Ⅵ. 原　料　作　物

第Ⅰフェーズにおいて3種類の作物（砂糖きび，キャッサバ，さつまいも）について適否の検討を行ない，その結果，砂糖きびを最適原料として選定した。

従って今回の第Ⅱフェーズにおいては，農業セクターにより，この砂糖きびに関する収量，糖分含有量等の面からの，より詳しい検討がなされた。

この結果を基にアルコール工場の生産規模は48kl/dとした。

次に農業セクターの調査結果を示す。

耕作面積	:	2380ha
ヘクタール当りの収量	:	約 52 t/ha（平均値）
年間収量	:	123670 t/y
砂糖きびの糖分		
しょ糖	:	13.5wt%
転化糖	:	0.6wt%

上記のしょ糖分は調査対象地域における試験栽培の成績を検討した結果12.0wt%（第Ⅰフェーズの値）から13.5wt%に修正したものである。

また，砂糖きびの工場への納入価格は次のとおりとした。

1981年	160 pesos/t
1987年	240 pesos/t

Table Ⅵ-1に農業セクターおよび工業セクターの検討結果を要約したものを示す。

Table VI-1 Study Results on Raw Material Crop

Results of Agricultural Study						
Raw Material Crop	Selected Plantation Area (ha)	Yield (t/ha on av.)	Content of Sugar (wt%)	Production (t)	Unit Price of Crop (Pesos/t)	Harvesting Period (days)
Sugarcane	2,380	52.0	Sucrose 13.5 Invert Suger 0.6	12,3670	240	200 (Nov.-May)

Results of Industrial Study			
Annual Plant Operation (days)	Crop Consumption (t/kl-Alcohol)	Alcohol Production (kl)	Alcohol Plant Capacity (kl/d)
200 (Nov.-May)	12.87	9,609	48

Ⅶ. アルコール工場設備

1. 設備計画上の前提

1-1 検討の範囲

アルコール工場の検討の範囲は次のとおりである。

(1) 検討の範囲は原則として工場敷地内設備に限るものとしたが，主要道路からのアクセス道路，設備からの廃水および雨水の排出設備に関しては，工場敷地外であっても，検討範囲に含めた。

(2) 用水設備，電力設備は深井戸設備，ボイラー，発電機を考慮し検討の範囲に含めた。

(3) アルコガスの流通，貯蔵，消費については検討範囲外としたが，情報を適確に把握し，検討に反映させた。

1-2 設備設計基準

設備設計基準として採用した項目は次のとおりである。

(1) 製品アルコールの品質 ： アルコール濃度 99.5 vol %以上

(2) 原 料 ： 砂糖きび

(3) 工場能力 ： 標準的な能力である60kl/dとした。

(4) 稼動日数 ： 200 d/y

(5) 稼動時間 ： 24 h/d 連続運転

(6) 原料中の成分

農業セクターとの協議により次の数値を採用した。

1) しょ糖 13.5 wt %

2) 転化糖 0.6 wt %

3) 繊維分 13 wt %

(7) 製品アルコール貯蔵能力： 30日分

(8) 用 役

1) 用 水

a) 水 源

NITの試掘井の結果から工場敷地では，深井戸による井戸水が期待できるので水源は深井戸水とした。

b) 水 質

アルコール工場を建設するHalang近くの井戸から採取した水を本調査チームが分析した結果Table Ⅶ－1の結果が得られたのでこの値を採用する。

Table VII-1 Quality of Well Water

Item		Content
Total Hardness (as $CaCO_3$)	PPM	146
Cl^-	PPM	11
Total Silica (as SiO_2)	PPM	176
Methyl-Alkalinity (as $CaCO_3$)	PPM	229
SO_4^{--}	PPM	6
SS		Trace
Oil		Trace
Water Temperature	°C	28

2) 電 源

自家発電とし用途別の電源仕様は次のとおりである。

a) 動力用 : 440V, 60HZ, 3相

b) 計装用 : 110V, 60HZ, 単相

c) 照明用 : 220V, 60HZ, 単相

3) 燃 料

定常時はバガスを使用する。ただしスタートアップ時，緊急時のみは軽油等の化石燃料を使用する。

(9) 自然条件

現地調査の結果Table Ⅶ－2の値を採用した。

Table VII-2 Meteorology Condition

Items		Unit	Value
Temperature	Max.	°C	35
	Ave.	°C	29.5
	Min.	°C	21
Relative Humidity		%	66 to 85
Rainfall	Max.	mm/d	250
Wind Velocity	Max.	km/h	250
Wet Bulb Temp.	Max.	°C	28

(10) 構造設計基準

National Structural Code for Buildingsから次の数値を採用した。

1) 地震力

設計水平震度は0.1とした。

V＝0.1W　　V：基礎における全水平力

W：全固定荷重

2) 風圧力

a) 風　速　　175Km／h

b) 風圧力

構造物の高さ	風圧力
9m＜H	150Kg／m²
9m≦H＜30m	200Kg／m²
30m≦H	250Kg／m²

3) 地耐力

アルコール工場の建設地の地質から判断して本調査では地耐力として20t/m² の値を採用した。

(11) 環境規制

環境規制に関しては，The Rules and Regulations of National Control Commitee（1978）に準拠するものとした。特別事項は次のとおりである。

1) 廃 水

i) 製造設備からの廃水は冷却水にて希釈し，工場周囲の原料用地への灌漑用水として有効利用する。

ii) 管理棟，食堂からの生活廃水は浄化槽にて処理後灌漑用水へ混入させる。

(12) 適用法規・規格

下記法規・規格に準じ設計を行なった。

1)	土木・建築	○ National Building Code
		○ National Structural Code for Buildings
2)	ボイラー・圧力容器	○ American Society for Mechanical Engineers または同等規格
3)	電気設備	○ National Electrical Manufactures Association または同等規格
4)	計装設備	○ Instrument Society of America または同等規格
5)	消火設備	○ The Fire Code of the Philippines and Regulations
		○ National Fire Codes (U.S.A)
6)	材料規格	○ American Socity for Testing and Materials または同等規格
7)	回転機器	○ Japanese Industrial Standards
8)	環境対策	○ The Rules and Regulation of National Control Committee(1978)

2. アルコール工場の立地

第Ⅰフェーズにおいては，アルコール工場の建設する場所をHalangとして検討したが，第Ⅱフェーズでは建設候補地を3ケ所選定し，この候補地を比較検討することにより工場立地を確定することとした。

2-1 建設候補地3ケ所の選定

本調査チームは，第Ⅱフェーズの第3回現地調査で4回におよびプロジェクトサイトの視察を行ない，アルコール工場建設候補地を3ケ所選定した。この3ケ所を選定するに際しての着

目点は次のとおりである。

(1) 水田地帯は避けた。

(2) 工場敷地（130m×250m）は平地で取れる様な地点を選定した。

(3) 工場敷地は，アルコール工場の機器，機材搬入の観点から可能な限り舗装道路の近傍が望ましい。

以上の着目点を考慮した結果，Fig Ⅶ－1.2に示す位置にA.B.Cの3候補地を選定した。

候補地A	Sabang	近傍
候補地B	Halang	近傍
候補地C	Maragondon	近傍

2-2 候補地の比較検討

比較検討で考慮した項目は次のとおりである。

(1) 原料砂糖きびの輸送費

プロジェクトエリア内の各地域別の砂糖きび生産量と砂糖きび1t・1Km当りの輸送費（0.8 pesos／t・Km）から計算して求めた。

(2) アルコール工場機器，機材の搬入上の問題

プロジェクトサイトの視察により，機器，機材の搬入上の問題を調査した。

(3) 工業用水入手の可能性

NIAによる試堀井の結果を参考に考察した。

(4) 近隣住民地域との距離

プロジェクトサイトの視察結果により考察した。

(5) 整地費

3候補地の地形から整地費について考察した。

以上の項目により3候補地を比較するとTable Ⅶ－3に示すとおりである。

Fig. VII - I Proposed Plant Sites

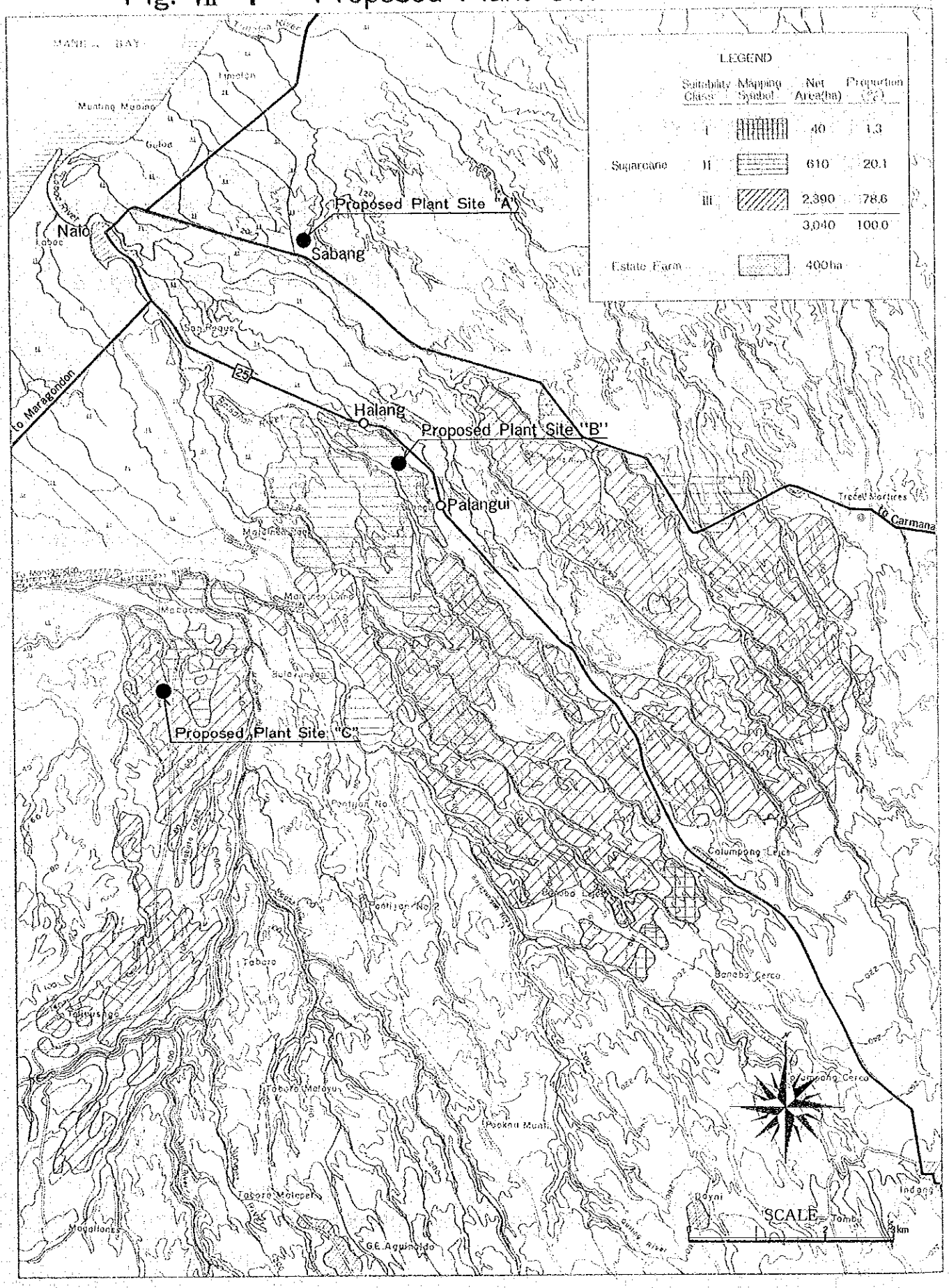


Fig. VII-2 Selected Plant Site B (Halang)

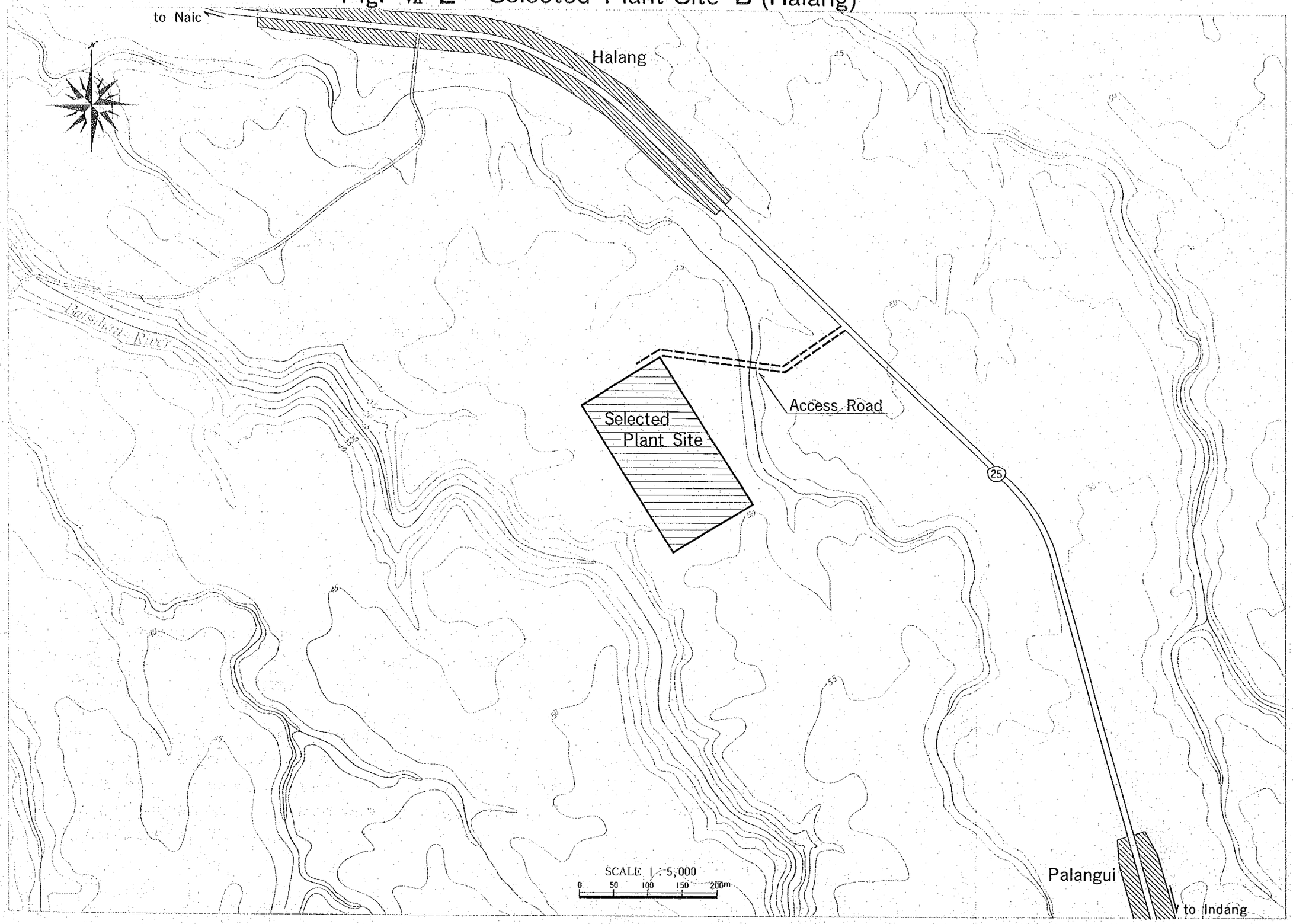


Table VII-3 Comparison of Candidate Distillery Site

	A. Sabang	B. Halang	C. Maragondon
Transportation Cost (10^3 pesos/y)	2,362	1,712	2,060
Transportation of Equipment & Materials	Easy	Easy	Rather difficult
Industrial Water	Easy (Well water)	Easy (Well water)	Easy (River water)
Distance from Inhabitants	Enough	Enough	Enough
Site Development	Cheap	Cheap	Rather expensive
General Estimation		O	

Table Ⅶ－3に示すごとくアルコール工場の設置はHalang 近傍が最も秀れているのでHalangに決定する。

3. プロセス選定

次に各プロセスの比較検討を行う。

3-1 糖分の抽出

砂糖きびから糖分を抽出する方法として従来から広く用いられているミリング法と比較的新らしい方法であるディフェージョン法についてアルコール生産の観点から次に比較検討を行う。

3-1-1 ミリング法およびディフュージョン法の概要

(1) ミリング法

砂糖きびから砂糖を生産する場合の糖分搾出方法として古くから広く用いられているプロセスであり，その概略フローはDrawing Ⅶ－1に示すとおりである。

糖分の搾出をしやすくするため，あらかじめカッター，シュレッダー等により砂糖きびの細断および細胞の細裂をしてから，後続の多重圧搾ミルによって純機械的にジュースを絞り出す方法である。

(2) ディフュージョン法

従来ビートから糖分を浸出するために用いられてきた方法であるが，建設費の低さ，メインテナンスの容易さ，エネルギー経済性の良さ，糖の回収率の高さ等のディフュージョン法の持つ優れた点に着目し，第2次大戦後エジプトを始めとして，世界各地で本法を砂糖きびに対しても次第に応用するようになった。Drawing Ⅶ－2に本法の概略フローを示す。

糖分の浸出効果をあげるため，あらかじめ砂糖きびの細断および細胞の細裂をしてから，ディフューザーにおいて細裂された砂糖きびと加熱された浸出液（約70℃）とを十分に接触させることにより，細胞膜の内と外との糖濃度差に基づく浸透作用を促し，本作用によりジュースの浸出を行う方法である。

ディフュージョン法にはDe Smet，DDS，Silver Ring，BMA，Saturne，Fletcher-Stewart，Buckau-Wolf-Burnett，Suchem，Huletts等の少なくとも9種類の方法が存在するが，いずれも構造上の違いによる若干の特質の違いはあるが，基本的な原理は同じであるので，次に述べる比較検討結果は大体どの方法にも当てはまるものと考えて差し支えない。

3-1-2 ミリング法とディフュージョン法の比較

次に各項目別に両方式の比較を行う。

(1) 建 築 費

ディフューザーの土木基礎は圧搾ミルの基礎ほどの堅固さを必要としないため，ディフュージョン法はミリング法に比し，土木費が安い。また，ディフューザー本体設備は屋外に設置できるため，ディフュージョン法はミリング法に比し建築費が安い。さらにディフューザー本体の価格は同一処理規模のミル列中の圧搾ミル1.5基分相当で済む。

以上の3点を考慮し，両法の建設費を比較すると，ディフュージョン法を採用した場合の建設費（ディフューザーおよび脱水用ミル2基）は同一処理規模のミリング法（4連式ミル）の建設費の約80～85％である。

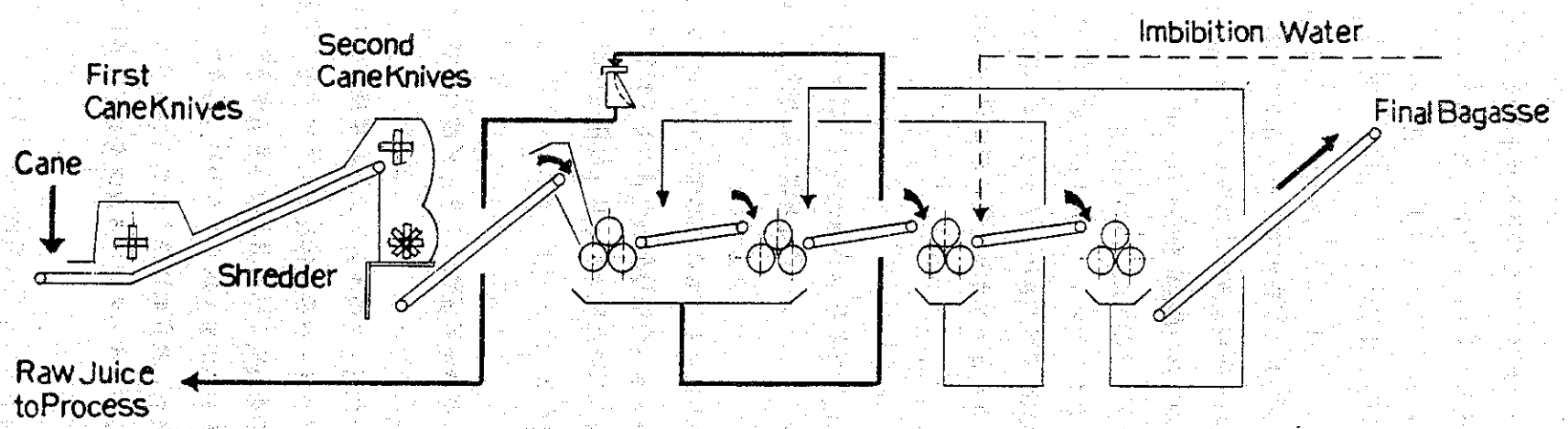
なお，ディフューザー内のバガス層はジュースを沪過する働きも兼ね備えているため，後続のクラリファイヤーはミリング法のそれに比し，滞留時間のより短い，小容量のもので済む利点も有する。

(2) 運 転 費

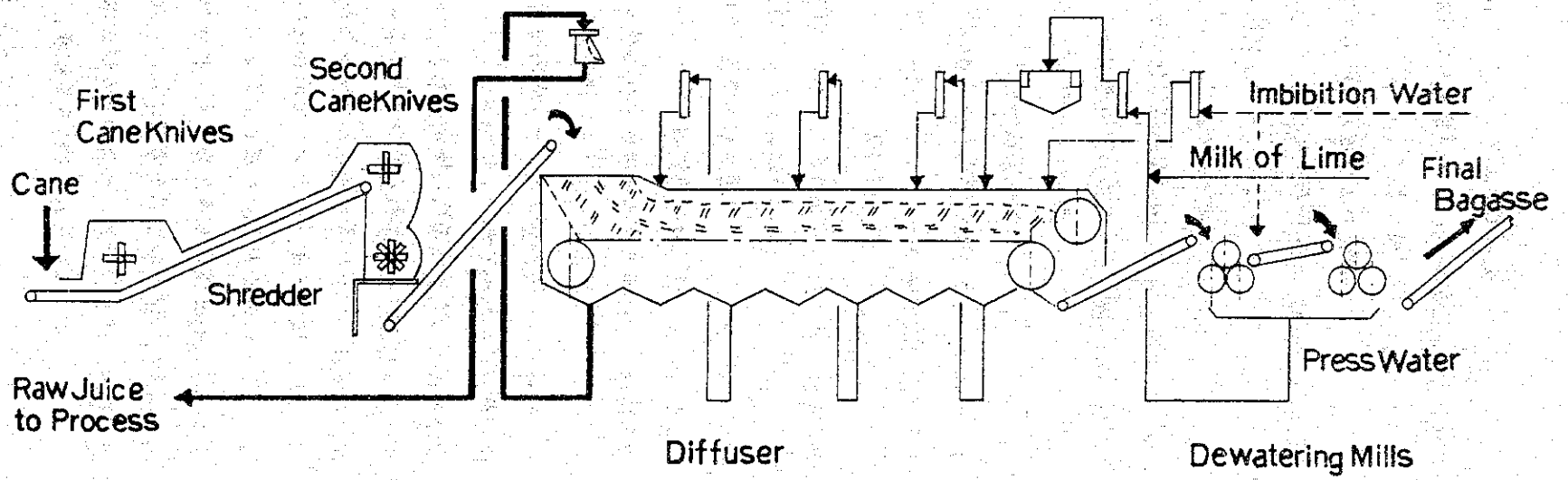
次に両法の運転費を運転労務費と用役費の面から比較する。

1) ディフュージョン法はミリング法の場合と同様の前処理設備（カッター，シュレッダー）ならびにバガスの脱水のために2基のミルを必要とする。

Drawing VII-1 Milling Process



Drawing VII-2 Diffusion Process



従ってディフュージョン法はミリング法と比較して必要運転員の数の点で余り差がなく，運転労務費も両法間で余り差はみられない。

2) 用 役 費

蒸気および電力の使用量の面から次に両法を比較する。

a) 高圧蒸気使用量

ディフュージョン法（ディフューザーおよび脱水用ミル２基）はミリング法（４連式に比べ，ミルタービンの台数が半数で済むことから，ディフュージョン法の高圧蒸気使用量はミリング法のそれの約50％である。

b) 低圧蒸気使用量

ディフュージョン法においてはリサイクルジュースおよび注加水の加熱用として低圧蒸気を使用するが，この蒸気はすべて背圧式ミルタービンあるいは背圧式発電タービンの廃蒸気でまかなうことができるため，運転費への影響はない。

c) 電力使用量

ディフュージョン法はミリング法に比べ多数のジュースポンプを使用するので，当然より多くの電力を消費する。ディフュージョン法の電力使用量はミリング法のそれの約２２０％となる。

以上の比較結果から，両法の運転費の差は主として高圧蒸気使用量および電力使用量の違いからくるものであることがわかる。これ等を用役費として換算すると，ディフュージョン法（ディフューザーおよび脱水用ミル２基）の用役費はミリング法（４連式ミル）の用役費の約５５％である。

(3) メインテナンス費

ミリング法の場合はミルロールの摩耗および歯の折損等のミリング法特有のメインテナンスに多額の費用を要する。

一方，ディフューザーのみの場合はジュースポンプのインペラーの摩耗等の比較的軽微なメインテナンスで済むためディフューザーはミルに比べ，メインテナンス費が大幅に安くなる。ただし，ディフュージョン法においても脱水用として２基のミルを使用する必要があるため，ミルロールのメインテナンスが全く無くなるわけではない。

以上の差異を考慮に入れ，両法のメインテナンス費を比較すると，ディフュージョン法（ディフューザーおよび脱水用ミル２基）のメインテナンス費はミリング法（４連式ミル）のそれの約７５％程度となる。

(4)　性　能

両法について抽出率，ジュースの清澄度およびバガスの含水率等の性能面から比較すると次のとおりとなる。

1)　抽　出　率

一般的にディフュージョン法の場合はミリング法に比べより高い抽出率が得られる。

ミリング法の抽出率が大体９３～９６％であるのに対し，ディフュージョン法のそれは大体９５～９８％であり，約２％程度ディフュージョン法では高い抽出が可能であるが，この点に関しては後述の(5)項を考慮に入れ両法の優劣を判断する必要がある。

2)　ジュースの清澄度

ディフュージョン法においてはディフューザー中のバガス層がフィルター効果を有することから，得られるジュースはミリング法のそれよりも一般的に清澄度が高い。

しかしながらこの点に関しては後述の(5)項を考慮に入れ両法の優劣を判断する必要がある。

3)　バガスの含水率

ディフュージョン法によって得られるバガスの含水率は一般的にミリング法によって得られるそれよりも１～２％程度高いため，その分ボイラーにおける燃料使用効率が悪くなる。

以上のとおり性能面においてもディフュージョン法はミリング法に比べ一見優れているようであるが，後述するとおり，ディフュージョン法はミリング法に比べ原料の質的変動によって，その性能が支配され易く，この弱点を克服するためには，設計の予備段階において，メーカおよびユーザーの双方が十分協力し合って現地の条件に最も適したシステムを作りあげることが不可決である。従って両者の比較にあたっては後述の(5)項を考慮に入れ判断することが必要である。

(5)　原料の質的変動に対する性能安定性

ディフュージョン法は，圧搾という純機械的な方法によってジュースを抽出するミリング法とは違って，浸出作用を利用してジュースを抽出する方法であるため，その性能（処理能力，抽出率）はバガス層をジュースが通過する際の浸出速度によって支配される。

また，この浸出速度はディフューザーの入口における，

1)　前処理された原料の細断度合およびその均一性

2)　原料中に含まれる土砂および爽雑物の量

などの原料の性状によって大きく影響を受ける。

従って，ディフューザーのもっている性能を十分発揮させるためには，設計段階において，

1)　原料の性状（しょ糖分，繊維分，繊維質の固さ，細胞膜の浸透性，etc）とその変動幅を十分調査し，そのデーターをもとに適切な原料の細断度合を設定し，前処理設備の設計を行う。

2)　原料中に含まれる土砂および爽雑物がディフェーザー内に入らぬように前処理段階でこれ等を除去する。

などの特に現地の原料条件に適した前処理対策を講じる必要がある。

以上のとおり，ディフュージョン法はミリング法に比べ，原料の質的変動によって，その性能が支配され易い特性をもっている。

この弱点を克服するためには，メーカーおよびユーザーの双方が設計の予備段階において十分協力し合って，現地の条件に最も適したシステムを作りあげることが不可決である。

3-1-3　ミリング法とディフュージョン法の総合比較結果

以上の比較結果をTableⅦ－4に要約して示す。ディフュージョン法は，建設費，運転費およびメインテナンス費の面でミリング法より安いが，反面，前述の(5)に示すとおり原料の質的変動によって，その性能が影響され易い欠点をもっているため，本調査においては古くから十分な実績を有し，宜つ，より性能安定性が高く，設計ミスの少ないミリング法を採用する。

なお，ディフュージョン法は，コスト面でミリング法にまさるだけではなく，アルコール生産の面からみた場合，より高温域での運転が可能であり，これによる，より高い抽出率およびジュースの前殺菌等の優れた可能性を秘めているので，将来，十分注目できる方法である。

3-2　圧搾汁の清澄と濃縮

中間報告書においては，圧搾汁の清澄工程と濃縮工程を採用したが詳細検討の結果清澄工程のみ採用し，濃縮工程は採用しないこととした。

3-2-1　清澄工程

清澄工程を採用した理由は次のとおりである。

Table VII-4 Comparison between Milling and Diffusion

Please note that this comparison is carried out based on a processing capacity of approx. 1000 TCD.

Process / Items	Milling (4 Mills)	Diffusion (Diffuser & 2 dewatering mills)
Initial Cost Index	100	80 - 85
Operating Cost Index	100	55
Maintenance Cost Index	100	75
Performance	—	Better
Stability of Performance	Better	Relatively difficult to enable long and stable operation
Overall Evaluation	World-wide proven process	Special design consideration is needed for stable operation

(1)　発酵工程でイーストリサイクル法を採用したこと。

後述するように，発酵工程でのイーストリサイクル法は商業実績のあるプロセスでは最良であり，本計画は酵母をリサイクルし再使用するので雑菌による汚染防止をする必要上清澄工程をおく必要がある。

(2)　もろみ塔におけるスケール発生量が少なくなる。

副次的な効果としてもろみ塔のスケール発生量が少なくなり，掃除の回数が少なくなる効果もある。

なお，清澄工程を採用することによる建設費のアップ分は約5,000（10^3 pesos）である。

3-2-2　濃縮工程

中間報告書の段階では搾汁液中のしょ糖および転化糖の合計が11.8％と比較的低い値であるため，濃縮工程をおき約1.6％濃度を上げ糖濃度13.4％の搾汁液が発酵槽へ入るものとして計画した。

今回砂糖きび中のしょ糖および転化糖の量を詳細検討した結果Ⅶ－1－2項で記述したように約1.5％上昇する事が判明し，濃縮工程をおかなくても糖濃度13.9％の搾汁液が得られる。従って仕込み濃度を高濃度とする目的では濃縮工程は必要ない。なお，濃縮工程を設置する目的の1つとして，発酵槽への仕込み濃度の均一化が図れることがあるが，濃縮工程に要する建設費が約7,000（10^3 pesos）であることを考慮し総合的に判断した結果濃縮工程は採用しないこととした。

3-3　発　酵

発酵プロセスの比較検討をするため，発酵プロセスの種類，プロセス比較，商業運転実績，総合評価について述べる。

3-3-1　発酵プロセスの種類

(1)　バッチ方式

1)　大量酵母使用バッチ方式

2)　段掛けバッチ方式

に大別され最も一般的に行われている方式である。

(2)　イーストリサイクル方式

本方式は発酵もろみから遠心分離機で酵母を分離し，酸処理後この菌体を再使用し，発酵時間の短縮化を行う方式である。

(3)　連続発酵方式

本方式は連続的に発酵を行わせる方式であり，現在研究・開発途上にある。代表的なプロセスについて述べる。

1)　A式固定化酵母連続発酵プロセス

アルギン酸アルミニウムに包括固定化した固定化酵母菌体のゲル粒子を発酵槽に充塡し，炭酸ガスにより，流動相の状態に流動させて糖液を連続的に供給し，連続発酵を行わせるプロセスである。プロセスフローをDrawing Ⅶ－3に示す。

2)　P式固定化酵母連続発酵プロセス

光感度の特殊樹脂と湿潤酵母を混合した後，光を照射して重合を行わせ，板状の包括固定化酵母菌体ゲルを作り，これを発酵槽に充塡し，糖液を連続的に供給し，連続発酵を行わせるプロセスである。プロセスフローをDrawing Ⅶ－4に示す。

3)　K式固定化酵母連続発酵プロセス

海藻からの抽出物であるK－カラギーナンに包括固定化した固定化酵母菌体ゲル粒子を発酵槽に充塡し，糖液を連続的に供給し，連続発酵を行わせるプロセス。

4)　減圧発酵プロセス

発酵槽内を約50 mmHg，35℃に保ち発酵もろみを沸騰状態にすることにより，エタノール濃度を常に1 vol%以下とし，エタノールの酵母菌体におよぼす阻害をなくすことにより連続的にアルコール発酵させることをねらったプロセスである。プロセスフローをDrawing Ⅶ－5に示す。

3-3-2　プロセス比較

発酵プロセスのプロセス比較は

(1)　大量酵母使用バッチ方式

(2)　イーストリサイクル方式

(3)　連続発酵方式

1)　A式固定化酵母連続発酵プロセス

2)　P式固定化酵母連続発酵プロセス

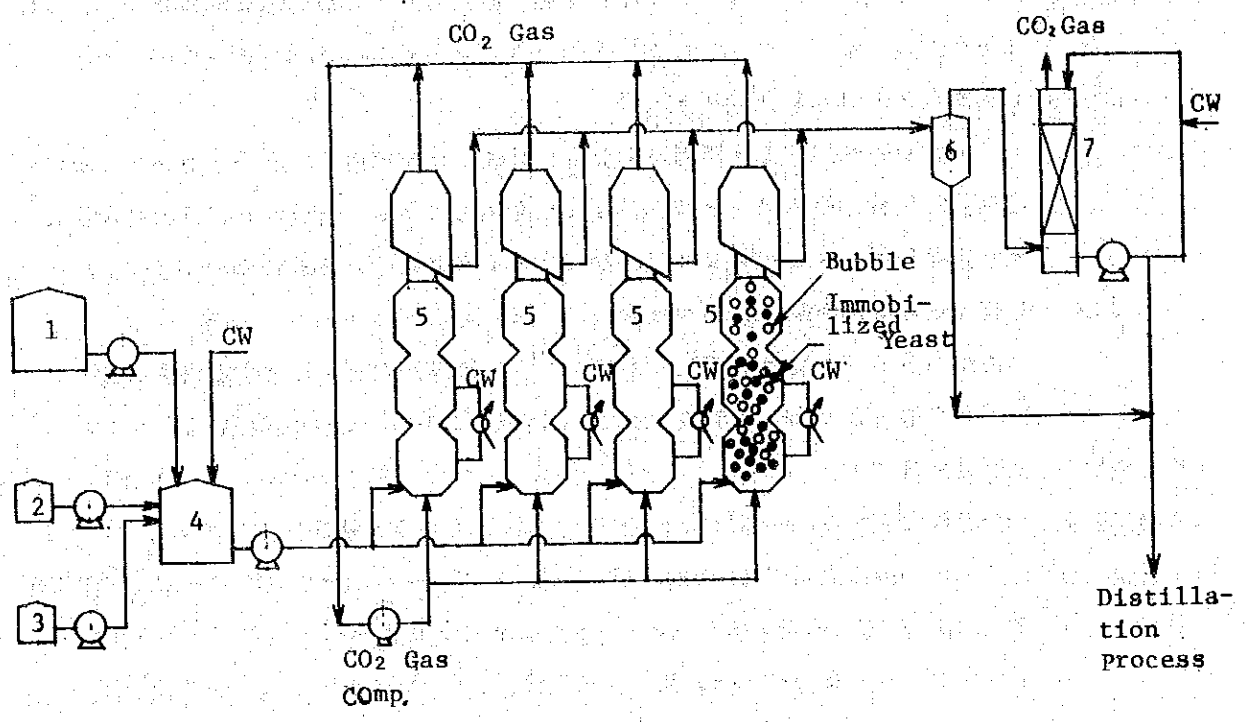
3)　減圧発酵プロセス

について比較を行った。

(1)　建設費，運転コストの比較

連続発酵方式については商業運転の実績がないため，文献等に発表されている次の指標を参考として推定した。

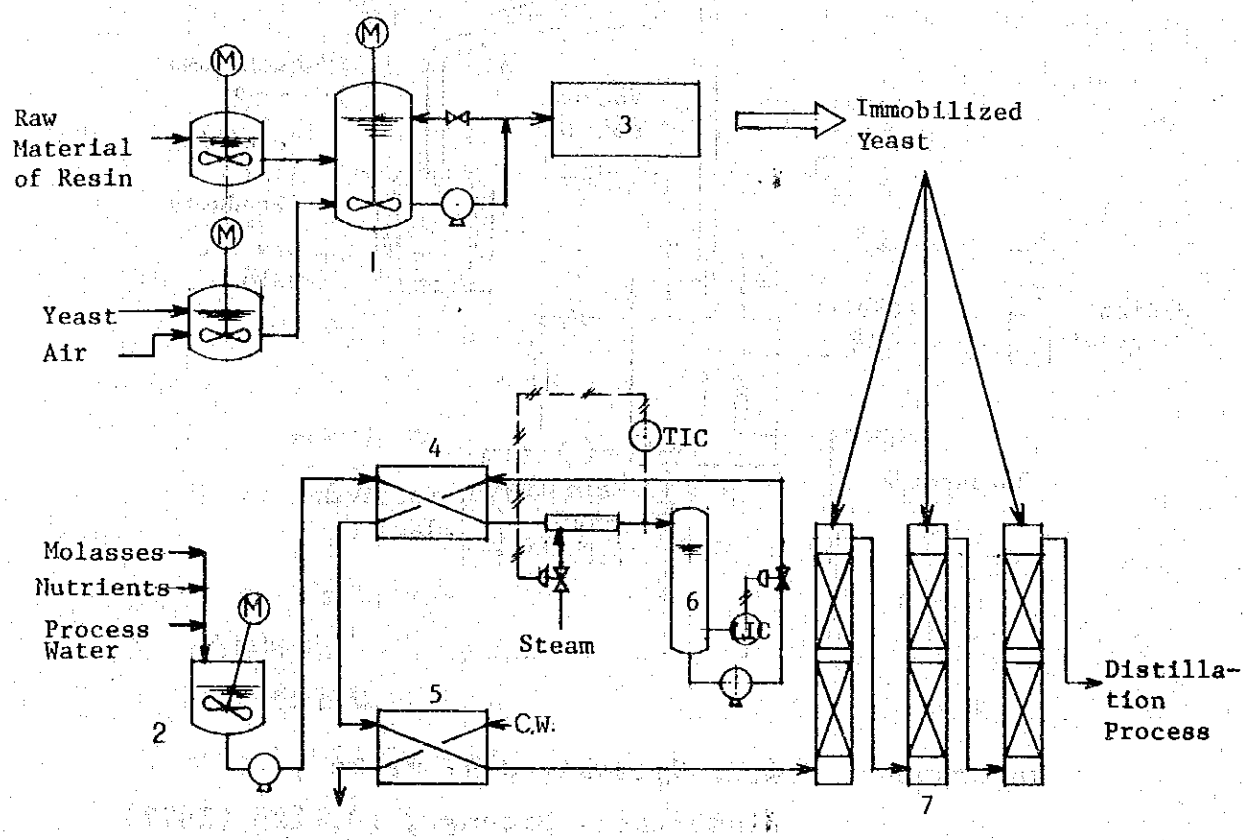
Drawing VII-3 Flow Diagram for Continuous Alcohol Fermentation by Immobilized Growing Yeast Cells-A-type



1. Molasses Tank
2. $Al_2(SO_4)_3$ Tank
3. H_2SO_4 Tank
4. Mixing Tank
5. Bioreactor
6. Gas-Liq. Separator
7. Absorber

Reference Fukushima, Hatakeyama: '81Biotechnol. Eng. Symp.

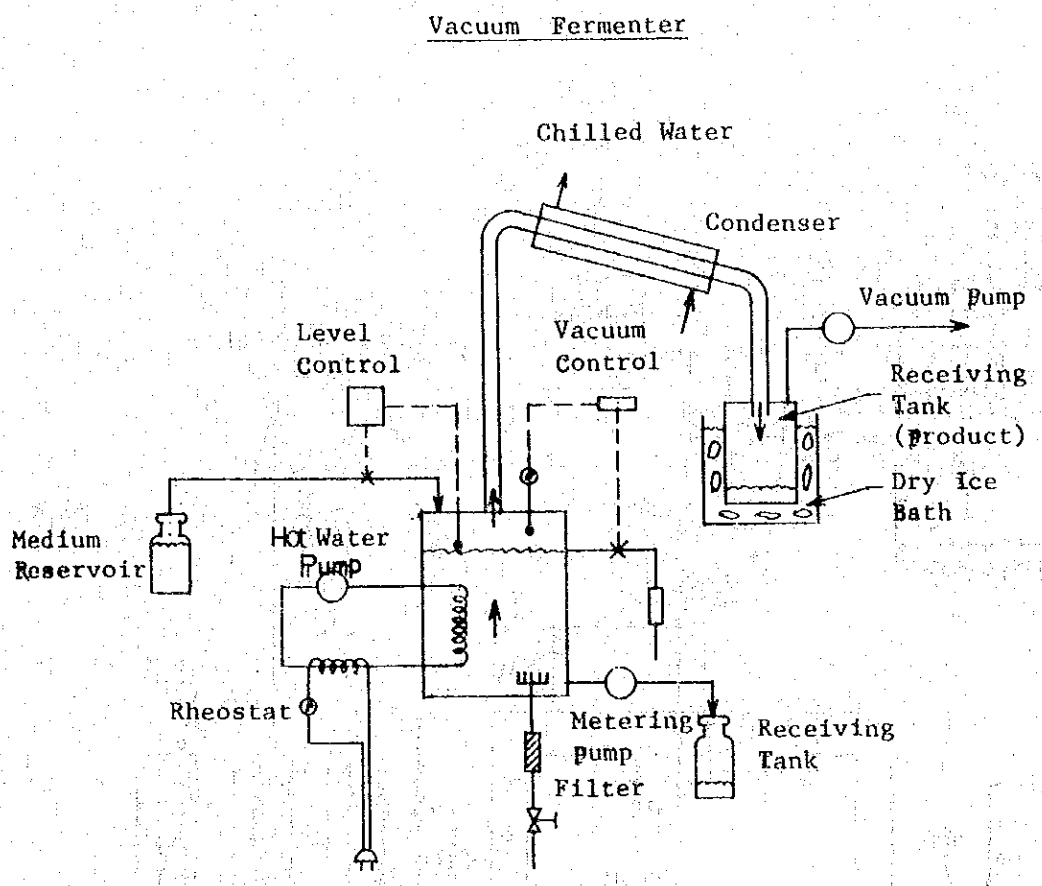
Drawing VII-4 Flow Diagram for Continuous Alcohol Fermentation by Immobilized Growing Yeast Cells-P-type



1. Mixing Tank
2. Mixing Tank
3. Continuous Immobilizing Equipment
4. Heat Exchanger
5. Cooler
6. Sterilizer
7. Continuous Fermenter

Reference : MOL No.8 (1981)

Drawing VII-5 Schematic Diagram of the Complete Vacuum System



Reference G.R. Cysewki, C.R. Wilke ; Biotechnol. Bioeng., 19,1125 (1977)

1) 発酵歩合

どのプロセスも発酵性糖に対し約90～92％である。連続方式の場合，グルコース溶液を用いているため，高い発酵歩合が発表されている場合が多いが，発酵性糖として換算すると大差がない。

2) 発酵槽容積効率

発酵槽容積効率は発酵槽必要容積に相関する指標である。

a) 大量酵母使用バッチ方式	4	g.エタノール/ℓ/h
b) イーストリサイクル方式	5～ 7	〃
c) 連続発酵方式		
i) A式固定化酵母連続発酵プロセス	7～18	〃
ii) P式固定化酵母連続発酵プロセス	7～18	〃
iii) 減圧発酵プロセス	40～82	〃

3) 発酵時間

a) 大量酵母使用バッチ方式	14～16 h
b) イーストリサイクル方式	8～14 h
c) 連続発酵方式	
i) A式固定化酵母連続発酵プロセス	5～ 8 h
ii) P式固定化酵母連続発酵プロセス	5 h
iii) 減圧法発酵プロセス	4 h

4) 発酵槽出口エタノール濃度

a) 大量酵母バッチ方式	8～ 9 vol %
b) イーストリサイクル方式	8～10 vol %
c) 連続発酵方式	
i) A式固定化酵母連続発酵プロセス	8～12 vol %
ii) P式固定化酵母連続発酵プロセス	8～12 vol %
iii) 減圧法発酵プロセス	高い

5) もろみの殺菌

もろみの殺菌の程度はプロセスによって異なる。

a) 大量酵母使用バッチ方式	殺菌せず
b) イーストリサイクル方式	ペニシリン等により殺菌
c) 連続発酵方式	蒸気殺菌

以上の指標から建設費，運転コストを比較するとTable Ⅶ－5のとおりである。

ただし，連続発酵方式については商業プラントの実績がないため推定した値であり，減圧法については，資料が十分ないため定量化ができなかった。

Table VII-5 Comparison of Investment Cost & Operating Cost

	Batch	Yeast Recycle	Continuous		
			A-Type	P-Type	Vacuum
Investment Cost	100	93	75	75	-
Operating Cost	100	90	70	70	-

(2) 運転管理

各プロセスに関する運転管理上の比較を行った結果次のとおりである。

1) 大量酵母使用バッチ方式

運転管理上特に問題ない。

2) イーストサイクル方式

酵母培養工程が簡略化されリサイクル工程が加わり，常に活性酵母の維持管理を必要とすることからやや高度の運転管理技術を要する。

3) 連続発酵方式

a) A式およびP式固定化酵母発酵プロセス

計装システムが高度化し，また，連続方式のため系全体を定常に保つ必要があり，高度の運転技術が要求される。

b) 減圧発酵プロセス

計装システムが高度化し，また，連続方式のため系全体を定常に保つ必要があり，その上発酵槽を減圧に保つ必要があることから非常に高度の運転技術が要求される。

以上をまとめると Table Ⅶ－6のとおりである。

Table VII-6 Comparison of Operation

	Batch	Yeast Recycle	Continuous		
			A-Type	P-Type	Vacuum
Operation	Easy	Medium	Difficult	Difficult	Very Difficult

(3) 保守管理

各プロセスに関する保守管理上の比較を行った結果次のとおりである。

1) 大量酵母使用バッチ方式

特に高度の設備機器を使用していないため，保守管理は比較的容易である。

2) イーストリサイクル方式

遠心分離機の保守管理が必要であり，やや高度の保守管理を必要とする。

3) 連続発酵方式

a) A式およびP式固定化酵母発酵プロセス

計装システムが高度化し，この計装設備の保守が必要であり，高度の保守管理が必要である。

b) 減圧発酵プロセス

計装設備の保守の他，減圧設備の保守が加わり非常に高度の保守管理が必要である。

以上をまとめるとTable Ⅶ－7のとおりである。

Table VII-7 Comparison of Maintenance

	Batch	Yeast Recycle	Continuous		
			A-Type	P-Type	Vacuum
Maintenance	Easy	Medium	Difficult	Difficult	Very Difficult

3-3-3　商業運転実績

発酵プロセスに関する商業運転実績としては

(1)　大量酵母使用バッチ方式

(2)　イーストリサイクル方式

は商業運転の実績が十分ある。

(3)　連続発酵方式

A式およびP式固定化酵母連続発酵プロセスはベンチスケールからパイロットスケールに移行する段階である。

減圧発酵プロセスはラボスケールでの研究段階である。従って連続発酵方式は全体として，現在まだ研究開発段階であり商業運転の実績はない。

以上をまとめるとTable Ⅶ－8のとおりである。

Table VII-8　Stage of Development

	Batch	Yeast Recycle	Continuous		
			A-Type	P-Type	Vacuum
Stage of Development	Commercial	Commercial	Bench→Pilot	Bench→Pilot	Lab.

3-3-4　総合評価

各プロセス比較結果および商業運転の実績を取りまとめTable Ⅶ－9に示す。

Table VII-9 Comparison of Fermentation Process

	Batch	Yeast Recycle	Continuous		
			A-Type	P-Type	Vacuum
Investment Cost Index	100	93	75	75	-
Operating Cost Index	100	90	70	70	-
Operation	Easy	Medium	Difficult	Difficult	Very Difficult
Maintenance	Easy	Medium	Difficult	Difficult	Very Difficult
Stage of Development	Commercial	Commercial	Bench→Pilot	Bench→Pilot	Lab.

Table Ⅶ－9 から明らかにプロセスとしては，バッチ方式よりもイーストリサイクル方式の方が秀れており，更に連続方式の方がイーストリサイクル方式よりも秀れている。ただし連続方式は現在研究・開発段階であり，本調査のアルコガス計画のスケジュールに合致しない。

したがって，発酵プロセスとしては商業実績があり，現在最も進んだプロセスと考えられるイーストリサイクル方式が最良との結論を得た。

3-3-5 発酵菌に関する最近の動向

本調査では，発酵菌としてブラジルで実績のある発酵菌の改良型を基本として検討したが，発酵菌に関して最近の動向について述べる。

(1) 耐熱性菌

一般にアルコール発酵菌は３０～３３℃が最適温度といわれているが，東南アジアおよび南米等冷却水温が高い地方の発酵条件を考慮して耐熱性菌の開発が行われている。この菌は従来型の改良型もあるが，熱帯地方でスクリーニングされた菌についての文献発表が多い。

(2) 高収率菌

高収率菌についての文献発表も行われているが，ベンチスケール実験での報告が多く

商業プラントの運転解析を実施しないと評価は難しい。

3-4 蒸　留

蒸留プロセスの比較検討として蒸留方式，脱水剤の種類，トレイ形式について各々検討を実施した。

3-4-1 蒸留方式

アルコール製造の場合，従来から常圧蒸留方式が一般に採用されているが近年省エネルギーの観点から加圧蒸留方式が検討されている。また，脱水工程で減圧にすると共沸点系が解消することから脱水工程の減圧蒸留方式も検討されている。各蒸留方式についてプロセス比較を行ない，総合評価を行なう。

(1) プロセス比較

1) 常圧蒸留法

本方式は広く採用されており，運転実績は最も豊富である。また，運転操作の面でも特に難しい操作はない利点を有する。

一方，エネルギー消費の見地からは，蒸留工程の流体間の温度差が少なく各蒸留塔のエネルギー消費量が均一でないことからエネルギー回収が難しく1～2Kg/cm²Gの蒸気を製品アルコール1kl当り約4t消費する。

常圧蒸留法のプロセスフローをDrawing Ⅶ－6にしめす。

2) 加熱蒸留法

加熱蒸留法としては

a) もろみ塔，精留塔加圧方式

b) 脱水塔，ベンゼン回収塔加圧方式

があるが，本調査では一般的であるもろみ塔，精留塔加圧方式について説明する。

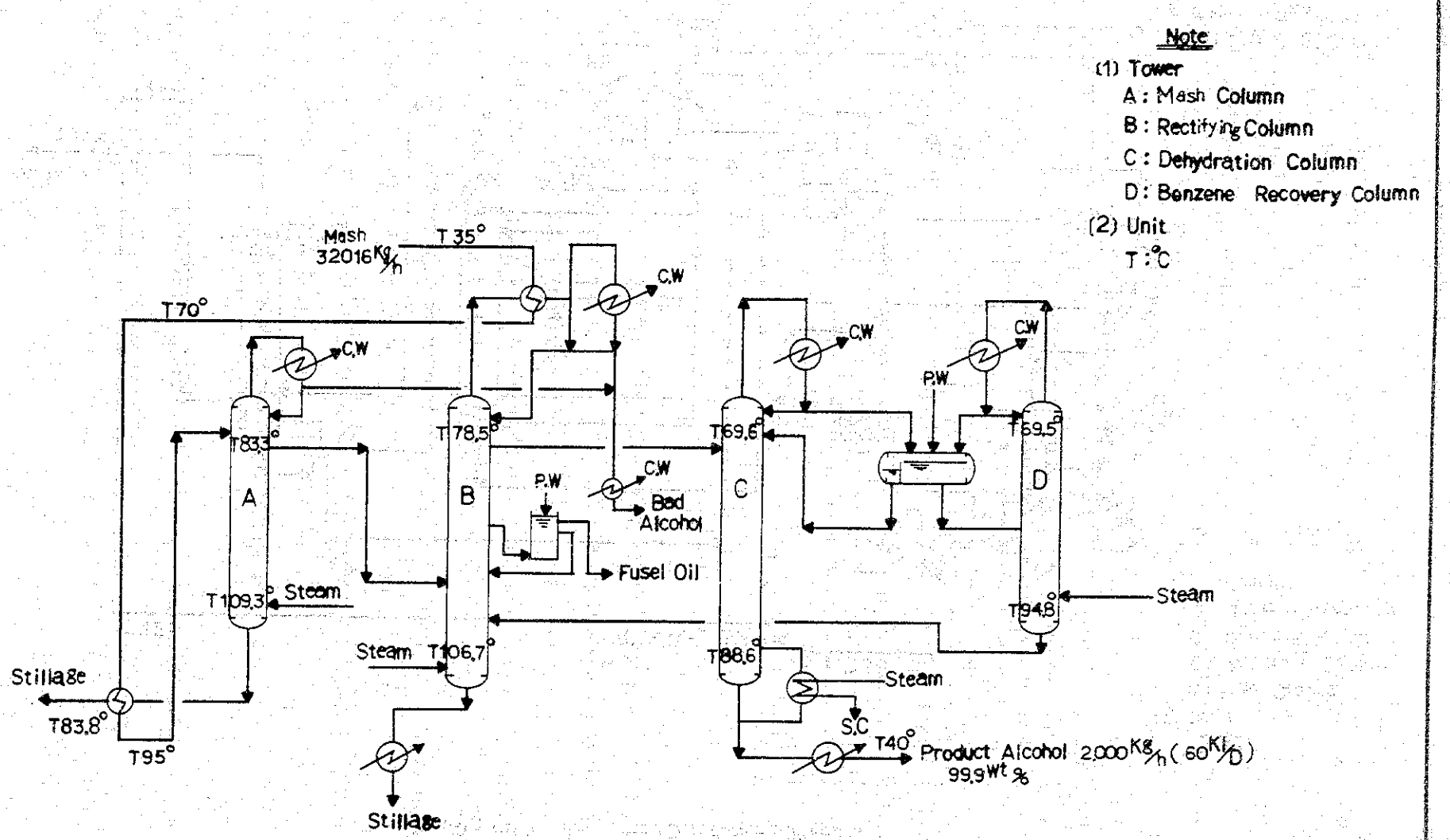
本方式はエネルギーとして使用される99.5 vol%アルコールの製造には運転実績は少ない。運転操作面では加圧方式のため圧力制御を必要とする。一方蒸気使用量は製品アルコール1kl当り4～5Kg/cm²Gの蒸気を2.5t消費する。建設費では加圧法の場合塔径が小さくてすむため安価である。

加圧蒸留法のプロセスフローをDrawing Ⅶ－7にしめす。

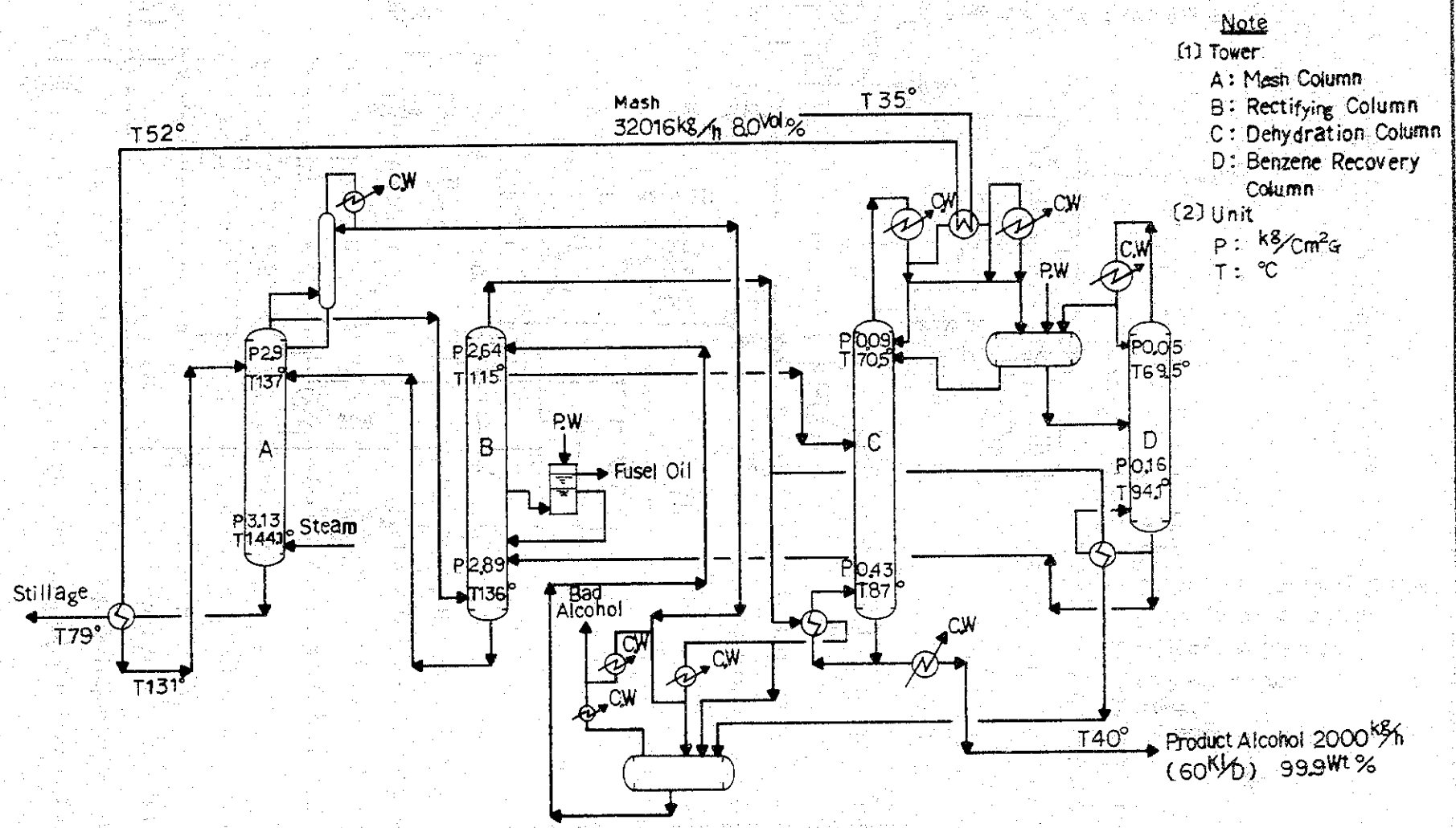
3) 減圧蒸留法

エタノールと水の共沸点系が約70mmHg.以下で解消することから脱水塔を減圧にして蒸留すると脱水剤が不要となる。ただし，脱水塔の段数が多くまた塔径も大きくなり建設費が高くなる。また，用役面では塔頂蒸気温度が低いため凝縮用と

Drawing VII-6 Atmospheric Azeotropic Distillation Method



Drawing VII-7 Pressurized Distillation Method



して低温度の冷却水を必要とし，温度の高い地方ではあまり得策ではないと考えられる。

(2) 総合評価

Table Ⅶ－10 常圧方式と加圧方式を総合評価する。

Table VII-10 Comparison of Distillation Process

	Atmospheric Process	Pressurized Process
Investment Cost Index	100	75
Steam Consumption (t/kl-Alc.)	(1 to 2 k) 4.	(4 to 5 k) 2.5
Operation	Easy	Difficult
Experience	Many	Few

以上の通り，加圧方式は建設費，蒸気消費量の面で秀れている。ただし，常圧方式の蒸気圧力は1～2Kg／cm² Gと低くミリングまたは発電機の廃スチームを有効利用できるため，プラント全体を考えた場合，エネルギーを多く要するということはいえない。また，常圧方式は運転操作上および商業プラントの実績面では秀れていることの他技術面でも，加圧方式は高温となることから材質の耐蝕性，もろみ塔のスケール，もろみ塔の成分の分解等未解決の問題もあるため蒸留方式は常圧方式とした。

(3) その他脱水工程における蒸留法以外の技術

最近省エネルギーの観点から脱水工程に関して膜あるいは超臨界炭酸ガスによるエタノール分離が研究されている。

これらの技術はまだ実験段階であるが，今後注目する必要がある。

3-4-2 脱 水 剤

共沸蒸留に使用される脱水剤としては，水に溶解し難く，かつ水およびアルコールと共に共沸組成を有する混合物をつくる物質が使用される。

一般的に使用されている脱水剤をTable Ⅶ－11に示す。

Table VII-11 Characteristics of Dehydrate Agents

Agents	Boiling Point (°C)	Composition of Azotoropic Mixture (%)		
		Ethanol	Water	Agent
Benzene	80.2	18.5	7.4	74.1
Cyclohexane	80.8	17.0	7.0	76.0
Trichloroethylene	87.0	26.0	5.5	69.0
Carbon Tetrachloride	76.8	9.7	4.3	86.0
Chloroform	61.2	4.0	3.5	92.5

脱水剤としては共沸混合物中の水の含有率が高いことは，その脱水剤の使用量が少なくてすむため必要な性質である。したがってTable Ⅶ－11からベンゼン，シクロヘキサン，トリクロルエチレンが秀れた性質を示しているので比較検討する。

(1) 比較および総合評価

ベンゼン，シクロヘキサン，トリクロルエチレンを比較するとTable Ⅶ－12に示すとおりである。

Table VII-12 Comparison of Dehydrate Agents

	Benzene	Cyclohexane	Trichloroethylene
Unit Consumption Index	100	70	65
Price Index	100	130	140
Characteristics	Poisonous	Less Poisonous	Poisonous

Table Ⅶ－12の通り，各脱水剤で優劣はあまりないので，入手のし易さ，および日本においても工業用アルコール製造に対してはベンゼンが使用されていることを考慮してベンゼンを採用した。

なお，最近自動車用アルコールは最終的にガソリンに混入されるため，ガソリンを脱

水剤として使用する研究が進められているが，まだ研究段階であり工業的に採用を検討する段階には至っていないため不採用とした。

3-4-3　トイレ形式の選定

蒸留塔のトレイとしてもろみ塔，精留塔は運転操作範囲が広く，段効率の高いバブルキャップトレイを採用した。また脱水塔，ベンゼン回収塔は段効率が高く安価なシーブトレイを採用した。

4.　設備計画上配慮した事項

4-1　保全対策

本アルコール工場は，マニラ市に近いため，大規模な補修および長期運転停止時の補修は外部業者に依頼するものとするが，通常の運転に必要な保全設備および専門技術者は次のとおりとした。

(1)　保全機械

施設，ボール盤，フライス盤，溶接機，切断機，ベンダー，

(2)　保全体制

専門技術者　　3名

専門技能者　　3名／直（3直　3交代）

また設備上の保全対策としてプロセスの回転機械は原則として予備機を設置するか，または予備部品を保有するものとした。

4-2　環境対策

4-2-1　廃水対策

アルコール工場の最大の環境問題は廃水である。

本計画ではNPCC（National Pollution Control Commision）の水質基準値Class C（Table Ⅶ－13）を目標に次の4種類の廃水処理方法について検討した。

i）　ラグーン法

ii）　活性汚泥法

iii）　メタン発酵法

iv）　灌漑利用法

Table VII-13 NPCC Water Quality Standard Class C

BOD	Temp.	SS	PH	Oil & Grease
250 ppm	40°C	100 ppm	6-9	100 ppm

以下の検討の対象となる工場内で発生する廃水の種類と廃水の処理方法について概要を述べる。

(1) 廃水の種類

アルコール工場からの廃水をその発生源により2種類にわけた。

i) プロセス廃水

ii) 生活廃水

(a) プロセス廃水

おもにもろみ塔からの廃水が対象となる。プロセス廃水の性状は次のとおりである。このプロセス廃水が廃水処理の対象であり，廃水量は約800㎥/dである。

Table VII-14 Process Waste Water Quality

BOD	Temp.	SS	PH	Oil & Grease
10,000 ppm	60°C	2,000 ppm	4.4	500 ppm

(b) 生活廃水

事務所，食堂，分析室などからの廃水で，浄化槽を設置し，処理後プロセス廃水と混合させることとした。

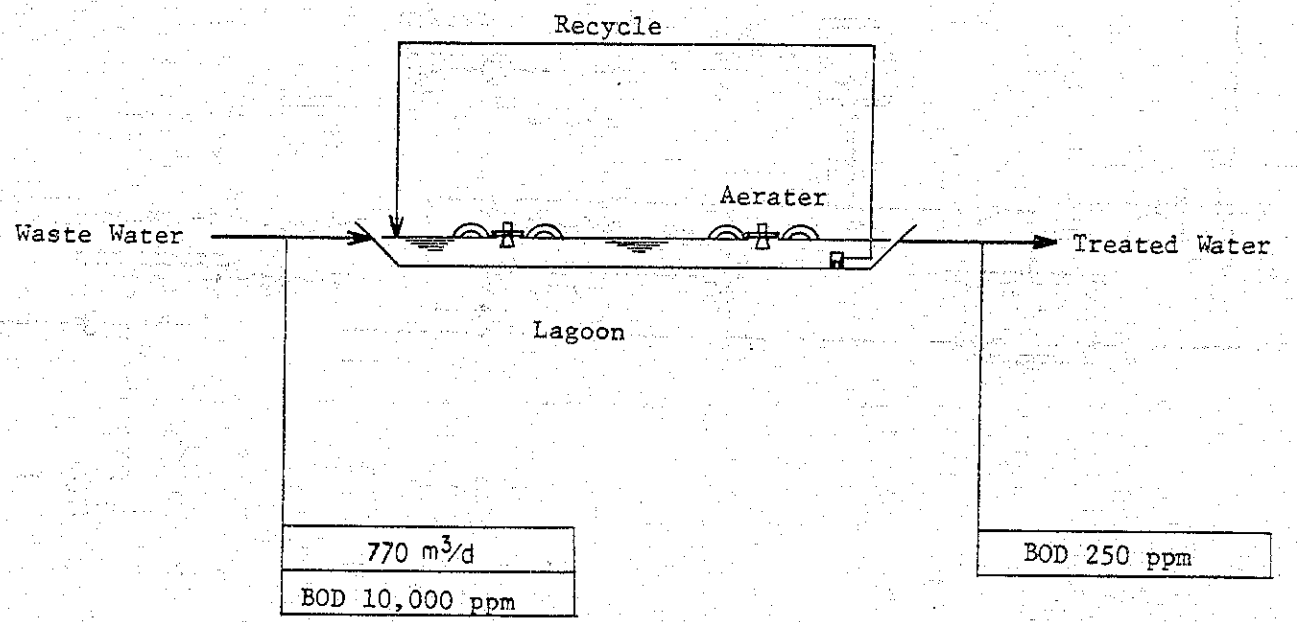
(2) 処理方法

ラグーン法，活性汚泥法，メタン発酵法，のプロセスフローをDrawing Ⅶ－8～10にまとめた。また，各処理方法の概要は次のとおりである。

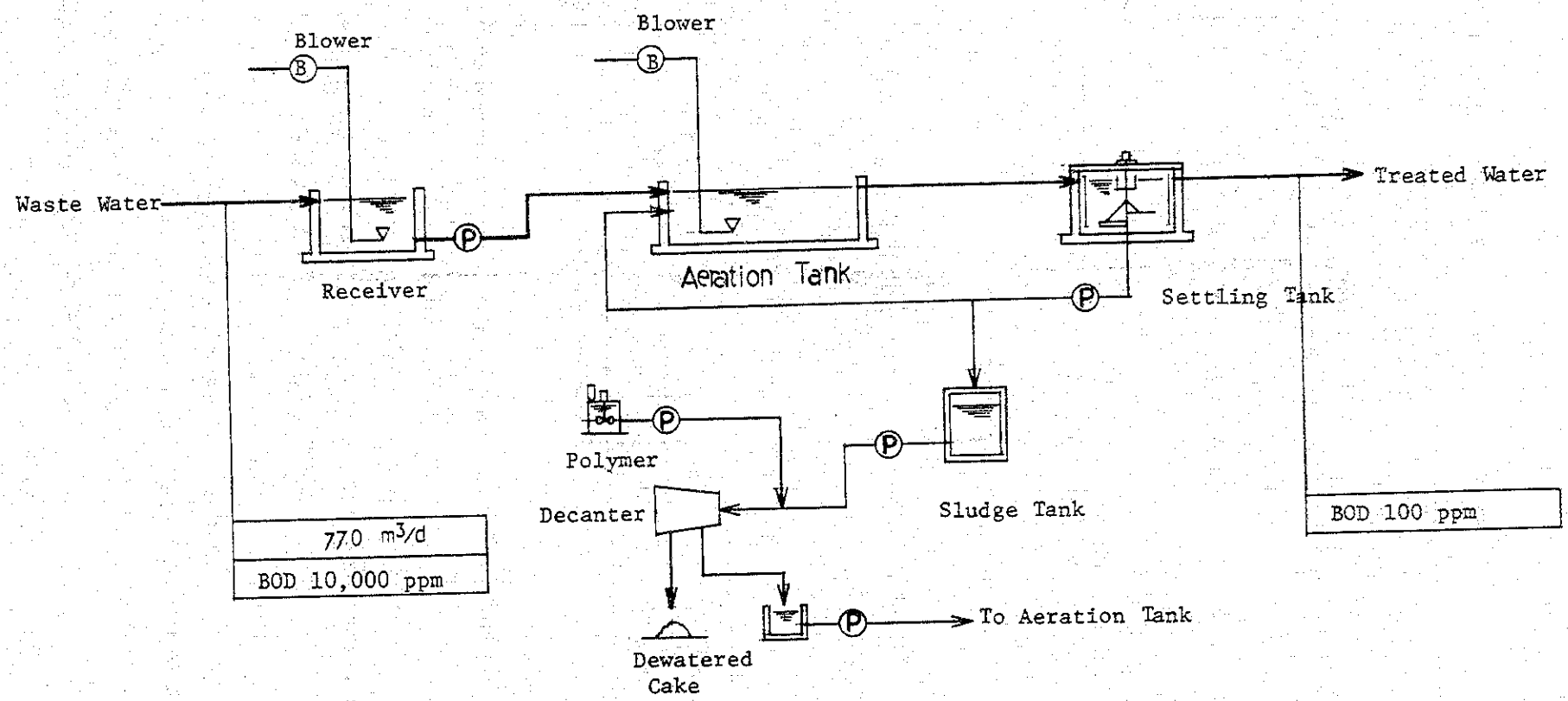
(a) ラグーン法

ラグーン法は廃水を長時間ラグーンに滞留させ，自然曝気に近い状態で処理する方法である。しかしアルコール廃水のBOD濃度が高いので，自然曝気するだけではNPCCの規制値まで下げることはむずかしい。したがって簡易エアレーターによる表面曝気方式によるラグーン法を検討した。

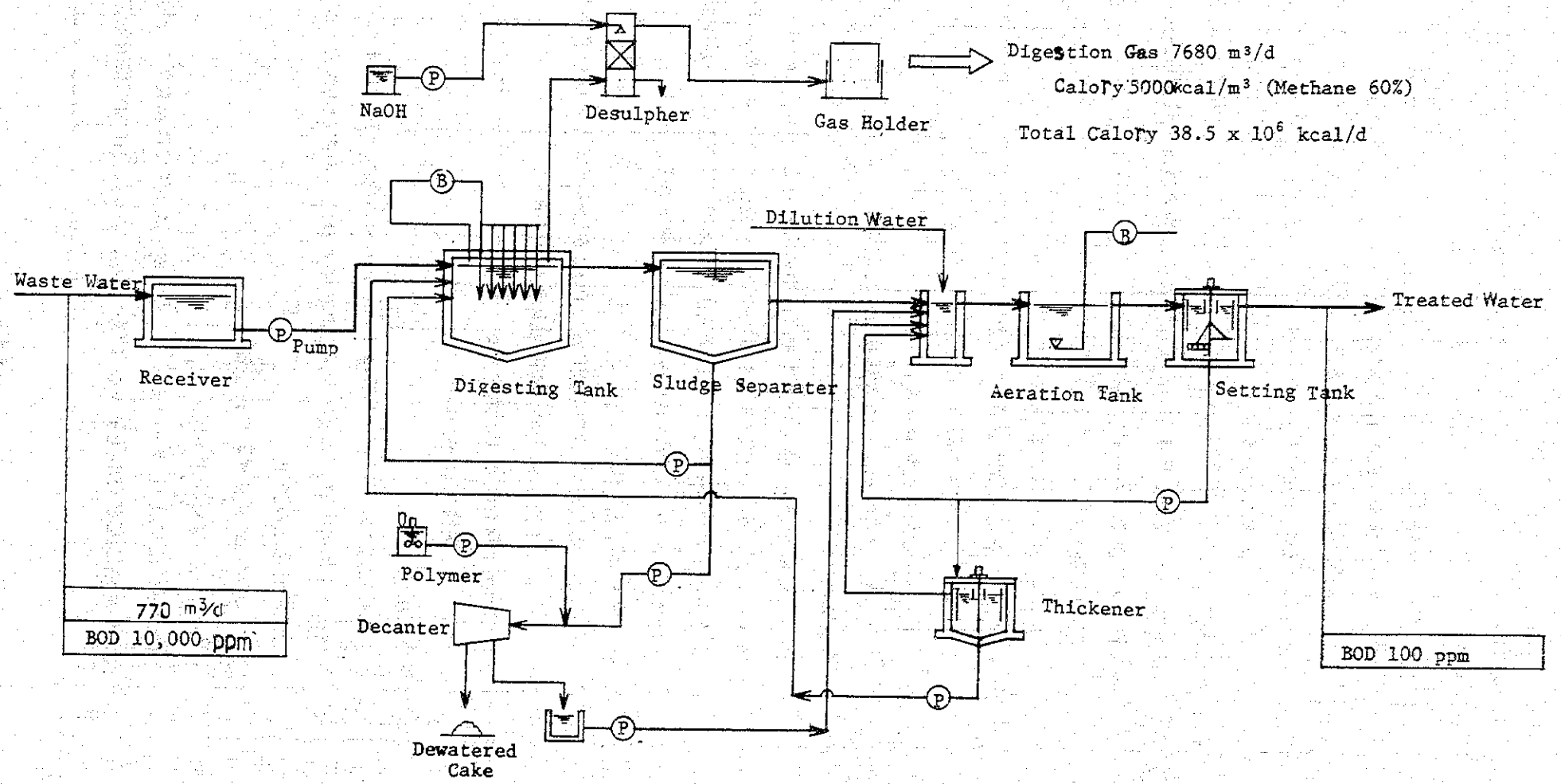
Drawing VII-8 Lagoon Process Flow Sheet



Drawing VII-9 Activated Sludge Process Flow Sheet



Drawing VII-10 Anaerobic Digestion Process Flow Sheet



ラグーン法の長短

- 設備費，運転費が安価
- メインテナンスが簡単
- 処理時間が長い
- 広大な敷地が必要

(b) 活性汚泥法

活性汚泥法は曝気装置を使い，廃水中に強制的に酸素を供給し好気性菌により廃水を処理する方法である。

活性汚泥法の長短

- 処理時間が短い
- 敷地面積は小さくてすむ
- 処理効率が高い
- 設備費運転費が高い
- メインテナンスに高度の技術が必要

(c) メタン発酵法

メタン発酵法は嫌気性菌の働きで廃水中の有機物を分解し，処理する。有機物は分解されメタンガスを主成分とする消化ガスを発生するのでそれを回収し，ボイラーの燃料として利用する。しかし嫌気性発酵だけではNPCCの規制値まで下げることはできないので活性汚泥法との併用が必要である。

メタン発酵法の長短

- 本法だけでは規制値までBODを除去することはむずかしい。
- 回収エネルギーが回収費用に較べ小ない。
- 特有の臭気を発生する
- 処理時間が長い

(d) 灌漑利用法

工場敷地内に廃水ピットを設置する。プロセス廃水と生活廃水は廃水ピットで混合され，工場外の灌漑用水池へ送られ砂糖きび栽培の灌漑用水として使用する。

灌漑利用法の長短

- 設備費運転費が安価
- 肥料効果が高い

検討結果はTable Ⅶ－15にまとめたが，建設費，運転費等，総合的に判断して廃水処理法は灌漑利用法が一番有利である。本計画では前記検討結果から灌漑利用

Table VII-15 Study on Treatment Method of Waste Water

Treatment Method	Lagoon Treatment	Activated Sludge Treatment	Anaerobic Digestion Treatment	Irrigation
Waste Water Capacity (t/d)	770	770	770	770 (after dilution 2,160)
Construction Cost ($x10^3$ pesos)	6,500	16,000	20,000	1,170
No. of Operators (man/d)	-	3	3	-
Utilities Requirements				
Electric Poer (KWH/d)	2,800	9,600	2,900	670
Chemicals (Kg/d)	NaOH 12	Polymer 65 NaOH 12	Polymer 47 NaOH 106	-
Fixed Cost ($x10^3$ pesos/y)				
Depreciation & Tax	1,300	3,200	4,000	230
Labor & Maintenance	60	359	439	12
Variable Cost ($x10^3$ pesos/y) Utilities & Chemicals	566	2,576	1,100	140
Energy Recovered ($x10^3$ pesos/y)	-	-	-1,588	-
Annual Cost ($x10^3$ pesos/y)	1,926	6,135	3,951	382

Table VII-16 NPCC Air Quality Standards (1978)

PARAMETERS OF CONCERN	EMISSION STANDARDS (mg/SCM)
Particulates	300 (new sources) - boilers/incinerators
SO_x (sulfur oxides)	250 as SO_2 or where limit cannot be met, control to be by stack height.
NO_x (nitrogen oxides)	
CO (carbon monoxide)	500
H_2S (hydrogen sulfide)	15

法とした。

4-2-2　大気，騒音，臭気対策

大気汚染の発生源として蒸気ボイラーの燃焼廃ガスの問題があるが，本設備は通常の集じん設備を設置することによりNPCCの廃ガス基準値（Table Ⅶ－16）は満足することができると考える。

騒音および臭気はNPCCの基準（C Area）を参考に設備計画した。騒音対策としてミリングマシーンの蒸気タービンおよび蒸気ボイラーのブロワー周囲に防音壁を設置する計画にした。

臭気対策として廃水ピットに廃水を長期間滞留させず，連続的に灌漑用水池へ送液すれば問題はない。

4-3　安全対策

基本的には

- The Fire Code of the Philippines and Regulation
- National Fire Cordes（U.S.A）

に準拠するものとした。

特に配慮した事項として次のとおりである。

(1) アルコール貯蔵設備に対して泡消火設備を設置した。

(2) 蒸留設備，アルコール貯蔵払い出し設備に対して消火器を設置するとともに電気品計装器は防爆構造品を使用した。

(3) アルコール貯蔵タンクの周囲には防油堤を設け十分な保有距離を考慮した。

(4) 工場設備全体に関して避雷針および消火器を設けた。

4-4　副産物の活用

アルコールの生産に伴い，いろいろな副産物が発生するが本調査では次の副産物の有効利用について検討した。

(1)　バガス

(2)　炭酸ガス

(3)　酵　母

(4)　その他

1)　フィルターケーキ

2)　フーゼル油

3)　低沸点アルコール不純物

各副産物の検討結果をTable Ⅶ－17にまとめた。また，バガスからパルプおよび紙を製造するフローをDrawing Ⅶ－11，12に液化炭酸ガスの製造フローをDrawing Ⅶ－13 粉末酵母製造フローをDrawing Ⅶ－14に示す。

(1)　バガス

バガスからパルプ，紙を製造することを検討した。

製造法について次のことを考慮した。

- 余剰バガスを利用するだけでは少なすぎるので圧搾工程から出る全量のバガスを利用し，ボイラー燃料は木材を購入する事とした。
- パルプ製造法は小規模生産に適しているソーダ法とした。
- 紙製造は建設費が安く，製造の簡単な下級包装紙とした。

検討結果は次のとおりである。

	パルプ	紙	(×10³ pesos/y)
年間製品販売高	27,600	34,650	
年間経費	36,475	52,115	
固定費	(14,225)	20,865	
変動費	(22,250)	31,250	
利益	−8,875	−17,465	

以上のようにバガスからパルプや紙を製造しても採算に合わず，従ってバガスはアルコール工場の燃料として利用する。

(2)　炭酸ガス

炭酸ガスは清涼飲料用に使用する目的で液化炭酸ガスの製造について検討した。

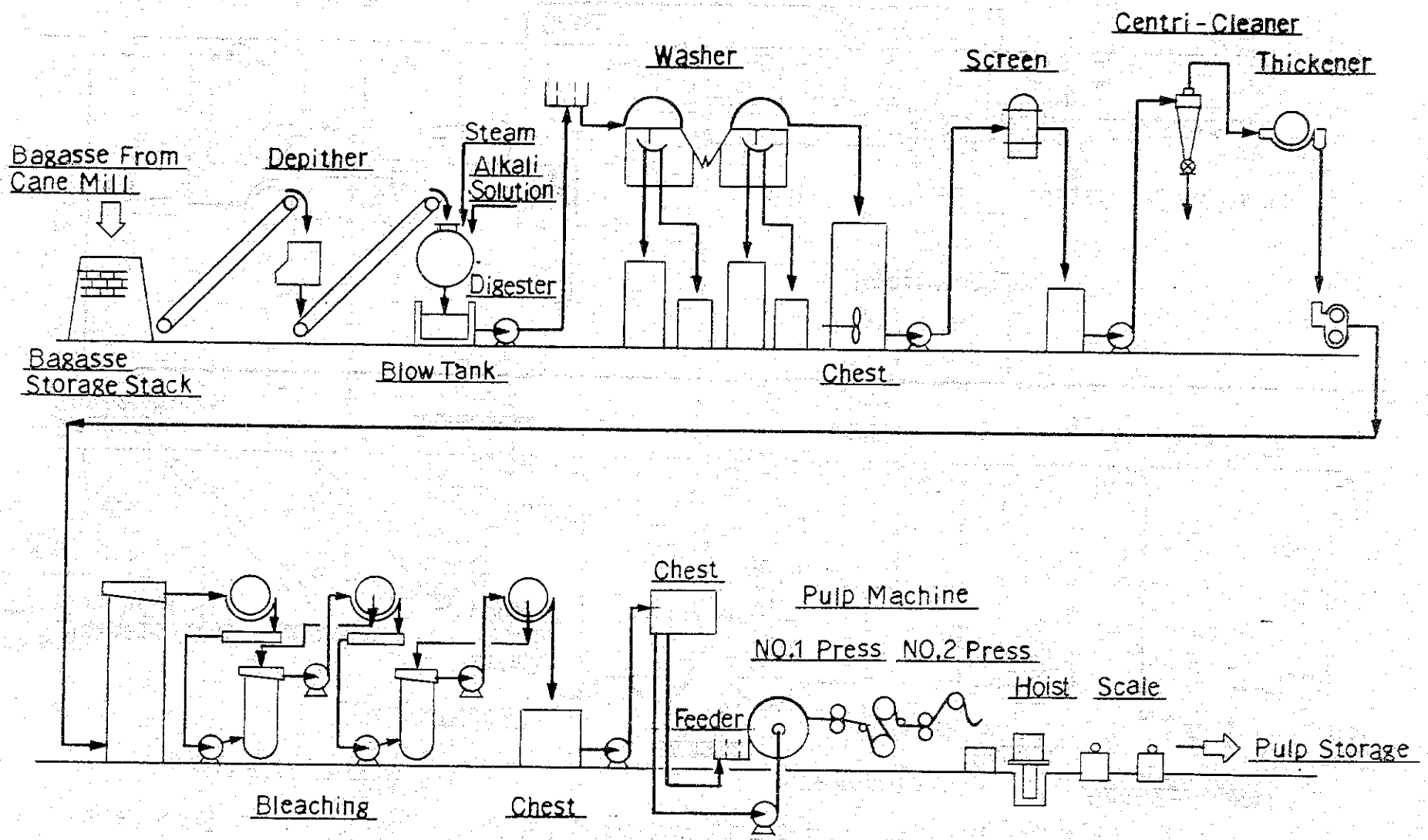
液化炭酸ガスの製造法はDrawing Ⅶ－13に示す方法とした。

検討結果は次のとおりである。

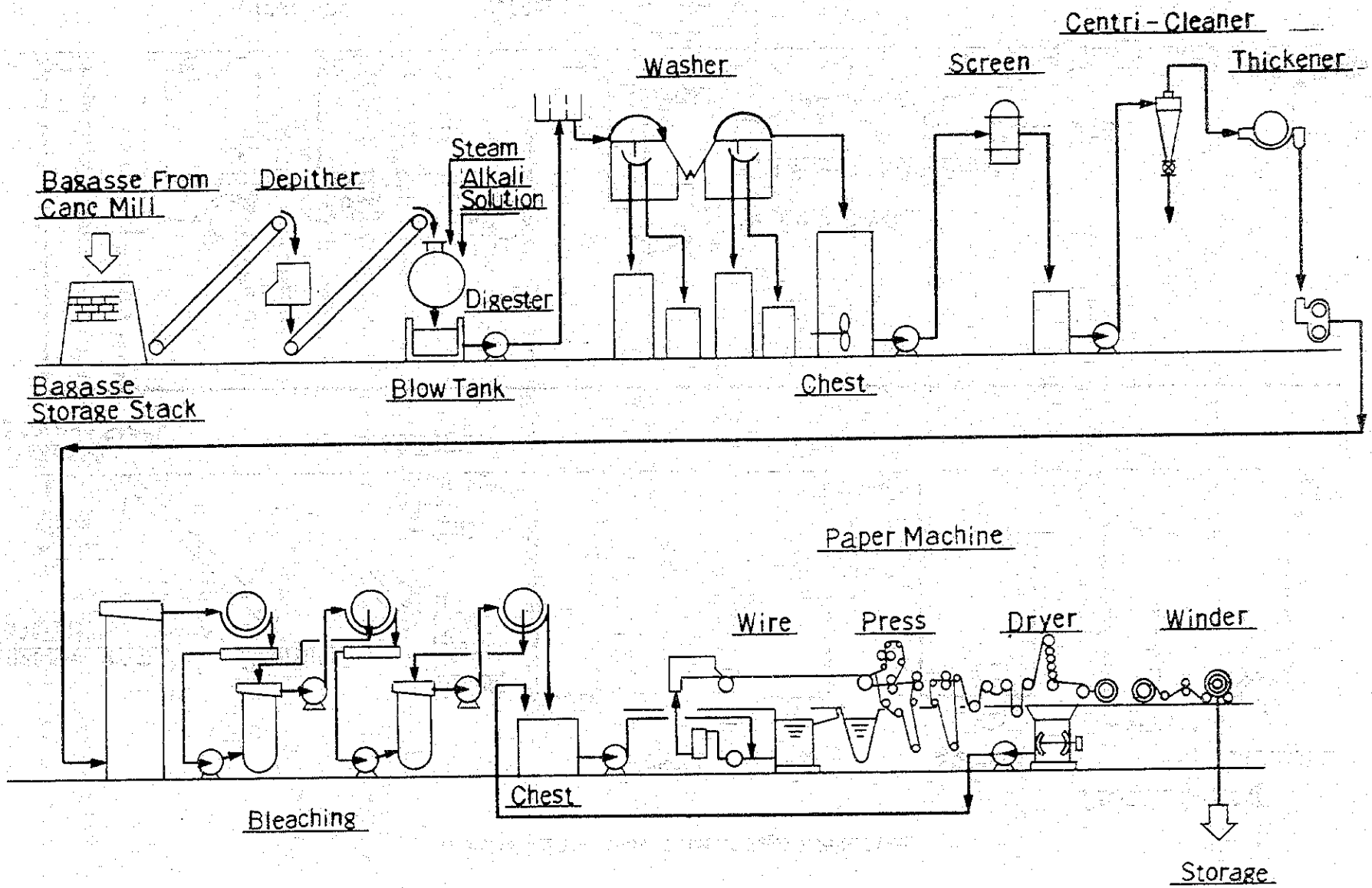
		(×10³ pesos/y)
液化炭酸ガス年間販売高	22,400	
〃　製造年間経費	4,240	
固定費	(2,680)	
変動費	(1,560)	
液化炭酸ガス販売による利益	18,160	

清涼飲料用液化炭酸ガスを製造販売したとき，概算で18,160×10³pesos/y の利益が見込まれ，また，フィリピンの現地調査の結果清涼飲料水業界での需要もあることが判

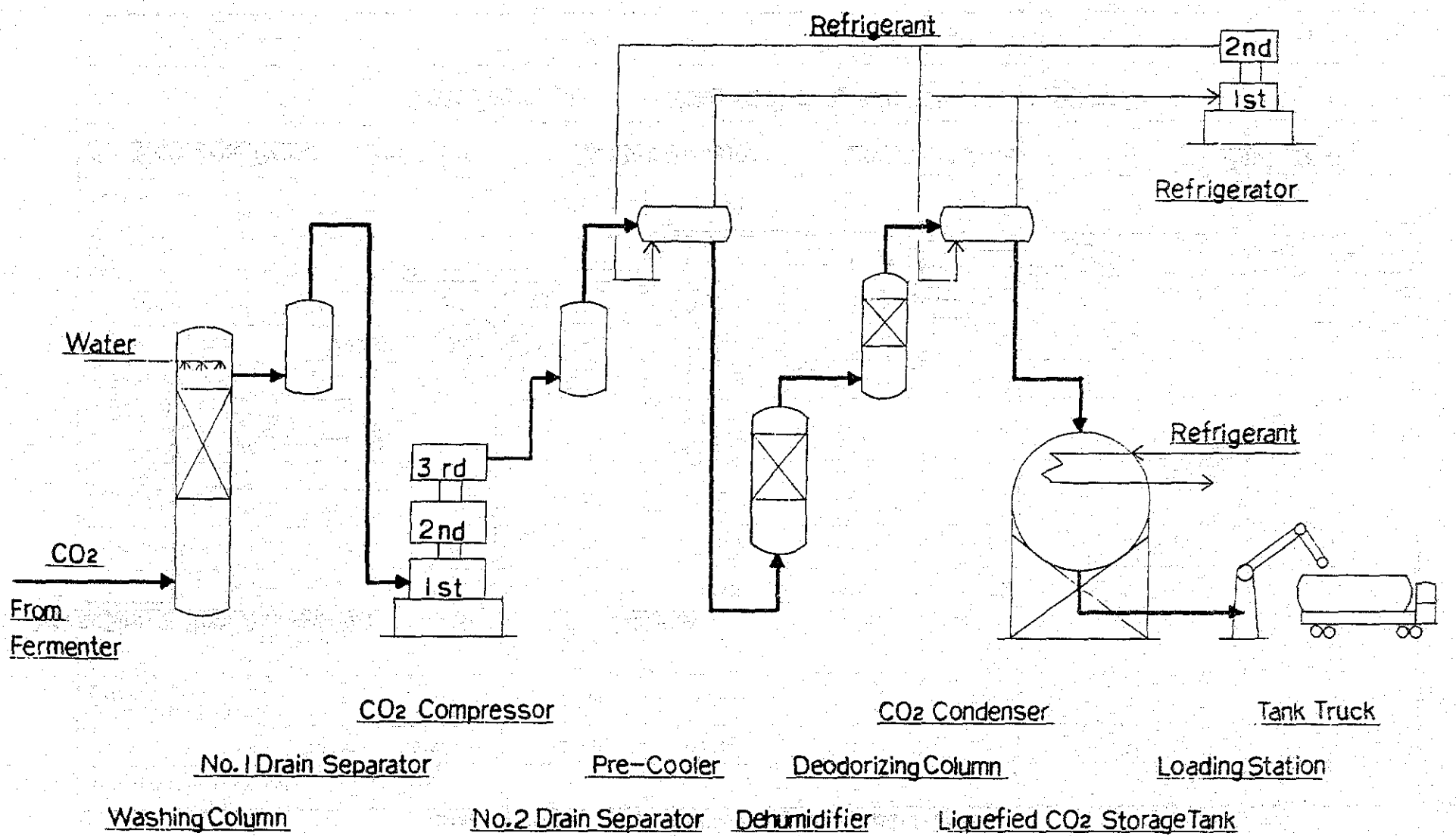
Drawing VII-11 Flow Sheet of Bagasse Pulp Plant



Drawing VII-12 Flow Sheet of Bagasse Paper Plant



Drawing VII-13 Schematic Flow Diagram of Liquefied Carbon Dioxide Plant



Drawing VII-14 Schematic Flow Diagram of Yeast Production

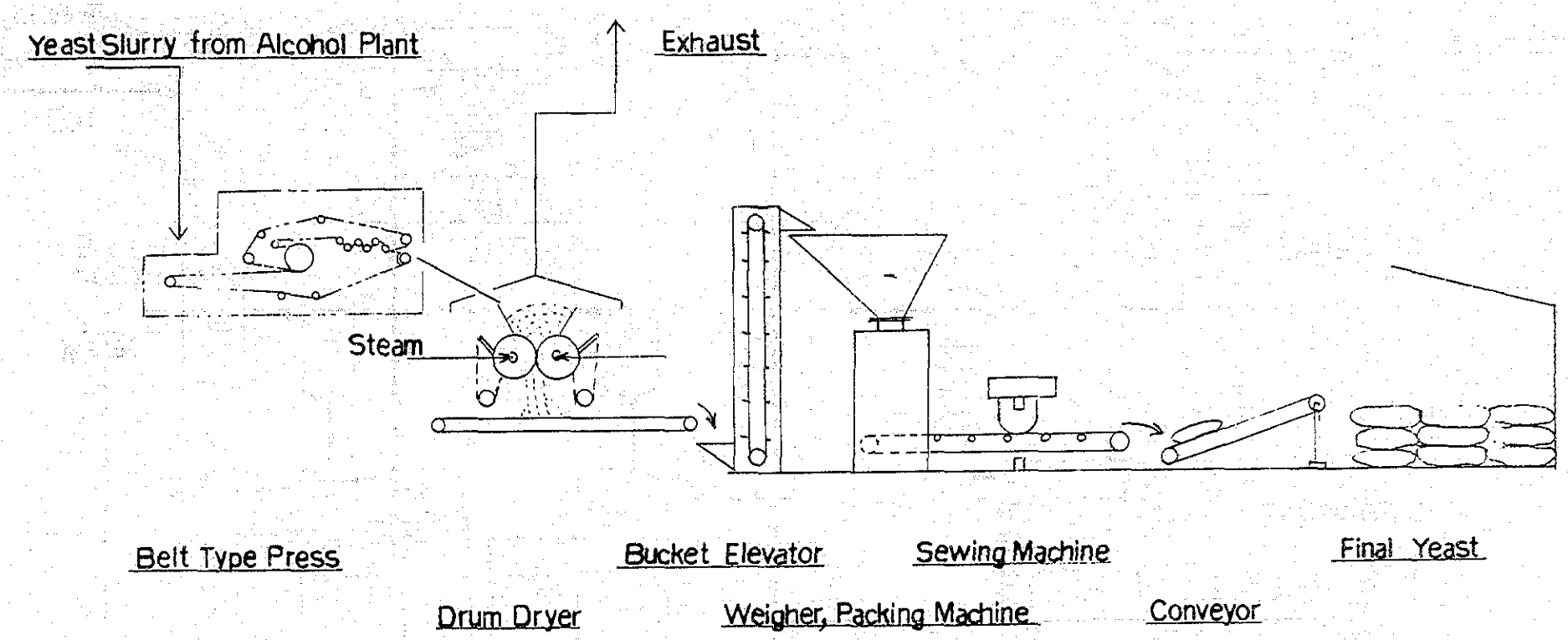


Table VII-17 Study on Ulitiaztion of By-products from Alcohol Distillery

By - Products		Bagasse			Carbon Dioxide	Yeast	Mud Cake	Fusel Oil	Bad Alcohol
Being Utilized as:		Fuel	Pulp	Paper	Soft Drinks	Animal Feed	Fertilizer for Fields	Perfumes	Fuel for Alcohol Distillery
Production Capacity of By-products (t/d)		211 (200 days/y)	23 (300 days/y)	21 (300 days/y)	40	1.65	26	0.24	0.384
Construction cost ($x 10^3$ pesos)		-	62,000	91,000	12,000	1,650	-	-	-
No. of Operators Required (men/d)		-	45	65	3	9	-	-	-
Utilities Requirements	Electric Power (KWh/d)	-	9,200	26,000	7,800	660	-	-	-
	Water (t/d)	-	2,300	2,300	4,000	-	-	-	-
	Steam (t/d)	-	69	153	-	12.0	-	-	-
	Chemicals (kg/d)	-		NaOH 6,900 $C\ell_2$ 2,300		-		- -	- -
Raw Material Cost ($x 10^3$ pesos/y)		-	16,250	16,250	-	-	-	-	-
Sales Revenue ($x 10^3$ pesos/y)		-	27,600	34,650	22,400	858	-	58	-
Fixed Cost ($x 10^3$ pesos/y)	Depreciation & Tax	-	12,400	18,200	2,400	330	-	-	-
	Labor & Maintenance	-	1,825	2,665	280	150	-	-	-
Variable Cost ($x 10^3$ pesos/y)	Utilities & Chemicals	-	6,000	15,000	1,560	510	-	-	-
Profit ($x 10^3$ pesos/y)		16,250	-8,875	-17,465	18,160	-132	-	58	-
Profit/construction cost		-	-	-	1.5	-	-	-	-

明したので，十分企業化の可能性がある。

(3) 酵　母

発酵工程から分離される酵母を飼料とする検討をした。本計画ではイーストリサイクル法を採用しているので大部分の酵母は酸処理され活性酵母として再使用され一部は外部へ抜き出され脱水機にかけられる。この外部へ抜出され脱水機にかけられた酵母を乾燥し粉末酵母として飼料とする。

検討結果は次のとおりである。

（×10³ pesos／y）

飼料の年間販売高	858
〃 製造年間経費	990
固　定　費	(480)
変　動　費	510
飼料販売による利益	−132

酵母を飼料として生産したとき，採算性が悪く，生産量も少なく，さらにフィリピンで現在使用されている輸入飼料より品質が劣る。従って脱水機より排出された酵母は砂糖きび畑に肥料として還元する。

(4) そ　の　他

以上の他，フィルターケーキ，フーゼル油，低沸点アルコール不純物の有効利用について検討をした。

フィルターケーキーは清澄工程で，フーゼル油，低沸点アルコール不純物は蒸留工程で分離される。しかしその分離される量は少量である。

フィルターケーキ，低沸点アルコール不純物は各々脂料，燃料として使われることがあるが，商品価値はない。

フーゼル油は主成分であるアミルアルコール成分が香料として利用価値が高いので，香料の原料としてそのまま販売することを考えた。

4−5 自動計装化の程度

主として次の点

i) プロセスの特性からみた，自動制御の必要性とその程度。

ii) 計装機器（スペアパーツを含む）の入手の難易性および価格。

iii) 保守の難易性

iv) 計装技術者の確保の難易性

に留意して計装システムの検討を行った結果，次の計装機器を設置することとした。

なお，温度ゲージ，圧力ゲージ等の雑計器類は必要に応じ適宜設置する。

(1) トラックスケール　（原料入荷量，製品出荷量の管理）
(2) 流量積算計　（製品アルコール）
(3) 流量指示計　（注加水）
(4) 温度ゲージ　（発酵槽）
(5) 流量指示計　（蒸留塔の還流）
(6) 流量調節計　（蒸留塔への蒸気）
(7) 温度ゲージ　（蒸留塔の主要点）
(8) 液面調節計　（もろみ塔および濃縮塔の塔底廃水）
(9) 液面調節計　（脱水塔，塔底）
(10) 液面調節計　（ベンゼン回収塔，塔底）
(11) 流量調節計　（ボイラー給水）
(12) 圧力調節計　（ボイラー蒸気）
(13) 液面調節計　（缶水ドラム）
(14) 圧力調節計　（脱気器）
(15) 液面調節計　（脱気器）
(16) ジューススケール　（圧搾汁）

4-6 フィリピン国内機器輸送

4-6-1 輸入機器資材の荷揚

マニラ港はフィリピン輸入額の８０％を取り扱っており，十分な港湾設備，荷揚設備を有している。工場建設候補地の近くの海外線には十分な設備を有する港がないため，輸入機器，資材の荷揚はマニラ港とした。

マニラ港のSouth Harborは５本の桟橋を有し，接岸する船の有効最大船型は長さ200m幅３０m載荷重量４５０００DWTである。また，荷揚げ設備としては，吊上能力５０tのフローティング・クレーン３基と吊上能力３０tのShoreクレーン６基を有する。

4-6-2 内陸輸送

内陸輸送はマニラ市を基点とした。すなわち輸入機器はマニラ港から，フィリピン国内製作機器はメトロマニラの工場からアルコール工場まで輸送されるものとした。

輸送道路としては，

(1)　Sea-Side Route (Manila→Site約60Km)

(2)　High way Route

がある。このRouteはFig Ⅶ－3に示す。

両Route共メトロマニラ内を通行する場合，大型車の通行制限(Truck Ban)があり午前6時～9時と午前4時～8時まで交通を禁止されるので注意が必要である。

(1)　Sea-Side Route

Sea-Side Routeとはメトロマニラ→Parañaque→Las Piñas→Zapote→Mabolo→Kawit→Noveleta→Rosario→NaicまでのRouteをいう。

メトロマニラからRosarioまでは街路幅は平均して8m程度であり曲り部が多く一般交通量も多い。また，電線が地上から4m程度の高さの所が随所にある。

橋はほとんどコンクリート製で構造はアーチ式または桁梁式である。

このSea-Side Routeを利用する場合の留意事項としては，次のとおりである。

1)　一般の交通量が多いこと，および街中での曲り部が多いことから夜間輸送を行う必要がある。

2)　電線と貨物との接触を避けるため通過時電線を一部かさ上げする必要がある。

3)　蒸留塔のような長尺の機器は分割して輸送し，現場で継ぐ方法を採用するのが望ましい。

(2)　Highway-Route

Highway-Routeとはメトロマニラ→Biñan→Carmona→Trece Martires→Naic迄のRouteをいう。

Highway通行は高さ制限があり，またBinanからTrece Martiresの間では7～8°の勾配がある部分が多い。

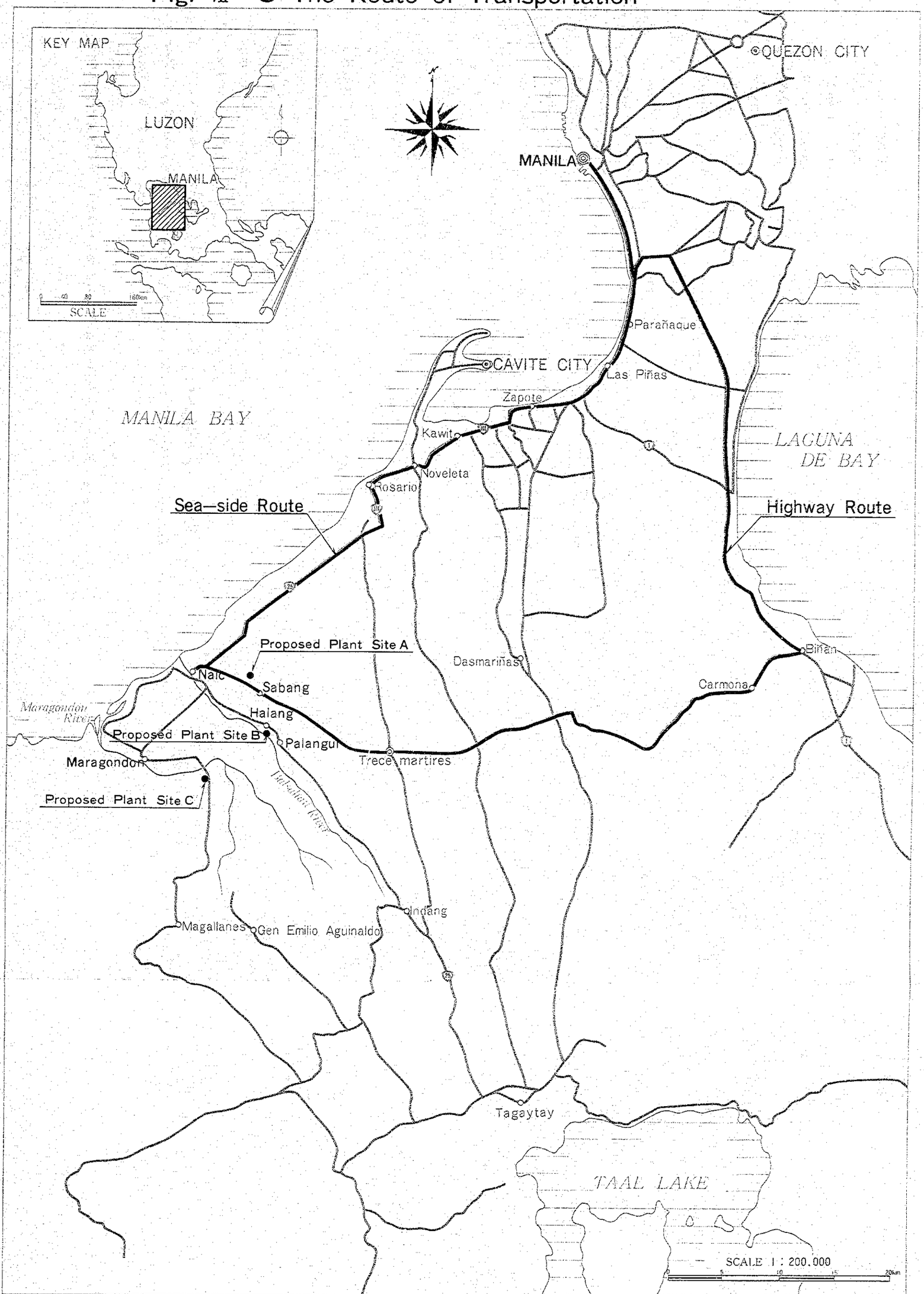
途中の橋の状況は，短い橋はコンクリート製アーチ式であり耐荷重の問題はないが，長い橋は鋼製吊り橋であり耐荷重の検討を要する。

5.　アルコール工場概念設計

5-1　設備仕様前提

次の前提に基づき生産設備，付帯設備，プロットプラン，建設工程，工場運営計画および建設費について検討を行った。

Fig. VII—3 The Route of Transportation



アルコール生産量	:	60kl／d
アルコール濃度	:	99.5vol.%以上
原料中のしょ糖	:	13.5 wt %
原料中の転化糖	:	0.6 wt %
原料中の繊維分	:	1.3 wt %
発酵方式	:	酵母リサイクルによるバッチ方式
発酵温度	:	37℃
発酵槽サイクルタイム	:	24時間
発酵歩合	:	90 %
蒸留歩合原	:	97.5 %
原料原単位	:	12.87 t／kl－アルコール
一日の原料使用量	:	772t／d
発電方式	:	自家発電
使用燃料	:	バガス
冷却水温度	:	28℃

5-2 生 産 設 備

5-2-1 プロセス概要

本設備は次の各工程より構成される。

1) 原料の受入れ，貯蔵
2) 原料の圧搾
3) 圧搾汁の清澄
4) 発 酵
5) 蒸 留
6) 製品の貯蔵，払出し

次に各工程について説明する。

1) 原料の受入れ，貯蔵

トラックにて搬入された原料はトラックスケールにより秤量されたのち，原料置場へ運ばれる。原料は収穫後24時間以内に処理する必要があるため，原料置場の貯蔵能力は余裕をみて2日分とした。

2) 原料の圧搾

搬入された原料はヤードクレーンによってフィードテーブルへ下され，続くカッター，

シュレッダーにより切断される。その後，ミリングマシンにて圧搾され，圧搾汁とバガスとに分離される。圧搾段階における糖分回収を良くするため，圧搾途中で注加水が加えられる。圧搾汁はスクリーニングされたのち次の清澄工程へ送られ，一方バガスは燃料としてボイラーへ送られる。

なお，ミリングマシンは4段，1系列を採用し，その処理能力は880t／d，抽出効率は94％である。

3) 圧搾汁の清澄

圧搾汁はジューススケールにて計量されたのち，消石灰が加えられpH 7.0に調整される。その後，約100℃まで加熱されクラリファィヤーへ送られ，ここで清澄液とマッドとに分離される。クラリファィヤーを出た清澄液はスクリーニングされたのち約35℃まで冷却され，次の発酵工程へ送られる。

一方，クラリファィヤーにて沈降分離されたマッドは真空沪過機で沪過されたのち系外に搬出される。

1日のマッド発生量は約26tであるが，これは肥料として砂糖きび畑へ還元される。

4) 発　酵

本プロセスでは酵母リサイタル式バッチ発酵法を採用しており，仕込－発酵－抜出し－洗浄の1サイクルに要する時間は約24時間である。

前工程において得られた清澄済圧搾汁ならびにリサイクル酵母が発酵槽へ仕込まれると，ただちに発酵が開始する。温度37℃の条件化にて約14時間経過後，アルコール濃度約8.4 vol.％の発酵もろみが得られる。

なお，発酵の初期過程において，硫安およびリン酸が栄養剤として必要量添加される。

発酵もろみはイーストセパレーターへ送られ，ここで回収された酵母は酸処理後，次のバッチ用の酒母として再利用される。

一方，分離された，もろみは蒸留工程へ送られる。

なお，回収された酵母の内，余剰の酵母は系外に抜き出され，脱水されたのち肥料として砂糖きび畑へ還元される。

また，リサイクル酵母の活性低下を防止するため，1～2カ月に1回の割合で酒母槽において培養された新鮮な酵母が加えられる。

5) 蒸　留

アルコール濃度約8.4 vol.％の発酵もろみは濃縮塔からのベーパーおよび，もろみ塔からの廃液によって約95℃に予熱されたのち，もろみ塔へフィードされる。

もろみ塔の塔頂より分離されたアルコールベーパー（約48 vol.％）は濃縮塔へフィ