

7.1.2 プラント構成

造水設備

蒸発器

ブラインヒーター

抽気装置

脱気器

ボールクリーニング装置

薬注設備

取排水設備

蒸気発生設備

生産水送水設備

受変電設備

7.1.3 ユーティリティおよび薬品

燃料ガス 50,000Nm³/時

電力 2,820kW

薬品 スケール抑制剤 72.9kg/時

消泡剤 1.215kg/時

7.2 プロセスの概要

7.2.1 設計方針

本プラントを計画するにあたり、基本的な考え方を以下に述べる。

(1) 単一目的および二重目的プラント

多段フラッシュ蒸発法の海水淡水化プラントは、専用のボイラーを設置し造水のみを目的とした単一目的プラントと、発電したあとの蒸気を造水に用い発電、造水の二つの目的を持つ二重目的プラントがあるが、本F/Sにおいては水のみが緊急に必要であるので、プラント建設期間を考慮し、単一目的として計画した。二重目的プラントについては、参考として ANNEX II に述べてある。

(2) ユニット数およびユニット規模

プラントの造水能力は同一として、1基当たりの規模を大きくすれば、建設費用はスケールアップのメリットが生じて安価となり、また運転人件費等の経費も少な

少なくなるが、一方プラントの定期点検あるいは故障等による休止に伴う生産量の減少は大きくなる。したがって、プラント1基当たり規模言いかえるとプラント基数は適切に選定する必要がある。

本F/Sでは下記理由により50,000m³/日×3基とした。

- 1) 経済性を重視し1基当たり規模をできるだけ大きくする。
- 2) 建設工程短縮のためにユニット数を少なくする。
- 3) 定期検査時に1ユニットが休止してもプラントの全容量の半分以上の生産ができる最少台数とする。
- 4) 従来の実績(最大単機容量36,000m³/日)からみて、50,000m³/日程度であればさしたる技術的困難なしにスケールアップできる。

(3) 長管式

短管式とは各段にそれぞれ独立した復水器(復水管、管板、水室よりなる)を有するもので、長管式とは連続した段を共通の復水器が貫通する方式である。大容量装置では装置コストを低減するため長管式が多く採用されている。

今回の計画でも大容量装置のため長管式を採用した。

(4) スケール制御方式

硫酸注入pHコントロール法は、まずスケール付着の問題はないが、循環ラインのpHコントロールあるいはプラント停止後の保守が適切でないと、使用材料の腐食の問題が生ずるため、運転管理が簡単で中東地域で実績の多いスケール抑制剤注入方式を採用し、かつオンロードクリーニングが可能なボールクリーニング方式を併用した。

スケール抑制剤の中でも最も技術的に進歩しているものすなわち高温用の抑制剤を用い、造水コストの低減を図った。

(5) 造水比

多段フラッシュ蒸発法による海水淡水化プラントの設計においては、造水比をいかに低くにするかということが最も基本的なことである。

エネルギーコストが高い場合には、造水比をできるだけ高くした方が経済的であるが、反対にエネルギーコストが安い場合には、むやみに造水比を上げることはプラント建設コストが高くなり、必ずしも経済的とはいえない。したがって、エネルギー

ギーコストが高い国では造水比を12程度と高くし、エネルギーコストが安い産油国では造水比 8程度のもが多く実用化されている。

今回の計画においては、当国のエネルギー（燃料ガス）価格から経済性の最適化を検討した結果、造水比を 8とすることとした。

(6) タービン駆動

海水供給ポンプ、ブライン循環ポンプ、ボイラー給水ポンプ、ボイラー用空気ファンの駆動機は蒸気タービンとした。

ポンプは一般に電力によってモーター駆動とすることが多いが、汽力発電の発電効率を考慮すれば、所要条件の蒸気が得られる場合はむしろ蒸気によって直接駆動の方が低コストとなる。さらにタービン排気はその潜熱を有効に利用するため、ブライン加熱器に送られ省エネルギー化を図った。

(7) 濃縮比

スケール抑制剤の使用基準によると、循環ブラインの濃度は70,000~75,000 ppm まで濃縮可能であるが、ここでは安全を見て 67,300ppmとし、濃縮比は1.82 (=67,300/37,000)とした。

(8) 循環ブライン最高温度

スケール抑制剤の使用基準によると、循環ブライン温度は 118~119°Cまで昇温可能であるが、ここでは安全を見て 110°Cで計画した。

(9) 蒸発器段数

造水比 8で最適な段数を設計し、熱回収部30段、熱放出部 3段の計33段とした。

(10) 蒸発器の構成材料

蒸発器の構成材料として現在一般的に使用されている信頼性のある材料の種類およびこの中から本F/S で選定した材料とその選定理由を示せばつぎのとおりである。

(伝熱管)

伝熱管材料としてはアルミプラス管、キュープロニッケル管、チタン管があるが、ここでは、ブラインヒーターには温度が高いため 90/10キュープロニッケル管、蒸発器熱回収部にはアルミプラス管、蒸発器熱放出部には非凝縮ガスや汚染海水に強いチタン管を使用した。

(水室)

水室用材料としては耐食金属被覆鋼(90/10キュプロニッケル)、非金属被覆鋼(エポキシ樹脂、ゴム)が一般に使用されているが、ここでは、80℃以上の部分には90/10キュプロニッケルクラッド鋼、80℃未満の部分にはエポキシコーティング材を使用した。

(蒸発器)

蒸発器構成材料としては鋼板、耐食金属被覆鋼(ステンレス、キュプロニッケル)、非金属被覆鋼(エポキシ樹脂)が使用されるが、ここでは、80℃以上で使用される蒸発器には316Lステンレスクラッド鋼、80℃未満の部分にはエポキシコーティング材を使用した。

本プロジェクトにおいては上述の材料で何ら問題はないが、次のようにすべて高級材料を使用したとするとプラント建設費は約9%上昇することになる。

伝熱管 ; 蒸発器熱回収部 90/10 キュプロニッケル管

蒸発器熱放出部 チタン管

水室 ; 90/10 キュプロニッケルクラッド鋼

蒸発器 ; 90/10 キュプロニッケルクラッド鋼

(11)環境保全

1) 海域環境

蒸発法海水淡水化プラントからは約950千 m^3 /日の高濃度温排水が排出される。

この排水は取水原海水に対して水温で8.4℃の上昇、塩分濃度で約4,000ppmの上昇で、周囲の海水に比べて密度が高く、次第に沈降しながら海底部に拡散する。排水による環境への影響を軽減するよう次の条件を満たす排水設備を設計した。

(a) 排水を速やかに周囲の海水と混合希釈させ、拡散水域の生態系への影響を少ない程度にする。

(b) 放流による海面流速が航行船舶に障害を与えない。

(c) 放流による海岸形状の変化や海底のせんさくをおこさない。

(d) 放流水と取水が再循環をおこさない。

その結果、このような条件に最も適した深層放流上向きノズル方式を採用した。この方式によると、1℃温度上昇の拡散半径は放流口の噴射ノズル先端から長さ約30～50mの紡錘状であり、影響範囲は極めて小さい。

2) 大気汚染

海水淡水化プラントの熱源である蒸気を供給するため、専用のボイラーを設けるが、このボイラーは一般の工場で使用されている小型のボイラーであり、実用化の実績が多く、また燃料に天然ガスを使用しているため硫黄酸化物、ばい煙等の問題がない。窒素酸化物については日本の排出基準 100cc/Nm³以下に抑えることは可能である。

3) 騒音

海水淡水化プラントで最も騒音レベルの高いものはエゼクターや蒸気の減温減圧装置で、どちらも高圧蒸気の摩擦音である。これらの騒音はプラント敷地内の配置や、必要に応じて防音装置を設けることにより対処した。

7.2.2 プロセス説明

プロセスのフローは図7.1に示す。

海水は護岸より800m沖合の水深8mの地点に設置された海底配管によって、護岸付近に設けられた取水槽に自然導入され、そこから海水供給ポンプ(P-101)で蒸発器熱放出部へ冷却海水として送られるが、一部は蒸留器内の不凝縮ガスを除去すると同時に真空度を保つために設けられる抽気装置のコンデンサー(E-103)(E-104)を通過した後、先の冷却海水熱放出部出口ラインにもどされる。

なお、この抽気装置は2連3段の蒸気エゼクター(J-101)とベントコンデンサー(E-103)、エゼクターコンデンサー(E-104)とからなっている。

熱放出部を出た海水は大部分が排水槽に導かれるが、一部は脱気装置(V-101)を経て系内のラインに補給水として混入される。なお、この補給水ラインにはスケール抑制剤とラインの蒸発室での泡立ちを防止するための消泡剤を定量ポンプにより注入される。

最終段に至ったラインの一部は補給水が混入される前にライン排出ポンプ(P-105)により系外に排出されるがその大部分はタービン駆動によるライン循環ポンプ(P-102)によって蒸発器熱回収部(E-101)の最低温段の伝熱管内に導かれ、熱回

取部各段で発生した蒸気を凝縮せしめてその潜熱を回収し、温度上昇しながら熱回収部第1段に向かって流れる。

蒸発器熱放出部は1モジュールで構成されているが、熱回収部は伝熱管の長さに制限されて3個のモジュールからなる。

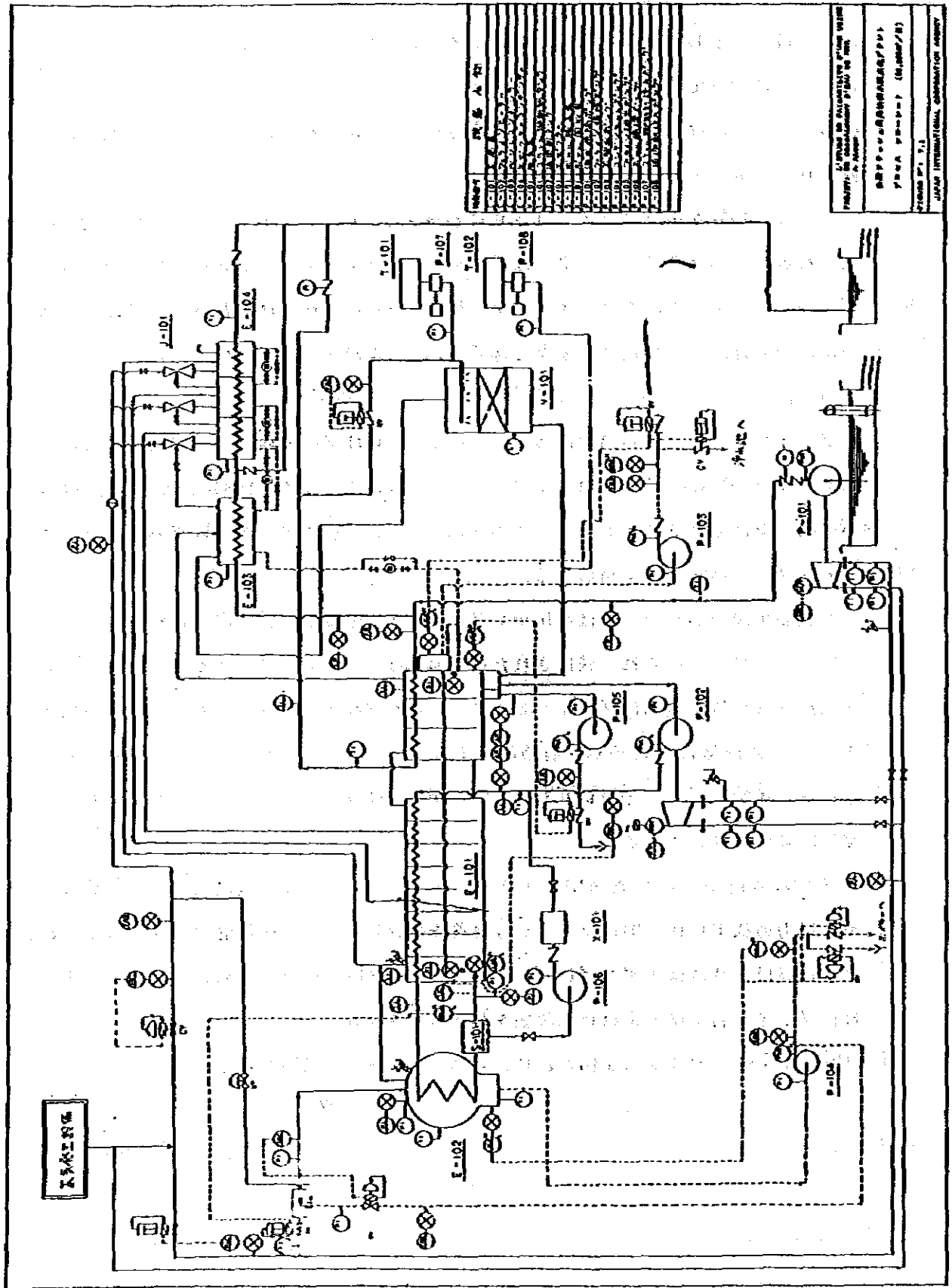
第1段伝熱管を出たラインはさらに加熱されたためにラインヒーター(E-102)に送られる。このラインヒーターは横置のシェルアンドチューブ式熱交換器である。ラインヒーターを出たラインは第1段蒸発室に送られ、熱回収部最高温段から熱放出部の最終段まで順次フラッシュ蒸発を起こしながら、各段の圧力差によって流れていく。

ラインヒーターから第1段蒸発室へのラインにはボール捕集器(S-101)を設け、伝熱管内洗浄用のボールはそこからボール循環ポンプ(P-106)、ボール回収器(X-101)を経てライン循環ポンプの吐出ラインに導かれて、熱回収部およびラインヒーターの伝熱管内を循環する。

蒸気発生設備からの蒸気は高圧であり、ライン循環ポンプ、海水供給ポンプなどの駆動タービンへ送られ、減圧された中圧蒸気は前記抽気装置のエゼクターに、そして減圧された低圧蒸気はラインヒーターにそれぞれ送られる。なお、ポンプ駆動用タービンの排気はその潜熱を有効利用するため、これもラインヒーターに送られる。ラインヒーターで凝縮したコンデンセートはコンデンセートポンプにより蒸気発生設備に送り返される。

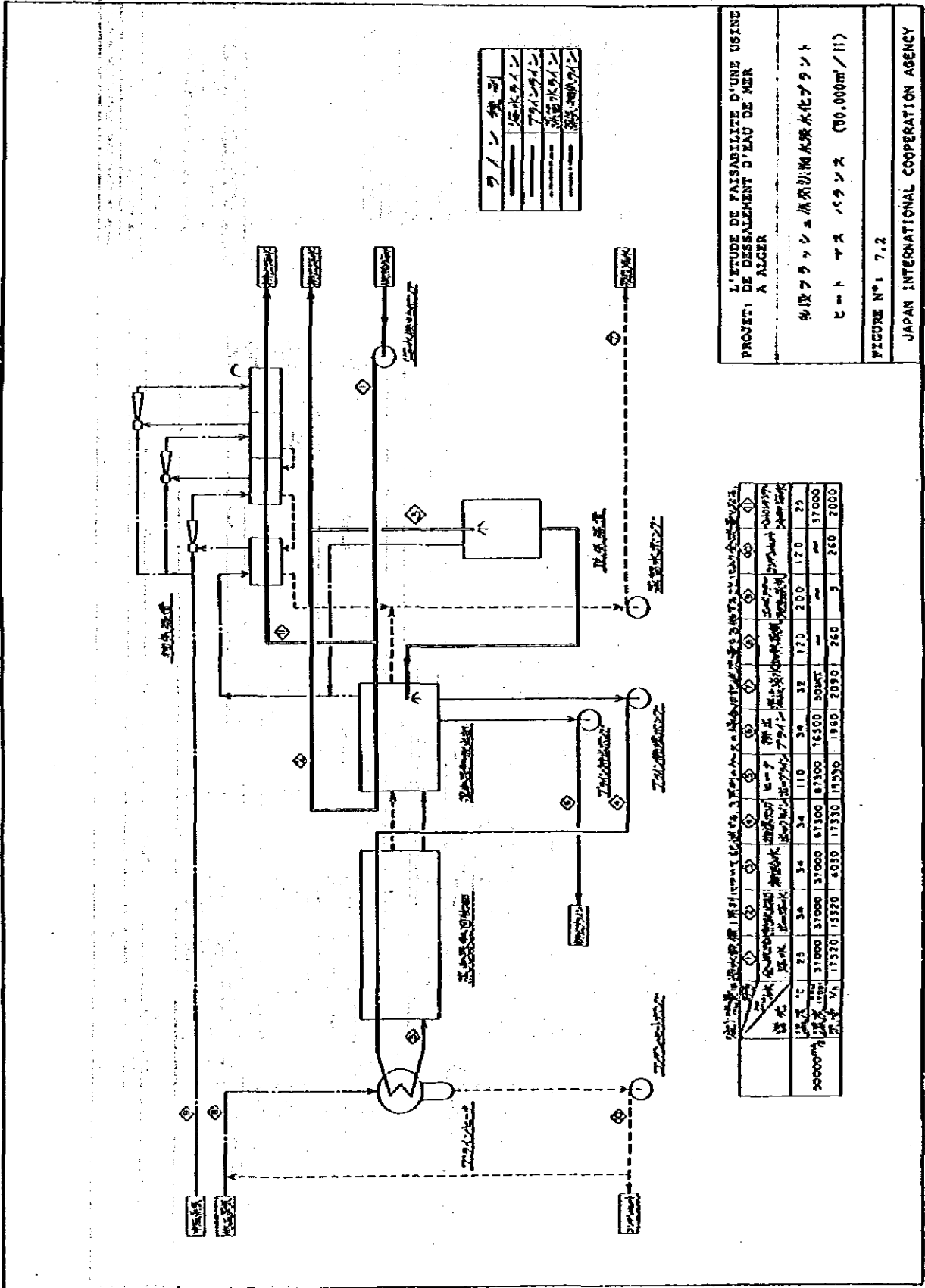
蒸発器各段で生成した蒸留水(淡水)はラインと同様に最高温段から最終段まで、圧力の低下に伴い順次フラッシュ蒸発を繰返して上部の伝熱管で凝縮しながら流れ、最終段より蒸留水ポンプ(P-103)によって引き出され浄水池に送られる。排出されたラインおよび海水は排水設備を経て放流される。

ヒート・マスバランスを図7.2に、ユニット配置図を図7.3に示す。



機器名	記号	数量	仕様
発電機	G-101	1	1000kVA
変圧器	T-101	1	1000kVA
変圧器	T-102	1	1000kVA
変圧器	T-103	1	1000kVA
変圧器	T-104	1	1000kVA
変圧器	T-105	1	1000kVA
変圧器	T-106	1	1000kVA
変圧器	T-107	1	1000kVA
変圧器	T-108	1	1000kVA
変圧器	T-109	1	1000kVA
変圧器	T-110	1	1000kVA
変圧器	T-111	1	1000kVA
変圧器	T-112	1	1000kVA
変圧器	T-113	1	1000kVA
変圧器	T-114	1	1000kVA
変圧器	T-115	1	1000kVA
変圧器	T-116	1	1000kVA
変圧器	T-117	1	1000kVA
変圧器	T-118	1	1000kVA
変圧器	T-119	1	1000kVA
変圧器	T-120	1	1000kVA

LEARNER OF INSTITUTE OF ELECTRIC ENGINEERING
PROJECT: IN CONNECTION WITH THE WORK
PERFORMED BY THE INSTITUTE OF ELECTRIC ENGINEERING
PREFECTURE OF TOKYO (1957/58)
FIGURE No. 7.1
JAPAN INTERNATIONAL COOPERATION AGENCY



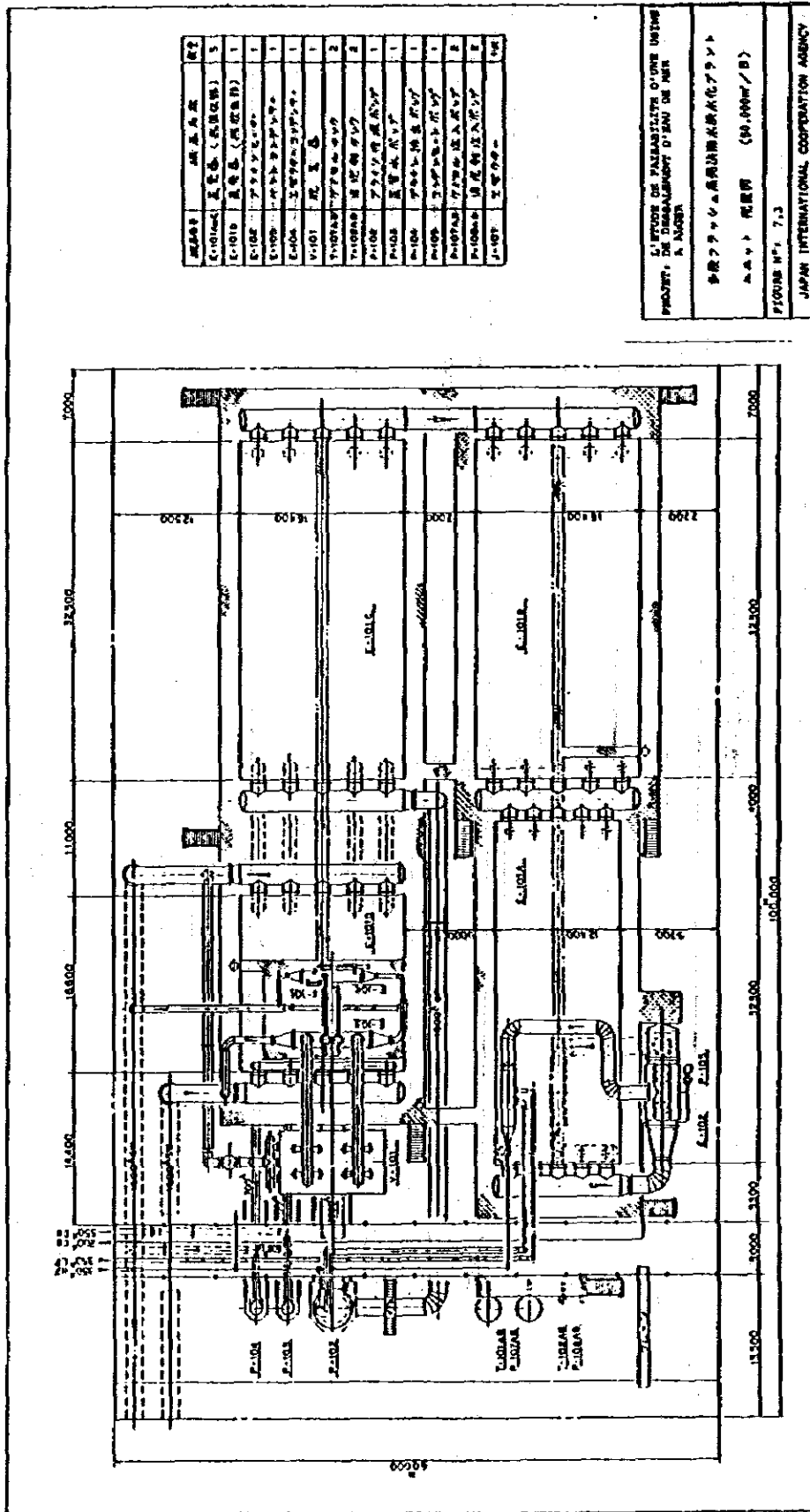
———	海水ライン
- - - - -	予熱水ライン
.....	加熱水ライン
- · - · -	冷却水ライン

L'ETUDE DE FAISABILITE D'UNE USINE
 PROJET DE DESALEMENT D'EAU DE MER
 A ALGER

約 50,000 m³ / 日 海水淡水化プラント
 ヒート エス バランス (90,000 m² / 日)

FIGURE N° 1 7.2
 JAPAN INTERNATIONAL COOPERATION AGENCY

設備	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
設備名	海水ポンプ	予熱ポンプ	加熱ポンプ	冷却ポンプ	凝縮器	蒸発器	凝縮器	蒸発器	凝縮器	蒸発器	凝縮器	蒸発器	凝縮器	蒸発器	凝縮器	蒸発器	凝縮器	蒸発器	凝縮器	蒸発器	凝縮器	蒸発器	凝縮器	蒸発器
流量 (m ³ /h)	10000	10000	10000	10000	10000	10000	10000	10000	10000	10000	10000	10000	10000	10000	10000	10000	10000	10000	10000	10000	10000	10000	10000	10000
電力 (kW)	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100



機名	機名	数量
E-101a	蒸気機 (蒸気機)	5
E-101b	蒸気機 (蒸気機)	1
E-101c	蒸気機 (蒸気機)	1
E-101d	蒸気機 (蒸気機)	1
E-101e	蒸気機 (蒸気機)	1
V-101	蒸気機	1
P-101a	ポンプ (ポンプ)	2
P-101b	ポンプ (ポンプ)	2
P-101c	ポンプ (ポンプ)	1
P-101d	ポンプ (ポンプ)	1
P-101e	ポンプ (ポンプ)	1
P-101f	ポンプ (ポンプ)	1
P-101g	ポンプ (ポンプ)	1
P-101h	ポンプ (ポンプ)	1
P-101i	ポンプ (ポンプ)	1
P-101j	ポンプ (ポンプ)	1
P-101k	ポンプ (ポンプ)	1
P-101l	ポンプ (ポンプ)	1
P-101m	ポンプ (ポンプ)	1
P-101n	ポンプ (ポンプ)	1
P-101o	ポンプ (ポンプ)	1
P-101p	ポンプ (ポンプ)	1
P-101q	ポンプ (ポンプ)	1
P-101r	ポンプ (ポンプ)	1
P-101s	ポンプ (ポンプ)	1
P-101t	ポンプ (ポンプ)	1
P-101u	ポンプ (ポンプ)	1
P-101v	ポンプ (ポンプ)	1
P-101w	ポンプ (ポンプ)	1
P-101x	ポンプ (ポンプ)	1
P-101y	ポンプ (ポンプ)	1
P-101z	ポンプ (ポンプ)	1
P-102a	ポンプ (ポンプ)	1
P-102b	ポンプ (ポンプ)	1
P-102c	ポンプ (ポンプ)	1
P-102d	ポンプ (ポンプ)	1
P-102e	ポンプ (ポンプ)	1
P-102f	ポンプ (ポンプ)	1
P-102g	ポンプ (ポンプ)	1
P-102h	ポンプ (ポンプ)	1
P-102i	ポンプ (ポンプ)	1
P-102j	ポンプ (ポンプ)	1
P-102k	ポンプ (ポンプ)	1
P-102l	ポンプ (ポンプ)	1
P-102m	ポンプ (ポンプ)	1
P-102n	ポンプ (ポンプ)	1
P-102o	ポンプ (ポンプ)	1
P-102p	ポンプ (ポンプ)	1
P-102q	ポンプ (ポンプ)	1
P-102r	ポンプ (ポンプ)	1
P-102s	ポンプ (ポンプ)	1
P-102t	ポンプ (ポンプ)	1
P-102u	ポンプ (ポンプ)	1
P-102v	ポンプ (ポンプ)	1
P-102w	ポンプ (ポンプ)	1
P-102x	ポンプ (ポンプ)	1
P-102y	ポンプ (ポンプ)	1
P-102z	ポンプ (ポンプ)	1
P-103a	ポンプ (ポンプ)	1
P-103b	ポンプ (ポンプ)	1
P-103c	ポンプ (ポンプ)	1
P-103d	ポンプ (ポンプ)	1
P-103e	ポンプ (ポンプ)	1
P-103f	ポンプ (ポンプ)	1
P-103g	ポンプ (ポンプ)	1
P-103h	ポンプ (ポンプ)	1
P-103i	ポンプ (ポンプ)	1
P-103j	ポンプ (ポンプ)	1
P-103k	ポンプ (ポンプ)	1
P-103l	ポンプ (ポンプ)	1
P-103m	ポンプ (ポンプ)	1
P-103n	ポンプ (ポンプ)	1
P-103o	ポンプ (ポンプ)	1
P-103p	ポンプ (ポンプ)	1
P-103q	ポンプ (ポンプ)	1
P-103r	ポンプ (ポンプ)	1
P-103s	ポンプ (ポンプ)	1
P-103t	ポンプ (ポンプ)	1
P-103u	ポンプ (ポンプ)	1
P-103v	ポンプ (ポンプ)	1
P-103w	ポンプ (ポンプ)	1
P-103x	ポンプ (ポンプ)	1
P-103y	ポンプ (ポンプ)	1
P-103z	ポンプ (ポンプ)	1

LE BUREAU DE PALEMBANG OUDINE INSTANS
 PROJET DE DESALINATION D'EAU DE MER
 A MASER

多摩ワヤル、島田清水浄化プラント

スケッチ 概略図 (80,000mm/B)

FIGURE N° 7.3

JAPAN INTERNATIONAL COOPERATION AGENCY

7.2.2 プロセス制御

海水淡水化プラントは年間を通じて連続運転することになると思われるので、起動停止の頻度も少ないものと考えられる。したがって、このプラントでは、起動停止は運転要員の操作により行うが、そのほかは自動運転が行われ、必要に応じて製造水量（負荷）の設定操作を行う自動制御システム方式を採用した。

運転操作は起動停止を含めてすべて中央制御室から行うことができ、また運転状態のモニタリングも同様に中央制御室にて行える集中管理システムとしてある。危険防止ならびに機械破損防止の観点から所要のインターロック機構を装備し、また、万一のケースに備えてプラントの自動停止機構をも設けている。また、海水淡水化プラントが安定した長期連続運転を維持しうる制御系を採用しており、それを図7.1 プロセスフローシートに示す。以下各ライン別の制御方式について述べる。

(1) 加熱蒸気ライン

ラインヒーターへの加熱蒸気は蒸気発生設備からの高圧蒸気を減圧した低圧蒸気とポンプ駆動用蒸気タービン排気が混合されたものであり、その圧力を設定する調整弁を設ける。また、ラインヒーター出口循環ライン温度を 110℃に保つためにラインヒーター前に流量調整弁を設ける。

ラインヒーター伝熱管内にスケールが析出するのを防止するため、ラインヒーター前の加熱蒸気温度を測定し、コンデンセートポンプからの減温水ラインおよびアトマイズ蒸気ラインに調整弁を設け、過熱状態の加熱蒸気を飽和にし、加熱蒸気の温度調節を行う。

(2) ブライン循環ライン

ブライン循環量はポンプ駆動用タービンのガバナーにより回転数を制御して調節され、ガバナーへの制御信号は流量調節記録計から発信され、一定流量に保持される。なお、プラントの低負荷運転はブライン最高温度とブライン循環量を下げることにより行う。

(3) ブライン排出ライン

系内のブライン深度を一定に保つため、最終段ブラインレベルの信号によりブラ

イン排出ラインに設けられた調節弁により流量を制御する。

(4) 淡水ライン

系内で製造された淡水は最終段に集められるが、集められた淡水レベルの信号により、淡水ラインに設けられた調節弁により流量を制御する。

なお、淡水ラインには濃度計とその信号により作動するフロー弁が設けられており、淡水純度が悪化した場合は淡水は浄水池へ送水されず、排水槽へ放流される。

(5) 補給水ライン

循環ラインの濃度を一定に保つため、補給水量を制御するが、補給海水には循環ラインに混合する前に、スケール防止のためスケール抑制剤を注入し、腐食防止のため脱気装置によって海水中の溶存酸素を除き、さらに蒸発器内のフラッシュ蒸発をおだやかなものとし、キャリーオーバーによる淡水純度の悪化を防止するため消泡剤を一定量注入する。

なお、補給水量は流量を測定しながら自己制御を行う。

(6) コンデンセートライン

ラインヒーターでラインを加熱した蒸気はドレンとなり、ラインヒーター下部のウェルに貯まる。このレベルを制御信号とし、コンデンセートラインに設けられた調節弁により流量制御を行う。減温水ラインについては(1)に述べたとおりである。

コンデンセートの大部分はボイラー給水として再利用するために純度を測定し、不良時には系外に排出されると同時に、ラインヒーターの事故を知らせる役目も果たす。

7.2.3 取排水設備

取水は海岸より600m沖合から深層取水方式により行い、海底に布設した取水管を通って自然導入により取水井へ導かれる。取水井にはバースクリーンおよびトラベリングスクリーンが設けられ粗大固形物は除去される。取水点には海水の電気分解で造られた塩素が注入され、海水の滅菌を行って取水管などでの海生生物の付着を防止する。

排出される海水はラインおよび冷却水とも一旦排水ピットに貯留され、重力に

より海底排水管を通して、海岸線より400m沖合のところで放流される。放流口は排出海水が周囲海水と十分に混合されるよう設計されている。取排水の概要を図7.4に示す。

7.2.4 貯留、送水設備

製造された淡水を貯める浄水池は、滞留時間30分の大きさを持っている。ここに貯えられた淡水は送水ポンプにより必要圧まで昇圧され、既設給水系に送られる。
(第9章参照)

7.3 機器の仕様

7.3.1 造水設備 (ユニット当たり)

(1) 蒸発器本体

1) 熱回収部

- | | |
|-----------|----------|
| a. 型式 | 長管式長方箱型 |
| b. 段数 | 30 |
| c. モジュール数 | 3 (各10段) |
| d. 主要寸法 | |

蒸発室 (1段当たり)

- | | |
|------------|-----------------|
| 第1 モジュール | 3.3mL×12mW× 4mH |
| 第2,3 モジュール | 3.3mL×16mW× 4mH |

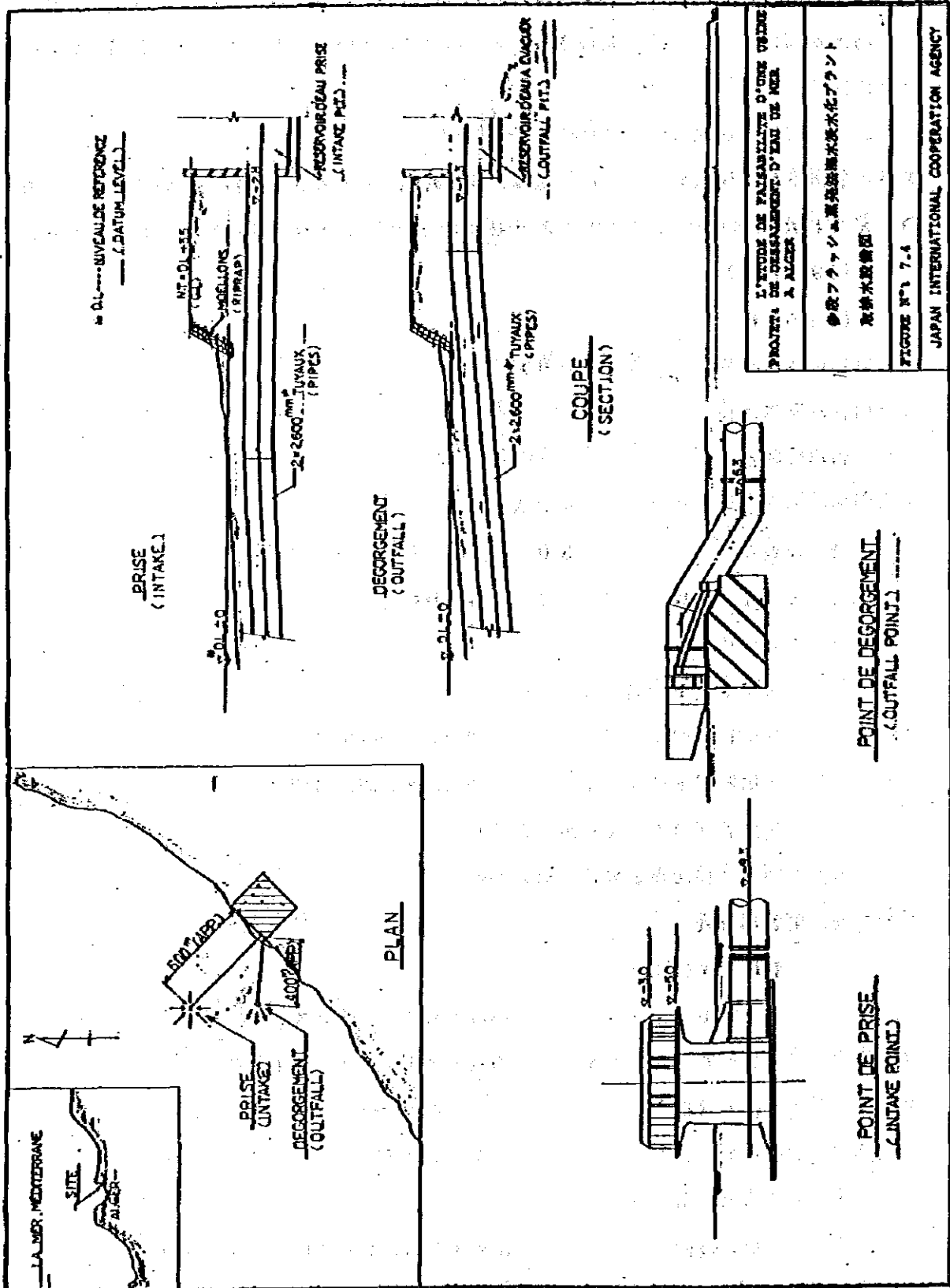
伝熱管 (1モジュール当たり)

19.0mmφ×1.0mmL×33mL

e. 主要部材質

胴板および隔壁

- | | |
|------------|-----------------------|
| 第1 モジュール | 鋼板+316Lステンレスクラッド |
| 第2,3 モジュール | 鋼板+エポキシコーティング |
| 蒸留器管板 | ネーバル黄銅板 |
| 伝熱管 | アルミプラスチック管 |
| 蒸留器水室 | |
| 第1 段側 | 鋼板+90/10 キュプロニッケルクラッド |
| その他 | 鋼板+エポキシコーティング |



ETUDE DE FAISABILITE D'UNE USINE
 D'EAU DE MER A ALGER
 参考プロジェクト 高圧海水淡水化プラント
 東洋水産物産
 FIGURE N° 7.4
 JAPAN INTERNATIONAL COOPERATION AGENCY

f. 構造

蒸発室10段を1モジュールとし計三つのモジュールより構成される。

各モジュールの各々の蒸発室は隔壁に分けられており、蒸発室の内部には蒸留水トレイおよび伝熱管群を有している。伝熱管群は5個の同一断面形状を有する伝熱管束に分かれており、それぞれに蒸留水トレイが付けられ、それらは同一間隔で各モジュールの長手方向に組み込まれている。また、伝熱管は両端部において拡張管によって管板に固定される。

各蒸発室の外板には、各蒸発室毎に検査用のマンホール、内部の作動状態を観察するための視窓、ブラインおよび蒸留水液面計を設置し、外板には熱損失を防止するために保温を施す。

2) 熱放出部

a. 型式 長管式長方箱型

b. 段数 3

c. モジュール数 1

d. 主要寸法

蒸発室(1段当たり)

5.7mL X 16mW X 4mH

伝熱管

16.0mmφ X 0.4mmt X 17.1mL

e. 主要部材質

胴板および隔壁 鋼板+エポキシコーティング

蒸留器管板 ネーバル黄銅板

伝熱管 チタン管

蒸留器水室 鋼板+エポキシコーティング

1. 構造

蒸発室3段で1モジュールとし構造は熱回収部と同じである。

(2) ブラインヒーター

1) 型式 横型シェルアンドチューブ式熱交換器

2) 数量 1基

3) 主要寸法

本体 胴径3.4m×12.8mL

伝熱管 19.0mmφ×1.0mmL

4) 主要部材質

胴板 鋼板

伝熱管 90/10 キュプロニッケル管

管板 90/10 キュプロニッケル板

水室 鋼板+90/10 キュプロニッケル板ライニング

(3) 脱気装置

1) 型式 真空式充填塔方式

2) 数量 1基

3) 脱気性能 溶存酸素量20ppb以下

4) 主要寸法 断面 6mL×10.5mW×6.7mH

5) 主要部材質

胴板 鋼板+エポキシコーティング

スプレーノズル 316Lステンレス鋼

充填物 ポリプロピレン

(4) 抽気装置

1) 蒸気エゼクター

型式 2連3段式

2) ベントコンデンサー

a. 型式 横型シェルアンドチューブ式熱交換器

b. 数量 1基

c. 主要寸法 胴径約1.5mφ×11.8mL

3) エゼクターコンデンサー

a. 型式 横型シェルアンドチューブ式熱交換器

b. 数量 1基

c. 主要寸法 胴径約1.0mφ×8.8mL

(5) ボールクリーニング装置

- 1) ボール捕集器 1基
- 2) ボール回収器 1基
- 3) 付 属 品 ボール、ポンプ、モーター

(6) 主要ポンプ

1) 海水供給ポンプ

- a. 型式 立軸斜流ポンプ
- b. 数量 1基
- c. 容量 19,000m³/時
- d. 全揚程 25m
- e. 駆動機 蒸気タービン
予備機は電動機

f. 主要部材質

- ケーシング ニレジスト铸鉄
- 羽根車 316Lステンレス铸物
- 主軸 316Lステンレス鋼

2) プライン循環ポンプ

- a. 型式 立軸斜流ポンプビットバレル型
- b. 数量 1基
- c. 容量 17,800m³/時
- d. 全揚程 50m
- e. 駆動機 蒸気タービン

f. 主要部材質

- ケーシング 316Lステンレス铸物
- 羽根車 316Lステンレス铸物
- 主軸 316Lステンレス鋼
- バレル 鋼板+エポキシコーティング

3) プライン排出ポンプ

- a. 型式 立軸斜流ポンプビットバレル型
- b. 数量 1基

- c. 容量 2,350m³/時
- d. 全揚程 20 m
- e. 駆動機 電動機
- f. 主要部材質
- ケーシング 316Lステンレス铸物
 - 羽根車 316Lステンレス铸物
 - 主軸 316Lステンレス鋼
 - バレル 銅板+エポキシコーティング

4) 蒸留水ポンプ

- a. 型式 立軸斜流ポンプピットバレル型
- b. 数量 1基
- c. 容量 2,500m³/時
- d. 全揚程 20 m
- e. 駆動機 電動機
- f. 主要部材質
- ケーシング 304 ステンレス铸物
 - 羽根車 304 ステンレス铸物
 - 主軸 304 ステンレス鋼
 - バレル 銅板+エポキシコーティング

5) コンデンサートポンプ

- a. 型式 横軸片吸込うず巻ポンプ
- b. 数量 1基
- c. 容量 312m³/時
- d. 全揚程 35 m
- e. 駆動機 電動機
- f. 主要部材質
- ケーシング 铸鉄
 - 羽根車 304 ステンレス铸物
 - 主軸 304 ステンレス鋼

(7) 配管

流 体 名	使用温度	材 料
海水および低温ブライン	34°C以下	鋼管+モルタルライニングまたは ゴムライニング
高温ブライン	110°C	鋼管+ 90/10 キュプロニッケルクラッド
淡水およびコンデンセート	32°C, 120°C	304ステンレス鋼管
蒸気	120~ 300°C	鋼管

7.3.2 取排水設備

(1) 海水取水管

方 式	深層取水方式
取水管	2,600mmφ× 800mmL× 2系列
材 質	鋼管+タールエポキシコーティング

(2) 取水井

コンクリート製地中槽	
容 量	3,500m ³
付属品	バースクリーン トラベリングスクリーン

(3) 電解塩素発生装置

Cl ₂	100kg/時
-----------------	---------

(4) 排水ピット

コンクリート製地中槽	
容 量	2,400m ³

(5) 排水管

方 式	海底配管
配管寸法	2,600mmφ× 400mmL× 2系列
材 質	鋼管+タールエポキシコーティング

7.3.3 蒸気発生設備

(1) 数量	6基
(2) 型式	水管式屋外用
(3) 蒸発量	140,000kg/時/基
(4) 蒸気圧力	40kg/cm ² G
(5) 蒸気温度	300℃
(6) 使用燃料	天然ガス
(7) 主要寸法	14mL×6mW×9mH
(8) 構成品	ボイラ本体 6台
	自動燃焼装置 6式
	自動制御装置 6式
	給水ポンプ、タービンおよびモーター 6+(予備6)台
	空気押込ファン、タービンおよびモーター 6台
	煙突、ダクト 6式

7.3.4 受変電設備

(1) 高圧受電設備

高圧受電盤

数量	1台
型式	屋内用メタルクラッド
定格電圧	86kV

(2) 変電設備

プラントの重要度を考慮し、1回線が故障その他で受電不能となってもプラントの運転に支障のないよう、変圧器は100%予備とし計2台とした。

1) 変圧器 A

数量	2台
型式	油入風冷屋外用
容量	4,000kVA
一次電圧	80kV
二次電圧	3.3kV

2) 変圧器 B

数量 2台
型式 乾式自冷屋外用
一次電圧 3.3kV
二次電圧 380V

3) 変圧器 C

数量 2台
型式 乾式自冷屋外用
一次電圧 3.3kV
二次電圧 220V

(3) 開閉設備

1) 高圧補機用開閉器

数量 22面
型式 屋内用メタルクラッド
定格電圧 3.3kV

2) 低圧補機用開閉器

数量 一式
型式 屋内コントロールセンター形配電盤
定格電圧 380/220V

(4) 電動機

型式 屋外全閉外扇籠形
電圧 110kW 以上 3,300V
110kW 未満 380V
絶縁 3,300V ----- B種
380V ----- E種

7.3.5 建家

本工場内に建設されるおもな建家は次のとおりである。

(1) 事務棟

概略寸法 : 24mL × 18mW × 9.5mH

延床面積 : 864m²

構造 : 鉄筋コンクリート 2階建

(2) 電気、計器室

概略寸法 : 24mL × 45mW × 9.5mH

延床面積 : 2,160m²

構造 : 鉄筋コンクリート 2階建

(3) 倉庫兼ワークショップ

概略寸法 : 30mL × 50mW × 6mH

延床面積 : 1,500m²

構造 : 鉄骨コンクリート平屋建

(4) 取水設備棟

概略寸法 : 14mL × 30mW × 4mH

延床面積 : 420m²

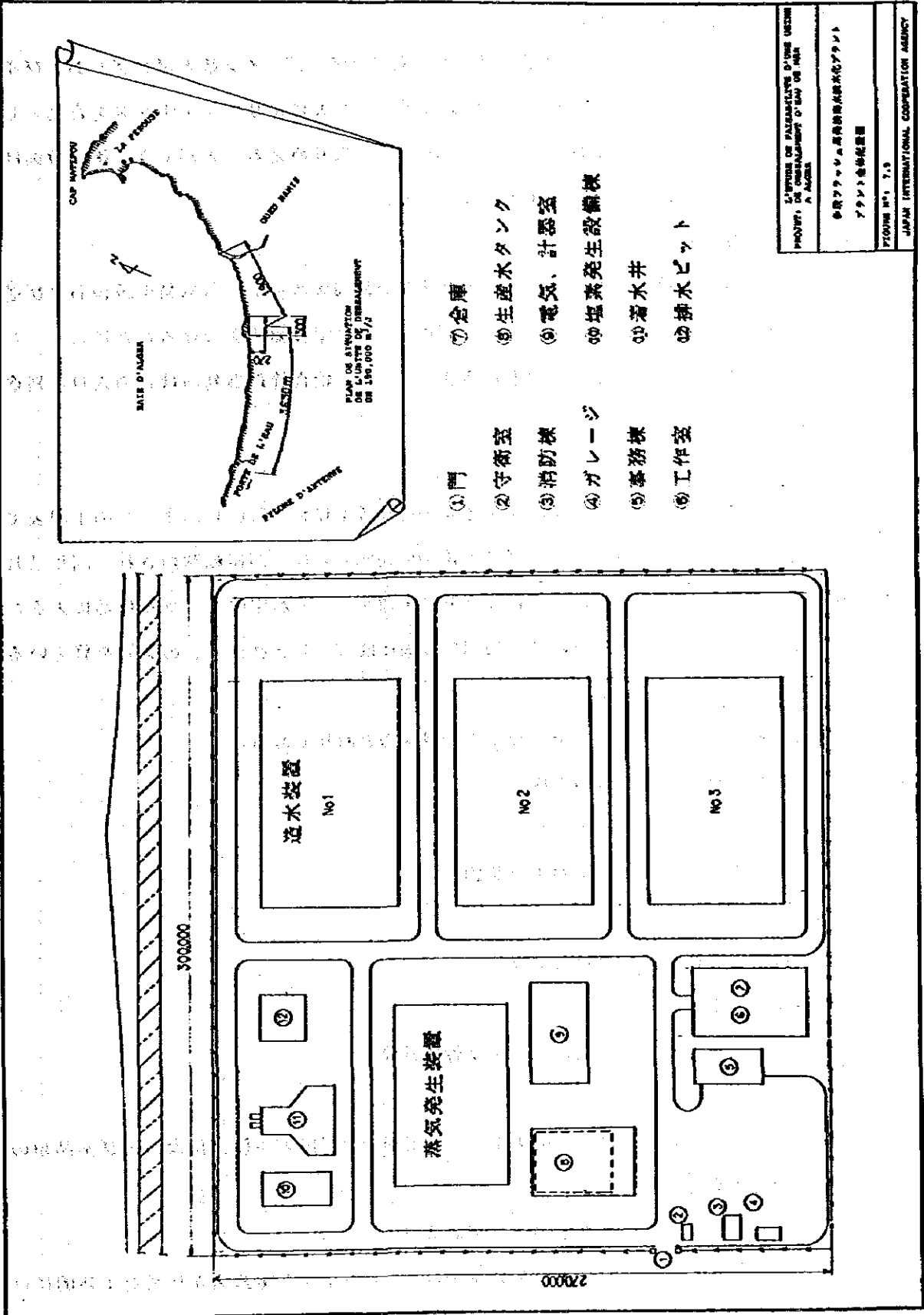
構造 : 鉄骨コンクリート平屋建

7.4 プラント配置

本プラントの所要面積は81,000m²(300m × 270m)である。プラントの全体配置を図7.5に示す。

7.4.1 蒸発器

蒸発器は熱回収部30段を10段ずつ3モジュールに分け、熱放出部3段を1モジュール、計4モジュールに分割されている。この4モジュールをユニット配置図(図7.3)に示したようにコの字型に配置し、プラントの保守点検を容易にした。また、現地伝熱管挿入作業を考慮した敷地を確保している。



7.4.2 ポンプおよび薬注設備

大型ポンプ（ライン循環ポンプ、蒸留水ポンプ、ライン排水ポンプ）および薬注設備は一列に並べ、門型クレーンを設置することによりメンテナンスを容易とした。大型ポンプについては、予備ポンプにすぐに取り換えることができ、薬注設備は薬劑の補給作業が容易となるように配慮した。

7.4.3 全体配置

メインコントロールセンターを海水淡水化装置 3ユニット、蒸気発生設備および送水設備の中央に設置し、その建屋内に制御室、受変電設備等を設けることにより、この部分で全プラントの集中管理を行うようにした。総合管理事務所は正面入口に別途設けることとした。

7.5 建設工程

1986年春にプラントの運転を開始するための建設工程を図7.6に示す。この工程表では、1986年4月からNo.1ユニット（造水能力50,000m³/日）が運転開始され、同年5月中旬No.2ユニットが、さらに7月には残りのNo.3ユニットが完成してフル稼働になることになる。ただし、このためには、1984年初頭にはコントラクターとの契約を終えている必要がある。

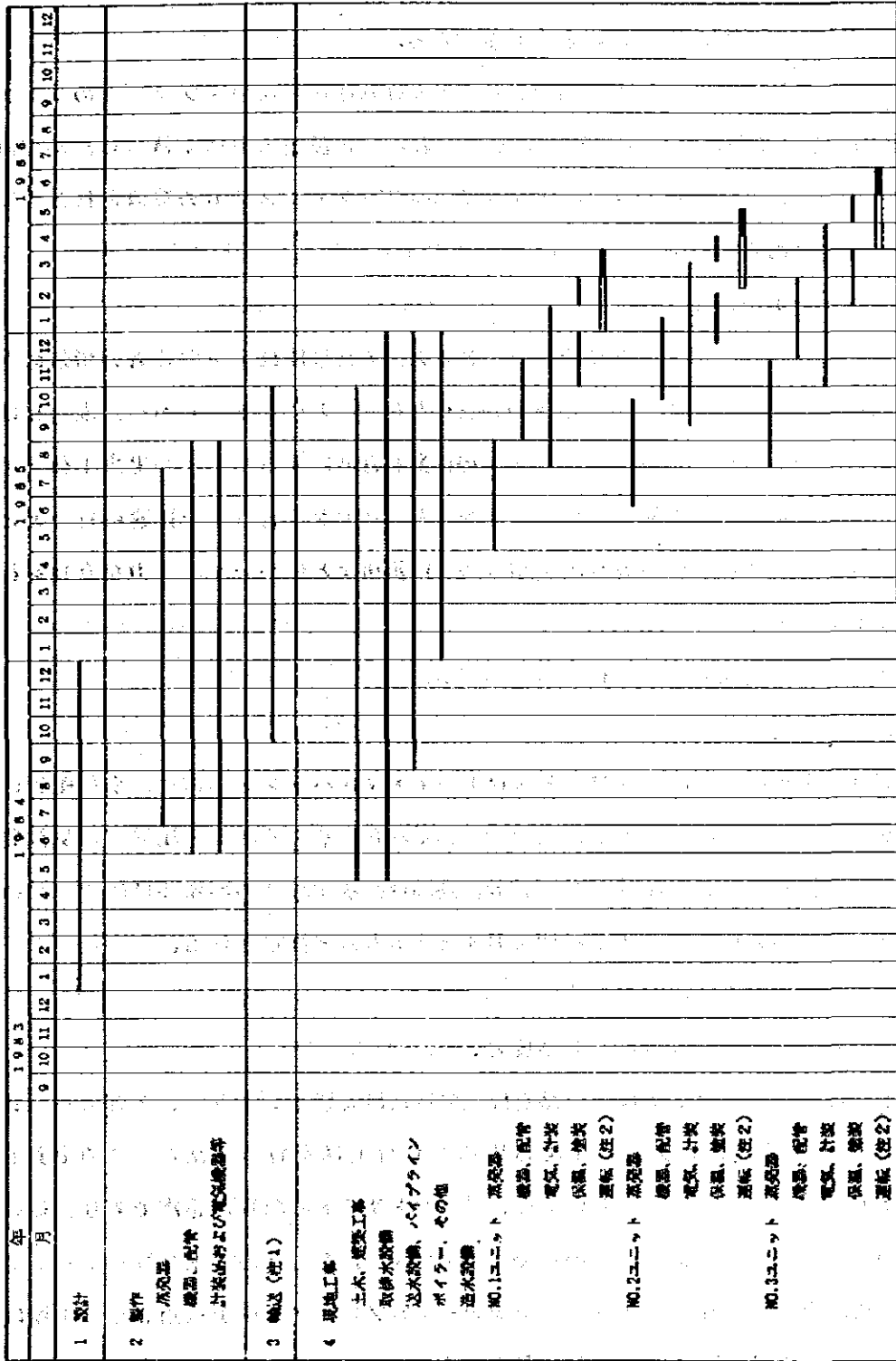
本F/S後、プラント完成までの概略手順は次のとおりである。

- (1) 仕様の決定、引合書の作成
- (2) 引合、入札およびその評価
- (3) コントラクターの選定および契約
- (4) 設計
- (5) 機器の製作および材料の調達
- (6) 現地工事
- (7) コミッショニング、試運転および性能試験
- (8) 商業運転

なお、この作業とともに土地の入手、工場労働者の雇用と訓練、用役および薬品類の手配などの作業も必要である。

7.5.1 コントラクターの選定および契約まで

コントラクターの選定および契約までは、プロジェクト実施者が作業を主体的に進めなければならない。また以後の工程を勘案すると、円滑かつ短期間に行う必要がある。



注1：海外で製作されたものは、通船検査されてアルシュー国に運ばれる。
注2：□□コエミッシュンゴングおよびテスト運転 □運転 〓運転

図7.6 多段フラッシュ蒸気法海水淡水化プラント建設工程表

すなわち、プロジェクト実施者は随時、迅速な意志決定をしなければならない。このような迅速さを保つためには、有効かつ適切な各種情報および助言あたえてくれる専門コンサルタントを起用することも必要である。

また、大規模なプラントを短期間に建設しなければならない本プラントのコントラクターには、専門技術にすぐれているとともに、建設地の国情を熟知し、かつ組織だった作業を行えるプロジェクト・エンジニアリング・システムの整備された企業を選定すべきである。

7.5.2 プラントの建設

いったんコントラクターと契約が行われると、それ以降は実施主体者の指示のもとに、おもにコントラクターが工程確保の責任を負うことになる。しかし、本工程は非常にタイトであるので、コントラクターの作業を容易にするために、実施主体者が本プロジェクトに関する大幅な権限と責任を持ち、必要な承認行為を迅速に行うとともに、法規で規定された各種許認可事項等の官庁折衝などについて、強力な支援を行うことが必要である。

以下に工程上支配的な項目について述べる。

(1) 設計

プラントの設計には、フローおよびヒート・マスバランスの確立、全体配置の決定などプロセス仕様を決める基本設計と、それらに基づく機器、配管、電気計装、土木、建築などの詳細設計がある。設計期間は、基本設計の開始後ほぼすべての製作図、工事図の作成終了までに12ヵ月を要するものと推定される。

(2) 機器の製作および材料の調達

蒸発器が最も長い製作期間を必要とする。

近年の蒸発器建設工法は完成品を陸上輸送用超大型トレーラーとともにバージで輸送して、プラントサイト近傍の棧橋から荷上げを行う方法が一般的である。しかし、本プロジェクトにおいては、プラントサイトの海岸が遠浅であり、仮設棧橋の建設は工期およびコストの点で得策ではない。そのため、本プロジェクトでは半完成品を工場製作のうえ、現地で組み立てるプレハブ工法を採用した。工期は1ユニット当たり輸送を含めて10ヵ月を要する。

(3) 現地工事

1) 土木建築工事

本工事はサイトの造成から始まり、機械基礎、建家建築、道路舗装、緑化等多岐にわたるとともに、その他の工事に先行する必要があるため、土木建築工事を早期に着工することが全体工程を計画どおりに進めるための重要な因子となる。工期は18ヵ月程度であるが、これはサイトの地質条件によって影響を受ける可能性がある。それゆえに、早期着工の実現および計画工期実現のためには、できるだけ早い時期に地質調査を行う必要がある。

2) 取排水設備

ほとんどすべて海中作業となるため、最も長い工期（20ヵ月）となる。本設備はNo.1蒸発器ユニットのコミッショニング前に完成する必要があるため、実質的に全体工程を支配することになる。上述工期は1)項以上に海底地質の条件によって影響を受けるため、事前に十分な地質調査が必要となる。

3) 送水設備およびパイプライン

工期16ヵ月程度で完成できるものと推定され、特に問題とならないが、パイプラインルート決定に際する諸官庁との折衝は迅速に行われる必要がある。

4) 造水設備

造水設備は三つのユニットに分割されており、各々1.5ヵ月ずつずれて完成される。各ユニットの工期は10ヵ月であるが、最後の2ヵ月はコミッショニングと平行して行われることになる。

5) コミッショニング、テスト運転および性能運転

コミッショニングおよびテスト運転に2ヵ月、性能運転に1ヵ月を予定した。

7.6 運営組織および要員計画

7.6.1 運営組織

150,000m³/日多段フラッシュ蒸発法海水淡水化プラントは、過去における大型プラント運営の実績に照らし、その主要構成員89名によって運営されるものとした。すなわち、本海水淡水化プラントは工場長を最高責任者とし、その下に組織上、管理部門、運転部門および保守部門を設け、各部門にはそれぞれ1名の責任者を置き、各部門の運営はこれら責任者の直接指揮の下に行われる。各部門の人員構成は以下のとおりである。

(1) 管理部門 (11名)

管理責任者 1名、事務職員 6名、守衛 4名

(2) 運転部門 (43名)

運転要員43名の内訳は運転責任者 1名、10名の4交待要員(シフト責任者 1名、運転員 9名)および分析要員 2名である。したがって、通常は10名の運転員により本海水淡水化プラントは運転されるが、そのうち、各シフト責任者 1名が海水淡水化プラントについて、ある程度の技術を身につけていればよく、他の 9名は運転の監視をするだけでよい。

(3) 保守部門 (14名)

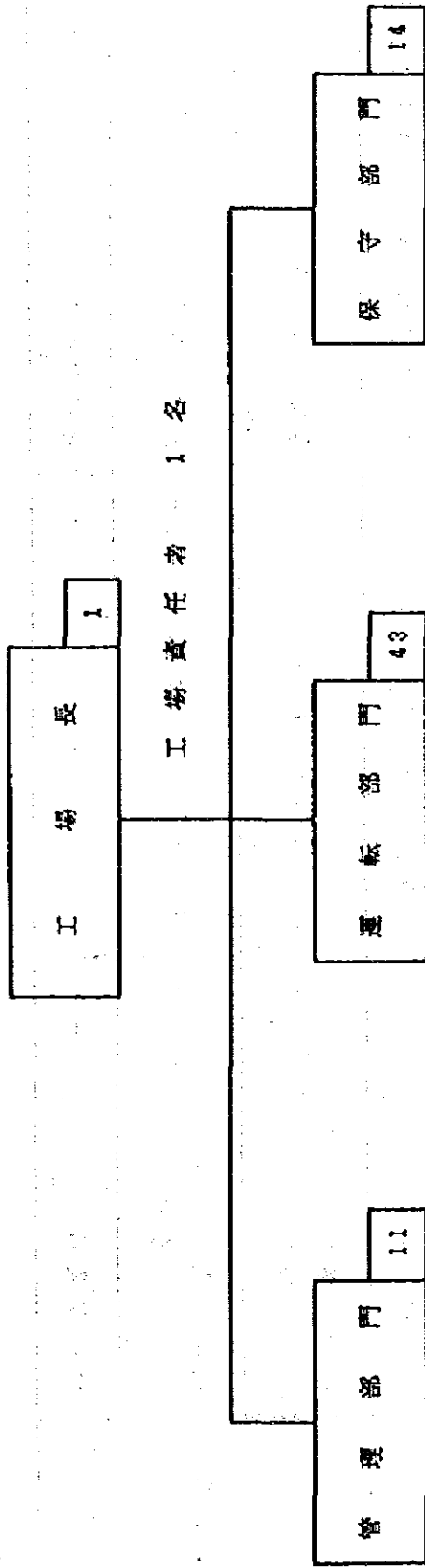
14名の保守要員は機械、電気、計装の責任者各 1名および実務担当者11名により構成されており、海水淡水化プラントに特有な高度な技術といったものは必要なく、通常のプラントと同程度の保守、管理技術を揃えていれば充分である。

なお、上記人員は本工場運営のための中核となる人員であり、日々の雑役に従事する人員、運転手などの特殊業務に従事する人員ならびに定期修理時における人員は含まれていない。表7.1 に本工場の運営組織を示す。

7.6.2 要員計画

本海水淡水化プラントの要員計画は、本プロジェクトの契約が1984年初頭に調印され、1986年 7月からプラントのフル操業に入ることを前提としている。

契約調印に至る期間における引合、応札結果の評価、契約ネゴ等は水資源省の担当者および外部コンサルタントを起用して行われるものと仮定している。これら担当員には、将来、本プラント運営の中核となる人材が含まれることが望ましい。契約調印後、実際のプロジェクトが開始される1984年初までには、プラントの設計、建設、運転およびプラント管理の中核となる工場長以下、各部門長クラス 4名および事務主任者、事務担当員各 1名ずつがプロジェクトの創始業務に参加し、1984年 7月までには、フォアマンクラス 7名を加えた計13名の参加を要するものと思われる。各部門における上記要員以外の要員は順次リクルートし、1985年 7月までにはその半数28名の採用を行い、残り28名はNo.1ユニット運転開始の 2ヵ月前、1985年10月末までには採用を完了する必要がある。各部門における要員の資格条件は表7.2 に示すとおりである。



管理責任者	1名	運輸責任者	1名	保守責任者	1名
事務員	6名	シフト責任者	1×4名	(機械技術者)	
守衛	1×4名	運転員	9×4名	電気技術者	1名
		分析員	2名	計装技術者	1名
				機械作業員	5名
				電気計装作業員	4名
				倉庫作業員	2名
					合計 69名

表7.1 運営組織

表 7 . 2 要員の資格条件

部門	構成	資格		作業内容
		学歴	経 験	
管理部門	管理責任者	高 卒	管理実務経験 5 年以上	工場全体の管理業務
	事務員	高 卒	~	管理業務の事務的作業
運転部門	運転責任者	大 卒	プラント運転経験 3 年以上	運転管理業務
	シフト責任者	高 卒	プラント運転経験 3 年以上	各シフトの運転責任者
	運転員	高 卒	プラント運転経験 1 年以上	運転作業
	分析員	高 卒	化学分析経験 1 年以上	運転管理のための化学分析作業
保守部門	機械、電気、計装技術者	大 卒	担当部門保守経験 1 年以上	保守の責任者
	機械、電気、計装作業員	高 卒	担当部門作業経験 6 ヶ月以上	保守作業
	倉庫作業員	-	~	倉庫内作業

本海水淡水化プラントの運営に従事する技術者、フォアマン、オペレーターおよびその他の要員に対し、操業開始前に海外および国内におけるトレーニングを実施し、本プラント運営に必要な知識の修得および実証プラントによるオペレーションの実地訓練が図られる。海外における要員訓練は技術者、オペレーター、フォアマンの半数が参加し、約2ヵ月間実施され、遅くとも1985年7月までには終了するものとする。訓練のカリキュラム概要はつぎのとおりである。

- (1) オリエンテーション
- (2) 基礎技術講義
- (3) 海水淡水化技術一般講義
- (4) 海水淡水化プラントの各設備、システムの講義
- (5) 工場実習
- (6) 運転保守方法講義
- (7) シミュレーターによる訓練

これら海外トレーニングを受けた要員はその後リクルートされる残りの半数のオペレーター要員の指導者ないしはカウンターパートとして機能し、現場工事にも参画し、各種の実務を修得することになる。さらに、本プラントがフル稼働に入る半年以前に、プラント運営に従事する全員がプラント運転を熟知することを目的として、国内における訓練を約2ヵ月受けるものとする。

1986年初頭からNo.1ユニットのコミッショニングが開始されるが、これに先立って、各種機器、計器の取り扱い方法、運転マニュアルなどについての訓練を受けると同時に、実際のプラント運転を通じて、各人の担当業務に習熟してゆくことになる。以上の訓練、運転指導のため、ベンダーから専門家が派遣され、その指導に当たることになる。以後No.2およびNo.3ユニットの稼働に伴い、さらに、プラント運転の技術、ノウハウを蓄積し、1986年7月からのプラントのフル操業時には、これらオペレーターにより、その後のプラント運営が可能となるよう、要員の訓練を行うものとする。

なお、フル操業に入ってから、1年間はプラントオペレーションのスーパーバイザーとして1名の専門家が滞在し、運転指導に当たることになる。ただし、このスーパーバイザーは、別途、スーパーバイザー派遣契約により派遣されるものとする。

第 8 章 逆浸透法海水淡水化プラントの概念設計

第8章 逆浸透法海水淡水化

プラントの概念設計

8.1 一般仕様

(1) プラント仕様

方式：逆浸透法による一段脱塩

淡水生産能力：150,000m³/日

ユニット数：逆浸透設備 --- 10 ユニット (1ユニット規模 15,000m³/日)

前処理設備 --- 4 ユニット (1ユニット処理能力 107,000m³/日)

生産水水质：WHO水质基準を満足する。

水バランス：取水量 --- 461,000m³/日

ROモジュール供給量 --- 429,000m³/日

造水量 --- 150,000m³/日

排水量 --- 311,000m³/日

逆浸透モジュール：海水一段脱塩用モジュール

モジュール運転条件：圧力 60~85kg/cm²

回収率 35%

給水FI 4以下

(FIとはFouling Indexの略で、逆浸透法において、モジュールへの供給水の微量な濁質を定量化した指標)

給水pH 6.0~6.5

給水Cl₂ 1.0 mg/l以下

給水温度 15~25°C

(2) プラント構成

前処理設備

逆浸透設備

逆浸透モジュール

高圧ポンプ

動力回収タービン

取排水設備
生産水送水設備
膜洗浄設備
排水処理設備
薬注設備
受変電設備

(3) ユーティリティおよび薬品

電力：38,000kW

薬品

おもな使用薬品は98%硫酸、40%塩化第二鉄であり、詳細は8.2.2(7)に示す。なお、薬品は1ヵ月使用分を保有できるタンクに貯蔵する。

8.2 プロセスの概要

8.2.1 設計方針

本プラントは全体で150,000 m³/日の淡水生産能力を有し、前処理部は4系列、逆浸透本体は10系列に分割されており、各々は独立して運転できるようになっている。概略フローを図8.1に示す。

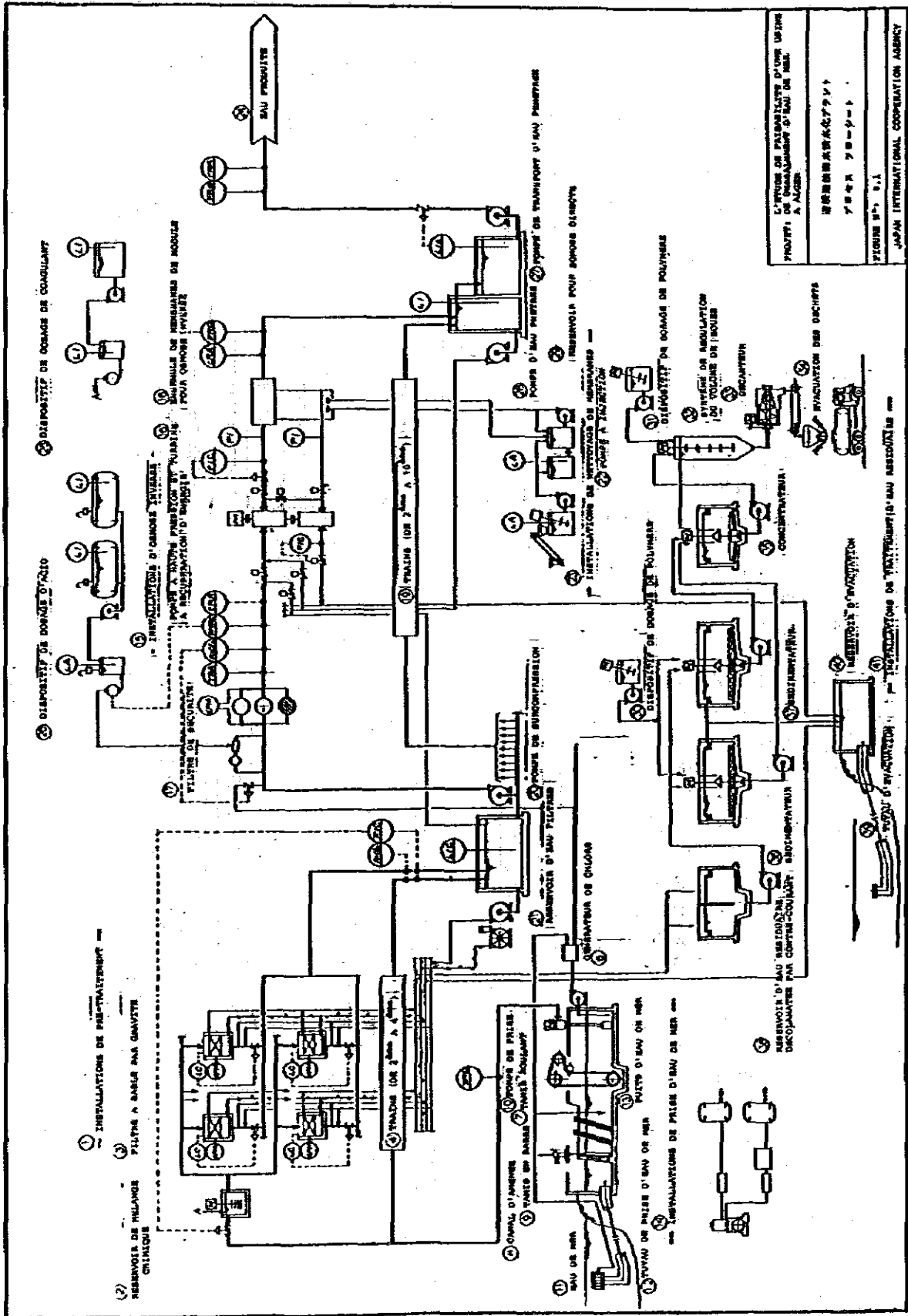
本装置の水収支（マスバランス）は図8.2のとおりである。

このプラントの特徴および設計の考え方は次のとおりである。

(1) ユニット数と規模

逆浸透設備の各ユニットに1台の高圧ポンプおよびエネルギー回収装置が設置される。これらのポンプは大容量になるほど、効率が高くなり、所要段数が減少して建設費が割安となる。反面ポンプ製作上の限界もあり、本F/Sでは流量30m³/分、揚程670mAqのポンプを用いることにした。この程度の規模のポンプはボイラー・フィード・ポンプ、石油採掘用海水注入ポンプなど他の分野では既に用いられている。

この容量のポンプから、回収率35%において15,000m³/日の生産水が得られる。したがって、1ユニットの規模を15,000m³/日として10ユニットから構成することにした。稼働ユニット数を調節することにより、1日当たり造水量を最大150,000m³/日から負荷率10%刻みで水需要に合わせて変更することができる。



PROJET DE TRAITEMENT D'UNE USINE
A ALGER

図解 海水淡水化プラント

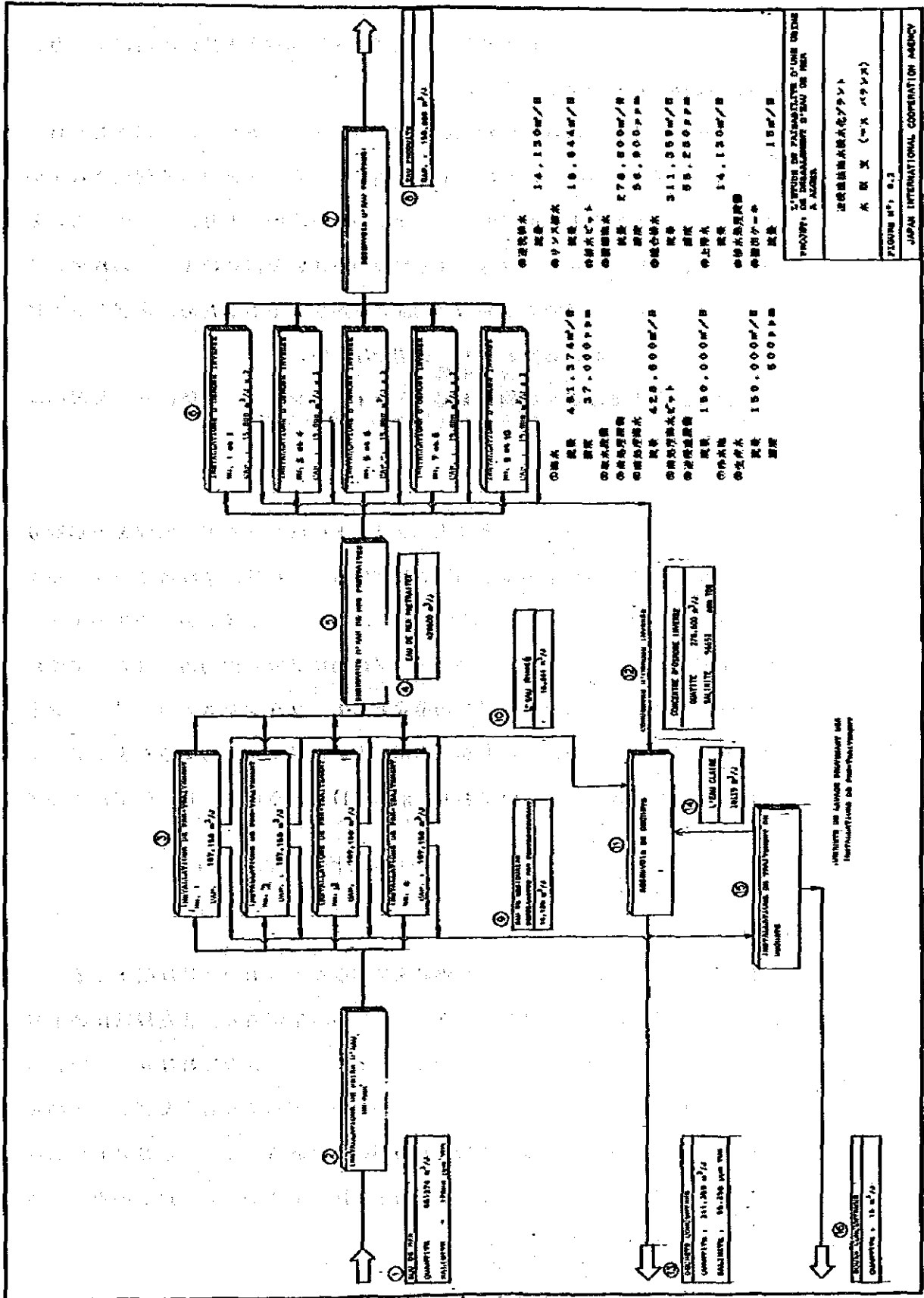
プロジェクト

FIGURE No. 9.1

JAPAN INTERNATIONAL COOPERATION AGENCY

図8-1 の機器名称表

- 1 前処理設備
- 2 混和池
- 3 重力式滷過池
- 4 系列
- 5 逆洗ポンプ、逆洗ブロー
- 6 塩素発生器
- 7 トラベリングスクリーン
- 8 取水路
- 9 バースクリーン
- 10 取水ポンプ
- 11 海水
- 12 海水導入管
- 13 着水井
- 14 海水取水設備
- 15 逆浸透設備
- 16 高圧ポンプ、動力回収タービン
- 17 保安フィルター
- 18 逆浸透モジュール
- 19 系列
- 20 ブースターポンプ
- 21 滷過水槽
- 22 薬注ポンプ
- 23 膜洗浄設備
- 24 生産水
- 25 凝集剤注入装置
- 26 酸洗入装置
- 27 生産水送水ポンプ
- 28 生産水ポンプ
- 29 サックバックタンク
- 30 ポリマー注入装置
- 31 ポリマー注入装置
- 32 スラッジ供給槽
- 33 脱水機
- 34 ケーキ排出
- 35 濃縮槽
- 36 凝集沈殿槽
- 37 凝集沈殿槽
- 38 逆洗排水槽
- 39 排水管
- 40 排水ピット
- 41 排水処理設備



① 送水機	流量	14,150 m ³ /日
② ヴンズ排水	流量	10,044 m ³ /日
③ 排水セプト	流量	270,000 m ³ /日
④ 調整池水	流量	50,000 m ³ /日
⑤ 混合排水	流量	311,000 m ³ /日
⑥ 排水	流量	99,200 m ³ /日
⑦ 浄上排水	流量	14,150 m ³ /日
⑧ 排水処理設備	流量	150,000 m ³ /日
⑨ 排水	流量	500 m ³ /日

⑩ 調整池	流量	481,374 m ³ /日
⑪ 調整池排水	流量	37,000 m ³ /日
⑫ 調整池排水	流量	420,000 m ³ /日
⑬ 調整池排水セプト	流量	150,000 m ³ /日
⑭ 排水	流量	150,000 m ³ /日
⑮ 排水	流量	500 m ³ /日

UNITES DE PAPERIERIE D'UNE GRANDE PRODUCTION
 UNITES DE PAPERIERIE D'UNE GRANDE PRODUCTION
 送水機排水処理化プラント
 水 取 入 (m³ / 日)
 FLOWING NO. 0.2
 JAPAN INTERNATIONAL COOPERATION AGENCY

(2) 前処理

立地点近くの海水分析によれば、濁度 $0.5\sim 1.5\text{mg/l}$ と比較的清澄であり、前処理は In-line 凝集法とする。

前処理される海水の量は約 $460,000\text{ m}^3/\text{日}$ と多量であり、ろ過器としては、浄水施設（ダムからの原水を浄化して水道水を得る）などで広く使用されているコンクリート製重力式ろ過池を採用するのが経済的であり、運転管理も容易である。鋼鉄製圧力式ろ過器も、より規模の小さい装置にはよく使われているが、1基当たりの処理能力は約 $7,000\text{ m}^3/\text{日}$ が最大であるため、本プラントには75基以上のろ過器が必要となり、適切ではない。

重力式ろ過池ではポンプ動力を必要とせず、コンクリート製のため装置の耐久性が長い。

(3) エネルギー回収装置

最近建設された大部分の海水淡水化プラントにはエネルギー回収装置が取りつけられており、消費電力量が節減されている。これは、逆浸透モジュールからのブラインをエネルギー回収タービンに導き、ブラインの持つ圧力エネルギーを回転エネルギーに変え、高圧ポンプ駆動に必要な動力の一部として使用される。エネルギー回収タービンの型式として、フランシス水車、ペルトン水車、ポンプ・タービン体型などがあるが、本プロジェクトのような大型プラントにはフランシス水車が向いており、前述 (1) のようにタービン効率が極めて高く回収動力も大きくなる。

(4) 逆浸透プラントの運転条件

1) 回収率

回収率が高いほど、モジュール供給水量が少なく電力消費量は低下する。反面、ブライン濃度が上昇してスケール発生の心配があり、また浸透圧の上昇により、運転圧力を高くするかモジュール本数をふやさなければならない。電力単価が比較的安く、かつ、エネルギー回収効率が高くなる大型プラントの場合には、回収率はある程度低く抑えた方が得策である。また、本 S/F における海水の TDS は $37,000\text{mg/l}$ と標準海水に比べてやや高い。以上の点を考慮し、回収率を35%と設定した。

2) 運転圧力

運転圧力が高いほど、電力消費量は増加するが、反面、モジュール本数が少なくなり、建設費および膜交換費（補修費に含まれる）は安くなる。また、運転圧力が高くなるほど、膜の塩排除率が大きくなり水質は向上するが、膜の圧密化が促進され水量の低下が起こり易い。

電力単価の低い国では、回収率を抑えるのと同時に運転圧力を高くして、使用モジュール本数を少なくする方が賢明であり、本F/Sの場合には、運転圧力は $80\text{kg}/\text{cm}^2$ より $65\text{kg}/\text{cm}^2$ まで変更可能とし、やや高目に設定している。

(5) 自動化

逆浸透プラントは比較的自動化が容易であり、運転人員も少なくすむ。たとえば、水需要に合わせてプラントの起動、停止は全自動で行われている例もある。

プラント起動時において、高圧ポンプの起動からエネルギー回収タービンへの切り換えまで、やや複雑なステップを踏むが、マイクロプロセッサの使用によって、スイッチボタンを押せば自動的に所定の運転条件にセットされるように設計されている。逆浸透モジュールの水量、圧力などの制御、指示記録はコントロールルーム内の操作盤で遠隔操作される。

(6) 環境保全

1) 濃縮海水の拡散

逆浸透モジュールからの濃縮海水は塩分濃度 $56,900\text{mg}/\text{l}$ 、密度 1.045 (20°C)であり、周辺海域の海水に比べて塩分濃度、密度とも大きい。これをそのまま海域へ放流すると、海底に沈降滞留して高密度層を形成し、海底生物への影響が心配される。

海水中の塩分濃度は、河川水の流入量変化、降雨、深さ、海岸からの距離などによってかなりの巾を持っているのが一般的である。それゆえ、周囲海水との濃度差が $2,000\text{mg}/\text{l}$ 程度以下になればまったく問題がないといえる。

濃縮海水を周囲海水と混合希釈させる方式として、本設計の水中での鉛直混合法が最善であり、拡散シュミレーションの計算から濃縮海水放流時の塩分濃度分布が求められる。

本プロジェクトの場合、約 $300,000\text{m}^3/\text{日}$ の濃縮海水を本概念設計の排水設備で上向きで放流したときの拡散状況を検討した結果、濃縮排水は海底到達時

にはほぼ1/10に希釈され、周囲海水との塩分濃度の差は 1.990mg/l であり、その影響範囲は放流口から半径約20m 以内と環境への問題はまったくない。

2) 逆洗排水の放流

8.2.2 の(6) で述べるように、前処理設備の濾過池からの逆洗排水は凝集沈殿槽および濃縮槽で濃縮され、さらに脱水機で含水率約85%のケーキにされる。

このケーキは場外ヘトラックで搬出され(1日15トン)、埋立処分される。ケーキの主成分は水酸化鉄であり、環境への影響はない。

凝集沈殿槽および濃縮槽からの上澄水は、SS 1mg/l 以下と環境規制値内に抑えることができる。

3) 騒音防止

逆浸透プラントの最大の騒音源は高圧ポンプ周り(ポンプ、タービン、モーター)である。エネルギー回収タービンの設置は高圧の濃縮海水を減圧する時に発生する高周波音をやわらげる効果を持っている。

2.550kW の大型モーターが使われているが、回転数は3,000 rpmであるので、高圧ポンプ周りでの騒音は 120デシベル程度と予想される。逆浸透機内の高圧ポンプ室は、コンクリートブロックによって遮音を完全にするとともに、逆浸透機を施設の中心に位置させて境界線(フェンス)までの距離を充分にとるよう配置上考慮した。このような処置によって境界線での騒音は50デシベル以下に抑えることができ、周囲への影響はない。

なお、その他の取水ポンプ、ブースターポンプ、生産水送水ポンプなどは容量的にも小さく、ポンプ室内に設置されるため特に問題はない。

8.2.2 プロセスの説明

(1) 前処理設備

逆浸透膜に悪影響を及ぼす物質を予め海水から除去するために、前処理設備が設置される。その内容は次のとおりである。

- 1) 膜汚染物質の除去 ---凝集沈殿
- 2) 膜の化学的劣化の防止 ---pH調整
- 3) 膜面への析出物質の除去 ---pH調整
- 4) スライム付着の防止 ---塩素消毒

これらの操作によって、逆浸透膜へ供給される海水の水質はF I 4以下、pH 6.0 ~ 6.5 および残留塩素0.2 ~ 1.0mg/lに調節される。

前処理は4系列から成り、それぞれの能力は112,500 m³/日であり、単独でも運転可能である。

取水井で塩素滅菌された海水は取水ポンプ4台によって所定の流量(450,000m³/日)で薬品混和池へ送られる。ここで約1.5mg/l (Feとして)の塩化鉄が注入され、フロックを生成させる。

次に、海水は重力によって混和池から重力式濾過池へ流れこむ。濾過池は全部で32池(4系列×8ライン)からなっている。

濾過池は、砂とアンストラサイトの2層からなり、濾過速度(LV)は200m³/日である。濾過の経過とともに差圧が上昇し、濾過水量が減少してくるため、各濾過池は24時間ごとに定期的に、自動的に逆洗工程に入る。したがって、1系列8池の濾過池は3時間ごとに順次逆洗される。

逆洗工程は水抜き→空気逆洗→濾過水による逆洗→リンスの順で、所要時間は約1時間である。逆洗排水は逆洗排水槽へ、リンス排水は排水ピットへ送られる。濾過水による逆洗は720m³/日(LV)の速度で8~10分間行われる。

濾過水は約30分の滞留時間を持つ濾過水槽へ送られる。逆洗直後の濾過水の水質はあまり良くないが、濾過水槽で他の濾過池からの良質な濾過水とブレンドされて、常にF I 4以下の前処理水を逆浸透モジュールへ供給することができる。

前処理設備の概要を図8.3に示す。

(2) 逆浸透設備

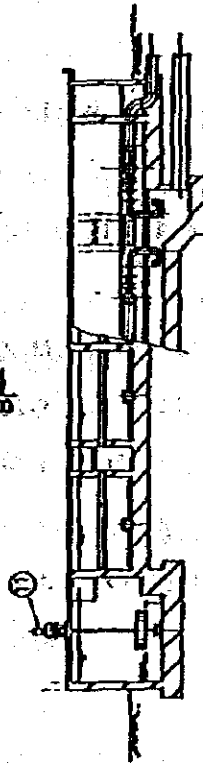
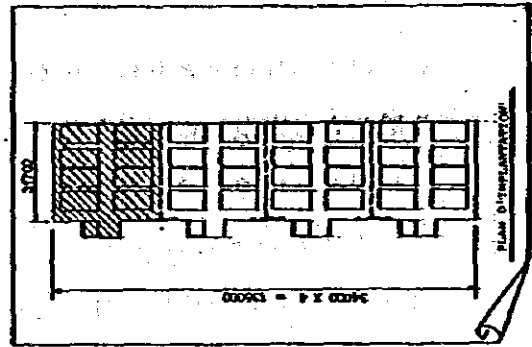
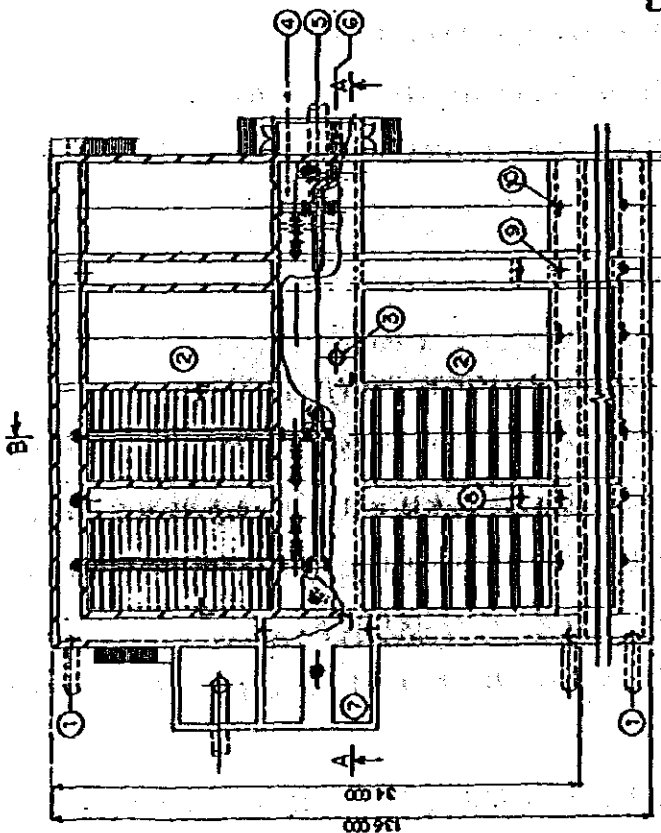
濾過水槽からの前処理水はプースターポンプによって昇圧され、保安フィルターを通ったのち高圧ポンプへ送られ、67kg/cm²に加圧されて逆浸透モジュールに供給される。プースターポンプ出口で硫酸が注入され、海水はpH 6.0~6.5に調整される。

逆浸透モジュールからフィード量の35%が生産水として得られ、残りの65%は濃縮ブラインとして排出されエネルギー回収タービンへ送られる。

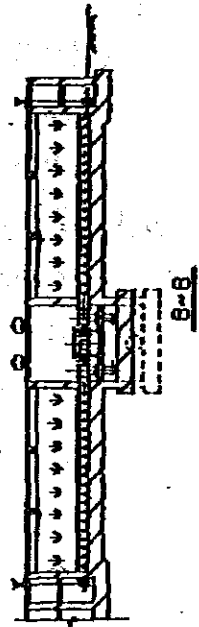
なお、逆浸透モジュールの圧力、流量はそれぞれコントロールバルブによって調整される。

カートリッジフィルター、高圧ポンプ、逆浸透モジュールは同一の建屋内に納めら

- ① 逆洗排水
- ② 重力式濾過池
- ③ ガス抜き
- ④ 逆洗用空気
- ⑤ 濾過水
- ⑥ 逆洗水
- ⑦ 混和池
- ⑧ 海水導入路
- ⑨ 逆洗排水出口
- ⑩ リンス排水出口
- ⑪ 攪拌器



A-A



B-B

LE BUREAU DE RESPONSABILITE D'UNE USINE
MOQUEE, A. MASSE

沼澤地改良及排水化プロジェクト
沼澤地改良部

FIGURE N° 2.3

JAPAN INTERNATIONAL COOPERATION AGENCY

れる。また、同棟内のコントロールルームに監視制御盤が設置され、各種計器類の監視、制御および起動、停止ができるようになっている。

逆浸透設備の概要を図 8.4 に示す。

1) ブースターポンプ

ろ過水槽から高圧ポンプまで海水を送るために、ブースターポンプが使われる。この途中に保安フィルターが設置されるため、20 mHg 以上の吐出圧力を持つポンプが必要である。ポンプはろ過水槽隣のポンプ室内に納められる。

2) 保安フィルター

前処理された海水は極めて清澄であり、SS はほぼ完全に除去されているが、ろ過池からリークした鉄分、水槽へ混入した異物などが高圧ポンプ、逆浸透モジュールへ行かないように給水ラインに保安フィルターが設置される。

保安フィルターは洗浄再生可能なものを使用し、内部エレメントのメッシュサイズは10 μm とし、ステンレス製ハウジングに納められる。

各逆浸透ユニットごとに3基のフィルターを設置し、2基のフィルターを用いてろ過を行い、所定の差圧まで上昇した時点でそのうちの1基を残りの1基に切り換える。目詰まりしたフィルターは空気および水で洗浄再生されるが、これらの操作は自動的に行われる。

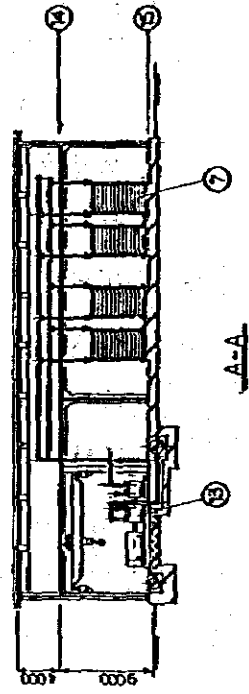
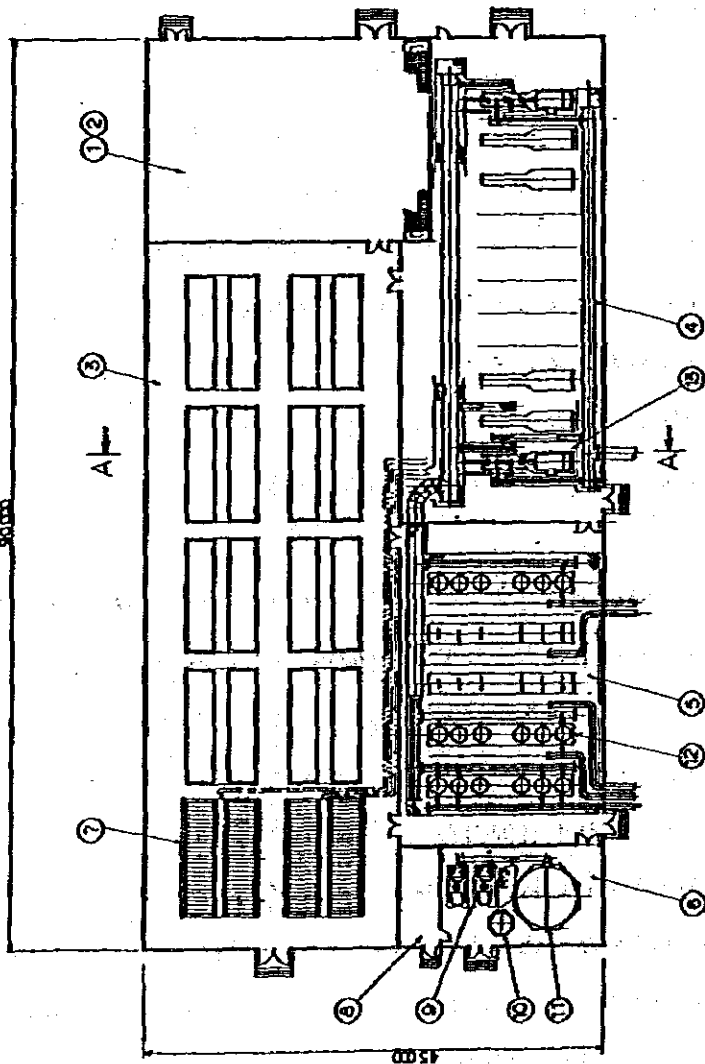
3) 高圧ポンプおよび動力回収タービン

海水は高圧ポンプによって67 kg/cm^2 の圧力に加圧されて、逆浸透モジュールへ送られる。

逆浸透モジュールからの濃縮ラインは動力回収タービンへ導かれ、その回収動力は高圧ポンプ駆動の補助動力として使われる。なお、本設備は一つのコモンベース上に高圧ポンプ、エネルギー回収タービン、モーターの順に設置され、同一シャフトで連結されている。高圧ポンプおよびタービンは二段のセントリフューガル型であり、それぞれの効率は最適条件で85%以上である。ポンプ、タービンの接液部材質はSUS316あるいは特殊ステンレスが使われる。

プラント起動後定常運転条件に到達するまで、バルブの切り換えなどがやや複雑であるが、全て自動的に行われる。また、ろ過水槽レベルの低下、pH の異常などのエマージェンシー時には自動的にシャットダウンする。

- ① 電気室
- ② 運転制御室
- ③ 逆浸透モジュール室
- ④ 高圧ポンプ室
- ⑤ 保安フィルター室
- ⑥ 膜沈浄室
- ⑦ 逆浸透モジュール
- ⑧ 運転員控室
- ⑨ 膜沈浄ポンプ
- ⑩ 薬品溶解槽
- ⑪ 膜沈浄タンク
- ⑫ 保安スクリーン
- ⑬ 高圧ポンプ
- ⑭ 配管、および電気配線
- ⑮ 逆浸透モジュール架台
- ⑯ 高圧ポンプ
- ⑰ 逆浸透モジュール



L'UNION DE PATRONNAGE D'UNE USINE
 PRODUIT EN ALGERIE
 逆浸透装置水化プラント
 逆浸透装置 (18,000m²/日)
 FIGURE N^o. 9-4
 JAPAN INTERNATIONAL COOPERATION AGENCY

(4) 逆浸透モジュール

第4章で述べたように、いくつかの海水一段脱塩用モジュールが商品化されているが、型式別には中空糸型とスパイラル型に、膜材質的には酢酸セルロースと非酢酸セルロースとに大別される。

これらのモジュールはそれぞれパフォーマンスが異なり、また、使用条件、取り扱い方法なども異なるため、そのモジュールに応じたプラント設計が必要となる。

1ユニット (15,000m³/日) は2つのモジュールスタック (ブロック) からなり、1ブロックには317本のモジュールが横25列、縦13段に積まれている。

逆浸透膜の特性として、造水能力は水温の上昇とともに増加し、また運転の経過とともに減少する傾向がある。しかし、実用的には造水量および回収率が一定の運転が好ましく、これは使用モジュール本数および運転圧力を適宜調節することによって行われる。

各ブロックの膜性能変化は、コントロール室で記録されている水量および水質をチェックすることによって判断することができる。水量に関しては、温度、モジュール本数、圧力など標準条件での換算が必要である。水質に関しては、各ブロックに水質計が設置されており、異常が発見されれば、その水質計の属するモジュールを1本ずつ水質検査して膜交換などの対策がとられる。

各ブロックごとの水量、水質あるいはモジュール差圧が所定値以上に達したら、モジュールの酸洗浄を実施する。

膜交換は、特に性能低下したモジュールのみに絞って、年に1回定期的に行われる。膜交換は現地において上下移動式の足場を使うことによって比較的簡単に行える。

(3) 取排水設備

海岸線より約600m沖合から深層取水方式により海水を取り入れ、海底の取水管によって取水井へ自然導入される。取水井にはバースクリーン、トラベリングスクリーンが設けられ、粗大固形物は除去される。

取水点では海水の電気分解で造られた塩素が注入され、取水配管などでの海生生物の付着を防止する。

逆浸透モジュールからの濃縮排水は一旦排水ピットに貯水され、濾過器逆洗排

水の処理水などその他の排水と一緒に海底排水管により海岸線から 400m 沖合の取水地点とはなれたところで放流される。放流口では周囲海水と十分に混合されるように設計されている。取排水設備の概要を図 8.5 に示す。

(4) 生産水貯水設備

逆浸透モジュールからの生産水はサックバックタンクへ入り、さらにオーバーフローして滞留時間30分の浄水池に貯水される。サックバックタンクは逆浸透設備停止時における浸透流れおよび純水フラッシングのために使われる。

生産水の水質は、pH 以外各項目ともWHO基準を満足する。また、0.2 ~ 0.5mg/l の残留塩素を含んでおり、バクテリア繁殖の心配はない。ただし、pH が5.0 程度と低く、硬度も低いいため、腐食性が大きいので既設配水池において自然の水とブレンドされて、pH、硬度を適当な範囲に調整する。

詳細は第9章を参照されたい。

(5) 膜洗浄設備

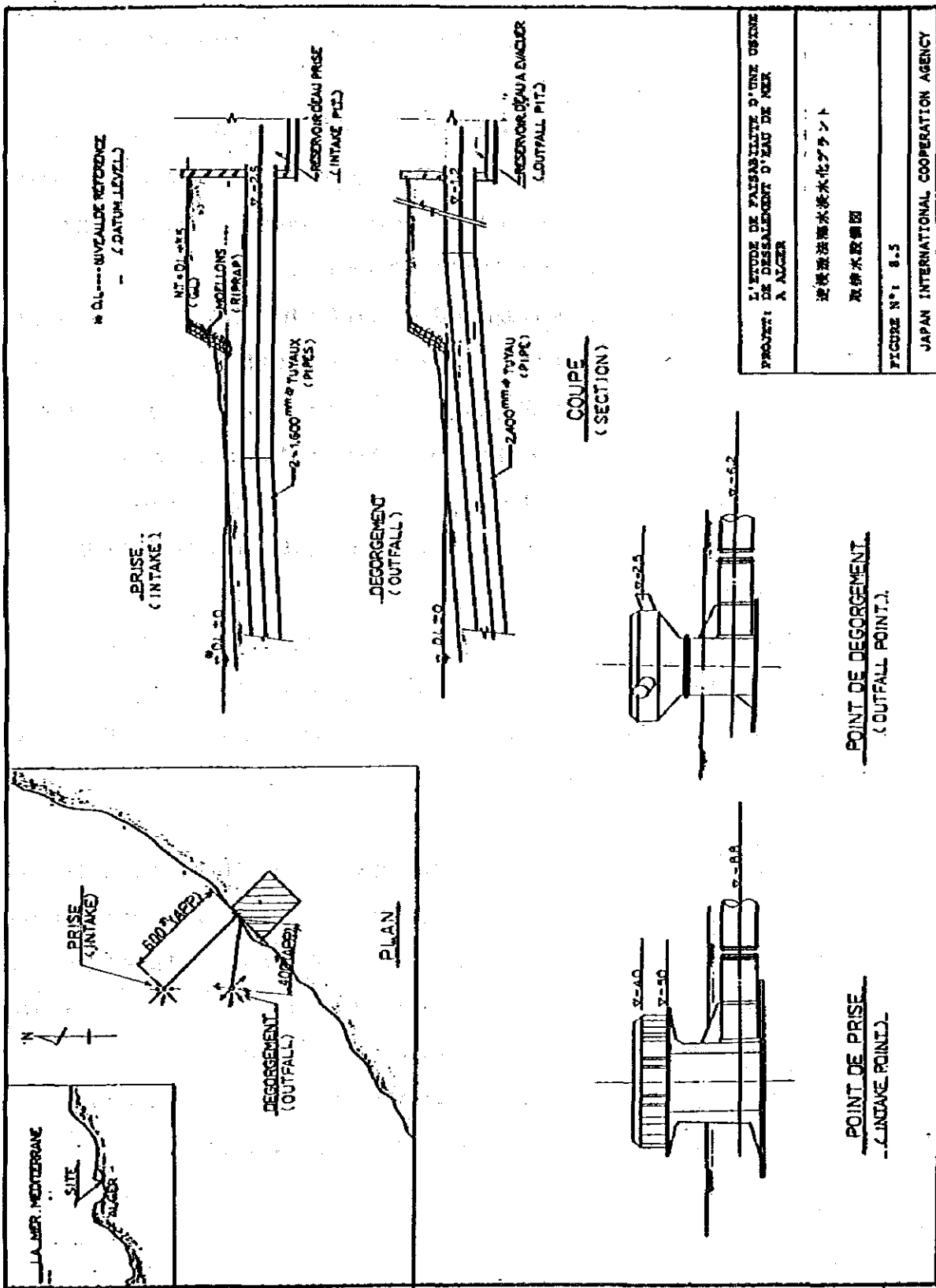
逆浸透モジュールの差圧上昇、パフォーマンス（水量、水質）の低下が生じた場合には、膜を酸洗浄することによって差圧、パフォーマンスを回復することができる。膜面への鉄析出が最も起りやすく、これを除去するためにクエン酸洗浄が行われる。

各ユニットごとにモジュール洗浄ができるように設備が設けられる。洗浄の周期は場合によって異なるが、1年に1~2回程度である。膜洗浄設備は逆浸透棟内部の一画に設置される。

洗浄の手順は、(a) モジュールの水置換、(b) 薬品調合槽でのクエン酸（粉末）溶解、(c) 洗浄液タンクでのクエン酸濃度の調整およびアンモニア水注入によるpH調整、(d) 洗浄液タンクと逆浸透モジュール間の循環洗浄である。

洗浄後の洗浄液タンク内のクエン酸溶液は次回の洗浄でも使用可能であり、廃棄処分することなく保管しておかれる。

なお、運転停止後においてサックバックタンクより浸透流れが生じるが、さらに引き続いて逆浸透設備内を純水で置換する必要がある。そのためのフラッシングポンプが設置される。



(6) 排水処理設備

逆浸透法海水淡水化プラントからの排水は逆洗排水、洗浄排水およびモジュールからの濃縮海水の3種類である。

前処理設備の濾過池からの逆洗排水は約1,000mg/l程度のSSを含み、そのままでは海域へ放流できないため排水処理設備へ送られる。濾過池は合計32池から成り、1.5時間ごとに2池ずつ逆洗するとすれば、1回の逆洗で860m³の排水が排出され、1日では16回の逆洗で13,760m³の排水量となる。

この濾過池逆洗排水は900m³の逆洗排水槽に貯水され、下部へスラッジが沈降しないように攪拌される。次に排水ポンプによって凝集沈殿槽へ送られ、高分子凝集剤が注入されスラッジを沈降させる。スラッジはスラリーポンプによって濃縮槽へ送られ、凝集沈殿槽および濃縮槽からの上澄水は排水ピットへ送られる。

濃縮槽からの濃縮スラッジはスラリーポンプによって脱水機へ送られ、含水率85%程度のケーキとして取出される。このケーキの量は1日15m³程度であり、場外で埋立処分される。

濾過池の逆洗後に洗浄が約30分行われ、この1日の総排水量は約18,000m³である。洗浄排水のSSは1mg/l以下であり、そのまま排水ピットを経由して放流される。排水ピットは約3分の滞留時間を持ち、その水位を最高潮位より2m高くして、ポンプなしで放流する。

(7) 薬品注入設備

逆浸透法プラントで使用される主薬品は塩化第二鉄溶液(40%)と硫酸(98%)であり、前者は前処理で凝集剤として、後者はブースターポンプ出口でpH調節用に注入される。また、逆洗排水の処理用にアニオン系ポリマーが凝集剤として、カチオン系ポリマーが脱水助剤として使われる。また、年に1~2回モジュールの洗浄用にクエン酸およびアンモニア水が使われる。

これらの薬品は1ヵ月分の使用量を保管できる薬品タンクにストックされ、いったんサービス槽へ移送された後定量ポンプによって定量注入される。

これら薬品の注入率、一日使用量を下記に示す。

	注入率	使用量
40%塩化第二鉄	1.5mg / l as Fe	5,000kg / 日
98%硫酸	60mg / l	28,000kg / 日

凝集剤

アニオン系	2mg / l (対排水)	28kg / 日
カチオン系	150mg / l (対スラッジ)	12kg / 日

洗浄液

クエン酸	1回 / 年	60,000kg / 年
アンモニア	1回 / 年	18,000kg / 年

(8) 受変電設備

SONELGAZから60kV、3φ、50Hzで送電されてきた電気はサブステーションで受電され、それぞれの使用電圧に変電される。最大受電能力は38,000kVAである。

60kVの電圧は380V(150kW未満負荷のモーター用)、220V(操作、制御用)、110V(照明、計装用)に落とされ、逆投透棟内電気室あるいは各ポンプ室の起動パネルまで送電され、さらにそれぞれのモーターまで配線される。

8.3 機器の仕様

8.3.1 主要設備

(1) 前処理設備

1) 薬品混和池

池数：4池

サイズ：5,000L×12,000W×6,000H

有効容量および滞留時間：400m³、5分

型式：コンクリート製地上槽

攪拌機：4台 / 1池 60rpm×15kW

2) 濾過池

型式：下向流重力式急速濾過池

池数：4系列×8ライン

計 32

濾過速度(LY)：200m / 日

サイズ、面積：6,000L×12,000W×6,000H 72m²

濾材：アンスラサイト(0.9mm) 層高 600mm

砂(0.5mm) 層高 400mm

集水装置：有孔ブロック

洗浄方式：空気および濾水による自動逆洗。その後に通水洗浄を入れて所要時間約1時間

3) 濾過池逆洗装置

逆洗ポンプ

台数：2台

容量：42m³/分×20mAq ×190kW

型式：両吸込渦巻ポンプ

逆洗ブローア

台数：2台

容量：48m³/分×5,000mAq ×75kW

型式：ルーツブローア

4) 濾過水槽

槽数：1槽

寸法：45mL×30mW×8mD

有効容量、滞留時間：10,000m³、30分

材質：コンクリート製地中槽

(2) 逆浸透設備

1) プラスターポンプ

基数：10台+1台(予備)

容量：30m³/分×20mAq ×150kW

型式：両吸込渦巻ポンプ

2) 保安フィルター

基数：(2+1)×10

容量：900m³/時/フィルター

エレメントポアサイズ：10μm

フィルターサイズ：800mm φ×1600mmH(ステンレス製)

洗浄ポンプ：30m³/分×20mAq×150kW×1台

3) 高圧ポンプ

基数：10台+1台(予備)

容量：30m³/分×670mAq(吐出)

効率：85%

型式：多段うず巻き型

4) エネルギー回収タービン

基数：10台+1台(予備)

容量：19.5m³/分×610mAq

効率：82%

回収動力：1,685kW

5) モーター

基数：10台+1台(予備)

容量：2,550kW

6) 逆浸透モジュール・スタック

基数：20ブロック(1ユニットは2ブロックからなる)

1ブロック能力：7,500m³/日

1ブロックモジュール数：317本(13段×25列)

1ブロックサイズ：3.6mL×11mW×5.5mH

運転条件(1ユニットにおける)

給水量 42,860m³/日 (1,800m³/時)

生産水量 15,000m³/日 (625m³/時)

回収率 35%

運転圧力(可変) 60~65kg/cm²

8.3.2 取排水設備

(1) 海水取水管

方式：深層取水方式

取水管：1,600mmφ×600m×2

材質：鋼管+エポキシコーティング

(2) 取水井

導水路：25mL×4.0mW×8mD×3水路

本体：滯留時間 5分、1,560m³

13mL×20mW×8mD

型式：コンクリート製地中槽

付属品：

取水ゲート：4mW×8mH×3ライン×2系列

バースクリーン：4mW×8mH×3基

トラベリングクリーン：4mW×8mH×3基 洗浄ポンプ付

電解塩素発生装置：Cl₂ 42kg/時

取水ポンプ、注入ポンプ付

(3) 取水ポンプ

基数：4台

型式：立軸斜流

容量：80m³/分×15mAq×280kW

(4) 排水ピット

総排水量：311,000m³/日

滯留時間および有効容量：3分、850m³

サイズ：15mL×20mW×3mH

型式：コンクリート製地上槽

(5) 排水管

サイズ：2,250φ×400m

材質：鋼管+エポキシコーティング

8.3.3 生産水送水設備

サックバックタンク

型式：コンクリート製半地下槽（浄水池と隣接）

有効容量：1,350m³

サイズ：3mL×30mW×17.5mH

8.3.4 膜洗浄設備

(1) 洗浄槽

槽数：2

容量：50m³（FRP製）

サイズ：3,400φ×6,190mmH

(2) クエン酸溶解槽

槽数：1

容量：10m³（FRP製）

サイズ：2,200φ×3,080mmH

付属品：攪拌器、コンベア、ホッパー

(3) 洗浄ポンプ

15m³/分×30mAq ×150kW ×1台

(4) クエン酸移送ポンプ

1m³/分×10mAq ×3.7kW ×1台

(5) フラッシングポンプ

30m³/分×40mAq ×280kW ×2台

8.3.5 排水処理設備

(1) 逆洗排水槽

槽数：1

容量 サイズ：900m³ 16mL×16mW×4mH

構造：コンクリート製地中槽

(2) 凝集沈殿槽

槽数：2

サイズ：28mφ×4mH

水面積負荷：0.5m³/時

構 造：コンクリート製半地下槽

付 属 品：中心駆動集泥機、排泥ポンプ

(3) 濃縮槽

槽 数：1

サイズ：11mφ×4mH

構 造：コンクリート製半地下槽

付属品：集泥機、排泥ポンプ

(4) 脱水装置

スラッジ受槽：2m²

脱 水 機：スクルーデカンター、10m³/時

コンベヤー

ケーキホッパー

(5) 排水移送ポンプ

基 数：1

能 力：12m³/分×10mAq ×30kW

型 式：片吸込渦巻ポンプ

8.3.8 薬注設備

(1) 凝集剤注入設備

凝 集 剤：40%塩化第二鉄溶液

使 用 量：5,190kg/日

貯 槽：50m³ (FRP製) × 3槽、30日分

サービス槽：5m³ (FRP製) × 1槽

移送ポンプ：0.2 m³/分×5mAq×0.75kW× 1台

注入ポンプ：760ml/分×20mAq ×0.2kW × 4台

(2) pH調整設備

薬 品 名：98% Conc.硫酸

使 用 量：25,700kg/日

貯 槽：210m³ (鋼鉄製) × 2槽、30日分

サービス槽：15m³ (鋼鉄製) × 1槽

移送ポンプ：0.2m³/分× 5mAq ×0.75kW× 1台

注入ポンプ：980ml/分×20mAq ×0.2kW ×10台

(3) 排水処理用凝集剤注入設備

薬品名：アニオン高分子凝集剤 (A)

カチオン高分子凝集剤 (C)

使用量：A 28.3kg/日

使用量：C 11.6kg/日

貯槽：30m³×1槽 (A用)

15m³×1槽 (C用)

溶解槽：3m³×1槽 (A用)

1.5m³×1槽 (C用)

注入ポンプ：2.4l/分×20mAq ×0.2kW ×1台 (A用)

注入ポンプ：2.5l/分×20mAq ×0.2kW ×1台 (C用)

8.3.7 受変電設備

(1) 受変電および配電

1) 高圧受電盤

受電仕様：60kV、3φ、50Hz

総受電容量：38,000kVA

2) トランスおよび配電

60kV : 150kW 以上負荷

60kV/380V : 150kW 未満負荷

380V/220V : 操作/制御用電源

380V/110V : 照明/計装用電源

3) 起動盤

高圧起動盤 (コンビネーションスターター)

低圧起動盤 (モーターコントロールセンター)

(2) 監視制御設備

1) 監視制御盤 (グラフィックつき)

2) 操作盤

3) リレー盤

8.3.8 建家

(1) 事務棟

概略寸法：24mL×18mW×9.5mH

延床面積：364m²

構造：鉄筋コンクリート 2階建

1F--- 事務室、会議室、運転員室、分析室、その他

2F--- 所長室、応接室、モニター室、会議室、その他

(2) 逆浸透棟

概略寸法：30mL×45mW×13mH

延床面積：8100m²

構造：鉄骨コンクリート平屋建

設置機器：逆浸透設備（逆浸透モジュール、高圧ポンプ、保安フィルター等）、膜洗浄設備、電気・計装設備

(3) 薬品貯蔵棟

概略寸法：10mL×20mW×10mH

延床面積：200m²

構造：鉄骨コンクリート平屋

(4) 取水設備棟

概略寸法：30mL×15mW×5mH

延床面積：450m²

構造：鉄骨コンクリート 2階建

設置機器：塩素発生装置、取水ポンプ、電気設備

(5) 汚泥処理棟

概略寸法：20mL×12mW×10mH

延床面積：480m²

構造：鉄骨コンクリート 2階建

設置機器：デカンター、汚泥供給槽、薬集剤注入設備、コンベヤー、ポンプ
電気室

(6) 主ポンプ室

概略寸法：30mL×25mW×20mH

延床面積： 1,500㎡

構造：鉄骨コンクリート 2階建（ただし地下 1階）

設置機器：ブースターポンプ11台、生産水送水ポンプ 4台、電気設備

(7) サブステーション

概略寸法：25mL×15mW× 6mH

延床面積： 375㎡

構造：鉄骨コンクリート平屋

(8) 倉庫兼ワークショップ

概略寸法：40mL×30mW× 6mH

延床面積： 1,200㎡

構造：鉄骨コンクリート平屋

(9) 守衛室

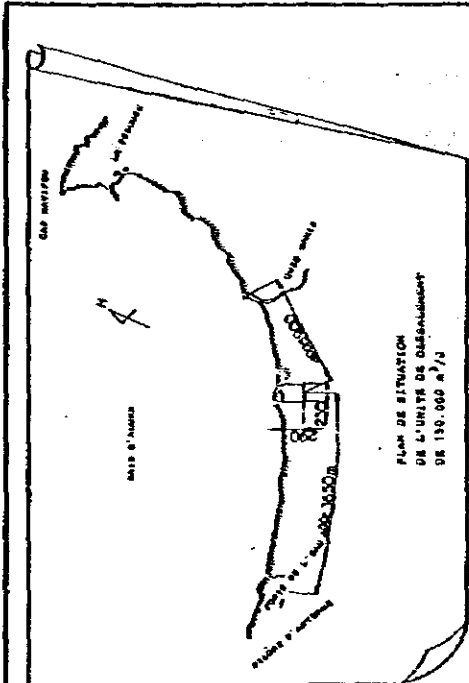
8.4 プラント配置

プラントの全体配置は図8.6 に示す。

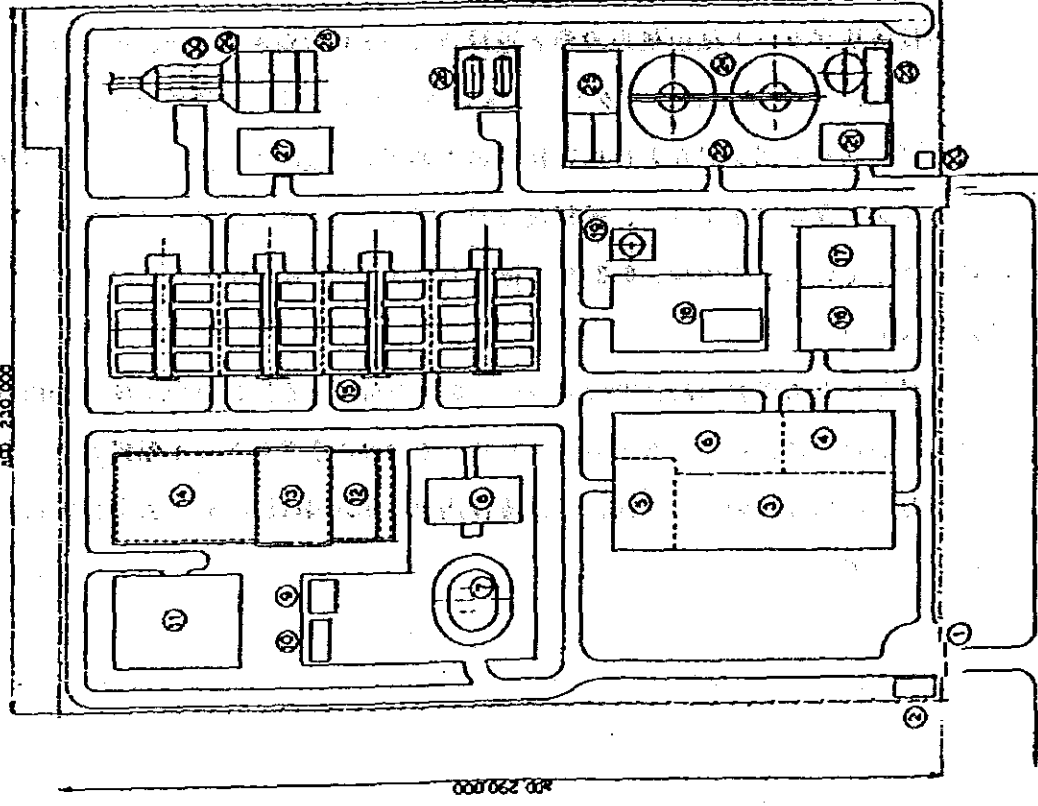
逆浸透法プラントは前処理設備と逆浸透設備とに大別されるが、前者は通常の浄水場と類似し、主要機器はコンクリート製のタンクであり、屋外に設置される。取水ポンプ、ブースターポンプなどは塩害防止のためポンプ室内に設置される。逆浸透設備（高圧ポンプ、保安フィルター、逆浸透モジュールなど）および膜洗浄設備は逆浸透棟内部に納められている。その他、8.3 項で述べた付属設備、建家などが有機的関連を持って配置されている。

本プラントの所要面積は $230\text{m} \times 290\text{m} = 66,700\text{m}^2$ である。この中には、6m巾道路が延べ2km、緑化地帯、駐車場なども含められ、かなりの余裕をもって配置されている。

なお、前処理設備の平面図、逆浸透棟内部の配置図は図8.3、および図8.4 にそれぞれ示されている。



- | | |
|------------------|------------|
| 1 門 | 16 工作室 |
| 2 守衛室 | 17 弁室 |
| 3 RO棟 | 18 薬性棟 |
| 4 保安フィルター室 | 19 薬品タンク |
| 5 電気室 | 20 門 |
| 6 高圧ポンプ室 | 21 排水処理槽 |
| 7 文庫 | 22 排水処理設備 |
| 8 事務棟 | 23 濾過槽 |
| 9 消防棟 | 24 攪拌沈降槽 |
| 10 ガレージ | 25 排水ピット |
| 11 サブスターション | 26 硫酸タンク |
| 12 浄水池、バックアップタンク | 27 塩素発生設備棟 |
| 13 ポンプ室 | 28 潜水井 |
| 14 浮遊水槽 | 29 取水井 |
| 15 電力式濾過池 | 30 スクリュー |



LE BUREAU DE RECHERCHES, D'UNITE 130000
 PROJET DE TRAITEMENT D'EAU DE MER
 A ALGER

建設省海外協力センター
 プラント設備図面

FIGURE N° 1.1

JAPAN INTERNATIONAL COOPERATION AGENCY

8.5 建設工程

逆浸透法による本プラントの建設は多段フラッシュ蒸発法のものと同様、工期が非常にタイトであるが、適切なコントラクターの起用により1986年中央に完成できるものと思われる。その工程を図8.7に示す。各作業の工程も多段フラッシュ蒸発法のものと同様であるが、特に工程上支配的となるのは、逆浸透モジュールの製作である。1日平均10本弱のモジュール生産とすれば、1984年初頭からの2ヵ年で6,340本のモジュールをつくることができる。逆浸透設備は、工程表に見られるように3回に分割して現地据付工事が行われるが、逆浸透モジュールそのものの据付所要期間はそれぞれ2ヵ月程度と短い。

前処理設備は大部分が現地工事であり、工事は1986年初頭までにおおよそ完成している必要がある。

取排水設備、送水設備、受変電設備、建屋、道路などについては蒸発法で述べた工程と同じである。

プラントの完成および送水は3段階に分けて、45,000m³/日、90,000m³/日、150,000m³/日と増加される。その各々の送水開始の1ヵ月前から性能試運転が行われる。

年 月	1983			1984			1985			1986						
	9	10	11	12	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
1 設計																
2 製作 逆浸透モジュール 機器、配管 計装品および電気機器等																
3 輸送 (注1)																
4 現地工事 七水、塩素工事 前処理設備 排水処理設備 取排水設備 送水設備、パイプライン 送水設備 NO.1~3 ユニット 逆浸透装置 配管 電気、計装 組立 運転 (注2) NO.4~8 ユニット 逆浸透装置 配管 電気、計装 組立 運転 (注2) NO.7~10 ユニット 逆浸透装置 配管 電気、計装 組立 運転 (注2)																

注1：海外で製作されたものは運送船積されてアルジェリアに運ばれる

注2：□ コミュニケーションおよびテスト運転 ■ 性能運転

図8.7 逆浸透法海水淡水化プラント建設工程表

8.6 運営組織および要員計画

8.6.1 運営組織

蒸発法海水淡水化プラントの場合と同じである。

8.8.2 要員計画

逆浸透プラントの運転は極めて簡単であり、また自動化されているため、蒸発法プラントと比べて運転人員は少なくすむ。運転員の業務内容は、プラントの起動、停止、計器の監視、調節、制御、機器のパトロール点検、運転日誌、データシートの作成などである。場合によっては夜間は無人運転とすることも可能であるが、本F/Sでは4班3交替制で運転する。1班はフォアマン1名およびオペレーター4名の5名で構成する。なお、排水処理設備の脱水機運転あるいはケーキ処分作業は昼間だけ行うものとし、このために3名の補助運転員を配属する。

さらに、運転の指導、指示、データ解析、水質分析などのために、チーフエンジニア1名、プロセスエンジニア2名、分析技術者2名が日勤者として配属される。これらの技術者は大学で化学あるいは機械を専攻した者が好ましく、さらにチーフエンジニアは大学卒業後10年以上の淡水化あるいは水処理の経験を有する者が望ましい。その他のメンテナンス部門、マネジメント部門の構成および必要人数は蒸発法の場合と同じである。要員の資格要件については表7.2を参照されたい。

以上をとりまとめて表8.1に組織表を示したが、工場長以下総人数は54名である。

(7.8.2 参照)

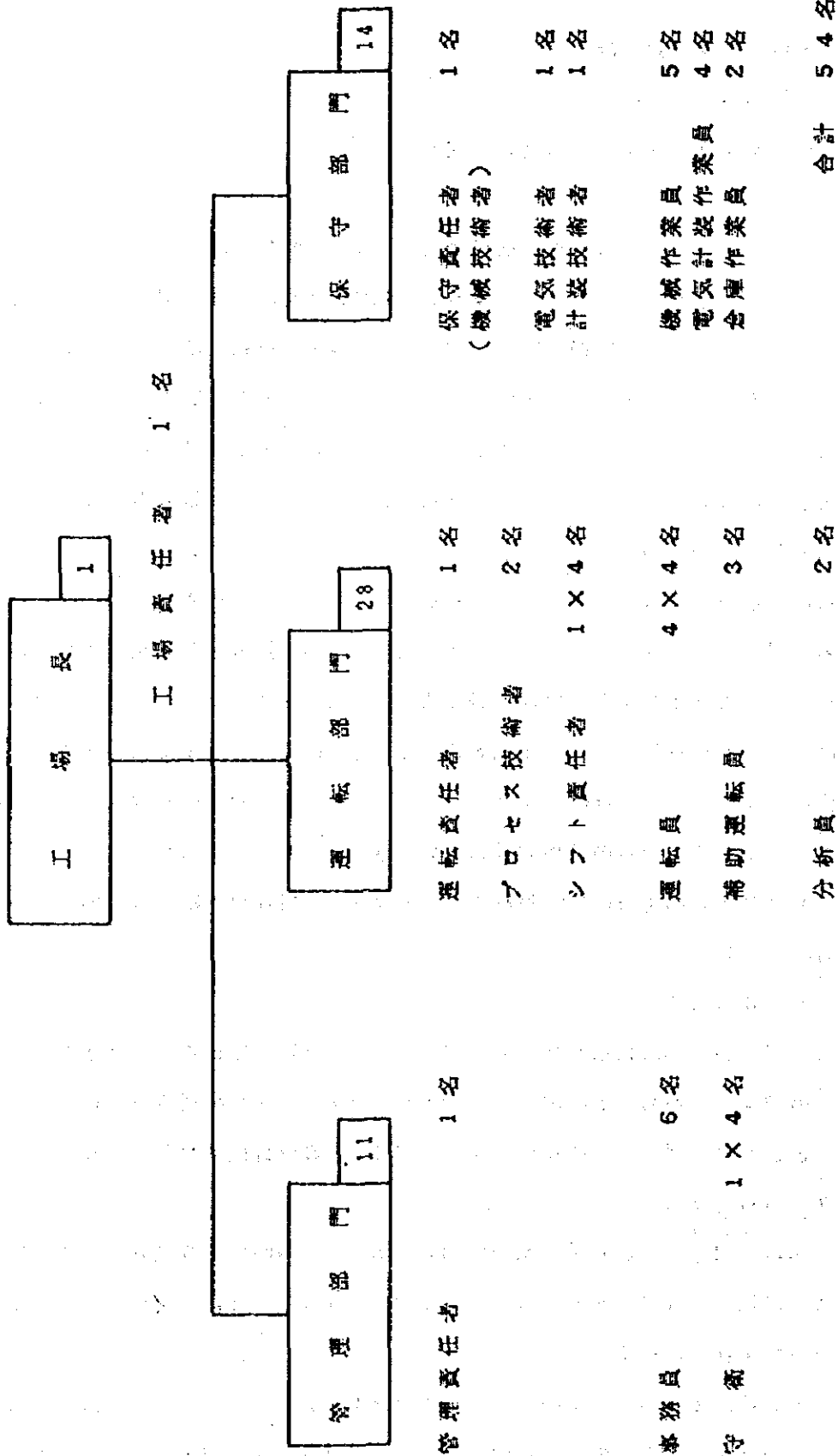
8.6.3 運転要員の訓練

1986年初頭からNO.1,2,3ユニット(45,000m³/日)が運転され、送水も開始される。その3ヵ月前から、表の組織図のおもだったメンバーが配属され、機器据付工事の監視とともに、プラントの運転、保守、管理、水質分析技術などの教育をコンストラクターから受ける。

送水開始の1ヵ月前から試運転が開始されるが、この間にも各機器、計器の取り扱い方法、運転マニュアルなどについての訓練を受けると同時に、実際の運転に準じて各人の担当業務を遂行する。

以上の訓練、運転指導のためにコンストラクターから8名の技術者が派遣される。さらに、1986年7月からのフル稼働に入ってから1ヵ年は、2名がスーパーバイザーとして残り、運転指導、トラブル対策などにあたる。

表 8 . 1 逆浸透法海水淡水化プラント運営組織表



第 9 章 既設給水系への接続

第9章 既設給水系への接続

本章では海水淡水化プラントで生産された水を一時貯留する浄水池、既設給水系への接続地点、既設給水系に圧送するための送水ポンプ設備、送水管および配水池について検討を行う。

9.1 送水管

プラントサイトであるStamboulから既設給水系への接続地点の選定は、次の点に留意して決定する。

- (1) 経済的に効率のよい送水ルートであること。
- (2) 海水淡水化プラントにより生産される水はpHまたは硬度がやや低く、できれば他水源(地下水、ダム水)の水と混合して使用の方が望ましいこと。
- (3) 一般に、水道の送水ルートは事故や災害等の緊急事態に備えて、連絡管等により融通性を持たせる必要があり、特定の地区または系統の給水が不可能になるといった事態を避けなければならないこと。
- (4) 既存の施設や計画に合致したルートを選定しなければならないこと。
- (5) 生産水は市域内の充足率を均等に満足するように運用すべきであること。

以上の点から、プラントサイトの浄水池からの送水管路は図 9.1に示すようにケダラダム計画で1987年に通水が予定されているBoudouaou浄水場から El Harrach に至る送水管に最短距離で接続(フッキングポイントNo.2)するものとし、現在、最大の配水基地であるEl Harrachに送水することにより、ケダラダム計画で建設される新設および既設の配水管を利用して(5)の条件を満足させるものとする。ただし、フッキングポイントNo.2に至るルートは幹線の道路に沿い、またBeaulieuの東側にある飛行場を避けて、図 9.2に示すようなルートを選択した。これと同時にプラントの生産水は、ケダラダム計画で建設が予定されているBeaulieuの配水池に一部分水し(フッキングポイントNo.1)、海岸線を通り、Telenlyへ送水して前述の(3) および(5)の項目を満足させるものとする。

なお、浄水池からの送水量 $150,000\text{m}^3/\text{H}$ のうち、フッキングポイントNo.1およびNo.2への流量配分は、G1レポート(BINNIE & PARTNERS/W S Atkins International 1982年)の流量配分計画(VARIANTE T4W2)により、 $20,300\text{m}^3/\text{日}$ はフッキングポイント

No.1へ、 $129,700\text{m}^3/\text{日}$ はフッキングポイントNo.2へ適正なる条件で送水するものとする。

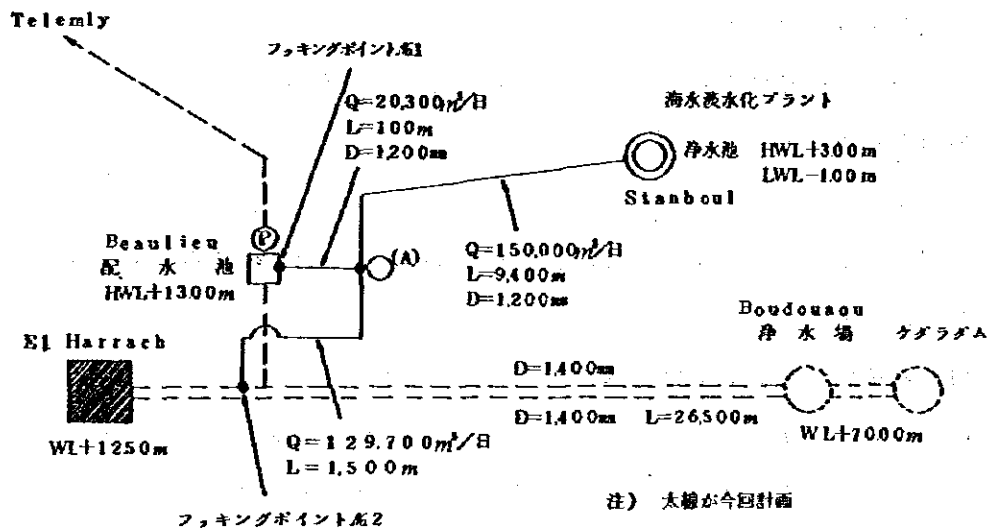


図 9.1 生産水の分水と送水管接続計画の概念図

したがって、ケダラダム計画の送水施設は、海水淡水化プラントの計画と整合性を持って建設を進めなければならない。特に、フッキングポイントNo.1への分水は、前の(2)の理由によって Boudouaou 浄水場からの浄水と混合して供給しなければならないので、プラントの通水時(1986年初頭)から約1年間だけは、全量フッキングポイントNo.2を経て El Harrach へ送水する必要があり (El Harrach では地下水と混合させる)、したがって、フッキングポイントNo.2以後の送水管 (図9.2 に示す送水管No.2) は遅延することなく、通水可能な状態となっていなければならない。

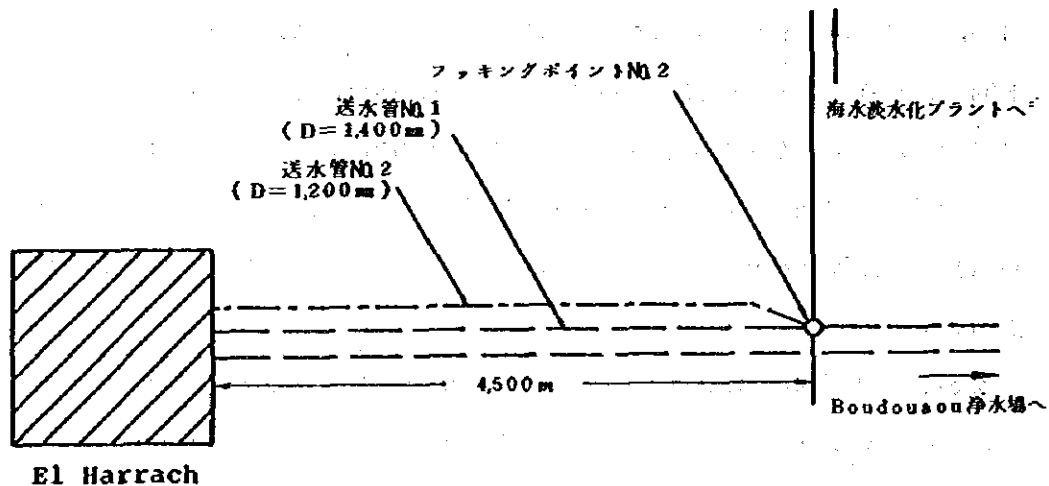


図 9.2 El Harrach とフッキングポイントNo.2との間の送水管

なお、ケダラダム計画で建設が予定されているEl Harrachに至る送水管（ $\phi 1,400 \times 2$ ）に、計画通りフッキングポイントNo.2で接続される場合、年々増加する需要に対して Boudouaou 浄水場からの送水量を増す必要がある（表3.6 参照）、1997年には $430,800\text{m}^3/\text{日}$ （海水淡水化プラント $129,700\text{m}^3/\text{日}$ + ケダラダム $301,100\text{m}^3/\text{日}$ ）を送水しなければならず、送水管の通水限界（ $429,000\text{m}^3/\text{日}$ ）を越えることになる。

したがって、1996年末にはプラントの生産水（ $129,700\text{m}^3/\text{日}$ ）を直接El Harrachに送水するため、フッキングポイントNo.2の接続を切りはなして $\phi 1,200\text{mm}$ の送水管（図9.2に示す送水管No.2）を新たに建設しなければならない。

以上の計画はケダラダム計画と整合して行うことが条件であるが、もし、ケダラダム計画の遅延が予想されるような場合は、生産水の全量をEl Harrach送水するための送水管を敷設しなければならない。ただ、この時の送水管ルートはプラントサイトから幹線道路に沿った図9.3と同じルートとし、特にフッキングポイントNo.2からEl Harrach至るルートは、ケダラダム計画送水管ルートに沿って建設することにより、その後、Boudouaou 浄水場から通水が開始されても、送水管の維持管理を合せて行うことができ有利となる。

したがって、この場合は1997年の時点でのフッキングポイントNo.2からEl Harrachに至る送水管（ $\phi 1,200\text{mm}$ ）の新設工事は不要となる。

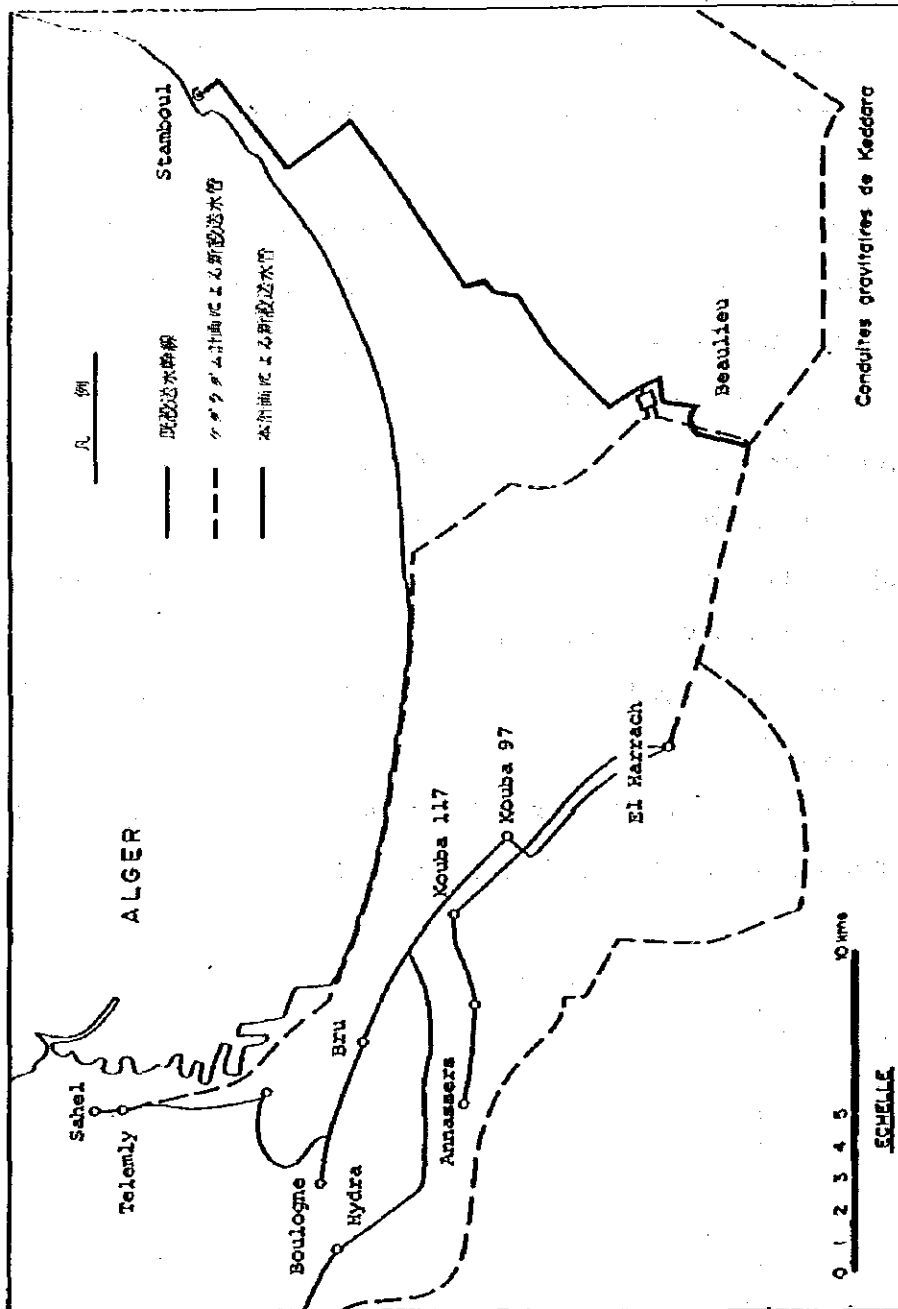


图 9.3 送水管ルート図

送水管の水理計算は表9.1のとおりである。なお、送水管の管種はすべてタールエボキシライニング鋼管とする。

表 9.1 送水管の水理計算

区 間	流量 Q(m ³ /日)	管径 D(m/m)	流速 V(m/s)	延長 L(m)	動水勾配 I(0/00)	損失 F=I×L(m)
(ケダラダム計画と整合する場合)						
浄水池 ~ (A)	150,000	1,200	1.40	9,400	2.02	19.0
(A) ~ フッキング ポイント No.2	129,700 (150,000)	1,200	1.21 (1.40)	1,500	1.54 (2.02)	2.3 (3.0)
(A) ~ Beaulieu 配水池	20,300	500	1.20	100	3.60	0.4
(ケダラダム計画が遅延し、生産水を全量 El Harrach へ送水する場合)						
浄水池 ~ El Harrach 配水池	150,000	1,200	1.80	15,400	2.18	33.6

注：() 内の数字は Boudouaou 浄水場からの通水が開始されるまでに全量 (150,000m³/日) フッキングポイントNo.2へ送水する場合

9.2 浄水池

浄水池は、生産水をポンプにより送水する際に、停電や需要量の急変等により生ずる生産水量と送水量との間の不均衡を調節緩和する役目をもつ貯留池である。したがって、池の容量は、水量の変動に十分対応できることが必要であり、ここでは滞流時間を30分間以上として池の形状寸法を次のようにする。

形状寸法 幅30m × 長30m × 有効水深 4.0m × 1池 = 3,600m³

また、浄水池は、構造的にも衛生的にも安全で、十分な耐久性、水密性を有することが必要である。

9.3 送水ポンプ

送水ポンプは、できるだけ最高効率点付近で運転することを考えて容量、台数を定めるべきであり、また維持管理上便利なようにポンプ台数はできるだけ少なく、同一容量のものであることが望ましく、最大流量に対して全ポンプが稼働するように設計する必要がある。

ポンプの揚程は、吸込、吐出し管路のすべての損失水頭を加えて、ポンプの全揚程とするが、Beaulieuの配水池あるいはBoudouaou浄水場からEl Harrach流下する送水管路の水圧に合致した揚程を持たせなければならない。

以上の点を留意してポンプの仕様を定めるとつぎのとおりである。

形 式	両吸込うず巻ポンプ
口 径	吸込 ϕ 500mm 吐出 ϕ 300mm
吐 出 量	34.7m ³ /分
全 揚 程	50m
電動機出力	490kW
台 数	4 台 (内 1台予備)

9.4 配水池

配水池は供給水量の時間変動を調整するものであり、また、海水淡水化プラントからの生産水と地下水あるいはケダラダムからの水を混合するためにも役立つ。

日本における水道施設基準では、1日最大供給水量の8~12時間分の有効容量をもった配水池を設けることになっている。しかし、この有効容量は、アルジェリアにおける水道の実状に応じて、アルジェリア当局が決定すべきである。

フッキングポイント以降の供給施設が、海水淡水化プラントの完成時以前に完成される場合は、Beaulieu配水場に20,300m³/日、El Harrach配水場に129,700m³/日の生産水が海水淡水化プラントから送られるので、それぞれの配水場に建設されるケダラダムからの供給水のための配水池の有効容量を、これらの量に応じて増加しておく必要がある。日本の水道施設基準によると仮定すれば、Beaulieuに造る配水池の容量を6,800~10,150m³大きく、El Harrachの配水池を43,200~64,900m³大きく造っておく必要がある。

フッキングポイント以降の供給施設が、海水淡水化プラントの完成時までに出米上がらない場合は、海水淡水化プラントの生産水の全量150,000m³/日がEl Harrach配水場に送られるので、これに見合う配水池を造る必要がある。日本の水道施設基準によれば有効容量50,000~75,000m³/日の配水池が必要である。

この場合注意しなければならないのは、多段フラッシュ蒸発法による生産水は塩分濃度が非常に少なく、コンクリートを侵食するので、配水池に入れる前に地下水と混合しておかなければならない。

9.5 混合水の水質

多段フラッシュ蒸発法により生産された水は硬度が低く、逆浸透法による水はpHが低い。本F/Sでは、生産水はEl Harrachにおいて地下水を水源とする水と混合し、水質を調整することとしている。表9.2 および表9.3 に多段フラッシュ蒸発法および逆浸透法について、このような混合処理の場合の生産水、地下水、混合水のそれぞれの水質を示した。これによると混合水の水質はいずれもWHOの基準（やむを得ない場合の基準）を満足することになり、特にそのほかの処理は行わなくてもよい。

表 9.2 混合水の水質（多段フラッシュ蒸発法）

	製造淡水	地下水 (El Harrach)	混合水	WHO基準
pH	7.0	7.3~ 7.9	7.2~7.6	6.5~ 9.2
全硬度(mg/l) (as CaCO ₃)	10以下	226~ 321	151~ 217	100~ 500
塩素イオン(mg/l)	30以下	64~ 220	43~ 157	400以下
硫酸イオン(mg/l)	5以下	82~ 336	55~ 228	400以下
TDS(mg/l)	50以下	400~ 659	267~ 456	-
温度(°C)	32	20.5	24	-
カルシウム イオン(mg/l)	1以下	56~ 89	37~ 60	-
マグネシウム イオン(mg/l)	2以下	19~ 31	13~ 21	-
混合比率	15万m ³ /日	30万m ³ /日	45万m ³ /日	-

表 9.3 混合水の水質 (逆浸透法)

	透過水	地下水 (El Harrach)	混合水	WHO基準
pH (-)	6.0	7.3~ 7.9	6.8~ 7.3	6.5~ 9.2
全硬度(mg/l) (as CaCO ₃)	77以下	226~ 321	151~ 240	100~ 500
塩素イオン(mg/l)	200以下	64~ 220	76~ 213	400以下
硫酸イオン(mg/l)	28以下	82~ 336	55~ 230	400以下
TDS(mg/l)	370 以下	400~ 659	317~ 562	-
温度(°C)	16~ 26	20.5	19~ 22	-
カルシウム イオン(mg/l)	3.5以下	56~ 89	37~ 61	-
マグネシウム イオン(mg/l)	17以下	19~ 31	13~ 26	-
混合比率	15万m ³ /日	30万m ³ /日	45万m ³ /日	-

第 10 章 総所要資金と運転費用

第10章 総所要資金と運転費用

本章では、海水淡水化工場の総所要資金と運転費用を多段フラッシュ蒸発法（以下MSFという。）および逆浸透法（以下ROという。）それぞれのプロセスにつき、構成項目ごとに検討する。

10.1 総所要資金

本プロジェクトの総所要資金とは、本プラントが本格的に運転を開始する1986年央までに投資される資金の総計であり次の項目が含まれる。

- (1) プラント建設費
- (2) 操業前費用
- (3) 初期運転資金
- (4) 建設期間中金利

これらの所要額を試算した結果は表10.1に示すとおりであり、MSFの場合、総額223,512千USドル、ROの場合は234,201千USドルである。

なお、この総所要資金は1984年初頭にターンキー・ランブサム方式による契約がプラント建設業者となされるという想定のもと、1983年現在価値ベースで算出されたものである。また、通貨の換算レートは1.00USドルにつき4.6DA（アルジェリアディナール）と仮定した。

表 10.1 総所要資金サマリー

[MSFプロセス]		(千USドル)	
項目	外貨	内貨	合計
プラント建設費	175,450	26,587	202,017
操業前費用	2,137	1,784	3,921
初期運転資金	6,031	1,006	7,037
建設期間中金利	10,537	-	10,537
所要資金総計	194,155	29,357	223,512

[ROプロセス]		(千USドル)	
項目	外貨	内貨	合計
プラント建設費	175,560	36,778	212,338
操業前費用	1,676	1,255	2,931
初期運転資金	6,339	1,390	7,729
建設期間中金利	11,203	-	11,203

10.1.1. プラント建設費

前述のプラント計画条件、プラント仕様、建設スケジュール等に基づきプラント建設費を表10.2に示すとおり算定した。算定に際して設定した内容および前提条件は以下のとおりである。

(1) エンジニアリングコスト

本プラントの建設に必要な設計費、調達に必要な人件費、建設時の監督費およびそれらに係わる直接費である。

(2) プロセス設備

海水淡水化工場の主要部分をなす機器および付帯配管、電気計装の材料および工事費を示す。

(3) 建家および土木

土木工事、基礎工事、コンクリート工事および建築工事の費用を示す。

(4) 付属設備

海水淡水化工場の海水取水設備、排水設備および生産水の移送設備の費用を示す。

(5) 予備費

上記費用合計の10%とする。

表 10.2 プラント建設費

プロセス 項目	MSF		RO	
	外貨 (千USドル)	内貨 (千DA)	外貨 (千USドル)	内貨 (千DA)
エンジニアリング費用	14,800	2,000	13,000	2,000
プロセス設備	99,000	54,900	78,800	54,200
建築および土木	15,500	34,400	41,200	78,000
付属設備	30,200	19,600	26,600	19,600
(1) 取排水設備	(18,700)	(-)	(15,100)	(-)
(2) 生産水送水設備	(11,500)	19,600	(11,500)	(19,600)
	15,950	11,110	15,960	15,960
合計	175,450	122,210	175,560	169,180

(注) プラント建設費には電気およびガスの引込設備は含まない。

10.1.2 操業前費用

工場の運転開始までにプラント建設費のほかに種々の費用を要するが、その費用を表10.3に示す。推定に際して設定した内容および前提条件は以下のとおりである。

表 10.3 操業前費用

[MSFプロセス]

(千USドル)

項 目	外 貨	内 貨	合 計
引合および応札結果の評価	430	70	500
管 理 費	118	622	740
人 件 費	-	533	533
要 員 訓 練 費 用	492	111	603
試 運 転 費 用	1,097	448	1,545
合 計	2,137	1,784	3,921

[ROプロセス]

(千USドル)

項 目	外 貨	内 貨	合 計
引合および応札結果の評価	430	70	500
管 理 費	118	622	740
人 件 費	-	453	453
要 員 訓 練 費 用	408	88	496
試 運 転 費 用	720	22	742
合 計	1,876	1,255	2,931

(1) 引合および応札結果の評価

本プロジェクトの性格上、標記業務を短期間に行い、1984年初頭には発注契約を行う必要がある。この業務費用として専門コンサルタント 6名、4ヵ月の人件費および付帯費用を計上する。

(2) 管理費

本プロジェクトの運営に従事する管理者および管理スタッフに対し、操業開始前に支払われる給与と付随する間接費を管理費として計上する。

(3) 人件費

本プロジェクトの開始とともに逐次技術者、運転要員の動員が図られ、プラントの設計、建設、試運転等に関与する。これら技術者、運転要員の福利厚生費を含む人件費を計上する。

(4) 要員訓練費用

プラント運営に従事する技術者、フォアマン全員および運転要員の50%が操業開始前々年度に、海外において2ヵ月間の訓練を受けると想定する。また、操業開始半年前に、プラント運営に従事する全員が本プラントを熟知することを目的とした国内訓練を受けると仮定する。訓練期間中に訓練対象者に支払われる給与と訓練に要する費用を計上する。

(5) 試運転費用

プラントの試運転期間中に消費される用役費、薬品費、雑費および試運転指導のために派遣されるスーパーバイザーへの支払い費用から、試運転期間中に生産される水の売上収入を控除したものを計上する。なお、生産水の売上収入は、試運転期間中のプラント稼働率、SEDALの水料金体系、有収率等を考慮のうえ推定した。

10.1.3. 初期運転資金

プラント建設終了に伴い、支障なく操業を開始するための資金を準備しておくことが必要となる。ここでは、それを所要総資本の内の運転資金として計上する。

その内訳は現金およびスペアパーツ在庫であり、総額は操業開始後に必要とされる運転資金相当額とする。運転資金の内訳は11.2.6で説明する。

なお、プラント機器のスペアパーツ、股の予備に関する必要資金はプラント建設費の約3%相当を計上する。

10.1.4. 建設期間中金利

プラント建設期間中の金利をプラント建設資金の支払いスケジュールに基づき算出する。

プラント建設期間中の所要資金の投資スケジュールは表10.4に示すとおりである。プラント建設費は工期30ヵ月の短期間で建設を完了する前提のもとに支出額を想定してある。初期運転資金は1986年末操業開始直前に一括して全額支出される。建設期間中の資金支出額は後述する自己資金および長期借入金から支払われる。この建設期間中の借入金の金利は年8.0%とし、表10.4に示されるように固定資本に加算される。

表 10.4 総所要資金の出費スケジュール

[MSFプロセス]		(千USドル)		
項目	年度	-3 (1983-1984)	-2 (1984-1985)	-1 (1985-1986)
プラント建設費		28,148	127,817	46,052
操作前費用		815	788	2,318
初期運転資金		-	-	7,037
建設期間中金利		-	1,622	8,915
合計		28,963	130,227	64,322

[ROプロセス]		(千USドル)		
項目	年度	-3 (1983-1984)	-2 (1984-1985)	-1 (1985-1986)
プラント建設費		32,455	130,984	48,919
操作前費用		826	671	1,434
初期運転資金		-	-	7,728
建設期間中金利		-	1,864	9,339
合計		33,281	133,499	67,421

10.2 運転費用

本プラントの運転費用の項目は次のとおりである。

(1) 変動費

燃料費

電力費

薬品費

(2) 固定費

人件費

工場管理費

維持・管理費

固定資産税、保険

これら運転費用は次の条件に基づいて算出した。

(1) 本プラントの稼働率は初年度から100%とし、年間稼働日数を330日とする。

(2) 1983年現在価格ベースとし、エスカレーションは見込まない。

運転費用を試算した結果は表10.5および表10.6のとおりである。以下に各費用項目につき説明を行う。

表 10.5 変動費

(千USドル)

項目 用役/薬品	MSFプロセス		ROプロセス	
	外貨	内貨	外貨	内貨
燃料ガス	-	9,872	-	-
電気	-	801	-	7,990
硫酸	-	-	-	756
塩化第二鉄	-	-	514	-
凝集剤	-	-	258	-
洗浄剤	-	-	9	74
スケール抑制剤	2,259	-	-	-
消泡剤	42	-	-	-
小計	2,301	10,673	781	8,820
合計	12,974		9,601	

表 10.6 固定費

(千USドル)

項目	MSFプロセス		ROプロセス	
	外貨	内貨	外貨	内貨
人件費	-	340	-	263
工場管理費	46	220	46	220
維持管理費	4,125	900	6,275	900
固定資産差税・保険	-	2,010	-	2,113
小計	4,171	3,470	6,321	3,496
合計	7,641		9,817	

10.2.1. 変動費

本プラントの運転のために外部から電力、燃料、薬品等を購入するに要する費用を計上する。これら品目の原単位および単価は第6章に記載されているが、これをまとめて示すと表10.7のとおりである。

表 10.7 単価および原単位

【MSFプロセス】			
用役/薬品	消費量	単 価	コスト (US セント)
燃料ガス (L)	8.0 Nm ³ /m ³	2.493USセント / Nm ³	19.944
電気 (L)	0.4512kWh/m ³	3.587USセント / kWh	1.619
スケール防止剤 (F)	0.01168kg/m ³	391.3USセント / kg	4.563
消泡剤 (F)	0.1944g/m ³	0.4348 USセント / g	0.085
合 計			26.211

【ROプロセス】			
用役/薬品	消費量	単 価	コスト (US セント)
電気 (L)	4.50kWh/m ³	3.587USセント / kWh	16.142
硫酸 (L)	0.1714kg /m ³	8.913USセント / kg	1.528
塩化第2鉄 (F)	0.0332kg /m ³	31.3US セント / kg	1.039
凝集剤 (F)	0.266g /m ³	1.9565US セント / g	0.520
クエン酸 (L)	1.2121g/m ³	0.1233US セント / g	0.1495
アンモニア (F)	0.3636g/m ³	0.0478US セント / g	0.0174
合 計			19.386

(備考) (L) : 内貨、(F) : 外貨

10.2.2. 固定費

(1) 人件費

第7章、第8章に述べた本プラントの運転に必要な所要人員に基づいて、直接要員の人員の人員費を算出した。直接要員は製造部門および保守部門の部長を除く職長クラス以下とし、これらの要員に支払われる給与および福利厚生費、社会保障費用を表10.8に示すとおり算出した。

表 10.8 人件費

カテゴリー	職 階 級 職 種	1) 賃 金	人 数		年間費用 (千USドル)	
			MSF	RO	MSF	RO
II	エンジニア フォアマン 運転要員	4,200 DA /月	7	8	77	88
III	エンジニアリング スタッフ 保全部門スタッフ	2,100 DA /月	48	32	263	175
	合 計		55	40	340	263

備考 1)福利厚生費、社会保障費を含む賃金、給料 (DA/月)

(2) 工場管理費

工場長以下管理部門の委員と製造部門、保守部門の部長以上の委員の福利厚生、社会保障を含む人件費およびその他の諸経費を工場管理費として計上する。また、その他諸経費も工場管理費として表10.9に示すとおり計上する。また、その他諸経費は人件費の100%相当と仮定する。

表 10.9 工場管理費

項目	職 階 級			人数	年間費用 (千USドル)
	カテゴリー	職 種	1) 賃 金		
管理部門 人件費	I	工場長 部長	7,000 DA/月	4	73
	II	主任事務官	4,200 DA/月	1	11
	III	事務員 ガードマン	2,100 DA/月	9	49
		小 計		14	133
その他費用	(下記費用等の統計として、人件費の100%を計上) ・通信費・事務備品費・交際費・分析器具・旅費 ・交通費・リクルートメント・その他				133
	工場管理費総計				266

備考 1) 福利厚生費、社会保障費を含む賃金、給料 (DA/円)

(3) 維持・管理費

プラント維持・修繕に必要な費用、消耗品、予備品の購入費として MSFプロセスの場合、プラント建設費の約2.5%相当額を毎年の維持管理費として計上する。

また、ROプロセスの場合、プラント建設費に占めるプロセス設備の費用割合が少いため、プラント建設費(モジュールを除く。)の1.5%相当額および逆浸透膜の購入、交換費用の合計を計上する。

(4) 固定資産税、保険

本プラントの固定資産に対する税金および損害保険料等の合計年間支払費用としてプラント建設費の約1.0%を見込む。

10.3 年間運転費用

本プラント稼動に要する年間運転費用を表10.10に示す。この運転費用は生産水1 m³あたり MSFプロセスの場合、41.65USセントであり、ROプロセスでは、39.23USセントである。

実際のプラント運営にあたっては、上述の直接に運転に関与する変動費、固定費以外の費用として、償却費用、借入金の返済、金利支払、税金等の費用が必要である。これらを加味した総造水コストは第11章で論ずる。

表 10.10 年間運転費用

[MSFプロセス]

項目	年間費用 (千USドル)	1m ³ あたりコスト (USセント)
変動費	12,974	26.21
固定費	7,641	15.44
合計	20,615	41.65

[ROプロセス]

項目	年間費用 (千USドル)	1m ³ あたりコスト (USセント)
変動費	9,601	19.40
固定費	9,817	19.83
合計	19,418	39.23

第 1 1 章 財 務 分 析

第11章 財務分析

11.1 総論

本章において、当該プロジェクトの財務分析を行う。すなわち、本プロジェクトを実施した場合に予測される財務上の収支を分析し、財務面よりみた本プロジェクトの健全性を評価する。

本プロジェクトの目的は住民の衛生住環境の向上を図るとともに、窮迫化する水不足状況を解消することにある。アルジェリア当局は水道事業の公共性および本プロジェクトの目的、意義を踏まえ、市民から徴収する水料金は現在の水料金体系を変えず、予測される操業開始後の資金ショートに対しては国家よりの補助金で賄うことを計画している。したがって、本財務分析は利益の追求を目的とする一般工業プロジェクトとは異なった観点から行うべきである。

その意味において、本プロジェクトの運営に必要な最小キャッシュフローを確保する生産水価格を求めることが本財務分析の主眼となる。すなわち、本プロジェクトの採算性は悪いものの、水料金の徴収と国家からの補助金で構成される生産水価格が最小となる運営形態を想定する訳である。これにより現在の水料金体系を変えることなく、かつ、本事業の存続が可能である条件下で、必要とされる国家補助金の導入量が把握され、本プロジェクト実施可否決定のための判断材料が提供されることとなる。

なお、本財務分析遂行の手法自体は一般工業プロジェクトの場合と同様手法を用いた。すなわち、本プロジェクトを一つの企業体と考え、建設費、運転費などの費用の合計と生産水販売収入と対比させて損益計算を行い、プロジェクト期間内の損益計算書、キャッシュフロー表等を求めるものである。そして、上述の本プロジェクトの特徴を考慮して、資金ポジションをショートさせないための補助金導入量を求めることにより、本プロジェクトの実体を反映した財務状況を提示するものである。

これらの分析は本プロジェクトの操業開始時期を1988年7月と仮定し、経済耐久年限(Economic Life Span)を操業開始後15年とし、DCF法(Discounted Cashflow Method)により行われるものである。

11.2 財務分析の主要前提条件

11.2.1 プロジェクトの基本前提条件

本プロジェクトの財務分析上の基本前提条件は下記のとおりとする。

(1) プロジェクト期間

操業前期間：1983年 7月～1986年 6月（3年間）

操業期間：1986年 7月～2001年 6月（15年間）

プロジェクトスケジュールの概要および財務分析実施のための呼称年度を図11.1に示す。

項目	年度						
	1983	1984	1985	1986	1987	1988-2001	
全体スケジュール	操業前期間			操業期間			
	建設期間						
・引合い・評価業務	プラントの発決						
・設計・建設	設計・建設			建設完了			
・コミッショニング				コミッショニング			
・操業				操業			
財務分析のための呼称年度		-3年度	-2年度	-1年度	1年度	2年度	3～15年度

図 11.1 プロジェクト スケジュール

(2) プラント能力：150,000m³/日

MSFプロセス：50,000 m³/日 × 3ユニット

ROプロセス：15,000 m³/日 × 10ユニット

(3)稼働率

操業初年度（1986年 7月～1987年 6月）から100%、ただし年間稼働日数を 330日とする。

11.2.2 価格ベース

(1) 価格ベース

1983年固定価格とする。すなわち、1983年時点での実勢価格として予測した価格レベルを建設費用、運転費用等のすべての費用項目および生産水販売収入に対して採用する。また、その値はプロジェクト期間中変わらないものとする。

(2) 貨幣換算レート

1USドル=4.6アルジェリアディナール(DA)

1USドル=230円

11.2.3 資金計画条件

(1) 総所要資金の調達（建設期間）

本プロジェクト実施のために必要とされる総所要資金は第10章で述べたとおりである。アルジェリア当局者の意見を参考のうえ、必要資金の調達方法を次のとおり設定する。

1) 資金源

自己資金：30%

総所要資金の30%は政府より供出される。この資金を本財務分析の遂行上、自己資金とみなす。

長期借入金：70%

2) 長期借入金条件

国際金融機関または二国間援助により、長期借入金の融資がなされると想定する。融資機関は未定であるため、開発プロジェクトに対する国際金融情勢に鑑み、暫定的に次の条件とする。

金利：8.0%/年

返済：10回/10年、元本定額返済

(2) 操業期間中の資金繰り

1) 水料金の徴収、補助金の導入

操業全期間の資金収支バランスをとるために受取る資金は水料金の徴収および補助金の導入である。

2) 短期借入金

操業期間中の各単一年度において資金ショートを生じた場合は、短期借入金が決定的条件で導入される。

金利：10.0%/年

返済：借入翌年度に全額返済

11.2.4 租税

本財務分析において考慮される租税は次のとおりである。なお、機器資材の輸入税は第10章で提示されたプラント建設費用に含まれる。

(1) 法人税

法人税率は課税所得額の60%とする。

(2) 収入税

総売上高に対して税率2.53%の収入税が課税される。なお、総売上高は水料金の徴収により受取る資金量とする。

(3) 固定資産税、保険

アルジェリア当局者との打合わせに基づき、固定資産税、保険のための費用はプラント建設費用の約1.0%とする。

11.2.5 減価償却条件

本プラントに対する減価償却条件は次のとおりとする。

	償却方法	残存価値
プロセス設備	15年定額	0
建家および土木	30年定額	0
付属設備	30年定額	0
操業前費用・建中金利	5年定額	0

11.2.6 運転資金

(1) 運転資金（操業期間中）

1) 流動資産

現金：固定費（運転費用）の30日分

売掛金：年間売上収入の45日分

予備品在庫：スペアパーツの在庫および薬品類4ヵ月分

2) 流動負債

買掛金：用役および薬品費用の45日分

(2) 操業開始前に準備する運転資金

スペアパーツ：2ヵ年の操業に必要な分量

（プラント建設費用の約3.0%）

現金：操業初年度に必要とされるスペアパーツを除く運転資金相当額

11.3 プロジェクトの収益性

大アルジェ國の水不足は深刻な状態にあり、本プロジェクト遂行の必要性は非常に高いものである。しかしながら、本プロジェクトにより製造される生産水の価格は既存の井戸群より配水される水料金体系より相当高価になることが予想される。

このような状況において、住民の福利厚生を重んじる行政当局は生産水の販売価格を上昇させることなく、現行の水料金体系の延長のもとに、公共事業としての本プロジェクトを遂行する方針である。そのため、本プロジェクト運営上、必要に応じて補助金の供与を考えている。

このような背景から、本プロジェクトが補助金の導入増により収益性を上昇させることは国家よりの資金の移転が利益として計上されることに等しく、本プロジェクトの財務面の健全性を論ずることは無意味となる。

したがって、本プロジェクトの財務分析を行うにあたって、下記の基本方針を採用する。

- (1) 本プロジェクトの販売収入は生産水の売上げとする。
- (2) 操業に必要とされる諸費用（運転費用、取入税、借入金金利および元本返済）の支払い後の資金ショートに対しては、補助金が導入される。
- (3) 各単一年度において、補助金導入を行っても資金ショートを生ずる場合には、短期借入金を導入し資金収支バランスを図る。
- (4) 本プロジェクトは利益を追求するものでなく、プロジェクト期間全体としての収益性は最小とする。すなわち、内部収益率IRR(Internal Rate of Return)を最小として、導入されるべき補助金の最低必要量を求める。
- (5) 最小収益率として、本プロジェクト実施のために投資した自己資本のみを回収する財務状況を想定する。したがって自己資本内部収益率IRROE(Internal Rate of Return on Equity)を0.0%と設定する。
- (6) IRROE 0.0%をベースケースとして、NSF およびROプロセスの財務分析を行い、必要補助金量を求めるとともに各種財務諸指標を提示する。これらの試算結果を把握することにより、本プロジェクト実施の妥当性の判断が可能となる。

11.4 プロジェクトの運営計画

本項においてプロジェクトの運営計画としての生産水の販売計画、総所要資金および運転費用を述べる。これらのデータと前述の主要前提条件を総合のうえ、本財務分析を実施した。

11.4.1 生産水の販売計画

本財務分析の前提条件として、表11.1に示す生産水の販売計画を設定する。

表 11.1 販売計画

項目	内容
プラント呼称能力	150,000 m ³ /日
操業率	100 %
稼働日数	330 日
生産量	49,500×10 ³ m ³ /年
有収率	65 %
販売量	32,175×10 ³ m ³ /年
水料金	平均 1.4 DA/m ³
販売収入	9,792×10 ³ USドル

この販売計画の策定にあたって次の前提を設けた。

(1) 有収率

本プロジェクトで製造された生産水はすべて既存給水系に導入され住民に供給される。現在の水道網の漏水率は35%強であり、資金の回収効率は80%であると報告されている。本分析では、これら漏水率および資金の回収効率の改善を見込み、総生産量の65%が販売収入として回収できると想定する。

(2) 水料金体系

現在、水料金体系の改定が申請されており、近々、実施の運びとなる。本分析ではこの料金体系を用いて販売収入を推定する。

一般家庭用 : 1.0 DA / m³ (消費量: 全体の 60 %)

公共施設、業務用 : 2.0 DA / m³ (消費量: 全体の 40 %)

平均水料金 : 1.40A / m³

11.4.2 総所要資金

(1) 総所要資金の内訳

第10章で詳述された本プロジェクトの総所要資金は、財務分析の実施を目的として表11.2に示されるようにまとめられる。なお、本表作成にあたりエンジニアリング費用はプロセス設備に含めた。また、予備費は各項目ごとに計上した。

表 11.2 総所要資金

(千USドル)

項目	プロセス	MSF	RO
プラント建設費		202,017	212,338
・プロセス設備		(138,834)	(114,420)
・建家および土木		(25,276)	(63,971)
・付属設備		(37,907)	(33,947)
操業前費用		3,921	2,931
初期運転資金		7,037	7,729
建設期間中金利		10,537	11,203
合計		223,512	234,201

(2) 総所要資金の出費スケジュール

この総所要資金は、表11.3に示されるように、建設期間の各年度において出費されると想定する。

表 11.3 総所要資金の出費スケジュール

[MSFプロセス]

(千USドル)

項目	年 度		
	-3 ('83 - '84)	-2 ('84 - '85)	-1 ('85 - '86)
プラント建設費	28,148	127,817	46,052
プロセス設備	(15,511)	(91,197)	(32,126)
建家および土木	(5,056)	(14,343)	(5,877)
付属設備	(7,581)	(22,277)	(8,049)
操業前費用	815	788	2,318
初期運転資金	—	—	7,037
建設期間中金利	—	1,622	8,915
合計	28,963	130,227	64,322

表 11.3 (つづき)

[ROプロセス]

(千USドル)

年 度 項 目	-3 ('83- '84)	-2 ('84- '85)	-1 ('85- '86)
	プラント建設費	32,455	130,984
プロセス設備	(12,872)	(74,547)	(27,001)
建家および土木	(12,794)	(36,518)	(14,659)
付 属 設 備	(6,789)	(19,899)	(7,259)
操 業 前 費 用	826	671	1,434
初期運転資金	—	—	7,729
建設期間中金利	—	1,864	9,339
合 計	33,281	133,499	67,421

11.4.3 運転費用

本プラントの運転費用を表11.4にまとめる。本表は第10章で詳述された各運転費用項目に対する前提条件を反映して作成されたものである。

表11.4運転費用サマリー (千USドル)

項 目	プロセス		MSF		RO	
			F.C.	L.C.	F.C.	L.C.
変 動 費	天然ガス		—	9,872	—	—
	電 気		—	801	—	7,990
	薬 品 類		2,301	—	781	830
	小 計		2,301	10,673	781	8,820
固 定 費	人 作 費		—	340	—	263
	工場管理費		46	220	46	220
	維持管理費		4,125	900	6,275	900
	固定資産税・保険		—	2,010	—	2,113
小 計		4,171	3,470	6,321	3,496	
合 計		6,472	14,143	7,102	12,316	
総運転費用		20,815	19,418			

備考 L.C.: 内 貨
F.C.: 外 貨

11.5 財務分析の方法

本項において本財務分析実施のための方法および試算結果として得られる財務諸票の概略説明を行う。

11.5.1 収益性規準の認定

本プロジェクトの財務分析は、前述の諸条件と前提のもとに、DCF手法により諸財務指標を求めることを目的とする。前述のとおり本プロジェクトの特有性に鑑み、自己資本内部収益率(IRROE)を0.0%と設定のうえ、必要補助金量を求めることが基本方針である。

11.5.2 算定式(IRROE設定値と補助金量)

本プロジェクトの所要資金は自己資金(アルジェリア政府支出)と借入金により賄われる。したがって、本プロジェクト固有のファイナンス条件を反映する自己資本内部収益率(IRROE)に基づく算定式により、必要補助金量を求める。

$$\sum_{i=1}^n \frac{(CFE)^i}{(1+R)^{i-1}} + \frac{W}{(1+R)^{n-1}} = 0$$

ここで CFE (キャッシュフロー要素, Cash Flow Element)は各年度のキャッシュフローを示し、次の要素から構成される。

(-)	Equity	自己資本
(+)	Revenue	販売収入
(-)	Operating Costs	運転費用
(-)	Revenue Tax	収入税
(-)	Debt Service (Repayment & Interest)	借入金の元本返済及び金利
(+)	Required Subsidy	必要補助金量

また、式中の各記号は下記を表わす。

R : Rate of return 内部収益率

i : i-th year on the project including construction period
建設期間を含むi-年度

n : Years from initial cash outlay to the end of the project
採算性試算期間 (n=18年)

W : Working capital plus non-depreciable investment

運転資金および残存価値の回収

11.5.3 財務分析諸票

本財務分析結果はANNEX III (コンピューター・アウトプット) に詳述される。これらの諸票は下記により構成される。

試算結果/主要前提(Summary Sheet)

損益計算書(Income Statements)

資金繰表(Cash Flow Statements)

バランス・シート(Balance Sheet)

運転資金の明細(Working Capital)

運転費用の詳細(Detailed Operating Costs)

主要財務指標(Financial Performance Indicators)

11.3 財務分析結果

NSF、ROの両プロセスについて、前述前提条件のもとに財務分析を実施した。基本ケース(IRROE=0.0%)の財務分析結果は以下のとおりである。

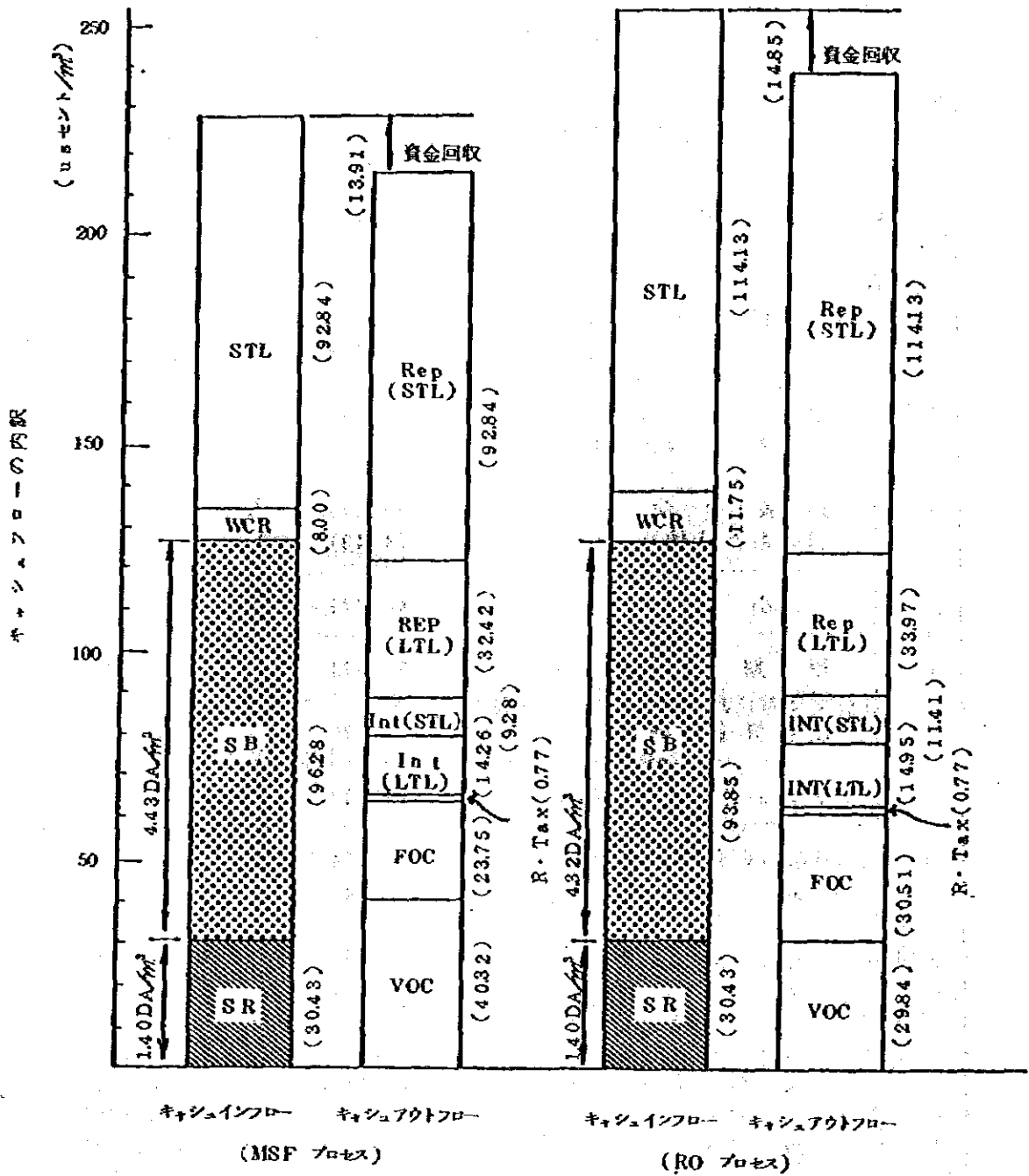
11.6.1 財務分析結果サマリー

NSF、ROの両プロセスの基本ケースの財務分析結果の要約を表11.5および図11.2に示す。試算結果は導入される補助金を最小化することを目的として、利益の追求を行わず、資金回収は投下資金相当分と仮定した本プロジェクトの財務状況を明確に示している。すなわち、プロジェクト全体を通じて補助金の導入と短期借入金の導入により、かろうじて資金ショートを防いでいる。本プロジェクトの場合、採算性の向上を図ることは補助金導入量を増加させることであり、これは単にアルジェリア国内での資金の移転にすぎない。したがって、補助金量を最小化させる前提のもとに分析された財務状況を論ずることよりも、求められた必要補助金量を云々すべきである。本プロジェクトを運営して行くために必要とされる最低補助金量は NSFプロセスの場合4.43DA/m²であり、ROプロセスの場合4.32DA/m²である。

表 11.5 財務分析結果サマリー

(千USドル)

項 目		プロセス	MSF	RO
総 投 資 額			229,512	234,201
資 金 計 画				
自 己 資 本 金			67,053	70,260
借 入 金			156,459	163,941
キ 年 平 均 シ ュ エ イ ン フ ロ ー	販 売 収 入 (1m ² あたり収入 DA/m ²)		9,792 (1.40)	9,792 (1.40)
	必 要 補 助 金 量 (1m ² あたり価格 DA/m ²)		30,979 (4.43)	30,196 (4.32)
	小 計		40,771	39,988
	短 期 借 入 金		29,871	36,720
	運 転 資 金 の 回 収、他		2,575	3,779
	キ ャ シ ュ イ ン フ ロー 合 計		73,217	80,487
キ 年 平 均 シ ュ ア ウ ト フ ロ ー	変 動 費 固 定 費		12,974 7,641	9,601 9,817
	収 入 税 法 人 税		248 0	248 0
	借 入 金 返 済		47,877	56,130
	長期借入金 (元本)		(10,430)	(10,929)
	〃 (金利)		(4,589)	(4,809)
	短期借入金 (元本)		(29,871)	(36,720)
〃 (金利)		(2,987)	(3,672)	
キ ャ シ ュ ア ウ ト ロ ー 合 計		68,740	75,796	
キ ャ シ ュ フ ロー (年 平 均 値)			4,477	4,691
キ ャ シ ュ フ ロー (プ ロ ジ ェ ク ト 期 間 総 計)			67,160	70,372
IRROE (自己資本内部収益率)			0.00%	0.00%
投 下 資 金 回 収 年			15.0年	15.0年



(凡例)

- SR: 販売収入
- SB: 補助金
- WCR: 運転資金の回収、他
- STL: 短期借入金
- VOC: 変動費
- FOC: 固定費
- R.Tax: 収入税
- Int(LTL): 金利(長期借入金)
- Int(STL): " (短期借入金)
- Rep(LTL): 元本返済(長期借入金)
- Rep(STL): " (短期借入金)

図 11.2 財務分析結果サマリー

(キャッシュフローの内訳)

11.6.2 造水コストの分析

(1) 造水コスト

造水コストは、運転費用に償却費および借入金金利を加えたものである。表11.6に操業各年度における造水コストを示す。総生産水量単位当たりの造水コストは、MSFプロセスの場合 81.85USセント/m³であり、ROプロセスの場合は 80.27USセント/m³である。

表11.6 造水コスト

[MSFプロセス]

(千USドル)

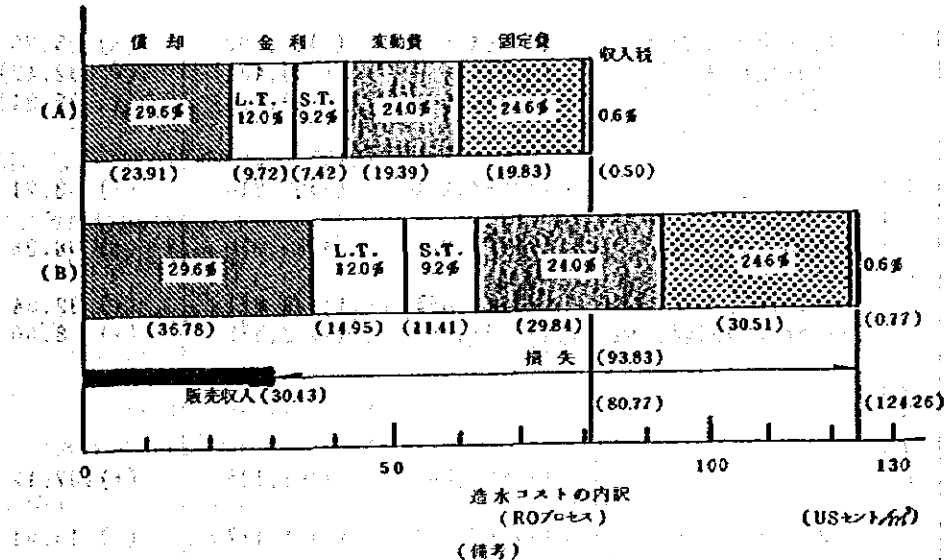
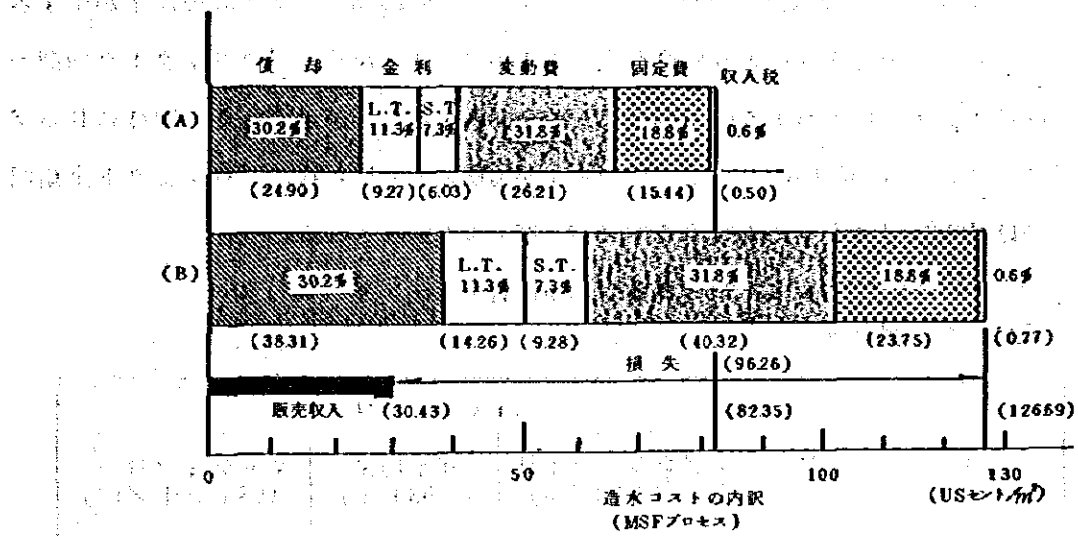
年 度	造水コストの内訳			造水コスト	
	運転費用	償却費用	金 利	年 総 額	1 m ³ あたり コスト (USセント)
1	20,615	14,253	12,517	47,385	95.73
2	20,615	14,253	12,030	46,958	94.86
3	20,615	14,253	11,621	46,489	93.92
4	20,615	14,253	11,106	45,974	92.88
5	20,615	14,253	10,538	45,406	91.73
6	20,615	11,362	9,914	41,891	84.63
7	20,615	11,362	9,227	41,204	83.24
8	20,615	11,362	8,472	40,449	81.72
9	20,615	11,362	7,641	39,618	80.04
10	20,615	11,362	6,727	38,704	78.19
11	20,615	11,362	5,722	37,699	76.16
12	20,615	11,362	4,303	36,280	73.29
13	20,615	11,362	2,743	34,720	70.14
14	20,615	11,362	1,026	33,003	66.67
15	20,615	11,362	0	31,977	64.80
平均値	20,615	12,326	7,577	40,518	81.85

年 度	造水コストの内訳			造水コスト	
	運転費用	償却費用	金 利	年 総 額	1 m ³ あたり コスト (USセント)
1	19,418	13,719	13,115	46,252	93.44
2	19,418	13,719	12,722	45,859	92.64
3	19,418	13,719	12,290	45,427	91.77
4	19,418	13,719	11,815	44,952	90.81
5	19,418	13,719	11,292	44,429	89.76
6	19,418	10,892	10,717	41,027	82.88
7	19,418	10,892	10,084	40,394	81.60
8	19,418	10,892	9,388	39,698	80.20
9	19,418	10,892	8,623	38,933	78.65
10	19,418	10,892	7,781	38,091	76.95
11	19,418	10,892	6,854	37,164	75.08
12	19,418	10,992	5,507	35,817	72.36
13	19,418	10,892	4,026	34,336	69.37
14	19,418	10,892	2,396	32,706	66.07
15	19,418	10,892	604	30,914	62.45
平均値	19,418	11,834	8,481	39,733	80.27

(2) 造水コストの構成要素

本プラントからの生産水は既設給水系を通じて需要家に給水される。したがって、本プロジェクトが生産水の販売により受取る収入は既設給水系における漏水率や水料金の回収効率を考慮のうえ推定する必要がある。前述のように、本F/Sでは有収率を85%と仮定したため、有収水単位量あたりの生産価格は前項にて試算された造水コストより大幅に高いものとなる。また、販売に伴い収入税が賦課されるので、これも造水コストの一部として計上すべきである。

図11.3に総生産水量当たりおよび有収水量当たりの造水コストの構成を示す。本図は造水コストに占める各費用の内訳を明確に示すとともに、水道料金の徴収のみでは大幅な損失を生ずることを示している。有収水単位数当たりの販売損失はMSFプロセスの場合で 98.26USセント/m³であり、ROプロセスでは 93.83USセント/m³である。



(備考)
 A: 総生産量あたりの造水コスト
 B: 有収水量あたりの造水コスト

図 11.3 造水コストの内訳
 (基本ケース)

(3) 造水コストと資金バランス

水料金の徴収のみでは造水コストを賄えず、大幅な赤字を被ることが予測される。この赤字に起因する資金ショートは補助金の導入、短期借入金の導入およびプロジェクト最終年度における運転資金の回収等により賄われる。表11.7は予測される資金ショートに対して資金収支上、如何にバランスがとられるかを示す。MSFプロセスの場合、単位生産水量当たり 96.26USセント/m³の赤字が生ずるが、補助金の導入等により資金収支は若干のプラスとなり、プロジェクト全期間では投下資本金に相当する67,160千USドルを回収することが示される。同様にROプロセスの場合 93.83USセント/m³の赤字が補助金等で補われ、プロジェクト全期間では投下自己資本金に相当する70,372千USドルが回収される。

表 11.7 操業期間中の資金バランス
[MSF プロセス]

項 目	キャッシュフロー			
	プロジェクト計 (千USドル)	年平均値 (千USドル)	キャッシュフロー (USセント/m ³)	
キャッシュアウトフロー	操業より生ずる資金 (税引後利益) (償 却)	(-)279,699 (- 464,582) (+ 184,883)	(-)18,646 (- 30,972) (+ 12,326)	(-) 57.95 (- 96.26) (+ 38.31)
	借入金元本返済 (長期借入金) (短期借入金)	(-)604,522 (- 156,456) (- 448,064)	(-)40,302 (- 10,431) (- 29,871)	(-)125.26 (- 32.42) (- 92.84)
	計	(-)884,221	(-)58,948	(-)183.21
	補 助 金	(+)464,688	(+)30,979	(+) 96.28
キャッシュインフロー	短期借入金 運転資金の回収、他	(+)448,064 (+) 38,629)	(+)29,871 (+) 2,575)	(+) 92.84 (+) 8.00)
	計	(+)851,381	(+)63,425	(+)197.12
資金バランス	(+) 67,160	(+) 4,477	(+) 13.91	

表 11.7 (つづき)

[RO プロセス]

項 目	キャッシュフロー			
	プロジェクト計 (千USドル)	年平均値 (千USドル)	キャッシュフロー (USセント/m ²)	
キャッシュアウトフロー	操業より生ずる資金 (税引後利益)	(-)275,313	(-)18,354	(-) 57.05
	(償 却)	(- 452,826)	(- 30,188)	(- 93.83)
		(+ 177,513)	(+ 11,834)	(+ 36.78)
	借入金元本返済 (長期借入金)	(-)714,746	(-)47,648	(-)148.10
	(- 163,941)	(- 10,929)	(- 33.97)	
	(- 550,805)	(- 36.720)	(- 114.13)	
計	(-)990,059	(-)66,003	(-)205.15	
キャッシュインフロー	補 助 金	(+)452,938	(+)30,196	(+) 93.85
	短期借入金	(+)550,805	(+)36,720	(+)114.13
	運転資金の回収、他	(+) 56,688	(+) 3,778	(+) 11.75
	計	(+)1,060,431	(+)70,694	(+)219.73
資金バランス	(+) 70,372	(+) 4,891	(+) 14.58	

11.6.3 主要財務指標

MSF、RO両プロセスの各操業年度における主要財務指標を表11.8に示す。

各指標は次の式により求められた。

(1) Profit on Equity :

自己資本利益率

 $\text{Profit after tax} / \text{Original Equity}$

税引後利益 / 自己資本 (操業前投資分)

(2) Debt Service Coverage Ratio :

借入金返済比率

 $(\text{Net income after tax} + \text{Subsidy} + \text{Depreciation} + \text{Interest}) /$
税引後利益 補助金 償却 金利 $(\text{Repayment} + \text{Interest})$

借入金元本返済 金利

(3) Profit B.E.P.(Break Even Point) ----- Water Rate

損益分岐点

水料金

 $(V + f) / Q (1 - T r)$

(4) Cash B.E.P. (Break Even Point) ----- Water Rate
 資金過不足分岐点 水料金

$$\left(V + f + \frac{R - D}{1 - g} \right) \times \frac{1}{Q (1 - T r)}$$

上式において、

f : Fixed OP. Cost + Depreciation + Interest
 固定費 償却費用 金利

V : Variable OP. Cost at each project year
 各年の変動費

R : Repayment of long term debt
 長期借入金の元本返済

D : Depreciation
 償却費用

Q : Sales Volume at each project year
 各年の販売量

T r : Tax Rate (Revenue Tax)
 税率 (収入税)

g : Tax Rate (Corporation tax)
 税率 (法人税)

11.7 感度分析

前項の財務分析のケースを基本ケースとし、設定条件が基本ケースに対し変化した場合に、その変化がプロジェクトの採算性（補助金導入量）に与える影響を調査した。

(1) 変動要素（パラメーター）の設定

下記の条件変化（変動要素）および変動値を設定した。

1) プロジェクトの収益性 (IRR)

基本ケースのIRROE 0.0%に対し、IRROE 5.0%およびIRROE 10.0%

2) プラント建設費

基本ケースのプラント建設費に対し、±20%の変動

3) 稼働率

基本ケースのプラント稼働率100%に対し、プロジェクト全期間を通じて-5% および-10%（稼働率95% および90%）

表 11.8 主要財務指標

[MSFプロセス]

プロジェクト 年 度	自己資本 利益率(%)	借入金 返済比率	損益 分岐点*	資金過不 足分岐点*
1	-56.43	0.71	151.1	162.2
2	-55.80	0.55	147.1	158.2
3	-55.10	0.46	143.1	154.2
4	-54.33	0.40	139.1	150.2
5	-53.48	0.35	135.1	146.2
6	-48.24	0.32	121.9	156.1
7	-47.21	0.30	117.9	152.1
8	-46.09	0.28	113.9	148.1
9	-44.85	0.27	109.9	144.1
10	-43.49	0.26	106.0	140.1
11	-41.99	0.32	102.0	65.7
12	-39.87	0.42	102.0	65.7
13	-37.54	0.66	102.0	65.7
14	-34.98	1.76	102.0	65.7
15	-33.45	-	102.0	65.7
年 平 均 値	-46.13	0.47	113.7	122.7

* 水料金USセント/m²

[ROプロセス]

プロジェクト 年 度	自己資本 利益率(%)	借入金 返済比率	損益 分岐点*	資金過不 足分岐点*
1	-52.24	0.69	147.5	168.8
2	-51.69	0.53	143.3	164.6
3	-51.07	0.44	139.1	160.5
4	-50.39	0.37	134.9	156.3
5	-49.65	0.33	130.8	152.1
6	-44.81	0.30	117.6	161.4
7	-43.91	0.27	113.4	157.2
8	-42.92	0.25	109.2	153.1
9	-41.83	0.24	105.0	148.9
10	-40.63	0.23	100.8	144.7
11	-39.31	0.27	96.7	61.9
12	-37.39	0.34	96.7	61.9
13	-35.28	0.46	96.7	61.9
14	-32.96	0.77	96.7	61.9
15	-30.41	3.06	96.7	61.9
年 平 均 値	-42.97	0.57	115.0	125.1

* 水料金USセント/m²

4) .長期借入金の金利

基本ケース8.0%/年に対し、±2.0 ポイントの変動

5)借入金/自己資本比率

基本ケース70/30 に対し、自己資本比率の±10ポイントの変動(80/20および60/40)

(2) 感度分析結果

生産水価格は水料金の徴収と補助金導入量の合計である。上述の財務要素の変動が生産水価格に及ぼす影響を表11.9、11.10 および図11.4、11.5に示す。

11.8 財務分析結果の評価

本プロジェクト実施の際に予想される収益性ならびに財務状態につき評価を行う。

11.8.1 生産水価格

本プロジェクトの実行は住民の福利厚生を重んずる公共事業の性格を踏まえて、水料金徴収体系を変えずに進められることが前提である。プロジェクト運営に伴う資金不足に対しては、政府からの補助金の導入が行われる予定である。

したがって、本財務分析は最小キャッシュフローを確保する対自己資本内部収益率0.0%の場合の必要補助金量を求めることを主眼とした。

その結果、試算された生産水価格は下記のとおりである。

	MSFプロセス	ROプロセス
水料金の徴収(DA/m ³)	1.40	1.40
必要補助金 (DA/m ³)	<u>4.43</u>	<u>4.32</u>
合計 (DA/m ³)	5.83	5.72

この生産水価格について次のように考察される。

- (1) 既設水道網の漏水および水料金の徴収効率を考慮して有収率を65%と仮定したため、比較的高価格な値が算出されたが、総生産水量当たりのコストはMSFプロセスの場合3.80DA/m³であり、ROプロセスの場合では3.73DA/m³である。この値は、これまで実施した他の海水淡水化計画調査のコスト(北九州の150千m³/日MSFプラントで292円/m³、沖縄の36千m³/日ROプラントで194円/m³)の例と比較して、競争性のある低価格といえる。

表 11.9 感度分析結果サマリー (M.S.F. プロセス)

財務要素の変動	生産水価格		補助金導入量 千USドル	短期借入金導入量 千USドル	資金回収量 千USドル		
	水料金 DA/m ³	補助金 DA/m ³				合計 DA/m ³ (USセント/m ³)	年平均
基本ケース	1.40	4.43	5.83 (126.71)	30,979	29,871	448,064	67,160
IRROE							
• 5.0%	1.40	4.82	6.22 (135.19)	33,706	10,767	161,961	136,675
• 10.0%	1.40	5.49	6.89 (149.80)	38,408	87	1,306	223,261
プラント建設費							
• -20%	1.40	3.58	4.98 (108.53)	25,130	23,976	359,640	53,384
• -20%	1.40	5.19	6.59 (143.21)	36,286	35,748	536,218	80,321
プラント稼働率							
• -5% (95%)	1.40	4.64	6.04 (131.22)	30,809	29,879	448,183	87,184
• -10% (90%)	1.40	4.87	6.27 (136.24)	30,639	29,889	448,302	87,170
長期借入金							
• 6% P.A	1.40	4.17	5.57 (121.07)	29,165	25,077	380,661	66,362
• 10% P.A	1.40	4.69	6.09 (132.47)	32,832	34,468	517,027	87,959
借入資本比率							
• 80/20	1.40	4.73	6.13 (133.36)	33,117	43,342	650,124	45,077
• 60/40	1.40	4.14	5.54 (120.46)	28,967	17,565	263,479	88,934

表 11.10 感度分析結果サマリー (RO プロセス)

財務要素の変動	生産水価格		補助金導入量 千USD		短期借入金導入量 千USD		資金回収量 千USD	
	水料金 DA/m ³	補助金 DA/m ³	合計 DA/m ³ (USセント/m ³)	年平均	プロジェクト 総計	年平均		プロジェクト 総計
基本ケース	1.40	4.32	5.72 (124.28)	30.196	452.938	36.720	550.805	70.372
IRROE	1.40	4.72	6.12 (132.99)	32.398	494.373	14.505	217.569	145.730
	1.40	5.44	6.84 (148.60)	38.021	570.309	224	3.353	242.488
プラント建設費	1.40	3.48	4.88 (106.08)	24.339	365.083	29.472	442.080	56.518
	1.40	5.15	6.55 (142.48)	36.053	540.792	43.969	659.531	84.225
プラント稼働率	1.40	4.54	5.94 (129.21)	30.193	452.694	36.720	550.798	70.372
	1.40	4.80	6.20 (134.69)	30.190	452.851	36.719	550.790	70.371
長期借入金利	1.40	4.04	5.44 (118.35)	28.288	424.315	31.976	478.642	69.524
	1.40	4.60	6.00 (130.34)	32.145	482.181	41.577	623.648	71.223
自己資本比率	1.40	4.64	6.04 (131.34)	32.466	486.997	51.753	776.298	47.239
	1.40	4.00	5.40 (117.49)	28.013	420.196	23.099	346.488	74.828

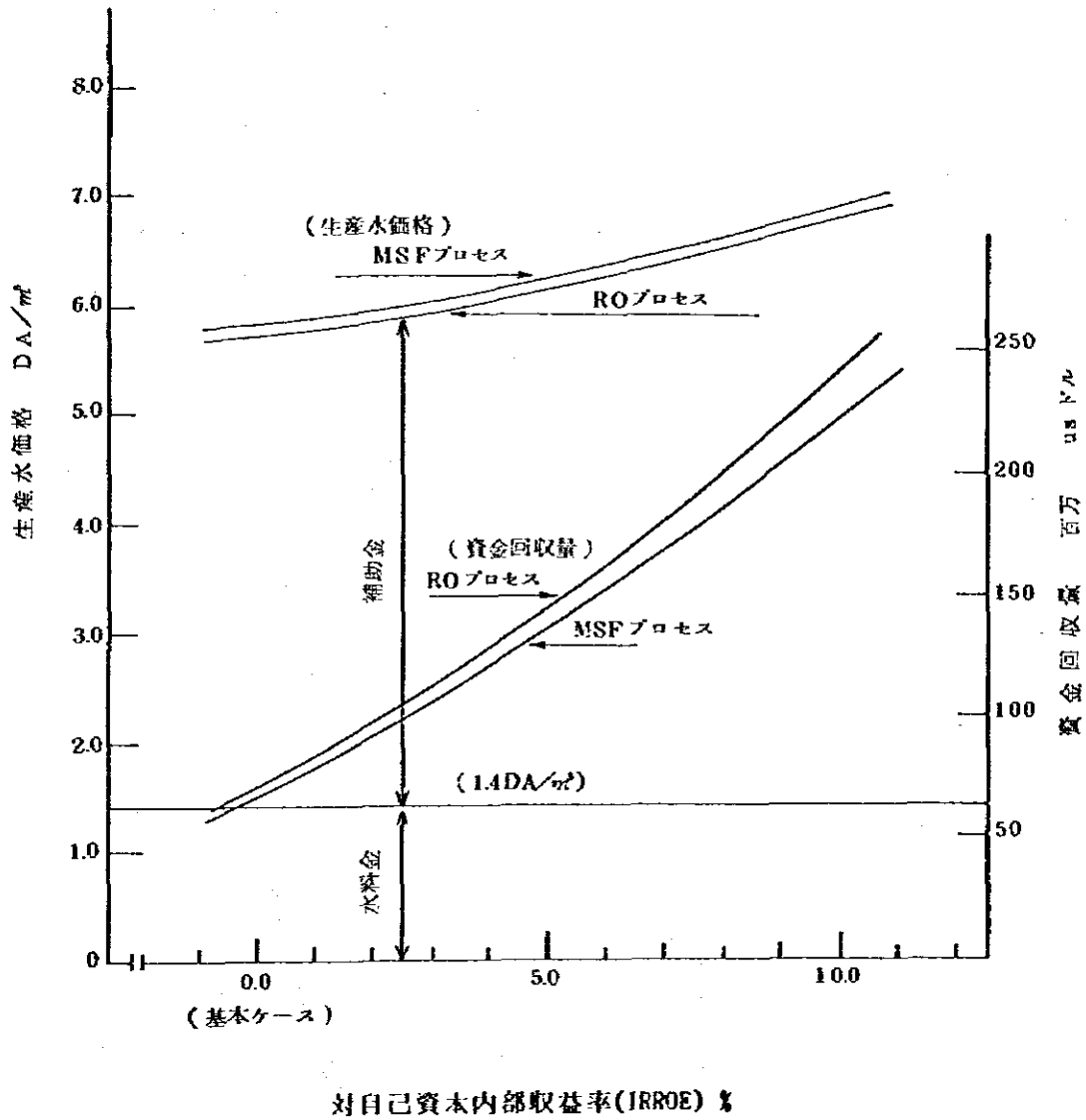


図 11.4 感度分析 (プロジェクト収益性)

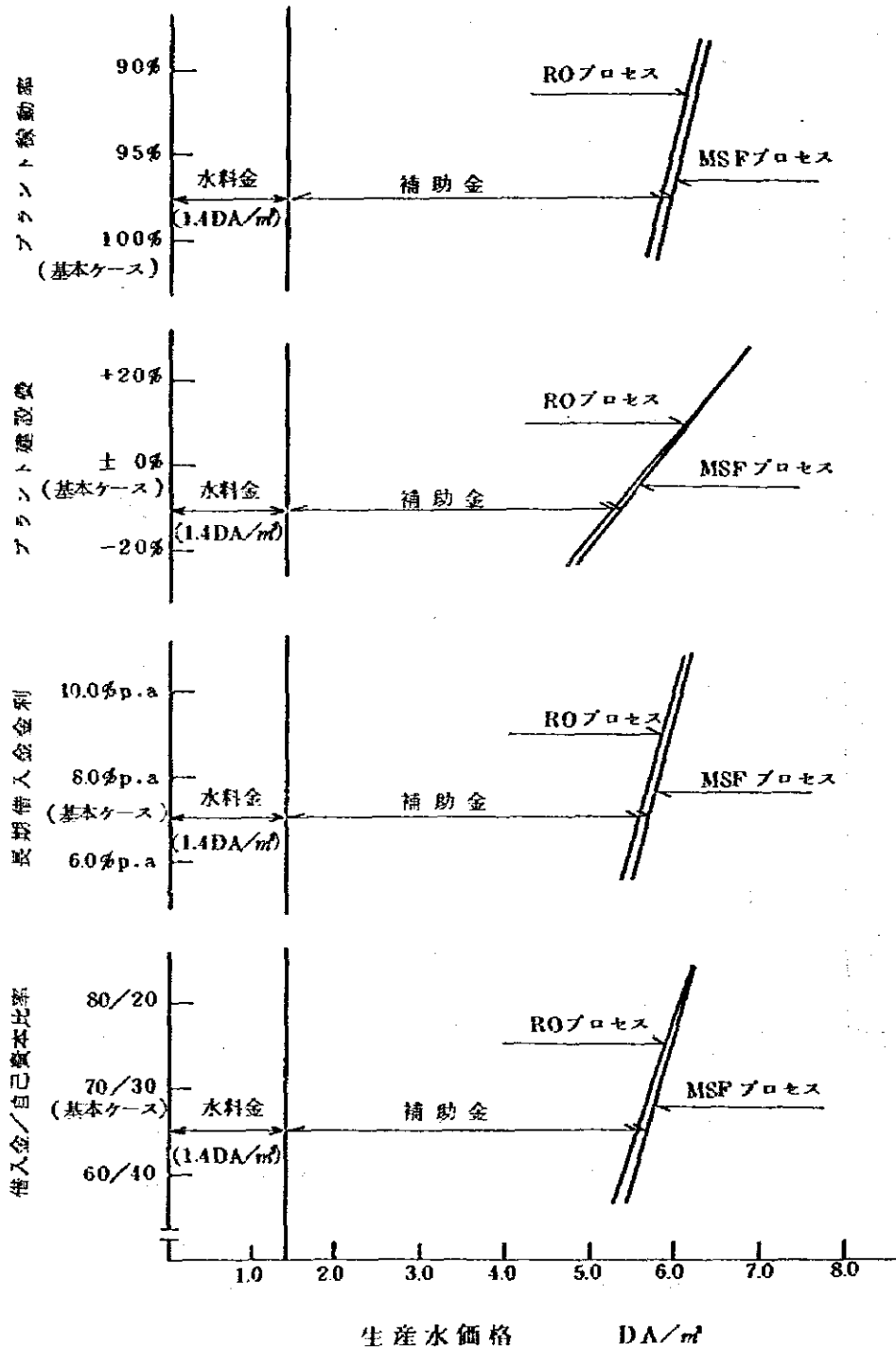


図 11.5 感度分析 (プラント稼働率・プラント建設費・
借入金金利・借入金/自己資本比率)

(2) 海水淡水化の生産水価格として魅力的な値を示したが、それは次の理由によるものと思われる。

1) プラント設計の合理化および大型プラントのメリット

2) アルジェリア国の低用役価格

3) 補助金導入を前提とし、利益を追求しない運営形態

(3) 生産水価格に対する補助金の割合は高い。受益者負担の見地から、大アルジェ圏の水道供給量の全体に対して、ある程度の水料金の値上げを行うことにより必要補助金量を大幅に減額することが可能である。

(4) MSFおよびRO両プロセスによる生産水価格はほぼ同一であり、財務面からの優劣はつけがたい。

11.8.2 収益性、財務状況

本プロジェクトの場合、採算性の向上を図ることは政府からの補助金導入量の増加を求めることであり、収益性、財務状況の良い運営形態を追求することはあまり意味がない。したがって、本財務分析は対自己資本内部収益率0.0%の前提のもとに補助金の最低必要量を求めた。

その結果、必然的に下記のような採算性の低い財務状況を示している。

(1) 生産水価格に占める水料金の徴収割合は低く、販売収入では必要費用を賄うことができない。その結果、MSF、RO両プロセスとも毎年37~38百万USドルの経常利益の損失が見込まれる。

(2) プロジェクト期間(15年)を通しての資金ポジションは若干のプラスとなり、投下自己資本に相当する資金を回収できる。しかしながら、MSFプロセスにおいては13年間、ROプロセスの場合には14年間の間、毎年資金ショートを起こし短期借入金の導入を必要とする。

(3) 上述の財務状況は主要財務指標(表 11.8)により、より明確化される。

すなわち、MSF、RO両プロセスとも、自己資本利益率(Profit on Equity)は常に負であり、借入金返済比率(Debt Service Coverage Ratio)の年平均値は50%程度である。また、補助金導入を行わない場合の水料金の徴収により販売収入の分岐点(Profit Break Even Point)および資金ショートの分岐点(Cash Break Even Point)の年平均値は下記のとおりであり、試算された生産水価格(水料金、補助金の合計)に見合う収入が本プロジェクト運営に必要とされることが示されて

いる。

	MSFプロセス	ROプロセス
損益分岐点 (水料金)	5.51DA/m ³	5.29DA/m ³
資金過不足分岐点	5.64DA/m ³	5.75DA/m ³

(水料金)

(4) 以上を総合すると、本プロジェクトの運営形態、すなわち、利益は追求せずプロジェクト期間を通じて投下資本のみを回収する財務状況を顕著に示している。その結果、プロジェクトに導入されるべき最小補助金必要量が MSFプロセスの場合 4.43DA/m³、ROプロセスの場合 4.32DA/m³と試算された訳である。そしてこの補助金量を含む生産水価格は11.8.1項において論じられたように、プロジェクト実施を正当化しうる妥当な値といえる。

11.8.3 感度分析の評価

1) プロジェクトの収益性

本プロジェクトにおいて高い収益性を望むと、当然のことながら生産水に対する補助金導入量を増加させることとなる。しかしながら、あえて補助金量を増やし、本事業の採算性を高め、良好な財務状況とすることも、アルジェリア国の本プロジェクトに対する一策と考えられる。表11.11 対自己資本内部収益率(IRROE)を5%および10%とした場合の財務状況の変化を示す。

表 11.11 プロジェクトの収益性感度分析サマリー

項目	ケース IRR	MSFプロセス			ROプロセス		
		0.0% (ベース)	5.0%	10.0%	0.0% (ベース)	5.0%	10.0%
生産水価格 (DA/m ³)		5.83	6.22	6.89	5.72	6.12	6.84
・水料金徴収		(1.40)	(1.40)	(1.40)	(1.40)	(1.40)	(1.40)
・補助金		(4.43)	(4.82)	(5.49)	(4.32)	(4.72)	(5.44)
補助金導入量 (千USドル)							
・年平均		30,979	33,706	38,408	30,196	32,998	38,021
・プロジェクト 総計		464,685	505,534	576,114	452,938	499,973	570,309
短期借入金導入 (千USドル)							
・年平均		29,871	10,797	87	36,720	14,505	224
・プロジェクト 総計		448,064	161,961	1,306	550,805	217,569	3,353
資金回収量 (千USドル)		67,160	136,675	223,261	70,372	145,730	242,488

上表に示されるように、補助金の増加は財務状況を改善し、短期借入金の導入量を少なくする。対自己資本内部収益率IRROE10%に相当する財務状況の場合、MSFプロセスにおいて操業開始後2年間に総額1,306千USドルの短期借入金を要するのみである。また、ROプロセスの場合は操業開始後3年間に渡り総額3,353千USドルの短期借入金を要する。両プロセスの財務状況は改善され、短期借入金導入に伴う問題はほとんど解消される。しかしながら、補助金の増加は著しくMSFプロセスでは生産水1m³あたり5.49DAを要し、ROプロセスの場合は5.44DAを要する。

補助金の増加はアルジェリア国内部での資金の移転を如何に行うかの問題であり、借入金の資金源その他を勘案し決定を行うべきである。その意味においては、補助金を増加しIRROEを10%と高めた場合の財務状況は有益な資料である。基本ケース(IRROE=0.0%)とともに、IRROE10%の場合の財務分析諸表をANNEX-IIIに示す。

(2) プラント建設費

建設スケジュールの遅れ、大幅な経済事情の変化、その他建設期間中に不測の事態が生じた場合には、建設費は当初の予定額を超過する恐れがある。プラント建設費が20%予算額を上廻る場合、必要とされる補助金量は増加し、MSFプロセスでは5.19DA/m³(0.76DA/m³の増加)となり、ROプロセスの場合は5.15DA/m³(0.83DA/m³の増加)を必要とする。アルジェリア当局は支障なく設計、建設が行われるよう所轄官庁の協力を求め、効率の高いプロジェクト遂行を目指すべきである。

(3) 稼働率

稼働率の低下は補助金導入量の減少をもたらすため、通常化学プラント等と比較して、財務状況への悪影響は少ない。しかしながら、生産水量の減少は本プロジェクトの目的を妨げ、住民への貢献を減少させるので、極力避けるよう海水淡水化プラント技術について修練を心掛けるべきである。

(4) 長期借入金の金利、借入金/自己資本比率

プロジェクト実施に対する資金調達計画は財務状況改善の重要因子である。長期借入金金利が6.0%p.aと低減された場合、必要補助金量はMSFプロセスの

場合 0.26DA/m³、ROプロセスでは 0.28DA/m³の低減が期待される。また、自己資本比率を30%より40%へ10ポイント高めた場合、0.29~0.32DA/m³の補助金減少が両プロセスに期待される。したがって、所要資金の調達方法のおよぼす影響は大きく、国際金融情勢を踏まえ、その合理化を図ることがすすめられる。

11.8.4 プロジェクト財務状況の改善、補助金の低減策

本項において、本プロジェクトの財務状況の改善、すなわち、補助金導入量の低減化を検討する。本プロジェクトに導入されるプラントは技術面よりの合理化がなされ、また建設費の低減化が図られている。さらに、アルジェリアにおける用役費用も低価格である。したがって、技術面での改善による生産水価格の低減の余地は少ないと判断される。この状態において、財務状況の改善を図る手段は資金の運用方法の合理化である。その方策として次の二案が考えられる。

全額自己資金でプロジェクトを実施する案 ----- (案1)

短期借入金相当分を政府からの補助金で賄う案 ----- (案2)

後述のように各案における補助金必要量を求めた結果を表11.12に示す。

所要資金の全額を自己資金で賄う場合(案1)においては、MSFおよびROプロセスの生産水価格はそれぞれ4.64DA/m³、4.40DA/m³となり、大幅な低減化が可能である。また、短期借入金相当分が政府からの補助金として供与される(案2)場合には、0.43DA/m³(MSFプロセス)および0.53DA/m³(ROプロセス)の生産水価格の減少が期待される。したがって、これら二案の及ぼす改善効果は大きく、プロジェクト実施に際して検討されるべき方策である。

表 11.12 生産水価格の低減案

項 目		生産水価格 (DA/m ³)		
		水料金	補助金	合計
MSF プロセス	基本ケース	1.40	4.43	5.83
	(案1) 全額自己資金案	1.40	3.24	4.64
	(案2) 短期借入金相当分を 政府補助金とする案	1.40	4.00	5.40
RO プロセス	基本ケース	1.40	4.32	5.72
	(案1) 全額自己資金案	1.40	3.00	4.40
	(案2) 短期借入金相当分を 政府補助金とする案	1.40	3.79	5.19

(1) 全額自己資金でプロジェクトを実施する案 (案1)

プロジェクト実施に伴う所要資金を全額自己資金で賄った場合のキャッシュフローを予測し、設定された内部収益率に対する必要補助量を試算する。試算過程および試算結果は表11.13 にまとめられるが、木表に示されるとおり、大幅な生産水価格の低減が期待される。また、基本ケースと同額の補助量(MSF: 4.43DA/m³、RO: 4.32DA/m³) が導入された場合には、財務状況は改善され、対投下資金内部収益率は5.0%以上となることが本表よりうかがわれる。

表 11.13 必要補助量 (全額自己資金案)

年度		建設期間			操業期間	
項目		-3	-2	-1	1~14	15
投下資金		28,963	128,605	55,407		
操業より生ずる資金		-	-	-	(-) 11,070×14	-11,070
運転資金の回収、他		-	-	-	-	38,629
必要補助量		-	-	-	S	S
キャッシュフロー		-28,963	-128,605	-55,407	(S-11,070)×14	S+27,559
現在価値	IRROE:					
	0.0%	-28,963	-128,605	-55,407	K1×(S-11,070)+38,629	
	5.0%	-28,963	-122,481	-50,256	K2×(S-11,070)+16,854	
	10.0%	-28,963	-116,914	-45,791	K3×(S-11,070)+7,641	
補助金	IRROE		0.0%	5.0%	10.0%	
年間導入量			22,693	30,704	40,345	
1 m ³ あたり導入量USセント/m ³			70.53	95.43	125.39	
1 m ³ あたり導入量DA/m ³			3.24	4.39	5.77	

年度		建設期間			操業期間	
項目		-3	-2	-1	1~14	15
投下資金		33,281	131,635	58,082		
操業より生ずる資金		-	-	-	(-) 9,873×14	(-) 9,873
運転資金の回収、他		-	-	-	-	56,688
必要補助量		-	-	-	S	S
キャッシュフロー		-33,281	-131,635	-58,082	(S-9,873)×14	S+46,315
現在価値	IRROE:					
	0.0%	-33,281	-131,635	-58,082	K1×(S-9,873)+56,688	
	5.0%	-33,281	-125,367	-52,682	K2×(S-9,873)+24,733	
	10.0%	-33,281	-119,668	-48,002	K3×(S-9,873)+11,215	
補助金	IRROE		0.0%	5.0%	10.0%	
年間導入量 (US千ドル)			20,960	29,693	40,056	
1 m ³ あたり導入量USセント/m ³			65.14	92.29	124.50	
1 m ³ あたり導入量DA/m ³			3.00	4.25	5.73	

K1: 15.0/ k2: 9.4147/ K3: 6.2861

(2) 短期借入金相当分を補助金で賄う案(案2)

表11.14 に示すとおり、短期借入金必要量を政府からの補助金を導入することにより賄う場合においては、操業各年度の補助金額は変動する。プロジェクト全期間の年平均値でみると、MSFプロセスの場合必要補助金額は4.00DA/m³となり、0.43DA/m³の生産水価格の低減が可能である。また、ROプロセスの場合では、0.53DA/m³の低減が期待される。

表 11.14 必要補助金額(短期借入金を補助金で賄う案)

プロジェクト 年度	MSFプロセス			ROプロセス		
	補助金額 (千USドル)	生産水m ³ あたり単価		補助金額 (千USドル)	生産水m ³ あたり単価	
		USセント/m ³	DA/m ³		USセント/m ³	DA/m ³
1	39,232	121.93	5.61	39,382	122.40	5.63
2	37,981	118.05	5.43	38,070	118.32	5.44
3	36,724	114.14	5.25	36,759	114.25	5.26
4	35,478	110.27	5.07	35,448	110.17	5.07
5	34,226	106.37	5.07	34,136	106.09	4.88
6	32,974	102.48	4.71	32,825	102.02	4.69
7	31,722	98.59	4.53	31,513	97.94	4.51
8	30,471	94.70	4.36	30,202	93.87	4.32
9	29,219	90.81	4.18	28,890	89.79	4.13
10	27,968	86.92	4.00	27,579	85.72	3.94
11	11,070	34.41	1.58	9,873	30.69	1.41
12	11,070	34.41	1.58	9,873	30.69	1.41
13	11,070	34.41	1.58	9,873	30.69	1.41
14	22,878	70.48	3.24	9,873	30.69	1.41
15	27,992	87.00	4.00	23,557	73.22	3.37
各年平均値	27,995	87.01	4.00	28,524	82.44	3.79
平均補助金額	4.00 DA/m ³			3.79 DA/m ³		

11.8.5 まとめ

本財務分析は本プロジェクトを運営して行くために必要とされる最小補助金額を求め、これを主眼として実施した。その結果、水料金と補助金により構成される生産水価格は5.83DA/m³(MSFプロセス) および5.72DA/m³(ROプロセス) と試算された。この生産水価格および予測される財務状況に対して種々の考察がなされたが、本財務分析のまとめとして次のように要約される。

(1) 生産水価格

1) プラント総生産水量当たりの生産水価格は3.80DA/m³(MSFプロセス) および

3.73DA/m³ (ROプロセス) であり、この値は魅力ある低価格と判断される。

- 2) 大アルジェ圏の水道供給量の全体に対してある程度の水料金の値上げを行なうことにより、必要補助金量は大幅に減少する。
- 3) MSF、RO両プロセスの生産水価格は、ほぼ同一であり、財務面からの優劣はつけがたい。

(2) 財務状況

本財務分析は対自己資本内部収益率0.0%の前提のもとに補助金の最低必要量を求めた。その結果、必然的に収益性の低い財務状況を示している。操業各年度において必要とされる短期借入金の導入を支障なく行うことが本プロジェクト運営上の要点である。

(3) 感度分析

- 1) プロジェクトの収益性を高めることは補助金導入量を増加させることになる。これはアルジェリア国内部の資金移転にすぎないが、本事業の採算性を高め、良好な財務状況とすることも借入金導入に伴なう問題等の解消に役立つため、本プロジェクト実施上の一策である。
- 2) プラント建設費の増加は生産水価格の大幅な上昇を来たすので、アルジェリア当局は支障なくプロジェクト遂行がなされるよう留意すべきである。
- 3) プロジェクト実施に対する資金調達計画は財務状況改善の重要因子であり、その合理化を図ることが望まれる。

(4) 財務状況の改善策

生産水価格の低減あるいは財務状況の改善を図る方策として次の案が考えられる。

- 1) プロジェクト実施にあたって、その所要資金を全額自己資金で賄う。
- 2) 操業期間中の資金ショートを補充する短期借入金相当分を政府補助金により補う。

これら二案の及ぼす財務面での改善効果（生産水価格の低減）は大きく、プロジェクト実施に際して検討されるべきである。

第 1 2 章 經 濟 分 析

第12章 経済分析

12.1 経済分析の目的

大アルジェ國の慢性的な水不足は人口の増加および商工業の発展に伴う需要の伸びにより、深刻な状態になりつつある。このような状況のもとで、本プロジェクトの意義はケダラダムからの送水開始に先立って、海水淡水化プラントの完成を図り、窮迫化する水不足を抜本的に解消することにある。

海水淡水化プラントで製造される水のコストは、高額の設備投資および用役、薬品類の消費等により、既存の井戸群や予定されるケダラダムからの給水コストよりも相当高くなることが予測される。これに対し、アルジェリア当局は上述の背景のもと、本プロジェクトの実施を最重点施策の一つとしてとらえ、本事業の運営に対して補助金を供与することを考えている。

このようなプロジェクトの特殊性に鑑み、前章で行った財務分析は必要補助金額を求めることが主眼であった。すなわち、採算性を追求せず、プロジェクト期間を通じて投下自己資金のみの回収を行う前提のもとに、補助金の最小必要額を求めた。試算された必要補助金額および他の財務指標を総合的に検討することによって、本プロジェクトを実施することの妥当性の判断が可能となる。

本プロジェクトの財務分析結果は、当然のことながら、相当量の補助金および短期借入金の導入を要する財務状況を示し、採算性の低いものであった。しかしながら、本プロジェクトを単に採算性の面から論ずるのは誤りである。水道事業としての公益性、たとえば衛生事情の改善、生活水準の向上等を考慮すべきである。そして、最悪化する1986年の水需給の逼迫を解消する本プロジェクトの意義を評価すべきである。すなわち、本プロジェクトがもたらす社会への利益、貢献の程度を明らかにする必要がある。

しかしながら、この種の便益を定量的に把握することは困難であり、現在のところ水道プロジェクトのような公益事業を経済分析によって、そのフィージビリティを検討する手法は確立されておらず、財務分析のみによってプロジェクトの評価がなされている。このような状況から、本経済分析では定量化が可能な範囲で本プロジェクトの経済的便益および費用を推算し、これに定性的評価を加えることにより経済評価を実施する。定量化が困難な経済的便益、費用を数値化するため、試算される経済的内部収益

率(EIRR)は一つの目安にすぎないが、財務分析で考慮されなかった社会への利益、便益をある程度反映した本プロジェクトの実施価値の判断尺度を示すものである。

12.2 本プロジェクトの経済的便益

12.2.1 生産水の経済的価値

本プロジェクトのもたらす経済的便益は生産水の価値の見直しを行うことにより試算した。すなわち、ケダラダムからの送水開始前の1986/87年に生産される水の価値は、深刻な水不足問題を一挙に解決するものであり、財務分析で試算された製品価値を大幅に上回る経済価値を保有すると判断されるためである。また、本プロジェクトを実施することにより予測される1994年以降の水不足にも対処することが可能であるため、この期間の生産水の経済的プレミアムも評価する。

(1) 生産水経済価値プレミアム

後述の前提条件のもとでの生産水の経済価値プレミアムの最大値を図12.1に示すように3.0~5.0と推定し、充足率の変化により経済価値プレミアムは変化するものと仮定した。

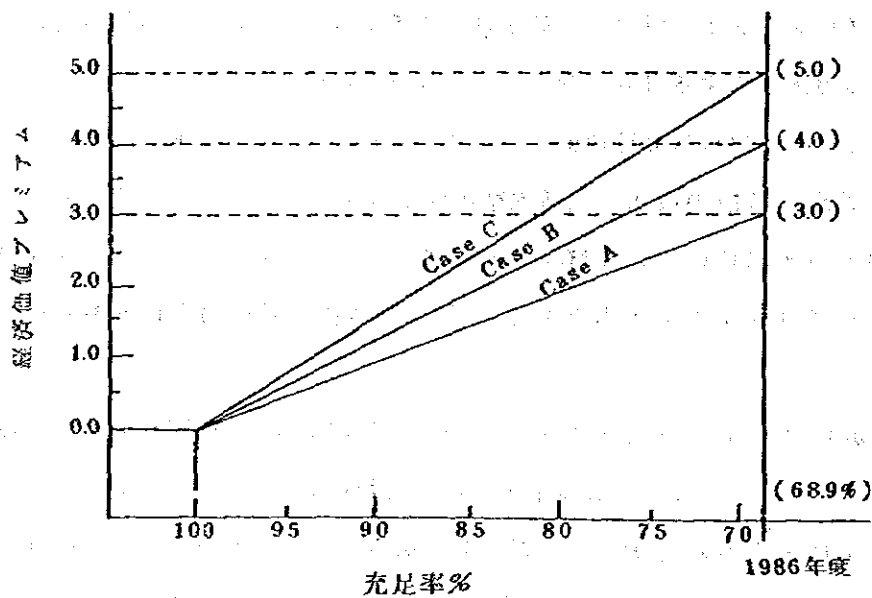


図 12.1 生産水の経済価値プレミアム

経済価値プレミアムの推定は難しく、その評価は主観的なものにならざるを得ない。そして誤って定量化を行うと本プロジェクトの経済効果を過大評価する恐れがある。したがって、本経済分析では下記前提条件を設け、その総合判断によって図12.1に示されるプレミアム値を設定した。

- 1) 充足率は水不足状況が最も深刻な1986年において最小値(68.9%)となる。この時点では衛生事情が悪化し、日常生活に支障をあたえ、大きな社会問題となることが予想される。したがって、生産水確保に対する要求が最も高い1986年度におけるプレミアム値を最大と判断し、その値を3.0 ~ 5.0と仮定した。
- 2) 財務分析で試算された生産水の市場価格価値は水料金と補助金の和であり、MSFプロセスの場合126.71USセント/m³(5.83DA/m³)、ROプロセスの場合124.28USセント/m³(5.72DA/m³)である。この価格は他の海水淡水化プロジェクトと比較しても妥当な価格であり、海水淡水化プラントからの生産水の市場価格として本経済分析に採用するのに適当な値である。
- 3) 一方、本プロジェクトが実施に至らなかった場合は、窮迫する水不足に対応するための代替手段がとられると思われる。上述市場価格を念頭に置き代替案による水の獲得価格を求めると概略次のように想定される。
 - (a) タンクローリー車による大アルジェ国外からの輸送
タンクローリー車の購入償却費、燃料費、水詰め・水抜き費用等を計上すると概略の水価格は少くとも70DA/m³と推定される。
 - (b) 船舶による近隣諸国からの輸入
近隣諸国から水を購入すると仮定すると、水購入費、船舶による輸送費、その他(出荷、配送費用等)の経費が必要とされる。輸入先、輸入条件、輸入量等により水価格は変化するが、少くとも40DA/m³と推定される。
- 4) したがって、1986年の生産水の潜在価格は相当に高いものと予測されるが、代替案により確保される水量は水不足分の一部であり、残りの不足分は市民の節約、忍耐により吸収されると思われる。
- 5) 以上を総合のうえ、1986年度充足率68.9%における生産水の経済価値プレミアムを3.0 ~ 5.0と仮定した。そして、1987年以降における生産水の経済価値プレミアムは、充足率の増大に伴い、図12.1に示されるように漸減するものとした。

12.2.2 生産水の経済価値による便益量

上述の経済価値プレミアムに基づき、本プロジェクトの経済的便益量を求めた結果を表12.1に示す。本試算にあたって、生産水の市場価格はMSFプロセスの場合の財務分析結果を反映し126.71USセント/m³(5.83DA/m³)と設定する。また、充足率は第3章、表3.3“年次別需給水量と水不足量”から求めた。

表 12.1 生産水の経済的便益量

プロジェクト 操業年度	充足率 %	経済価値プレミアム			経済的便益量 (千USドル)		
		Case A	Case B	Case C	Case A	Case B	Case C
1 ('86)	68.9	3.0	4.0	5.0	163,076	203,845	244,614
2 ('87)	100	0.0	0.0	0.0	40,769	40,769	40,769
3 ('88)	100	0.0	0.0	0.0	40,769	40,769	40,769
4 ('89)	100	0.0	0.0	0.0	40,769	40,769	40,769
5 ('90)	100	0.0	0.0	0.0	40,769	40,769	40,769
6 ('91)	100	0.0	0.0	0.0	40,769	40,769	40,769
7 ('92)	100	0.0	0.0	0.0	40,769	40,769	40,769
8 ('93)	100	0.0	0.0	0.0	40,769	40,769	40,769
9 ('94)	99.5	0.05	0.06	0.08	40,972	43,215	44,031
10 ('95)	97.1	0.28	0.37	0.47	52,184	55,854	59,930
11 ('96)	94.7	0.51	0.68	0.85	61,561	68,492	75,423
12 ('97)	92.4	0.73	0.98	1.22	70,530	80,723	90,507
13 ('98)	90.1	0.98	1.27	1.59	79,907	92,546	105,592
14 ('99)	88.0	1.16	1.54	1.93	88,061	103,553	119,453
15 (2000)	85.9	1.36	1.81	2.27	96,215	114,561	133,315

• Case A : 1986年度における生産水の経済価値プレミアム = 3.0

• Case B : " = 4.0

• Case C : " = 5.0

また、建設終了に伴うコミッショニングの期間(1986年度前半)において生産される水の経済価値をMSF、ROプロセス別に求めた結果を表12.2に示す。