

(8) 受変電設備

SONELAGZ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49,000kVA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、逆浸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。

7.3 機器の仕様

7.3.1 主要設備

(1) 前処理設備

1) 薬品混和池

型式	コンクリート製地上槽
池数	4池
寸法	5mL × 12mW × 6mH
有効容量および滞留時間	400 m ³ 、5分
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（コンクリート製）
池数	4系列 × 8ライン 計 32池
濾過速度(LV)	200m / 日
寸法、面積	6mL × 12mW × 6mH 72m ²
濾材	アンフラサイト（0.9mm）層高 800mm 砂（0.5mm）層高 400mm
集水装置	有孔ブロック
洗浄方式	空気および濾過水による自動逆洗。その後に通水洗浄を入れて所要時間約 1時間

3) 滷過池逆洗装置

逆洗ポンプ

型 式	両吸込渦巻ポンプ
数 量	2 台
容 量	42m ³ /分×20mAq × 190kW
主要部材質	316 ステンレス鋳物およびステンレス鋼

逆洗ブローワー

型 式	ルーツブローワー
数 量	2 台
容 量	48m ³ /分×5,000mmAq × 75kW
主要部材質	316 ステンレス鋳物およびステンレス鋼

4) 滷過水槽

槽 数	1 槽
寸 法	45mL×30mW×8mD
有効容量、滞留時間	10,000m ³ 、30分
材 質	コンクリート製地中槽

(2) 逆浸透設備

1) プースターポンプ

型 式	両吸込渦巻ポンプ
数 量	10台 + 1台 (予備)
容 量	30m ³ /分×20mAq × 150kW
主要部材質	316 ステンレス鋳物およびステンレス鋼

2) 保安フィルター

数 量	(2 + 1) × 10基
容 量	900 m ³ /時/フィルター
エレメントポアサイズ	10 μm
フィルターサイズ	800mm φ × 1600mmH (ステンレス製)
洗浄ポンプ	30m ³ /分×20mAq × 150kW × 1台

3) 高圧ポンプ

型 式	多段渦巻き型
数 量	10台 + 1台 (予備)
容 量	30m ³ /分 × 670mAq (吐出)
効 率	85%
主要部材質	316 ステンレス鋳物およびステンレス鋼

4) 動力回収タービン

型 式	フランス水車型
数 量	10台 + 1台 (予備)
容 量	19.5m ³ /分 × 610mAq
効 率	82%
回収動力	1,685kW
主要部材質	316 ステンレス鋳物およびステンレス鋼

5) モーター

数 量	10台 + 1台 (予備)
容 量	2,550kW

6) 逆浸透モジュール・スタック

数 量	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	7,500 m ³ /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)

供給水量	42,860m ³ /日 (1,800m ³ /時)
生産水量	15,000m ³ /日 (625 m ³ /時)
回 収 率	35%
運転圧力 (可変)	60~65kg/cm ²

7.3.2 取排水設備

(1) 海水取水口

方式	深層取水方式
取水口	5,000 mmφ×2基
材質	鋼材+内面タールエポキシコーティング
付属品	電気防食

(2) 海水取水管

方式	深層取水方式
取水管	1,600 mmφ×400m×2 系列
材質	鋼管+内面タールエポキシコーティング 外面タールエナメルガラスクロス 2重巻
付属品	電気防食

(3) 取水井

型式	コンクリート製地中槽
導水路	25mL×4.0mW×8mD×3水路
本体	滞留時間 5分、1,560m ³ 13mL×20mW×8mD

付属品

角 落 し	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	Cl ₂ 42kg/時
取水ポンプ、注入ポンプ付	

(4) 海水取水ポンプ

型式	立軸斜流型
数量	4 台
容量	80m ³ /分×15mAq×280kW
主要部材質	316 ステンレス铸件およびステンレス鋼

(5) 排水ピット

型式	コンクリート製地上槽
総排水量	311,000 m ³ /日
滞留時間および有効容量	3 分、850m ³
寸法	15mL×20mW×3mH

7.3.3 生産水貯水設備

(1) 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	1,350 m ³
寸法	3mL×30mW×17.5mH

(2) 浄水池

型式	鋼板製コーンルーフ型タンク
滞留時間および有効容量	1 時間 3,500m ³ × 2槽
寸法	20mφ×12mH

7.3.4 膜洗浄設備

(1) 洗浄槽

槽数	2 槽
容量	50m ³ (FRP製)
寸法	3,400φ×6,190mmH

(2) クエン酸溶解槽

槽数	1 槽
容量	10m ³ (FRP製)
寸法	2,200φ×3,080mmH
付属品	攪拌器、コンベア、ホッパー

(3) 洗浄ポンプ

15m ³ /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

7.3.5 排水処理設備

(1) 逆洗排水槽

槽 数	1 槽
容量、寸法	900 m ³ 16mL×16mW×4mH
構 造	コンクリート製地中槽

(2) 凝集沈殿槽

槽 数	2 槽
寸 法	28m φ×4mH
水面積負荷	0.5m ³ /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 槽
寸 法	11m φ×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	2 m ³
脱 水 機	スクリーデカンター、10m ³ /時
コンベヤー	
ケーキホッパー	

(5) 排水移送ポンプ

型 式	片吸込渦巻ポンプ
数 量	1 基
能 力	12m ³ /分×10mAq ×30kW
主 要 部 材 質	316 ステンレス鋳物およびステンレス鋼

7.3.6 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	50m ³ (FRP製) × 3槽、30日分
サービス槽	5m ³ (FRP製) × 1槽
移送ポンプ	0.2 m ³ /分 × 5mAq × 0.75kW × 1台
注入ポンプ	760m ³ /分 × 20mAq × 0.2kW × 4台

(2) 逆浸透供給水pH調整設備

薬品名	98%濃硫酸
使用量	25,700kg/日
貯槽	210m ³ (鋼鉄製) × 2槽、30日分
サービス槽	15m ³ (鋼鉄製) × 1槽
移送ポンプ	0.2m ³ /分 × 5mAq × 0.75kW × 1台
注入ポンプ	980m ³ /分 × 20mAq × 0.2kW × 10台

(3) 生産水pH調整設備

薬品名	消石灰
使用量	3,900 kg/日
貯槽	250 m ³ (鋼板製) × 1 槽、30日分
ホッパー	55m ³ (鋼板製) × 1 槽
溶解槽	100 m ³ (コンクリート製)
移送ブロワ	2 m ³ /分 × 5mAq × 5.5 kW
注入ポンプ	55 l/分 × 5kg/cm ² × 1.5 kW
溶解攪拌機	120rpm × 15kW
付属品	バッグフィルター(2)、ロータリーバルブ(1) バイプレーター(3)

(4) 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
	C 11.6kg/日
貯槽	30m ³ ×1槽 (A用)
	15m ³ ×1槽 (C用)
溶解槽	3 m ³ ×1槽 (A用)
	1.5 m ³ ×1槽 (C用)
注入ポンプ:	2.4 l/分×20mAq ×0.2kW ×1台 (A用)
	2.5 l/分×20mAq ×0.2kW ×1台 (C用)

7.3.7 配管

配管は基本的に地上配管とし、道路横断部は埋設およびラック施工とする。

配管の材質は次のようにする。

海水、ラインおよび生産水の主要配管	鋼管+ポリエチレンライニング
同	小口径配管 SUS316ステンレス鋼管または FRP管

7.3.8 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	49,000kVA

2) トランスおよび配電

60kV/6kV	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

7.3.9 建家

(1) 事務棟

概略寸法	24mL×18mW×9.5mH
延床面積	864m ²
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	90mL×45mW×13mH
延床面積	8100m ²
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	200 m ²
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	450m ²
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	480m ²
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、凝集剤注入設備、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	1,500m ²
構造	鉄骨コンクリート 2階建 (但し地下 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	375m ²
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 m ²
構造	鉄骨コンクリート平屋

(9) 守衛室

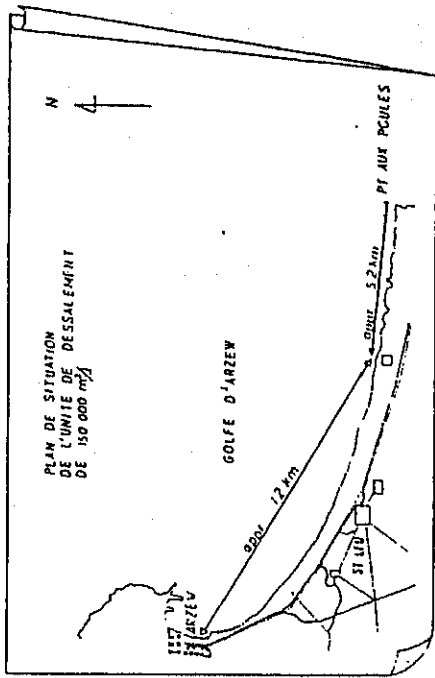
7.4 プラント配置

プラントの全体配置は図7.6 に示す。

本プラントは前処理設備と逆浸透設備とに大別される。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、7.3 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主要施設66,700㎡、取水設備 5,000㎡の合計71,700㎡である。この中には、6m幅道路、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7.3、および図7.4 にそれぞれ示されている。



- | | |
|------------------|------------|
| 1 門 | 16 工作室 |
| 2 守衛室 | 17 倉庫 |
| 3 RO棟 | 18 変圧機 |
| 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 玄関 | 22 排水処理設備 |
| 8 作務棟 | 23 凝縮槽 |
| 9 消防棟 | 24 薬集沈殿槽 |
| 10 ガレージ | 25 排水ピット |
| 11 サブステーション | 26 硫酸タンク |
| 12 浄水池、サックバックタンク | 27 培養発酵設備機 |
| 13 ポンプ室 | 28 若水井 |
| 14 貯水槽 | 29 取水井 |
| 15 重力式濾過池 | 30 スクリュー |

逆浸透法海水淡水化プラント
プラント全体配置図

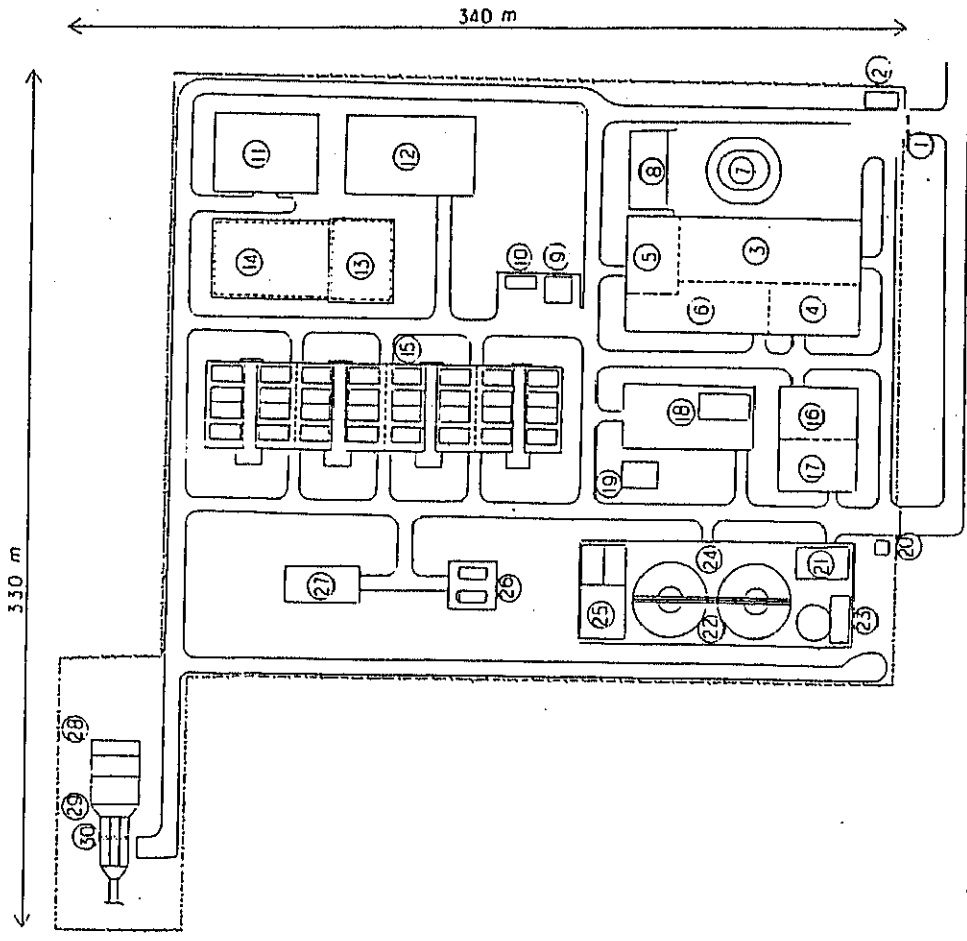


図 7.6 逆浸透法海水淡水化プラントプラント全体配置図

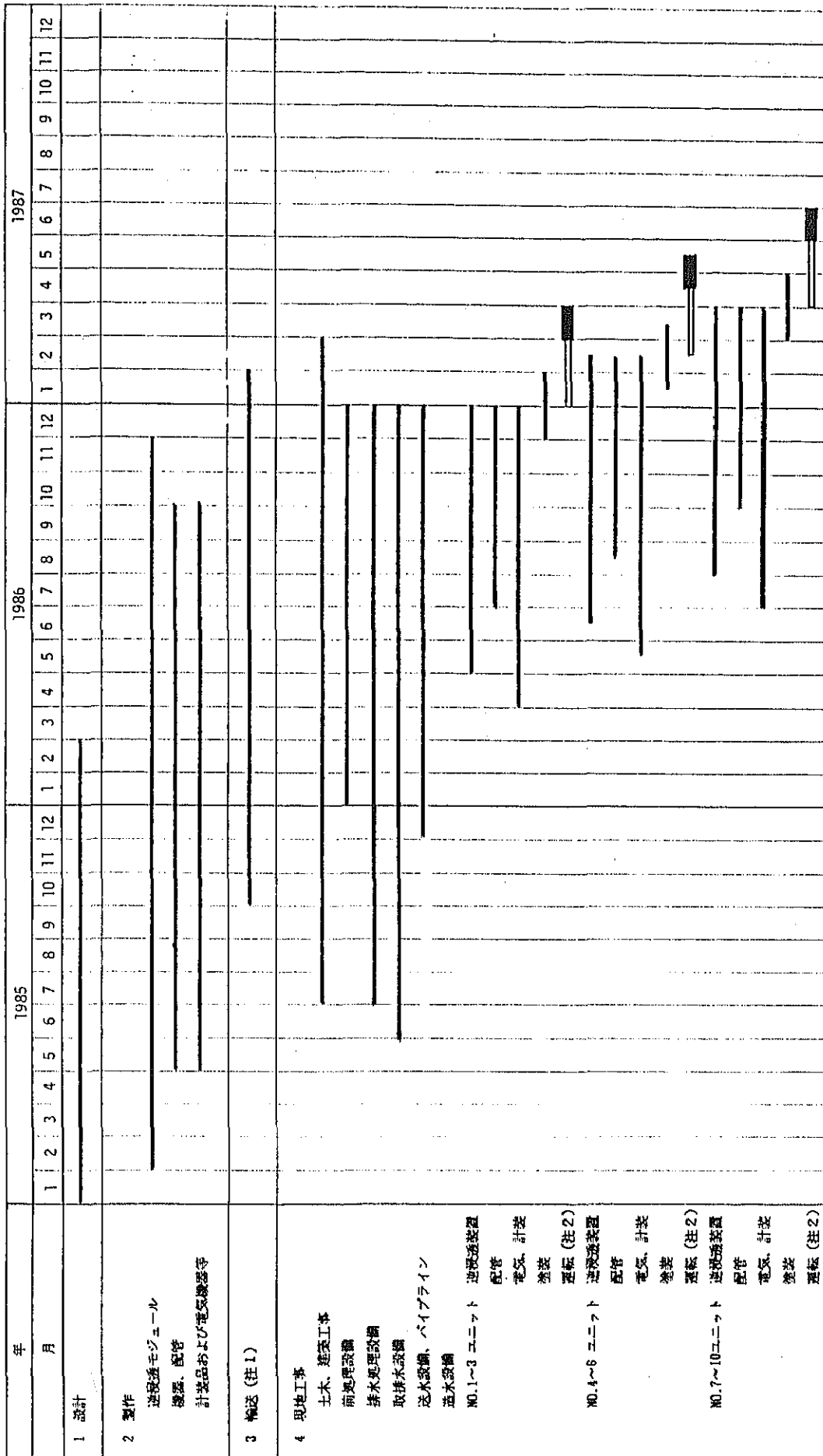
7.5 建設工程

本プラントの建設は、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1987年央に完成できるものと思われる。その工程を図7.7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。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、工期は蒸発法に比べて短い。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1987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、道路などの工程は蒸発法と同じである。

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。そのそれぞれの送水開始の1ヵ月前から性能試運転が行われる。



注1：海外で製作されたものは、適時船積みされてアルジェリア国に運ばれる。

注2：□ コミュニケーションおよびテスト運転、■ 性能試験運転

図7.7 逆浸透法海水淡水化プラント建設工程表

7.6 運営組織および要員計画

7.6.1 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。

本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、マネー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6.2を参照されたい。

以上をとりまとめて表7.1に組織表を示したが、工場長以下総人数は54名である。

(6.6.2 参照)

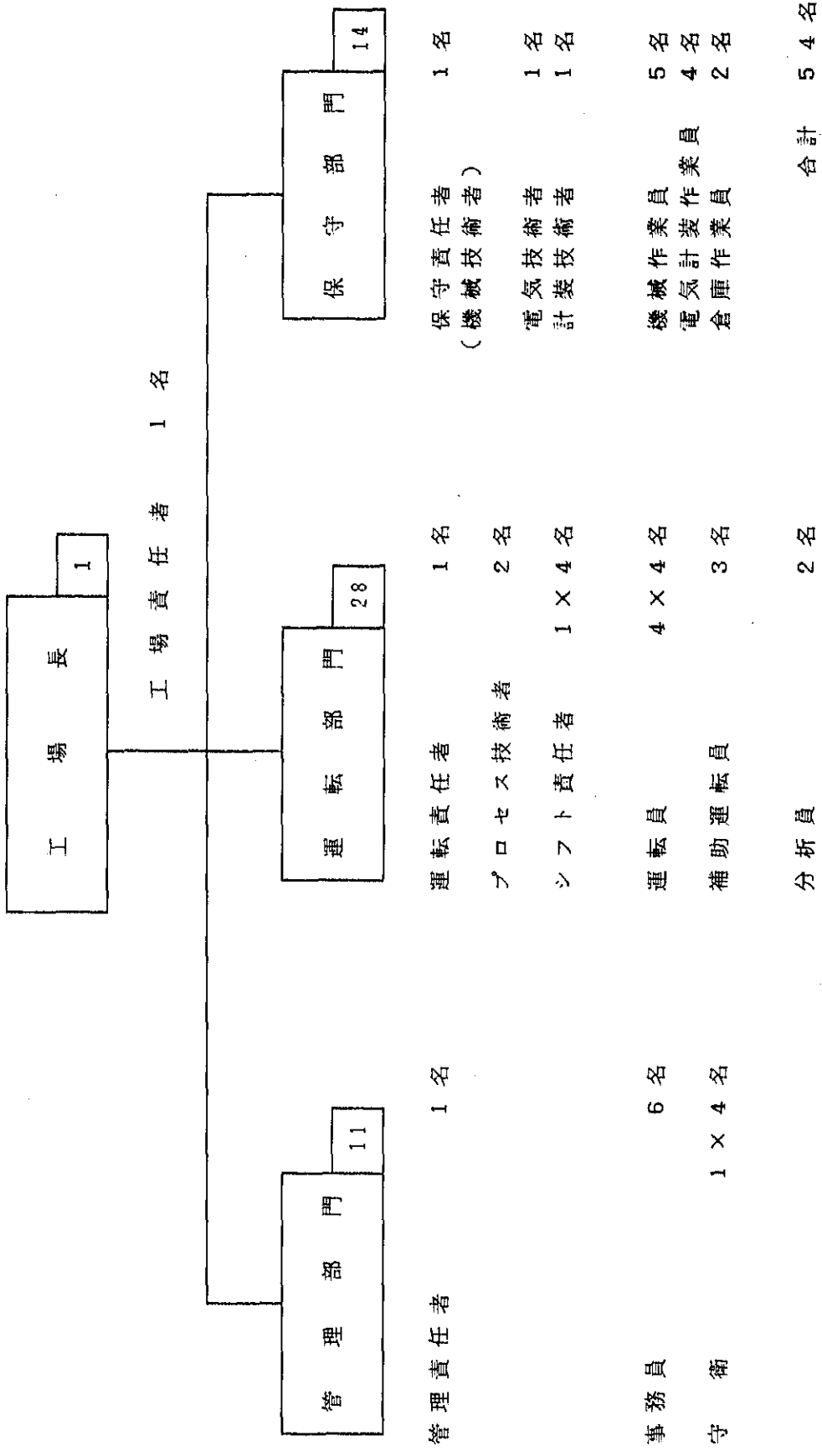
7.6.2 要員計画

1987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7.1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、1987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 7 . 1 逆浸透法海水淡水化プラント運営組織表



0 7.32

第 8 章 既設水道施設への接続

第8章 既設水道施設への接続

本章では、海水淡水化プラントの生産水をオラン市街地へ供給するのに適した送水管の接続地点、送水管ルートおよび送水ポンプについて検討する。

送水管の接続地点の選定に当たっては、既設の水源地系統と配水拠点および将来の水源地増強計画を考慮した。

8.1 既設水道施設との接続地点の選定

(1) オラン市域の水源地系統と配水拠点

オラン市域は、オラン市が中核となり、すぐ南に隣接してエス・セニア市、少し離れて東方にアルズー市がそれぞれ衛星都市として存在するが、現状においてはオラン市が3市合計人口の93%を占めている。将来これらの衛星都市の発展、人口増加は当然予想される場所であるが、オラン市が中核的な地位を占めることは変わらないであろう。オラン市は、近年旧市街地を中心に、市の南と東に新しい市街地が発展的に形成されつつある。

水道システムについてもこれらの事情を反映している。主要水源地である県外水源地からの送水は東西両系統ともオラン市の旧市街地の外縁の台地にそれぞれ設置された配水拠点まで導入され、そこから各市街地へ配水される。

西方からのベニ・バハデル(Beni-Bahdel)系水源地の送水は、一たん、アイン・エル・ベイダ(Ain el Beida)配水池の近くにB.C.8と称される拠点に導入された後、旧市街地の西側を取り囲むように配置されたエックミュール(Eckmühl)配水池、モンレアル(Monreal)配水池およびAin el Beida配水池に送水される。

東方からのフェルグー(Fergoug)系水源地の送水は旧市街地を一望する東側の台地に設置されたガンベッタ(Gambetta)配水池に導入される。(図8.1 参照)

オラン市の旧市街地および周辺の新市街地へは、これらの配水池から供給されている。

なお、東西両系統の送水はGambetta配水池とB.C.8間を結ぶ幹線配水管で連絡されている。

アルズー市への送水は、Fergoug 系水源の送水管（内径900mm）の途中アイン・エル・ビア(Ain el Bia)地点で分岐して必要量が供給されている。

なお、Gambetta配水池のさらに東方にビール・エル・ジュール(Bir el Djir) 配水池が設けられている。オラン市とアルズー市間の沿線需要は、この配水池からアルズーへ向かった配水管によって供給されている。

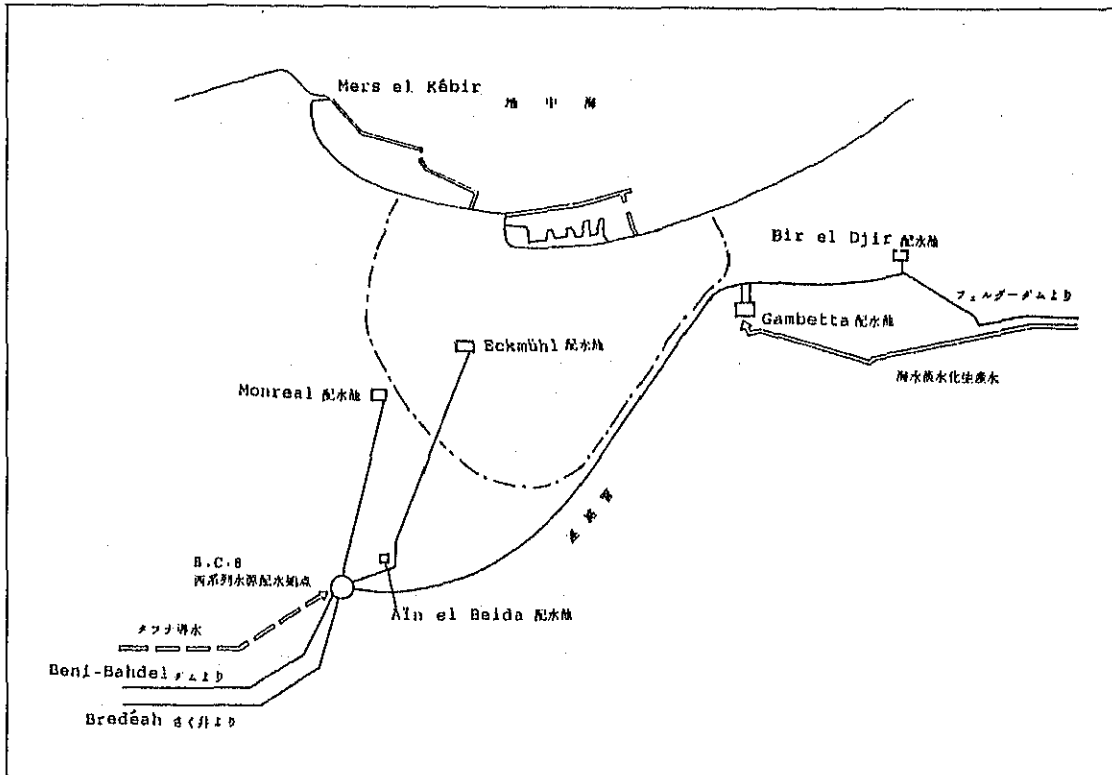


図 8.1 生産水の既設水道施設との接続点

(2) 将来の計画水額と計画導入地点

オラン市域の将来の水源増強計画は次のとおりである。

東系列はシェリフ川(1'Oued Cheliff)に設置されるダムからの送水が計画されている。この計画導入地点は先に述べたBir el Djir 配水池が一応予定されている。ただし、送水開始の時期および水量とも明らかになっていない。

また、西系列は、シェリフ川水系による水源の増強が実現するまでの暫定増強水源といえるタフナ川(1'Oued Tafna)水系の導入(二期に分けて導入され、最大水量は23万 m^3 /日)が予定されている。この導入地点は先述の西系列のB.C.8ターミナルである。これらの既存配水システムおよび将来の水額増強計画で予定されている導入地点を勘案すれば、西系列の計画水源の拠点はB.C.8ターミナル、東方系列の計画水源の拠点はGambettaの配水池(一部はBir el Djir)が実態に即している。また、両拠点は東西にそれぞれ導入されてくる水量のバランスからも妥当なものと考えられる。

(3) 海水淡水化の生産水の送水先

本F/Sでは、海水淡水化の生産水は次に述べる理由により、オラン市へその全量を送水することとし、海水淡水化プラントサイトに近接するアルズー工業地帯およびアルズー市への送水は、行わないこととした。従って、アルズー市の水需要量の増加には、Fergoug系水額の送水量を増加することで対処するものと想定した。

1) 需要の絶対量の観点から

現状においてオラン市は約68万（エス・セニア市を含めれば約69万）の人口を擁するが、一方アルズー市は3万余の人口でしかなく、オラン市に比べて水需要量も少ない。

アズルー市は工業都市として新しく計画された市で、インフラストラクチャーも整備されており将来の発展性は十分ある。今後、企業の立地が継続して行われ、定住人口の増加が続けば工業用水および生活用水の需要増加は当然考えられるところである。

しかし、今回の現地調査においては、アルジェリア当局からは、アズルー市の具体的な工業立地計画および工業用水需要並びに生活用水需要について計画数値が示されず、水需要量が急激に増加するような事態を予想するだけの資料はない。

2) 送水技術上の観点から

海水淡水化のプラントサイトからオラン市に送水するには、実揚程と管路損失水頭から350mという極めて高揚程のポンプを使用することとなる。このため、プラントサイトと近接した地点で送水圧の高い管から一部の水量を分岐して取り出すことは、分岐のための設備の構造、材料、操作、保守、整備等、送水技術上の観点からも得策ではない。

生産水をプラントサイトに隣接しているアルズーの工業地帯へ送水するには、送水に必要な極く低揚程のポンプを設け、管路も別にして送水するのが望ましい方法である。

(4) 海水淡水化の生産水の導入地点

今回計画する海水淡水化プラントの生産水は、オラン市東方に位置するPort aux Poulesのプラントサイト内に設置する浄水池から送水する。送水量は最大15万m³/日である。

Port aux Poules の位置と先に述べた将来の水源増強計画を考慮すると、既設水道施設との接続地点は、東系列の拠点であるGambetta配水池が適当である。(図8.1)

なお、海水淡水化の生産水の送水に当たっては、東西兩系列の水量バランス、水質および接続地点以後の配水施設について十分に検討しておく必要がある。

1) 東西兩系列の水量バランス

海水淡水化の生産水15万 m^3 /日を東系列だけに送水した場合の東西兩系列の水量バランスは概略以下のとおりである。

西系列はTafna 川水系からの導入が実現すれば、Beni-Bahdel 系 8.2万 m^3 /日 + Tafna 系23万 m^3 /日、計31.2万 m^3 /日となり、東系列はFergoug 系 5.9万 m^3 /日 + 海水淡水化15万 m^3 /日、計20.9万 m^3 /日となる。量的には東が 2、西が 3という比率になるが、オラン市域の将来の給水計画からみて妥当であると思われる。

なお、海水淡水化の生産水をB.C.8 ターミナルとGambetta配水池の中間地点へ導入し、そこから配水することも考えられる。しかし、その検討は、オラン市域の将来の給配水全体計画と合わせて、別途実施することが望ましい。

2) 東西兩系列の水質

既存水源の水質が東西兩系統ともTDS がかなり高いので、新たに導入される TDS の低い海水淡水化の生産水は、できることなら東系列のGambetta配水池と西系列の拠点のB.C.8 ターミナルに振り分けてやるのが望ましい。

しかし、このためには、接続地点以後の配水施設の計画についても考慮する必要がある。

3) 接続地点以後の配水施設の検討

接続地点以後の配水施設の計画に当たっては次の点について検討する必要がある。

- ① Gambetta配水池で、海水淡水化の生産水と既存水源からの水とをどのように混合するか。
- ② 西系列へ海水淡水化の生産水を送るかどうか。
- ③ Gambetta配水池またはB.C.8 ターミナルからの配水管容量の増強が必要である。
- ④ Gambetta配水池またはB.C.8 ターミナルの配水池の調整容量の増強が必要である。

しかし、これらの具体的な検討は今回のF/Sの範囲外であり、計画と合わせて、アルジェリア当局が別途実施することが望ましい。

8.2 送水管ルート

海水淡水化の生産水をPort aux Poulesのプラントサイト内にある浄水池からGambetta配水池へ送水するには、経済的、地理的理由から、既存市街地や交通量の多い幹線道路沿いをさけて、比較的平坦な場所に送水管を敷設する必要がある。また、主要幹線道路の横断数を減らすためにも、国道11号線の南側の農耕地内を小道に沿って埋設すべきである。本F/Sでは既設埋設物の調査、土壌の比抵抗値、ルート沿いの土質調査を行っていないため、詳細なルートの確定はむづかしいが、図8.2に示すルートは地図および一部現場踏査によって最も経済的であると想定したものである。しかし、実施段階では、必ずこれらの調査を実施し、最適ルートを選択する必要がある。

また、送水管に関する仕様は下記の通りである。

流量 150,000 m³/日 (6.250m³/時)
 管径 1,200 mm
 管種 タールエポキシライニング鋼管
 延長 40 km
 流速 1.54 m/秒

8.3 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、1台当たりの容量、台数を定めるべきである。また、維持管理上、互換性のある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、標高10m程のPort aux Poulesから、標高約200mの丘陵地帯を越え、Gambetta配水池まで送水するため、静水圧も高い。これらのことを考慮してポンプの仕様を決定するとつぎの通りである。

形 式 両吸込渦巻ポンプ
 口 径 吸込 ϕ 400 mm
 吐出 ϕ 250 mm
 吐 出 量 20.83 m³/分
 全 揚 程 350 m
 駆動機出力 1800 kW
 台 数 常用 5 台
 予備 1 台

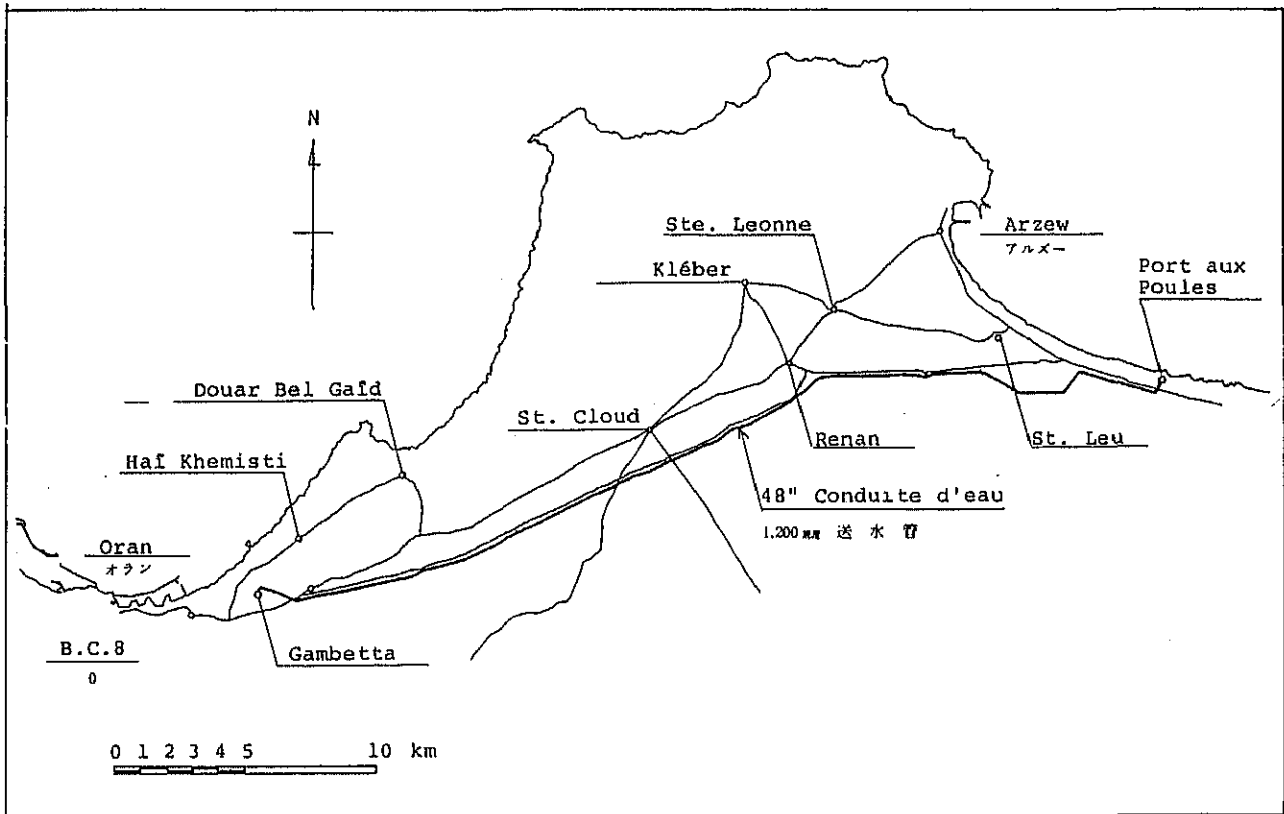


図8.2 送水管ルート図

第9章 総所要資金と運転費用

第9章 総所要資金と運転費用

本章では、海水淡水化プラント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。

9.1 総所要資金

オラン市域における海水淡水化計画（以下「本プロジェクト」という。）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1987年後半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9.1に示す通りであり、MSFの場合は、総額297,255千USドル、ROの場合は272,070千USドルである。

なお、この総所要資金は1985年初頭にターンキー・ランプサム方式による契約がプラント建設業者となされると想定し、1984年現在価値ベースで算出されたものであり、通貨の換算レートは1.00USドルにつき4.80DA（アルジェリアディナール）と仮定した。

表 9.1 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	232,480	34,175	266,635
操業前費用	2,502	3,868	6,370
初期運転資金	7,019	492	7,511
建設期間中金利	16,739	-	16,739
所要資金総計	258,720	38,535	297,255

[ROプロセス]		(千USドル)	
項目	外貨	内貨	合計
プラント建設費	210,630	37,294	247,924
操業前費用	1,493	2,388	3,881
初期運転資金	6,458	625	7,083
建設期間中金利	13,182	-	13,182
所要資金総計	231,763	40,307	272,070

9.1.1 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いて算出したプラント建設費を表9.2に示す。本表記載項目の内容は以下の通りである。

(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

海水淡水化プラント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

海水淡水化プラントの海水取水設備、排水設備および生産水の移送設備の費用を示す。なお、海水取水設備の建設費は避難港が1時間以内の距離にあるものと設定し、港湾利用税は除外したものである。

(5) 予備費

上記費用合計の10%を予備費として計上する。

表 9.2 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	15,450	2,000	13,590	2,000
プロセス設備	121,110	62,480	84,030	55,280
建築および土木	23,990	58,750	45,490	79,560
付属設備	50,780	25,900	48,370	25,900
(1) 取排水設備	(11,120)	(2,500)	(8,710)	(2,500)
(2) 生産水送水設備	(39,680)	(23,400)	(39,680)	(23,400)
予 備 費	21,130	14,910	19,150	16,270
合計	232,460	164,040	210,630	179,010

注：プラント建設費には電気およびガスの引き込み設備は含まない。

9.1.2 操業前費用

プラントの運転開始までにプラント建設費のほかに要する種々の費用を表9.3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通りである。

表 9.3 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	130	786	916	
人件費	-	609	609	
要員訓練費用	589	131	720	
試運転費用	1,353	2,272	3,625	
合計	2,502	3,868	6,370	

[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	130	732	862	
人件費	-	468	468	
要員訓練費用	478	102	580	
試運転費用	455	1,016	1,471	
合計	1,493	2,388	3,881	

(1) 引合および応札結果の評価

本プロジェクトの性格上、引合および応札結果の評価業務を短期間に行い、1985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、操業開始までに支払われる給与および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、試運転のために逐次雇用されるこれら技術者、運転要員の福利厚生費、ボーナス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、フォアマンの全員および運転要員の50%が操業開始2年前の年度に、海外において2ヵ月間の訓練を受けるものとし、また、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こととする。これら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の合計から、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試運転費用として計上する。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、オラン市の水料金体系、有収率等を考慮のうえ推定した。

9.1.3 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であり、それを初期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、その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。操業開始後の運転資金の内訳は10.2.6で説明する。

なお、プラント機器のスペアパーツ、膜の予備に関する必要資金として、生産水送水設備費を除いたプラント建設費の3%および生産水送水設備費の1%を計上する。

9.1.4. 建設期間中金利

プラント建設期間は MSFの場合33ヵ月であり、ROでは30ヵ月である。この期間中のプラント建設費用の支出スケジュールに加え、操業前費用および初期運転資金の投資スケジュールを考慮のうえ、全体投資スケジュールを表9.4 に示すごとく想定する。

これらの費用は後述のように自己資金および長期借入金によって賄われるが、長期借入金の借入により生ずる建設期間中の金利は総投資額の一部であり、表9.4 に示すように固定資本に加算する。

表 9.4 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 (1984-1985)	-2 (1985-1986)	-1 (1986-1987)
プラント建設費	65,532	161,511	39,592
操業前費用	869	876	4,625
初期運転資金	-	-	7,511
建設期間中金利	-	3,719	13,020
合計	66,401	166,106	64,748

[ROプロセス]			
(千USドル)			
項目 \ 年度	-3 (1984-1985)	-2 (1985-1986)	-1 (1986-1987)
プラント建設費	39,028	152,773	56,123
操業前費用	798	733	2,350
初期運転資金	-	-	7,083
建設期間中金利	-	2,230	10,952
合計	39,826	155,736	76,508

9.2 運転費用

本プラントの運転費用の項目は次の通りである。

(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) 1984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9.5 および表9.6 の通りである。以下に各費用項目につき説明を行う。

表 9.5 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	-	11,069	-	-
電気	-	613	-	10,168
塩化第二鉄	-	-	514	-
硫酸	-	-	-	725
消石灰	-	-	-	106
凝集剤	-	-	258	-
洗淨剤	-	-	8	71
スケール抑制剤	2,257	-	-	-
消泡剤	42	-	-	-
石灰石	-	149	-	-
ソーダ灰	24	-	-	-
小計	2,323	11,831	780	11,070
合計	14,154		11,850	

表 9.6 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	-	446	-	324
工場管理費	57	273	57	273
維持管理費	4,696	990	6,310	990
固定資産税・保険	-	2,666	-	2,479
小計	4,753	4,375	6,367	4,066
合計	9,128		10,433	

9.2.1 変動費

本プラントの運転のために外部から電力、燃料、薬品等を購入するの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5章に記載されているが、これをまとめて示すと表9.7の通りである。

表 9.7 用役・薬品の原単位および単価

[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.C.	9.36Nm ³ /m ²	2.389 USセント/Nm ³	22.361
電気	L.C.	0.36kWh/m ²	3.438 USセント/kWh	1.238
スケール防止剤	F.C.	0.01166kg/m ²	391.3 USセント/kg	4.563
消泡剤	F.C.	0.1944g/m ²	0.4348 USセント/g	0.085
石灰石	L.C.	0.060kg/m ²	5.000 USセント/kg	0.300
ソーダ灰	F.C.	1.50g/m ²	0.0318 USセント/g	0.048
合 計		-	-	28.595

[ROプロセス]

用役/薬品		消費量	単 価	コスト (USセント/㎡)
電気	L.C.	5.975kWh /m ²	3.438 USセント/KWh	20.542
塩化第2鉄	F.C.	0.0332kg /m ²	31.30 USセント/kg	1.039
硫酸	L.C.	0.1714kg /m ²	8.542 USセント/kg	1.464
消石灰	L.C.	0.0260kg /m ²	8.177 USセント/kg	0.213
凝集剤	F.C.	0.286g /m ²	1.957 USセント/g	0.521
クエン酸	L.C.	1.2121g/m ²	0.1181 USセント/g	0.143
アンモニア	F.C.	0.3636g/m ²	0.0478 USセント/g	0.017
合 計		-	-	23.939

注： L.C.：内貨、 F.C.：外貨

9.2.2 固定費

(1) 人件費

第 6章、第 7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、直接要員の人件費を算出する。直接要員は運転部門および保守部門の部長を除く職長クラス以下として、これらの要員を雇用するために必要とされる総人件費を表9.8 に示す。この人件費は要員の給与、福利厚生費、社会保障費に加え、個人および機関に対するボーナス (P.R.I.およびP.R.C.) を考慮のうえ求めた。

表 9.8 人件費

カテゴリー	職 階 級		人 数		年間費用 (千USドル)	
	職 種	平均人件費	MSF	RO	MSF	RO
II	エンジニア フォアマン	5,400 DA /月	7	8	95	108
III	エンジニアリング スタッフ 運転要員 保守部門スタッフ	2,700 DA /月	52	32	351	216
	合 計		59	40	446	324

注：平均人件費は福利厚生費、社会保障費、ボーナスを含む平均人件費単価

(2) 工場管理費

工場長以下、管理部門の要員と運転部門、保守部門の部長以上の要員の福利厚生、社会保障、ボーナス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。その他諸経費は人件費の100%相当と仮定する。表9.9に工場管理費を示す。

表 9.9 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	平均人件費		
管理部門の人件費	I	工場長	9,000 DA/月	4	90
		部長			
	II	主任事務官	5,400 DA/月	1	14
	III	事務員 ガードマン	2,700 DA/月	9	61
	小 計			14	165
その他費用	(下記費用等の総計として、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				165
工場管理費総計					330

注：平均人件費は福利厚生費、社会保障費、ボーナスを含む平均人件費単価

(3) 維持管理費

プラントの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、生産水送水設備を除くプラント建設費の2.5%および生産水送水設備費の0.5%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ないため、生産水送水設備費を除くプラント建設費の1.5%、生産水送水設備費の0.5%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1.0%を見込む。

9.3 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9.10に示す。この運転費用は生産水1 m³当たり MSFプロセスの場合、47.04USセントであり、ROプロセスでは、45.02USセントである。

実際のプラント運営に当たっては、上述の運転に直接関与する変動費、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生産水コストは第10章で論ずる。

表 9.10 年間運転費用

[MSFプロセス]

項 目	年間費用 (千USドル)	1m ³ 当たりコスト (USセント)
変 動 費	14,154	28.60
固 定 費	9,128	18.44
合 計	23,282	47.04

[ROプロセス]

項 目	年間費用 (千USドル)	1m ³ 当たりコスト (USセント)
変 動 費	11,850	23.94
固 定 費	10,433	21.08
合 計	22,283	45.02

第 1 0 章 財 務 分 析

第10章 財務分析

10.1 財務分析の目的と方法

本章において、本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および生活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による補助金で賄うことを計画している。従って、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、必要とされる補助金の導入額が把握され、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、資本費、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額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 MSF プロセスの場合は1987年10月、ROプロセスの場合は1987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。

10.2 財務分析の主要前提条件

10.2.1 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通りとする。

(1) プロジェクト期間

〔MSF プロセス〕

- ・ 操業前期間：1984年 9月～1987年 9月
- ・ 操業期間：1987年10月～2002年 9月（15年間）

〔ROプロセス〕

- ・ 操業前期間：1984年 9月～1987年 6月
- ・ 操業期間：1987年 7月～2002年 6月（15年間）

第 6章、第 7章に記載された建設スケジュールを考慮のうえ、財務分析実施のための呼称年度を図10.1に示すように定める。MSF プロセスの場合、プラント発注前の期間を含めたすべての操業前期間は 3年 1ヵ月となるが、当初 1ヵ月間の費用支出は微小であるため、その費用を(-)3年度に含めて考慮することとし、操業前期間を 3年間と見なして財務分析を実施する。

〔MSFプロセス〕

年度	1984	1985	1986	1987	1988	1989 - 2002
項目						
引合・評価業務	□□□	プラント発注		10月		
設計・建設期間		設計・建設期間				
操業			コミッションング		操	業
財務分析の呼称年度		-3年度	-2年度	-1年度	1年度	2 - 15年度
		操業前期間			操業期間	

〔ROプロセス〕

年度	1984	1985	1986	1987	1988	1989 - 2002
項目						
引合・評価業務	□□□	プラント発注		7月		
設計・建設期間		設計・建設期間				
操業			コミッションング		操	業
財務分析の呼称年度		-3年度	-2年度	-1年度	1年度	2 - 15年度
		操業前期間			操業期間	

図 10.1 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 : 30,000 m³/日×5ユニット
 ROプロセス : 15,000 m³/日×10ユニット

(3) 稼働率

操業初年度から100%、ただし年間稼働日数を330日とする。

10.2.2 価格ベース

(1) 価格ベース

1984年固定価格とする。すなわち、1984年時点での実勢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=4.8アルジェリアディナール(DA)

(1USドル=220円)

10.2.3 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9章で述べた通りである。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通り設定する。

1) 資金源

自己資金 : 30%

総所要資金の30%は政府から供与される。この資金を本財務分析の遂行上、自己資本とみなす。

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資金協力ベースにより、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を勘案し、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け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、短期借入金が次の条件で導入される。

金利：10.0%/年

返済：借入翌年度に全額返済

10.2.4 租税

本財務分析において考慮される租税は次の通りである。なお、機器資材の輸入税は第9章で提示されたプラント建設費用に含まれる。

(1) 法人税(BIC)

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2.55%の収入税の課税が原則であるが、水道事業における収入税率は一般の課税率の60%に減らされる。なお、総売上高は水料金の徴収により受け取る資金額とする。

(3) 固定資産税、保険

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

10.2.5 減価償却条件

本プラントに対する減価償却条件は次の通りとする。

	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・建設期間中金利	5年定額	0

10.2.6 運転資金

(1) 操業期間中の運転資金

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として生産水送水設備費を除くプラント建設費の3%および生産水送水設備費の1%を計上する。

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

10.3 プロジェクトの収益性

オラン市域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コストは既存の地下水源やダムから配水される水料金体系より相当高いもの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水道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から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。

従って、本プロジェクトの財務分析を行うに当たって、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り上げとする。
- (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額を求める。
- (5) 最小収益率は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して定める。従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、MSF およびROプロセスの財務分析を行い、必要補助金額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。

10.4 プロジェクトの運営計画

本項において生産水の販売計画、総所要資金および運転費用等プロジェクトの運営計画について述べる。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。

10.4.1 生産水の販売計画

本財務分析の前提条件として、表10.1に示す生産水の販売計画を設定する。

表 10.1 販 売 計 画

項 目	内 容
プラント公称能力	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	70 %
販 売 量	34,650×10 ³ m ³ /年
水 料 金	平均 0.75DA/m ³
販売収入	5,414×10 ³ USドル

この販売計画の策定に当たって次の前提を設けた。

(1) 有収率

本プロジェクトの生産水の販売収入を算定するためには、漏水率および水料金の回収効率を設定する必要がある。オラン市水道公社はこれらの改善に鋭意努力しており、今後、大幅な向上が期待される。このため、本分析では漏水率および水料金の回収効率の改善を見込み、操業期間中の総生産量の70%が販売収入として回収できると想定し、これを有収率とした。

(2) 水料金体系

現在の水道の基本料金は0.60DA/m³（小口消費）および0.90DA/m³（大口消費）であるが、地域別料金、用途別料金、通増料金等を総合的に判断すると平均販売価格は0.75DA/m³程度である。本財務分析ではこの現行料金を用いて販売収入を推定する。

10.4.2 総所要資金

(1) 総所要資金の内訳

第9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10.2に示されるようにまとめられる。なお、本表作成に当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 10.2 総 所 要 資 金

(千USドル)

項目 \ プロセス	MSF	RO
プラント建設費	266,635	247,924
プロセス設備	(164,989)	(120,509)
建家および土木	(39,852)	(68,271)
付 属 設 備	(61,794)	(59,144)
操 業 前 費 用	6,370	3,881
初期運転資金	7,511	7,083
建設期間中金利	16,739	13,182
合 計	297,255	272,070

(2) 総所要資金の支出スケジュール

この総所要資金は、表10.3に示されるように、建設期間の各年度において支出されると想定する。

表 10.3 総所要資金の支出スケジュール

[MSFプロセス]

(千USドル)

年 度 項 目	-3	-2	-1
	(1984-1985)	(1985-1986)	(1986-1987)
プラント建設費	65,532	161,511	39,592
プロセス設備	(37,158)	(101,493)	(26,338)
建家および土木	(12,629)	(23,238)	(3,985)
付 属 設 備	(15,745)	(36,780)	(9,269)
操 業 前 費 用	869	876	4,625
初期運転資金	—	—	7,511
建設期間中金利	—	3,719	13,020
合 計	66,401	166,106	64,748

[ROプロセス]

(千USドル)

年 度 項 目	-3	-2	-1
	(1984-1985)	(1985-1986)	(1986-1987)
プラント建設費	39,028	152,773	56,123
プロセス設備	(13,546)	(78,741)	(28,222)
建家および土木	(13,654)	(39,139)	(15,478)
付 属 設 備	(11,828)	(34,893)	(13,423)
操 業 前 費 用	798	733	2,350
初期運転資金	—	—	7,083
建設期間中金利	—	2,230	10,952
合 計	39,826	155,736	76,508

10.4.3 運転費用

本プラントの運転費用を表10.4にまとめた。本表は第9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10.4 運転費用サマリー (千USドル)

プロセス 項目		MSF		RO	
		外貨	内貨	外貨	内貨
変動費	天然ガス	-	11,069	-	-
	電気	-	613	-	10,168
	薬品類	2,323	149	780	902
小計		2,323	11,831	780	11,070
固定費	人件費	-	446	-	324
	工場管理費	57	273	57	273
	維持管理費	4,696	990	6,310	990
	固定資産税・保険	-	2,668	-	2,479
小計		4,753	4,375	6,367	4,066
合計		7,076	16,206	7,147	15,136
総運転費用		23,282		22,283	

10.5 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表の概略説明を行う。

10.5.1 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。前述の通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、必要補助金額を求めることが基本方針である。

10.5.2 算定式(IRROE設定値と補助金額)

本プロジェクトの所要資金は自己資本(アルジェリア政府支出)と借入金により賄われる。従って、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、必要補助金額を求める。

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

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。

(CFE) = (-)	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)	借入金の元本返済および金利
(+)	Required Subsidy	必要補助金額

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

10.5.3 財務分析諸表

本財務分析結果はANNEX II (コンピューター・アウトプット) に詳述する。これらの諸表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)

10.6 財務分析結果

MSF、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通りである。

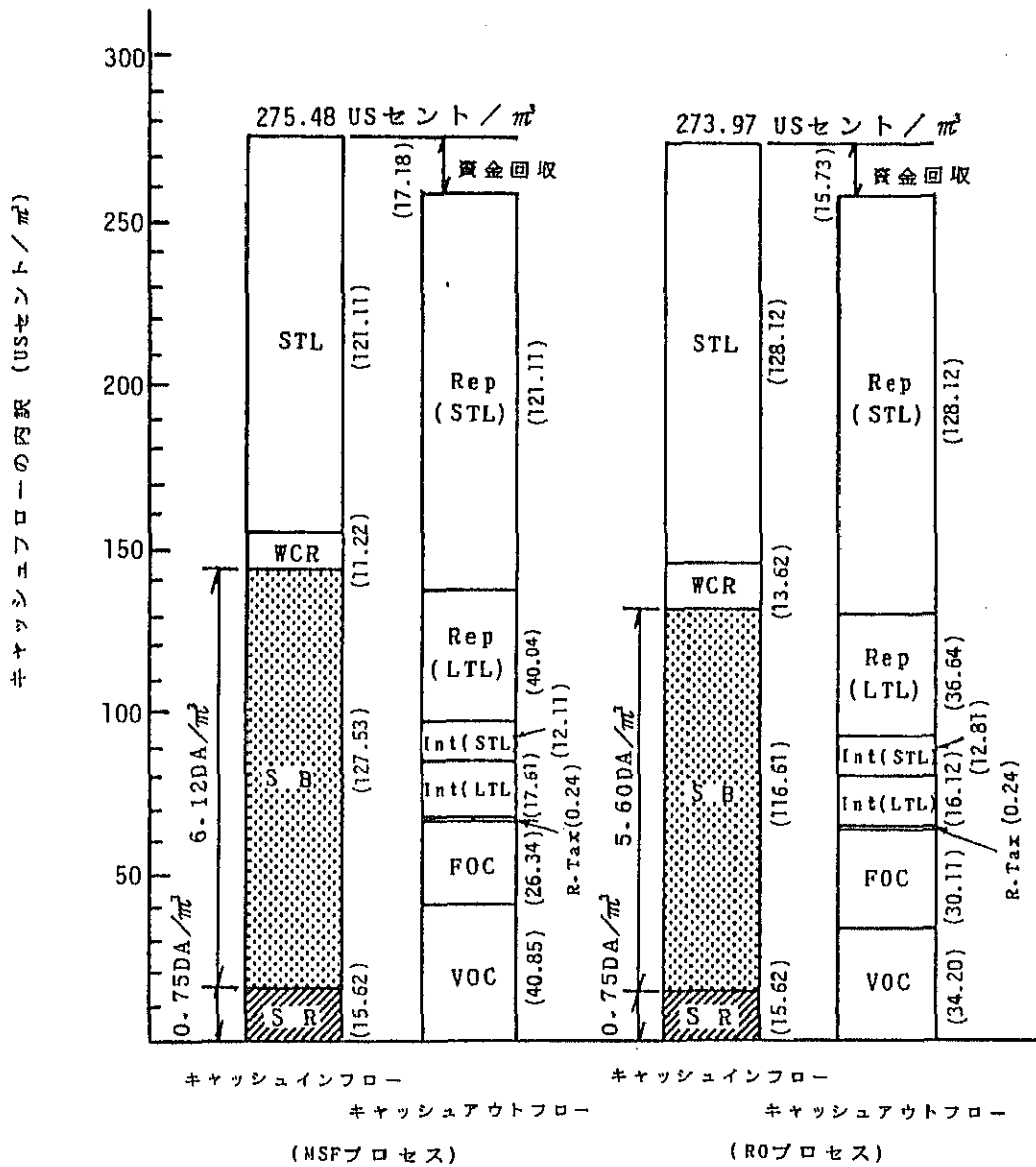
10.6.1 財務分析結果サマリー

MSF、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10.5および図10.2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額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。従って、補助金額を最小化させる前提のもとに分析された財務状況を論じることよりも、求められた必要補助金額を論じるべきである。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額は MSFプロセスの場合6.12 DA/m³であり、ROプロセスの場合5.60DA/m³である。

表 10.5 財務分析結果サマリー

(千USドル)

項 目		プロセス	M S F	R O
総 投 資 額			297,255	272,070
資 金 計 画				
自 己 資 本			89,177	81,621
借 入 金			208,078	190,449
キ年 ャ平均 ッ均 シ値 ユ イ ン フ ロ ー	販 売 収 入 (1m ² 当たり収入 DA/m ²)		5,414 (0.75)	5,414 (0.75)
	必 要 補 助 金 額 (1m ² 当たり金額 DA/m ²)		44,188 (6.12)	40,405 (5.60)
	小 計 (生産水価格 DA/m ²)		49,602 (6.87)	45,819 (6.35)
	短 期 借 入 金		41,964	44,395
	運 転 資 金 の 回 収、他		3,889	4,719
	キャッシュインフロー合計		95,455	94,933
キ年 ャ平均 ッ均 シ値 ユ ア ウ ト フ ロ ー	変 動 費 固 定 費		14,154 9,128	11,850 10,433
	収 入 税 法 人 税		83 0	83 0
	借入金返済		66,136	67,117
	長期借入金 (元本)		(13,872)	(12,697)
	“ (金利)		(6,104)	(5,586)
短期借入金 (元本)		(41,964)	(44,395)	
“ (金利)		(4,196)	(4,439)	
キャッシュアウトフロー合計		89,501	89,483	
キャッシュフロー (年平均値)			5,954	5,450
キャッシュフロー (プロジェクト期間総計)			89,819	81,750
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



(記号)

- ・ S R : 販売収入
- ・ S B : 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 10.2 財務分析結果サマリー
(キャッシュフローの内訳)

10.6.2 生産水コストの分析

(1) 生産水コスト

生産水コストは、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10.6に操業各年度における総生産水量単位当たりの生産水コスト（収入税を除く）を示す。総生産水量単位当たりの平均生産水コストは、MSFプロセスの場合100.02 USセント/m³ (4.80DA/m³) であり、ROプロセスの場合は 92.38USセント/m³ (4.43 DA/ m³) である。

表10.6 生産水コスト（収入税を除く）

[MSFプロセス]

(千USドル)

年 度	生産水コストの内訳			生産水コスト	
	運転費用	償却費用	金 利	年 総 額	1 m ³ 当たり コスト (USセント)
1	23,282	19,009	16,646	58,937	119.06
2	23,282	19,009	16,103	58,394	117.97
3	23,282	19,009	15,506	57,797	116.76
4	23,282	19,009	14,849	57,140	115.43
5	23,282	19,009	14,126	56,417	113.97
6	23,282	14,387	13,331	51,000	103.03
7	23,282	14,387	12,457	50,126	101.26
8	23,282	14,387	11,495	49,164	99.32
9	23,282	14,387	10,437	48,106	97.18
10	23,282	14,387	9,273	46,942	94.83
11	23,282	14,387	7,993	45,662	92.25
12	23,282	14,387	6,168	43,837	88.56
13	23,282	14,387	4,161	41,830	84.51
14	23,282	14,387	1,954	39,623	80.05
15	23,282	14,387	0	37,669	76.10
平均値	23,282	15,928	10,300	49,510	100.02

表10.6 (つづき)

[ROプロセス]

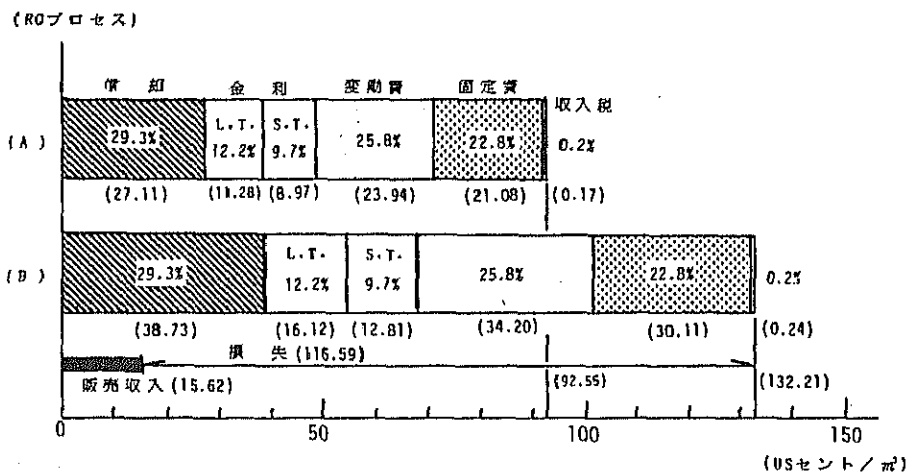
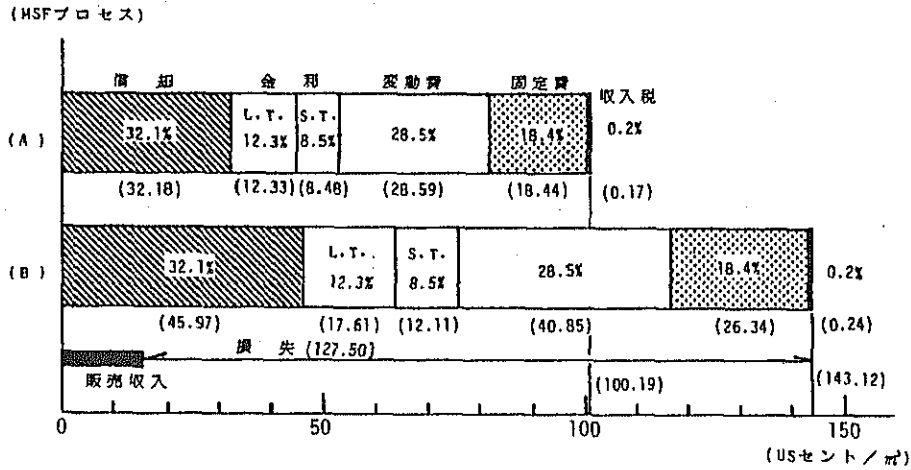
(千USドル)

年 度	生産水コストの内訳			生産水コスト	
	運転費用	償却費用	金 利	年 総 額	1 m ³ 当 たり コ ス ト (USセント)
1	22,283	15,694	15,236	53,213	107.50
2	22,283	15,694	14,795	52,772	106.61
3	22,283	15,694	14,310	52,287	105.63
4	22,283	15,694	13,777	51,754	104.55
5	22,283	15,694	13,190	51,167	103.37
6	22,283	12,281	12,545	47,109	95.17
7	22,283	12,281	11,835	46,399	93.74
8	22,283	12,281	11,054	45,618	92.16
9	22,283	12,281	10,195	44,759	90.42
10	22,283	12,281	9,250	43,814	88.51
11	22,283	12,281	8,210	42,774	86.41
12	22,283	12,281	6,886	41,250	83.33
13	22,283	12,281	5,009	39,573	79.95
14	22,283	12,281	3,165	37,729	76.22
15	22,283	12,281	1,136	35,700	72.12
平均値	22,283	13,419	10,026	45,728	92.38

(2) 生産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。従って、本プロジェクトが生産水の販売により受け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70%と仮定したため、有収水単位量当たりの生産水コストは前項で試算された総生産水量当たりの生産水コストより大幅に高いものとなる。また、生産水の販売に伴い収入税が賦課されるので、これも生産水コストの一部に計上する。

図10.3に総生産水量当たりおよび有収水量当たりの生産水コスト（収入税を含む）の構成を示す。本図は生産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127.50USセント/m³であり、ROプロセスでは116.59USセント/m³である。



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

図 10.3 生産水コストの内訳
 (基本ケース)

(3) 生産水コストと資金バランス

水料金の徴収のみでは生産水コストを賄えず、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10.7は予測される資金ショートに対して資金収支上、どのよう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127.50US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89,319千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118.59US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81,750千USドルが回収される。

表 10.7 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			
	プロジェクト期間計 (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)	(-)423,758 (- 662,679) (+ 238,921)	(-)28,251 (- 44,179) (+ 15,928)	(-) 81.53 (- 127.50) (+ 45.97)
	借入金元本返済 (長期借入金) (短期借入金)	(-)837,536 (- 208,079) (- 629,457)	(-)55,836 (- 13,872) (- 41,964)	(-)161.15 (- 40.04) (- 121.11)
	計	(-)1,261,294	(-)84,087	(-)242.68
キャッシュインフロー	補 助 金	(+) 662,822	(+)44,188	(+)127.53
	短 期 借 入 金 運転資金の回収、他	(+) 629,457 (+) 58,334)	(+)41,964 (+) 3,889)	(+)121.11 (+) 11.22)
	計	(+)1,350,613	(+)90,041	(+)259.86
資金バランス	(+) 89,319	(+) 5,954	(+) 17.18	

表 10.7 (つづき)
[RO プロセス]

項 目		キャッシュフロー		
		プロジェクト期間計 (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) (償 却)	(-)404,860 (- 805,939) (+ 201,279)	(-)28,977 (- 40,396) (+ 13,419)	(-) 77.86 (- 118.59) (+ 38.73)
	借入金元本返済 (長期借入金) (短期借入金)	(-)856,374 (- 190,449) (- 665,925)	(-)57,092 (- 12,697) (- 44,395)	(-)164.76 (- 36.64) (- 128.12)
	計	(-)1,261,034	(-)84,069	(-)242.82
キャッシュインフロー	補 助 金	(+) 608,069	(+)40,405	(+)118.61
	短期借入金 運転資金の回収、他	(+) 665,925 (+) 70,790	(+)44,395 (+) 4,719)	(+)128.12 (+) 13.62
	計	(+)1,342,784	(+)89,519	(+)258.35
資金バランス		(+) 81,750	(+) 5,450	(+) 15.73

10.6.3 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10.8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

$$\frac{\text{Profit after Tax} / \text{Original Equity}}{\text{税引後利益} / \text{自己資本 (操業前投資分)}}$$

- (2) Debt Service Coverage Ratio :
借入金返済比率

$$\frac{(\text{Net Income after Tax} + \text{Subsidy} + \text{Depreciation} + \text{Interest}) /}{\text{税引後利益} \quad \text{補助金} \quad \text{償却} \quad \text{金利}}$$

$$\frac{(\text{Repayment} + \text{Interest})}{\text{借入金元本返済} \quad \text{金利}}$$

- (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

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

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
- Tr : Tax Rate (Revenue Tax)
 税率 (収入税)
- g : Tax Rate (Corporation Tax)
 税率 (法人税)

10.7 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（補助金導入額）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 10.8 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	-60.11	0.70	172.7	185.9
2	-59.50	0.55	167.9	181.0
3	-58.83	0.45	163.0	176.2
4	-58.10	0.39	158.1	171.3
5	-57.29	0.34	153.2	166.4
6	-51.21	0.31	134.8	181.8
7	-50.23	0.29	129.9	177.0
8	-49.15	0.27	125.0	172.1
9	-47.97	0.26	120.2	167.2
10	-46.66	0.25	115.3	162.3
11	-45.23	0.30	110.4	68.2
12	-43.18	0.39	110.4	68.2
13	-40.93	0.57	110.4	68.2
14	-38.45	1.22	110.4	68.2
15	-36.26	-	110.4	68.2
年 平 均 値 (DA)	-49.54	0.42	132.8 (6.37)	138.8 (6.66)

注：* 水料金USセント/m³

[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	-58.66	0.68	156.0	180.5
2	-58.12	0.53	151.5	176.1
3	-57.53	0.43	147.0	171.6
4	-56.87	0.37	142.6	167.1
5	-56.16	0.32	138.1	162.7
6	-51.18	0.29	123.6	173.2
7	-50.31	0.27	119.2	168.2
8	-49.36	0.25	114.7	164.3
9	-48.30	0.23	110.2	159.8
10	-47.15	0.22	105.8	155.3
11	-45.87	0.26	101.3	65.3
12	-44.01	0.32	101.3	65.3
13	-41.95	0.43	101.3	65.3
14	-39.69	0.67	101.3	65.3
15	-37.21	1.88	101.3	65.3
年 平 均 値 (DA)	-49.49	0.48	121.0 (5.81)	133.7 (6.42)

注：* 水料金USセント/m³

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10.9, 10.10 および図10.4, 10.5に示す。

表 10.9 感度分析結果サマリー (MSF プロセス)

財務要素の変動	生産水価格			補助金導入境		短期借入金導入境		資金回収額 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	プロジェクト 期間計	年平均	プロジェクト 期間計	
基本ケース	0.75	6.12	6.87 (143.15)	44,188	662,822	41,964	629,457	89,319
IRROE								
• 5.0%	0.75	6.63	7.38 (153.73)	47,854	717,809	15,370	230,549	184,197
• 10.0%	0.75	7.52	8.27 (172.31)	54,292	814,373	119	1,786	303,638
プラント建設費								
• -20%	0.75	5.18	5.93 (123.53)	37,392	560,881	33,656	504,846	71,834
• +20%	0.75	7.06	7.81 (162.76)	50,985	764,778	50,307	754,607	106,803
プラント稼働率								
• -5% (95%)	0.75	6.38	7.13 (148.53)	43,750	656,254	41,986	629,784	89,335
• -10% (90%)	0.75	6.67	7.42 (154.51)	43,312	649,687	42,007	630,112	89,351
長期借入金利								
• 6% P.A	0.75	5.78	6.53 (136.01)	41,714	625,706	35,947	539,202	88,049
• 10% P.A	0.75	6.47	7.22 (150.47)	46,725	700,824	48,147	722,209	90,595
借入自己資本比率								
• 80/20	0.75	6.52	7.27 (151.53)	47,094	706,404	60,144	902,162	60,032
• 60/40	0.75	5.74	6.49 (135.26)	41,455	621,830	25,364	380,463	118,119

表 10.10 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			補助金導入額 千USドル		短期借入金導入額 千USドル		資金回収額 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	プロジェクト 期間計	年平均	プロジェクト 期間計	
基本ケース	0.75	5.60	6.35 (132.23)	40,405	606,069	44,395	665,925	81,750
IRROE								
• 5.0%	0.75	6.05	6.80 (141.57)	43,642	654,629	17,935	269,029	170,000
• 10.0%	0.75	6.86	7.61 (158.50)	49,507	742,801	321	4,813	284,394
プラント建設費								
• -20%	0.75	4.80	5.55 (115.62)	34,649	519,728	35,586	533,786	65,650
• +20%	0.75	6.39	7.14 (148.83)	46,159	692,379	53,204	798,063	97,850
プラント稼働率								
• -5% (85%)	0.75	5.84	6.59 (137.38)	40,081	601,218	44,412	666,180	81,763
• -10% (90%)	0.75	6.12	6.87 (143.11)	39,758	596,367	44,429	666,436	81,775
長期借入金利								
• 6% P.A	0.75	5.29	6.04 (125.82)	38,184	572,762	38,881	583,222	80,753
• 10% P.A	0.75	5.91	6.66 (138.78)	42,674	640,106	50,040	750,604	82,752
借入金自己資本比率								
• 80/20	0.75	5.96	6.71 (139.85)	43,045	645,673	62,190	932,857	54,882
• 60/40	0.75	5.24	5.99 (124.86)	37,851	567,764	28,412	426,183	108,239

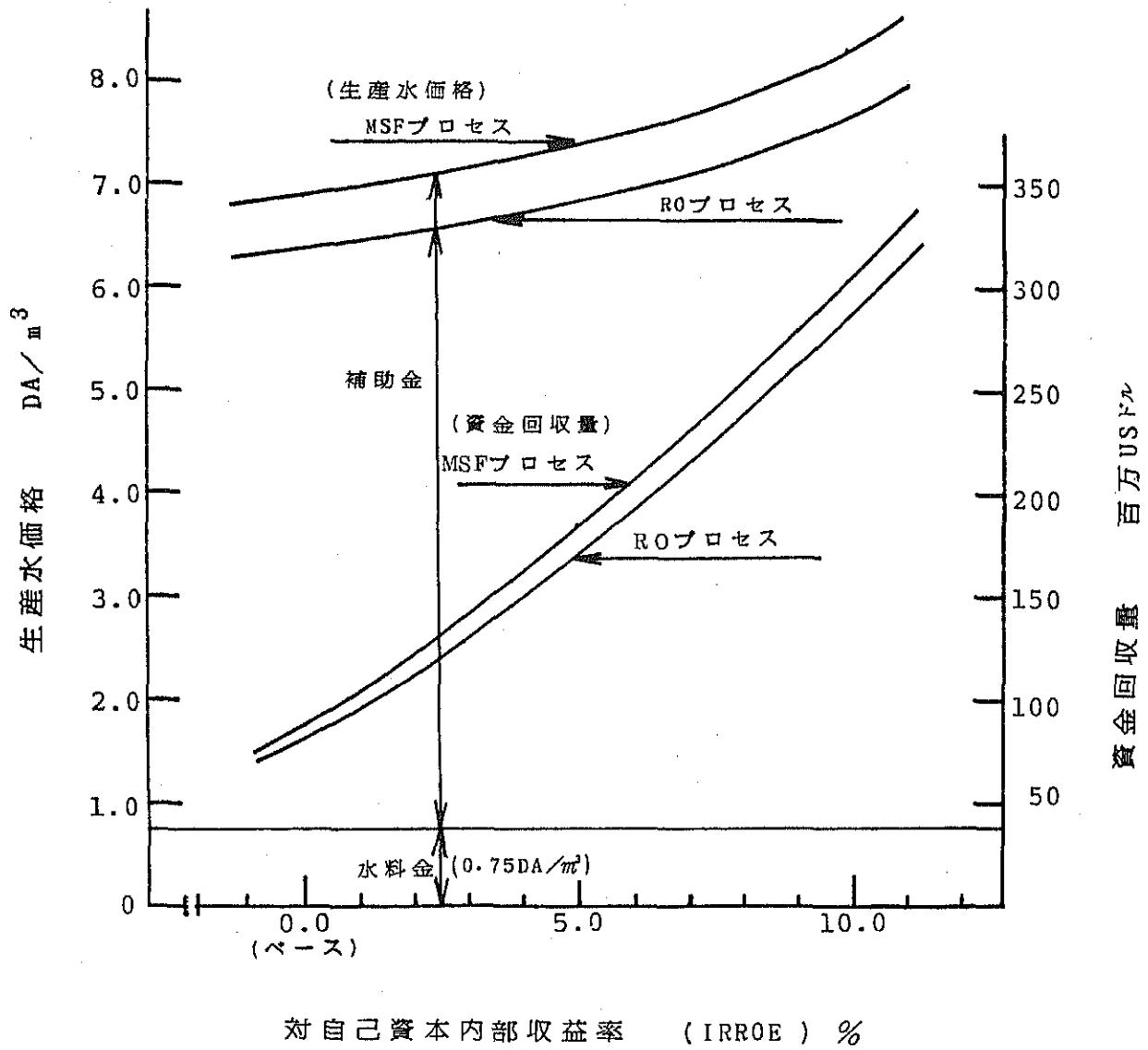


図 10.4 感度分析 (プロジェクト収益性)

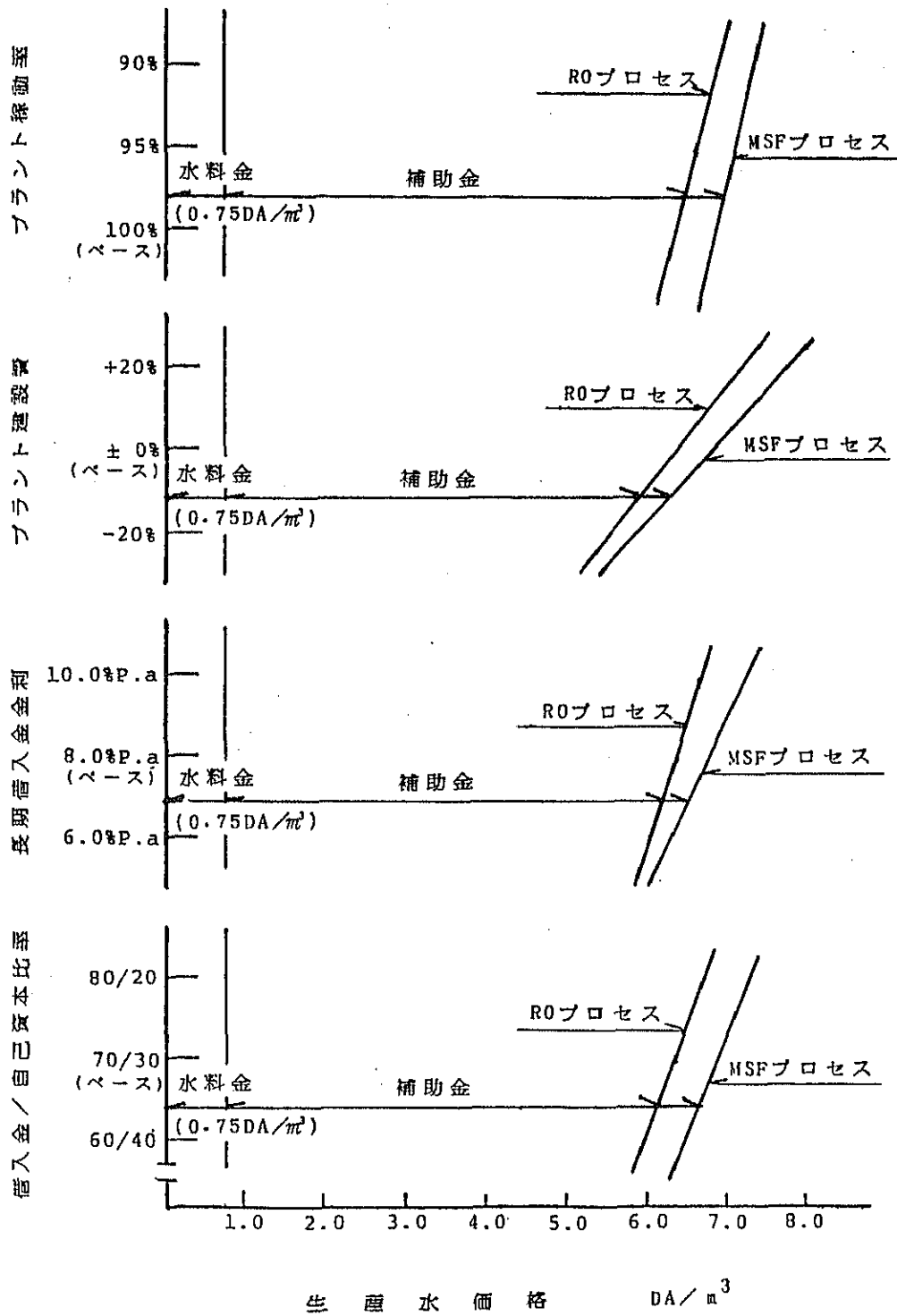


図 10.5 感度分析 (プラント稼働率・プラント建設費・
借入金金利・借入金/自己資本比率)

10.8 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。

10.8.1 生産水価格

本プロジェクトは住民の福利厚生を目的とする公共事業の性格を踏まえて、水料金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、政府から補助金が導入される予定である。

従って、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額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通りである。

	MSFプロセス	ROプロセス
水料金の徴収 (DA/m ³)	0.75	0.75
必要補助金 (DA/m ³)	6.12	5.60
合計 (DA/m ³)	6.87	6.35

この生産水価格は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70%と仮定したため、比較的高い値が算出されたが、総生産水量当たりのコストはMSFプロセスの場合4.81DA/m³であり、ROプロセスの場合では4.45DA/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生産水コスト（北九州の150,000m³/日MSFプラントで292円/m³、沖縄の36,000m³/日ROプラントで194円/m³）の例と比較して、妥当な価格といえる。さらに、本プロジェクトの場合、生産水送水パイプラインの距離が長く、その建設費用が占める割合は通常の造水プラントと比較して大きい。この事を考慮すると算出された価格は魅力的な値といえる。
- (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、オラン市域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額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若干ROの方が安い。

10.8.2 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額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。従って、本財務分析で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額を求めた。

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、多額な経常損失が見込まれ、その額は MSFプロセスでは年平均44百万USドルでありROプロセスでは40百万USドルに及ぶ。
- (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年間にわたり、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) 財務状況は主要財務指標（表 10.8）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%以下である。また、補助金導入を行わない場合の水料金の徴収による販売収入損益の分岐点(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通りである。これらの分岐点の年平均値から、本プロジェクトの運営には、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）	6.37DA/m ³	5.81DA/m ³
資金過不足分岐点（水料金）	6.68DA/m ³	6.42DA/m ³

(4) 以上を総合すると、財務状況は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額が MSFプロセスの場合 6.12DA/m³、ROプロセスの場合 5.60DA/m³と試算された訳である。そしてこの補助金額を含む生産水価格は10.8.1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。

10.8.3 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額を増加させることとなる。しかしながら、あえて補助金額をふやし、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10.11 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 10.11 プロジェクトの収益性感度分析サマリー

項目	ケース	MSFプロセス			ROプロセス		
	IRR	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)		6.87	7.38	8.27	6.35	6.80	7.61
・水料金徴収		(0.75)	(0.75)	(0.75)	(0.75)	(0.75)	(0.75)
・補助金		(6.12)	(6.63)	(7.52)	(5.60)	(6.05)	(6.86)
補助金導入額 (千USドル)							
・年平均		44,188	47,854	54,292	40,405	43,842	49,507
・プロジェクト 期間総計		662,822	717,809	814,373	606,069	654,629	742,801
短期借入金導入 額(千USドル)							
・年平均		41,964	15,370	119	44,395	17,935	321
・プロジェクト 期間総計		629,457	230,548	1,786	665,925	260,029	4,813
資金回収額 (千USドル)		89,319	184,197	303,638	81,750	170,000	284,394

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、短期借入金の導入額を少なくする。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1,786千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年間にわたり総額4,813千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当たり7.52DA(1.4DAの増加)を要し、ROプロセスの場合は6.86DA(1.26DAの増加)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いか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-II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額は増加し、MSFプロセスでは7.08DA/m³(0.94DA/m³の増加)となり、ROプロセスの場合は6.39DA/m³(0.79DA/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額の減少をもたらすため、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の運転および維持管理技術について修練を心掛けるべきである。

(4) 長期借入金の金利および借入金/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を左右する重要因子である。長期借入金金利が6.0%(年)と低減された場合、必要補助金額はMSFプロセスの場合0.34DA/m³、ROプロセスでは0.31DA/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、 $0.38\text{DA}/\text{m}^3$ または $0.36\text{DA}/\text{m}^3$ の補助金減少がMSFまたはROのそれぞれのプロセスに期待される。従って、所要資金の調達方法が財務面に及ぼす影響は大きく、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。

10.8.4 財務状況の改善および補助金低減の方策

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、補助金導入額の低減化方策を検討する。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。従って、技術面での改善による生産水コスト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額を求めた結果を表10.12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プロセスの生産水コストはそれぞれ $5.28\text{DA}/\text{m}^3$ ($1.59\text{DA}/\text{m}^3$ の減)、 $4.84\text{DA}/\text{m}^3$ ($1.51\text{DA}/\text{m}^3$ の減)となり、大幅な低減が可能である。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、MSFプロセス $6.29\text{DA}/\text{m}^3$ ($0.58\text{DA}/\text{m}^3$ の減)およびROプロセス $5.73\text{DA}/\text{m}^3$ ($0.62\text{DA}/\text{m}^3$ の減)と生産水コストの減少が期待される。従って、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 10.12 生産水コストの低減案

項 目		生産水コスト (DA/m ³)		
		水料金	補助金	合 計
MSF プ ロ セ ス	基本ケース	0.75	6.12	6.87
	(案1) 全額自己資金案	0.75	4.53	5.28
	(案2) 短期借入金相当分を 政府補助金とする案	0.75	5.54	6.29
RO プ ロ セ ス	基本ケース	0.75	5.60	6.35
	(案1) 全額自己資金案	0.75	4.09	4.84
	(案2) 短期借入金相当分を 政府補助金とする案	0.75	4.98	5.73

(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金額を試算する。試算過程および試算結果は表10.13にまとめられるが、本表に示される通り、大幅な生産水コストの低減が期待される。また、基本ケースと同額の補助金額(MSF: 6.12DA/m³、RO: 5.60DA/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 10.13 必要補助金額(全額自己資金案)

[MSFプロセス]		(千USドル)				
項目	年度	建設期間			操業期間	
		-3	-2	-1	1~14	15
投下資金		66,401	162,387	51,728	-	-
操業より生ずる資金		-	-	-	(-) 17,951×14	-17,951
運転資金の回収、他		-	-	-	-	58,334
必要補助金額		-	-	-	S	S
キャッシュフロー		-66,401	-162,387	-51,728	(S-17,951)×14	S+40,383
現在価値	IRROE:					
	0.0%	-66,401	-162,387	-51,728	K1×(S-17,951)+58,334	
	5.0%	-66,401	-154,654	-46,919	K2×(S-17,951)+25,451	
	10.0%	-66,401	-147,625	-42,750	K3×(S-17,951)+11,541	
IRROE			0.0%		5.0%	10.0%
補助金年間導入額			32,763		43,711	56,963
1 m ³ 当たり導入額USセント/m ³			94.55		126.15	164.40
1 m ³ 当たり導入額DA/m ³			4.53		6.06	7.89

[ROプロセス]		(千USドル)				
項目	年度	建設期間			操業期間	
		-3	-2	-1	1~14	15
投下資金		39,826	153,506	65,556	-	-
操業より生ずる資金		-	-	-	(-) 16,951×14	(-)16,951
運転資金の回収、他		-	-	-	-	70,790
必要補助金額		-	-	-	S	S
キャッシュフロー		-39,826	-153,506	-65,556	(S-16,951)×14	S+53,839
現在価値	IRROE:					
	0.0%	-39,826	-153,506	-65,556	K1×(S-16,951)+70,790	
	5.0%	-39,826	-146,196	-59,461	K2×(S-16,951)+30,885	
	10.0%	-39,826	-139,551	-54,179	K3×(S-16,951)+14,005	
IRROE			0.0%		5.0%	10.0%
補助金年間導入額			29,491		39,745	51,877
1m ³ 当たり導入額USセント/m ³			85.11		114.70	149.72
1m ³ 当たり導入額DA/m ³			4.09		5.51	7.19

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10.14 に示す通り、短期借入金必要額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5.54DA/m³となり、0.58DA/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、0.62DA/m³の低減が期待される。

表 10.14 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 当たり金額		補助金額 (千USドル)	生産水m ³ 当たり金額	
		USセント/m ³	DA/m ³		USセント/m ³	DA/m ³
1	55,405	159.90	7.68	51,233	147.86	7.10
2	53,739	155.09	7.44	49,708	143.46	6.89
3	52,076	150.29	7.21	48,186	139.06	6.68
4	50,410	145.48	6.98	46,661	134.66	6.46
5	48,745	140.68	6.75	45,139	130.27	6.25
6	47,082	135.88	6.52	43,614	125.87	6.04
7	45,417	131.07	6.29	42,091	121.47	5.83
8	43,753	126.27	6.06	40,568	117.08	5.62
9	42,087	121.46	5.83	39,044	112.68	5.41
10	40,423	116.66	5.60	37,520	108.28	5.20
11	17,950	51.80	2.49	16,952	48.92	2.35
12	17,950	51.80	2.49	16,952	48.92	2.35
13	17,950	51.80	2.49	16,952	48.92	2.35
14	22,698	65.51	3.14	16,952	48.92	2.35
15	44,188	127.53	6.12	27,912	80.55	3.87
年平均	39,992	115.42	5.54	35,966	103.80	4.98

10.8.5 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ること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6.87DA/m³(MSFプロセス) および6.35DA/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) 総生産水量当たりの生産水価格は4.81DA/m³(MSFプロセス)および4.44DA/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) 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、必要補助金額は大幅に減少する。
- 3) MSF、RO両プロセスの生産水価格は、若干ROの方が安い。

(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額を求めた。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額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短期借入金導入に伴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) プラント工事の遅滞による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) 所要資金の好条件による調達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) 財務状況の改善方策

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。

これら二案の財務面に及ぼす改善効果(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 1 章 經濟分析

第11章 経済分析

11.1 経済分析の目的

オラン市域の慢性的な水不足は人口の著しい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一刻も早く、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生産される水のコストは、高額な設備投資および用役、薬品類の消費等により、既存の地下水源や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前述の背景のもとに、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じるのは誤りである。水道事業としての公益性、たとえば衛生事情の改善、生活水準の向上等の効果を考慮すべきである。さらに、悪化する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、さらに定性的評価を加味して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。

11.2 本プロジェクトの経済的便益

11.2.1 生産水の経済的価値

深刻な水不足状況下では、生産水の価値は財務分析で試算された価格を大幅に上廻る経済価値を保有すると判断される。第3章にて論述されたようにオラン市域の水需給状況は Tafna 分水完成直前の1987/1988年をピークとして慢性的な水不足が継続するものと予想される。本プロジェクトの実施はこの水不足状況を解消するものであり、プロジェクトのもたらす経済的便益は大きい。この経済的便益量の推定を生産水の価値の見直しにより行う。

(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。従って、本経済分析では下記の前提条件を設け、その総合判断によって図11.1に示されるように、ある範囲をもったプレミアム値を設定した。

- 1) 水不足状況を端的に表わす尺度として充足率（供給可能量／需要水量）があげられる。生産水の経済価値プレミアムは充足率の変化に伴ない増減すると判断される。
- 2) 財務分析で試算された生産水の市場価格は水料金と補助金の和であり、MSFプロセスの場合143.15USセント／ m^3 (6.87DA/ m^3)、ROプロセスの場合132.23USセント／ m^3 (6.35DA/ m^3)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に、実施可能と考えられる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オラン市域外からの輸送

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なくとも70DA/ m^3 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、少なくとも40DA/m³と推定される。

- 4) 従って、生産水の潜在価格は相当に高いものと予測されるが、代替可能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、忍耐により吸収することがある程度可能であると思われる。
- 5) 以上を総合のうえ、充足率 65.0%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、操業各年度における生産水の経済価値プレミアムは、充足率の増減に伴い、図11.1に示されるように変化するものとした。

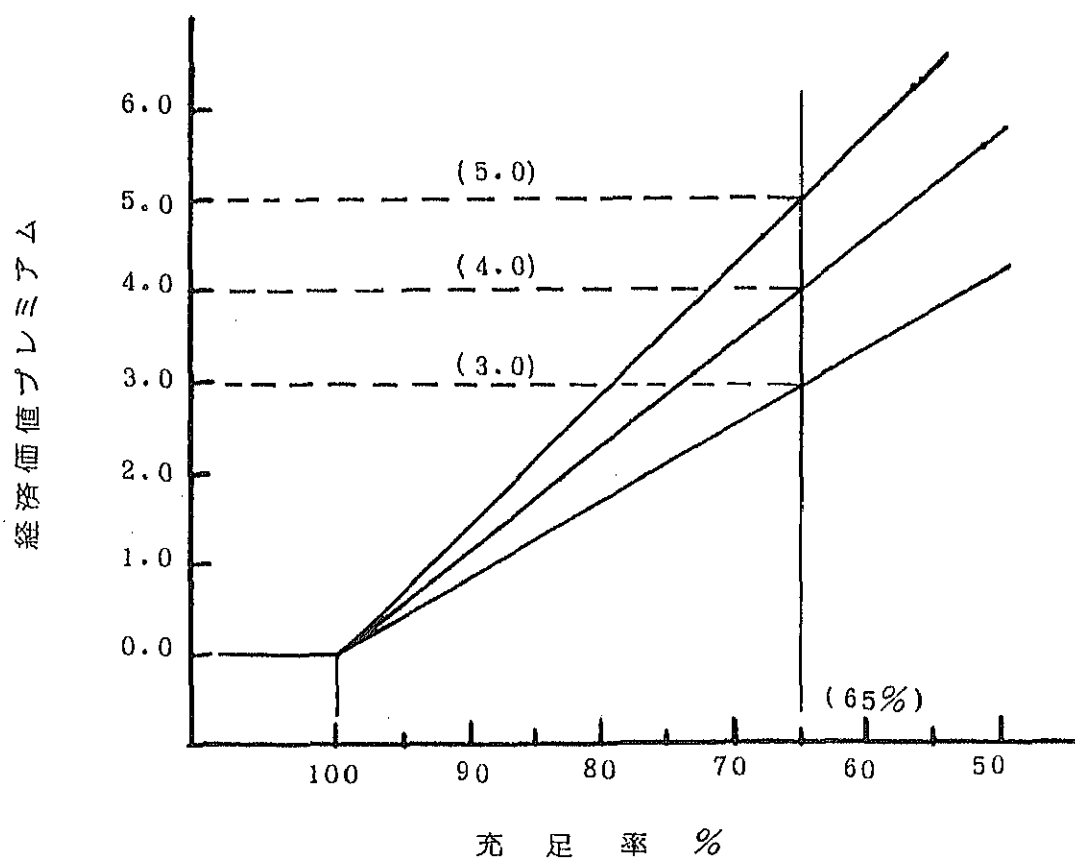


図 11.1 生産水の経済価値プレミアム

11.2.2 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11.1に示す。本試算に当たって、生産水の市場価格はNSFプロセスの場合の財務分析結果を採用し143.15USセント/m³(6.87DA/m³)と設定する。また、充足率は年次別の(給水可能量/需要水量)から求めた。

表 11.1 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 ('87)	65.5	2.96	3.94	4.93	196,422	245,031	294,137
2 ('88)	77.4	1.94	2.58	3.23	145,828	177,573	209,814
3 ('89)	73.0	2.31	3.09	3.86	164,181	202,870	241,063
4 ('90)	69.3	2.63	3.51	4.39	180,053	223,703	267,352
5 ('91)	66.2	2.90	3.86	4.83	193,446	241,063	289,177
6 ('92)	79.7	1.74	2.32	2.90	135,908	164,677	193,446
7 ('93)	92.9	0.61	0.81	1.01	79,858	89,799	99,699
8 ('94)	89.7	0.88	1.18	1.47	93,251	108,131	122,516
9 ('95)	86.8	1.13	1.51	1.89	105,651	124,500	143,348
10 ('96)	84.2	1.35	1.81	2.26	116,563	139,380	161,701
11 ('97)	81.8	1.56	2.08	2.60	126,980	152,773	178,565
12 ('98)	79.6	1.75	2.33	2.91	136,404	165,173	193,942
13 ('99)	77.5	1.93	2.57	3.21	145,332	177,077	208,822
14 (2000)	75.8	2.07	2.77	3.46	152,277	186,998	221,223
15 (2001)	74.3	2.20	2.94	3.67	158,725	195,430	231,639

注 1: Case A: 充足率 65%における生産水の経済価値プレミアム = 3.0

注 2: Case B: // = 4.0

注 3: Case C: // = 5.0

また、建設終了に伴うコミッションングの期間(1987年度前半)において生産される水の経済価値をNSF、ROプロセス別に求めた結果を表11.2に示す。

表11.2 コミッショニング期間中の生産水の経済価値

項目	MSF プロセス	RO プロセス
販売可能な生産水量 (m ³)	9,441,000	4,446,000
市場価格	143.15USセント/m ³	(6.87DA/m ³)
経済的便益量 (千USドル)		
Case A(*経済価値プレミアム: 3.0)	70,007	32,968
Case B(*経済価値プレミアム: 4.0)	88,792	41,814
Case C(*経済価値プレミアム: 5.0)	107,713	50,725

注：* 充足率 65%におけるプレミアム値。なお、コミッショニング期間中における充足率は51.2%と想定する。

11.2.3 その他の経済的便益

本プロジェクトの実施により、前項の経済的便益量を享受できるほか、下記の便益が計測できない便益として考えられる。

(1) 衛生事情の改善、生活環境の向上

オラン市域は現在、既に給水制限が繰り返されており、今後ますますこのような状態は住民の生活上大きな問題となろう。本プロジェクトの実施により、将来にわたって水需要に対応することが可能となり、同市の衛生事情は大きく改善され、生活環境の向上が図られるという大きな便益を生ずることとなる。

(2) 地域社会の経済効果

本プロジェクトの実施により建設、操業期間を通じて、資機材、用役、薬品等の流通が活発化する。また、本プラントの存在により各種商業活動が付随的に促進される等の効果が期待できる。

(3) 雇用機会の増大

本プラントの建設にあたって各種の労働者が雇用される。また、建設完了に伴い、数十名の従業員が本工場に雇用され、長期にわたり生産活動に従事する。これらの雇用機会の増大は本プロジェクトの間接的便益の一つである。

11.3 本プロジェクトの経済的費用

本プロジェクトの経済的費用としては、プロジェクト実施に伴う初期費用（所要資金）、生産費用および操業期間中の補助金の供与があげられる。

11.3.1 プロジェクト実施に伴う初期費用（所要資金）

本プロジェクト実施に伴い必要とされる初期費用として、プラントの建設費用、操業前費用、運転資金等が必要となる。その費用の経済的価値は、11.3.4項で示されるように、アルジェリア内貨と外貨に区分し、経済価値プレミアムを考慮のうえ算出される。

11.3.2 生産費用

本プロジェクトの生産費用として、用役の消費費用、労働資源の消費費用およびその他の費用が計上される。

(1) 用役の消費費用

生産に伴い消費される用役として電気、天然ガスがあげられる。これらの消費費用はそれぞれの経済価値プレミアムを考慮のうえ算出される。

(2) 労働資源の消費費用

生産費用に占める労働資源の消費費用は、運転要員費用、工場管理費用および維持管理費用のなかの人件費分の合計に相当する。これらの費用を熟練労働者、未熟練労働者に区分し、それぞれの経済価値を考慮のうえ経済分析を行う。

(3) その他の生産費用

その他の生産費用として、本プラント操業に消費される各種薬品費用および工場管理費、維持管理費のうちの資材費用を計上する。

11.3.3 操業期間中の補助金の供与

前章において詳述したように、本プロジェクトを資金ショートすることなく運営するためには、生産水の販売による収入では必要とされる費用を賄いきれないので、補助金の導入が必要である。この補助金は財（生産水）の生産に使用されるため、本経済分析では費用として扱う。

11.3.4 本プロジェクトの経済的費用

上述の各費用の経済的価値を求める。その方法として、市場価格ベースのもとで前章財務分析で試算された各費用を外貨、内貨に大別し、内貨を熟練労働者、未熟練労働者、国内調達資源、資材に区分のうえ、それぞれの経済価値を求める。

(1) 経済価値プレミアム

アルジェリア当局者の意見に加え、この国の社会、経済事情を考慮して、本経済分析に用いる経済価値プレミアムを次のように設定した。用役（天然ガス、電気）については、アルジェリア国の豊富な天然ガス保有量および発達した利用状況を踏まえ、それらが公益事業たる本プロジェクトに使用されるという社会的貢献を評価のうえ、経済価値プレミアムを決定した。

外貨プレミアム(Foreign Exchange Premium)=0.10

熟練労働者プレミアム(Skilled Labour Premium)=0.50

未熟練労働者プレミアム(Unskilled Labour Premium)= (-) 0.50

天然ガスの経済価値プレミアム= (-) 0.20

電気の経済価値プレミアム= (-) 0.20

アルジェリア国内調達資材= (±) 0.00

なお、輸入税、固定資産税および保険はトランスファー項目として各費用の算出を行う。

(2) 各経済的費用の算定

1) プロジェクト実施に伴う初期費用（所要資金）

表11.3に MSFおよびROプロセスの所要資金の経済的価値を示す。

2) 生産費用

表11.4に各プロセスの生産費用の経済価値を示す。

3) 補助金

操業期間中に導入される補助金は MSFプロセスの場合、年間44,188千USドル(6.12DA/m²)、ROプロセスの場合、年間40,405千USドル(5.60DA/m²)である。

表 11.3 プロジェクト所要資金の経済価値

[MSFプロセス]

(千USドル)

項 目	市場価格			経済価値		
	プロジェクト年度			プロジェクト年度		
	-3	-2	-1	-3	-2	-1
アルジェリア内貨	10,589	19,205	8,741	9,411	16,808	8,670
熟練労働者	(3,580)	(6,655)	(2,609)	(5,340)	(9,983)	(3,914)
未熟練労働者	(3,396)	(6,410)	(1,913)	(1,698)	(3,205)	(957)
アルジェリア 国産資機材	(2,373)	(3,620)	(3,307)	(2,373)	(3,620)	(3,307)
輸入税	(1,260)	(2,520)	(420)	(0)	(0)	(0)
初期運転資金	-	-	(492)	-	-	(492)
外貨	55,812	143,182	42,987	61,393	157,500	47,286
	小 計			70,804	174,308	55,956
	所要資金の経済価値総計			301,068		

[ROプロセス]

(千USドル)

項 目	市場価格			経済価値		
	プロジェクト年度			プロジェクト年度		
	-3	-2	-1	-3	-2	-1
アルジェリア内貨	6,454	19,047	14,806	6,040	16,428	14,271
熟練労働者	(2,201)	(6,272)	(5,063)	(3,302)	(9,408)	(7,595)
未熟練労働者	(2,291)	(6,330)	(4,655)	(1,146)	(3,165)	(2,328)
アルジェリア 国産資機材	(1,592)	(3,855)	(3,723)	(1,592)	(3,855)	(3,723)
輸入税	(370)	(2,590)	(740)	(0)	(0)	(0)
初期運転資金	-	-	(625)	-	-	(625)
外貨	33,372	134,459	50,750	36,709	147,905	55,825
	小 計			42,749	164,333	70,096
	所要資金の経済価値総計			277,178		

注1:経済価値プレミアム

- 熟練労働者: 0.50
- 未熟練労働者: (-) 0.50
- アルジェリア国産資機材、運転資金: 0.0
- 外貨: 0.10

注2:輸入税はトランスファー項目とみなす。

表 11.4 生産費用の経済価値

[MSFプロセス]

項 目		試 算 前 提		経済価値 (千USドル/年)
		市場価格 (千USドル/年)	経済価値 プレミアム	
ア ル ジ ェ リ ア 内 貨 (A)	天然ガス	11,069	(-) 0.20	8,855
	電気	813	(-) 0.20	490
	薬品類	149	0.0	149
	人件費	446 (熟練労働者)	0.50	669
	工場管理費	273 (熟練労働者)	0.50	410
	維持管理費	140 (熟練労働者)	0.50	210
		250 (未熟練労働者)	(-) 0.50	125
		600 (資機材)	0.0	600
	固定資産税・保険	2,666-----トランスファー項目	(-) 1.0	0
	合 計	-	-	11,508
外 貨 (B)	薬品類	2,323	0.10	2,555
	工場管理費	57 (輸入資機材)	0.10	63
	維持管理費	4,696 (輸入資機材)	0.10	5,186
	合 計	-	-	7,784
運転費用の経済価値総計 (A) + (B)				19,292

[ROプロセス]

項 目		試 算 前 提		経済価値 (千USドル/年)
		市場価格 (千USドル/年)	経済価値 プレミアム	
ア ル ジ ェ リ ア 内 貨 (A)	電気	10,168	(-) 0.20	8,134
	薬品類	902 (硫酸、消石灰等)	0.0	902
	人件費	324 (熟練労働者)	0.50	486
	工場管理費	273 (熟練労働者)	0.50	410
	維持管理費	140 (熟練労働者)	0.50	210
		250 (未熟練労働者)	(-) 0.50	125
		600 (資機材)	0.0	600
		固定資産税・保険	2,479-----トランスファー項目	(-) 1.0
	合 計	-	-	10,867
外 貨 (B)	薬品類	780	0.10	858
	工場管理費	57 (輸入資機材)	0.10	63
	維持管理費	6,310 (輸入資機材)	0.10	6,941
	合 計	-	-	7,862
運転費用の経済価値総計 (A) + (B)				18,729

11.4 経済的内部収益率(EIRR)

上述の経済的便益および費用を基に、本プロジェクトの経済ライフ期間（15年）における経済的内部収益率は表11.5(MSFプロセス) および表11.6 (ROプロセス) に示されるように算定される。経済的内部収益率は、生産水の経済的価値をいかに評価するかにより大きく左右されるため、範囲をもってプレミアム値を設定した。すなわち、充足率65%における生産水の経済価値プレミアムを3.0(Case A)、4.0(Case B)、5.0(Case C)と仮定したうえ、各ケースごとに経済的キャッシュフローを求め、経済的内部収益率を算定した。

算定された各ケースの経済的内部収益率は下記の通りである。

[MSFプロセス]

ケース (生産水の経済価値プレミアム--1986年度)	経済的内部収益率(EIRR)
Case A (3.0)	28.60%
Case B (4.0)	39.58%
Case C (5.0)	49.61%

[ROプロセス]

ケース (生産水の経済価値プレミアム--1986年度)	経済的内部収益率(EIRR)
Case A (3.0)	30.59%
Case B (4.0)	41.40%
Case C (5.0)	51.27%

11.5 経済分析結果の評価

経済的キャッシュフローおよび算定された経済的内部収益率から判断すると、本プロジェクトの経済的効果は高く、その実施が妥当であることを示唆している。すなわち、財務分析結果では、プロジェクト全期間を通じて初期投下資金の回収のみが図られる前提においても、毎年44,188千USドル(MSFプロセス) および40,405千USドル (ROプロセス) におよぶ補助金の導入が必要とされるが、本経済分析結果では、投下された補助金を回収したうえ、さらに便益を生ずる経済的キャッシュフローを示している。これは、慢性的に継続すると予測される深刻な水不足状況を解決する本プロジェクトの実施価値が高く評価されたためである。

しかしながら、経済効果は生産水の経済的価値の評価にかかっているため、その判断を誤ると経済効果の過大評価を招く危険性がある。本経済分析では、水不足が深刻な状態である充足率 65%の時の生産水の経済価値プレミアムを 3.0~5.0 と想定して、本プロジェクト実施の場合の経済的便益量を推定した。

アルジェリア当局によって、水不足から予測される衛生状態の悪化、生活用水不足による社会問題等を考慮のうえ、他の代替給水方法による水価格を勘案し、本プロジェクト実施により期待される便益量を把握することが望まれる。そして、本経済分析による便益量の試算値が妥当と判断されるならば、本プロジェクトの経済効果は大きく、社会への貢献が高いと評価される。さらに、計測できない社会経済的便益を考慮すると、財務分析に示された多額の補助金を供与しても、本プロジェクトの実施は有意義なものであると判断される。

表 11.5 経済的内部収益率 (EIRR) の算定 (MSFプロセス)

(1000USドル)

プロジェクト 操作年度	経済的便益 ^{1, 2} (A)			経済的費用 ³ (B)		経済的キャッシュフロー (A) - (B)		
	Case A	Case B	Case C	所募資金 (補助金)	合計	Case A	Case B	Case C
- 3 ('84)				70,804	70,804	-70,804	-70,804	-70,804
- 2 ('85)				174,308	174,308	-174,308	-174,308	-174,308
- 1 ('86)	70,007	88,792	107,713	55,956	55,956	14,051	32,836	51,757
1 ('87)	196,422	245,031	294,137	(44,188)	63,480	132,942	181,551	230,657
2 ('88)	145,828	177,573	209,814	(44,188)	63,480	82,348	114,093	146,334
3 ('89)	164,181	202,870	241,063	(44,188)	63,480	100,701	139,390	177,583
4 ('90)	180,053	223,703	267,352	(44,188)	63,480	116,573	160,223	203,872
5 ('91)	193,446	241,063	289,177	(44,188)	63,480	129,966	177,583	225,697
6 ('92)	135,908	164,677	193,446	(44,188)	63,480	72,428	101,197	129,966
7 ('93)	79,858	89,779	99,699	(44,188)	63,480	16,378	26,299	36,219
8 ('94)	93,251	108,131	122,516	(44,188)	63,480	29,771	44,651	59,036
9 ('95)	105,651	124,500	143,348	(44,188)	63,480	42,171	61,020	79,868
10 ('96)	116,563	139,380	161,701	(44,188)	63,480	53,083	75,900	88,221
11 ('97)	126,980	152,773	178,565	(44,188)	63,480	63,500	89,293	115,085
12 ('98)	136,404	165,173	193,942	(44,188)	63,480	72,924	101,693	130,462
13 ('99)	145,332	177,077	208,822	(44,188)	63,480	81,852	113,597	145,342
14 (2000)	152,277	186,998	221,223	(44,188)	63,480	88,797	123,518	157,743
15 (2001)	158,725	195,430	231,639	(44,188)	54,998	103,727	140,432	176,641
				-8,482 ⁴				

注 1 : 生産水の経済価値プレミアム 注 2 : 表 11.1.1 および 表 11.2 参照

Case A : 3.0

注 3 : 表 11.3 および 表 11.4 参照

Case B : 4.0

注 4 : 運転資金の回収

Case C : 5.0

経済的内部収益率 (EIRR)

Case A : 28.60%

Case B : 39.58%

Case C : 49.61%

表 11.6 経済的内部収益率 (EIRR) の算定 (RORプロセス)

(1000USドル)

プロジェクト 操作年度	経済的便益 ^{1, 2} (A)			経済的費用 ³ (B)		経済的キャッシュフロー (A) - (B)		
	Case A	Case B	Case C	所要資金 (補助金)	合計	Case A	Case B	Case C
- 3 ('84)				42,749	42,749	- 42,749	- 42,749	- 42,749
- 2 ('85)				164,333	164,333	-164,333	-164,333	-164,333
- 1 ('86)	32,968	41,814	50,725	70,096	70,096	- 37,128	- 28,282	- 19,371
1 ('87)	196,422	245,031	294,137	(40,405)	59,134	137,288	185,897	235,003
2 ('88)	145,828	177,573	209,814	(40,405)	59,134	86,694	118,439	150,680
3 ('89)	164,181	202,870	241,063	(40,405)	59,134	105,047	143,736	181,929
4 ('90)	180,053	223,703	267,352	(40,405)	59,134	120,919	164,569	208,218
5 ('91)	193,446	241,063	289,177	(40,405)	59,134	134,312	181,929	230,043
6 ('92)	135,908	164,677	193,446	(40,405)	59,134	76,774	105,543	134,312
7 ('93)	79,858	89,779	99,699	(40,405)	59,134	20,724	30,645	40,565
8 ('94)	93,251	108,131	122,516	(40,405)	59,134	34,117	48,997	63,382
9 ('95)	105,651	124,500	143,348	(40,405)	59,134	46,517	65,366	84,214
1 0 ('96)	116,563	139,380	161,701	(40,405)	59,134	57,429	80,246	102,567
1 1 ('97)	126,980	152,773	178,565	(40,405)	59,134	67,846	93,639	119,431
1 2 ('98)	136,404	165,173	193,942	(40,405)	59,134	77,270	106,039	134,808
1 3 ('99)	145,332	177,077	208,822	(40,405)	59,134	86,198	117,943	149,688
1 4 (2000)	152,277	186,998	221,223	(40,405)	59,134	93,143	127,864	162,089
1 5 (2001)	158,725	195,430	231,639	(40,405)	51,161	107,564	144,269	180,478
				-7,973 ⁴				

注 1 : 生産水の経済価値プレミアム 注 2 : 表 11.1 および表 11.2 参照

Case A: 3.0

Case B: 4.0

Case C: 5.0

注 3 : 表 11.3 および表 11.4 参照

注 4 : 運転資金の回収

経済的内部収益率 (EIRR)

Case A: 30.59%

Case B: 41.40%

Case C: 51.27%

第 1 2 章 最適プロセスの選定

第12章 最適プロセスの選定

12.1 技術的評価

第6章および第7章において概念設計を行った多段フラッシュ蒸発法および逆浸透法の各海水淡水化プラントについて、詳細な評価項目ごとに比較分析した結果を表12.1に示す。その概要は次の通りである。

(1) プラントの単位規模

多段フラッシュ蒸発法は大型プラントに適したプロセスで、スケールメリットが大きい。本計画では1基 3万 m^3 /日の大容量プラントを採用するため、15万 m^3 /日の大容量施設でもユニット数は5基と少なくなった。

逆浸透法はこれまで1基 2,000 m^3 /日が最大であるが、その大型化は技術的に可能である。本計画では1基 1万 5千 m^3 /日とこれまでの7~8倍にスケールアップし、ユニット数を10基とした。

(2) エネルギー消費量

逆浸透法は原理的に最もエネルギー消費量が少ない方式である。本計画では、効率の良いポンプと動力回収装置を採用したので、さらにエネルギー消費量が少なく、電力消費量が5.93 kWh/m^3 （生産水送水用電力を含む。）となった。

多段フラッシュ蒸発法は、本計画では安価な天然ガスが使用できるので、スケール防止方式の簡略化、建設費の低減を考慮し、造水比8としたので、ややエネルギー消費量が大きくなった。しかし、循環ブラインポンプ、海水供給ポンプ、生産水送水ポンプなどの大型ポンプの駆動に蒸気タービンを採用し、蒸気サイクルの効率化を図り、電力消費量を少なくした。なお、天然ガス消費量は9.36 Nm^3/m^3 、電力消費量は0.36 kWh/m^3 となった。

(3) 所要人員

運転維持管理に必要な人員は多段フラッシュ蒸発法で73名、逆浸透法で54名である。管理部門および保守部門の人員配置はいずれのプロセスでも大きな差異はないが、運転部門は蒸発法が47名であるのに対して逆浸透法は28名と約半以下の人員となっている。

(4) 運転、維持管理の難易

多段フラッシュ蒸発法はプラントの起動停止操作にやや熟練を要するが、定常運転は自動化されており、安全運転が行われるので通常は計測器の監視作業が中心となる。定期検査は年1回実施する計画で、伝熱管、蒸発缶の腐食、スケールなどに関連する維持管理作業のほか、ボイラの検査が必要である。

逆浸透法はプラントの起動停止が容易であり、通常の運転は計測器の監視が中心である。前処理に使用する凝集剤、酸などの薬品の管理作業がやや多い。定期検査は年1回実施する計画で、膜の交換、洗浄などの作業も併わせて行われる。

(5) 原海水水質への適応性

多段フラッシュ蒸発法は原海水の水温が低い方が熱効率が良い。また、原海水はフェノール類、アンモニアなど、生産水に移行する恐れのある揮発性汚染物質のない水質が望ましいが、その他の水質項目については余り影響を受けない。

逆浸透法は原海水の水温が高い方が生産水量が多くなる。原海水の水質は前処理の難易に影響があり、膜性能の維持にも関連が深いので、できるだけ濁質の少ない清澄な海水を取水することが望ましい。

(6) 使用薬品

多段フラッシュ蒸発法はスケール抑制剤と消泡剤を使用するだけであり、薬品の種類および使用量が少ない。

逆浸透法は前処理用の凝集剤、pH調整剤が必要であり、使用量も多い。また、排水処理用の凝集剤、モジュール洗浄剤などが間欠的であるが必要である。

(7) 材料の腐食

海水に接触する部分には、耐食性の高い材料を使用する。特に、多段フラッシュ蒸発法は、腐食環境が厳しい高温部分の蒸発缶体にはステンレス鋼のクラッドを使用し、伝熱管にはキュプロニッケル、アルミプラス、チタンなどの高級材料が使用される。

また、多段フラッシュ蒸発法では、材料の腐食防止を考慮し、高温部（熱回収部）に供給する補給水は前処理で真空脱気する。

逆浸透法は塩化ビニル、強化プラスチックを使用できるが、高圧ポンプおよび動力回収タービンにはステンレス鋼およびステンレス鋳物を用い、高圧部分の大口径管には、鋼管の内面にライニング加工およびコーティング加工を施したものを使用する。

(8) スケール生成

多段フラッシュ蒸発法では、スケール抑制剤を補給水に添加するとともに、プライン最高温度を 110°C に制限して高温部のスケール生成を防止している。

逆浸透法では、供給水の pH を酸性に調整して濃縮水側のスケール防止を行っている。

(9) 生産水水質と後処理

多段フラッシュ蒸発法の生産水は蒸留水に近い水質が得られるが、硬度成分が極めて少ないためにこれを調整する必要がある。

逆浸透法では飲用に適した水質が得られるが、pH がやや低いためこれを調整する必要がある。また、いずれの場合にも滅菌剤による消毒が必要である。

これらの水質調整は後処理装置で行なわれる。そのプロセスは、多段フラッシュ蒸発法では炭酸ガス吸収-石灰石固定床濾過が行われ、逆浸透法では消石灰の添加が行われる。

(10) 耐用年数

多段フラッシュ蒸発法、逆浸透法とも耐用年数は構築物 30 年、プラント機器 15 年として計画した。

(11) 海水の取水量および排水量

多段フラッシュ蒸発法は冷却用水が必要なため、海水の取水量は生産水量の約 8 倍、排水量も約 7 倍と多量である。

逆浸透法は取水量が比較的少なく、生産水量の約 3 倍であり、排水量は取水量の約 85% に減少する。

(12) 設置面積

逆浸透法は一般に設置面積が小さい。本計画でもプラントの設置に必要な面積は多段フラッシュ蒸発法の 105,800m² に対し、逆浸透法は 71,700m² と逆浸透法に比べて多段フラッシュ蒸発法の方が約 50% 広がっている。

(13) 建設期間

建設期間は一般に 3 年以上必要である。本計画では、アルジェリア政府の要望によりプラントの早期完成を図るために建設期間の短縮を図った。この結果、多段フラッシュ蒸発法の建設期間は 2 年 9 ヶ月、逆浸透法の建設期間は 2 年 6 ヶ月となり、逆浸透法の工期の方がやや短い。

(14) 環境への影響

環境への影響としては、排水、騒音および排ガスの影響が考えられる。

排水の影響としては、多段フラッシュ蒸発法では温排水が排出され、逆浸透法では濃縮排水が排出される。しかし、これらの排水による放流海域への影響は極めて少ない。

騒音としては、多段フラッシュ蒸発法ではエゼクターおよび減圧弁から発生する蒸気の排出音、ポンプ駆動の蒸気タービンの運転騒音がある。逆浸透法ではポンプおよびタービンの運転騒音と減圧弁から発生する排水音がある。本計画では、プラントの配置および騒音防止装置を考慮することによって周辺への影響はないよう設計した。

排ガスの影響としては、多段フラッシュ蒸発法のボイラからの燃焼排ガスがあるが、本計画では天然ガスを使用するため排ガスによる大気汚染の心配はない。逆浸透法の運転は電気エネルギーが使用されるため、大気への影響はない。

(15) 稼働実績

蒸発法は最も早くから実用化された海水淡水化技術であり、現在、世界の淡水化装置の76%を占めている。特に大容量の海水淡水化装置の大部分が多段フラッシュ蒸発法を採用しており、その技術の完成度は高い。

逆浸透法は近年になって急速に技術開発が進み、かん水の脱塩に多くの実績が見られる。海水淡水化については、ここ10年間に高排除率の膜の開発とともに実用化され、最近では大容量の海水淡水化装置の受注も行われるようになり、稼働実績も急速に増えている。

表12.2および表12.3に大容量海水淡水化プラントの納入実績を示す。

12.2 経済的評価

経済的な面からの両プロセスの比較評価は第9章、第10章、第11章に述べたとおりであるが、その要点は次のとおりである。

(1) 総所要資金

プラント建設費、操業前費用、初期運転資金および建設期間中金利を含めた総所要資金の合計は多段フラッシュ蒸発法が297,255千USドル、逆浸透法が272,070千USドルと逆浸透法がやや安い。

(2) 生産水コスト

生産水コストを試算した結果、総生産水量当たりの平均生産水コスト（収入税を含む）は多段フラッシュ蒸発法では100.19USセント/m³（4.81 DA/m³）、逆浸透法では92.55USセント/m³（4.44 DA/m³）となり、また、有収水量当たりでは多段フラッシュ蒸発法が143.12USセント/m³（6.87 DA/m³）、逆浸透法が132.21USセント/m³（6.35 DA/m³）と逆浸透法の方が安い値となった。

(3) 必要補助金額

生産水コストに対し、水道料金の徴収額は少ないため、必要費用の不足分は補助金の導入で賄うこととするが、その額は多段フラッシュ蒸発法の場合で127.53USセント/m³（6.12DA/m³）、逆浸透法では116.61USセント/m³（5.60DA/m³）と逆浸透法の方が少ない。

以上みてきたように、総所要資金、生産水コスト、必要補助金額については、逆浸透法の方がやや経済的である。

12.3 最適プロセスの選定

12.3.1 本プロジェクトの要件とプロセスの適合性

前項まで技術的および経済的な面から比較評価を行った。この結果では、多段フラッシュ蒸発法および逆浸透法ともそれぞれ特徴があり、顕著な優劣は認められない。

一方、本プロジェクトにおいて要求されている特有の条件について両プロセスの適合性を評価すれば次のとおりである。

(1) 建設期間

水需給は現在既に大幅な逼迫状態にあり、今後、ダム完成時までますます深刻になるものと予測されている。従って、できる限り早期の海水淡水化プラント建設が望まれており、建設期間の短縮が優先事項であり、納期のより短いプロセスが選定において重要な条件となる。

本F/Sにおいて、経済性を考慮の上、最大限の工期短縮を検討した結果、設計開始から全基稼働までの期間は多段フラッシュ蒸発法が2年9ヵ月、逆浸透法が2年6ヵ月となり、逆浸透法の工期が若干短い。しかし、逆浸透法が全基稼働する1987年7月までには、多段フラッシュ蒸発法も3基（全体の3/5）が稼働できるため、両プロセスの実質的な工期の差はわずかである。

(2) 稼働実績

本プロジェクトは、アルジェリア国では、飲料用の大型海水淡水化プラントの建設としての初めての事業であり、しかも国の優先プロジェクトとなっている。本プロジェクトの成否は、市民の生活存立の基盤を直接左右するものであるだけに、リスクは極力避けなければならない。プロセス選定に当たってアルジェリア当局は、稼働実績が豊富で、技術的に完成した信頼性のあるプロセスであることが最も重視する要素であるとしている。

現在、世界の海水淡水化プラントは表12.2および表12.3に記載したように、1基20,000m³/日以上の大規模プラントはすべて多段フラッシュ蒸発法である。逆浸透法は最近設置容量の伸びは大きく、海水を原水とする海水淡水化プラントも逐次設置されるようになってきている。なお、この資料はDesalting Plants Inventory Report No.7 (National Water Supply Improvement Association, May 1981) によった。

(3) 大規模適性

計画のプラント容量は150,000m³/日と大規模であるので、大型プラントに適したプロセスであることが条件である。すなわち、スケールメリットがあり、1基当たりの容量が大きくできるプロセスであることが重要である。ユニット容量を大きくし、ユニット数を減らすことは建設期間の短縮、建設費の低減および運転、維持管理業務の簡素化等に効果がある。

本F/Sでは、多段フラッシュ蒸発法は30,000m³/日5基で概念設計を行っている。現在までの実績では、多段フラッシュ蒸発法の最大の単基容量は36,000m³/日であり、本計画の規模は実用プラントの規模として全く問題がない。また、わが国では100,000m³/日プラントの製作技術は既に開発されており、さらに大規模のプラントの製作にも技術的な問題はない。

逆浸透法プロセスは15,000m³/日、10基で概念設計を行っている。実用されている逆浸透法の単基容量の最大は約2,000m³/日で、大型の実績はまだ少ないが、15,000m³/日へのスケールアップは技術的には十分可能である。

(4) 運転、維持管理の容易性

これまでアルジェリアでは公共用の海水淡水化の実績は少なく、このため、プラントの運転、維持管理の熟練者は現状では極めて少ないと思われる。プラントの運転が円滑を欠くようなことがあれば市民生活や経済活動に大きな影響を与えることになるので、できる限り、運転、維持管理が容易で自動化されたプロセスが望ましい。

本計画のプラントでは、多段フラッシュ蒸発法は起動、停止にはやや複雑な操作を必要とするものの、平常運転時はほとんど自動化されている。また、スケール生成、プラント材料の腐食の防止には、運転、維持管理上注意を要するが、十分な技術的対策がなされている。

逆浸透法プロセスは本質的に運転操作は容易なうえ、ほとんど自動化されており、所要人員も少なくすむ。

12.3.2 最適プロセスの選定

これまで検討した結果を総合し、とくに前項の要件に重点を置いて両プロセスの評価を行うと、大型プラントの稼働実績においては多段フラッシュ蒸発法が優位性を有している一方、建設期間の短縮、運転および維持管理の容易性の面では逆浸透法が有利であるが、稼働実績の要件を除けば実用プラントとしてどちらも採用可能なプロセスである。

アルジェリア政府当局は最近プロジェクト実施において稼働実績を最も重視する要素としており、この要素に重点をおけば、多段フラッシュ蒸発法が好ましいプロセスであるということができる。

以上の検討の結果、本プロジェクトにおいては多段フラッシュ蒸発法を選定するのが妥当と判断される。

なお、逆浸透法プロセスはまだ実績は少ないものの、現在、技術が急速に発展している方式で、スケールアップも着実に進んでおり、経済性、運転および維持管理の容易性から将来性のあるプロセスである。今後計画されるプロジェクトにおいては、逆浸透法プロセスについても十分な検討評価を行い、実用化の対象とすることが必要である。

第 7 章および第 8 章で概念設計を行った両プロセスの比較分析は次の通りである。

表 12.1 多段フラッシュ蒸発法プロセスと逆浸透法プロセスとの比較分析

比較項目	蒸発法プロセス	逆浸透法プロセス
1.プラントの 生産能力	計画生産水量 150,000m ³ /日	計画生産水量 150,000m ³ /日
2.主要稼働 パラメータ	造水比：8 循環ライン温度：110℃ 排出ライン温度：最高34℃ (生産水温度：最高32℃) 循環ライン濃縮比：1.82	回収率：35% モジュール 運転圧力：60～65kg/cm ² 供給水温度：14～25℃ 供給水濃度：37,000mg/l asTDS [供給水FI値 4以下 供給水pH 6.0～6.5]
3.ユニット容量 およびユニット数	1ユニットの容量が大きくなり、大容量の施設でもユニット数が少ない。 ユニット容量：30,000m ³ /日 ユニット数：5基	1ユニットの容量が比較的小さく、大容量の施設ではユニット数が多くなる。 ユニット容量：15,000m ³ /日 ユニット数：10基
4.電力	ポンプ駆動用の電動機の電力が必要である。 本プラントではライン循環ポンプ等をタービン駆動としたので電力所要量は低減されている。 電源容量： 60kV×3Φ×50Hz 2,250kW(4,000kVA) 循環ラインポンプ等はタービン駆動 電力消費量： 0.36 kWh/淡水m ³	高圧ポンプをはじめすべてのポンプを電動機駆動とするのが一般的で、電力所要量が多い。 電源容量： 60kV×3Φ×50Hz 28,125kW(38,000kVA) 全ポンプ電動機駆動 高圧ポンプはエネルギー回収タービン付 電力消費量： 5.98 kWh/淡水m ³

<p>5. ガス</p>	<p>加熱蒸気発生用ボイラに天然ガスを使用する。</p> <p>所要ガス量：58,500Nm³/時 消費量：9.36Nm³/淡水m³ 供給条件：9,400kcal/Nm³</p>	<p>使用せず。</p>
<p>6. 回収率、効率 および稼働率</p>	<p>プラントのエネルギー効率は生産水量 (m³) / 加熱蒸気量 (t) との比である造水比によって表わされる。造水比が大きいほどエネルギー効率が低い。</p> <p>造水比：8</p> <p>稼働率は施設の年間稼働日数、負荷率などで表わされる。</p> <p>年間稼働日数：330日</p> <p>ただし、定期検査は年1回30日程度必要であり、1基ずつ停止して順次検査する場合には、他の4基(120,000m³/日)は連続稼働できる。</p> <p>負荷率： プラント1基の負荷率は50～100%の範囲で部分負荷運転も可能である。需要量に応じて、施設全体の負荷率を10～100%の間で段階的に換えて経済的な運転ができる。</p>	<p>プラントの効率に相当するのは、生産水量/供給海水量との比を%で表わした回収率である。回収率が大きいほど効率が低い。</p> <p>回収率：35%</p> <p>稼働率は施設の年間稼働日数、負荷率などで表わされる。</p> <p>年間稼働日数：330日</p> <p>ただし、定期検査は年1回30日程度必要であり、1基ずつ停止して順次検査する場合には、他の9基(135,000m³/日)は連続稼働できる。</p> <p>負荷率： プラント1基の負荷率は使用モジュール数を増減することで変えることもできるが、一般にはモジュール数の変更は行わない。需要量の変動に対しては、施設全体のユニット数を変更して対処することにより経済的な運転ができる。施設全体の負荷率は、10～100%の間で、10%ごとに変更できる。</p>

7.稼働状態	<p>(1) プラントの起動、停止操作がやや複雑であり、起動は手動操作で行うのが一般的である。定常運転は自動化される。</p> <p>(2) 原海水の水質変動によるプラント運転への影響は少ない。</p>	<p>プラントの起動、停止操作が容易で自動化も容易である。</p> <p>一定負荷運転では、遠隔自動運転もできる。</p>
8.生産水質 および必要な 後処理	<p>生産水水質：TDS100mg/l以下 pH 7</p> <p>後処理： 硬度調整および滅菌剤（塩素など）による消毒が必要である。</p>	<p>生産水水質：TDS 500mg/l以下 Cl⁻ 250mg/l以下 pH 5</p> <p>後処理： pH調整および滅菌剤（塩素など）による消毒が必要である。</p>
9.使用薬品	<p>(1) スケール抑制剤 薬品名：ベルガードEV 使用量：72.5kg/時 安全性等： アメリカ、イギリスなどの厚生省において、飲料水用の蒸発法海水淡水化装置に使用しても問題がないとの証明書がある。</p> <p>(2) 消泡剤 薬品名：ベライトM8 使用量：1.215kg /時 安全性等： アメリカのFOOD & Drug Administration Regulation 121.1099 に適合している。 (使用薬品の種類は逆浸透法に比べて少ない。)</p> <p>(3) 生産水水質調整（後処理用） ライムストーン：100%固形 使用量：375kg/時</p>	<p>(1) 凝集剤（前処理用） 薬品名： 塩化第二鉄（FeCl₃ 40% 溶液） 使用量：207.5kg /時 （約4.3mg/l as FeCl₃）</p> <p>(2) 凝集剤（排水処理用）薬品名：高分子凝集剤 使用量： アニオン高分子凝集剤 （排水用）28kg/日 カチオン高分子凝集剤 （汚泥用）12kg/日</p> <p>(3) pH調整剤 薬品名：硫酸(H₂SO₄ 98% 溶液) 使用量：1071.3kg/時</p> <p>(4) 生産水水質調整（後処理用） 消石灰：100%粉末 使用量：162.5kg/時</p>

		<p>(5) モジュール洗浄剤 薬品名： クエン酸 60,000kg/年 アンモニア (pH調整用) 18,000kg/年</p>
10. プラント材料	<p>(1) 耐食性の材料を使用する。 (2) 運転温度が高い部分の腐食環境は厳しい。</p> <p>蒸発缶体： 鋼板とSUS316L ステンレス鋼板クラッド (高温段) 鋼板、内面エポキシコーティング (低温段)</p> <p>伝熱管： キューブロニッケル管 (ブラインヒータ) アルミプラスチック管 (熱回収部) チタン管 (熱放出部)</p> <p>配管： 海水および低温ブライン： 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： 鋼管+キューブロニッケルクラッド 淡水およびコンデンセート： SUS304鋼管 蒸気：鋼管</p> <p>(3) 防食方法 a. スケール防止に酸を使用しないで、循環ブラインのpHを高く保つ。 b. 脱気器により海水中の溶存酸素を20μg / l 以下に保つ。 c. 必要に応じて電気防食を施す。</p>	<p>(1) 耐食性の材料を使用する。 (2) 常温運転のため材料の腐食が少ない。</p> <p>低圧配管： 大口徑—SGP(ガス管)の内面にポリエチレンライニングまたはエポキシコーティング 小口径—FRP(強化プラスチック)</p> <p>高圧配管： 大口徑—STPG (ガス管)の内面にポリエチレンライニングまたはエポキシコーティング 小口径—SUS316またはFRP (強化プラスチック)</p> <p>排水管： 鋼管 (炭素鋼)の内面にエポキシコーティング 高圧ポンプおよびエネルギー回収タービン： SUS316ステンレス鋼および鋳物 モジュールの圧力容器： FRP(強化プラスチック)</p> <p>(3) 防食方法 特に不要</p>

11. 耐用年数	構築物は30年、プラント機器は15年で計画した。	構築物は30年、プラント機器は15年で計画した。
12. 前処理の特徴	<p>(1) プラント材料の腐食低減のために真空脱気器により補給海水の脱気を行う。</p> <p>(2) 伝熱管内のスケール発生による伝熱効率低下を防ぐためにスケール防止剤の注入を行う。</p>	<p>(1) 供給海水を清澄にするために凝集剤添加によりフロックを形成した後、(重力式) 濾過設備により濾過を行う。</p> <p>(2) 供給海水のpH調整を行うために酸の注入を行う。</p> <p>(3) 逆浸透モジュール内のスライム発生を防止するために滅菌剤の注入を行う。</p> <p>(4) 膜材質の特性に応じて、残留塩素除去、溶存酸素除去(脱気)など、供給海水の水質調整を行う。</p>
13. 取排水設備	<p>(1) 取水設備 冷却に要する海水が多量に必要で、取水量は生産水量の約 8倍。</p> <p>a. 取水量：52,000m³/時 (1,248,000m³/日)</p> <p>b. 取水方式：深層取水方式 (取水管式)</p> <p>(2) 排水設備</p> <p>a. 排水量：45,750m³/時 (1,098,000m³/日)</p> <p>b. 排水方式：開渠式</p>	<p>(1) 取水設備 取水量は比較的少なく、生産水量の約 3倍。 できるだけ清澄な海水を取水することが望ましい。</p> <p>a. 取水量：19,210m³/時 (461,000m³/日)</p> <p>b. 取水方式：深層取水方式 (取水管式)</p> <p>(2) 排水設備</p> <p>a. 排水量：12,960m³/時 (311,000m³/日)</p> <p>b. 排水方式：開渠式</p> <p>c. 洗浄排水処理方式：凝集沈殿 - 汚泥濃縮 - 汚泥脱水 (固液分離)</p>

14. 省エネルギー化	<p>(1) 安価な熱エネルギーが得られる地域では経済性が高い。</p> <p>(2) 発電所と組み合わせた二重目的プラントにより総合熱効率を向上させることができる。</p> <p>(3) 廃熱利用が可能である。</p>	<p>(1) 濃縮水の圧力エネルギーを回収するエネルギー回収装置の設置により省エネルギー化を図っている。</p> <p>(2) 廃熱利用により供給水温度を高め、水温が低下したときの生産水量の低下を補うことができる。</p>
15. 設置面積	105,800m ²	71,700m ²
16. 環境影響	<p>(1) 排水—多量の温排水、(冷却排水)、濃度やや高い。 排水処理は不要</p> <p>a. 温度—原海水より 9℃上昇</p> <p>b. 濃度—42,000mg/l as TDS</p> <p>(2) 排気—天然ガスの燃焼排気ガス</p> <p>(3) 騒音—抽気エゼクター、減圧弁の高圧蒸気排気音</p>	<p>(1) 排水—逆浸透モジュールの濃縮排水とろ過器の洗浄排水(汚泥)。 洗浄排水は排水処理が必要。</p> <p>a. 濃縮排水 濃度：56,900mg/l as TDS 温度：温度上昇 (原海水との温度差) 1℃以下</p> <p>b. 洗浄排水 汚泥量：15 ton/日 洗浄排水処理方式：凝集沈殿—汚泥濃縮—汚泥脱水</p> <p>(2) 排気—なし</p> <p>(3) 騒音—高圧ポンプおよび動力回収タービンの運転騒音、減圧弁の高圧排水音</p>
17. 稼働実績	最も早くから実用化された技術であり、中東地域をはじめ、全世界の海水淡水化施設の大部分が本方式を採用しており、実績が最も多い。	近年実用化された技術で、かん水の淡水化に実績が多く、海水淡水化施設の稼働実績も近年急速に増えている。

表 12.2 大容量多段フラッシュ蒸発法海水淡水化プラント一覽表

納入メーカー		納入状況			単基容量 (m ³ /日)	基数	プラント容量 (m ³ /日)	生産水 用途	状況	運用年
名称	国名	国名	地名	ユーザー名						
筒台	日本	香港	Lok On Pai	Water Authority	80,280	6	181,680	飲料水	運転中	1975
"	"	イラン	Bushehr	Atomic Energy Organization	33,400	6	200,400	"	建設中	1981
"	"	サウジアラビア	Al Jobail (Phase I)	Saline Water Conversion Corporation (SWCC)	22,746	6	136,476	"	"	1981
三菱重工	日本	サウジアラビア	Al Jobail (Phase II)	SWCC	23,639	10	236,390	飲料水	建設中	1983
"	"	"	"	"	23,639	10	236,390	"	"	1983
"	"	"	Yanbu	"	22,746	5	113,730	"	"	1981
石川島播磨重工業	日本	クウェート	Doha	Min. of Elec. & Water	27,290	3	81,870	飲料水	運転中	1978
"	"	"	"	"	27,290	4	109,160	"	"	1980
"	"	"	Shuaiba South E-F	"	22,710	2	45,420	"	"	1975
"	"	サウジアラビア	Al Jobail (Phase II)	SWCC	23,664	10	236,640	"	建設中	1981
日立造船/ウエスチングハウス	日本/米国	サウジアラビア	Al Jobail (Phase II)	SWCC	23,618	10	236,180	飲料水	建設中	1980
三井造船/エンバイロジニックス	日本/米国	サウジアラビア	Jeddah (Phase IV)	SWCC	22,710	10	227,100	飲料水	建設中	1980
ウェア・ウェストガース	英国	カタール	Ras Abu Fontas	Min. of Elec. & Water	22,710	4	90,840	飲料水	運転中	1978
"	"	サウジアラビア	Jeddah (Phase III)	SWCC	22,710	4	90,840	"	"	1980
マンネスマン	西ドイツ	オマーン	Ghubrah	Sultanate	22,710	1	22,710	飲料水	運転中	1975
SIDEM	フランス	U A E	Umm Al-Nar, Abu Dhabi	Water & Elec. Dept.	27,000	3	81,000	飲料水	運転中	1979
"	"	サウジアラビア	Al Khobar (Phase II)	SWCC	22,300	10	223,000	"	建設中	1982
"	"	U A E	Umm Al-Nar, Abu Dhabi	Water & Elec. Dept.	24,981	4	99,924	"	"	1983
Compagnie Generale d'Automatisme	フランス	クウェート	Shuaiba North G	Min. of Elec. & Water	23,896	1	23,896	飲料水	運転中	1971
"	"	"	Shuaiba South A-D	"	23,846	4	95,384	"	"	1971
SIR/ユートコ	イタリア	イタリア	Port Torres	Socieita Italiana Resine	36,000	1	36,000	工業用水	運転中	1973
フランコ・トシ	イタリア	U A E	Sharjah	"	24,470	2	48,940	飲料水	運転中	1981

表 12.3 大型逆浸透法海水淡水化プラント一覽表

納入メーカー 名称	納入メーカー		納入状況			単基容量 (m ³ /日)	基数	プラント容量 (m ³ /日)	動力源	状況	運開年
	国名	国名	地名	ユーザー名	ユーザー名						
UOP	米国	サウジアラビア	Jeddah	Saline Water Conversion Corporation(SWCC)		1,346	8	12,114	ディーゼル	運転中	1978
神戸製鋼	日本	日本	芽ヶ崎	造水促進センター		800	1	800	電気	運転中	1979
栗田	日本	日本	芽ヶ崎	造水促進センター		800	1	800	電気	運転中	1979
Water Service of America	米国	ソ連	Baku	V/O Makinoimport		1,514	7	10,588	電気	運転中	1979
"	"	"	"	"		1,041	2	2,082	"	"	1979
"	"	米国	Key West	Florida Keys Aqueduct		1,893	6	11,358	"	"	1981
Permutit	米国	ベネズエラ	Punta Moron	Cadafé-Plant Centro #1		654	4	2,616	電気	運転中	1979
"	"	"	"	" #2		756	1	756	"	建設中	1979
"	"	"	"	" #3		757	5	3,785	"	"	1981
Hager+Elasser	西ドイツ	西ドイツ	Bonn	Min. Forschung & Tech.				14,307	電気	建設中	1980
Buckau-Wolf/Machinenfabrik	西ドイツ	クウェート	Doha			1,000	1	1,000	電気	建設中	1980
Polymetrics	米国	サウジアラビア	Yanbu	Royal Commission		1,009	3	3,027	電気	運転中	1980
"	"	"	"	"		946	2	1,892	"	建設中	1980
Al-Kawther Water Treatment	サウジアラビア	サウジアラビア	Al Birk	SWCC		1,136	2	2,272	電気	建設中	1982

第13章 総合評価およびプロジェクト計画

第13章 総合評価およびプロジェクト計画

13.1 本プロジェクト実施の妥当性

前章までの検討の結果、本プロジェクトの実施は技術的に何ら問題なく、また、社会的、経済的な面での効果は極めて大きいことが明らかになった。

本プロジェクトの実施によって、海水淡水化プラントが建設され、生産水の供給が開始されればこれまでの深刻な水不足は一挙に解消できる。これまで被っていた水不足による社会的経済的な莫大な損失が回避されると同時に、タフナダム完成後はダムからの水と併せて、その余裕分を工業用水、農業用水に振り向けることにより、これら産業への貢献を図ることができる。海水淡水化プラントはダムに比べて、一般に建設期間が短く、しかも納期が確実である。また、建設完了後、ダムのように貯水に要する時間を必要とせず、直ちに送水が可能である。

オラン市域はTafna 導水完成後でも不足水量が生じ、水需給の逼迫の度合は年ごとに強まることが予想されており、新たな大規模な水源開発がなければ海水淡水化の実施はオラン市域における将来にわたる重要な水資源対策として不可欠と考える。

また、海水淡水化は、雨期、乾期や降雨の多寡にかかわらず、需要に応じて水を生産し、水供給の確実性と安定化にも資することができる。

さらに、付随的効果として、良質な海水淡水化の生産水と自然水との混合によって、オラン市域の水道水水質の改善と安定化に役立つという点も指摘できる。

本プロジェクトはアルジェリア国における低エネルギー価格、大型プラントのスケールメリット、合理化されたプラント計画等により、他の同種の海水淡水化プロジェクトに比べて経済性の面において遜色がなく、魅力のあるプロジェクトである。しかし、本F/S では水道料金据置きで、補助金量の低減化に主眼をおいた結果、本プロジェクトの見かけ上の財務状況は苦しいものを示している。

本プロジェクトの経済効果は深刻な水不足状況下における生産水の経済価値をいかに評価するかにより大きく左右されるが、経済分析で検討したように、本プロジェクトの経済効果は大きく、また、本プロジェクトの実現により期待される他の社会経済的便益

(衛生事情の改善、生活環境の向上、地域社会の経済効果、雇用機会の増大等)を考慮すると社会への貢献は極めて高い。

以上を総括し、本プロジェクトの実現は水不足に伴う住民の被る困難を解消し、社会環境の改善をもたらすものである。財務状況は苦しい様相を示すものの、生産水価格は妥当であり、資金調達方法の検討により生産水価格はさらに低減化が可能で、本プロジェクト実現により期待される経済的、社会的便益および経済効果を合わせ考えると、本プロジェクトの実施は極めて有益なものであり、政府の強力な支援のもとにぜひとも実施されるべきものと判断される。

なお、本プロジェクトにおいてアルジェリア国政府が最も重視しているプラントの早期完成を確保するためには、建設の工事契約を遅くとも1985年初頭までには完了する必要がある、また、困難を予想される財務状況の改善および生産水価格の低減を図るためには、政府出資あるいは補助金の十分な供与と資金調達の合理化に十分な配慮をする必要がある。

13.2 プロジェクト計画

これまでの検討結果をとりまとめ、本F/Sにおいて提案するプロジェクト計画の概要は以下に示す通りである。

13.2.1 プラントの計画

(1) プラントサイト

海水淡水化プラントはアルズー湾に面したPort aux Poules に設置する。プラントサイトの位置を図13.1に示す。

原海水はPort aux Poules 沖合400mから取水する。

(2) プラント配置および所要面積

プラントサイトの所要面積は主要施設95,800m²(約400m×250m)、取水設備10,000m²(100m×100m)で、総敷地面積は105,800 m²である。プラントの全体配置図を図13.2に示す。

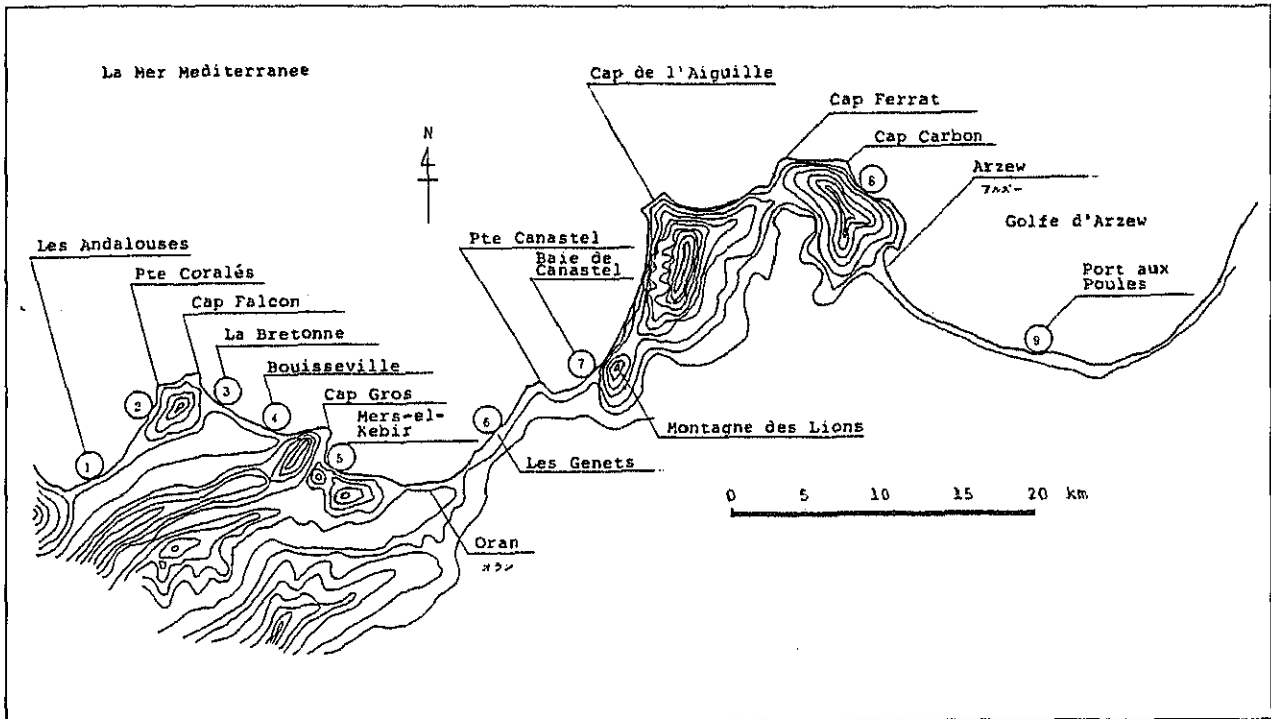


図13.1 プラントサイトの位置図

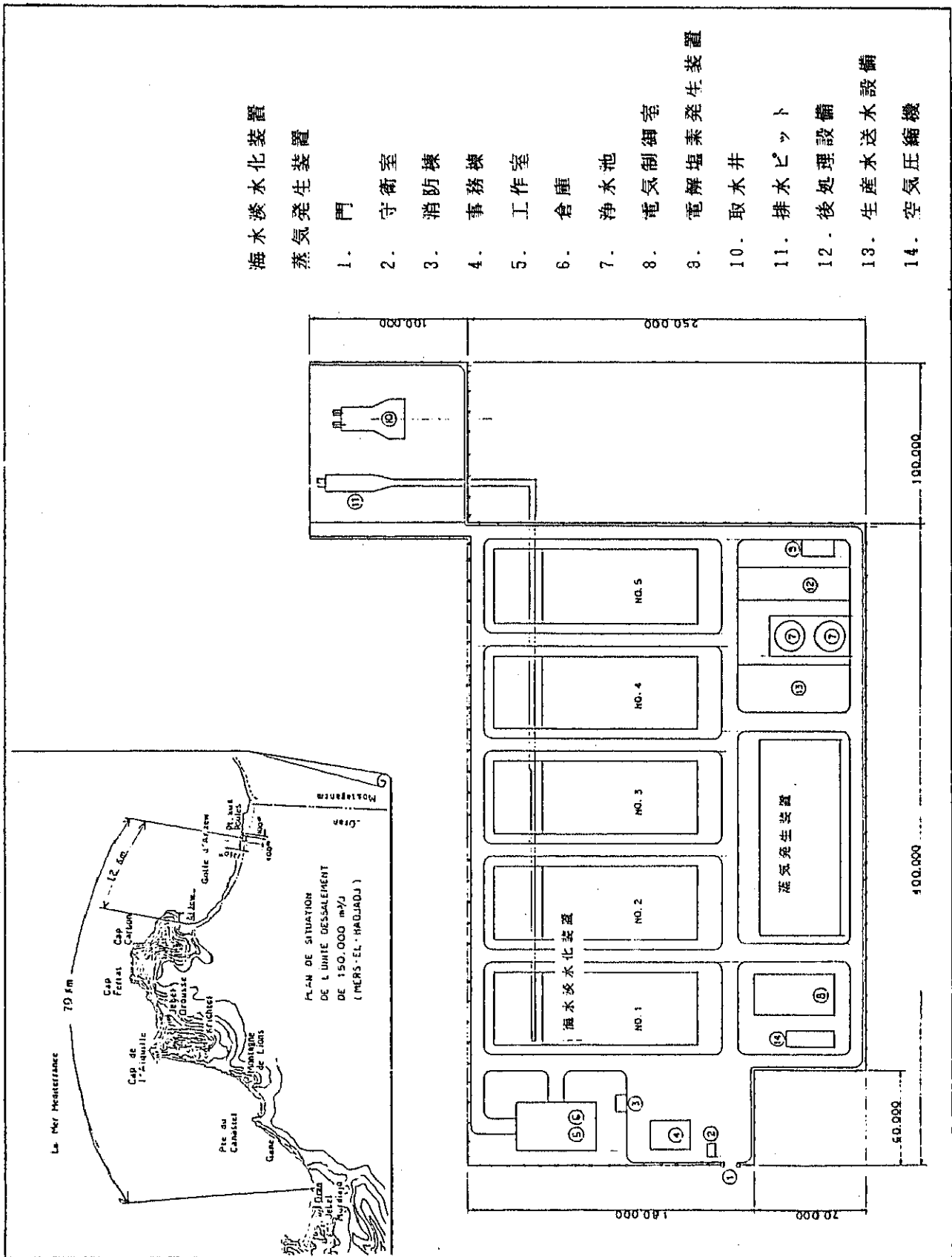


図13.2 多段フラッシュ蒸気法海水淡水化プラント全体配置図

(3) プラントの一般仕様

方式	長管式多段フラッシュ蒸発法	
淡水生産能力	150,000 m ³ /日	
ユニット数	30,000 m ³ /5ユニット	
作動方式	ブライン再循環式	
スケール制御方式	高温スケール抑制剤注入およびボールクリーニング方式	
蒸発器段数	熱回収部	30段 (3モジュール)
	熱放出部	3段 (1モジュール)
	合計	33段
生産水水質	WHO の水質ガイドラインを満足する。	
水バランス	海水取水量	1,248,000 m ³ /日
	排水量	1,098,000 m ³ /日

おもな運転条件

造水比	8.0
循環ブライン最高温度	110 °C
排出ブライン温度	34 °C
生産水温度	32 °C
循環ブライン濃縮比	1.82

(4) 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

生産水後処理設備

生産水送水設備 (浄水池および送水ポンプ)

受変電設備

(5) ユーティリティおよび薬品

おもなユーティリティおよび薬品の種類と所要量は次の通りである。

燃料ガス		58,500Nm ³ /時
電力		2,250 KW
薬品	スケール抑制剤	72.9kg/時
	消泡剤	1.215kg/時
	石灰石	375kg /時
	ソーダ灰	9.4kg/時

なお、燃料ガス(9400Kcal/N m³、供給圧力4Bar)および電力(60kV, 50Hz)はSONELGAZからプラントサイトまで供給されるものとする。また、薬品については、石灰石はアルジェリア国内で調達するが、スケール抑制剤、消泡剤およびソーダ灰は輸入する。

(6) 環境保全

- 1) 水質汚濁：アルジェリアの排水基準を満足する。
- 2) 大気汚染：日本の排ガス基準を満足する。
- 3) 騒音：日本の騒音基準を満足する。

13.2.2 建設工程

本プロジェクトは早期の完成を期すこととし、1985年初頭に建設工事の発注および契約を行い、1987年10月に全基が操業する。

プラントは1基30,000m³/日、5ユニットを建設するが、各ユニットの送水開始時期は次の通りである。

1987年 4月初め第 1基プラント送水開始(30,000 m³/日)

5月中旬	2	〃	(累計 60,000 m ³ /日)
7月初め	3	〃	(〃 90,000 m ³ /日)
8月中旬	4	〃	(〃120,000 m ³ /日)
10月初め	5	〃	(〃150,000 m ³ /日)

以上の建設工程表を図13.3に示す。

なお、海水淡水化プラントはできるだけモジュール化し、国外にて製作して現地まで輸送するものとした。また、伝熱管、配管材料等のおもな機材も国外から輸入する。現地工事としては、装置の基礎、その他コンクリート工事などの土木工事、装置の組立・据付工事・配管・配線工事などを行う計画である。

13.2.3 運営組織および要因計画

(1) 運営組織

プラントの運営は、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73名によって運営されるものとした。

各部門の人員構成は以下の通りとする。

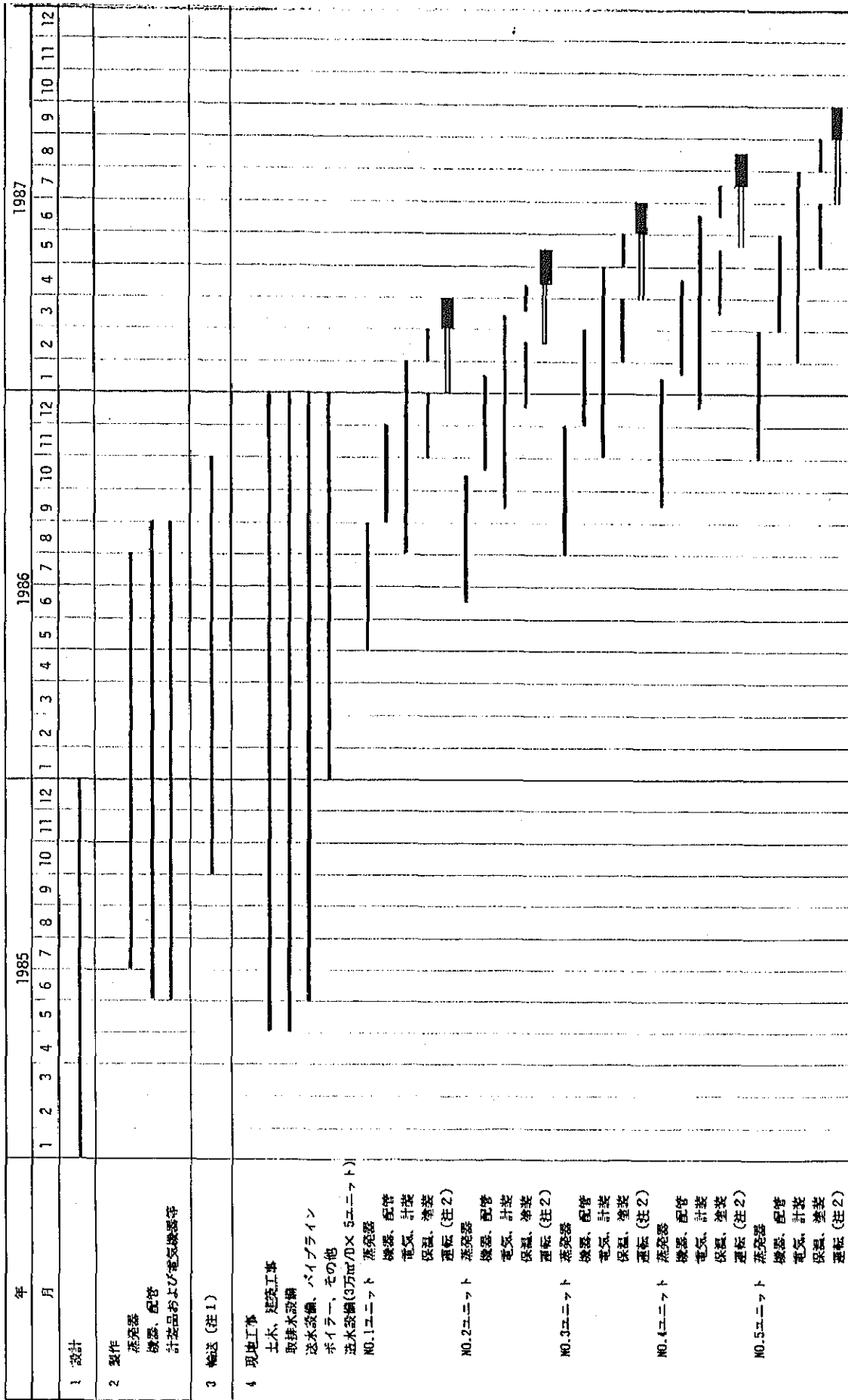
工場長	1名
管理部門	11名
運転部門	47名 (4交代制 1シフト11名)
保守部門	14名
<hr/>	
合計	73名

(2) 要員雇用計画

時期	部門	および	人数
1985年初	工場長		1名
	各部門責任者		4名
	事務主任者		1名
1985年7月	フォアマンクラス		7名
1988年7月	運転、保守要員		30名
1988年10月	同		30名
<hr/>			
	合計		73名

(3) 要員訓練研修計画

訓練研修内容	時期	部門および人数
技術研修(海外)	1986年5月～6月	技術責任者 4名
		オペレータ、フォアマン 30名
運転維持管理 訓練(国内)	1986年11月～1987年9月	運転、保守部門 81名 (全員)



注1：海外で製作されたものは、通時船積みされてアルジェリア国に運ばれる。

注2：□ コミュニケーション、■ 性能試験運転

図13.3 多段フラッシュ蒸発法海水淡水化プラント建設工程表

なお、コミッションング以後、プラント引き渡しまでの期間の技術指導はプラント受注者が専門家を派遣して行う。また、プラント引き渡し後はプラント発注者側において、技術指導のスーパーバイザー 1名を雇用する。

13.2.4 既存水道施設への接続

(1) 接続拠点および送水ルート

プラントサイトのPort aux Poules から既存の水道施設への接続地点は、オラン市域の排水系統、将来の計画水源の導入地点を考慮し、東系列の拠点であるGambetta配水池とした。

送水管ルートは図13.4および図13.5に示す。

(2) 送水設備の概略仕様

送水量	150,000 m ³ /日(6,250m ³ /時)	
送水管径・管種	1,200mm タールエポキシライニング鋼管	
送水距離	総延長	40km
送水ポンプ	型式	両吸込渦巻ポンプ
	口径	吸込400mm 吐出250mm
	吐出量	20.83 m ³ /分
	全揚程	350m
	駆動機出力	1600kw (蒸気タービン)
	台数	常用 5台
		予備 1台
浄水池	型式	鋼板製コーンルーフ型タンク
	容量	3,500 m ³ × 2基

なお、送水ポンプと浄水池はプラントサイト内に設置する。

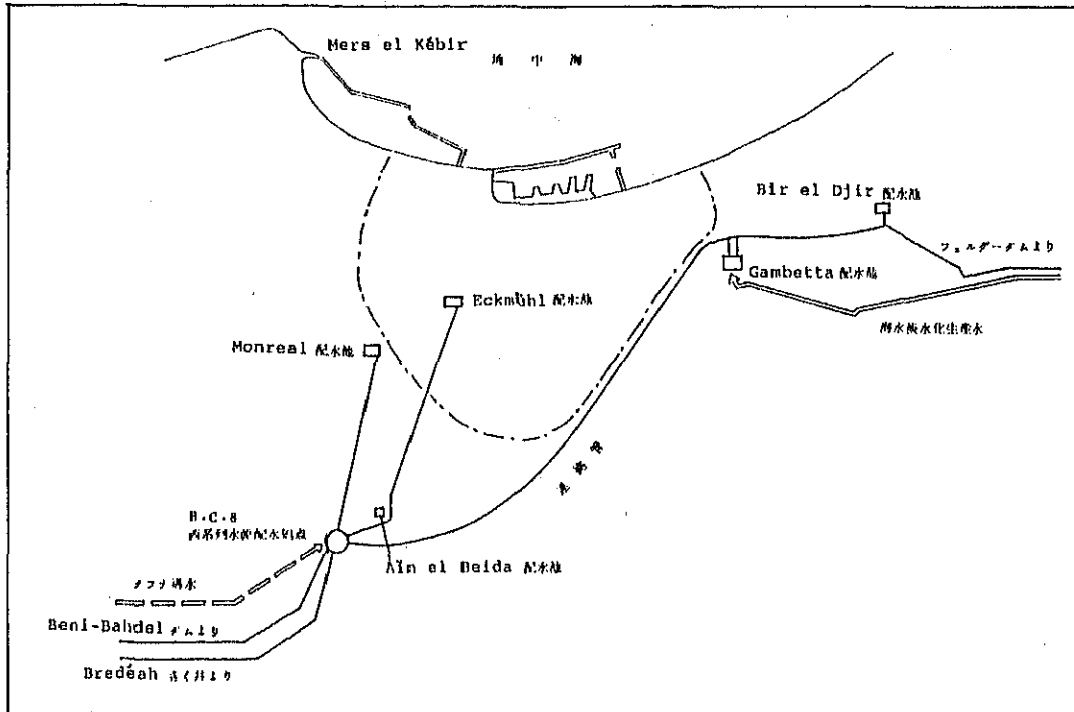


図 13.4 生産水の既設水道施設との接続点

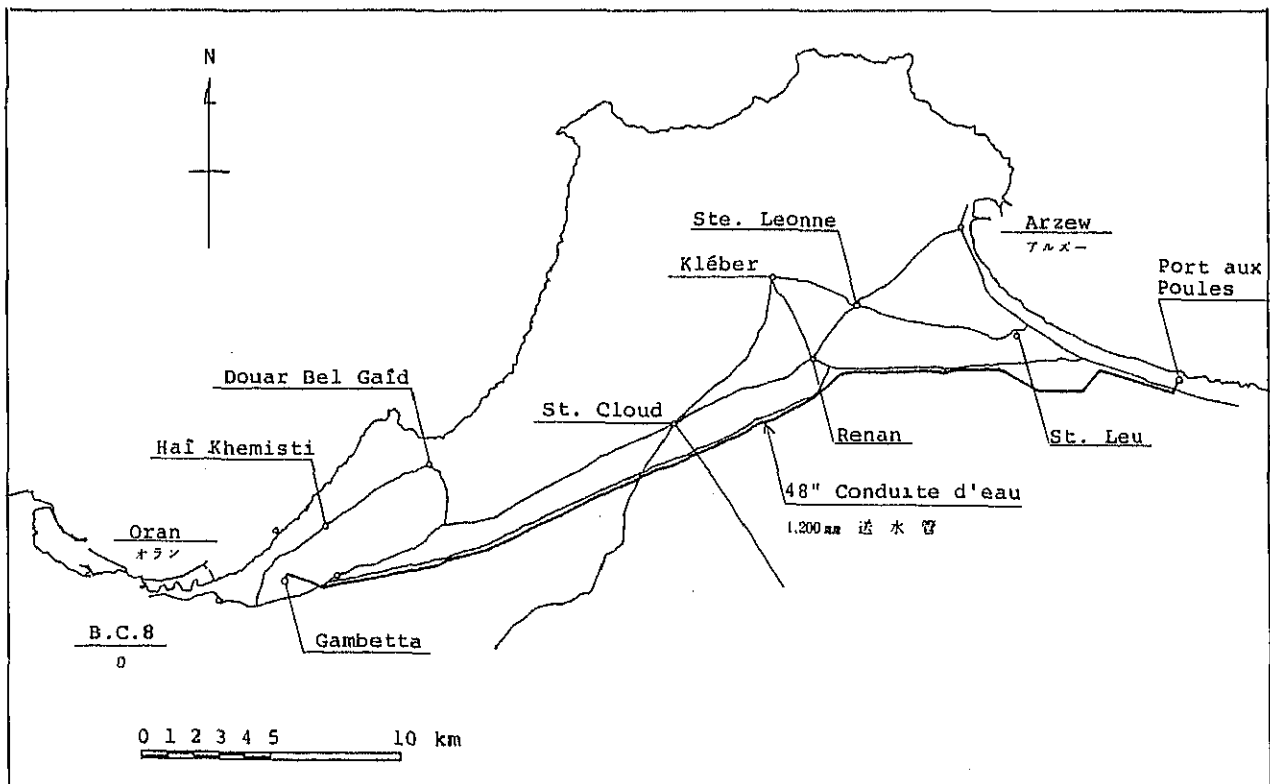


図 13.5 送水管ルート図

13.2.5 総所要資金と運転費用

(1) 総所要資金

本プロジェクトの操業開始までに必要な総所要資金は 297,255千USドルで、その内訳は表13.1に示す。

表13.1 総所要資金 (千USドル)

項 目	外 貨	内 貨	合 計
プラント建設費	232,460	34,175	266,635
操業前費用	2,502	3,868	6,370
初期運転資金	7,019	492	7,511
建設期間中金利	16,739	—	16,739
所要資金総計	258,720	38,535	297,255

注 1: 1984年価格ベースで算出した。

注 2: 通貨の換算レートは 1.0USドル=4.8DA とした。

注 3: プラント建設費には電気およびガスの引込費用を含まない。

(2) 運転費用

プラントの年間運転費用は23,282千USドルで、その内訳は表13.2に示す。

総運転費のうち、外貨分は7,076 千USドル、内貨は16,206千USドル (77,789千DA)、合計23,282千USドルである。

表13.2 運転費用 (千USドル)

項 目		外 貨	内 貨	合 計
変 動 費	天然ガス	-	11,069	11,069
	電 気	-	613	613
	薬 品 類	2,323	149	2,472
	小 計	2,323	11,831	14,154
固 定 費	人 件 費	-	446	446
	工場管理費	57	273	330
	維持管理費	4,696	990	5,686
	固定資産税・保険	-	2,666	2,666
	小 計	4,753	4,375	9,128
総運転費用		7,076	16,206	23,282

13.2.6 財務および資金調達計画

(1) 基本条件

1) プロジェクト期間

操業前期間 : 1984年 9月から1987年 9月まで

操業開始 : 1987年10月から

2) 生産水量および生産水コスト

プラント生産能力 : 150,000 m³/日

稼働率 : プラントの稼働率は 100%とし、年間稼働日数は 330日とする。

有収率 : 70%

年間有収水量 : 34,650×10³ m³/年

年間生産水量 : 49,500×10³ m³/年

生産水コスト

有収水量当たり : 6.87DA/m³ (143.12USセント/m³)
(有収率 70%)

総生産水量当たり : 4.81DA/m³ (100.19USセント/m³)
(有収率 100%)

水道料金 (販売価格) : 0.75DA/m³ (15.62 USセント/m³)

販売収入 (年間) : 5,414 千USドル

(2) 資金計画

1) 資金の調達

建設期間中の資金は総所要資金の30%を政府から共与される自己資金とする。残り70%は長期借入金とする。

2) 操業期間中の資金繰り

操業期間中の資金は水道料金の徴収と政府補助金によって賄う。ただし、単一年度において生じた資金不足額は短期の借入金を導入する。

財務分析の試算結果は表13.3に示す。

表13.3 財務分析試算結果

(単位：千USドル)

項 目		金 額
投 資 金 額		297,255
資 金 計 画		
自 己 資 本		89,177
借 入 金		208,078
キ 年 平 均 値 キ ャ ッ シ ュ イ ン フ ロ ー	販 売 収 入 (1m ² 当たり収入DA/m ²)	5,414 (0.75)
	必 要 補 助 金 額 (1m ² 当たり金額DA/m ²)	44,188 (6.12)
	小 計 (生産水価格DA/m ²)	49,602 (6.87)
	短期借入金	41,964
	運転資金の回収、他	3,889
	キャッシュインフロー合計	95,455
キ 年 平 均 値 キ ャ ッ シ ュ ア ウ ト フ ロ ー	変 動 費	14,154
	固 定 費	9,128
	収 入 税	83
	法 人 税	0
	借金返済	66,136
長期借入金 (元本)	(13,872)	
〃 (金利)	(6,104)	
短期借入金 (元本)	(41,964)	
〃 (金利)	(4,196)	
キャッシュアウトフロー合計	89,501	
キャッシュフロー (年平均値)		5,954
キャッシュフロー (プロジェクト期間総計)		89,319
IRROE (自己資本内部収益率)		0.00%
投 下 資 金 回 収 年		15.0年

(3) 資金バランス

予測される資金不足に対する資金収支バランスの試算結果を表13.4に示す。

試算によれば、単位生産水量当たり127.50USセント/m³の赤字が出るが、補助金および短期借入金の導入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、投下資本に相当する89,319千USドルを回収することができる。

表 13.4 操業期間中の資金バランス試算結果

項 目		キャッシュフロー		
		プロジェクト期間計 (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)	(-)423,758	(-)28,251	(-) 81.53
	(償 却)	(- 862,679)	(- 44,179)	(- 127.50)
		(+ 238,921)	(+ 15,928)	(+ 45.97)
	借入金元本返済 (長期借入金)	(-)837,536	(-)55,836	(-)161.15
	(- 208,079)	(- 13,872)	(- 40.04)	
	(- 629,457)	(- 41,964)	(- 121.11)	
	計	(-)1,261,294	(-)84,087	(-)242.68
キャッシュ イン フロー	補 助 金	(+) 862,822	(+)44,188	(+)127.53
	短 期 借 入 金	(+) 829,457	(+)41,964	(+)121.11
	運転資金の回収、他	(+) 58,334	(+) 3,889	(+) 11.22
	計	(+)1,350,613	(+)90,041	(+)259.86
資金バランス		(+) 89,319	(+) 5,954	(+) 17.18

ANNEX I 海象条件

ANNEX I 海象条件

ページ

- I - 1 水質分析結果（水資源省による分析）
- I - 2 水質分析結果（JICAによる分析）

Demàndeur : J.I.C.A. But de l'analyse : Doublement eau de mer

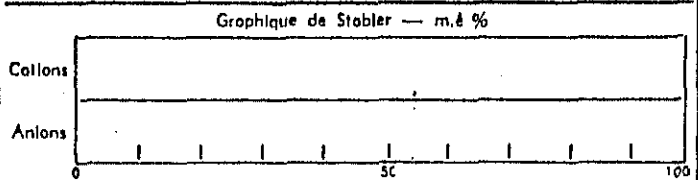
Date d'envol : _____

Nom du lieu : O.A.A.N. route mer.

Nature du point d'eau : mls à 0, 3 m de profondeur

Détèrminations demandées		Code carte	
N° du point d'eau		Carte Suite = 1 Pas de Carte = 0	
Date de prélèvement		19 12 12 8 14	
Coordonnées en		Long	
Long 1 = 8		Lat	
N° Identif. laboratoire		1 1 1 1 8 1 6 1 7	
Ca en mg/l	1 3 1 0 1 1	Balance	15.00
Mg en mg/l	1 1 4 0 1 2	Callons	115.30
Na en mg/l	(4x4) 1 1 2 1 1 9 1 0	mé/l	532.0
K en mg/l	5 1 5 1 0	Balance	674.40
Cl en mg/l	2 1 0 1 6 1 1 1 8	Anions	582.80
SO ₄ en mg/l	1 1 1 9 1 2 0	mé/l	40.00
CO ₃ en mg/l	1 1	Balance	2.62
CO ₃ H en mg/l	1 1 1 6 0	Anions	2.62
NO ₃ en mg/l	1 1 1	Minéralisation ¹	623.44
Conductivité en 1/10 mmhos à 25°	1 5 1 0 1 1	mg/l	371.42
Résidu sec à 110°C en mg/l	3 1 8 1 8 1 0 1 0	Somme des ions	371.42
PH en 1/10	1 8 1 3		

Détèrminations demandées		Code carte	
N° Identif. laboratoire		année	
Profondeur de nappe en cm		Température en °C	
N° de Traitement		Heure de prélèvement	
Matières en suspension 1/10 g/l		Bose	
Turbidité en gouttes de mastic		Cruc	
Si O ₂ en mg/l		Entortronie Agressive	
Test maitre dépôt de CaO en mg/l		Test chlore ml. d'eau de javel à 135/m3	



INTERPRÉTATION de l'analyse

oxygène dissous = 6.2 mg/l

Cl₂ = 5.00 mg/l

Matière organique milieu Alcalin = 2 mg/l

Matière organique milieu Acide = 7.0 mg/l

Nitrite = 2.0 mg/l

Ammonium = 3.15 mg/l

phosphate = 0.200 mg/l

Valeurs codées		mg/l	
Nitrites NO ₂			A 0
Ammonium N H ₄			C 3
M O milieu acide en O ₂			C 8
M O milieu basique en O ₂			C 8
Bacteriologie	Escherichia coli	Colonies pour 100 cm ³	
	Coliformes		
	Streptocoques fécaux		
D.B.O. 5			
DCO			0 7
Phosphates en P ₂ O ₅			B 6
Fer en Fe ₂ O ₃			
éléments toxiques ou Indésirables	chrome tot	A R	
	chrome "G"		
	mercure	A 4	Seuils toxiques
	plomb	A 3	
	cyanures	A B	
	arsenic	B 8	
fluor	A 5		
cuivre			

Date : 12.3.74 Le Chef du Laboratoire,
C. NAHI

Nota. — Les valeurs codées sont lues en "clair" dans les tableaux situés au dos.

1 — La minéralisation est obtenue par calcul à partir de la conductivité.

ALGÉRIE
SUD NORD

D.E.M.R.H. Clairbois, Birmandraïs (Alger). Tél. : 60.44.80 à 85
LABORATOIRE DE CHIMIE DES EAUX

1/2

Demandeur : JICA

But de l'analyse : Remplacement eau de mer

Date d'envoi :

Nom du lieu : ORAN front of site surface

Nature du point d'eau : mer

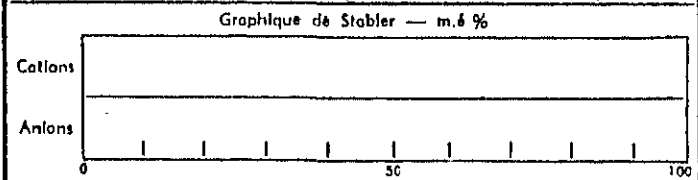
CARTE 1

Déterminations demandées	Code carte	Carte Suite = 1 Pas de Carte = 0		
	N° du point d'eau	11111111		
	Date de prélèvement	25/02/84		
	Coordonnées en ° - mn - Sec.	Long	11 11 11	
		Lat	11 11 11	
	N° Identif. laboratoire	1118710		
	Ca en mg/l	14101	Balance	2000
	Mg en mg/l	21019	Cations	173,50
	Na en mg/l	1118415	mé/l	515,00
	K en mg/l	1518		703,98
	Cl en mg/l	2118168	Balance	616,00
	SO ₄ en mg/l	1271610	Anions	57,50
	CO ₃ en mg/l		mé/l	2,76
	CO ₃ H en mg/l	111618		676,17
	NO ₃ en mg/l	1111		0,02

Minéralisation 1 : 32550 mg/l
Somme des ions : 39193 mg/l

CARTE 2

Déterminations demandées	Code carte			
	N° Identif. laboratoire			
	année			
	Profondeur de nappe en cm			
	Température en ° C			
	N° de Traitement			
	Heure de prélèvement	Bâse		
	Matières en suspension 1/lit g/l	Crue		
	Turbidité en bouteille de mastic	eau brute		
		eau décantée		
		eau filtrée		
	Si O ₂ en mg/l	Entartrante Aggressive	10	
	Test mûbre dépôt de CaO en mg/l		1	
	Test chlore ml. d'eau de Javel à 15°/m3		1	
Valeurs codées				
Nitrites NO ₂		A 0		
Ammonium N: H ₄	mg/l	B 6		
M O milieu acide en O ₂		C 8		
M O milieu basique en O ₂		C 3		
Bacterio- logie	Escherichia coll	Colonies pour 100 cm ³		
	Coliformes			
	Streptocoques lactiques			
DBO. 5	mg/l	D 7		
DCO		B 4		
Phosphates en P ₂ O ₅				
Fer en Fe ₂ O ₃				
éléments toxiques ou Indésira- bles	chrome tot	A 8	Seuils toxiques	
	chrome "6"	A 8		
	mercure	A 4		
	plomb	A 3		
	cyanures	A 8		
	arsenic	B 8		
	fluor	A 5		
cuivre				



INTERPRÉTATION de l'analyse

oxygène dissous = 6,2 mg/l
 DCO = 500 mg/l
 matière organique milieu Alcalin = 4 mg/l
 matière organique milieu Acide = 7,2 mg/l
 Nitrites = 0 mg/l
 Ammonium = 0,200 mg/l
 phosphates = 0,075 mg/l

Date : 10.3.84

Le Chef du Laboratoire,

C. MAHI

Nota. — Les valeurs codées sont lues en "clair" dans les tableaux situés au dos.
 — La minéralisation est obtenue par calcul à partir de la conductivité.

ANNEX 1-2 水質分析結果

採水：昭和59年2月

項目	單位	測 点	
		A	B
		表 層	表 層
水 温	℃	15.3	14.1
C l	%	20.39	20.31
p H	—	8.19	8.24
C O D 0h	mg / l	< 0.1	< 0.1
C O D Mn	mg / l	1.0	1.0
S S	mg / l	< 0.5	1.0
N H ₄ - N	μ g a t / l	1.2	4.1
N O ₂ - N	μ g a t / l	0.15	0.32
N O ₃ - N	μ g a t / l	0.75	9.31
T - N	μ g a t / l	9.0	19.0
P O ₄ - P	μ g a t / l	< 0.05	< 0.05
T - P	μ g a t / l	0.21	0.13
S i O ₄ - S i	μ g a t / l	1.7	1.3
C a	mg / l	412	413
M g	mg / l	1440	1440
S O ₄	mg / l	3210	2990
溶解性物質 at 110℃	mg / l	40000	39400
T D S at 480℃	mg / l	36000	35900
電気伝導率	μ S/cm at 25℃	55.0	54.8

