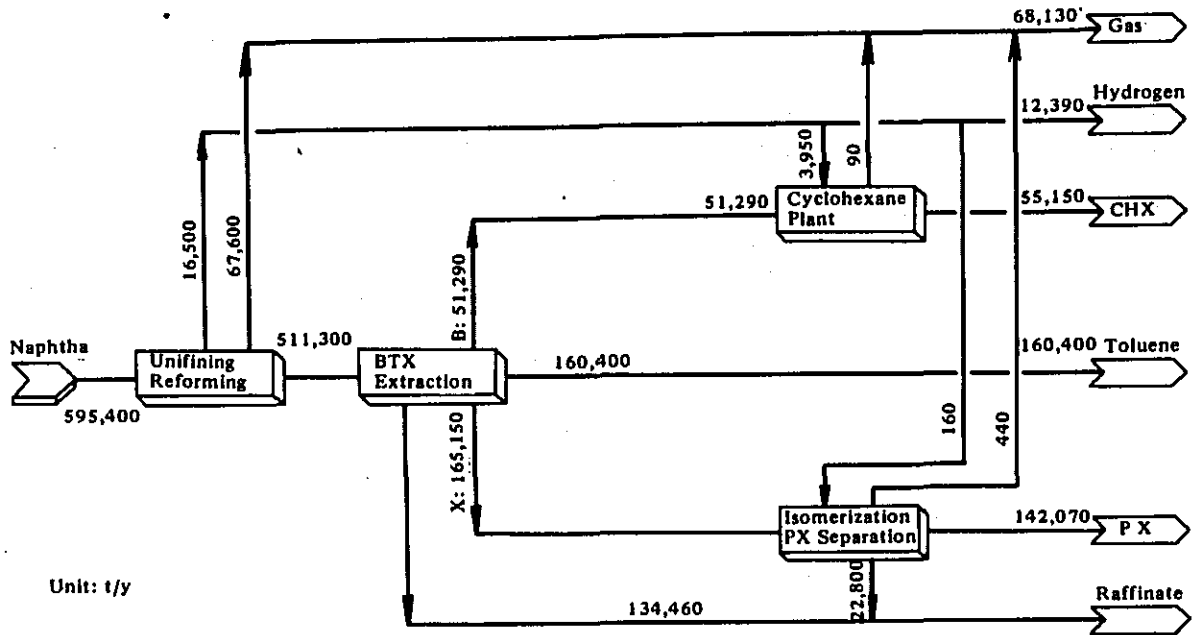
図 III-6 アロマティックス・コンプレックスのプロジェクト・スキームケース4-2001



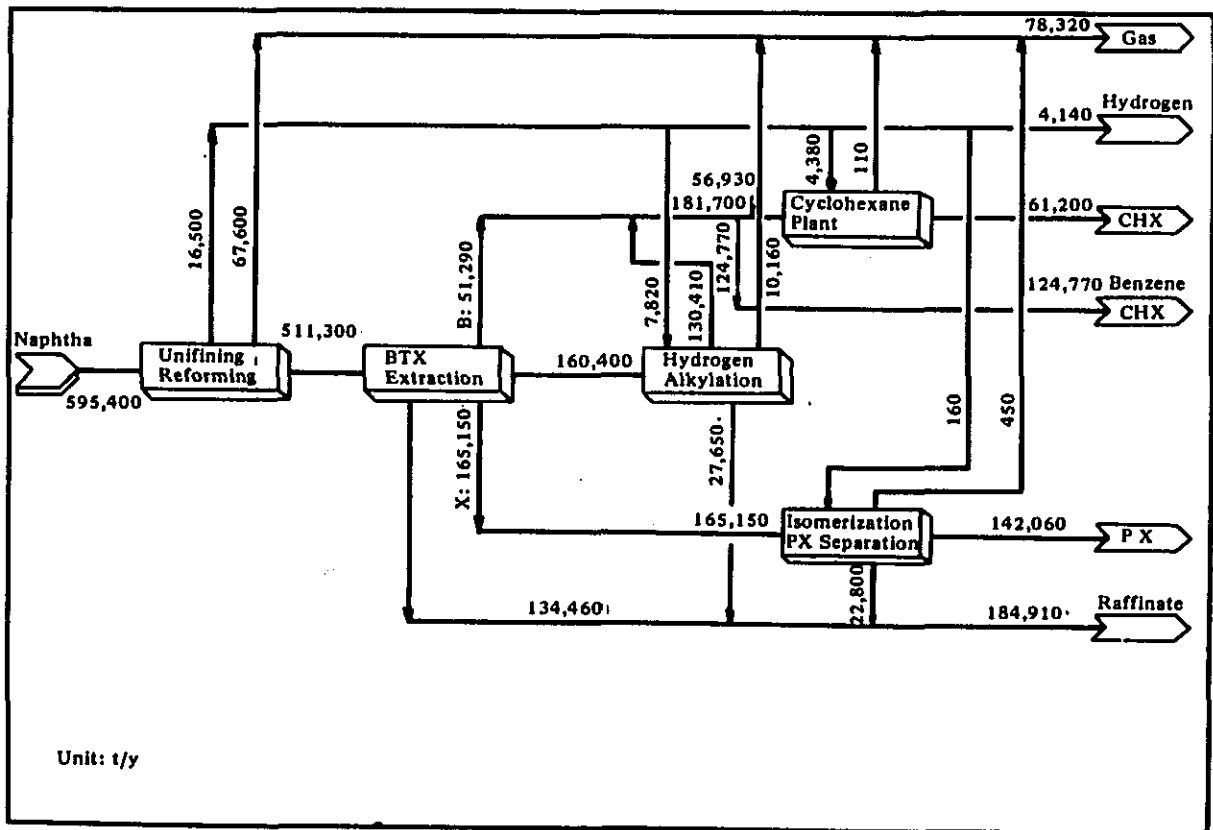
III-7 アロマティックス・コンプレックスのプロジェクト・スキームケース4-3001



III-8 アロマティックス・コンプレックスのプロジェクト・スキームケース4-4001



Ⅲ-9 アロマティックス・コンプレックスのプロジェクト・スキームケース 4-5001



Ⅲ-10 アロマティックス・コンプレックスのプロジェクト・スキームケース 4-6001

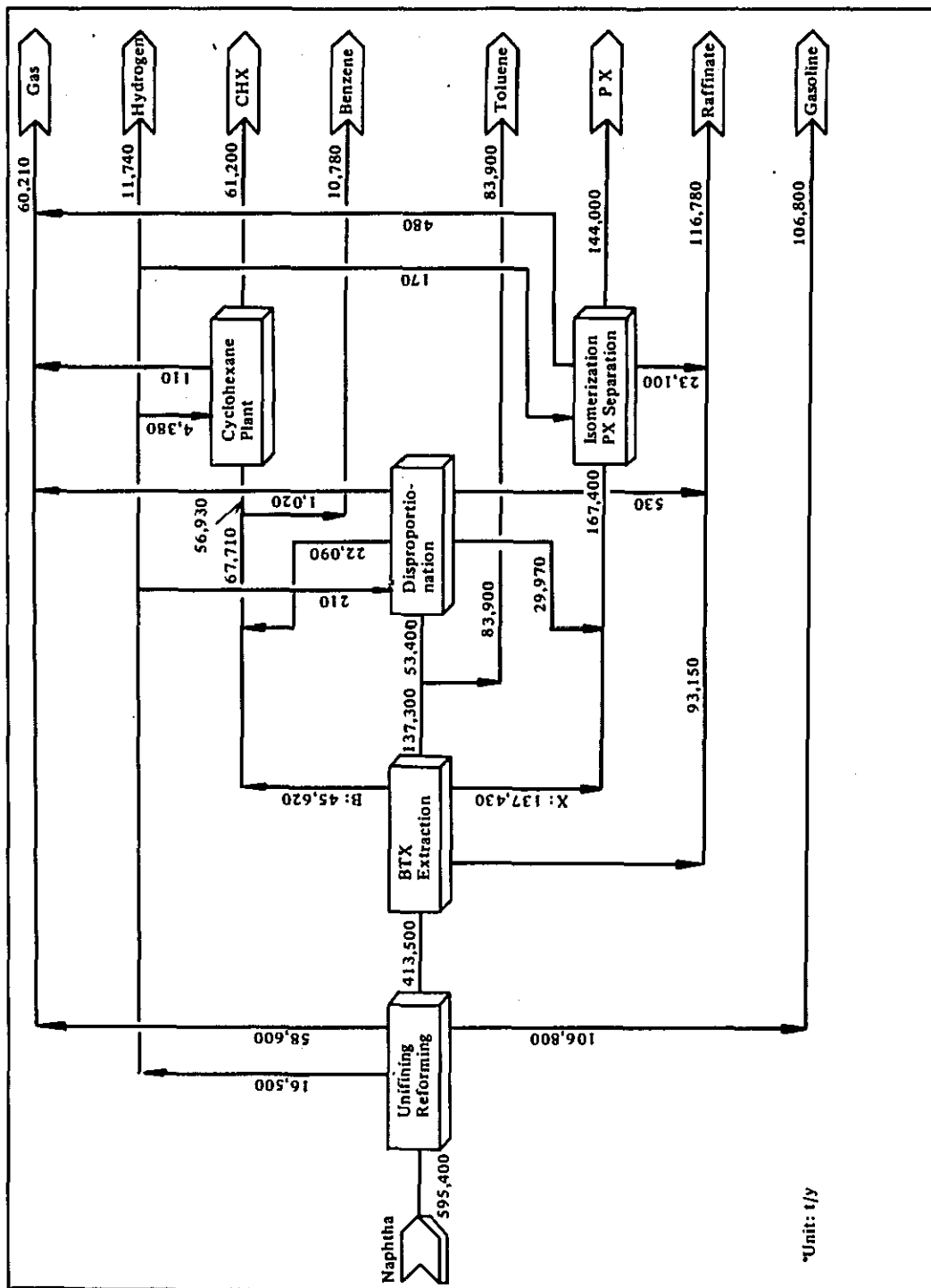


図 III-11 アロマトイックス・コンプレックスのプロジェクト・スキームケース4-1001A

表 Ⅲ-2 アロマティックス・コンプレックスの経済性の比較

Items	Case No.						
	4-1001	4-2001	4-3001	4-4001	4-5001	4-6001	4-1001A
Gasoline Sales	106,800	106,800	106,800	-	-	-	106,800
Domestic Market	144,000	144,000	144,000	144,000	144,000	144,000	144,000
Production Capacity	61,200	61,200	61,200	61,200	61,200	61,200	61,200
Export	184,500	118,230	118,230	219,400	142,060	142,060	144,000
Toluene Sales	61,200	49,040	61,200	61,200	55,150	61,200	61,200
Benzene Sales	40,500	*-25,770	*-25,770	75,400	*-1,940	*-1,940	0
**Total Investment	0	*-12,160	0	0	*-6,050	0	0
Profit in 1978	Dispropor- tionation	-	Hydro Deal- kylation	Dispropor- tionation	-	Hydro Deal- kylation	Dispropor- tionation
I.R.R.	0	137,300	0	0	160,400	0	83,890
Profit in 1978	45,488	0	100,305	60,730	0	124,780	10,780
I.R.R.	210,218	151,953	175,310	231,166	166,820	192,494	179,361
Profit in 1978	14,488	21,532	12,902	6,143	18,005	7,400	20,466
I.R.R.	14.6	24.1	13.5	8.7	19.7	8.7	20.6
Profit in 1978	24,879	28,768	21,382	18,592	26,442	17,635	28,757
I.R.R.	21.2	30.4	20.1	16.2	26.5	16.2	26.7

Note * - (minus) to be imported

** Total investment does not cover the construction cost of utility facility.

量と、その予想輸出量が示してあると同時に、建設費についても示してある。

経済性（内部収益率で表示）については、燃料に燃料油を用いた場合、天然ガス（US\$63/MMBTU、1974年）を用いた場合が示してある。

天然ガスを用いた場合は、すべて内部収益率が16%を越しているが、燃料油の場合は、4-4001および4-6001はともに内部収益率が8.7%であり、採算点を割っている。

4-1001Aのケースは、シクロヘキサン、パラキシレンとも、カプロラクタムやポリエステルの生産に必要な量を確保しているし、また内部収益率も燃料油ベースで20.6%、天然ガスベースで26.7%と高く好ましいケースと言えよう。

IV-3-3 外貨収支（表III-21参照）

4-1001Aのケースについての外貨収支バランスは、表III-21の通りである。1978年から1987年の間に、約2.8億ドルの節約になる。

IV-3-4 財務収支

ケース4-1001Aの逐年現金収支は、表III-19に示される通りである。

IV-3-5 主要因の変化による影響

ケース4-1001Aにおいてナフサと製品価格の変化による内部収益率の変化は、表III-3に示される。ナフサ価格を10%上げた場合と、下げた場合で、内部収益率は、20.6%のものが16.6%と24.5%に変化する。

また、パラキシレン、シクロヘキサン、トルエン、ガソリン等を日本の既存プラントで生産した場合、および新設プラントで生産した場合のコストをベースとした場合で比較すると、20.6%が32.2%、37.9%と上昇する。ただし、この場合は、日本の製品価格は国内価格も輸出価格も同一としており、競争激化した場合、限界利益まで考えると輸出価格ははるかに低くなる。

この様に、原料価格と製品価格の影響が経済性に及ぼす影響は極めて大きい。

このことは、IV-6に記載したプロダクション・コストの表から見られるように、プロダクション・コスト中に占める固定費の比重が極めて低く、変動費の比重が極めて高いことによる。

IV-4 投資額詳細

ケース4-1001Aのコンプレックスの初期投資額の詳細が、表III-26(1)とIII-26(2)に代表的ケースとして示される。

IV-5 用役と必要労働力

代表的ケースとして、ケース4-1001Aのコンプレックスに必要な用役と運転用員が表III-27とIII-25におのおの示されている。

表 Ⅲ-21 アロマテイクス・コンプレックス(ケース4-1001 A)の逐年外貨収支

Fiscal Year	(Unit: 10 ³ US\$)										
	1978	1979	1980	1981	1982	1983	1984	1985	1986	1987	1988
I. Inflow of Foreign Currency											
(1) Acquisition of Foreign Currency by Export	582	625	668	714	765	819	876	938	1,003	1,073	
(2) Saving of Foreign Currency by Substitution of Import*1)	73,671	78,749	84,311	90,106	96,458	103,221	110,416	118,150	126,493	135,374	
(3) Indirect Effect of Foreign Currency Saving	54,717	58,561	62,648	67,052	71,730	76,748	82,139	87,874	94,027	100,618	
	128,970	137,935	147,627	157,872	168,953	180,788	193,431	206,962	221,523	237,065	
II. Outflow of Foreign Currency											
(1) Opportunity loss of Raw & Auxil. Material Export	87,671	94,195	100,247	107,622	115,138	123,400	131,824	141,016	150,986	161,159	
(2) Import Material											
Catalyst & Chemicals	2,177	2,329	2,492	2,667	2,853	3,053	3,267	3,496	3,740	4,002	
Materials for maintenance	2,880	3,081	3,297	3,528	3,775	4,039	4,321	4,624	4,948	5,294	
(3) Payment of Foreign Currency											
Technical assistance fee	1,392	1,489	1,594	1,705	1,825	1,952	2,089	2,235	2,392	2,559	
Repayment of Foreign currency loans	6,720*2)	-	-	17,723	17,723	17,723	17,723	17,723	17,723	17,723	
Interest on Foreign currency loans	9,305	9,305	9,305	9,305	7,975	6,646	5,317	3,988	2,658	1,329	
	110,145	110,399	116,935	142,550	149,289	156,813	164,541	173,002	182,447	192,066	
III. Balance of Foreign Currency (I - II)	18,825	27,536	30,629	15,322	19,664	23,975	28,890	33,960	39,076	44,999	
Accumulation	18,825	46,361	76,990	92,312	111,976	135,951	164,841	198,801	237,877	282,876	

Note *1) Sales amount in domestic - import tax

*2) Payment of foreign currency shortage by own capital

表 Ⅲ-19 アロマティックス・コンプレックス(ケース4-1001A)の財務収支

III. Financial Balance		(Unit: 10 ³ US\$)									
(1) Profit & Loss											
Sales	84,883	90,737	97,145	103,822	111,141	118,935	127,225	136,136	145,747	155,981	
Production cost	70,139	72,738	74,672	77,661	79,870	82,542	85,066	88,083	-91,530	94,823	
Profit before Tax	14,744	17,998	22,473	26,160	31,271	36,393	42,159	48,055	54,216	61,158	
Corporate Income Tax	-	-	-	-	-	16,377	18,972	21,625	24,397	27,521	
Net Profit after Tax	14,744	17,998	22,473	26,160	31,271	20,016	23,188	26,430	29,819	33,637	
Accumulation	14,744	32,742	55,215	81,375	112,646	132,662	155,850	182,280	212,099	245,736	
(2) Capital Payback											
Capital Unrecovered*1)	192,799	163,621	131,189	94,283	53,689	7,985	-26,465	-67,329	-108,193	-152,446	
Capital Payback*2)	29,178	32,432	36,906	40,594	45,704	34,450	37,621	40,864	44,253	48,071	
(3) Repayment of Loan											
Outstanding Balance of loans for Fixed assets	124,060	124,060	124,060	124,060	106,337	88,614	70,891	53,169	35,446	17,723	
Outstanding Balance of loans for Working Capital	15,568	10,379	5,189	0	0	0	0	0	0	0	
Repayment of loans for fixed assets	139,628	134,439	129,250	124,060	106,337	88,614	70,891	53,169	35,446	17,723	
Repayment of loans for working capital	-	-	-	17,723	17,723	17,723	17,723	17,723	17,723	17,723	
	5,189	5,189	5,189	0	0	0	0	0	0	0	
	5,189	5,189	5,189	17,723	17,723	17,723	17,723	17,723	17,723	17,723	

Notes : *1) Initial Investment (192,799) = Fixed Capital (177,231) + Working Capital (15,568), minus sign indicates accumulation of capital

*2) Net profit after Tax + Depreciation

表 Ⅲ-3 変動要因による内部収益率の変化

	Naphtha	Fuel	Para- xylene	Cyclo- hexane	Benzene	Toluene	Gasoline	Total
	\$/t	\$/MMKcal	\$/t	\$/t	\$/t	\$/t	\$/t	IRR %
Base Case 4-1001 A	106.9	6.29* 9.03	456.0	326.0	220.0 (For Export)	195.5	192	20.6
Naphtha Price 10 % up	117.6							16.6
Naphtha Price 10 % down	97.2							24.5
Price of Products Japan min. Price Base			568.5	402.4	256.7 (For Export)	241.7		32.2
Price of Products Japan max. Price Base			618.8	418.3	277.7 (For Export)	256.7		37.9
Gasoline is sold as the same Price as reformate							165.9 (For Export)	17.4

* For Process Plant, shortage of fuel is covered by Fuel Oil

表 III-26(1) 建設費および投資額要約

(Unit: 10⁶ US\$)

Items	Currency Allocation	Foreign Portion	Local Portion	Total
* 1. Inside Battery Limit				
(a) Equipment & Materials		26.81	0.69	27.50
(b) Erection Work		-	7.6	7.6
(c) Civil Work		2.10	2.17	4.28
(d) Supervision		6.69	1.67	8.36
(e) Engineering & Contractor's Fee		8.48	6.48	14.96
* 1. ISBL Total		44.08	18.61	62.69
* 2. License & Know-How		10.57	-	10.57
* 3. Catalyst & Chemicals		8.22	0.22	8.44
* 4. Spare Parts		2.68	0.07	2.75
* 5. Storage & Handling		3.38	1.07	4.45
* 6. Process Control Laboratory		3.75	0.30	4.05
7. Contingency		4.41	1.87	6.28
** 8. Utility Facilities		20.76	7.14	27.9
9. Service Facilities & Jetty, Housing Road		14.33	9.55	23.88
Total Construction Cost		112.18	38.83	151.01
Land Preparation & Development		-	2.07	2.07
Pre-operation Cost		5.29	1.0	6.29
Interest during Construction		13.35	4.57	17.92
Total Fixed Capital		130.82	46.47	177.29
Working Capital		-	15.57	15.57
Total Investment		130.82	62.04	192.86

(Note) * Cost for each plant is shown in Table III-26(2)

** Cost for each utility is shown in Table III-26(3)

表 Ⅲ-25(2) 各プロセスプラントの建設費

Unit: 10⁶US\$

Plant Name	Unifining Reforming		BDX Extraction		Disproportionation		Isomerization & P-X Separation		Cyclo Hexane Plant						
	Foreign	Local	Foreign	Local	Foreign	Local	Foreign	Local	Foreign	Local					
Plant Capacity	444500t/y of Feed		49000t/y of Feed		23700t/y of Benzene		154800t/y of P-X		65800t/y of CHX						
Cost Allocation	Foreign	Local	Foreign	Local	Foreign	Local	Foreign	Local	Foreign	Local					
1. Inside Battery Limit															
a. Equipment & Materials	7.74	0.20	7.94	4.44	0.12	4.56	3.15	0.08	3.23	10.80	0.28	11.08	0.68	0.02	0.70
b. Erection Work	-	3.00	3.00	-	1.43	1.43	-	0.67	0.67	-	2.30	2.30	-	0.20	0.20
c. Civil Work	0.45	0.46	0.91	0.51	0.53	1.04	0.24	0.25	0.49	0.82	0.85	1.67	0.09	0.09	0.18
d. Super Vision	2.04	0.51	2.55	1.18	0.30	1.48	0.75	0.19	0.94	2.54	0.64	3.18	0.18	0.05	0.23
e. Engineering & Contractor's Fee	2.45	1.87	4.32	1.40	1.07	2.47	1.00	0.76	1.76	3.42	2.61	6.03	0.22	0.17	0.39
1. ISBL Total	12.68	6.04	18.72	7.53	3.45	10.98	5.14	1.95	7.09	17.58	6.68	24.26	1.17	0.53	1.70
2. Licence & Know-How Fee	1.03	-	1.03	1.03	-	1.03	0.53	-	0.53	7.54	-	7.54	0.44	-	0.44
3. Caralysts & Chemicals	2.28	0.06	2.34	0.70	0.02	0.72	0.33	0.01	0.34	4.89	0.13	5.02	0.02	0	0.02
4. Spare Parts	0.77	0.02	0.79	0.44	0.01	0.45	0.32	0.01	0.33	1.08	0.03	1.11	0.07	-	0.07
5. Storage & Handling	1.91	0.60	2.51	0.98	0.31	1.29	-	-	-	0.29	0.09	0.38	0.20	0.07	0.27
6. Process Control Laboratory	0.75	0.06	0.81	0.75	0.06	0.81	0.75	0.06	0.81	0.75	0.06	0.81	0.75	0.06	0.81
7. Contingency	1.27	0.60	1.87	0.75	0.35	1.10	0.51	0.20	0.71	1.76	0.67	2.43	0.12	0.05	0.17
Grand Total	21.95	7.42	29.37	12.07	4.21	16.28	7.78	2.23	10.01	36.79	7.76	44.55	2.73	0.71	3.44

表 III-27 用役必要量

Unit Name	Unifing Reforming	BTX Exfrac-tion	Dispropor-tionating Toluene	Isomeriza-tion P-X Separation	CHX Plant	TPA/DMT	Process Total Requirement
Plant Capa-city	15,000 BPSD	413,500t/y Feed	53,400t/y	144,000t/y	61,200t/y		
Utilities	330	1,300	580	2,264	206	13,920	18,600 KW
Electricity KW	10	87	11	-	-	-	108 t/h
STM 30 atg t/h	-	-	-	-	0.8	-	0.8 t/h
18 atg t/h	-	-	3	-	-	-	-
10 atg t/h	-	-	-	-	-6.7	158	153.8 t/h
7 atg t/h	-	-	-	-	-	-	-
4 atg t/h	-	-	-	-1.5	-	-	-
Filtered Water t/h (make up)	68.8	91.8	4.3	5.4	1.7	710	882 t/h
Deminerized Water t/h	-	-	-	1.5	6.7	-	8.2 t/h
Instrument Air m ³ /h	200	150	150	100	150	800	1,550 Nm ³ /h
Inert Gas m ³ /h	Nil	Nil	Nil	Nil	Nil	400	400 Nm ³ /h
Fuel Gas MMKCal/h	40	-	-	-	-	-	-
Oil MMKCal/h	-	14*	5.5*	101*	-	55*	215.5 MMKCal/h

(Note) *Fuel gas and oil mixed

表 Ⅲ-25 必要運転人員表

(Unit: man)

	Unifing Reforming	BTX Extrac- tion	Dispropor- tionating	Isomeriza- tion & P-X Separation	CHX Plant	Utilities	Total
Supervisor	2	2	2	3	1	3	13
Operator	13	12	10	21	8	19	83
Analyst	4	7	5	7	5	8	36
Labourer							
Total	19	21	17	31	14	30	132
Foreign Supervisor	2	2	2	3	1		10

Ⅳ－6 生産価格と各プラントの利益率

ケース4－1001, 4－2001, 4－5001, 4－1001Aは, おのおのひとつのコンプレックスとして適当な利益を示す。表Ⅲ－14(1)から(4)は各ケースの利益率を示す。

表 Ⅱ-14(1) 標準原価計算 Case 4 - 1001

Plant Name	Unit	Reformer	BTX Extraction			Dispropo- rtionation	Isomeri- zation & P-X sepa- ration	CHX Plant	Total
			Benzene	Toluene	Xylene				
Total Investment	10 ³ \$	51,663		33,084		32,633	86,251	6,587	210,218
Profit	10 ³ \$/y	3,823		2,879		532	5,358	1,896	14,488
Internal Rate of Return		0.15		0.150		0.075	0.150	0.43	0.146
Product(s)		Reformate	Benzene	Toluene	Xylene	Xylene	P-X	CHX	
Variable Cost	\$/t	103.2	219.3	168.9	168.9	250.7	326.9	262.1	
Fixed Cost	\$/t	18.6	22.0	17.0	17.0	70.0	68.6	23.1	
Other Cost	\$/t	4.1	1.3	1.0	1.0	5.6	12.9	9.8	
Total Production Cost	\$/t	125.9	242.6	186.0	186.9	326.3	408.4	295.0	
Profit	\$/t	9.2	11.2	8.6	8.6	6.9	20.0	31.0	
Sales Price	\$/t	135.1	253.8	195.5	195.5	333.2	428.4	326.0	

表 III-14(2) 標準原價計算 Case 4 - 2001

Plant Name	Unit	Reformer	BTX Extraction			Dispropor- rtionation	Isomeri- zation & P-X sepa- ration	CHX Plant	Total
Total Investment	10 ³ \$	51,663	33,084				61,831	5,375	151,953
Profit	10 ³ \$/y	3,823	2,879				12,181	2,649	21,532
Internal Rate of Return		0.15	0.150				0.33	0.59	0.241
Product(s)		Reformate	Benzene	Toluene	Xylene	Xylene	P-X	CHX	
Variable Cost	\$/t	103.2	219.3	168.9	168.9		260.3	237.0	
Fixed Cost	\$/t	18.6	22.0	17.0	17.0		79.0	25.2	
Other Cost	\$/t	4.1	1.3	1.0	1.0		13.7	9.8	
Total Production Cost	\$/t	125.9	242.6	186.9	186.9		353.0	272.0	
Profit	\$/t	9.2	11.2	8.6	8.6		103.0	54.0	
Sales Price	\$/t	135.1	253.8	195.5	195.5		456.0	326.0	

表 III-14(3) 標準原價計算Case 4-5001

Plant Name	Unit	Reformer	BTX Extraction			Dispropo- rtionation	Isomeri- zation & P-X sepa- ration	CHX Plant	Total
			Benzene	Toluene	Xylene				
Total Investment	10 ³ \$	51,147		39,034			70,715	5,924	166,820
Profit	10 ³ \$/y	3,988		308			12,002	1,706	18,004
Internal Rate of Return		0.151		0.028			0.294	0.378	0.197
Product(s)		Reformate	Benzene	Toluene	Xylene	Xylene	P-X	CHX	
Variable Cost	\$/t	120.8	240.5	185.5	185.5		283.6	261.3	
Fixed Cost	\$/t	14.9	21.1	16.4	16.4		74.2	24.0	
Other Cost	\$/t	4.1	1.3	1.0	1.0		13.7	9.8	
Total Production Cost	\$/t	139.8	262.9	202.9	202.9		371.5	295.1	
Profit	\$/t	7.8	13.7	11.1	11.1		84.5	30.9	
Sales Price	\$/t	147.6	280.0	215.5	215.5		456.0	326.0	

表 III-14(4) 標準原價計算 Case 4-1001 A

Plant Name	Unit	Reformer	BTX Extraction			Dispropo- rtionation	Isomeri- zation & P-X sepa- ration	CHX Plant	Total
			Benzene	Toluene	Xylene				
Total Investment	10 ³ \$	51,663	33,084			16,220	71,905	6,489	179,361
Profit	10 ³ \$/y	3,829	2,879			1,026	9,651	3,081	20,466
Internal Rate of Return		0.150	0.150			0.150	0.248	0.58	20.6
Product(s)		Reformate	Benzene	Toluene	Xylene	Xylene	P-X	CHX	
Variable Cost	\$/t	103.2	219.3	168.9	168.9	250.7	301.0	242.9	
Fixed Cost	\$/t	18.6	22.0	17.0	17.0	100.3	74.3	22.9	
Other Cost	\$/t	4.1	1.3	1.0	1.0	5.6	13.7	9.8	
Total Production Cost	\$/t	125.9	242.6	186.9	186.9	356.6	389.0	275.6	
Profit	\$/t	9.2	11.2	8.6	8.6	34.2	67.0	50.3	
Sales Price	\$/t	135.1	253.8	195.5	195.5	390.8	456.0	326.0	

V 合 成 ゴ ム

インドネシアにおける合成ゴムの製造を考える場合、天然ゴムとの競合性は少なく、むしろ補完的役割をもつ合成ゴムであること、また、現在インドネシアで使用されているものに重点をおき、SBRについて検討することとした。

各合成ゴムの性質と天然ゴムとの比較については ANNEX として添付してある。

V-1 市場規模

SBR の市場規模を予測するためには、天然および合成を含めたゴムの全体量の需要を予測し、その中で用途別を考えながら、合成ゴム化率を推定し、合成ゴム需要量を算定する。おのおの量については、下記の通りであるが、結論として、1980年と1985年のインドネシアにおけるSBR需要量は10,400tと21,900tである。

- (1) FAO予測によるゴムおよびゴム製品のインドネシア国内需要は1973年で40,000tである。
- (2) 国際的クロスセクション法によるインドネシアの将来のゴム需要は下記のように予想される。

	1975	1980	1985
1人あたりの消費量 (Kg)	0.44	0.58	0.79
全消費量 (t)	60,700	89,200	134,100

- (3) 輸入を含めた自動車用タイヤの消費は、1972年で106万本である。
- (4) 1969年以来、自動車用タイヤの需要は、年平均13%の割で拡大してきている。1980年までは年率13%の伸びが維持され、1981年以後は10%になるとすると、予想される結果は下記のようになる。

1975	1,529,000
1980	2,818,000
1985	4,538,000

- (5) 自動車用タイヤのゴム消費量は、1980年で28,000t、1985年では45,000tになるであろう。
- (6) 合成ゴムへの転換が、1980年において20%、1985年で30%であると仮定すると、合成ゴム必要量は1980年で5,600t、1985年で13,600tになる。
- (7) 自転車用タイヤやはき物を含む一般工業および非工業部門におけるゴム消費量は、1980年で61,000t、1985年で88,700tであり、合成ゴム消費量は、おのおの9,200t、17,700tであろう。
- (8) 上記の数字を合計すると、1980年の合成ゴム総需要量は14,800t、1985年は31,300

t になるであろう。

(9) 自動車用タイヤ用合成ゴムの70%、および一般工業用の60%がSBRであるとする
インドネシアにおけるSBR総需要量は1980年で10,400t、1985年で21,900tにな
る。

(10) 1980年代には、世界の天然、合成ゴム不足を補うため、インドネシアからの合成ゴム原
料、および製品の輸出が行われ得ると期待される。

(11) しかし、天然ゴムの生産、輸出国であるインドネシアとしては、輸入代替産業としてのS
BR製造を考慮するほうが良い。

V-2 原料および製品の価格

(1) 原料価格は下記のように想定した。

ブタジエン	135	(US \$/t)
スチレン	640	

(スチレン・モノマーは輸入すると想定)

(2) 1980年のSBR価格はUS\$1,160/tと予測される。

V-3 製造計画

25,000t/yのSBRプラントを、下記の計画に従って建設する場合を想定した。

建設開始時期	1978年7月
建設完了時期	1980年6月
操業開始時期	1981年1月

	稼働率(%)	生産量(t/y)
1981	50	12,500
1986	100	25,000

V-4 投資額

	10 ⁶ US\$
(1) 製造設備取得価格	27.7
(2) 付帯設備取得価格	8.3
(3) 操業準備費	1.3
(4) 建設期間中金利	2.8
(5) 総固定資本	40.1
(6) 運転資本	3.1
(7) 総投資額	43.2

V-5 必要労働力

SBRプラント運転人員は84名である。

V-6 用役消費量

(1) 電力	500	KWH/t
(2) 蒸気	2	t/t
(3) 冷却水	300	"
(4) 純水	14	"

V-7 内部収益率

上記前提により算出されたSBRプラントの内部収益率は23.22%である。

V-8 勧告と将来のスケジュール

経済的立場から見れば、国内需要に見合う輸入代替SBRプラント建設は可能である。従って、製品輸出の可能性を含めた第2段階の経済調査を行うことが望ましい。

一方、オレフィン・コンプレックスに対してエタンが利用されることとなったため、ブタジエンが同コンプレックスから得られなくなった。従って、脱水素を含めたブタジエン製造プロセスの検討を必要とする。

逆に、今回輸入を予定していたスチレンが、オレフィン・コンプレックスで生産される可能性が出てきており、ブタジエンほど影響は大きくないが、再検討の際一応考慮する必要がある。

VI 合成洗剤

UNIDO フェーズIにおいては、合成洗剤の需要量は電気洗濯機の普及率の低下から、少ないと考えられていた。

しかし今回の調査で、クリーム・ディタージェントが電気洗濯機と関係なく、予想外に使用されていることが判明した。

これは、いわゆるハード型であり、スルホン化アルキルベンゼンを主成分とするものである。

従って、今回の調査も同型の合成洗剤の需要量を予測するとともに、その原料としてのアルキルベンゼンの生産可能性を検討することとした。

ハード型洗剤利用についてのインドネシア側の意見は聞かれなかった。

VI-1 市場規模

クリーム・ディタージェントの使用はここ2～3年爆発的に増加して来たものであり、これをベースとして将来の数字を予測することはできない。国内総生産に対する各国の合成洗剤使用実績を考慮してまとめると、合成洗剤使用量は1980年、1985年に90,000t、150,000tになる。

これに対するアルキルベンゼンの必要量は17,000tと27,000tである。

- (1) 1973年における合成洗剤の国内需要は40,000tと推定され、内、10,000tは粉石鹼で、残りはクリーム・ディタージェントである。
- (2) 1980年、1985年の粉石鹼、クリーム・ディタージェントの国内需要は90,000t、と150,000tと推定される。
- (3) これに必要なアルキルベンゼンの量は1980年に約17,000t、1985年は約27,000tである。

VI-2 原料および製品価格

(1) 原料推定価格

プロピレン 139 US\$/t

(2) 1977年のアルキルベンゼン推定価格

560 US\$/t

VI-3 製造計画

15,000t/yの能力を持つ製造プラントを、それぞれ1977年および1980年に完成したとする次の2通りの場合について検討した。

	ケース	
	I	II
建設開始時期	1974年7月	1977年7月
建設完了時期	1976年6月	1979年6月
操業開始時期	1977年1月	1980年1月

VI-4 投資額(1977年)

10⁶ US\$

- (1) 製造設備取得価格 14.0
- (2) 付帯設備取得価格 4.0
- (3) 操業準備費 0.5
- (4) 建設期間中金利 1.4

(5) 総固定資本	20.1
(6) 運転資本	2.0
(7) 総投資額	22.1

VI-5 必要労働力

アルキルベンゼン・プラント運転人員は 20 人である。

VI-6 用役消費量

(1) 電力	140 KWH/t
(2) 蒸気	0.816 t/t
(3) 冷却水	228 "
(4) 燃料	$5,550 \times 10^3$ Kcal/t

VI-7 内部収益率

上記前提により算出されたアルキルベンゼン・プラントの内部収益率は、1977 年操業開始のケース I、1980 年操業開始のケース II 両方とも 20 % であった。

VI-8 勧告と将来のスケジュール

15,000t のアルキルベンゼン製造のためには、18,200 t のプロピレンと 7,000 t のベンゼンが必要である。操業開始時期は、主に原料、特にプロピレン入手状況によって決まるが、それによってプラント立地も決定される。

アルキルベンゼン・プラントの詳細な第 2 段階の経済調査が必要であると思われる。

ハード型合成洗剤に関するインドネシア政府の方針は未定である。

この方針は、本プロジェクトの投資が決定されるまでに出されることが望ましい。

もし、ハード型が使用できないということになれば、ソフト型のものの検討を必要とする。その場合は、原料問題の調査が重要になる。

VII プラスチック成形加工業

今回のオレフィン・コンプレックスについての経済計算においては、UNIDO フェーズ I の調査結果を利用した。

その場合、現状の市場（プラスチック成形加工能力）との間に大きな隔りがあり、従って加工分野に大きな投資を必要とすることが予想される。

そのため、現在のインドネシア加工工業の実体を調査し、問題点を明らかにするとともに、将

来新設または増設すべき分野を研究し、それを基礎に投資必要金額、訓練すべき労働者数、組織化するための政策方針等を検討した。

Ⅶ-1 インドネシア プラスチック工業の需要構造

(1) プラスチック原料、および製品の推定需要量

(単位：t)

	原料	製品	合計
1968	28,136	4,190	32,326
1969	43,200	6,446	49,646
1970	47,567	7,999	55,568
1971	59,748	6,639	66,387
1972	79,169	8,797	87,966

(2) 1972年の樹脂別需要構造

コンデンセート樹脂	5,900 t/y	7.4 %
ポリ塩化ビニール	7,500	9.5
低密度ポリエチレン	25,400	32.1
高密度ポリエチレン	15,200	19.2
ポリスチレン	6,700	8.5
ポリプロピレン	8,900	11.2
他の重合体樹脂	9,600	12.1
合計	79,200	100.0

ポリエチレンが全体の50%以上を占め、最近伸びてきたポリプロピレンを加えると60%以上になる。すなわち、ポリオレフィンに依存する度合いが極めて強いことになる。

(3) 1972年の製品別需要量構造

フィルムシート	55.8 %
日用品・雑貨	22.0
建築材料	7.6 %
工業用	8.4
はき物	6.1
合計	100.0

プラスチックの50%以上が、一般包装材料である。しかし将来は、一般包装用としての用途は減り、工業用が増えるであろう。

Ⅶ-2 プラスチック成形加工業の地域別分布

(1) プラスチック成形加工業は下記に示すようにジャカルタに集中している。

	企業数分布(%)	生産数量分布(%)
ジャカルタ	29.6	42.6
西ジャワ	19.3	17.2
中部ジャワ	7.1	5.2
東ジャワ	28.9	23.4
北スマトラ	15.2	11.6
合計	100.0	100.0

ジャカルタの他に成形加工企業の集中しているのは、スラバヤ、メダン、バンドンなどである。

(2) 軽工業局に登録された企業の大半は1億～5億Rpの規模である。

(3) 軽工業局によれば、既に16社の外資系企業が生産を始めているが、これらの企業は多額の設備資金と高度の技術を必要とするものである

Ⅶ-3 プラスチック成形加工業の問題点

(1) 原料供給が不安定である結果として、原料在庫量が多くなり、そのための資本、および金利負担が大きい。

(2) 技術者、熟練労働者の不足は低生産性につながり、また、低賃金でありながら、人件費を高くしている。

下記の表は、1971年の他国との比較によるインドネシアの労働生産性を示す。

	インドネシア	シンガポール	日本
1企業当たり付加価値 (US\$/firm/y)	10,106	48,026	801,092
1企業当たり直接労働者 (人/firm)	24	36	70
直接労働者1人あたり付加価値 (US\$/y)	421	1,334	11,444
直接労働者1人あたり賃金 (US\$/y)	112	275	2,121
付加価値・賃金率	3.8	4.9	5.4

(3) 低稼働率の原因は市場の狭さであるが、同時に昔からの根強い商業仲買組織の支配のためでもある。

Ⅶ-4 プラスチック成形加工業に必要な資本投資および労働力の確保

UNIDOの予測によれば、1980年におけるインドネシアのプラスチック原料の潜在市場需要は約30万tである。現在のプラスチック消費量は約8万tであるから、将来の需要に見合うようプラスチック成形加工業を発展させるには、多額の資本投資と労働力を必要とする。

(1) 必要資本投資

我々の予備調査によれば、プラスチック成形加工機に約1億2300万US\$必要で、運転資本を含めた総投資額は2億7,800万US\$になる。

(2) 労働力の確保

1980年までに、現在に加えて約20万人の労働力が必要となろう。1980年には、労働生産性はUS\$1,500/人/y、すなわち、現在のレベルの約3.5倍となることが要請される。労働生産性向上のために、少なくとも年間1,000人の訓練システムが必要とされる。

Ⅵ-5 勸 告

上記問題解決のため、およびプラスチック産業育成のため、下記の方策の実施が肝要である。

(1) 国立プラスチック工業指導所の設立

政府が独自の立場から、プラスチック成形加工企業育成のため、国立プラスチック工業指導所を設立することが望まれる。

本指導所の内容は下記の通りである

- (a) プラスチック原料および製品の規格化
- (b) プラスチック製品のデザインの改良と研究
- (c) 成形加工技術の養成
- (d) 技術者の育成
- (e) プラスチック成形加工企業からの研究受託、およびプラスチック製品の製造技術に関する開発研究。

(2) 工業団地の設立

プラスチック成形加工業はその性質上、騒音、悪臭、プラント廃棄物等の公害源となりやすい。

従って、立地は住宅地区から離れた所に求めるべきで、同時に、十分な用役を確保する必要がある。

(3) 金融政策

上述のように、プラスチック成形加工業は多額の資金を必要とする。そのために、資金の一部を外資に頼る必要があろう。

さらに、国内資金で経営、運転する場合には、財政政策を十分に調査する必要がある。

第II編 オレフィン コンプレックス

目 次

第Ⅱ編 オレフィン・コンプレックス	9
第Ⅰ部 総括と勧告	9
第1章 総編	9
1-1 調査の背景と目的	9
1-2 調査および報告書の範囲	10
第2章 前提条件	11
2-1 操業時間	11
2-2 立地	11
2-3 コンプレックス規模と生産スキーム	11
2-4 稼働率	13
2-5 炭化水素原料および燃料	13
2-6 副原料	14
2-7 市場および製品価格	15
第3章 評価の結果	17
3-1 立地の比較	17
3-2 コンプレックス・スキーム代替案の比較	20
3-3 アサハン余剰電力の利用	20
3-4 前提条件の変化の影響	22
3-5 エスカレーション・ファクターの影響	22
3-6 建設時期の影響	23
3-7 代表的ケースに関する経済性	23
3-8 1974年の原料条件の変化による影響	24
3-9 国際競争力	26
3-10 メタノールプロジェクトの評価	26
第4章 勧告	27
4-1 原料	27
4-2 プロジェクトの準備	27
4-3 国内市場	27
4-4 メタノールプロジェクト	27
第Ⅱ部 基礎資料	28
第1章 市場	28

1-1	インドネシア国内市場	28
1-2	輸出の可能性について	31
第2章	原料の入手可能性	35
2-1	主原料(炭化水素)の入手可能性	35
2-2	副原料の入手可能性	36
2-3	用役の入手可能性	36
第3章	見積り範囲	37
3-1	投資	37
第4章	経済性評価の前提条件	39
4-1	まえがき	39
4-2	エスガレーション・ファクター	40
4-3	プロジェクトライフと事業年度	40
4-4	原価諸元	40
第5章	財務, 経済分析の前提条件と手法	
5-1	財務分析	43
5-2	外貨の逐年収支	43
5-3	潜在価格を使用した国家便益	45
第6章	モデルによるコンプレックスの経済計算	46
6-1	モデルの特性	46
6-2	モデルによるコンプレックス代替案の経済評価、比較の手順	47
第Ⅲ部	各種経済評価	51
第1章	価格	51
1-1	製品価格	51
1-2	原料価格	54
1-3	中間製品	58
1-4	副製品	58
1-5	用役価格	59
第2章	各種代替案	62
2-1	天然ガスベース オレフィン・プラントの各種代替案策定の基本的な考え方	62
2-2	天然ガスベース オレフィン・プラントの各種代替フロースキーム案	65
第3章	オレフィン・コンプレックス代替案の経済評価	69
3-1	立地の比較	69
3-2	代替案の比較—立地および市場	71
3-3	代替案の比較—アサハン電力の利用	84

3-4	各種変動要因による経済性の変化	90
第4章	代表的ケースに関する経済性分析	118
4-1	財務分析および経済分析	118
第5章	プロジェクト・スキームに関する資料	127
5-1	オレフィン・コンプレックス各ケースの工場組織および所要人員	127
5-2	用役設備, サービス設備およびその他基盤設備	137
5-3	建設費一覧表	147
5-4	工場敷地およびプラントレイアウト	157
5-5	建設期間と試運転期間	157
第6章	原料炭化水素の条件変更の影響	163
6-1	ガス価格の変更に伴う影響	163
6-2	エタンフィールドのオレフィン・コンプレックス	165

表 の 目 次

表 II-1	各ケースのプラント能力	12
II-2	エタン原料オレフィン・プラントの製品収率	12
II-3	プラント能力と国内需要—ケース4	13
II-4	ライト・コンセンセート・ガスの組成	13
II-5(1)	中東原油ベースによる炭化水素原料価格	14
II-5(2)	ミナス原油ベースによる炭化水素原料価格	14
II-6	インドネシアの石油化学製品の国内推定需要	15
II-7	国内市場向け工場出荷価格	16
II-8	輸出向け工場出荷価格	16
II-9	各工場立地による国内市場向け輸送費の比較	17
II-10	各工場立地による工場出荷価格の比較	18
II-11	工場立地による建設費の比較	19
II-12	代替スキームの比較	20
II-13	代替案の比較	21
II-14	アサハン電力利用ケースの経済比較	22
II-15	コンプレックス全体の経済評価要約	23
II-16	オレフィン・コンプレックスの投資内訳	24
II-17(1)	原料炭化水素価格の変化の影響—コンプレックス全体の収益性— 北スマトラのケース	25
II-17(2)	原料炭化水素価格の変化の影響—各プロセスプラント— 北スマトラのケース	25
II-18	原料組成の影響— C_2 、 C_3 混合成分—エタン	26
II-19	インドネシア石油化学製品の推定逐年需要	29
II-20	E C A F E 地域の市場予測	33
II-21	インドネシアにおける製造原価、標準出荷価格	52
II-22	国内向け工場出荷価格(1980)	53
II-23	輸出向け工場出荷価格	54
II-24	用役価格—北スマトラ30万tエチレン・コンプレックス	60
II-25	アサハン電力利用ケースの用役価格—PVC・VCM・電解プラント	61
II-26	インドネシア国内市場見合の規模	68
II-27	市場と立地の距離	69
II-28	立地による製品別輸送費の比較	70

表 II-29	立地による製品別工場出荷価格の比較	70
II-30	代替案の比較	72
II-31	オレフィン・コンプレックスの経済計算結果(ケース1)	73
II-31	オレフィン・コンプレックスの経済計算結果(ケース2)	74
II-31	オレフィン・コンプレックスの経済計算結果(ケース3)	75
II-32(1)	製品製造コストの内訳(Case 3, エチレン)	76
II-32(2)	製品製造コストの内訳(Case 3, 塩素)	77
II-32(3)	製品製造コストの内訳(Case 3, VCM)	78
II-32(4)	製品製造コストの内訳(Case 3, PVC)	79
II-32(5)	製品製造コストの内訳(Case 3, LDPE)	80
II-32(6)	製品製造コストの内訳(Case 3, HDPE)	81
II-32(7)	製品製造コストの内訳(Case 3, EG)	82
II-32(8)	製品製造コストの内訳(Case 3, PP)	83
II-33	プロセスプラントの電力消費量	84
II-34	石油化学計画の全体の経済比較(アサハン立地/ケース3)	85
II-35	アサハン計画の製品価格コストの比較	85
II-36	オレフィン・コンプレックスの経済計算結果の内容-アサハン	86
II-37(1)	製品製造コストの内訳(Case 3, 塩素)	87
II-37(2)	製品製造コストの内訳(Case 3, VCM)	88
II-37(3)	製品製造コストの内訳(Case 3, PVC)	89
II-38(1)	オレフィン・コンプレックスの経済計算結果(20万t)	93
II-38(2)	オレフィン・コンプレックスの経済計算結果(35万t)	94
II-38(3)	オレフィン・コンプレックスの経済計算結果(45万t)	95
II-38(4)	オレフィン・コンプレックスの経済計算結果(60万t)	96
II-38(5)	オレフィン・コンプレックスの経済計算結果(原料価格の10%アップ)	97
II-38(6)	オレフィン・コンプレックスの経済計算結果(原料価格の10%ダウン)	98
II-38(7)	オレフィン・コンプレックスの経済計算結果(想定価格の10%アップ)	99
II-38(8)	オレフィン・コンプレックスの経済計算結果(想定価格の10%ダウン)	100
II-38(9)	オレフィン・コンプレックスの経済計算結果(稼働率70%)	101
II-38(10)	オレフィン・コンプレックスの経済計算結果(稼働率100%)	102
II-38(11)	オレフィン・コンプレックスの経済計算結果(建設費+10%)	103
II-38(12)	オレフィン・コンプレックスの経済計算結果(建設費-10%)	104
II-38(13)	オレフィン・コンプレックスの経済計算結果(建設年次1977)	105
II-38(14)	オレフィン・コンプレックスの経済計算結果(建設年次1978)	106

表	II-38(15)	オレフィン・コンプレックスの経済計算結果(インフレ0%)	107
	II-38(16)	オレフィン・コンプレックスの経済計算結果(インフレ3.5%)	108
	II-38(17)	オレフィン・コンプレックスの経済計算結果(インフレ10%)	109
	II-39	需要量・輸出量・生産量	119
	II-40	オレフィン・コンプレックス(ケース3)の逐年売上高	121
	II-41	オレフィン・コンプレックス(ケース3)の逐年総製造原価	122
	II-42	オレフィン・コンプレックス(ケース3)の財務収支	123
	II-43	オレフィン・コンプレックス(ケース3)の内部収益率の計算	124
	II-44	オレフィン・コンプレックス(ケース3)の逐年外貨収支	125
	II-45	オレフィン・コンプレックス(ケース3)の国家便益	126
	II-46	オレフィン・コンプレックス(ケース3)内部収益率の計算— 潜在価格による国家便益—	127
	II-47(1)	工場・組織・人員表(ケース1)	129
	II-47(2)	工場・組織・人員表(ケース2)	131
	II-47(3)	工場・組織・人員表(ケース3)	133
	II-48	発電機の仕様	138
	II-49	燃料バランス	141
	II-50	プロセス・プラントの用役消費量	142
	II-51	ケース3の用役収支	143
	II-52	建設費要約	147
	II-53(1)	ケース1の建設費	149
	II-53(2)	ケース2の建設費	151
	II-53(3)	ケース3の建設費	153
	II-54	用役およびサービス設備の建設費	155
	II-55	オフ・サイト設備費のプロセス・プラントへの配賦	156
	II-56	石油化学工業の試運転期間表	161
	II-57	用役価格(マイナス原油をベースにした天然ガスの価格)	165
	II-58	オレフィン・コンプレックスの経済計算結果 (マイナス原油をベースにした価格) - 20万t	167
	II-59	オレフィン・コンプレックスの経済計算結果 (マイナス原油をベースにした価格) - 30万t	168
	II-60	オレフィン・コンプレックスの経済計算結果 (マイナス原油をベースにした価格) - 45万t	169
	II-61	オレフィン・コンプレックスの経済計算結果 (エタン原料・マイナス原油をベースにした価格) - 45万t	170

表 II-62	オレフィン・コンプレックスの経済計算結果 (エタン原料・ミナス原油をベースにした価格) - 30万t	171
---------	---	-----

図 の 目 次

図 II - 1	各工場による工場出荷価格, 製造コスト, 収益性の比較	19
II - 2	インドネシア国内のプラスチック製品市場分布	30
II - 3	E C A F E諸国の主要五プラスチックの需要推定	33
II - 4	コンピューター・モデルによる石油化学コンプレックスの経済評価	47
II - 5	コンピューター・モデルによるコンプレックス・スキームの 検討および選定の手順	48
II - 6	ケース1のプロセスフローおよび物質収支	66
II - 7	ケース2のプロセスフローおよび物質収支	67
II - 8	ケース3のプロセスフローおよび物質収支	68
II - 9	各種変動要因によるコンプレックス全体の内部収益率の変化	90
II - 10	建設年次の変化によるコンプレックス全体の内部収益率の変化	92
II - 11	インフレーションの影響によるコンプレックス全体の内部収益率の変化	92
II - 12 (1)	各種変動要因による内部収益率の変化 - エチレン・電解・VCM・プラント	110
II - 12 (2)	各種変動要因による内部収益率の変化 - LDPEプラント	111
II - 12 (3)	各種変動要因による内部収益率の変化 - HDPEプラント	111
II - 12 (4)	各種変動要因による内部収益率の変化 - PVCプラント	112
II - 12 (5)	各種変動要因による内部収益率の変化 - EGプラント	112
II - 12 (6)	各種変動要因による内部収益率の変化 - PPプラント	113
II - 13 (1)	変動要因による製造コスト, 平均工場出荷価格の変化 - エチレン	114
II - 13 (2)	変動要因による製造コスト, 平均工場出荷価格の変化 - 塩素・苛性ソーダ	114
II - 13 (3)	変動要因による製造コスト, 平均工場出荷価格の変化 - VCM	115
II - 13 (4)	変動要因による製造コスト, 平均工場出荷価格の変化 - LDPE	115
II - 13 (5)	変動要因による製造コスト, 平均工場出荷価格の変化 - HDPE	116
II - 13 (6)	変動要因による製造コスト, 平均工場出荷価格の変化 - PVC	116
II - 13 (7)	変動要因による製造コスト, 平均工場出荷価格の変化 - EG	117
II - 13 (8)	変動要因による製造コスト, 平均工場出荷価格の変化 - PP	117
II - 14	用役収支およびフローダイアグラム - オレフィン・コンプレックス	139
II - 15	石油化学プラントの配置図	159
II - 16	エタンを原料としたコンプレックスの物質収支および プロセス・フローダイアグラム	166

第 I 部 総括と勧告

第 1 章 総 編

1-1 調査の背景と目的

人口約1.3億を有し、石油化学原料となる油、および天然ガスを産出するインドネシアとしては、石油化学工業を起す可能性を持っている。

このため1973年に、UNIDOの協力によりフェーズIの調査が行われた。次のステップとして、インドネシア政府はフェーズIIの実施を希望し、日本政府の協力の下に実施されることになった。

UNIDOのフェーズIでは、まずインドネシア国内市場の予測に重点を置き、それに外国市場のシェア率を仮定して輸出の可能性を計算し、国内市場に加算して生産量を出し、ナフサベースで30万tエチレン・プラントを1980年に操業開始する案と、天然ガスとナフサの結合ベースで20万tエチレン・プラントを1977年に操業開始する案の可能性を見出した。

この場合、原料についてはインドネシア政府より具体的考えが出されなかったため、市場の方から逆に必要量を推定する形でなされた。

フェーズIIとしては、上記生産計画に関して、立地の選択を含め、より具体的な技術および経済資料を作成することを目的としていた。

しかし、1974年1月現地訪問の結果、原料に関して次のことが確認されたため、フェーズIで考えられた生産計画は組み換えられることになった。

- (1) オレフィン・コンプレックスは天然ガスをベースとするが、場所・天然ガスの量、質は数カ月間は決められない。
- (2) オレフィン製造用ナフサは、量的に確保できない。1974年8月、ジャカルタにおける打合わせで次のことが伝えられた。
 - 1) 北スマトラのアルン地区におけるLNG計画と関連して、オレフィン・コンプレックス用にエタンを使用する。
 - 2) エチレンプラントの能力は、450,000 t/yである。
 - 3) LNGのFOB価格は、ミナス原油のFOB価格をベースとする。

さらにフェーズI作成時とは、次の点が大幅に変化している。

- (1) 原油の暴騰と供給不足
- (2) プラスチック製品価格の上昇と供給不足
- (3) 建設費および運賃の上昇
- (4) 石油化学工業建設計画のラッシュ

これらのことから、原料、製品価格を新たな視野で見直す必要がでたこと、建設費の上昇を考慮すること、そして製品不足と石油化学工業計画の輩出を考慮して、輸出市場を再検討する必要が生じてきた。

国内市場に関しては、上記価格変動等による見直しも必要と考えられるが、それは今回行わなかった。

上記のように原料に対する条件の変化、輸出市場の変化、諸物価の変動のため、今回の調査はフェーズⅠの継続という性格より、新たな形で再調査が行われる形となった。

1-2 調査および報告書の範囲

UNIDOのフェーズⅠを引継ぐ調査として、当初、我々はナフサ・ベースの石油化学立地選択に重点を置く予定であった。

この場合、ナフサはどこにでも運搬できることから、立地選定は消費地との関係の外に、港湾、水、地盤などの工場立地の関係調査に比重を置く予定であった。

しかし、前述の通り、合成繊維原料生産はパレンバンで行われることに決定し、一方、オレフィン関係は天然ガスをベースとすることに決定したため、ガスが出る場所に立地が限定されることになった。

一方ガスの利用に関しては地域的な考え方のみで、具体的な場所等は今回明らかにならなかった。上述のことから、調査と報告書の範囲は次のように変更された。

(1) 以下の点に関する相対的経済評価

(a) 能力

(b) 候補地（市場および建設費との関係）

1974年8月の打合わせにおいて、インドネシア政府の意向として、北スマトラにエタンをベースとした年間450,000tのオレフィン・プラントをつくることが伝えられた。

従って、この決定の影響と、ミナス原油をベースにしたガス価格に変更した場合の影響を追加検討することとした。

既に述べたように今回の調査の問題点は、次の2点である。

(a) 世界の石油化学工業は、特にその立地の点で変動期にあるため、需要供給の予測が困難であること。

(b) 物価（原料、製品、建設費、輸送費）が非常に不安定であること。

従って、我々としては、それぞれについて多くの前提条件を置いて予測を行っているので、これらの要因が変化した場合の影響について考察を行うことにした。

(2) 選択された案についての技術資料と情報

物質収支、プラント配置、工場組織、人員配置等

(3) (1)を求めるために必要な情報

(a) 世界の石油化学工業の将来の問題点（ANNEX V）

- (b) 国際競争力 (ANNEX K)
- (c) 各種価格の予測 (ANNEX I)
- (4) 石油化学工業のプロセス説明
 - (a) 各段階のプロセス所有者リスト
 - (b) 利用可能プロセスの特徴
 - (c) 概要
- (5) 天然ガスの利用とメタノール生産の予備調査 (ANNEX X)

第 2 章 前提条件

2-1 操業時間

1979年1月～6月にかけて、オレフィン・コンプレックスは各々のプラントごとに建設を完了し、直ちに試運転に入る。

約6カ月の試運転後、1979年8～12月に営業運転に入るが、ここでは全コンプレックスが1979年10月に営業運転に入ると仮定してある。

2-2 立 地

国内需要だけを対象とした早期建設のコンプレックス立地としてパレンバン、輸出も含む大型コンプレックス立地として、北スマトラ、東カリマンタンを候補地として採り上げた。なお、代替案の比較の結果、立地の差よりコンプレックス規模など、その他の要因の与える影響の方が大きいことがわかったので、それらの検討は北スマトラに絞って行った。

2-3 コンプレックス規模と生産スキーム

コンプレックス規模としては、最少エチレン20万t/yから45万t/yまでを中心に検討し、最高60万t/yは参考までに計算した。

報告書作成時においては、原料の組成は仮定で行い、量も必要量が得られるとした。この仮定は、原料ガス供給源について、最終決定がなされていなかったことによる。

仮定されたガス組成から、オレフィン・プラントにおける熱分解ガス組成が得られる。製品の選択は、この熱分解ガス組成とインドネシア国内および国外の石油化学工業製品に対する需要見通しから決まる。

上記の代替案においては、さらにプロセス・プラントの最低経済単位と市場までの地理的条件が考慮された。表II-1は、代替コンプレックス・スキームとおのおのの能力を示している。

1974年8月の打合わせにおいて、北スマトラのアルン地区で、エタンを利用しオレフィン・プラントをつくること、エチレン・プラント能力としては年間45万tであることが伝えられた。

原料組成の変更に伴い、表II-2およびII-3に示すように、生産スキームが変化した。

東カリマンタンでの45万tプラントとの生産パターンの主要な違いは次の通りである。

- (a) ポリプロピレンの生産をとり止め、その量を高密度ポリエチレンで置きかえる。理由は、プロピレンの生産量が少なく、ポリプロピレン製造が最少経済単位に満たないためである。
- (b) 生産スキームは国内市場の比によることとし、フィリピンの市場をベースとすることはしなかった。理由は、北スマトラは東カリマンタンのように特別の利点がないためである。

表 II-1 各ケースのプラント能力

	Case 1	Case 2	Case 3
Site	Palembang	East Kalimantan	North Sumatra
Subject Markets	Domestic market only	Philippines and domestic demand	General export and domestic market
Olefin Plant	200 x 10 ³ MTA	450 x 10 ³ MTA	300 x 10 ³ MTA
Chlorine	43	86	62
VCM	73	146	104
LDPE	100	210	120
HDPE	30	80	50
PVC	70	140	100
EG	50	100	100
PP	48	103	69

表 II-2 エタン原料オレフィン・プラントの製品収率

	Feed	Products	(Weight ratio)
Ethane	1.24	-	
Residue Gas	-	0.155	
Ethylene	-	1.00	
Propylene	-	0.03	
C ₄ , 5	-	0.025	
Aromatic Gasoline	-	0.03	

表 II-3 プラント能力と国内需要—ケース4

	1980 MTA	1784 MTA	Plant Capacity MTA
LDPE	90	175	180,000
HDPE	20	28	120,000
PP	40	100	
TOTAL	60	128	
PVC	65	135	140,000
EG	58.5	75.0	100,000

2-4 稼働率

営業運転中は、稼働率 85 % として、経済評価を行った。

2-5 炭化水素原料および燃料

(1) 炭化水素原料

現時点では、オレフィン・プラントの原料である炭化水素は、供給可能量、組成、供給地とも不明である。従って、エタン、プロパンを中心とするライト・コンデンセート・ガスの使用を仮定し、量は必要なだけ供給されるものとした。(組成については、表II-4参照)

表 II-4 ライト・コンデンセート・ガスの組成

	Weight ratio
Ethane	1.0
Propane	1.47
C ₄ fraction	0.97
C ₅ + fraction	0.654

なお、価格は、LNG の製造過程で分離するものとし、そのLNG 液化コストを物性に応じて配賦し、それを天然ガス価格に加えた。さらに、LNG プラントで分離されるエタンのケースを検討した。

表Ⅱ-5(1)と(2)は中近東原油およびミナス原油をベースとした炭化水素の価格を示す。

表Ⅱ-5(1) 中東原油ベースによる炭化水素原料価格

	<u>Prices @ 1974</u>	<u>Prices @ 1980</u>
Natural Gas (Fuel gas)	63¢/MMKcal	94¢/MMKcal
Condensate Gas	29\$/t (=64.5¢/MMKcal)	43.5\$/t
Crude Oil	9.35\$/bbl (CIF Japan)	14.04\$/bbl

表Ⅱ-5(2) ミナス原油ベースによる炭化水素原料価格

	<u>Prices @ 1974</u> <u>January</u>	<u>Prices @ 1980</u>
Natural Gas (Fuel gas)	100¢/MMBTU	150¢/MMBTU
Condensate Gas	45.5\$/t (=102¢/MMBTU)	68.3\$/t
Ethane	50.1\$/t (=102¢/MMBTU)	75.1\$/t
LNG	170¢/MMBTU (FOB)	255¢/MMBTU (FOB)
Minas Crude	10.8\$/bbl (FOB)	16.2\$/bbl

Note: Prices in 1980 are estimated with 7%/year inflation.

(2) 燃 料

ライト・コンデンセート・ガスを分離した残りの液化前の天然ガスを使用する。価格は、LNG工場入口での天然ガス価格と等しい。

2-6 副原料

塩素は、マズラ島に計画中の工業塩を工場立地に輸送、電解し、得られるものとした。塩価格は、1980年度で8.1 US \$/t (マズラ島の場合)とした。

また、プラント立地(パレンバンの場合)では、マズラ島からの海上輸送費等を含めて、28.4 US \$/tとした。なお、アサハン地区における低コストのアルミ精練用水力発電電力を利用した電解工場が考えられるので、これについて別途検討を行った。

2-7 市場および製品価格

(1) 国内需要

UNIDOフェーズIで調査された1985年までの需要を、1989年まで外挿した。(表II-6参照)

表 II-6 インドネシアの石油化学製品の国内推定需要

	(Unit: 10 ³ t/y)							
	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982
LDPE	36	43	52	63	75	90	106	125
HDPE	11.5	13	14.5	16	18	20	22	24
PVC	23	29	36	44	54	65	78	95
PP	-	2.5	8.5	16.5	26.5	40	51.5	65
EG	15.2	17.5	21	24.8	28.2	32.5	47.5	43.3
(EG)*			27.5	37.8	48.2	58.5	62.5	66.7

	1983	1984	1985	1986	1987	1988	1989
LDPE	148	175	200	228	260	296	338
HDPE	26	28	30	32.7	35.6	38.9	42.3
PVC	113	135	160	190	225	266	315
PP	81	100	120	144	173	207	249
EG	49.8	57.7	66.7	76.7	88.2	101	117
(EG)*	70.9	75.0	79.1	83.2	87.4	91.7	96.3

Note: * To be estimated based on the result of synthetic fibre material survey
 Figures 1975-1985 is the result from UNIDO phase I.

なお、合繊原料調査に基づく需要量推定結果と大幅に異なるエチレングリコールについては付記する。プロジェクトの比較選定のための評価は、エチレングリコールについては、合繊原料ベースで行った。

(2) 輸出市場

ANNEX VIII に示されるように、エカフェ地域では、日本の輸出余力の減退により、需要と生産能力に大幅なギャップを生じる。従って、價格的に国際競争力があれば、生産量とインドネシア国内需要の差の生産余力は、全量輸出可能と仮定した。ただし、その量は適当な範囲、例えば国内需要の半分程度を大幅に越すものについては、輸出可能性、輸出價格について再検討が必要である。

(3) 国内価格

ANNEX I および第三部に示すように、石油化学製品のインドネシア国内向け工場出荷價格は、(a) 石油化学製品の輸入價格を基準とする考え方、(b) 製造コストを基準とする考え方および(c)需要と價格の関係を基礎とする考え方、の3つがある。第六編プラスチック成型加工業に示されるように、現在のインドネシアでは中間流通経費の比率が大きく、これが消費量の拡大とともに縮小化するものと予想される。従って、(c)の関係については、直接價格の予測に

は利用しなかった。主として、(a)の日本および中近東からの輸入価格に対抗し得る工場価格を計算した。(b)の計算結果は輸入税を掛けるか否かの決定に用いた。(表II-7参照)

表 II-7 国内市場向け工場出荷価格

Products	(Unit: ¥/kg)			
	Minimum Exfactory Price, Japan		Exfactory Price Middle East	Standard Price
	1974*	1980	1980	1980
LDPE	53	72	75	83.3
HDPE	52	70	73	81.0
VCM	26	37	31	-
PVC	41	58	82.6	79.4
EG	-	50	44	55.3
PP	57	78	70	82.7

Notes: Standard price is used for economic evaluation of project.
Price increase per year is about 5%.
* = Estimation

(4) 輸出価格

地理的にも近く、また石油化学製品の大消費国に成長すると考えられるフィリピンを代表的な輸出市場と想定し、日本や中近東からの輸出市場への輸出価格(CIF価格)に対抗し得る輸出向け工場出荷価格を計算した。ただし、日本からの輸出価格は、既存の設備からの輸出を、中近東からは新設の設備で適当な利益をもつ輸出を考えた。従って、ここでは、限界価格による輸出など特異な輸出は考えていない。

しかし、現実の輸出価格は、国際的経済事情によって大幅に異なるので(工場出荷価格を参照)、プロジェクトの経済評価は、フィリピン市場でCIF価格の80%で計算した。(表II-8参照)

表 II-8 輸出向け工場出荷価格

Products	(Unit: ¥/kg)			
	CIF Manila from Japan	CIF Manila from Middle East	Exfactory price for export	
			Competitive Price with Japanese Export	Standard Price
LDPE	84.0	91.1	71.9	67.2
HDPE	81.8	88.9	69.9	65.5
VCM	44.6	64.9	37.1	-
PVC	68.6	100.0	57.9	61.7
EG	57.6	54.1	50.0	40.0
PP	90.6	85.8	77.9	72.5

Note: Standard price is used for economic evaluation of project

第3章 評価の結果

3-1 立地の比較

インドネシアは島国であり、広い国である。従って、工場と市場の距離など、各地域の工業立地条件の差が大きい。すなわち、①製品輸送コスト ②工場出荷価格の差 ③建設費 ④工場製造原価および各プロセス・プラントの収益性の差などである。この結果は表II-9, II-10, II-11に示し、また④については代表例として低密度ポリエチレンを取り上げ図II-1に示す。

以上の結果より全般的には、原料問題が確定しない現時点では、輸送費、建設費の差は立地選定の決定的要因になり得ないことがわかる。

表 II-9 各工場立地による国内市場向け輸送費の比較

(Unit: $\text{¢}/\text{kg}$)

Products Market	Plastic resin		EG		VCM	
	Domestic Jakarta	Export Manila	Domestic Jakarta	Export Manila	Domestic Jakarta	Export Manila
Site						
Palembang	1.41	-	0.94	-	-	-
E. Kalimantan	1.85	2.08	1.27	1.55	-	2.55
N. Sumatra	1.95	2.78	1.37	1.99	2.24	3.26

表 II-10 各工場立地による工場出荷価格の比較

(Unit: ¢/kg, year: 1980)

Products Markets Site	LDPE		HDPE		PVC	
	Domestic Jakarta	Export Manila	Domestic Jakarta	Export Manila	Domestic Jakarta	Export Manila
Palembang	112.0	-	133.2	-	87.0	-
E. Kalimantan	111.6	82.6	132.8	98.6	86.6	63.6
N. Sumatra	111.5	81.9	132.7	97.9	86.5	62.9

	PP		VCM		EG	
	Domestic Jakarta	Export Manila	Domestic Jakarta	Export Manila	Domestic Jakarta	Export Manila
Palembang	127.9	-	-	-	80.2	-
E. Kalimantan	127.5	94.6	-	39.7	79.9	58.6
N. Sumatra	127.4	93.9	64.0	39.1	88.9	58.1

Note : Import price base
 Imported from Japan by Min. price, and included import
 tax 15%.

表 II-11 工場立地による建設費の比較

	Palembang	E. Kalimantan	N. Sumatra
Location factor	98.5 %	103.7 %	100 %

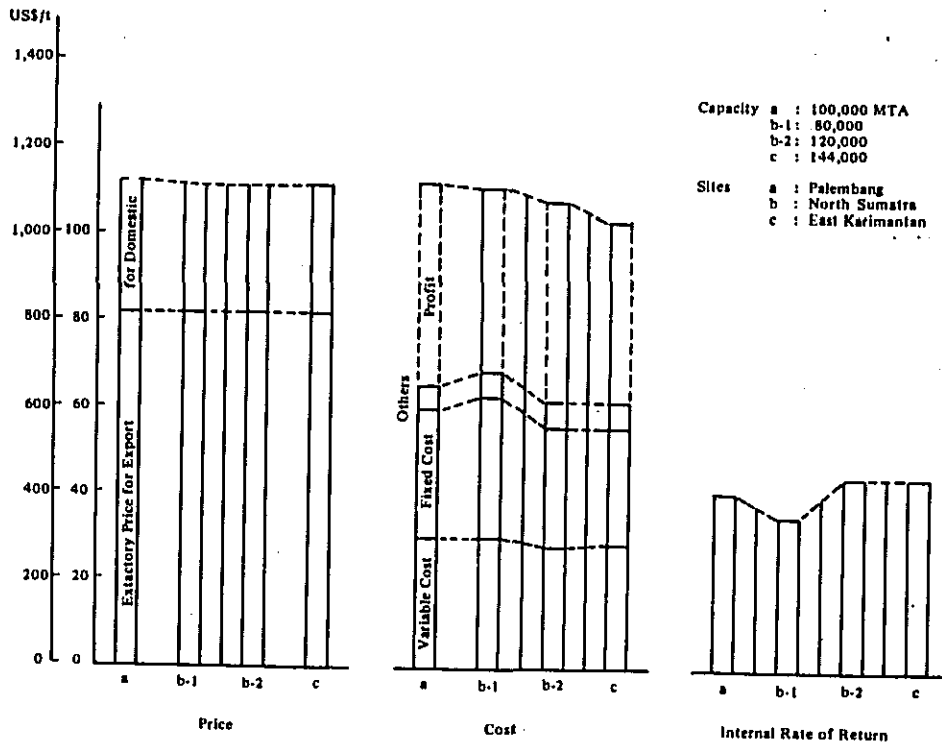


図 II-1 各工場立地による工場出荷価格，製造コスト，収益性の比較

3-2 コンプレックス・スキーム代替案の比較

表II-13に、コンプレックス全体の内部収益率の比較を示した。また、表II-12に、各ケースの投資額を示した。なお、参考のため表II-13には、北スマトラに立地するケース3の製品パターンを、エチレン能力に合わせてスケール・アップ、あるいはダウンしたコンプレックス全体の内部収益率を付記した。表より明らかなように、全般として経済的に有望であるが、各スキーム間の差としては、立地の差や、市場と組合わせたコンプレックス・スキームの差よりもコンプレックスの規模による方が大きい。

表 II-12 代替スキームの比較

Sites	Case 1		Case 2		Case 3		Case 4 *2	
	Palembang		East Kalimantan		North Sumatra		North Sumatra	
	Plant Capacity 10 ³ MTA	Investment Cost 10 ⁶ \$	Plant Capacity 10 ³ MTA	Investment Cost 10 ⁶ \$	Plant Capacity 10 ³ MTA	Investment Cost 10 ⁶ \$	Plant Capacity 10 ³ MTA	Investment Cost 10 ⁶ \$
Olefin Plant	205	133	442	243	98	173	453	225
Electrolysis Plant(chlorine)	43	49	86	82	62	62	86	78
VCM	73	50	146	84	104	63	146	81
LDPE	100	163	210	282	120	184	180	244
HDPE	30	45	80	91	50	63	120	114
PVC	70	53	140	89	100	67	140	85
EG	50	57	100	95	100	91	100	92
PP	48	70	103	124	69	89	0	0
Total *1		620		1,089		792		920

Notes: *1 = Excluding the investment cost for utilities

*2 = Ethan feed complex

Production pattern is corresponding to the domestic market in 1984.

3-3 アサハン余剰電力の利用

水力発電によるアサハンの安い電力(0.012US\$/KWHと想定した)を利用して、塩の電解を行い、苛性ソーダをアルミナの製造に供給するとともに、塩素を塩化ビニールモノマー、ポリ塩化ビニールの生産に利用する計画である。その場合、電解塩化ビニールモノマー、ポリ塩化ビニールなど塩素を利用するプラントはアサハンに立地し、その他オレフィン・プラントなどは、原料立地で天然ガス源の近くに設立され、コンプレックスが二分される。ここでは、ケース3と同じコンプレックス・スキームについて検討した。その経済評価の要約を表II-14に示す。ただし、苛性ソーダ価格は、①塩素と同じ価格にした場合、②ケース3と同じ価格にした場合の二通りを示す。以上のように電解用電力の単価の低下は、コンプレックスを分離したことによる建設費や用役単価の上昇によって相殺されている。

表 II-13 代替案の比較

(Comparison of Internal Profit Rate of the Complex as a Whole)*3

	Case 1	Case 2	Case 3
Ethylene capacity x 10 ³ MTA	200	450	300
Site	Palembang	East Kalimantan	North Sumatra
I.R.R. of Whole Complex	20.2%	23.9%	(20.9%)*2 21.8%
I.R.R. of Whole Complex with corresponding capacity*1	17.3%	25.5%	(20.9%) 21.8%

Note: The product price are assumed standard prices.
Refer to Clause pertaining to product prices

*1 The North Sumatra case was slided up and down to obtain these results.

*2 () shows the calculation results obtained by detailed financial analyses.
All the other figures were obtained comparative calculations by utilizing models.

*3 Price of natural gas is 63 ¢/MMBTU for the year of 1974.

表 II-14 アサハン電力利用ケースの経済比較

	Caustic Soda	Profit at 1980	Total Investment cost	R.O.I.* at 1980	I.R.R.
Case 3	301	72.7 10 ⁶ ¥	721 10 ⁶ ¥	10.1%	21.8%
ASAHAN Electric Power Use (1)	206	71.2	743	9.6	21.2
ASAHAN Electric Power Use (2)	301	76.9	743	10.3	21.9

Note: * Net profit before tax/investment at 1980.

(1) Caustic Soda Price 20.6 ¥/Kg. based on 15% of the I.R.R. of Electrolysis Plant.

(2) Caustic Soda Price 30.1 ¥/Kg same price as in the Case 3 is taken.

3-4 前提条件の変化の影響

ライト・コンデンセートを使用した 30 万 t エチレン・プラントにおけるエチレンおよび低密度ポリエチレン・プラントの内部収益率に対する感度分析（他は第Ⅲ部に示す）は、前提条件の変化の影響を示す。（図Ⅱ-9 とⅡ-12（2））

これらの図は、生産価格の外に稼働率と建設費も重要であることを示している。つまり、このプロジェクトが資本集約型産業であるということである。

従って、建設費を最低にし、稼働率を上げるために、プロジェクトの準備をよくするということが重要である。

3-5 エスカレーション・ファクターの影響

この経済評価においては、石油価格急騰後の原料価格、製品価格、海上運賃、労賃、建設費等に年間 7% のエスカレーションを適用している。

インフレの影響に関しては、0% から 10% までを検討した。北スマトラの 30 万 t エチレン・プラントの場合、内部収益率は、16.8% から 24% になる。インフレ下における内部収益率の動きがこれで判る。

3-6 建設時期の影響

建設の時期は、前述のように1979年、1978年、および1977年の3ケースを考えたが、同一の計算基準を採用しているため、国内市場が小さい1977年の時が悪くなった。

しかし、世界的に石油化学コンプレックスの建設が停滞気味とすれば、早期に建設することの利点が出る可能性もある。

3-7 代表的ケースに関する経済性

代表的ケースと考えられるケース3、北スマトラ立地の30万t/yオレフィン・コンプレックスを取り上げ、コンプレックス全体の投資額の積上げによる評価推定、財務分析や外貨収支、国家便益の検討を行った。その結果は、表II-15に示す。また、投資額の内訳については、表II-16に示す。この結果として、内部収益率は20.9%で、経済性は良く、外貨節約効果は1979~1989年の10年間累計22億4千万US\$に達する。国家便益は、同じく10年間の累計で38億2千万US\$に達し、内部収益率で表わすと27.9%になり、良好な結果を得た。

表 II-15 コンプレックス全体の経済評価要約

Case	Case 3
Site	North Sumatra
Complex Scale	Ethylene 300,000 t/y
Date of Start up	Sept. 1979, Start-up of commercial operation
Investment cost	Fixed capital 932,530 x 10 ³ \$ Working capital 24,870 x 10 ³ \$
	957,400 x 10 ³ \$
I.R.R.	20.9 %
Effects of saving foreign currency	Sept. 1979 to Sept. 1989 2,236,494 x 10 ³ \$
National Benefit	Sept. 1979 to Sept. 1989 3,822,382 x 10 ³ \$
	I.R.R. 27.9 %

表 II-16 オレフィン・コンプレックスの投資内訳

(Unit: 10³ US\$)

ISBL	366,807
Licence and Know-How	30,810
Catalyst & Chemicals	6,654
Spare parts	17,845
Contingency	37,269
Process Plant	459,385
Utilities Facilities	139,746
Storage	36,613
Service Facilities	72,675
Housing, Jetty, Road	78,299
Construction Cost Total	786,718
Land	21,250
Pre-operational Cost	30,252
Interest During Construction	94,300
Fixed Capital Total	932,530
Working Capital Total	24,870
Investment Total	957,400

3-8 1974年の原料条件の変化による影響

(1) 原料価格の変化

原料および燃料の価格代替案として、1974年1月のインドネシア産LNG価格(FOB)をベースに、それぞれ102US\$/MMBTU、100US\$/MMBTUとした。(表II-13(2)参照)

この場合、炭化水素価格の上昇は、コンプレックス全体の経済性を限界に近づけ、小規模のポリ塩化ビニール・プラントの企業性を奪っている。(表II-17(1)および(2)参照、また詳細は第III部6-1参照)

表 II-17(1) 原料炭化水素価格の変化の影響—コンプレックス全体の収益性—北スマトラのケース

Ethylene Capacity Price of NG		200,000 MTA*	300,000 MTA	450,000 MTA*
@1974	@1980			
63¢/MMBTU	95¢/MMBTU	17.3%	21.8%	25.5%
100¢/MMBTU	150¢/MMBTU	12.3%	17.0%	20.2%

Note: * The North Sumatra Case (Case 3) was slided up and down.

表 II-17(2) 原料炭化水素価格の変化の影響—各プロセス・プラント—北スマトラのケース

Price of NG	95¢/MMBTU	150¢/MMBTU	
Price of Feed Condensate	43.5\$/t	68.3\$/t	
Capacity	I.R.R.	I.R.R.	
Complex as a Whole	21.8%	17.0%	
Olefin	298,000 MTA	15	15
Electrolysis	62,000	15	15
VCM	104,000	15	15
LDPE	120,000	24.8	17.8
HDPE	50,000	22.4	15.2
PVC	100,000	21.9	12.3
EG	100,000	28.8	21.6
PP	69,000	29.8	22.7

(2) エタン・フィード・コンプレックス

エタン・フィード・コンプレックスは、中間報告の組成を想定したC₂、C₃混合ライト・コンデンセートを原料とするコンプレックスより、収益性が乏しい。これはオレフィン・プラントの副生品控除が減ったために、エチレン・コストが上ったためである。(表II-18参照、また詳細は第III部6-2参照)

この検討は原料および副製品の価格構造による。従って、これらの価格が決定した時に、再検討すべきであろう。

表 II-18 原料組成の影響— C₂, C₃ 混合成分—エタン

Type of Feed		(Unit \$/t)			
		C ₂ , C ₃ Mixture		Ethane	
Items					
Case		Sliding up of Case 3		Case 4	
Feed Components		C ₂ , C ₃ mixture		Ethane	
Price of NG (1980)		150 ¢/MMBTU		150 ¢/MMBTU	
Price of Feed (")		68.3 \$/t		75.1 \$/t	
Price of Ethylene (")		208.9 \$/t		257.4 \$/t	
		Capacity	I.R.R.	Capacity	I.R.R.
Complex as a whole			20.2 %		18.1 %
Olefine		450,000 MTA	15	453,000 MTA	15
Electrolysis		92,000	15	86,000	15
VCM		156,000	15	145,600	15
LDPE		180,000	22.3	180,000	18.5
HDPE		75,000	19.5	120,000	26.9
PVC		150,000	21.7	140,000	16.5
EG		150,000	23.6	100,000	19.1
PP		104,000	28.6	-	-

3-9 国際競争力

すべての物価が変動している時期において、内部収益率のみで考えることは危険と考え、インドネシアの石油化学工業の国際競争力を、公表された資料をベースとし、また同一の内部収益率（15%）を持つという前提で行った。その結果原料価格に64.5US¢/MMBTUを採用した場合、インドネシア石油化学に競争力があることが判る。しかし102US¢/MMBTUを採用した場合は、シンガポールなどとの比較を行う際に、国際競争力は、そう明確には現われない。

3-10 メタノール・プロジェクトの評価

ガス価格を64.5US¢/MMBTUとした時のメタノール・プロジェクトの調査結果は、メタノール・プラント建設の可能性を示している。(ANNEX XI)

第 4 章 勸 告

従って、結論としては次のことがいえる。

4-1 原 料

前述の通り、どのケース（立地、能力、時期）とも投資可能性があると判断されるので、むしろプロジェクトの成否は原料ガスの入手可能性、および LNG プロジェクトとの協力関係により決まる。

従って、既存の LNG 計画、または将来の LNG 計画において、ぜひこのオレフィン・プラント建設計画を加えること、および決定した際、立地調査を含めた詳細を今一度行うことを勧める。

4-2 プロジェクトの準備

3-4（前提条件の変化の影響）において、経済性を向上させる上から、建設費を最低にし、稼働率を上げることの重要性を指摘した。

この報告書の中には、コンプレックスをつくり上げるための参考資料を挿入した。

- (1) プロセス所有者リストは、プロセスの選定や共同投資者の選定に役立つ。
- (2) プラント組織、必要労働者数、必要用役設備、サービス設備などは、コンプレックスの構図を描く場合に役立つ。
- (3) 必要工程に関する情報（第Ⅲ部 5-5 記載）は、プロジェクト計画の際、考慮されるべきである。

4-3 国内市場

国内市場に関する前提（2-7）に述べたように、今回は UNIDO フェーズ I に書かれた市場を用いた。しかし、石油危機以後のプラスチック製品価格の上昇、実購買能力の低下、国際経済の混乱などで、プラスチック市場は激減した。

従って、国内市場の再調査の実施を行うこと、およびプラスチック成形加工業の育成を計る政策を確立することを勧告する。

4-4 メタノール・プロジェクト

メタノール・プラントの予備投資調査は、このプロジェクトの可能性を示しているので、より詳細な調査を実施することを勧告したい。

第Ⅱ部 基礎資料

第Ⅱ部は、第Ⅲ部で行う各種計算に必要な資料をまとめたものである。

現在、世界の石油化学工業は混沌とした状態にあり、原料価格、製品価格、建設費、輸送費等すべて流動的である。このような状況下でも適合する結果を得るためには、できる限り合理的な前提を設置し、比較データを編さんする以外に方法はない。これらの前提条件を、全部第Ⅱ部で述べることは、困難なのでANNEXの方に多くを譲ることとした。すなわち、第Ⅱ部には比較データの編さんに当たっての基本的な考え方と、編さんの結果とが書かれている。これらの前提条件が異なった場合を考えて、第Ⅲ部に、各種変動要因が変化した場合の経済性の変化を記述することにした。

なお、今回の製造品目は、プラスチック部門については原料が天然ガスであること、かつ合成繊維原料のシクロヘキサン、バラキシレン部門にナフサを使用すること、また、この二つは別の場所に建設されること、さらにナフサ自体オレフィン製造用としては充分でないという条件から、プラスチックとして塩化ビニールモノマー、ポリ塩化ビニール、低密度ポリエチレン、高密度ポリエチレン、エチレンオキサイド/エチレングリコール、およびポリプロピレンとし、アロマティックスとオレフィンの結合するポリステレン等は除外した。合成繊維原料としては、別の調査報告書にTPA、DMT、カプロラクタムの生産について記載されるので、本報告書では、シクロヘキサン、バラキシレンの生産までとなる。

第1章 市場

1-1 インドネシア国内市場

インドネシア国内におけるプラスチック製品の市場については、UNIDOのフェーズIに記されたもの(表II-19参照)をそのまま採用することとした。現在の市場分布は、図II-2のようになっている。将来、変化することもあるが、一応、現在の分布をベースとして計算することにした。

表 II-19 インドネシア石油化学製品の推定逐年需要

(Unit: tons)

Product	Market	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982	1983	1984	1985
Synthetic Resins												
LDPE	Domestic	36,000	41,000	52,000	63,000	75,000	90,000	106,000	125,000	148,000	175,000	200,000
	Overseas	15,000	15,400	18,400	20,000	22,000	21,000	21,000	21,000	21,000	21,000	21,000
	Total	51,000	56,400	70,400	83,000	97,000	111,000	127,000	146,000	169,000	196,000	221,000
HDPE	Domestic	11,500	13,000	14,500	16,000	18,000	20,000	22,000	24,000	26,000	28,000	30,000
	Overseas	4,900	5,700	6,600	7,300	8,000	8,000	8,000	8,000	8,000	8,000	8,000
	Total	16,400	18,700	21,100	23,300	26,000	28,000	30,000	32,000	34,000	36,000	38,000
VCM	Domestic	44,000	50,000	58,000	67,000	78,500	93,000	106,000	124,000	142,000	165,000	190,000
	Overseas	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Total	44,000	50,000	58,000	67,000	78,500	93,000	106,000	124,000	142,000	165,000	190,000
PVC	Domestic *1	23,000	29,000	36,000	44,000	54,000	65,000	78,000	95,000	113,000	135,000	160,000
	Overseas	4,700	4,400	5,200	6,200	7,200	10,000	10,000	10,000	10,000	10,000	10,000
	Total	27,700	33,400	41,200	50,200	61,200	75,000	88,000	105,000	123,000	145,000	170,000
DOP	Domestic	19,000	22,000	25,000	29,000	34,000	40,000	46,000	54,000	62,000	72,000	83,000
	Overseas	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Total	19,000	22,000	25,000	29,000	34,000	40,000	46,000	54,000	62,000	72,000	83,000
Polystyrene	Domestic	9,000	11,000	13,500	16,500	20,000	25,000	30,000	35,000	42,000	50,000	60,000
	Overseas	6,500	7,200	7,800	8,500	9,200	10,000	10,000	10,000	10,000	10,000	10,000
	Total	15,500	18,200	21,300	25,000	29,200	35,000	40,000	45,000	52,000	60,000	70,000
PP	Domestic*2	-	2,500	8,500	16,500	26,500	40,000	51,500	65,000	81,000	100,000	120,000
	Overseas	-	2,800	3,000	3,200	3,400	4,000	4,000	4,000	4,000	4,000	4,000
	Total	-	5,300	11,500	19,700	29,900	44,000	55,500	69,000	85,000	104,000	124,000
Synthetic Fibers												
Intermediates												
Caprolactum *3	Domestic	15,100	16,200	19,900	22,300	24,600	26,500	28,600	31,700	34,900	38,000	41,000
	Overseas	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Total	15,100	16,200	19,900	22,300	24,600	26,500	28,600	31,700	34,900	38,000	41,000
TPA *4	Domestic	36,100	41,600	49,900	58,800	66,900	77,100	89,100	102,700	118,100	136,900	158,200
	Overseas	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Total	36,100	41,600	49,900	58,800	66,900	77,100	89,100	102,700	118,100	136,900	158,200
EG *4	Domestic	15,200	17,500	21,000	24,800	28,200	32,500	47,500	43,300	49,800	57,700	66,700
	Overseas	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Total	15,200	17,500	21,000	24,800	28,200	32,500	47,500	43,300	49,800	57,700	66,700
End Products												
Nylon	Domestic	10,000	11,000	14,000	16,000	18,000	20,000	22,000	25,000	28,000	31,000	34,000
	Overseas	4,400	4,500	5,000	5,300	5,500	5,300	5,300	5,300	5,300	5,300	5,300
	Total	14,400	15,500	19,000	21,300	23,500	25,300	27,300	30,300	33,300	36,300	39,300
Polyester	Domestic	34,000	40,000	49,000	59,000	68,000	80,000	94,000	110,000	128,000	150,000	175,000
	Overseas	8,300	8,700	9,400	9,900	10,300	10,300	10,300	10,300	10,300	10,300	10,300
	Total	42,300	48,700	58,400	68,900	78,300	90,300	104,300	120,300	138,300	160,300	185,300
Notes:	Net Domestic Market = Total Domestic Demand - Planned Capacity already approved by The Government. *1 Total Domestic Demand - 15,000 T/Y (Planned by Eastern Polymer) *2 Total Domestic Demand - 20,000 Y/T (Planned by Pertamina) *3 Intermediate for nylon. *4 Intermediate for polyester. The demand for caprolactum, TPA, and EG were estimated respectively from estimated Nylon and Polyester fiber demands, using ratios of products/raw materials.											

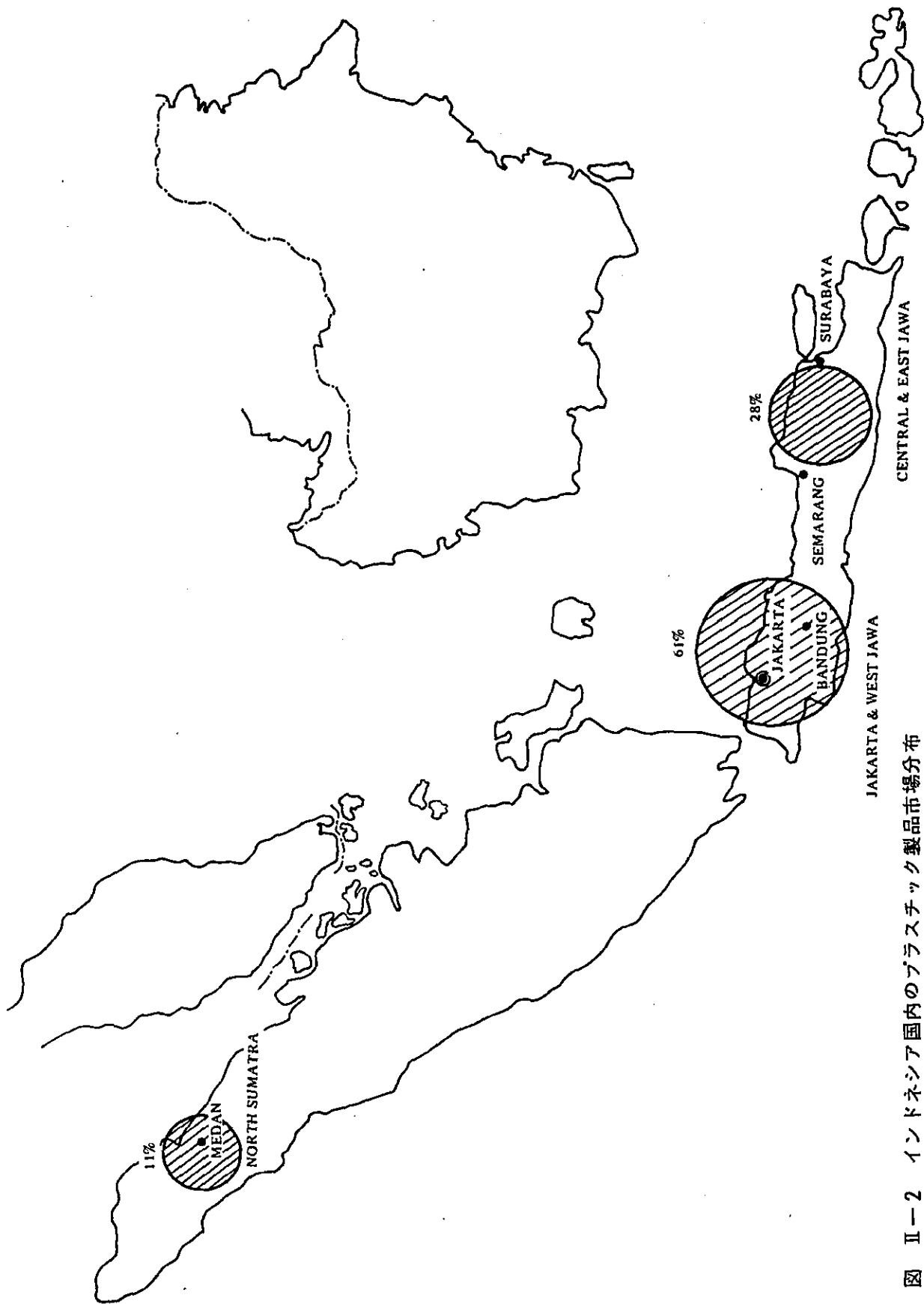


図 II-2 インドネシア国内のプラスチック製品市場分布

1-2 輸出の可能性について

ANNEX VIII に詳述するように、現在石油化学工業の建設計画は全く混沌としている。特に先進諸国および、中近東の投資の動向は、世界全体の石油化学製品の需要バランスを大きく左右する。東南アジア地区をとって見た場合、中近東の動向とともに、日本、韓国、シンガポール、フィリピン、オーストラリアの投資動向を注意する必要がある。

我々としては、プラント納入、運転要員の確保難、先進国の立地難等から、計画が各国の希望通りには進まないと考える。しかし資本集約型産業は稼働率の経済性に及ぼす影響が大きいため、競争力の立場から充分検討する必要がある。この点については、ANNEX IX において詳述し、第I部総論で計算の結果と合わせて検討結果を述べている。

しかし、自由競争という立場からのみでなく、設備の稼働率確保のためには以下のことが考慮されるべきである。

(1) 市場をもった国との共同投資

(2) 販売能力をもった会社との共同研究

従って、今回計算のベースとしては、

(a) 輸出を考えないで国内市場のみを考えるケース(バレンバン)

(b) 東カリマンタンにおいては、フィリピンの市場を考えるケース

(c) 北スマトラにおいては、シンガポールとの相対比較を見る上で、シンガポールで予定されている規模を考えるケース

以上の3ケースを採用した。

その上で、(b)および(c)のケースについては、能力や原料価格を変化させた場合どのようなようになるかを検討することとした。

なお、UNIDOフェーズIに示された諸国のプラスチック市場予測を、表II-20 および図II-3に示す。可能な限り、このデータを使用することにするが、フィリピンに関しては、インドネシアとの関係が深いこと、および予測が余りにも過大に思われることなどから、種々の要素を考慮して、別に計算し、補正を行った。

表 II-20 ECAFE 地域の市場予測

	1965	1966	1967	1968	1969	1970	1971	1972	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980
Philippine																
LDPE	3,235			19,400	25,000	32,500					92,900	114,300	135,700	157,100	178,000	199,000
HDPE				8,000	14,000						39,000	45,000	52,000	60,000	68,000	79,000
PP				11,960	13,500	15,650	n.a.				29,000	32,000	35,000	37,000	40,000	43,000
PVC			7,881	8,560	9,800	12,740					47,300	61,500	79,950	113,900	135,000	175,700
PS	458			2,870	4,000	5,500					17,000	20,000	23,000	26,000	29,000	32,000
TOTAL	3,693	7,881	20,520	45,570	65,390	52,000					225,200	272,800	325,650	384,000	450,000	528,700
Thailand																
LDPE	12,000			25,000	30,000	30,000					58,000	66,000	75,000	86,000	96,000	112,000
HDPE	4,000			7,000	10,000	15,000					28,000	33,000	38,000	44,000	51,000	58,800
PP	2,000			4,500	5,500	8,000					14,000	17,000	20,000	20,000	26,000	30,000
PVC	5,000			10,000	12,000	14,000					24,000	28,000	32,000	37,000	42,000	48,000
PS	2,000			4,500	5,000	6,500					11,000	13,000	15,000	17,000	20,000	23,000
TOTAL	25,000	51,000	62,500	73,500	73,500						135,000	157,000	180,000	206,000	235,000	271,800
Indonesia																
LDPE				18,000				26,000			36,000	43,000	52,000	63,000	74,000	90,000
HDPE				4,000				9,000			11,500	13,000	14,000	16,000	18,000	20,000
PP				1,000				8,000			17,500	22,500	28,500	36,500	46,500	60,000
PVC				3,000				25,000			38,000	44,000	51,000	59,000	69,000	80,000
PS				3,000				4,700			9,100	11,000	13,500	16,500	20,000	25,000
TOTAL			42,300	72,700				72,700			112,100	133,500	159,000	191,000	228,500	275,000
Malaysia																
LDPE				12,800	14,700						25,700	28,300	31,100	34,200	37,600	41,400
HDPE				3,200	3,700						6,500	7,200	7,900	8,700	9,500	10,500
PP				1,192	2,183	4,608					7,000	8,000	9,000	11,000	12,000	14,000
PVC				3,000	2,950	3,000					10,000	12,000	13,000	15,000	18,000	20,000
PS				1,221	1,750						3,500	3,900	4,200	4,700	5,100	5,600
TOTAL			3,000	5,363	22,933	23,009					52,700	59,400	65,200	73,600	82,200	91,500
Singapore																
LDPE				12,900	15,200	17,600					30,800	34,200	37,900	42,200	46,700	51,600
HDPE				3,400	4,400						7,700	8,500	9,500	10,500	16,700	12,900
PP				1,500	1,500	4,300					4,000	4,700	5,500	6,500	7,600	9,000
PVC				7,383		14,341					25,100	27,600	30,400	33,400	36,700	49,400
PS						3,538					7,400	8,300	9,300	10,400	11,600	13,000
TOTAL			21,783	20,100	44,179						75,000	83,300	92,600	103,000	114,300	135,900
Japan																
LDPE				766,000	821,000	887,000		766,000			949,000	1,006,000				
HDPE				280,000	321,000	365,000		280,000			414,000	469,000				
PP				500,000	545,000	594,000		500,000			641,000	186,000				
PVC											1,310,000	1,380,000	1,450,000	1,520,000	1,600,000	1,680,000
PS				360,000	416,100	487,300		360,000			556,000	638,600				
TOTAL				1,906,600	2,103,100	2,333,300		1,906,600			3,872,600	4,179,600	4,450,000	4,820,000	5,200,000	5,680,000
Korea																
LDPE	4,100	6,637	11,700	17,300	20,250	29,500					80,300	96,000	115,000	133,000	152,000	175,000
HDPE				2,700	5,500	8,000	12,950				42,500	51,000	61,000	70,000	81,000	93,000
PP	417	760	2,986	3,856	4,800	9,254					34,000	45,000	53,600	63,400	72,000	78,000
PVC	8,031	12,103	20,258	29,560	n.a.	36,700					89,000	102,000	118,000	134,000	148,000	163,000
PS	661	1,500	2,000	2,834	4,673	7,384					23,500	28,200	33,800	40,100	48,700	58,400
TOTAL	13,209	21,000	39,644	59,050	37,723	95,748					269,300	322,200	381,400	440,500	501,700	567,400
Sri-Lanka																
LDPE																
HDPE																
PP																
PVC				1,900	2,500	2,200	3,100				6,400	7,400	8,500	9,800	11,300	13,000
PS				100	200	700	1,000				2,000	2,300	2,500	3,000	3,500	4,000
TOTAL				2,000	2,700	5,300	8,000				22,400	25,800	29,600	34,100	39,300	45,100

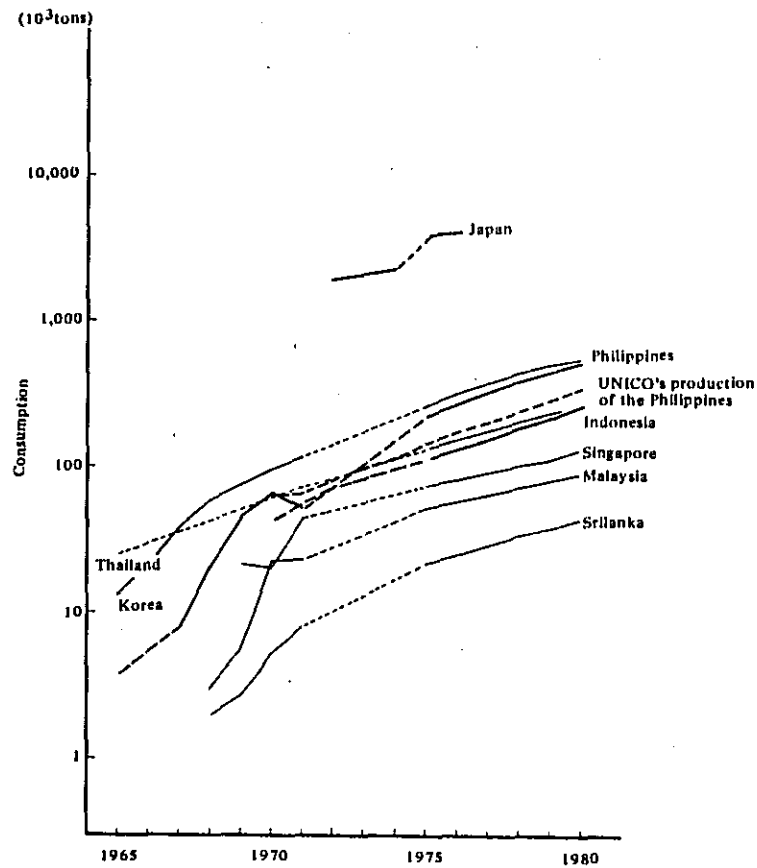


図 II-3 ECAFE 諸国の主要五プラスチックの需要推定

第 2 章 原料の入手可能性

2-1 主原料(炭化水素)の入手可能性

石油化学工業用炭化水素としては、現在、ナフサベースと天然ガス(LPG含む)ベースとが考えられる。それ以外の、原油またはナフサより重い留分のものについては現在使用されていない。

ブルタミナとの打合わせで次のことが確認された。

- (1) アロマティックス・コンプレックス用には、ナフサが手当てされた。
- (2) オレフィン・コンプレックス(プラスチック製造)用のナフサはなく、天然ガスベースとする。

この内容(場所、量、質、価格)については、6カ月ぐらい後に判明する。インドネシアにおけるナフサとガスの利用可能性は、ANNEX VIに述べる。従って、現地調査後のインドネシア政府との打合わせで、下記のことを前提とすることにした。(中間報告書 12 頁参照)

2-1-1 天然ガス

(1) 場所

東カリマンタン，北スマトラ，パレンバン，西ジャワ（中間報告書に対する工業省コメントで，パレンバン，西ジャワは不要とのことであった。）

(2) 量

未定（一応必要量があることを前提とする。）

(3) エチレンプラントに供給されるガス組成（天然ガスより分離後）

	重量比
C ₂	1.00
C ₃	1.47
C ₄	0.97
C ₅ ⁺	0.654

しかし，1974年8月に行われた打合わせにおいて，インドネシア側から次の事項が伝えられた。

- (1) LNGプラントにおいて分離されるエタンが使用される。
- (2) 立地は北スマトラとする。
- (3) エタンは，能力450,000 t/yのエチレン製造に十分な量である。
- (4) LNGはFOB価格で195 US¢/MMBTUとする。これは1974年7月のミナス原油FOB価格12.60 US\$/bblに相当する。
(1974年1月のミナス原油FOB価格10.80 US\$/bblに相当するFOB価格100 US¢/MMBTUをLNG価格とした。なぜなら製品を含めて他の全ての価格も，1974年1月の中東原油の価格を基礎に算出したからである。)

2-2 副原料の入手可能性

製品の種類を，塩化ビニールモノマー（ポリ塩化ビニール），低密度ポリエチレン，高密度ポリエチレン，エチレンオキサイド/エチレングリコール，ポリプロピレンに限定したため，副原料は塩素のみとなる。

今回の現地調査で，マズラ島において，純度99.5%の塩がトン当たりFOB価格5 US\$で生産計画がなされていることが明らかになった。

一方，アサハン地区では，年産225,000 tのアルミ生産が行われることが決定した。このプロジェクトのためには，アルミナ年産500,000 t用の苛性ソーダが必要である。これとの関係で塩素入手の可能性が考えられる。

2-3 用役の入手可能性

用役については，どの候補地もコンプレックス内に自分の設備を持つ必要がある。例外はア

サハン地区で、ここではアルミ製造用に水力発電設備が造られることになっており、石油化学工業用にも安い電力を得ることが可能であろう。

第3章 見積り範囲

3-1 投資

投資額の内訳について以下のように定義する。

3-1-1 プロセス・プラント

プロセス・プラントの範囲は原則として直接製品を製造する設備とし、以下のものを含む。

1. コントロール・ルーム
2. 二次受電設備（二次トランス）、電線
3. 現場事務所
4. 現場行程分析室
5. 薬品、触媒の受入れおよび取扱い設備
6. 冷却塔
7. 消火設備
8. 一次廃水廃棄物処理設備（焼却炉なども含む）
9. 小補修作業所、特殊品貯蔵所
10. 小規模のフィード・タンクなど、通常運転の便宜上製造設備内に設けられる受入れ貯槽などの設備

ただし以下のものは含まない。

1. 原料の受入設備（ただし10は除く）
2. 製品の出荷設備（ポリマー・プラントでは計量ホッパーまでプロセスプラントとする）
例えば、充填包装設備、製品倉庫、棧橋、鉄道側線、積卸し設備など
3. 共通行程分析所
3. 緊急電源

プロセス・プラント投資額の内訳

1. 機器費、工事用材料（配管材料、電線、計器電気計装、工事用材料等）
土建工事用資材費は土建工事費に入れる。
2. 土建工事費（材料工事費込み）

建屋、基礎（杭打ちも含む）、スチール・ストラクチャーを含む。ただし地盤造成改良費は含まない。

3. 直接現地工事費（据付費）

材料を除く全ての配管工事費，機器据付費，電気，計装，保温冷，塗装，内装品充填費などスタートアップ（オイル・ラン）までのメカニカル・ラン等の費用をいう。従って，直接労務費，建設機械の費用，仮設費を含む。

4. スーパービジョン

コントラクターの現地経費（現地事務所費用，電話，自動車のレンタル等）も含める。

5. エンジニアリングおよびコントラクター費用

コントラクターの詳細設計費，購売発注業務，プロジェクト・マネジメント，現地工事の本社側からのマネジメントなどコントラクター本社経費（間接費）をいう。

6. ライセンスとノウハウ

一括払いロイヤリティーやライセンサー側で行う基本設計料，ノウハウ料をいう。

7. 触媒と薬品

触媒や装入される溶剤，冷媒をいう。

8. 予備品費

原則として2カ年分を計上する。

9. 機械的なプラント建設費，

つまり(1)～(5)の範囲をインサイド・バッテリー・リミット・ファシリティーズ・コスト（ISBLコスト）として取扱う。

3-1-2 オフサイト設備

オフサイト設備は，倉庫，タンクなどの貯蔵出荷設備と事務所や保全工場などの共通サービス設備を含む。ただし，用役設備は共通設備であるが，用役は単価でコンプレックスに含まれる各プラントごとに売買されると考えられるので，オフサイト設備よりプロセスプラント並に取扱う。

(1) 貯蔵出荷設備

- (a) 充填包装設備
- (b) 倉庫
- (c) 貯槽
- (d) 積込，積卸し設備，棧橋など

(2) 共通サービス設備

- (a) 事務所
- (b) 消火設備（消防車など）
- (c) 保全工場
- (d) 通信設備
- (e) 排水設備

(f) 照 明

(g) プロセス・コントロール・ラボラトリー

(h) 社 宅

(i) 工場内病院

3-1-3 土 地 代

土地代としては、権利金の他に造成の費用を含む。

3-1-4 操業準備費

試運転時のロスや、人件費、イニシャル・チャージなどの営業運転開始までのスタートアップ費用や、オペレーターの訓練、教育費、技術指導費、会社創業費用、オーナー側のプロジェクト・マネジメント費用を含む。

3-1-5 建設期間中金利

建設開始後、営業運転開始までの間の建設費、および操業準備費にかかる金利をいう。

3-1-6 総固定投資額

1-1から1-5の合計

3-1-7 運転資本

操業開始後の製品売掛金先払い費用など、販売後コストを回収し会社を運転するために必要な資金

3-1-8 総投資額

1-1から1-7までの合計

第 4 章 経済性評価の前提条件

4-1 まえがき

第Ⅲ部で、オレフィン・コンプレックスのケース・スタディを行う。さらに代表的ケースについて、財務分析、および経済分析を加える。経済分析は、国家的見地からの外貨収支、潜在価格を使用した国家便益よりなる。本章および第5章で、これらの計算の基準と手法を述べる。

なお、シュミレーションモデルによるケース・スタディの段階では、一部便宜的手法を用いた。これについては、第6章で述べる。また当プロジェクトが雇用機会増大に及ぼす影響については、特に調査は加えていない。当プロジェクトの段階までは資本集約型産業であり、その影響力は小さいと考えられる。

4-2 エスカレーション・ファクター

逐年の収支計算においては、インフレ等の影響を考え、次の項目について年間7%の値上りがあるものと仮定した。

製品価格

原料，副原料，価格

包装，触媒，薬品費

副産物価格

人件費，工場管理費，技術指導料

維持費，一搬管理費

4-3 プロジェクトライフと事業年度

操業開始後、10年間の収支を計算し、おのおの分析を行う。ただし、オレフィン・コンプレックスの操業開始は1979年10月1日である。すなわち、暦年とプロジェクトの操業開始後の年次とが一致していない。これを調整するため、10月1日より翌年9月30日までを「一事業年度」と呼ぶことにした。例えば、1979年10月1日から、1980年9月30日までが1980事業年度となる。逐年収支における「年度」とは、上記の「事業年度」を意味する。

一方、需要量および諸価格は暦年ベースで与えられている。これらを下記の式で、事業年度に変換する。

$$P_i = \frac{3 \text{ カ月}}{12 \text{ カ月}} \times C_{i-1} + \frac{9 \text{ カ月}}{12 \text{ カ月}} \times C_i$$

ここで、 P_i : i 事業年度の値

C_i : i 暦年度の値

C_{i-1} : ($i-1$) 暦年度の値

4-4 原価諸元

4-4-1 変動費

原料，用役，触媒，薬品，ランニングロイヤリティーなど製造量によって変動するものをいう。

4-4-2 減価償却費

プロセスプラント	10年定額
用役設備	15年定額
オフサイト	30年定額
操業準備費	10年定額
建設期間中金利	10年定額

残存価格はないものとする。

4-4-3 人件費および工場管理費

人件費は、プラント操業のための人員の直接賃金や、福利厚生費を含む。工場管理費は、プロセス・プラントを直接運転する以外の工場管理のための費用をいう。つまり生産技術コントロールや、経理、人事、総務、オーナー側の技術者によるエンジニアリング、保全、工程分析の費用をいう。

Labour's Cost	1975 U S \$/y (all included)
1. Helper	750
2. Labourer	900
3. Operator III	950
4. Operator II	1,050
5. Operator I	1,200
6. Senior Operator	1,300
7. Foreman	2,800
8. Section Superintendent	3,800
9. Unit Superintendent	4,500
10. Production Manager	5,400
11. Technical Director	6,400
12. Works Manager	7,700
13. Deputy Director General	9,300
14. Director General	—

中間報告書 17 頁に記載されている 1975 暦年度における人件費単価と、オレフィン・コンプレックスに必要な人員表より、総人件費を算出する。これにエスカレーション・ファクターを乗じて、各年度の人件費を算出する。

工場管理費は、運転人員の人件費の 180% を計上する。

1974 暦年度平均人件費：1,600 US \$/y

4-4-4 保全費

各プロセス・プラントで、外部に補修工事を依頼したもの、購入器材費などをいう。工場内技術者や技能工などの費用は、工場管理費に含まれる。

年間保全費は、設備取得額に対する一定率で計上する。

プロセス・プラント : 3%

(ただし、ISBLのみ)

用役設備 : 3 %
オフサイト : 0.5 %

4-4-5 固定資産税, 保険料

プラント設備などの固定資産への税, 保険料として, 土地代を除く総固定資産の1%を年間の費用として計上する。

総固定資産とは, 初期の総固定資本から, 償却済みの価格を差し引いたものである。

4-4-6 技術指導料

プラント操業のための外国人熟練技術者招へい費用。ただし, シミュレーションモデルによる計算では人件費に含まれる。

オレフィン・コンプレックスに必要な外国人指導員は, 1980年100人, 1981年48人, 1982年以後32人とする。必要経費は, 1980年で1人当たり年間135,000US\$とし, 逐年のエスカレーションを考慮した。

4-4-7 充填包装, 販売経費

充填包装設備はオフサイト設備に含め, ここでは袋など直接材料費を計上する。その他の販売経費は, 工場出荷価格からすでに控除してある。

4-4-8 一般管理費

本社経費, 営業費など工場外費用をいう。総売上高の3%を計上する。

4-4-9 金利および返済方法

資本金比率は, 工業省との打合せにより30%とし, 残り70%を借入れによることとした。現地借入れは, 運転資金に充当することとした。

外国からの借入れ

金利 : 7.5% (未返済額に対する年間金利)
据置期間 : 5年 (操業開始後3年)
返済方法 : 据置期間完了後元金7年均等払

現地借入れ

金利 : 12% (未返済額に対する年間金利)
返済方法 : 3年均等払

4-4-10 税金等

法人所得税 : 税引前利益の45% (ジャワ島以外では5年間免税)

固定資産税, 保険料 : 前述4-4-5参照

外国送金税 : 利子, 配当の送金税10%は二重課税防止法により控除される。

第5章 財務，経済分析の前提条件と手法

5-1 財務分析

当プロジェクトの企業性，すなわち私企業としての収益性を分析するものである。収益性の判定のための指標として，本レポートでは，ディスカウントキャッシュフロー法（DCF法）による内部収益率を選んだ。

計算式は下記の通りである。

$$I_0 = \sum_{i=1}^n \frac{C_i}{(1+r)^i}$$

ここで，

I_0 *1) : 初期総投資額

C *2) : ネットキャッシュフロー

r : 内部収益率

i : 事業年度

n : 評価の対象期間，ここでは10（年）

註 *1) : 総固定資本＋運転資本

（総固定資本＝全設備取得価格＋操業準備費＋建設期間中金利）

*2) : 税引後利益＋減価償却費＋支払金利

リターン（投資に対する内部収益率）ともいう。

5-2 外貨の逐年収支

当プロジェクトの国家便益に対する寄与を調べる一手法として，外貨収支に及ぼす影響を10年間にわたって調査する。

当プロジェクトを実現した場合，実際に生ずる外貨の出入りのみならず，輸入代替，および輸出代替による外貨節約と機会損失，間接的に発生する外貨の収支も考慮に入れなければならない。

5-2-1 外貨流入

(1) 輸出による外貨獲得

製品は国内市場に優先的に販売されるものとするが，国内市場が未成長の段階では，余剰製品は輸出されるという前提に立っている。

輸出される可能性のある製品は下記の通りである。

塩化ビニール

低密度ポリエチレン

高密度ポリエチレン
エチレングリコール
ポリプロピレン

(注) 輸出による外貨獲得額を算出する場合には、FOB 価格で評価すべきであるが、第Ⅲ部で述べるように、FOB 価格と輸出用工場出荷価格の差異はわずかなので、便宜的に輸出用工場出荷価格を、FOB 価格とみなした。

(2) 輸入代替による外貨節約

国内市場へ出荷される製品は、直接外貨を獲得するわけではないが、当プロジェクトが実現しなければ、輸入されるべきものである。従って、これらの製品も、輸入代替による外貨節約分として外貨流入の項目に含めるべきである。該当する製品は下記の通りである。

塩化ビニール
低密度ポリエチレン
高密度ポリエチレン
エチレングリコール
ポリプロピレン

(注) 1. 輸入代替による外貨獲得額を算出する場合には、インドネシア(ジャカルタ)における輸入価格(CIF)で評価すべきであるが、第Ⅲ部で述べるようにCIF 価格と国内市場向け工場出荷価格の差がわずかであるので、便宜的に国内市場向け工場出荷価格をCIF 価格とみなした。

2. オレフィン・コンプレックスからの製品に対する輸入関税の保護は考えていないので、価格調整の必要はない。

(3) 間接的外貨節約

副産物については、燃料換算評価をしたり、製品価格で評価したりして、製造原価より控除している。これらの副産物は、その産出量も少ないし、外貨獲得、あるいは輸入代替による外貨節約になると直接的には考えにくいものが多い。しかし、これらの副産物も工業の進展等に伴って、国内市場の創造、成長が期待され、また燃料に供される副産品も国家的な見地にたてば、本来燃料となるべき重油、天然ガスの節約につながると思われる。これは、ひいては外貨の獲得、あるいは節約に供するものと考えらるべきである。

該当する副産物は下記の通りである。

水素、メタン
L P G, C₄ 留分, アロマティック・ガソリン
苛性ソーダ

5-2-2 外貨流出

(1) 原料、副原料の輸出の機会損失

当プロジェクトに原料、副原料、燃料として利用される原材料で、国内で産出されるものは、もし当プロジェクトが実現しなければ、原料、副原料あるいは燃料として輸出の可能性を有しているものである。

従って、これらの原材料は、当プロジェクトに使用されることにより、輸出の機会を失うとみなし、外貨流出として評価することができる。

これらに該当する原材料は次の通りである。

原料天然ガス

塩

燃料天然ガス

(注) 1. 原料等のうち、外国からの輸入に頼らねばならないものは、外貨流出として計上されるべきである。ただし、当プロジェクトでは、輸入原料はない。

(2) 輸入材

プラントの運転に必要な材料のうち外国から輸入するものである。触媒、薬品、および予備品は輸入されるので、外貨流出とみなした。予備品の輸入額として、保全費の全額を計上した。もちろん、保全費の全額が予備品輸入に当てられるわけではないが、通常の保全のための人員は工場管理費に見込まれているし、外部依頼保全も、外貨流出を伴う場合が多いと考えられる。

(3) 支払い外貨

外貨払いとみなされる外国人技術者に支払われる技術指導料、借入外貨の返済額、および金利を計上する。

外貨の返済額は、外貨借入額に対する返済であるが、外貨借入額だけでは、設備取得に必要な外貨に不足する。この不足額は、資本金の内から外貨として支払われることになる。

この不足額を初年度の外貨借入金返済額に計上した。

5-3 潜在価格を使用した国家便益

財務分析においては、実際に流通している市場価格を使用するが、国家便益を分析するに際しては、希少性を反映した潜在価格を使用する。

潜在価格は、外貨と人件費に関して次の率を採用する。

外 貨：実勢為替レート (415 Rp/US\$) の 25% 増 (519 Rp/US\$)

未熟練労働者給与：実勢の 45% とする (工場管理費を含む)

便益の評価のための指標として、ディスカウントキャッシュフロー法 (DCF 法) による内部収益率を選んだ。計算式は、下記の通りである。

$$I_0' = \sum_{i=1}^n \frac{C_i'}{(1+r')^i}$$

ここで

I_0' : 必要外貨分を1.25倍した初期投資総額

O' (※1) : 潜在価格で計算した収益

r' (※2) : 内部収益率

i : 事業年度

n : 評価の対象期間, ここでは10(年)

(注)※1) 国家便益の分析の際には, 財務分析の場合の初期総投資額から土地代は省かれる。

※2) 財務分析の場合の収益と違って, 国家便益の計算においては, 法人所得税, および固定資産税はコストから省かれる。

第6章 モデルによるコンプレックスの経済計算

石油化学コンプレックスの代替案の比較や, 要因の変化による影響を検討する段階では, コンプレックスを表わすコンピューター・モデルを用いて検討した。なお, 選択された代表的コンプレックスの案についてコンプレックス全体の厳密で詳細な財務, 経済分析はこれとは別に行った。

利用したモデルは, 個々の製品生産のプロジェクトとともに, コンプレックス全体についての各プラント間や全体の物質, 用役収支, 建設費の概略, 投資額, 製造コスト, 利益, 内部収益率などの経済評価を計算することができる。従って製品の選定や, 生産規模, プロセス・ルートの検討を行った。

6-1 モデルの特性

このモデルは, 汎用プロセス・シミュレーションおよび最適化プログラム(GPSOP)システムをベースに作成されているので, 次のような特徴を有している。

- (1) 物質, 用役収支を算出する。
- (2) コンプレックス設計の任意指定が簡単にできる。例えば, 製品量が指定量になるように供給量を決定することも, 逆に供給量を与えて生産量を決定することも, いずれも自由である。

原料, 製品価格を与えてROIを計算することもできれば, 逆にROIを指定して, 原料価格, または製品価格を求めることもできる。(図II-4参照)

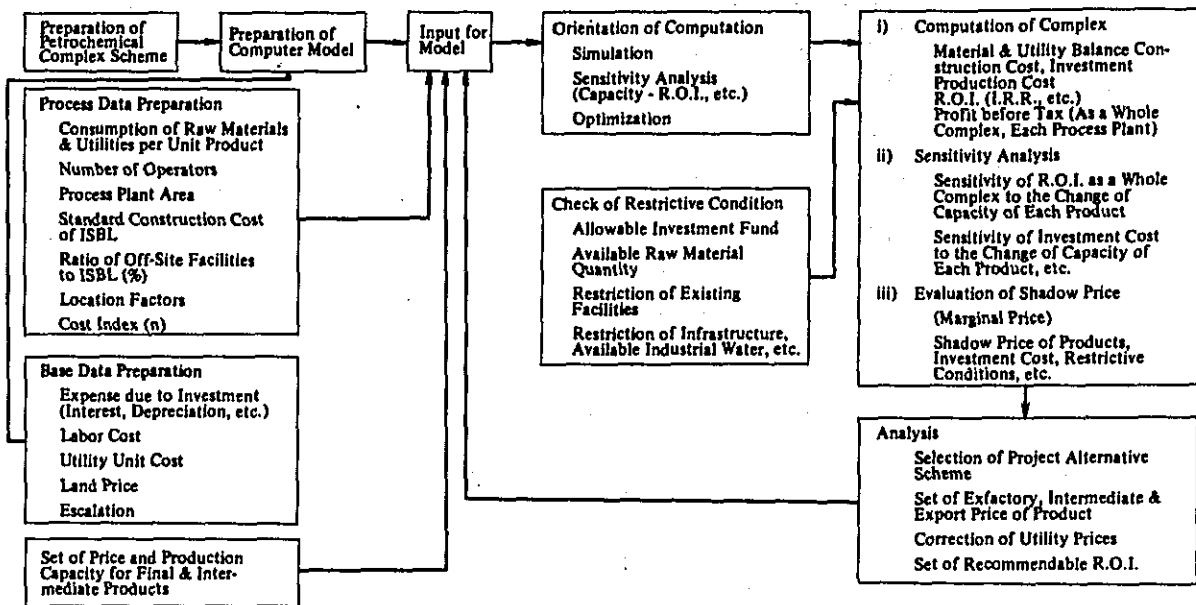


図 II-4 コンピューター・モデルによる石油化学コンプレックスの経済評価

6-2 モデルによるコンプレックス代替案の経済評価、比較の手順

モデルによるコンプレックスの経済評価、比較では、コンプレックス全体だけでなく、各プロセス・プラントの経済性の概要の検討を行う。図II-5に示すように、モデル作成の準備作業として、基本ケースを想定し、プロセス・プラントや用役設備、共通サービス設備の検討、概念設計を行い、用役単価や共通設備の各プロセス・プラントへの配賦率を計算し、各プロセス・プラント別の経済評価の準備を行った。

これらの準備作業が、ステップ(1)~(3)である。コンピューター・モデルによる経済計算は、一部便宜的な方法を採用して、(4)~(7)、および(9)の手順で行われる。その経済計算の結果に基づいて、(10) 代替案の比較、選択を行った。ここで選定された代表的案について、コンプレックス全体についての詳細な財務・経済分析はモデルとは別に行った。

6-2-1 基本ケースの物質・用役収支、建設費の計算

別途検討されたコンプレックスのスキーム、立地の代替案の中から、適当な基本ケースを選定する。その基本ケースのコンプレックスの物質、用役収支を計算し、各プロセス・プラント共通設備、サービス設備の建設費や、運転人員、必要面積を検討、推定する。

6-2-2 用役設備、用役単価の検討

基本ケースの各プロセス・プラント、および事務所などのオフサイト設備、および用役設備自体で消費する必要用役量を満たす用役設備の概念設計を行い、燃料消費量、設備費を計算する。これに次の6-1-3に述べる共通オフサイト設備の配賦分を加えて、総建設費や、投資額を計算する。その場合の操業準備費、運転資金はそれぞれ用役プラントの1%、5%とした。

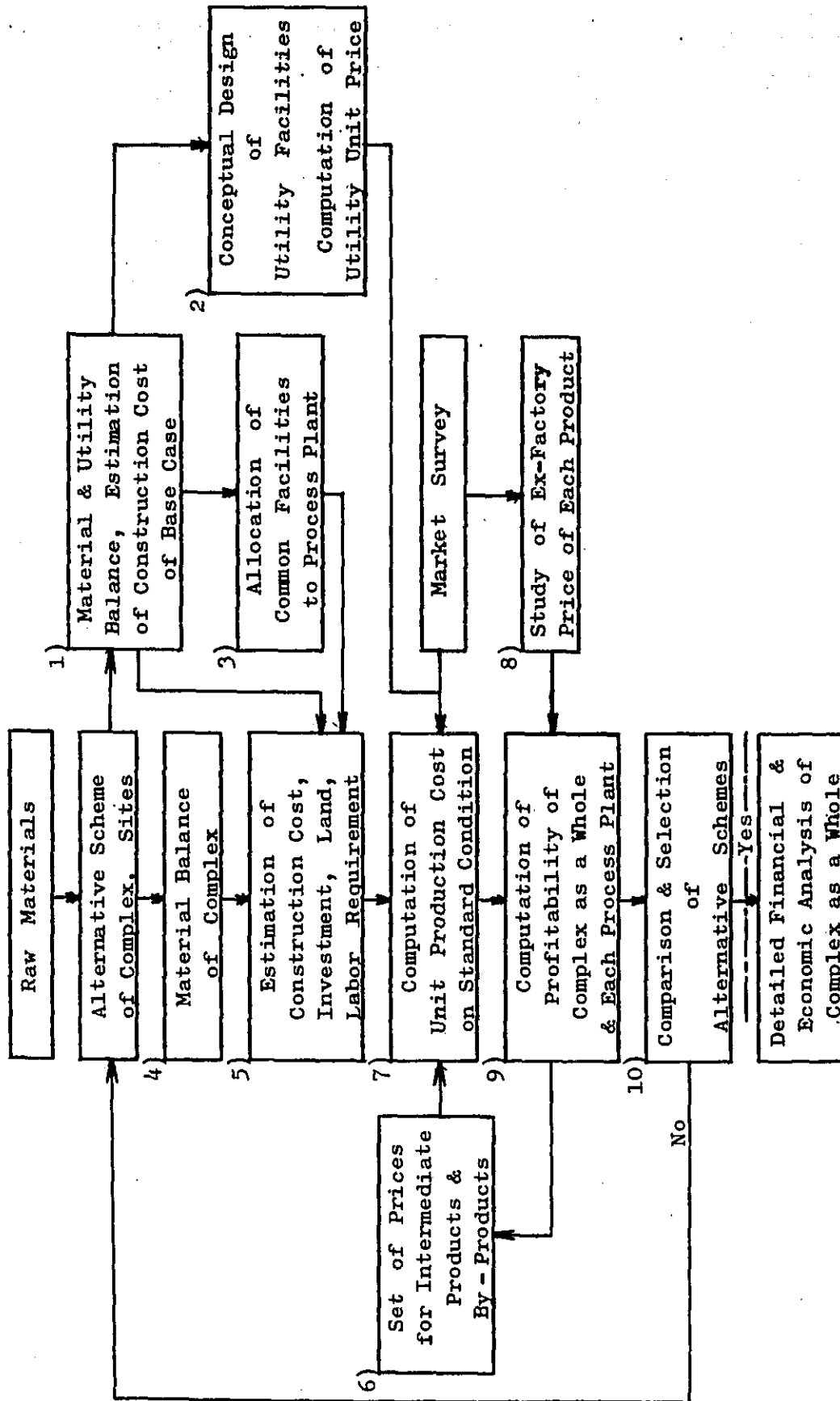


図 II-5 コンピューター・モデルによるコンプレックス・スキームの検討および選定の手順

用役設備は、用役を単価でプロセス・プラントに販売するものと考え、用役の単価計算相互配賦法によって計算した。例えば、抽気蒸気の価格は、高圧から抽気圧に低下するまでに発生する電力を控除すると考えた。

年間税引前利益は、投資額の4%とした。それ以外は、標準原価計算の計算ベースと同じである。

6-2-3 共通設備費の配賦

用役設備を除く共通部内設備費を、その部門の特徴に応じて、各プロセス・プラントの人員、面積、設備費に比例して、各プロセス・プラントおよび用役設備に再配賦した。

6-2-4 コンプレックスの物質収支

モデルを使用した調査によって、要求される条件、製造量や供給量を満足するコンプレックス内の物質収支、つまり各プラントの原料、副原料や製品、副製品のバランスを求めた。

6-2-5 建設費、投資額の計算

プロセス・プラントの建設費は、標準建設費内訳に、年次や立地による差をエスカレーション・ロケーション・ファクターとした補正をおのおの加えて修正した。オフサイト設備については、6-2-3に述べた基本ケースのISBLコストに対する配賦比率を利用した。

建設期間中金利、操業準備費、運転資本をそれぞれ長期ローン金利で、建設期間の1/2分、ISBL内設備費の10%、原料、製品金額の1カ月分を計上した。

なお、今回のモデルによる計算では、コンプレックス全体の投資額には、用役設備は含まれていない。

6-2-6 中間製品、誘導品価格の設定

中間製品価格は、原料プラントと、その誘導品プラントの利益率がバランスするように設定する。副製品価格は、市場が考えられるものはその価格を採用し、他は主製品に対する等価比率を設定して算出した。

6-2-7 標準原価計算

以上の建設費、原料費、用役単価などに基づき、下記のような条件で指定する基準年次での標準原価計算を行った。

保 金 費：プロセス・プラントの特徴により、ISBL内設備の指定された割合 [%] / y
を計上する。

税金、保険料：固定資産額の1% / y

償 却：固定資本額を全額10年の均等償却

金 利：運転資本金利は12% / y

固定資本金利は $7.5\% / y \times 70\% \times 1/2 =$

$5.25\% / y \times 1/2 = 2.63\% / y$

労 賃：現地労働者の平均単価×労働者数+外国人熟練者の平均単価×外国人数(技術援助費)

工場管理費：労賃×180%

流通費：プラスチック樹脂類は、袋代のみ計上した。充填包装機設備費はオフサイト設備費に計上した。

一般管理費：売上額の3%/y

6-2-8 需要量の設定、製品別出荷価格の検討

国内需要は、UNIDO フェーズIや、合成繊維原料調査の結果をベースに算出した。なお、モデルによる計算では、簡略のため、基準年次における国内需要およびその成長率で近似した。

輸出量は、生産量と国内需要の差の余剰全量である。製品価格は、別途検討された国内向け、輸出向けを採用している。

6-2-9 収益性の検討

コンプレックス全体（用役設備は除く）の収益性ととも、個々のプロセス・プラントの収益性について計算を行った。中間製品価格の調整などで、コンプレックス内の各プラントの利益率を調整した。（一般的には、中間製品価格は、その生産プラントの内部収益率が15%になるように計算した。）

コンプレックス全体および各プロセス・プラントの内部収益率の計算は原価計算のベースと同じで、インフレを考慮する場合は、それを条件とした。

従って、原料価格、製品価格（中間製品も含む）、保全費、用役価格、人件費、充填包装費、工場管理費、一般管理費にインフレの影響があるものとし、償却および利子は影響されないものとした。また、借入金の返済は元利合計均等払とし、さらに元金および金利は各年等しいアドオン方式で計算している。

その他5年の免税期間、45%の法人税および運転資本は償却しない等の条件で計算した。ただし、運転資本は、総投資額に含まれる。

第Ⅲ部 各種経済評価

第1章 価格

1-1 製品価格

1-1-1 国内向け工場出荷価格

(1) 輸入価格を基準にした工場出荷価格

ANNEX I の表 A I - 2 - 1 6 に輸入価格を基準とした工場出荷価格を示したが、これによると、ポリ塩化ビニールと塩化ビニールモノマーを除いて、日本最小出荷価格による値は、中近東からの輸出価格を基にした値に近いことがわかる。

(2) 製造コストを基準とした工場出荷価格

ANNEX I 第2章2-5項の方法によって計算した結果を表Ⅱ-21に示した。

(3) 需要量と販売価格との関係から見た工場出荷価格

ANNEX I 第2章2-6項にその一般論を記載したが、インドネシア石油化学コンプレックス稼動開始の時点では、生産量が小さいため、需要量と販売価格との関係が製品別に厳密に成立つかどうかは疑わしい。また現状では、市場価格とC I Fまたは荷揚げ後価格との間にかなり大きな価格差があり、流通システムの複雑さを示唆するものであるが、需要量の拡大とともにこの流通機構が改善されることが予想される。従って、国内向け工場出荷価格は、この国内流通費との兼ね合いで、比較的高く設定できる可能性がある。

以上の理由で、今回はこの考え方を採り入れ、価格の推定は省略した。

(4) 工場出荷価格の想定

以上の輸入価格、製造原価などから比較検討した結果、1980年におけるインドネシア石油化学コンプレックスの国内向け工場出荷価格を表Ⅱ-22のように設定した。

ポリ塩化ビニール以外は、種々の仮定を設けて計算した値の中で最低値を採用した。(表Ⅱ-22参照)、ポリ塩化ビニールに関しては、日本の価格が低すぎる傾向があるので、中近東ベース、製造コストベースの価格を勘案して、輸入税を掛けない場合の日本の最大工場出荷価格に基づく計算値を採用した。

なお、プラスチックについては、製造コスト以外に、販売促進のための技術サービス、用途開発などのR & D費用が必要であるため、これを平均50 US \$ / tと仮定して、工場出荷価格から差引くことにした。

表 II-21 インドネシアにおける製造原価，標準出荷価格：

		(Unit: ¢/y year=1980)					
Calculation base		LDPE	HDPE	PP	PVC	VCM	EG
Inflation 7%/y	I.R.R. %	15	15	15	15	15	15
	Unit Cost	60.2	59.2	56.3	69.4	42.6	35.2
	Price	69.0	66.4	63.5	74.3	46.6	40.4
Inflation 7%/y	I.R.R. %	20	20	20	20	15	15
	Unit Cost	60.6	59.4	56.5	69.5	42.6	35.2
	Price	75.9	72.0	69.3	77.3	46.6	40.4
Inflation none	I.R.R. %	15	15	15	15	15	15
	Unit Cost	61.7	62.9	58.5	75.2	45.1	36.9
	Price	78.2	74.3	71.2	83.4	51.7	46.0
Inflation none	I.R.R. %	20	20	20	20	15	15
	Unit Cost	63.2	62.0	58.8	75.3	45.1	36.9
	Price	85.7	80.5	77.5	86.8	51.7	46.0

Note: Case 3 North Sumatra was calculated as the following capacity,

Ethylene 300 x 10³ MTA, LDPE 120,000, HDPE 50,000, PP 70,000

PVC 100,000, VCM 104,000, EG 100,000 MTA, the rate of operation 85%

表 II-22 国内向け工場出荷価格(1980)

(Unit: US\$/t)

	Exfactory Price (for Domestic Market)	Base of Assumption
LDPE	833	Japan, Min., Import Tax 0
HDPE	810	- " -
PVC	794	Japan, Max., Import Tax 0
PP	827	Middle East Import Tax 0
EG	553	- " -

1-1-2 輸出向け工場出荷価格

基本的には、輸出価格(CIF)は国際競争力で決定される。すなわち、輸入国の港渡し価格(CIF)で、輸出競争力があり、最低価格で輸出できる輸出国があれば、他の輸出国からのCIF価格もその最低価格と同じになると考えられ、従来の実情からもこれを裏付けることが可能である。

別章の国際競争力の比較から、輸出競争力を持つ国として日本および中近東を取上げ、代表的な輸出仕向け先国としてフィリピンを選んだ。

価格の計算方式はANNEX Iの第2章2-4項に、計算結果は同じく2-4項の表AI-2-15にまとめて示した。

中近東からの輸出価格は、輸出国自体の政策によって左右される。また、豊富な原料に見合う将来の市場を確保するため、低価格で輸出することも考えられる。1978年以降の発展途上国での石油化学工業化ラッシュによる供給過剰が、市況の軟化を惹起するとすれば、この問題は一層深刻になるであろう。

上記の理由により、輸出価格を高めを設定することは、プロジェクト評価の上で危険である。表II-23はこれを考慮して、日本をベースとして計算したCIF価格の80%を、輸出向け工場出荷価格とした。ただし、ポリ塩化ビニールは前項と同じ理由で90%にした。

表 II-23 輸出向け工場出荷価格

(Unit: US\$/t)

	Ex-factory price (for Exporting)	Base of Assumption
LDPE	672	80% of Japan CIF, Min.
HDPE	655	"
PVC	617	90% of Japan CIF, Min.
PP	725	80% of Japan CIF, Min.
EG	400	"

1-2 原料価格

原料および燃料ガス価格の水準の推定には、様々の方法が考えられるが、この報告書では2つの方法を採用した。一つは、中近東原油の脱硫によるクリーン燃料のカロリー価格を基にする方法、もう一つは、インドネシアLNGのカロリー価格(FOB)を基にする方法である。

第III部第1~5章では、前者によって推定された価格で経済評価を行っている。また、後者による原料、燃料価格の推定は、第6章で、原料炭化水素の条件変化の影響を検討するため、代替案として検討した。

1-2-1 脱硫，中近東原油をベースとしたコンデンセート・ガスおよび燃料ガスの価格推定

LNG中に含まれる，または天然ガスを液化してLNG製造中に発生するエタン，プロパンを中心とした C_2^+ コンデンセート・ガスを炭化水素原料（オレフィン・コンプレックスに供給される）と想定している。

コンデンセート・ガス価格は，LNG工場入口での天然ガス価格にLNG液化コストの C_2^+ 留分への配賦分を加えた。

主成分で低沸点のメタン・リッチ留分，および C_2^+ 留分の液化しやすさに対する物性の差を反映させて，液化コストを配賦する。つまり，各留分の液化に必要な軸動力を，液化運転コストの配賦比率に採った。

なお，液化費用の他に， C_2^+ 留分とメタン・リッチ留分の分離費用が，場合によっては追加される。これは，経済的に適当な C_2^+ 留分の回収率を想定すれば無視し得るが，ここでは液化コストの配賦分と同額を算入した。

天然ガス価格は，消費国のボイラー入口におけるガス価格から，消費地における気化貯蔵，輸送コスト，液化コストを差し引いて，LNG工場入口での価格を算定する。。。

またLNG価格は，大量に消費される市場（日本）で利用される発電用クリーン燃料と，熱量ベースで等価という条件から算定した。

クリーン燃料価格は，消費量の多い中近東重油に脱硫コストを加えて算出した。

(1) 基準となるクリーン燃料価格

1974年の中近東原油9.36US\$/bblに対応する中近東系重油（含硫黄率3.0Wt%）の価格は，熱量当り151US¢/MMBTUである。。

高硫黄重油価格	151US¢/MMBTU	（原油価格9.36US\$/bbl）
脱硫コスト	40US¢/MMBTU	

クリーン燃料炉前価格 191US¢/MMBTU

これを1974年のLNG炉前価格と想定した。

(1) LNGの輸送・貯蔵・再気化コスト

輸送コスト 43US¢/MMBTU

貯蔵・再気化コスト 18US¢/MMBTU

(3) 天然ガス液化コスト 67US¢/MMBTU

(4) 液化工場入口での天然ガス価格

(1)~(3)より次のようになる。

[天然ガス価格 | 工場入口]

= [LNG価格 | 炉前] - [輸送貯蔵，再気化コスト] - [天然ガス液化コスト]

= 191 - (43 + 18) - 67 = 63US¢/MMBTU

(5) C₂⁺コンデンセート・ガス価格

発熱量当りのメタン・リッチ留分およびC₂⁺コンデンセートの液化に必要な軸動力は、以下の表の通りである。

	液化に必要な軸動力	液化温度条件
メタンリッチ留分	1.64 KWH/MMBTU	32℃→-163℃
C ₂ ⁺ コンデンセート	1.41 KWH/MMBTU	32℃→-89℃

LNG工場で分離されたC₂⁺コンデンセート、およびメタン・リッチ留分(LNGとして出荷される)の生産比を次の表に示す。

	重量ベース	発熱量ベース
メタン・リッチ留分(LNG)	5000 × 10 ³ MTA	231 × 10 ⁶ MMBTU/y
C ₂ ⁺ コンデンセート	660 × 10 ³ MTA	29.0 × 10 ⁶ MMBTU/y

以上より、C₂⁺コンデンセートに、液化に必要な軸動力に比例して液化コストを配賦すると、
 [C₂⁺コンデンセート] = [天然ガス価格] + [液化コスト配賦分]

$$\text{ただし、液化コスト配賦分の計算値} = C_{av} \times \frac{q_1 \times Q_1}{q_1 \times Q_1 + q_2 \times Q_2}$$

尚、C_{av} : 液化平均コスト = LNGの液化コスト = 67 US¢/MMBTU

q : 一単位量当りの軸動力

Q : 生産量

i : サフィックス $\begin{cases} i=1 & \text{C}_2^+ \text{コンデンセート・ガス} \\ i=2 & \text{メタン・リッチ・ガス} \end{cases}$

以上から、液化コストの配賦分は、次の数式で算出される。

$$67 \times \frac{1.41 \times 29}{1.41 \times 29 + 1.64 \times 231}$$

$$= 67 \times \frac{40,900}{40,900 + 3,790,000} = 0.7 \text{ US } \phi / \text{ MMBTU}$$

メタン・リッチ・ガスとの分離コストも含めた[液化コストの配賦分]は、約2倍にみなして1.5 US¢/MMBTUとする。

従って、1974年度におけるオレフィン・コンプレックス用のC₂⁺コンデンセート・ガスの価格は、次のようになる。

$$[\text{C}_2^+ \text{コンデンセート価格}] = [\text{天然ガス価格}] + [\text{液化コスト配賦分}]$$

(分離コストに含むと想定する)

$$= 63 \text{ US } \phi / \text{MMBTU} + 1.5 \text{ US } \phi / \text{MMBTU} = 64.5 \text{ US } \phi / \text{MMBTU}$$

$$= 2.56 \text{ US } \$ / \text{MMKcal} \quad @ 1974$$

想定された C_2^+ コンデンセート・ガスの発熱量は、 $11,327 \text{ Kcal/Kg}$ なので、トン当り価格は次のようになる。

$$[\text{C}_2^+ \text{コンデンセート価格}] = 2.56 \times 11,327 \times 10^{3-6} = 29.0 \text{ US } \$ / \text{t}$$

@ 1974

また、燃料ガス価格は、LNG液化工場入口の天然ガス価格をとる。

これは、ガス値分を原料とするオレフィン・コンプレックスの場合、メタン・リッチ・ガスが多量に存在するからである。

$$[\text{燃料ガス価格}] = 63 \text{ US } \phi / \text{MMBTU} = 2.5 \text{ US } \$ / \text{MMKcal}$$

@ 1974

従って、1980年度のオレフィン・コンプレックスの原料炭化水素および燃料価格は、7% / y のエスカレーションを考慮すると、次のようになる。

$$[\text{C}_2^+ \text{コンデンセート}] = 43.5 \text{ US } \$ / \text{t} \quad @ 1980$$

$$[\text{燃料ガス}] = 3.75 \text{ US } \$ / \text{MMKcal} \quad @ 1980$$

1-2-2 副原料の入手可能性と価格

製品の種類を塩化ビニールモノマー（ポリ塩化ビニール）、低密度ポリエチレン、高密度ポリエチレン、エチレンオキサイド／エチレングリコール、ポリプロピレンに限定したため、副原料としては塩素のみとなる。

今回の現地調査においてマズラ島で、純度99.5%の塩がトン当りFOB5US\$で生産予定と言われるので、インフレを考え、1980年に8.1US\$で生産されるものとする。

塩のコストに次の手数料を加える。

アンローディングコスト	0.5 US \$ / t
取扱手数料等	0.8 US \$ / t
バレンバンへの輸送費	15.8 US \$ / t
東カリマンタンへの輸送費	14.2 US \$ / t
北スマトラへの輸送費	19.0 US \$ / t

結果として、荷上げ価格は以下のようになる。

バレンバン	25.2 US \$ / t
東カリマンタン	23.6 US \$ / t
北スマトラ	28.4 US \$ / t

一方、アサハン地区において、225,000 t/y のアルミの生産が行われることが決定した。そのため、アルミナ約500,000 t/y 用の苛性ソーダが必要である。

1-3 中間製品

オレフィン・コンプレックスでの中間原料は、塩素、塩化ビニールモノマー、エチレン、プロピレンである。中間原料価格は、中間原料プラントの内部収益率が、15%になるように計算した。

1-4 副製品

オレフィン・コンプレックスの副製品は、次のようなものであり、後述の計算により、それぞれ1980年の価格を下記の通りとした。

エチレンプラント

	価格 US\$/t	価格ベース
水素 (純度 90~95%)	107.5	燃料ガス・ベース
残留ガス (メタン・リッチ・ガス)	44.8	"
C ₃ LPG (プロパン)	135.0	LPG 輸出ベース
C ₄ 留分 (ブタジエン類 が含まれる)	135.0	"
アロマティック・ガソリン	131.0	ナフサ価格ベース
燃料油	102.0	燃料油ベース

電解プラント

苛性ソーダ	-	塩素と同一価格とする
水素 (純度 100%)	107.5	燃料ガス・ベース

なお、燃料価格は、工場入口の天然ガス価格、すなわち、3.75 US\$/MMKcal とした。

$$\text{水素価格} : 3.75 \text{ US} \$ / \text{MMKcal} \times \frac{28,670}{10^6} \text{ Kcal/kg} \times 10^3 = 107.5 \text{ US} \$ / \text{t}$$

$$\text{残留ガス} : 3.75 \text{ US} \$ / \text{MMKcal} \times \frac{1,1950}{10^6} \text{ Kcal/kg} \times 10^3 = 4.48 \text{ US} \$ / \text{t}$$

C₃, C₄, LPG: 1974年日本におけるLPGのCIF価格は110 US\$/tである。貯蔵・海上運賃、保険、マージン等を含めて、インドネシア-日本間で20 US\$/t程度と考えられるので、インドネシアにおける工場出荷価格は、110-20=90 US\$/tとなり、これを1980年まで7%/yのエスカレーションと見れば次のようになる。

$$90 \times (1.07)^6 = 135 \text{ US} \$ / \text{t}$$

アロマティック・ガソリン：ナフサ価格を参考にして推定する。ストレート・ラン・ナフサより、アロマティックスが多いため、やや高く評価する。ナフサ価格は日本でのクリーン燃料のボイラー入口価格より逆算した。

US\$ / MMBTU	
ボイラー入口価格@日本	221
貯蔵コスト	3.5
輸送費および保険料	21.7
(FOB 価格)	
	195.8 @ 1974

従って、1974年のインドネシアのナフサ価格は次のようになる。

$$195.8 \times \frac{1}{0.252} \text{ US\$ / MMKcal} \times 10,500 \text{ Kcal / Kg} = 81.6 \text{ US\$ / t}$$

これから、アロマティック・ガソリンの価格を求めると、

$$81.6 \times (1.07)^6 = 122.4 \text{ US\$ / t}$$

となる。

一方、アロマティックス・コンプレックスの検討から、リフォーメイトの価格は、1978年で147.6 US\$ / tである。1980年では、次のようになる。

$$147.6 \times (1.07)^2 = 168.3 \text{ US\$ / t}$$

オレフィン・コンプレックスより、副生したアロマティック・ガソリンは、より厳しい熱履歴を受け、エチルベンゼンを多く含むなどの点から、アロマティック生産の原料としては、リフォーメイトよりも価値が低い。以上を考慮して、アロマティック・ガソリンの価格を、1980年で131 US\$ / tとした。

燃料油：ミナス原油と容積当り価格が等しいとすると、エチレンボトム₁の比重1.0の燃料油価格は次のようになる。

$$\begin{aligned} 10.8 \text{ US\$ / bbl} &= 67.92 \text{ US\$ / kl} ; @ 1974 \\ 67.92 \times (1.07)^6 / \text{kl} / \text{SP.Gr} &= 101.9 \text{ US\$ / kl} / \text{SP.Gr} \\ &= 101.9 \text{ US\$ / t} \rightarrow 102 \text{ US\$ / t} \end{aligned}$$

1-5 用役価格

基本ケースとして北スマトラの30万tエチレン・コンプレックスを想定し、用役設備の概念設計を行い、建設費などを推定して、原価計算を行った。結果を表II-24に示す。原価計算のベースは、第II部6章に記した。

なお、アサハンの電力を利用する電解、塩化ビニールモノマー、ポリ塩化ビニール・コンプレックスの場合は、基本ケースと著しく異なるので、別に計算した。その場合のアサハン地区、北ス

マトラ地区について結果を表II-25に示す。

燃料価格は、第III部1-2, 原料価格に記載したように、工場入口での天然ガス価格を採用し、
3.75 US\$ / MMKcal とした。

表 II-24 用役価格—北スマトラ30万tエチレン・コンプレックス

Case 3

Stream Factor : 85%

Items

Electric	\$/KWH	0.0491
Sea Water	\$/m ³	0.0316
River Water	\$/m ³	0.120
Filtered Water	\$/m ³	0.248
Deminelized Water	\$/m ³	0.556
Polished Water	\$/m ³	0.803
Instrument Air	\$/m ³	0.0255
Oxygen	\$/m ³	0.0488
Plant Air	\$/m ³	0.0277
110 ^k Steam	\$/ton	5.89
Fuel	\$/MMKcal	(3.91)
20 ^k - 10 ^k Steam	\$/t	3.22
Inert Gas	\$/Nm ³	0.0497
Steam Condensate	\$/Nm ³	0.513
Fuel Gas	\$/MMKcal	3.75

表 II-25 アサハン電力利用ケースの用役価格—PVC, VCM, 電解プラント

Stream Factor : 85%

<u>Items</u>		<u>ASAHAN</u>	<u>North Sumatra</u>
Electric Power	\$/KWH	0.012	0.0552
110 ^k Steam	\$/t	-	7.84
10 ^k -20 ^k Steam	\$/t	-	4.03
15 ^k Steam	\$/t	10.7	-
Sea Water	\$/t	-	0.0410
River Water	\$/t	0.11	0.106
Filtered Water	\$/t	0.307	0.272
Deminerized Water	\$/t	0.69	0.522
Polished Water	\$/t	-	0.784
Instrument Air	\$/Nm ³	0.032	0.0370
Oxygen	\$/Nm ³	0.052	0.0532
Plant Air	\$/Nm ³	0.030	0.0344
Inert Gas	\$/Nm ³	0.057	0.0516
Steam Condensate	\$/t	-	0.0850
Fuel	\$/MMKcal	10.3*1)	3.75*2)

Notes: *1) Fuel oil

*2) Fuel gas - NG price is 63¢/MMBTU in 1974, 300,000MTA.

第 2 章 各種代替案

2-1 天然ガスベース、オレフィン・プラントの各種代替案策定の基本的な考え方

2-1-1 原料

(1) 炭化水素

インドネシアにおける石油化学の最も基本となる原料に関して、近い将来においてナフサは利用可能ではなく、天然ガスをベースとして考えるという基本的考え方が、ミガス、プルトミナなどのインドネシア当局により、示されている。

従って、我々の検討では、上記インドネシア側の基本的考え方に従い、天然ガスベースの石油化学を考えることにするが、現時点では原料となる天然ガスの組成、利用可能量、場所などの条件については、全く明らかではなく、1974年半ばになれば、明らかになるであろうとのことである。

そこで、我々としては、従来インドネシアで産出している天然ガスの諸条件を参考として、石油化学用に利用するガス組成を仮定し、検討を進めることにする。

すなわち、天然ガスからメタンを抜いた残りのガスのうち $C_2 \sim C_4$ を主とした組成のもの(C_5^+)を用いるとし、次のように仮定する。

	重量比
C_2	1.00
C_3	1.47
C_4	0.97
C_5^+	0.654

ただし、天然ガスの組成は、産地により大幅に異なるのが通常であるので、のちほどインドネシア側で石油化学用の天然ガスの諸条件が明らかになった時点で、改めて詳細な検討を要することは言うまでもない。

(2) 塩素

塩化ビニールモノマー用の塩素源は、インドネシア内で塩の電解によって、塩素を自製する方法と、エチレン・ディ・クロライドの形で輸入する方法とが考えられるが、本調査では前者のケースに絞って考えることとする。

その場合に、コンプレックス内に電解設備を持つケースとアサハン計画の余剰電力を利用するケースが考えられるが、両者の比較を行うこととする。

2-1-2 立地

天然ガスをベースとする石油化学では、ナフサベースの場合と異なり、原料ガスの輸送上の問題で、ガス源に近い所にコンプレックスの立地を求めるべきである。しかしながら、現時点では、

前述のように、石油化学用のガス源について明確にはなっていない。そこで、本調査では、従来のガスの産出状況、市場との関係、既存インフラストラクチャーの整備状況等の要素を考慮して、次の3つの立地を考えることとした。

(1) バレンバン

既存の精油所（Plaju および S.Gexong 両地区）に付設されたインフラストラクチャーは、インドネシアの工業立地の中では最も整備されたものであり、原料の供給問題を抜きにした現時点では最も適した場所である。

しかしながらムン河の船舶の航行余力等の点から、石油化学工場の規模、将来の発展性に制約があり、大規模な工場の立地としては、問題がある。

（ムン河河口に輸送基地を作れば、将来の発展性も出て来る。）

従って、バレンバンは、既存のインフラストラクチャーを利用して、インドネシアとして最初の石油化学コンプレックスを、しかも1978年国内需要見合いの規模のものをできるだけ早期に、例えば1977年に建設するには適していると考えられる。

(2) 北スマトラ

従来の天然ガス産出、および現時点での開発の方向から考えて、将来、石油化学用原料としてのガス源は北スマトラになる可能性が強いこと、さらに、インドネシア政府の外領開発を推進しようという強い意向にも合致した地点として、北スマトラは有力な候補地である。

しかしながら、北スマトラはインドネシア領内では最西端にあり、インドネシアの最大の市場であるジャワ島との地理的関係、シンガポール等との脱合を考えると、地理的には、外国立地と同様に考えなければならない。従って、中近東から極東にかけての市場、特に東南アジア地域の市場を考慮に入れた、国際的に競争力のある規模の石油化学工場を考える必要がある。

(3) 東カリマンタン

東カリマンタンは、将来の石油化学用ガス源の可能性と外領の開発というインドネシア政府の強い意向に沿うという意味で、北スマトラ同様、1つの有力な候補地と考えられる。さらに、東カリマンタンは、ジャワ島とフィリピンとの、ほぼ中間に位置しており、インドネシアとフィリピンの協力を前提として、両国の市場を含めた規模で、しかも、国際的に競争力のある規模の工場を考えることができる。

これは、あくまでも両国の協力が前提ではあるが、このケースでは不特定多数の輸出市場に対する輸出努力が大幅に軽減され、実質的には国内市場のみを指向し、しかも、国際的規模であるなど、大いにメリットがあろう。

2-1-3 製品の選定

この石油化学工場が、天然ガス（ C_2^+ ）をベースとするという原料面での制約、および各種製品の市場規模で設立される工場の運営を考慮するとき、生産される製品は自ずから限定されてくる。

すなわち、エチレン系製品としては、最も汎用的で、比較的市場も大きいポリエチレン（低密度、および高密度ポリエチレン）、ポリ塩化ビニール、さらにパレンバンにおいて先行計画中有る合繊原料計画に関連して必要となるエチレングリコールを考える。

なお、ポリ塩化ビニールについては、塩化ビニールモノマーの輸入を前提として63,000t/yの既存計画があり、このオレフィン・コンプレックスで製造される塩化ビニールモノマーは全量、現地でポリ塩化ビニールとする場合と、一部の塩化ビニールモノマーを既存のポリ塩化ビニール製造工場へ供給する場合がある。

その他のエチレン誘導体、例えばアセトアルデヒド等については、それを利用する関連工業の発達が不充分であることから、最初の石油化学コンプレックスに組入れるのは不適當である。

プロピレン誘導体としては、ポリエチレンと同様に、汎用樹脂として比較的大きな市場の期待できるポリプロピレンを考える。

この他に有力なプロピレン系誘導体として、フェノール、アクリロニトリルがあるが、フェノールの最小経済単位は100,000t/yであり、これを消化するには接合剤等の関連産業が、充分発達していることが必要で、コンプレックス完成予定の1980年頃のインドネシアおよび、その周辺では、とうていこれだけのフェノールを消化し切れない。さらに、フェノールの約60%副生するアセトンの消化もむずかしい。

また、アクリロニトリルは、最小経済単位60,000t/y程度であるが、インドネシアのような熱帯に位置する地域においては、アクリル繊維の伸びはあまり期待できず、まずポリエステル、ナイロンが先行し、次にカーペット等の高級品の消費が起きて、アクリル繊維の需要がでてくるものと考えられる。

さらに、現在世界的に採用されているソハイオ・プロセスでは、主原料としてプロピレンと共にアンモニアを用いるが、インドネシアとしては、アンモニアはまず肥料に向けるべきで、アクリロニトリル生産に向けられる程の余裕はないであろう。

また、ソハイオ・プロセスから副生するシアン化水素、アセトニトリルの有効利用も考えなければならないが、それには鍍金工業、MMA等の関連工業の発達が必要である。

以上のことから、プロピレン誘導体としてはポリプロピレンのみを考え、フェノール、アクリロニトリル、その他は時期尚早とみる。

2-1-4 能力

エチレン・プラントおよび各誘導体の能力は、基本的には次のような考えに基づき策定する。

(1) 国内市場見合いの規模

前述の低密度ポリエチレン、高密度ポリエチレン、ポリ塩化ビニール、エチレングリコール、ポリプロピレン各品目について、1980年におけるインドネシア国内市場に見合う規模を想定し、さらにそれに見合うエチレン規模を策定する（ケース1）

これは 2-1-2 に述べたバレンパンにおけるコンプレックスに相当する。

(2) 自由競走での輸出を考える場合

各誘導品の規模が、1980年におけるインドネシア市場と周辺東南アジア地域への輸出可能量であることを基本とし、さらに、個々の誘導体の規模が経済単位に達するように、各品目の規模を策定する。

これは、2-1-2 記述の北スマトラのケースに相当する。(ケース 3)

(3) フィリピンとの協力を考える場合

1980年におけるインドネシアの市場、およびフィリピンの市場を考えた規模で、各品目の能力を策定する。

これは 2-1-2 記述の東カリマンタンのケースに相当する。(ケース 2)

2-2 天然ガスベース、オレフィン・プラントの各種代替フロースキーム案

各種フロースキームの作成に当たって、原料ガスには 2-1 記載の組成を仮定し、また、このガスを用いた場合のクラッカー出口の組成は次の通りとする。

	重量比
H ₂	0.105
C ₁	0.348
C ₂ "	1.000
C ₃ "	0.293
C ₃ - L P G	0.094
C ₄ - M i x	0.216
C ₆ - 200℃	0.143
200℃以上	0.022

2-2-1 ケース 1

1980年のインドネシア国内市場見合い規模のフロースキームを図 II-6 に示す。

ポリ塩化ビニールについては、1980年のインドネシア市場 65,000 t/y を基に 70,000 t/y の能力を策定。

低密度ポリエチレンは、1980年のインドネシア市場 90,000 t/y を基に 100,000 t/y ユニットとする。

高密度ポリエチレンは、1980年のインドネシア市場は 20,000 t/y であるが、最小経済規模 30,000 t/y とする。

エチレングリコールは、1980年のインドネシアにおけるポリエステル繊維の需要にはほぼ合致し、しかも、最小経済規模である 50,000 t/y にする。

ポリプロピレンは、上記各エチレン誘導体に必要なエチレンに見合うプロピレンを全量ポリブ

ロピレンとすることにし、48,000 t/yとした。これは現存しているパレンパンの20,000 t/yのポリプロピレン・プラントを除いた1980年におけるインドネシアの市場規模40,000 t/yにも合致している。

以上の結果、エチレン・プラントの規模は約200,000 t/yである。

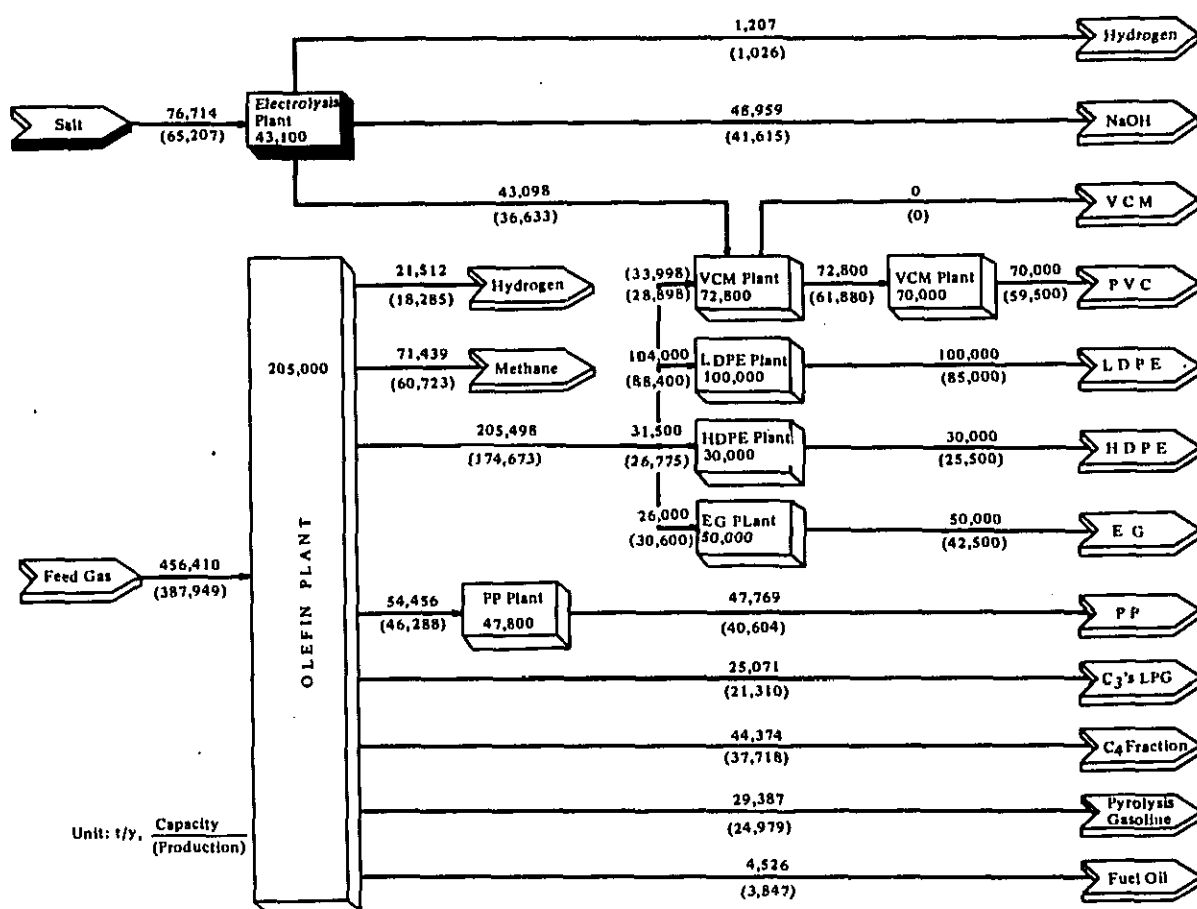


図 II-6 ケース1のプロセス・フローおよび物質収支

2-2-2 ケース2

1980年のインドネシア市場と、1980年のフィリピン市場を合わせた規模を基本としたケースである。(図II-7)

表II-26は、インドネシアとフィリピンの需要を示したもので、上記UNIDOフェーズIの高密度ポリエチレンの量は、相対的に小さいことを考慮して、ポリ塩化ビニールを140,000 t/y、低密度ポリエチレン200,000 t/y、高密度ポリエチレン80,000 t/yとした。

また、1980年のインドネシアにおけるポリエステル原料(PTAおよびDMT)の生産量が約200,000 t/yあると仮定して、それに見合うエチレングリコール必要量は約80,000 t/yである。一方、反応器の最小規模が50,000 t/yのため、二系列で100,000 t/yとした。従って、10,000~20,000 t/yの輸出を考えることになる。

以上のエチレン誘導体に要するエチレンに見合うプロピレンは、全量ポリプロピレンにするとして、ポリプロピレンの規模は100,000 t/yとした。これは、1980年におけるインドネシア、フィリピン両国市場規模96,500 t/yと見合っている。ポリ塩化ビニールに必要な塩素は、石油化学コンプレックス内において電解プラントを設置し、(原料塩は輸入か国産品)、副生する苛性ソーダのうちアサハンアルミ計画に必要な苛性ソーダ約50,000 t/yをビンタン島に輸送し、残りは輸出を行う。

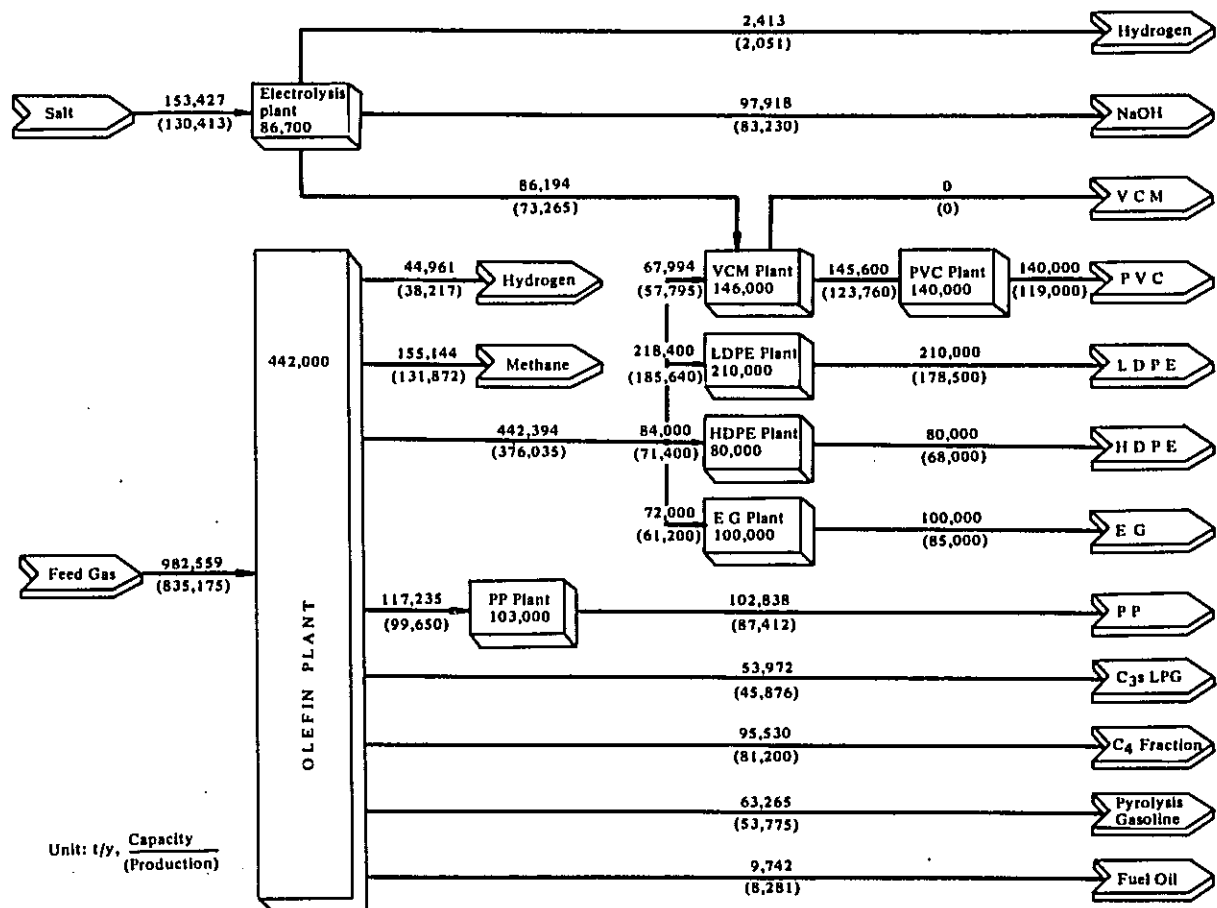


図 II-7 ケース2のプロセス・フローおよび物質収支

表 II-26 インドネシア国内市場見合いの規模

	Indonesia UNIDO	The Philippines UNICO
	Phase I	Calibrated Values
PVC	65,000 t/y	121,400 t/y
LDPE	90,000	140,300
HDPE	20,000 (40,000) }	
PP	40,000	56,500

2-2-3 ケース 3

1980年のインドネシア市場と周辺の東南アジア地域への輸出を含めたケースで、フローシートを図II-8に示す。これは、シンガポールとの競争を行うことを念頭に入れている。このスキームでは、各製品の平均1/3を輸出にまわすこととした。この点については、輸出品が増減した場合の経済比較を行い、後に検討することとする。

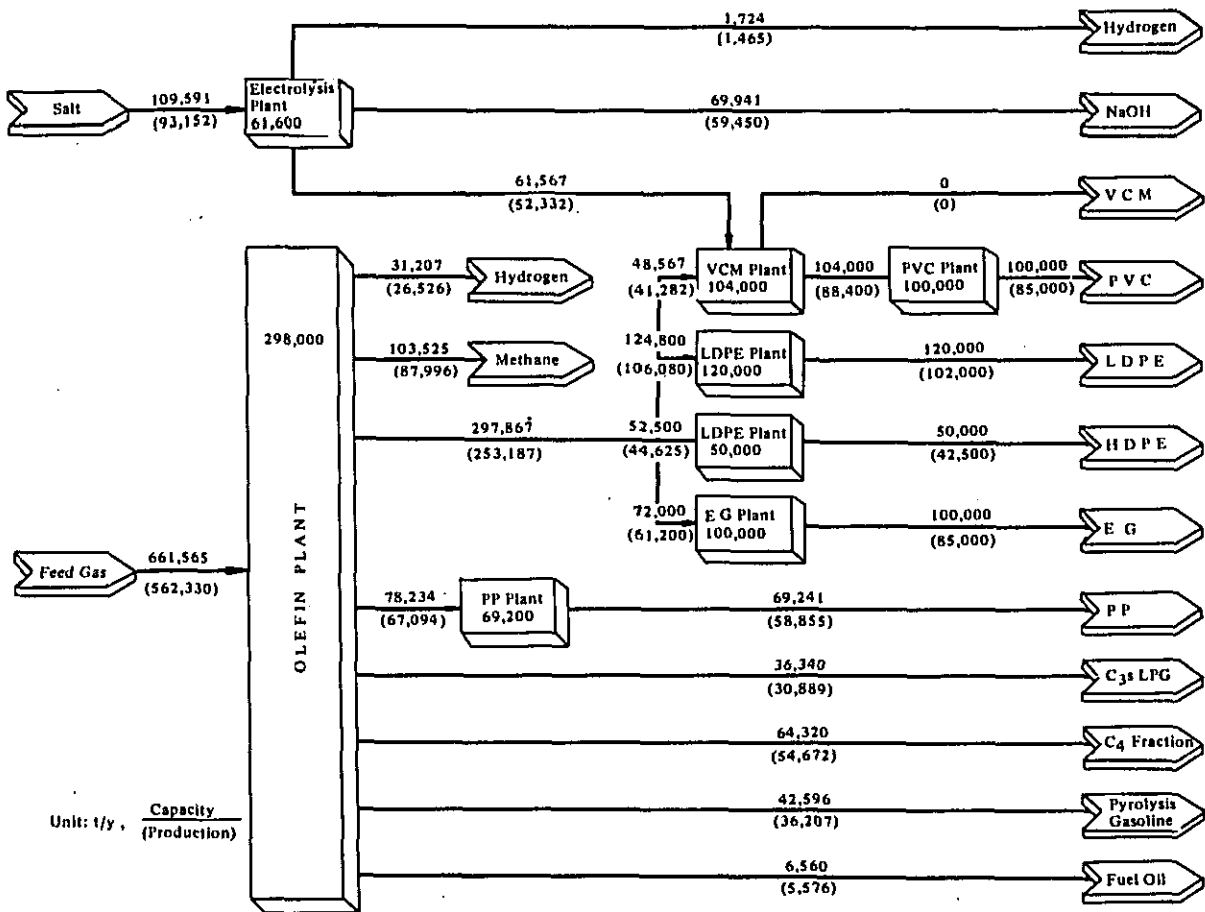


図 II-8 ケース 3のプロセス・フローおよび物質収支

第3章 オレフィン・コンプレックス代替案の経済評価

代替案の比較コスト計算、および考えられる変動要因の分析は、プロセス・シュミレーター（GPSOP : Generalized Chemical Process Simulation & Optimization Program）を利用し、モデルを作成し計算した。その中の代表的案について、さらに詳細な財務分析を行った。モデルによる経済評価の概要は、本編Ⅱ-6に記した。なお、経済評価計算では、稼働率を85%と想定している。

3-1 立地の比較

オレフィン誘導体の生産について、最も有利な原料源は、経済的にも、技術的にも天然ガスより分離したエタン、プロパンを中心とするライト・コンデンセートである。そのため、石油化学コンプレックスの立地は、原料ガスの供給の可能性のある三地域に限定される。なお、アルミ精練発電計画と関連して、アサハンが電解工場の立地候補地としてあげられるが別に検討する。

- a. バレンバン
- b. 東カリマンタン
- c. 北スマトラ

原料の供給量の可能性からみれば、バレンバンはせいぜい国内需要をまかなう程度でしかなく、東カリマンタン、北スマトラについては、かなりの輸出も含めた $300 \sim 450 \times 10^3$ MTAのエチレン・センターが考えられている。

3-1-1 工場出荷製品価格の差

インドネシアは島国であり、広い国である。地域間の距離が、国と国との距離に匹敵する。従って、立地によって国内市場、輸出市場からの距離が大きく異なる（表Ⅱ-27参照）。そのため運賃も異なり（表Ⅱ-28）、市場価格が等しいとすれば、各立地によって工場出荷価格は異なる（表Ⅱ-29）。

表Ⅱ-27 市場と立地の距離

(Unit: nautical mile)

	Domestic (100%)			Export	
	Jakarta	Surabaya	Medan	Average	To: Manila
	60%	20%	10%	100%	30%
Palembang	350	626	658	466	1503
E. Karimantan	764	478	1441	746	800
N. Sumatra	1002	1315	188	1013	1722

表 II-28 立地による製品別輸送費の比較

(Unit: \$/Kg)

Products	Plastic Resin		E G		V C M	
	Domestic	Export	Domestic	Export	Domestic	Export
Market Site	Jakarta	Manila	Jakarta	Manila	Jakarta	Manila
Palembang	1.41	-	0.94	-	-	-
E. Kalimantan	1.85	2.08*	1.27	1.55	-	2.55
N. Sumatra	1.95	2.78*	1.37	1.99	2.24	3.26

* excluding PVC

表 II-29 立地による製品別工場出荷価格の比較

(Unit: \$/Kg)

Products	LDPE		HDPE		PVC	
	Domestic	Export	Domestic	Export	Domestic	Export
Market Site	Jakarta	Manila	Jakarta	Manila	Jakarta	Manila
Palembang	112.0	-	133.2	-	87.0	-
E. Kalimantan	111.6	82.6	132.8	98.6	86.6	63.6
N. Sumatra	111.5	81.9	132.7	97.9	86.5	62.9

Products	P P		V C M		E G	
	Domestic	Export	Domestic	Export	Domestic	Export
Market Site	Jakarta	Manila	Jakarta	Manila	Jakarta	Manila
Palembang	127.9	-	-	-	80.2	-
E. Kalimantan	127.5	94.6	-	39.7	79.9	58.6
N. Sumatra	127.4	93.9	64.0	39.1	88.9	58.1

なお、運賃は ANNEX II に記載するように、将来のコストベースで計算した。これは現在では、原油価格の高騰などの影響で海上運賃の相場変動が激しく、過去の運賃の傾向だけでは推定不可能のためである。

表Ⅱ-29の結果より、各立地ごとの必要工場出荷価格の差は、現時点では無視してもさしつかえないことがわかる。

3-1-2 建設費の差

地域による建設費の差はANNEXⅢに示される通りである。建設費の安さは、既に工業地帯であり整備の進んだパレンパン、ついで北スマトラ、最後に東カリマンタンの順である。しかし、インフラストラクチャーを除く範囲では、オレフィン・コンプレックスに関する限り、パレンパンにおいてもオフサイト等の新規設備を必要とするので大きな差ではない。

3-1-3 製造原価・収益性の差

収益性は立地の差よりも、規模の差による方が大きい。同じ規模であれば、製品価格の差よりも建設費の差が大きく影響し、従ってパレンパン、北スマトラ、東カリマンタンの順にやや有利である。しかし、原料供給量が明らかでない現時点では、選択に有意義を見出すことは困難である。

3-2 代替案の比較—立地および市場

あらかじめ用意された代替案は、第Ⅱ部に述べたように、主原料は必要十分な量を供給可能なものと仮定して、立地と対象となる市場を組合わせたものとなっている。

つまり、ケース1は国内需要見合いのエチレン生産能力 200×10^3 MTAのパレンパン立地オレフィン・コンプレックス、ケース2は、インドネシア国内需要とフィリピンへの輸出を加えた生産量に相当するエチレン生産能力 450×10^3 MTAの東カリマンタン立地のコンプレックス、ケース3は1980年の国内需要およびその1/3の輸出量の生産能力をもつエチレン 300×10^3 MTAの北スマトラ立地のコンプレックスである。この3つの代替案と、それに対応するエチレン生産規模のコンプレックス全体の内部収益率を比較すると、表Ⅱ-30の通りである。

なお、北スマトラに立地するケース3の製品パターンを、エチレン能力にスライドさせて、スケール・アップおよびダウンしたコンプレックスの内部収益率を表Ⅱ-30に付記した。

以上の結果、立地と市場の組合わせのケースの差より、コンプレックスの規模の差が大きいことが示されている。(規模の効果については図Ⅱ-9参照のこと)

ケース1, 2, 3の経済評価の概要を表Ⅱ-31(1)~(3)に示した。

代表的コンプレックスとしてケース3を選び、その場合の原価計算結果を表Ⅱ-32(1)~(8)に示した。

表 II-30 代替案の比較

	Case 1	Case 2	Case 3
Ethylene Capacity x 10 ³ MTA	200	450	300
Site	Palembang	E. Kalimantan	N. Sumatra
I.R.R. of Total Complex	20.2%	23.9%	21.8% (20.9)*2
I.R.R. of equivalent*1 scale complex	17.3%	25.5%	21.8% (20.9)*2

Note : *1 Capacity of each process plant scaled up and/or down by Case 3.

*2 () to be a result of detailed financial analysis.

表 II-31(1) オレフィン・コンプレックスの経済計算結果—ケース1

Purpose of Study: Palembang

Cal Number : @ R-11

Case Number : No. 1

Ethylene Production Capacity: 200,000 MTA

	Complex Total	Ethylene	Chlorine	V C M	L D P E
Plant Capacity	MTA	205,000	43,100	72,800	100,000
Investment	106 \$	132.9	49.0	50.1	163.0
I.R.R.	%	20.2	15.0	15.0	21.3
Break Down of Unit Production Cost @ 1980					
	Variable Cost	19.6	-8.2	304.0	293.0
	Fixed Cost	128.5	251.5	150.8	314.9
	Distri. & Admini.	5.7	9.6	15.4	40.5
	Total Production Cost	153.8	252.9	470.2	648.4
Average Sales Price \$/t		191.4	319.2	514	833

	H D P E	P V C	E G	P P
Plant Capacity	MTA	70,000	50,000	47,800
Investment	106 \$	44.8	53.2	69.9
I.R.R.	%	16.4	9.0	23.1
Break Down of Unit Production Cost @ 1980				
	Variable Cost	298.7	176.2	274.2
	Fixed Cost	355.0	234.8	322.8
	Distri. & Admini.	38.8	18.1	40.3
	Total Production Cost	692.5	429.1	637.2
Average Sales Price \$/t		777	553	825

表 II-31(2) オレフィン・コンプレックスの経済計算結果—ケース 2

Purpose of Study: East Karimantan

Case Number : @ R-12-(2)

Case Number : No. 2

Ethylene Production Capacity: 450,000 MTA

		Complex Total	Ethylene	Chlorine	V C M	L D P E
Plant Capacity	MTA		442,000	86,200	146,000	210,000
Investment	106 \$	1,088.9	242.5	81.8	83.7	281.6
I.R.R.	%	23.9	15.0	15.0	15.0	28.7
Break Down	Variable Cost		25.4	28.3	270.7	264.7
of Unit	Fixed Cost		101.7	191.7	114.5	245.4
Production	Distri. & Admini.		4.9	8.5	13.1	38.1
Cost @ 1980	Total Production Cost		132.0	228.6	398.3	548.2
Average Sales Price \$/t			164	285	435	753
		H D P E	P V C	E G	P P	
Plant Capacity	MTA	80,000	140,000	100,000	103,000	
Investment	106 \$	90.6	89.2	95.3	124.2	
I.R.R.	%	25.6	26.4	28.0	33.1	
Break Down	Variable Cost	270.1	473.4	156.6	249.3	
of Unit	Fixed Cost	233.1	134.6	182.8	240.6	
Production	Distri. & Admini.	36.5	36.9	16.7	38.7	
Cost @ 1980	Total Production Cost	539.7	645.0	356.1	528.6	
Average Sales Price \$/t		701	714	505	772	

表 II-31(3) オレフィン・コンプレックスの経済計算結果一ケース 3

Purpose of Study: North Sumatra
 Price of NG : 63 ¢/MMBTU @1974
 Cal Number : @ R-0
 Case Number : No. 3
 Ethylene Production Capacity: 300,000 MTA

	Complex Total	Ethylene	Chlorine	V C M	L D P E
Plant Capacity	MTA	298,000	61,600	104,000	120,000
Investment	106 \$	172.5	62.0	63.4	184.3
I.R.R.	%	21.8	15.0	15.0	24.8
Break Down of Unit Production Cost @ 1980	Variable Cost	23.3	18.7	285	275
	Fixed Cost	112	213	128	293
	Distri. & Admini.	5.22	9.0	14.0	39.9
	Total Production Cost	140	241	426	608
Average Sales Price \$/t		174	301	466	814

	H D P E	P V C	E G	P P
Plant Capacity	MTA	100,000	100,000	69,200
Investment	106 \$	62.5	91.0	89.1
I.R.R.	%	22.4	21.7	29.8
Break Down of Unit Production Cost @ 1980	Variable Cost	280	164	258
	Fixed Cost	277	176	272
	Distri. & Admini.	37.4	16.7	39.4
	Total Production Cost	594	356	569
Average Sales Price \$/t		728	505	794

MODEL NAME = OLEFINE1 UNIT NO = 2 表 Ⅱ-32(1) 製品製造コストの内訳 (Case 3, エチレン)

PROCESS	ETHYLENE	ETHYLENE	UNIT CONS./PROD	UNIT PRICE	ANNUAL QUANTITY (TON/Y)	ANNUAL COST (DL./Y)	UNIT COST (DL./TON)
PROCESS							
PRODUCT							
PLANT CAPACITY							297868. (TON/Y)
ANNUAL PRODUCTION							253188.
TIME OF CONSTRUCTION							1979.09
STREAM FACTOR							0.850
INVESTMENT							91694273. (DL.)
PROCESS PLANT							44841403.
OFF-SITE							3630140.
LAND							8492690.
PRE-OPER. EXPENSE							15609143.
INTEREST DUR. CONST.							164267649.
* FIXED CAPITAL							8725648.
* WORKING CAPITAL							172493297.
TOTAL INVESTMENT							
PRODUCTION COST							
CON-SATE	2.2210 (TON/TON)	43.20	562330.		24292660.	95.95	
BY-PRO.	-0.8340	78.63	-211159.		-16603403.	-65.58	
LPG	-0.1220	135.00	-30889.		-4170003.	-16.47	
PROPYLEN	-0.2650	139.21	-67095.		-9340048.	-36.89	
OTHER	0.9670 (DL./TON)				244833.	0.97	
RAW MATERIAL & BYPRODUCTS					-5575961.	-22.02	
EP	52.800 (KWH/TON)	0.0491	13368316.		656384.	2.59	
STEAM	1.036 (TON/TON)	3.2200	267366.		860920.	3.40	
FUEL	4.356 (MMKCAL/TON)	3.7500	1102886.		4135823.	16.33	
F.W	0.264 (TON/TON)	0.2480	66842.		16577.	0.07	
S.W	594.000 (TON/TON)	0.0316	150393553.		4752436.	18.77	
OTHER	4.130				1045666.	4.13	
UTILITIES					11467805.	45.29	
RUNNING ROYALTY	0.0 (DL./TON)				0.	0.0	
VARIABCE COST TOTAL					5891844.	23.27	
* MAINTENANCE					2749593.	10.86	
TAX & INSURANCE					1297683.	5.13	
DEPRECIATION					14865851.	58.71	
INTEREST					4889364.	19.31	
LABOR					1590893.	6.28	
PLANT OVER-HEAD					28256992.	111.60	
FIXED COST TOTAL					0.	0.0	
* DISTRIBUTION					1321705.	5.22	
* ADMINISTRATION					35470541.	140.10	
TOTAL PRODUCTION COST							
LOCAL	100. (MD)	EXPART	10. (MD)				
PROFIT & LOSS					8586291.	33.91	
* SALES FOR DOMESTIC MARKET					44056832.	174.01	
* SALES FOR EXPORT					0.	0.0	
SALES TOTAL					44056832.	174.01	
R.O.I (NET PROFIT BEFORE TAX / TOTAL INVESTMENT)					0.050		
I.R.R (INTERNAL RATE OF RETURN OR INVESTMENT (10 YEAR))					0.150		
TOTAL SALES OF EXPORT					0.	0.	
TOTAL QUANTITY OF EXPORT					0.	0.	

MODEL NAME = OLEFINE1 UNIT NO = 1 表 II-32(2) 製品製造コストの内訳 (Case 3, 塩素)

PROCESS	UNIT CONS./PROD	UNIT PRICE	ANNUAL QUANTITY (TON/Y)	ANNUAL COST (DL./Y)	UNIT COST (DL./TON)
ELECTROLYSIS OF SALT					
PRODUCT				61568.	(TON/Y)
PLANT CAPACITY				52333.	
ANNUAL PRODUCTION				19*9.09	
TIME OF CONSTRUCTION				0.850	
STREAM FACTOR					
INVESTMENT					
PROCESS PLANT				33029103.	(DL.)
OFF-SITE				14731885.	
LAND				2540076.	
PRE-OPER. EXPENSE				3006507.	
INTEREST DUR. CONST.				5597295.	
* FIXED CAPITAL				58904866.	
* WORKING CAPITAL				3070612.	
TOTAL INVESTMENT				61975478.	
PRODUCTION COST					
SALT	1.7800 (TON/TON)	28.40	93152.	2645528.	50.55
HYDROGEN	-0.0280	107.50	-1465.	-157522.	-3.01
NADH	-1.1360	300.47	-59450.	-17862893.	-341.33
OTHER	8.7330 (DL./TON)			457022.	8.73
RAW MATERIAL & BYPRODUCTS				-14917865.	-285.06
EP	3320.000 (KWH/TON)	0.0491	173744896.	8530874.	163.01
STEAM	43.000 (TON/TON)	3.2200	2250310.	7245999.	138.46
FUEL	0.0 (MMKCAL/TON)	3.7500	0.	0.	0.0
F.W	0.0 (TON/TON)	0.2480	0.	0.	0.0
S.W	0.0 (TON/TON)	0.0316	0.	0.	0.0
OTHER	2.31C			120889.	2.31
UTILITIES				15897763.	303.78
RUNNING ROYALTY	0.0 (DL./TON)			0.	0.0
VARIABLE COST TOTAL				979898.	18.72
MAINTENANCE				817920.	15.63
TAX & INSURANCE				447970.	8.56
DEPRECIATION				5330757.	101.86
INTEREST				1767797.	33.78
LABOR				1001911.	19.14
PLANT OVER-HEAD				1803440.	34.46
FIXED COST TOTAL				11169795.	213.44
DISTRIBUTION				0.	0.0
ADMINISTRATION				471731.	9.01
TOTAL PRODUCTION COST				12621424.	241.18
LOCAL 63. (MD) EXPORT 6. (MD)					
PROFIT & LOSS					
* SALES FOR DOMESTIC MARKET				3102954.	59.29
* SALES FOR EXPORT				15724378.	300.47
SALES TOTAL				0.	0.0
R.O.I (NET PROFIT BEFORE TAX / TOTAL INVESTMENT)				15724378.	300.47
I.R.R (INTERNAL RATE OF RETURN ON INVESTMENT (10 YEAR))				0.050	
TOTAL SALES OF EXPORT (10 YEAR)				0.150	
TOTAL QUANTITY OF EXPORT (10 YEAR)				0.	

MODEL NAME = OLEFINE1 UNIT NO = 3 表 II-32(3) 製品製造コストの内訳 (Case 3, VCM)

	UNIT CONS./PHOD	UNIT PRICE	ANUAL QUANTITY (TON/Y)	ANUAL COST (DL./Y)	UNIT COST (DL./TON)
PROCESS					
PRODUCT					
PLANT CAPACITY				104000.	(TON/Y)
ANNUAL PRODUCTION				88400.	
TIME OF CONSTRUCTION				1949.09	
STREAM FACTOR				0.850	
INVESTMENT					
PROCESS PLANT				32556582.	(DL.)
OFF-SITE				14650536.	
LAND				2448000.	
PRE-OPER. EXPENSE				2872654.	
INTEREST DUR. CONST.				5515416.	
* FIXED CAPITAL				58043189.	
* WORKING CAPITAL				5349653.	
TOTAL INVESTMENT				63392842.	
PRODUCTION COST					
	UNIT CONS./PHOD	UNIT PRICE	ANUAL QUANTITY (TON/Y)	ANUAL COST (DL./Y)	UNIT COST (DL./TON)
ETHYLENE	0.4670 (TON/TON)	174.01	41283.	7183559.	81.26
CHLORINE	0.5920	300.47	52333.	15724378.	177.88
OTHER	1.4670 (DL./TON)			129683.	1.47
RAW MATERIAL & BYPRODUCTS				23037619.	260.61
EP	215.000 (KWH/TON)	0.0491	19006000.	953195.	10.56
STEAM	1.500 (TON/TON)	3.2200	132600.	426972.	4.83
FUEL	1.100 (MMKCAL/TON)	3.7500	97240.	364650.	4.12
F.*	0.570 (TON/TON)	0.2480	50388.	12496.	0.14
S.W	0.0 (TON/TON)	0.0316	0.	0.	0.0
OTHER	4.510			398684.	4.51
UTILITIES				2135997.	24.16
RUNNING ROYALTY	0.0 (DL./TON)			0.	0.0
* VARIABCE COST TOTAL				25173616.	284.77
MAINTENANCE				640458.	7.25
TAX & INSURANCE				433771.	4.91
DEPRECIATION				5252777.	59.42
INTEREST				2020412.	22.86
LABOR				1049730.	11.87
PLANT OVER-HEAD				1889514.	21.37
LOCAL	66. (MD)	EXPART	7. (MD)	11287063.	127.68
* FIXED COST TOTAL				0.	0.0
* DISTRIBUTION				1234747.	13.97
* ADMINISTRATION				37695425.	426.42
TOTAL PRODUCTION COST					
PROFIT & LOSS					
* SALES FOR DOMESTIC MARKET				3462795.	39.17
* SALES FOR EXPORT				41158220.	465.59
SALES TOTAL				41158220.	0.0
R.O.I (NET PROFIT BEFORE TAX / TOTAL INVESTMENT)				0.055	465.59
I.R.R (INTERNAL RATE OF RETURN ON INVESTMENT (10 YEAR)				0.150	
TOTAL SALES OF EXPORT				0.	0.
TOTAL QUANTITY OF EXPORT				0.	0.

MODEL NAME = OLEFINE1 UNIT NO = 5 表 II-32(4) 製品製造コストの内訳 (Case 3, PVC)

	UNIT CONS./PROD	UNIT PRICE	ANNUAL QUANTITY (TON/Y)	ANNUAL COST (DL./Y)	UNIT COST (DL./TON)
PROCESS					
PRODUCT					
PLANT CAPACITY				100000.	(TON/Y)
ANNUAL PRODUCTION				85000.	
TIME OF CONSTRUCTION				1949.09	
STREAM FACTOR				0.850	
INVESTMENT					(DL.)
PROCESS PLANT				2684173.	
OFF-SITE				20845196.	
LAND				2718000.	
PRE-OPER. EXPENSE				2217574.	
INTEREST DUR. CONST.				5525367.	
* FIXED CAPITAL				58147910.	
* WORKING CAPITAL				8787352.	
TOTAL INVESTMENT				66935262.	
PRODUCTION COST					
VCM	1.0400 (TON/TON)	465.59	88400.	41158220.	484.21
OTHER	4.0000 (DL./TON)			340000.	4.00
RAW MATERIAL & BYPRODUCTS				41498220.	488.21
EP	180.000 (KWH/TON)	0.0491	15300000.	751230.	6.84
STEAM	0.900 (TON/TON)	3.2200	76500.	246330.	2.90
FUEL	0.0 (MMKCAL/TON)	3.7500	0.	0.	0.0
F.W	4.500 (TON/TON)	0.2480	382500.	94860.	1.12
S.W	0.0 (TON/TON)	0.0316	0.	0.	0.0
OTHER	3,980			338300.	3.98
UTILITIES				1430720.	16.83
RUNNING ROYALTY	0.0 (DL./TON)			0.	0.0
* VARIABLE COST TOTAL				47928940.	505.05
MAINTENANCE				537318.	6.32
TAX & INSURANCE				430209.	5.06
DEPRECIATION				5262254.	61.91
INTEREST				2433824.	28.66
LABOR				1495070.	17.59
PLANT OVER-HEAD	LOCAL 94. (MD) EXPART 9. (MD)			2691126.	31.66
* FIXED COST TOTAL				12851802.	151.20
* DISTRIBUTION				1319268.	15.52
* ADMINISTRATION				1918500.	22.57
TOTAL PRODUCTION COST				59018510.	694.34
PROFIT & LOSS					
SALES FOR DOMESTIC MARKET				4931490.	58.02
SALES FOR EXPORT				51610000.	607.18
SALES TOTAL				12340000.	145.18
K.O.I (NET PROFIT BEFORE TAX / TOTAL INVESTMENT)				63950000.	752.35
I.R.R (INTERNAL RATE OF RETURN ON INVESTMENT (10 YEAR)				0.074	
TOTAL SALES OF EXPORT				0.217	
TOTAL QUANTITY OF EXPORT				20689824.	
				33372.	

MODEL NAME = OLEFINE1 UNIT NO = 6 表 II-32(5) 製品製造コストの内訳 (Case 3, LDPE)

	UNIT CONS./PHOD	UNIT PRICE	ANUAL QUANTITY (TON/Y)	ANUAL COST (DL./Y)	UNIT COST (DL./TON)
PROCESS					
PRODUCT					
PLANT CAPACITY				120000.	(TON/Y)
ANNUAL PRODUCTION				102000.	
TIME OF CONSTRUCTION				1979.09	
STREAM FACTOR				G.850	
INVESTMENT					
PROCESS PLANT				106379154.	(DL.)
OFF-SITE				38261086.	
LAND				5085000.	
PRE-OPER. EXPENSE				9331972.	
INTEREST DUR. CONST.				16701007.	
* FIXED CAPITAL				175758219.	
* WORKING CAPITAL				8531405.	
TOTAL INVESTMENT				184289624.	
PRODUCTION COST					
ETHYLENE	1.0400 (TON/TON)	174.01	106080.	18458823.	180.97
OTHER	8.6670 (DL./TON)			844034.	8.67
RAW MATERIAL & BYPRODUCTS				19342857.	189.64
EP	1500.000 (KWH/TON)	0.0491	150000000.	7512300.	73.65
STEAM	1.000 (TON/TON)	3.2200	102000.	328440.	3.22
FUEL	0.0 (MMKCAL/TON)	3.7500	0.	0.	0.0
F.W	1.000 (TON/TON)	0.2480	102000.	25296.	0.25
S.W	0.0 (TON/TON)	0.0316	0.	0.	0.0
OTHER	8.120			828240.	8.12
UTILITIES				8694276.	85.24
RUNNING ROYALTY	0.0 (DL./TON)			0.	0.0
* VARIABLE COST TOTAL				28037133.	274.87
MAINTENANCE				2971767.	29.13
TAX & INSURANCE				1315808.	12.90
DEPRECIATION				15905721.	155.94
INTEREST				5199020.	50.97
LABOR				1606405.	15.75
PLANT OVER-HEAD	LOCAL 101. (MD) EXPART 10. (MD)			2891529.	28.35
* FIXED COST TOTAL				29890250.	293.04
* DISTRIBUTION				1583122.	15.52
* ADMINISTRATION				2491020.	24.42
TOTAL PRODUCTION COST				62001525.	607.86
PROFIT & LOSS					
* SALES FOR DOMESTIC MARKET				21032475.	206.20
* SALES FOR EXPORT				74970000.	735.00
SALES TOTAL				80640000.	79.06
R.O.I (NET PROFIT BEFORE TAX / TOTAL INVESTMENT)				83034000.	814.06
I.R.R (INTERNAL RATE OF RETURN ON INVESTMENT (10 YEAR))				0.114	
TOTAL SALES OF EXPORT				0.248	
TOTAL QUANTITY OF EXPORT				10578369.	
				16010.	

MODEL NAME = OLEFINE1 UNIT NO = 7 表 II-32(6) 製品製造コストの内訳 (Case 3, HDPE)

	UNIT CONS./PROD	UNIT PRICE	ANNUAL QUANTITY (TON/Y)	ANNUAL COST (DL./Y)	UNIT COST (DL./TON)
PROCESS					
PRODUCT					
PLANT CAPACITY				50000.	(TON/Y)
ANNUAL PRODUCTION				42500.	
TIME OF CONSTRUCTION				19*9.09	
STREAM FACTOR				0.850	
INVESTMENT					
PROCESS PLANT				29844*77.	(DL.)
OFF-SITE				17681522.	
LAND				3627000.	
PRE-OPER. EXPENSE				2389395.	
INTEREST DUR. CONST.				5622161.	
* FIXED CAPITAL				59166555.	
* WORKING CAPITAL				3325565.	
TOTAL INVESTMENT				62492120.	
PRODUCTION COST					
ETHYLENE	1.0500 (TON/TDN)	174.01	44625.	7765130.	182.71
OTHER	28.3330 (DL./TON)			1204152.	28.33
RAW MATERIAL & BYPRODUCTS				8969282.	211.04
EP	775.000 (KWH/TON)	0.0491	32937500.	1617231.	38.05
STEAM	7.000 (TON/TON)	3.2200	297500.	957950.	22.54
FUEL	0.0 (MMKCAL/TON)	3.7500	0.	0.	0.0
F.W	2.000 (TON/TON)	0.2480	85000.	21080.	0.50
S.*	0.0 (TON/TON)	0.0316	0.	0.	0.0
OTHER	8.260			351050.	8.26
UTILITIES				2947311.	69.35
RUNNING ROYALTY	0.0 (DL./TON)			0.	0.0
* VARIABLE COST TOTAL				11916594.	280.39
MAINTENANCE				796385.	18.74
TAX & INSURANCE				415755.	9.78
DEPRECIATION				5354439.	125.99
INTEREST				1804608.	42.46
LABOR				1208750.	28.44
PLANT OVER-HEAD	LOCAL 76. (MD) EXPART 8. (MD)			2175804.	51.20
* FIXED COST TOTAL				11755772.	276.61
* DISTRIBUTION				659634.	15.52
* ADMINISTRATION				928125.	21.84
TOTAL PRODUCTION COST				25260124.	594.36
PROFIT & LOSS				5677376.	139.59
* SALES FOR DOMESTIC MARKET				16200000.	381.18
* SALES FOR EXPORT				14737500.	346.76
SALES TOTAL				30937500.	727.94
R.O.I (NET PROFIT BEFORE TAX / TOTAL INVESTMENT)				0.091	
I.R.R (INTERNAL RATE OF RETURN ON INVESTMENT (10 YEAR)				0.224	
TOTAL SALES OF EXPORT				100976275.	
TOTAL QUANTITY OF EXPORT				127630.	

MODEL NAME = OLEFINE1 UNIT NO = 8 表 II-32(7) 製品製造コストの内訳 (Case 3, EG)

	UNIT CONS./PROD	UNIT PRICE	ANUAL QUANTITY (TON/Y)	ANUAL COST (DL./Y)	UNIT COST (DL./TON)
PROCESS					
PRODUCT					
OXIDATION					
ETHYLENE GLYCOL					
PLANT CAPACITY				100000.	(TON/Y)
ANNUAL PRODUCTION				85000.	
TIME OF CONSTRUCTION				19*9.09	
STREAM FACTOR				0.850	
INVESTMENT					
PROCESS PLANT				56304587.	(DL.)
OFF-SITE				13179293.	
LAND				2178000.	
PRE-OPER. EXPENSE				4599786.	
INTEREST DUR. CONST.				8217475.	
* FIXED CAPITAL				86479141.	
* WORKING CAPITAL				4476094.	
TOTAL INVESTMENT				90955235.	
PRODUCTION COST					
ETHYLENE	0.7200 (TON/TON)	174.01	61200.	10649321.	125.29
OTHER	1.3330 (DL./TON)			113305.	1.33
RAW MATERIAL & BYPRODUCTS				10762626.	126.62
EP	500.000 (KWH/TON)	0.0491	42500000.	2085750.	24.55
STEAM	2.700 (TON/TON)	3.2200	229500.	738990.	8.69
FUEL	0.0 (MMKCAL/TON)	3.7500	0.	0.	0.0
F.*	0.0 (TON/TON)	0.2480	0.	0.	0.0
S.*	0.0 (TON/TON)	0.0316	0.	0.	0.0
OTHER	3.820			324700.	3.82
UTILITIES				3150440.	37.06
RUNNING ROYALTY	0.0 (DL./TON)			0.	0.0
* VARIABCE COST TOTAL				13913066.	163.68
MAINTENANCE				1448243.	17.04
TAX & INSURANCE				611772.	7.20
DEPRECIATION				7826167.	92.07
INTEREST				2591500.	30.49
LABOR				874775.	10.29
PLANT OVER-HEAD	LOCAL 55. (MD) EXPART 5. (MD)			1574595.	18.52
* FIXED COST TOTAL				14927051.	175.61
* DISTRIBUTION				127194.	1.50
* ADMINISTRATION				1288515.	15.16
TOTAL PRODUCTION COST				30255826.	355.95
PROFIT & LOSS					
* SALES FOR DOMESTIC MARKET				12694674.	149.35
* SALES FOR EXPORT				32350500.	380.59
SALES TOTAL				10600000.	124.71
R.O.I (NET PROFIT BEFORE TAX / TOTAL INVESTMENT)				42950500.	505.30
I.R.R (INTERNAL RATE OF RETURN ON INVESTMENT (10 YEAR)				0.140	
TOTAL SALES OF EXPORT				0.288	
TOTAL QUANTITY OF EXPORT				50303596.	
				111062.	

MODEL NAME = CLEFINE1 UNIT NO = 9 表 II-32(8) 製品製造コストの内訳 (Case 3, PP)

	UNIT CONS./PROD	UNIT PRICE	ANNUAL QUANTITY (TON/Y)	ANNUAL COST (DL./Y)	UNIT COST (DL./TON)
PROCESS					
PRODUCT					
POLYPROPYLENE					
POLYPROPYLENE					
PLANT CAPACITY				69241.	(TON/Y)
ANNUAL PRODUCTION				59855.	
TIME OF CONSTRUCTION				19*9.09	
STREAM FACTOR				0.850	
INVESTMENT					
PROCESS PLANT				45257053.	(DL.)
OFF-SITE				22849521.	
LAND				4495572.	
PRE-OPER. EXPENSE				3745823.	
INTEREST DUR. CONST.				8016537.	
* FIXED CAPITAL				84364507.	
* WORKING CAPITAL				4780432.	
TOTAL INVESTMENT				89144939.	
PRODUCTION COST					
PROPYLENE	1.1400 (TON/TON)	139.21	67095.	9340048.	138.70
OTHER	21.6670 (DL./TON)			1275213.	21.67
RAW MATERIAL & BYPRODUCTS				10615261.	180.36
EP	950.000 (KWH/TON)	0.0491	55912305.	2745294.	46.64
STEAM	5.500 (TON/TON)	3.2200	323703.	10*2323.	17.71
FUEL	0.0 (MMKCAL/TON)	3.7500	0.	0.	0.0
F.W	5.000 (TON/TON)	0.2480	294275.	72980.	1.24
S.W	0.0 (TON/TON)	0.0316	0.	0.	0.0
OTHER	12.330			725683.	12.33
UTILITIES				4586280.	77.92
RUNNING ROYALTY	0.0 (DL./TON)			0.	0.0
* VARIABCE COST TOTAL				15201541.	258.29
MAINTENANCE				1226570.	20.84
TAX & INSURANCE				603078.	10.25
DEPRECIATION				7634797.	129.72
INTEREST				2577786.	43.80
LABOR				1412463.	24.00
PLANT OVER-HEAD				2542433.	43.20
* FIXED COST TOTAL				15997126.	271.81
* DISTRIBUTION				913478.	15.52
* ADMINISTRATION				1402498.	23.83
TOTAL PRODUCTION COST				33514643.	569.44
PROFIT & LOSS					
* SALES FOR DOMESTIC MARKET				13235275.	224.88
* SALES FOR EXPORT				33080000.	562.06
SALES TOTAL				13669918.	232.26
R.O.I (NET PROFIT BEFORE TAX / TOTAL INVESTMENT)				46749918.	794.32
I.R.R (INTERNAL RATE OF RETURN ON INVESTMENT)				0.148	
TOTAL SALES OF EXPORT				0.298	
TOTAL QUANTITY OF EXPORT				23485936.	
				32177.	

3-3 代替案の比較—アサハン電力の利用

アサハンの水力発電を利用してアルミニウム精製を行う計画が、インドネシア政府および外国企業の間で進められている。この場合、アルミナの製造は苛性ソーダを輸入し、ビントアン島で行うことを予定しているという。ここで言うアサハン電力の利用は、アサハン水力発電によるコストの安い余剰電力を利用し、塩の電解を行い、アルミナ製造のために全部、または一部の苛性ソーダを供給するとともに、オレフィン・コンプレックスで生産したエチレンをアサハンに輸送して、塩化ビニールモノマー、およびポリ塩化ビニールの生産に塩素を利用しようとするものである。タンカーによる塩素の大量輸送は海難事故時の危険性から好まれないので、塩素をオレフィン・コンプレックスに輸送するスキームは検討しない。ここでは基準となるケース3（北スマトラのエチレン能力300,000MTAのオレフィン・コンプレックス）について検討を行った。この場合の電解、および塩素に関係するプラントの電力消費量は、表II-33の通りである。

表 II-33 プロセスプラントの電力消費量

	Electrolysis	VCM	PVC	Total
Capacity	Chlorine 61,600MTA Caustic Soda 70,000	104,000MTA	100,000MTA	
Rate of Operation	85 %	85 %	85 %	
Production	Chlorine 52,300MTA Caustic Soda 59,500	85,000MTA		
Electric Power Consumption	21,700KW	2,000	4,000	27,700*

Note : *The rate of operation to be at 85%

この程度の電力使用量の増加は、アサハンの発電計画では、余剰設備能力の利用、または実施計画の時期を繰上げて調整することが可能であろう。インドネシア政府と日本政府が実施したフイージビリティ・スタディによる発電コストは、約0.003US\$/KWHと言われるが、最近のインフレにより建設費は2倍程度に高騰したといわれるので、コストを $0.003 \times 2 = 0.006$ US\$/KWHと想定した。従って、電解設備や石油化学設備向けに供給される価格は、各プラントの入口で0.012US\$/KWHとした。

立地は、メダンの南方約100Kmのアルミニウムの精練所の隣接地域を考えた。なお苛性ソーダの価格は、塩素と同一とし、価格の調整は内部収益率が15%となるように行った。

以上のケース比較のモデルによる経済評価の要約を下記に示す。つまり、電力単価の低下は、石油化学全体としては一つの石油化学コンプレックスから塩素系を分離したことによる設備費、特にオフサイトの共通部門設備の上昇や、電力以外の用役単価の上昇によるコストアップで相殺されている。(表Ⅱ-34のケース3とアサハン立地(2)の比較参照)

アサハン立地(1)のケースで安価な電力に見合っただけで苛性ソーダ価格を低く評価した場合、石油化学全体の利益率は低下する。その場合、塩化ビニールモノマー、ポリ塩化ビニール製造コストはほとんど変わらない。しかし基礎原料である苛性ソーダを安価に評価し得ることは、アルミ精練計画などの調整上、有利であろう。一方、コンプレックスを分離することによる運営上や計画の複雑さ、二重投資、余分の人員の必要性など目に見えない面での困難性も出ると考えられる。従って利用される原料ガスが決定した時、企業形態も含めて、改めて検討することが望ましい。

表 Ⅱ-34 石油化学計画の全体の経済比較(アサハン立地/ケース3)

	Profit at 1980	Total Investment	R.O.I* at 1980	I.R.R.
Case 3	72.7	721 MM\$	10.1%	21.8%
Profitable Electric Power of ASAHAN (1)	71.2	743	9.6%	21.2%
Profitable ASAHAN Power (2)	76.9	743	10.3%	21.9%

Note: Case (1) Caustic Soda price is 20.6¢/kg, and I.R.R. of electrolysis is 15%.

(2) Caustic Soda price is 30.1¢/Kg which is the same price at case 3.

なお、電力コストに見合っただけで塩素、苛性ソーダ価格を下げた場合のケース1の経済性評価を表Ⅱ-36に示し、表Ⅱ-35で、塩素、塩化ビニールモノマー、ポリ塩化ビニールの製造コストについてケース3との比較を行った。また、この場合の製造コストの内訳を表Ⅱ-37(1)~(3)に示した。

表 Ⅱ-35 アサハン計画の製品価格コストの比較 (¢/Kg)

		Chlorine Caustic Soda	VCM	PVC
Case 3	Unit Cost	24.1	42.6	69.4
	Unit Price	30.1	46.6	75.2
Use ASAHAN Electric Power	Unit Cost	14.3	41.3	69.5
	Unit Price	20.6	45.7	75.2

表 II-36 オレフィン・コンプレックスの経済計算結果の内容—アサハン

Purpose of Study: ASAHAN Scheme

Cal Number : @ R-10

Case Number : No. 3

Ethylene Production Capacity: 300,000 MTA

		Complex Total	Ethylene	Chlorine	V C M	L D P E
Plant Capacity	MTA	298,000	61,600	104,000	120,000	
Investment	10 ⁶ \$	816.3	172.5	69.1	74.0	184.3
I.R.R.	%	8.7	5.0	4.8	5.3	11.0
Break Down of Unit Production Cost @ 1980						
	Variable Cost	26.65	-94.3	256	282	
	Fixed Cost	112	231	143	293	
	Distri. & Admini.	5.33	6.17	13.7	39.9	
	Total Production Cost	144	143	413	615	
Average Sales Price \$/t		178	206	457	814	
		H D P E	P V C	E G	P P	
Plant Capacity	MTA	50,000	100,000	100,000	69,000	
Investment	10 ⁶ \$	62.5	73.7	91.0	89.2	
I.R.R.	%	21.6	20.5	28.2	29.1	
Break Down of Unit Production Cost @ 1980						
	Variable Cost	290	496	169	267	
	Fixed Cost	277	161	176	272	
	Distri. & Admini.	37.4	38.1	16.7	39.4	
	Total Production Cost	604	695	361	578	
Average Sales Price \$/t		728	752	505	794	

MODEL NAME = OLEFINE2 UNIT NO = 1 表 II-37(1) 製品製造コストの内訳 (Case 3, 塩素)

ELECTROLYSIS OF SALT							
PROCESS	UNIT CONS./PHOD	UNIT PRICE	ANNUAL QUANTITY (TON/Y)	ANNUAL COST (DL./Y)	UNIT COST (DL./TON)		
PRODUCT						61568. (TON/Y)	
PLANT CAPACITY						52333.	
ANNUAL PRODUCTION						1979.09	
TIME OF CONSTRUCTION						0.850	
STREAM FACTOR							
INVESTMENT							
PROCESS PLANT						33029103. (DL.)	
OFF-SITE						21977567.	
LAND						2540076.	
PRE-OPER. EXPENSE						3006507.	
INTEREST DUR. CONST.						6338092.	
* FIXED CAPITAL						66911345.	
* WORKING CAPITAL						4186108.	
TOTAL INVESTMENT						69099453.	
PRODUCTION COST							
SALT	1.7800 (TON/TON)	28.40	93152.	4645528.	50.55		
HYDROGEN	-0.0280	107.50	-1465.	-157522.	-3.01		
NAOH	-1.1360	205.73	-59450.	-12230734.	-233.71		
OTHER	8.7330 (DL./TON)			457022.	8.73		
RAW MATERIAL & BYPRODUCTS				-9285706.	-177.44		
EP	3320.000 (KWH/TON)	0.0120	173745560.	2084947.	39.84		
STEAM	4.300 (TON/TON)	10.7000	225032.	2407841.	46.01		
FUEL	0.0 (MMKCAL/TON)	10.3000	0.	0.	0.0		
F.*	0.0 (TON/TON)	0.3070	0.	0.	0.0		
S.*	0.0 (TON/TON)	0.0410	0.	0.	0.0		
OTHER	2.310			120889.	2.31		
UTILITIES				4348668.	83.10		
RUNNING ROYALTY	0.0 (DL./TON)			0.	0.0		
VARIABLE COST TOTAL				-4623359.	-88.35		
MAINTENANCE				16.25	16.25		
TAX & INSURANCE				520426.	9.94		
DEPRECIATION				6055325.	115.71		
INTEREST				1852096.	35.39		
LABOR				1001911.	19.14		
PLANT OVER-HEAD	LOCAL 63. (-0) EXPART 6. (MD)			1803440.	34.46		
FIXED COST TOTAL				12083724.	230.90		
DISTRIBUTION				0.	0.0		
ADMINISTRATION				322995.	6.17		
TOTAL PRODUCTION COST				7734691.	147.79		
PROFIT & LOSS				3031800.	57.94		
* SALES FOR DOMESTIC MARKET				10766491.	205.73		
* SALES FOR EXPORT				0.	0.0		
SALES TOTAL				10766491.	205.73		
R.O.I (NET PROFIT BEFORE TAX / TOTAL INVESTMENT)				0.044			
I.R.R (INTERNAL RATE OF RETURN ON INVESTMENT (10 YEAR)				0.150			
TOTAL SALES OF EXPORT				0.	0.0		
TOTAL QUANTITY OF EXPORT				0.	0.0		

MODEL NAME = OLEFINE2 UNIT NO = 3 表 II-37(2) 製品製造コストの内訳 (Case 3, VCM)

	UNIT CONS./PHOD	UNIT PRICE	ANUAL QUANTITY (TON/Y)	ANUAL COST (DL./Y)	UNIT COST (DL./TON)
PROCESS					
PRODUCT				104000.	(TON/Y)
PLANT CAPACITY				88400.	
ANNUAL PRODUCTION				1999.09	
TIME OF CONSTRUCTION				0.850	
STREAM FACTOR					
INVESTMENT					
PROCESS PLANT				34866315.	(DL.)
OFF-SITE				22008719.	
LAND				2448000.	
PRE-OPER. EXPENSE				5103627.	
INTEREST DUR. CONST.				6556379.	
* FIXED CAPITAL				68977040.	
* WORKING CAPITAL				5008146.	
TOTAL INVESTMENT				73985186.	
PRODUCTION COST					
ETHYLENE	6.4670 (TON/TON)	214.00	41283.	8834519.	99.94
CLOHINE	0.5920	205.73	52333.	10766491.	121.79
OTHER	1.4670 (DL./TON)			129683.	1.47
RAW MATERIAL & BYPRODUCTS				19730693.	223.20
EP	215.000 (KWH/TON)	0.0120	19006000.	228072.	2.58
STEAM	1.500 (TON/TON)	10.7000	132600.	1418820.	16.05
FUEL	1.100 (MMKCAL/TON)	10.3000	97240.	1001572.	11.33
F.**	0.570 (TON/TON)	0.3070	50388.	15028.	0.17
S.**	0.0 (TON/TON)	0.0410	0.	0.	0.0
OTHER	4.510			398684.	4.51
UTILITIES				2876072.	32.53
RUNNING ROYALTY	0.0 (DL./TON)			0.	0.0
VARIABLE COST TOTAL				22723585.	256.83
MAINTENANCE				719747.	8.14
TAX & INSURANCE				530410.	6.00
DEPRECIATION				6242266.	70.61
INTEREST				2239572.	25.33
LABOR				1049730.	11.87
PLANT OVER-HEAD				1889514.	21.37
FIXED COST TOTAL				12671239.	143.34
DISTRIBUTION				0.	0.0
ADMINISTRATION				1211012.	13.70
TOTAL PRODUCTION COST				36695119.	414.88
PROFIT & LOSS					
* SALES FOR DOMESTIC MARKET				3671934.	41.53
* SALES FOR EXPORT				40367053.	456.64
SALES TOTAL				0.	0.0
R.O.I (NET PROFIT BEFORE TAX / TOTAL INVESTMENT)				40367053.	456.64
I.R.R (INTERNAL RATE OF RETURN ON INVESTMENT (10 YEAR)				0.050	
TOTAL SALES OF EXPORT				0.150	
TOTAL QUANTITY OF EXPORT				0.	

MODEL NAME = OLEFINE2 UNIT NO = 5 表 II-37(3) 製品製造コストの内訳 (Case 3, PVC)

	UNIT CONS./PROD	UNIT PRICE	ANNUAL QUANTITY (TON/Y)	ANNUAL COST (DL./Y)	UNIT COST (DL./TON)
PROCESS					
PRODUCT					
PLANT CAPACITY				100000.	(TON/Y)
ANNUAL PRODUCTION				85000.	
TIME OF CONSTRUCTION				19*9.09	
STREAM FACTOR				0.850	
INVESTMENT					
PROCESS PLANT				26841773.	(DL.)
OFF-SITE				27010052.	
LAND				2718000.	
PRE-OPER. EXPENSE				2217574.	
INTEREST DUR. CONST.				6172677.	
* FIXED CAPITAL				64960076.	
* WORKING CAPITAL				8721421.	
TOTAL INVESTMENT				73681497.	
PRODUCTION COST					
VCM	1.0400 (TON/TON)	456.64	88400.	40367053.	474.91
OTHER	4.0000 (DL./TON)			340000.	4.00
RAW MATERIAL & BYPRODUCTS				40707053.	478.91
EP	180.000 (KWH/TON)	0.0120	15300000.	183600.	2.16
STEAM	0.900 (TON/TON)	10.7000	76500.	818550.	9.63
FUEL	0.0 (MMKCAL/TON)	10.3000	0.	0.	0.0
F.W	4.500 (TON/TON)	0.3070	382500.	117300.	1.38
S.*	0.0 (TON/TON)	0.0410	0.	0.	0.0
OTHER	3.980			338300.	3.98
UTILITIES				1424504.	16.76
RUNNING ROYALTY	0.0 (DL./TON)			0.	0.0
VARIABLE COST TOTAL				42202203.	496.50
MAINTENANCE				565060.	6.65
TAX & INSURANCE				491858.	5.79
DEPRECIATION				9878740.	69.16
INTEREST				2589740.	30.47
LABOR				1495070.	17.59
PLANT OVER-HEAD				2691126.	31.66
* FIXED COST TOTAL				13711594.	161.31
* DISTRIBUTION				1319268.	15.52
* ADMINISTRATION				1918500.	22.57
TOTAL PRODUCTION COST				59164164.	695.46
PROFIT & LOSS					
* SALES FOR DOMESTIC MARKET				4785836.	56.30
* SALES FOR EXPORT				51610000.	607.18
SALES TOTAL				12340000.	143.18
R.O.I (NET PROFIT BEFORE TAX / TOTAL INVESTMENT)				63950000.	752.35
I.R.R (INTERNAL RATE OF RETURN ON INVESTMENT)				0.065	
TOTAL SALES OF EXPORT				0.205	
TOTAL QUANTITY OF EXPORT				20689824.	
				33372.	

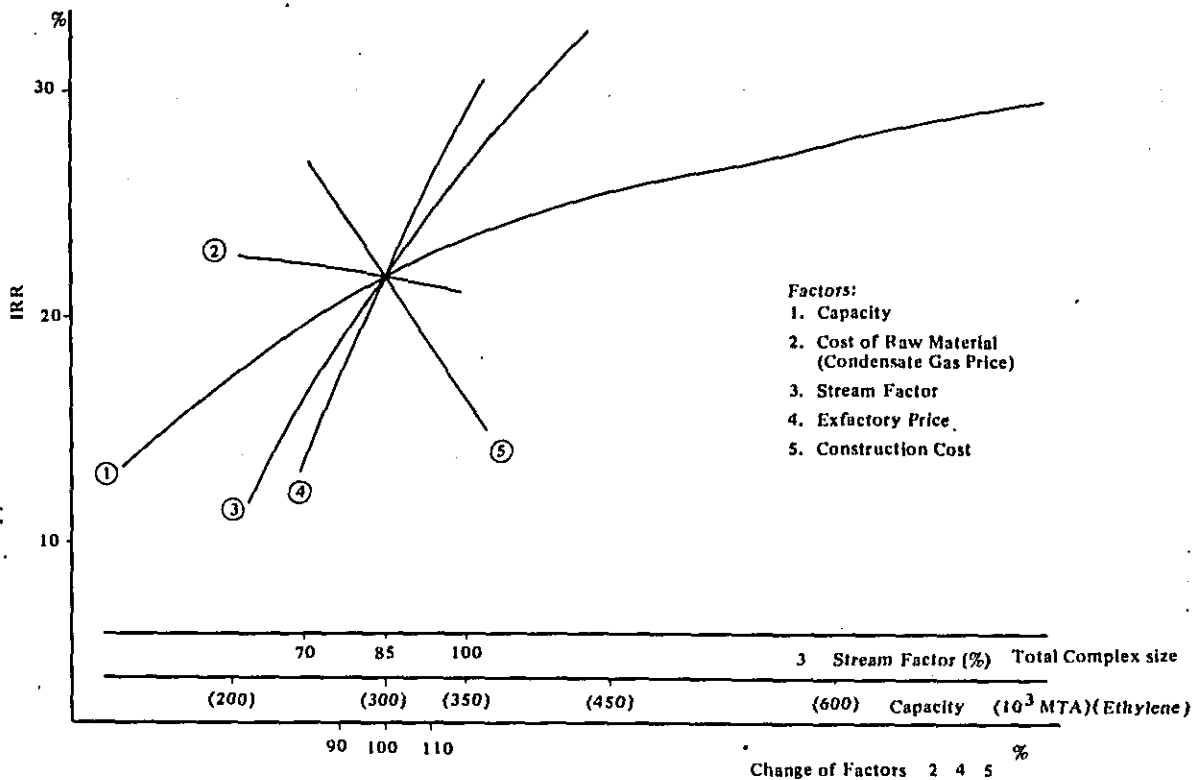


図 Ⅱ-9 各種変動要因によるコンプレックス全体の内部収益率の変化

3-4 各種変動要因による経済性の変化

ケース3を代表的コンプレックスとしてとりあげ、変動要因による経済性の変化を検討した。第2章の各代替案の比較に用いたモデルで、コンプレックス全体のシュミレーション計算を行った。なお、内部収益率など経済性の計算は、比較選択の段階があるので計算の効率をあげるために、第Ⅱ部第6章で説明したように簡便な前提を用いている。ケース3を代表的コンプレックスに取り上げた理由は、各種代替案の比較に示されたように、原料問題が確定しない段階では、各代替案の間に実質的な差がないからである。また、オレフィン30万tプラントは世界的にみて代表的サイズであるからである。

3-4-1 コンプレックス全体の内部収益率への変動要因の影響

コンプレックス全体の経済性評価の代表的基準として、内部収益率をとり上げ、その変動要因としては以下の項目をとり上げた。

- I) プラント能力
- II) 原料価格
- III) 稼働率
- IV) 建設費
- V) 製品価格
- VI) 建設年次
- VII) インフレーション

(1) プラントの能力，原料価格，稼働率，建設費，製品価格の影響

表Ⅱ-38(11)～(17)に，コンプレックス全体の経済計算結果の要約を示した。これらの表に示されるように，コンプレックス全体としては，製品価格の影響が最も大きく，稼働率，建設費の影響が同じくらいで続く。コンプレックスの規模の大小によるスケールメリットは，既に述べたように，能力が増加すると低価格の輸出分が増加するので，より一層低下する。それでも規模を大きくすればする程，利益率が一方的に単調に増加しているのは次のような理由によるものと思われる。

(a) 輸出価格の見積りに際して，かつてのように限界価格で輸出するような過当競争は行われないと仮定したので，高めに推定した。

(b) インドネシア国内の需要の伸びは大きく，有利な国内市場向けが多い。

オレフィン・コンプレックスへの原料コンデンセート・ガス価格の影響は，仮定された原料組成がライトコンデンセートで，オレフィン・プラントのエチレン収率がよいため，少ないフィード量でよいこと，およびエタンなどライトガスの輸送上の困難性から価格を低くしか評価できないことに起因している。

もし，燃料ガス価格も原料コンデンセート・ガス価格に比例して変化するとすれば，コンプレックス全体としては，ガス価格の影響は約60%増加する。

(2) 建設年次の影響

建設年次を早めることによるオレフィン・コンプレックス・プロジェクトの経済性の変化を検討するために1年および2年早くスタートした場合の計算を行った。結果は，表Ⅱ-38(13)～(14)および図Ⅱ-10に示す。

なお，プラント建設費や人件費，製品価格はすべて，7%/yのインフレーションの影響を受けるものとした。国内需要の残りは，全量輸出するものとする仮定は，ベース・ケースと同じである。

表Ⅱ-38(13)～(14)および，図Ⅱ-10の結果より，スタートを繰り上げると，スタート初期の国内需要が少なくなり，価格的に不利な輸出分が増加するので，収益率が低下している。

(3) インフレーションの影響

表Ⅱ-38(15)～(17)にコンプレックス全体の経済計算結果の要約を示した。また，図Ⅱ-11にコンプレックス全体の内部収益率に対するインフレの影響を示した。

インフレの影響は製品，原料価格に対して，設備費の償却や金利負担が相対的に小さくなるので，経済性の評価上は有利に現われる。しかし，インフレが過度に進行する場合は，償却による資本の回収が不可能になり，別途考慮が必要であろう。

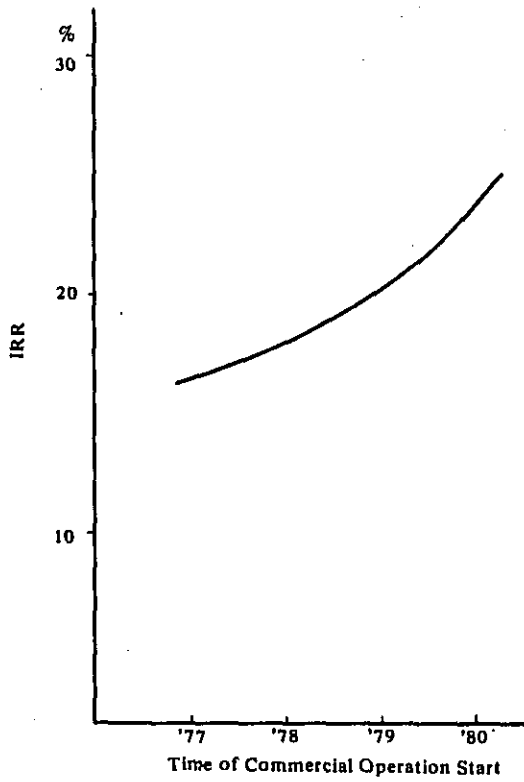


図 II-10 建設年次の変化による
コンプレックス全体の内部収益率の変化

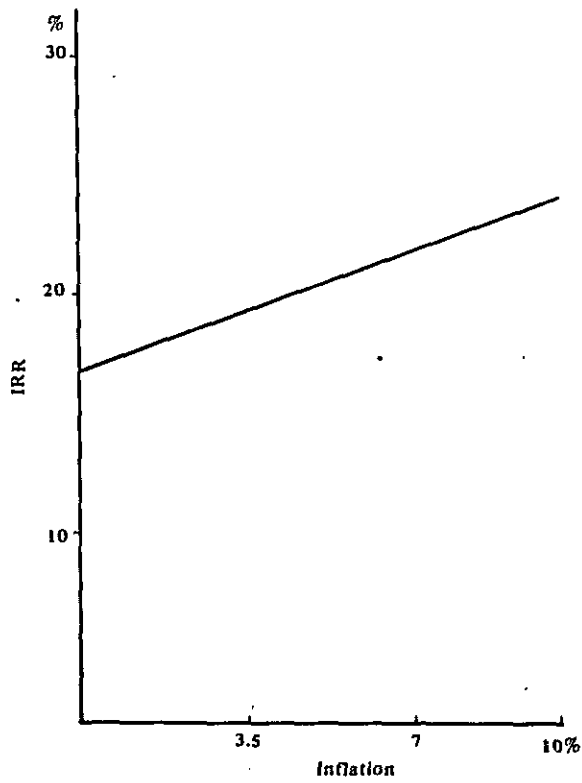


図 II-11 インフレーションの影響による
コンプレックス全体の内部収益率の変化

表 II-38(1) オレフィン・コンプレックスの経済計算結果—20万t

Purpose of Study: Capacity Change

Case Number : @ R-3

Case Number : No. 3

Ethylene Production Capacity: 200,000 MTA

		Complex Total	Ethylene	Chlorine	V C M	L D P E
Plant Capacity	MTA		199,000	41,000	69,300	80,000
Investment	106 \$	602.6	129.5	47.4	48.5	140.8
I.R.R.	%	17.3	15.0	15.0	15.0	18.2
Break Down of Unit Production Cost @ 1980						
	Variable Cost		19.2	-9.55	308	295
	Fixed Cost		130	258	154	347
	Distri. & Admini.		5.79	9.76	15.7	40.5
	Total Production Cost		155	258	479	682
Average Sales Price \$/t			193	325	523	833
		H D P E	P V C	E G	P P	
Plant Capacity	MTA		66,700	66,700	46,000	
Investment	106 \$	47.7	50.9	69.7	68.1	
I.R.R.	%	17.4	6.8	24.6	22.5	
Break Down of Unit Production Cost @ 1980						
	Variable Cost		565	177	276	
	Fixed Cost		185	209	328	
	Distri. & Admini.		39.3	18.1	40.3	
	Total Production Cost		789	404	643	
Average Sales Price \$/t			794	553	827	

表 II-38(2) オレフィン・コンプレックスの経済計算結果-35万t.

Purpose of Study: Capacity Change

Cal Number : @ R-5
 Case Number : No. 3
 Ethylene Production Capacity: 350,000 MTA

	Complex Total	Ethylene	Chlorine	V C M	L D P E
Plant Capacity	350,000	72,400	122,000	141,000	
Investment	882.9	193.5	69.0	70.6	205.1
I.R.R. %	23.4	15.0	15.0	15.0	27.0
Break Down of Unit Production Cost @ 1980					
Variable Cost	24.7	28.5	277	268	
Fixed Cost	105	198	119	274	
Distri. & Admini.	5.02	8.76	13.4	39.3	
Total Production Cost	135	236	408	581	
Average Sales Price \$/t	167	292	446	793	
	H D P E	P V C	E G	P P	
Plant Capacity	118,000	118,000	81,500		
Investment	59,000	74.6	101.2	99.3	
I.R.R. %	69.6	25.9	29.8	32.5	
24.4					
Break Down of Unit Production Cost @ 1980					
Variable Cost	273	484	159	252	
Fixed Cost	256	140	164	253	
Distri. & Admini.	37.0	37.5	16.2	39.0	
Total Production Cost	567	661	339	544	
Average Sales Price \$/t	717	732	490	784	

表 II-38(3) オレフィン・コンプレックスの経済計算結果—45万t.

Purpose of Study: Capacity Change

Case Number : @ R-4
 Case Number : No. 3
 Ethylene Production Capacity: 450,000 MTA

		Complex Total	Ethylene	Chlorine	VCM	LDPE
Plant Capacity	MTA		447,000	92,400	156,000	180,000
Investment	106 \$	990.2	229.9	81.1	82.9	240.9
I.R.R.	%	25.5	15.0	15.0	15.0	29.9
Break Down of Unit Production Cost @ 1980						
Variable Cost			26.7	41.6	265	258
Fixed Cost			96.2	178	106	249
Distri. & Admini.			4.74	8.41	12.6	38.5
Total Production Cost			128	228	384	545
Average Sales Price \$/t			158	280	419	766
		H D P E	P V C	E G	P P	
Plant Capacity	MTA		150,000	150,000	104,000	
Investment	106 \$	75,000	87.9	118.8	66.8	
I.R.R.	%	27.5	31.2	31.6	36.4	
Break Down of Unit Production Cost @ 1980						
Variable Cost			456	152	244	
Fixed Cost			125	149	227	
Distri. & Admini.			36.6	15.6	38.7	
Total Production Cost			530	316	510	
Average Sales Price \$/t			704	470	771	

表 II-38(4) オレフィン・コンプレックスの経済計算結果—60万t

Purpose of Study: Capacity Change

Cal Number : @ R-5

Case Number : No. 3

Ethylene Production Capacity: 600,000 MTA

		Complex Total	Ethylene	Chlorine	V C M	L D P E
Plant Capacity	MTA		596,000	123,000	208,000	240,000
Investment	106 \$	1,263.5	282.0	98.1	100.4	291.5
I.R.R.	%	28.0	15.0	15.0	15.0	33.0
Break Down of Unit Production Cost @ 1980						
	Variable Cost		28.7	55.3	254	248
	Fixed Cost		86.9	157	93.8	222
	Distri. & Admini.		4.45	8.05	11.7	38.8
	Total Production Cost		120	221	359	508
Average Sales Price	\$/t		148	268	391	743

		H D P E	P V C	E G	P P
Plant Capacity	MTA	100,000	200,000	200,000	138,000
Investment	106 \$	99.2	106.9	143.8	141.6
I.R.R.	%	31.7	36.5	34.3	41.0
Break Down of Unit Production Cost @ 1980					
	Variable Cost	253	427	145	235
	Fixed Cost	202	109	132	201
	Distri. & Admini.	36.3	36.1	15.1	38.3
	Total Production Cost	492	573	293	474
Average Sales Price	\$/t	691	685	453	760

表 II-38(5) オレフィン・コンプレックスの経済計算結果—原料価格の10%アップ

Purpose of Study: Cost Change of Hydrocarbon and

Raw Material, 10% up

Cal Number : @ R-1

Case Number : No. 3

Ethylene Production Capacity: 300,000 MTA

		Ethylene	Chlorine	V C M	L D P E
Complex Total					
Plant Capacity	MTA	298,000	62,000	104,000	120,000
Investment	106 \$	172.9	61.9	63.4	184.4
I.R.R.	%	15.0	15.0	15.0	24.1
Break Down of Unit Production Cost @ 1980					
	Variable Cost	31.1	18.7	288.8	283.8
	Fixed Cost	111.8	213.4	127.8	293.1
	Distri. & Admini.	5.5	9.0	14.1	39.9
	Total Production Cost	148.3	241.2	430.6	616.8
Average Sales Price \$/t		183	300	470	814

		H D P E	P V C	E G	P P
Complex Total					
Plant Capacity	MTA	50,000	100,000	100,000	69,000
Investment	106 \$	62.5	67.0	91.0	89.2
I.R.R.	%	21.6	21.0	28.1	29.1
Break Down of Unit Production Cost @ 1980					
	Variable Cost	289.4	509.4	169.8	266.1
	Fixed Cost	276.7	151.2	175.7	271.9
	Distri. & Admini.	37.4	38.1	16.7	39.4
	Total Production Cost	603.4	698.9	362.2	577.3
Average Sales Price \$/t		728	752	505	794

表 II-38(6) オレフィン・コンプレックスの経済計算結果—原料価格 10%ダウン

Purpose of Study: Cost Change of Hydrocarbon
and Raw Material, 10% down
Cal Number : @ R-2
Case Number : No. 3
Ethylene Production Capacity: 300,000 MTA

		Complex Total	Ethylene	Chlorine	V C M	L D P E
Plant Capacity	MTA		298,000	62,000	104,000	120,000
Investment	106 \$	792	172.1	63.0	63.3	184.2
I.R.R.	%	22.1	15.0	15.0	15.0	25.4
Break Down of Unit Production Cost @ 1980	Variable Cost		15.5	18.7	280.8	266.0
	Fixed Cost		111.4	213.4	127.6	293
	Distri. & Admini.		5.0	9.0	13.8	39.9
	Total Production Cost		131.9	241.2	422.2	598.9
Average Sales Price	\$/t		165	300	461	814

		H D P E	P V C	E G	P P
Plant Capacity	MTA	50,000	100,000	100,000	69,000
Investment	106 \$	62.5	66.9	90.9	89.1
I.R.R.	%	23.2	22.4	29.6	30.5
Break Down of Unit Production Cost @ 1980	Variable Cost	271.4	500.6	157.5	250.0
	Fixed Cost	276.5	151.2	175.6	271.7
	Distri. & Admini.	37.4	38.1	16.7	39.4
	Total Production Cost	585.3	689.8	349.8	561.6
Average Sales Price	\$/t	728	752	505	794

表 II-38(7) オレフィン・コンプレックスの経済計算結果—想定価格の10%アップ

Purpose of Study: Change of Exfactory Price 10% up

Cal Number : @ R-8

Case Number : No. 3

Ethylene Production Capacity: 300,000 MTA

		Complex Total	Ethylene	Chlorine	V C M	L D P E
Plant Capacity	MTA	298,000	61,600	104,000	120,000	
Investment	106 \$	793.8	172.5	62.0	63.4	185.0
I.R.R.	%	26.1	15.0	15.0	15.0	30.2
Break Down of Unit Production Cost @ 1980						
	Variable Cost	23.3	18.7	284.8	274.9	
	Fixed Cost	111.6	213.4	127.7	293.9	
	Distri. & Admini.	5.2	9.0	14.0	42.4	
	Total Production Cost	140.1	241.2	426.4	611.1	
Average Sales Price	\$/t	174	301	466	895	

		H D P E	P V C	E G	P P
Plant Capacity	MTA	50,000	100,000	100,000	69,200
Investment	106 \$	62.7	67.4	91.3	89.5
I.R.R.	%	28.4	33.0	34.4	35.9
Break Down of Unit Production Cost @ 1980					
	Variable Cost	280.4	505.1	163.7	258.3
	Fixed Cost	277.3	152	176.1	272.6
	Distri. & Admini.	39.5	40.4	18.2	41.7
	Total Production Cost	597.3	697	358.0	572.6
Average Sales Price	\$/t	801	828	556	873.8

表 II-38(8) オレフィン・コンプレックスの経済計算結果—想定価格の10%ダウン

Purpose of Study: Change of Exfactory Price 10% down

Cal Number : @ R-9

Case Number : No. 3

Ethylene Production Capacity: 300,000 MTA

		Ethylene	Chlorine	V C M	L D P E
Complex Total					
Plant Capacity	MTA	298,000	61,600	104,000	120,000
Investment	106 \$	172.5	62.0	63.4	183.6
I.R.R.	%	15.0	15.0	15.0	19.0
Break Down	Variable Cost	23.3	18.7	284.8	274.9
of Unit	Fixed Cost	111.6	213.4	127.7	292.2
Production	Distri. & Admini.	5.2	9.0	14.0	37.5
Cost @ 1980	Total Production Cost	140.1	241.2	426.4	604.6
Average Sales Price	\$/t	174	301	466	733

		H D P E	P V C	E G	P P
Complex Total					
Plant Capacity	MTA	50,000	100,000	100,000	69,200
Investment	106 \$	62.2	66.4	90.6	88.7
I.R.R.	%	16.1	9.0	23.1	23.4
Break Down	Variable Cost	280.4	505.1	163.7	258.3
of Unit	Fixed Cost	275.9	150.5	175.1	271.0
Production	Distri. & Admini.	35.2	35.8	15.1	37.0
Cost @ 1980	Total Production Cost	591.4	691.3	353.9	566.3
Average Sales Price	\$/t	655	677	455	715

表 II-38(9) オレフィン・コンプレックスの経済計算結果一稼働率 70%

Purpose of Study: Change of Stream Factor 70%

Cal Number : @ R-7

Case Number : No. 3

Ethylene Production Capacity: 300,000 MTA

	Complex Total	Ethylene	Chlorine	V C M	L D P E
Plant Capacity	MTA	298,000	61,600	104,000	120,000
Investment	106 \$	171.6	61.6	63.0	183.1
I.R.R.	%	16.3	15.0	15.0	16.9
Break Down of Unit Production Cost @ 1980		Variable Cost 17.9 Fixed Cost 135.0 Distri. & Admini. 6.0 Total Production Cost 158.9	-11.6 258.2 9.8 256.5	312.4 154.4 15.9 482.6	301.2 354.1 40.5 695.8
Average Sales Price \$/t		199	327	529	833

	H D P E	P V C	E G	F P	
Plant Capacity	MTA	100,000	100,000	69,200	
Investment	106 \$	62.0	65.9	88.4	
I.R.R.	%	15.2	6.1	21.2	
Break Down of Unit Production Cost @ 1980		Variable Cost 306.9 Fixed Cost 334.3 Distri. & Admini. 37.8 Total Production Cost 679.1	571.3 181.9 39.0 792.1	181.9 212.3 17.3 411.5	281.4 328.3 39.8 649.5
Average Sales Price \$/t		744	781	809.2	

表 II-38(10) オレフィン・コンプレックスの経済計算結果—稼働率100%

Purpose of Study: Change of Stream Factor 100%

Cal Number : @ R-6

Case Number : No. 3

Ethylene Production Capacity: 300,000 MTA

		Complex Total	Ethylene	Chlorine	V C M	L D P E
Plant Capacity	MTA	298,000	61,600	104,000	120,000	
Investment	106 \$	797	173.4	62.3	63.8	185.4
I.R.R.	%	26.8	15.0	15.0	15.0	31.6
Break Down of Unit Production Cost @ 1980						
	Variable Cost	27.0	39.9	265.5		256.5
	Fixed Cost	95.2	182.1	109.0		250.2
	Distri. & Admini.	4.7	8.5	12.6		39.3
	Total Production Cost	127.0	230.5	387.1		546.0
Average Sales Price \$/t		156	282	421		793

		H D P E	P V C	E G	P P
Plant Capacity	MTA	50,000	100,000	100,000	69,200
Investment	106 \$	62.9	67.9	91.5	89.8
I.R.R.	%	29.0	33.6	34.8	37.6
Break Down of Unit Production Cost @ 1980					
	Variable Cost	261.8	458.7	150.9	242.2
	Fixed Cost	236.2	129.7	149.9	232.2
	Distri. & Admini.	37.0	37.5	16.2	39.0
	Total Production Cost	535.1	625.9	317.1	513.4
Average Sales Price \$/t		717	732	490	784

表 II-38(11) オレフィン・コンプレックスの経済計算結果—建設費+10%'

Purpose of Study: Change of Construction Cost 10% up

Cal Number : @ R-18

Case Number : No. 3-V-(1)

Ethylene Production Capacity: 298,000 MTA

	Complex Total	Ethylene	Chlorine	V C M	L D P E
Plant Capacity MTA	298,000	61,600	104,000	120,000	
Investment 106 \$	857.7	188.7	61.5	69.1	201.4
I.R.R. %	18.9	15.0	15.0	15.0	21.2
Break Down of Unit Production Cost @ 1980					
Variable Cost	21.1	8.03	295	285	
Fixed Cost	121	228	136	316	
Distri. & Admini.	5.52	9.30	14.7	39.9	
Total Production Cost	147	246	446	642	
Average Sales Price \$/t	184	310	488	814	

	H D P E	P V C	E G	P P
Plant Capacity MTA	50,000	100,000	100,000	69,200
Investment 106 \$	68.0	72.6	99.4	97.0
I.R.R. %	19.1	15.8	25.0	26.1
Break Down of Unit Production Cost @ 1980				
Variable Cost	291	259	171	267
Fixed Cost	294	160	189	290
Distri. & Admini.	37.4	38.1	16.7	39.4
Total Production Cost	623	727	377	597
Average Sales Price \$/t	728	752	505	794

表 II-38(12) オレフィン・コンプレックスの経済計算結果—建設費—10%

Purpose of Study: Change of Construction Cost 10% Down

Cal Number : @ R-19
 Case Number : No. 3-V-(2)
 Ethylene Production Capacity: 298,000 MTA

		Complex Total	Ethylene	Chlorine	V C M	L D P E
Plant Capacity	MTA	298,000	61,600	104,000	120,000	
Investment	106 \$	719.2	156.2	56.3	57.6	167.2
I.R.R.	%	24.8	15.0	15.0	15.0	28.9
Break Down of Unit Production Cost @ 1980						
	Variable Cost	25.4	29.4	274.5	264.4	
	Fixed Cost	102.7	198.6	118.9	269.7	
	Distri. & Admini.	4.9	8.7	13.3	39.9	
	Total Production Cost	133.0	236.7	406.8	574.0	
Average Sales Price \$/t		164	291	443	814	
		H D P E	P V C	E G	P P	
Plant Capacity	MTA	50,000	100,000	100,000	69,200	
Investment	106 \$	56.9	61.3	82.5	81.2	
I.R.R.	%	26.3	28.4	33.3	34.2	
Break Down of Unit Production Cost @ 1980						
	Variable Cost	269.8	481.3	156.4	249.1	
	Fixed Cost	258.8	142.4	161.8	253.2	
	Distri. & Admini.	37.4	38.1	16.7	39.4	
	Total Production Cost	566.0	661.8	334.9	541.7	
Average Sales Price \$/t		728	752	505	794	

表 II-38(13) オレフィン・コンプレックスの経済計算結果—建設年次1977

Purpose of Study: Change of Year of Start-up,
1977 October

Cal Number : @ R-17

Case Number : No. 3-IVO(2)

Ethylene Production Capacity: 298,000 MTA

		Complex Total	Ethylene	Chlorine	V C M	L D P E
Plant Capacity	MTA		298,000	61,600	104,000	120,000
Investment	106 \$	701.0	152.2	54.8	56.4	162.7
I.R.R.	%	17.1	15.0	15.0	15.0	23.1
Break Down of Unit Production Cost @ 1980			23.2	17.8	285	275
			100	195	117	264
			5.23	9.04	14.1	39.9
			129	222	417	579
Average Sales Price \$/t			174	301	469	814

		H D P E	P V C	E G	P P
Plant Capacity	MTA	50,000	100,000	100,000	69,200
Investment	106 \$	55.5	60.0	80.3	79.1
I.R.R.	%	20.7	16.4	27.2	27.7
Break Down of Unit Production Cost @ 1980		281	508	164	259
		254	140	158	248
		37.4	38.1	16.7	39.4
		572	687	339	546
Average Sales Price \$/t		728	752	505	794

表 II-38(14) オレフィン・コンプレックスの経済計算結果一建設年次1978

Purpose of Study: Change of Year of Start-up,
1978 October.
Cal Number : @ R-16
Case Number : No. 3
Ethylene Production Capacity: 298,000 MTA

		Complex Total	Ethylene	Chlorine	V C M	L D P E
Plant Capacity	MTA	298,000	61,600	104,000	120,000	
Investment	106 \$	744.7	162.0	58.3	59.8	173.1
I.R.R.	%	18.9	15.0	15.0	15.0	24.0
Break Down of Unit Production Cost @ 1980						
	Variable Cost	23.3	18.3	285	275	
	Fixed Cost	106	204	122	278	
	Distri. & Admini.	5.22	9.03	14.0	39.9	
	Total Production Cost	134	231	421	593	
Average Sales Price \$/t		174	301	467	814	
		H D P E	P V C	E G	P F	
Plant Capacity	MTA	50,000	100,000	100,000	69,200	
Investment	106 \$	58.9	63.3	85.4	83.9	
I.R.R.	%	21.6	19.2	28.0	28.8	
Break Down of Unit Production Cost @ 1980						
	Variable Cost	281	507	164	258	
	Fixed Cost	265	146	167	260	
	Distri. & Admini.	37.4	38.1	16.7	39.4	
	Total Production Cost	583	690	347	557	
Average Sales Price \$/t		728	752	505	794	

表 II-38(15) オレフィン・コンプレックスの経済計算結果—インフレ0%

Purpose of Study: Effect of Inflation 0%/year

Cal Number : @ R-13

Case Number : No. 3-3-(1)

Ethylene Production Capacity: 300,000 MTA

		Complex Total	Ethylene	Chlorine	V C M	L D P E
Plant Capacity	MTA	298,000	61,600	104,000	120,000	
Investment	106 \$	793.7	173.1	62.2	63.9	184.5
I.R.R.	%	16.8	15.0	15.0	15.0	18.1
Break Down of Unit Production Cost @ 1980						
	Variable Cost	18.8	-4.55	307	297	
	Fixed Cost	112	214	128	293	
	Distri. & Admini.	5.85	9.63	15.5	39.9	
	Total Production Cost	137	219	451	630	
Average Sales Price	\$/t	195	321	517	814	

		H D P E	P V C	E G	P P
Plant Capacity	MTA	50,000	100,000	100,000	69,200
Investment	106 \$	62.5	67.3	91.0	89.2
I.R.R.	%	15.4	7.5	21.8	23.0
Break Down of Unit Production Cost @ 1980					
	Variable Cost	302	559	179	277
	Fixed Cost	277	152	176	272
	Distri. & Admini.	37.4	38.1	16.7	39.4
	Total Production Cost	617	749	371	589
Average Sales Price	\$/t	728	752	505	794

表 II-38(16) オレフィン・コンプレックスの経済計算結果—インフレーション3.5%

Purpose of Study: Effect of Inflation, 3.5%/year

Case Number : @ R-14
 Case Number : No. 3-3-(2)
 Ethylene Production Capacity: 298,000 MTA

	Complex Total					L D P E
	Ethylene	Chlorine	V C M			
Plant Capacity MTA	298,000	61,600	104,000		120,000	
Investment 106 \$	172.7	62.1	63.6		184.4	
I.R.R. %	15.0	15.0	15.0		21.4	
Break Down of Unit Production Cost @ 1980	21.1	7.39	295		286	
Variable Cost	111	214	128		293	
Fixed Cost	5.53	9.31	14.7		39.9	
Distri. & Admini.	138	230	438		619	
Total Production Cost						
Average Sales Price \$/t	184	310	491		814	
<hr/>						
	H D P E	P V C	E G	P P		
Plant Capacity MTA	50,000	100,000	100,000	69,200		
Investment 106 \$	62.5	17.1	91.0	89.2		
I.R.R. %	18.9	14.7	25.3	26.4		
Break Down of Unit Production Cost @ 1980	291	531	171	268		
Variable Cost	277	151	176	272		
Fixed Cost	37.4	38.1	16.7	39.4		
Distri. & Admini.	605	720	363	579		
Total Production Cost						
Average Sales Price \$/t	728	752	505	794		

表 II-38(17) オレフィン・コンプレックスの経済計算結果—インフレ10%

Purpose of Study: Effect of Inflation 10%/year

Cal Number : @ R-15

Case Number : No. 3-3-(3)

Ethylene Production Capacity: 300,000 MTA

		Complex Total	Ethylene	Chlorine	V C M	L D P E
Plant Capacity	MTA		298,000	61,600	104,000	120,000
Investment	106 \$	790.8	172.3	61.9	63.2	184.2
I.R.R.	%	24.0	15.0	15.0	15.0	27.6
Break Down of Unit Production Cost @ 1980						
	Variable Cost		25.0	27.9	276	266
	Fixed Cost		112	213	127	293
	Distri. & Admini.		4.97	8.77	13.4	39.9
	Total Production Cost		142	250	417	599
Average Sales Price	\$/t		166	292	445	814
		H D P E	P V C	E G	P P	
Plant Capacity	MTA		100,000	100,000	69,200	
Investment	106 \$	50,000	62.4	66.8	90.9	89.1
I.R.R.	%	25.4	27.5	31.8	32.7	
Break Down of Unit Production Cost @ 1980						
	Variable Cost		272	484	158	251
	Fixed Cost		277	151	176	272
	Distri. & Admini.		37.4	38.1	16.7	39.4
	Total Production Cost		586	673	350	562
Average Sales Price	\$/t		728	752	505	794

3-4-2 各プロセス・プラントの経済性への変動要因の影響

(1) 石油化学コンプレックスの個々のプロセス・プラントの経済性は、そのプラントだけでなく、その原料、中間原料を製造・供給する中間原料プラント、例えばオレフィン・プラントの影響も受ける。

従って、中間原料プラントの経済性に対する適当な設定が必要である。ここでは、中間原料製品の価格は、中間原料を製造するプラントの内部収益率が常に15%になるように設定するものとした。従って、オレフィン誘導品プラント、例えば低密度ポリエチレン・プラントの収益性の変化は、原料コンデンセート・ガスのコストアップの変化によるオレフィン価格の上昇の結果として生じる。

また、誘導品プラントの稼働率が変化すれば、それに伴って、原料プラントの稼働率も変化すると考えた。従って、各プロセス・プラントの内部収益率の変化は、変動要因による自己のプラントの経済性の変化に、その中間原料を供給するプラントの経済性の変化を合成したものとなっている。建設費についても同一の設定で用いた。従って、オレフィン・プラント、電解プラント、塩化ビニールモノマー・プラントの内部収益率が常に15%であるのは、設定条件より必然である。その他のプラントについては、要因の内部収益率に与える影響は、全体のコンプレックスへの影響と同じで、工場出荷価格、稼働率、建設費、プラント能力、原料価格の変化の順で、極めて類似した図形となっている。

結果は図II-12(1)~(6)に示す。

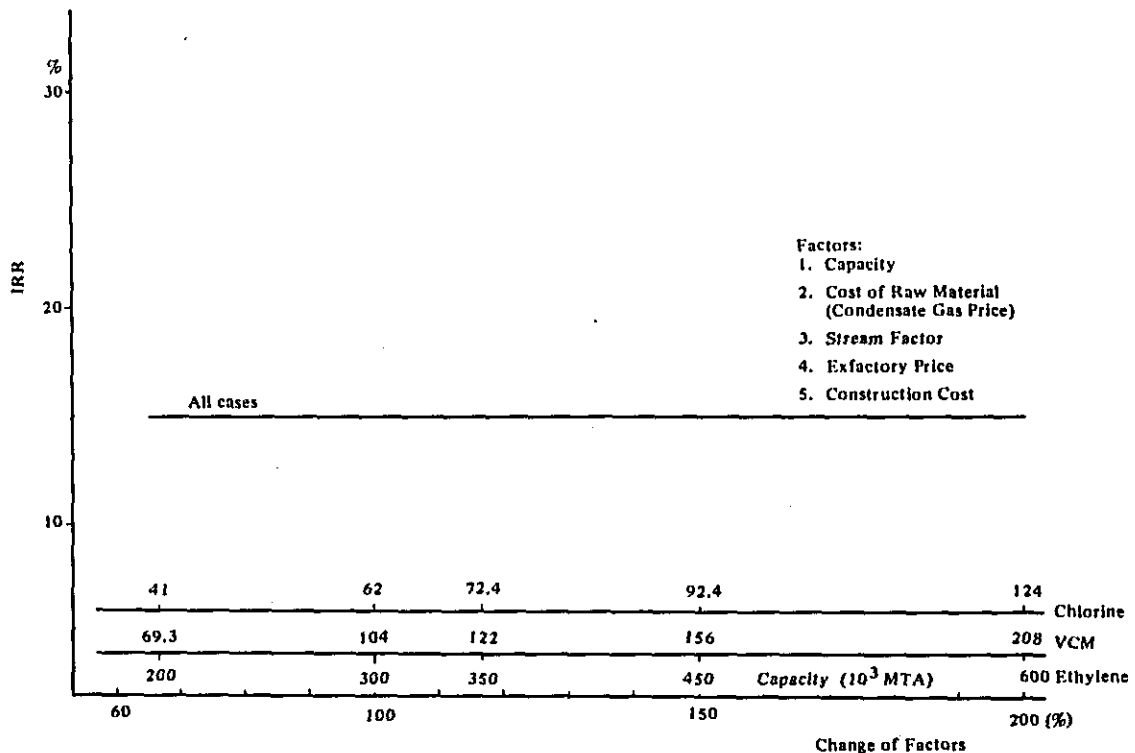


図 II-12(1) 各種変動要因による内部収益率の変化—エチレン・電解・VCMプラント

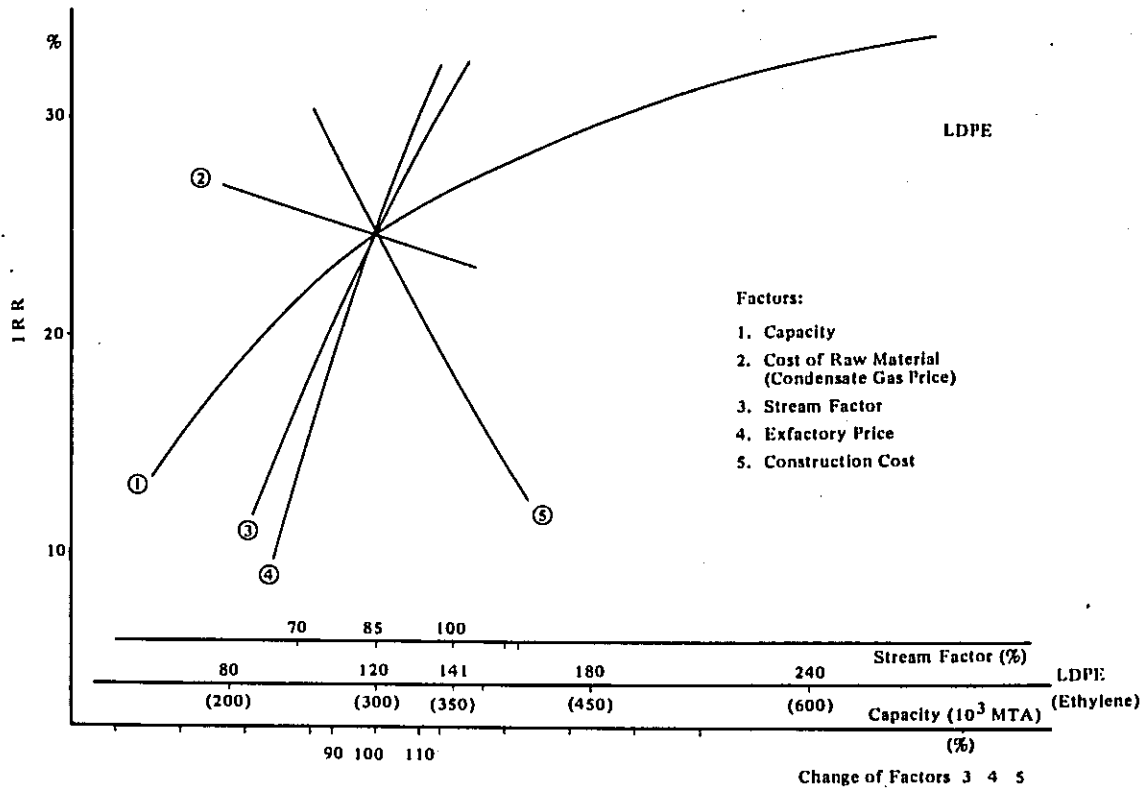


図 Ⅱ-12(2) 各種変動要因による内部収益率の変化—LDPEプラント

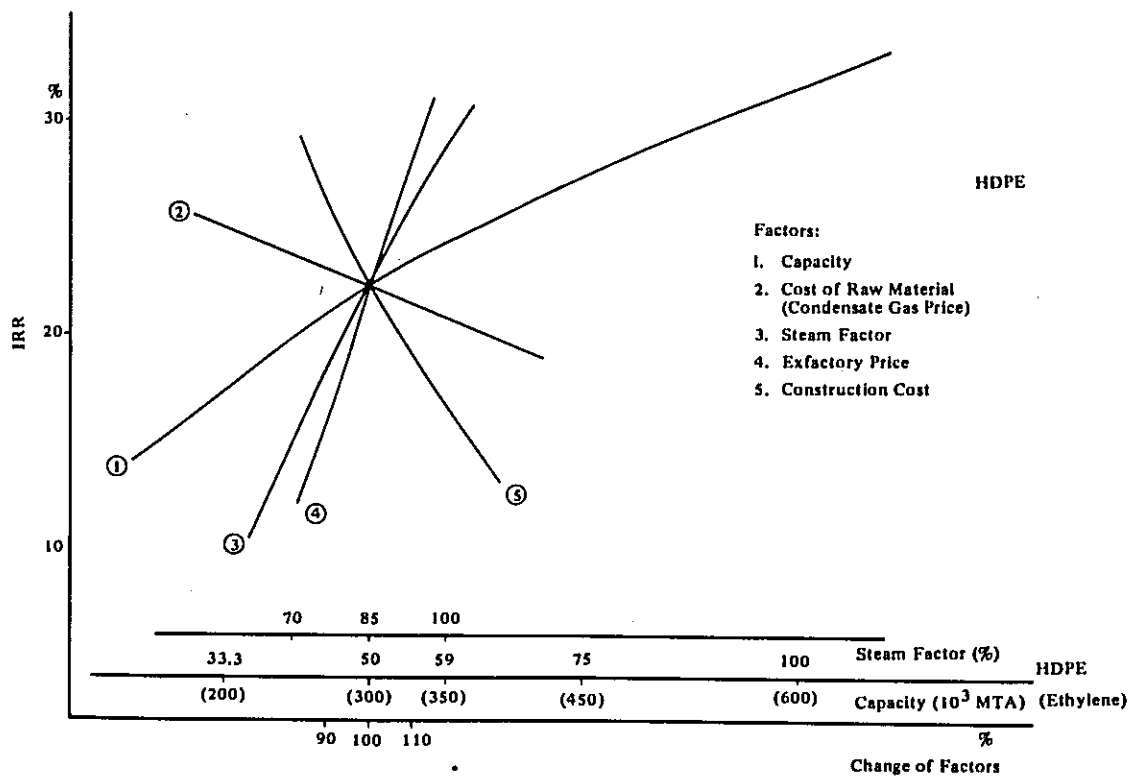


図 Ⅱ-12(3) 各種変動要因による内部収益率の変化—HDPEプラント

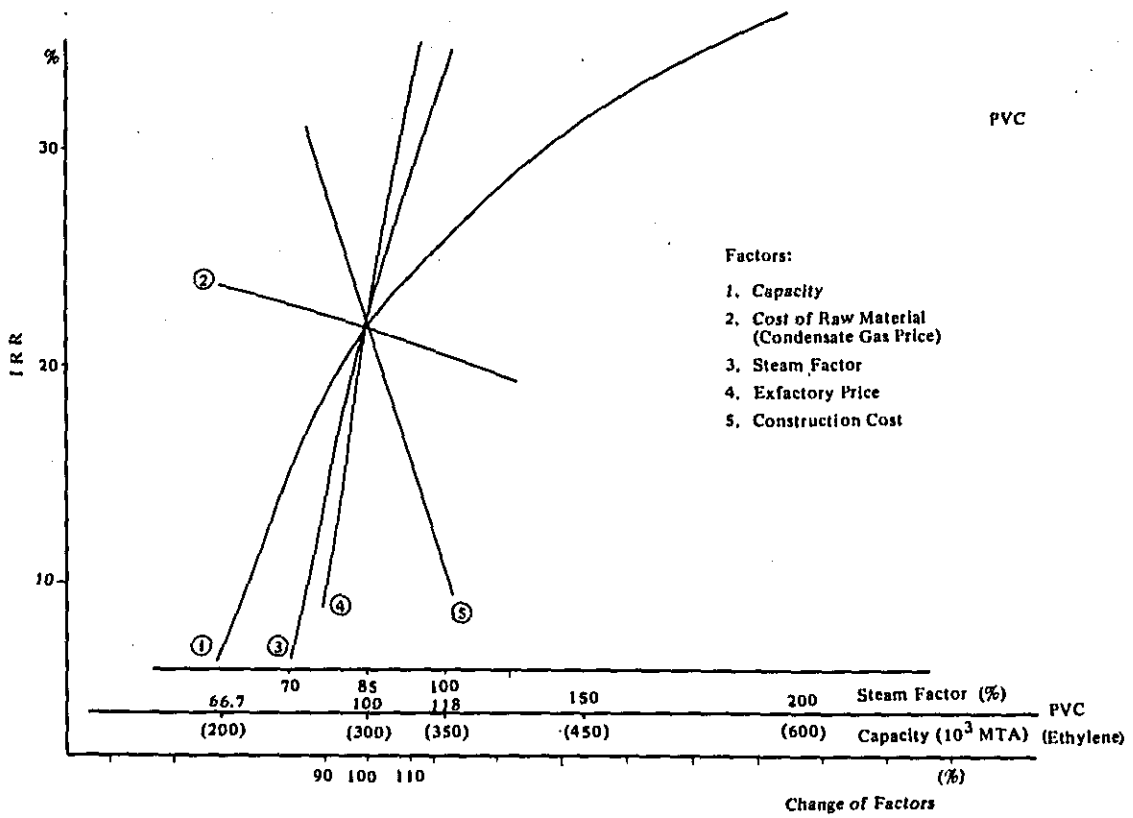


図 II-12(4) 各種変動要因による内部収益率の変化—PVCプラント

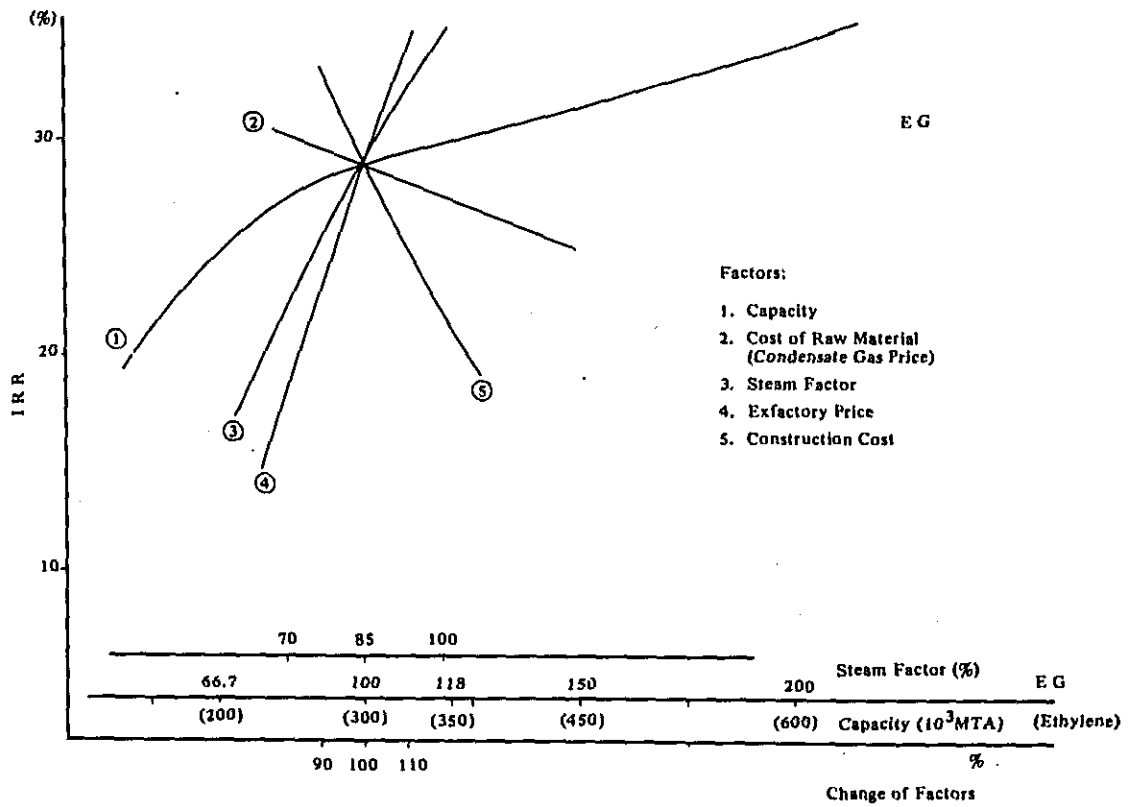


図 II-12(5) 各種変動要因による内部収益率の変化—EGプラント

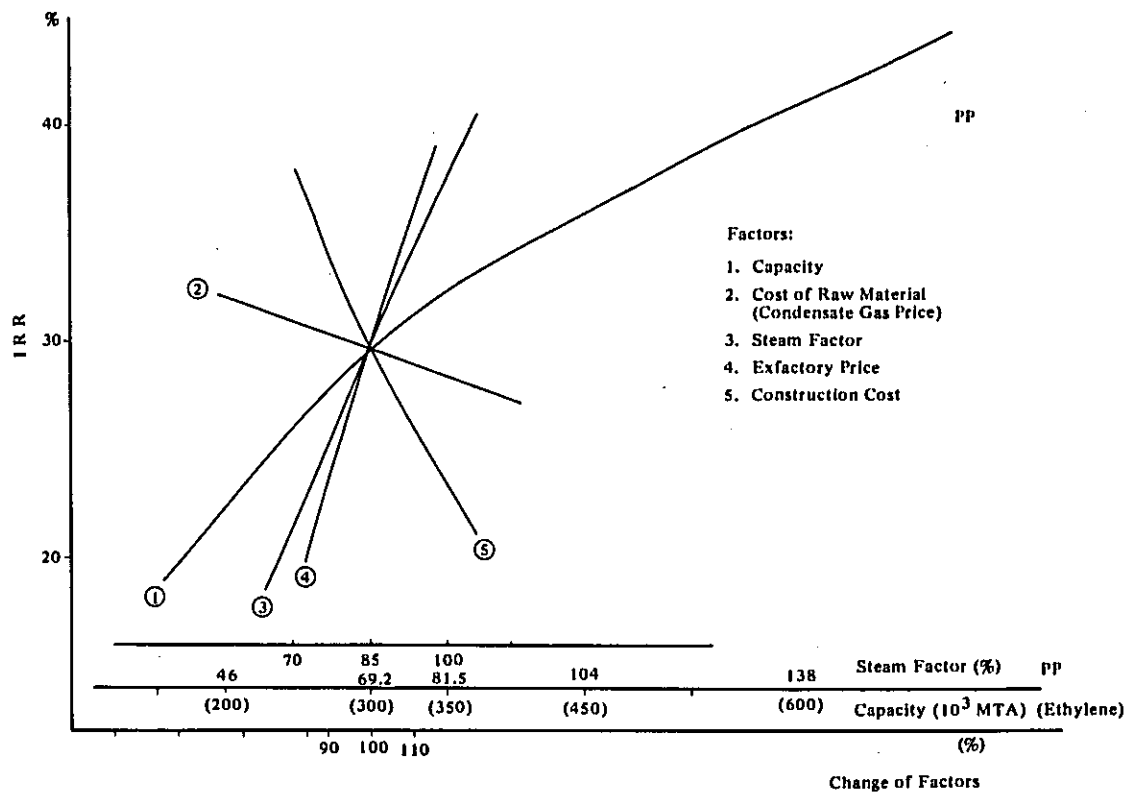


図 II-12(6) 各種変動要因による内部収益率の変化—P Pプラント

(2) 製造コスト、工場出荷価格への影響

(1)と同じく、中間原料プラントの影響も入れて、プラント能力、稼働率、原料コンデンセート・ガス価格、建設費について検討を行った。また同時に、各プラントで重要と思われる要因については、そのプロセス・プラントを別に切離して、製造コスト、工場出荷価格への影響を検討した。結果は図II-13(1)~(8)に示す。

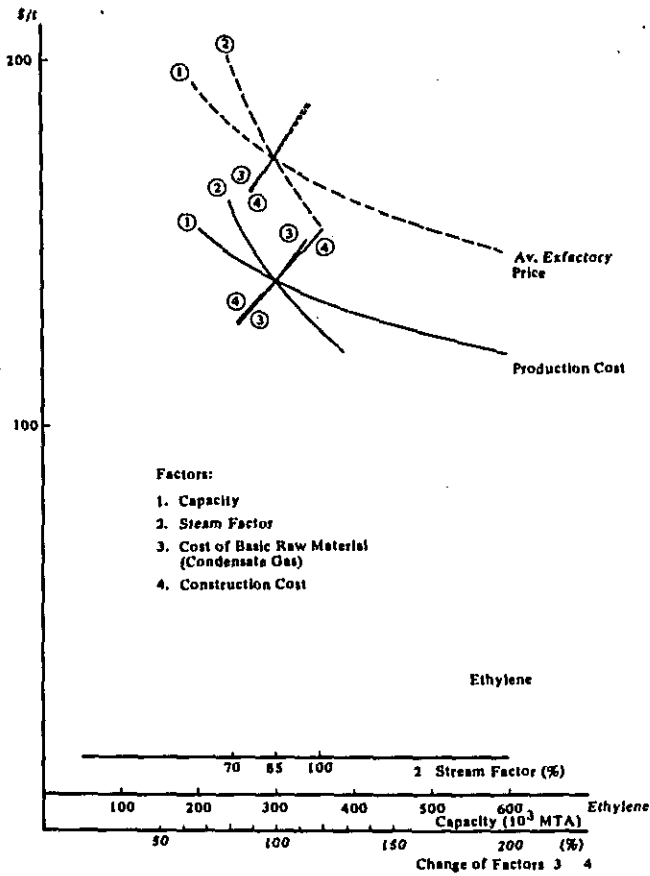


図 II-13(1) 変動要因による製造コスト、平均工場出荷価格の変化
—エチレン

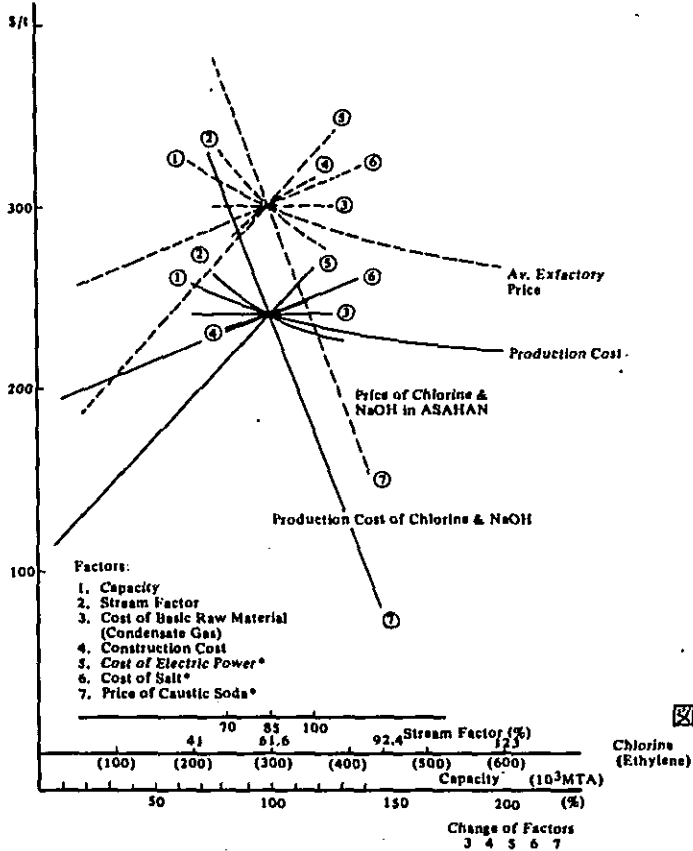


図 II-13(2) 変動要因による製造コスト、平均工場出荷価格の変化
—塩素・苛性ソーダ

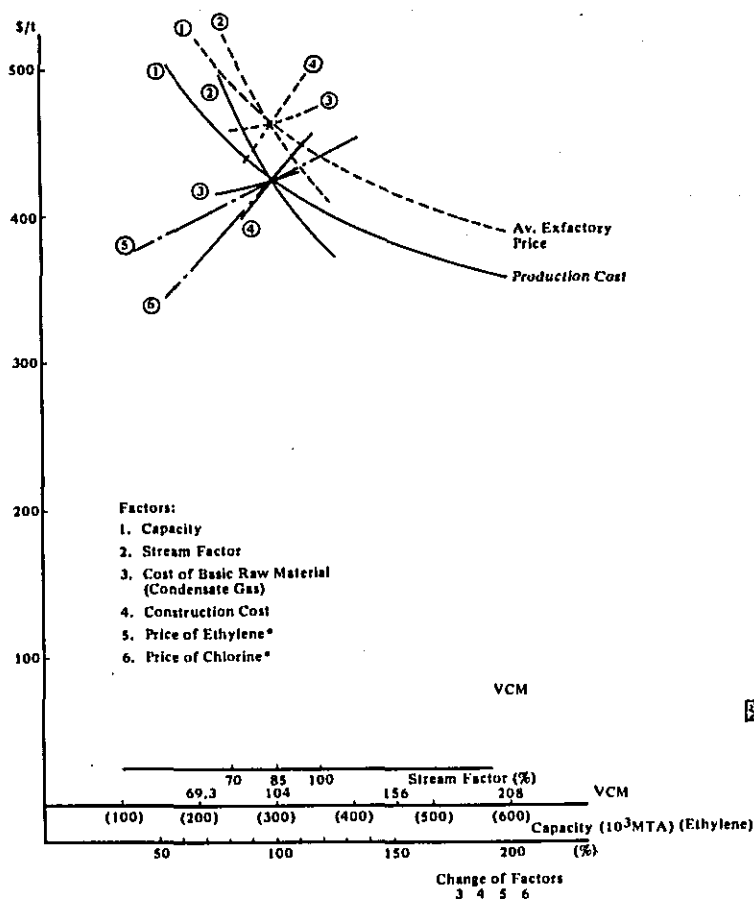


図 II-13(3) 変動要因による製造コスト, 平均工場出荷価格の変化—VCM

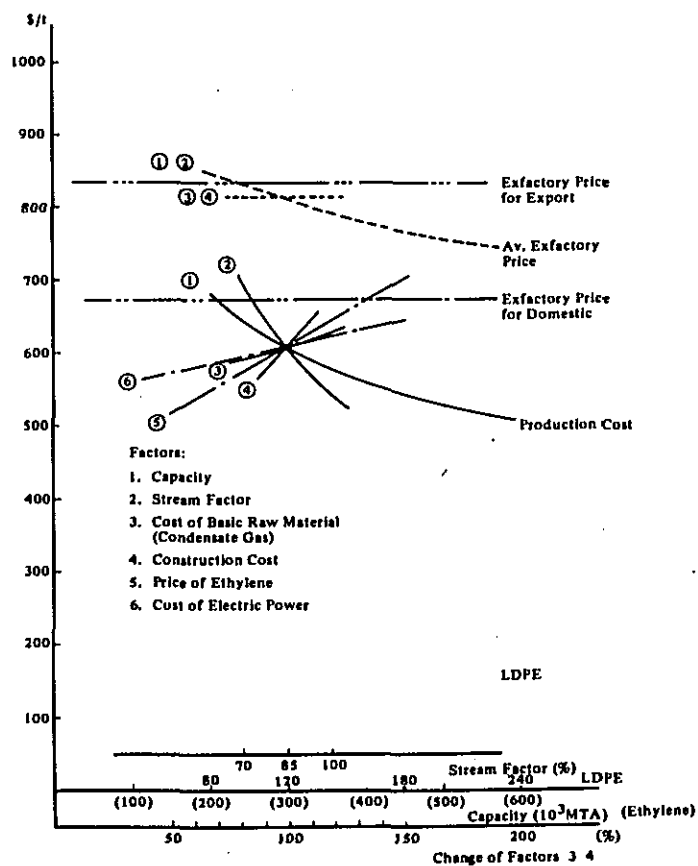


図 II-13(4) 変動要因による製造コスト, 平均工場出荷価格の変化—LDPE

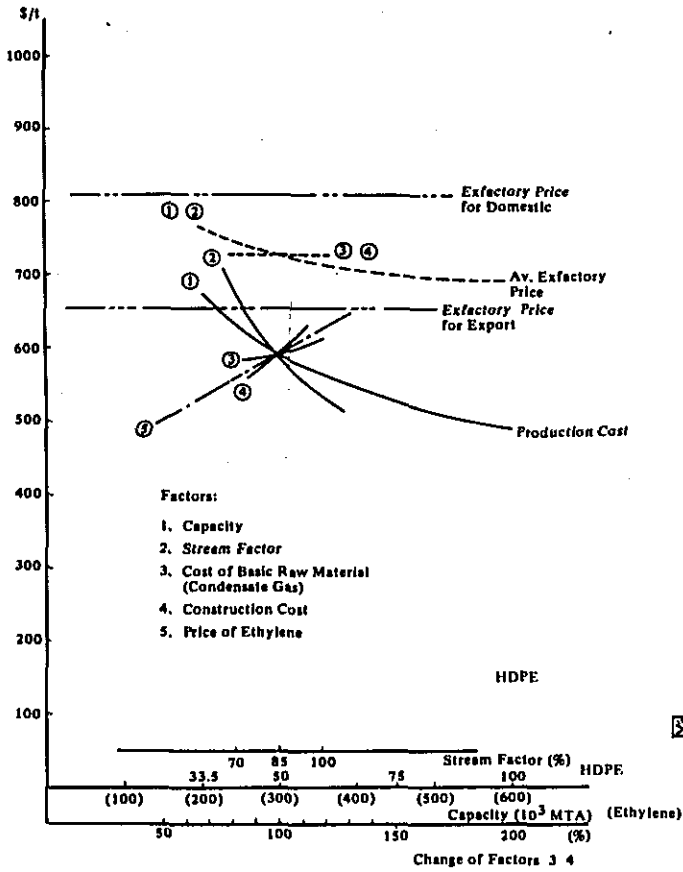


図 II-13(5) 変動要因による製造コスト, 平均工場出荷価格の変化 —HDPE

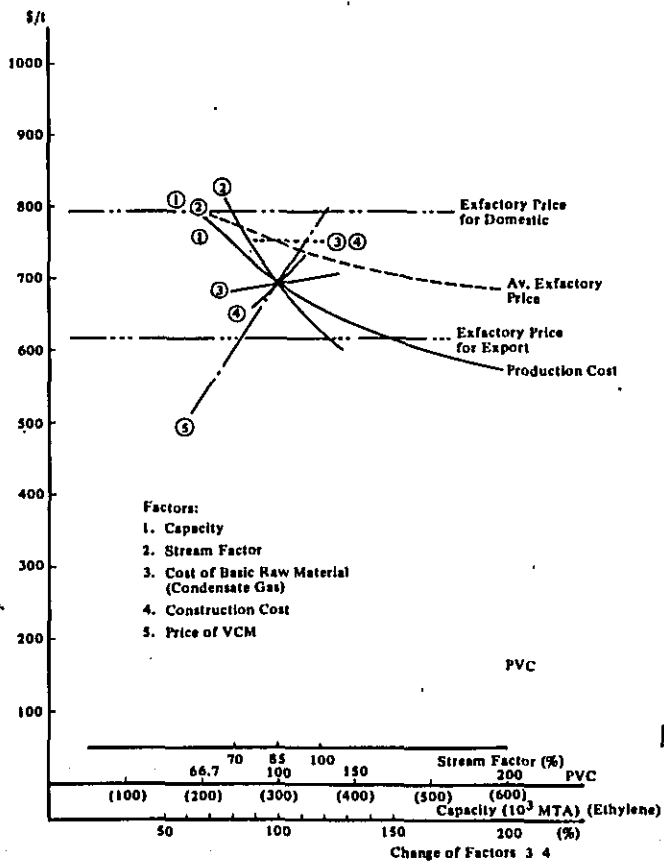


図 II-13(6) 変動要因による製造コスト, 平均工場出荷価格の変化 —PVC

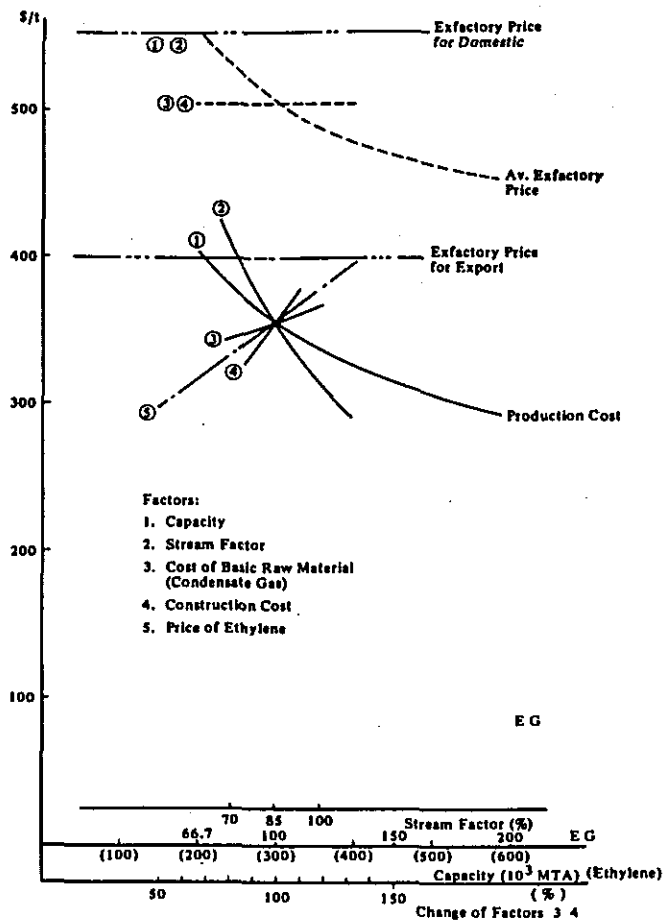


図 II-13(7) 変動要因による製造コスト, 平均工場出荷価格の変化 - E G

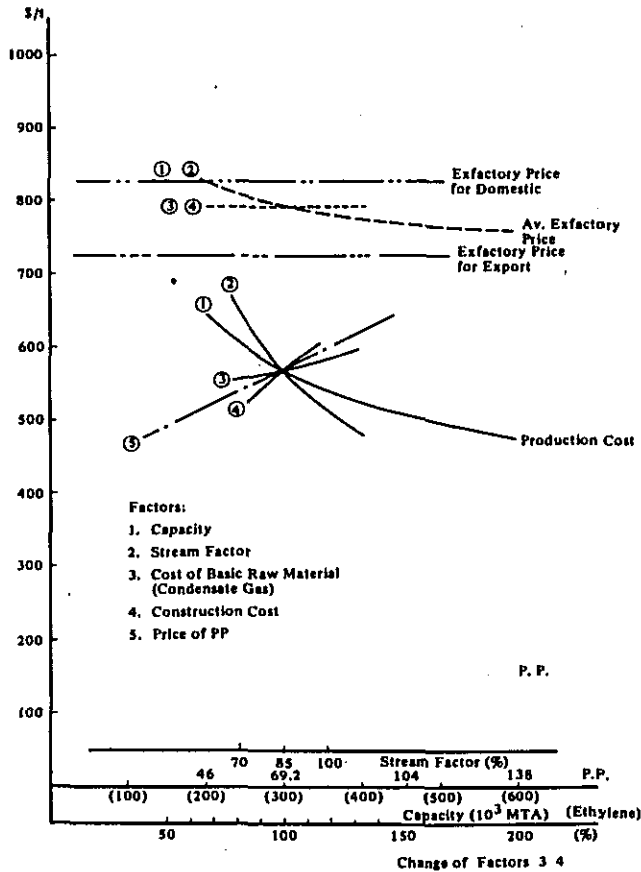


図 II-13(8) 変動要因による製造コスト, 平均工場出荷価格の変化 - P P

第4章 代表的ケースに関する経済性分析

第3章において、各ケースごとの比較検討を行った。

ここでは、ケース3を代表的ケースとして取り上げ、第II部第4章および第5章で設定した条件、手法に従って、コンプレックス全体としての財務分析、外貨収支、潜在価格を利用した国家便益の計算を行う。さらに、財務分析に関しては、製品価格、原料価格等の変動に伴う内部収益率の変動を調べる。

4-1 財務分析 および経済分析

経済性評価のため第II部4-3で述べた算式に従って1980暦年度のデータを1980事業年度のデータに下記の通り修正した。1981事業年度以降の価格については、年間7%のエスカレーション・ファクターを乗じて求めた。

4-1-1 需要量，生産量，販売量

表II-39に示す。

4-1-2 製品，および原料価格（1980事業年度）

国内市場向け工場出荷価格	(US\$/t)
ポリ塩化ビニール	781
低密度ポリエチレン	819
高密度ポリエチレン	797
エチレングリコール	524
ポリプロピレン	813
輸出向け工場出荷価格	
ポリ塩化ビニール	607
低密度ポリエチレン	661
高密度ポリエチレン	644
エチレングリコール	393
ポリプロピレン	713
原料ガス価格	42.5
塩価格	28.6
燃料ガス価格 (US\$/10 ⁶ Kcal)	3.7

表 II-39 需要量・輸出量・生産量

(Unit: t/y)

	1980	1981	1982	1983	1984	1985	1986	1987	1988	1989
PVC										
Production										
85,000 t/y										
Domestic	62,250	74,750	85,000	85,000	85,000	85,000	85,000	85,000	85,000	85,000
Export	22,750	10,250	0	0	0	0	0	0	0	0
LDPE										
Production										
102,000 t/y										
Domestic	86,250	102,000	102,000	102,000	102,000	102,000	102,000	102,000	102,000	102,000
Export	15,750	0	0	0	0	0	0	0	0	0
HDPE										
Production										
42,500 t/y										
Domestic	19,500	21,500	23,500	25,500	27,500	29,500	32,025	34,875	38,075	41,450
Export	23,000	21,000	19,000	17,000	15,000	13,000	10,475	7,625	4,425	1,050
EG										
Production										
85,000 t/y										
Domestic	31,425	36,250	41,850	48,175	55,725	64,450	74,425	85,000	85,000	85,000
Export	53,575	48,750	43,150	36,825	29,275	20,550	10,575	0	0	0
PP										
Production										
59,500										
Domestic	36,625	48,625	59,500	59,500	59,500	59,500	59,500	59,500	59,500	59,500
Export	22,875	10,875	0	0	0	0	0	0	0	0

4-1-3 副産物控除価格(1980事業年度)

(単位: US\$/t)

水素	106
メタン	44.2
LPG, C ₄ 留分	133
アロマティック・ガソリン	120
燃料	107
苛性ソーダ	141

4-1-4 財務分析

表II-40~表II-42に逐年収支を、表II-43に内部収益率の計算を示した。

内部収益率は20.86%である。

4-1-5 外貨の逐年収支

第II部5-2の方法に従い、財務分析の逐年収支から外貨の部分のみを取り出して収支を計算し、結果を表II-44に示した。オレフィンに関しては、4-1-1から4-1-3項に述べた諸データのうち外貨の逐年収支について調整すべきものはない。

4-1-6 潜在価格を使用した国家便益

第II部5-3の方法に従い、国家便益を計算し、結果を表II-45、表II-46に示した。

内部収益率は27.9%となる。

本項で使用した初期投資総額の変換結果は、次の通りである。

(単位 10³ US\$)

	① 外貨部分	② 潜在価格	③ 現地通貨分	④ 潜在価格による合計
設備取得価額	(565,420)	706,780	221,310	928,090
操業準備費	(24,100)	30,120	6,150	36,270
建設期間中金利	(69,000)	86,250	25,300	111,550
運転資本	—	—	24,870	24,870
総投資額	(658,520)	823,150	277,630	1,100,780

註) ②=①×1.25

④=②+③

表 II-40 オレフィン・コンプレックス(ケース3)の逐年売上高

(Unit: 10³ US\$)

Fiscal year	1980	1981	1982	1983	1984	1985	1986	1987	1988	1989
I. Sales										
(1) Export										
PVC	13,809	6,652	0	0	0	0	0	0	0	0
LDPE	10,411	0	0	0	0	0	0	0	0	0
HDPE	14,812	20,769	14,003	13,413	12,660	11,739	10,119	7,884	4,894	1,242
EG	21,055	20,524	19,417	17,713	15,077	11,323	6,239	0	0	0
PP	16,310	8,298	0	0	0	0	0	0	0	0
	76,397	56,243	33,420	31,126	27,737	23,062	16,358	7,884	4,894	1,242
(2) Domestic										
PVC	48,617	62,491	75,990	81,345	87,040	93,075	99,620	106,590	114,070	122,060
LDPE	70,639	89,352	95,676	102,306	109,548	117,198	125,358	134,130	143,514	153,612
HDPE	15,541	18,339	21,432	24,888	28,737	32,981	38,302	44,640	52,125	60,724
EG	16,467	20,336	25,110	30,928	38,283	47,371	58,498	71,485	76,500	81,855
PP	29,776	42,304	55,394	59,262	63,427	67,830	72,590	77,707	83,121	88,952
	181,040	232,822	273,603	298,729	327,035	358,454	394,368	434,552	469,330	507,204
(3) Sales Total										
	257,437	289,065	307,023	329,855	354,772	381,516	410,726	442,436	474,224	508,446

表 II-41 オレフィン・コンプレックス(ケース3)の逐年総製造原価

	(Unit: 103 US\$)										
	1980	1981	1982	1983	1984	1985	1986	1987	1988	1989	
II. Production Cost											
(1) Variable Costs											
Raw Material & Fuel											
Light condensate	23,864	25,548	27,289	29,254	31,276	33,465	35,824	38,294	40,989	43,853	
Salt	2,635	2,819	3,022	3,234	3,455	3,695	3,962	4,238	4,533	4,847	
Fuel gas	14,465	15,476	16,558	17,719	18,958	20,283	21,703	23,224	24,851	26,588	
	40,964	43,843	46,869	50,207	53,686	57,443	61,489	65,756	70,373	75,288	
Packing expenses	5,867	6,278	6,717	7,188	7,691	8,229	8,805	9,421	10,081	10,787	
Catalyst & Chemicals	6,888	7,370	7,886	8,438	9,029	9,661	10,337	11,061	11,835	12,664	
By-products Deduction											
Hydrogen	-2,966	-3,190	-3,414	-3,638	-3,890	-4,170	-4,449	-4,785	-5,121	-5,457	
Methane	-3,888	-4,160	-4,451	-4,759	-5,093	-5,445	-5,832	-6,237	-6,677	-7,143	
LPG	-4,073	-4,348	-4,655	-4,992	-5,329	-5,696	-6,094	-6,523	-6,983	-7,473	
C4's	-7,263	-7,755	-8,301	-8,902	-9,503	-10,158	-10,868	-11,633	-12,452	-13,326	
Aromatic Gasoline	-4,335	-4,624	-4,949	-5,310	-5,671	-6,069	-6,502	-6,972	-7,442	-7,984	
Fuel	-591	-635	-679	-723	-779	-828	-889	-950	-1,017	-1,088	
Caustic	-8,484	-9,086	-9,688	-10,350	-11,072	-11,854	-12,697	-13,600	-14,563	-15,586	
	-31,606	-33,805	-36,143	-38,680	-41,342	-44,227	-47,339	-50,706	-54,260	-58,063	
Total Variable Cost	22,112	23,686	25,329	27,153	29,065	31,106	33,291	35,532	38,029	40,675	
(2) Fixed Costs											
Labour & Plant overhead	4,977	5,325	5,698	6,097	6,524	6,981	7,469	7,992	8,551	9,150	
Maintenance	16,135	17,264	18,473	19,766	21,150	22,630	24,214	24,214	27,723	29,564	
Depreciation	73,964	73,964	73,964	73,964	73,964	73,964	73,964	73,964	73,964	73,964	
Tax & Insurance on fixed Assets	9,113	8,373	7,634	6,894	6,154	5,415	4,675	3,935	3,196	2,456	
Foreign Supervisor	13,279	6,816	4,859	5,199	5,563	5,952	6,369	6,815	7,292	7,802	
Administration	7,723	8,672	9,211	9,896	10,643	11,445	12,322	13,273	14,227	15,253	
Interest on fixed capital	48,957	48,957	48,957	48,957	41,963	34,969	27,975	20,982	13,988	6,994	
Interest on working capital	2,984	1,990	995	0	0	0	0	0	0	0	
Total Fixed Costs	177,131	171,361	169,790	170,773	165,961	161,355	156,988	152,870	148,940	145,283	
(3) Total Production Cost	199,243	195,047	195,119	197,926	195,026	192,461	190,279	188,402	186,969	185,958	

表 II-42 オレフィン・コンプレックス(ケース3)の財務収支

	(Unit: 10 ³ US\$)									
	1980	1981	1982	1983	1984	1985	1986	1987	1988	1989
III. Financial Balance										
(1) Profit & Loss										
Sales	257,437	289,065	307,023	329,855	354,772	381,516	410,726	442,436	474,224	508,446
Production cost	99,243	195,047	195,119	197,926	195,026	192,461	190,279	188,402	186,969	185,958
Profit before Tax	58,193	94,018	111,904	131,930	159,745	189,055	220,447	254,035	287,255	322,488
Corporate Income Tax	-	-	-	-	-	85,075	99,201	114,316	129,265	145,119
Net Profit after Tax	58,193	94,018	111,904	131,930	159,745	103,980	121,246	139,719	157,990	177,368
Accumulation	58,193	152,211	264,115	396,045	555,790	659,770	781,016	920,736	1,078,725	1,256,093
(2) Capital Payback										
Capital payback *2)	132,157	167,982	185,868	205,894	233,709	177,944	195,210	213,683	231,954	251,332
Capital Unrecovered *1)	957,400	825,243	657,261	471,393	265,499	31,790	-146,154	-341,364	-555,047	-787,001
(3) Repayment of Loan										
Repayment of loans for fixed assets	-	-	-	93,251	93,251	93,251	93,251	93,251	93,251	93,251
Repayment of loans for working capital	8,290	8,290	8,290	0	0	0	0	0	0	0
Outstanding Balance of loans for Fixed assets	8,290	8,290	8,290	93,251	93,251	93,251	93,251	93,251	93,251	93,251
Outstanding Balance of loans for Working Capital	24,870	16,580	8,290	0	0	0	0	0	0	0
	677,530	669,340	661,050	652,760	559,509	466,257	373,006	279,755	186,503	93,251

Notes : *1) Initial Investment (957,400) = Fixed Capital (652,760) + Working Capital (24,870), minus sign indicates accumulation of capital

*2) Net profit after Tax + Depreciation

表 II-43 オレフィン・コンプレックス(ケース3)の内部収益率の計算

(Unit: 10³ US\$)

YEAR	INVESTMENT	WORKING CAPITAL	INCOME BEFORE TAX	INCOME TAX	INCOME AFTER TAX	INTEREST	DEPRECIATION	NET CASH FLOW	DISCOUNT RATE	(CASH) PRESENT VALUE	(INV.) PRESENT VALUE
0	93253 ^{*1}	24870	0	0	0	0	0	0	1.0000	0	957400
1	1980	0	58193	0	58193	51941	73964	184098	0.8274	152319	0
2	1981	0	94318	0	94018	50947	73964	218928	0.6846	149869	0
3	1982	0	111904	0	111904	49952	73964	235819	0.5664	133566	0
4	1983	0	131930	0	131930	48957	73964	254851	0.4686	119428	0
5	1984	0	159745	0	159745	41963	73964	275672	0.3877	106886	0
6	1985	0	189055	85075	103980	34969	73964	212913	0.3208	68302	0
7	1986	0	220447	99201	121246	27975	73964	223185	0.2654	59238	0
8	1987	0	254335	114316	139719	20982	73964	234664	0.2196	51534	0
9	1988	0	287255	129285	157990	13988	73964	245942	0.1817	44687	0
10	1989	-24870	322488	145119	177368	6994	73964	258326	0.1503	38835	-32737
TOT	739637	0	1829767	572975	1256093	348668	739636	2344395	0.3944	924664	924663

REMARKS.

*1) INVESTMENT

PLANT	366810
OTHER ASSETS	139750
BUILDING	109290
HOUSING	78300
UTILITIES	92580
LAND	21250
INTER. DRG CONSTR.	94300
PRE-OPERATING EXPENSE	30250
CAPITAL TOTAL	932530

*2) SALVAGE VALUE + LAND 192893

*3) WORKING CAPITAL WHERE, (WORKING CAPITAL AS INVESTMENT) CASE 1 (WORKING CAPITAL BEING IGNORED) CASE 2

*4) IN CASE-2, EXCLUDE W.CAPITAL INTEREST

*5) CALCULATED DCF RATE 0.2086

YEARS OF PAYOUT (NOMINAL) 5.23
YEARS OF PAYOUT (DISCOUNT) 6.17 (INTEREST RATE GIVEN =0.0750)

Internal rate of return: 20.86 %

表 II-44 オレフィン・コンプレックス(ケース3)の逐年外貨収支

(Unit: 10³ US\$)

Fiscal Year	1980	1981	1982	1983	1984	1985	1986	1987	1988	1989
I. Inflow of Foreign Currency										
(1) Acquisition of Foreign Currency by Export	76,397	56,243	33,420	31,126	27,737	23,062	16,358	7,884	4,894	1,242
(2) Saving of Foreign Currency by Substitution of Import	181,040	232,822	273,603	298,729	327,035	358,454	394,368	434,552	469,330	507,204
(3) Indirect Effect of Foreign Currency Saving	31,606	33,805	36,143	38,680	41,342	44,227	47,339	50,706	54,260	58,063
	289,043	322,870	343,166	368,535	396,114	425,743	458,065	493,142	528,484	566,509
II. Outflow of Foreign Currency										
(1) Opportunity loss of Raw & Aux. Material Export	40,964	43,843	46,869	50,207	53,686	57,443	61,489	65,756	70,373	75,288
(2) Import Material	6,888	7,370	7,886	8,438	9,029	9,661	10,337	11,061	11,835	12,664
(3) Payment of Foreign Currency	16,135	17,264	18,473	19,766	21,150	22,630	24,214	25,909	27,723	29,664
Technical Assistance Fee	13,279	6,816	4,859	5,199	5,563	5,952	6,369	6,815	7,292	7,802
Repayment of Foreign Currency Loans	5,760 *1)	-	grace period	-	93,251	93,251	93,251	93,251	93,251	93,251
Interest on Foreign Currency Loans	48,957	48,957	48,957	48,957	41,963	34,969	27,975	20,982	13,988	6,994
	131,983	124,250	127,044	225,818	224,642	223,906	223,635	223,774	224,462	225,663
III. Balance of Foreign Currency (I - II)	157,060	198,620	216,122	142,717	171,472	201,837	234,430	269,368	304,022	340,846
Accumulation	157,060	355,680	571,802	714,519	885,991	1,087,828	1,322,258	1,591,626	1,895,648	1,236,494

Note: *1) Payment of Foreign Currency Shortage by Own Capital

表 II-45 オレフィン・コンプレックス(ケース3)の国家便益

(Unit: 10³ US\$)

Fiscal year	1980	1981	1982	1983	1984	1985	1986	1987	1988	1989
I. Sales										
(1) Export	95,496	70,304	41,775	38,908	34,671	28,828	20,448	9,855	6,118	1,553
(2) Domestic	226,300	291,028	342,004	373,411	408,794	448,068	492,960	543,190	586,663	634,005
Total Sales	321,796	361,332	383,779	412,319	443,465	476,896	513,408	553,045	592,721	635,558
II. Production Cost										
(1) Variable costs										
Raw material & fuel	51,205	58,804	58,586	62,759	67,108	71,804	76,861	82,195	87,966	94,110
Packing expense	5,867	6,278	6,717	7,188	7,691	8,229	8,805	9,421	10,081	10,787
Catalyst & chemicals	8,610	9,213	9,858	10,548	11,286	12,076	12,921	13,826	14,794	15,830
By-products	-39,508	-42,256	-45,179	-48,350	-51,678	-55,284	-59,174	-63,383	-67,825	-72,579
(2) Fixed Cost										
Labour & plant overhead	2,240	2,396	2,564	2,744	2,936	3,141	3,361	3,596	3,848	4,118
Maintenance	20,169	21,580	23,091	24,708	26,438	28,288	30,268	32,386	34,654	37,080
Foreign supervisor	16,599	8,520	6,074	6,499	6,954	7,440	7,961	8,519	9,115	9,753
Administration	7,723	8,672	9,211	9,896	10,643	11,445	12,322	13,273	14,227	15,253
Total Production Cost	72,905	69,207	70,942	75,992	81,442	87,139	93,325	99,833	106,860	114,352
III. Benefit										
Benefit	248,891	292,125	312,837	336,327	362,023	389,757	420,083	453,212	485,921	521,206
Accumulation	248,891	541,016	853,853	1,190,180	1,552,203	1,941,960	2,362,043	2,815,255	3,301,176	3,822,382

表 II-46 オレフィン・コンプレックス(ケース3)の内部収益率の計算
—潜在価格による国家便益—

(National Benefit on Shadow Price)

	Investment + W. Capital		Net Cash Flow	Discount Rate	Present Value (Cash)	Present Value (Inv)
	1,075,910	24,870		1.0000		1,100,780
1980	0		248,891	0.78186	194,947	0
1981	0		292,125	0.61131	178,928	0
1982	0		312,837	0.47796	149,871	0
1983	0		336,327	0.37370	126,032	0
1984	0		362,023	0.29218	106,123	0
1985	0		389,757	0.22844	89,209	0
1986	0		420,083	0.17861	75,204	0
1987	0		453,212	0.13965	63,464	0
1988	0		485,921	0.10919	53,231	0
1989	-198,898	-24,870	521,206	0.08537	44,668	-19,103
					1,081,677	1,081,677

Internal rate of return 27.9 %

第5章 プロジェクト・スキームに関する資料

5-1 オレフィン・コンプレックス,各ケースの工場組織および所要人員

5-1-1 組織に対する基本的考え方

以下に述べる組織は、1974年1月に実施したインドネシア工業省化学工業局およびプルタミナとの打合せで確認した考え方に基づき、作成したものである。

- (1) 基幹となるオレフィン・プラントおよび用役プラントは、プルタミナ100%の資本にて運営し、オレフィン・プラントからの各中間製品、および各用役を各誘導品プラントに原料として供給する。
- (2) 誘導品プラントについては、プルタミナが主導権を取り、合併方式で、運営を行う。また、採用技術については、最新の完成技術を採用し、技術の開発や改善等を行うために必要な研究、および技術開発部門は、コンプレックス内に持たないこととした。また、このコンプレックスで製造される製品は、プルタミナ、および合併の親会社に全量販売することを前提として、営業部も設置しないこととした。

以上の考え方に基づき、各ケースごとに作成した組織、人員表は下記の通りである。

(a) ケース 1

インドネシア人	2,127
外国人	32
合計	2,159人

(b) ケース 2

インドネシア人	2,582
外国人	32
合計	2,614人

(c) ケース 3

インドネシア人	2,257
外国人	32
合計	2,289人

なお、当人員表は、営業運転開始より約2年後のプラントの運転が落ち着いた時点を想定し、作成したものであり、後述するように、試運転準備期間、試運転期間、営業運転開始後の約1.5年間の期間は、別途、外国人の技術援助が必要と考えている。

それぞれのケースにおけるプラント組織は、表Ⅱ-47(1)~(3)に示した。

5-1-2 各部の職務機能等について

(1) プルタミナ100%運営部門

(a) 製造部

1) 製造1課、および2課

生産管理課の指示に基づくオレフィン・プラント、および用役プラントの運転管理を業務とし、両製造課は4直3交替にて運転員を確保し、年間約8,000時間の稼働を前提として人員計画を組んだものである。なお、プラントの運転管理に必要な工程分析、および製品の合格・不合格を確認するための検定分析も、製造課で実施することで考慮した。すなわち、分析関係の人員も製造課員に含まれている。

2) 生産管理課

生産管理課は、各誘導品プラントの運転計画を把握し、全プラントの運転方針を調整し、毎月のエチレン・プラント、および用役プラントの運転計画立案と、計画に対する実績の整理を行う。

3) 技術課

技術課は、工務部、および生産管理課等と連絡を取り、コンプレックス全体(含合併工場)のシャット・ダウン計画、保全計画、長期運転計画等の立案を行う。

また、各種技術基準(レイアウト基準、装置の設計基準等)の確立、および製造各課に対する技術援助を行う。

表 II-47(1) 工場・組織・人員表 ケース1

	Works Manager	Director	Manager	Superin- tendent	Staff	Foreman	Operator	Labourer	Helper	Total
Pertamina Departments in Charge										
Production Dept.	2	1	1	2	4	14	50	8	10	92
Production Div. No. 1 (Ethylene)										
Production Div. No. 1 (Expatriates)		(1)	(1)	(1)	(1)					(4)
Production Div. No. 2 (Utilities)		1	1	3	6	6	36	4	5	61
Production Coordinate Div.		1	1	4	8	8	8	8	6	43
Technical Admi. Div.		1	1	2	4	4	4	4	4	23
Sub-Total (Expatriates)	2	1	4	11	22	32	98	24	25	219
Safety Dept.		(1)	(1)	(1)	(1)					(4)
Safety Div.		1	1	2	4	6	40	4	6	64
Environment Div.		1	1	2	4	6	20	4	4	41
Sub-Total	1	2	4	8	12	60	8	10	10	105
Maintenance Dept.	1	1	1	9	18	36	144	16	13	238
Machinery Div.		1	1	9	18	36	144	16	11	235
Elect. /Instr. Div.		1	1	9	18	36	144	16	7	85
Civil Div.		1	1	5	8	16	32	16	7	85
Sub-Total	1	3	23	44	88	88	320	48	31	558
Administ. Dept.	1	1	1	2	4	8	24	36	6	82
Gen. Affairs Div.		1	1	2	4	8	24	36	6	82
Personnel & Employee Relation Div.		1	1	2	4	8	24	36	6	82
Finance Div.		1	1	2	4	8	24	36	6	82
Purchasing Div.		1	1	2	4	8	24	36	6	82
Products Div.		1	1	2	4	8	24	36	6	82
Traffic Div.		1	1	2	4	8	24	36	6	82
Sub-Total	1	6	12	24	48	96	320	48	31	558
Pertamina Department Total (Expatriates)	2	4	15	50	118	216	624	200	92	1,321
J. V. - Plant		(1)	(1)	(1)	(1)					(4)
Electrolysis Plant	1	1	1	3	6	6	26	12	7	63
Production Div.		(1)	(1)	(1)	(1)					(4)
(43,000 t/y as Cl ₂)		1	1	1	3	4	8	6	3	26
Clerical Div.		1	1	1	3	4	8	6	3	26
Sub-Total (Expatriates)	1	1	2	4	9	10	34	18	10	89
VCM Plant	1	1	1	3	6	9	34	4	7	66
Production Div.		(1)	(1)	(1)	(1)					(4)
(70,000 t/y)		1	1	1	3	4	8	6	3	26
Clerical Div.		1	1	1	3	4	8	6	3	26
Sub-Total (Expatriates)	1	1	2	4	9	13	42	10	10	92
PVC Plant	1	1	1	3	6	7	46	22	7	94
Production Div.		(1)	(1)	(1)	(1)					(4)
(70,000 t/y)		1	1	1	3	4	8	6	3	26
Clerical Div.		1	1	1	3	4	8	6	3	26
Sub-Total (Expatriates)	1	1	2	4	9	13	42	10	10	92
LDPE Plant	1	1	1	1	4	13	65	8	7	101
Production Div.		(1)	(1)	(1)	(1)					(4)
(100,000 t/y)		1	1	1	3	9	29	8	3	54
Clerical Div.		1	1	1	3	4	8	6	3	26
Sub-Total (Expatriates)	1	1	2	4	9	13	42	10	10	92
HDPE Plant	1	1	1	1	4	9	48	4	7	76
Production Div.		(1)	(1)	(1)	(1)					(4)
(30,000 t/y)		1	1	1	3	5	9	8	3	30
Clerical Div.		1	1	1	3	4	8	6	3	26
Sub-Total (Expatriates)	1	1	2	4	7	22	94	16	10	155
MEG Plant	1	1	1	1	4	10	26	4	7	55
Production Div.		(1)	(1)	(1)	(1)					(4)
(50,000 t/y)		1	1	1	3	4	8	6	3	26
Clerical Div.		1	1	1	3	4	8	6	3	26
Sub-Total (Expatriates)	1	1	2	4	7	14	57	12	10	106
PP Plant	1	1	1	1	4	10	26	4	7	55
Production Div.		(1)	(1)	(1)	(1)					(4)
(48,000 t/y)		1	1	1	3	4	18	8	3	38
Clerical Div.		1	1	1	3	4	18	8	3	38
Sub-Total (Expatriates)	1	1	2	4	7	13	79	12	10	127
J. V. - Plant Total (Expatriates)	7	7	14	20	55	99	426	108	70	806
GRAND TOTAL	9	11	29	70	173	315	1,050	308	162	2,127
Indonesian Expatriates		(8)	(8)	(8)	(8)					(32)

表 II-47(2) 工場・組織・人員表 ケース2

	Works Manager	Director	Manager	Superin- tendent	Staff	Foreman	Operator	Labourer	Helper	Total
Pertamina Departments in Charge										
Production Dept.	2	1	1	2	4	14	67	8	10	109
Production Div. No.1 (Ethylene)										
Production Div. No.1 (Expatriates)		(1)	(1)	(1)	(1)					(4)
Production Div. No.2 (Utilities)			1	3	6	6	48	4	5	73
Production Coordinate Div.		1	1	4	8	8	8	8	6	43
Technical Admi. Div.		1	1	2	4	4	4	4	4	23
Sub-Total (Expatriates)	2	1	4	11	22	32	127	24	25	248
Safety Dept.		1	1	2	4	6	40	4	6	64
Environment Div.		1	1	2	4	6	20	4	4	41
Sub-Total		1	2	4	8	12	60	8	10	105
Maintenance Dept.		1	1	9	18	36	200	16	13	294
Elect. /Inst. Div.		1	1	9	18	36	200	16	11	291
Civil Div.		1	1	5	8	16	45	16	7	98
Sub-Total		1	3	23	44	88	445	48	31	683
Administ. Dept.		1	1	2	4	8	24	36	6	82
Gen. Affairs Div.		1	1	2	4	8	24	36	6	82
Personnel & Employee Relation Div.		1	1	2	9	18	18	9	4	61
Finance Div.		1	1	2	9	18	36	9	4	79
Purchasing Div.		1	1	2	9	18	36	9	4	79
Products Div.		1	1	2	9	14	20	9	4	59
Traffic Div.		1	1	2	4	18	27	108	4	164
Sub-Total		1	6	12	44	94	161	180	26	524
Pertamina Departments Total (Expatriates)	2	4	15	50	118	226	793	260	92	1,560
J. V. - Plant										
Electrolysis Plant (105,000 t/y as Cl ₂)	1	1	1	3	6	8	31	12	7	70
Production Div.		(1)	(1)	(1)	(1)					(4)
Clerical Div.		1	1	1	3	4	8	6	3	26
Sub-Total (Expatriates)	1	1	2	4	9	12	39	18	10	96
VCM Plant (170,000 t/y)	1	1	1	3	6	9	34	8	7	70
Production Div.		(1)	(1)	(1)	(1)					(4)
Clerical Div.		1	1	1	3	4	8	6	3	26
Sub-Total (Expatriates)	1	1	2	4	9	12	39	18	10	96
PVC Plant (170,000 t/y)	1	1	1	3	6	8	88	34	7	149
Production Div.		(1)	(1)	(1)	(1)					(4)
Clerical Div.		1	1	1	3	14	66	16	3	104
Sub-Total (Expatriates)	1	1	2	4	9	22	154	50	10	253
LDPE Plant (200,000 t/y)	1	1	1	1	4	13	84	8	7	120
Production Div.		(1)	(1)	(1)	(1)					(4)
Clerical Div.		1	1	1	3	16	64	16	3	104
Sub-Total (Expatriates)	1	1	2	4	9	22	148	24	10	224
HDPE Plant (80,000 t/y)	1	1	1	1	4	9	48	6	7	78
Production Div.		(1)	(1)	(1)	(1)					(4)
Clerical Div.		1	1	1	3	8	27	8	3	51
Sub-Total (Expatriates)	1	1	2	2	7	17	75	14	10	129
MEG Plant (100,000 t/y)	1	1	1	1	4	10	26	4	7	55
Production Div.		(1)	(1)	(1)	(1)					(4)
Clerical Div.		1	1	1	3	4	8	6	3	26
Sub-Total (Expatriates)	1	1	2	2	7	14	34	10	10	81
PP Plant (100,000 t/y)	1	1	1	1	4	9	61	4	7	89
Production Div.		(1)	(1)	(1)	(1)					(4)
Clerical Div.		1	1	1	3	9	29	8	3	54
Sub-Total (Expatriates)	1	1	2	2	7	18	90	12	10	143
J. V. - Plant Total (Expatriates)	7	7	14	20	55	125	582	142	70	1,022
GRAND TOTAL Indonesian Expatriates	9	11	29	70	173	351	1,375	402	162	2,582
		(8)	(8)	(8)	(8)	(8)	(8)	(8)	(8)	(32)

表 II-47(3) 工場・組織・人員表 ケース 3

	Works Manager	Director	Manager	Superin- tendent	Staff	Foreman	Operator	Labourer	Helper	Total
Petramina Departments in Charge										
Production Dept.	2	1	1	2	4	14	58	8	10	100
Production Div. No.1 (Ethylene)										
Production Div. No.1 (Expatriates)		(1)	(1)	(1)	(1)					(4)
Production Div. No.2 (Utilities)		1	1	3	6	6	42	4	5	67
Production Coordinate Div.		1	1	4	8	8	8	8	6	43
Technical Adm. Div.		1	1	2	4	4	4	4	4	23
Sub-Total (Expatriates)	2	1	4	11	22	32	112	24	25	233
Safety Dept.		1	1	2	4	6	40	4	6	64
Safety Div.		1	1	2	4	6	40	4	6	64
Environment Div.		1	1	2	4	6	20	4	4	41
Sub-Total	1	2	2	4	8	12	60	8	10	105
Maintenance Dept.		1	1	9	18	36	172	16	13	266
Machinery Div.		1	1	9	18	36	172	16	13	266
Elect./Instr. Div.		1	1	9	18	36	172	16	11	263
Civil Div.		1	1	5	8	16	38	16	7	91
Sub-Total	1	3	23	44	88	88	382	48	31	620
Administ. Dept.		1	1	2	4	8	24	36	6	82
Gen. Affairs Div.		1	1	2	4	8	24	36	6	82
Personnel & Employee Relation Div.		1	1	2	9	18	18	9	4	61
Finance Div.		1	1	2	9	18	36	9	4	79
Purchasing Div.		1	1	2	9	18	36	9	4	79
Products Div.		1	1	2	9	14	20	9	4	59
Traffic Div.		1	1	2	4	12	18	72	4	113
Sub-Total	1	6	12	44	88	152	144	26	26	473
Pertamina Departments Total (Expatriates)	2	4	15	50	118	220	706	224	92	1,431
J. V. - Plant										
Electrolysis Plant (60,000 t/y as Cl ₂)	1	1	1	3	6	6	26	12	7	63
Production Div.		1	1	3	6	6	26	12	7	63
Production Div. (Expatriates)		(1)	(1)	(1)	(1)					(4)
Clerical Div.		1	1	1	3	4	8	6	3	26
Sub-Total (Expatriates)	1	1	2	4	9	10	34	18	10	89
VCM Plant (100,000 t/y)	1	1	1	3	6	9	34	4	7	66
Production Div.		1	1	3	6	9	34	4	7	66
Production Div. (Expatriates)		(1)	(1)	(1)	(1)					(4)
Clerical Div.		1	1	1	3	4	8	6	3	26
Sub-Total (Expatriates)	1	1	2	4	9	13	42	10	10	92
PVC Plant (100,000 t/y)	1	1	1	3	6	7	46	22	7	94
Production Div.		1	1	3	6	7	46	22	7	94
Production Div. (Expatriates)		(1)	(1)	(1)	(1)					(4)
Clerical Div.		1	1	1	3	6	40	8	3	62
Sub-Total (Expatriates)	1	1	2	4	9	13	86	30	10	156
LDPE Plant (120,000 t/y)	1	1	1	1	4	13	65	8	7	101
Production Div.		1	1	1	4	13	65	8	7	101
Production Div. (Expatriates)		(1)	(1)	(1)	(1)					(4)
Clerical Div.		1	1	1	3	10	37	8	3	63
Sub-Total (Expatriates)	1	1	2	2	7	23	102	16	10	164
HDPE Plant (50,000 t/y)	1	1	1	1	4	9	48	4	7	76
Production Div.		1	1	1	4	9	48	4	7	76
Production Div. (Expatriates)		(1)	(1)	(1)	(1)					(4)
Clerical Div.		1	1	1	3	5	18	8	3	39
Sub-Total (Expatriates)	1	1	2	2	7	14	66	12	10	115
MEG Plant (100,000 t/y)	1	1	1	1	4	10	26	4	7	55
Production Div.		1	1	1	4	10	26	4	7	55
Production Div. (Expatriates)		(1)	(1)	(1)	(1)					(4)
Clerical Div.		1	1	1	3	4	8	6	3	26
Sub-Total (Expatriates)	1	1	2	2	7	14	34	10	10	81
PP Plant (70,000 t/y)	1	1	1	1	4	9	61	4	7	89
Production Div.		1	1	1	4	9	61	4	7	89
Production Div. (Expatriates)		(1)	(1)	(1)	(1)					(4)
Clerical Div.		1	1	1	3	6	18	8	3	40
Sub-Total (Expatriates)	1	1	2	2	7	15	79	12	10	129
J. V. - Plant Total (Expatriates)	7	7	14	20	55	102	443	108	70	826
Grand Total	9	11	29	70	173	322	1,149	332	162	2,257
Indonesian Expatriates		(8)	(8)	(8)	(8)	(8)	(8)	(8)	(8)	(32)

25:

(b) 保安部

1) 保安課

コンプレックス全体の保安法規、および安全基準等の確立を業務とする。

コンプレックス稼働後は、保安の確立状況の検査と指導、安全に対する指導教育と訓練も合わせて実施する。

また、当課は消防隊を持ち、災害時の消火活動、および平素より一般社員に対する消火活動の基礎訓練も行う。なお、消防隊については、製造各課と同様に4直3交替勤務とする。

2) 環境課

コンプレックス建設期間中は、全プラントから発生、または排出される排水、煤煙、廃棄物、騒音等の公害防止に関する技術企画、およびその対外技術折衝（公害基準の設定、公害防止技術の選定など）を行う。

また、コンプレックス稼働後は、排水、煤煙、廃棄物、騒音等の監視を行うと同時に、コンプレックス内外の公害防止環境を整備する。

(c) 工務部

1) 機械課

コンプレックス全体の各種装置、機械および一般配管等の保全、並びに修繕を主たる業務とし、合わせて各種機械、および一般配管等の小規模な改造合理化のための設計工事を行う。

2) 電気・計装課

コンプレックス全体の受配電、発電、電話の管理、並びに電気設備の保全改良、および全計装機器の保全・改良を実施する。

3) 土建課

コンプレックス全体の土工事の施行、土建関係計画、設計、調査を実施する。

(d) 事務部

1) 総務課

ブルタミナ、および関連会社の契約手続、官庁手続き等を中心とした法規的な問題処理を主たる業務とする。その他、不動産の取得管理、一般庶務、ゲストハウスの管理等も担当する。

2) 人事課

コンプレックス全体の社員の採用、人事、給与、教育、福利厚生、およびこれらに関連する諸業務を担当する。すなわち、社員の採用に始まり、社員のための寮、社宅、福利厚生施設の管理、給与支払、社会保険、共済会の問題等を取扱う。

3) 経理課

コンプレックス全体の勘定、資金、出納を担当する。すなわち、財産関係の経理的処理、各プラントにおける収支計算（原価計算）、起業費、および運転資本等の金銭の管理、運営を行う。

4) 資 材 課

コンプレックス全体の原料・資材の購入と管理、および工事契約を担当業務とする。具体的作業を例にとると、原材料・資材倉庫、および原料タンクヤードの運営管理等が当課の業務である。

5) 製 品 課

各製造課で製造された製品の管理を行う。

具体的に言えば、液体製品タンクの管理、および固体製品倉庫の管理を担当する。なお、固体製品については、各プラントに充填装置を持ち、充填作業までは、各製造課の所掌範囲とする。

6) 運 輸 課

主として工場内の移送作業を主業務とし、それに加え、工場内の整備、整頓作業も当課の業務とする。具体例をあげれば下記の通りである。

- I) 製品、原料、資材の工場内移送（運搬）作業
- II) 各プラントとオフィス間の文書等の運搬。
- III) 各プラントよりの排出物、廃棄物の運搬および処分。
- IV) その他工場内道路等の清掃作業

(2) 合弁方式により設立した工場

(a) 製 造 課

ブルタミナ、およびパートナーの両親会社より指示された生産計画に基づき、かつ、前述のブルタミナ100%運営部門である製造部生産管理課と生産調整を行いつつ、プラントの運営管理を行う。

また、プラント運営管理上必要な工程分析も、製造課の担当として製造課の人員に含まれている点は、エチレン・プラント、用役プラントと同様である。

また、液体製品については、製品タンクヤードへの払出しまでを製造課の所掌範囲とし、固体製品については、充填作業完了までを製造課の担当範囲とする事は、前述の通りである。なお、製造課の管理者（課長、係長、スタッフ）は、最少限、機械技術者1名、電気・計装技術者1名、化学工学技術者2名（分析者を含む）をメンバーに入れ、構成する必要がある。

(b) 各事務課

各合弁工場内に存在する事務課は、前述のブルタミナ100%運営部門の事務部と協働して、工場内で必要とする事務処理全てを行う。

具体的に言えば

- 1) 各プラント月別・運転経費の整理
- 2) 人事および月別勤務管理
- 3) 原材料・資材の購売請求
- 4) 製品の生産数量・在庫・払出数量の確認
- 5) その他個々のプラントとして必要な一般庶務

5-2 用役設備, サービス設備およびその他基盤設備

5-2-1 用役設備

用役設備の考え方としては, まとまった1つの用役設備を設け, そこより各プラントへ必要量を供給し, コンプレックス内の各々のプラントについては, 用役設備は持たないものとする。

(1) 電力と蒸気の供給

オレフィン・コンプレックスの場合, 電力は, ボイラー, タービン, 発電機により発生するのが経済的である。発電用蒸気の圧力は, 基幹となるオレフィン・プラントで110 Kg/cm²の蒸気が発生し, その蒸気でガス圧縮機を運転しているが, 運転性のため, 用役設備の蒸気の圧力もそれに合わせて110 Kg/cm²以上にする。

また, その他のプロセス・スチームについては, 圧力20 Kg/cm²以下である。それを必要量だけ電力発生用のスチーム・タービンより, 抽気するのが経済的である。

従って, スチーム・タービンは, 抽気および復水の複合型式となる。発電機の仕様書は表II-48の通りである。

(2) 海水の取水および供給

石油化学コンプレックスの水消費量は非常に多いので, できる限り海水を使用し, 淡水の消費を削減することが望ましい。きれいな海水を得るためのパイプラインは沖に0.7 Kmぐらい出し, さらに工場まで陸地を1 Kmぐらいはわせることが必要と思われる。各ケースに対する海水の必要量は下記の通りである。

ケース 1	0 (バレンバンでは海が遠いため河川水を利用する)
ケース 2	6 3.0 0 0 m ³ /h
ケース 3	4 1.0 0 0 m ³ /h

仕 様 書	ケース 2	ケース 3
A) パイプライン		
長さ Km	1.7	1.7
材質	鋳鉄	鋳鉄
パイプ直径 m	2.36	1.9
パイプライン数	2	2
B) ポンプ		
型	遠心ポンプ	遠心ポンプ
能力 m ³ /h	1 0.0 0 0	1 0.0 0 0
モーター KW	2,200	2,200
数量	6 + 1	4 + 1

表 II-48 発電機の仕様

Specification

	<u>Case 1</u>	<u>Case 2</u>	<u>Case 3</u>
A) <u>Boiler</u>			
Number required	2	2	2
Capacity, t/h	240	520	330
Steam Pressure, kg/cm ² G	120	120	120
Steam temperature, °C	540	540	540
Forced Draft Fan (Motor Driven), kw	240	525	330
Induced Draft Fan (Motor Driven), kw	240	525	330
Boiler Feed Water Pump (Steam Driven), kw	1,450	3,100	2,000
B) <u>Turbine - Generator</u>			
Number required	2 + 0	2 + 0	2 + 0
Extract Steam, 20 kg/cm ² G, t/h	72	158	101
Extract Steam, 10 kg/cm ² G, t/h	82	201	133
Condensing Steam Pressure, ata	0.08	0.08	0.08
Condensing Steam, t/h	165	338	209
Turbine Type	Single	Cylinder	Single flow
C) Generator Output, kw			
Generator Output, kw	40,000	87,500	5,500
Generator type	Three phase A.C. synchronous voltage 11,000 V, 50 Hz		

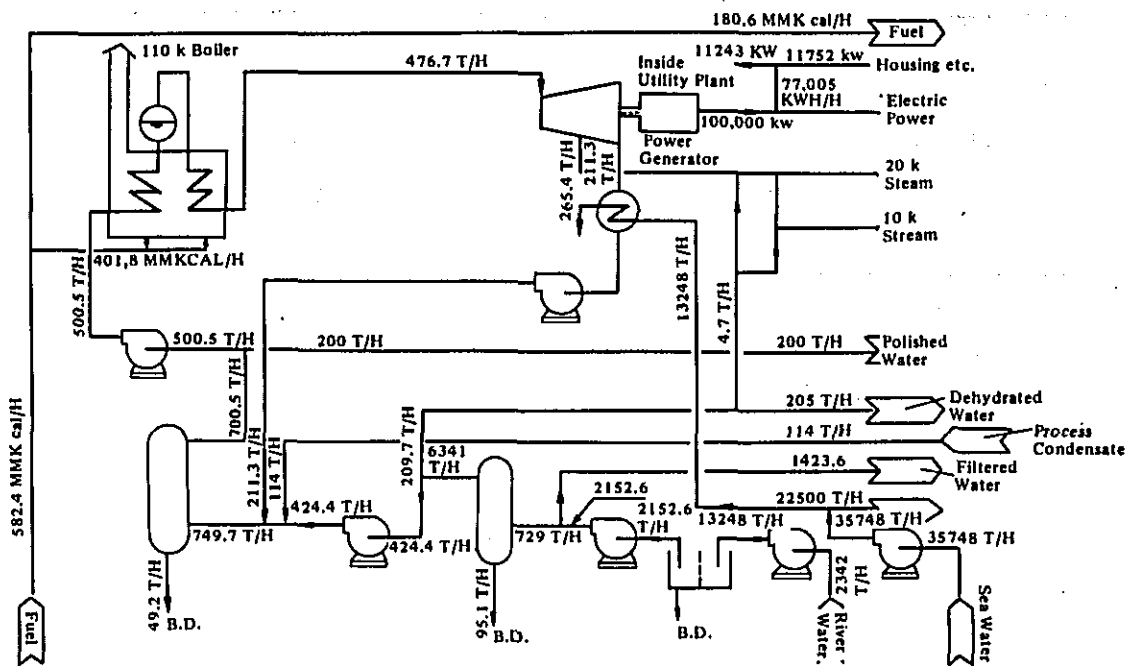


図 Ⅱ-14 用役収支およびフロー・ダイアグラム—オレフィン・コンプレックス

(3) 水処理システム

河川水は、ケース 1 の場合を除いて工場地より約 20 Km 離れた河から取り、ポンプステーションで沈殿ろ化をして浄化すると仮定した。ろ化された水は、パイプラインで工場建設地に送られ、その後飲料水、脱塩水、純水に処理される。ろ化された水は、塩素(クロールン)を注入することによって飲料水として殺菌(消毒)される。また脱塩水にするために、一部を脱塩装置に通す。脱塩装置は、主要機器としては陽イオン交換器、脱気装置 陰イオン交換器からなっている。陽イオン交換器を通過させることにより、河水中の陽イオンは、イオン交換樹脂によって H^+ イオンに転移され、これで、最初から含まれていた塩基以外は除かれる。この塩基を除くためにまず、脱気装置を通して溶解した二酸化炭素を取り除き、さらにこの脱気装置を通した水を、陰イオン交換器に通過させ、あらゆる陰イオンを OH イオンに交換させる。脱塩水の水质は下記に示す通りである。

伝導率	10 マイクロ ho/cm 以下
残留シリカ	0.5 ppm 以下 (SiO_2 として)

この脱塩水の一部および、回収されてくるコンデンセートはポリッシャーを通してボイラー給水とする。

このポリッシャーは、脱塩装置と同様に陽イオン交換器と陰イオン交換器からなっていて、電気伝導率 1 マイクロ ho/cm 以下の高圧ボイラー供給水をつくるように設計される。

各ケースに必要な水処理設備の能力は、下記に示す通りである。

	ケース1	2	3
河川取入 m^3/h	3,400	4,600	3,100
ろ過水 m^3/h	3,100	4,250	2,900
脱塩水 "	450	1,050	700
純水 "	530	1,170	750

(4) 計装用空気とサービス用空気の供給

計装用空気とサービス用空気は、大気を無給油式空気圧縮機で 7 Kg/cm^2 にまで圧縮し、そのうち計装空気としての使用分を空気乾燥器で乾燥し、残りをサービス用空気として使用する。この空気乾燥器は、2塔式で、1塔で空気を乾燥している間、もう1塔で再生する。これは自動切換システムとなっている。

	ケース1	2	3
風量 (Nm^3/h)			
計装用空気	3,922	7,544	5,232
サービス用空気	2,300	4,000	3,000
計	6,222	11,544	8,232
コンプレッサー数	1+1	1+1	1+1

計装用空気の仕様

圧力	7 Kg/cm^2
露点	-10°C 7 Kg/cm^2 時
性状	油分なしで塵埃を含まず乾燥した空気

(5) 酸素と不活性ガスの供給

塩化ビニールモノマーとエチレン酸化プラント用に必要な酸素と、プロセス・プラント用に必要な不活性ガスのために、酸素と窒素が空気分離工程で発生される。

	ケース1	2	3
必要酸素 Nm^3/h	7,000	14,500	13,500
" 窒素 "	3,100	6,900	4,400
" ユニット数	1	1	1
" 空気圧 Kg/cm^2	5.2	5.2	5.2
純度			
酸素	98 vol %	500 mm Ag	
窒素	99.99 "	"	

(6) 燃料ガスの供給

石油化学コンプレックスにおいては、オレフィン製造時に多種の副産物が生成されるが、製品

として利用できない成分は、燃料として利用するのが普通である。一方、石油化学コンプレックスの燃料消費は、電力を外部から購入するか、自家発電によるかによって大きく変化する。各ケースにおける燃料バランスを表Ⅱ-49に示す。不足の燃料は、天然ガスにより補給されるが、オレフィン製造時に副生する成分中には、アロマティックス・コンプレックスの原料として有用なものも含まれるので、実際の不足量は30%増となる。

表 Ⅱ-49 燃料バランス

(10^9 Kcal/y)

<u>Plant production</u>	<u>Composition</u>	<u>Case 1</u>	<u>Case 2</u>	<u>Case 3</u>
Olefin	H ₂	734.4	1,598.7	1,065.8
	CH ₄	854.7	1,856.5	1,238.9
	C ₃ =	108.4	207.4	95.1
	LPG	232.7	505.2	337.1
	C ₄	521.4	1,133.5	756.3
	Pylosis Gasoline	342.5	744.7	496.8
	Fuel Oil	47.3	102.9	68.3
Electrolysis	H ₂	<u>41.0</u>	<u>98.7</u>	<u>58.1</u>
Production Total		2,882.4	6,247.6	4,116.4
<u>Consumption</u>				
Olefin	Gas & Oil	1,539.2	3,344.0	2,231.2
VCM	Gas	87.2	212.8	124.8
Steam & Power Generation	Gas	<u>2,294.4</u>	<u>5,198.4</u>	<u>3,487.4</u>
Consumption Total		3,920.8	8,755.2	5,843.4
<u>Shortage</u>		1,038.4	2,507.6	1,727.0

(7) コンプレックス全体の用役消費

表Ⅱ-50および表Ⅱ-51は、ケース3におけるプロセス・プラントの用役消費と用役バランスを示している。

表 II-50 プロセス・プラントの用役消費

	Stream Factor = 100%									
	Olefin	VCM	PVC	IDPE	HDPE	EG	PP	Elect	Total	
Production t/y	297,500	104,000	100,000	120,000	50,000	100,000	70,000	61,600		
Production t/h	37.19	13.0	12.5	15.0	6.25	12.5	8.75	7.7		
Power KW	2,000	2,834	4,700	22,500	4,844	6,250	8,313	25,564	77,005	
Steam HP t/h	40	11.3	--	15.0	--	--	45.1	--	111.4	
Steam IP t/h	--	10.4	35.0	--	43.75	33.75	--	33.11	156.0	
(Total t/h)	--	(21.71)	(35.0)	(15.0)	(43.75)	(33.75)	45.1	(33.11)	(267.5)	
C.W. Makeup t/h	--	161	40	150	169	313	236	139	1,208	
Sea Water t/h	22,500	--	--	--	--	--	--	--	22,500	
Process Water t/h	10.0	14.3	120.0	15.0	12.5	--	43.8	--	215.6	
Demineralized										
Water t/h	2.0	19.5	140.0	--	--	16.3	8.8	1.5	186.0	
Polished Water t/h	200	--	--	--	--	--	--	--	200	
Instrument Air Nm ³ /h	300	377	600	1,350	281	875	394	212	4,389	
Inert Gas Nm ³ /h	--	572	300	1,200	625	200	1,313	154	4,364	
Fuel Gas MMKal/h	165	15.6	--	--	--	--	--	--	180.6	
Plant Air Nm ³ /h	--	845	600	--	--	--	--	--	1,445	
Oxygen Nm ³ /h	--	1,360	--	--	--	12,000	--	--	13,360	
St.Condensate t/h	9	10.9	17.5	7.5	21.9	16.9	22.6	16.6	113.9	

表 II-51 ケース 3 の用役収支

Stream Factor = 100 %

	Unit Capacity	476.7t	101,463	35,750t	2,485t	2,284t	634.lt	700.5t	5,049	2,745	4,364Nm ³	13,360Nm ³	--	--		
	KW								Nm ³	Nm ³						
	Process Plant	Steam Boiler	Electric Power Generation	Sea Water	River Water Intake	Filtered Water	Demine-ralized Water	Polish-ed Water	Instru-ment Air	Plant Air	Inert Gas	Oxygene	Mainte-nance Shop	Office Light-ing		
Electric Power	KW	77,005	1,300		7,758	1,337	528	848	935	1,017	571	796	6,418	2,000	950	101,465
Steam 110 K	t/h	--	476.7	476.3												476.7
Steam 20 K	t/h	111.4		111.4												111.4
Steam 10 K	t/h	156.9		158.7			0.2	0.5				2.0				158.7
Sea Water	t/h	22,500		13,250												35,750
River Water	t/h	--				2,485										2,485
Filtered Water	t/h	1,423		13			729		47		27	45				2,284
Deminer-alized Water	t/h	186		4.7				424.4				19				634
Polished Water	t/h	200		500.5												700.5
Instrument Air	Nm ³ /h	4,389		500		10	50	50				50				5,049
Plant Air	Nm ³ /h	1,445		300									1,000			2,745
Inert Gas	Nm ³ /h	4,364														4,364
Oxygene	Nm ³ /h	13,360														13,360
Fuel	MM Kal/h	180.6		401.8												582.4
Steam Condensate	t/h	113.9		211.3				325.2								325.2

5-2-2 サービス（付帯）設備

石油化学コンビプレックスの運転に直接必要な用役設備の他に、下記の付帯設備が建設されなければならない。

(1) 事務所および建物

- 管理事務所
- 倉庫
- ガレージ
- 食堂
- 更衣室
- シャワー室
- 医務室
- 補助品倉庫
- 薬品倉庫

(2) 防火設備

- 火災報知器
- 消防車
- 消火設備
- 消防船
- 消火器

(3) 保全工場

- 機械工場
- 溶接工場
- 電機工場
- 補修工場
- 計器工場
- 木工工場
- 自動車整備工場

(4) 通信システム

- 電話
- 電信
- ページング

(5) 廃物処理

- 焼却炉
- 廃水溝

- 一分離器
- 一沈澱池
- 一ブローダウンおよびフレーザー

(6) 照 明

- 一道路の照明
- 一タンク地区の照明
- 一倉庫の照明
- 一事務所の照明
- 一用役地区の照明
- 一積出区の照明

(7) その他

- 一喫煙所
- 一技術サービス研究所
- 一研究所
- 一レクリエーション設備
- 一車 輛
- 一礼拝堂
- 一構内配管
- 一公衆便所
- 一保安設備

(8) 土 地

(a) 土地造成

- 一測量調査費
- 一排水および排水溝設置
- 一整 地
- 一切通し
- 一最終地ならし

(b) その他

- 一 道 路
- 一 歩 道
- 一 舗 道
- 一 植 樹
- 一 へ い
- 一 守 衛 所

一 駐車場

一 土地美観形成

5-2-3 その他基盤設備

(1) 港湾

船舶

	<u>タンカー</u>	<u>貨物</u>
容量	5,000 DWT	5,000 DWT
長さ <i>m</i>	102	111
幅 <i>m</i>	13.3	14.8
喫水 <i>m</i>	6.3	6.6

をベースとした次のものが必要である。

埠頭

長さ	200 <i>m</i>		
深さ	L.L.W.Lから-7.0 <i>m</i>		
材質	鉄筋コンクリート		
杭	鉄パイプ		
建造物	<u>ケース1</u>	<u>2</u>	<u>3</u>
橋梁長さ <i>m</i>	50	50	—
" 広さ <i>m</i>	5	5	—
埠頭広さ <i>m</i>	15	15	15
浚渫機	—	200×2,000	500×500 200×500

(2) 社宅

インドネシアにおいては、大規模工場の場合、工場要員に社宅を供給する事は通例であり、特に本プロジェクトのように工場を遠方に立地するのでは、要員確保の意味から当然のことである。

工場要員は表II-47(1)~(3)の工場組織人員表に示されるが、社宅建設計画に当り、必要戸数の算出には、次の前提を置いた。

- (a) 作業員および補助要員は、地方で動員可能として社宅は供給しない。
- (b) ケース1はパレンバン近郊が予定されるので、運転者の1/3にのみ社宅を供給する。
- (c) プラント建設的の契約用のキャンプは、契約者自身が別途考慮する。
- (d) プラントの試運転時のプラント所有者側の外国人は、各ケースとも計150人とし、55戸に合宿させる。

建設される社宅は、スタッフ以上用と、一般用の二つに分ける。上級用の建坪は、一戸当り

150 m², 一般用は60 m²とする。

	ケース 1	2	3
上級ユーザー数	347	347	347
一般ユーザー数	455	1,726	1,471
社宅用土地面積	138.2 ha	183.2 ha	168.3 ha

5-3 建設費一覧表

表II-52に、各ケースの建設費を記す。また各ケースごと、各プロセス・プラントごとの建設費詳細を表II-53(1)~(3)に、用役設備の詳細を表II-54に示す。

ケース3について、用役設備およびオフサイト設備を各プラント別に振分けたものを表II-55に示す。

表 II-52 建設費要約

(Unit: 10³ US\$)

ITEMS	CASE 1			CASE 2			CASE 3		
	FOREIGN	LOCAL	TOTAL	FOREIGN	LOCAL	TOTAL	FOREIGN	LOCAL	TOTAL
a. Equipment & Materials	137.2	3.5	140.7	243.1	6.2	249.3	174.0	4.5	178.5
b. Erection Work	-	19.3	19.3	-	71.1	71.1	-	30.8	30.8
c. Civil Work	15.9	13.4	29.3	26.5	45.1	71.6	14.8	15.3	30.1
d. Supervision	20.0	5.0	25.0	33.0	8.3	41.3	25.0	6.3	31.3
e. Engineering & Constructor's Fee	43.4	33.1	76.5	77.6	59.2	136.8	54.6	41.6	96.2
Inside Battery Limit Facility	216.2	74.3	290.5	380.2	189.9	570.1	268.4	98.4	366.9
Licence & Know-how	24.0	-	24.0	43.8	-	43.8	30.8	-	30.8
Catalyst & Chemicals	3.6	0.1	3.7	7.1	0.2	7.3	6.5	0.2	6.7
Spare Parts	13.7	0.4	14.1	24.3	0.6	24.9	17.4	0.4	17.8
Contingency	21.6	7.8	29.4	38.0	20.3	58.3	26.8	10.4	37.2
Process Plant	279.1	82.6	361.7	493.4	211.0	704.4	349.9	109.4	459.4
Utility Facilities	65.9	22.6	88.5	151.6	61.4	213.0	103.9	35.9	139.8
Process Control Laboratory	3.8	0.7	4.5	3.7	1.2	4.9	3.8	0.8	4.6
Storage & Handling	19.4	8.2	27.6	37.9	27.0	64.9	24.8	11.8	36.6
Service Facilities	35.6	17.6	53.2	57.9	48.0	105.9	44.9	23.2	68.1
Jetty, Housing, Road etc.	31.7	29.1	60.8	57.2	102.0	159.2	38.1	40.2	78.3
Off-site	90.5	55.6	146.1	156.7	178.2	334.9	111.6	76.0	187.6
Total Construction Cost	435.4	160.7	596.3	801.8	450.6	1252.4	565.4	221.3	786.8

表 II-53(1) ケース1の建設費

(Unit: 10⁶ US\$)

	Olefin			VCM			PVC			LDPE			HDPE			EG			PP			Electrolysis			Foreign Portion Total	Rupiah Portion Total	Grand Total
	Foreign Currency Portion	Rupiah Portion	Total	Foreign Currency Portion	Rupiah Portion	Total	Foreign Currency Portion	Rupiah Portion	Total	Foreign Currency Portion	Rupiah Portion	Total	Foreign Currency Portion	Rupiah Portion	Total	Foreign Currency Portion	Rupiah Portion	Total	Foreign Currency Portion	Rupiah Portion	Total	Foreign Currency Portion	Rupiah Portion	Total			
1. Inside Battery Limit Facility																											
a. Equipment & Materials	31.2	0.8	32.0	9.4	0.2	9.6	7.7	0.2	7.9	41.4	1.1	42.5	7.9	0.2	8.1	13.6	0.3	13.9	14.1	0.4	14.5	12.0	0.3	12.3	137.2	3.5	140.7
b. Erection Work	-	6.5	6.5	-	1.2	1.2	-	0.8	0.8	-	4.0	4.0	-	1.1	1.1	-	1.9	1.9	-	2.1	2.1	-	1.7	1.7	-	19.3	19.3
c. Civil Work	1.4	1.2	2.6	1.7	1.5	3.2	1.3	1.1	2.4	5.4	4.7	10.1	0.9	0.8	1.7	0.9	0.8	1.7	1.8	1.5	3.3	2.1	1.8	3.9	15.6	13.4	29.0
d. Supervision	3.7	0.9	4.6	2.3	0.6	2.9	2.4	0.6	3.0	4.3	1.1	5.4	1.2	0.3	1.5	1.7	0.4	2.1	1.8	0.5	2.3	2.6	0.7	3.3	20.0	5.0	25.0
e. Engineering & Contractor's Fee	9.9	7.5	17.4	3.0	2.3	5.3	2.4	1.9	4.3	13.1	10.0	23.1	2.5	1.9	4.4	4.3	3.3	7.6	4.5	3.4	7.9	3.8	2.9	6.7	43.4	33.1	76.5
Sub Total	46.2	16.9	63.1	16.4	5.8	22.2	13.8	4.6	18.4	64.2	20.9	85.1	12.5	4.3	16.8	20.5	6.7	27.2	22.2	7.9	30.1	20.5	7.4	27.9	216.2	74.3	290.5
2. Licenced Know-how Fee	1.7	-	1.7	1.7	-	1.7	2.6	-	2.6	7.1	-	7.1	3.2	-	3.2	2.2	-	2.2	4.2	-	4.2	1.3	-	1.3	24.0	-	24.0
3. Catalyst & Chemicals	0.4	0	0.4	0.4	0	0.4	0	0	0	-	-	-	-	-	-	2.6	0.1	2.7	-	-	-	0	0	0	3.6	0.1	3.7
4. Spare parts	3.1	0	3.1	0.9	0	0.9	0.8	0	0.8	4.1	0.1	4.2	0.8	0	0.8	1.4	0	1.4	1.4	0	1.4	1.2	0	1.2	13.7	0.4	14.1
5. Storage & Warehouse	7.4	2.3	9.7	1.0	0.3	1.3	2.2	1.5	3.7	4.1	2.1	6.2	1.3	0.7	2.0	0.2	0.1	0.3	2.3	1.0	3.3	1.0	0.2	1.2	19.4	8.2	27.6
6. Process Central Laboratory	2.1	0.1	2.3	-	-	-	0.5	0.1	0.6	0.3	0.1	0.4	0.3	0.1	0.4	0.3	0	0.3	0.3	0.1	0.4	-	-	-	3.8	0.7	4.5
7. Contingency	4.6	1.8	6.4	1.6	0.6	2.2	1.4	0.5	1.9	6.4	2.2	8.6	1.2	0.4	1.6	2.0	0.7	2.7	2.2	0.8	3.0	2.1	0.8	2.9	21.6	7.8	29.4
Grand Total	65.6	21.1	86.7	22.0	6.7	28.7	21.3	6.7	28.0	86.2	25.4	111.6	19.3	5.5	24.8	29.2	7.6	36.8	32.6	9.8	42.4	26.1	8.4	34.5	302.3	91.5	393.8

表 II-53(2) ケース2の建設費

(Unit: 10⁶ US\$)

	Olefin			VCM			PVC			LDPE			HDPE			EG			PP			Electrolysis			Foreign Portion Total	Rupiah Portion Total	Grand Total
	Foreign Currency Portion	Rupiah Portion	Total	Foreign Currency Portion	Rupiah Portion	Total	Foreign Currency Portion	Rupiah Portion	Total	Foreign Currency Portion	Rupiah Portion	Total	Foreign Currency Portion	Rupiah Portion	Total	Foreign Currency Portion	Rupiah Portion	Total	Foreign Currency Portion	Rupiah Portion	Total	Foreign Currency Portion	Rupiah Portion	Total			
1. Inside Battery Limit Facility																											
a. Equipment & Materials	53.6	1.4	55.0	16.7	0.4	17.1	13.5	0.3	13.8	82.0	2.1	84.1	14.7	0.4	15.1	21.2	0.5	21.7	23.4	0.6	24.0	18.1	0.5	18.6	243.1	6.2	249.3
b. Erection Work	-	23.5	23.5	-	4.6	4.6	-	3.1	3.1	-	16.8	16.8	-	4.3	4.3	-	6.3	6.3	-	7.2	7.2	-	5.4	5.4	-	71.1	71.1
c. Civil Work	2.3	4.0	6.3	2.9	5.0	7.9	2.1	3.6	5.7	10.3	17.5	27.8	1.6	2.8	4.4	1.3	2.3	3.6	2.8	4.8	7.6	3.0	5.1	8.1	26.5	45.1	71.6
d. Supervision	6.3	1.6	7.9	4.1	1.0	5.1	4.2	1.1	5.3	6.5	1.6	8.1	2.3	0.6	2.9	2.6	0.7	3.3	3.0	0.8	3.8	4.0	1.0	5.0	33.0	8.3	41.3
e. Engineering & Contractor's Fee	17.1	13.0	30.1	5.3	4.1	9.4	4.3	3.3	7.6	26.2	20.0	46.2	4.7	3.6	8.3	6.8	5.2	12.0	7.5	5.7	13.2	5.8	4.4	10.2	77.6	59.2	136.8
Sub Total	79.3	43.5	122.8	29.0	15.1	44.1	24.1	11.4	35.5	125.0	58.0	183.0	23.3	11.7	35.0	31.9	15.0	46.9	36.7	19.1	55.8	30.9	16.4	47.3	380.2	189.9	570.1
2. Licenced Know-how Fee	3.0	-	3.0	3.0	-	3.0	4.7	-	4.7	14.2	-	14.2	6.0	-	6.0	3.5	-	3.5	7.0	-	7.0	2.4	-	2.4	43.8	-	43.8
3. Catalyst & Chemicals	1.0	0	1.0	0.8	0	0.8	0.1	0	0.1	-	-	-	-	-	-	5.2	0.1	5.3	-	-	-	0.1	0	0.1	7.1	0.2	7.3
4. Spare parts	5.4	0.1	5.5	1.7	0	1.7	1.4	0	1.4	8.2	0.2	8.4	1.5	0	1.5	2.1	0	2.1	2.3	0.1	2.4	1.8	0	1.8	24.3	0.6	24.9
5. Storage & Warehouse	12.8	4.0	16.8	1.9	0.6	2.5	5.1	6.6	11.7	8.1	7.9	16.0	3.6	3.2	6.8	0.4	0.1	0.5	4.2	4.1	8.3	1.8	0.4	2.2	37.9	27.0	64.9
6. Process Central Laboratory	2.1	0.2	2.3	-	-	-	0.4	0.2	0.6	0.3	0.2	0.5	0.3	0.2	0.5	0.2	0.1	0.3	0.3	0.2	0.5	-	-	-	3.7	1.2	4.9
7. Contingency	7.9	4.8	12.7	2.9	1.6	4.5	2.4	1.2	3.6	12.5	6.1	18.6	2.3	1.2	3.5	3.2	1.6	4.8	3.7	2.0	5.7	3.1	1.7	4.8	38.0	20.3	58.3
Grand Total	111.5	52.6	164.1	39.3	17.3	56.6	38.2	19.4	57.6	168.3	72.4	240.7	37.0	16.3	53.3	46.5	16.9	63.4	54.2	25.5	79.7	40.1	18.5	58.6	535.0	239.2	774.2

表 II-53(3) ケース 3 の建設費

(Unit: 10⁶ us\$)

	Olefin			VCM			PVC			LDPE			HDPE			EG			PP			Electrolysis			Foreign	Rupiah	Grand	
	Foreign Currency Portion	Rupiah Portion	Total	Foreign Currency Portion	Rupiah Portion	Total	Foreign Currency Portion	Rupiah Portion	Total	Foreign Currency Portion	Rupiah Portion	Total	Foreign Currency Portion	Rupiah Portion	Total	Foreign Currency Portion	Rupiah Portion	Total	Foreign Currency Portion	Rupiah Portion	Total	Foreign Currency Portion	Rupiah Portion	Total	Portion Total	Portion Total		Total
1. Inside Battery Limit Facility																												
a. Equipment & Materials	41.0	1.1	42.1	12.0	0.3	12.3	9.8	0.3	10.1	47.0	1.2	48.2	11.0	0.3	11.3	21.6	0.6	22.2	18.9	0.5	19.4	12.8	0.3	13.1	174.0	4.5	178.5	
b. Erection Work	-	10.6	10.6	-	2.0	2.0	-	1.3	1.3	-	5.7	5.7	-	1.9	1.9	-	3.8	3.8	-	3.4	3.4	-	2.2	2.2	-	30.8	30.8	
c. Civil Work	1.8	1.8	3.6	2.1	2.1	4.2	0.8	0.9	1.7	3.7	3.8	7.5	1.2	1.3	2.5	2.4	2.5	4.9	0.8	0.8	1.6	2.1	2.1	4.2	14.8	15.3	30.1	
d. Supervision	4.8	1.2	6.0	2.9	0.7	3.6	3.0	0.8	3.8	4.9	1.2	6.1	1.7	0.4	2.1	2.6	0.7	3.3	2.4	0.6	3.0	2.8	0.7	3.5	25.0	6.2	31.3	
e. Engineering & Contractor's Fee	12.9	9.8	22.7	3.8	2.9	6.7	3.1	2.3	5.4	14.7	11.2	25.9	3.5	2.6	6.1	6.8	5.2	12.0	5.9	4.5	10.4	4.0	3.1	7.1	54.6	41.6	96.2	
Sub-Total	60.5	24.5	85.0	20.8	8.0	28.8	16.7	5.6	22.3	70.3	23.1	93.4	17.4	6.5	23.9	33.4	12.8	46.2	28.0	9.8	37.8	21.7	8.4	30.1	268.4	98.5	366.9	
2. Licenced Know-how Fee	2.2	-	2.2	2.1	-	2.1	3.3	-	3.3	8.0	-	8.0	4.4	-	4.4	3.5	-	3.5	5.5	-	5.5	1.6	-	1.6	30.8	-	30.8	
3. Catalyst & Chemicals	0.7	0	0.7	0.5	0	0.5	0	0	0	-	-	-	-	-	-	5.2	0.1	5.3	-	-	-	0	0	0	6.5	0.2	6.7	
4. Spare parts	4.1	0.1	4.2	1.2	0	1.2	1.0	0	1.0	4.7	0.1	4.8	1.1	0	1.1	2.2	0.1	2.2	1.9	0	1.9	1.3	0	1.3	17.4	0.4	17.8	
5. Storage & Warehouse	9.2	2.9	12.1	1.3	0.4	1.7	2.8	2.4	5.2	5.0	2.9	7.9	2.3	1.2	3.5	0.3	0.1	0.3	2.7	1.7	4.4	1.2	0.3	1.5	24.8	11.8	36.6	
6. Process Central Laboratory	2.1	0.2	2.3	-	-	-	0.4	0.1	0.5	0.3	0.1	0.4	0.3	0.1	0.4	0.3	0.1	0.3	0.3	0.1	0.4	-	-	-	3.8	0.8	4.6	
7. Contingency	6.0	2.7	8.7	2.1	0.8	2.9	1.7	0.6	2.3	7.0	2.4	9.4	1.7	0.7	2.4	3.3	1.3	4.6	2.8	1.0	3.8	2.2	0.9	3.1	26.8	10.4	37.2	
Grand Total	84.8	30.4	115.2	28.0	9.2	37.2	25.9	8.7	34.6	95.3	28.6	123.9	27.2	8.5	35.7	48.2	14.5	62.4	41.2	12.6	53.8	28.0	9.6	37.6	378.5	122.1	500.6	

表 II-54 用役およびサービス設備の建設費

Utilities Facilities	Case 1		Case 2		Case 3	
	Foreign Currency Portion	Rupiah Portion	Foreign Currency Portion	Rupiah Portion	Foreign Currency Portion	Rupiah Portion
1. Steam & Power Supply	45.1	15.5	84.1	28.1	58.1	20.0
2. Sea Water Intake	-	-	30.3	15.0	19.5	6.7
3. River Water Intake	3.2	1.1	11.2	5.5	5.1	1.7
4. Filtered Water Supply	4.9	1.7	5.8	2.9	4.7	1.6
5. Demineralized Water Supply	1.8	0.6	3.0	1.5	2.3	0.8
6. Polished Water Supply	2.2	0.7	3.5	1.7	1.8	0.6
7. Instrument Air Supply	1.1	0.4	1.7	0.8	1.2	0.4
8. O ₂ & N ₂ Supply	5.4	1.9	8.4	4.2	8.4	2.9
9. Plant Air Supply	0.8	0.3	1.1	0.5	0.9	0.3
10. Fuel Gas Supply	1.4	0.5	2.4	1.2	1.8	0.6
Total	65.9	22.6	151.6	61.4	103.9	35.9
Grand Total	88.5		213.0		139.7	
<u>Service Facilities</u>						
1. Office & Buildings	25.2	21.6	28.1	47.7	24.6	25.4
2. Fire Protection	2.6	0.9	3.8	1.9	3.2	1.1
3. Maintenance Shops	20.4	7.0	34.6	17.1	27.6	9.5
4. Communication System	0.8	0.3	1.1	0.6	1.0	0.3
5. Waste Disposal	5.5	4.7	9.1	15.5	5.7	5.9
6. Lighting	1.3	0.4	2.2	1.1	1.8	0.6
7. Others	2.5	2.1	4.1	7.0	3.1	3.2
Total	35.6	17.6	57.9	48.0	44.9	23.2
Grand Total	53.2		105.8		68.1	
<u>Land Preparation</u>						
1. Land Preparation	7.2	6.2	18.4	31.3	10.5	10.8
2. Fencing, Road, etc.	3.6	3.1	9.2	15.6	5.2	5.4
Total	10.8	9.2	27.6	46.9	15.7	16.2
Grand Total	20.0		74.6		31.9	

表 II-55 オフ・サイト設備費のプロセス・プラントへの配賦

(Unit: 106 US\$)

	LDPE	HDPE	EOG	Electr	ysis	VCM	PVC	EG	PP	U	Sub Total
Area (10 ³ m ²)	56	40	24	28	27	30	40	50	59	354	
Man Power	105	76	55	63	66	94	100	89	67	711	
I.S.B.L. (10 ⁶ US\$)	23.9	46.0	30.1	28.7	22.2	84.9	38.7	172.7	585.3		
Service Facilities											
Office & Buildings	0.7	0.5	0.4	0.4	0.5	0.7	0.5	0.6	0.5	5.0	
Fire Protection	0.5	0.1	0.2	0.2	0.1	0.1	0.4	0.2	2.1	4.3	
Maintenance Shops	4.4	1.1	2.0	1.3	1.2	1.0	3.9	1.8	18.3	37.2	
Communication System	0.2	0.0	0.1	0.0	0.0	0.0	0.1	0.1	0.7	1.3	
Waste Disposal	1.4	0.3	0.6	0.4	0.4	0.3	1.2	0.6	5.7	11.7	
Lighting	0.4	0.3	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.3	0.4	2.4	
Pollution Control	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
Others	0.7	0.2	0.3	0.2	0.2	0.2	0.7	0.3	3.1	6.3	
Sub Total	8.3	2.6	3.8	2.8	2.7	2.5	7.0	30.8	68.1		
P. C. Labo equip	0.2	0.2	0.2	-	-	0.3	1.3	0.2	-	3.2	
P. C. Labo Bldg (m ²)	0.3	0.3	0.1	-	-	0.3	0.1	0.3	-	1.4	
Sub Total	0.5	0.5	0.3	-	-	0.6	1.5	0.5	0.5	4.6	
Bagging Equip.	1.6	0.8	-	-	-	0.4	-	0.8	-	3.5	
Ware house	5.6	2.3	-	-	-	4.6	-	3.2	-	15.8	
Storage	-	-	0.4	1.2	1.7	-	7.9	-	-	15.3	
Loading & Unloading	0.8	0.4	-	0.3	-	0.2	-	0.4	-	2.0	
Sub Total	7.9	3.5	0.4	1.5	1.7	5.2	7.9	4.4	-	36.6	
Jetty	0.4	0.2	0.2	0.5	0.1	0.3	0.2	0.2	-	2.1	
Housing Colony	9.8	7.4	5.3	6.1	6.4	9.1	6.3	8.6	6.5	69.0	
Sub Total	10.2	7.5	5.5	6.6	6.5	9.4	6.5	8.9	6.5	71.1	
Fence, Road etc.	1.7	1.2	0.7	0.8	0.8	0.9	0.8	1.5	1.8	10.6	
Total (Off-Site)	28.6	15.2	10.7	11.7	11.7	18.6	23.6	19.2	39.0	191.0	

5-4 工場敷地およびプラント・レイアウト

本プロジェクトにおいては、各プロセスプラントの建設が同時に行われること、土地代が高くないこと、運転および保全の容易性を考慮して、工場敷地に占めるインサイド・バッテリー・リミットの割合を25%とする。各ケースについての将来の倍増を考える場合と考えない場合の所要工場敷地は、次の通りである。

	<u>ケース1</u>	<u>2</u>	<u>3</u>
ISBLの地域	23.1 ha	41.4 ha	29.5 ha
倍増分含み	(46.2)	(82.8)	(59.0)
全工場敷地	92.4	165.6	118.0
倍増分含み	(157.6)	(281.5)	(200.6)

5-5 建設期間と試運転期間

5-5-1 建設期間

建設期間は、契約後30カ月で建設完了とすると、オレフィン・コンプレックスの建設スケジュールは次のようになる。

建設完了時	機器発注時期	プラント契約時期
1979年3月	1977年1月～3月	1976年10月

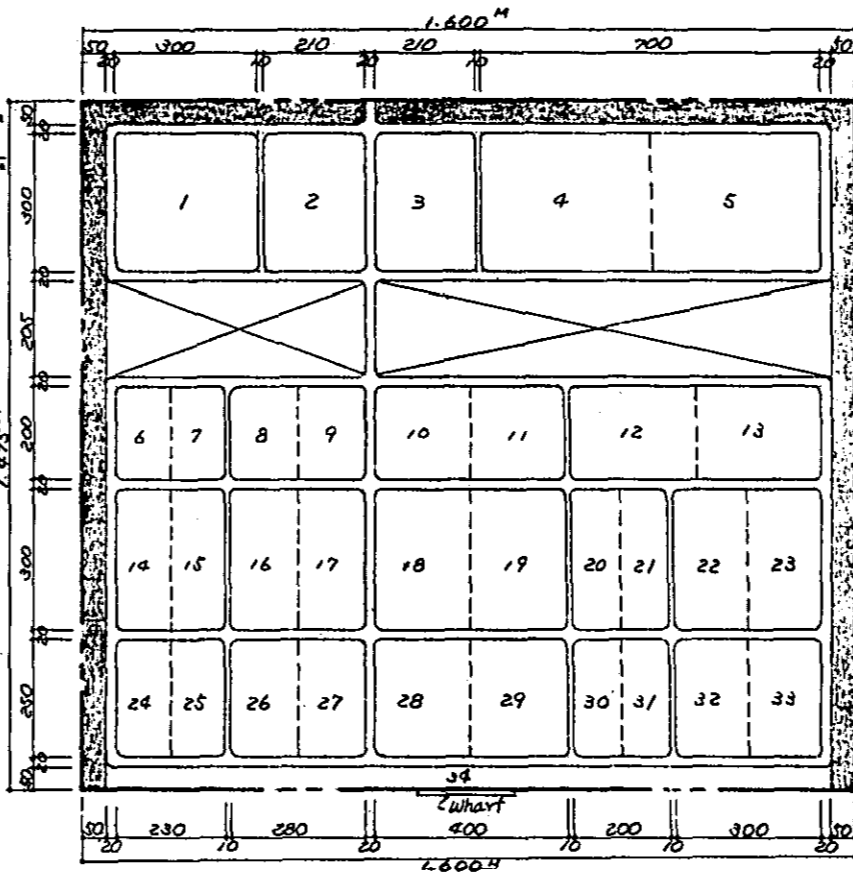
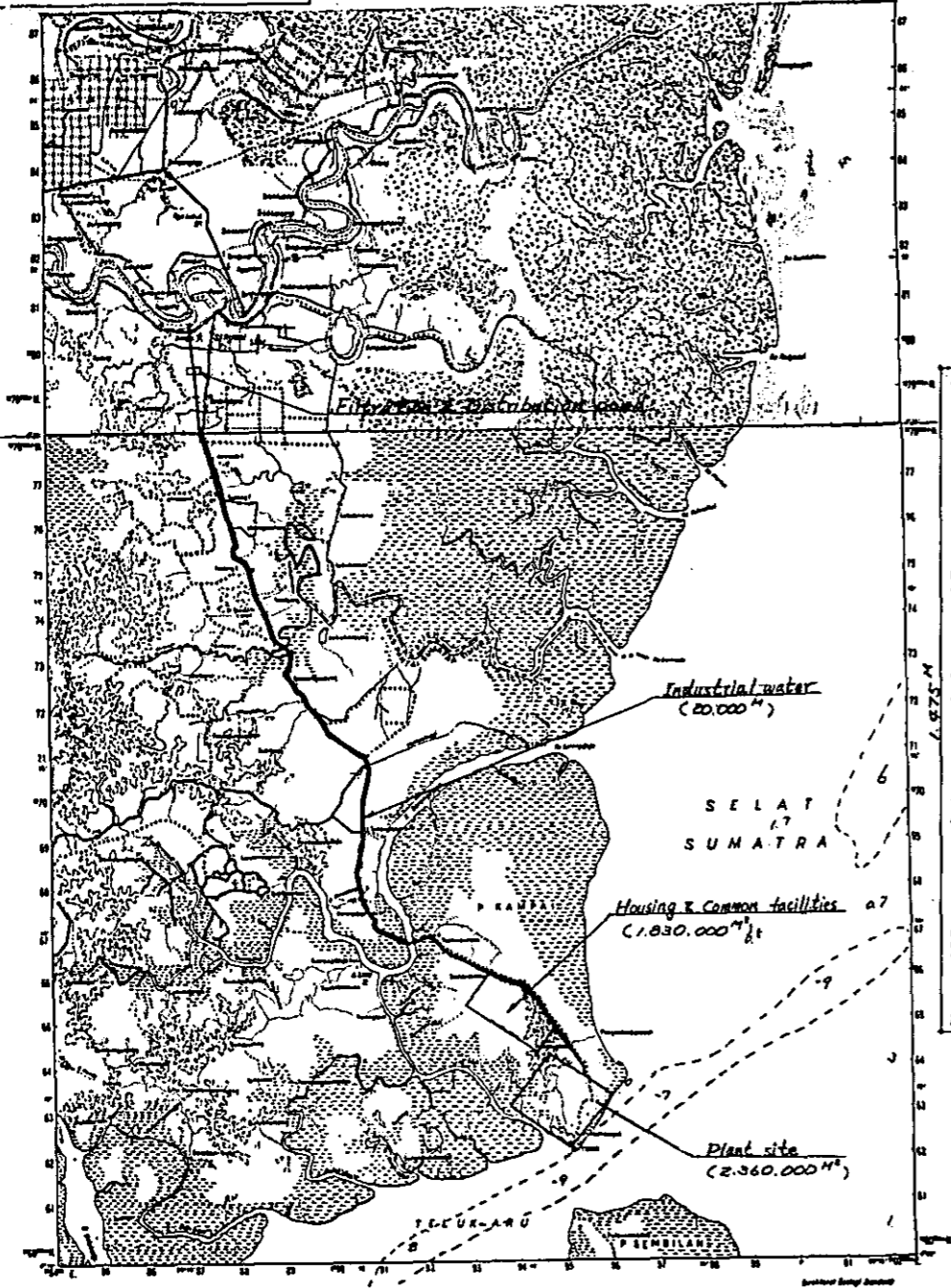
5-5-2 試運転期間と要員の雇用、技術訓練

(1) プラントの試運転期間

当工業調査では、一応全プラントの機械の完成を1979年3月としているが、具体的に試運転期間を考慮すると、下記の手順(表II-56石油化学工業の試運転期間表参照)を踏む限り、全プラントが同時に完成する必要はない。

- (a) エチレンプラントの試運転に入る前に、まず用役プラントの試運転(約2カ月間)を完了しておく必要がある。
- (b) エチレンプラントの試運転開始1カ月後より、エチレングリコール、塩化ビニールモノマー、低密度ポリエチレン、高密度ポリエチレン、ポリプロピレン各プラントの試運転に入る。
- (c) ポリ塩化ビニールプラントは、塩化ビニールモノマープラント試運転開始後1.5カ月から試運転に入る。
- (d) エチレン、エチレングリコール、塩化ビニールモノマーの各モノマープラントについては、試運転期間としてそれぞれ約3カ月をみておく必要がある。
- (e) ポリ塩化ビニール、低密度ポリエチレン、高密度ポリエチレン、ポリプロピレンの各ポリマープラントについては、試運転期間として約6カ月をみておく必要がある。

図 II-15 石油化学プラントの配置図

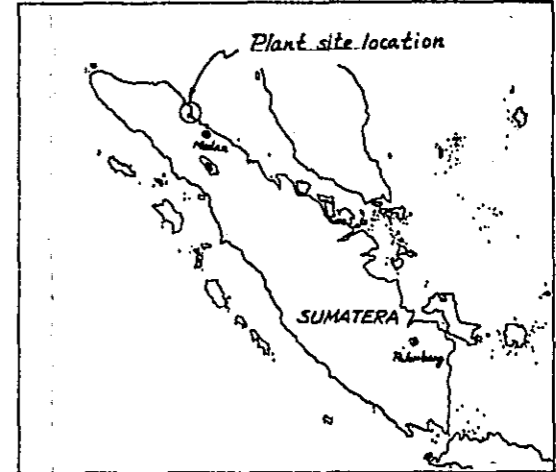


NOTE

Green belt (221,500 M²)

Unoccupied ground (303,400 M²)

Road (274,600 M²)



NO	Description	Area (M ²)
1	Maintenance area	90,000
2	Administration area	63,000
3	Welfare facilities area	63,000
4	Tank yard	105,000
5	(Extension)	105,000
6	EQ/EP	23,000
7	(Extension)	23,000
8	V.C.H	28,000
9	(Extension)	28,000
10	Ethylene	90,000
11	(Extension)	90,000
12	Utilities area	51,000
13	(Extension)	51,000
14	Electrolysis	38,500
15	(Extension)	38,500
16	P.V.C	92,000
17	(Extension)	92,000
18	L.D.P.E	60,000
19	(Extension)	60,000
20	H.D.P.E	30,000
21	(Extension)	30,000
22	P.P	45,000
23	(Extension)	45,000
24	Storage area Bulk salt	28,250
25	(Extension)	28,250
26	Storage area P.V.C	35,000
27	(Extension)	35,000
28	Storage area L.D.P.E	50,000
29	(Extension)	50,000
30	Storage area H.D.P.E	25,000
31	(Extension)	25,000
32	Storage area P.P	37,500
33	(Extension)	37,500
34	Landing area	25,000
35	Others (Road, Green belt, Unoccupied ground)	799,500
TOTAL		2,360,000

A
ISSUE
3/13/74

THIS DRAWING, INCLUDING ANY PATENTED OR PATENTABLE FEATURES, EMBODIES CONFIDENTIAL INFORMATION OF THE TOYO ENGINEERING CORPORATION AND ITS USE IS CONDITIONED UPON THE USER'S AGREEMENT NOT TO REPRODUCE THE DRAWING IN WHOLE OR IN PART NOR THE MATERIAL DESCRIBED THEREON, NOR TO USE THE DRAWING FOR ANY PURPOSE OTHER THAN SPECIFICALLY PERMITTED IN WRITING BY THE TOYO ENGINEERING CORPORATION.

JOB	REV.	ISSUE	REV.	DESCRIPTION	DWN.	CHKD.	SC.CH	J.ENG	PROC.	P.ENG	APPR.	DFT MGR.	DATE	CUST APPR.	MICRO
7904	1		1												

DRAWING STARTED	
APPROV.	DATE

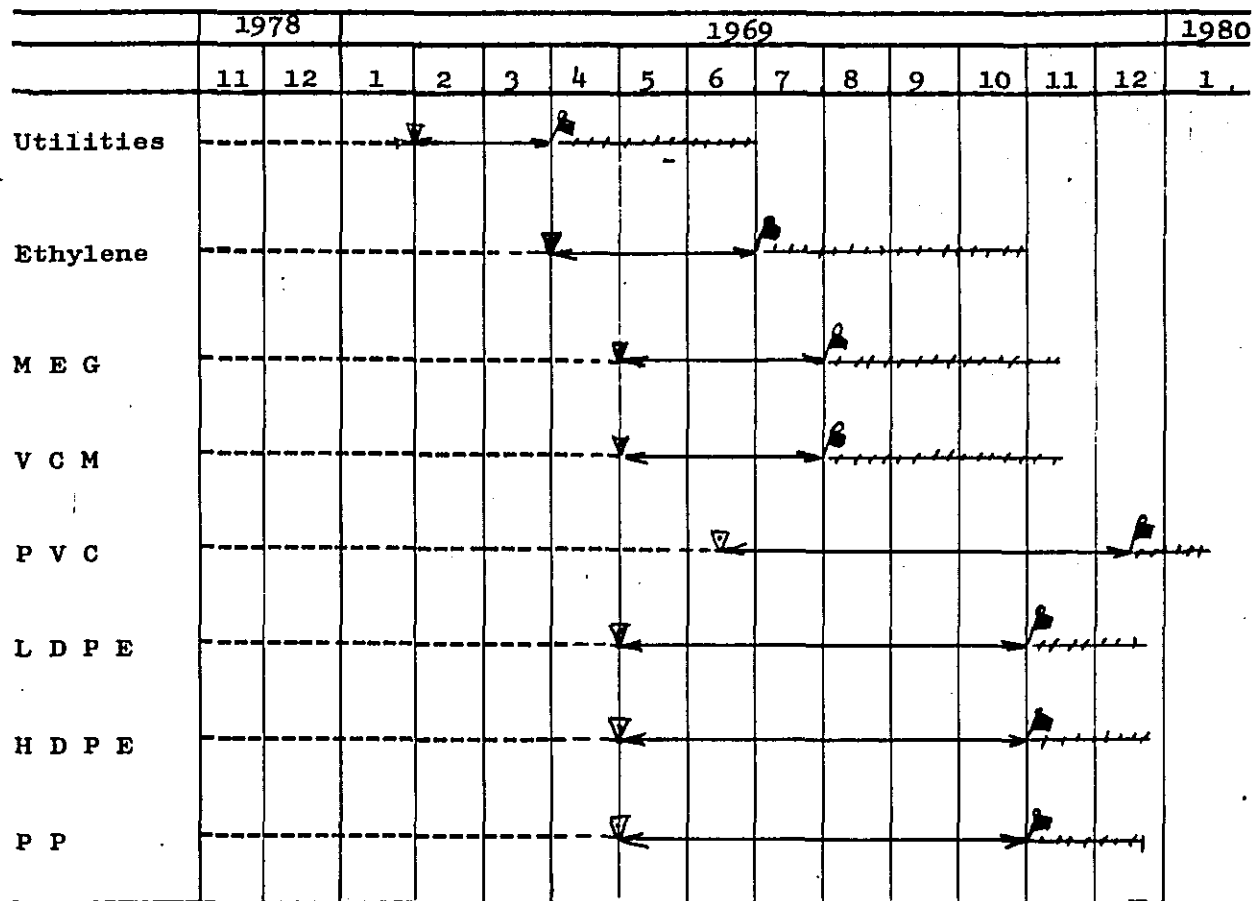
TOYO ENGINEERING CORPORATION
TOKYO JAPAN

TOTO ENL CO'S JOB NO. 7904 ACCOUNT CUSTOMER'S ORDER NO.

PLOT PLAN FOR PETRO-CHEMICAL PLANT

SCALE. DWG. NO.

表 II-56 石油化学工業の試運転期間表



NOTE: ----- Construction Period
 ▽ Mechanical Completion
 ————— Testing Operation
 🚩 Starting Operation
 +++++ Normal Operation

(2) 要員の雇用時期と技術訓練

厳密に言えば、各プラントの運転技術取得の難易さは採用プロセスごとに異なるため、一率に数字を出すことは不可能であるが、平均的には各ケースとも下記の訓練を行う必要があると考える。

(a) 実施訓練

1979年3月に全プラントが建設工事を終了するとして、工事終了の1年前には全社員の雇用を完了し、プラント建設終了までの1年間は、プラントの建設工事に従事し、実地訓練を行うこととする。

石油精製等と比べ、石油化学工業は各部門が複雑で有機的なつながりを持っているため、各部門の関係について建設工事中から充分把握しておくことは、試運転をスムーズに開始する上でぜひとも必要である。

(b) 海外工場への基幹要員の派遣

前述の現地訓練に先立って、各プラントとも(ただし、用役プラントは必要なしと考える)、少なくとも下記の基幹要員を約6カ月間海外工場に派遣し、技術訓練を受けさせる必要があると考える。

1) 運転関係

係長(又は課長)	1名
スタッフ(将来の係長候補)	2名
責任者	4名

2) 分析関係他

分析責任者(または係長)	2名
事務関係係長(または課長)	1名

以上の通り、最少限11名×8プラント、合計88名の基幹要員について海外派遣し、技術訓練を実施すべきである。

(3) 各プラントに対する外国人による技術援助

石油化学の各プラントは、1年に1度、約1カ月間の定期休業を実施するとして、最少限2回の始動および休業を経験するまでは、かなりの外人技術者による技術援助が必要と考える。本件も厳密に言えば、個々の技術の難易により、かなりの差のある事も予想されるが、平均的には下記の援助を受ける必要がある。

(a) 現地訓練の期間、試運転期間および営業運転

開始後6カ月の期間

部長、課長、係長	各1名
スタッフ	2名
責任者	4名(1名交替制)
操業者	8名(2名交替制)
計	17名

合計 17×8 プラント = 136名

(b) 営業運転開始後7～18カ月の1年間

部長、課長、係長、スタッフ	各1名
責任者	4名(1名交替制)
計	8名
合計	8×8 プラント = 64名

この期間になれば、3交替勤務に入れておく外国人は責任者各1名交替のみで良く、またスタッフについても1名いればよいと考える。

(c) 営業運転開始後1.5年後以降

この期間になれば、外国人の交替勤務による援助は必要なく、下記の通り管理者およびスタッフが各プラントに4名存在すれば充分であろう。

部長、課長、係長、スタッフ 各1名

合計 4×8プラント = 合計32名

第6章 原料炭化水素の条件変更の影響

1974年8月のインドネシア政府側との打合わせで、オレフィン・プロジェクトは、北スマトラのアルン地区において、エタンをベースにエチレン45万tを造ること、LNGの価格はミナスナフサをベースとしたFOB価格をとること等が明らかにされた。これは1月の打合わせの際の条件と、ガス組合および価格の点で相違があるため、その影響について検討し、この章に述べることにする。

6-1 ガス価格の変更に伴う影響

本報告書の原料、中間製品(ナフサ、エチレン等)、最終製品(プラスチック)、それぞれの価格は、1974年1月の中近東原油価格(9.36 US\$/bbl)をベースに決定しており、建設費等も、一応年間7%のインフレーションは考慮したが、1974年を一つのチェックポイントとしていた。残念ながら、現時点では、建設費等の価格の上昇は7%以上である。

上記のことを考慮して、北スマトラでのLNGのFOB価格も、1974年1月のミナス原油の価格(10.8 US\$/bbl FOB)をとることにした。(1974年8月のミナス原油価格は11.7 US\$/bblである。)

6-1-1 原料ガス、原料コンデンセート、副製品、燃料ガス、および用役の価格

(1) 原料天然ガス価格

1974年1月のミナス原油FOB価格は10.8 US\$/bblである。一方、1973年半ばのミナス原油価格(FOB)は、6 US\$/bblで、同一時期のLNGのFOB価格は99 US¢/MMBTUである。従って、LNG価格の90%をミナス原油価格比例で、残り10%を年率3%の上昇で算出するとすれば、1974年1月のLNGのFOB価格は、次のようになる。

$$\begin{aligned} \text{LNG (FOB) 価格} &= 0.99 \times 90\% \times 1.08 / 6 + 0.99 \times 10\% \times 1.03 \\ &= 1.70 \text{ US\$ / MMBTU} \end{aligned}$$

LNGの液化コストを70US¢/MMBTUとすると、原料ガスの液化工場入口での価格は次のようになる。

$$\begin{aligned} \text{原料ガス価格} &= 1.70 - 0.70 \\ &= 1.0 \text{ US\$ / MMBTU} \\ &= 3.97 \text{ US\$ / MMKcal} \quad @ 1974 \text{ 年1月} \end{aligned}$$

エスカレーション・ファクターを考慮すると、1980年では次のようになる。

$$\begin{aligned} \text{原料ガス価格} &= 1.00 \text{ US\$ / MMBTU} \times (1.07)^6 \\ &= 1.5 \text{ US\$ / MMBTU} \\ &= 5.95 \text{ US\$ / MMKcal} \quad @ 1980 \end{aligned}$$

(2) 原料コンデンセート価格

第1章、1-2と同様に、C₂⁺コンデンセート価格を液化コストの配賦分を加えて推定すると、次のようになる。

$$\begin{aligned} \text{C}_2^+ \text{コンデンセート価格} &= 1.00 \text{ US\$ / MMBTU} + 0.015 \text{ US\$ / MMBTU} \\ &= 1.02 \text{ US\$ / MMBTU} \quad @ 1974 \end{aligned}$$

エスカレーション・ファクターを考えると

$$\begin{aligned} &= 1.02 \times (1.07)^6 = 1.52 \text{ US\$ / MMBTU} \\ &= 6.04 \text{ US\$ / MMKcal} \end{aligned}$$

従って、トン当り価格は

$$\begin{aligned} &= 6.04 \text{ US\$ / MMKcal} \times 1.1327 \text{ Kcal / Kg} \\ &= 6.83 \text{ US\$ / t} \quad @ 1980 \end{aligned}$$

6-1-2 副製品価格

水素および残留ガス価格は、燃料ガス価格（天然ガス価格）の変化の影響を受ける。従って、次のようになる。

$$\begin{aligned} \text{水素価格} &= 5.95 \text{ US\$ / MMKcal} \times 28.67 \text{ MMKcal / t} \\ &= 170.6 \text{ US\$ / t} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{残留ガス価格} &= 5.95 \text{ US\$ / MMKcal} \times 11.95 \text{ MMKcal / t} \\ &= 71.1 \text{ US\$ / t} \end{aligned}$$

6-1-3 用役価格

用役価格も、燃料ガス価格の上昇により変化する。

第1章1-5と同様に、ケース3（北スマトラ、30万t）をベース・ケースとして計算すると表II-57のようになる。

電	力	5.8 US¢ / KWH
燃	料	5.95 US\$ / MMKcal

表 II-57 用役価格（ミナス原油をベースにした天然ガスの価格）

<u>Item</u>		
Stream Factor		85%
Electric Power	\$/KWH	0.058
10 ^k - 20 ^k Steam	\$/t	3.4
Sea Water	\$/t	0.034
River Water	\$/t	0.12
Filtered Water	\$/t	0.25
Deminerized Water	\$/t	0.54
Polished Water	\$/t	0.84
Instrument Air	\$/Nm ³	0.027
Oxygen	\$/Nm ³	0.048
Plant	\$/Nm ³	0.048
Inert Gas	\$/Nm ³	0.027
Steam Condensate	\$/t	0.53
Fuel Gas	\$/MMKcal	5.95

6-1-4 ミナス原油をベースとした石油化学コンプレックスの経済性

北スマトラ立地として、エチレン生産能力20万t/y、30万t/y、45万t/yの3ケースのコンプレックスについて経済計算を行った。結果の要約は、表II-58～表II-60に示す。これを天然ガス価格63US¢/MMBTU @1974の場合と比較すると、規模の異なるコンプレックスについて表II-17(2)が得られる。

また、エチレン30万tコンプレックスの各プロセス・プラントについて比較すると、表II-17(1)が得られる。

6-2 エタン・フィードのオレフィン・コンプレックス

6-2-1 コンプレックス・スキームの設定

エチレン生産能力45万t/yのコンプレックスを国内需要を基礎に設定した。(ケース4)つまり、国内需要の大きさ、およびその伸び率を考慮して、操業開始後4～5年で、国内需要が各誘導品プラントの能力に達するように設定した。

エタンを熱分解した場合、表Ⅱ-3に示されるように、プロピレンの生成が少なく、それを原料とするポリプロピレン・プラントが経済規模に達することはできない。従って、ポリプロピレンの需要を高密度ポリエチレンで代替するものとした。なお、アロマティックス・コンプレックスのプロジェクトで、ベンゾールの生産が40万tと見込まれ、これをベースにスチレンモノマーを生産する可能性も強いが、国内需要を大幅に超過するため、ここでの調査ではこれを除外した。プロセス・フローとバランスは図Ⅱ-16に示す。

経済規模の要約は表Ⅱ-61に示す。なお、規模の比較を行うために、上述エチレン生産能力45万t/yのコンプレックスをそのままスケールダウンしたコンプレックスについて、経済計算を行った。結果を表Ⅱ-62に示す。

経済計算は1974年1月のミナス原油ベースLNG価格である。

エタン・フィードの場合と、中間報告書で予測したガス・コンデンセート・フィードの場合のエチレンの製造コスト、および各プロジェクトの経済性の比較は表Ⅱ-18の通りである。上記の通り、ガス・コンデンセートの場合に比べ、エタンの場合は経済性が低下する。これは、副産品の控除が減少することによるエチレン・コストの上昇のためである。

図Ⅱ-16 エタンを原料としたコンプレックスの物質収支およびプロセス・フローダイアグラム

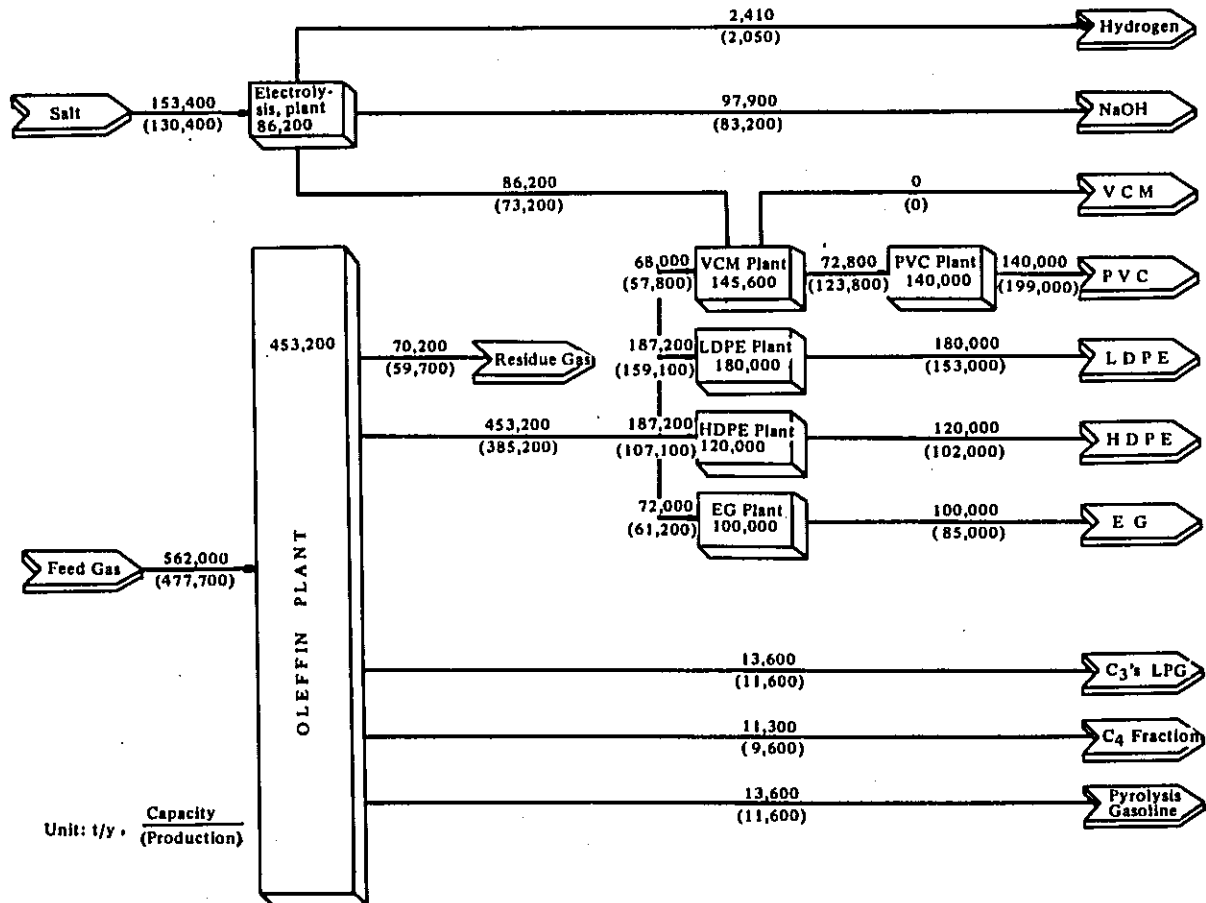


表 II-58 オレフィン・コンプレックスの経済計算結果(ミナス原油をベースにした価格)一20万t

Purpose of Study: Correction of Raw Materials and Fuel Price, North Sumatra

Case Number : No. A-3

Case Number : No. 3

Ethylene Production Capacity: 200,000 MTA

		Complex Total	Ethylene	Chlorine	V C M	L D P E
Plant Capacity	MTA	200,000	200,000	41,000	69,000	80,005
Investment	106 \$	610.3	132.3	47.9	49.3	142.1
I.R.R.	%	12.30	15.0	15.0	15.0	11.9
Break Down of Unit Production Cost @ 1980						
	Variable Cost		58.64	3.10	352.99	363.53
	Fixed Cost		145.24	282.36	169.46	384.11
	Distri. & Admini.		7.39	10.53	17.32	40.51
	Total Production Cost		211.27	289.78	539.78	788.15
Average Sales Price	\$/t		246.24	350.95	577.50	833.0

		H D P E	P V C	E G	P P
Plant Capacity	MTA	33,000	67,000	67,000	46,000
Investment	106 \$	48.2	51.5	70.3	68.7
I.R.R.	%	10.8	0	17.9	16.1
Break Down of Unit Production Cost @ 1980					
	Variable Cost		623.2	220.63	333.62
	Fixed Cost		199.9	230.81	358.75
	Distri. & Admini.		38.45	18.09	40.33
	Total Production Cost		769.27	469.52	732.69
Average Sales Price	\$/t		794.0	553.0	827.0

表 II-59 オレフィン・コンプレックスの経済計算結果（ミナス原油をベースにした価格）—30万t

Purpose of Study: Correction of Raw Materials and

Fuel Price, North Sumatra

Case Number : No.A-1

Case Number : No. 3

Ethylene Production Capacity: 30,000 MTA

	Complex Total	Ethylene	Chlorine	V C M	L D P E
Plant Capacity	300,000	300,000	62,000	104,000	120,000
Investment	106 \$	176	62.6	64.5	185.9
I.R.R.	%	17.0	15.0	15.0	17.8
Break Down of Unit Production Cost @ 1980					
Variable Cost		63	26.7	328	342.4
Fixed Cost		125	234.9	140.8	325.7
Distri. & Admini.		6.8	9.7	15.5	39.9
Total Production Cost		194.8	271.4	484.3	708.0
Average Sales Price \$/t		225.9	324	517.2	814.1

	H D P E	P V C	E G	P P
Plant Capacity	50,000	100,000	100,000	69,000
Investment	106 \$	63.1	67.7	91.8
I.R.R.	%	15.2	12.3	21.6
Break Down of Unit Production Cost @ 1980				
Variable Cost		343.1	560.5	206.0
Fixed Cost		303.1	164.5	194.9
Distri. & Admini.		37.4	38.1	16.7
Total Production Cost		683.5	763.1	417.6
Average Sales Price \$/t		727.9	752.4	505.3
				794.3

表 II-60 オレフィン・コンプレックスの経済計算結果（ミナス原油をベースにした価格）— 45 万 t

Purpose of Study: Correction of Raw Materials and Fuel Price, North Sumatra
 Cal Number : No. A-2
 Case Number : No. 3
 Ethylene Production Capacity: 450,000 MTA

	Complex Total	Ethylene	Chlorine	V C M	L D P E
Plant Capacity	MTA	450,000	92,000	156,000	180,000
Investment	106 \$	235.6	81.9	84.4	243
I.R.R.	%	20.2	15.0	15.0	22.3
Break Down of Unit Production Cost @ 1980					
Variable Cost		66.56	50.92	307.38	324.64
Fixed Cost		108.26	196.77	117.82	277.08
Distri. & Admini.		6.27	9.10	14.04	38.52
Total Production Cost		181.08	256.79	439.24	640.24
Average Sales Price \$/t		208.85	303.40	468.01	766.71
H D P E P V C E G P P					
Plant Capacity	MTA	75,000	150,000	150,000	104,000
Investment	106 \$	82.7	89.0	120.0	117.9
I.R.R.	%	19.5	21.7	23.6	28.6
Break Down of Unit Production Cost @ 1980					
Variable Cost		325.14	509.34	193.71	299.52
Fixed Cost		252.57	136.42	165.45	250.86
Distri. & Admini.		36.63	36.74	15.61	38.66
Total Production Cost		614.34	682.50	374.76	589.04
Average Sales Price \$/t		703.63	707.24	470.20	766.71

表 II-61 オレフィン・コンプレックスの経済計算結果(エタン原料・ミナス原油をベースにした価格) - 45万t

Purpose of Study: Correction of Raw Materials and

Fuel Price, North Sumatra

Cal Number : No. B-2

Case Number : No. 4

Ethylene Production Capacity: 302,000 MTA

	Complex Total	Ethylene	Chlorine	V C M	L D P E
Plant Capacity MTA	302,000	57,500	97,000	120,000	
Investment 106 \$	700	169.2	59.8	61.9	186.5
I.R.R. %	14.8	15.0	15.0	15.0	14.0
Break Down of Unit Production Cost @ 1980					
Variable Cost	120.64	22.09	354.44	395.99	
Fixed Cost	119.17	242.22	145.67	326.13	
Distri. & Admini.	8.32	9.86	16.52	39.94	
Total Production Cost	248.13	274.17	516.63	762.06	
Average Sales Price \$/t	277.45	328.78	550.53	813.98	

	H D P E	P V C	E G	P P
Plant Capacity MTA	80,000	93,000	67,000	0
Investment 106 \$	87.3	64.8	70.4	0
I.R.R. %	21.3	6	15.5	0
Break Down of Unit Production Cost @ 1980				
Variable Cost	397.17	595.16	243.10	362.08
Fixed Cost	247.10	170.15	230.99	0
Distri. & Admini.	39.27	38.38	18.09	0
Total Production Cost	683.54	803.69	492.17	362.08
Average Sales Price \$/t	791.68	761.94	553.00	0

表 II-62 オレフィン・コンプレックスの経済計算結果（エタン原料・ミナス原油をベースにした価格）— 30 万 t

Purpose of Study: Correction of Raw Materials and Fuel Price, North Sumatra

Cal Number : No.B-1

Case Number : No.4

Ethylene Production Capacity: 453,000 MTA

Price of NG: : 100 ¢/MMBTU @1974

		Complex Total	Ethylene	Chlorine	V C M	L D P E
Plant Capacity	MTA		453,000	86,000	145,600	180,000
Investment	106 \$	920.1	225.4	78.3	81.0	243.8
I.R.R.	%	18.07	15.0	15.0	15.0	18.5
Break Down of Unit Production Cost @ 1980			120.64	47.13	332.03	375.15
			102.96	202.70	121.84	277.59
			7.72	9.20	14.95	38.52
			231.33	259.04	468.82	691.26
Average Sales Price \$/t			257.41	306.73	498.47	766.71

		H D P E	P V C	E G	P P
Plant Capacity	MTA	120,000	140,000	100,000	0
Investment	106 \$	114.4	85.2	92.0	0
I.R.R.	%	26.9	16.5	19.1	0
Break Down of Unit Production Cost @ 1980		376.13	541.01	228.67	0
		207.55	140.98	195.16	0
		37.91	36.93	16.66	0
		621.58	718.92	440.49	0
Average Sales Price \$/t		746.18	713.68	505.30	0

ANNEX

List of Tables & Figures

ANNEX I

Table AI-1- 1	Trends in Posted Prices of Middle East Crude Oils	A - 12
AI-1- 2	Market Price of Curde Oils in Persian Gulf ...	A - 13
AI-1- 3	Trends in Governmental Tax & Royalty on Crude Oil	A - 14
AI-1- 4	Trends of Crude Oil Price and Remarks	A - 16
AI-2- 1	Trend of Exfactory Price of Petrochemical Products (Olefin Derivatives) in the U.S.A.	A - 18
AI-2- 2	Trend of Exfactory Price of Petrochemical Products (Olefin Derivatives) in Japan	A - 20
AI-2- 3	Trend of Additive Values of Major Polymers ...	A - 22
AI-2- 4	Price Comparison of Petrochemical Products between Japan and the U.S.A. (1971)	A - 23
AI-2- 5	Estimated Exfactory Price in Japan	A - 29
AI-2- 6	Estimated Exfactory Price for Domestic Market Based on Import from Japan (Min. Price, Import Duty 15%)	A - 33
AI-2- 7	Estimated Exfactory Price for Domestic Market Based on Import from Middle East (Import Duty 15%)	A - 34
AI-2- 8	Estimated Exfactory Price for Domestic Market based on Import from Japan (Japanese Max. Price and Min. Price)	A - 35
AI-2- 9	Estimated Exfactory Price for Domestic Market Based on Import from Japan (Min. Price, Import Duty 0%)	A - 36
AI-2-10	Estimated Exfactory Price for Domestic Market Based on Import from Middle East (Import Dury 0%)	A - 37
AI-2-11	Estimated Exfactory Price for Overseas Market Based on Import from Japan (Japanese Max. Price and Min. Price)	A - 38
AI-2-12	Exfactory Price in Japan & Middle East 1980 CIF at Jkt. (Japan & Middle East Base)	A - 39
AI-2-13	Landed Price at Jakarta	A - 40
AI-2-14	Estimated Exfactory Price for Domestic Market in 1980	A - 41
AI-2-15	Estimated Exfactory Price for Export Based on CIF Price Exported from Japan (Min. Price) ...	A - 42
AI-2-16	Estimated Exfactory Price for Export Based on CIF Price Exported from Middle East	A - 43

AI-2-17	Exfactory Price for Export in 1980	A-45
AI-2-18	Price Elasticity of Major Petrochemical Products	A-47
Figure AI-1-1	Trend in Crude Oil Prices (Arabian Light)	A-15
AI-1-2	Trend in Crude Oil Prices (Market Price, FOB) (Indonesian Minas Crude)	A-15
AI-2-1	Trend of Exfactory Prices in the U.S.A.	A-19
AI-2-2	Exfactory Prices of Petrochemical Products in Japan	A-21
AI-2-3	Trend of Additive Value of Major Polymers	A-49
AI-2-4	Comparison of FOB Price and Exfactory Price ...	A-51
AI-2-5	Relation between Price and Demand in Japan (Polymer and Intermediate Products)	A-55
AI-2-6	Relation between Price and Demand in the U.S.A. (Polymer Polysthylene and Intermediates)	A-57

ANNEX II

Table AII-1-1	List of Ships Required	A-64
Table AII-5-1	(1) (2) List of Carrying Capacity and Freight Rates	A-68
Figure AII-6-1	Distance Chart	A-67

ANNEX III

Figure AIII-1-1	Trend of Machinery and Equipment Wholesale Price	A-75
AIII-1-2	Trend of Machinery and Equipment Cost	A-77

ANNEX V

Table AV-2-1	Candidate Rivers	A-98
Figure AV-1-1	North Sumatra	A-94
AV-1-2	South Sumatra	A-94
AV-1-3	South West Java, North West Java	A-95
AV-1-4	East Kalimantan	A-95

ANNEX VI

Figure AVI-1-1	Process Flow & Yield Pattern for Ethylene Plant	A - 114
AVI-3-1	Process Flow for Vinyl Chloride Monomer	A - 116
AVI-3-2	Process Flow with Material Balance for LDPE Plant	A - 121
AVI-3-3	Process Flow with Material Balance for HDPE Plant	A - 122
AVI-3-4	Process Flow with Material Balance for EO/EG Plant	A - 124
AVI-3-5	Process Flow for Styrene Monomer Plant	A - 125
AVI-3-6	Process Flow for Polystyrene Plant	A - 127
AVI-3-7	Process Flow for Acetaldehyde Plant	A - 129
AVI-3-8	Process Flow for Acetic Acid Plant	A - 130
AVI-4-1	Process Flow for Polypropylene Plant	A - 132
AVI-4-2	Process Flow for Phenol Plant	A - 134
AVI-4-3	Process Flow for Acrylonitrile Plant	A - 135

ANNEX VII

Table AVII-1-1	Production and Export Records of Crude Oil in Indonesia	A - 141
AVII-1-2	Export Amount in Indonesia	A - 142
AVII-1-3	Production, Exportation and Domestic Demand of Petroleum Product	A - 143
AVII-2-1	Production Amount of Natural Gas	A - 144

ANNEX VIII

Table AVIII-1-1	World Plastics Production	A - 150
AVIII-1-2	Plastics Production in Major Countries	A - 151
AVIII-1-3	Commodity Plastics Production in Major Countries	A - 152
AVIII-1-4	American Polyolefin Demand & Supply Situation	A - 153
AVIII-1-5	PVC Demand & Supply Balance in U.S.A.	A - 154
AVIII-1-6	LDPE Demand & Supply Balance in Western Europe	A - 155
AVIII-1-7	PVC Demand & Supply Balance in EEC & England	A - 157

Table	AVIII-1-8	Country-wise Ethylene Production Facilities (1972)	A - 159
	AVIII-1-9	Ethylene Capacity Situation in Major Countries & Rate of Increase against Previous Year	A - 161
	AVIII-1-10	Major Country-wise Ethylene Production (Actuals & Estimations), & Rate of Increase against Previous Year	A - 162
	AVIII-1-11	Ethylene Demand & Supply Balance in U.S.A.	A - 163
	AVIII-1-12	Ethylene Demand & Supply Balance in Western Europe	A - 164
	AVIII-1-13	Japanese Ethylene Production Actuals & Application-wise Consumption Actuals	A - 166
	AVIII-2-1	World Plastics Production	A - 168
	AVIII-2-2	World Plastics Demand	A - 170
	AVIII-2-3	World Per Capita Plastics Demand	A - 170
	AVIII-2-4	World Ethylene & Propylene Production	A - 172
	AVIII-2-5	World Production & Consumption of Plastic Materials	A - 173
	AVIII-2-6	World Demand of Ethylene for Major Plastics	A - 174
	AVIII-3-1	World Production Capacity of Petrochemical Products	A - 175
	AVIII-3-2	Production Capacities of Petrochemical Products in Major Countries	A - 177
	AVIII-3-3	Production Trend of Major Petrochemical Products	A - 182
	AVIII-3-4	Domestic & Export Demand for Major Petrochemical Products	A - 184
	AVIII-4-1	Commodity-wise Plastic Material Imports in the Philippines	A - 186
	AVIII-4-2	Country-wise Plastic Material Imports in the Philippines	A - 187
	AVIII-4-3	Country-wise Plastic Intermediate Products Imports in the Philippines	A - 188
	AVIII-4-4	Commodity-wise Plastic Articles Imports in the Philippines	A - 189
	AVIII-4-5	Country-wise Plastic Articles Imports in the Philippines	A - 190
	AVIII-4-6	Commodity-wise Plastic Materials and Products Exports in the Philippines	A - 192

AVIII-4-7	Plastic Consumption in the Philippines	A - 193
AVIII-4-8	Predictions of Principal Plastics Demands in the Philippines	A - 195
AVIII-4-9	Domestic Demand of Principal Plastics Material in ECAFE Countries	A - 197
AVIII-4-10	Domestic Demand of Synthetic Fibers in ECAFE Countries	A - 198
AVIII-4-11	Future Ethylene Consumption and Production (Estimate) in ECAFE Countries	A - 199
AVIII-4-12	Derivative-wise Ethylene Consumption in Japan	A - 200
Figure AVIII-1-1	Ethylene Production Capacity in the Free World	A - 160

ANNEX IX

Table AIX-4-1	Effect of Location on Petrochemical Plant Cost	A - 209
AIX-5-1	Major Prerequisite Conditions for Economic Comparison of International Competitiveness	A - 214
Figure AIX-5-1	Comparison of International Competitiveness (Ethylene)	A - 215
AIX-5-2	(Chlorine)	A - 216
AIX-5-3	(VCM)	A - 218
AIX-5-4	(LDPE)	A - 218
AIX-5-5	(HDPE)	A - 219
AIX-5-6	(PVC)	A - 219
AIX-5-7	(EG)	A - 220
AIX-5-8	(PP)	A - 220

ANNEX X

Table AX-1-1	Country-wise Natural Gas Consumption Break-down	A - 227
AX-2-1	Effect of Feedstock on Ethylene Production	A - 234
AX-2-2	Feed Gas Composition	A - 235
AX-2-3	Feed Gas Composition	A - 236
AX-2-4	Effect of Oil Circulation Rate on Ethane Recovery	A - 237
AX-2-5	Cost for Ethane Recovery	A - 238
Figure AX-1-1	An Example of Natural Gas Utilization	A - 228
AX-2-1	Flow Diagram of LNG Production	A - 231
AX-2-2	Flow Diagram of Absorption Process	A - 237
AX-2-3	Direct Extraction of Mixed Gas (Raw Gas)	A - 239

ANNEX XI

Table AXI-2-1	Projected Plywood Demand -Per 1,000 Capita & Totals- by Country (1969-1985)	A - 249
AXI-2-2	Estimated Extra-Regional Market Volume for AIS Plywood (1970-1985)	A - 250
AXI-2-3	Expansion Scheme for Plywood Industry in Indonesia & in Other AIS Region by the ECAFE report	A - 252
AXI-2-4	Methanol Consumption for Plywood Industry on Table AVII-4	A - 252
AXI-2-5	Estimated Market Volume of Methanol in South-East Asian Countries	A - 253
AXI-3-1	Comparison of Cost Price of Methanol between Plant Sites in Japan and in East Kalimantan	A - 257
Figure AXI-1-1	Natural Gas (C ₁) Complex Flow Scheme	A - 245
AXI-2-1	Methanol Market in Japan (1963-1973)	A - 253

ANNEX I

RAW MATERIALS AND PRODUCTS PRICES

CONTENTS

Chapter 1.	Crude Oil	A - 11
Chapter 2.	Product Prices	A - 11
2 - 1	Exfactory Prices of Petrochemical Products in the U.S.A. & Japan	A - 17
2 - 2	Future Forecast of Product Prices of Major Countries	A - 23
2 - 3	Estimation on Exfactory Prices of Petrochem- ical Products of Middle East Countries ...	A - 28
2 - 4	Estimation on Exfactory Prices in Indonesia Based on Imported Prices	A - 28
2 - 5	Estimation on Exfactory Prices in Indonesia Based on Production Cost	A - 44
2 - 6	Estimation on Exfactory Price Viewed from the Relations Between Demands and Sales Prices	A - 46

Chapter 1. Crude Oil

Tables AI-1-1 through 3 respectively exhibits past trend of rising in Middle East countries' posted price, market price, governmental taxes and royalty: all of which are put into the graphic form as given in Figures AI-1-1 and AI-1-2; and, historical backgrounds are shown in Table AI-1-4.

Crude oil prices gradually started increasing in 1971 and have shown a very rapid increase since October, 1973. At the moment, prices are being discussed by OAPEC and related concerns, and it has been said that some price reduction proposals were submitted, but chances are remote that they will pass, and that present price levels will be maintained.

It is natural that inflation per se will influence crude oil prices which held the greatest share of the world energy market, and is, therefore, a very difficult problem to handle to the satisfaction of all concerned.

As we see it, crude price increases have resulted in a 20% increase in construction costs, and we anticipate that inflation will grow at a rate of 7% annually. If we accept this general inflationary trend, it appears that crude oil prices will follow this inflationary trend.

Crude oil prices, at the moment, are being decided politically rather than by production cost or by the balance between supply and demand. Should any change occur in this situation, it would be brought about by an alternative energy source becoming quantitatively competitive with crude oil.

It is rather difficult to predict when this will happen, but crude oil strength will remain as it is now until the mid 1980s. Crude oils importance as an organic raw material will be emphasized because of the short supply of crude oil.

Since it is not known when such influences will appear on the crude oil price, we would apply, for the present, the aforementioned conditions for the purpose of this estimation.

Chapter 2. Product Pricing

In performing economic calculations on the Indonesian petrochemical complex, the method of determining product prices would play a very important role. The below mentioned three concepts are being considered as the fundamental ones;

(1) Import price as the criteria:

In the project, all products shall be made available by importation until domestic production is started. This concept signifies that import prices determine the pricings of domestic products. Importation from Japan is assumed as the subject import prices. However, importation from the Middle East was also considered, and trial calculations of production costs with importation from the Middle East were also carried out (Refer to Annex IX International Competitiveness of Petrochemical Industry.)

Table AI-1-1 Trends in Posted Prices of Middle East Crude Oils

(Unit: US\$/bbl)

API	1971		1972		1973		1974							
	2/15 (up to)	2/15	6/1	1/20	1/1	4/1	6/1	7/1	8/1	10/1	10/16	11/1	12/1	1/1
<u>Saudi Arabia</u>														
34	1.800	2.180	2.285	2.479	2.591	2.742	2.898	2.955	3.066	3.011	5.119	5.176	5.036	11.651
31	1.680	2.085	2.187	2.373	2.482	2.626	2.776	2.830	2.936	2.884	4.903	4.957	4.822	11.561
27	1.560	1.960	2.064	2.239	2.345	2.481	2.623	2.674	2.755	2.725	4.633	4.684	4.557	11.441
<u>Iran</u>														
34	1.790	2.170	2.274	2.467	2.579	2.729	2.884	2.940	3.050	2.995	5.341	5.401	5.254	11.875
31	1.720	2.125	2.228	2.417	2.527	2.674	2.826	2.881	2.989	2.936	4.991	5.046	5.006	11.635
<u>Kuwait</u>														
31	1.680	2.085	2.187	2.373	2.482	2.626	2.776	2.830	2.936	2.884	4.903	4.957	4.822	11.545
<u>Abu Dhabi</u>														
39	1.880	2.235	2.341	2.540	2.654	2.808	2.968	3.036	3.140	3.084	6.045	6.113	5.944	12.636
	1.860	2.225	2.331	2.529	2.642	2.796	2.955	3.013	3.126	3.070	5.537	5.599	5.446	12.086
	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	5.964	6.031	5.865	12.566
<u>Iraq</u>														
	1.720	2.155	2.259	2.451	2.562	2.711	2.865	2.921	3.031	2.977	5.061	5.117	4.978	11.672
<u>Qatar</u>														
	1.930	2.280	2.387	2.590	2.705	2.862	3.025	3.084	3.200	3.143	5.834	5.899	5.737	12.414
	1.830	2.200	2.305	2.501	2.614	2.766	2.923	2.980	3.092	3.037	5.503	5.563	5.412	12.013
<u>Neutral Zone</u>														
28	1.550	1.970	2.069	2.245	2.351	2.487	2.630	2.681	2.782	2.732	4.644	4.695	4.573	11.461
35	1.810	2.185	2.290	2.484	2.596	2.747	2.903	2.960	3.071	3.016	5.127	5.184	5.050	11.701

Table AI-1-2 Market Price of Crude Oils in Persian Gulf

(Unit: US\$/bbl)

API	1970		1971		1972		1973		1974							
	1/1	11/14	2/15	6/1	1/20	1/1	4/1	6/1	7/1	8/1	10/1	10/16	11/1	12/1	1/1	
Arabian Light	34	1.350	1.440	1.700	1.800	1.900	2.100	2.200	2.300	2.500	2.550	2.750	3.650	3.697	3.601	8.322
Arabian Medium	31	1.250	1.350	1.650	1.700	1.800	1.950	2.050	2.150	2.350	2.400	2.500	3.500	3.541	3.449	8.258
Arabian Heavy	27	1.200	1.300	1.550	1.600	1.700	1.850	1.950	2.050	2.200	2.300	2.400	3.310	3.346	3.259	8.172
Iran Light	34	1.350	1.400	1.700	1.800	1.900	2.100	2.200	2.300	2.500	2.600	2.750	3.640	3.858	3.757	8.482
Iran Heavy	31	1.250	1.350	1.650	1.750	1.850	2.050	2.150	2.250	2.400	2.500	2.650	3.560	3.604	3.511	8.311
Kuwait	31	1.250	1.350	1.650	1.700	1.800	1.950	2.050	2.150	2.350	2.400	2.500	3.500	3.541	3.449	8.246
Murban	39	1.500	1.550	1.850	2.000	2.100	2.350	2.450	2.550	2.850	2.900	3.050	4.520	4.366	4.251	9.026
Khafuji	28	1.280	1.394	1.662	1.644	-	1.819	1.976	2.065	2.097	2.160	2.279	3.320	3.358	3.279	8.186
Hout	35	1.380	1.456	1.695	1.742	-	1.931	2.121	2.218	2.253	2.322	2.488	3.660	3.705	3.618	8.358

Table AI-1-3 Trends in Governmental Tax & Royalty on Crude Oil

(Unit: US\$/bbl)

	1971		1972		1973		1974							
	2/15	6/1	1/20	1/1	4/1	7/1	10/16	12/1						
	(up to)													
<u>Saudi Arabia</u>														
Arabian Light	0.989	1.261	1.325	1.448	1.516	1.607	1.702	1.736	1.804	1.770	3.048	3.083	2.998	7.008
Arabian Medium	0.930	1.203	1.265	1.384	1.450	1.537	1.628	1.661	1.725	1.694	2.917	2.950	2.868	6.954
Arabian Heavy	0.043	1.106	1.169	1.302	1.367	1.449	1.535	1.566	1.627	1.597	2.754	2.785	2.708	6.881
<u>Iran</u>														
Iranian Light	0.983	1.250	1.313	1.430	1.497	1.588	1.683	1.717	1.783	1.750	3.172	3.208	3.119	7.133
Iranian Heavy	0.944	1.222	1.285	1.400	1.466	1.555	1.647	1.681	1.746	1.744	2.960	2.993	2.969	6.988
<u>Kuwait</u>														
Kuwait	0.958	1.231	1.293	1.406	1.472	1.559	1.650	1.683	1.747	1.716	2.939	2.972	2.890	6.966
<u>Abu Dhabi</u>														
Murban	1.005	1.272	1.337	1.458	1.527	1.620	1.717	1.752	1.821	1.787	3.582	3.623	3.521	7.578
Umm Shaif	0.966	1.239	1.288	1.391	1.460	1.553	1.650	1.685	1.753	1.720	3.192	3.229	3.137	7.162
Zakum	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3.451	3.492	3.391	7.453
<u>Iraq</u>														
Basra	0.933	1.240	1.303	1.419	1.487	1.578	1.671	1.705	1.772	1.739	3.002	3.036	2.952	7.010
<u>Qatar</u>														
Dukhan	1.052	1.316	1.381	1.493	1.546	1.641	1.740	1.776	1.847	1.812	3.443	3.482	3.384	7.432
Qatar Marine	0.924	1.196	1.260	1.351	1.464	1.556	1.651	1.686	1.754	1.720	3.215	3.252	3.160	7.162

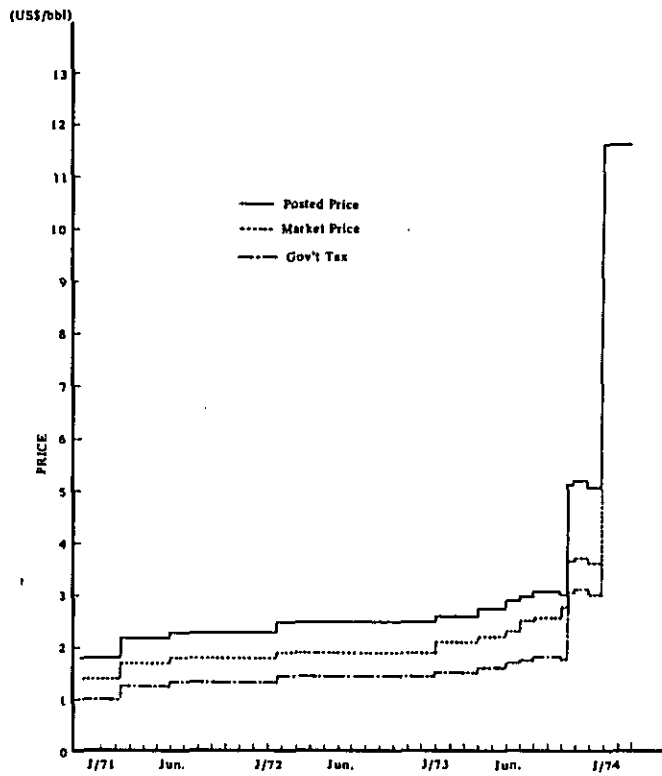


Figure AI-1-1 Trend in Crude Oil Prices (Arabian Light)

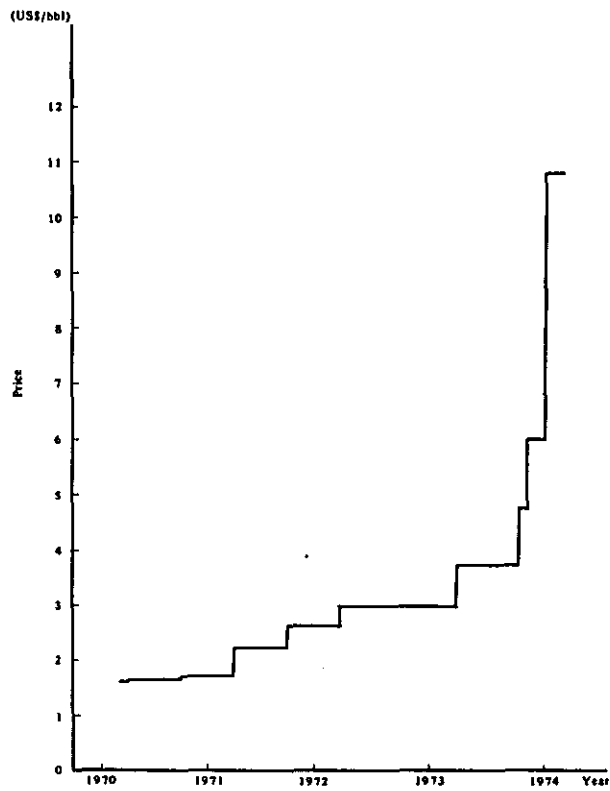


Figure AI-1-2 Trend in Crude Oil Prices (Market Price, FOB) (Indonesian Minas Crude)

Table AI-1-4 Trends of Crude Oil Price and Remarks

Date Effective	Remarks	Posted Price of Arabian Light (US\$/bbl)
Prior to Nov. 14, 1970		1.800
Nov. 15, 1970	OPEC, Tax Rate Increase from 50% to 55%	1.800
Feb. 15, 1971	OPEC, Posted Price Increase	2.190
June 1, 1971	OPEC, Posted Price Increase	2.285
Jan. 1, 1972	OPEC, Inflation Adjustment	2.479
Jan. 1, 1973	OPEC, Inflation Adjustment	2.591
Jan. 1973	Major Oil, Market Adjustment Price Increase due to Stringency between Demand & Supply	
	OPEC, Price Increase by Enterprises Participation Agreement	
April 1, 1973	OPEC, Provisional Increase by Geneva Conventions	2.742
	Indonesia Indonesian Crude Oil Price Increase	
June 1, 1973	OPEC, Price Increase by New Geneva Conventions	2.896
From April to June, 1973	Major Oil, Price Increase due to Market Adjustment	
July 1, 1973	OPEC, Price Increase by New Geneva Conventions	2.955
Aug. 1, 1973	OPEC, Price Increase by New Geneva Conventions	3.066
From July to Sep., 1973	Major Oil, Market Adjustment Price Increase	
Oct. 1, 1973	OPEC, Price Decrease by New Geneva Conventions	3.011
	Indonesia, Indonesian Crude Oil Price Increase	
	Major Oil, Market Adjustment Price Increase	
Oct. 16, 1973	OAPEC, Price Unilateral Increase by 6 Arabian Gulf Countries	5.119
Nov. 1973	Indonesia, Indonesian Crude Oil Price Increase	
Jan. 1, 1974	OAPEC, Price Unilateral Increase by 6 Arabian Gulf Countries	11.651

(2) Production cost as the criteria:

On such an occasion where either an exclusivity or oligopoly is being maintained for the petrochemical industry, and the production cost thereof is internationally optimized, then the market price will be determined by adding optimum profit and distribution cost to production cost.

(3) Relationship of demand and prices as the criteria:

While this concept correlates to the above mentioned (1) and (2), prices will go down as the demand increases, and demand will increase as prices go down. The elasticity in prices is different depending on the country and on the product that is being considered; and also whether the product is in development, maturity, or in the declining state.

In this chapter a description of price estimation will be given, based on the above mentioned concepts.

2-1 Exfactory prices of petrochemical products in the U.S.A. and Japan

2-1-1 Exfactory prices of petrochemical products in the U.S.A.

The figures in the aforementioned chapter become sort of standard market prices. However, the market prices contain distribution costs and, the prices differ depending on the delivery quantity, thus it is necessary to investigate exfactory prices.

Table AI-2-1 exhibits the trends of average exfactory unit price of petrochemical products in the United States calculated from the statistical data published by the Customs Association. Figure AI-2-1 illustrates these trends from which it is seen that low-density polyethylene, polystyrene, and PVC are maintaining a stabilized price level since 1968, but prices on high-density polyethylene and polypropylene were still demonstrating lowering trends as of 1971. On the contrary, prices of VCM, styrene monomer, ethylene, propylene and all other monomers are holding at a stabilized level. However, propylene prices are gradually going up and the gap between ethylene and propylene prices is closing.

Table AI-2-1 Trend of Exfactory Price of Petrochemical Products
(Olefin Derivatives) in the U.S.A.

	Polyethylene		Poly- styrene	PVC	Poly- Propylene	Styrene Monomer	Vinyl Chloride Monomer	Ethylene	Propylene
	Low Density	High Density							
1966	17.3	17.6	17.2	16.6	22.6	8.03	5.92	4.13	2.15
1967	14.7	16.9	18.4	15.1	21.4	7.71	5.27	3.95	2.05
1968	12.1	15.5	17.4	14.0	20.9	6.69	4.57	3.43	2.30
1969	12.1	15.2	17.2	13.7	21.7	-	4.37	3.30	2.48
1970	12.6	14.1	17.1	13.8	19.8	6.47	3.93	3.04	2.67
1971	12.6	12.0	16.3	13.4	17.5	6.03	4.17	3.03	2.65

(Unit: US\$/lb)

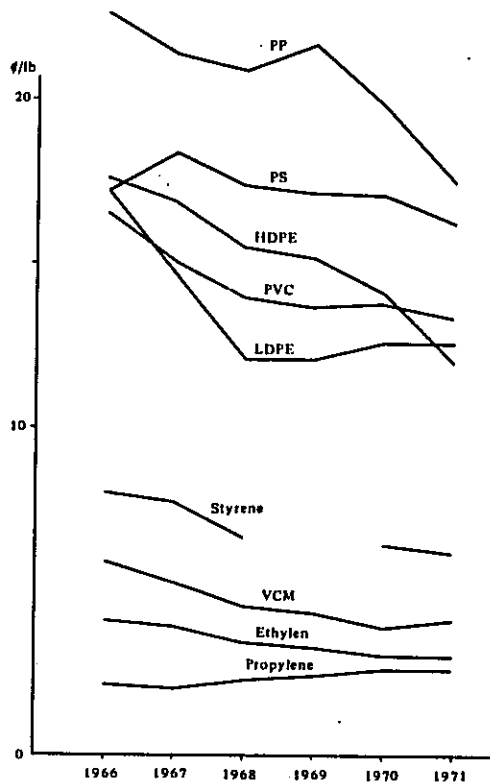


Figure AI-2-1 Trend of Exfactory Prices in the U.S.A.

2-1-2 Exfactory prices of petrochemical products in Japan

Similarly with the case of America, average petrochemical exfactory prices in Japan are calculated from Monthly Chemical Industry Statistics shown in Table AI-2-2 and Figure AI-2-2 from which it will be seen that also in case of Japan, exfactory prices on low-density polyethylene, polystyrene and PVC have been almost stabilized between 1968 and 1972, but the prices on high-density polyethylene and polypropylene have rapidly declined. Nevertheless, prices on these petrochemical products have again started increasing since 1973 and are given in said figure.

2-1-3 Trends on additive value

As the market expanded, prices on petrochemical products showed a lowering trend in general until 1972. Major reasons are as follows:

Scale up of production facilities, rationalization on facilities cost, construction cost and production process; improvements in operational rate and yield rate; increased utilization of by-products,

Table AI-2-2 Trend of Exfactory Price of Petrochemical Products (Olefin Derivatives) in Japan

(Unit : ¥/Kg)

	<u>Polyethylene</u>		<u>Poly- propylene</u>	<u>PVC</u>	<u>Polystyrene</u>	<u>Styrene</u>		<u>Vinyl Chloride</u>	
	<u>Low density</u>	<u>High density</u>				<u>Monomer</u>	<u>Monomer</u>		
1966	133	178	197	98.5	171	95.3	64.9		
1967	111	176	165	96.5	160	90.7	66.8		
1968	98	163	155	94.1	150	84.2	63.8		
1969	101	150	145	90.7	144	71.3	59.8		
1970	102	138	135	88.4	138	65.3	54.6		
1971	100	128	121	83.9	138	61.3	46.3		
1972	92	119	107	81.1	141	56.1	44.5		

Source: Statistical Year Book of Chemical Industries in Japan

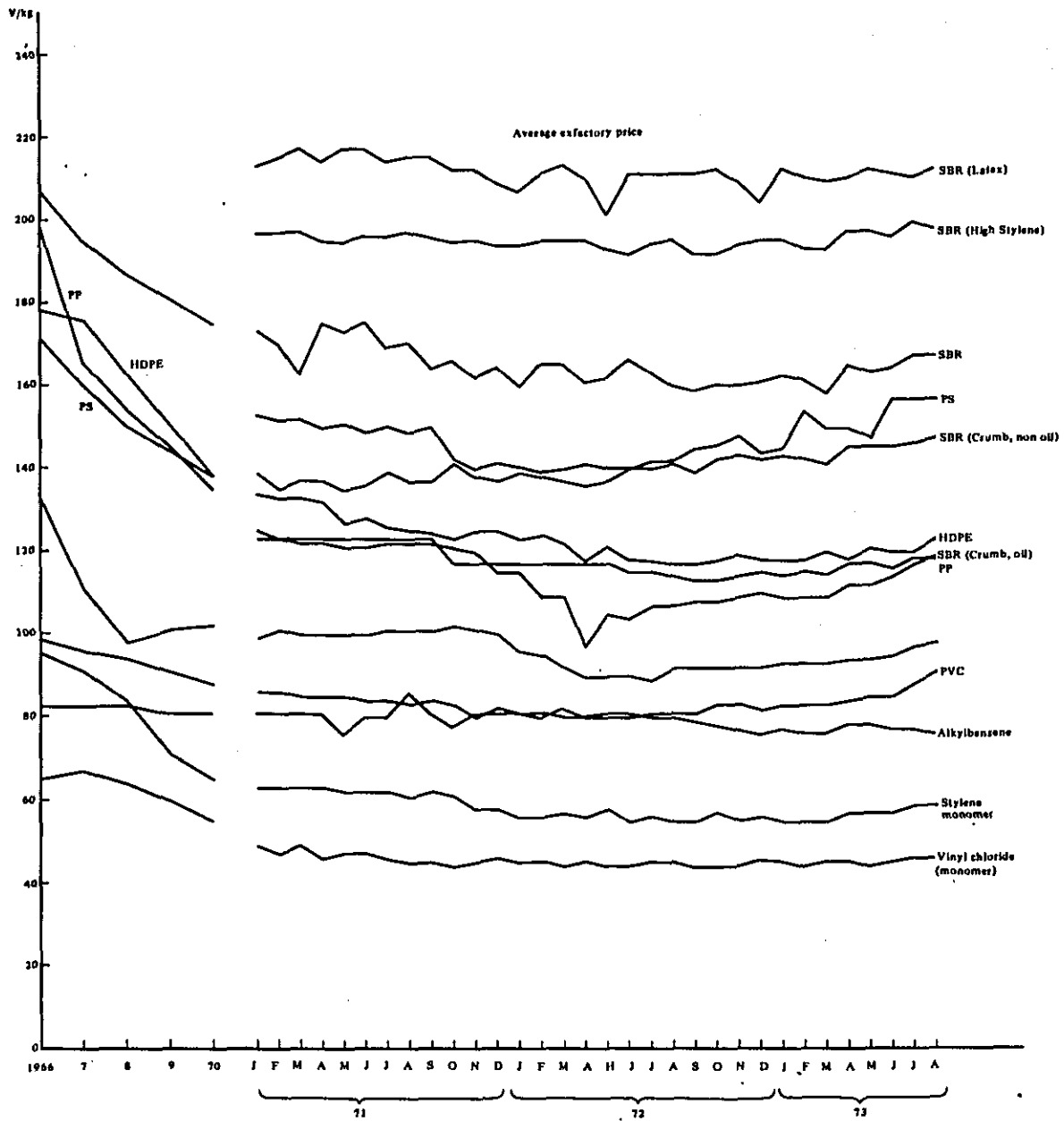


Figure AI-2-2 Exfactory Prices of Petrochemical Products in Japan

etc. However, since 1971, the lowering trend of production costs has levelled off, this is especially true of the Japanese petrochemical industry which has severely suffered from the continuous price decline and fell into structural stagnation as described in the Annex VIII. The increases in petrochemical products after 1972 were due to the world-wide supply shortage started by the Japanese production cartel, increases in crude oil prices and the resultant inflationary influence, thus all these factors reached a level which could no longer be incompounded in production cost. Moreover, the situation was much more aggravated by the additional costs incurred from the installation of pollution control devices. The fluctuation in crude oil prices will directly affect basic material prices such as ethylene, propylene or benzene.

The increases in general commodity prices affects not only construction costs, but also personnel costs, utilities cost, etc. Accordingly, to fully scrutinize these influences, it would be convenient to first separate the raw material cost from additive values.

Table AI-2-3 gives the trends on additive values both in the U.S.A. and in Japan on the representative polymers. The calculation of additive values was made by the following equation:

Table AI-2-3 Trend of Additive Values of Major Polymers

		<u>Polyethylene</u>		<u>Polypro- pylene</u>	<u>Poly- styrene</u>	<u>Polyvinyl Chloride</u>
		<u>Low density</u>	<u>High density</u>			
USA (¢/lb)	1966	13.0	13.3	20.2	9.17	10.4
	1967	10.6	12.8	19.1	10.7	9.57
	1968	8.53	11.9	18.3	10.7	9.21
	1969	8.67	11.8	18.9	-	9.11
	1970	9.44	10.9	16.8	10.6	9.67
	1971	9.45	8.85	14.5	10.3	9.02
Japan (¥/kg)	1966	96.1	142	174	75.8	30.4
	1967	74.7	141	142	69.2	29.7
	1968	63.8	129	132	65.8	27.1
	1969	67.4	117	124	73.1	27.9
	1970	70.1	106	114	72.3	31.1
	1971	69.1	96.4	101	76.3	35.3
	1972	60.8	88.2	87.0	85.2	34.4

$$\text{Additive Value} = \text{Exfactory Price} - \sum ((\text{prices on major raw materials}) \times (\text{Unit of the major raw materials}))$$

Figure AI-2-3 illustrates the changes in the additive values. American changes in additive values through the years show almost the same trend as with delivery prices, but, in the case of Japan additive value was on an upward trend since about 1968 except for high-density polyethylene and polypropylene. Also it will be seen that additive values of both high-density polyethylene and polypropylene are almost the same.

Table AI-2-4 gives the comparisons on additive values in 1971 for petrochemical products in Japan and America. It shows almost the same additive values on low-density polyethylene, polypropylene, and polystyrene, but as far as high-density polyethylene is concerned Japan shows a higher trend and PVC is higher in America. This was due to the fact, that in Japan, the former was kept in the so-called oligopoly until about 1971, but for the latter the value was constantly at a lower level.

Table AI-2-4 Price Comparison of Petrochemical Products between Japan and the U.S.A. (1971)

(Unit: ¢/lb)

	<u>Japan</u>		<u>U.S.A.</u>	
	Price	Additive Value	Price	Additive Value
Ethylene	4.32		3.03	
Propylene	2.59		2.65	
Stylene Monomer	8.83		6.03	
VCM	6.67		4.17	
LDPE	14.45	9.96	12.6	9.45
HDPE	18.39	13.89	12.0	8.85
PP	17.45	14.53	17.5	14.5
PS	19.83	10.99	16.3	10.3
PVC	12.09	5.09	13.4	9.02

Note : 1 US\$ = ¥ 314.8

From the above observations, we have taken the Japanese delivery prices as the criteria rather than the American ones, for the following calculations.

2-2 Forecasts on future product prices in major countries

Drawing a demarcation line of 1972, the world's petrochemical product prices started an all round increase, and this is a vital problem for the petrochemical industry influencing its future to a large extent.

Various forecasts were made on product prices by some organizations, SRI for example, but all of these forecasts are either based on past analysis of price lowering or on the fluctuation of prices on crude oil or natural gas.

2-2-1 Prices on petroleum products

The below mentioned concept may be applied on the changes in petrochemical products resulting from price increases on crude oil.

Analyzing the cost rises of petrochemical prices, we may point out the price rise in crude oil (9.36 - 1.3) US\$/BBL (15.12¥/l), and the cost of pollution control devices (1¥/l). Removing the 3% captive combustion expense and apportioning these to the product exfactory prices results in the following. The basic year for the delivery price will be 1971, and the price in said year shall be added with the above mentioned cost rises.

Now, therefore, overall cost rises C is a function of average gain ratio η_{av} , production rate W_i of product 'i' per 1 litre of crude oil and product price P_i :

$$\Delta C = \eta_{av} \sum k (w_i P_i)$$

accordingly,

$$k = \frac{\Delta C}{\eta_{av} \sum w_i P_i}$$

where, 'k' represents the apportioning rate. From this, the price rise (ΔP_i) may be expressed by the following equation:

$$\Delta P_i = \frac{k w_i P_i}{w_i} = k P_i$$

Finally, the new price is:

$$(P_i)_N = P_i + \Delta P_i = (1 + k) P_i$$

Item	Gain ratio	Price (¥/l)	
		1971	New price
Gasoline	11.0	11	40.6
Naphtha	13.26	6	22.1
Jet fuel kerosene	10.68	8	29.5
Light oil	7.29	6	22.1
Heavy oil	57.69	5	18.45

With the average product price for 1971 being 6.18 ¥/l, and the price rise being (15.12 + 1) ¥/l, the value on 'k' obtainable from the above equation is 2.69.

2-2-2 Prices on petrochemical products

(1) Price estimation of basic raw materials

Estimation on prices for basic raw materials such as ethylene to be utilized destined for petrochemical products, based on the above naphtha price reveals the following:

Item	Gain ratio	Price (¥/kg)	
		1971	New price
Ethylene	1.0	30	75.6
Propylene	0.5	22.5	56.7
B-B fraction	0.271	10	25.2
Aromatic gasoline	0.661	8	20.2
Fuel oil	0.16	6	20.0
Fuel gas	0.598	6	20.0

Where, cost rise due to the naphtha price rise is 22.14 ¥/kg, and the price rise for utilities fuel is 19.2 ¥/kg (= 0.96 t/t x 20,000 ¥/t), and the cost rise per ethylene 1 kg, taken the gain rate of 3.2, will be:

$$22.14 \times 3.2 + 19.2 = 90.0 \text{ (¥/kg)}$$

accordingly the below mentioned equation is obtainable with the deductions from the above of fuel gas and fuel oil, 20 ¥/kg giving the same equation symbol as with the previous equation:

$$\Delta C - \Delta f = k \sum P_i w_i$$

from which

$$k = \frac{\Delta C - \Delta f}{\sum P_i w_i}$$

$$\Delta P_i = \frac{k p_i w_i}{w_i} k - p_i$$

$$(P_i)_N = P_i + \Delta P_i = (1 + k) P_i$$

The value calculated therefrom is 1.52 which is the value for an existing plant, and for a newly established plant the rise in construction cost shall have to be taken into consideration, thus the followings are obtainable:

Item	¥/kg
Ethylene	81.3
Propylene	61.0
B-B fraction	27.1
Aromatic gasoline	21.7

At this time the ratio between the new and the old prices is 2.71.

(2) Price estimation method for petrochemical products

As mentioned earlier, the product price is being separated from the raw material portion and additive value portion, and each of these was made to fluctuate separately. The additive value may be further classified to the following two portions:

Fixed portion - Depreciation, monetary interest, fixed asset tax, insurance, etc.

Variable portion- Personnel cost, utilities cost, etc.

Using existing facilities, the fixed portion does not fluctuate, only the fluctuating portion contributes to the cost fluctuation.

In case of a newly established plant, fixed portion will have a direct influence on the cost due to the fluctuation in construction cost.

(3) Making of price model

Prices are obtainable from the following calculation model, viz.:

Price on the basic year	P_0
Price on n-th year (1971 = 1)	P_n, \tilde{P}_n
Raw material price on the basic year	R_0, \tilde{R}_0
Raw material unit consumption	η
Additive value on the basic year	A_0
Variable portion ratio in the additive value	χ
Increased rate of overall commodity prices	ρ

and, the basic year is made to 1974 for raw material price, and the basic year for additive value is made to 1971. The reason for the former is based on the assumption that the price amendment of basic raw materials as a result of the crude oil price rise would be made in 1974 (for ethylene, propylene, etc.). The reason for the latter is that the adoption of the nearly rock bottom price of 1971 would be most appropriate, as the prices after 1972 onward are unstable.

The following two price models are conceivable:

$$\tilde{P}_n = \tilde{R}_0 (1 + \rho)^{n-4} \times \eta + A_0 (1 + w) (1 + \rho)^n \quad (1)$$

$$P_n = R_n \eta + A_0 (1 + \chi \rho)^{n-1} \quad (2)$$

$$R_n = R_{0,v} (1 + \rho)^{n-4} + R_{0,f}$$

where, P_n and R_0 signify the product and material prices; $R_{0,v}$, $R_{0,f}$ signify both the variable portion and the fixed portion of the raw material. Equation (1) is for the newly established plant, the $(1 + w)$ after A_0 is the temporary cost rise during 1971 - 1974 resulting from the rise in construction cost, which thereafter shall be sliding with the rise in overall commodity price index. Equation (2) is for the existing plant, and is the approximation equation in case inflation is deemed to affect only on the variable portion. Equation (1) gives the maximum value and (2) the minimum value.

Besides the two cases mentioned above, we calculated a medium case, i.e., there is no temporary increase in construction cost, ($w = 0$), but the fixed cost portion, in additive value, changes by 7 % according to the inflationary trend.

(4) Hypothesis

In making an estimation on future prices using the above mentioned price model, the following hypotheses were made:

(a) Basic prices and the subjected year

As mentioned earlier, prices on basic raw materials of 1974 after the price amendment on crude oil and 1971 Japanese additive value were taken.

(b) Increase rate on commodity prices (ρ)

This was made to 7%.

(c) Temporary increase rate on construction cost (w)

This was made to 20%.

(d) Unit consumption (η), rate of fluctuation cost (μ).

Product	Raw Material	η	μ	Increase rate of additive value ($\mu\rho$) (%)
LDPE	Ethylene	1.04	0.67	4.7
HDPE	Ethylene	1.04	0.57	4.0
Polypropylene	Propylene	1.13	0.67	4.7
Styrene monomer	Ethylene	0.313	0.61	4.3
	Benzene	0.841		
VCM	Ethylene	0.48	0.69	4.8
	Chlorine	0.67		
Polystyrene	Styrene monomer	1.00	0.65	4.6
PVC	VCM	1.05	0.78	5.5
Ethylene oxide	Ethylene	0.95	0.49	3.4
Ethylene glycol	Ethylene oxide	0.83	0.59	4.1

(e) Variable cost and fixed cost for basic raw materials

(Unit: ¥/kg 1974 price)

<u>Basic raw materials</u>	<u>Fluctuation cost (R_{o,v})</u>	<u>Fixed cost (R_{o,f})</u>
Ethylene	66.8	8.8
Propylene	50.1	6.6
Butadiene	33.0	-
Benzene	59.2	1.8
Xylene	53.9	1.6
Chlorine	37.3	-

(5) Result of price estimation

Table AI-2-5 shows the calculation result, in which maximum price stands for the price at the newly established plant using the equation (1), and minimum price stands for the price for the existing plant using equation (2).

2-3 Estimation on exfactory price on petrochemical products made in Middle East countries.

In Annex IX International Competitiveness of Petrochemical Industry, we have given details on the exfactory prices on 1980 exports of Middle East countries, the basic condition for said trial calculation is given as follows:

(1) Internal rate of return of each process plant is made to 15%.

(2) Ethylene production of the petrochemical complex is made to 300,000 t/y.

(3) In regard to the main raw material price, the light condensation at the inlet of the ethylene plant is assumed to be 40/MMBTU in 1974. Constituents and the product pattern of said light condensate are deemed to be the same as the Indonesian ones.

Tables AIX-5-1 through 8 show the calculation results.

2-4 Estimation of exfactory price in Indonesia based on import prices

When the manufactured petrochemical product is marketed the prices that are applied thereto will be the same as a like item which has been imported. Also the import price in Indonesia depending on the respective costs incurred there; that is the transportation cost, import duties and other miscellaneous expenses are deducted from the landed cost, and thus said price after these deductions may be made to be the delivery price.

This section, therefore, describes the calculation method of determining exfactory prices in Indonesia.

Table AI-2-5 Estimated Exfactory Price in Japan

(Unit: US\$/Kg)

	Maximum				Medium				Minimum			
	1977	1978	1979	1980	1977	1978	1979	1980	1977	1978	1979	1980
Polyethylene Low density	76	81	87	93	67	71	76	82	62	65	65	72
High density	92	99	106	113	80	86	92	98	60	64	67	70
Polypropylene	89	95	102	109	77	82	88	94	67	70	74	78
Polystyrene	99	106	113	121	86	92	98	105	76	80	83	87
Polyvinyl chloride	57	61	65	70	51	55	59	63	48	51	54	58
Styrene monomer	53	57	61	65	47	51	54	58	44	46	49	52
Vinyl chloride monomer	34	37	39	42	32	34	36	39	31	33	35	37
SBR	-	-	-	-	81	85	90	95				
Alkylbenzene	-	-	-	-	72	74	76	78				
Cyclohexane	28	30	32	34	26	27	29	31				
Paraxylene	41	44	47	50	38	40	43	45				
Benzene	26	28	30	32	25	26	28	30				
Toluene	24	26	28	30	23	24	26	28				
Mixed Xylene	22	24	6	27	22	23	25	27				

(1) Exfactory price for domestic market

The market price in Indonesia for imported products is expressed by the following equation:

$$\begin{aligned} \text{(Market price)} &= \text{(CIF Price)} + \text{(Landing cost)} + \text{(Import} \\ &\quad \text{Duties)} + \text{(Miscellaneous Import Expenses)} \\ &\quad + \text{(Domestic Distribution Cost)} \end{aligned}$$

On the other hand, the market price in case of domestic production is expressed by the following equation:

$$\begin{aligned} \text{(Market Price)} &= \text{(Exfactory Price)} + \text{(Miscellaneous Sales} \\ &\quad \text{Cost)} + \text{(Domestic Distirubiton Cost)} \end{aligned}$$

Accordingly, there is the below mentioned relation between the exfactory price and the import price in Indonesia:

$$\begin{aligned} &\text{(Exfactory price)} + \text{(Miscellaneous Sales Expenses)} \\ &= \text{(CIF Price)} + \text{(Landing Cost)} + \text{(Customs Duties)} \\ &\quad + \text{(Miscellaneous Import Expenses)} \end{aligned}$$

Of the Indonesian petrochemical plants, olefin plants have already decided to use natural gas as raw material, thus these olefin plants shall have to be constructed taking into consideration the material availability as the first priority, and thus the plants shall have to be constructed in distant locations from the actual consumption places. It should be noted that transportation costs from the plant to the market areas, Jakarta and Surabaya, must be considered because of the distance involved.

Hereinafter, various equations required for calculation are enumerated.

(a) FOB price in Japan & Middle East countries

$$\text{(FOB Price)} = \text{Pej} + \text{M} + \text{Ce} + \text{I} \text{ ----- (1)}$$

where, Pej: Exfactory price in Japan & Middle East Countries

I: Inland freight

Ce: Loading cost M: Exporter's margin

Now, therefore, taken:

I = 0, M = (2% of the FOB Price), Ce = 0 (zero) as the exclusive monomer ship is being used, and polymers (plastics) are usually being loaded with other cargoes mixed and is made to 1.1¢ per kg.

$$\text{(FOB Price)} = (\text{Pej} + \text{Ce}) / 0.98 \text{ ----- (1) '}$$

(b) Japanese CIF Price

$$\text{(CIF Price)} = \text{(FOB Price)} + \text{Im} + \text{I} + \text{M} + \text{Fo} \text{ ----- (2)}$$

where,

Im: Marine insurance, I: Monetary interest,
M: Importer's margin, F_o: Ocean freight.

We take

$$Im = 0.015 \times (\text{CIF Price})$$

$$I = 0.045 \times (\text{CIF Price})$$

$$M = 0.02 \times (\text{CIF Price})$$

$$\text{then, } (\text{CIF Price}) = (\text{FOB Price}) + F_o) / 0.92 \text{ ----- (2) '}$$

(c) Price after unloading (Landed cost)

Import duty and other miscellaneous expenses in Indonesia are as follows:

	<u>x (CIF Price)</u>
Bank charge & cable charge	0.01
Import commission	0.03
MPO	0.03
Import duty	0.15
Sales tax	0.05
Clearance charge	0.02
Damage	0.019
Total:	<u>0.309</u>

Calculating the landed cost from the above:

$$P_1 = 1.309 \times (\text{CIF Price}) + C_u \text{ ----- (3)}$$

where, P₁ Landed cost

C_u Unloading cost

for polymer 0.7 ¢/kg
for monomer 0

(d) Exfactory price in Indonesia

Miscellaneous sales expenses when production and sales are carried out in Indonesia are enumerated as follows:

	<u>x (Exfactory price)</u>
Margin	0.03
MPO	0.03
Sales tax	0.02
Damage	<u>0.016</u>
Total	0.096

Accordingly, the exfactory price, P_{ei} can be expressed by the following equation:

$$Pe_i = (P_1 - I_i)/1.096 \text{ ----- (4)}$$

where, P_1 : Landed price, I_i : Inland freight

By totalling all the above through (1)', (2)', (3) and (4) the following is obtainable:

$$Pe_i = 1.325 (Pe_j + Ce) + 1.298 F_o + 0.912 (Cu - I_i) \text{ ----- (5)}$$

where, Pe_i : Indonesian exfactory price

Pe_j : Japanese exfactory price

Ce : Loading costs (for Plastics 1.1 ¢/kg)
(for Monomer 0)

F_o : Ocean freight

Cu : Unloading cost (for Plastics 0.7 ¢/kg)
(for Monomer 0)

I_i : Inland freight

Calculations based on exfactory prices of Japan (minimum) and the Middle East are shown in Tables AI-2-6 through AI-2-13. Other cases are calculated likewise, and shown in Tables AI-2-14 through AI-2-16.

(2) Exfactory price for exports

Japanese export exfactory prices have lowered considerably since 1971 and 1972 reaching almost to a marginal price. However, from the latter half of 1972 (shown in Table AI-2-5), and reflected by the supply shortage to the Japanese domestic demands, export prices started rising. As a result, export prices went up more than the domestic market prices. This trend for petrochemical products will continue. The Japanese situation was described in

Annex AVIII, judged from this point, it is not conceivable for Japanese production capacity of petrochemical products to keep pace with increase as hitherto achieved if we take the difficulty of availability of plant sites in Japan, problems of naphtha acquisition for the petrochemical raw material, etc. into consideration. However, if the currently projected expansion of 4 ethylene plants with 300,000 to 400,000 tons capacity is completed by 1980, Japanese export capacity will be maintained at approximately the same level.

With the above concepts included in our premises, an export estimation was made for Indonesian export prices assuming that they would become identical with Japanese export prices, at the importing countries, with the condition, however, that the Japanese export price is the same as the exfactory price for domestic demands. This is based on our forecasts that the aforementioned supply/demand balance in Japan will stabilize and no exports will be made at the marginal price.

Table AI-2-6 Estimated Exfactory Price for Domestic Market Based on Import from Japan
(Min. Price, Import Duty 15%)

(1) Estimated Landed Price of Imported Petrochemical Products from Japan at Jakarta (Unit:g/kg)		LDPE	HDPE	PP	PVC	VCM	EG
Exfactory Price in Japan		72.0	70.0	78.0	58.0	37.0	50.0
F O B Cost		2.6	2.6	2.7	2.3	0.8	1.0
F O B Price		74.6	72.6	80.7	60.3	37.8	51.0
Ocean Freight		4.1	4.1	4.1	4.4	5.2	3.2
Insurance, etc.		6.8	6.7	7.4	5.6	3.7	4.7
C I F Price		85.6	83.3	92.2	70.3	46.7	58.9
Import Duty 15%		12.8	12.5	13.8	10.5	7.0	8.8
M P O Sales Tax, etc.		14.3	14.0	15.4	12.0	7.4	9.4
Landed Price at Jakarta		112.7	109.8	121.4	92.8	61.1	77.1
(2) Estimated Exfactory Price for Domestic Market in Indonesia based on Landed Price from Japan (Unit:g/kg)		LDPE	HDPE	PP	PVC	VCM	EG
Exfactory Price in Indonesia		100.2	97.6	108.2	81.9	53.7	69.1
Inland Transportation		2.9	2.9	2.9	3.0	2.2	1.4
M P O Sales Tax, etc.		9.6	9.4	10.4	7.9	5.2	6.6
Landed Price at Jakarta		112.7	109.8	121.4	92.8	61.1	77.1

Table AI-2-7 Estimated Exfactory Price for Domestic Market Based on Import from Middle East (Import Duty 15%)

(1) Estimated Landed Price of Imported Petrochemical Products from Middle East at Jakarta (unit: g/kg)	LDPE	HDPE	PP	PVC	VCM	EG
Exfactory Price in Middle East	74.9	72.9	70.1	82.6	50.9	44.1
F O B Cost	2.7	2.6	2.6	2.8	1.0	0.9
F O B Price	77.6	75.5	72.7	85.4	51.9	45.0
Ocean Freight	5.5	5.5	5.5	5.9	5.5	4.3
Insurance, etc.	7.2	7.0	6.8	7.9	5.0	4.3
C I F Price	90.3	88.1	85.0	99.2	62.4	53.6
Import Duty 15%	13.5	13.2	12.7	14.9	9.4	8.0
M P O Sales Tax, etc.	15.1	14.7	14.2	16.5	9.9	8.5
Landed Price at Jakarta	118.9	116.0	111.9	130.6	81.7	70.1

(2) Estimated Exfactory Price for Domestic Market in Indonesia based on Landed Price from Middle East (Unit: g/kg)	LDPE	HDPE	PP	PVC	VCM	EG
Exfactory Price in Indonesia	105.8	103.2	99.5	116.4	72.5	62.7
Inland Transportation	2.9	2.9	2.9	3.0	2.2	1.4
M P O Sales Tax, etc.	10.2	9.9	9.6	11.2	7.0	6.0
Landed Price at Jakarta	118.9	116.0	111.9	130.6	81.7	70.1

Table AI-2-8 Estimated Exfactory Price for Domestic Market Based on Import from Japan
(Japanese Max. Price and Max. Price and Min. Price)

Upper column : Japanese Max. Price

Lower column : Japanese Min. Price

(Unit: In US\$/Kg)

Product	Benzene	Toluene	Xylene	Para-xylene	Cyclo Hexan
Main Domestic Market	Jakarta	Palemba- ng	Palemba- ng	Palemba- ng	Surabaya
<u>Items</u>					
Exfactory Price in Japan					
Max.	27.6	25.5	24.3	44.0	29.6
Min.	26.0	24.0	23.0	40.0	
FOB Cost					
Max.	0.56	0.52	0.50	0.90	0.60
Min.	0.53	0.49	0.47	0.82	0.55
Ocean Freight					
Max.	2.78	2.62	2.62	2.77	2.78
Min.	2.78	2.62	2.62	2.62	2.78
Insurance etc.					
Max.	2.69	2.49	2.49	4.15	2.89
Min.	2.55	2.36	2.67	2.78	2.64
CIF Indonesian Port					
Max.	33.64	31.13	29.80	51.81	35.85
Min.	31.86	29.46	28.36	47.21	32.97
Import Duty					
Max.	5.04	4.67	4.47	7.77	5.38
Min.	4.78	4.42	4.25	7.08	4.95
Sales Tax. etc.					
Max.	4.78	4.95	4.74	8.24	5.70
Min.	5.07	4.68	4.51	7.51	5.24
Landed Price					
Max.	44.03	40.75	39.01	67.82	46.93
Min.	41.71	38.57	37.12	61.80	43.16
Inland Transportation					
Max.	3.14	-	-	-	1.09
Min.	0.83	-	-	-	1.05
MOP Sales Tax.etc.					
Max.	0.83	3.57	3.42	5.94	4.02
Min.	3.58	3.38	3.25	5.41	3.67
Exfactory Price at New Plant					
Max.	40.07	37.18	35.59	61.88	41.83
Min.	37.30	35.12	33.87	56.39	38.43

Table A1-2-9 Estimated Exfactory Price for Domestic Market Based on Import from Japan
(Min. Price, Import Duty 0%)

(1) Estimated Landed Price of Imported Petrochemical Products from Japan at Jakarta (Unit: g/kg)													
	LDPE	HDPE	PP	PVC	VCM	EG		LDPE	HDPE	PP	PVC	VCM	EG
Exfactory Price in Japan	72.0	70.0	78.0	58.0	37.0	50.0							
F O B Cost	2.6	2.6	2.7	2.3	0.8	1.0							
F O B Price	74.6	72.6	80.7	60.3	37.8	51.0							
Ocean Freight	4.1	4.1	4.1	4.4	5.2	3.2							
Insurance, etc.	6.8	6.7	7.4	5.6	3.7	4.7							
C I F Price	85.6	83.3	92.2	70.3	46.7	58.9							
Import Duty 0%	0	0	0	0	0	0							
M P O Sales Tax, etc.	14.1	13.8	15.2	11.7	7.3	9.3							
Landed Price at Jakarta	99.7	97.1	107.4	82.1	54.0	68.2							
(2) Estimated Exfactory Price for Domestic Market in Indonesia based on Landed Price from Japan (Unit: g/kg)													
	LDPE	HDPE	PP	PVC	VCM	EG		LDPE	HDPE	PP	PVC	VCM	EG
Exfactory Price in Indonesia	88.3	86.0	95.4	72.1	47.2	61.0							
Inland Transportation	2.9	2.9	2.9	3.0	2.2	1.4							
M P O Sales Tax, etc.	8.5	8.3	9.2	6.9	4.5	5.9							
Landed Price at Jakarta	99.7	97.1	107.4	82.1	54.0	68.2							

Table AI-2-10 Estimated Exfactory Price for Domestic Market Based on Import from Middle East (Import Duty 0%)

(1) Estimated Landed Price of Imported Petrochemical Products from Middle East at Jakarta (unit:¢/kg)

	LDPE	HDPE	PP	PVC	VCM	EG
Exfactory Price at Middle East	74.9	72.9	70.1	82.6	50.9	44.1
F O B Cost	2.7	2.6	2.6	2.8	1.0	0.9
F O B Price	77.6	75.5	72.7	85.4	51.9	45.0
Ocean Freight	5.5	5.5	5.5	5.9	5.5	4.3
Insurance, etc.	7.2	7.0	6.8	7.9	5.0	4.3
C I F Price	90.3	88.1	85.0	99.2	62.4	53.6
Import Duty 0%	0	0	0	0	0	0
M P O Sales Tax, etc.	14.9	14.5	14.0	16.3	9.8	8.4
Landed Price at Jakarta	105.2	102.6	99.0	115.5	72.2	62.0

(2) Estimated Exfactory Price for Domestic Market in Indonesia based on Landed Price from Middle East (Unit:¢/kg)

	LDPE	HDPE	PP	PVC	VCM	EG
Exfactory Price in Indonesia	93.3	91.0	87.7	102.6	63.9	55.3
Inland Transportation	2.9	2.9	2.9	3.0	2.2	1.4
M P O Sales Tax, etc.	9.0	8.7	8.4	9.9	6.1	5.3
Landed Price at Jakarta	105.2	102.6	99.0	115.5	72.2	62.0

Table AI-2-11 Estimated Exfactory Price for Overseas Market Based on Import from Japan
(Japanese Max. Price and Min. Price)

Upper column : Japanese Max. Price
Lower column : Japanese Min. Price

(Unit: US\$/Kg)

Product	Benzene	Toluene	Xylene	Para-xylene	Cyclo Hexan	
Market	Manila	Manila	Manila	Manila	Manila	
<u>Items</u>						
Estimation of Landed Price	Exfactory Price in Japan					
	Max.	27.6	25.5	24.3	44.0	29.6
	Min.	26.0	24.0	23.0	40.0	27.0
	FOB Cost					
	Max.	0.56	0.52	0.50	0.90	0.60
	Min.	0.53	0.49	0.47	0.82	0.55
	Ocean Freight					
	Max.	1.74	1.74	1.74	1.74	1.74
	Min.	1.74	1.74	1.74	1.74	1.74
	Insurance etc.					
	Max.	2.60	2.41	2.31	4.06	2.28
	Min.	2.46	2.28	2.20	3.70	2.55
	CIF Price					
	Max.	32.50	30.17	28.84	50.69	34.72
Min.	30.72	28.51	27.40	46.25	31.83	
Estimation of Exfactory Price	Ocean Freight					
	Max.	1.56	1.56	1.56	1.56	1.56
	Min.	1.56	1.56	1.56	1.56	1.56
	Insurance etc.					
	Max.	2.60	2.41	2.31	4.06	2.78
	Min.	2.46	2.28	2.19	3.70	2.55
	FOB Cost					
	Max.	0.57	0.52	0.50	0.90	0.61
	Min.	0.53	0.49	0.47	0.82	0.55
	Exfactory Price					
Max.	27.77	25.67	24.47	44.17	29.77	
Min.	26.17	24.17	23.17	40.17	27.17	

Table AI-2-12 Exfactory Price in Japan & Middle East 1980 CIF at Jakarta.
(Japan & Middle East Base)

	IDPE	HDPE	PP	PVC	VCM	EG
Exfactory Price						
Japan Base						
Medium	82.0	98.0	94.0	63.0	39.0	58.1
Maximum	93.0	113.0	109.0	70.0	42.0	66.0
Minimum	72.0	70.0	78.0	58.0	37.0	50.0
Calculated (IRR=15%)	114.0	107.0	97.4	109.0	73.1	73.6
Middle East Base						
Calculated (IRR=15%)	74.9	72.9	70.1	82.6	30.9	44.1
CIF at Jakarta						
Japan Base						
Medium	95.0	113.0	108.0	74.1	48.9	67.9
Maximum	107.0	129.0	125.0	81.9	-	76.7
Minimum	85.6	83.3	92.2	70.3	46.7	58.9
Calculated (IRR=15%)						
Middle East Base						
Calculated (IRR=15%)	90.3	88.1	85.0	99.2	62.4	53.6

Table A1-2-13 Landed Price at Jakarta

	LDPE	HDPE	PP	PVC	VCM	EG
(Unit: g/kg)						
Import Duty=15% x CIF						
Japan Base						
Medium	125.0	148.0	143.0	97.8	64.0	88.9
Maximum	141.0	170.0	164.0	108.0	-	100.0
Minimum	113.0	110.0	121.0	92.8	61.1	77.1
Middle East Base						
Calculated (IRR=15%)	119.0	116.0	112.0	131.0	81.7	70.1
Import Duty = 0						
Japan Base						
Medium	111.0	131.0	126.0	86.5	56.6	78.6
Maximum	125.0	150.0	145.0	95.5	-	88.7
Minimum	99.7	97.1	107.0	82.1	54.0	68.2
Middle East Base						
Calculated (IRR=15%)	105.0	103.0	99.0	115.0	72.2	62.0

Table AI-2-14 Estimated Exfactory Price for Domestic Market in 1980

	(Unit: g/kg)						
	LDPE	HDPE	PP	PVC	VCM	EG	
Import Duty = 15% x CIF							
Japan Base							
Medium	112.0	133.0	127.0	86.5	56.3	79.9	
Maximum	126.0	153.0	147.0	95.8	-	90.3	
Minimum	100.0	97.6	108.0	81.9	53.7	69.1	
Middle East Base							
Calculated (IRR=15%)	106.0	103.0	99.5	116.0	72.5	62.7	
Import Duty = 0							
Japan Base							
Medium	98.4	117.0	112.0	76.2	49.6	70.4	
Maximum	111.0	135.0	130.0	84.4	-	79.7	
Minimum	88.3	86.0	95.4	72.1	47.2	61.0	
Middle East Base							
Calculated (IRR=15%)	93.3	91.0	87.7	103.0	63.9	55.3	

Table AI-2-15 Estimated Exfactory Price for Export Based on CIF Price Exported from Japan (Min. Price)

(1) Estimated CIF Price at Manila of Exported Petrochemical Products from Japan (Unit:¢/kg)

	LDPE	HDPE	PP	PVC	VCM	EG
Exfactory Price in Japan	72.0	70.0	78.0	58.0	37.0	50.0
F O B Cost	2.6	2.6	2.7	2.3	0.8	1.0
F O B Price	74.6	72.6	80.7	60.3	37.8	51.0
Ocean Freight	2.7	2.7	2.7	2.8	3.3	2.0
Insurance, etc.	6.7	6.5	7.3	5.5	3.6	4.6
C I F Price	84.0	81.8	90.6	68.4	44.6	57.6

(2) Estimated Exfactory Price for Export in Indonesia based on CIF Price at Manila (Unit:¢/kg)

	LDPE	HDPE	PP	PVC	VCM	EG
Exfactory Price for Export	71.9	69.9	77.9	57.9	37.1	50.0
F O B Cost	2.6	2.5	2.7	2.3	0.8	1.0
F O B Price	74.5	72.4	80.6	60.2	37.8	51.0
Ocean Freight	2.8	2.8	2.8	3.0	3.3	2.0
Insurance, etc.	6.7	6.5	7.3	5.5	3.6	4.6
C I F Price	84.0	81.8	90.6	68.6	44.6	57.6

Table AI-2-16 Estimated Exfactory Price for Export Based on CIF Price Exported from Middle East

(1) Estimated CIF Price at Manila of Exported Petrochemical Products from Middle East
(Unit:¢/kg)

	LDPE	HDPE	PP	PVC	VCM	EG
Exfactory Price in Middle East	74.9	72.9	70.1	82.6	50.9	44.1
F O B Cost	2.7	2.6	2.6	2.8	1.0	0.9
F O B Price	77.6	75.5	72.7	85.4	51.9	45.0
Ocean Freight	6.3	6.3	6.3	6.7	7.7	4.8
Insurance, etc.	7.3	7.1	6.9	8.0	5.2	4.3
C I F Price	91.1	88.9	85.8	100.1	64.9	54.1

(2) Estimated Exfactory Price for Export in Indonesia based on CIF Price at Manila
(Unit:¢/kg)

	LDPE	HDPE	PP	PVC	VCM	EG
Exfactory Price for Export	78.3	76.3	73.5	86.2	55.3	46.9
F O B Cost	2.7	2.7	2.6	2.9	1.1	1.0
F O B Price	81.0	79.0	76.1	89.1	56.4	47.8
Ocean Freight	2.8	2.8	2.8	3.0	3.3	2.0
Insurance, etc.	7.3	7.1	6.9	8.0	5.2	4.3
C I F Price	91.1	88.9	85.8	100.1	64.9	54.1

A calculation equation for the Indonesian exfactory delivery price is given below. Manila, the Philippines, is taken as an example for the export destination.

(a) FOB and CIF price

From the above (1)' and (2)' equations,

$$(\text{FOB Price}) = (P_e + C_e)/0.98$$

$$(\text{CIF Price}) = ((\text{FOB Price}) + F_o)/0.92$$

where, P_e , C_e , F_o respectively stands for exfactory price, shipping cost and ocean freight in each exporting country, Japan and Indonesia.

(b) Export price of Indonesia on exfactory price basis

Supposing that the CIF prices in both countries are the same, the Indonesian exfactory price, P_{ei} , will be expressed by the following equation:

$$P_{ei} = P_{ej} + (C_{ej} - C_{ei}) + 0.980 (F_{oj} - F_{oi})$$

where, suffix 'i' represents Indonesia, and 'j' for Japan

Now, taken $C_{ej} = C_{ei}$

$$P_{ei} = P_{ej} + 0.980 (F_{oj} - F_{oi}) \text{ ----- (6)}$$

where, $(F_{oj} - F_{oi})$ represents the difference in ocean freight between Japan and Indonesia.

2-5 Estimation on exfactory price in Indonesia based on the production cost

If an oligopolic status would be maintained and the existence of competition could be ignored, the sales price would be obtained by adding the adequate profit and distribution cost to the production cost.

At present, inclusive of U.S.A., major advanced industrial countries are faced with the difficulty of availing themselves of natural gas or naphtha, which are the raw materials for petrochemical products; the prices on these raw materials are still increasing, thus the possibility of making a petrochemical industry in the oil-producing countries is being considered. The petrochemical production cost in the oil-producing countries will be most competitive with the advanced countries in view of the advantages in obtaining the raw materials, low cost, etc. On such an occasion, the market prices on petrochemical products should be established irrespective of the past import price trends.

Table AI-2-17 Exfactory Price for Export in 1980

	LDPE	HDPE	PP	PVC	VCM	EG
(Unit: g/kg)						
C I F at Manila						
Japan Base						
Medium	95.0	113.0	108.0	74.1	46.9	66.6
Maximum	107.0	129.0	125.0	81.9	50.2	75.4
Minimum	84.0	81.8	90.6	68.6	44.6	57.6
Middle East Base						
Calculated (IRR=15%)	91.1	88.9	85.8	100.0	64.9	54.1
Exfactory Price for Export in Indonesia						
Japan Base						
Medium	81.9	97.9	93.9	62.9	39.1	58.1
Maximum	92.9	112.9	108.9	69.9	42.1	66.0
Minimum	71.9	69.9	77.9	57.9	37.1	50.0
Middle East Base						
Calculated (IRR=15%)	79.0	77.0	74.2	87.0	56.0	47.3

The conditions as given below are taken for the calculation of exfactory price in Indonesia based on the production cost:

Internal rate of return, (1)	Products	15%
(2)	Intermediate products	15%
	Polymer (plastic)	20%
Overall commodity price increasing rates: (1)		7%
(2)		0%

By combining these conditions, 4 cases were calculated.

The reason of estimating the rise in the market price (accordignly the exfactory price) sliding with the overall commodity price index, for example with the GNP deflater is based on the concept that the actual price is always constant, and similarly the reason for assuming the 0 % of commodity price rise is that the price is constant irrespective of general commodity prices and the real price will decrease.

2-6 Estimation on exfactory price viewed from the relations between the demand and sales price

In case the production, and sales are done in the freely competing market, the product market price will mostly depend on the supply/demand balance. As given earlier, the past price trend on the petrochemical products indicated always a lowering trend which was due to the repetition of series of actions such as expansion of production scale, lowering of production cost, lowering of sales price and the expansion in demands. On the contrary, however, an oversight could not be made about the effect of vicious cycle of excessive production, competitions between the companies, lowering of sales prices, expansion in demands and expansion in production scale. In any case, there is a correlation between the sales price and demand through consideration to these factors the price estimation may be made possible.

Figures AI-2-5 & 6 show the relation between the price and demands in Japan, and Figures AI-2-7 & 8 the same for U.S.A., where, however, average exfactory price for the price and delivery quantity inclusive of the exports for Japan are taken note. A real price was taken for the price by dividing with GNP deflator, which is because of the fact that even if the current price is the same, a relative product price will lower down together with the general price rise resulting in the increase of the demands.

Note: For the case of U.S.A., the production quantity, for convenience, is deemed to be the delivery quantity inclusive of the exports.

As we go on looking into the Japanese graphs given in the Figures AI-2-4 & 5 almost all the upper part of supply/demand curves is bending to the inside, which shows the shortage of an increased demand corresponding to the price decrease. This occurred in the period from 1970 to 1972. At present, however, the curves are moved to the highly priced direction due to the production cartel, and, therefore, the curves are showing a temporary demand increase, which is often times being experienced in the past in U.S.A. This example is seen in the polypropylene of Figure AI-2-5, and in the low density polyethylene of Figure AI-2-6.

Between the demands and prices, there exists the following relation:

$$\log D = a - b \log P \quad (b > 0)$$

where, D = quantity of delivery inclusive of exports

P = similarly the average exfactory price inclusive of the exports

b = so-called price elasticity signifying the 'b' % change in demand as the price changes by 1%.

Price elasticity on major petrochemical products in Japan and U.S.A. is given in Table AI-2-18, from which it will be seen that in Japan the LDPE demands increase by 1.6% as the price lowers by 1%, and the price should be lowered by about 6% to have the demands increase by 10%.

Table AI-2-18 Price Elasticity of Major Petrochemical Products

Item	Japan	U.S.A.
Low density polyethylene	1.60	1.38
High density polyethylene	3.38	2.76
Polypropylene	2.51	1.88
Polystyrene	2.83	1.71
Polyvinyl chloride	1.61	1.36
Styrene butadiene rubber (SBR)	1.27	0.45
Styrene monomer	1.87	-
Vinyl chloride monomer	0.71	-
Ethylene oxide	2.21	-
Alkylbenzene	2.32	-
Benzene	2.61	-
Toluene	2.82	1.98
Mixed xylene	4.17	

Both in Japan and U.S.A., the price elasticity on low density polyethylene and PVC is respectively almost the same remaining on the minimum level, high density polyethylene has the highest price elasticity; polypropylene and polystyrene are in the middle.

Viewed from the different standpoint, the price elasticity signifies that the larger the value the smaller the price fluctuations. Good examples in Japan are high density polyethylene and mixed xylene.

Simple average in the price elasticity for major plastics as polyethylene and polypropylene is about 2.4 for Japan and 1.8 for U.S.A., from which the demand - price regression equation is roughly expressed by:

$$\log D = a - 2.2 \log P$$

where, 'a' stands for the constant different by country. With the major resin demands in 1980 estimated to be 275,000 tons by the UNIDO Report, the average real price (exfactory price) for 5 kinds of plastics thereafter will be expressed by:

$$\frac{P}{P_0} = \frac{297}{D^{0.4545}}$$

where, P = average real price for 5 kinds of plastics,

P₀ = average real price in 1980

D = demand

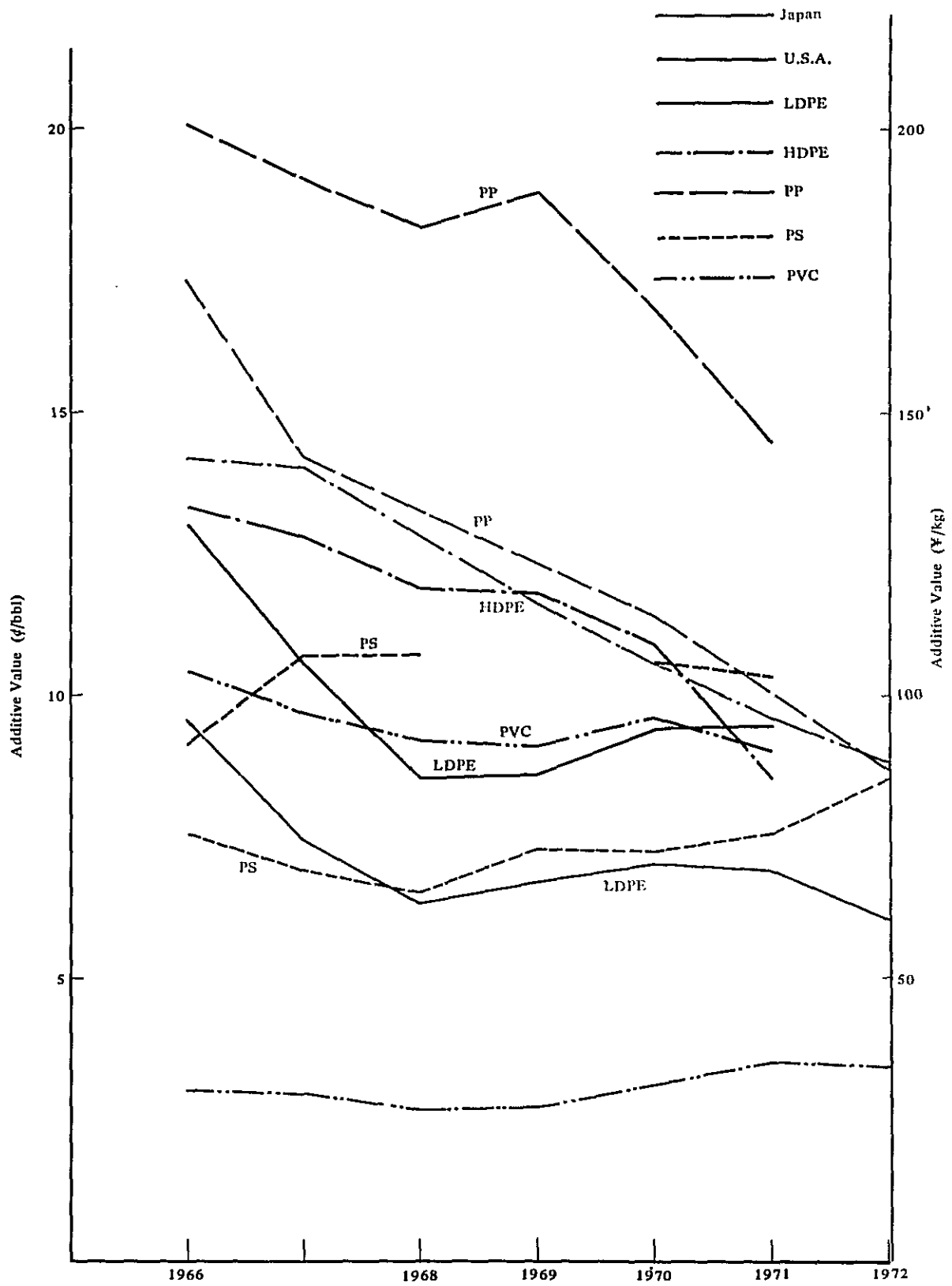


Figure AI-2-3 Trend of Additive Value of Major Polymers

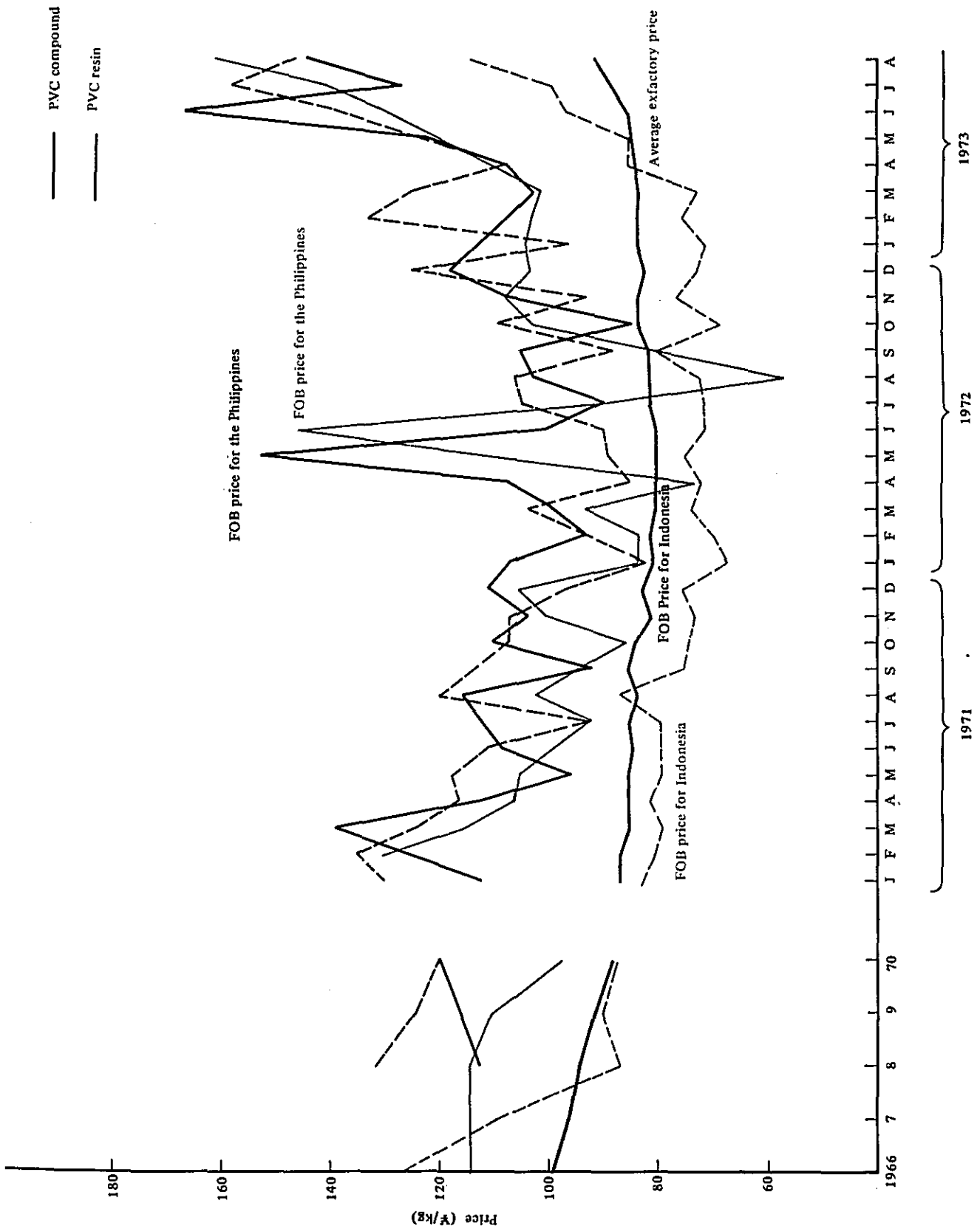
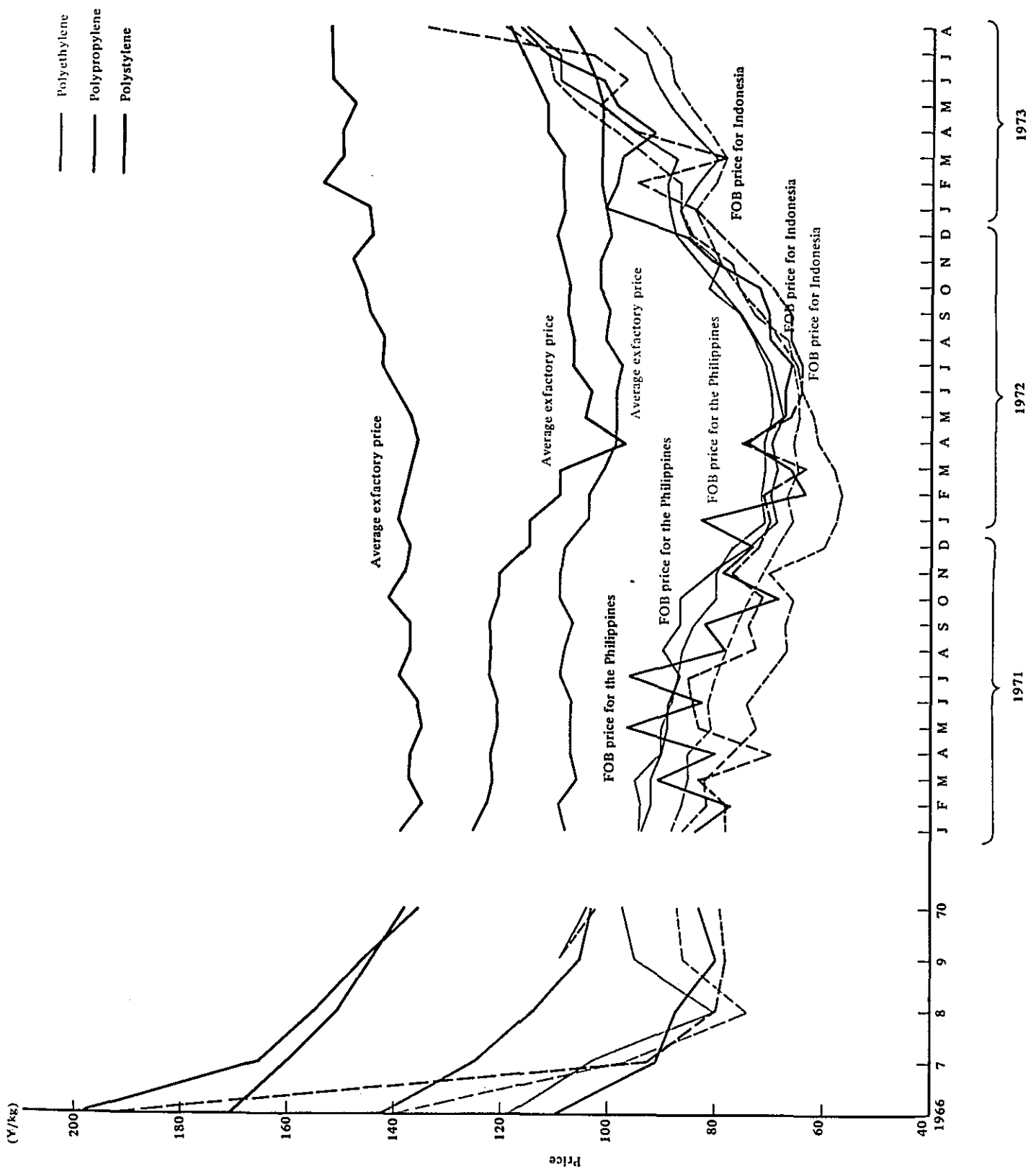


Figure AI-2-4 Comparison of FOB Price and Exfactory Price



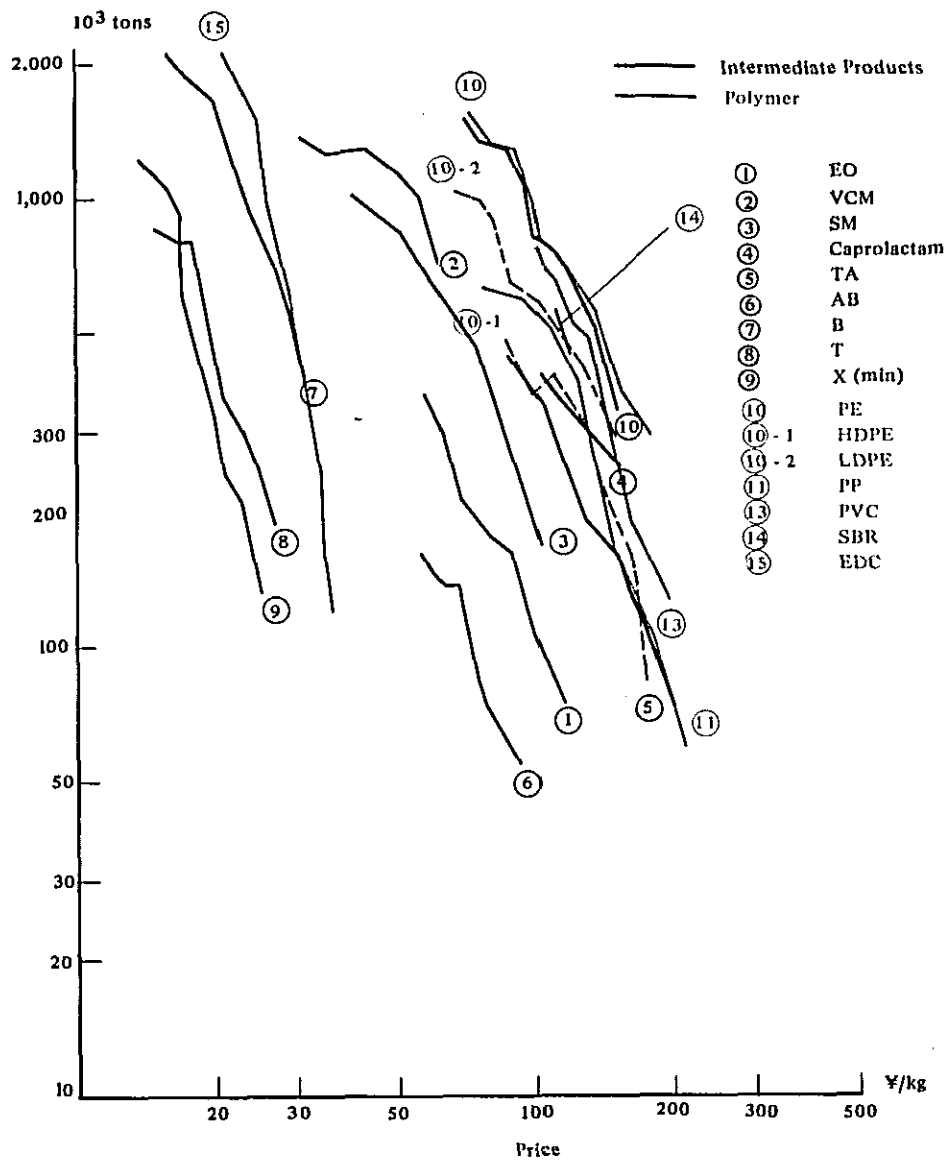


Figure AI-2-5 Relation between Price and Demand in Japan (Polymer and Intermediate Products)

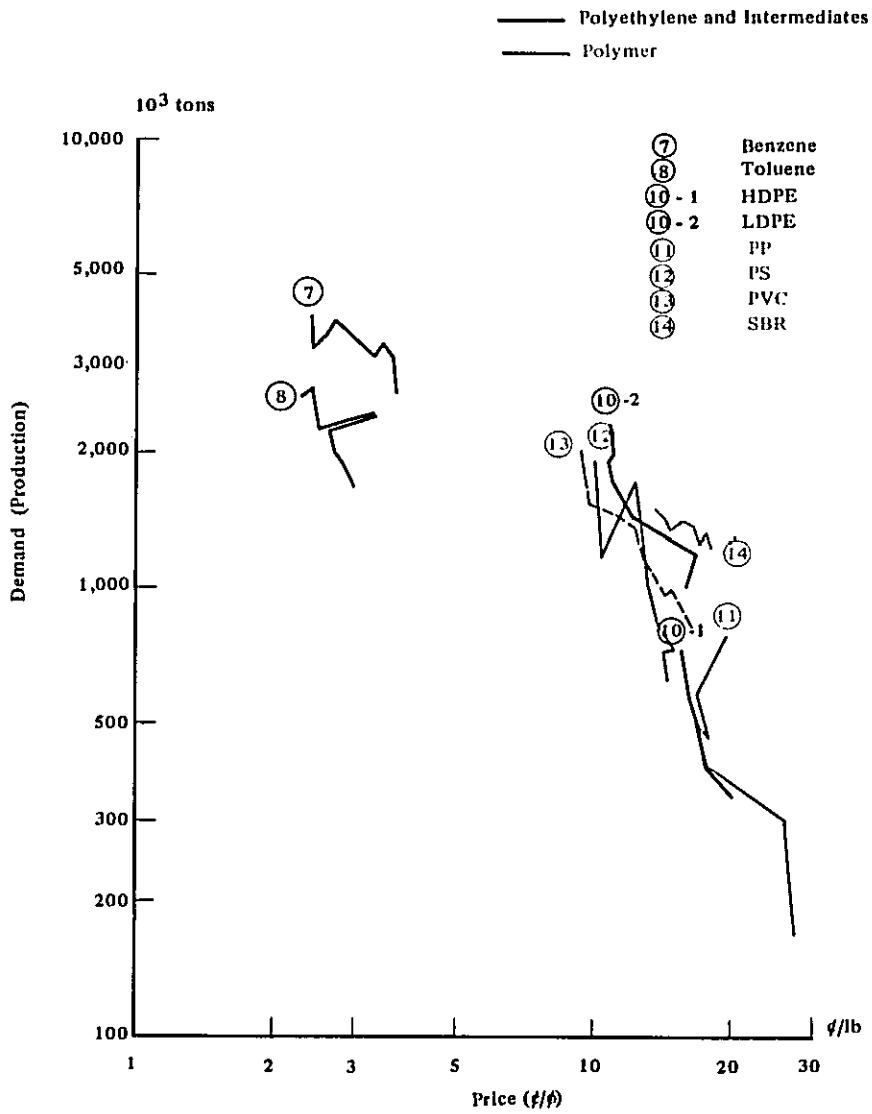


Figure AI-2-6 Relation between Price and Demand in the U.S.A. (Polymer, Polyethylene and Intermediates)

ANNEX II

OCEAN FREIGHT FOR RAW MATERIALS AND
PRODUCTS OF PETROCHEMICAL INDUSTRY

CONTENTS

Chapter 1.	Estimates on the Ship's Cost	A - 63
Chapter 2.	Initial Ship's Cost	A - 65
Chapter 3.	Hire Base	A - 65
Chapter 4.	Hire Base by Type of Ship	A - 66
Chapter 5.	Ocean Freight Chart	A - 67
Chapter 6.	Distance Chart	A - 67

Chapter 1. Estimates on the Ship's Cost

The required vessels for this projects as shown in the Table AII-1-1 are of smaller sized type comparing with the tanker of more than 200,000 DWT capacity and bulk carrier of more than 100,000 DWT which are now under planning in Japan. The ship's cost for this project will be estimated taking the size difference between the small sized vessels and large sized vessels and the escalator of price into consideration.

The price of large scale vessels in 1974 are estimated considering the general price increase in recent year and 7% of annual increment is taken thereafter.

For pressure gas tankers such as carriers for VCM, LPG, Propylene etc., the extent of merits of proportionate unit ship's cost decrease by means of size increase is low, because the number of cylinders will have to be increased along with the increase in the size of ship. 835 US\$/m³ is taken as the basis of estimation for pressure gas vessels.

In the case of bulk transportation, vessels under atmospheric pressure and low temperature will be advantageous.

As for ethylene carrier, transportation under -104°C and atmospheric pressure and that under -30°C and 20 kg/cm² g can be considered. However carriers under -30°C and 20 kg/cm² g are very few in Japan and maximum capacity of that kinds of carrier is only 600 K/T.

Therefore in this project, 10,000 m³ (5,377 K/t) ethylene carrier under -104°C and atmospheric conditions will be used and the cost of which will be estimated as follows, based on the newly constructed vessels in 1969.

Unit cost in 1969	Merit by size increase	Price increase- rate	
US\$1,100/m ³	x 8.3/11	x 1.5	x 10,000 m ³ = US\$12,500,000

Table AII-1-1 List of Ships Required

Type of Ship	(1) 5,000DWT Cargo Boat	(2) 7,000M3 Pressured Tanker	(3) 9,000DWT Chemical Tanker	(4) 10,000M3 Ethylene Tanker	(5) 22,000DWT Clean Tanker	(6) 65,000DWT Clean Tanker
<u>Particulars</u>						
Length P.P. (m)	90	115	120	120	170	230
Width (m)	15.6	18	18	18.3	22.2	35
Depth (m)	8.0	9.0	9.6	9.5	12.5	16.7
Summer Draft(m)	6.5	7.3	7.5	7.0	9.6	12.0
Deadweight(K/t)	5,000	8,000	9,000	8,000	22,000	65,000
Gross Tons	2,950	5,000	6,000	5,500	13,500	37,000
Net Tons	1,750	3,400	4,000	3,600	9,000	23,500
Measurement (m3)	6,500	7,000	11,500	10,000	28,500	81,600
Main Engine (PS)	3,500	5,000	5,400	5,400	10,000	20,800
Speed Loaded(Knots)	12.0	12.5	13.5	13.5	14.5	15.0
Speed in Ballast(Knots)	12.5	13.0	14.0	14.0	15.0	15.5
Complement(men)	26	26	28	28	30	33
<u>Estimated Price</u>	700	1,750	1,620	3,750	1,980	4,160
Year of 1974	749	1,873	1,733	4,013	2,119	4,451
1975	801	2,004	1,855	4,293	2,267	4,763
1976	858	2,144	1,985	4,594	2,426	5,096
1977	918	2,294	2,123	4,916	2,595	5,453
1978	982	2,455	2,272	5,260	2,777	5,835
1979	1,051	2,626	2,431	5,628	2,971	6,243

Remarks : (1) Equipped with cargo handling gears.

(2) 9 cylinder tanks made of high-tension steel, 18 kgs/cm².

(3) Partly stainless steel tank, other tanks with coating.

(4) All tanks insulated by membrane method at -104°C.

(5) Center tanks coated by Epoxy, Side tanks zinc coated.

Chapter 2. Initial Ship's Cost

Ship building cost generally involves interest during down payment at the time of the Contract, at the time of keel laying, launching and completion of the building. Further, the cost for spare parts and consumables, living quarters of the crew, launching reception etc. will be required.

These costs, which amounts to 5 to 7 % of the contracted ship cost, are aggregately called the initial excess cost.

The ship's cost including this initial excess cost is called the ship's cost and is subject cost figure for depreciation.

Chapter 3. Hire Base

Hire Base involves the vessel's expenses to keep the vessel in a condition to be ready for operation with required crew.

This hire base is required regardless of whether the ship is anchored or on a voyage.

Items of the expenses are:

- Fixed Cost: Depreciation cost or repayment cost
Interest on the outstanding balance of borrowing
Insurance premium.
- Crew Cost: Salaries, allowances, bonuses, meal and food cost,
crew insurance premium, travel expenses.
- Ship's Cost: Cost for ship's miscellaneous items, ship's fittings
and replenishment cost for expendables.
- Lubrication costs, lub oil cost for miscellaneous
machinery and equipment.
- Ship's repair cost, including running repair and
also the cost for annual inspection in stock.
- Miscellaneous charges
- Office Cost: Cost incurred for the maintenance of onland crew.
- Ship owner's profit:
Approximately 10%

The total of the above-mentioned items will be taken as the annual expenses and the day basis amount is calculated based on the actual operating days. The actual operating days is get by subtracting in-stock days from the total days in a year.

Chapter 4. Hire Base by Type of Ship

Type of Ship	5000DWT Cargo Boat	7000m ³ Pressured Tanker 18Kg/cm ²	9000DWT Chemical Tanker	10000m ³ Ethylene Tanker -104°C	22000DWT Clean Tanker	65000DWT Clean Tanker
Contract Price of Ship in Million Yen	982	2,455	*1,985	5,260	2,777	5,835
-ditto- in \$1,000 (Exch. @¥300)	3,273	8,183	6,617	17,533	9,257	19,450
Interest 4.25% (During Construction)	139	348	281	745	393	827
Spare Parts & Initial Supplies 2.0%	65	164	132	351	185	389
Initial Cost of Ship (A)	3,477	8,695	7,030	18,629	9,835	20,666
Repayment (A)÷10 Yrs.	348	870	703	1,863	984	2,066
Interest (A)×0.1×0.525	183	456	369	978	516	1,085
Insurance (A)×(Rate)×0.838	(3.0) 87	(3.5) 255	(3.0) 177	(4.0) 624	(2.5) 206	(2.0) 346
Total Fixed Cost (B)	618	1,581	1,249	3,465	1,706	3,497
Crew's Wage (Complement) (C)	(26)	(26)	(28)	(28)	(30)	(33)
\$970×(P)×12 mon.×1.755			*572			
\$1200×(P)×12 mon.×1.755	657	657		708	758	834
Maintenance (D)						
Running Supplies 0.25						
Lubricating Oils 0.38						
Repairing Charges 1.55						
Petties 0.22						
Overhead 0.60						
(A) × 3% × 1.382	144	360	291	773	408	857
Ship's Expense per year	1,419	2,598	2,112	4,946	2,872	5,188
Owner's Profit (B+C+D) × 10%	142	260	211	495	287	519
Total in \$1,000	1,561	2,858	2,323	5,441	3,159	5,707
Hire Base Per Day						
Total ÷ 330 Working Days	\$4,730	\$8,661	\$7,039	\$16,488	\$9,573	
Total ÷ 345 Working Days	\$4,525		\$6,733		\$9,157	\$16,542
Equivalent to Time Charter Rate Per DWT Per Month	\$27.15		\$22.44		\$12,487	\$7,635

Changed

Unchanged

Remarks: * Based on ship's price in 1977, based on charges in 1978.
Others based on ship's price in 1979, based on charges in 1980.

In this report, 35 days for inspection are assumed including trip to inspection stock. Therefore, the actual operating days are, 365 minus 35, equals 330 days.

Chapter 5. Ocean Freight Chart

The freight figures are compiled in Tables AII-5-1(1) and (2).

Chapter 6. Distance Chart

The distance between relative ports has been made and illustrated in Figure AII-6-1 entitled, "Distance Chart".

(Remarks)

The coefficients, 0.838, 1.755 and 1,382 quoted in the "Hire Base" by type of ship, are the average figures over the past ten years pertaining to the increment rate over the previous years.

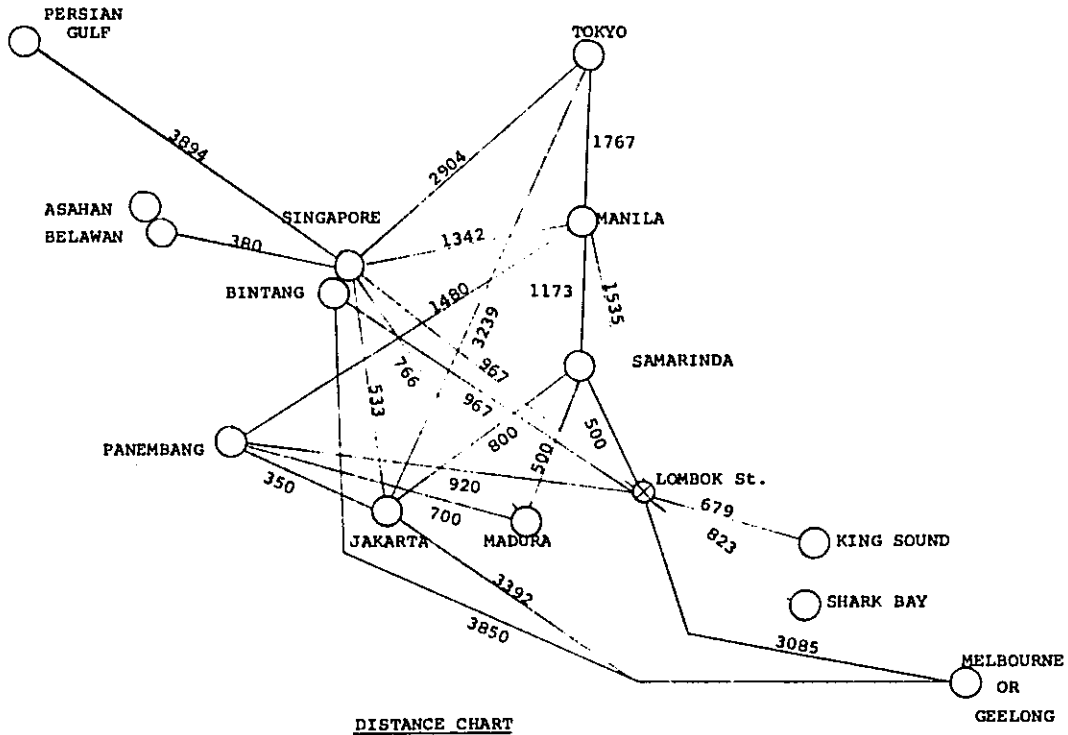


Figure AII-6-1 Distance Chart

Table AII-5-1 (1) List of Carrying Capacity and Freight Rates

(To Commence Operation in 1978)		Unit: Car		Carrying Capacity: 1,000 Kilo tons P.A. in ()		Freight Rate: Per Kilo ton in US\$			
Type of Vessel	Cargo	To	From	To	From	To	From		
			Samarinda	Palembang	Belawan	Melbourne	Tokyo	Persian Gulf	
9,000 DWT Chemical Product Tanker (Partly Stainless Tank)	PX, CE SM EG EDC etc.	Palembang Surabaya Jakarta Manila Tokyo	(273) (222)	\$10.47 \$11.11 8.26 15.64 17.15	(290) (370) (193)	\$11.96 \$29.34 17.15	(115) (108) (172)	\$26.18 27.84 17.35 (71) \$ 41.99 (56) 53.41	
(To Commence Operation in 1980)			To	To	To				
Type of Vessel	Cargo	From	Samarinda	Palembang	Belawan	Melbourne	Tokyo	Persian Gulf	
5,000 DWT Cargo Boat	Salt	Madura W. Aust.	(144) (105)	\$14.04 19.90	(127) (87)	\$15.98 23.89	(102) (74)	\$19.91 27.93	W. Aust. = King Sound or Shark Bay
Type of Vessel	Cargo	To	From	From	From	From	From	From	
5,000 DWT Cargo Boat	P.E. P.P.	Jakarta Manila Tokyo	(108) (97)	\$18.71 20.83	(143) (79)	\$14.23 25.32	(103) (72)	\$19.69 27.84	(37) \$ 55.04 (32) 62.63 (26) 77.58
"	PVC	Jakarta Manila Tokyo	(102) (91)	\$19.94 22.19	(134) (74)	\$15.16 26.97	(97) (68)	\$20.98 29.66	(46) \$43.99 (71) 28.46 (24) 82.66
7,000 m ³ Pressured Gas Tanker (18 Kgs./cm ²)	VCM	Jakarta Manila Tokyo	(172) (141)	\$20.88 25.48	(235) (121)	\$15.23 29.42	(161) (109)	\$22.38 32.60	(66) \$54.28 (69) \$51.83 (107) 33.16 (46) \$ 77.24 (37) 95.06
"	LPG	Jakarta Manila Tokyo	(96) (79)	\$37.28 45.49	(132) (68)	\$27.19 52.52	(90) (61)	\$39.97 58.21	(37) \$96.90 (39) \$92.52 (60) 59.21 (26) \$137.90 (21) 169.71
"	Pro- Pylene	Jakarta Manila Tokyo	(99) (81)	\$36.42 44.43	(145) (69)	\$26.56 51.30	(92) (63)	\$39.04 56.86	(38) \$94.66 (39) \$90.39 (61) 57.84 (26) \$134.72 (21) 165.80
10,000 m ³ Ethylene Carrier	Ethylene -104°C	Manila Tokyo	(138)	\$47.01	(108)	\$59.68	(46)	\$139.81 (37) 174.46	

Table AII-5-1 (2) List of Carrying Capacity and Freight Rates

Unit: Car
 Carrying Capacity: 1,000 Kilo
 tons p.a. in ()
 Freight Rate: per Kilo ton
 in US\$

Type of Vessel	Cargo	TO	From		From		From		From	
			Samarinda	Palembang	Belawan	Melbourne	Tokyo	Persian Gulf		
22,000 DWT Clean Tanker	Caustic	Jakarta	(693) \$6.32	(958) \$4.62	(655) \$6.69	(279) \$15.72	(286) \$15.08	(192) \$22.57	(151) 28.38	
	Soda	Manila	(570) 7.62	(500) 8.66	(453) 9.59					
	(SG 1.4)	Tokyo Bintang			(882) 4.98	(249) \$17.60				
- " -		Jakarta	(647) \$6.77	(892) \$4.96	(611) \$7.16	(264) \$16.58	(270) \$15.92			
	Naphtha	Manila	(533) 8.14	(469) 9.25	(425) 10.21		(415) 10.30	(184) \$23.54	(146) 29.31	
	(SG 0.74)	Tokyo Bintang		(284) 15.08		(236) \$18.52				
65,000 DWT Clean Tanker	Caustic	Manila				(651) \$12.10		(593) \$13.32	(476) 16.58	
	Soda	Tokyo					(754) 10.53	(748) 10.76		
	(SG 1.4)	Bintang								
- " -		Manila				(591) \$13.33		(531) \$14.65	(436) 18.12	
	Naphtha	Tokyo					(683) 11.63	(677) 11.88	(677) 11.88	
	(SG 0.74)	Bintang Singapore								

ANNEX III

METHOD FOR ESTIMATING PLANT CONSTRUCTION
COST FOR PETROCHEMICAL INDUSTRIES

CONTENTS

- Chapter 1. Forecast on Manufacturing Cost
of Chemical Machinery and Equipment ... A-75
- Chapter 2. Estimation of Construction Cost in
Various Candidate Sites in Indonesia... A-77

Chapter 1. Forecast on Manufacturing Cost of Chemical Machinery and Equipment

The U.S.A., European countries and Japan are the only countries which have the capability of manufacturing and delivering various machinery and equipment used for petrochemical industrial plants. However, the relative manufacturing potentiality of the countries has been changing along with the progress of inflation and the fluctuation or alternation of foreign exchange rates adding to the existing difference of the machinery and equipment manufacturing cost amongst those countries. Further, the price increase of crude oil carried out by oil producing countries, evidently accelerates and also intensifies such general changes. Moreover, it seems inevitable to forecast at this stage that the progress of inflation in each country continues in the future. The following paragraphs outline the background leading to such present stages.

Figure AIII-1-1 shows the trend of the wholesale price levels of machinery and equipment from 1970 to 1974 in the U.S.A., European countries and Japan. Japan showed the most stable trend up to 1971. Thereafter Japan displayed a downtrend towards the end of 1972 and then achieved a quick increase. On the other hand, the U.S.A. has been showing the most stable trend from 1971 onward. In addition to these changes displayed by the various countries, the foreign exchange rates have been vastly changed twice since 1971. US\$1.00 was equivalent to ¥360 during the early part of 1971, however, the rate was changed to ¥260 thereafter, and the present position shows a level of approximately ¥300. By taking US\$1.00 as equivalent to ¥300, the change represents an up-valuation of Japanese yen by 1.2 times.

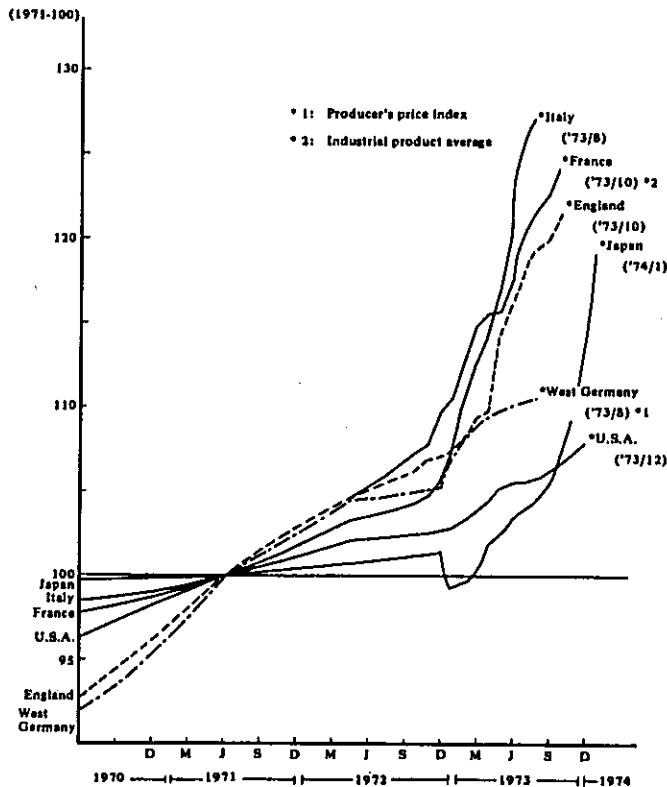


Figure AIII-1-1 Trend of Machinery and Equipment Wholesale Price

The figure shows that Japanese cost index taking the year 1971 as basis is 1.19 times in 1974. In addition to this cost factor, considering the said foreign exchange rate index of 1.2, the wholesale price of machinery and equipment of Japan is approximately 1.43 times.

On the other hand, the index achieved by the U.S.A. is 1.08 times during this period. In 1971, the machinery and equipment cost level in the U.S.A. was 1.19 times that of Japan (refer to the "Oil and Gas Journal"). Therefore, if the Japanese cost level in 1971 is taken as the basis, the present position for Japan is 1.43 times, whereas the U.S.A. is standing on $1.19 \times 1.08 = 1.29$ times. Therefore, it could be seen that the cost in the U.S.A. is lower by 0.14 in 1.43 than that in Japan, the difference of which is about 10%. By the same token, the West German cost is higher than that of the U.S.A.

The above-mentioned pertains to the cost of general machinery and equipment. For chemical industrial use machinery and equipment the Nelson Index from which it could be understood that about 7%/year increment in the U.S.A. is available. In this report, the Japanese cost level during the year 1971 is taken as the basis for its stability. The changes taken place from 1971 onward, the figure of 7%, the American increment rate, employed as the basis for the forecast.

As has been discussed in the above paragraphs, the Japanese machinery cost is on a higher level than the American counterpart, however, as and when the crude oil price, etc., attain a stability, the Japanese level will no longer stay on a high level than that of the U.S.A. This assumption derives from the facts that in Japan the vast extent of facility investments into steel mills etc., have already been carried out and that the labor cost is definitely lower than the U.S.A. and further the dependency upon exportation is much higher than the U.S.A. This being the circumstance, the machinery and equipment cost obtained on the basis of this assumption may be taken as the future Japanese cost level.

The above-mentioned pertains to the cost of general machinery and equipment. For chemical industrial use machinery and equipment, the Nelson Index is prevailing. The index shows 7% of annual increment in cost in the U.S.A., taking the index as the trend in the U.S.A. In this respect, the Japanese cost level during the year 1971, when Japanese cost level shows the most stable condition, is taken as the basis. Thereafter, a 7% of annual increment rate, that of the U.S.A. where the most constant increment ratio has been observed in recent years, will be taken into account for estimation of machinery and equipment. For the purpose, Japanese price level in 1971 is converted into the American price level. In addition to the above consideration.

The price increase of the crude oil is now being undertaken and, along with that the increment in the progressing. Although how much these condition will affect the cost level of machinery and equipment is not clear at this stage, 20% of price increment is assumed for the study. The above-mentioned calculation method is illustrated in Figure AIII-1-2.

The present Japanese machinery cost reflects the process of general living cost increase and economic instability, thereby making it impossible for the manufacturers to compile any realistic estimates and the actual price at present is on much higher level than the above-mentioned assumed figure. It is assumed that the stabilization of general cost and prices will be forthcoming soon or later. Therefore, should the order be placed immediately, i.e., in the case of aromatics complex plant project, it would be absolutely impossible to construct the plant at the prices on the above-assumed level.

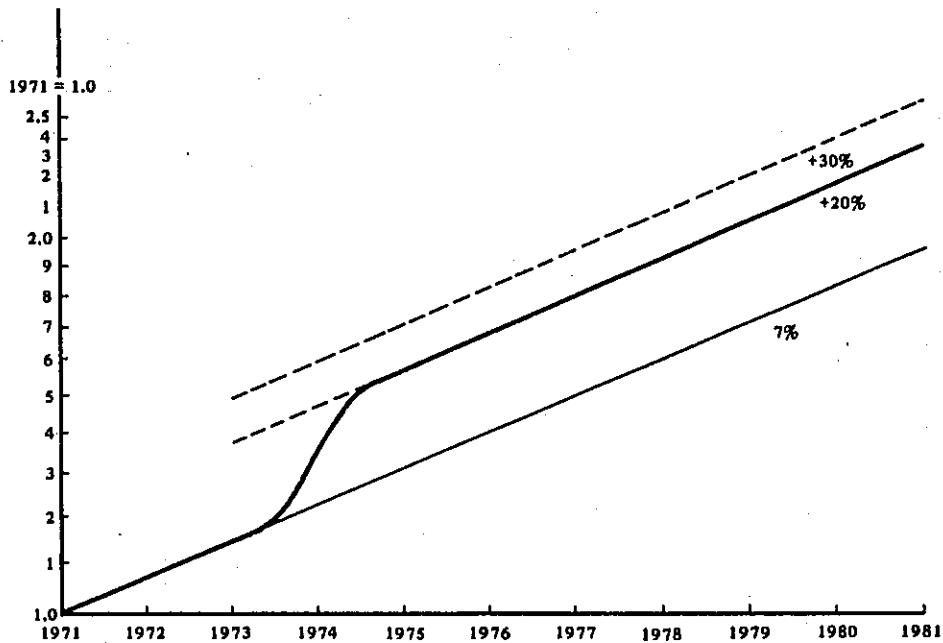


Figure AIII-1-2 Trend of Machinery and Equipment Cost

Chapter 2. Estimation of Construction Cost in Various Candidate Sites in Indonesia

The world construction cost is in extremely unstable conditions at present. The machinery prices in Japan are especially showing abnormal trends. Therefore the cost for machinery and equipment is estimated adding inflation factor of 7%/year and cost increment of 20% caused by the oil crisis to the estimated cost of machinery in the U.S.A. which shows the comparatively stable trends.

However, in several years to come, the Japanese economy will regain stability and it is also expected that the Japanese price level will approach to that of the U.S.A. through the adjustment and stability in international exchange rate, etc. Therefore, the price level thus obtained is adopted as the Japanese price.

Following table shows the location factors regarding the petrochemical industrial cost in North Sumatra, East Kalimantan and Palembang.

	Case 1		Case 2		Case 3		
	Japan	Palembang	East Kalimantan	North Sumatra	Factor	Cost	
Equipt. & mat'ls	49.8	1.15	57.3	1.14	56.8	1.16	57.8
Erection work	4.6	0.8	3.7	1.67	7.7	1.0	4.6
Civil work	11.6	1.01	11.7	1.47	17.0	1.1	12.8
Supervision/ Expatriate	3.0	6.0	18.0	6.0	18.0	6.0	18.0
Engineering & Constructor's fee	31.0	1.2	37.2	1.2	37.2	1.2	37.2
Relative cost	100.0		127.9		136.7		130.4

The variables in the location factors are taken for the cost of the equipment and materials, erection work, civil work, supervision and expatriate, engineering and contractor's fee, etc. and the assessment is made on the basis of the construction cost distribution adopted for the Japanese petrochemical industrial plants, while taking into consideration the following prerequisite conditions. It must be noted here that as far as the prices are concerned, the future price increase which will take place in the United States is used as the basis as mentioned earlier.

1. The scope of equipment and materials covers the machinery, equipment and materials necessary for the construction of the plant, excepting material for civil work.

The cost includes such necessary cost to deliver the equipment and materials up to the plant site as export packing cost, handling cost, freight and insurances, duties, forwarding charges etc.

2. The cost for erection work consists of the wage rates and workers benefit. Basic wage in each plant site, which is the basis for location factor selection, is estimated as follows:

North Sumatra	1,500 Rp/d
East Kalimantan	2,500 Rp/d
South Sumatra	1,200 Rp/d

The wage rates in Indonesia are on a lower level than the rates in Japan, in however productivity is low in Indonesia.

Therefore, total cost for erection work in North Sumatra, is taken as being on the same basis as that of Japan.

3. The Civil work consists of the materials and labor. Sand, gravel and wooden materials are counted as locally available items and the rest of the materials shall be imported from Japan. Of the civil work cost, the labor cost will take up 40% and the 20% of the cost of these civil materials is assumed to be locally available. The location factors for the locally available material are based on the following typical value of cost obtained through an analysis of the unit prices of reinforced concrete work.

North Sumatra: 8,276 Rp/m³
East Kalimantan: 10,627 Rp/m³
South Sumatra: 6,576 Rp/m³

4. The cost for Supervision and Expatriate includes the salaries to be paid for the foreign persons from Japan and other overseas countries for the execution of the erection and civil work as well as the related expenses incurred. This item has been taken as identical for all the candidate sites.

5. The Engineering and Contractor's fee consists of the fees required for design and engineering and the fees for general contractors. The general contractors fee includes the procurement and the inspection services, construction equipment and tools, field expenses temporary facilities and all the necessary overheads. Because of the longer job duration, the required cost of this item is 1.2 times the Japanese level.

6. Others

A. Civil work

No accurate data regarding the soil conditions of the candidate sites have been available, thereby calling for further surveys. Nevertheless, as has been mentioned in the Design Basis, the hard layer depth is approximately 30 meters in the Palembang area in which oil refineries are already existing. This being the case, piling will be necessary for the installation of heavy equipment. The cost required for the piling work will be 35% of the civil work cost in the case of employing 30 meter concrete pile and this cost shall be added to the civil work cost.

B. Spare parts

In Indonesia where no manufacturing of equipment and machinery is undertaken, the provision of spare parts will be necessary in order to maintain the production activities. Therefore, spare parts for covering two years of operation, 10% of the equipment and material costs has been included within the scope.

ANNEX IV

DESIGN BASIS

CONTENTS

Chapter 1.	Meteorological Conditions	A - 85
Chapter 2.	Geological Conditions	A - 85
Chapter 3.	River Water	A - 86
Chapter 4.	Sea Water	A - 86
Chapter 5.	Electricity	A - 87
Chapter 6.	Codes and Standards	A - 87

The proposed candidate areas, i.e., North Sumatra, East Kalimantan and South Sumatra are all located in the so-called tropical heavy rainfall area, thereby showing mutually analogous climate conditions. Due to this fact as well as to the insufficiency of the data collected so far, the design data in this respect have been set forth as under-mentioned in terms of "typical design data" which have been obtained from the Pertamina, Unit II.

Chapter 1. Meteorological Conditions

Mean daily maximum temperature	32.5°C
Mean daily minimum temperature	21.0°C
Mean daily maximum atmospheric pressure	760.5mmHg
Mean daily minimum atmospheric pressure	759.5mmHg
Mean daily maximum relative humidity	94 %
Mean daily minimum relative humidity	52 %
Wind, maximum gust speed for 3 seconds	90Km/h.
Rainfall	7-17 inch/month
Earthquakes	nil
Thunder	frequent

Chapter 2. Geological Conditions

Soil bearing capacity at - 2m level	0.22-0.25 kg/cm ²
Hard layer sounding data	30m depth
Site elevation from the sea level	0.39m

Chapter 3. River Water

Temperature	30 - 32°C
PH	6.0 - 6.5
CO ₂	5.0 - 15.0 ppm
CO ₃	nil
HCO ₃	20 - 80 ppm
Cl	10 - 40 ppm
Alkalinity	nil
Free CO ₂	5 - 7 ppm
Total hardness (as CaCO ₃)	10 - 30 ppm
Ca	1 - 7 ppm
Mg	1 - 5 ppm
Al	less than 1 ppm
Fe	less than 1 ppm
Na	1 - 4 ppm
PO ₄	Traces ppm
SO ₄	10 - 30 ppm
Si	10 - 30 ppm
Residue on evaporation	50-175 ppm
Oil Content	± 6 ppm

Chapter 4. Sea Water

Temperature:	Max. 26°C
Average salt content:	3.7 %

Chapter 5. Electricity

Number of circuits:	1 - feeder circuit,
Type:	Alternating current, 3-phase, 3-wire system
Voltage:	11 KV, 5.5 KV and 380/220 V

Chapter 6. Codes and Standards

No Indonesian industrial codes or standards are available except for "The Construction Standard of the Government Office Building and Government Financed Housing" which includes general descriptions. Most of the facilities and equipment are designed to conform to the Japanese Industrial Standards (JIS, JPI, AIJ, JEM and JEC) with an exception of foreign procurement for which the applicable codes of the countries of origin are employed.

ANNEX V

PLANT SITE FOR PETROCHEMICAL COMPLEX

CONTENTS

Chapter 1.	Conditions for Plant Sites	A- 93
1 - 1	Whether site is suitable for port construction	A- 93
1 - 2	Geographic and geological conditions ...	A- 93
1 - 3	Availability of industrial water	A- 93
Chapter 2.	Industrial Water	A- 96
2 - 1	Actually surveyed data	A- 96
2 - 2	Candidate rivers	A- 97
2 - 3	Evaluations	A- 97
Chapter 3.	Ports	A- 100
3 - 1	Voyage routes	A- 100
3 - 2	Wave factors	A- 101
3 - 3	Availability of areas in which port facilities can be constructed	A- 103
3 - 4	Confirmation of traffic extent of ocean-going vessels	A- 103
3 - 5	Conclusion	A- 103
Chapter 4.	Soil Conditions, Plants and Plant Premises	A- 104
4 - 1	North Sumatra	A- 104
4 - 2	South Sumatra	A- 104
4 - 3	Mid-Sumatra	A- 104
4 - 4	East Kalimantan	A- 105
4 - 5	Java Island	A- 105
Chapter 5.	Conclusion	A- 106

Chapter 1. Conditions for Plant Sites

The following are the main factors to be considered in selecting the candidate sites:

1-1 Whether the Site is Suitable for Port Construction

Geographically speaking, the islands of Indonesia are so located that the areas facing the Indian Ocean of rough waves do not provide suitable areas for constructing ports, unless the geographical set-up of the areas is extremely favorable for construction. On the other hand, the areas facing strait of Malacca and Java Sea will afford areas for port construction due to the comparatively calm status of the waves of the sea.

1-2 Geographical and Geological Conditions

Generally speaking, the geological and geographical factors of Indonesia seem to present favorable conditions regarding the areas facing the Indian Ocean. In these areas, the coasts are exposed to rough waves, thereby showing exposed rocks and having comparatively coarse-grain sand.

On the other hand, the areas facing Strait of Malacca and the Java Sea are exposed to calm waves and forming a vast swampy areas by the sedimentation of finegrain sand which has been carried around from the Indian Ocean. This being the circumstance, the conditions of this areas are generally so poor that geological surveys will be necessary when selecting sites for constructing plants.

1-3 Availability of Industrial Water

Sea water and fresh water are both considered as the industrial water. No particular problems will be presented as far as the sea water is concerned because the plant will be constructed in the vicinity of seashore in any event. Regarding fresh water, natural flowing river water will be considered as the industrial water source in order to secure the supply on an economical basis.

From the above conditions, the order of priority shall be given in the following order when selecting plant sites.

1. Selection of suitable rivers
2. Ports
3. Geological and geographic conditions

As the candidate sites for filling the above conditions, there areas, i.e., Sumatra Island, Java Island and Kalimantan Island are selected.

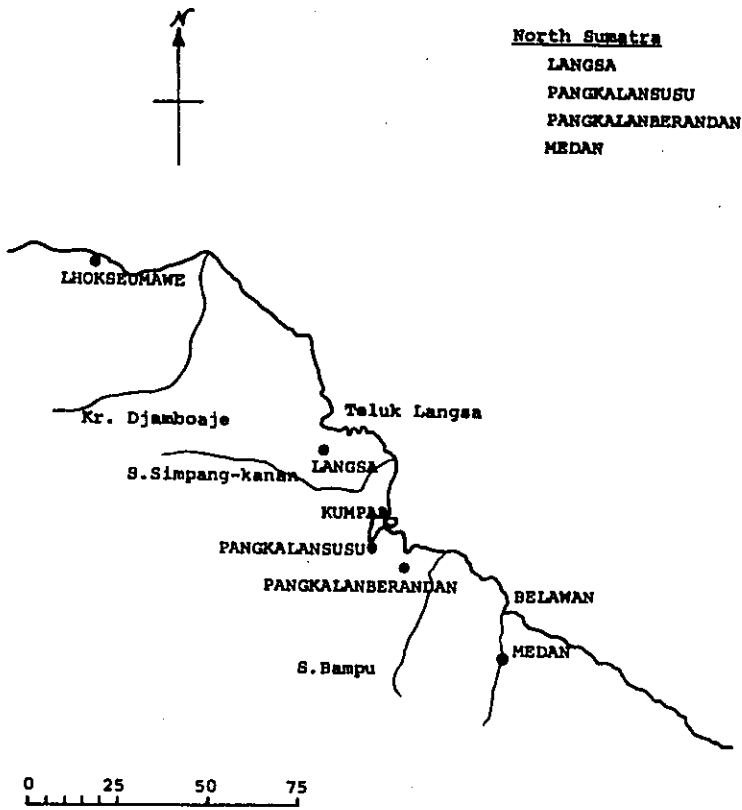


Figure AV-1-1 North Sumatra

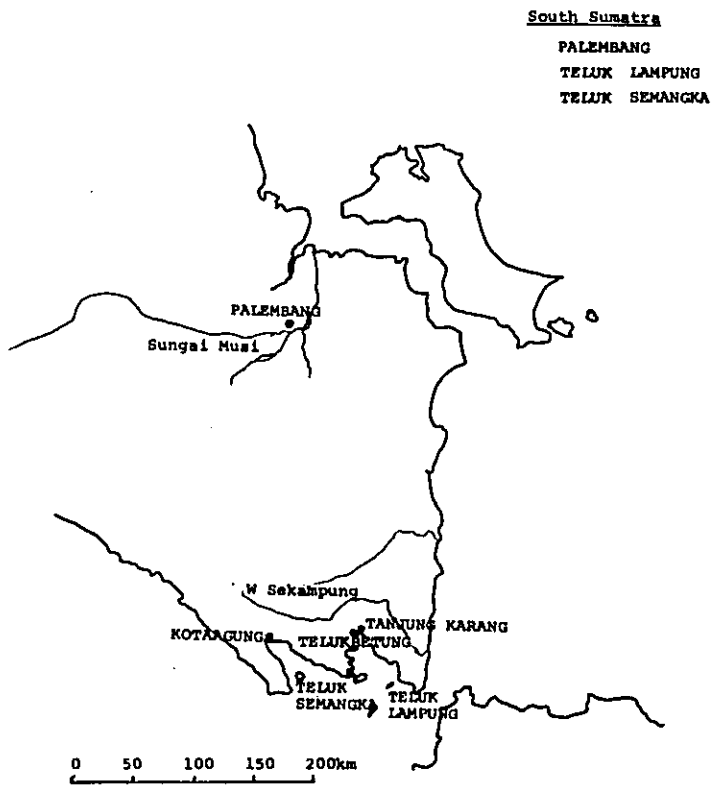


Figure AV-1-2 South Sumatra

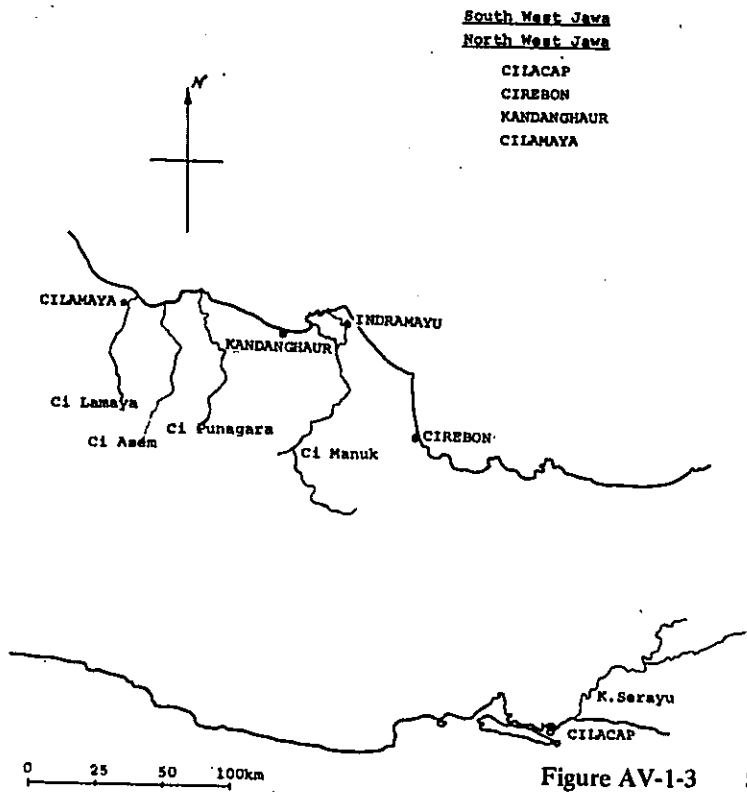


Figure AV-1-3 South West Java, North West Java

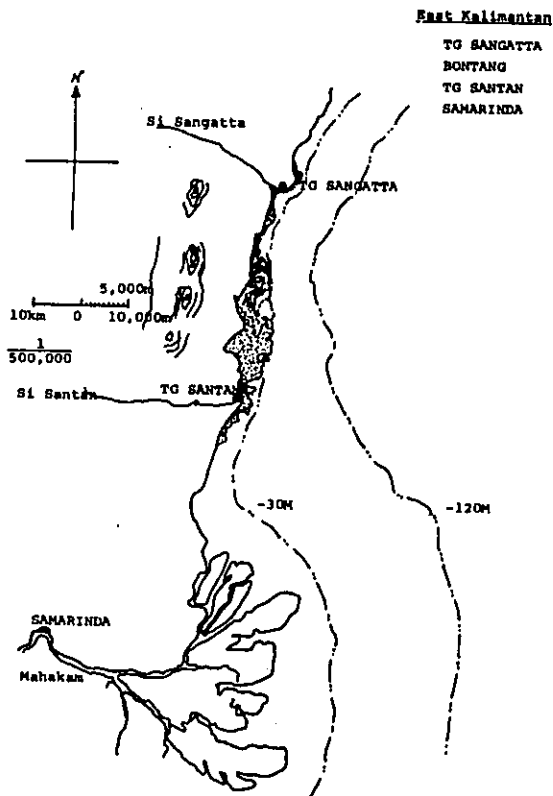


Figure AV-1-4 East Kalimantan

Chapter 2. Industrial Water

The intake of sea water will present no serious problem as this project is on condition that the site is selected from the areas in the vicinity of sea.

Therefore, availability of industrial fresh water will be studied. When intaking industrial water from rivers, the run-off of such rivers must be studied based on actual survey data covering a long period. However the actual survey data are available only for six rivers described hereafter and run-off quantities of other rivers will be estimated by minimum run-off coefficient calculated from the available data of six rivers. The run-off coefficient of six rivers are calculated by actual dividing drainage area by actual minimum run-off quantity.

2-1 Actual Survey Data and Its Analysis

The actual data of rivers Asahan Sekampung, Kali Seraju, Bengawan Solo GiUjung and CiTanduj are available now and calculation result of the run-off coefficient based on the available data are as follows.

Sumatra	Drainage Area	Run off Coefficient	Run off Amount (Min.)
i) Asahan Siruar	3,782 Km ²	0.014	52.5m ³ /sec.
Asahan Simorea	3,843 "	0.011	43.0 "
ii) Sekampung Tegineneng	2,153 "	0.0036	7.8 "
Sekampung Agrogoeroch	2,155 "	0.0022	4.8 "
Java			
iii) Kali Seraju	3,096 Km ²	0.012	37.3m ³ /sec.
vi) Bengawan Solo	15,440 "	0.004	60.16 "
v) CiUjung	18,579 "	0.0032	6.0 "
vi) CiTanduj	2,624 "	0.0130	35.0 "

(Observations made on the actually surveyed data.)

The run off coefficient figures have irregularity, covering the range from 0.0022 up to 0.014.

Comments on the actually surveyed data:

Concerning Asahan, Kali Seraju and CiTanduj rivers, the coefficient figures are on the second place of the decimal point.

It is assumed here that these rivers have a dam or a lake on the upstream so that the flow amount is being controlled either artificially or naturally. When other rivers are concerned, it seems that no such control is being undertaken. Regarding the run off coefficient to be adopted in this report, the run off for the Sekampung river which shows the smallest value, i.e., 0.0020 is selected as sufficient safety side.

2-2 Candidate Rivers

As shown in Table AV-2-1, the following rivers can be enumerated as the candidates for the selection.

2-3 Evaluations

Selections made on the basis of the run off of rivers:

The required amounts of fresh water for this petrochemical industrial plant project are as follows:

Case 1 = 3,400 m³/h = 0.95 m³/sec.

Case 2 = 4,600 m³/h = 1.28 m³/sec.

Case 3 = 3,100 m³/h = 0.86 m³/sec.

From the above requirements, evaluations will be made concerning each one of the rivers shown in the candidate river list. However, prior to proceeding with the evaluations, the following points must be taken into consideration.

(1) The confirmation of the water consumption amount of the fresh river water in the future must be made. In particular, the confirmation of required amount of water for irrigation is important.

(2) Confirmation of the existence of dam construction projects or reservoir projects in relation to the run off.

(3) Confirmation on the effects of flood must be undertaken. However, from the presently available data for the above points cannot be clarified. Therefore, these points should be clarified along with the progress of the future survey, and the evaluations will be made in this report on the basis of the run off.

2-3-1 North Sumatra Area:

The area facing Strait of Malacca, approximately 200 kilometers north-west of Medan, involving the rivers #1 through #6.

Run off each river in this area is enough to cover the fresh water required. Therefore, a tentative evaluation of being satisfactory can be given. Particularly Kr. Jamboaye, S. Simpany Kanan and S. Bampu are recommendable for their abundant water. These areas are highly prospective because no utilization of fresh water for irrigation is undertaken at present.

2-3-2 South Sumatra Area:

Teluk Semangka on the southern tip of the Sumatra Island and the areas facing the base of Teluk and Lampung are included within the scope, covering the rivers #7 and #8.

Table AV-2-1 Candidate Rivers

River	Rainfall (m/m)	Rainfall Coeff.	Drainage Area (Km ²)	Run off Coeff.	Run Amt(M ³ /sec)
(Sumatra)					
1. Kr. Peusangan	75 (Jul)	1.00	1,600	0.0020	3.2
2. Kr. Jamboaye	125 (Jul)	1.67	4,000	0.0033	13.2
3. Kr. Peureulak	110 (Feb)	1.47	900	0.0029	2.6
4. S. Simpang Kanan	100 (Feb)	1.33	3,900	0.0027	10.5
5. S. Bampu	130 (Jul)	1.73	4,100	0.0035	14.4
6. S. Belawan	125 (Jul)	1.67	400	0.0033	1.4
7. W. Semangka	75 (Jun & Jul)	1.00	300	0.0020	0.6
*8. W. Sekampung	75 (Jul, Aug & Sep)	1.00	3,000	0.0020	6.0
*9. Asahan	-	-	3,844	0.0110	43.0
10. Sungai Musi	-	-	33,600	0.0020	67.2
(Jawa)					
11. Ci Manuk	50 (Aug)	0.67	3,000	0.0013	3.7
12. K. Logawa	100 (Aug)	1.33	400	0.0027	1.1
*13. Kali Seraju	-	-	3,096	0.0120	37.3
*14. Bengawan Solo	-	-	15,440	0.004	60.2
*15. Ci Ujung	-	-	1,858	0.0032	6.0
*16. Ci Tanduj	-	-	2,624	0.0130	35.0
(Kalimantan)					
17. S. Sengta	100 (Aug & Sep)	1.33	1,800	0.0027	4.9
18. S. Santen	90 (Aug)	1.20	1,200	0.0024	2.9
19. S. Telakai	75 (Aug)	1.00	2,500	0.0020	5.0
20. S. Mahakan	175 (Aug)	2.33	65,000	0.0047	305.5

* Actually observed data are available for the rivers marked with an asterisk.

Notes:

The rainfall in this table has been obtained by estimation based on The Meteorological Note No. 9 of the Department of Communications, Meteorological and Geophysical Institute.

Rainfall coefficient: The rainfall intensity of W. Sekampung of Sumatra Island was taken as being 1 and the ratio between the estimated rainfall described in the foregoing column have been stipulated by it.

Drainage area: The estimated areas were calculated on the basis of 1/1,000,000 scale map and by actually measuring the areas on the map.

Run off coefficient: The figures are the minimum run off coefficients and, as far as those actually surveyed data are concerned, the figures were obtained by run off divided by the drainage area.

$$\text{Run off} = (\text{Drainage area}) \times (\text{Run off coefficient})$$

Run off amount of the W. Sekampung River satisfies the required extent. The W. Samang Ka River can afford industrial water if a dam or reservoir is constructed, however, the cost in such a case will become necessarily higher and therefore is not recommendable.

2-3-3 Mid Sumatra Area:

The Asahan River flowing out from the Toba Lake and the Sangai Musi River flowing in the vicinity of Palembang will be included within this area, covering the rivers #9 and #10.

Both rivers possess ample extent of run off and therefore are prospective.

2-3-4 Java:

Including the rivers #11 through #16.

Rivers in Java Island are mostly used for extracting irrigation water and availability of industrial water cannot be made clear to the present stage. The rivers such as Ci Manuk and Kali Seraju might satisfy the requirement, that depend on a further detailed survey.

2-3-5 Kalimantan (East Kalimantan, Balikpapan, Samarinda and Bontang and the surrounding areas thereof, including rivers #17 through #20.)

Little water is being utilized for irrigation in these areas and therefore all the rivers are potential candidates. However, Balikpapan river has several problems in securing water for industrial use.

From the above evaluation, the prospective areas concerning the availability of industrial water are as follows in the order of preference:

- (1) North Sumatra Area
- (2) South Sumatra Area
- (3) Mid-Sumatra Area
- (4) East Kalimantan Area

Depending upon the results of future surveys, the Ci Manuk and Kali Seraju Rivers in Java Island will also be counted as the potential candidates.

Chapter 3. Ports

Following are to be considered in checking the suitability of areas for port construction.

a) Routes for ocean going vessels should exist or the securing of such routes can be made by undertaking comparatively simple dredging works.

b) The wave should be calm throughout the year.

c) The areas for constructing port facilities must be available.

d) Securing of traffic which will not impede upon the utilization of the voyage routes for the ocean going vessels must be made.

Detailed observations will be made in the following paragraphs concerning above-mentioned conditions.

3-1 Voyage Routes

3-1-1 North Sumatra Area

As this area faces Strait of Malacca, it is extremely favourable for securing the voyage routes and the actual vessels.

3-1-2 South Sumatra Area

The port of Pandjang exists in the Bay of Teluk Lampung so that both voyage routes and ocean going vessel traveling conditions are favourable. Although no specific problem is present in the Bay of Teluk Semangka, further surveys seem imperative.

3-1-3 Mid Sumatra Area

The areas in the vicinity of Tandjungbalai along the flow of S. Asahan River have been taken into consideration and the voyage routes in this area can be secured favourably. However, a further survey is necessary. The vicinity of Palembang along the flow of Sungai Musi River is also considered as a candidate site. In this area, 20,000 DWT vessels' entry is already possible and more than 20 jetties have already been constructed. Therefore, this area is considerably favourable in view both of the voyage routing and the actual travel of the ocean going vessels.

3-1-4 East Kalimantan Area

The area near Bontang between Tg. Santan and Tg. Sangatta is not suitable for port construction because coral reef projects into the sea shore about 5 - 10 km.

Mahakan River, there is a project to make it possible to receive 7,000 DWT vessels by the autumn of 1974. For more than 500 meters is available for ocean going vessel travel into the river, this area seems to be favourable in view both of the voyage routing and for the actual travel of the vessels. The areas in the vicinity of Balikpapan is now undergoing dredging works on the coastal areas so that both the voyage routings and the actual travel of vessels will be favourably undertaken.

3-1-5 Java Island

Cilacap is a port facing the Indian Ocean and entry of ocean going vessel is favourably undertaken and the voyage routings are easily secured. (Downstream of K. Seraju River) Areas on the downstream of Ci Manuk River requires dredging for opening vessel traffic routes for approximately 5 km so that this area is not suitable as a site.

3-2 Wave Factors

Reference was made to the meteorological data issued by the Indonesian Governmental Meteorological Observatory as well as to the data concerning the tide observation made by the same authorities.

3-2-1 North Sumatra Area

	Jan.	Feb.	Mar.	Apr.	May	Jun.	Jul.	Aug.	Sep.	Oct.	Nov.	Dec.
Prevailing Direction of Wind	-	NW	NW	-	-	NE	SE	SE	SE	NW	E	NW
The Max. Wave (M)	-	2.2	1.3	-	-	1.0	Q	Q	Q	2.2	1.7	1.7
Mean Wave (M)	-	Q	Q	-	-	Q	Q	Q	Q	0.4	0.4	0.4
Tidal Range (M)	3.7	3.5	3.8	3.6	3.5	3.4	3.7	3.8	3.8	3.3	3.4	3.4

Q = Quiet (0.3^m or less)

The high waves mostly caused by wind in the NW direction so that, from the geographical set-up, Teluk Langsa and Teluk Aru both seem to be recommendable. Particularly Teluk Aru, in the vicinity of Pangkalansusu has the Sembilan Island at the mouth of the bay which seems to be effectively useable as the asylum at the time of storm. However, the tidal range is wide when compared with the other areas, and therefore it is likely that a considerable extent of effects will be exerted by the tidal current. Future surveys concerning tidal current are imperative.

3-2-2 South Sumatra Area

	Jan.	Feb.	Mar.	Apr.	May	Jun.	Jul.	Aug.	Sep.	Oct.	Nov.	Dec.
Prevailing Direction of Wind	W	W	W	W	SW	W/S	W	SE	SE	SE	SE	W
The Max. Wave (M)	2.8	5.5	5.5	3.8	3.9	1.3	7.5	3.8	3.9	1.7	1.7	1.7
Mean Wave (M)	Q	Q	Q	Q	Q	Q	Q	Q	Q	Q	Q	Q
Tidal Range (M)	1.4	1.3	1.1	1.2	1.3	1.2	1.2	1.2	1.1	1.2	1.2	1.2

Q = Quiet (0.3^m or less)

The above data have been taken from the Bangkulu, on the site of Indian Ocean. The candidate sites i.e., Teluk Semangka and Teluk Lampung Bay seem to be exposed to waves much calmer than the figures stipulated in these data. According to this data, the high waves are mostly in the direction of W, SW and SE directions and the area seems to have a high potential in view of the geographic set-up. The tidal range in this area is not wide and will therefore present no serious problem.

3-2-3 East Kalimantan

	Jan.	Feb.	Mar.	Apr.	May	Jun.	Jul.	Aug.	Sep.	Oct.	Nov.	Dec.
Prevailing Direction of Wind	N	NW	N	S	NW	W	W	W	W	NW	NW	E
The Max. Wave (M)	Q	Q	Q	1.0	Q	Q	Q	Q	Q	Q	Q	2.0
Mean Wave (M)	Q	Q	Q	Q	Q	Q	Q	Q	Q	Q	Q	Q
Tidal Range (M)	2.4	2.5	2.5	2.6	2.5	2.5	2.4	2.5	2.4	2.5	2.3	2.4

Q = Quiet (0.3^m or less)

As far as the East Kalimantan area is concerned, the waves are extremely calm when compared with the above data. The tidal range is also normal and therefore, this area is highly recommendable.

3-2-4 Java Island

(1) Cilacap

(This area is in the Mid Java Island facing the Indian Ocean)

	Jan.	Feb.	Mar.	Apr.	May	Jun.	Jul.	Aug.	Sep.	Oct.	Nov.	Dec.
Prevailing Direction of Wind	-	-	-	-	SE	SE	-	SE	SE	SE	SE	SE
The Max. Wave (M)	-	-	-	-	Q	1	-	1.3	1	1	0.6	Q
Mean Wave (M)	-	-	-	-	Q	Q	-	Q	Q	Q	Q	Q
Tidal Range (M)	2.0	1.9	1.9	1.9	1.9	1.7	1.9	1.7	1.8	2.0	1.9	1.9

Q = Quiet (0.3^m or less)

Although Cilacap faces the Indian Ocean, a large-size cape is functioning as a wave-breaker, so that the wave condition is as calm as shown in the Table. This area is recommendable for the tidal range is also normal.

(2) North-West Java (Areas downstream of Ci Manuk River)

	Jan.	Feb.	Mar.	Apr.	May	Jun.	Jul.	Aug.	Sep.	Oct.	Nov.	Dec.
Prevailing Direction of Wind	W	W	W	E	E	E	SE	E	E	E	E	W
Max. Wave (M)	1.2	1.2	1.6	1.2	1.2	1.2	Q	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2
Mean Wave (M)	Q	Q	Q	Q	0.6	0.6	Q	0.6	0.6	0.6	Q	Q
Tidal Range (M)	0.9	0.8	0.8	0.8	1.1	1.0	0.9	0.8	0.8	0.8	1.1	1.1

Q = Quiet (0.3^m or less)

The waves in this area are comparatively high and therefore not quite recommendable as a site.

3-3 Availability of Areas in Which Port Facilities Can Be Constructed

Concerning this point, a further survey is necessary, however, as of present, it seems no particular impediment exists in the candidate sites selected.

3-4 Confirmation of the Traffic Extent of Ocean-going Vessels

Further surveys will be necessary regarding specific conditions of Mid-Sumatra, Palembang, East Kalimantan and Samarinda areas. Considering the rest of the sites, it seems that no particular problems exist.

3-5 Conclusion

From the above discussions, the following areas can be nominated as suitable areas for port construction.

(1) North Sumatra area in general, and in particular, the downstream areas of S. Simpang Kanan River and Teluk Aru are recommendable.

(2) South Sumatra area, Teluk Semangka and Teluk Lampung Bay seem recommendable as the candidates.

(3) The areas in the vicinity of Samarinda in East Kalimantan, Balikpapan and Tg. Santan all seem recommendable.

(4) Cilacap in Java seems recommendable.

Chapter 4. Soil Conditions, Plants and Plant Premises

Outline observation of the soil conditions for the sites are undertaken in the following paragraphs by referring to the data obtained from the Bandung Geological Institute.

4-1 North Sumatra

The hard layer in the vicinity of Medan exists approximately 15 to 20 meters from the surface and that in the coastal area exists 17 to 20 meters approximately. Also, there are a number of swampy areas along the coastal areas and therefore, special attention must be paid to this respect. In any case, because no sufficient confirmation can be made based on the presently available data, the selection of the site must be made on the basis of the contour map and boring surveys.

Of the areas in North Sumatra, an available land exists on the North side of Teluk Aru, where soil condition is not considered to be swampy judging from presently available data. So, this area might be a good site.

4-2 South Sumatra

No decisive comments can be made concerning this area due to the lack of data on soil conditions, however, port construction has already been undertaken in the Teluk Lampung Bay, it seems that the soil conditions in the areas are favorable. Also, no particular development has so far been undertaken in this area, it will be possible to secure available areas for the construction of the plants and the housing colony.

4-3 Mid Sumatra

In Palambang areas, a number of plants have already been constructed and relative surveys have been well conducted. Generally speaking, approximately 2 meters from the surface of the soil consists of a soft layer, thereby requiring earth filling of approximately 2 meters in thickness. The hard layer exists approximately 25 to 35 meters underground. The necessary areas for the construction of plants and housing can be amply secured.

4-4 East Kalimantan

At present, a project for constructing an industrial complex is under planning for the area of one kilometer width and 11 kilometers inland from Samarinda and it seems that relative boring tests are being conducted. However, no specific results have been revealed in this respect. Both the availability of the area and the soil conditions will have to be confirmed from the future surveys. However, the areas adjacent to Samarinda generally have favorable soil conditions thereby necessitating a small amount of earth filling works. Therefore, this area seems to have favorable qualifications as the candidate site. As for Balikpapan area, data for soil conditions are not available at present and also it is difficult to secure the plant construction site. In addition to the above, there are a number of swampy areas and problems exist in securing industrial water. Therefore this area will be unsuitable as the candidate site.

4-5 Java Island

4-5-1 Southeast Java

The soil conditions of Cilacap present an alternate layer formation of sand and clay. Soft layers exist approximately 3 meters from the surface of the soil, then followed by a sand layer at 5 to 6 meters from the surface and the layer thereunder is a clay layer. The hard layer exists 20 to 24 meters from the surface, which signifies a much more favourable conditions when compared with the other areas. Also, a flat and vast area is available and therefore, ample lands for the construction of plants and housing facilities will be available.

4-5-2 North Java

This area is the major crop yielding area of Indonesia and flooding in several area during rainy season shall be noted. The hard layer exists approximately 20 to 25 meters from the surface. Although it seems necessary that a survey be conducted concerning the soil conditions and the flooded area conditions, Required area will be secured for the construction of the plants and the housing facilities.

Chapter 5. Conclusion

From the above discussion, the selection of suitable sites for constructing petrochemical plants in Sumatra, Java and Kalimantan inlands are made, however, in number of area, assumptions alone have been used due to the lack of relative data.

This being the circumstance, further on-site surveys will be necessary when implementing the actual projects.

Overall judgements have been made on the basis of the presently available data and the order of preference may thereby be given as follows.

(1) Palembang (Mid Sumatra area)

This area satisfies such conditions as the port availability, securing of industrial water, soil conditions and the area availability for the petrochemical plants construction. Also the development of the surrounding areas for the construction of plants has already been conducted, this area is recommendable as a candidate site.

(2) North Sumatra (Pangkalansusu)

Both the port availability and industrial water availability are satisfied in this area, however a further confirmation survey must be conducted regarding soil conditions and area availability. Geographically speaking, this area seems to be the most suitable for port construction and therefore appears to be recommendable in this respect. However, a thorough survey is nevertheless required for there is a possibility of intrusion of sea-water into fresh water in intaking industrial water.

(3) East Kalimantan (Samarinda)

The port availability and the industrial water availability can both be satisfied in this area, however, a further survey is required concerning soil conditions and area availability.

(4) East Kalimantan (Near Ci Sandan, Ci Sangatta areas where no coral reef impediment exists)

The port availability and industrial water availability can both be satisfied in this area, however, further survey must be conducted to confirm soil conditions and area availability.

(5) South Java (Cilatiap)

(6) South Sumatra (Hinterland of Teluk Lampung)

(7) North Java

(8) South Sumatra (Hinterland of Teluk Semangka)

(9) East Kalimantan (Balikpapan)

Concerning the above (8) and (9), there is a uncertainty regarding industrial water availability.

ANNEX VI

PROCESS DESCRIPTION

CONTENTS

Chapter 1.	Olefin Manufacturing Plant by Steam Cracking	A-111
Chapter 2.	Electrolysis of Salt	A-114
Chapter 3.	Products from Ethylene	A-115
3-1	Vinyl Chloride Monomer	A-115
3-2	Polyvinyl Chloride	A-117
3-3	Low Density Polyethylene	A-118
3-4	High Density Polyethylene	A-120
3-5	Ethylene Oxide and Glycol	A-122
3-6	Styrene Monomer	A-124
3-7	Polystyrene	A-125
3-8	Acetaldehyde	A-128
3-9	Acetic Acid	A-130
Chapter 4.	Products from Propylene	A-131
4-1	Polypropylene	A-131
4-2	Phenol (via Cumene)	A-132
4-3	Acrylonitrile	A-134

Chapter 1. Olefin Manufacturing Plant by Steam Cracking

1-1 Licensor List

Ethylene	Braun
	Fluor
	Foster Wheeler
	MW Kellogg
	Linde
	Lummus
	Stone & Webster
	UOP

1-2 Process Description

Ethylene is so essential and important a raw material that the production capacity thereof could represent the size of the petrochemical industry.

Ethylene can be produced by recovery from by-product gas from various cracking processes or coke oven gas or also by dehydration of ethanol available by hydrogenation of acetaldehyde and fermentation. Today, however, most of ethylene in large-scale production is manufactured by thermal cracking of ethane, propane, or butane separated from natural gas refinery off gas, or light fractions of petroleum like naphtha.

1-2-1 Raw material

In the United States, while natural gas is abundant and by-product gas is available at low cost from domestic refineries, demand for naphtha fraction is great for use as automobile gasoline. Accordingly, the overwhelming majority of ethylene plants in this country uses natural gas or refinery off gas as feed.

On the other hand, in Europe and Japan demands for petroleum product are centered upon middle and heavy fractions and, further, gasoline demand is relatively small and natural gas is not abundant. Therefore, most of ethylene plants in Europe and Japan use naphtha as feedstock. Presently, increasing attention is being given to cracking of heavy fractions such as gas oil, vacuum gas oil and crude oil in accordance with the growing shortage of naphtha and natural gas.

When feed is natural gas, as stated later almost nothing but ethylene and propylene is produced from a cracking plant. However, when naphtha is used as feed, butadiene, aromatics, etc., are available as by-products though olefin yield decreases. Therefore, utilization of such by-products could reduce production costs of a naphtha cracking plant, as long as significantly large-scale production is permitted.

1-2-2 Production Process

Ethylene manufacturing process using gas as raw material can be roughly divided into the following three sections:

1. Cracking Section
2. Quenching Section
3. Purification Section

Cracking Section

The cracking section, consists of some pairs of crackers, cracks feed gas and forms olefin-rich gas. The cracker is of several types (shown below). For the cracking of gas, naphtha, or gas oil, the external-heat tubular furnace is mostly used and for crude cracking, other types are generally used to avoid coking inside the tubes.

- External-heat tubular furnace
- Heat medium circulation cracker
- Superheated steam (as heat medium) cracker
- Partial combustion furnace
- Flame cracker
- Catalytic cracker

The external-heat tubular furnace is designed to apply heat from outside the tubes in which feedstock flows. The composition of cracked gas depends on cracking temperature, residence time and partial pressures of hydrocarbon (to be reduced with steam). Generally, cracking temperature is as high as 700-900°C and residence time is from approximately a fraction of a second to 2 seconds. While cracking proceeds inside the tubes, polymerization reactions of cracked products occur forming tar, etc.

Quenching Section

Cracked gas needs to be quenched to minimize the second order reaction, like polymerization, which forms tar and thereby reduces the yield of olefin including ethylene. Therefore, the quenching section is installed immediately after a cracker.

The quencher is of the following types:

- Up flow type
- Down flow type
- Horizontal type
- Melting metal direct flow type

Today, the melting metal direct flow type is rarely used because there is fear that metal fine particles enter cracked gas. In the other three types, quenching is performed on the basis that effluent gas runs in the tubes and cooling water runs in the shell, when high-pressure steam is recovered.

Recovery and Purification Section

Quenched cracked gas is sent to a recovery and purification section where C₄ lighter gas is separated from the heavy fuel oil fraction with a gasoline fractionator and from cracked gasoline with a quenching tower.

For the recovery and purification of the separated C₄ lighter gas, the following three means are conceivable:

- Low-temperature fractionation
- Selective absorption
- Selective adsorption

Selective absorption and selective adsorption are no longer adopted in newly constructed plants.

Low temperature fractionation is of two types: one under high operating pressures of 30 - 40 kg/cm² and the other, under low pressures of 2 - 10 kg/cm². Today, large plants generally employ the high-pressure process. The C₄ and lighter fractions separated in the quenching tower are further pressurized, washed, dried, cooled, and then separated into hydrogen, methane, ethylene, propylene, and the C₄ fraction with fractionators. During the processing, acetylene in the ethylene and ethane fractions and propadiene in the propylene and propane fractions are hydrogenated. Recovered ethane is recycled to the cracking furnace.

1-2-3 Yields by raw material

Cracked yields from an example of type of raw materials is shown in Figure AVI-1-1.

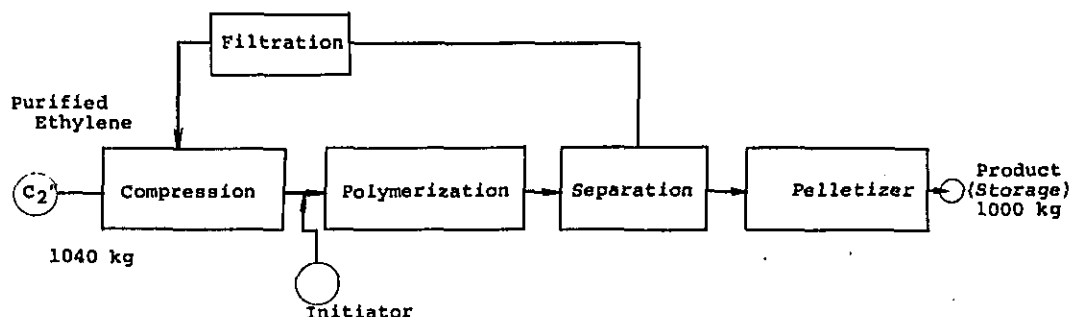


Figure AVI-1-1 Process Flow & Yield Pattern for Ethylene Plant

Chapter 2. Electrolysis of Salt

2-1 Licensor List

Diaphragm Cell Process

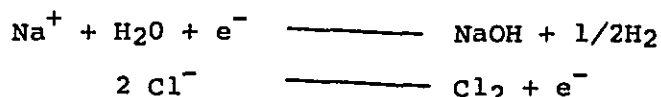
Diamond shamrock Corp.
 Hooker Chemical
 PPG Industries
 Dow Chemical
 USSR

Mercury Cell Process

Diamond Shamrock Corp.
 Hooker Chemical
 Asahi Glass
 De Nora
 Kureha
 Krebs-BASF
 Krebs-Zuerich
 Mitsui Toatsu
 Olin Corp.
 PPG Industries
 Solvay
 Toyo Soda
 Uhde-Hoechst

2-2 Process Description

Salt (sodium chloride) in an aqueous solution dissociates to give sodium and chloride ions. When cathode and anode are placed in the aqueous solution and then direct current is supplied between the electrodes, the chlorine ion moves toward the anode and the sodium ion toward the cathode. At the cathode, the sodium ion discharges and at the same time reacts with water to give sodium hydroxide (caustic soda) and hydrogen gas. The chloride ion is converted into chlorine gas by discharge at the anode.



When mixing takes place between the cathode and anode, different reactions occur and also the efficiency of the current decreases. In order to avoid this undesirable process, two methods are adopted in industry. They are 'Mercury process' and 'Diaphragm process'.

In the diaphragm process, the mixing of the polar components is inhibited by inserting a diaphragm made of asbestos between the cathode and anode. The concentration of sodium hydroxide in the electrolyte is low (12 %), and also the solution contains about 17 % of sodium chloride. Caustic soda concentration and salt separation process by vacuum evaporation is necessary.

In the mercury process, mercury cathode is used. At the cathode, discharged sodium reacts with mercury to form sodium amalgam, which is transferred into another vessel. Decomposition of the amalgam with water gives sodium hydroxide and hydrogen.



High concentration 50% of sodium hydroxide is obtained by the mercury process. Since sodium amalgam is separated from salt solution and decomposed with water, low chloride content caustic soda is produced. On the other hand, caustic soda and waste materials are contaminated with mercury.

Generally speaking, the mercury process is superior economically to the diaphragm process and industrial production of sodium hydroxide is carried out mostly by the mercury process. However, pollution by mercury is now a serious ecological problem, and at present the diaphragm process is replacing the mercury process.

Chapter 3. Products from Ethylene

3-1 Vinyl Chloride Monomer

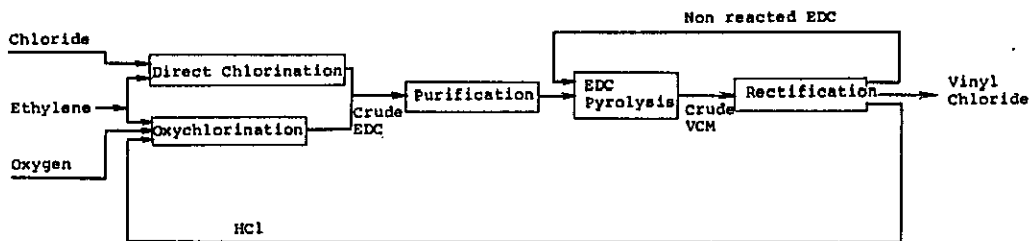
3-1-1 Licensor list

Chemische Werke Huels
Farbwerke Hoechst

Kureha-Chiyoda
 Mitsui-Toatsu Chemical
 Monsanto
 Solvay ICI
 Toyo Soda
 Tokuyama Soda
 Union Carbide
 Goodrich
 Montedison
 Scientific Design
 Stauffer

3-1-3 Process flow for vinyl chloride monomer

Figure AVI-3-1 shows process flow and unit consumption of raw material for Vinyl chloride monomer.



	Unit consumption /ton-VCM	For the production of VCM 110,000 t/y
Ethylene	467 kg	51,400 t/y
Chlorine	592 kg	65,100 t/y
Oxygen	142 kg	15,600 t/y
Vinyl chloride	1,000 kg	110,000 t/y
By-product Hydrochloric Acid (15%)	120 kg	13,200 t/y

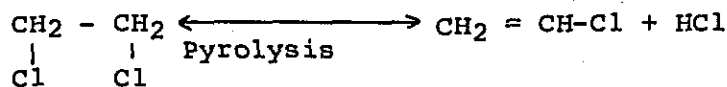
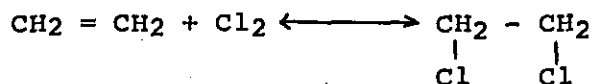
Figure AVI-3-1 Process Flow for Vinyl Chloride Monomer

3-1-2 Process description

This is the raw material for polyvinyl-chloride, and used to be produced by the reaction of hydrogen chloride and acetylene which was produced from calcium carbide and water.

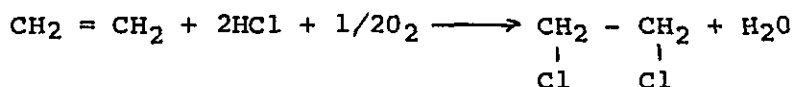


Recently, ethylene dichloride (EDC) which is produced by ethylene chlorination can be decomposed to vinylchloride and hydrogen chloride.



In this Process, the problem is the disposal of hydrogen chloride. Conventional acetylene hydrochlorination process plant is built combined with EDC pyrolysis-process plant to consume hydrogen chloride, but acetylene is more expensive than ethylene.

Fortunately ethylene oxychlorination can also produce ethylene dichloride, using hydrogen chloride from the decomposition process.



Thus the problem of surplus hydrogen chloride by chlorination and pyrolysis can be solved by the combination of oxychlorination process.

3-2 Polyvinyl Chloride

3-2-1 Licensor list

B.K. Goodrich
 Chemische Werke Huels
 Kureha Chemical
 Pechiney-St. Gobain
 Scientific Design
 Sumitomo Chemical
 Union Carbide
 Uniroyal
 Woodall-Duckham
 Mitsui-Toatsu
 Monsanto

3-2-2 Process description

There are three ways to polymerize vinyl chloride monomer:

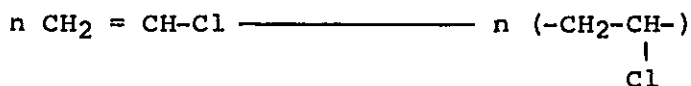
- 1) Suspension polymerization
- 2) Emulsion polymerization
- 3) Bulk polymerization

In suspension polymerization the vinyl chloride monomer is dispersed in water with a suspending agent, which is surface active compound to stabilize monomer dispersion and to prevent agglomeration of polymer particles. The reaction is initiated with initiator such as organic peroxide. All the commercial plants are batch process, although there are some patents of continuous reactors. The polymerization is terminated by controlling the temperature or pressure then the batch is transferred into a blowdown tank. The unreacted monomer is recycled after separation and purification. The polymer is separated from the water, dried and packed.

In emulsion polymerization, emulsifiers have a surface active effect to disperse monomer droplets in a diluent, water. As the initiators of emulsion polymerizations, such as inorganic peroxides, are mostly water soluble, the reaction proceeds in the aqueous phase around the monomer droplets to grow monomer-polymer latex particles.

In both polymerizations, the heat of polymerization can be removed by water diluent.

Bulk polymerization are conducted in the absence of diluents, emulsifiers or suspending agents and the heat removal in commercial bulk polymerization is therefore a difficult problem. On the other hand the absence of diluents completely eliminates a process to dry the polymer.



3-3 Low Density Polyethylene

3-3-1 Licensor list

- | | |
|------------|-----------------------|
| a) ICI | f) DART (REXALL) |
| b) UCC | g) USI |
| c) Du pont | h) Gulf |
| d) Dow. | i) Ethylene Plastics. |
| e) BASF | |

3-3-2 Process description

In the high pressure polyethylene process, ethylene gas is kept under the conditions of high temperature and pressure and is polymerized in the presence of initiator. Although the polymerization proceeds in accordance with the ordinary radical mechanism, it is characterized with polymerization under very high pressure. Generally selected pressure and temperature range from 1,000 to 3,000 kg/cm² and from 100 to 300°C respectively.

The polymerization mechanism of ethylene can usually be represented by an elementary process equation in the ordinary radical polymerization.

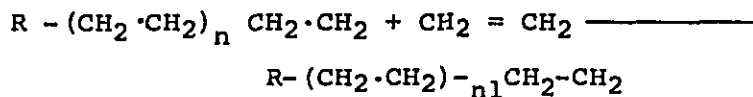
- 1) Decomposition of initiator



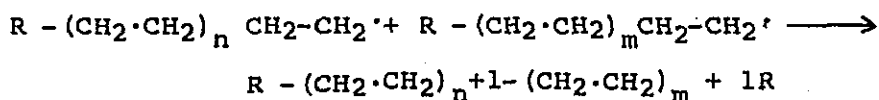
- 2) Initial reaction



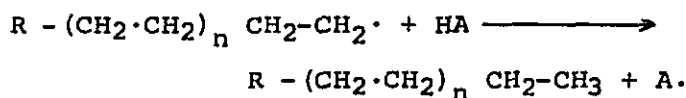
- 3) Polymerization



- 4) Termination of reaction

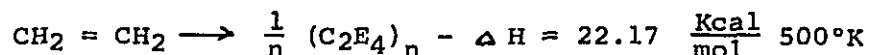


- 5) Transfer reaction



Besides the above reactions, various complicated reactions take place.

Since the polymerization of ethylene is such an exothermic reaction as stated below, its yield depends, in fact, on the capability to remove the polymerization heat.



The polymerization process comprises the following:

- 1) Purification of ethylene gas
- 2) Compression and pressurization of ethylene gas
- 3) Polymerization
- 4) Separation of polymer from unreacted ethylene monomer
- 5) Pelletization of polymer
- 6) Recycling of ethylene gas

- a) Ethylene gas

Ethylene gas to be used as monomer usually requires to have purity of 99.9% or more, and content of acetylene especially should be less than 10 ppm. If mixed in the ethylene gas even in a trace amount, CO and aldehyde entail poorer electrical property of the product monomer.

- b) Polymerization

Ethylene gas is pressurized by a high pressure compressor to a given polymerization pressure, which, in most cases, ranges from 1,000 to 3,000 kg/cm²g

There are two types of reactors: one is of a vessel type and the other is of a tubular type. In the case of the former, the pressurized ethylene gas is fed to the reactor after being cooled, while in the latter case, the said gas goes through the preheating system and then is polymerized after being heated up to a given temperature. The polymerization temperature ordinarily ranges from 100 to 300°C. The types and quantity of the initiator to be fed to the reactor vary with polymerization temperature. Peroxide and other compounds which generate free radical are usually used as initiator.

c) Separation and recycling

Mixture of polyethylene and unreacted ethylene gas which has gone through the reactor is fed to the separator where it is de-pressurized. The reduction in pressure lowers the solubility of ethylene monomer in molten polyethylene with the result of their easy separation. The ethylene so separated from polyethylene is recycled to the compressor through a filter.

d) Pelletization

Polyethylene which has left the separator is fed to the extruder where the said polyethylene is extruded to be pelletized. There are two cutting methods in pelletization: one is "under-water cutting method" which cuts the polymer under water, and the other is "hot cutting method" which cut it in the atmosphere.

The physical properties and quality of the polyethylene so produced are indicated in terms of molecular weight distribution, density, etc. The density of this polymer, however, is from 0.915 to 0.930, thus is lower in density in comparison with the polyethylene manufactured by the medium pressure process described in 4-4, and is called "low density polyethylene".

3-3-3 Process flow diagram with material balance

Figure AVI-3-2 shows process flow diagram with material balance.

3-4 High Density Polyethylene

3-4-1 Licensor list

- a) Mitsui Petrochemical Ind.
- b) Union Carbide
- c) Solvay
- d) Hoechst
- e) Montedison
- f) Phillips
- g) ICI
- h) SOI
- i) Dupont
- j) Hercules

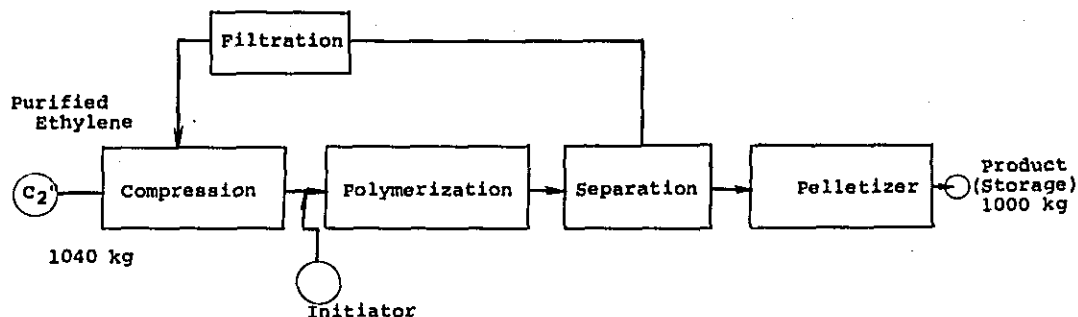


Figure AVI-3-2 Process Flow with Material Balance for LDPE Plant.

3-4-2 Process description

There are two high density polyethylene manufacturing processes: the Low Pressure Process (Ziegler Process) using the so-called Ziegler catalyst (named after the discoverer, Dr. K. Ziegler) composed of alkyl aluminum and titanium chloride and the Medium Pressure Process using the chromina-silica-aluminum catalyst developed by Phillips of U.S.A. Manufactured on these Processes is polyethylene with a density of 0.940 to 0.970, which is called high density polyethylene because of the higher level of density than that of polyethylene manufactured on the High Pressure Process mentioned in 4.3.

The feature of the Low and Medium Pressure Processes is that reactions progress under relatively mild conditions of low polymerization pressure with reaction temperatures close to ordinary temperatures and it is possible to manufacture polyethylene having a very wide range of molecular weight by appropriately selecting reaction conditions and the concentration composition of the catalyst.

The Processes consist of such processes as polymerization, post-treatment (catalyst deactivation, washing, filtration), solvent recovery and purification, recovery and purification of catalyst deactivator, and pelletizing.

a) Polymerization

The reactor is usually a vertical drum equipped with an agitator, and is made of glass lining or stainless steel. Usually, purified ethylene gas, catalyst of controlled concentration composition, and hydrocarbon solvent are continuously fed to the reactor, and the produced polyethylene is drawn out in a state of slurry. During the process of this reaction, that is an exothermic reaction of 910 to 930 Kcal per 1 kg, the heat of reaction is removed with jacket and the like.

b) Post-treatment and Recovery

The catalyst in the produced polyethylene drawn out from the reactor is still active, which is deactivated with a catalyst deactivator such as alcohol. The deactivated catalyst residue is extracted on dissolution in the catalyst deactivator. After being separated from the solvent on filtration, the polymer is dried and sent to the powder hopper. The solvent and catalyst deactivator so separated, on the other hand, are respectively recovered, purified, and recycled.

c) Pelletizing

After the addition of a stabilizer and the like to the dried polymer powder and the subsequent mixing, the polymer so mixed is extruded on an extruder into pellets.

3-4-3 Process flow diagram with material balance

Figure AVI-3-3 shows process flow diagram with material balance for HDPE plant.

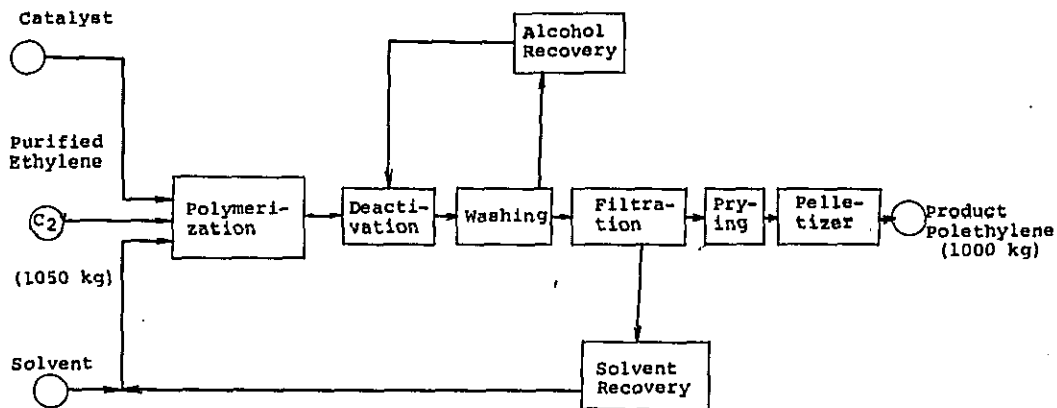


Figure AVI-3-3 Process Flow with Material Balance for HDPE Plant

3-5 Ethylene Oxide and Glycol

3-5-1 Licensor list

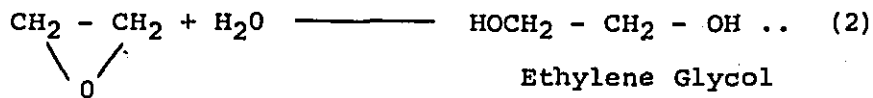
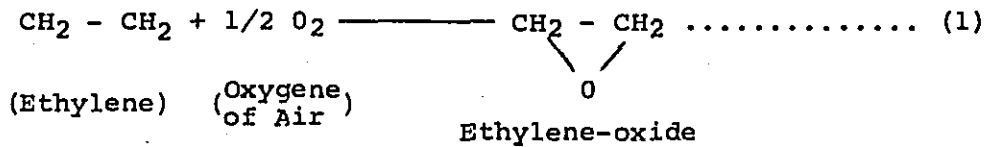
- a) Scientific Design
- b) Shell
- c) Japan Catalytic Chemical
- d) Montedison
- e) Hüls

3-5-2 Process description

Ethylene oxide is a precursor of ethylene-glycol, and ethylene oxide itself is a starting material for the manufacturing of ethanolamines, polyethylene-glycols cellosolves and phenolic nonionic detergents. Monoethylene glycol is a raw material of polyester and an antifreezer for engine coolants.

Ethylene-glycol was manufactured from ethylene-chlorohydrin until the process of direct oxidation of ethylene was developed.

Now, almost all the commercial process to synthesize Ethylene oxide and Glycol is:-



The commercial process to realize the above process, there are two ways; one uses air (e.g. conventional-Halcon process or Japan catalytic Chemical Co. process) another uses pure oxygen (e.g. Shell process or new Halcon).

A chart on the next page - Air-oxidation process of Halcon is shown, beside the different parts of air and oxygen process are simply indicated on the Note 1.

In both cases, compressed oxygen or air is mixed with ethylene put into the reactor and at around 250°C ethylene and oxygen partly change into ethylene oxide (EO) on the surface of silver catalyst. EG, in the effluent gas from the reactor, is absorbed by the water scrubbing. (for CO₂ removal)

The tail water of scrubber, containing EO is liberated from water in the stripper. Stripped EO is rectified and produces the final product EO. For increasing the yield and also guaranteeing the safety, several parts of gas are recycled, and also purge reactor systems are attached to the main reactor.

EO then goes to the hydration system, there, EO is hydrated and produces Ethylene-glycol (EG). The main product of this step is Mono-Ethylene Glycol, but some quantities of di-ethylene glycol (D. EG) etc. are produced.

The important points of this process are;

- 1) Safety, from the hazard of the formation of explosive gas mixtures.
- 2) Ideal balance of selectivity and activity of the catalyst and reaction conditions should be kept, for the profitability of the plant.
- 3) Slight amount of carbonyl compounds are produced in the EO system.

They are the cause of deterioration in the EO and EG quality.

Oxygen process is an improved process of air process. Thus it is more efficient than air, but it depends upon a availability of oxygen.

3-5-3 Process flow diagram with material balance

Figure AVI-3-4 shows process flow diagram with material balance.

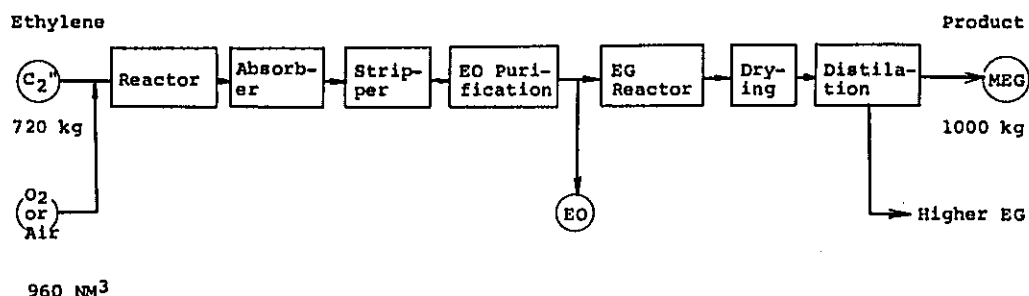


Figure AVI-3-4 Process Flow with Material Balance for EO/EG Plant

3-6 Styrene Monomer

3-6-1 Licensor list

Catalyst and Chemical
Dow Chemical
Monsanto
Scientific Design Company
Universal Oil Products
Union Carbide-Cosden (Badger)

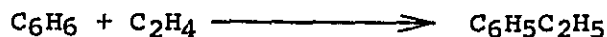
3-6-2 Process description

To Manufacture styrene monomer, there were several ways:

- 1) $C_6H_5 - CH_2CHCl \xrightleftharpoons{-HCl} C_6H_5CH = CH_2$
- 2) $C_6H_5CH_2CHNH_3 \xrightleftharpoons{-NH_3} C_6H_5CH = CH_2$
- 3) $C_6H_5CH_2CH_3 \xrightleftharpoons{-H_2} C_6H_5CH = CH_2$

Nowadays, dehydrogenation of ethylbenzene 3) is commercially used. Although thermal dehydrogenation has been studied, present commercial process by dehydrogenation is catalytic. Catalysts used now practically are ferric oxide catalysts promoted with potassium and chrome. As this dehydrogenation is an endothermic reaction, heat energy for this reaction is necessary to raise the temperature to 570°C by the addition of superheated steam. The amount of heat is recovered partially by heat exchange with the incoming reactant, then the product is condensed and distilled to separate the unreacted ethylbenzene.

Ethylbenzene is made by the Friedel-Crafts reaction from benzene and ethylene.



Using aluminum chloride, the alkylation can be done at the temperature of 100°C. The gas effluent is refluxed and scrubbed to recover benzene and ethylene.

3-6-3 Process flow for styrene monomer

Figure AVI-3-5 shows process flow for styrene monomer plant.

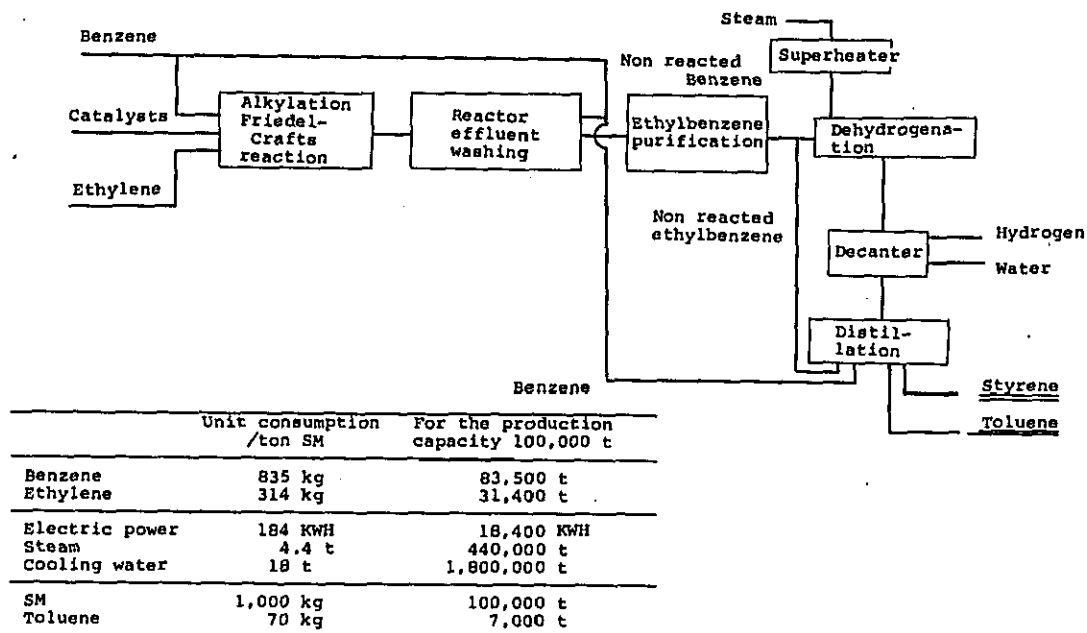


Figure AVI-3-5 Process Flow for Styrene Monomer Plant

3-7 Polystyrene

3-7-1 Licensor list

- Bakol
- BP Chemicals
- Cosden
- Dow Chemical
- Idemitsu Petrochemical
- Koppers
- Mitsui-Toatsu Chemical
- Monsanto
- Montedison
- Petrocarbon Development

Polysar International
Showa Denko
SNPA
Southern Petrochemicals
Union Carbide

3-7-2 Process description

Polystyrene is a polymerized styrene. There are four ways to polymerize styrene monomer:

- 1) Mass (Bulk) polymerization
- 2) Suspension polymerization
- 3) Emulsion polymerization
- 4) Solution polymerization

The most common method to produce polystyrene commercially is mass polymerization and the next is suspension polymerization, which is widely used for the production of expandable beads.

Polystyrene is classified into four typical types, general purpose (GP), middle impact (MI), high impact (HI), and expandable.

In mass polymerization, styrene monomer is usually polymerized without catalyst. As the polymerization is exothermic, heat transfer to remove the heat of the polymerization is the key parameter in commercial production.

Styrene monomer is fed to prepolymerizer first to get a 30 - 60% conversion under controlled rate of polymerization. Then the polymer-monomer mixture is fed to the polymerizer to complete the reaction. The polymer coming out of the polymerizer is transferred to a vacuum chamber where the remaining monomer is devolatilized. The relatively pure polystyrene is pelletized through an extruder.

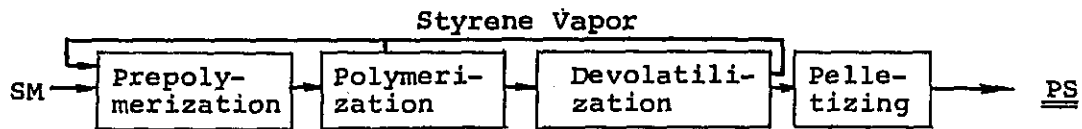
In suspension polymerization, as the monomer is suspended in water with a suspending agent and catalyst such as organic peroxide soluble in styrene, heat of polymerization can be easily removed through aqueous phase of the suspension. The polystyrene is separated from the water and suspending agent and then dried.

In emulsion polymerization, styrene monomer is dispersed with an emulsifier and catalyst in water under agitation to form a stable latex. The rate of polymerization and molecular weight of the polymer can be controlled independently by the temperature and by the catalyst and emulsifier concentration.

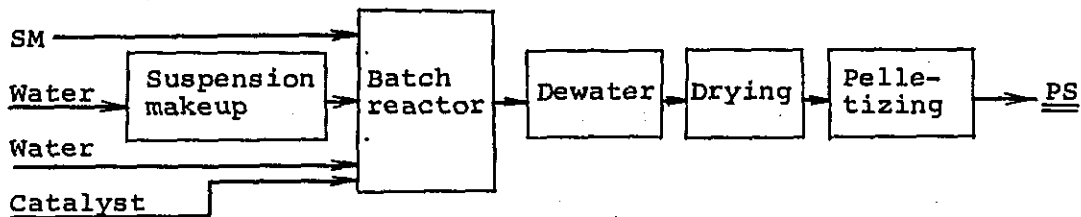
3-7-3 Process flow for polystyrene

Figure AVI-3-6 shows process flow for polystyrene.

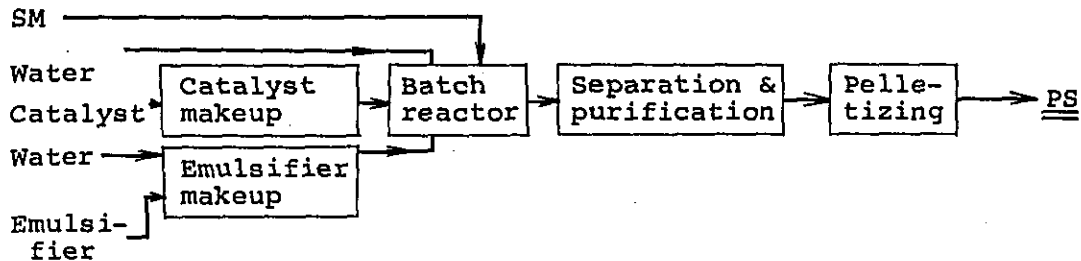
Mass polymerization



Suspension polymerization



Emulsion polymerization



Consumption by mass polymerization

	Unit consumption /ton PS	For production capacity 50,000 ton/year
SM	996 kg	49,830 ton
Electric power	340 kwh	17,000 kwh x 10 ³ kwh
Steam	400 kg	20,000 ton
Cooling water	3.2 ton	160,000 ton
PS	1,000 kg	50,000 ton

Figure AVI-3-6 Process Flow for Polystyrene Plant

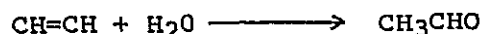
3-8 Acetaldehyde

3-8-1 Licensor list

- a) Wacker Chemie
- b) BP Chemicals
- c) Hoechst
- d) Aldehyd GmbH

3-8-2 Process description

Acetaldehyde has been synthesized via acetylene and water by the catalyst of mercuric salt.

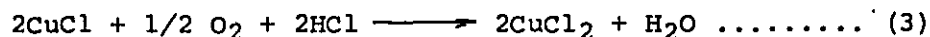
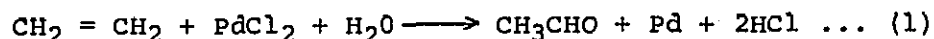


Hg

About fifteen years ago, Wacker Chemie in Germany established the new process for manufacturing Acetaldehyde via Ethylene.

In this process, ethylene is oxidized by oxygen or air in the presence of conjugated paradium chloride and the copper chlorides catalyst system.

In the reaction system, the following reactions occur:



(1) is the oxidation of ethylene by $\text{PdCl}_2 - \text{H}_2\text{O}$, (2) is the regeneration of PdCl_2 by CuCl_2 and (3) is the CuCl_2 regeneration by oxygen, such a conjugated catalyst system is called a "Redox system". For the implementation of this process, there are two ways, one is one stage oxidation process another is two stage process; in the former the above three reactions take place simultaneously in a single reactor, in latter case (1) and (2) take place in the main reactor and (3) takes place in the catalyst recovery section.

In the former case oxygen is used; and in the latter, air can be used as an oxidizing agent.

Almost all the plants in Japan and Germany are applying the one stage system, because of less impurities, simpler operability and less utilities, but in this case an investment for oxygen plant is necessary.

In this process, ethylene is fed to the bottom of the reactor, where the catalyst solution is already prepared, and oxygen is fed into the reactor just above the ethylene sparger. Then reactions start and formed acetaldehyde goes into the condenser and scrubber through the mist separator.

In the scrubber aldehyde is absorbed into the process water up to 10 - 12% (at the temperature of 25° - 20°C).

In concentration. This dilute aldehyde solution is stored in the crude acetaldehyde tank.

The crude product is fed into the degasser and finally fractionated in the aldehyde column.

The problems of this process would be:

1) Corrosion of hydrochloric acid is severe, thus the materials of the reactor are brick-rubber-double lining and the cementing matter of the brick is high resistant Asprit or Furan Resin are used; and sparger of oxygen is also attacked from hydrochloric acid and pure oxygen so it contains a special measure against their hazard conditions.

2) In the condensor-scrubber temperature of the scrubbing water is fatal to the concentration of crude acetaldehyde.

Thus it is better to use colder process water, here.

3) This catalysts system is somewhat delicate for the normal "redox" balance, thus the hydrogen ion concentration and Cu/total Cu must be carefully checked.

3-8-3 Process flow diagram with material balance

Figure AVI-3-7 shows process flow with material balance for acetaldehyde plant.

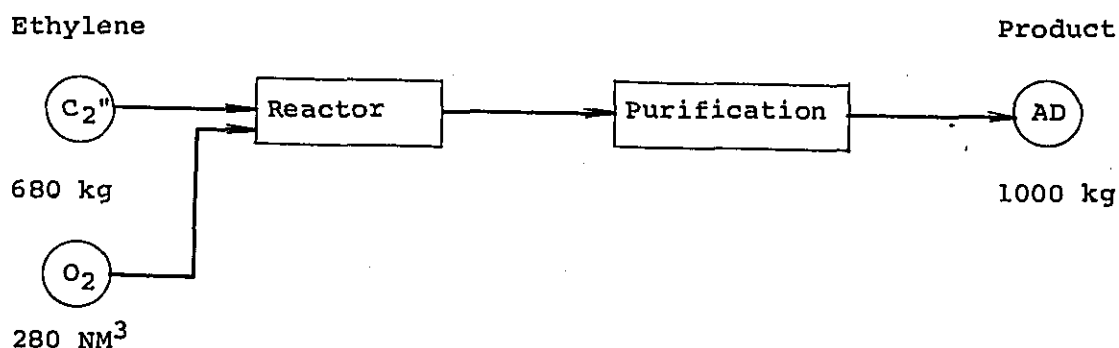


Figure AVI-3-7 Process Flow for Acetaldehyde Plant

4. Products from Propylene

4-1 Polypropylene

4-1-1 Licensor list

- a) Mitsui Petrochemical Ind.
- b) Montedison
- c) Phillips
- d) Hüls/Veba Chemic
- e) BASF
- f) SOI
- g) ICI
- h) Hercules
- i) Hoechst

4-1-2 Process description

1) Propylene polymerizes with the Ziegler Natta catalyst system and produces polypropylene. Propylene used for this feed must be free from acetylenic compounds, thus the propylene is rectified and hydrogenated before feeding. (There are two methods here; one uses extremely high purity propylene with solvents (hexane or heptane), another uses propylene from which is removed just the acetylenics but propane exists without solvents. In the latter case, a big propylene rectifier is not necessary but the propylene is wasted with the purged propane.)

2) Polypropylene has a branch of the methyl group, thus it forms some part of the atactic arrangement of molecules, it is not valuable as a plastic, it is separated by the solubility of the solvent. The improvement in the process of diminishing the atactic formation will be successful in near future.

3) There are co-polymers of propylene and ethylene other than propylene-homopolymer in the category of polypropylene.

They are an improvement on polymer characteristics for tenacity with strength at low temperature services.

4) The process: Process, with high purity propylene and solvent, is illustrated on the next following chart.

Catalysts are prepared in the catalyst preparation drum, and propylene is fed into the reactor system with solvent. In case of co-polymer, the ethylene is fed into the series of reactors.

Formed polypropylene slurry is put into the deactivator where the catalysts are deactivated with alcohol and then washed with water.

Alcohol goes into the water stream and it is distilled to recover alcohol. Hexane-polymer slurry is separated from the water-alcohol solution with gravity. The polymer is separated from hexane by the dehydrator. The mother liquor, which contains hexane and atactic polymer, is put into the evaporator where solvent is removed from atactics.

Isotactic polymer, separated by the dehydrator, is dried in the dryer and becomes polypropylene powder. This powder is pelletized with extruders.

4-1-3 Process flow diagram

Figure AVI-4-1 shows process flow for polypropylene plant

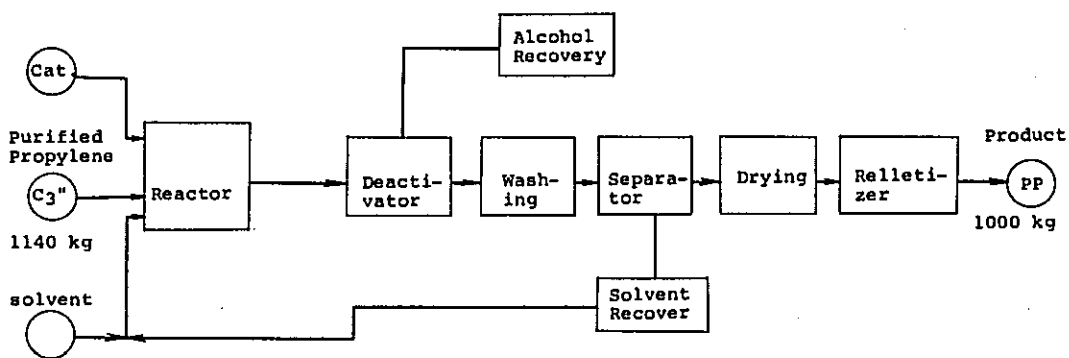


Figure AVI-4-1 Process Flow for Polypropylene Plant

4-2 Phenol (via Cumene)

4-2-1 Licensor list

(Cumene)

- | | |
|-------------------------|---------|
| a) Scientific Design | d) Hüls |
| b) Mitsui Petrochemical | e) UCC |
| c) UOP | |

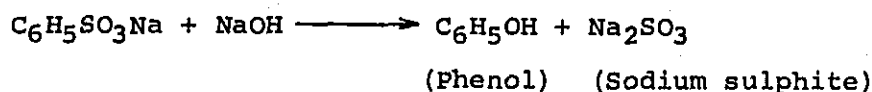
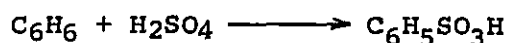
(Phenol)

- | | |
|----------------------|------------------|
| a) Scientific Design | e) Rhone Poubene |
| b) Hooker | f) Badger |
| c) Allied Chem. | g) UOP |
| d) BP Chemicals | |

4-2-2 Process description (Cumene & phenol)

Phenol is a broadly used for thermo-set resins and raw materials of Bisphenol A (to Epoxy Resin and Poly carbonates), nonionic surfactants, agricultural chemicals and cyclohexanol to caprolactam.

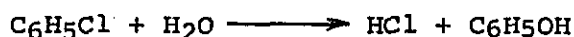
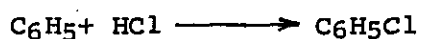
Conventionally, Phenol was synthesized by the sulphonation of Benzene and subsequent alkali fusion.



For, 1,000 kg of phenol, 1,400 kg Sodium sulphite is produced.

This process is batch wise and the alkalifusion process is very corrosive, but it is suitable for smaller scale production.

Around 1930s, Raschich in Germany invented the Raschich process:



Hooker Co. of U.S. improved this and established The "Hooker Process".

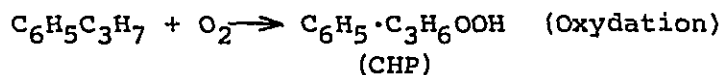
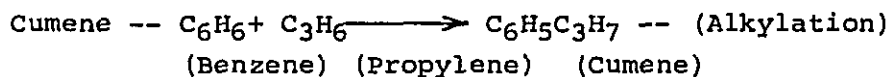
Dow Chemical Co. developed the toluene originated process.

Finally, Cumene process came on the scene. This process plays a major role in the recent phenol production. Cumene was the high octane gasoline for aircraft engines in World War II. After the war, reciprocal engines shifted to jet or turbines. Thus the use of Cumene is investigated by many companies who have big production facilities for Cumene.

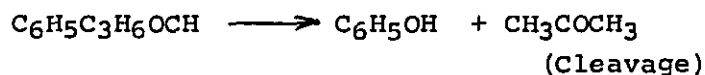
Chevron (Oronite), Allied chemical, Hercules in U.S. and ICI, Distillers (BP) in UK, Progil and Rhon Poulenc in France or Riitgers in Germany established the Phenol via Cumene process.

The product quality of this process was worse than Sulphonic Acid process, but it is improved now and the economical value is superior to the conventional process, according to the credit of by-produced acetone.

The process chemistry is simply expressed as follows.



Phenol



Cumene is synthesized by alkylation of benzene. UOP has the licence for commercial process of vapor phase system with phosphoric acid and catalysed Alkar. Scientific Design Co. developed the liquid phase alkylation process (Aluminium chloride catalysed).

Both processes are used for commercial production but UOP's process is adopted more than the Aluminium process. Mitsui Petrochemical Ind. Ltd. improved the Aluminium process and use it for their production plant.

In the following chart is shown Aluminium chloride-alkylation process for Cumene and BP type oxidation and cleavage etc. for phenol production.

(Note: 1 CHP: Cumen hydroperoxide
2 Cresol is synthesized similarly from Toluene.)

4-2-3 Process flow diagram

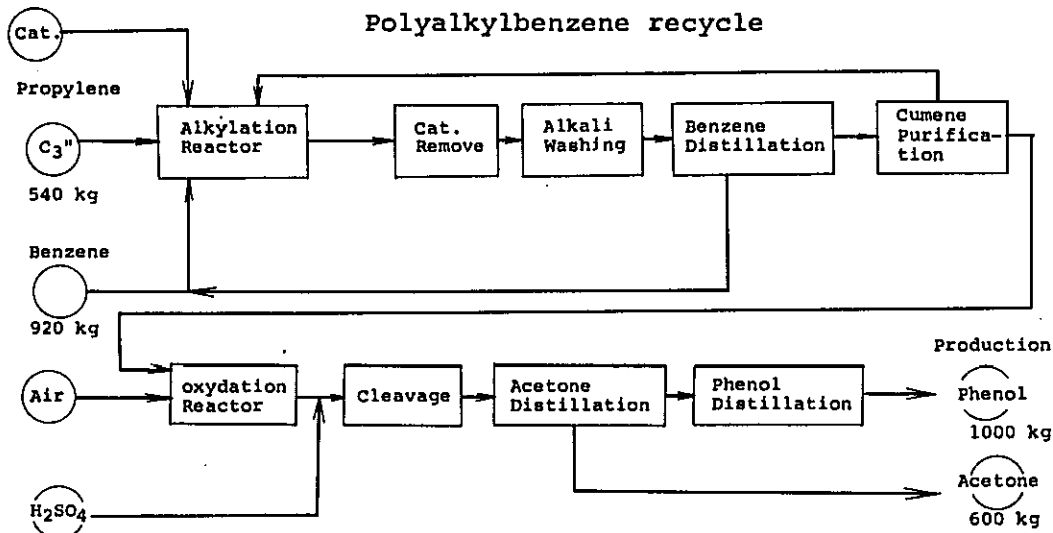


Figure AVI-4-2 Process Flow for Phenol Plant

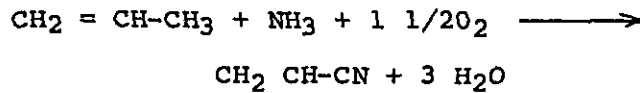
4-3 Acrylonitrile

4-3-1 Licensor list

BF Goodrich
BP Chemicals-Urgine Kuhlmann
Distillers
Du Pont
Montedison
Snam Progetti
Standard Oil (Ohio)

4-3-2 Process description

Acrylonitrile is an important raw material of acrylic fiber, ABS, and AS resin. It is synthesized by direct ammoxidation of propylene.



For this reaction, various combinations of antimony, bismuth, cobalt, molybdenum, vanadium and uranium are used as catalysts.

This process developed by Standard Oil of Ohio (SOHIO), but BP in United Kingdom developed the almost similar process. Before this process was established, the process via acetylene and hydrogen cyanide was used, but acetylene is more expensive than propylene, thus almost all the commercial plants adopt the SOHIO process.

Propylene, ammonia, air and steam are fed to ammoxidation reactors to be converted to acrylonitrile.

The reaction is exothermic and the heat transfer is the key factor to design them. Fluidized bed reactors have higher heat transfer and obtain more uniform bed temperature than fixed bed reactors. Non-reacted ammonia and inert gas are separated first, and then hydrogen cyanide and acetonitrile, the by-products of the process, are separated to purify acrylonitrile product.

Care must be taken, that by-produced hydrogen cyanide and acetonitrile are very poisonous.

4-3-3 Process flow for acrylonitrile

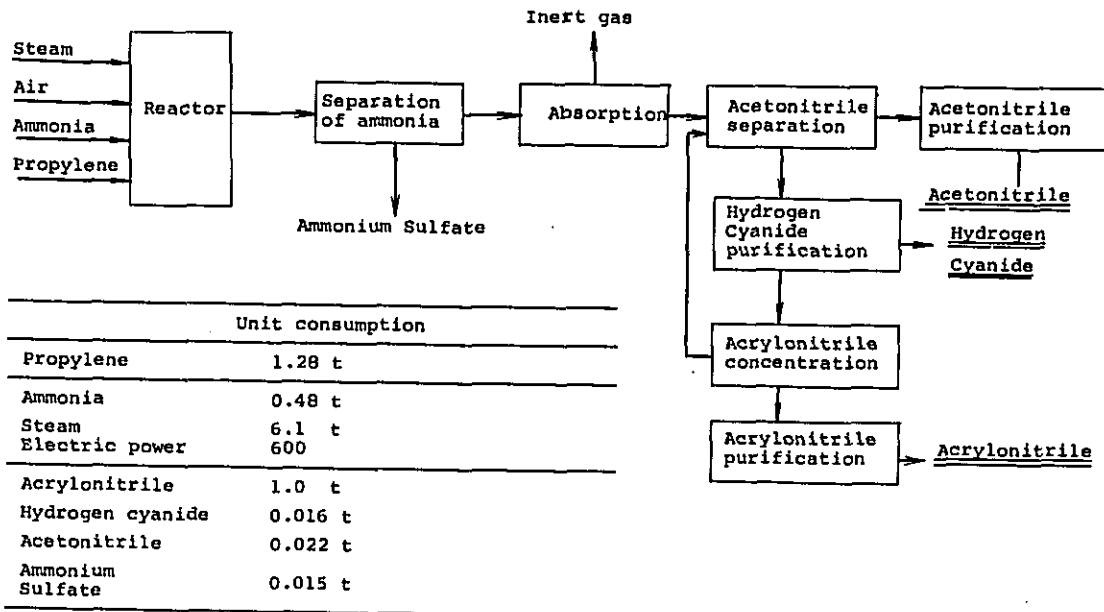


Figure AVI-4-3 Process Flow for Acrylonitrile Plant

ANNEX VII

UTILIZATION POSSIBILITY OF NAPHTHA
AND GAS IN INDONESIA

CONTENTS

Chapter 1.	Naphtha	A - 141
Chapter 2.	Natural Gas	A - 143

Chapter 1. Naphtha

Pertamina is now contemplating a project for the construction of an Aromatics Complex by utilizing naphtha as the raw material. The SPD and TAP crude available in the South Sumatra, Arjuna crude in West Java, Minas crude in Central Sumatra, will be employed in this project with a total of 14,860 BPSD naphtha fraction representing 2,230, 6,230, 3,200 and 3,200 BPSD, respectively. On the other hand, the raw material naphtha for olefin production is not as yet secured at present. It seems that this is due to the following reasons.

The first reason is the fact that crude oil exportation holds a extremely important position in the Indonesian economy. At present, oil reserve excavations and surveys are conducted covering the whole of Indonesia. As shown in Table AVII-1-1 approximately 63 million kiloliters were produced in 1972, approximately 76% of which were exported to Japan, the USA and various other areas of the world.

Table AVII-1-1 Production and Export Records of Crude Oil in Indonesia

	(Unit: 10 ³ K1)		
	Production amount	Export amount	Export rate (%)
1966	27,111	15,087	56
1967	29,594	17,817	60
1968	34,956	23,129	66
1969	43,077	30,020	70
1970	49,532	36,292	73
1971	51,768	38,091	74
1972	62,770	47,552	76

While undertaking crude oil exportation as mentioned in the above, the petroleum products refined in seven refineries owned by Pertamina are also partly exported in Indonesia. Such exports covering crude oil and petroleum products are extremely high and the rate comprised by the oil and oil products in the total Indonesian export amounts has been increasing year after year as shown in Table AVII-1-2. Also, approximately 40% of the national budget is financed by the corporate tax etc. from oil-related industries. Such a situation persists to exist for some time to come. The increase of national budget has been supported by the revenues from the oil-related industries and therefore the oil development is actively taken and most portion of the increased oil productions will be allocated for exportation.

Table AVII-1-2 Export Amount in Indonesia

(Unit: 10⁶ US\$)

	Petroleum	Others	Total
1968	303 (40%)	454	757
1969	366 (37%)	629	995
1970	450 (38%)	737	1,187
1971	541 (42%)	755	1,296

Note: (): Ratio of petroleum to total amount

The second reason, as shown in Table AVII-1-3 concerning the production, exportation and demand for petroleum products, is that the rate of demand for automobile gasoline and kerosene is high.

The demand for automobil gasoline is considered to increase in the future along with progress of road construction and rehabilitation, and motorization caused by improvements in the living standard.

Kerosene is consumed in great quantities for household fuel, and approximately 1 million kiloliters of kerosene was imported from overseas in 1972.

Due to the fact that the naphtha for petrochemical industry use entirely coincide with the fraction to be utilized for the fulfillment of the above demand, it would be extremely difficult to secure naphtha supply from the existing oil refineries.

Therefore, if the naphtha for 300,000 tons of ethylene production is to be secured, it will be necessary to construct refineries with the capacity of more than 100 thousand bbl/d in order to merely secure the raw material supply for the petrochemical industries.

Naphtha for petrochemical industry has not yet been secured because of the above-mentioned reasons. The same situation applies to the condensates which contains heavy fractions by-produced from LNG plants.

Table AVII-1-3 Production, Exportation and Domestic Demand of Petroleum Product

(Unit: 10³Kl)

	Prod.	Export	Dom. demand	Prod.	Export	Dom. demand
Aviation gasoline	32	2	22	20	-	17
Motor gasoline	1,919	47	1,696	2,019	399	1,745
Jet fuel	164	-	156	188	-	189
Kerosene	2,362	-	3,128	2,437	-	3,467
Gas oil	1,147	-	1,169	1,502	-	1,441
Diesel engine oil	477	-	381	536	-	441
Fuel oil	2,881	1,623	663	948	1,540	288
Waxy distillate	5	6	-	-	-	-
Heavy distillate	3,483	3,579	-	6,332	5,289	-
Others	-	-	-	-	-	-
Total	12,470	5,257	7,215	13,982	7,228	7,588

Source: Far East Oil Trading Co., Ltd.

Chapter 2. Natural Gas

The production of natural gas in Indonesia has been undertaken in Table AVII-2-1.

However, at present fertilizer and LNG projects are being implemented on a large scale by utilizing natural gas in East Kalimantan, West Java and North Sumatra. The reserve of natural gas in addition to the amounts supplied by these projects are also enormous. It was reported that BAPPENAS is now formulating a second five-year plan with the basic policy of securing approximately 150 BSCF gas for petrochemical industry for the period of 1978 to 1979. This amount may vary the ethylene amount to be produced depending upon the composition of the obtained gas. However, the gas amount is sufficient for the production of 400,000 to 500,000 tons per year of ethylene in this study. Therefore, on the basis of the assumption that this amount of natural gas will be secured, the consultants will proceed with the studies.

Table AVII-2-1 Production Amount of Natural Gas

(Unit: 10^6 m³)

	Production amount
1968	3,074
1969	1,656
1970	2,718
1971	3,417
1972	4,139

ANNEX VIII

CURRENT SITUATIONS & FORECAST ON
THE WORLD'S PETROCHEMICAL INDUSTRIES

CONTENTS

Chapter 1.	Current Production & Demand of the World's Petrochemical Industries	A - 149
1 - 1	Plastics	A - 149
1 - 2	Ethylene	A - 158
Chapter 2.	World's Future Demand and Supply Trends	A - 167
2 - 1	Plastics	A - 167
2 - 2	Ethylene	A - 171
Chapter 3.	World's Future Supply Program	A - 175
3 - 1	Petrochemical Industrialization Projects in the Middle East	A - 178
3 - 2	Petrochemical Industry Project in Pacific Area	A - 179
Chapter 4.	Observations on the Demand/Supply Situation in South East Asian Countries	A - 185
4 - 1	Predictions of Plastic Consumption in the Philippines	A - 185
4 - 2	Ethylene Consumption of ECAFE Countries	A - 196

Chapter 1. Current Production & Demand of the World Petrochemical Industries

1-1 Plastics

Plastics production from the latter part of the 1960's through the early part of the 1970's are shown in Table AVIII-1-1. For 1971 the total production amounted to 32,650,000 tons, which when compared with that of 1966, is found to have doubled during the ensuing 5 years. Comparing the world's major 7 producing countries, those productions carried out by U.S.A., Japan, West Germany, U.S.S.R., Italy, England and France amounted every year to approximately 80% of the total, further indicating a continuous increase of about 10% over the previous year, which can be seen from the Table AVIII-1-2.

Polyolefin, polystyrene and PVC, as given in the Table AVIII-1-3, except for the West Germany¹⁾, show that approximately 70% of production is shared among them.

(1) U.S.A.

The American polyolefin demands have, as given in the Table AVIII-1-4, rapidly increased from 1971 to 1972, thus the supply demand situation is rather stringent.

During 1972, LDPE indicated an increase of approximately 20% in both production and demand, production was 2,386,000 tons and demands were 2,372,000 tons. As against these figures, the production capacity was 2,495,000 tons. A delicate balance was maintained between the demands and supply capacity.

HDPE indicated since 1965 onward, an annual high increase rate of 17 - 18%, 1972 demands have shown 1,026,000 tons, the production capacity thereto was 1,134,000 and indicated a high operational rate of 1,027,000 tons.

Demand for PP wavered during 1969 - 1970, however, after 1971 a very rapid annual rate increase of 30% was shown, which was mainly due to a low, stabilized price and comparatively ample material and production capacities. There is no longer any prospect for new expansion of the production facilities due to the lower pricing level, thus no further supply increase is expected until the end of 1974 when new capacity will be starting up by Amoco and Hercules, and the stringent supply situation may remain until the early part of 1975.

Demand for PVC indicated an annual rate of 12% during 1967-1971, which, however, in 1972 indicated 26% as against the previous

Note: 1) Production of polystyrene is not announced in West Germany.

Table AVIII-1-1 World Plastics Production

(Unit: 10³ tons)

Note: Figures in () show the estimation

Name of Country	Year					
	1966	1967	1968	1969	1970	1971
Asia						
Japan	1,994.0	2,675.4	3,462.3	4,275.3	5,127.3	5,198.4
Korea	7.8	11.5	20.0	48.5	62.5	(83.0)
India	36.6	36.2	55.1	85.0	80.9	(85.0)
China	150.0	(200.0)				
Formosa	75.2	98.3				
Pakistan	15.0	(18.0)	(378.0)	(440.0)	(500.0)	(500.0)
Israel	30.0	38.0				36.0
Sub Total	2,308.6	3,077.4	3,915.4	4,848.8	5,770.9	5,902.4
Africa						
South Africa	35.0	(40.0)	(40.0)	(45.0)	(45.0)	(50.0)
Western Europe						
England	1,001.0	1,112.0	1,244.0	1,364.0	1,458.0	1,580.0
Holland	294.0	372.3	546.3	682.6	910.0	998.0
Belgium	118.0	131.0	148.5	180.0	230.0	350.0
Spain	147.0	182.0	272.0	292.5	380.0	448.0
Portugal	13.6	17.9	18.6	25.6	(30.0)	27.0
France	759.0	885.0	1,008.0	1,319.3	1,515.0	1,650.0
Italy	1,060.0	1,310.0	1,425.0	1,490.0	1,740.0	1,890.0
Switzerland	46.0	48.0	54.0	60.3	(70.0)	(68.0)
Greece	6.0	6.0	9.0	20.3	20.3	37.0
West Germany	2,292.0	2,635.0	3,250.0	3,963.0	4,326.0	4,760.0
Denmark	12.0	13.0	13.5	18.0	20.0	78.0
Norway	69.0	78.0	81.0	94.5	100.0	130.0
Sweden	145.0	180.0	229.5	276.7	310.0	345.0
Finland	11.0	28.0	30.7	62.0	(68.0)	70.0
Austria	94.0	106.0	127.4	158.6	190.0	208.0
Sub Total	6,067.6	7,104.2	8,455.5	9,989.4	11,367.3	12,639.0
Eastern Europe						
Poland	132.0	167.0	196.0	234.0	(260.0)	267.0
Hungary	32.6	36.0	43.0	(50.0)	(60.0)	82.0
Czechoslovakia	152.0	185.0	197.0	210.0	240.0	265.0
Burgaria	30.6	51.0	70.0	(75.0)	(80.0)	89.0
Rumania	94.7	108.0	135.0	(170.0)	(225.0)	251.0
East Germany	246.6	273.0	311.0	(330.0)	(340.0)	370.0
Yugoslavia	62.0	75.0	95.0	(95.0)	(96.0)	97.0
U.S.S.R.	882.4	971.0	1,312.0	1,386.0	1,553.0	1,860.0
Sub Total	1,641.9	1,866.0	2,359.0	2,550.0	2,854.0	3,281.0
North America						
Canada	270.0	273.6	296.1	350.2	(380.0)	431.0
U.S.A.	6,113.2	6,207.0	7,110.0	8,339.0	8,820.0	9,473.0
Sub Total	6,383.2	6,480.6	7,406.1	8,689.2	9,200.0	9,904.0
Central & South America						
Argentina	76.3	78.2	(85.0)	(105.0)	118.3	135.3
Brazil	120.0	141.0	(155.0)	(170.0)	189.4	228.8
Venezuela	(30.0)	(30.0)	(40.0)	(50.0)	66.5	75.2
Mexico	65.2	85.4	90.7			
Chile	13.3	(15.0)				
Puerto Rico	(30.0)	(30.0)				
Colombia	(30.0)	(30.0)	(83.0)	(175.0)	(175.8)	(180.0)
Peru	10.0	11.0				
Sub Total	374.8	420.6	453.7	500.0	550.0	619.3
Oceania						
Australia	107.0	169.0	192.0	(210.0)	(240.0)	254.3
GRAND TOTAL	16,918.1	19,157.8	22,321.7	26,832.4	30,027.2	32,650.0

Table AVIII-1-2 Plastics Production in Major Countries

(Unit: 10³ tons)

	1970			1971			1972		
	Production	Growth Rate	Composite Ratio	Production	Growth Rate	Composite Ratio	Production	Growth Rate	Composite Ratio
America	8,820	105.8	29.4	9,473	107.4	29.0	11,000	116.1	30.0
Japan	5,128	119.9	17.1	5,198	101.4	15.9	5,657	108.8	15.5
W. Germany	4,326	109.2	14.4	4,760	110.0	14.6	(5,200)	109.2	14.2
U.S.S.R.	1,553	112.1	5.2	1,860	119.8	5.7	(2,000)	107.5	5.5
Italy	1,740	116.8	5.8	1,800	108.6	5.8	(2,080)	110.1	5.7
England	1,458	108.3	4.8	1,580	108.4	4.8	(1,680)	106.3	4.6
France	1,515	114.9	5.0	1,650	108.9	5.1	(1,800)	109.1	4.9
Others	5,487	115.4	18.3	(6,239)	113.7	19.1	(7,183)	115.6	19.6
Total	30,027	111.7	100.0	(32,650)	108.7	100.0	(36,600)	112.1	100.0
Sub total of Major 7 Countries	24,540	110.1	81.7	26,411	107.6	80.9	(29,417)	111.4	80.4

Figures in () show the estimation made by Plastics Industry Assn. of Japan

Table AVIII-1-3 Commodity Plastics Production in Major Countries

	(Unit: 10 ³ tons)														
	U.S.A.			Japan			W. Germany			Italy		U.K.		France	
	1970	1971	1972	1970	1971	1972	1970	1971	1972	1970	1971	1972	1970	1971	1972
LDPE	1,908	2,004	2,372	861	964	1,072	358	410	352	415					
HDPE	705	874	1,062	369	423	479	83	95	58	84					
PP	464	566	767	529	619	633	60	61	20	25					
PS	1,598	1,688	2,111	633	694	765	-	-	132	147					
PVC	1,690	1,834	2,345	1,138	1,063	1,125	870	951	350	375	412	455			
Commodity plastics total	6,365	6,966	8,657	3,530	3,763	4,074	1,770*	1,960*	1,265	1,365	974	1,126			
Plastics total	8,627	9,473	11,597	5,128	5,198	5,657	4,326	4,760	1,741	1,890	1,450	1,580	1,519	1,650	
LDPE	22	21	20	17	19	19	21	21	21	22	19	25			
HDPE	8	9	9	7	8	8	5	5	4	4	4	5			
PP	5	6	7	10	12	11	3	3	4	5	4	5			
PS	19	18	18	12	13	14	11	11	12	11	12	11	9	9	
PVC	20	19	20	22	20	20	33	32	24	24	24	28	27	28	
Commodity plastics total	74	74	75	69	72	72	41*	41*	73	72	66	63	64	68	
Plastics total	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	

(in percent)

* Excluded Polystyrene

Table AVIII-1-4 American Polyolefin Demand & Supply Situation

(Unit: 10³ tons)

	LDPE			HDPE			PP		
	Production	Demand	Capacity	Production	Demand	Capacity	Production	Demand	Capacity
1965	997	1,043		354	336		168	163	240
66	1,134	1,160		417	404	573	231	247	275
67	1,270	1,179		499	468		293	291	326
68	1,406	1,361		567	544		367	413	430
69	1,714	1,622		670	635	795	515	443	527
70	1,950	1,896		771	737	937	458	447	686
71	2,022	1,974	*3 2,190	873	864	*3 987	585	590	
72	2,386	2,372	*4 2,495	1,072	1,026	*4 1,134	796	766	*2 891
73(Estimated)	*1 2,631	*1 2,799		*1 1,224	*1 1,207				*2 1,030
74(Forecasted)	*1 2,948	*1 2,957		*1 1,294	*1 1,407				*2 1,030
75(Forecasted)	*1 3,270	*1 3,280		*1 1,433	*1 1,402				*2 1,280

INFORMATION SOURCES: 1) Production & Demand Actuals: Modern Plastics International (however, the production for the years of 1971 and 1972 are taken from the statistics of SPI).

- 2) *1 CMR (73.9.24)
 *2 CW (73.5.14) and GEN (73.7.9)
 *3 Modern Plastics I (71.2) (71.1.1, as of this date)
 *4 Plastic World (72.10)

Table AVIII-1-5 PVC Demand & Supply Balance in U.S.A.

	1967	1968	1969	1970	1971	1972	1973 (Estimated)
Production	998	1,123	1,247	1,402	1,545	1,962	2,271
Domestic	911	1,052	1,224	1,288	1,496	1,901	
Export	32	41	74	95	75	73	
Capacity						2,014	2,177

Source: Modern Plastics International (1973,1 & others)

year showing a rapid demand increase. It is said that this was mainly due to the rapid demand increase on pipes, taking advantage of the FDA approval. Besides pipe demands, and supported by the good recovery in general of other economic situations, all demands such as blow container, furniture, and electric cable have indicated an increase of 20 - 30%. Future demands are forecasted to continue the constant increase of 10 - 12%.

As of 1972, the supply capacity of PVC is said to be 2,014,000 tons, and is at full production rate at the moment.

As of 1973, the production capacity for VCM is said to be 2,615,000 - 2,660,000 tons, with a 95% production rate, and the production quantity is estimated to be 2,500,000 tons. On the other hand, exports to Western Europe in 1972 amounted to 280,000 tons, but it had to be reduced to about 180,000 tons due to increasing domestic demands in 1973.

With reference to the expansion program for VCM, there is only Shell's plant (with the capacity of 317,500 tons, scheduled to start up at the end of 1973), thus the tight supply demand condition will remain for the time being.

(2) Western Europe

According to LDPE supply demand balance given in Table AVIII-1-6, while the production rate is kept as a higher rate there is still about an 80,000 - 130,000 tons shortage predicted in total. This is because, not only have domestic demands increased, but also the supply shortage felt in U.S.A. and Japan has had great influence on many countries. As a result, higher levels of exports are being made to these countries, shorted by the U.S.A. and Japan.

Table AVIII-1-6 LDPE Demand & Supply Balance in Western Europe

	(Unit: 10 ³ tons)		
	1971	1972	1973 (Estimated)
Capacity	2,750	3,350	3,740
Production (A)	2,450	2,930	3,400
Operating Efficiency(%)	89.4	87.5	90.9
Domestic	2,230	2,600	3,030
Export	210	290	450 - 500
Grand Total (B)	2,440	2,900	3,480 - 3,530
(A) - (B)	10	40	Δ 80 - Δ 130

INFORMATION SOURCE: ECN Chemscope (73.10.12)

Demand for HDPE has rapidly increased since the latter part of 1972, and this trend will be continuing in 1973 in Western Europe indicating about a 16% increase. However, imports from the United States are predicted to decrease greatly, and the supply demand condition will become very tight.

PVC production and consumption in various EEC countries are, except for the year 1971, maintaining a growth ratio of 15 - 30% on an annual basis, and it is predicted that in 1973 there will be about a 15% increase. A great shock was given to the British market as a result of the accident that occurred at the Baglan Bay complex of BP Chemicals in the early half of 1973, and its suspension of operation of a new plant, for VCM, having a capacity of 260,000 tons was quite a shock, thus ICI could acquire a provisional exemption from the import duty levied on VCM, but the export capability of the United States is rather small, and, exports to the British market have almost no merit for Western European countries inasmuch as PVC prices are being frozen by the British authorities.

Import requests to EEC countries, from areas previously exported from U.S.A. and Japan, hitherto, are increasing a lot. As a result, those PVC exports of EEC countries which were on the level of 280,000 - 300,000 annually jumped at the end of 1972 to 400,000 tons at an annual rate. Accordingly, while the PVC supply demand situation in Western Europe is not so much aggravated as that of Japan and U.S.A., it is certain that the situation will become more tight unless the supply demand situation of the two countries is improved in some way.

(3) Japan

Plastics production in Japan has steadily continued to increase at an annual approximate rate of 25% since the petrochemical industries started developing, from 1960 to 1970, taking only 10 years to grow from 550,000 tons to 5,130,000 tons. However, a rapid change in the situation has occurred since 1970 and the trend started levelling off in 1971 indicating about 101.4%, and in 1972 it recovered slightly indicating 108.8% as compared with the preceding year. The major factor that supported production increases of the 1970s was the export market. The domestic consumption growth was below 1965 levels, when the Japanese market was in an overall recession. In comparison with 1970, the year 1972 indicated a wavering rate of only 106%. As a result of this situation, a HDPE and PP cartel inclusive of ethylene, and PVC was formed in 1972 to counter the recession, and it was continued for approximately 9 months for ethylene starting from April, for 9 months for PVC from January to September, and for approximately 8 months for HDPE and PP from March.

However, growth of domestic consumption since 1973 was unexpectedly great. Most petrochemical products have shown a two digit increase ratio, except for LDPE on which some shipping restrictions were made in view of the stabilization cartel on polyolefin film. Thus it has recorded, on an ethylene base, a production increase of 8% annual rate on average. Moreover, in the light of the continued export cartel since 1972, a sweeping export cut was made, and the export quantity for almost all products decreased compared with the previous year, i.e., an export cut was made, with the exception of the Southeast Asian markets inclusive of mainland China. However, while it was in the same supply demand tightness, the export ratio from various European countries, where a Domestic

Table AVIII-1-7 PVC Demand & Supply Balance in EEC & England

		(Unit: 10 ³ tons)					
		1967	1968	1969	1970	1971	1972
Production	EEC	1,192	1,457	1,701	1,929	2,014	2,378
	England	228	271	283	315	315	333
*Consumption	EEC	1,033	1,233	1,475	1,629	1,774	2,052
	England	225	277	290	336	313	337 (Estimated)
Capacity	EEC			2,000	2,440	2,685	3,270 (Estimated)
	England			360	500	500	515

INFORMATION SOURCES: Production & Consumption Quantity: EEC ---- Plastiques Modernes et Elastomeres (73/3)

England ---- IPC Business Press

Capacity ---- Modern Plastics International (71.2)

NOTE: *Consumption = Production + Importation - Exportation

Commodity Price Control Ordinance is being enforced, was raised. As a result, the Japanese share in the Southeast Asian countries was unavoidably forced to be reduced a bit. The rise in export price was also conspicuous, and a reversal phenomenon occurred between the domestic price and export price.

The increase in production capacity after the end of the aforementioned cartel was rapidly slowed as a result of the halt in expansion of production facilities. However, the sudden accident that occurred at the Idemitsu petrochemical complex, in July 1973, has given a drastic and decisive blow to the supply shortage of ethylene. Referring to the accident, the supply capacity decrease, aggravated as a result of a series of accidents that occurred within the petrochemical industries during the latter half of 1973, is said to be estimated to 150,000 t/y, at an annual ethylene rate, inclusive of the results or aftermaths of both direct and indirect natures.

The other elements influencing the decrease of supply capacity of petrochemical products are air pollution, due to the photo-sensitive phenomenon, unusually dry season aggravating the water supply, saving of electricity, shortening of operational hours, plant closures due to the mercury disputes, etc.

1-2 Ethylene

As given in Table AVIII-1-8, ethylene production facilities of the world stood at 29,147,000 t/y at the end of 1972. A capacity of 1,015,000 t/y was owned by communist countries and is included as against that of the free world, 28,132,000 t/y. Classified into U.S.A., EEC countries and Japan, as given in Figure AVIII-1-1, the growth of production capacities of EEC countries was remarkable exceeding in 1973 the U.S. capacity. Table AVIII-1-9, shows that 6 major countries, the U.S.A., Japan, West Germany, Italy, France and England had 82% of the world's capacity in 1970. This is predicted to drop to 74% in 1974.

Production quantities are as given in the Table AVIII-1-10 with Holland, who has indicated recent rapid increase in production, as one of the major countries. The production rate of these major countries during 1968 to 1971 indicated an annual average increase of 15%, but after 1971 onward the rate of increase is on a decreasing trend.

(1) U.S.A.

Ethylene demand during the 1960s in the United States showed a comparatively mild increase of approximately 13% on an annual level. During 1971 a temporary wavering was observed. This, however, was recovered during 1972, and it is considered that an average increase of about 10 - 12% may continue to be felt.

Supply capacity up until 1968 was somewhat excessive. However, as we reached the 1970s, it has become compatible with actual demands, and lately ethylene capacity is completely shorted, i.e., as against the 1973 ethylene demand forecast of 10,000,000 - 10,400,000 tons, the production capacity is on the level of 10,400,000 - 10,700,000, which apparently signifies that the production level is at full capacity. In spite of the mentioned circumstances, ethylene

Table AVIII-1-8 Country-wise Ethylene Production Facilities (1972)

Country-wise Ethylene Production Facilities (as of 1972)

	Current (10 ³ t/y)	Scheduled (10 ³ t/y)	After Completion (10 ³ t/y)
North & South America			
U. S. A.	9,026	1,915	10,713
Puerto Rico	806	474	1,260
Sub-total	(9,832)	(2,369)	(11,973)
Canada	624	891	1,488
Mexico	233	182	435
Argentina	43	447	475
Brazil	329	133	462
Bolivia	-	50	50
Chile	60	-	60
Colombia	20	-	20
Peru	5	40	45
Venezuela	-	150	150
Antilles Is.	-	230	230
Sub-total	(1,334)	(2,123)	(3,415)
Europe			
U. K.	1,420	790	2,210
N. Germany	3,208	1,463	4,671
France	1,773	200	1,973
Italy	1,933	258	2,191
Belgium	523	300	1,023
Holland	1,640	450	1,950
Denmark	45	-	45
Austria	70	70	140
Greece	15	250	265
Portugal	-	200	200
Spain	323	343	670
Switzerland	14	-	14
Finland	165	-	165
Norway	-	250	250
Sweden	250	-	250
Sub-total	(11,383)	(4,776)	(16,019)
Africa & Near East			
Algeria	-	120	120
Egypt	9	80	89
South Africa	158	250	408
Iran	12	323	335
Israel	24	150	150
Syria	-	20	20
Turkey	30	213	243
Sub-total	(233)	(1,136)	(1,365)
Asia & Oceania			
Japan	4,814	-	4,814
India	105	283	388
Pakistan	-	30	30
Thailand	-	150	150
Singapore	-	300	300
Philippines	-	250	250
Formosa	55	254	309
Korea	100	50	150
Australia	276	60	336
Sub-total	(5,350)	(1,377)	(6,727)
Free World Total(A)	28,132	11,801	39,499
Communist Block			
U. S. S. R.	155	1,050	1,205
Bulgaria	230	250	480
Czechoslovakia	120	523	643
E. Germany	200	630	730
Hungary	25	250	275
Poland	100	300	400
Rumania	135	620	755
Yugoslavia	50	500	550
China	-	420	420
North Korea	-	60	60
Communist Block Total (B)	1,015	4,603	5,520
Grand Total (A + B)	29,147	16,406	45,019

NOTE: Current (a)----- Includes spare capacities
 (b)----- Includes capacities under construction
 (c)----- (a) + (b) Closed capacities

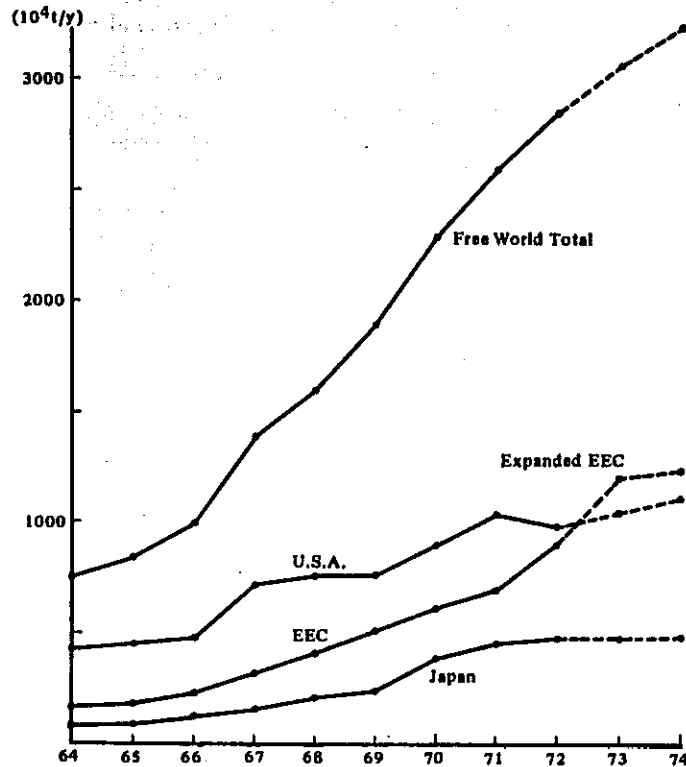


Figure AVIII-1-1 Ethylene Production Capacity in the Free World

prices are very low, and desires for investment in ethylene plants have diminished, moreover, in view of the aggravated material feed problems and the difficulty of making justifiable forecasts thereof, all the related concerns regard that the realization of new expansion of ethylene plants would be rather distressing.

(2) Western Europe

Ethylene demand during 1967 - 1972 in the Western Europe kept higher rate of annual growth 22%, and it reached in 1972 to approximately 7,500,000 tons, which, compared with nominal production capacity, seems that there has been a considerable amount of excessive capacity. Taking factors such as plant startup delays, periodical repairs and maintenance, shutdowns, feedstock shortage, environmental problems, etc. and other operational restrictions into consideration, it is believed that actual production capacity stays at about 85 - 90% of nominal capacity, and the substantial operational level is estimated to be a little less than 90%. However, the tempo of new expansion in the future will remain at a lower level, while operational levels will be increased.

Table AVIII-1-9 Ethylene Capacity Situation in Major Countries & Rate of Increase against Previous Year

	1970	1971	1972	1973	1974
	10 ³ tons(%)	10 ³ tons(%)	10 ³ tons(%)	10 ³ tons(%)	10 ³ tons(%)
			(Estimated)	(Estimated)	(Estimated)
U. S.	8,880 (+16)	10,231 (+15)	9,832 (- 4)	10,421 (+ 6)	11,065 (+ 6)
Japan	3,914 (+62)	4,514 (+15)	4,814 (+ 7)	4,814 (0)	4,814 (0)
W. Germany	2,616 (+31)	2,723 (+ 4)	3,208 (+18)	3,811 (+19)	3,811 (0)
Italy	1,446 (+52)	1,588 (+10)	1,933 (+22)	1,933 (0)	1,933 (0)
France	1,168 (+11)	1,163 (0)	1,773 (+52)	1,773 (0)	1,973 (+11)
U. K.	1,555 (- 6)	1,510 (- 3)	1,420 (- 6)	1,760 (+24)	1,760 (0)
Major Countries Total	19,579	21,729 (11)	22,980 (7)	24,512 (7)	25,356 (3)
Free World Total (A)	22,903 (+21)	25,950 (+13)	28,132 (+ 8)	30,264 (+ 8)	32,226 (+ 6)
Communist Block Total (B)	1,007 (+30)	1,047 (+ 4)	1,015 (- 3)	1,265 (+25)	2,215 (+75)
World's Total (A + B)	23,910 (+21)	27,007 (+13)	29,147 (+ 8)	31,529 (+ 8)	34,441 (+ 9)
Major Countries Share (%)	82	80	79	78	74

Table AVIII-1-10 Major Country-wise Ethylene Production (Actuals & Estimations),
& Rate of Increase against Previous Year

	1968	1969	1970	1971	1972
	(10 ³ tons)	(10 ³ tons)(%)	(10 ³ tons)(%)	(10 ³ tons)(%)	(10 ³ tons)(%)
U. S. A.	5,958	7,431 (25)	8,386 (13)	8,364 (0)	9,350 (12) (Estimated)
Japan	1,793	2,400 (34)	3,097 (29)	3,537 (14)	3,851 (9)
W. Germany	1,534	1,933 (26)	2,019 (4)	2,004 (-1)	2,100 (5) (Estimated)
Italy	644	673 (5)	917 (36)	1,017 (11)	1,100 (8) (Estimated)
France	534	760 (42)	934 (23)	1,016 (9)	1,215 (20)
Holland	245	274 (12)	559 (104)	850 (52)	1,350 (59) (Estimated)
England	702	889 (27)	998 (12)	1,040 (4)	1,122 (8)
Total	11,410	14,360 (26)	16,910 (18)	17,828 (5)	20,088 (13)

INFORMATION SOURCES: Figures on the U.S.A. were taken from the data of Customs Commission and the estimations made by the related concerns. Those of Japan - by Petrochemical Industries Association of Japan, for France - by Union des Industries Chimiques data; for Italy, Holland, England and Canada were taken from OECD data, estimations made by the Petrochemical Industries Association of Japan, etc.

Table AVIII-1-11 Ethylene Demand & Supply Balance in U.S.A.

(Unit: 10³ tons)

	Production	Year-end Capacity	b/a (%)
1965	4,341	4,526	98
1966		4,849	
1967	5,379	6,953	80
1968	5,958	7,487	80
1969	7,431	7,672	97
1970	8,386	8,880	94
1971	8,364	10,231	82
1972	9,344	9,832	95
1973*	10,300	10,421	99
1974 (Forecast)		11,065	
1975 (Forecast)		11,519 - 12,427	

Note : * Estimated

Sources :

Year-end capacity ; Rearranged the investigation performed by the Petrochemical Industry Assen of Japan (1973, May)

Production ; By Tariff Commission & Industrial Estimation

Table AVIII-1-12 Ethylene Demand & Supply Balance in Western Europe

(Unit: 10³ tons)

	Nominal Capacity	Actual Produc- tion Capacity (b)	Production (a)	b/a	Consumption
1967	3,636	3,281	2,886	88	2,858
1968	4,873	4,310	3,627	84	3,645
1969	5,830	5,385	4,579	85	4,587
1970	6,885	6,271	5,562	89	5,524
1971	7,481	6,901	6,110	89	6,167
1972	10,064	8,406	7,478	89	7,422
1973*	10,812	9,859	8,701	88	8,561
1974**	11,804	10,973	10,153	93	9,749
1975**	11,914	11,399	11,003	97	10,710
1976**	12,949	12,530	11,787	94	11,795
1977**	14,269	13,689	12,736	93	12,871
72/67***	22.5 %	21 %	21 %		22 %
77/72***	7	10	11		11

Note : * Estimated
 ** Forecast
 *** Annual average increase

Source :

"Conseil Europeen des Federatuibs de l'Industrie
 Chimique (CEFIC)"

(3) Japan

During the period from 1969 to 1972, 9 large-scale ethylene plants, each with the production capacity of 300,000 t/y, were constructed in Japan. Thus if added to previous ethylene production capacities already existing, the nominal ethylene capacity in Japan, as of April 1972, totalled 4,769,000 t/y. As a result of improved operational techniques, the total figure is estimated to be 5,060,000 t/y.

Since the latter part of the 1970s, the demand increase was slowed as a result of overall economic recession in this country. The operational rate of plants lowered to 102.5% of 1969 (actual operational base, 90.2%) and down in 1971 to 88.3% (82.3%), hence the related Government authorities approved the recession cartel, for the period from April 15, 1972, to the end of said year.

1972 ethylene production was 3,816,000 t/y, the operational rate was 79.3% on average (on the basis of the actuals, it was 75%) inclusive of the ethylene plants completed in said year, but it was only 7.9% increase over the previous year.

1973 Japanese ethylene production actuals, are given in Table 13, production was 4,112,208 t/y indicating an increase of 7.8% over the previous year. This was due to the aggravating influence resulting from the plant accident of Idemitsu Petrochemical Industries, which occurred in July, and due to the oil crisis and the affected naphtha supply reduction after October. Supplies are expected to be restored to a certain extent in 1974.

Table AVIII-1-13 Japanese Ethylene Production Actuals & Application-wise Consumption Actuals

(Unit: 10³ tons)

	Ethylene	L D P E (incl. EVA)	H D P E	E O	S M	Aldehyde	P V C	P V A	Others	Total
Production in 1973	3,816	1,067	541	361	283	399	611			
1974										
January	373,358	93,956	57,294	34,421	28,466	39,914	60,847	11,953	14,253	341,104
February	342,182	84,122	52,489	32,655	27,187	36,508	55,061	11,310	14,072	313,404
March	334,630	81,994	53,023	36,409	23,340	36,700	60,068	12,934	13,415	317,881
Sub-total	1,050,170	260,072	162,806	103,485	78,933	113,122	175,976	36,197	41,740	972,391
April	333,968	94,048	43,834	26,478	26,902	32,890	61,037	12,278	12,890	310,357
May	333,524	95,608	47,448	32,984	27,583	36,507	58,863	9,012	16,248	324,253
June	362,735	100,506	57,778	34,381	26,832	39,334	58,569	11,669	15,099	344,168
Sub-total	1,030,227	290,162	149,060	93,843	81,317	108,731	178,469	32,959	44,237	978,778
July	325,333	96,940	60,217	29,982	23,377	31,081	46,294	10,523	12,201	310,615
August	353,742	97,784	63,189	33,559	26,995	33,572	54,897	11,707	16,077	337,780
September	340,017	92,080	62,938	34,743	27,176	34,194	57,822	7,989	14,109	331,052
Sub-total	1,019,092	286,804	186,344	98,284	77,548	98,848	159,013	30,219	42,387	979,447
October	342,949	92,925	59,689	30,354	20,377	36,787	55,159	10,983	16,136	322,410
November	327,004	84,086	53,863	34,695	21,588	34,169	57,444	12,313	12,850	311,008
December	342,766	102,454	61,600	32,654	27,897	31,846	58,647	11,506	12,553	339,157
Sub-total	1,012,719	279,465	175,152	97,703	69,862	102,802	171,250	34,802	41,539	972,575
Total	4,112,208	1,116,503	673,362	393,315	307,720	423,503	684,708	134,177	169,903	3,903,191
1974/1973	107.8	104.6	124.5	109.0	108.7	106.1	112.1			

Chapter 2. World's Future Supply and Demand Trends

2-1 Plastics

2-1-1 Predictions of world plastics consumption

We performed an estimation of the world's plastics consumption by several methods. Methods of prediction adopted are as follows.

- The time series model method
- The correlation model method
- The multiple regression model method

(1) Analysis and forecast by the time series method

The world production quantity of plastics is estimated by years as shown in Table AVIII-2-1. From this figure we can get the equation,

$$\log P = 0.9558 + 0.06637 t$$

And, the correlation coefficient will be 0.9990. Where P is the production quantity (million tons) and t is the year with the figure of 1963 as 1 (one).

Using this equation, production quantities for 1975 and 1980 are calculated and figures of 65.9 million tons and 142.7 million tons are obtained respectively.

If we adopt the logistic function as a time series model, we can get the equation mentioned below;

$$\log \left(\frac{q}{30 - q} \times 10^3 \right) = 2.018 + 0.7090t$$

Where, q is per capita plastics consumption and t is the year. The correlation factor is 0.9989.

The per capita consumption of plastics in the world in 1975 and 1980 is calculated by this equation as 13.96 and 19.89 kg, respectively.

Assuming that the current growth rate is maintained, the world population is roughly estimated to be about 4,004 billion and 4,416 billion in 1975 and 1980, respectively. When these figures are multiplied by the per capita consumption, the total demands for plastics are obtained as 55.90 million tons and 87.83 million tons in 1975 and 1980 respectively.

Table AVIII-2-1 World Plastics Production

(Unit: 10³ tons)

	1963	1964	1965	1966	1967	1968	1969	1970
Plastic Production	10,355	12,464	14,162	16,934	19,123	22,748	26,875	30,027

SOURCE: Plastic Industry Association

(2) Analysis and forecast by the correlation method

Using the gross domestic product index issued by the United Nations, relationship between the per capita consumption and per capita gross domestic product index was obtained as follows;

$$\log \left(\frac{q}{30 - q} \times 10^3 \right) = 0.4390 + 1.6511 u$$

Where, q: the per capita consumption, and

u: the per capita gross domestic product index (the figure for 1963 as 1.00)

In addition, the correlation factor r is 0.9989.

The per capita gross domestic product index may be represented by the equation below.

$$\log u = -0.01527 + 0.01663 t \quad (r=0.9975)$$

Estimating the figures of 1975 and 1980 from this, figures 1.59 and 1.92 are obtained, respectively. Putting them in the equation above mentioned, figures for per capita plastic consumption as 16.05 kg for 1975 and 24.13 kg for 1980 are obtained.

By utilizing the estimated world population, the total quantities of plastics consumption are obtained as 64.26 million tons for 1975 and 106.56 million tons for 1980.

(3) Analysis and forecast by the multiple regression model method

Plastics requirement, performed the multiple regression analysis using the variables, GDP and the growth rate, is very closely related with these two variables.

World plastics requirements as given in the Table Table AVIII-2-1, total GDP and the growth rate of GDP are all correlated by the below mentioned equation:

$$P = -36,6613 + 0.4467 U + 0.07628 v \quad (r = 0.9949)$$

where, P : production quantity (million tons)

U : index number of total gross domestic production

v : growth rate of U.

Suppose now that the growth rate up until 1980 of total gross domestic production is 5% to 6%, the calculation of world plastics demands, in 1980 becomes 70.7 million tons and 81.3 million tons respectively, which, in comparison with the time series of the preceding section is very low.

(4) Comparisons on predictions performed by various methods, and the conclusion

Plastics consumption in 1980 calculated by various methods as given above are as follows:

By: Time series method	142.7	10 ⁶ tons
Same as the above (Logistics)	87.8	
Correlation method (k=60 kg)	106.6	
Multiple regression method(v=6%)	81.3	

from which we can note that the resultant values are different even if we use the same data but change the forecasting method.

Integrating these results, world plastics consumption in 1980 is estimated to be approximately 100 million tons.

(5) Various forecasts carried out

World plastics consumption forecast have been made by many people, some of the representative ones are as follows:

(a) Forecast by Roenitz

Roenitz considers the plastics industry in the 1970s as still having a high growth potential. Above all, the share of polyolefins continues to increase every year and further describes that the industry as a whole is led by the polyolefins. Furthermore, he estimated the total demand for plastics based on the quantity of demand for polyolefins and presented the estimated figures as shown in Tables AVIII-2-2 and 3.

Table AVIII-2-2 World Plastics Demand (Unit: 10³ tons)

Year	1955	1960	1965	1970	1975	1980
World	3,300	6,900	14,500	30,000	53,500	92,000
U.S.	1,760	2,850	5,300	9,500	15,500	23,500
Japan	110	545	1,370	3,800	7,500	13,000
W. Europe	1,000	2,550	5,350	11,000	19,000	29,000
W. Germany	305	860	1,731	3,600	6,500	9,000
Italy	71	250	617	1,450	2,600	3,600
France	144	346	703	1,400	2,500	3,500
U.K.	220	482	804	1,300	2,100	3,400

Table AVIII-2-3 World Per Capita Plastics Demand (Unit: kg/year)

Year	1955	1960	1965	1970	1975	1980
World	1.2	2.3	4.3	8.1	13.1	20.5
U.S.	10.7	15.7	27.2	45.7	69.4	98.7
Japan	1.2	5.8	15.0	36.9	69.6	116.3
W. Europe	3.0	7.3	14.2	27.9	46.2	68.2
W. Germany	5.9	15.5	29.3	59.0	104.7	143.3
Italy	1.8	5.0	12.0	27.2	47.3	64.1
France	3.3	7.6	14.4	27.6	47.4	64.5
U.K.	4.3	9.2	14.7	23.3	36.8	59.1

According to his report, the total demand for plastics in the world would be 92 million tons in 1980, while the per capita quantity would be 20.5 kg.

(b) ICI's Forecast

According to the forecast made by ICI, the demand for plastics in the world would increase by 12 or 13% every year and by 1980, it would exceed 100 million tons.

(c) Forecast by Predicasts, Inc.

Predicasts Inc., reports that world production of plastic materials (exclusive of Communist Asia) increased from 17.3 billion pounds in the 1960/1962 period to 58.4 billion pounds in 1969, and is projected to reach 220 billion pounds by 1980. As compared to a historic growth rate of 16.4% per year in the 1960s annual rate of growth in the 1970s should average 12.8%. Factors which will support this rate of growth include the following:

- 1) Growing material requirements because of an expected increase of 68% in real world gross national product:
- 2) Rising raw material and assembly cost of competitive products; and
- 3) New and broader dissemination of plastic technology.

(d) Prediction by S. Squires

From 1950 to 1970, consumption of plastic materials in the world excluding communist countries increased from 1.5 to 27 million tons, which shows a growth rate of 16%. From the viewpoint of volume, plastic materials became three times that of non-metal materials.

It is predicted that plastic materials will increase to 90 million tons by 1980, and show a increasing rate of 13% per annum. The volume of plastic materials at that time will exceed that of steel.

This forecast is the same as above cited one done by the Predicasts Inc., but it gives the demand growth rate on country-wise, resin-wise basis.

Each of the above forecasted values show that the plastics consumption in 1980 would stand on the level of 90,000,000 - 100,000,000 tons.

In respect to polyolefin, Roenitz indicates 1/3 of the entire plastics consumption, viz., 30,000,000 tons, and Predicasts Inc. gives the rate of 40%, viz., 40,000,000 tons.

2-2 Ethylene

According to the Kunststoff , the ethylene/propylene demands in Western Europe and U.S.A. are forecasted as given in the following Table AVIII-2-5.

Converted the production figures of plastics raw materials made by Predicasts Inc. into ethylene, we can get Table AVIII-2-5.

Table AVIII-2-4 World Ethylene & Propylene Production

(Unit: 10⁹ lb)

COUNTRY	1963/1965			1969			1975			1980			Annual growth % 1980/1969
	Prod.	Cons.	Net Exp.	Prod.	Cons.	Net Exp.	Prod.	Cons.	Net Exp.	Prod.	Cons.	Net Exp.	
United States	10.3	9.2	1.1	18.4	16.3	2.1	33.1	30.0	3.1	50.0	46.0	4.0	9.5
Canada	0.5	0.6	-0.1	0.8	1.1	-0.4	1.5	2.2	-0.7	2.8	3.7	-0.9	12.1
NORTH AMERICA	10.7	9.8	1.0	19.2	17.5	1.7	34.6	32.2	2.4	52.8	49.7	3.1	9.6
Benelux	0.6	0.8	-0.2	0.2	1.5	0.6	4.3	2.8	1.4	7.4	4.6	2.8	12.6
France	1.3	1.3	-	2.8	2.9	-0.1	5.7	5.4	0.2	9.6	9.0	0.6	11.8
Italy	1.7	1.2	0.4	3.3	2.8	0.5	7.2	6.0	1.2	12.8	11.0	1.8	13.1
Spain	0.2	0.3	-0.2	0.7	1.1	-0.3	2.1	2.4	-0.3	4.0	4.3	-0.3	17.2
Sweden	0.2	0.4	-0.1	0.6	0.8	-0.2	1.1	1.4	-0.3	1.7	2.2	-0.4	9.9
United Kingdom	1.9	1.6	0.3	3.1	2.7	0.4	6.6	5.6	0.4	10.0	9.2	0.8	11.2
West Germany	3.8	3.0	0.7	8.6	6.6	2.0	15.0	12.0	3.0	22.5	18.5	4.0	9.1
Other Western Europe	0.4	1.0	-0.6	0.9	2.4	1.4	2.2	4.4	2.1	4.1	7.1	-3.0	14.8
WESTERN EUROPE	10.2	9.7	0.5	22.1	20.7	-1.6	43.7	40.1	3.6	72.1	65.8	6.3	11.1
Soviet Union	1.5	1.7	-0.2	3.2	3.6	-0.4	9.0	10.0	-1.0	21.5	23.0	-1.5	18.9
Other Eastern Europe	1.2	1.4	-0.2	2.7	3.0	-0.3	6.5	6.9	-0.4	13.6	14.1	-0.5	15.1
EASTERN EUROPE	2.8	3.1	-0.3	5.9	6.6	-0.7	15.5	16.9	-1.4	35.1	37.1	-2.0	17.0
Japan	3.0	2.7	0.3	9.2	7.5	1.7	22.0	18.0	4.0	41.5	35.0	6.5	14.7
Rest of World NEC	0.8	2.2	-1.5	2.0	6.2	4.1	6.4	14.9	-8.5	18.6	31.4	-12.8	22.1
REST OF WORLD	3.8	5.0	-1.2	11.2	13.7	2.4	28.4	32.9	-4.5	60.1	66.4	-6.3	16.5
TOTAL WORLD	27.5	27.5	-	58.4	58.4	-	122.2	122.1	0.1	220.1	219.0	1.1	12.8

Source: Predicasts, Inc., 11001 Cedar Ave., Cleveland, Ohio 44106.

Table AVIII-2-5 World Production & Consumption of Plastic Materials

(Unit: 10⁶ tons)

	<u>1970</u>	<u>1975</u>	<u>1980</u>
West Europe	5.3	10.9	18.1
Ethylene			
Propylene	3.0	5.4	8.5
U.S.A.	7.0	10.6	14.9
Ethylene			
Propylene	3.8	6.1	8.5

Table AVIII-2-6 World Demand of Ethylene for Major Plastics

	(Unit: 10 ⁶ tons)				
	Unit consumption	1963/5	1969	1975	1980
For Polyethylene	1.04	2.55	6.70	16.84	33.49
Polyvinyl Chloride	0.50	1.34	2.74	5.65	9.82
Polystyrene	0.33	0.42	0.97	1.87	3.17
Total (1)		4.31	10.41	24.36	46.48
Ethylene total ((1) + 0.6)		7.2	17.4	40.6	77.5

Chapter 3. World's Future Supply Program

New expansion plants which were announced by the end of 1971 are given in the Table AVIII-3-1, and all those publicized until recently, in major countries, (until August 1973) are arranged in the Table AVIII-3-2. Compared with the requirements given in the preceding section, a considerable amount of difference is observed. However advanced industrial countries have strong desires to make expansion of their production facilities and to start new facilities. In the light of rapid expansion by Canada, Holland and Scandinavian countries, the supply will become well matched with the demand in 1980 in the U.S.A. and the European continent. This concept is considered in the production forecast performed by Predicasts Inc., which states that those countries feeling the supply shortage will be all others except the U.S.A., Western Europe and Japan.

Table AVIII-3-1 World Production Capacity of Petrochemical Products (Unit: tons)

	1971	Planned (up to 1975)	Planned (not fixed year)	Total
Ethylene	24,085,938	16,075,500	7,430,000	47,591,438
Propylene	15,414,790	11,005,500	5,641,500	32,061,790
Polyethylene	9,370,700	4,911,000	1,169,500	15,451,200
Polypropylene	2,053,210	1,184,000	730,700	3,967,910
Polystyrene	3,237,270	1,061,800	657,340	4,956,410
PVC	7,058,700	3,147,000	1,831,400	12,037,100
Polyvinyl Acetate	742,425	53,000	26,600	822,025
Styrene Monomer	5,537,000	3,830,000	1,594,000	10,961,000
Vinyl Chloride	7,948,800	3,255,500	2,527,500	13,731,800
SBR	4,408,100	536,200	689,700	5,634,000
Ethylene Oxide	4,375,300	1,195,500	430,000	6,000,800
Ethylene Glycol	3,169,700	1,058,500	233,400	4,461,600

However, the above forecasts were done prior to 1970, the conditions then are on the basis of excessive production in the above territories and a large amount of export capacities. Short material supply and the problem of pollution controls are inhibiting expansion and new plant construction in advanced industrial countries. This conspicuously affects domestic demands. Therefore, export-oriented production would not be expected in the future.

Moreover, those petrochemical projects now being planned in Iran, Saudi Arabia, plans in other petroleum-producing countries, and the oil-refining area such as Singapore are not included. Suppose that these projects have been accomplished as expected, the entire production in such areas may exceed the requirements in their area.

As given in Table AVIII-2-6, polymer alone becomes in 1980 on the level of 46.48 million ton, thus supposing that 60% of the entire ethylene production is directed to the polymer use, an ethylene amount of 77.5 million tons is required in total.

Let us look at the future supply projects in the Pacific Area inclusive of the Middle East, Iran and Japan as the importance of these are very closely correlated with petrochemical industry projects in South East Asian countries.

3-1 Petrochemical industrialization projects in the Middle East

(1) Iran

Iran Petrochemical Development Co., Ltd., which is the Japanese firm with the major participation of Mitsui Group, and Iran Petrochemical Corporation have formed a joint venture company called IJPC on 50/50 basis, as of April 29, 1973; decided to construct, with a target startup date of 1976 a facility. This was to be started with the 1st term project putting majority efforts on the accomplishment of ethylene production; 300,000 tons and electrolysis 240,000 tons. Those products under project are as follows:

(Unit: 10^3 tons)

Ethylene	300
EDC	170
VCM	150
LDPE	100
HDPE	60
PP	50
SBR	40

For the 2nd term projects, SBR and so forth will be added, and a further 300,000 tons of ethylene capacity will be added.

Further a giant ethylene plant complex is scheduled to be constructed utilizing 75,000 bbl. of naphtha obtainable from new Iranian refineries.

(2) Other Middle East Countries

The realization of a petrochemical industry utilizing petroleum resources is the strong desire of top political leaders of various industry-minded countries. It seems that the statement announced by the Iranian Government, "We will supply our DD crude oil to those countries who are quite willing to cooperate with the industrialization of the Iranian down-stream projects" will be the future formula that would fully permeate to other countries. One example is that the Saudi Arabian Petroleum Corporation, "PETROMIN" is now consulting with the Japanese Mitsubishi Group about Saudi Arabian petrochemical projects. Kuwait is also paying high interest to the immediate realization of the petrochemical industries to start its various industrialization programs and is now asking for capital participation from Japan. In light of the lack of technical development of Saudi Arabia, smallness and weakness of Kuwait and Abdabi, it will take many years before the contemplated projects are finally accomplished even with the great possibilities viewed from the point of abundant natural resources.

3-2 Petrochemical Industry Project in Pacific Area

3-2-1 South Korea

In January, 1973, Korea announced a proclamation of heavy chemical industrialization, contemplating the upbringing of the chemical industry. The Korean Government, therefore, is now considering expansion of the Urusan complex now being operated in ethylene capacity from 100,000 tons to 300,000 - 400,000 tons at the finalization; moreover, it is considering a formation of a huge chemical industry complex of approximately 10,000 ha in Yosu and Kohyo districts starting with the introduction of foreign investment to The 7th Fertilizer (ammonium) and to methanol plant.

The 2nd Urusan projects are as follows:

<u>Item</u>	<u>Capacity in 10³ tons</u>	<u>Target Com- pletion year</u>
Ethylene	350 (of which 50 are expansions)	1976
Low density polyethylene	50 (expansions)	1976
High density polyethylene	35	1974
Polypropylene	30	1976
EDC	110	1976
SM	60	1976
AN	27	1976
SBR	25	1976
EO / EG	90	1976

Yosu Project has not been finalized yet, but according to reliable information the following tonnages are most probable:

	(10 ³ tons)
Ethylene	350
Propylene	180
Low density polyethylene	100
High density polyethylene	70
Polypropylene	80
VCM	150
SM	100
2-EM	40
SBR	50
EG	80
PO	40

3-2-2 Republic of China

Ethane naphtha cracking project of China Petroleum Corporation is scheduled to complete at the end of 1975 with the following capacities:

	(10 ³ tons)
Ethylene	568
Propylene	257
Butadiene	65

Of which, the 1st term naphtha cracking plant was completed enabling them to avail themselves of ethylene, 54,000 tons and propylene 27,000 tons. The downstream project resulting from this completion has not yet been finalized.

Double expansion project of the existing LDPE plant with 45,000 tons production capacity of USI Fareast will be completed by the end of 1974; the HDPE 25,000 tons plant of USI Fareast was completed in October 1974; CGPC's (China Gulf Plastics Corp.) polypropylene 50,000 tons plant will be completed in February, 1975. Furthermore, in relation to the VCM, VCM Corp. is scheduled to expand to 60,000 tons to be completed in April, 1974, and Ye Fong, Formosa Plastics Corp. and Cathey Plastics are said to be in the planning or preparatory stage now.

3-2-3 Singapore

It is being said that the overall petrochemical project at the Melbau Island would cover an ethylene production scale of 300,000 tons to be completed by the beginning of 1978. However, there is no fixed project as to the derivatives, only predicted to cover the following:

	(10 ³ tons)
Low density polyethylene	100
High density polyethylene	50
Polypropylene	80
SM	100
PVC	100
VCM	120
EO / EG	100

The material naphtha is said to be supplied from the refineries of Shell and Exxon.

3-2-4 Thailand

Tonnages mentioned in the next page are being planned at present as the downstream for 150,000 tons of ethylene capacity for Thai Petrochemical:

	(10 ³ tons)
Low density polyethylene	70
High density polyethylene	30
Polypropylene	30
VCM	43
Alkylbenzene	20

Each plant required for these downstreams is targeted to complete by the end of 1977.

3-2-5 Australia

Through the utilization of natural gas, available at the Red Cliff district, located at the coastal area of Spencer Bay of Southern Australia, various projects are being pushed forward covering: annual ethylene capacity of 350,000 tons, 490,000 tons of caustic soda by electrolysis, 440,000 tons of chlorine, 600,000 tons of EDC, and 135,000 tons of LDPE.

Similar projects are being drafted for the overall development plan in Pillbarough of Western Australia.

3-2-6 Japan

The petrochemical industry of Japan has been contemplating its scaleup and formation of a giant complex through the introduction of techniques and technologies, since its birth in the market, from various advanced European countries and the United States. The major factors of growth of the petrochemical industry were the raising of the level of utilization of ethylene, propylene, C₄ fraction and other heavy substances as the chemicals in total.

The petrochemical projects of earlier starters at the beginning of the 1950s were as follows: In the production pattern planned respectively by Mitsui Petrochemical Industries, Ltd., Mitsubishi Petrochemical Industries, Ltd., Nippon Petrochemical Industries, Ltd. and other Kawasaki Group members, each planned the utilization of the fractions making the most use of the capabilities of each group, the major pillars therein were polyethylene resins made from low-pressure, high-pressure and medium-pressure processes, styrene, phenol, acetone, benzene, toluene, xylene, isopropylalcohol and other organic chemicals; ethylene oxide, ethylene glycol, paraxylene, terephthalic acid fiber material and other synthetic rubbers were industrialized. Thereafter, the concepts owned by 3 firms such as Sumitomo Chemical Industries, Co., Ltd., Maruzen Petroleum Co., Ltd., and Mitsubishi Petroleum Co., Ltd. followed up their own, and similarly their major pillars were high-pressure polyethylene for the Sumitomo Chemicals; secondary butanol, methylethyl keton, benzene, toluene, xylene solvent, benzoic acid, phthalic anhydride, isophthalic acid, fiber materials of terephthalic acid, etc. were for the other 2 firms.

In the commercialization and industrialization planning of the petrochemical industry to raise the level of utilization of every fraction available through naphtha cracking, the security measures for the complex of production factors such as synthetic resins, organic chemicals, synthetic fiber materials, synthetic rubbers played the most important role. In Table AVIII-3-3, the actual productions on every 3 years, after 1958, are given; and

Table AVIII-3-3 Production Trend of Major Petrochemical Products

Item	Calendar year	1958	1961	1964	1967	1970	1973	1975 (Estimated)	1977 (Estimated)
(Unit: 10 ³ tons)									
Synthetic resin and (synthetic resin materials)									
High-pressure polyethylene	} 10,226	31,908	207,001	580,979	894,332	1,059,963	1,179,000	1,308,000	
Medium-pressure polyethylene		26,190	83,384	166,785	410,438	611,732	640,000	744,000	
(Styrene monomer)		46,781	133,324	312,822	816,419	935,474	1,232,000	1,488,000	
(Ethylene dichloride = EDC)		44,777	247,634	1,331,484	2,180,994	(1,981,000)	(2,193,000)	Vinylchloride monomer*	
Polypropylene		39,477	170,201	581,091	693,318	798,000	911,000		
Organic chemicals									
Acetaldehyde		91,892	255,123	537,872	610,778	682,000	755,000		
Alkylbenzene		44,111	86,367	127,445	168,754				
Raw materials for synthetic fiber									
Ethylene oxide	2,416	22,668	54,277	159,327	304,347	402,553	504,000	602,000	
Caprolactam	25,461	55,373	124,258	229,643	349,407	459,341			
Synthetic rubber		51,129	11,912	251,569	697,527	976,278	1,111,000	1,279,000	
Ethylene	14,265	107,167	504,675	1,368,488	3,096,890	4,170,703	4,760,000	5,462,000	

NOTE: Those figures on 1975 and 1977 are based on the estimation done by the Petrochemical Coordination Deliberation Council, and for *ethylene chloride based on the fiscal year prepared by the Vinyl Chloride Industry Association.

estimated productions on 1975 and 1977 (corresponding to the consumption) are given in accordance with the estimation done by Petrochemical Coordination Deliberation Council (for ethylene dichloride by the Vinyl Chloride Industry Association). As given in said table, the production and consumption of petrochemical products in Japan were driven forward by the pulling powers of synthetic resins such as high-pressure polyethylene, styrene monomer (mostly directed for polystyrene), ethylene dichloride (mostly directed for the vinyl chloride resins).

In making further predictions of the Japanese petrochemical industry in 1975 and in 1980, inclusive of polypropylene which is the produce of the propylene fraction, the demand forecast on mutually substitutable polyethylene, polystyrene, vinyl chloride resin, and polypropylene, etc. will be the greatest decisive factors. As given in Table AVIII-3-4, the exports of low density and high density polyethylene, polystyrene, vinyl chloride resins and polypropylene inclusive of exports under the monomer form, are estimated to be 16% of 1973, and 14% for the year 1977. In respect to domestic demands, etc. of petrochemical products in the year 1980, an extensive deliberation is being carried out inclusive of the changes in the industrial structures at the Industrial Structure Deliberation Council. The maximum future demands will be over 5 million and several tens thousand tons in 1980. Said premises are:

"Total demands inclusive of both domestic and exports, based on 1972 actuals to be the criteria, will grow in proportion to GNP".

In respect to production, the ethylene production capacity at the beginning of 1973 will be approximately 5 million tons/year. As mentioned above, the exports of 1977 of synthetic resins or synthetic resin raw materials will be about 14% of the total demands, and the exports of ethylene-series products will be about 20% converted to feedstock ethylene.

In the future, all the basic industries inclusive of the petrochemical industries will have difficulties in getting land lot, water, electricity and other utilities, and it is estimated that the advantages of the Japanese side in the procurement of overseas raw materials will gradually be diminished, and the Japanese role as the export base is also considered to be lessening. Ethylene production facilities available in the future at the existing 10 plant sites and in newly planned plant sites will have a net ethylene capacity increase of about 1 million and several tens thousand tons a year production. Japanese ethylene production capacity at the

beginning of 1973 is about 5,000,000 t/y so assuming that ethylene domestic demands would be over 5,000,000 t/y, the ethylene quantity to be directed to products for export from Japan would be a little less than 1,000,000 tons.

Table AVIII-3-4 Domestic & Export Demand for Major Petrochemical Products
(Unit: 10³ tons)

Item	Calendar year	1973	1975	1977
LDPE	Domestic	830	959	1,088
	Export	260	220	220
	Total	1,090	1,179	1,308
HDPE	Domestic	361	452	546
	Export	173	188	198
	Total	534	640	744
Styrene monomer	Domestic	984	1,202	1,448
	Export	48	50	40
	Total	1,032	1,252	1,488
PS	Export	94	102	108
	Domestic	1,592	1,838	2,097
Vinylchloride monomer	Export	130	143	96
	Total	1,722	1,981	2,193
	PVC	Export	130	110
PP	Domestic	546	648	751
	Export	140	150	160
	Total	686	798	911
Acetoaldehyde	Domestic	607	677	750
	Export	5	5	5
	Total	612	682	755
Alkylbenzene	Domestic	102	7	-
	Export	46	-	-
	Total	148	7	-
Ethylene oxide	Domestic	362	449	540
	Export	36	55	62
	Total	398	504	602
Synthetic rubber		914	1,111	1,279

Chapter 4. Observations on the Demand/Supply Situation in South East Asian Countries

In this section, let us make some observations on the future demand/supply balance in the ECAFE area inclusive of the South East Asian countries we should not ignore these areas because we may, in the future make exports of petrochemical products from Indonesia to these areas. On the other hand, it is clear that the future movement of the petrochemical industries and the demand/supply trends in said areas will greatly influence the Indonesian projects.

The requirements forecast for the ECAFE area are as described in the Phase I report of UNIDO. However, as far as the Philippines are concerned, the forecasted values seem rather excessive and might be exaggerated.

Viz., a comparison on the forecasted values of each country as described in the Phase I report gives us the impression that the growth rate during 1972 to 1975 is rather excessive and inclined to exaggeration. Therefore, the forecast for this country shall have to be redone.

4-1 Predictions of Plastics Consumption in the Philippines

4-1-1 Forecast made by Board of Investment of the Philippines

Those values given in the UNIDO Phase I report are the modifications of the forecasts prepared by the BOI of the Philippines. Said BOI looks at the growth rate of the plastics requirement in the future for principal plastics as follows:

Polyethylene	Until 1975 30%(log); afterwards 30%(linear)
Polypropylene	Gradual increase from 1973 15% down to 1977 11%
Polystyrene	Until 1973 39%(log), afterwards 39%(linear)
PVC	30%(log)

and, moreover, looks at the demand as follows:

Polyethylene	LDPE	28,440 tons
	HDPE	7,560
Polypropylene		10,020 (In 1972 21,960 tons)
Polystyrene		5,570
PVC		15,590

thus, the forecasts were made by calculating from these years to 1980.

4-1-2 Trend of Plastics Demand in the Philippines

(1) Imports of plastics material and product

AVIII-4-1 through 5 exhibits the commodity-wise and country-wise plastics importations during the 7 years from 1965 to 1971 taken from the Philippines trade statistics.

Table AVIII-4-1 Commodity-wise Plastic Material Imports in the Philippines

(Unit: tons)

	1965	1966	1967	1968	1969	1970	1971
Aminoplastic	2,649	4,450	1,813	856	2,315	302	294
Polyester	13	11	7	4	40	18	12
Alkyd	4	9	5	17	9	12	-
Phenolics	326	404	376	299	257	430	317
Silicones	22	18	16	13	21	34	30
Polyamid	2	9	19	32	35	97	99
FU	1		15	1	5	13	23
Epoxies	8	5	10	21	43	17	103
PE	4,002	6,411	8,835	14,635	16,548	15,968	23,919
PS	547	1,333	1,939	2,849	2,809	3,396	4,771
PVC	2,199	2,314	1,562	1,484	2,039	3,371	6,342
Acrylics	76	45	35	88	113	103	42
Cellulose	3,986	5,506	5,722	7,130	6,897	7,505	6,718
Cumarone indene	60	40	56	45	69	86	42
Synthetic Plastics	5,705	5,842	5,529	9,496	20,305	29,954	45,744
Others	15	1,477	699	346	273	397	10
Total	19,615	27,874	26,638	37,316	51,778	61,703	88,466

Source : Trade Statistics of the Philippines

Table AVIII-4-2 Country-wise Plastic Material Imports in the Philippines

	1965	1966	1967	1968	1969	1970	1971
Japan	7,957	11,638	12,785	20,979	31,772	44,678	68,166
Taiwan	389	1,111	544	807	2,517	1,351	957
Korea	-	-	-	9	-	1,290	1,857
Asia Hong Kong	173	39	36	26	153	148	112
Singapore	-	-	-	-	-	-	500
Malaysia	2	1	-	-	-	-	-
Asia n.e.s.	20	-	-	25	255	-	-
Total	8,541	12,789	13,365	21,846	34,697	47,467	71,592
North America	6,703	7,373	7,467	9,153	9,872	8,315	8,195
Europe	4,347	7,654	5,633	5,899	6,450	5,495	7,980
Oceania	63	60	175	419	852	425	699
Others	-	-	-	-	-	-	-
Total	19,654	27,876	26,640	37,317	51,871	61,702	88,466

Source: Trade Statistics of the Philippines

Table AVIII-4-3 Country-wise Plastic Intermediate Products Imports in the Philippines

	1965	1966	1967	1968	1969	1970	1971
	(Unit: tons)						
Japan	2,485	2,720	3,327	2,597	1,220	853	1,341
Taiwan	7	269	264	335	221	87	37
Korea	-	-	-	-	-	-	-
Asia	3	26	59	91	67	17	10
Hong Kong							
Singapore	-	-	-	-	-	-	-
Malaysia	-	-	-	-	-	-	-
Asia n.e.s.	-	-	-	-	-	-	-
Total	2,495	3,015	3,650	3,023	1,508	957	1,388
North America	238	276	297	302	286	152	129
Europe	131	117	1,172	230	373	114	77
Oceania	23	19	22	28	15	17	2
Others	-	-	-	-	-	-	-
Total	2,887	3,427	5,141	3,583	2,182	1,240	1,596

1) Plastic veneer films or sheets

Table AVIII-4-4 Commodity-wise Plastic Articles Imports in the Philippines

(Unit: 10³ US\$)

	<u>1965</u>	<u>1966</u>	<u>1967</u>	<u>1968</u>	<u>1969</u>	<u>1970</u>	<u>1971</u>
Garden hose	-	-	-	-	-	-	-
Belts	-	-	-	1	-	2	1
Pressure sensitive plastic tape	32	45	40	70	72	72	27
Bags of synthetic material	59	37	42	23	46	30	50
Laminated & molded structural matl.	40	127	137	106	254	160	184
Beads & spangles	9	14	21	55	82	71	31
Sheets cut to shape	13	12	7	8	15	-	6
Hygienic, medical & surgical articles	23	37	50	74	97	37	23
Garments	1	-	-	-	1	-	-
Tiles	70	82	76	58	2	-	-
Cellulose bands	76	81	68	9	4	7	21
Pipes, tubes & fittings	73	55	97	58	23	39	56
Wire screen	-	58	10	34	9	7	7
Reflecting sheet	2	20	86	33	38	77	7
Bottles caps	87	147	47	132	133	112	39
Tableware	15	57	549	384	91	-	-
Articles of plastics, n.e.s.	205	159	164	342	301	399	234
Total	706	933	1,393	1,387	1,168	1,014	686

Table AVIII-4-5 Country-wise Plastic Articles Imports in the Philippines

(Unit: 10³ US\$)

	1965	1966	1967	1968	1969	1970	1971
Japan	64	206	534	611	545	432	306
Taiwan	37	10	20	46	32	15	25
Korea	-	-	-	-	-	-	-
Asia Hong Kong	20	31	55	60	93	83	35
Singapore	-	-	-	-	-	4	1
Malaysia	-	2	-	-	2	-	-
Asia n.e.s.	-	-	-	-	18	7	-
Total	121	249	609	717	690	541	367
North America	368	493	427	414	313	292	190
Europe	212	171	263	169	137	101	99
Oceania	6	20	94	86	30	79	29
Others	-	-	-	-	-	-	1
Total	707	933	1,393	1,386	1,170	1,013	686

(2) Exports of plastics material and product

These figures are exhibited commodity-wise in Table AVIII-4-6. A great majority of plastics material exports are cumaroneindene resins followed by a small lot of PVC resins. In 1971, the intermediate products, as plastics material and film sheet, amounted to approximately 2,000 t/y exceeding US\$100,000.

(3) Production of plastics material

In 1971, production of plastics material was only PVC manufactured by Mabuhay Vinyl. Its annual rate capacity was 10,000 metric tons of PVC and utilization was on the 88% level. Trend of production amount of PVC by Mabuhay Vinyl is as follows:

(Unit: tons)	
1965	213
1966	3,743
1967	4,764
1968	6,566
1969	7,578
1970	7,660
1971	8,861

(4) Apparent domestic consumption of plastics in the Philippines

Looking at plastics material and intermediate products expressed in metric tons, calculations were made to get the apparent domestic consumption through the import, export, and the production, the results are given in the Table AVIII-4-7. Converted into the per capita rate, it is observed that 0.7 kg consumption of 1965 has jumped rapidly to 2.6 kg in 1971. The relations of this between the per capita GDP (at 1965 constant market price) are given in equation (1):

$$\log q = -19.527 + 8.556 \log u \quad (r = 0.9899) \dots (1)$$

where, q : per capita plastics consumption (kg)

u : per capita GDP (US\$)

According to the aforementioned equation, as the per capita GDP increases by 1%, plastics increase by 8.6%.

Further, preparation of a multiple regression model on total domestic consumption, and the total GDP and the growth rate results in the following equation:

$$P = -188.80 + 7.7476 U + 2.2550 v \quad (r = 0.9706) \dots (2)$$

where, P : total plastics consumption (in thousand tons)

v : growth rate of GDP (in %)

U : total GDP (1965 constant price) (in billion pesos)

Table AVIII-4-6 Commodity-wise Plastic Materials and Products Exports in the Philippines

Commodity	Unit	1965	1966	1967	1968	1969	1970	1971
Plastic Materials								
Cellulosics	t	-	-	-	1	-	-	-
Vinyl plastics	"	-	177	1	-	33	3	19
Cumarene indene	"	-	58	3	179	363	412	1,853
Others	"	-	46	-	-	12	-	46
Total	t	12	282	3	180	-	415	1,918
Intermediate Products	Veneer films or sheets	t	1	1	-	-	-	7
Final Products	Bags	10³US\$	-	-	-	n.a.	-	7
	Laminated & molded materials	"	-	-	n.a.	-	-	-
	Sheets	"	-	-	n.a.	1	2	2
	Pipes, tubes and fittings	"	-	-	n.a.	-	1	13
	Reflective sheeting	"	-	1	6	n.a.	23	14
	Bottles, caps	"	-	-	-	n.a.	-	-
	Pressure sensitive plastic tape	"	-	1	-	n.a.	-	-
	Articles of plastics, n.e.s.	"	4	12	7	n.a.	35	63
Total	10³US\$	4	14	13	n.a.	59	81	106

1) Including re-exports

Table AVIII-4-7 Plastic Consumption in the Philippines

	1965	1966	1967	1968	1969	1970	1971
Importation Material (t)	19,614	27,876	26,641	37,315	51,872	61,701	88,466
Intermediate products (t)	2,886	3,427	5,140	3,591	2,183	1,240	1,595
Production (t)	213	3,743	4,764	6,566	7,578	7,660	8,861
Exportation (t)	12	282	3	180	-	415	1,918
Domestic apparent consumption (t)	22,701	34,764	36,542	47,472	61,633	70,186	97,004
Population ¹⁾ (10 ⁶)	31.67	32.63	33.63	34.66	35.74	36.85	37.92
Per capita consumption (kg)	0.717	1.065	1.087	1.370	1.724	1.905	2.558

1) UN, Monthly Bulletin of Statistics XXVIII, (1), 3 (Jan. 1974)

Equation (1) has an extremely high correlation coefficient. Therefore, using it as the model for the prediction results in an extremely large forecast, for example, taking future per capita GDP growth rate to be 3.3%*) for the calculation of 1980 value, the per capita consumption results in 31.8 kg. This is the usual problem whenever a correlation model other than a linear one is used.

It should be pointed out that there is no guarantee that GDP elasticity will be maintained at the same rate.

The model expressed by equation (2) indicates the relations between consumption and GDP on a linear basis, thus it can be used for the long-term forecast.

Suppose that the GDP growth rate is taken to be 6.4%, the 1980 consumption forecastable by equation (2) becomes 338,000 tons and the per capita consumption 6.8 kg, which may be considered as a 'pessimistic' value.

4-1-3 Predictions of principal plastics demands in the Philippines

Bearing in mind the forecasts in connection with total plastics as given in the preceding section, forecasts were obtained inferring the annual growth rate for every resin by the time series method just the same as the BOI. Consideration was given to past actuals for the annual growth rate. The past and future annual growth rates are as given hereunder. In this calculation, the consumption for the years 1971 - 1974 was quoted from the "Studies on Philippines Industries, No. 8."

Basic 1971 consumption was expressed by the exponential regression equation of past actuals. Thus obtained 1971 values and the forecasts after 1972 are given in Table AVIII-4-8.

According to the above, the total consumption in 1980 for principal plastics is forecasted to be 350,000 tons and the per capita consumption 7.0 kg. where the population was assumed to be 49.9 million. Now, suppose that the shares of principal plastics in the total plastics consumption are 70%, per capita consumption of total plastics becomes 10.0 kg. which is exactly the median values of a rather pessimistic forecast by the above multiple correlation and BOI's forecasts.

The amount of ethylene required for production of these principal plastics in 1980 are as follows:

	(Unit: 10 ³ tons)
For Polyethylene use	146
For Polystyrene use	11
For PVC use	61
Total	<u>218</u>

 Note: * After 1972, the GDP growth rate is taken to be 6.4% and population increase rate to be 3.1%. These are the target values for the 5-year plan.

Table AVIII-4-8 Predictions of Principal Plastics Demands in the Philippines

(Unit: tons)

	<u>Polyethylene</u>	<u>Polypropylene</u>	<u>Polystyrene</u>	<u>Polyvinyl chloride</u>	<u>Total</u>
1971 (calculation)	23,100	21,500	4,500	16,300	65,400
1972	28,900	24,300	5,900	20,400	79,500
1973	36,100	27,500	7,600	25,500	96,700
1974	45,100	31,000	9,900	31,800	117,800
1975	56,400	35,000	12,900	39,800	144,100
1976	67,700	38,600	15,400	49,700	171,400
1977	81,200	42,400	18,500	62,200	204,300
1978	97,500	46,700	22,200	77,700	244,100
1979	116,900	51,300	26,700	97,200	292,100
1980	140,300	56,500	32,000	121,400	350,200

4-2 Ethylene Consumption of ECAFE Countries

The latest estimations prepared by The Association of Petrochemical Industries in Japan and Japan Polyvinyl Chloride Association were used to determine plastics consumption in Japan. The above mentioned forecasts, of ours, are used for plastics consumption in the Philippines. Using the above forecasted values of ours and with the additional quotations from the figures given in UNIDO Phase I Report, Table AVIII-4-8 will result. Also Tables AVIII-4-9 and 10 exhibit the domestic demands for synthetic fiber of those countries having membership in ECAFE as given in the UNIDO report. From these figures, estimations are made on required ethylene amount. These are given in Table AVIII-4-11, where, the following figures were used for consumption of ethylene for respective product:

Polyethylene	1.04
Polystyrene	0.33
PVC	0.50
Polyester fiber material	0.25

Furthermore, as given in the Table AVIII-4-12, the ethylene quantity consumed for the above 4 products in Japan is about 70% of the entire ethylene usage. These 4 products are being exported, but exports of products corresponding to the remaining ethylene (30%) are almost impossible. In the preparation of Table 30, these relations were taken into account. It was assumed that the same ethylene consumption pattern of Japan will be followed by Korea, Hong Kong and Singapore; and, for the other countries, it was inferred that the ethylene consumption will almost be limited only to the aforementioned 4 products.

For the aforementioned demand forecasts, however, the prices and demand correlations between ethylene and plastics are not taken into consideration. Prices and demands have, as taken for granted, the closest correlations. Suppose that the high price on crude oil will greatly affect the prices for petroleum and petrochemical products, then the demand and the structure in the future might become a considerably modified ones.

Moreover, the change in the production environment, as a result of the public nuisance problem, will inhibit the production of petrochemical products and the resultant prices rise and supply shortage will simultaneously have an influences on demands.

In the observations of the above demand forecasts, these two points should always be borne in mind.

Table AVIII-4-9 Domestic Demand of Principal Plastics Material in ECAFE Countries

(Unit: 10³ tons)

	LDPE			HDPE			PS			PP			PVC		
	1970	1975	1980	1970	1975	1980	1970	1975	1980	1970	1975	1980	1970	1975	1980
	Japan ⁵⁾	631	959	1,300	245	452	688	465	638	1,062	399	648	920	1,004	1,528
Korea	30	80	175	13	43	93	7	24	58	9	34	78	37	89	163
Hongkong	75	110	161	10	19	28	56	80	112	5	11	16	31 ¹⁾³⁾	49 ³⁾	64 ³⁾
Sub total	736	1,149	1,636	268	514	809	528	742	1,232	413	693	1,014	1,072	1,666	2,392
Indonesia ²⁾	36	90	6 ²⁾	12	20	4 ²⁾	9	25	4 ²⁾	-	40	18	23	65	
Philippines ⁶⁾	16 ⁴⁾	56 ⁴⁾	140 ⁴⁾	-	4)	-	3	13	32	16	35	51	11	40	121
Malaysia	13	26	41	3	7	11	2	4	6	2	7	14	3	10	20
Singapore	18 ²⁾	31	52	4 ²⁾	8	13	4 ²⁾	7	13	4 ²⁾	4	9	14 ²⁾	25	49
Thailand	30 ²⁾	58	112	15 ²⁾	28	59	7 ²⁾	11	23	8 ²⁾	14	30	14 ²⁾	24	48
Sub total	99	207	435	28	55	103	20	44	99	34	60	144	60	122	303
India ¹⁾	25 ¹⁾	72	115	5 ¹⁾	22	35	-	45	79	2 ¹⁾	8	13	20	63	95
Sri Lanka	4 ²⁾	12	24	0 ²⁾	2	4	1 ²⁾	2	4	-	-	-	2 ²⁾	6	13
Iran	14	30	63	2	11	26	6	11	20	2	5	8	30 ¹⁾	50	80
Sub total	43	114	202	7	35	65	7	58	104	4	13	21	52	119	188
Australia ¹⁾	50 ¹⁾	119	238	22 ¹⁾	51	102	15 ¹⁾	27	43	28 ²⁾	35	49	49	78	126
New Zealand	15 ²⁾	22	31	6 ²⁾	10	16	n.a.	8	11	1 ²⁾	2	3	n.a.	10	12
Sub total	65	141	269	28	61	118	15	35	54	29	37	51	49	88	138
Total	943	1,611	2,542	331	665	1,095	570	879	1,488	480	803	1,237	1,233	1,995	3,021

Source: Survey on the Petrochemical Industry in Indonesia UNIDO (1973)

Notes: 1) 1969 2) 1971

3) Including resins for PVC sheet, pipe, rod, film

4) Including HDPE

5) The Association of Petrochemical Industries in Japan (May, 1973) and Japan PVC Association (May, 1973)

6) UNICO's estimates

Table AVIII-4-10 Domestic Demand of Synthetic Fibers in ECAFE Countries

(Unit: 10³ tons)

	Synthetic Fibers			Nylon			Polyester Fibers		
	1970	1975	1980	1970	1975	1980	1970	1975	1980
	Australia	58	123	210	17	41	65	29	69
Hongkong	11	23	38	3	6	10	6	12	18
India	-	-	-	n.a.	42	92	n.a.	37	108
Indonesia	12	49	113	4	10	20	7	34	80
Iran	-	-	-	10	15	23	3	15	30
Japan	-	-	-	319	363	421	418	563	718
Korea	-	-	-	35	71	85	19	71	85
Malaysia	9	17	27	2	4	6	6	11	17
New Zealand	1	27	41	-	8	12	-	12	18
Philippines	31	132	224	7	31	52	-	49	83
Singapore	35	88	140	10	25	41	21	54	87
Sri Lanka	3	6	12	1	2	4	1	2	5
Thailand	31	74	138	8	18	33	12	32	57
Total	-	-	-	416	636	864	522	961	1,425

Source: Survey on the Petrochemical Industry in Indonesia, UNIDO (1973)

Table AVIII-4-11 Future Ethylene Consumption and Production (Estimate) in EDAFE Countries

Areas and countries	(Unit: 10 ³ tons)				
	Ethylene Consumption for the domestic use in 1980	Present	Planned	Future	Ethylene production on capacity Balance
Far East					
Japan	5,259	4,814	1,200	6,014	755
Korea	573	100	450	550	- 23
Hongkong	386	-	-	-	- 386
Sub-total	6,218	4,914	1,650	6,564	346
Asian					
Indonesia	176	-	450	450	274
Philippines	239	-	250	250	11
Malaysia	70	-	-	-	- 70
Singapore	170	-	300	300	130
Thailand	223	-	-	-	223
Sub-total	878	-	1,000	1,000	122
South West Asia					
India	257	105	283	388	131
Sri-Lanka	38	-	-	-	- 38
Iran	148	12	588	600	452
Sub-total	443	117	871	988	545
Oceania					
Australia	431	276	360	636	205
New Zealand	64	-	-	-	- 64
Sub-total	495	276	360	636	141
Grand Total	8,034	5,307	3,881	9,188	1,154

Table AVIII-4-12 Derivative-wise Ethylene Consumption in Japan

		(Unit: 10 ³ t/y)									
Year	Ethylene Production	LDPE	HDPE	EO	AD	EDC	SM	EPR	Others	Polymer 2) +PET 1)	Total
		LDPE	HDPE	EO	AD	EDC	SM	EPR	Others	Polymer 2) +PET 1)	Total
1969	2,400	858	342	230	334	277	183	-	32	2,254	
1970	3,097	983	446	287	367	432	256	-	67	2,838	
1971	3,537	1,046	441	331	352	595	260	6	60	3,091	
1972	3,851	1,064	543	353	394	642	294	9	60	3,360	
1973	4,171	1,117	671	393	423	704	318	12	135	3,773	

		(Unit: %)									
Year	Ethylene Production	LDPE	HDPE	EO	AD	EDC	SM	EPR	Others	Polymer 2) +PET 1)	Total
		LDPE	HDPE	EO	AD	EDC	SM	EPR	Others	Polymer 2) +PET 1)	Total
1969	100.0	35.7	14.3	9.5	13.9	11.5	7.6	-	1.3	72.3	93.9
1970	100.0	31.7	14.4	9.3	11.9	13.9	8.3	-	2.2	71.4	91.6
1971	100.0	29.6	12.5	9.4	10.0	16.8	7.4	0.2	1.7	69.4	87.4
1972	100.0	27.6	14.1	9.2	10.2	16.7	7.6	0.2	1.6	69.1	87.2
1973	100.0	26.8	16.1	9.4	10.1	16.9	7.6	0.3	3.2	70.5	90.5

1) Assumption: 30 % of EO is used for PET

2) Polymer includes LDPE, HDPE, SM, EPR and EDC

ANNEX IX

INTERNATIONAL COMPETITIVENESS
OF PETROCHEMICAL INDUSTRY

CONTENTS

Chapter 1.	Necessity for Observing the International Competitiveness	A - 205
Chapter 2.	Factors of Competitiveness	A - 207
Chapter 3.	Raw Material Prices and By-Product Prices	A - 208
Chapter 4.	Construction Cost	A - 208
Chapter 5.	Calculations for Economy Comparison on International Competitiveness	A - 208

Chapter 1. Necessity for Observing the International Competitiveness

As described in Annex VIII, "Current Situations & Forecast of the World's Petrochemical Industries", it is highly difficult to formulate any forecast on the future trend of products supply. Further the price factors are increasing due to the increment in the prices of crude oil and in the construction cost, so that it is dangerous to formulate a forecast on the future international prices simply on the basis of the presently prevailing price trend. Therefore, when considering exportation, it is not possible to make any decision or determination for the estimation of price level or assessment of the export amount without considering the competition factors. In the case of Indonesia, from the point of the export competitiveness following countries should be the subjects of the consideration.

(1) Japan, the U.S.A. and the West European Countries

Of the above three groups, Japan will have the most serious effects on the Indonesian export markets when the price factors are stable, because of the geographic proximity between Japan and Indonesia. All of the countries in these groups have already possessed large-scaled petrochemical industry and therefore have advantages in the following points.

a) These developed countries are in a position to carry out their production operations by the facilities which were constructed prior to the days of construction cost hike and also the depreciation of the facilities has already progressed to a considerable extent.

b) The effective utilization of the by-products can be undertaken.

c) A large domestic market is available and therefore the export prices can be lowered by shifting the cost factor onto the domestic price structure.

d) The related industries are well developed and the substantiation of the infrastructures are also sufficient so that the construction cost is comparatively low even in the case of new plant construction.

e) They already have a high level of technology and therefore it is not necessary to pay a large amount of fees and royalties to overseas experts.

f) Due to the fully substantiated port facilities, the transportation cost for a large quantity of raw materials and products are low.

g) The distribution network has already been established overseas and also the actual results of exportation has already been substantiated.

This being the circumstance, there is a possibility that Japan will become one of the leaders in deciding the product prices in the world.

(2) Korea and Taiwan

Although these countries still rely on importation concerning most of the production facilities, they already have petrochemical industry within the country and the substance of the related industries and the infrastructures are also progressing. Also, the quality of labour force is high, thereby reducing the burden of dependency on foreign support. In this report, Korea will be studied.

(3) Middle East Countries

For their rich and low cost oil and gas, these countries are projecting constructions of petrochemical industrial facilities on export-oriented policies. At present, production projects of more than 3 million tons per year of ethylene is being undertaken.

(4) Singapore

Singapore has oil refining facilities of more than 1 million bbl per day including the plants being constructed now, so that the availability of naphtha is high and the investment conditions including the facilitation in procurement has also been progressed. It has been announced that Singapore is now projecting a construction of an ethylene plant with a capacity of 300,000 t/y.

(5) Australia

A petrochemical project on the basis of natural gas is being contemplated (EDC 800 thousand tons, etc.) In this case, caustic soda will be supplied to the aluminium industry and the advantage is evident in the possibility of utilizing low cost chlorine.

(6) The Philippines

A considerable extent of market is existing within the country and also possesses comparatively highly educated labour force. However, as the Philippines is facing the problem of naphtha procurement, this country is excluded from the scope of the present scrutiny.

(7) Thailand

It has already been decided in Thailand to construct an ethylene plant of 120,000 t/y capacity and the project is progressing, however, this ethylene plant is for covering only the domestic market of Thailand, this country will also be excluded from the scope of study.

(8) The socialist countries including China are undergoing a vast extent of production facility expansion at present, however, they will be excluded from the scope of this study for the fact that their respective domestic markets are considerably large.

Chapter 2. Factor of Competitiveness

There are several factors which affect the competitiveness as follows.

(1) Raw material prices

Comparing naphtha with natural gas, the utilization of natural gas within a gas producing country will be more advantageous for its cheap price. However, such an assumption is made on the actual utilization aspect alone and is not based on the consideration of gas production cost.

If Middle East countries should start exporting petrochemical industrial products even on the basis of the naphtha or gas, prices much lower than the cost level which would be available by directly exporting such raw materials, by means of taking into consideration the low level of the production costs of natural gas and crude oil, it would become necessary to carefully study the lowest limitation of such a price level which the oil producing countries could attain.

(2) Construction cost

As petrochemical industry is one of the capital-intensive industries, the weight taken up by the fixed cost portion will be large so that the level of construction cost have a serious effect on the competitiveness of the products. Although the investment amount required for the infrastructures including port facilities, etc. also largely affect the competitiveness, such projects depend highly on the governmental policy and also it is assumed that they are undertaken by the government. Therefore these infrastructure factors were excluded from the scope of this study.

(3) Transportation cost

The transportation cost is incurred from the transit of the products from the site of production up to the market. The cost in this respect is affected not only by distance but also by amount to be transported.

(4) Scale of domestic market

Countries possessing a large scale of domestic market will have the advantage in the transportation distance and also in the possession of a market protected by import duties, etc. Therefore, such a country will have the potential of obtaining higher export competitiveness in setting export prices by controlling the operational rates of the production facilities.

(5) Possibility of by-product utilization

The ability to utilize the by-products other than ethylene and propylene on a high price level directly enables cost reduction in ethylene and propylene production.

(6) Effects of operational rate (stream factor)

Because of the fact that petrochemical industry is one of the capital-intensive industries, the decrease in the operational rate will cause a drastic deterioration of the economic viability of

the production. Therefore, the operational rate is one of the most important factors controlling and affecting the competitiveness of the products.

The factors which will lower the operation rate are the erroneous market forecast, the level of technology including that of the related industries, the problems in the transportation facilities including warehouses, etc.

However, in this study, an assumption is made that all the countries concerned will equally undertake the best possible methods for the improvement of the operational rate and therefore, it is tentatively assumed as mentioned in the Table AIX-5-1.

Chapter 3. Raw Material Prices and By-Product Prices

Since Japan is the largest importing country of the products in this area, the calculation of the price levels in various countries is made on the basis of the CIF Japan prices or on the Japanese domestic prices.

Chapter 4. Construction Cost

The international comparison of petrochemical plant cost is shown in Table AIX-4-1. The method of carrying out the relative comparison was adapted from the article entitled Productivity Cost-mating (No. 68, Wage Ratio and Productivity, July 30, 1973; No. 69, Location Affects Materials Prices, Aug. 6, 1973; No. 70, Effect of Location on Refinery Costs, Aug. 20, 1973) by Mr. W.L. Nelson published in the "Oil and Gas Journal".

We take the ratio of plant cost amongst Japan, Iran, Korea, Singapore and Indonesia from this table though the relations of plant cost amongst U.S.A., Europe and Japan are remarkably changed.

Chapter 5. Calculations for Economy Comparison on International Competitiveness

In order to evaluate the inherent international competitiveness of future Indonesian petrochemical industry, studies & comparison were made regarding the production costs and ex-factory prices of each product with adequate profit which produced by olefinic petrochemical complex in Middle East countries, Singapore, and Japan which will be potential competitors in the future with the Indonesian petrochemical complex. Economic calculations were made regarding standard and newly constructed petrochemical complex. These calculations have been made on the basis of the following prerequisite conditions.

Table AIX-4-1 Effect of Location on Petrochemical Plant Cost

	Japan	U.S.A.	Germany	Iran	Korea	Singapore	Indonesia
	Factor %	Factor %	Factor %	Factor %	Factor %	Factor %	Factor %
1. Equip. & Matls.	1.0 49.8	1.19 59.4	1.04 51.8	1.22 60.7	1.09 54.3	1.14 56.8	1.16 57.8
2. Erection Work	1.0 4.6	3.15 14.5	1.26 5.8	1.03 4.7	0.81 4.0	0.97 4.5	1.03 4.7
3. Civil Work	1.0 11.6	1.91 22.2	1.07 12.4	1.15 13.4	1.0 11.6	1.08 12.5	1.11 12.9
4. Supervisor & Expatriate	1.0 3.0	2.4 2.4	0.90 2.7	6.0 18.0	5.0 15.0	5.0 15.0	6.0 18.0
5. Eng'g & Contractors Fee	1.0 31.0	0.46 29.7	1.0 31.0	1.2 37.2	1.2 37.2	1.2 37.2	1.2 37.2
1) - 5) Total	100.0	128.2	103.7	134.0	122.1	126.0	130.6
6. License & Know-how	1.0 31.3	1.0 31.3	1.0 31.3	1.0 31.3	1.0 31.3	1.0 31.3	1.0 31.3
7. Catalyst & Chemicals	1.0 1.8	2.0 2.0	1.9 1.9	2.2 2.2	2.0 2.0	2.5 2.5	1.17 2.1
8. Spare parts (10%)	1.0 2.0	2.4 2.4	2.1 2.1	6.1 6.1	5.4 5.4	5.7 5.7	2.9 5.8
9. Contingency (10%)	1.0 -	-	-	13.4 13.4	12.2 12.2	12.6 12.6	13.1 13.1
Total Relative Cost	135.1 (1.00)	163.9 (1.21)	139.0 (1.03)	187.0 (1.38)	173.0 (1.28)	177.7 (1.31)	182.9 (1.35)

5-1 Prerequisite Conditions

5-1-1 Scale of complex and the product pattern

(1) Ethylene production scale: 300,000 t/y

It is assumed that the scale of petrochemical complex centers are identical as 300,000 t/y.

(2) Production scale for ethylene derivatives:

The scale of ethylene derivatives production, will be taken as being identical to the case for Indonesia which is being employed as the basis for comparison. In other words, the following capacity scale will apply.

	<u>Capacity</u>
a) LDPE	120,000 MTA
b) HDPE	50,000 MTA
c) Electrolysis, Chlorine	62,000 MTA
d) VCM	104,000 MTA
e) PVC	100,000 MTA
f) EG	100,000 MTA

(3) Other derivatives

a) Polypropylene: The scale for polypropylene plant is deemed as being equivalent to the amount of the high purity propylene produced by the olefin plant. In other words, the following figures shall be assumed here.

	<u>Capacity</u>
In the case of gas-basis raw materials:	70,000 MTA
In the case of naphtha-basis raw materials:	100,000 MTA

b) Other derivatives

When naphtha is to be employed as the raw material, a large quantity of by-products of heavier than C₄ fraction will be produced in the olefin plant. Although it is highly important from the economical viability of the complex, to fully utilize such by-products by installing within the complex a derivative plant.

However, such a consideration has been disregarded in this writing.

5-1-2 Raw materials and fuel

(1) Hydrocarbon raw materials and fuel

The light condensate gas consisting mainly of ethane and propane is taken as hydrocarbon raw materials and fuel in the Indonesia and Middle East cases.

In the Middle East case, the composition of the condensates has been assumed to be identical to that set forth for the case of Indonesian petrochemical industry and the prices of such light condensates, was taken as US\$40/MMBTU figure on the basis of 1974 by assessing the gases as fuel. However, in the Middle East case, it is possible to evaluate the price of the gases on a much lower level when considering the fact that the associated gas is being directly flared without utilization and also the fact that the ethane and propane contents in the associated gas are rich and recovery of the light condensates is easily facilitated.

In the Indonesian case, we take two different levels of price of natural gas ((a) is based on US\$100/MMBTU, (b) is based on US\$63/MMBTU in 1974).

In the cases of Japan, Korea and Singapore, the main raw material is the paraffine-rich Middle East light naphtha and the price has been deemed as being US\$105/t (¥22,000/Kl) in Japan in the year 1974.

By incorporating 7% per year of escalation factor, the price for the year 1980 has been deemed as being US\$150.8/t. The same figures were assumed for the case of Korea. For Singapore, the price level was set at US\$140/t by subtracting the ocean freight cost up to Japan. In the naphtha-basis case, fuel oil is assumed as the fuel to be employed in these three countries and the 1974-basis price thereof in Japan has been set at US\$66.7/t (¥20,000/t), i.e., US\$100/t on 1980 basis. Therefore, the unit price per calorie can be calculated as follows on an assumption that the calorific value of fuel oil is at 10,500 Kcal/kg.

$$\text{(Unit Price per Calorie)} = \frac{100}{10,500 \times 1,000} \text{ US\$/Kcal} = \text{US\$9.52/MMKcal @1980}$$

The Korean case was deemed as being identical to that of Japan and for Singapore, a figure US\$9.24/MMKcal was assumed by subtracting the ocean freight cost up to Japan.

(2) Salt

The price of salt was US\$3.5/t average FOB during 1973 when the price fluctuation was comparatively stabilized.

The ocean freight cost to Japan was US\$7 to US\$9/t, so that salt was available in Japan at a total price of US\$11 to US\$13/t. However, the global trend of inflation represented by such a phenomenon as the skyrocketing of oil price, etc., an acute salt price increase is now taking place in major salt producing countries all over the world.

Recent salt FOB prices (As of March 1974)

<u>Producing Countries</u>	<u>Prices</u>
China	US\$6.7/t
Mexico	US\$3.5/t
Australia	US\$6.1/t

Mexico which displayed a comparatively low level of salt price as of March 1974 seems to be presently undertaking negotiations for effecting a price increase. This being the circumstance, the 1974-basis FOB price of salt has been set at US\$6.1/t.

Although the ocean freight factor varies on the origin of salt production and the location of the importing country, a tentative and uniform freight factor figure of US\$7/t x 130%=US\$9.1/t has been assumed for this study. Therefore, the 1980-basis procurement price of salt will be as follows.

CIF price (6.1 + 9.1) x (1.07) ⁶	= US\$22.8/t
Unloading cost	US\$ 0.5/t
	US\$23.1/t

As has been mentioned earlier, this figure shall be applied equally to all the subject countries.

(3) By-product prices

Price of fuel have been applied to prices of such items as C₃LPG, C₄ fraction, fuel oil, fuel gas and hydrogen. In the case of such countries as Middle East countries, Indonesia, Singapore, etc. from where it is possible to export fuel, the possible exportation price to Japan, a large amount of fuel importing country, is obtained by subtracting the ocean freight cost from the prices prevailing in Japan for LPG and fuel oil. Concerning the fuel gas price, the natural gas price was directly applied in such countries as Middle East countries and Indonesia where domestic production of natural gas is possible. For other countries, the figure obtained by increasing the fuel oil price by 10% on calorific value basis shall be applied for the sake of simplicity in handling. Hydrogen has been deemed on the same level as fuel gas on the calorific value basis consideration.

(4) Utilities prices

Calculations were made based on the fuel costs and the construction costs on the same criteria employed for the calculation of the utility unit prices for olefin complex.

(5) Construction cost and investment

As has been described in Chapter 4 "Construction Cost", the cost of construction has been calibrated by employing the construction cost rates calculated by means of the method shown in an article in the "Oil and Gas Journal". (reference should be made to Table AIX-4-1) The calculations pertaining to the amount of investment have been made through the identical methods to those employed in Chapter 6, Part II. (Volume II) Therefore, an assumption is made that the construction will be made in an entirely new construction site on the Grass-root basis in the cases of all the subject countries.

(6) Prerequisite condition for the calculations of production cost and market prices

As has been shown in Table AIX-5-1, "Major Prerequisite Conditions for Economic Comparison of International Competitiveness", the production costs, exfactory prices, fixed asset taxes, insurance, rates of long-term loans available in respective countries and interest rates on local loans have been assumed for the year 1980 concerning each process plant included in the whole complex.

The basic method for making such assumption was shown in Chapter 6, Part I (Volume II) on which the industrialization policies of the countries are reflected.

Further, in the case of Indonesia, it has been pre-designated that the rate of own-capital is at 30%, however, a tentative assumption of 100% loan accommodation for capital in other countries has been made in view of the fact that the own-capital rates for the other countries have not been made clear. Further considerations have been made to the differences amongst the subject countries in such factors as the stream factors, rates, project life (depreciation period), construction period, the rate of plant administration costs, etc. Concerning the exfactory prices, the inflation factor of 7% per year has been basically assumed and further, the internal rate of return of each process plant has been assumed as being at 15%.

Therefore, such calculated exfactory price is largely affected by the tax-holiday period and the taxation conditions incorporated in the industrialization policies of the subject countries. For instance, in the case of Japan, no tax exemption is allowed so that it would be necessary that the profit as against the production cost should be set higher than the other countries if the internal rate of return is to be taken on the same level for all the countries. It has further been deemed that the commencement of the commercial operation of the process plant will be made in September 1980.

5-2 Results of Comparative Calculations

On the basis of the prerequisite conditions stated in the foregoing 5-1, the results were obtained as shown in Figures AIX-5-1 through 8 regarding the standard production costs and the exfactory prices at 1980 with adequate profit rates.

The breakdown of the production cost consists of the variable costs, fixed costs (including plant administration costs), distribution costs (bagging costs) and the general administration costs.

Table AIX-5-1 Major Prerequisite Conditions for Economic Comparison of International Competitiveness

	Indonesia(a)	Indonesia(b)	Middle East	Japan	Singapore	Korea
Location Factor for Construction Cost	130.6%		134 %	100 %	126 %	122.1 %
Rate of Operation	85 %	Same as (a)	80 %	95 %	90 %	95 %
Raw Material	Light Gas Condensate	Light Gas Condensate	Light Gas Condensate	Light Naphtha	Light Naphtha	Light Naphtha
Price of Raw Material* \$/t	68.3	43.5	28.8	150.8	140.0	150.8
Fuel Price* \$/MMKcal	PG 5.95	PG 3.75	PG 2.26	PG 9.52	PG 9.24	PG 9.52
Labour Cost* \$/y	2,240		4,500	10,500	2,900	2,000
Tax: Tax Holiday	5 Years		5 Years		1-5 Years 6-8 Years Over 8 Years	0% On Foreign Capital 4% 1 - 5 Years 40%
Tax on Profit	45 %	Same as (a)	55 %	53 - 54%	40 %	40 %
Tax on Capital and Insurance	1.4%		2.5%	1.7%	2 %	2 %
Interest: Long term loan	7.5%		7.5%	8 %	9 %	10 %
Local loan	12 %		12 %	10 %	20 %	20 %
Project Life	10 Years		10 Years	9 Years	10 Years	9 Years

* Estimated on the basis of 1980

(1) Ethylene (refer to Figure AIX-5-1)

The price of ethylene which is the basic intermediate raw material is largely affected by the raw material cost and the fuel cost. The advantage of the cases of Indonesia and Middle East where the light condensate is used as the raw material is quite obviously superior over the cases of Japan, Korea and Singapore where naphtha is employed as the raw material. This advantage is the result of multiple effects of such facts that, on one hand, the raw material gas can only be assessed on a low level in view of transportation in the case of a gas-based olefin plant and, on the other hand, the ethylene yield is 40 to 80% so that requirement of the raw material amount is approximately 1/1.3 to 1/2 when compared with the naphtha-base case. Also, the amount of fuel which is required for the thermal cracking in an olefin plant is on a much lower level in the latter case; occasionally as low as 1/2 of the former. When the case of Indonesia is compared with that of Middle East, the Middle East case displays a high extent of construction cost and low degree

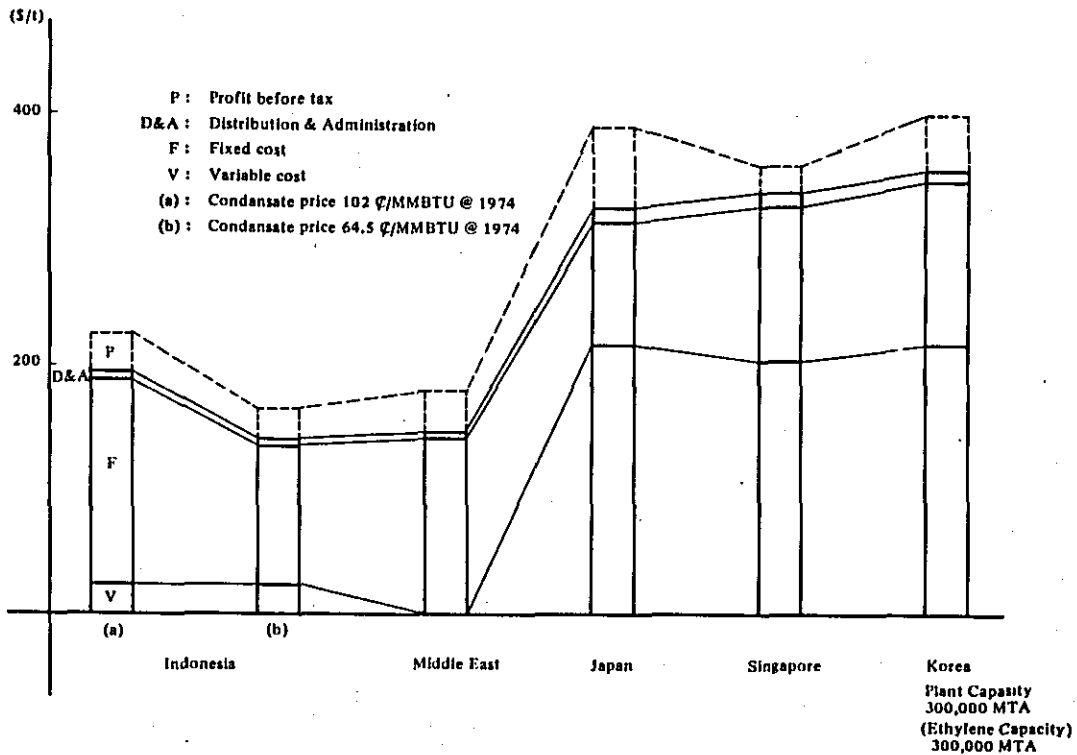


Figure AIX-5-1 Comparison of International Competitiveness (Ethylene)

of stream factors and also, in the case of Middle East the fixed cost will be high due to the fact that a large number of expatriate skilled engineers will be necessary for technical assistance. This being the circumstance, the Middle East case displays a slightly higher level of the total cost when compared with the case of Indonesia (b) even the raw material cost is assumed lower but displays remarkably lower level of the total cost in comparison with the case of Indonesia (a) for which gas price is assumed as US\$100/MMBTU in 1974. In the case of naphtha-based plants, Japan displays a lower extent of production cost when compared with the case of Singapore due to a lower degree of fixed costs, however, the Japanese exfactory price is on a higher level than that of Singapore. This has been due to the fact that in Singapore, preferential policies such as tax exemption, etc. are being effected, whereas no such favour has been undertaken in Japan. Therefore, in the case of Singapore, it is possible to obtain the same level of profit rate as Japan on the side of producing enterprises even if the exfactory price of the products is made lower by squeezing the profit margin before tax.

(2) Chlorine and caustic soda (refer to Figure AIX-5-2).

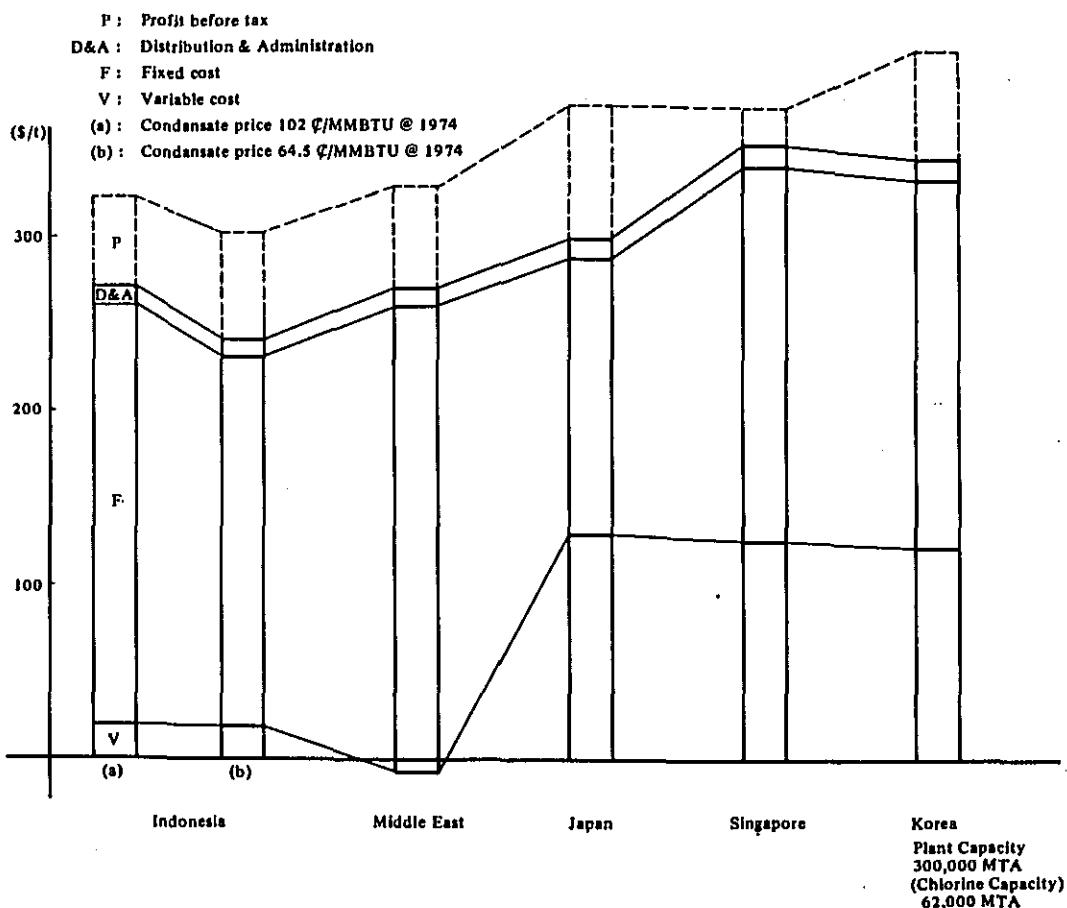


Figure AIX-5-2 Comparison of International Competitiveness (Chlorine)

The prices of chlorine and caustic soda depend largely on electric power cost. As far as electricity is concerned, own in-plant power generation facilities on the basis of a boiler turbine has been assumed for all the subject countries. The construction cost for the power generation station is expected to largely increase from the present level in view of the currently prevailing inflation. Therefore, the power generation construction cost will be vastly affected by the construction cost so that the assumed level of the electricity cost seems abnormally high; however, no extreme discrepancy in the fuel cost levels will nevertheless emerge. Therefore, the prices of chlorine and caustic soda show a slightly lower level in the cases of oil producing countries where the electricity cost is comparatively low due to a lower level of fuel cost. (Refer to Figure AIX-5-2). However, in the actual practice, as has been studied in the Asahan Project stated in Part III, the possibility is great for the production of chlorine and caustic soda through electrolysis, utilizing lower-cost electric power by hydro-power generation, or even nuclear power generation which is amply expected to be employable during the decade of 1980s.

Therefore, it is possible that the relative positions of advantages in the international competition may vary depending upon the level of the cost of electric power generated in the future.

(3) Other ethylene derivatives (refer to Figures AIX-5-3/8)

Figures AIX-5-3 through 8 illustrate the comparison of olefin derivatives such as LDPE, HDPE, EG, PP, etc. and the derivatives of ethylene and chlorine such as VCM, PVC, etc. In the petrochemical complex comparison between the gas-based and naphtha-based complexes, the advantage is obvious for the gas-based complexes even the case of Indonesia (a).

But the differences between Indonesia (a) and Singapore for LDPE, PVC and P.P. are not so big and other factors (for example, transportation cost etc.) should be considered for making comparison.

(4) Other points to be considered

The comparative calculations described in the foregoing have been made for the purpose of carrying out a comparative study of the advantages in the potential international competitiveness by comparing the site conditions, whilst basing the assessment upon the prerequisite conditions stated in Chapter 5, 5-1. Therefore, it must be noted here that the results of these calculations will be affected by the changes in the prerequisite conditions. The following paragraphs will describe the points to be noted when reviewing the results obtained through the above mentioned calculations.

a) Construction cost and total investment cost

Construction cost and total investment cost are estimated in such a manner that a complex including all the necessary auxiliary facilities such as jetty will be newly constructed in a grassroot site.

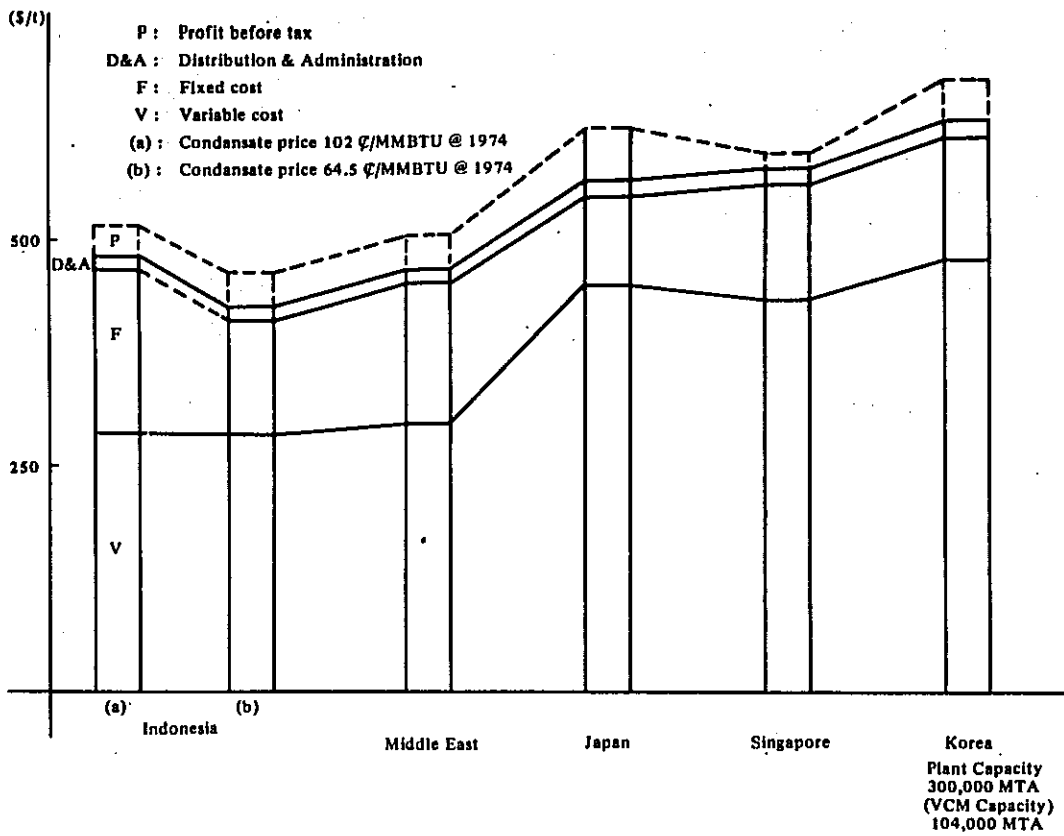


Figure AIX-5-3 Comparison of International Competitiveness (VCM)

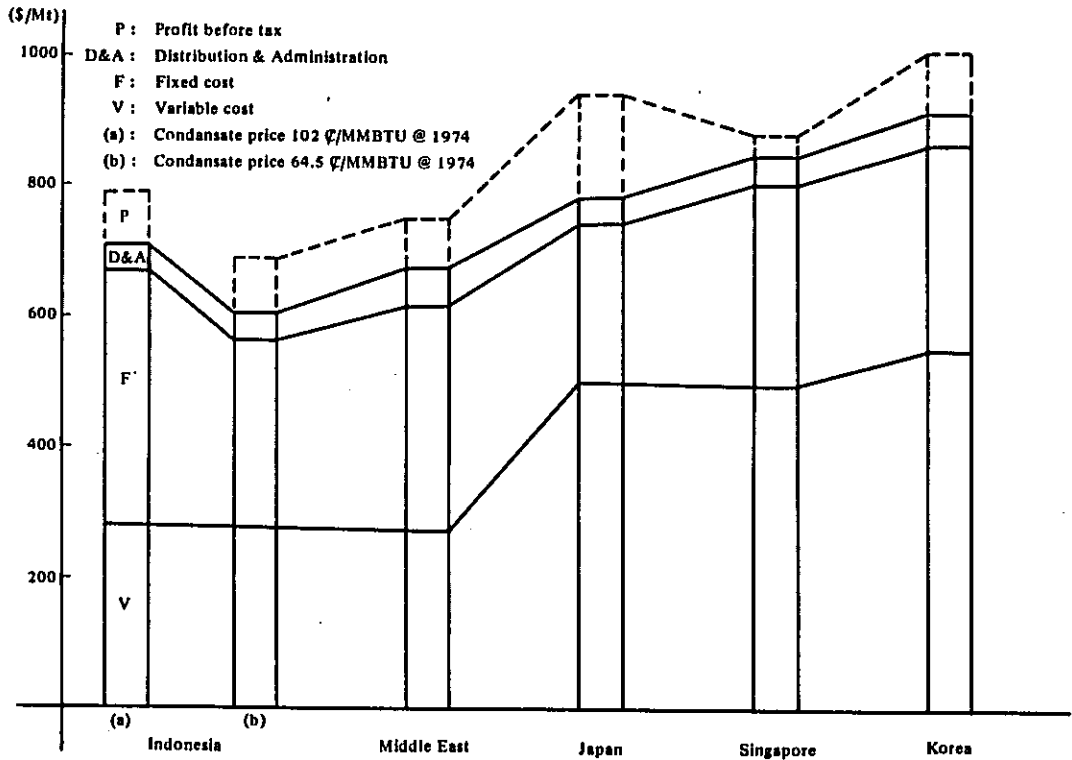


Figure AIX-5-4 Comparison of International Competitiveness (LDPE)

Plant Capacity
 300,000 MTA
 (LDPE Capacity)
 120,000 MTA

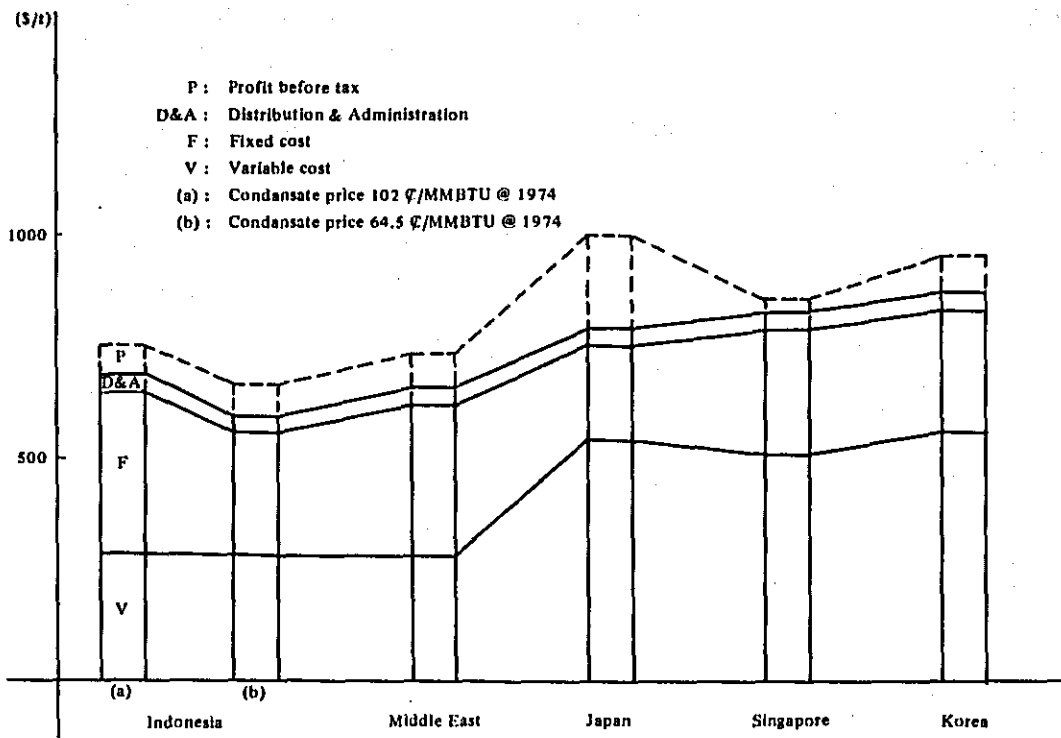


Figure AIX-5-5 Comparison of International Competitiveness (HDPE)

Plant Capacity
 300,000 MTA
 (HDPE Capacity)
 50,000 MTA

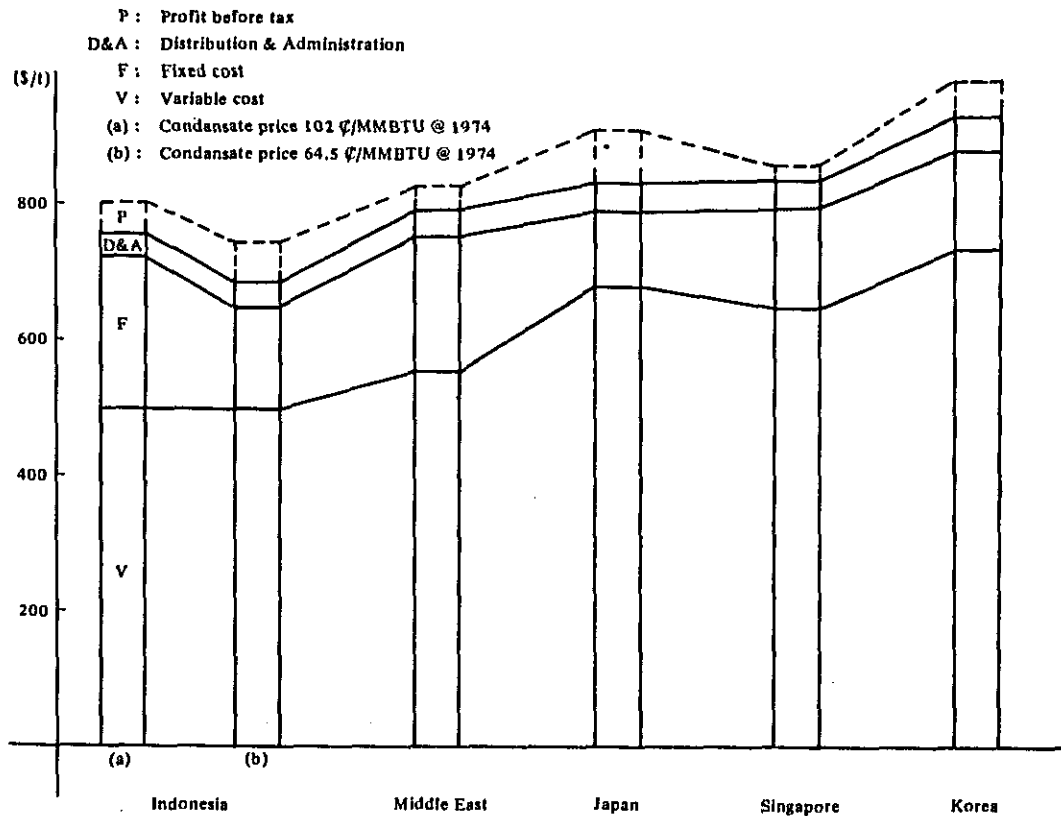


Figure AIX-5-6 Comparison of International Competitiveness (PVC)

Plant Capacity
 300,000 MTA
 (PVC Capacity)
 100,000 MTA

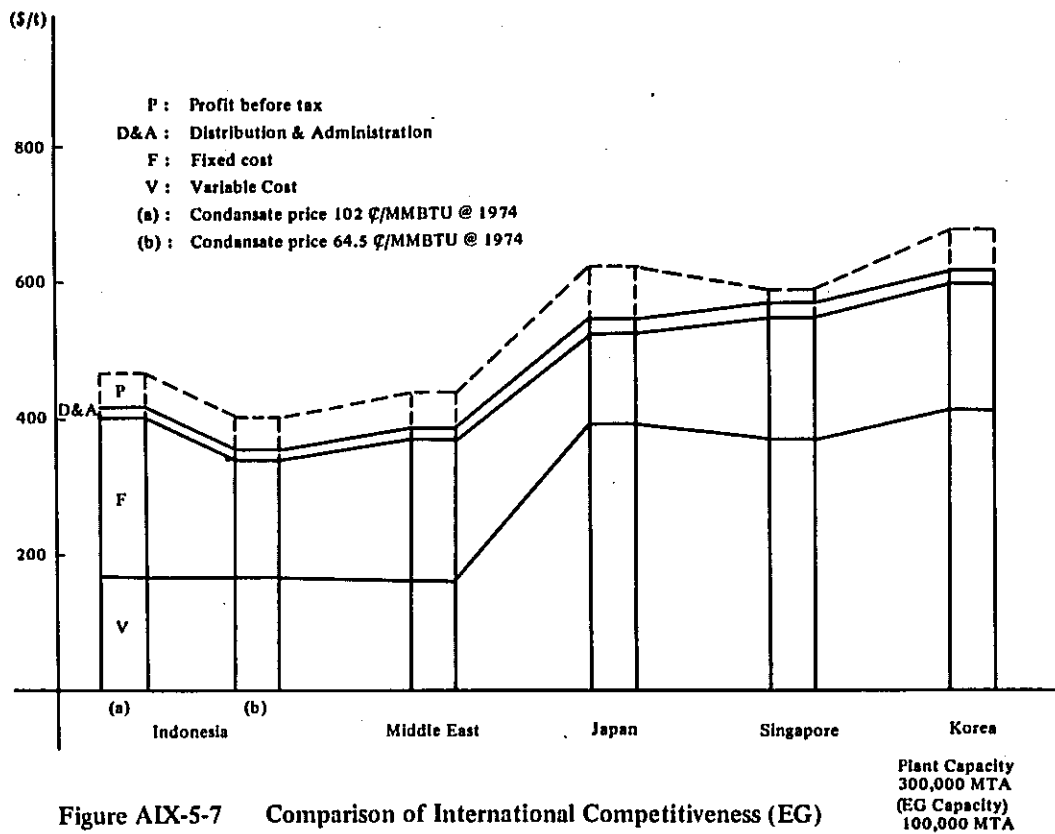


Figure AIX-5-7 Comparison of International Competitiveness (EG)

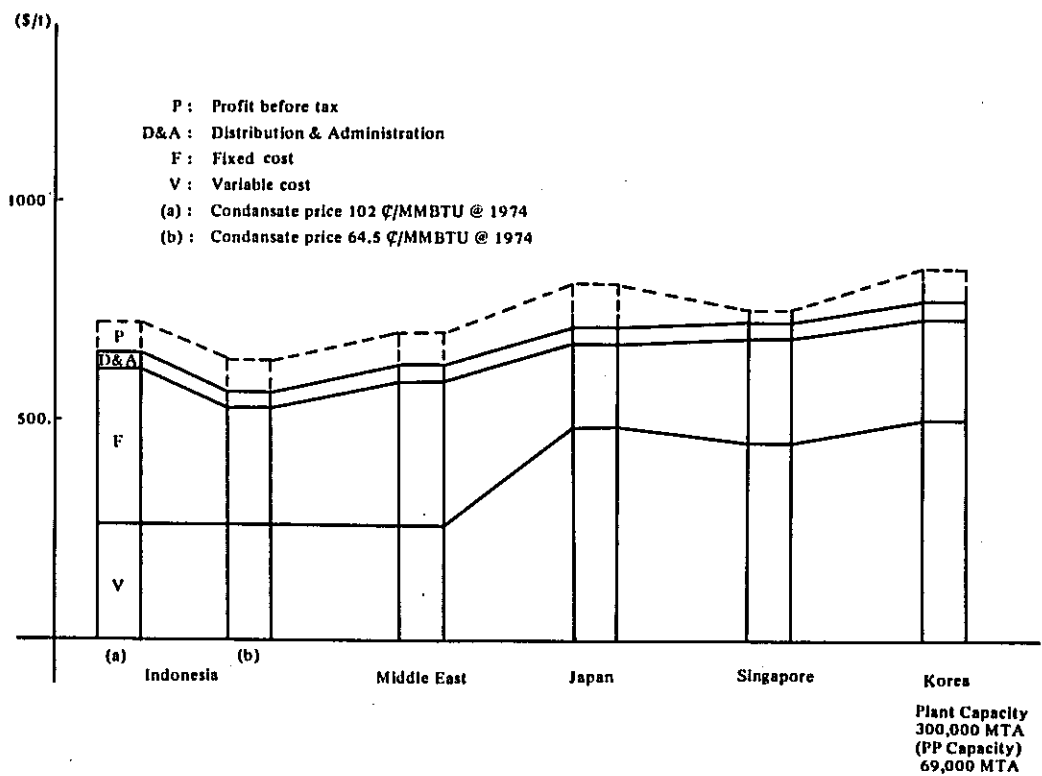


Figure AIX-5-8 Comparison of International Competitiveness (PP)

However, in developed industrial countries, some supporting facilities are already constructed and investment cost might be reduced by utilizing such facilities.

Also, there will be cases in which the license fee or know-how fee becomes unnecessary because of the accumulation of own technology or self-development of techniques. It should be noted here that no evaluation has been made to the possibility of potential saving in the amount of investment gained by the introduction of the latest technology and effective project controls. Also, for semi-advanced countries such as in the case of Korea, ample evaluation has not been made in a report done by Oil and Gas Journal Method concerning the effects of reduction in the construction costs because of a high level of workers' morale and of the construction administration technique. If such are to be also evaluated, investment cost in Japan and Korea, will be reduced.

b) Preferential policies by the government

The objectives of industrialization of petrochemical industry vary according to the countries in which the project is to be undertaken. The objectives will further vary even within the same country depending on the time of effecting such an industrialization. There are cases in which tax exemption is undertaken for the purpose of encouraging investment activities, i.e., for the introduction of foreign capital. In such a case, the intensification yield of the investment during the initial phase of industrialization is usually undertaken in order to reinforce the international competitiveness. Such a provision has also been taken into consideration as a prerequisite condition for the present calculation for assessing the international competitiveness. However, at the stage after the initial phase of industrialization, there are cases in which the tax exemption provision is abolished. Therefore, it may be necessary to evaluate the international competitiveness potential without considering the tax exemption provision, for the purpose of effecting a long-term and national economy rather than enterprise-oriented assessment.

c) Competitiveness in export markets and managerial policy of enterprises

For the managerial administration of a petrochemical complex, a wide range of freedom is available in the selection of the enterprise business policies and in many cases, the degree of export competitiveness depends on the nature of the policies selected. For instance, concerning the problems of establishing the optimum production scale, there are such possibilities as (1) to set the scale on a smaller side in order to satisfy the immediate domestic demand; (2) to pursue the scale merit by setting the production scale on a larger side, in which case the operational rate will remain on a low level during the initial stage until the demand grows substantially; (3) to set a large scale and the demand shortage portion, i.e., the production exceeding the domestic demand, shall be exported on a low price level in order to fully obtain the scale merit by improving the operational rate. Of these various cases, one of the most notable examples is the exportation carried out by Japan in the past at a price close to the marginal level as being one of the instances of the case (3) above. As has been described so far, the export

price has a vast extent of flexibility and the determination of the level thereof largely depends on the nature of the policy adopted by the management of the enterprises. Further, the export competitiveness will become more flexible if governmental policies are reflected upon the enter-availability, in view of such circumstances as the raw material supply possibility to the plant site, the extent of necessity for the promotion of industrialization, the national needs for foreign exchange, etc. Considerations to a certain extent have already been made pertaining to these points by mentioning the availability of governmental tax exemption provisions.

Although it is highly difficult to estimate the real export competitiveness or the levels of export prices through simple comparative studies by setting a constant profit rate, etc., such scrutinizations will serve as the basis for a comparison of potential competitiveness of the subject countries.

ANNEX X

VARIOUS UTILIZATION APPLICATION
OF NATURAL GAS

CONTENTS

Chapter 1.	Various Utilization Application of Natural Gas	A - 227
1 - 1	Natural Gas as Fuel	A - 228
1 - 2	Natural Gas as a Hydrocarbon Source	A - 228
Chapter 2.	LNG Production Process and Separation/ Recovery of Petrochemical Industrial Raw Materials	A - 230
2 - 1	Production Process of LNG	A - 230
2 - 2	Separation and Recovery of Petrochemical Industrial Raw Materials	A - 233

Chapter 1. Various Utilization Application of Natural Gas

Natural gas has the following characteristics:

1. High calorie: The gross caloric value is 9,000 to 9,800 Kcal/Nm³;
2. Cleanliness: Smoke-free, soot-free, ash-free and tar-free;
3. Simple composition:
When compared with crude oil, coal, etc., the separation of the component substances can be comparatively easily carried out. The desulfurization is also easily undertaken;
4. Gas Status: The handling is made easy.

The effective utilization of natural gas can only be made by taking full advantage of the above characteristics.

In this sense, it is quite natural that in countries other than Japan, the utilization of natural gas, as a chemical industrial raw material or as a sub-raw material for steel and iron production has been increasing in the recent years, although the conventional utilization of natural gas has been heavily concentrated on the application for town gas, electrical power generation and for other so-called energy source. The following Table AX-1-1 shows the consumption break-down of natural gas in various countries of the world. The natural gas utilization can be broadly classified into two categories, i.e., for fuel application and for carbon source application.

Table AX-1-1 Country-wise Natural Gas Consumption Breakdown

	(Unit: %)			
	Italy (1968)	U.S.S.R. (1966)	France (1968)	Japan (1969)
Chemical Ind.	18.31	4.4	31.8	58.4
Gas Enterprise	21.03	11.1	25.5	21.6
Power Plant	11.93	28.3	21.8	10.2
Others	48.73	56.2	20.9	9.8

1-1 Natural Gas as Fuel

Because of the characteristics of natural gas such as the high gross caloric value, the simple composition consisting mainly of low extent of hydrocarbons, ease in desulfurization, smoke-free, soot-free and ash-free combustion performance, etc., it is widely utilized as town gas, for boiler fuel and electrical power generation as one of the typical clean energy sources. Particularly, in the field as the fuel for electrical power generation, it is expected that the consumption will grow in the future along with the development of high-capacity gas turbines and combined power generation systems. Further, natural gas can be used in the iron and steel industries and the ceramic industry as direct heating fuel.

1-2 Natural Gas as a Hydrocarbon Source

Natural gas is one of the most easily available hydrocarbon sources along with crude oil and coal. Natural gas is in a gaseous state and that greatly facilitates the transportation, storage and other handling, thereby expanding its field of application.

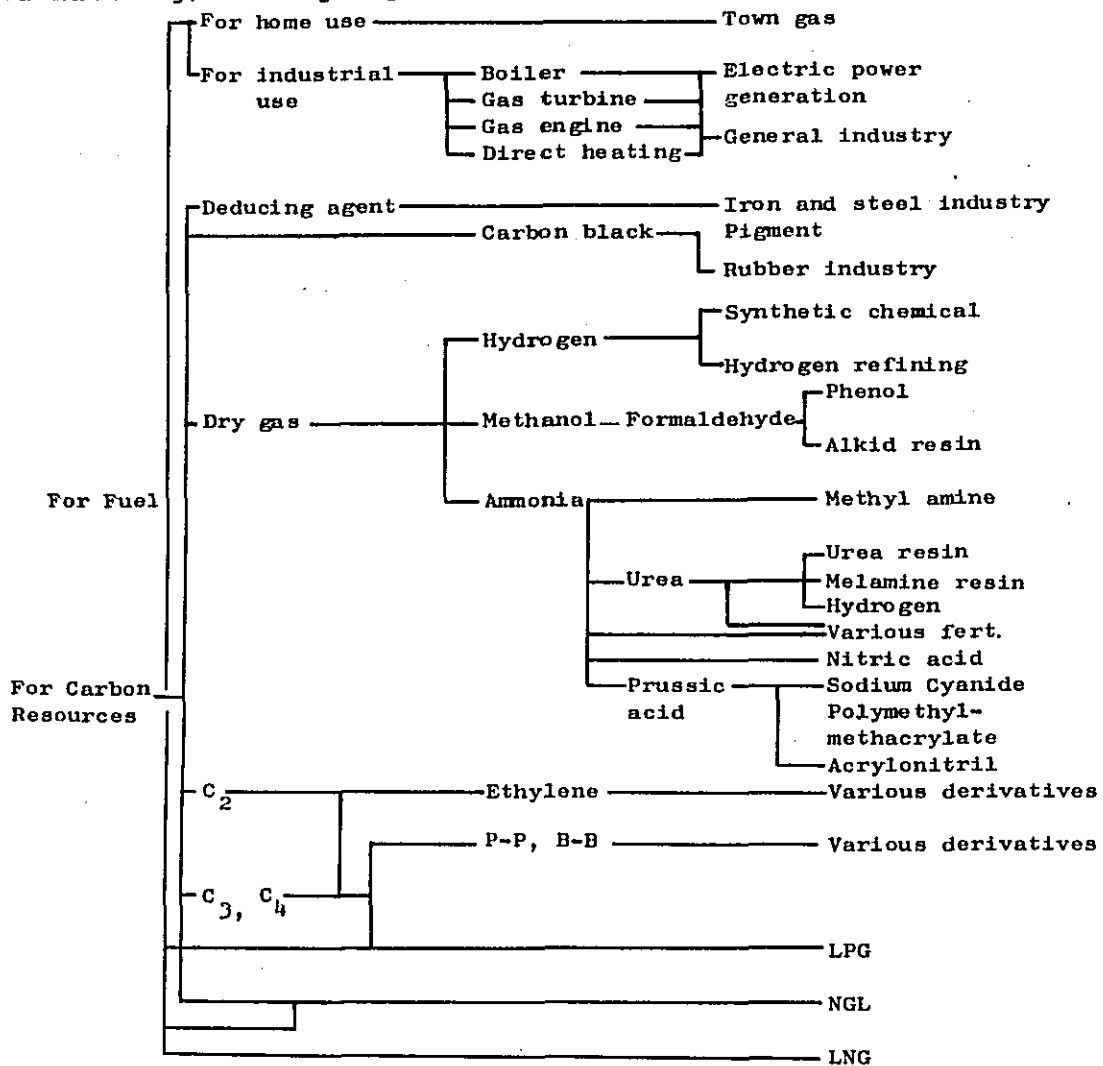


Figure AX-1-1 An Example of Natural Gas Utilization

1-2-1 As a reduction agent

Natural gas can be utilized as reduction agents in the blow-in into blast furnace, in the direct reduction process in iron and steel manufacture in general, and in the production of reduction pellets.

1-2-2 As a carbon source

Natural gas is also used in the production of carbon black, in the generation of hydrogen by means of steam reforming reactions and also in the utilization of the generated hydrogen, the production of methanol, ammonia and the prussic acid and the derivatives thereof, etc.

1-2-3 As a C₂ source

By means of the process described in the following chapter, the separation and recovery of the C₂ fraction contained in natural gas will be undertaken for the production of ethylene and the derivatives thereof.

1-2-4 As a C₃⁺ source

The C₃⁺ fraction which can be separated and recovered from natural gas is evaluated on the fuel basis as LPG and natural gasoline. Further, it is utilized as a raw material of petrochemical industries together with the above-mentioned C₂ fraction for the production of ethylene and the derivatives thereof, as well as for the production of propylene, butylene and their derivatives.

Examples of the above-mentioned various fields of applications will be described in Figure AX-1-1.

When utilizing natural gas the following points should be well taken into consideration.

(1) Study on the utilization scheme

Except for a case which the total amount of natural gas is used as fuel, care must be exercised to confirm the quantitative balance and the mutual correlation amongst the raw material gas composition, main products and by-products. The excess by-products will normally be consumed as fuel inside the complex, however, which sometimes causes the enhancement of the utility consumption of the production system.

(2) Study on the separation and recovery of each component in natural gas

For instance, in the case of ethylene production, the yield of ethylene and of the P-P and B-B fractions will be greatly affected by the composition of the employed natural gas. Therefore, it is necessary to integrally study the quantitative balance (including the fuel consumption) within the production lines as well as the separation cost of the components and the production cost.

(3) Scrutinization of the plant site

It is necessary to find the best relationship between natural gas producing area and the consumption area in terms of an over-all correlation among the quantity, method of transportation, destination, etc. of the raw gas, products, by-products, export fuel, etc.

Chapter 2. LNG Production Process and Separation/Recovery of Petrochemical Industrial Raw Materials

2-1 Production Process of LNG

The liquefying processes for natural gas can be categorized into three processes.

1. Mechanical refrigerating
2. Turbo-expansion cycle
3. Joule-Thomson cooling

The most prevailing method of liquefying process for base load, that is, propane-cooling mixed refrigerant method (Mechanical refrigeration) is explained in the following paragraph.

(1) Specifications of the plant

Main Equipment:

Acid gas removing equipment: Diethanol amine washing

Dehydrator: Molecular sieves

Cooling method: Propane pre-cooling mixed refrigerant process

Compressors: Propane compressor, 1 unit;
mixed refrigerant compressor, 1 unit

Main heat exchange: Wound aluminum coil, 1 unit

Utility facilities: Steam and power generators,
sea water intake facilities

The liquefying plant consists of the acid gas removing equipment, dehydrator, fractionator equipment, and the raw material gas and the mixed-refrigerant pre-cooling equipment, and liquefying equipment.

Explanations will be made here and in accordance with the attached flow sheet, (Figure AX-2-1).

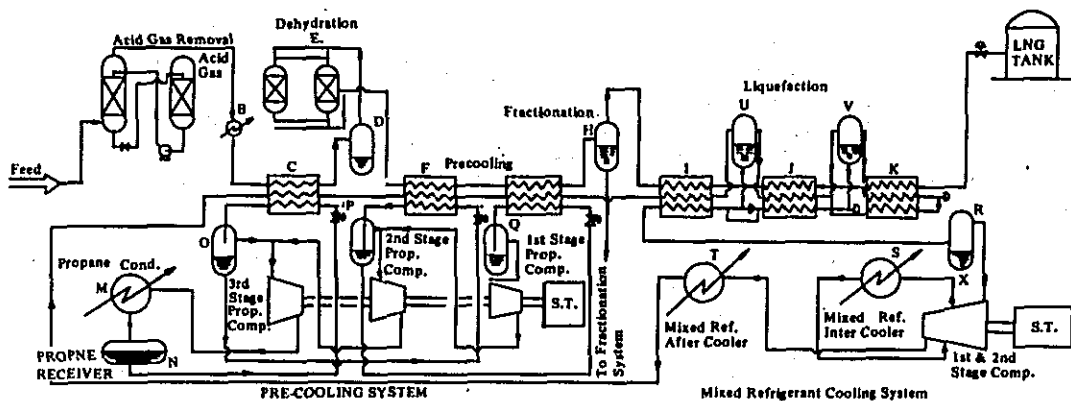


Figure AX-2-1 Flow Diagram of LNG Production

(2) Acid gas removing equipment (A)

The raw material gas containing such acid gas substances as CO_2 , H_2S , S, etc. firstly is fed to the absorbing tower in which the concentration of CO_2 and H_2S in gas is reduced to less than 70 ppm in volume by Diethanol Amine. After the removal of the acid gas, the raw material gas is firstly cooled to about 32°C by sea

water cooler (B), and then cooled to 20°C by the 3rd stage cooler (C) of the propane refrigerator. By the above-mentioned cooling processes, dehydration is undertaken to reduce the load on the following dehumidifying equipment. The water is separated in the Drum (D) and then drained.

(3) Dehydrator (E)

After the completion of the primary dehydration at the drum (D), the gas is further fed into the dehydrator (E), in which molecular sieves are employed as the absorbing agent. Here, the water content is reduced to less than 0.5 ppm in volume. This process is undertaken to prevent freezing in the cold end of the heat exchanger in the liquefying equipment. Defrosting once every year will be necessary in this grade of dehydration. The molecular sieve is more suitable than the other desiccants in view of the prevention of change in the feed gas composition caused by the absorption of hydrocarbon.

(4) Fractionator

The raw material gas which has been dehydrated by the dehydrator (E) is cooled by the second stage of the propane cycle and then on the first stage thereof, thereby resulting in the liquefying of partially high-boiling point substances. The liquefied substances is separated at the separation drum (H), and further fractionated to be used as the make-up to the mixed refrigerants explained later.

(5) Pre-cooling equipment for raw material gas and the mixed refrigerants

The raw materials gas and the mixed refrigerants are precooled by the heat exchanger (C), (F) and (G) by means of a three-stage expansion propane refrigerant cycle. The approximate cooling temperature levels are respectively 20°C, -1°C and -30°C. Propane which has been concentrated at the propane condenser (M) by sea-water cooling is expanded in the heat exchanger (C) after passing through the liquid receiver (N), thereby carrying out the cooling. The evaporated gas and the flush gas are separated by the separator (O), and the gas portion is led into the third stage of the propane compressor from where it is returned to the condenser (M). On the other hand, the liquid portion is depressurized and expanded at the heat exchanger (F) and then led into the separator (P) in a gas/liquid mixed status after being cooled. Then, the gas portion is fed into the second stage of compressor, and the liquid is then fed to the heat exchanger (G). After cooling, the evaporation is completed and the gas portion is finally led to the first stage of the compressor. The expansion valve at the first stage is controlled by the in-take gas super-heating and the expansion valves of the second and the third stages would be respectively controlled by the liquid level of the separators (P) and (O).

(6) Liquefying equipment

The raw material gas which has been cooled to approximately -30°C is led into the heat exchangers (I), (J) and (K) which are cooled by the refrigerant cycle of the mixed refrigerant after a portion of the high-boiling point substances have been separated from the raw material gas in the separation drum (H). In the heat exchanges, the cooling is gradually undertaken and liquefying is complete. The LNG which has completely been liquefied is further super-cooled to below -162°C so that almost no flushing takes place even if the LNG is depressurized to the atmospheric pressure inside the LNG tanks. On the other hand, the mixed refrigerants (mixture of N₂, C₁, C₂ and C₃) is pressurized by the set two-stage compressor with intercooler (S), then is cooled by the sea water at the after cooler (T). Refrigerant is further cooled by the heat exchanger (I) by means of the above-mentioned propane cycle in which the partial liquefying is undertaken. The partially liquefied gas is led into separation drum (U).

The gas portion is led to the main heat exchanger (J) in which it is cooled and partially liquefied and then led to the subsequent stage. The liquid portion undertakes the cooling of the main heat exchanger (I) by being depressurized and desuperheated by expansion valve and then is fed to the suction drum of the compressor. The refrigerants which have been liquefied at the main heat exchanger (J) undertakes cooling of (J) by means depressurizing and desuperheating at the expansion valve. Then, it merges into the expanded gas of the main heat exchanger (I) and is led to the drum (R) together. The gas in the drum (V) is cooled and liquefied in the main heat exchanger (K), and cools (K) by the depressurizing by expansion. The evaporated gas merges into the gas from the second stage and further into the gas from the third stage. The cold heat is recovered at each stage to decrease temperature to approximately -37°C. Thereafter, the gas is compressed at the compressor after going through the suction drum (R). The same cycle is repeated to carry out the cooling and liquefying of the fed gas. The composition of mixed refrigerant shall be determined to minimize the efficiency

deterioration by thermodynamics irreversible characteristic, by keeping the constant temperature difference between the cooling curve computed on feed gas composition and the vaporization temperature curve computed on mixed refrigerant. Calculations by a computer must be undertaken to the composition of the mixed refrigerant in accordance with the composition of the fed gas and must thereby be determined in such a manner that a predesignated temperature difference will be constantly maintained between the cooling curve of the fed gas and the vaporization curve of the mixed refrigerant in order to minimize the efficiency deterioration caused by the thermodynamic irreversibility.

(7) Utilities

Utilities requirement for the production of 2 million t/y of LNG production is as follows:

Fuel (Natural Gas): 354 thousand t/y (15% of the fed gas)
Cooling water (Sea water): 20 thousand t/y
Industrial water (Fresh water): 850 thousand t/y

2-2 Separation and Recovery of Petrochemical Industrial Raw Materials

As has been briefed in the foregoing chapter (various utilization application of natural gas), the application fields of natural gas cover a wide range including the use as fuel up to the application as the petrochemical industrial raw materials of various types. However, if natural gas is utilized as carbon sources or hydrogen sources (for instance, for the production of carbon black, ammonia, methanol, etc.), it is possible to utilize the natural gas as it is without carrying out the separation into various components. (It must be noted here that the carbon/hydrogen ratio in the raw natural gas will affect to a certain extent the operation of the subsequent processes.) However, in the case of utilizing carbon chains, more than two carbons, the subject substances must be separated and recovered from the raw natural gas. Table AX-2-1 shows the ratio between the raw material status and the yield of ethylene and by-products for ethylene production.

When considering the recovery of various hydrocarbons contained in natural gas, it is imperative to undertake the most effective utilization of the limited resource of natural gas by integrally studying the possible recovery rate and purity as well as the utilization possibility of the remaining substances on the basis of the amount and composition of the available natural gas. Table AX-2-2 shows an example of a certain gas-chemical complex and the gas balance thereof. In this example, the raw material balance inside the complexes are designed on the basis of the ethane recovery by the employment of absorption process at 80% C₂ recovery rate of 90% purity.

Table AX-2-1 Effect of Feedstock on Ethylene Production

Feed Stock		Ethylene Yield Wt. %	Propylene plus By-products Wt. %
Components	Kg/m ³		
Ethane	374	78	6
Propane	508	43	28
Butane	584	32	44
Pentanes - Heptanes	659	30	50
Naphthas	731	28	56
Gas Oil	875	25	61
Crude Oil	875	20	65

The following paragraphs will briefly explain the recovery processes of various hydrocarbons contained in natural gas.

(1) Flash separation with refrigeration

This is a process to improve the yield of NGL gas using the refrigeration process adopted to the NGL separation (and dehydration) process which is normally undertaken at the gas well. The structure of this processes is rather simple and it can be adopted when the raw gas is comparatively wet and further the demand for dry gas, particularly as the fuel is high. However, it must be noted that the ethane yield in this process is low.

Table AX-2-3 shows the ethane recovery rate by propane refrigerant cycle.

(2) Absorption process

The process flow is shown in Figure AX-2-2. In this process, the circulation of heavy gasoline or light oil is made at an operation temperature level of -20 to -45°C as the absorbing oil. This process is suitable for the recovery of C₃⁺ substance and is popularly employed in the U.S.A. for the recovery of ethylene plant feed gas. However, if the C₂ recovery is intended, the necessary amount of the absorbing oil will drastically increase. Table AX-2-4 shows an example of correlation between the C₂ yield rate and the absorbing

Table AX-2-2 Feed Gas Composition

Acid Gas	0.162 Mol. Fract.
C1	0.550
C2	0.177
C3	0.076
C4	0.025
C5+	0.010
Total	2,400,000 t/y

Gas from Separator		Products	
	t/y		t/y
CO2	482,000	To. ATM.	482,000
H2S	94,000	S. Recov.	94,000
C1	1,069,000	NH3 Plant	304,000
		Plant Fuel	765,000
C2	325,000	Ethylene Plant	325,000
C3	255,000	LPG plant	375,000
C4	120,000	Gasoline Plant	55,000
C5+	55,000		
Total	2,400,000		2,400,000

Table AX-2-3 Feed Gas Composition

CO ₂	0.0084	Mol. Fract.
N ₂	0.0007	"
C ₁	0.6747	"
C ₂	0.1176	"
C ₃	0.0780	"
C ₄	0.0473	"
C ₅₊	0.0733	"
Total	1.0000	"

Vapor-Liquid Separation & C₂ Recovery

Operating Temperature = -38°C			
Operating Press. (Kg/cm ² G)	20	40	60
Liq. Yield (% on Feed)	29.8	40.7	55.0
C ₂ Recovery (% on Feed)	47.9	68.2	81.5

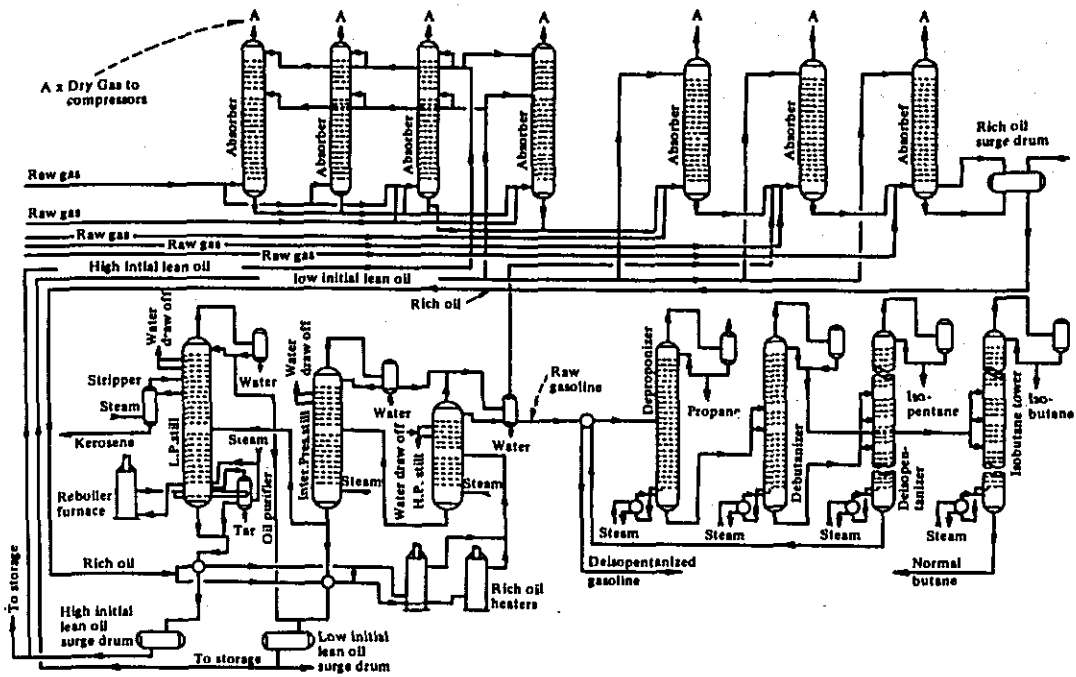


Figure AX-2-2 Flow Diagram of Absorption Process

Table AX-2-4 Effect of Oil Circulation Rate on Ethane Recovery

Ethane Recovery, %	Oil Circulation, Gpn
25	800
40	1,350
60	2,200
80	3,500

T = -40°F, P = 900 psig, Inlet Gas Rate = 500 MMscfd

Table AX-2-5 Cost for Ethane Recovery

Plant Capacity	
Feed Gas	2.155 $10^3 \text{Nm}^3/\text{d}$ (200 MM SLFD)
Annual Production of Ethane	110,000 t/y
Yield of Ethane Recovery	75 %
Investment (10^6 \$)	
ISBL	29.00
Off-Site	11.00
	40.00
Production Cost (Ethane t/\$)	
Feed Gas (50 ¢/MM BTU)	337.50
Cat. & Chem.	0.73
	338.23
Fuel Gas (50 ¢/MM BTU)	34.90
Boiler (10 ¢/Ton)	0.32
Cooling Water (0.7 ¢/t)	6.40
	41.62
Labour (@10,700\$ x 44)	2.12
Cost for Fixed Investment	73.82
Profit & Loss	35.70
	111.64
Total	491.49
By-Product Gas	△ 412.90
GRAND TOTAL	78.59

circulation amount. When the C_2 recovery rate is more than 30%, the recovery rate for C_3^+ substance is almost 100%. This process is also suitable for the separation of each substance in the subsequent fractionations processes. Table AX-2-5 shows one example of the ethane recovery cost incurred by the employment of this process.

(3) Direct condensation process

In this process, the raw gas is cooled down to below the boiling point of the subject hydrocarbon to be recovered to carry out liquefying and separation of the desired substance. When the LNG production from the remaining gas is planned as the optimum

utilization of the gas, the recovery of such gas can be undertaken by adding separation process of the gas to be separated to the raw gas liquefying process (refer to the previous chapter) (normally, a simple addition of a separation drum will be sufficient for this purpose). Therefore, this process can be considered as being one of the simplest process which can be adopted. However, when no LNG project is contemplated, a certain provisions should be made in order to obtain the coolant source necessary for the liquefying of the subject substance. This necessity has been impeding upon the actual industrialization of this process. In the recent years, a large-capacity Turbo-Expander has been developed, thereby making it comparatively easy to carry out direct cooling to -135°F to -150°F . This being the circumstance, this process has become highly interesting as one of the ethane recovery processes on a high efficiency rate.

(4) Direct utilization of the mixed gas (raw gas)

If the feed gas is wet and the same time when the ethylene plan is projected, this process is worthy of scrutinization. Figure AX-2-3 shows one of the examples of the cases in which this process is incorporated into an ethylene plant. This gas separation section in an ethylene plant will necessarily increase its through-put. However, this process can be employed depending upon the feed gas composition, the amount processed and the nature of the utilization project for the remaining gas.

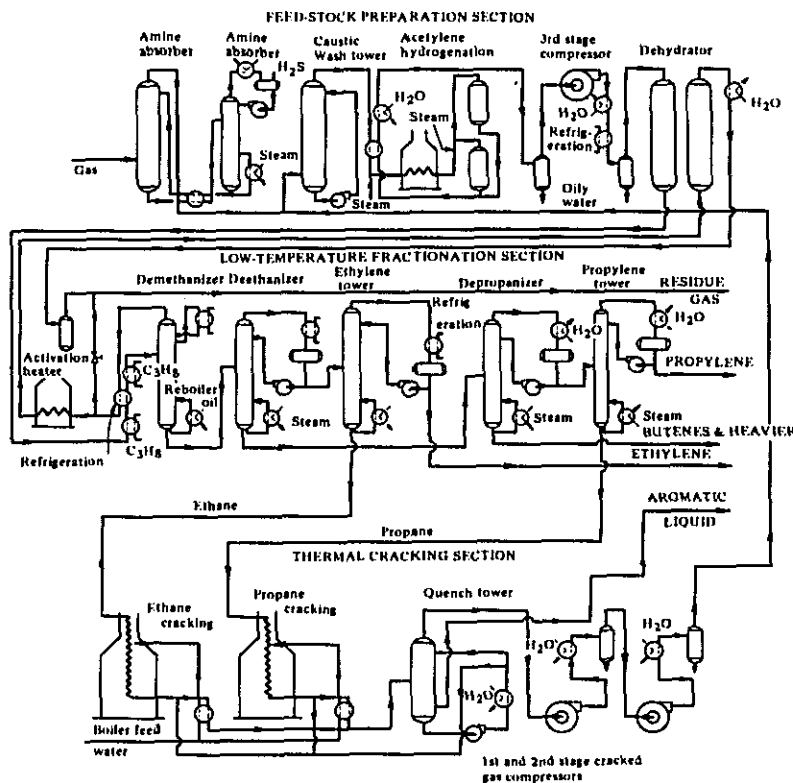


Figure AX-2-3 Direct Extraction of Mixed Gas (Raw Gas)

ANNEX XI

FEASIBILITY OF METHANOL PRODUCTION

CONTENTS

Chapter 1.	Utilization of C ₁ (methane)	A - 245
Chapter 2.	Supply and Demand of Methanol for Chemical Industry Use	A - 247
2-1	The Supply Capacity in Southeast Asia	A - 247
2-2	Demand Forecast	A - 248
Chapter 3.	International Competitiveness	A - 254
3-1	Prerequisite Conditions	A - 255
3-2	Results	A - 256
Chapter 4.	Conclusion	
Chapter 5.	Process Description	A - 260
5-1	Licensors List	A - 260
5-2	Process Description	A - 260
5-3	Flow Sheet for Synthetic Methanol	A - 261

In Chapter 1 of this Annex the applicable usage of natural gas will be described regarding the case in which the component methane is used as the raw material. By so doing, the significance of methanol synthesis in a methane complex will be clarified. Chapter 2 will treat the evaluation of the present supply capacity and a forecast on the future demand of chemical industry-use methanol in Southeast Asia. Chapter 3 will discuss and observe the competitiveness of large-scale methanol plant in Indonesia by carrying out a comparative study with the cost factors involved in such an operation. Chapter 4 will summarize the conclusions drawn from the preceding chapters.

Chapter 1. Utilization of C₁ (methane)

Detailed explanation have already been made in the main volume regarding the olefin complex using C₂⁺ contained in natural gas as a raw material. In this chapter, the effective utilization of C₁ (methane) as is shown in Figure AXI-1-1 will be observed. A simple application of natural gas is the direct utilization as fuel in various fields such as town gas and electric power generation. However, in this application consumption areas are to exist in the vicinity of the natural gas production site. The natural gas production sites, in general, are located away from consumption areas, thereby making it considerably difficult to readily undertake the utilization. Although an abundant amount of natural gas is reserved in North Sumatra and East Kalimantan, there is no consumption area in the vicinity where ample extent of natural gas consumption for fuel or electricity generation exists. In the U.S.A., natural gas transportation from the reserve up to the consumption areas through long pipe lines is being undertaken. In the case of Indonesia which consists of more than 3,000 islands, however, such a method is not necessarily effective. Further, it must be noted that for sometime to come it is difficult to expect Indonesia to enjoy demand corresponding to the high extent of the reserved gas.

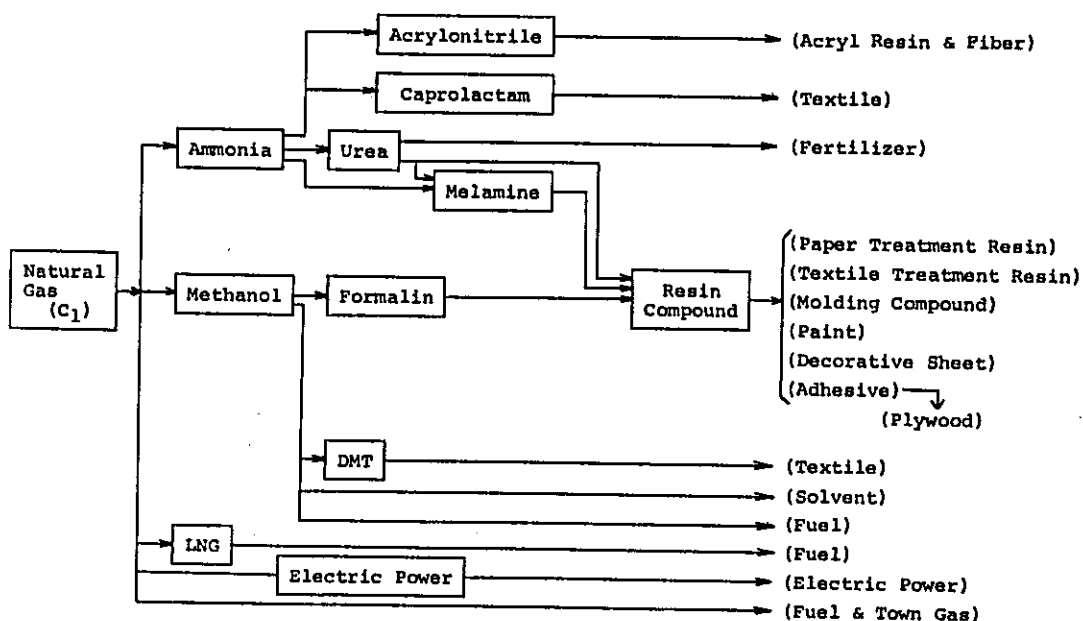


Figure AXI-1-1 Natural Gas (C₁) Complex Flow Scheme

Another possible means for effective utilization of methane is to convert it into a commodity with more additional values and a better aptitude for transportation by primary processing natural gas. By this method, it would be possible to export such a commodity to overseas market where a high extent of the demand already exists. Ammonia synthesis, methanol synthesis and LNG conversion fall under this category. In view of the fact that the LNG conversion projects are already progressing in North Sumatra and East Kalimantan, no particular explanations seem necessary to be made in this chapter.

The synthesized ammonia by fixing the atmospheric nitrogen is the main raw material of chemical fertilizers and because of the globally tight supply/demand position of fertilizers in the recent years, it seems that the ammonia synthesis is one of the most effective means for the utilization of methane. In Indonesia, the further development of agriculture is the very foundation for the development of the industry and therefore, the utilization of methane in this direction is a significant project in view also of the necessity to maintain a long-term stable supply of fertilizers. Ammonia is also a raw material of acrylonitrile and caprolactam which are raw materials for the production of synthetic fiber. Ammonia synthesis is, therefore, indispensable along with the development of the textile industry in Indonesia.

But in considering the ammonia industry in Indonesia, it seems that the production scale and time of construction should be determined on the basis of the agricultural policy and its long term development schedule. Therefore, the subject of the ammonia industry development should be treated by separate and independent studies and surveys.

The effective utilization of methane gas by means of carrying out methanol synthesis is as important as ammonia synthesis in view of the application of methanol as raw materials for various resins and DMT which is a raw material for synthetic fiber production. It will be also important as fuel methanol which has recently been attracting the world-wide attention. The above-mentioned various resins include adhesive materials which are important raw materials for the plywood industry. Methanol is the raw material for formalin which is in turn a raw material of these resins and almost 1/2 of the methanol produced now is being consumed in the formalin synthesis. Indonesia has abundant forest resources, so the wooden product industry has an extremely high potential for the future development.

Particularly, the plywood industry enhances the value of the forest resources through processing products to higher extent. It is expected strongly that the demand for plywood will increase rapidly both domestically and internationally. The industries using the forest or fishery resources as raw materials are the fields which developing countries can comparatively easily take up, and in this respect, the plywood industry is becoming one of the most important Indonesian industrial sectors.

In the recent years, the conversion of natural gas into methanol as fuel is attracting the world-wide attention and the relative research and developments are actively undertaken. This is due to the fact that methanol as well as LNG does not contain sulfur, thereby being considered as one of the pollution-free fuels under the present situation of increasing strict control on sulfur content rate, and, what is better, methanol as fuel has the following merit. Specially designed tankers are necessary for the trans-

portation of LNG, whereas, generally use tankers of normal pressure and temperature can be employed for methanol. Also, the handling of methanol is easy and does not involve the danger of explosion during the transportation. When burnt, methanol does not generate any soot or fume, and furthermore makes it possible to reduce easily the emission of NO_x which has been considered as a major cause of air pollution. Methanol does not care for a re-gasifying process or a process to utilize the heat of the vaporization which is indispensable in the case of LNG. This signifies that methanol can freely adapt itself to the fluctuation of load.

However, the extent of the waste of natural gas to produce methanol is higher than to produce LNG, from the point of fuel efficiency.

To elaborate on this point further, the following can be stated. If a LNG plant with a capacity of 5,000,000 t/y is constructed by utilizing natural gas with heating value of 10 Kcal/l, the consumption of natural gas per unit heating value of LNG will be 0.14 l/Kcal. In the case of a methanol plant of 35,000 t/day (consisting of 7 lines of 5,000 ton capacity each), however, the consumption of natural gas per unit heating value of methanol will be 0.23 l/Kcal. Also, it must be noted that there have been no actual record of stable supply of methanol as fuel technically so that the utilization of methanol as fuel will be strongly high-lighted in the future when the production of chemical industry-use methanol achieves a progress of the scale expansion and stable operations, because the production process of fuel methanol is virtually the same as that of chemical industry-use methanol. The production of fuel methanol simply consists of parallel installation of several production lines each of which has the equivalent capacity to a large-scale plant for the production of chemical industry-use methanol without the distillation process. In the future, when the utilization of methanol as fuel is realized, the production of methanol for chemical industry-use can be simply carried out by distilling the produced fuel methanol.

This signifies that the accumulation of the actual records of operations in a large-scale plant for chemical industry-use methanol will be a valuable preparation for its smooth adaptation to the operations of fuel methanol production.

Chapter 2. Supply and Demand of Methanol for Chemical Industry-use

2-1 The Supply Capacity in Southeast Asia

The total production capacities of methanol in the ECAFE region in 1972 were 65 thousand t/y in Korea, 115 thousand t/y in Taiwan and 28 thousand t/y in the Philippines. The capacity in Japan at the end of 1973 was 1,335 thousand t/y (including the recovered methanol). The above figures total to 1,543 thousand t/y. Those countries have scarce resources of natural gas or oil and have mainly to depend on the importation of such resources. As has been manifested in the recent energy crisis, it has become impossible to expect to obtain ample supply of crude oil at as low prices as before. And prices of LPG or naphtha, either of which can produce methanol, have also been showing a rapid and drastic

rise. It is now expected that the prices of the energy sources such as crude oil, LNG, LPG, etc. will be well balanced internationally per heating value. Therefore, if countries having no energy sources within themselves intend to expand or build the facilities for methanol production, they will be compelled to import one of the above mentioned energy sources at the well balanced international prices.

As will be shown in the following chapter, although Japan has the most advanced technology and complete infrastructures in Southeast Asia and furthermore the actual records of constructions and operations of methanol production plants are highly sufficient in Japan, it is impossible for her to cope about the cost price of methanol with Indonesia where the resources are available.

Therefore, it is necessary for Indonesia where the energy sources are richly available to set up the methanol industry corresponding to the newly grown demand of methanol in future, to maintain and develop the industries of Southeast Asia as a whole.

2-2 Demand Forecast

In view of the fact that the demand forecast for plywood is extremely significant in Indonesia where the forest resources are rich, the demand for methanol in Southeast Asia had better be analyzed by deviding it into two categories, the methanol consumption forecast in the plywood industry and that in the rest of the industrial sectors. According to the "Asian Industrial Survey for Regional Co-operation", the Proposal for Regional Co-operation in the Field of Plywood Manufacture, Study Number 7 by ECAFE, the demand of plywood in the AIS Region * has been estimated as is shown in Table AXI-2-1.

Also, an estimate is made as shown in Table AXI-2-2, concerning the demand for imported plywood by Japan, the U.S.A. and European countries which are the major consuming countries of plywood and the obtainable share of the AIS Region in the demand. As of 1973, the major plywood exporting countries in Asia were Korea, Japan, the Philippines, Singapore and Malaysia. In Korea, Japan and Singapore, the processing into plywood is undertaken by importing wood. However, the plywood industry in these countries is now suffering from the increase of raw material cost caused by the increase of transportation cost of wood, etc. So it seems reasonable that the growth of the future demand of plywood in Japan will have to be covered by the importation. In the case of the Philippines, due partly to the excessive utilization of the forest resources and also to the inherent shortage of the raw material wood with the appropriate quality for plywood, the importation of the wood materials for plywood from Kalimantan has been undertaken. Therefore, if Korea, the Philippines and Singapore are to expand the plywood production to meet the increase of the imported demand in future in the U.S.A., Europe and Japan, the merit by the expansion is becoming lower.

* = AIS Region: Indonesia, Khmer, Korea, Laos, Malaysia, Philippines, Singapore, Sri Lanka, Thailand and Vietnam.

Table AXI-2-1 Projected Plywood Demand -Per 1,000 Capita & Totals- by Country (1969-1985)

	Total Demand										
	Demand per 1,000 capita (m ³)					Index (1969=100)					
	1969 ¹ / ₁₉₇₅	1975	1980	1985	1985	1969 ¹ / ₁₉₇₅	1975	1980	1985	1975	1980
Indonesia	0.07	0.36	0.53	0.76	7.9	50.5	85.5	139.7	639	1,082	1,768
Khmer Rep.	0.43	1.37	1.73	2.26	2.9	11.3	16.8	25.6	390	579	883
Rep. of Korea	4.52	3.48	5.67	9.34	140.6	126.0	231.5	429.1	90	165	305
Laos	0.14	0.21	0.24	0.28	0.4	0.7	0.9	1.3	175	225	325
Malaysia	5.40	10.02	16.52	22.90	57.1	124.7	236.9	376.5	218	415	659
Philippines	7.00	4.45	5.64	7.58	260.0	195.9	296.2	471.2	75	114	181
Singapore	41.61	79.85	89.46	100.24	84.0	185.6	232.7	291.7	221	277	347
Sri Lanka	2.25	1.58	2.15	2.86	27.5	23.1	35.2	54.6	84	128	199
Thailand	0.99	2.43	3.50	5.12	34.4	101.3	170.8	288.8	294	497	840
Rep. of Vietnam	0.41	0.56	0.70	0.95	7.4	11.1	15.2	22.7	150	205	307
TOTAL REGION	2.18	2.44	3.38	4.68	622.2	830.2	1,321.7	2,101.2	133	212	338

¹/ Actual Demand

Source: AIS Projections

Table AXI-2-2 Estimated Extra-Regional Market Volume for AIS Plywood (1970-1985)

MARKET	Demand for Imported Plywood	AIS Share	
		1000s of m ³	%
<u>1970 (actual)</u>			
USA	1,812	1,721	95
Japan	27	27	100
Europe	1,958	98	5
Total	3,797	1,846	49
<u>1975</u>			
USA	2,904	2,759	95
Japan	1,715	1,715	100
Europe	2,933	440	15
Total	7,552	4,914	65
<u>1980</u>			
USA	3,666	3,116	85
Japan	2,852	2,852	100
Europe	4,757	1,189	25
Total	11,275	7,157	63
<u>1985</u>			
USA	4,425	3,319	75
Japan	4,129	4,129	100
Europe	6,276	2,197	35
Total	14,830	9,645	65

Source: AIS estimates

Therefore, ECAFE recommends that the most economical solution is to construct new plywood mills in Indonesia and Malaysia in order to cover the increment portion of the demand beyond the plywood manufacturing capacity presently available in the AIS Region. Furthermore, ECAFE recommends that 90% of the newly built plywood mills in AIS Region to meet the increment be taken up by Indonesia and 10% by Malaysia in 1985.

In other words, the amount of plywood supply covered by Indonesia, the volume of its domestic market and the volume of exportation to extra-region in comparison with the other countries in AIS Region are as shown in Table AXI-2-3.

The amount of adhesive materials to be consumed in this plywood industry varies depending on the technical level of the operators and the number of the ply.

The amount of adhesive materials varies also depending on the types of the materials to be utilized. The average consumption of an adhesive is, however, approximately 55 kgs for one m³ of plywood produced.

In a plywood plant with a capacity of 22 thousand m³ per year will therefore require 1,210 t/y of adhesive materials.

The available lives of adhesive materials are short. The longest life of an adhesive material is approximately 3 months and the shortest is only 3 weeks.

It is also known that a synthetic adhesive material plant will not be viable economically unless it has at least a production capacity of 300 t/month.

Therefore, several plywood mills should be constructed in one limited area and one adhesive material plant should produce all the adhesives to be consumed by all these mills. The most commonly employed synthetic resin which are used as the adhesive materials in this industry are urea resin, phenol resin and melamine resin.

The urea resin type adhesive which is the most popularly used material includes 50 to 60% of urea resin and appropriate quantity of flour (wheat powder), water and ammonium chloride. Urea resin is produced from urea and formalin with the blending ratio of 3:7. Formalin is made of the oxidation of methanol. Approximately 500 kgs of methanol is consumed for the production of one ton of 37% formalin. Therefore, the required amount of methanol per ton of the adhesive materials is, by assuming the utilization of urea type adhesives, approximately 230 kg.

The minimum capacity of 30 t/day is necessary for a plant of formalin synthesis and a preferable production capacity of a plant is considered to be about 100 t/day. Therefore, one plant of formalin synthesis will be able to supply sufficient formalin to several adhesive material plants.

In view of the above, the necessary amount of methanol will be 12.7 kg to produce one m³ of plywood by using the most popular urea type adhesive materials.

The calculation of the required amount of methanol for the accommodation of the plywood industry expansion projects shown in Table AXI-2-3, results as in Table AXI-2-4.

Table AXI-2-3 Expansion Scheme for Plywood Industry in Indonesia & in Other AIS Region by the ECAFE report

		(Unit: 10 ³ m ³)			
		1973	1975	1980	1985
	Supply	10	1,259	3,535	6,298
Indonesia	Domestic Demand		51	86	140
	Exportation to Extra-Region		1,208	3,449	6,158
	Supply	4,097	4,486	4,944	5,450
Other AIS Region	Domestic Demand		780	1,236	1,963
	Exportation to Extra-Region		3,706	3,708	3,487
Total Supply			5,745	8,479	11,748

Table AXI-2-4 Methanol Consumption for Plywood Industry on Table AVII-4

		(Unit: t/y)		
		1975	1980	1985
Indonesia		16,000	45,000	80,000
The other AIS Region		57,000	63,000	69,000
Total		73,000	108,000	149,000

AIS Region: Indonesia, Khmer Republic, Republic of Korea, Laos, Malaysia, Philippines, Singapore, Sri Lanka, Thailand, Republic of Viet-Nam

The amount of methanol consumed for the production of plywood in Indonesia in 1980 will be 45 thousand tons, and 80 thousand tons in 1985. As far as the whole AIS Region is concerned, the methanol consumption in the plywood industry will be 108 thousand tons in 1980 and 149 thousand tons in 1985.

On the other hand, the methanol demand in the fields other than the plywood industry is assumed to grow with an annual growth rate of 5% in the AIS Region and in Japan.

Table AXI-2-5 shows the estimated market volume of methanol in the ECAFE Region compiled on the basis of this assumption. Production in the Japanese plywood industry is assumed to be on a constant level from 1973 onward and it is also assumed that the increment of the domestic demand inside Japan thereafter will be covered by the importation from AIS Region, therefore the consumption volume of methanol in the plywood industry in Japan has been set on a constant level.

Table AXI-2-5 Estimated Market Volume of Methanol in South-East Asian Countries (Unit: t/y)

	1973 (Actual)	1975	1980	1985
AIS Region for Plywood ^{1) 2)}	52,000	73,000	108,000	149,000
for Others	130,000	143,000	183,000	234,500
Japan for Plywood ²⁾	97,000	97,000	97,000	97,000
for Others ³⁾	1,078,800	1,189,000	1,518,000	1,937,000
Total	1,357,800	1,502,000	1,906,000	2,417,500

- 1) AIS Region: Indonesia, Khmer Republic, Republic of Korea, Laos, Malaysia
Philippines, Singapore, Sri Lanka, Thailand, Republic of Viet-Nam
- 2) : Estimated value from ECAFE Report
- 3) : 5% growth per year
Included market of Methanol In Taiwan

For reference, the past demand for methanol (including the consumption for the plywood industry) in Japan is as shown in Figure AXI-2-1.

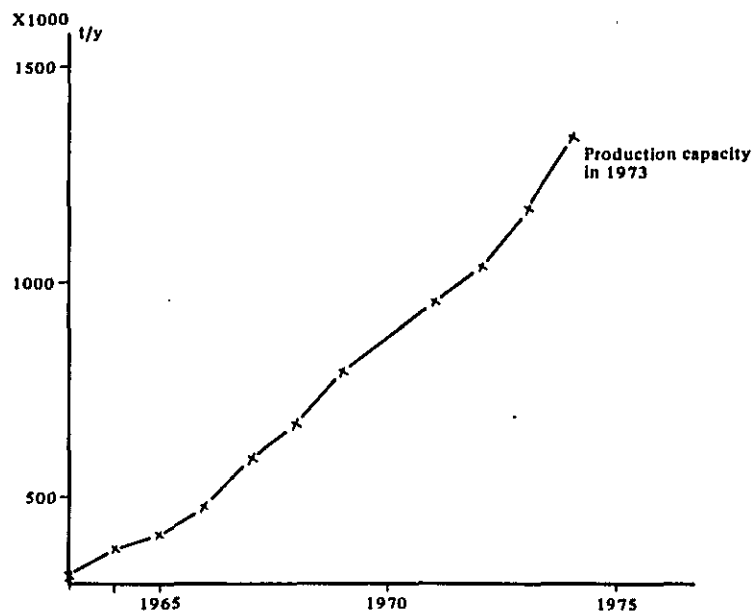


Figure AXI-2-1 Methanol Market in Japan (1963 - 1973)

The demand of methanol has grown on an average growth rate of 14% per year for ten years from 1963 to 1973.

This growth rate is expected to be gradually reduced in future. An assumption is made, that the average growth rate of methanol demand in Japan for the forthcoming decade will be 5% per year excluding the demand of methanol in the plywood industry in Japan.

On the other hand, the annual growth rate of 5% which is estimated in this report for the demand of methanol in the other industries than plywood in AIS Region seems to be rather conservative estimation, if a large-sized industry which consumes a lot of methanol is to be developed. For an instance, the volume of methanol consumed by the DMT plant of 100 thousand t/y which is now being projected in Palembang for 1977 onstream will be 41 thousand t/y. And when producing polyester fiber by polymerizing this 100 thousand tons of DMT, approximately 35 thousand tons of recovered methanol will be generated.

However, in order to re-utilize such recovered methanol, it is necessary to carry out distillation. If the polymerization plants are scattered in several sites, the distillation cost and transportation cost will become higher. Therefore, in order to carry out the re-utilization of the recovered methanol within the DMT plant, it is necessary to consider the layout of the plants on the basis of an integrated design of the polymerization plants and the DMT plant. Even if the recovery is fully undertaken, approximately 6,000 tons will be wasted within the DMT polymerization process per year.

If the existing capacity of methanol production at present in Southeast Asia is compared with the volume of the methanol demand in the same area estimated in the above paragraphs, approximately 360 thousand tons of methanol shortage will be inevitable in 1980 and approximately 880 thousand tons of the shortage will be in 1985.

Chapter 3. International Competitiveness

In the same manner as the plywood industry is expected to evolve towards a new balance of powers amongst the various countries in Southeast Asia on economical reasons, the methanol supply/demand in the same area is also expected to shift towards a new power-balance position in economical sense.

The supply of methanol cover the new methanol demand generated from the future economical development will be undertaken by a country or countries in which the methanol production cost is the lowest.

As has been discussed in Chapter 2, unless a new energy source with lower cost can be substituted by existing energy sources presently used, all the energy sources will attain balanced international prices.

The raw material of the methanol presently utilized is natural gas, LPG or naphtha, and the construction cost of a methanol plant utilizing natural gas as the raw material is the cheapest, followed by LPG and then naphtha.

The raw material is treated by a steam reforming process first, where methane is the most prone to be reformed, and higher hydrocarbons becomes gradually difficult to be reformed as the carbon number of hydrocarbons increases.

In this chapter, a comparative study will be conducted between the production cost of methanol by newly constructed plant in Japan utilizing LNG as the raw material imported from Indonesia, and the cost price of the methanol transported to Japan after being produced by a newly built plant in East Kalimantan utilizing NG available there as the raw material.

3-1 Prerequisite Conditions

- a) Inflation factor: 7%/y
- b) In view of the fact that the plant construction cost in Japan has become higher internationally, an assumption is made that the necessary machinery and equipment to build a plant will be procured from the U.S.A.
- c) The engineering, supervision, etc. pertaining to the plant construction in East Kalimantan are assumed to be accommodated by developed countries and also, it is assumed that several experts will be despatched to Indonesia from the developed countries for conducting the operations training, etc.
- d) Capacity: 2 thousand t/day (660 thousand t/y)
- e) The machinery and equipment are ordered in 1979, the commencement of the test operation is undertaken in mid 1980, and the full commercial operation is started in 1981.
- f) Ten years for depreciation and no salvage value is assumed.
- g) LNG cost (100% CH₄): US\$1.80/MMBTU delivered to users in Japan as of 1974, price increase rate, 7%/year.
- h) The natural gas price at East Kalimantan has been calculated by subtracting from the Japanese LNG price, the storage cost, the freight cost, the insurance premiums and the liquefying cost.
- i) The labor cost is estimated from the number of people needed in the head office works, operations and administration of the plants, general administration, maintenance department, general affairs department and service (shipment and warehousing) departments. Total number of 120 persons is in the case of Japan, while in the case of East Kalimantan, the total number of personnel is 180 (including 12 expert engineers despatched from developed countries).

An assumption is also made that all the above-mentioned personnel will be accommodated in the company housing facilities.
- j) Maintenance cost is assumed to be 3% of the cost of ISBL in Japan. In the case of East Kalimantan, 4% of the cost of ISBL is incorporated. Also in the case of East Kalimantan, the number of workers needed for the annual maintenance is assumed as 500 persons, of which 250 persons are to be employed in the company and provided housing facilities, and therefore, the housing costs and the salaries for the people employed for the maintenance were added to the calculation. In the case of Japan, an assumption is made that the amount of workers can be recruited from outside at the time of the annual maintenance.

k) The interest payable is estimated as 10% on the total investment in Japan, while 7.5% in Indonesia. This assumption is made on the basis of the consideration that borrowings on a lower rate will be possible in Indonesia.

3-2 Results

The results of the above calculations are shown in Table AXI-3-1. When the methanol production is undertaken in Japan by using LNG as the raw material, the cost price of methanol will be US\$141.2/t while the cost price becomes US\$133.3/t if NG is used as the raw material in a plant in East Kalimantan and then the product is to be transported to Japan. This signifies that the cost reduction can be achieved by US\$7.9 per ton of methanol in the case of constructing a methanol plant in East Kalimantan.

As long as LNG can be sold on a price level which is competitive with other energy sources, this cost advantage of US\$7.9 per ton will exist, no matter how high the price level happens to be.

The Southeast Asian countries other than Japan can obtain cheaper methanol by importing it from Indonesia than from Japan. This signifies that Indonesia will assume an important position to supply enough and cheaper methanol for the industries in Southeast Asia.

In the following paragraphs, a comparative study will be conducted in view of the investment efficiency between the methanol project in East Kalimantan and in Japan.

In spite of the fact that US\$35.07 million will be additionally required as the initial investment of the project in East Kalimantan when compared with the project in Japan, the cash flow of US\$15.5 million will be saved more on the project in East Kalimantan than in Japan during the first year.

On the assumption that this saving amount will also be increased by 7% per year due to inflation and also on the assumption that the project life is ten years, the internal rate of return (IRR) is approximately 55% for this additional investment of US\$35.07 million.

This signifies that if the site selection is made for East Kalimantan for the methanol production project, although the initial investment will exceed that in the case of Japan by US\$35.07 million, such an excess investment will be recovered by the 55% interest rate during ten years.

Generally, the minimum attractive rate of return is approximately 15% and therefore, the investors will prefer Indonesia to Japan when they select a plant site for methanol production in the Southeast Asia.

The following paragraph will show a comparative competitive study of methanol made in East Kalimantan and in Persian Gulf by the plants which are built at the same time with the same capacity, if it is supplied to the market in Southeast Asia. If an assumption is made that the construction cost and production cost in Persian Gulf will be on a comparable level as those in Indonesia, the great difference will be in the aspect of the transportation cost.

Table AXI-3-1 Comparison of Cost Price of Methanol between -
Plant Sites in Japan and in East Kalimantan

(Price in 1980)		(Unit: 10 ⁶ \$)	
Investment Cost		Japan	East Kalimantan
Plant Cost			
I.S.B.L.		59.18	83.47
O.S.B.L.		17.75	25.04
Land Cost		1.69	--
Housing		7.20	10.60
Working Capital		3.93	5.42
Contingency		7.69	10.85
Total		89.70	124.77
<hr/>			
Cost Price		Japan	East Kalimantan
	\$ (x 10 ⁶)	@ \$/t	\$ (x 10 ⁶) @ \$/t
Variable Cost			
NG or LNG		96.90	30.66
Cat. & Chemicals		4.46	5.13
Utilities		3.4	1.89
Sub-total		104.76	37.68
Fixed Cost			
Labor	1.44		1.61
Maintenance	1.78		3.65
Depreciation	9.69		13.54
G & A Cost	1.44		1.61
Interest	9.69		10.15
Sub-total	24.04	36.42	30.56 46.30
Freight to Japan			(10,000 ton as one rot) 20.00
Insurance			0.33
Storage Cost			29.00
Cost Price		141.18	133.31

If methanol is produced in the Persian Gulf area, it will be necessary to add into the production cost the transportation cost from the Persian Gulf to Singapore. The cost increment for that transportation will be approximately US\$26 per ton of the product in 1980. (10 thousand ton per lot)

Therefore, it would be necessary for the Persian Gulf-made methanol to reduce the production cost by US\$26 in order to compete the Indonesian-made methanol in the market of Southeast Asia.

As is shown in Table AXI-3-1, natural gas cost is assumed to be US\$30.66 per ton of methanol for the year of 1980 in East Kalimantan.

It would be required for the Persian Gulf methanol to reduce US\$26 from the cost of the raw material in order to intrude effectively into the market of Southeast Asia, in other words, the raw material cost per ton of the Persian Gulf methanol is limited to only US\$4.66 for that intrusion. This signifies that it is comparatively easy for Indonesia to expel the Middle East made methanol from the market of Southeast Asia.

Chapter 4. Conclusion

The main volume of this report recommended that there is an ample economical viability in the construction of an olefin complex in Indonesia in 1979 by utilizing C_2^+ contained in natural gas as the raw material.

The summary of the study made in this Annex has shown the significance of additional project to construct methanol synthesis plant of two thousand t/day (660 thousand t/y) inside the same olefin-based petrochemical complex site, and the said methanol synthesis plant can use as the raw material the remaining methane after the separation of C_2^+ for olefin complex from the natural gas. From the estimated methanol supply/demand balance in Southeast Asia mentioned in Chapter 2, the onstream of a plant with the capacity of two thousand t/day in mid 1980 seems to be sufficiently adequate both in capacity and construction timing.

The estimated volume of methanol demand in Southeast Asia in 1980 amount to 1,906 thousand tons and the present capacity to supply methanol in the same area is 1,543 thousand tons.

The shortage portion of 363 thousand tons will be partially covered by the proposed project of methanol synthesis in Indonesia.

By 1983, the shortage portion will amount to 600 thousand tons, so that the proposed methanol plant which by then will have attained an approximately full commercial operation will be able to dispose of the total amount of the products within the market of Southeast Asia. For both 1981 and 1982, it would be necessary to export products in addition to the ECAFE Region and Japan. The markets of China and India will be within the coverage of such an exportation. Approximately 20 thousand tons of methanol was imported in India in 1973, and China inquired of Japan about the possibility of the importation of 30 thousand tons of methanol. On an assumption that these demands will also grow on an annual growth rate of 5%, the methanol demand of these two countries will attain

70 thousand tons by 1980 and 90 thousand tons by 1985. By the year 1985, the shortage of methanol in the ECAFE Region and Japan will attain a level of 875 thousand tons so that even if the new plant is fully operated, it will still be impossible to fulfill the volume of the methanol market in the ECAFE Region and Japan.

Furthermore, as sufficiently substantiated infrastructures are not available yet in the areas where a large extent of natural gas can be produced in Indonesia so far, an advantage is evident in the construction of the methanol plant within the site of the olefin-based petrochemical industry complex, thereby making it possible to use the same utilities and the same port facilities in common.

The future of the plywood industry in Indonesia is extremely bright, and the forecast will be made even brighter if the basic raw material, methanol, is secured within the country. The securing of methanol will become more reliable by implementing the above project and it would also become possible to supply from the year 1981 onward, 41 thousand t/y of methanol to the DMT plant with 100 thousand t/y capacity which will be onstream in 1977 in Palembang. Approximately 35 thousand t/y of methanol by-produced from the process of DMT polymerization will be provided for the demand near the sites of the polymerization plants in various locations. For the plywood industry in Indonesia, approximately 52 thousand t/y of methanol will be supplied in 1981 from the newly built plant and 80 thousand t/y in 1985.

All of the product besides for the domestic use can be exported almost entirely to the market inside of Southeast Asia. It has also been described in Chapter 3 that the methanol plant to be constructed in Indonesia will have the strongest competitive power in Southeast Asia.

Furthermore, even the oil producing countries in Middle East will not be able to easily intrude into the Southeast Asian market in competition with the Indonesian methanol, unless they estimate the raw material cost on an extremely low level in order to establish a competitive level of selling price. In the future, if the era of fuel methanol arrives, the experiences accumulated through the operations of this new methanol plant will be a valuable springboard for the technological advantage.

In view of the above discussion, it is considered to be the most adequate to add to the project of the olefin-based petrochemical industry the project of methanol production with the capacity of two thousand t/day and a target commencement of test operation in the mid 1980.

Chapter 5. Process Description

5-1 Licensor List

High Pressure Process

BASF
Chemical Construction
Commercial Solvents
Foster Wheeler
Girdler Corp.
Imperial Chemical Industries
Vulcan-Cicinnati
Montedison-Mitsui-Toatsu

Low Pressure Process

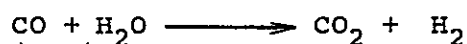
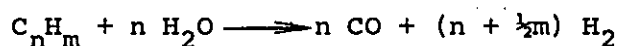
Imperial Chemical Industries
Lurgi

5-2 Process Description

From natural gas

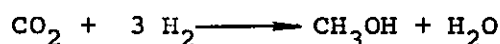
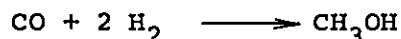
The process is divided in three steps:

- 1) Reforming of natural gas by steam to water gas



There is obtained synthetic gas for methanol. If carbon peroxide is contained in the natural gas, it is naturally a good source. Even if the synthesis gas from natural gas by steam reforming does not contain enough carbon for methanol synthesis, operations have no difficulties. When sulphur is contained in natural gas, it must be removed before the reforming.

- 2) Synthesis of methanol

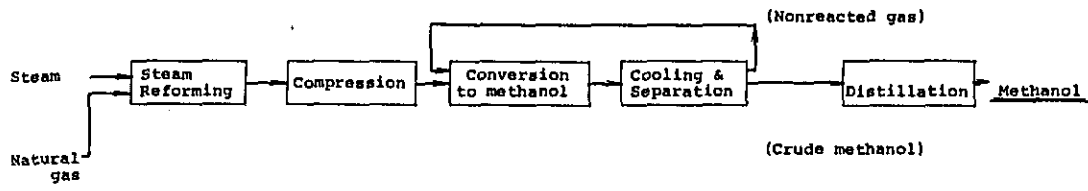


Many kinds of catalysts for methanol are proposed, and oxide of chromium and zinc is usual for high pressure synthesis and copper based oxides for low pressure synthesis.

- 3) Purification of methanol

The crude methanol from the synthesis reactor contains dimethylether, methyl-formate, water and trace of other impurities. The distillation systems are used for the removal of the impurities.

5-3 Flow sheet for synthetic methanol



	Unit Consumption	
Carbon dioxide	150 Nm ³	99 x 10 ⁶ Nm ³ /y
Natural gas CH ₄	1,060 Nm ³ (757 kg)	700 x 10 ⁶ Nm ³ 510,000 t/y (1,510 t/d)
Methanol	1,000 kg	660,000 t/y