

- (2) 基礎の許容支持力は 10 t/m^2 とする。ただし基礎が砂岩層あるいは石灰岩層内もしくは層面上におかれた場合は 20 t/m^2 とする。

海側

- (1) 想定される海底地盤は堅固なものではなく、特殊な砕岩船および火薬を使用する必要はないものとする。
- (2) 大潮差(Spring range)は 60 cm とし、最大波の波高($H_{1/10}$)は 5 m とする。

5.3 生産水水質

アルジェリアでは水道水の水質基準についての立法化が進められており、近々公布されることになっている。その基準値は表5.1に示す通りである。但し、現在はWHO基準を水質目標としている。そのため本F/SではWHO基準を採用する。なおWHO飲料水水質基準は、1982年～1983年に改正が行われ、WHO飲料水水質ガイドラインとして公表されている。そのガイドラインの値を表5.2に示す。また、生産水のおもな水質を表5.3に示す。

表 5.1 アルジェリア飲料水水質暫定基準（公布予定）

項 目	単 位	基 準 値	
		推 奨 値	最大許容値
物理的基準			
味および臭気		不快でないこと	
色		白金コバルト法で20単位以下	
濁 度		濁度計 30度以下	
温 度		25℃ 未満	
p H		6.5 - 8.5	
総α放射線	PCI/l	00	3 (0.1Bq/l)
総β放射線	"	00	30 (1 Bq/l)
化学的基準			
残留塩素	mg/l	正常時蛇口部で 0.1 以上	伝染病発生時または 災害時蛇口部で 0.5 以下
T D S	mg/l	500	2000
カルシウム	"	75	200
マグネシウム	"	50	150
カルシウム+マグネシウム		100 (as CaCO ₃)	500
ナトリウム	"	20	100
カリウム	"	10	12
鉄	"	0.05	0.5
マンガン	"	0.01	0.2
硫酸塩	"	200	400

(表5.1 つづき)

項 目	単 位	基 準 値	
		推 奨 値	最大許容値
アンモニア	mg/l	0	0.05
全窒素	"	0.05	0.5
亜硝酸塩	"	0	0.1
硝酸塩	"	10	45
塩化物	"	200	600
りん酸塩	"	0	1
過マンガン酸カリ消費量 (アルカリ性加温)	"	0	2
ふっ化物	"	0.7	1.2
硫化物	"	0	0.02
亜 塩	"	0.1	5
銅	"	0.05	1.5
アルミニウム	"	0.05	0.2
(重金属)			
ひ 素	"	0	0.05
鉛	"	0	0.1
六価クロム	"	0	0.05
全クロム	"	0	0.1
水 銀	"	0	0.001
カドミウム	"	0	0.005
銀	"	0.01	0.05
セレン	"	0.01	0.01
シアン化物	"	0	0.05
炭化水素	"	0	0.001
フェノール	"	0.001	0.002
油 分	"	0	0.01
陰イオン界面活性剤	"	0.2	1
(農 薬)			
Lindane	"	0	0.004

(表5.1 つづき)

項 目	単 位	基 準 値	
		推 奨 値	最大許容値
DDT	〃	0	0.004
Methoxychlor	〃	0	0.01
Parathion	〃	0	0.001
Methyl parathion	〃	0	0.005
Malathion	〃	0	0.01
Dieldrine	〃	0	0.001
Carbaryl	〃	0	0.05
Astrasine	〃	0	0.01
2, 4-D	〃	0	0.02
2, 4, 5-TP	〃	0	0.01
2, 4, 5-T	〃	0	0.01
生物的基準		基 準 値	
寄生虫および病原生物		含まないこと	
全腸内細菌	個/100ml	(a) 3	(b) 100ml の 2本の連続サンプルから腸内細菌が検出されうる。
			(c) 腸内細菌が認められるサンプルの割合は 1年間で 5% を越えない。
大腸菌	個/100ml	0	
ふん便連鎖球菌	〃	0	

表5.2 1982/83 WHO 飲料水水質ガイドライン

項 目	WHOガイドライン	アルジェリア暫定基準 最大許容値
バクテリア類	個/100ml	個/100ml
ふん便性大腸菌	0	0
大腸菌	0	0
生物類	-	-
原生動物(病原菌) 寄生虫(病原菌)	ガイドライン値なし "	含まないこと "
健康に関する無機物の規制	mg/l	mg/l
ひ素	0.05	0.05
カドミウム	0.005	0.005
クロム	0.05	全クロム 0.1 六価クロム 0.05
シアン化物	0.1	0.05
ふっ化物	1.5	1.2
鉛	0.05	0.1
水銀	0.001	0.001
硝酸性窒素	10	45
セレン	0.01	0.01
健康に関する有機物の規制	μg/l	μg/l
ベンゼン	10	-
四塩化炭素	3 *T	-
1,2-ジクロロエタン	10	-
1,1-ジクロロエチレン	0.3	-

注: T Tentative guideline value

(表5.2 つづき)

項 目	WHOガイドライン	アルジェリア暫定基準 最大許容値
テトラクロロエチレン	10 *T	—
トリクロロエチレン	30 *T	—
フェノール	ガイドライン値なし	2
ペンタクロロフェノール	10	—
2,4,6-トリクロロフェノール	10	—
	臭気識域濃度	—
	0.1	—
ベンゾ(a)ピレン	0.01	—
クロロホルム	30	—
Aldrin/Dieldrin	0.03	1
Chlordane	0.3	—
2,4-D	100	20
DDT	1	4
Heptachlor and Heptachlor Epoxide	0.1	—
ヘキサクロロベンゼン	0.01	—
Lindane	3	4
Methoxychlor	30	10
放射線	Bq/l	PCI/l
総α放射線	0.1	3 (0.1Bq/l)
総β放射線	1	30 (1 Bq/l)
一般項目	mg/l	mg/l
アルミニウム	0.2	0.2
塩化物	250	600
銅	1.0	1.5
硬度 (as Ca CO ₃)	500	500
鉄	0.3	0.5
マンガン	0.1	0.2
ナトリウム	200	100
硫酸塩	400	400
TDS	1000	2000
亜鉛	5.0	5
色度	15 TCU	20 度以下 (白金・コバルト法)
味および臭気	不快のないこと	不快のないこと
温度	ガイドライン値なし	25°C
濁度	5度以下	30単位以下
pH	6.5 - 8.5	6.5 - 8.5

表 5.3 生産水の水質

項 目	蒸 発 法 生 産 水	逆 浸 透 法 生 産 水	W H O ガ イ ド ラ イ ン
p H	7~8.5	7~8.5	6.5~8.5
全 硬 度 (mg/l) (as CaCO ₃)	60以下	56以下	500
塩 素 イ オン (mg/l)	30以下	250以下	250
硫 酸 イ オン (mg/l)	5以下	28以下	400
T D S (mg/l)	100以下	500以下	1000
温 度 (°C)	32以下	16~26	
カ ル シ ウ ム イ オン (mg/l)	28以下	23以下	
マ グ ネ シ ウ ム イ オン (mg/l)	2以下	17以下	

5.4 原海水水質

プラントサイト候補地であるOureah沖合において海水を採水し、分析を行った結果を Annex I-1およびI-2に示す。以上のデータのうち、St.Aの水深5mおよび10m ならびに St.Bの水深5mおよび6mから採水したサンプルの分析結果をもとにした本プラントの計画条件としての原海水水質を表5.4 に示す通りとする。

表.5.4 原海水水質

項 目	単 位	平 均
C a	m g / l	351
M g	m g / l	1359
N a	m g / l	11960
K	m g / l	535
C l	m g / l	20857
S O ₄	m g / l	2460
C O ₃	m g / l	193
N O ₃	m g / l	1
N O ₂	m g / l	0
N H ₄	m g / l	0.40
T - P	m g / l	0.113
電気伝導率	mS/cm	51.8
溶解性物質 at 110°C	m g / l	39010
p H	m g / l	8.25
溶存酸素	m g / l	7.7
C O D	m g / l	5.3
水温 (推定)	°C	20

5.5 用役および薬品類

5.5.1 電 力

電力は SONELGAZ の電力網より供給される。その受電条件および電力料金を表5.5に示す。

表 5.5 受電条件および料金

項 目	条件および料金
電 圧	60 kV
周 波 数	50 Hz
相	3 相
料 金	16.5サンチーム/kWh

5.5.2 燃料ガス

燃料ガスは SONELGAZ の都市ガス管網より供給される。その供給条件および料金を表5.6 に示す。

表 5.6 燃料ガスの供給条件および料金

項 目	条 件
発 熱 量	9,400kcal/N m ³
組 成	He 0.19 ± 0.02
	N ₂ 5.80 ± 0.20
	CO ₂ 0.21 ± 0.03
	C ₁ 83.00 ± 0.30
	C ₂ 7.10 ± 0.15
	C ₃ 2.25 ± 0.10
	i C ₄ 0.40 ± 0.07
	n C ₄ 0.80 ± 0.08
	i C ₅ 0.12 ± 0.03
	n C ₅ 0.15 ± 0.04
	C ₆ ⁺ 0.18 ± 0.05
比重(空気1.0) 0.660 ± 0.003	
	H ₂ S : 0.750mg/m ³
	イオウ : 30 mg/m ³
元 圧	40Bar
供給圧力	4Bar
料 金	1.22サンチーム/1000kcal

5.5.3 薬品

多段フラッシュ蒸発法および逆浸透法プラントに必要な薬品の仕様および単価を表5.7に示す。

表 5.7 薬品の仕様および単価

(1) 多段フラッシュ蒸発法プロセス

薬品名	仕様	単価
スケール抑制剤	100%濃度	3.913 USドル/kg
消泡剤	—	4.343 USドル/kg
石灰石	100%固形	240 DA/ton
ソーダ灰	100%粉末	318 USドル/ton

(2) 逆浸透法プロセス

薬品名	仕様	単価
塩化第二鉄	40%濃度	318 USドル/トン
硫酸	98%濃度	410 DA/トン
消石灰	100%粉末	392.5 DA/トン
凝集剤	100%粉末	19.57 USドル/kg
クエン酸	100%粉末	5.670 DA/トン
アンモニア	25%濃度	478 USドル/トン

5.6 環境保全対策

本プラントの運転によって周囲の環境に影響を与える可能性のある因子としては、排水、排ガスおよび騒音が考えられる。これら因子に関しては、以下に述べる規制値を満足するような対策を講ずるものとする。

5.6.1 排水

周囲水域の汚染を防止するため、アルジェリアで定められた排水の水質基準を採用する。その規制値を表5.8に示す。

表 5.8 アルジェリアの排水水質基準

項 目	許 容 限 度
p H	5.5 ~9.0
C O D	120 mg/l (濾過清澄 2 時間後)
懸濁物質	100 mg/l (2 時間平均)
全油分	20 mg/l
揮発性フェノール類	5 mg/l

なお、海水淡水化プラントからは、若干濃縮された大量の海水が排出される。濃縮海水の規制はないが、環境に影響を及ぼさないように海水との混合が充分行われるよう計画する。

5.6.2 排ガス

大気中の有害物質については、各国で環境上の条件につき維持することが望ましい基準として環境基準が定められている。表5.9にもっとも規制の進んでいる米国および日本の環境基準を示す。

この環境基準を保つために各物質ごとに排出源からの排出量を規制する必要がある。排出基準は地域の特性（社会条件および自然条件）、施設の種類を考慮して決定している。

一方、本プラントで使用する燃料は表5.6に示される燃料ガスであり、このガスの燃焼によって発生する排ガスに関してはイオウ酸化物、一酸化炭素および浮遊粒子状物質の濃度は低く、排出基準を超えるものではない。それゆえ窒素酸化物のみ基準値を設定するものとし、その値は下記に示す日本の規制値を採用する。

窒素酸化物排出基準値

ガスを専燃させるボイラで、排出ガス量が100,000Nm³/時以上のものの窒素酸化物の量は排出ガス1Nm³中に100cm³以下とする。

表 5.9 大気汚染に係る環境基準

物 質	日 本	米 国
二酸化イオウ	1時間値の1日平均値0.04ppm以下 かつ、1時間値 0.1 ppm以下	1時間値の1日平均値0.03ppm以下 かつ、1時間値 0.14ppm以下
一酸化炭素	1時間値の1日平均値10ppm以下 かつ、1時間値の8時間平均値 20ppm以下	1時間値の1日平均値9ppm以下 かつ、1時間値の8時間平均値 35ppm以下
浮遊粒子状 物質	1時間値の1日平均値0.10ppm以下 かつ、1時間値 0.20ppm以下	1時間値の1日平均値0.075ppm以下 かつ、1時間値 0.26 ppm以下
二酸化窒素	1時間値の1日平均値0.04~0.06 ppm	1時間値の1日平均値0.05ppm

5.6.3 騒 音

騒音の規制は周囲の社会活動の形態によってその規制値を変えていることが多い。本プラントサイト境界には住宅が接していない。それゆえ本プラントの稼働による騒音（おもにポンプ、モーターおよびボイラ）により周囲に迷惑を及ぼすことは少ないが、プラントの配置計画にあたっては騒音源をできるだけ敷地境界より離す、あるいは建家内に収納するなどの考慮を払うものとする。

5.7 その他プラント計画において配慮すべき事項

運転を容易にし、ひいては稼働率を高く保つため、次のような配慮を払うものとする。

- (1) 運転開始および停止時を除いて全自動制御とする。
- (2) 常時稼働ないし重要な回転機器については最低1基の予備を設ける。
- (3) 運転予備品は2年分を保有するものとする。

第6章 蒸発法海水淡水化プラントの概念設計

第6章 蒸発法海水淡水化プラントの概念設計

多段フラッシュ蒸発法による海水淡水化プラントの概念設計を行うに当たり、考慮すべき要点はいくつか考えられるが、本F/Sにおいては、当該プロジェクトの置かれている種々の要件を満足し、経済的・技術的観点から、次の一般仕様を決定した。本仕様を決定するに当たっての基本的考え方は6.1.4項の通りである。

6.1 一般仕様

6.1.1 プラント仕様

方式	長管式多段フラッシュ蒸発法（単一目的プラント）	
淡水生産能力	60,000 m ³ /日	
ユニット数	30,000 m ³ /日×2ユニット	
作動方式	ブライン再循環式	
スケール制御方式	高温用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
	熱放出部	3段
	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	499,000 m ³ /日
	排水量	439,000 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（最高）	34 °C
生産水温度（最高）	32 °C
循環ブライン濃縮比	1.82

6.1.2 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

6.1.3 ユーティリティおよび薬品

燃料ガス	23,400	Nm ³ /時
電力	1,170	kW
薬品	スケール抑制剤	29.2 kg/時
	消泡剤	0.486kg/時
	石灰石	150 kg/時
	ソーダ灰	3.8 kg/時

6.1.4 設計方針

本プラントを計画するに当たり、基本的な考え方を以下に述べる。

(1) 単一目的または二重目的プラント

多段フラッシュ蒸発法の海水淡水化プラントには、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。モスタガネム地区は電力の供給力が十分あり、エネルギー価格が安いとため二重目的プラントとする必要性がそれ程大きくなく、一方、二重目的プラントとした場合には、建設工期が長くなり、広大な用地を必要とするので、水のみを緊急に必要とする本F/Sにおいては、単一目的プラントとして計画した。

(2) ユニット数およびユニット規模

一般に、プラント全体の造水能力が同じでも、1基当たりのユニット規模を大きくすれば、スケールメリットが生じて建設費用が安価になり、運転、維持管理の経費も節減できるほか、建設工期も短くて済むが、一方、プラントの定期点検あるいは故障等による休止の際には生産量の減少による影響が大きくなる。従って、プラントの1基当たりのユニット規模およびプラント基数の選定は適切に行う必要がある。

本F/Sでは下記理由により $30,000\text{m}^3/\text{日} \times 2$ 基とした。

- 1) アルジェリア当局の要請により、従来の実績（最大単基容量 $36,000\text{m}^3/\text{日}$ ）を重要視し、従来技術で対応できる容量とする。
- 2) 実績、経済性および全体容量（ $160,000\text{m}^3/\text{日}$ ）を考慮し、 $30,000\text{m}^3/\text{日} \times 2$ 基とした。

(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、長管式とはモジュール内の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の安い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コントロール法とすれば、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。

スケール抑制剤は最も技術的に進歩している高温用の抑制剤を用い、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、造水比をいくら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り、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ブ

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。従って、エネル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程度のもの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、ボイラ給水ポンプ、ボイラ用空気ファンおよび送水ポンプ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、所要条件の蒸気を得られる場合はむしろ蒸気によって直接駆動する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、ブライン加熱用を使用し、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 mg/lまで濃縮可能であるが、ここでは安全を見て67,300mg/l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 116~ 118°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) 環境保全

1) 海域環境

蒸発法海水淡水化プラントからは、排水温度34°C、塩分濃度42,100mg/l、排水量 439,000m³/日の微濃縮温排水が排出される。また、この排水は、周囲の海水に比べて密度が小さいため、海表面に 2~3mの厚さをもって、拡散すると思われる。従って排水の再循環がないようにするため、取水口における取水流速を20cm/秒以下に抑え、海表面の排水を取水しないような設備とした。

なお、温排水の拡散による温度上昇が 1℃以下になれば、環境への影響はないといえる。

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、専用のボイラを設けるが、このボイラは一般の工場で使用されている小型のボイラであり、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。これらの騒音に対しては敷地内におけるプラント配置に配慮するとともに、必要に応じて防音装置を設けることにより対処した。

6.2 プロセスの概要

6.2.1 プロセスフロー

プロセスのフローは図6.1 および図6.2 に示す。

海水は海岸線より400m沖合の水深10mの地点に設置された取水口から海底配管によって、海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。供給海水の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)に通された後、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溝に導かれるが、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が定量ポンプ(P-107、P-108)により注入される。

蒸発器最終段に至ったブラインの一部は補給水が混入される前にブライン排出ポンプ(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ブライン循環ポンプ(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る。伝熱管内に導かれたブラインは熱回収部各段で発生した蒸気を凝縮させ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段伝熱管を出たブラインはブラインヒーター(E-102)に送られてさらに加熱される。ブラインヒーターを出たブラインは熱回収部第1段蒸発室に送られ、第1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。

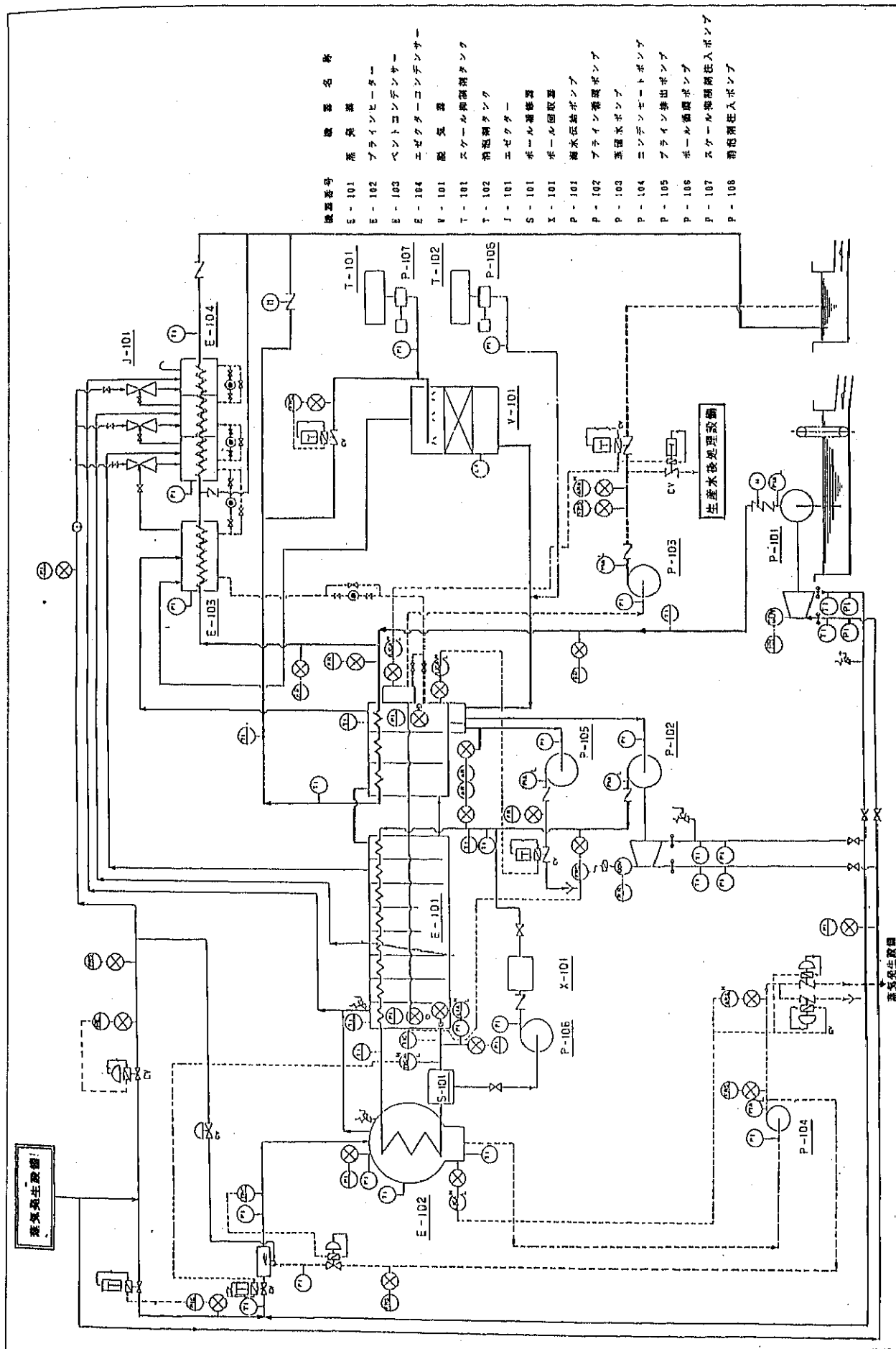
ブラインヒーターから第1段蒸発室へのラインにはボール捕集器(S-101)が設けられており、伝熱管内洗浄用のボールはそこからボール循環ポンプ(P-106)、ボール回収器(X-101)を経てブライン循環ポンプの吐出ラインに導かれて、熱回収部およびブラインヒーターの伝熱管内を循環する。

蒸気発生設備からの高圧蒸気はブライン循環ポンプ、海水供給ポンプなどの駆動タービンへ送られ、中圧蒸気は抽気装置のエゼクターに、低圧蒸気はブ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、これもブラインヒーターに送られる。ブ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(P-104)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)はブラインと同様に第1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上部の伝熱管で凝縮しながら流れ、最終段から蒸留水ポンプ(P-103)によって引き出され、後処理設備に送られる。

排出された濃縮ブラインおよび冷却に使用された海水は排水設備を経て放流される。

このプロセスのヒート・マスバランスを図6.3に、ユニット配置図を図6.4に示す。



機器番号	機器名称
E-101	蒸気機
E-102	ブラインヒーター
E-103	ペントコンデンサー
E-104	エゼクターコンデンサー
V-101	配気器
T-101	スケール抑制剤タンク
T-102	消泡剤タンク
J-101	エゼクター
S-101	ホールセンサー
X-101	ホール回収器
P-101	海水供給ポンプ
P-102	ブライン循環ポンプ
P-103	蒸留水ポンプ
P-104	ニードルゼートポンプ
P-105	ブライン排出ポンプ
P-106	ホール循環ポンプ
P-107	スケール抑制剤注入ポンプ
P-108	消泡剤注入ポンプ

図 6.1 多段フラッシュ蒸気法海水淡水化プラントプロセスフローシート (30,000m³/日)

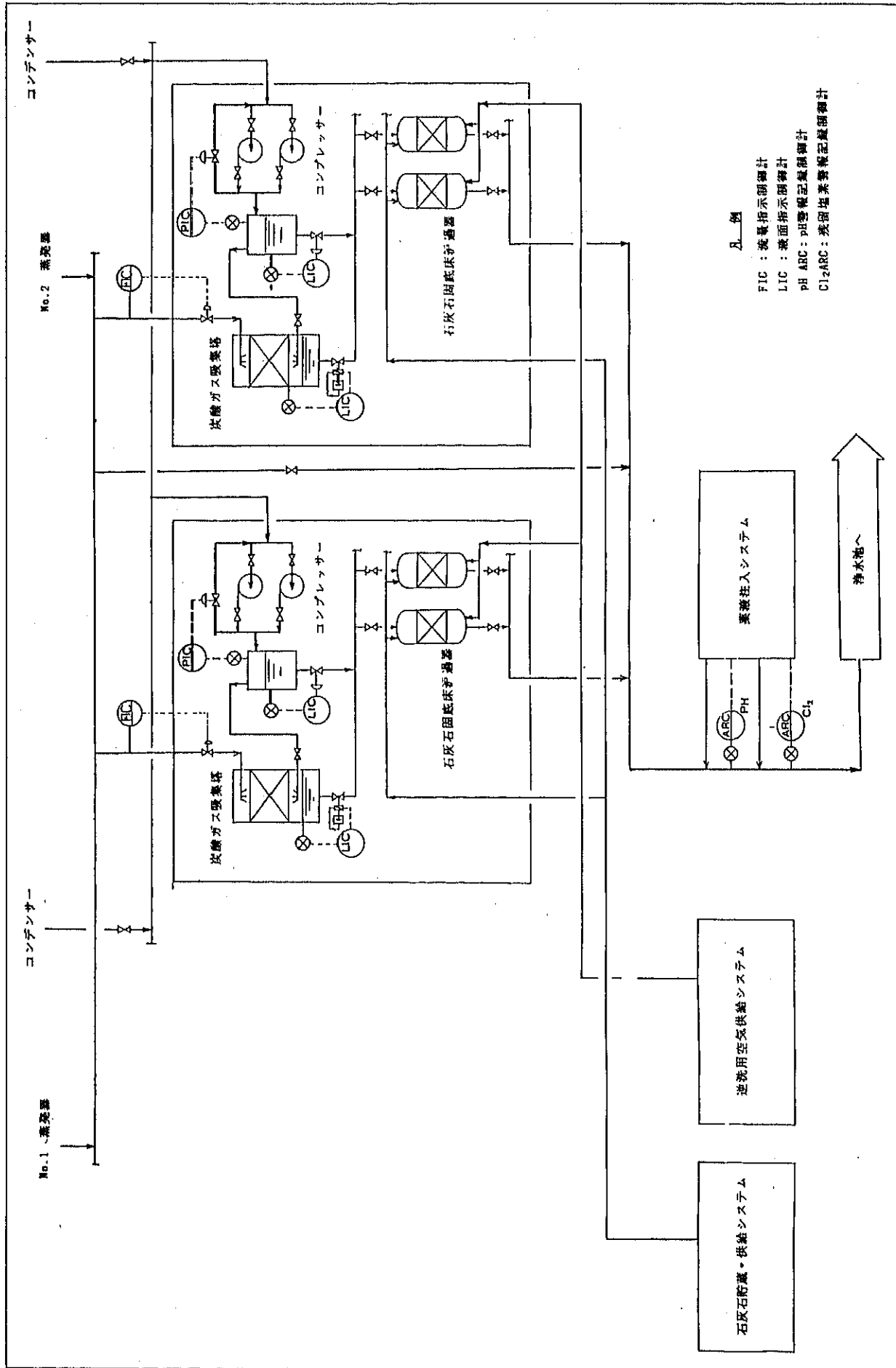
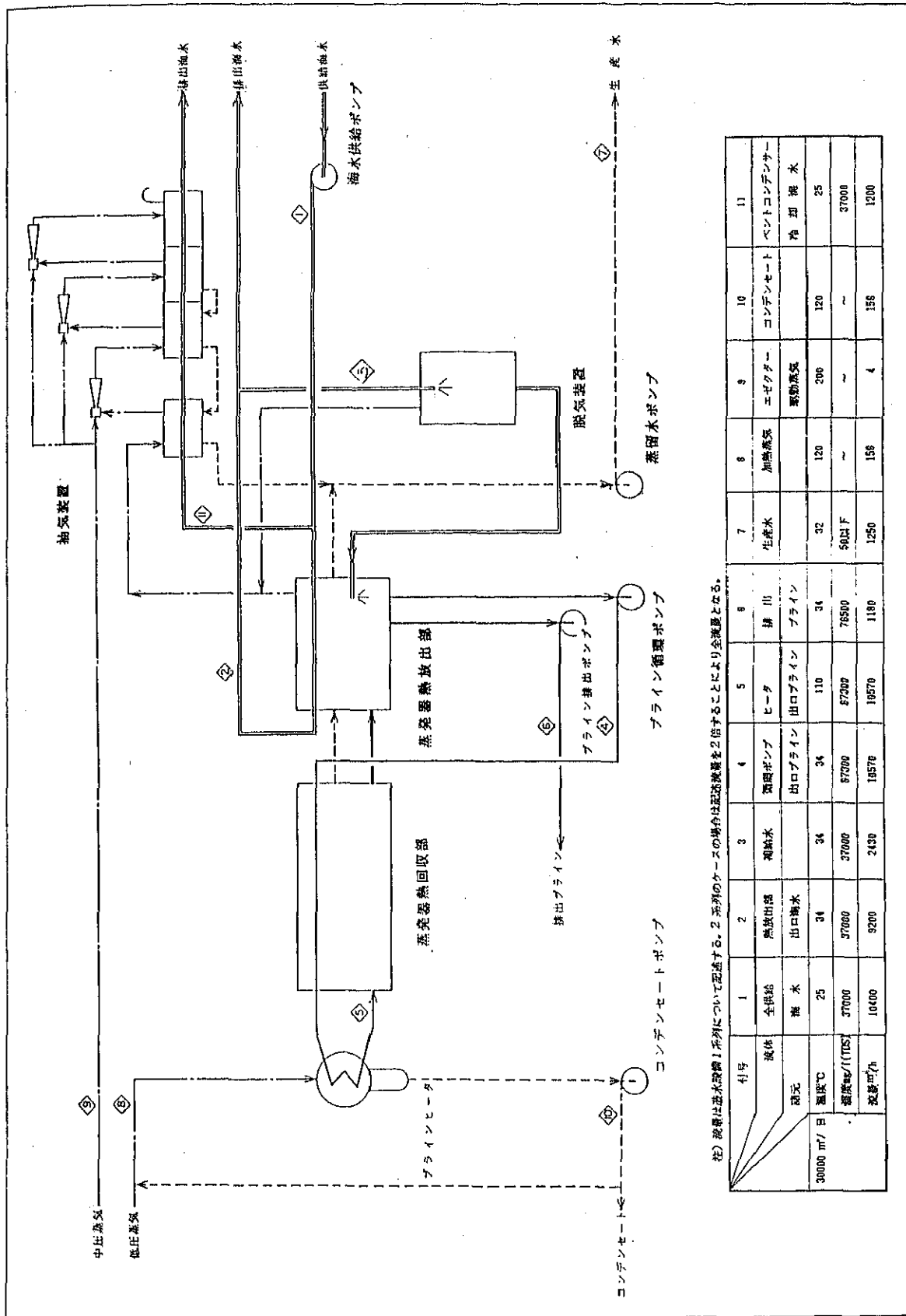


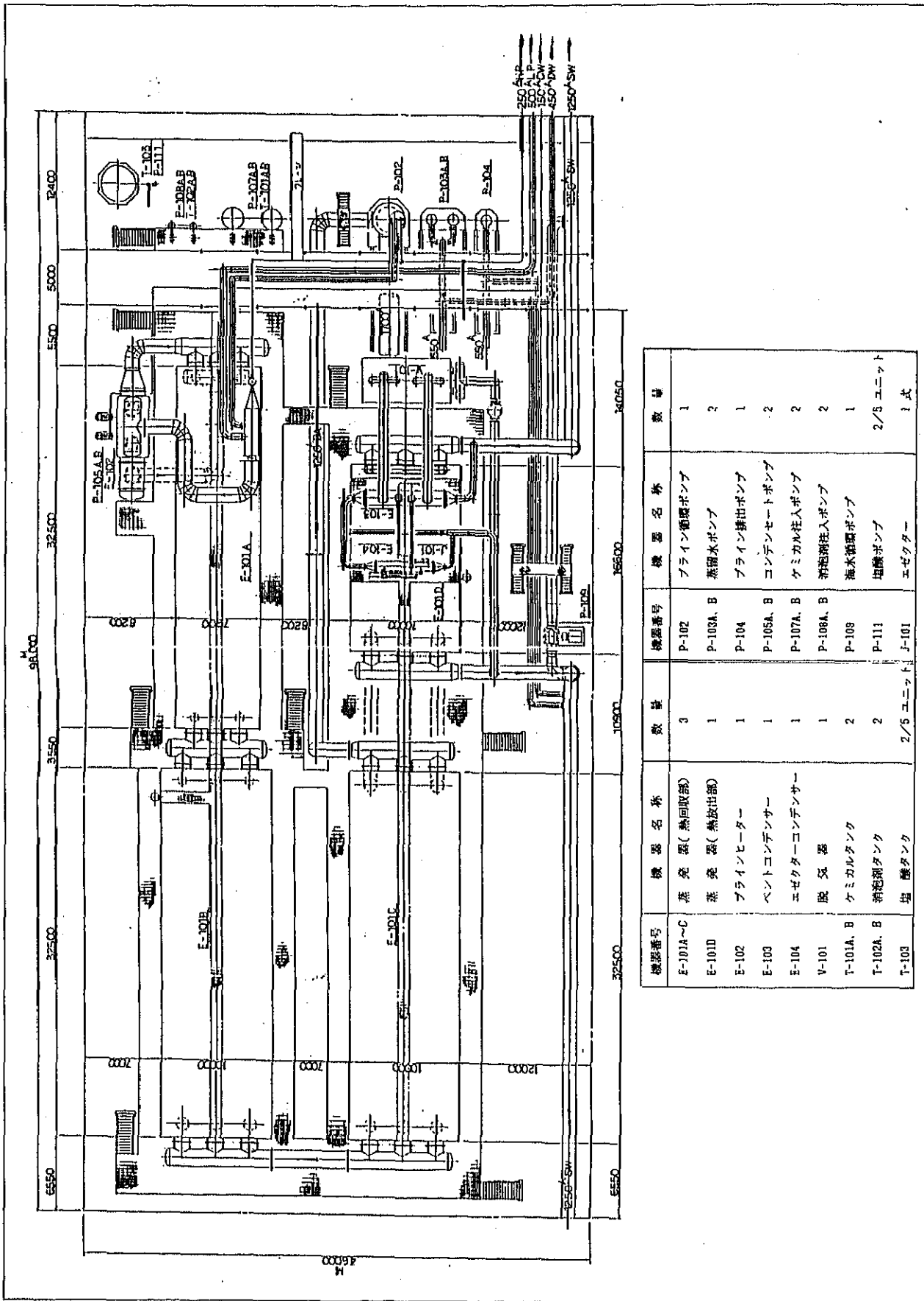
図 6.2 多段フラッシュ蒸発法海水淡水化プラント後処理プロセスフローシート



注) 流量は蒸気設備1系列について配分する。2系列のケースの場合は配分流量を2倍することにより全流量となる。

科目	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
液体	全供給	熱放出处	加熱水	蒸発ポンプ	ヒータ	抽出	生産水	加熱蒸気	エゼクター	コンデンセート	ペントコンデンサー
蒸気	海水	出口海水		出口プライン	出口プライン	プライン			駆動蒸気		冷却排水
30000 m ³ /日	25	34	34	34	110	34	32	120	200	120	25
温度℃							50以下				
流量m ³ /105分	37000	37000	37000	37000	37000	76500	50以下				37000
流量m ³ /h	10400	9200	2430	10570	10570	1180	1250	156	4	156	1200

図 6.3 多段フラッシュ蒸発法海水淡水化プラントヒートマストバランス (30,000m³/日)



機器番号	機器名称	数量	機器番号	機器名称	数量
E-101A~C	蒸発器(熱回収部)	3	P-102	ライン循環ポンプ	1
E-101D	蒸発器(熱放出版)	1	P-103A, B	蒸留水ポンプ	2
E-102	ラインヒーター	1	P-104	ライン排出ポンプ	1
E-103	ベントコンデンサー	1	P-105A, B	コンデンサートポンプ	2
E-104	エゼクターコンデンサー	1	P-107A, B	ケミカル注入ポンプ	2
V-101	脱気器	1	P-108A, B	消泡剤注入ポンプ	2
T-101A, B	ケミカルタンク	2	P-109	海水循環ポンプ	1
T-102A, B	消泡剤タンク	2	P-111	塩酸ポンプ	2/5 ユニット
T-103	塩酸タンク	2/5 ユニット	J-101	エゼクター	1式

図 6.4 多段フラッシュ蒸発法海水淡水化プラントユニット配置図 (30,000m³/日)

6.2.2 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。従って、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で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8.1 および図6.2 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、その蒸気圧力を設定するため調整弁を設ける。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、コンデンサ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を下げるとともにブライン循環量を少なくすることにより行う。

(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を作動すること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を作動すること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ブ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。補給水量は流量を測定しながら自己制御を行う。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にして、海水飛沫の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。

(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たまる。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コンデンセート流量の制御を行う。減温水ラインについては(1)に述べた通りである。

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。

6.2.3 取排水設備

海水の取水方式は、取水管式深層取水方式とする。海水は、海岸から400m沖合に設置した取水口と海底に敷設した取水管を通過して取水井へ自然導入される。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が除去される。取水管などへの海生生物の付着を防止するため、取水口には海水を電気分解して得られる塩素水が注入され、海水の滅菌を行う。また、取水管には、防食対策のため、流電陽極方式による電気防食を設置する。

ラインおよび冷却水の排水は開渠により海岸から自然流下により放流する。

海水取水設備の概要を図6.5に示す。

なお、取水設備の保守、管理事項としては、取水口、取水管の異常の有無および海生生物の付着状況を潜水土により確認すること、電気防食の効果を電位測定により確認すること、塩素注入効果を残留塩素測定により確認することなどがある。

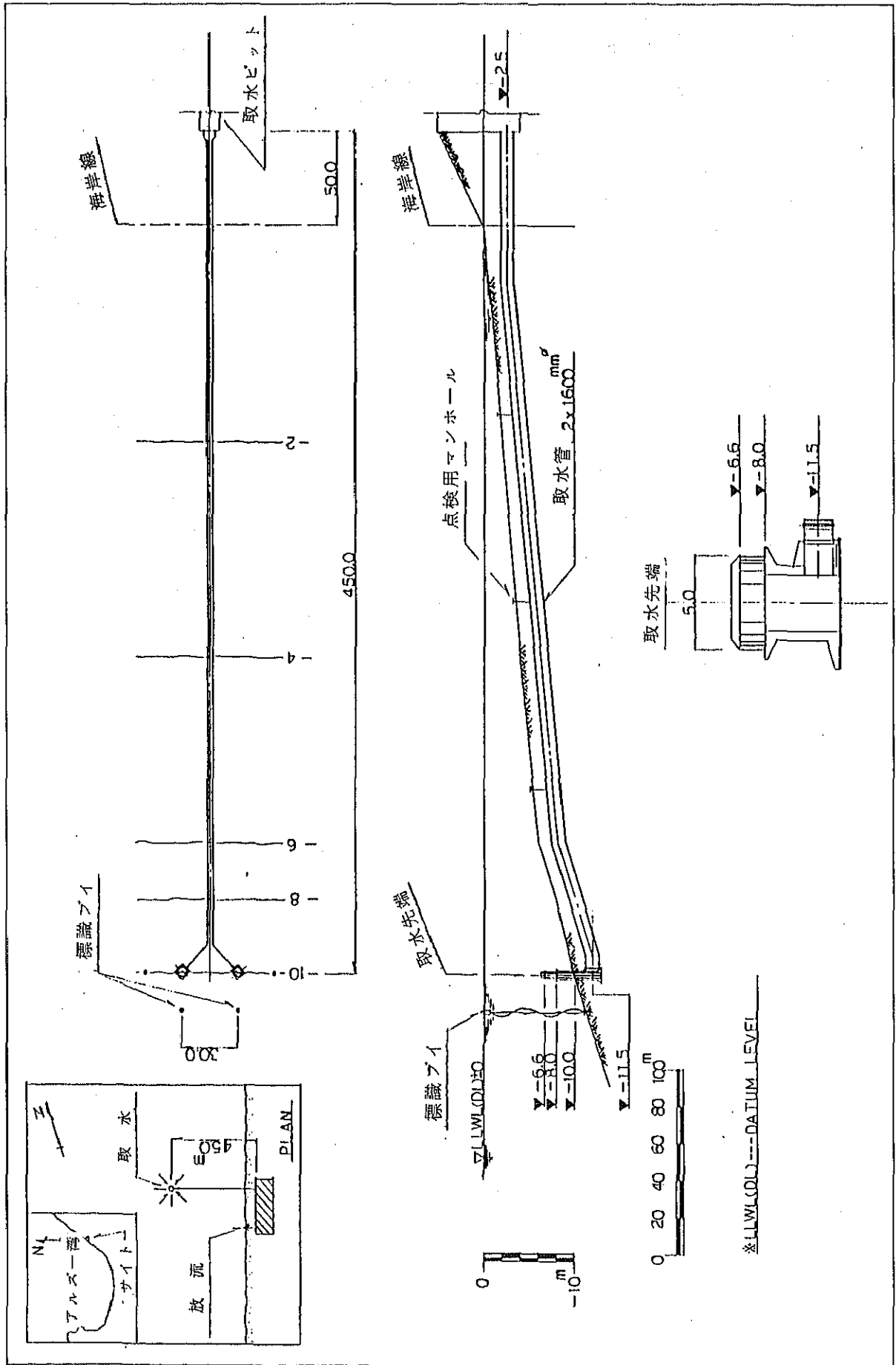


図 6.5 多段フラッシュ蒸発法海水淡水化プラント海水取水設備図

6.2.4 生産水後処理設備

後処理設備は浄水池および送水設備の防食を目的としたもので、主要装置は炭酸ガス吸収塔と石灰石固定床濾過器である。

海水淡水化プラントの各ユニットの生産水は、蒸留水ポンプにより炭酸ガス吸収塔へ送られる。炭酸ガスは各ユニットの脱気および抽気のパイプ（炭酸ガスを含む）を利用する。すなわち、エゼクターコンデンサーからのパイプをコンプレッサーで圧縮し、炭酸ガス吸収塔へ送り、生産水と接触させる。

次に炭酸ガスを吸収した生産水は石灰石固定床濾過器に送られる。ここで生産水中の炭酸成分と石灰石（炭酸カルシウム）が反応してカルシウムイオンと重炭酸イオンが生成し、これによって生産水の硬度が調整される。

さらに、滅菌用に電解塩素水溶液を注入し、最後に、ソーダ灰水溶液を添加してpHを調整する。

後処理した生産水の水質は、全硬度60mg/l(as CaCO₃)とし、ランゲリア指数 0 ~ +0.5に保ち、pHは 7.0~8.5 に調整する。このため、生産水は腐食性がなく、また、飲料水の WHOガイドラインの水質も満足するものとなる。

6.2.5 生産水貯水設備

生産水は、石灰石固定床濾過を行って水質調整した後に、浄水池に貯水される。浄水池での滞留時間は 1時間である。

6.3 機器の仕様

6.3.1 造水設備（1ユニット当たり）

(1) 蒸発器本体

1) 熱回収部

型式	長管式長方箱型
段数	30段
モジュール数	3モジュール（各10段）

主要寸法

蒸発室（1段当たり）

第1 モジュール 3.3mL× 7.2mW× 4mH

第2,3 モジュール 3.3mL× 9.6mW× 4mH

伝熱管（1モジュール当たり）

19.0mmφ×1.0mmt×33mL

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 90/10 キュプロニッケル

伝熱管 アルミプラス管

蒸留器水室

鋼板+90/10 キュプロニッケルクラッド

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。

各モジュールのそれぞれの蒸発室は隔壁で分けられており、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3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、各蒸発室ごと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

型式 長管式長方箱型

段数 3段

モジュール数 1モジュール

主要寸法

蒸発室（1段当たり） 5.7mL×9.6W×4mH

伝熱管 16.0mmφ×0.4mmt×17.1mL

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 90/10 キュプロニッケル

伝熱管 チタン管

蒸留器水室 鋼板+90/10 キュプロニッケルクラッド

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) プラインヒーター

型式 横型シェルアンドチューブ式熱交換器

数量 1基

主要寸法

本体 胴径2.8m×10.7mL

伝熱管 19.0mmφ×1.0mmt

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 キュプロニッケルクラッド

(3) 脱気装置

型式 真空式充填塔方式

数量 1基

脱気性能 溶存酸素量20ppb以下

主要寸法 断面4m×8m×6.7mH

主要部材質

胴板 鋼板+ネオプレンゴムライニング

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

型式 横型シェルアンドチューブ式熱交換器

数量 1基

主要寸法 胴径約1.3m×9mL

3) エゼクターコンデンサー

型式 横型シェルアンドチューブ式熱交換器

数量 1基

主要寸法 胴径約0.8m×7mL

(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) 海水取水ポンプ

型式 立軸斜流ポンプ

数量 1基

容量 11,440m³/時

全揚程 25m

駆動機 蒸気タービン

予備機は電動機

主要部材質

ケーシング ニレジスト鑄鉄

羽根車 316Lステンレス鑄物

主軸 316Lステンレス鋼

2) ブライン循環ポンプ

型式	立軸斜流ポンプビットバレル型
数量	1基
容量	11,750m ³ /時
全揚程	50m
駆動機	蒸気タービン

主要部材質

ケーシング	316Lステンレス鋳物
羽根車	316Lステンレス鋳物
主軸	316Lステンレス鋼
バレル	鋼板+ネオプレンゴムライニング

3) ブライン排出ポンプ

型式	立軸斜流ポンプビットバレル型
数量	1基
容量	1,416m ³ /時
全揚程	20m
駆動機	電動機

主要部材質

ケーシング	316Lステンレス鋳物
羽根車	316Lステンレス鋳物
主軸	316Lステンレス鋼
バレル	鋼板+ネオプレンゴムライニング

4) 蒸留水ポンプ

型式	立軸斜流ポンプビットバレル型
数量	2基
容量	1,500m ³ /時
全揚程	20m
駆動機	電動機

主要部材質

ケーシング	316Lステンレス鋳物
羽根車	316Lステンレス鋳物
主軸	316Lステンレス鋼
パレル	鋼板+ネオプレンゴムライニング

5)コンデンセートポンプ

型式	横軸片吸込渦巻ポンプ
数量	2基
容量	188m ³ /時
全揚程	35m
駆動機	電動機

主要部材質

ケーシング	304 ステンレス鋳物
羽根車	304 ステンレス鋳物
主軸	304 ステンレス鋼

(7) 配管

配管は基本的に地上配管とし、道路横断部は埋設（海水配管）およびラック施工とする。

流体名	使用温度	材 料
海水	34℃以下	鋼管+モルタルライニングまたは ゴムライニング
高温ライン	80℃以上	鋼管+ 90/10 キュプロニッケルクラッド
低温ライン	80℃以下	鋼管+ネオプレンゴムライニング
淡水およびコンデンセート	32℃,120℃	304ステンレス鋼管
蒸気	120～300℃	鋼管

6.3.2 取排水設備

(1) 海水取水口

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

(2) 海水取水管

方式	深層取水方式
取水管	1,800mmφ×450mL×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二重巻
付属品	電気防蝕

(3) 取水井

型式	コンクリート製地中槽
導水路	18mL×10.5mW×9mD
本体	滞留時間 2分、1,530m ³
付属品	

角落し	3mW×9mH×3ライン×2列
バースクリーン	3mW×9mH×3基
トラベリングスクリーン	3mW×9mH×3基
	洗浄ポンプ付
電解塩素発生装置 Cl ₂	44kg/時

(4) 排水ピット

型式	コンクリート製地中槽
滞留時間および有効容量	3分、1,250m ³

6.3.3 生産水後処理設備

形式	蒸発缶体からの排ガス利用による石灰石溶解方式
処理量	60,000 m ³ /日 (生産水の半量を後処理後、さらに生産水の半量と混合する)
処理水全硬度	60±10 ppm(as CaCO ₃)
主要機器	
炭酸ガス吸収塔	2基
石灰石固定床濾過器	3 + 1台
コンプレッサー	1 + 1台
pH調節システム	1式
石灰石貯蔵・供給システム	1式
石灰石洗浄システム	1式

6.3.4 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、1,250m ³ ×2槽
寸法	13mφ×11.5mH

6.3.5 蒸気発生設備

数量	2基
型式	水管式屋外用
蒸発量	168,000kg/時/基
蒸気圧力	40barG
蒸気温度	300℃
使用燃料	天然ガス
主要寸法	27.5mL×16mW×20mH

(煙突、脱気器、ガスエアヒーター等含み共有付帯設備を除く)

構成品	ボイラ本体	2 台
	自動燃焼装置	2 式
	自動制御装置	2 式
	給水ポンプ、タービンおよびモーター	2 + (2)台
	空気押込ファン、タービンおよびモーター	2 台
	煙突、ダクト	2 式

6.3.6 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	60kV

(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、2回線受電とし、変圧器は100%予備の計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	3,000kVA
一次電圧	60kV
二次電圧	5.5kV

2) 変圧器 B

数量	2台
型式	乾式自冷屋外用
一次電圧	5.5kV
二次電圧	380V

3) 変圧器 C

数量	一式
型式	乾式自冷屋外用
一次電圧	5.5kV
二次電圧	220V

(3) 開閉設備

1) 高圧補機用開閉器

数量	一式
型式	屋内用メタルクラッド
定格電圧	5.5kV

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	5,500V
	110kW 未満	380V
絶縁	5,500V -----	B種
	380V -----	E種

6.3.7 建家

本工場内に建設されるおもな建家は次の通りである。

(1) 事務棟

概略寸法	20mL × 16mW × 9.5mH
延床面積	640m ²
構造	鉄筋コンクリート 2階建

(2) 電気、計器室

概略寸法 25mL × 30mW × 9.5mH

延床面積 1,500m²

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 25mL × 40mW × 6mH

延床面積 1,000m²

構造 鉄骨コンクリート平屋建

(4) 石灰石貯蔵棟

概略寸法 15mL × 10mW × 4mH

延床面積 150m²

構造 鉄骨コンクリート平屋建

(5) 計装用コンプレッサー棟

概略寸法 20mL × 10mW × 4mH

延床面積 200m²

構造 鉄骨コンクリート平屋建

(6) 塩素発生棟

概略寸法 15mL × 10mW × 4mH

延床面積 150m²

6.4 プラント配置

本プラントの所要面積は37,200m² (300m×122m+ 30m×20m)である。プラントの全体配置を図6.6 に示す。

6.4.1 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モジュールを図6.4 ユニット配置図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、現地伝熱管引き抜き挿入作業を考慮した敷地を確保している。

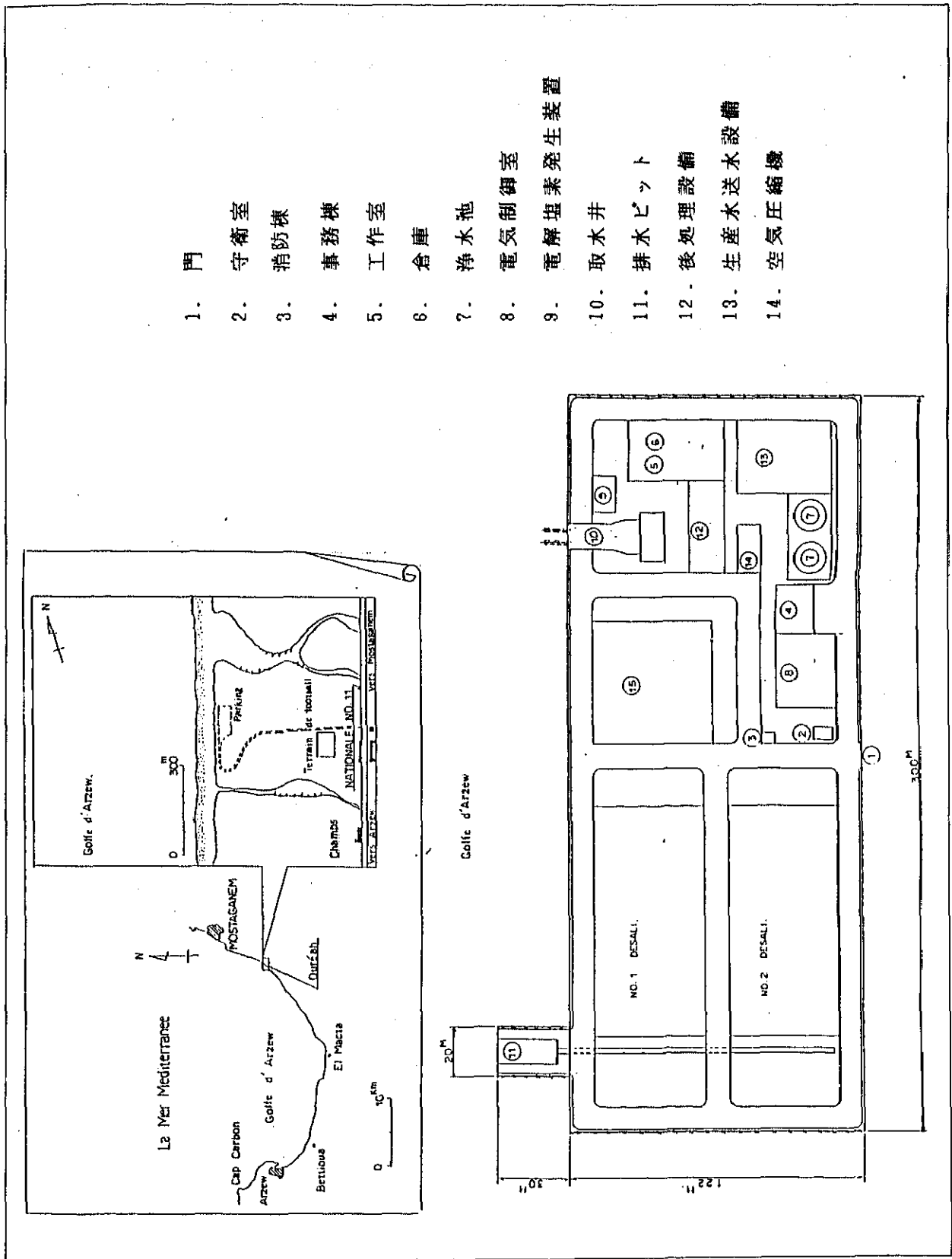
6.4.2 ポンプおよび薬注設備

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、薬注設備は薬剤の補給作業が容易となるように配慮した。

6.4.3 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 2ユニット、蒸気発生設備の近くに設置し、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。総合管理事務所はメインコントロールセンターに隣接して設けることとした。

本プラントの所要面積は、37,200㎡であり、8m幅道路、緑化地帯、駐車場などを含んでいる。なお、プラント全体の配置図は図6.6 に示す。



- 1. 門
- 2. 守衛室
- 3. 消防棟
- 4. 事務棟
- 5. 工作室
- 6. 倉庫
- 7. 浄水池
- 8. 電気制御室
- 9. 電解塩素発生装置
- 10. 取水井
- 11. 排水ピット
- 12. 後処理設備
- 13. 生産水送水設備
- 14. 空気圧縮機

図 6.6 多段フラッシュ蒸発法海水淡水化プラント プラント全体配置図

8.5 建設工程

1985年 4月から設計業務を始め、1987年 8月から営業運転を開始する工程表を図8.7に示す。この工程表によれば、1987年 6月中旬からNo.1ユニット（造水能力30,000m³/日）が運転開始され、同年 8月からNo.2ユニットが完成してフル稼働に入ることになる。ただし、このためには、1985年 3月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通りである。

- (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、試運転および性能確認試験
- (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。

6.5.1 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ず、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。

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を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、専門技術に優れているとともに、建設地の事情を熟知し、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。

6.5.2 プラントの建設

一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。土木建築工事を早期に着工することが全体工程を計画通りに進めるための重要な因子となる。工期は20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、長い工期（19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、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19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

造水設備は二つのユニットに分割されており、1.5ヵ月ずれて完成される。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保温塗装作業が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。

8.6 運営組織および要員計画

8.6.1 運営組織

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51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通りである。

(1) 管理部門（9名）

管理責任者 1名、事務職員 4名、守衛 4名

(2) 運転部門（31名）

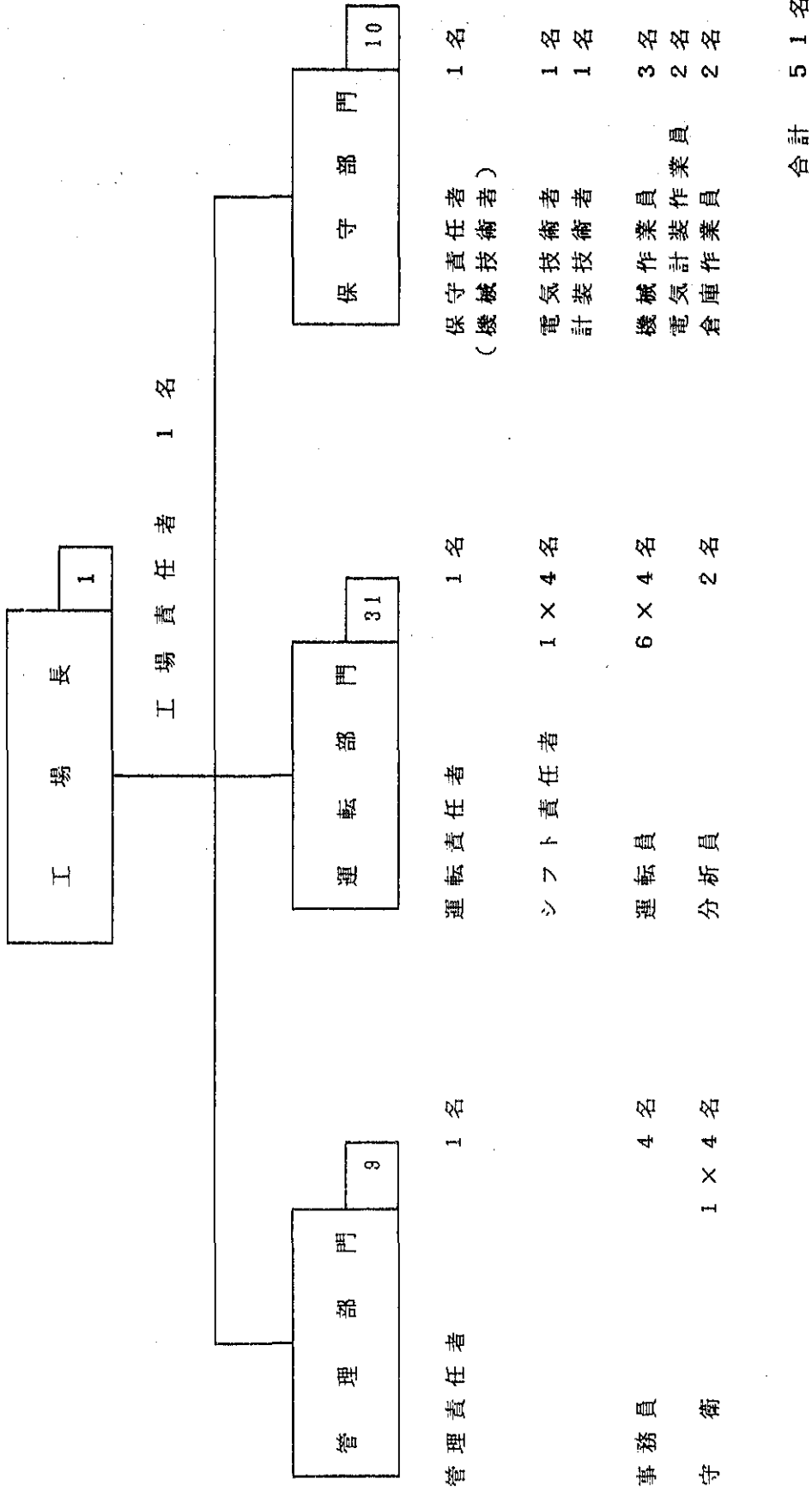
海水淡水化プラントの運転は、運転部門の要員31名と保守部門の要員10名の計41名によって行われる。運転要員31名の内訳は、運転責任者 1名、各 7名の 4交替要員（シフト責任者 1名、運転員 6名）および分析要員 2名である。従って、通常は7名の運転員により本海水淡水化プラントは運転されるが、そのうち、各シフト責任者 1名が、海水淡水化プラントについて、ある程度の技術を身につけていればよく、他の 8名は運転の監視をするだけでよい。

(3) 保守部門（10名）

10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 7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、管理技術を備えていれば十分である。

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8.1 に本工場の運営組織を示す。

表 6 . 1 多段フラッシュ蒸発法海水淡水化プラント運営組織表



6.6.2 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1985年 3月に調印され、1985年 4月からプロジェクトが遂行され、1987年 8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1985年 4月までには、工場長以下、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、各部門長クラス 2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、1985年10月までには、フォアマンクラス 6名を加えた計11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、1986年10月までにはその半数19名の採用を行い、残り19名はNo.1ユニット運転開始の2ヵ月前、1987年 4月中旬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6.2 に示す通りである。

表 6 . 2 海水淡水化プラント要員の資格条件

	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
	ソフト責任者	高 卒	プラント運転経験 3 年以上	各ソフトの運転責任者
	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1986年10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次の通りである。

- (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。

1987年 3月から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行くことになる。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、1987年 8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を行うものとする。

第7章 逆浸透法海水淡水化プラントの概念設計

第7章 逆浸透法海水淡水化

プラントの概念設計

7.1 一般仕様

7.1.1 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	60,000m ³ /日
ユニット数	逆浸透設備 15,000m ³ /日×4 ユニット 前処理設備 92,500m ³ /日×2 ユニット
生産水水質	WHO 水質ガイドラインを満足する。
水バランス	海水取水量 185,000m ³ /日 ROモジュール供給水量 172,000m ³ /日 生産水量 60,000m ³ /日 濃縮水（他排水を含む） 125,000m ³ /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 60~65kg/cm ² 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数値化した指標)
	供給水pH 6.0 ~6.5
	供給水Cl ₂ 1.0 mg/l 以下
	供給水温度 15~25°C

7.1.2 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

7.1.3 ユーティリティおよび薬品

電力 15,000kW (動力回収後の所要電力)

薬品

おもな使用薬品は98%硫酸、40%塩化第二鉄、消石灰であり、詳細は7.2.2 (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。

7.1.4 設計方針

プラントの概念設計に当たっての基本的考え方は次の通りである。

(1) ユニット数およびユニット規模

本プラントは全体で60,000 m³/日の淡水生産能力を有し、前処理部は2系列、逆浸透本体は4系列に分割されており、それぞれは独立して運転できるようになっている。

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870mAq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・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。従って、1ユニットの規模を15,000m³/日として4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60,000m³/日から負荷率25%刻みで水需要に合わせて変えることができる。

(2) 前処理の方式

立地点近くの海水は比較的清澄であり、前処理はIn-line 凝集法とする。

前処理される海水の量は約 185,000m³/日と多量であるので、ろ過器は浄水施設（ダム等からの原水を浄化して水道用水を得る）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。鋼板製圧力式ろ過器も、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 7,000m³/日が最大であるため、本プラントには25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く、耐用年数も長い。

(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付けられており、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動力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。動力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・タービン一体型などがあるが、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) 逆浸透設備の運転条件

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F/Sにおける海水のTDSは37,000mg/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やすい。

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 $60\text{kg}/\text{cm}^2$ から $65\text{kg}/\text{cm}^2$ 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動力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排水される濃縮海水は塩分濃度 $57,000\text{mg}/\text{l}$ 、密度 $1.045(20^\circ\text{C})$ と周辺海域の海水に比べて塩分濃度、密度とも大きく、これをそのまま海域へ放流すると、海底に沈降滞留し、海底に沿って拡散する。

従って、排水の取水への再循環がないようにするため、取水口での取水流速を $20\text{cm}/\text{秒}$ 以下に抑え、海底の排水を取水しないような設備とした。排水中の塩分濃度については現時点では環境規制を行っている例はないが、本設計では、排水口から半径 168m 、海底から 2m の地点で、周囲海水より $2,000\text{mg}/\text{l}$ 以内の濃度上昇にとどめるようにした。潮汐、海流等海水の流れがある場合はこの濃度の範囲はさらに数分の一に縮小する。

なお、海水中の塩分濃度は、河川水の流入量変化、降雨、日照による蒸発、深さ、海岸からの距離などによってかなりの幅を持っているのが一般的である。そのため、周囲海水との濃度差が 2,000mg/l 程度以下であれば自然の変動の範囲内にあり、環境への影響は全くないといえる。

2) 逆洗排水の放流

7.2.2 の(6) で述べるように、前処理設備の滷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。

このケーキは場外へトラックで搬出され(1日 8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 1 mg/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および周辺の機器(ポンプ、タービン、モーターなど)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3,000rpmであるので、高圧ポンプ囲りでの騒音は 120デシベル程度と予想される。逆浸透棟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、逆浸透棟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。

プロセスのフロー図を図7.1 に示す。また、マスバランス(水収支)を図7.2 に示す。

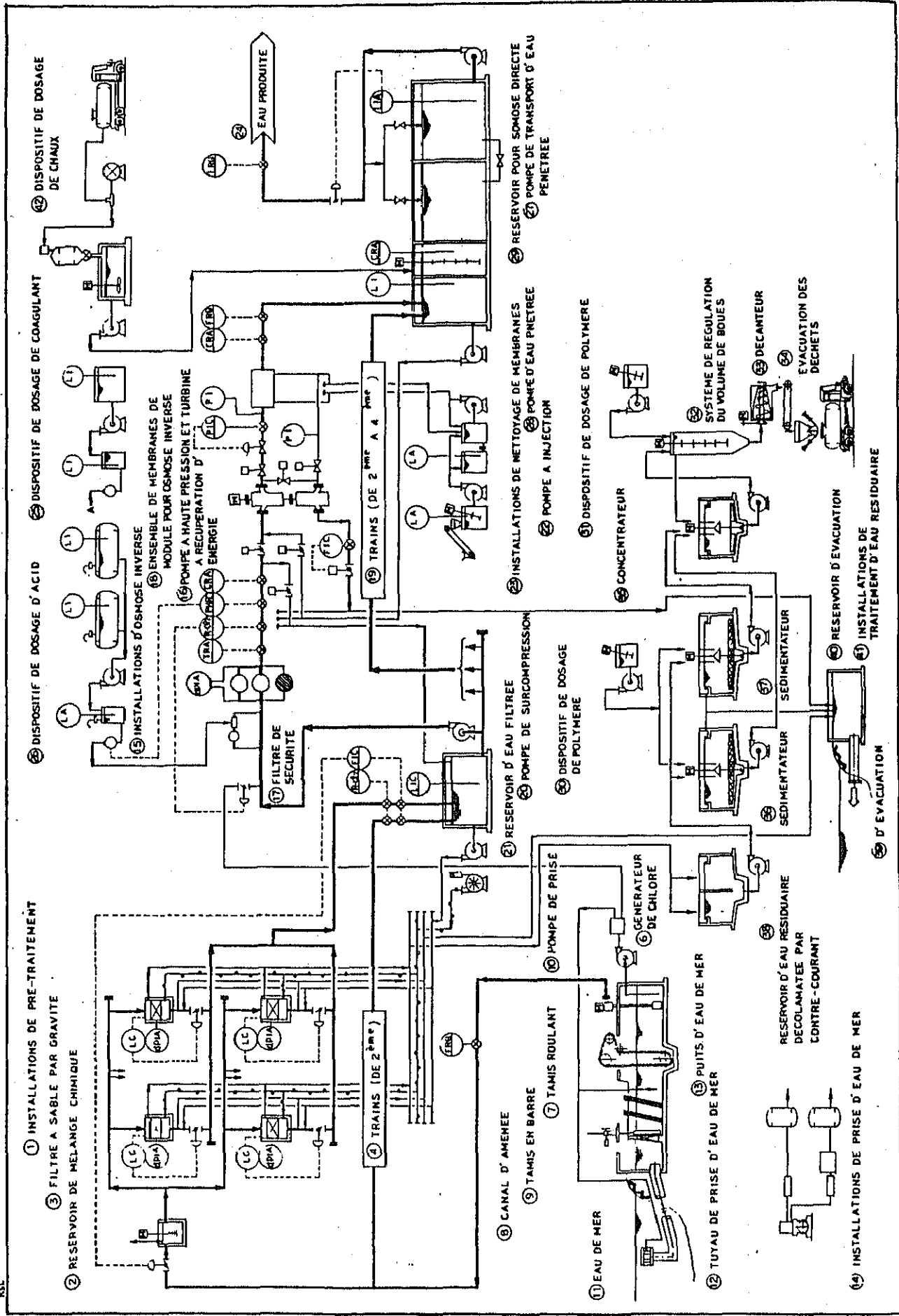


図 7.1 逆浸透法海水淡水化プラントプロセスシート

- 1 前処理設備
- 2 混和池
- 3 重力式ろ過池
- 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 海水取水管
- 9 バースクリーン
- 10 海水取水ポンプ
- 11 海水
- 12 海水取水口
- 13 取水井
- 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 ろ過水槽
- 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 酸注入装置
- 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
- 42 消石灰注入装置

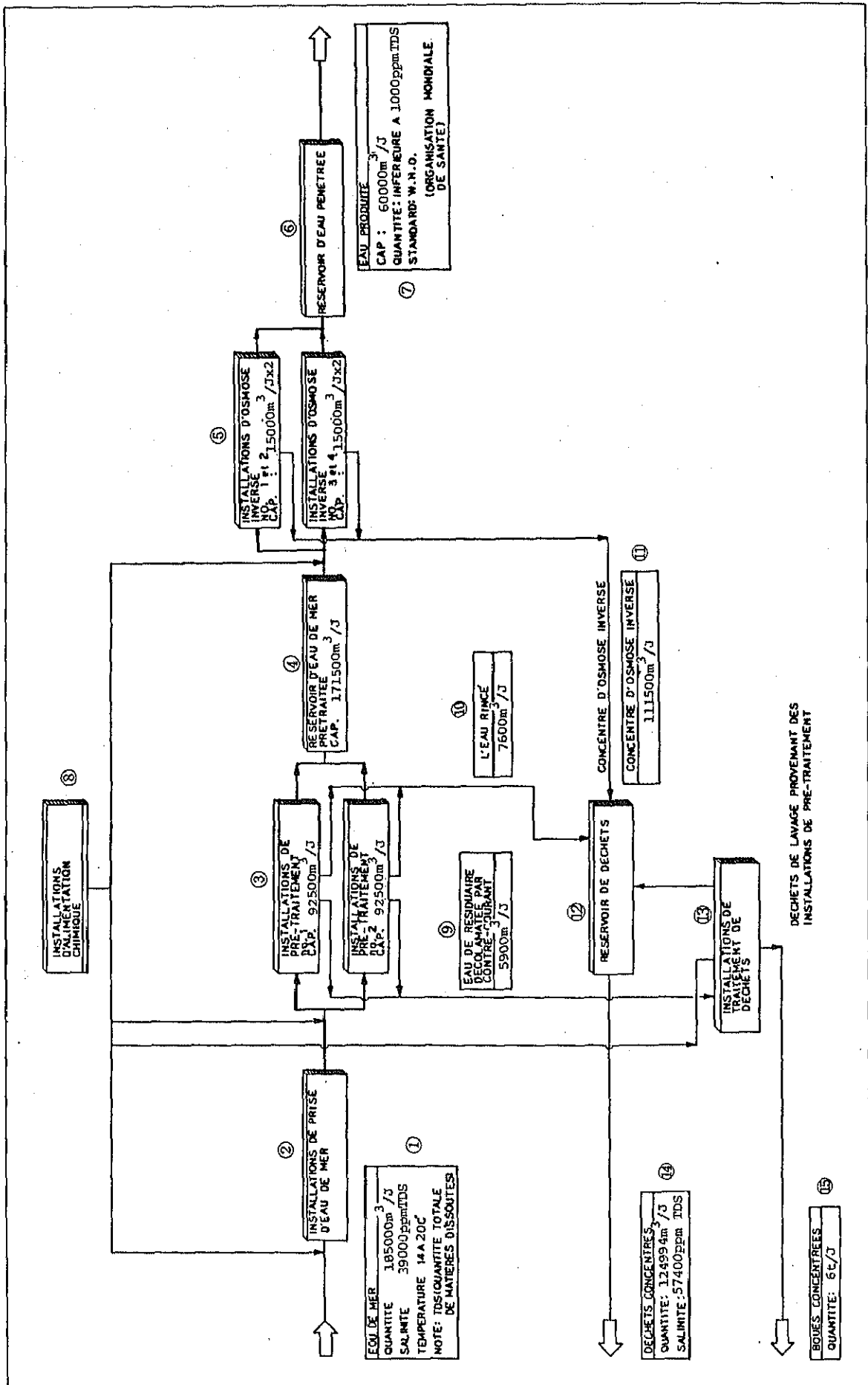


図 7.2 逆浸透法海水淡水化プラント水取支 (マスバランス)

①海水

流量 185,000 m³/日

濃度 37,000 mg/ℓ TDS

温度 20 °C

②海水取水設備

③前処理設備

流量 92,500 m³/日 × 2

④濾過水槽

流量 171,500 m³/日

⑤逆浸透設備 (No.1~No.4)

流量 15,000 m³/日 × 4

⑥浄水池

⑦生産水

流量 60,000 m³/日

水質 1,000 mg/ℓ TDS 以下

水質基準 WHO飲料水水質ガイドライン

⑧薬品注入設備

⑨逆洗排水

流量 5,900 m³/日

⑩リンス排水

流量 7,600 m³/日

⑪濃縮排水

流量 111,500 m³/日

⑫排水ピット

⑬排水処理設備

⑭総合排水

流量 124,994 m³/日

濃度 57,400 mg/ℓ TDS

⑮汚泥ケーキ

排出量 6 t/日

7.2.2 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。その内容は次の通りである。

- | | |
|----------------|--------------------|
| 1) 膜汚染物質の除去 | 凝集濾過 |
| 2) 膜の化学的劣化の防止 | pH調整および有害物質除去等水質調整 |
| 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FI 4以下、pH6.0 ~ 8.5 および残留塩素0.2 ~ 1.0mg/lに調節される。

前処理は 2系列からなり、それぞれの能力は82,500m³/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 2台によって所定の流量(185,000m³/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16池(2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濾層の差圧が上昇し、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。従って、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→通水洗浄の順で、所要時間は約1時間である。逆洗排水は逆洗排水槽へ、通水洗浄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、濾過水槽で洗浄をしない他の濾過池からの良質な濾過水とブレンドされて、常にFI 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7.3に示す。

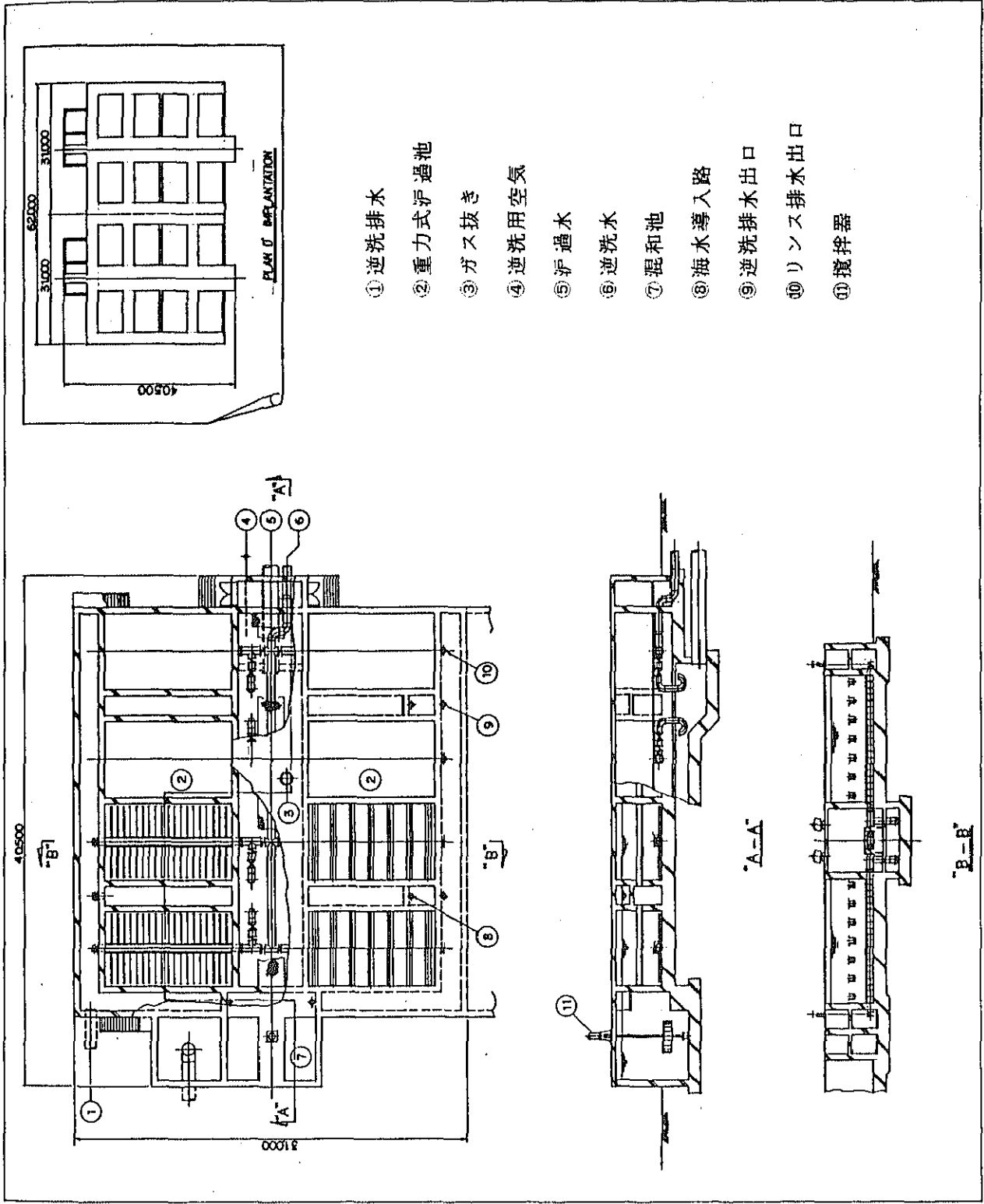


図 7.3 逆浸透法海水淡水化プラント前処理備図

(2) 逆浸透設備

滷過水槽からの前処理水はブ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、 $67\text{kg}/\text{cm}^2$ に加圧されて逆浸透モジュールに供給される。ブ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動力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7.4 に示す。

1) ブースターポンプ

滷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、 20mAq 以上の吐出圧力を持つポンプが必要である。ポンプは滷過水槽隣のポンプ室内に納められる。

2) 保安フィルター

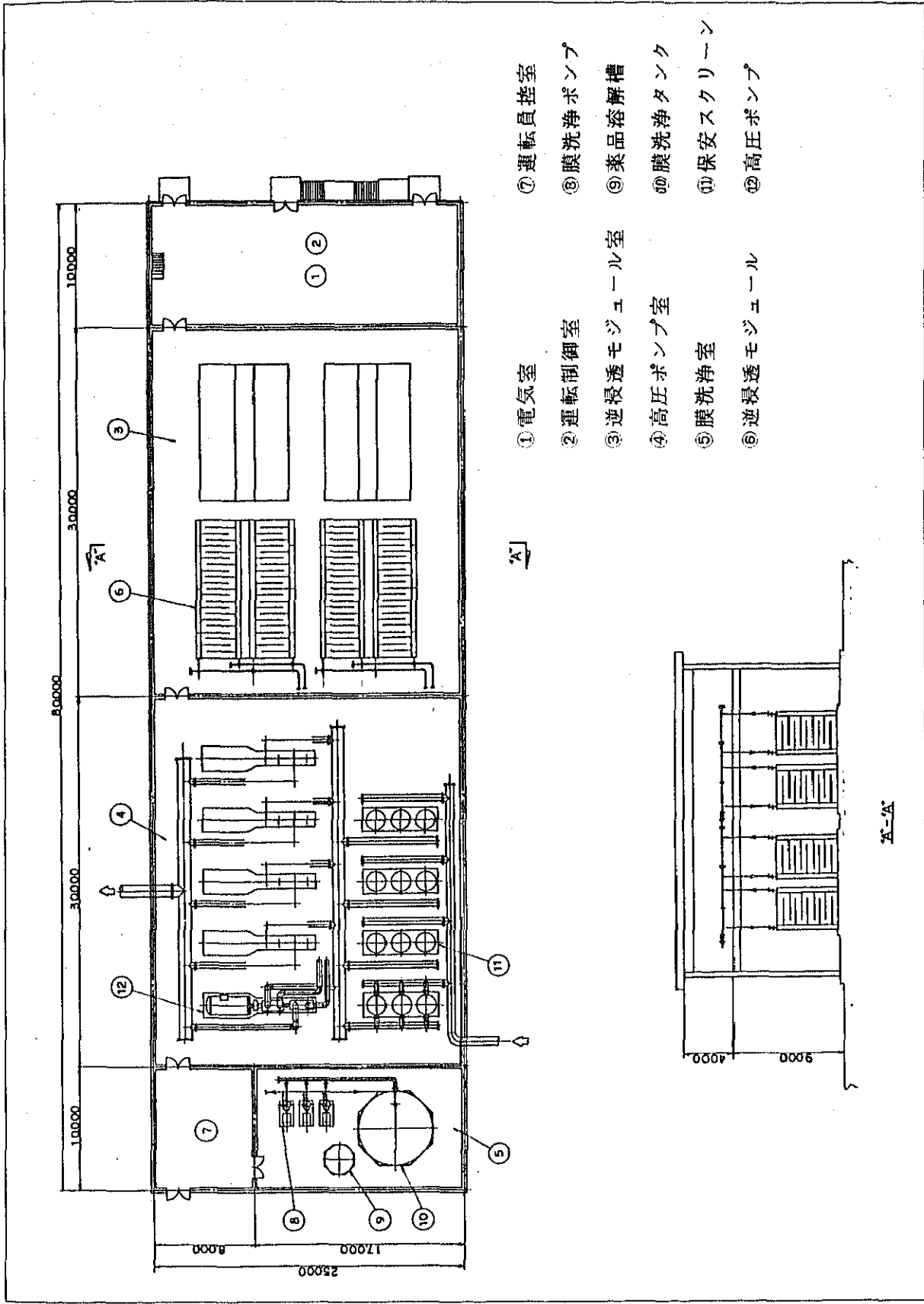
前処理された海水は極めて精澄であり、SSはほぼ完全に除去されているが、滷過池からリークした鉄分、水槽へ混入した異物などが高圧ポンプ、逆浸透モジュールへ行かないように給水ラインに保安フィルターが設置される。

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ミクロンとし、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滷過を行い、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 $67\text{kg}/\text{cm}^2$ の圧力に加圧されて、逆浸透モジュールへ送られる。



- 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 膜洗浄室
- ⑥ 逆浸透モジュール
- ⑦ 運転員控室
- ⑧ 膜洗浄ポンプ
- ⑨ 薬品溶解槽
- ⑩ 膜洗浄タンク
- ⑪ 保安スクリーン
- ⑫ 高圧ポンプ

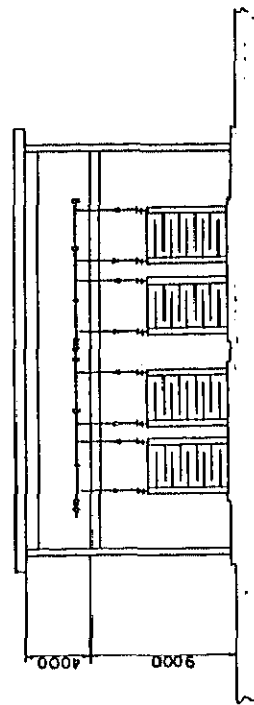


図 7.4 逆浸透法海水淡水化プラント逆浸透設備図 (15,000m²/日)

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、本設備は一つのコンベース上に高圧ポンプ、動力回収タービン、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うず巻型であり、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、すべ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。

4) 逆浸透モジュール

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) は二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、実用的には生産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生産水の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。

各ブロックごとの生産水の水量および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

海水の取水方式は、取水管式深層取水方式とする。海水は、海岸から400m沖合に設置した取水口と海底に敷設した取水管を通して取水井へ自然導入される。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が除去される。取水管などへの海生生物の付着を防止するため、取水口には海水を電気分解して得られる塩素水が注入され、海水の滅菌を行う。

逆浸透モジュールからの濃縮海水は、一たん排水ピットに貯留され、滲過池の逆洗排水処理水など他の排水と一緒に、開渠により海岸から自然放流される。

海水取水設備の概要を図7.5に示す。

なお、取水設備の保守・管理は、取水口、取水管の異常の有無および海生生物の付着状況を潜水士により確認すること、また、電気防食の効果を電位測定により確認すること、塩素注入効果を残留塩素測定により確認することなどがある。

(4) 生産水貯水設備

生産水の貯水設備はサックバックタンクと浄水池である。

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、消石灰によりpH調整された後さらにオーバーフローして滞留時間1時間の浄水池に貯水される。サックバックタンク内の水は逆浸透設備停止時に起きる浸透流れによる逆流水および純水フラッシングのために使われる。

生産水は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。さらに、浄水池および送水設備の防食を目的とし、ランゲリア指数を0～+0.5とするために生産水のpHは7.0～8.5に調整される。また、生産水は飲料水のWHOガイドラインの水質を満足する。

(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（生産水の水量および水質）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。モジュールの膜面では鉄分の析出が最も起こりやすく、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膜洗浄設備が設けられる。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膜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、運転停止直後は浸透流れが生じ、サックバックタンクから生産水が逆浸透設備内に逆流する。さらに逆浸透設備内を純水で置換する必要があり、そのためのフラッシングポンプが設置される。

(6) 浄水池洗浄排水処理設備

本プラントからの排水は滷過池の逆洗排水および後で述べる通水洗浄排水の2種類である。

前処理設備の滷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。滷過池は合計16池からなり、3時間ごとに2池ずつ逆洗するとすれば、1回の逆洗で720m³の排水が排出され、1日では8回の逆洗で5,760m³の排水量となる。

この滷過池逆洗排水は800m³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り出される。このケーキの量は1日8トン程度であり、場外で埋立処分される。

炉過池の逆洗後に通水洗浄が約30分行われ、この1日の総排水量は約7,600m³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經由して放流される。

(7) 薬品注入設備

本プラントで使用される主薬品は塩化第二鉄溶液(40%)硫酸(98%)および消石灰(100%)であり、塩化第二鉄は前処理で凝集剤として、硫酸および消石灰はそれぞれ逆浸透給水および生産水の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。さらに、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、一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	1.5 mg / l as Fe	2,076 kg / 日
98%硫酸	60 mg / l	10,280 kg / 日
100%消石灰	26 mg / l	1,560 kg / 日

汚泥処理用凝集剤

アニオン系	2 mg / l (対排水)	11.3 kg / 日
カチオン系	150 mg / l (対スラッジ)	4.6 kg / 日

モジュール洗浄液

クエン酸	(1回/年)	24,000 kg / 年
アンモニア	(1回/年)	7,200 kg / 年

(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19,000kVA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	2池
寸法	5mL × 12mW × 6mH
有効容量および滞留時間	330 m ³ 、5分
攪拌機	1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	2系列 × 8ライン 計 16池
濾過速度(LV)	200m / 日
寸法、面積	6mL × 10mW × 6mH 60m 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	35m 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

逆洗ブロー

型式	ルーツブロー
数量	2台
容量	40m ³ /分×5,000mmAq × 80kW
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	18mL×30mW×8mH
有効容量、滞留時間	3,800m ³ 、30分
材質	コンクリート製地中槽

(2) 逆浸透設備

1) ブースターポンプ

型式	両吸込渦巻ポンプ
数量	4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)×4基
容量	900 m ³ /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	30m ³ /分×20mAq × 150kW × 1台

3) 高圧ポンプ

型式	多段渦巻き型
数量	4台 + 1台(予備)
容量	30m ³ /分×870mAq(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	フランスス水車型
数量	4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	4台 + 1台(予備)
容量	2,550kW

6) 逆浸透モジュール・スタック

数量	8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(19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	3,000 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	1,100 mmφ×450m×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×7mW×8.5mD×2水路
本体	滞留時間 5分、650m ³
付属品	

角 落 し	3mW×8.5mH×2ライン×2系列
バ ー ス ク リ ー ン	3mW×8.5mH×2基
トラベリングクリーン	3mW×8.5mH×2基 洗浄ポンプ付
電解塩素発生装置 Cl ₂	20kg/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	2台
容量	32m ³ /分×15mAq ×220kW
主要部材質	316 ステンレス鋳物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	125,000 m ³ /日
滞留時間および有効容量	5 分、420m ³

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	390m ³
寸法	4mL × 18mW × 8mH

(2) 浄水池

型式	コンクリート製半地下槽
滞留時間および有効容量	1 時間 1,500m ³ × 2槽
寸法	25mL × 9mW × 8mH

7.3.4 膜洗浄設備

(1) 洗浄槽

槽数	1 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	800 m ³ 12mL×20mW×4mH
構 造	コンクリート製地中槽

(2) 凝集沈澱槽

槽 数	1 槽
寸 法	25m 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	10m 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	1 m ³
脱 水 機	スクリュードカンター、4 m 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	5m ³ /分×10mAq ×15kW
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	2,076kg/日
貯槽	50m ³ (FRP製) × 1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	608m ³ /分 × 20mAq × 0.2kW × 2台

(2) 逆浸透供給水pH調整設備

薬品名	98%濃硫酸
使用量	10,280kg/日
貯槽	170 m ³ (鋼鉄製) × 1槽、30日分
サービス槽	15 m 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	390m ³ /分 × 20mAq × 0.2kW × 4台

(3) 生産水pH調整設備

薬品名	消石灰
使用量	1,560 kg/日
貯槽	100 m ³ (鋼板製) × 1 槽、30日分
ホッパー	22m ³ (鋼板製) × 1 槽
溶解槽	40m ³ (コンクリート製)
移送ブロワ	0.8 m ³ /分 × 5mAq × 2.2 kW
注入ポンプ	22 l /分 × 5kg/cm ² × 1.5 kW
溶解攪拌機	120rpm × 7.5kW
付属品	バッグフィルター(2)、ロータリーバルブ(1) バイブレーター(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 11.3kg/日
	C 4.6kg/日
貯槽	12m ³ ×1槽 (A用)
	6m ³ ×1槽 (C用)
溶解槽	1m ³ ×1槽 (A用)
	0.6 m ³ ×1槽 (C用)
注入ポンプ:	0.96 l/分×20mAq ×0.2kW ×1台 (A用)
	1.0 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、ブ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	19,000kVA

2) トランスおよび配電

60kV/8kV	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	18mL×12mW×9.5mH
延床面積	432m 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	80mL×25mW×13mH
延床面積	4000m 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	24mL×16mW×9mH (一部16mH)
延床面積	324 m ²
構造	鉄骨コンクリート平屋

(4) 取水設備棟

概略寸法	8mL×5mW×4mH
延床面積	40 m ²
構造	鉄骨コンクリート平屋
設置機器	塩素発生装置、電気設備

(5) 汚泥処理棟

概略寸法	18mL×12mW× 5mH (一部10mH)
延床面積	360m 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) サブステーション

概略寸法	12mL×12mW× 6mH
延床面積	144m ²
構造	鉄骨コンクリート平屋

(7) 倉庫兼ワークショップ

概略寸法	24mL×12mW× 6mH
延床面積	288m ²
構造	鉄骨コンクリート平屋

(8) 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 $100\text{m} \times 250\text{m} = 25,000\text{m}^2$ である。この中には、6m幅道路、緑化地帯、駐車場なども含めて配置されている。

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。

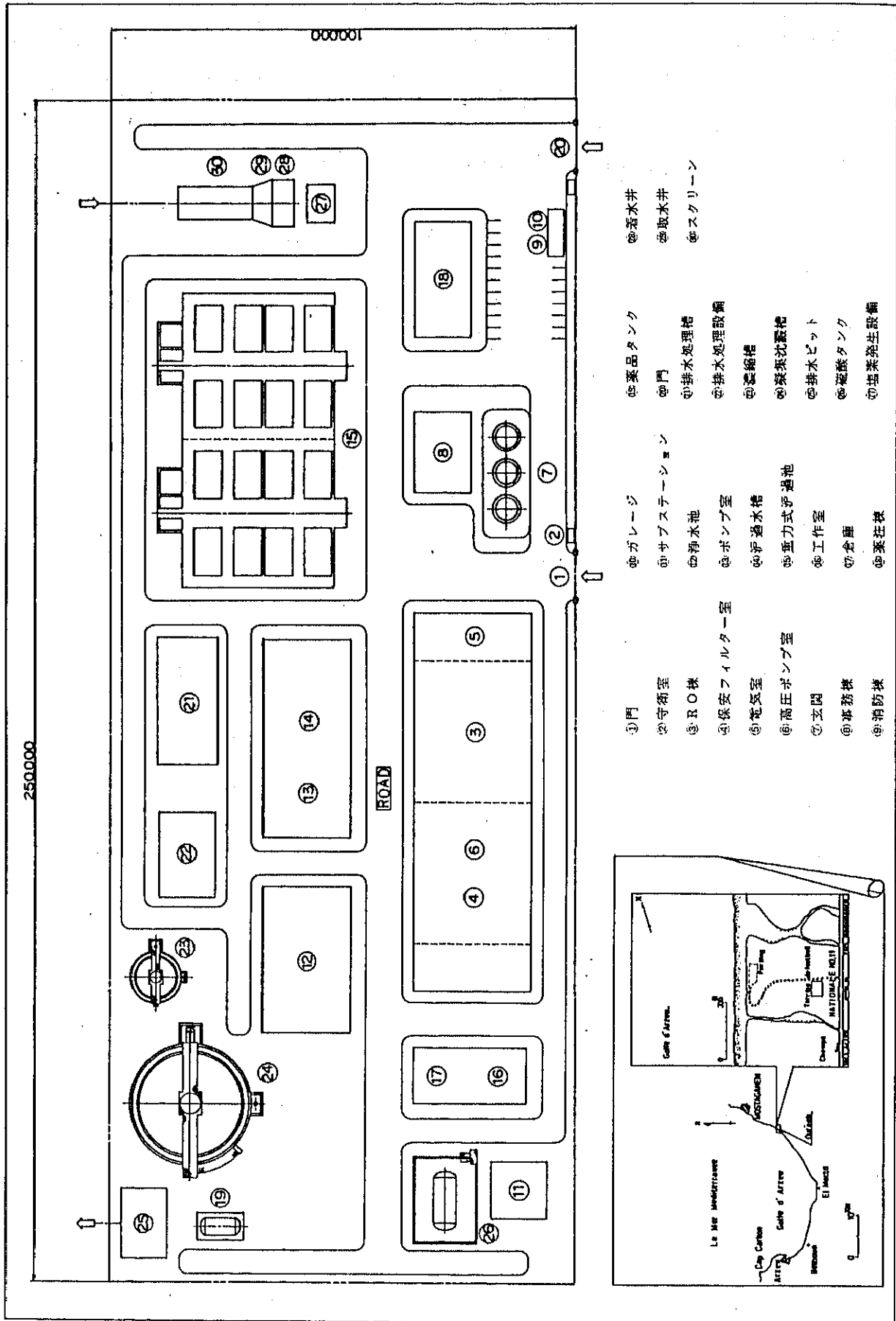


図 7.6 逆浸透法海水淡水化プラント全体配置図

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ほぼ同じであり、工期も蒸発法とほぼ同じである。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。

7.6 運営組織および要員計画

7.6.1 運営組織

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40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通りである。

(1) 管理部門（9名）

管理責任者 1名、事務職員 4名、守衛 4名

(2) 運転部門（21名）

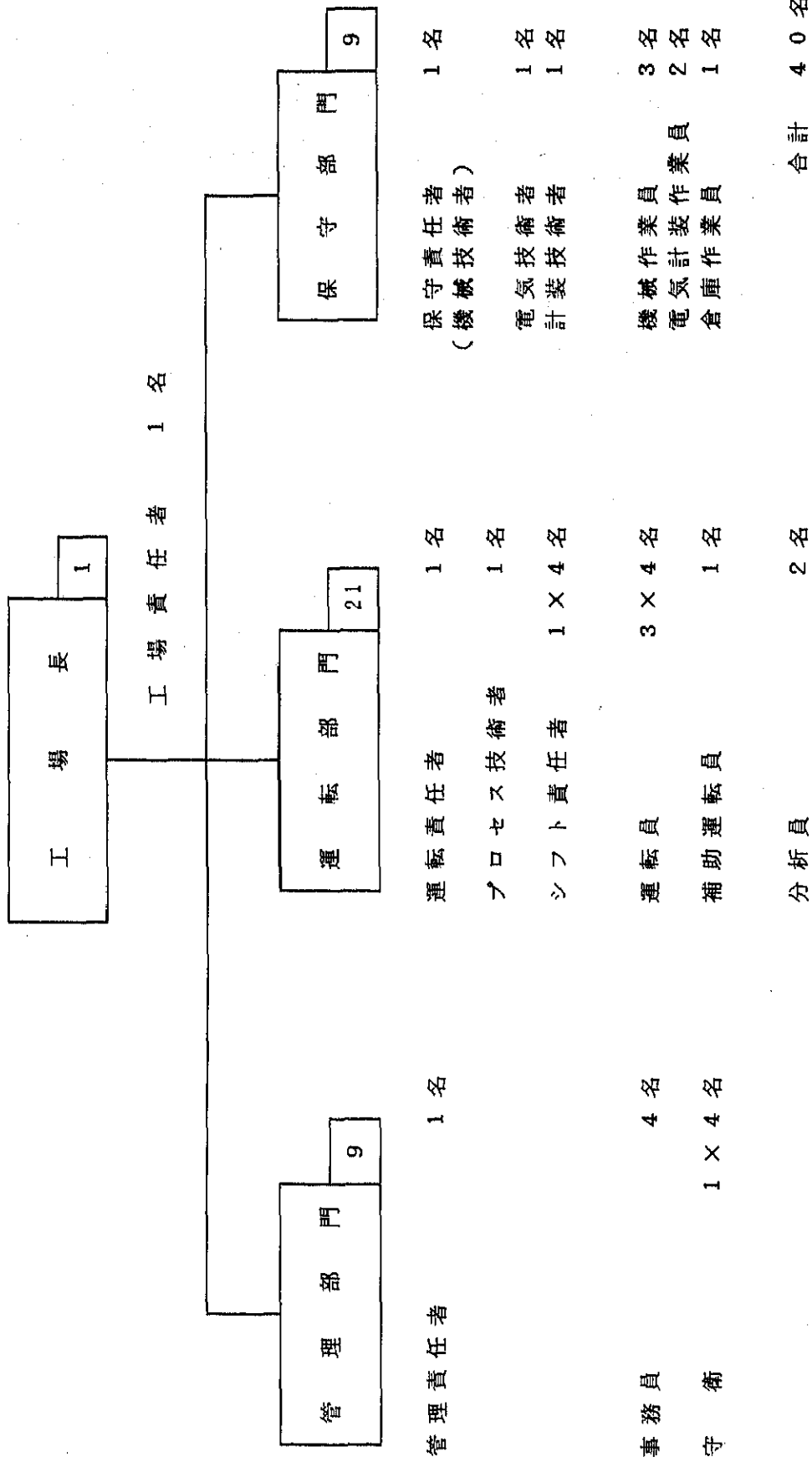
海水淡水化プラントの運転は、運転部門の要員21名と保守部門の要員9名の計30名によって行われる。運転要員21名の内訳は、運転責任者1名、4名の4交替要員（シフト責任者1名、運転員3名）、補助運転員2名および分析要員2名である。従って、通常は6名の運転員により本海水淡水化プラントは運転されるが、そのうち、各シフト責任者1名が、海水淡水化プラントについて、ある程度の技術を身につけていればよく、他の5名は運転の監視をするだけでよい。

(3) 保守部門（9名）

9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6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、管理技術を備えていれば十分である。

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。

表 7 . 1 逆浸透法海水淡水化プラント運営組織表



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1985年 3月に調印され、1985年 4月からプロジェクトが遂行され、1987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1985年 4月までには、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 2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、1985年 7月までには、フォアマンクラス 7名を加えた計12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、1986年 5月までにはその半数15名の採用を行い、残り14名はコミッショニング開始の 2ヵ月前、1987年 2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6.2 に示す通りである。

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運転責任者およびフォアマンの全員、ならびにオペレーターの半数が参加し、約 2ヵ月間実施され、遅くとも1986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次の通りである。

- (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、1987年4月からコミッションングが開始されるが、これに先立って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、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国内における訓練を約2ヵ月受けると同時に、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行くことになる。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。さらに、プラント運転の技術、ノウハウを蓄積し、1987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を行うものとする。

第 8 章 既設水道施設への接続

第8章 既設水道施設との接続

本章では、海水淡水化プラントで生産された水をモスタガネム市域へ供給するのに適した送水管の既設水道システムへの接続地点、送水管ルート、送水ポンプおよび送水管について検討する。

8.1 既設水道施設との接続地点の選定

モスタガネム市の市街地の形成状況、地形の概要は第2章に述べた通りであり、これに対する水道施設の現状は次の通りである。

モスタガネム市域の水源は湧水とさく井であって、湧水々源は市の中心部に近いところにあり、また、さく井水源はそれより外側にある。配水方式はポンプにより適当な高台に設けられた配水池に送水され、そこから自然流下で配水するか、または、さらにポンプ圧送により配水される。

今後人口の増加に伴い新しい市街地が既存の市街地の周辺に造成されていくと思われるが、このような配水方式は大きく変ることはないと思われる。

既存の配水池はいずれも容量が小さく、また敷地の関係で拡張の余地もほとんどない。

現在、市の東方の Ain Soltane地区に公称計画取水量 130 l / 秒 (11,200m³/日) の新規湧水水源を開発中であるが、その導入地点は市の東部郊外の El Djenavet地内に建設中の 5,000m³×2 池の配水池 (標高約 240m) が予定されている。

この配水池は、将来さらに 5,000m³ 2池を増設し、全体容量20,000m³の大きな配水拠点となるものであり、標高も、敷地の将来拡張の余地の観点からも、さらに海水淡水化プラントサイトのOureahから12kmの距離にあることも好適な場所と考えられるので、海水淡水化プラント生産水の接続地点をこの El Djenavet配水池構内とする。

海水淡水化プラント生産水と既存水源水との混合、配水池容量の検討等については、本 F/Sが海水淡水化プラント建設に関する F/Sであることから、いずれも本調査の範囲外であるので (SW参照)、ここでは行わないが、モスタガネム市域の将来の給水計画と合わせて、アルジェリア当局が別途具体的に検討することが望ましい。

8.2 送水管ルート

プラントサイトであるOureahで生産された水を El Djenavetに送水するためには、経済的、地理的理由から、図 8-1に示すようにモスタガネム市街、Mazagranの町並みをさけ、またMazagran - Rivoli 間の急峻な山越えをせずに、できるだけなだらかな登り勾配の既設道路沿いに送水管を敷設する必要がある。また主要道路、鉄道の横断数も最小限とする。

本 F/Sでは既設埋設物、土壌比抵抗値、ルート沿いの土質などの関する資料やデータを手に入できなかったが、特にMazagranの町付近の表層に現われている岩盤の固さ等の調査を行っていないので、現段階で詳細なルートの確定はむづかしいが、図8-1 に示したのは、地図および一部現場踏査によって経済的と想定したルートである。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:	60,000m ³ /日 (2,500m ³ /時)
管径:	750mm
管種:	タールエポキシライニング鋼管
延長:	14km
流速:	1.8m / 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り、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、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5m程のOureahのプラントサイトからMazagranの町（標高140m）の南を通り配水池のある El Djenavet（標高240m）まで送水するため、静水圧だけでも235mにも達し、大容量、高揚程のポンプが必要になる。ポンプの仕様は下記の通りである。

形式:	両吸込渦巻ポンプ
口径:	吸込 φ400mm
	吐出 φ250mm
吐出量:	20.83 m ³ /分
全揚程:	340m
駆動機出力:	1600kw
台数:	常用 2台 MSF（蒸気タービン）, RO（電動機）
	予備 1台（電動機）

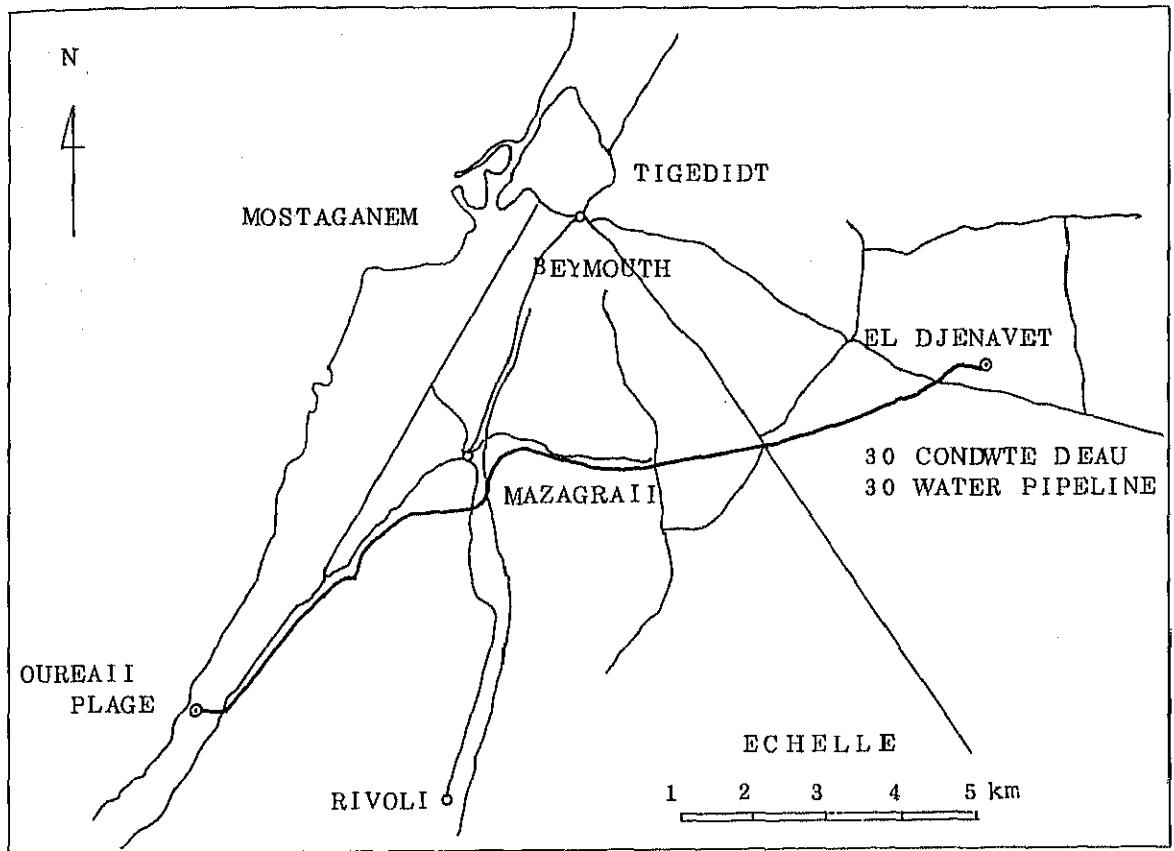


図8.1 送水管ルート図

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

モスタガネム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162,162千USドル、ROの場合は145,659千USドルである。

なお、この総所要資金は1985年3月にターンキー・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4.8DA（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	131,211	15,984	147,195
操業前費用	1,328	1,668	2,996
初期運転資金	4,148	288	4,436
建設期間中金利	7,535	-	7,535
所要資金総計	144,222	17,940	162,162

[ROプロセス]		(千USドル)	
項目	外貨	内貨	合計
プラント建設費	115,646	16,984	132,630
操業前費用	1,098	1,270	2,368
初期運転資金	3,710	289	3,999
建設期間中金利	6,662	-	6,662
所要資金総計	127,116	18,543	145,659

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	12,823	1,740	11,555	1,690
プロセス設備	70,773	37,342	51,173	27,029
建築および土木	16,005	24,485	24,368	39,791
付属設備	19,682	6,181	18,037	5,601
(1) 取排水設備	(8,318)	(2,250)	(6,673)	(1,670)
(2) 生産水送水設備	(11,364)	(3,931)	(11,364)	(3,931)
予備費	11,928	6,975	10,513	7,411
合計	131,211	76,723	115,646	81,522

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	684	814
人 件 費	-	424	424
要 員 訓 練 費 用	465	96	561
試 運 転 費 用	303	394	697
合 計	1,328	1,668	2,996

[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	664	794
人 件 費	-	337	337
要 員 訓 練 費 用	403	77	480
試 運 転 費 用	135	122	257
合 計	1,098	1,270	2,368

(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3月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

プラントの建設、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、コミッションングに先立ち、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、モスタガネム市の水料金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、ここでは、それを所要総資本の内の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在庫必要資金として、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 28 ヶ月であり、RO では 27 ヶ月である。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 総所要資金の支出スケジュール

[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	17,481	96,392	33,322	
操業前費用	740	707	1,549	
初期運転資金	-	-	4,436	
建設期間中金利	-	1,020	6,515	
合計	18,211	98,119	45,822	

[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	13,629	88,848	30,153	
操業前費用	712	622	1,034	
初期運転資金	-	-	3,999	
建設期間中金利	-	803	5,859	
合計	14,341	90,273	41,045	

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。

年間の運転費用を試算した結果は表9.5（変動費）および表9.6（固定費）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	-	4,427	-	-
電気	-	319	-	4,105
塩化第二鉄	-	-	206	-
硫酸	-	-	-	290
消石灰	-	-	-	42
凝集剤	-	-	103	-
洗浄剤	-	-	3	28
スケール抑制剤	903	-	-	-
消泡剤	17	-	-	-
石灰石	-	59	-	-
ソーダ灰	10	-	-	-
小 計	930	4,805	312	4,465
合 計	5,735		4,777	

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	-	311	-	237
工場管理費	52	250	52	250
維持管理費	2,792	620	2,363	620
固定資産税・保険	-	1,472	-	1,328
小 計	2,844	2,653	2,915	2,433
合 計	5,497		5,348	

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		原単位	単 価	コスト (USセント/m ²)
燃料ガス	L.C.	9.36 Nm ³ /m ²	2.389 USセント/Nm ³	22.361
電気	L.C.	0.468 kWh/m ²	3.438 USセント/kWh	1.609
スケール抑制剤	F.C.	0.01166kg/m ²	391.3 USセント/kg	4.563
消泡剤	F.C.	0.1944 g/m ²	0.4348 USセント/g	0.085
石灰石	L.C.	0.060 kg/m ²	5.000 USセント/kg	0.300
ソーダ灰	F.C.	1.50 g/m ²	0.0318 USセント/g	0.048
合 計		-	-	28.986

[ROプロセス]

用役/薬品		原単位	単 価	コスト (USセント/m ²)
電気	L.C.	6.03 kWh/m ²	3.438 USセント/kWh	20.731
塩化第二鉄	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.	0.266 g/m ²	1.957 USセント/g	0.521
クエン酸	L.C.	1.2121 g/m ²	0.1181 USセント/g	0.143
アンモニア	F.C.	0.3636 g/m ²	0.0478 USセント/g	0.017
合 計		-	-	24.128

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

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	MSF	RO	MSF	RO
II	エンジニア フォアマン	5,400 DA /月	7	7	95	95
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	32	21	216	142
合 計			39	28	311	237

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		
管理部門人件費	I	工場長 部長	9,000 DA/月	4	90
	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	7	47
	小 計			12	151
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				151
工場管理費総計					302

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

本プラント稼働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、56.73USセントであり、ROプロセスでは、51.14US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、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	5,735	28.97
固 定 費	5,497	27.75
合 計	11,232	56.73

[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	4,777	24.13
固 定 費	5,348	27.01
合 計	10,125	51.14

第 10 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、窮迫化する水不足状況を解消することにより住民の衛生および生活環境の向上を図ることにある。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8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12月～1987年 7月
- ・ 操業期間：1987年 8月～2002年 7月 (15年間)

(ROプロセス)

- ・ 操業前期間：1984年12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章に記載し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のように定める。

(MSF プロセス)

項目 \ 年度	1984	1985	1986	1987	1988	1989 - 2002
引合・評価業務				Jul. Aug.		
設計・建設		○プラント発注 設計・建設				
操業		Apr.	コミッショニング		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	2-15年度	
	操業前期間			操業期間		

(RO プロセス)

項目 \ 年度	1984	1985	1986	1987	1988	1989 - 2002
引合・評価業務				Jun. Jul.		
設計・建設		○プラント発注 設計・建設				
操業		Apr.	コミッショニング		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	2-15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 : 60,000 m³/日
MSFプロセス : 30,000 m³/日 × 2ユニット
ROプロセス : 15,000 m³/日 × 4ユニット

(3) 稼働率

操業初年度から100%、但し年間稼働日数を 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

モスタガネム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さく井や湧水などの水源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、すなわち水料金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、収入税、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%を基本ケースとして、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。これら運営計画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	60,000 m ³ /日
操 業 率	100 %
稼働日数	330 日
生 産 量	19,800×10 ³ m ³ /年
有 収 率	70 %
販 売 量	13,860×10 ³ m ³ /年
水 料 金	平均 0.60DA/m ³
販売収入	1,732×10 ³ USドル/年

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。モスタガネム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（工場向け）および0.40DA/m³（一般家庭向け）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0.60DA/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	147,195	132,630
プロセス設備	(100,911)	(75,581)
建家および土木	(23,217)	(35,924)
付 属 設 備	(23,067)	(21,125)
操 業 前 費 用	2,996	2,368
初期運転資金	4,436	3,999
建設期間中金利	7,535	6,662
合 計	162,162	145,659

(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 (1984-1985)	-2 (1985-1986)	-1 (1986-1987)
プラント建設費	17,481	96,392	33,322
プロセス設備	(8,225)	(89,323)	(23,363)
建家および土木	(4,643)	(13,370)	(5,204)
付 属 設 備	(4,613)	(13,699)	(4,755)
操 業 前 費 用	740	707	1,549
初期運転資金	—	—	4,436
建設期間中金利	—	1,020	6,515
合 計	18,221	98,119	45,822

[ROプロセス]

(千USドル)

年度 項目	-3 (1984-1985)	-2 (1985-1986)	-1 (1986-1987)
プラント建設費	13,629	88,848	30,153
プロセス設備	(5,071)	(52,807)	(17,703)
建家および土木	(5,389)	(22,438)	(8,097)
付 属 設 備	(3,169)	(13,603)	(4,353)
操 業 前 費 用	712	622	1,034
初期運転資金	—	—	3,999
建設期間中金利	—	803	5,859
合 計	14,341	90,273	41,045

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	-	4,427	-	-
	電気	-	319	-	4,105
	薬品類	930	59	312	360
	小計	930	4,805	312	4,465
固定費	人件費	-	311	-	237
	工場管理費	52	250	52	250
	維持管理費	2,792	620	2,863	620
	固定資産税・保険	-	1,472	-	1,326
小計	2,844	2,653	2,915	2,433	
合計		3,774	7,458	3,227	6,898
総運転費用		11,232		10,125	

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 収益性規準の設定

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。

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

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。

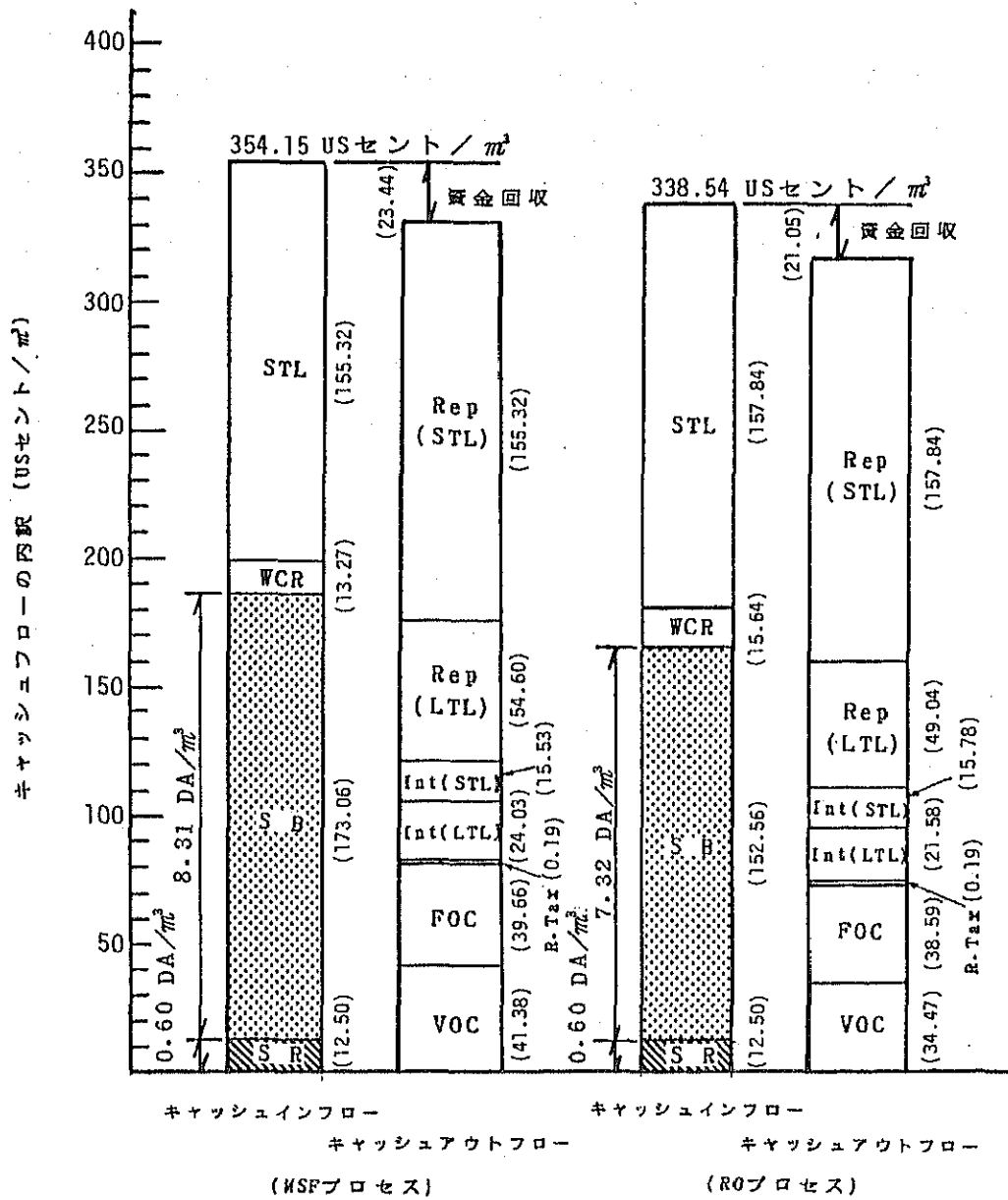
10.6.1 財務分析結果サマリー

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8.31 DA/m²であり、ROプロセスの場合7.32DA/m²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	MSF	RO
総 投 資 額			162,162	145,859
資 金 計 画				
自 己 資 本			48,649	43,898
借 入 金			113,513	101,961
キ年 ャ平 ッ均 ン値 ユイ ンフ ロー	販 売 収 入 (1m ² 当たり収入 DA/m ²)		1,732 (0.60)	1,732 (0.60)
	必 要 補 助 金 額 (1m ² 当たり金額 DA/m ²)		23,986 (8.31)	21,145 (7.32)
	小 計 (生産水価格 DA/m ²)		25,718 (8.91)	22,877 (7.92)
	短 期 借 入 金		21,528	21,876
	運 転 資 金 の 回 収、他		1,838	2,168
	キャッシュインフロー合計		49,084	46,921
キ年 ャ平 ッ均 ン値 ユア ウト フロ ロー	変 動 費		5,735	4,777
	固 定 費		5,497	5,348
	収 入 税		27	27
	法 人 税		0	0
	借入金返済 長期借入金 (元本)		34,577 (7,567)	33,851 (6,797)
	短期借入金 (元本)		(3,329) (21,528)	(2,991) (21,876)
キャッシュアウトロー合計		(2,153) 45,836	(2,187) 44,003	
キャッシュフロー (年平均値)			3,248	2,918
キャッシュフロー (プロジェクト期間総計)			48,725	43,767
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



注:

- ・ 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129.73USセント/m³(6.23DA/m³)であり、ROプロセスの場合は115.38USセント/m³(5.54AD/m³)である。

表10.6 生産水コスト

[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	11,232	10,376	9,081	30,689	154.99
2	11,232	10,376	8,770	30,378	153.42
3	11,232	10,376	8,428	30,036	151.70
4	11,232	10,376	8,052	29,660	149.80
5	11,232	10,376	7,638	29,246	147.71
6	11,232	8,270	7,183	26,685	134.77
7	11,232	8,270	6,683	26,185	132.25
8	11,232	8,270	6,132	25,634	129.46
9	11,232	8,270	5,526	25,028	126.40
10	11,232	8,270	4,860	24,362	123.04
11	11,232	8,270	4,127	23,629	119.34
12	11,232	8,270	3,094	22,596	114.12
13	11,232	8,270	1,957	21,459	108.38
14	11,232	8,270	707	20,209	102.07
15	11,232	8,270	0	19,502	98.49
平均値	11,232	8,972	5,483	25,687	129.73

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	10,125	8,746	8,157	27,028	136.51
2	10,125	8,746	7,904	26,775	135.23
3	10,125	8,746	7,626	26,497	133.82
4	10,125	8,746	7,320	26,191	132.28
5	10,125	8,746	6,983	25,854	130.58
6	10,125	6,940	6,613	23,678	119.59
7	10,125	6,940	6,205	23,270	117.53
8	10,125	6,940	5,757	22,822	115.26
9	10,125	6,940	5,284	22,329	112.77
10	10,125	6,940	4,722	21,787	110.04
11	10,125	6,940	4,126	21,191	107.03
12	10,125	6,940	3,266	20,331	102.68
13	10,125	6,940	2,320	19,385	97.90
14	10,125	6,940	1,279	18,344	92.65
15	10,125	6,940	135	17,200	86.87
平均値	10,125	7,542	5,178	22,845	115.38

(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、有収水単位数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。また生産水価格は、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べきである。

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。有収水単位量当たりの販売損失はMSFプロセスの場合で173.02USセント/m³であり、ROプロセスでは152.53USセント/m³である。

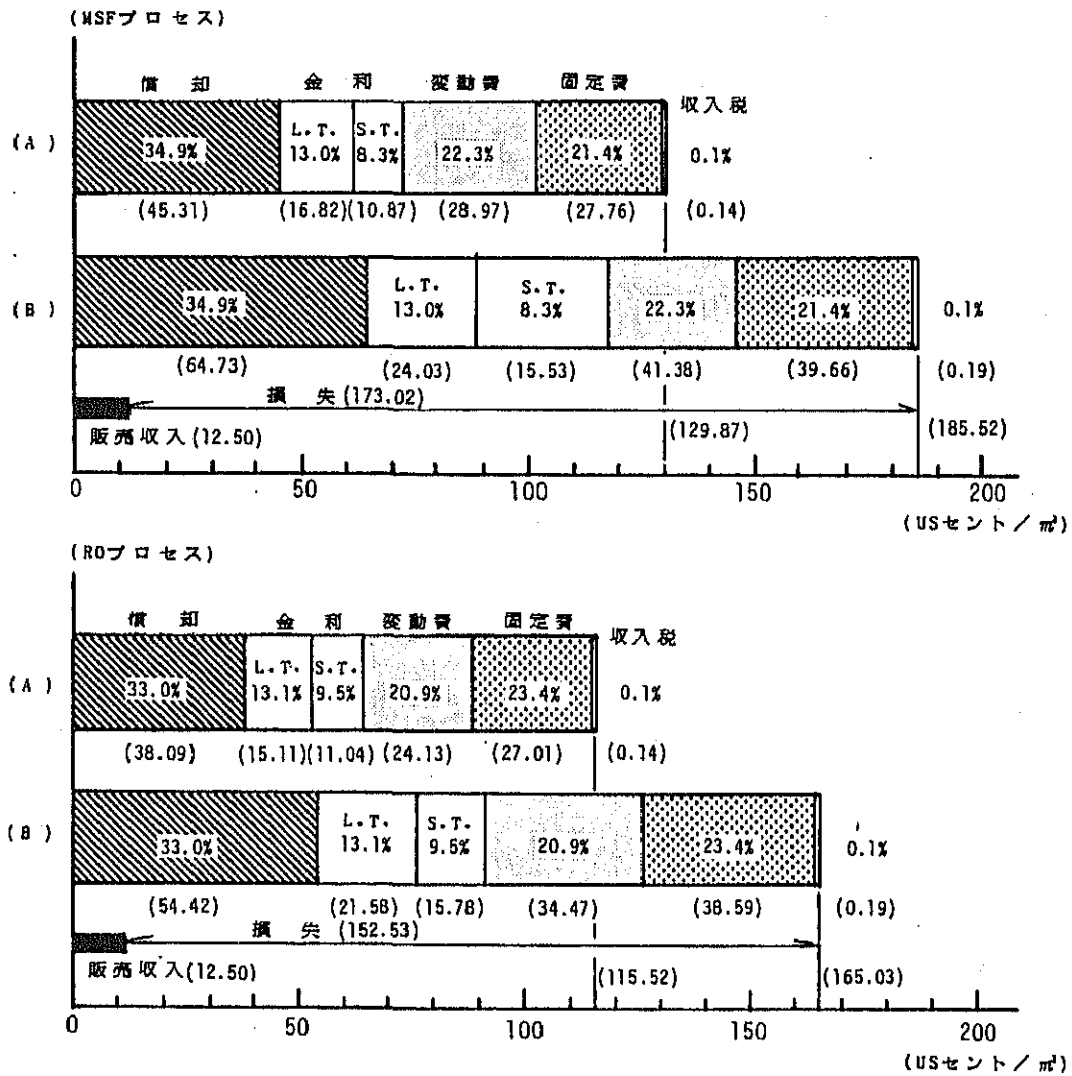


図 10.3 生産水コストの内訳
(基本ケース)

(A) : 総生産量当たりの生産水コスト
(B) : 有収水量当たりの生産水コスト

(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173.02US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48,725千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152.53US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43,767千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)	(-)225,129	(-)15,009	(-)108.29
	(償 却)	(- 359,713)	(- 23,981)	(- 173.02)
		(+ 134,584)	(+ 8,972)	(+ 64.73)
	借入金元本返済 (長期借入金)	(-)436,432	(-)29,095	(-)209.92
	(- 113,513)	(- 7,567)	(- 54.60)	
	(- 322,919)	(- 21,528)	(- 155.32)	
	計	(-) 661,561	(-)44,104	(-)318.21
キャッシュ イン フロー	補 助 金	(+) 359,789	(+)23,988	(+)173.06
	短 期 借 入 金	(+) 322,919	(+)21,528	(+)155.32
	運転資金の回収、他	(+) 27,578	(+) 1,838	(+) 13.27
	計	(+) 710,286	(+)47,352	(+)341.65
資金バランス		(+) 48,725	(+) 3,248	(+) 23.44

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 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)	(-)203,968 (- 317,101) (+ 113,135)	(-)13,598 (- 21,140) (+ 7,542)	(-) 98.11 (- 152.53) (+ 54.42)
	借入金元本返済 (長期借入金) (短期借入金)	(-)430,102 (- 101,961) (- 328,141)	(-)28,873 (- 6,797) (- 21,876)	(-)206.88 (- 49.04) (- 157.84)
	計	(-) 634,068	(-)42,271	(-)304.99
	資金バランス	(+) 43,767	(+) 2,918	(+) 21.05
キャッシュインフロー	補 助 金	(+) 317,170	(+)21,145	(+)152.56
	短 期 借 入 金 運転資金の回収、他	(+) 328,141 (+) 32,524)	(+)21,876 (+) 2,168)	(+)157.84 (+) 15.64)
	計	(+) 677,835	(+)45,189	(+)326.04

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

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

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)

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	-59.58	0.71	224.87	242.72
2	-58.94	0.55	218.21	236.07
3	-58.24	0.46	211.56	229.42
4	-57.46	0.40	204.90	222.76
5	-56.61	0.35	198.25	216.11
6	-51.35	0.32	176.16	232.60
7	-50.32	0.30	169.51	225.95
8	-49.19	0.28	162.86	219.30
9	-47.94	0.27	156.20	212.64
10	-46.57	0.26	149.55	205.99
11	-45.06	0.32	142.90	82.30
12	-42.94	0.42	142.90	82.30
13	-40.60	0.67	142.90	82.30
14	-38.03	1.86	142.90	82.30
15	-36.58	-	142.90	82.30
年 平 均 値	-49.29	0.51	172.44	177.00

注：* 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	-57.95	0.69	198.04	224.60
2	-57.37	0.54	192.06	218.62
3	-56.73	0.44	186.09	212.64
4	-56.03	0.38	180.11	206.67
5	-55.26	0.33	174.13	200.69
6	-50.28	0.30	154.92	214.56
7	-49.35	0.28	148.95	208.59
8	-48.33	0.26	142.97	202.61
9	-47.20	0.25	137.00	196.63
10	-45.96	0.24	131.02	190.66
11	-44.59	0.28	125.04	74.19
12	-42.62	0.35	125.04	74.19
13	-40.46	0.50	125.04	74.19
14	-38.08	0.90	125.04	74.19
15	-35.46	(8.59)	125.04	74.19
年 平 均 値	-48.38	0.96	151.37	163.15

注：* 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

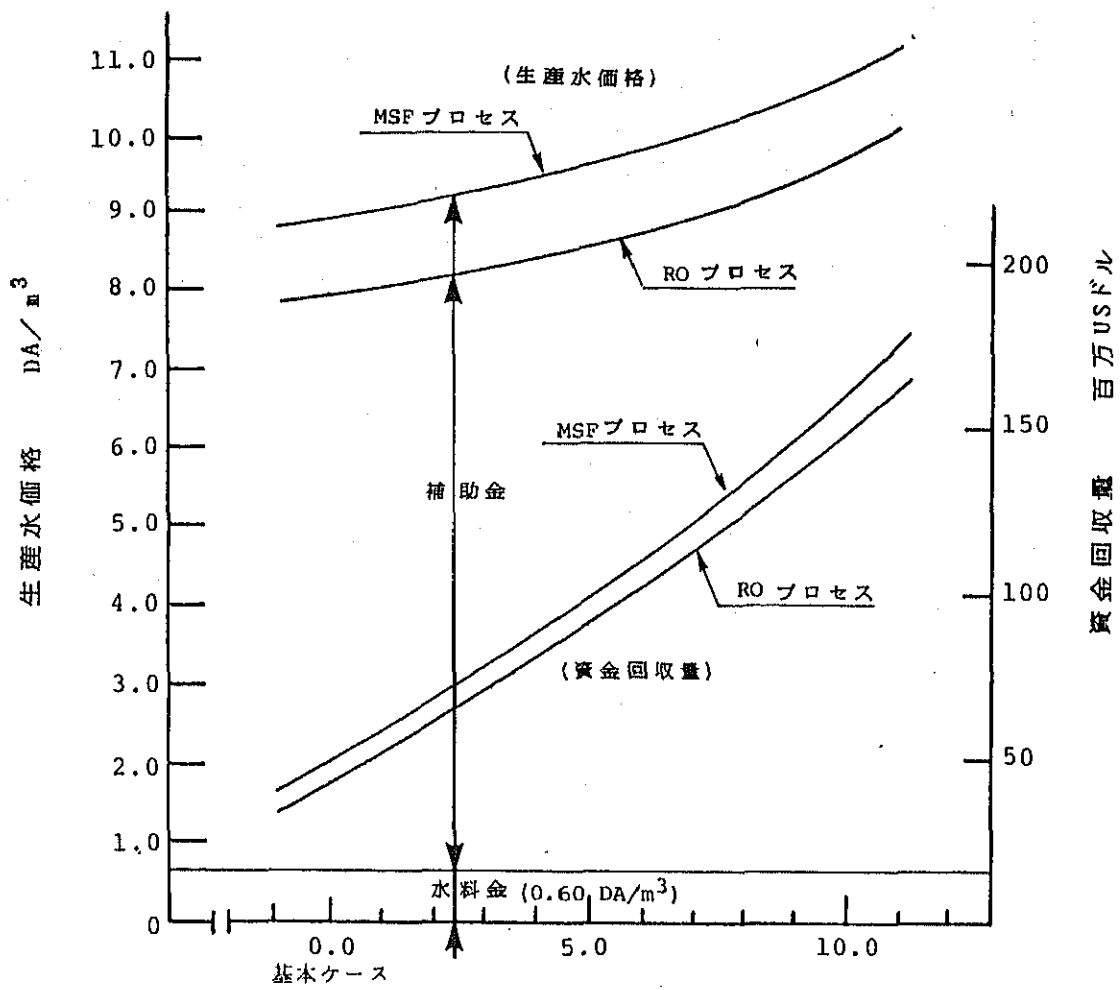
基本ケース70/30に対し、自己資本比率の±10ポイントの変動(80/20および60/40)

(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10.9, 10.10 および図10.4, 10.5に示す。

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 総計	年平均	プロジェクト 総計	
基本ケース	0.60	7.32	7.92 (165.06)	21,145	317,170	21,876	328,141	43,767
IRROE								
• 5.0%	0.60	7.93	8.53 (177.67)	22,893	343,395	8,449	126,732	90,133
• 10.0%	0.60	9.00	9.60 (200.00)	25,987	389,808	113	1,688	149,049
プラント建設費								
• -20%	0.60	6.24	6.84 (142.45)	18,011	270,162	17,538	263,076	35,165
• +20%	0.60	8.41	9.01 (187.68)	24,281	364,208	26,214	393,206	52,370
プラント稼働率								
• -5% (95%)	0.60	7.65	8.25 (171.93)	20,992	314,885	21,884	328,262	43,772
• -10% (90%)	0.60	8.02	8.62 (179.57)	20,840	312,598	21,892	328,383	43,778
長期借入金利								
• 6% P.A	0.60	6.91	7.51 (156.55)	19,965	299,473	18,930	283,944	43,263
• 10% P.A	0.60	7.74	8.34 (173.75)	22,349	335,232	24,889	373,331	44,271
借入 自己資本比率								
• 80/20	0.60	7.81	8.41 (175.21)	22,552	338,280	31,038	465,566	29,370
• 60/40	0.60	6.86	7.46 (155.42)	19,808	297,122	13,576	203,644	57,971



対自己資本内部収益率 (IRROE) %

図 10.4 感度分析 (プロジェクト収益性)

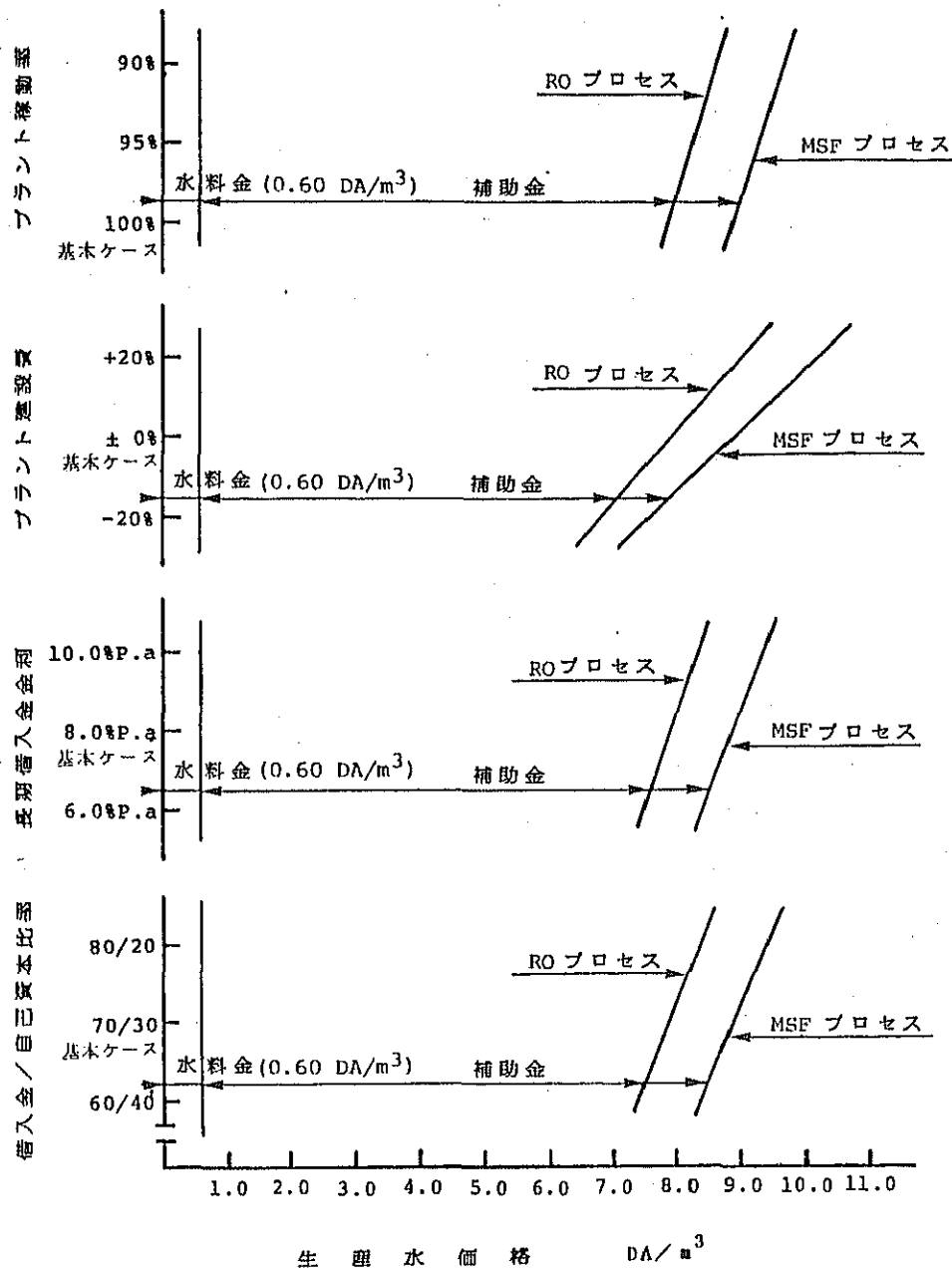


図 10.5 感度分析 (プラント稼働率・プラント建設費・
借入金金利・借入金/自己資本比率)