

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

18/85

»0«

المدرسة "العلمية"

وزارة التعليم والبحث العلمي

MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR

RECHERCHE SCIENTIFIQUE

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

lex

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT : GENIE MECANIQUE

»0«

PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET

APERÇU

SUR LE

DESSAIN

Proposé par :

M. Ahmed ZERGUERRAS

Etudié par :

BOUZOUANE Chabane

Dirigé par :

M. Ahmed ZERGUERRAS

PROMOTION : JUIN 1985

ENP, 10, Avenue HACEN BADI, EL HARRACH, ALGER

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

»0«

وزارة التعليم والبحث العلمي

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR
ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

»0«

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT : GENIE MECANIQUE

»0«

PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET

**APERÇU
SUR LE
DESSALEMENT**

Proposé par :

M. Ahmed ZERGUERRAS

Etudié par :

BOUZOUANE Chabane

Dirigé par :

M. Ahmed ZERGUERRAS

PROMOTION : JUIN 1985

ENP, 10, Avenue HACEN BADI, EL HARRACH, ALGER

10/10/10
10/10/10

AVEC TOUTES MES AMITIES **

R E S U M E :

S U D J E T :-

Les besoins en eau douce se font sentir avec acuité. En particulier la zone Industrielle d'Arzew souffre d'un manque évalué à plus de 30.000 m³/j .

Notre travail consiste donc à parcourir rapidement toutes les techniques de désalement actuellement en cours. Nous insistons particulièrement sur les procédés multiflash à simple effet . Nous faisons également des suggestions sur les solutions à adopter pour la région d'Arzew.

S U M M A R Y

S U B J E C T :-

Needs in sweet water are acute .In particular, the industrial area of Arzew suffers from a lack estimated at approximately 30.000 m³ a day or more.

Our work there fore consists in succinctly displaying the various techniques normally used in désalination. In this study we particularly inphasize on multiflash processes with simple effect.

We also make suggestions on the solutions to choose for Arzew Area.

موضوع :
ان الحاجة الى الماء العذب تظهر بشكل حاد وبالخصوص بالنسبة للمطقة الصناعية بآرزو التي تعاني من نقص يقدر ربما يزيد عن 30 000 م³ / م
ونظرا لذلك يتمثل عملنا في استعراض سريع لكل تقنيات تحلية المياه المستعملة في الوقت المحاضر ونركز بوجه خاص على طرف التبخير اللخفي ذات المفعول البسيط
ونقدم لذلك اقتراحات فما يتعلق بالحلول التي يمكن تبنيها بالنسبة لنا حية آرزو.

REMERCIEMENTS

Au terme de ce travail, je remercie vivement mon promoteur , Directeur du Département Génie Mécanique, Mr Ahmed Z E R G U E R R A S pour son aide précieuse et ses conseils judicieux qu'il m'a prodigués tout au long de mon étude de ce projet .

Mes remerciements s'adressent également à:
M . H . B E N N O U R : Assistant au Département
Génie Mécanique.

M. N A M A N E : Chef du Département " Génie
de l'Environnement " .

Ainsi qu'a tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à ma formation .

⎓ ⎓ ⎓ ⎓ ⎓ ⎓ ⎓ ⎓

* Ce modeste travail est dédié:

- A la mémoire de mon Frère Aîné : MOHAND,
- A mes parents,
- A toute ma Famille,
- A tous mes amis (es).

- S O M M A I R E -

• INTRODUCTION		
• CHAPITRE I	GENERALITES	
• CHAPITRE II	ENUMERATION ET CLASSIFICATION DE S PROCEDES DE DESSALEMENT	
2.1	Distillation et les divers procedes	4
2.2	Les procedes à membranes	7
2.3	Autres procédés de déssalement	9
2.4	Choix d'un procédé de déssalement	9
• CHAPITRE III	LES PROCEDES A MEMBRANES	
3.1	Généralités	10
3.2	Technologie d'un électrodialyseur	10
3.3	Membranes d'électrodialyse	11
3.4	Les incidents de fonctionnement	11
3.5	Le phénomène de polarisation	11
3.6	Economie du procédé	14
• CHAPITRE IV	PROBLEMES TECHNIQUES COMMUNS AUX PROCEDES DE DISTILLATION	
4.1	Echange thermique	16
4.2	Corrosion et choix du matériau	16
4.3	Prolifération de végétaux et d'animaux marins	16
4.4	Présence d'incondensables	16
4.5	Entartrage des faisceaux tubulaires	17
4.6	Traitement chimique	18
• CHAPITRE V	LA DISTILLATION PAR DETENTES SUCCESSIVES	
5.1	Céllule unitaire d'un poste flash	19
5.2	Les différentes catégories de distillateurs avec vaporisation instantanée à étages multi-	19
5.3	Etude énergétique d'une installation de distillation de vaporisation instantanée à étages multiples	21
5.4	Etude des pertes de charges	41
• CHAPITRE VI	LA SIMILITUDE ET LA THEORIE DES MAQUETTES	
6.1	La maquette et sa théorie	44
6.2	La similitude	45
• CHAPITRE VII	ETUDE DU MODELE REDUIT	
7.1	Généralités et choix du pilote	46
7.2	Etude énergétique du pilote	47
7.3	Calcul des pertes de charges des conduites	52

• CHAPITRE VIII

L'ETUDE ECONOMIQUE ET OPTIMISATION DE
L'INSTALLATION

8.1	Etude économique	54
8.5	Optimisation de l'installation	58

• CHAPITRE IX

SUGGESTIONS SUR LE PROCEDE MULTIFLASH
SIMPLE EFFET

9.1	Cas ou l'on dispose de chaleurs industrielles perdues	61
9.2	Cas ou l'on dispose de vapeur de prélèvement à haute enthalpie	61
9.3	Comparaison économique d'une adduction d'eau classique et du désalement de l'eau de mer	61
9.4	Conclusion	62

TABLE DES PRINCIPAUX TABLEAUX

TABLEAU : -	Bilan massique de l'installation	29
TABLEAU : -	Bilan massique du pilote	48
TABLEAU : -	Les résultats de pertes de charges et les sections des fentes obtenus pour le pilote	53

PRINCIPAUX SCHEMAS

SCHEMA	Installation réelle à 30 Cellules	28
SCHEMA	Installation pilote à 6 cellules	49

- SYMBOLES UTILISES -

- D.: Débit d'eau salée à travers les condenseurs pour $i \leq k$ ($\frac{m^3}{h}$)
- D**.: Débit d'eau salée dans les condenseurs pour $i > k + 1$ (m^3/h)
- D* : Débit de saumure recyclée (m^3/h)
- d : Débit d'eau douce obtenue à la fin du cycle de déminéralisation ($\frac{m^3}{h}$)
- d_i : Débit d'eau douce obtenue par étage ($\frac{m^3}{h}$)
- X_i : Concentration en sels à l'entrée de l'étage i (%)
- T_{1,i} : Température du condenseur à la sortie de l'étage i (°C)
- T_{2,i} : Température de l'eau douce à l'entrée de l'étage i (°C)
- T_{3,i} : Température de l'eau salée à l'entrée de l'étage i (°C)
- C_{po}, C_p : Chaleur spécifique de l'eau salée dans les condenseurs, en aval et en amont de l'étage K respectivement ($\frac{Kcal}{Kg^{\circ}c}$).
- K : Dernier étage préalable au prétraitement.
- C_{pi} : Chaleur spécifique de la saumure à l'entrée de l'étage i
- A_i : Surface effective de transfert dans le condenseur de l'étage i (m^2)
- Ø_i : Flux de chaleur dans le condenseur de l'étage i ($\frac{Kcal}{h}$)
- W : Flux de chaleur dans le rechauffeur de saumure.
- e_i : La masse volumique de l'eau salée à T_{1,i}, ($\frac{Kg}{m^3}$)
- h : Coefficient de transfert de chaleur. ($\frac{Kcal}{hm^2^{\circ}c}$)

I N T R O D U C T I O N

L'eau est la source de la vie, sa disponibilité en qualité et quantité suffisante favorise toute forme d'Industrie. Elle constitue un élément indispensable à son développement.

Un recensement des ressources naturelles en eau douce tenant compte des prévisions de la consommation industrielle a montré que les réserves naturelles ne suffisent plus dans quelques années, et l'humanité serait-elle vouée à manquer d'eau potable alors que 97,5 % des ressources naturelles du globe existe sous forme d'eau salée dans les océans et les mers, donc pourquoi ne chercherons nous pas à extraire l'eau douce de cette immense réserve qu'est la mer? A cet effet, une littérature de plus en plus abondante tend à présenter le dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres comme une solution adéquate pour pallier à toute éventualité engendrant un déficit en eau douce. Actuellement tous les pays du monde sont affectés par ce problème bien sure à des degrés différents.

L'Algérie avec ses programmes d'industrialisation, se retrouve-elle aussi devant ce problème de dessalement, à cet égard un vaste programme est lancé dans ce sens, cela pour augmenter les potentialités du pays en eau.

Actuellement l'alarme est tirée par les Responsables de la zone industrielle d'Arzew. Pour cette zone, l'eau potable est une matière première, son indisponibilité en quantité et qualité voulues, influe d'une façon néfaste sur le développement de cette zone. En cette zone, le déficit en eau est estimé à 36.000 M3 /J.

A cet effet, une solution rationnelle doit être apportée à ce problème. En temps que zone côtière, Arzew est en mesure d'apporter une solution économique et fiable pour répondre favorablement à toutes ses exigences et cela en adoptant un procédé de dessalement de l'eau de mer dont ceci fera l'objet de notre étude dans ce qui suivra.

1.1. REMARQUES CONCERNANT LA TERMINOLOGIE:

L'expression teneur en sel dissous ou salinité sont équivalentes. On calcule la salinité en p.p.m (parties par millions), soit en grammes ou milligrammes par litre. 1 p.p.m représente 1 mg par 1000 g d'eau saline.

1.2. LIMITE DE SALINITE POUR UNE EAU POTABLE:

Il est admis qu'une eau destinée à la boisson ne doit pas contenir plus de 250 p.p.m de chlorures, ni plus de 250 p.p.m de sulfates et ne doit pas présenter une salinité de plus de 500 p.p.m.

1.3 SALINITE DE L'EAU DE MER ET DES EAUX SAUMATRES:

131 Eau de Mer:

C'est la teneur de l'eau de mer en sels qui nous intéresse: Elle est alors:

- Chlorure de sodium	environ	27 G/L
- " de Magnesium	"	3.8 "
- Sulfates de calcium	"	1.3 "
- " de Magnesium	"	1.7 "
- " de potassium	"	0.8 "
- Carbonates de calcium	"	0.1 "
- Bromure de Magnesium	"	0.08 "

D'une façon générale l'eau de mer contient de 35 à 42 G/L de sels minéraux dissous. Dans la méditerranée le long des côtes Algériennes, la salinité est de 38 G/L.

132 Eau Saumâtre:

Généralement on appelle eau saumâtre une eau saline non potable, de salinité inférieure à celle de l'eau de mer.

La salinité des eaux saumâtres les plus abondantes varie de 2 g à 10 G/L.

En général, elles contiennent proportionnellement d'avantage de sels de Magnésie ou de sulfates que l'eau de mer.

.../...

1.4 LA SAUMURE:

3

D'une façon générale, qu'il s'agisse de déssaler de l'eau de mer ou des eaux Saumâtres, les sels sont éliminés, non pas sous forme de sels secs, mais dans une solution plus concentrée que l'eau à traiter, la solution est donnée saumure.

1.5 TAUX DE PERFORMANCE:

Le nombre de kilogrammes d'eau douce obtenue par kilogrammes de vapeur primaire de chauffage est appelé pour les uns indice ou taux de performance, par les autres coefficient d'efficacité de l'installation de distillation considéré.

Le classement des différents procédés de déssalement peut se faire en tenant compte de la forme ou phase (vapeur, liquide, solide) sous laquelle l'eau douce est séparée des saumâtres.

On distingue alors:

- a) Les procédés faisant intervenir un changement de phase;
 - * distillation
 - * Congélation.
- b) Les procédés utilisant des membranes;
 - * Electrolyse,
 - * Osmose inverse,
- c) Les procédés agissant sur les liaisons chimiques,
 - * Echange ions
 - * Extraction par solvant selectifs,

Parmi les procédés qui ont été expérimentés à l'échelle du Laboratoire dans les trois dernières décennies. Seules deux Familles de projet ont fait une réelle industrialisation avec leurs caractéristiques propres et leurs domaines privilégiés d'application à savoir:

- Les procédés de distillation pour le déssalement de l'eau de mer.
- " à membranes pour le traitement des eaux saumâtres.

2.1 LA DISTILLATION:

La distillation se subdivise en distillation avec apport artificiel d'énergie thermique (procédé thermique); distillation avec compression de vapeur (thermocompression avec apport d'énergie mécanique). Le deuxième type est la distillation solaire, avec apport naturel d'énergie (Energie gratuite).

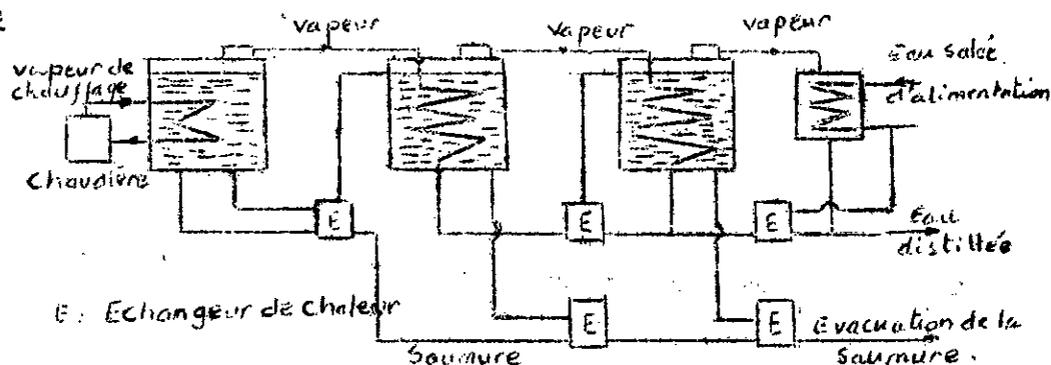
2.1.1 LES DIVERS PROCEDES DE DISTILLATION:

.../...

2.1.1.1 La distillation à effets multiples

5

Principe



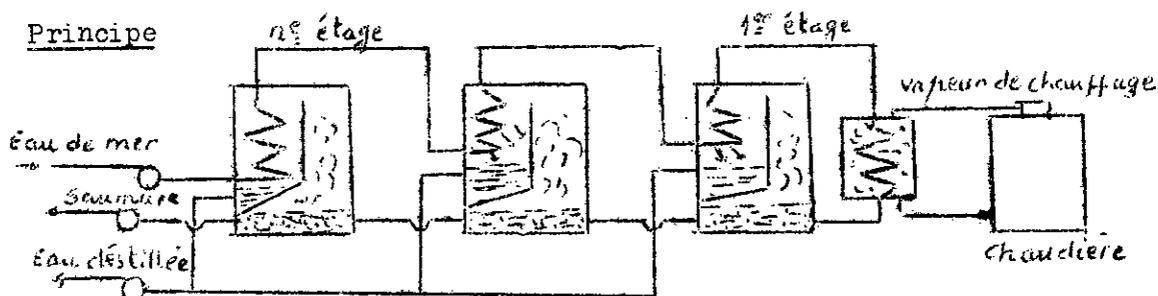
Exemple d'installation de distillation à multiples effets (3 effets)

Une circulation de vapeur permet de chauffer dans un premier Evaporateur l'eau salée, la vapeur produite est condensée dans un second évaporateur qui donne de la vapeur à faible pression donc à faible température et ainsi de suite. Au dernier stade la chaleur résiduelle est récupérée et utilisée pour le préchauffage de l'eau brute à traiter.

2.1.1.2 La distillation avec vaporisation instantanée (éclair) en étages multiples.

Appelé aussi distillation Multiflash.

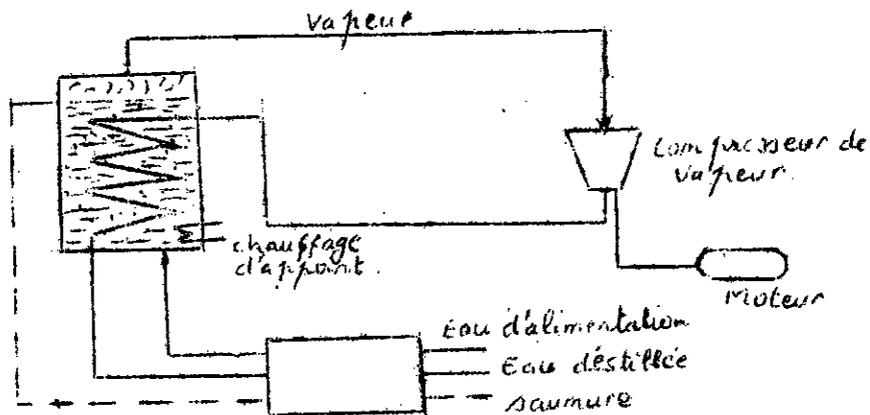
Principe



L'eau à une température t , entre dans la 2^{ième} cellule maintenue à une pression correspondant à température plus faible que celle de l'eau $t - Dt$, il y a refroidissement jusqu'à $t - dt$ par vaporisation d'une petite quantité d'eau. Après des réchauffages successifs dans les condenseurs des cellules, l'eau est portée à la température souhaitée (entre 80° et 120°c) dans un réchauffeur d'appoint. Elle est alors introduite à la base de la cellule en cellule sous l'influence des différences de pression.

.../...

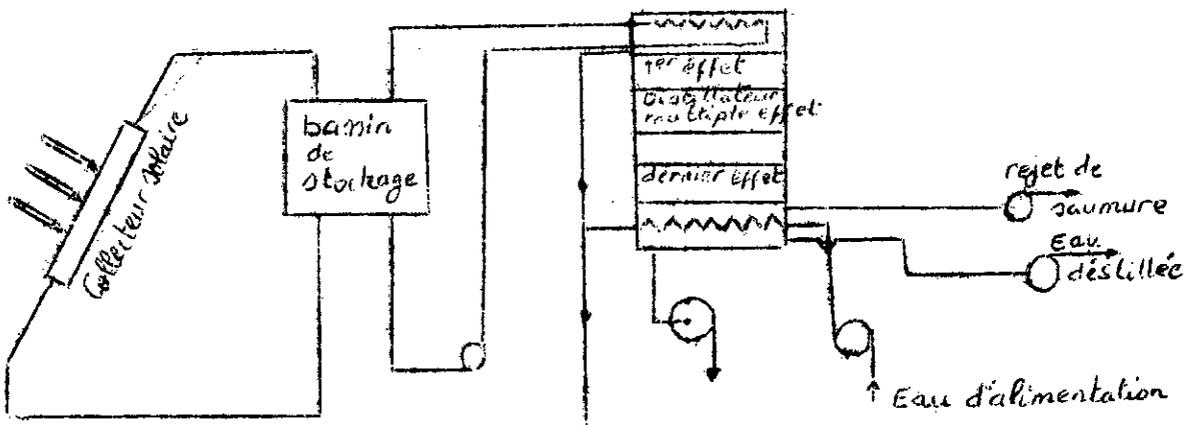
Principe



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 ainsi dégagée est passée dans un compresseur qui fait passer sa pression de p à une pression de vapeur $P_0 = p + dp$, appelée pression de vapeur saturante. 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 qu'on fournisse l'énergie nécessaire pour comprimer la vapeur.

212 Distillation solaire:

Ce procédé utilise le rayonnement solaire et l'effet de serre



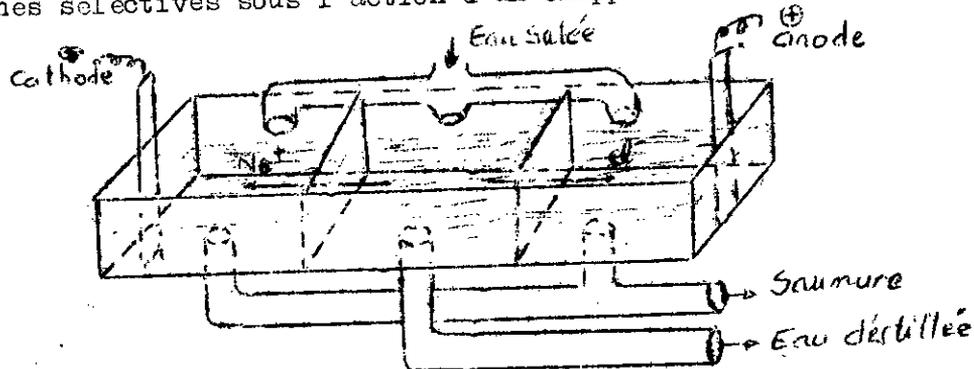
Le principe de fonctionnement du distillateur est comme suit: 7
L'eau chaude en provenance du champ de capteurs solaire du type plan à couche sélective ($T = 85^{\circ}\text{C}$) (ou du bassin de stockage) transmet entièrement son flux de chaleur par chaleur sensible à l'eau de mer introduite dans l'étage I. L'eau de mer introduite dans l'étage I s'évapore partiellement et la vapeur produite est envoyée à l'étage II, où elle se condense partiellement et la quantité de vapeur restante se condense dans les étages suivants, jusqu'à la condensation totale dans le condenseur final.

22 LES PROCÉDES A MEMBRANES:

Au lieu d'extraire par évaporation l'eau douce de l'eau de mer, on peut envisager une séparation de l'eau et des sels dissous au moyen de membranes. De tels procédés sont, à priori, intéressants puisqu'ils doivent pouvoir fonctionner à la température ambiante et qu'ils n'impliquent pas un changement de phase.

2.2.1 L'électrodialyse:

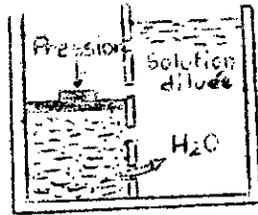
- Principe: L'électrodialyse est un procédé de désalement qui consiste à éliminer les sels dissous dans les eaux salines par migration à travers des membranes sélectives sous l'action d'un champ électrique.



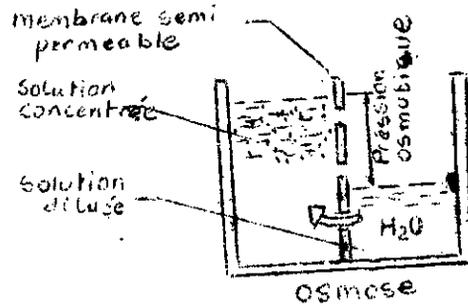
Soit une cellule d'électrodialyse dans laquelle on fait circuler une solution saline, les cations vont se diriger vers la cathode et des anions vers l'anode si l'on intercale entre les électrodes des membranes perméables respectivement aux anions et aux cations, il y aura concentration et recombinaison des ions dans certaines compartiments ou la solution en sels s'enrichira (compartiments de concentration), alors que dans les autres la salinité diminuera (compartiments de déminéralisation).

On peut ainsi obtenir, à partir d'une eau saline, une eau à la salinité 8 désirée (500 p.p.m dans la plus part des cas).

2.22 Procédé par Osmose inverse:



osmose inverse.



Si l'on applique à la solution saline une pression supérieure à la pression osmotique qui pour l'eau de mer est de 25 bars, de l'eau pure filtre en sens inverse à travers la membrane vers le compartiment d'eau pure. On conçoit donc qu'une circulation continue d'eau saline sous une telle pression devant la membrane permette la production continue d'eau pure à travers cette dernière, avec rejet de saumure.

II.3- Autres procédés de dessalement :

II.3-1 La congélation: C'est un procédé par changement d'état, donc indépendant (Dans une grande mesure) de la teneur en sels de l'eau que l'on veut purifier. Il consiste à refroidir l'eau de mer et à recueillir la glace ainsi formée. La glace est ensuite fondue pour obtenir de l'eau douce.

II.3-2 Procédé par échange d'Ions/

Le phénomène d'échange d'Ions se produit quand on met en contact une eau contenant plus ou moins de sels avec certaines substances insolubles ayant la propriété d'échanger certains de leurs Ions avec les sels de l'eau. L'échange d'Ions est obtenu au moyen de silico-aluminates naturels de sodium ou de potassium.

II.4- Choix d'un procédé de dessalement :

Pour choisir un procédé de dessalement, il faut tenir compte de nombreux facteurs, dont les principaux sont :

- La nature et la proportion des sels en solution.
- L'importance de la production horaire ou journalière désirée.
- Les ressources en énergies et les prix locaux de l'énergie.

Ainsi la valeur d'hygiénique de l'eau dessalée doit être prise en considération si l'on désire obtenir de l'eau potable.

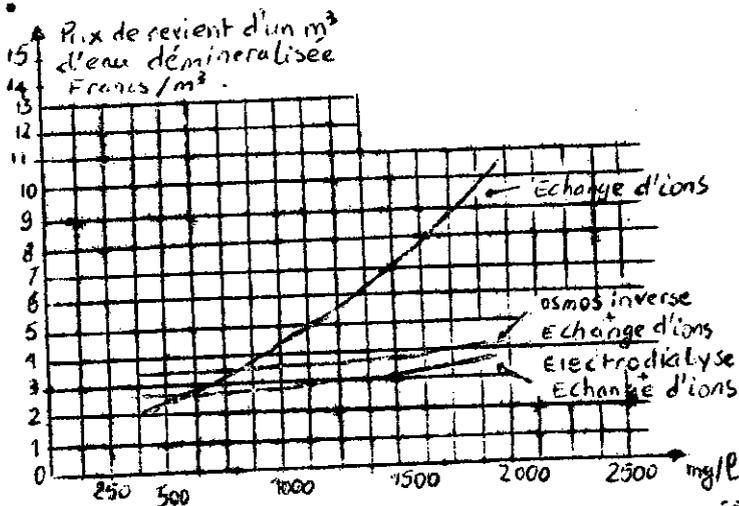
- Le prix de revient conditionne le choix.

Actuellement les procédés qui s'imposent pour les installations industrielles de grande capacité sont :

- L'électrodialyse pour les eaux saumâtres dont la salinité ne dépasse pas 5 g/l .

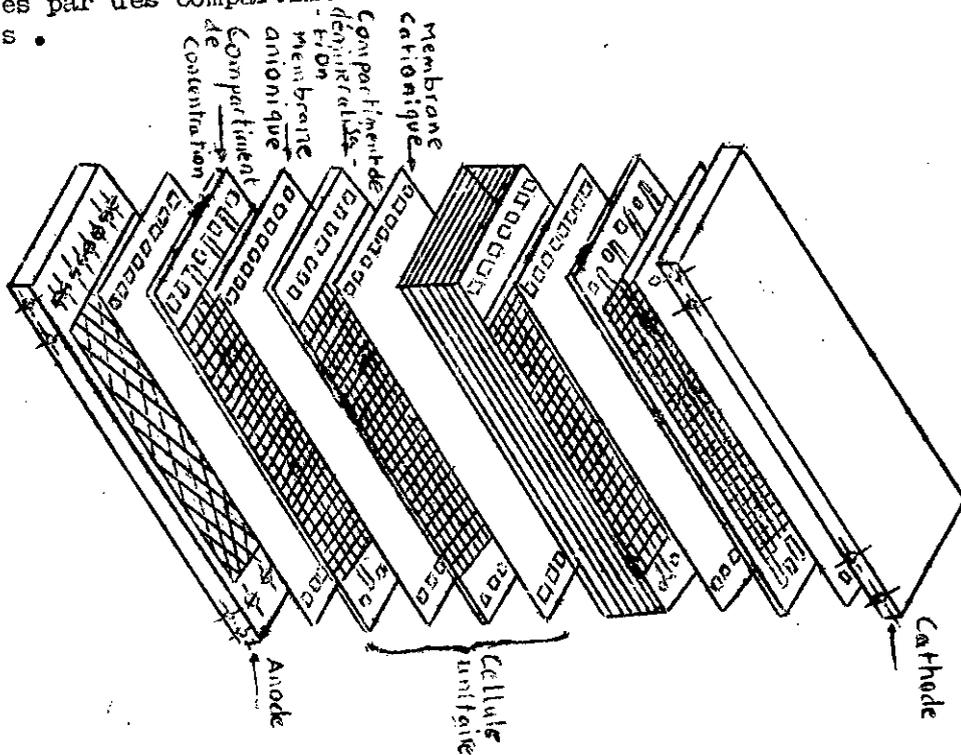
- La distillation à multflash pour l'eau de mer.

1°) Généralités : Parmi les procédés à membranes, le procédé d'électrodialyse apparait comme un procédé industriel rentable de dessalement des eaux saumâtres de faible salinité dont la salinité ne dépasse pas 5g/l.



Mais rien ne s'oppose techniquement à ce qu'on applique ce procédé pour dessaler les eaux beaucoup plus chargées en sels et même de l'eau de mer, bien que la consommation d'énergie électrique soit alors plus grande.

2°) Technologie d'un électrodialyseur : un électrodialyseur est constitué par un empilement alternatifement anionique et cationique séparées par des compartiments dans lesquels circulent les solutions salines.



3°) Membranes d'électrodialyse : Les membranes utilisées sont échangeuses d'ions appelé aussi membranes à perméabilité sélectives .

du point de vue propriétés on distingue deux types de membranes :

- Les membranes cationiques qui sont perméables uniquement aux cations
- Les membranes utilisées sont toujours des membranes homopolaires ne comportant qu'une seule catégorie de groupes ionisés.
- Les membranes anioniques qui sont perméable uniquement aux anions.

Pour les membranes cationiques le groupe ionique est sulfate de sodium ($\text{SO}_4^{2-} \text{Na}^+$) tandis que pour les anioniques, généralement c'est du chlorure de polyvinyle ($\text{CH}_2 + \text{N}^+ \text{Cl}^-$).

Pour que ces membranes soient utilisées avec succès en électrodialyse il faut qu'elles possèdent les qualités principales suivantes :

- Très grande sélectivité ionique
- Faible résistance électrique
- Bonne résistance mécanique

4°) Les incidents de fonctionnement :

Comme pour les piles, il faut craindre la polarisation qui tend à s'opposer au processus d'électrodialyse. Avec les eaux contenant des bicarbonates et sels divers de chaux et de magnésium et notamment avec de fortes intensités de courant électrique, des accumulations d'ions se forment à la surface des membranes et produisent leur polarisation. À la chute ohmique de potentiel s'ajoute alors une tension de polarisation .

5°) Le phénomène de polarisation :

I Généralités : La figure 1 présente un comportement de dilution d'une cellule d'électrodialyse, le courant va de gauche vers la droite le comportement est limité par une membrane perméable aux cations C^+ à droite, et une membrane perméable aux anions A^- à gauche . L'électrolyte est constitué d'anions A^- et de cations C^+ dont les membranes de transport sont respectivement t_s^- et t_s^+ dans la solution

Le courant ionique traversant la solution s'exprime par :

$$t_s^+ \frac{I}{f} - t_s^- \frac{I}{f}$$

Pour la membrane, la quantité et le courant qui traverse est :

$$t_m^+ \frac{I}{f} - t_m^- \frac{I}{f}$$

Ces quantités sont identiques ce qui nous donnera $t_m^+ > t_s^+$

Le flux de cations traversant la membrane et la solution respectivement est : $F_m^+ = \frac{I \times t_m^+}{F}$, $F_s^+ = \frac{I \times t_s^+}{F}$

Puisque t_m^+ est nettement plus grand que t_s^+ , F_m^+ est nettement plus grand que F_s^+ il en résulte un appauvrissement de la solution au voisinage de la membrane (figure 2) .

L'appauvrissement dans cette zone, égal à la différence des flux $\text{Flu} \times \text{Fe}^+ - \text{Fe}^+$ est équilibré par un rapport d'ions par diffusion, le nom de couche de diffusion donné à la zone appauvrie notée par S.

Dans une première description très simple du phénomène, on considère qu'il s'établit un état stationnaire, qui se traduit par l'équation de NERST-FICK:

$$\frac{D(C - C_0)}{\delta} \quad D : \text{Coefficient de diffusion (cm}^2/\text{s)} \\ D \frac{(C - C_0)}{\delta} = I \frac{(t_m - t_s)}{f} \quad (3.1)$$

L'établissement du gradient de concentration $\frac{C - C_0}{\delta}$ constitue la polarisation primaire en électrodialyse. Cette polarisation est dite totale quand la concentration C_0 à l'interface solution membrane devient nulle l'intensité correspondant à l'état de polarisation totale est l'intensité limite I_{lim} : Elle se calcule en faisant $C_0 = 0$, dans la relation précédente.

$$I_{\text{lim}} = \frac{DCF}{\delta(t_m - t_s)} \quad (3.2)$$

Pour mettre en évidence la polarisation primaire, il est commode de mesurer I du courant qui traverse une cellule d'électrodialyse en fonction de la tension E appliquée à la cellule. On obtient une courbe du type de la figure (3). On y observe trois parties distinctes.

Une région pratiquement linéaire: La pente dans cette partie de la courbe rend compte de la somme des résistances de concentration.

Un Palier 2:- La cellule se trouve alors en état de polarisation totale. L'intensité limite correspondante est fixée par les conditions d'apport de matière aux interfaces membrane solution.

- Une croissance au delà du palier, nous mène vers une décomposition de l'eau en ions H^+ et OH^- qui sont transférés, d'où naît une variation locale du pH dont les conséquences risquent d'être nuisibles, par exemple précipitation d'hydroxydes ou de carbonates métalliques.

L'intensité limite dépend de l'ensemble des conditions d'apport de matière aux interfaces membrane solution qui comportent, outre la migration et la diffusion des ions. C'est pourquoi le régime hydrodynamique existant dans la cellule est un paramètre essentiel de la polarisation primaire. Des études expérimentales ont montré qu'il existe un moyen efficace pour éviter le phénomène de polarisation, à savoir les régimes d'écoulement de sa solution.

III - 5.2 Cellule en régime laminaire (figure 4-5)

Les figures 4 et 5 nous donnent les variations des concentrations de sel, l'évolution du potentiel dans les deux compartiments.

Par analogie avec l'établissement du profil de vitesse dans une conduite, la région où la couche de diffusion croît est appelée "Région transitoire" et celle où elle a rempli le compartiment "Région établie".

Le flux hydrodynamique est totalement établi et laminaire dans des compartiments sans obstruction.

Le problème est alors de résoudre l'équation linéaire de diffusion pour la concentration du sel C :
$$V_y \frac{\partial C}{\partial y} = D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} \quad (3.3)$$

X : est la coordonnée selon l'épaisseur du compartiment; origine au centre
 Y : " " " la longueur du compartiment; " "

V_y : est la distribution de vitesse établie

D : le coefficient de diffusion du sel

l'équation de diffusion est complétée de façon non linéaire avec l'équation de conservation de charge.

$$j = \sigma \frac{\partial E}{\partial x} \quad (3-4)$$

j : Densité de courant

E : Le potentiel

La conductivité dans la solution est proportionnelle à la concentration dans les membranes, elle est égale à la résistance de membrane, soit

$$r_m = R_m \cdot e \quad (3-5)$$

r_m ($\Omega \cdot \text{cm}^2$) résistance électrique spécifique de la membrane

R_m ($\Omega \cdot \text{cm}$) résistance électrique de la membrane

e , (cm) épaisseur de la membrane

en combinant les deux équations précédentes avec les conditions aux limites on obtient des résultats importants ; en ce qui concerne la performance du système à flux laminaire qui s'exprime en fonction de quatre paramètres de similitude sans dimension.

Le premier paramètre est la longueur sans dimension du compartiment.

$$Y = \frac{D}{h^2 v} = \frac{1}{h}, \frac{1}{re}$$

ou $Pe = \frac{Vh}{D}$ est le nombre de Peclet.

l : Longueur du compartiment

Y : La moyenne en volume de V_y

$2H$: L'épaisseur du compartiment

le second paramètre sans dimension est la chute de potentiel sans dimensions à travers une cellule :

$$Y = \frac{2 F E}{R T}$$

Z : est le nombre de charge des ions

R : Constante de gaz parfaits

E : La tension appliquée à la cellule

T : La température

Une mesure de la performance globale de la cellule est donnée par le courant total par unité de longueur de la cellule.

$$J = \int_0^1 j(Y) dy$$

Un courant totale sans dimension I est défini par :

$$I = \frac{J}{f_{cod} \cdot 2h \cdot V}$$

Où f_{cod} : La concentration à l'entrée du compartiment de dilution.

Pratiquement, I représente la fraction de sel entrant éliminée en un passage à travers le compartiment de dilution.

N : est le 4^o coefficient, qui exprime le rapport de la résistance des membranes à la résistance de la solution.

Les résultats sont données par les figures (6) et (7)

III 5-3 CELLULE EN REGIME TURBULENT :

La théorie de ce régime ne peut pas avoir la rigueur de celle du régime laminaire, car tout modèle comportant un transfert de masse turbulent est nécessairement semi-empirique. En plus de ses quatre paramètres être intervenant dans le régime laminaire, il intervient un cinquième l'épaisseur de la sous couche de la diffusion de concentration, dont la valeur est donnée par des résultats semi-empiriques de transfert de masse turbulent pour les nombres de SCHMIDT SC élevés intervenant dans le dés-sallement de l'eau, l'épaisseur de cette couche est le facteur critique gouvernant le taux de dés-sallement.

III 6 ECONOMIE DU PROCEDE :

III 6-1 Consommation d'énergie : Pour un module d'électrodialyse comportant un nombre élevé de cellules unitaires (Supérieur à 100) on peut négliger les pertes d'énergie aux électrodes et ne considérer que l'énergie dépensée par effet joule.

III 6-2 Loi de FARADAY : La loi de FARADAY permet de définir une relation entre le taux de transfert de sel à travers la membrane et la densité de courant appliquée i (pour une cellule)

Qd : débit d'eau dans le circuit déminéralisation (L S par cellule)

f : Fraction de sel enlevée à l'aval de la membrane

η : Rendement de FARADAY

L'équation (1) peut être écrite d'une autre façon

$$q = \frac{AN \cdot F}{\eta} \quad q : \text{quantité spécifique d'électricité nécessaire}$$

DN : Quantité de sel à extraire (équivalent g/m³)

L'énergie nécessaire pour le dés-sallement de 1m³ d'eau aura pour valeur

$$W_{el} = \frac{U q_i}{1000}$$

W_{el} : Énergie dépensée par électrodialyse (KWh/m³)

V : Différence de potentiel appliquée à chaque cellule unitaire.

$$\text{D'où: } W_{el} = \frac{U D N}{37,3 \eta}$$

La consommation d'énergie est directement proportionnelle à la quantité de sel à éliminer.

III 6-3 Surface de membrane :

$$S = 5,36 \frac{Q D N}{i \cdot q \cdot \eta}$$

q : Fraction de membrane utile

Cette relation montre que la surface nécessaire pour une détermination donnée est :

- Inversement proportionnelle à densité de courant
- Directement proportionnelle à la quantité de sel à déplacer.

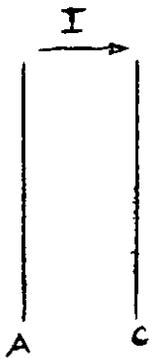


Figure 1

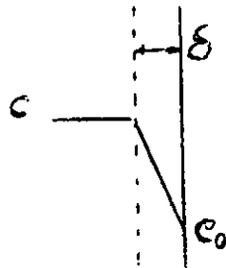


Figure 2

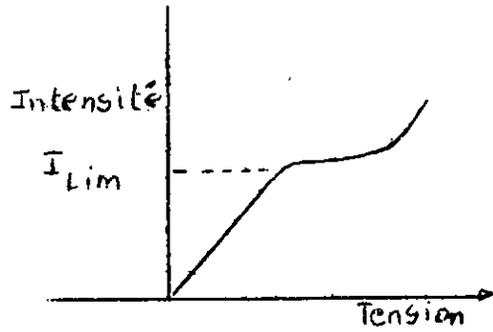


Figure 3

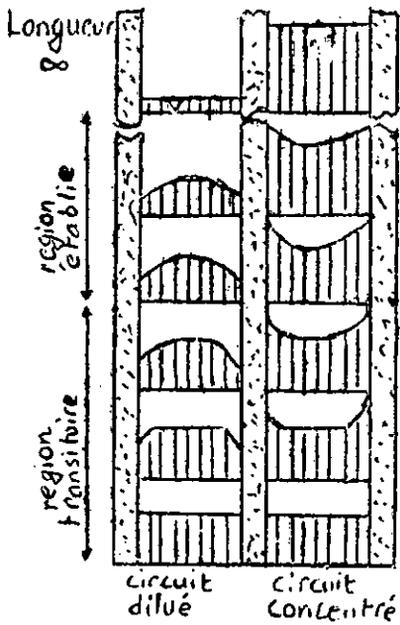


Figure 4
Profil de Concentration

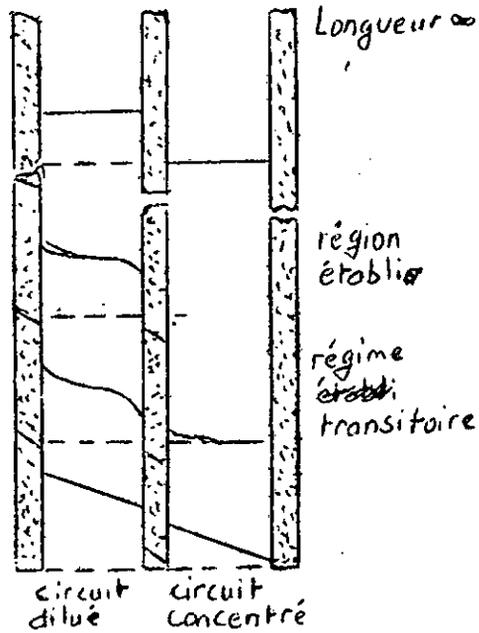


Figure 5
Distribution de potentiel électrique

Chapitre IV : PROBLEMES TECHNIQUES COMMUNS AUX PROCEDES DE
DISTILLATION .

Les problèmes techniques concernant les unités de distillation intéressent essentiellement les échanges thermique, la corrosion, la prolifération des végétaux marins, l'extraction des incondensables, l'entartrage. Ces différents points ne sont évidemment pas indépendants.

IV. 1- Echanges thermiques: Dans cette cellule d'un poste de distillation ce flux de chaleur est transmis par l'intermédiaire d'un faisceau tubulaire, il est de la plus haute importance pour limiter les surfaces de ces échangeurs que les coefficients d'échange soient les meilleurs possibles et ne diminuent pas sensiblement au cours du fonctionnement.

Les facteurs nuisibles à l'efficacité des échanges thermiques sont principalement la présence de gaz incondensables dans la vapeur à condenser et l'entartrage des faisceaux tubulaires.

IV. 2- Corrosion et choix des matériaux :

La corrosion des matériaux utilisés dans les installations de distillation dépend de la température, du PH de l'eau, de sa teneur en oxygène et en gaz carbonique. Pour cela l'usage des matériaux nobles (Acier, inoxydable, Bronze d'aluminium, cupro-nickel) est indispensable pour toutes parties de l'évaporation en contact avec l'eau de mer qu'il n'est pas possible d'inspecter, si la largeur des cellules de l'évaporateur est suffisante pour en permettre l'inspection.

IV. 3 Prolifération de végétaux et d'animaux marins :

Cette prolifération conduit à de multiples ennuis: destruction des circuits, corrosion, érosion, accroissement de résistance thermiques. Une méthode de lutte contre cet envahissement consiste à injecter des produits chlorés à l'aspiration en mer, de façon à tuer les organismes.

IV. 4- Présence d'incondensables :

Sous vide l'eau de mer se dégage en libérant de l'air et du gaz carbonique, la présence de ces gaz est très nuisible à l'efficacité des échangeurs. Les incondensables sont extraits au moyen d'une pompe à air.

IV 5 : Entartrage des faisceaux tubulaires :

Mécanisme de l'entartrage : -

Le tartre est un dépôt de sels minéraux dont la solubilité décroît lorsque la température de l'eau de mer augmente. Ce dépôt est constitué principalement de carbonate de calcium qui apparaît à partir de 60° C suivant la réaction : $(\text{CO}_3\text{H})_2\text{Ca} \longrightarrow \text{CO}_3\text{Ca} + \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$

La formation du gaz carbonique dans les cellules chaudes provoque une augmentation d'hydroxyde de magnésium qui précipite suivant la réaction: $\text{Mg} + 2\text{OH} \longrightarrow \text{Mg}(\text{OH})_2$.

D'autre part le sulfate de calcium peut également précipiter dans certains cas; la réaction est la suivante : $\text{Ca} + \text{SO}_4 \longrightarrow \text{CaSO}_4$

La température à laquelle commence la précipitation dépend de la concentration en sels de l'eau de mer.

IV 6 : Traitement chimique

Il existe actuellement deux traitements chimiques utilisés pour lutter contre l'entartrage des faisceaux tubulaires d'une unité de distillation :

Le traitement aux polyphosphates et le traitement à l'acide sulfurique.

IV 6.1 : Traitement aux polyphosphates :

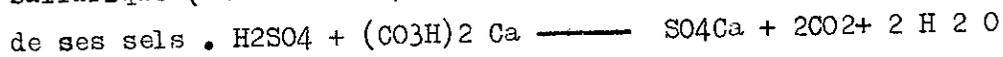
L'injection du polyphosphate dans l'eau d'alimentation se fait par une pompe doseuse qui permet de régler le taux d'injection.

La dose à injecter est de 4 p.p.m pour une eau de mer normale.

Le traitement aux polyphosphates perd son efficacité si la température dépasse 90°C. Au delà de cette température on utilise le traitement à l'acide sulfurique.

IV 6.2 : Traitement à l'acide sulfurique :

Le mécanisme réactionnel est basé sur le fait que l'acide sulfurique (Acide fort) déplace l'acide carbonique (Acide faible) de ses sels.



Cette réaction peut se faire à la température ambiante avec une cinétique assez faible.

L'injection d'acide se fait sur l'eau d'appoint qui doit être dégagée avant son introduction dans les cellules du poste de distillation . Dans ce cas de traitement on peut atteindre une température de 120° c à la sortie du rechauffeur d'appoint .

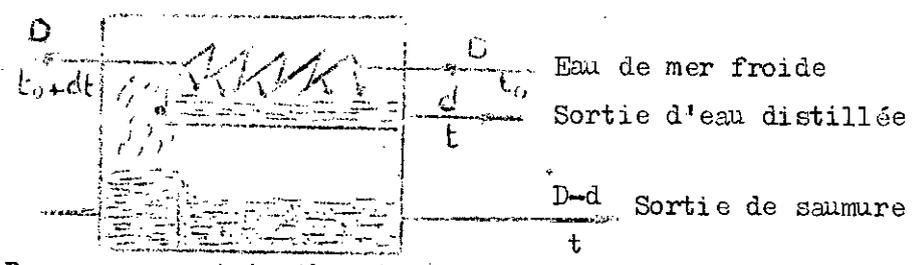
IV 6.3 : Traitement chimique périodique :

Le traitement chimique permanent au polyphosphates ne permet pas d'éviter complètement le dépôt de tartre. Pour cela , on fait passer pendant quelques heures dans les faisceaux tubulaires une solution concentrée d'acide chlorydrique passive de façon à dissoudre le dépôt de carbonate sans attaquer les tubes suivant la réaction chimique : $\text{Ca CO}_3 + 2\text{HCl} \text{ ---- } \text{CaCl}_2 + \text{H}_2\text{CO}_3$

Cette réaction est contrôlée en mesurant le pH de la solution acide . Le détartrage est terminé quand ce PH reste constant au cours du temps.

Chapitre V : LA DISTILLATION PAR DÉTENTES SUCCESSIVES

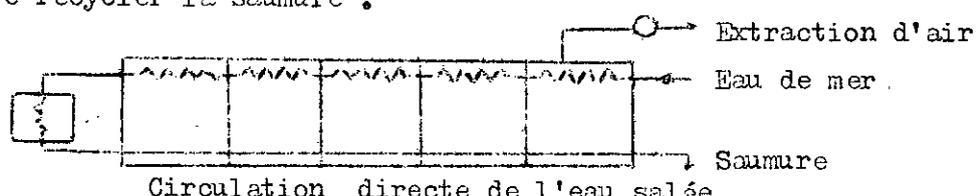
V.1 Cellule unitaire d'un poste flash :-



Dans une enceinte thermiquement isolée et ne contenant que l'eau chargée de sels dissous, en équilibre avec sa vapeur à la température t et à la pression p , introduisons un débit D d'eau à la température $t+dt$. Si la pression est maintenue constante dans cette enceinte. L'eau admise subit une détente qui libère de l'énergie qui permet la vaporisation d'une quantité de vapeur égale à d telle que : $Ddt = d \cdot L$
 L : Chaleur latente de vaporisation de l'eau à la température t .
 La vapeur ainsi produite est condensée sur un faisceau tubulaire situé dans la partie supérieure de la même enceinte si un même débit D d'eau à dessaler circule dans le faisceau, son échauffement est égal à dt , en effet, cet échauffement qui est provoqué par la condensation d'une quantité de vapeur d , est bien égal au refroidissement du même débit D subissant la détente permettant l'évaporation de la quantité de vapeur d .

VI. 2 Les différentes catégories de distillateurs avec vaporisation instantanée multi-étagée :

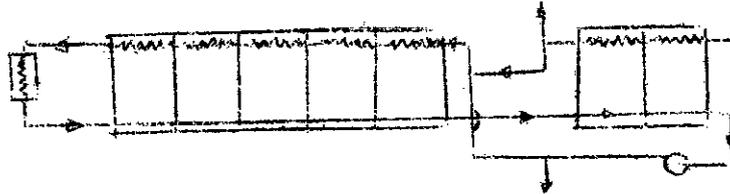
V.2.1 Système à bouche ouverte : Il est sans récirculation de saumure n'est pas économiquement utilisable car le prétraitement continu de l'eau de mer avec des produits chimiques est coûteux; pour cela on préfère recycler la saumure .



Circulation directe de l'eau salée
 (sansrécirculation) ou cycle en boucle ouverte

Pour les systèmes à recirculation on distingue deux types d'installation . La distillation peut être à recirculation à simple effet ou à multiples effets .

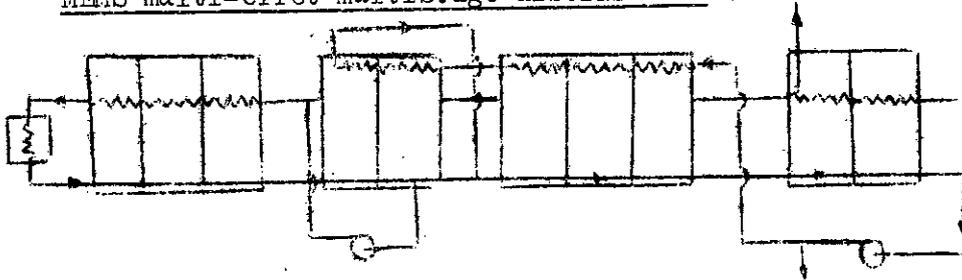
V.2.2 : Vaporisation instantanée à simple effet en étages multiples (SEMS) simple effet multistages distillation .



Dans Ce système ,la différence de pression ,qui vers la partie terminale à basse température et basse pression du cycle de distillation est nécessaire pour assurer la circulation de la saumure d'étage en étage est le facteur limitant du nombre d'étages qui peut être utilisé . Les écarts de température sont habituellement limités à environ 2°C par étage, on raison des faibles différences de pression imposées par le vide poussé qui existe dans les derniers étages . Le coefficient d'efficacité de ce distillateur est de 10 environ .

V.2.3 Vaporisation instantanée à multiples effets de recirculation :

MEMS multi-effet multistage distillation .



Recirculation à multiples effets

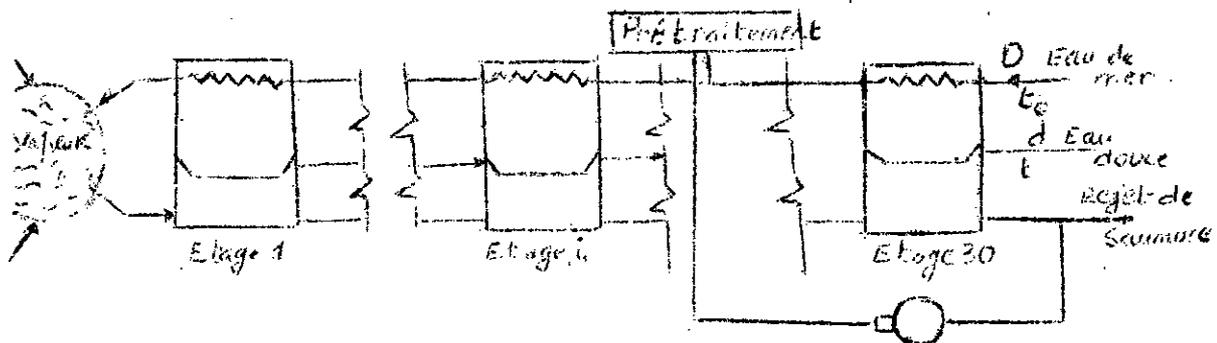
Dans ce type de circuit, chaque effet présente ou non une recirculation comme premier avantage de cette technique de distillation c'est qu'il est possible d'adopter d'avantage d'étages pour chaque intervalle de température ,car les différences de pression augmentent par suite du remplacement de la circulation à simple effet par un certain nombre de circuit de recirculation. .

Ce système offre un certain nombre d'autres avantages tel qu'il permet de régler le coefficient d'efficacité de chaque effet en fixant le nombre d'étages par effet et en agissant sur le débit .

Le coût de prétraitement et la surface nécessaire de transfert de chaleur sont réduits; de même le rendement de l'installation est amélioré.

Ce type de circuit nécessite certes un appareillage plus compliqué, mais son coefficient d'efficacité est plus élevé et peut atteindre 20. Ce système se défend bien quand le coût de la vapeur de chauffage est élevé.

V.3 - Etude énergétique d'une installation de distillation par vaporisation instantanée ~~à simple~~ à étages multiples et à simple effet .



V.3.1 - Disposition de l'installation

L'unité de distillation comprend 30 cellules pour produire 5000 m³/j d'eau douce placées en série. L'eau à traiter après des rechauffages successifs dans les condenseurs des cellules est portée à la température maximale souhaitée soit 100° c, dans un rechauffeur 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.

V.3.2 - Mise en oeuvre

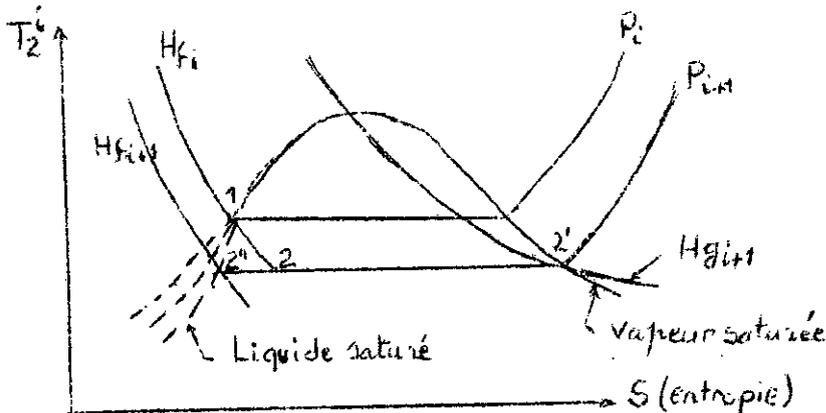
Le dimensionnement d'une installation de distillation à recirculation de saumure nécessite des calculs assez complexes et se font par ordinateur . Il prend en compte pour une production nominale choisie.

- Le rendement choisi pour l'installation, lui-même déterminé par le coût de l'énergie sur le site.
- La température choisie en tête de l'installation, qui dépend du mode de l'eau de mer choisi.
- La température de l'eau de mer et ses fluctuations au cours de l'année
- Sa composition.
- Les caractéristiques physiques des matériaux choisis etc...

5.3.3. Calcul thermique :

5.3.3.1. Bilan massique pour l'eau fraîche à l'étage i :

Pour déterminer le flux d'eau fraîche à l'intérieur de l'étage i , Q_i le diagramme T, S peut être utilisé.



Les flux entrant à l'étage (i) soit à l'état de liquide saturé avec une enthalpie H_{fi} comme est indiqué sur le pt (1). L'eau est alors laminée à enthalpie cte) à un certain point (2), pt auquel une portion de liquide doit avoir subi une évaporation ; comme c'est représenté par le pt (2') et la portion non laminée va partir à l'état (2'') comme liquide saturé. Le processus est répété pour chaque étage. De cela on obtient :

e : La proportion de l'eau de la chambre évaporée, elle est appelée la qualité du flash.

$L_{i+1} = H_{gi+1} - H_{gi}$; L_{i+1} : chaleur latente de vaporisation à l'étage($i+1$)

- L'enthalpie d'eau de mer à l'état de vapeur saturée et sa chaleur latente de vaporisation sont données par des formules en piriques suivantes :

.../...

$$H_{g_i} = 1065,0 + 0,403 T_{2,i}^i \quad (5.2)$$

$$L_i = 1094,1 - 0,57 T_2 \quad (5.3)$$

d'où par conséquent :

$$H = 29,1 + 0,973 T_{\frac{1}{2}} \quad (5.4)$$

NOTA : Les unités des enthalpies et des températures de ces correlations sont en unité Anglo-Saxonnes .

V 3.3.2 Quelques relations empiriques importantes pour le dimensionnement de l'installation :

La chaleur spécifique de l'eau salée :

La chaleur spécifique de l'eau salée est relativement insensible aux variations de température dans le cas de notre installation . Cependant cette chaleur spécifique est sensible aux changements de concentration , puisque le courant d'eau d'alimentation à travers les condenseurs change en salinité seulement une fois, donc la chaleur spécifique pour l'eau s'écoulant à travers le condenseur peut être considéré comme étant constante .

$$\text{dons :- } C_{p_i} = C_{p_c} \quad i \geq K \quad (5,5)$$

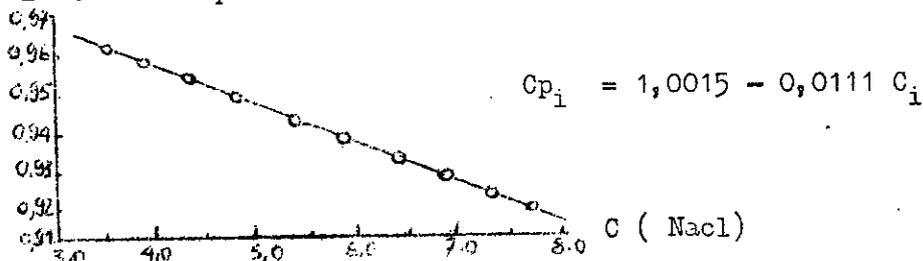
$$C_{p_i} = C_p \quad i < K \quad (5,6)$$

Pour l'étage K on le détermine par les contraintes suivantes :

$$T_{1,K} \leq t_s \quad (5,7)$$

$$T_{2,K} > t_s \quad (5,8)$$

Alors connaissant les températures d'entrée et de sortie de l'eau d'alimentation et de la saumure respectivement on détermine la chaleur spécifique de l'eau salée peut être corrélée par une linéarisation de la courbe expérimentale .



En se basant sur la contrainte précédente qui nous détermine l'étage ou la quantité de saumure récirculer est réintroduite, on a donc :

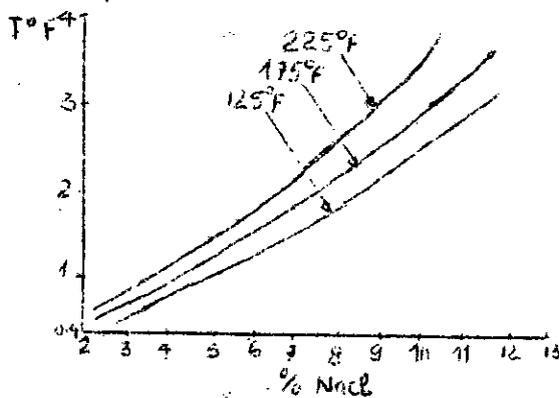
$$\begin{pmatrix} C_{p0} \\ C_{p_{K+1}} \\ C_{p_i} \end{pmatrix} = 1,0015 - 0,0111 \begin{pmatrix} 3 \\ C_n \\ C_i \end{pmatrix} \quad (5.9)$$

$X_0 = 3,5\%$ la concentration moyenne d'eau de mer d'alimentation .
 Entenant compte des recommandations données par STANDIFORD et SINEK,
 qui indiquent :

- Au dessous de 82°C , l'eau de mer peut être concentrée quatre fois
- A 120°C , la concentration admissible est de 1,7 à 2 fois .
- A 150°C , toute concentration conduit à la formation d'un tartre sulfaté.

b/ Élévation de la température du flash dans la chambre :

Pour l'élévation du point d'ébullition de la saumure en fonction de la concentration en sels; elle est donnée par le graphe ci-dessous :-



Analytiquement donné par les corrélations suivantes :

Si $T_{1,i} < 70^\circ\text{C}$

$$T_{3,i} = -0,463 + 0,185 X_i + T_{1,i}$$

Si $70 \leq T_{1,i} \leq 100^\circ\text{C}$

$$T_{3,i} = -0,154 + 0,166 X_i + T_{1,i}$$

Si $T_{1,i} \geq 100^\circ\text{C}$

$$T_{3,i} = -0,162 + 0,19 X_i + T_{1,i}$$

c/ Détermination des masses volumiques :-

En supposant qu'il n'y a pas d'interaction entre les ions du soluté, alors on peut utiliser la propriété d'additivité des masses volumiques dans le mélange, qui se traduit comme suit :

Les masses volumiques de l'eau salée de concentration de 3,5% aux différentes températures sont résumés dans le tableau ci-après :-

t°c	0	20	40	60	80	100
g/cm ³	1,0604	1,0562	1,0496	1,0401	1,0401	1,0182

Pour une concentration de deux fois la concentration initiale, la valeur de la masse volumique est :- = 1,207 g/cm³ à t = 100°C.

d/ Equation de CLAPEYRON - CLAUSIUS :-

Considérons deux phases (1,2) en équilibre entre elles à la pression P_s et la température T_s.

la pression de saturation P peut être donnée par l'équation de CLAPEYRON :

$$\ln \frac{P_{si}}{P^*} = \frac{L_i}{R} \left(\frac{1}{T_{en}} - \frac{1}{T} \right) \quad (5.11)$$

P* : pression standard = 1 atmosphère physique .

T : Température du liquide à une pression égale précisément à une atmosphère physique = 100, °c pour l'eau de mer .

L_i : Chaleur latente de vaporisation

R : Constante des gaz = 0,1102 K Cal/Kg degré

-Déterminons la concentration de la saumure dans l'évaporateur (i) :- soit le sel transporté .

$$(D - d_i) X_i = DX_1 \quad X_1 = \frac{D}{D - d_i} X_i \quad (5.12)$$

En considérant la recirculation d'une quantité de saumure on aura :

$$X_1 = \frac{3,5 (D - D^*) + X_{30} D^*}{D} \quad (5.13)$$

de l'équation (5.12) , (5.13) on obtient :

$$X_1 = \frac{3,5 \left(1 - \frac{D^*}{D} \right)}{1 - \frac{y^*}{D-d}} \quad (5.14)$$

D^* : Débit de saumure recyclé est estimé à 75%

3,5 correspond à la concentration initiale d'eau d'alimentation

-Déterminons le débit de vapeur : $Q_v = d_1 \cdot \rho_1$

Pour $P_s = 0,93 \text{ atm}$ on a : $\rho = 961 \text{ Kg/m}^3$

Donc : $Q_v = \frac{5000}{30 \times 24} \times 961 = 6673,61 \text{ Kg/h}$

Détermination du débit : -

La production de vapeur dans un étage de distillation est donnée par

la relation : $Q_v L = D C_p (t_c - t_s)$ (5.15)

D : Débit d'eau soumise à l'évaporation entre l'entrée et la sortie de l'étage :

le débit minimal : $D_{\min} = \frac{Q_v L_i}{C_{p\max} (\Delta t)}$

$$C_{p\max} = 1,0115 - 0,0111 \times 3,5 = 0,9626 \text{ (Btu/ Ib}^\circ \text{ f)} = 0,9634 \frac{\text{K cal}}{\text{Kgc}}$$

$$D_{\min} = \frac{6673,61 \times 542,3}{0,9634 \times 2} = 1832482,9 \text{ Kg/l}$$

$$= 1518,21 \text{ m}^3/\text{l}$$

La concentration correspondant en tête de l'installation :

$$X_1 = \frac{3,5 (1 - 0,75)}{1 - \frac{0,75 \times 1518,21}{1518,21 - 208,33}} = 6,69$$

$$C_p = 1,0015 - 0,0111 \times 6,69 = 0,9272 \text{ (Btu/ Ib}^\circ \text{ f)} = 0,9280 \frac{\text{K cal}}{\text{Kg}^\circ \text{c}}$$

Par itération on aura :-

	$C_p \left(\frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} \right)$	$D \left(\text{M}^3 / \text{h} \right)$	$C_i \%$
1	0,9634	1518,21	3,5
2	0,9280	1576,13	6,69
3	0,9308	1571,39	6,44
4	0,9305	1571,89	6,46
5	0,9305	1571,89	6,46

Donc le débit de circulation dans les condenseurs est :

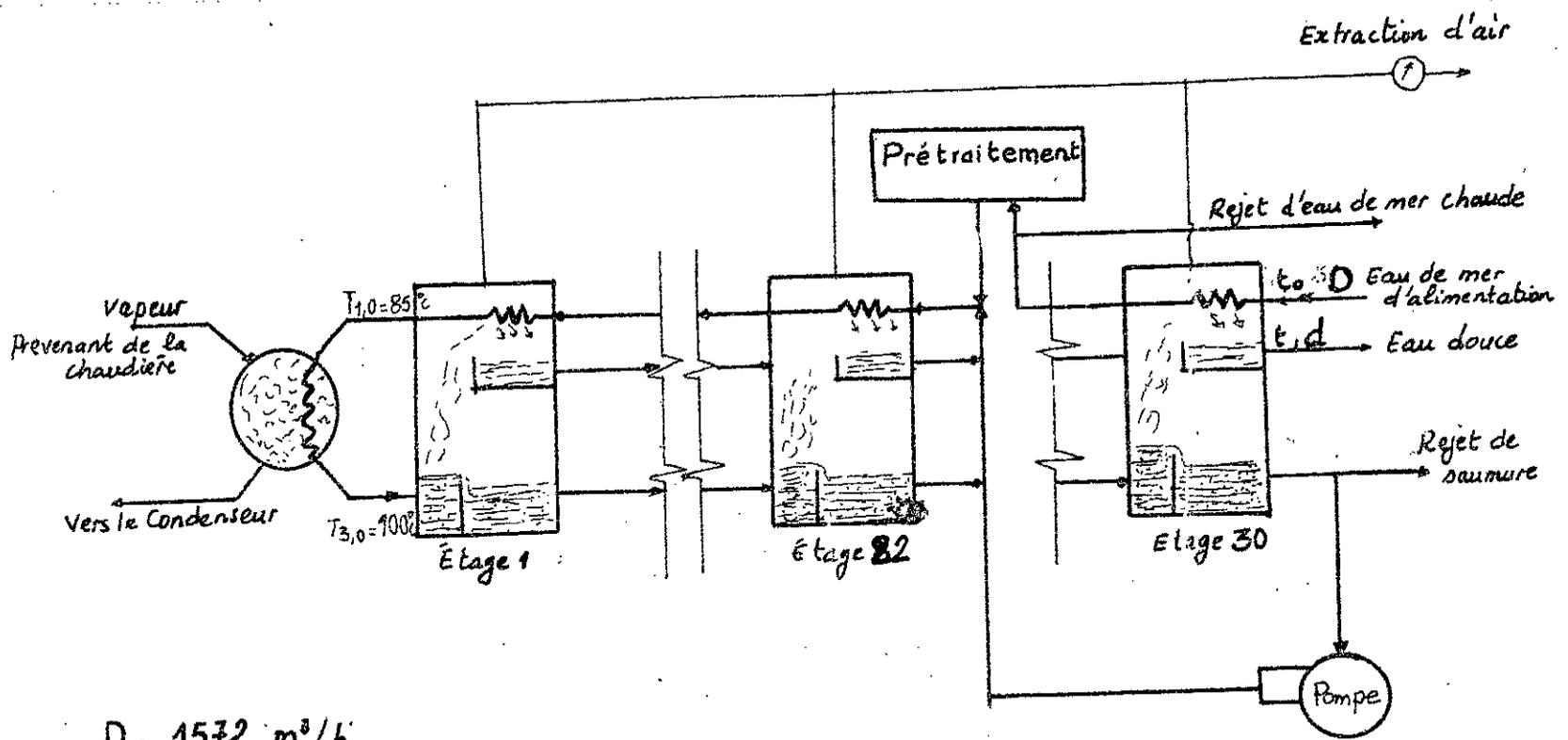
$$D = 1571,89 \frac{\text{ms}}{\text{h}} = 1897271,2$$

$$W = 1897271,2 \times 0,9305 \times 15 = 26481163 \left(\frac{\text{Kcal}}{\text{h}} \right)$$

$$Y = \frac{26481163}{203756,94} = 129,96 \left(\frac{\text{Kcal}}{\text{h}} \right)$$

Le débit d'eau douce produite dans le cas sans recirculation est :

$$\frac{1571,89}{208,33} = 7,55 \text{ m}^3$$



$D = 1572 \text{ m}^3/\text{h}$
 $d = 208 \text{ m}^3/\text{h}$
 Débit de saumure recyclé = 75 %
 $t_0 = 25^\circ\text{C}$
 $t = 40^\circ\text{C}$
 $\Delta T = 2^\circ\text{C}$

Distillateur multiflash à simple effet

TABLEAU : BILAN MASSIQUE DE L'INSTALLATION

Etages	L_i $\frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$	C_i (%)	$T_{3,i}$ (K°)	P_{si} (atm)	Q_v (Kg/h)	$\left(\frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}\right)$
1	542,3	6,49	371,90	0,930	6673,61	961
2	543,4	6,52	369,93	0,866	6680,56	962
3	544,5	6,55	367,95	0,806	6687,50	963
4	595,7	6,58	365,97	0,749	6694,44	964
5	546,8	6,61	363,95	0,694	6701,39	965
6	548	6,64	361,89	0,642	6715,28	967
7	549,2	6,67	359,89	0,594	6722,22	968
8	550,3	6,70	357,15	0,534	6736,11	970
9	551,4	6,73	355,89	0,507	6743,06	971
10	552,5	6,76	353,87	0,467	6756,94	973
11	553,7	6,79	351,83	0,430	6763,89	974
12	554,8	6,82	349,81	0,395	6770,83	975
13	556	6,85	347,82	0,363	6777,78	976
14	557,1	6,88	345,82	0,333	6784,72	977
15	558,2	6,91	343,78	0,305	6791,67	978
16	559,4	6,94	341,79	0,279	6798,61	979
17	560,5	6,97	339,80	0,255	6805,56	980
18	561,7	7	337,79	0,232	6812,50	981
19	562,8	7,03	335,80	0,212	6819,44	982
20	564	7,06	333,77	0,193	6833,33	984
21	565,1	7,09	331,78	0,175	6840,28	985
22	566,2	7,12	329,77	0,159	6847,22	986
23	567,4	7,15	327,75	0,144	6854,17	987
24	568,5	7,19	325,75	0,130	6861,11	988
25	569,7	7,23	323,72	0,117	6868,06	989
26	570,8	7,26	321,71	0,105	6875	990
27	571,9	7,33	319,70	0,095	6875	990
28	573,1	7,37	317,70	0,085	6881,94	991
29	574,2	7,41	315,69	0,076	6888,89	992
30	575	7,45	313,69	0,069	6895,83	993

Dans le cas de la recirculation, la quantité d'eau d'appoint nécessaire à la production d'un mètre cube d'eau douce est : -

$$\frac{1549,22}{208,33} = 2,64 \frac{3136,4}{2375,91}$$

Donc dans le cas de la recirculation il faut ~~16~~ $2,64 \text{ m}^3$ d'eau d'appoint pour produire 1 m^3 d'eau douce.

- Le rendement de l'installation :

Le rendement de l'installation par rapport à l'énergie calorifique fournie est :
$$= \frac{Q_V}{W} = \frac{91236716}{1,057 \times 10^8} = 0,86 = 86\%$$

- Bilan thermique et équations de performance pour les condenseurs flux croisés.

A partir d'un bilan thermique à travers le condenseur de chaque étage :

$$Q_i = DC_p (t_{1,i-1} - t_{1,i}) \quad i \geq K \quad (5.15)$$

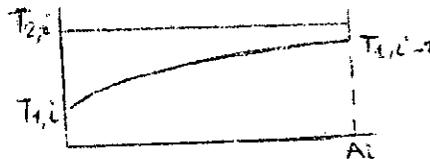
$$Q_i = DC_p (T_{1,i-1} - T_{1,i}) \quad i < K \quad (5.16)$$

L'équation de performance pour un condenseur à flux croisés est donné

comme suit : $Q_i = h A_i \overline{\Delta T_m}$

$\overline{\Delta T_m}$: différence de température logarithmique moyenne : (DTLM)

$$\overline{\Delta T_m} = \frac{T_{1,i-1} - T_{1,i}}{\frac{T_{2,i} - T_{1,i}}{T_{2,i} - T_{1,i-1}}}$$



Egaliser les équations précédentes avec la dernière on a : -

$$A_i = \frac{DC_p (T_{1,i-1} - T_{1,i})}{h} \ln \left(\frac{T_{2,i} - T_{1,i}}{T_{2,i} - T_{1,i-1}} \right) \quad (5.17) \quad i \geq K$$

$$A_i = \frac{DC_p (T_{1,i-1} - T_{1,i})}{h} \ln \left(\frac{T_{2,i} - T_{1,i}}{T_{2,i} - T_{1,i-1}} \right) \quad (5.18) \quad i < K$$

La surface d'échange

$$\frac{A_{ih}}{D} = C_{p0} (T_{1,i-1} - T_{1,i}) \operatorname{Ln} \left(\frac{T_{2,i} - T_{1,i}}{T_{2,i} - T_{1,i-1}} \right) \quad i \geq K$$

$$\frac{A_{ih}}{D} = C_p (T_{1,i-1} - T_{1,i}) \operatorname{Ln} \left(\frac{T_{2,i} - T_{1,i}}{T_{2,i} - T_{1,i-1}} \right) \quad i < K$$

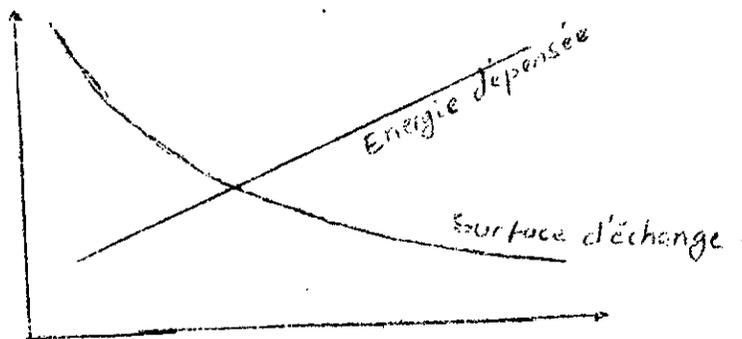
L'étude théorique d'un poste flash montre que si la température maximale de l'eau de mer t_0 est fixée à priori, la consommation spécifique dépend de deux paramètres : Le nombre d'étages et la surface d'échange pour un poste de distillation donné. Il existe une équation qui lie ces deux facteurs, d'où en théorie une infinité de solution.

$$\frac{Ah}{D} = n \cdot \operatorname{Ln} \left(\frac{t_2 - t_0}{t_2 - t_0 - dt} \right)$$

Si le nombre d'étages tend vers l'infinie, l'écart de détente dt tend vers 0, l'expression précédente qui s'écrit :

$$\frac{hA}{D} = n \operatorname{Ln} \left(1 + \frac{dt}{t_2 - t_0 - dt} \right) \cong n \frac{dt}{t_2 - t_0}$$

Une surface d'échange infinie est obtenue lorsque l'écart de détente est égale à $t_2 - t_0$, c'est à dire quand l'eau de mer sort d'un condenseur à la température de la vapeur qui se trouve dans la cellule contenant le condenseur.



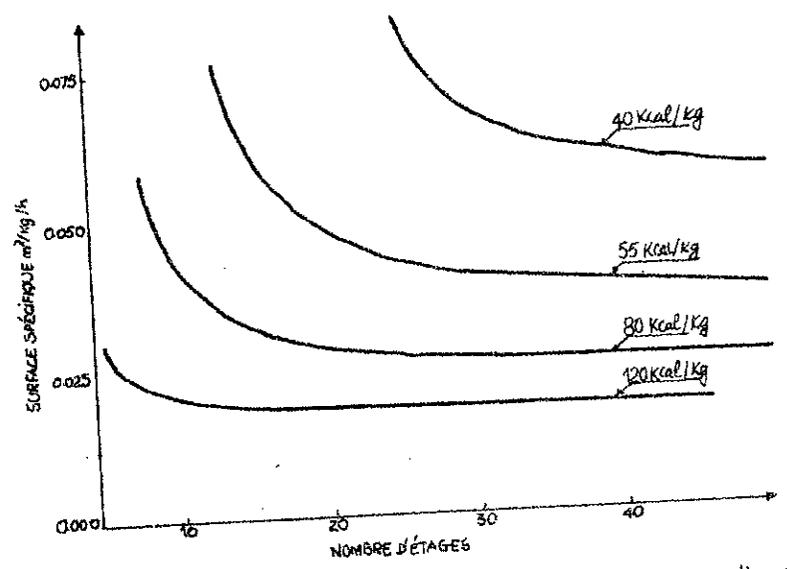


Fig. 3 Variation de la surface spécifique en fonction du nombre d'étages pour diverses valeurs de la consommation spécifique. Température d'entrée: 110° C. Vitesse dans le tube: 2 m/s.

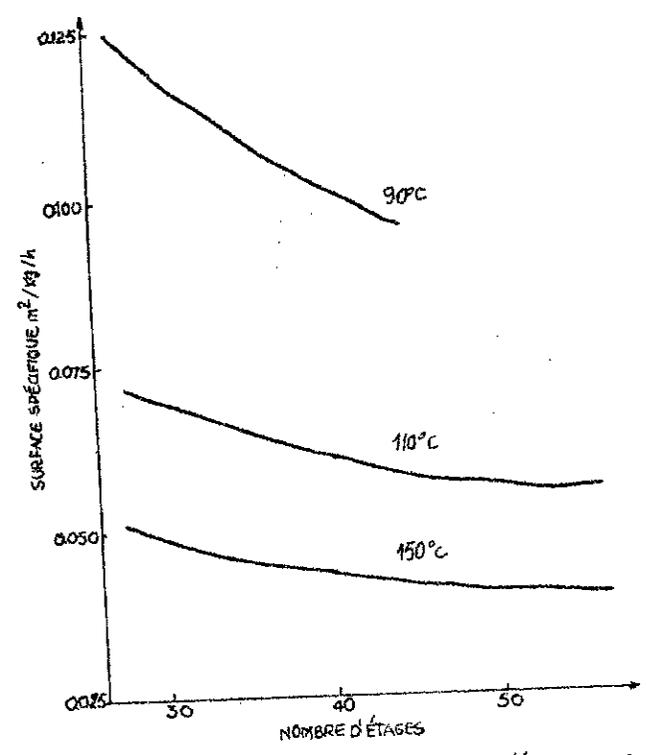


Fig. 4. Variation de la surface spécifique en fonction du nombre d'étages pour une consommation spécifique de 40 Kcal/kg.

Calcul de l'échangeur :

a - Transfert de chaleur dans les tubes horizontaux : -

Des correlations empiriques ont été proposé pour les écoulements en conduite , à savoir la nature de l'écoulement. Donc pour ce la il faut déterminer le nombre de Reynolds (Re)

$$Re = \frac{V_m \cdot d_{int}}{\nu}$$

V_m : Vitesse moyenne du fluide ($\frac{m}{s}$)
 d_{int} : Diamètre intérieur du tube (m)
 ν : Viscosité cinématique (m^2/s)

Le condenseur choisi d'après la standardisation Américaine e st :-

$$d_{int} = 40 \text{ mm}$$

$$e \text{ (épaisseur) } = 2 \text{ mm}$$

Pour la vitesse, en tenant compte des recommandations du G.E.D.E.S (1) on prendra $V_m = 2m/s$.

Soit les caractéristiques de l'eau salée à la concentration $X = (6,5-7)\%$

	(m^2/s)	($\frac{Kg}{m^3}$) $X 10^3$	ou ($\frac{Kg}{m^3}$) $X 10^3$	C_p (Kcal/Kg $^\circ$ c)	K (Kcal/hm $^\circ$ c)
83 $^\circ$ c	$0,90 \times 10^{-6}$	1,207	1,086	0,9305	0,501
100 $^\circ$ c	$0,65 \times 10^{-6}$	1,207	0,784	0,9305	0,511

$$\mu : \text{Viscosité dynamique} = \left(\frac{Kg}{m \cdot s} \right)$$

$$K : \text{Coefficient de conductivité thermique} \left(\frac{K \text{ cal}}{hm^\circ c} \right)$$

(1) G.E.D.E.S : Groupement Européen de Désselement des Eaux Salines.

$$\text{Donc } Re = \frac{V_m \cdot d_{int}}{\nu} = \frac{2 \times 40 \times 10^{-3}}{0,90 \times 10^{-6}} = 88,89 \times 10^3 = 88890 \text{ donc le}$$

régime est turbulent .

Pour déterminer le coefficient d'échange thermique (h), SIE DER et TATE ont proposé une corrélation empirique pour les fluides visqueux :-

$$Nu = 0,023 Pr^{1/3} (Re)^{0,8} \left(\frac{\mu}{\mu_p} \right)^{0,14}$$

$$Nu : \text{Nombre de NUSSELT} = \frac{h \cdot Dh}{K}$$

Pr : Le nombre de PRANDTL (sans dimension) = $\frac{\mu \cdot C_p}{K}$

$\left(\frac{\mu}{\mu_p}\right)^{0,14}$ est un terme correctif due à la variation de viscosité ou

μ est la viscosité du fluide à la température moyenne du fluide .

μ_p : Est la viscosité à la température T_p de la paroi du tube .

Evaluons la température du tube : on a la conservation du flux

$$h_c \text{ Sext } (T_{mc} - T_t) = h_f \text{ Sint } (T_t - T_{mf})$$

Indices :- c : Chaud

f : froid

m : Moyenne

t : Tube

En supposant que l'épaisseur de la paroi du condenseur est mince alors on peut faire l'approximation suivante :

$$\begin{aligned} \text{Sext} = \text{Sint} = S \\ \text{d'ou } T_t = \frac{h_c T_{mc} + h_f T_{mf}}{h_f + h_c} \quad (5.19) \end{aligned}$$

Déterminons les coefficients d'échange h_f .

$$Nu = 0,023 \text{ Pr}^{1/3} (Re)^{0,8} \left(\frac{\mu}{\mu_p}\right)^{0,24}$$

$$Re = 88890$$

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{K} = \frac{0,9305 \times 1,086 \times 10^3}{0,501} \times 3600 = 7,26$$

En supposant que les propriétés du fluide sont peu variables en fonction de la température alors :

$$Nu = 0,023 (7,26)^{1/3} (88890)^{0,8}$$

$$Nu = \frac{h_f \cdot D}{K} \quad h_f = \frac{Nu \cdot K}{D} = \frac{405,31 \times 0,501}{40 \times 10^{-3}} = 5076,5$$

$$h_f = 5076,5 \left(\frac{\text{Kcal}}{\text{h m}^2 \text{ c}^\circ} \right)$$

Le coefficient de film à la condensation :

Le coefficient de film à la condensation d'un tube horizontal est :

$$h_c = 0,725 \left(\frac{Kc^3 c^2 gL}{\mu d_{ext} \Delta T} \right)^{1/4}$$

g : est le facteur d'équivalence masse-force

l : Chaleur latente de vaporisation

d_{ext} : Diamètre extérieur du tube

$$T = T_c - T_t$$

Ce coefficient de film se trouve particulièrement du fait que le condensat du tube supérieur tombe sur les tubes situés en dessous de sorte que l'épaisseur du film sur les tubes inférieures est plus grande que celle calculer par l'équation théorique du tube isolé. L'équation suivante, donnant le coefficient de transfert moyen relatif à N_t tubes horizontaux disposés les uns au dessous des autres .

$$h_c = 0,725 \left(\frac{K^3 c^2 g L}{N_t \mu d_{ext} \Delta T} \right)^{1/4}$$

Déterminons le nombre de tubes :

$$\text{Le débit d'eau circulant dans un tube est : } V.S = 2$$

$$V.S = 2 \times \left(\pi \frac{(40)^2}{4} \right) \times 10^{-6} = 0,0025 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Le débit total} = \frac{1571,89}{3600} = 0,437 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$N_t = \frac{0,437}{0,0025} = 175 \text{ tubes}$$

Évaluation des différentes caractéristiques géométriques :

Connaissant le débit de vapeur à condenseur :

$$Q_v = 6673,61 \text{ (Kg/h)} = 3,31 \text{ m}^3/\text{s}$$

La surface latérale du tronçon du tube d'une unité de longueur:

$$2 \quad (44) \times 10^{-3} \times 1 = 0,2765 \text{ (m}^2/\text{m)}$$

$$\text{surface totale d'échange est : } 0,2765 \times 175 = 48,39 \text{ m}^2/\text{m}$$

Déterminons la température du tube : -

$$T_t = \frac{h_c T_{mc} + h_f T_{mf}}{h_c + h_f}$$

$$T_{mc} = 28^\circ\text{C}$$

$$T_{mc} = 98^{\circ}\text{C}$$

$$T_{m_f} = 84^{\circ}\text{C}$$

$$h_f = 5076,5 \text{ (Kcal/hm}^2\text{C)} \quad h_f T_{m_f} = 5076,5 \times 84 = 426426 \left(\frac{\text{Kcal}}{\text{h m}^2} \right)$$

$$h_c = 0,725 \left(\frac{\text{Kc}^3 \text{Cc}^2 \text{gL}}{N_t \cdot d_{\text{ext}} (T_c - T_t)} \right)^{1/4}$$

Les caractéristiques du condensat à $t_{mc} = 98^{\circ}\text{C}$

Kc (Kcal/hmc°)	c (Kg/m ³)	L (Kcal/Kg)	$\times 10^6$ (m ² /s)	$\times 10^3$ ($\frac{\text{Kg}}{\text{ms}}$)	d_{ext} (mm)
0,538	961	542,3	0,30	0,288	44

$$h_c = 0,725 \left(\frac{(0,538)^3 (961)^2 9,81 \times 542,3 \times 3600}{\times 0,288 \times 10^{-3} \times 44 \times 10^{-3} \times (98 - T_t)} \right)^{1/4} = \frac{4571,23}{(98 - T_t)^{1/4}}$$

$$h_c T_c = \frac{447980,57}{(98 - T_t)^{1/4}} \left(\frac{\text{Kcal}}{\text{hm}^2} \right)$$

$$\text{Donc } T_t = \frac{447980,54}{(98 - T_t)^{1/4}} + 20,15$$

$$\text{Donc } T_t = \frac{5076,5 + \frac{4571,23}{(98 - T_t)^{1/4}}}{(98 - T_t)^{1/4}}$$

$$T_t = \frac{447980,54 + 426426 (98 - T_t)^{1/4}}{4571,23 + 5076,5 (98 - T_t)^{1/4}}$$

Par itération on trouve $T_t = 88,77^{\circ}\text{C}$

$$\text{Donc : } h_c = \frac{4571,23}{(98 - T_t)^{1/4}} = \frac{4571,23}{(98 - 88,77)^{1/4}} = 2622,60 \text{ (Kcal/hm}^2\text{C)}$$

Déterminons la surface d'échange globale :

En énergie établi, le flux de chaleur s'exprime :

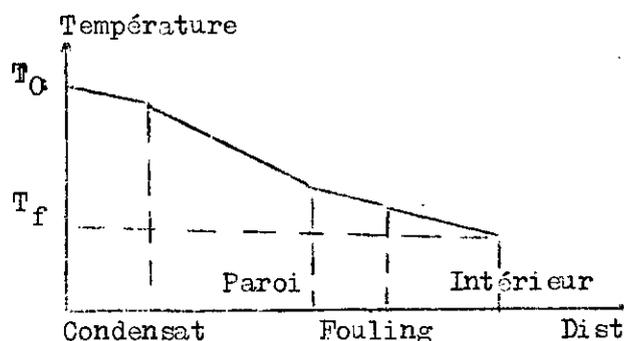
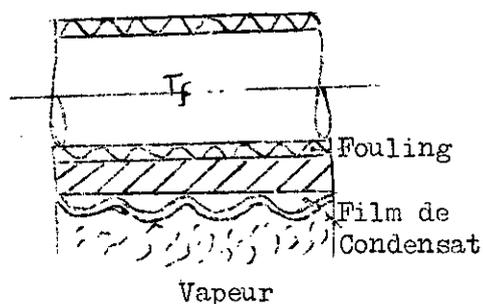
$$Q = U S \Delta T_{\text{lm}}$$

U : Coefficient d'échange global

S : Surface d'échange global

ΔT_{lm} : Différence de température moyenne logarithmique entre le fluide chaud et froid.

$$T_m = \frac{15-13}{\ln \frac{15}{13}} = 13,98^\circ\text{C}$$



$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_f} + \frac{1}{h_c} + \frac{e}{K_p} + \frac{1}{\frac{-1}{\text{Ref}}} + \frac{1}{\frac{1}{\text{Rec}}} = \frac{1}{h_f} + \frac{1}{h_c} + \frac{e}{K_p} + \text{Ref} + \text{Rec}$$

Ref : La résistance thermique du dépôt de terre sur la surface d'échange de chaleur .

Ref = 0,0001 (h°cm²/Kcal) pour une eau de mer de température au dessous de 52°c

= 0,0002 (h°cm²/Kcal) = au dessus de 52°c

Rec : La résistance thermique de la vapeur = 0,0001 (h ° c m²/ Kcal)

Matériau de l'échangeur : On choisira un alliage en Cupro-Nickel appelé Le Manganin avec les caractéristiques suivantes :

Manganin	T°c	K (Kcal/hm°c)
84% Cu	18	19,1
4% Ni	85	55,1
12% Mn	100	71,7

Le flux est :

$$\dot{Q} = \frac{L \Delta T_{L \rightarrow t} N_t}{\left(\frac{1}{h_c} + \text{Rec} \right) \frac{1}{\text{dext}} + \frac{1,15}{K_p} \ln \frac{\text{dext}}{\text{dint}} + \left(\frac{1}{h_f} + \text{Ref} \right) \frac{1}{\text{dint}}}$$

Le flux $\dot{Q} = t \cdot Q_v = 542,3 \times 6673,61 = 3619098,7 \left(\frac{\text{Kcal}}{\text{h}} \right) = 3850 \text{ KW}$

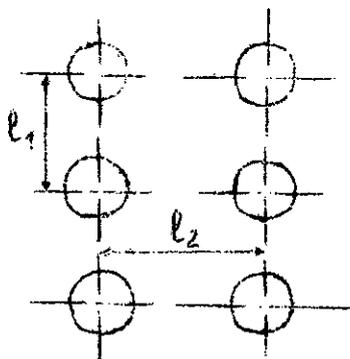
Donc :

$$3619098,7 \frac{\text{X14X L } 175}{\left(\frac{1}{2622,6} + 0,0001 \right) \frac{1}{44 \times 10^{-3}} + \frac{1,15}{55,1} \ln \frac{44}{40} + \left(\frac{1}{5076,5} \right)}$$

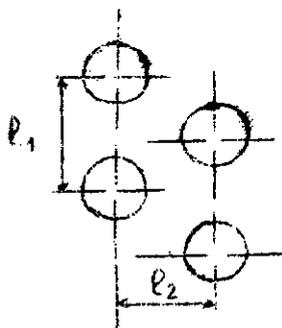
$$L = 9,85 \text{ m}$$

$$+ 0,0002) + \frac{1}{40 \times 10^{-3}}$$

La disposition des tubes : Il existe deux disposition :-

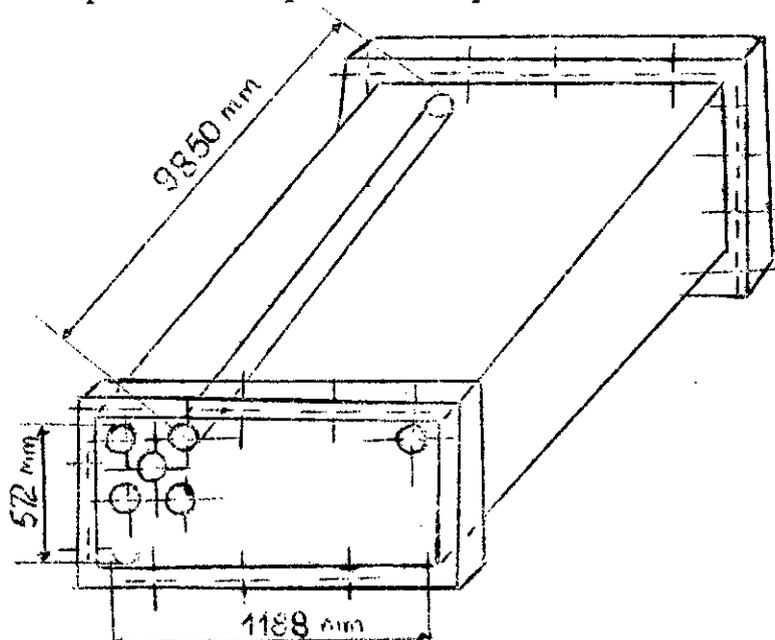


Tubes en lignes



Tubes en quinconce

La disposition qu'on va adopter est la plus compacte dans ce cas la disposition en quinconce répond à cette contrainte.



* déterminons les dimensions de la chambre :

- Le flux de chaleur.

Le taux d'évaporation est lié aux deux résistances constituées d'une part par le transfert de la chaleur par convection à travers le milieu liquide et d'autre part, par le film de résistance diffusionnelle à l'interface. Pour un liquide peu volatil, tel l'eau salée, c'est la diffusion en surface qui limite l'évaporation, de sorte que la température du liquide reste constante.

Le flux de chaleur traversant le liquide pour provoquer la vaporisation par diffusion à l'interface liquide - vapeur est :

$$Q = h A (T_e - T_s)$$

h : le coefficient de transfert moyen de la surface d'échange

A : surface d'échange

T_e : température du liquide (eau salée)

T_s : température de saturation de la chambre

Détermination du coefficient de transfert (h)

Jacob préconise l'utilisation des formules suivantes.

flux faible : Gr. Pr < 10⁹

$$Nu = a (Gr. Pr)^n \quad \text{avec } a = 0,16 \text{ et } n = \frac{1}{3}$$

nombre de GRASHOF $Gr = \frac{B g t^2 L^3}{\mu^2}$

Flux élevé : Gr. Pr > 10⁹ $\Rightarrow h = 1,48 (\Phi)^{0,75}$

Les caractéristiques de l'eau salée à la température 98,75°C

	$\rho \times 10^{-3}$ (Kg/m ³)	$\mu \times 10^3$ ($\frac{Kg}{ms}$)	L (m)	$B \times 10^4$ (1/°C)	C _p (Kcal/Kg)	K (Kcal/hm ² °C)
98,75°C	1,207	0,784	11	5,5	0,9305	0,511

B : coefficient de dilatation thermique

L : longueur de l'enceinte

t : température de l'eau salée

Le nombre de Grashof.

.../...

$$Gr = \frac{Bgte^2 L^3}{u^2} = \frac{5,5 \times 10^{-4} \times 9,81 \times 98,75 \times (1207)^2 (11)^3}{(0,784)^2 \times 10^{-6}}$$

$$= 1,68 \times 10^5$$

$$Pr = \frac{Cpu}{K} = \frac{0,9305 \times 0,784 \times 10^{-3}}{0,511} \times 3600 = 5,14$$

$$Gr Pr = 1,68 \times 5,14 \times 10^5 = 8,64 \times 10^5 \times 10^9$$

Dans ce cas l'ébullition correspond à une convection naturelle en régime turbulent.

h dépend en outre de la nature du liquide à l'ébullition FRITZ propose ainsi pour l'eau de relier directement h au flux ϕ :

$$h = 1,48 \phi^{0,75}$$

Ce coefficient h est calculé pour la pression atmosphérique P

Insinger et Bliss trouvent une relation empirique très simple vérifiant avec une bonne approximation les résultats expérimentaux :

$$h_1 = h \left[\frac{P_1}{P} \right]^{0,4}$$

La pression régnant dans la première chambre est $P_x = 0,93$ à tem

$$\Rightarrow h_1 = h \left[\frac{0,93}{1} \right]^{0,4} = 0,97 h_1$$

alors on a : $\phi = hA dt = 1,48 \phi^{0,75} \times 0,97 \times A dt$

$$0^{0,25} = 1,44 A dt \longrightarrow A = \frac{\phi^{0,25}}{1,44 dt}$$

$$A = \frac{(3619098,7)^{0,25}}{1,44 \cdot 0,75} = 40,39 \text{ m}^2$$

$$A = L \cdot l \implies \frac{40,39}{11} = 3,67 \text{ m} = 3,70 \text{ m}$$

• Les dimensions de la chambre sont :

Longueur = 11 m

Largeur = 3,70 m

On choisira une hauteur convenable pour pouvoir avoir accès dans la chambre sans gêne.

Soit la hauteur H = 4 m

5.4 Détermination des pertes de charges :

- Pertes de charges à l'intérieur des tubes

On distingue deux aspects de pertes de charges

- Pertes par frottement (ΔP_f) provoquées par la viscosité
- Pertes singulières (ΔP_m)

Donc la perte de charge totale $\Delta P_t = \Delta P_m + \Delta P_f$

Dans les calculs hydrauliques actuels, on se sert d'un coefficient de perte de charge sans dimension, qui a la même valeur quel que soit la nature du liquide, la vitesse de l'écoulement et les dimensions des tronçons considérés.

Ce coefficient de perte de charge est : $\xi_T = \frac{P_T}{\rho \frac{V^2}{2}}$

$$\xi_T = \xi_F + \xi_M$$

ξ_F : Coefficient de perte de charge par frottement dans l'élément donné.

ξ_M : Coefficient de perte de charge locale

avec $\xi_F = \frac{\lambda L}{d_{int}}$

λ : Coefficient de friction, sans dimension, fonction, fonction du nombre de Reynolds.

Calcul pour l'échangeur :

Pour l'écoulement en énergie isotherme, FANNING établit l'équation suivante :

$$\Delta P = \frac{\lambda \rho V^2 L}{d_{int}}$$

Cette équation est corrigée par SIEDER et TATE de la manière suivante :

$$\Delta P = \frac{\lambda \rho V^2 L}{d_{int} \phi_t}$$

Où $\phi = \left(\frac{\mu}{\mu_p}\right)^{0,14}$ en régime turbulent
dans notre cas $\mu = \mu_p$

La perte de charge totale pour l'échangeur est $\Delta P_T = N_t \frac{\lambda \rho V^2 L}{d_{int}}$

N_t : Nombre de tube

En régime turbulent $Re > 2100$

tubes lisses d'échangeurs : $\lambda = \frac{1}{(1,8 \ln Re - 1,64)^2}$

tubes rugueux : $\lambda = 0,007 + 0,528 Re^{-0,42}$

a) Pour l'échangeur :-

Le coefficient de perte de charge totale est exprimé comme suit :

$$\sum_T = 0,5 \left(1 - \frac{Fo}{F_1}\right) + \left(1 - \frac{Fo}{F_1}\right)^2 + \frac{L}{d_{int}} + \Delta\xi_T$$

avec $\frac{Fo}{F_1} = \frac{1}{F-1}$, $F = \frac{F_{ouv}}{Fo} = \frac{F_{ouv}}{Fo} = \frac{0,219}{0,2185} = 1,0064$

$$\Delta\xi_T = 2 \frac{T_{sort} - T_{ent}}{273 + T_{ent}} = 2 \frac{2}{273 + 83} = 0,0112$$

donc

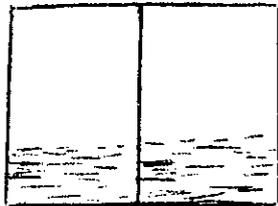
$$\lambda = \frac{1}{(1,8 \ln Re - 1,64)^2} = \frac{1}{(1,8 \ln 88890 - 1,64)^2} = 0,0028$$

$$\frac{\lambda L}{d_{int}} = 0,0028 \times \frac{9,85}{40 \times 10^{-3}} = 0,6895$$

donc $\sum_T = 0,5 \left(1 - \frac{1}{1,0064}\right) + \left(1 - \frac{1}{1,0064}\right)^2 + 0,6895 + 0,0112 = 0,7039$

donc $\Delta P = \sum_T \frac{\rho V^2}{2} = 0,7039 \times \frac{1207 \times 4}{2} = 1699 \left(\frac{Kg}{m \cdot s^2}\right) = 0,17 \text{ bar}$

b) Calcul de pertes de charge pour les déversoirs .



$$\xi_T = \xi_F + \xi_M = \frac{\lambda L}{d_{int}} + \xi_M$$

ξ_M = Coefficient de perte de charge à la rentrée du réservoir

- recircissement . .

Pour $Re \ 3,5 \times 10^3$ $\xi_{M1} = 0,5 \left(1 - \frac{Fo}{F_1}\right)$

soit $\frac{Fo}{F_1} = 0,9$ $M_1 = 0,5 (1 - 0,9) = 0,05$

$\lambda = 0,007 + 0,528 (1,63 \times 10^6)^{-0,42} = 0,0083$

$$\lambda \frac{L}{d_{int}} = 0,0083 \times \frac{0,5}{40 \times 10^{-3}} = 0,1037$$

$$\sum_T = 0,1037 + 0,05 = 0,1537$$

$$\Delta P = \sum_T \frac{1}{2} \rho v^2 = 0,1537 \times \frac{1207 \times 4}{2} = 371 \left(\frac{N}{m^2} \right) = 0,0037 \text{ bar}$$

En moyenne la perte de pression entre chambre est évalué à

$$\Delta P = 0,0037 \text{ bar}$$

$$\Delta P_T = 30 \times 0,0037 = 0,111 \text{ bars}$$

Chapitre VI : LA SIMILITUDE ET LA THEORIE DES MAQUETTES /

C.1 : La maquette et sa theorie :

6.1.1 Généralités : Le but de cette théorie n'est pas pour réaliser une maquette de laboratoire, mais une installation multiflash réelle capable d'assurer de façon continue une production d'eau douce tout en permettant l'étude des différents problèmes relatifs au transfert de chaleur et à la mécanique des fluides.

6.1.2 Théorie des maquettes :

Pour résoudre un problème de transfert de masse ou de chaleur on peut déterminer les valeurs de V, C, P, T au moyen de six (6) équations fondamentales auxquelles on associe des conditions aux limites et des conditions initiales .

Les équations qui décrivent le phénomène sont :

1'Equation de continuité . $\text{div } e \vec{U} = 0$

Equation de NAVIER - STOCKES - Equation de quantité de mouvement -

$$e \frac{dU_i}{dt} = e g \delta_{i3} - \frac{\partial P}{\partial x_i} + \mu \Delta U_i ; \delta_{ij} : \text{Le symbole de KRONECKER}$$

Remarques : 1 En convection forcée on peut considerer la masse volumique e comme constante .

2 - Si le fluide est en équilibre ($U = 0$) on retrouve l'équation de FOURIER en conduction thermique vive dans un solide :

$$\frac{\partial T}{\partial t} = \frac{1}{\rho C_p} \left[\frac{\partial}{\partial x_i} \left(K \frac{\partial T}{\partial x_i} \right) \right]$$

Introduisons des échelles caractéristiques :

- de Longueur : le diamètre D
- de vitesse : Vitesse U
- de température : écart $T_p - T_{\infty}$ noté T_0

On définit alors les variables dimensionnelles suivantes :

$$U' = \frac{U}{U}, \quad V' = \frac{V}{V}, \quad X' = \frac{X}{D}, \quad Y' = \frac{Y}{D}, \quad P' = \frac{P}{\rho U^2}, \quad T' = \frac{T}{T_0}$$

reportons-les dans l'équation de NAVIER projetée sur l'axe OX on obtient :

Cette équation dépend seulement du groupement $\frac{\rho U D}{\mu} = Re$ pour une même valeur de Re , les répartitions des variables sans dimension sont identiques .

Opérons d'une façon analogue sur l'équation d'énergie ; il vient ;

$$U' \frac{\partial U'}{\partial x} + V' \frac{\partial U'}{\partial y} = - \frac{\partial P'}{\partial x} + \frac{\mu}{\rho U_0 D} \left(\frac{\partial^2 U'}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 U'}{\partial y^2} \right)$$

Le groupement sans dimension est $\frac{\mu}{\rho U_0 D}$ il s'agit du nombre de PECLET noté Pe .

$Pe = Re \times Pr = \frac{U_0 D}{\nu} \cdot \frac{C_p U}{k}$ avec $\mu = \nu \cdot \rho$
pour le transfert de chaleur :

Considérons un flux de chaleur échangé entre le cylindre et le fluide par unité de longueur du cylindre a pour expression :

$$\phi = h \pi D (T_p - T_\infty)$$

Si on définit un flux de chaleur caractéristique, transmis par conduction seule à travers le cylindre, sous l'effet du gradient de température

$$(T_p - T_\infty) / D \quad \phi_{ref} = k \pi D \frac{T_p - T_\infty}{D}$$

Alors on a : $\frac{\phi}{\phi_{ref}} = \frac{h D}{k}$ ce groupement adimensionnel porte le nom de nombre de NUSSELT : $Nu = \frac{h D}{k}$

Le système d'équations précédentes formées n'a pas en général une solution évidente, il faut s'orienter vers une étude expérimentale pour cela des corrélations semi-empiriques sont données pour étudier deux systèmes existants entre eux une similitude .

6.2 La Similitude :-

6.2.1 Principe :- le comportement de deux systèmes se fait semblables si les rapports de leurs dimensions linéaires, leurs forces, leurs vitesses etc ... sont les mêmes.

Dans le cas général on dira que deux systèmes sont similaires si les similitudes géométrique, cinématique, dynamique et thermique sont vérifiées autrement dit :-

- des surfaces semblables
- Un rapport des vitesses U'/U constant en tout point
- Un rapport de forces F'/F " " "
- " de température T'/T " " "

Ces conditions seront vérifiées lorsque les nombres sans dimension correspondant à chaque cas seront identiques pour le modèle et la maquette . Pratiquement il est rare de pouvoir satisfaire toutes les conditions imposées ; il faut se contenter d'une similitude partielle .

Chapitre VII : ETUDE DE MODELE REDUIT

7.1 Généralités et choix du pilote :-

La maquette ou le pilote est une installation réelle capable d'assurer de façon continue une production d'eau douce tout en permettant l'étude des différents problèmes signalés ci-dessus. Pour cela il a été tenu compte des critères suivants :-

Comporter des chambres de rejet. Deux chambres constituent un minimum pour une installation industrielle ou les Δt par chambre doivent être identiques ; comprendre un nombre convenable de chambres de récupération pour permettre l'extrapolation à des installations de 20 à 30 chambres. Quatre chambres de récupération constitue un minimum.

Avoir des chambres suffisamment grandes pour que l'extrapolation des résultats à des unités de capacités élevées soit valable. La longueur minimum des chambres a été fixée à 1,5 m, largeur à 0,5 m. refléter l'image d'une installation réelle avec ses auxiliaires et ses appareils de mesure, contrôle et régulation.

Disposer d'une chambre expérimentale permettant la modification facile des dimensions principales ou de la géométrie du système de chambre à chambre.

Caractéristiques géométriques du pilote :-

$$L = 2m$$

$$l = 0,50m$$

$$\text{Le débit} = 3,472 \text{ m}^3/\text{h}$$

Le calcul du bilan massique :-

Soit la température d'entrée de l'eau salée d'alimentation $t_o = 36^\circ\text{C}$
 La température de la saumure d'entrée dans le premier étage $t_e = 75^\circ\text{C}$
 et la différence de température entre chambres est $t = 4^\circ\text{C}$

Déterminons l'étage où la recirculation s'effectue :-

$$T_{1,k} \leq T_s = 51^\circ\text{C}$$

$$T_{1,k-1} > T_s = 51^\circ\text{C}$$

Cette contrainte nous donne $K = 4$

Déterminons le débit de circulation dans les condenseurs :-

a) La chaleur latente de vaporisation dans la première chambre :

$$L_1 = 1094,1 - 0,57 (159,8) = 1003,014 \left(\frac{\text{Btu}}{\text{lb}} \right) = 557,7 \left(\frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} \right)$$

b) La pression de saturation :

$$L_1 = 557,7 \left(\frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} \right)$$

$$r = 0,1102$$

$$r = 0,1102 (\text{Kcal/Kg}^\circ\text{k})$$

$$T_{en} = 345,46 \text{ }^\circ\text{k}$$

$$T = 344,15 \text{ }^\circ\text{k}$$

$$\ln P_s = \frac{557,7}{0,1102} \left(\frac{1}{345,46} - \frac{1}{344,15} \right)$$

$$P_s = 0,946 \text{ atm}$$

Pour une pression de saturation $P_s = 0,946$ atm on a la masse volumique

$$\rho_1 = 960 \text{ kg/m}^3$$

c) Le débit de vapeur Q_v

$$Q_v = d_1 \cdot \rho_1 = \frac{3,472}{6} \times 960 = 555,52 \text{ (Kg/h)}$$

d) Le débit minimal

$$D_{min} = \frac{Q_v \cdot L_1}{C_{pmax} \cdot \Delta T} = \frac{555,52 \times 556}{0,9634 \times 4} = 80150,80 \left(\frac{\text{Kg}}{\text{h}} \right)$$

En tenant compte des recommandations de STANDIFORD et SINEK qui indiquent que pour l'eau de mer ; Au dessous de 82°C l'eau de mer peut être contré à 4 fois .

Pour une telle concentration , la masse volumique est = 1301 Kg/ m^3

$$\text{Donc } D_{min} = 61,607 \text{ m}^3 / \text{h}$$

On estime le débit recyclé $D^* = 92\%$

$$d'ou \quad x_1 = \frac{3,5 (1 - 0,92)}{1 - \frac{0,92 \times 61,607}{61,607 - 3,472}} = 11,18 \%$$

Par itérations

	$C_p \left(\frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{c}} \right)$	$D \left(\text{m}^3 / \text{h} \right)$	$x \%$
1	0,8781	67,592	9,28
2	0,8992	66,006	9,68
3	0,8948	66,330	9,59
4	0,8958	66,256	9,61
5	0,8955	66,278	9,61

Donc le débit nécessaire est $D = 66,278 \text{ m}^3 / \text{h}$

Soit le tableau du bilan massique du pilote :

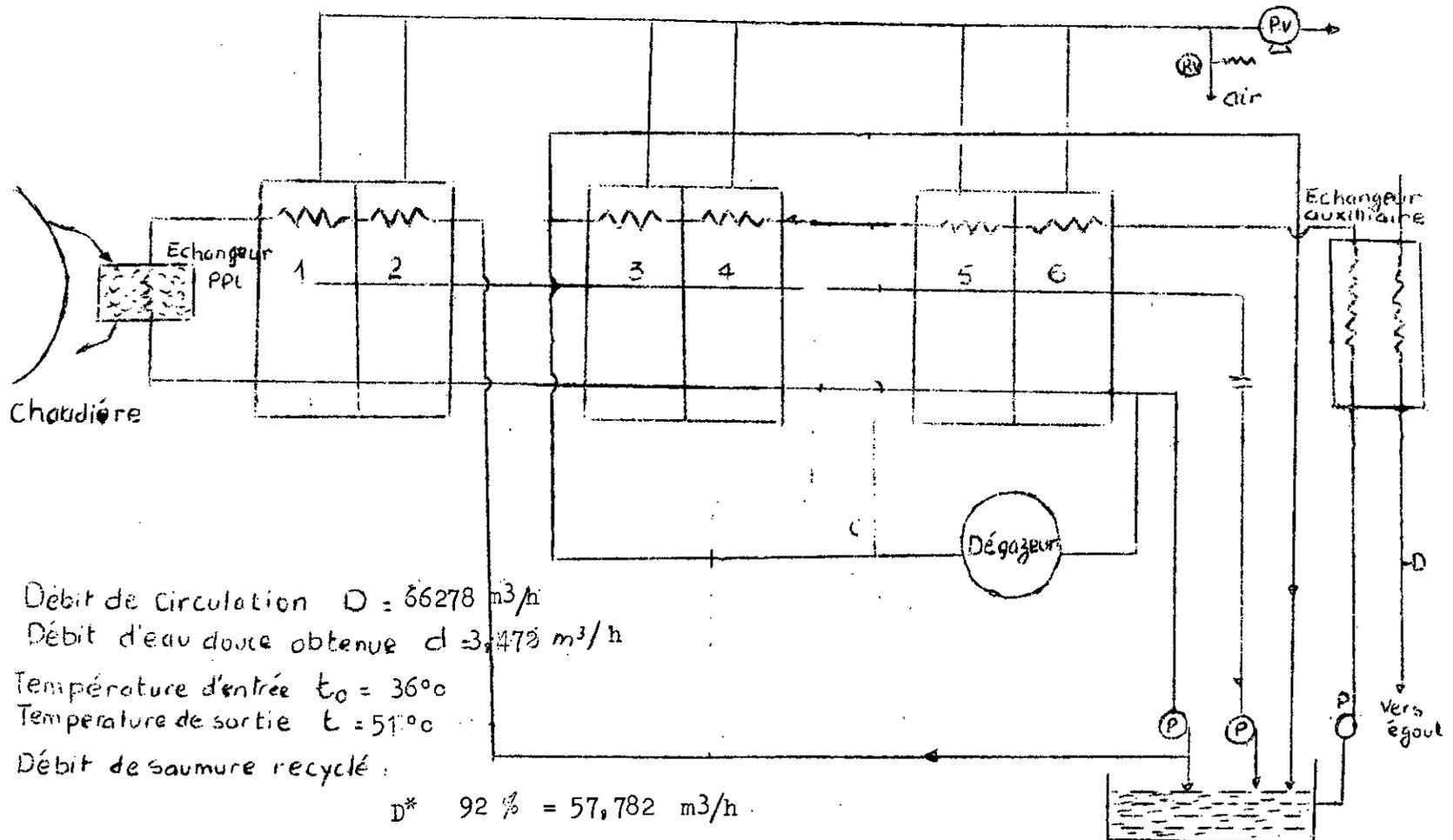
Et.	$L_i \left(\frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} \right)$	$x \%$	$T_i \left(^\circ\text{K} \right)$	$P_{si} \left(\text{atm} \right)$
1	557,7	9,61	345,46	0,94576
2	560	9,69	341,48	0,94347
3	562,2	9,78	337,50	0,94110
4	564,5	9,87	333,51	0,93905
5	566,8	9,96	329,53	0,93647
6	569,1	10,05	325,55	0,93378

Bilan thermique : -

L'énergie fournie par le poste :

$$W = DC_p (t - t_0) = 86227,68 \times 0,8955 \times 15 = 1158253,3 (\text{Kcal/h})$$

SCHEMA D'UNE INSTALLATION PILOTE A 6 (SIX) CELLULES



Débit de circulation $D = 66278 \text{ m}^3/\text{h}$

Débit d'eau douce obtenue $d = 3,478 \text{ m}^3/\text{h}$

Température d'entrée $t_0 = 36^\circ\text{C}$

Température de sortie $t = 51^\circ\text{C}$

Débit de saumure recyclé :

$$D^* \ 92\% = 57,782 \text{ m}^3/\text{h}$$

DIAGRAMME DE CIRCULATION (AVEC RECIRCULATION)

$$\text{D'ou l'énergie spécifique : } Y = \frac{W}{Q_{vt}} = \frac{1158253,3}{3333,12} = 347,45 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg Vapeur}}$$

Le débit d'eau produite dans le cas sans recirculation est : -

$$\frac{66,256}{3,472} = 19 \dots$$

Il faut 19 m³ pour produire 1 m³ d'eau douce .

Dans le cas de la recirculation, la quantité d'eau d'appoint nécessaire à la production d'un mètre cube (1 m³) d'eau douce est :

$$\frac{8,495}{3,472} = 2,45 \text{ m}$$

Il faut 2,45 m³ d'eau d'appoint pour produire 1 m³ d'eau douce .

-Le rendement de l'installation ;

$$= \frac{Q_v Li}{W} = \frac{1019262,9}{1158253,3} = 0,88 = 88\%$$

Bilan thermique de l'échangeur : -

Soit les caractéristiques de l'eau salée à la concentration de 10%

	(m ² /s) X 10 ⁶	(Kg/m ³)	($\frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$) X 10 ³	C _p ($\frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{c}}$)	K ($\frac{\text{Kcal}}{\text{hm}^\circ\text{c}}$)
60°C	0,46	1301	0,598	0,8955	0,544

Pour l'échangeur nous choisirons des tubes de diamètres intérieurs 20mm

et nous imposons une vitesse de 2 m / s

$$\text{dons } Re = \frac{V \cdot d_{int}}{\nu} = \frac{2 \times 20 \times 10^{-3}}{0,46 \times 10^{-6}} = 86956$$

$$Pr = \frac{C_p \mu}{K} = \frac{0,8955 \times 0,589}{0,544} \times 3600 = 3,54$$

Alors

$$Nu = 0,023 (Pr)^{1/3} (Re)^{0,8} = 0,023 (3,54)^{1/3} (86956)^{0,8} = 313,45$$

$$Nu = \frac{h_f \cdot d_{int}}{K} \quad h_f = \frac{313,45 \times 0,544}{20 \times 10^{-3}} = 8526 \left(\frac{\text{Kcal}}{\text{hm}^2\text{c}} \right)$$

En faisant les suppositions que précédemment pour la détermination de la température de la paroi du condenseur, on a :

$$T = \frac{h_c t_{mc} + h_f T_{wf}}{h_f + h_c}$$

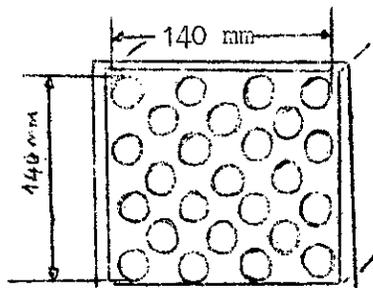
avec $h_c = 0,725 \left(\frac{K^3}{N_t} \frac{2_g Li}{D_{ext} t} \right)^{1/4}$

Le nombre de tube (N_t):-

Le débit dans un tube est : $V.S = 2X \frac{40}{1000} \times 10^{-5} = 62,83 \times 10^{-5} \text{ (m}^3/\text{s)}$

donc $N_t = \frac{66,278}{3600 \times 62,83} \times 10^5 = 293 \text{ tubes}$

La disposition est en quinconce :



Les caractéristiques de l'eau salée à la température $t = 73^\circ\text{C}$

	(Kg/m ³)	$\frac{X 10^3}{\left(\frac{Kg}{ms}\right)}$	L (m)	$X 10^4 \left(\frac{1}{^\circ C}\right)$	$C_p \left(\frac{Kcal}{Kg^\circ C}\right)$	$K \left(\frac{Kcal}{h m^\circ C}\right)$
73°C	1301	0,572	1,5	5,3	0,8962	0,546

$$\text{Donc } h_c = 0,725 \left(\frac{(0,546)^3 (1301)^2 9,81 \times 2 \times 3600}{29 \times 0,572 \times 10^{-3} \times 24 \times 10^{-3} (71 - T_t)} \right)^{1/4}$$

$$= \frac{1784}{(71 - T_t)^{1/4}}$$

$$T_{mc} = 71^\circ\text{C} \quad h_c T_{mc} = \frac{1784}{(71 - T_t)^{1/4}} \times 71 = \frac{126664}{(71 - T_t)^{1/4}}$$

$$T_{mf} = 58^\circ\text{C}, \quad h_f T_{mf} = 8526 \times 58 = 494508 \left(\frac{Kcal}{h m^2}\right)$$

On obtient

52

$$T_t = \frac{726664 + 494508 (71 - T_t)^{1/4}}{1784 + 8526 (71 - T_t)^{1/4}}$$

Par itérations on obtient :-

$$T_t = 59,32^\circ$$

$$\text{Donc } hc = \frac{1784}{(71 - 59,32)^{1/4}} = 965 \left(\frac{\text{Kcal}}{\text{hm}^2 \text{s}} \right) \left(\text{Kcal}/\text{hm}^2 \text{s} \right)$$

Déterminons la longueur de l'échangeur :

$$\phi = U \cdot S \cdot \Delta T_{lm} \quad T_{lm} = \frac{(71-56) - (71-60)}{\ln \frac{71-56}{71-60}} = \frac{4}{\ln \frac{5}{1}} \equiv 12,90^\circ \text{c}$$

$$\phi = \frac{L \cdot \Delta T_{lm} \cdot Nt}{\left(\frac{1}{hc} + R_{ec} \right) \frac{1}{d_{ext}} + \frac{1,15}{K_p} \ln \frac{d_{ext}}{d_{int}} + \left(\frac{1}{h_f} + R_{ef} \right) \frac{1}{d_{int}}}$$

$$\phi = L \cdot Q_v = 557,7 \times 555,52 = 309813,5 \left(\frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} \right)$$

$$309813,5 = \frac{X \cdot 12,90 \cdot X \cdot 29 \cdot X \cdot L}{\left(\frac{1}{965} \equiv 0,0001 \right) \frac{1}{24 \times 10^{-3}} + \frac{1,15}{52,7} \ln \frac{24}{20} + \left(\frac{1}{8526} + 0,0002 \right) \frac{1}{20 \times 10^{-3}}}$$

$$\underline{\underline{L = 1,7 \text{ m.}}}$$

7.3 Calcul des pertes de charges :

a) Pour 1 (échangeur

$$= \frac{1}{(1,8 \ln Re - 1,64)} = \frac{1}{(1,8 \ln 86956 - 1,64)^2} = 0,0028$$

$$\frac{L}{d_{int}} = 0,028 \times \frac{1,7}{20 \times 10^{-3}} = 0,238$$

$$\bar{F} = \frac{F_o}{F_1} = \frac{F_{ouv}}{F_o} = \frac{0,0091}{0,0092} = 0,989$$

Le coefficient de perte de charge global :

$$\xi_T = 0,5 \left(1 - \frac{F_0}{F_1}\right) + \left(1 - \frac{F_0}{F_1}\right)^2 + \frac{L}{d_{int}} + \Delta \xi_T$$

$$\Delta \xi_T = 2 \frac{T_{sort} - T_{ent}}{273 + T_{ent}} = 2 \frac{4}{273 + 50} = 0,0243$$

$$\text{Donc } \xi_T = 0,5 (1 - 0,989) + (1 - 0,989)^2 + 0,2387 + 0,0243 = 0,2678$$

$$\Delta P_T = \xi_T \frac{\rho V^2}{2} = 0,2678 \times \frac{1301 \times 4}{2} = 697 \left(\frac{\text{Kg}}{\text{m s}^2}\right)$$

b) Les déversoirs :- La sortie de la première chambre

$$\lambda = 0,007 + 0,528 (\text{Re})^{-0,42}$$

$$\text{à } 75^\circ\text{C} : \text{Re} = \frac{V d_{int}}{\nu} = \frac{2 \times 20 \times 10^{-3}}{0,44 \times 10^{-6}} = 91 \times 10^3 = 0,007 + 0,528 (91000)^{-0,42} = 0,0114$$

$$\xi_F = \frac{\lambda L}{d_{int}} = 0,0114 \left(\frac{0,25}{0,108}\right) = 0,0264$$

$$\xi_M = 0,5 \left(1 - \frac{F_0}{F_1}\right) = 0,5 \left(1 - \frac{0,11}{200}\right) = 0,4997$$

$$\xi_T = 0,0264 + 0,4997 = 0,5261$$

$$\Delta P_T = \xi_T \frac{\rho V^2}{2} = 0,5261 \times \frac{1301 \times 4}{2} = 1369 \left(\frac{\text{Kg m}}{\text{s}^2}\right) = 0,014 \text{ bar} = 107 \text{ mm CE}$$

Détermination des sections des fentes :

1ère chambre

Entrée $D = V \times S$

$$0,018 = 2 \times S \quad S = 0,009 \text{ m}^2 = 90 \text{ cm}^2$$

$$\text{Sortie } D_i = D - d_i = 66,278 - \frac{3,472}{6} = 65,699 \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}}\right)$$

$$D_i = V \cdot S \quad , \quad S = \frac{65,699}{3600 \times 2} = 0,0091 \text{ m}^2 = 91 \text{ cm}^2$$

Soit le tableau des résultats obtenus pour le pilote :

CARACTERISTIQUE	DESIGNATIONS	CHAMBRES					
		1	2	3	4	5	6
Température d'entrée = 75°C	Hauteur d'eau (mm)	200	200	200	200	200	200
	D T	4	4	4	4	4	4 4
	Section de la fente (CM ²)	92	91	90	89,6	88,8	8 8
	DP (mm CE)	-	107	109	111	113	115

8.1. Méthode de calcul du coût de l'eau dessalée

Il faut distinguer dans les éléments du prix de revient deux principales catégories, à savoir les frais de l'établissement et les dépenses d'exploitation annuelles. Ces dépenses sont de deux sortes suivant qu'elles varient ou non avec la production.

8.2. Pour les frais d'établissement : on a :

- Le coût de l'installation : dans ce coût, il faut inclure toutes les dépenses relatives aux recherches préliminaires et aux plans, matériel, et la construction des bâtiments et des réservoirs etc...
- Le coût des recherches préliminaires et plans,
- Le coût des études techniques.

8.3. Les dépenses d'exploitation annuelles : on distingue :

- Les dépenses annuelles fixes
- les dépenses annuelles variables.

8.3.1. La composition des dépenses annuelles fixes : par des dépenses annuelles fixes on entend les dépenses annuelles qui ne varient pas fondamentalement avec la production et découlent principalement des immobilisations.

8.3.1.1. La dépréciation : La dépréciation est un élément du coût qui tient compte de la diminution progressive de la durée de vie d'une usine, Il existe plusieurs méthodes de calcul de la dépréciation, la méthode utilisée généralement est la méthode des fonds d'amortissement, qui consiste à placer à intérêts composés un montant annuel fixe pendant la durée de vie de l'installation.

8.3.1.2. Intérêt : Il s'applique au total des immobilisations.

8.3.1.3. Assurances : Il faudra prévoir des fonds d'assurance contre l'incendie, les inondations, ...

.../...

8.3.1.4. Exploitation : Traitements, salaires et fournitures :

On regroupe dans cette rubrique les frais d'exploitation qui ont un caractère permanent et subsistent même lorsque le fonctionnement de l'usine est interrompu pour assurer les travaux d'entretien. Les frais de main-d'oeuvre, de direction et d'encadrement...

8.3.1.5. Entretien et réparation.

8.3.2. Coût variables annuels : Parmi les frais d'exploitation, les principaux éléments qui composent la rubrique des coût variables sont les dépenses en énergie, dans notre cas énergie thermique ; en matières premières et en produits chimiques.

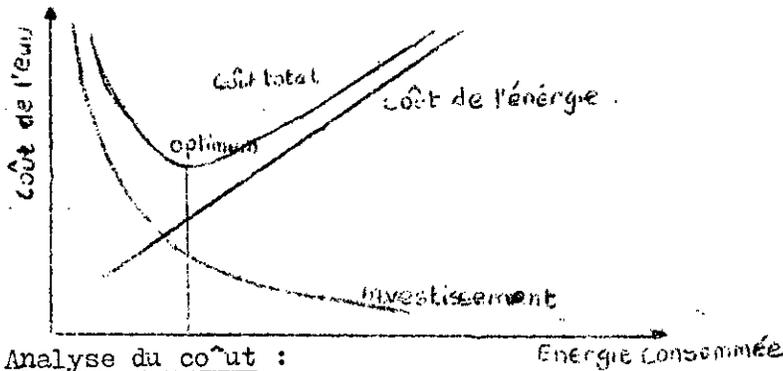
8.3.2.1. Energie : on doit se fonder sur le prix de revient de la chaleur ou de la vapeur produite. Dans le calcul du prix de revient, le coût moyen de l'énergie doit être calculée à partir du montant total de la dépense et de la quantité totale utilisée pendant l'année.

8.3.2.2. Produits chimiques : Les produits chimiques utilisés pour le traitement préalable de l'eau d'alimentation pour prévenir l'entartrage, la croissance des algues et pour éliminer les bactéries de l'eau douce produite. D'où tous ces coûts doivent être comptés dans le prix de revient de l'eau dessalée.

Le coût moyen par unité de production :
$$\frac{\text{coût total annuel}}{\text{Production annuelle effective}}$$

8.4. Dimensions de l'installation : Dans les pays où le taux d'intérêt est faible et où les capitaux sont abondants, il peut être souhaitable de construire des usines à très haut rendement ayant un excédent de capacité qui leur permette de répondre ultérieurement à une demande accrue. Dans les pays où les capitaux sont peu abondants, mais où l'énergie ne coûte pas cher, il est peut être justifié de réduire au minimum les dépenses d'équipement en aménageant des installations moins efficace du point de vue thermodynamique. A cet effet, on a souvent intérêt à étudier de manière approfondie l'effet économique pour le procédé.

.../...



8.5. Analyse du coût :

Les fonctions du coût pour une installation de distillation par évaporation instantanée à simple effet peuvent être divisées en deux catégories: les coûts du capital et les coûts de l'opération. Pour les coûts d'investissement on tiendra compte des coûts des tubes de condenseurs et échangeurs et ceux des coquilles constituant les chambres d'évaporation et des conduites associées à chaque étage.

Les coûts d'amortissement sont calculés en utilisant un taux annuel de recouvrement du capital (FRC) de 5% pour une durée de vie du système évalué à trente années (30).

Les coûts de l'opération contiennent les coûts de la vapeur du prétraitement de l'eau salée d'alimentation.

Les coûts de l'opération:

a) Le coût de la vapeur: G_1

$$G_1 = \left(\frac{\text{Kcal}}{h} \right) \left(\frac{DA}{\text{Kcal}} \right) \left(\frac{h}{J} \right) (\text{J/M}^3 \text{ produite}) \quad (8.1)$$

$$G_1 = \left(\frac{W}{5000} \right) \left(\frac{DA}{\text{Kcal}} \right) / (\text{ / M}^3 \text{ produite})$$

b) Le coût de l'eau salée d'alimentation G_2

$$G_2 = \left(\frac{\text{M}^3 \text{ d'alimentation}}{J} \right) \left(\frac{DA}{\text{M}^3 \text{ d'alimentation}} \right) \left(\frac{J}{\text{M}^3 \text{ produite}} \right)$$

$$C = \left(\frac{D}{5000} \right) \left(\frac{DA}{\text{M}^3 \text{ d'alimentation}} \right) / \left(\frac{J}{\text{M}^3 \text{ Produite}} \right) \quad (8.2)$$

$$\frac{DA}{\text{M}^3 \text{ d'alimentation}} = \text{coût de pompage.}$$

c). Coût du prétraitement :

$$C_3 = \left(\frac{\text{m}^3 \text{ d'eau traitée}}{J} \right) \left(\frac{DA}{\text{m}^3 \text{ traité}} \right) \left(\frac{J}{\text{m}^3 \text{ produite}} \right)$$

$$= \left(\frac{D^{**}}{5000} \right) \left(\frac{DA}{\text{M}^3 \text{ d'alimentation}} \right) / \text{m}^3 \text{ produite} \quad (8-4)$$

D** : Le débit d'eau d'appoint

d). Les coûts d'investissement ;

a. Coût des parois de la chambre d'évaporation de l'étage, le taux annuel de recouvrement du capital (CRF 5 % - 30) est appliqué au nombre d'étage.

$$C_4^i = \left(\frac{DA}{\text{étage}} \right) \left(\frac{1}{\text{an}} \right) \left(\frac{AN}{\text{Jours ouvrables}} \right) \left(\frac{J}{\text{m}^3 \text{ d'eau produite}} \right)$$

$$= \left(\frac{\text{Cste}}{di - di-1} \right) (DA/\text{m}^3 \text{ produite}) \quad (8-5)$$

b. Coût de la surface de condensation pour l'étage (i)

$$C_5^i = \left(\frac{DA}{\text{m}^2} \right) (\text{m}^2) \left(\frac{1}{\text{an}} \right) \left(\frac{AN}{J \text{ ouvrables}} \right) \left(\frac{J}{\text{m}^3 \text{ d'eau produite}} \right)$$

$$= \left(\frac{\text{cste } Ai}{di - di-1} \right) (DA/\text{m}^3 \text{ produite}) \quad (8-6)$$

c/ coût de la surface de rechauffeur de saumure, utilisant la même approche qu'avec C_5^i

$$C_6 = C_{sfe} \cdot Ar \text{ (DA/m}^3 \text{ produite)} \quad (8-7)$$

Ar : Surface de rechauffeur.

Indice de performance :

Pour chaque étage, l'indice de performance modifié à minimiser est :

la somme de l'équation (8.5), (8.6)

$$J_i = C_4^i + C_5^i + \frac{C_{ste1} + C_{ste2} \cdot A_i}{d_i - d_{i-1}} \quad (8.8)$$

L'Indice de performance du coût global à minimiser est:

$$J = \sum_{i=1}^n J_i + C_1 + C_2 + C_3 + C_6 \quad (8-9)$$

Ceci termine l'analyse du coût pour le système multi étage à simple effet

8.5 Optimisation de l'Installation:

Pour l'optimisation de l'Installation, on tiendra compte uniquement des caractéristiques de l'eau salée à l'entrée et la quantité d'eau douce à la sortie.

Une Solution de programmation dynamique peut être formulée, celle-ci procédera pas par pas à partir de l'étage de sortie, étage 30, jusqu'à l'étage 1 ou les conditions aux limites à travers le rechauffeur de saumure sont atteintes. On aura deux programmes.

La première partie du programme détermine (les débits D, d, D_i^*)

La seconde partie de la solution de programmation comporte une programmation dynamique d'optimisation concernant le système en entier.

Le calcul final est de calculer l'indice de performance J_i , une fois fait on reprend les calculs ci-dessus pour des différentes valeurs de

Difference de temperature entre étage, jusqu'a ce que l'indice de performance de cet étage est optimal, les états optimaux d'operation pour l'étage 30 devinrent les entrées de l'étage 29 et l'optimisation continue jusqu'a un étage où la temperature optimale du condenseur $T_{1,i}$ atteint une temperature donnée T_1^n . la dernière condition aux limites gouvernant le nombre d'étages du système.

Pour completer l'analyse du coût, l'indice global de performance doit être calculé.

PROGRAMME 1

```

DIMENSION      TAB ( 26,5)
REEL  T.A.B.R.D.DT.D1.TS.P.X1.X2.CP. TAB.P.K
INTEGER N

T = 98,5
A = 608,3
B = 0,32
R = 1207
D = 1518,21
DT= 1,5
D1= 6.94
TS= 100
P = 0,65
X1= 3,5
X2=
CP= 0,9634
P = 208,33
K =
N = 30
WRITE ( 108, 14)

14:  FORMAT ( 15x , BILAN MASSIQUE DE L'INSTALLATION)
      DO1 DT = 1,5 , 01
      T = TS - N * DT
      WRITE ( 108,7) DT
      FORMAT ( 20 x , F9.4)
      WRITE ( 108,2)

2    FORMAT ( 15 x , 41 ( 1H * )
      DO3 P= 0,65, 0,90, 0,01
10   CP= 1.0013 - 0,011 * X1
      D = (R * P * (A-Bt)) / ( CP* Dt)
      X2=(3,5 * (1-P)) / (1 - P *D / ( D - D1))
      K = 2 * X 1
      IF=(x2.LE.K) GOTOS
      WRITE (108,6)P,X1, CP,D
6    FORMAT (15 x,1H * , 4(F9.4 , 1HX ))
      WRITE(108,2)

```

```

8      GOTO3
5      X1= x2
      GOTO 10
3      CONTINUE
      CONTINUE
      STDP
      END

```

PROGRAM -- OPTIMISATION

```

DIMENSION A (51)
REAL T2, DT, B, T, MIN, TC, TA, TB, TD, TE, AA, AB, AL, R D1
INTEGER N.S
MIN = 500
DO 1 DE = 1,5, 3.5 , 0.1
T2 = 40+ DT
B= 26
J = 1
DO2 T = 26,30, 0.01
TA = ( 947,27 (( 608.3-0.32 * T2 ) ** 0,25) $ T2
TB= 555 T2 - T) 00 0,25) * 5076.5 * ( 25+  $\frac{DT}{2}$ )
TD = 947.27 (( 608.3 - 0,32 * T2 )** 0,25 )
TE= 5076,5 * (( T2 - T) ** 0,25)
TC = ( TA + TB ) / ( TD + TE)
A(J)= ABS( T- TC)
IF (J.LE.1) GOTO 5
IF ( A(J) . GE. A (J-1)) GOTO 5
B = T
J = J + 1
CONTINUE
AA= ( R*D1 * ( 608,3 - 0,32 T2))
AB (((((( T2 = T ) / ( 608,3- 0,32 T2 )) ** 0,25 ) / 947,27) + 0.0001
AC = T2 - T
A = ( AA* AB ) / AC
IF ( MIN. LE. A) GOTO 6
MIN = A
P = DT
CONTINUE
6      WRITE ( 108,2 ) MIN
2      FORMAT ( 20 x, F9.4 )
      WRITE ( 108,3 ) DT
3      FORMAT ( 20x F9.4)
MIN 1000 = NO =
N = 60 / DT
DO 7 S = 2,N,1
T2 = 40+S*DT
B = 25+S*DT+ DT/2
J = 1
DO 8 T = B, B+4, 0.01
TC = TA + TB ) / ( TD + TE)
A (J) = ABS ( T - TC
IF ( J, LE.1 ) GOTO 9

```

```
IF ( A(J) .GE. A (J--1)) GOTO 9
B = T
9 J = J +I
CONTINUE
A = ( AA * AB ) / AC
WRITE ( 108 , 10 ) A
10 FORMAT ( 20 x , F9.4)
CONTINUE
STOP
END
```

Chapitre IX SUGGESTIONS SUR LE PROCÉDE MULTIFLASH SIMPLE EFFET

9.1 Cas où l'on dispose de chaleurs industrielles perdues :-

Quand on dispose de chaleurs perdues, se trouvant dans les gaz de combustion ou l'eau de refroidissement de moteurs diesel et compresseurs, ou dans les vapeurs perdues au cours de certaines fabrications, on peut introduire cette eau à partir de l'étage (K) où l'on recycle une bonne partie de saumure et l'eau de mer d'alimentation qui a servi comme réfrigérant, elle sera totalement rejetée sans qu'elle subisse un traitement thermique puisque il y'a pas risque d'entartrer les conduites à une température inférieure à 60°C; donc à cet effet on a un gain sur le prix de revient de l'eau dessalée puisque le coût du prétraitement est éliminé.

9.2 Cas où l'on dispose de vapeur de prélèvement à haute enthalpie :-

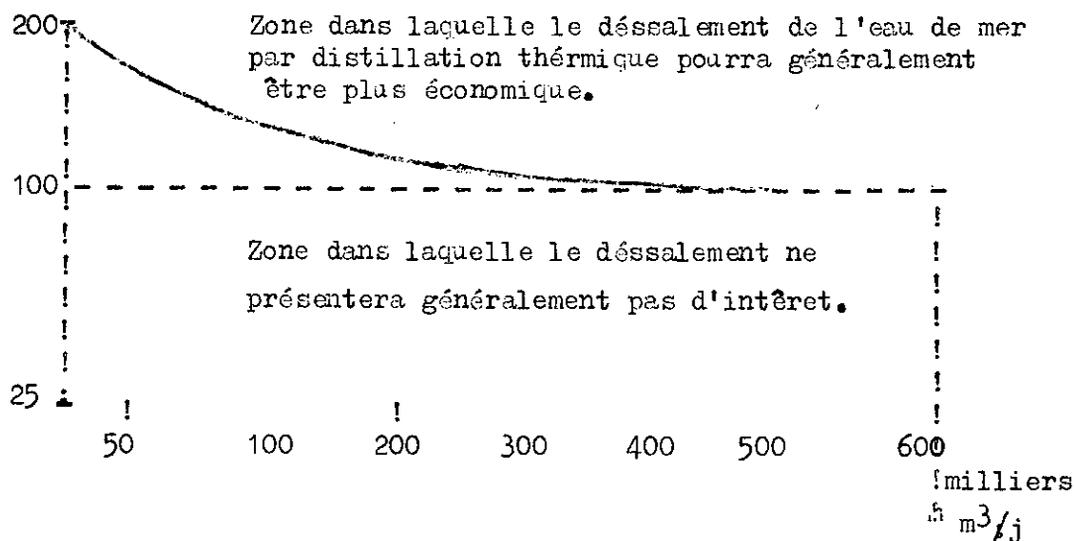
Dans le cas où l'on dispose d'une centrale thermique, la fraction de la vapeur à haute enthalpie produite on peut l'utiliser une fois qu'elle est détendue dans une turbine, d'où on obtient une installation à double fin . . Production d'électricité et installation de dessalement à énergie thermique .

9.3 Comparaison économique d'une adduction d'eau classique et du dessalement de l'eau de mer :-

Pour obtenir le prix de revient de l'eau fournie par une conduite d'adduction à l'arrivée aux réservoirs de distribution, il faut ajouter au prix de revient de l'eau traitée, le prix du transport par conduite d'adduction.

pour débits journaliers très élevés le dessalement de l'eau de mer par distillation peut être compétitif si la longueur de la conduite d'adduction est très importante.

La figure ci-dessous nous renseigne à quel niveau la compétition du point de vue économique ~~est~~ est lieu :-



Comparaison économique d'eau douce naturelle et de l'alimentation en eau de mer désalée pour un secteur voisin de la mer.

9.4 Conclusion :-

Je souhaite que ce travail effectué sera suivi d'une étude détaillée de régulation des différents paramètres influants sur le fonctionnement optimal de notre installation tel que la régulation de température et les niveaux d'eau et pression dans les différentes chambres, les débits, les concentrations,

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

N°	AUTEURS	TITRES	EDITION	ANNEE
1	C.GOMELLA	La soif du monde	Presses Universitaires de France	1966
2	J.VAILLANT	Déssalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres	Eyrolles	1970
3	Mme M.MEURY	Memento des pertes de charge	Eyrolles	1960
4	MC ADAMS	Transmission de chaleur	DUNOD	1964
5	F.KREITH	Trasmission de la chaleur et thermodynamique	Masson et C ^{ie}	1967
6	TECHNIQUES DE L'INGENIEUR	Génie chimique		
7	Traduit du Russe par V.KOLIMEEV	Thermodynamique tech.	Mir MOSCOU	1974
8	COLLEMAN, ALLENK	Désalination journal (DSL NAH)		1971
9	Bernard FRANQUELIN Hubert LEITTIENNE	Fresh water throught désalination (Doc.SIDEM)		
10	Jean François SACADURA	Initiation aux transferts thermiques .	CASE	1982
11	P.WUTHIER	Raffinage et génie chimique (Tome I)	Technip	1972
12	Mémoire de fin d'étude M. ALDOUN, NOUNI	Etude comparative d'échangeurs de chaleur		JUIN 1978

TACUG

