

10/91

MINISTERE AUX UNIVERSITAIRES

المدرسة الوطنية للتكنولوجيا
BIBLIOTHEQUE - المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT HYDRAULIQUE

2 ex

PROJET DE FIN D'ETUDES

DESSALEMENT DES EAUX DE MER
PAR DISTILLATION
- M S F -

Réalisé par : ASSIA MEDROUNI

Encadré par: A.KETTAB
M.BOURKIZA

PROMOTION : JUIN 1991

DEDICACES

A la mémoire de MALEK BAYA

Pour tous les soins et l'amour
qu'elle m'a apportés

Qu'elle repose en paix.

A mes parents

De simples mots ne sauraient exprimer
mes sentiments et ma gratitude à votre
égard.

A mes grands-parents

En particulier à ma grand-mère YVETTE

A ma soeur NAWEL

A mon frère MEHDI

A toute ma famille

A tous mes amis

REMERCIEMENTS

Je remercie,

MR KETTAB , MR BOURKIZA

pour avoir bien voulu encadrer le présent travail

Ainsi que,

MR CHERFI, MR ALLOUCHE (centrale électrique de Ras Jinet)

MR AIT MOHAND (Hydrotechnique)

MR SOLTANI, MR BENGUEDDACHE (Ministère de l'équipement
Direction des aménagements hydrauliques).

MR NACER (IAP)

MR CHEMLAL, MR ALAMY (SONELGAZ)

MR SADI, MR KEHAL (CDER)

Tous les professeurs ayant contribué à ma formation

MR DJEBAR, MELLE ALSAKKA

MR & MME BENOMAR et leurs enfants

pour les précieux conseils et l'aide qu'ils m'ont apportés,

indépendamment de la disponibilité et de la gentillesse

dont ils ont fait preuve à mon égard.

RESUME

Sachant que 97,39% de l'eau du globe se trouve dans les mers et océans, et n'est donc pas directement utilisable, le dessalement des eaux pourrait pallier partiellement au déficit en eau des pays à climat sec en particulier.

Cette étude traite un procédé de dessalement des eaux de mer: la distillation à vaporisation instantanée, par détentes successives (MSF), en l'envisageant sous deux aspects:

- technique : afin de comprendre le fonctionnement des installations, basé sur ce procédé
- économique: afin d'étayer par des chiffres, l'étude technique. En effet, le choix d'un aménagement hydraulique est conditionné avant tout par le coût du m³ d'eau produit.

Ce travail a pour objectif de déterminer si l'application du dessalement des eaux de mer, à l'échelle mondiale en général, et Algérienne en particulier, est un luxe ou une nécessité, vu l'état actuel de la technique.

الخلاصة

نحن نعرف ان 97,39% من المياه في العالم توجد في البحار والمحيطات ولا يمكن استعمالها مباشرة ، ولذلك فإن تحلية مياه البحر يمكن ان تواجه صاعب نقص المياه في البلدان ذات المناخ الجاف على الخصوص .
ولهذا الدراسة تتناول تقنيته تحلية مياه البحر بتقنية المياه بالتبخير الفوري وعملياته مثلها الى (M.S.F) .

وتحتوي هذه الدراسة جانبين :

الجانب التقني : كلفه توظيف وتسيير البهيميات والمحطات المركزية . على هذه التقنيه .
الجانب الاقتصادي : تعرف الدراسة بالدرامات اختياره ترتيبه لدروليه مرتبطه اساسا بتكاليف المترالكب من المياه المنتجة بهذه التقنيه .

اذا فهذه الدراسة تهدف الى تأكيد ان تحلية مياه البحار على مستوي العالم عامه والجزائر بشكل خاص لم يدره مله اكثر من رناهي في ظل التقدم التقني الحالي .

SUMMARY

If we consider that 97,39% of the earth's water is contained in seas and oceans -and thus not directly exploitable-, then sea water desalination could partially make up for this water deficit particularly in dry climate countries.

This study deals with a sea water desalination process: the multi-stage-flash distillation (MSF), seen from two sides:

- the technical side: to understand how plants based on this desalination process work
- the economical side: to illustrate and complete the technical study. In fact the choice of a hydraulic system depends mainly on the cost of the water cube meter output.

Meanwhile, the objective of this study is to determine if the application of the seawater desalination, in the whole world in general and in Algeria in particular is a necessity or still a luxury.

S O M M A I R E

INTRODUCTION	1
CHAPITRE 1	
BESOINS ET RESSOURCES EN EAU DANS LE MONDE	2
I-1/ Le problèmes de l'eau dans le monde	
I-2/ Besoins et ressources en eau à l'échelle mondiale	
Conclusion	5
CHAPITRE 2	
GENERALITES ET CLASSIFICATION DES PROCEDES DE DESSALEMENT..	6
II-1/ Généralités , historique	
II-2/ Classification des divers procédés de dessalement	8
II-2-1/ Echange d'ions	9
II-2-2/ Electrodialyse	10
II-2-3/ Osmose inverse	11
II-2-4/ Congélation	13
II-2-4-1/ Congélation naturelle	
II-2-4-2/ Congélation artificielle	
II-2-5/ Distillation à simple et multiples effets	14
II-2-5-1/ Distillation à simple effet	
II-2-5-2/ Distillation à faisceaux noyés, à multiples effets	
II-2-5-3/ Evaporateurs à longs tubes verticaux (VTE)	
II-2-5-4/ Evaporateurs à tubes horizontaux (HTE)	
II-2-6/ Compression de vapeur ou thermocompression	19
II-2-6-1/ Principe	
II-2-6-2/ Ejectocompression	
II-2-7/ Installations de dessalement à simple fin et à double fin (mixte)	20
II-3/ Eléments à prendre en compte dans le choix d'un procédé de dessalement	22
II-3-1/ Facteurs techniques	
II-3-2/ Facteurs économiques	

CHAPITRE 3

COMPOSITION ET PROPRIETES PHYSIQUES DE L'EAU DE MER	23
III-1/ Composition de l'eau de mer standard	23
III-2/ Propriétés physiques de l'eau de mer	24
III-2-1/ Densité de l'eau de mer	24
III-2-2/ Viscosité dynamique de l'eau de mer	25
III-2-3/ Pression de vapeur de l'eau de mer	28
III-2-4/ Elévation du point d'ébullition	29
III-2-5/ Capacités de chaleur spécifique et enthalpies de l'eau de mer	30
III-2-6/ Conductivité thermique de l'eau de mer	31
III-2-7/ Conductivité électrique de l'eau de mer	32

CHAPITRE 4

INCRUSTATIONS ET CORROSION	33
Introduction	33
IV-1/ Incrustations	33
IV-1-1/ Formation de phases solides à hautes températures	
IV-1-1-1/ Dépôts de carbonates de calcium dans les évaporateurs d'eau de mer	
IV-1-1-2/ Dépôts de sulfate de calcium dans les évaporateurs d'eau de mer	
IV-2/ Traitement de l'eau d'alimentation	35
1- Additifs antitartre	
2- Additifs antimousse	
3- Additifs descoxygénant	
IV-3/ Corrosion	37
Introduction	37
IV-3-1/ Principaux types de corrosion	37
1- Corrosion galvanique	
2- Corrosion localisée ou "pitting"	
3- Corrosion par cavitation	
4- Corrosion par abrasion	
5- Corrosion par action d'écran	
IV-4/ Aspects pratiques de la corrosion dans les installations de distillation d'eau de mer	39
IV-5/ Methodes de prévention	40
IV-5-1/ Elimination des agents corrosifs	
IV-5-2/ Emploi d'électrodes	
IV-5-3/ Revêtements protecteurs	
IV-5-4/ Selection des matériaux	

CHAPITRE 5		
	FONDEMENTS DE LA DISTILLATION MSF	41
Introduction		41
V-1/ Principe de la distillation MSF		42
V-2/ Cellule unitaire d'un poste flash		42
V-3/ Poste de distillation flash à multiples étages avec recyclage de saumure		43
a)-Section d'apport de chaleur		
b)-Section de récupération de chaleur		
c)-Section de rejet de chaleur		
V-4/ Description générale du fonctionnement d'une unité MSF		46
CHAPITRE 6		
	EQUATIONS DE BASE DU DESIGN THERMIQUE D'UNE INSTALLATION MSF	49
VI-1/ Bilans eau sel		49
VI-2/ Evolution des températures		50
VI-3/ Bilans de chaleur		53
VI-4/ Rapport recirculation sur production (U)		55
VI-5/ Gamme totale de températures d'une installation MSF		56
VI-6/ Différences de températures effectives		58
VI-7/ Différence de températures effective moyenne		59
VI-8/ Rapport de performance (R)		60
VI-9/ Calcul des surfaces de transfert de chaleur		62
VI-9-1/ Calcul des surfaces de condensation en fonction du nombre d'étages (N)		
VI-9-2/ Calcul des surfaces d'échange en fonction du rapport de performance (R)		
VI-10/ Coefficient de transfert de chaleur		64
VI-11/ Pertes de pression		67
VI-11-1/ Elévation du point d'ébullition		
VI-11-2/ Diverses pertes de pression		
VI-11-3/ Pertes de pression de la vapeur à travers la boîte de condensation		
VI-11-4/ Pertes de pression à travers la grilles filtrante		
VI-11-5/ Différence de température finale du condenseur		
VI-11-6/ Equilibrage		
VI-12/ Efficience d'une installation MSF		71
CHAPITRE 7		
	DESIGN MECANIQUE D'UNE INSTALLATION MSF	74
Introduction		74
VII-1/ Calcul des diamètre, longueur et nombre de tubes évaporateurs		74
VII-2/ Dimensions des chambres		75
VII-2-1/ Tubes longs		
VII-2-2/ Cross tubes		
VII-3/ Dimensions des orifices inter-étages de transfert de saumure		78
VII-4/ Design des caisses à eau		80

CHAPITRE 8

CIRCUIT DE DESSALEMENT D'EAU DE MER DE RAS JINET.....	81
VIII-1/ Description de l'installation	81
Introduction	81
VIII-1-1/ Données techniques garanties, matières consommables	
VIII-1-2/ Procédé MSF avec recyclage	
A-Matières consommables	
B-Evaporateur	
C-Réchauffeur final	
D-Nature des matériaux	
VIII-1-3/ Description du fonctionnement de l'installation	
VIII-2/ Partie expérimentale: influence de la température maximale de la saumure sur le fonctionnement de l'installation ...	88
VIII-2-1/ Calcul des écarts de détente Interprétation	
VIII-2-2/ Calcul des rapports de performance Interprétation	
VIII-2-3/ Production de distillat	
VIII-2-4/ Débit de recirculation G_u Evaluation de la diminution de la surface d'échange F	
VIII-2-5/ Efficience de l'installation Interprétation	
VIII-3/ Calcul étage par étage de l'installation MSF de Ras Jinet Choix des variables d'entrée	97
VIII-3-1/ Equations de base et valeurs de départ du calcul itératif	
VIII-3-2/ Calcul thermique des étages pris individuellement	
VIII-3-3/ Calcul du coefficient global d'échange de chaleur	
VIII-3-4/ Calcul des surfaces de condensation	
VIII-3-5/ Calcul de la longueur des tubes	
VIII-3-6/ Nombre total de tubes	
VIII-3-7/ Programme de simulation	

CHAPITRE 9

FONDEMENTS DE L'ANALYSE ECONOMIQUE D'UNE UNITE DE DESSALEMENT PAR DISTILLATION	107
IX-1/ Coût du dessalement	107
IX-2/ Facteurs économiques influant sur le coût de l'eau dessalée	107
A- Capacités unitaires	
B- Productions spécifiques	
C- Température de l'eau de mer et température maximale de la saumure	
IX-3/ Coûts des équipements constitutifs d'une unité de dessalement	109
IX-4/ Evaluation du coût de l'eau produite	111
IX-5/ Procédure de calcul du coût du m ³ d'eau produit	114
A- Coût brut	
B- Coût installé, actualisé	
C- Coût du m ³ d'eau produit, actualisé	

CHAPITRE 10

ETUDE TECHNICO-ECONOMIQUE, COMPARATIVE
 (Unité de dessalement, transfert oued Cheliff) EN VUE DE
 L'ALIMENTATION EN EAU POTABLE DE LA VILLE D'ORAN 115

Introduction	115
X-1/ Situation géographique de l'agglomération Oranaise	115
X-2/ Besoins et ressources en eau de la ville d'Oran	117
X-3/ Choix du site de l'unité de dessalement	119
A- Conditions naturelles	
B- Conditions sociales	
X-4/ Composantes et caractéristiques des deux variantes	121
X-4-1/ Transfert Cheliff-Oran	121
X-4-1-1/ Volumes fournis	
X-4-1-2/ Composantes de l'aménagement du Cheliff	
X-4-1-3/ Echéancier	
X-4-2/ Unité de dessalement	122
X-4-2-1/ Etude conceptuelle de l'unité de dessalement	
1) Spécifications	
2) Consommation d'énergie et de produits chimiques	
3) Qualité de l'eau produite	
4) Superficie requise	
5) Echéancier	
6) Organisation	
X-4-2-2/ Raccordement aux réseaux de distribution existants	
X-5/ Analyse financière des deux variantes	127
X-5-1/ Système Cheliff-Oran	
X-5-1-1/ Investissements et frais d'exploitation	
X-5-1-2/ Coût du m ³ d'eau produit	
X-5-2/ Unité de dessalement	
X-5-2-1/ Investissements et frais d'exploitation	
A- Investissements	
B- Frais d'exploitation	
X-5-2-2/ Coût du m ³ d'eau dessalé	
X-5-3/ Récapitulation	
CONCLUSION	131
CONCLUSION	132
ANNEXE 1 Propriétés des métaux non ferreux en eau de mer chaude	
ANNEXE 2 Caractéristiques fonctionnelles de l'unité de Ras Jinet, avec schémas explicatifs	
ANNEXE 3 Programme de simulation (organigramme)	
ANNEXE 4 Prix unitaires de l'eau dessalée et de l'eau de surface	
BIBLIOGRAPHIE	

LISTES DES TABLEAUX

CHAPITRE 1

- Tab(1-2-1) Volumes d'eau terrestre sous forme solide, liquide et gazeuse
- Tab(1-2-2) Répartition de l'eau douce en pour cent
- Tab(1-2-3) Evolution des volumes d'écoulement par continent en km^3
- Tab(1-2-4) Volumes d'eau consommés dans les usages polluants: données actuelles et futures (km^3/an)
- Tab(1-2-5) Volumes stables de l'écoulement par continent et disponibilités per capita

CHAPITRE 3

- Tab(3-1-1) Salinité des diverses mers en (g/kg)
- Tab(3-1-2) Composition de l'eau de mer standard
- Tab(3-2-1) Densité de l'eau de mer (g/cm^3)
- Tab(3-2-2) Viscosité dynamique de l'eau de mer (CP)
- Tab(3-2-3-1) Molarités de l'eau de mer standard (mol/kg)
- Tab(3-2-3-2) Pression de vapeur de l'eau de mer (bar)
- Tab(3-2-4) Elévation du point d'ébullition de l'eau de mer (K)
- Tab(3-2-5) Capacités de chaleur spécifique de l'eau de mer (kcal/kg K)
- Tab(3-2-6) Conductivité thermique de l'eau de mer (mW/mK)

CHAPITRE 4

- Tab(4-3-1) Série électrochimique en eau de mer ($P=P_{\text{atm}}$)

CHAPITRE 6

- Tab(6-12) Rapport de températures Dt_S/V_m° en fonction de l'efficacité de l'installation

CHAPITRE 8

- Tab(8-2-1) Résultats expérimentaux
- Tab(8-2-2) Evolution des températures dans les chambres
- Tab(8-3-7) Résultats obtenus par la simulation

CHAPITRE 9

- Tab(9-3-1) Coûts des équipements constitutifs d'une unité de distillation (%)
- Tab(9-4-A) Consommations d'énergie des différents procédés de dessalement

CHAPITRE 10

- Tab(10-2-C-1) Populations et besoins en eau de la ville d'Oran
- Tab(10-2-C-2) Besoins et ressources en eau de la ville d'Oran
- Tab(10-5-1-1) Coût du transfert oued Cheliff Oran
- Tab(10-5-2-A) Coûts d'investissement de l'unité de dessalement
- Tab(10-5-2-B) Frais d'exploitation de l'unité de dessalement
- Tab(10-5-3) Tableau récapitulatif

LISTE DES FIGURES

CHAPITRE 2

- Fig(2-1) Répartition des capacités de dessalement installées dans le monde
 Fig(2-2-2) Electrodialyse
 Fig(2-2-3) Osmose inverse
 Fig(2-2-5-1) Distillation à simple effet
 Fig(2-2-5-2) Distillation à multiples effets
 Fig(2-2-5-3) Evaporateurs à longs tubes verticaux
 Fig(2-2-5-4) Evaporateurs à tubes horizontaux
 Fig(2-2-6-1) Thermocompression
 Fig(2-2-6-2) Ejectocompression
 Fig(2-2-7) Installations à simple fin et à double fin
 Fig(2-3-1) Salinités des eaux à traiter

CHAPITRE 3

- Fig(3-2-1) Facteur de conversion de la concentration de g/l à g/kg

CHAPITRE 5

- Fig(5-2) Cellule unitaire d'un poste flash
 Fig(5-3) Poste de distillation MSF avec recyclage de saumure
 Fig(5-3-b) Chambre d'évaporation

CHAPITRE 6

- Fig(6-2) Profil des températures d'une installation MSF
 Fig(6-9-2) Relation liant nombre d'étages, surfaces de condensation et rapports de performance
 Fig(6-10) Configuration horizontale d'un tubes échangeur
 Fig(6-11-1) Elévation du point d'ébullition
 Fig(6-11-6) Pertes de chaleur d'une installation MSF
 Fig(6-12-1) Relation liant nombre d'étages, surfaces de condensation, rapports de performance et efficience de l'installation
 Fig(6-12-2-a) Profil des températures d'un étage simple
 Fig(6-12-2-b) Profil des températures d'un étage subdivisé en trois étages

CHAPITRE 7

- Fig(7-2-1) Tubes longs
 Fig(7-2-2) Cross tubes
 Fig(7-3-1) Orifice inter-étage
 Fig(7-4) Caisses à eau

CHAPITRE 8

- Fig(8-2-2) Courbe: rapport de performance en fonction de la température max de la saumure
Fig(8-2-3) Courbe: production de distillat en fonction de la température max de la saumure
Fig(8-2-4) Courbe: surface d'échange en fonction de la température max de la saumure
Fig(8-2-5) Courbe: efficacité de l'installation en fonction de la température max de la saumure

CHAPITRE 9

- Fig(9-1-1) Relation liant énergie maximale et optimale requises pour une installation de distillation
Fig(9-4-E) Prix de revient de l'eau dessalée pour trois procédés de dessalement.

CHAPITRE 10

- Fig(10-1-2) Réseau de l'alimentation en eau de la ville d'Oran
Fig(10-2-c) Système Tafna
Fig(10-3-1) Situations géographiques des sites possibles de l'unité de dessalement
Fig(10-4-1-2) Transfert Cheliff-Oran
Fig(10-4-2-1) Conduites d'adduction et raccordement aux réseaux de distribution existant

INTRODUCTION

L'eau a toujours hanté l'esprit des hommes. Des différents symboles qu'elle suggère, le plus perceptible est celui du mouvement et de la vie.

Elément de la vie quotidienne, l'eau est si familière que l'on en oublie souvent l'importance et l'originalité. Sans l'eau, la terre ne serait qu'un astre mort, semblable à ce que la lune est demeurée depuis sa formation.

Bien qu'apparemment inépuisable, l'eau est cependant distribuée très inégalement entre les régions et selon les époques.

Depuis les temps les plus reculés, l'homme a dû résoudre le problème de l'alimentation en effectuant des travaux hydrauliques lorsque les ressources hydriques étaient insuffisantes ou trop irrégulières. Ainsi sont nées de l'antiquité des "civilisations hydrauliques" comme celles du Pérou, de l'Égypte ou de la Chine.

Le problème de l'eau est à l'heure actuelle loin d'être résolu. Il représente encore, sur le plan des ressources, le souci majeur de nombreuses nations, et pas seulement de celles installées dans les zones arides.

En effet, l'industrie a ajouté sa demande à celle de l'agriculture, de la consommation domestique, de la production d'énergie, au service d'une humanité en pleine explosion démographique.

A travers cette présente étude nous tenterons de voir dans quelle mesure le dessalement des eaux de mer pourrait apporter sa contribution au problème de l'eau dans le monde.

Dans ce but, nous avons choisi d'étudier l'un des procédés les plus répandus mondialement: la distillation à vaporisation instantanée à détente successive, ou distillation Multi-Stage-Flash (MSF) dans la terminologie Anglo-Saxonne.

CHAPITRE 1

BESOINS ET RESSOURCES EN EAU DANS LE MONDE

I-1/ LE PROBLEME DE L'EAU DANS LE MONDE

L'eau joue dans le développement de la vie humaine, animale ou végétale et dans l'évolution des sociétés, un rôle irremplaçable.

Sauf en quelques régions déshéritées, les disponibilités hydriques naturelles existent heureusement en quantités suffisantes. Mais en notre époque moderne, caractérisée par un essor démographique, industriel et agricole sans précédent, de nouveaux besoins sont venus s'ajouter aux usages traditionnels de l'eau. C'est ainsi que la marge excédentaire qui a pu longtemps exister entre ressources disponibles et besoins à satisfaire va en s'amenuisant de jour en jour.

Tous les pays auront donc, à plus ou moins brève échéance, à faire face à ce problème.

Il est un fait cependant, que les ressources hydriques naturelles se présentent sous forme d'un flux constamment renouvelé par le cycle de l'eau, mais elles ne sont pas pour autant illimitées en valeur absolue. De plus, elles se caractérisent par une extrême irrégularité dans l'espace et dans le temps.

I-2/ BESOINS ET RESSOURCES EN EAU A L'ECHELLE MONDIALE

On a pu estimer à 1,384 milliards de km³ le volume total de l'eau que contient notre planète, mais les océans et mers intérieures constituent à eux seuls près de 97,39% de l'ensemble voir tab(1-2-1)

tab(1-2-1) Volumes d'eau terrestre sous forme solide, liquide et gazeuse (d'après Baumgartner et Reichel)

	Volume (km3)	%
Océans	1,348,000,000	97,39
Inlandsis, icebergs, glacier	27,820,000	2,01
Nappes, humidité du sol	8,062,000	0,58
Lacs et rivières	225,000	0,02
Atmosphère	13,000	0,001
	Total 1,384,120,000	100,00 %
Dont eau douce	36,020,000	2,60 %

tab(1-2-2) Repartition de l'eau douce en pour cent (100 = 36.020.000 km³)

Inlandsis, icebergs, glaciers	77,23	%
Nappes, jusqu'a -800 mètres	9,86	%
Nappes, de-800 à -400 mètres	12,35	%
Humidité du sol	0,17	%
Lacs d'eau douce	0,35	%
Rivières	0,003	%
Humidité constitutive des minéraux	0,001	%
Humidité constitutive de la biomasse	0,003	%
Atmosphère	0,04	%
	100,00	%

Quant aux eaux douces, elles représentent près de 36,02 millions de km³, dont 27,82 millions se trouvent sous forme de glaciers et de calottes polaires, donc non directement utilisables. Il ne reste donc qu'environ 8,287 millions de km³ effectivement disponibles, dont plus de 8,062 millions en réserves souterraines (tab(1-2-2))

L'évaluation du bilan mondial de l'eau que proposent A-BAUMGARTNER et E- Reichel (1975) est la plus récente et celle qui repose sur le plus grand nombre de données (voir tab(1-2-3))

tab(1-2-3) Evolution des volumes d'écoulement par continent en km³

	D'après Baumgartner et Reichel	D'après L'vovich
Europe	2,800	3,110
Asie	12,200	13,190
Afrique	3,400	4,225
Australie	2,400	1,965
Amerique du Nord	5,900	5,960
Amerique du sud	11,100	10,380
Antarctique	2,000	-
Total	39,700	38,830

Il reste donc à comparer évaluation des ressources en eau et évaluation des besoins en eau.

L'évaluation mondiale de KUNIN, KUDELIN, L'IVOVICH, et SOKOLOV (1970) est la plus intéressante car elle comptabilise débits prélevés, volumes effectivement consommés, rejets et volumes d'eau pollués (voir tab(1-2-4) et (1-2-5))

tab(1-2-4) Volumes d'eau consommés dans les usages polluants:
données actuelles et futures(km³/an)

Type d'utilisation	Données actuelles			
	Prélevement	Consommation	Volumes Résiduels	Pollution
Fournitures aux collectivités	563	141	422	5.500
Fournitures irrigation	2.500	1.750	750	-
Fournitures dry farming	-	-	-	-
Production d'énergie et navigation	180	180	0	0
pêche sportive et commerciale	65	15	50	0
Total	3.308	2.086	1.222	5.500

Type d'utilisation	Données Futures selon normes améliorées			
	Prélevement	Consommation	Volumes Résiduels	Pollution
Fournitures aux collectivités	975	975	0	0
Fournitures irrigation	3.400	3.100	300	-
Fournitures dry farming	650	650	0	0
Production d'énergie et navigation	500	500	0	0
pêche sportive et commerciale	175	85	90	0
Total	5.700	5.310	390	0

tab(1-2-5) Volumes stables de l'écoulement par continent et disponibilités per capita

Continent	Composantes de l'écoulement stable (km ³)			Total (km ³)	Disponibilité annuelle per capita
	Nappes	Lacs	Barrages Réservoirs		
Europe	1.065	60	200	1.325	2.100
Asie	3.410	35	560	4.005	1.960
Afrique	1.465	40	400	1.905	5.500
Amérique du Nord	1.470	150	490	2.390	7.640
Amérique du Sud	3.740	-	160	3.900	21.100
Australie	465	-	30	495	27.500
Total ou moyenne	11.615	285	1.840	14.020	3.955

La totalité des débits prélevés, soit 3308 km³ représente donc seulement 23% des débits naturels stables (en l'absence de tout correctif type barrage, retenue).

Par ailleurs, une grande partie de ces prélèvements retourne dans le cycle de l'eau sous forme d'écoulements. Le prélèvement net actuel serait donc de l'ordre de 2086 km³, ce qui représente 14% des ressources mondiales.

Cependant, ceci est une vision optimiste des choses, car les débits de retour sont rarement traités de façon à ne pas perturber les écosystèmes aquatiques et les usagers d'aval.

En réalité, ils perturbent plus ou moins gravement l'équilibre écologique de volumes évalués à 5500 km³ soit 39% des disponibilités mondiales. Cette proportion est évidemment inquiétante, particulièrement lorsque l'on sait qu'en l'an 2000 la population aura doublé par rapport à la population recensée au début de la décennie 1970, soit un peu plus de 7 milliards d'individus, dont la consommation irait de 400 l/h/j dans les zones urbaines, à 200 l/h/j dans les zones rurales .

Pour des prélèvements de 7170 km³, les rejets polluants seraient de 6080 km³ et la dégradation résultante devrait théoriquement atteindre le volume de 37600 km³, représentant pratiquement la totalité de l'écoulement annuel mondial .

CONCLUSION

Ces perspectives peu rassurantes, nous laisse espérer qu'une politique écologique mondiale nous permettrait de surmonter l'impasse prévisible .

De plus le recours au dessalement des eaux de mer et des eaux saumâtres pourrait s'avérer être une issue de secours acceptable, bien que ça ne constitue pas une solution au problème de déstabilisation du système écologique mondial.

En effet, on maîtrise de nos jours plusieurs procédés de dessalement des eaux de mers et des eaux saumâtres.

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE AUX UNIVERSITAIRES

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT HYDRAULIQUE

PROJET DE FIN D'ETUDES

DESSALEMENT DES EAUX DE MER
PAR DISTILLATION
- M S F -

Réalisé par : ASSIA MEDROUNI

Encadré par: A.KETTAB
M.BOURKIZA

PROMOTION : JUIN 1991

LISTE DES NOTATIONS ET UNITES UTILISEES

1) Principaux indices :

A : Rejet
B : Distillat
 D_f : Vapeur
H : Réchauffeur de saumure
M : Eau de mer
R : Section de rejet de chaleur
U : Section de récupération de chaleur
V : Saumure évaporante
Z : Alimentation

2) Indices auxilliaires

e : Entrée
a : Sortie
m : Valeur moyenne
n : Numéro de l'étage (1,2...N)

3) Symboles et unités

C : kcal/kg K	Chaleur spécifique à pression constante
C_F : -	Facteur de concentration
d_a, d_i : m	Diamètres extérieur et intérieur
f : -	Rapport d'alimentation (G_Z/G_D)
F : m ²	Surface de transfert de chaleur
F' : m ² h/kg	Surface spécifique de transfert de chaleur
G : kg/h	Débit d'eau ou de vapeur
$G_{D, prod}$: kg/h	Débit de distillat produit dans chaque étage
h : kcal/kg	Enthalpie spécifique
k : kcal/m ² h K	Coefficient global de transfert de chaleur
N : -	Nombre total d'étages
q : kcal/h	Flux de chaleur
Q : kcal/kg	Quantités de chaleur spécifiques, (ramenées à 1 kg de distillat produit)
Q_r : kcal/kg	Chaleur d'évaporation
R : lb/kBtU	Rapport de performance
S : g/kg	Concentration en sels
t : °c	Température
TTD : K	Différence de température finale
U : -	Rapport recirculation/production (G_U/G_D)
W : m/s	Vitesse d'écoulement
a : kcal/m ² h K	Coefficient de transfert de chaleur
$1/a_f$: m ² h K/kcal	Facteur d'encrassement
D_t : K	Chute totale de température
D_{t_S} : K	Chute de température dans chaque étage
$D_{t_{lm}}$: K	Différence logarithmique moyenne de températures
N_d : kg/ms	Viscosité dynamique
V : K	Différence effective de températures
N_g : -	Efficiencie de l'unité MSF
V_S : K	Elévation du point d'ébullition
L : kcal/m h K	Conductivité thermique
d : kg/dm ³	Densité

CHAPITRE 2

GENERALITES ET CLASSIFICATIONS DES PROCEDES DE DESSALEMENT

II-1/ GENERALITES, HISTORIQUE :

Il y a tout juste une quarantaine d'années que les techniques de dessalement de l'eau de mer, jusqu'alors employées dans des cas bien particuliers, comme le ravitaillement en eau douce des grands paquebots de luxe ou des postes isolés dans certaines îles, sont passés au stade industriel.

En effet, on domine de nos jours divers procédés de dessalement des eaux de mer et des eaux saumâtres, mettant en jeu des techniques dont certaines sont déjà très perfectionnées et très sûres.

L'importance prise par le dessalement des eaux de mers n'est pas si récente. Dans un message adressé le 23 février 1961 au congrès américain, le président KENNEDY a jugé bon de déclarer dans un passage devenu historique :

"Aucun programme touchant les eaux n'a autant d'importance à long terme, non seulement pour les régions arides dans le monde, que celui par lequel nous nous efforçons de trouver un moyen efficace et économique de convertir l'eau des océans en eau propre à l'usage domestique et industriel..."

Une telle découverte mettrait fin à des luttes amères entre états et nations voisines et apporterait un nouvel espoir aux millions d'êtres, qui, leur vie durant, manquent d'eau utilisable et sont privés de ses bienfaits physiques et économiques, tout en passant leur existence sur le rivage de grandes masses d'eau."

Devant les besoins croissants en eau douce et l'impossibilité de se contenter des ressources naturelles, l'humanité est conduite à étudier et appliquer divers procédés permettant d'obtenir de l'eau douce à partir de l'eau de mer ou des eaux saumâtres, dans des conditions admissibles du point de vue économique.

En 1952, le congrès américain a créé l'"office of saline water" rattaché au Ministère de l'intérieur et ayant pour mission de promouvoir des études économiques concernant le dessalement des eaux .

Le premier symposium européen " Eau douce à partir de l'eau de mer " organisé par la fédération européenne de génie chimique, s'est tenu à Athènes en Mai - Juin 1962 .

Ce problème présente un tel intérêt pour l'humanité que les physiciens, chimistes et ingénieurs font preuve d'une grande puissance d'imagination et présentent chaque année de nouveaux procédés, de nouveaux appareillages de dessalement.

REPARTITION DES CAPACITES INSTALLEES DANS LE MONDE (01/01/1988)

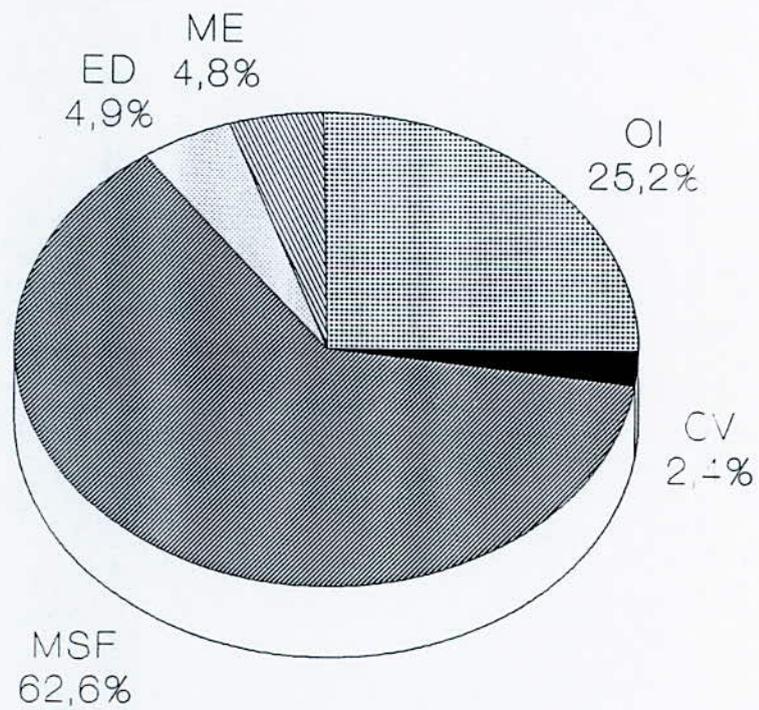


fig 2-1

Le procédé que nous avons choisi d'étudier est le procédé le plus répandu dans le monde : distillation multi-étagée à vaporisation spontanée (Multi Stage Flash) voir fig(2-1).

L'idée de dessaler de l'eau de mer remonte très loin dans le temps.

Déjà au III^e siècle avant Jesus Christ, les marins Grecs faisaient bouillir de l'eau de mer pour obtenir de l'eau douce.

En effet, la distillation est le procédé de dessalement le plus ancien. Le philosophe Grec Aristote, en expliquait déjà le principe :

"Quant l'eau de mer s'évapore, elle devient douce, et sa saveur une fois condensée n'est pas salée."

Le procédé de distillation flash (distillation éclair), à détente successive est apparu en 1950.

La première installation industrielle basée sur ce principe a été construite au Koweït en 1957.

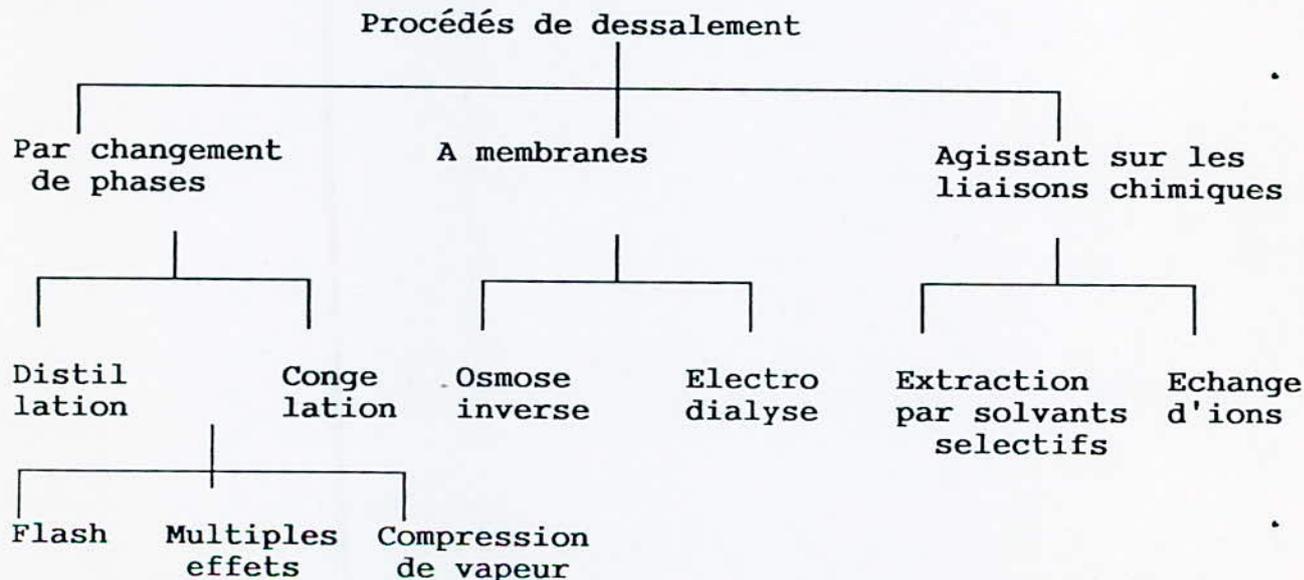
Depuis, le développement rapide qu'a connu cette technique fait que la capacité des installations MSF représente à elle seule plus de 60% de la capacité mondiale de dessalement.

II-2/ CLASSIFICATION DES DIVERS PROCÉDES DE DESSALEMENT

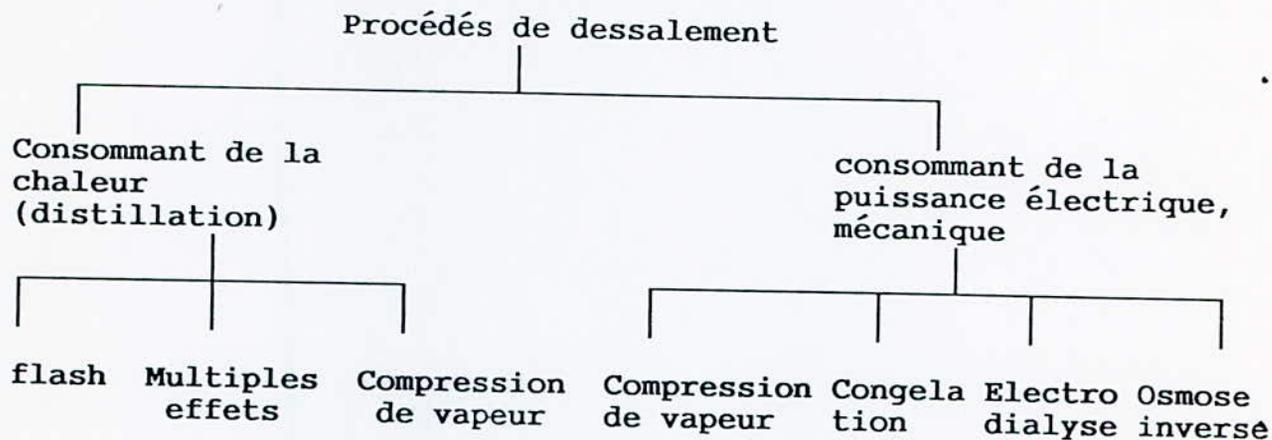
Lors du premier symposium d'Athènes en 1962, 27 procédés de dessalement ont pu être recensés. Actuellement, leur nombre est bien plus important, mais beaucoup encore n'ont pas été expérimentés dans des installations pilotes et demeurent donc pour le moment au stade théorique.

Cependant, nous pouvons classer les procédés de dessalement ayant été appliqués industriellement de deux façons :

A) Selon le principe sur lequel ils se basent :



B) Selon le type d'énergie consommée



II-2-1/ ECHANGE D'IONS

Le phénomène d'échange d'ions est connu depuis longtemps et a reçu de nombreuses applications, dès le début de ce siècle pour l'adoucissement de l'eau.

Ce phénomène se produit quand on met en contact une eau chargée en sels avec certaines substances insolubles, ayant la propriété d'échanger certains de leurs ions avec les sels de l'eau. Les produits utilisés actuellement sont des résines synthétiques se présentant sous forme de grains de 0,3 à 1,5 mm de diamètre. On distingue deux types de résines :

- Résines anioniques : Elles permettent d'effectuer une permutation hydroxyde, en remplaçant les anions du liquide à déminéraliser par des ions (OH⁻)
- Résines cationiques : Elles permettent d'effectuer une permutation acide, ou sodique, en remplaçant les cations par des ions (H⁺) ou (Na⁺).

Pour dessaler de l'eau saumâtre, on la met en contact avec les deux résines, successivement, afin d'en éliminer cations et anions.

Les ions H⁺ et OH⁻ ainsi introduits dans l'eau saumâtre initiale se combinent en donnant de l'eau (H₂O)

Une eau traitée par un passage sur un échangeur d'ions contient encore une certaine quantité de sels qu'il faut éliminer.

Pour obtenir une eau très pure, il faut faire plusieurs filtrations successives sur un certain nombre d'échangeurs de cations et d'anions mis en série.

Ce procédé peut être appliqué pour obtenir de l'eau potable à partir d'eau saumâtre, mais dans certaines limites de salinité à savoir 1000 ppm. C'est la raison pour laquelle il est appliqué à des eaux de rivières, ou de nappes ayant une faible teneur en sels, pour l'alimentation de chaudières à haute pressions dépassant même 50 bars.

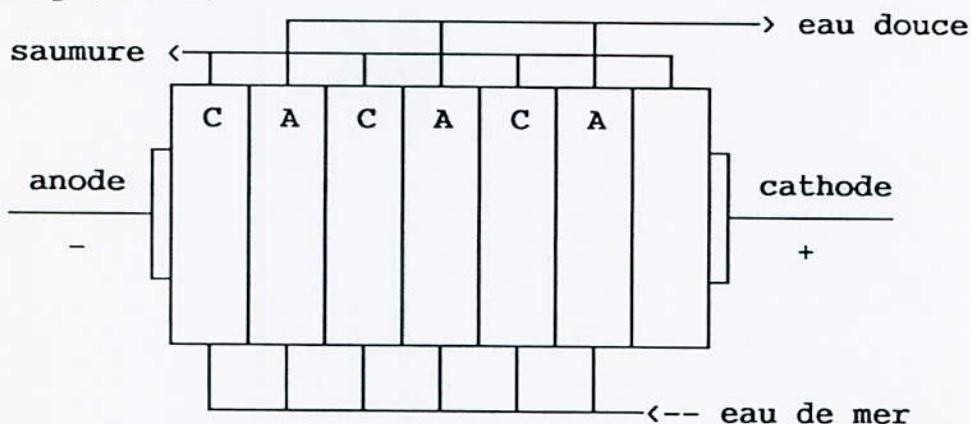
Bien que le procédé d'échange d'ions ne consomme que peu d'énergie, les coûts des résines qui doivent être changées périodiquement, ainsi que des réactifs chimiques servant à la régénération de celles-ci sont tels qu'ils limitent ses domaines d'application.

II-2-2/ ELECTRODIALYSE

L'électrodialyse d'une solution saline consiste, sous l'influence d'un champ électrique, en une migration des ions de cette solution à travers des membranes artificielles, imperméables à l'eau, dites sélectives ou perméables.

Une cellule d'électrodialyse est constituée d'un grand nombre de compartiments, séparés par des membranes sélectives, c'est à dire, perméables aux cations (type C), et aux anions (type A). Une électrode positive et une électrode négative sont placées aux extrémités de la cellule. Une tension continue étant appliquée entre celle-ci, il y a migration des cations à travers une membrane du type C, pour se diriger vers la cathode, et des anions à travers une membrane du type A pour se diriger vers l'anode (voir fig(2-2-2)).

fig (2-2-2)



Il en résulte donc une augmentation de concentration dans les compartiments impairs et une diminution dans les compartiments pairs. Nous pouvons prendre l'exemple d'une eau salée, donc chargée en NaCl qui se décompose en Na^+ et Cl^- .

La cathode attirera les ions Na^+ , l'anode les ions Cl^- , l'eau du compartiment médian se trouvera débarrassée de ses molécules de NaCl, donc peu à peu dessalée.

Divers phénomènes peuvent réduire l'efficacité du dessalement par électrodialyse :

- La sélectivité des membranes n'étant pas toujours parfaite, des molécules de sels peuvent être transférées par dialyse simple des compartiments de concentration à ceux de dilution, et des molécules d'eau peuvent passer par osmose des compartiments de dilution aux compartiments de concentration.
- La consommation d'énergie est directement proportionnelle à la teneur en sels de l'eau traitée (1kwh pour extraire 1g de sel). C'est pourquoi, au delà de concentrations de 5g/l de sels dissous, il devient plus coûteux que les procédés concurrents.

Pour prévenir ces effets, on peut acidifier l'eau, ou effectuer périodiquement une inversion de courant (redissolution des dépôts) mais au prix d'une complication des circuits hydrauliques. Il est à noter que les membranes utilisées ont une bonne résistance aux micro-organismes, ainsi, qu'à la température. De plus, la consommation d'énergie diminue, quand la température d'admission de l'eau brute dans un électrodialyseur augmente.

II-2-3/ OSMOSE INVERSE (fig 2-2-3)

Le phénomène d'osmose est connu depuis longtemps. Grâce à celui-ci les cellules vivantes végétales ou animales, font passer des substances nutritives, de l'eau et des déchets à travers les membranes qui les enveloppent.

Les membranes dites osmotiques, sont perméables à l'eau pure, et imperméables à tous les corps dissous à l'état moléculaire ainsi qu'aux particules colloïdales. Ces membranes sont dites semi-perméables.

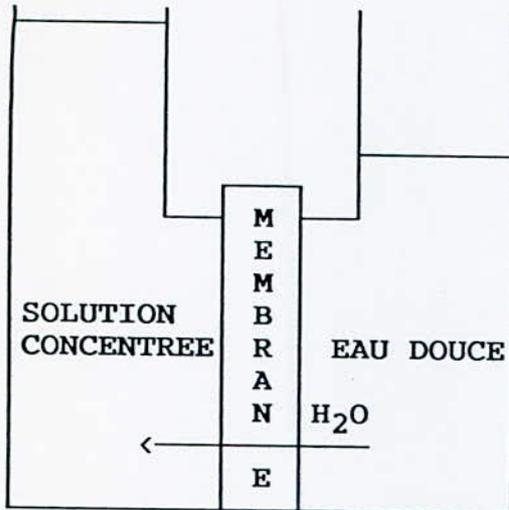
Soit une cuve divisée en deux compartiments, l'un contenant de l'eau pure, l'autre de l'eau saline, par une membrane osmotique. On constate que l'eau pure traverse la membrane vers l'eau saline, la pression au niveau de cette dernière augmente. Quand elle atteint une valeur appelée pression osmotique, le débit d'eau pure traversant la membrane s'annule.

Si l'on applique à la solution saline une pression supérieure à la pression osmotique, de l'eau pure filtre en sens inverse, c'est à dire du compartiment à eau saline vers le compartiment à eau pure. Tel est le principe de l'osmose inverse, dont le développement a été permis grâce la réalisation de membranes semi-perméables en acetate de cellulose, élaborées à partir du mélange de diverses substances, contenant notamment du perchlorate de magnésium. Aujourd'hui, ce procédé fait appel à des membranes appartenant à diverses familles de polymères et de modules de configuration variées.

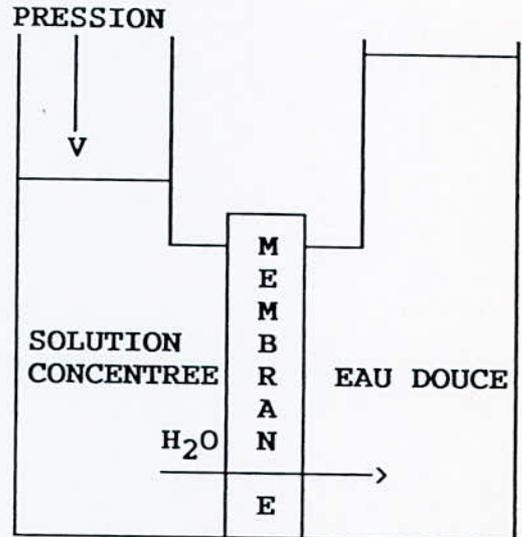
L'osmose inverse est largement appliquée au dessalement d'eau saumâtre, mais nécessite un traitement poussé pour le dessalement d'eau de mer, afin de prévenir le colmatage des membranes :

fig (2-2-3)

OSMOSE



OSMOSE INVERSE



Traitement de l'eau saumâtre: Un adoucisseur élimine les traces de fer et diminue la dureté de l'eau, puis un polyélectrolyte coagule les produits colloïdaux pour diminuer les matières en suspension, un filtre élimine les matières coagulées, puis l'eau est débarrassée de ses sels par un simple passage dans les modules d'osmose inverse.

Traitement de l'eau de mer: Les opérations sont un peu plus complexes que pour le traitement de l'eau saumâtre. Elles consistent en une légère chloration (destruction des organismes vivants), une filtration sur filtre multi-média après injection d'un polyélectrolyte cationique (coagulation des MS), une acidification (prévention de l'entartrage), puis une nouvelle filtration.

Par ailleurs, certaines membranes sont sensibles à la dégradation bactérienne, d'autres à l'effet de la chloration, et toutes sont sensibles à la chaleur et supportent difficilement plus de 35°C. De plus, elles voient leurs caractéristiques se dégrader au cours du temps, du fait de la compaction qu'elles subissent (60 à 70 bars pour de l'eau de mer)

Enfin, la consommation d'énergie est liée à la nature des membranes mais dépend aussi du rendement des pompes utilisées pour créer la pression nécessaire.

II-2-4/ LA CONGELATION

C'est un procédé faisant intervenir un changement d'état.

Il se base sur le principe suivant :

Congeler de l'eau de mer et recueillir la glace ainsi formée. Cette glace est ensuite fondue pour obtenir de l'eau douce.

La température de congélation est indépendante de la pression. Elle est déterminée par la concentration saline et varie de 0°C pour l'eau pure jusqu'à environ -2°C pour l'eau de mer et -4°C pour une concentration double de l'eau de mer (concentration habituelle de la saumure évacuée).

Le dessalement par congélation est basé sur le fait qu'une fraction d'une masse donnée d'eau saline se dérobe à la congélation en s'enrichissant en sels, la partie congelée étant presque entièrement constituée d'eau pure.

Il existe deux types de dessalement par congélation :

II-2-4-1/ DESSALEMENT PAR CONGELATION NATURELLE :

C'est un procédé archaïque, utilisé pour la 1ère fois par les Russes en 1959, dans une région où la température de l'air reste suffisamment longtemps inférieure au point de congélation de l'eau à dessaler.

On y aménage des bassins à ciel ouvert, dont le fond comporte des rigoles en pente douce dirigées vers les bas côtés.

Quand il gèle, on y met de l'eau salée, puis lorsque la couche de glace formée atteint une épaisseur acceptable, on évacue la saumure, et on recueille la glace que l'on fait fondre.

Ce procédé n'est évidemment pas répandu, car il ne peut satisfaire que de faibles besoins en eau.

II-2-4-2/ DESSALEMENT PAR CONGELATION ARTIFICIELLE :

Le procédé le plus commun consiste à congeler une partie de l'eau salée arrivant dans l'installation par vaporisation sous vide partiel d'une partie de l'eau (congélation directe) ou encore par vaporisation d'un réfrigérant tel que le butane en contact direct avec l'eau (congélation directe).

La glace obtenue est ensuite fondue, après élimination de la couche limite de saumure collée aux cristaux. Pour ceci, on préconise un lavage à contre courant avec une partie de l'eau douce produite (≈5%), ou encore une centrifugation, ou une fusion partielle, suivie d'un égouttage.

On pense en général que la congélation est plus rentable que la distillation, car les eaux de mer sont à une température plus proche de la température de congélation que de celle de vaporisation. Cependant, les calories nécessaires pour vaporiser l'eau sont récupérées (aux pertes près), lors de la condensation en raison de la libération de la chaleur latente, comme sont recyclées les frigories nécessaires pour congeler l'eau.

On peut cependant envisager la congélation si le froid peut être obtenu à bon marché (disponibilité du gaz naturel liquifié qui en se vaporisant dégage des frigories).

Par contre, le principal inconvénient relatif à ce procédé réside dans la difficulté à séparer nettement les cristaux de glace et le sels. De plus, l'extraction des glaçons de l'eau de mer nécessite des moyens mécaniques si complexes que ce procédé est pratiquement abandonné aujourd'hui.

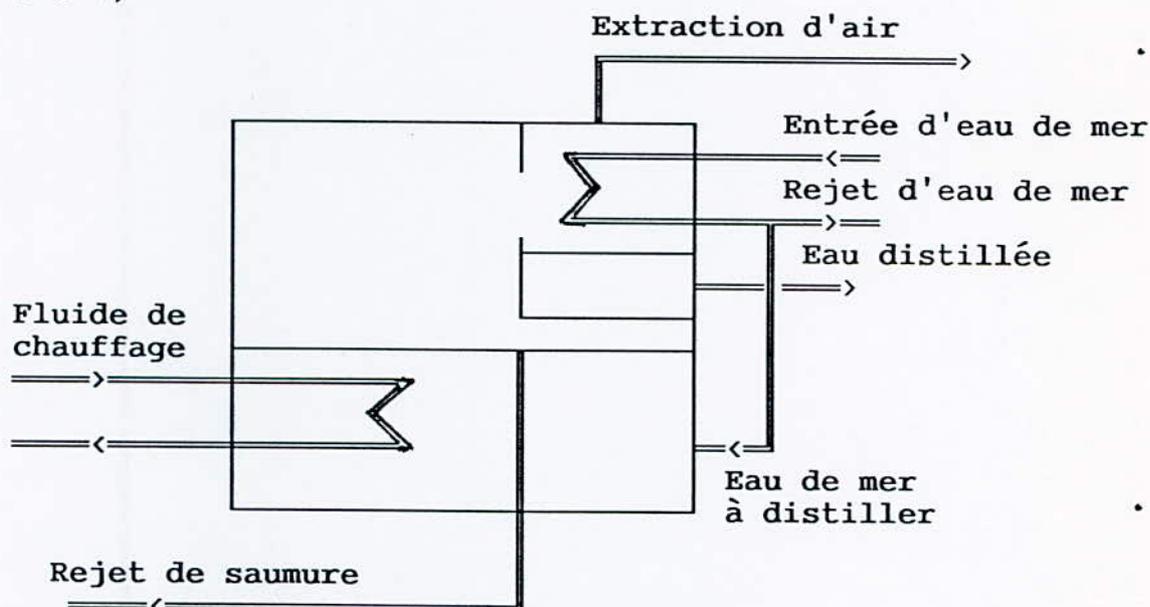
II-2-5/ LA DISTILLATION A SIMPLE ET MULTIPLES EFFETS

II-2-5-1/ DISTILLATION A SIMPLE EFFET

Soit une enceinte étanche, contenant dans sa partie basse de l'eau de mer à distiller. Un faisceau tubulaire alimenté en fluide chauffant traverse cette eau de mer et en provoque l'ébullition. La partie haute de l'enceinte est traversée par un faisceau tubulaire parcouru par de l'eau de mer froide, sur lequel se condense la vapeur formée.

L'eau distillée qui s'en écoule est recueillie dans des goulottes. Un éjecteur maintient le vide dans l'enceinte. L'appoint d'eau de mer est supérieur à la production. Une pompe évacue une partie de la saumure afin de maintenir la concentration en sels à un niveau acceptable voir fig(2-2-5-1).

fig (2-2-5-1)



Ce type de bouilleur à faisceaux noyés est largement utilisé dans la marine du fait qu'à bord des navires, on dispose d'énergie peu coûteuse :

- Eau de réfrigération des chemises de moteur diesel
- Gaz d'échappement
- Vapeurs d'échappement

La consommation spécifique de ce procédé, c'est à dire l'énergie nécessaire à la production d'un Kg d'eau douce est :

$$Y = Q/P = (k.p.Dt + L.p) / p = k.Dt + L$$

- où Q : quantité de chaleur consommée
P : production d'eau distillée
kP: appoint d'eau de mer
Dt: écart de température entre l'eau en ébullition et l'eau d'appoint prélevée à la sortie du condenseur
L : chaleur latente de vaporisation de l'eau de mer en prenant :

L = 560 kcal/kg k=3 Dt = 10°C
on trouve
Y = 590 kcal/ kg

II-2-5-2/ DISTILLATION A FAISCEAUX NOYES, A MULTIPLES EFFETS

Pour augmenter le rendement de l'opération, il y avait intérêt à récupérer la chaleur d'apport pour une nouvelle distillation. On utilise ainsi la chaleur de condensation de la vapeur produite dans une première chambre d'évaporation pour faire fonctionner le faisceau de chauffe d'une seconde chambre à pression et à température plus faible et ainsi de suite (voir fig(2-2-5-2)). En supposant que les productions de (n) cellules soient identiques donc égales à P/N, la consommation spécifique serait :

Si $Y = Q/P/N = k.Dt + L/N$
N = 7 cellules
k = 3
Dt = 6°C
nous trouvons
Y = 98kcal/ kg

Ce qui signifie qu'à la différence du simple effet, ce procédé permet de fournir de plus grandes quantités d'eau de façon économique.

Choix du nombre d'effets d'une installation de distillation:

Le bilan thermique est d'autant meilleur que le nombre d'effets est plus grand, mais c'est au prix d'une augmentation du coût de premier établissement.

Pour fixer le nombre d'effets, on tient compte de la différence globale de température disponible entre la source chaude et la source froide et du gradient de température nécessaire dans chaque évaporateur pour assurer efficacement la transmission de chaleur de la vapeur de chauffe à l'eau saline à distiller.

Le nombre d'effets dépend aussi du prix du combustible utilisé. S'il est cher, il y a intérêt à multiplier celui-ci.

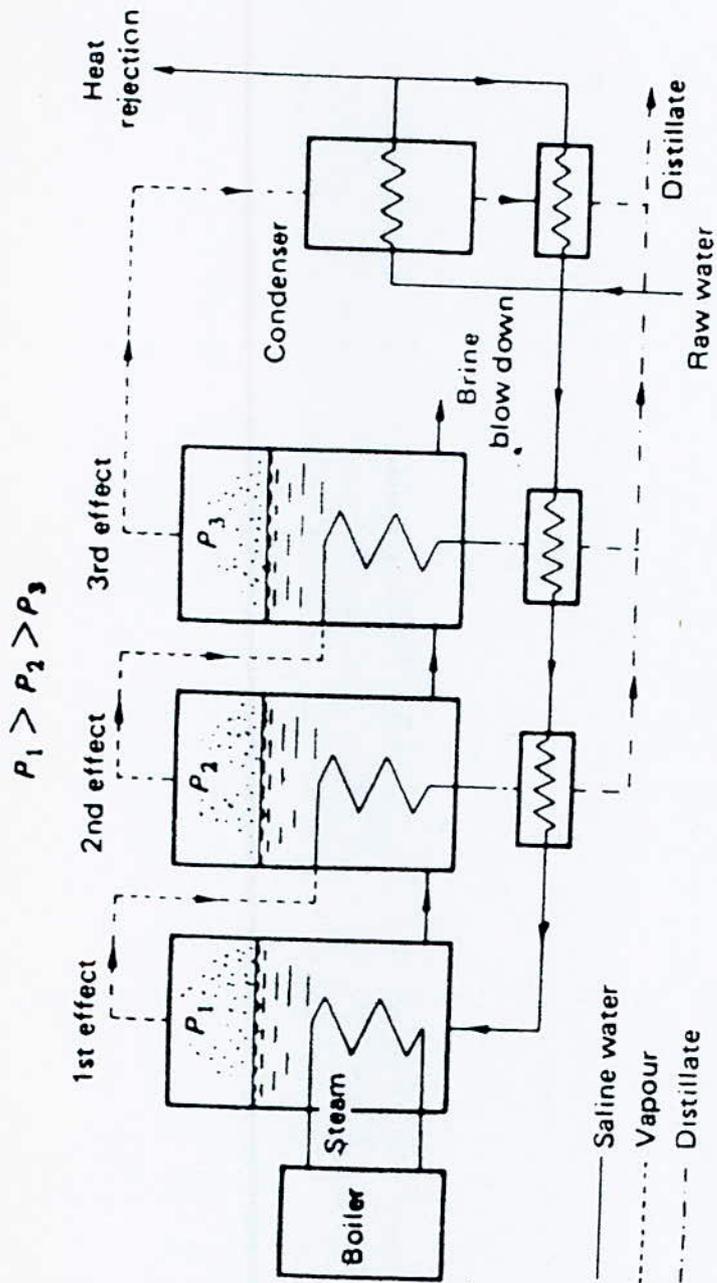


Fig 2.5.2. Multiple-effect pool boiling distillation.

II-2-5-3/ EVAPORATEURS A LONGS TUBES VERTICAUX (VTE)

Ce procédé est ancien, mais considéré comme valable pour le dessalement de l'eau, à condition d'employer un grand nombre d'effets. Des 1905, le Français P. Restner l'avait fait breveter.

La vapeur de chauffage est envoyée dans un premier évaporateur et arrive autour d'un faisceau tubulaire vertical, dans lequel est introduite par le haut de l'eau de mer préchauffée par l'eau douce produite.

Cette eau de mer forme un film sur la paroi intérieure de chaque tube et entre en ébullition en descendant dans les tubes.

L'eau non évaporée sort de l'évaporateur sous forme de saumure. Cette dernière est pompée vers le sommet de l'évaporateur suivant, où le même processus se reproduit sous une pression légèrement plus faible. C'est la vapeur du premier effet qui constitue la source de chaleur du second effet, et ainsi de suite.

Dans chaque évaporateur, la condensation de la vapeur autour du faisceau tubulaire donne de l'eau douce.

II-2-5-4/ EVAPORATEURS A TUBES HORIZONTAUX (HTE)

Le principe est de pulvériser la saumure préchauffée au dessus d'un faisceau de tubes horizontaux sur lesquels elle forme un film en s'écoulant par gravité. La vapeur se condense à l'intérieur de ces tubes.

Pour ce procédé, comme pour le procédé LTV, on améliore le coefficient d'échange thermique entre la saumure en ébullition et la vapeur se condensant, de manière à diminuer la différence de température dans les échangeurs et ainsi à augmenter le nombre d'effets et le rendement global.

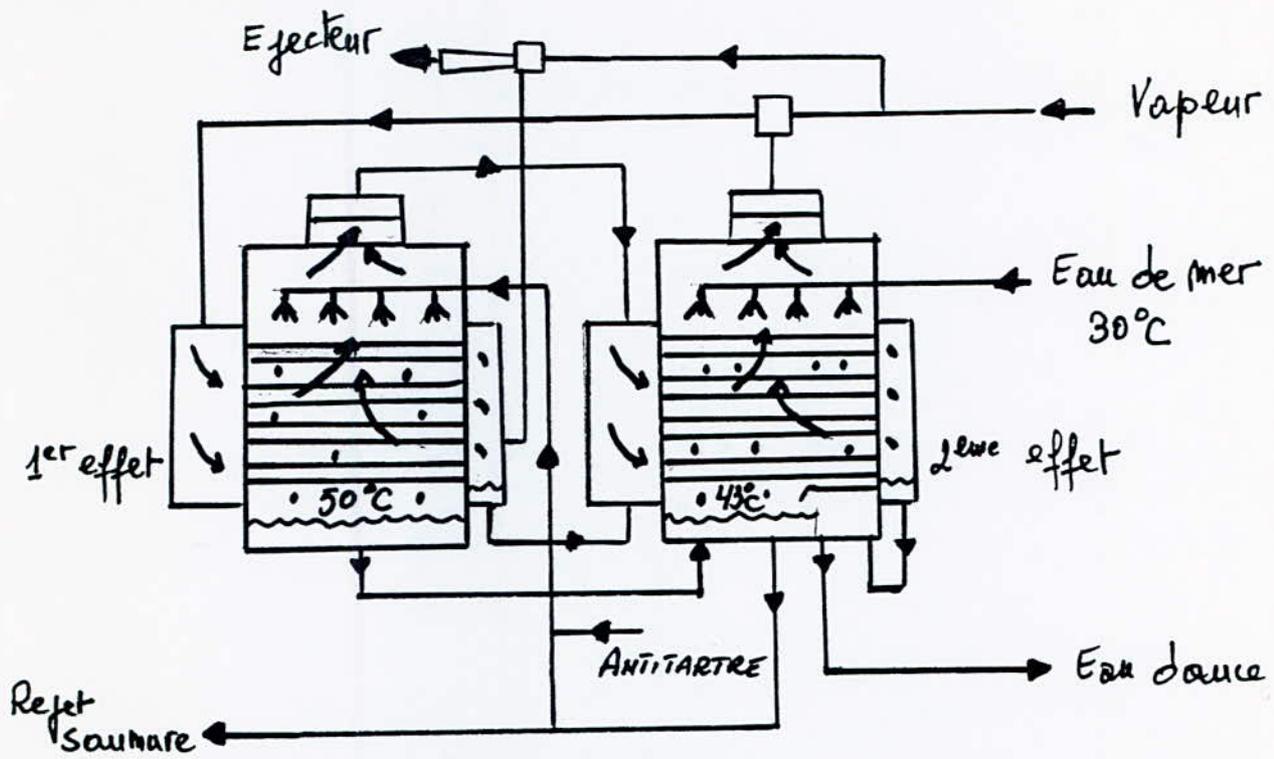


FIG (2-2-5-4) Evaporateurs à tubes horizontaux

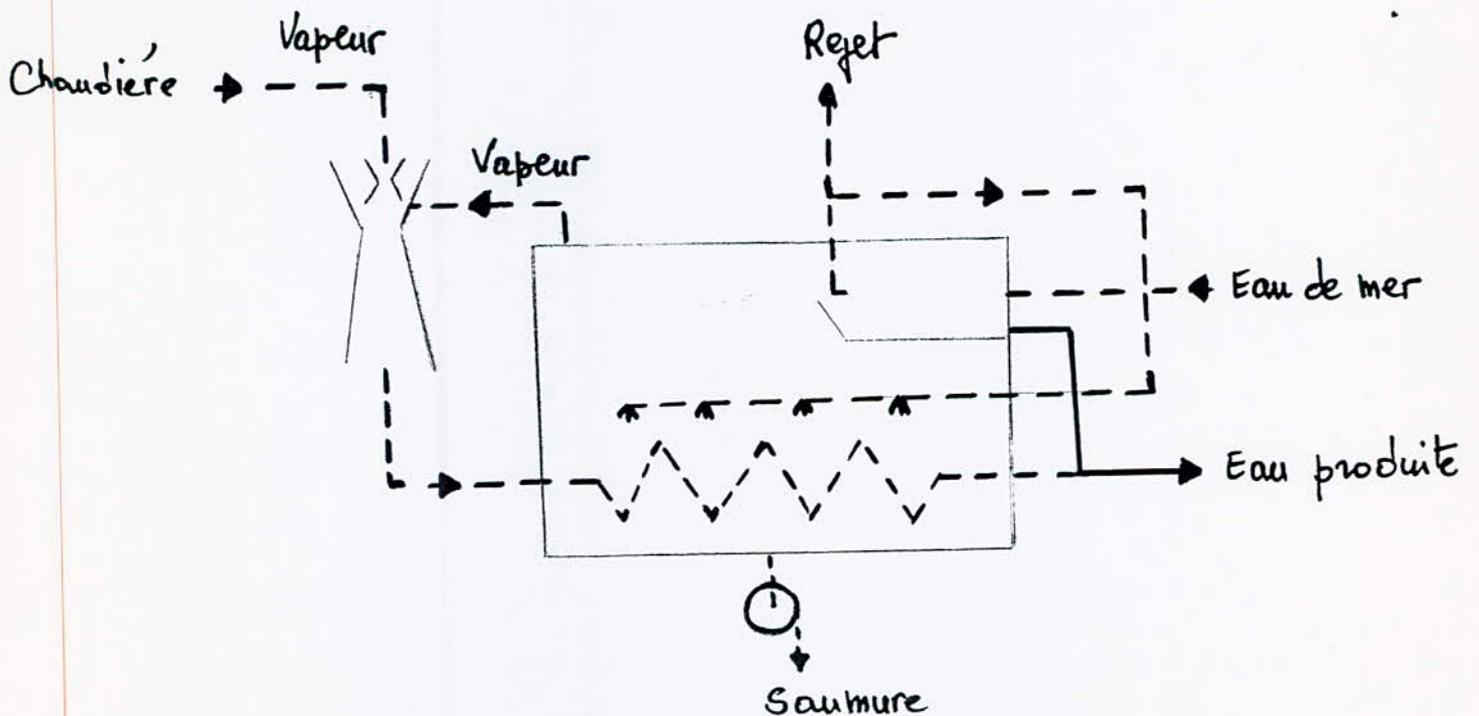


fig (2-2-6-2) Ejecto¹⁸ compression

II-2-6/ COMPRESSION DE VAPEUR OU THERMOCOMPRESSION

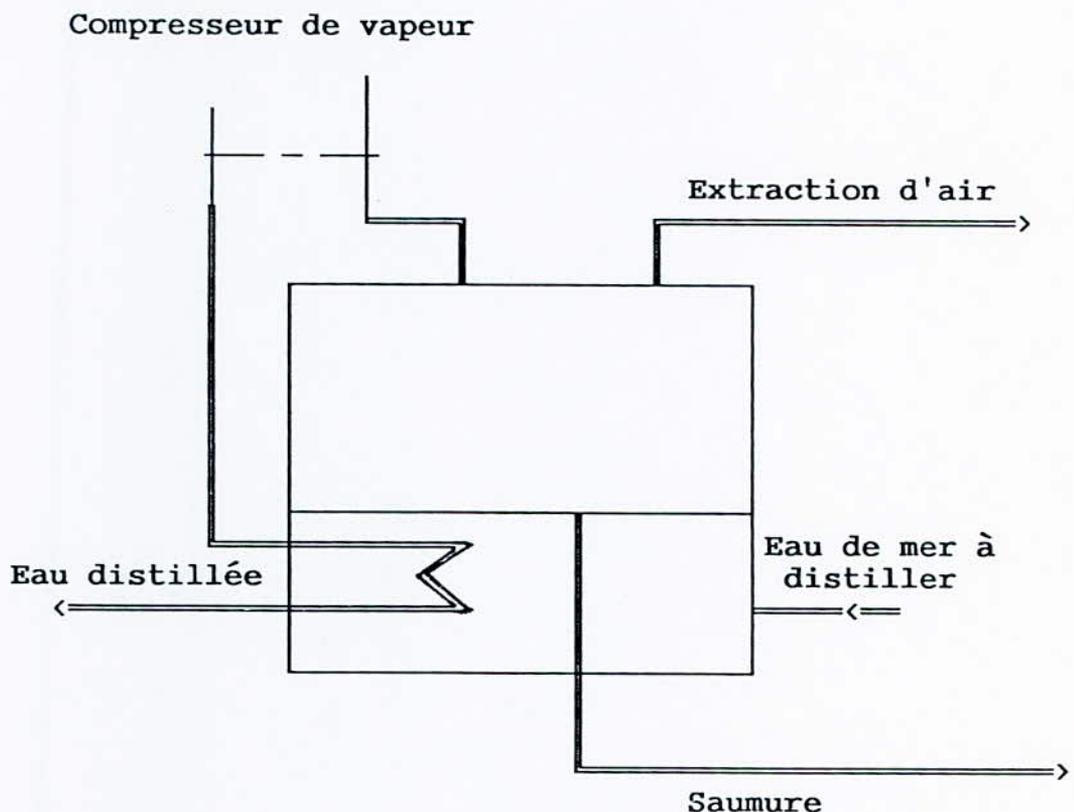
II-2-6-1/ PRINCIPE

La vapeur fournie par l'eau salée à une température T se trouve à une pression P inférieure à la pression de vapeur saturante de l'eau pure. Cette vapeur ne peut donc se condenser qu'à une température inférieure à T et l'eau salée ne peut servir de fluide de refroidissement pour obtenir la condensation de cette vapeur.

Mais supposons qu'on comprime la vapeur fournie par l'eau salée pour faire passer sa pression P à la valeur P_0 de la pression de vapeur saturante en présence d'eau pure à la température T ; cette vapeur ainsi légèrement surchauffée peut alors se condenser dans un échangeur de chaleur placé au sein de l'eau salée.

La chaleur libérée par cette condensation servira ensuite à évaporer une nouvelle quantité de vapeur à partir de l'eau salée. Théoriquement, le cycle pourrait se poursuivre indéfiniment à condition que l'on fournisse l'énergie nécessaire à la compression de vapeur (voir fig(2-2-6-1)).

fig (2-2-6-1)



En utilisant un compresseur mécanique, l'énergie qui entre dans le cycle est l'énergie mécanique d'entraînement du compresseur W, telle que :

$$W = \frac{1}{0,860} \frac{1}{d} CP T \left[r \frac{\Omega-1}{\Omega} - 1 \right] \text{ kWh/m}^3 \text{ d'eau douce}$$

où T : température d'évaporation (K)
 CP: chaleur spécifique de la vapeur (kcal/kg)
 r : taux de compression
 d : rendement de compression par rapport à l'adiabatique
 Ω : rapport de la chaleur spécifique à pression constante à la chaleur spécifique à volume constant.

La consommation d'énergie est de l'ordre de 2kWh par degré d'augmentation de la température de saturation (4t).

Pour 4t= 5°C la consommation d'énergie par m³ d'eau produite serait de 10kWh.

II-2-6-2/ EJECTOCOMPRESSION

Ce procédé utilise pour la compression de vapeur, des éjecteurs dont la vapeur motrice est fournie par une chaudière (voir fig(2-2-6-2)). Il permet la réalisation d'unités simples statiques, de 20 à 2000m³/j (éventuellement plus), fonctionnant à basses températures (inférieures à 60°C).

Le rendement de consommation des éjecteurs est assez faible, ce qui conduit à des consommations de l'ordre de 100 kcal/kg d'eau produite.

II-2-7/ INSTALLATION DE DESSALEMENT A SIMPLE FIN ET A DOUBLE FIN (MIXTE)

Il est de plus en plus courant que les unités de dessalement à simple fin, donc produisant uniquement de l'eau, soit associées à des centrales productrices d'énergie. Ces unités sont alors dites à double fin, c'est à dire productrice d'eau et d'électricité(voir fig(2-2-7)).

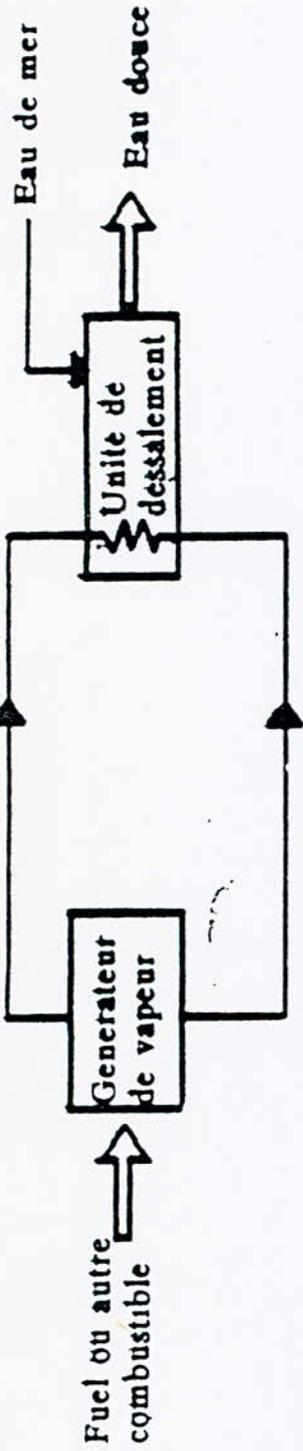
Ces centrales dites aussi mixtes, permettent une réduction appréciable des coûts de production de l'eau dessalée, la compensation résistante dans la production d'électricité consécutive et dans le "recyclage" de la vapeur "dégradée" .

La distillation utilisant de la chaleur à un bas niveau de température, il est donc courant d'associer une unité de distillation à une unité de production d'énergie (turbines à gaz ou à vapeur).

Il est nécessaire dans ce cas, de veiller à ce que la centrale fonctionne avec un taux d'utilisation et une puissance proches des valeurs nominales.

En effet, la consommation spécifique des turbines augmentant rapidement dès que la charge électrique diminue, le coût de la thermie (10³kcal) consommée par le dessalement augmente donc aussitôt (système interactif).

A) UNITE AUTONOME OU A SIMPLE FIN



B) UNITE A DOUBLE FIN

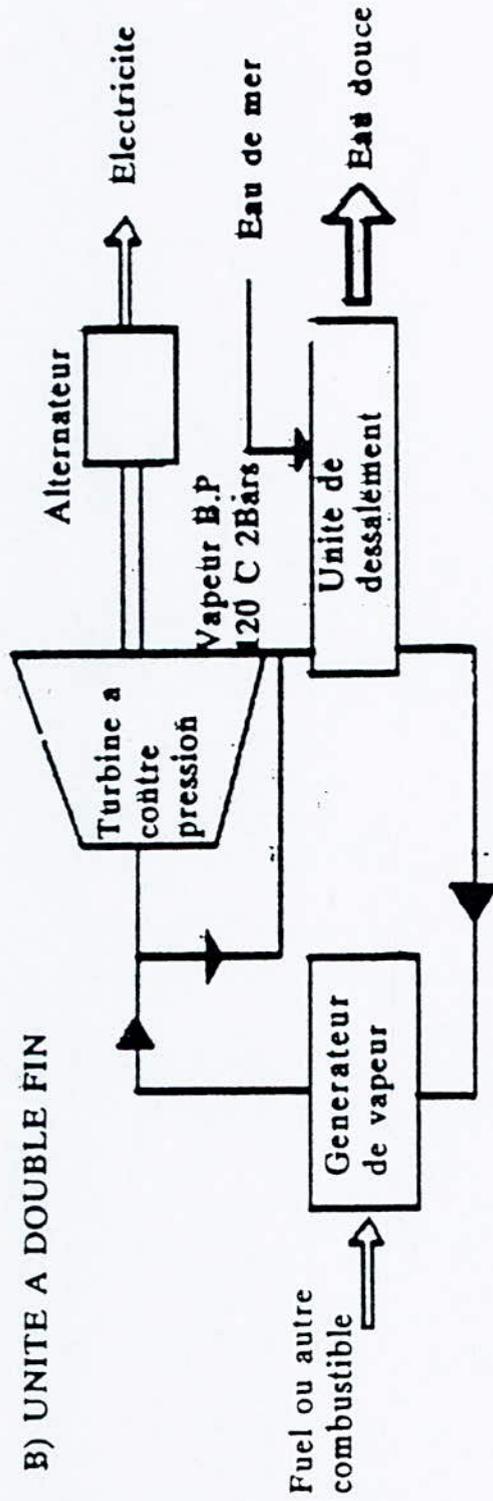


Fig (2.2.7) Schéma comparé d'installation de dessalement à simple fin et à double fin (eau + électricité).

Il est donc important de s'assurer que la puissance électrique fournie par la centrale annexée puisse être considérée comme constante, la centrale devenant alors prioritaire sur le réseau.

Différents systèmes permettent aujourd'hui de faire varier la production d'électricité en conservant la production d'eau. Cependant ces systèmes peuvent grever les coûts de production, raison pour laquelle on assure plus souvent une production d'électricité constante avec mise en place de réservoirs pour le stockage d'eau.

II-3/ ELEMENTS A PRENDRE EN COMPTE DANS LE CHOIX D'UN PROCÉDE DE DESSALEMENT

Les facteurs à prendre en considération dans le choix d'un procédé de dessalement sont de deux ordres :

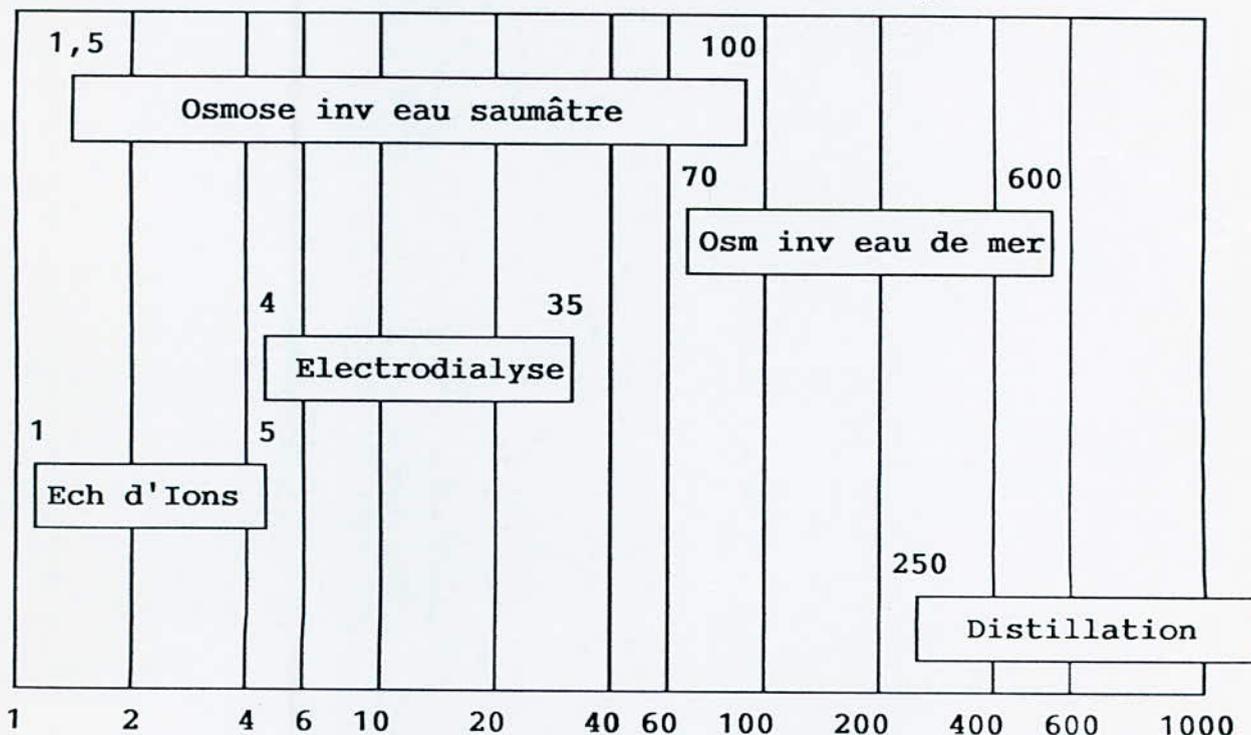
- Technique
- Economique

II-3-1/ FACTEURS TECHNIQUES

- Salinité de l'eau à traiter (fig 2-3-1) : Elle varie de 7g/kg dans la mer Baltique à 270g/kg dans la mer morte.

En général, les procédés de distillation permettent de traiter des eaux de fortes concentrations, alors que les procédés à membranes sont généralement appliqués aux eaux saumâtres.

fig (2-3-1) Salinité de l'eau à traiter * 100 mg/l



- Composition chimique de l'eau à traiter, particulièrement dans le cas des eaux saumâtres (teneur en sulfate, en carbonates...).
- caractéristiques physiques de l'eau (turbidité, matières en suspension...) déterminent le type de prétraitement à utiliser, particulièrement dans les procédés à membranes, vu la fragilité de celles-ci.
- Salinité de l'eau produite: Selon l'usage qui en sera fait, elle peut varier de 300 à 500ppm pour l'approvisionnement en eau potable à 15-30ppm pour l'alimentation en eau industrielle.
- Capacité nécessaire: La taille de l'installation peut aller de quelques m³/jours à quelques centaines de milliers de m³/jours.
- Source d'énergie disponible: Gaz, pétrole, électricité, énergie renouvelables, énergie nucléaire, énergie récupérée...
- Degré d'automatisation et de contrôle: La mise en place de mesuré et/ou d'enregistrement du PH, de la résistivité de l'eau produite, de la température.... peut augmenter sensiblement les prix d'investissement des petites unités.

II-3-2/ FACTEURS ECONOMIQUES

- Coût de l'énergie: Dépend de sa nature (énergie renouvelable, gaz, fuel), et de sa disponibilité locale (pays importateurs, ou producteurs....).
- Coût des produits chimiques: Selon qu'ils sont disponibles localement, ou importés... .
- Fluctuation des monnaies: Particulièrement pour les unités d'osmose inverse, provenant de manière quasi-exclusive des USA, et dont le coût dépend donc des fluctuations du dollar.
- Conditions de financement: Délais, taux d'intérêt...
- Coût de la main-d'oeuvre.

CHAPITRE 3

COMPOSITION ET PROPRIETES PHYSIQUES DE L'EAU DE MER

Dans ce qui suit, le terme "eau de mer" sera défini de manière aussi complète que possible, à l'exception du côté biologique. Nous définirons un concept de base : " l'eau de mer standard " en se référant à la nomenclature internationale adoptée quant aux propriétés caractéristiques de l'eau de mer considérée.

III-1/ COMPOSITION DE L'EAU DE MER STANDARD

L'eau de mer est un liquide dont la composition est très variée, puisqu'on y trouve une cinquantaine de corps simples, dont certains ne sont présents qu'à l'état de traces.

Ces corps simples vont de l'hydrogène, de l'oxygène, du chlore et du sodium (prédominants) au magnésium, calcium, potassium, soufre, brome, fer, iode, phosphore, cuivre, or, nickel, cobalt, radium, uranium...

La salinité très variée des diverses mers est présentée dans le tableau (3-1-1) suivant (en moyenne) :

tab(3-1-1) Salinité des diverses mers en (g/kg)

	concentration en g/Kg
Mer Baltique	7
Mer Caspienne	13
Océan Pacifique	33,6
Océan Indien	35,5
Océan Atlantique	36
Mer Méditerranée	36-39
Mer rouge	43
Mer morte	270

Il est à noter que dans une même mer, la salinité diffère d'un point à un autre.

Dans la méditerranée, près du détroit de Gibraltar elle est de 36g/Kg; le long des côtes orientales de la Corse et de la Sardaigne ou dans la mer Ionienne (entre l'Italie du sud et la Grèce), ou encore le long des côtes de l'Algérie, elle est de 38g/l pour atteindre 39g/l dans la zone voisine de l'Asie Mineure. Mais dans le Nord de la mer Adriatique, l'apport des fleuves fait descendre la salinité à 33g/l.

Pour plusieurs raisons scientifiques et technologiques, le besoin de définir plus précisément le terme eau de mer s'est fait sentir. Pour répondre à ce besoin, une "eau de mer standard" a été définie. En d'autres termes, une eau ayant une composition définie et constante en différents sels.

Le tableau (3-1-2) donne la composition de l'eau de mer standard.

tab (3-1-2) Composition de l'eau de mer standard

Sodium	10.561 g/kg
Magnesium	1.272 g/kg
Calcium	0.400 g/kg
Potassium	0.380 g/kg
Chlore	18.980 g/kg
Sulphate	2.649 g/kg
Carbonate	0.142 g/kg
Brome	0.065 g/kg
Total	34.449 g/kg

Il est à noter que les rapports de concentrations d'une eau de mer quelconque et de l'eau de mer standard sont constants, ce qui revient à dire que toutes les eaux de mer représentent une eau de mer standard, diluée ou concentrée.

III-2/ PROPRIETES PHYSIQUES DE L'EAU DE MER

L'étude des propriétés physiques de l'eau de mer est d'un grand intérêt pour les applications techniques. Elle permet de définir des données numériques qui serviront de données base dans le calcul d'une installation MSF.

III-2-1/ DENSITE DE L'EAU DE MER

Elle est principalement fonction de sa température et de sa concentration en sels.

La fonction que nous allons définir a été établie par L-Grumberg. C'est une fonction établie à l'aide des polynômes de TSCHEBYSCHOFF:

$$(2-02-1) \quad d = 1/2 a_0 + a_1 y + a_2 (2y^2 - 1) + a_3 (4y^3 - 3y)$$

$$\begin{aligned} \text{où} \quad a_0 &= 2,016110 + 0,11531\sigma + 0,000326(2\sigma^2 - 1) \\ a_1 &= 0,0541 + 0,001571\sigma - 0,000423(2\sigma^2 - 1) \\ a_2 &= -0,006124 + 0,00174\sigma - 0,000009(2\sigma^2 - 1) \\ a_3 &= 0,000346 + 0,0000876 - 0,000053(2\sigma^2 - 1) \end{aligned}$$

avec $Y = 2t - 200/160$ et $\sigma = 2s - 150/150$

La densité est donnée en ($\text{g/cm}^3 = \text{kg/dm}^3$), avec t en degrés celcius et s en g/kg

Cette équation est valable pour des températures allant de 10 à 180°C et des salinités allant de 0 à 160g/Kg.

Le tableau (3-2-1) donne des valeurs de ρ calculées par cette équation pour quelques valeurs de température et de concentration:

tab(3-2-1) Densité de l'eau de mer (g/cm^3)

$\frac{\text{Sg/kg}}{\text{t}^\circ\text{C}}$	0	34.3	40	50	60	70	80
20	0,998	1,024	1,028	1,036	1,044	1,051	1,059
30	0,995	1,021	1,025	1,033	1,040	1,048	1,055
40	0,992	1,017	1,021	1,029	1,036	1,044	1,051
50	0,988	1,013	1,017	1,024	1,032	1,039	1,047
60	0,983	1,008	1,012	1,020	1,027	1,034	1,042
70	0,978	1,003	1,007	1,014	1,022	1,029	1,036
80	0,972	0,997	1,001	1,008	1,016	1,023	1,031
90	0,965	0,991	0,995	1,002	1,010	1,017	1,024
100	0,958	0,984	0,988	0,995	1,003	1,010	1,018
110	0,951	0,977	0,981	0,988	0,996	1,003	1,011
120	0,943	0,968	0,973	0,981	0,988	0,996	1,003

Un problème se pose lorsque la concentration est donnée en g/l
En effet la conversion de c en g/l en s en g/Kg est donnée par la relation suivantes $S = C/d$

Dans ce cas, le problème peut être résolu par un calcul itératif.
La figure (3-2-1) donne la correction D à apporter pour convertir c(g/l) en s(g/Kg) à 20°C.

III-2-2/ VISCOSITE DYNAMIQUE DE L'EAU DE MER

Elle varie en fonction de sa température et de sa concentration en sels.

Elle chute sensiblement lors d'une augmentation de température et augmente avec une augmentation de la concentration en sels. Cet effet est plus prononcé à températures élevées.

Par exemple, à 20°C la viscosité de l'eau de mer standard est de 7,5% plus élevée que celle de l'eau pure alors qu'à 150°, l'élévation est d'environ 11%.

Le calcul de la viscosité se fait comme suit :

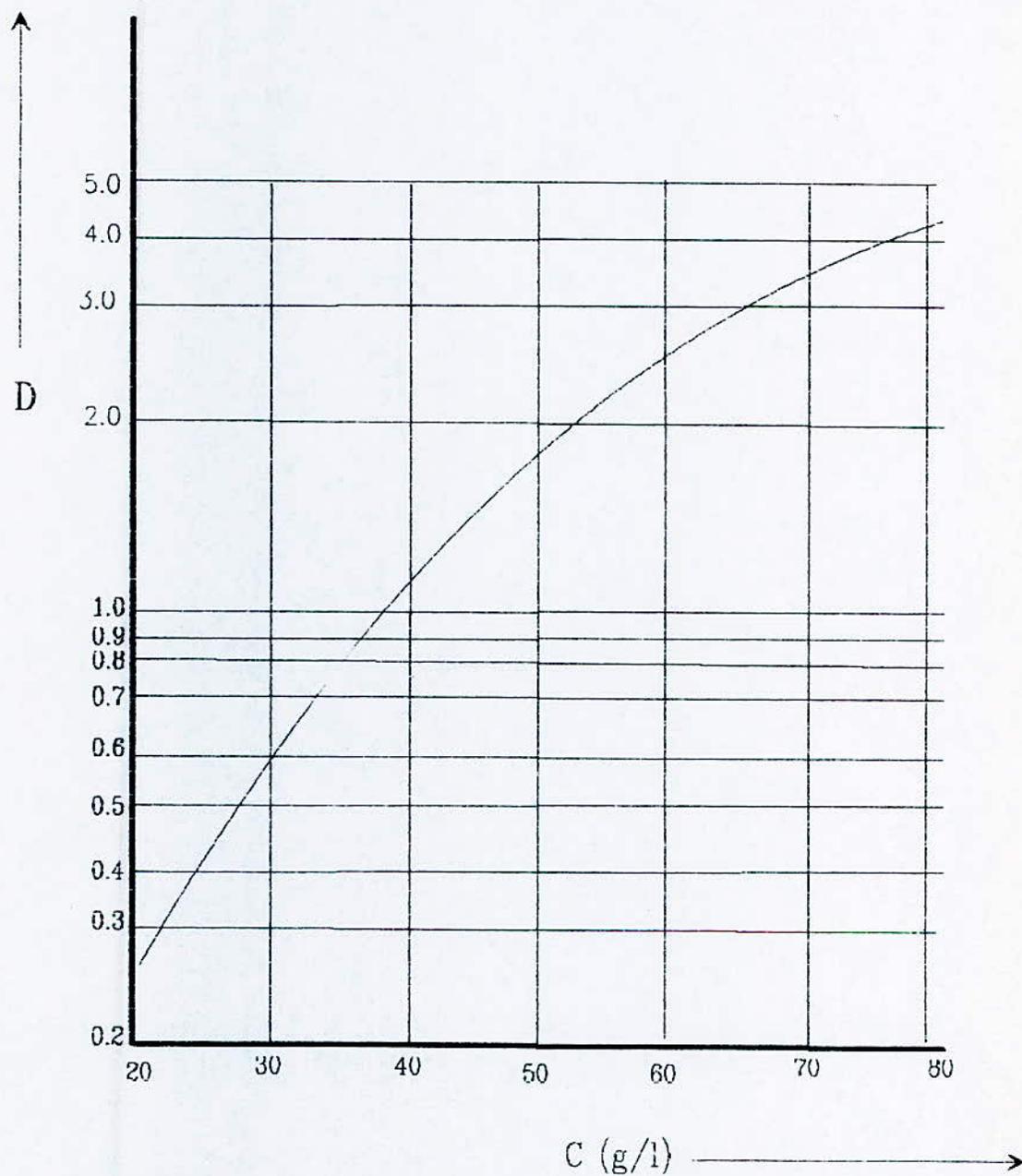
$$N = N_w \cdot N_r$$

où

N_w : viscosité de l'eau pure

N_r : nombre adimensionnel appelé " viscosité relative "

fig 3-2-1 Facteur de conversion de la concentration de g/l à g/kg



La viscosité relative de l'eau pure est égale à l'unité ($Nr=1$), alors que pour les solutions salines ($Nr>1$).

La viscosité de l'eau pure est déterminée par l'équation suivante:

$$\text{LOG } Nw = -3,79418 + 604,129/139,18 + t$$

où

t : température en degrés celcius

L' unité de Nw ainsi calculée est le centipoise ($1\text{Cp}=10^{-3}\text{Kg/ms}=3,6\text{Kg/mh}$).

Le calcul de Nr se fait comme suit :

$$Nr = 1 + a_1 s + a_2 s^2$$

où

$$a_1 = 1,474 \cdot 10^{-3} + 1,5 \cdot 10^{-5} t - 3,927 \cdot 10^{-8} t^2$$

$$a_2 = 1,0734 \cdot 10^{-5} - 8,5 \cdot 10^{-8} t + 2,23 \cdot 10^{-10} t^2$$

où

s : salinité en g/kg
t : température en °c

L' équation ainsi définie est valable dans des gammes de températures allant de 10 à 150°C et de concentrations allant de 0 à 130g/Kg.

La comparaison des valeurs obtenues à partir de ces équations avec les résultats obtenus par d'autres auteurs révèle une incertitude de l'ordre de 2%.

La table (3-2-2) donne quelques valeurs de N calculées à partir de ces équations.

tab(3-2-2) Viscosité dynamique de l'eau de mer (cp)

$\frac{Sg/kg}{t^\circ C}$	0	34.3	40	50	60	70	80
20	1,001	1,072	1,086	1,112	1,140	1,169	1,200
30	0,800	0,860	0,871	0,892	0,915	0,939	0,964
40	0,655	0,707	0,716	0,734	0,753	0,772	0,793
50	0,548	0,593	0,601	0,616	0,632	0,649	0,666
60	0,467	0,506	0,514	0,527	0,541	0,555	0,570
70	0,404	0,439	0,446	0,457	0,469	0,482	0,495
80	0,354	0,386	0,392	0,402	0,413	0,424	0,435
90	0,314	0,343	0,348	0,357	0,367	0,377	0,387
100	0,281	0,308	0,312	0,321	0,329	0,338	0,347
110	0,254	0,278	0,283	0,290	0,298	0,306	0,315
120	0,231	0,254	0,258	0,265	0,272	0,280	0,287

III-2-3/ PRESSION DE VAPEUR DE L'EAU DE MER

Les sels dissous diminuent de vapeur de pression de l'eau pure, la variable ayant une influence décisive sur cette dernière étant la force ionique de la solution. La conséquence de ceci est que la baisse de pression de vapeur sera fonction de la force ionique. Une équation liant ces paramètres a été établie par WM- Emerson et DT-Jamieson

$$\text{LOG } P/P_w = -1,1057 \cdot 10^{-2} l - 9,1673 \cdot 10^{-4} l^2$$

où

P_w : pression de vapeur de l'eau pure
 l : force ionique

Définition de la force ionique de l'eau :

La force ionique d'une solution électrolytique est définie par l'équation suivante :

$$l = 1/2 \sum m_i z_i^2$$

où

m_i : molarité des ions de types i (mol/Kg)

z_i : valence électrochimique des ions de type i

La table(3-2-3-1) représente des valeurs de la molarité des ions contenus dans de l'eau de mer standard.

tab(3-2-3-1) Molarites de l'eau de mer standard (mol/kg)

Na^+	0.4754 mol/kg
Mg^{2+}	0.0541 mol/kg
Ca^{2+}	0.0103 mol/kg
K^+	0.0100 mol/kg
Cl^-	0.5541 mol/kg
SO_4^{2-}	0.0285 mol/kg
HCO_3^-	0.0225 mol/kg
Br^-	0.0008 mol/kg

En posant que la force ionique est proportionnelle à la salinité, il est donc préférable de remplacer la variable l par la variable s d'où :

$$\text{LOG } P/P_w = -2,1609 \cdot 10^{-4} s - 3,5012 \cdot 10^{-7} s^2$$

s variant de 0 à 160g/Kg et t de 0 à 200°C. Cette équation permet d'obtenir des résultats dont la marge d'erreur n'excède pas 2,5%. Une équation établie par R-Pollak permet de déterminer les valeurs de la pression de vapeur P_w de l'eau pure (voir table(3-2-3-2))

tab(3-2-3-2) Pression de vapeur de l'eau de mer (bar)

$\frac{Sg/kg}{t^{\circ}C}$	0	34.3	40	50	60	70	80
20	0,0234	0,0230	0,0229	0,0228	0,0226	0,0225	0,0224
30	0,0425	0,0417	0,0416	0,0413	0,0413	0,0408	0,0406
40	0,0738	0,0725	0,0723	0,0719	0,0714	0,0710	0,0706
50	0,123	0,121	0,121	0,120	0,120	0,119	0,118
60	0,199	0,196	0,195	0,194	0,193	0,192	0,191
70	0,312	0,306	0,305	0,304	0,302	0,300	0,298
80	0,474	0,465	0,464	0,461	0,459	0,456	0,453
90	0,701	0,689	0,687	0,683	0,679	0,675	0,670
100	1,013	0,995	0,992	0,986	0,981	0,975	0,969
110	1,432	1,407	1,402	1,394	1,386	1,378	1,370
120	1,985	1,949	1,943	1,932	1,921	1,909	1,898

où

$$\text{LOG } Pw/Pk = \frac{T_k}{T} \sum_{i=1}^8 b_i (1-T/T_k)^{(i+1)/2}$$

P_w : pression de vapeur de l'eau pure en bars
 P_k : pression critique = 220,93 bars
 T : température absolue en degrés K
 T_k : température critique = 647,25k

$b_1 = -7,8889166$
 $b_2 = 2,5514255$
 $b_3 = -6,7161690$
 $b_4 = 33,23495$
 $b_5 = -105,38479$
 $b_6 = 174,35319$
 $b_7 = -148,39348$
 $b_8 = 48,631602$

Pour obtenir des valeurs approchées de la pression de vapeur, une équation très simple a été établie :

$$P = P_w(1 - 0,000537s)$$

Pour l'eau de mer standard, en posant $s = 34,3g/Kg$, cette équation donne des résultats pratiquement identiques à ceux de l'équation table(1).

III-2-4/ ELEVATION DU POINT D'EBULLITION DE L'EAU DE MER

La conséquence directe de la baisse de pression de vapeur de l'eau chargée en sels dissous, est l'élévation de son point d'ébullition comparé au point d'ébullition de l'eau pure.

L-Grumberg a établi une équation permettant de calculer l'élévation du point d'ébullition pour une large gamme de températures et de salinités :

$$Vs = (B + C.S).s$$

où

$$10^3 B = 6,71 + 6,43 \cdot 10^{-2} t + 9,74 \cdot 10^{-5} t^2$$

$$10^5 C = 2,38 + 9,59 \cdot 10^{-3} t + 9,42 \cdot 10^{-5} t^2$$

Pour des gammes de s allant de 20g/Kg à 60 g/Kg et de t allant de 20°C à 180°C, les valeurs calculées par cette équation diffèrent de moins de 3% des valeurs de Grumberg.

La table (3-2-4) donne des valeurs de l'élévation du point d'ébullition pour des valeurs variables de s et t.

tab(3-2-4) Elévation du point d'ébullition de l'eau de mer (k)

$\frac{Sg/kg}{t^\circ C}$	34.3	40	50	60	70	80
20	0,306	0,363	0,467	0,576	0,690	0,810
30	0,332	0,393	0,505	0,623	0,746	0,874
40	0,358	0,424	0,545	0,671	0,803	0,942
50	0,385	0,456	0,586	0,722	0,863	1,012
60	0,413	0,489	0,628	0,774	0,926	1,084
70	0,442	0,524	0,672	0,828	0,990	1,160
8	0,472	0,559	0,718	0,884	1,057	1,238
90	0,503	0,596	0,764	0,941	1,126	1,319
100	0,534	0,633	0,813	1,001	1,198	1,403
110	0,567	0,672	0,862	1,062	1,271	1,490
120	0,600	0,711	0,914	1,126	1,347	1,579

III-2-5/ CAPACITES DE CHALEUR SPECIFIQUE ET ENTHALPIES DE L'EAU DE MER

La capacité de chaleur spécifique C_p à pression constante est sensiblement réduite dans l'eau de mer comparée à celle de l'eau pure, ceci en fonction de l'augmentation de la concentration en sels dissous.

A la différence de la capacité de chaleur spécifique de l'eau pure, passant par un minimum à la température d'environ 40°C, la chaleur spécifique de l'eau de mer décroît de manière continue avec l'élévation de température.

La détermination de la chaleur spécifique de l'eau de mer se fait grâce à l'équation suivante :

$$C_p = 2,36846 \cdot 10^{-4} (A + Bt + Ct^2 + Dt^3) \quad (3-2-5-1)$$

où

$$\begin{aligned} A &= 4206,8 - 6,6197^5 + 1,2288 \cdot 10^{-2} \text{ s}^2 \\ B &= -1,13262 + 5,4178 \cdot 10^{-2} \text{ s} - 2,2719 \cdot 10^{-4} \text{ s}^2 \\ C &= 1,2026 \cdot 10^{-2} - 5,3566 \cdot 10^{-4} \text{ s} + 1,8906 \cdot 10^{-6} \text{ s}^2 \\ D &= 6,8774 \cdot 10^{-7} + 1,5170 \cdot 10^{-6} - 4,4268 \cdot 10^{-9} \text{ s}^2 \end{aligned}$$

La table (3-2-5) contient une série de valeurs calculées par cette équation où la température s'exprime en °C et la concentration s en g/Kg

tab(3-2-5) Capacités de chaleur spécifique de l'eau de mer (kcal/kg k)

$\frac{Sg/kg}{t^\circ C}$	0	34.3	40	50	60	70	80
20	1,001	0,956	0,949	0,937	0,926	0,915	0,904
30	0,999	0,957	0,950	0,939	0,927	0,917	0,906
40	0,999	0,958	0,951	0,940	0,929	0,918	0,908
50	0,999	0,959	0,952	0,941	0,930	0,920	0,910
60	0,999	0,960	0,953	0,942	0,932	0,921	0,211
70	1,000	0,961	0,955	0,944	0,933	0,922	0,912
80	1,002	0,962	0,956	0,945	0,934	0,924	0,913
90	1,004	0,964	0,958	0,947	0,936	0,925	0,915
100	1,007	0,967	0,960	0,949	0,938	0,927	0,919
110	1,010	0,969	0,963	0,952	0,940	0,930	0,919
120	1,041	0,973	0,966	0,955	0,943	0,932	0,922

On calcule l'enthalpie spécifique de l'eau de mer après avoir calculé la capacité de chaleur spécifique par l'équation suivante:

$$h = h_0 + \int_0^t C_p dt$$

Puis en remplaçant par l'équation (3-2-5-1) :

$$h = h_0 + 2,38846 \cdot 10^{-4} (At + B/2 t^2 + C/3 t^3 + D/4 t^4) \quad (3-2-5-2)$$

La fonction h_0 , dépendant uniquement de la salinité de l'eau de mer est nécessaire pour des raisons de standardisation. A basses salinités (<20g/Kg), "l'enthalpie au point 0" h_0 de l'eau de mer est positive, alors qu'à hautes salinités, elle est négative.

Dans la gamme d'intérêt pour des applications industrielles, c'est à dire entre 35 et 100g/Kg, sa valeur se situe entre -0,3 et -0,8 kcal/kg.

L'équation suivante est adaptée à des applications technologiques:

$$h_0 = 2,3 \cdot 10^{-3} \text{ s} - 1,03 \cdot 10^{-4} \text{ s}^2 \quad (\text{Kcal/kg}) \quad (3-2-5-3)$$

III-2-6/ CONDUCTIVITE THERMIQUE DE L'EAU DE MER

Il est extrêmement difficile de mesurer la conductivité thermique des liquides, c'est l'une des raisons pour lesquelles les valeurs diffèrent souvent d'un auteur à un autre.

A-Korosi et BM-FABUS ont pris en considération un phénomène très important dans l'établissement de l'équation donnant la conductivité de l'eau de mer, à savoir :

Entre 40°C et 60°C, la structure moléculaire de l'eau change, ce changement étant aussi influencé par la nature des sels dissous.

Le résultat de ces mesures est représenté comme suit :

$$h = A+Bt+Ct^2 \text{ (milliwat/ mk)}$$

où

$$\begin{aligned} A &= 576,6 - 34,64 \text{ CA} + 7,286 \text{ CA}^2 \\ 10^3 B &= 1526 + 466,2 \text{ CA} - 1226,8 \text{ CA}^2 + 28,67 \text{ CA}^3 \\ -10^5 C &= 581 + 2055 \text{ CA} - 991,6 \text{ CA}^2 + 146,4 \text{ CA}^3 \end{aligned}$$

où

t : température en °c
CA : facteur de concentration analytique :

$$\text{CA} = 28,17 \text{ s}/1000\text{-s}$$

Les gammes de températures et de salinités convenant à cette équation sont de 10°C à 150°C et de 0 à 100g/kg.

La table (3-2-6) donne des valeurs de h pour des valeurs de 0g/Kg avec t et s variables.

tab(3-2-6) Conductivité thermique de l'eau de mer (mW/mk)

$\frac{\text{Sg/kg}}{t^\circ\text{C}}$	0	34.3	40	50	60	70	80
20	605	578	575	570	566	564	563
30	617	587	583	578	575	572	571
40	658	592	588	583	579	577	576
50	638	594	590	584	580	577	576
60	647	592	587	581	577	574	574
70	655	587	581	574	570	568	567
80	661	578	571	563	559	557	557
90	667	566	558	548	544	543	544
100	671	550	540	530	526	525	527
110	674	530	519	508	503	503	506
120	676	507	494	481	477	478	481

III-2-7/ CONDUCTIVITE ELECTRIQUE DE L'EAU DE MER

Après la température, la quantité la plus fréquemment mesurée par les océanographes est la conductivité électrique de l'eau de mer.

A l'aide de courbes calibrées, elle peut être utilisée pour déterminer la concentration totale en sels dissous de manière directe. Cette méthode de calcul est évidemment plus simple que d'évaporer l'eau afin d'en peser le résidu, sans compter qu'il faut en exclure les composantes organiques.

Grâce aux instruments modernes, la concentration en sels peut être mesurée à $\pm 0,01\text{g/kg}$ près.

CHAPITRE 4

INCRUSTATIONS ET CORROSION

INTRODUCTION

Les problèmes liés à la formation d'incrustations et à la corrosion sont d'une importance fondamentale dans les installations de dessalement.

Il est nécessaire de tenir sous contrôle ces phénomènes afin de garantir un fonctionnement correct et durable de l'installation.

Le coefficient de transmission global de la chaleur pour un condenseur propre, avec de l'eau qui coule à une vitesse de 2 à 3 m/s est de l'ordre de $5700 \text{ w/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$.

À la suite d'encrassement des tubes dû à la formation d'incrustations et/ou de dépôts souples, cette valeur peut passer à $2750 : 3750 \text{ w/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$.

Cette réduction signifie que la surface d'échange devrait être supérieure d'environ 40% afin d'échanger la même quantité de chaleur.

IV-1/ INCRUSTATIONS

IV-1-1/ FORMATION DE PHASES SOLIDES A HAUTES TEMPERATURES:

La solubilité des sels dans l'eau dépend de la température, et la manière dont elle évolue dépend du type de sels en solution.

En pratique, on parle de coefficients de solubilité "positifs" et "négatifs". Cela signifie que la solubilité augmente avec l'élévation de la température dans le premier cas et diminue avec l'élévation de la température dans le deuxième cas.

Les phases solides qui apparaissent revêtent différentes formes cristallines, en fonction de la variation de température.

La transition d'une forme cristalline à une autre résulte généralement d'un changement brutal de solubilité.

La principale difficulté qui se pose dans les installations industrielles de distillation d'eau de mer est l'apparition de coefficients de solubilité "négatifs" dans la gamme de températures de travail.

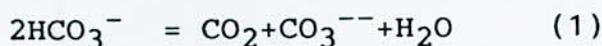
Quand l'eau est chauffée, les limites de solubilités peuvent être dépassées, il y a alors formation de dépôts solides à la surface des échangeurs de chaleur, par exemple, ce qui conduit à réduire le transfert de chaleur ainsi qu'à favoriser la corrosion.

Une autre cause importante de précipitation de solides à hautes températures réside dans l'altération de l'équilibre chimique du à une augmentation brusque de température.

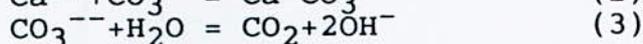
Dans les systèmes de distillation d'eau de mer, le dépôt de sulfate de calcium est dû à un coefficient de température négatif, alors que le dépôt de carbonate de calcium résulte d'un déplacement de l'équilibre chimique en réponse à une élévation de température.

IV-1-1-1/ Dépôts de carbonates de calcium dans les évaporateurs d'eau de mer:

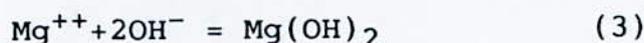
L'eau de mer sous conditions normales de température et de pression est saturée en carbonates de calcium. Quand elle est chauffée à hautes températures il y a précipitation de ceux-ci. Une élévation de température diminue la solubilité du CO_2 , qui s'échappe, ce qui détruit l'équilibre entre CO_2 , HCO_3^- et CO_3^{2-} . Pour le rétablir, la réaction suivante a lieu :



La concentration en ions carbonates est maximale quand tout le bicarbonate est converti en carbonate par perte de CO_2



Les ions hydroxydes peuvent alors réagir avec les ions magnésium pour former un dépôt d'hydroxyde de magnésium :



La concentration initiale en bicarbonates, donne donc une concentration équivalente en carbonates et ions hydroxydes. Les concentration respectives qui en résultent sont gouvernées par la solubilité des produits CaCO_3 et $\text{Mg}(\text{OH})_2$ respectivement.

A des températures inférieures à 82°C , l'équation (2) prédomine il y a donc dépôt de CaCO_3 , alors qu'à des températures supérieures à 82°C , l'équation (3) prédomine, ce qui favorise la formation d'ions hydroxydes et conduit à la formation de $\text{Mg}(\text{OH})_2$. Cette analyse ne prend pas en considération l'élévation de la concentration de la saumure dans les évaporateurs, ce qui crée des conditions plus défavorables.

On prévoit donc des mesures de concentration, afin d'éviter le dépôt de carbonates de calcium et d'hydroxydes de magnésium. De plus, les surfaces d'échange de chaleur sont à des températures supérieures aux liquides présents, ce qui favorise l'entartrage.

IV-1-1-2/ Dépôts de sulfate de calcium dans les évaporateurs d'eau de mer:

Quand une solution aqueuse est saturée en sulfate de calcium, ce dernier peut se trouver sous trois formes:

Anhydrite CaSO_4
hemihydrate $(\text{CaSO}_4 \cdot 1/2 \text{H}_2\text{O})$
dihydrate $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$

Ces différentes formes cristallines ont des solubilités différentes; la moins soluble est l'anhydrite, la plus soluble est le dihydrate.

Dans l'eau de mer standard, la limite de solubilité du sulfate de calcium est loin d'être atteinte dans la gamme normale de température. Cependant, étant donné l'application de coefficients de température négatifs, la solubilité diminue sensiblement avec l'élévation de température, de sorte qu'à environ 110°C , la limite de solubilité de l'anhydrite est atteinte.

Si la concentration dans les évaporateurs est élevée, la limite sera atteinte à des températures inférieures à 110°C . Il y a alors formation et dépôt de CaSO_4 .

La formation d'hemihydrate sera relativement rapide si la limite de solubilité suivante est dépassée. Il est donc important que dans les installations de distillation d'eau de mer, ces limites ne soient pas transgressées.

IV-2/ TRAITEMENT DE L'EAU D'ALIMENTATION

On ajoute dans l'eau de mer des installations de distillation des additifs, qui sont des composés chimiques permettant de modifier certaines propriétés de l'eau à évaporer.

En effet, l'absence de tels additifs provoquerait des incrustations au niveau des surfaces d'échange, des corrosions entraînant des anomalies de fonctionnement.

Les additifs doivent être nuisibles à l'eau et ne doivent pas produire de composés volatils toxiques, qui en se distillant pourraient polluer l'eau produite.

Types d'additifs :

Les principaux additifs utilisés ont les fonctions suivantes:

- 1) antitartre
- 2) antimousse
- 3) désoxygénant

1) Additifs antitartre :

Ce sont des substances qui empêchent ou ralentissent la formation d'incrustations alcalines

On distingue deux types d'additifs antitartre :

- a) Substances favorisant la précipitation des composés incrustant sous forme de boues incohérentes, en grandes parties dispensées par le flux d'eau. Les dépôts boueux résiduels sont facilement éliminables.

Les installations utilisant ce type d'additifs doivent être soumises à des nettoyages réguliers, à l'eau ou à l'acide quand l'installation est à l'arrêt, ou en faisant passer des sphères spéciales en caoutchouc, quand l'installation fonctionne.

- b) Acides inorganiques, qui en transformant en anhydride carbonique les bicarbonates et/ou les carbonates présents dans l'eau d'alimentation, éliminent la cause principale des incrustations.

Les éléments à connaître afin de déterminer le dosage en additif antitartre sont :

- analyse de l'eau d'alimentation
- température maximale atteinte par la saumure
- vitesse d'écoulement de la saumure dans les tubes
- concentration de la saumure.

Les additifs généralement utilisés sont des "polyphosphates", et des acides polycarboxyliques".

2) Additifs antimousse :

Ils diminuent la tension superficielle de l'eau pour empêcher la formation de mousse due à la présence de substances huileuses, en particulier, et tensioactives en général.

En effet, la formation de mousse pourrait entraîner des gouttelettes de saumure dans le distillat.

Le dosage dépend :

- du type d'installation
- des dimensions de la chambre d'évaporation
- de la qualité et de la quantité des agents producteurs de mousse contenus dans l'eau d'alimentation.

3) Additifs désoxygénant :

Ils sont constitués de sulfites de sodium, qui en réagissant avec l'oxygène dissous dans l'eau d'alimentation, empêchent son action corrosive sur les métaux de l'installation. Ces produits sont généralement ajoutés pour compléter le désaéragement thermique.

Le dosage dépend donc du type de dégazage adopté et de son efficacité.

La présence de chlores dans l'eau d'alimentation provoque une consommation supplémentaire de sulfites.

Ces produits sont généralement ajoutés pour compléter le désaéragement thermique.

Le dosage dépend donc du type de dégazage adopté et de son efficacité.

La présence de chlores dans l'eau d'alimentation provoque une consommation supplémentaire de sulfites.

IV-3/ CORROSION

INTRODUCTION

Les effets de la corrosion ajoutés à ceux de l'érosion constituent un danger permanent pour les installations de dessalement.

Le principal responsable des phénomènes de corrosion est l'oxygène de l'air.

Pour qu'il manifeste ses propriétés oxydantes vis à vis des métaux, la présence de l'eau est nécessaire. Il n'est toutefois pas indispensable que les métaux soient immergés.

En effet, il suffit d'un voile d'eau invisible provenant de la condensation de la vapeur d'eau contenue dans l'atmosphère, pour qu'il y ait favorisation de la corrosion.

IV-3-1/ PRINCIPAUX TYPES DE CORROSION :

1) Corrosion galvanique

La corrosion galvanique résulte de la mise en contact de deux métaux de potentiels différents dans des conditions standards.

En effet, une substance A est définie plus noble qu'une substance B si A est en état d'oxyder B.

Lorsque deux métaux sont en contact, une pile électrochimique est créée (en court circuit) et le métal le moins noble passe en solution en se corrodant.

Il existe une échelle des espèces chimiques sur la base de leur pouvoir oxydant; la position de deux métaux dans cette échelle indique lequel des deux se comporte comme oxydant. La table (4-3-1) donne les potentiels d'une série de métaux plongés dans de l'eau de mer à la pression atmosphérique.

D'autre part, il est parfaitement possible que la corrosion galvanique se fasse entre un gaz et un métal à condition que le gaz soit conducteur d'électrons.

tab(4-3-1) Serie électrochimique en eau de mer (P=Patm)

Metal	E_H		
Etain	- 0,8	à	-
Aluminium	- 0,8	à	- 0,5
Zinc sur Acier	- 0,8	à	- 0,3
Carbone steel	- 0,5	à	- 0,2
Fonte	- 0,5	à	- 0,2
Plomb	- 0,3	à	+ 0,5
Bronze	- 0,1	à	+ 0,2
Cuivre laiton	± 0,0	à	+ 0,3
Copper nickel	± 0,0	à	+ 0,2
Nickel copper	± 0,1	à	+ 0,5
Cuivre	± 0,0	à	+ 0,3
Nickel	± 0,0	à	+ 0,4
Acier Inox	- 0,1	à	+ 0,5
Titane	-	à	+ 0,3

Dans ce cas, la cathode sera certainement une électrode gazeuse; en particulier de l'oxygène, et l'anode, un métal.

La table (4-3-1) permet de faire des prédictions qualitatives quant à la corrosion galvanique susceptible de se produire dans l'eau de mer.

Par exemple, on peut prévoir qu'en mettant en contact du titane et de l'aluminium, ce dernier va subir une sévère corrosion. Le titane, sera porteur d'une électrode d'oxygène et l'aluminium sera dissous anodiquement.

Dans la conception d'installations de dessalement, il est souvent difficile d'éviter la combinaison de métaux dissimilaires. Il faut donc, dans la mesure du possible, mettre en contact des métaux proches les uns des autres dans la série électrochimique.

2) Corrosion localisée ou "pitting"

C'est l'une des plus sévères formes de corrosion. Elle se produit rapidement, lorsque les films d'oxyde protégeant certains métaux (Acier Inox), se rompent.

Ces ruptures peuvent être fortement favorisées par la présence d'ions chlorides, et le métal se comporte alors en anode en se dissolvant rapidement.

3) Corrosion par cavitation :

Ce type de corrosion a lieu quant le fluide en mouvement altère la couche protectrice d'oxyde d'une surface métallique de façon plus rapide que sa reconstitution.

Le corrosion par cavitation survient généralement lorsque la vitesse de l'écoulement est élevée, ou lorsque le flux d'eau rencontre des obstacles tels que l'entrée du faisceau tubulaire d'une caisse d'eau, ainsi qu'au niveau de l'aspiration des pompes, si la pression interne est inférieure à la tension de vapeur du fluide aspiré.

4) Corrosion par abrasion

Si l'eau de mer de refroidissement est polluée, donc chargée de solides en suspension, il peut se produire un phénomène de corrosion dû à la détérioration des films protecteurs, éventuellement accompagnée de l'abrasion directe du métal.

Si l'eau est chargée en sable, de manière temporaire (tempête, crûes), les films protecteurs se reforment dès que les conditions météorologiques redeviennent normales.

La situation est différente dans le cas où l'abrasion provoque l'activation du métal, dans des conditions faisant que celui-ci n'est pas à même de se repassiver. Il se dissout alors de façon très rapide, correspondant en pratique à l'apport d'oxygène.

5) Corrosion par action d'écran

Elle a lieu en présence de corps étrangers se déposant en couches et empêchant le libre transport de matière et de chaleur entre la surface métallique et la solution.

Un exemple caractéristique est la corrosion d'alliages de cuivre en présence de corps étrangers (pierres, coquillages, pièces de bois ...), qui en restant encastrés dans les tubes des condenseurs font obstacle aux processus de transport directement ou indirectement par la diminution de la vitesse de l'eau.

Une cause fréquente de corrosion par action d'écran est la pollution de l'eau de mer (surtout à proximité des ports et des zones industrielles), par la naphte.

Du fait de sa nature visqueuse, la naphte tend à adhérer à la surface des tubes, empêchant ainsi localement l'échange thermique.

IV-4/ ASPECTS PRATIQUES DE LA CORROSION DANS LES INSTALLATIONS DE DISTILLATION D'EAU DE MER

L'étude la plus complète concernant la corrosion dans les installations de distillation d'eau de mer a été réalisée par AD Little Report (1972).

Les principales conclusions auxquelles il ait aboutit seront exposées ci-dessous :

Plus de 30% du coût de construction des évaporateurs est réservé aux tubes échangeurs de chaleur, dans lesquels l'eau de mer concentrée est chauffée à une température maximale de 120°C, et sur la paroi extérieur desquels la vapeur se condense.

Le rapport suivant est relatif à 123 installation opérationnelles, représentant un total de 1,66 millions de tubes dont 2,4% ont subit des dommages d'origines diverses. Les principales cause de détérioration sont les suivantes:

- Corrosion localisée ou "pitting" 41%
- Errosion - corrosion du côté eau 21%
- Errosion - corrosion du côté vapeur 14%
- Autres causes: stress corrosion 24%
- attaque au sulfite d'hydrogène
- Dommages survenant au cours de traitements de l'entartrage
- Défauts de fabrication

Le résultat de ces expériences est que les matériaux principalement utilisés de nos jours pour les tubes condenseurs sont les cupro-Nickel (CuNi 30Fe 2Mn²).

Par contre, la principale cause d'accidents dans les cellules de refroidissement est la pollution de l'eau de mer (corps solides en suspension...).

Le prix élevée des tubes de titane fait que ce matériau n'est pas très utilisé, bien qu'il ait une grande résistance à la corrosion.

Par ailleurs, les caisses à eau présentent des problèmes, car elles sont souvent constituées d'aciers ou de fonte.

Dans 40% des cas, des corrosions localisées, des pertes de métal sont constatées. Pour cette raison, on tend à utiliser aujourd'hui le cupro-Nickel CuNi 10Fe.

Pour finir, après la corrosion des tubes, la principale cause de pertes dans ce type d'installation est la corrosion des chambres flash, côté eau, particulièrement au niveau de la première cellule où la température est la plus élevée. Ici, la corrosion est souvent due à un traitement non soigné ou inexistant de l'entartrage, ou encore à un désaerage inadéquat.

Le matériau constituant les chambres est généralement l'acier. Quant aux orifices de transfert intercellulaires, ils sont souvent constitués de plateaux en aciers inox (X 5 Cr Ni Mo 1812)

IV-5/ METHODES DE PREVENTION

IV-5-1/ ELIMINATION DES AGENTS CORROSIFS :

Les deux principaux responsables de la corrosion des installations de dessalement sont l'oxygène(O₂) et l'anhydride carbonique (Co₂) provenant de l'eau de mer d'alimentation. L'oxygène et l'anhydride carbonique sont éliminés à l'aide d'un dégazeur et d'un décarbonateur dans les installations à dosage acide, ou en "arrosant" l'eau d'alimentation dans l'étage à pression minimale (dégazage), dans les installations traitées aux polyphosphates. En éliminant O₂ et Co₂, les propriétés corrosives de l'eau d'alimentation sont très réduites, ce qui évite des traitements supplémentaires.

IV-5-2/ EMPLOI D'ELECTRODES

Les effets électrolytiques sont prédominants dans les boîtes à eau constituées d'un fort pourcentage en matériaux non ferreux. Dans le cas où ces boîtes sont revêtues intérieurement de plastique, on sacrifie des électrodes qui font fonction d'anode et qui produisent des ions de fer en solution pour la protection des tubes en alliage non ferreux.

IV-5-3/ REVETEMENTS PROTECTEURS

C'est une méthode commune de prévention contre les effets de la corrosion. Les évaporateurs, opérant à une température supérieure à 93°C sont revêtus de cupro-Nickel, acier, inox... A des températures inférieures à 49°C, les surfaces sont traitées à l'aide de peintures époxydiques ou enduites de mastics de goudron.

IV-5-4/ SELECTION DES MATERIAUX

Les tables en annexe 1 donnent le classement des propriétés des métaux non ferreux en eau de mer chaude.

FONDEMENTS DE LA DISTILLATION MSF (MULTI-STAGE-FLASH)

INTRODUCTION

La distillation MSF, procédé de dessalement le plus courant, à aujourd'hui presque entièrement éclipsé ses prédécesseurs (distillation par tubes submergés..)

La production des unités de distillation par tubes submergés était de $1000\text{m}^3/\text{j}/\text{an}$ de 1952 à 1960, puis de $700\text{m}^3/\text{j}/\text{an}$ dans les années 70 après que le procédé MSF ait évolué.

La production des unités de distillation MSF ait de $25000\text{m}^3/\text{j}/\text{an}$ au cours de la décennie (1960-1970). Ce procédé est donc responsable d'une augmentation importante des capacités des unités de distillation d'eau de mer.

La large application des techniques MSF au dessalement des eaux de mer est due à deux hommes A-Frankel et son concurrent R-S Silver.

Frankel donne à cette émergence du procédé les raisons suivantes :

a) Les méthodes modernes de traitement des eaux permettent de prévenir les problèmes d'entartrage. Les unités de dessalement peuvent de ce fait rester opérationnelles des milliers d'heures durant.

b) L'augmentation des dimensions des évaporateurs a permis d'augmenter considérablement la capacité des unités de dessalement par MSF. Il y a une quinzaine d'années, la capacité maximale était de $454\text{m}^3/\text{j}$, alors que de nos jours, elle peuvent atteindre plus de $30000\text{m}^3/\text{j}$.

c) Le design des installations ayant évolué, il est possible aujourd'hui de construire des unités de distillation MSF à grand nombre d'étages, et d'éviter certains inconvénients thermodynamiques, ce qui permet de diminuer le coût de celles-ci.

V-1/ PRINCIPE DE LA DISTILLATION MSF

La compréhension du fonctionnement d'une installation de dessalement par distillation nécessite la connaissance de notions fondamentales, telles que l'équilibre vapeur-liquide, le transfert de chaleur... Il est donc nécessaire de connaître les lois de la thermodynamique ainsi que leur application pratique. Le principe sur lequel se base le procédé de distillation MSF est le suivant :

La température à laquelle un liquide bout dépend des conditions de pression du liquide considéré (voir figure(5-1)).

Si un liquide est introduit dans une enceinte dans laquelle la pression est telle que le point d'ébullition du liquide est inférieure à la température du liquide, (c'est à dire, si la température de saturation correspondant à cette pression est plus basse que la température d'entrée du liquide), il bout libérant ainsi de la vapeur.

Cette production de vapeur sans fourniture directe de chaleur est appelée "flashing" ou "évaporation éclair".

Ce procédé peut être répété en faisant passer le flux du liquide à travers plusieurs chambres flash, placées en série, et maintenues à des conditions de température et de pression de plus en plus basses.

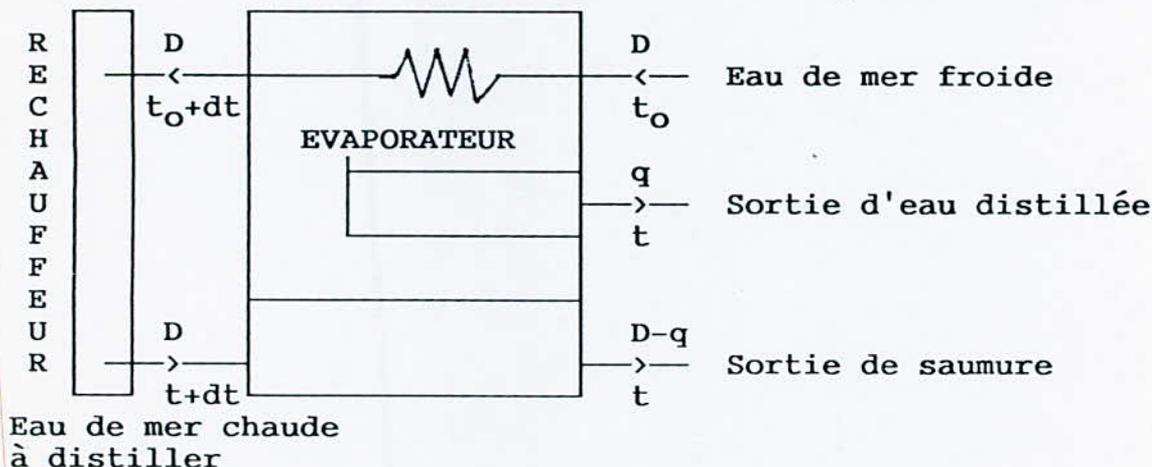
Ceci est réalisable en disposant d'un dispositif de transfert du fluide d'un étage à un autre et en maintenant une différence de pression grâce au gradient hydraulique ainsi créé.

L'ensemble de plusieurs distillateurs placés en série constitue une installation multi-stage- flash.

V-2/ CELLULE UNITAIRE D'UN POSTE FLASH

Dans une enceinte thermiquement isolée et ne contenant que de l'eau chargée en sels dissous, en équilibre avec sa vapeur à la température t et à la pression p , introduisons un débit G_u d'eau à la température $t+dt$ (voir figure (5-2)).

fig(5-2) Cellule unitaire d'un poste flash



Si la pression est maintenue constante dans cette enceinte, l'eau admise subit une détente et libère l'énergie permettant la vaporisation d'une certaine quantité de vapeur.

La vapeur ainsi produite est condensée sur un faisceau tubulaire situé dans la partie supérieure de l'enceinte.

Si un même débit d'eau Gu à dessaler circule dans ce faisceau, son échauffement est égal à dt. En effet, cet échauffement provoqué par la vapeur est bien égal au refroidissement du débit Gu subissant la détente.

V-3/ POSTE DE DISTILLATION FLASH A MULTIPLES ETAGES AVEC RECYCLAGE DE SAUMURE

La figure (5-3) représente les principaux éléments d'une installation de dessalement d'eau de mer par MSF

- a) Section d'apport de chaleur
- b) Section de récupération de chaleur
- c) Section de rejet de chaleur.

a) Section d'apport de chaleur

Dans cette section, de la chaleur est introduite dans le système. La température de la saumure, maintenue continuellement en circulation au moyen d'une pompe appropriée, est augmentée dans un échangeur de chaleur à tubes (réchauffeur de saumure), avec de la vapeur à basse pression, ou de l'eau chaude.

Si on utilise de la vapeur, elle se condense en cédant sa chaleur à la saumure qui passe à travers les tubes et le condensat est extrait du réchauffeur par une pompe et renvoyé au système d'alimentation de la chaudière. Une certaine quantité de condensat est généralement recyclée pour le désurchauffage de la vapeur d'entrée afin d'en régler la température à sa valeur maximale . .

Si on utilise de l'eau chaude, on maintient une circulation à l'extérieur des tubes de la chambre de chauffe. L'eau chaude est refroidie de 5 à 10°C en cédant sa chaleur à la saumure.

b) Section de récupération de chaleur

La saumure chaude qui sort de la section d'apport de chaleur, passe, à travers un orifice dans la première chambre d'évaporation de la section de récupération de chaleur. Chacune des chambres est divisée en trois zones fig(5-3-b)

- 1- Zone d'évaporation
- 2- Zone de séparation des gouttelettes de saumure
- 3- Zone de condensation

Dans chaque chambre, la pression est maintenue en dessous de celle correspondante à la température de saturation de la saumure d'entrée. Ainsi, la saumure introduite dans la chambre commence immédiatement à bouillir et s'évapore partiellement.

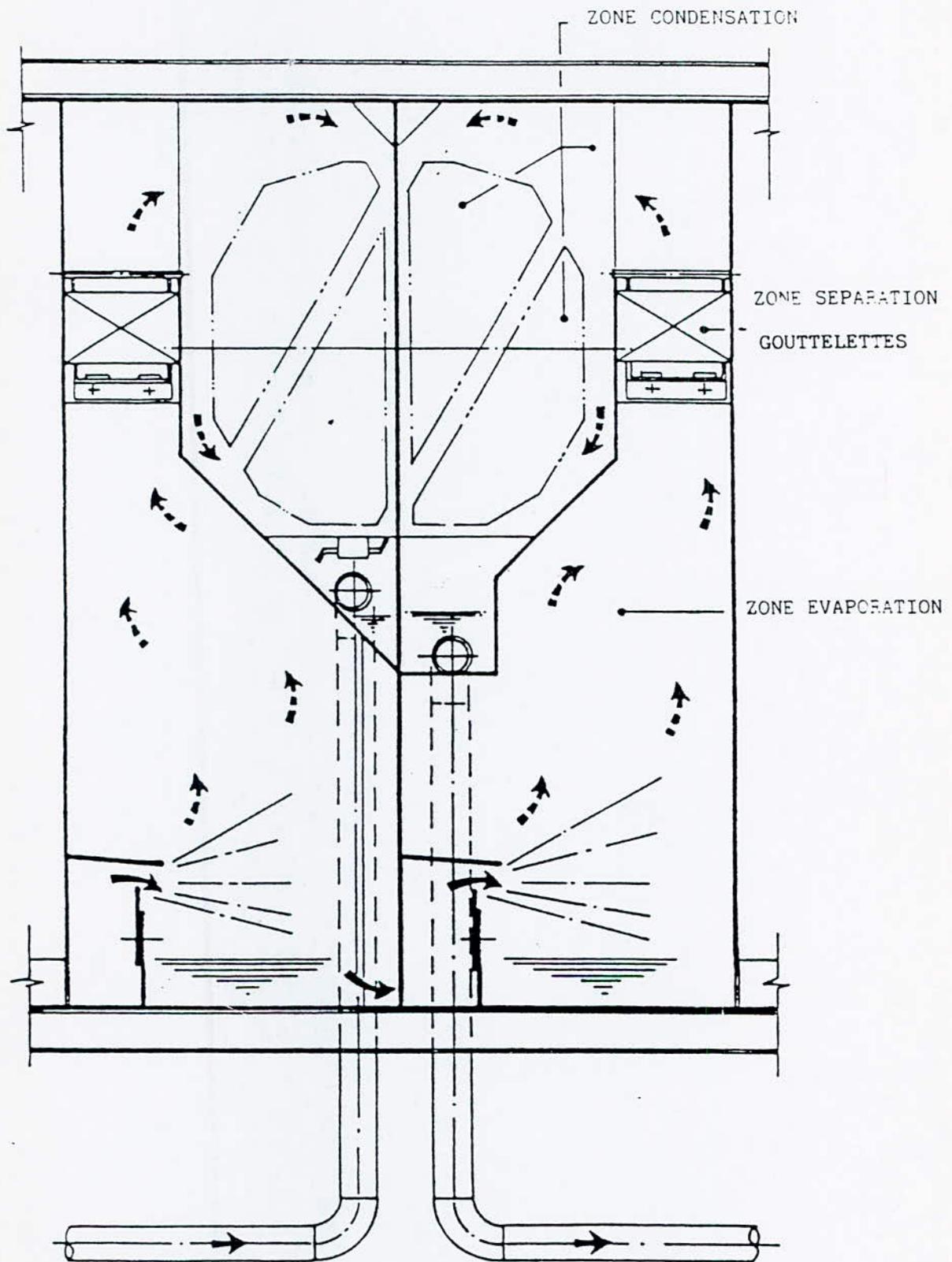


FIG. 5.3 *b* TYPIQUE CHAMBRE FLASH

La vapeur se dirige vers la zone de condensation, dans la partie haute de la chambre, du fait de la basse pression qui y règne. La vapeur est alors séparée des gouttelettes de saumure portées vers le haut par la violente agitation de la surface de l'eau en évaporation, car elles pourraient contaminer le distillat. Cette séparation est effectuée au moyen de matelas métalliques qui communément sont appelés "demisters".

Dans la zone de condensation, la vapeur entre en contact avec des faisceaux de tubes parcourus par la saumure et se condense sur leur surface externe en formant ainsi de l'eau douce tout en leur cédant sa chaleur latente de condensation. Les gouttes de distillat qui se forment tombent dans un canal de récolte et s'écoulent dans la chambre suivante.

Le reste de la saumure passe à l'étage suivant : à cette nouvelle température correspondra une nouvelle pression. La saumure s'évapore et le processus reprend.

Le distillat et la saumure traversent, dans des canaux séparés, la série de chambre d'évaporation qui forment la section de récupération, jusqu'aux étages de la section de rejet. Le passage d'un étage à un autre est réalisé de façon à permettre l'écoulement et en même temps de maintenir la différence de pression existant entre les chambres d'évaporation. La section de récupération et celle de rejet sont généralement contenues dans le même corps, mais séparées par des parois.

La récupération de chaleur peut être améliorée en augmentant le nombre d'étages dans lesquels se déroule le processus flash. A ce propos, la solution optimale dépendra de considération de type économique (voir CHAPITRE 9).

c) Section de rejet de la chaleur

La fonction de cette section est, comme l'indique son nom d'éliminer l'énergie thermique dégradée.

Dans cette section, le processus continue comme auparavant, mais la chaleur cédée par la vapeur de condensation est absorbée, par l'eau de réfrigération circulant dans les tubes, puisée directement dans la mer. Une fraction de celle-ci est utilisée comme eau de recyclage de l'installation. La quantité de chaleur fournie à la saumure dans la section d'apport de chaleur est ainsi éliminée.

L'eau distillée produite est extraite du dernier stade et pompée dans des réservoirs.

La saumure en passant à travers des étagess successifs dans la section de récupération et dans celle de rejet devient au fur et à mesure plus concentrée, jusqu'à arriver à sa concentration maximale, à peu près double de celle de l'eau de mer d'entrée, dans le dernier stade de la section de rejet.

Pour éviter des concentrations trop élevées, ce qui poseraient divers inconvénients (voir CHAPITRE 4), une partie de la saumure en circulation est extraite et rejetée en mer, tandis que la pompe de circulation de la saumure pourvoit à maintenir le flux à l'intérieur des tubes de la section de récupération.

Le point de déchargement de la saumure chaude concentrée du dernier stade, doit être suffisamment loin du point d'entrée de l'appoint d'eau de mer .

L'appoint, doit être suffisant pour remplacer la fraction de saumure évaporée et celle déchargée (généralement de 2 à 2,5 fois la quantité d'eau douce produite). Il demande certains traitements pour prévenir la formation d'incrustations dans les tubes échangeurs. Le choix du type de traitement a été exposé en détail dans le chapitre 4.

V-4/ DESCRIPTION GENERALE DU FONCTIONNEMENT D'UNE UNITE MSF

Nous avons admis qu'il y a deux étage de rejet de chaleur, car en pratique il y a presque toujours de deux à trois étage de refroidissement fig(5-4).

Le nombre d'étages de récupération de chaleur est indéfini, et peut varier sur une large gamme (de 10 à 50 environ) Etant donné que ce procédé est cyclique, nous pourrions commencer sa description à partir de n'importe quelle section.

L'eau de mer fraîche de débit $G_{R.e}$, entre dans l'installation au niveau de la section de rejet de chaleur. Elle s'écoule à travers les tubes condenseurs des étage de refroidissement sur lesquels la vapeur flashée se condense.

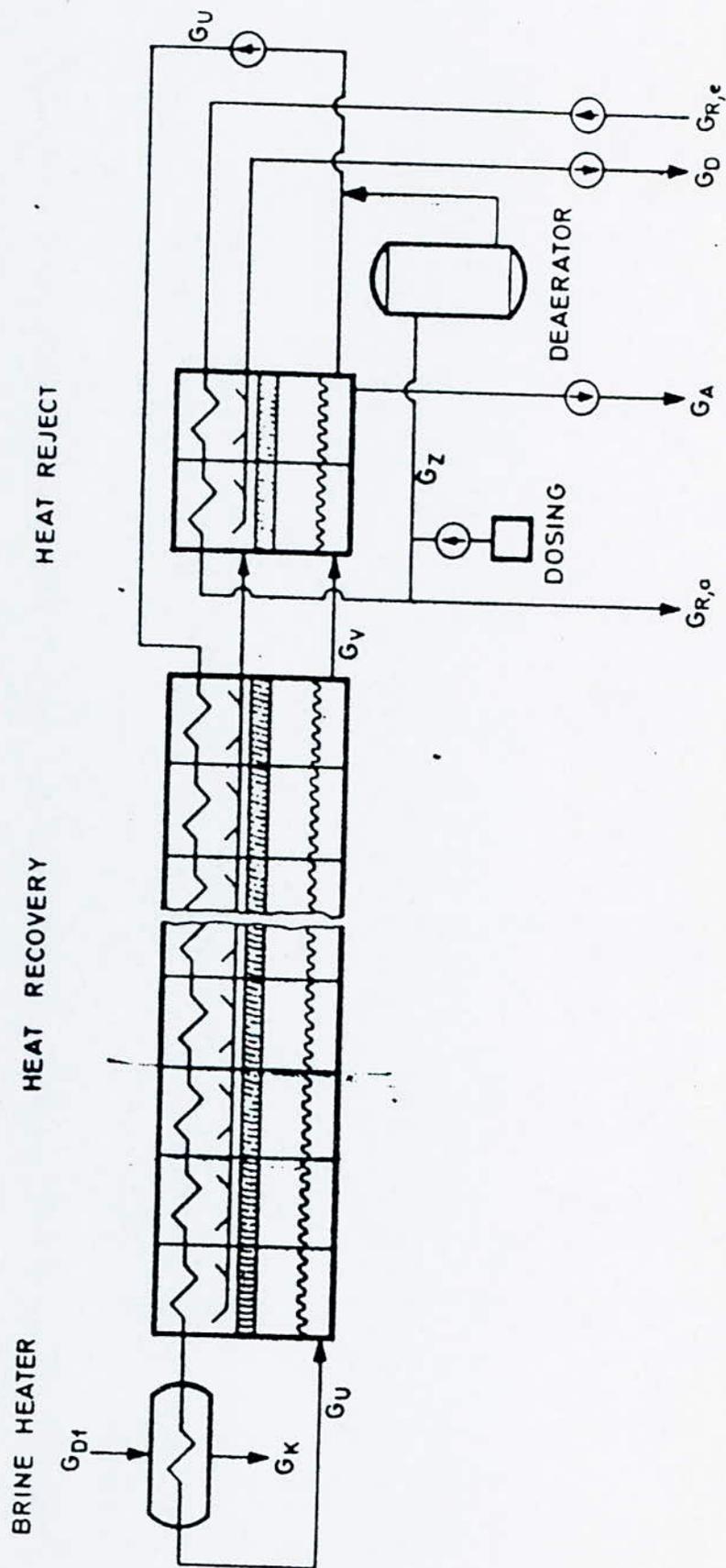
Une grande partie de cette eau ainsi réchauffée retourne à la mer; c'est le débit de rejet de chaleur $G_{R.a}$. Il n'y a qu'une partie de cette eau G_z qui servira à l'alimentation du système. Cette fraction d'eau est traitée (conditionnée), grâce à un doseur.

Le conditionnement peut varier d'une unité à une autre.

Cette fraction d'eau est alors ajoutée au débit de saumure recyclé G_U . Une pompe permet alors à l'eau de s'écouler à travers les tubes condenseur de l'aire de récupération de chaleur, sur lesquels la vapeur flashée se condense.

La saumure dans les tubes ainsi chauffée quitte le premier étage à l'extrême gauche de la section de récupération de chaleur et entre dans l'échangeur.

FIG (5-4) Unité de distillation MSF à multiples étages avec recyclage de saumure.



Sa température y est élevée de plusieurs degrés grâce à la vapeur G_{Df} venant d'une source différente d'énergie. La saumure sort alors de l'échangeur à une température tout juste inférieure à la température de saturation. Elle entre ensuite dans le fond de la première chambre à pression réduite, flash spontanément, et voit sa température s'abaisser jusqu'à obtenir un équilibre thermique dicté par la pression dans l'étage.

La vapeur formée se condense sur les tubes dans lesquels la saumure récupère la chaleur latente de vaporisation en s'échauffant.

La saumure de détente passe à travers l'orifice inter-étage et entre dans la deuxième chambre, refroidie de quelques degrés. Comme la pression y est inférieure à la pression dans le premier étage, le processus flash est répété de sorte que :

- a) La saumure qui s'écoule dans le fond des chambres flash se détend avec formation de vapeur.
- b) Cette vapeur se condense sur les tubes condenseurs
- c) La saumure dans les tubes condenseurs est réchauffée par la vapeur.

Du fait du processus d'évaporation, la concentration en sels de la saumure augmente d'étage en étage et atteint un maximum dans les chambres de refroidissement.

Pour prévenir une augmentation infinie de la concentration de la saumure recyclée, il est nécessaire d'évacuer une partie de la saumure en quelques points du circuit, en particulier au niveau de la dernière cellule de refroidissement. Comme cette cellule est sous vide, le débit dévié doit être extrait par une pompe.

La vapeur libérée doit passer à travers des grilles à mailles étroites (demister), avant d'atteindre les condenseurs, pour éviter que le condensat ne soit contaminé par des gouttelettes d'eau de mer.

Le distillat est alors collecté dans de larges canaux et passe d'étage en étage par les orifices inter cellulaires.

Comme rien ne se perd, ni ne se crée, le débit de distillation $G_{d,n}$, additionné au débit de saumure $G_{v,n}$ est constant et est égal au débit G_J de saumure dans les tubes condenseurs.

CHAPITRE 6

EQUATIONS DE BASE DU DESIGN D'UNE INSTALLATION MSF

VI-1/ BILANS EAU-SEL

La figure (5-4) du chapitre précédent permet de déduire directement les bilans suivants :

$$(6-1-1) \quad G_Z = G_D + G_A$$

où G_Z : débit d'alimentation du circuit
 G_D : débit de distillat
 G_A : débit rejeté

Comme G_Z est extrait du débit d'eau fraîche servant au refroidissement :

$$(6-1-2) \quad G_Z = G_{R,e} - G_{R,a}$$

où $G_{R,e}$: débit entrant dans la section de refroidissement
 $G_{R,a}$: débit sortant de la section de refroidissement

La quantité total de sels introduite dans l'eau d'alimentation est déchargée en majeure partie par la saumure. Une petite quantité de celle ci se trouve dans le distillat de sorte que :

$$(6-1-3) \quad S_Z G_Z = S_A G_A + S_D G_D$$

Comme le traitement de l'eau conduit à de très faibles variations de la concentration en sels, on peut écrire $S_Z = S_M$ (où S_M concentration initiale de l'eau de mer).

Comme la concentration en sels du distillat est faible, nous pourrions écrire sans grande erreur $S_D = 0$.

d'où :

$$(6-1-4) \quad S_A/S_Z = G_Z/G_A = G_Z/(-G_D) = S_A/S_M$$

En posant

$$CF_A = S_A/S_M$$

où CF_A : facteur de concentration de la saumure rejetée

et $f = G_Z/G_D$

On obtient

$$(6-1-5) \quad CF_A = f/f-1$$

d'ou

$$(6-1-6) \quad f = CF_A/CF_A-1$$

En général, on entend par facteur de concentration CF, la concentration au niveau de l'échangeur S_H . Cette concentration est d'un intérêt primordial, car c'est à ce niveau que la température est maximale, donc que les risques d'entartrage sont prépondérants:

$$CF = S_A/S_H$$

Les deux facteurs de concentration CF et CF_A sont liées par la relation suivante :

$$CF = (G_U/G_D - 1)/(G_U/G_D) CF_A$$

Le rapport (recirculation/production), G_U/G_D , sera noté U
D'où

$$(6-1-7) \quad CF = (U-1/U) CF_A$$

Pour un débit de distillat donné, le débit de rejet sera calculé à partir de l'équation suivante :

$$(6-1-8) \quad G_A/G_D = 1/(CF_A - 1)$$

VI-2/ EVOLUTION DES TEMPERATURES

Le profil des températures de la figure (6-2) est typique mais idéalisé.

Comme pour la fig (5-4) du chapitre précédent, on distingue trois sections :

- Rejet de chaleur
- Récupération de chaleur
- Echangeur.

Les températures des principaux écoulements sont représentées en traits épais.

En bas et à droite de la figure, l'eau de mer fraîche entre à une température $t_{R,e} = t_M$

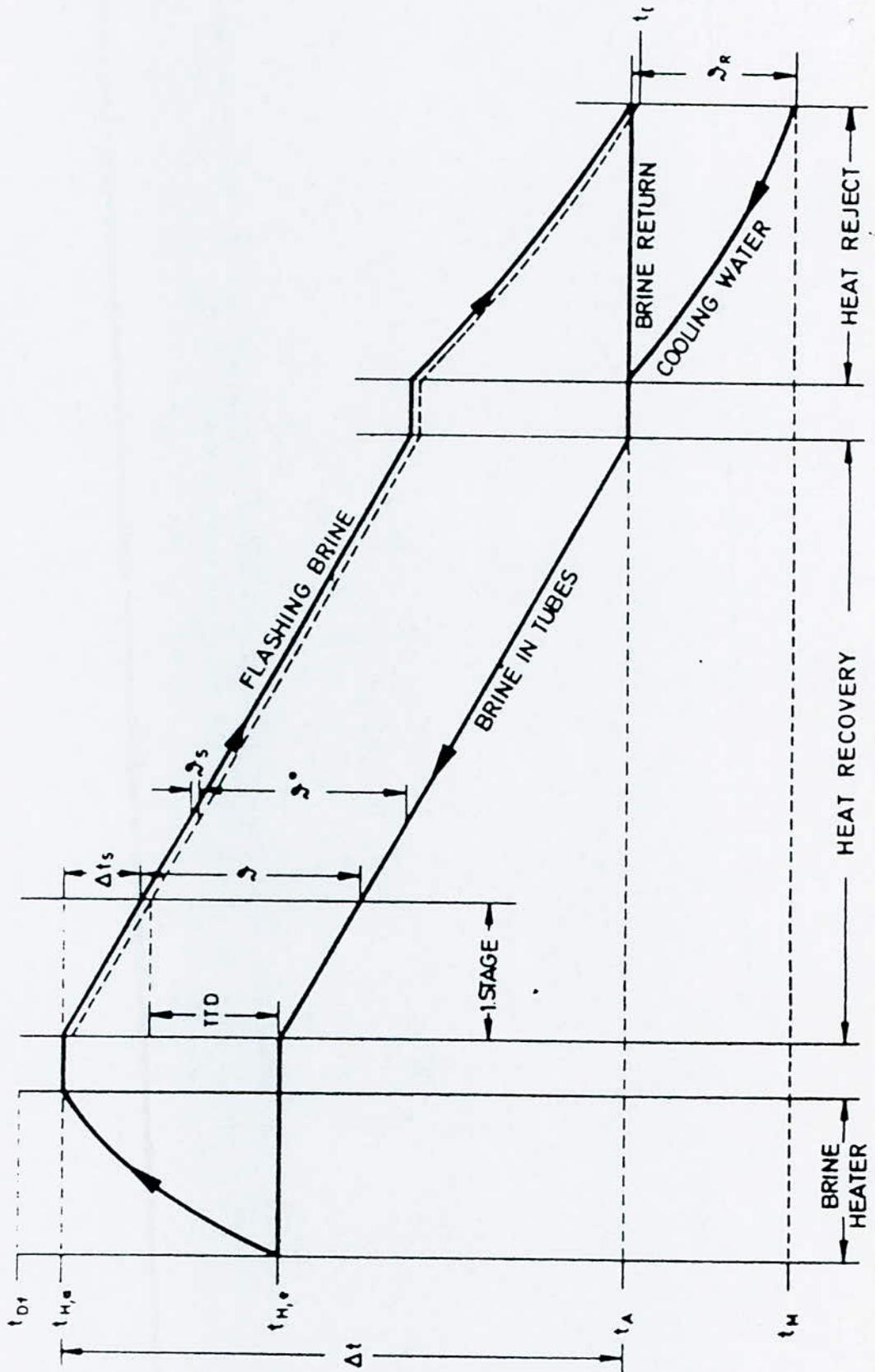
Dans les tubes condenseurs de la section de refroidissement, sa température s'élève à $t_{R,a} = t_A$, afin qu'il y ait compatibilité avec la température de la saumure flashant dans les derniers étages. Cette condition n'est pas à priori évidente, mais elle est respectée pour des commodités de design. En effet, grâce à l'égalité de ces températures, les pertes de chaleur sont minimisées.

Comme l'eau d'alimentation est extraite de cette eau fraîche sortante, il est vrai que :

$$(6-2-1) \quad t_Z = t_{R,a} = t_A$$

Dans les tubes condenseurs de la section de récupération de chaleur, la température du débit de saumure s'élève d'étage en étage, et atteint la température $t_{H,e}$ qui est la température de sortie de la première cellule.

FIG (6-2) Profil des Températures d'une installation MSF



L'eau entre dans l'échangeur et sa température est élevée à la température $t_{H,a}$. C'est la plus forte température atteinte dans l'installation, on l'appelle : " Top brine température". Il va de soi que la température de vapeur t_{Df} doit être de quelques degrés supérieure à $t_{H,a}$.

Après avoir quitté l'échangeur, la saumure entre dans la première chambre flash à une température $t_{H,a}$, où elle se détend avec formation simultanée de vapeur.

Le débit de saumure G_U , alors diminué de G_D est noté G_V , et décroît d'étage en étage.

La saumure quitte alors le premier étage à une température plus basse de Dt_s , appelée "chute de température".

Il est avantageux de concevoir une installation MSF dont les chutes de température sont approximativement identiques dans toutes les chambres. Si N est le nombre total d'étages, la chute de température moyenne sera :

$$(6-2-2) \quad Dt_s = Dt/N$$

Avec

$$(6-2-3) \quad Dt = t_{H,a} - t_A \text{ (chute totale de température)}$$

La différence de température effective V , entre la saumure dans les tubes condenseurs et la saumure qui flashe est importante car elle détermine l'intensité du transfert de chaleur :

$$(6-2-4) \quad V = t_{H,a} - t_{H,e}$$

Pour affiner l'étude, il est nécessaire de prendre en considération l'élévation du point d'ébullition V_S (voir chap 3) de la saumure qui flashe. C'est la quantité par laquelle la température de la saumure et du distillat sont en équilibre différents.

Si l'installation devait opérer avec de l'eau pure à la place de l'eau de mer, la différence de température effective serait V° . La relation générale pour une installation de distillation d'eau de mer par MSF est donc :

$$(6-2-5) \quad V = V^\circ + V_S$$

La différence de température finale, TTD, très utilisée dans la littérature Anglo-Américaine est donnée par la relation suivante :

$$(6-2-6) \quad TTD = V^\circ - Dt_s$$

C'est la différence de température entre la saumure sortante et le distillat dont la température est égale à celle de la vapeur flashée.

Lorsque la saumure flashée quitte l'étage final de la section de récupération de chaleur, sa température est :

$$t_{V,U,a} = t_A + V$$

.

Comme la température de la saumure a été augmentée de V dans l'échangeur, elle doit être refroidie de cette même quantité dans la section de refroidissement V_R si $G_{R,e} = G_U$, pour des raisons de symétrie on a alors $V_R = V$.

En pratique, le débit d'eau fraîche $G_{R,e}$ est plus grand ou plus petit que G_U , ce qui conduit à $V \neq V_R$

En règle générale :

$$(6-2-7) \quad V_R = t_A - t_M = t_{R,a} - t_{R,e}$$

Lorsque la saumure est refroidie à la température t_A , le débit d'eau fraîche G_Z , également à la température t_A , est refoulé dans les tubes de la section de récupération de chaleur.

Comme nous l'avons vu précédemment, la température du distillat t_D est inférieure à la température de rejet t_A de la quantité V_S qui est l'élévation du point d'ébullition.

VI-3/ BILANS DE CHALEUR

Si on considère le système comme une entité, les débits d'eau entrant et quittant le système sont les suivants :

- Le débit d'eau fraîche $G_{R,e}$ entrant dans le système à la température t_M .
- Le débit distillat G_D , quittant le système à la température t_D
- Le débit de saumure rejeté G_A , quittant le système à la température t_A .
- La fraction d'eau fraîche $G_{R,a}$, quittant le système à la température $t_{R,a}$.

D'après le paragraphe précédent :

$$t_A = t_{R,a} = t_D + V_S$$

En négligeant l'élévation du point d'ébullition, toutes les températures de sortie sont approximativement identiques et de valeur t_A . La quantité de chaleur quittant l'installation par heure s'écrit :

$$(6-3-1) \quad q = G_{R,e} C_{R,m} (t_A - t_M)$$

Où $C_{R,m}$: valeur moyenne de la chaleur spécifique, calculée à partir d'une valeur moyenne de la température, et de la concentration en sels dissous.

L'équation peut aussi s'écrire grâce à l'équation

$$(6-3-2) \quad q = G_{R,e} C_{R,m} V_R$$

Comme la quantité de chaleur quittant l'installation doit être récupérée dans l'échangeur, le bilan thermique de ce dernier s'écrit

$$(6-3-3) \quad q = G_U C_H (t_{H,a} - t_{H,e})$$

En remplaçant par l'équation

$$(6-3-4) \quad q = G_U C_H V$$

où C_H : Chaleur spécifique de la saumure dans l'échangeur.

En se référant à la quantité de distillat produite G_D :

$$(6-3-5) \quad q/G_D = Q = G_U/G_D C_H V$$

La demande de chaleur Q est exprimée en Kcalg/kg, le flux de chaleur q en Kcalg/h

or $U = G_U/G_D$

D'où :

$$(6-3-6) \quad Q = U C_H V$$

$$V = t_{H,a} - t_{H,e} = V^\circ + V_S$$

$$q = U C_H (V^\circ + V_S)$$

d'où

$$(6-3-7) \quad Q = Q^\circ + U C_H V_S$$

Où

$$(6-3-8) \quad Q^\circ = U C_H V^\circ$$

Les équations 6-3-7 et 6-3-8 permettent de déterminer la demande de chaleur spécifique Q du système, elles sont donc d'une importance fondamentale.

Q° représente la demande de chaleur d'une installation dont on a négligé l'élévation du point d'ébullition. Elle est principalement déterminée par la différence effective de température V° , et par le rapport U (recirculation/production).

En effet, ces deux quantités sont très importantes dans le design d'une installation MSF, mais leur influence est souvent surestimée au détriment de l'élévation du point d'ébullition. Cependant si C_H et V_S sont de l'ordre de l'unité et si $U=10$ et $V=6K$, nous aurons $Q^\circ = 60Kcalg/kg$ et $U C_H V_S = 10Kcalg/kg$ d'où une erreur de 14 % en négligeant l'élévation du point d'ébullition.

VI-4/ RAPPORT RECIRCULATION SUR PRODUCTION (U) :

Soit une grande quantité G d'eau qui s'évapore, sa température chute de Dt , et la quantité de distillat produite sera :

$$(6-4-1) \quad G_D = G C Dt / Q_R$$

où Q_R : chaleur d'évaporation (Kcalg/kg)
 C : chaleur spécifique à pression constante (Kcal/kg K)

Cette relation est intéressante, à condition que G soit constant, ce qui n'est évidemment pas le cas car G diminue de la quantité de distillat produite par le processus d'évaporation flash. Elle est cependant valable comme première approximation si $G_D \ll G$ or, la quantité d'eau qui entre dans le premier étage est G_U d'où :

$$(6-4-2) \quad U = G_U / G_D = Q_{R,m} / C_{V,m} Dt$$

avec $Dt = t_{H,a} - t_A$

et $Q_{R,m}$: valeur moyenne de la chaleur d'évaporation.
 $C_{V,m}$: valeur moyenne de la chaleur spécifique.

On prendra par exemple comme température moyenne :

$$t_m = t_{H,a} + t_A / 2$$

et comme concentration moyenne :

$$S_m = S_H + S_A / 2$$

Pour obtenir des valeurs plus exactes de U , il est nécessaire de prendre en considération la diminution de la quantité de saumure qui flash :

En posant dans un premier temps que la diminution de G_U se fait de manière continue dans la gamme de température $[t_{H,a}; t_A]$, nous obtenons l'équation différentielle suivante :

$$C(G_U - G_D)dt = Q_R dg_D$$

Après avoir séparé les variables et intégré la température de $t_{H,a}$ à t_A et le débit de distillat g_D de 0 à G_D nous obtenons :

$$G_D = G_U (1 - \exp[-C_{V,m}(t_{H,a} - t_A) / Q_{R,m}])$$

En posant $Dt = t_{H,a} - t_A$

$$(6-4-3) \quad U = 1 / 1 - \exp(-C_{V,m} Dt / Q_{R,m})$$

En développant cette équation en série de puissance :

$$(6-4-4) \quad U = 1 / 1 - (1 - C_{V,m} Dt / N Q_{R,m})^N$$

Pour un grand nombre d'étage ($N \rightarrow \infty$) nous obtenons l'équation 6-4-3.

Les équations 6-4-3 et 6-4-4 donnant les mêmes résultats, l'équation 6-4-3 est préférée à celle de 6-4-4 pour sa simplicité.

L'exemple numérique suivant permet de comparer les résultats :

$$\begin{aligned} C_{V,m} &= 0,94 \text{ Kcal/kgK} \\ Q_{R,m} &= 554 \text{ Kcal/kg} \\ Dt' &= 80 \text{ K} \\ N &= 25 \end{aligned}$$

Les résultats obtenus sont :

Equation 6-4-2	U = 7,37
" 6-4-3	U = 7,88
" 6-4-4	U = 7,86

Quand le nombre d'étage n'est pas inhabituellement grand, les équations 6-4-3 et 6-4-4 donnent pratiquement les mêmes résultats.

Le fait que l'équation 6-4-2 donne un résultat plus faible d'environ 0,5 n'est pas un hasard. En effet le développement en série de puissance de l'exponentielle de l'équation 6-4-3 est poussé jusqu'au terme quadratique. Le résultat obtenu après simplification de celui ci est matérialisé par la relation suivante :

$$(6-4-5) \quad U = Q_{R,m} / C_{V,m} Dt + 1/2$$

Ce qui explique la différence de 0,5.

VI-5/ GAMME TOTALE DE TEMPERATURES D'UNE INSTALLATION MSF

Il est clair, d'après le paragraphe précédent, qu'une large gamme de température est désirable dans une installation MSF, car plus Dt est grand, plus le rapport recirculation sur production est petit.

En pratique, comme $Dt = t_{H,a} - t_A$, la première possibilité qui se présente et de faire en sorte que $t_{H,a}$ soit grande. Or les risques d'entartrage sont maximaux dans l'échangeur, ce qui limite de nos jours $t_{H,a}$ à 120°C pour les traitements à l'acide, et 90°C pour les traitements aux polyphosphates.

L'autre possibilité est de minimiser t_A , mais elle se heurte aussi à une limite fixée par la température t_M de l'eau fraîche, à laquelle une certaine différence de température V_R doit être ajoutée.

Les valeurs de V_R que l'on peut atteindre en pratique se situe en général entre 5 et 15K, de sorte que :

$$Dt \approx t_{H,a} - (t_M + 10K)$$

Pour une évaluation plus précise , on peut avoir recours aux équations :

$$\begin{aligned} (6-3-2) \quad & q = G_{R,e} C_{R,m} V_R \\ (6-3-4) \quad & q = G_U C_H V \end{aligned}$$

Comme les flux de chaleur entrant et quittant le système doivent être égaux, on obtient :

$$G_U C_H V = G_{R,e} C_{R,m} V_R$$

en posant

$$C_H = C_{R,m}$$

nous obtenons

$$(6-5-1) \quad G_U V = G_{R,e} V_R = G_{R,e} (t_A - t_M)$$

En substituant V par $Q/U C_H$ équation (6-3-6) nous obtenons :

$$t_A - t_M = G_U / G_{R,e} Q / U C_H$$

Or $Dt = t_{H,a} - t_A = t_{H,a} - t_M - t_A + t_M$

$$(6-5-2) \quad Dt = t_{H,a} - t_M - (G_U / G_{R,e} Q / C_H U)$$

Cette équation décrit quantitativement l'effet des températures $t_{H,a}$ et t_M sur la chute totale de température Dt , ainsi que l'effet du rapport eau fraîche sur recirculation $U = G_{R,e} / G_U$

Les équations 6-5-2

$$Dt = t_{H,a} - t_M - (G_U / G_{R,e} Q / C_H U)$$

et

$$6-4-5$$

$$U = Q_{r,m} / C_{V,m} Dt + 1/2$$

forment donc une paire d'équations indépendantes.

Ce système peut être résolu de manière itérative. La relation suivante est souvent utilisée pour déterminer des valeurs initiales de calcul :

$$U \cdot Dt = 630$$

comme valeur initiale de Q, on prend généralement

$$Q = 70 \text{ kcal/kg.}$$

VI- 6/ DIFFERENCES DE TEMPERATURES EFFECTIVE :

Les différences de température V ou V° doivent être calculées afin de résoudre les équations

$$(6-3-6) \quad Q = U C_H V$$

et

$$(6-3-8) \quad Q^\circ = U C_H V^\circ$$

Cette différence de température effective dépend de l'importance des surfaces de transfert de chaleur.

R.S Silver a présenté une méthode relativement simple d'estimation de V

$$V = t_{H,a} - t_{H,e}$$

En prenant la même chute de température pour tous les étages :

$$t_{H,e} - t_A = Dt_S \cdot N_U$$

où N_U : nombre d'étage de la section de récupération de chaleur
d'où

$$V = t_{H,a} - t_A - N_U \cdot Dt_S$$

En prenant comme valeur moyenne $Dt_S = Dt/N$

$$\text{Où} \quad N = N_U + N_R$$

avec N_R : nombre d'étages de la section de rejet de chaleur.

$$(6-6-1) \quad V = Dt (1 - N_U/N) = Dt N_R/N$$

Ce qui signifie que la différence de température effective V doit être dégradée dans les étages de refroidissement. Si chaque étage de rejet de chaleur dégrade la même quantité Dt_S , on a bien sûr:

$$N_R \cdot Dt_S = V = Dt N_R/N$$

En fait, cette équation est valable si tous les Dt_S sont égaux. En réalité, la différence de température Dt_{SR} existant dans la section de refroidissement est considérablement différente de la valeur théorique moyenne Dt/N .

La méthode de calcul de V exposée précédemment ne prend pas en compte l'importance des aires de transfert de chaleur, c'est pourquoi nous étudierons une autre méthode de calcul de V :

La chaleur transférée dans un étage est :

$$q = K_m F/N Dt_{lm}$$

où K_m : valeur moyenne globale du coefficient de transfert de chaleur

Dt_{lm} : différence moyenne logarithmique de températures

F/N : aire de transfert de chaleur d'un étage.

La quantité F/N étant une valeur moyenne, nous obtiendrons une valeur moyenne V_m de la différence de température effective. Or la quantité de chaleur transférée au fluide dans les tubes condenseurs est la saumure qui flashe :

$$q = C_{V,m} G_U Dt_S$$

où $G_U = G_{V,n} + G_{D,n}$

constant dans chaque étage, on obtient alors :

$$C_{V,m} G_U Dt_S = K_m F Dt_{lm}/N$$

En divisant par G_D des deux côtés :

$$(6-6-2) \quad C_{V,m} U Dt_S = K_m F' Dt_{lm}/N$$

où $F' = F/G_D$ surface spécifique de transfert de chaleur en m^2h/kg .

La différence moyenne logarithmique de températures est donnée par la règle des condenseurs :

$$Dt_{lm} = Dt_e - Dt_a / \log (Dt_e / Dt_a)$$

Le diagramme des température (6-2), montre qu'à l'entrée dans la première cellule, la différence de température entre la saumure dans les tubes et la vapeur est :

$$Dt_e = V^{\circ}_m$$

A la sortie du premier étage, la différence de température est :

$$Dt_a = V^{\circ}_m - Dt_S$$

car la température de la saumure dans les tubes augmente de Dt_S d'où

$$(6-6-3) \quad Dt_{lm} = Dt_S / \log(1/1 - Dt_S/V^{\circ}_m)$$

En substituant cette expression dans l'équation(6-6-2)

$$Dt_S = (K_m F' / C_{V,m} N U) (Dt_S / \log(1/1 - Dt_S/V^{\circ}_m))$$

d'où

$$(6-6-4) \quad Dt_S / V^{\circ}_m = 1 - \exp(-K_m F' / C_{V,m} N U)$$

d'où

$$(6-6-5) \quad V^{\circ}_m = Dt_S / 1 - \exp(-K_m F' / C_{V,m} N U)$$

La différence de température moyenne calculée de cette manière diffère assez de la véritable différence de température effective V° dans la section de récupération de chaleur, surtout lorsque la différence de température effective V_R dans la section de refroidissement est très différente de V . Le paragraphe suivant permettra de remédier à cet inconvénient.

VI-7/ DIFFERENCE DE TEMPERATURES EFFECTIVE MOYENNE :

La différence de température effective moyenne calculée dans le paragraphe précédent concerne l'installation entière, et non pas la section de récupération de chaleur. Elle n'est donc pas très représentative, car V et V_R sont souvent sensiblement différents.

Le concept de différence de température moyenne de la section de récupération de chaleur a été développé par B.Kunst et permet de faire un calcul assez précis.

Le diagramme des températures (fig 6-2) permet de poser que la différence de température effective dans la section de récupération de chaleur, c'est à dire dans la gamme de températures $Dt-V$, a la valeur V° .

Dans la gamme des températures de la zone de rejet de chaleur, elle varie de V° à V_R° . Dans cette gamme, il est donc préférable de travailler avec la différence logarithmique moyenne de températures:

$$Dt_{lm} = V^\circ - V_R^\circ / \log(V^\circ / V_R^\circ)$$

La valeur de la différence effective moyenne de température devient alors la somme des différences effectives de températures pondérées par les gammes correspondantes de températures, divisée par la gamme totale de températures, c'est à dire :

$$V_m^\circ = V^\circ (Dt - V) + Dt_{lm} / Dt$$

Grâce à cette équation et avec l'aide des équations 6-3-7, 6-3-8 et 6-5-1, il est maintenant possible de calculer la relation liant V_m° et V° :

$$(6-7-1) \quad V_m^\circ / V^\circ = 1 - \frac{Q / C_H U Dt}{\log(1 + Q / Q^\circ (G_V / G_R, e^{-1}))} \left[\frac{Q / Q^\circ (G_V / G_R, e^{-1})}{\log(1 + Q / Q^\circ (G_V / G_R, e^{-1}))} \right]$$

Si le cas particulier $G_U / G_R, e = 1$ se produit, le rapport $V_m^\circ / V^\circ = 1$, ce qui confirme que $V_R = V$ (§ 6-2) lorsque $G_R, e = G_U$.

Il n'y a donc qu'une différence effective de température dans toute l'installation.

En pratique, ce cas se produit dans les unités sans recyclage de saumure.

VI-8/ RAPPORT DE PERFORMANCE R

C'est l'un des paramètres fondamentaux du design d'une installation MSF. Il n'y a malheureusement pas de conventions internationales quant à la définition précise de R.

R peut être défini comme étant le rapport de la masse de distillat produite à la masse de vapeur de chauffage de la saumure. Dans ce cas R est adimensionnel, mais n'est pas représentatif, car on ne connaît pas les conditions de température et de pression de la vapeur de chauffage, donc le nombre de calories auquel correspond cette masse.

Un autre concept, plus objectif, définit R comme étant le rapport de la masse de distillat produite en pounds par 1000 Btu de vapeur consommée (kg produit par $2,33.10^6 J$).

$$(6-8-1) \quad R = \text{lb produits}/1000 \text{ Btu de vapeur}$$

$$R = C (t_{H,a} - t_A) / C(t_{H,a} - t_{H,e}) 1000/L$$

où C : chaleur spécifique

L : chaleur latente de vaporisation = 1000 Btu/lb

d'où

$$(6-8-2) \quad R = \frac{t_{H,a} - t_A}{t_{H,a} - t_{H,e}}$$

Autre façon de définir R :

$$(6-8-3) \quad R = 1/Q'$$

avec

$$Q' = Q_Z/x$$

où Q_Z : quantité totale de chaleur apportée au système

x : facteur de régénération (adimensionnel > 1)

Q' : fraction de la chaleur Q_Z apportée de l'extérieur

d'où

$$(6-8-4) \quad R = x/Q_Z$$

Dans cette équation, Q' doit être exprimé en kBtu/lb (1000Btu par pound). D'où R n'est pas un nombre adimensionnel, mais a pour unité lb/KBtu.

Dans un but de standardisation R s'exprime toujours en lb/kBtu, mais si on désire exprimer R en kcal/kg l'équation devient :

$$(6-8-5) \quad R = 555,556/Q' \quad (\text{kcal/kg})$$

R exprimé en unité SI devient :

$$(6-8-6) \quad R = 2326/Q' \quad (\text{kJ/kg})$$

En général, une confusion est faite entre R et GOR (gained output ratio). En fait le GOR est le nombre adimensionnel x qui mesure l'effet régénératif du système.

si $x=1$ alors $Q_z = Q'$, il n'y a donc pas récupération de chaleur si x augmente, la récupération de chaleur augmente, ce qui mesure l'efficacité thermique du système.

La chaleur Q' requise pour la production de distillat est véhiculée à travers la vapeur. Si le débit de vapeur est G_{Df} , un autre indice permettant de déterminer l'efficacité thermique du système est le rapport : G_D/G_{Df} .

Malheureusement beaucoup de confusions résultent du fait que R, x et G_D/G_{Df} sont du même ordre de grandeur. L'exemple numérique suivant illustre ce problème :

Soit une installation de distillation d'eau de mer :
posons

$$Q' = 69,5 \text{ kcal/kg}$$
$$\text{d'où } R = 555,556/69,5 = 8$$

Pour déterminer Q_z , il est nécessaire de connaître la température de l'eau de mer et sa température d'ébullition. Si la température de l'eau de mer est de 20°C et sa température d'ébullition de 110°C , un maximum de 622kcal/kg est nécessaire même pour évaporer de l'eau pure (enthalpie de la vapeur - enthalpie de l'eau)
d'où

$$x = 622/69,5 = 8,95$$

Par ailleurs, le débit de vapeur par kg de distillat (G_{Df}/G_D) doit apporter une quantité de chaleur Q' pour chauffer l'eau de mer dans l'échangeur de chaleur d'où :

$$G_{Df}/G_D Dh = Q'$$

où Dh est la différence d'enthalpie entre la vapeur entrante et la vapeur se condensant.

$$\text{A } 110^\circ\text{C} : Dh = 532,4 \text{ kcal/kg}$$

d'où

$$G_D/G_{Df} = Dh/Q' = 7,66$$

Nous pouvons donc constater que $R, x, G_D/G_{Df}$ sont du même ordre de grandeur mais ne sont pas identiques.

VI-9/ CALCUL DES SURFACES DE TRANSFERT DE CHALEUR

La tâche la plus délicate dans le design d'une installation MSF est de déterminer la surface des condenseurs lorsque le rapport de performance R est connu.

VI-9-1/ CALCUL DES SURFACES DE CONDENSATION EN FONCTION DU NOMBRE D'ETAGES N

Soit $t_{H,e}$: T° à l'entrée de l'échangeur (K)
 $t_{H,a}$: T° à la sortie de l'échangeur (K)
 Dt_S : chute de température de chaque étage (K)

$$(6-9-1-1) \quad K \frac{F}{N} Dt_{lm} = q$$

où F/N : surface de transfert d'un étage n^2
 q : flux de chaleur transféré dans un étage kcal/h
 K : coefficient de transfert de chaleur kcal/m²hk
 Dt_{lm} : différence de température moyenne logarithmique

avec

Dt_{lm} : différence de température moyenne logarithmique caractérisant les condenseurs

$$Dt_{lm} = \frac{Dt_e - Dt_a}{\log Dt_e / Dt_a}$$

AVEC

Dt_{lm} : différence de température à l'entrée de la cellule

$$Dt_e = t_{H,a} - t_{H,e}$$

Dt_a : différence de température à la sortie de la cellule

$$Dt_a = t_{H,a} - t_{H,e} - Dt_S$$

$$Dt_{lm} = \frac{Dt_S}{\log (t_{H,a} - t_{H,e}) / (t_{H,a} - t_{H,e} - Dt_S)}$$

$$(6-9-1-2) \quad Dt_{lm} = \frac{Dt_S}{\log (1 / (1 - (Dt_S / (t_{H,a} - t_{H,e}))))}$$

d'où

$$q = K \frac{F}{N} (Dt_S / \log (1 / (1 - (Dt_S / (t_{H,a} - t_{H,e}))))$$

or, le flux de chaleur transféré q s'écrit

$$q = Dt_S C_{V,m} G_U$$

d'où

$$(6-9-1-3) \quad Dt_S C_{V,m} G_U = K \frac{F}{N} \left[\frac{Dt_S}{\log(1/1-Dt_S/t_{H,a}-t_{H,e})} \right]$$

En se référant à 1kg de distillat produit:

$$C_{V,m} G_U/G_D = K F/G_D 1/N (1/1-Dt_S/t_{H,a}-t_{H,e})$$

En posant $F' = F/G_D$ surface d'échange spécifique

et $U = G_U/G_D$

$$(6-9-1-4) \quad F' = \frac{C_{V,m} U N}{K} \frac{\log 1}{1-Dt_S/(t_{H,a}-t_{H,e})} \quad m^2h/kg$$

En règle générale, F' varie de 0,02 à 06,06 m^2h/kg

Si $N \longrightarrow \infty \implies Dt_S \longrightarrow 0 \implies F'$ minimale

d'où $F' = C_{V,m} U/K \quad N Dt_S/t_{H,a}-t_{H,e}$

Si $F' \longrightarrow \infty \implies Dt_S \longrightarrow t_{H,a}-t_{H,e}$ (écart de détente maximal)
Ceci correspond à un nombre d'étage minimal.

Le problème qui se pose alors est de déterminer le nombre d'étages optimum, compte tenu des prix respectifs de la surface d'échange et de la chaudronnerie du poste.

VI-9-2/ CALCUL DES SURFACES D'ECHANGE EN FONCTION DU RAPPORT DE PERFORMANCE R

Soit Dt_m : différence de température minimale dans chaque évaporateur

Dt_S : chute de température dans chaque étage

Dt : chute total de température

$$t_{H,a}-t_{H,e} = Dt_m + Dt/N$$

avec $Dt = t_{H,a}-t_A$

d'où

$$t_{H,a}-t_{H,e} = Dt_m + t_{H,a}-t_A/N$$

La différence de température moyenne logarithmique s'écrit :

$$(6-9-2-1) \quad Dt_{lm} = \frac{(t_{H,a}-t_{H,e})-Dt_m}{\log((t_{H,a}-t_{H,e})/Dt_m)}$$

or d'après l'équation (6-8-2) $t_{H,a}-t_{H,e} = t_{H,a}-t_A/R$

et en remplaçant dans l'équation (6-9-2-1)

$$Dt_m = N(t_{H,a} - t_{H,e}) - t_{H,a} - t_A / N$$

Après réarrangement

$$(6-9-2-3) \quad Dt_{lm} = \frac{t_{H,a} - t_A}{N \log \left[\frac{N}{N-R} \right]}$$

d'où d'après l'équation (6-9-1-1):

$$(6-9-2-4) \quad q = \frac{K F}{N} \frac{t_{H,a} - t_A}{N \log \left[\frac{N}{N-R} \right]}$$

avec $q = Dt_S C_{V,m} G_U = t_{H,a} - t_A / N C_{V,m} G_U$

$$F/N = C_{V,m} / K = \log (N/R) m^2$$

divisant par G_D

$$(6-9-2-5) \quad \frac{F'}{N} = \frac{C_{V,m}}{K} U \log (N/(N-R)) \quad m^2 h / kg$$

Cette relation montre que de grands rapports de performance conduisent à des surfaces d'échange élevées. Il faut donc trouver un optimum entre coût de l'installation et frais d'énergie.

La figure (6-9-2) représente les surfaces de transferts en fonctions du rapport de performance, du nombre d'étages et de la gamme de températures flash(Dt).

VI-10/ COEFFICIENTS DE TRANSFERT DE CHALEUR

La condensation de la vapeur flashée se fait en enfermant de l'eau de mer fraîche dans des tubes, cette eau gagnant de la chaleur latente de vaporisation en s'échauffant partiellement.

Le transfert de chaleur s'effectue donc de la vapeur à l'extérieur des tubes à la saumure dans les tubes.

La configuration du tube de la fig (6-10) est horizontale et les diverses résistances au transfert de chaleur sont caractérisées par les coefficients de transfert de chaleur :

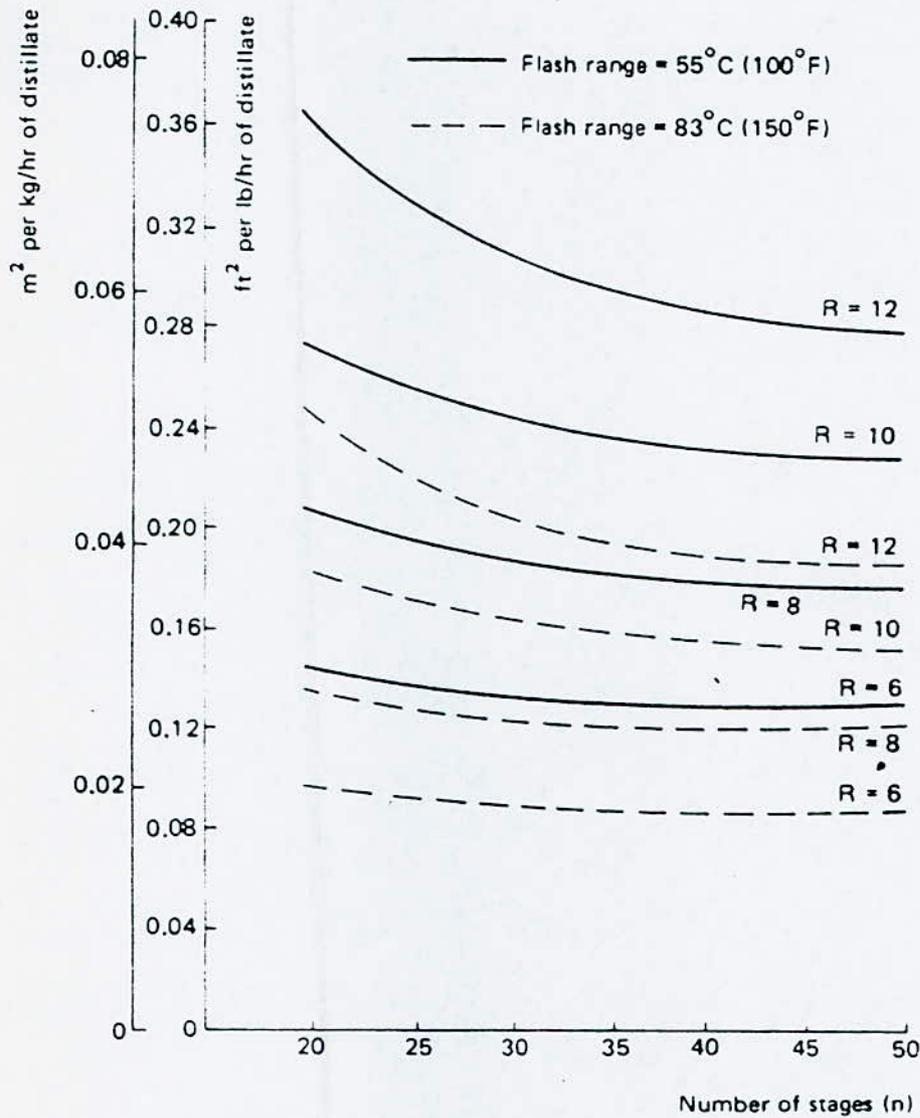
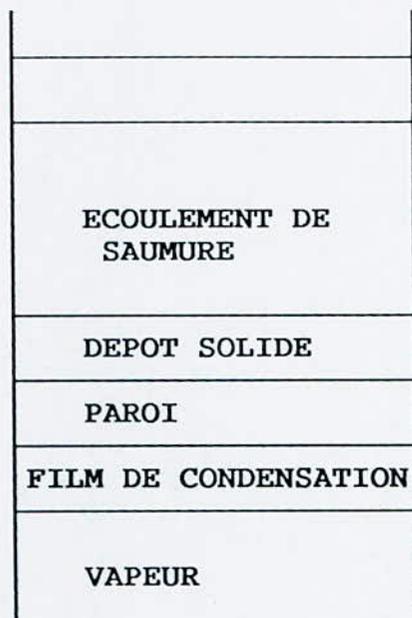


FIG (6-9-2) Relation entre nombre d'étages, surfaces de condensation, rapports de performance d'une installation MSF

fig(6-10)



- a) Coefficient interfacial de transfert de chaleur :
Il résulte d'échanges intermoléculaires et est de ce fait fixé :
 $h_i = 1134000 \text{ w/m}^2\text{°C}$
- b) Coefficient de transfert de chaleur à travers le film de condensation :
 $h_l = 113400-14200 \text{ w/m}^2\text{°C}$
- c) Coefficient de transfert de chaleur à travers la paroi du tube condenseur:
Ce coefficient dépend de la conductivité thermique du matériau constitutif, ainsi que de l'épaisseur de la paroi .
 $h_t = 68000 \text{ w/m}^2\text{°C}$
- d) Coefficient de transfert de chaleur à travers la saumure.
Il dépend de la nature du fluide, ainsi que de la vitesse de l'écoulement dans les tubes
 $h_w = 13000 \text{ w/m}^2\text{°C}$

Le coefficient global de transfert de chaleur K est obtenu par la relation suivante :

$$1/K = 1/h_i + 1/h_l + 1/h_t + 1/h_w + \text{facteur d'encrassement}$$

où le facteur d'encrassement (fouling factor), représente le transfert de chaleur à travers le dépôt solide dû à l'entartrage des tubes. Il peut varier de $5 \cdot 10^{-4}$ à $10^{-3} \text{ m}^2\text{°C/w}$ dans le cas le plus défavorable.

En effet, plus il est important, plus le transfert de chaleur est gêné. Ceci induit donc un surdimensionnement des surfaces d'échange ce qui n'est pas une solution économique.

NB: le rapport $1/K$ représente une résistance au transfert de chaleur.

VI-11/ PERTES DE PRESSION

VI-11-1 ELEVATION DU POINT D'EBULLITION (voir chap 3)

L'une des principales pertes de chaleur, d'une installation MSF est l'élévation du point d'ébullition de la saumure flashée comparée à l'eau pure produite. Cette perte a été explicitement prise en compte dans l'équation de base

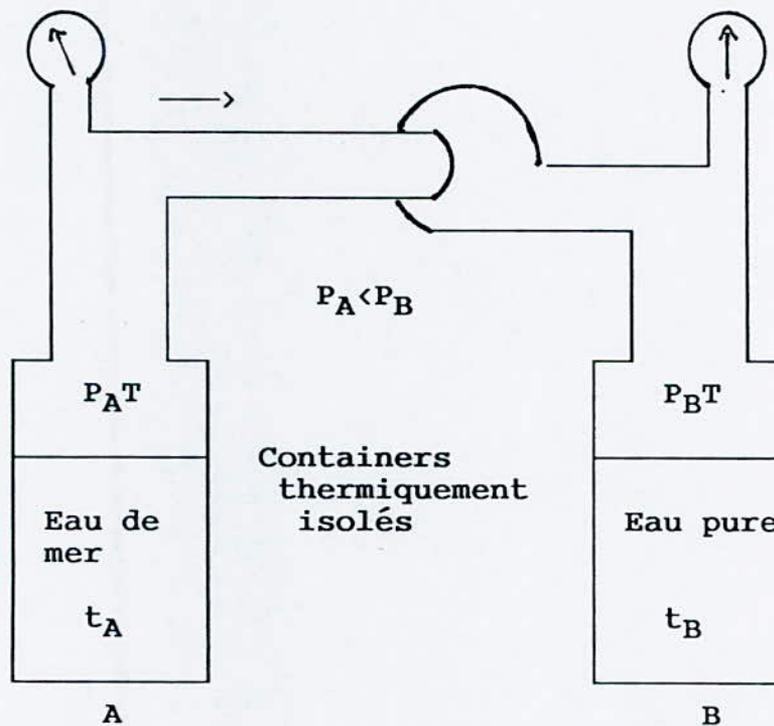
$$Q = Q^{\circ} + U C_H V_S$$

Ceci est dû au fait que l'équilibre complet eau de mer, vapeur nécessite un certain temps de réaction. Ce phénomène est beaucoup moins prononcé à hautes températures. Globalement, la température moyenne d'élévation du point d'ébullition va de 0,5 à 0,7 K.

Explication physique du phénomène

Soit deux containers A et B thermiquement isolés. (fig 6-11-1)
A contient de l'eau de mer et B de l'eau pure.

fig(6-11-1)



La température de l'eau de mer est t_A et de l'eau pure t_B . Les températures de vapeur des deux liquides sont égales, l'espace des deux containers étant connectés par un compresseur. Pour égaliser les températures de A et B, la pression de vapeur de B est supérieure à celle de A c'est à dire $P_A > P_B$. D'où, prévenir le transport de vapeur de B à A, le compresseur doit égaliser les pressions. Si des variations de température sont permise, il faut que $t_A > t_B$ pour que $P_A = P_B$. Ce qui explique le phénomène d'élévation du point d'ébullition, fonction de la salinité des liquides considérés.

VI-11-2/ DIVERSES PERTES DE PRESSION

B.Kunst a considéré le transfert de chaleur de la surface de la saumure qui flashe à la vapeur exactement comme celui de la vapeur à la saumure à l'intérieure des tubes. Il a matérialise cette hypothèse en calculant le coefficient de transfert de chaleur à travers la surface de la saumure. Ce coefficient qui est de l'ordre de $10^5 \text{ Kcal/m}^2 \text{ hK}$ n'est généralement pas calculable de manière très précise.

D'autres pertes sont dûes à une mauvaise extraction de gaz non condensables du côté vapeur, et au dépôt d'impuretés du côté saumure (dans les tubes). Si l'entartrage est négligé, il est nécessaire de prévoir une perte de chaleur de l'ordre de 10% et plus pour un rapport de performance donne, cependant prévention de l'entartrage (voir chapitre 4) permet de réduire cette marge.

VI-11-3/ PERTES DE PRESSION DE LA VAPEUR A TRAVERS LA BOITE DE CONDENSATION

$$DP = 1,4 f G_m^2 N_t v_g \text{ (N/m}^2\text{)}$$

où f : coefficient de frottement

G_m : flux de vapeur maximal

N_t : nombre de tubes dans le sens de l'écoulement

VI-11-4/ PERTES DE PRESSION A TRAVERS LA GRILLE FILTRANTE (DEMISTER)

Les pertes de pression par frottements dûes au passage de la vapeur à travers la grille filtrante conduisent à une baisse de la température correspondante de saturation à laquelle la vapeur doit être refroidie avant qu'elle ne se condense.

La perte de pression à travers ces grilles s'écrit :

$$DP = 3,296 \cdot 10^{-13} d t v_g (G_{Df}/A_d)^2 \text{ bar}$$

où d : densité des gouttelettes de saumure contenues dans la vapeur (Kg/m^3)

G_{Df} : débit de vapeur (Kg/s)

A_d : aire de la grille (normale à l'écoulement) (m^2)

v_g : volume spécifique de la vapeur (m^3/Kg)

t : épaisseur de la grille (mm)

VI-11-5/ DIFFERENCE DE TEMPERATURE FINALE DU CONDENSEUR

L'échange thermique dans chaque étage s'écrit :

$$q = GU C Dt_S = K F Dt_{lm}$$

où U : coefficient globale de transfert de chaleur

F : surface d'échange

Dt_{lm} : différence logarithmique moyenne de température.

$$Dt_{lm} = Dt_S / \log(DT_c + Dt_S / DT_c) = G_U C / K F Dt_S$$

d'où

$$DT_c = Dt_S / e^{\alpha} - 1 \quad \text{avec } \alpha = G_U / K F$$

Soit la température de saturation T_c de la vapeur se condensant sur les tubes, et la température TCI de la saumure entrant dans les tubes et chauffée à la température TCO, la différence moyenne logarithmique de température s'écrit alors :

$$Dt_{lm} = TCO - TCI / \log(TC - TCI / TC - TCO) = G_U C (TCO - TCI) / K F$$

VI-11-6/ EQUILIBRAGE

L'entrée de la saumure flash dans un étage par l'orifice intercellulaire crée une perte de pression. Si la saumure avait le temps de se refroidir entièrement un maximum de vapeur flashée serait produit. Cependant, les conditions d'équilibre n'ont pas le temps de régner, complètement, car la saumure s'écoule rapidement dans l'étage suivant.

Le degré d'équilibre atteint, s'exprime par la fraction β telle que

$$\beta = \frac{\text{chute de température par étage}}{\text{chute de température si l'équilibre était totalement atteint}} = Dt_S / (Dt_S + DT_E)$$

d'où

$$DT_E = (1 - \beta / \beta) Dt_S$$

Si la température augmente, β augmente, Dt_S augmente, le débit de recirculation de saumure diminue, les dimensions de la chambre augmentent...

Il existe plusieurs relations empiriques donnant β en fonction des différents paramètres thermiques et géométriques, dont la relation de Babcock- Hitachi :

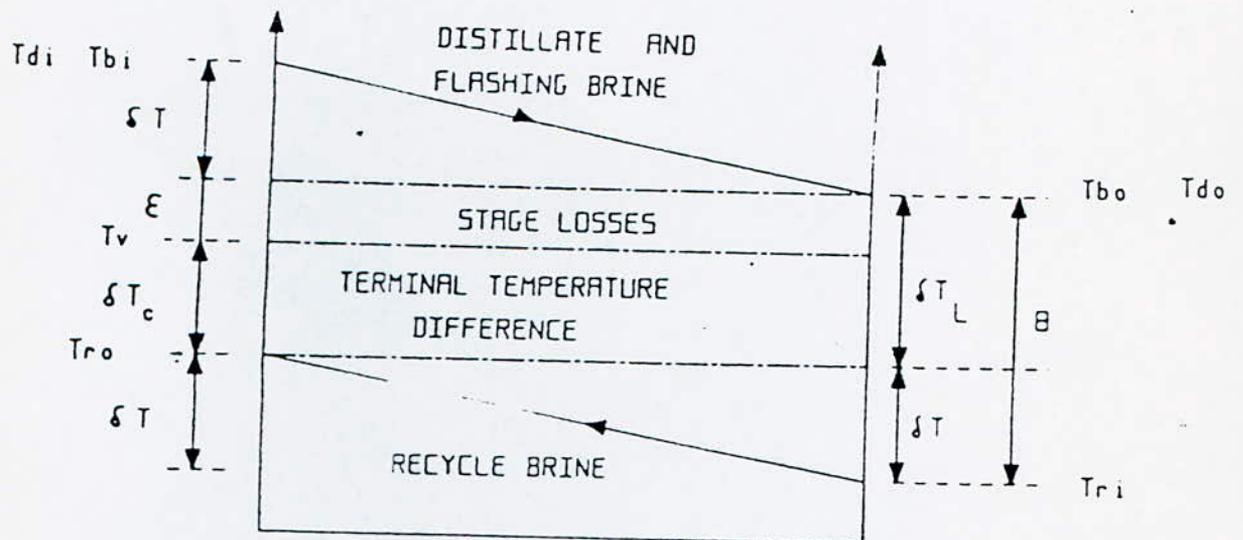
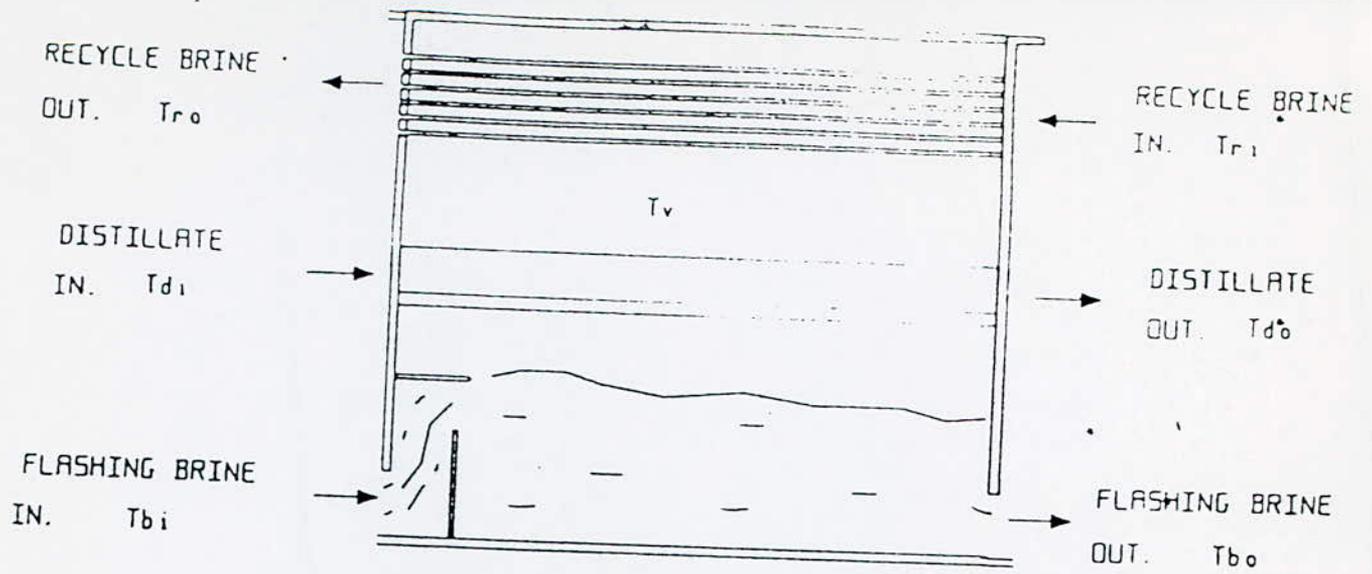
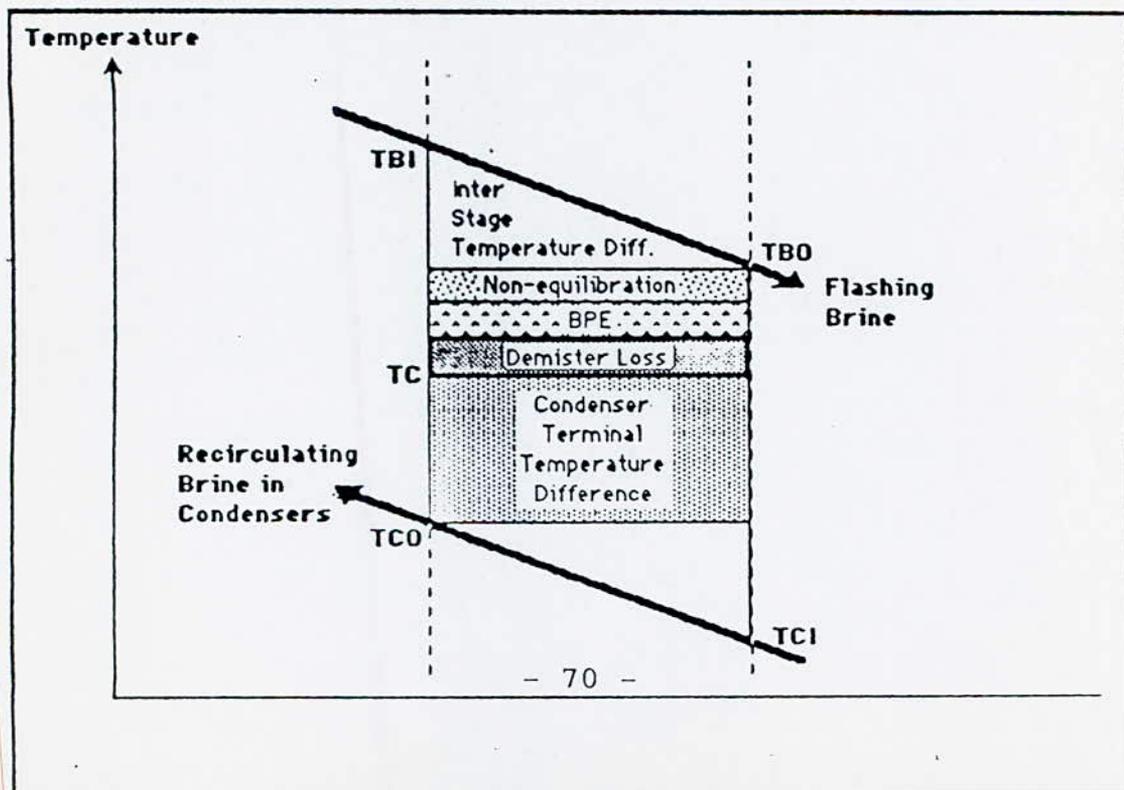


Figure 6.4.6 TYPICAL STAGE TEMPERATURE PROFILE



$$DT_E/T_{BI} = 0,00011 (w/G_{Df})^{0,511} (H_B/L)^{0,51} (d_{BI} \text{ vg})^{0,311}$$

ou T_{BI} : température d'entrée de la saumure
 w : débit spécifique de saumure (Kg/ms)
 G_{Df} : distillat par unité de largeur
 H_B : profondeur de la saumure
 d_{BI} : densité de la saumure à l'entrée de la chambre
 L : longueur de la chambre
 vg : volume spécifique de vapeur.

L'ensemble de ces pertes sont représentées dans la figure (6-11-6)

NB: une perte de pression de 10^{-4} bars correspond à une perte de température d'environ 0,1 K .

VI-12/ EFFICIENCE D'UNE INSTALLATION MSF

L'étude des équations de base du design thermique d'une installation MSF ont permis d'établir les relations existant entre nombre d'étages N , rapport de performance R et surface d'échange F' .

La fig (6-12-1) représente les résultats obtenus pour diverses combinaisons de ces paramètres.

La première conclusion qui s'impose est que pour une surface de condensation F' donnée, il est possible d'augmenter le rapport de puissance R en augmentant le nombre d'étages.

Toutefois, cet effet s'amointrit peu à peu, et tend vers zéro pour un nombre infini d'étages. L'augmentation de R n'a plus alors de commune mesure avec l'augmentation des coûts d'investissement ce qui n'est pas d'un grand intérêt.

Pour $F' = 0,03 \text{ m}^2\text{h/Kg}$ par exemple, R augmente de 4 à 6 si le nombre d'étages augmente de 5 à 10, en augmentant encore de 5 étage, R atteint uniquement la valeur 7. Pour que $R=8$, il est nécessaire d'ajouter 10 étages supplémentaires. A ce stade, ajouter d'autres étages n'a qu'un faible effet sur R . Il faut alors doubler N de 25 à 50 étages pour obtenir un rapport de puissance égal à 9.

Toute addition d'étages rend l'installation plus coûteuse mais permet un gain d'énergie, il y a donc un compromis à atteindre (optimisation).

C'est la raison pour laquelle on définit un indice, qui permet de mesurer quantitativement ce qui est "raisonnable" ou pas dans le sens de ce qui précède.

Il s'agit de l'efficacité de l'installation, B Kunst la formule comme suit :

$$Ng = \frac{2 (Dt_S/V_m^{\circ})}{\log \frac{1+Dt_S/V_m^{\circ}}{1-Dt_S/V_m^{\circ}}}$$

FIG (6-12-1) Relation entre nombre d'étages, surfaces de condensation, rapports de performances et efficacité d'une installation MSF

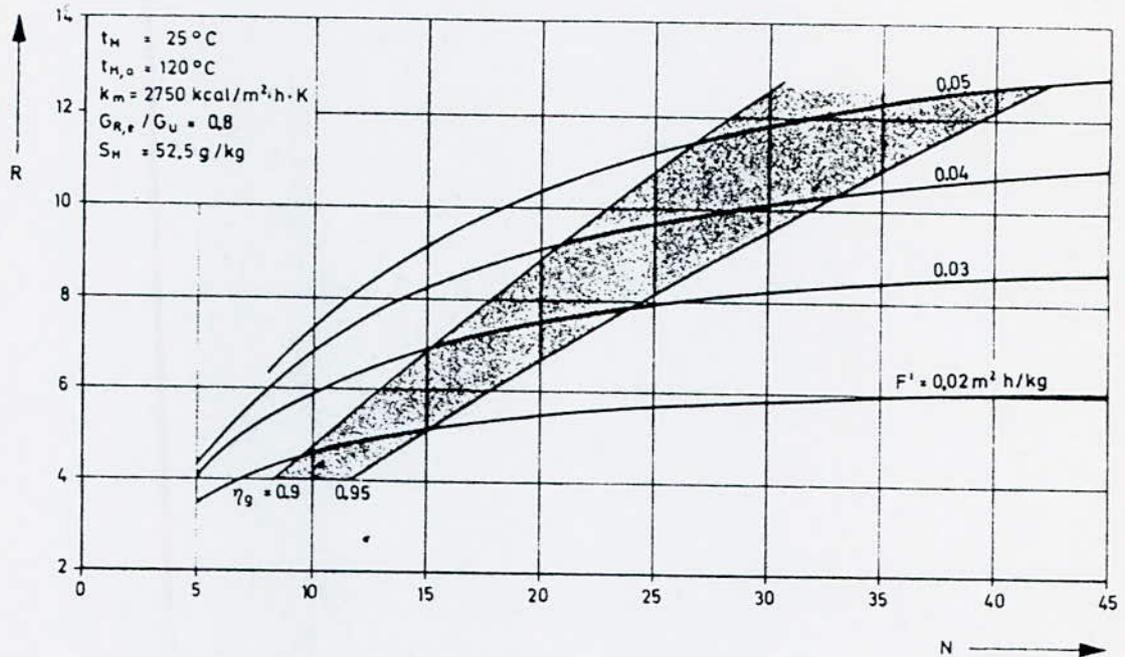
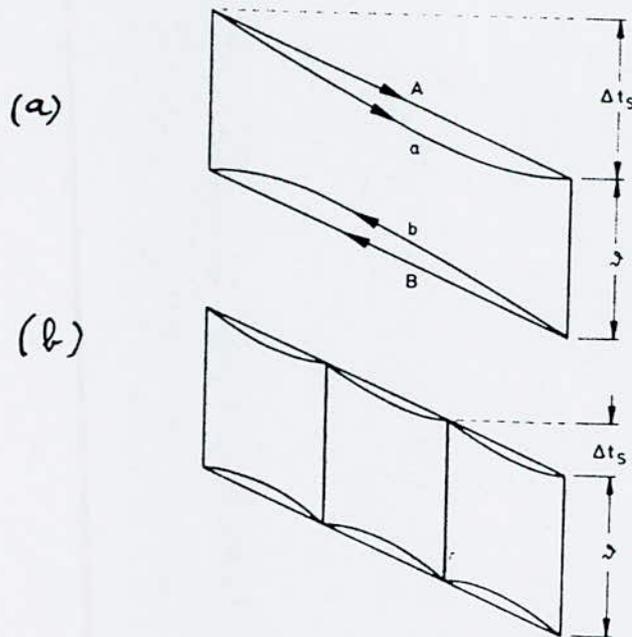


FIG (6-12-2-a) Profil des températures d'un étage Simple
 FIG (6-12-2-b) " " " " " "
 Subdivisé en 03 étages



autre formulation

$$Ng = \frac{Dt_S/V^{\circ}_m}{\text{Arc tang } Dt_S/V^{\circ}_m}$$

La figure (6-12-1) illustre cette formulation.

La figure (6-12-2-a) est une portion du diagramme des températures d'un étage simple.

Les droites A et B représentent les températures idéales, et les courbes a et b les températures réelles.

La figure (6-12-2-b) représente la même portion, subdivisée en trois étages. Ceci conduit à une chute de température Dt_S plus petites d'environ 1/3 par rapport à la figure (6-12-3-a).

Il est clair que les courbes réelles de la figure (6-12-3-b) se rapprochent des courbes idéales. La mesure de cet effet est obtenue à partir du rapport des surfaces délimitées par les courbes a, b et les droites A, B.

Ce rapport définit l'efficacité Ng du système.

La figure (6-12-1) comporte une zone sombre délimitée par les courbes d'efficacité 0,90 et 0,95 c'est la région optimale.

Il y a quelques années, les installations dont les caractéristiques se trouvaient à droite de cette zone étaient supposées travailler dans des conditions optimales. Cependant, il y a de nos jours une augmentation sensible du prix de construction des étages par rapport au prix des surfaces d'échange.

Le tableau(6-12) donne des valeurs du rapport Dt_S/V°_m associées à des valeurs de l'efficacité Ng dans une gamme intéressante en vue d'applications industrielles.

tab(6-12) Rapport de températures Dt_S/V°_m en fonction de l'efficacité de l'installation

Ng	Dt_S/V°_m
0.85	0.630
0.86	0.611
0.87	0.591
0.88	0.571
0.89	0.549
0.90	0.525
0.91	0.501
0.92	0.474
0.93	0.445
0.94	0.414
0.95	0.379
0.96	0.341
0.97	0.296
0.98	0.243
0.99	0.173

DESIGN MECANIQUE D'UNE INSTALLATION MSF

INTRODUCTION

Pour que les résultats obtenus par le design mécanique soient satisfaisants, il y a un certain nombre de critères auxquels il doit répondre :

- 1- L'installation doit correspondre aux spécifications du consultant
- 2- Elle doit être d'un coût acceptable
- 3- Elle doit présenter des coûts de maintenance acceptables dans les limites de la durée de vie garantie
- 4- Elle doit être facile à exploiter

VII-1/ CALCUL DES DIAMETRE, LONGUEUR ET NOMBRE DE TUBES EVAPORATEURS

Appliquons l'équation de continuité à l'écoulement de saumure dans les tubes évaporateurs :

$$G_U = d F_x V_{max}$$

où

d : densité du fluide

V_{max} : vitesse maximale de l'écoulement permise (dépend de la nature du matériau utilisé)

F_x : section du tube

D : diamètre des tubes

N_t : nombre de tubes

d'où

$$N_t = 4 G_U / (\pi D^2 d V_{max})$$

La surface d'échange s'écrit aussi :

$$F = N_t \pi D L \quad \text{où } L: \text{ longueur des tubes}$$

Les pertes de charge dans les tubes s'écrivent :

$$DP = (4 f L/D) / (d v_{max}^2 / 2)$$

Avec f dépendant du matériau utilisé

En combinant équation de continuité et équation de la surface d'échange, on obtient :

$$D/L = 4 G_U / (F v_{\max} d)$$

Avec

$$L = F d_i^2 v_{\max} d / (4 d_a G_U)$$

où

d_a, d_i : diamètres extérieur et intérieur des tubes (m)

Le diamètre des tubes est donc proportionnel à leur longueur.
Par ailleurs, on obtient :

$$DP = d^2 F f v_{\max}^3 / 2 G_U$$

Ce qui signifie que les pertes de pression sont indépendantes des dimensions des tubes, mais dépendant de la nature des matériaux utilisés.

VII-2/ DIMENSIONS DES CHAMBRES

Une fois que la longueur, les diamètres extérieur et intérieur des tubes condenseurs sont déterminés, on déduit le nombre de tubes N_t ainsi que la longueur de ceux-ci L .
Nous pouvons calculer le diamètre de l'enveloppe grâce à la relation suivante :

$$D \approx 1,4 d_a \sqrt{N_t} \text{ (m)}$$

avec d_a : diamètre extérieur des tubes (m)

Il est recommandé de majorer cette valeur de 10 à 20 % afin de prévoir les canaux d'extraction d'air ...

Les valeurs de D et L doivent aussi répondre à d'autres conditions, fonction des dimensions des chambres. Par ailleurs, les dimensions des chambres dépendent de la configuration adoptée pour les tubes qui peuvent être disposés de deux façons :

- Lorsqu'ils sont parallèles à la direction de l'écoulement de la saumure de détente, ils sont dits : "tubes longs" (long tubes).
- Lorsqu'ils sont placés perpendiculairement à l'écoulement de saumure, ils sont dits : "cross tubes".

Cette dernière configuration est le plus souvent utilisée dans les installations à capacité moyennes, mais elle peut être étendue aux installations à grandes capacités.

La longueur de la chambre est la dimension parallèle à l'écoulement de la saumure de détente, alors que sa largeur est la dimension perpendiculaire à celui-ci.

Il est donc clair que L représente la longueur de la chambre dans le cas d'une configuration "long tubes" et la largeur de celle-ci dans le cas d'une configuration "cross tubes".

VII-2-1/ TUBES LONGS (figure 7-2-1)

La question qui se pose est de savoir si la longueur L est suffisamment importante pour une évaporation maximale de saumure, et par suite comment la largeur de la chambre doit être choisie?

Ces deux questions ne sont pas indépendantes l'une de l'autre, parce que la largeur de la chambre a une importante influence sur l'évaporation.

On définit la charge supportée par la chambre comme suit :

$$B_V = G_U/b \quad (\text{t/h m})$$

avec

b : largeur de la chambre (m)

G_U : débit de saumure de détente (t/h)

B_V : représente la charge maximale supportée, car G_U diminue d'étage en étage de la valeur G_D (débit de distillat) .

L'expérience montre que le degré d'équilibre atteint dans une chambre, c'est à dire le degré d'évaporation qu'il est possible d'atteindre dépend de B_V . Cependant, il n'existe pas de théorie reliant les différents paramètres physiques et géométriques. C'est pourquoi, la firme " Richardson West grath " (1964) a publié la relation empirique suivante :

$$L_K = B_V - 126,5/585,9 (338,9/t_{D,a} + 273)^{3,12} (Dt_S/1,667)^{0,6}$$

où t : température (K)

où L_K : longueur critique (m)

C'est la longueur que doit parcourir la saumure de détente afin d'atteindre 99 % de l'état d'équilibre.

si:

$$Dt_S = 2,6 \text{ et } t_{D,a} = 60^\circ\text{C},$$

alors:

$$L_K \approx 2 \text{ m pour } B_V = 750 \text{ t/h m}$$

VII-2-2/ CROSS TUBES (figure 7-2-2)

Dans ce cas, la dimension L détermine la largeur de la chambre, donc la charge supportée B_V .

La longueur minimale de la chambre est imposée par le diamètre de l'enveloppe D.

Elle est généralement suffisante pour permettre l'établissement de conditions d'équilibre satisfaisantes.

De ce fait, la configuration des cross tubes n'impose pas de contraintes quant au choix de la longueur des chambres.

Les relations suivantes peuvent être utiles :

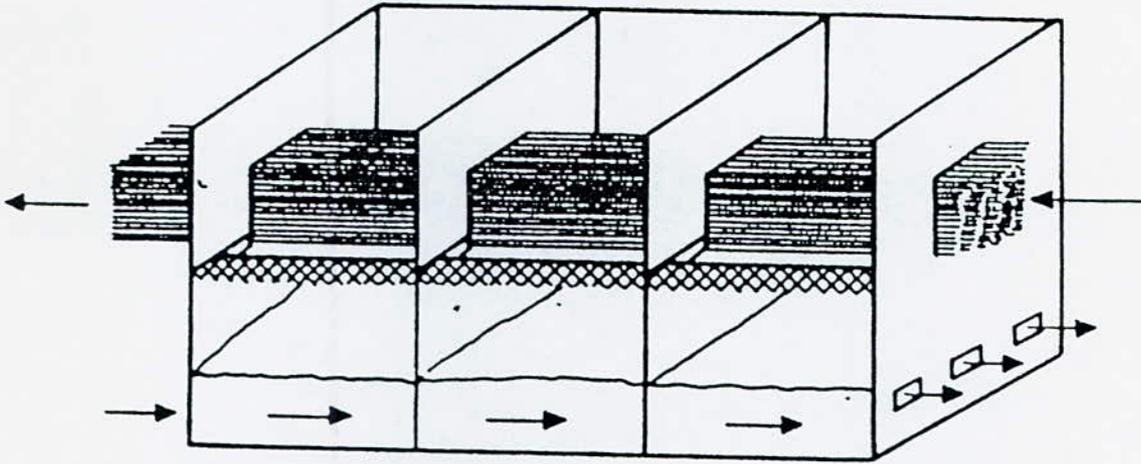


FIG (7-2-1) TUBES LONGS

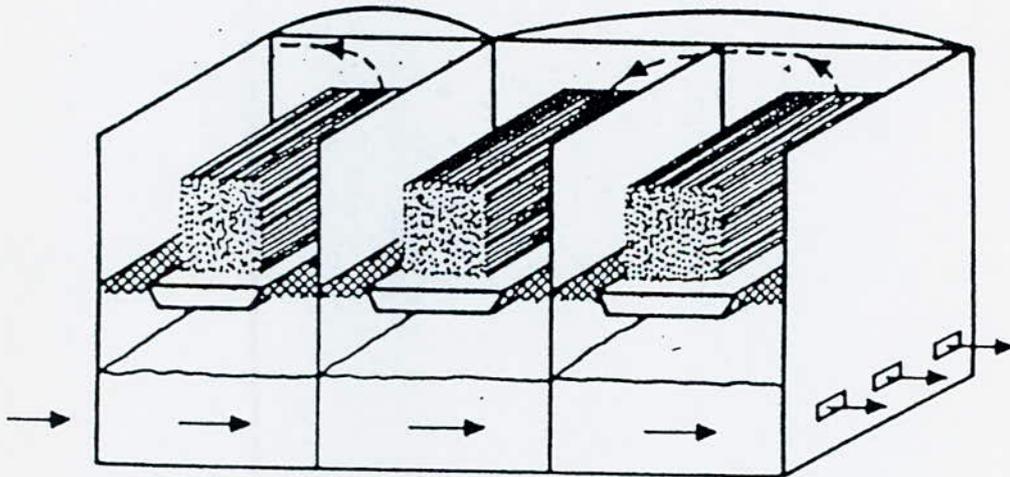


FIG (7-2-2) CROSS TUBES

Temps de séjour de la saumure dans une chambre:

$$z = 3,6 \cdot 10^3 \frac{d \cdot b \cdot L \cdot h_V}{G_V} \quad (\text{s})$$

où

h_V	: niveau de la saumure	(m)
b, L	: largeur, longueur de la chambre	(m)
d	: densité	(t/m ³)
G_V	: débit de saumure	(t/h)

Volume de vapeur produit dans une chambre par unité de temps :

$$V_{Df} = 1,282 \cdot 10^{-3} \frac{T \cdot G_D}{P} \quad (\text{m}^3/\text{s})$$

où

T	: température absolue	(K)
G_D	: débit de distillat produit	(t/h)
P	: pression de vapeur	(bar)

Le rapport de V_{Df} à la surface de la base de la chambre, donne la vitesse de l'écoulement de la vapeur ascendante. Cette vitesse est limitée par l'entraînement des gouttelettes de saumure, elle doit généralement être inférieure à 7 m/s.

La longueur de la chambre permettant d'atteindre un équilibre suffisant entre saumure et vapeur, peut être calculée par la formule suivante :

$$L = f(w) (Dt_S)^{0.5} t^{-3.12}$$

où

$$w = G_U/b \text{ débit de saumure par unité de largeur}$$

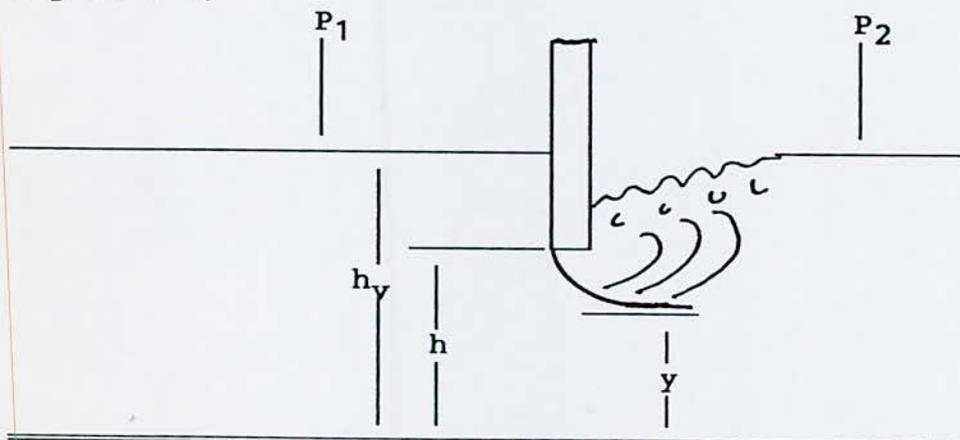
VII-3/ DIMENSIONS DES ORIFICES INTER - ETAGES DE TRANSFERT DE SAUMURE

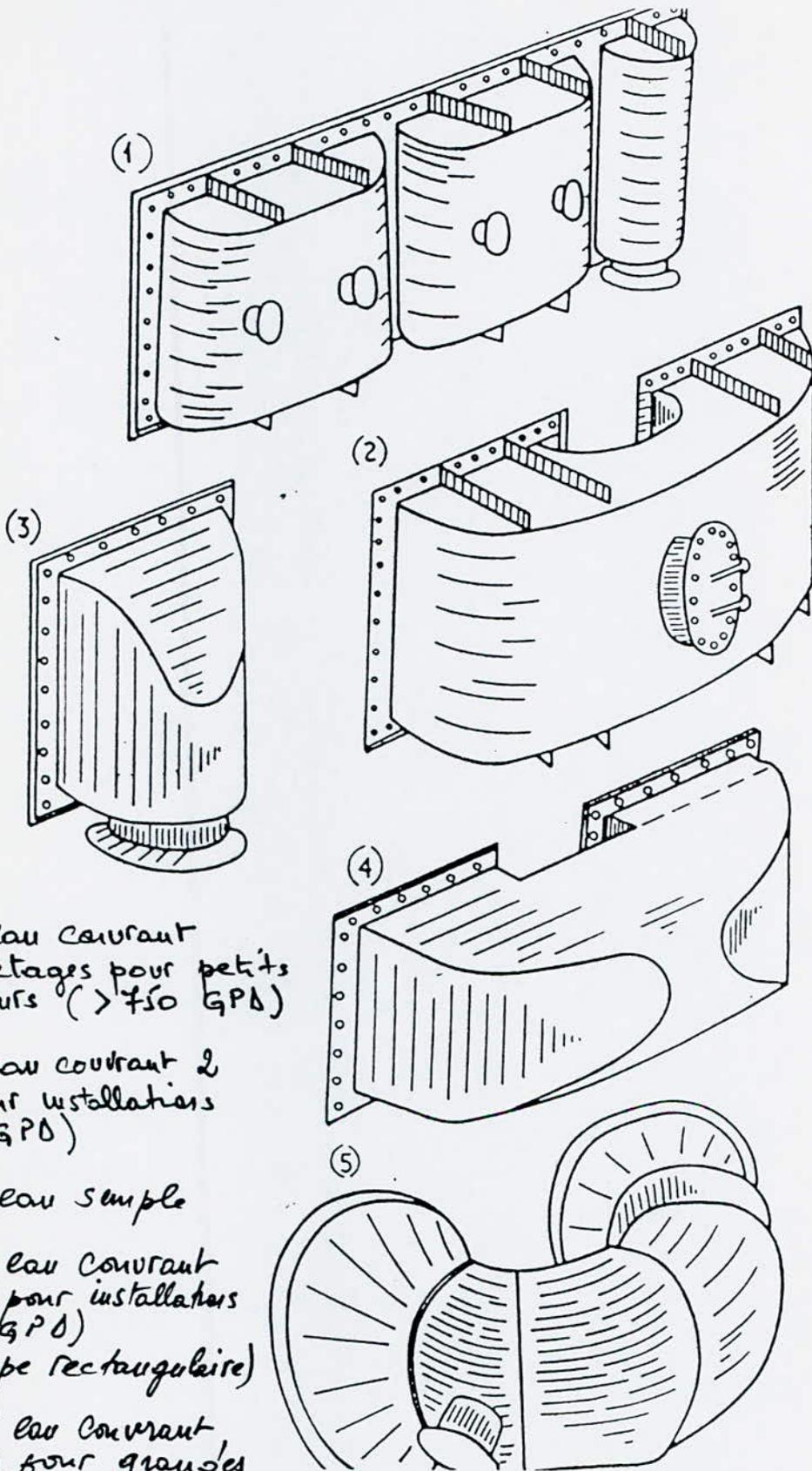
Les orifices inter-étages d'une installation MSF sont construits de sorte qu'ils s'ajustent aux variations de débits.

Le calcul suivant d'un orifices inter cellulaire ne donne que les équations de base du dimensionnement.

La figure(7-3-1) illustre le sens des symboles utilisés.

fig (7-3-1)





(1) Caisse à eau couvrant plusieurs étages pour petits évaporateurs (> 750 GPD)

(2) Caisse à eau couvrant 2 étages pour installations (> 2 MGPD)

(3) Caisse à eau simple

(4) Caisse à eau couvrant 2 étages pour installations (> 6 MGPD)
(enveloppe rectangulaire)

(5) Caisse à eau couvrant 2 étages pour grandes installations (> 10 MGPD)
(enveloppe circulaire)

FIG (7-4) CAISSES à EAU

h : hauteur de l'orifice par rapport au fond de la chambre
 h_v : niveau de la saumure de détente
 p₁, p₂ : pression de vapeur respectivement dans la chambre de gauche et de droite
 y : contraction du jet de saumure passant à travers l'orifice

La surface de passage de la saumure de détente à travers l'orifice s'écrit :

$$F = 1,96 \cdot 10^{-5} G_U / K \sqrt{(d DP)} \quad (m^2)$$

avec

G_U : débit de saumure (t/h)
 d : densité (Kg/dm³)
 DP : différence de pression (bars)
 K : coefficient de contraction du jet (adimensionnel)

En divisant les deux membres de l'équation par la largeur de la chambre b (égale à la largeur de l'orifice) nous obtenons l'équation suivante :

$$h = 1,96 \cdot 10^{-5} B_V / (K \sqrt{(d DP)})$$

Le coefficient K varie entre 0,4 et 0,7, posons

$$\begin{aligned}
 K &= 0,5 \\
 x &= h / (10^2 (p_1 - p_2) / (9,81 d)) + h_V \\
 C &= 0,61 + 0,18 x - 0,58 x^2 + 0,7 x^3
 \end{aligned}$$

nous obtenons alors

$$h = C / \sqrt{(1 - C^2 x^2)}$$

Comme K est fonction de h, le système ci dessus ne peut être résolu que par itérations, en utilisant comme valeur initiale K=0,5.

VII-4/ DESIGN DES CAISSES A EAU

Les caisses à eau représentent un pourcentage important du coût d'une installation MSF, car elles sont construites en matériaux nobles (cupro-nickel...).

En effet, elles sont soumises à d'importantes variations de pression et de température.

Les principaux facteurs à prendre en considération dans le design des caisses à eau sont les suivants :

- 1- Minimiser les variations de pression afin de minimiser la consommation d'énergie.
- 2- Minimiser les coûts de matériaux par une étude géométrique optimale.
- 3- Minimiser les coûts de fabrication en simplifiant la géométrie des caisses à eau.

De nombreuses représentations des caisses à eau sont présentées dans la figure (7-4)

Il n'y a pas de lois fixes concernant le design mécanique des boîtes à eau. Les fabricants développent généralement leurs propres codes.

CHAPITRE 8

CIRCUIT DE DESSALEMENT D'EAU DE MER DE RAS DJINET

VIII-1/ DESCRIPTION DE L'INSTALLATION

INTRODUCTION

Les besoins journaliers en eau de dessalée de la centrale thermique de Ras Djinet sont de l'ordre de 1100 m³.

L'installation comprend quatre unités fonctionnant selon le principe de la distillation par détentes successives à 18 étages. Chaque unité produit par jour 500 m³ d'eau dessalée, qui est stockée dans deux réservoirs de 2700 m³.

Chaque unité fonctionne indépendamment des autres. En marche normale trois unités sont en service, la quatrième sert d'unité de secours, mais exceptionnellement, il est possible d'utiliser les quatre unités en même temps.

Les conduites suivantes forment une installation de dessalement du type 550/560 RW R7.

WB Buées de condensation
WC Désaérages
WE Eau de mer
WF Saumure
WG Evaporateur
WH Circuit d'eau chaude
WJ Distillat
WL Chaudière à eau chaude
WN Nettoyage à l'acide
WO Alimentation en mazout
WP Traitement chimique
WQ Ballon de désaéragage
WR Recirculation de saumure
WS Pompe d'éjection à eau
WW Alimentation en gaz
WY Rejet de saumure
WT Dispositifs auxiliaires

VIII-1-1/ DONNEES TECHNIQUES GARANTIES, MATIERES CONSOMMABLES

Les données techniques suivantes concernant le procédé, les garanties et la consommation ont été calculées en fonction des données suivantes :

- analyse du mazout,
- analyse du gaz de chauffage,
- analyse de l'eau de mer.

Le calcul de la consommation de l'évaporateur est basé sur une température moyenne de l'eau de mer de 20°C. L'eau de mer a un excédent continu de Cl₂ de 1,5 mg/l au plus, mesuré avant les pompes à eau de mer. En outre, un dosage de choc est prévu au point d'entrée, d'un taux maximum de 5,0 mg/l.

Les données techniques sur les installations produisant 500 t/j et 600 t/j sont données ci-dessous.

Les données techniques garanties sont signalées par un astérisque *.

- Production de distillat	*20,83 t/h = *500 t/j 25,0 t/j = 600 t/j
- Salinité du distillat inférieure à	*15 mg/l
- Température maximum de saumure	80°C-500t/j 91°C-600t/j
- Rapports de puissance	6,8/6,7 kg de distillat / 2 325 kJ 6,7/6,5 kg de distillat / kg vapeur 500 t/j/600 t/j
- Quantité d'eau de mer	239/256 t/j
- Salinité maximale dans l'eau de mer/ saumure	39.40(g/l)/65.30(g/l)
- Débit de recirculation	239/256t/h
- Débit de saumure	31,0/37,0 t/h
- Débit d'eau d'alimentation	52,0/62,0/ t/h
- Conduites	en général inox/CuNi10Fe/ matière plastique armée aux fibres de verre.
- Tubes de réchauffeur final :	titane
- Plaques tubulaires du réchauffeur	CuNi30Fe
- Circuit de l'eau de chaudière :	acier carbone

Dimensions et poids

- Longueur x largeur x hauteur	9.1 x 4.1 x 5.1
- Poids à vide	50 000 kg
- Poids en ordre de marche	env 60 000 kg

- Consommation d'énergie électrique par installation, sans pompe de transfert d'eau de mer 53.3 kW
- Consommation électrique de la pompe de transfert d'eau de mer par installation : 41.5 kW
- Courant : 380 v/50 Hz

VIII-1-2/ LE PROCEDE MSF AVEC RECYCLAGE

L'unité de distillation comprend 18 cellules placées en séries. L'eau à distiller, après des réchauffages successifs dans les condenseurs, est portée à la température maximale souhaitée dans un réchauffeur d'appoint.

Elle est alors introduite à la base de la cellule de tête du poste de distillation et passe ensuite de cellule en cellule, sous l'influence des différences de pression. L'eau douce passe également de cellule en cellule en se refroidissant.

A) Matières consommables

- Inhibiteur d'incrustation Belgard EVN
- Taux de dosage 3,8/5,8 mg/l
- Consommation 0,2/0,36 kg/h
- Produit anti-mousse dosage saisonnier Belite M 33
0,1-1,0 mg/l
- Consommation 26 g/h
- Mazout 202 kg/h = 500 t/j
250 kg/h = 600 t/j
- Gaz 242 m³/h = 500 t/j
(15°C/1,0 bar)
300 m³/h = 600 t/j
(10°C/1,0 bar)

B) Evaporateur

- Nombre d'étage	18
- Surface de transfert thermique	1301 m ²

C) Réchauffeur final

- Surface de transfert thermique	88.1 m ²
----------------------------------	---------------------

D) Nature des matériaux

- Enveloppe de l'évaporateur	CuNi10Fe
- Tubes de condenseur	titane
- Plaques tubulaires de condenseur	
Zone de recirculation	CuNi30Fe
Zone de passage	CuNi30Fe

Le débit d'eau douce dans une unité de distillation n'est que le 1/9ème environ du débit d'eau salée que l'on fait entrer, or, cette eau doit être traitée pour limiter l'entartrage des faisceaux tubulaires. Il y a donc intérêt à limiter le débit nécessaire à la production d'eau dessalée souhaitée. Ceci est rendu possible par l'utilisation du recyclage. On prélève une part importante de la saumure que l'on recycle.

Une boucle froide où circule un grand débit d'eau de mer non traitée est nécessaire pour emporter la chaleur à évacuer vers la mer.

Une purge de saumure permet de limiter la concentration en minéraux dans les cellules.

Les paramètres suivants influencent la consommation spécifique du poste de dessalement :

- 1- l'échauffement de l'eau de mer dans l'ensemble des condenseurs n.d_t (n=nombre d'étages, d_t = écart de détente)
- 2- plus grand est le nombre d'étage, plus faible est l'écart de détente d_t.
- 3- la température de l'eau de mer froide t₀ est fixée par les conditions du site.
- 4- la température de rejet de la saumure égale à la température d'eau distillée t est fixée par ce procédé.
- 5- plus la surface des condenseurs est grande, plus faible est la différence entre la température de rejet de saumure d'un étage et la température de départ de l'eau de mer réchauffée dans le même étage.

L'évaporation de détente à étages multiples par recirculation est un procédé simple de distillation. Amenée par la pompe à eau de mer, l'eau de mer traverse les condenseurs de la zone de dissipation de chaleur, où elle est réchauffée. L'eau réchauffée retourne à la mer. Une partie de l'eau de mer chaude entre dans l'unité et sert d'eau d'alimentation de la saumure de recirculation.

La saumure traverse ensuite les condenseurs de la zone de récupération de chaleur, le réchauffeur, les chambres de détente et atteint finalement par la pompe de saumure le canal de rejet. L'évaporation se fait à chaque étage dans la citerne de saumure. On retire de la saumure elle même préchauffée, la chaleur latente d'évaporation nécessaire en réduisant progressivement la pression, qui à son tour réduit la température d'ébullition, entraînant ainsi une évaporation de détente.

L'avantage du procédé MSF consiste dans le fait que l'évaporation se fait dans le liquide lui-même et non sur les surfaces d'échange de chaleur. De ce fait et du fait des vitesses élevées avec lesquelles le liquide traverse les tubes du condenseur, sont empêchés en grande partie l'entartrage et les incrustations d'impuretés venant de la mer.

VIII-1-3/ DESCRIPTION DU FONCTIONNEMENT DE L'INSTALLATION RAS DJINET

La pompe d'eau de mer WE D001 fait passer l'eau de mer par les clapets WE S001-WE 11 S002, le filtre d'eau de mer et le clapet de retenue WE 10 S004 au travers des condenseurs des étages de dissipation de la chaleur (voir fig ANNEXE2).

Une partie de l'eau de mer est détournée avant le clapet WE 12 S004 et est destinée à refroidir le système de recirculation de l'aspiration d'air.

L'eau réchauffée en provenance des étages de dissipation de chaleur est reconduite à la mer. Une partie de l'eau de mer chaude est introduite dans le cycle, à la conduite WE 19 ayant un clapet régleur WE 19 S001, et sert d'eau d'alimentation. Elle remplace saumure et eau produite et règle la concentration de saumure recirculée.

A l'eau d'alimentation on ajoute une solution d'inhibiteur d'incrustation prélevée du réservoir à produits chimiques WP 11 B001.

L'addition contenue de produits chimiques (Belgard EVN) réduit l'entartrage des tubes. Les appareillages principaux du système de dosage des produits chimiques sont la soupape de retenue de pression WP 14 S002, le réservoir avec agitateur WP 11 S001, les pompes doseuses WP 12 D001, WP 13 D001 et les soupapes de retenue WP 12 S002. La capacité du réservoir est suffisante pour un jour de travail.

Le réservoir est muni d'un indicateur de niveau. La solution des produits chimiques est pompée à haute pression dans la conduite d'alimentation WR 12.

L'eau de mer, sujette à une augmentation saisonnière de sa teneur en produits organiques peut avoir tendance à mousser. Le produit chimique anti-mousse (Belite M 33) peut être dissous et dosé avec l'inhibiteur d'incrustation.

Après avoir été dégazée, l'eau d'alimentation s'écoule par la tuyauterie côté aspiration de la pompe de recirculation WR 11 D001 et se mélange avec la saumure recirculée, qui quitte le dernier étage (18) de l'évaporateur. Cette saumure de recirculation est pompée par les faisceaux de condenseur des étages de récupération de la chaleur d'évaporateur de la vapeur condensée de chaque étage*****.

La saumure part du dernier condenseur d'évaporateur et se dirige vers le réchauffeur final WH 11 B001 qui la porte à la température maximale prévue. La saumure de recirculation brûlante est amenée au 1er étage (1) de l'évaporateur à travers la soupape de réglage WR 10 S001. La perte de pression, réglable au moyen de la soupape de réglage, empêche une détente prématurée de la saumure dans les tubes du réchauffeur final.

La pression de la 1ère chambre de détente est légèrement inférieure à la pression de saturation, qui correspond à la température d'entrée de la saumure, faisant ainsi évaporer une partie de celle-ci.

La buée ascendante passe par un séparateur d'humidité et se condense finalement sur les parois des tubes de condenseur dans la partie supérieure de l'étage de l'évaporateur.

La saumure s'écoule sur le sol de l'étage par des passages spéciaux et se dirige vers la chambre suivante où sa pression est de nouveau inférieure à la pression de saturation qui elle-même correspond à la température de la saumure. Une nouvelle partie de la saumure s'évapore. Ainsi, ce processus se renouvelle à chaque étage. L'évaporation entraîne une baisse progressive de la température de saumure, alors que la concentration en matières dissoutes de la saumure de recirculation augmente.

Dans la partie supérieure de chaque étage, la condensation qui se forme sur les parois des tubes libère de la chaleur latente contenue dans la vapeur, entraînant ainsi un réchauffement progressif de l'eau de mer/saumure, qui traverse le faisceau de tubes du condenseur.

Le distillat tombe goutte à goutte des parois de tubes dans les cuves de distillat. Celui-ci traverse ensuite les ouvertures de passage pour arriver d'étage en étage par la conduite WJ 11 à la pompe de distillat WJ 11 D001 qui l'évacue vers le dernier étage. Le distillat est pompé par les conduites WJ 12 et WJ 13 jusqu'aux réservoirs de distillat.

La quantité de distillat est réglée par la soupape de réglage WJ 12 S004, en fonction du niveau de distillat à l'étage 18.

Une partie de la saumure concentrée ressort du dernier étage par la conduite WF 12, pompée par la pompe de saumure WF 11 D001, dans le canal de rejet. Ce flux est réglé par la soupape de réglage WF 12 S003 en fonction du niveau de saumure à l'étage 18. La plus grande partie de la saumure s'écoule vers la pompe de recirculation WR 11 D001.

Les gaz non condensables sont évacués par la pompe d'éjection de vapeur WB 14 D001 et celle d'éjection d'eau WS 10 D001. Ces gaz se composent de l'air infiltré et surtout des gaz dissous dans l'eau de mer, libérés pendant le processus d'évaporation.

Le flux de vapeur de la conduite WB 14, destiné à la pompe d'éjection de vapeur, provient du 1er étage de l'évaporateur. Cette pompe fait le vide dans les étages 16 à 18. Dans les autres étages c'est la pompe d'éjection d'eau qui fait le vide.

Le flux d'eau destiné à la pompe d'éjection d'eau est livré par la pompe d'eau motrice vers les conduites WE 16/17/18 et au réservoir de désaéragé.

La pompe d'éjection d'eau sert en outre d'éjecteur de démarrage.

L'énergie nécessaire au fonctionnement du poste est fournie par la chaudière d'eau chaude WL 12 D001 munie d'un brûleur marchant au gaz ou au mazout WL 11 D001. La pompe WH 11 D001 met en recirculation l'eau de la chaudière, en cycle fermé, vers les conduites WH 11/W12/W13 et vers le réchauffeur final.

Les schémas des équipements constitutifs de l'unité, ainsi que des détails supplémentaires sont représentés en ANNEXE 2.

VIII-2/ PARTIE EXPERIMENTALE : INFLUENCE DE LA TEMPERATURE MAXIMALE DE LA SAUMURE SUR LE FONCTIONNEMENT DE L'INSTALLATION

La "top brine température" est d'une importance fondamentale dans le fonctionnement d'une installation MSF. Les tableaux (8-2-1) et (8-2-2) ci joints représentent les résultats obtenus lorsqu'on fait varier $t_{H,a}$ de 80°C à $88,50^{\circ}\text{C}$ (débits, températures, conductivités, consommations d'énergie...).

VII-2-1/ CALCUL DES ECARTS DE DETENTE

Calcul de la chute de température moyenne de la section de récupération de chaleur :

Essais	A)	$DT_{S,U}=3,033^{\circ}\text{C}$
	B)	$DT_{S,U}=3,226^{\circ}\text{C}$
	C)	$DT_{S,U}=2,930^{\circ}\text{C}$

Calcul de la chute de température moyenne de la section de rejet de chaleur :

A)	$DT_{S,R}=2,25^{\circ}\text{C}$
B)	$DT_{S,R}=2,50^{\circ}\text{C}$
C)	$DT_{S,R}=2^{\circ}\text{C}$

Calcul de la chute de température moyenne de toute l'installation :

A)	$DT_{S,m}=2,641^{\circ}\text{C}$
B)	$DT_{S,m}=2,883^{\circ}\text{C}$
C)	$DT_{S,m}=2,465^{\circ}\text{C}$

INTERPRETATION

La chute de température moyenne $DT_{S,m}$ augmente avec l'augmentation de la température maximale de saumure $t_{H,a}$. Ceci était prévisible et confirme la validité de l'équation :

$$DT_{S,m}=t_{H,a}-t_A/N$$

tab(8-2-1) Résultats expérimentaux

	Essai A	Essai B	Essai C
Débit d'eau d'alimentation (m ³ /h)	50.00	50.00	50.00
Vide (bar)	-0.98	-0.98	-0.98
Température de l'eau de refroidissement 16(°c)	25.00	27.50	26.50
Conductivité de la saumure de recyclage (ms/cm)	45.00	50.00	45.00
Température de la saumure de recyclage 95(°c)	25.00	26.50	25.50
Dedit de recirculation de saumure (m ³ /h)	225.00	219.00	
Température de l'eau chaude (°c)	85.00	90.00	81.00
Température de la saumure de recirculation (°c)	84.00	88.50	80.00
Débit de distillat (m ³ /h)	21.42	22.13	19.70
Débit de distillat (m ³ /j)	514.08	531.20	472.80
Température initiale de l'eau de mer (°c)	14.50	14.50	14.50
Conductivité du distillat (us/cm)	7.00	10.00	7.00
Consommation de gaz (m ³ /h)	59.40	64.90	53.70
Pression (gaz) (bars)	3.00	3.00	3.00
Température (gaz) (°c)	0.00	4.00	4.00

tab(8-2-2)EVOLUTION DES TEMPERATURES DANS LES CHAMBRES
D'EVAPORATION

Section	N°de l'étage	Essai A		Essai B		Essai C	
		T°(c)	Ecart deT°(c)	T°(c)	Ecart deT°(c)	T°(c)	Ecart deT°(c)
R E C U P E R A T I O N D E C H A L E U R	1	77.0		81.0		74.0	
	2	72.0	5.0	75.0	6.0	68.0	6.0
	3	70.0	2.0	73.0	2.0	66.0	2.0
	4	66.0	4.0	70.0	3.0	64.0	2.0
	5	64.5	1.5	68.0	2.0	61.0	3.0*
	6	62.0	2.5	65.0	3.0	58.0	3.0*
	7	59.5	2.5	63.0	2.0	56.0	2.0
	8	54.5	2.5	60.0	3.0	53.0	3.0
	9	52.5	2.0	58.0	2.0	50.0	3.0
	10	48.0	4.5	53.0	5.0	46.0	4.0
	11	45.0	3.0	50.0	3.0	42.0	4.0
	12	42.0	3.0	45.0	5.0	40.0	2.0
	13	38.0	4.0	42.0	3.0	38.0	2.0
	14	36.0	1.0	39.0	3.0	36.0	2.0
	15	32.5	2.0	34.0	5.0	32.0	4.0
REJET DE CHALEUR	16	30.0	3.5	32.0	2.0	30.0	2.0*
	17	27.0	3.0	29.0	3.0	28.0	2.0.
	18	26.0	1.5	27.0	2.0	26.0	2.0

VIII-2-2/ CALCUL DES RAPPORTS DE PERFORMANCE

Calcul de la consommation d'énergie

A) Volume horaire de gaz consommé :

à la pression : $V_A = 59,4 \text{ m}^3/\text{h}$
et la température: $P_A = 3 \text{ bars}$
 $T_A = 0^\circ\text{C}$

Il faut donc ramener ce volume au volume consommé dans les conditions standards :

$T = 15^\circ\text{C}$
 $P = 1 \text{ bar}$

Le calcul de ce normo-volume N_V , se fait par la loi des gaz parfaits

d'où $PV = RT$
 $P N_V / T = P_A N_A / T_A$
avec $T(\text{K})$
Où $P(\text{bars})$
 $N_{VA} = P_A / P \cdot T / T_A \cdot V_A$
 $N_{VA} = 187,97 \text{ m}^3/\text{h}$

B) Volume horaire de gaz consommé

$V_B = 64,9 \text{ m}^3/\text{h}$
 $P_B = 3 \text{ bars}$
 $T_B = 4^\circ\text{C}$
 $N_{VB} = 202,41 \text{ m}^3/\text{h}$

C) Volume horaire de gaz consommé

avec $V_C = 53,7 \text{ m}^3/\text{h}$
 $P_C = 3 \text{ bars}$
 $T_C = 4^\circ\text{C}$
 $N_{VC} = 167,48 \text{ m}^3/\text{h}$

Connaissant la capacité calorifique CP du gaz dans les conditions de pression et de température normales (1 bar, 15°C), il reste à calculer les énergies consommées par heure :

$CP = 9,46 \cdot 10^3 \text{ Kcal}/N_V \quad (1 \text{ cal} = 4,1855 \text{ j})$

$$E_A = CP N_{VA} \implies \begin{aligned} E_A &= 1778,1 \text{ Kcal/h} \\ E_A &= 7442,24 \text{ Kj/h} \end{aligned}$$

$$E_B = CP N_{VB} \implies \begin{aligned} E_B &= 1914,80 \text{ Kcal/h} \\ E_B &= 8041,39 \text{ Kj/h} \end{aligned}$$

$$E_C = CP N_{VC} \implies \begin{aligned} E_C &= 1584,36 \text{ Kcal/h} \\ E_C &= 6631,34 \text{ Kj/h} \end{aligned}$$

RAPPORTS DE PERFORMANCE

R = production (Kg)/Energie consommée (Kj)

$$R_A = G_{DA}/E_A \quad R_A = 5,355/1860,56 = 2,88 \cdot 10^{-3} \text{ (Kg/Kj)}$$

$$R_B = G_{DB}/E_B \quad R_B = 5,325/2003,59 = 2,65 \cdot 10^{-3} \text{ (Kg/Kj)}$$

$$R_C = G_{DC}/E_C \quad R_C = 4,925/1657,8 = 2,97 \cdot 10^{-3} \text{ (Kg/Kj)}$$

INTERPRETATION

Le rapport de performance étant inversement proportionnel à la consommation d'énergie ($R \approx 1/Q$), il diminue avec l'augmentation de la température maximale de saumure. Mais cette augmentation est très peu sensible, car l'installation est calculée pour un rapport de performance optimal qui est de $2,925 \cdot 10^{-3}$ (Kg/Kj) (voir fig(8-2-2)).

VIII-2-3/ PRODUCTION DE DISTILLAT

Le résultat le plus important de cette expérimentation est que le débit de distillat produit G_D , augmente avec l'augmentation de la température (voir fig(8-2-3)). En effet, pour un débit de recirculation G_U constant, le débit de distillat G_D s'écrit :

$$G_D = G_U C_{V,m}/Q_{r,m} (t_{H,a} - t_A)$$

où

$$G_D \approx (t_{H,a} - t_A) C$$

C: constante

Ce résultat est intéressant, car on pourrait, en augmentant la température $t_{H,a}$, augmenter la production de l'unité. Cependant, on se heurte à des limites fixées par les risques d'entartrage de l'échangeur.

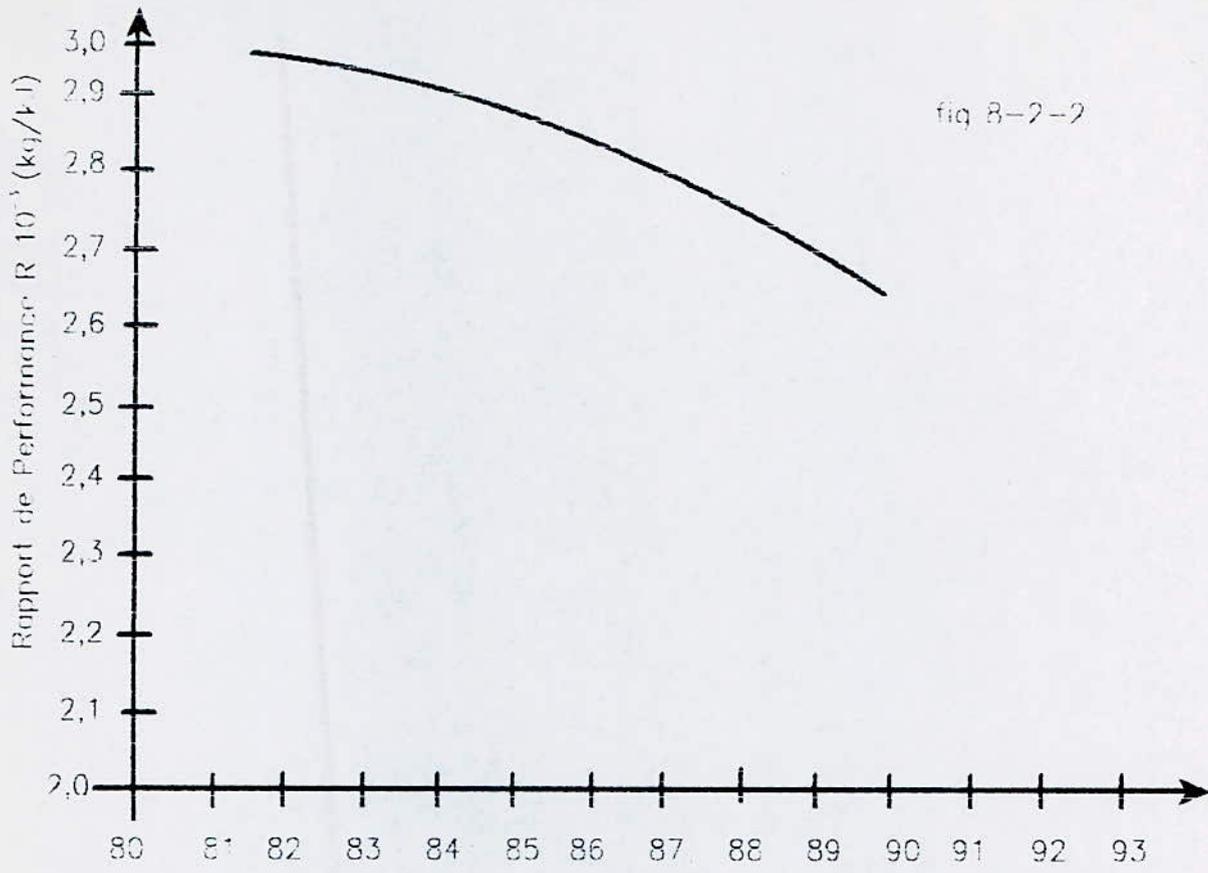


fig 8-2-2

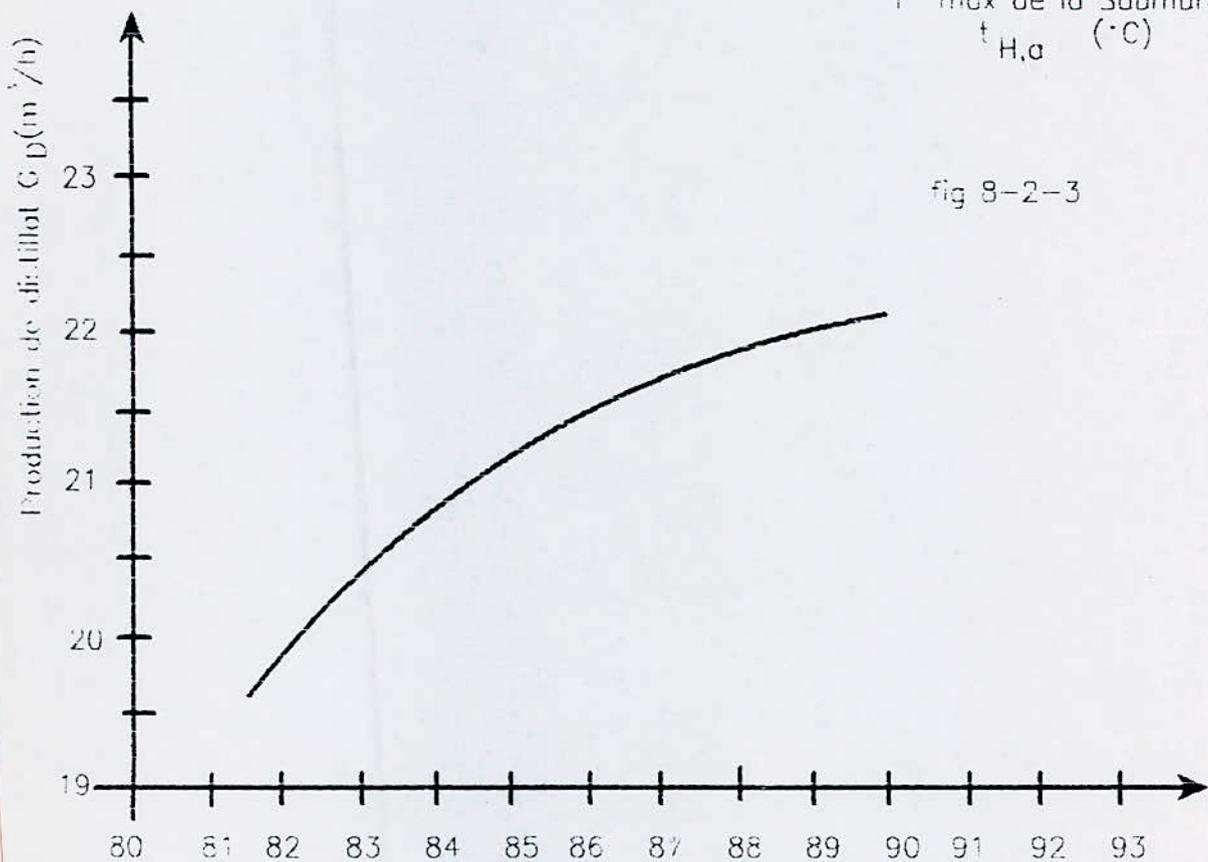


fig 8-2-3

$T^*_{H,a}$ max de la Saumure (°C)

VIII-2-4/ DEBIT DE RECIRCULATION G_U

Le débit de recirculation G_U diminue avec l'augmentation de la température maximale de la saumure $t_{H,a}$.
Comme la surface de transfert de chaleur F est proportionnelle à G_U

$$F = G_U C_{V,m} Dt_S / Dt_{lm} K_m$$

Elle augmente avec la diminution de la température $t_{H,a}$, ce qui signifie une augmentation des coûts lors de la conception d'une installation MSF, ou une diminution de la production, dans le cas d'une installation déjà existante.

Evaluation de la diminution de la surface d'échange F (voir fig(8-2-4)):

Essais A) $Dt = 59^\circ C$
 $G_U = 220 m^3/h$

B) $Dt = 62^\circ C$
 $G_U = 219 m^3/h$

C) $Dt = 54,5^\circ C$
 $G_U = 219 m^3/h$

or $F \approx G_U DT$

$F_A/F_B = 95 \%$ Soit une diminution de 5% de la surface de condensation.

$F_C/F_A = 93 \%$ Soit une diminution de 7% de la surface de condensation.

$F_C/F_{0B} = 89 \%$ Soit une diminution de 11% de la surface de condensation.

VIII-2-5/ EFFICIENCE DE L'INSTALLATION

Essais A) $N_g = 2(Dt_S/V^0_m) / \log(1+Dt_S/V^0_m) / (1-Dt_S/V^0_m)$

$$Dt_S = 2,641^\circ C$$

$$V_U = 8^\circ C$$

$$V_R = 11,5^\circ C$$

$$V^0_m = 9,75^\circ C$$

$$N_{gA} = 96,23 \%$$

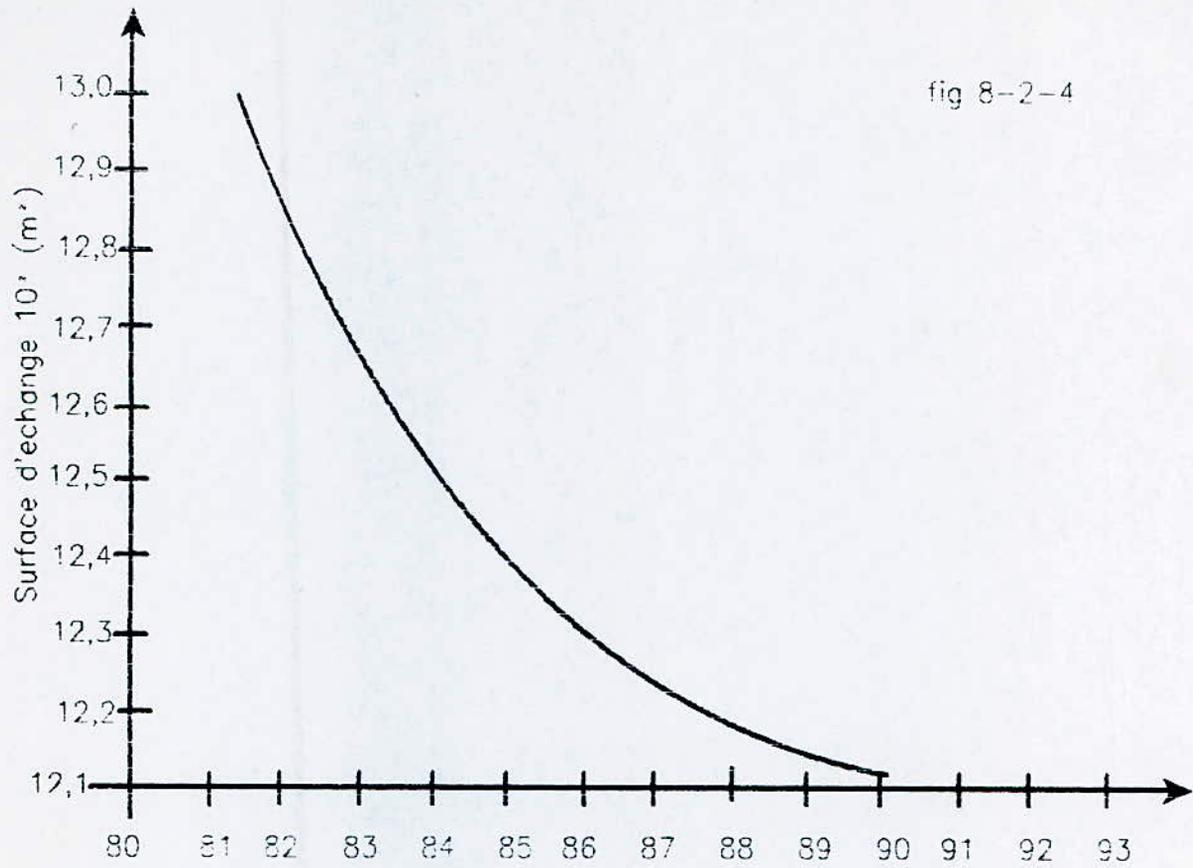


fig 8-2-4

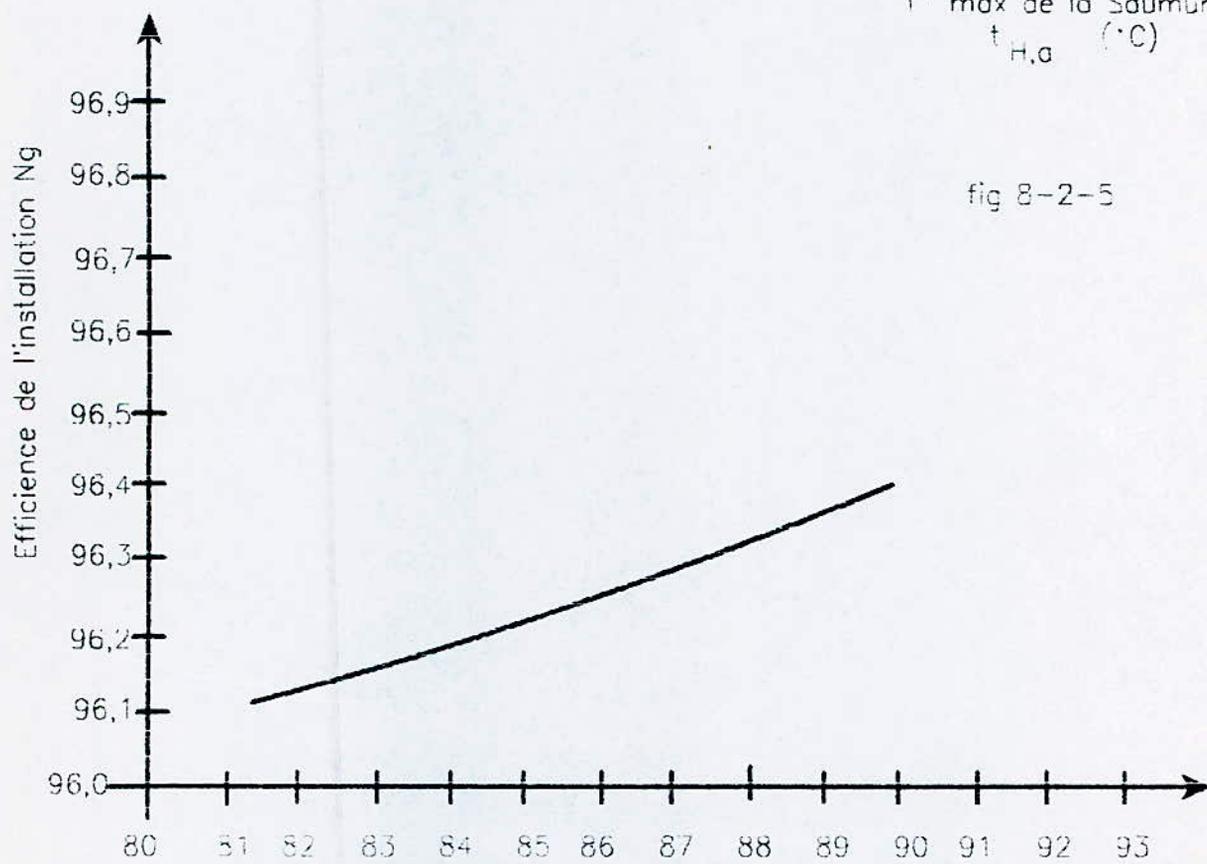


fig 8-2-5

$T^* \text{ max de la Saumure } t_{H,a}$ ($^{\circ}\text{C}$)

$$\begin{aligned}
 \text{B)} \quad & Dt_S = 2,883^\circ\text{C} \\
 & V_U = 9^\circ\text{C} \\
 & V_R = 11,5^\circ\text{C} \\
 & V_m = 10,75^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

$$Ng_B = 96,4 \%$$

$$\begin{aligned}
 \text{C)} \quad & Dt_S = 2,465^\circ\text{C} \\
 & V_U = 7,5^\circ\text{C} \\
 & V_R = 11,5^\circ\text{C} \\
 & V_m = 9,5^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

$$Ng_C = 96,1 \%$$

INTERPRETATION

L'efficience de l'installation augmente avec l'augmentation de la température $t_{H,a}$ (voir fig(8-2-5)). Cependant, comme elle est calculée pour un rapport de performance optimal, et sachant que la zone d'efficience optimale se situe environ entre 90% et 95%, les paramètres expérimentaux de l'essai C se rapproche le plus de l'optimum ($Ng_C = 96,1\%$).

VII-3/ CALCUL ETAGE PAR ETAGE DE L'INSTALLATION MSF DE RAS JINET

CHOIX DES VARIABLES D'ENTREE :

Toutes procédure de calcul dépend en priorité du choix des variables d'entrée. Ces variables peuvent être choisies librement, à conditions qu'elles soient indépendantes les unes des autres.

Certaines sont imposées par des conditions locales, telles que température et concentration en sels de l'eau de mer brute. La liste des variables suivantes répond à ces critères :

1- Production de distillat	G_D
2- Nombre d'étages	N
3- Température maximale de la saumure	$t_{H,a}$
4- Température de l'eau de mer	t_M
5- Concentration en sels de l'eau de mer	S_M
6- Valeur maximale admise de la concentration en sels dans l'échangeur	S_H
7- Valeur maximale admise de la concentration en sels du distillat	S_D
8- Vitesse de l'écoulement dans les tubes	W
9- diamètres extérieur et intérieur des tubes	d_a d_i
10- Conductivité thermique des tubes condenseurs	L
11- Facteur d'encrassement	a_f
12- Rapport de performance	R
13- Température de rejet	t_A

Les valeurs numériques de ces variables sont les suivantes:

G_D	= 20.83	m^3/h
N	= 18	
$t_{H,a}$	= 83	$^{\circ}C$
t_M	= 20	$^{\circ}C$
S_M	= 39.40	g/l
S_H	= 60.00	g/l
W	= 1.55	m/s
d_a	= 17	mm
d_i	= 16.3	mm
L	= 14	$kcal/kg$ (titane)
a_f	= 0.000129	(zone de récupération de chaleur)
a_f	= 0.000178	(zone de rejet de chaleur)
R	= 6.7	
t_A	= 27.3	

VIII-3-1/ EQUATIONS DE BASE ET VALEURS DE DEPART DU CALCUL ITERATIF

Des sous programmes, établis grâce aux équations définies dans le chapitre 3 (Propriétés physiques de l'eau de mer), permettant de calculer :

- Chaleurs spécifiques	C
- Chaleurs d'évaporation	Q
- Enthalpies	h
- Conductivité de l'eau de mer	L
- Densité de l'eau de mer	d
- Viscosité dynamique de l'eau de mer	N_d
- élévation du point d'ébullition	V_S

$$(8-3-1-1) \quad Dt = t_{H,a} - t_A$$

$$(8-3-1-2) \quad U = Q_{r,m} / C_{V,m} Dt$$

avec $t_{moy} = (t_M + t_{H,a}) / 2$

et $Q_{r,m} = f(t_{moy})$

$$C_{V,m} = f(S_H, t_{moy})$$

$$(8-3-1-3) \quad t_{H,e} = t_{H,a} - 555.556 / R U C_{H,m}$$

où $C_{H,m} = f(S_H, t_{H,a})$

$$(8-3-1-4) \quad G_{R,e} / G_U = ((Q_{r,m} / U C_{U,m}) - t_{H,e} + t_A) / ((C_{R,m} / C_{U,m}) (t_A - t_M))$$

où $C_{U,m} = C_{V,m}$
 $C_{R,m} = f(S_M, (t_A + t_M) / 2)$

$$(8-3-1-5) \quad t_{V,U,a} = t_{H,a} - (t_{H,e} - t_A) C_{U,m} / C_{V,U,m}$$

avec $C_{V,U,m} = C_{V,m}$

Les valeurs adoptées pour les chaleurs spécifiques et les chaleurs d'évaporation sont des valeurs de départ. Le principe adopté pour les indices est défini dans ce qui suit :

$C_{V,m}$: Valeur moyenne de la chaleur spécifique de la saumure évaporante de toute l'installation.

$C_{V,u}$: Valeur moyenne de la chaleur spécifique de la section de récupération de chaleur.

$C_{H,m}$: Valeur moyenne de la chaleur spécifique du débit de saumure G_U dans l'échangeur.

$C_{R,m}$: Valeur moyenne de la chaleur spécifique du débit d'eau fraîche $G_{R,e}$, dans la section de rejet de chaleur.

$$(8-3-1-6) \quad G_U = G_D U$$

$$(8-3-1-7) \quad G_{R,e} = (G_{R,e}/G_U) U$$

$$(8-3-1-8) \quad S_A = (G_U S_H - G_D S_D) / (G_U - G_D)$$

$$(8-3-1-9) \quad G_Z = G_D (S_A - S_D) / (S_A - S_M)$$

$$(8-3-1-10) \quad G_{R,a} = G_{R,e} - G_Z$$

$$(8-3-1-11) \quad G_A = G_{R,e} - G_Z$$

$$(8-3-1-12) \quad G_{V,R,a} = G_U - G_D - G_A$$

$$(8-3-1-13) \quad Dt_{S,U} = (t_{H,a} - t_A) / N_U$$

$$(8-3-1-14) \quad Dt_{S,R} = (t_{V,U,a} - t_A) / (N - N_U)$$

Le calcul de l'équation (01) à (14) se fait avec des valeurs de départ approchées.

Le calcul des chaleurs spécifiques et chaleurs d'évaporation se font grâce à des sous programmes, basés sur les équations du chapitre(3) (Propriétés physiques de l'eau de mer.

Pour entamer le processus itératif, les valeurs suivantes sont corrigées :

$$C_{H,m} = f(S_H, t_{H,e} + t_{H,a} / 2)$$

$$C_{V,U} = f(S_H, t_{H,a} + t_{V,U,A} / 2)$$

Le calcul reprend de l'équation (01) à (14) jusqu'à ce que les valeurs obtenues se stabilisent.

VIII-3-2/ CALCUL THERMIQUE DES ETAGES PRIS INDIVIDUELLEMENT

Les températures, concentrations en sels, et débits de deux étages successifs sont liés par les relations suivantes :

$$t_{V,e}(n) = t_{V,a}(n-1)$$

$$t_{D,e}(n) = t_{D,a}(n-1)$$

$$t_{U,a}(n) = t_{U,e}(n-1)$$

$$G_{V,e}(n) = G_{V,a}(n-1)$$

$$G_{D,e}(n) = G_{D,a}(n-1)$$

$$S_{V,e}(n) = S_{V,a}(n-1)$$

où l'indice (e) signifie : Valeur d'entrée dans la chambre
(a) signifie : Valeur de sortie de la chambre
(n) signifie : Numéro de l'étage (n=1.18).

Les valeurs suivantes sont propres à l'étage (1) :

$$t_{V,e}(1) = t_{H,a}$$

$$t_{D,e}(1) = 0$$

$$t_{U,a}(1) = t_{H,e}$$

$$G_{V,e}(1) = G_U$$

$$G_{D,e}(1) = 0$$

$$S_{V,e}(1) = S_H$$

$$(8-3-2-1) \quad t_{V,a}(n) = t_{V,e}(n) + Dt_S$$

Les valeurs prises par Dt_S , seront $Dt_{S,U}$ dans les étages de récupération de chaleur (n=1.15) et $Dt_{S,R}$ dans les étages de rejet de chaleur (n=15.18):

$$(8-3-2-2) \quad S_{V,a}(n) = S_{V,e}(n)$$

L'équation suivantes détermine une valeur approchée:

$$(8-3-2-3) \quad TTD(n) = t_{V,e}(n) - t_{U,a}(n) - Dt_{S-1}$$

où 1 : Valeur initiale de l'élévation du point d'ébullition V_S .

$$(8-3-2-4) \quad t_{D,a}(n) = t_{U,a}(n) + TTD(n)$$

$$(8-3-2-5) \quad V_S(n) = f(t_{D,a}, S_{V,a})$$

où V_S est calculé dans un sous programme.

$$(8-3-2-6) \quad (t_{V,a})_{\text{contr}}(n) = t_{D,a}(n) + V_S(n)$$

Le calcul remonte à l'équation (04) et le processus itératif ne prend fin que lorsque on obtient une valeur stable de $(t_{V,a})_{\text{contr}}$ à 10^{-2} près.

Tant que la valeur de $(t_{V,a})_{\text{contr}}$ n'est pas acceptable, on adopte l'équation suivantes :

$$(8-3-2-7) \quad TTD(n) = t_{V,a}(n) - t_{U,a}(n) - V_S(n)$$

$$(8-3-2-8) \quad h^{\circ} = f(t_{D,a})$$

$$(8-3-2-9) \quad Q_r = f(t_{D,a})$$

$$(8-3-2-10) \quad h_{V,e} = f(S_{V,e}, t_{V,e})$$

$$(8-3-2-11) \quad h_{V,a} = f(S_{V,a}, t_{V,a})$$

$$(8-3-2-12) \quad G_{D,\text{prod}}(n) = G_{V,e}(h_{V,e} - h_{V,a}) / Q_r + (h^{\circ} - h_{V,a})$$

$$(8-3-2-13) \quad S_{V,a}(n)_{\text{contr}} = \frac{G_{V,e}(n)S_{V,e}(n) - G_{D,\text{prod}}(n)S_D}{G_{V,e}(n) - G_{D,\text{prod}}(n)}$$

Cette valeur est comparée à la valeur de $S_{V,a}$, et le calcul itératif ne cesse que lorsque la concentration acceptable (à 10^{-2} près). Pour se faire, $(S_{V,a})_{\text{contr}}$ est substitué à $S_{V,a}$, et le calcul reprend à l'équation (04).

$$(8-3-2-14) \quad G_{D,a}(n) = G_{D,e}(n) + G_{D,\text{prod}}(n)$$

$$(8-3-2-15) \quad h_{D,e} = f(S_{D,e}, t_{D,e})$$

$$(8-3-2-16) \quad h_{D,a} = f(S_{D,a}, t_{D,a})$$

$$(8-3-2-17) \quad G_{V,a}(n) = G_{V,e}(n) - G_{D,\text{prod}}(n)$$

$$(8-3-2-18) \quad q(n) = G_{V,e}(n)h_{V,e} - G_{V,a}(n)h_{V,a} + G_{D,e}(n)h_{D,e} - G_{D,a}(n)h_{D,a}$$

$$(8-3-2-19) \quad t_m = t_{U,a}(n) - 0.5(t_{V,e}(n) - t_{V,a}(n))$$

$$(8-3-2-20) \quad \begin{array}{ll} C_U = f(S_H, t_m) & n = 1.15 \\ C_R = f(S_H, t_m) & n = 15.18 \end{array}$$

$$(8-3-2-21) \quad \begin{array}{ll} t_{U,e}(n) = t_{U,a}(n) - q(n)/G_U C_U & n = 1.15 \\ t_{U,e}(n) = t_{U,a}(n) - q(n)/C_U C_R & n = 15.18 \end{array}$$

VIII-3-3/ CALCUL DU COEFFICIENT GLOBAL D'ECHANGE DE CHALEUR:

Le coefficient global de transfert de chaleur (k) est donné par l'équation suivante:

$$(8-3-3-1) \quad \frac{1}{k(n)} = \frac{d_a}{d_i a_w} + \frac{d_a}{2 L_{\text{met}}} \frac{d_a}{d_i} + \frac{1}{a_f} + \frac{1}{a_{Df}}$$

où d_a, d_i : Diamètres extérieur et intérieur des tubes
 L_{met} : conductivité du métal
 a_w : Coefficient de transfert de chaleur du côté eau
 a_{Df} : Coefficient de transfert de chaleur du côté vapeur
 $1/a_f$: Facteur d'encrassement

Détermination de a_w et a_{Df} :

Les équations donnant a_w et a_{Df} sont tirées d'un livre Américain, écrit par W H Mc Adams:

$$(8-3-3-2) \quad a_w = 0.027 \frac{C w d}{\left[\frac{N_d C}{L_w} \right]^{2/3} \left[\frac{N_{\text{wall}}}{N_{\text{middle}}} \right]^{0.14} \left[\frac{w d d_i}{N_d} \right]^{0.2}}$$

$$(8-3-3-3) a_{Df} = 0.725 C \left[\frac{g d^2 L_W Q_r}{d_a Y N_d Dt_{film}} \right]^{0.25}$$

Pour que (k) soit donné en kcal/m² h k, les unités adoptées doivent être compatibles :

- Capacité de chaleur spécifique C_p : kcal/kg K
- Densité d : kg/m³
- Viscosité dynamique N : kg/m h
- conductivité thermique L : kcal/m hk
- Diamètres d_i, d_a : m
- Vitesse de l'écoulement W : m/h
- chaleur d'évaporation Q_r : kcal/kg
- accélération de la gravité g : m/h²
- nombre de rangées de tubes placées verticalement Y
- Facteur de correction prenant en compte la turbulence de l'écoulement C

$$C = 1.23795 + 0.0353808 Y - 0.00157035 Y^2$$

si $Y > 10$ alors $C = 10$

N_{wall} : Viscosité de l'écoulement au niveau de la paroi des tubes. Elle dépend donc de la température t_{wall} à ce niveau

N_{middle} : Viscosité de l'écoulement au milieu des tubes. Elle dépend donc de la température t_{middle} à ce niveau.

$$(8-3-3-4) t_{wall} = \frac{k(n) Dt_{lm}}{a_w} \frac{d_a}{d_i} + t_{middle}$$

où

Dt_{lm} : Différence logarithmique moyenne de température

$$Dt_{lm} = \frac{t_{U,a}(n) - t_{U,e}(n)}{\log \frac{t_{D,a}(n) - t_{U,e}(n)}{t_{D,a}(n) - t_{U,a}(n)}}$$

Dt_{film} : Différence de température régnant sur le film liquide formé à la surface des tubes.

$$(8-3-3-5) \quad Dt_{film} = \frac{k(n) Dt_{lm}}{a_{Df}}$$

Les équations (01) à (05) ne peuvent être résolues que par itérations, c'est pourquoi des valeurs de départ de t_{wall} et Dt_{film} sont nécessaires. Les valeurs suivantes sont recommandées :

$$\begin{aligned} t_{wall} &= 0.65 (t_{cond}(n) - t_{middle}(n)) + t_{middle}(n) \\ Dt_{film} &= 0.35 (t_{cond}(n) - t_{middle}(n)) \end{aligned}$$

où

t_{cond} : Température de condensation de la vapeur

$$t_{cond}(n) = t_{D,a}(n)$$

$$t_{middle}(n) = 1/2(t_{U,e}(n) - t_{U,a}(n))$$

Grâce à ces valeurs de départ, il est possible de calculer a_w , a_{Df} et K .

Les valeurs obtenues sont substituées dans les équations (04) et (05) afin de déterminer de meilleures valeurs de t_{wall} et de Dt_{film} . Le processus itératif continue jusqu'à ce que la valeur de K soit obtenue avec une précision de 10^{-2} .

NB: Les valeurs généralement adoptées pour le facteur d'encrassement $1/a_f$, vont de 10^{-5} à $10^{-4} \text{ m}^2 \text{ h k / kcal}$

VIII-3-4/ CALCUL DES SURFACES DE CONDENSATION:

Après avoir calculé le coefficient global de transfert de chaleur de chaque étage, la surface de transfert de chaleur correspondante s'écrit :

$$F(n) = \frac{q(n)}{k(n) Dt_{lm}(n)}$$

VIII-3-5/ CALCUL DE LA LONGUEUR DES TUBES :

La longueur effective requise pour les tubes s'écrit

$$l(n) = \frac{F(n) d_i^2 W d}{4 d_a G_U}$$

VIII-3-6/ NOMBRE TOTAL DE TUBES

$$N_T = \frac{4 G_U}{d_i^2 \pi W d}$$

VIII-3-7/ PROGRAMME DE SIMULATION

Le programme de simulation a été réalisé en Fortran 77 (version 3.4), (voir organigramme annexe 3). Les résultats obtenus sont proches des caractéristiques fonctionnelles données par le constructeur et sont représentés dans le tableau(8-3-7) ci-joint.

TAB (8-3-7) Résultats simulation

CALCUL DE L'INSTALLATION GLOBALE

Chute totale de température	Dt	55.700
Rapport recirculation/production	U	11.653
Température d'entrée dans l'échangeur	the	75.388
Température saumure flash à la sortie de la zone de récupération	tvua	34.911
Débit de recirculation	GU	242.745
Débit d'alimentation en eau de mer	GRe	245.207
Concentration max de la saumure	SA	65.630
Débit prélevé	GZ	52.106
Débit de rejet d'eau de mer	GRa	193.101
Débit de rejet de saumure	GA	31.276
Débit de saumure flash à la sortie de la zone de récupération	GVRa	190.639
Chute de température de la zone de récupération	DTSU	3.205
Chute de température de la zone de rejet	DTSR	2.537

CALCUL ETAGE PAR ETAGE

tDa (°C)	tVa (°C)	tUe (°C)	GVa (m3/h)	GDa (m3/h)	SVa (g/l)
78.794	79.794	72.480	241.147	1.597	60.397
75.588	76.588	69.570	239.576	3.168	60.793
72.382	73.382	66.646	238.024	4.721	61.189
69.176	70.176	63.715	236.494	6.251	61.585
65.970	66.970	60.779	234.985	7.759	61.980
62.764	63.764	57.836	233.499	9.246	62.375
59.558	60.558	54.887	232.032	10.712	62.769
56.352	57.352	51.933	230.586	12.159	63.163
53.146	54.146	48.972	229.159	13.585	63.556
49.940	50.940	46.005	227.752	14.993	63.948
46.734	47.734	43.033	226.363	16.382	64.341
43.529	44.529	40.055	224.992	17.752	64.733
40.323	41.323	37.071	223.639	19.105	5.124
37.117	38.117	34.083	222.304	20.441	65.515
33.911	34.911	31.089	220.985	21.759	65.906
31.374	32.374	28.609	219.931	22.814	66.222
28.837	29.837	26.124	218.887	23.858	66.538
26.300	27.300	23.634	217.852	24.893	66.854

tDe(°C)	tVe(°C)	tUa(°C)	GVe (m3/h)	GDe (m3/h)	SVe (g/l)
.000	83.000	75.388	242.745	.000	60.000
78.794	79.794	72.480	241.147	1.597	60.397
75.588	76.588	69.570	239.576	3.168	60.793
72.382	73.382	66.646	238.024	4.721	61.189
69.176	70.176	63.715	236.494	6.251	61.585
65.970	66.970	60.779	234.985	7.759	61.980
62.764	63.764	57.836	233.499	9.246	62.375
59.558	60.558	54.887	232.032	10.712	62.769
56.352	57.352	51.933	230.586	12.159	63.163
53.146	54.146	48.972	229.159	13.585	63.556
49.940	50.940	46.005	227.752	14.993	63.948
46.734	47.734	43.033	226.363	16.382	64.341
43.529	44.529	40.055	224.992	17.752	64.733
40.323	41.323	37.071	223.639	19.105	65.124
37.117	38.117	34.083	222.304	20.441	65.515
33.911	34.911	31.089	220.985	21.759	65.906
31.374	32.374	28.609	219.931	22.814	66.222
28.837	29.837	26.124	218.887	23.858	66.538

TTD (°C)	GD (m3/h)	VS (°C)
3.405	1.597	.883427
3.108	1.571	.871774
2.811	1.552	.860069
2.530	1.530	.848308
2.254	1.508	.836477
1.985	1.486	.824580
1.721	1.466	.812624
1.464	1.446	.800615
1.213	1.426	.788558
.968	1.407	.776459
.729	1.388	.764322
.495	1.370	.752154
.267	1.352	.739959
.045	1.335	.727743
-.172	1.318	.715512
.284	1.054	.705911
.227	1.044	.696305
.175	1.034	.686697

F (m ²)	Km(kcal/m ² hK)	Q (kcal/kgH)	L (m)
71.114870	1041.053000	568.370800	6.387185
98.320350	1042.681000	756.930500	8.830647
102.648500	1044.200000	761.088400	9.219381
106.936200	1045.626000	762.996900	9.604476
111.496600	1046.960000	764.909200	10.014070
116.350900	1048.203000	766.811200	10.450060
121.525800	1049.359000	768.707100	10.914850
127.050400	1050.426000	770.592100	11.411040
132.957700	1051.409000	772.460700	11.941600
139.286700	1052.307000	774.311500	12.510040
146.082600	1053.122000	776.140300	13.120410
153.397800	1053.856000	777.940100	13.777430
161.296400	1054.510000	779.713500	14.486850
169.853400	1055.085000	781.453800	15.255390
198.123700	1005.324000	783.157400	17.794490
162.600200	1005.177000	633.369000	14.603940
165.186200	1004.953000	634.694400	14.836200
62.616240	983.793600	635.993500	5.623880

SURFACE TOTALE : 2346.845000
 SURFACE MOYENNE : 156.4563000 m²
 NOMBRE DE TUBES : 208

CHAPITRE 9

FONDEMENTS DE L'ANALYSE ECONOMIQUE D'UNE UNITE DE DESSALEMENT PAR DISTILLATION

IX-1/ COUT DU DESSALEMENT

Il est normal que face à la diversité des procédés de dessalement, l'utilisateur choisisse le procédé le mieux adapté à ces besoins, et le moins coûteux.

Le poste le plus facile est celui des investissements variables pour une même production d'eau, suivant le rendement choisi pour l'installation. Celui-ci résulte d'une optimisation prenant en compte le coût de l'énergie et son évolution prévisible dans le temps.

Il est clair qu'il existe un minimum de travail à fournir pour extraire de l'eau douce de l'eau de mer.

Par ailleurs, l'existence de pertes irréversibles d'énergie est une loi de la nature; les systèmes de distillation d'eau de mer n'y font pas exception.

Il faut donc se fixer comme objectif de minimiser ces pertes afin de minimiser le prix de l'eau produite.

La figure (9-1-1) montre la relation qualitative liant l'énergie minimale et optimale requises pour une installation de distillation d'après Tribus et Evans:

Le coût total de l'eau produite est donné par la somme du coût de l'énergie, du capital investi et des autres dépenses.

La figure (9-1-1) montre que pour un minimum d'énergie, l'investissement est infini.

D'autre part, de faibles investissements entraînent un coût infini de l'énergie. Dans les deux cas, le coût de l'eau dessalée est infini. Entre ces deux extrêmes existe un optimum, déduit d'une étude technico-économique.

IX-2/ FACTEURS ECONOMIQUES INFLUANT SUR LE COUT DE L'EAU DESSALEE

A)- Capacités unitaires :

L'expérience du dessalement des eaux de mer au niveau mondial a prouvé que l'augmentation des capacités entraîne une réduction des investissements ramenés à l'échelle unitaire.

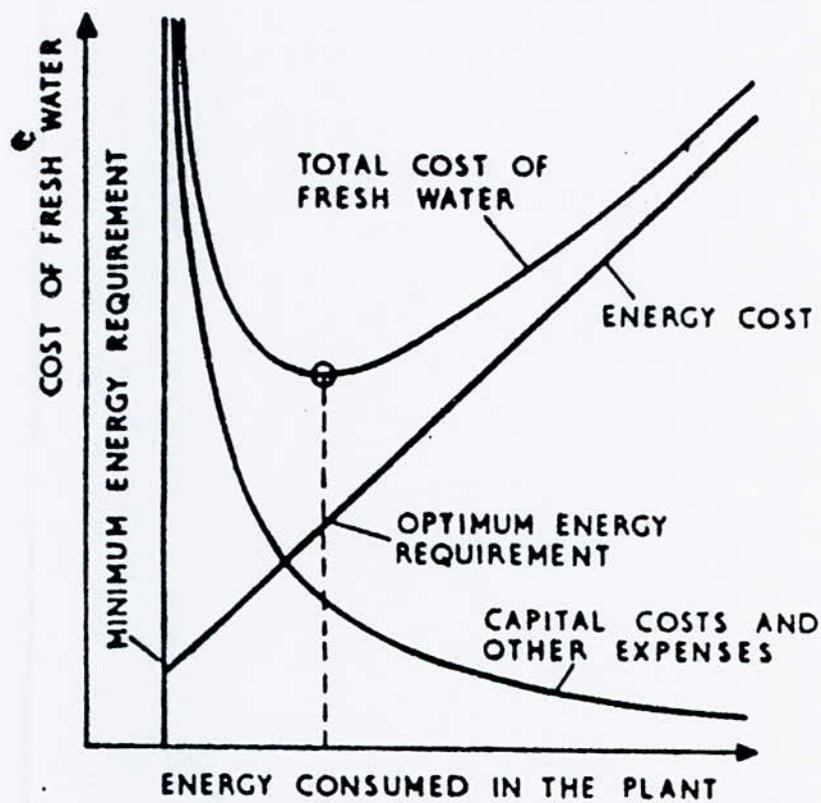


FIG (9-1-1) Relation entre l'énergie minimale et optimale requises pour une installation de distillation

- B)- **Productions spécifiques (rapports de performance):**
La consommation spécifique en kcal dépensée par kg d'eau produite, s'exprimant par une grandeur inverse (voir chapitre 6), constitue la production spécifique (rapport de performance)

$$R = \frac{\text{Nombre de tonnes d'eau douce produite}}{\text{Nombre de tonnes de vapeur nécessaire}}$$

Une augmentation de la production spécifique réduit la consommation d'énergie, mais augmente les investissements puisqu'elle nécessite une augmentation de la surface d'échange (multiplication des condenseurs).

Le choix de la production spécifique doit résulter d'une optimisation basée sur un coût minimum de l'eau produite. Les principaux facteurs entrant dans la détermination des productions spécifiques optimales sont :

- Le coût de la vapeur de chauffe
- Les conditions d'amortissement retenues
- Le taux d'utilisation.

Ce dernier facteur est très important. En effet, un taux d'utilisation de 330 jours par an est techniquement possible. Ce taux peut être ramené à 300 jours par an, pour une usine à simple fin, en tenant compte des périodes où les ressources traditionnelles permettraient de limiter la production de l'unité.

- C)- **Température de l'eau de mer et température maximale de la saumure :**
Ces deux éléments interviennent dans le dimensionnement des unités (voir chapitre 6) et le calcul des rendements prévisionnels.

IX-3/ COUTS DES EQUIPEMENTS CONSTITUTIFS D'UNE UNITE DE DESSALEMENT

Les coûts de l'installation proprement dite se décomposeraient de la manière suivante (tableau(9-3-1)) :

tab(9-3-1) Coûts des équipements constitutifs d'une unité de distillation(%)

Equipements	65%	% du coût de l'unité
Chaudronnerie (caisson de l'évaporateur y compris tolles et laminés)		14-20
dont	Matières	4-6
	Main d'oeuvre	12-14
Tubes échangeurs		12-20
Tuyauterie		3-7
Equipements électriques(moteurs...)		3-7
Pompes		6-7
Robinetterie (vannes...)		5-7
Instrumentation		3-5
Divers		5-6
Autres postes	35%	
Frais généraux externes (assurances)		10-12
Ingénierie, frais généraux internes et bénéfiques des constructeurs		10-12
Montages		8-10
Transport		5-6
Marge d'aléas		1,5

IX-4/ EVALUATION DU COUT DE L'EAU PRODUITE :

Elle est conditionnée principalement par les facteurs suivants :

- Chauffage
- Matières consommables et produits chimiques
- Amortissement

Ces éléments varient considérablement d'un procédé de dessalement à un autre. Néanmoins, pour la distillation flash, un consensus semble s'établir autour d'une consommation électrique moyenne de 15Kwh/m³ d'eau produite.

A)- **Chauffage**

La vapeur nécessaire au rechauffage de la saumure est habituellement fournie par des chaudières à basse pression entièrement automatisées et fournissant une vapeur saturée à environ 15 bars relatifs.

Le coût de la thermie (10³kcal) dépend du coût du combustible, du rendement de l'équipement, de la capacité modulaire et de la production spécifique.

Le tableau (9-1-A) donne une estimation des consommations des différents procédés de dessalement dans le cas d'unités à simple fin.

tab(9-1-A) Consommations d'énergie des différents procédés de dessalement

Procédé de dessalement	Forme d'énergie utilisée		Energie totale	
	Thermique (h/m ³)	Electrique (kwh/m ³)	Thermies /m ³	kg de fuel /m ³
Flash (ratio 8)	70	3	77,5	7,75
Flash (ratio 14)	40	5	52,5	5,25
compression de vapeur	0	16	40	4
Osmose inverse				
-Eau de mer	0	12	30	3
-Eau saumâtre (2500mg/l)	0	3	7,5	0,75
Electro-dialyse (eau saumâtre)	0	3	7,5	0,75

B)- **Matières consommables**

Il s'agit notamment des consommations de produits anti-entartrant dans le cas des unités de distillation flash.

- Polyphosphates (température maximale de la saumure 90°C): Il sont ajoutés à raison d'environ 4ppm dans l'eau de mer d'appoint.
- Acide (température maximale de la saumure 120°C): L'injection est d'environ 115ppm dans l'eau d'appoint soit 250 g/m³ d'eau de mer.

C)- **Frais de personnel**

Ils se calculent en fonction de l'organigramme qui est donné à l'unité, ainsi que de la qualification du personnel à prévoir.

D)- **Frais de maintenance**

Ils sont évalués à environ 2% du montant des investissements.

E)- **Amortissement**

Les durées d'amortissement varient généralement entre 15 et 20 ans, avec des taux d'emploi oscillant autour de 300 jours/an. Cependant, l'application d'une maintenance régulière et efficace

permet d'atteindre des taux d'utilisation de 330 jour/an.

D'une façon générale, les prix de revient de la tonne d'eau dessalée accusent une si forte dispersion qu'il est impossible d'émettre des affirmations.

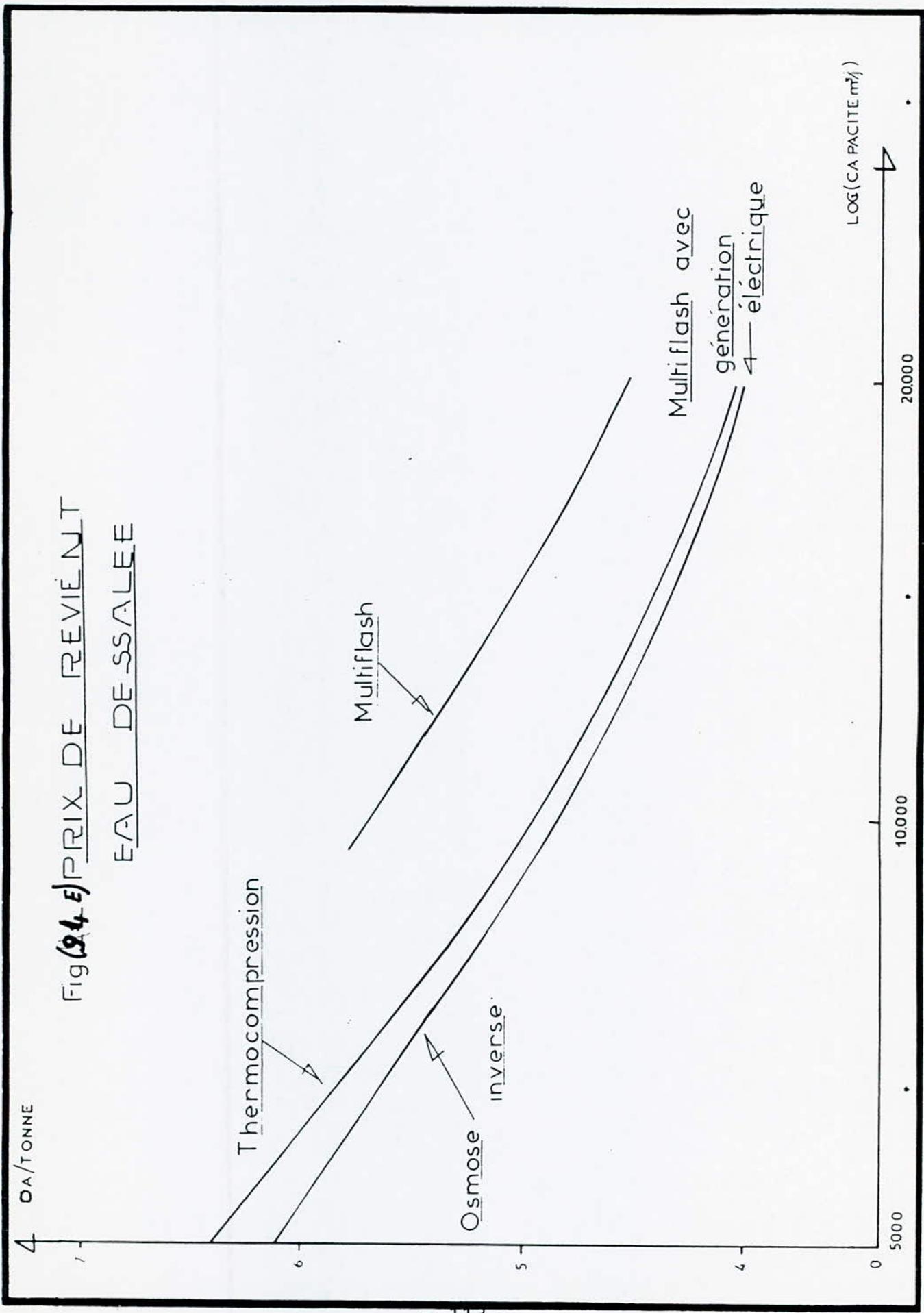
Cependant, le tableau (9-1-E), résultant d'une étude technico-économique réalisée au profit de la SONATRACH par un bureau d'études Français (Foster Wheeler Française), en 1980, permet d'illustrer cette notion.

tab(9-1-E) Prix unitaires de différents procédés de dessalement (1980)

MSF dans production d'électricité	MSF avec production d'électricité	Osmose inverse	Thermo-compression
4,54 DA	3,99 DA	4,05 DA	4,07 DA

De cette même étude est extraite la figure (9-1-E) suivante, donnant le prix de revient de l'eau produite pour trois technologies et trois capacités.

Fig (24.4) PRIX DE REVIÈNT
EAU DE SSALEÈ



IX-5/ PROCEDURE DE CALCUL DU COUT DU M³ D'EAU PRODUIT :

A)- Coût brut C_B :

C'est le rapport du coût de l'aménagement à la capacité fournie par celui ci, sans prendre en considération les frais d'installation (Géni-civil), d'exploitation et d'énergie.

B)- Coût installé, actualisé C_{IA} :

Le coût, plus précis que le coût brut prend en ligne de compte les frais d'installation (Géni-civil), ainsi que la durée de vie de l'installation.

C)- Coût du m³ d'eau produit, actualisé C_{PA} :

Il représente le prix du m³ d'eau distribué aux consommateurs. Il englobe tous les frais (exploitation, énergie, renouvellement...), ainsi que la durée de vie des équipements.

Liste des notations :

N : Durée de vie

a : Taux d'actualisation

T_0 : Date de mise en vigueur du contrat ou date de départ des délais de réalisation

T_{MSI} : Date de mise en service industrielle

C_0 : Coût global de l'investissement à la date T_0

C_A : Coût global de l'investissement actualisé

C_P : Capacité de production annuelle

C_{PI} : Coût du m³ d'eau produit installé

C_E : Coût de l'énergie

C_{EX} : Coûts d'exploitation

A)- Coût brut du m³ d'eau :

$$C_B = C_O / C_P$$

B)- Coût du m³ d'eau installé actualisé :

$$C_{IA} = C_A / C_P$$

avec

$$C_A = C_O (1+a)^t$$

où

$$t = T_{MSI} - T_0$$

C)- Coût du m³ d'eau produit actualisé :

$$C_{PA} = C_{PI} + C_{EX} + C_E$$

avec

$$C_{PI} = C_A + K / C_P$$

où

K : facteur d'annuité

$$K = (1+a)^N a / ((1+a)^N - 1)$$

NB: Ce calcul est valable pour n'importe quel aménagement hydraulique.

ETUDE TECHNICO-ECONOMIQUE COMPARATIVE
(unité de dessalement, transfert Oued Cheliff)
EN VUE DE L'ALIMENTATION EN EAU POTABLE
DE LA VILLE D'ORAN

INTRODUCTION

La région Ouest de l'Algérie étant la plus touchée par la sécheresse que subit notre pays ces dernières années, il nous a paru logique d'envisager le recours au dessalement des eaux de mer en priorité dans la wilaya d'Oran.

Après avoir pris contact avec des responsables de la direction "Aménagements hydrauliques" du "Ministère de l'équipement", il s'avèra que l'étude de faisabilité d'une installation de dessalement par distillation MSF dans la région Oranaise avait été envisagée. Par ailleurs, l'étude d'un transfert d'eau de l'Oued Cheliff, situé à environ 100km de la ville d'Oran, permet de comparer un aménagement hydraulique conventionnel et une unité de dessalement.

Ce chapitre contient une synthèse de ces deux études, dans le but de comparer le prix du m³ d'eau dessalée au prix du m³ d'eau de surface, et par suite de décider de la variante à adopter.

X-1/ SITUATION GEOGRAPHIQUE DE L'AGGLOMERATION ORANAISE

La ville d'Oran est une ville côtière, située à environ 400km à l'Ouest-Sud-Ouest de la ville d'Alger (voir figure 10-1-1). L'agglomération Oranaise présente un climat typiquement méditerranéen.

La température atmosphérique moyenne y est d'environ 17°C., les précipitations y sont de l'ordre de 400 mm par an, et sont quasiment limitées à la saison hivernale.

La wilaya d'Oran, pauvre en ressources hydriques, est alimentée à moins de 30% par les nappes aquifères locales, et à plus de 70% par l'adduction à distance des oueds situés à l'extérieur de la wilaya (voir figure 10-1-2).

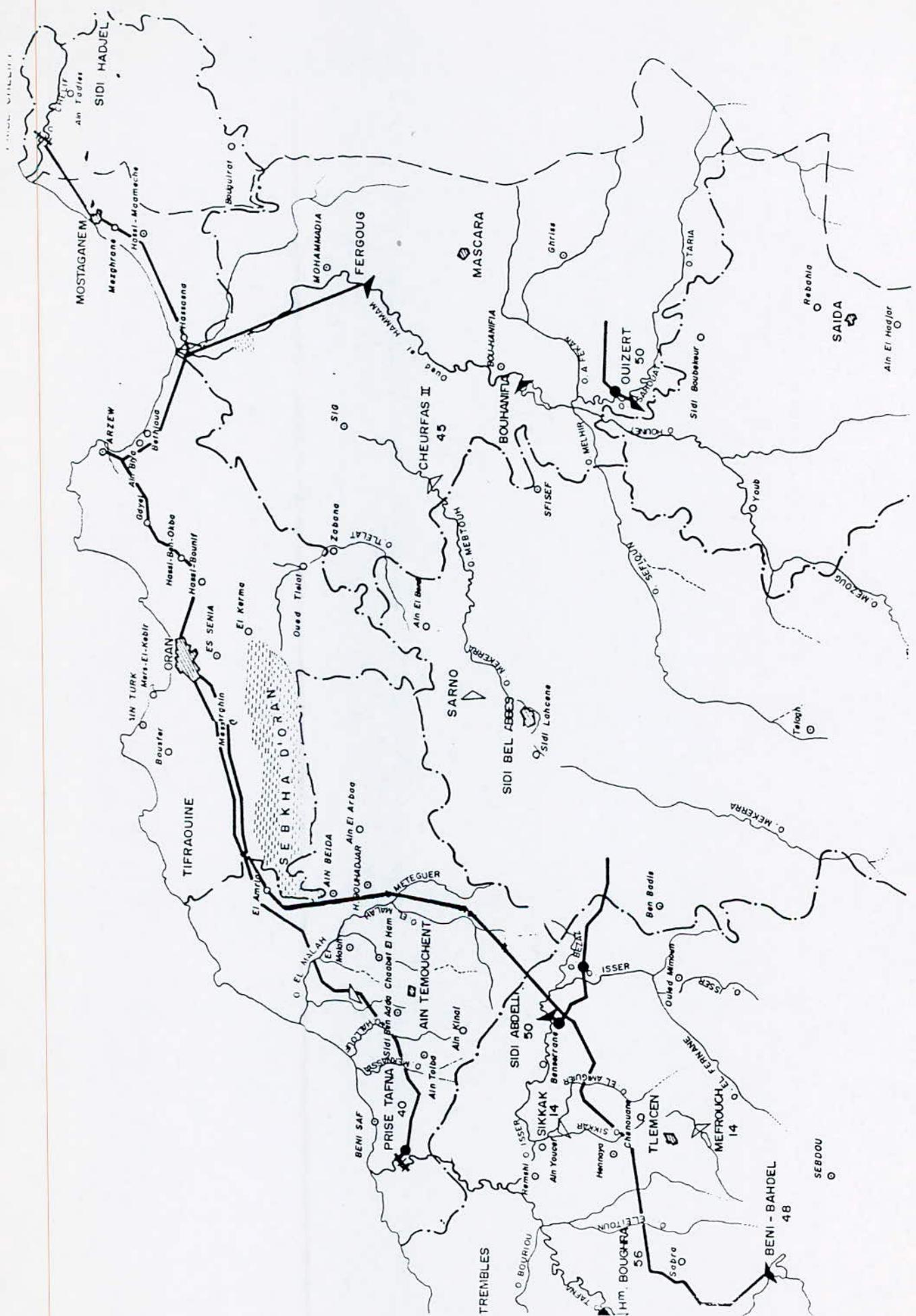


FIG 10-4-2 Réseau d'alimentation en eau de la ville d'Oran

X-2/ BESOINS ET RESSOURCES EN EAU DE LA VILLE D'ORAN

A)- Dotations en eau potable en fonction de la taille de l'agglomération :

Taille de l'agglomération	Dotation(1987) l/h/j	Dotation(2010) l/h/j
<= 50000	150	190
100000	161	200
200000	183	230
300000	205	260
400000	228	289
>= 5000000	250	315

B)- Ventilation de la consommation journalière :

- Consommation domestique	55%
- Eau industrielle	15%
- Eau municipale	10%
- Pertes	20%
Total	100%

C)- Populations et besoins en eau (voir tab 10-2-C-1)

tab(10-2-C-1) Population et besoins en eau de la ville d'Oran

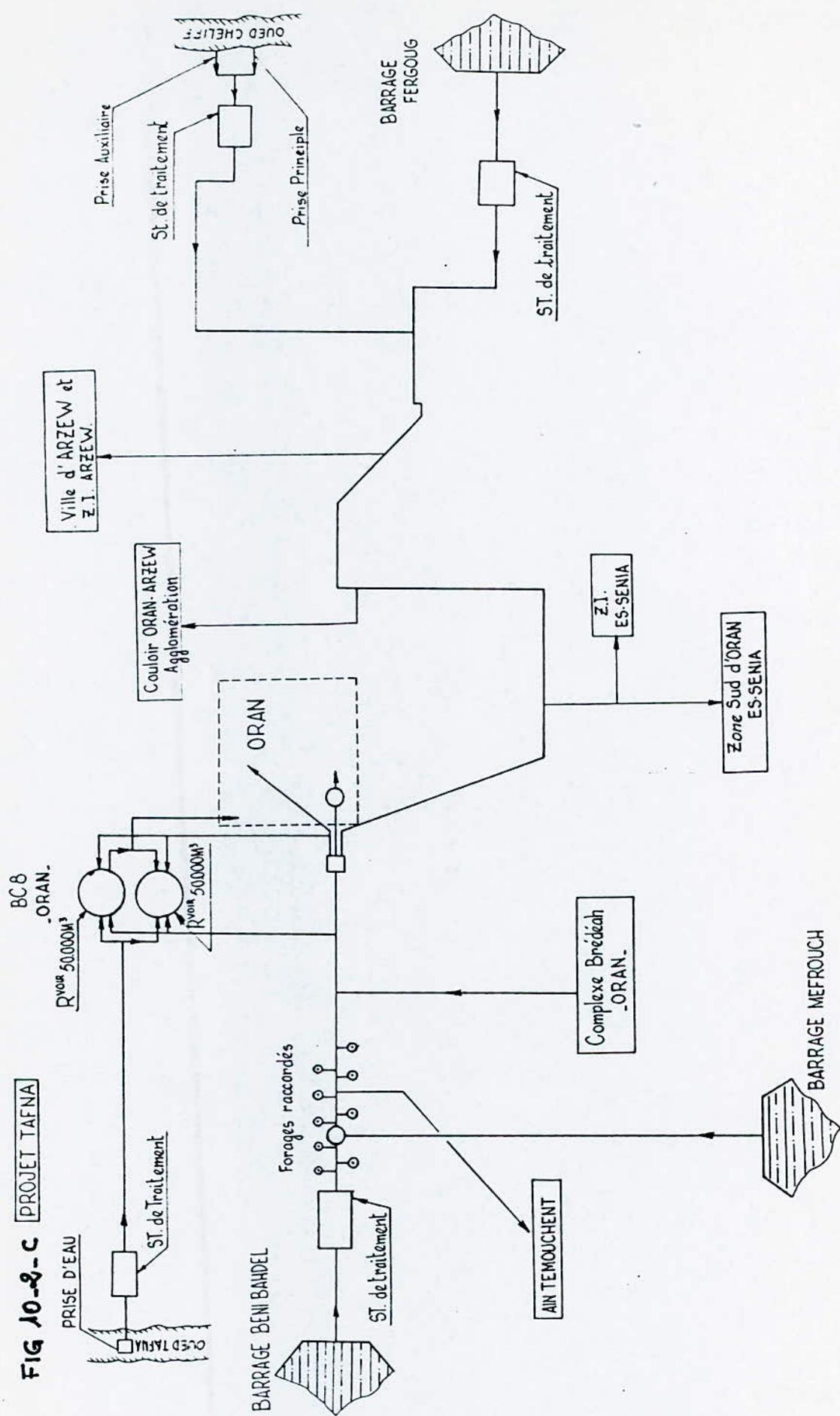
Années	Population	Demande en eau $10^6 m^3 / an$
1989	789.40	80
1990	838.85	82
1995	928.34	93
2000	1027.50	106
2010	1259.23	140

En 1989, la ressource en eau théorique était de $63 Mm^3/an$, soit un déficit de $17 Mm^3/an$ par rapport aux besoins en eau.

En réalité, les principaux barrages alimentant Oran (Fergoug $23 Mm^3/an$, Beni-Bahdel $30 Mm^3/an$), étaient vides, ce qui conduisait à une valeur de $70 Mm^3/an$ du déficit.

Il a donc fallu recourir à un plan d'urgence, consistant en une prise d'eau supplémentaire sur l'oued Tafna (figure 10-2-C), améliorant la ressource en eau de $23 Mm^3/an$, soit un déficit de $47 Mm^3/an$. Ce déficit a été partiellement comblé par des forages supplémentaires donnant $10 Mm^3/an$, ainsi que par une prise d'eau sur l'oued Cheliff donnant $12 Mm^3/an$.

FIG 10-2-C PROJET TAFNA



Le tableau (10-2-C-2) suivant récapitule besoins et ressources en eau de 1989 à 2010, en prenant en considération le fait que l'eau du barrage de Beni-Bahdel sera affectée à Tlemcen, et celle du barrage Fergoug à Mascara, après la mise en service du système Tafna :

tab(10-2-C-2) Besoins et ressources en eau de la ville d'Oran

Années	Besoins $10^6 m^3/an$	Ressources $10^6 m^3/an$	Déficit $10^6 m^3/an$
1989	80	33	47
1990	82	33	49
1995	93	33	61
2000	106	33	73
2010	140	33	107

Le système Tafna permet donc d'améliorer la ressource en eau, mais ne constitue pas une solution radicale à la pénurie d'eau que connaît Oran.

Pour répondre à la demande en eau à l'horizon 2000, deux variantes ont été envisagées :

- 1)- Transfert Oued Cheliff, qui produirait $250 Mm^3/an$ dont $111 Mm^3/an$ acheminés vers Oran.
- 2)- Unité de dessalement (MSF), produisant $10 Mm^3/an$ et alimentant uniquement la zone industrielle d'Arzew.

Le Ministère de l'équipement a opté pour la première variante, vu le coût du m^3 d'eau dessalée, qui s'élèverait à 20 DA.

Cependant, il est clair que les volumes d'eau fournis par ces deux variantes ne sont pas compatibles.

C'est donc pour des raisons d'homogénéisation que nous avons choisi d'étudier une unité de dessalement (MSF) produisant $50 Mm^3/an$, destinés à l'alimentation en eau potable de la ville d'Oran.

X-3/ CHOIX DU SITE DE L'UNITE DE DESSALEMENT

Neuf(09) sites possibles de l'unité de dessalement ont été sélectionnés de part et d'autre de la ville d'Oran, sur environ 100km entre les Andalouses à l'ouest et le port aux poules à l'est (voir figure 10-3-1).

Les conditions auxquelles le site doit répondre sont les suivantes:

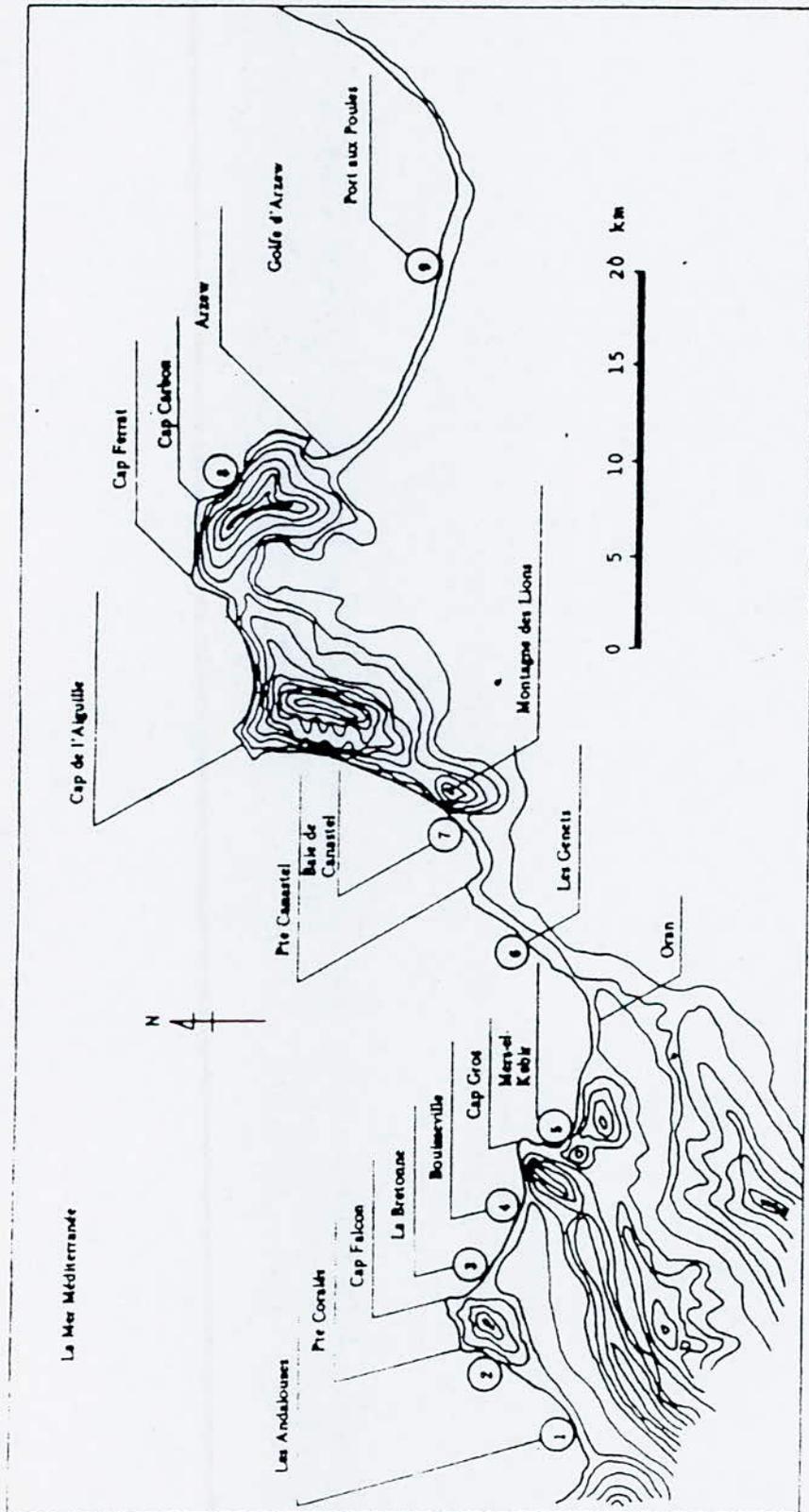


Fig. 3.4 Situation géographique des sites possibles

A)- Conditions naturelles

1)- Conditions terrestres:

La topographie, géologie et météorologie ne doivent pas poser de problèmes pour la construction de l'unité.

2)- Conditions océanographiques:

La topographie, la géologie sous marine et la météorologie maritime ne doivent pas présenter d'obstacles à la construction des prise et rejet d'eau.

3)- La qualité et la température de l'eau de mer brute doivent être appropriées au dessalement.

B)- Conditions sociales

1)- Disponibilité du terrain

2)- Conditions de distribution de l'eau produite:

Le raccordement au bac de répartition existant ne doit pas poser de problèmes majeurs.

3)- La fourniture de combustibles et d'électricité doit être facilement réalisable.

4)- Les infrastructures permettant le transport des matériaux et matériels de construction doivent être déjà existantes, ou facilement réalisables.

5)- L'unité doit répondre aux critères de non pollution de l'environnement.

L'étude des neuf sites possibles a permis de sélectionner le site N°9, port aux poules, répondant le mieux aux conditions sus-citées.

X-4/ COMPOSANTES ET CARACTERISTIQUES DES DEUX VARIANTES

X-4-1/ TRANSFERT CHELIF-ORAN

X-4-1-1/ Volumes fournis

Le système Cheliff-Oran fournira dès sa mise en service (1997), un volume annuel de 250 Mm³/an destiné à satisfaire les besoins en AEP-AEI du couloir Mostaganem-Arzew-Oran :

- 111 Mm³/an, destinés à l'alimentation en eau potable d'Oran.
- 44 Mm³/an, destinés à l'alimentation en eau potable et industrielle de Mostaganem.
- 95 Mm³/an, destinés à l'irrigation d'environ 12000 ha.

X-4-1-2/ Composantes de l' aménagement du cheliff

L'aménagement du Cheliff comprend:

- Un ouvrage de prise mixte béton-terre, situé sur l'oued Cheliff, d'une hauteur de 22 m, équipé de vannes.
- Un transfert vers le barrage de compensation de Sidi-Hadjel sur une longueur de 2,6 km, dont 1,4 km de tunnel (diamètre 2,5 m).
- Une digue en terre, d'une capacité de stockage de 70 Mm³, située à Sidi-hadjel.

Des adductions d'AEP, vers Mostaganem et Oran, d'une longueur de 87 km.

La figure (10-4-1-2), représente les différentes composantes de l'aménagement.

X-4-1-3/ Echéancier

- Démarrage des travaux : 1991
 - Délais : 5 ans
 - Fin des travaux : 1996
 - Mise en service : 1997
- industrielle

X-4-2/ UNITE DE DESSALEMENT

X-4-2-1/ Etude conceptuelle de l'unité

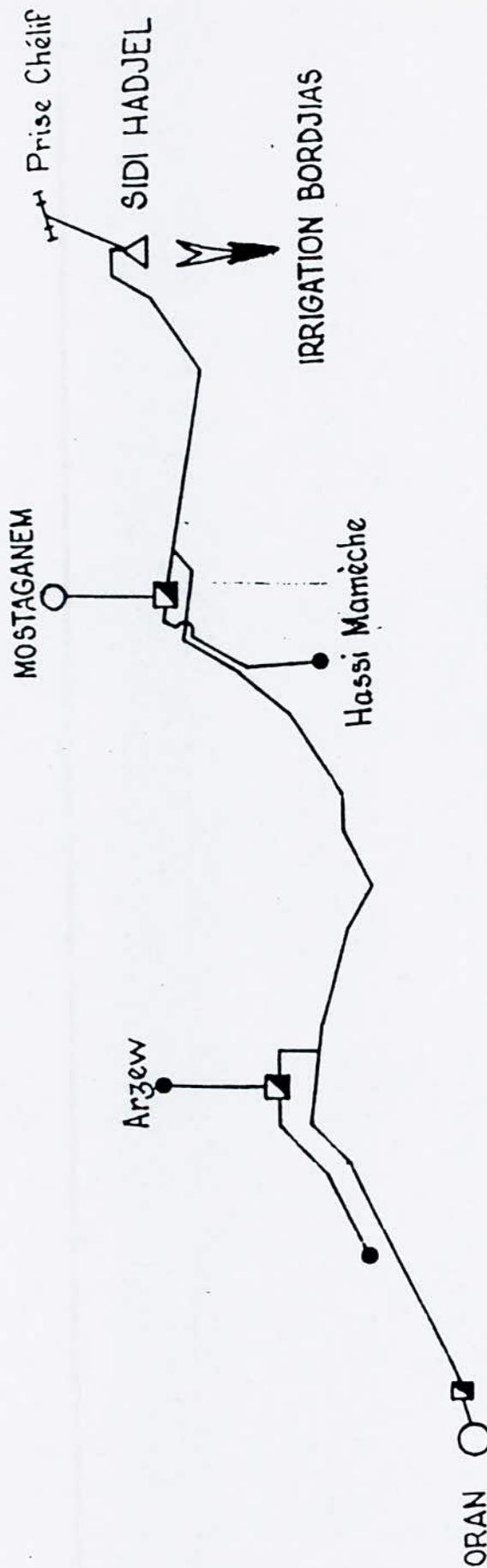
C'est une installation de dessalement par distillation à vaporisation instantanée à détente successive.

1)- Spécifications

- Procédé: distillation MSF, longs tubes, à simple fin
- Capacité et nombre d'unités constituantes : 30 000 m³/j * 5
- Bilan hydrique :

- Prise d'eau de mer : 1248000 m³/j
- Production d'eau : 150000 m³/j
- Rejet d'eau : 109800 m³/j
- Rapport de production : 8

FIG 10-4-1-2 SCHEMA D'ALIMENTATION EN EAU POTABLE ET INDUSTRIELLE A PARTIR DU SYSTEME CHELIF



LEGENDE	
△	Barrage en projet
▣	Station de traitement
⚡	Barrage prise
○	Chef lieu de Wilaya
	Centre desservi
Echelle : 1/500.000	

- 2)- Consommation d'énergie et de produits chimiques :
- Gaz combustible : 58500 m³/h
 - Electricité : 2250 kw
 - Produits chimiques:
 - Inhibiteur d'entartrage: 72,9 kg/h
 - Agent antimousse : 1,215 kg/h
 - Calcaire : 375 kg/h
 - Soude calcinée : 9,489 kg/h

3)- Qualité de l'eau produite

En Algérie, les normes de qualité d'eau de boisson sont en cours de codification pour la promulgation dans un proche avenir de textes réglementaires à cet effet.

Les valeurs standards algériennes sont reprises dans le tableau (10-4-2-1). Les valeurs provisoires de celles ci étant des norme OMS, la présente étude de faisabilité se basant sur celles ci :

tab(10-4-2-1) Qualité de l'eau produite PAR LA DIS

Eléments	Eau produite par procédé de distillation	Directives OMS
pH	7 à 8.5	6.5 à 8.5
Dureté totale (en CaCO ₃) (mg/l)	60 au plus	500
Ion chlore (mg/l)	30 au plus	250
Ion sulfate (mg/l)	5 au plus	400
TDS (quantité totale de matières dissoutes) (mg/l)	100 au plus	1 000
Température (°c)	32 au plus	-
Ion calcium (mg/l)	28 au plus	-
Ion magnésium (mg/l)	2 au plus	-

4)- Superficie requise : 105800 m²

5)- Echancier

Démarrage des travaux : 1989 (fin)
- Délais : 3 ans
- Fin des travaux : 1992
- Mise en service : 1993
industrielle

6)- Organisation

- Directeur de l'unité : 1 personne
- Service exploitation : 47 personnes
- Service maintenance : 14 personnes
- Service administration : 11 personnes
et gestion

Total : 73 personnes

X-4-2-2/ RACCORDEMENT AUX RESEAUX DE DISTRIBUTION EXISTANT

La base de distribution prévu pour le réseau Est de l'agglomération Oranaise étant le bac de répartition existant de Gambetta, l'eau produite y sera amenée à partir du réservoir d'eau pure installé dans l'enceinte de l'unité :

L'acheminement de la conduite d'adduction est tel qu'indiqué sur la figure (10-4-2-1).

Spécifications de la conduite d'adduction :

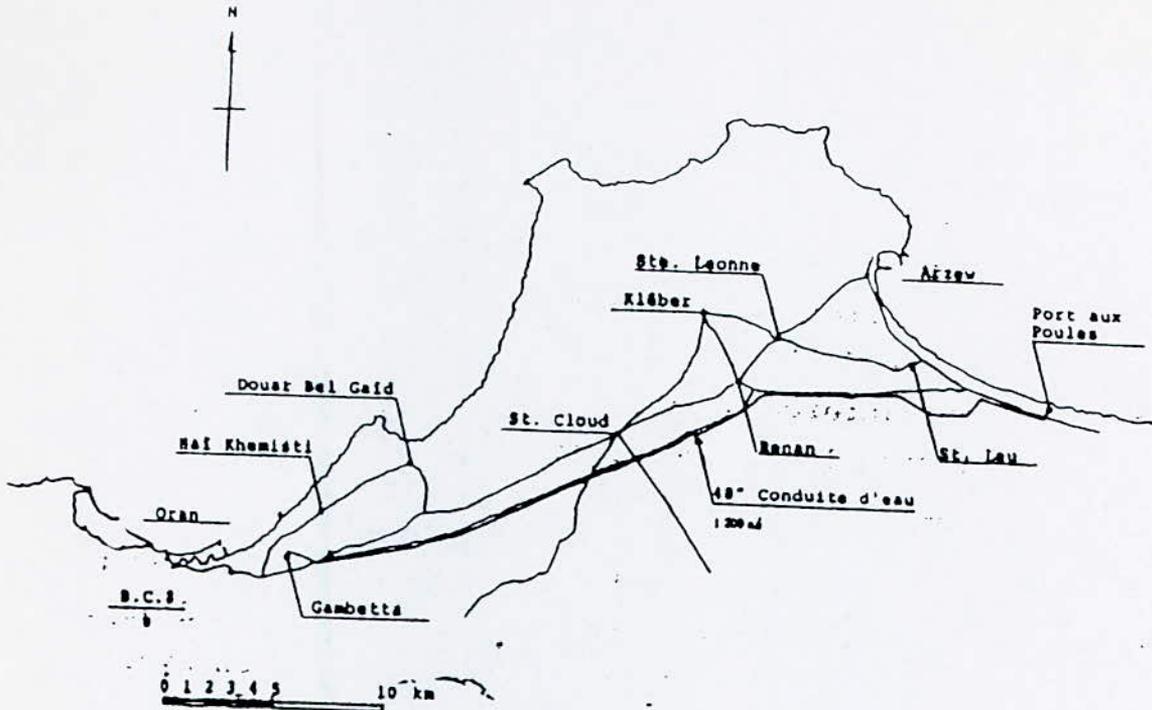
Diamètre : 1200 mm
Matériau : Acier revêtu aux époxydes de goudron
Largeur totale : 40 km

Spécifications de la pompe d'adduction :

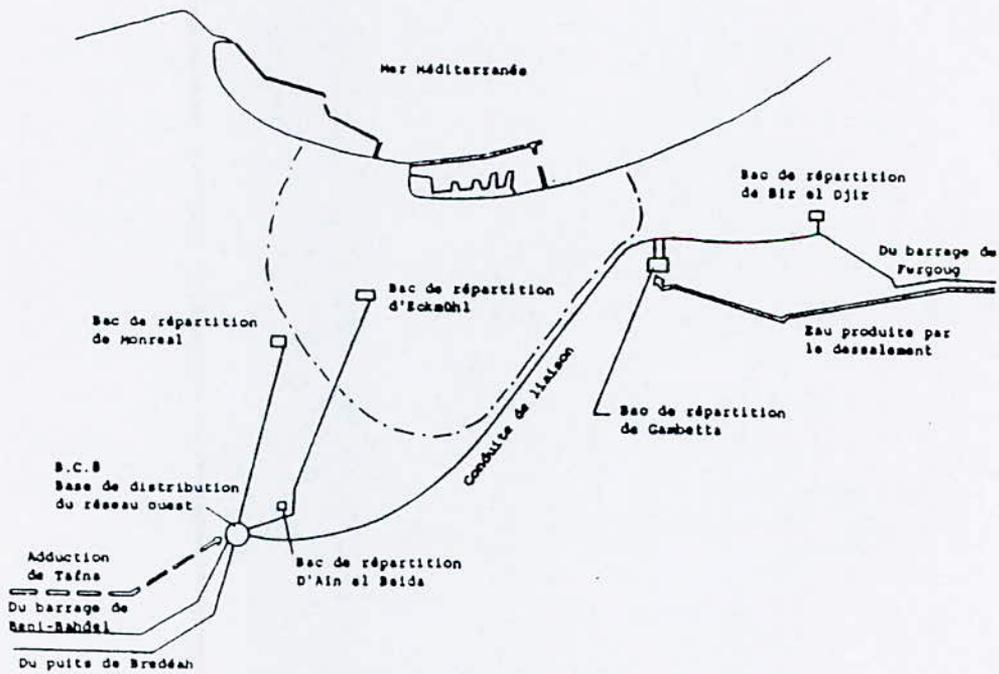
Type : Pompe centrifuge à deux ouïes
Hauteur totale
d'élévation : 350 m

Puissance
électrique du
moteur : 1600 kw

Nombre : 5 de service normal
1 de réserve.



Acheminement de la conduite d'adduction



Point de raccordement de l'eau produite aux réseaux de distribution existants

FIG (10-1462-1)

X-5/ ANALYSE FINANCIERE DES DEUX VARIANTES

X-5-1/ SYSTEME CHELIFF-ORAN

X-5-1-1/ Investissements et frais d'exploitation

Le tableau (10-5-1-1) présente le détail des coûts du transfert cheliff, ainsi que des frais d'exploitation.

tab(10-5-1-1) Coût du transfert oued Cheliff-Oran

Ouvrages	Prix MDA	Frais d'exploitation %	Frais d'exploitation MDA	Durée de vie/ans
Barrage Cheliff Transfert Sidi Hadjel	998	0.5%	5	50
Adduction Oran Adduction Mostaganem	1889	0.5%	9.5	15
Station de traitement	312	2%	6	15
Station de pompage	240.3	2%	4.8	15
Totaux	3499.3		25.3	

- Frais d'énergie : 16.4 MDA/an
- Renouvellement de la station de traitement (15 ans)
 - Génie civil : 45 %
 - Equipements : 55 %
- Prix du renouvellement= 55 % prix de la station
 $P_{RT} = 171.6$ MDA
- Renouvellement de la station de pompage (15 ans)
 - Génie civil : 40 %
 - Equipement : 60 %
- Prix du renouvellement= 60 % prix de la station
 $P_{RP} = 144$ MDA

X-5-1-2/ Coût du m3 d'eau produit

La procédure de calcul a été exposée dans le paragraphe (9-2) du chapitre précédent.

En introduisant toutes les données dans un programme informatique de calcul (voir annexe 4), nous obtenons les résultats suivants :

Taux d'actualisation : a= 10 %
Coût du m3 d'eau : 2.8 DA

Taux d'actualisation : a= 12 %
coût du m3 d'eau : 3.39 DA

X-5-2/ UNITE DE DESSALEMENT

X-5-2-1/ Investissements et frais d'exploitation

A)- Investissements

Le tableau (10-5-2-1-A), représente les prix d'investissement de l'unité de dessalement, en appliquant le taux de convertibilité du dinars de l'année 1989 :

1 DA= 7.5 \$ US

tab(10-5-2-1-A) Coûts d'investissement de l'unité de dessalement

Poste	part en devises	part en DA	Total
Frais de construction de l'unité	256165.1	376599.97	2938251
Frais avant le démarrage	27571.42	42624.37	70195.8
Fonds de roulement préliminaires	77347.57	5421.67	82769.32
Intérêts durant la construction	184459.57		184459.57
Somme de fonds nécessaires	2851029.67	424646.02	3275675.77

NB: Les nombres sont donnés en mille dinars Algériens

Le renouvellement de la station de dessalement se fait à 60 %, tous les 15 ans :

$P_R = 1965.36$ MDA

B)- Frais d'exploitation

Il existe deux sortes de frais d'exploitation :

- Frais Variables
 - Combustible
 - Electricité
 - Produits chimiques
- Frais Fixes
 - Frais de personnel
 - Frais de gestion
 - Frais d'entretien
 - Impôts fonciers, primes d'assurance.

Ces frais sont définis pour un taux d'utilisation de l'unité de 100% dès la première année, avec 330 jours ouvrables par an .
Il en résulte les montants indiqués dans le tableau (10-5-2-B).

tab(10-5-2-B) Frais d'exploitation de l'unité de dessalement

POSTES	UNITE MSF	
FRAIS VARIABLES		
Services généraux /produits chimiques	Part en devises	Part en DA
Gaz combustible		121977.60
Electricité		6755.10
Agent antimousse	24871.57	
Calcaire	462.82	
Soude calcinée		1641.90
Sous total	25598.85	130374.67
Total	155973.52	
FRAIS FIXES		
Frais de personnel		4914.75
Frais de gestion	658.12	3008.40
Frais d'entretien	51750.00	10909.50
Impôt foncier, primes d'assurance		29320.00
Sous total	52350.00	48225.00
Total	100575.00	

NB: Les prix sont donnés en 1000 DA selon le taux de convertibilité de celui-ci en 1989 :

$$1 \text{ DA} = 7.5 \text{ \$}$$

X-5-2-2/ Coût du m³ d'eau dessalée

La procédure de calcul a été exposée dans le paragraphe (9-2) du chapitre précédent.

En introduisant toutes les données dans un programme informatique de calcul (voir annexe 4), nous obtenons les résultats suivants:

Taux d'actualisation : a=10%
 Coût du m³ d'eau dessalée : 11.82 DA

Taux d'actualisation : a=12%
 Coût du m³ d'eau dessalée : 13.23 DA

X-5-3/ RECAPITULATION

Le tableau(10-5-3) suivant récapitule volumes fournis, investissements, coûts d'exploitation et coûts unitaires de l'eau fournie par les deux variantes:

tab(10-5-3) Tableau récapitulatif de l'étude comparative

	TRANSFERT CHELIFF -ORAN	UNITE DE DESSA- LEMENT (MSF)
Volumes fournis(Mm3/an)	111	50
Durée de vie(an)	50	15
Délais de réali- sation (ans)	5	3
Investissements (MDA)	3439.30	3275.60
Exploitation (MDA)	41.70	256.55
Renouvellement (MDA)	315.60	1965.36
Coût du m3(DA)		
a= 10%	2.80	11.82
a= 12%	3.39	13.23

CONCLUSION

Contrairement aux prévisions, le rapport du prix unitaire de l'eau de mer dessalée, au prix unitaire de l'eau de surface (oued Cheliff) n'est pas si important. Il est de 4,22 pour un taux d'intérêt de 10% et de 3,9 pour un taux d'intérêt de 12%, ce qui évidemment fait porter le choix sur le transfert Cheliff-Oran.

Cependant, à long terme (horizon 2010) le déficit en eau sera de 107 Mm³/an.

Lorsque toutes les solutions conventionnelles auront été épuisées, à savoir :

- Réaffectation de l'eau potable destinée à la zone industrielle d'Arzew vers Oran et Alimentation de la zone industrielle d'Arzew par des petits modules de dessalement
- Réutilisation des eaux usées après épuration pour l'irrigation et affectation de l'eau actuellement destinée à l'AEI aux fins d'AEP

le recours au dessalement des eaux de mer deviendra une nécessité

CONCLUSION

La demande en eau douce croît de 4% par an, environ, tandis que les ressources naturelles restent invariables. Il y a donc un déséquilibre croissant entre besoins et ressources en eau.

Il s'agit là d'une équation à priori sans solutions, mais sachant que 97.39% de l'eau du globe se trouve dans les mers et océans et n'est donc pas directement utilisable, il faut donc prévoir à long terme, particulièrement pour les pays à climat sec, l'usage généralisé du dessalement des eaux de mer.

Toutefois, même si les ressources hydriques, caractérisées par une extrême irrégularité dans le temps et dans l'espace, sont constantes, les eaux consommées par les différents secteurs (AEI, AEP...), peuvent être réutilisées après traitement, ce qui repousserait l'échéance du dessalement d'une part, et permettrait de résoudre partiellement le problème de destabilisation du système écologique mondial, d'autre part.

En ce qui concerne l'Algérie, nous avons pu constater l'incompatibilité du coût du m³ dessalé avec le tarif de l'eau en vigueur.

De ce fait, toutes les ressources hydriques conventionnelles devront être exploitées, avant de recourir au dessalement.

Cependant, à l'horizon 2010, le déficit en eau de la région ouest de l'Algérie et particulièrement de la ville d'Oran, ne pourra être comblé que par le dessalement des eaux de mer, car toutes les ressources en eau conventionnelle seront épuisées.

En règle générale, le coût du m³ dessalé n'a pas accusé la forte baisse prévue il y a vingt (20) ans.

Ce phénomène pourrait s'expliquer d'une manière rationnelle, par la hausse des coûts de l'énergie et des matières premières, ou d'une manière moins objective, par le fait que le dessalement s'est principalement développé dans les pays riches du Golfe, d'une part, et que les pays industrialisés, constructeurs d'unités de dessalement, ne souffrent généralement pas de pénuries d'eau et ne font donc pas une priorité de la baisse du coût du m³ dessalé.

Cependant, l'augmentation du coût de l'énergie pourrait stimuler les efforts de créativité et d'innovation de nouveaux procédés moins coûteux, basés par exemple sur l'emploi d'énergies renouvelables (solaire, éolienne...), ou encore sur la récupération de chaleur nucléaire.

Ceci pourrait donc redonner espoir aux millions d'individus, vivant sur le rivage de gigantesques masses d'eau, sans pouvoir bénéficier de leurs bienfaits.

ANNEXES

A N N E X E 1

Propriétés des métaux non ferreux en eau de mer chaude

Matériau	Vitesse maximale admise (m/s)	Caractéristiques
Titane	2.45 à 99°C	Utilisé en Virginie Très résistant à la corrosion Temp.maximale 126°C
Acier inox	> 3.00	Très résistant à l'agression du CO ₂ , eg. tubes d'éjection d'air Résistant à l'acide, à la corrosion par piqûres du côté saumure. Tem.maximale 93°C
70/30 Cupro nickel	4.50	Bonne résistance à l'érosion
90/10 Cupro nickel	3.65	Plus résistant à l'encrassement dû aux organismes marins que le 70/30 compétitif avec le laiton de 0.091cm d'épaisseur Matériau relativement peu coûteux
Aluminium laiton	2.10	Est sujet à la corrosion intergranulaire en eau de mer polluée
Acier	0.15	Sujet à la corrosion du côté vapeur Peut être utilisé à une temp inférieure à 60°C en saumure dégazée

A N N E X E 2

A2-1/ L'évaporateur WG 11 B001

L'évaporateur de détente a de multiples étages :
3 étages pour la dissipation de la chaleur.
15 étages pour la récupération de la chaleur.

Les surfaces des séparateurs d'évaporation et d'humidité sont calculées pour obtenir les vitesses de vapeur les meilleures possible tout en réduisant au maximum l'entraînement de saumure.

Le faisceau de tubes du condenseur se trouve dans la partie supérieure de chaque chambre. Dans chacun des faisceaux, quelques tubes sont séparés des autres par une chape-tôle.

Ce compartiment séparé sert de zone de refroidissement pour les gaz non condensables. Les tubes du faisceau du condenseur sont disposés en triangle. Les tubes droits sont en titane. Pour entrer dans les chambres de détente on a prévu, à l'avant, à l'arrière et dans chaque cloison d'étage, des trous d'homme.

Le dernier étage est muni d'un indicateur de niveau pour le distillat et la saumure. Tous les dispositifs sont prévus pour vider et aérer totalement tous les étages. Chaque chambre de détente est muni d'une gaine pour thermomètre.

Toutes les caractéristiques de fonctionnement, de construction et les matériaux sont indiqués par les fiches de spécification.

A2-2/ Le réchauffeur final WH 11 B001

Le réchauffeur final est un échangeur thermique à faisceaux de tubes droits. L'eau de mer traverse les tubes, alors que l'eau chaude circule sur le côté enveloppe. La vitesse de passage dans les tubes correspond aux conditions exigées par un inhibiteur d'incrustation moderne et atteint le nombre de Reynolds 70000-100000.

Afin d'avoir des dimensions compactes et des tubes de longueur réduite, on a choisi un flux de saumure à deux passages. Côté enveloppe, la disposition des plaques de support garantit un courant transversal pour une vitesse meilleur et la possibilité d'un transfert de chaleur.

Pour arriver à de fréquences de nettoyage de 6 à 12 mois, on a tenu compte du problème de l'encrassement lors du dimensionnement des surfaces d'échange de chaleur.

Les caisses d'eau peuvent être retirées, ce qui facilite l'accès aux tubes lors de travaux d'entretien. Le réchauffeur final est équipé de tuyaux de rallonge, côté tubes et côté enveloppe, servant à l'aération, la mesure et le drainage.

Le tableau TRP 13 fournit les données de conception et de construction.

A2-3/ La chaudière d'eau chaude WL 12 D001

C'est une chaudière à eau chaude, et basse pression qui combine le principe du retour de flamme et le principe des trois passages. L'eau est réchauffée en 2 étapes. La première surface de chauffe comprend les parois des chambres de combustion, la seconde l'extérieur des tubes de fumées. Cette construction permet une bonne circulation de l'eau et un transfert optimal de la chaleur, ainsi que de basses températures des gaz de fumée. Le tableau TRP 15 fournit les caractéristiques de fonctionnement et de construction.

Le brûleur fonctionne aussi bien au gaz naturel qu'au mazout. C'est un brûleur compact avec soufflante sous grille, pompe à combustible, injecteur de combustible, électrodes d'amorçage, diffuseur d'air et surveillance du combustible.

Le système de surveillance du combustible est relié au système électronique de commande de la chaudière. Le brûleur est fixé par des brides sur la porte avant. Cette porte est également munie d'un voyant permettant de surveiller les flammes.

Le tableau TRP 17 montre les caractéristiques fonctionnelles du brûleur.

A2-4/ Système d'évacuation

L'eau de mer naturelle utilisée pour le procédé d'évaporation est saturée de gaz, tels que azote et oxygène. Ces deux gaz non condensables, ainsi que le gaz carbonique (formé par la désintégration thermique du bicarbonate) sont peu à peu libérés dans les étages de chaleur. L'évacuation de ces gaz et de l'air pouvant s'être introduit se fait par le système d'évacuation.

Les gaz non condensables sont amenés de l'étage 2 jusqu'à l'étage 4, puis de l'étage 5 à l'étage 13 et enfin de l'étage 14 à l'étage 18, et sont évacués aux points d'aspiration des étages 1, 4, 13, 18.

La pompe d'éjection de vapeur se sert des gaz et de la vapeur, qu'elle entraîne de l'étage 1, en tant que courant de propulsion, afin d'aspirer les gaz non condensables des étages 14 à 18.

La pompe d'éjection d'eau est prévue pour aspirer les gaz de la pompe d'éjection de vapeur et ceux des étages 2 à 13. La pression de sortie de cette pompe est égale à la pression de l'étage 13.

L'eau motrice de l'éjecteur est mise en circulation par la pompe. Un réservoir de désaéragage fait partie de ce circuit, là sont libérés et évacués dans l'atmosphère les gaz dissous dans l'eau. Les gaz et la vapeur ont une température supérieure à celle de l'eau motrice en circulation.

Pour éviter un réchauffement indésirable de l'eau motrice, on remplace une partie de cette eau chaude par la même quantité d'eau de mer froide.

Lors du démarrage de l'installation, seule, la pompe d'éjection d'eau (la pompe de vapeur n'est pas encore en service) vide l'évaporateur et la conduite d'aspiration d'eau de mer.

A2-5/ Pompes de traitement et de transfert d'eau de mer

Pour tous les liquides circulant dans le poste de dessalement, on emploie des pompes à volute à l'étage.

- 1- Pompe de recirculation de saumure WR 11 D001 0 WR 41 D001.
- 2- Pompes de rejet de saumure WF 11 F001 à WF 41 D001.
- 3- Pompes de distillat WJ 11 D001 à WJ 41 D001.
- 4- Pompes de recirculation d'eau chaude
WH 11 D001 à WH 41 D001.
- 5- Pompes d'eau motrice WS 11 D001 à WS 41 D001.

Toutes les pompes peuvent être retirées par l'arrière, c'est à dire que la volute repose sur pied et peut rester reliée au tube lorsque des travaux de réparation nécessitent le démontage de l'ensemble de la roue.

En ce qui concerne la pompe de recirculation de saumure, on a monté la pompe et le moteur sur le même socle. Ils sont reliés entre eux par un accouplement. Tous les autres entraînements sont bridés directement par des accouplements sur les pompes.

Toutes les tubulures d'aspiration sont montées axialement et les tuyaux de refoulement pointent radialement vers le haut. Les arbres de pompes se déplacent dans les paliers à roulement lubrifiés à huile ou à graisse. Des joints empêchent le contact entre lubrifiant et liquide. Les arbres de chaque pompe sont munis de garnitures mécaniques d'étanchéité. Une pose optimale des conduites et une valeur NPSH peu élevée empêchent la cavitation des pompes.

Le tableau TRP 24 fournit les données principales des pompes de traitement.

Les pompes de transfert d'eau de mer installées dans la station de pompage sont des pompes centrifuges verticales à 2 étages.

Les paliers à roulement sont graissés. Le tableau TRP 26 donne les caractéristiques de fonctionnement de la pompe de transfert.

Après ces pompes, sont installés des filtres à décolmatage par contre-courant, à la conduite d'eau de mer

L'eau de mer à filtrer pénètre dans le filtre à la bride d'entrée, traverse le double panier filtrant et quitte le filtre à la bride de sortie. Les impuretés sont retenues dans le filtre par la toile filtrante du panier.

Lorsque par suite d'un colmatage du filtre on atteint la perte de charge limite, le procédé de décolmatage par contre-courant se met en marche automatiquement.

A2-6/ Système de dosage des produits chimiques

Ces systèmes font partie intégrante de l'installation. Les fonctions suivantes sont prévues :

- 1- Protection contre l'entartrage.
- 2- Protection contre la formation de mousse.
- 3- Nettoyage à l'acide.
- 4- Neutralisation au chlore.

1- Protection contre l'entartrage

Lors du réchauffement de l'eau de mer, les sels durcissants qu'elle contient ont tendance à se détacher. Cette retombée se dépose sur les surfaces intérieures des tubes et forme une croûte dure, entraînant ainsi une augmentation de la consommation d'énergie et une baisse du rendement.

L'ajout continu des inhibiteurs d'incrustations (3,5 mg/l Belgard EVN) réduit au minimum l'entartrage des tubes.

L'installation d'évaporation est équipée du dispositif pour le dosage des produits chimiques déjà décrit.

La quantité d'inhibiteur d'incrustation est réglée par des pompes doseuses à piston et membrane. En programmant manuellement la course du piston, on peut changer la capacité de refoulement des pompes doseuses.

Les caractéristiques de fonctionnement des pompes doseuses sont données sur la fiche de spécification.

La solution de produits chimiques est pompée à haute pression par la soupape de retenue de pression, dans la conduite d'alimentation.

2- Protection contre la formation de mousse

L'eau de mer, sujette à une augmentation saisonnière de sa teneur en produits organiques, peut avoir tendance à mousser lorsqu'elle est traitée en usine de dessalement.

Une partie de cette mousse peut arriver au distillat et le rendre inutilisable. Dans ce cas, le produit chimique préconisé (0,1 mg/l Belite M 33) peut être dissous et dosé avec l'inhibiteur d'incrustation.

3- Nettoyage à l'acide

Il n'est pas possible généralement d'indiquer d'exactes fréquences de nettoyage, celles-ci dépendent de la qualité de l'eau brute et du dosage réel des inhibiteurs d'incrustation. Entre 6 et 12 mois de service il sera nécessaire de nettoyer les condenseurs et le réchauffeur final à l'acide chlorhydrique non dilué. Cet acide (environ 170 l de solution de HCL, à 33 % par nettoyage) est dosé et injecté par la pompe doseuse, soit dans l'eau de mer, soit dans la saumure de recirculation suivant la zone à nettoyer.

- a) Eau de mer - zone de dissipation de la chaleur
- b) Saumure - zone de récupération de la chaleur.

Pour neutraliser l'eau de mer ou la saumure, la pompe doseuse ajoute de la soude caustique (Na OH).

Le procédé de nettoyage se fait en fonction de la valeur pH, c'est à dire lorsque la valeur pH est la même à la sortie et à l'entrée.

4- Neutralisation au chlore

L'eau de mer, pour la centrale thermique, est traitée au chlore actif.

Ce procédé détruit les organismes se trouvant dans l'eau de mer. Il a deux opérations de chloration :

- a) Le dosage continu (environ 1,5g de chlore actif par m³ d'eau de circulation)
- b) Le dosage de choc (environ 5g de chlore actif par m³ d'eau de circulation) pendant 15 minutes toutes les 3 heures de service.

Un excédent de la concentration de chlore actif dans l'eau de mer alimentant le poste de dessalement influence négativement le procédé de dessalement.

Le contenu de chlore actif est mesuré après les pompes de transfert d'eau de mer. Lors du dosage de choc, si le contenu de chlore augmente, on ajoute du sulfate de sodium (Na₂ SO₃) dans l'eau de mer servant d'eau d'alimentation. Ce qui neutralise le chlore actif.

A2-7/ Commande de réglage de l'installation

L'armoire de commande comprend l'équipement de commande et de réglage pour l'ensemble de l'installation, y compris tous les systèmes logiques, ainsi que les relais auxiliaires, les lampes témoins d'exploitation, les touches et les lampes témoins, le système d'alarme, le diagramme d'ensemble, les indicateurs et les régulateurs. Les fonctions de protection, commande et alarme se font entièrement par commande à libre programme.

En ce qui concerne l'appareil d'automatisation-ordinateur, les fonctions de commande souhaitées ont été déformées par une série d'instructions " STEP 5" formant le programme.

Indicateurs de pression

Parmi les manomètres placés sur les organes eux même, se trouvent l'indicateur de pression de buées WG 11 P002, de l'étage 18 et l'indicateur de pression de saumure WR 14 P001 à la sortie du réchauffeur final. Le manomètre de l'étage 18 indique la pression de saturation et donc l'efficacité du désaéragé. Cette pression est indiquée à l'armoire de commande. sur chaque pompe, côté pression, sont également placés des manomètres.

Indicateurs de température

La température de l'eau de mer, à la sortie de la zone de dissipation de chaleur WE 13 T002 est indiquée à l'armoire de commande.

Le téléindicateur placé à la sortie du réchauffeur final donne la température maximale de saumure (WR 14 T002).

Les indicateurs de température dans le circuit d'eau de la chaudière permettent de se faire une idée de l'état du système de la chaudière.

Le thermorégulateur règle le brûleur de la chaudière suivant le signal donné par le thermomètre WH 12 T001 placé devant la chaudière.

A chaque étage se trouvent des thermomètres, qui contrôlent la température de détente de la saumure dans les divers étages de l'évaporateur.

Indicateurs de niveau

Les niveaux de la saumure et du distillat sont commandés par une boucle de régulation de niveau. Cette boucle protège les pompes contre d'éventuelles pertes d'aspiration en fermant les soupapes de pression lorsque le niveau baisse.

Le programme existant est introduit dans le dispositif de programmation, puis transmis à la mémoire de l'appareil d'automatisation. Les instructions sont enregistrées dans les cellules de la mémoire et ce consécutivement.

Pendant que l'appareil d'automatisation fonctionne, l'unité de commande du bloc effectue successivement les adresses de celle ci. L'instruction lue dans la cellule de la mémoire est interprétée et l'opération correspondante est exécutée. La fin du programme l'instruction de la dernière cellule de la mémoire programmée avec "BE" est effectuée. Le traitement du programme reprend depuis le début.

Indicateurs de débit

La consommation en eau de mer est déterminée par les consommateurs, c'est à dire le condenseur de la zone de dissipation de chaleur et le système de désaérage, qui peuvent être réglés individuellement. Donc il n'est pas nécessaire de mesurer la quantité totale d'eau de mer.

La saumure de recirculation se dirigeant vers la zone de récupération chaleur est réglée par la soupape WR 15 S001. Le débit de saumure est indiqué à l'armoire de commande.

Lors du démarrage, ce débit augmente progressivement, et ce proportionnellement à la température de la sortie du réchauffeur final et à la température de l'eau chaude de la chaudière. Le débit d'eau d'alimentation (WE 19 F001) est indiqué et réglé par la soupape WE 19 S001.

La quantité de distillat (WJ 13 F001) est indiquée à la l'armoire de contrôle et sur la machine.

Le calcul du transfert total de chaleur dans le réchauffeur final en tenant compte de la vapeur indiquée par les compteurs à gaz WW 11 F001 ou à mazout

WO 11 F001 et du rendement de la chaudière. Pour mesurer les niveaux de saumure et de distillat on a prévu des indicateurs de niveau à volet magnétique, à l'étage 18, et un indicateur supplémentaire pour le niveau de saumure à l'étage 1.

Les étages 2 à 17 sont également équipés d'indicateurs de niveau à volet magnétiques. Les niveaux de saumure des étages 1 et 18 sont indiqués sur le pupitre de télésurveillance.

Pour les réservoirs de dosage des produits chimiques, est prévu un avertisseur de niveau minimale. Le point de commutation L donne le signal d'alarme. Le point de commutation LL coupe la pompe doseuse et déclenche ainsi un arrêt du poste de dessalement.

Contrôle de la conductivité

La qualité du distillat est indiquée et contrôlée en permanence par la conductivité électrique de l'appareil de mesure WJ 12 A001. La conductivité maximale admise pour le distillat dépend de l'utilisation prévue, soit comme eau potable, soit comme d'alimentation. des valeurs limites réglables déclenchent automatiquement le rejet du distillat vers la soupape WJ 12 S005.

La reconnexion se fait en appuyant sur une touche et en libérant le point inférieur de commutation.

Dispositifs de sécurité de la chaudière

Le système de sécurité de la chaudière possède deux thermostat, un avertisseur de pression d'eau et un avertisseur de niveau. Le premier thermostat coupe le brûleur, alors que la pompe de recirculation du brûleur continue à fonctionner. Dès que la température de l'eau de la chaudière baisse, le brûleur se remet automatiquement en marche.

Le second thermostat sert de dispositif de sécurité pour arrêter l'installation en cas d'urgence. L'avertisseur de niveau minimal et de pression d'eau minimale déclenche également l'arrêt d'urgence de l'installation .

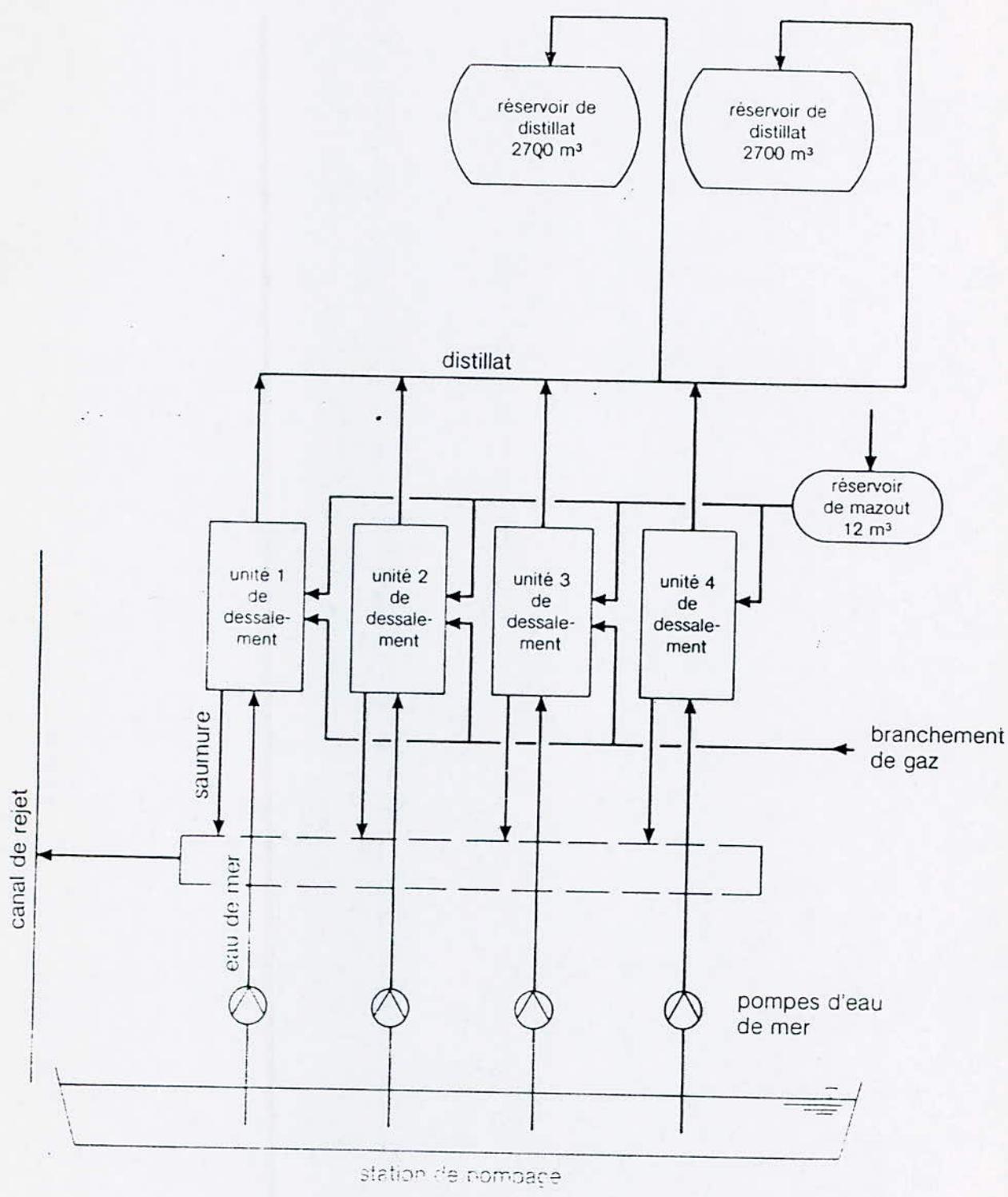
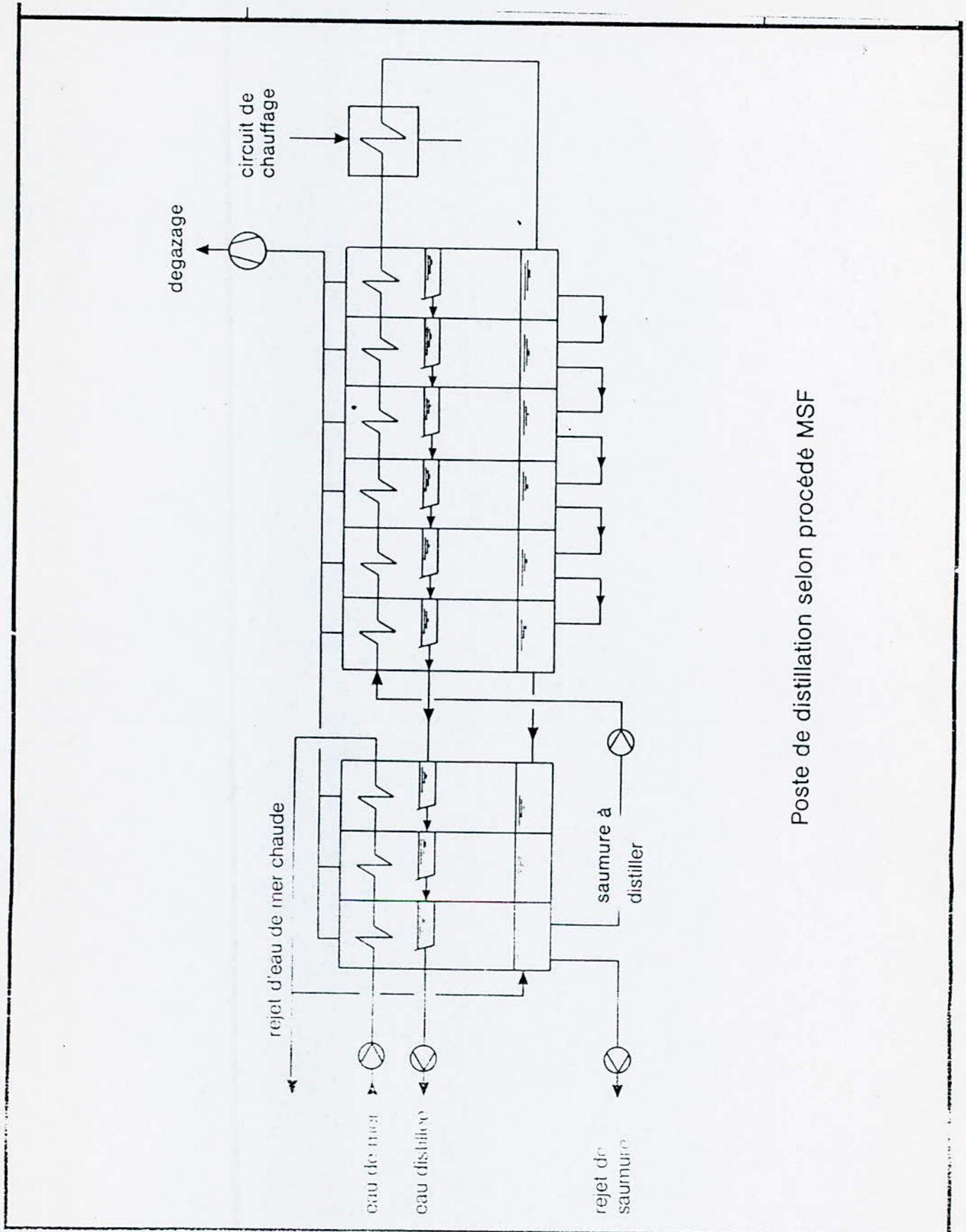
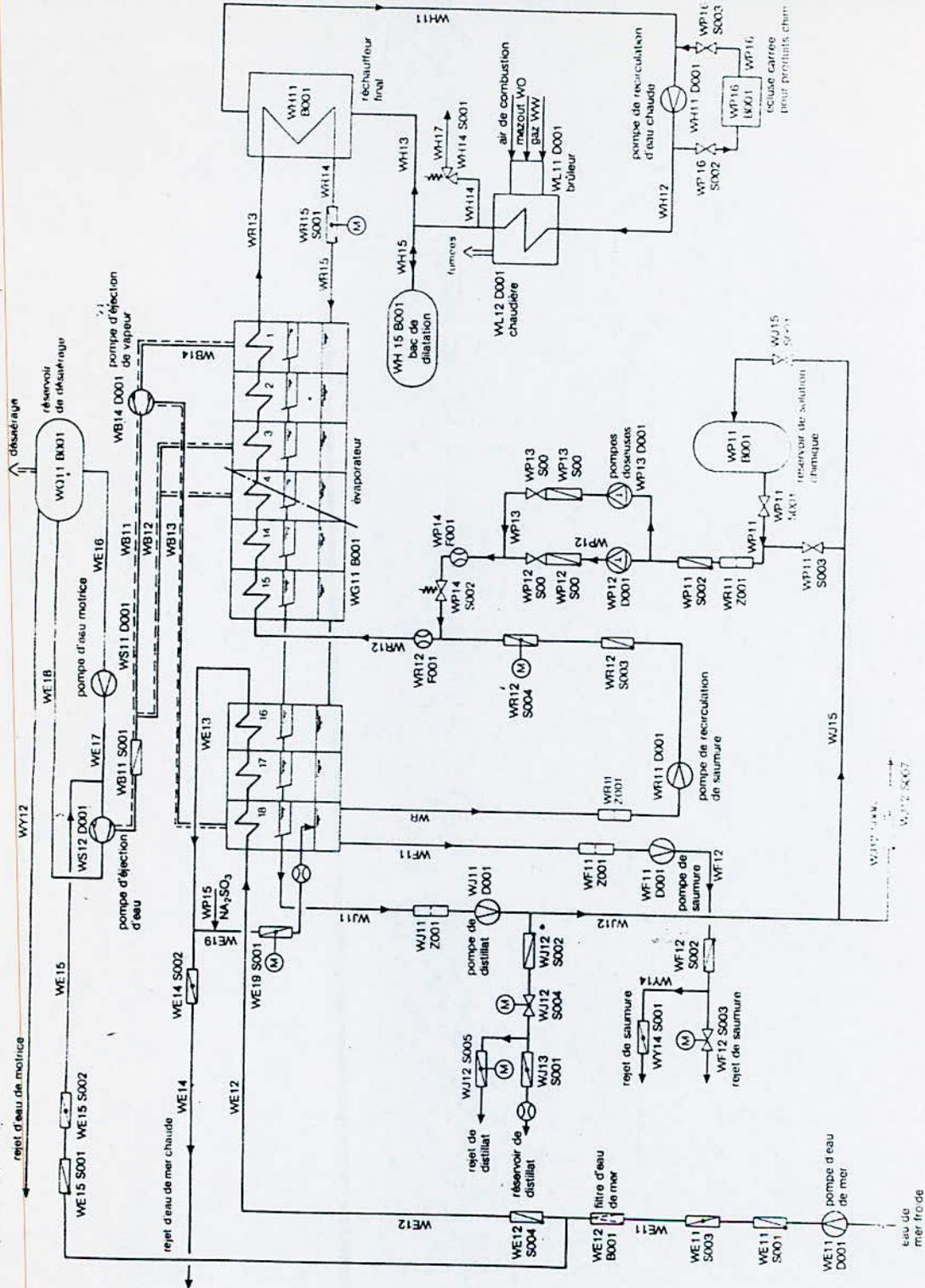


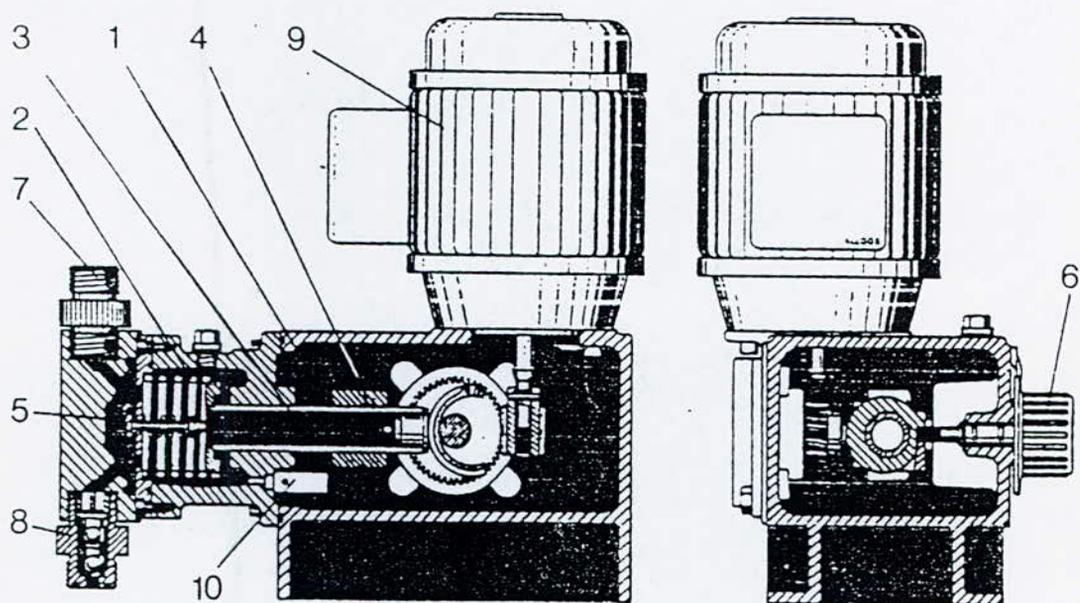
Schéma simplifié de la station de dessalement



Poste de distillation selon procédé MSF

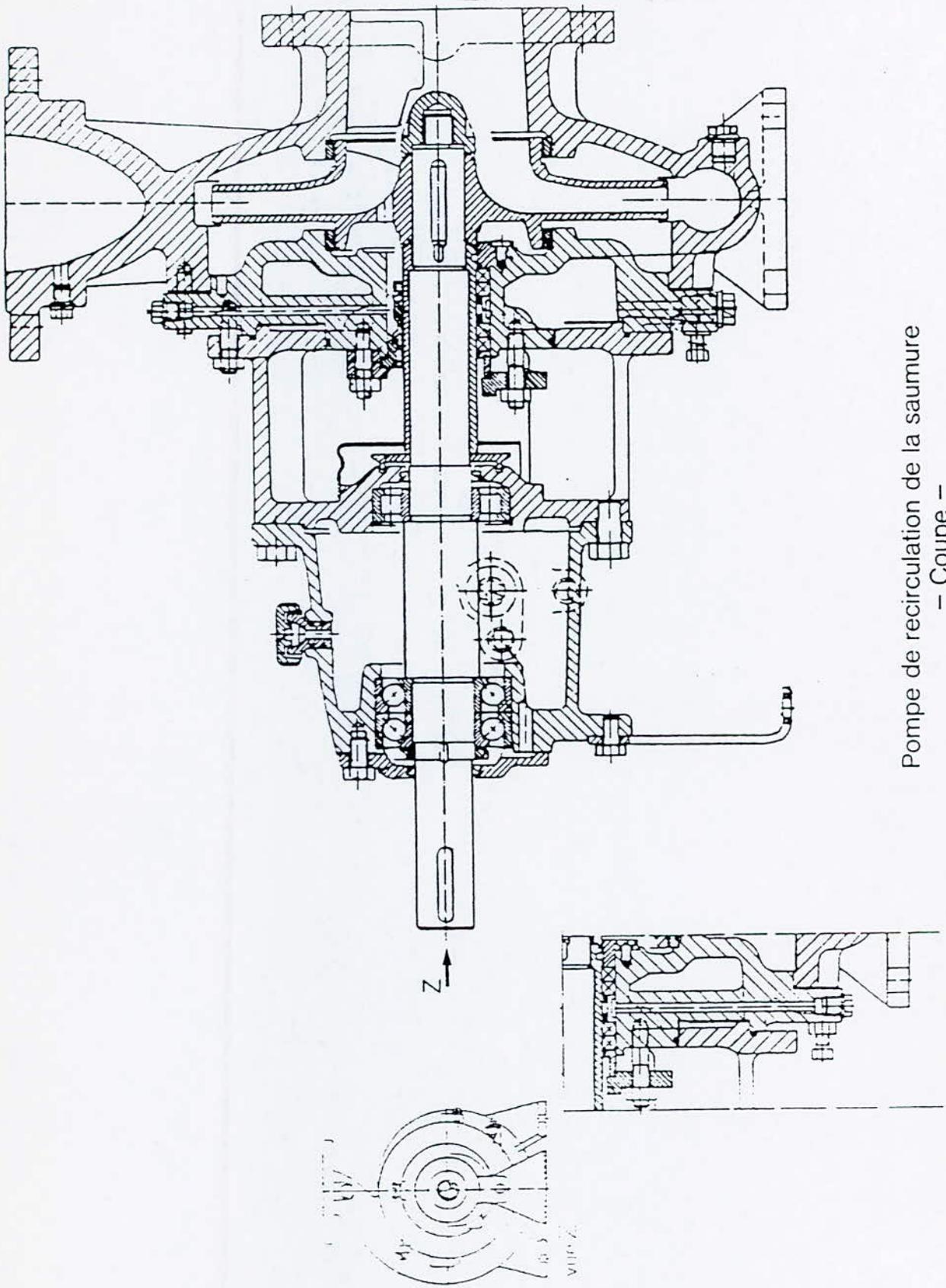


Conception d'eau d'alimentation de la chaudière WH

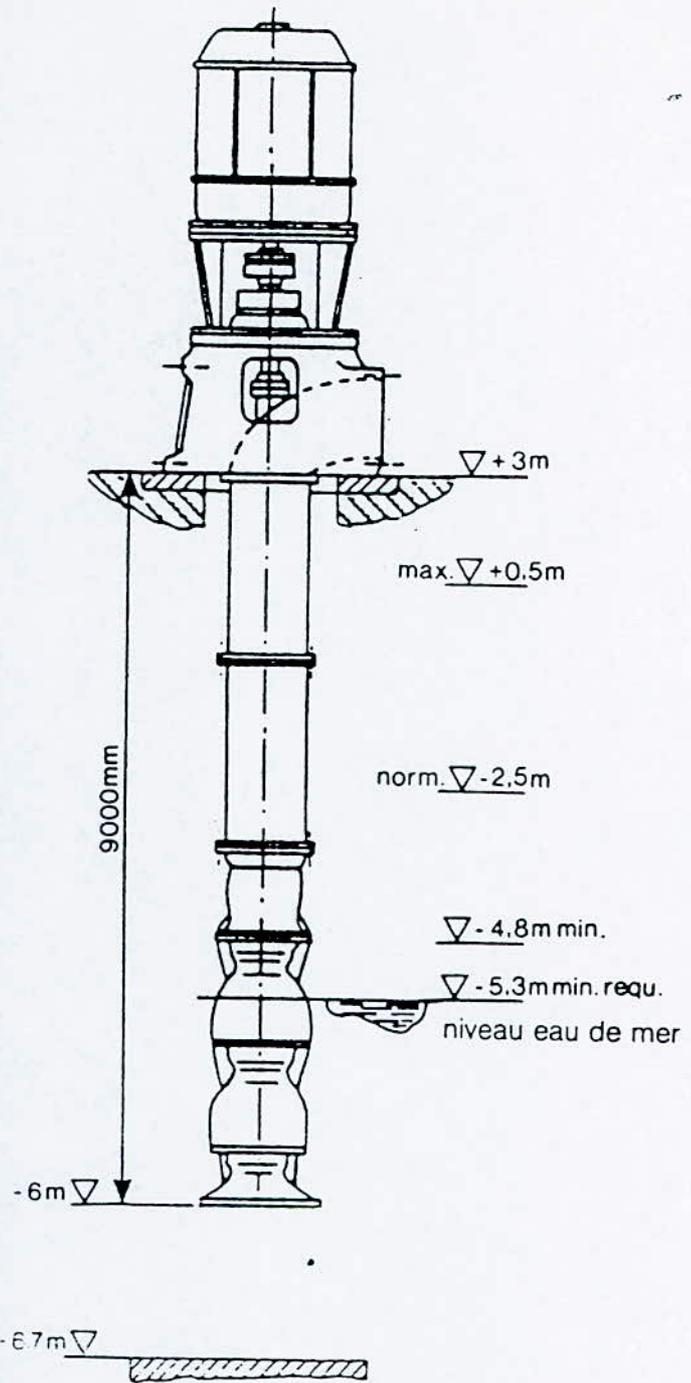


- | | |
|--------------------------|--------------------------|
| 1 Intérieur du carter | 6 Vernier de réglage |
| 2 Lanterne intermédiaire | 7 Clapet de refoulement |
| 3 Piston | 8 Clapet d'aspiration |
| 4 Fourreau de réglage | 9 Moteur électrique |
| 5 Membrane de dosage | 10 Clapet de surpression |

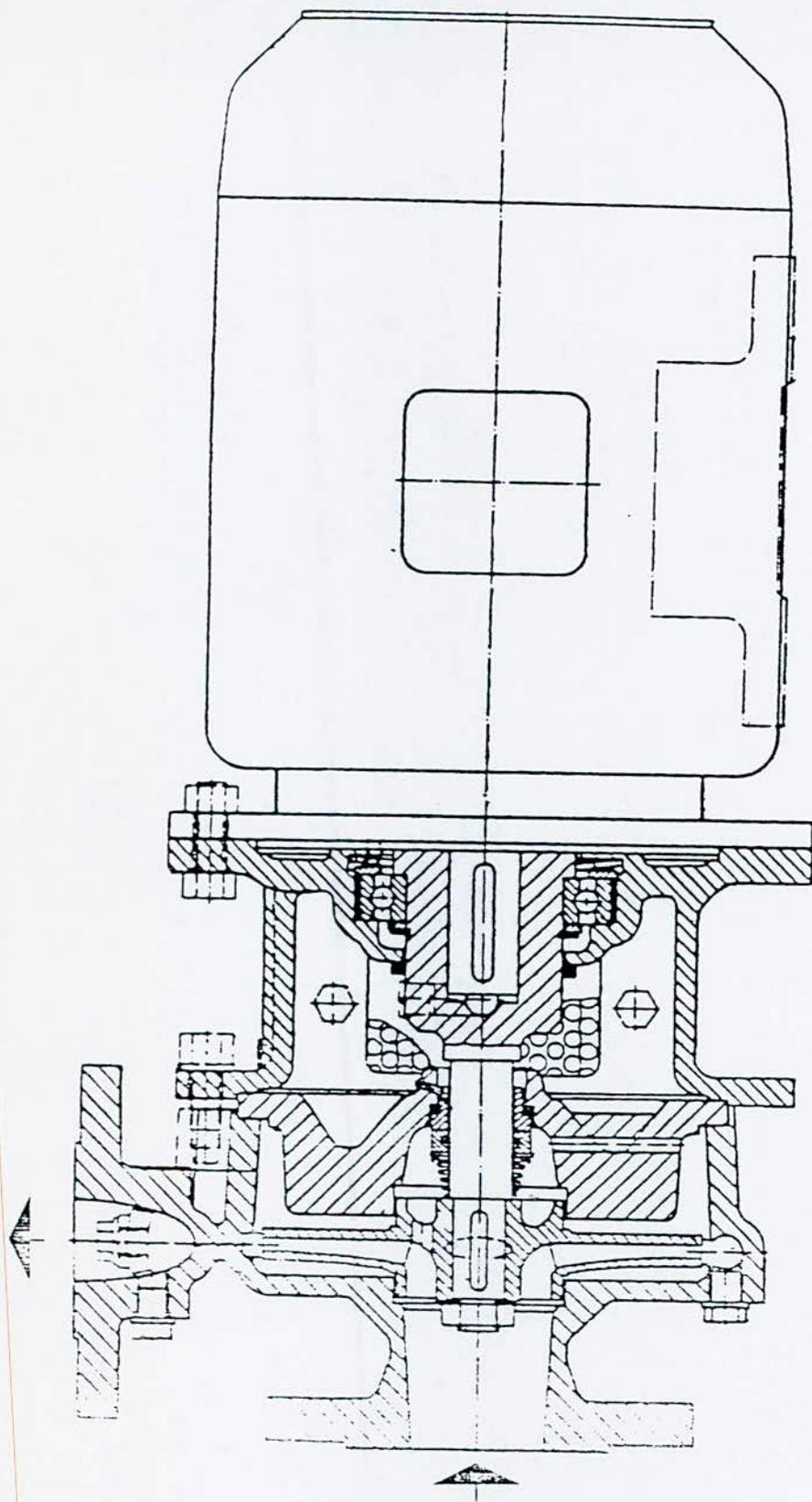
Pompe doseuse à piston et membrane



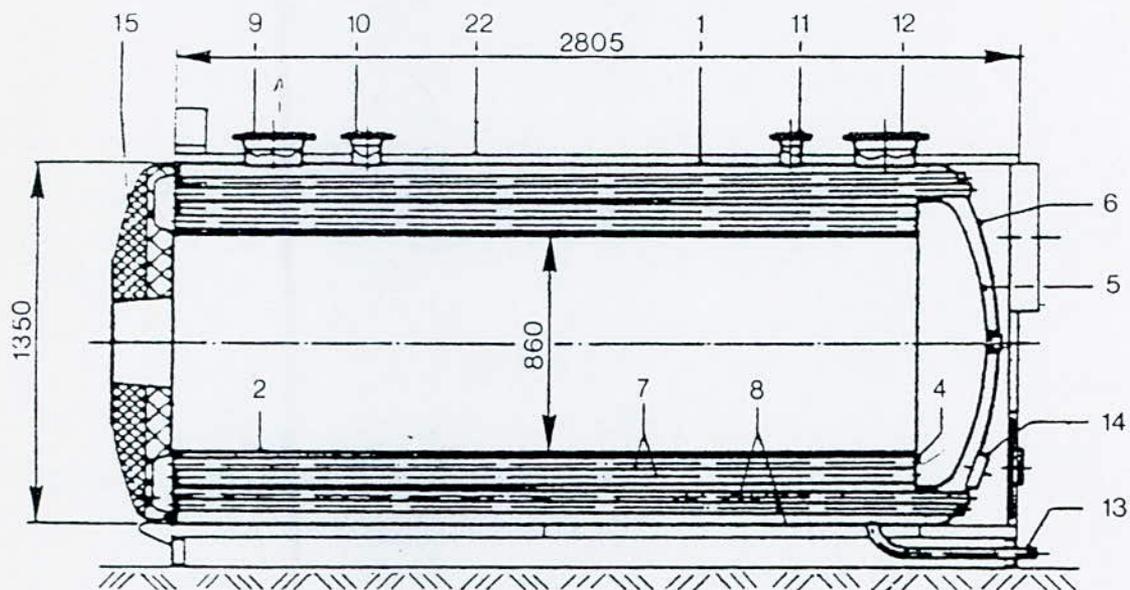
Pompe de recirculation de la saumure
— Coupe —



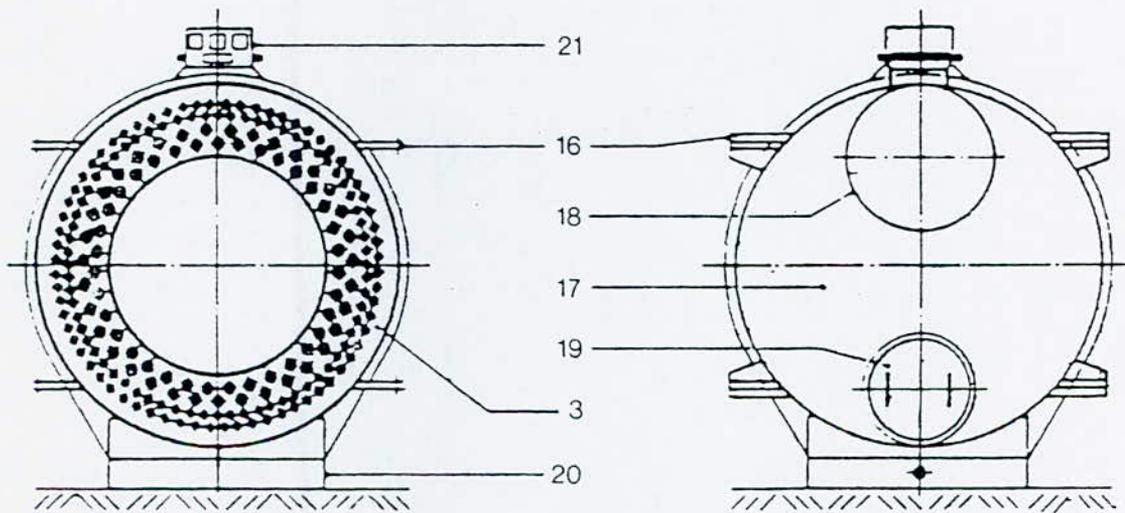
Pompe de transfert d'eau de mer



Pompes de rejet de saumure, de distillat et d'eau motrice
- Coupe -



coupe



vue de face (sans porte)

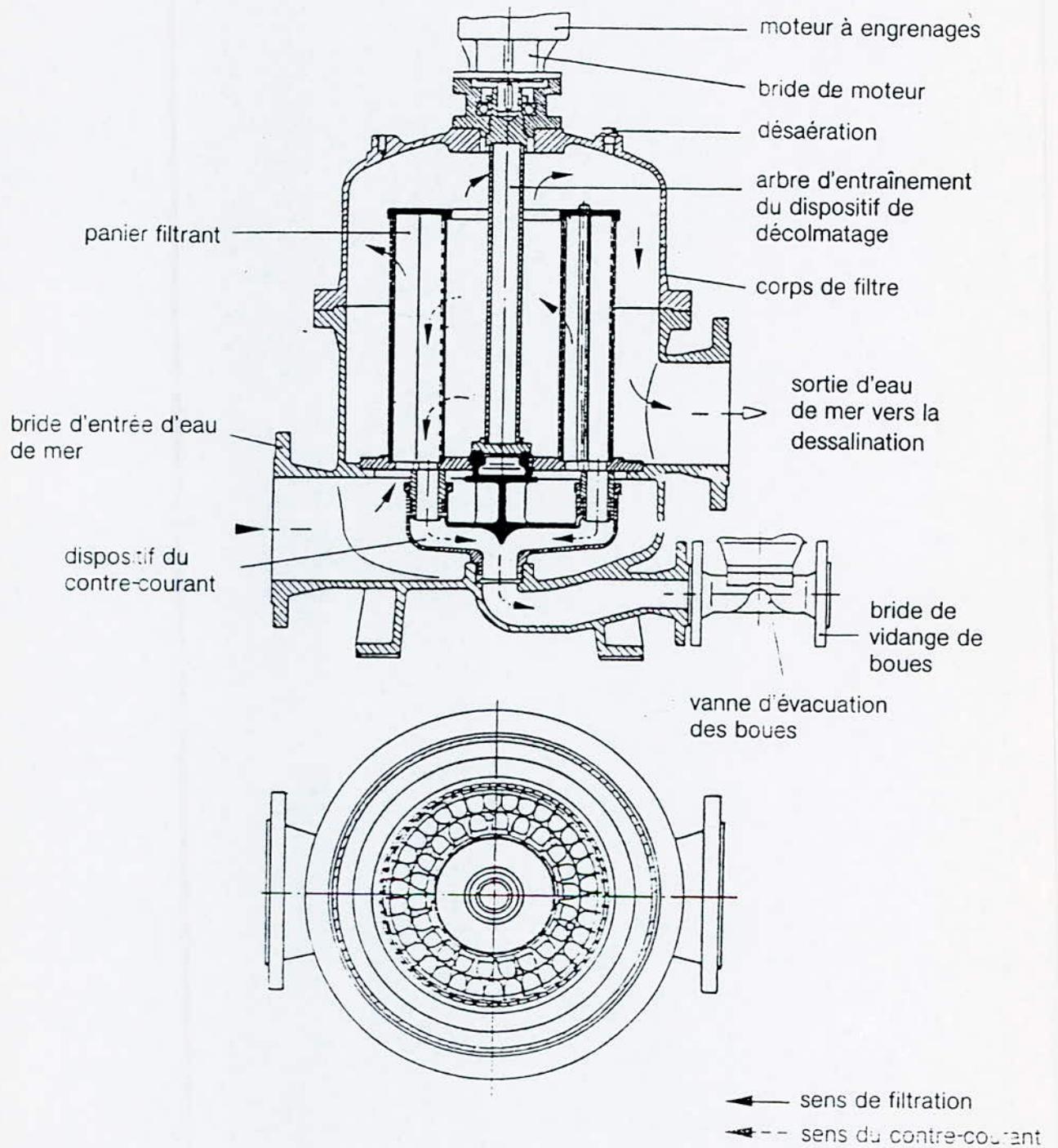
vue arrière

- 1 corps de la chaudière
- 2 tubefoyer
- 3 plaque tubulaire frontale
- 4 porte tubulaire arrière
- 5 plaque tubulaire frontale
- 6 chambre de retour
- 7 plaque tubulaire frontale

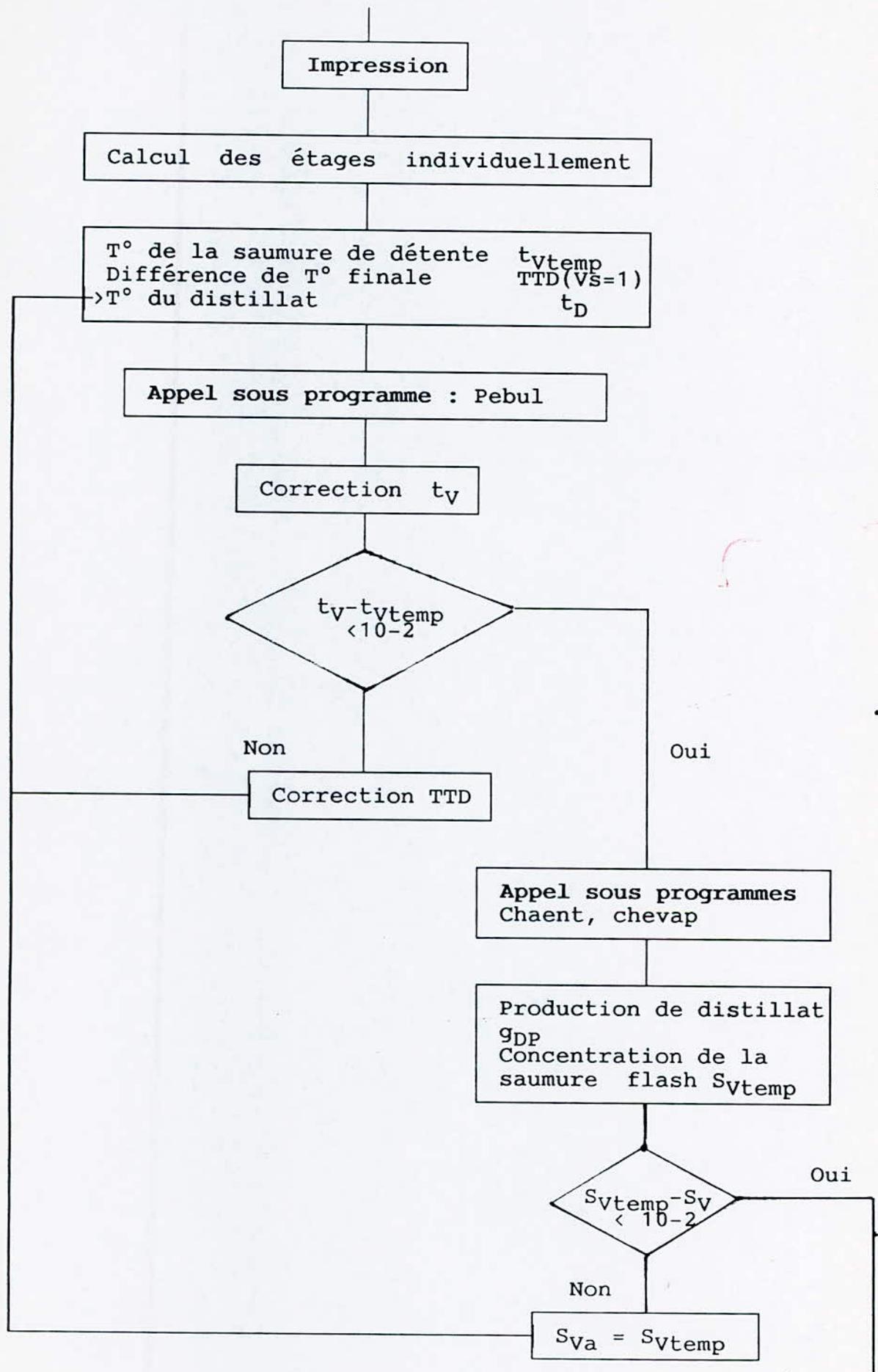
- 7 2ème parcours des fumées
- 8 3ème parcours des fumées
- 9 départ d'eau chaude
- 10 départ de sûreté
- 11 retour de sûreté
- 12 retour d'eau chaude
- 13 tubulaire de décharge

- 14 trou de poing
- 15 porte de chaudière
- 16 charnière de porte
- 17 collecteur de fumées
- 18 gaines des fumées
- 19 orifice de nettoyage
- 20 bâti de chaudière
- 21 caisse d'instruments
- 22 calorifugeage

Coupe de la chaudière à eau chaude



Filtre d'eau de mer - schéma fonctionnel



Impression

Calcul des étages individuellement

T° de la saumure de détente t_{vtemp}
 Différence de T° finale $TTD(Vs=1)$
 >T° du distillat t_D

Appel sous programme : Pebul

Correction t_v

$t_v - t_{vtemp} < 10^{-2}$

Non

Correction TTD

Oui

Appel sous programmes
 Chaent, chevap

Production de distillat
 g_{DP}
 Concentration de la saumure flash S_{vtemp}

$S_{vtemp} - S_v < 10^{-2}$

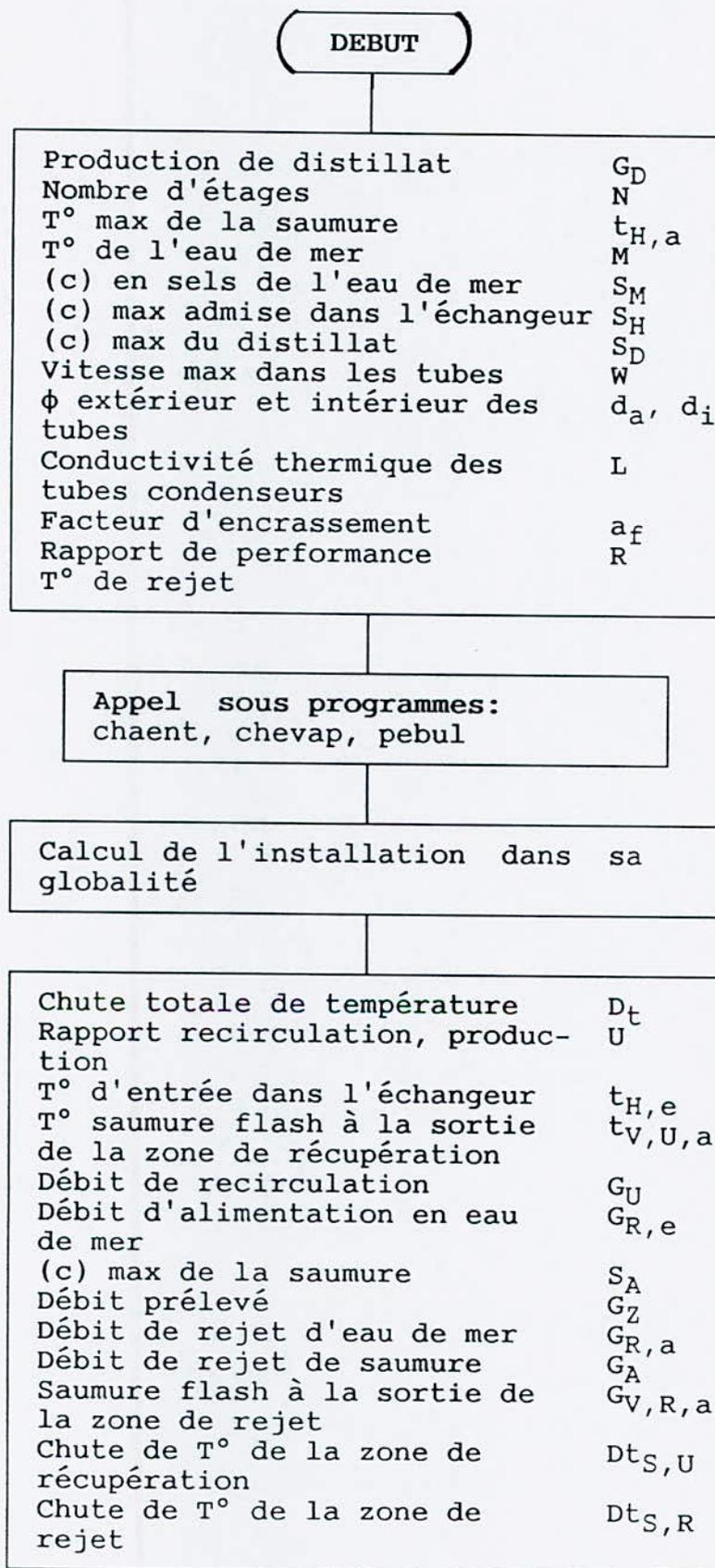
Non

$S_{va} = S_{vtemp}$

Oui

A N N E X E 3
PROGRAMME DE SIMULATION DE L'INSTALLATION MSF DE RAS JINET

a) Programme principal



Production cumulée de distillat g_D

Appel sous programme : chaent

Débit de saumure flash g_V
Chaleur d'évaporation q

Appel sous programme : chaent

T° saumure dans les tubes t_U

Impression

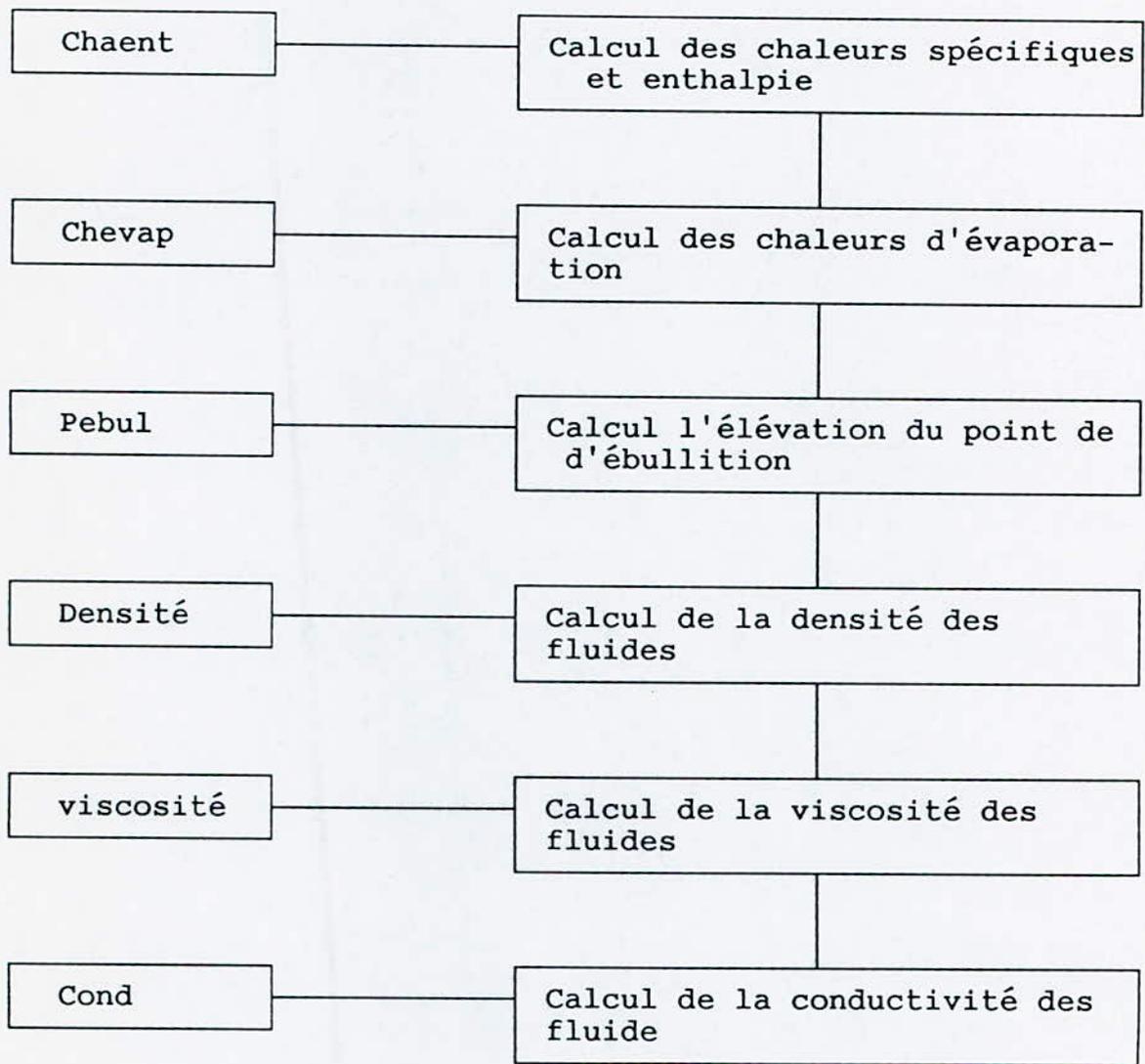
Calcul des surfaces de condensation F

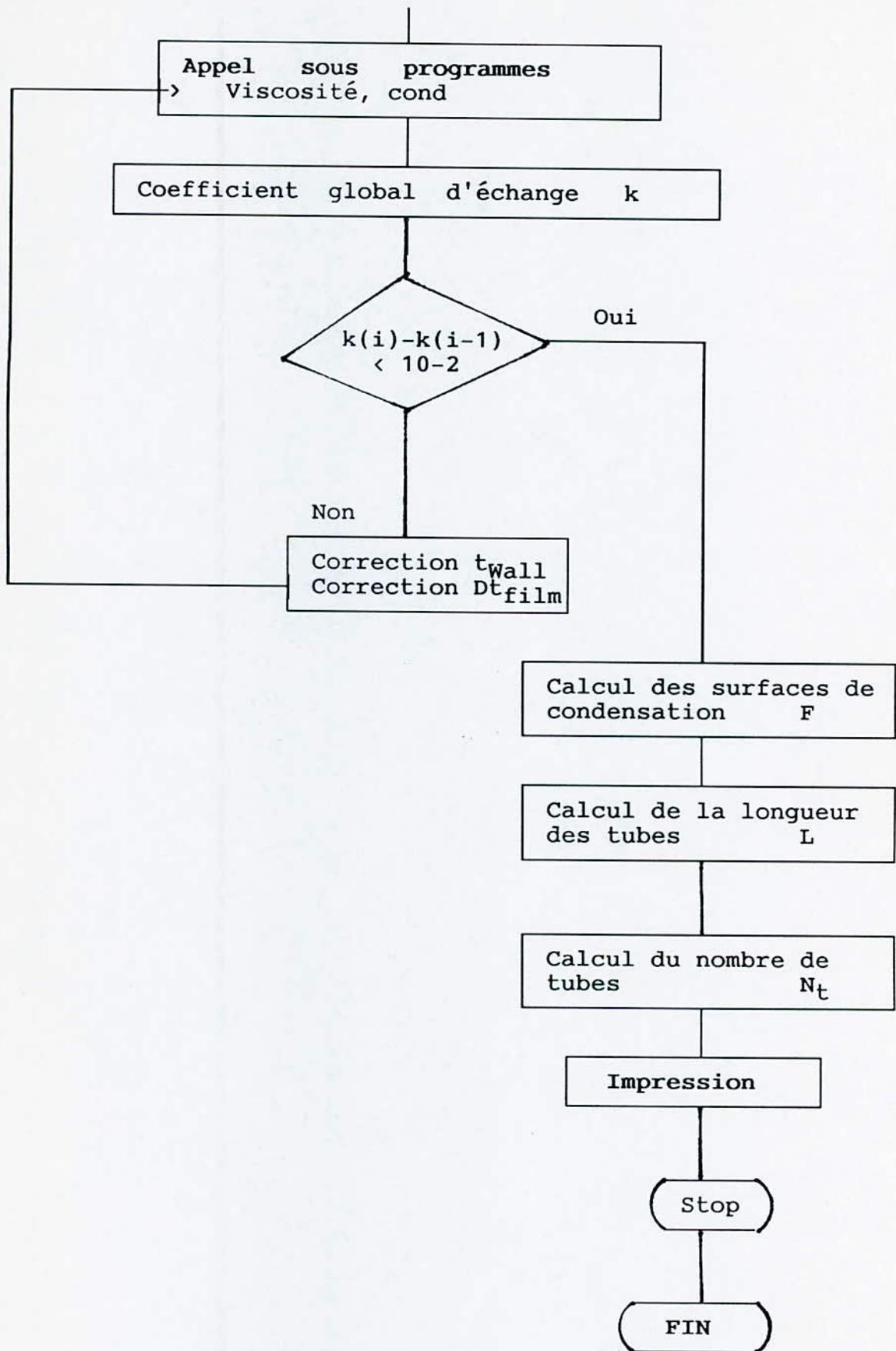
Calcul du coefficient d'échange de chaleur K

Appel sous programme : chaent
densité, viscosité, chevap

T° de condensation	t_{cond}
T° au centre des tubes	t_{mid}
T° au niveau de la paroi des tubes	t_{wall}
Différence de T° logarithmique	Dt_{film}
Moyenne du film de condensation	

b) Sous programmes





ANNEXE 4

DGAITH

COUT UNITAIRE DE L'EAU : CHELIF - ORAN

ANNÉE	INVESTIS	RENOUV.	EXPLOIT	VOL D'EAU
1	300	0	0	0
2	790	0	0	0
3	790	0	0	0
4	768	0	0	0
5	551	0	0	0
6	0	0	36.2	155
7	0	0	36.2	155
8	0	0	36.2	155
9	0	0	36.2	155
10	0	0	36.2	155
11	0	0	36.2	155
12	0	0	36.2	155
13	0	0	36.2	155
14	0	0	36.2	155
15	0	0	36.2	155
16	0	144	36.2	155
17	0	0	36.2	155
18	0	0	36.2	155
19	0	0	36.2	155
20	0	0	36.2	155
21	0	0	36.2	155
22	0	0	36.2	155
23	0	0	36.2	155
24	0	0	36.2	155
25	0	172	36.2	155
26	0	0	36.2	155
27	0	0	36.2	155
28	0	0	36.2	155
29	0	0	36.2	155
30	0	0	36.2	155
31	0	144	36.2	155
32	0	0	36.2	155
33	0	0	36.2	155
34	0	0	36.2	155
35	0	0	36.2	155
36	0	0	36.2	155
37	0	0	36.2	155
38	0	0	36.2	155
39	0	0	36.2	155
40	0	0	36.2	155
41	0	0	36.2	155
42	0	0	36.2	155
43	0	0	36.2	155
44	0	0	36.2	155
45	0	0	36.2	155
46	0	144	36.2	155
47	0	0	36.2	155
48	0	0	36.2	155
49	0	0	36.2	155
50	0	0	36.2	155

COUT UNITAIRE DE L'EAU CHELIFF - ORAN

Taux d'actualisation = 10%

ANNÉES	COUT ANNUEL	COUT ACTUEL	VOL. FOURNI	VOL. ACTUALISE
1	338	372.72	0	0
2	790	652.09	0	0
3	790	593.53	0	0
4	768	524.55	0	0
5	531	342.12	0	0
6	36.2	20.42	155	87.40
7	36.2	18.57	155	79.52
8	36.2	16.88	155	72.3
9	36.2	15.35	155	65.73
10	36.2	13.95	155	59.75
11	36.2	12.68	155	54.39
12	36.2	11.53	155	49.38
13	36.2	10.48	155	44.69
14	36.2	9.53	155	40.81
15	36.2	8.66	155	37.1
16	100.2	39.21	155	33.73
17	36.2	7.16	155	30.68
18	36.2	6.51	155	27.87
19	36.2	5.91	155	25.34
20	36.2	5.38	155	23.07
21	36.2	4.89	155	20.94
22	36.2	4.44	155	19.04
23	36.2	4.04	155	17.31
24	36.2	3.67	155	15.73
25	200.2	19.21	155	14.3
26	36.2	3.03	155	13
27	36.2	2.76	155	11.82
28	36.2	2.51	155	10.77
29	36.2	2.28	155	9.770001
30	36.2	2.07	155	8.88
31	100.2	9.38	155	8.07
32	36.2	1.71	155	7.34
33	36.2	1.55	155	6.67
34	36.2	1.41	155	6.06
35	36.2	1.28	155	5.51
36	36.2	1.17	155	5.01
37	36.2	1.06	155	4.55
38	36.2	.96	155	4.14
39	36.2	.87	155	3.76
40	36.2	.79	155	3.42
41	36.2	.72	155	3.11
42	36.2	.66	155	2.83
43	36.2	.6	155	2.57
44	36.2	.54	155	2.33
45	36.2	.49	155	2.12
46	100.2	2.24	155	1.93
47	36.2	.41	155	1.75
48	36.2	.37	155	1.59
49	36.2	.33	155	1.45
50	36.2	.3	155	1.32
TOTAL	5432.004	2663.71	6975	948.90

COUT UNITAIRE DE L'EAU = 2.8 DA/M3

COUT UNITAIRE DE L'EAU : DESSALEMENT DE L'EAU

ANNEE	INVESTIS	RENDU	EXPLOIT	MOIS D'EAU
1	112	0	0	0
2	1320	0	0	0
3	114	0	0	0
4	0	0	131.03	50
5	0	0	131.03	50
6	0	0	131.03	50
7	0	0	131.03	50
8	0	0	131.03	50
9	0	0	131.03	50
10	0	0	131.03	50
11	0	0	131.03	50
12	0	0	131.03	50
13	0	0	131.03	50
14	0	0	131.03	50
15	0	2359	131.03	50
16	0	0	131.03	50
17	0	0	131.03	50
18	0	0	131.03	50
19	0	0	131.03	50
20	0	0	131.03	50
21	0	0	131.03	50
22	0	0	131.03	50
23	0	0	131.03	50
24	0	0	131.03	50
25	0	0	131.03	50
26	0	0	131.03	50
27	0	0	131.03	50
28	0	0	131.03	50
29	0	0	131.03	50
30	0	2359	131.03	50
31	0	0	131.03	50
32	0	0	131.03	50
33	0	0	131.03	50
34	0	0	131.03	50
35	0	0	131.03	50
36	0	0	131.03	50
37	0	0	131.03	50
38	0	0	131.03	50
39	0	0	131.03	50
40	0	0	131.03	50
41	0	0	131.03	50
42	0	0	131.03	50
43	0	0	131.03	50
44	0	0	131.03	50
45	0	0	131.03	50
46	0	0	131.03	50
47	0	0	131.03	50
48	0	0	131.03	50
49	0	0	131.03	50
50	0	0	131.03	50

COUT UNITAIRE DE L'EAU SCHELIFF - TRAM

EGAIN

Taux d'actualisation = .12

ANNEES	COUT ANNUEL	COUT ACTUEL	VOL. FOURNI	VOL. ACTUALISE
1	300	267.35	0	0
2	790	629.78	0	0
3	790	562.2	0	0
4	768	488.07	0	0
5	551	312.65	0	0
6	36.2	18.34	155	78.51
7	36.2	16.37	155	70.11
8	36.2	14.62	155	62.6
9	36.2	13.05	155	55.69
10	36.2	11.65	155	47.9
11	36.2	10.4	155	44.55
12	36.2	9.29	155	39.78
13	36.2	8.29	155	35.52
14	36.2	7.4	155	31.71
15	36.2	6.61	155	28.31
16	180.2	29.39	155	25.28
17	36.2	5.27	155	22.57
18	36.2	4.7	155	20.15
19	36.2	4.2	155	17.98
20	36.2	3.75	155	16.05
21	36.2	3.35	155	14.34
22	36.2	2.99	155	12.8
23	36.2	2.67	155	11.43
24	36.2	2.38	155	10.21
25	208.2	12.24	55	9.109099
26	36.2	1.9	155	8.140001
27	36.2	1.69	155	7.26
28	36.2	1.51	155	6.48
29	36.2	1.35	155	5.79
30	36.2	1.2	155	5.17
31	180.2	5.37	155	4.61
32	36.2	.95	155	4.12
33	36.2	.86	155	3.68
34	36.2	.76	155	3.28
35	36.2	.68	155	2.93
36	36.2	.61	155	2.62
37	36.2	.54	155	2.34
38	36.2	.48	155	2.08
39	36.2	.43	155	1.86
40	36.2	.38	155	1.66
41	36.2	.34	155	1.48
42	36.2	.31	155	1.32
43	36.2	.27	155	1.18
44	36.2	.24	155	1.05
45	36.2	.22	155	.94
46	180.2	.98	155	.84
47	36.2	.17	155	.75
48	36.2	.15	155	.67
49	36.2	.14	155	.6
50	36.2	.12	155	.53
TOTAL	5432.004	2469.13	6975	728.1

COUT UNITAIRE DE L'EAU = 3.39 DA/M3

COUT UNITAIRE DE L'EAU DESSALEMENT - GRAN

DRAIN

TAUX D'ACTUALISATION = 21

ANNEE	COUT ANNUEL	COUT ACTUEL	VOL. FOURNI	VOL. ACTUALISE
1	732	665.45	0	0
2	1830	1512.39	0	0
3	714	536.43	0	0
4	131.03	89.49	50	34.15
5	131.03	81.35	50	31.04
6	131.03	73.96	50	28.22
7	131.03	67.23	50	25.65
8	131.03	61.12	50	23.32
9	131.03	55.56	50	21.2
10	131.03	50.51	50	19.27
11	131.03	45.92	50	17.52
12	131.03	41.75	50	15.93
13	131.03	37.95	50	14.48
14	131.03	34.5	50	13.16
15	2490.01	596.09	50	11.96
16	131.03	28.51	50	10.88
17	131.03	25.92	50	9.890001
18	131.03	23.56	50	8.99
19	131.03	21.42	50	8.17
20	131.03	19.47	50	7.43
21	131.03	17.7	50	6.75
22	131.03	16.09	50	6.14
23	131.03	14.63	50	5.58
24	131.03	13.3	50	5.07
25	131.03	12.09	50	4.61
26	131.03	10.99	50	4.19
27	131.03	9.99	50	3.81
28	131.03	9.08	50	3.46
29	131.03	8.26	50	3.15
30	2490.03	142.69	50	2.86
31	131.03	6.82	50	2.6
32	131.03	6.2	50	2.36
33	131.03	5.64	50	2.15
34	131.03	5.12	50	1.95
35	131.03	4.66	50	1.77
36	131.03	4.23	50	1.61
37	131.03	3.85	50	1.47
38	131.03	3.5	50	1.33
39	131.03	3.18	50	1.21
40	131.03	2.89	50	1.1
41	131.03	2.63	50	1
42	131.03	2.39	50	.9099999
43	131.03	2.17	50	.83
44	131.03	1.97	50	.75
45	131.03	1.79	50	.68
46	131.03	1.63	50	.62
47	131.03	1.48	50	.56
48	131.03	1.35	50	.51
49	131.03	1.22	50	.46
50	131.03	1.11	50	.42
TOTAL	14152.42	4387.15	2350	271.09

COUT UNITAIRE DE L'EAU = 11.82 DA/M3

COUT UNITAIRE DE L'EAU (DESSALEMENT - ORAN)

DGATH

TAUX D'ACTUALISATION = .12

ANNEES	COUT ANNUEL	COUT ACTUEL	VOL. FOURNI	VOL. ACTUALISE
1	732	653.57	0	0
2	1230	1458.86	0	0
3	714	508.21	0	0
4	131.03	83.27	50	31.77
5	131.03	74.34	50	28.37
6	131.03	66.38	50	25.33
7	131.03	59.27	50	22.61
8	131.03	52.92	50	20.19
9	131.03	47.25	50	18.03
10	131.03	42.18	50	16.09
11	131.03	37.66	50	14.37
12	131.03	33.63	50	12.83
13	131.03	30.02	50	11.45
14	131.03	26.81	50	10.23
15	2490.03	454.91	50	9.13
16	131.03	21.37	50	8.15
17	131.03	19.06	50	7.28
18	131.03	17.03	50	6.5
19	131.03	15.21	50	5.8
20	131.03	13.58	50	5.18
21	131.03	12.12	50	4.62
22	131.03	10.82	50	4.13
23	131.03	9.66	50	3.68
24	131.03	8.63	50	3.29
25	131.03	7.7	50	2.94
26	131.03	6.88	50	2.62
27	131.03	6.14	50	2.34
28	131.03	5.48	50	2.09
29	131.03	4.89	50	1.86
30	2490.03	83.11	50	1.66
31	131.03	3.9	50	1.49
32	131.03	3.48	50	1.33
33	131.03	3.11	50	1.18
34	131.03	2.77	50	1.06
35	131.03	2.48	50	.94
36	131.03	2.21	50	.84
37	131.03	1.97	50	.75
38	131.03	1.76	50	.67
39	131.03	1.57	50	.6
40	131.03	1.4	50	.53
41	131.03	1.25	50	.47
42	131.03	1.12	50	.42
43	131.03	1	50	.38
44	131.03	.89	50	.34
45	131.03	.79	50	.3
46	131.03	.71	50	.27
47	131.03	.63	50	.24
48	131.03	.56	50	.21
49	131.03	.5	50	.19
50	131.03	.45	50	.17
TOTAL	14152.42	3903.45	2350	294.85

COUT UNITAIRE DE L'EAU = 13.23 DA/M3

BIBLIOGRAPHIE

- BAUMGARTNER (A), REICHEL (E) "The world water balance"
Amsterdam, Elsevier, p 179 (1975)
Cité par Bethemont (J)
- BETHEMONT (J) De l'eau et des hommes. "Essai géographique sur
l'utilisation des eaux continentales"
Editions BORDAS (1977)
- CLERFAYT (A) "La production d'eau potable par dessalement"
Editions CEBEDOC BELGIQUE (1967)
- DEGREMONT "Memento technique de l'eau" (1966)
- ENCYCLOPAEDIA UNIVERSALIS "Le problème de l'eau dans le monde"
Vol 5, p 862 (1980)
- ENCYCLOPAEDIA UNIVERSALIS "Dessalement de l'eau de mer"
Vol 5, p 866 (1980)
- EMERSON (W.M), JAMIESON (D.T) Desalination,
Vol 3, pp 213/24 (1967)
Cité par Fichner
- FICHNER HANDBOOK "Seawater and seawater distillation"
Editions Vulkan-Verlag.Essen (1978)
- FRANKEL (A) "Flash evaporators for the distillation of seawater"
Proc I Mech.E, Vol 174, N°7 (1960)
Cité par Porteous(A)
- GRUNBERG (L), Proc 3rd Int.Symp:"Fresh water from the sea"
Vol 1, pp 31/39 (1970)
Cité par Fichner
- KOROSI (A), FABUS (B.M) OSW report N°363 (1968)
Cité par Fichner
- KUDELIN (B.I), KUNIN (V.N), L'VOVICH (M.I), SOKOLOV (A.A)
"The fresh water supply problems of mankind" Soviet
Geography
pp329/345 Papers of the fifth congress of geographical
society, Leningrad (1970)
Cité par Bethemont (J)
- KWU Service de formation professionnelle "Circuit de
dessalement d'eau de mer de Ras Jinet"
- LITTLE (A.D) Report "Survey of materials behaviour in large
desalting plants around the world" Report to the office of
saline water INC, Cambridge, Massachusetts (1972)
Cité par Fichner
- Mc ADAMS (W.H) "Heat transmission"
3rd edition Mc Graw Hill (1954)
Cité par Fichner

- MAUREL (A) "Dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres"
Techniques et Sciences N°2 Decembre (1990)
- MINISTERE DE L'HYDRAULIQUE-DIRECTION DES AMENAGEMENTS
HYDRAULIQUES "Le dessalement des eaux marines et saumâtres"
(1982)
- MINISTERE DE L'HYDRAULIQUE-DIRECTION DES AMENAGEMENTS
HYDRAULIQUES "Etude de faisabilité d'une unité de dessalement
dans la ville d'Oran" (1984)
- MINISTERE DE L'ENERGIE ET DES INDUSTRIES CHIMIQUES ET
PETROCHIMIQUES
"Colloque sur l'intégration du secteur national dans la
réalisation de projets de dessalement d'eau de mer" (1984)
- OMAR (A.M), AL-KHOBAR/SA "Simulation of MSF desalination plants"
Desalination Vol 45, II.p 65 (1983)
- POLLAK (R) WarneKraft , Vol 27 pp 210/15 (1975)
Cité par Fichner
- PORTEOUS (A) "Seawater distillation processes"
Editions LONGMAN LONDON (1975)
- SIDEM "Production d'eau douce par dessalement"
- SILVER (R.S) Contribution in K.S Spiegler "Principles of
desalination" pp 77/117, ACADEMIC PRESS (1966)
Cité par Fichner
- SOWIT "Considérations sur le fonctionnement des postes de
dessalement de l'eau de mer par la methode Multi-Flash"
(1988)
- SPIEGLER (K.S) "Principles of desalination"
Academic Press New-York and London (1966)
- TRIBU (M), EVAN (R) "The thermo-economics of sea water
conversion" University of California, Report N°62.53
February (1963)
Cité par Porteous (A)
- VAILLANT (J.R) "Les problèmes du dessalement de l'eau de mer et
des eaux saumâtres" Editions Eyrolles (1970)

